Министерство образования и науки РФ
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ»
(**ФГБОУ ВО «АмГУ»**)

ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

сборник учебно-методических материалов

для направления подготовки 18.03.01 – Химическая технология

Благовещенск, 2017

Печатается по решению
редакционно-издательского совета
инженерно-физического факультета
Амурского государственного
университета

Составитель: Гужель Ю.А.

Процессы и аппараты химической технологии: сборник учебно-методических материалов для направления подготовки 18.03.01. – Благовещенск: Амурский гос. ун-т, 2017.

Рассмотрен на заседании кафедры химии и естествознания 09.09.2017, протокол № 2

© Амурский государственный университет, 2017

© Кафедра химии и естествознания, 2017

© Гужель Ю.А., составление

СОДЕРЖАНИЕ

Введение	4
Краткое содержание теоретического материала	5
Методические рекомендации к практическим занятиям	58
Методические рекомендации к лабораторным занятиям	98
Методические рекомендации к самостоятельной работе	105
Методические рекомендации по выполнению курсовой работы	108

ВВЕДЕНИЕ

Целью изучения дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» является углубление, развитие и систематизация знаний в области аппаратурного обеспечения технологических процессов для решения практических вопросов разного уровня сложности в ходе выполнения профессиональных задач в области общепрофессиональной, производственно-технологической, научно-исследовательской и проектной деятельности; формирование навыков исследовательской работы и инженерного мышления.

Задачами дисциплины являются:

- формирование фундаментальных знаний о процессах и аппаратах химической технологии, их конструктивных особенностях и методах расчета;
- формирование навыков применения полученных знаний для решения конкретных задач переработки веществ и материалов химических технологий.

В процессе освоения данной дисциплины студент формирует и демонстрирует следующие компетенции:

- способность и готовность осуществлять технологический процесс в соответствии с регламентом и использовать технические средства для измерения основных параметров технологического процесса, свойств сырья и продукции (ПК-1);
- способность принимать конкретные технического решения при разработке технологических процессов, выбирать технические средства и технологии с учетом экологических последствий их применения (ПК-4);
- готовность разрабатывать проекты в составе авторского коллектива (ПК-21);
- способность проектировать технологические процессы с использованием автоматизированных систем технологической подготовки производства в составе авторского коллектива (ПК-23).

В результате освоения дисциплины обучающийся должен демонстрировать следующие результаты образования:

1) Знать: основы теории переноса импульса, тепла и массы; принципы физического моделирования химико-технологических процессов; основные уравнения движения жидкостей; основы теории теплопередачи; основы теории массопередачи в системах со свободной и неподвижной границей раздела фаз; типовые процессы химической технологии, соответствующие аппараты и методы их расчета;

2) Уметь: определять характер движения жидкостей и газов; основные характеристики процессов тепло- и массопередачи; рассчитывать параметры и выбирать аппаратуру для конкретного химико-технологического процесса;

3) Владеть: методами технологических расчетов отдельных узлов и деталей химического оборудования; навыками проектирования простейших аппаратов химической промышленности; методами расчета и анализа процессов в химических реакторах.

КРАТКОЕ СОДЕРЖАНИЕ ТЕОРЕТИЧЕСКОГО МАТЕРИАЛА

Введение в дисциплину

Процессы и аппараты химической технологии (ПАХТ) – наука о принципах организации и расчета химико-технологических процессов (ХТП), конструирования технологической аппаратуры.

Термин «процесс» (лат. processes – продвижение) в данном курсе трактуется как изменение состояния системы (природной и технологической), происходящее в тех или иных условиях. **Система** – это совокупность элементов, взаимодействующих между собой и окружающей средой.

Процессы могут быть естественными (испарение воды с поверхности водоемов, нагрев и охлаждение поверхности земли и т.д.) и производственными (технологическими), целью которых является переработка природного сырья в средства производства и предметы потребления.

Аппарат (лат. apparatus – оборудование) – устройство, приспособление, оборудование, предназначенное для проведения технологических процессов. Обычно аппаратом является сосуд, снабженный различными механическими приспособлениями.

Изучение производственных процессов составляет предмет и задачу науки, которая называется «технология» (греч. techne – искусство, мастерство, умение и logos – учение).

Предметом курса ПАХТ являются процессы и аппараты, составляющие основу большинства химических производств.

Содержание курса: изучение физико-химической сущности и теории типовых (основных) процессов ХТ, принципов выбора и расчета аппаратов, предназначенных для осуществления этих процессов.

Цель: знать базовые закономерности процессов и принципы их моделирования, усвоить общие подходы к выбору и расчету аппаратов для осуществления этих процессов, уметь производить эти расчеты с использованием экспериментальных и справочных данных, владеть навыками практической работы с типовыми аппаратами.

Овладение наукой ПАХТ позволяет решать следующие задачи:

а) при эксплуатации действующих производств:

– выбирать наилучшие (оптимальные) технологические режимы;

– добиваться высокой производительности аппаратов;

– повышать качество продукции;

– успешно решать экологические проблемы;

б) при проектировании новых производств:

– применять расчетные методы перехода от «стекла» к «металлу»;

– разрабатывать высокоэффективные и малоотходные технологические схемы;

– выбирать наиболее рациональные типы аппаратов;

в) в производстве:

– технологически правильно и научно обоснованно рассчитывать выбранные аппараты с использованием современных вычислительных средств;

– разрабатывать принципиально новые методы расчета ПАХТ;

г) при проведении научно-исследовательской работы:

– изучать основные факторы, определяющие течение процесса;

– получать обобщенные зависимости для их расчета;

– быстро внедрять результаты лабораторных исследований в производство.

Учебная дисциплина ПАХТ, наряду с некоторыми другими, завершает общеинженерное образование специалиста и является необходимым переходным звеном к изучению специальных дисциплин (расчеты и конструирование, оборудование заводов, общая химическая технология и т.д.). Курс ПАХТ призван дать студенту достаточно широкие сведения, позволяющие ему в дальнейшем самостоятельно ориентироваться в конкретных технологических процессах – в их анализе, математическом описании и инженерном расчете, в подходах к конструированию аппаратуры. А также дает основы теории процессов, методики расчета и основные принципы конструирования аппаратов, является базой для курсового и дипломного проектирования.

Все процессы химической технологии могут быть объединены в следующие группы:

1. **Гидромеханические процессы** – процессы, в которых основные явления связаны с переносом импульса в жидкостных и газовых потоках, реже – в системах с твердой фазой. К этой группе примыкают механические процессы, которые описываются законами механики твердых тел. Скорость данных процессов определяется законами гидродинамики.

2. **Тепловые процессы** – процессы, в которых наблюдаются явления, связанные с различными формами переноса теплоты в области умеренных, низких и высоких температур. При этом обычно приходится учитывать и закономерности переноса импульса, поскольку он сопутствует переносу теплоты. Скорость данных процессов определяется законами теплопередачи.

3. **Массообменные процессы** – процессы, связанные с переносом одного или нескольких компонентов исходной смеси из одной фазы в другую через поверхность раздела. При этом обычно приходится учитывать и закономерности переноса импульса, а довольно часто и теплоты.

4. **Химические процессы** – процессы, которые сопровождаются переносом и импульса, и тепла, и массы, также относятся к основным, но они, как и механические процессы, изучаются пока в специальных курсах.

По способу организации процессы подразделяются на периодические, непрерывные и комбинированные.

Периодические процессы проводятся в аппаратах, в которые через определенные промежутки времени загружаются исходные материалы; и после их соответствующей переработки (например, проведения химической реакции) происходит выгрузка конечного продукта. По окончании разгрузки аппарата и его повторной загрузки процесс повторяется снова. Таким образом, периодический процесс характеризуется тем, что все его стадии протекают в одном месте (одном аппарате), но в разное время. Аппарат, работающий в периодическом режиме, состоящем из загрузки материалов, собственно процесса и выгрузки продуктов, может быть и замкнутой и открытой системой. Например, автоклав, герметически закрытый во время протекания процесса, – система замкнутая, а колонна периодической ректификации – система открытая, поскольку в ходе процесса непрерывно отводится дистиллят.

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

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

В зависимости от того, изменяются или не изменяются во времени параметры процесса, их подразделяют на стационарные (установившиеся) и нестационарные (неустановившиеся).

Стационарным называют режим, все параметры которого не изменяются во времени; в любой точке все скорости, концентрации и температура с течением времени остаются постоянными.

В нестационарном режиме хотя бы часть параметров меняется во времени. К нестационарным относятся все периодические и полунепрерывные процессы. В непрерывно действующих аппаратах нестационарными являются переходные процессы, возникающие при изменениях параметров работы. Анализ нестационарных процессов гораздо сложнее, чем стационарных, так как все параметры нестационарных процессов зависят от времени.

В зависимости от количества участвующих в процессе фаз различают гомо- и гетерогенные процессы.

В зависимости от числа компонентов в системе различают процессы с одно- и многокомпонентными потоками.

Основы гидравлики

Жидкость – физическое тело, обладающее большой подвижностью частиц, которая объясняется слабой связью между молекулами. Поэтому жидкости легко изменяют свою форму, т.е. легко деформируются, не дробясь на части, под действием сил самой незначительной величины или, другими словами, обладают текучестью при приложении к ним незначительных сил сдвига. Жидкость не имеет своей формы, но принимает форму сосуда, в котором она находится.

Все жидкости делятся на капельные и газообразные. Таким образом, под это определение попадают и газы, которые, в отличие от жидкостей в общепринятом смысле этого слова (или капельных жидкостей), называются «упругими» жидкостями.

Капельная жидкость имеет объем, и если объем меньше объема сосуда, то жидкость занимает часть объема сосуда и образует свободную поверхность. В отличие от капельных жидкостей газы, как упругие жидкости, не имеют своих определенных формы и объема. Они всегда занимают весь объем сосуда, в котором находятся.

Жидкости отличаются от твердых тел тем, что они обладают такими свойствами, как адгезия, удельный вес, поверхностное натяжение и упругость насыщенного пара.

Идеальная жидкость – жидкость, которая не сжимается под действием давления, не изменяет плотности при изменении температуры и не обладает вязкостью.

Сплошная среда – жидкость без пустот, разрывов и трещин, диаметр частиц больше длины свободного пробега молекул. Модель сплошной среды позволяет применять для анализа такой мощный математический аппарат, как дифференциальное и интегральное исчисление.

Основные физические свойства жидкостей:

1 Плотность – количество массы жидкости, содержащееся в единице ее объема:

$\rho = m/V$, кг/м^3.

Удельный вес – вес единицы объема жидкости:

$\gamma = G/V = mg/V = \rho g$, Н/м^3.

2 Давление

Условия возникновения этого свойства: действие внешних сил, поверхностных и массовых.

Гидростатическое давление это напряжение, обусловленное действием равномерно распределенной поверхностной силы F на поверхность S. Различают следующие виды давления: абсолютное, избыточное и вакуум.

Взаимосвязь между всеми видами давления представлена ниже:

Рабс – абсолютное, Рабс = Рат + Ризб ;

Ризб – избыточное, Ризб = Рабс – Рат;

Рвак – вакуумное, Ризб = -Рвак .

3 Вязкость – это способность жидкости сопротивляться сдвигу, т.е. свойство, обратное текучести (более вязкие жидкости являются менее текучими). Вязкость проявляется в возникновении касательных напряжений (напряжений трения). Вязкость жидкостей существенно зависит от температуры, причем вязкость капельных жидкостей с повышением температуры падает, а вязкость газов – растет. Это объясняется различным молекулярным строением жидкостей и газов.

4 Поверхностное натяжение – работа, необходимая для создания единицы поверхности раздела фаз; сила, испытываемая молекулами, например, жидкости на границе газ–жидкость и направленная в глубину объема жидкости. Из-за него жидкость всегда принимает форму, соответствующую минимальной поверхности, в частности, капля имеет сферическую форму.

$\sigma = F/S$,

где σ – поверхностное натяжение, Дж/м^2;

F – поверхностная энергия, Дж;

S – площадь поверхности, м^2.

Гидростатика – наука о равновесии жидкости и практическом применении законов равновесия. В гидростатике изучается равновесие жидкостей, находящихся, в общем случае, в состоянии относительного покоя, при котором в движущейся жидкости ее частицы не

перемещаются друг относительно друга. При этом силы внутреннего трения отсутствуют, что позволяет считать жидкость идеальной.

В состоянии относительного покоя форма объема жидкости не изменяется, и она, подобно твердому телу, перемещается как единое целое. Так, жидкость находится в относительном покое в перемещающемся сосуде (например, в цистерне), внутри вращающегося с постоянной угловой скоростью барабана центрифуги и т. д. В подобных случаях покой рассматривают относительно стенок движущегося сосуда.

Одним из выражений закона сохранения импульса является система уравнений Навье-Стокса.

$\frac{dp}{\rho} = Xdx + Ydy + Zdz$ - основное уравнение гидростатики.

Практическое применение законов гидростатики: в основу работы гидравлического пресса положен закон Паскаля. Гидравлические прессы применяются для прессования и брикетирования пластических масс, металлокерамических порошков и др.; измерение количества жидкости в резервуарах; приборы для измерения давления.

Гидродинамика – наука, изучающая законы движения жидкостей и практическое их применение.

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

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

Существуют два различных режима движения: ламинарный и турбулентный. Ламинарный поток характеризуется тем, что каждая частица движется с постоянной скоростью параллельно оси потока, т.е. все частицы жидкости движутся в продольном направлении. Но это не означает, что в потоке полностью отсутствуют возмущения. В этом потоке инерционные силы, возникающие при возмущениях, малы по сравнению с силами вязкости. Мерой отношения этих двух родов сил является критерий Рейнольдса. В турбулентном потоке перенос количества движения в попе-речном направлении происходит иначе, чем в ламинарном. В турбулентном потоке перенос количества движения в попе-речном направлении происходит иначе, чем в ламинарном.

Основное **уравнение Бернулли** для идеальной жидкости:

$$z + \frac{P}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = H = const,$$

где z – нивелирная высота, или геометрический напор – это положение данной частицы жидкости относительно произвольно выбранной горизонтальной плоскости сравнения. Энергетический смысл: удельная потенциальная энергия положения;

$\frac{P}{\rho g}$ – статический, или пьезометрический, напор – давление столба жидкости над рассматриваемым уровнем. Энергетический смысл: удельная потенциальная энергия давления;

$\frac{w^2}{2g}$ – скоростной, или динамический, напор. Энергетический смысл: удельная кинетическая энергия в данном сечении потока;

H – полный напор, или энергия жидкости, выраженная в метрах.

Истечение жидкости из отверстия в дне сосуда происходит под действием силы гидростатического давления столба жидкости в сосуде.

Гидравлический метод измерения расхода широко распространен в технике. Он основан на измерении перепада давления по сечению потока, возникающего при обтекании потоком местных сопротивлений. Приборы, в которых используется данный принцип, называют дроссельными. К

ним относятся мерные диафрагмы, мерные сопла, труба Вентури. С помощью дроссельных приборов измеряют среднюю скорость потока.

Перемещение жидкостей

Применяемые в химической технологии жидкости и газы часто необходимо транспортировать по трубопроводам. Транспортирование жидкости с более низкого уровня на более высокий осуществляется с помощью гидравлических машин – насосов, в которых механическая энергия двигателя преобразуется в энергию транспортируемой жидкости вследствие повышения ее давления.

Классификация насосов

По принципу действия насосы подразделяют на объемные и динамические.

В объемных насосах энергия и давление повышаются в результате вытеснения жидкости из замкнутого пространства телами, движущимися возвратно-поступательно или вращательно. В соответствии с этим по форме движения рабочих органов их подразделяют на возвратно-поступательные (поршневые, плунжерные, диафрагменные) и вращательные, или роторные (шестеренные, винтовые и др.).

В динамических насосах энергия и давление жидкости повышаются под действием центробежной силы, возникающей при вращении лопастных колес (например, в центробежных и осевых насосах), или сил трения (например, в струйных и вихревых насосах). Поэтому по виду силового действия на жидкость динамические насосы подразделяют на лопастные и насосы трения.

Наиболее распространенными динамическими насосами являются лопастные. К данному виду насосов относятся центробежные и осевые. Работа этих насосов основана на общем принципе силового взаимодействия лопастей рабочего колеса с обтекающим их потоком перекачиваемой жидкости. Однако механизм этого взаимодействия у центробежных и осевых насосов различен, что, естественно, приводит к существенным различиям в их конструкциях и эксплуатационных показателях.

Основные параметры насосов

К основным параметрам насосов относят **производительность, напор, мощность**.

Производительность Q насоса – объем жидкости, подаваемый насосом в нагнетательный трубопровод в единицу времени ($м^3/с$).

Напор H (м) представляет собой избыточную удельную энергию, сообщаемую насосом единице массы жидкости.

Полезная мощность насоса $N_П$, затрачиваемая на сообщение жидкости энергии, равна произведению удельной энергии на массовый расход жидкости:

$$N_П = \rho g V H .$$

Действительная мощность на валу насоса $N_Д$ – мощность, потребляемая насосом; больше полезной мощности вследствие потерь в самом насосе.

$$N_Д = N_П / \eta_Н = \rho g V H / \eta_Н .$$

Наиболее распространенным типом объемных насосов являются *поршневые*.

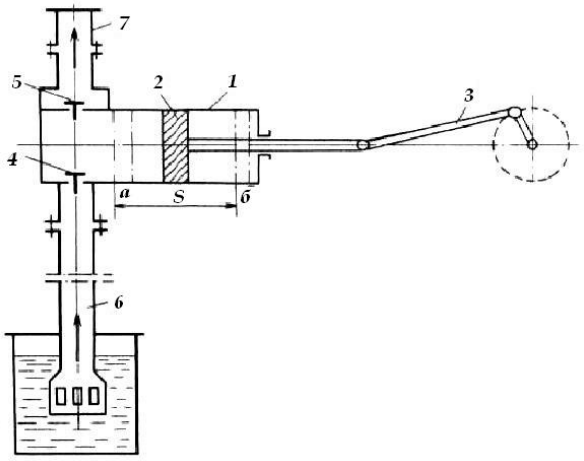

Рисунок 1 – Горизонтальный поршневой насос простого действия
1 – цилиндр; 2 – поршень; 3 – кривошипно-шатунный механизм;
4 и 5 – соответственно всасывающий и нагнетательный клапаны;
6 и 7 – соответственно всасывающий и нагнетательный трубопроводы

Насос состоит из цилиндра 1 (рисунок 1), в котором с помощью кривошипно-шатунного механизма движется возвратно-поступательно поршень 2; при движении поршня слева направо (из крайнего левого положения а) в цилиндре возникает разрежение, вследствие чего всасывающий клапан 4 поднимается, и жидкость из резервуара по всасывающему трубопроводу 6 поступает в цилиндр 1 и движется за поршнем. Нагнетательный клапан 5 при этом закрыт, так как на него действует сила давления жидкости, находящейся в нагнетательном трубопроводе 7. При ходе поршня справа налево (из крайнего правого положения б) в цилиндре создается избыточное давление, под действием которого закрывается (опускается) всасывающий клапан, а нагнетательный клапан 5 открывается, и жидкость поступает в нагнетательный трубопровод. Таким образом, в рассмотренном насосе за один оборот вала кривошипно-шатунного механизма (при этом поршень делает два хода – слева направо и справа налево) происходит одно всасывание и одно нагнетание, т.е. процесс перекачивания жидкости таким насосом, который называют насосом простого действия, осуществляется неравномерно.

В зависимости от числа всасываний и нагнетаний за один оборот вала кривошипно-шатунного механизма или за два хода S поршня поршневые насосы подразделяют на насосы простого и многократного действия. У последних достигается более равномерная подача и более высокая производительность, чем у насосов простого действия.

По расположению поршня различают горизонтальные и вертикальные поршневые насосы. В горизонтальных насосах вследствие неравномерного давления поршня на цилиндр происходит более быстрый, чем в вертикальных насосах, выход из строя. При работе в условиях высокого давления поршневые насосы требуют сложных уплотняющих устройств.

Производительность поршневого насоса простого действия определяется следующим образом:

$$Q_T = {FSn}/{60}$$

Действительная производительность насоса будет меньше теоретической вследствие утечки жидкости через неплотности в сальниках, клапанах и запаздывания открытия и закрытия клапана. Кроме того, во всасываемой жидкости вследствие разрежения могут выделяться пузырьки растворенного в ней воздуха с образованием в цилиндре воздушных «мешков», снижающих подачу насоса. Все эти потери учитываются объемным КПД, или коэффициентом подачи ηV.

Поэтому действительная производительность QД насоса простого действия определяется по формуле:

$$Q_Д = Q_T \eta_V = {FSn\eta_V}/{60}.$$

Основными достоинствами поршневых и плунжерных насосов являются высокий КПД и возможность подачи незначительных объемов жидкостей, в том числе высоковязких, под любым заданным давлением. Однако неравномерность подачи, наличие легко изнашиваемых клапанов, сложность соединений с двигателем, тихоходность, а следовательно, большие размеры и масса существенно ограничивают области применения поршневых и плунжерных насосов в химической промышленности.

Наиболее распространенными динамическими насосами являются *центробежные*. Основным рабочим органом центробежного насоса (рисунок 2) является свободно вращающееся внутри спиралевидного (или улиткообразного) корпуса 1 колесо 2, насаженное на вал 9.

Между дисками колеса, соединяя их в единую конструкцию, находятся лопасти (лопатки) 3, плавно изогнутые в сторону, противоположную направлению вращения колеса.

Внутренние поверхности дисков и поверхности лопаток образуют так называемые межлопастные каналы колеса, которые при работе насоса заполнены перекачиваемой жидкостью. Всасывание и нагнетание жидкости в центробежных насосах происходит равномерно и непрерывно под действием центробежной силы, возникающей при вращении колеса.

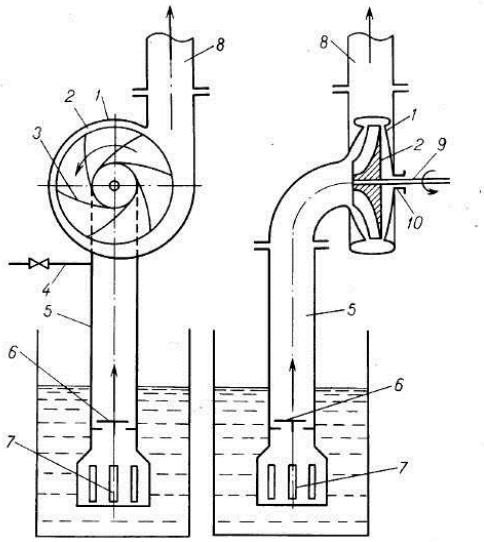

Рисунок 2 – Центробежный насос

1 – корпус; 2 – рабочее колесо; 3 – лопатки; 4 – линия для залива насоса перед пуском; 5 – всасывающий трубопровод;
6 – обратный клапан; 7 – фильтр; 8 – нагнетательный трубопровод; 9 – вал; 10 – сальник

При переходе жидкости из канала рабочего колеса 2 в корпус 1 происходит резкое снижение скорости, в результате чего кинетическая энергия жидкости превращается в потенциальную энергию давления, необходимую для подачи жидкости на заданную высоту. При этом в центре колеса создается разрежение, и вследствие этого жидкость непрерывно поступает по всасывающему трубопроводу в корпус насоса, а затем в межлопастные каналы рабочего колеса. Если перед пуском центробежного насоса всасывающий трубопровод 5 и корпус 1 не залиты жидкостью, то разрежения, возникающего в этом случае при вращении колеса, будет недостаточно для подъема жидкости в насос (вследствие зазоров между колесом и корпусом). Поэтому перед пуском центробежного насоса его необходимо залить жидкостью с помощью линии 4. Для того чтобы жидкость при этом не выливалась из насоса, на всасывающем трубопроводе устанавливают обратный клапан 6. Герметизация насоса осуществляется с помощью сальника 10.

Для отвода жидкости в корпусе насоса имеется расширяющаяся спиралевидная камера; жидкость из рабочего колеса поступает сначала в эту камеру, а затем в нагнетательный трубопровод 8.

Центробежные насосы обеспечивают плавную и непрерывную подачу перекачиваемой жидкости при достаточно высоких значениях коэффициента полезного действия. Относительно простое устройство обеспечивает их высокую надежность и достаточную долговечность. Отсутствие поверхностей трения, клапанов создает возможности для перекачивания загрязненных жидкостей. Простота непосредственного соединения с высокооборотными двигателями способствует компактности насосной установки и повышению ее КПД. Все эти достоинства лопастных насосов, прежде всего центробежных, привели к тому, что они являются основными насосами в химической промышленности. К недостаткам центробежных насосов относится ограниченность применения в области малых производительностей и большие напоров, что объясняется снижением КПД при увеличении числа ступеней для достижения высоких значений Н.

Для перемещения химически активных и токсичных жидкостей, а также жидкостей, содержащих твердые взвеси, используют поршневые и центробежные насосы специальных конструкций.

Диафрагмовые (мембранные) насосы. Эти насосы относятся к поршневым насосам простого действия и применяются для перекачивания суспензий и химически активных жидкостей (рисунок 3).

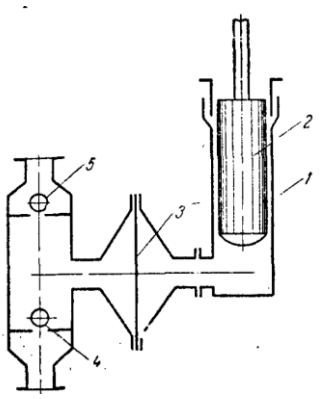

Рисунок 3 – Схема диафрагмового насоса

1 – цилиндр; 2 – плунжер; 3 – диафрагма; 4 – всасывающий клапан; 5 – нагнетательный клапан.

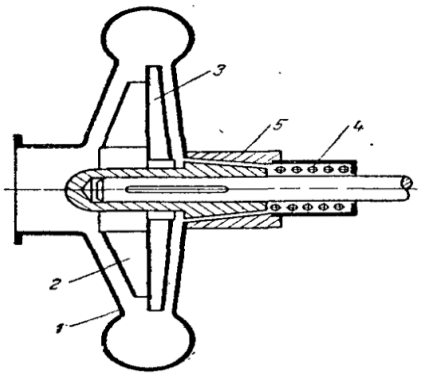

Рисунок 4 – Схема бессальникового насоса

1 – корпус; 2 – рабочее колесо; 3 – добавочное колесо; 4 – пружина; 5 – втулка.

Цилиндр 1 и плунжер 2 насоса отделены от перекачиваемой жидкости эластичной перегородкой 3 – диафрагмой (мембраной) из мягкой резины или специальной стали, вследствие чего плунжер не соприкасается с перекачиваемой жидкостью и не подвергается воздействию химически активных сред или эрозии. При движении плунжера вверх диафрагма под действием разности давлений по обе ее стороны прогибается вправо и жидкость всасывается в насос через шаровой клапан 4. При движении плунжера вниз диафрагма прогибается влево и жидкость через нагнетательный клапан 5 вытесняется в напорный трубопровод. Все части насоса, соприкасающиеся с перекачиваемой жидкостью – корпус, клапанные коробки, шаровые клапаны, изготовляют из кислотостойких материалов или защищают кислотостойкими поктытиями.

Бессальниковые насосы. Для центробежных насосов большое значение имеет надежная конструкция сальников – уплотнений вала, обеспечивающих устранение утечек перекачиваемой жидкости. Неудовлетворительная работа сальников влечет за собой также повышенный износ вала, длительные и частые простои насоса, резкое увеличение эксплуатационных расходов.

Полное устранение утечки перекачиваемой жидкости, неизбежной при эксплуатации насоса с сальниковым уплотнением, достигается в бессальниковом насосе (рисунок 4). В корпусе 1 помещается рабочее колесо 2. На нем укреплено добавочное колесо 3, снабженное радиальными лопатками, которое обеспечивает протекшую за колесо жидкость в полость нагнетания насоса, устраняя тем самым утечку перекачиваемой жидкости через зазоры между валом и корпусом при работе насоса. При остановке насоса утечка жидкости предотвращается специальным уплотнением, которое запирает зазор между корпусом и валом в момент выключения насоса. Герметичность этого уплотнения достигается с помощью двух конических поверхностей – удлиненной втулки рабочего колеса 2 и втулки 5. Плотное прилегание конических поверхностей этих втулок обеспечивается посредством пружины 4. В момент пуска насоса вал несколько перемещается влево и уплотняющие поверхности отходят друг от друга, размыкая стояночное уплотнение.

Погружные насосы. Разновидностью бессальникового центробежного насоса можно считать погружной насос. Рабочее колесо укреплено на нижнем конце вертикального вала и погружено в перекачиваемую жидкость. Привод насоса размещен значительно выше уровня жидкости в приемной емкости. Жидкость засасывается через патрубок и подается по напорным трубам, на которых подвешен корпус насоса.

Насосы других типов. **Пропеллерные (осевые**) насосы применяют для перекачивания больших количеств жидкостей при небольших напорах. Их используют главным образом для создания циркуляции жидкостей в различных аппаратах. Рабочее колесо насоса по форме близкое к гребному винту, расположено в корпусе. Жидкость захватывается лопастями рабочего колеса и перемещается в осевом направлении, одновременно участвуя во вращательном движении. За насосом установлен направляющий аппарат для преобразования вращательного движения жидкости в поступательное.

Вихревые насосы. В этих насосах для передачи энергии от рабочего колеса к жидкости и создания напора используется энергия вихревого движения жидкости. Создаваемый напор частично обеспечивается центробежными силами, но большая его часть определяется энергией вихрей, образующихся в жидкости при вращении рабочего колеса. Принцип действия: в корпусе вращается рабочее колесо с выфрезерованными лопастями. По периферии колеса в корпусе насоса имеется кольцевой канал, заканчивающийся нагнетательным патрубком. Область входного окна и напорный патрубок отделяются уплотняющим участком корпуса. Таким образом создается уплотнение, предотвращающее переток жидкости из полости нагнетания в полость всасывания насоса. Жидкость поступает через окно к основаниям лопастей, отбрасывается центробежной силой в кольцевой канал, в котором приобретает вихревое движение, и перемещается вдоль канала к выходному патрубку. На этом пути жидкость неоднократно попадает в пространство между лопастями, где ей дополнительно сообщается механическая энергия. В результате многократного контакта между перекачиваемой жидкостью и рабочим колесом достигаются более высокие напоры, чем у центробежных насосов. Отличительная особенность – резкое возрастание напора и потребляемой мощности с уменьшением производительности.

Шестеренные насосы. В корпусе такого насоса заключены две шестерни, одна из которых (ведущая) приводится во вращение от электродвигателя. Когда зубья шестерен выходят из зацепления, образуется разрежение, под действием которого происходит всасывание жидкости. Она поступает в корпус, захватывается зубьями шестерен и перемещается вдоль стенок корпуса в направлении вращения. В области, где зубья вновь входят в зацепление, жидкость вытесняется и поступает в напорный трубопровод.

Винтовые насосы. Рабочим органом винтового насоса являются ведущий винт и несколько ведомых винтов, заключенных в обойму, расположенную внутри корпуса.

Преимущественное распространение в промышленности получили насосы, имеющие три винта – один ведущий и два ведомых. Обойма имеет полость, внутри которой вращаются три винта, имеющих параллельные оси: средний – ведущий – и два одинаковых ведомых винта меньшего наружного диаметра. Винты находятся в зацеплении. Нарезка винтов имеет специальную форму и образует в местах взаимного касания винтов герметические уплотнения, которые разделяют насос по длине на ряд замкнутых полостей. Направление нарезки каждого ведомого винта противоположно направлению нарезки ведущего. Давление, развиваемое винтовыми насосами, зависит от числа шагов винтовой нарезки и увеличивается с возрастанием отношения длины винта к его диаметру.

Пластинчатые насосы. Такой насос представляет собой массивный цилиндр с прорезями постоянной ширины (ротор), который расположен эксцентрично в корпусе. Вал ротора через сальник в торцевой крышке выводится из корпуса для соединения с валом электродвигателя. В прорези цилиндра вставляются прямоугольные пластины, которые при вращении ротора под действием центробежной силы плотно прижимаются к внутренней поверхности цилиндра, разделяя серповидное рабочее пространство между корпусом и ротором на камеры. Объем каждой камеры увеличивается при движении пластины от всасывающего патрубка к вертикальной оси насоса, в результате чего в камере образуется разрежение и происходит всасывание жидкости через патрубок. При движении пластины от вертикальной оси в направлении вращения объем камеры уменьшается и жидкость вытесняется из насоса в напорный трубопровод.

Струйные насосы. В этих насосах для перемещения жидкостей и создания напора используют кинетическую энергию другой жидкости, которую называют рабочей. В качестве жидкостей обычно применяют пар или воду.

Рабочая жидкость поступает с большой скоростью из сопла через камеру смешения в диффузор, увлекая за счет поверхностного трения перекачиваемую жидкость. В наиболее узкой части диффузора, скорость смеси рабочей и перекачиваемой жидкостей достигает наибольшего значения, а статическое давление потока, в соответствие с уравнением Бернулли, становится наименьшим. Перепад давлений в камере смешения и диффузоре обеспечивает подачу жидкости в камеру смешения из всасывающей линии. В диффузоре скорость потока уменьшается, но

увеличивается потенциальная энергия давления, и жидкость под напором поступает в нагнетательный трубопровод. Такие насосы часто используют для подачи воды в паровые котлы.

Монтежю представляет собой горизонтальный или вертикальный резервуар, в котором для перекачивания жидкости используется энергия сжатого воздуха или инертного газа. Монтежю работает периодически.

Жидкость поступает в монтежю по трубе наполнения через открытый кран, для чего открывают кран-воздушник или кран, соединяющий монтежю с вакуум-линией. При передавливании жидкости закрывают краны и открывают другой кран на нагнетательной трубе и кран подачи сжатого газа, давление которого контролируют по манометру. После опорожнения монтежю закрывают краны и открывают кран для сообщения монтежю с атмосферой.

Достоинством монтежю является отсутствие в них движущихся частей, которые наиболее быстро разрушаются из-за истирания и коррозии. Поэтому монтежю применяют для перекачивания загрязненных, химически агрессивных и радиоактивных жидкостей несмотря на низкий к.п.д.

Воздушные подъемники (эрлифты). Подъемник состоит из трубы для подачи сжатого воздуха и смесителя, где образуется газожидкостная смесь, которая вследствие меньшего удельного веса поднимается по трубе. На выходе из нее газо-жидкостная смесь огибает отбойник. При этом из смеси выделяется воздух, а жидкость поступает в сборник.

Перемещение и сжатие газов

На предприятиях химической промышленности подвергаются переработке значительные количества газов и их смесей. Проведение многих химических процессов в газовой фазе при давлении, отличном от атмосферного, часто приводит к увеличению их скорости и уменьшению необходимого объема реакционной аппаратуры. Сжатие газов используют для перемещения их по трубопроводам и аппаратам, создания вакуума.

Машины, предназначенные для перемещения и сжатия газов, называют компрессорными машинами.

Отношение конечного давления, создаваемого компрессорной машиной, к начальному давлению, при котором происходит всасывание газа, называется степенью сжатия.

В зависимости от степени сжатия различают следующие типы компрессорных машин:

- вентиляторы – для перемещения больших количеств газов;
- газодувки – для перемещения газов при относительно высоком сопротивлении газопроводящей сети;
- компрессоры – для создания высоких давлений;
- вакуум-насосы – для отсасывания газов при давлении ниже атмосферного.

По принципу действия компрессорные машины делятся на поршневые, ротационные, центробежные и осевые.

В поршневых машинах сжатие газа происходит в результате уменьшения объема, в котором заключен газ, при возвратно-поступательном движении поршня.

Сжатие газа в ротационных машинах обусловлено уменьшением объема, в котором заключен газ, при вращении эксцентрично расположенного ротора.

В центробежных машинах энергия передается потоку газа силовым воздействием лопаток рабочего колеса, в результате чего происходит сжатие и повышение кинетической энергии газа. Эта энергия преобразуется в давление в неподвижных элементах машины.

В осевых машинах газ сжимается при движении его вдоль оси рабочего колеса и направляющего аппарата.

В качестве вакуум-насосов могут быть использованы любые компрессорные машины. Основное отличие вакуум-насосов от компрессорных машин и других типов состоит в том, что всасывание в них производится при давлении значительно ниже атмосферного, а нагнетание – при давлении, несколько превышающем атмосферное.

В химической промышленности применяют также струйные компрессоры и вакуум-насосы, по устройству подобные струйным насосам для перемещения жидкостей. В струйных

компрессорах и вакуум-насосах отсасывание и сжатие газов осуществляется за счет кинетической энергии струи вспомогательной жидкости или пара.

Вентиляторы и газодувки большой производительности, создающие разрежение, называются эксгаустерами. Для получения более глубокого вакуума применяют поршневые и ротационные вакуум-насосы, не отличающиеся по принципу действия от компрессоров.

Теоретически возможны два предельных случая сжатия:

1) все выделяющееся при сжатии тепло полностью отводится и температура газа при сжатии остается неизменной – **изотермический процесс**;

2) теплообмен газа с окружающей средой полностью отсутствует и все выделяющееся при сжатии тепло затрачивается на увеличение внутренней энергии газа, повышая его температуру, – **адиабатический процесс**.

В действительности сжатие газа лишь в большей или меньшей степени приближается к одному из этих теоретических процессов. При сжатии газа наряду с изменением его объема и давления происходит изменение температуры и одновременно часть выделяющегося тепла отводится в окружающую среду. Такой процесс сжатия называется политропическим.

В химической промышленности наибольшее распространение получили поршневые и центробежные компрессорные машины.

Турбокомпрессоры и турбогазодувки отличаются компактностью, простотой устройства, равномерностью подачи. Существенным достоинством их является чистота подаваемого газа, не загрязненного смазкой, что часто определяет выбор типа компрессора. Отсутствие инерционных усилий и быстроходность позволяют монтировать турбокомпрессоры на более легких фундаментах с непосредственным присоединением к приводу или через повышающую число оборотов передачу – к электродвигателю, так как скорость вращения электродвигателя часто недостаточна.

Ротационные и винтовые компрессоры, обладая достоинствами центробежных, имеют более высокий к.п.д., чем турбокомпрессоры. Недостатками их являются сложность изготовления и обслуживая, а также высокий износ пластин ротора, из-за чего часто нарушается герметичность рабочих камер и происходит уменьшение степени сжатия.

Осевые компрессоры, отличающиеся компактностью и высоким к.п.д., используются при высоких подачах и небольших давлениях.

Область применения вакуум-насосов определяется величиной создаваемого ими вакуума.

Разделение жидких и газообразных неоднородных систем

Дисперсными, (гетерогенными) **системами** называются смеси, состоящие как минимум из двух фаз, которые могут быть разделены механическим путем. Неоднородные системы состоят из дисперсной, т.е. распределенной, внутренней фазы и дисперсионной среды – сплошной, внешней фазы, в которой во взвешенном состоянии находятся частицы дисперсной фазы.

Дисперсные системы подразделяются на: суспензии – жидкости со взвешенными твердыми частицами; эмульсии – жидкости со взвешенными в них капельками другой жидкости; пены – взвеси газовых пузырьков в жидкости; пыли и дымы – газы со взвешенными в них частицами твердой фазы; туманы – взвеси капель жидкости в газе. Дымы и туманы называют также аэрозолями.

Дисперсные системы многих технологических процессов требуют разделения, которое в зависимости от типа системы и размеров частиц может быть осуществлено одним из следующих методов: отстаиванием, фильтрованием, центрифугированием, мокрым улавливанием жидкостью и электроочисткой.

Отстаивание. Разделение дисперсных систем под действием силы земного притяжения называют отстаиванием. Если дисперсная фаза (взвешенные частицы или капли жидкости) имеет плотность выше, чем дисперсионная (сплошная) фаза, то она движется вниз и, достигнув ограничительной поверхности, образует слой осадка или тяжелой жидкости и наоборот, если плотность дисперсной фазы меньше, то частицы всплывают. После разделения фаз они могут быть выведены из аппарата раздельно.

Процесс отстаивания широко применяется в нефтегазопереработке и нефтехимии для обезвоживания и обессоливания нефти, отделения дистиллятов от воды после перегонки с водяным паром, очистки нефтяных топлив от загрязнений (вода, частицы катализатора, продукты коррозии, соединения кремния, кальция, алюминия), отделения газа от жидкости в газосепараторах, очистки сточных вод от загрязнений (нефть, нефтепродукты, нефтесодержащий шлам, избыточный активный ил, твердые механические примеси) и т.п.

