Минобрнауки России

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение

высшего профессионального образования

«Санкт-Петербургский государственный технологический институт

(технический университет)»

|  |  |
| --- | --- |
| УГНС (код, наименование) | 240000-Химическая и биотехнология |
| Специальность (специализация) | Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов |
| Факультет | Химической и биотехнологии |
| Кафедра | Технологии нефтехимических и углехимических производств |

***Учебная дисциплина Основы проектирования и оборудование предприятий по переработке природных энергоносителей***

|  |  |
| --- | --- |
| Курс 4 | Группа 226 |

**КУРСОВОЙ ПРОЕКТ**

***Тема «Расчет бензольной колонны установки экстрактивной дистилляции по технологии GT-BTX»***

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Студент |  |  | М.П.Лаврентьев |
| (подпись, дата) |  | (инициалы,фамилия) |
| Руководитель |  |  | А.М.Сыроежко |
| (подпись, дата) |  | (инициалы,фамилия) |
| Оценка за курсовую работу |  |  |  |
|  |  | (подпись руководителя) |

Содержание

[Задание на курсовой проект 3](#_Toc448284938)

[Введение 4](#_Toc448284939)

[1. Краткое описание процесса GT-BTX компании GTC 5](#_Toc448284940)

[2. Материальный и тепловой балансы бензольной колонны, расчет ее параметров 6](#_Toc448284941)

[2.1 Материальный баланс колонны экстрактивной ректификации 7](#_Toc448284944)

[2.2 Материальный баланс бензольной колонны 8](#_Toc448284945)

[2.3 Расчет температуры продуктов в верхнем и нижнем сечении колонны 9](#_Toc448284946)

[2.4 Расчет мольной доли отгона сырья, поступающего в колонну 10](#_Toc448284947)

[2.5 Расчет флегмового числа 10](#_Toc448284948)

[2.6 Расчет числа теоретических тарелок колонны 11](#_Toc448284949)

[2.7 Расчет числа практических тарелок 12](#_Toc448284950)

[2.8 Тепловой баланс 13](#_Toc448284951)

[2.9 Расчет величин внутренних потоков пара и жидкости в колонне 17](#_Toc448284952)

[2.10 Предварительный расчет диаметра колонны 17](#_Toc448284953)

[2.11 Поверочный гидравлический расчет выбранной тарелки 20](#_Toc448284954)

[2.12 Построение диаграммы производительности тарелки 24](#_Toc448284955)

[2.13 Расчет высоты ректификационной колонны 25](#_Toc448284956)

[Заключение 26](#_Toc448284957)

[Приложение А. Бензольная колонна 27](#_Toc448284958)

[Список использованной литературы 28](#_Toc448284959)

# Задание на курсовой проект

Составить расчитать колонну ректификации бензола, входящую в состав установки экстрактивной дистилляции по технологии компании GTC, находящейся в эксплуатации в ПО «Киришинефтеоргсинтез».

Сначала необходимо составить материальный баланс колонны экстрактивной ректификации К-201, затем выполнить материальный баланс бензольной колонны К-301, сырьем для которой является кубовый продукт колонны К-201 за вычетом сольвента.

Производительность установки 150 тыс. т в год по сырью.

Состав сырья в массовых долях:

|  |  |
| --- | --- |
| н-бутан | 0,0094 |
| ∑С5 | 0,0389 |
| ∑i-C6 | 0,122 |
| метилциклопентан | 0,0312 |
| н-гексан | 0,1301 |
| бензол | 0,243 |
| ∑i-C7 | 0,395 |
| н-гептан | 0,0174 |
| толуол | 0,013 |

Состав растворителя «Тектив-100» в массовых долях:

|  |  |
| --- | --- |
| сульфолан | 0,89 |
| 3-метилсульфолан | 0,11 |

Отношение сырья к растворителю 1 : 2.

Давление, МПа :

К-301: верхнее сечение колонны – 0.139, секция питания – 0.158, нижнее сечение – 0.177

Содержание бензола в дистилляте К-201– 0,1 масс. %, в кубовом остатке К-201 – 10,7 масс.%. Содержание бензола в дистилляте К-301 – 99,9 масс. %, в кубовом остатке - < 1.0 масс. %.

# Введение

Повышение качества автомобильных бензинов и снижение удельных затрат в процессе производства нефтепродуктов – наиболее актуальные проблемы нефтепереработки. В соответствии с экологическими требованиями к автомобильным бензинам в них ограничено как общее содержание ароматических углеводородов, так и в особенности бензола, которое не должно превышать 1% об. Содержание бензола в основном компоненте российских бензинов – катализате риформинга бензиновых фракций – даже при условии предфракционирования сырья, то есть предварительного удаления из прямогонного сырья фракции н.к. 90 °С, обычно выше требуемой нормы. Это обусловлено протеканием при каталитическом риформинге побочных реакций гидродеалкилирования аренов и диспропорционирования метильных групп, а также недостаточной четкостью разделения при ректификации нефти и вторичной перегонки

На крупных НПЗ с ресурсами риформатов более 1.5 млн. т/год или при потреблении бензола непосредственно на заводе наиболее экономичное решение проблемы - выделение бензола методами экстрактивной ректификации или экстракции из бензольной фракции риформата. Этими методами выделяют бензол на ряде заводов, в частности, в ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез», где в 2012 г. введена в эксплуатацию установка экстрактивной ректификации по технологии американской фирмы GTC с использованием смешанного селективного растворителя «Тектив – 100» на которой из риформата фракции 62-105 °С выделяют арены С6-С8.

