Отчет о проверке на заимствования №3161

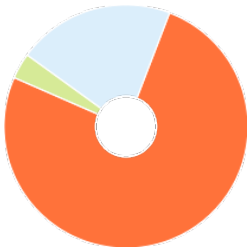
Автор:
Проверяющий:
Организация:

ИНФОРМАЦИЯ О ДОКУМЕНТЕ

№ документа: 3161
Начало загрузки: 2024-05-27 12:42:34
Длительность загрузки: 00:00:16
Имя исходного файла:
Название работы:
Размер текста: 1603871 байт
Символов в тексте: 66873
Слов в тексте: 11300
Число предложений:

ИНФОРМАЦИЯ ОБ ОТЧЕТЕ

Последний готовый отчет (ред.)
Начало проверки: 2024-05-27 12:42:34
Длительность проверки: 00:01:06
Комментарии: не указано
Поиск с учетом редактирования: да
Модули поиска: ИПС Адилет, Библиография, Сводная коллекция ЭБС, Интернет Плюс, Сводная коллекция РГБ, Переводные заимствования (RuEn), Переводные заимствования по eLIBRARY.RU (EnRu), Переводные заимствования по Интернету (EnRu), Переводные заимствования издательства Wiley (RuEn), eLIBRARY.RU, СПС ГАРАНТ, Модуль поиска "КГАУ", Медицина, Диссертации НББ, Перефразирования по eLIBRARY.RU, Перефразирования по Интернету, Патенты СССР, РФ, СНГ, СМИ России и СНГ, Шаблонные фразы, Кольцо вузов, Издательство Wiley, Переводные заимствования, Коллекция НБУ, Перефразирования по коллекции издательства Wiley, Перефразирования по СПС ГАРАНТ: аналитика, СПС ГАРАНТ: аналитика, СПС ГАРАНТ: нормативно-правовая документация, Интернет



ЗАИМСТВОВАНИЯ 75.77%
САМОЦИТИРОВАНИЯ 0%
ЦИТИРОВАНИЯ 3.42%
ОРИГИНАЛЬНОСТЬ 20.81%

Заимствования — доля всех найденных текстовых пересечений, за исключением тех, которые система отнесла к цитированиям, по отношению к общему объему документа.
Самоцитирования — доля фрагментов текста проверяемого документа, совпадающий или почти совпадающий с фрагментом текста источника, автором или соавтором которого является автор проверяемого документа, по отношению к общему объему документа.
Цитирования — доля текстовых пересечений, которые не являются авторскими, но система посчитала их использование корректным, по отношению к общему объему документа. Сюда относятся оформленные по ГОСТу цитаты; общеупотребительные выражения; фрагменты текста, найденные в источниках из коллекций нормативно-правовой документации.
Текстовое пересечение — фрагмент текста проверяемого документа, совпадающий или почти совпадающий с фрагментом текста источника.
Источник — документ, проиндексированный в системе и содержащийся в модуле поиска, по которому проводится проверка.
Оригинальность — доля фрагментов текста проверяемого документа, не обнаруженных ни в одном источнике, по которым шла проверка, по отношению к общему объему документа.
Заимствования, самоцитирования, цитирования и оригинальность являются отдельными показателями и в сумме дают 100%, что соответствует всему тексту проверяемого документа.
Обращаем Ваше внимание, что система находит текстовые пересечения проверяемого документа с проиндексированными в системе текстовыми источниками. При этом система является вспомогательным инструментом, определение корректности и правомерности заимствований или цитирований, а также авторства текстовых фрагментов проверяемого документа остается в компетенции проверяющего.

№	Доля в отчете	Источник	Актуален на	Модуль поиска	Комментарии
[1]	44.5%	https://alldrawings.ru/spisok-kategorij/item/dn8-raschet-i-proektirovanie-ustanovki-dlia-razdeleniia-binarnoi-smesi-atseton-etanol-proizvoditelnostiu-8500-kg-ch	28 02 2022	СПС ГАРАНТ: аналитика	
[2]	14.19%	https://infourok.ru/metodicheskie-ukazaniya-po-vypolneniyu-kursovogo-proektirovaniya-processy-i-apparaty-5476098.html	29 09 2022	Переводные заимствования	
[3]	12.6%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=484544	05 01 2023	Модуль поиска "КГАУ"	
[4]	12.51%	https://alldrawings.ru/spisok-kategorij/item/dn8-raschet-i-proektirovanie-tarelchatoi-rektifikatsionnoi-ustanovki-nepreryvnogo-deistviia-dlia-razdeleniia-binarnoi-smesi-metanol-voda	02 06 2023	СПС ГАРАНТ: аналитика	
[5]	10.18%	https://knowledge.allbest.ru/chemistry/3c0b65625b2bd78a5c53a88421316c27_0.html	06 01 2023	Сводная коллекция РГБ	
[6]	10.15%	https://chertezhi.ru/modules/search/index.php?text=%D7%E5%F0%F2%E5%E6%E8%20-%20%D2%E5%EF%EB%EE%EE%E1%EC%E5%ED%ED%E8%EA&page-no=1&type=f&module=belfiles	31 12 2022	Переводные заимствования (RuEn)	
[7]	10.12%	https://chertezhi.ru/modules/search/index.php?text=%E0%E2%F2%EE%EC%E0%F2%E8%E7%E0%F6%E8%FF&page-no=9&type=f&module=belfiles	01 03 2023	Патенты СССР, РФ, СНГ	
[8]	10.06%	https://chertezhi.ru/modules/search/index.php?text=%EF%F0%EE%E5%EA%F2%E8%F0%EE%E2%E0%ED%E8%E5&page-no=8&type=f&module=belfiles	29 06 2023	Сводная коллекция ЭБС	

[9]	9.37%	https://www.zinref.ru/000_uchebniki/02800_logika/011_lekcii_raznie_31/1206.htm	29 11 2022	Коллекция НБУ
[10]	9.24%	https://chertezhi.ru/modules/belfiles/showfile.php?lid=3989	12 04 2023	Интернет Плюс
[11]	9.18%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=516930	04 03 2022	Издательство Wiley
[12]	8.55%	https://studfile.net/preview/17166770/page:6/	08 01 2024	СПС ГАРАНТ
[13]	7.97%	https://studfile.net/preview/17166771/	04 08 2022	Медицина
[14]	7.84%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=581259	12 10 2022	Кольцо вузов
[15]	7.79%	https://studfile.net/preview/17166770/page:5/	15 01 2022	СПС ГАРАНТ: нормативно-правовая документация
[16]	7.58%	https://studfile.net/preview/2031426/page:15/	28 02 2022	Переводные заимствования
[17]	7.58%	https://studfile.net/preview/2031621/page:15/	11 11 2023	Интернет
[18]	7.51%	https://studfile.net/preview/5153942/	02 11 2022	Перефразирования по коллекции издательства Wiley
[19]	7.26%	https://studfile.net/preview/7102422/page:25/	21 11 2021	ИПС Адилет
[20]	7.01%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=510284	02 11 2022	Переводные заимствования по eLIBRARY.RU (EnRu)
[21]	6.8%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=799965	14 04 2022	eLIBRARY.RU
[22]	6.67%	https://revolution.allbest.ru/manufacture/00837802_0.html	14 11 2021	Кольцо вузов
[23]	6.21%	https://revolution.allbest.ru/manufacture/00424728_0.html	08 05 2023	Переводные заимствования по Интернету (EnRu)
[24]	5.94%	https://alldrawings.ru/spisok-kategorij/item/dn8-proektirovanie-rektifikatsionnoi-ustanovki-2	09 09 2023	Переводные заимствования по Интернету (EnRu)
[25]	5.86%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=822538	03 11 2022	Интернет Плюс
[26]	5.71%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=865807	22 03 2023	Библиография
[27]	5.61%	https://studfile.net/preview/17166770/page:2/	17 05 2022	СПС ГАРАНТ: нормативно-правовая документация
[28]	5.21%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=655743	05 04 2022	Интернет
[29]	5.19%	https://xreferat.com/108/1375-1-raschet-rektifikacionnoiy-ustanovki-dlya-razdeleniya-binarnoiy-smesi-etilovyiy-spirt-voda.html	10 10 2023	Сводная коллекция ЭБС
[30]	4.65%	https://studfile.net/preview/567319/	23 01 2023	Коллекция НБУ
[31]	4.29%	https://studopedia.net/13_6539_postroenie-ravnovesnoy-i-rabochey-linii-diagrammi-u-h-i-diagrammi-t---x--y.html	22 11 2023	Перефразирования по СПС ГАРАНТ: аналитика
[32]	4.08%	https://studfile.net/preview/6787173/page:2/	27 03 2022	Шаблонные фразы
[33]	3.83%	https://www.docsity.com/ru/teplovye-i-massoobmennye-processy/1565052/	09 11 2023	СПС ГАРАНТ: аналитика
[34]	3.74%	https://studfile.net/preview/17166769/	22 01 2023	Интернет Плюс
[35]	3.54%	https://studfile.net/preview/8206322/page:3/	03 01 2024	Диссертации НББ
[36]	3.52%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=822922	26 03 2022	Коллекция НБУ
[37]	3.36%	https://studfile.net/preview/1193516/page:3/	07 09 2023	Коллекция НБУ
[38]	3.31%	https://chertezhi.ru/modules/belfiles/showfile.php?lid=3224	03 12 2021	СПС ГАРАНТ: аналитика
[39]	3.31%	https://privetstudent.com/kursovyye/kursovye-po-pishhevomu-proizvodstvu/3702-raschet-vakuum-vyparnogo-apparata-s-termokompressorom.html	03 12 2021	Переводные заимствования издательства Wiley (RuEn)
[40]	3.26%	https://studfile.net/preview/6180316/	11 01 2023	Издательство Wiley

[41]	3.18%	https://chertezhi.ru/modules/search/index.php?text=%EF%F0%EE%E5%EA%F2%E8%F0%EE%E2%E0%ED%E8%E5&page-no=5&type=f&module=belfiles	06 07 2023	Сводная коллекция РГБ
[42]	3.1%	https://studfile.net/preview/568187/	28 11 2021	Интернет Плюс
[43]	3.08%	https://www.bibliofond.ru/view.aspx?id=700293	09 12 2022	Сводная коллекция РГБ
[44]	3.05%	https://www.referat911.ru/Himiya/klassifikaciya-i-vybor-rektifikacionnyh-ustanovok/243969-2501596-place1.html	26 12 2021	СПС ГАРАНТ
[45]	3.01%	https://studfile.net/preview/10064893/page:2/	09 09 2023	Переводные заимствования
[46]	2.85%	https://studfile.net/preview/9366226/page:10/	28 10 2021	Перефразирования по eLIBRARY.RU
[47]	2.79%	https://studfile.net/preview/9200694/	06 07 2023	Кольцо вузов
[48]	2.65%	https://studfile.net/preview/9318578/page:2/	22 07 2022	Коллекция НБУ
[49]	2.65%	https://studfile.net/preview/9152011/page:2/	13 05 2023	Диссертации НББ
[50]	2.56%	https://studfile.net/preview/9613149/page:2/	15 01 2023	Диссертации НББ

Текст документа

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего профессионального образования
«Тольяттинский государственный университет»
Институт химии и энергетики
(наименование института полностью)
Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»
(Наименование учебного структурного подразделения)
18.03.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической
технологии, нефтехимии и биотехнологии»
(код и наименование направления подготовки, специальности)
«Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов»
(направленность (профиль)
КУРСОВАЯ РАБОТА
по дисциплине
Технологии переработки и утилизации отходов
(наименование дисциплины (учебного курса)
на тему Проектирование энерго – и ресурсосберегающих процессов в
химической технологии, нефтехимии и биотехнологии
Студент
(И.О. Фамилия)
Руководитель
(И.О. Фамилия)
Оценка: _____
Дата: _____
Тольятти 2024
1
Задание на курсовой проект:
Вариант №2
Спроектировать ректификационную колонну непрерывного действия с
ситчатыми
тарелками
для
разделения
бинарной
смеси,

если производительность по исходной смеси GF т/ч, содержание легколетучего компонента в исходной смеси xF, в дистилляте xD, в кубовом остатке xW (% масс.); греющий пар имеет абсолютное давление 4 кгс/см2.

ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЁТА:

1. Колонна с ситчатыми тарелками.
2. Производительность установки по исходной смеси 6 т/час.
3. Концентрация легколетучего компонента в исходной смеси 24%масс.
4. Концентрация легколетучего компонента в дистилляте 97%масс.
5. Концентрация легколетучего компонента в кубовом остатке 2,1%масс.
6. Давление греющего пара 4 кгс/см2 (изб).

