



МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ

«ДОНСКОЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»
(ДГТУ)

КАФЕДРА «Химические технологии нефтегазового комплекса»

И.И. Кашпаров

РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

Методические указания по выполнению курсового проекта
по дисциплине «[Процессы и аппараты химической технологии](#)».

Ростов-на-Дону
2023

УДК: 66.02/07 (076.5)

Рецензент

Мишуров Владимир Игоревич доцент, к.т.н. кафедры Химическая
технология нефтегазового комплекса ДГТУ.

**«РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ
УСТАНОВКИ»** Методические указания к курсовому
проектированию по дисциплине «Процессы и аппараты
химической технологии»: учебное пособие / сост. И.И.
Кашпаров, Донской гос. техн. ун-т. - Ростов-на-Дону:
ДГТУ, 2023. – 50 с.

Настоящие методические указания содержат пояснительный теоретический материал и методику расчета курсового проекта по теме «РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ». Методические указания составлены в соответствии с программой дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии» и предназначены для студентов направления 18.03.01 Химическая технология очной и заочной форм обучения.

Утверждено на заседании УГНС «Химическая технология»

Протокол № _____ от « ____ » ____ .2022

Одобрено на заседании кафедры ХТНГК ФГБОУ ВО ДГТУ

Протокол № _____ от « ____ » ____ .2022

УДК: 66.02/07 (076.5)

© ФГБОУ ВО ДГТУ, 2023

© Кашпаров И.И., Собчинский А.И., Жукова И.Ю.

СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
1. ОБЩИЕ ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА	5
1.1 Цель и задачи курсового проектирования	5
1.2 Тематика курсовых проектов, сроки выполнения	5
1.3 Содержание, оформление и объем курсового проекта	6
1.4 Указания по выполнению графической части	8
2. ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ	10
2.1 Задание на проектирование	10
2.2 Технологическая схема ректификационной установки	10
2.3 Материальный баланс	11
2.4 Количество орошения и число теоретических тарелок	14
2.5 Материальные потоки	18
2.6 Тепловой расчет установки	21
3. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ АППАРАТА	25
3.1 Определение диаметра колонны	25
3.2 Расчет высоты сливного порога	28
3.3 Межтарельчатый унос жидкости	32
3.4 Устойчивость работы переливных устройств	33
3.5 Гидравлическое сопротивление тарелок	35
3.6 Расчет диаметров штуцеров колонны	37
4. ЧИСЛО РЕАЛЬНЫХ ТАРЕЛОК И ВЫСОТА КОЛОННЫ	38
4.1 Определение количества реальных тарелок в колонне	38
4.2 Расчет толщины стенок корпуса колонного аппарата	40
СПИСОК ИСПОЛЪЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ	41
ПРИЛОЖЕНИЯ	42

ВВЕДЕНИЕ

Ректификация является сложным массообменным процессом, осуществляемым в противоточных колонных аппаратах с различными контактными элементами, которые служат для создания необходимой поверхности соприкосновения жидкой и паровой фаз. В промышленности используются, в основном, тарельчатые и насадочные ректификационные колонны.

Настоящие методические указания написаны с целью унификации требований, предъявляемых кафедрой к содержанию и объему расчетов при курсовом проектировании ректификационных установок. В них приведен пример расчета ректификационной колонны с клапанными тарелками. При расчете тарельчатой колонны число тарелок определялось графическим методом построения теоретических тарелок. Для колонных аппаратов с другими типами тарелок и видами насадок при вычислении основных конструктивных параметров необходимо внести изменения, учитывающие их особенности и механизмы работы.

В литературе приведены примеры расчета ректификационных колонн с тарелками: ситчатыми [1, 2], колпачковыми [2, 3, 4], с S-образными элементами [5], а также насадочных колонн [3, 5]. Другие методы определения технологических и конструктивных параметров ректификационных колонн, используемые при их проектировании на базе расчета абсорбционных установок, имеются в основном учебном пособии по курсовому проектированию по процессам и аппаратам химической технологии [6].

1 ОБЩИЕ ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ КУРСОВОГО ПРОЕКТА

1.1 Цель и задачи курсового проектирования

Основная цель курсового проектирования состоит в систематизации, закреплении, расширении и углублении практических знаний, приобретенных студентами при изучении курса «[Процессы и аппараты химической технологии](#)» (ПАХТ) и ряда предшествующих общеобразовательных дисциплин, в практическом применении этих знаний при самостоятельном проведении разнообразных расчетов и конструкторской разработке отдельных машин и аппаратов химических технологий. Кроме того, при выполнении курсового проекта студент приобретает навыки в аппаратурно-технологическом оформлении конкретного производственного процесса, в умении целенаправленно работать с учебной, научно-технической и справочной литературой, каталогами промышленного оборудования, ГОСТами и другими нормативными документами и материалами.

Опыт, приобретенный студентами при работе над курсовым проектом по курсу ПАХТ, послужит базой для выполнения в дальнейшем выпускной квалификационной работы.

1.2 Тематика курсовых проектов, сроки выполнения

Курсовые проекты выполняют студенты очной и заочной форм обучения, изучающие курс ПАХТ и успешно сдавшие зачет по одноименной дисциплине. Индивидуальные задания студентам выдает преподаватель-консультант на первой неделе учебного семестра в соответствии с учебным планом направления.

Перечень тем курсового проектирования по расчету ректификационных установок непрерывного действия, приведен в [Приложении А](#).

Кроме предлагаемой тематики по курсовому проектированию студентам может быть предложена разработка нестандартного оборудования, включающего элементы новизны и научно-технического творчества, например, расчет и конструктивная проработка аппаратов, защищенных патентами и авторскими свидетельствами, разработка новых учебных, научно-исследовательских стендов и установок с проведением всех сопутствующих расчетов в объеме курса ПАХТ.

Допускается выдача задания на бригаду студентов, состоящую из двух, трех или четырех человек (не более), включающего разработку полной технологической схемы конкретного химического производства с проработкой основных и вспомогательных аппаратов отдельных его стадий. Количество студентов в бригаде определяет преподаватель-консультант, с учетом сложности технологической схемы, индивидуальных способностей студентов, возможности совместной работы членов бригады над проектом и т.д. В этом случае объем индивидуальных заданий распределяется между

членами бригады равномерно, с представлением чертежей и технологической схемы (СТ) и чертежей общего вида (ВО) всех комплектующих этой схемы или единого монтажного чертежа в одном экземпляре на всю бригаду.

Кафедра проводит консультации по выданным темам проектов.

Сроки выполнения курсового проекта указываются в задании, выданном студенту. Защиту проекта проводят в соответствии с графиком, установленным преподавателем-консультантом.

1.3 Содержание, оформление и объем курсового проекта

Курсовой проект, независимо от тематики и исполнения, состоит из текстовой части (расчетно-пояснительной записки) и графической конструкторско-технологической документации, включающей в себя, как правило, 2 листа формата А1 рабочих чертежей проектируемой установки:

Лист № 1 – чертеж технологической схемы проектируемой установки;

Лист № 2 – чертеж общего вида основного аппарата или установки с поясняющими надписями, видами, разрезами и узлами.

Все текстовые документы, схемы, графики, эскизы и таблицы, входящие в состав расчетно-пояснительной записки к проекту, выполняют на листах белой бумаги форматом А4 (297×210 мм) с односторонним заполнением в соответствии с правилами оформления и требованиями к содержанию курсовых проектов. Допускается выполнение графиков, диаграмм, схем и эскизов на миллиметровой бумаге такого же формата. В случае, если рабочее поле диаграмм, графиков, схем и таблиц превышает указанный формат, необходимо аккуратно согнуть лист в размеры формата А4.

Поля на каждом листе текстовой части: слева 25 – 30 мм, справа – 10 мм, снизу – 20 мм, сверху – 20 мм. Нумерация листов записки – сквозная, цифры проставляют в нижней правой части листа. Текст записки разбивают на разделы, подразделы, пункты и подпункты, выделяемые цифровой разрядной нумерацией, например:

1 Название раздела

1.1 Название подраздела

1.1.1 Название пункта

1.1.1.1 Название подпункта

Все заголовки разделов, подразделов, пунктов и подпунктов выносят в содержание с указанием соответствующих им страниц.

Пояснительная записка должна быть оформлена в определенной последовательности, вне зависимости от темы выполняемого курсового проекта она должна содержать:

- титульный лист;
- задание на проектирование;
- содержание;
- введение;
- описание технологической схемы установки; основного аппарата;

- расчетную часть, включающую технологические расчеты и выбор основного и вспомогательного оборудования;
- раздел по технике безопасности при работе проектируемой установки;
- заключение;
- список литературы (перечень информационных источников).

Во введении указываются сущность, значение и области применения рассматриваемого процесса. Необходимо также привести сравнительную характеристику аппаратов для рассматриваемого процесса и обосновать выбор конструкции основного аппарата в установке [2, 3].

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

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

В технологических расчетах путем составления уравнений материального и теплового балансов определяют расходы, составы и температуры процессов и 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 [4]. В этот же раздел входят гидравлические расчеты аппаратов. Кроме основных аппаратов в установку входит вспомогательное оборудование: насосы, вентиляторы, газодувки, вакуум-насосы и т.п. Вспомогательное оборудование подбирают по нормальям, каталогам или ГОСТам с учетом конкретных условий его работы.

В разделе техника безопасности рассматриваются особенности работы с не герметичными и герметичными аппаратами и основные опасности при эксплуатации таких аппаратов, а также нюансы применения в рабочих циклах токсичных, пожаро- и взрывоопасных веществ; основные причины возникновения аварийных ситуаций при работе проектируемой установки, таких как коррозионное разрушение, внутренние дефекты металла, местные перегревы, несоблюдение установленного режима работы; недостаточная квалификация обслуживающего персонала и т.д.

Закончив расчетную часть проекта, студент анализирует полученные результаты и в заключении излагает основные выводы о проделанной работе.

В списке литературы перечисляются лишь те источники, на которые имеются ссылки в расчетно-пояснительной записке. Сведения о литера-

турном источнике должны включать: фамилию и инициалы автора (ов), полное название, место издания, наименование издательства, год издания, число страниц. Все использованные источники приводятся в списке в порядке их упоминания в тексте и записываются с учетом действующего стандарта к оформлению текстовых документов или следующим образом:

1. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 2000. – 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.

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

Расчеты в пояснительной записке должны сопровождаться текстовыми пояснениями. Все расчетные формулы приводятся сначала в общем виде, нумеруются, затем дается наименование обозначений и указывается размерность всех входящих в формулу величин. Численные значения величин в формулу подставляется в том порядке, в каком они в ней записаны, и далее приводят результат расчета. Все расчеты должны быть выполнены в международной системе единиц СИ. Сокращения слов в тексте не допускаются. Терминология должна соответствовать общепринятой в научно-технической литературе.

Расчетно-пояснительная записка должна быть снабжена необходимыми графиками, схемами, эскизами. Все иллюстрации именуются рисунками. Рисунок нумеруют и располагают после ссылки на него. Рисунки выполняются на миллиметровой бумаге, либо при помощи графических программ. Все рисунки должны быть однотипными.

1.4 Указания по выполнению графической части

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

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 линиями ([ГОСТ 2.316-2008](#)), т.е. в 2 – 3 раза толще, чем оборудования. При выполнении технологической схемы применяют условные графические изображения. Аппаратам, показанным на схеме, как правило, присваивают буквенное обозначение, соответствующее начальной букве их наименования. 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 могут быть показаны приборы и средства автоматизации, условные изображения которых определяет [ГОСТ 21.208-2013](#).

Технологическая схема выполняется без соблюдения масштаба на листе формата А1 (594x841 мм) чертежной бумаги. Действительное пространственное расположение аппаратов можно не учитывать. Собственно, схема размещается с левой стороны на большей части поля листа. В правом нижнем углу располагают основную надпись (штамп) по [ГОСТ 2.104-2006](#) или правилами оформления и требованиями к содержанию курсовых проектов. 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].

Чертеж общего вида основного аппарата, указанного в задании, выполняется на листе формата А1 в соответствии с [ГОСТ 2.120-2013](#). 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 удастся изобразить четко. Масштаб, в котором вычерчивают аппарат и узлы, выбирается по [ГОСТ 2.302-68](#). Главный вид аппарата вычерчивают только в рабочем положении и располагают его вдоль большей стороны листа. На основной части листа располагают другие виды, сечения, разрезы. Рекомендуются общий вид аппарата вычерчивать в наибольшем из доступных масштабов с применением при необходимости разрезов 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, крепления 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) располагается на листе в правом нижнем углу по отношению к рабочему положению аппарата в соответствии с [ГОСТ 2.104-2006](#). 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.

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

2.1 Задание на проектирование

Рассчитать тарельчатую ректификационную установку непрерывного действия для разделения бинарной смеси бензол – толуол под атмосферным давлением и определить её основные геометрические размеры (диаметр и высоту и т.д.). Производительность установки по разделяемой смеси $G_f = 15000 \text{ кг/ч} = 4,1667 \text{ кг/с}$. Содержание низкокипящего компонента (бензола) в исходной смеси равно $X_f = 35 \text{ мас. \%} = 0,35$, требуемое его содержание в дистилляте $X_d = 97 \text{ мас. \%} = 0,97$, в кубовом остатке $X_w = 2 \text{ мас. \%} = 0,02$. Исходная смесь, подаваемая в ректификационную колонну, нагревается в подогревателе при помощи водяного пара от температуры $t_{\text{нач}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ до температуры кипения смеси. Температура греющего пара $t_s = 140 \text{ }^\circ\text{C}$ ($P_{\text{абс}} = 3,734 \cdot 10^5 \text{ Па}$).

Ректификационная колонна оснащена клапанными тарелками. Считать, что конденсация пара в дефлегматоре – полная. Температуру охлаждающей воды в холодильниках принимать в интервале от $t_{\text{н.в}} = 20 \div 25 \text{ }^\circ\text{C}$. Установка проектируется для работы в районе г. Ростова-на-Дону (Ростовская область).

2.2 Технологическая схема ректификационной установки

Принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия представлена на рисунке 1. Исходная смесь из промежуточной емкости **1** центробежным насосом **2** подается в подогреватель **3**, где нагревается до температуры кипения смеси. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну **4** на так называемую питающую тарелку, где состав жидкости равен составу исходной смеси X_f . Питающая тарелка делит колонну на две части, имеющих различное назначение. Верхняя часть колоны служит для обогащения паров низкокипящим компонентом, т.е. укрепление паров. Поэтому верхняя часть колонны называется укрепляющей. Пары образуются при кипении кубовой жидкости в кипятильнике **5** и поднимаются снизу вверх восходящим потоком. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка X_w , т.е. обеднен низкокипящим компонентом. В нижней части колонны достигается максимальная степень удаления из жидкости низкокипящего компонента, поэтому она и называется исчерпывающей. Пары из верхней части колонны направляются в дефлегматор **6** воздушного (или водяного) охлаждения. В дефлегматоре пар конденсируется, и образующийся конденсат поступает в сборник **7**, откуда насосом **8** подается двумя потоками. Один поток для более полного обогащения верхнюю часть колонны в соответствии с заданным флегмовым числом, возвращается в колонну для орошения. Возвращаемая жидкость состава X_d называется флегмой. Второй поток конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения – дистиллята,

который охлаждается в холодильнике **9** и направляется в промежуточную накопительную ёмкость **10**. Из кубовой части колонны насосом **11** непрерывно выводится кубовая жидкость – продукт, обогащенный высококипящим компонентом, который охлаждается в холодильнике **12** и направляется в накопительную ёмкость **13**.