Целью данной курсовой работы является составление материального и теплового баланса бензольной колонны, входящей в состав установки экстрактивной дистилляции по технологии GT-BTX компании GTC, которая работает в ПО «Киришинефтеоргсинтез».

# Краткое описание процесса GT-BTX компании GTC

Технологическая схема процесса экстрактивной дистилляции ароматических углеводородов позволяет использовать сырье, как с высоким, так и с низким содержанием ароматики и включает следующие секции и блоки:

Секция 200 - блок экстрактивной дистилляции ароматических углеводородов

* блок колонны экстрактивной дистилляции
* блок колонны регенерации сольвента
* блок колонны восстановления сольвента
* блок колонны отпарки воды и контур циркуляции воды

Секция 300 - блок ректификации ароматического экстракта

* блок нагрева и очистки ароматического экстракта
* блок колонны ректификации бензола
* блок сбора и откачки товарного бензола

Секция 400 - вспомогательные системы

Сырьем установки является бензольный концентрат (фр. 62-85), основной продукт – товарный бензол.

Для курсовой работы необходимо составить материальный и тепловой баланс бензольной колонны К-301, входящей в состав секции 300. Рассмотрим данную колонну более подробно.

Продукт колонны экстрактивной дистилляции попадает в колонну регенерации сольвента, где от него отделяется растворитель. Ароматический экстракт затем подается в аппараты с отбеливающей глиной для очистки от примесей алкенов. После этого он направляется на охлаждение в межтрубном пространстве сырьевого теплообменника колонны К-301 до температуры 98 °С и подается на 36 тарелку колонны.

В колонне К-301 при температуре в верхней секции 91 °С, температуре в нижней секции 132 °С и давлении в верхней секции 39 кПа, давлении в нижней секции 77 кПа в процессе ректификации осуществляется выделение из ароматического экстракта бензола высокой степени частоты с массовой долей не менее 99,9 % в качестве бокового погона.

Пары верхнего продукта бензольной колонны К-301, представляющие собой смесь небольшого количества легких углеводородов, бензола и водно-бензольной азеотропной смеси, полностью конденсируются и переохлаждаются до температуры 40 °С в воздушном конденсаторе-холодильнике ХВ-301.

Сконденсированный верхний продукт бензольной колонны К-301 направляется в емкость орошения Е-303, где разделяется на жидкие углеводороды и водно-бензольную азеотропную смесь. Углеводородная фаза с температурой 40 °С полностью возвращается на первую тарелку бензольной колонны К-301 в качестве потока орошения.

Основной продукт установки – товарный бензол, выводится с 5 й тарелки бензольной колонны К-301 в качестве бокового погона. После охлаждения до температуры 40 °С в водяном холодильнике Х-301 бензол направляется в одну из промежуточных емкостей товарного бензола Е-304, Е-305.

Для поддержания теплового баланса колонны К-301 используется вертикальный термосифонный рибойлер Т-302, в который в качестве теплоносителя подается водяной пар среднего давления.

Нижний продукт колонны К-301, состоящий в основном из толуола и более тяжелых ароматических углеводородов, после охлаждения в водяном холодильнике Х-302 с температурой 40 °С и давлением 0,6 МПа выводится по линии С-7 в цех №3 ООО «КИНЕФ» или по линии фракции 62-85 °С на установку ЛГ-35-8/300Б.

# Материальный и тепловой балансы бензольной колонны, расчет ее параметров

Для составления материального баланса бензольной колонны необходимо сначала определить состав смеси, которая на нее подается. Так как данные о компонентном составе были получены для сырья колонны экстрактивной ректификации, необходимо составить материальный баланс сначала для этой установки. Состав питания бензольной колонны – кубовый продукт колонны экстрактивной ректификации за вычетом растворителя, который выделяется из смеси в колонне регенерации.

В качестве основного пособия были использованы методические указания [1]. Вычисления были проведены в программном пакете инженерных расчетов PTC Mathcad 15.



## Материальный баланс колонны экстрактивной ректификации

В задании на расчет материального баланса указано содержание бензола в дистилляте и кубовом остатке, при составлении материального баланса колонны используем метод ключевых компонентов. Н-гептан – легкокипящий компонент, бензол – тяжелокипящий компонент. Материальный баланс составлен с учетом растворителя, содержащего сульфолан и 2-метилсульфолан в соотношении 89% к 11%. Весь растворитель уходит в кубовый остаток.

Система уравнений материального баланса колонны:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (1) |

Из предположения, что в дистилляте присутствуют наиболее легколетучие компоненты, с учетом системы уравнений материального баланса найдены расходы и составы дистиллята и кубового остатка. Данные приведены в таблице 1.

