МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ

**ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ**

**ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ**

**«ДОНСКОЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

**(ДГТУ)**

**РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ**

Методические указанияк курсовому проектированию

по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии»

Ростов-на-Дону

ДГТУ

2020

**СОДЕРЖАНИЕ**

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| ВВЕДЕНИЕ ………………...……………………………………………. | | | 3 |
| 1. | ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТА ... | | 4 |
|  | 1.1 | Цели и задачи курсового проектирования ………………… | 4 |
|  | 1.2 | Тематика курсовых проектов, сроки выполнения ………… | 4 |
|  | 1.3 | Содержание и оформление курсового проекта …………… | 5 |
|  | 1.4 | Графическая часть курсового проекта ………………….….. | 6 |
| 2. | ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ТАРЕЛЬЧАТОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ …...…………..……….. | | 9 |
|  | 2.1 | Задание на проектирование ………………………………….. | 9 |
|  | 2.2 | Технологическая схема ректификационной установки …… | 9 |
|  | 2.3 | Материальный баланс ………………………………………… | 10 |
|  | 2.4 | Количество орошения и число теоретических тарелок ….. | 13 |
|  | 2.5 | Материальные потоки ………………………………………… | 17 |
|  | 2.6 | Тепловой расчет установки ………………………………….. | 20 |
| 3. | ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ АППАРАТА …………………… | | 24 |
|  | 3.1 | Определение диаметра колонны …………………………….. | 24 |
|  | 3.2 | Расчет высоты сливного порога …………………………….. | 27 |
|  | 3.3 | Межтарельчатый унос жидкости ……………………………. | 31 |
|  | 3.4 | Устойчивость работы переливных устройств ……………... | 32 |
|  | 3.5 | Гидравлическое сопротивление тарелок ……………………. | 34 |
|  | 3.6 | Расчет диаметров штуцеров колонны ……………………… | 36 |
| 4. | ЧИСЛО РЕАЛЬНЫХ ТАРЕЛОК И ВЫСОТА КОЛОННЫ ….. | | 37 |
|  | 4.1 | Определение количества реальных тарелок в колонне ….. | 37 |
|  | 4.2 | Расчет толщины стенок корпуса колонного аппарата …… | 39 |
| СПИСОК ИСПОЛЬЗУЕМЫХ ИСТОЧНИКОВ ……………………... | | | 40 |
| Варианты курсовой работы | | | 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.

Настоящее методическое пособие написано с целью унификации требований, предъявляемых кафедрой к содержанию и объему расчетов при курсовом проектировании ректификационных установок. В нем 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 расчетов 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.  ТРЕБОВАНИЯ К ВЫПОЛНЕНИЮ**

**КУРСОВОГО ПРОЕКТА**

**1.1  Цели и зада 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 химической технологии. 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 курсового и дипломного проектов по дисциплинам специализации.

**1.2  Тематика курсовых проектов, сроки выполнения**

Курсовые проекты выполняют студенты очной и заочной форм обучения, изучающие курс ПАХТ и успешно сдавшие зачет по этому курсу. Индивидуальные задания подготавливает кафедра и выдает студентам на первой неделе учебного семестра в соответствии с учебным планом специальности.

Перечень тем курсового проекта, по расчету ректификационных уста­новок непрерывного действия, приведен в Приложении 1.

Студентам может быть предложена разработка в курсовом проекте нестандартного оборудования, включающего элементы новизны и научно-технического творчества, например, расчет и конструктивная проработка аппаратов, защищенных патентами и авторскими свидетельствами, разра­ботка новых учебных и научно-исследовательских стендов и установок с проведением всех сопутствующих расчетов в объеме сданного 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 кафедры.

**1.3  Содержание и оформление курсового проекта**

Курсовойпроект, независимо от тематики и исполнения, состоят изтекстовой части (расчетно-пояснительной записки) и графическойконструк­торско-технологической документации, включающейв себя, как правило, 2 листа формата А1 рабочих чертежейпроектируемой установки:

Лист № 1 – чертеж технологической схемы проектируемой установки;

Лист № 2 – чертеж общего вида основного аппарата или машины 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 форматом 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 подчеркиванием их названия и цифровой разрядной нумерацией, с простановкой точек между цифрами, 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;

-  оглавление;

-  введение;

-  описание технологической схемы установки;

-  расчетную часть, включающую технологические расчеты и выбор основного и вспомогательного оборудования;

-  раздел по техники безопасности при работе проектируемой установки;

-  заключение;

-  список используемой литературы.

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

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

Обоснованный окончательный вариант технологической схемы следует описать 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. Примеры графического выполнения технологических схем даны в [4].

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

В разделе техника безопасность рассматриваются особенности работы с не герметичными и герметичными аппаратами и основные опасности при эксплуатации таких аппаратов. 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, отсутствие технического надзора и т.д.

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

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

Расчеты в пояснительной записке должны сопровождаться 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 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 карандашом на листах записки или на миллиметровой бумаге, либо при помощи графических программ. Все рисунки должны быть однотипными.

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

**1.4  Графическая часть курсового проекта**

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

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 2.303-68), 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 21.404-85. Обозначения условные в схемах автоматизации технологических процессов.

Технологическая схема выполняется без соблюдения масштаба на листе формата А1 (594х841 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 2.104-68 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 2.120-73. На чертеже должны быть даны главный вид аппарата в сечении по вертикальной оси, вид сверху, разрезы и сечения, дающие полное представление об устройстве данного аппарата, а также основные узлы, которые на главном виде не удается изобразить четко. Масштаб, в котором вычерчивают аппарат и узлы, 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. Рекомендуется 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 2.104-68. Над основной надписью помещают таблицу составных частей аппарата, технические требования, предъявляемые к изготовлению и испытанию аппарата, техническую характеристику аппарата. На свободном поле чертежа помещают таблицу штуцеров. На чертеже общего вида проставляются размеры: конструктивные, установочные, присоединитель­ные.