Таким образом, в ректификационной колонне осуществляется непрерывный неравновесный процесс разделения исходной бинарной смеси на дистиллят с высоким содержанием низкокипящего (легколетучего) компонента и кубовый остаток обогащенный высококипящим (труднолетучим) компонентом.

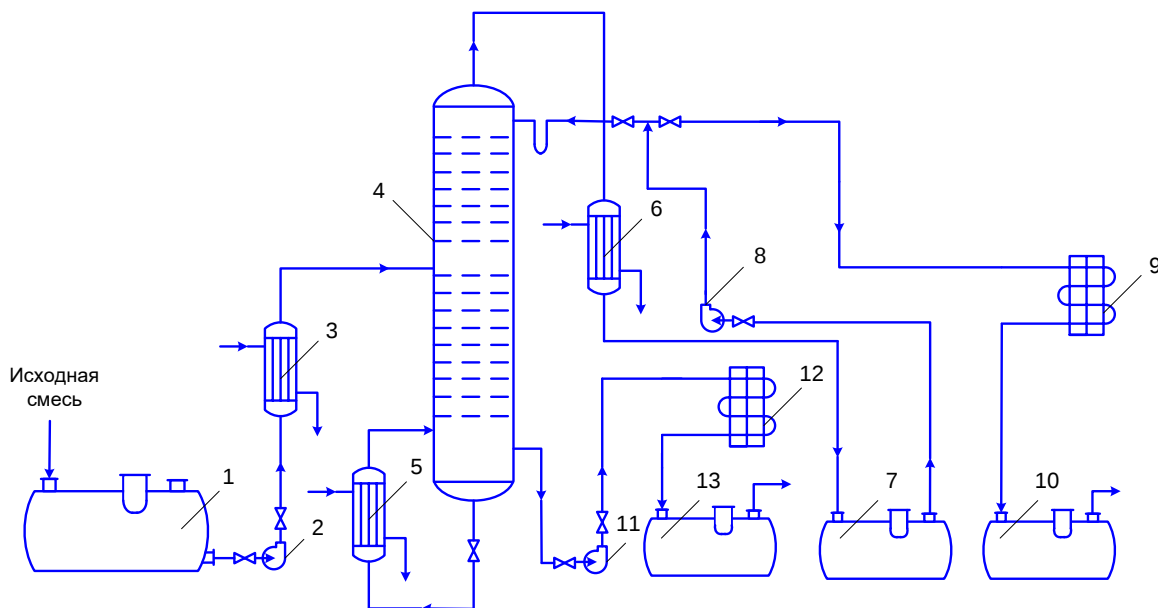


Рисунок 1 – Принципиальная схема ректификационной установки непрерывного действия:

- 1 – ёмкость для исходной смеси; 2, 8, 11 – насосы; 3 – теплообменник - подогреватель; 4 – ректификационная колонна; 5 – теплообменник - кипятильник; 6 – дефлегматор; 7 – промежуточная ёмкость для сбора дистиллята; 9 – холодильник дистиллята; 10 – ёмкость для сбора дистиллята в качестве конечного продукта; 12 – холодильник кубовой жидкости; 13 – ёмкость для кубовой жидкости.

2.3 Материальный баланс

Схема материальных потоков при непрерывной ректификации бинарной смеси представлена на рисунке 2. Здесь приняты следующие обозначения: G – расход паровой фазы, который впоследствии делится на потоки флегмы (G_{fl}) и дистиллята (G_d); G_w – расход кубового остатка; G_f – расход исходной смеси компонентов. Чаще всего расходы выражаются массовыми единицами (кг/с).

Расчет материального баланса чаще всего ведется по низкокипящему компоненту (НКК), потому его массовые доли обозначаются через X – для

жидкой фазы и Y – для паровой.

Так как поток флегмы в аппарате замкнут, то материальный расчет производится лишь по потокам на входе в колонну и выходе из нее. Баланс может быть составлен по всему количеству разгоняемой смеси и по одному из компонентов. Система из двух уравнений материального баланса имеет следующий вид:

$$\begin{cases} G_f = G_d + G_w \\ G_f \cdot X_f = G_d \cdot X_d + G_w \cdot X_w \end{cases} \quad (1.1)$$

где G_f – производительность установки по исходной смеси;

G_d – производительность установки по дистилляту;

G_w – производительность установки по кубовому остатку.

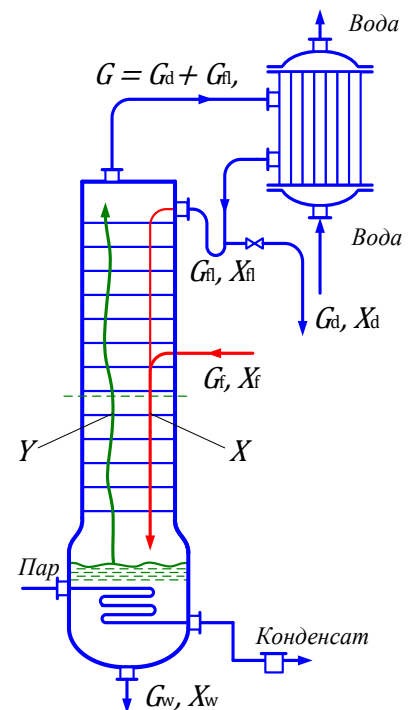


Рисунок 2 – Схема материальных потоков ректификационной колонны

В систему входит шесть величин, любые две из которых можно определить решением системы двух уравнений, в зависимости от условий задачи. Если, например, неизвестны расходы дистиллята и кубового остатка, то их можно определить выражениями

$$G_d = \frac{G_f \cdot (X_f - X_w)}{(X_d - X_w)} \quad G_w = \frac{G_f \cdot (X_d - X_f)}{(X_d - X_w)} \quad (1.2)$$

Расходы дистиллята G_d и кубового остатка G_w определяются из равенства материальных балансов:

- по потокам

$$4,167 = G_d + G_w;$$

- по легколетучему компоненту

$$4,167 \cdot 0,35 = G_d \cdot 0,97 + G_w \cdot 0,02;$$

Из системы уравнений материального баланса определим расходы дистиллята G_d и кубового остатка G_w в массовых и молярных единицах, если ректификации подвергается заданная смесь бензола с толуолом.

$$G_w = \frac{G_f \cdot (X_d - X_f)}{(X_d - X_w)} = \frac{4,167 \cdot (0,97 - 0,35)}{(0,97 - 0,02)} = 2,7195 \text{ кг/с}$$

$$G_d = G_f - G_w = 4,167 - 2,7195 = 1,4475 \text{ кг/с}$$

При расчете процессов ректификации составы потоков в ректификационной колонне могут быть заданы в массовых или молярных долях или

процентах. Пересчет массовых долей в молярные для двухкомпонентных смесей:

$$X'_A = \frac{\frac{X_A}{M_A}}{\frac{X_A}{M_A} + \frac{1 - X_A}{M_B}}; \quad X'_B = \frac{\frac{X_B}{M_B}}{\frac{X_B}{M_B} + \frac{1 - X_B}{M_A}} \quad (1.3)$$

Пересчет молярных долей в массовые:

$$X_A = \frac{X'_A \cdot M_A}{M_{\text{см}}}; \quad X_B = \frac{X'_B \cdot M_B}{M_{\text{см}}} \quad (1.4)$$

где M_A , M_B , $M_{\text{см}}$ – молярные массы компонентов и смеси, кг/кмоль;
 X_A , X'_A , X_B , X'_B – массовые и молярные доли компонентов A и B .

Молярная масса смеси

$$M_{\text{см}} = X'_A \cdot M_A + (1 - X'_A) \cdot M_B \quad (1.5)$$

где M_A – молярная масса бензола $M_A = 78,11$ кг/кмоль;
 M_B – молярная масса толуола $M_B = 92,14$ кг/кмоль;

Воспользовавшись формулой (1.3) рассчитаем концентрации легколетучего компонента в мольных долях, в исходной смеси:

- в исходной смеси

$$X'_f = \frac{\frac{X_f}{M_A}}{\frac{X_f}{M_A} + \frac{1 - X_f}{M_B}} = \frac{\frac{0,35}{78,11}}{\frac{0,35}{78,11} + \frac{1 - 0,35}{92,14}} = 0,3885;$$

- в дистилляте

$$X'_d = \frac{\frac{X_d}{M_A}}{\frac{X_d}{M_A} + \frac{1 - X_d}{M_B}} = \frac{\frac{0,97}{78,11}}{\frac{0,97}{78,11} + \frac{1 - 0,97}{92,14}} = 0,9745;$$

- в кубовом остатке

$$X'_w = \frac{\frac{X_w}{M_A}}{\frac{X_w}{M_A} + \frac{1 - X_w}{M_B}} = \frac{\frac{0,02}{78,11}}{\frac{0,02}{78,11} + \frac{1 - 0,02}{92,14}} = 0,0235;$$

2.4 Количество орошения и число теоретических тарелок

Для технологического расчета ректификационной колонны необходимо построить равновесную зависимость между фазами в координатах $Y-X$ и диаграмму $t-X, Y$. Эти диаграммы строятся по расчетным [1] или опытным данным (Приложение Б). Диаграмма равновесия ($Y-X$) для бинарной смеси бензол – толуол при атмосферном давлении 760 мм рт.ст. ($1,013 \cdot 10^5$ Па) представлена на рисунке 3 [8]. При построении для удобства производим перевод массовых процентов в доли единицы.

Таблица 1 – Равновесный состав жидкости и пара для бинарной системы бензол – толуол при атмосферном давлении.

Процентное содержание НКК, в жидкости X	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
Процентное содержание НКК, в паре Y	0	11,5	21,4	38,0	51,1	61,9	71,2	79,0	85,4	91	96	100
Температура кипения смеси t , °C	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,2	81,9	80,1

Проведём построение диаграммы $Y-X$. Соединим при помощи прямой линии начальную и конечную точки диаграммы. Нанесем на диаграмму значения концентраций легколетучего компонента X'_f, X'_d, X'_w . Проведем вертикали из этих точек до прямой линии. В точке пересечения X'_w вертикали с прямой линией наносим точку C , а в точке пересечения вертикали X'_d с прямой линией наносим точку A . Вертикальную линию X'_f продлим от точки пересечения с прямой линией до диаграммы, в точке их пересечения откладываем точку B' . Из этой точки проведем перпендикулярную линию до пересечения с осью Y , получившуюся точку обозначим Y_p .

Минимальное флегмовое число определяется по формуле:

$$R_{\min} = \frac{X'_d - Y_p}{Y_p - X'_f} = \frac{0,9745 - 0,605}{0,605 - 0,3879} = 1,7 \quad (1.6)$$

где Y_p – концентрация легколетучего компонента в паровой фазе, равновесной с исходной смесью питания колонны, определяемая по концентрации X'_f (Рисунке 3).

Рабочее значение флегмового числа R найдем по графику зависимости $(R+1) \cdot N_T = f(R)$, приведённому на Рисунк 3, где N_T – число теоретических тарелок. Для построения этого графика необходимо задаться рядом значений коэффициента избытка флегмы β (1,1; 1,3; 1,5; 1,7; 1,9; 2,1; 2,3) и определить для каждого из них флегмовое число теоретических тарелок графически

методом [7]. Так, при коэффициенте избытка флегмы $\beta = 2,3$ рабочее флегмовое число равно:

$$R = \beta \cdot R_{\min} = 2,3 \cdot 1,7 = 3,92$$

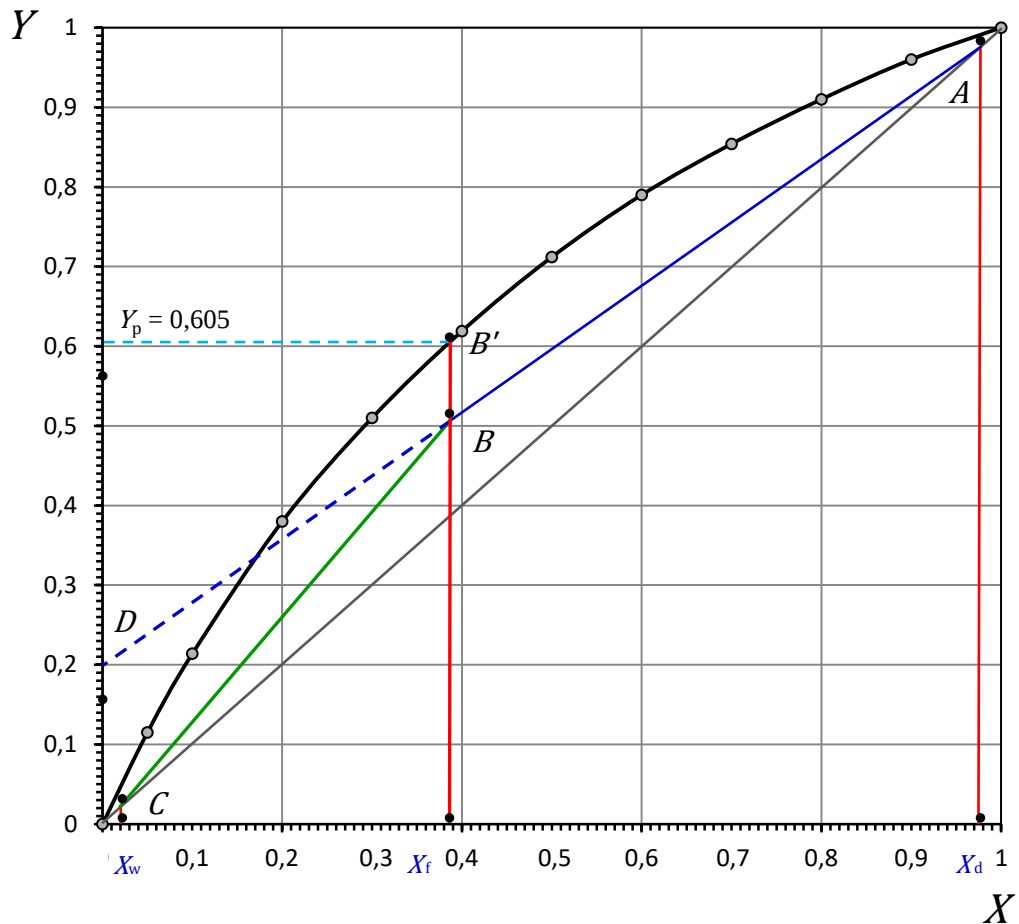


Рисунок 3 – Диаграмма $Y-X$ для определения флегмового числа

Уравнение линии рабочих концентраций верхней (укрепляющей) части колонны при $R = 3,92$ имеет вид

$$Y = \frac{R}{R+1} \cdot x + \frac{X'_d}{R+1}$$

$$Y = \frac{3,92}{3,92+1} \cdot x + \frac{0,9745}{3,92+1} = 0,7969 \cdot x + 0,1979$$

На диаграмме отложим точку $D(X=0, Y=0,1979)$, значение ординаты $Y=0,1979$ точки D получено из уравнения рабочих концентраций при $x=0$. На диаграмме $Y-X$ из точки D проведём линию соединяющую ее с точкой $A(X=Y=0,9745)$. Линия AD пересекает вертикаль ($X'_f=0,3885$) в точке B . Соединив точки B и $C(X=Y=0,0235)$ прямой, получим линию рабочих концентраций нижней (исчерпывающей) части колонны (Рисунок 3). Между линиями рабочих концентраций верхней и нижней частей колонны и равновесной кривой от точки A до точки C строим на диаграмме $Y-X$ строим ступенчатую линию, одна ступень которой соответствует одной теоре-

тической (Рисунок 4) [7]. При коэффициенте избытка флегмы $\beta = 2,3$ число теоретических тарелок равно $N_T = 11,5$.