Проверка баланса по ключевым компонентам:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (2) |

Для безнола:

Для гептана:

Таблица 1. Материальный баланс колонны экстрактивной ректификации

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Углеводород | xF, масс.д. | F, кг/ч | x’F, мол. д. | yD, масс. д. | D, кг/ч | y’D, мол. д. | xW, масс. д. | W, кг/ч | x’W, мол. д. |
| н-бутан | 0.0031 | 160.96 | 0.0058 | 0.0126 | 160.96 | 0.0199 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 |
| ∑С5 | 0.0130 | 666.10 | 0.0194 | 0.0522 | 666.10 | 0.0664 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 |
| ∑i-C6 | 0.0407 | 2089.04 | 0.0509 | 0.1639 | 2089.04 | 0.1744 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 |
| метилциклопентан | 0.0104 | 534.25 | 0.0133 | 0.0419 | 534.25 | 0.0457 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 |
| н-гексан | 0.0434 | 2227.74 | 0.0543 | 0.1747 | 2227.74 | 0.1859 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 |
| ∑i-C7 | 0.1317 | 6763.70 | 0.1417 | 0.5305 | 6763.70 | 0.4855 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 |
| н-гептан | 0.0058 | 297.95 | 0.0062 | 0.0231 | 294.08 | 0.0211 | 0.0001 | 3.86 | 0.0001 |
| бензол | 0.0810 | 4160.96 | 0.1118 | 0.0010 | 12.75 | 0.0012 | 0.1074 | 4148.21 | 0.1575 |
| толуол | 0.0043 | 222.60 | 0.0051 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 | 0.0058 | 222.60 | 0.0072 |
| сульфолан | 0.5933 | 30479.45 | 0.5325 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 | 0.7892 | 30479.45 | 0.7520 |
| 3-метилсульфолан | 0.0733 | 3767.12 | 0.0589 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 | 0.0975 | 3767.12 | 0.0832 |
| итого | 1.0000 | 51369.86 | 1.0000 | 1.0000 | 12748.61 | 1.0000 | 1.0000 | 38621.25 | 1.0000 |

## Материальный баланс бензольной колонны

Кубовый продукт колонны экстрактивной ректификации поступает на колонну выделения регенерации сольвента из смеси углеводородов. Верхний продукт колонны регенерации сольвента, содержащий н-гептан, бензол и толуол проходит очистку активированной глиной и направляется в бензольную колонну.

Будем считать, что сульфолан и 3-метилсульфолан на этом этапе полностью выделены из нашей смеси. Материальный баланс бензольной колонны составляется аналогично по уравнению 1. Легкокипящий ключевой компонент – бензол, высококипящий – н-гептан. Состав исходной смеси и продуктов колонны приведены в таблице 2.

Таблица 2. Материальный баланс бензольной колонны

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Углеводород | xF, масс.д. | F, кг/ч | x’F, мол. д. | yD, масс. д. | D, кг/ч | y’D, мол. д. | xW, масс. д. | W, кг/ч | x’W, мол. д. |
| бензол | 0.9482 | 4148.21 | 0.9558 | 0.9996 | 4145.94 | 0.9993 | 0.0100 | 2.27 | 0.0118 |
| н-гептан | 0.0009 | 3.86 | 0.0007 | 0.0004 | 3.86 | 0.0007 | 0.0097 | 2.20 | 0.0089 |
| толуол | 0.0509 | 222.60 | 0.0435 | 0.0000 | 0.00 | 0.0000 | 0.9803 | 222.60 | 0.9793 |
| итого | 1.0000 | 4374.68 | 1.0000 | 1.0000 | 4147.60 | 1.0000 | 1.0000 | 227.08 | 1.0000 |

Проведем проверку материального баланса по уравнению (2):

Для бензола:

Для толуола:

## Расчет температуры продуктов в верхнем и нижнем сечении колонны

Температура в верхнем сечении колонны рассчитывается таким образом, чтобы выполнялось условие для жидкой фазы, равновесной с парами дистиллята :

|  |  |
| --- | --- |
|  | (3) |

Температура в нижнем сечении колонны рассчитывается из условия для паровой фазы, равновесной с кубовым остатком:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (4) |

Константы фазового равновесия компонентов Кi можно определять по номограмме Уинна-Хэддена, но при давлении Р < 1 МПа углеводородные системы можно считать в первом приближении подчиняющимися законам Рауля и Дальтона, рассчитывая значения Кi по формуле :

|  |  |
| --- | --- |
| *Кi = Рi0 / P* | (5) |

Давление насыщенного пара индивидуальных углеводородов Рi0 может быть рассчитано по уравнению Антуана:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (6) |

константы которого приведены в таблице 3.

Таблица 3. Константы уравнения Антуана [2]

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Углеводород | А | В | С |
| бензол | 4,03129 | 1214,645 | 221,205 |
| гептан | 4,01946 | 1266,871 | 216,757 |
| толуол | 4,07427 | 1345,087 | 219,516 |

Результаты расчета температуры в верхнем и нижнем сечении:





## Расчет мольной доли отгона сырья, поступающего в колонну

Расчет мольной доли отгона сырья при температуре и давлении в секции питания проводится с использованием уравнений Трегубова:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (7) |
|  | (8) |

Следует отметить, что температура и давление однократного испарения сырья должны обеспечивать его двухфазное состояние. Для этого необходимо одновременное выполнение двух условий:  и .

Результаты расчета мольной доли отгона сырья и составов жидкой и паровой фаз при полученном значении  **=** 0,94 приведены в таблице 4.

