**Содержание**

[1 Общие положения 3](#_Toc492302458)

[1.1 Содержание расчетно-пояснительной записки 3](#_Toc492302459)

[1.2 Оформление расчетно-пояснительной записки 5](#_Toc492302460)

[1.2 Графическая часть курсового проекта 6](#_Toc492302461)

[1.2.1 Аппаратурно-технологическая схема 6](#_Toc492302462)

[1.2.2 Сборочный чертеж аппарата 7](#_Toc492302463)

[2 Задание на курсовой проект 9](#_Toc492302464)

[2.1 Задание 1. Проект ректификационной установки 9](#_Toc492302465)

[2.2 Задание 2. Проект абсорбционной установки 10](#_Toc492302466)

[2.3 Задание 3. Проект выпарной установки 11](#_Toc492302467)

[3. Схемы технологических расчетов 13](#_Toc492302468)

[3.1 Ректификационная установка. Тарельчатая колонна 13](#_Toc492302469)

[3.2 Ректификационная установка. Насадочная колонна 16](#_Toc492302470)

[3.3 Абсорбционная установка 19](#_Toc492302471)

[3.4 Однокорпусная вакуум-выпарная установка 24](#_Toc492302472)

[3.5 Многокорпусная вакуум-выпарная установка 26](#_Toc492302473)

[4 Расчет теплообменных аппаратов 29](#_Toc492302474)

[4.1 Принцип выбора конструкции теплообменника 29](#_Toc492302475)

[4.2 Содержание теплового расчета 31](#_Toc492302476)

[4.3. Содержание гидравлического расчета 35](#_Toc492302477)

[5. Библиографический список 38](#_Toc492302478)

[6. Нормативно-техническая литература 39](#_Toc492302479)

[6.1. Каталоги 39](#_Toc492302480)

[6.2. ГОСТы, ОСТы для технологического оборудования 39](#_Toc492302481)

[Приложение А (рекомендуемое) Пример оформления титульного листа 41](#_Toc492302482)

# 1 Общие положения

## 1.1 Содержание расчетно-пояснительной записки

Основное содержание пояснительной записки определяется заданием на курсовой проект. Объем пояснительной записки должен быть не менее 30... 40 страниц машинописного текста. Страницы записки нумеруются, включая страницы с рисунками и таблицами. На титульном листе номер страницы не указывается.

Текст расчетно-пояснительной записки разбивается на разделы. В оглавлении указываются номера страниц, соответствующие каждому разделу записки. Разделы и подразделы нумеруются арабскими цифрами и должны иметь краткие наименования.

Пояснительная записка должна быть оформлена в определенной последовательности. Вне зависимости от темы расчетно-пояснительная записка должна содержать:

– титульный лист;

– задание на проектирование;

– оглавление;

– введение;

– описание технологической схемы установки;

– основные свойства рабочих сред;

– расчетную часть, включающую технологические расчеты и выбор оборудования;

– заключение;

– список использованной литературы.

Пример оформления титульного листа приведен в приложении А.

Во введении указываются сущность, значение и области применения рассматриваемого процесса. Необходимо также привести сравнительную характеристику аппаратов для его осуществления и обосновать выбор конструкции основного аппарата [1, 2].

При описании технологической схемы следует проанализировать различные ее варианты, позволяющие интенсифицировать основной процесс и повысить технико-экономические показатели. Необходимо также учитывать требования охраны окружающей среды.

Обоснованный окончательный вариант технологической схемы следует описать конкретно. Должна быть приведена принципиальная схема установки с указанием позиций (номеров аппаратов). На схеме указываются направления потоков, значения их расходов, температур, концентраций и других параметров. Примеры графического выполнения технологических схем даны в [4].

В сводке основных свойств рабочих сред должны быть приведены химические формулы соединений, молярные массы, физико-химические и термодинамические данные, их зависимости от температуры и состава. Для определения этих данных пользуются справочной литературой [3,4]. Если необходимые значения того или иного свойства находятся за пределами представленного в справочных материалах диапазона изменения физических условий (температур, давлений, концентраций), то следует прибегнуть к методам экстраполяции. При отсутствии сведений можно воспользоваться подобием физико-химических свойств, правилом линейности химико-технологических функций и другими расчетными методами. Так, для нахождения динамического коэффициента вязкости жидкости по динамическому коэффициенту вязкости эталонного вещества может быть применено правило линейности, установленное К.Ф. Павловым [3]. При отсутствии экспериментальных данных, например, коэффициент теплопроводности жидкости можно рассчитать по эмпирической формуле, представленной в [3]. Окончательно сведения о свойствах рабочих сред необходимо представить в виде таблиц или графиков.

В технологических расчетах путем составления уравнений материального и теплового балансов определяют расходы, составы и температуры получаемых продуктов, тепловые нагрузки аппаратов, расходы теплоносителей - греющего пара, охлаждающей воды. Задачей этого раздела проекта является расчет основных размеров аппаратов (диаметра, высоты, поверхности теплопередачи и т.д.). На основании анализа литературных данных и рекомендаций данного пособия выбирается методика расчета размеров аппаратов. По уравнениям тепло- и массопередачи рассчитывают основные размеры аппаратов и затем выбирают стандартные. В этот же раздел включаются гидравлические расчеты аппаратов. Кроме основных аппаратов в установку входит вспомогательное оборудование: насосы, вентиляторы, газодувки, вакуум-насосы и т.п.

Вспомогательное оборудование подбирают по нормалям, каталогам или
ГОСТам с учетом конкретных условий его работы.

Закончив расчетную часть проекта, студент в заключение излагает основные результаты выполненной работы и дает анализ полученных результатов.

В списке литературы перечисляются лишь те источники, на которые имеются ссылки в расчетно-пояснительной записке. Сведения о литературном источнике должны включать: полное название, фамилию и инициалы автора, место издания, наименование издательства, год издания, число страниц. Все использованные источники приводятся в списке в порядке упоминания их в тексте и записывают следующим образом:

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1973. - 752 с.

2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 1987. - 576 с.

3. Основные процессы и аппараты химической технологии : Пособие по курсовому проектированию /Под ред. Ю.И.Дытнерского.- М.:Химия, 1991.-272 с.

## 1.2 Оформление расчетно-пояснительной записки

Расчетно-пояснительная записка оформляется на стандартных листах бумаги формата А4 (210х297мм).

Рамки и штампы в соответствии с ГОСТ 2.104.

Оформление текста в соответствии с требованиями ГОСТ 2.105.

Шрифт – Times New Roman, 14 пт, междустрочный интервал – полуторный.

Сокращения слов в тексте не допускаются. Терминология должна соответствовать общепринятой в научно-технической литературе.

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.

Расчетно-пояснительная записка должна быть снабжена необходимыми графиками, схемами, эскизами. Все иллюстрации именуются рисунками. Рисунок нумеруют и располагают после ссылки на него.

В тексте записки указываются ссылки на использованную литературу для эмпирических формул, физических констант и других справочных данных. Ссылки на литературные источники дают в квадратных скобках, указывая номер данного источника в списке литературы.

## 1.2 Графическая часть курсового проекта

Графическая часть проекта состоит из технологической схемы и чертежа основного аппарата. Оформление графической части проекта должно соответствовать требованиям ЕСКД, предъявляемым к выполнению технического проекта.