2
Содержание
3

Введение

Современная химическая промышленность характеризуется весьма большим числом разнообразных производств, различающихся условиями протекания технологических процессов и многообразием физико-химических свойств перерабатываемых веществ и выпускаемой продукции. Вместе с тем технологические процессы различных производств представляют собой комбинацию сравнительно небольшого числа типовых процессов (нагревание, охлаждение, фильтрование и т.д.).

Современная химическая технология изучает процессы производства различных кислот, щелочей, солей, минеральных удобрений, продуктов переработки нефти и каменного угля, многочисленных органических соединений, полимерных и многих других материалов. Однако, несмотря на огромное разнообразие химических продуктов, получение их связано с проведением ряда однотипных процессов – таких как перемещение жидкостей и газов, нагревание и охлаждение, сушка, химическое взаимодействие и т.д. Эти процессы характеризуются общими законами гидромеханики, физики, физической химии, химической кинетики, механики твердых тел.

В химической промышленности особое место занимают массообменные процессы, которые характеризуются переходом одного или нескольких веществ из одной фазы в другую. Используя эту возможность перехода вещества из одной фазы в другую, осуществляют разделение гетерогенных и гомогенных систем. В зависимости от того, из какой фазы в какую переходит вещество, различают следующие процессы: абсорбция, ректификация, экстракция, кристаллизация, сушка. Продукты химической и нефтехимической промышленности используются практически во всех

отраслях народного хозяйства: в машиностроении, строительстве, сельском хозяйстве и в быту. Ускорение развития химической промышленности в нашей стране требует научного решения многочисленных и разнообразных
4
проблем, связанных с проектированием, строительством и эксплуатацией химических заводов. Особое внимание должно быть уделено разработке новых высокоинтенсивных автоматизированных химических аппаратов и машин.
Цель - произвести расчет, и подобрать типовое оборудование для проведения процесса ректификации бинарной смеси ацетон – вода [1].
5
1 Аналитический обзор
1.1 Конструкции ректификационных колонн
В ректификационных колоннах различаются методы взаимодействия жидкости и пара, в зависимости от конструкции внутреннего устройства. Барботирование пара через слой жидкости на тарелках или поверхностный контакт пара и жидкости на насадке - два основных способа взаимодействия. Колонны тарельчатого типа обычно имеют круглое сечение и конструкцию тарелок по высоте. На каждой тарелке осуществляется одна ступень контакта.
В рамках различных конструкций тарелок возможны различные виды потоков: противоток, перекрестный поток, прямоток с разной степенью перемешивания жидкости от полного смешения до полного вытеснения. Тарелки колоночных аппаратов применяются при широком диапазоне условий, включая температуры от минус 40 ℃ до 200 ℃, давления до 2,5 МПа и вакуума с остаточным давлением не менее 665 Па. Различают четыре основные группы тарелок:
1. Тарелки с межфазным контактом, где жидкость и пар(газ) движутся пересекающимися потоками. Для этого типа тарелок характерны специальные переливные устройства, обеспечивающие переток жидкости между тарелками без прохождения пара через них. Сюда входят колпачковые, ситчатые, клапанные и другие тарелки.
В процессе абсорбции используются различные типы тарелок, например, решетчатые, дырчатые и трубчатые. На них происходит контакт фаз, когда газ и жидкость проходят через одни и те же отверстия без переливных устройств. Трубчатые тарелки состоят из труб с щелями между ними, через которые проходят пар и жидкость. В случае неизотермической абсорбции через трубы проходит холодная вода для отвода тепла, выделяющегося в процессе.
6
4.
Тарелки,
предназначенные
для
выполнения
специфических
операций, являются особыми. Эти тарелки специально спроектированы для проведения конкретных процессов. В их число входят S-образные клапанные, ситчатые и струйные с отбойными элементами и другие тарелки. Они обладают однонаправленным движением пара (газа) и жидкости,
так
называемым
прямоточным.
Направление
движения

жидкости на тарелке обеспечивается выходом пара (газа) из отверстий. В дополнение к этому, данные тарелки обычно оснащены переливными устройствами.

1.2 Конструкция ситчатых тарелок

Ситчатая тарелка представляет собой полотно с большим числом отверстий диаметром 3-8 мм (рис. 1).

Рисунок 1 – Геометрические характеристики ситчатой тарелки: D диаметр колонны; hn - высота сливной планки; i - периметр слива; Fe сечение перелива; Fp - рабочая площадь тарелки; i - длина пути жидкости

Через отверстия газ проходит снизу тарелки в слой жидкости. При очень малой скорости газа его давление может оказаться недостаточным для удержания жидкости на тарелке на уровне сливной перегородки, и тогда жидкость может «проваливаться» через отверстия тарелки на нижеследующую тарелку. Поэтому газ должен двигаться с достаточной скоростью и иметь избыточное давление, необходимое

для преодоления гидростатического давления слоя жидкости и предотвращения стекания жидкости через отверстия. Следовательно, по этой причине ситчатые тарелки эффективно работают лишь в небольшом диапазоне изменения расхода газа.

К недостаткам колонн с ситчатыми тарелками можно отнести также чувствительность к загрязнениям, забивающим их отверстия малого диаметра; неустойчивость к колебаниям расхода газа - при внезапном прекращении подачи газа сливается с тарелок вся жидкость, и для выхода на прежний режим приходится вновь запускать колонну.

К достоинствам ситчатых тарелок относятся: простота устройства; легкость монтажа и ремонта; сравнительно низкое гидравлическое сопротивление; достаточно высокая эффективность процессов массообмена.

Режимы работы тарелок

Эффективность процессов массопередачи и гидравлическое сопротивление тарельчатых колонн существенно зависят от гидродинамических режимов их работы, а гидродинамический режим определяется в основном скоростью газа и в меньшей степени плотностью орошения жидкостью и физическими свойствами фаз.

В зависимости от скорости газа могут возникать три основных гидродинамических режима их работы (рис. 3): пузырьковый, пенный, струйный (инжекционный).

Названные режимы отличаются друг от друга геометрической структурой газожидкостного слоя на тарелке. Различным гидродинамическим режимам соответствуют различные значения гидродинамического

сопротивления (ΔP) и величины поверхности контакта фаз (F).
Пузырьковый резким возникает при малых скоростях газа. Газ в виде отдельных пузырьков проходит через слой жидкости. Поверхность контакта фаз в этом режиме невелика.
Пенный режим появляется при увеличении скорости газа. Газовые струи, выходящие из отверстий или прорезей, разрушаются в жидкости,
8
образуя большое количество мелких пузырьков. В результате на тарелке образуется пена: высота газожидкостного слоя he достигает максимального значения. Поверхностью контакта в этом режиме являются в основном поверхности пузырьков. Она в этом режиме наибольшая, поэтому тарельчатые колонны в основном работают в пенном режиме. Недостатком его по сравнению с пузырьковым является больший унос капель жидкости газовым потоком на выше-расположенные тарелки, что уменьшает среднюю движущую силу массопередачи.
Струйный
(инзкекционный)
резким возникает
при дальнейшем
увеличении расхода газа. При этом струи газа, удлиняясь, не разрушаясь, проходят до верхнего слоя жидкости. Они выносят с собой большое количество брызг. Высота газожидкостного слоя и поверхность контакта фаз в струйном режиме значительно меньше, чем в пенном, а унос капель жидкости больше [1].
1.3 Описание и обоснование технологической схемы установки
В
данном
курсовом
проекте
рассмотрена
схема
непрерывной
ректификации. Непрерывный процесс характеризуется непрерывной подачей сырья в колонну и непрерывной выгрузкой продуктов разделения. При этом все стадии процесса (ректификация, подогрев сырья, дистилляция и другие) разделены в пространстве и проводятся одновременно в разных аппаратах.
Многотоннажные производства в основном используют непрерывную ректификацию, т.к. она, как и все непрерывные процессы имеет ряд преимуществ перед периодической:
- компактность установки;
- возможность использования оборудования большой мощности;
- однородность по качеству продукции;
- стабильные условия работы, что облегчает установление требуемого режима работы и автоматизацию процесса;
9
- труд обслуживающего персонала легче, безопаснее, производительнее (т.к. отсутствуют простои оборудования между операциями);
- уменьшенный расход тепла, причем возможно использование тепла кубового остатка на подогрев исходной смеси в теплообменнике.
Однако наряду с существенными преимуществами непрерывная ректификация имеет ряд недостатков по сравнению с периодической. Основными недостатками является повышенная стоимость основных производственных
фондов
и
необходимость

использования
более
квалифицированных специалистов.
Таким
образом
в
производствах
крупного
масштаба
более
целесообразно применять непрерывную ректификацию, а в небольших неравномерно работающих производствах – периодическую.
При выборе схемы установки исходят, прежде всего, из экономической эффективности предлагаемых мероприятий. При этом так же учитываются технологические особенности того или иного производства. Таким образом все делается для того, чтобы с наименьшими затратами добиться максимальной эффективности. Так при подборе оборудования главными показателями являются:
а) стоимость;
б) простота монтажа;
в) простота эксплуатации.
Упрощенная схема непрерывно действующей ректификационной установки изображена на рисунке 1.1.
Исходную смесь из промежуточной емкости Е1 центробежным насосом Н1 подается в теплообменник АТ1, где она подогревается до температуры кипения греющим паром. Нагретая смесь поступает на разделение в ректификационную колонну КР на тарелку питания, где состав жидкости примерно равен составу исходной смеси xF.
Стекая вниз по колонне, жидкость взаимодействует с поднимающимся вверх паром, образующимся при кипении кубовой жидкости в кипятильнике
10
АТ3. Начальный состав пара примерно равен составу кубового остатка xW, т.е. обеднен легколетучим компонентом. В результате массообмена с жидкостью пар обогащается легколетучим компонентом. Для более полного обогащения верхнюю часть колонны орошают в соответствии с заданным флегмовым числом жидкостью (флегмой) состава xD, получаемой в дефлегматоре-холодильнике АТ2 путем конденсации пара, выходящего из колонны. Часть конденсата выводится из дефлегматора в виде готового продукта разделения – дистиллята, который охлаждается в теплообменнике АТ4 и направляется в промежуточную емкость Е3. Из кубовой части колонны непрерывно выводится кубовая жидкость – продукт, обогащенный труднолетучим компонентом, и направляется в промежуточную емкость Е2. Охлаждение кубового остатка происходит в теплообменнике АТ5, после которого он поступает в промежуточную емкость Е2 [2].
В4
Т7
В4
Т7
Вр5 Вз16
Вз25
АТ2
D2
Вр6
КР
В4
В5
Р

Вр7 Вз17
D1
В4
В4
АТ4
Вр3
Т7
С1
В5
АТ1
Вр1
Т7
Вз1
D1
С2
Т7
Т8
С1
Вр2
С1
К1
Вз18
АТ5
АТ3
Вр4
К1
Вз2
В5
Исходная смесь
Т8
Вз3
Н1
Вз6
Вз4
Вз7
Е2
Вз13
Вз14 Вз15
Ко1
Вз22 Н4
Т8
Вз23
К3
Т8
В5
Е3
Н3 Вз20
Ко2
Т8
Вз5
Вз10
Вз11 Вз12
Н2
Вз21
Вз19
К1

Вз9
В5
Вз8
Т8
Е1
К3
Т8
В5
Вз24
К3
Т8
В5
Рисунок 1.1 – Упрощенная технологическая схема процесса
11
2
Расчет ректификационной колонны
Исходные данные для расчета:
– разделяемая смесь – ацетон-вода;
– производительность по питанию – = 6000 кг/ч = 1,667 кг/с;
– молярная доля низкокипящего компонента (НК) в исходной смеси
= 0,24 кмоль/кмоль;
– молярная доля НК в кубовом остатке x = 0,021 кмоль/кмоль;
– молярная доля НК в дистилляте
= 0,97 кмоль/кмоль;
– рабочее давление вверху колонны атмосферное (Р = 0,4 МПа);
– исходная смесь подается на тарелку питания подогретой до
температуры кипения;
– тип аппарата – тарельчатый;
– тип тарелок – ситчатые.
2.1 Расчет материального баланса по продуктам разделения
2.1.1 Массовые расходы продуктов разделения
Температура кипения ацетона при атмосферном давлении
а температура кипения воды при этих же условиях
= 56,5ºС,
= 100,0ºС [3], с.264.
Следовательно, в смесях, состоящих из ацетона и воды, НК является ацетон,
высококипящим компонентом (ВК) – вода и составы смесей выражены через
содержание ацетона.
Производительность колонны по кубовому остатку –, кг/с,
– =
G
где –