**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 кг/ч = 4,1667 кг/с. Содержание низкокипящего компонента (бензола) в исходной смеси равно *Х*f = 35 мас. % = 0,35, требуемое его содержание в дистилляте *Х*d = 97 мас. % = 0,97, в кубовом остатке *Х*w = 2 мас. % = 0,02. Исходная смесь, подаваемая в ректификационную колонну, нагревается в подогревателе при помощи водяного пара от температуры *t*нач = 20 оС до температуры кипения смеси. Температура греющего пара *t*s = 140 оС (*Р*абс = 3,734 ∙ 105 Па).

Ректификационная колонна оснащена клапанными тарелками. Считать, что конденсация пара в дефлегматоре – полная. Температуру охлаждающей воды в холодильниках принимать в интервале от *t*н.в = 20 ÷ 25 оС. 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 *Х*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 *Х*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 колону для орошения. Возвращаемая жидкость состава *Х*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 *Х* – для

жидкой фазы и *Y* – для паровой.

Так как поток флегмы в аппарате зациклен, 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:

(1.1)

где  *G*f  – производительность установки по исходной смеси;

*G*d  – производительность установки по дистилляту;

Рисунок 2 – Схема матери­альных потоков ректифика­ционной колонны.

*G*w – производительность установки по кубовому остатку.

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

(1.2)

Расходы дистиллята и кубового остатка определяются из равне­ния материальных балансов:

- по потокам

- по легколетучему компоненту

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.

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:

(1.3)

(1.4)

(1.5)

Пересчет молярных долей в массовые:

где   *М*А,  *М*Б,  *М*см − молярные массы компонентов и смеси, кг/кмоль;

*X*A,  *X'*A,  *X*Б,  *X'*Б− массовые и молярные доли компонентов *А* и *Б.*

Молярная масса смеси

где   *М*А − молярная масса бензола *М*А = 78,11 кг/кмоль;

*М*Б − молярная масса толуола *М*Б = 92,14 кг/кмоль;

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

- в исходной смеси

- в дистилляте

- в кубовом остатке

**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 2). Диаграмма равновесия (*Y – X* ) для бинарной смеси бензол – толуол при атмосферном давлении 760 мм рт.ст. (1,013·105 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 *Х* | 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 ,* оС | 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 *С*, а в точке пересечения вертикали *X'*d с прямой линией наносим точку *А*. 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*р.

Минимальное флегмовое число определяется по формуле:

(1.6)

где  *Y*р − 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)*·N*т=*f*(*R*), приведённому на Рисунок 3, где *N*т– 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 β = 2,3 рабочее флегмовое число равно:

Рисунок 3 – Диаграмма *Y – X* для определения флегмового числа.

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

На диаграмме отложим точку *D* (*X* = 0, *Y* = 0,1979), значение ординаты *Y* = 0,1979 точки *D*  получено из уравнения рабочих концентраций при *х* = 0. На диаграмме *Y – X* из точки *D* проведём линию соединяющую ее с точкой *А* (*X* = *Y* = 0,9745). Линия *АD* пересекает вертикаль (*X'f*= 0,3885) в точке *B*. Соединив точки *B* и *С* (*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 *А* до точки *С* строим на диаграмме *Y – X* строим ступенчатую линию, одна ступень которой соответствует одной теоре­тической (Рисунок 4) [7]. При коэффициенте избытка флегмы β = 2,3 число теоретических тарелок равно *N*т= 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 = 0 | Число теоретических тарелок *N*т | (*R*+1)*·N*т |
| 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 |

(R + 1)·Nт

50,5

52,5

54,5

56,5

51,5

3,5

4

1,5

R

3

2

2,5

53,5

55,5

57,5

Рисунок 5 – Диаграмма зависимости (*R*+ 1)*·N*тот флегмового числа *R*.

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

- для верха колонны

- для низа колонны

где  *F* – относительный мольный расход питания. Здесь

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

0,4

*Xw*

*Xf*

*Xd*

0,5

0,6

0,7

0,8

0,9

1

*X*

0,3

0,2

0,1

0

0,1

0,2

0,3

0,4

0,5

0,6

0,7

0,8

0,9

1

*Y*

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 объемны потоков предварительно найдем средние плотности пара и жидкости, а также мольные массы пара.

Вычисляем средние концентрации бензола в жидкой и паровой фазах:

- в верху колонны

- в низу колонны

По диаграмме *t – X, Y* (Рисунок 7), зная и , найдем средние температуры паров в верхней и нижней частях колонны.

Рисунок 7 – Диаграмма *t – X, Y*

Средние мольные массы паров равны:

- в верху колонны

кг/кмоль;

- в низу колонны

кг/кмоль;

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

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

Рассчитаем приближенно средние плотности жидкости:

- в верху колонны

- в низу колонны

Массовые расходы в верху колонны равны:

- жидкости орошения

- паров

Объемные расходы в верху колонны составляют:

- паров

- жидкости орошения

Массовые расходы в низу колонны:

- жидкости орошения

- паров

Объемные расходы в низу колонны равны:

- паров

- жидкости орошения

**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:

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

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

− тепловой поток, подводимый с возвращаемой на орошение в колону флегмой, кВт;

− тепловой поток, отводимый из колоны вместе с парами поступающими в дефлегматор, кВт;

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

− 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:

где

здесьи − удельные теплоты конденсации бензола и толуола, кДж/кг;

− удельная теплота конденса­ции паров в дефлегматоре, кДж/кг.

Рисунок 8 – Схема к тепловому расчету ректификационной колонны.

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

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

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

 – 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,

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

где  – удельные массовые изобарные теплоемкости бензола и толуола, кДж/(моль·К), при температуре , равной;

− молярная доля НКК в i-й фракции.