### 1.2.1 Аппаратурно-технологическая схема

На технологической схеме должны быть показаны основные аппараты, из которых состоит установка, и соединяющие их трубопроводы. Схема должна содержать упрощенное изображение аппаратов, входящих в установку, во взаимной технологической и монтажной связи между ними и таблицы условных графических изображений. Все оборудование на схеме вычерчивается сплошными тонкими линиями толщиной 0,3-0,5 мм, а трубопроводы - сплошными основными линиями (ГОСТ 2.303), т.е. в 2-3 раза толще, чем оборудование. При выполнении технологической схемы применяют условные графические изображения. Аппаратам, показанным на схеме, как правило, присваивают буквенно-цифровое обозначение. Линии трубопроводов следует показывать горизонтально и вертикально, параллельно линиям рамки формата. Условные изображения и обозначения трубопроводов, принятые на схеме, должны быть расшифрованы в таблице условных обозначений. На технологической схеме должны быть показаны основные приборы и средства автоматизации, условные изображения которых определяет ГОСТ 21.404. Обозначения условные в схемах автоматизации технологических процессов.

Технологическая схема выполняется без соблюдения масштаба на листе формата А1. Действительное пространственное расположение аппаратов не учитывать. Собственно схема размещается с левой стороны на большей части поля листа. В правом нижнем углу располагают основную надпись (штамп) по ГОСТ 2.104-68. Над основной надписью (на расстоянии не менее 12 мм) располагают таблицы с перечнем составных частей и элементов схемы. Более подробные пояснения к выполнению технологических схем и примеры их изображения приведены в [4].

### 1.2.2 Сборочный чертеж аппарата

Сборочный чертеж основного аппарата, указанного в задании, выполняется на листе формата А1. 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.

Главный вид аппарата вычерчивают только в рабочем положении и располагают его вдоль большей стороны листа. На остальной части листа располагают другие виды, сечения, разрезы. 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 теплообменников вычерчивают фланцевые соединения, крепление труб к трубной решетке, для тарельчатой колонны - узел крепления тарелки, для колпачковой тарелки - капсюльный колпачок, 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.

Основные требования к чертежам общего вида и примеры их выполнения приведены в [4].

# 2 Задание на курсовой проект

## 2.1 Задание 1. Проект ректификационной установки

Выполнить проект ректификационной установки непрерывного действия для разделения бинарной смеси. Тип колонны указан в задании. Колонна работает под атмосферным давлением. Исходная смесь, содержащая  низкокипящего компонента, имеет температуру  и перед подачей в колонну подогревается в кожухотрубчатом теплообменнике до температуры кипения. Давление греющего пара . Расход исходной смеси . Содержание низкокипящего компонента в дистилляте , в кубовом остатке . В дефлегматоре пары дистиллята конденсируются полностью. Продукты разделения охлаждаются в холодильниках до . Начальную температуру охлаждающей воды принять , конечную – не выше 40 °С.

Выполнить подробный расчет ректификационной колонны и теплообменника, указанного в таблице исходных данных.

Представить технологическую схему установки и выполнить чертеж ректификационной колонны. Исходные данные приведены в таблице 1.

Таблица 1. Исходные данные к заданию 1

|  |  |
| --- | --- |
| Параметры | Варианты |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Исходная смесь | *б* | *в* | *г* | *д* | *е* | *ж* | *з* | *и* | *к* | *а* |
| , кг/с | 1,5 | 2,5 | 3,0 | 2,0 | 1,5 | 2,0 | 2,5 | 1,5 | 3,0 | 2,0 |
| , МПа | 0,3 | 0,3 | 0,2 | 0,2 | 0,3 | 0,1 | 0,1 | 0,3 | 0,1 | 0,1 |
| , % (мол.) | 30 | 35 | 40 | 35 | 40 | 45 | 40 | 50 | 30 | 40 |
| , % (мол.) | 98 | 96 | 97 | 90 | 98 | 95 | 97 | 98 | 95 | 95 |
| , % (мол.) | 3 | 1,5 | 4 | 6 | 3 | 2,5 | 2 | 1,5 | 2 | 5 |
| , °С | 25 | 20 | 24 | 20 | 30 | 25 | 20 | 30 | 25 | 20 |
| , °С | 20 | 35 | 25 | 20 | 25 | 20 | 25 | 18 | 20 | 30 |
| , °С | 15 | 20 | 12 | 15 | 20 | 15 | 10 | 12 | 15 | 10 |
| Тип колонны | *тк* | *н* | *тс* | *тк* | *н* | *тс* | *тк* | *н* | *тс* | *тк* |
| Теплообменник, рассчитываемый подробно | *д* | *к* | *хд* | *хк* | *д* | *к* | *хд* | *хк* | *д* | *к* |

Примечания:

**Исходная смесь:**

*а* - сероуглерод-тетрахлорид углерода; *б* - бензол-толуол;

*в* -тетрахлорид углерода-толуол; *г* - метанол-вода;

*д* - бензол-уксусная кислота; *е* - вода-уксусная кислота;

*ж* - ацетон-бензол; *з* - хлороформ-бензол;

*и* - бензол-толуол; *к* - метанол-этанол.

**Тип колонны:**

*тс* - тарельчатая ситчатая; *тк* - тарельчатая колпачковая; *н* - насадочная.

**Теплообменник, рассчитываемый подробно:**

*д* - дефлегматор; *к* - куб-кипятильник; *хд* - холодильник дистиллята;
*хк* - холодильник кубового остатка.

## 2.2 Задание 2. Проект абсорбционной установки

Выполнить проект абсорбционной установки для поглощения водой компонента из его смеси с воздухом. Расход газовой смеси  (при нормальных условиях). Концентрация поглощаемого компонента в газе на входе в колонну , степень абсорбции . Давление в колонне , температура абсорбции . Газовая смесь и абсорбент перед подачей в колонну охлаждаются водой в кожухотрубчатых теплообменниках до температуры абсорбции. Температура газовой смеси перед теплообменником , температура абсорбента после регенерации . Начальная температура охлаждающей воды , конечная – не выше 40 °С.

Выполнить подробный расчет абсорбционной колонны и теплообменника, указанного в таблице исходных данных.

Представить технологическую схему абсорбционной установки и выполнить чертеж колонны. Тип колонны указан в задании.

Исходные данные приведены в табл. 2.

Таблица 2. Исходные данные к заданию 2

|  |  |
| --- | --- |
| Параметры | Варианты |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Поглощаемый компонент | *CO2* | *NH3* | *ацетон* | *SO2* | *метанол* | *NH3* | *этанол* | *CO2* | *H2S* | *H2S* |
| , м3/с | 1,0 | 2,5 | 0,5 | 1,5 | 1,0 | 0,5 | 1,5 | 2,0 | 0,8 | 1,5 |
| , % (об.) | 15 | 8 | 5 | 6 | 4 | 10 | 5 | 12 | 8 | 10 |
| , % | 90 | 98 | 96 | 95 | 92 | 98 | 96 | 92 | 97 | 95 |
| , *МПа* | 2,0 | 0,5 | 0,1 | 0,2 | 0,1 | 0,3 | 0,1 | 1,5 | 1,0 | 0,3 |
| , °С | 30 | 15 | 20 | 15 | 25 | 20 | 15 | 25 | 20 | 25 |
| , °С | 120 | 75 | 80 | 60 | 70 | 65 | 80 | 90 | 60 | 80 |
| , °С | 80 | 60 | 55 | 70 | 65 | 60 | 75 | 80 | 70 | 75 |
| , °С | 25 | 10 | 15 | 20 | 10 | 20 | 15 | 20 | 10 | 15 |
| Тип колонны | *тк* | *тс* | *н* | *тс* | *тк* | *н* | *тс* | *тк* | *н* | *н* |
| Теплообменник, рассчитываемый подробно | *хг* | *ха* | *хг* | *ха* | *хг* | *ха* | *хг* | *ха* | *хг* | *ха* |

Примечания:

**Тип колонны:**

*н* - насадочная; *тс* - тарельчатая ситчатая; *тк* - тарельчатая колпачковая.