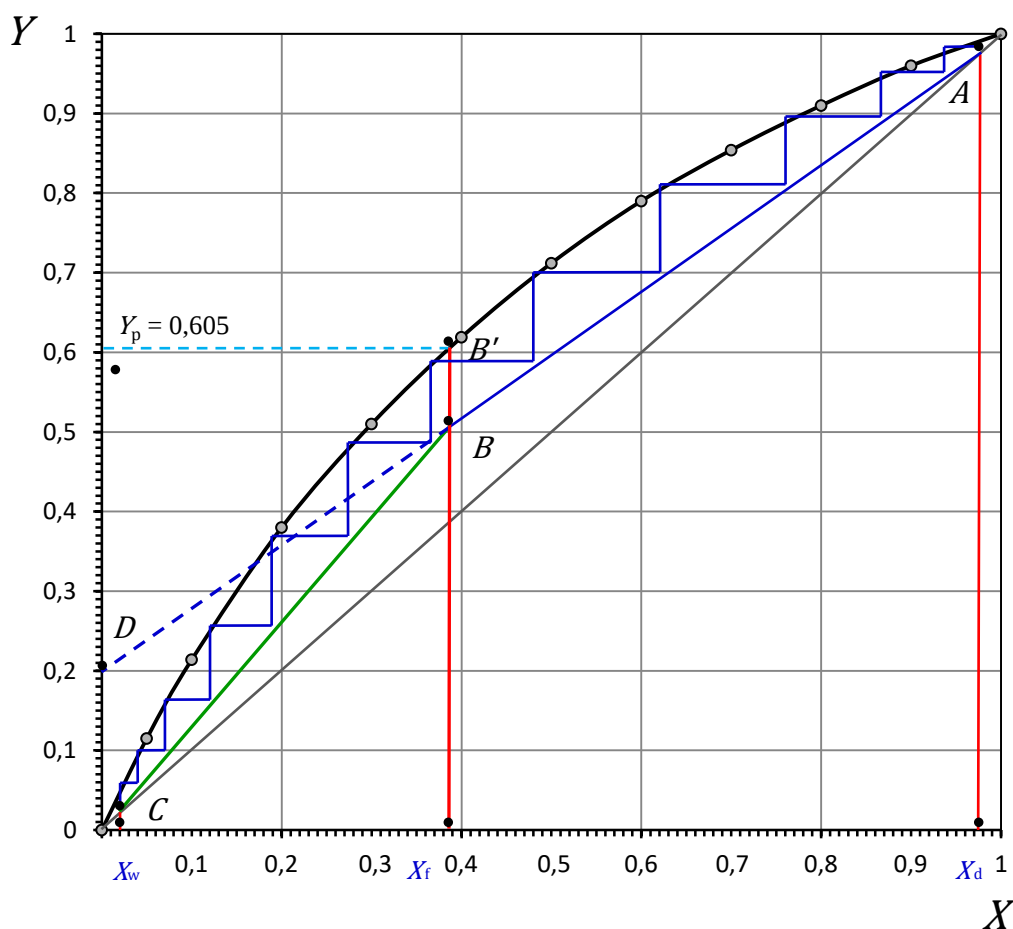


Рисунок 4 – Диаграмма $Y-X$ с построением теоретических тарелок

Таким же образом определены флегмовые числа и числа теоретических тарелок для других значений коэффициентов избытка флегмы. Результаты расчётов и графических изысканий сводим в таблицу 2.

Таблица 2 – Результаты расчета флегмового числа и числа теоретических тарелок

Коэффициент избытка флегмы β	Флегмовое число R	Ордината точки D при $x = 0$	Число теоретических тарелок N_T	$(R+1) \cdot N_T$
1	2	3	4	5
1,1	1,88	0,3387	19	54,72
1,3	2,22	0,3028	17	54,74
1,5	2,56	0,2737	14,5	51,62
1,7	2,89	0,2498	13	50,57
1,9	3,24	0,2297	12,5	53,02
2,1	3,58	0,2126	12	54,96
2,3	3,92	0,1979	12	56,83

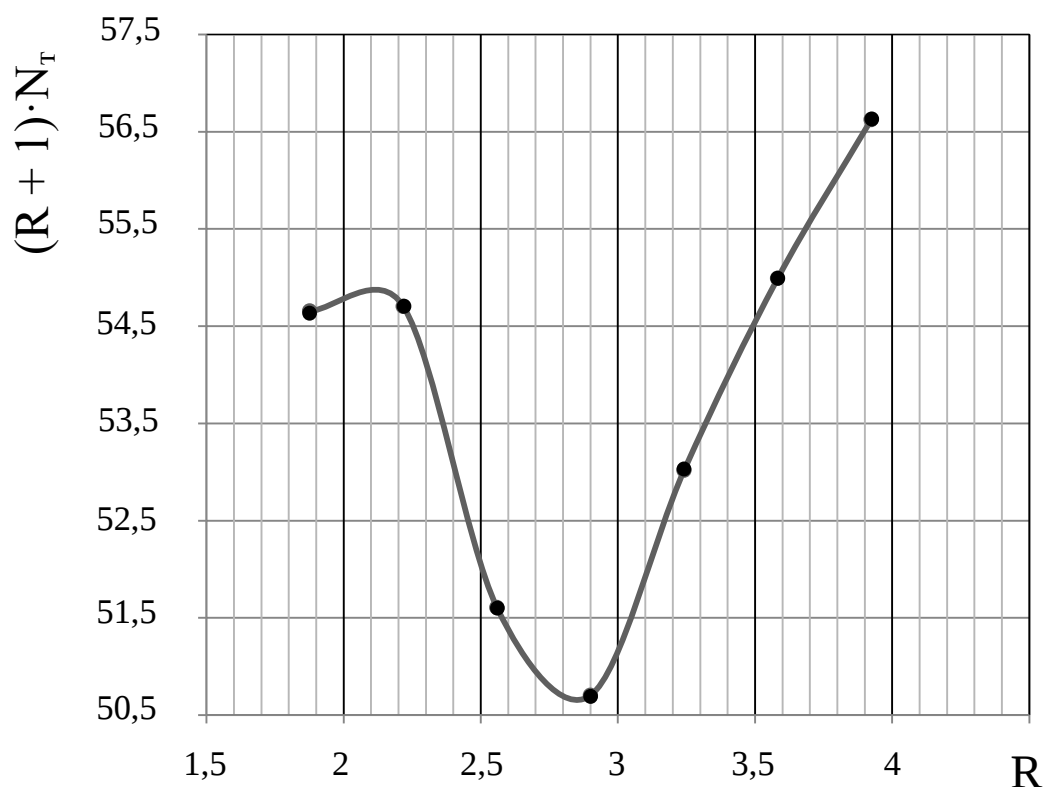


Рисунок 5 – Диаграмма зависимости $(R + 1) \cdot N_T$ от флегмового числа R

Уравнения линий рабочих концентраций при оптимальном флегмовом числе $R = 2,85$ имеют вид:

- для верха колонны

$$Y = \frac{R}{R + 1} \cdot x + \frac{X'_d}{R + 1} = \frac{2,85}{2,85 + 1} \cdot x + \frac{0,9745}{2,85 + 1} = 0,7403 \cdot x + 0,2531$$

- для низа колонны

$$Y = \frac{R + F}{R + 1} \cdot x - \frac{F - 1}{R + 1} \cdot X'_w = \frac{2,85 + F}{2,85 + 1} \cdot x - \frac{F - 1}{2,85 + 1} \cdot 0,0235$$

где F – относительный мольный расход питания. Здесь

$$F = \frac{X'_d - X'_w}{X'_f - X'_w} = \frac{0,9745 - 0,0235}{0,3885 - 0,0235} = 2,6058$$

$$Y = \frac{2,85 + 2,6058}{2,85 + 1} \cdot x - \frac{2,6058 - 1}{2,85 + 1} \cdot 0,0235 = 1,4171 \cdot x - 0,0098$$

Эти линии и ступени изменения концентраций изображены на диаграмме $Y-X$ (Рисунок 6).

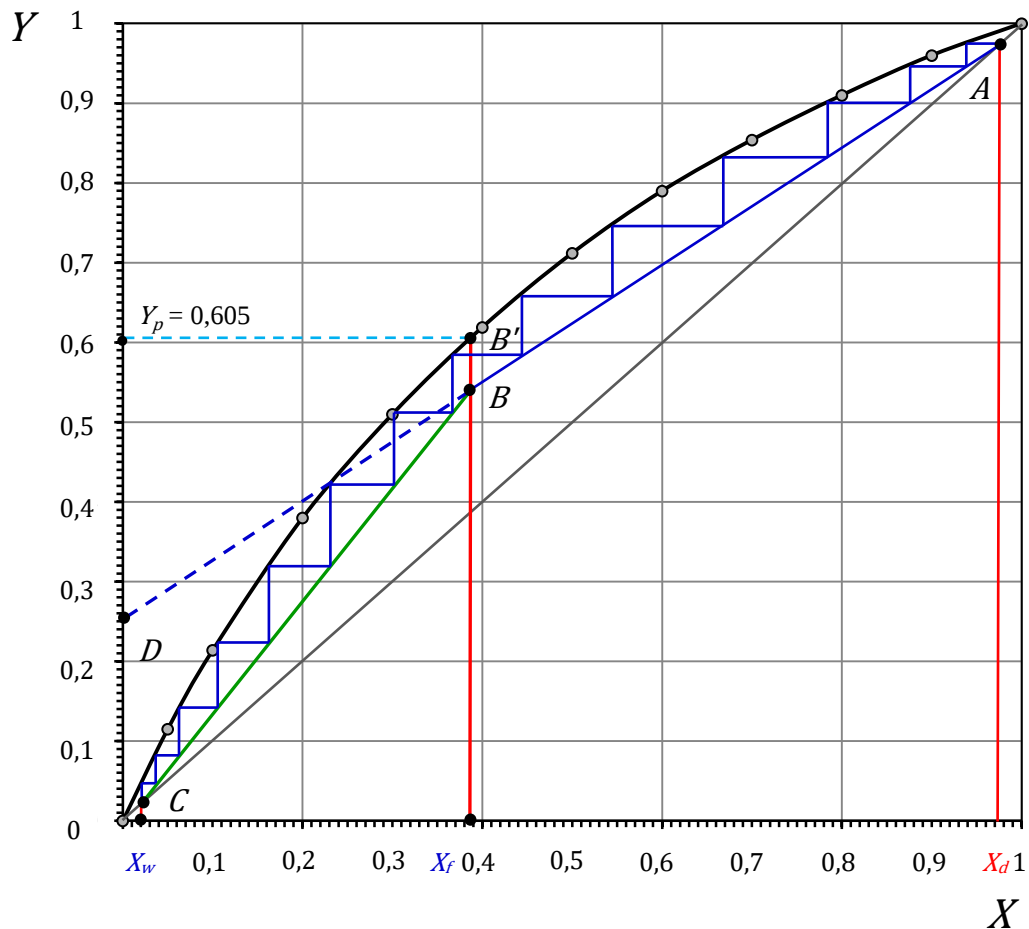


Рисунок 6 – Диаграмма $Y-X$ для определения числа теоретических тарелок при оптимальном флегмовом числе $R = 2,85$

Числа теоретических тарелок в верхней и нижней частях колонны соответственно равны: $N_{т.в} = 6,7$; $N_{т.н} = 7,3$.

2.5 Материальные потоки

Задачей расчета является определение массовых и объемных расходов пара и жидкости в верхней и нижней частях колонны [1 и 6]. Для расчета объемных потоков предварительно найдем средние плотности пара и жидкости, а также молярные массы пара.

Вычисляем средние концентрации бензола в жидкой и паровой фазах:
- вверху колонны

$$X'_{cp} = \frac{X'_f + X'_d}{2} = \frac{0,3885 + 0,9745}{2} = 0,6815;$$

$$Y'_{cp} = 0,7403 \cdot X'_{cp} + 0,2531$$

$$Y'_{cp} = 0,7403 \cdot 0,6815 + 0,2531 = 0,7576$$

- в низу колонны

$$X_{cp}'' = \frac{X_f' + X_w'}{2} = \frac{0,3885 + 0,0235}{2} = 0,206;$$

$$Y_{cp}'' = 1,4171 \cdot X_{cp}'' - 0,0098$$

$$Y_{cp}'' = 1,4171 \cdot 0,206 - 0,0098 = 0,3017$$

По диаграмме $t-X, Y$ (Рисунок 7), зная Y_{cp}' и Y_{cp}'' , найдем средние температуры паров в верхней $t_{cp}' = 90,5^\circ\text{C}$ и нижней $t_{cp}'' = 104,4^\circ\text{C}$ частях колонны.

