

СОДЕРЖАНИЕ

- 1 ЦЕЛИ И ЗАДАЧИ КУРСОВОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ
 - 2 ПОРЯДОК ПРОЕКТИРОВАНИЯ
 - 3 ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ
КУРСОВОГО ПРОЕКТА
 - 3.1 Общие требования
 - 3.2 Построение записки
 - 3.3 Изложение текста пояснительной записки
 - 3.4 Оформление иллюстраций, таблиц и приложений
 - 3.5 Последовательность комплектования записки и ее объем
 - 3.6 Основные требования к оформлению графической части проекта
 - 4 ТРЕБОВАНИЯ К ЗАДАНИЯМ И СОДЕРЖАНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА
 - 5 СОДЕРЖАНИЕ ТИПОВЫХ ЗАДАНИЙ НА КУРСОВОГО ПРОЕКТИРОВАНИЕ И
МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ДЛЯ ЕГО ВЫПОЛНЕНИЯ
 - 5.1 Методические указания к технологическим расчетам
 - 5.2 ПРИЛОЖЕНИЯ
- СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1 ЦЕЛИ И ЗАДАЧИ КУРСОВОГО ПРОЕКТИРОВАНИЯ

Курсовое проектирование является самостоятельной работой студента по профилирующим дисциплинам и темам профессиональных модулей.

Цель курсового проектирования показать и оценить полученные навыки и профессиональные компетенции студента при проектировании конкретного производственного задания по технологическим установкам переработки нефти и газа

Работа над курсовым проектом развивает у студентов навыки самостоятельного творчества. Приучает к проведению простейших исследований, воспитывает чувство ответственности за полученные результаты.

В качестве исходных данных для работы над курсовым проектом студенты пользуются фактическими техническими данными, знакомятся со справочной и периодической технической литературой, современными достижениями в технологии переработки нефти и газа, существующими ГОСТами, каталогами, техническими производственными инструкциями и т.д.

Таким образом, задание, помимо технологического раздела, охватывает ряд вопросов, в той или иной степени связанных с технологией производства нефтепродуктов.

Курсовое проектирование развивает у студентов навыки работы с технической и научной литературой по производству технических переработки нефти и газа расчетов, составления различных технико-технологических схем и графиков, составления расчетно-пояснительной записки.

2 ПОРЯДОК ПРОЕКТИРОВАНИЯ

Установлен следующий порядок выполнения курсового проекта:

- выдача задания;
- сбор и изучение литературы материала по теме проекта;
- выполнение курсового проекта;
- защита проекта.

В задании указывается тема проекта, производительность установки по сырью или готовой продукции, объём расчетной и графической части, этапы и сроки выполнения. При изучении технического материала необходимо составить принципиальную технологическую схему, ознакомиться с материальным балансом всего производства в целом и каждой стадии в отдельности, собрать данные по основным показателям процесса (конверсии, выходам, селективности), основным параметрам процесса, типам катализаторов, режимам работы реакционных аппаратов и другого технологического оборудования, составу исходного сырья и продуктов, выходящих из реактора и других аппаратов, где происходит изменение состава за счет физических процессов. Необходимо изучить устройство и принцип работы основных и вспомогательных аппаратов. Следует обратить внимание на виды хладо- и теплоагентов, применяющихся на производстве, их параметры.

Проработка литературы по процессу, лежащему в основе проектируемого способа, заключается в изучении его физико-химических основ, путей использования продуктов, получаемых на установке, методов их получения.

Выполненный курсовой проект оформляется в виде пояснительной записки и двух чертежей формата А-1 :

-принципиальной технологической схемы установки с автоматизацией;

-основного реакционного аппарата;

Защита включает в себя доклад на 6-7 минут по теме курсового проекта и ответы на вопросы членов комиссии.

В докладе должна быть отражена актуальность данного проекта, физико-химические основы процесса, технология производства, цель расчёта материального и теплового балансов, проект контактного оборудования и подбор вспомогательных аппаратов.

По результатам технологического расчета студент представляет расчет технико-экономических результатов, где наглядно демонстрируется эффективность представленного проекта.

Доклад завершается выводами по выполнению проекта. На общую оценку за выполненный проект влияет:

- оценка руководителя за работу над проектом;
- оформление пояснительной записки и графического раздела;
- содержание доклада;
- чёткость и правильность ответов на вопросы.

3 ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ ПОЯСНИТЕЛЬНОЙ ЗАПИСКИ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

3.1 Общие требования к оформлению пояснительной записки

Пояснительная записка составляется при выполнении курсовых проектов, является текстовым документом и должна выполняться в соответствии с требованиями стандартов ЕСКД /ГОСТ 2.105-95/.

Пояснительная записка выполняется на листах формата А4 / 297 * 210 мм /, расположенных длинной стороной вертикально.

Текст выполняется печатным способом. Высота цифр и букв - не менее 5 мм в начале строк и не менее 3 мм в конце. Расстояние от рамки до границ текста / верхней и нижней строки / сверху и снизу - не менее 10 мм.

Абзацы начинаются отступом 15-17 мм. Опечатки, описки и графические неточности можно исправить подчисткой или белой краской так, чтобы не оставалось следа. Если аккуратно и незаметно подчистку выполнить невозможно, лист следует переписать вновь.

Схемы и рисунки выполняются при использовании компьютерной графики или чертежных инструментов.

3.2 Построение записки

Содержание записки делится на разделы и подразделы. Разделы должны иметь порядковые номера, обозначенные арабскими цифрами без точки и записанные с абзаца.

Подразделы должны иметь порядковые номера в пределах каждого раздела и подраздела, разделенных точкой. Заголовок разделов вместе с их порядковыми номерами записывают основным чертежным шрифтом. Высота цифр порядкового номера и букв должна быть единой. Переносы слов в заголовках не допускаются, точки в конце не ставятся. Если заголовок состоит из двух предложений, их разделяют точкой.

Расстояние между заголовком и текстом, в том числе и заголовком подраздела, должно быть 15 мм.

Наименование подразделов вместе с их порядковыми номерами записывают строчными буквами /кроме первой/ основным чертежным шрифтом.

Расстояние между заголовком и последующим текстом должно быть 7 мм, между заголовком и последующей строкой предыдущего текста - 10 мм.

Подразделы при необходимости могут быть разбиты на пункты. Номер пункта состоит из номера раздела, подраздела и пункта, разделенного точками.

Каждый пункт начинается с абзаца.

Подпункты могут обозначаться буквами русского алфавита со скобкой или арабскими цифрами. Текст подпункта вместе с порядковыми номерами начинается с абзаца. Разделяет подпункты точка с запятой.

3.3 Изложение текста пояснительной записки

Изложение текста должно быть кратким и четким. Сокращение слов в тексте и подписях под иллюстрациями не допускается. Исключение составляют сокращения, общепринятые в русском языке.

Терминология должна соответствовать установленным стандартам, а при их отсутствии - общепринятой в научно-технической литературе.

Недопустимо для одного и того же понятия применять различные научно - технические термины, близкие по смыслу, обороты разговорной речи, иностранные слова и термины при наличии равнозначных в русском языке, индексы стандартов без регистрационного номера.

В документах должны применяться единицы международной системы единиц /СИ/ и единицы, допускаемые к применению наравне с единицами СИ.

Формулы располагаются по центру листа, соблюдая симметричность. Расстояние между строкой формулы и текстом - 10 мм. Условные буквенные обозначения величин, условные графические обозначения и символы в формулах должны соответствовать действующим стандартам. Значение символов и числовых коэффициентов, входящих в формулу, должны быть приведены непосредственно под формулой. Значение каждого дается с новой строки в той же последовательности, в которой они приведены в формуле. Первая строка расшифровки начинается со слова «где» без двоеточия после него.

Все формулы нумеруются арабскими цифрами. Нумерация сквозная, дается в круглых скобках с правой стороны листа.

Ссылка в тексте на номер формулы дается в скобках, например «... в формуле (3).»

Размерность одного и того же параметра в пределах записки должна быть постоянной. Если в тексте проводится ряд числовых величин одной размерности, единицу измерения указывают только после последнего числа.

Округление чисел в пределах вычисления должно быть одинаково, например: 1,74; 2,43; 75,06; 35,06.

В тексте должны быть даны ссылки, которые оформляются следующим образом:

-на использованную литературу по типу /2 стр.140/, где 2-порядковый номер литературы по списку.

-на иллюстрацию по типу «... смотри рис. 9», или «на рис. 9».

-на таблицу по типу /табл.4/, или /смотри табл. 4/.

Слово таблица пишут полностью, если в тексте одна таблица и сокращенно, если она имеет номер.

Ссылки на приложения делают по ходу изложения текста, например: «Пример оформления титульного листа смотри в приложении».

3.4 Оформление иллюстраций, таблиц и приложений

В качестве иллюстраций могут быть использованы рисунки, схемы, чертежи, фотоснимки, количество их должно быть достаточным для пояснения текста.

Иллюстрации могут быть расположены по тексту записки или в конце текста в виде приложений. Иллюстрации нумеруются арабскими цифрами в пределе всей записки. Надписи на рисунках, делают чертежным шрифтом, с размером принятым в тексте. Номер указывают под иллюстрацией, например: «Рисунок-1 Расчет температурь». Иллюстрации должны иметь тематические наименования, а при необходимости и пояснительные данные /подрисуночный текст/. Приложения, как правило, выполняют на листах формата А4.

Цифровой материал оформляется в виде таблиц. Слово «Таблица» указывают один раз слева над первой частью таблицы, под другими частями пишут слова «Продолжение таблицы» с указанием номера (обозначения таблицы). Таблицы, за исключением таблиц приложений, следует нумеровать арабскими цифрами сквозной нумерацией.

Если в конце страницы таблица прерывается и ее продолжение будет на следующей странице, то в первой части таблицы нижнюю горизонтальную линию, ограничивающую таблицу, не проводят.

На все таблицы пояснительной записки (ПЗ) должны быть ссылки в тексте ПЗ; при ссылке следует писать слово «таблица» с указанием ее номера.

Заголовки граф и строк таблицы следует писать с прописной буквы, а заголовки граф - со строчной буквы, если они составляют одно предложение с заголовком, или с прописной буквы, если они имеют самостоятельное значение. В конце заголовков и подзаголовков таблиц точки не грезят. Заголовки и подзаголовки граф указывают в единственном числе.

Таблицы слева, справа и снизу, как правило, ограничивают линиями.

При больших объемах таблиц их выполняют на форматах А4 и помещают как приложение.

Высота строк в таблицах должна быть не менее 8мм. Графу «№№ п/п» в таблицу не включают. Диагональное деление головки таблицы не допускается. Ставить кавычки вместо повторяющихся цифр, марок, то в графе ставят прочерк. Повторяющийся в графе текст, если он устоит из одного слова, допускается заменять кавычки, а если текст состоит из двух и более слов, то при первом его повторении заменяют словами «то же», а далее кавычками. Примеры выполнения таблиц приведены в приложении.