Важным показателем процесса отстаивания является скорость осаждения частиц под действием силы тяжести. Скорость осаждения частиц можно увеличить путем воздействия на свойства системы, изменяя диаметр частиц, вязкость и разность плотностей. Укрупнение частиц может происходить при воздействии коагуляторов или в поле действия электрических сил; вязкость и разность плотностей можно изменять за счет повышения температуры или при добавлении в систему растворителей, имеющих меньшую вязкость и плотность.

Отстаивание дисперсной системы с небольшой концентрацией взвешенных частиц принято называть свободным осаждением, а с высокой – стесненным. При высокой концентрации оседающих частиц необходимо учитывать их взаимовлияние. Осаждение частиц в среде с высокой их концентрацией характеризуется явлениями как способствующими увеличению скорости осаждения, так и замедляющими эту скорость.

Аппараты для отстаивания дисперсной фазы (нефтеловушки, продуктоловушки, песколовки, отстойники, нефтеотделители, газосепараторы, пруды-отстойники), применяемые на нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических заводах, разнообразны по конструктивному оформлению, что во многом определяется различными условиями проведения процесса.

Нефтеловушки предназначены для очистки нефтесодержащих сточных вод от нефти, нефтепродуктов и твердых механических примесей.

Отстойники предназначены для очистки нефтесодержащей воды (эмульсий).

Газосепараторы применяется на нефтеперерабатывающих установках для отделения воды и газа от таких легких продуктов (например, бензин). Очистка керосинов чаще производится в горизонтальных отстойниках.

Очистка газов отстаиванием с учетом малых скоростей осаждения и больших объемов газов на современных производствах потребовала бы совершенно не приемлемых по размеру площадей отстойных камер. Поэтому отстойники для газовых суспензий в промышленности не применяют. Однако отстаивание пыли имеет практическое значение там, где оно происходит самопроизвольно, например, газоходах трубчатых печей, рабочих пространствах реакторов и регенераторов с псевдоожиженным слоем катализатора и т.д.

Фильтрование – процесс разделения суспензий и аэрозолей с использованием пористых перегородок, на поверхности которых задерживаются взвешенные в жидкости или газе твердые частицы, образующие на перегородке слой осадка. Жидкость, отделенная от осадка, называется фильтратом.

В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности фильтрование применяется в процессах депарафинизации масел, производства парафина, церезина, пластичных смазок, при очистке нефтепродуктов и контактной очистке масел, для улавливания технического углерода, отделения химических реактивов и особо чистых химических веществ и других ценных продуктов от газов, отходящих от технологических установок распыливающего типа и печей кипящего слоя. Движение жидкости через пористые перегородки и слой осадка создают за счет разности давления в аппарате, являющейся движущей силой процесса.

Перепад давления может создаваться: 1) столбом жидкости над фильтрующей перегородкой (гидростатическое фильтрование); 2) избыточным давлением жидкости, например, при подаче ее насосом (фильтрование под давлением); 3) путем создания разрежения под фильтрующей перегородкой при помощи вакуум-насоса (фильтрование под вакуумом).

Эффективность разделения и производительность фильтра зависят от свойств обрабатываемой суспензии, правильного выбора типа фильтра, его оснащения и режима работы.

Виды фильтрующих перегородок и осадков.

Для фильтрования применяются следующие виды перегородок:

• насыпные, состоящие из слоя мелкозернистых материалов (гравий, песок и др.), обладающие высокой полнотой разделения суспензий, но отличающиеся большим сопротивлением, поскольку осадок проникает внутрь фильтрующего слоя, и требуются специальные приемы для его отделения. Такие фильтровальные перегородки применяют для суспензий с малой концентрацией осадка;

• набивные, состоящие из слоя волокнистых материалов (вата хлопчато-бумажная, шерстяная, шлаковая, стеклянная, асбестовое волокно и т.д.); характеристика та же, что и для насыпных перегородок;

• керамические, состоящие из плоских пористых кислотоупорных плиток, применяющиеся для фильтрования кислых сред; характеристика та же, что и для насыпных перегородок;

• тканевые, обладающие относительно малым сопротивлением и удобные в конструктивном отношении;

• плетеные, представляющие собой сетки из тонкой проволоки, выполненные из цветных металлов и сплавов; отличаются пониженной задерживающей способностью и поэтому в начале фильтрования пропускают в фильтрат мелкие частицы. Однако осадок, который откладывается в последующем, обеспечивает высокую фильтровальную способность. Плетеные перегородки часто применяют для фильтрования при повышенной температуре, причем первые порции мутного фильтрата возвращаются на повторное фильтрование.

Важной характеристикой осадка является его пористость, влияющая на проницаемость жидкости и обусловливающая величину сопротивления, оказываемого потоку фильтрата. Осадок, который при фильтровании независимо от давления имеет одну и ту же пористость, называется несжимаемым и состоит обычно из твердых кристаллических частиц. Большая часть осадков состоит из мягких частиц, которые с повышением давления уплотняются, вследствие чего их проницаемость уменьшается. Такие осадки называются сжимаемыми.

Аппараты для фильтрования, которые называют **фильтрами**, подразделяются на фильтры периодического и непрерывного действия.

Цикл работы периодически действующего фильтра состоит из основной операции - фильтрования и вспомогательных операций, связанных с промывкой, сушкой осадка, разборкой фильтра, выгрузкой осадка и др.

После удаления осадка фильтровальную перегородку регенерируют, удаляя из ее пор и с поверхности частицы твердой фазы. Регенерацию обычно осуществляют продувкой воздухом, инертным газом, паром или двусторонней промывкой жидкостью.

В фильтрах непрерывного действия все операции (основные и вспомогательные) осуществляются непрерывно в течение сравнительно длительного отрезка времени.

В зависимости от способа создания разности давлений фильтры классифицируются на работающие под вакуумом и работающие под давлением. К фильтрам, работающим под давлением, относят емкостные, рамные, камерные, листовые, патронные фильтр-прессы; фильтры, работающие под вакуумом, разделяют на барабанные, дисковые, ленточные, карусельные, тарельчатые.

Рамные и камерные фильтр-прессы периодического действия имеют самый большой срок эксплуатации по сравнению с другим фильтровальным оборудованием. Они отличаются простотой и надежностью конструкции, компактностью, большой поверхностью фильтрования, приходящейся на единицу занимаемой площади, позволяют эффективно разделять труднофильтрующиеся суспензии, вести фильтрование в диапазоне температур, не доступном для фильтров других конструкций (до 130° С). Недостаток таких фильтров состоит в использовании ручного труда при разгрузке, а также относительно невысоком допустимом давлении при работе, что обусловлено опасностью нарушения плотности уплотнения в поверхности соприкосновения рам и плит с фильтровальной тканью.

Листовые фильтры, предназначены для разделения суспензий полиэфиров и других суспензий повышенной вязкости с применением намывного слоя.

Барабанный вакуум-фильтры широко применяются на установках депарафинизации масел.

Для очистки газов от пыли фильтрованием наибольшее применение получили тканевые фильтры и, в частности, рукавные или мешочные. При помощи рукавных фильтров можно достигнуть высокой степени очистки газа, например, обеспечить содержание пыли в очищенном газе 5 мг/м3 и менее. Рукавные фильтры, в частности, применяются для улавливания технического углерода из продуктов сгорания углеводородного газа (производство сажи).

Центробежное осаждение и центробежное фильтрование. Для разделения неоднородных систем – суспензий и эмульсий под воздействием центробежной силы применяется центрифугирование. Под действием центробежной силы в аппарате более тяжелые частицы отбрасываются к стенкам сосуда и неоднородная система разделяется. Создаваемое значение центробежной силы может во много раз превосходить значение силы тяжести.

В процессе разделения центробежную силу можно получить вращением сосуда, содержащего неоднородную смесь, или вращением разделяемого потока, вводимого с большой скоростью в неподвижный аппарат специальной формы.

Аппараты с вращающимся сосудом – ротором носят название центрифуг и жидкостных центробежных сепараторов; неподвижные аппараты с вращающимся в них потоком газа называют циклонами, а жидкости – гидроциклонами.

Стенки ротора центрифуги могут быть сплошными, тогда на их поверхности накапливается твердый осадок или тяжелая жидкость, которые периодически или непрерывно удаляются; такие центрифуги называются отстойными.

Применяются также центрифуги с перфорированными стенками ротора, на поверхности которых размещается фильтровальная ткань, задерживающая осадок и пропускающая фильтрат; такие центрифуги называются фильтрующими.

Конструкции центрифуг и сепараторов. Современные промышленные центрифуги и сепараторы – это сложнейшее технологическое оборудование, состоящее из многих механизмов высокой точности, обладающее высокими скоростями и управляемое с помощью сложных электрогидравлических или электрических систем.

Центрифуги могут быть классифицированы по следующим характерным признакам:

а) по характеру протекания процесса центрифуги делят на машины периодического и непрерывного действия;

б) по технологическому назначению или принципу разделения различают следующие типы центрифуг: осадительные (отстойные) и осветляющие – для разделения суспензий; разделяющие (сепарирующие) – для разделения эмульсий; фильтрующие – для разделения суспензий; комбинированные, в которых сочетаются два принципа разделения – осаждение и фильтрование;

в) по основному конструктивному признаку центрифуги бывают: горизонтальные (с горизонтальным расположением вала); вертикальные; наклонные; подвесные с верхним приводом; подвесные с нижним приводом (маятниковые); вертикальные трубчатые;

г) по способу выгрузки осадка из ротора различают центрифуги с ручной, контейнерной (кассетной), ножевой, шнековой, инерционной, механико-пневматической выгрузкой и выгрузкой пульсирующим поршнем.

В нефтехимических производствах наиболее перспективны саморазгружающиеся сепараторы. По конструкции разгрузочных устройств такие сепараторы разделяются на три основные группы: с непрерывным, пульсирующим и непрерывно-циклическим отводом осадка.

Разделение неоднородных систем в циклонах. Распространенными аппаратами для центробежного разделения газовых суспензий являются циклоны. В нефтепереработке циклоны применяют на установках каталитического и термического крекинга, при производстве технического углерода (сажи), сушке твердых материалов в потоке нагретых газов, измельчении, пневмотранспорте и др.

Циклоны широко используются для улавливания мелких частиц катализатора в реакторах и регенераторах установок каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора.

В циклонах центробежная сила зависит от скорости вращения газа, объема газа и сечения вводного патрубка. С ростом скорости газа степень его очистки в циклонах сначала резко

повышается, а затем почти перестает расти и в ряде случаев даже несколько снижается вследствие интенсивного вихреобразования и уноса осажденной пыли.

Гидроциклоны. Циклоны, предназначенные для разделения жидких неоднородных систем (суспензий и нестойких эмульсий), называют гидроциклонами. Они применяются для осветления жидкостей или обогащения суспензий, а также для разделения твердых частиц с различными размерами зерен. Циклоны всех видов отличаются простотой конструкции и обслуживания, компактностью и низкой стоимостью. По сравнению с аппаратами, в которых отделение частиц пыли осуществляется под действием силы тяжести или инерционных сил, циклоны обеспечивают более высокую степень очистки газа и требуют меньших капитальных затрат. К недостаткам циклонов следует отнести сравнительно большое гидравлическое сопротивление, невысокую степень улавливания частиц размером менее 10 мкм, истирание корпуса аппарата частицами пыли и чувствительность к колебаниям нагрузки по газу.

Электрическое осаждение. Для разделения жидких и газовых суспензий можно использовать силы электрического поля. При действии на эмульсию поля переменного тока высокого напряжения происходит слияние (коагуляция) мелких капелек диспергированной жидкости в более крупные, которые затем легко осаждаются под действием силы тяжести. Создавая электрический разряд в газе, добиваются заряжения взвешенных в нем частиц, которые затем осаждаются электрическими силами в поле постоянного тока высокого напряжения.

Электрические способы разделения нефтяных эмульсий.

Добываемая нефть часто содержит воду в виде стойкой эмульсии. Эта вода отличается сравнительно высоким содержанием солей, поэтому нефть, подлежащая переработке, должна быть предварительно обезвожена и обессолена. Обезвоживание, а следовательно, и обессоливание нефти может быть осуществлено механическим или химическим методом, но наиболее эффективным является воздействие электрического поля.

Обработке нефти в электрическом поле обычно предшествует ее смешение с менее минерализованной пресной водой в количестве 5-15 % на нефть. В этом случае концентрация солей значительно уменьшается, что позволяет при данной степени обезвоживания (десятые доли процента остаточной воды) существенно снизить содержание солей и обеспечить высокую степень обессоливания (менее 5 мг на 1 л нефти). При высоком содержании воды в исходной нефти обработку нефти водой осуществляют дважды.

Сущность метода электрообработки заключается в том, что под действием электрического поля высокого напряжения и переменного направления капельки воды заряжаются и начинают двигаться по направлению силовых линий электрического поля. Разноименно заряженные капельки взаимно притягиваются и сливаются. Заряженные одноименно (в основном отрицательно) капельки воды движутся к противоположному полюсу, все время, меняя направление движения вследствие переменности поля, сталкиваются и тоже сливаются. Для улучшения процесса коагуляции в поток часто добавляют немного щелочи, нейтрализующей органические кислоты и увеличивающей электропроводность воды. Процесс ведут с подогревом (для уменьшения вязкости) и под давлением, исключающим возможность испарения воды и кипения нефти. Применяемая в промышленных установках разность потенциалов достигает 35 кВ.

Электродегидратором называется устройство для обработки в электрическом поле суспензии типа жидкость – жидкость (например, нефть – вода).

Разделение газовых дисперсных систем.

Разделение газовых дисперсных систем с выделением из них твердых частиц или капель жидкости производят с целью очистки газа или извлечения из этих систем ценных продуктов, составляющих дисперсную фазу. В последнем случае одновременно с целевым извлечением ценных продуктов происходит и очистка газа или паров.

Удаление взвешенных частиц из газовых (паровых) потоков осуществляется одним из следующих способов: осаждение под действием силы тяжести; осаждение под действием инерционных сил, возникающих при резком изменении направления газового потока; осаждение под действием центробежной силы; осаждение в электрическом поле; фильтрование; мокрая очистка.

Двухфазные системы: плотный слой, кипящий слой; газовзвесь

Процесс перемешивания жидкостей осуществляется с целью получения эмульсий, суспензий и растворов. При перемешивании достигается равномерное во всем объеме распределение фаз или смешиваемых компонентов и обеспечивается их тесное взаимодействие. Перемешивание широко применяется в процессах производства масел, смазок, присадок, смазочно-охлаждающих технологических средств и синтетических жирных кислот, обессоливания сырой нефти, хлорирования углеводородов, охлаждения лаков и красок и т.д.

Смесь, полученная в результате перемешивания, является конечным продуктом либо образует систему, в дальнейшем используемую в технологическом процессе. В ряде случаев перемешивание применяется для более эффективного протекания той или иной химической реакции, примером может служить обработка нефтепродуктов щелочью или другими реагентами. Перемешивание способствует также более эффективному протеканию массо- и теплообменных процессов.

Для характеристики способов и аппаратурного оформления процессов используются понятия об эффективности и интенсивности перемешивания.

Под эффективностью перемешивания понимают технологический эффект процесса перемешивания, характеризующий качество проведения процесса. В зависимости от назначения перемешивания эту характеристику выражают различным образом. Так, при получении суспензии или эмульсии эффективность характеризуется равномерностью распределения дисперсной фазы, при протекании химических процессов – степенью превращения или расходом реагента, а при интенсификации тепловых или массообменных процессов – отношением коэффициентов тепло- и массоотдачи при перемешивании и без него.

Интенсивность перемешивания определяется расходом энергии, подводимой в единицу времени к единице объема или массы перемешиваемой жидкости. Интенсивность перемешивания следует определять исходя из условий достижения максимального технологического эффекта при минимальных энергозатратах.

Используют следующие основные способы перемешивания:

- механическое – обеспечивается с помощью различных вращающих устройств (мешалки);
- барботажное – осуществляется за счет пропуска газа через слой жидкости;
- гидравлическое – осуществляется при совместном движении смешиваемых потоков в трубопроводе, насосе или специальных смесителях.

Гидродинамика слоя зернистых материалов.

В химической технологии широко распространены процессы, использующие слой зернистого твердого материала, через который движется поток газа, пара или капельной жидкости. При этом в качестве зернистого материала используются катализаторы, адсорбенты, теплоносители, фильтрующий материал и др.

Частицы зернистого материала могут иметь различную форму (сфера, цилиндры, таблетки, зерна произвольной формы), а слой может быть монодисперсным (состоять из частиц одинакового размера) или полидисперсным (состоять из частиц различных размеров). При движении газовой или жидкой фазы через зернистый слой материала поток заполняет все пространство между частицами, образующими в слое извилистые поровые каналы. Различают три основных состояния зернистого слоя.

Плотный слой – частицы находятся в тесном соприкосновении одна с другой, расстояние между ними и объем слоя остаются неизменными при изменении скорости потока газовой или жидкой фазы, проходящего через слой. Плотный слой может быть неподвижным или компактно перемещающимся.

Взвешенный, псевдоожиженный или «кипящий» слой – частицы в результате воздействия движущейся через слой газовой или жидкой фазы находятся в хаотическом движении в пределах слоя, напоминая кипящую жидкость. Расстояние между частицами и объем слоя изменяются в зависимости от скорости потока, проходящего через слой.

Режим транспорта частиц – частицы зернистого материала перемещаются в направлении движения восходящего потока жидкости или газа.

В нефтегазопереработке аппараты с неподвижным или движущимся плотным слоем зернистого материала используют в процессах адсорбционного разделения газов, каталитического крекинга, риформинга, гидроочистки; кипящий слой применяют в реакционных аппаратах установок каталитического крекинга, коксования, гидрокрекинга, каталитического дегидрирования н-бутана и др.

Основы теории передачи теплоты

Тепловые процессы

Технологические процессы, скорость протекания которых определяется скоростью подвода или отвода тепла, называются тепловыми процессами, а аппаратура, предназначенная для проведения этих процессов, называется теплообменной.

К тепловым процессам относятся:

- нагревание - повышение температуры перерабатываемых материалов путем подвода к ним тепла;
- охлаждение - понижение температуры перерабатываемых материалов путем отвода от них тепла;
- конденсация - перевод паров какого-либо вещества в жидкое состояние путем отвода тепла;
- испарение - перевод в парообразное состояние какой-либо жидкости путем подвода к ней тепла.

Частным случаем процесса испарения является весьма широко используемый в промышленности процесс - выпаривания - концентрирование растворов путем удаления жидкого летучего компонента в виде паров при кипении.

Способы распространения тепла. Процесс распространения тепла осуществляется различным способами: теплопроводностью, конвекцией и тепловым излучением.

Теплопроводностью называется процесс распространения тепла между частицами тела, находящимися в соприкосновении, при этом тепловая энергия передается внутри тела от одних частичек к другим вследствие их колебательного движения. Данный процесс наблюдается в твердых телах, в тонких слоях жидкостей и газов (в газах путем диффузии атомов и молекул. При подводе тепла увеличивается скорость движения молекул и кинетическая энергия, возрастает число столкновений как внутри слоя, так и с молекулами соседнего слоя, что ведет к повышению кинетической энергии в соседнем слое повышению температуры. В металлах тепло распространяется благодаря диффузии свободных электронов и в результате упругих колебаний кристаллической решетки. В жидкости – благодаря колебательному движению микрочастиц).

Конвекцией называется процесс переноса тепла вследствие движения и перемешивания макроскопических объемов газа или жидкости.

Тепловым излучением называют процесс распространения тепла в виде электромагнитных волн (инфракрасное излучение). В излучающем теле тепло превращается в энергию излучения, которое распространяется в пространство. Встречая на своем пути какое-либо тело, лучистая энергия частично превращается в тепло, частично отражается от этого тела и частично проходит через него.

В химической технике приходится осуществлять тепловые процессы при различных температурах – от близких к абсолютному нулю до равных нескольким тысячам градусов. Для каждого конкретного процесса, протекающего в определенном интервале температур, подбирают наиболее подходящие теплоносители и хладагенты, которые должны быть химически стойкими в рабочих условиях и легко транспортируемыми по трубам, но не должны образовывать отложений на стенках аппаратов и вызывать коррозию аппаратуры.

Как известно, самопроизвольный перенос тепла протекает при условии неравенства температур в рассматриваемых точках пространства или данного тела. Величина теплового потока зависит от распределения температур в рассматриваемом объеме или от характера температурного поля. Температурное поле – это совокупность мгновенных значений температур во всех точках рассматриваемой среды. Различают установившийся (стационарный) и неустановившийся (нестационарный) процессы передачи тепла. При стационарном процессе температура является

функцией только системы координат t = f(x, y, z) и не зависит от времени (конвективное изменение температуры). При нестационарном процессе температура изменяется в пространстве и во времени, т.е. t = f(x, y, z, τ) (конвективное и локальное изменение температуры).

Основная характеристика любого теплового процесса – количество передаваемого тепла: от этой величины зависят размеры теплообменных аппаратов. Основным размером теплообменного аппарата является теплопередающая поверхность (поверхность теплообмена).

Связь между количеством передаваемого в аппарате тепла и поверхностью теплообмена определяется основным кинетическим уравнением переноса тепла

$$\frac{dQ}{Sd\tau} = \frac{\Delta t}{R} = K\Delta t,$$

где Q – количество переданного тепла;
S – поверхность теплообмена;
K – коэффициент теплопередачи (величина, обратная термическому сопротивлению R);
Δt – средняя разность температур между обменивающимися теплом материалами.

Это уравнение обычно называют основным уравнением теплопередачи для установившегося процесса:

$$Q = KS\Delta t_{cp}.$$

Для неустановившегося процесса:

$$Q = KS\Delta t_{cp}\,\tau.$$

Согласно уравнениям количество тепла, передаваемое от более нагретого к более холодному теплоносителю, пропорционально поверхности теплообмена S, среднему температурному напору Δt_{cp} и времени τ.

Из этих уравнений определяют поверхность теплообмена аппарата

$$S = \frac{Q}{K\Delta t_{cp}}$$

Среднюю разность температур между средами определяют по начальным и конечным температурам сред, участвующих в теплообмене. Определение коэффициента теплопередачи, являющегося коэффициентом скорости теплового процесса, представляет наибольшие трудности при расчете теплового аппарата. Коэффициент теплопередачи зависит от характера и скоростей движения теплообменивающихся сред, а также от условий, в которых протекает теплообмен.

Определение кинетических характеристик теплового процесса – средней разности температур и коэффициента теплопередачи – является задачей теплопередачи как науки о процессах распространения тепла из одной части пространства в другую.

<u>Теплопроводность плоской стенки</u>

Количество тепла Q (дж), передаваемого через плоскую стенку, пропорционально поверхности стенки F (м2), времени t (сек), температурному перепаду Dt (град) и обратно пропорционально толщине стенки d (м), т. е.

Q = l × F × t × Dt / d (дж),

где l - коэффициент теплопроводности материала [вт/ м × гр], который показывает, какое количество тепла проходит в единицу времени через единицу поверхности теплообмена при градиенте температуры в 1 градус, т. е. при падении температуры в1 градус на единицу толщины стенки (при разности температур в1 гр, приходящегося на 1 м толщины стенки). Зависит от природы, структуры, влажности и температуры материала, величина принимается по справочным данным. Для твердых тел и газов l увеличивается с повышением температуры, у жидкостей - убывает.

Величину l / d [вт / м^2 × град] принято называть тепловой проводимостью стенки, а обратную ей величину d / l - [м^2 × гр / вт] – термическим сопротивлением стенки.

<u>Конвективный теплообмен</u> – процесс распространения тепла в жидкости (газе) от поверхности твердого тела или к поверхности его одновременно конвекцией и теплопроводностью. Такой процесс распространения тепла называют **теплоотдачей.**

При этом тепло распространяется от поверхности твердого тела к жидкости через пограничный слой за счет теплопроводности и пограничного слоя в ядро жидкости преимущественно конвекцией.

Основным законом теплоотдачи является закон Ньютона:

$Q = a F (tw - tf) \times t = a F D t$, дж.

где а - коэффициент теплоотдачи характеризует интенсивность теплообмена между поверхностью теплообмена и окружающей средой и показывающий количество тепла, которое передается от теплообменной поверхности в 1 $м^2$ в окружающую среду или наоборот, от окружающей среды к теплообменной поверхности в1 $м^2$ в течение единицы времени при разности температур между теплообменной поверхностью и окружающей средой в 1 градус. Коэффициент теплоотдачи зависит от физической природы процесса, физических свойств участвующих в теплообмене веществ, геометрических характеристик аппаратуры и условий теплообмена на границе системы, в которой протекает процесс.

Тепловые балансы

Тепловой поток Q определяется из уравнения теплового баланса.

Тепло Q_1, отдаваемое более нагретым теплоносителем, затрачивается на нагрев более холодного Q_2 и на компенсацию потерь Q_n в окружающую среду.

Величина Q_n в тепловых аппаратах, покрытых тепловой изоляцией, принимается в диапазоне от 3 до 5%. В первом приближении ею можно пренебречь. Тогда тепловой баланс выразится равенством

$Q = Q_1 = Q_2$.

Если расходы горячего и холодного теплоносителей составляют G_1 и G_2 соответственно, а их энтальпии на входе в аппарат I_{1H} , I_{2H} и на выходе I_{1K} , I_{2K}, уравнение теплового баланса будет иметь следующий вид

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

Для случая теплообмена без изменения агрегатного состояния теплоносителей энтальпия последних заменяется произведением теплоемкости С на температуру t:

$I_{1H} = C_{1H} t_{1H}$; $I_{1K} = C_{1K} t_{1K}$;

$I_{2K} = C_{2K} t_{2K}$; $I_{2H} = C_{2H} t_{2H}$.

То есть:

$Q = G_1C_1(t_{1н}-t_{1к}) = G_2C_2(t_{2н}-t_{2к})$,

где C_1, C_2 – это средние удельные теплоемкости горячего теплоносителя в диапазоне изменения температур от 0 до t_{1H} (на входе) и t_{1K} (на выходе) соответственно. Для холодного теплоносителя C_{2H} и C_{1K} – средние удельные теплоемкости в температурных пределах $0–t_{2H}$ и $0–t_{2K}$. В технических расчетах значения энтальпий обычно находят при заданной температуре из тепловых и энтропийных диаграмм или справочных таблиц.

При изменении агрегатного состояния теплоносителя (конденсация пара, испарение жидкости и т.д.) или протекании химических реакций, сопровождающихся тепловыми эффектами, их необходимо учитывать.

Тепловое подобие

Математическая модель конвективной теплоотдачи включает в себя следующие уравнения:

а) дифференциальные уравнения Фурье-Кирхгофа;

б) дифференциальные уравнения Навье–Стокса;

в) уравнение неразрывности и сплошности потока;

г) уравнения, определяющие зависимость различных параметров (ρ, μ, λ, Ср) от температуры.

Рассмотрим перенос тепла на границе раздела фаз. Передача тепла от среды к стенке:

$$Q = \alpha S(t_{cp} - t_{cm}),$$

передача тепла через пограничный слой:

$$Q = \lambda S(t_2 - t_1).$$

При установившемся процессе количество теплоты, проходящее через пограничный слой, равно приходящему из ядра потока к стенке. Поэтому, приравняв правые части уравнений и преобразовав их, получим:

$$-\lambda \frac{dt}{dn} = \alpha\left(t_{cp} - t_{cm}\right).$$

Преобразовав его, получим:

$$\frac{\alpha l}{\lambda} = Nu,$$

где Nu – критерий Нуссельта, характеризует теплоперенос на границе раздела фаз.

В случаях, когда теплообмен происходит в результате естественной конвекции, обусловленной разностью плотностей жидкости в различных точках системы, процесс характеризуется значением числа Архимеда:

$$Ar = \frac{gl^3}{\nu^2} \cdot \frac{\rho - \rho_0}{\rho},$$

где ρ и ρ_0 – плотности холодной и нагретой жидкости.

Поскольку в тепловых процессах разность плотностей в различных точках системы обусловливается разностью температур Δt нагретой и холодной жидкости, комплекс $\frac{\rho - \rho_0}{\rho}$ в числе Архимеда заменяют произведением βΔt и получают число Грасгофа:

$$Gr = \frac{gl^3}{\nu^2} \beta \Delta t,$$

где β – температурный коэффициент объемного расширения жидкости.

Число Грасгофа характеризует гидродинамический режим потока жидкости в условиях естественной конвекции, происходящей под влиянием разности плотностей нагретой и холодной жидкости.

Таким образом, уравнение подобия конвективного теплообмена имеет вид:

$$f = \left(Nu, Fo, Re, Gr, Pr\right) = 0.$$

Определяемым критерием подобия является Nu, следовательно,

$$Nu = f\left(Fo, Pr, Re, Gr\right).$$

Частные случаи:

а) процесс стационарный:

Nu = f (Re,Gr,Pr);

б) вынужденное движение потока:

Nu = f(Re,Pr);

в) свободное движение жидкости:

Nu = f(Gr,Pr).

При решении конкретных задач по найденному из соответствующего уравнения подобия значению критерия Нуссельта легко определяется коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = \frac{Nu\lambda}{l}.$$

<u>Порядок расчета значения α:</u>

а) описывают модель переноса;

б) подбирают для данной модели критериальное уравнение;

в) определяют критерий Нуссельта;

г) находят коэффициент теплоотдачи.

С помощью полученных уравнений подобия обработано большинство опытных данных по конвективному теплообмену. На основании этих данных можно определить значения коэффициентов теплоотдачи для всех основных случаев теплообмена.

Порядок расчета поверхности теплообменных аппаратов

1. Составляется уравнение теплового баланса

$Q_1 = G_1 (q_{t1} - q_{t2})$ или $Q_2 = G_2 (q_{t4} - q_{t3})$; $Q_2 = h\, Q_1$,

где: Q1 - количество тепла, выделяемое охлаждающим агентом;

Q_2 - количество тепла, получаемое нагреваемым потоком;

q_{t1} и $_{qt2}$ - теплосодержание (энтальпия) охлаждающего потока соответственно при начальной и конечной температурах, кДж / кг;

q_{t4} и q_{t3} - энтальпия нагревающегося потока соответственно при температурах входа и выхода из аппарата, кДж / кг;

G_1 и G2 - соответственно количество охлаждающегося и нагревающегося потоков, кг / сек;

h - коэффициент использования тепла (обычно h = 0,92 - 0,98).

Очень важно при расчете уравнения теплового баланса правильно выбрать величину теплосодержания (энтальпию) потоков, так как необходимо учитывать как явное так и скрытое тепло потоков.

Так, начальная энтальпия среды, находящейся в перегретом состоянии, будет включать явное тепло нагрева исходного вещества в жидком состоянии от 0 ^oC до температуры кипения $t_к$ этого вещества при данном давлении, скрытой теплоты испарения $q_и$ этого вещества и тепла перегрева от температуры $t_к$.

Если через теплообменник проходит поток, состоящий из нескольких веществ с различными тепловыми свойствами (скрытая теплота, теплоемкость), то тепловой баланс составляется для каждого из этих компонентов и уравнение теплового баланса примет вид

2. Определяется предварительно необходимая поверхность теплообмена, необходимая для передачи данного количества тепла

$F = Q_1$ (или Q_2) / $K \times Dt_{cp}$,

где К - коэффициент теплопередачи, определяемый по уравнению, вт / $м^2$ град;

Dt_{cp} - средний температурный напор или движущая сила процесса, град.

Промышленные способы подвода/отводя теплоты в химической аппаратуре

Теплоотдача при свободном движении жидкости

Свободное движение жидкости (свободная конвекция) происходит под влиянием разности плотностей нагретых и холодных частиц. Эта разность плотностей зависит от разности температур твердого тела и жидкости. Форма твердого тела имеет второстепенное значение, и поэтому уравнение подобия теплоотдачи имеет вид:

$$Nu = c(Gr\,Pr)^n ,$$

где с и n – константы, численные значения которых зависят от режима движения жидкости, т.е. от произведения GrPr:

Режим	*c*	*n*
Ламинарный ($GrPr < 5\cdot10^2$)	1,18	0,125
Переходный ($GrPr = 5\cdot10^2 – 2\cdot10^7$)	0,54	0,25
Турбулентный ($GrPr > 2\cdot10^7$)	0,135	0,33

В качестве определяющих геометрических размеров при вычислении числа Грасгофа в приняты: для цилиндрических или сферических тел – диаметр, для плоских – их высота.

В качестве определяющей температуры, т.е. температуры, по которой определяются значения физических параметров, входящих в числа подобия, здесь принята средняя температура пограничного слоя, где $t_{ст}$ – температура стенки и $t_{ср}$ – температура жидкости в ядре. Значение разности температур в числе Грасгофа: $\Delta t = tcm – tcp$.

Теплоотдача при вынужденном движении жидкостей

Интенсивность теплоотдачи при вынужденном движении жидкостей зависит в первую очередь от характера движения. В условиях установившегося турбулентного движения (Re >10 000) теплоотдача зависит практически только от характера движения и свойств жидкости; наиболее точные результаты для этого случая теплоотдачи дает зависимость

$$Nu = 0{,}021\, Re^{0{,}8}\, Pr^{0{,}43} \left(Pr / Pr_{cm} \right)^{0{,}25}.$$

В условиях ламинарного движения (Re < 2300) теплоотдача определяется как вынужденным, так и свободным движением жидкости. Для расчета теплоотдачи при ламинарном движении наиболее точной является формула

$$Nu = 0{,}17\, Re^{0{,}33}\, Pr^{0{,}43}\, Gr^{0{,}1} \left(Pr / Pr_{cm} \right)^{0{,}25}.$$

Теплоотдача при изменении агрегатного состояния среды

Часто в процессе теплообмена нагреваемые или охлаждаемые материалы изменяют агрегатное состояние: испаряются, конденсируются, плавятся или кристаллизуются. Особенности таких процессов теплообмена заключаются в том, что тепло подводится к материалам или отводится от них при постоянной температуре и распространяется не в одной, а в двух фазах. Эти особенности теплоотдачи при изменении агрегатного состояния могут быть учтены путем введения в уравнения подобия конвективного переноса тепла дополнительного числа подобия, учитывающего теплоту изменения агрегатного состояния.

$$K = \frac{r}{c\Delta t}.$$

Величина К является числом теплового подобия при изменении агрегатного состояния. Величина Δt представляет собой разность между температурой фазового превращения и температурой одной из фаз, а произведение cΔt является теплотой перегрева или переохлаждения рассматриваемой зоны относительно температуры фазового превращения. Число К является мерой отношения тепла, идущего на изменение агрегатного состояния вещества, к теплоте перегрева или переохлаждения одной из фаз относительно температуры фазового превращения. Число К характеризует относительное изменение количества протекающей жидкости вследствие изменения агрегатного состояния на границе раздела фаз.

Из различных случаев теплоотдачи при изменении агрегатного состояния наибольшее значение для процессов химической технологии имеют теплоотдача при конденсации паров и теплоотдача при кипении жидкостей.

Теплоотдача при конденсации пара

Конденсация пара применяется для обогрева различных технологических аппаратов.

Широкое применение пара определяется следующими достоинствами:

1) постоянной температурой обогрева ($t_{конд}$);

2) простотой, точностью регулирования температуры обогрева (изменением давления);

3) высокой интенсивностью теплообмена ($\alpha_п$= 10000…15000 Вт/(м^2 град);

4) большим количеством тепла, выделяемого при конденсации 1 кг пара;

5) тем, что водяной пар дешевый, доступный, негорючий, нетоксичный, невзрывоопасный, транспортабельный.

Пар конденсируется, т.е. переходит в жидкое состояние, на поверхности теплообмена, температура которой ниже температуры насыщения ($t_c<t_n$). Различают капельную конденсацию, когда образовавшаяся жидкость (конденсат) не смачивает поверхность и скатывается в виде отдельных капель, например, ртуть на стальной стенке, и пленочную конденсацию, когда конденсат смачивает поверхность и образует сплошную пленку (рисунок 5). Пленка жидкости, образующаяся на поверхности твердого тела, представляет собой основное термическое сопротивление распространению тепла от пара к твердому телу, однако пленочная конденсация встречается значительно чаще.

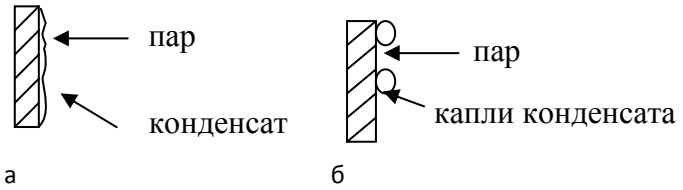

Рисунок 5 – Пленочная (а) и капельная (б) конденсация пара

Аналитическое решение для расчета локального коэффициента теплоотдачи при ламинарном течении пленки (Re<400) имеет вид:

$$\alpha = \sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{4\mu(t_n - t_c)x}},$$

где r – теплота парообразования;

x – степень сухости пара.

Из формулы видно, что интенсивность теплоотдачи убывает по мере стекания конденсата из-за возрастания толщины его пленки. Среднее значение коэффициента теплоотдачи от поверхности высотой Н

$$\alpha = 0{,}943\sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{\mu(t_n - t_c)H}}.$$

Теплофизические параметры конденсата в формулы следует подставлять при температуре насыщения t_n, а λ_c и μ_c при температуре стенки.

Вдоль поверхности, наклоненной под углом φ к вертикали, конденсат стекает медленнее, пленка его получается толще, коэффициент теплоотдачи ниже. Формула для расчета среднего коэффициента теплоотдачи для горизонтальной трубы:

$$\alpha = 0{,}728\sqrt[4]{\frac{r\rho^2 g\lambda^3}{\mu(t_n - t_c)d}}\varepsilon_t,$$

где $\varepsilon_t = \left[\left(\frac{\lambda_c}{\lambda}\right)^3 \frac{\mu}{\mu_c}\right]^{1/8}$ – экспериментальная поправка.

В промышленных теплообменниках конденсация обычно происходит на поверхности пучков труб. Коэффициент теплоотдачи от пучка труб ниже, чем от одиночной трубы, поскольку толщина пленки конденсата на нижних трубах увеличивается за счет стекания его с верхних труб. Формулы и графики для расчета поправок можно найти в справочниках.

Присутствие в паре неконденсирующихся газов (например, воздуха) сильно снижает значение коэффициента теплоотдачи из-за того, что пар, подходя к поверхности, на которой идет конденсация, увлекает вместе с собой и неконденсирующиеся газы. При конденсации происходит как бы сортировка перемещенных молекул пара и газа – первые захватываются пленкой конденсата, а вторые остаются в газовой фазе, накапливаются и вынуждены двигаться назад от поверхности раздела фаз. Этот встречный поток затрудняет доступ новым молекулам пара к пленке конденсата, т.е. замедляет процесс конденсации. Влияние неконденсирующихся газов на теплоотдачу при конденсации уменьшается в случае, когда поверхность обдувается потоком пара со скоростью w_n, поскольку при этом молекулы газа сносятся набегающим потоком и не успевают накапливаться около пленки конденсата.

Коэффициент теплоотдачи увеличивается со скоростью движения пара, если поток его уменьшает толщину пленки конденсата или срывает ее. Если же поток пара препятствует движению пленки и при этом не срывает ее, то увеличение скорости пара приводит к уменьшению коэффициента теплоотдачи.

При шероховатых поверхностях коэффициенты теплоотдачи меньше, чем при гладких, так как их сопротивление течению жидкой пленки больше, и поэтому меньше скорость стекания пленки и больше ее толщина.

Теплоотдача при кипении жидкости

Этот вид теплоотдачи отличается высокой интенсивностью и встречается в химической технологии, например при проведении таких процессов, как выпаривание, перегонка жидкостей, в испарителях холодильных установок.

Кипение – это испарение в объем жидкости с образованием паровоздушных пузырьков. В процессе кипения жидкость обычно сохраняет постоянную температуру, равную температуре насыщения t_H. Поверхность, к которой подводится тепловой поток, перегрета сверх значения t_H на

величину Δt. При малых значениях Δt теплота переносится в основном путем естественной конвекции, коэффициенты теплоотдачи можно рассчитать по формуле:

$$Nu = B(Gr_{ж}\, Pr_{ж})^{n}\left(Pr_{ж}/Pr_{c}\right)^{0,25},$$

где B и n – справочные коэффициенты.