**Теплообменник, рассчитываемый подробно:**

*хг* -холодильник газа; *ха* -холодильник абсорбента.

## 2.3 Задание 3. Проект выпарной установки

Выполнить проект выпарной установки для концентрирования водного раствора. Производительность по исходному раствору . Раствор упаривается от концентрации  до . Давление греющего пара , давление в барометрическом конденсаторе . Исходный раствор перед подачей в выпарной аппарат подогревается греющим паром в кожухотрубчатом теплообменнике от температуры  до температуры кипения. Упаренный раствор охлаждается в кожухотрубчатом холодильнике до температуры . Температуру охлаждающей воды принять в интервале 10...20 °С.

Сделать подробный расчет греющей камеры выпарного аппарата и одного из теплообменников. Выполнить расчет барометрического конденсатора.

Представить схему вакуум-выпарной установки и выполнить чертеж выпарного аппарата.

Исходные данные к заданию 3

Таблица 3. Исходные данные приведены в табл. 3.

|  |  |
| --- | --- |
| Параметры | Варианты |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Растворенное вещество | *б* | *в* | *г* | *д* | *е* | *ж* | *з* | *и* | *к* | *а* |
| , кг/с | 5,0 | 2,5 | 3,0 | 4,5 | 5,0 | 6,0 | 4,5 | 5,5 | 5,0 | 4,5 |
| , % (масс.) | 10 | 10 | 5 | 10 | 10 | 5 | 15 | 5 | 10 | 5 |
| , % (масс.) | 25 | 30 | 15 | 40 | 25 | 20 | 30 | 20 | 40 | 20 |
| , МПа | 0,20 | 0,35 | 0,2 | 0,8 | 0,2 | 0,3 | 0,25 | 0,15 | 0,3 | 0,25 |
| , МПа | 0,04 | 0,03 | 0,04 | 0,02 | 0,03 | 0,04 | 0,03 | 0,02 | 0,03 | 0,02 |
| , °С | 30 | 25 | 15 | 20 | 30 | 25 | 30 | 20 | 25 | 20 |
| , °С | 25 | 20 | 10 | 15 | 25 | 20 | 25 | 30 | 15 | 15 |
| Теплообменник, рассчитываемый подробно | *х* | *п* | *х* | *п* | *х* | *п* | *х* | *п* | *х* | *п* |
| Число корпусов в установке | 1 | 2 | 1 | 3 | 1 | 3 | 1 | 1 | 2 | 1 |

Примечания:

*а - NaOH; б - MgCl2; в - NaNO3; г -KNO3; д - NaOH;*

*е - NaCl; ж - CaCl; з - Na2CO3; и - KCl; к - NH4NO3.*

Теплообменник, рассчитываемый подробно:

*п* -подогреватель исходного раствора; *х* -холодильник упаренного раствора.

# 3. Схемы технологических расчетов

## 3.1 Ректификационная установка. Тарельчатая колонна

[3, с.351 ...361]; [4, с.237.,.244]

3.1.1. Составляют принципиальную технологическую схему ректификационной установки [3,4]. При разработке схемы следует стремиться к экономии энергии за счет использования теплоты отходящих потоков (кубового остатка, конденсата греющего пара).

На схему наносят значения параметров потоков (температуры, давления, концентрации, расходов).

3.1.2. Составляют материальный баланс колонны, рассчитывают массовые и молярные расходы исходной смеси, дистиллята, кубового остатка. Определяют средние молярные массы дистиллята, кубового остатка, исходной смеси [3] :

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *Мнк* | - | молярная масса низкокипящего компонента; |
|  | *Мвк* | - | молярная масса высококипящего компонента. |

Составляют таблицу составов и расходов по форме 1:

Форма 1 – Составы и расходы потоков

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Поток | Средняя молярная масса, кмоль/кг | Состав | Расход |
| Молярные доли | Массовые доли | кмоль/с | кг/с |
| Исходная смесь | *МF* |  | *xF* |  | *xF* |  | *GF* |  |  |  |
| Дистиллят | *MD* |  | *xD* |  | *xD* |  | *GD* |  |  |  |
| Кубовый остаток | *MW* |  | *xW* |  | *xW* |  | *GW* |  |  |  |

3.1.3. Для разделяемой смеси в справочной литературе [3] находят данные по равновесию в системе «жидкость - пар».

Строят диаграммы *t-x*,*у* и *у-х* [3,4] и наносят равновесные линии. Определяют величину *yF\** - состав пара, равновесный составу исходной смеси *xF*.

3.1.4.Определяют минимальное флегмовое число *Rmin* [3,4].

3.1.5. Рассчитывают рабочее флегмовое число *R*:

.

3.1.6. Составляют уравнения рабочих линий для верхней и нижней частей ректификационной колонны и наносят их на диаграмму *у-х*.

3.1.7. Рассчитывают средние концентрации жидких фаз в верхней *х'ср* и нижней *х"ср* частях колонны:



Для рассчитанных составов определяют плотности жидких фаз в обеих частях колонны и среднюю плотность жидкости в колонне .

3.1.8. По уравнениям рабочих линий определяют средние концентрации пара в верхней *у'ср* и нижней *у"ср* частях колонны.

3.1.9. Средние температуры пара в верхней *t'ср* и нижней *t"ср* частях колонны определяют по диаграмме *t-x,у*. Рассчитывают среднюю температуру пара по колонне:

.

3.1.10.Определяют средние молярные массы *М'ср*, *М"ср* и плотности пара ,  в обеих частях колонны. Средняя плотность пара  в колонне равна:

.

3.1.11. Определяют объемный расход проходящего через колонну пара *Vn*при средней температуре в колонне .

3.1.12. Вычисляют скорость пара в колонне и рассчитывают диаметр колонны. Полученное значение диаметра округляют до ближайшего стандартного значения [4]. Рассчитывают фактическую скорость пара в колонне:



3.1.13. Выбирают тип и исполнение тарелки, приводят ее техническую характеристику, рассчитывают скорость пара *w*0 в прорезях колпачка или в отверстиях ситчатой тарелки и минимально допустимую скорость пара *w*0 *min*.

Для ситчатых тарелок

 ,

где  - свободное сечение тарелки.

Для колпачковых тарелок



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | площадь прорези одного колпачка (табл.5); |
|  | *п* | - | число колпачков [4]. |

Таблица 5. Площадь прорезей одного колпачка

|  |  |
| --- | --- |
| Диаметр колпачка *dk*, мм |  |
| *h* = 15 мм | *h* = 20 мм | *h* = 30 мм |
| 60 | 1275 | 1840 |  |
| 80 | 1590 | 2300 | - |
| 100 | 2070 | 2990 | - |
| 150 | - | 4600 | 7950 |

Сравнивают значения *w*0 и *w*0 *min*. Если *w*0  *w*0 *min*, уменьшают высоту прорези *h* или значение *Scв*, или увеличивают скорость газа в колонне *wp* , уменьшив диаметр до ближайшего меньшего значения по стандарту.

Приводят полную техническую характеристику тарелки [4].

3.1.14. Рассчитывают гидравлическое сопротивление барботажной тарелки для верхней и нижней частей колонны [3,4].

Проверяют правильность принятого расстояния между тарелками [4].

3.1.15. Определяют число тарелок в колонне. Для определения числа тарелок используют метод теоретических тарелок [1...3] или метод кинетической кривой [2,4].