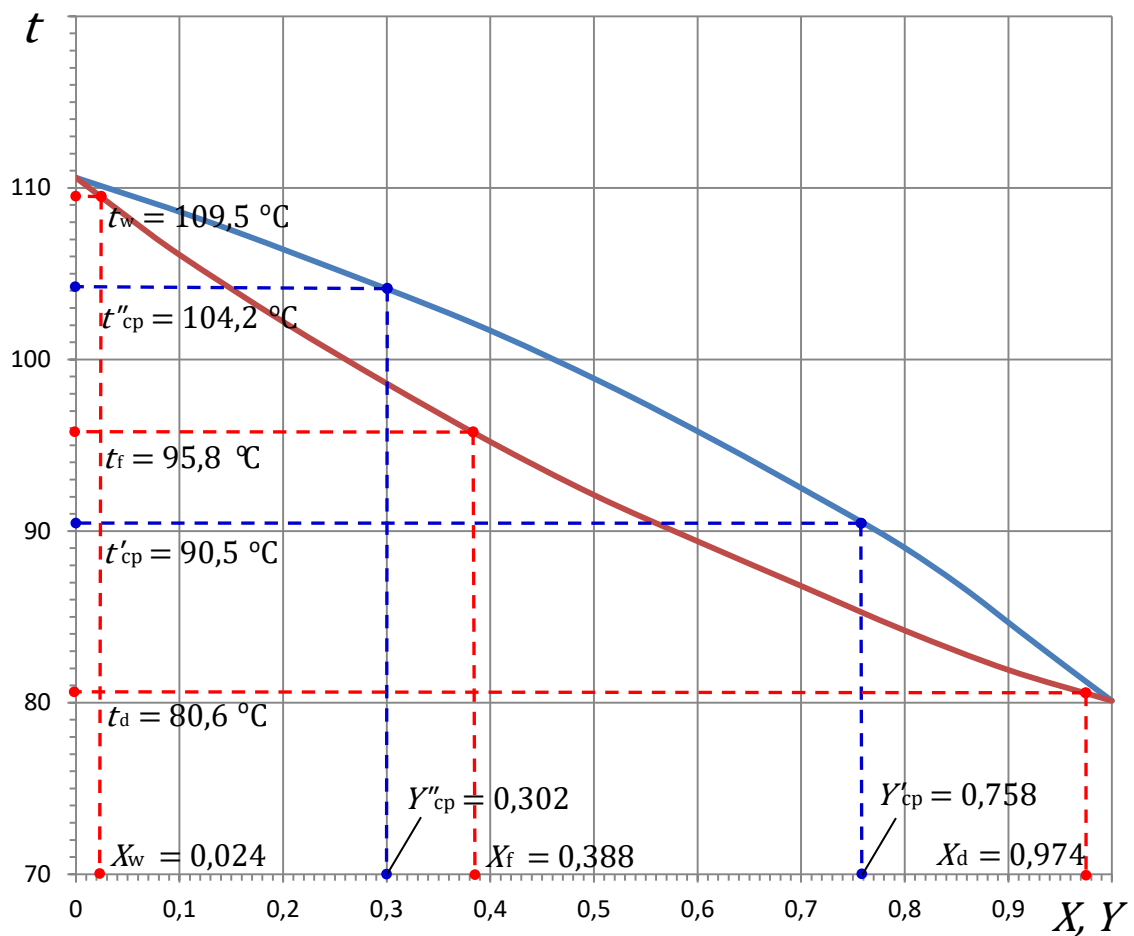


Рисунок 7 – Диаграмма $t-X, Y$

Средние молярные массы паров равны:

- в верху колонны

$$M_{п.ср}' = Y_{cp}' \cdot M_A + (1 - Y_{cp}') \cdot M_B$$

$$M_{п.ср}' = 0,7576 \cdot 78,11 + (1 - 0,7576) \cdot 92,14 = 81,5109 \text{ кг/кмоль};$$

- в низу колонны

$$M_{п.ср}'' = Y_{cp}'' \cdot M_A + (1 - Y_{cp}'') \cdot M_B$$

$$M_{п.ср}'' = 0,302 \cdot 78,11 + (1 - 0,302) \cdot 92,14 = 87,903 \text{ кг/кмоль};$$

Средние плотности паров соответственно в верху и в низу колонны составляют:

$$\rho'_{п.ср} = \frac{M'_{п.ср} \cdot T_0}{22,4 \cdot (T_0 + t'_{ср})} = \frac{81,5109 \cdot 273,15}{22,4 \cdot (273,15 + 90,5)} = 2,733 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho''_{п.ср} = \frac{M''_{п.ср} \cdot T_0}{22,4 \cdot (T_0 + t''_{ср})} = \frac{87,903 \cdot 273,15}{22,4 \cdot (273,15 + 104,2)} = 2,839 \text{ кг/м}^3$$

Найдем плотности жидких бензола и толуола при средних температурах в колонне:

$$\begin{aligned} t'_{ср} &= 90,5 \text{ }^\circ\text{C}, & \rho'_A &= 803,9 \text{ кг/м}^3, & \rho'_B &= 797,9 \text{ кг/м}^3; \\ t''_{ср} &= 104,2 \text{ }^\circ\text{C}, & \rho''_A &= 788,2 \text{ кг/м}^3, & \rho''_B &= 783,6 \text{ кг/м}^3. \end{aligned}$$

Рассчитаем приближенно средние плотности жидкости:

- в верху колонны

$$\begin{aligned} \rho'_{ж.ср} &= \rho'_A \cdot X'_{ср} + \rho'_B \cdot (1 - X'_{ср}) \\ \rho'_{ж.ср} &= 803,9 \cdot 0,6815 + 797,9 \cdot (1 - 0,6815) = 801,989 \text{ кг/м}^3 \end{aligned}$$

- в низу колонны

$$\begin{aligned} \rho''_{ж.ср} &= \rho''_A \cdot X''_{ср} + \rho''_B \cdot (1 - X''_{ср}) \\ \rho''_{ж.ср} &= 788,2 \cdot 0,206 + 783,6 \cdot (1 - 0,206) = 784,548 \text{ кг/м}^3 \end{aligned}$$

Массовые расходы в верху колонны равны:

- жидкости орошения

$$\begin{aligned} G_{в.ж} &= R \cdot G_d \\ G_{в.ж} &= 2,85 \cdot 1,4475 = 4,1254 \text{ кг/с} \end{aligned}$$

- паров

$$\begin{aligned} G_{в.п} &= G_{в.ж} + G_d \\ G_{в.п} &= 4,1254 + 1,4475 = 5,5729 \text{ кг/с} \end{aligned}$$

Объемные расходы в верху колонны составляют:

- паров

$$\begin{aligned} L_{в.п} &= \frac{22,4 \cdot G_{в.п} \cdot (T_0 + t'_{ср})}{M'_{п.ср} \cdot T_0} \\ L_{в.п} &= \frac{22,4 \cdot 5,5729 \cdot (273,15 + 90,5)}{81,5109 \cdot 273,15} = 2,039 \text{ м}^3/\text{с} \end{aligned}$$

- жидкости орошения

$$L_{в.ж} = \frac{G_{в.ж}}{\rho'_{ж.ср}}$$

$$L_{v.в} = \frac{4,1254}{801,986} = 0,00514 \text{ м}^3/\text{с}$$

Массовые расходы в низу колонны:

- жидкости орошения

$$G_{н.ж} = G_{в.ж} + G_f$$

$$G_{н.ж} = 4,1254 + 4,167 = 8,2924 \text{ кг/с}$$

- паров

$$G_{н.п} = G_{н.ж} - G_w$$

$$G_{н.п} = 8,2924 - 2,7195 = 5,5729 \text{ кг/с}$$

Объемные расходы в низу колонны равны:

- паров

$$L_{н.п} = \frac{22,4 \cdot G_{н.п} \cdot (T_0 + t_{ср}^{\prime\prime})}{M_{п.ср}^{\prime\prime} \cdot T_0}$$

$$L_{н.п} = \frac{22,4 \cdot 5,5729 \cdot (273,15 + 104,2)}{87,903 \cdot 273,15} = 1,9618 \text{ м}^3/\text{с}$$

- жидкости орошения

$$L_{v.н} = \frac{G_{н.ж}}{\rho_{ж.ср}^{\prime\prime}}$$

$$L_{v.н} = \frac{8,2924}{784,5} = 0,0106 \text{ м}^3/\text{с}$$

2.6 Тепловой расчет установки

Целью теплового расчета колонны является определение тепловых потоков подогревателя исходной смеси, кипятильника, дефлегматора и холодильников дистиллята и кубового остатка, а также расходов греющего пара и охлаждающей воды в ректификационной установке. Можно произвести расчет воды в теплообменнике, где должен охлаждаться дистиллят от температуры кипения до температуры в сборнике дистиллята и подогревателя исходной смеси. Последние расчеты производятся аналогично расчету типового холодильника и подогревателя.

Тепловой баланс колонны непрерывного действия (см. Рисунок 8) имеет вид:

$$Q_k + Q_f + Q_{fl} = Q_G + Q_w + Q_{п}$$

где Q_k – тепловой поток, подводимый с теплоносителем в кипятильнике для испарения жидкости с учетом 3 % его потерь, кВт;

Q_f – тепловой поток, подводимый в паровом подогревателе к исходной смеси при 5 % потерь в окружающую среду составляет, кВт;

Q_{fl} – тепловой поток, подводимый с возвращаемой на орошение в колонну флегмой, кВт;

Q_G – тепловой поток, отводимый из колонны вместе с парами поступающими в дефлегматор, кВт;

Q_w – тепловой поток, отводимый в холодильнике с уходящим из колонны кубовым остатком, кВт;

Q_{π} – потери теплоты в окружающую среду, кВт.

Расход охлаждающего теплоносителя в дефлегматоре будет рассмотрен позже в пункте 5.1.

Тепловой поток, отводимый в дефлегматоре при конденсации пара, найдем по формуле:

$$Q_d = G_d \cdot (R + 1) \cdot r_d$$

где $r_d = X'_d \cdot r_A + (1 - X'_d) \cdot r_B$
здесь r_A и r_B – удельные теплоты конденсации бензола и толуола, кДж/кг, **при температуре t_d** ;
 r_d – удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, кДж/кг.

$$r_d = 0,9748 \cdot 392,4 + (1 - 0,9748) \cdot 380,64 = 391,716 \text{ кДж/кг}$$

$$Q_d = 1,4475 \cdot (2,85 + 1) \cdot 391,716 = 2179,1145 \text{ кВт},$$

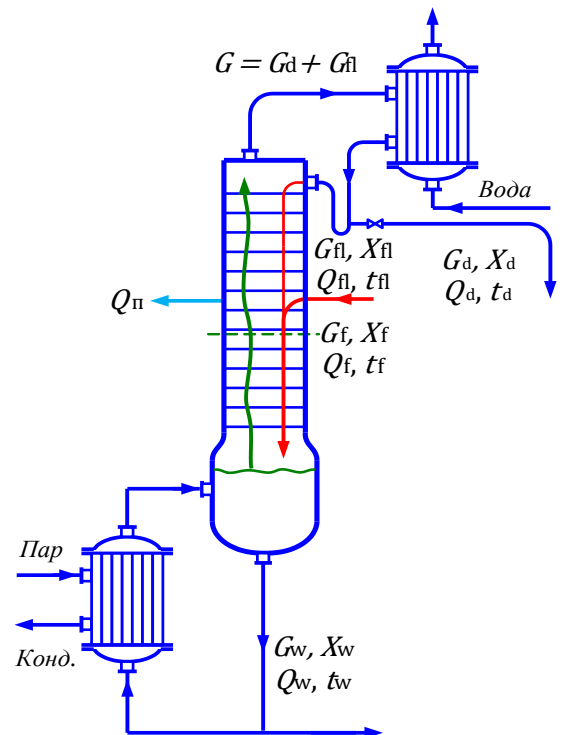


Рисунок 8 – Схема к тепловому расчету ректификационной колонны

Тепловой поток, подводимый в кипятильнике для испарения жидкости при 3 % его потерь, определим по выражению:

$$Q_k = 1,03 \cdot (Q_d + G_d \cdot C_d \cdot t_d + G_w \cdot C_w \cdot t_w - G_f \cdot C_f \cdot t_f)$$

где 1,03 – коэффициент, учитывающий компенсацию потерь теплоты в окружающую среду;

C_d , C_w , C_f – удельные массовые теплоемкости дистиллята, исходной смеси и кубового остатка, кДж/(кг·К);

t_f , t_d , t_w – соответственно температуры, определенные по диаграмме $t - X, Y$ (рисунок 7), исходной смеси на входе в колонну, дистиллята на выходе из дефлегматора, кубового остатка на выходе из колонны, °С

Удельные массовые теплоемкости дистиллята, исходной смеси и кубового остатка рассчитываются по формуле:

$$C_{pi} = C_{pA} \cdot X_i' + C_{pB} \cdot (1 - X_i')$$

где C_{pA} и C_{pB} – удельные массовые изобарные теплоемкости бензола и толуола, кДж/(моль·К), при температуре t_f , t_d , t_w , равной;
 X_i' – молярная доля НКК в i-й фракции.

$$C_{pf} = C_{pA} \cdot X_f' + C_{pB} \cdot (1 - X_f') = C_{pA} \cdot 0,3879 + C_{pB} \cdot (1 - 0,3879) = 2,02$$

$$C_{pd} = C_{pA} \cdot X_d' + C_{pB} \cdot (1 - X_d') = C_{pA} \cdot 0,9748 + C_{pB} \cdot (1 - 0,9748) = 1,97$$

$$C_{pw} = C_{pA} \cdot X_w' + C_{pB} \cdot (1 - X_w') = C_{pA} \cdot 0,0235 + C_{pB} \cdot (1 - 0,0235) = 2,1$$

Теперь мы можем рассчитать тепловой поток, подводимый в кипя-
 тильнике для испарения жидкости:

$$Q_k = 1,03 \cdot (2179,1145 + 1,4475 \cdot 1,97 \cdot 80,6 + 2,7195 \cdot 2,1 \cdot 109,5 - 4,167 \cdot 2,02 \cdot 95,8) = 2532,0764 \text{ кВт},$$

Тепловой поток в паровом подогревателе исходной смеси при 5 %
 потерь в окружающую среду составляет:

$$Q_f = 1,05 \cdot G_f \cdot C_{pf} \cdot (t_f - t_n)$$

где

$$C_{pf} = C_{pA} \cdot X_f' + C_{pB} \cdot (1 - X_f')$$

здесь C_{pA} и C_{pB} – удельные массовые изобарные теплоемкости бензола
 и толуола, кДж/(кг·К), при средней температуре в подогревателе
 исходной смеси, равной:

$$t_{cp.п} = \frac{(t_n + t_f)}{2} = \frac{(20 + 95,8)}{2} = 57,9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Подставим найденные значения в формулу и найдем C_{pf}

$$C_{pf} = 1,76 \cdot 0,3879 + 1,86 \cdot (1 - 0,3879) = 1,82121 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{К)}$$

$$Q_f = 1,05 \cdot 4,167 \cdot 1,82121 \cdot (95,8 - 20) = 604,0038 \text{ кВт},$$

Тепловой поток, отводимый в холодильнике дистиллята, равен

$$Q_d = G_d \cdot C_d(t_d - t_{d.к})$$

где $t_{d.к}$ – температура дистиллята на выходе из холодильника;

C_d – удельная массовая изобарная теплоёмкость дистиллята,
 кДж/(кг·К), при средней его температуре в холодильнике, равной

$$t_{d.ср} = \frac{(t_d + t_{d.к})}{2} = \frac{(80,6 + 30)}{2} = 55,35 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Подставим найденные значения теплоемкостей в формулу

$$C_{pd} = C_{pA} \cdot 0,9748 + C_{pB} \cdot (1 - 0,9748) = 1,85$$

$$Q_d = 1,4475 \cdot 1,85 \cdot (80,6 - 30) = 135,7683 \text{ кВт},$$

Тепловой поток, отводимый в холодильнике кубового остатка, равен:

$$Q_w = G_w \cdot C_w(t_w - t_{w.K})$$

где $t_{w.K}$ – температура кубового остатка на выходе из холодильника, °С;
 C_{pw} – удельная массовая изобарная теплоемкость кубового остатка, кДж/(кг·К), при средней его температуре в холодильнике, равной

$$t_{w.cp} = \frac{(t_w + t_{w.K})}{2} = \frac{(109,5 + 30)}{2} = 69,75 \text{ °С}$$