– F (x – x F)
G
x – x
,
(1)
– массовая доля НК в питании, дистилляте и кубовом
остатке соответственно, кг/кг.
12
Пересчитываем составы питания и продуктов разделения из молярных
долей в массовые по следующим формулам:
F

F

(–
)
(–
)

где
кг/кмоль
–
НК
x
ВК
(3)
x
НК
НК + (1 – x)
молярная
= 58,1 кг/кмоль;
(2)
масса
НК
(4)
ВК
и
ВК
соответственно,
= 18,0 кг/кмоль [1].
¯=
0,24 58,1
= 0,3980 кг/кг смеси.
0,24 58,1 + (1 – 0,24)18,0
¯=
0,97 58,1
= 0,9738 кг/кг смеси.
0,97 58,1 + (1 – 0,97)18,0
¯=
0,021 58,1
= 0,1186 кг/кг смеси.
0,021 58,1 + (1 – 0,021)18,0
¯=
1,667(0,9738 – 0,3980)
= 1,122 кг/с.
0,9738 – 0,1186
Производительность колонны по дистилляту [12], кг/с,
¯=G
¯F – G
¯ .
G
(5)
¯= 1,667 – 1,122 = 0,5450 кг/с.
2.1.2 Молярные расходы питания и продуктов [1] разделения
Массовые расходы питания и продуктов разделения пересчитываются в
молярные по [35] следующим формулам:
– для [35] питания
F=
¯F

G
;
(6)
F
– 9 дистиллята
13
=

G
;
(7)
,
(8)
– кубового остатка
=
где
, ,

G
– молярные расходы 9 питания, дистиллята и 2 кубового
остатка соответственно, кмоль/с;
,
,
– молярные массы питания, дистиллята и кубового
остатка соответственно, кг/кмоль.
Молярные массы питания и продуктов разделения определяются по
формулам:
– для питания
F
=
НК xF
+
ВК (1
– xF);
(9)
– дистиллята
=
НК x
+
ВК (1
– x);
(10)
=
НК x
+
ВК (1
– x).
(11)
– кубового остатка
Молярные массы продуктов равны:
– питания
= 58,1 0,24 + 18,0(1 0,24) = 24,82 кг/кмоль;
– дистиллята
= 58,1 0,97 + 18,0(1 0,97) = 54,89 кг/кмоль;
– 9 кубового остатка
= 58,1 0,021 23 + 18 18,0(1 0,021) = 19,60 9 кг/кмоль.
Молярные расходы продуктов 24 равны:

– питания
=
1,667
= 0,06716 [3] кмоль/с;
24,82
– дистиллята
14
=
0,5450
= 0,009929 кмоль/с;
54,89
– кубового остатка
=
1,122
= 0,05725 кмоль/с.
19,60
Относительный молярный расход питания [24] определяется по [1] формуле
=
=
F
.
(12)
0,06716
= 6,77.
0,009929
2.2 Условия [9] равновесия
В дальнейших [31] расчетах [24]необходимо использовать x-y [1] и [4] t-x-y [9] диаграммы равновесия, которые строятся по [1] экспериментальным данным. Для смеси ацетон-вода при атмосферном [33] давлении [24] (по заданию) экспериментальные данные по [18] равновесию [33] [3], [9] с.286, представлены [33] в таблице [24]4.1. Обозначения, принятые в таблице: x и [33] y – молярные [31] доли [23]ацетона в жидкости и паре соответственно, кмоль НК/кмоль смеси; [33] t [20]– температура, ºС.
Таблица 2.1 – Данные [23] по [20] равновесию жидкость [9] – пар для [20] смеси ацетонвода [9] при атмосферном давлении
кмоль
кмоль
кмоль
102 [3] ,
кмоль
x 102 ,
t, ºС
00
0,3
1
7,9
5
6
2
7
9,6
1
7
0,3
6
4,5
2
8

2,7
6
2,6
3
8
4,2
6
1,6
4
8
5,5
6
0,7
5
8
6,9
6
9,8
6
8
8,2
5
9
7
8
0,4
5
8,2
8
9
4,3
5
7,5
9
00
9
00
5
6,1
По данным таблицы 2.1 строим диаграммы 9 x-y 3 и 2 t-x-y 9 (см. рисунки 2.1 и 2.2).
15
1
1
5
1,0
y*=f(x)
0,6
0,4
y=x
y,
кмоль НК
кмоль смеси
0,8
0,2
0,2
0,4

0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
0,8
1,0
Рисунок 2.1 – Диаграмма равновесия x-y для смеси
ацетон-вода при P = 0,4 МПа.
110
100
ty =f(y)
t,° C
90
80
70
60
tx =f(x)
50
40
0,2
0,4
0,6
кмоль НК
x, y,
кмоль смеси
0,8
1,0
Рисунок 2.2 – Диаграмма равновесия t-x-y для смеси
ацетон-вода при P = 0,4 МПа.
16
2.3 Расчет минимального и рабочего флегмовых чисел
2.3.1 Расчет минимального флегмового числа
Минимальное флегмовое число
определяем по зависимости
x – *F
= *
,
– xF
F
где
(13)
– молярная доля ацетона в паре, равновесном с жидким
питанием, кмоль/кмоль.
Значение
= 0,79 кмоль/кмоль находим графическим путем (ордината
точки C на рисунке 4.3).
=
0,9
0,79
0,79
= 0,2097.
0,17
Наносим на x-y-диаграмму точки A(
Соединяем точку C(;
) и B(
;

;
).
) с точками А и В отрезками прямых. Полученные
отрезки АС и ВС не пересекают линию равновесия
( ), а касаются ее в
точке С. Следовательно, формула (4.13) для расчета
применена верно.
2.3.2 Расчет оптимального флегмового числа
Оптимальное флегмовое число
анализа графика функции
т(
опт
определяем [1] путем построения и
+ 1) = [28] ( ), [27] где
т
– число [27] теоретических
тарелок, обеспечивающих заданное разделение смеси в колнне при [27] данном
значении R.
17
1,0
y*=f(x)
A
C
yF*
0,6
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
0,8
yD
0,2
yW
B
0 xW
xF
0,2
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
xD 1,0
0,8
Рисунок 2.3 – К определению
Принимаем, что флегмовое число изменяется в пределах от
Значения
до
до
.
по рекомендациям [3] рассчитываем по формулам:
= 1,05
=2
;
(14)
+ 0,5.
(15)

= 1,05 [1] 0,2097 = 0,2202.
2 0,2097 + 0,5 = 0,9194.
В диапазоне изменения R устанавливаем дополнительно
промежуточных значений флегмового числа с [27] интервалом
=
(
4.16)
0,9194 0,2202
= 0,1165.
5+1
Промежуточные значения флегмового числа:
2
= 0,4532;
3
= 0,5697;
4
:
–
+1
=
=5
= 0,6862;
5
= 0,8027;
б
а
= 0,300;
1
= 0,3367;
= 1,3.
18
В качестве [2] примера расчетов ниже приведено определение [27] величины
комплекса
т(
+ 1) для
=
а=
0,3.
Уравнение рабочей линии [2] укрепляющей части колонны в явном виде
в
Принимаем
в
=
в
=
=
+1
х
.
+1
хв +
(17)
= 0,17 [27] кмоль/кмоль.
0,3
0,97
0,17+

= 0,7469 кмоль/кмоль .
0,3 + 1
0,3 + 1
На диаграмме x-y выполняем построение рабочих линий укрепляющей
и исчерпывающей частей колонны при
Для определения
т
=
а
и линию равновесия
= ( ).
используем графический метод Мак-Кэба и Тиле [3].
Результаты построения при
= 0,28 представлены на рисунке 4.4а.
Из диаграммы (рисунок 4.4а) число теоретических тарелок
Значение комплекса
т
= 9,00.
+ 1) при этом
т(
т(
+ 1) = 9,00(0,3 + 1) = 11,7.
Аналогичные расчеты и построения производим для значений
флегмового числа
1;
2;
3;
4;
5;
б;
. Определение
т
при различных
значениях R показано на рисунках 4.4а–4.10. Результаты их представлены в
таблице 4.2.
19
1,0
yD
y*=f(x)
A
0,8
C
0,6
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
yF
0,2
yW
B
0 xW
xF
0,2
0,4
0,6

кмоль НК
x,
кмоль смеси
Рисунок 2.4 – К определению
т
yD
xD 1,0
для ректификационной колонны
по методу Мак-Кэба и [2]Тиле при
1,0
0,8
=
a
y*=f(x)
= 0,3
A
кмоль НК
y,
кмоль смеси
0,8
0,6
yF
0,4
C
0,2
yW
B
0 [1] xW
xF
0,2
Рисунок 2.5 – К определению
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
т
0,8
xD 1,0
для ректификационной колонны
20
по методу Мак-Кэба и Тиле [27]при
1,0
0,8
yD
=
б
= 1,35
y*=f(x)
A
yF
0,6
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
C

0,2
yW
B
0 xW
xF
0,2
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
Рисунок 2.6 – К определению
т
yD
xD 1,0
для ректификационной колонны
по методу Мак-Кэба и Тиле при
1,0
0,8
=
1
= 0,3367
y*=f(x)
A
0,8
yF
0,6
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
C
0,2
yW
B
0 xW
xF
0,2
Рисунок 2.7 – К определению
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
т
0,8
xD 1,0
для ректификационной колонны
21
по методу Мак-Кэба и Тиле при
1,0
yD
=
2
= 0,4532
y*=f(x)

A
0,8
C
0,6
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
yF
0,2
yW
xF
B
0 xW
0,2
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
Рисунок 2.8 – К определению
т
для ректификационной колонны
по методу Мак-Кэба и Тиле при
1,0
yD
xD 1,0
0,8
=
3
= 0,5697
y*=f(x)
A
0,8
0,6
C
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
yF
0,2
yW
B
0 xW
xF
0,2
Рисунок 2.9 – К определению
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
т
0,8
xD 1,0
для ректификационной колонны

22
по методу Мак-Кэба и Тиле при
1,0
yD
=
4
= 0,6862
y*=f(x)
A
0,6
yF
C
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
0,8
0,2
yW
B
0 xW
xF
0,2
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
Рисунок 2.10 – К определению
т
yD
xD 1,0
для ректификационной колонны
по методу Мак-Кэба и Тиле [2] при
1,0
0,8
5
y*=f(x)
0,8027
A
кмоль НК
y,
кмоль смеси
0,8
0,6
yF
C
0,4
0,2
yW
B
0 xW
xF
0,2
Рисунок 2.11 – К определению
0,4

0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
т
0,8
xD 1,0
для ректификационной колонны
по методу Мак-Кэба и Тиле при
0,9194
23
Таблица 2.2 – Исходные данные и результаты расчетов к определению
оптимального флегмового числа
0,3000 0,3367 0,4532 0,5697 0,6862 0,8027 0,9194 1,3500
=
0,2308 0,2519
+1
x
=
0,7077 0,6883
+1
кмоль
,
0,7469 0,7311
F кмоль
9,00
7,98
т , штук
11,70 10,67
т (+ 1)
По данным таблицы
0,3119 0,3629 0,4070 0,4453 0,4791 0,5745
0,6331 0,5861 0,5456 0,5104 0,4794 0,3915
0,6861 0,6478 0,6148 0,5861 0,5608 0,4892
5,98
5,77
4,96
4,84
8,69
9,06
8,36
8,73
4.2 выполняем график функции
4,59
3,98
8,81
9,35
т (+ 1) = ( ),
который показан на рисунке 4.11. Минимум функции соответствует
+ 1) = ( )
Nт (R+1)
т(
опт
= 0,707.
15
13
11

9
7
5
0,2
0,4
0,6 Rопт 0,8
1,0
1,2
1,4
R
Рисунок 2.12 – К определению
опт
2.4 Рабочие линии и их построение на диаграмме
Для дальнейших расчетов принимаем рабочее флегмовое число равным оптимальному
=
опт
= 0,707.
При рабочем флегмовом числе уравнения рабочих линий укрепляющей и исчерпывающей частей колонны принимают вид
24
=
в
=
н
В
явном
виде
+1
хв +
х
;
+1
(18)
+
1–
хн +
х .
+1
+1
уравнения
рабочих
(19)
линий
укрепляющей
и
исчерпывающей частей колонны записываются следующим образом:
=
в
=
н
0,707
0,707 + 1
0,707 + 6,77
0,707 + 1
в

+
0,92
= 0,4142
0,707 + 1
н+
1 – 6,77
0,04 = 4,380
0,707 + 1
в
+ 0,5390;
н
– 0,1352.
На рисунке 4.12 представлена диаграмма x-y с рабочими линиями процесса при рабочем флегмовом числе.