Теперь мы можем рассчитать тепловой поток, подводимый в кипя­тильнике для испарения жидкости:

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

где

здесьи  – удельные массовые изобарные теплоемкости бензола и толуола, кДж/(кг·К), при средней температуре в подогревателе исходной смеси, равной:

Подставим найденные значения в формулу и найдем

Тепловой поток, отводимый в холодильнике дистиллята, равен

где – температура дистиллята на выходе из холодильника;

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

Подставим найденные значения теплоемкостей в формулу

Тепловой поток, отводимый в холодильнике кубового остатка, равен:

где – температура кубового остатка на выходе из холодильника, ;

– удельная массовая изобарная теплоемкость кубового остатка, кДж/(кг·К), при средней его температуре в холодильнике, равной

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

Суммарный тепловой поток подогревателя исходной смеси и кипятильника составляет:

Расход греющего пара в установке равен:

где – удельная теплота конденсации греющего пара, кДж/кг, при температуре

– степень сухости пара.

Расход охлаждающей воды в установке составляет:

где  – температура воды на входе в холодильник дистиллята, из интервала  = 20 ÷ 25 оС. принимаем  = 25 оС.

 – температура воды на выходе из холодильника кубового остатка, оС.

**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:

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

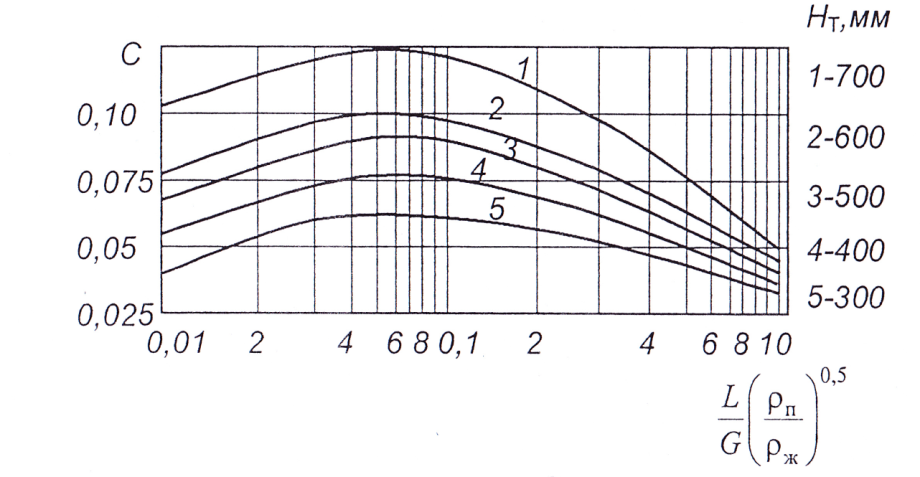
 – коэффициент, определяемый по рисунку 9, для определения коэффициента необходимо вычислить соотношение между расхо­дами пара и жидкости, а также задаться расстоянием между тарелками колонны.

где – расстояние между тарелками колонны, которое рекомендуется в первом приближении выбирать в интервале мм [7].

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

По значению вычисленной величины данного комплекса, равной и принятому расстоянию между тарелками мм находим численное значение , согласно рисунку 9.

Принимаем фактор вспениваемости жидкости равным



*5*

*4*

*3*

*1*

*2*

0,05

0,025

0,07

0,1

5 – 300

4 – 400

3 – 500

2 – 600

1 – 700

0,01

0,02 4 6 8 0,1 0,2 0,4 6 8 10

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

После этого предварительно определяем скорость пара:

Рабочее сечение тарелки составляет:

По ГОСТ 16452-79 выбираем наиболее близкий диаметр верхней части колонны Характеристика клапанной прямоточной тарелки колонны такого диаметра приведена в таблице 3.

Таблица 3 − Характеристика клапанной прямоточной тарелки.

|  |  |
| --- | --- |
| Основные параметры | Значения |
| 1 | 2 |
| Тип тарелки ТКП (тарелка клапанная, однопоточная) | прямоточная |
| Диаметр колонны | 2200 |
| Рабочая площадь тарелки | 2,76 |
| Периметр слива | 1,74 |
| Площадь слива или сечение перелива | 0,52 |
| Относительное свободное сечение тарелки при шаге расположения клапанов | 14,26 |

Уточним ранее принятое расстояние между тарелками. При уточнении выбранного расстояния между тарелками воспользуемся рекомендации приведенные в таблице 4. Если колонна требует частой чистки или ремонта, то при это расстояние рекомендуется принимать ≥ 0,6 м. Если этого не требуется, то для экономии материала при уточняющем расчете следует руководствоваться формулой . Окончательно величина устанавливается после проверки относительного брызгоуноса и надёж­ности работы сливного устройства.

Таблица 4 − Дополнительные данные для определения расстояния между тарелками.

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| номер | Диаметр колонны | Расстояние между тарелками |
| 1 |  |  |
| 2 |  |  |
| 3 |  |  |

Руководствуясь выше сказанным для рассчитываемой колонны с диаметром м расстояние между тарелками определим по выра­жению:

***.***

Рекомендуемое расстояние между тарелками представлено в Таблица 5.

Таблица 5 – Рекомендуемое конструкционное расстояния между тарелками.

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| *D*, м | 0,8 | 0,8 ÷ 1,6 | 1,6 ÷ 2,0 | 2,0 ÷ 2,4 | > 2,4 |
|  | 200 ÷ 350 | 350 ÷ 400 | 400 ÷ 500 | 500 ÷ 600 | > 600 |

Принимаем расстояние между тарелками [4 и 7]. Оконча­тельную проверку выбранного расстояния выполним по величине брызго­уноса, расчет которой приведен ниже.

**Низ колонны.**

Аналогично определим диаметр нижней части колонны.

Вычислим комплекс:

Рассчитаем скорость пара в рабочем сечении тарелки:

Рабочее сечение тарелки составит:

Выбираем по ГОСТ 16452-79 наиболее близкий диаметр для нижней части колонны Характеристика клапанной прямоточной тарелки колонны такого диаметра приведена в таблице 3.