По методу теоретических тарелок расчет выполняется графически. Число ступеней, построенных между рабочими линиями и равновесной кривой, соответствует числу теоретических тарелок *п*т. Затем определяют число действительных тарелок:



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | средний КПД тарелок |

Величина  определяется из графической зависимости ,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | вязкость исходной смеси, мПа- с; |
|  |  | - | относительная летучесть компонентов исходной смеси. |

По методу кинетической кривой число действительных тарелок *п* находят графически по числу ступеней между рабочими линиями и кинетической кривой. Для построения кинетической кривой необходимы данные об эффективности тарелки, которая зависит от многих факторов и определяется по эмпирическим уравнениям [4].

3.1.16. Определяют высоту тарельчатой ректификационной колонны по формуле



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *h* | - | расстояние между тарелками, м; |
|  | *Hв*, *Hн* | - | расстояние соответственно между верхней тарелкой и крышкой колонны и между днищем колонны и нижней тарелкой, м. |

3.1.17. Составляют тепловой баланс ректификационной колонны. Определяют расход греющего пара, поступающего в куб-кипятильник, расход охлаждающей воды в дефлегматоре и в холодильниках дистиллята и кубового остатка, расход греющего пара в подогревателе исходной смеси. Расчет одного из теплообменников, указанного в задании, выполняют подробно, остальные теплообменные аппараты рассчитывают подробно.

## 3.2 Ректификационная установка. Насадочная колонна

[3], с.319.,.342; [4], с.227.,.237

3.2.1. Составляют принципиальную технологическую схему ректификационной установки [2,4].

На схему наносят исходные данные, дополняя их по ходу выполнения расчета (расход, температуру, концентрацию потоков, давление пара).

Выбирают тип насадки. Наибольшее распространение получила кольцевая насадка. Кольца малого диаметра (до 50 мм) загружают навалом, более крупные кольца укладывают правильными рядами (регулярная) насадка. Определяют характеристики насадки [4].

3.2.2. Выполняют расчет, как описано в п п. 3.1.2 - 3.1.10 для тарельчатой колонны. Объемный расход пара определяют для верхней и нижней частей колонны.

3.2.3. Рассчитывают рабочую скорость пара *wр* для обеих частей колонны. При этом вначале определяют скорость пара *w*з , соответствующую точке захлебывания [3]. Затем выбирают рабочую скорость пара

.

3.2.4. Определяют диаметры укрепляющей и исчерпывающей частей ректификационной колонны, выбирают стандартный размер аппарата, ориентируясь на большее значение диаметра [4]. Уточняют значение рабочей скорости для стандартной колонны.

3.2.5. Проверяют целесообразность применения выбранной насадки по величине плотности орошения

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *U* | - | плотность орошения, ; |
|  |  | - | расход жидкости, стекающей по колонне, м3/с. |

Плотность орошения не должна быть ниже 0,002...0,0045. При малой плотности орошения насадочные аппараты не эффективны, поэтому следует перейти на более крупную насадку, при которой допустима большая скорость газа.

3.2.6. Определяют высоту слоя насадки *НН* для укрепляющей и исчерпывающей частей колонны.

Применяются несколько методов расчета высоты слоя насадки. Наибольшее распространение имеет метод расчета через число единиц переноса, по которому высоту слоя насадки определяют по формуле

 ,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | число единиц переноса; |
|  |  | - | общая высота единицы переноса. |

Число единиц переноса определяют методом графического интегрирования [3,4].

Общая высота единицы переноса равна

 ,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | высота единицы паровой фазы; |
|  |  | - | высота единицы переноса для жидкой фазы; |
|  |  | - | отношение расходов пара и жидкости, кмоль/кмоль; |
|  | *т* |  | средний тангенс угла наклона линии равновесия |

Отношение нагрузок по пару и жидкости G/L равно:

- для верхней части колонны - ,

- для нижней части колонны - ,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | относительный молярный расход питания колонны. |

Величину *т* можно найти спрямлением участков кривой равновесия.

При этом



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | тангенсы углов наклона прямых на отдельных участках; |
|  |  | - | число участков. |

Величины единиц переноса в паровой фазе *hy* и в жидкой фазе *hx*определяют по эмпирическим соотношениям, приводимым в [1,4].

По другому методу определяют высоту насадки через число ступеней изменения концентрации и высоту, эквивалентную теоретической тарелке:

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), м; |
|  |  | - | число теоретических тарелок. |

Величина *hэ* определяется по эмпирическим уравнениям, полученным на основании обработки экспериментальных данных [3].

Число теоретических тарелок определяют графическим методом, как описано в пп. 3.1.15.

Общая высота насадочной ректификационной колонны



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *h* | - | высота насадки в одной секции, м; |
|  | *п* | - | число секций; |
|  | *hp* | - | высота промежутков между секциями насадки, в которых устанавливаются распределительные тарелки, м; |
|  | *Hв* | - | высота сепарационного пространства над насадкой, м; |
|  | *НН* | - | расстояние между днищем колонны и насадкой, м. |

Число секций в насадочной колонне определяется из условия, что отношение высоты слоя к диаметру колонны должно быть не более 2,5 ... 3.

Значения *Hв* и *НН* выбирают по табл.6 в соответствии с рекомендациями [4]:

Таблица 6. Расстояние от днища и крышки колонны до тарелки в зависимости от диаметра колонны

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Диаметр колонны, мм | *Hв*, мм | *НН*, мм |
| 400-1000 | 600 | 1500 |
| 1200-2200 | 1000 | 200 |
| 2400 и более | 1400 | 2500 |

3.2.7. Приводится техническая характеристика тарелок для распределения жидкости, подаваемой на орошение колонны.

В [4] указаны конструкции и геометрические размеры распределительных тарелок и устройств для перераспределения жидкости между слоями насадки.

3.2.8. Рассчитывают общее гидравлическое сопротивление орошаемой насадки в колонне [3,4].

3.2.9. Составляют тепловой баланс насадочной ректификационной колонны с дефлегматором [1...3]. Рассчитывают количество теплоты, подводимой к подогревателю исходной смеси и к кубу-кипятильнику колонны, определяют расход греющего пара. Потери теплоты можно принять 3...5%. Определяют расход воды в дефлегматоре и в холодильниках кубового остатка и дистиллята.

3.2.10. Выполняют расчет теплообменных аппаратов. Один из теплообменников, указанных в задании, рассчитывают подробно. Порядок расчета теплообменных аппаратов приведен в разд.4.

## 3.3 Абсорбционная установка

[3], с.282...314; [4], с.190.,.225

3.3.1. Составляют принципиальную технологическую схему абсорбционной установки [1...4]. На схему наносят параметры потоков (расход, температуру, концентрацию, давление газа), дополняя их по мере выполнения расчетов. Для насадочных колонн выбирают тип насадки и приводят ее характеристики [3, 4].

3.3.2. Приводят данные о физико-химических свойствах инертного газа, абсорбента, поглощаемого компонента и его раствора в абсорбенте в зависимости от температуры и состава.

3.3.3. В справочной литературе [3, 7] находят экспериментальные данные о равновесных составах в системе «жидкость - газ», на основании которых строят равновесную линию.