Если цифровые данные в графах таблицы имеют разную размерность, ее указывают в заголовке каждой графы, одинаковую для всех граф размерность помещают над таблицей.

Таблица 1

В миллиметрах

Номинальный диаметр резьбы болта, винта, шпильки	Внутренний диаметр шайбы	Толщина шайбы					
		легкой		нормальной		тяжелей	
		a	b	a	b	a	b
2,0	2,1	0,5	0,8	0,5	0,5	-	-
2,5	2,6	0,6	0,8	0,6	0,6	-	-
3,0	3,1	0,8	1,0	0,8	0,8	1,0	1,2

Продолжение таблицы 1

В миллиметрах

Номинальный диаметр резьбы болта, винта, шпильки	Внутренний диаметр шайбы	Толщина шайбы					
		легкой		нормальной		тяжелей	
		a	b	a	b	a	b
4,0	4,1	1,0	1,2	1,0	1,2	1,2	1,6
...

Допускается помещать таблицу вдоль длинной стороны листа ПЗ.

Приложения оформляют как продолжение пояснительной записки на последующих ее листах. Каждое приложение должно начинаться с нового листа с указанием в правом углу слова «Приложение», с указанием номера и иметь тематический заголовок.

Нумерация приложений и таблиц пояснительной записки должна быть сквозной.

Пример оформления обложки в приложении.

3.5 Последовательность комплектования записки и ее объем

Пояснительная записка должна быть в пределах 40-50 страниц в дипломном проектировании.

Переплетается на спираль, на лицевой стороне которой делается надпись, приведенная в приложении

Порядок комплектования внутри папки следующий:

- 1 Титульный лист.
- 2 Ведомость технического проекта
- 3 Задание на проект.
- 4 Содержание.
- 5 Текст пояснительной записки.
- 6 Иллюстрации.

7 Приложения.

8 Список литературы.

Нумерация листов записки сквозная, первым является титульный лист, вторым - лист задание, третьим - ведомость технического проекта и т. д. Номера листов проставляются в низу, в рамке. Размер цифр 3,5 мм, точка не ставится.

Пример оформления титульного листа согласно ГОСТ 2.301 приведен в приложении, где:

СНТ - сокращенное название техникума,

О или З - код отделения (О - очное, З - заочное).

18.02.09- шифр специальности (Переработка нефти и газа).

01,02,03,04,05,06 - код вида работы:

01 - дипломный проект;

02 - курсовой проект;

03 - практика для получения профессиональных первичных навыков;

04 - практика по профилю специальности;

05 - практика преддипломная;

06 - практическая работа. Э - 00 - курс и индекс группы,

ПЗ - код документа (ТБ - таблицы, ТП - ведомость технического проекта (Приложения), Г5 - сборочный чертеж).

Все группы обозначения разделяют промежутками, равными удвоенному промежутку между буквами (цифрами). И после первых двух групп ставят точки.

Список используемой литературы составляется в соответствии с ГОСТ 19600 в следующей последовательности:

1 Порядковый номер /без знака №/.

2 Автор - фамилия и инициалы.

3 Полное название книги.

4 Издательство.

5 Город издания /Москва, Ленинград указываются сокращенно «М» и «Л»/.

6 Год издания.

7 Количество страниц (1 Эрих В. Н., Расина М. Г., Рудин М. Г. Химия и технология нефти и газа. М., Химия, 2014. 424с).

Список литературы составляется в алфавитном порядке.

3.6 Основные требования к оформлению графической части проекта

Графическая часть курсовых проектов должна быть выполнена в объеме двух листов формата А1 /594 x 841 мм/ .

На формате внутренней рамкой выделяют поле чертежа. Линии внутренней рамки, сплошные, основные проводят на расстоянии 20 мм от левого края формата и 5 мм от правой, верхней и нижней границ. Пример оформления листа приведен в приложении. Для всех чертежей и схем ГОСТ

2. 104 устанавливает единую форму, размеры и порядок заполнения надписи, приведенной в приложении .

Основная надпись располагается в правом нижнем углу в плотную рамку чертежа. На листах формата А4 основные надписи располагают - только вдоль короткой стороны листа. На листах больших форматов основную надпись можно располагать как вдоль короткой, так и вдоль сплошной стороны. В графах основной надписи /номера граф указаны в скобках/ для чертежей и схем указывает следующее:

- 1 - наименование изделия (чертежа),
- 2 - обозначение документа по ГОСТ 2. 201 (смотри титульный лист),
- 3 - обозначение материала детали (графу заполняют только на чертежах деталей),
- 4 - литера, присвоенная данному документу по ГОСТ 2. 208 (для учебных документов «У»),
- 5 - масса изделия /в кг / по ГОСТ 2. 109,
- 6 - масштаб (проставляется в соответствии с ГОСТ 2. 302 и ГОСТ 2. 109), - порядковый номер листа (на документах, состоящих из одного листа, графу не заполняют),
- 7 - общее количество листов документа (графу заполняют только на первом листе),
- 8 - сокращенное название техникума и групп, например: СНТ Э - 00,
- 9 - характер работы, выполняемой лицом, подписывающим документ, например: «рецензент», «зам. директора», «учащийся»,
- 10 - фамилии лиц, подписывающих документ,
11. - подписи лиц, указанных в графе /11/,
- 12 - дата подписи документа.

Основная надпись для текстовых конструкторских документов, например: для спецификации, заглавного листа пояснительной записки, отличается от основной надписи для чертежей и схем и приведены в приложении.

4 ТРЕБОВАНИЯ К ЗАДАНИЯМ И СОДЕРЖАНИЮ КУРСОВЫХ ПРОЕКТОВ

Задания для проектирования должны выдавать на специальных бланках, отпечатанных типографским способом.

Тема проекта должна формулироваться четко и коротко. Специальный вопрос должен быть назван в самой теме, например: «Технологическая установка стабилизации деэтанализированного газового конденсата, действующая на Сургутском ЗСК» В заданиях на курсовое проектирование должны быть разработаны следующие разделы:

Перечень подлежащих разработке вопросов в расчётно-пояснительной записке:

ВВЕДЕНИЕ

1 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ

1.1. Современное развитие нефтегазоперерабатывающей отрасли

1.2 Назначение технологической установки

1.3 Физико-химические основы проектируемого процесса

1.4 Описание выбранной технологической схемы и режима работы реакционного узла

1.5 Характеристика сырья и получаемых продуктов

2 РАСЧЕТНЫЙ РАЗДЕЛ

3 ОХРАНА ТРУДА И ТЕХНИКА БЕЗОПАСНОСТИ

4 КОНТРОЛЬ И АВТОМАТИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ УСТАНОВКИ

5 ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ И УТИЛИЗАЦИЯ ОТХОДОВ

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

ГРАФИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ

Технологическая схема

Контактный аппарат

В каждом из разделов задания руководитель должен разработать вопросы, которые необходимо осветить учащемуся в проекте. Вопросы должны быть поставлены четко, в доступной для учащегося форме, логически последовательно раскрыть тему проекта и иметь тесную взаимосвязь.

В разделе **ВВЕДЕНИЕ** излагаются основные задачи в области развития данной отрасли и промышленности, отмечается значение данного процесса и его связь со смежными производствами. Приводятся характеристика состояния и перспектив развития данного производства, рассматриваются основные направления использования получаемых продуктов.

1 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ должен занимать не более 10-15 страниц.

1.1 В разделе **Современное развитие нефтегазоперерабатывающей отрасли** следует изложить сущность выбранного метода производства с указанием его преимуществ по сравнению с другими, рассмотренными в литературном обзоре. Необходимо указать катализатор, параметры и показатели процесса, дать характеристику выбранного типа реактора и его конструкции, привести эскизы, отметить методы поддержания в нем заданных параметров процесса. При подборе аппаратуры необходимо использовать современное эффективное оборудование.

1.2 Назначение и краткая характеристика проектируемого процесса.

1.3 Физико-химические основы проектируемого процесса

Задачей данного раздела является обоснование выбора реакционного узла на основе критического анализа научных основ синтеза данного продукта, а именно: термодинамики, механизма, кинетики и катализа основной и побочных реакций. Раздел должен включать:

схематические уравнения основной и побочных реакций, которые вытекают из механизма этих реакций;

термодинамическая характеристика этих реакций;

кинетическое описание этих реакций (качественное при наличии информации, количественное);

анализ возможностей катализа;

анализ возможности влияния на выход целевого продукта;

обоснование выбора реактора и режим его работы.

В работе над данным разделом необходимо использовать, наиболее широкий круг источников информации о процессе. Сюда относятся не только рекомендованная руководителем литература, но и практические результаты работы ЦЗЛ по его совершенствованию (отчеты по обследованиям установок и т. д.), периодическая литература и т. п.

1.4 Описание выбранной технологической схемы и режима работы реакционного узла

Нефтегазоконденсатная смесь поступает на шестую технологическую нитку из общего коллектора, расход НГКС измеряется диафрагмой и регистрируется прибором. Расход НГКС регулируется клапаном-регулятором, смонтированным на трубопроводе после электроприводной задвижки. НГК-смесь проходит последовательно трубное пространство теплообменников, где нагревается до температуры 80-120°C обратным потоком стабильного конденсата, выходящим из кубовой части стабилизатора и подается в среднюю часть колонны стабилизации на 20 или 22 или 24 тарелку, считая сверху. Давление в коллекторе НГКС измеряется и регистрируется прибором.

Колонна стабилизации предназначена для разделения НГКС на стабильный конденсат и широкую фракцию легких углеводородов путем ректификации.

Колонна представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат переменного сечения, внутри которого расположены 24 массообменные ситчатые тарелки с перекрестным сливом и слой регулярной насадки. В верхней части колонны расположена одним слоем регулярная насадка высотой 8 метров и 5 четырехпоточных тарелок, диаметром 2600 мм, в нижней – 19 шестипоточных тарелок, диаметром 3200 мм. Выше слоя насадки расположено распределительное устройство предназначенное для равномерного распределения флегмы по всему слою насадки.

Для защиты аппарата от превышения давления на шлемовой линии установлены два пружинных предохранительных клапана, которые сбрасывают пары ШФЛУ на факел при превышении давления от рабочего на

15%. Разделение НКГС в стабилизаторе осуществляется при давлении 1,2 МПа и температуре: куба - не более 235 °С, верха не более 95°С.

Давление в колонне измеряется прибором и регистрируется прибором. Давление в колонне регулируется клапаном-регулятором смонтированным на трубопроводе СГ на УПГ. Температура куба и верха стабилизатора измеряется термопарами установленными на линии выхода ЦЖ и в верхней части.

Пары ШФЛУ с верха стабилизатора направляются в параллельно работающие воздушные холодильники где охлаждаются до температуры 25-60°С, конденсируются и поступают в емкость орошения. Температура в емкости измеряется термопарой установленной на емкости, регистрируется прибором.