Наступает пленочный режим кипения. Естественно, что пленка пара неустойчива и непрерывно разрушается, но тут же восстанавливается за счет новых порций образующегося пара. Пар, как и любое газообразное вещество, плохо проводит теплоту, и даже тонкая пленка, имея большое термическое сопротивление, ухудшает теплообмен – наступает кризис теплообмена при кипении.

Скорость переноса теплоты при кипении зависит от многих разнообразных факторов (физических свойств жидкости, давления, температурного напора, свойств материала поверхности нагрева и многих других), учесть влияние которых на процесс и свести их в единую зависимость крайне сложно. Формула для определения коэффициента теплоотдачи при пузырьковом кипении жидкости на чистой поверхности, погруженной в большой объем:

$$\alpha = 7\cdot 10^{-4}\lambda\left(\frac{g(\rho_{ж}-\rho_{п})}{\sigma}\right)^{0,5}\left(\frac{pq}{g(\rho_{ж}-\rho_{п})r\rho_{п}\nu}\right)^{0,7}\left(\frac{\nu}{a}\right)^{0,35}$$

где, кроме ранее принятых обозначений,

q – плотность теплового потока, Вт/м^2;

p – давление над поверхностью нагрева, Па.

Часто уравнением невозможно пользоваться в практических расчетах ввиду отсутствия значений необходимых физических параметров жидкости и пара при температуре кипения. Поэтому для расчетов применяют найденные опытным путем зависимости для различных жидкостей вида

$$\alpha = Ap^{n}q^{m},$$

где A, n, m – константы, которые находят по справочникам;

p – давление;

q – плотность теплового потока.

<u>Движущая сила тепловых процессов</u>

Движущей силой тепловых процессов является разность температур сред, при наличии которой тепло распространяется от среды с большей температурой к среде с меньшей температурой. При теплопередаче от одного теплоносителя к другому разность между температурами теплоносителей не сохраняет постоянного значения вдоль поверхности теплообмена, и поэтому в тепловых расчетах, где применяется основное уравнение теплопередачи к конечной поверхности теплообмена, необходимо пользоваться средней разностью температур $\Delta t_{ср.}$

Средняя разность температур зависит от температуры теплоносителей и их взаимного направления. Существуют следующие схемы движения теплоносителей: прямоток, при котором теплоносители движутся в одном и том же направлении; противоток, при котором теплоносители движутся в противоположных направлениях, и перекрестный ток, при котором теплоносители движутся по отношению друг к другу во взаимно перпендикулярных направлениях.

В случае, когда $\frac{\Delta t_{н}}{\Delta t_{к}} \le 2$, используется среднеарифметическая разность температур:

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_{н} + \Delta t_{к}}{2}.$$

В противном случае используется среднелогарифмическая разность температур:

для прямотока

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_н - \Delta t_к}{2{,}3\, lg \frac{\Delta t_н}{\Delta t_к}},$$

для противотока

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_м - \Delta t_б}{2{,}3\, lg \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}}.$$

Для перекрестного и смешанного токов точный расчет величины $\Delta t_{ср}$ затруднен ввиду весьма сложных закономерностей изменения температур вдоль поверхности теплообмена. Поэтому расчет движущей силы в этих случаях проводят по упрощенной схеме:

$$\Delta t_{ср} = \varepsilon \Delta t_{ср}^{против},$$

где ε – поправочный коэффициент, всегда меньше единицы и находится по справочникам в зависимости от соотношения температур теплоносителей и схемы их движения.

При нестационарном процессе переноса тепла средняя разность температур находится по формуле:

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_м - \Delta t_б}{2{,}3\, lg \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}} = \frac{t_{2к} - t_{2н}}{2{,}3\, lg \left[\frac{(t_1 - t_{2н})}{(t_1 - t_{2к})} \right]},$$

где t_1 – температура жидкости в произвольный момент времени.

Основные тепловые процессы в химической технологии

В химической промышленности широко распространены тепловые процессы – нагревание и охлаждение жидкостей и газов и конденсация паров, которые проводятся в теплообменных аппаратах (теплообменниках).

Теплообменниками называют аппараты, предназначенные для передачи тепла от одних веществ к другим. Вещества, участвующие в процессе передачи тепла, называются **теплоносителями.** Теплоносители, имеющие более высокую температуру, чем нагреваемая среда, и отдающие тепло, принято называть нагревающими агентами, а теплоносители с более низкой температурой, чем среда, от которой они воспринимают тепло, – **охлаждающими агентами**.

В качестве прямых источников тепла в химической технологии используют главным образом топочные газы, представляющие собой газообразные продукты сгорания топлива, и электрическую энергию. Вещества, получающие тепло от этих источников и отдающие его через стенку теплообменника нагреваемой среде, носят название промежуточных теплоносителей. К числу распространенных промежуточных теплоносителей (нагревающих агентов) относятся пар и горячая вода, а также так называемые высокотемпературные теплоносители – перегретая вода, минеральные масла, органические жидкости (и их пары), расплавленные соли, жидкие металлы и их сплавы.

В качестве охлаждающих агентов для охлаждения до обыкновенных температур (10-30 ^oC) применяют в основном воду и воздух.

Нагревающие агенты и способы нагревания

Нагревание водяным паром. Одним из наиболее широко применяемых греющих агентов является насыщенный водяной пар. Это объясняется существенными достоинствами его как теплоносителя. В результате конденсации пара получают большие количества тепла при относительно небольшом расходе пара.

Важным достоинством насыщенного пара является постоянство температуры его конденсации (при данном давлении), что дает возможность точно поддерживать температуру нагрева, а также в случае необходимости регулировать ее, изменяя давление греющего пара.

Основной недостаток водяного пара – значительное возрастание давления с повышением температуры. Вследствие этого температуры, до которых можно производить нагревание насыщенным водяным паром, обычно не превышают 180-190 ^oC, что соответствует давлению пара

10-12 атм. При больших давлениях требуется слишком толстостенная и дорогостоящая теплообменная аппаратура, а также велики расходы на коммуникации и арматуру.

Наиболее распространено нагревание глухим паром, передающим тепло через стенку теплообменного аппарата. Греющий пар из генератора пара – парового котла направляется в теплообменник, где жидкость (или газ) нагревается паром через разделяющую их стенку. Пар, соприкасаясь с более холодной стенкой, конденсируется на ней, и пленка конденсата стекает по поверхности стенки. Для того, чтобы облегчить удаление конденсата, пар вводят в верхнюю часть аппарата, а конденсат отводят из его нижней части. Температура пленки конденсата близка к температуре конденсирующегося пара, и эти температуры могут быть приняты равными друг другу.

В тех случаях, когда допустимо смешение нагреваемой среды с паровым конденсатом, используют нагревание острым паром, который вводят непосредственно в нагреваемую жидкость, такой способ нагрева проще нагрева глухим паром и позволяет лучше использовать тепло пара, так как паровой конденсат смешивается с нагреваемой жидкостью и их температуры выравниваются.

Если одновременно с нагреванием жидкость необходимо перемешать, то ввод острого пара осуществляют через барботеры – трубы, расположенные на дне аппарата, закрытые с конца и снабженные множеством мелких отверстий, обращенных кверху. Пар подается через сопло и захватывает жидкость, поступающую через боковые отверстия в смешивающий диффузор. При смешении жидкости с паром внутри диффузора значительно уменьшается шум.

Нагревание горячей водой. Горячая вода в качестве нагревающего агента обладает определенными недостатками по сравнению насыщенным паром. Коэффициенты теплоотдачи от горячей воды, как и о любой другой жидкости, ниже, чем коэффициенты теплоотдачи от конденсирующегося пара. Кроме того, температура горячей воды снижается вдоль поверхности теплообмена, что ухудшает равномерность нагрева и затрудняет его регулирование.

Горячую воду получают в водогрейных котлах, обогреваемых топочными газами, и паровых водонагревателях (бойлерах). Она применяется обычно для нагрева температур не более 100 ^{o}C. Для температур выше 100 ^{o}C в качестве теплоносителя используют воду, находящуюся под избыточным давлением. Для нагревания водой применяют главным образом циркуляционные системы обогрева.

Нагревание топочными газами. Дымовые, или топочные газы, относятся к числу наиболее давно применяемых нагревательных агентов. Топочные газы не потеряли своего значения до настоящего времени, так как позволяют осуществлять нагревание до высоких температур при незначительном избыточном давлении в теплообменнике. Наиболее часто топочные газы используются для нагрева через стенку других нагревательных агентов – промежуточных теплоносителей.

Наиболее существенными недостатками топочных газов являются: неравномерность нагрева, обусловленная охлаждением газа в процессе теплообмена, трудность регулирования обогрева, низкие коэффициенты теплоотдачи от газа к стенке, возможность загрязнения нагреваемых материалов продуктами неполного сгорания топлива.

Из-за относительно низкой удельной теплоемкости топочных газов их объемные расходы велики и транспортирование требует значительных затрат. Поэтому топочные газы обычно используют непосредственно на месте их получения.

Топочные газы получают, сжигая в топках печей твердое, жидкое или газообразное топливо. Нагревание топочными газами производят в печах. Горючий газ, выходя из сопла горелки, инжектирует необходимое количество воздуха, смешивается с ним и движется через пористую панель из огнеупорного материала. Горение протекает на поверхности излучающей панели при отсутствии пламени. Такие горелки называются беспламенными. Образовавшиеся топочные газы поступают в первую по ходу их движения радиантную часть рабочего пространства печи, в которой основная часть тепла передается нагреваемой жидкости, движущейся по змеевику путем излучения. Во второй, конвективной части печи тепло передается жидкости через стенку змеевика главным образом путем конвекции. В конвективной части печи для лучшей утилизации тепла

дымовых газов устанавливают дополнительные теплообменные устройства, например змеевик-перегреватель. Газы удаляются через дымовую трубу.

Нагревание высокотемпературными теплоносителями. В процессах химической технологии часто осуществляется обогрев высокотемпературными теплоносителями, которые обычно получают тепло от топочных газов или электрического тока, передают его нагреваемому материалу и являются промежуточными теплоносителями.

Нагревание перегретой водой. В качестве нагревательного агента перегретая вода используется при давлениях, достигающих критического, которому соответствует температура 374 ^{o}C . однако обогрев водой связан с применением высоких давлений, что значительно усложняет и удорожает нагревательную установку и повышает стоимость ее эксплуатации. Поэтому в настоящее время он вытесняется более экономичными способами нагрева другими высокотемпературными теплоносителями.

Для нагрева перегретой водой и другими жидкими теплоносителями используют установки с естественной и принудительной циркуляцией.

В установке с естественной циркуляцией жидкость заполняет нагревательную систему, состоящую из змеевика, обогреваемого в печи топочными газами, и теплоиспользующего аппарата, соединенных подъемным трубопроводом и опускным трубопроводом. Нагретая в змеевике жидкость поднимается по трубопроводу, отдает тепло среде, нагреваемой в аппарате, и сама охлаждается. При этом ее плотность возрастает и жидкость возвращается в печь по трубопроводу для последующего нагревания в змеевике. Таким образом, движение жидкости в замкнутом циркуляционном контуре происходит под действием разности плотностей нагретой и охладившейся жидкости.

В установке с принудительной циркуляцией движение горячей жидкости между печью и теплоиспользующим аппаратом осуществляется при помощи циркуляционного насоса. Применение принудительной циркуляции позволяет значительно увеличить скорость циркуляции и соответственно повысить интенсивность теплообмена. При обогреве с принудительной циркуляцией отпадает необходимость в подъеме теплообменного аппарата над печью. Кроме того, одна печь может обслуживать одновременно несколько аппаратов. Однако использование насоса удорожает стоимость установки и ее эксплуатации.

Более прост и экономичен, чем обогрев перегретой водой, обогрев теплоносителями, позволяющими получать высокие температуры без давления в системе или при уменьшенных давлениях. К числу таких теплоносителей относятся минеральные масла и некоторые другие органические жидкости.

Нагревание минеральными маслами. Минеральные масла являются одним из старейших промежуточных теплоносителей, используемых для равномерного нагревания различных продуктов. В качестве нагревающих агентов применяют масла, отличающиеся наиболее высокой температурой вспышки – до 310 ^{o}C. Поэтому верхний предел нагревания маслами ограничен температурами 250-300 ^{o}C .

Нагрев с помощью минеральных масел производят либо, помещая теплоиспользующий аппарат с рубашкой, заполненной маслом, в печь, в которой тепло передается маслу топочными газами, либо устанавливая электронагреватели внутри масляной рубашки.

В тех случаях, когда нагревание теплоносителя в рубашке исключается, нагрев масла осуществляют вне теплоиспользующего аппарата в установках с естественной и принудительной циркуляцией. Вследствие значительного увеличения объема масла при его нагревании за теплообменником устанавливают расширительный сосуд, емкости для холодного вязкого масла снабжают паровым обогревом и подводят к ним инертный газ для создания соприкосновения с воздухом. Указанные особенности характерны для большинства нагревательных установок, где используются органические теплоносители.

Масла являются наиболее дешевым органическим высокотемпературным теплоносителем. Однако им присущи существенные недостатки. Помимо относительно невысоких предельных температур применения, минеральные масла обладают низкими коэффициентами теплоотдачи, которые снижаются еще более при термическом разложении и окислении масел. Их окисление и

загрязнение поверхности теплообмена продуктами разложения усиливается в случае работы масел при температурах, близких к их температуре вспышки, и приводит к значительному ухудшению теплопередачи. Поэтому для получения достаточных тепловых нагрузок разность температур между маслом и нагреваемым продуктом должна быть не ниже 15-20 град. Вследствие указанных недостатков минеральные масла вытесняются более эффективными высокотемпературными теплоносителями.

Нагревание высококипящими органическими жидкостями и их парами. К группе высокотемпературных органических теплоносителей (ВОТ) относятся индивидуальные органические вещества: глицерин, этиленгликоль, нафталин и его замещенные, а также некоторые производные ароматических углеводородов, продукты хлорирования дифенила и полифенилов и многокомпонентные ВОТ.

Наибольшее промышленное применение получила дифенильная смесь, состоящая из 26,5% дифенила и 73,5% дифенилового эфира. Дифенильная смесь обладает большой термической стойкостью и более низкой температурой плавления, чем составляющие ее компоненты. Дифенильную смесь можно транспортировать по хорошо изолированным трубопроводам, не опасаясь ее кристаллизации. Температура кипения дифенильной смеси при атмосферном давлении равна 258 ^{o}C. Поэтому в жидкости виде она используется для нагрева до температур не более приблизительно 250 ^{o}C.

При обогреве жидкой смесью с принудительной циркуляцией смесь центробежным насосом через котел с электрообогревом подается на обогрев теплоизолирующего аппарата. Вследствие того что объем смеси при ее нагреве увеличивается, за аппаратом установлен расширительный сосуд. После того как смесь отдала тепло и охладилась насосом она засасывается в котел.

Над поверхностью жидкости в расширительном сосуде находится инертный газ (азот), подаваемый для того, чтобы по возможности устранить окисление смеси при соприкосновении ее с воздухом.

Нагревание расплавленными солями. В химической технологии необходимо нагревать продукты до температур, превышающих предельно допустимые температуры для ВОТ. В таких случаях для равномерного обогрева используют неорганические жидкие теплоносители – расплавленные соли и жидкие металлы.

Из различных неорганических солей и их сплавов, применяемых для нагревания до высоких температур, наибольшее практическое значение имеет нитрит-нитратная смесь – тройная эвтектическая смесь, содержащая 40% азотистокислого натрия, 7% азотнокислого натрия и 53% азотнокислого калия. Эта смесь применяется для нагрева при атмосферном давлении до температур 500-540 ^{o}C.

Смесь применяют практически только при обогреве с принудительной циркуляцией, которая осуществляется посредством специальных насосов пропеллерного типа или бессальниковых центробежных насосов.

Нагревание ртутью и жидкими металлами. Для нагрева до температур 400-800 ^{o}C и выше в качестве высокотемпературных теплоносителей могут быть эффективно использованы ртуть, а также натрий, калий, свинец и другие легкоплавкие металлы и их сплавы.

Большинство металлических теплоносителей огне- и взрывобезопасны и практически не действуют на малоуглеродистые и легированные стали. Исключение составляют калий и натрий, которые отличаются чрезвычайно высокой химической активностью, требуют применения нержавеющих сталей и воспламеняются со скоростью взрыва.

Легкоплавкие металл, кроме ртути, натрия, калия и их сплавом, используются главным образом в качестве промежуточных теплоносителей для нагревательных бань. Однако иногда они находят применение в нагревательных установках с естественной и особенно с принудительной циркуляцией.

Ртуть является единственным металлическим теплоносителем, используемым в парообразном состоянии, причем давление паров ртути очень низкое.

Однако пары металлических теплоносителей крайне ядовиты. Поэтому нагревательные установки должны быть абсолютно герметичны и снабжены мощной приточно-вытяжной вентиляцией.

Нагревание электрическим током. С помощью электрического тока нагрев можно производить в очень широком диапазоне температур, точно поддерживая и легко регулируя температуру нагрева в соответствии с заданным технологическим режимом. Кроме того, электрические нагревательные устройства отличаются простотой, компактностью и удобны для обслуживания.

Однако применение электрического тока пока относительно дорого. Это связано с многоступенчатостью преобразования химической энергии топлив в электроэнергию.

В зависимости от способа превращения электрической энергии в тепло различают нагревание электрическими сопротивлениями, индукционное нагревание, высокочастотное нагревание, а также нагревание электрической дугой.

Охлаждающие агенты. Для охлаждения до обыкновенны температур (примерно до 10-30 ^{o}C) наиболее широко используют доступные и дешевые агенты – воду и воздух. По сравнению с воздухом вода отличается большой теплоемкостью, более высокими коэффициентами теплоотдачи и позволяет проводить охлаждение до более низких температур.

В качестве охлаждающего агента применяют речную, озерную, прудовую или артезианскую воду. Если по местным условиям вода дефицитна или ее транспортирование связано со значительными расходами, то охлаждение производят оборотной водой – отработанной охлаждающей водой теплообменных устройств. Эту воду охлаждают путем ее частичного испарения в открытых бассейнах или чаще всего – в градирнях путем смешения с потоком воздуха и снова направляют на использование в качестве охлаждающего агента.

Достигаемая температура охлаждения зависит от начальной температуры воды. При проектировании теплообменной аппаратуры следует принимать в качестве расчетной начальную температуру воды для наиболее неблагоприятных (летних) условий с тем, чтобы обеспечить надежную и бесперебойную работу теплообменных устройств в течение всего года.

Расход воды на охлаждение определяют по формуле:

$$W = \frac{G_c\,(t_н - t_к)}{c_в\,(t_2 - t_1)},$$

где G – расход охлаждаемой среды;
c – средняя удельная теплоемкость среды;
$c_в$ – удельная теплоемкость воды;
$t_н$; $t_к$ – начальная и конечная температуры охлаждаемой среды;
t_1; t_2 – начальная и конечная температуры охлаждающей воды.

Вода используется для охлаждения главным образом в поверхностных теплообменниках (холодильниках). В таких холодильниках вода движется обычно снизу вверх для того, чтобы конвекционные токи, обусловленные изменением плотности теплоносителя при повышении температуры, совпадали с направлением его движения. Вода применяется также в теплообменниках смешения, например, разбрызгивается в потоке газа для охлаждения и увлажнения.

Когда температура охлаждаемой среды превышает температуру кипения воды при атмосферном давлении, охлаждение проводят при частичном испарении воды, что позволяет снизить расход воды на охлаждение. Такое испарительное охлаждение является по существу не только теплообменным, но и массообменным процессом.

Испарительное охлаждение осуществляют в оросительных холодильниках, градирнях и других теплообменных аппаратах, причем образующийся в последних пар иногда используют в качестве низкотемпературного греющего агента.

Теплообменные аппараты

Процессы теплообмена играют важную роль в современной технике. Они применяются всюду, где возникает необходимость нагрева или охлаждения среды для ее обработки и

утилизации тепла. Особенно широко процессы теплообмена используют в химической, нефтеперерабатывающей промышленности.

Теплообменные аппараты классифицируют по различным признакам. По способу передачи тепла их можно разделить на две группы: поверхностные и смешения.

Теплообменники имеют конструктивные особенности в зависимости от назначения, от направления движения рабочих сред, от компоновки теплообменной поверхности, градиента температур теплоносителей, материала из которого изготовлен аппарат, от конфигурации теплообменной поверхности. Требования к промышленным теплообменным аппаратам в зависимости от конкретных условий применения весьма разнообразны. Основными требованиями являются: обеспечение наиболее высокого коэффициента теплопередачи при возможно меньшем гидравлическом сопротивлении; компактность и наименьший расход материала; надежность и герметичность в сочетании с разборностью и доступностью поверхности теплообмена для механической очистки ев от загрязнений; унификация узлов и деталей; технологичность механизированного изготовления широких рядов поверхностей теплообмена для различного диапазона рабочих температур, давлений и т.д.

Интенсивностью процесса или удельной тепловой производительностью теплообменного аппарата называется количество тепла, передаваемого в единицу времени через единицу поверхности теплообмена при заданном тепловом режиме.

Процессы теплообмена осуществляются в теплообменных аппаратах различных типов и конструкций.

По способу передачи тепла теплообменные аппараты делят на поверхностные и смесительные. В поверхностных аппаратах рабочие среды обмениваются теплом через стенки из теплопроводного мате риала, а в смесительных аппаратах тепло передается при непосредственном перемешивании рабочих сред.

Смесительные теплообменники проще по конструкции чем поверхностные: тепло в них используется полнее. Но они пригодны лишь в тех случаях, когда по технологическим условиям производства допустимо смешение рабочих сред.

Поверхностные теплообменные аппараты, в свою очередь, делятся на рекуперативные и регенеративные. В рекуперативных аппаратах теплообмен между различными теплоносителями происходит через разделительные стенки. При этом тепловой поток в каждой точке стенки сохраняет одно и то же направление. В регенеративных теплообменниках теплоноситель попеременно соприкасается с одной и той же поверхностью нагрева. При этом направление теплового потока в каждой точке стенки периодически меняется. Рассмотрим рекуперативные поверхностные теплообменники непрерывного действия, наиболее распространенные в промышленности.

Основными элементами кожухотрубчатых теплообменников (рисунок 5) являются пучки труб, трубные решетки, корпус, крышки, патрубки. В кожухотрубчатом теплообменнике одна из обменивающихся теплом сред движется внутри труб (в трубном пространстве), а другая – в межтрубном пространстве.

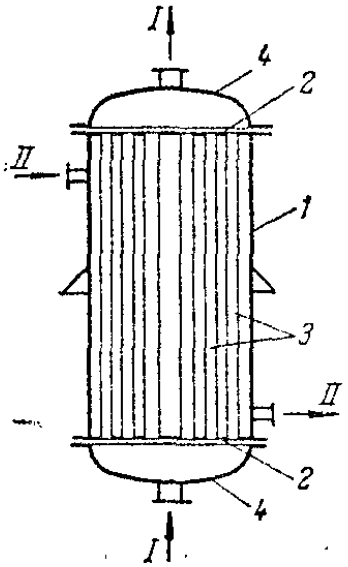

Рисунок 5 – Кожухотрубчатый теплообменник
1 – корпус; 2 – трубные решетки; 3 – трубы; 4 – крышки;
5 – перегородки в крышках; 6 – перегородки в межтрубном пространстве.

Среду обычно направляют противотоком друг к другу. При этом нагреваемую среду направляют снизу вверх, а среду, отдающую тепло – в противоположном направлении. Такое направление движения каждой среды совпадает с направлением, в котором стремится двигаться данная среда под влиянием изменения ее плотности при нагревании и охлаждении.

Кроме того, при указанных направлениях движения сред достигается более равномерное распределение скоростей и идентичные условия теплообмена по площади поперечного сечения

аппарата. В противном случае, например, при подаче более холодной (нагреваемой) среды сверху теплообменника, более нагретая часть жидкости, как более легкая, может скапливаться в верхней части аппарата, образуя "застойные" зоны.

Трубы в решетках обычно равномерно размещают по, периметрам правильных шестиугольников, т.е. по вершинам равносторонних треугольников, реже применяют размещение труб по концентрическим окружностям. В отдельных случаях, когда необходимо обеспечить удобную очистку наружной поверхности труб, их размещают по периметрам прямоугольников. Все указанные способы размещения труб преследуют одну цель – обеспечить возможно более компактное размещение необходимой поверхности теплообмена внутри аппарата. В большинстве случаев наибольшая компактность достигается при размещении трубок по периметрам правильных шестиугольников.

Кожухотрубчатые теплообменники могут быть вертикальными, горизонтальными и наклонными в соответствии с требованиями технологического процесса или удобства монтажа. В зависимости от величины температурных удлинений трубок и корпуса применяют кожухотрубчатые теплообменники жесткой, полужесткой и нежесткой конструкции.

Элементые (секционные) теплообменники состоят из последовательно соединенных элементов-секций. Сочетание нескольких элементов с малым числом труб соответствует принципу многоходового кожухотрубчатого аппарата, работающего на наиболее выгодной схеме противоточной. Элементные теплообменники эффективны в случае, изменения агрегатного состояния. Их также целесообразно применять при высоком давлении рабочих сред. Отсутствие перегородок снижает гидравлическое сопротивление и уменьшает степень загрязнения межтрубного пространства. Однако по сравнению с многоходовыми кожухотрубчатыми теплообменниками элементные теплообменники менее компактны и более дороги из-за увеличения числа дорогостоящих элементов аппарата – трубных решеток, фланцевых соединений, компенсаторов и др.

Теплообменники типа «туба в трубе» состоят из ряда последовательно соединенных звеньев (рисунок 6).

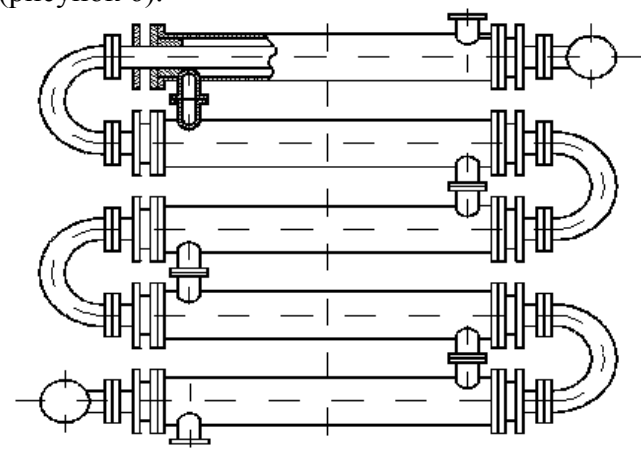

Рисунок 6 – Теплообменник типа «труба в трубе»

Каждое звено представляет собой две соосные трубы. Для удобства чистки и замены внутренние трубы обычно соединяют между собой "калачами" или коленами. Двух трубные теплообменники, имеющие значительную поверхность нагрева, состоят из ряда секций, параллельно соединенный пар, то его, как правило, направляют в межтрубное (кольцевое) пространство. Такие теплообменники часто применяют как жидкостные или газо-жидкостные. Подбором диаметров внутренней и наружной труб можно обеспечить обеим рабочим средам, участвующим в теплообмене, необходимую скорость для достижения высокой интенсивности теплообмена.

Преимущества двухтрубного теплообменника: высокий коэффициент теплоотдачи, пригодность для нагрева или охлаждения сред при высоком давлении, простота изготовления, монтажа и обслуживания.

Недостатки двухтрубного теплообменника: громоздкость, высокая стоимость вследствие большого расхода металла на наружные трубы, не участвующие в теплообмене, сложность очистки кольцевого пространства.

Поверхность нагрева витых теплообменников компонуется из ряда концентрических змеевиков, заключенных в кожух и закрепленных в соответствующих головках. Теплоносители движутся по трубному и межтрубному пространствам. Витые теплообменники широко применяют в аппаратуре высокого давления для процессов разделения газовых смесей методом глубокого охлаждения. Эти теплообменники характеризуются способностью к самокомпенсации, достаточной для восприятия деформаций от температурных напряжений.

Погружные теплообменники состоят из плоских или цилиндрических змеевиков (аналогично витым), погруженных в сосуд с жидкой рабочей средой. Вследствие малой скорости омывания жидкостью и низкой теплоотдачи снаружи змеевика погруженные теплообменники являются недостаточно эффективными аппаратами. Их целесообразно использовать, когда жидкая рабочая среда находится в состоянии кипения или имеет механические включения, а также при необходимости приме нения поверхности нагрева из специальных материалов, для которых форма змеевика наиболее приемлема.

Ребристые теплообменники применяют для увеличения теплообменной поверхности оребрение с той стороны, которая характеризуется набольшими термическими сопротивлениями. Ребристые теплообменники (калориферы) используют, например, при нагревании паром воздуха или газов. Важным условием эффективного использования ребер является их плотное соприкосновение с основной трубой (отсутствие воздушной прослойки), а также рациональное размещение ребер.

Ребристые теплообменники широко применяют в сушильных установках, отопительных системах и как экономайзеры. Помимо трубчатых теплообменников с трубами, имеющими поперечные ребра прямоугольного или трапециевидного сечения, разработаны конструкции с продольными, плавниковыми, проволочными, игольчатыми непрерывными спиральными ребрами и др.

Трубы с поперечными ребрами различной формы широко используются, в частности, в аппаратах для нагрева воздуха – калориферах, а также в аппаратах воздушного охлаждения. При нагреве воздуха обычно применяют насыщенный водяной пар, поступающий в коллектор и далее в пучок оребренных труб. Конденсат отводится из коллектора. Иногда используются продольные ребра, которые для турбулизации пограничного слоя (что особенно важно при ламинарном течении теплоносителя) на определенном расстоянии надрезаются.

В последнее время распространены пластинчатые разборные теплообменники (рисунок 7), отличающиеся интенсивным теплообменом, просто той изготовления, компактностью, малыми гидравлическими сопротивлениями, удобством монтажа и очистки от загрязнений.

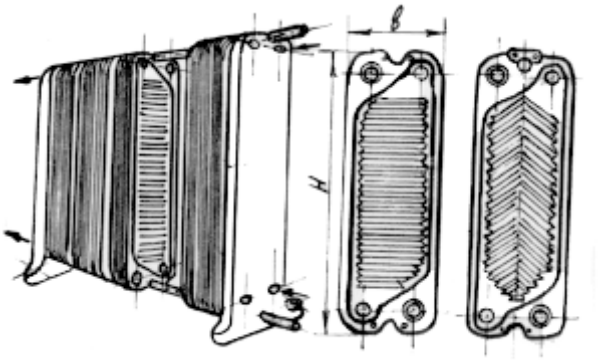

Рисунок 7 – Пластинчатый теплообменник

Это теплообменники состоят из отдельных пластин, разделенных резиновыми прокладками, двух концевых камер, рамы и стяжных болтов. Пластаны штампуют из тонколистовой стали

(толщина 0,7 мм). Для увеличения поверхности теплообмена и турбулизации потока теплоносителя проточную часть пластин выполняют гофрированной или ребристой, причем гофры могут быть горизонтальными или расположены «в елку». К пластинам приклеивают резиновые прокладки круглой и специальной формы для герметизации конструкции; теплоноситель направляют либо вдоль пластины, либо через отверстие в следующий канал. Движение теплоносителей в пластинчатых теплообменниках может осуществляться прямотоком, противотоком и по смешанной схеме.

Графитовые теплообменники составляют отдельную группу. Высокая коррозионная стойкость и значительная теплопроводность делают графит незаменимым в некоторых производствах. Промышленностью выпускаются блочные, кожухотрубные, оросительные теплообменники и погружные теплообменные элементы.

Для устранения пористости графит предварительно пропитывают фенолоформальдегидными смолами. Пропитанный графит является химически стойким материалом в весьма агрессивных средах (например, в горячей соляной, разбавленной серной, фосфорной кислотах и др.) и отличается высокими коэффициентами теплопроводности.

Теплообменные устройства химических реакторов. Для обогрева и охлаждения реакционных и других аппаратов разнообразных конструкций применяют различные устройства, в которых поверхность теплообмена образуется стенками самого аппарата.

К числу устройств, использующих в качестве теплообменного элемента стенки аппарата, относятся рубашки. К фланцу корпуса аппарата крепится на прокладке и болтах рубашка. В некоторых случаях рубашку приваривают к стенкам аппарата, но при этом затрудняется ее очистка и ремонт. В пространстве между рубашкой и внешней поверхностью стенок аппарата движется теплоноситель. Применяют рубашки с анкерными связями, которые имеют выштампованные в шахматном порядке круглые отверстия, и по внутренней кромке отверстий стенки рубашки приварена к наружной стенке аппарата. Рубашка такой конструкции обладает не только повышенной механической прочностью, но и обеспечивает более высокие скорости движения теплоносителя в полостях между анкерными связями, а следовательно, и большие коэффициенты теплоотдачи.

Нагревание или охлаждение при повышенных давлениях теплоносителя может быть осуществлено также с помощью змеевиков, приваренных к наружной стенке аппарата и изготовленных из полуцилиндров разрезанных по образующей или угловой стали.

Для более высоких давлений, например, в системах обогрева перегретой водой, к наружной стенке аппарата многослойным швом приваривают змеевики. Эти устройства вытесняют применявшиеся ранее для такого же диапазона давлений стальные змеевики, залитые в чугунные стенки аппарата при его отливке. При заливке змеевиков получают относительно низкие коэффициенты теплопередачи, так как вследствие различия коэффициентов объемного расширения стали и чугуна возможно образование местных воздушных зазоров между змеевиком и стенкой аппарата, что приводит к возрастанию термического сопротивления. Кроме того, изготовление такой системы сложно, а ремонт змеевиков практически невозможен.

В последнее время в промышленности получают все более широкое применение теплообменники воздушного охлаждения. Это объясняется ограниченностью водных ресурсов и необходимостью уменьшения количества сточных вод, загрязняющих водоемы и требующих для очистки сложных гидротехнических сооружений. Как показывают расчеты, использование воздушных холодильников конденсаторов взамен других известных аппаратов экономически оправдано.

Основными элементами теплообменников воздушного охлаждения являются пучок оребренных труб и мощный осевой вентилятор, создающий интенсивный поток воздуха через трубный пучок. Кроме горизонтального расположения трубного пучка применяют вертикальные теплообменные секции, а также наклонные (в холодильниках шатрового и зигзагообразного типа).

В теплообменниках смешения можно осуществить нагревание или охлаждение газов и жидкостей, а также процессы испарения и конденсации.

Основным условием их эффективной работы является высокая степень контакта между газом и теплоносителем, что достигается оформлением аппарата в виде колонны с насадкой, практически не отличающейся по конструкции от абсорбционных аппаратов.

Теплообменники смешения характеризуются высокими коэффициентами теплопередачи и большой производительностью, а также незначительным гидравлическим сопротивлением. Они особенно удобны для конденсации водяного пара водой и поэтому часто применяются в производствах, где реакции проводятся в присутствии водяного пара как разбавителя. Их удобно применять и в тех случаях, когда в качестве хладоагента используется ожиженный целевой продукт.

Теплообменники смешения очень удобно применять при работе с агрессивными средами. Стенки аппарата могут быть футерованы коррозионностойким материалом, а насадка изготовлена из такого же материала, причем это не оказывает абсолютно никакого влияния на условия теплопередачи, так как последняя происходит в пленке жидкости на поверхности нас и стенок. Таким образом, теплообменники смешения во всех случаях могут быть изготовлены из дешевых материалов.

Конструкции теплообменных аппаратов весьма разнообразны, однако существует общая методика теплотехнических расчетов, которую можно применять для частных расчетов в зависимости от имеющихся исходных данных.

Существуют два вида теплотехнических расчетов теплообменных аппаратов: конструкторский (проектный) и поверочный.

Конструкторский расчет производится при проектировании теплообменного аппарата, когда заданы расходы теплоносителей и их параметры. Цель конструкторского расчета определение поверхности теплообмена и конструктивных размеров выбранного аппарата.

Поверочный расчет выполняется для выявления возможности использования имеющихся или стандартных теплообменных аппаратов для тех технологических процессов, в которых используется данный аппарат. При поверочном расчете заданы размеры аппарата и условия его работы, а неизвестной величиной является производительность теплообменного аппарата (фактическая). Поверочный расчет производят для оценки работы аппарата при режимах, отличных от номинальных. Таким образом, целью поверочного расчета является выбор условий, обеспечивающих оптимальный режим работы аппарата.

Конструкторский расчет состоит из теплового (теплотехнического), гидравлического и механического расчетов.

Последовательность конструкторского расчета. Для выполнения расчета должно быть задано:

1) тип теплообменного аппарата (змеевиковый, кожухотрубчатый, «труба в трубе», спиральный и др.);

2) наименование нагреваемого и охлаждаемого теплоносителей (жидкость, пар или газ);

3) производительность теплообменного аппарата (количество одного из теплоносителей, кг/с);

4) начальные и конечные температуры теплоносителей.

Требуется определить:

1) физические параметры и скорости движения теплоносителей;

2) расход нагревающего или охлаждающего теплоносителя на основании теплового баланса; 3) движущую силу процесса, т.е. среднюю разность температур;

4) коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи;

5) поверхность теплопередачи;

6) конструктивные размеры аппарата: длину, диаметр и число витков змеевика, длину, число труб и диаметр кожуха в кожухотрубчатом аппарате, число витков и диаметр корпуса в спиральном теплообменнике и др.;

7) диаметры штуцеров для входа и выхода теплоносителей.

Тепловой расчет теплообменных аппаратов.

Тепловой расчет начинается с определения тепловой нагрузки аппарата и расхода греющего или охлаждающего теплоносителя. Тепловой нагрузкой называется количество тепла, переданного от горячего теплоносителя к холодному. Очевидно, что $Q = Q_{гор} = Q_{хол}$.

В зависимости от заданного процесса тепловые балансы имеют различный вид.

Уравнение теплового баланса в общем виде можно записать в виде равенства $Q_{прих} = Q_{расх}$.

Для холодильников:

$Q_{гор} = G_{гор} \cdot c \cdot (t_1 - t_2)$,

$Q_{хол} = G_{хол} \cdot c_в \cdot (t'' - t')$,

где $G_{гор}$ – расход горячего теплоносителя, кг/с;

c – средняя удельная теплоемкость горячего теплоносителя, Дж/(кг град);

t_1 и t_2 – начальная и конечная температуры горячего теплоносителя, град;

$G_{хол}$ – расход охлаждающей воды, кг/с;

$c_в$ –средняя удельная теплоемкость охлаждающей воды, Дж/(кг град);

t'' и t' – температура охлаждающей воды на выходе из аппарата и на входе в аппарат, град.

Из уравнения теплового баланса

$G_{гор} \cdot c \cdot (t_1 - t_2) = G_{хол} \cdot c_в \cdot (t'' - t')$,

определяется расход охлаждающей воды (кг/с):

$G_{хол} = G_{гор} \cdot \frac{c \cdot (t1 - t2)}{св \cdot (t'' - t\prime)}$.

Для конденсаторов:

В этих аппаратах происходит процесс охлаждения горячего теплоносителя с изменением агрегатного состояния. Например, технологическое вещество (пары этилового спирта), охлаждаясь конденсируются и жидкий этиловый спирт выходит с заданной температурой t_2. Тепло от горячего теплоносителя чаще всего отводится холодной водой:

$Q_{расх} = Q_1 + Q_2 + Q_3$; $\quad Q_{расх} = W \cdot c_в \cdot (t'' - t')$

где Q_1 – тепло, выделяющееся при охлаждении перегретых паров от $t_{п.п.}$ до насыщенного состояния $t_{п.п} = t_s$, Вт;

Q_2 – тепло, выделяющееся при конденсации насыщенного пара, Вт;

Q_3 – тепло, выделяющееся при охлаждении горячей жидкости от t_s до заданной температуры t_2, Вт;

W– расход охлаждающей воды, кг/с;

$c_в$– удельная теплоемкость воды, Дж/(кг град).

$$Q_1 = G \cdot c_p \cdot (t_{п.п.} - t_s); \quad Q_2 = G \cdot r; \quad Q_3 = G \cdot c \cdot (t_s - t_2)$$

где G– расход горячего теплоносителя, кг/с;

c_p – удельная теплоемкость при постоянном давлении для перегретого пара, Дж/(кг град);

r– скрытая теплота конденсации горячего теплоносителя, Дж/кг;

c– удельная теплоемкость горячего теплоносителя Дж/(кг град).