Таблица 4. Результаты расчета мольной доли отгона сырья

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| X'f | Xi | Yi |
| 0.9558 | 0.9060 | 0.9592 |
| 0.0007 | 0.0011 | 0.0007 |
| 0.0435 | 0.0929 | 0.0402 |

## Расчет флегмового числа

Минимальное флегмовое число рассчитывается с использованием уравнений Андервуда:

|  |  |
| --- | --- |
| ; | (9) |
|  | (10) |

Средние геометрические значения коэффициентов относительной летучести α*i* по отношению к наиболее высококипящему компоненту (ВКК) сырья рассчитываются по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (11) |

Вспомогательный коэффициент θ подбирается методом последовательных приближений, при этом должно выполняться условие:

*α*ТКК < θ < *α*ЛКК

Поэтому в качестве начального приближения следует выбрать значение θ, лежащее в пределах от *α*ТКК до *α*ЛКК (рекомендуется θ(0) **=**). В противном случае полученный корень уравнения не будет иметь физического смысла.

Принимаем θ = 1.41.

|  |  |
| --- | --- |
|  | (12) |

С учетом коэффициента избытка флегмы рабочее флегмовое число:

|  |  |
| --- | --- |
| R = 1.4.Rmin = 1.4.0,893 = 1.25 | (13) |

## Расчет числа теоретических тарелок колонны

Минимальное число теоретических тарелок, соответствующее бесконечно большому флегмовому числу, рассчитывается по уравнению Фенске:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (14) |

Число теоретических тарелок, соответствующее рабочему флегмовому числу, может быть определено по графику Джиллиленда или рассчитано с использованием уравнения, аппроксимирующего графическую зависимость Джиллиленда:

|  |  |
| --- | --- |
| *N=*28.63 | (15) |

Метод Фенске – Джиллиленда используется и для расчета числа теоретических тарелок в отгонной и укрепляющей секции колонны. Минимальное число теоретических тарелок в отгонной секции рассчитывается по уравнению:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (16) |



*Nукр=N-Nотг=*28,63-23,96=4,67

Средняя погрешность расчета числа теоретических тарелок методом Фенске – Джиллиленда равна 7%, а средняя погрешность расчета коэффициента полезного действия практической тарелки при ректификации многокомпонентных смесей, как правило, еще выше. Метод Фенске – Джиллиленда обеспечивает точность, достаточную для инженерных расчетов.

## Расчет числа практических тарелок

Коэффициент полезного действия практической тарелки ректификационной колонны зависит от эффективности тарелок и от свойств разделяемой смеси, прежде всего от вязкости: чем она ниже, тем эффективнее осуществляются массообменные процессы и тем выше к.п.д. тарелки.

Для расчета к.п.д. тарелок применяется упрощенное эмпирическое уравнение:

|  |  |
| --- | --- |
| η = 0.17 – 0.616 lgμ, | (17) |

где μ - динамическая вязкость разделяемой смеси в жидкой фазе при средней температуре в колонне, в сантипуазах.

Как известно, вязкость – свойство, не являющееся аддитивным. Поэтому в качестве допущения примем в качестве основных компонентов при расчете вязкости смеси в отгонной секции толуол, а в укрепляющей секции – бензол.

Вязкость компонентов в зависимости от средней температуры Т(К) рассчитывается по уравнению:

|  |  |
| --- | --- |
| lgμ = | (18) |

Значения констант для толуола: А = 467.33, В = 255.24; для бензола: А = 545.64, В = 265.34.

При средней температуре потоков в отгонной секции

Т*отг.* = (130,8 + 97,3) / 2 +273,15 = 387,1K

lgμ = 467.33 

Средний к.п.д. тарелок отгонной секции колонны:

ηотг = 0.17 – 0.616 (− 0.624) = 0.554

Число практических тарелок в колонне рассчитывается по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| N пр = N / η | (19) |

Для отгонной секции колонны

N протг. = 23,96 / 0.554 = 43,23 ≈ 44

Аналогично с использованием значения динамической вязкости основного компонента укрепляющей секции рассчитывается число практических тарелок в этой секции колонны.

При средней температуре потоков в укрепляющей секции

Тукр = ( 90,73+ 97,78) / 2 + 273,15= 367,2 К

lgμ = 545.64 

ηукр = 0.17 – 0.616 (− 0.57) = 0.521

Для укрепляющей секции колонны

Nпрукр = 4,67 / 0.521 = 8,95 ≈ 9

Общее число тарелок в колонне

|  |  |
| --- | --- |
| Nпр = N протг. + Nпрукр= 44 + 9 = 53 | (20) |

## Тепловой баланс

Уравнение теплового баланса колонны без учета теплопотерь в окружающую среду:

|  |  |
| --- | --- |
| QF + QB = QD + QW + Qd, | (21) |

где QF  − приход тепла с сырьем;

QB − количество тепла, которое необходимо подвести в кипятильник;

QD − количество тепла, которое отводится с дистиллятом;

QW − количество тепла, которое отводится с кубовым остатком;

Qd − количество тепла, которое отводится наверху колонны, например в холодильнике – конденсаторе.