Окончательно принимаем для дальнейших расчетов диаметр ректифика­ционной колонны

Скорость пара в рабочем сечении тарелки принятой колонны составит:

- в верху

- в низу

где – рабочие сечения клапанных прямоточных тарелок колонны диаметрами (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:

где – объемный расход жидкости, протекающей через переливное устройство с учетом брызгоуноса, м3/с, в предварительных расчетах принимают , а после расчета брызгоуноса уточняют значения и ;

– периметр слива, ;

 – относительный унос жидкости, учитываемый в гидравлических расчетах аппарата при (кг жидкости/кг пара).

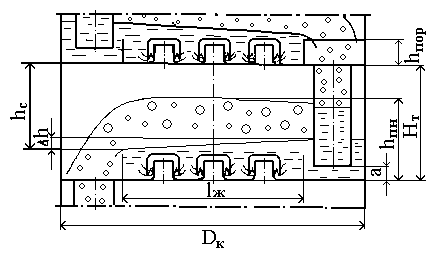


Рисунок 11 – Основные параметры клапанной тарелки.

Расчет относительного уноса жидкости на тарелке нами будет рассматриваться в разделе 2.3

Для верха колонны имеем:

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

Глубину барботажа определяем по выражению:

где  – абсолютное давление в колонне, Па;

 – высота глубины барботажа, см. рисунок 12.

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

- для ситчатых и клапанных тарелок

где  – высота глубины барботажа, м (см. рисунок 12);

 – высоту слоя жидкости над сливным порогом.

- для колпачковых тарелок

где  – высота установки колпачка – расстояние от тарелки до нижнего торца колпачка (см. рисунок 12); величина параметра изменяется от 0 до 0,1 м;

 – высота открытия прорези колпачка, м.

При этом недолжно 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:

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

 – ширина прорези (см. таблицу 7);

 – количество прорезей в одном колпачке; для тарелок с капсуль­ными колпачкамизависит от диаметра колпачка (см. таблицу 6); а для колпачков других типов – от длины колпачка , м.

Так, для желобчатых колпачков ; для тарелок из S-образных элементов *.*

После расчета величины принимают ближайшее значение этого параметра по таблице 7.

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

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

Таблица 7 − Ширина прорезей в колпачках.

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Форма колпачка и прорези | Ширина прорези (мм)  при высоте прорези , 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 п. 1.2 расчетное значение превышает допустимое (> 0,1 кг/кг), то следует увеличить расстояние между тарелками и произвести перерасчет величины .

Таким образом, высота сливного порога:

**Низ колонны.**

Относительный расход паровой и жидкой фаз составит:

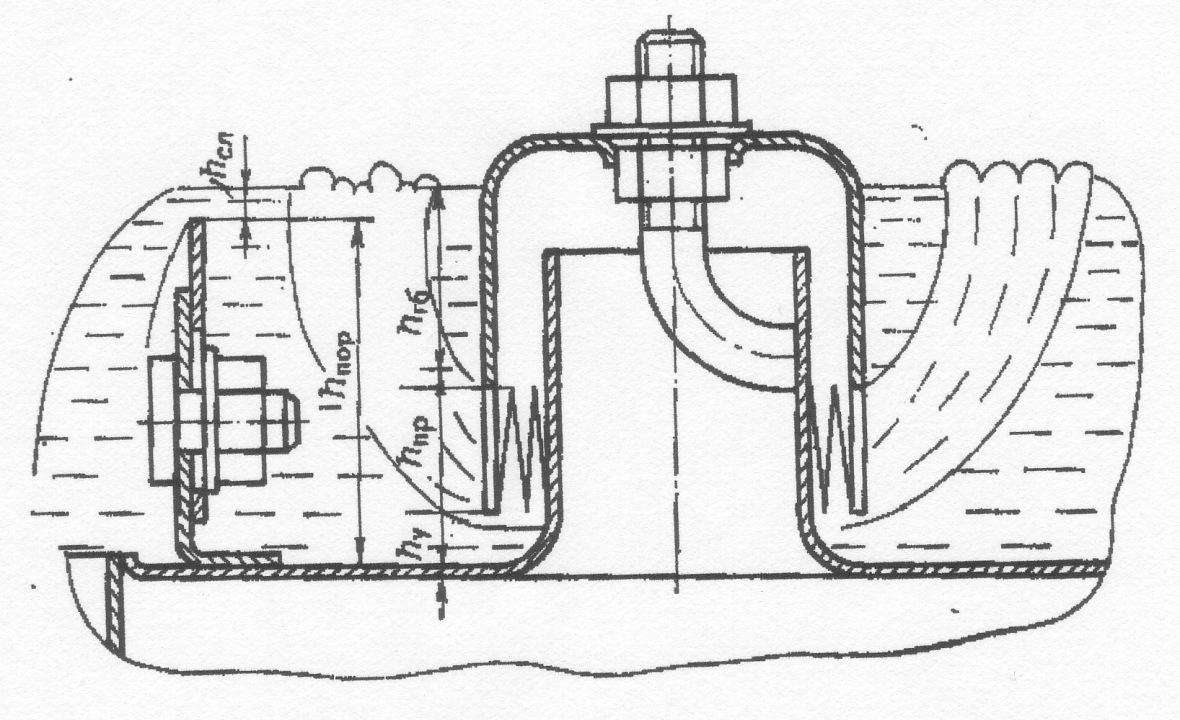


Рисунок 12 – Расположение колпачка (клапана и т.п.) и сливного порога.

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

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

Глубину барботажа для нижней части колоны определяем по выражению:

Определим высоту сливного порога

**3.3  Межтарельчатый унос жидкости**

Определяем относительный брызгоунос жидкости для тарелок верхней части колонны. Допустимым считается брызгоунос до 0,1 кг жид­кости на 1 кг пара. Значения брызгоуноса рассчитывают в том случае, если . Расчет ведут по уравнению 1.7, предварительно определив высоту пены на тарелке по уравнению 1.8.

(1.7)

(1.8)

где  – поверхностное натяжение на границе раздела фаз (жидкости с паром), Н/м, при температуре ;

 – высота пены (газожидкостной смеси) на тарелках верхней части колоны, м;

и  – 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 и ;

и  – соответственно высота подпора жидкости над сливным порогом и высота сливного порога, м (см. Рисунок 12).