При низких концентрациях поглощаемого компонента в жидкой фазе для нахождения соотношения между равновесными жидкостью и газом можно использовать закон Генри

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | парциальное давление компонента в газовой фазе над равновесной с газом жидкостью; |
|  | *Е* | - | коэффициент Генри, зависящий от температуры и от природы газа и жидкости; |
|  | *х* | - | молярная доля компонента в жидкости. |

В соответствии с законом Дальтона , поэтому получаем

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | молярная доля компонента в газовой фазе, равновесной с жидкостью; |
|  |  | - | безразмерный коэффициент распределения; |
|  | *П* | - | общее давление газовой смеси |

При абсорбции паров, образующих в жидкой фазе идеальный раствор, можно использовать закон Рауля

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | парциальное давление компонента в парогазовой смеси над жидкостью в условиях равновесия; |
|  |  | - | давление насыщенного пара чистого компонента. |

При подстановке в это уравнение значения  получаем



Равновесные составы в молярных долях  пересчитывают в относительные молярные концентрации  или относительные массовые концентрации и представляют в виде таблицы. По данным таблицы равновесных составов строят линию равновесия.

3.3.4. Составляют материальный баланс абсорбера.

Заданные концентрации поглощаемого компонента в газовой фазе и в абсорбенте пересчитывают в относительные (молярные или массовые) доли. Рассчитывают расход инертного газа *G* и поглощаемого компонента *М*. С использованием линии равновесия определяют содержание поглощаемого компонента в жидкости на выходе из абсорбера , равновесное с поступающим в абсорбер газом. Вычисляют минимальный расход абсорбента:

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | теоретически минимальный расход поглотителя, кг/с; |
|  |  | - | концентрация поглотителя на входе в абсорбер, равновесная с газом, поступающим в абсорбер, кг/кг; |
|  |  | - | концентрация поглотителя на входе в абсорбер, кг/кг. |

Рабочий расход жидкого поглотителя *L* определяют с учетом его избытка:



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |   | - | коэффициент избытка поглотителя |

Концентрацию *Хк* поглощаемого компонента в жидкой фазе на выходе из абсорбера определяют из соотношения

.

Выполняют проверку правильности проведенных вычислений по уравнению материального баланса:



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *G* | - | расход инертного газа, кг/с; |
|  | *L* | - | расход абсорбента кг/с; |
|  | *YH ,YK* | - | концентрации поглощаемого компонента в газе на входе в абсорбер и на выходе из него, кг/кг инертного газа; |
|  | *ХН, Хк* | - | концентрации поглощаемого компонента в жидкой фазе на входе в абсорбер и на выходе из него, кг/ кг поглотителя. |

Строят рабочую линию в координатах *Y-X* [3,4].

3.3.5. Расчет диаметра абсорбера аналогичен расчету диаметра ректификационной колонны:

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *V* | - | объемный расход проходящего по колонне газа, м3/с |
|  | *w* | - | скорость газа, отнесенная к полному поперечному сечению абсорбера (рабочая скорость), м/с |

Скорость проходящего по тарельчатой колонне газа можно рассчитать по уравнению

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | плотность жидкой фазы, кг/м3; |
|  |  | - | плотность газовой фазы, кг/м3; |
|  |  | - | опытный коэффициент, зависящий от конструкции тарелок и расстояния между тарелками. Значения коэффициентов С для колонных аппаратов приведены в [3]. |

Для насадочного абсорбера рабочая скорость газа составляет

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *wз* | - | скорость газа, отвечающая точке захлебывания [3,4]. |

3.3.6. Определяют высоту абсорбционной колонны.

Высоту слоя насадки определяют по формуле



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | число единиц переноса; |
|  |  | - | общая высота единицы переноса. |

При расчете высоты насадочного абсорбера, когда равновесная линия будет близка к прямой, число единиц переноса будет равно

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | средняя движущая сила массопередачи в абсорбере, рассчитывается следующим образом: |

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | движущая сила на входе в абсорбер; |
|  |  | - | движущая сила на выходе из абсорбера. |

При криволинейной равновесной зависимости число единиц переноса *поу*находят графическим построением или методом графического интегрирования [3,4].

Высота слоя насадки может быть рассчитана также по уравнению



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | высота, эквивалентная теоретической тарелке (ВЭТТ), м; |
|  |  | - | число теоретических тарелок. |

Число ступеней, построенных между рабочими линиями и равновесной кривой, соответствует числу теоретических тарелок *пТ*. Величина  определяется по эмпирическим уравнениям, полученным на основании обработки экспериментальных данных [2... 4].

При известных критериальных зависимостях для расчета коэффициентов массоотдачи из основного уравнения массопередачи можно рассчитать поверхность контакта фаз и затем определить высоту насадки [3,4].

Коэффициент массопередачи Ку находят по уравнению аддитивности фазовых диффузионных сопротивлений:

 ,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | коэффициенты массоотдачи соответственно в газовой и жидкой фазах,   |
|  | *m* | - | коэффициент распределения, кг/кг. |

Поверхность контакта фаз *F* может быть найдена из основного уравнения массопередачи:

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *М* | - | расход поглощаемого компонента, кг/с. |

Высоту насадки, необходимую для создания этой поверхности массопередачи, рассчитывают по формуле:



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |   | - | удельная поверхность насадки, м2/м3 |
|  |   | - | безразмерный коэффициент смоченности насадки. |

Для тарельчатых абсорберов при определении числа тарелок используют метод теоретических тарелок, если известен средний КПД колонны [3], или метод кинетической кривой, по которому в зависимости от гидродинамического режима работы, конструкции и размера тарелки по эмпирическим уравнениям определяют ее эффективность [4].

Число действительных тарелок *п* можно определить также через суммарную площадь всех тарелок *F* и рабочую площадь одной тарелки *f*:

.

Суммарную площадь тарелок абсорбера вычисляют из модифицированного уравнения массопередачи, в котором коэффициент массопередачи *Ку* отнесен к единице рабочей площади тарелки:

.

Коэффициенты массоотдачи  и  определяют по эмпирическим уравнениям. Пример использования этого метода для определения числа тарелок абсорбера приведен в [4].

3.3.7. Рассчитывают гидравлическое сопротивление колонны [2...4]. Выполняют расчет трубопроводов. Выбирают компрессорную машину для

подачи газовой смеси в абсорбер и насос для подачи абсорбента [4].

3.3.8. Выполняют тепловой расчет холодильников для газа и абсорбента. Один из теплообменных аппаратов, который указан в задании, рассчитывают подробно, другой - ориентировочно.

## 3.4 Однокорпусная вакуум-выпарная установка

[3], с.247.,.267; [4], с.164... 189

3.4.1. Составляют принципиальную технологическую схему выпарной установки [1-4]. Наносят на схему параметры потоков, дополняя их по мере выполнения расчетов. Разбавленный раствор должен подаваться в выпарной аппарат подогретым до температуры кипения. При этом для уменьшения расхода греющего пара предусматривают использование теплоты отходящих потоков - конденсата греющего пара, вторичного пара, упаренного раствора.

3.4.2. Приводят справочные данные о физико-химических свойствах разбавленного и концентрированного растворов в зависимости от температуры [3,4].

3.4.3. Составляют материальный баланс выпарного аппарата. Решая совместно два уравнения материального баланса - по потокам и по растворенному веществу, определяют неизвестные расходы выпариваемой воды *W* и концентрированного раствора *GK*

3.4.4. Определяют значения температурных потерь на различных участках вакуум-выпарной установки - температурные депрессии: гидравлическую , концентрационную  и гидростатическую . [2... 4].