Приход тепла с сырьем рассчитывается по уравнению:

|  |  |
| --- | --- |
| QF = F (1 – e) *i*Fж + F e *i*Fn , | (22) |

где *i*Fж, *i*Fn – энтальпия жидкой и паровой фаз сырья при температуре сырья.

Если орошение в колонне создается с использованием холодильника – конденсатора, то Qd рассчитывается из уравнения теплового баланса холодильника – конденсатора:

|  |  |
| --- | --- |
| Qd = D (R + 1) (*i*вn – *i*х.орж ), | (23) |

где *i*вn , *i*х.орж – энтальпия дистиллята в паровой фазе при температуре верхнего сечения колонны и жидкого дистиллята при температуре холодного орошения.

Примем температуру холодного орошения t х. ор. = 40 °С. Для расчета энтальпий потоков в жидкой и паровой фазах необходимы значения мольных теплоемкостей и энтальпий испарения компонентов.

Мольная теплоемкость паров индивидуальных углеводородов рассчитывалась по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| Cp = a + bT + cT2 + dT3 | (24) |

Таблица 5. Константы уравнения для расчета Ср, кал/(моль ⋅ К)

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Углеводород | a | b | c | d |
| бензол | -8,101 | 0,1133 | -7,206E-05 | 1,703E-08 |
| гептан | -1,229 | 0,1504 | -8,388E-05 | 1,817E-08 |
| толуол | -5,817 | 0,1224 | -6,605E-05 | 1,173E-08 |

Мольная теплоемкость компонентов в жидком состоянии рассчитывалась по формуле:

|  |  |
| --- | --- |
| Ср = А – В ⋅ 10-3 Т + С ⋅ 10-6Т2 | (25) |

Таблица 6. Константы уравнения для расчета Ср, Дж / (моль ⋅ К)

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Углеводород | А | В | С | Тмин, К | Тмакс, К |
| бензол | 155,63 | 271,05 | 675,08 | 279 | 478 |
| гептан | 211,96 | 229,93 | 903,05 | 183 | 459 |
| толуол | 147,04 | 114,05 | 489,67 | 178 | 504 |

Значения мольных теплоемкостей углеводородов в жидком состоянии, при температуре холодного орошения (40оС), сырья (97,3оС) и нижнего сечения колонны (130,8оС), приведены в таблице 7.

Таблица 7. Значения Ср жидких углеводородов, Дж / (моль ⋅ К)

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Углеводород | 313.15 K | 370.45 K | 403.95 K |
| бензол | 147.86 | 136.95 | 156.30 |
| гептан | 250.71 | 228.51 | 266.44 |
| толуол | 171.99 | 159.34 | 180.87 |

Мольные теплоемкости углеводородов в паровой фазе при температуре верхнего сечения и сырья приведены в таблице 8.

Таблица 8. Значения Ср углеводородов в паровой фазе, Дж / (моль ⋅ К)\*

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Углеводород | 363.88 K | 370.45 K |
| бензол | 104.04 | 102.19 |
| гептан | 199.14 | 196.26 |
| толуол | 130.04 | 127.88 |

\*Значения Ср пересчитаны в Дж / (моль ⋅ К), исходя из соотношения 1 кал = 4.187 Дж

Значения теплот испарения углеводородов найдены интерполяцией величин *ΔНисп*., приведенных в справочнике [2] при температурах, кратных 10 °С (табл.4.20).

Таблица 9. Теплоты испарения углеводородов

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Углеводород | 90.73 °C | 97.30 °C | 130.80 °C |
| кДж/моль | кДж/моль | кДж/моль |
| бензол | 30.15 | 29.76 | 27.66 |
| гептан | 32.36 | 31.92 | 29.54 |
| толуол | 34.67 | 34.31 | 32.40 |

Энтальпия жидкой фазы сырья индивидуальных углеводородов (*Дж/моль*):

|  |  |
| --- | --- |
|  | (26) |

Энтальпия паровой фазы сырья индивидуальных углеводородов (*Дж/моль*):

|  |  |
| --- | --- |
|  | (27) |

Мольный расход сырья:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (28) |

Расход жидкой фазы сырья:

|  |  |
| --- | --- |
| Fж = F (1−е) = 55.56 (1 − 0.94) = 3.50 *кмоль/ч* | (29) |

Расход паровой фазы сырья:

|  |  |
| --- | --- |
| Fn = F ⋅ e = 55,56 ⋅ 0.94 = 52,06 *кмоль/ч* | (30) |

Приход тепла с сырьем:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (31) |

Мольный расход дистиллята:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (32) |

Энтальпия дистиллята в паровой фазе при температуре верхнего сечения колонны:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (33) |

Энтальпия дистиллята при температуре холодного орошения:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (34) |

Количество тепла, отводимое в холодильнике-конденсаторе:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (35) |

Расход тепла с дистиллятом при температуре холодного орошения:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (36) |

Мольный расход кубового остатка:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (37) |

Энтальпия кубового остатка:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (38) |

Расход тепла с кубовым остатком:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (39) |

Количество тепла, которое необходимо подвести в кипятильник колонны, с учетом теплопотерь в окружающую среду:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (40) |

## Расчет величин внутренних потоков пара и жидкости в колонне

Расход пара, проходящего через верхнее сечение укрепляющей секции колонны:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (41) |

Расход жидкости, стекающей вниз через верхнее сечение укрепляющей секции колонны:



Расход пара в произвольном сечении отгонной секции колонны можно рассчитать:



Расход жидкости в нижнем сечении отгонной секции колонны:

+ W = 

## Предварительный расчет диаметра колонны

Примем расстояние между клапанными тарелками Н = 500 мм, высоту сливной перегородки hc = 45 мм, ориентировочную величину динамического подпора жидкости над сливной перегородкой Δhg = 50 мм.