Уравнение теплового баланса:

$$G \cdot c_p \cdot (t_{п.п.} - t_{н.п.}) + G \cdot r + G \cdot c \cdot (t_s - t_2) = W \cdot c_в \cdot (t'' - t')$$

Если охлаждающая вода попадает в межтрубное пространство и внешние стенки аппарата имеют температуру, мало отличающуюся от температуры окружающей среды, то тепловые потери ничтожно малы и их не учитывают.

Определяем расход охлаждающей воды (кг/с):

$$W = \frac{G \cdot c_p \cdot (t_{п.п.} - t_{н.п.}) + G \cdot r + G \cdot c \cdot (t_s - t_2)}{c_в \cdot (t'' - t')}$$

Если в процессе теплообмена есть дополнительные условия, осложняющие процесс, например, дополнительный приход или расход тепла за счет химической реакции или превращения вещества, то их нужно учесть в тепловом балансе.

Гидравлический расчет теплообменных аппаратов.

Целью расчета является определение величины гидравлического сопротивления, вносимого теплообменником в систему теплотехнических трубопроводов, и определение мощности, необходимой для перемещения теплоносителя.

Для прохода через теплообменный аппарат теплоносители должны подаваться под некоторым избыточным давлением, чтобы преодолеть гидравлическое сопротивление аппарата.

Потери давления (напора) по трубному и межтрубному пространствам (Па)

$$\Delta P = \frac{\lambda \cdot \left(\frac{l \cdot n}{d_э} + \sum \xi \right) W^2}{2 \cdot \rho}$$

где λ – коэффициент трения, выбираемый по графикам;
l – длина одного хода, трубы, канала и др., м;
n – число ходов, труб, витков и каналов;
$d_э$ – эквивалентный диаметр трубы, канала, межтрубного пространства, рубашки спирального канала, м;
$\sum \xi$ – сумма коэффициентов местных сопротивлений;
W - массовая скорость среды, кг/(см^2);
r – плотность среды, кг/м^3.

Коэффициент трения: а) для ламинарного течения среды (Re > 2300): в трубах круглого сечения $\lambda = \frac{64}{Re}$; в каналах некруглого сечения $\lambda = \frac{A}{Re}$; а) для турбулентного сечения $\lambda = \frac{0.316}{Re^{0.25}}$ (применяется при Re > 100000).

Гидравлическое сопротивление аппарата с рубашкой состоит из потери напора на трение теплоносителя в рубашке и местных сопротивлений входа и выхода.

Потеря давления в изогнутой трубе (змеевике) $\Delta P_{зм}$ больше, чем в прямой трубе $\Delta P_{пр}$ (Па):

$$\Delta P_{зм} = \Delta P_{пр} \cdot x$$

Безразмерный поправочный коэффициент $x > 1$ вычисляют по формуле

$$x = 1 + 3.54 \cdot \frac{d}{D}$$

где d – внутренний диаметр трубы, м; D – диаметр витка змеевика, м.

Потеря давления в прямой трубе (Па)

$$\Delta P_{пр} = \lambda \cdot \frac{L}{d} \cdot \frac{W^2}{2 \cdot \rho}$$

где $L = \pi \cdot D \cdot n$ – длина трубы, из которой навит змеевик, м.

Коэффициенты местных сопротивлений ξ_1 и ξ_2 зависят от отношения площадей поперечного сечения входного и выходного патрубков.

Гидравлическое сопротивление многопакетного, многоходового пластинчатого теплообменного аппарата при одинаковом числе каналов во всех пакетах выражается уравнением

$$\Delta P = \xi \cdot \frac{L_{пр}}{d_э} \cdot \frac{\rho \cdot \omega^2}{2} \cdot x$$

$$\xi = \frac{22.4}{Re^{0.25}}$$

где - коэффициент общего гидравлического сопротивления единицы относительной длины межпластинного канала;

$L_{пр}$ и $d_э$ – приведенная длина и эквивалентный диаметр одного межпластинного канала, м;

r – плотность рабочей среды, кг/м;

$\omega = \frac{v}{f \cdot m}$ – линейная скорость рабочей среды, м/с;

V – объемный расход, $м^3$/ с;

f – площадь сечения канала, $м^2$;

m – число каналов в пакете;

x – число последовательно включенных каналов или число пакетов в секции.

Мощность, затраченная на преодоление гидравлических сопротивлений (кВт)

$$N = \frac{V \cdot \Delta P}{1000 \cdot \eta}$$

где V – расход теплоносителя;

ΔP – полная потеря напора, Па;

h – КПД машины или насоса, создающего напор.

По подсчитанной мощности нужно выбрать насос для подачи теплоносителя.

Механический расчет теплообменного аппарата состоит из проверки на прочность отдельных узлов и деталей, и сводится к определению их номинальных расчетных размеров (толщины стенок, фланцев и т.п.), которые должны обеспечить им необходимую долговечность.

Выпаривание

Выпариванием называют процесс концентрирования жидких растворов практически нелетучих веществ путем частичного удаления растворителя испарением при кипении жидкости. В процессе выпаривания растворитель удаляется из всего объема раствора, в то время как при температурах ниже температур кипения испарение происходит только с поверхности жидкости.

В химической промышленности выпариванию подвергают растворы твердых веществ (главным образом водные растворы щелочей, солей и др.), а также растворы высококипящих жидкостей, обладающих при температуре выпаривания очень малым давлением пара (некоторые минеральные и органические кислоты, многоатомные спирты и др.).

Концентрированные растворы и твердые вещества, получаемые в результате выпаривания, легче и дешевле перерабатывать, хранить и транспортировать.

Тепло для выпаривания можно подводить любыми теплоносителями, применяемыми при нагревании. Однако в подавляющем большинстве случаев в качестве греющего агента при выпаривании используют водяной пар, который называют **греющим** или **первичным**.

Первичным служит либо пар, получаемый из парогенератора, либо отработанный пар, или пар промежуточного отбора паровых турбин.

Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называется **вторичным**.

Тепло, необходимое для выпаривания раствора, обычно подводится через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора. В некоторых производствах концентрирование растворов осуществляют при непосредственном соприкосновении выпариваемого раствора с топочными газами или другими газообразными теплоносителями.

Процессы выпаривания проводят под вакуумом, при повышенном и атмосферном давлениях. Выбор давления связан со свойствами выпариваемого раствора и возможностью использования тепла вторичного пара.

Выпаривание под вакуумом имеет определенные преимущества перед выпариванием при атмосферном давлении, несмотря на то что теплота испарения раствора несколько возрастает с

понижением давления и соответственно увеличивается расход пара на нагревание 1 кг растворителя (воды). При выпаривании под вакуумом становится возможным проводить процесс при более низких температурах. При разрежении увеличивается полезная разность температур между греющим агентом и раствором, что позволяет уменьшить поверхность нагрева аппарата. Вследствие этого выпаривание под вакуумом широко применяют для концентрирования высококипящих растворов, а также для концентрирования растворов с использованием теплоносителя невысоких параметров.

Применение вакуума дает возможность использовать в качестве греющего агента, кроме первичного пара, вторичный пар самой выпарной установки, что снижает расход первичного греющего пара.

При выпаривании под давлением выше атмосферного также можно использовать вторичный пар, как для выпаривания, так и для других нужд, не связанных с процессом выпаривания.

Вторичный пар, отбираемый на сторону, называют экстра-паром. Отбор экстра-пара при выпаривании под избыточным давлением позволяет лучше использовать тепло, чем при выпаривании под вакуумом. Однако выпаривание под избыточным давлением сопряжено с повышением температуры кипения раствора. Поэтому данный способ применяется лишь для выпаривания термически стойких веществ.

При выпаривании под атмосферным давлением вторичный пар не используется и обычно удаляется в атмосферу. Такой способ выпаривания является наиболее простым, но наименее экономичным.

Выпаривание под атмосферным давлением, а иногда и выпаривание под вакуумом проводят в одиночных выпарных аппаратах (однокорпусных выпарных установках). Однако наиболее распространены многокорпусные выпарные установки, состоящие из нескольких выпарных аппаратов, или корпусов, в которых вторичный пар каждого предыдущего корпуса направляется в качестве греющего в последующий корпус. При этом давление в последовательно соединенных корпусах снижается таким образом, чтобы обеспечить разность температур между вторичным паром из предыдущего корпуса и раствором, кипящим в данном корпусе, т.е. создать необходимую движущую силу процесса выпаривания. В этих установках первичным паром обогревается только первый корпус. Следовательно, в многокорпусных установках достигается значительная экономия первичного пара по сравнению с однокорпусными установками той же производительности.

Экономия первичного пара может быть достигнута также в однокорпусных выпарных установках с тепловым насосом. В таких установках вторичный пар на выходе из аппарата сжимается с помощью теплового насоса до давления, соответствующего температуре первичного пара, после чего он вновь возвращается в аппарат для выпаривания раствора.

В химической промышленности применяются в основном непрерывно действующие выпарные установки. Лишь в производствах малого масштаба, а также при выпаривании растворов до высоких конечных концентраций иногда используют выпарные установки периодического действия. Концентрация раствора в таком аппарате приближается к конечной лишь в конечный период процесса.

Рассмотрим принципиальную схему одиночного непрерывно действующего выпарного аппарата с естественной циркуляцией раствора на примере аппарата с внутренней центральной циркуляционной трубой.

Аппарат состоит из теплообменного устройства – нагревательной камеры и сепаратора. Камера обогревается обычно водяным насыщенным паром, поступающим в ее межтрубное пространство. Конденсат отводят снизу камеры. Поднимаясь по трубам, выпариваемый раствор нагревается и кипит с образованием вторичного пара. Отделение пара от жидкости происходит в сепараторе. Освобожденный от брызг и капель вторичный пар удаляется из верхней части сепаратора. Часть жидкости опускается по циркуляционной трубе под нижнюю трубную решетку греющей камеры. Вследствие разности плотностей раствора и паро-жидкостной эмульсии в трубах жидкость циркулирует по замкнутому контуру. Упаренный раствор удаляется через штуцер в днище аппарата.

Если выпаривание производится под вакуумом, то вторичный пар отсасывается в конденсатор паров, соединенный с вакуум-насосом.

В современных выпарных установках выпариваются очень большие количества воды. Принцип действия многокорпусной выпарной установки сводится к многократному использованию тепла греющего пара, поступающего в первый корпус установки, путем обогрева каждого последующего корпуса вторичным паром из предыдущего корпуса.

Установки состоит из нескольких корпусов. Исходный раствор, обычно предварительно нагретый до температуры кипения, поступает в первый корпус, обогреваемый свежим (первичным) паром. Вторичный пар из этого корпуса направляется в качестве греющего во второй корпус, где вследствие пониженного давления раствор кипит при более низкой температуре, чем в первом.

Ввиду более низкого давления во втором корпусе раствор, упаренный в первом корпусе, перемещается самотеком во второй корпус и здесь охлаждается до температуры кипения в этом корпусе. За счет выделяющегося при этом тепла образуется дополнительно некоторое количество вторичного пара. Такое явление носит название самоиспарения раствора.

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

Основы теории массопередачи

Массообменные, или диффузионные, процессы связаны с переходом компонентов из одной фазы в другую, что приводить к их разделению. Движущей силой массообменных процессов является разность концентраций, или градиент концентраций, а скорость процесса определяется скоростью перехода вещества из одной фазы в другую.

Массообменные процессы обратимы, т.е. направление перехода компонентов смеси может изменяться в зависимости от рабочих условий (давления, температуры) и свойств разделяемой смеси.

К массообменным процессам относятся перегонка, ректификация, абсорбция, экстракция, адсорбция, десорбция, сушка.

Перегонка – процесс разделения жидких(газовых, паровых) смесей путем испарения (конденсации) части исходной жидкой (газовой, паровой) смеси. Перегонка возможна при наличии паровой (газовой) и жидкой фаз в системе.

Ректификация – процесс разделения жидких смесей на отдельные компоненты или их смеси (фракции) путем взаимодействия потоков пара и жидкости. При ректификации всегда существуют две фазы – жидкая и паровая.

Абсорбция – процесс избирательного поглощения компонентов газовой (паровой) смеси жидким поглотителем – абсорбентом. В процессе участвуют газовая (паровая) и жидкая фазы.

Экстракция – процесс избирательного извлечения компонентов из жидкой смеси (или из твердого вещества) другой жидкостью (избирательным или селективным растворителем).

Адсорбция – процесс избирательного поглощения компонентов газовой, паровой или жидкой смеси твердым поглотителем – адсорбентом.

Сушка – процесс удаления жидкости (влаги) из твердых материалов за счет ее испарения.

Поскольку в процессах массообмена участвуют две фазы, всегда имеется граница раздела фаз, через которую происходит массообмен.

Массопередача происходит обычно через границу раздела соприкасающихся фаз. **Массопередача** представляет собой сложный процесс, включающий перенос массы вещества в пределах одной фазы из ядра к поверхности раздела, перенос через поверхность раздела фаз и его перенос в пределах другой фазы.

Перенос вещества из ядра фазы к границе раздела фаз или в обратном направлении, т. е. в пределах одной из фаз, называется **массоотдачей**.

Перенос вещества из одной фазы в другую связан с явлением конвективного переноса и молекулярной диффузии, поэтому перечисленные выше процессы получили название диффузионных.

Основной закон массопередачи можно сформулировать, исходя из общих кинетических закономерностей химико-технологических процессов: скорость процесса равна движущей силе, деленной на сопротивление , т. е.

$$M / F \cdot t = D \cdot R$$

где, M – количество вещества, перешедшее из одной фазы в другую, кг/с;
F – поверхность фазового контакта, м^2;
t – время, сек;
D – движущая сила массообменного процесса *(Dx, Dy);*
R – сопротивление.

Задача нахождения коэффициента массопередачи К – сводится к определению двух коэффициентов массоотдачи b_1 и b_2, величину которых можно определить с использованием критериальных уравнений.

Исследования процессов массообмена показывает, что коэффициенты массоотдачи зависят от физико-химических свойств среды, гидродинамического режима и описываются критериальными уравнениями.

В процессе массообмена участвуют как минимум три вещества: распределяющее вещество (или вещества), составляющее первую фазу (например, газ, пар, жидкость), распределяющее вещество, составляющее вторую фазу (жидкость, твердое вещество) и распределяемое вещество (или вещества), которое переходит из одной фазы в другую. Назовем первую фазу G, вторую L, а распределяемое вещество – M. Поскольку все рассматриваемые массообменные процессы обратимы, распределяемое вещество может переходить из фазы G в фазу L и наоборот, в зависимости от концентрации этого вещества в распределяемых фазах G и L.

Допустим, что распределяемое вещество находится вначале только в фазе G и имеет начальную концентрацию – $y_н$. В фазе L в начальный момент распределяемого вещества нет – $x_н$ = 0. Если распределяющие вещества G и L привести в соприкосновение, начнется переход распределяемого вещества из фазы G в фазу L и в последней обнаружится определенная концентрация распределяемого вещества x > 0. С момента появления вещества M в фазе L начинается и обратный переход его в фазу G но до некоторого момента число частиц вещества M, переходящих в единицу времени через единицу поверхности соприкосновения из фазы G в фазу L больше, чем число частиц, переходящих из фазы L в фазу G, т. е. в обратном направлении, а конечным итогом процесса является переход вещества M из фазы G в фазу L.

Через определенный промежуток времени скорости перехода распределяемого вещества M из фазы G в фазу L и обратно станут одинаковыми. Такое состояние называется равновесным при данном давлении и температуре.

В состоянии равновесия любой концентрации распределяемого вещества в одной фазе соответствует равновесная ей концентрация этого вещества в другой фазе.

Материальные балансы массообменных процессов зависят от способа их проведения. Различают однократное, непрерывное и ступенчатое взаимодействие фаз.

Однократное взаимодействие характерно для периодических процессов, как правило, при малой производительности. При этом фазы смешиваются, а после завершения процесса разделяются (например, проведение периодического процесса жидкостной экстракции в аппарате с мешалкой).

Материальный баланс такого процесса в целом и по i-му компоненту имеет вид:

$$G_н + L_н = G_к + L_к,$$

где $G_н$ и $G_к$ – начальное и конечное количество фаз $Ф_y$;
$L_н$ и $L_к$ – начальное и конечное количество фаз $Ф_x$.

В массообменных аппаратах непрерывного действия процесс может происходить при непрерывном контакте фаз. При этом концентрация распределяемого вещества в фазах изменяются монотонно.

В массообменных аппаратах ступенчатого типа в каждой ступени происходит взаимодействие фаз, а по выходе из ступени – их разделение. Проведение процесса при непрерывном и ступенчатом взаимодействии фаз существенно зависит от направления относительного движения фаз (прямоток, противоток и др.) и гидродинамической структуры их потоков.

При непрерывном токе, наиболее часто используемом в технике, материальный баланс для произвольного сечения аппарата при бесконечно малом пути выражается следующими соотношениями:

по всему потоку – $dG=dL$,

по i-му компоненту $-d(Gy_i)=d(Lx_i)$.

При непрерывном прямотоке фазы движутся в одном направлении. Как и в случае противотока, уравнения материального баланса имеют вид:

по всему потоку – $dG=dL$,

по i-му компоненту $-d(Gy_i)=d(Lx_i)$.

<u>Движущая сила массообменных процессов</u>. В соответствии со вторым законом термодинамики состояние замкнутой системы при взаимодействии двух фаз стремится к равновесию, что характеризуется равенством химических потенциалов компонентов фаз. Движущей силой переноса массы при этом является разность химических потенциалов того или иного компонента. Поскольку химические потенциалы идеальных систем определит достаточно сложно, то при анализе и расчете процессов массопереноса обычно рассматривают изменение не химических потенциалов, а концентраций компонентов, определение которых значительно проще.

Обычно начальные и конечные рабочие концентрации заданы или определяются по уравнению материального баланса. Изменение рабочих концентраций по поверхности массообмена описывается уравнением рабочих линий. Эти линии используют для определения движущей силы процесса по всей поверхности F массопередачи, а также для определения высоты H массообменных аппаратов.

Процесс массопереноса протекает самопроизвольно при наличии разности между рабочими и равновесными концентрациями, которые можно выразить через концентрации y и y* фазы $Ф_y$, а также x и x* для фазы $Ф_x$.

Разность между рабочими и равновесными концентрациями и есть движущая сила массообменных процессов.

Движущую силу в концентрациях фазы Фу выражают $\Delta y=y-y^*$ или $\Delta y=y^*-y$, а в концентрациях фазы $Ф_x$– $\Delta x=x-x^*$ или $\Delta x=x^*-x$.

Таким образом, движущая сила характеризует степень отклонения системы от равновесия. При установлении равновесия между фазами массообмен между ними прекращается.

<u>Процессы массообмена в системах со свободной границей раздела фаз. Система «газ(пар) – жидкость». Ректификационные и абсорбционные установки</u>

Абсорбцией называют процесс избирательного извлечения одного или нескольких компонентов из газовой смеси жидким поглотителем (абсорбентом). Обратный процесс – выделение из абсорбента растворенных в нём газов носит название – **десорбции**. Сочетание абсорбции с десорбцией позволяет многократно использовать поглотитель и выделять поглощенный компонент в чистом виде. При физической абсорбции поглощаемый газ (абсорбтив) не взаимодействует химически с абсорбентом. Если же абсорбтив образует с абсорбентом химическое соединение, то процесс называется **хемосорбцией**. В этом случае поглотитель представляет собой химически активный компонент, вступающий в химическую реакцию с поглощаемым компонентом; при этом вещество, в котором растворён активный компонент, называют растворителем.

В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для их очистки от вредных примесей. Для проведения процессов абсорбции применяют абсорбенты, обладающие избирательной, селективной способностью.

Абсорбционные процессы обычно сопровождаются тепловыми явлениями. При этом в большинстве случаев наблюдается выделение тепла. Физическая сущность процесса заключается в растворении газов в жидкости. Зависимость между растворимостью газа и парциальным давлением выражается законом Генри, в соответствии с которым растворимость газа приданной температуре прямо пропорциональна парциальному давлению газа над жидкостью:

$X = p \cdot \psi$,

где X – количество растворенного газа, отнесенное к поглощающей жидкости, моль/м3;

ψ – коэффициент пропорциональности, зависящий от свойств абсорбента и температуры;

p – парциальное давление абсорбтива, Па.

Уравнение фазового равновесия $y=H\,x$ (где H – константа фазового равновесия) показывает, что зависимость между концентрацией данного компонента в газовой смеси и в равновесной с ней жидкости выражается прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей угол наклона, тангенс которого равен m. Численные значения m зависят от температуры и давления: уменьшаются с увеличением давления и понижением температуры.

Таким образом, растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и снижением температуры.

Материальный баланс и расход абсорбента. Примем расходы фаз по высоте аппарата постоянными и выразим содержание поглощаемого газа в относительных мольных концентрациях. Обозначим: G – расход инертного газа, кмоль/сек; y_H и y_K – начальная и конечная концентрации абсорбтива в газовой смеси, кмоль/кмоль инертного газа; L – расход абсорбента, кмоль/сек; x_H и x_K – начальная и конечная концентрации поглощаемого газа в абсорбенте, кмоль/кмоль абсорбента.

Тогда уравнение материального баланса будет:

$G(y_н - y_к) = L(x_к - x_н) = M$,

где M – количество компонента, перешедшее из одной фазы в другую, кмоль/сек.

Отсюда общий расход абсорбента (в моль/сек):

$L = G(y_н - y_к)\ (xк - x_н)$,

а его удельный расход (в кмоль/кмоль инертного газа):

$l = L\ G = (y_н - y_к)\ (x_к - x_н)$.

Устройство абсорбционных аппаратов. Абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность контакта фаз между жидкостью и газом. По способу образования этой поверхности выделяют три основные группы абсорберов:

1. Плёночные и насадочные. Поверхностью контакта в плёночных абсорберах является поверхность стекающей плёнки жидкости; в насадочных – поверхность жидкости растекающейся по специальной насадке;

2. Барботажные абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается потоками газа (пара) и жидкости;

3. Распыливающие абсорберы, в которых поверхность контакта фаз создается вследствие разбрызгивания жидкости.

Наибольшее применение получили **насадочные абсорберы**. Адсорбер представляет собой цилиндрическую колонну, заполненную насадочными телами (кольца или другие твердые тела), которые укладываются на опорные решетки, имеющие отверстия для прохождения газа и стока жидкости. Абсорбирующая жидкость из разбрызгивателя стекает по поверхности насадочных тел в виде тонкой плёнки, а в промежутках между ними – в виде струй и капель. Газ, подлежащий разделению, поднимается снизу вверх. Абсорбтив поглощается жидкостью. При достаточной плотности орошения, характеризуемой расходом жидкости ($м^3/с$) на единицу площади поперечного сечения аппарата ($м^2$), практически вся поверхность элементов насадки покрыта

жидкостными плёнками. Поэтому образующаяся поверхность массопередачи близка к суммарной поверхности насадочных тел.

Плёночным аппаратом с направленной организацией течения плёнки является – абсорбер с системой конусов. Абсорберы состоят из корпуса, на внутренней поверхности которого установлены неподвижные конуса. На валу закреплены внутренние конуса. При вращении внутренних конусов, жидкость распыляется тонким слоем на неподвижные образуя плёночные завесы. Прорыв газа через такие завесы приводит к образованию пены; за счёт этого увеличивается площадь контакта.

Одним из наиболее распространенных методов разделения жидких однородных смесей, состоящих из двух или большего числа компонентов, является **перегонка**, которая представляет собой процесс, включающий частичное испарение разделяемой смеси и последующую конденсацию образующихся паров, осуществляемые однократно или многократно. В результате конденсации получают жидкость, состав которой отличается от состава исходной смеси. Разделение перегонкой основано на различной летучести компонентов смеси при одной и той же температуре. При кипении смеси, состоящей из различных по летучести компонентов, более летучий переходит в паровую фазу в относительно большем количестве, чем менее летучий. Следовательно, в процессе перегонки жидкая фаза обедняется, а паровая фаза обогащается низкокипящим компонентом (НК). Неиспарившаяся жидкость имеет состав более богатый труднолетучим или высококипящим компонентом (ВК). Эта жидкость называется кубовым остатком, а жидкость, полученная в результате конденсации паров – дистиллятом или ректификатом.

Существует два вида перегонки: простая перегонка и ректификация.

Простая перегонка представляет собой процесс однократного частичного испарения жидкой смеси и конденсации образующихся паров. Она применима для предварительного, грубого разделения жидких смесей.

Значительно более полное разделение жидких смесей на компоненты достигается путем ректификации. Ректификация представляет собой процесс многократного частичного испарения жидкости и конденсации паров, осуществляемый путем контакта потоков пара и жидкости, имеющих различную температуру, и проводится обычно в колонных аппаратах. При каждом контакте из жидкости испаряется преимущественно НК, которым обогащаются пары, а из паров конденсируется преимущественно ВК, переходящий в жидкость. Такой двухсторонний обмен компонентами, повторяемый многократно, позволяет получить в конечном счете пары, представляющие собой почти чистый НК. Эти пары после конденсации в отдельном аппарате дают дистиллят (ректификат) и флегму – жидкость, возвращаемую для орошения колонны и взаимодействия с поднимающимися парами. Пары получают путем частичного испарения остатка, находящегося снизу колонны и являющегося почти чистым высококипящим компонентом – ВК.

Для изучения процесса перегонки той или другой бинарной смеси необходимо знать состав паровой фазы в зависимости от состава жидкой фазы. Для всех растворов, кроме идеальных, это соотношение составов определяют опытным путем. На основе экспериментальных исследований составляют таблицы равновесных составов, которые приводятся в справочниках. Используя данные, можно построить график зависимости составов паровой и жидкой фаз. Кривая равновесия строится в координатах b – a (% масс.). В соответствии с первым законом Д.П. Коновалова кривая для системы этиловый спирт – вода проходит выше диагонали. Следовательно, пар будет обогащен спиртом по сравнению с жидкой фазой. Однако кривая пересекает диагональ в одной точке в соответствии со вторым законом. Эта точка показывает состав смеси и является азеотропной. При нормальном давлении в этой точке смесь этиловый спирт – вода содержит 95,57% масс. спирта при температуре кипения 78,15 °С.

Простая перегонка. Технологическая схема простой перегонки: в дистилляционный куб, снабженный змеевиком, заливается исходная бинарная смесь в количестве L_H молей с начальной концентрацией НК x_H при температуре t_0. Теплота Q подводится через змеевик. В результате жидкость нагревается до начальной температуры кипения, а затем происходит её частичное испарение с понижением концентрации НК и повышением температуры кипения.

Образовавшиеся пары отводятся из дистилляционного куба в конденсатор-холодильник, после которого в виде жидкого дистиллята собираются в приёмнике. В конце стадии перегонки количество оставшейся в кубе жидкости равно $L_К$ с концентрацией $x_К$. Концентрация НК в дистилляте составляет $x_Д$, а количество последнего Д.

Материальный расчёт. В его задачу входит выявление связи между характерными количествами фаз и их концентрациями, в частности – определение $x_Д$. Для выявления данной связи составим материальный баланс для контура К за весь процесс дистилляции, т.е. начиная отсчёт времени с момента загрузки исходной смеси в куб и заканчивая выгрузкой кубового остатка. При этом количеством паровой фазы в кубе над жидкостью пренебрегаем, т.к. её плотность на 2 – 3 порядка ниже, чем жидкости. Тогда по количествам исходной смеси и продуктов материальный баланс будет иметь вид:

$Д = L_Н – L_К$;

по количеству НК:

$Д \cdot x_Д = L_Н \cdot x_Д – L_К \cdot x_К$.

Из этих формул выражаем $x_Д$.

Тепловой расчёт. Он включает в себя определение количеств теплоты Q и теплоносителей. В качестве греющего агента чаще всего применяют водяной пар под давлением – обозначим его энтальпию $i_{гр}$, температуру конденсации T. Тепловой расчёт ведётся раздельно для разных стадий.

Расчёт стадии нагрева кубовой жидкости. Здесь затраты теплоты при теплоёмкости исходной жидкой смеси $c_Н$ и изменении её температуры от t_0 до $t_Н$ составляют:

$Q_Н=L_Н \cdot c_Н(t_Н-t_0)$.

Расход греющего пара на стадии нагрева равен:

$D_Н=QH/r_{гр}$,

где $r_{гр}$ – теплота конденсации греющего пара.

Поверхность нагрева F определим из уравнения теплопередачи для кубовой жидкости. Поскольку её температура t переменна, то тепловой баланс записывается для элементарного промежутка времени $d\tau$, за который температура нагреваемой жидкости изменится на dt:

$dQ=k_Н(T-t)Fdt$,

где $k_Н$ – коэффициент теплопередачи от греющего пара к нагреваемой исходной смеси;

T – температура конденсации греющего пара, определяется по заданному его давлению.

Ректификацией называется процесс переноса компонента (компонентов) между кипящей жидкой и насыщенной конденсирующейся паровой фазами при их противотоке. Иными словами, ректификацию можно характеризовать как совмещение процессов многократной дистилляции и многократной парциальной конденсации при противоточном контактировании потоков пара и жидкости. Сущность ректификации как явления удобно рассматривать на примере работы колонны применительно к разделению бинарной смеси. Схема ректификационного агрегата показана: колонну будем считать адиабатической: она хорошо изолирована в тепловом отношении, так что потери тепла в окружающую среду практически отсутствуют. В нижней части колонны находится куб с обогревающим устройством. На выходе паров сверху колонны расположен конденсатор . Повторяя многократно процессы испарения и конденсации паров, можно получить жидкость, практически состоящую из одного НК. Параллельно этому в нижней части колонны (в кубе) получаем жидкость обогащённую ВК.

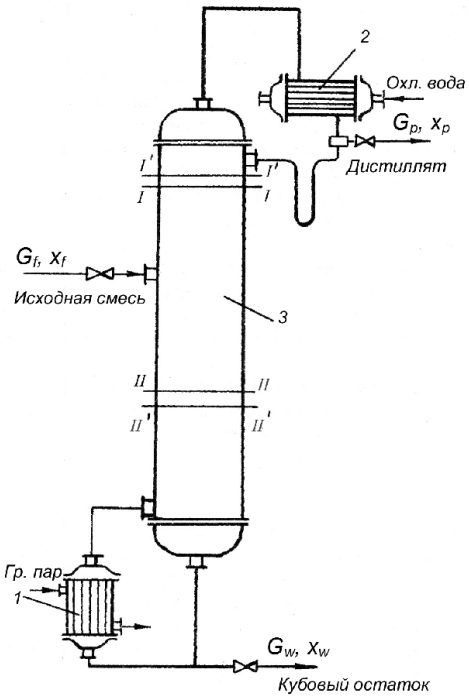

Рисунок 8 – Схема ректификационной установки непрерывного действия:
1 – испаритель; 2 – дефлегматор; 3 – ректификационная колонна

Обычно в состав ректификационных установок включают дополнительное оборудование, предназначенное для хранения исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, перекачки этих продуктов, нагревания или охлаждения.

Ректификационная колонна представляет собой цилиндрический аппарат, внутри которого смонтированы контактные устройства той или иной конструкции. В зависимости от типа контактных устройств ректификационные колонны делят на **пленочные, насадочные и тарельчатые.**

Тарельчатые ректификационные колонны наиболее широко применяют в заводской практике. Они имеют высокую разделительную способность, устойчиво работают при значительных колебаниях нагрузок по жидкости и пару, допускают создание аппаратов большого диаметра.

Смеси, разделяемые ректификацией, состоят из нескольких веществ (многокомпонентные смеси), в простейшем случае из двух (бинарные смеси).

Анализ процесса ректификации и расчеты ректификационных колонн многокомпонентных и бинарных смесей базируются на общих физико-химических закономерностях, однако в простейшем случае (бинарные смеси) анализ и расчет существенно упрощаются и могут быть выполнены на основе наглядных графоаналитических методов.

Обычно при анализе и расчете процесса ректификации применяют следующие допущения:

1. Мольные потоки жидкости и пара на участке колонны между вводом и выводами продукта остаются неизменными;

2. Состав жидкости, стекающей в куб колонны, равен составу пара, поднимающегося из куба;

3. Состав пара, поступающего из колонны в дефлегматор, равен составу жидкости, стекающей из дефлегматора в колонну.

Целью расчета ректификационной колонны для разделения бинарной смеси является определение диаметра колонны, числа контактных устройств в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны, высоты колонны, гидравлического сопротивления тарелки и колонны в целом при заданных составах исходной смеси, дистиллята и кубового остатка, расходе исходной смеси и давлении в колонне.

Для анализа работы ректификационной колонны необходимо составить материальные балансы потоков. Уравнения имеют следующий вид:

по потокам фаз

$G_F=G_Д+G_W$ и $G_F+G_R=G_V+G_W$;

по количеству НК:

$G_F \cdot x_F=G_Д \cdot x_Д+G_W \cdot x_W$.

При расчёте ректификационной колонны необходимо знать количество ступеней изменения концентрации, которое требуется для увеличения концентрации НК от начальной x_F до концентрации дистиллята $x_Д$. Это количество ступеней называют так же числом теоретических тарелок $n_Т$. Число действительных тарелок $n_Д$ можно определить из соотношения:

$$n = \frac{n_т}{n_д},$$

где n – к.п.д. тарелки.

Число теоретических тарелок можно определить графическим методом при построении ступенчатой линии между линией равновесия и рабочей линией. Кривую равновесия строят по справочным данным о равновесных составах паровой и жидкой фаз по НК.

Последовательность расчета тарельчатой ректификационной колонны:

1. Определение производительности колонны но
дистилляту и кубовому остатку .
2. Определение мольных концентраций исходной смеси, дистиллята и кубового остатка.
3. Построение равновесной кривой и изобар температур кипения и конденсации.
4. Определение минимального флегмового числа.
5. Определение оптимального флегмового числа.
6. Определение потоков пара и жидкости по колонне.
7. Определение ориентировочного диаметра колонны.
8. Определение основных конструктивных характеристик контактного устройства.
9. Расчет рабочей скорости пара.
10. Определение диаметра колонны.
11. Конструирование контактного устройства.
12. Гидравлический расчет контактного устройства.
13. Проверка принятого расстояния между тарелками.
14. Определение кинетических коэффициентов.
15. Построение кинетической кривой и определение числа тарелок.
16. Определение полного гидравлического сопротивления колонны.
17. Выполнение эскизов тарелки и колонны.

Процессы массообмена в системах с неподвижной поверхностью раздела фаз. Система «газ (пар) – твердое тело». Адсорбционные и сушильные установки

Под **адсорбцией** понимают процесс поглощения одного или нескольких компонентов из газовой смеси или раствора твердым веществом - **адсорбенто**м. Поглощаемое вещество содержащееся в сплошной среде (газе, жидкости) носит название **адсорбтива** или **адсорбата.**

Процессы адсорбции избирательны и обычно обратимы. Благодаря их обратимости становится – возможным выделение поглощенных веществ из адсорбента при проведении десорбции.

Механизм процесса адсорбции отличается от абсорбции, вследствие того, что извлечение веществ осуществляется твердым поглотителем.

Адсорбция широко применяется в химической технологии:

- для осушки газов и их очистки с выделением ценных компонентов;
- для извлечения растворителей из газовых или жидких смесей;
- для осветления растворов;
- для очистки газовых выбросов и сточных вод.

Успех процесса адсорбции во многом определяется выбором адсорбента. Поэтому адсорбенты, применяемые в промышленных условиях, должны отвечать следующим основным требованиям:- обладать избирательностью (селективностью); способностью поглощать только тот компонент (те компоненты), которые необходимо выделить или удалить из смеси; иметь большую поглотительную способность (ёмкость по адсорбату), что позволяет обойтись меньшим количеством сорбента; приемлемая стоимость и доступность; лёгкость десорбции и регенерации; высокая механическая прочность.

Адсорбенты чаще всего – высокопористые твёрдые вещества, используемые, как правило, в виде зёрен размером от долей до нескольких миллиметров. Промышленные сорбенты могут содержать поры разных размеров. Соответственно преобладанию тех или иных размеров говорят о микропористых, мезопористых и макропористых сорбентах.

Активные угли получаются термической обработкой без доступа воздуха различных углеродсодержащих веществ: древесины, углей, плодовых косточек – с последующей активацией. В зависимости от назначения в активных углях могут преобладать микропоры либо, наряду с ними, и мезопоры. Приготовленные из неполярного материала, активные угли хорошо сорбируют неполярные вещества, например, многие органические соединения, в частности углеводороды. Активные угли отличаются невысокой механической прочностью.

Силикагели и алюмогели представляют собой продукты термической обработки (обезвоживания) гелей кремниевой и алюминиевой кислот. Эти сорбенты хорошо поглощают полярные вещества, в частности воду, и поэтому часто используются для осушки газов. Механическая прочность селикагелей и алюмогелей значительно выше чем у активных углей.

Цеолиты – природные, а в последнее время всё в большей степени синтетические алюмосиликаты – слабополярные сорбенты, пригодные для сорбции как полярных, так и неполярных веществ. Цеолиты отличаются высокой однородностью пор, а потому и высокой селективностью, т.е. способностью адсорбировать из сплошной среды молекулы определённого размера. Это позволяет использовать набор цеолитов с различными размерами пор для поочерёдной сорбции различных (от мелких молекул к крупным) поглощаемых компонентов из исходной смеси.

В химической промышленности наибольшее распространение получили адсорберы с неподвижным слоем адсорбента. В качестве примера, рассмотрим односекционный адсорбер с псевдоожиженным слоем высокодисперсного сорбента. Поток исходного газа, содержащего адсорбтив, является ожижающим агентом: пройдя газораспределительное устройство, он приводит в псевдоожиженное состояние мелкозернистый сорбент и покидает слой через сепарационное устройство и систему циклонов. Расширенное сепарационное пространство уменьшает пылеунос благодаря понижению рабочей скорости газа. Сорбент, отделённый в циклонах от газового потока, возвращается в псевдоожиженный слой по стоякам. Поток свежего сорбента постоянно подаётся в аппарат питателем. Поток насыщенного адсорбатом сорбента непрерывно отводится из аппарата. При высоких тепловых эффектах адсорбции, если газ необеспечивает необходимого отвода теплоты, в псевдоожиженном слое размещают холодильные устройства, позволяющие поддерживать температуру процесса на должном уровне.

Процесс **сушки** (высушивание) состоит в удалении влаги (более или менее полном) из материалов путём её диффузии и испарения. Это происходит за счет подвода к высушиваемому телу тепла. Необходимость удаления влаги из материала может быть обусловлена разными причинами:

- влажный продукт портится при хранении, так как влага вредно воздействует на его товарные свойства: слёживание, смерзание, образование плесени;
- влажность продуктов может быть вредна на некоторых стадиях переработки: действовать как каталитический яд, ухудшать их качество;
- перевозки высушенного материала потребителю, особенно на дальние расстояния, обходятся дешевле, чем влажного – более тяжёлого.

Сушке подвергают не только твёрдые влажные материалы; в химической и ряде отраслей промышленности влагу также часто удаляют из суспензий и растворов.

По способу подвода тепла к высушиваемому материалу различают следующие виды сушки:

- конвективная – путем непосредственного соприкосновения высушиваемого материала с сушильным агентом, в качестве которого обычно используют нагретый воздух или топочные газы (как правило, в смеси с воздухом);

- контактная – путем передачи тепла от теплоносителя к материалу через разделяющую их стенку;

- радиационная – путем передачи тепла инфракрасными лучами;

- диэлектрическая – путем нагревания в поле токов высокой частоты;

- сублимационная – сушка в замороженном состоянии при глубоком вакууме.

При контакте материала с влажным воздухом возможны два процесса:

а) если парциальное давление пара над поверхностью материала P_M, превышает его парциальное давление в воздухе или газе $P_П$, т.е. $P_M > P_П$, то происходит высушивание влажного материала;

б) если $P_M < P_П$, то происходит адсорбция влаги из сушильного агента и увлажнение твёрдого материала.

В процессе сушки величина P_M уменьшается и приближается к пределу $P_M = P_П$. При этом наступает состояние динамического равновесия, которому соответствует предельная влажность материала, называемая равновесной. Равновесная влажность зависит от парциального давления водяного пара над материалом P_M или пропорциональной ему величины относительной влажности воздуха ϕ, и определяется опытным путем. Поэтому с помощью такого сушильного агента, как воздух (с определенной относительной влажностью), из материала невозможно удалить всю влагу.