3.4.5. Определяют температуру кипения  на среднем уровне кипятильных труб:



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |   | - | температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе, определяемая как температура насыщенного пара при давлении *р0*, °С(К) |

3.4.6. Составляют тепловой баланс выпарного аппарата и определяют расход теплоты на выпаривание:

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | массовый расход исходного раствора, кг/с; |
|  |  | - | удельная теплоемкость исходного раствора, ; |
|  |  | - | температура разбавленного раствора на входе в аппарат, °С(К); |
|  |  | - | температура конечного раствора на выходе из аппарата, °С(К) |
|  |  | - | массовый расход выпариваемой воды, кг/с; |
|  |  | - | удельная энтальпия вторичного пара на выходе из сепарационного пространства выпарного аппарата, Дж/кг; |
|  |  | - | удельная теплоемкость воды при температуре ,   |
|  |  | - | расход теплоты на компенсацию потерь, Вт. |

3.4.7. Определяют расход греющего пара

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг |
|  | *х* | - | степень сухости греющего пара. |

3.4.8. Выполняют подробный тепловой расчет греющей камеры выпарного аппарата. Рассчитывают коэффициент теплопередачи К, определяют полезную разность температур , на основании основного уравнения теплопередачи  определяют поверхность теплообмена греющей камеры *F*. Выбирают выпарной аппарат по каталогу [4].

3.4.9. Выполняют ориентировочный расчет теплообменных аппаратов - подогревателя исходного раствора и холодильника упаренного раствора.

3.4.10. Выполняют расчет барометрического конденсатора и вакуум-насоса [3,4].

## 3.5 Многокорпусная вакуум-выпарная установка

[3], с.276.,.281; [4], с.164... 189

3.5.1. Составляют принципиальную технологическую схему вакуум- выпарной установки [1...4]. В задании на проектирование указаны число корпусов в установке, давления греющего пара и вторичного пара в барометрическом конденсаторе, расход и концентрация исходного разбавленного раствора и концентрация конечного упаренного раствора в последнем корпусе. На схему наносят указанные параметры потоков, дополняя их по мере выполнения расчетов.

3.5.2. Определяют из уравнения материального баланса производительность установки по выпариваемой воде W, затем распределяют нагрузку по корпусам. В первом приближении на основании практических данных принимают, что производительность по выпариваемой воде распределяется по корпусам в соответствии с соотношением [3,4]:



Далее рассчитывают концентрации растворов в корпусах. Концентрация раствора в последнем корпусе должна соответствовать заданной концентрации упаренного раствора.

3.5.3. Производят распределение перепада давлений по корпусам. В первом приближении общий перепад давлений распределяют между корпусами поровну. Для каждого корпуса по давлению пара определяют его температуру, энтальпию, удельную теплоту парообразования [3,4].

3.5.4. Производят расчет температурных потерь по корпусам от гидравлических сопротивлений, концентрационной депрессии, гидростатического эффекта. Определяют сумму температурных потерь для всей установки в целом



3.5.5. Определяют температуры кипения растворов и полезные разности температур  в каждом корпусе и общую полезную разность температур для установки в целом:



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | температура греющего пара, поступающего в первый корпус, °С(К); |
|  |  | - | температура вторичного пара в барометрическом конденсаторе, °С(К); |
|  |  | - | температура греющего пара в *i*-м корпусе, °С(К); |
|  |  | - | температура кипения раствора в *i* - м корпусе, °С(К); |
|  |   | - | число корпусов в установке. |

3.5.6. Составляют тепловые балансы по корпусам. Расход греющего пара в 1-й корпус, производительность каждого корпуса по выпаренной воде и тепловые нагрузки по корпусам определяют путем совместного решения уравнений тепловых балансов по корпусам и уравнения баланса по воде для всей установки [4]. Если отклонение вычисленных нагрузок по испаряемой воде в каждом корпусе от предварительно принятых (W1 W2, W3) составит более 5%, то необходимо заново пересчитать концентрации, температурные потери и температуры кипения растворов, положив в основу расчета новое, полученное из балансовых уравнений, распределение нагрузок по испаряемой воде.

3.5.7. Производят расчет коэффициентов теплопередачи по корпусам. При этом в справочной литературе [3,4] подбирают физико-химические характеристики растворов (плотность, теплопроводность, вязкость, теплоемкость). По этим данным рассчитывают коэффициенты теплоотдачи для конденсирующегося пара и кипящего раствора [3,4] и затем определяют коэффициенты теплопередачи в каждом корпусе

 ,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | коэффициент теплоотдачи для конденсирующегося пара, ; |
|  |  | - | коэффициент теплоотдачи для кипящего раствора, ; |
|  |  | - | суммарное термическое сопротивление стенки и ее загрязнений с обеих сторон,  |

3.5.8. Производят в первом приближении распределение полезной разности температур  по корпусам установки из условия равенства их поверхностей теплопередачи [3,4]. Рассчитывают ориентировочные значения (первое приближение) поверхностей теплопередачи выпарных аппаратов по формуле

.

3.5.9. Проверяют различие полезных разностей температур, рассчитанных ранее из условия равного перепада давлений в корпусах и найденных в первом приближении, исходя из условия равенства поверхностей теплопередачи. При значительном расхождении (более 5%) необходимо заново перераспределить давления (температуры) между корпусами установки и повторить расчет во втором приближении. В основу уточненного расчета площади поверхности нагрева выпарного аппарата должно быть положено перераспределение полезных разностей температур, найденных из условия равенства поверхностей теплопередачи аппаратов [3,4].

3.5.10. Выбирают выпарной аппарат по каталогу [4].

3.5.11. Выполняют ориентировочный расчет теплообменников - подогревателя исходного раствора и холодильника упаренного раствора.

3.5.12. Выполняют расчет барометрического конденсатора и вакуум-насоса [2...4].

# 4 Расчет теплообменных аппаратов

## 4.1 Принцип выбора конструкции теплообменника

[3], с.149.,.204; [4], с.44.,.86

Проектирование теплообменного аппарата начинают с определения его технологического назначения, исходя из вида теплоотдачи, температур и давлений рабочих сред.

В курсовом проекте необходимо выполнить подробный расчет одного из теплообменных аппаратов. Этот аппарат указан в задании. Остальные теплообменники могут быть рассчитаны ориентировочно.

При проектировании ректификационных установок выполняют тепловой расчет подогревателя исходной смеси, дефлегматора, куба-кипятильника, холодильников дистиллята и кубового остатка.

При проектировании абсорбционных установок рассчитывают холодильники для газа и абсорбента.

Для выпарных установок выполняют тепловой расчет подогревателя исходного раствора, греющей камеры выпарного аппарата, холодильника концентрированного раствора. К смесительным теплообменникам относится барометрический конденсатор. В этом случае теплообмен происходит при непосредственном соприкосновении теплоносителей.

При проектировании сушильной установки рассчитывают подогреватель воздуха. При паровом обогреве применяют многоходовые кожухотрубчатые теплообменники или пластинчатые калориферы.

Теплообменный аппарат должен обеспечивать возможно более высокий коэффициент теплопередачи, оказывать низкое гидравлическое сопротивление движущимся теплоносителям, иметь доступную для чистки поверхность теплопередачи. При выборе конструкции теплообменника исходят из условия обеспечения сравнительно интенсивного процесса теплообмена. Наибольшее распространение имеют кожухотрубчатые теплообменные аппараты. Для интенсификации процесса теплоотдачи используют многоходовые по трубному пространству теплообменники. В межтрубном пространстве предусматривают наличие сегментных перегородок. Увеличение скорости движения теплоносителей в трубном и межтрубном пространствах теплообменника влечет за собой увеличение его гидравлического сопротивления. В многоходовых теплообменниках несколько снижается движущая сила теплопередачи в результате того, что они работают по принципу смешанного тока [1,2].

Элементные теплообменники представляют собой ряд последовательно соединенных одноходовых кожухотрубчатых теплообменников, что также позволяет существенно повысить скорость движения теплоносителей. Процесс теплообмена протекает при противотоке и без использования перегородок. Однако такие конструкции громоздки.