Линейная скорость паров в точке «переброса» жидкости рассчитывается по уравнению:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (42) |

где σ – поверхностное натяжение на границе пар – жидкость при рабочих условиях, дин/cм;

ρп – плотность пара, кг/м3;

А, В, С – коэффициенты, зависящие от типа тарелок.

Для клапанных тарелок А = 36.6, В = 4.1, С = 0.62.

Для верхнего сечения колонны, считая, что пары верхнего продукта состоят практически из бензола, σ = 20 дин/cм (рассчитано из Tкр).

Плотность паров в верхнем сечении рассчитывается по формуле :

|  |  |
| --- | --- |
|  | (43) |

где М – средняя молекулярная масса дистиллята.

м/c

Объемная нагрузка по пару в верхнем сечении колонны:

|  |  |
| --- | --- |
| м3/с | (44) |

Рабочая площадь тарелки:

|  |  |
| --- | --- |
| м2 | (45) |

Допускаемая скорость жидкости в сливном устройстве:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (46) |

При малой интенсивности пенообразования, характерной для ректификации углеводородных смесей при Р ≥ 0.1МПа, const = 300мм.

 м/с

Площадь сливных устройств:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (47) |

Объемная нагрузка по жидкости:

|  |  |
| --- | --- |
|  | (48) |

Плотность жидкости в верхнем сечении при температуре верха tв ρж = 802 кг/м3.

м3/ч

м2

Аналогичные расчеты проводятся для нижнего сечения колонны. Основной компонент кубового остатка – толуол. Поверхностное натяжение при tH = 130°C, рассчитанное экстраполяцией по справочным данным, σ = 15 дин/см.

Плотность паров в нижнем сечении колонны рассчитывается:

кг/м3

Линейная скорость паров в точке «переброса» жидкости:

м/с

Объемная нагрузка по пару:

м3/c

Рабочая площадь тарелки:

м2

Допускаемая скорость жидкости в сливном устройстве остается равной:

м/c

Плотность жидкости в нижнем сечении при 130,8°С: ρж = 763,5 кг/м3.

Объемная нагрузка по жидкости:

м3/с

Площадь сливных устройств:

м2

Диаметр колонны выбирается по двум параметрам – Sp и Scл . Рабочая площадь тарелки и площадь сливных устройств для верхнего и нижнего сечений колонны различаются незначительно.

Выбираем следующие параметры клапанной прямоточной тарелки ВНИИНЕФТЕМАШа по ОСТ 26—02—1401—76 :

диаметр колонны – 1.0 м;

шифр тарелки – А;

рабочая площадь тарелки Sp = 0,50 м2;

периметр слива В = 0,84 м;

площадь слива Sсл = 0,14 м2;

длина пути жидкости LT = 0,35м;

доля живого сечения при шаге между рядами отверстий to = 50мм fo = 0,120;

межтарельчатое расстояние Н = 500мм.

Диаметр тарелок выбран одинаковым для укрепляющей и отгонной секций колонны.

## Поверочный гидравлический расчет выбранной тарелки

Проведем гидравлический расчет тарелки для верхнего сечения колонны.

1. Определение минимальной нагрузки по жидкости и проверка на отсутствие конусообразования.

Удельная нагрузка по жидкости:

м2/ч

Динамический подпор жидкости над сливной перегородкой:

мм

Минимально допустимая величина для клапанных тарелок мм. Условие выполняется, т.е. нежелательного явления конусообразования (отталкивания жидкости от отверстий) не должно проявляться.

1. Определение величины уноса жидкости парами

Отношение объемного расхода паров к рабочей площади тарелки:

м/c

Высота пены на тарелках:



где A = 59.5, B = 2.2, C = 1.74 для клапанных тарелок.

мм

Условие < H выполняется.

Рассчитывается комплекс



Удельный унос жидкости:



где для клапанных тарелок D = 1.72, α = 1.38.



Объемный расход жидкости с учетом уноса:

м3/ч

1. Проверка на захлебывание сливного устройства

Отношение скорости жидкости в сливе к площади слива:

м/с

Условие м/c выполняется.

Отношение скорости жидкости в зазоре под сливным стаканом к поперечному сечению зазора:



где  - зазор под сливным стаканом.

Для создания гидрозатвора должно выполняться условие hc > ; для атмосферных колонн принимается  = 0.032 м.

м/c

Условие  < 0.45м/c выполняется.

1. Проверка на захлебывание тарелки (переброс)

Удельная нагрузка по жидкости и динамический подпор жидкости с учетом уноса:

м2/ч

мм

Скорость паров в точке переброса рассчитывается по уточненной формуле:



где А и В – коэффициенты к уравнению (42).

м/с

Объемная нагрузка по пару в точке переброса:

м3/с

Условие > (V = 0,72) м3/с выполняется.