Различают свободную и связанную влагу в материале. Под свободной понимают влагу, скорость испарения которой из материала равна скорости испарения воды со свободной поверхности ($P_M = P_H$),

где P_H – давление насыщенного водяного пара.

Скорость испарения связанной влаги из материала всегда меньше скорости испарения воды со свободной поверхности. При этом $P_M < P_H$.

Для характеристики содержания влаги в материале используется понятие: w – влажность материала, как содержание влаги выраженное в процентах от массы влажного материала.

Механизм процесса сушки в значительной степени определяется формой связи влаги с материалом. Чем прочнее эта связь, тем труднее протекает процесс сушки. При сушке связь влаги с материалом нарушается. Существует следующая классификация форм связи влаги с материалом:

1. химическая (ионная, молекулярная);
2. физико-химическая (адсорбционная, осмотическая, структурная);
3. механическая (влага в капиллярах и макрокапиллярах, влага смачивания).

Наиболее прочным видом связи влаги является химическая. Последняя удаляется только при нагревании материала до высокой температуры (прокаливании) или химическом воздействии.

В процессе сушки удаляется, как правило, только влага, связанная с материалом **физико-химически и механически**. Влага, связанная с материалом физико-химически, может быть удалена при помощи сушки. Формы физико-химической связи разнообразны:

1) Адсорбционно-связанная влага - удерживается у поверхности раздела коллоидных частиц с окружающей средой. Обладая большой поверхностью, коллоидные структуры имеют большую адсорбционную способность. Прочно связанная с материалом эта влага называется связанной. Адсорбционная влага удерживается молекулярным силовым полем.

2) Осмотически удержанная и структурная влага - отличается от адсорбционной тем, что она связана с материалом менее прочно, удерживается осмотическими силами и находится внутри клеток материала (называемая иначе влагой набухания).

Наиболее легко может быть удалена механически связанная влага. Она содержится в капиллярах тела и на его поверхности.

Схема сушильной установки с нормальным сушильным процессом состоит из подогревателя (калорифера) для воздуха и сушильной камеры. Воздух, поступающий в

подогреватель, имеет температуру t_0, влагосодержание x_0, удельную энтальпию i_0 и относительную влажность ϕ_0. Выходя из подогревателя, воздух будет иметь параметры t_1, x_1, i_1, ϕ_1.

В сушильной камере происходит процесс взаимодействия нагретого воздуха с материалом.

К числу определяемых относят количество удаляемой в единицу времени влаги W, кг/с и расход сушильного агента L, кг/с.

Количество удаляемой влаги определяют из уравнения материального баланса по всему материалу, подвергаемому сушке: $m_н = m_к + W$;

по абсолютно сухому веществу в высушиваемом материале:

$$m_н \frac{100-w_н}{100} = m_к \frac{100-w_к}{100}.$$

Откуда:

$$m_н = m_к \frac{100-w_к}{100-w_н}, \quad m_к = m_н \frac{100-w_н}{100-w_к}.$$

Тогда количество удаляемой влаги определяется как:

$W = m_н - m_к$,

или:

$$W = m_н = m_к \frac{w_н - w_к}{100-w_к}, \qquad W = m_к = m_к \frac{w_н - w_к}{100-w_н},$$

где $m_н$ – количество влажного материала, поступающего на сушку, кг/с;

$m_к$ – количество высушенного материала, кг/с;

$w_н, w_к$ – начальная и конечная влажность материала, считая на сухую массу, %.

Из уравнения материального баланса по влаге, определяют расход сухого воздуха на сушку:

$W + L \cdot x_1 = L \cdot x_2$.

Из последнего выражения найдем расход абсолютно сухого воздуха на сушку:

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

Рассмотрим тепловой баланс наиболее распространенных конвективных сушилок.

Для составления уравнения теплового баланса введем обозначения:

$m_Н$ – количество влажного материала, поступающего в сушилку, кг/с;

$m_К$ – количество высушенного материала, кг/с;

W – количество испаряемой влаги, кг/с;

$c_М$ – удельная теплоемкость высушенного материала, Дж/кг К;

$c_В$ – удельная теплоемкость влаги, Дж/кг К;

$t_Н$ – температура материала на входе в сушилку, °С;

$t_К$ – температура материала на выходе из сушилки, °С;

L – количество абсолютно сухого воздуха, кг/с .

При составлении уравнения теплового баланса следует учитывать, что в сушилке могут быть транспортные устройства, на которых находится высушиваемый материал (например, транспортёр, вагонетки и т.п.) и на нагревание которых расходуется тепло. Для транспортных устройств введём следующие обозначения:

$m_{ТР}$ - масса транспортных устройств, кг;

$c_{ТР}$ - удельная теплоёмкость их материала, Дж/кг К;

$t^Н_{ТР}$ – температура транспортных устройств на входе в сушилку, °С;

$t^К_{ТР}$ – температура транспортных устройств на выходе из сушилки °С.

Тепло $Q_{ОК}$ подводится в основном калорифере, установленном перед сушильной камерой, и в дополнительном калорифере, находящемся внутри сушильной камеры $Q_{ДК}$. Тогда, рассматривая количество влажного материала $m_Н$ в тепловом балансе как сумму количеств высушенного материала $m_К$ и испаренной влаги W, с учетом потерь тепла в окружающую среду $Q_{ПОТ}$ имеем:

Приход тепла	**Расход тепла**
1. Со свежим воздухом Li_0	1. С отработанным воздухом Li_2
2. С влажным материалом:	2. С высушенным материалом
а) с высушенным материалом	$m_К c_М t_К$
$m_К c_М t_К$	

б) с влагой, испаряемой из материала

Wc_Bt_H

3. С транспортными устройствами

$m_{TP}c_{TP}t^H_{TP}$

3. С транспортными устройствами

$m_{TP}c_{TP}t^K_{TP}$

4. В основном калорифере Q_{OK}

4. Потери тепла в окружающую среду $Q_{ПОТ}$

5. В дополнительном калорифере $Q_{ДК}$

Реакторы химической промышленности

Основное содержание химической технологии составляет многочисленные и разнообразные процессы химического превращения вещества. Они осуществляются в специальных аппаратах, которые носят название **реакторов** или **реакторных устройств**.

В широком смысле слова химическим реактором можно считать любой аппарат (или устройство), в котором имеет место химическая реакция. Однако не всегда такие аппараты используются для получения непосредственно вещества (химического продукта). Например, газовая горелка, двигатель внутреннего сгорания, аккумулятор необходимый лишь для получения одного из эффектов: теплового, механического, электрического и т.д. поэтому в дальнейшем мы будем говорить о химических реакторах только как об аппаратах, в которых осуществляется химическая реакция с целью получения определенного вещества в условиях одного технологического процесса.

Таким образом, реактор является главным аппаратом технологической установки и по значению занимает ведущее место в производстве химических продуктов.

Основным показателем при оценке работы реактора является его производительность, выражаемая количеством продукта, образованным в единице объема реактора за единицу времени. Производительность определяется, прежде всего, скоростью, с которой развивается процесс. Обычно химическая реакция, проводимая в реакторе, сопровождается физическими явлениями массопередачи. Поэтому в отличие от скорости химической реакции пользуются понятием общей (глобальной) скорости процесса. Общую скорость получают суммированием скоростей всех химических и физических этапов процесса по определенным законам.

Все химические реакторы можно рассматривать как аппараты комплексные, состоящие из известных конструктивных элементов, большинство из которых отдельно используется для проведения технологических операций, не сопровождающихся химическим превращением перерабатываемых веществ.

Критериями, по которым классифицируют реакционную аппаратуру, является периодичность или непрерывность процесса, его гидродинамический и тепловой режимы, физические свойства взаимодействующих веществ.

По принципу организации процесса химическая реакционная аппаратура может быть разделена на три группы:

- непрерывного действия;
- периодического действия;
- полунепрерывного действия.

По гидродинамическому режиму различают следующие типы реакторов:

- полного вытеснения;
- полного смешения;
- промежуточного типа (с промежуточным гидродинамическим режимом).

По тепловому режиму работы реакторы делят на следующие типы:

- изотермический реактор;
- адиабатический реактор;
- реактор с программированным тепловым режимом.

По конструктивным особенностям – классификация реакторов объединяет всю реакционную аппаратуру в следующие группы:

- типа реакционной камеры;
- типа колонны;
- типа теплообменника;
- типа печи.

По фазовому состоянию:
- гомогенные;
- гетерогенные.

Важнейшим из факторов, определяющих устройство реактора, можно отнести следующие: агрегатное состояние исходных веществ и продуктов реакции, а также их химические свойства, температуры и давление, при которых протекает процесс, тепловой эффект процесса и скорость теплообмена; интенсивность перемешивания реагентов, непрерывность или периодичность процесса; удобство монтажа и ремонта аппарата, простоту его изготовления; доступность конструкционных материалов и т.д.

Из всех перечисленных выше факторов агрегатное состояние вещества оказывает самое большое влияние на принцип действия реактора, и его конструктивного оформления. Кроме того, в зависимости от этого фактора определяется выбор некоторых основных и вспомогательных узлов аппарата, таких, как, например, питатель, перемешивающее устройство, поверхность теплообмена и т.д.

Для изготовления типовой реакционной аппаратуры используют различные конструкционные материалы, обладающие разнообразными, часто специфическими свойствами. В частности они должны иметь достаточную механическую прочность, химическую стойкость к коррозионному воздействию исходных веществ и продуктов реакции, обладать хорошей теплопроводностью и малой теплопроводностью, не оказывать каталитического воздействия на процесс химического превращения, иметь достаточно хорошую и термическую обрабатываемость, а также быть доступными и дешевыми.

Все конструктивные материалы, применяемые для изготовления реакционной аппаратуры можно объединить в две группы: металлы и неметаллические материалы.

Металлы. Наиболее широкое распространение в реакторостроении получили стали и чугуны. Для изготовления аппаратов используются стали различных марок: углеродистая сталь (фланцы, болты, трубные решетки, корпуса); высококачественная углеродистая сталь (корпуса, днища, детали эмалированной аппаратуры, а также аппаратура, работающая при высоком давлении и при температуре от -40 до +450 ^{o}C и т.д.); стальное литье (реакторы типа автоплавов, фасонные детали); листовая сталь (аппараты работающие под давлением до 60 атм и температуре 450 ^{o}C); легированные (специальные) стали – нержавеющие, кислотостойкие жаропрочные, окалиностойкие и т.д. (аппараты, работающие в условиях воздействия азотной или соляной кислоты).

Наиболее часто применяют следующие марки чугунов: серый чугун (корпуса аппаратов); ковкий и высокопрочный чугун (отдельные детали аппаратов, обладающие высокой прочностью); щелочестойкий чугун (аппараты работающие в условиях NaOH, KOH)

Многие цветные и редкие металлы. Алюминий (аппаратура, работающая при воздействии азотной кислоты, при температуре150 ^{o}C под нормальным давлением); медь и никель – аппараты работающие в условиях воздействия горячих химических агрессивных сред; тантал – аппаратура стойкая к воздействию горячей соляной кислоты или смеси азотной или соляной кислот при температуре до 350 ^{o}C и давлении до 70 атм.; титан – облицовка внутренних поверхностей реакторов работающих в условиях воздействия уксусной кислоты, разбавленной соляной кислоты, растворов хлористого магния и т.д.

Для изготовления реакторов используют также двухслойный конструкционный листовой материал. Основной слой – углеродистая сталь: второй слой (планирующий) из цветного или легированного металла наносятся на основной и непосредственно соприкасается с реакционной средой. Тем самым снижается расход дефицитного дорогостоящего металла, удешевление стоимости конструкционного материала при повышении его коррозионной стойкости.

Неметаллические материалы – керамика, фарфор, стекло, кислотоупорный бетон, и т.д. (неорганические материалы). Из органических материалов – графит и графитовые материалы, фаолит, текстолит, винипласт, тефлон и т.д.

Реакторы идеального вытеснения (РИВ). РИВ характеризуется переменной концентрацией реагирующих веществ по длине аппарата, наибольшей разницей концентраций на входе и выходе из реактора и, следовательно, наибольшей средней движущей силой процесса.

Изменение концентрации в реакционном объеме носит плавный характер, так как последующие реакционные объемы реагирующих веществ не смешиваются с предыдущим, а полностью вытесняются.

Практически к режиму идеального вытеснения можно приблизиться в реакторе с малым диаметром и большой длиною при относительно высоких скоростях движения реагирующих веществ. РИВ находят широкое применение для проведения как гомогенных, так и гетерогенных каталитических процессов (например, окисления NO в NO_2, SO_2 в SO_3, синтеза аммиака и метилового спирта, хлорирование этилена, сульфирования пропилена и бутилена и т.д.).

Реакторы идеального смешения (РИС). Реактор полного смещения обычно снабжен каким либо перемешивающим устройством и характеризуется постоянством концентрации реагирующих веществ во всем объеме реактора в данный момент времени, вследствие практически мгновенного смещения реагирующих веществ в реакционном объеме. Поэтому изменение концентрации реагирующих веществ на входе в реактор носит скачкообразный характер. Средняя движущая сила процесса в таком аппарате будет меньше, чем в аппарате полного вытеснения.

Реакторы этого типа наиболее широко применяются для проведения таких процессов, как нитрование, сульфирование, полимеризация и т.д.

В некоторых случаях процесс химического превращения вещества проводится не в одном аппарате смешения, а в нескольких таких аппаратах, соединенных последовательно. Такая система, состоящая в некоторых случаях из 20 и более аппаратов, получила название **каскада реакторов**. В каскаде реакторов изменение концентрации реагирующих веществ носит ступенчатый характер, так как продукт реакции предыдущего аппарата является исходным реагирующим веществом в последующем аппарате. Гидродинамический режим работы каскада реакторов является промежуточным и зависит от числа аппаратов; с увеличением числа реакторов в каскаде он приближается к режиму вытеснения, а при уменьшении к режиму смешения. В каскаде увеличивается время пребывания реагирующих веществ по сравнению с одним реактором смешения, а также возрастает выход продукта реакции по сравнению с реактором вытеснения.

Реактор промежуточного типа. В реакторе промежуточного типа нельзя осуществлять полностью ни один из перечисленных выше гидродинамических режимов движения реагирующих веществ. Средняя движущая сила процесса в таком аппарате больше, чем в аппарате полного смешения, но меньше, чем в аппарате полного вытеснения. Следует отметить, что значительная часть реакционной химической аппаратуры работает именно в этом гидродинамическом режиме.

Реакторы промежуточного типа применяют в тех случаях, когда процесс химического превращения вещества сопровождается большим тепловым эффектом или протекает при высоких концентрациях реагирующих веществ, а также в случае, когда одно из реагирующих веществ имеет низкую скорость растворения в реакционной смеси.

Реакторы с неподвижным слоем катализатора. Контактно-каталитические процессы сопровождаются выделением или поглощением значительных количеств тепла. Поэтому конструкция аппарата с неподвижным слоем катализатора определяется главным образом способом подвода или отвода тепла.

По конструкции такие аппараты можно разделить на следующие группы:

1. Аппараты без теплообмена в ходе процесса, которые являются адиабатическими. Конструктивно они выполняются в виде шахтных (или емкостных) аппаратов.

2. Аппараты с делением слоя катализатора по сечению. Они выполняются в виде трубчатых аппаратов с расположением катализатора в трубном или межтрубном пространстве, а также в виде ретортных печей.

3. Аппараты с делением слоя катализатора по высоте на отдельные зоны. Между зонами осуществляют нагрев или охлаждение смеси встроенными теплообменниками или путем смешения с газообразными теплоносителями. Конструктивно выполняются в виде полочных аппаратов.

4. Комбинированные аппараты, представляющие собой сочетание в общем корпусе аппаратов предыдущих групп.

Реакторы с кипящим слоем катализатора. Реакторы кипящего слоя применяют в промышленности для крекинга нефтепродуктов на алюмосиликатном катализаторе. Эти реакторы являются самыми крупными аппаратами с кипящим слоем катализатора. Кипящий слой оказался более технологичным и экономичным, чем фильтрующий (неподвижный) слой катализатора, во многих окислительных процессах, в частности, при окислении этилена до окиси, нафталина и ортоксилола до фталевого ангидрида, сернистого ангидрида до серного и т.д.

Очистка технологических и отходящих газов от ядовитых и вредных компонентов в ряде производств осуществляется путем каталитического превращения вредных веществ в безводные (окисление углеводородов и их производных до CO_2, H_2O). В большинстве случаев отходящие газа содержат пыль, которая быстро засоряет неподвижный слой катализатора. Наилучшим выходом из затруднения при очистке запыленных газов является катализ в кипящем слое.

Полный расчет реактора включает последовательные этапы определения технологических и конструктивных параметров, а также показателей экономической эффективности его применения.

Конечной целью технологического расчета каталитического реактора является определение объема катализатора и поверхности теплообмена, обеспечивающих достижение необходимой скорости процесса и заданной степени превращения.

Конструктивные расчеты предусматривают определение основных размеров реактора в целом и его элементов, при которых достигается наибольшая эффективность проведения процесса.

При технологическом расчете реактора определяются следующие параметры:

1) выход продукта;

2) скорости процесса на различных стадиях его протекания;

3) количество и состав материальных потоков, проходящих через реакционные зоны;

4) расход сырья, тепла и других производственных затрат.

В большинстве случаев при расчете реактора придерживаются следующей последовательности:

1. Анализируют термодинамику и кинетику химической реакции на выбранном катализаторе.

2. Ориентировочно определяют оптимальные условия проведения процесса: температурный диапазон работы, давление, размер частиц катализатора, число полок, распределение катализатора по полкам и др.

3. Рассчитывают критические скорости взвешивания и уноса частиц и выбирают рабочую скорость газового потока.

4. Составляют материальный баланс.

5. Рассчитывают необходимые количества катализатора.

6. Проводят технологические расчеты и определяют поверхность теплообмена.

7. Выполняют конструктивно-технологические расчеты.

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К ПРАКТИЧЕСКИМ ЗАНЯТИЯМ

Расчет трубопровода. Подбор насоса

Цель занятия: изучить методику выполнения расчетов трубопроводов и выбора насосов.

Задание: научиться выполнять гидравлический расчет трубопровода и выбирать марку насоса.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Признаки классификации трубопроводных систем в химической промышленности.
- Свойства сред и технологических параметров, лежащих в основе присвоения трубопроводам определенной группы и категории.
- Выбор технологических параметров трубопровода

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- классификацию технологических трубопроводных систем;
- основные типы запорной арматуры в зависимости от характера работы затвора;
- требования при проектировании трубопровода;

Уметь:

- рассчитывать скорость движения среды в трубопроводе;
- рассчитывать диаметр трубопровода;
- рассчитывать гидравлическое сопротивление труб;
- определять работу насоса;
- подбирать по каталогу конкретную марку насоса.

Владеть:

Методикой расчета трубопровода и выбора марки насоса

Теоретическая часть.

Транспортировка жидкостей является одной из наиболее распространенных технологических операций. Чаще всего ее осуществляют по закрытым каналам –трубопроводам – в самых различных условиях и вариантах. Различают простые и сложные трубопроводы. Простым называется трубопровод, соединяющий источник жидкости с ее потребителем и не имеющий между ними никаких дополнительных приходов и уходов жидкости. Массовый поток Q без каких-либо количественных изменений доставляется по простому трубопроводу от источника к потребителю. Сложными называются трубопроводы с различными подводами или отводами жидкости по пути от источника к потребителю, составленные из каких-либо сочетаний трубопроводов.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать трубопровод и подобрать центробежный насос для подачи уксусной кислоты 70%-ной с начальной температурой 20°С при расходе Q =72м^3 /ч из емкости в колонну. Коэффициент сопротивления теплообменника $\xi_т$ = 28. Разность уровней в сосудах h = 18 м, давление в колонне $P_{изб}^{k}$ p = 0,015МПа , в емкости p_0 =740 мм.рт.ст. Трубопровод состоит из трех участков, длина которых lв= 12м , l_{H1}= 18м , l_{H2}=50м. Коэффициент сопротивления обратного клапана с сеткой принять равным 7,0. Материал трубопровода – углеродистая сталь, относительная шероховатость трубы Δ=0,5мм.

Решение. Расчет центробежного насоса ведется в следующей последовательности:

- гидравлический расчет трубопроводной сети,
- подбор насоса.

Расчет трубопроводов заключается в определении его диаметра и гидравлического сопротивления (потерь напора).

Диаметр d рассчитывается по уравнению расхода:

$$d = \left(\frac{4\cdot Q}{\pi\cdot \upsilon}\right)^{1/2} = \left(\frac{4\cdot\frac{72}{3600}}{3{,}14\cdot 1}\right)^{1/2} = 0{,}16 \text{ м}$$

Найденное значение округляется до ближайшего в таблице сортамента труб, после чего уточняется величина скорости

$$\upsilon = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2}$$

Ближайший по сортаменту 168×9 мм (т.е. внутренний диаметр трубопровода равен 168 - 2×9 =150 мм=0,15 м), поэтому

$$\upsilon = \frac{4 \cdot \frac{72}{3600}}{3{,}14 \cdot 0{,}15^2} = 1{,}1632 \text{ м/с}$$

Гидравлическое сопротивление трубопровода рассчитывается по выражению:

$$\Delta h_{\text{п}} = \sum \Delta h_L + \sum \Delta h_M$$

Потеря напора на прямых участках трубопровода Δh_L определяется по формуле Дарси - Вейсбаха:

$$\Delta h_L = \lambda \frac{1}{d} \cdot \frac{\upsilon^2}{2g}$$

(в нашем случае диаметр принимается одинаковым на всей длине трубопровода).

Коэффициент сопротивления λ находится по соответствующим формулам в зависимости от величины критерия Рейнольдса Re и относительной шероховатости трубы Δ.

Критерий Рейнольдса Re рассчитывается по формуле

$$Re = \frac{\rho \cdot \upsilon \cdot d}{\mu}$$

где ρ и μ - плотность (кг/м^3) и вязкость (Па·с) перекачиваемой жидкости при заданной температуре (табличные величины).

$$Re = \frac{1068{,}5 \cdot 1{,}132 \cdot 0{,}15}{2{,}5 \cdot 10^{-3}} = 72560$$

1. Для ламинарного режима течения при Re < 2320:

$$\lambda = \frac{64}{Re}$$

2. Для турбулентного режима в области гидравлически гладких труб при $3000 < Re < \frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = \frac{0{,}3264}{Re^{0{,}25}}$$

3. В области частично шероховатых труб при $15\frac{d}{\Delta} < Re < 300\frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = 0{,}11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d} + \frac{68}{Re}\right)^{0{,}25}$$

4. Для шероховатых или области квадратичного сопротивления при $Re > 300\frac{d}{\Delta}$

$$\lambda = 0{,}11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d}\right)^{0{,}25}$$

Таким образом, при значениях Re = 72560 – это область частично шероховатых труб, следовательно

$$\lambda = 0{,}11 \cdot \left(\frac{0{,}5 \cdot 10^{-3}}{0{,}15} + \frac{68}{72560}\right)^{0{,}25} = 0{,}028$$

Величины коэффициентов местных сопротивлений даны в таблице. Сопротивление теплообменника задано в виде суммарного коэффициента сопротивления $\xi_т$ и указано в задании.

Общая потеря напора трубопроводной сети

$$\Delta h_п = \left(\lambda \frac{1}{d} + \sum \xi\right) \frac{v^2}{2g} =$$

$$= \left(0{,}028 \cdot \frac{12+18+50}{0{,}15} + 28 + 7 + 3 \cdot 0{,}1 + 3 \cdot 5 + 3 \cdot 0{,}5 + 3 \cdot 1\right) \cdot \frac{1{,}132^2}{2 \cdot 9{,}81} = 4{,}557 \text{ м}$$

Следующим этапом решения задачи является подбор насоса для данной установки при требуемой подаче $Q_Н = Q$. Решение этого вопроса сводится к вычислению потребного напора установки $Н_{ПОТР}$ и, следовательно, напора насоса $Н_Н$. Величины $Q_Н$ и $Н_Н$ являются исходными для подбора соответствующего насоса и его двигателя.

Потребный напор установки определяется по выражению

$$Н_{потр} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g} + \Delta h_п$$

или

$$Н_{потр} = Н_{ст} + \Delta h_п,$$

где $Н_{ст} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g}$ – статистический напор;

h – высота подъема жидкости (разность уровней в сосудах), м;

p_k – давление в приемной колонне, Па;

p_0 – давление на свободной поверхности питающей емкости, Па

$\Delta h_п$ – суммарные потери напора в трубопроводе.

В задании дано избыточное давление в колонне, переводим его в абсолютное:

$$p_k = p_k^{изб} + p_{атм} = 0{,}015 \cdot 10^6 + 760 \cdot 133{,}3 = 116300 \text{ Па}$$

$$Н_{ст} = h + \frac{p_k - p_0}{\rho g} = 18 + \frac{116300 - 740 \cdot 133{,}3}{1068{,}5 \cdot 9{,}81} = 19{,}685 \text{ м}$$

$$Н_{потр} = Н_{ст} + \Delta h_п = 19{,}685 + 4{,}557 = 24{,}242 \text{ м}$$

По значениям $Q_Н$, $Н_Н = Н_{ПОТР}$ по таблице из каталога выбираем марку насоса. Насосы типа Х предназначены для перекачивания химически активных и нейтральных жидкостей без включений или с твердыми включениями с размером частиц до 0,2 мм при их концентрации до 0,2%. Выбираем (округляя в сторону увеличения напора и производительности с небольшим запасом) центробежный насос типа Х90/33 со следующими характеристиками: число оборотов n = 48,3 об/с; КПД насоса – 0,7; тип электродвигателя – АО2-62-2; мощность – 17 кВт; КПД электродвигателя – 0,88.

Контрольные вопросы

- Группы и категории насосов.
- Основные типы запорной арматуры.
- Основные типы арматуры.
- Классификация насосов и их основные характеристики.
- Устройство и принцип действия центробежных насосов.

- Совместная работа насосов. Параллельное и последовательное соединение.
- Конструкция осевых, вихревых и струйных насосов.
- Насосы для перекачивания загрязненных и химически агрессивных жидкостей. Их конструкция.
- Принцип действия и конструкция поршневого насоса. Насосы простого и двойного действия.
- Конструкция объемных роторных насосов. Шестеренные, пластинчатые и винтовые насосы.
- Сравнительный анализ работы насосов объемного и динамического действия.

Расчет отстойника

Цель занятия: изучить методику выполнения расчетов отстойника.

Задание: научиться определять основные габаритные размеры отстойника

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- скорость свободного осаждения частиц;
- скорость стесненного осаждения частиц;
- скорость коллективного (солидарного) осаждения частиц;
- условия равномерного осаждения частиц;
- устройство и принцип действия отстойников

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- классификацию отстойников;
- зависимость габаритных размеров аппарата от диспергированной фазы;
- основные размеры отстойника;

Уметь:

- рассчитывать площадь зоны осаждения отстойника;
- рассчитывать диаметр отстойника;
- рассчитывать общую площадь отстойника;
- определять высоту отстойника;
- период действия.

Владеть:

Методикой расчета основных габаритных размеров аппарата для отстаивания

Теоретическая часть.

Отстаивание применяют в промышленности для сгущения суспензий или классификации по фракциям частиц твердой фазы суспензии.

Конструктивно сгустители и классификаторы выполняют аналогично, однако при расчете сгустителей основываются на скорости осаждения самых мелких частиц суспензий, а при расчете классификаторов – на скорости осаждения тех частиц, которые должны быть преимущественно отделены на данной стадии.

Из непрерывно действующих отстойников наиболее распространены сгустители с вращающимися скребками. В промышленности широко применяют отстойники непрерывного действия с гребковой мешалкой.

Конструкции непрерывно действующих отстойников в основном отличаются системой удаления осадка, обеспечивающей непрерывное медленное перемещение сгущенного осадка по дну резервуара к расположенному в центре коллектору (обычно коническому) и разгрузку через отверстие (или откачку диафрагмовым насосом). Питание в сгуститель (цилиндрического сечения) поступает через центральную трубу. Осветленная жидкость переливается по периферии аппарата в кольцевой желоб.

Задача. Определить основные габаритные размеры вертикального отстойника с заданной производительностью.

Исходные данные:

1. Расход воды Q = 2750 м^3/сутки
2. Расчетная скорость восходящего потока воды $V_р$ = 0,6 мм/с
3. Скорость потока воды в камере хлопьеобразования $V_х$ = 7,5 мм/с
4. Количество отстойников N = 2
5. Коэффициент для учета объемного использования отстойника β = 1,5
6. Объем конической осадочной части $W_{ос}$ = 62,9
7. Концентрация уплотненного осадка δ = 50000 м^3/ч
8. Концентрация взвешенных веществ в воде, поступающих в отстойник, $C_{ср}$ = 409,5 мг/л.

Решение:

1. Расчетный расход воды

$$Q_{час} = \frac{Q}{24} = \frac{2750}{24} = 115\,\frac{м^3}{ч}$$

2. Площадь зоны осаждения одного отстойника

$$F = \beta\frac{Q_{час}}{3{,}6V_pN} = 1{,}5\frac{115}{3{,}6\cdot 0{,}6\cdot 2} \approx 39{,}93\ м^2$$

Округляем найденное значение в большую сторону до ближайшего целого числа. Принимаем F=40м^2.

3. Площадь камеры хлопьеобразования

$$f_{к.х.} = \beta\frac{Q_{час}}{3{,}6V_хN} = 1{,}5\frac{115}{3{,}6\cdot 7{,}5\cdot 2} \approx 3{,}2\ м^2$$

4. Общая площадь отстойника с учетом площади камеры хлопьеобразования

$$F_{отс} = F + f_{к.х.}$$

5. Диаметр отстойника

$$D = \sqrt{\frac{F_{отс}\cdot 4}{\pi}} = \sqrt{\frac{43{,}2\cdot 4}{3{,}14}} \approx 7{,}4\ м$$

6. Определяем высоту отстойника, используя формулу $\beta = \frac{D}{H}$,

$$Н = \frac{D}{\beta} = 5\ м$$

7. Высота центральной трубы

$$h = 0{,}8H = 0{,}8\cdot 5 = 4\ м$$

8. Принимаем длину трубопровода для сброса осадка d=200 мм

Определяем высоту конической осадочной части отстойника при угле наклона 50°

$$h_к = \frac{D-d}{2tg(90-50)} = \frac{7{,}4-0{,}2}{2\cdot 0{,}84} = 4{,}29\ м$$

9. Объем конической осадочной части

$$W_{ос} = \frac{\pi}{3}\cdot h_к\left[\left(\frac{D^2}{2}\right)+\left(\frac{d^2}{2}\right)+\frac{D}{2}\cdot\frac{d}{2}\right] = \frac{3{,}14}{3}\cdot 4{,}29(13{,}69+0{,}01+0{,}37) = 62{,}9\ м$$

10. Период действия между сбросами осадка (не менее 6 ч)

$$T = \frac{W_{oc} \cdot N \cdot \delta}{Q_{\text{час}} \cdot \text{C}_{\text{ср}}} = \frac{62{,}9 \cdot 2 \cdot 50000}{115 \cdot 409{,}5} \approx 137 \text{ ч, или } 5{,}7 \text{ суток}$$

Контрольные вопросы

- Классификация жидких неоднородных систем.
- Способы разделения. Материальный баланс процессов разделения.
- Конструкция отстойников (с наклонными полками, конусный отстойник, коническими тарелками, со скребками).
- Устройство и принцип действия отстойника непрерывного действия.
- Устройство и принцип действия отстойника периодического действия.
- Устройство и принцип действия отстойника полунепрерывного действия.
- Одноярусные, двухъярусные и многоярусные отстойники.

Расчет процесса фильтрования

Цель занятия: изучение основ процесса фильтрования и аппаратурного оформления.

Задание: научиться определять продолжительность процесса фильтрования и основные габаритные размеры фильтра

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы процесса фильтрования.
- Аппаратура процесса фильтрования.
- Физико-химические основы процесса фильтрования
- Интенсификация работы фильтров

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- устройство барабанного вакуум-фильтра;
- типы фильтрования;
- основные размеры вакуум-фильтра;

Уметь:

- рассчитывать концентрацию осадка;
- рассчитывать плотность осадка;
- рассчитывать сопротивление осадка;
- определять диаметр фильтра;
- определять длину фильтра;
- рассчитывать количество суспензии, подаваемой на фильтр

Владеть:

Методикой расчета основных габаритных размеров барабанного вакуум-фильтра

Теоретическая часть.

При разделении суспензий, в зависимости от их свойств и вида фильтровальной перегородки, фильтрование может происходить с образованием осадка на поверхности перегородки или с закупориванием ее пор. Кроме описанных двух случаев фильтрования имеется промежуточный, при котором имеет место как проникновение осадка в капилляры и их закупоривание, так и образование слоя осадка.

Фильтрование с закупориванием пор происходит, когда твердые частицы проникают в поры фильтровальной перегородки. Это явление наблюдается уже в начальный период процесса фильтрования, что снижает производительность фильтра.

Фильтрование с образованием осадка происходит в тех случаях, когда диаметр частиц больше диаметра пор перегородки, в результате чего только первые порции фильтрата уносят с собой небольшую часть твердой фазы, прошедшую через фильтр. В дальнейшем отверстия перекрываются сводами из частиц. Образуется осадок, толщина которого увеличивается по мере

продолжения процесса фильтрования. И он начинает играть основную роль при задержании последующих частиц, размеры которых больше размеров капилляров осадка. По мере роста толщины слоя осадка увеличивается сопротивление фильтрованию и уменьшается его скорость, которая определяется перепадом давления перед и после фильтрующей перегородки, т.к. только при выполнении этого условия процесс будет осуществляться.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать барабанный вакуум-фильтр с наружной фильтрующей поверхностью для фильтрования данной суспензии при следующих параметрах:

G - массовая производительность подаваемой суспензии, G =152 кг/мин;

P - давление фильтрации, P = 700 Па;

$P_{пр}$ - давление промывки, $P_{пр}$ = 700 Па;

R_0' - константа удельного сопротивления фильтрующей ткани, R_0'= $1{,}0655 \cdot 10^{10}$ 1/м;

r_m' - константа удельного сопротивления осадка, r_m' = $8{,}44 \cdot 10^7$ 1/м;

μ - динамическая вязкость фильтрата, μ = $0{,}9 \cdot 10^{-6}$ кг мин/м^2;

$\mu_{пр}$ - динамическая вязкость промывной жидкости, $\mu_{пр}$ = $0{,}915 \cdot 10^{-6}$ кг мин/м^2;

h_2 - толщина влажного осадка при оптимальных условиях процесса, h2 = 0,004 м;

$\rho_ф$ - плотность жидкой фазы суспензии, $\rho_ф$ = 1240 кг/м^3;

ρ_c - плотность твердой фазы суспензии, ρ_c = 2400 кг/м^3;

α_0 - необходимое количество промывной жидкости на 1 кг влажного осадка, α_0 = 0,0006 м^3/кг;

c_1 - содержание твердой фазы в фильтруемой суспензии, c_1 = 0,187 кг/кг;

c_2 - содержание твердой фазы во влажном осадке перед просушкой, c_2 = 0,356 кг/кг;

γ_0 - удельный вес, γ_0 = $11{,}96 \cdot 10^3$ Н/м^3;

n_c - общее число секций, n_c= 20;

n_c' - число секций просушки, съема осадка и мертвых зон, n_c'=5;

φ_1' - сектор зоны отдувки и съема осадка, φ_1'= 45 ^{0};

φ_m - сектор мертвой зоны (от уровня жидкости до верхней границы зоны фильтрования), φ_m =30;

ν - отношение действительной орошаемой форсунками площади $F_{пр}$ фильтра к теоретической площади $F_{пр}$ зоны промывки, ν =1,05

Решение. Расчет сводится к определению продолжительности процесса фильтрования и габаритных размеров фильтра. Для его осуществления необходимо рассчитать характеристики перерабатываемых сред: концентрацию, плотность, сопротивление.

1. Количество твердой фазы, отлагаемой на фильтре 1/м^3 фильтрата

$$c = \frac{\rho_ф}{\frac{1}{c_1} - \frac{1}{c_2}} = \frac{1240}{\frac{1}{0{,}187} - \frac{1}{0{,}356}} = 488{,}19 \text{ кг/м}^3$$

2. Объем влажного осадка, отлагаемого в 1 м^3 фильтрата

$$V = \frac{1 - c_2\left(1 - \frac{\rho_ф}{\rho_c}\right)}{\frac{c_2}{c_1} - 1} = \frac{1 - 0{,}356\left(1 - \frac{1240}{2400}\right)}{\frac{0{,}356}{0{,}187} - 1} = 0{,}92 \text{ м}^3$$

3. Плотность влажного осадка

$$\rho_0 = \frac{1}{\frac{c_2}{\rho_c} + \frac{1 - c_2}{\rho_ф}} = \frac{1}{\frac{0{,}356}{2400} + \frac{1 - 0{,}356}{1240}} = 1666{,}7 \text{ кг/м}^3$$

4. Константы уравнений фильтрации

$$b_1 = \frac{\mu \cdot r_m \cdot c}{2 \cdot P} = \frac{0{,}9 \cdot 10^{-6} \cdot 8{,}44 \cdot 10^7 \cdot 488{,}19}{2 \cdot 700} = 26{,}49$$

Условный объем фильтрата на единицу площади

$$V_0' = \frac{R_0}{r_m \cdot c} = \frac{1{,}0655 \cdot 10^{10}}{8{,}44 \cdot 10^7 \cdot 488{,}19} = 0{,}26 \text{ м}^3$$

Объем фильтрата на единицу площади фильтрования

$$V' = \frac{h_2}{V} = \frac{0{,}004}{0{,}92} = 0{,}004 \text{ м}^3$$

5. Время фильтрации

$$T = \frac{b_1 \cdot h_2 \cdot (h_2 + 2V \cdot V_0')}{V^2} = \frac{26{,}49 \cdot 0{,}004 \cdot (0{,}004 + 2 \cdot 0{,}92 \cdot 0{,}26)}{0{,}92^2} = 0{,}06\text{ч} = 216 \text{ с}$$

6. Константа уравнения промывки

$$b_2' = \frac{\alpha_0 \cdot \rho_0 \cdot \mu_{\text{пр}} \cdot \text{c} \cdot r_m}{P_{\text{пр}}} = \frac{0{,}0006 \cdot 1666{,}7 \cdot 0{,}915 \cdot 10^{-6} \cdot 8{,}44 \cdot 10^7}{700} = 0{,}11$$

7. Время промывки

$$\text{Т}_{\text{пр}} = \frac{b_2' \cdot h_2 \cdot (h_2 + \upsilon \cdot V_0')}{\upsilon} = \frac{0{,}11 \cdot 0{,}004 \cdot (0{,}004 + 1{,}05 \cdot 0{,}26)}{1{,}05} = 0{,}0001 \text{ ч} = 0{,}42 \text{ с}$$

8. Время просушки, съема осадка и пребывания в мертвых зонах

$$\text{Т}' = \frac{(\text{Т} + \text{Т}'_{\text{пр}}) \cdot n_c'}{n_c - n_c'} = \frac{(0{,}06 + 0{,}0001) \cdot 5}{20 - 5} = 0{,}02 \text{ ч} = 72 \text{ с}$$

9. Общая продолжительность работы цикла

$$\text{Т}_0 = \text{Т} + \text{Т}_{\text{пр}} + \text{Т}' = 0{,}06 + 0{,}0001 + 0{,}02 = 0{,}08 \text{ ч} = 288 \text{ с}$$

10. Полная поверхность фильтрации

$$F_0 = \frac{T_0 \cdot Q' \cdot \upsilon}{h_2}; \qquad Q' = \frac{G \cdot c_1}{c}$$

$$Q' = \frac{152 \cdot 0{,}187}{488{,}19} = 0{,}06 \text{ кг/мин}; \qquad F_0 = \frac{4{,}8 \cdot 0{,}06 \cdot 1{,}05}{0{,}004} = 75{,}6 \text{ м}^2$$

11. Частота вращения барабана фильтра

$$n = \frac{1}{T_0} = \frac{1}{288} = 0{,}003\ c^{-1}$$

12. Угловая скорость барабана фильтра

$$\omega = 360 \cdot n = 360 \cdot 0{,}003 = 1{,}1\ c^{-1}$$

13. Для определения габаритных размеров фильтра задаемся диаметром барабана $D_б$=2,6 м, тогда его длина

$$l = \frac{F_0}{\pi \cdot D_б} = \frac{75{,}6}{3{,}14 \cdot 2{,}6} = 9{,}3 \text{ м}$$

14. Количество суспензии, подаваемой на фильтр

$$Q = G \cdot \frac{c}{c_1} = 152 \cdot \frac{488{,}19}{0{,}187} = 396817{,}5$$

Контрольные вопросы

- Дайте краткую характеристику неоднородным системам, их основным свойствам и способам их разделения.
- Перечислите и сравните основные методы разделения жидких неоднородных систем.
- Приведите схематично принципиальные конструкции основных аппаратов для разделения неоднородных систем осаждением и фильтрованием.
- Схема фильтр-пресса, принцип его работы, область применения.
- Схема действия барабанного вакуум-фильтра с наружной поверхностью фильтрования.
- Ленточный вакуум-фильтр, принцип его работы.