2.5 Установление средних параметров жидкости и пара в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

2.5.1 Расчет средних составов жидкости в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны

Среднюю молярную долю НК в жидкости в укрепляющей
кмоль/кмоль,
и
исчерпывающей
,
кмоль/кмоль,
частях
в.с ,
колонны
рассчитываем по формулам:

хв.с = 0,5(xF + x);
(20)
хн.с = 0,5(x + xF).
(21)
в.с
= 0,5(0,17 + 0,92) = 0,545 кмоль/кмоль;
н.с
= 0,5(0,04 + 0,17) = 0,105 кмоль/кмоль
25
1,0
yD
A
y*=f(x)
yF
0,6
C
0,4
y,
кмоль НК
кмоль смеси
0,8
0,2
yW
xF
B
0 xW
0,2
0,8 xD 1,0

0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
Рисунок 2.13 – Рабочие линии процесса при рабочем
флегмовом числе
2.5.2 Расчет
средних
составов
= 0,707
пара
в
укрепляющей
и
исчерпывающей частях колонны
Среднюю молярную долю НК в паре в укрепляющей
и исчерпывающей
н.с
в.с
, кмоль/кмоль,
, кмоль/кмоль, частях колонны определяем расчетным
путем по следующим [33] формулам:
=
в.с
н.с
=
в.с
=
н.с
=
+1
хв.с +
x
;
+1
+
1–
хн.с +
x .
+1
+1
(22)
(23)
0,707
0,92
0,545 +
= 0,7647 кмоль/кмоль;
0,707 + 1
0,707 [14] + 1
0,707 + 6,77
1 – 6,77
0,105 [4] +
0,04 [33] = [10] 0,3247 кмоль/кмоль
0,707 + [10] 1
0,707 + 1

26
2.5.3 Расчет
средних
молярных
масс
жидкости
и
пара
в
укрепляющей и исчерпывающей 11 частях колонны
Среднюю молярную массу жидкости в 11 укрепляющей 2 части колонны
в,
кг/кмоль, 11 рассчитываем по формуле
хв
в
=
НК хв.с
+
ВК (1
– 11 хв.с).
(24)
= 58,1 11 0,545 + 2 18,0(1 – 0,545) 14 = 2 39,86 кг/кмоль.
Среднюю молярную массу жидкости в 11 исчерпывающей части колонны
н,
кг/кмоль, определяем 14 по формуле
хн
н
=
НК хн.с
+
ВК 2 (1
– хн.с).
(25)
= 58,1 0,105 + 20 18,0(1 2 – 0,105) = 22,21 кг/кмоль.
Среднюю 14 молярную 20 массу 10 пара в укрепляющей 20 части колонны
в,
кг/кмоль, рассчитываем 11 по 14 формуле
в
в
=
НК в.с
+
ВК (1
–
в.с
).
(26)
= 58,1 0,7647 + 18,0(1 – 0,7647) = 10 48,67 25 кг/кмоль.
Среднюю молярную массу пара в исчерпывающей 38 части 20 колонны
н,
кг/кмоль, рассчитываем по формуле
н
н
=
НК н.с
+
ВК (1

–
н.с
).
(27)
= 58,1 0,3247 + 18,0(1 – 0,3247) = 31,02 кг/кмоль.
2.5.4 Определение температур жидкости и пара
Необходимые для определения температур фаз построения на диаграмме t-x-y представлены на рисунке 2.13. В результате получены следующие значения:
– температура жидкого кубового остатка, покидающего колонну,
= 81,52ºС;
–
температура жидкого питания, подаваемого в колонну,
=
65,54ºС;
27
– температура паров флегмы и дистиллята, отводимых из колонны,
= 57,87ºС;
–
температура паров флегмы и
дефлегматора,
=
дистиллята, отводимых из
= 57,87ºС;
– средняя температура жидкости в укрепляющей части колонны,
в
= 60,29ºС;
– средняя температура жидкости в исчерпывающей части колонны,
н
= 69,18ºС;
–
средняя температура пара в укрепляющей части колонны,
в
=
средняя температура пара в исчерпывающей части колонны,
н
=
66,94ºС;
–
91,24ºС.
110
100
tyн
t,° C
90
80
tW
t
70 xн
tyв
t
t F
60 xв
tyD
50
xW xн.с xF

40
0,2
ун.с
хв.с
0,4
0,6
кмоль НК
x, y,
кмоль смеси
ув.с
xD
0,8
1,0
Рисунок 2.14 – Определение температур жидкости и пара
на диаграмме t-x-y
28
2.5.5 Расчет плотности жидкости и пара
Расчет плотности жидких потоков
=
, кг/м3, проводят по формуле
1
,
x̄
1 – x̄
+
НК
(28)
ВК
где – массовая доля НК в i-том потоке, кг/кг;
НК
и
ВК
– плотности жидких НК и ВК соответственно при
температуре (средней) потока, кг/м3.
Плотности жидких НК и ВК при температуре
кг/м3;
ВК
= 81,52ºС:
НК
= 717,02
= 970,94 кг/м3 [1], с.241. Плотности жидкого кубового остатка
,
кг/м3, при = 0,1186 кг/кг,
=
1
= 931,80 кг/м3 .
0,1186 1 – 0,1186
+
717,02
970,94
Плотности жидких НК и ВК при температуре
738,52 кг/м3;
ВК
= 65,54ºС:
=
НК
= 979,95 кг/м3 [1], с.241. Плотности жидкого питания

,
кг/м3, при = 0,3980кг/кг,
=
1
= 867,13 кг/м3 .
0,3980 1 – 0,3980
+
738,52
979,95
Плотности жидких НК и ВК при температуре
748,34 кг/м3;
ВК
57,87ºС:
НК
= 983,96 кг/м3 [1], с.241. Плотности жидкого дистиллята
=
,
кг/м3, 34 при = 0,9738кг/кг,
=
1
= 753,07 кг/м3 .
0,9738
1 – 0,9738
+
748,34
983,96
Массовая доля НК в жидкостях 2 среднего состава 20 в укрепляющей 2 и
исчерпывающей частях колонны в.с 20 и 14 н.с 20 , 6 кг/кг, соответственно
$\overline{x}$ в.с =
хв.с
НК 2 хв.с +
НК
ВК (1
– хв.с 1)
;
(29)
29
хн.с
НК 23 хн.с +
$\overline{x}$ н.с =
НК
ВК (1
– хн.с 23)
.
в.с =
0,545 58,1
= 0,7945 кг/кг;
58,1 1 0,545 + 18,0 (1 – 0,545)
н.с =
0,105 58,1
= 0,2747 кг/кг.
58,1 0,105 + 18,0 31 (1 – 18 0,105)
Плотности жидких НК 20 и 31 ВК при температуре
745,61 20 кг/м3;
ВК
в

= 60,29ºС:
НК
=
= 982,84 кг/м3 [1], с.241. Плотность жидкости среднего
состава в укрепляющей части колонны
=
в
в
, кг/м3,
1
= 784,52 кг/м3 .
0,7945 1 – 0,7945
+
745,61
982,84
Плотности жидких НК и ВК при температуре
733,61 кг/м3;
(30)
н
= 69,18ºС:
НК
=
= 977,95 кг/м3 [1], с.241. Плотность жидкости среднего
состава в укрепляющей части колонны
=
н
в
, кг/м3,
1
= 895,98 кг/м3 .
0,2747 1 – 0,2747
+
733,61
977,95
Плотность паров флегмы и дистиллята, отводимых от колонны в
дефлегматор
, кг/м3,
=
где
22,4
273
+273
,
(31)
– нормальное барометрическое давление Па.
Нормальное барометрическое давление
= 1,013 105 Па.
54,89
273
1 105
=
= 1,996 кг/м3 .
5
22,4 57,87 + 273 1,013 10
Плотность паров среднего состава в укрепляющей части колонны
в

,
кг/м3, рассчитываем по формуле
=
в
в
22,4
273
в +273
.
(32)
30
48,67
273
1 105
=
= 1,723 3 кг/м3 .
в
22,4 18 66,94 + 273 20 1,013 105
Плотность паров среднего состава в 2 исчерпывающей части колонны
н
, кг/м3, рассчитываем по формуле
н
=
273
н + 273
н
22,4
.
(33)
31,02
273
1 105
=
= 1,025 кг/м3 .
5
н
22,4 91,24 + 273 1,013 10
2.5.6 Расчет массовых расходов 2 жидкости и пара
Массовый расход флегмы , кг/с, вычисляем 2 по формуле
=G

G
.
(34)
= 0,5450 0,707 = 2 0,3853 кг/с
Средние
массовые
расходы
исчерпывающей частях колонны
в
жидкости
и
н
в
укрепляющей
и
соответственно, кг/с, определяем

по зависимостям:
хв =
G
20 хн 3 =
G

н
в
;
(35)
(+).
(36)
хв
хн
= 39,86 24 0,009929 0,707 = 2 0,2798 кг/с;
= 22,21 0,009929(0,707 + 26,77) = 1,649 кг/с.
Массовый расход пара флегмы и дистиллята, покидающих 2 колонну 1–4 ,
кг/с, 4 рассчитываем по формуле
=G
+G

G
(37)
2 = 0,3853 + 2 0,5450 = 260,9303 кг/с.
Средние массовые расходы пара в укрепляющей и 1 исчерпывающей
частях колонны
в
и
н
соответственно, кг/с, определяем по следующим
зависимостям:
в=
G
в
(+ 1);
(38)
31

G
н
=
н
(+ 1).

в
= 48,67 0,009929(0,707 + 1) 2 = 0,8249 кг/с.

н
= 31,02 0,009929(0,707 + 1) = 0,5258 кг/с.
(39)
2.5.7 Расчет объемных расходов жидкости 9 и пара
Объемный расход паров флегмы и дистилляты 9 при рабочих 2 условиях
, м3/с, рассчитываем по формуле
G 2 =
=

G
.
(40)
0,3853
= 0,1930 м3 /с.
1,996
Для расчета средних [9] объемных расходов [2] пара в укрепляющей [9] и
исчерпывающей частях колонны
в
и
соответственно, м3/с, используем
н
зависимости:
в =

G
в
;
(41)
в
н =

G
н
(42)
н
в
=
0,8249
= 0,4788 м3 /с.
1,723
н
=
0,5258
= 0,5130 м3 /с.
1,025
Объемные расходы жидких [3] питания, [1] дистиллята и [2] кубового [1] остатка
,
и
соответственно, м3/с, определяем [18] по формулам:
F =
F
G
;
(43)
;
(44)
F
=

G
32
=

G
.

(45)
=
1,667
= 1,922 10-3 м3 /с.
867,13
=
0,5450
= 7,237 10-4 м3 /с.
753,07
=
1,122
= 1,204 10-3 м3 /с.
931,80
, м3/с, [3] определяем следующим
Объемный расход жидкой флегмы
образом:
=

G
.
(46)
0,3853
= 5,116 10-4 м3 /с.
753,07
=
Расчет средних [3] объемных [2] расходов жидкости [20] в укрепляющей и
исчерпывающей
частях
колонны
и
в
н
соответственно,
м3/с,
осуществляем по следующим формулам:
хв
=
¯хв
G
;
(47)
.
(48)
хв
хн
=
¯хн
G
хн
в =
0,2798
=3,567 10-4 [18] м3 /с.
784,52
=
1,649
=1,840 10-3 м3 /с.