Давление в емкости измеряется прибором установленным на емкости и регистрируется прибором. На ВХ-701/1,2,3 смонтирована система орошения хим. очищенной водой трубных пучков холодильников-конденсаторов в жаркий период года для уменьшения количества сбросных газов.

Уровень жидкой фазы в емкости измеряется буйковыми уровнемерами и регистрируется прибором. Уровень в емкости регулируется клапаном-регулятором смонтированным на трубопроводе ШФЛУ после насосов.

Жидкая фаза из емкости забирается насосами и частично подается выше слоя насадки на распределительное устройство стабилизатора в качестве орошения, а избыток проходит через воздушный холодильник, где доохлаждается и выводится с установки в качестве готовой продукции в парк или на дальнейшую переработку на блок извлечения изопентана и узел получения пропана (БИИ и УПП).

Выводимое количество ШФЛУ с установки измеряется диафрагмой установленной на линии ШФЛУ перед клапаном-регулятором регистрируется прибором. Температура измеряется термопарой установленной на линии ШФЛУ после ВХ-702/1 и регистрируется прибором.

Расход орошения в К-701/1 измеряется диафрагмой и регистрируется прибором. Расход орошения в колонну регулируется клапаном-регулятором смонтированным на трубопроводе ШФЛУ. В регулятор расхода орошения вводится коррекция по температуре верха стабилизатора К-701/1.

Уровень стабильного конденсата в кубе К-701/1 измеряется буйковым и гидростатическим уровнемером установленным в кубовой части К-701/1 и регулируется прибором, клапан регулятор которого установлен на линии вывода стабильного конденсата с куба стабилизатора К-701/1.

С куба стабилизатора К-701/1 стабильный конденсат проходит последовательно межтрубное пространство теплообменников где отдает тепло НКГС и охлаждается до температуры не выше 40°С, поступает в общий коллектор, по которому выводится в парк стабильного конденсата или в сырьевой парк установки моторных топлив. В жаркий период года для

уменьшения температуры выводимого СК предусмотрена схема захалаживания его в воздушном холодильнике.

Количество стабильного конденсата после Т-701/1,2,3 измеряется диафрагмой, установленной на линии СК перед клапаном, регистрируется прибором, температура замеряется термопарой установленной перед клапаном и регистрируется прибором

Для поддержания необходимого температурного режима стабилизатора К-701/1 производится циркуляция постоянного количества кубовой жидкости насосами через огневой подогреватель и возврат парожидкостной смеси в нижнюю часть стабилизатора К-701/1 под нижнюю тарелку.

В нижней части змеевик опирается на стойки. Над радиантной камерой установлена коробчатая конвекционная камера с металлическим переходом и дымовой трубой. Внутри конвекционной камеры в трубных решетках горизонтально расположен цельносварной продуктовый змеевик из оребренных труб. Змеевики радиантной и конвекционной камер соединены перемычками. Внутри перехода находится шибер, которым регулируется разрежение в топке печи.

Сжигание топливного газа или топливной смеси с узла смешения производится на четырех горелках расположенных в подовой части печи.

Распределение потоков жидкости по змеевикам производится задвижками вручную по показаниям датчиков расхода. На общих трубопроводах по входу и выходу жидкости установлены электроприводные задвижки с местным и дистанционным управлением, предназначенные для отключения печей из схемы в случае аварийных ситуаций.

Для контроля давления в змеевиках печи по входу и выходу установлены технические манометры.

Температура жидкости на выходе из печи измеряется термопарами и регистрируется приборами. Температура в конвекционной и радиантной камерах печи измеряется термопарами.

Расход топливного газа на печи измеряется диафрагмой и регистрируется прибором. Расход топливного газа регулируется клапаном-регулятором, смонтированным на трубопроводе топливного газа на горелки печи. В регулятор расхода топливного газа введена коррекция по температуре циркуляционной жидкости из печи. Перед клапаном-регулятором топливного газа расположен клапан - отсекающий топливного газа который управляется как по месту, так и дистанционно.

Для защиты торцевых уплотнений ДН-70М от высокой температуры перекачиваемой жидкости на Н-702/3,4 в корпус насоса на "термобарьер" подаётся НГКС из сырьевого трубопровода через вентиль №228.1.

Нефтегазоконденсатная смесь поступает на седьмую технологическую нитку из общего коллектора, расход НГКС измеряется диафрагмой и регистрируется прибором. Расход НГКС регулируется клапаном-регулятором, смонтированным на трубопроводе после электроприводной задвижки. НГКС проходит межтрубное пространство и последовательно трубное пространство

теплообменников, где нагревается до температуры 80-120°C обратным потоком стабильного конденсата, выходящим из кубовой части стабилизатора К-701/2 в теплообменниках и обратным потоком СБ"Б" с ВХ-701/4,5,6 в теплообменнике и подается в среднюю часть колонны стабилизации на 20 или 22 или 24 тарелку, считая сверху. Давление в коллекторе НГКС измеряется и регистрируется прибором.

Разделение НГКС на СБ"Б" и СК в стабилизаторе К-701/2 осуществляется при давлении 0.8-1.2 МПа и температуре: куба - не более 235 °С, верха - не более 95 °С.

Давление в колонне измеряется прибором и регистрируется. Давление в колонне регулируется клапаном-регулятором смонтированным на трубопроводе СГ на УПГ. Температура куба и верха стабилизатора измеряется термопарами установленными на линии выхода ЦЖ и в верхней части колонны с последующей регистрацией приборами.

Пары СБ"Б" с верха стабилизатора К-701/2 направляются в параллельно работающие воздушные холодильники и в трубное пространство теплообменника, где охлаждаются до температуры 25-60°C, конденсируются и поступают в емкость орошения. Температура в емкости измеряется термопарой установленной на емкости, регистрируется прибором.

Давление в емкости измеряется прибором РТ-730/2 установленным на емкости. На ВХ-701/4,5,6 смонтирована система орошения хим. очищенной водой трубных пучков холодильников-конденсаторов в жаркий период года для уменьшения количества сбросных газов. Несконденсированные газы из емкости выводятся по коллектору (СГВД) на узел утилизации сбросных газов УСК-1. Имеется возможность сброса газов из Е-701/2 на факел 100 (ручной сброс на факел) через задвижку.

Уровень жидкой фазы в емкости измеряется буйковыми уровнемерами. Уровень в емкости регулируется клапаном-регулятором смонтированным на трубопроводе СБ"Б" после насосов.

С куба стабилизатора К-701/2 стабильный конденсат проходит последовательно межтрубное пространство теплообменников, где отдает тепло НГКС и охлаждается до температуры не выше 40°C, поступает в общий коллектор, по которому выводится в парк стабильного конденсата или в сырьевой парк установки моторных топлив. В жаркий период года для уменьшения температуры выводимого СК предусмотрена схема захалаживания в воздушном холодильнике.

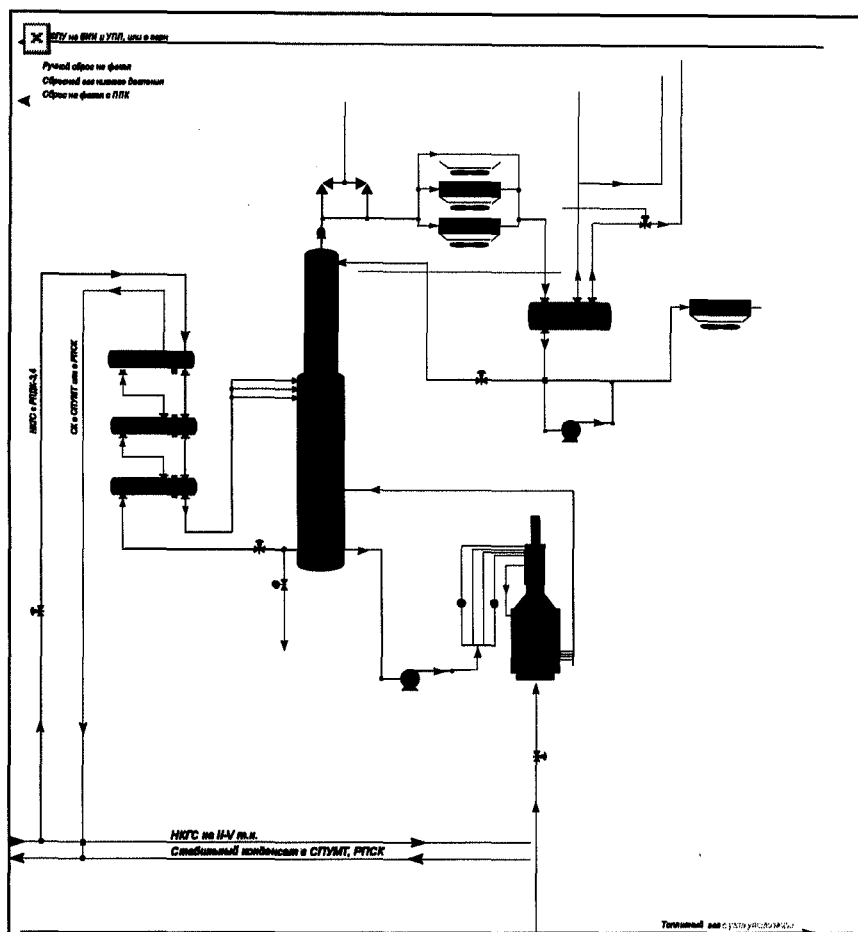


Схема 1 - Принципиальная технологическая схема установки стабилизации конденсата

1.5 Характеристика сырья и получаемых продуктов

В данном подразделе следует указать требования, к исходному сырью и допустимые количества примесей в нём, дать химический состав сырья и его физические свойства, а так же представлена характеристика готового продукта, его состав, который должен соответствовать требованиям потребителей. Если на готовый продукт есть ГОСТ, то его следует привести.

Характеристика сырья и готовой продукции допускается оформление в виде таблицы

2 РАСЧЕТНЫЙ РАЗДЕЛ в проекте должен быть не менее 30% от общего объема записки.

В конце технологического раздела необходимо сделать выводы /1-2 страницы/, старые послужат основанием для экономических расчетов.

3 Раздел ОХРАНЫ ТРУДА И ТЕХНИКА БЕЗОПАСНОСТИ должны занимать порядка 5 листов. В нем необходимо отразить основные мероприятия, разрабатываемые предприятием в данном направлении и конкретные мероприятия, предлагаемые учащимся и связанные с темой проекта.

Задача данного раздела заключается в разработке условий безопасности технологического процесса и всемирного оздоровления и обеспечения труда обслуживающего персонала.

В разделах «Охрана труда» необходимо рассмотреть следующие вопросы:

1 Характеристика технологического процесса с учетом специфики работы:

- а) возможность производственного травматизма;
- б) возможность профзаболевания и профотравлений;
- в) пожароопасность.

Санитарная и пожарная классификации производятся по наиболее токсичному и опасному продукту. Характеристики всех находящихся в производстве веществ дает возможность обосновать категорию производства.

2 Сравнительная оценка (в отношении охраны труда) проектируемого производства с другими известными способами получения целевого продукта.