Таблица 8 − Дополнительные данные для расчета брызгоуноса.

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Тип тарелки |  |  |  |  |  |
| 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:

Относительный унос жидкости на тарелки составит:

Поскольку в промышленных аппаратах допускается величина брызго­уноса . Рассчитанное значение относительного уноса жидкости меньше допустимого. Таким образом, расстояние между тарелками 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 и зазоре между нижним срезом переточной трубы и нижней кромкой сливного стакана . Расчет ведем для нижней части колонны, где расход жидкой фазы больший.

Определим скорость жидкости в переливе:

где  – площадь сливного устройства для выбранной тарелки, м2.

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

где   и   – 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 |  |  |  |
| 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   и

Вычислим величину

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

м/с

где  = 1,74 м – периметр перетока на его выходе, приближенное зна­чение которого принимаем равным периметру перетока на входе;

*а* – 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:

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

В результате расчета имеем

Таким образом, однопоточная тарелка при расстоянии мм и зазоре *а =* 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 и слоя жидкости .

Скорость пара в отверстиях тарелки равна:

где  – суммарная площадь отверстий тарелки, м2

 – относительное свободное сечение, %.

Определим сопротивление сухой тарелки по уравнению:

где  – коэффициент сопротивления сухой тарелки, зависящий от типа выбраной тарелки: для колпачковой с диаметром колпачка *D*к (м) ; для тарелки из S-образных элементов ; для клапанной тарелки ; для ситчатой тарелки .

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

где  – длина пути жидкости на тарелке, м (см. в Приложение 3);

*П* – периметр слива для выбранной тарелки, м;

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

- для колпачковых тарелок ;

- для клапанных тарелок ;

- для ситчатых тарелок .

Если при расчете величины для однопоточной тарелки получим , то необходимо перейти к расчету многопоточной тарелки.

Найдем сопротивления:

-  слоя жидкости на тарелке

-  орошаемой тарелки

**Низ колонны.**

Скорость пара в отверстиях тарелки равна:

Сопротивление сухой тарелки равно:

Перепад уровня жидкости на тарелке равен:

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

**3.6  Расчет диаметров штуцеров колонны**

Определим диаметр штуцеров колонны:

-  для входа исходной смеси

где  – принимаемая скорость движения жидкости в штуцере, рекомен­довано принимать равным м/с;

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

где  – плотности бензола и толуола кг/м3, при температуре входа исходной смеси в колонну ;

-  для выхода кубового остатка

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

где  – плотности бензола и толуола кг/м3, при температуре выхода жидкости из колонны ;

-  для входа флегмы

-  для выхода пара

где  – скорость движение пара в штуцере, рекомендовано принимать равным м/с.

По [4] принимаем установочные диаметры штуцеров:

-  для входа исходной смеси 60 × 4 мм;

-  для выхода кубового остатка 50 × 3,5 мм;

-  для входа флегмы 60 × 4 мм;

-  для выхода пара 360 × 8 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:

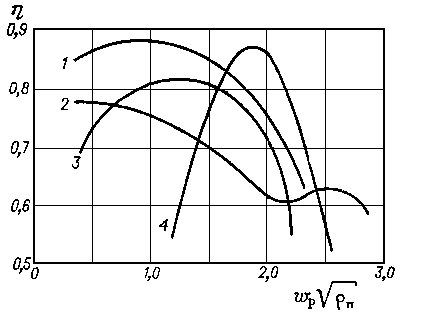
где  – число ступеней изменения концентрации;

 – КПД тарелок в зависимости от их типа и от параметров работы, определяемый по рисунку 13

-  в верху колонны

-  в низу колонны

-  общее число для аппарата



0 0,5 1,0 1,5 2,0 2,5 3,0

0,9

0,8

0,7

0,6

0,5

**1**

**2**

**3**

**4**

η

Рисунок 13 – Ориентировочное значение КПД тарелок:

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

Общую высоту колонны вычисляют по формуле:

где  – расстояние между тарелками;

 – высота сепарационной части;

 – высота кубовой части.

Отсюда высоты верхней и нижней тарельчатых частей колонны соответственно равны:

Общая высота колонны с учетом сепарационной и кубовой частей составит

где  – 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. | , м | , 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 08Х18Н10Т. Минимально необходимую толщину стенки находим по формуле

где Р – расчетное давление МПа;

 – внутренний диаметр аппарата, м;

 – допускаемое напряжение для выбранной марки стали;

 – коэффициент, учитывающий ослабление наличием сварного шва;

 – коррозийная проницаемость;

 – амортизационный срок службы аппарата.

Расчетное давление определяем из уравнения

*;*

где атмосферное давление, Па;

средняя плотность четыреххлористого углерода в колонне кг/

высота аппарата.

Из условий изготовления принимаем толщину стенки

# СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

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 г.- 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.

**ВАРИАНТЫ КУРСОВОЙ РАБОТЫ**

Курсовая работа должна быть оформлена в соответствии с требованиями, представленными в методичке. В конце работы следует дать список использованной литературы. Ссылки на используемую литературу оформляют в соответствии с ГОСТ Р 7.0.5–2008. Пример правильного оформления ссылок на учебники – в библиографическом списке рекомендуемой литературы. Каждый студент выполняет вариант заданий, соответствующий двум последним цифрам номера студенческого билета (шифра). Например, номер студенческого билета 98594, две последние цифры 94, им соответствует вариант контрольного задания под номером 15 (согласно объяснениям, приведенным ниже таблицы).

Варианты и задачи для контрольной работы представлены в таблице.