895,98
н
2.6
Расчет динамической вязкости жидкостей
Средние
значения
динамической
исчерпывающей частях колонны
в
и
н
вязкости
в
укрепляющей
и
соответственно, Па·с, определяем
по формулам:
33
где
и
НК.в
ВК.в
хв
= 10хв.с
НК.в
+ (1 – хв.с)
ВК.в
хн
= 10хн.с
НК.н
+ (1 – хн.с)
ВК.н
;
(49)
,
(50)
– динамическая вязкость жидких НК и ВК
соответственно при температуре tхв, Па·с;
НК.н
и
ВК.н
– динамическая вязкость жидких НК и ВК
соответственно при температуре tхн, Па·с;
Динамическая вязкость жидких НК и ВК при температуре tхв = 60,29°С:
НК.в
= 2,296 10-4 Па·с;
= 100,545
в
ВК.в
= 4,674 10-4 Па·с [1] с.246.
(2,296 10-4) + (1 – 0,545)
(4,674 10-4)
= 3,173 10-4 Па с.
Динамическая вязкость жидких НК и ВК притемпературе tхн = 69,18°С:
НК.н
= 2,162 10-4 Па·с;
= 100,105

н
2.7
ВК.н
= 4,176 10-4 Па·с [1] с.246;
(2,162 10-4 2) + (1 – 0,105)
(4,176 10-4)
= 3,897 10-4 Па с.
Расчет рабочей скорости пара в ректификационной колонне
и еѐ диаметра
2.7.1 Расчет рабочей скорости
Для ситчатых тарелок при межтарельчатых расстояниях от 300 до 700
мм расчетные рабочие скорости для укрепляющей и исчерпывающей частей
колонны
р.в
и
р.н
соответственно, м/с, определяем по следующим
зависимостям:
р.в
= √
хв
–
в
;
(51)
н
,
(52)
в
р.н = √
хн
–
н
где С – коэффициент, 1 м/с.
34
Значение коэффицента С зависит от межтарельчатого 3 расстояния hт, м,
и определяем по 1 графику [1], с. 30. Принимаем 18 hт = 0,3 3 м, 1 тогда С 18 = 1 0,03.
р.в
784,52 – 1,723
= 0,03√
= 0,6395 м/с.
1,723
895,98 – 1,025
√
=
0,03
= 0,8865 м/с.
р.н
1,025
2.7.2 Расчет диаметра 1 ректификационной колонны
Расчетные диаметры укрепляющей 1 и исчерпывающей частей колонны
и
р.н
соответственно, м, определяем по формулам:
р.в = √
р.н

р.в
р.н
р.в
в
;
(53)
.
(54)
р.в
4
н
р.н
4 0,4788
=√
= 0,9766.
3,14 0,6395
р.н = √
Полученные
=√
4
расчетные
4 0,5130
= 0,8586.
3,14 0,8865
диаметры
отличаются
несущественно
= 0,1180 < 0,2 м, поэтому за расчетный диаметр принимаем
больший из них
р
=
р.в
= 0,9766 м.
Действительный диаметр колонны
к,
м, принимаем ближайшим [1] к
диаметр стандартизованного колонного тарельчатого аппарата
к
р,
= 1,0 м [3],
с. 139.
35
2.7.3 Действительная скорость пара в колонне
Действительные скорости [1] пара в укрепляющей и исчерпывающей
частях колонны
в
и
н
соответственно, м/с, рассчитывают [7] по следующим
формулам:
в =
н
в
=
н
=
=

4
4
4 0,4788
3,14 1,02
4 0,5130
3,14 1,02
в
2
к
;
(55)
н
2
к
;
(56)
= 0,6099 м/с.
= 0,6535 м/с.
2.7.4 Параметры [36] тарелки
Для принятого [36] значения
= 1,0 [36] м ситчатая тарелка (тип 1, исполнение
к
2) имеет следующие параметры [36] [3], [3] с. [36] 324:
– диметр [36] отверстий
= 0,008 м;
– шаг [3] отверстий в тарелке
= 0,020 м;
– относительное свободное сечение тарелки
– высота сливного порога
– периметр слива
Значения
0, 0,
с
пер
пер
св
= 0,0974
;
= 0,03 м;
= 0,585 м.
приняты из рекомендуемых значений технической
документации на изготовление ситчатых тарелок [3].
36
2.8
Расчет высоты ректификационной колонны
2.8.1 Расчет числа теоритических тарелок в укрепляющей и
исчерпывающей частях колонны
Число теоритических тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях
колонны
т.в
и
т.н
соответственно, штук, определим [24] по [1] методу Мак-Кэба и
Тиле [1] [1] (построения на диаграмме x y представлены [24] на рисунке 4.15). Число
теоретических тарелок в укрепляющей части колонны
т.в

теоретических тарелок в исчерпывающей части колонны
= 3,26 штук, число
т.н =1,68
штук.
2.8.2 Расчет средней эффективности тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны
Среднюю эффективность ситчатых тарелок при ректификации в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны
в
и
н
соответственно
определяем с помощью эмпирических зависимостей [3], с. 146:
в
= 0,091(
= 0,091(
н
где
и
в хв)
н
-0,245
;
(57)
)-0,245 ,
хн
(58)
– относительные летучести компонентов разделяемой смеси
в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно.
37
1,0
yD
A
y*=f(x)
0,8
кмоль НК
кмоль смеси
yF
0,6
C
y,
0,4
0,2
yW
xF
B
0 xW
0,2
0,4
0,6
кмоль НК
x,
кмоль смеси
0,8
xD 1,0
Рисунок 2.15 – К определению числа теоретических тарелок в

укрепляющей и исчерпывающей частях ректификационной колонны
Величины
где
НК.в
и
и
рассчитываем по формулам:
ВК.в
в
=
н
=
НК.в
;
(59)
,
(60)
ВК.в
НК.н
ВК.н
– давления насыщенных паров НК и ВК при
температуре txв соответственно, Па;
НК.н
и
ВК.н
давления насыщенных паров НК и ВК при
температуре txн соответственно, Па.
Давления насыщенных паров НК и ВК при температуре txв = 60,29°С:
НК.в
= 1,161 105 Па;
ВК.в
= 2,019 104 Па [1], с. 270.
в
=
1,161 105
2,019 104
= 5,748.
38
Давление насыщенных паров НК и ВК при температуре txн = 69,18°С:
НК.н
= 1,551 105 Па;
ВК.н
= 3,027 104 Па [1], с. 270.
н
=
1,551 105
3,027 104
= 5,123.
= 0,091(5,748 3,173 10-4)
в
-0,245
= 0,091(5,123 3,897 10-4)
н
-0,245
= 0,4267.
= 0,4173.

При длине пути жидкости на тарелке
откорректировать полученные значения
в
и
более 0,9 м, следует
н
. Определим длину пути
жидкости на тарелке , м, по формуле:
=√
2
к
2
С.
–
(61)
= √1,02 – 0,5852 = 0,81 м.
При
< 0,9 м корректировка средней эффективности не требуется.
2.8.3 Расчет числа тарелок в укрепляющей и исчерпывающей
частях колонны
Число тарелок в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны
н
в
и
соответственно, штук, рассчитаем по формулам:
в
=
т.в
;
(62)
.
(63)
в
н
=
т.н
н
в =
3,26
= 7,64 штук.
0,4267
=
1,68
= 4,03 штук.
0,4173
н
39
Округлим полученные значения до целого в большую сторону и
получим
в
= 8 штук,
н
= 5 штук. Общее число тарелок ректификационной
колонны , штук, определяем следующим образом:
=
в
+

н.
(64)
= 8 + 5 = 13 штук.
Руководствуясь указаниями по конструированию колонных аппаратов
[3],
N принимают четным (при необходимости для этого в укрепляющую
часть добавляют одну тарелку).
Окончательно принимаем:
– число тарелок в укрепляющей части колонны
– число тарелок в исчерпывающей части колонны
– общее число тарелок в колонне
в
= 9 штук;
н
= 5 штук;
= 14 штуки.
– питающая тарелка 5 (снизу).
2.8.4 Расчет высоты тарельчатой части колонны
Принимаем, что разделяемая смесь не содержит загрязненных сред,
поэтому максимальное количество тарелок в колонне, при котором не
требуется установка люков в еѐ тарельчатой части,
число тарелок в колонне
>
тл ,
тл =
12 штук. Общее
поэтому необходима установка люков.
Число устанавливаемых люков
л,
штук, и, соответственно, число
увеличенных межтарельчатых расстояний под люки определяем следующим
образом:
л
л =
=
– 1.
(65)
тл
14
– 1 = 0,1667 штук.
12
40
Полученный результат округляем до целого в большую сторону
л
= 1 штука.
Высоту тарельчатой части корпуса ректификационной колонны
тч ,
м,
рассчитываем по формуле
Нтч = (– 1)
где
т
+
л(л
–
т),

(66)
– межтарельчатое расстояние в месте установки люка, м.
По рекомендациям, приведенным в каталоге [3], принимаем
л
= 0,8 м.
Нтч = (14 5 – 3 1)0,3 + 1(0,8 – 5 0,3) = 4,4 м.
2.8.5 Расчет габаритной высоты ректификационной колонны
Габаритную
высоту
тарельчатой
ректификационной
колонны
цельносварного исполнения (см. рисунок 4.15) рассчитываем по формуле
Н = Нтч + Нкч + Нсч + Нд + Но +
где
тч
и
сч
шт
+
шв ,
(67)
– высоты обечаек (цилиндрических 15 участков) 4 кубовой и
сепарационной частей корпуса колонны соответственно, м;
д
– высота эллиптического днища (крышки корпуса) колонны, м;
о
– высота 1 цилиндрической опоры, м;
шт
– высота штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята в
дефлегматор, 1 м;
шв
– расстояние между плоскостями расположения сварных швов
соединения днища с обечайкой корпуса иопоры с днищем, м.
Для цельносварных тарельчатых колонных аппаратов диаметром от 1,0
до 3,6 м [1]:
кч
= 2,8 м;
сч
= 1,6 м;
о
= 2,0 м;
шт
= 0,2 м;
Высоту эллиптического днища с отбортовкой
д,
шв
= 0,08 м.
м, приближенно
рассчитываем по формуле
Нд = 0,25
д
к
+ 0,04.
(68)
= 0,25 1,0 + 0,04 = 0,29 м.
= 4,4 + 2,8 + 1,6 + 0,29 + 25 2,0 + 0,2 34 + 0,08 = 15 11,37 м.

41
Расчетная
габаритная
высота
колонны
меньше
максимально
допустимой габаритной высоты стандартизированного цельносварного
0,29м
0,2м
тарельчатого колонного аппарата, [34] которая при
к
= 1,0 м составляет 35 м [3].
В
1,6м
Б
14
13
4,4м
7
6
5
11,37м
А
2
2
1
2,8м
1
Г
0,08м
2,0м
Е
Д
3
1– корпус; 2 – тарелки; 3 – [1] цилиндрическая опора.
Штуцера: А – для входа питания; Б – для [15] входа флегмы; В – для выхода
пара флегмы и дистиллята; [1] Г – для входа парожидкостной [34] смеси из
испарителя;
Д – для выхода [1] кубового остатка на циркуляцию [34] (в испаритель);
Е – для выхода [15] кубового остатка
Рисунок 2.16 – Схема к расчету габаритной высоты тарельчатой
ректификационной колонны цельносварного исполнения
42
2.9
Расчет гидравлического сопротивления ректификационной
колонны
Общее гидравлическое сопротивление тарельчатой ректификационной
колонны
к,
Па, рассчитываем по зависимости
к
где
–
т.н
=

т.н
гидравлическое
н
+
в,
т.в
(69)
сопротивление
орошаемой
тарелки
гидравлическое сопротивление орошаемой
тарелки
исчерпывающей части колонны, Па;
–
т.в
укрепляющей части [15] колонны, Па.
Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок [34] рассчитываем [9] по
следующим формулам:
где
и
сух.в
сух.н
т.в
=
сух.в
+
пж.в
+
в;
(70)
т.н
=
сух.н
+
пж.н
+
н,
(71)
– гидравлические сопротивления сухих тарелок
укрепляющей и исчерпывающей частей колонны соответственно, [9] Па;
пж.в
и
пж.н
– гидравлические сопротивления, обусловленные
парожидкостными слоями на тарелках укрепляющей [9] и исчерпывающей
частей колонны соответственно, Па;
в
и
н
– гидравлические сопротивления, [9] обусловленные
преодолением сил поверхностного натяжения на тарелках укрепляющей и
исчерпывающей частей колонны соответственно, Па.
2.9.1 Гидравлическое сопротивление сухих тарелок
Сопротивление сухих тарелок определяем с использованием формул:
сух.в
=
в

сух
2
2
в
2
св
;
(72)
43
сух.н
где
сух
св
2
н
н
=
сух
2
2
св
(
,
4.73)
– коэффициент сопротивления сухой тарелки;
– относительное свободное сечение тарелки, м2/м2.
Для ситчатых тарелок при
сопротивления сухих тарелок
до 1,5 [8] [1]. Принимаем
сух
св
от 0,10 до [7] 0,20 м2/м2 коэффициент
рекомендуется принимать в пределах от 1,4
сух
= 1,4.
сух.в
сух.н
= 1,4
= 1,4
1,723 0,60992
2 · 0,09742
1,025 0,65352
2 0,09742
2.9.2 Гидравлическое
= 47,29 Па.
= 32,30 Па.
сопротивление,
обусловленное
парожидкостным слоем на тарелке
Для расчетов гидравлического сопротивления ситчатых тарелок в
укрепляющей
и
исчерпывающей
частях
колонны,
обусловленного