Расчет и подбор циклона

Цель занятия: изучение основ процесса разделения газовых систем (очистка газов).

Задание: выбрать и произвести расчет циклона для заданных условий

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы очистки газов.
- Способы очистки газов.
- Очистка газов под действием центробежных сил
- Устройство и принцип действия циклона

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- устройство и принцип действия циклонов;
- типы циклонов;
- основные параметры, определяющие выбор типа циклона.

Уметь:

- задавать тип циклона и определять оптимальную скорость газа;
- рассчитывать действительную скорость движения газа;
- определять гидравлическое сопротивление циклона;
- рассчитывать степень эффективности очистки газа в циклоне;
- делать вывод об обеспечении подобранным циклоном требуемой степени очистки газа;

Владеть:

Методикой расчета и подбора циклона для очистки газов

Теоретическая часть.

Очистка газов может осуществляться с помощью мокрых и сухих пылеуловителей. Широкое применение для сухой очистки газов получили циклоны различных типов. Принцип действия циклонов заключается в следующем. Газовый поток вводится в циклон через патрубок по касательной к внутренней поверхности корпуса и совершает вращательно-поступательное движение вдоль корпуса к конической части циклона. Под действием центробежной силы частицы пыли образуют на стенке циклона пылевой слой, который вместе с частью газа через патрубок

выхода пыли попадает в бункер для приема пыли. Отделение частицы газа от пыли, попавшего в бункер, происходит при повороте газового потока в бункере на 180°. Освободившись от пыли, газовый поток образует вихрь и выходит, давая начало вихрю газа, покидающему циклон через выходную трубу. Для нормальной работы циклона необходима герметичность бункера. Если бункер негерметичен, то из-за подсоса наружного воздуха происходит вынос пыли с потоком через выходную трубу.

Практическая часть.

Задача. Подобрать циклон, обеспечивающий степень эффективности очистки газа от пыли не менее η.

Исходные данные:

• количество очищаемого газа – Q = 1,4 $м^3/с$;
• плотность газа при рабочих условиях – ρ = 0,89 $кг/м^3$;
• вязкость газа – $\mu = 22{,}2 \cdot 10^{-6}$ Па·с;
• плотность частиц пыли – $\rho_п$ = 1730 $кг/м^3$;
• дисперсный состав пыли – d_{50} = 25 мкм;
• дисперсность пыли – $\lg\sigma_ч = 0{,}6$;
• входная концентрация пыли – $C_{вх}$ = 80 $г/м^3$;
• требуемая эффективность очистки газа η= 0,74.

Решение 1. Тип циклона ЦН-24, оптимальная скорость газа $\omega_{опт}$=4,5 м/с

2. Диаметр циклона

$$D = \left(\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot \omega_{опт}}\right)^{0,5} = \left(\frac{4 \cdot 1{,}4}{3{,}14 \cdot 4{,}5}\right)^{0,5} = 0{,}6 \text{ м}$$

3. Действительная скорость в циклоне

$$\omega = \frac{4Q}{\pi \cdot n \cdot D^2},$$

где n – количество циклонов

$$\omega = \frac{4 \cdot 1{,}4}{3{,}14 \cdot 1 \cdot 0{,}6^2} = 4{,}52 \text{ м/с}$$

Действительная скорость в циклоне не должна отклоняться от оптимальной более чем на 15%.

4. Коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона:

$$\zeta = K_1\ K_2\ \zeta_{50},$$

где K_1 – поправочный коэффициент на диаметр циклона (табличные данные);

К2 – поправочный коэффициент на запыленность газа (табличные данные);

ζ_{50} – коэффициент гидравлического сопротивления одиночного циклона диаметром 500 мм (табличные данные).

$$\zeta = 1 \cdot 0{,}90 \cdot 75 = 67{,}5$$

5. Гидравлическое сопротивление циклона, Па:

$$\Delta P = \frac{\xi \cdot \rho \cdot \omega^2}{2} = \frac{67{,}5 \cdot 1750 \cdot 4{,}52^2}{2} = 1206670{,}5 \text{ Па}$$

6. Степень эффективности очистки газа в циклоне:

η = 0,5(1+Ф(x)),

где Ф(x) – табличная функция от параметра x, равного:

$$x = \frac{\log\frac{d_{50}}{d_{50}^{T}}}{\left(\log^2 \sigma_\eta + log^2\, \sigma_ч\right)^{0,5}},$$

где d_{50}^{T} и $\lg\sigma_\eta$ соответствуют условиям работы типового циклона: Dт = 0,6 м – диаметр циклона;
$\rho_{пт}$= 1930 кг/м^3 – плотность частиц пыли;
$\mu_т = 22{,}2\cdot10^{-6}$ Па·с – вязкость газа при рабочей температуре;
$\omega_т$ = 3,5 м/с – скорость движения газа в циклоне.
Значения параметров пыли d_{50}^{T} и $\lg\sigma_\eta$ для каждого типа циклона приведены в таблице.

$d_{50} = 8{,}5\cdot[(0{,}6/0{,}6)(1930/1750)(22{,}2/22{,}2)(3{,}5/4{,}52)]^{0,5} = 7{,}84$ дисперсный состав пыли.

Рассчитываем параметр X:

$$X = \log(7{,}84/8{,}5)(0{,}3082 + 0{,}62)^{0,5} = -0{,}0235$$

Табличная функция от параметра X:

$$\Phi(-0{,}0235) = 0{,}5$$

Определяем эффективность очистки газа в циклоне:

$$\eta = 0{,}5\cdot(1+0{,}5) = 0{,}75$$

Если расчетное значение η окажется меньше необходимого по условиям допустимого выброса пыли в атмосферу, то нужно выбрать другой тип циклона с большим значением коэффициента гидравлического сопротивления. В случае недостижения требуемого значения очистки следует использовать предочистку газа перед подачей в циклон либо доочистку. Для этого на входе или на выходе циклона могут быть установлены фильтры.

Таким образом, выбранный циклон ЦН-24 обеспечивает требуемую степень очистки. Предочистки газа не требуется.

Контрольные вопросы

- Устройство и принцип действия циклона.
- Основные типы циклонов.
- Соотношение между действительной и оптимальной скоростью циклона.
- Область применения циклонов.
- Основной параметр, определяющий выбор типа циклона.
- Условия работы типового циклона.
- Отличительные особенности цилиндрических и конических циклонов.

Расчет процесса механического перемешивания

Цель занятия: изучение основ процесса механического перемешивания.

Задание: выбрать и произвести расчет циклона для заданных условий

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы перемешивания.
- Способы перемешивания.
- Характеристики перемешивающих устройств.
- Типы мешалок.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- способы перемешивания, их сравнительную экономическую оценку;
- классификацию мешалок

Уметь:

- определять расход энергии на перемешивании;
- выбор типа машин

Владеть:

Методикой расчета перемешивающего устройства и подбора электропривода

Теоретическая часть.

Все механические перемешивающие устройства можно разделить на две группы: тихоходные и быстроходные. Лопастные, рамные и якорные мешалки относятся к тихоходным: частота их вращения составляет от 0,5 до 1,5 $с^{-1}$.

Достоинствами лопастных мешалок являются простота устройства и не высокая стоимость. К недостаткам относится слабый осевой поток жидкости. Это не обеспечивает полного перемешивания во всем объёме смесителя.

Якорные мешалки имеют форму днища аппарата. Они применяются для перемешивания высоковязких жидких сред. Эти мешалки при перемешивании очищают стенки и дно смесителя от налипающих загрязнений.

К быстроходным относятся пропеллерные и турбинные мешалки: частота их вращения составляет от 2 до 50 $с^{-1}$.

Пропеллерные мешалки изготавливают с двумя или с тремя лопастями. Они обладают насосным эффектом и используются для создания интенсивной циркуляции жидкости. Применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до 2 Па·с.

Турбинные мешалки изготавливаются в форме колес-турбин с плоскими, наклонными и криволинейными лопатками. Они бывают открытого и закрытого типа. Закрытые мешалки имеют два диска с отверстиями в центре для прохода жидкости. Турбинные мешалки обеспечивают интенсивное перемешивание во всем рабочем объёме аппарата. Турбинные мешалки применяются для перемешивания жидкостей вязкостью до 500 Па·с, а так же грубых суспензий.

Практическая часть.

Методика расчета лопастных мешалок:

1. Определение диаметра мешалки ($d_м$).

Для лопастных мешалок

$$d_M = 0{,}7 \cdot D,$$

где D – диаметр аппарата.

Полученный диаметр округляют до стандартного значения.

2. Определение основных размеров мешалки.

По отраслевым нормалям (ОН) определяют основные размеры мешалки соответствующие полученному диаметру.

3. Определение центробежного числа Рейнольдса.

$$Re_ц = \frac{\rho \cdot n \cdot d_M^2}{\mu},$$

где ρ – плотность жидкости, кг/$м^3$;

n – частота вращения мешалки, $с^{-1}$;

$d_м$ – диаметр мешалки, м;

μ – вязкость, (Н · с)/$м^2$.

4. Определение номинальной мощности (Вт), потребляемой мешалкой

$$N_м = k_N \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d_м^5,$$

где k_N – критерий мощности, величину которого выбирают по соответствующим таблицам и номограммам в зависимости от типа мешалки и центробежного числа Рейнольдса;

5. Определение мощности затрачиваемой на трение (Вт)

$$N_т = 0{,}18 \cdot N_м$$

6. Определение номинальной мощности электродвигателя (Вт)

$$N_э = \frac{N_м \cdot N_т}{\eta_п}$$

где $\eta_п$ = 0,90 ÷ 0,96 – К.П.Д. привода.

7. По мощности $N_э$ и частоте вращения n выбираем тип и размеры привода

Задача. Определить основные размеры лопастной мешалки и выбрать тип и размеры электропривода.

Исходные данные:

– диаметр аппарата, D = 2,4 м;

– плотность перемешиваемой среды, ρ = 1420 кг/м^3;

– динамическая вязкость перемешиваемой среды, μ = 0,0035 Па·с;

– частота вращения мешалки, n = 125 1/мин.

Решение. 1. Определение диаметра мешалки ($d_м$).

$$d_M = 0{,}7 \cdot 2{,}4 = 1{,}68 \text{ м}$$

Полученный диаметр округляем до стандартного значения $d_M = 1{,}7$ м

2. Определение основных размеров мешалки.

По отраслевым нормалям (ОН) определяют основные размеры мешалки соответствующие полученному диаметру.

3. Определение центробежного числа Рейнольдса.

$$Re_ц = \frac{1420 \cdot 125 \cdot 1{,}7^2}{0{,}0035} = 1{,}4 \cdot 10^8$$

4. Определение номинальной мощности (Вт), потребляемой мешалкой

$$N_м = 1{,}19 \cdot 1420 \cdot 125^3 \cdot 1{,}7^5 = 2680 \text{ Вт},$$

5. Определение мощности затрачиваемой на трение (Вт)

$$N_т = 0{,}18 \cdot 2680 = 482{,}4 \text{ Вт}$$

6. Определение номинальной мощности электродвигателя (Вт)

$$N_э = \frac{2680 \cdot 482{,}4}{0{,}93} = 1390142 \text{ Вт}$$

где $\eta_п$ = 0,90 ÷ 0,96 – К.П.Д. привода.

7. По мощности $N_э$ и частоте вращения n выбираем мотор-редуктор МР-1-500-21-250.

<u>Контрольные вопросы</u>

- Цель перемешивания.
- Способы перемешивания.
- Характеристики перемешивающих устройств положенные в основу их сравнительной оценки.
- Основные части механического перемешивающего устройства.
- Лопастные мешалки, область применения.

- Пропеллерные мешалки, область применения.
- Турбинные мешалки, область применения.
- Мешалки для вязких сред.
- Специальные мешалки (барабанные, дисковые, вибрационные).
- Мешалки для высоковязких сред.

Теплопередача. Расчет кожухотрубчатых теплообменников

Цель занятия: изучение методики расчета теплообменных аппаратов

Задание: рассчитать кожухотрубчатый теплообменник

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Теплопроводность, теплоотдача, теплопередача.
- Тепловой баланс.
- Основное уравнение теплопередачи.
- Конструкции теплообменных аппаратов.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы теории процесса теплопередачи;
- методику расчета теплообменных аппаратов;

Уметь:

- рассчитывать коэффициент теплопередачи, коэффициент теплопередачи;
- определять площадь поверхности теплообменника;
- в соответствии с проведенными расчетами подбирать тип теплообменного аппарата.

Владеть:

Методами расчета основных коэффициентов процесса теплопередачи и подбора типа теплообменника.

Теоретическая часть. В большинстве случаев непосредственный контакт продуктов с другими теплоносителями недопустим, поэтому теплопередачу осуществляют в различных теплообменниках, где твердая стенка разделяет рабочие среды. Твердая стенка служит поверхностью нагрева и конструктивно выполняется в виде труб, рубашек и т.д.

Расчет теплообменной аппаратуры состоит из 2-х основных этапов:

1. Определение теплового потока (тепловой нагрузки аппарата), т.е. количества тепла Q, которое должно быть передано за определенное время τ от одного теплоносителя к другому. Тепловой поток вычисляется путем составления и решения тепловых балансов.

2. Определение поверхности теплообмена F, обеспечивающей передачу требуемого количества тепла в заданное время τ. Поверхность теплообмена находят из основного уравнения теплопередачи, вычислив предварительно значение средней разности температур между теплоносителями $\Delta t_{ср}$ и коэффициент теплопередачи К.

Теплообменниками называются аппараты, в которых происходит теплообмен между рабочими средами независимо от их технологического назначения.

В зависимости от способа передачи тепла различают две основные группы теплообменников:

1. Поверхностные, где перенос тепла между рабочими средами осуществляется через твердую стенку, разделяющую их. При этом непосредственный контакт между средами исключен.

2. Смешения, в которых тепло передается от одной среды к другой при их непосредственном соприкосновении.

Поверхностные теплообменники наиболее распространены. По конструкции их можно подразделить на кожухотрубные, погружные, оросительные, теплообменники с плоскими поверхностями нагрева и типа «труба в трубе».

Практическая часть.

Задача. Рассчитать вертикальный кожухотрубный теплообменник для конденсации 7800 кг/ч насыщенного пара бензола под атмосферным давлением. Жидкий бензол отводится из конденсатора при температуре конденсации. Охлаждение производится водой, начальная

температура которой t_u = 10 ^{O}C. Конечную температуру воды принять такой, что бы она обеспечивала движущую силу на выходе из теплообменника равная 20 ^{o}C ($\Delta t_к$ = 20°C).

Решение. Определяем среднюю разность температур $\Delta t_{ср}$.

Температура конденсации бензола под атмосферным давлением 80,2 ^{o}C (табличные данные). Температурная схема конденсатора:

80,2 ⟵ 80,2
10 ⟶ 60,2
$\Delta t_н$=70,2 $\Delta t_к$=20

Так как $\Delta t_н/\Delta t_к > 2$, то средняя разность температур:

$$\Delta t_{ср} = \frac{\Delta t_н - \Delta t_к}{2{,}31 \log\frac{\Delta t_н}{\Delta t_к}} = \frac{70{,}2-20{,}2}{2{,}31\, log\frac{70{,}2}{20{,}2}} = 40\ ^{o}C$$

Средняя температура охлаждающей воды:

$$t_{ср.в} = t_{конд} - \Delta t_{ср} = 80{,}2 - 40 = 40{,}2\ ^{o}C.$$

Рассчитаем тепловой поток Q:

$$Q = G_1 r_1 = (7800/3600)\cdot 393{,}6\cdot 10^3 = 848725{,}7\ Вт,$$

где r_1 = 393,6·10^{3}Дж/кг – теплота конденсации бензола при 80 ^{o}C (табличные данные)

Расход охлаждающей воды

$$G_в = \frac{Q}{c_в\cdot(t_к - t_н)} = \frac{848725{,}7}{4180\cdot(60-10)} = 4{,}08\ кг/с,$$

где $c_в$ – теплоемкость воды при температуре $t_{ср.в}$, Дж/кг К (табличные данные).

Определяем коэффициент теплопередачи.

Задаемся критерием Рейнольдса Re=1000, тогда

$$\omega_2 = \frac{10000\cdot\mu_2}{d_{вн}\cdot\rho_2} = \frac{10000\cdot 0{,}657\cdot 10^{-3}}{0{,}021\cdot 992} = 0{,}315\ м/с$$

$$n_p = \frac{4G_в}{\pi\cdot d_{вн}^2\cdot\omega_2\cdot\rho_2} = \frac{4\cdot 4{,}08}{3{,}14\cdot 0{,}021^2\cdot 0{,}315\cdot 992} = 37{,}7\ ,$$

где ρ_2= 992 кг/м^3 – плотность воды при 40,2 ^{o}C (табличные данные);

μ=0,657·10^{-3} Па·с – динамический коэффициент вязкости воды при 40,2 ^{o}C (табличные данные);

$d_{вн}$ – внутренний диаметр трубы 0,021 м.

Находим ориентировочное значение коэффициента теплопередачи от конденсирующегося пара жидкости органических веществ к воде $K_{ор}$=300-800 Вт/(м^2·К) (табличные данные). Тогда максимальная площадь поверхности теплообменника:

$$F_{max} = \frac{Q}{K_{op}\cdot\Delta t_{ср}} = \frac{848725{,}7}{300\cdot 40} = 70{,}7\ м^2$$

Зная n_p и $F_{мах}$, выбираем возможный вариант теплообменника при условии $n_т < n_p$, $F < F_{мах}$.

Одноходовой теплообменник с диаметром кожуха 159 мм n=13, F_{max}=3 м^2.

Двухходовой теплообменник с диаметром кожуха 325мм n=56/2=28, F_{max}=17,5 м^2.

Шестиходовой теплообменник с диаметром кожуха 600мм n=196/6=32,6, F_{max}=91 м^2.

При таком числе труб в одном ходу одноходовых теплообменников с площадью поверхности такого порядка нет (таблица), двухходовой имеет F_{max}=17,5 м^2, следовательно проектируемый теплообменник будет шестиходовым ($n_т$=32,6; $n_{общ}$=196; F=61 м^2, L=4м, D=600 мм).

Определяем коэффициент теплоотдачи для воды α_2.

Находим режим движения воды в выбранном теплообменнике.

$$Re_2 = 10000\frac{n_p}{n_т}10000\frac{37,7}{2,6} = 11564$$

Турбулентному течению соответствует критериальное уравнение:

$$Nu = 0,021Re^{0,8}Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_{cn}}\right)^{0,25} = 0,021 \cdot 11563^{0,8} \cdot 4,31^{0,43} \cdot 1^{0,25} = 69,7\ ,$$

Полагая $\left(\frac{Pr}{Pr_{cn}}\right)^{0,25}$=1.

Значение критерия Pr для воды при 40 ^{o}C находим из таблицы: Pr = 4,31.

Тогда

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \cdot \lambda_2}{d_{вн}} = \frac{69,7 \cdot 0,634}{0,021} = 2107,2\ Вт/(м^2 \cdot К),$$

где λ – коэффициент теплопроводности воды при 40 ^{o}C.

Рассчитываем коэффициент теплоотдачи в вертикальном теплообменнике для конденсирующегося пара бензола α_1 по уравнению

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot \lambda_1 \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho_1^2 \cdot d_{нар} \cdot n_{общ}}{\mu_1 \cdot G_1}}$$

Значения физико-химических констант жидкого бензола берём при температуре конденсации 80 °C:

λ_1=0,14 Вт/(м·К)

ρ_1=815 кг/м^3

μ_1=0,316·10^{-3} Па·с

Расход бензола G_1=7800/3600=2,16 кг/с, $d_{нар}$ = 0,025 м.

Следовательно,

$$\alpha_1 = 3,78 \cdot 0,14 \cdot \sqrt[3]{\frac{815^2 \cdot 0,025 \cdot 196}{0,316 \cdot 10^{-3} \cdot 2,16}} = 888\ Вт/(м^2 \cdot К)$$

Термическое сопротивление стальной стенки трубы:

$$\frac{\delta}{\lambda_{ст}} = \frac{0,002}{46,5} = 0,000043\ м^2 \cdot К/Вт$$

где $\lambda_{ст}$ = 46,5 Вт/(м·К) – коэффициент теплопроводности стали.

Тепловая проводимость загрязнения со стороны бензола:

$$\frac{1}{r_{загр.б}} = 1160\ Вт/(м^2 \cdot К)$$

Тепловая проводимость загрязнения со стороны воды:

$$\frac{1}{r_{загр.в}} = 2000\ Вт/(м^2 \cdot К)$$

Суммарное термическое сопротивление стенки и загрязнений:

$$\sum r_{ст} = 0{,}00043 + \frac{1}{11630} + \frac{1}{2000} = 6{,}3 \cdot 10^{-4}\ м^2 \cdot К/Вт$$

Определяем коэффициент теплопередачи К

$$К = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_б} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_в}} = \frac{1}{\frac{1}{888} + 6{,}3 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2107{,}2}} = 449\ Вт/(м^2 \cdot К)$$

Требуемая площадь поверхности теплообменника F:

$$F_т = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{ср}} = \frac{848725{,}7}{449} = 47{,}2\ м^2$$

Выбранная по ГОСТу поверхность теплообмена $F_т$ = 61 $м^2$. Запас площади поверхности теплообменника

$$\Delta = \frac{61 - 47{,}2}{61} \cdot 100\% = 22{,}6\ \% < 30\ \%$$

Тип теплообменника выбираем по $\Delta t = t_{кож} - t_{тр}$.

$$t_{ст1} = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80{,}2 - \frac{449 \cdot 40}{888} = 59{,}97\ ^oC$$

$$t_{ст2} = t_{ст1} - q \sum r = 59{,}97 - 449 \cdot 40 \cdot 6{,}3 \cdot 10^4 = 48{,}66\ ^oC$$

$$t_{тр} = \frac{t_{ст1} + t_{ст2}}{2} = \frac{59{,}97 + 48{,}66}{2} = 54{,}31\ ^oC$$

$\Delta t = t_{кож} - t_{тр} = 80{,}2 - 54{,}31 = 25{,}9\ ^oC$. $\Delta t < 40\ ^oC$.

Выбираем теплообменник жесткой конструкции (тип ТН).

Контрольные вопросы

- Что называется теплообменным аппаратом?
- На какие группы делятся теплообменные аппараты?
- По каким схемам осуществляется движение жидкостей?
- Напишите основные уравнения теплопередачи и теплового баланса.
- Изобразите графики изменения температур рабочих жидкостей в аппаратах с прямотоком и противотоком.
- Напишите уравнения среднелогарифмического температурного напора для аппаратов с прямотоком и противотоком?

Выпаривание. Расчет выпарной установки

Цель занятия: изучение методики расчета выпарных аппаратов и выпарных установок

Задание: рассчитать однокорпусную выпарную установку.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Основы процесса выпаривания.
- Выпаривание под вакуумом.
- Выпаривание под избыточным давлением.
- Выпаривание под атмосферным давлением.
- Методы выпаривания.
- Устройство и принцип действия выпарной установки.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основные величины, характеризующие работу выпарного аппарата;
- методику расчета выпарных установок;

Уметь:

- рассчитывать количество выпарной воды, количество упаренного раствора;
- рассчитывать давление и изменение температуры процесса выпаривания;
- определять расход греющего пара;
- определять коэффициенты теплоотдачи и поверхность теплообмена;
- на основании полученных данных выбирать выпарной аппарат и его основные характеристики.

Владеть:

Методами расчета основных параметров процесса выпаривания и подбора выпарного аппарата.

Теоретическая часть. Выпаривание – это процесс концентрирования растворов нелетучего вещества путем удаления жидкого летучего растворителя в виде пара. Сущность выпаривания заключается в переводе растворителя в парообразное состояние и отвод полученного пара от оставшегося сконцентрированного раствора.

Выпаривание проводят в выпарных аппаратах, работающих под вакуумом, при избыточном и атмосферном давлениях в зависимости от свойств раствора и возможности использования тепла вторичного пара.

В химических отраслях широко используют однократное выпаривание, осуществляемое периодически или непрерывно в однокорпусных выпарных аппаратах, и многократное, проводимое непрерывно в многокорпусных выпарных установках, составленных из нескольких выпарных аппаратов.

Выпарные аппараты с паровым обогревом состоят из двух основных частей:

– кипятильник (греющая камера) в котором расположена поверхность теплообмена и происходит выпаривание раствора;

– сепаратор – пространство, в котором вторичный пар отделяется от раствора.

Основными регулируемыми параметрами являются: концентрация готового продукта; температура исходного раствора после теплообменника перед подачей его в выпарной аппарат; уровень в выпарном аппарате.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать однокорпусную выпарную установку для концентрирования $G_н$= 18 000 кг/ч (5 кг/с) водного раствора нитрата аммония от начальной массовой концентрации $b_н$= 10 % до конечной $b_к$ = 60 % при следующих условиях:

– обогрев осуществляется насыщенным водяным паром давлением $P_{г.п}$ = 0,157 МПа; температура насыщения пара $t_п$ =112,7 °С;

– абсолютное давление в паровом пространстве выпарного аппарата $P_{б.к}$ = 0,0196 МПа;

– температура раствора, поступающего на установку, t_0 = 20 °С;

– температура раствора, поступающего в выпарной аппарат, $t_н$ = 60 °С;

– начальная температура охлаждающей воды t = 12 °С;

– температура смеси охлаждающей воды и конденсата, выходящей из барометрического конденсатора, ниже температуры конденсации на Δt = 5 °С;

– выпарной аппарат с выносной нагревательной камерой тип 1, исполнение 2.

Решение. Количество выпарной воды определяется по формуле:

$$W = \frac{5}{\left(1 - \frac{10}{60}\right)} = 4{,}165 \text{ кг/с}$$

Количество упаренного раствора:

$$G_к = G_н - W = 5 - 4{,}165 = 0{,}835 \text{ кг/с}$$

Температура вторичного пара, поступающего из выпарного аппарата в барометрический конденсатор, при P = 0,0196 МПа, равна 59,7 °С (табличные данные).

На основании практических рекомендаций принимаем гидравлическую депрессию Δ''' = 1 °С. Тогда температура вторичного пара в выпарном аппарате равна:

$t'_п$= Δ''' + $t_{кип}$ =59,7+ 1=60,7 °С.

Этой температуре соответствует давление P'_n = 0,0207 МПа, теплота парообразования r = 2355,54 кДж/кг (табличные данные).

Гидростатическую депрессию Δ'' определяем следующим образом.

Для выбора значения высоты трубы Н ориентировочно определяется площадь поверхности теплопередачи выпарного аппарата $F_{ор}$. При кипении водных растворов солей удельная тепловая нагрузка для аппаратов с естественной циркуляцией q = 20 000-50 000 Вт/м^2. Принимаем q = 30 000 Вт/м^2. Тогда

$$F_{ор} = \frac{W \cdot r}{q} = \frac{4{,}165 \cdot 2355{,}54 \cdot 10^3}{30000} = 327 \text{ м}^2$$

По ГОСТ 11987–81 принимаем выпарной аппарат со следующей характеристикой: поверхность теплообмена 355 м^2; длина труб 5 м; диаметр труб 38 х 2 мм; шаг между трубами 48 мм; материал труб – сталь Х18Н10Т.

Ориентировочно принимаем температуру кипения раствора в аппарате на 20 °С больше температуры вторичного пара, т.е. $t_{кип}$ = 80 °С.

Следовательно,

$$Н_{опт} = \left[0{,}26 + 0{,}0014 \cdot \left(\rho_ж - \rho_{воды}\right)\right] \cdot Н = [0{,}26 + 0{,}0014 \cdot (1223 - 972)] \cdot 5 = 3{,}06 \text{ ,}$$

где 1223 и 972 кг/м^3 - плотность соответственно раствора и воды при 80 °С.

Увеличение давления в среднем слое раствора:

$$\Delta P_r = \frac{\rho_n \cdot h_n \cdot g}{2} = \frac{1223 \cdot 9{,}81 \cdot 3{,}06}{2} = 18338 \text{ Па} = 0{,}0183 \text{ МПа}$$

Таким образом, давление в среднем слое кипятильных труб:

$P_{ср}$ = 0,0207 +0,0183 = 0,039 МПа.

Этому давлению соответствует температура кипения воды t= 75,4°С и теплота парообразования r = 2320 кДж/кг.

Следовательно, гидростатическая депрессия равна:

Δ'' = 75,4 – 60,7= 14,7 °С

Температурная депрессия определяется по формуле:

$$\Delta' = 0{,}01622 \cdot \frac{T^2}{r} \cdot \Delta_н = 11{,}5\ ^oC$$

Температура кипения раствора находиться по уравнению:

$$t_{кип} = t_{вп} + \Delta' + \Delta'' + \Delta''' = 59{,}7 + 11{,}5 + 14{,}7 + 1 = 86{,}9\ °C$$

Полезная разность температур определяется по уравнению:

$$\Delta t_{пол} = t_п - t_{кип} = 112{,}7 - 86{,}9 = 25{,}8\ °C$$

Расход греющего пара $D_{г.п}$, определяется из уравнения теплового баланса

$$D_{г.п.} = \frac{G_н \cdot c_н(t_к - t_н) + W(h - c_в t_к)}{r_п \cdot 0{,}95} =$$

$$= \frac{4{,}165 \cdot 2607 \cdot 10^3 + 0{,}835 \cdot 2618{,}1 \cdot 86{,}9 - 5 \cdot 3866 \cdot 60}{0{,}95 \cdot 2227 \cdot 10^3} = 5{,}77\ кг/с$$

где h = 2607 кДж/кг – энтальпия вторичного пара;

$c_н$ = 3866 – удельная теплоемкость 10% раствора;

$c_к$ = 2618,1 – удельная теплоемкость упаренного раствора;

$r_п$ = 2227 кДж/кг – удельная теплота парообразования воды при $P_{г.п}$ = 0,157 МПа;

0,95 – коэффициент, учитывающий 5 % потерь теплоты в окружающую среду.

Тепловая нагрузка греющей камеры:

$$Q = D(h_п - h_к) = 5{,}77 \cdot 2227 \cdot 10^3 = 12849{,}8 \cdot 10^3\ Вт$$

Находится коэффициент теплоотдачи. Для этого определяется коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара к стенке α_1 методом последовательных приближений. В первом приближении примем Δt_1=2 °С.

$$\alpha_1 = 1{,}34 \sqrt[4]{\frac{\lambda^2 \cdot \rho^2 \cdot r}{\mu \cdot H \cdot \Delta t_1}} = 9252\ Вт/(м^2 \cdot К)$$

По таблице свойств водяного пара при давлении 0,157 МПа и воды:

Удельная теплота конденсации r = 2227 кДж/кг

Плотность конденсата $\rho_ж$=951 кг/м^3

Коэффициент теплопроводности $\lambda_ж$=0,685

Коэффициент динамической вязкости $\mu_ж$= 0,153

Константы раствора при температуре кипения: ρ=1215,6 кг/м3; μ=0,782 ; λ=0,4247 ; c=2618,1; σ = 71,0 Н/м

Свойства водяного пара при p = 0,039 МПа: r = 2292,4 Дж/кг; $\rho_п$= = 0,38 кг/м^3.

Плотность водяного пара при p=0,1 МПа ρ_0=0,579 кг/м^3. Следовательно,

Полное термическое сопротивление теплоотдачи будет равно:

$$\sum \frac{\delta}{\lambda} = \sum \frac{\delta_{тр}}{\lambda_{тр}} = \frac{0{,}002}{16{,}4} + \frac{1}{5000} + \frac{1}{5800} = 4{,}9 \cdot 10^{-4} (м^3 \cdot К)/Вт$$

Удельный тепловой поток от пара к стенке будет равен:

$$q = \alpha_1 \cdot \Delta t_1 = 9252 \cdot 2 = 18504 \text{ Вт/м}^2$$

Тогда $\alpha_2 = 5{,}634 \cdot (18504)^{0{,}6} = 2047 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$

Находим коэффициент теплопередачи:

$$\text{К} = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum\frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{8360} + 4{,}9 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{2457}} = 984 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$$

Поверхность теплообмена будет равна:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{пол}}} = \frac{12849{,}8 \cdot 10^3}{984 \cdot 25{,}8} = 506 \text{ м}^2$$

По ГОСТ 11987-81 выбираем номинальную площадь поверхности теплообмена $F_н$=500 м^2.

Контрольные вопросы

- Поясните сущность процесса выпаривания и приведите схему выпарного аппарата и установки в целом.
- Что является движущей силой процесса выпаривания?
- С какой целью используется процесс выпаривания с тепловым насосом?
- Дайте классификацию выпарных аппаратов и сравните их между собой по признаку практического применения.

Массопередача. Способы выражения концентраций

Цель занятия: формирование базовых знаний о способах определения свойств и концентраций растворов и навыков проведения расчетов.

Задание: научиться решать задачи, использующие различные способы выражения концентрации.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Определение молярной массы.
- Определение эквивалента вещества.
- Определение фактора эквивалентности.
- Определение молярной массы эквивалента.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- молярная масса вещества;
- эквивалент вещества, фактор эквивалентности, молярная масса эквивалента;
- раствор и его компоненты;
- кристаллогидраты;
- способы выражения концентрации растворов.

Уметь:

- определять массовую долю раствора;
- определять мольную долю раствора;
- определять молярную концентрацию;
- определять молярную концентрацию эквивалента;
- определять моляльную концентрацию раствора.

Владеть:

Методикой решения задач на различные способы выражения концентраций растворов.

Теоретическая часть. Концентрацию веществ в растворах можно выразить разными способами.

Наиболее часто используют массовую долю растворённого вещества, молярную и нормальную концентрацию.

Массовая доля растворённого вещества $\omega_{(B)}$ – это безразмерная величина, равная отношению массы растворённого вещества к общей массе раствора m:

$$\omega_{(B)} = m_{(B)} / m$$

Массовую долю растворённого вещества $\omega_{(B)}$ обычно выражают в долях единицы или в процентах. Например, массовая доля растворённого вещества – $CaCl_2$ в воде равна 0,06 или 6%. Это означает, что в растворе хлорида кальция массой 100 г содержится хлорид кальция массой 6 г и вода массой 94 г.

Молярная концентрация $C_{(B)}$ показывает, сколько моль растворённого вещества содержится в 1 литре раствора.

$$C_{(B)} = n_{(B)} / V = m_{(B)} / (M_{(B)} \cdot V),$$

где $M_{(B)}$ – молярная масса растворенного вещества г/моль.

Молярная концентрация измеряется в моль/л. Например, 2 М NaOH – двухмолярный раствор гидроксида натрия. Один литр такого раствора содержит 2 моль вещества или 80 г (M(NaOH) = 40 г/моль).

Нормальность раствора обозначает число грамм-эквивалентов данного вещества в одном литре раствора или число миллиграмм-эквивалентов в одном миллилитре раствора.

Грамм - эквивалентом вещества называется количество граммов вещества, численно равное его эквиваленту. Для сложных веществ – это количество вещества, соответствующее прямо или косвенно при химических превращениях 1 грамму водорода или 8 граммам кислорода.

Э основания = М основания / число замещаемых в реакции гидроксильных групп
Э кислоты = М кислоты / число замещаемых в реакции атомов водорода
Э соли = М соли / произведение числа катионов на его заряд

Например, децинормальный раствор серной кислоты обозначают «0,1 Н H_2SO_4». Так как нормальность может быть определена только для данной реакции, то в разных реакциях величина нормальности одного и того же раствора может оказаться неодинаковой. Так, одномолярный раствор H_2SO_4 будет однонормальным, когда он предназначается для реакции со щёлочью с образованием гидросульфата NaHSO4, и двухнормальным в реакции с образованием Na_2SO_4.

При пересчете процентной концентрации в молярную и наоборот, необходимо помнить, что процентная концентрация рассчитывается на определенную массу раствора, а молярная и нормальная – на объем, поэтому для пересчета необходимо знать плотность раствора. Если мы обозначим: с – процентная концентрация; М – молярная концентрация; Н – нормальная концентрация; э – эквивалентная масса, ρ – плотность раствора; m – мольная масса, то формулы для пересчета из процентной концентрации будут следующими:

$$M = (c \cdot \rho \cdot 10) / m$$
$$H = (c \cdot \rho \cdot 10) / э$$

Этими же формулами можно воспользоваться, если нужно пересчитать нормальную или молярную концентрацию на процентную.

Практическая часть.

Задача 1. Сколько грамм сульфата натрия и воды нужно для приготовления 300 г 5% раствора?

Решение

$m_{(Na2SO4)} = \omega_{(Na2SO4)} / 100 = (5 \cdot 300) / 100 = 15$ г,

где $\omega_{(Na2SO4)}$ – массовая доля в %;

m – масса раствора в г.

$m_{(H2O)}$ = 300 г - 15 г = 285 г.

Таким образом, для приготовления 300 г 5% раствора сульфата натрия надо взять 15 г Na_2SO_4 и 285 г воды.

Задача 2. Какую массу хромата калия (K_2CrO_4) нужно взять для приготовления 1,2 л 0,1 М раствора?

Решение

$M_{(K2CrO4)} = C_{(K2CrO4)} \cdot V \cdot M_{(K2CrO4)} = 0,1 \cdot 1,2 \cdot 194 = 23,3$ г.

Таким образом, для приготовления 1,2 л 0,1 М раствора нужно взять 23,3 г K_2CrO_4 и растворить в воде, а объём довести до 1,2 литра.

Задача 3. Рассчитайте молярность и нормальность 70%-ного раствора H_2SO_4 (ρ = 1,615 г/мл).

Решение

Для вычисления молярности и нормальности надо знать число граммов H_2SO_4 в 1 л раствора. 70% -ный раствор H_2SO_4 содержит 70 г H_2SO_4 в 100 г раствора. Это весовое количество раствора занимает объём

V = 100 /1,615 = 61,92 мл

Следовательно, в 1 л раствора содержится 70·1000 /61,92 = 1130,49 г H_2SO_4

Отсюда молярность данного раствора равна: 1130,49 / $M_{(H2SO4)}$ =1130,49 / 98 =11,53 М

Нормальность этого раствора (считая, что кислота используется в реакции в качестве двухосновной) равна 1130,49/49 = 23,06 Н.

Задача 4. Какова молярная и нормальная концентрация 12%-ного раствора серной кислоты, плотность которого ρ = 1,08 г/см^3?

Решение

Мольная масса серной кислоты равна 98. Следовательно,

$m_{(H2SO4)}$ = 98 и $э_{(H2SO4)}$ = 98 : 2 = 49.

Подставляя необходимые значения в формулы, получим

а) Молярная концентрация 12% раствора серной кислоты равна

М = (12·1,08·10)/98 = 1,32 М

б) Нормальная концентрация 12% раствора серной кислоты равна

Н = (12·1,08·10)/49 = 2,64 Н.

Контрольные вопросы

- Дайте определение растворам.
- Дайте определение концентрации растворов.
- Дайте определение массовой доли. Единицы ее измерения.
- Дайте определение молярной концентрации. Единицы ее измерения.

Абсорбция. Расчет насадочного абсорбера

Цель занятия: изучение методики расчета массообменного процесса – абсорбции

Задание: научиться производить расчет абсорбера

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Общие сведения о процессе абсорбции.
- Закон Генри, закон Дальтона.
- Основные группы абсорбционных аппаратов.
- Устройство и принцип действия абсорберов.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы процесса абсорбции;
- движущую силу процесса;

• методику расчета процесса и применяемого аппарата.

Уметь:

• определять массу поглощаемого вещества и расход поглотителя;

• рассчитывать производительность абсорбера;

• рассчитывать движущую силу процесса абсорбции;

• определять основные характеристики аппарата: диаметр абсорбера, поверхность массопередачи и высоту насадки.