В теплообменниках типа «труба в трубе» достигаются значительные скорости движения теплоносителей, поскольку сечения внутренней трубы и кольцевого зазора невелики. Двухтрубные теплообменники применяют для процессов со сравнительно невысокими тепловыми нагрузками и соответственно небольшими поверхностями теплообмена [1,2].

Важное значение имеет правильное определение место ввода теплоносителей в теплообменный аппарат. При проектировании кожухотрубчатых теплообменников теплоноситель с более низким расходом и меньшим коэффициентом теплоотдачи для увеличения скорости следует подавать в трубное пространство. По трубам пропускают также корродирующий и содержащий взвеси теплоноситель, поскольку трубное пространство более доступно для чистки. Воздух, воду и пар подают обычно в межтрубное пространство. Для снижения тепловых потерь в нагревательных теплообменниках более горячий теплоноситель направляют в трубки, а в холодильниках - в межтрубное пространство, что способствует более интенсивному охлаждению за счет потерь теплоты в окружающую среду. Взаимное направление теплоносителей влияет на движущую силу процесса. Движущая сила теплопередачи имеет более высокое значение при противоточном движении теплоносителей.

Кожухотрубчатые теплообменные аппараты обозначаются индексами и классифицируются по технологическому назначению (Т - теплообменники, X - холодильники, К - конденсаторы, И - испарители), по типу (Н - с неподвижными трубными решетками, К - с компенсатором температурных деформаций на кожухе), по расположению в пространстве (Г - горизонтальные, В - вертикальные). Характеристики различных конструкций теплообменников приведены в [4].

## 4.2 Содержание теплового расчета

[3], с.213.,.247; [4], с.66.,.78

4.2.1. Определяют тепловую нагрузку *Q* теплообменного аппарата в соответствии с заданными условиями. Тепловой поток, необходимый для нагрева или охлаждения заданного расхода теплоносителя, равен:

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | расход теплоносителя, кг/с |
|  |  | - | удельная теплоемкость теплоносителя, Дж/(кг-К); |
|  |  | - | начальная и конечная температуры теплоносителя, °С. |

Обычно с индексом «1» обозначают параметры более горячего теплоносителя.

На основании уравнения теплового баланса *Q*1 = *Q*2 определяют расход другого теплоносителя. При изменении агрегатного состояния расход теплоносителя определяется из уравнения



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | расход конденсирующегося пара, кг/с |
|  |  | - | удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг. |

При известном расходе обоих теплоносителей из уравнения теплового баланса может быть рассчитана, например, температура , до которой нагревается охлаждающий агент.

При неизвестных конечных температурах их значения задаются, при этом разность на концах теплообменника должна составлять не менее 5°С (К) для обеспечения достаточной движущей силы теплопередачи. Температуру охлаждающей воды принимают в интервале 10...20°С.

4.2.2. Определяют среднюю разность температур теплоносителей при противоточном их направлении как среднелогарифмическую величину между большей  и меньшей  разностями температур теплоносителей на концах теплообменного аппарата



Если эти разности температур отличаются не более чем в два раза, то среднюю разность температур можно определить как среднеарифметическую между ними

.

В аппаратах со сложным взаимным движением теплоносителей, например при смешанном или перекрестном токе, в формулу расчета  ддя противотока вводят поправку  [3,4].

4.2.3. Определяют средние температуры теплоносителей. Для теплоносителя, температура которого изменяется меньше, средняя температура определяется как среднеарифметическая между начальной и конечной температурами

.

Тогда значение средней температуры другого теплоносителя можно получить, используя среднюю разность температур:



При изменении агрегатного состояния теплоносителя его температура постоянна вдоль всей поверхности теплопередачи и равна температуре кипения (или конденсации), зависящей от давления и состава теплоносителя.

4.2.4. Предварительно определяют ориентировочно ожидаемую площадь поверхности теплопередачи Fop по уравнению теплопередачи :

,

где *Кoр* - ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, полученное практически для различных случаев теплообмена [3], Вт/(м2\*К).

Из нескольких теплообменных аппаратов, имеющих площадь поверхности теплопередачи, близкую к *Fop*, следует в качестве первого варианта выбрать такой, который будет иметь необходимое значение критерия Рейнольдса или скорости потока в трубном пространстве:

 ,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | ориентировочное значение критерия Рейнольдса; |
|  |  | - | cоответственно вязкость, мПа-с, и плотность, кг/м , теплоносителя в трубном пространстве |
|  | *d* | - | внутренний диаметр труб теплообменника, м |

Для развитого турбулентного режима течения в трубках теплообменника следует принять *Reop*= 10000...15000. Ламинарному режиму движения соответствует *Reop <2300*.

Ориентировочное сечение трубного пространства  для обеспечения желаемого режима движения теплоносителя в трубном пространстве равно:

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | массовый расход теплоносителя, направляемого в трубное пространство, кг/с. |

При этом число труб, приходящееся на один ход, составит

,

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *n* | - | общее число труб теплообменника; |
|  | *z* | - | число ходов в трубном пространстве. |

На основании расчетов *Fop, Soр, n/z*, обеспечивающих заданный режим, по каталогу [4] выбирают вариант конструкции одноходового или многоходового кожухотрубчатого теплообменника.

4.2.5. Для выбранного варианта определяют скорость и число Рейнольдса для потоков теплоносителей в трубах и в межтрубном пространстве и рассчитывают уточненный коэффициент теплопередачи



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |  | - | - коэффициенты теплоотдачи,   |
|  |  | - | термические сопротивления загрязнений стенки,  |
|  |  |  | теплопроводность материала стенки,  |
|  |  |  | толщина стенки, м |
|  |  |  | суммарное термическое сопротивление стенки и ее загрязнений с обеих сторон,  |

Расчет коэффициентов теплоотдачи производится по критериальным уравнениям, выбираемым в справочной литературе в зависимости от вида теплоотдачи, режима движения теплоносителя, формы теплообменной поверхности. Расчетные уравнения для основных видов теплоотдачи представлены в [1...4]. Для каждого расчетного уравнения указано, какая температура принимается за определяющую. Физико-химические свойства теплоносителей, необходимо брать при определяющей температуре.

Составляют схему теплопередачи [3]. В большинстве случаев коэффициенты теплоотдачи  зависят от температуры соприкасающейся с теплоносителем поверхности стенки *tCT* или от удельной поверхностной плотности теплового потока *q*, которые заранее неизвестны. В этих случаях при расчете процесса теплопередачи используют метод последовательных приближений. При этом исходят из условия, что при установившемся процессе теплопередачи количество тепла *q*1, отдаваемое более горячим теплоносителем, должно равняться количеству тепла *qст*, передаваемого через стенку и загрязнения, и количеству тепла *q*2, получаемого более холодным теплоносителем:



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |   | - |  |
|  |  | - |  |
|  |  | - |  |
|  |  | - | средние значения температуры горячего и холодного теплоносителей, °С; |
|  |  | - | температура наружной поверхности загрязнений со стороны горячего и холодного теплоносителей. |

В первом приближении задаются произвольным значением , учитывая, что . По выбранному критериальному уравнению рассчитывают  и вычисляют . Затем определяют первое приближение . Определив , рассчитывают  и вычисляют . Далее следует сопоставить величины  и , определив их расхождение. Если расхождение составляет более 5%, то задают значение температуры стенки со стороны горячего теплоносителя  и выполняют расчет во втором приближении. Если , расчет повторяется, пока не достигнуто . Для упрощения расчетов используют графический метод [3,4]. По данным последнего расчета определяют коэффициент теплопередачи *К*.