парожидкостным слоем, используем следующие формулы:
где
0в
и
0н
–
пж.в
=
хв
0в ;
(74)
пж.н
=
хн
0н [22] ,
(75)
высота слоев светлой жидкости на тарелках
укрепляющей и исчерпывающей [3] частей [8] колонны, м.
Высоты светлых [15] слоев жидкости
0в
и
0н
для ситчатых тарелок
рассчитываем по следующим [21] зависимостям:
0в
= 0,787 (
пер
0,2
)
с
0н = 0,787 (
где
хв
хн
с
0,2
)
0,56
пер
0,05 – 4,6 [4] пер
(1–
в
0,31
0,09
хв
-110 хв
)([19]) [26] ;
0,56
пер
0,05 [21] – 4,6 [26] пер
(1н
0,31
хн
-110 хн
)( )
0,09
,

(76)
(77)
– высота переливного порога тарелки, м;
44
в
и
н
– поверхностное натяжение жидкостей средних составов при их средних температурах в укрепляющей и исчерпывающей частях колонны соответственно, Н/м;
– поверхностное натяжение воды при температуре 20°С, Н/м.
Принимаем
где
и
НК.в
ВК.в
хв =0,5(НК.в + ВК.в);
(78)
хн =0,5(НК.н + ВК.н),
(79)
– поверхностное натяжение жидких НК и ВК соответственно при средней температуре жидкости в укрепляющей части колонны, Н/м;
НК.н
и
ВК.н
– поверхностное натяжение жидких НК и ВК соответственно при средней температуре жидкости в исчерпывающей части колонны, Н/м.
Поверхностное натяжение жидких НК и ВК при температуре txв = 60,29°С:
НК.в
в
= 1,857·10-2 Н/м;
ВК.в
= 6,615·10-2 Н/м [1], с. 250.
= 0,5(1,857 10-2 + 6,615 10-2) = 4,236 10-2 Н⁄м .
Поверхностное натяжение жидких НК и ВК при температуре txн = 69,18 °С:
НК.н
= 1,750·10-2 Н/м;
н
ВК.н
= 6,455·10-2 Н/м [1], с. 250.
= 0,5(1,750 10-2 + 6,455 10-2) = 4,108 10-2 Н⁄м .
Поверхностное натяжение воды при температуре 20°С,
= 7,27
10-2 , Н⁄м [1], с. 250.
0,2
3,567 10-4
)
0в = 0,787 (
0,585
0,030,56 0,60990,05 – 4,6
0,03
0,09

(1 – 0,31
-110 [26]3,173 10
-4
4,236 10-2
)(
)
7,27 10-2
= 1,75 10-2 м.
0,2
1,840 [30] 10-3
)
0н = 0,787 (
0,585
0,030,56 [3] 0,65350,05 [12] – [9] 4,6
0,03
45
0,09
(1 – 0,31
-110 3,897 10
-4
4,108 10-2
)(
)
7,27 10-2
= 2,42 10-2 [29] м.
пж.в
= 784,52 9,81 [9]1,75 10-2 = [12] 134,7 Па.
пж.н
= 895,98 9,81 2,42 10-2 = [9]212,7 Па.

2.9.3 Гидравлическое сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения

Величины

где

э

в

и

н

рассчитываем по зависимости:

в

=

н

=

4

хв

;

(80)

,

(81)

э

4

хн

э

– эквивалентный [18] диаметр отверстий [25] или щелей для [39] прохода пара, м.

Для круглых отверстий ситчатых тарелок
диаметру этих отверстий, поэтому
э
=
о
э
равен номинальному
= 0,008 м.
4 4,236 10-2
= 21,18 Па.
в =
0,008
4 4,108 10-2
= 20,54 Па.
н =
0,008
2.9.4 Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок
Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок в укрепляющей
части колонны
т.в
= 47,29 + 134,7 + 21,18 = 203,17 Па.
Гидравлическое сопротивление орошаемых тарелок в исчерпывающей
части колонны
т.н
= 32,30 + 212,7 + 20,54 = 265,54 Па.
46
2.9.5 Гидравлическое сопротивление ректификационной колонны
Общее
гидравлическое
сопротивление
тарельчатой
ректификационной колонны
к
= 265,54 5 + 203,17 9 = 3,156 103 Па.
2.10 Расчет штуцеров ректификационной колонны
Основными технологическими штуцерами ректификационной колонны
(см. рисунок 4.16) являются:
– для входа питания штуцер А;
– входа флегмы штуцер Б;
– выхода паров флегмы и дистиллята штуцер В;
– входа парожидкостной смеси из испарителя штуцер Г;
– выхода кубового остатка на циркуляцию в испарителе штуцер Д;
– выхода кубового остатка штуцер Е.
2.10.1 Штуцер для входа питания
Расчетный диаметр штуцера для входа питания
р.А ,
м, определяем по
формуле
р.А = √
где
рек.А
4
F
,
(82)
рек.А

– рекомендуемая скорость жидкости [11] в штуцере, м/с.
Объемный
расход
жидкого
питания
при
рабочих
условиях
= 1,922 10-3 м3/с. Рекомендуемая скорость принудительного движения
47
маловязкой жидкости в напорных линиях насосов [11] от 1,0 до 2,5 м/с [11] [3].
Принимаем
рек.А
= 1,5 м/с.
4 1,922 10-3
√
= 0,0404 м.
р.А =
3,14 1,5
Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа
питания
.А =
50 мм [1], с. 94.
2.10.2 Штуцер для входа флегмы
Расчетный диаметр штуцера для входа питания
р.Б ,
м, определяем по
формуле
р.Б = √
где
рек.Б
4
,
(83)
рек.Б
– рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.
Объемный
расход
жидкого
питания
при
рабочих
условиях
= 5,116 10-2 м3/с. Рекомендуемая скорость принудительного движения
маловязкой жидкости в напорных линиях насосов от [1] 1,0 до 2,5 м/с [3].
Принимаем
рек.Б =
1,5 м/с.
4 5,116 10-4
√
= 0,0208 м.
р.Б =
3,14 1,5
48
Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для входа флегмы
.Б

= 25 мм [3], с. 94.
2.10.3 Штуцер для выхода паров флегмы и дистиллята
Расчетный диаметр штуцера для выхода паров флегмы и дистиллята
р.В ,
м, определяем по формуле
р.В
где
рек.В
=√
4
G
,
(84)
рек.В
– рекомендуемая скорость паров флегмы и дистиллята в
штуцере, м/с.
Значение скорости
рек.В
нагрузки в данном штуцере
определяем из условия, что фактор паровой
.В ,
Па0,5, будет составлять от 8 до 15. При этом
FS.В =
рек.В √
.
(85)
Объемный расход паров флегмы и дистиллята через штуцер при
рабочих условиях
0,1930 м3/с. Принимаем значение фактора паровой
нагрузки в штуцере равным
.В
= 13. Тогда значение рекомендуемой
скорости в штуцере для выхода паров флегмы и дистиллята из формулы (85)
рек.В =
13
√1,996
= 9,202 м/с.
Расчетный диаметр штуцера
49
р.В
4 0,1930
=√
= 0,164 м.
3,14 9,202
Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода паров
флегмы и дистиллята
.В
= 200 мм [3], с. 94.
2.10.4 Штуцер для выхода кубового остатка
Расчетный диаметр штуцера для выхода кубового остатка
р.Е ,
м,
определяем по формуле
р.Е = √
где
рек.Е

4
,
(86)
рек.Е
– рекомендуемая скорость жидкости в штуцере, м/с.
Объемный
расход
кубового
остатка
при
рабочих
условиях
= 1,204 10-3 м3/с.
Рекомендуемая скорость принудительного движения жидкости во
всасывающих линиях насосов от 0,3 до 0,5 м/с [1]. Принимаем
рек.Е
= 0,4
м/с.
4 · 1,204 10-3
√
= 0,0619 м.
р.Е =
3,14 · 0,4
Принимаем стандартный условный диаметр штуцера для выхода
кубового остатка
.Е =
65 мм [1], с. 94.
50
Подбор вспомогательного оборудования
3
3.1 Тепловой баланс ректификационной колонны
Количество тепла, которое надо подать в испаритель (кипятильник)
ректификационной установки, определим из уравнения теплового баланса
колонны с дефлегматором (без учета тепловых потерь):
=
где
,
,
F
Д

+G

+G
≡
–
GF
F F,
(87)
– удельные массовые теплоемкости дистиллята, кубового
остатка и исходной смеси соответственно, Дж/(кг □ К);
,
,
F
– температуры кипения дистиллята, кубового остатка и
исходной смеси соответственно 57,87, 81,52, 65,54ºС.
Теплоемкость дистиллята (смесь ацетона и воды) определяется
по уравнению:

=
где
НК , ВК
$\bar{x}$ [1] +
НК
ВК (1
– $\bar{x}$)
(88)
 теплоемкости НК и ВК при температуре
Удельные массовые теплоемкости при
справочнику [1], [12] с. 251:
НК
, Дж/(кг К).
= 57,87ºС [1] принимаем по
= 2298,29 Дж/(кг К),
ВК
= 4189,15 [12] Дж/(кг [36] [12] К).
= 2298,29 0,9738 + 4189,15(1 – 0,9738) = [12] 2347,83 Дж/(кг К).
Аналогично
рассчитываются
исходной смеси
и
НК , ВК
НК , [36] ВК
НК
$\bar{x}$ +
ВК (1
остатка
– $\bar{x}$);
 теплоемкости НК и ВК [12] при температуре
F
где
кубового
и
F:
=
где
теплоемкости
=
НК
$\bar{x}$ +
ВК (1
(89)
, Дж/(кг К)..
– $\bar{x}$),
(90)
 теплоемкости НК и ВК при температуре F , Дж/(кг К).
Удельные массовые теплоемкости ацетона и воды при температуре
= 81,52ºС:
НК
= 2376,71 Дж/(кг К),
ВК
= 4193,19 Дж/(кг К); при
51
температуре
F

= 65,54ºС:
НК
= 2323,56 Дж/(кг □ К),
ВК
= 4190,00
Дж/(кг □ К) [3].
= 2376,71 0,1187 + 4193,19(1 – 12 0,1186) = 3977,99 Дж/(кг·К);
F
= 2323,56 0,3980 + 4190,00(1 – 0,3980) = 3447,16 Дж/(кг·К).
Тепловая мощность дефлегматора ректификационной установки
Д,
Вт, рассчитываем по формуле:
Д
где

= G
(+ 1 1),
(91)
– удельная массовая теплота конденсации 12 пара дистиллята при
, Дж/кг.
Удельная массовая теплота 12 конденсации пара дистиллята (смесь
ацетона и воды) рассчитывается по уравнению:
=
где
НК
и
ВК
НК
–
+
ВК (1
–),
(92)
– удельные теплоты конденсации 21 (испарения) НК и 21 ВК
соответственно 1 при температуре
, кДж/кг.
Удельные теплоты конденсации (испарения) 21 НК и ВК 12 при температуре
= 57,87ºС:
НК
= 521,70 кДж/кг;
ВК
= 2411,01 кДж/кг [1], 2 с. 265.
= 521,70 0,9738 + 2411,01(1 21 – 0,9738) = 521,20 кДж/кг.
Д
К
= 0,5450 521,20 23 · 21 103 23 (0,707 21 + 44 1) 12 = 484,88 103 44 Вт;
= 484,88 103 + 0,5450 8 · 2347,83 · 23 57,87 + 1,122 44 · 21 3977,99 · 81,52 23 –
– 22 1,667 44 · 13 3447,16 65,54 = 22 546,16 103 Вт.
Расход 23 тепла на подогрев исходной 45 смеси 29 в 21 теплообменнике 13 перед
ректификационной колонной
т
т
где
, Вт, при ее начальной температуре 45 20ºС:

–
(45 –
),
(93)

– удельная массовая теплоёмкость исходной смеси при
ср ,
Дж/(кг К).
При
ср
= (65,54 + 20)/2 = 42,77º теплоемкости НК и ВК равны [1], с.
251:
НК
= 2250,73 Дж/(кг К);
ВК
= 4183,11 Дж/(кг К), а
теплоемкость смеси:
52
= 2250,73 0,3980 + 4183,11(1 – 0,3980) = 3414,02 Дж/(кг·К).
= 1,667 3414,02(65,54 – 20) = 259,18 103 Вт.
т
Расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в холодильнике
дистиллята,
т
, Вт:
т
где
≡
(
–
к),
(94)
– удельная массовая теплоёмкость дистиллята при

ср ,
Дж/(кг К).
При
ср
= (57,87 + 34)/2 =45,94º теплоемкости НК и ВК равны [3], с.
251:
НК
= 2275,16 Дж/(кг К);
ВК
= 4187,58 Дж/(кг К), а
теплоемкость смеси:
= 2275,16 0,9738 + 4187,58(1 – 0,9738) = 2322,34 Дж/(кг·К).
= 0,5450 2322,34(57,87 – 34) = 30,21 103 Вт.
т
Расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в холодильнике
кубового остатка,
т
, Вт:
т
где
≡
–
(
к),
(95)
– удельная массовая теплоёмкость кубового остатка при
ср ,

Дж/(кг К).
При
251:
ср
= (81,52 + 40)/2 = 60,76º теплоемкости НК и ВК равны [3], с.
НК
= 2307,55 Дж/(кг □ К);
ВК
= 4190 Дж/(кг □ К), а теплоемкость
смеси:
_
= 2307,55 0,1187 + 4190(1 – 0,1187) = 3966,55 Дж/(кг·К).
т
= 1,122 3966,55(81,52 – 40) = 184,784 103 Вт.