3 Состояние обслуживания котлонадзорных аппаратов .

4 Обеспечение безопасного обслуживания электрооборудования.

5. Состояние противопожарной профилактики и пожаротушения.

6 Вопросы личной безопасности и гигиены труда.

При подготовке раздела «Охрана труда» необходимо руководствоваться рекомендациями.

4 Раздел КОНТРОЛЯ И АВТОМАТИЗАЦИИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ УСТАНОВКИ должен быть выполнен в объеме 2-3 листа и отражать автоматизацию основного узла технологической установки.

5 Раздел ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ И УТИЛИЗАЦИЯ ОТХОДОВ должен занимать 2-3листа. В разделе нужно отразить основные мероприятия по охране окружающей среды и утилизации отходов.

Переработка отходов производится с целью возврата отходов в производственный цикл, превращения отходов в товарный продукт и уничтожения или доведения до кондиций, при которых сброс их в окружающую среду не будет угрожать загрязнением биосферы.

Переработка отходов требует дополнительных капитальных и эксплуатационных затрат. При этом возможны три случая:

- 1 В результате переработки получается продукт, стоимость которого компенсирует расходы на переработку.
- 2 Сбыт продукта, получаемого от переработки отхода, обеспечивает дополнительную прибыль.
- 3 Переработка отходов не компенсирует затраченных расходов.

Последний случай особенно затрудняет внедрение переработки отходов и обеспечивает только защиту биосферы, при этом стоимость переработки увеличивает себестоимость основного продукта.

5 СОДЕРЖАНИЕ ТИПОВЫХ ЗАДАНИЙ НА КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ И МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ ДЛЯ ИХ ВЫПОЛНЕНИЯ

Тема курсового проекта: **Блок вакуумной трубчатки, действующий на технологической установке первичной переработки нефти**

Перечень подлежащих разработке вопросов в расчётно-пояснительной записке:

ВВЕДЕНИЕ	1 лист
1 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ	
1.1. Современное развитие нефтегазоперерабатывающей отрасли	3 листа
1.2 Назначение технологической установки	5-6 строк
1.3 Физико-химические основы проектируемого процесса	3-4 листа
1.4 Описание выбранной технологической схемы и режима работы реакционного узла	2-листа
1.5 Характеристика сырья и получаемых продуктов	2-3 листа
2 РАСЧЕТНЫЙ РАЗДЕЛ	12-15 листов
3 ОХРАНА ТРУДА И ТЕХНИКА БЕЗОПАСНОСТИ	2-3 листа
4 КОНТРОЛЬ И АВТОМАТИЗАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ УСТАНОВКИ	3 листа
5 ОХРАНА ОКРУЖАЮЩЕЙ СРЕДЫ И УТИЛИЗАЦИЯ ОТХОДОВ	2 листа
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	1 лист
ГРАФИЧЕСКИЙ РАЗДЕЛ	
Технологическая схема формат А-1	
Контактный аппарат	формат А-1

5.1 Методические указания к технологическим расчетам

Процессы разделения многокомпонентных жидких смесей, т.е.. смесей, у которых число компонентов превышает 2, с помощью ректификации весьма широко распространены в химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и родственных отраслях промышленности. Эти процессы проводят в колонных аппаратах, снабженных контактными устройствами (тарелками) для организации многократного взаимодействия между противоточно-движущимися неравновесными потоками пара и жидкости. В процессе взаимодействия на каждой ступени контакта потоки обмениваются массой и энергией, а затем разделяются (сепарируется).

Целью расчета колонны при заданной производительности и четкости разделения является определение технологического режима, основных размеров аппарата и его внутренних устройств.

Технологический режим колонны определяется температурами всех внешних материальных потоков, рабочим давлением в аппарате, удельным

расходом тепла на испарение остатка и конденсацию верхнего продукта и флегмовым числом. Основными размерами аппарата являются его диаметр и высота, зависящая, главным образом, от типа тарелок и расстояния между ними;

основными размера: тарелки - ее свободное сечение и размеры некоторых элементов, характерные для каждого типа тарелок.

Выбор технологических параметров должен обеспечить такой режим работы колонны, который бы обеспечил заданное качество разделения исходного сырья; выбор конструктивных параметров должен проводиться так, чтобы запроектированные размеры колонны и ее внутренних устройств обеспечили заданное разделение исходного количества сырья при допустимом диапазоне изменения нагрузок.

В настоящих методических указаниях рассматриваются основные этапы расчета ректификационных колонн, предназначенных для разделен» многокомпонентных смесей. Приводятся расчетные зависимости, рекомендации и справочной материал, позволявшие определить технологические и конструктивные параметры колонны. В заключение достаточно подробно рассматривается пример расчета пропановой колонны газофракционирующей установки

5.2 Составление материального баланса

Материальный баланс колонны составляется с целью определения количества получаемых продуктов по известным данным о составах исходного сырья (питания), дистиллята и кубового остатка.

Введем следующие обозначения:

F – количество сырья, поступающего на ректификацию, кг/ч;

D – количество дистиллята, кг/ч;

W – количество кубового остатка, кг/ч;

$q_{F,1}, q_{F,2}, \dots, q_{F,i}, \dots, q_{F,n}$ – массовые доли компонентов в сырье;

$q_{D,1}, q_{D,2}, \dots, q_{D,i}, \dots, q_{D,n}$ – массовые доли компонентов в дистилляте;

$q_{W,1}, q_{W,2}, \dots, q_{W,i}, \dots, q_{W,n}$ – массовые доли компонентов в кубовом остатке.

Запишем уравнения материального баланса колонны по потокам в целом и по каждому компоненту.

$$F = D + W \quad (1)$$

$$F * q_{F,1} = D * q_{D,1} + W * q_{W,1}, \quad (2)$$

$$F * q_{F,2} = D * q_{D,2} + W * q_{W,2}, \quad (3)$$

.....

$$F * q_{F,n} = D * q_{D,n} + W * q_{W,n}, \quad (4)$$

При этом

$$\sum q_{F,i} = 1, \sum q_{D,i} = 1, \sum q_{W,i} = 1.$$

Комп онен ты	Молекуляр ная масса	Сырье				Дистиллят				Остаток				
		Моль ные доли(Mi)	Масс, %	Кмоль/ч		Моль ные доли	Масс, %	Кмоль /ч		Мо ль ные дол и	Масс, %	Кмоль/ ч		Кг ч
А														
В														
С														
.....														
Ито го														

Подставляя в эти уравнения известные данные, можно определить количества каждого компонента в сырье, дистилляте и кубовом остатке.

Данные расчета материального баланса сводят в таблицу

Таблица 3 – Материальный баланс

5.3 Определение давления и температуры

Давление и температура в колонне являются основными параметрами технологического режима. Чем выше принимается давление, тем больше должна быть и температура в колонне, так как с повышением давления увеличиваются температуры кипения и конденсации разделяемых смесей. При ректификации под атмосферным и повышенным давлениями рекомендуется принимать минимальное давление в колонне, при котором возможно проводить конденсацию верхнего продукта при помощи дешевых и доступных хладагентов (например, воды), т.е. отдавать предпочтение более низким температурам верха колонны. Считается, что это давление будет близко к оптимальному, соответствующему минимальным затратам.

При этом следует иметь в виду, что разность температур между хладагентом и точкой полной конденсации дистиллятных паров должна быть такой, чтобы обеспечивать возможность эффективного теплообмена в конденсаторе. С этой целью температура полной конденсации паров принимается на 15-20°C выше температуры хладагента. Давление, соответствующее принятой температуре конденсации, определяется по уравнению изотермы жидкой фазы, т.е. из условия полной конденсации дистиллятных паров

$$\sum_{i=1}^n k_i x_{D,i} = 1 \quad (5)$$

где $x_{D,i}$ - мольная доля i -го компонента в дистилляте;
 K_i - константа фазового равновесия i -го компонента.

Поскольку K_i является функцией от температуры и давления, то, закрепляя температуру конденсации паров t , можно подобрать давление P ,

при котором уравнение будет обращаться в тождество. Решение проводят методом последовательных приближений. Поэтому процедура решения достаточно трудоемка и при решении весьма эффективным сказывается применение вычислительных средств.

После этого, учитывая гидравлические потери от колонны до емкости орошения, а также гидравлическое сопротивление тарелок, нетрудно определить давление вверху и низу колонны, и на тарелке питания.

Температуру верха колонны можно определить, решая методом последовательности последовательных приближений уравнений изотермы паровой фазы:

$$\sum \frac{y_{D,i}}{k_i} = 1 \quad (6)$$

Где $y_{D,i}$ - мольная доля i -го компонента в дистилляте.

Аналогично можно найти температуру низа колонны, используя уравнение изотермы для кубовой жидкости

$$\sum_1^n k_i x_{w,i} = 1 \quad (7)$$

Где $x_{w,i}$ - мольная доля i -го компонента в кубовом остатке.

5.4 Доля отгона и составы жидкой и паровой фаз сырья при подаче в колонну

Исходное сырье (питание) может подаваться в колонну в виде жидкости насыщенного пара или пара - жидкостной смеси. В последнем случае приходится определять, какая часть сырья находится соответственно в жидкой и паровой фазах.

Долю отгона (доли сырья, подаваемого в паровой фазе) можно определить аналитически по формулам предложенным Д. Трегубовым

$$\sum_1^n x'_{fi} = \sum_1^n \frac{x_{fi}}{1 + e(Ki - 1)} = 1$$

$$\sum_1^n y'_{fi} = \sum_1^n Ki * X_{fi} = 1$$

(8,9)

где X_{fi} - мольная доля i -компонента в исходном сырье;

X'_{fi} - мольная доля i -компонента в жидкой фазе на входе в колонну;

Y'_{fi} - мольная доля i -компонента в паровой фазе на входе в колонну;

e - мольная доля отгона исходного сырья.

Поскольку условия ввода сырья в колонну закреплены, из уравнения можно методом подбора определить и рассчитать составы жидкой и паровой фаз питания.

Заметим, что если питание подается в колонну в виде жидкости при температуре, близкой к температуре кипения, то e равно нулю $X_{fi} = X_{qi}$,

При этом из уравнения изотермы для жидкой фазы $\sum_1^n y'_{F,i} = 1$ (в точкеначала кипения) или $\sum_1^n y'_{F,i} < 1$ (если жидкость недогрета до кипения).

Условие $\sum_1^n y'_{F,i} < 1$ говорит о том, что паровой фазы питание не существует; все питания подаются в виде жидкости. Аналогично, если питание подается в колонну в виде насыщенного и перегретого пара, то $y'_{F,i} = x_{F,i} \mu \sum_1^n x'_{F,i} = \sum \frac{x_{F,i}}{k_i} \leq 1$

Перерасчет мольной доли отгона в весовую производится по формуле

$$E = \frac{e' * M_y}{M_c} \quad (10)$$

где e' - весовая доля отгона, мольная

M_y - масса паровой фазы, подаваемая в колонну;

M_c - мольная масса исходного сырья.