Таблица 11

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Последние цифры номера зачетной книжки\* | **Х0** | **Х1** | **Х2** | **Х3** | **Х4** | **Х5** | **Х6** | **Х7** | **Х8** | **Х9** |
| № варианта | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| Последние цифры номера зачетной книжки\* | **Y0** | **Y1** | **Y2** | **Y3** | **Y4** | **Y5** | **Y6** | **Y7** | **Y8** | **Y9** |
| № варианта | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |

\*- ***где Х*** *– это любая цифра* ***от 0 до 4; а Y*** *– это любая цифра* ***от 5 до 9***

***Контрольная работа, выполненная не по своему варианту, преподавателем не рецензируется и не*  *засчитывается как сданная.***

**Приложение 1**

Таблица 12 – Задание на выполнение курсовой работы по дисциплине «Процессы и аппараты химической технологии», на тему «Расчет ректификационной колонны непрерывного действия производительностью ».

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Ном.  Вари­-анта | Первый компонент смеси | Второй компонент смеси | Тип контактного элемента | Производительность ректификационной колоны, (кг/ч). | Основные параметры | | | |
| , % | , % | , % | % |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| 1. | Метиловый спирт | Бутиловый спирт | Провальная тарелка | 7000 | 15 | 98 | 1,5 | 53 |
| 2. | Ацетон | Бензол | Ситчатая тарелка | 3200 | 42 | 97 | 1,5 | 58 |
| 3. | Метиловый спирт | Вода | Клапанная тарелка | 8000 | 80 | 99,9 | 0,2 | 53 |
| 4. | Ацетон | Вода | Провальная тарелка | 6200 | 58 | 98 | 1,2 | 62 |
| 5. | Этиловый спирт | Метиловый спирт | Ситчатая тарелка | 6700 | 40 | 95 | 3,3 | 62 |
| 6. | Ацетон | Метиловый спирт | Клапанная тарелка | 4600 | 21 | 82 | 1,5 | 55 |
| 7. | Сероуглерод | Четыреххлористый уг. | Ситчатая тарелка | 5200 | 35 | 89 | 0,8 | 57 |
| 8. | Уксусная кислота | Ацетон | Провальная тарелка | 2500 | 12 | 95 | 0,5 | 61 |
| 9. | Хлороформ | Толуол | Ситчатая тарелка | 4500 | 40 | 99 | 2,0 | 66 |
| 10. | Ацетон | Четыреххлористый уг. | Клапанная тарелка | 7400 | 30 | 80 | 5,0 | 50 |
| 11. | Четыреххлористый уг. | Толуол | Ситчатая тарелка | 6800 | 25 | 95 | 1,5 | 63 |
| 12. | Бензол | Бутиловый спирт | Ситчатая тарелка | 6120 | 30 | 99 | 0,8 | 62 |
| 13. | Бензол | Толуол | Клапанная тарелка | 8000 | 60 | 99,4 | 0,5 | 52 |
| 14. | Хлорбензол | Бензол | Провальная тарелка | 4600 | 65 | 99 | 1,0 | 60 |
| 15. | Вода | Уксусная кислота | Решетчатые тарелки | 5000 | 47 | 99,2 | 6,0 | 48 |
| Продолжение таблицы 12 | | | | | | | | |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| 16. | Гексан | Толуол | Провальная тарелка | 4200 | 30 | 98 | 1,0 | 52 |
| 17. | Дихлорэтан | Толуол | Провальная тарелка | 5600 | 20 | 98,5 | 1,5 | 65 |
| 18. | Хлороформ | Четыреххлористый уг. | Клапанная тарелка | 3500 | 30 | 96 | 2,0 | 58 |
| 19. | Бутиловый спирт | Этиловый спирт | Решетчатые тарелки | 8600 | 80 | 99,5 | 1,5 | 63 |
| 20. | Этиловый спирт | Вода | Провальная тарелка | 10000 | 15 | 94 | 0,25 | 64 |