4.2.6. На основании основного уравнения теплопередачи определяют расчетную площадь поверхности теплопередачи *Fp*. По каталогу выбирают теплообменный аппарат с поверхностью теплообмена . В том случае, если необходимо устанавливать не один теплообменник, а несколько, их следует компоновать с последовательным движением потоков, чтобы не изменять принятые в расчете режимы движения.

4.2.7. При ориентировочном расчете теплообменника рассчитывают его тепловую нагрузку *Q*, среднюю разность температур . Пользуясь справочными данными [3], выбирают ориентировочное значение коэффициента теплопередачи, и из основного уравнения теплопередачи вычисляют поверхность теплообмена. Выбирают теплообменный аппарат по ГОСТ с запасом поверхности.

## 4.3. Содержание гидравлического расчета

[3], с.12.,.28; [4], с.68.,.70

В гидравлическом расчете кожухотрубчатого теплообменника определяют гидравлическое сопротивление его трубного и межтрубного пространства и рассчитывают мощность насоса или вентилятора, расходуемую на транспортирование теплоносителя через аппарат. Для проектируемых теплообменников определяют диаметры штуцеров и рассчитывают в них скорости потоков, которые не должны превышать рекомендуемые значения [3,4].

4.3.1. Потери давления на преодоление сил трения и местные сопротивления в трубном пространстве рассчитывают по уравнению



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где |   | - | коэффициент трения; |
|  |   | - | число ходов; |
|  |   | - | длина труб, м; |
|  |   | - | эквивалентный диаметр, м; |
|  |   | - | скорость потока теплоносителя, м/с; |
|  |   | - | плотность теплоносителя; |
|  |   | - | коэффициент местного сопротивления. |

Коэффициент трения при изотермическом ламинарном режиме движения в трубах , при турбулентном режиме течения коэффициент трения определяется графически [3] или по формуле [4]



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *е* | - | относительная шероховатость труб. |

Значения коэффициента , и определяющей скорости *w* представлены в таблице 7

Таблица 7. Значения коэффициентов местных сопротивлений

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Наименование |  | Определяющая скорость |
| Вход в камеру и выход из камеры | 1,5 | в штуцерах *wтр ш* |
| Поворот на 180° | 2,5 | в трубках *wтр* |
| Вход в трубы и выход из труб | 1,0 | в трубках *wтр* |

Потери в трубном пространстве



4.3.2. В межтрубном пространстве с сегментными перегородками потери давления на трение и местные сопротивления составляют



|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| где | *wмтр* | - | скорость потока в межтрубном пространстве, м/с; |
|  | *wмтр ш* | - | скорость потока в штуцерах межтрубного пространства, м/с; |
|  | *т* | - | число рядов труб, преодолеваемых потоком теплоносителя в межтрубном пространстве; |
|  | *x* | - | число сегментных перегородок. |

Число рядов труб, преодолеваемых потоком теплоносителя в межтрубном пространстве, определяется по формуле



где *п* - общее число рядов труб.

Скорость потока в межтрубном пространстве



где *Sмтр* - самое узкое сечение межтрубного пространства, м

# 5. Библиографический список

Основной:

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: Химия, 1973. - 752 с.

2. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. 4.1-2. - М.: Химия, 2002. - 768с.

3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. - Л.: Химия, 1987. - 576 с.

4. Основные процессы и аппараты химической технологии : Пособие по курсовому проектированию /Под ред. Ю.И.Дытнерского.-М.: Химия, 1991.-272 с.

Дополнительный:

5. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры. - М.: Машиностроение, 1970. - 752 с.

6. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов. - Киев: Техника, 1970. - 208 с.

7. Рамм В.М. Абсорбция газов. - М.: Химия, 1976. - 655 с.

8. Рид.Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. - Л.: Химия, 1982. - 592 с.

9. Перри Дж. Справочник инженера-химика. Т. 1-2. - Л.: Химия, 1969. - 1144 с.

10. Бретшнайдер С. Свойства газов и жидкостей. - Л.: Химия, 1970.-535с.

11. Коган В.Б., Фридман В.М., Кафаров В.В. Равновесие между жидкостью и паром. Т.1-2. -М.: Наука, 1976. - 1426 с.

12. Плановский А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. Процессы и аппараты химической технологии. -М.: Химия, 1968. - 848 с.

13. Таубман Е.И. Выпаривание. - М.: Химия, 1982. - 327 с.

14. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. - М.: Химия, 1970. - 429 с.

15. Сажин Б.С. Основы техники сушки. - М.: Химия, 1984. - 319 с.

# 6. Нормативно-техническая литература

## 6.1. Каталоги

1. Колонные аппараты: Каталог. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1978. - 31с.

2. Выпарные аппараты вертикальные трубчатые общего назначения: Каталог УКРНИИхиммаша. -М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. - 38с.

3. Вакуумные насосы: Каталог-справочник. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1970. - 63с.

4. Сушильные аппараты и установки: Каталог НИИхиммаша. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1975. - 64с.

5. Стандартные кожухотрубные теплообменные аппараты общего назначения. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979. - 32с.

6. Пластинчатые теплообменные аппараты: Каталог. -М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1983.-56с.

7. Центробежные компрессоры. -М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1979.

8. Центробежные горизонтальные и вертикальные химические насосы с проточной частью из металла. - М.: ЦИНТИхимнефтемаш, 1981. - 92с.

## 6.2. ГОСТы, ОСТы для технологического оборудования

1. ГОСТ 15118–79. Аппараты теплообменные кожухотрубчатые с не­подвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. Размещение отверстий под трубы в трубных решетках и перегородках. Основные размеры.

2. ГОСТ 15119–79. Испарители кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. Основные параметры и размеры.

3. ГОСТ 15120–79. Холодильники кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. Основные параметры и размеры.

4. ГОСТ 15121–79. Конденсаторы кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. Основные параметры и размеры.

5. ГОСТ 15122–79. Теплообменники кожухотрубчатые с неподвижными трубными решетками и кожухотрубчатые с температурным компенсатором на кожухе. Основные параметры и размеры.

6. ГОСТ 15518–83. Теплообменники пластинчатые разборные.

7. ГОСТ 9929–77. Теплообменники кожухотрубчатые стальные.

8. ГОСТ 9930–78. Теплообменники «труба в трубе». Типы и основные параметры.

9. ГОСТ 12067–80. Теплообменники спиральные стальные.

10. ГОСТ 14246–79. Теплообменники с плавающей головкой.

11. ГОСТ 9634–81. Колпачки капсульные стальные колонных аппаратов. Конструкции и размеры. Технические требования.

12. ГОСТ 16452–79. Тарелки клапанные прямоточные однопоточные для аппаратов колонного типа.

13. ГОСТ 16453–79. Тарелки ситчатые с отбойными элементами однопоточные для аппаратов колонного типа.

14. ГОСТ 51892–73. Аппараты выпарные с вынесенной греющей камерой.

15. ГОСТ 11987–81. Аппараты выпарные трубчатые стальные.

16.ОСТ 26716–73. Барометрические конденсаторы.

17. ГОСТ 18906–80. Сушилки распылительные.

18. ГОСТ 10616–73. Вентиляторы центробежные (радиальные) и осевые.

19. ГОСТ 18985–79. Компрессоры воздушные поршневые общего назначения.

20. ГОСТ 19740–74. Насосы центробежные вертикальные.

21. ГОСТ 10168–75. Насосы центробежные для химических производств.

22. ГОСТ 2.105-95. Общие требования к текстовым документам.

# Приложение А(рекомендуемое)Пример оформления титульного листа