5.5 Выбор ключевых компонентов

При расчете ректификационных колонн для разделения многокомпонентных смесей широко используется понятие о ключевых компонентах. Ключевые компоненты в этом случае определяются как пограничные, между которыми и проводится разделение. При этом предполагается, что все компоненты более легкие, чем легкий ключевой компонент, переходят в основном в дистиллят, а более тяжелые, чем тяжелый ключевой, в остаток. Сами же ключевые компоненты в заметных количествах присутствуют и в дистилляте, и в остатке. Выбор ключевых компонентов зависит в основном от четкости ректификации. При четкой ректификации, когда происходит почти полное разделение сырья на две части, наименее летучий компонент в дистилляте будет легким ключевым и наиболее летучий в остатке - тяжелым ключевым компонентом. Например, при стабилизации бензинов желательно иметь небольшое количество бутанов в остатке и пентанов в дистилляте. Эти компоненты, и являются соответственно легким и тяжелым ключевыми компонентами.

5.6 Определение флегмового числа

Флегмовое число, или отношение количества горячего орошения к количеству дистиллята, вместе с числом тарелок является основным параметром, определяющим заданное разделение в процессе ректификации. При уменьшении флегмового числа R требуемое число тарелок в колонне увеличивается, и при некотором минимальном значении R_{\min} число тарелок, обеспечивающих заданное разделение смеси, возрастает до бесконечнобольшого. При бесконечном флегмовом числе, R_{∞} т.е. когда нет отбора дистиллята, количество тарелок будет минимальным. Эти режимы работы колонн являются гипотетическими и на практике не используются, но они оказались удобными при создании расчетных процедур.

Для расчета минимального флегмового числа при ректификации многокомпонентных смесей можно воспользоваться широко распространенными уравнениями Андервуда

$$\ell = \frac{\alpha_1 X_{F,1}}{\alpha_1 - \Theta} + \frac{\alpha_2 X_{F,2}}{\alpha_2 - \Theta} + \dots + \frac{\alpha_n X_{F,n}}{\alpha_n - \Theta} \quad (11)$$

$$R_{\min} + 1 = \frac{\alpha_1 X_{D,1}}{\alpha_1 - \Theta} + \frac{\alpha_2 X_{D,2}}{\alpha_2 - \Theta} + \dots + \frac{\alpha_n X_{F,n}}{\alpha_n - \Theta} \quad (12)$$

где $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$ – относительные летучести компонентов, взятые по наименьшему летучему компоненту питания при температуре питания. Под относительной летучестью i -го компонента (α_i) понимается величина

$$\alpha_i = k_i / k_e,$$

где K_e – константа фазового равновесия, принятого за эталон.

Обычно за эталон принимается наименее летучий компонент.

Тогда $\alpha_3 = 1$, а значения всех α_i остальных компонентов – выше единицы. $X_{F,1}, X_{F,2}, X_{F,n}$ – мольные доли компонентов в питании;

$X_{D,1}, X_{D,2}, X_{F,n}$ – мольные доли компонентов в дистилляте;

Θ – величина, значение которой определяется из уравнения (12) методом последовательного приближения.

Она находится между значениями относительной летучести легкого и тяжелого ключевых компонентов;

e – мольная доля отгона в питании.

При питании колонны кипящей жидкостью $e=0$ при питании насыщенным паром $e = 1$

После определения по уравнение (12) значения R_{\min} для оценки оптимального (действительного) флегмового числа R можно воспользоваться рекомендациями Джиллиленда

$$\frac{R - R_{\min}}{R + 1} = 1 \div 0.33 \quad (13)$$

Для значения этого комплекса, равного 0,26. имеем

$$R = 1.3 R_{\min} + 0.3 \quad (14)$$

5.7 Определение числа теоретических тарелок

Под теоретической тарелкой понимается такая ступень контакта, на которой осуществляется изменение концентраций взаимодействующих фаз от рабочего до равновесного состояния. Таким образом, общее число теоретических тарелок будет характеризовать максимальную разделяющую способность колонны. Рекомендованные в литературе методы расчета ректификационных колонн могут быть разделены на три группы:

- 1) основанные на выборе ключевых пар компонентов;
- 2) основанные на расчетах составов на всех тарелках колонны (расчеты "от тарелки к тарелке")
- 3) смешанные методы.

Наиболее простым являются первые, с помощью которых система так или иначе сводится к бинарной. Однако физически эти методы обоснованы недостаточно и дают, как правило, ориентировочные результаты.

Потарелочные методы, наоборот, дают довольно правильное представление о распределении компонентов разделяемой смеси по высоте колонны и, таким образом, позволяют определить с достаточной точностью число тарелок, необходимое для требуемой степени разделения. Однако расчеты по этим методам очень громоздки особенно при числе компонентов в сырье больше пяти.

Смешанные методы сочетают представление, о ключевых компонентах с истинными составами на тарелках колонны и учитывают влияние остальных компонентов на равновесие ключевых. Расчеты по смешанным методам проще, чем по потарелочным, и достаточно точны. Однако они не дают представления о распределении веществ во всей колонне.

Остановимся на одном из наиболее распространенных эмпирических методов, основанных на выборе ключевых компонентов - методе Феноче-Джиллиленда.

Расчет по методу Феноче – Джиллиленда

Ориентировочный расчет числа теоретических тарелок по второму методу проводится с помощью графика Джиллиленда, по которому требуемое число теоретических тарелок определяется в зависимости от минимального числа теоретических тарелок N_{\min} и флегмовых чисел R_{\min} и R , определяемых по уравнениям (7,1) – (7,3).

Расчетное минимальное число тарелок N^1_{\min} может быть определено по формуле:

$$N'_{\min} = \frac{\lg \left[\left(\frac{X_L}{X_M} \right)_D * \left(\frac{X_T}{X_n} \right)_W \right]}{\lg \sqrt{\left(\frac{K_L}{K_T} \right)_D * \left(\frac{K_n}{K_T} \right)_W}} \quad (15)$$

Здесь $\left(\frac{X_n}{X_T} \right)_D, \left(\frac{X_T}{X_n} \right)_W$ - Отношение концентраций ключевых компонентов в дистилляте и кубовом остатке, соответственно:

$\left(\frac{K_L}{K_T} \right)_D, \left(\frac{K_n}{K_T} \right)_W$ отношение констант фазового равновесия ключевых компонентов в дистилляте и кубовом остатке, соответственно.

При полной конденсации паров в дефлегматоре и полном кипении жидкости в кипятыльнике в кипятыльнике минимальное число теоретических тарелок принимается равным расчетному, т. е. $N_{\min} = N^1_{\min}$. При полной конденсации и неполном кипении $N_{\min} = N^1_{\min} - 1$. При неполной конденсации и неполном кипении $N_{\min} = N^1_{\min} - 2$.

По найденным значениям N_{\min} , R_{\min} и R по графику определяется требуемое число теоретических тарелок в колонне N . При этом можно еще пользоваться таким эмпирическим приемом: общее число теоретических тарелок должно быть примерно вдвое больше минимального числа теоретических тарелок.

Аналогичный расчет можно провести для укрепляющей части колонны, что позволяет определить тарелку питания в колонне. В этом случае в

формуле члены $\left(\frac{X_T}{X_n} \right)_W$ и $\left(\frac{K_n}{K_T} \right)_W$ заменяются на $\left(\frac{X_T}{X_n} \right)_F$ и $\left(\frac{K_n}{K_T} \right)_F$, выражающие отношение концентраций и констант фазового равновесия ключевых компонентов в питании.

В ряде случаев расчеты проводятся при допущении о постоянстве коэффициентов летучести компонентов по высоте колонны, основанном на относительно малом влиянии температуры на величину α_i .

Тогда знаменатель выражения значительно упрощается и может быть представлен в виде $\lg \sqrt{\alpha_{n/T}}$ где $\alpha_{n/T}$ - летучесть легкого ключевого компонента по отношению к тяжелому компоненту. Величину относительной летучести можно определять как среднее значение между летучестями в веру и в низу колонны.

5.8 Определение числа реальных (действительных) тарелок

Переход от теоретических тарелок к реальным осуществляется при помощи общего К.П.Д. тарелки E . В некоторых случаях величину E называют К.П.Д. колонны:

$$Ng = \frac{N}{E}, \quad (16)$$

Где Ng – число реальных (действительных) тарелок в колонне.

Общий К. П. Д. тарелки в процессах ректификации может изменяться в довольно широких размерах, и определяется он через эффективность одной тарелки (К. П. Д. по Мерфи E_M).

В случае линейной равновесной зависимости значения E и E_M связаны следующим соотношением:

$$E = \frac{\ln \left[1 + E_M \left(\frac{mG}{L} - 1 \right) \right]}{\ln \frac{mG}{L}} \quad (17)$$

где m – тангенс угла наклона равновесной линии.

Величина $\frac{mG}{L}$ изменяется обычно от 0,75 до 1,5 и поэтому в расчетах принимают $E = E_M$.

Для определения общего К. П. Д. барботажных тарелок можно использовать зависимость О Конелла:

$$E = 0,49 (Mж * \alpha)^{-0,245}, \quad (18)$$

где $Mж$ – вязкость жидкости;

α – относительная летучесть ключевых компонентов.

Отметим, что вязкость смеси ключевых

Углеводородов $M_{см}$ можно определять в зависимости от мольной концентрации их в смеси по правилу аддитивности:

$$\lg M_{см} = \sum_1^n x * \lg M_i \quad (19)$$

где M_i вязкость i – го компонента.

При больших расходах жидкости или больших флегмовых числах для определения E можно воспользоваться следующим уравнением:

$$E = 0,47 (Mж * \alpha)^{-0,245} * (L/G)^{0,3} * 10^{0,3h_n} \quad (20)$$

где L , G – нагрузки колонны по жидкости и пару, кг моль/час, соответственно;

h_n – высота сливной планки на тарелках, м.

При длине пути жидкости на тарелке больше 0,9м рекомендуется значения E , подсчитанные по уравнениям, корректировать в соответствии с данными, приведенными в таблице

Таблица 4 – Данные для корректировки

Длина пути жидкости на тарелке, м	0,9	1,2	1,5	1,8	2,5	3,0	4,6
Дополнительное увеличение К. П. Д. тарелки E,% (для систем, в которых $Mж^*α=0,1+1,0$)	0	10	15	20	23	25	27

Для выбора значения общего к.п.д. тарелки можно рекомендовать также таблица 5, в которой приводятся основные показатели тарелок различных типов.