1. Проверка на отсутствие провала жидкости

Скорость паров в режиме провала для клапанных тарелок:



где С – константа, зависящая от LT ; при LT ≤ 1.5м С = 0.16.

м/c

Объемный расход паров на нижней границе эффективной работы тарелки:



где площадь прохода паров

м2

м3/c

Условие < V выполняется.

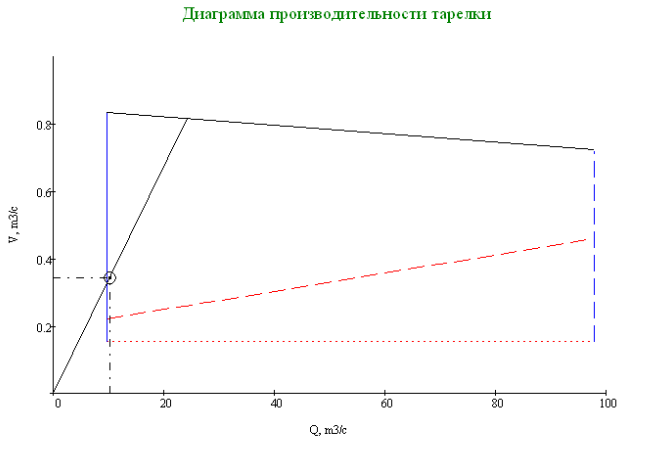
Минимальная нагрузка по пару в устойчивом режиме работы:

м3/с

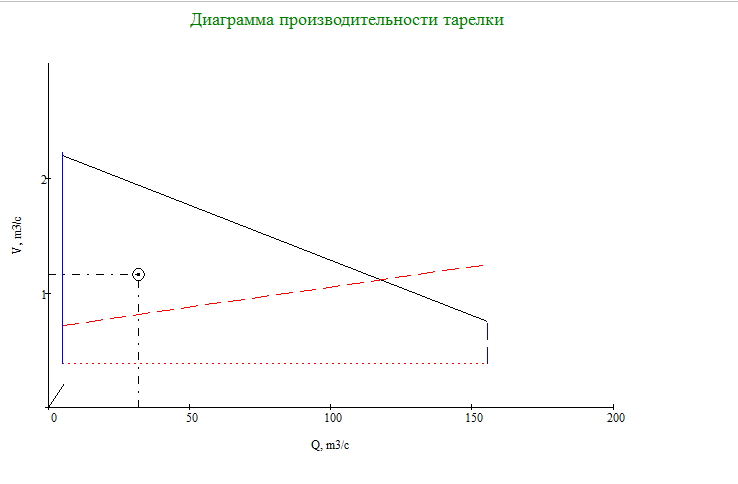
Условие < V соблюдается.

## Построение диаграммы производительности тарелки

Для верхней части колонны:



Для нижней части колонны:



\_\_ \_\_ \_\_ Линия пропускной способности слива по жидкости

\_\_\_\_\_\_\_ Линия переброса (кривая захлебывания тарелки)

\_\_ \_ \_\_ Линия эффективной работы тарелки (1-я линия провала)

------------ Линия устойчивой работы тарелки (2-я линия провала)

\_\_\_\_\_\_\_ Линия минимальных нагрузок по жидкости

о Рабочая точка (отвечает рабочей нагрузке укрепляющей секции колонны по жидкости и пару)

\_\_\_\_\_\_\_ Рабочая линия (соединяет рабочую точку с началом координат)

## Расчет высоты ректификационной колонны

Полная высота колонны рассчитывается по уравнению:

|  |  |
| --- | --- |
| Hк = h1+(Nукр-1) H + h2 + (Nотг – 1) H + h3 + h4 | (49) |

где h1 – расстояние от верхнего днища до первой ректификационной тарелки;

h1 ≥ 0.5D;

Nукр и Nотг – число тарелок в укрепляющей и отгонной секциях;

h2 – высота секции питания; h2 = 0.8 – 1.2 м;

h3 – расстояние между нижней тарелкой колонны и нижним днищем;

h4 – высота опорной части колонны; h4 = 4 – 5 м.

Величина h3 рассчитывается с учетом необходимого запаса жидкости на случай прекращения подачи сырья в колонну. Необходимый для этого объем нижней части колонны рассчитывается по формуле:



где  - объемный расход кубового остатка, м3/ч;

 - запас времени (0.2 – 0.3 ч).

 м3/ч

м3

м

Hк = 1 + (9 – 1) 0.5 + 1.0 + (44 – 1) 0.5 + 0,076 + 4.0 = 31,58 м

# Заключение

Был составлен материальный и тепловой баланс бензольной колонны установки экстрактивной дистилляции по технологии компании GT-BTX производительностью 150 тыс. т в год по сырью.