Владеть:

Методикой расчета основных параметров массообменного процесса – абсорбции и габаритных размеров насадочного абсорбера.

Теоретическая часть. В промышленности процессы абсорбции применяются главным образом для извлечения ценных компонентов из газовых смесей или для их очистки от вредных примесей. Для проведения процессов абсорбции применяют абсорбенты, обладающие избирательной, селективной способностью.

Абсорбционные процессы обычно сопровождаются тепловыми явлениями. При этом в большинстве случаев наблюдается выделение тепла. Физическая сущность процесса заключается в растворении газов в жидкости. Зависимость между растворимостью газа и парциальным давлением выражается законом Генри, в соответствии с которым растворимость газа при данной температуре прямо пропорциональна парциальному давлению газа над жидкостью:

$$X = p \cdot \psi,$$

где X – количество растворенного газа, отнесенное к поглощающей жидкости, моль/м3;

ψ – коэффициент пропорциональности, зависящий от свойств абсорбента и температуры;

p – парциальное давление абсорбтива, Па.

Зависимость между концентрацией данного компонента в газовой смеси и в равновесной с ней жидкости выражается прямой линией, проходящей через начало координат и имеющей угол наклона. Численные значения зависят от температуры и давления: уменьшаются с увеличением давления и понижением температуры. Таким образом, растворимость газа в жидкости увеличивается с повышением давления и снижением температуры.

Абсорбция протекает на поверхности раздела фаз. Поэтому абсорберы должны иметь развитую поверхность контакта фаз между жидкостью и газом.

Практическая часть.

Задача. Рассчитать высоту насадки Н насадочного абсорбера для поглощения паров этанола водой из воздуха при t = 20°С и Р = 760 мм. рт. ст. от $y_н$ =1,0 (моль.%) до $y_к$ =0,01 (моль.%). Расход инертной части газовой смеси при нормальных условиях V_0 = 4 м^3/с. Начальная концентрация абсорбтива в воде $X_н$ = 0. Принять расход воды $L = 1{,}5 \cdot L_{min}$; рабочую скорость газа в аппарате равной 80 % от скорости захлебывания. Коэффициент распределения m=1,08. В качестве насадки использовать кольца Палля (стальные неупорядоченные) размером 25 х 25 х 0,6 (мм). Характеристики насадки: σ = 235 м^2/м^3; $V_{св}$ = 0,9 м^3/м^3; $d_э$=0,015 м. Доля активной поверхности насадки φ = 0,95.

Решение. Геометрические размеры колонного массообменного аппарата определяются в основном поверхностью массопередачи, необходимой для проведения данного процесса, и скоростями фаз.

Поверхность массопередачи может быть найдена из основного уравнения массопередачи:

$$F = \frac{M}{K_x \cdot \Delta\bar{X}_{ср}} = \frac{M}{K_y \cdot \Delta\bar{Y}_{ср}},$$

где М – количество вещества, переходящее из газовой смеси в жидкую фазу в единицу времени, или нагрузка аппарата, кг/с;

K_x, K_y – коэффициенты массопередачи соответственно по жидкой и газовой фазам, кг/(м^{2}с);

$\Delta\bar{Y}_{ср}$, $\Delta\bar{X}_{ср}$ – средняя движущая сила процесса абсорбции по жидкой и газовой фазам соответственно, кг/кг.

Определение массы поглощаемого вещества и расхода поглотителя.

Обозначим: А - абсорбтив, В – инертный газ, С – абсорбент. $\bar{Y}_н$ – начальная относительная массовая концентрация абсорбтива в газовой фазе; $\bar{Y}_к$ – конечная относительная массовая концентрация абсорбтива в газовой фазе; $\bar{X}_н = 0$ – начальная относительная массовая концентрация абсорбтива в жидкой фазе; $\bar{X}_к$ – конечная относительная массовая концентрация абсорбтива в жидкой фазе.

Расход поглощаемого компонента (этанола) М переходящего из газовой смеси в поглотитель можно найти из уравнения материального баланса

$$M = G \cdot (\bar{Y}_н - \bar{Y}_к) = L \cdot (\bar{X}_к - \bar{X}_н),$$

где L, G – расходы, соответственно, чистого поглотителя (воды) и инертной части газа (воздуха), кг/с;

$\bar{X}_н$, $\bar{X}_к$ – начальная и конечная относительные массовые концентрации этанола в воде, кг этанола/кг воды;

$\bar{Y}_н, \bar{Y}_к$ – начальная и конечная относительные массовые концентрации этанола в воздухе, кг этанола/кг воздуха.

Пересчитаем мольные концентрации $y_н$, $y_к$ в относительные массовые концентрации $\bar{Y}_н, \bar{Y}_к$ по формуле:

$$\bar{Y} = \frac{y \cdot M_A}{(100 - y)M_B},$$

где y – концентрация, выраженная в мольных процентах;

M_A, M_B – мольные массы абсорбтива и инертного газа

$y_н$ =1,0 моль %; $y_к$= 0,01, моль %

$$\bar{Y}_н = \frac{y_н \cdot M_A}{(100 - y_н)M_B} = \frac{1{,}0 \cdot 46}{(100 - 1{,}0)29} = \frac{0{,}01}{0{,}99} = 0{,}016 \text{ кг/кг}$$

$$\bar{Y}_к = \frac{y_к \cdot M_A}{(100 - y_к)M_B} = \frac{0{,}01 \cdot 46}{(100 - 0{,}01)29} = \frac{0{,}0001}{0{,}9999} = 0{,}000159 \text{ кг/кг}$$

Начальная концентрация этанола в воде $\bar{X}_н = 0$.

Уравнение равновесной линии в относительных массовых концентрациях:

$$\overline{Y^*} = \acute{m}\bar{X},$$

где $\acute{m}$ – коэффициент распределения;

$$\acute{m} = m\frac{M_C}{M_B} = 1{,}08\frac{18}{29} = 0{,}67 \ ,$$

где – M_C – мольная масса абсорбента.

Определим L_{min} – минимальный расход абсорбента из уравнения:

$$L_{min} = \frac{G(\bar{Y}_н - \bar{Y}_к)}{\bar{X}_к^*},$$

где G – массовый расход инертного газа (воздуха):

$$G = V_0' \cdot \rho,$$

где ρ – плотность инертного газа (воздуха) при условиях в абсорбере;
$\acute{V}_0$ – объемный расход инертного газа (воздуха) при условиях в абсорбере:
(t = 20 °C ; P = 760 мм.рт.ст = 0,1МПа).

Приведем объемный расход инертного газа (воздуха) к условиям в абсорбере:

$$\acute{V}_0 = V_0 \cdot \frac{(T_0+t)}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P} = 4{,}0 \cdot \frac{(293)}{273} \cdot \frac{0{,}1}{0{,}1} = 4{,}293 \text{ м}^3,$$

где V_0 – объемный расход воздуха, м^3/с; V_0= 4м^3/с (по заданию); T_0 = 273 °C; t = 20 °C.

Пересчитаем плотность инертного газа (воздуха) на условия в абсорбере:

$$\rho_г = \rho_{0г} \cdot \frac{T_0}{(T_0+t)} \cdot \frac{P}{P_0},$$

где $\rho_{0г}$ – плотность воздуха при нормальных условиях (0°C, 760 мм.рт.ст =0,1МПа);
t – температура в абсорбере, °C;
P_0 – нормальное давление (760 мм рт. ст.= 0,1 МПа);
P – давление в абсорбере, МПа;
$\rho_{0г}$ = 1,293 кг/м^3– плотность воздуха при нормальных условиях;); T_0 = 273 °C; t = 20 °C; P_0= 0,1 МПа; P= 0,1 МПа

$$\rho_г = 1{,}293 \cdot \frac{273}{(273+20)} \cdot \frac{0{,}1}{0{,}1} = 1{,}293 \cdot 0{,}93 \cdot 1 = 1{,}205 \text{ кг/м}^3,$$

Определим массовый расход инертного газа (воздуха) по формуле:

$$G = V_0{}' \cdot \rho = 4{,}293 \cdot 1{,}205 = 5{,}173 \text{ кг/с}.$$

Производительность абсорбера по поглощаемому компоненту (этанолу):

$$M = G \cdot (\bar{Y}_н - \bar{Y}_к) = 5{,}173 \cdot (0{,}016 - 0{,}000159) = 0{,}0819 \text{ кг/с}.$$

Определим $\bar{X}_к^* = \frac{\bar{Y}_н}{m'} = \frac{0{,}016}{0{,}67} = 0{,}0239$ кг/с.

Определим L_{min} – минимальный расход абсорбента.

Расход абсорбента (воды) принимаем из условия: L=1,5 L_{min}=1,5·3,429=5,143 кг/с

Конечную относительную массовую концентрацию $\bar{X}_к$ определяем из уравнения материального баланса:

$$M = L_{min}(\overline{X_к^*} - \overline{X_н}) = 1{,}5L_{min}(\overline{X_к} - \overline{X_н}),$$

Откуда конечная концентрация $\overline{X_к}$:

$$\overline{X_к} = \frac{\overline{X_к^*} + 0{,}5\overline{X_н}}{1{,}5} = \frac{0{,}0239}{1{,}5} = 0{,}0159 \text{ кг/кг},$$

где $\overline{X_к^*}$ – относительная массовая концентрация этанола в жидкой фазе (воде), равновесная с рацией этанола в газе;

$\overline{X_н}$ – начальная относительная массовая концентрация этанола в воде.

Удельный расход поглотителя равен:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{5{,}143}{5{,}173} = 0{,}994$$

Расчет движущей силы процесса. В насадочных абсорберах жидкая и газовая фаза движутся противотоком. Движущую силу процесса определяем по уравнению^

$$\Delta\bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{н}} - \Delta\bar{Y}_{\text{к}}}{\ln\frac{\Delta\bar{Y}_{\text{н}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{к}}}},$$

где $\Delta\bar{Y}_{\text{н}}$ и $\Delta\bar{Y}_{\text{к}}$ – большая и меньшая движущие силы на входе потоков в абсорбер и на выходе из него, кг /кг.

Значение $\overline{Y^*}$ найдем по уравнению равновесной линии:

$$\overline{Y^*} = \acute{m}\bar{X} = 0{,}67 \cdot 0{,}0159 = 0{,}1065 \text{ кг/кг}$$

Движущая сила абсорбции внизу колонны:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{н}} = \bar{Y}_{\text{н}} - \bar{Y}_{\text{н}}^* = 0{,}016 - 0{,}01065 = 0{,}00535 \text{ кг/кг}$$

Движущая сила наверху колонны:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{к}} = \bar{Y}_{\text{к}} - \bar{Y}_{\text{к}}^* = 0{,}000159 - 0 = 0{,}000159 \text{ кг/кг}$$

Средняя движущая сила процесса абсорбции:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{ср}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{н}} - \Delta\bar{Y}_{\text{к}}}{\ln\frac{\Delta\bar{Y}_{\text{н}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{к}}}} = \frac{0{,}00519}{3{,}52} = 0{,}00147 \text{ кг/кг}$$

Расчет скорости газа и диаметра абсорбера. Определим скорость в точке захлебывания или предельную скорость газа в насадочном абсорбере:

$$\lg\left[\frac{W_3^2 \cdot \sigma \cdot \rho_{\text{г}}}{g \cdot V_{\text{св}}^3 \cdot \rho_{\text{ж}}} \cdot \mu_{\text{ж}}^{0{,}16}\right] = \text{A} - \text{B}\left(\frac{L}{G}\right)^{0{,}25} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{ж}}}\right)^{0{,}125},$$

где W_3 – скорость газа в точке захлебывания, м/с;

σ – удельная поверхность насадки, $м^2/м^3$;

$V_{св}$ – доля свободного объема, $м^3/м^3$;

$\rho_г$, $\rho_ж$ – плотность газа и жидкости соответственно, $кг/м^3$;

$\mu_ж$ – динамический коэффициент вязкости жидкости, мПа·с;

A, B – коэффициенты, зависящие от типа насадки;

L,G – массовые расход жидкости и газа соответственно, кг/с.

В рассматриваемом примере в качестве насадки используются кольца Палля (стальные неупорядоченные).

Возьмем наиболее используемые кольца Палля с размером 25х25х0,6 (мм) . Насадка из таких колец имеет следующие характеристики: σ = 235 $м^2/м^3$; $V_{св}$ = 0,9 $м^3/м^3$; $d_э$= 0,015 м.
$\rho_г$ = 1,205 $кг/м^3$; $\rho_ж$ = 998 $кг/м^3$; $\mu_ж$ = 1,0 мПа·с; A=0,022 (для насадок из колец и спиралей); B=1,75.

$$\lg\left[\frac{W_3^2 \cdot 235 \cdot 1{,}205}{9{,}81 \cdot 0{,}9^3 \cdot 998} \cdot 1^{0{,}16}\right] = 0{,}022 - 1{,}75\left(\frac{5{,}143}{5{,}173}\right)^{0{,}25} \cdot \left(\frac{1{,}205}{998}\right)^{0{,}125}$$

Откуда $W_3 = 2{,}17$ м/с.

Рабочая скорость газа в насадочном абсорбере:

$$W = (0{,}6 - 0{,}85) \cdot W_3. \quad W = 0{,}85 \cdot W_3 = 0{,}85 \cdot 2{,}17 = 1{,}84 \text{ м/с}$$

Диаметр абсорбера находим по уравнению объемного расхода:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_0}{\pi \cdot W}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 4{,}293}{3{,}14 \cdot 1{,}84}} = 1{,}72 \text{ м},$$

где V_0 – объемный расход воздуха при условиях в абсорбере, $м^3/с$.

Принимаем стандартный диаметр абсорбера 1,8 м и пересчитываем W с учетом стандартного диаметра

$$W = \frac{4V_0}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 4{,}293}{3{,}14 \cdot D1{,}8^2} = 1{,}687 \text{ м/с}$$

Расчет поверхности массопередачи и высоты абсорбера. В соответствии с основным уравнением массопередачи поверхность массопередачи в абсорбере можно определить по формуле:

$$F = \frac{M}{K_y \cdot \Delta\bar{Y}_{\text{ср}}},$$

где M – производительность абсорбера по поглощаемому компоненту, кг/с;

K_y – коэффициент массопередачи по газовой фазе, $кг/м^2 \cdot с$;

$\Delta\bar{Y}_{\text{ср}}$ – средняя движущая сила процесса абсорбции, кг /кг.

$$F = \frac{0{,}0819}{0{,}022 \cdot 0{,}00147} = 2532{,}47 \text{ м}^2$$

Высоту насадки, требуемую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитаем по формуле:

$$H = \frac{F}{\sigma \cdot S \cdot \varphi} = \frac{2532{,}47}{2{,}54 \cdot 235 \cdot 0{,}95} = 4{,}47 \text{ м},$$

где σ – удельная поверхность насадки;

S – площадь поперечного сечения колонны.

Контрольные вопросы:

- Назовите преимущества насадочного абсорбера.
- Что такое абсорбент и абсорбат?
- Применение абсорбции в химической технологии.
- Основные группы абсорберов.

Ректификация. Расчет тарельчатой ректификационной колонны

Цель занятия: изучение методики расчета процесса ректификации

Задание: научиться производить расчет тарельчатой ректификационной колонны.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Общие сведения о процессе ректификации.
- Классификация бинарных смесей.
- Основные законы перегонки.
- Устройство и принцип действия ректификационных колонн.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы процесса ректификации;
- движущую силу процесса;
- методику расчета ректификационной колонны.

Уметь:

- определять расход греющего пара;
- определять расход охлаждающей воды;
- рассчитывать диаметр и высоту аппарата;
- рассчитывать число реальных тарелок.

Владеть:

Методикой расчета тарельчатой колонны непрерывного действия

Теоретическая часть. Целью расчета колонны является определение параметров технологического режима (рабочего давления, температур входящих и выходящих материальных потоков, количества тепла на испарение остатка, расхода холода на конденсацию дистиллята) и размеров колонны (высоты, диаметра колонны и штуцеров).

Сначала выбирают давление в колонне. При выборе давления исходят из технологических соображений. Ректификацию при повышенном давлении проводят при отделении компонентов с низкими температурами кипения (например, пропана, бутана). При повышении давления повышается температура конденсации паров дистиллята, что позволяет использовать в конденсаторе недорогие и доступные хладагенты – воду и воздух. Однако при повышенном давлении уменьшается относительная летучесть разделяемых компонентов, затрудняется ректификация, увеличивается толщина стенки колонны, в то же время уменьшается объем паров и объем аппарата. При повышенном давлении увеличивается температура кипения остатка, поэтому для внесения тепла в низ колонны необходим более высококипящий теплоноситель или потребуется больше топлива.

При разделении высококипящих и термически нестабильных компонентов ректификацию проводят при пониженном давлении (в вакууме). Остаточное давление в верхней части вакуумных колонн поддерживают в пределах 4-10 кПа, а иногда и ниже. В остальных случаях ректификация проводится при давлении, близком к атмосферному. В этом случае в рефлюксной емкости принимается давление 0,1 МПа, а на верху колонны на 0,015 - 0,03 МПа выше.

Температурный режим колонны (температуру верха, низа, входа сырья и вывода боковых погонов) устанавливают по данным о составе внешних потоков.

Важнейшие параметры, влияющие на заданное разделение в процессе ректификации – флегмовое число (кратность орошения) и число тарелок в колонне. Флегмовое число – отношение количества орошения, вводимого в колонну, к количеству дистиллята. Увеличение флегмового числа снижает количество тарелок и наоборот. При минимальном флегмовом числе R требуемое число тарелок будет бесконечным.

Располагая материальным балансом и данными о температурном режиме и кратности орошения, составляют тепловой баланс колонны. Тепловой баланс колонны учитывает все тепло, вносимое в колонну и выносимое из неё. Базируется тепловой баланс на законе сохранения энергии. Без учета потерь тепла в окружающую среду.

Дальнейшим этапом расчета колонны является определение её высоты и диаметра. Высота колонны зависит от числа и типа тарелок в колонне, расстояния между ними. Расстояние между тарелками следует принимать таким, чтобы не было уноса жидкости с нижележащей тарелки на вышележащую. Чаще всего это расстояние принимают равным 0,5 - 0,7 м, хотя минимальное значение может достигать 0,3 м, а максимальное - 0,9 м.

Диаметр колонны определяют в зависимости от максимального расхода паров и их допустимой скорости в свободном сечении колонны.

Если рассчитанный диаметр не совпадает со значениями, приведенными в нормальном ряду диаметров, то принимают ближайший больший диаметр.

Практическая часть. В методических указаниях приведен пример расчета некоторых характеристик ректификационной колонны. Полный расчет выносится как тема курсового проекта.

Задача. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения под атмосферным давлением, F=13000 кг/ч, жидкой смеси, содержащей 50 % (масс.) бензола и 50 % (масс.) хлороформа. Требуемое содержание хлороформа в дистилляте

$\overline{x_D}$ = 97 % (масс.), требуемое содержание бензола в кубовом остатке 98 % (масс.). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения. Греющий пар имеет давление $P_{изб}$=3 кгс/см^2 (0,3 МПа). В расчет входит определение расходов греющего пара, охлаждающей воды, определение диаметра и высоты аппарат, числа тарелок.

Решение. *Расчет расходов греющего пара и охлаждающей воды*

Теплота конденсации греющего водяного пара $r_{гп}$=2171 кДж/кг.

Рассчитывается расход греющего водяного пара заданного давления:

а) в кубе испарителя:

$$G_{гп1} = \frac{Q_к}{r_{гп}} = \frac{3351{,}8}{2171} = 1{,}54 \text{ кг/с},$$

где $Q_к$ – количество теплоты, получаемое в кубе испарителе от греющего пара ($Q_к = 3351{,}8$ кВт)

б) в подогревателе исходной смеси:

$$G_{гп2} = \frac{\acute{Q}_F}{r_{гп}} = \frac{329{,}4}{2171} = 0{,}151 \text{ кг/с}$$

где $\acute{Q}_F$ – расход теплоты в подогревателе исходной смеси ($\acute{Q}_F = 329{,}4$ кВт)

Находится расход охлаждающей воды:

а) в дефлегматоре:

$$V_{B1} = \frac{Q_D}{C_B(t_{кон} - t_{нач})\rho_B} = \frac{3277782{,}19}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0{,}156 \text{ м}^3/\text{с},$$

где Q_D – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе ($Q_D = 3277782{,}19$ Вт);

$\rho_в$ – плотность воды при 20 °С, $\rho_в$ = 1000 кг/м ; $t_{кон}$–$t_{нач}$=5 °С; теплоемкость воды $C_в$ = 4190 Дж/(кг ·К).

б) в водяном холодильнике дистиллята:

$$V_{B2} = \frac{\acute{Q}_D}{C_B(t_{кон} - t_{нач})\rho_B} = \frac{79500}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0{,}0038 \text{ м}^3/\text{с},$$

где $\acute{Q}_D$ – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике ($\acute{Q}_D = 79{,}5$ кВт).

в) в водяном холодильнике кубового остатка:

$$V_{B3} = \frac{\acute{Q}_W}{C_B(t_{кон} - t_{нач})\rho_B} = \frac{187400}{4190 \cdot 5 \cdot 1000} = 0{,}090 \text{ м}^3/\text{с},$$

где $\acute{Q}_W$ – расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка ($\acute{Q}_W = 187{,}4$ кВт).

Определяется общая потребность греющего пара и охлаждающей воды для работы ректификационной установки:

а) расход греющего пара:

$$G_{гп} = 3600(G_{гп1} + G_{гп2}) = 3600(1{,}54 + 0{,}151) = 6087{,}6 \text{ кг/ч}$$

б) расход охлаждающей воды при нагреве на 5 °С:

$$V_B = 3600(V_{B1} + V_{B2} + V_{B3}) = 3600(0{,}156 + 0{,}0038 + 0{,}0090) = 607{,}7 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расходы греющего пара и охлаждающей воды необходимы для расчета теплообменных аппаратов ректификационной установки и оценки ее энергетической эффективности.

Определение диаметра аппарата

По значению ω_{max} (максимальный расход пара) рассчитываются диаметры А и Б – секций колонны

а) $D_{расч} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,98}} = 1,77$ м,

б) $D_{расч} = \sqrt{\frac{4V}{3600\pi\omega_{max}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,2}} = 1,78$ м

В соответствии с нормальным рядом диаметров колонн примем $D_к$=1,8 м (табличные данные)

По значению выбранного диаметра уточняется значение скорости пара в секциях колонны:

а) $\omega_п = \frac{4V}{3600\pi D_к^2} = \frac{4 \cdot 8699,28}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 0,95$ м/с

б) $\omega_п = \frac{4V}{3600\pi D_к^2} = \frac{4 \cdot 10761,12}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,8^2} = 1,175$ м/с

Определяются конструктивные параметры ситчатой тарелки диаметром 1,8 м (табличные данные). Высота сливного порога принимается равной 40 мм.

Расчет числа реальных тарелок

По справочным данным или расчетным путем находится мольный объем 1-го компонента υ_1, см^3/моль.

Мольный объем хлороформа составляет 90,3 см^3/моль.

Рассчитывается коэффициент диффузии в жидкой фазе, м/с

$$D_ж = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta \cdot M_1)^{\frac{1}{2}}(t + 273)}{\mu \cdot \upsilon_1^{0,6}} = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(1 \cdot 119,38)^{\frac{1}{2}}(71,4 + 273)}{0,322 \cdot 90,3^{0,6}} = 5,8 \cdot 10^{-9} м^2/с$$

Рассчитывается средний КПД ситчатой тарелки по эмпирическому выражению:

$$\eta_0 = 0,068 \cdot К_1^{0,1} \cdot К_2^{0,115}$$

Безразмерные комплексы $К_1$, $К_2$ находятся по уравнению:

$$К_1 = \frac{\omega_п \cdot h_п \cdot \rho_п}{F_{св} \cdot \rho_ж \cdot D_ж}; \quad К_2 = \frac{\sigma}{\omega_п \cdot \rho_ж \cdot D_ж}$$

а) для верхней секции:

$$К_1 = \frac{0,95 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,08 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 3,31 \cdot 10^5$$

$$К_2 = \frac{0,0208}{0,95 \cdot 941,21 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,4 \cdot 10^4$$

$$\eta_0 = 0,068 \cdot (3,31 \cdot 10^5)^{0,1} \cdot (0,4 \cdot 10^4)^{0,115} = 0,629$$

б) для нижней секции

$$К_1 = \frac{1,175 \cdot 0,04 \cdot 3,81}{0,08 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 2,57 \cdot 10^5$$

$$К_2 = \frac{0,0212}{1,175 \cdot 1214,13 \cdot 5,8 \cdot 10^{-9}} = 0,256 \cdot 10^4$$

$$\eta_0 = 0{,}068 \cdot (2{,}57 \cdot 10^5)^{0{,}1} \cdot (0{,}256 \cdot 10^4)^{0{,}115} = 0{,}58.$$

Для сравнения приведем расчет КПД клапанной тарелки по А и Б секциям с использованием диаграммы для приближенного определения среднего КПД тарелок.

Определяем относительную летучесть компонентов:

$$\alpha = \frac{P_1}{P_2} = \frac{1246{,}6}{671{,}2} = 1{,}857,$$

где P_1 и P_2 – давления паров более летучего компонента (хлороформа) и менее летучего компонента (бензола) при средней температуре в колонне, соответственно (табличные данные).

Для А секции: μ = 0,32 мПа·с αμ 1,857·0,32 = 0,594.

Из рисунка η ≈ 0,53.

Для Б секции: μ = 0,34 мПа·с αμ 1,857·0,39 = 0,613.

Из рисунка η ≈ 0,55.

Из полученных результатов с учетом запаса выбираем меньшее КПД.

Рассчитывается число реальных тарелок:

$$n = \frac{n_т}{\eta_0}$$

а) в верхней секции: $n = \frac{8}{0{,}53} = 15{,}09$

б) для нижней секции $n = \frac{8}{0{,}55} = 30{,}91$

Число тарелок с резервом 20 % составит 18 и 37. Всего в колонне 55 тарелок.

Вычисляется высота обечайки аппарата $H_{об}$:

$$H_{об} = (n-1)H = (55-1)0{,}45 = 24{,}3 \text{ м},$$

где Н – межтарельчатое расстояние.

Контрольные вопросы:

- Что такое ректификация?
- Что такое флегма?
- Устройство тарельчатых колонн.
- Принцип действия тарельчатых колонн.
- Типы тарелок.
- Определение основных конструктивных размеров колонных аппаратов.

Сушка. Расчет конвективной сушилки

Цель занятия: изучение методики расчета конвективной сушилки барабанного типа

Задание: научиться рассчитывать основные характеристики и габаритные размеры сушильного аппарата.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Общие сведения о процессе сушки.
- Классификация сушильных аппаратов.
- Классификация и свойства влажного материала.
- Методы сушки.
- Конструкции конвективных сушильных установок.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы процесса сушки;
- движущую силу процесса;
- основные характеристики массообменного процесса – сушка.

Уметь:

- определять количество испаряемой влаги в процессе сушки;
- определять расход теплоты;
- рассчитывать диаметр и длину барабана сушилки;
- проводить расчет на соответствие рассчитанных размеров нормализованным размерам.

Владеть:

Методикой расчета конвективной сушилки барабанного типа

Теоретическая часть. Наибольшее распространение в промышленности для обезвоживания материалов получили конвективные сушильные установки. Теплота для сушки материалов в них передается конвекцией от горячего газообразного сушильного агента к влажному материалу. Сушильный агент одновременно служит не только теплоносителем, но и влагопоглотителем, поскольку уносит из сушильной установки образовавшиеся, в процессе сушки пары влаги. В качестве сушильного агента используют воздух, топочные и другие инертные по отношению к высушиваемому материалу газы (азот, гелий, диоксид углерода и др.), перегретый водяной пар или пар удаляемого из материала растворителя.

При выборе сушильного агента следует учитывать, прежде всего, технологические особенности сушки. Использовать инертный сушильный агент следует, если пары удаляемой из материала жидкости взрыво- или пожароопасны и т. д. В случае возможности использования нескольких сушильных агентов следует руководствоваться технико-экономическими соображениями.

Воздух – наиболее дешевый и широко используемый сушильный агент. Его применение особенно эффективно, если сушимый материал не ухудшает свои свойства в присутствии кислорода и не подвержен разложению при высоких температурах. Экономически оправдано на-гревание воздуха до 500 °С в теплообменниках из жаропрочной стали и до 800-1000 °С в регенеративных теплообменниках.

Топочные (дымовые) газы целесообразно использовать при сушке термостойких материалов, не изменяющих качественные показатели при соприкосновении с продуктами горения топлива. Чем выше температура используемых топочных газов, тем интенсивнее процесс сушки, тем компактнее сушильная установка. Диапазон температур топочных газов 250-1200°С. Для сушки используют дымовые газы из топок производственных котельных, из котлов ТЭЦ, нагревательных, плавильных и обжиговых печей или сооружают специальные топочные устройства, в которых сжигают топливо и отходы технологического производства.

Сушилки, применяемые в различных отраслях промышленности, отличаются разнообразием конструкций и подразделяются:

1) по способу подвода тепла (конвективные, контактные и т.д.);

2) по виду используемого теплоносителя (воздух, газ, пар, топочные газы);

3) по величине давления в сушилке (атмосферные и вакуумные);

4) по способу организации процесса (периодического и непрерывного действия);

5) по схеме взаимодействия потоков (прямоточные, противоточные, перекрестного и смешанного тока).

Практическая часть.

Задача. Рассчитать и выбрать нормализованную конвективную сушилку барабанного типа с подъемно-лопастным перевалочным устройством для высушивания селитры производительностью $G_{сух}$ = 1500 кг/ч (по абсолютно сухому материалу) с начальной влажностью $W_н$ = 8% мас., конечной – $W_к$ = 0,2 % мас. Температура материала на входе в сушилку – $\theta_н$ = 15ºС, на выходе – $\theta_к$ = 40ºС. Характеристика состояния воздуха: на входе в калорифер t_0 = 20ºС, φ_0 = 0,8; на входе в сушилку – t_1 = 100 ºС, на выходе из сушилки – t_2 = 50ºС. Напряжение по влаге А = 20 кг/м^{3}ч. Удельная теплоемкость высушенного материала $C_м$ =1 кДж / кг К. Размер частиц материала δ = 0,3 мм. Насыпная плотность материала $\rho_н$ = 900кг/м3.

Решение.

Определяем количество испаряемой влаги в процессе сушки:

$$W = G_{сух} \cdot \left(\frac{W_н - W_к}{100}\right) = 1500 \cdot \frac{8 - 0,2}{100} = 117 \text{ кг/ч}$$

Строим сушильный процесс в теоретической сушилке по диаграмме Рамзина (рис. 9): т.А (t_0 = 20, φ_0 = 80%); т.В (t_1 = 100 °С, x_0 = 0,012) ; т.С (l_1 = 135 кДж/кг, t_2 = 50 °С); I_0 = 60 кДж/кг, $x_2^т$ = 0,032 кг/кг .

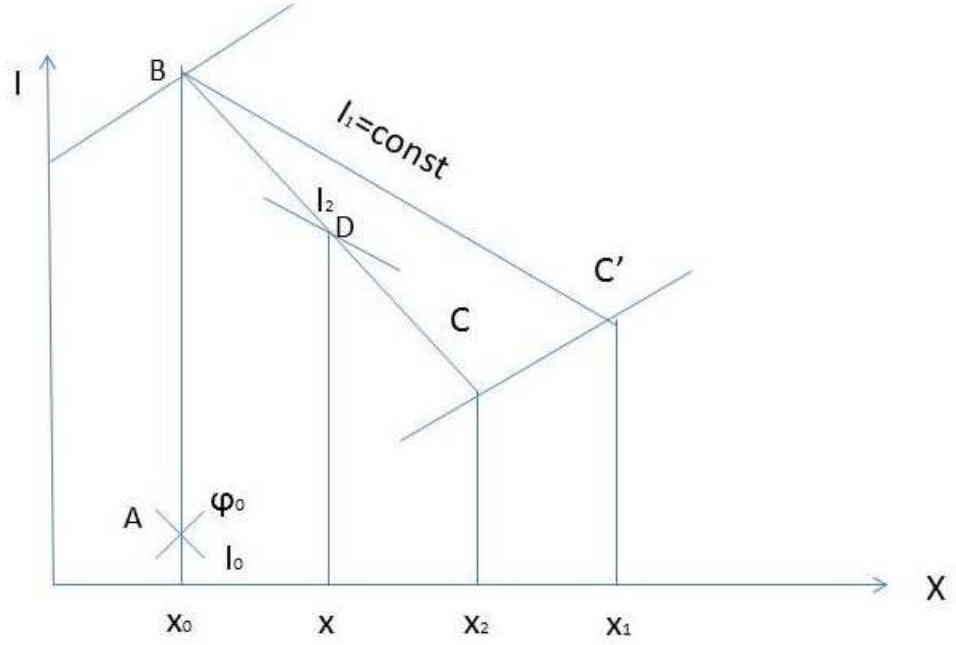

Рисунок – 9 Процесс сушки

Определяем удельный расход теплоты в теоретической сушилке

$$q_т = \frac{I_1 - I_0}{x_2^т - x_0} = \frac{135 - 60}{0,032 - 0,012} = 3750 \text{ кДж/кг}$$

Разность между приходом и расходом тепла в самой сушильной камере барабанной сушилки при отсутствии дополнительного подогрева в сушильной камере и транспортирующих средств имеет вид:

$$\Delta = \frac{\sum Q}{W} = q_{мат} + q_{пот} - C_в\Theta_н,$$

где $q_{мат} = \left(G_{сух}/W\right)c_{мат}(\Theta_к - \Theta_н) = (1500/117) \cdot 10^3 \cdot (40 - 15) = 320,5 \cdot 10^3$ Дж/кг,

удельные потери тепла сушилкой в окружающую среду

$$q_{пот} = \frac{Q_{пот}}{W},$$

$c_в$ – удельная теплоемкость воды при $\Theta_н$, кДж/кг К.

Удельные потери теплоты принимаем

$$q_{пот} = (4 \div 6)\% q_т = 0,04 \cdot 3750 = 150 \text{ кДж/кг}$$

$$\Delta = q_{мат} + q_{пот} - C_в\Theta_н = 320,5 - 150 - 4,19 \cdot 15 = 407,65 \text{ кДж/кг}$$

Определим значение энтальпии для реальной сушилки при принятом значении x, выбранном произвольно при условии $x_0 < x < x_2$. Принимаем x = 0,025 кг/кг.

$$I = I_1 - \Delta(x - x_0) = 135 - 407,65 \cdot (0,025 - 0,012) = 129,7 \text{кДж/кг}$$

Строим точку D с координатами (x, I). Соединяем точки B и D и проводим линию до пересечения с изотермой t_2 получаем т. С с координатами x_2= 0,028 кг/кг, t_2= 50 °С

Расход сухого воздуха на сушку:

$$L_c = \frac{W}{(x_2 - x_0)} = \frac{117}{(0{,}028 - 0{,}012)} = 7313\,\frac{\text{кг}}{\text{ч}} = 2{,}03\ \text{кг/с}$$

Расход теплоты, передаваемого воздуху в калорифере:

$$Q = L_c(I_1 - I_0) = 2{,}03 \cdot (135 - 60) = 152{,}3\ \text{кВт}$$

Рассчитываем диаметр сушилки

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot L_c \cdot V_{\text{уд}}}{\pi(1-\beta)W_{\text{вых}}}},$$

где $V_{уд}$ – удельный объем влажного газа, м^3/кг$

$W_{вых}$ – скорость газа на выходе из барабана, м/с;

β – коэффициент заполнения барабана материалом, зависящий от типа перевалочного устройства (для подъемно-лопастного β = 12%).

$$V_{\text{уд}} = \frac{R_{\text{в}}\text{T}}{\text{P} - \varphi_{\text{в}} \cdot \text{P}_{\text{нас}}},$$

где $R_в$ = 287 Дж/кг К – газовая постоянная для воздуха;

Т – температура воздуха на выходе из сушилки, К;

Р – общее давление в паровоздушной смеси, Па;

$\varphi_в$ – относительная влажность воздуха;

$P_{нас}$ – давление насыщенного водяного пара при t_2, Па.

$$V_{\text{уд}} = \frac{287 \cdot (273 + 50)}{10^5 - 0{,}8 \cdot 12580} = 1{,}03\ \text{м}^3/\text{кг}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2{,}03 \cdot 1{,}03}{3{,}14(1 - 0{,}12)2{,}5}} = 1{,}1\ \text{м}$$

Округляем до ближайшего нормализованного размера: D = 1200 мм.

Общий объем барабана V барабана = W/A =117/ 20 =5,85 м^3.

Определяем длину барабана:

$$L = \frac{4V_{\text{барабана}}}{\pi \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 5{,}85}{3{,}14 \cdot 1{,}2^2} = 5{,}173\ \text{м}$$

Округляем до ближайшего нормализованного размера: L = 6000 мм.

Отношение L/ D = 6 /1,2 = 5, что соответствует рекомендованному пределу.

Если рассчитанные размеры D и L не соответствуют нормализованным размерам барабанной сушилки, приведенным в таблице, то рекомендуется изменять значения x и скорости газа в указанных пределах.

Контрольные вопросы.

- Цель процесса сушки и назначение сушильного оборудования.
- Область применения контактных сушилок.
- Устройство и принцип действия контактных сушилок.
- Методика расчета процесса сушки.

- Расчет кинетических характеристик процесса сушки.

Расчет реактора

Цель занятия: изучение методики расчета каталитических реакторов.

Задание: рассчитать основные технологические параметры реактора

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- Кинетика химико-технологических процессов.
- Реакторы идеального смешения (РИС).
- Реакторы идеального вытеснения (РИВ)
- Особенности расчетов каталитических реакторов.

В результате освоения темы студент должен:

Знать:

- основы теории процесса в химическом реакторе, физическую сущность процессов, протекающих в химических реакторах способы перемешивания, их сравнительную экономическую оценку;
- методику выбора реактора и расчета процесса в нем;
- основные реакционные процессы и реакторы химической и нефтехимической технологии.

Уметь:

- производить расчет основных показателей протекания химико-технологических процессов в реакторе;
- определить параметры наилучшей организации процесса в химическом реакторе

Владеть:

Методами определения технологических показателей процесса и методами технологических расчетов отдельных узлов и деталей реактора.

Теоретическая часть. Расчеты каталитических процессов и реакторов основаны на общих уравнениях кинетики.

Основные технологические параметры гетерогенно-каталитических процессов, которые задаются или определяются расчетом – это степень превращения x, активность катализатора $A_{кат}$, селективность $S_{кат}$, константа скорости процесса k, время контакта реагентов с катализатором τ, объемная скорость газа в слое катализатора $V_г$, производительность катализатора $П_{кат}$, интенсивность катализатора i, его отравляемость α, оптимальная температура процесса $T_{опт}$ и др.

Помимо этих характеристик для расчета каталитических реакторов требуется определять основные размеры реактора, в том числе высоту слоя катализатора, гидравлическое сопротивление и т.п.

Практическая часть.

Задача 1. Произвести расчет реактора установки производства полипропилена мощностью 550 тыс. тонн в год.

Основные характеристики реактора:

- Вместимость: 141 $м^3$;
- Длина аппарата: 19680 мм;
- Длина реакторной зоны: 17070 мм;
- Диаметр: 3048 мм;
- Расчётная температура среды: 175°С.

Решение. Для нормальной работы данного вида реактора необходимо, чтобы объём порошка заполнял 50 – 65% объёма реактора. Это необходимо, чтобы обеспечивать хорошее перемешивание порошка мешалкой. Примем для расчёта значение 60 %. Тогда определим объём, занимаемый порошком:

$$0{,}6 \cdot 141 = 84{,}6\ м^3$$

В среднем фактическое время пребывания варьируется от 30 до 60 минут. Произведём расчёт при 55 мин, Объём, который будет занимать порошок при данном времени пребывания и заданной

производительности по полимеру 68887,57 кг/ч рассчитывается по формуле:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho},$$

где G – массовый расход сополимера, кг/ч;

ρ – плотность порошка в реакторе. Насыпная плотность полимера составляет 400-500 кг/м^3. В реакторе в силу вспенивания порошка рециркулирующим газом и мешалкой плотность выше. Примем значение 400 кг/м^3;

τ – время пребывания порошка в реакторе, ч.

$$V = \frac{68887{,}57 \cdot 55}{400 \cdot 60} = 157{,}87 \text{ м}^3$$

Таким образом, объёма одного реактора не хватит, чтобы обеспечить требуемого времени пребывания порошка для получения полимера нужной характеристики. Зная объём, который может занимать порошок для нормальной работы реактора, определим количество необходимых реакторов:

$$N = \frac{157{,}87}{84{,}6} = 1{,}87$$

Принимаем два реактора. Тогда реактор будет заполнен порошком на следующий объём:

$$V = \frac{157{,}87}{2} = 78{,}93 \text{ м}^3$$

Что соответствует следующей загрузке реактора:

$$\text{A} = \frac{78{,}93}{141} \cdot 100 = 55{,}98\ \%$$

Данное значение соответствует оптимальной работе реактора.