Таблица 5 – Характеристика тарелок

Тип тарелки	Относительная производительность	Общий к.п.д. тарелки тарелками мм	Расстояние между	Относительная стоимость	Свободное сечение тарелки %	Масса тарелки, кг/м ³
Колпачковая	1,0	0,3-0,4	400-800	1	10-20	100-150
Желобчатая	1,0	0,2-0,4	400-800		9-11	140-160
S - образная	1,1+1,2	0,3-0,4	450 и более	0,6	12-14	55-60
Клапанная	1,2+1,5	0,4-0,5	300 и более	0,7	8-15	50-60
Ситчатая	1,2+1,4	0,3-0,4	400 и более	0,6-0,7	10-30	40-60
Каскадная	1,5+2,0	0,4-0,6	200 и более	0,6-0,7	-	
Струйная	1,3	0,3-0,4	300 и более	0,5	2-8	40-60
Решетчатая	1,2+1,8	0,4-0,5	300-600	0,5	10-30	40-60
Дырчатая	1,2+1,6	0,4-0,5	300-600	0,5	10-30	
Волнистая	1,2+1,6	0,4-0,5	300-600	0,5	15-30	
Струйная с отбойниками (тарелка Гипронефтемаша)	2,2+2,4	0,3-0,4	300 и более	0,5	16	45

5.9 Определение основных размеров ректификационной колонны

Диаметр колонны

Диаметр колонны рассчитывается в зависимости от объемного расхода паровой фазы и допустимой линейной скорости пара в свободном сечении колонны

$$D_c = \sqrt{\frac{4V_c}{\pi w}} \quad (21)$$

где D_c – внутренний диаметр колонны, м;

V_c – максимальный секундный объем паров, проходящих через рассматриваемое сечение колонны, м³/с;

w – допустимая скорость паров в полном (свободном) сечении колонны, м/с.

Секундный объем паров можно определить по формуле

$$V_c = \frac{G * 22.4(t + 273) * 0.101}{M_{cp} * 3600 * 273 * p}, \quad (22)$$

где G – количество паров в рассматриваемом сечении колонны, кг/ч.

Для верха колонны $G * (R * 1) D$,

где D – количество дистиллята, (кг/моль)/ч;

t – температура паров в рассматриваемом сечении колонны, °С;

M_{cp} – средняя молекулярная масса паров в рассматриваемом сечении колонны, кг/кмоль;

p – давление в рассматриваемом сечении колонны, кг/кмоль;

p -давление в рассматриваемом сечении колонны, мПа,

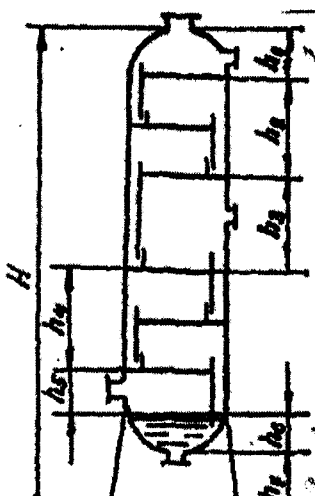
Значение допустимой скорости паров ω зависит от многих факторов: типа тарелки, физических свойств разделяемой смеси, расстояния между тарелками и т.д.

Достаточно сказать, что диапазон допустимых скоростей пара в колоннах,

работающих при атмосферном давлении, составляет 0,3+2м/с. Уравнения для определения величины ω предложены рядом авторов. Затем рассчитанное по Формуле (22).значение диаметра колонны округляют до ближайшего стандартного значения, после чего уточняют скорость пара в свободном сечении аппарата.

Высота колонны

Высота ректификационной колонны в основном определяется числом тарелок и расстоянием между ними. Величиной межтарельчатого расстояния, обычно предварительно задаются, исходя из практических рекомендаций. Так, для большинства ректификационных колонн нефтеперерабатывающих и газобензиновых заводов, особенно установок АВТ и каталитического крекинга, расстояния между тарелками принимаются такими, чтобы облегчить чистку, ремонт и инспекцию тарелок: в колоннах диаметром до 1,5-2 м расстояние принимают не менее 450 мм и в колоннах большего диаметра - не менее 600 мм. Для колонн, устанавливаемых в помещении, расстояние между тарелками принимают обычно не более 350 мм. Выбор больших расстояний между тарелками объясняется также необходимостью иметь достаточную эксплуатационную гибкость в работе в случае изменения состава сырья или загрузки установки.



Для колонн с тарелками, снабженными переливными устройствами, после выбора H и определения гидравлического сопротивления тарелки ΔP проверяется условие, необходимое для нормальной работы тарелок:

$$H_{лт} \geq 1,8 \frac{\Delta P}{\rho_{ж} * g} \quad (23)$$

Где H_{mt} расстояние между тарелками в м;
 ΔP - гидравлическое сопротивление тарелки, Па;
 $\rho_{жс}$ - плотность жидкости на тарелке, кг/м³

Межтарельчатое расстояние для колонн с беспереливными (провальными) тарелками можно определить по методике.

Общую высоту колонны H можно представить в виде суммы следующих составляющих

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7 \quad (24)$$

Здесь h_1 - расстояние от верхнего днища до первой (верхней) тарелки. Величина h_1 может быть принята равной $\frac{1}{4}$ диаметра колонны, если днище полушаровое, и $\frac{1}{4}$ диаметра колонны, если днище эллиптическое;

h_2 высота концентрационной части колонны.

Рисунок 1 - К определению высоты ректификационной колонны

$$h_2 = (N_{1d} - 1) \cdot H_{MT}; \quad (25)$$

где N_{1d} - число тарелок в укрепляющей части колонны;

h_3 - высота питательной секции колонны, которая принимается равной 0,8 – 1,2м

Имеется рекомендация принимать

$$h_3 = H_{MT} * 3 \quad (26)$$

h_4 - высота отгонной (исчерпывающей) части колонны.

$$h_4 = (N_{d2} - 1) \cdot H_{MT}; \quad (27)$$

где N_{d2} - число тарелок в укрепляющей части колонны;

h_5 - расстояние уровня жидкости в низу колонны до нижней тарелки, которое принимает равным 1+2м, чтобы пар поступающий из кипятильника, равномерно распределялся, исходя из 5-10 минутного запаса кубовой жидкости, необходимого для нормальной работы насоса в случае прекращения поступления сырья в колону.

Величину h_6 можно определить по формуле

$$h_6 = \frac{4G_w * \tau * M_w}{\pi * \rho_w * D^2 * 3600}$$

(28)

где G_w - количество кубовой жидкости, поступающей в нижнюю часть колонны, (кг/моль)/ч;

ρ_w - плотность кубовой жидкости кг/м³

D - внутренний диаметр нижней части колонны, м;

с τ - время работы насоса в случае прекращения подачи сырья в колонну,

M_w - молекулярная масса кубового остатка, кг/кг моль;

h_7 - расстояние от нижнего днища колонны до фундамента. Оно выбирается конструктивно исходя из размеров опорной обечайки

Определение диаметров штуцеров

Диаметры штуцеров колонны определяют по объемному расходу соответствующего потока и допустимой скорости

$$a = \sqrt{\frac{4V_c}{\pi W_w}}$$

(29)

где V_c -секундный расход потока, м³/с;

W_w - допустимая скорость потока в штуцере, м/с.

Величина W_w зависит от назначения штуцера и фазового состояния потока. Ниже приведены ориентировочные значения скоростей потоков в штуцерах и трубопроводах (в м/с):

Скорость жидкостного потока:

На приеме насоса и в самотечных трубопроводах

0,2÷0,6

В напорных трубопроводах

1 ÷ 2

Скорость парового потока:

В шлемовых трубах и при подаче из кипятильника в колонну (при атмосферном давлении)

10 ÷ 60

В шлемовых трубах вакуумных колонн

20 ÷ 60

При подаче сырья в колонну

30

÷100

Скорость парожидкостного потока при подачи сырья в колонну (условно скорость дается по однофазному жидкостному потоку)

0,5 ÷

1,0

Для колонн, работающих под давлением выше атмосферного, расчетная скорость пара в пара в штуцерах определяется по уравнению

$$\alpha = \sqrt{\frac{4V_c}{\pi * W_w^p}}, \quad (30)$$

где W_w^p, W_w^0 - скорость пара при повышенном и атмосферном давлении, соответственно, м/с;

p - давление в системе, мПа.

Рассчитанные по уравнению диаметры штуцеров должны быть равны диаметрам подсоединяемых трубопроводов или меньше их.

5.10 Составление теплового баланса

Для определения тепловых нагрузок дефлегматора и кипятильника ректификационной установки, а также расходов греющего агента, подаваемого в дефлегматор, составляется тепловой баланс колонны, который учитывает все тепло, вводимое в колонну и выносимое из нее.

При составлении теплового баланса необходимо исходить из конкретных условий работы установки. Для рассматриваемой схемы ректификационной установки (рис.1) уравнение теплового баланса колонны можно представить в виде

$$Q_k + F(1 - e')q_{x,F} + F * e' * q_{y,F} = W * q_{x,W} + D * q_{x,D} + Q_q + Q_{nom}, \quad (31)$$

где F – количество исходного сырья, кг/ч;

W – количество кубового остатка, кг/ч;

$q_{x,F}, q_{y,F}$ – теплосодержание жидкости и пара в питании, соответственно, кДж/кг;

$q_{x,W}, q_{x,D}$ – теплосодержание жидкости в кубовом остатке и дистилляте, соответственно, Дж/кг;

e' – массовая доля отгона;

Q_k – количество тепла, получаемого кипящей жидкостью от греющего агента в кипятильнике, Вт;

Q_q – количество тепла, отнимаемого охлаждающим агентом от конденсирующихся в дефлегматоре паров, Вт;

Q_{nom} – тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт.

Тепловую нагрузку дефлегматора можно определить по уравнению

$$Q_q = D(R + 1) * r_D, \quad (32)$$

где r_D – удельная теплота конденсации паров дистиллята, Дж/кг.

Решая уравнение (11.1) относительно Q_k , определяем тепловую нагрузку кипятильника

$$Q_k = W * q_{x,W} + D * q_{x,D} + Q_q - Q_{nom} - F(1 - e')q_{x,F} - F * e' * q_{y,F}. \quad (33)$$

При использовании в качестве греющего агента в кипятильнике конденсирующего водяного пара нетрудно определить расход греющего пара:

$$G_n = \frac{Q_k}{r_n}, \quad (34)$$

где G_n – расход греющего пара, кг/ч;

r_n – удельная теплота конденсации водяного пара, Дж/кг.

Зная тепловую нагрузку Q_k , представляется возможным определить и количество кубового продукта Дж/кг.

Расход охлаждающего агента в дефлегматоре $G_{\text{охл}}$ можно рассчитать по формуле:

$$G_{\text{охл}} = \frac{Q_q}{C_{\text{охл}}(t_k - t_n)}, \quad (36)$$

где $G_{\text{охл}}$ – расход охлаждающего агента, кг/ч;

$C_{\text{охл}}$ – удельная теплоемкость охлаждающего агента, Дж/(кг,К);

t_k, t_n – конечная и начальная температуры охлаждающего агента в дефлегматоре, соответственно, К.