Подставив найденное значение теплоемкости, найдем значение теплового потока, отводимый в холодильнике кубового остатка

$$C_{pw} = C_{pA} \cdot 0,0235 + C_{pB} \cdot (1 - 0,0235) = 2,08$$

$$Q_w = 2,7195 \cdot 2,08 \cdot (109 - 30) = 449,6965 \text{ кВт},$$

Суммарный тепловой поток подогревателя исходной смеси и кипяtilьника составляет:

$$Q_1 = Q_f + Q_k = 604,0038 + 2532,0764 = 3136,0792 \text{ кВт}.$$

Расход греющего пара в установке равен:

$$G_{\pi} = \frac{Q_1}{r_s \cdot x_{\pi}}$$

где r_s – удельная теплота конденсации греющего пара, кДж/кг, при температуре $t_s = 140 \text{ °С}$;
 X_{π} – степень сухости пара.

$$G_{\pi} = \frac{3136,0792}{2150 \cdot 0,95} = 1,5354 \text{ кг/с},$$

Расход охлаждающей воды в установке составляет:

$$V_{\text{воды}} = \frac{Q_d + Q_w}{C_{\text{воды}} \cdot (t_k - t_{\text{н.в}}) \cdot \rho_{\text{воды}}} \cdot 3600$$

где $t_{\text{н.в}}$ – температура воды на входе в холодильник дистиллята, из интервала $t_{\text{н.в}} = 20 \div 25 \text{ °С}$. принимаем $t_{\text{н.в}} = 25 \text{ °С}$.
 t_k – температура воды на выходе из холодильника кубового остатка, °С.

$$V_{\text{воды}} = \frac{135,7683 + 449,6965}{4,19 \cdot (40 - 25) \cdot 1000} = 0,0093 \cdot 3600 = 33,5349 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

3 ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ АППАРАТА

3.1 Определение диаметра колонны

Диаметр тарельчатой колонны определяется, исходя из величины рабочего сечения тарелки. Под рабочим сечением тарелки понимают разность площадей поперечных сечений колонны и переливных устройств. Численные значения рабочих площадей в зависимости от диаметра колонны, приведены в ГОСТах, нормалях, каталогах [4]. Найдем диаметры верхней (укрепляющей) и нижней (исчерпывающей) частей колонны.

Верх колонны.

Для расчета рабочего сечения колонны предварительно определяем скорость пара:

$$\omega_{p.v} = \varphi \cdot C \sqrt{\frac{\rho'_{ж.ср}}{\rho'_{п.ср}} - 1}$$

где φ – фактор вспениваемости жидкости [7] или (см. таблицу 8);

C – коэффициент, определяемый по рисунку 9, для определения коэффициента необходимо вычислить соотношение между расходами пара и жидкости, а также задаться расстоянием между тарелками колонны.

$$C = f \left[\frac{G_{в.ж}}{G_{в.п}} \sqrt{\frac{\rho'_{п.ср}}{\rho'_{ж.ср}}}; H_T \right]$$

где H_T – расстояние между тарелками колонны, которое рекомендуется в первом приближении выбирать в интервале $H_T = 300 - 400$ мм [7].

Вычислим комплекс, учитывающий соотношение между расходами пара и жидкости в колонне, он составит:

$$\frac{G_{в.ж}}{G_{в.п}} \sqrt{\frac{\rho'_{п.ср}}{\rho'_{ж.ср}}} = \frac{4,1254}{5,5729} \sqrt{\frac{2,733}{801,989}} = 0,0432$$

По значению вычисленной величины данного комплекса, равной 0,0432, и принятому расстоянию между тарелками $H_T = 400$ мм находим численное значение $C = 0,076$, согласно рисунку 9.

Принимаем фактор вспениваемости жидкости равным $\varphi = 0,7$

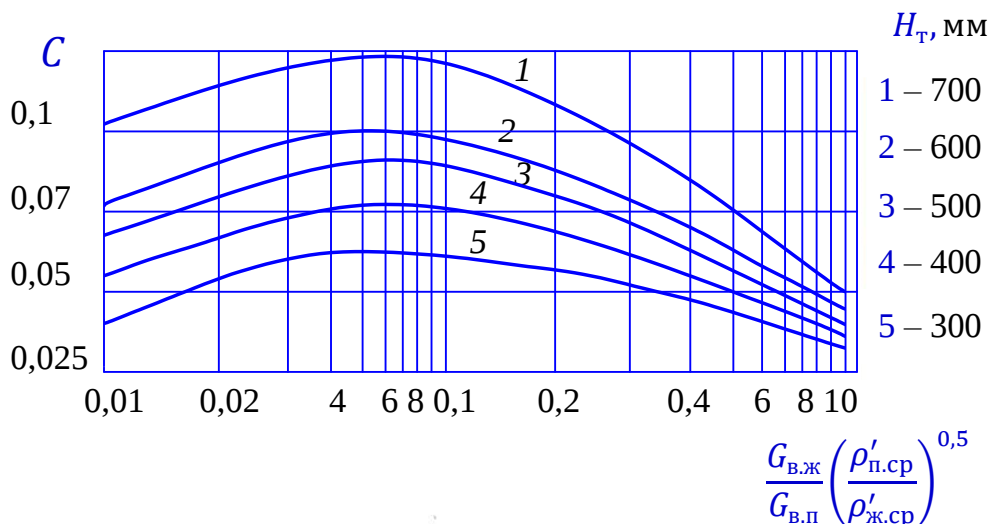


Рисунок 9 – Зависимость коэффициента C от расстояния между тарелками колонны и комплекса учитывающего соотношения между расходами пара и жидкости в колонне

После этого предварительно определяем скорость пара:

$$\omega_{p.в} = 0,9 \cdot 0,076 \sqrt{\frac{801,989}{2,733}} - 1 = 0,9098 \text{ м/с,}$$

Рабочее сечение тарелки составляет:

$$F_{p.в} = \frac{L_{в.п}}{\omega_{p.в}} = \frac{2,039}{0,9098} = 2,2412 \text{ м}^2$$

По [приложению В](#) выбираем наиболее близкий диаметр верхней части колонны $D_v = 2200$ мм. Характеристика клапанной прямооточной тарелки колонны такого диаметра приведена в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика клапанной прямооточной тарелки.

Основные параметры	Значения
1	2
Тип тарелки ТКП (тарелка клапанная, однопоточная)	прямоточная
Диаметр колонны D , мм	2200
Рабочая площадь тарелки F_p , м ²	2,76
Периметр слива Π , м	1,74
Площадь слива или сечение перелива $F_{сл}$ или $F_{пер}$, м ²	0,52
Относительное свободное сечение тарелки $F_{отн}$, (%), при шаге расположения клапанов $t = 50$ мм	14,26

Уточним ранее принятое расстояние между тарелками. При уточнении выбранного расстояния между тарелками H_T воспользуемся рекомендацией

приведенные в таблице 4. Если колонна требует частой чистки или ремонта, то при $D > 1,5$ это расстояние рекомендуется принимать $\geq 0,6$ м. Если этого не требуется, то для экономии материала при уточняющем расчете следует руководствоваться формулой $0,34 \cdot D^{0,57}$. Окончательно величина H_T устанавливается после проверки относительного брызгоуноса U и надёжности работы сливного устройства.

Таблица 4 – Дополнительные данные для определения расстояния между тарелками.

номер	Диаметр колонны D , м	Расстояние между тарелками H_T , м
1	$\leq 0,8$	0,3
2	$> 0,8$	$0,34 \cdot D^{0,57}$
3	$> 1,5$	$\geq 0,6$

Руководствуясь выше сказанным для рассчитываемой колонны с диаметром $D > 0,8$ м расстояние между тарелками определим по выражению:

$$H_T = 0,34 \cdot D^{0,57} = 0,34 \cdot 2,2^{0,57} = 0,5329 \text{ м.}$$

Рекомендуемое расстояние между тарелками представлено в Таблица 5.

Таблица 5 – Рекомендуемое конструкционное расстояния между тарелками.

D , м	0,8	$0,8 \div 1,6$	$1,6 \div 2,0$	$2,0 \div 2,4$	$> 2,4$
H_T , мм	$200 \div 350$	$350 \div 400$	$400 \div 500$	$500 \div 600$	> 600

Принимаем расстояние между тарелками $H_T = 0,5$ м [4 и 7]. Окончательную проверку выбранного расстояния H_T выполним по величине брызгоуноса, расчет которой приведен ниже.

Низ колонны.

Аналогично определим диаметр нижней части колонны.

Вычислим комплекс:

$$\frac{G_{н.ж}}{G_{н.п}} \sqrt{\frac{\rho_{п.ср}''}{\rho_{ж.ср}''}} = \frac{8,2924}{5,5729} \sqrt{\frac{2,839}{784,548}} = 0,0895 \text{ м/с}$$

Рассчитаем скорость пара в рабочем сечении тарелки:

$$\omega_{p.n} = \varphi \cdot C \sqrt{\frac{\rho_{ж.ср}''}{\rho_{п.ср}''} - 1}$$

$$\omega_{p.n} = 0,9 \cdot 0,077 \sqrt{\frac{784,548}{2,839} - 1} = 0,8944 \text{ м/с,}$$

Рабочее сечение тарелки составит:

$$F_{p.n} = \frac{L_{н.п}}{\omega_{p.n}} = \frac{1,9618}{0,8944} = 2,1934 \text{ м}^2$$

В приложении В выбираем наиболее близкий диаметр для нижней части колонны $D_n = 2200$ мм. Характеристика клапанной прямооточной тарелки колонны такого диаметра приведена в таблице 3.

Окончательно принимаем для дальнейших расчетов диаметр ректификационной колонны $D = 2200$ мм.

Скорость пара в рабочем сечении тарелки принятой колонны составит:

- вверху

$$\omega'_{p.в} = \frac{L_{в.п}}{F_{p.в}} = \frac{2,039}{2,76} = 0,7388 \text{ м/с,}$$

- в низу

$$\omega'_{p.н} = \frac{L_{н.п}}{F_{p.н}} = \frac{1,9618}{2,76} = 0,7108 \text{ м/с,}$$

где $F_{p.в}$ и $F_{p.н}$ – рабочие сечения клапанных прямооточных тарелок колонны диаметрами $D = 2200$ мм (соответственно).

3.2 Расчет высоты сливного порога

Высоту сливного порога вычислим для верхней и нижней частей колонны. Для этого определим высоту слоев жидкости над сливными порогами и глубину барботажа жидкости на тарелках. Основные параметры тарелки показаны на рисунке 10.

Верх колонны.

Высоту слоя жидкости над сливным порогом вычисляем по формуле:

$$h_{сл.в} = 0,68 \left[\frac{L_{v.пер}}{\Pi} \right]^{0,67}$$

где $L_{v.пер} = L_{v.в} + \frac{L_{в.п} \cdot y'_{ж}}{\rho_{ж.ср}}$ – объемный расход жидкости, протекающей через переливное устройство с учетом брызгоуноса, м³/с, в предварительных расчетах принимают $L_{v.пер} = L_v$, а после расчета брызгоуноса уточняют значения $L_{v.пер}$ и $h_{сл}$;

Π – периметр слива, $\Pi = 1,74$ м;

$Y'_{\text{ж}}$ – относительный унос жидкости, учитываемый в гидравлических расчетах аппарата при $G_{\text{в.ж}}/G_{\text{в.п}} > 2$, (кг жидкости/кг пара).

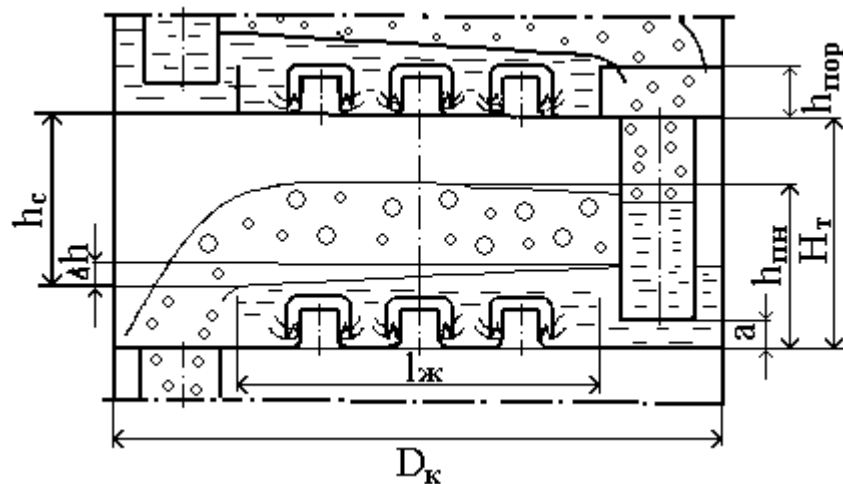


Рисунок 11 – Основные параметры клапанной тарелки.

Расчет относительного уноса жидкости на тарелке $Y'_{\text{ж}}$ нами будет рассматриваться в разделе 2.3

Для верха колонны имеем:

$$\frac{G_{\text{в.ж}}}{G_{\text{в.п}}} = \frac{4,1254}{5,5729} = 0,7403 < 2$$

Из этого соотношения следует, что брызгоунос здесь можно не учитывать.

$$L_{\text{в.пер}} = 0,00514 + \frac{2,039 \cdot 0}{801,989} = 0,00514 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$h_{\text{сл.в}} = 0,68 \left[\frac{0,00514}{1,74} \right]^{0,67} = 0,0137 \text{ м.}$$

Глубину барботажа определяем по выражению:

$$h_{\text{б.в}} = \left[\frac{0,7}{\rho'_{\text{ж.ср}}} \right] P^{0,35}$$

где P – абсолютное давление в колонне, $P = 1$ ат = 98100 Па;

$h_{\text{б.в}}$ или $h_{\text{г.б}}$ – высота глубины барботажа, см. рисунок 12.

$$h_{\text{б.в}} = \left[\frac{0,7}{801,989} \right] \cdot (0,981 \cdot 10^5)^{0,35} = 0,0487 \text{ м,}$$

Высоту сливного порога в зависимости от типа тарелки определяют по следующим формулам:

- для ситчатых и клапанных тарелок

$$h_{\text{пор}} = h_{\text{б}} - h_{\text{сл}}$$

где $h_{\text{б}}$ или $h_{\text{г.б}}$ – высота глубины барботажа, м (см. рисунок 12);
 $h_{\text{сл}}$ – высоту слоя жидкости над сливным порогом.