Недостаточное перемешивание слоя порошка может привести к ухудшению контроля температуры и образованию полимерных комков. Мешалка реактора предназначена для обеспечения однородного перемешивания слоя порошка, чтобы избежать этих проблем. Лопасти мешалки представляют собой плоские лопасти около 368 мм. Каждая лопасть имеет опорную часть для обеспечения прочности и обеспечивая Т-образное поперечное сечение. В каждой определенной точке вдоль вала мешалки предусмотрены две лопасти напротив друг друга. Схема расположения лопастей состоит из четырех пар, образующих одну группу, и такие группы повторяются вдоль всего вала. Если первая пара лопастей находится под углом 0°, тогда следующая пара лопастей поворачивается по часовой стрелке под углом 90°, если смотреть со стороны зоны разгрузки в конце реактора. Третья пара лопастей расположена по часовой стрелке под углом 45° от второй пары, и четвертая пара расположена под углом 90° по отношению к третьей паре. Вал мешалки и лопасти выполнены из низкотемпературной углеродистой стали. Мешалка имеет двигатель с фиксированной скоростью и вращением 15 об/мин. Устанавливается двигатель мощностью 750 кВт.

Диаметры штуцеров определяются из уравнения расхода по допустимой скорости потока:

$$d_{\text{ш}} = 1{,}13 \cdot \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot w}},$$

где G – массовый расход, кг/с;

ρ – плотность среды, кг/м^3;

w – скорость потока, м/с.

Для подачи квенча сверху реактора используется 16 форсунок по длине реактора, также необходимо часть жидкого пропилена подавать через 2 форсунки подачи сокатализатора с донором и 2 форсунки подачи катализатора. Итого: 20 форсунок для распределения массового потока квенча, катализатора и сокатализатора с донором.

Массовый поток квенча для одного реактора составляет:

$$\frac{(123670{,}28 + 72112{,}72)}{2} = 97891{,}50 \text{ кг/ч} = 27{,}19 \text{ кг/с}.$$

Тогда массовый поток квенча в одну форсунку составляет:

$$G_{\text{кв1}} = \frac{27{,}19}{20} = 1{,}36 \text{ кг/с}$$

Также в форсунки подачи катализатора необходимо добавить поток катализатора:

$$G_{\text{кат1}} = 1{,}36 + \frac{2}{3600} = 1{,}36 \text{ кг/с}$$

Расход практически не увеличивается, поэтому можно принять форсунки одинакового диаметра. Также поступаем и с форсунками сокатализатора с донором, т.к. расход каталитической системы незначителен.

Плотность жидкого пропилена при данных условиях (66 °С) составляет 476,42 кг/м^3, плотностью каталитической системы ввиду её малого расхода можно пренебречь. Скорость потока примем, 2 м/с. Тогда диаметр штуцеров:

$$d_{\text{ш}} = 1{,}13 \cdot \sqrt{\frac{1{,}36}{476{,}42 \cdot 2}} = 0{,}0427 \text{ м}$$

По рассчитанному значению диаметра принимаем нормализованный диаметр по ГОСТ 16045-70.

Оставляем $d_{\text{ш}}$ = 50 мм.

Подача газа рецикла осуществляется равномерно через 11 форсунок в низ реактора. Расход газа рецикла для одного реактора составляет 16500 кг/ч или 4,58 кг/с. Массовый расход газа в одну форсунку:

$$G_{\text{рец1}} = \frac{4{,}58}{11} = 0{,}42 \text{ кг/с}$$

Плотность пропилена при 2,7 МПа и 64,5 °С составляет 40,43 кг/м^3. Такие параметры после сжатия компрессором имеет газа рецикла.

Допустимую скорость примем 10 м/с. Тогда диаметр штуцеров:

$$d_{\text{ш}} = 1{,}13 \cdot \sqrt{\frac{0{,}42}{40{,}43 \cdot 10}} = 0{,}046 \text{ м}$$

Оставляем стандартизованное значение $d_{\text{трш}}$ = 50 мм.

Массовый расход отходящих газов реактора составляет 159935,33 кг/ч. Для одного реактора:

$$\frac{159935,33}{2} = 79967,67 \text{ кг/ч} = 22,21 \text{ кг/с}$$

Можно считать, что газ состоит полностью из пропилена, так как малое содержание других газов не повлияет на размер штуцера. Плотность пропилена при данных условиях (2,2 МПа; 66°С) составляет 32,80 кг/м^3. Скорость газа принимаем 10 м/с. Отходящие газы выходят из двух штуцеров, расположенных в куполах, тогда массовый расход газа для одного штуцера будет составлять:

$$\frac{22,21}{2} = 11,105 \text{ кг/с}$$

Определяем диаметр штуцера:

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{11,105}{32,80 \cdot 10}} = 0,208 \text{ м}$$

Оставляем стандартизованное значение $d_{трш}$ = 250 мм.

Порошок выгружается из реактора периодически, поддерживая необходимый уровень заполнения. Из-за разницы давления в реакторе (2,2 МПа и атм.) порошок транспортируется с мгновенной скоростью. Выдерживается определённое время открытого клапана, чтобы обеспечить необходимую подачу порошка в рукавный фильтр Ф-1. Расход порошка составляет 68887,57 кг/ч или 19,14 кг/с. Примем скорость 20 м/с. Насыпную плотность примем 440 кг/м^3, тогда:

$$d_{ш} = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{19,14}{440 \cdot 20}} = 0,052 \text{ м}$$

На случай аварийной выгрузки порошка примем диаметр 100 мм. На выгрузку устанавливается два трубопровода – один на случай неисправности основного коллектора.

Задача 2.

Определить производительность 1м^3 катализатора синтеза аммиака при следующих условиях: концентрация аммиака в конечном газе (на выходе из реактора) $C_{кон}$ = 26.5% (об), в начальном газе (на входе в реактор) $C_{нач}$ = 2.7% (об), объемная скорость газа $V_{об}$ = 45000 м^3 /(ч·м^3) катализатора.

Решение. Синтез аммиака основан на экзотермической обратимой реакции, идущей с уменьшением объема $N_2 + 3H_2 \leftrightarrow 2NH_3 + q$

Реакция синтеза аммиака требует большой энергии активации. Процесс ведут в промышленности в присутствии катализатора при высоком давлении, повышающем равновесную степень превращения, и при высокой температуре, обеспечивающей достаточно большую скорость процесса, но в известной мере смещающей равновесие в сторону исходных продуктов. Катализатором синтеза аммиака служит железо с активаторами K_2O, SiO_2, Al_2O_3, CaO. Однако в оптимальных условиях проведения процесса фактический выход аммиака невелик (x=18-22%) поэтому процесс ведут по циклической схеме.

В колонну синтеза подается циркуляционный газ, содержащий несконденсировавшийся в холодильнике аммиака и свежая азото-водородная смесь, в количестве, компенсирующем полученный продукт и потери.

Выход аммиака x отвечает содержанию его в азото-водородная смеси, выходящей из реактора. В нашем случае

$$x = C_{кон} – C_{нач}/100 + C_{кон} = 26,5 – 2,7/102,7 = 23,2\ \%$$

или 0,232 мольных доли NH_3.

Производительность катализатора в колонне синтеза аммиака при данном давлении и составе азото-водородная смеси определяют по формуле, аналогичной формуле:

$$П = 0,771 \cdot V_{об}\beta,$$

где 0,771 – масса 1м^3 NH^3;

β – коэффициент, характеризующий уменьшение объема газа в результате реакции синтеза аммиака, определяемый по формуле:

$$\beta = 100 + C_{нач} /100 + C_{кон} =100 + 2,7/100 + 26,5 = 0,81\ П =$$
$$= 0,771 \cdot 0.232 \cdot 45000 \cdot 0,81 = 6500\ кг/(ч \cdot м^3\ катализатора).$$

Контрольные вопросы

- Назначение химических реакторов.
- Классификация химических реакторов и режимов их работы.
- Основные технологические характеристики работы реактора.
- Основные технологические характеристики работы реактора.
- Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реактора с неподвижным слоем катализатора.
- Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реактора с неподвижным слоем катализатора.
- Устройство, принцип действия, область применения, преимущества и недостатки реактора с неподвижным слоем катализатора.

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К ЛАБОРАТОРНЫМ ЗАНЯТИЯМ

Студенты допускаются к выполнению работ только после прохождения инструктажа по правилам техники безопасности. До выполнения лабораторной работы студенты должны изучить ее содержание, подготовить таблицу для занесения измеряемых величин, ознакомиться с оборудованием, относящимся к данной работе, ответить на контрольные вопросы, подробно изучить методику проведения работы и обработки опытных данных, по итогам собеседования получить разрешение преподавателя на выполнение работы. Без разрешения преподавателя категорически запрещается студентам запускать установку и включать приборы.

Проведение лабораторной работы выполняется студентом самостоятельно или в составе группы из 2–3 человек. При проведении лабораторной работы студенты руководствуются методическими указаниями к данной конкретной работе и контролируются лаборантом или преподавателем.

Отчет по работе должен содержать формулировку целей работы, схему установки, основные расчетные формулы, таблицу опытных данных и результатов расчетов, пример обработки данных как минимум одного эксперимента с указанием размерностей всех величин и графики, построенные по опытным и расчетным данным (если они необходимы). Лабораторная работа завершается защитой отчета, в ходе которой студент должен ответить на контрольные вопросы и провести анализ полученных результатов.

Техника безопасности

Цель работы: изучить правила поведения и техники безопасности при работе в лаборатории органической химии; теоретические основы методов и приемов выполнения химического эксперимента.

Задание: получить сведения о требованиях безопасности при работе с органическими веществами, химической посудой и оборудованием; о правилах поведения в лаборатории и содержании рабочего места; о приемах безопасной работы при нагревании, получении жидких и газообразных веществ.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- общие правила поведения и работы в лаборатории;
- основы техники безопасности при работе с электрическим оборудованием;
- общие сведения об установках, используемых в курсе.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- правила поведения, содержания рабочего места и работы в лаборатории;
- правила работы с установками;
- правила работы с электрическими приборами;
- правила оказания первой медицинской помощи.

Уметь:

- работать на установках лаборатории;
- снимать показания контрольно-измерительных приборов установок;
- проводить обработку экспериментальных данных.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- назвать общие правила поведения в лаборатории;
- назвать правила безопасной работы электрическим оборудованием;
- назвать основные контрольно-измерительные приборы установок;
- первая медицинская помощь при поражении электрическим током;
- первая медицинская помощь при травмах.

Испытание центробежного насоса

Цель работы: проведение испытания центробежного насоса и построение рабочих характеристик насоса по опытным и расчетным данным.

Задание: ознакомиться с конструкцией центробежного насоса и определить оптимальные параметры насоса при данном числе оборотов.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- классификация насосов;
- устройство и принцип действия центробежного насоса;
- рабочие характеристики насоса;
- оптимальный режим работы насоса.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- устройство и принцип действия насоса;
- напор и производительность насоса;
- методику построения графической зависимости рабочих характеристик.

Уметь:

- рассчитывать производительность, напор, развиваемый насосом;
- рассчитывать мощность и полный КПД насоса;
- определять рабочую точку насоса;
- по данные расчетов строить рабочие характеристики насоса при постоянном числе оборотов.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Как устроен и работает центробежный насос?
- Какие рабочие параметры насоса определяются в работе?
- Как измеряется подача насоса?
- Как находится напор насоса?
- 5. Как определяется потребляемая насосом мощность?
- 6. Как находится полный КПД насоса?
- 7. Что называется рабочими характеристиками насоса?
- 8. Как определяется рабочая точка насоса?
- 9. По каким формулам производится пересчет параметров насоса при изменении числа оборотов?
- 10. Как определяются оптимальные параметры насоса?
- 11. Каков порядок запуска центробежного насоса?

Определение режима течения воды в цилиндрической трубе круглого сечения

Цель работы: исследование режима течения жидкости в цилиндрической трубе круглого сечения и определение значения числа Рейнольдса, соответствующего наблюдаемым режимам течения.

Задание: на основании рассчитанного критерий Рейнольдса установить режим течения жидкости.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- турбулентный режим течения жидкости;
- ламинарный режим течения жидкости;
- влияние сечения труб на режим течения.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- характеристики режимов течения жидкости;
- параметры потока, влияющие на режим течения;
- критические значения критерия Рейнольдса.

Уметь:

- рассчитывать число Рейнольдса;
- определять среднюю скорость потока;

- определять режим течения жидкости.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Какие существуют режимы течения жидкости? Опишите их.
- В чем заключается физический смысл критерия Рейнольдса?
- Как определяется режим течения?
- От каких параметров потока зависит режим течения?
- Назовите критическое значение критерия Re для трубы круглого сечения.
- Зачем нужно знать режим течения?
- Как изменяется режим течения в данной работе?
- Каким образом изменяется скорость потока?
- Как поддерживается установившийся характер потока?

Измерение давления и вакуума в покоящейся жидкости

Цель работы: ознакомление с методикой измерения давлений и вакуума приборами и перевод значений давления в единицы СИ.

Задание: измерить значений избыточного давления и вакуума на свободной поверхности и в точке Д, погруженной в жидкость на глубину Н. Определить расчетные значения избыточного давления в точке Д по основному уравнению гидростатики

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- характеристики покоящейся жидкости;
- приборы для измерения давления;
- поправка на расположение манометра.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- устройство и принцип действия пьезометра;
- устройство и принцип действия манометра;
- устройство и принцип действия вакуумметра;
- характеристика покоящейся жидкости – гидростатическое давление.

Уметь:

- измерять избыточное давление и вакуум на свободной поверхности жидкости;
- измерять избыточное давление и вакуум в точке Д, погруженной в жидкость на глубину Н;
- рассчитывать значения избыточного давления в точке Д по основному уравнению гидростатики;
- определять расчетные значения абсолютного давления в точке Д.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Что называется давлением?
- Как записывается основное уравнение гидростатики?
- Как определяется величина абсолютного, избыточного давлений и вакуума?
- Какова размерность давления в различных системах единиц?
- Какие существуют приборы для измерения давления и вакуума?
- Каковы преимущества и недостатки различных типов приборов для измерения давления и вакуума?
- Как измеряются и рассчитываются в данной работе давление и вакуум на свободной поверхности жидкости и в точке Д внутри жидкости?
- Каковы соотношения между различными единицами измерения давления? Какие существуют режимы течения жидкости? Опишите их.

Определение потерь напора в запорных устройствах

Цель работы: ознакомление с одним из видов местных сопротивлений – запорными устройствами.

Задание: определить потери давления при различной величине открытия вентиля и задвижки. По рассчитанному коэффициенту местного сопротивления задвижки найти степень ее открытия.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- местные потери;
- типы запорных устройств;
- достоинства и недостатки каждого типа запорных устройств;
- критерий Рейнольдса, критерий Эйлера, критерий Фруда.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- критерии, характеризующие течение жидкости через местное сопротивление;
- методику расчета коэффициента местного сопротивления;
- типы запорных устройств.

Уметь:

- определять расход воды;
- рассчитывать среднюю скорость воды;
- подбирать коэффициент местного сопротивления при различном открытии запорных устройств.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Какие сопротивления называются местными?
- Назовите примеры местных сопротивлений.
- Каковы причины возникновения местных сопротивлений?
- Назовите виды запорных устройств.
- Как определяется средняя скорость жидкости перед запорными устройствами?
- В каких случаях применяются те или иные виды запорных устройств?
- По какой формуле определяются потери напора в местных сопротивлениях?
- От каких величин зависит коэффициент местного сопротивления в общем случае и конкретно для запорных устройств?

Изучение теплообмена в теплообменнике

Цель работы: изучить устройство и принцип действия теплообменника и методику расчету процесса теплопередачи.

Задание: найти значения коэффициента теплопередачи и проанализировать влияние различных факторов на коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- сущность процесса теплопередачи;
- движущая сила теплопередачи;
- движущая сила теплоотдачи;
- механизмы переноса тепла внутри теплоносителя;
- типы теплообменных аппаратов.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- определения теплоотдачи и теплопередачи;
- механизмы передачи тепла;
- зависимость коэффициента теплопередачи от различных факторов.

Уметь:

- рассчитывать коэффициенты теплопередачи;
- рассчитывать тепловые нагрузки теплообменника;
- определять критерий Нуссельта;
- рассчитывать коэффициент теплоотдачи.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Какие процессы называются теплообменными? Перечислите их.
- Дайте определения понятий теплоотдачи и теплопередачи, запишите уравнения, описывающие эти процессы, дайте определения величин, входящих в уравнения.
- Запишите и поясните уравнения теплового баланса.
- С помощью каких механизмов может осуществляться перенос тепла и как они влияют на величину коэффициента теплоотдачи?
- Как можно найти значения коэффициентов теплопередачи?
- От чего зависят коэффициенты теплопередачи?

Изучение процесса дистилляции

Цель работы: экспериментальное исследование работы дистиллятора.

Задание: изучить устройство и принцип действия дистилляционной установки и определить потери тепла.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- сущность процесса дистилляции;
- устройство и принцип действия дистиллятора;
- тепловой баланс установки.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- основы процесса;
- принцип работы дистиллятора;
- показатели качества и применение дистиллированной воды.

Уметь:

- составлять уравнение материального баланса;
- составлять уравнение теплового баланса;
- рассчитывать расход воды;
- рассчитывать потери тепла в окружающую среду;
- определять энергетический КПД установки.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Дайте определение процесса дистилляции.
- Объясните принцип работы дистилляционной установки.
- Перечислите приборы, необходимые для проведения работы, и их назначение.
- Какие процессы фазового превращения происходят в процессе дистилляции?
- Как определяются экспериментальные и расчетные потери тепла в окружающую среду?

Изучение процесса массопередачи при растворении твердого вещества

Цель работы: определение коэффициентов массоотдачи и обобщение их зависимости от интенсивности перемешивания в виде критериального уравнения.

Задание: экспериментально определить коэффициенты массоотдачи.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- сущность процесса массопередачи;
- механизмы переноса вещества;
- модели описания массоотдачи.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- движущую силу процесса массоотдачи;
- расчет коэффициента массоотдачи;
- факторы, влияющие на коэффициент массоотдачи.

Уметь:

- рассчитывать коэффициент массопередачи;

- рассчитывать критерий Нуссельта;
- рассчитывать критерий Рейнольдса.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Что называется массоотдачей и массопередачей? Запишите уравнение массоотдачи.
- В чем заключается физический смысл коэффициента массоотдачи?
- От чего может зависеть коэффициент массоотдачи?
- Что такое диффузионный пограничный слой?
- В чем заключаются приближения пленочной модели массоотдачи?

Исследование адсорбционной очистки сточных вод от органических красителей

Цель работы: изучение процессов адсорбционной очистки сточных вод.

Задание: Определить технологические параметры процесса адсорбционной очистки сточных вод. Определить динамическую адсорбционную емкость адсорбента

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- типы промышленных адсорбентов;
- равновесие при адсорбции;
- кинетика процесса;
- регенерация адсорбентов.

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- основы процесса;
- закон Генри;
- уравнение Фрейндлиха и уравнение Ленгмюра;
- уравнение Шилова.

Уметь:

- приготовить модельную сточную воду;
- определять показатели динамической адсорбции;
- определять зависимость времени защитного действия слоя адсорбента от длины слоя;
- строить изотерму адсорбции;
- рассчитывать динамическую адсорбционную емкость адсорбента.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Какие процессы называются массообменными?
- Дайте характеристику процесса адсорбции
- Дайте определение адсорбента.
- Характеристика промышленных адсорбентов.
- Использование адсорбции для сточных вод.
- Регенерация адсорбентов.

Изучение процесса ректификации

Цель работы: изучение устройство и принцип работы ректификационной установки.

Задание: Составить уравнение рабочей линии и определить опытное значение числа теоретических тарелок.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- простая перегонка;
- дистилляция;
- ректификационная установка периодического действия;
- ректификационная установка непрерывного действия;

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- основы процесса перегонки;

- основы процесса дистилляции;
- устройство и принцип действия ректификационной колонны;
- методику построения рабочей линии.

Уметь:

- определять число теоретических тарелок;
- строить равновесную линию на диаграмме;
- определять состав пара и жидкости;
- рассчитывать число единиц переноса.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Дайте определение перегонки, дистилляции, ректификации.
- В чем принципиальное отличие дистилляции от ректификации?
- Какие допущения и для чего обычно используются при расчете ректификации?
- Что называется теоретической ступенью изменения концентрации (теоретической тарелкой) и высотой эквивалентной теоретической ступени?
- Дайте определение числа и высоты единиц переноса.

Изучение процесса сушки

Цель работы: изучение процесс сушки и с основ составления теплового и материального балансов сушки.

Задание: определить скорость сушки исследуемых образцов. Рассчитать материальный и тепловой баланс сушки.

Теоретические сведения, необходимые для выполнения работы:

- теоретические аспекты процесса сушки;
- виды сушки;
- типы сушильных аппаратов;
- материальный и тепловой баланс процесса;

В результате выполнения лабораторной работы студент должен:

Знать:

- основы процесса сушки;
- устройство и принцип действия сушильных аппаратов;
- влияние основных технологических параметров процесса на скорость;
- условия удаления того или иного вида влаги;
- методику расчета оптимального времени сушки.

Уметь:

- определять влияние площади поверхности (объема) на скорость;
- составлять тепловой баланс процесса;
- составлять материальный баланс процесса;
- определять влияние температуры на скорость процесса;
- определять удельный расход теплоты в тепловом балансе.

Вопросы к защите лабораторной работы:

- Какова роль сушки в технологических процессах?
- Какие виды сушки существуют?
- Опишите виды сушильных аппаратов.
- В чём заключается равновесие при сушке?
- Какие виды влаги в материале существуют?
- В чём заключается материальный баланс сушки?
- Как определяется удельный расход теплоты при расчёте теплового баланса?
- Как влияют размеры образца при сушке на процесс сушки?
- Как влияет температура на тепловой баланс?
- Как определить оптимальное время сушки?

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ К САМОСТОЯТЕЛЬНОЙ РАБОТЕ

Основными целями и задачами самостоятельной работы студентов являются:

– формирование у студентов компетенции в области самостоятельной подготовки, включая навыки работы с литературой, поиска необходимых данных в сети Internet, умение выбирать из предложенного материала наиболее важную информацию и способности к оперированию знаниями, полученными в ходе аудиторных занятий, для решения задач и выполнения занятий, что способствует уровню компетентностного подхода в решении профессиональных задач;

– расширение общего кругозора студентов за счёт приобретения знаний не входящих в программу аудиторных занятий;

– повышение и углубление качества знаний, приобретаемых студентом при изучении конкретной дисциплины.

Структура самостоятельной работы

Самостоятельная работа включает: изучение лекционного теоретического материала, т. е. *проработка конспектов лекций*. Также студенты самостоятельно разбирают теоретический материал, не вошедший в состав лекционного курса с использованием учебной и методической литературы, указанной в библиографическом списке по дисциплине; темы данного материала выдаются преподавателем в конце лекций.

Подготовку к практическим занятиям, которая заключается в разборе и анализе уже решенных задач и примеров по текущей теме, а также в решении задач, предложенных преподавателем. Так как большинство задач носит практический характер, используя приобретенные теоретические знания, желательно заранее оценить хотя бы порядок величин, которые нужно рассчитать в задаче. При анализе полученных расчетов, по возможности, сравнить их с известными данными из справочников или интернет – ресурса.

Подготовку к лабораторной работе, которая предполагает: самостоятельное изучение теоретического материала; ознакомление с методикой проведения эксперимента (используемые приборы, блок-схема установки и т.п.); анализ расчетных формул (какие величины измеряются экспериментально, какие задает преподаватель, какие берутся из справочной литературы). Проведение подготовительной части существенно улучшает качество, уменьшает время, позволяет избежать многих ошибок, как при выполнении работы, так и при оформлении отчета по работе.

Подготовка к коллоквиуму. Программой курса предусмотрена сдача трех коллоквиумов по дисциплине: «Теоретические основы гидромеханических процессов», «Теоретические основы тепловых процессов» и «Теоретические основы процессов массопередачи». При подготовке к каждому коллоквиуму выполняется краткий конспект по приведенным темам.

Подготовка к выполнению тестирования или контрольной работы на аудиторных и внеаудиторных занятиях по изученным темам.

После изучения темы теоретического материала и выполнения лабораторной работы студентам предлагается выполнить либо письменную проверочную или контрольную работу, либо тест. Для успешной подготовки к текущему контролю студентам предлагаются вопросы для изучения.

Основы технической гидравлики

Вопросы для изучения:

1. Общие сведения: понятие об идеальных и реальных, капельных и упругих жидкостях. Физические свойства и параметры состояния реальных жидкостей.

2. Внутренняя, внешняя и смешанная задачи гидродинамики.

3. Пульсация скоростей и направлений в турбулентном потоке, масштаб турбулентности, турбулентная вязкость. Законы ламинарного течения ньютоновских жидкостей.

4. Понятие о физическом и математическом моделировании.

5. Порозность псевдоожиженного слоя. Понятие о трехфазном псевдоожиженном слое.

6. Структура потоков и распределение времени пребывания жидкости в аппаратах, модели идеального вытеснения и идеального перемешивания.

Перемещение жидкостей, сжатие и перемещение газов

Вопросы для изучения:

1. Основное уравнение центробежных машин Эйлера.
2. Характеристика насосов.
3. Законы пропорциональности. Связь между производительностью, давлением и мощностью.
4. Работа насоса на сеть. Рабочая точка. Явление кавитации.
5. Параллельная и последовательная работа насосов.

Тепловые процессы в химической аппаратуре

Вопросы для изучения:

1. Обобщенные критериальные уравнения конвективной теплоотдачи без изменения агрегатного состояния теплоносителей.
2. Теплоотдача при свободном и вынужденном движении (при турбулентном, ламинарном и переходном режимах). Продольное и поперечное обтекание, теплоотдача при пленочном течении и в аппаратах с мешалкой.
3. Градирни. Регенераторы.
4. Оптимальные перепады температур и скорости потоков в поверхностных теплообменных аппаратах. Порядок расчета размеров теплообменных аппаратов.
5. Промышленные теплоносители и хладагенты, их сравнительная теплотехническая и техноэкономическая характеристика.
6. Электрообогреватели. Воздушное охлаждение.

Массообмен

Вопросы для изучения:

1. Модификации уравнений массопередачи: основное уравнение массопередачи, объемные коэффициенты массоотдачи и массопередачи, число и высота единиц переноса.
2. Аналогия тепло- и массообмена.
3. Упрощенные модели массоотдачи: пленочная, турбулентного диффузионного пограничного слоя Ландау-Левича, проницания и обновления поверхности.
4. Технологический расчет аппаратов с непрерывным контактом фаз.
5. Специфика расчета аппаратов со ступенчатым контактом фаз, теоретические тарелки, эффективность по Мэрфри.

Абсорбция

Вопросы для изучения:

1. Роль абсорбции в санитарной очистке газов, защите окружающей среды.
2. Физическая абсорбция и абсорбция с химической реакцией, кинетическая и диффузионная области протекания хемосорбции. Фактор ускорения. Выбор абсорбента.
3. Методы десорбции.
4. Расход абсорбента, минимальный и экономически оптимальный расход, кратность циркуляции, плотность орошения.
5. Общая схема абсорбционно-десорбционной установки.
6. Классификация абсорбционных аппаратов.

Экстракция

Вопросы для изучения:

1. Способы бинарной экстракции.
2. Одноступенчатая экстракция.
3. Многоступенчатая перекрестная и противоточная экстракция.
4. Непрерывная противоточная экстракция.
5. Классификация и конструкции экстракторов.

Адсорбция

Вопросы для изучения:

1. Общие сведения.
2. Равновесие при адсорбции.

3. Кинетика процесса, схемы и стадии процесса адсорбции.
4. Классификация и конструкции адсорберов.
5. Ионообмен.

Кристаллизация

Вопросы для изучения:
1. Общие сведения.
2. Равновесие в системе кристалл – раствор. Кинетика процесса.
3. Конструкции кристаллизаторов

Мембранные процессы

Вопросы для изучения:
1. Общие сведения о процессах и области их применения.
2. Классификация мембранных процессов (баромембранные, диффузионно-мембранные, электромембранные).
3. Типы мембран. Основы механизма мембранных процессов. Кинетика мембранных процессов.
4. Явление концентрационной поляризации.
5. Расчет мембранных процессов. Классификация мембранных аппаратов.
6. Конструкции мембранных аппаратов.

МЕТОДИЧЕСКИЕ РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

Целью выполнения курсового проекта (КП) является закрепление и систематизация теоретических знаний посредством решения конкретных расчетно-конструкторских задач по заданной теме. Курсовой проект является заключительным этапом изучения дисциплины.

В курсовом проекте студент должен осуществить проектирование указанного объекта (теплообменный аппарат, ректификационная установка, др.), определить основные его параметры, выбрать вспомогательное оборудование, разработать мероприятие, направленное на улучшение характеристик объекта.

При выполнении курсового проекта студенты практически применяют знания, полученные в ходе изучения дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии», а также дисциплинам, на которых этот курс основывается (физическая химия, теплотехника, сопротивление материалов и др.). Фактически выполнение курсового проекта является итоговой формой оценки результатов обучения и изучения студентами курса «Процессов и аппаратов химической технологии».

Работая над проектом, студент изучает действующие нормативные документы, справочную литературу, приобретает навыки расчета и выбора из числа стандартных аппаратов и оборудования, приобретает опыт составления технико-экономических обоснований, оформления технической документации.

В целом курсовой проект должен представлять собой законченную проектную разработку установки. За результаты расчетов ответственность несет студент – автор проекта. Преподаватель – руководитель проекта – направляет работу студента, обеспечивает систематические консультации, на которых студент получает ответы на все возникающие у него вопросы и рекомендации по основным разделам разрабатываемого проекта.

Курсовой проект состоит из расчетно-пояснительной записки и графической части.

1. Расчетно-пояснительная записка должна быть выполнена в соответствии со стандартом организации и содержать разделы в следующей последовательности:

- Титульный лист.
- Задание на проектирование.
- Реферат
- Содержание
- Определения, обозначения, сокращения
- Введение
- Основная часть:

  1. Технологическая часть:
  - теоретические основы процесса;
  - описание технологической схемы и основных единиц оборудования.

  2. Расчетная часть:
  - материальный баланс;
  - тепловой баланс;
  - конструктивный расчет основного аппарата;
  - гидравлический расчет;
  - расчет и выбор вспомогательного оборудования.
- Заключение.
- Список использованной литературы.

Титульный лист служит источником информации, необходимой для определения принадлежности и поиска документа. На титульном листе приводятся следующие сведения:

а) наименование и подчинённость образовательной организации, в которой выполнена работа;

б) грифы согласования;

в) наименование темы КП (строго в соответствии с приказом по университету об утверждении темы);

г) шифр КП;

д) должности, учёные степени, фамилии и инициалы руководителя, студента (разработчика), ответственного за нормоконтроль и заведующего выпускающей кафедрой;

е) место и дата выполнения КП (город, год).

Задание на курсовой проект составляется руководителем, утверждается заведующим кафедрой и выдается студенту. Задание размещается после титульного листа и переплетается вместе с основной частью записки.

Реферат – краткое точное изложение содержания КП, включающее основные фактические сведения и выводы, без дополнительной интерпретации или критических замечаний автора реферата.

Реферат должен содержать:

а) сведения об объёме пояснительной записки КП, количестве иллюстраций, таблиц, приложений, использованных источников, листов графической части;

б) перечень ключевых слов, включающий от пяти до 15 слов или словосочетаний из текста пояснительной записки КП, которые в наибольшей мере характеризуют ее содержание и раскрывают сущность работы. Ключевые слова приводятся в именительном падеже и записываются строчными буквами через запятые.

Текст реферата должен отражать:

1) предмет, тему, цель и задачи работы;

2) методики или методологию проведения работы;

3) полученные результаты;

4) область применения результатов

5) выводы;

6) дополнительную информацию.

Слово «РЕФЕРАТ» записывают в виде заголовка в середине строки симметрично относительно текста прописными буквами. Объём реферата не должен превышать одной страницы. Текст реферата помещается перед структурным элементом «Содержание» и переплетается вместе с запиской. Сквозная нумерация записки на реферате не ставится.

Структурный элемент *«Содержание»* размещается после реферата, начиная с новой страницы. В содержании приводится перечень структурных элементов, разделов, подразделов, пунктов, подпунктов с указанием номеров страниц с которых начинаются эти элементы. Титульный лист, задание на АР и реферат в содержании не указываются.

Во *введении* к КП рекомендуется обосновать необходимость совершенствования технологических процессов, рационального использования материальных и энергетических ресурсов. Сюда относятся:

а) характеристика современного состояния решаемой технологической проблемы в России и за рубежом;

б) формулировка цели проекта, ее актуальности и пути решения поставленной задачи.

Введение не должно содержать рисунков, формул и таблиц.

Основная часть проекта должна содержать систематизированный материал по технологии производства или способам получения данного продукта, путям его использования. Необходимо рассмотреть физико-химические основы процесса, влияние основных параметров, химизм, механизм и кинетику реакций. Содержит информацию по теоретическим основам процесса; описание технологической схемы, при котором следует проанализировать различные ее варианты, позволяющие интенсифицировать основной процесс и повысить технико-экономические показатели; описание всех аппаратов, изображённые на схеме; расчет материального баланса, при составлении в качестве исходных данных могут быть использованы:

а) мощность производства по готовому продукту или по сырью в млн т/год или тыс. т/год;

б) фактическое число часов работы установки в году с учётом продолжительности текущих и капитальных ремонтов;

в) основные технологические показатели процесса: расходные нормы реагентов на единицу целевого продукта, соотношение между исходными реагентами, температура, давление, конверсия

и селективность. Конверсию и селективность можно принять на основе литературных или производственных данных;

г) технологические потери, которые принимают по литературным или производственным данным.

Материальный баланс оформляется в виде сводной таблицы.

В основной части приводится также технологический расчет основного и вспомогательного оборудования. Существует два вида технологических расчётов: проектировочные и поверочные. Приступая к проектному расчёту любого аппарата, необходимо представлять его роль в технологической схеме установки, а также цель расчёта, после чего описать все известные исходные данные, выбрать и обосновать тип аппарата, подобрать методику и только тогда начинать расчёт. Проектный расчёт заканчивается определением размеров и количества аппаратов, обеспечивающих требуемую производительность и гибкость ведения процесса в выбранных условиях и подбором стандартного оборудования по ГОСТ или ТУ. Приступая к поверочному расчёту того или иного аппарата, необходимо представить его подробную характеристику (тип, размеры, технологические параметры и т.д.) на основании производственных данных. Результатом поверочного расчёта является ответ на вопрос – данный аппарат может или не может быть использован в предложенном варианте реконструкции производства. Технологический расчёт включает в себя также расчёт и подбор вспомогательного оборудования. Основным оборудованием производства являются аппараты, в которых осуществляются технологические процессы, связанные с изменением составов потоков. В нефтехимических производствах основным оборудованием являются реакторы. На предприятиях подготовки и первичной переработки нефти и газа основными аппаратами могут быть в зависимости от процесса ректификационные колонны, абсорберы, десорберы, электродегидраторы, сепараторы и т.д.

Реакционная аппаратура. Выбор типа и обоснование режима работы реактора проводится на основании данных об агрегатном состоянии реагентов. Приводится количественная или качественная зависимость выхода целевого продукта и производительности аппарата по этому продукту от степени превращения сырья.

Массообменная аппаратура. Расчёт массообменного оборудования включает в себя материальный и тепловой балансы аппарата, определение химического или фракционного состава сырья и продуктов, расчёт или обоснование температуры и давления, определение количества тарелок или высоты насадки, конструктивный и гидравлический расчёт (высота и диаметр аппарата, диаметры штуцеров, расстояние между тарелками, гидравлическое сопротивление тарелки).

Теплообменная аппаратура. При проектировании теплообменной аппаратуры следует обосновывать вид и параметры теплоносителя или хладагента, принцип движения потоков, конструкцию аппарата.

Вспомогательное оборудование. К вспомогательному оборудованию может относиться теплообменная и сепарационная аппаратура, отстойники, ёмкости, резервуары, насосы, компрессоры и др.

Расчеты в записке должны сопровождаться пояснениями. Все расчетные формулы приводятся сначала в общем виде, нумеруются, затем дается наименование обозначений и указываются размерности всех входящих в формулу величин. Численные значения величин в формулу подставляют в том порядке, в каком они в ней записаны, и приводят результат расчета. Все расчеты должны быть выполнены в международной системе единиц СИ.

В *заключении* необходимо дать краткие выводы и предложения по результатам решения поставленных задач, возможность использования результатов КП на практике.

Список использованной литературы записывают в виде заголовка в середине строки прописными буквами. Список должен содержать перечень только тех источников, которые фактически использовались при выполнении проекта. Источники следует располагать в порядке появления ссылок в тексте записки. Сведения об источниках, включенных в список, необходимо давать в соответствии с требованиями ГОСТ 7.82-2001 и ГОСТ 7.1-2003 (или ГОСТ Р 7.0.5-2008)

2. В графической части на белом листе формата А1(594х841) в соответствии с ГОСТ 2.120-73 приводится чертеж общего вида, чертежи сборочных единиц или узлов проектируемого аппарата и чертежи деталей. На чертеже должны быть даны главный вид аппарата в сечении по вертикальной оси, вид сверху, разрезы и сечения, дающие полное представление об устройстве данного аппарата, а также основные узлы, которые на главном виде не удается изобразить четко. Масштаб, в котором вычерчивают аппарат и узлы, выбирают по ГОСТ 2.302-68. Главный вид аппарата вычерчивают только в рабочем положении и располагают его вдоль большей стороны листа. На остальной части листа располагают другие виды, сечения, разрезы. Основные узлы и детали следует пронумеровать по часовой стрелке арабскими цифрами с расшифровкой позиций в спецификации.

Рекомендуется общий вид аппарата вычерчивать в наибольшем из масштабов с применением при необходимости разрыва изображения. Основные виды вычерчивают в одинаковом масштабе. На свободном месте вычерчивают сборочные единицы аппарата в масштабе большем, чем основные виды. Например, для емкостных аппаратов вычерчивают фланцевые соединения, для теплообменников – крепление труб к трубной решетке, для тарельчатой колонны – узел крепления тарелки, для насадочной колонны – распределительную тарелку, узел подачи жидкости.

Основная надпись (штамп) располагают на листе в правом нижнем углу по отношению к рабочему положению аппарата в соответствии с ГОСТ 2.104-68. Над основной надписью помещают таблицу составных частей аппарата, технические требования, предъявляемые к изготовлению и испытанию аппарата, техническую характеристику аппарата. На свободном поле чертежа помещают таблицу штуцеров. На чертеже общего вида проставляются размеры: конструктивные, установочные, присоединительные.

Допускается выполнение технологических расчетов с использованием программных методов и выполнение части графического материала (вид общий) с использованием ПК в одном из графических редакторов: Autocad, Corel и др.

Тема курсового проекта выбирается студентом самостоятельно из предлагаемого *примерного* перечня тем (приведен в рабочей программе дисциплины).

После завершения расчетов студент обсуждает полученные результаты с руководителем и далее оформляет курсовой проект. После оформления, проект сдается для прохождения нормоконтроля руководителю и при выполнении всех требований допускается к защите. Курсовой проект выполняется в сроки, предусмотренные учебным планом. Защита курсовых проектов проходит до начала экзаменационной сессии. КП защищается публично на заседании комиссии в составе не менее двух преподавателей, назначаемой заведующим кафедрой. Студент готовит доклад по исследуемой теме, с оформлением табличного или графического материала, если это необходимо. По окончании защиты оформляется рецензия на курсовую работу руководителем и подписывается членами комиссии.