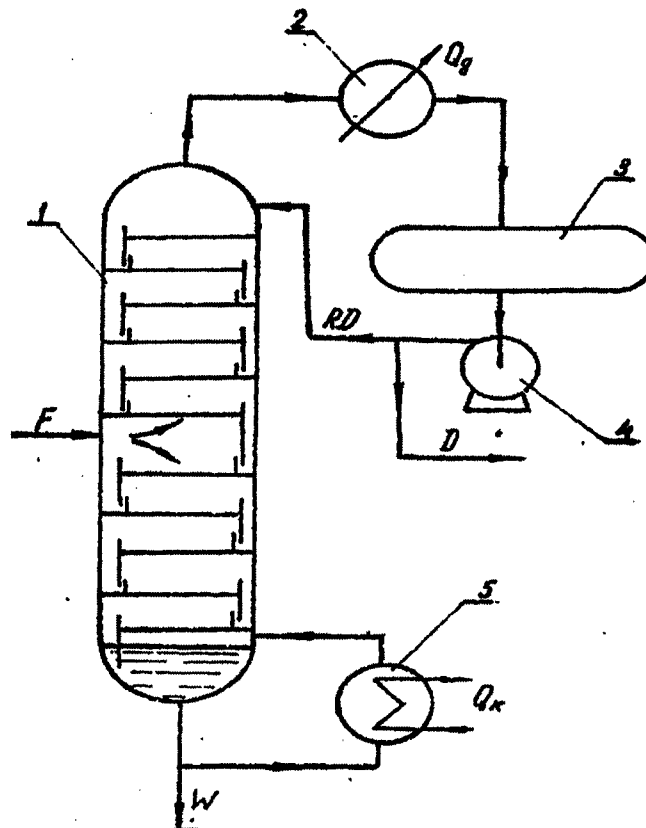


Рисунок 2 - Технологическая схема ректификационной установки:

1 – колонна; 2 – дефлегматор; 3 – емкость орошения; 4 – насос; 5 – кипятильник.

Энтальпию жидких н/п при t находят по уравнению Крэга

$$J_i^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{\rho^{15}}} (0,001t^2 + 0.762t - 334.25)$$

$$a = (0,001t^2 + 0.762t - 334.25) \quad (37)$$

$$J_i^{\text{ж}} = \frac{1}{\sqrt{\rho^{15}}} (0,001t^2 + 0.762t - 334.25)$$

Таблица 6 - Энтальпия жидких нефтепродуктов [величина a в формуле (37)]

Таблица 7 - Энтальпия паров нефтепродуктов [величина a в формуле (38)]

Продолжение таблицы 6

Энтальпию паров н/п определяют по уравнению Итона

$$J_i^n = (129,58 + 0,134t + 0,0059t^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 308,99$$

$$a = (129,58 + 0,134t + 0,0059t^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 308,99$$

$$J_i^n = a(4 - \rho_{15}^{15}) - 308,99$$

5.11 Расчет контактных аппаратов

1) Реактор для проведения жидкофазных реакций. Задачей расчета является определение объема реактора и требуемой поверхности теплообмена в случае теплоотвода через стенку. Необходимый реакционный объем реактора:

$$V_p = V_{ж} * \tau * k, \text{ м}^3 \quad (39)$$

где $V_{ж}$ - объемный расход сырья, м/с;

τ - время пребывания сырья в реакторе, с (определяется по кинетическим уравнениям или принимается по производственным данным);

k - коэффициент заполнения, равный 0,7-0,8. Площадь сечения реактора:

$$S = V_{ж} / \omega, \text{ м}^2 \quad (40)$$

где ω - линейная скорость потока в аппарате, м/с (принимает на основе справочных или производственных данных). Диаметр аппарата цилиндрической формы:

$$D = 1,13\sqrt{S}, \text{ м} \quad (41)$$

высота реакционной зоны аппарата:

$$H = V_p / S = \omega * \tau, \text{ м} \quad (42)$$

Часто конструкция аппарата принимается по производственным данным с определенным единичным объемом V_i . Тогда цель расчёта является определение числа реакторов n :

$$n_0 = V_p / V_i \quad (43)$$

поверхность теплообмена рассчитывается по уравнению теплопередачи:

$$F = Q/k \Delta t_{\text{ср.}}, \text{ м}^2 \quad (44)$$

где Q - тепловая нагрузка на аппарат, Вт(из теплового баланса),
 $t_{\text{ср}}$ - средний температурный напор,
 k - коэффициент теплопередачи, Вт/м²*К(определяется по известным методикам).

2) Реактор для проведения газо-жидкостных процессов Необходимый реакционный объем определяется, исходя из количества поступающего жидкого потока:

$$V_p = V_{\text{ж}} * \tau, \text{ м}^3 \quad (45)$$

Если принят реактор определённой единичной мощности V_i , то количество реакторов:

$$n = V_p / V_i \quad (46)$$

В противном случае задается диаметр реактора и определяется начальная высота жидкости H_0 . В рабочих условиях жидкость в реакторе будет иметь большую величину за счёт барботажа газа. Высота жидкости при этом определяется по формуле

$$H = (1,4-1,6) * H_0 \quad (47)$$

3) Каталитический реактор. Для аппаратов, загружен»_х катализатором, объем рабочей зоны равен объёму катализатора V_k , который определяют по объемной скорости газа (жидкости) $V_{\text{об}}$ или производительности катализатора N_k :

$$V_k = V / V_{\text{об}} \text{ или } V_k = N_{\text{прод.}} / N_k \quad (48)$$

где V - объемная производительность реактора, м³/с;

$N_{\text{прод.}}$ - объемная или массовая производительность реактора по целевому продукту.

Если принят реактор с загрузкой V_{ki} , то количество реакторов $n = V_k / V_{ki}$ в противном случае рассчитывают размеры реактора. Диаметр штуцеров ввода и вывода реагентов определяют по формуле:

$$d = \sqrt{\frac{4 * V}{\pi * \omega}} \quad (49)$$

где V - объемный расход жидкости (газа), м³/с;

ω - скорость потока в штуцере. м/с (принимается). Рассчитанные диаметры штуцеров округляют затем до значений по ГОСТ и составляют таблицу:

Назначение штуцера	Расчетный d, мм	ГОСТ, мм
--------------------	-----------------	----------

5.12 Расчет вспомогательного оборудования

В любом производственном процессе кроме основных аппаратов используется и вспомогательные (мерники, сборники, резервуары, теплообменники, насосы, компрессоры, газодувки и т.д.). Это оборудование как правило является стандартизированным.

Расчет теплообменной аппаратуры

Рекомендуется следующая последовательность расчета:

- исходные данные для расчёта: производительность, назначение, тип аппарата, температурный режим, теплоносители, хладагенты, их параметры;
- собственно расчет. Необходимо представить расчет теплового баланса и тепловой нагрузки, температурного напора, коэффициента теплопередачи, поверхности теплообмена;
- технические характеристики принятого по ГОСТ к установке теплообменного аппарата: тип аппарата, номер ГОСТ, поверхность теплообмена, основные размеры, количество аппаратов.

5.13 Расчёт массообменной аппаратуры

Для всех массообменных колонных аппаратов устанавливается следующий порядок расчёта:

- материальный баланс аппарата;
- установочные режимы работы;
- число теоретических тарелок, высота насадки, флегмовое число и т.д.;
- КПД тарелки и число реальных тарелок;
- гидродинамический расчет аппарата (диаметр аппарата, расстояние между тарелками, высота аппарата, диаметры штуцеров, гидравлическое сопротивление тарелки);
- тепловой баланс аппарата.

Если массообменный аппарат не является основным, то составляется материальный баланс аппарата и на основании практических данных (режим работы, действительна флегмовое число, реальное число тарелок и т.д.) определяются габаритные размеры аппарата, составляется тепловой баланс.

Расчёт и подбор насосов

Цель расчёта - определение основных характеристик насоса, необходимых для подбора его по ГОСТ.

Расчёт насосов целесообразно оформлять следующим образом:

1) Исходные данные для расчёта:

- назначение насоса;
- количество перекачиваемой жидкости (расход);
- физико-химические свойства перекачиваемой жидкости (по справочникам);
- место установки насоса.

2) Собственно расчёт производительности насоса, напора, мощности.

3) Техническая характеристика принятого к установке насоса:

- тип насоса;
- номер ГОСТ;
- производительность;
- напор;
- мощность;
- тип двигателя;
- количество насосов.

Пример расчета и выбор насоса

Основными типами насосов, использующихся в химической технологии, являются центробежные, поршневые и осевые насосы. При проектировании возникает задача определения необходимого напора и мощности при заданной подаче (расходе) жидкости, перемещаемой насосом. По этим характеристикам, а также в зависимости от агрессивности среды выбирают насос конкретной марки.

Мощность, затрачиваемая на перекачивание жидкости, определяется по формуле

$$N = \frac{9,81\rho * QH}{\eta} \quad (50)$$

где Q— подача (расход);

H — напор насоса (в метрах столба перекачиваемой жидкости);

ρ — плотность жидкости;

η — КПД насоса.

Напор определяют по формуле

$$H = \frac{P_1 - P_2}{\rho g} + H_z + h_n, \quad (51)$$

где P_1 , — давление в аппарате, из которого перекачивается жидкость;
 P_2 — давление в аппарате, в который подается жидкость;
 H_r — геометрическая высота подъема жидкости;
 h_n — суммарные потери напора на всасывающей и нагнетательной линиях.

КПД центробежных насосов можно принять равным 0,4—0,7 для малых и средних подач и 0,7—0,9 для больших подач ($>280 \text{ м}^3/\text{ч}$).

Пример. Подобрать насос для перекачивания воды из открытой емкости в аппарат, работающий под избыточным давлением 0,1 МПа. Расход воды $1,2 \times 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$ Геометрическая высота подъема воды 15 м. Общие потери напора на всасывающей и нагнетательной линиях принять равными 5,4 м.

Находим напор насоса:

$$H = \frac{0,1 \cdot 10^6}{1000 \cdot 9,81} + 15 + 5,4 = 30,6 \text{ м вод.столба.}$$

Полезная мощность насоса:

$$N_n = 1000 \cdot 9,81 \cdot 0,012 \cdot 30,6 = 3602 \text{ Вт} = 3,6 \text{ кВт.}$$

Принимая $\eta = 0,6$ (для центробежного насоса средней производительности), определяем мощность на валу двигателя

$$N = 3,6 / 0,6 = 6 \text{ кВт.}$$

По справочным таблицам устанавливаем, что заданной подаче и напору больше всего соответствует центробежный насос марки Х45/31, для которого в оптимальных условиях работы $Q = 1,25 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{с}$, $H = 31 \text{ м}$, $\eta = 0,6$.

Насос обеспечен электродвигателем А02-52-2 номинальной мощностью $N_n = 13 \text{ кВт}$, $\eta_{дв} = 0,89$.