- для колпачковых тарелок

$$h_{\text{пор}} = h_{\text{б}} - h_{\text{сл}} + h_{\text{пр}} + h_{\text{у}}$$

где $h_{\text{у}}$ – высота установки колпачка – расстояние от тарелки до нижнего торца колпачка (см. рисунок 12); величина параметра изменяется от 0 до 0,1 м;
 $h_{\text{пр}}$ – высота открытия прорези колпачка, м.

При этом для колпачковых тарелок $h_{\text{пор}}$ не должно быть меньше 0,045 м

Колпачки нормализованных тарелок имеют прорези различной высоты и формы (таблица 5). Наибольшая эффективность тарелки достигается тогда, когда пар проходит через все сечения прорези.

Высоту открытия прорези считают по уравнению:

$$h_{\text{пр}} = 0,46 \sqrt[3]{\left(\left(\frac{L_{\text{п}}}{m \cdot z \cdot b}\right)^2\right) \frac{\rho_{\text{п.ср}}}{\rho_{\text{ж.ср}} - \rho_{\text{п.ср}}}}$$

где m – количество колпачков для тарелки (см. таблицу 10 [7]);

b – ширина прорези (см. таблицу 7);

z – количество прорезей в одном колпачке; для тарелок с капсульными колпачками z зависит от диаметра колпачка (см. таблицу 6); а для колпачков других типов – от длины колпачка $l_{\text{кп}}$, м.

Так, для желобчатых колпачков $z = 130 \cdot l_{\text{кп}}$; для тарелок из S-образных элементов $z = 40 \cdot l_{\text{кп}}$.

После расчета величины $h_{\text{пр}}$ принимают ближайшее значение этого параметра по таблице 7.

Таблица 6 – Количество прорезей в стальных капсульных (круглых) колпачках (z).

Диаметр колпачка, мм	60	80	100	150
Количество прорезей z	16	20	26	40

Таблица 7 – Ширина прорезей в колпачках.

Форма колпачка и прорези	Ширина прорези (мм) при высоте прорези $h_{пр}$, мм				
	15	20	25	30	40
Капсульный прямоугольная	–	4,00	4,00	4,00	–
Капсульный трапециидальная	5,31	5,75	–	6,75	–
Желобчатый трапециидальная	–	8,25	7,80	7,37	–
S-образный трапециидальная	–	–	–	–	16

Если при расчете брызгоуноса по $L_{п} = G_{п}/\rho_{п.ср}$ п. 1.2 расчетное значение превышает допустимое ($> 0,1$ кг/кг), то следует увеличить расстояние между тарелками H_T и произвести перерасчет величины $Y_{ж}$.

Таким образом, высота сливного порога:

$$h_{пор.в} = h_{б.в} - h_{сл.в}$$

$$h_{пор.в} = 0,0487 - 0,0137 = 0,0349 \text{ м.}$$

Низ колонны.

Относительный расход паровой и жидкой фаз составит:

$$\frac{G_{н.ж}}{G_{н.п}} = \frac{8,2924}{5,5729} = 1,4879 < 2,$$

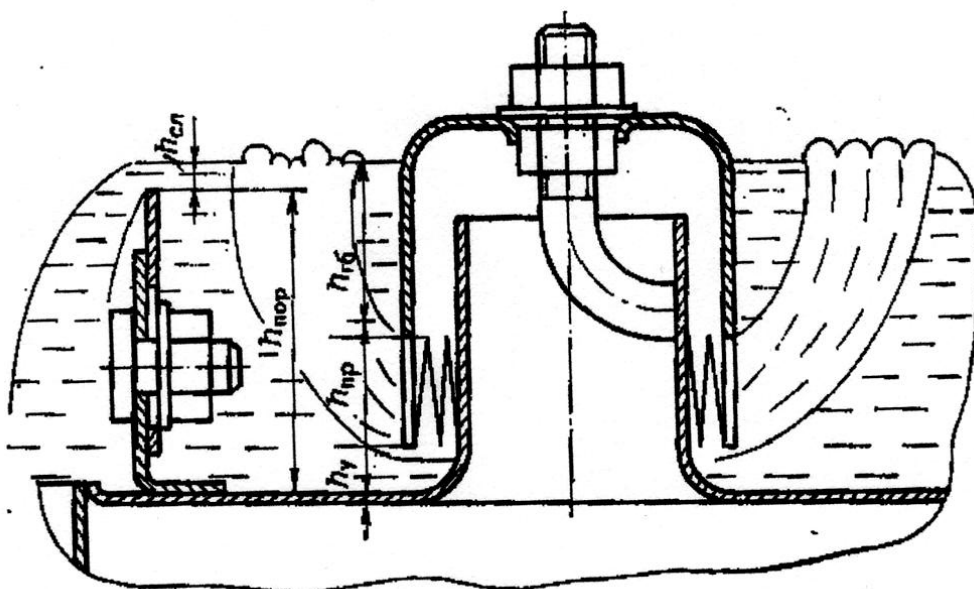


Рисунок 12 – Расположение колпачка (клапана и т.п.) и сливного порога

Из соотношения следует, что брызгоунос можно не учитывать, следовательно,

$$L_{v.пер} = L_{v.н} + \frac{L_{н.п} \cdot y''_ж}{\rho_{ж.ср}''}$$

$$L_{v.пер} = 0,0106 + \frac{1,9618 \cdot 0}{784,548} = 0,0106 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определим для нижней части колоны высоту слоя жидкости над сливным порогом тарелки

$$h_{сл.н} = 0,68 \left[\frac{L_{v.пер}}{\Pi} \right]^{0,67}$$

$$h_{сл.н} = 0,68 \left[\frac{0,0106}{1,74} \right]^{0,67} = 0,0223 \text{ м};$$

Глубину барботажа для нижней части колоны определяем по выражению:

$$h_{б.н} = \left[\frac{0,7}{\rho_{ж.ср}''} \right] P^{0,35}$$

$$h_{б.н} = \left[\frac{0,7}{784,548} \right] (0,981 \cdot 10^5)^{0,35} = 0,0498 \text{ м},$$

Определим высоту сливного порога

$$h_{пор.н} = h_{б.н} - h_{сл.н}$$

$$h_{пор.н} = 0,0498 - 0,0223 = 0,0275 \text{ м}.$$

3.3 Межтарельчатый унос жидкости

Определяем относительный брызгоунос жидкости $y'_ж$ для тарелок верхней части колонны. Допустимым считается брызгоунос до 0,1 кг жидкости на 1 кг пара. Значения брызгоуноса рассчитывают в том случае, если $G_{в.п}/G_{в.ж} > 2$. Расчет ведут по уравнению 1.7, предварительно определив высоту пены на тарелке по уравнению 1.8.

$$y'_ж = \frac{k_1}{\sigma_{ср}} \left[\frac{\omega_в}{H_t - h_{пн.в}} \right]^{n_1} \quad (1.7)$$

$$h_{пн.в} = \frac{k_2}{\sigma_{ср}^{0,33}} (k_3 \omega_{р.в}'^2 \cdot \rho_{п.ср}' + k_4 h_{сл.в} + h_{пор.в}) \quad (1.8)$$

где $\sigma_{ср}$ – поверхностное натяжение на границе раздела фаз (жидкости с паром), Н/м, при температуре $t'_{ср}$;

$h_{пн.в}$ – высота пены (газожидкостной смеси) на тарелках верхней части колоны, м;

k_1, k_2, k_3, k_4 и n_1 – коэффициенты, зависящие от типа выбранной тарелки (см. таблицу 8), численные значения коэффициентов для тарелок других типов можно найти в работе [2]. Для клапанной

тарелки их значения равны $k_1 = 5,5 \cdot 10^{-5}$; $k_2 = 0,17$; $k_3 = 5,9 \cdot 10^{-2}$; $k_4 = 2,2$ и $n_1 = 1,38$;

$h_{\text{сл.в}}$ и $h_{\text{пор.в}}$ – соответственно высота подпора жидкости над сливным порогом и высота сливного порога, м (см. Рисунок 12).

Таблица 8 – Дополнительные данные для расчета брызгоуноса.

Тип тарелки	$k_1 \cdot 10^5$	k_2	$k_3 \cdot 10^2$	k_4	n_1
Колпачковая	23,0	0,23	4,4	4,6	1,16
S-образная	4,5	0,30	7,1	1,3	1,52
Клапанная	5,5	0,17	5,9	2,2	1,38
Ситчатая	6,2	0,42	8,5	2,7	1,61

Для определения количества жидкости, уносимой паровой фазой на вышележащую тарелку найдем высоту пены на тарелке:

$$h_{\text{пн.в}} = \frac{0,17}{0,02^{0,33}} (0,059 \cdot 0,7388^2 \cdot 2,733 + 2,2 \cdot 0,0137 + 0,0349) = 0,0946 \text{ м,}$$

Относительный унос жидкости на тарелки составит:

$$y'_{\text{ж}} = \frac{5,5 \cdot 10^{-5}}{0,02} \cdot \left[\frac{0,7388}{0,5 - 0,0946} \right]^{1,38} = 0,00629$$

Поскольку в промышленных аппаратах допускается величина брызгоуноса $y'_{\text{ж}} = 0,1$. Рассчитанное значение относительного уноса жидкости $y'_{\text{ж}} = 0,00629$ меньше допустимого. Таким образом, расстояние между тарелками $H_{\text{т}} = 500$ мм выбрано правильно.

3.4 Устойчивость работы переливных устройств

Для выбранной тарелки, необходимо проверить надежность работы сливного (переливного) устройства. Надежная работа переливного устройства определяется скоростями движения жидкости в перетоке сливного устройства $\omega_{\text{сл}}$ и зазоре между нижним срезом переточной трубы и нижней кромкой сливного стакана $\omega_{\text{жз}}$. Расчет ведем для нижней части колонны, где расход жидкой фазы большой.

Определим скорость жидкости в переливе:

$$\omega_{\text{пер.н}} = \frac{L_{\text{в.н}}}{F_{\text{сл}}} = \frac{0,0106}{0,52} = 0,0204 \text{ м/с.}$$

где $F_{\text{сл}} = F_{\text{пер}}$ – площадь сливного устройства для выбранной тарелки, м².

Во избежание захлебывания сливного устройства скорость жидкости в нем должна отвечать условию:

$$\omega_{\text{пер.н}} < k_5 H_T^{n_2},$$

где k_5 и n_2 – соответственно коэффициент и показатель степени для выбранной тарелки в зависимости от фактора вспениваемости жидкости приведены (см. таблицу 9).

Таблица 9 – Дополнительные данные для расчета брызгоуноса.

Вспениваемость жидкости	φ	k_5	n_2
Малая (ректификация нефтяных фракций, углеводородных газов кроме легких типа метана и этана, фтористых систем, фреонов)	1 – 0,9	0,250	0,65
Средняя (атмосферная перегонка нефти, абсорбция и десорбция углеводородов, регенерация аминов и гликолей)	0,9 – 0,7	0,226	0,80
Большая (вакуумная перегонка мазута, абсорбция аминами и гликолями, растворами глицерина, метилэтилкетонами)	0,7 – 0,6	0,118	1,30

Откуда принимаем значения равные $k_5 = 0,25$ и $n_2 = 0,65$
Вычислим величину

$$k_5 H_T^{n_2} = 0,25 \cdot 0,5^{0,65} = 0,159,$$

Скорость жидкости в зазоре между нижним срезом переточной трубы и основанием кармана должна удовлетворять следующему условию:

$$\omega_{\text{ж.з}} = \frac{L_{\text{в.н}}}{\Pi_1 \cdot a} < 0,45 \text{ м/с}$$

где $\Pi_1 = 1,74$ м – периметр перетока на его выходе, приближенное значение которого принимаем равным периметру перетока на входе;
 a – величина зазора (м), между основанием кармана и нижним срезом перетока. принимаемая в зависимости от типа тарелки:

- для тарелок ТСК-1 $a = 0,035$ м;
- для тарелок ТСК-Р, ТС и S-образных $a = 0,06$ м;
- для клапанных тарелок $a = 0,09$ м.

Определим скорость жидкости в переливе:

$$\omega_{\text{ж.з}} = \frac{0,0106}{1,74 \cdot 0,09} = 0,0677 \text{ м/с.}$$

Точное значение периметра перетока на его выходе можно определить по площади сечения слива и диаметру колонны.

В результате расчета имеем

$$\omega_{ж.з} = 0,0677 < 0,45$$

Таким образом, однопоточная тарелка при расстоянии $H_T = 500$ мм и зазоре $a = 0,09$ м обеспечивает устойчивую (без зависания) работу сливных устройств.

3.5 Гидравлическое сопротивление тарелок

Массовые потоки паровой и жидкой фаз в верхней и нижней частях колонны отличаются между собой. Поэтому гидравлическое сопротивление тарелок рассчитаем для каждой части колонны.

Верх колонны.

Общее гидравлическое сопротивление клапанной тарелки определяется суммой сопротивлений сухой тарелки ΔP_c и слоя жидкости $\Delta P_{ж.}$

Скорость пара в отверстиях тарелки равна:

$$\omega_{o.в} = \frac{V_B}{F_{св}} = \frac{2,039}{0,394} = 5,1751 \text{ м/с},$$

где $F_{св}$ – суммарная площадь отверстий тарелки, м²

$F_{отн}$ – относительное свободное сечение, %.

$$F_{св} = \frac{F_p \cdot F_{отн}}{100} = \frac{2,76 \cdot 14,26}{100} = 0,394 \text{ м}^2$$

Определим сопротивление сухой тарелки по уравнению:

$$\Delta P_{с.в} = \xi_c \frac{\rho_{п.ср}' \cdot \omega_{o.в}^2}{2} = 3,6 \cdot \frac{2,733 \cdot (5,1751)^2}{2} = 131,7496 \text{ Па.}$$

где ξ_c – коэффициент сопротивления сухой тарелки, зависящий от типа выбранной тарелки: для колпачковой с диаметром колпачка D_k (м)

$\xi_c = 1,73 D_k^{-0,25}$; для тарелки из S-образных элементов $\xi_c = 4$; для клапанной тарелки $\xi_c = 3,6$; для ситчатой тарелки $\xi_c = 1,7$.

Для расчета сопротивления слоя жидкости на тарелке вычислим перепад уровня жидкости Δh по приближенной формуле

$$\Delta h_B = 0,1 \cdot \lambda_{\varepsilon} \frac{\ell_{ж} \cdot L_{в.в}^2}{\Pi^2 (h_{пор.в} + h_{сл.в})^3 \cdot g} \text{ м},$$

где $\ell_{ж}$ – длина пути жидкости на тарелке, м (см. в Приложение 3);

Π – периметр слива для выбранной тарелки, м;

λ_3 – эквивалентный коэффициент сопротивления перетоку жидкости, зависящий от типа тарелки:

- для колпачковых тарелок $\lambda_3 = 16 \cdot \ell_{\text{ж}}$;
- для клапанных тарелок $\lambda_3 = 8 \cdot \ell_{\text{ж}}$;
- для ситчатых тарелок $\lambda_3 = 6 \cdot \ell_{\text{ж}}$.