3.2 Расчет дефлегматора

Тепловая нагрузка со стороны горячего теплоносителя (дистиллята)
равна
Д
= 484,88 103 Вт (см. п. 5.1). Для смеси ацетон-вода динамическая
вязкость при температуре
= 57,87º
= 0,240 мПа с [1].
53
Расход второго теплоносителя (воды) определяется из условия
теплового баланса
Д
=
В
. В качестве охлаждающего агента выступает
оборотная вода с начальной температурой
н
= 28°С (задана).
Средняя температура воды:
ср =
где
(н + к)
,
2
(96)
н
= 28°С – начальная температура воды;
к
= 36°С – конечная температура воды (принимаем) [2], с. 66.
(28 + 36)
= 32.
2
Удельная теплоемкость воды при средней температуре равна [1], с.251:
ср
В
=
= 4183,6 Дж/(кг □ К), а динамическая вязкость
В
= 0,772 мПа с.
Расход воды исходя из условия теплового баланса равен:
В
=
Д
В(к – н)

;
(97)
484,88 103
= 14,49 [3] кг/с.
В =
4183,6(36 – 28)
Определим
температур
ср
движущую
силу
теплопередачи.
Средняя
разность
зависит от схемы движения теплоносителей. Так как [13] в
дефлегматоре происходит изменение агрегатного состояния дистиллята (пар
→ жидкость) и температура его не изменяется, то вид движения
теплоносителей не влияет на
ср .
Для противотока:
57,87°С → 57,87°С – температуры дистиллята;
36°С ← 28°С – температуры оборотной воды.
Так как
б/
температур между
м
б
б
= 57,87 [4] – 28 = [4] 29,87°С;
м
= 57,87 – 36 = 21,87°С.
< 2, то
и/
к.в
→
;
←
н.в .
tср – определяется как средняя разность
м:
54
ср =
б+
м
.
2
29,87 + 21,87
=
= 25,87°С.
ср
2
(98)
Приблизительная поверхность теплообмена:
ор =
где
ор

Д
ор
.
(99)
ср
– приблизительное значение коэффициента теплопередачи,
Вт/(м2·К).
Для теплообмена от конденсирующегося пара органических жидкостей
к воде
ор
= 350 Вт/(м2·К) [25][2], с. [4] 47.
484,88 103
= 53,55 м2.
ор =
350 25,87
Задаваясь
числом
Re
=
15000,
соответствующим
развитому
турбулентному режиму течения в трубах, определим соотношение / для
конденсатора из труб:
диаметром dн = 20 2 мм
=
4
В
=
4 14,49
= 320,46;
3,14 0,016 0,000240 15000
диаметром dн = 25 2 мм
=
где
4 14,49
= 244,16.
3,14 0,021 0,000240 15000
– общее число [22] труб; – число [32] ходов [21] по трубному пространству;
– внутренний [32] диаметр [21] труб, м.
Выбираем стандартный кожухотрубчатый конденсатор по ГОСТ [21] 15121
– 79 [2], [4] с. [13] 57. Соотношение / принимает [32] наиболее близкое к заданному
значение у конденсатора [32] с диаметром кожуха D [22] = 600 [21] мм, диаметром труб dтр
= [3] 25 2 мм, [22] числом ходов = [13] 1 [1] и общим числом труб [21] = 257:
=
257
= 257.
55
Таблица [13] 3.1 – Параметры кожухотрубчатого конденсатора
Поверхность теплообмена F, м2
Диаметр [2] кожуха D, мм
Диаметр труб dтр, мм
Число ходов
Длина труб L, м
Число труб, шт.
Запас поверхности теплопередачи составит:
=

63 – 53,55
100
53,55
= 17,65
61
600
25 2
1
3,0
257
.
3.3 [1] Расчет холодильника дистиллята
Тепловая нагрузка со стороны горячего теплоносителя (дистиллята)
равна
т
= 30,21 103 Вт (см. п. 5.1). Для смеси ацетон-вода [22] динамическая
вязкость при температуре
ср
= [22] 45,94º
= 0,2637 [22] мПа с [2].
Определим расход [13] второго теплоносителя. В качестве охлаждающего
агента выступает [13] оборотная вода с начальной [21] температурой
н
= 28°С [2].
Средняя [21] температура воды:
ср
где
=
(н + к)
,
2
(100)
н
= 28°С – начальная [21] температура [13] воды;
к
= [21] 40°С – [21] конечная температура воды.
(28 + 40)
= 34° .
2
Удельная теплоемкость воды при средней температуре равна [1], с.251:
ср =
В
= 4183,2 Дж/(кг □ К).
Расход воды исходя [13] из условия теплового баланса равен:
В
=
т
В(к
– н)
;
(101)
30,21 103
= 0,60 кг/с.
В =
4183,2(40 – 28)
56

Средняя разность температур
ср .
Так как в холодильнике не
происходит изменение агрегатного состояния теплоносителей и температура
их изменяется, то целесообразно выбрать противоток, так как при
противотоке достигается большая величина средней движущей силы
теплопередачи
ср
[2], с. 66.
Для противотока:
57,87°С → 34°С – температуры дистиллята;
40°С ← 28°С – температуры оборотной воды.
б
= 57,87 – 40 = 17,87°С;
м
Т.к.
б/
м
> 2, то
= 34 – 28 = 6°С.
tср – определяется как среднелогарифмическая
между tб и tм:
ср
б
=
–
(
м
б
м
;
)
(102)
17,87 – 6
= 10,88°С.
17,87
(
)
6
Определим приблизительную поверхность теплообмена:
ср
=
ор
т
=
ор
.
(103)
ср
Примем коэффициент теплопередачи от органической жидкости к воде
равным
ор
= 800 Вт / (м2·К) [2], с. 47.
30,21 103
= 3,47 м2.
ор =
800 10,88

Задаваясь
числом
Re
=
15000,
соответствующим
развитому
турбулентному режиму течения в трубах, определим соотношение / для
конденсатора из труб:
диааметром dн = 20 2 мм
=
4
B
=
4 0,60
= 12,08;
3,14 0,016 0,0002637 15000
57
диаметром dн = 25 2 мм
=
4 0,60
= 9,20.
3,14 0,021 0,0002637 15000
Выбираем стандартный кожухотрубчатый теплообменник ГОСТ 15118
– 79[2], с. 53. Соотношение / принимает наиболее близкое кзаданному
значение у конденсатора с диаметром кожуха D = 273 мм, диаметром труб dтр
= 25 2 мм, числом ходов = 1 и общим числом труб = 37:
37
= 37.
1
Таблица 3.2 – Параметры кожухотрубчатого теплообменника для
=
охлаждения дистиллята
Поверхность теплообмена F, м2
Диаметр кожуха D, мм
Диаметр труб dтр, мм
Число ходов
Длина труб L, м
Число труб, шт.
Запас поверхности теплопередачи составит:
=
4,5 – 3,47
100
3,47
= 29,68
4,5
273
25 2
1
1,5
37
.
3.4 Расчет подогревателя исходной смеси
Расход тепла на подогрев исходной смеси в теплообменнике перед
ректификационной колонной, при ее начальной температуре 20°С, равен
т

= 259,18 21 103
(
вязкость при 13 температуре
)
ср
Для
смеси
= 42,77º
ацетон-вода
динамическая
= 0,4813 4 мПа с [1].
В качестве греющего агента выступает 4 насыщенный водяной пар.
Расход 13 греющего пара равен [2]:
п
где
п
т
=
.
(104)
п
– удельная 21 теплота 1 парообразования 21 воды, Дж / кг.
58
Из ряда стандартных давлений 21 водяного пара выберем Р = 0,2 МПа [1].
При этом давлении температура конденсации водяного пара составляет tкон =
120,23°С,
п
= 2202,2·103 Дж/кг.
Следовательно, расход греющего пара равен:
п
=
259,18 103
= 0,118
2202,2 103
.
Определим среднюю разность температур tср:
20°С → 65,54°С – подогрев исходной смеси;
120,23°С ← 120,23°С – конденсация водяного пара.
б
м
Так как
tб /
температур между
и/
→
;
к.п
←
н.п .
= 120,23 – 20 = 100,23°С;
= 120,23 – 65,54 = 54,69°С.
tм < 2, то
б
н
tср – определяется как средняя разность
м:

+ м
.
2
100,23 + 54,69
=
= 77,46°С.
ср
2
ср =
б
(105)
Определим приблизительную поверхность теплообмена:
ор
т
=
ор
.
(106)
ср
Примем коэффициент теплопередачи от [9] конденсирующегося водяного
пара к органической [13] жидкости равным
ор
= 200 Вт/(м2·К) [2], с. [9] 47.
259,18 103
= 16,73 [13] м2 .
ор =
200 77,46
Задаваясь
числом
Re
=
15000,
соответствующим
развитому
турбулентному режиму течения в трубах, [11] определим соотношение [28] / [22] для
конденсатора из [28] труб:
диааметром dн = 20 2 мм
=
4
п
=
4 0,118
= [22] 13,0;
3,14 0,016 0,0004813 15000
диаметром dн = [28] 25 [13] 2 мм
59
=
4 0,118
= 9,9.
3,14 0,021 [23] 0,0004813 15000
Выбираем стандартный кожухотрубчатый [33] холодильник ГОСТ [14] 15118 –
79[2], с. 53. [8] Соотношение
/
принимает наиболее [32] близкое к заданному
значение у конденсатора [13] с диаметром кожуха [33] D [32] = [23] 325 мм, [32] диаметром [24] труб dтр
= 20 2 мм, [33] числом ходов [13] = 2 и общим [39] числом труб = [28] 90:
=

56
= 24 28.
2
Таблица 3.3 – Параметры кожухотрубчатого подогревателя
Поверхность теплообмена F, м2
Диаметр кожуха D, мм
Диаметр труб dтр, 22 мм
Число ходов
Длина 28труб L, м
Число труб, шт.
Запас поверхности теплопередачи составит:
=
17,5 – 12,85
100
12,85
= 36,19
17,5
325
25 2
2
4,0
56
.
3.5 Расчет 28куба-испарителя
Тепловая
К
нагрузка
со
стороны
кубового
остатка
равна
= 546,16 103 Вт (см. п. 28 5.1). Для смеси ацетон-вода динамическая
вязкость при температуре
= 81,52°С 4 равна
= 0,333 мПа с [1].
Определим расход 4 второго теплоносителя. 28В качестве греющего агента
выступает насыщенный водяной 28пар.
Из ряда стандартных давлений 4водяного пара выберем Р = 0,4 МПа 28[1].
При этом давлении температура конденсации водяного пара составляет tкон =
143,62°С,
п
= 2133,8·103 Дж/кг.
Расход греющего пара равен:
п
=
К
.
(107)
п
60
п
=
546,16 103
2133,8 103
= 0,256 кг/с.