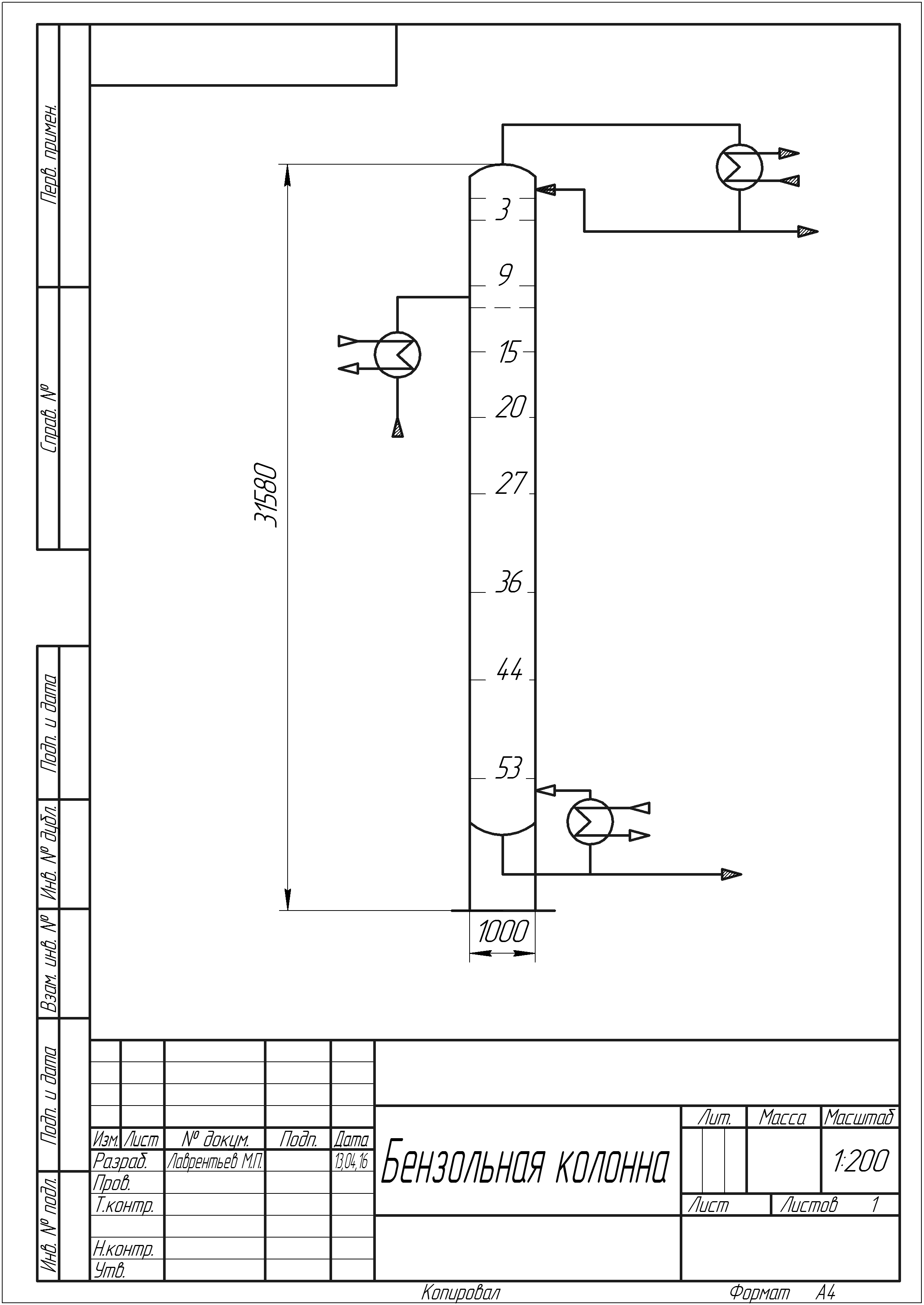
Верхний продукт колонны – практически чистый бензол (>99.9%), кубовый – в основном, толуол (98%).

Для работы колонны необходимо в куб подводить количество теплоты равное .

Количество тарелок в отгонной части колонны равно 44, в укрепляющей – 9.

Диаметр колонны – 1 м, постоянный по высоте. Были выбраны клапанные прямоточные тарелки ВНИИНЕФТЕМАШа диаметром 1 м, шифр тарелки Ф, с рабочей площадью 0,5 м2. Суммарная высота колонны составила 31,58 м.

# Приложение А. Бензольная колонна



# Список использованной литературы

1. Гайле, А.А. Расчет ректификационных колонн. Учебное пособие. / А.А. Гайле, Б.В. Пекаревский - СПбГТИ(ТУ) . Санкт-Петербург, 2007, – 86с.
2. Татевский, В.М. Физико – химические свойства индивидуальных углеводородов. / В.М. Татевский. – М.: Госпотехиздат, 1960. – 414 с.
3. Гайле, А.А. Процессы разделения и очистки продуктов переработки нефти и газа: Учебное пособие/А.А. Гайле, В.Е. Сомов. - СПб.: Химиздат, 2012. 376 с.
4. Гайле, А.А. Курсовое и дипломное проектирование процессов нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности: учебное пособие. Часть 1. Современное состояние и перспективы российской нефтяной, газовой, нефтегазоперерабатывающей и нефтегазохимическиой промышленности/ А.А. Гайле, Н.В. Кузичкин. - СПб: СПбГТИ(ТУ), 2013. - 108 с.
5. Потехин, В.М. Основы теории химических процессов технологии органических веществ и нефтепереработки: Учебник ля вузов/ В.М. Потехин, В.В. Потехин. – СПб: Химиздат, 2005. – 912 с.