Если при расчете величины $\Delta h_{\text{в}}$ для однопоточной тарелки получим $\Delta h_{\text{в}} > 0,2 \cdot \Delta h_{\text{сл}}$, то необходимо перейти к расчету многопоточной тарелки.

$$\lambda_3 = 8 \cdot \ell_{\text{ж}} = 8 \cdot 1,5426 = 12,3408$$

$$\Delta h_{\text{в}} = 0,1 \cdot 12,3408 \cdot \frac{1,5426 \cdot (0,00514)^2}{1,74^2 \cdot (0,0349 + 0,0137)^3 \cdot 9,81} = 0,0148 \text{ м},$$

Найдем сопротивления:

- слоя жидкости на тарелке

$$\Delta P_{\text{ж.в}} = \rho'_{\text{ж.ср}} \cdot g \cdot \left(h_{\text{б.в}} + \frac{\Delta h_{\text{в}}}{2} \right)$$

$$\Delta P_{\text{ж.в}} = 801,989 \cdot 9,81 \left(0,0487 + \frac{0,0148}{2} \right) = 441,3674 \text{ Па};$$

- орошаемой тарелки

$$\Delta P_{\text{в}} = \Delta P_{\text{с.в}} + \Delta P_{\text{ж.в}}$$

$$\Delta P_{\text{в}} = 131,7496 + 441,3674 = 573,1170 \text{ Па}.$$

Низ колонны.

Скорость пара в отверстиях тарелки равна:

$$\omega_{\text{о.н}} = \frac{V_{\text{н}}}{F_{\text{св}}}$$

$$\omega_{\text{о.н}} = \frac{1,9618}{0,394} = 4,9791 \text{ м/с}.$$

Сопротивление сухой тарелки равно:

$$\Delta P_{\text{с.н}} = \xi_{\text{с}} \cdot \rho_{\text{п.ср}}'' \cdot \frac{\omega_{\text{о.н}}^2}{2}$$

$$\Delta P_{\text{с.н}} = 3,6 \cdot 2,839 \cdot \frac{(4,9791)^2}{2} = 126,689 \text{ Па}.$$

Перепад уровня жидкости на тарелке равен:

$$\Delta h_{\text{н}} = 0,1 \cdot \lambda_3 \cdot \frac{\ell_{\text{ж}} \cdot L_{\text{в.н}}^2}{\Pi^2 \cdot (h_{\text{пор.н}} + h_{\text{сл.н}})^3 \cdot g}$$

$$\Delta h_{\text{н}} = 0,1 \cdot 12,3408 \cdot \frac{1,5426 \cdot (0,0106)^2}{1,74^2 \cdot (0,0275 + 0,0223)^3 \cdot 9,81} = 0,058 \text{ м}.$$

Вычислим сопротивление слоя жидкости на ситчатой тарелке и сопротивление орошаемой тарелки по следующим уравнениям:

$$\Delta P_{ж.н} = \rho_{ж.ср}'' \cdot g \cdot \left(h_{б.н} + \frac{\Delta h_n}{2} \right)$$

$$\Delta P_{ж.н} = 784,548 \cdot 9,81 \left(0,0498 + \frac{0,058}{2} \right) = 606,4775 \text{ Па};$$

$$\Delta P_n = \Delta P_{с.н} + \Delta P_{ж.н} = 126,689 + 606,4775 = 733,167 \text{ Па}.$$

3.6 Расчет диаметров штуцеров колонны

Определим диаметр штуцеров колонны:

- для входа исходной смеси

$$D_1 = \sqrt{\frac{G_f}{0,785 \cdot \omega_{ж} \cdot \rho_f}} = \sqrt{\frac{4,167}{0,785 \cdot 2 \cdot 785,7791}} = 0,058 \text{ м},$$

где $\omega_{ж}$ – принимаемая скорость движения жидкости в штуцере, рекомендовано принимать равным $\omega_{ж} = 2 \text{ м/с}$;

ρ_f – плотность исходной смеси на входе в колонну, которую находим по формуле:

$$\rho_f = \rho_A \cdot X'_f + \rho_B(1 - X'_f)$$

$$\rho_f = 798,1434 \cdot 0,3885 + 792,656 \cdot (1 - 0,3885) = 785,7791 \text{ кг/м}^3.$$

где ρ_A, ρ_B – плотности бензола и толуола кг/м^3 , при температуре входа исходной смеси в колонну $t_f = 95,8 \text{ }^\circ\text{C}$;

- для выхода кубового остатка

$$D_2 = \sqrt{\frac{G_w}{0,785 \cdot \omega_{ж} \cdot \rho_w}} = \sqrt{\frac{2,7195}{0,785 \cdot 2 \cdot 777,645}} = 0,048 \text{ м},$$

где ρ_w – плотность кубового остатка на выходе из колонны, определяемая по формуле:

$$\rho_w = \rho_A \cdot X'_w + \rho_B(1 - X'_w)$$

$$\rho_w = 781,6 \cdot 0,0235 + 777,55(1 - 0,0235) = 777,645 \text{ кг/м}^3.$$

где ρ_A, ρ_B – плотности бензола и толуола кг/м^3 , при температуре выхода жидкости из колонны $t_w = 109,5 \text{ }^\circ\text{C}$;

- для входа флегмы

$$D_3 = \sqrt{\frac{L_{v.B}}{0,785 \cdot \omega_{ж}}} = \sqrt{\frac{0,00514}{0,785 \cdot 2}} = 0,057 \text{ м};$$

- для выхода пара

$$D_4 = \sqrt{\frac{V_B}{0,785 \cdot \omega_{п}}} = \sqrt{\frac{2,039}{0,785 \cdot 20}} = 0,360 \text{ м},$$

где $\omega_{п}$ – скорость движение пара в штуцере, рекомендовано принимать равным $\omega_{п} = 20$ м/с.

По [4] принимаем установочные диаметры штуцеров:

- | | |
|-------------------------------|-----------------------------------|
| - для входа исходной смеси | $D_1 = 60 \times 4 \text{ мм};$ |
| - для выхода кубового остатка | $D_2 = 50 \times 3,5 \text{ мм};$ |
| - для входа флегмы | $D_3 = 60 \times 4 \text{ мм};$ |
| - для выхода пара | $D_4 = 360 \times 8 \text{ мм}.$ |

Диаметр штуцеров для подключения кипятильника определяются при его расчете по [7].

4 ЧИСЛО РЕАЛЬНЫХ ТАРЕЛОК И ВЫСОТА КОЛОННЫ

4.1 Определение количества реальных тарелок в колонне

Действительное число тарелок определяется через средний коэффициент полезного действия (КПД) колонны. Средний КПД колонны найдем по рисунку 13. При этом количество тарелок находят по формуле:

$$N_T = \frac{N_{СТ}}{\eta_{ср}}$$

где $N_{СТ}$ – число ступеней изменения концентрации;

$\eta_{ср}$ – КПД тарелок в зависимости от их типа и от параметров работы, определяемый по рисунку 13

- в верху колонны

$$N_B = \frac{N_{Т.В}}{\eta_{ср}} = \frac{6,7}{0,82} = 8,17 \approx 8$$

- в низу колонны

$$N_H = \frac{N_{Т.Н}}{\eta_{ср}} = \frac{7,3}{0,65} = 8,91 \approx 9$$

- общее число для аппарата

$$N = N_B + N_H = 8 + 9 = 17$$

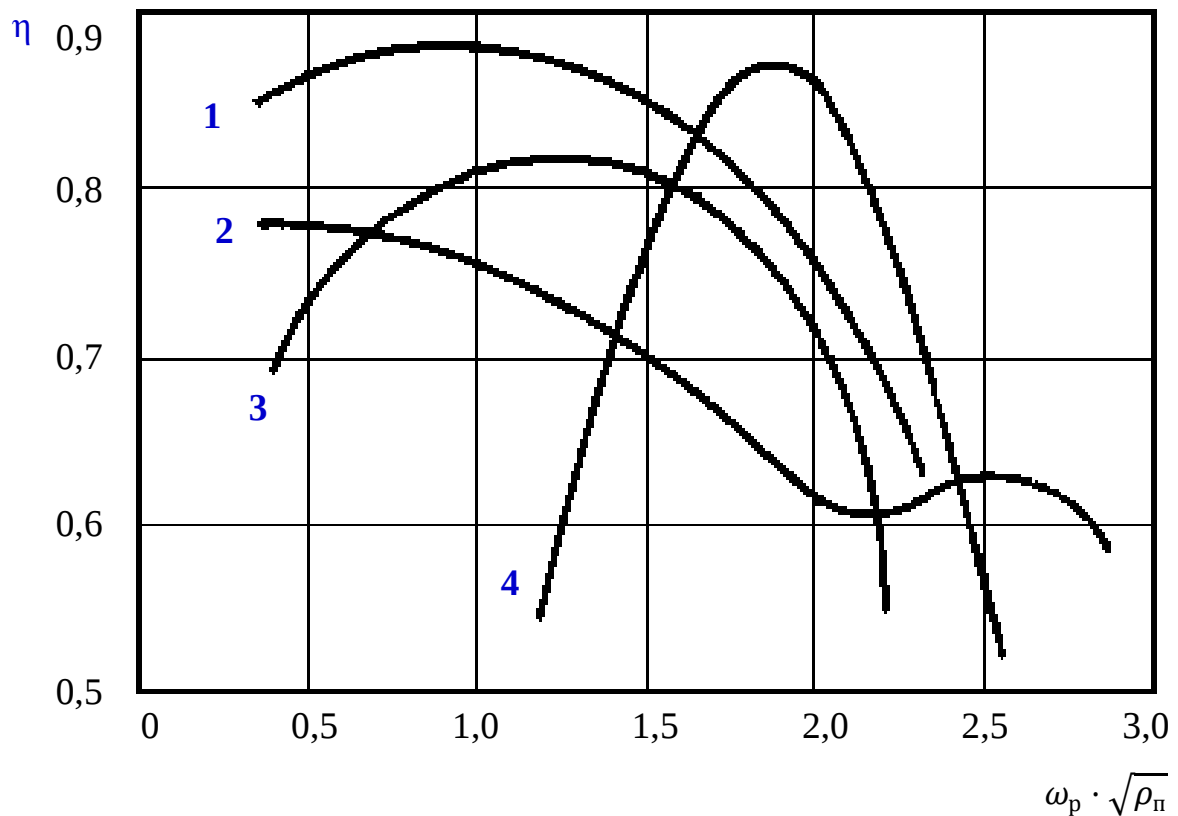


Рисунок 13 – Ориентировочное значение КПД тарелок:

1 – клапанная; 2 – ситчатая; 3 – колпачковая; 4 – решетчатая.

Общую высоту колонны вычисляют по формуле:

$$H = H_T(N - 1) + H_{\text{СЕП}} + H_{\text{КУБ}}$$

где H_T – расстояние между тарелками;

$H_{\text{СЕП}}$ – высота сепарационной части;

$H_{\text{КУБ}}$ – высота кубовой части.

Отсюда высоты верхней и нижней тарельчатых частей колонны соответственно равны:

$$H_B = H_T(N_B - 1) = 0,5(8 - 1) = 3,5 \text{ м},$$

$$H_H = H_T(N_H - 1) = 0,5(9 - 1) = 4 \text{ м},$$

Общая высота колонны с учетом сепарационной $H_{\text{СЕП}}$ и кубовой $H_{\text{КУБ}}$ частей составит

$$H = 0,5(17 - 1) + 1 + 2,5 = 11,5 \approx 12 \text{ м}.$$

где $H_{\text{СЕП}}$ и $H_{\text{КУБ}}$ – определены по таблице 10 для колонны диаметром $D = 2200$ мм.

Таблица 10 – Высота кубовой и сепарационной частей в зависимости от диаметра колонны.

Диаметр колонны D , мм.	$H_{\text{СЕП}}$, м	$H_{\text{КУБ}}$, м
1000-1800	0,8	2
2000-2600	1	2,5
2800-4000	1,2	3

При расчёте высоты колонны следует также учитывать необходимость размещения устройств для ввода сырья и люков для обслуживания. В месте установки люка расстояние между тарелками должно быть не менее 0,6 м.

4.2 Расчет толщины стенок корпуса колонного аппарата

Определение толщины стенки тарельчатого аппарата. Наиболее устойчивой для данной среды является легированная сталь 08X18H10T. Минимально необходимую толщину стенки находим по формуле

$$\delta \geq \frac{P \cdot D_B}{2\sigma_d \cdot \varphi - P} + \Pi \cdot \tau,$$

где P – расчетное давление МПа;

D_B – внутренний диаметр аппарата, м;

σ_d – допускаемое напряжение для выбранной марки стали;

φ – коэффициент, учитывающий ослабление наличием сварного шва;

Π – коррозионная проницаемость;

τ – амортизационный срок службы аппарата.

Расчетное давление определяем из уравнения

$$P = P_{\text{АТМ}} + \rho g H;$$

$$P = 1,013 \cdot 10^5 + 1250 \cdot 9,81 \cdot 12 = 0,147 \text{ МПа},$$

где $P_{\text{АТМ}}$ – атмосферное давление, Па;

ρ – средняя плотность четыреххлористого углерода в колонне кг/м³;

H – высота аппарата.

$$\delta \geq \frac{0,147 \cdot 1,2}{2 \cdot 140 \cdot 1 - 0,147} = 0,0006 \approx 2,5 \text{ мм.}$$

Из условий изготовления принимаем толщину стенки $\delta = 5 \text{ мм.}$

ПЕРЕЧЕНЬ ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИНФОРМАЦИОННЫХ РЕСУРСОВ

1. Касаткин А.Г. Процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 2000. - 754 с.
2. Фролов В.Ф. Лекции по курсу "Процессы и аппараты химической технологии".- СПб.: ХИМИЗДАТ, 2003. - 608 с.
3. Александров А.И. ректификационные и абсорбционные установки: Методы расчета и основы конструирования. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Химия, 1978. - 280 с.
4. Колонные аппараты: Каталог.- М.: Цинтихимнефтемаш, 1978. - 30 с.
5. Лащинский А.А., Толчинский А.Р. Основы конструирования и расчёта химической аппаратуры.- Л.: «Машиностроение», 1970 . - 752 с.
6. Основные процессы и аппараты химической технологии /Пособие по проектированию / Под.ред. Ю.И. Дытнерского.- М: Химия, 1983. - 272 с.
7. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии /Учебное пособие/, К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков, 9-ое изд. перераб. и дополнен. Л. Химия, 1987. - 575с.
8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. 10-е изд., перераб. и доп. Л. : Химия, 1987. - 576 с.

ПЕРЕЧЕНЬ ПРИЛОЖЕНИЙ

Приложение А

Таблица 11 – Задание на выполнение курсовой работы по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии», на тему «Расчет ректификационной колонны непрерывного действия производительностью G_f ».