**Приложение 2**

Таблица 13 – Температуры кипения () oC и равновесные составы жидкости () и пара () в мол. % некоторых бинарных систем при = 760 мм рт.ст.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 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 | - |
| tкип | 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 | - |
| tкип | 100 | 77,9 | 69,6 | 64,5 | 62,6 | 61,6 | 60,7 | 59,8 | 59 | 58,2 | 57,5 | 56,9 | - |
| 3. | Ацетон – Метиловый спирт | Y | 0 | 10,2 | 18,6 | 32,2 | 42,8 | 51,3 | 58,6 | 65,6 | 72,5 | 81,8 | 90,4 | 100 | 80 |
| tкип | 64,5 | 63,6 | 62,5 | 60,2 | 58,7 | 57,6 | 56,7 | 56 | 55,3 | 55,05 | - | 56,1 | 55,05 |
| 4. | Ацетон – Уксусная кислота | Y | 0 | 16,2 | 30,6 | 55,7 | 72,5 | 84 | 91,2 | 94,7 | 96,9 | 98 | 99 | 100 | - |
| tкип | 118,1 | 110 | 103,8 | 93,1 | 85,8 | 79,7 | 74,6 | 70,2 | 66,1 | 62 | - | 56 | - |
| 5. | Ацетон – Четыреххлористый углерод | Y | 0 | 17,2 | 28,5 | 42,2 | 51,4 | 58,2 | 64,2 | 70 | 76,4 | 82,9 | 90,8 | 100 | - |
| tкип | 76,7 | 71,8 | 68,3 | 64 | 61,2 | 59,5 | 57,9 | 57,2 | 56,6 | 56 | - | - | - |
| 6. | 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 | - |
| tкип | 78,3 | 75,4 | 73 | 69 | 65,9 | 63,6 | 61,8 | 60,4 | 59,1 | 58 | 57 | 56,1 | - |
| 7. | Бензол – Бутиловый спирт | Y | 0 | 25,3 | 42 | 61,6 | 71,7 | 78,8 | 82,7 | 85,8 | 88,2 | 90,6 | 94 | 100 | - |
| tкип | 117,6 | 110,9 | 105,6 | 97,6 | 92,6 | 88,2 | 85,8 | 83,8 | 82,2 | 81,2 | - | 80,1 | - |
| 8. | Бензол – Толуол | Y | 0 | 11,5 | 21,4 | 38 | 51,1 | 61,9 | 71,2 | 79 | 85,4 | 91 | 95,9 | 100 | - |
| tкип | 110,6 | 108,3 | 106,1 | 102,2 | 98,6 | 95,2 | 92,1 | 89,4 | 86,8 | 84,4 | 82,3 | 80,2 | - |
| 9. | Бензол – Уксусная кислота | Y | 0 | 26 | 42 | 59 | 68,6 | 75 | 79 | 83 | 88 | 92,5 | 97 | 100 | 97,5 |
| tкип | 118,7 | 111,4 | 105,8 | 99 | 94 | 90,3 | 88 | 85,7 | 83,5 | 82 | 80,8 | 80,2 | 80 |
| 10. | Бензол – Хлорбензол | Y | 0 | 16,4 | 30 | 49,1 | 63,3 | 73,2 | 80,6 | 86,4 | 90,5 | 94 | 97 | 100 | - |
| tкип | 131,6 | 126,7 | 122,2 | 114,6 | 107,8 | 102,7 | 97,8 | 93,6 | 89,6 | 86 | - | 80,1 | - |
| 11. | Вода – Уксусная кислота | Y | 0 | 9,2 | 16,7 | 30,3 | 42,5 | 53 | 62,6 | 71,6 | 79,5 | 86,4 | 93 | 100 | - |
| tкип | 118,1 | 115,4 | 113,8 | 110,1 | 107,5 | 105,8 | 104,4 | 103,3 | 102,1 | 101,3 | 100,6 | 100 | - |
| 12. | Гексан – Толуол | Y | 0 | 15,7 | 31 | 49 | 61,5 | 70,4 | 77,3 | 83 | 87,7 | 92 | 96 | 100 | - |
| tкип | 110,6 | 105,9 | 100 | 94,1 | 88,8 | 84,9 | 80,9 | 77,9 | 75 | 72 | - | 68 | - |
| 13. | Дихлорэтан – Толуол | Y | 0 | 10,6 | 19,7 | 34,8 | 48 | 60 | 69,8 | 78,1 | 84,4 | 90 | 95 | 100 | - |
| tкип | 110,6 | 108,3 | 107 | 102,7 | 100,1 | 97,4 | 94,1 | 91,2 | 90,2 | 87 | - | 84 | - |
| 14. | Изопропиловый спирт – Вода | Y | 0 | 48,5 | 53 | 60 | 64 | 66,5 | 68 | 68,4 | 70 | 77 | 83 | 100 | 68,5 |
| tкип | 100 | 84,4 | 82,5 | 81,2 | 81 | 80,6 | 80,5 | 80,4 | 80,5 | 81 | 82,3 | 82,4 | 80,4 |

Продолжение таблицы 13

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 |
| 15. | Метиловый спирт – Бензол | Y | 0 | 38,5 | 50 | 56 | 58 | 59 | 60 | 61 | 62 | 66 | 75 | 100 | 61.4 |
| tкип | 80,2 | 66,9 | 61,1 | 58,6 | 58 | 57,8 | 57,7 | 57,6 | 57,6 | 58 | 59,6 | 64,9 | 57,6 |
| 16. | Метиловый спирт – Бутиловый спирт | Y | 0 | 42,5 | 59,8 | 75,2 | 83,5 | 88,3 | 91 | 93,6 | 95,7 | 97 | 98,4 | 100 | - |
| tкип | 117,6 | 110,6 | 103,6 | 95,6 | 85,4 | 87,8 | 84,1 | 81,4 | 81 | 77 | - | 64,7 | - |
| 17. | Метиловый спирт – Вода | Y | 0 | 26,8 | 41,8 | 57,9 | 66,5 | 72,9 | 77,9 | 82,5 | 87 | 91,5 | 95,8 | 100 | - |
| tкип | 100 | 92,3 | 87,7 | 81,7 | 78 | 75,3 | 73,1 | 71,2 | 69,3 | 67,6 | 66 | 64,5 | - |
| 18. | Метиловый 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 | - |
| tкип | 78,37 | 77,2 | 76,5 | 75 | 73,6 | 72,2 | 70,8 | 69,4 | 68,2 | 66,9 | 65,9 | 64,9 | - |
| 19. | Муравьиная кислота –  Уксусная кислота | Y | 0 | 8 | 14,6 | 26 | 38 | 48,5 | 57,6 | 66 | 74,6 | 83,6 | 92,2 | 100 | - |
| tкип | 118,1 | 116 | 115,4 | 112,8 | 110,7 | 108,8 | 107 | 105,4 | 103,9 | 102,5 | 101,4 | 100,8 | - |
| 20. | Сероуглерод – Ацетон | Y | 0 | 19 | 29 | 46 | 53,3 | 57,5 | 60,5 | 61 | 68 | 72,2 | 78 | 100 | 61 |
| tкип | 56,2 | 51,2 | 48,3 | 43,5 | 41,3 | 40,3 | 39,6 | 39,3 | 39,3 | 39,6 | 40,9 | 46,3 | 39,3 |
| 21. | Сероуглерод – Четыреххлористый углерод. | Y | 0 | 13,2 | 24 | 42,3 | 54,4 | 64,5 | 72,6 | 79,1 | 84,8 | 90,1 | 95 | 100 | - |
| tкип | 76,7 | 73,7 | 71 | 66 | 62,3 | 59 | 56,1 | 53,7 | 51,6 | 49,6 | 47,9 | 46,3 | - |
| 22. | Толуол – Уксусная кислота | Y | 0 | 15,5 | 25,5 | 37,2 | 46 | 54,1 | 57 | 61,5 | 66,5 | 71,8 | 81 | 100 | 62,7 |
| tкип | 118,1 | 111,3 | 108,9 | 105,6 | 103,3 | 101,7 | 100,8 | 100,6 | 100,6 | 100,9 | 102,6 | 110,8 | 100,6 |
| 23. | Хлороформ – Бензол | Y | 0 | 6,5 | 12,6 | 27,2 | 41 | 54,6 | 66 | 74,6 | 83 | 90,5 | 96,2 | 100 | - |
| tкип | 80,6 | 80,1 | 79,6 | 78,4 | 77,2 | 75,9 | 74,5 | 73.1 | 71 | 68,7 | 65,7 | 61,5 | - |
| 24. | Хлороформ – Толуол | Y | 0 | 19,6 | 33,1 | 50 | 63,1 | 73,9 | 81,4 | 87,4 | 92 | 95 | 97,6 | 100 | - |
| tкип | 110,6 | 105,5 | 102,2 | 96,4 | 90,8 | 85,5 | 80,3 | 75,6 | 71,5 | 67 | - | 61,2 | - |
| 25. | Хлороформ – Четыреххлористый углерод | Y | 0 | 6,8 | 13,5 | 26,5 | 40 | 52,6 | 63,5 | 72,5 | 81 | 88 | 94 | 100 | - |
| tкип | 76,72 | 75,8 | 74,7 | 72,6 | 70,6 | 68,6 | 66,9 | 65,3 | 63,9 | 62 | - | 61,2 | - |
| 26. | Четыреххлористый углерод – Толуол | Y | 0 | 10,6 | 20 | 36,8 | 51,2 | 62 | 71,2 | 78,9 | 85 | 90 | 95 | 100 | - |
| tкип | 110,6 | 108,9 | 107,9 | 102,6 | 98,3 | 94,7 | 90,8 | 87,1 | 84,3 | 81 | - | 76,72 | - |
| 27. | Четыреххлористый углерод – Этиловый спирт | Y | 0 | 21 | 33 | 48 | 54 | 56,5 | 58,8 | 62 | 65,8 | 72,2 | 82,3 | 100 | 63 |
| tкип | 77,9 | 73,7 | 70,8 | 67,2 | 65,3 | 64,6 | 64 | 63,6 | 64 | 65,6 | 68,5 | 75,9 | 63,6 |
| 28. | Этиловый спирт – Бутиловый спирт | Y | 0 | 14,6 | 28,2 | 52,6 | 67,2 | 77 | 83,7 | 88 | 91,4 | 95 | 98 | 100 | - |
| tкип | 117,6 | 114,9 | 111,9 | 104,5 | 98 | 95 | 90,2 | 86,4 | 84,9 | 82 | - | 78,37 | - |
| 29. | 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 |
| tкип | 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 |
| 30. | Этиловый спирт – Вода | Y | 0 | 33,2 | 44,2 | 53,1 | 57,6 | 61,4 | 65,4 | 69,9 | 75,3 | 81,8 | 89,8 | 100 | 89,4 |
| tкип | 100 | 90,5 | 86,5 | 83,2 | 81,7 | 80,8 | 80 | 79,4 | 79 | 78,6 | 78,4 | 78,2 | 78,15 |