Расчет теплообменных аппаратов

Порядок расчета

- 1 Определяем из материального баланса расход теплоносителей, уточнив их начальные и конечные температуры, выясняем физико-химические свойства теплоносителей и их агрессивность.
- 2 На основании теплового баланса определяем количество тепла, подлежащего передаче, и уточняем количество второго теплоносителя.
- 3 Учитывая агрессивность или другие свойства теплоносителей, выбираем конструктивный материал и схему обвязки теплообменника.
- 4 Определяем среднюю разность температур.
- 5 Для аппарата, указанного в техническом задании, рассчитываем коэффициент теплопередачи через стенку K , Вт/($\text{м}^2 \text{ К}$) по формуле:

$$K = 1 / (1/\alpha_1 + \delta/\lambda + 1/\alpha_2). \quad (52)$$

где α_1, α_2 — коэффициенты теплопередачи от охлаждаемого к стенке и от стенки к нагреваемому потоку, Вт/ $\text{м}^2 \text{ К}$;

δ — толщина стенки трубы, м;

λ — теплопроводность материала трубы, Вт/м К; для углеродистой стали 40, для нержавеющей стали 15.

Таблица 8 - Ориентировочные значения коэффициентов теплопередачи, Вт/м²*К

Вид теплообмена	Вид движения		Назначение теплообменника
	вынужденное	свободное	
От газа к газу (при обычных давлениях)	10-40	4-12	Газовые холодильники
От газа к жидкости	10-60	6-20	
От жидкости к жидкости(вода)	800-1700	140-340	Подогреватели и холодильники
От жидкости к жидкости(масло)	120-270	30-60	
От конденсирующегося пара к газу	10-60	6-12	Подогреватели
От конденсирующегося пара к воде	800-3500	300-1200	
От конденсирующегося пара к кипящим жидкостям	-	300-3500	Испарители
От конденсирующегося пара к органическим жидкостям	120-340	60-170	Подогреватель и конденсатор
От конденсирующегося пара органических веществ к воде	340-870	230-460	

6 Определяют величину поверхности из основного уравнения теплопередачи

$$F = \frac{Q}{K\Delta t} \quad (53)$$

7 Выполняют эскиз теплообменника. Принимают в зависимости от конструктивного материала и возможности загрязнения труб их диаметр. Определяют число труб, обеспечивающее желаемую скорость в трубном и межтрубном пространстве (обычно удается получить желаемую скорость только в одном из пространств).

1 Определяем длину трубного пучка

$$L = \frac{F}{\pi d_p n}$$

и округляем ее до нормализованной и конструктивно удобной.

2 По определенным параметрам теплообменника уточняем и принимаем размеры в соответствии с действующими нормами и ГОСТ.

10 Гидравлический расчет теплообменного аппарата выполняется в случае, если это оговорено в техническом задании. Расчет ведется по участкам, причем для каждого участка определяется падение напора по местному сопротивлению, соответствующему данному участку. В расчет вводится максимальная скорость на данном участке. Полученные потери напора суммируются.

Пример расчета горизонтального воздушного холодильника.

Аппарат (АВО) предназначен для охлаждения 14400 кг/ч нефтепродукта ($d_4^{20} = 0,740$) со 120 до 40°C. Начальная температура воздуха (сухого) 25°C, конечная 60°C. Коэффициент теплопередачи 46 Вт/м²К.

Решение. Отдаваемое нефтяными парами тепло находим из уравнения:

$$Q_H = G_H(I_{120}^n - I_{40}^ж) = 14400 (580,1 - 81,2) = 7184160 \text{ кДж/ч} = 1996266 \text{ Вт.}$$

Схема потоков противоточная

$$t_{cp} = \frac{60 - 15}{2,31g \frac{60}{15}} = 32^\circ C$$

Поверхность теплообмена холодильника

$$F = \frac{1996 * 266}{46 * 32} = 1356 \text{ м}^2.$$

Принимая длину трубы 8 м и диаметр 0,042 м, вычисляем поверхность одной трубы (гладкой):

$$F_1 = \pi DL = 3,14 * 0,042 * 8 = 1,05 \text{ м}^2.$$

Число труб

$$n = \frac{1356}{1,05} = 1291.$$

Расход воздуха (G_B , кг/ч) определяем из теплового баланса аппарата по формуле:

$$G_H(I_{120}^n - I_{40}^ж) = G_B(C_p t_3 - C_p t_4),$$

т.е.

$$Q = Q_B (C_p t_3 - C_p t_4).$$

Значения теплоемкостей при температурах t_3 и t_4 находим в приложении. Тепловая нагрузка равна 7184160 кДж/ч, следовательно,

$$G_B = \frac{7184160}{1,009 * 60 - 1,009 * 25} = 203517 \text{ кг / ч.}$$

Плотность воздуха при его начальной температуре 25°C и барометрическом давлении (101,325 кПа) равна по формуле

$$\rho_g = \frac{1,293 * 273}{298} = 1,18 \text{ кг / м}^3.$$

Объемный расход воздуха в 1 сек

$$V_g = \frac{G_g}{3600}, \text{ м}^3 / \text{сек}$$

(55)

$$V_g = \frac{203517}{3600 * 1,18} = 47,9 \sim 48 \text{ м}^3 / \text{сек}$$

Зная объем расходуемого воздуха, по каталогу подбираем вентилятор.

Таблица 9 - Плотность и теплоемкость воздуха и воды при постоянном давлении

Температура, °С	Плотность, кг/м ³	Теплоемкость, воздуха, кДж/(кг К)	Теплоемкость, воды, кДж/(кг К)
0	1293,0	1,005	4,2295
20	1204,5	1,005	4,1868
40	1126,7	1,009	4,1793
60	1059,5	1,009	4,1864
80	999,8	1,009	4,1973
100	945,8	1,013	4,2094

Расчёт ёмкостного оборудования

Цель расчёта - определение необходимого объёма и числа аппаратов по ГОСТ. Необходимый объём ёмкости

$$V = G * \tau / \rho * \varphi, \text{ м}^3$$

(56)

где V- массовый расход продукта, кг/с;

G - время заполнения, с;

τ- плотность продукта при работ условиях;

ρ- степень заполнения (0,8-0,9).

По номинальной вместимости тестируемого аппарата рассчитывают их количество и приводят его технические характеристики:

- номинальный объём и ГОСТ;

- диаметр и длину цилиндрической части.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

Печатные издания основной литературы:

1. Рябов, В. Д. Химия нефти и газа: учебное пособие / В. Д. Рябов. - Москва: ИНФРА-М, 2019. – 335 с. – ISBN 978-5-16-100485-2. – Текст: непосредственный.
2. Вержичинская, С. В. Химия и технология нефти и газа: учебное пособие / С. В. Вержичинская, Н. Г. Дигуров, С. А. Синицин. - Москва: ИНФРА-М, 2019. – 416 с. – ISBN 978-5-16-013576-2. – Текст: непосредственный.
3. Топливо, Смазочные материалы и технические жидкости: учебное пособие / под общей редакцией В. В. Острикова. - Москва: ИНФРА-М, 2019. – 244 с. – ISBN 978-5-9729-0321-4. – Текст: непосредственный

Электронные издания основной литературы, имеющиеся в электронном каталоге электронной библиотечной системы

1. Рябов, В. Д. Химия нефти и газа: учебное пособие / В. Д. Рябов. - Москва: ИНФРА-М, 2019. – 335 с. – ISBN 978-5-16-100485-2. – URL: <http://znanium.com/bookread2.php?book=940691> – Текст: электронный.
2. Топливо, Смазочные материалы и технические жидкости: учебное пособие / под общей редакцией В. В. Острикова. - Москва: ИНФРА-М, 2019. – 244 с. – ISBN 978-5-9729-0321-4. – URL: <https://znanium.com/read?id=346066> – Текст: электронный
3. Карташевич, А. Н. Топливо, смазочные материалы и технические жидкости: учебное пособие / А. Н. Карташевич, В. С. Товстыка, А. В. Гордиенко. - Москва: ИНФРА-М, 2018. – 421 с. - ISBN 978-5-16-102238-2. – URL: <http://znanium.com/bookread2.php?book=917621> – Текст: электронный.
4. Ларионов, Н. М. Промышленная экология: учебник и практикум для среднего профессионального образования / Н. М. Ларионов, А. С. Рябышенков. — Москва: Юрайт, 2022. — 382 с. — ISBN 978-5-534-07526-7. — URL: <https://urait.ru/bcode/491868> – Текст: электронный.
5. Беляков, Г. И. Охрана труда и техника безопасности: учебник для среднего профессионального образования / Г. И. Беляков. — Москва: Юрайт, 2022. — 404 с. — ISBN 978-5-534-00376-5. — URL: <https://urait.ru/bcode/490058> - Текст: электронный.
6. Карпов, К. А. Основы автоматизации производств нефтегазохимического комплекса: учебное пособие / К. А. Карпов. – Санкт-Петербург: Лань, 2019. – 108 с. – ISBN 978-5-8114-4187-7. – URL: <https://e.lanbook.com/reader/book/115727> – Текст: электронный.
7. Виноградов, В. М. Технологические процессы автоматизированных производств: учебник / В. М. Виноградов, А. А. Черепяхин, В. В. Клепиков. — Москва: ИНФРА-М, 2019. – 272 с. - ISBN 978-5-16-104862-7. – URL: <https://znanium.com/read?id=355900> – Текст: электронный.

Печатные издания дополнительной литературы:

1. Сарданашвили, А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа: учебное пособие / А. Г. Сарданашвили, А. И. Львова. - Санкт-Петербург: Лань, 2019. – 256 с. - ISBN 978-5-8114-3990-4. – Текст: непосредственный.
2. Журнал «Нефтяное хозяйство» (2018 – 2021 г.)
3. Журнал «Технологии нефти и газа» (2018 -2021 г.)
4. Журнал «Мир нефтепродуктов» (2018 – 2021 г.)

Электронные издания дополнительной литературы, имеющиеся в электронном каталоге электронной библиотечной системы:

1. Агибалова, Н. Н. Технология и установки переработки нефти и газа: учебное пособие / Н. Н. Агибалова. - Санкт-Петербург: Лань, 2020. – 308 с. - ISBN 978-5-8114-4213-3. – URL: <https://e.lanbook.com/reader/book/133886> – Текст: электронный
2. Агибалова, Н. Н. Технология и установки переработки нефти и газа. Свойства нефти и нефтепродуктов: учебное пособие / Н. Н. Агибалова. - Санкт-Петербург: Лань, 2020. – 124 с. - ISBN 978-5-8114-4285-0. – URL: <https://e.lanbook.com/reader/book/138153> – Текст: электронный
3. Сарданашвили, А. Г. Примеры и задачи по технологии переработки нефти и газа: учебное пособие / А. Г. Сарданашвили, А. И. Львова. - Санкт-Петербург: Лань, 2019. – 256 с. - ISBN 978-5-8114-3990-4. – URL: <https://e.lanbook.com/reader/book/113946> – Текст: электронный.
4. Волков, В. А. Теоретические основы охраны окружающей среды : учебное пособие / В. А. Волков. — Санкт-Петербург : Лань, 2022. — 256 с. — ISBN 978-5-8114-1830-5. — URL: <https://e.lanbook.com/book/211955> – Текст: электронный.