Ном. Варианта	Первый компонент смеси	Второй компонент смеси	Тип контактного элемента	Производительность ректификационной колонны, G_f (кг/ч).	Основные параметры		
					X_f , %	X_d , %	X_w , %
1	2	3	4	5	6	7	8
1.	Ацетон	Бензол	Клапанная тарелка	7000	15	98	1,5
2.	Ацетон	Вода	Ситчатая тарелка	3200	42	94	1,5
3.	Ацетон	Этиловый спирт	Колпачковая тарелка	8000	30	92	2
4.	Бензол	Толуол	Клапанная тарелка	6200	38	94	2,5
5.	Бензол	Хлорбензол	Ситчатая тарелка	6700	40	95	3
6.	Хлороформ	Бензол	Колпачковая тарелка	4600	21	82	1,5
7.	Хлороформ	Толуол	Клапанная тарелка	5200	35	89	1,8
8.	Хлороформ	Четыреххлористый угл.	Ситчатая тарелка	3500	12	95	1,5
9.	Четыреххлористый угл.	Толуол	Колпачковая тарелка	4500	40	92	2
10.	Этиловый спирт	Бутиловый спирт	Клапанная тарелка	7400	30	80	5
11.	Этиловый спирт	Бензол	Ситчатая тарелка	6800	25	95	2
12.	Ацетон	Бензол	Колпачковая тарелка	6120	30	97	1,5
13.	Ацетон	Вода	Клапанная тарелка	8000	40	94	2,5
14.	Ацетон	Этиловый спирт	Ситчатая тарелка	4600	35	96	1
15.	Бензол	Толуол	Колпачковая тарелка	5000	27	94	3
16.	Ацетон	Бензол	Колпачковая тарелка	4500	40	94	2,5

Продолжение Таблица 11

1	2	3	4	5	6	7	8
17.	Ацетон	Вода	Клапанная тарелка	7200	35	96	1
16.	Ацетон	Этиловый спирт	Клапанная тарелка	4200	30	94	1,0
17.	Бензол	Толуол	Ситчатая тарелка	5600	20	96	1,5
18.	Бензол	Хлорбензол	Колпачковая тарелка	3500	30	96	2,0
19.	Хлороформ	Бензол	Клапанная тарелка	8600	30	92	1,5
20.	Хлороформ	Толуол	Ситчатая тарелка	8200	15	94	2,25
21.	Хлороформ	Четыреххлористый угл.	Колпачковая тарелка	5000	35	92	1,2
22.	Четыреххлористый угл.	Толуол	Клапанная тарелка	7200	28	94	0,4
23.	Этиловый спирт	Бутиловый спирт	Ситчатая тарелка	5000	25	93	1,5
24.	Этиловый спирт	Бензол	Колпачковая тарелка	7500	20	95	4,5
25.	Бензол	Толуол	Клапанная тарелка	5700	23	95	1,2
26.	Ацетон	Бензол	Ситчатая тарелка	5000	42	96	2
27.	Бензол	Хлорбензол	Колпачковая тарелка	3800	30	89	1,8
28.	Хлороформ	Бензол	Клапанная тарелка	7500	28	96	2,0
29.	Четыреххлористый угл.	Толуол	Ситчатая тарелка	3800	48	94	2,0
30.	Этиловый спирт	Бензол	Колпачковая тарелка	4800	45	92	1,2

Приложение Б

Таблица 12 – Температуры кипения (t) °C и равновесные составы жидкости (X) и пара (Y) в мол. % для бинарных систем.

Номер	Разделяемая смесь		Содержание легколетучего компонента в жидкости												Азеотропная смесь
		X	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	
1.	Ацетон – Бензол	Y	0	14	24,3	40	51,2	59,4	66,5	73	79,5	86,3	93,2	100	-
		$t_{\text{кип}}$	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1	-
2.	Ацетон – Вода	Y	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	-
		$t_{\text{кип}}$	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59	58,2	57,5	56,9	-
3.	Ацетон – Этиловый спирт	Y	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	-
		$t_{\text{кип}}$	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58	57	56,1	-
4.	Бензол – Толуол	Y	0	11,5	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100	-
		$t_{\text{кип}}$	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	-
5.	Бензол – Хлорбензол	Y	0	16,4	30	49,1	63,3	73,2	80,6	86,4	90,5	94	97	100	-
		$t_{\text{кип}}$	131,6	126,7	122,2	114,6	107,8	102,7	97,8	93,6	89,6	86	-	80,1	-
6.	Гексан – Толуол	Y	0	15,7	31	49	61,5	70,4	77,3	83	87,7	92	96	100	-
		$t_{\text{кип}}$	110,6	105,9	100	94,1	88,8	84,9	80,9	77,9	75	72	-	68	-
7.	Метилловый спирт – Этиловый спирт	Y	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	93,2	100	-
		$t_{\text{кип}}$	78,37	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9	-
8.	Метилловый спирт – Вода	Y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100	-
		$t_{\text{кип}}$	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5	-
9.	Хлороформ – Бензол	Y	0	6,5	12,6	27,2	41	54,6	66	74,6	83	90,5	96,2	100	-
		$t_{\text{кип}}$	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71	68,7	65,7	61,5	-
10.	Хлороформ – Толуол	Y	0	19,6	33,1	50	63,1	73,9	81,4	87,4	92	95	97,6	100	-
		$t_{\text{кип}}$	110,6	105,5	102,2	96,4	90,8	85,5	80,3	75,6	71,5	67	-	61,2	-
11.	Хлороформ – Четыреххлористый углерод	Y	0	6,8	13,5	26,5	40	52,6	63,5	72,5	81	88	94	100	-
		$t_{\text{кип}}$	76,72	75,8	74,7	72,6	70,6	68,6	66,9	65,3	63,9	62	-	61,2	-
12.	Четыреххлористый углерод – Толуол	Y	0	10,6	20	36,8	51,2	62	71,2	78,9	85	90	95	100	-
		$t_{\text{кип}}$	110,6	108,9	107,9	102,6	98,3	94,7	90,8	87,1	84,3	81	-	76,72	-
13.	Этиловый спирт – Бутиловый спирт	Y	0	14,6	28,2	52,6	67,2	77	83,7	88	91,4	95	98	100	-
		$t_{\text{кип}}$	117,6	114,9	111,9	104,5	98	95	90,2	86,4	84,9	82	-	78,37	-
14.	Этиловый спирт – Бензол	Y	0	18	28,6	36,8	40,5	43,5	46,5	49,5	53,5	60	71	100	44,8
		$t_{\text{кип}}$	79,7	74,3	71,2	69	68,2	67,8	67,8	68,3	68,9	70,1	72,6	78,1	67,8

Таблица 13 – Технические характеристики колпачковых тарелок.

Тип тарелки	Диаметр колонны D , мм	Рабочая площадь тарелки F_P , м ²	Площадь прохода паров $F_{П}$, м ²	Площадь слива $F_{Сл}$, м ²	Периметр слива $П$, м	Длина пути жидкости $l_{ж}$, м	Кол-во колпачков на тарелке m	Диаметр колпачка D_K , мм	Расстояние между тарелками H_T , мм
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ТСК 1	400	0,090	0,008	0, 005	0,302	0,220	7	60	200; 300; 400; 500.
	500	0,146	0,015	0,007	0,400	0,300	13	60	
	600	0,215	0,027	0,012	0,480	0,370	13	80	
	800	0,395	0,049	0,021	0,570	0,520	24	80	
	1000	0,573	0,073	0,050	0,800	0,595	37	80	
ТСК-Р	1000	0,64	0,090	0,064	0,665	0,722	39	80	300; 400; 600; 800; 1000
	1200	0,93	0,129	0,099	0,818	0,836	43	100	
	1400	1,12	0,162	0,198	1,090	0,933	49	100	
	1600	1,47	0,219	0,269	1,238	0,976	66	100	
	1800	1,86	0,272	0,334	1,420	1,006	86	100	
	2200	2,99	0,471	0,412	1,606	1,462	141	100	
	2400	3,54	0,557	0,505	1,775	1,582	168	100	
	2600	4,13	0,638	0,674	2,032	1,704	202	100	
	2800	4,74	0,769	0,686	2,096	1,826	238	100	
	3000	5,52	0,849	0,778	2,250	1,980	272	100	
	3200	6,26	1,180	0,880	2,390	2,112	168	150	
	3400	6,82	1,320	1,128	2,620	2,260	173	150	
	3600	7,20	1,370	1,441	2,880	2,400	194	150	
ТСК-РБ	2200	2,637	0,398	0,464	2,770	0,681	124	100	
	2400	3,390	0,518	0,458	2,824	0,801	156	100	
	2600	3,707	0,584	0,696	3,368	0 801	176	100	
	2800	4,486	0,717	0,874	3,412	0,921	220	100	
	3200	7,122	0,975	1,372	4,446	0,896	136	150	
	3600	7,120	1,318	1,582	4,896	1,170	184	150	
Примечание: Характеристики двухпоточных тарелок (ТСК-БР) даны только для диаметра $D > 2200$ мм.									

Таблица 14 – Технические характеристики клапанных тарелок.

Тип тарелки	Диаметр колонны D , мм	Рабочая площадь тарелки F_R , м ²	Периметр слива L , м	Площадь слива $F_{сл}$, м ²	Относительное свободное сечение тарелки (%) при шаге расположения клапанов t			Расстояние между тарелками H_T , мм
					30 мм	75 мм	100 мм	
1	2	3	4	5	6	7	8	9
ТКП однопоточная	1000	0,50	0,84	0,14	10,69	5,12	-	300; 350; 400; 450; 500; 600; 700; 800.
	1200	0,79	0,97	0,17	10,44	6,63	5,57	
	1400	1,10	1,12	0,22	11,42	7,79	5,84	
	1600	1,47	1,26	0,27	13,23	8,25	6,36	
	1800	1,83	1,43	0,30	13,23	8,46	6,90	
	2000	2,24	1,6	0,45	13,65	9,36	7,03	
	2200	2,76	1,74	0,52	14,26	9,44	7,13	
	2400	3,21	1,92	0,66	14,55	9,55	7,20	
	2600	3,84	2,05	0,74	14,91	9,98	7,71	
	2800	4,41	2,23	0,87	15,25	10,12	7,75	
	3000	5,01	2,4	1,03	14,87	9,95	7,28	
	3200	5,76	2,54	1,14	15,32	10,51	7,70	
	3400	6,44	2,72	1,32	15,38	10,22	7,62	
	3600	7,39	2,85	1,40	15,87	9,84	7,83	
	3800	8,08	3,03	1,61	15,8	10,45	8,66	
	4000	8,96	3,2	1,82	15,83	10,67	8,08	
ТКП двухпоточная	3000	4,74	4,08	1,03	11,68	8,03	6,11	
	3200	5,59	4,22	1,12	12,35	8,66	6,27	
	3400	6,23	4,52	1,32	12,3	8,61	6,24	
	3600	7,11	4,76	1,43	12,75	8,30	6,67	
	3800	7,68	5,14	1,69	12,8	8.65	6,46	
	4000	8,75	5,28	1,79	13,4	8,79	6,82	
Примечание: Характеристики двухпоточных тарелок даны только для диаметра $D > 3000$ мм								

Таблица 15 – Технические характеристики ситчатых тарелок

Тип тарелки	Диаметр колонны D , мм	Рабочая площадь тарелки F_P , м ²	Площадь слива $F_{Cл}$, м ²	Периметр слива, Π м	Длина пути жидкости $L_{ж}$, м	Диаметр отверстий d_0 , мм	Шаг размещения отверстий t , мм	Расстояние между тарелками H_T , мм
1	2	3	4	5	6	7	8	9
ТС	400	0,051	0,004	0,302	0,28	3; 4; 5.	7-12; 8-15; 10-18	200; 300; 400; 500
	500	0,089	0,010	0,400	0,30			
	600	0,140	0,012	0,480	0,37			
	800	0,410	0,020	0,570	0,52			
	1000	0,713	0,036	0,800	0,59			
ТС-Р	1200	1,010	0,060	0,722	0,86			300; 400; 600; 800; 1000
	1400	1,368	0,087	0,860	0,93			
	1600	1,834	0,088	0,795	0,97			
	1800	2,294	0,123	1,050	1,09			
	2000	2,822	0,159	1,190	1,34			
	2200	3,478	0,161	1,240	1,46			
	2400	3,900	0,317	1,570	1,83			
	2600	4,780	0,258	1,540	1,70			
	2800	5,640	0,260	1,570	1,83			
	3000	6,430	0,315	1,710	1,98			
	3200	7,270	0,385	1,860	2,11			
	3400	8,310	0,376	1,900	2,26			
	3600	9,000	0,580	2,240	2,40			
ТС-РБ	2600	4,03	0,696	0,800	1,68			
	2800	4,86	0,674	0,920	1,70			
	3200	5,60	1,372	0,896	2,22			
	3600	7,32	1,582	1,170	2,45			

Примечание

1. Площадь прохода паров $F_{\Pi}= 0,906 F_p(d_0/t)^2$

2. Шаг расположения отверстий принимается в указанных пределах через 1 мм

3. Характеристики двухпоточных тарелок (ТС-РБ) даны только для диаметров $D > 2500$

Таблица 16 – Плотность жидкостей в зависимости от температуры.

Вещество	Плотность, кг/м ³						
	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
1	2	3	4	5	6	7	8
Азотная кислота, 50 %	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аммиак жидкий	639	610	580	545	510	462	390
Анилин	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловый спирт	824	810	795	781	766	751	735
Вода	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	677	660	641	622	602	581	559
Глицерин, 50 %	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Диоксид серы (жидкий)	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлорэтан	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Диэтиловый эфир	736	714	689	666	640	611	576
Изопропиловый спирт	801	785	768	752	735	718	700
Ксилол	882	865	847	831	796	796	77
Метиловый спирт, 100 %	810	792	774	756	736	714	–
Метиловый спирт, 40 %	946	935	924	913	902	891	880
Муравьиная кислота	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Нитробензол	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	718	702	686	669	653	635	617
Пропиловый спирт	819	804	788	770	752	733	711
Серная кислота, 98 %	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
Серная кислота, 75 %	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
Серная кислота, 60 %	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сероуглерод	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляная кислота, 30 %	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	884	866	847	828	808	788	766
Уксусная кислота, 100 %	1072	1048	1027	1004	981	958	922
Уксусная кислота, 50 %	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Фенол (расплавленный)	–	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Четыреххлористый углер.	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390
Этилацетат	924	901	876	851	825	797	768
Этиловый спирт, 100 %	806	789	772	754	735	716	693
Этиловый спирт, 40 %	947	935	923	910	897	885	872

Учебное издание

«РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ»
Методические указания по выполнению курсового проекта
по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии»

Составители:

Кашпаров Иван Игоревич
Собчинский Александр Иванович

Редактор:

Компьютерная обработка:

В печать ____ . ____ . 20 ____ г.

Формат 60×84/16. Объем ____ усл. п. л.

Тираж 2 экз. Заказ №. ____.

Издательский центр ДГТУ

Адрес университета и полиграфического предприятия:

344000, г. Ростов-на-Дону, пл. Гагарина, 1