**Приложение 3**

Таблица 14 – Технические характеристики колпачковых тарелок.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Тип тарелки | Диаметр колонны *D*, мм | Рабочая площадь тарелки *FР*, м² | Площадь прохода паров *FП*, м² | Площадь слива *FСЛ*, м² | Периметр слива *П*, м | Длина пути жидкости *lж*, м | Кол-во колпачков на тарелке *m* | Диаметр колпачка *DК*, мм | Расстояние между тарелками *HТ*, мм |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| TCK 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 |
| TCK-P | 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 | 0 801 100 | 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 15 – Технические характеристики клапанных тарелок.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Тип тарелки | Диаметр колонны *D*, мм | Рабочая площадь тарелки *FР*, м² | Периметр слива *П*, м | Площадь слива *FСЛ*, м² | Относительное свободное сечение тарелки (%) при шаге расположения клапанов *t,* | | | Расстояние между тарелками *HТ*, мм |
| 30 мм | 75 мм | 100 мм |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| ТКП  ооднопоточная | 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 16 – Технические характеристики ситчатых тарелок

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Тип тарелки | Диаметр колонны  *D*, мм | Рабочая площадь тарелки *FР*, м2 | Площадь слива  *FСЛ*, м2 | Периметр слива,  *П* м | Длина пути жидкости *LЖ* , м | Диаметр отверстий *d0,* мм | Шаг размещения отверстий *t,* мм | Расстояние между тарелками *HТ*, мм |
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
| ТС | 400  500  600  800  1000 | 0,051  0,089  0,140  0,410  0,713 | 0,004  0,010  0,012  0,020  0,036 | 0,302  0,400  0,480  0,570  0,800 | 0,28  0,30  0,37  0,52  0,59 | 3;  4;  5 | 7-12;  8-15;  10-18 | 200; 300; 400; 500 |
| ТС-Р | 1200  1400  1600  1800  2000  2200  2400  2600  2800 3000 3200  3400  3600 | 1,010  1,368  1,834  2,294  2,822  3,478  3,900  4,780  5,640  6,430  7,270  8,310  9,000 | 0,060  0,087  0,088  0,123  0,159  0,161  0,317  0,258  0,260  0,315  0,385  0,376  0,580 | 0,722  0,860  0,795  1,050  1,190  1,240 1,570  1,540  1,570  1,710  1,860  1,900  2,240 | 0,86  0,93  0,97  1,09  1,34  1,46  1,83 1,70  1,83  1,98  2,11  2,26  2,40 | 300; 400; 600; 800; 1000 |
| ТС-РБ | 2600  2800  3200  3600 | 4,03  4,86  5,60  7,32 | 0,696  0,674  1,372  1,582 | 0,800  0,920  0,896  1,170 | 1,68  1,70  2,22  2,45 |
| **Примечание**  1.  Площадь прохода паров *FП* = 0,906 Fр(*d0*/*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 | | | | | | | | |

**Приложение 4**

Таблица 17 – Плотность жидкостей в зависимости от температуры.

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Вещество | Плотность, кг/м3 | | | | | | |
| 0 °С | 20 °С | 40 °С | 60 °С | 80 °С | 100 °С | 120 °С |
| 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 к курсовому проектированию по курсу «Процессы и аппараты химической технологии»**

Составители:

**Жукова** Ирина Юрьевна

**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