Определим среднюю разность температур tср:
81,52°С → 81,52°С – испарение органической смеси;
143,62°С ← 143,62°С – конденсация водяного пара.
б
=
м
= 143,62-81,52 = 62,1°С;
62,1 + 62,1
= 62,1°С.
2
Определим приблизительную поверхность теплообмена:
ср
=
ор
К
=
ор
.
(108)
ср
Примем коэффициент теплопередачи от конденсирующегося водяного пара к органической жидкости
ор
= 300 Вт/(м2·К) [2], с. 47.
546,16 103
= 29,32 м2 .
ор =
300 62,1
Выбираем стандартный кожухотрубчатый испаритель ГОСТ 15119 – 79 [2], с. 57. Эти теплообменники могут быть только одноходовыми вертикальными, с трубками диаметром 25 2 мм.
Таблица 3.4 – Параметры кожухотрубчатого испарителя
Поверхность теплообмена F, м2
Диаметр кожуха D, мм
Диаметр труб dтр, мм
Число ходов
Длина труб L, м
Число труб, шт.
Запас поверхности теплопередачи составит:
=
,0 – 29,32
100
29,32
= 36,43
40
600
25 2
1
2,0
257
.
61
3.6 Расчет холодильника кубового остатка
Тепловая нагрузка со стороны горячего теплоносителя (дистиллята) равна
т

= 184,784 103 Вт
(см.
п.
5.1).
динамическая вязкость при температуре
ср
Для
= 60,76º
смеси
ацетон-вода
равна
= 0,4368
мПа с [1].
Определим расход 23 второго теплоносителя. 39В качестве 32 охлаждающего
агента 32 выступает 21 оборотная вода 39 с начальной 32 температурой 39tн = 25°С [2].
Средняя температура воды:
ср
=
(32 н 23 + к)
,
2
(109)
где 22tн = 25°С 39 – начальная температура 39 воды;
tк 25 = 35°С 22 – конечная температура воды.
(25 + 35)
= 30.
2
теплоемкость
воды
при
ср =
Удельная
в
средней
температуре:
= 4184 Дж/(кг К).
В
=
т
В(к
– н)
;
(110)
184,784 103
= 4,416 кг/с.
В =
4184 (35 – 25)
Средняя разность температур
tср. Так как в холодильнике не
происходит изменение агрегатного состояния теплоносителей и температура
их изменяется, то целесообразно выбрать противоток, так как при
противотоке достигается большая величина средней движущей силы
теплопередачи tср [2].
Для противотока:
81,52°С → 40°С;
→
к;

35°C ← 25°C;
62
к.в
←
н.в .
б
= 81,52 – 35 = 46,52°C;
м
Т.к.
б/
м
> 2, то
= 40 – 25 = 15°C,
tср – определяется как среднелогарифмическая
между tб и tм:
б
ср =
–
(
м
б
м
;
)
(111)
46,52 – 15
= 27,85°C.
46,52
(
)
15
Определим приблизительную поверхность теплообмена:
ср =
ор
т
=
ор
.
(112)
ср
Примем коэффициент теплопередачи от [22] органической жидкости к воде
равным
ор
= 800 [22] Вт / [28](м2·К) [2], [22] с. 47.
184,784 103
= 8,29 м2.
ор =
800 27,85
Задаваясь
числом
Re
=
15000,
соответствующим
развитому
турбулентному режиму течения в трубах, определим [4] соотношение / для

конденсатора из труб:
диааметром dн = 20 2 мм
=
4
В
=
4 4,416
= 53,66;
3,14 0,016 0,0004368 15000
диаметром dн = 25 2 мм
=
4 4,416
= 40,89.
3,14 0,021 0,0004368 15000
Выбираем стандартный кожухотрубчатый теплообменник ГОСТ 15118 – 79 [2], с. 53. Соотношение / принимает наиболее близкое к заданному значение у конденсатора с диаметром кожуха D = 273 мм, диаметром труб dтр = 20 2 мм, числом ходов = 1 и общим числом труб = 61:
63
=
61
= 61.
1
Таблица 3.5 – Параметры кожухотрубчатого теплообменника для охлаждения кубового остатка

Поверхность теплообмена F, м2	
Диаметр кожуха D, мм	
Диаметр труб dтр, мм	
Число ходов	
Длина труб L, м	
Число труб, шт.	

Запас поверхности теплопередачи составит:
=
11,5 – 8,29
100
8,29
= 38,72
11,5
273
20 2
1
3,0
61
.
3.7 Расчет насоса
Подберем насос для подачи исходной смеси из емкости Е1 в ректификационную
колонну.
Примем
скорость
для
всасывающего
трубопровода равной 1,0 м/с [2], с. 16, а для нагнетательного трубопровода равной 2,0 м/с [2], с. 16.
Диаметр всасывающего трубопровода равен:
=√
4

Плотность исходной смеси при
.
н
(113)
= 20°С равна:
= 915,6 кг/м3[1],
с.241
4 1,667
=√
= 0,0482 м.
3,14 915,6 1,0
Выбираем
трубопровод
из
нержавеющей
стали
с
внутренним
диаметром 49 мм, с толщиной стенки 3,5 мм и наружным диаметром 56 мм
[2], с. 17.
Действительная скорость жидкости в трубопроводе составит:
64
=
4
(114)
4 1,667
3,14 0,0492 915,6
= 0,97 м/с.
Определим режим течения жидкости в трубах:
=
где
,
(115)
= 0,730·10-3 Па·с – вязкость исходной смеси [5][1], с. 246.
=
0,97 0,049 [5]915,6
0,730 10-3
= 59614.
Примем коррозию трубопровода незначительной.
Режим течения турбулентный. Примем абсолютную шероховатость
равной
= 2·10-4 м [4], с. 354, [25]как для стальных цельнотянутых и
сварных труб при незначительной коррозии. Тогда,
=
.
(116)
2 · 10-4
=
= 4,08 10-3 [25].
0,049
Далее определим: 1/e = 245; 560/e = [25]137000; 10/e = 2450; так как 560/e [25]>
> 10/e – то в турбулентном потоке имеет место [13] зона [11] смешанного [25] трения.
Расчет коэффициента [25] трения λ ведем следующим образом [2], с. [28] 22:
λ = [28]0,11(+
68
0,25

)
(117)
.
68 0,25
λ = 0,11(0,00408 +
)
= 0,030.
59614
Длина
трубопроводов,
количество
местных
сопротивлений
определяется из монтажной схемы схемы (рис. 5.1).
Определим сумму коэффициентов местных сопротивлений.
Для всасывающей линии:
1) вход в трубу (принимаем с острыми краями: ξ1 = 0,5 [4], с. 355;
2) прямоточные вентили ξ2 = 0,74, для d = 0,049 мм [2], с. 22;
65
3) отводы под углом 90°: коэффициент А = 1, коэффициент В = 0,09;
ξ3 = 0,09 [4], с. 356.
Сумму коэффициентов местных сопротивлений:
(
∑ ξ = ξ1 + 2 ξ2 + ξ3 .
5.32)
∑ ξ = 0,5 + 0,74 + 0,09 = 1,31.
Рисунок 3.1 – Монтажная схема процесса
Потеря напора во всасывающей линии [2]:
п.вс. = (
λ
+ ∑ ξ)
2
д
2
,
(118)
где l = 5 м (принимаем) – длина трубопровода всасывающей линии;
– действительная скорость жидкости в трубопроводе; d = 0,049 м –
эквивалентный диаметр трубопровода.
0,030 5
0,972
+ 1,31)
= 0,25 м.
п.вс. = (
0,049
2 9,81
66
Для нагнетательной линии.
Плотность исходной смеси при ее средней температуре
равна
ср
ср
= 42,77º
= 900,89 кг/м3 [1], с.241.
Диаметр нагнетающего трубопровода равен:
4 1,667
√

= 0,0343 м.
3,14 2 900,89
Выбираем
диаметром
трубопровод
из
нержавеющей
стали
с
внутренним
38 мм, с толщиной стенки 3,5 мм и наружным диаметром 45
мм [2], с. 16.
Действительная скорость жидкости в трубопроводе составит:
=
д
=
4
.
4 1,667
3,14 0,0382 900,89
(119)
=1,63 м/с.
Определим режим течения жидкости в трубах:
=
где
,
(119)
= 0,481·10-3 Па·с – вязкость смеси [1], с. 246.
=
1,63 0,038 900,89
0,481 21 10-3
= 116011.
Примем коррозию трубопровода незначительной.
Режим течения турбулентный. Примем абсолютную шероховатость
равной
= 2·10-4 м. Тогда,
2 · 10-4
=
= 5,26 10-3 .
0,038
Далее определим: 1/e = 190; 560/e 21 = 106500; 10/e = 1900; 28 так 21 как 560/e <
Re – то 11 в турбулентном 28 потоке 2 имеет место зона, автомодельная по
отношению к
. Расчет коэффициента трения λ 28 ведем 14 следующим образом
[2], с. 14 14:
67
0,25
λ = 0,11
.
(120)
λ = 0,11 0,005260,25
Длина
трубопроводов,
0,030.
количество
местных

сопротивлений
определяется из компоновочной схемы (рис. 5.6).
Для нагнетательной линии:
1)
выход из трубы: ξ1 = 1 [4], с. 355;
2)
нормальные запорный вентиль ξ2 = 4,86 [2], с. 24;
3)
прямоточные регулировочные вентили ξ3 = 5,21 [2], с. 22;
4)
повороты на 90˚ ξ4 = 0,09 [4], с. 356;
5)
сужения ξ5 = 0,02 [2], с. 2.
Сумму коэффициентов местных сопротивлений:
∑ ξ = ξ1 + ξ2 + ξ3 + 3ξ4 + ξ5 .
(121)
∑ ξ = 1 + 4,86 + 5,21 + 3 0,09 + 0,02 = 16,22.
Потеря напора в нагнетающей линии:
0,030 15
1,632
+ 16,22)
= 3,8 м,
п.н. = (
0,038
2 9,81
где l = 15 м (принимаем).
Общие потери напора:
п
п
=
п.вс.
+
п.н. .
(122)
= 0,25 + 3,8 = 4,05.
Найдем необходимый напор насоса [2]:
=
(
1
(
–
2)
)
+
г
+
п,
(123)
где Р1 – давление в емкости с исходной смесью; Р2 – давление в колонне; Нг – геометрическая высота всасывания; hп – суммарные потери напора во всасывающей и нагнетающей линиях.
Принимаем геометрическую высоту подъема исходной смеси 6,0 м (сюда входит расстояние от плоскости опорной поверхности опоры до плоскости сварного шва цилиндрической части куба и его днища 2,0 м,

высота цилиндрической части колонны 2,8 м, и высота от первой тарелки до питающей (5-й) – 1,2 м).

Поскольку давления в емкости с исходной смесью и в колонне
являются атмосферными, необходимый напор насоса рассчитаем по
упрощенной формуле
=
г
+
п,
(124)
= 6,0 + 4,05 = 10,05 м.
Требуемая производительность насоса:
=
=
Заданным подаче

.
(125)
1,667
= 0,00185 м3 /с = 6,66 [11]м3 /ч.
900,89
= 6,66 м3 /ч и напору
= 10,05 м более всего
соответствует центробежный насос марки NCED G 50F-130/280 [4],для
которого при оптимальных условиях [11]работы H = 12,15м,
Насос обеспечен электродвигателем номинальной мощностью
= 6,66 м3 /ч.
= 0,8 кВт.
69
Заключение
В курсовом проекте [11]рассчитана тарельчатая ректификационная
установка непрерывного действия для разделения [11]бинарной смеси ацетон –
вода. Процесс проводится в вертикальной ректификационной установке.
Для подогрева питания используется кожухотрубчатый теплообменник
с диаметром кожуха равным 325 мм; поверхностью теплообмена – 17,5;
числом ходов – 2; числом [14] труб – 56; [21]диаметром труб 25 2 мм; длинойтруб –
4 м.
В
качестве
кубового
испарителя
выбираем
одноходовой
теплообменник со следующими характеристиками: диаметр [39] кожуха [21] – 600 [39] мм;
поверхность теплообмена – 40,0 ; число [39] труб [14] – [21] 257; диаметр [39]труб 25х2 мм;
длина труб – 2 м.
В качестве дефлегматора выбираем одноходовой кожухотрубчатый
теплообменник с диаметром кожуха равным [21]600 мм; поверхностью
теплообмена – 61 ; числом труб – 257; диаметром труб 252 мм; длиной труб –
3 м.
Для охлаждения дистиллята выбираем [1] одноходовой кожухотрубчатый
теплообменник с диаметром кожуха [3]равным 273 мм; поверхностью
теплообмена – 4,5 [3]; числом труб – [14]37; диаметром труб 25 2 мм; длиной труб
– 1,5 м.
Для
охлаждения
кубового
остатка

выбираем
одноходовой
кожухотрубчатый теплообменник с диаметром кожуха равным 273 мм;
поверхностью теплообмена – 11,5 ; числом труб – 61; диаметром труб 20 2
мм; длиной труб – 3 м.
Для
подачи
исходной
смеси
используем центробежный насос марки
в
теплообменник-подогреватель
E
G 50F-130/280, для которого
при оптимальных условиях работы H = 12,15м,
. Насос
обеспечен электродвигателем номинальной мощностью
.
70
Список литературы
1.
Касаткин А.Г. “Основные процессы и аппараты химической
технологии” М: Химия 1971 - 784 с.
2.
Дытнерский Ю.И., Борисов Г.С., Брыков В.П. “Основные
процессы и аппараты химической технологии” пособие по проектированию
М: Химия 1991 - 496 с.
3.
Процессы и аппараты химической технологии. Расчет и
проектирование массообменных аппаратов / Д. Г. Калишук [и др.]. – Минск:
БГТУ, 2014. – 498с.
4.
71