

МИНОБРНАУКИ РОССИИ

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ
Н.Г.ЧЕРНЫШЕВСКОГО»

Кафедра нефтехимии и техногенной безопасности

**Оптимизация режима работы колонны разделения изопентан-
пентановой фракции**

АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВАРСКОЙ РАБОТЫ

студента 4 курса 431 группы
направления 18.03.01 «Химическая технология»
код и наименование направления, специальности
Института химии

Шувалова Андрея Владимировича

Научный руководитель

К.х.н., доцент

должность, уч. степень, уч. звание

подпись, дата

И.А. Никифоров

инициалы, фамилия

Зав. кафедрой

Д.х.н., профессор

должность, уч. степень, уч. звание

подпись, дата

Р.И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Саратов 2022

ВВЕДЕНИЕ

В конечном счете целью моделирования химико-технологического процесса является его наилучшая реализация, его оптимизация. Современный этап развития химической технологии, как и вообще всех технических наук, характеризуется принципиально, новой постановкой задачи оптимизации. Разумеется, человек всегда старался организовать свою деятельность так, чтобы результаты ее были наилучшими. Но в прежние, причем совсем недавние, времена, еще два-три десятка лет назад, задачи оптимизации отдельных производств и отдельных этапов производства решались изолированно одна от другой. При этом в большинстве случаев при решении вопроса, какой вариант, какой режим является оптимальным, огромную, часто решающую роль играли опыт и интуиция исследователя, проектировщика, эксплуатационника. Объяснялось это большой сложностью технологических процессов, чрезвычайным обилием и разнообразием взаимосвязей внутри каждого процесса. Для эффективного решения задачи оптимизации необходимо оценить влияние всех этих взаимосвязей и сравнить колоссальное число возможных вариантов организации технологии. Возможность такой оценки и такого сравнения на основе традиционных методов отсутствовала. Поэтому столь большая роль отводилась интуиции человека, и поэтому оптимизация процессов осуществлялась столь неэффективно. Очень часто на стадии разработки выбирался далеко не лучший вариант, и после пуска производства начинались бесчисленные переделки: ощупью искали пути улучшения процесса. Нередко эти переделки растягивались на 10-15 лет. К сожалению, такой метод оптимизации полностью еще не изжит. Но он стал уже анахронизмом. Развитие кибернетики науки об управлении сложными системами, широкое распространение быстродействующей вычислительной техники привели к формированию оптимизации как целостного научного направления с едиными методами, применимыми к самым разнообразным областям техники. Разработка современного химико-технологического процесса включает оптимизацию как совершенно необходимый этап. [1]

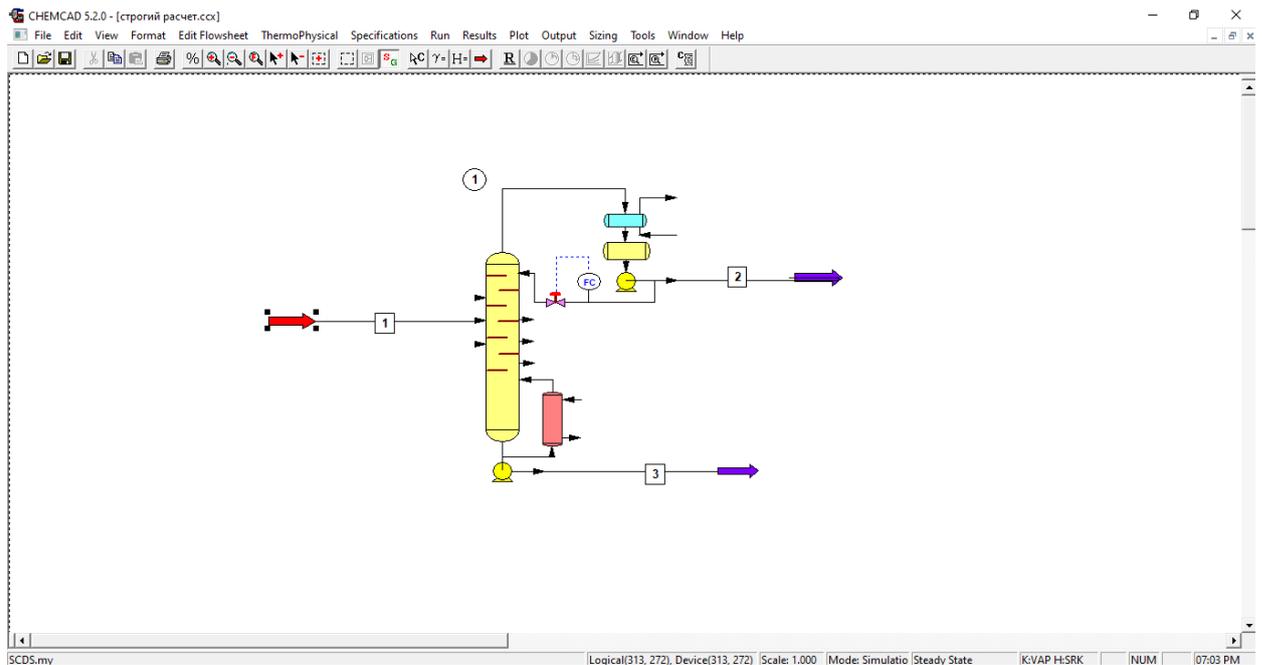
Основное содержание работы

Разработка модели

Для проведения оптимизации режима работы колонны разделения изопентан - пентановой фракции используем программу Chemcad.

Процесс моделирование разделим на этапы:

1) Построение исследуемой колонны



1 поток – питающий поток

2 поток – выход изопентановой фракции

3 поток – кубовый остаток (Пентан – гексановая фракция)

2) Ввод параметров входящего потока

СHEMКАД 5.2.0 - [строгий расчет.ccx]

File Edit View Format Edit Flowsheet ThermoPhysical Specifications Run Results Plot Output Sizing Tools Window Help

Flash Comp List Cancel OK

Поток №	1
Название потока	
Темп С	140
Давл bar	4.5
Доля пара	1
Энтальп MJ/h	-34351.34
Общ. расх.	18748
Размерн общ.расх	kg/h
Comp unit	kg/h
N-Butane	35
I-Pentane	7266
N-Pentane	6423
N-Hexane	5024

SCDS.my Logical(358, 273), Device(358, 273) Scale: 1.000 IMode: Simulatio Steadv State K/VAP H:SRK INUM 07:03 PM

3) Ввод основных параметров колонны

СHEMКАД 5.2.0 - [строгий расчет.ccx]

File Edit View Format Edit Flowsheet ThermoPhysical Specifications Run Results Plot Output Sizing Tools Window Help

SCDS - Модуль строгого расчета ректификации и абсорбции с химической реакцией (SCDS) -

Основные параметры | Тепловой и материальный баланс | Сходимость | Оценка затрат 1 | Оценка затрат 2

Основные параметры моделирования ID: 1

Тип конденсатора 0 Полный или без конденсатора

Используемая модель 0 Обычная модель ПХР

Для конденсатора со сливом:

Верхняя фракция слива (alpha)

Нижняя фракция слива (beta)

Ректификация с химической реакцией

Эффективность тарелок:

Первая тарелка

Последняя тарелка

Расчет трехфазной системы (опция):

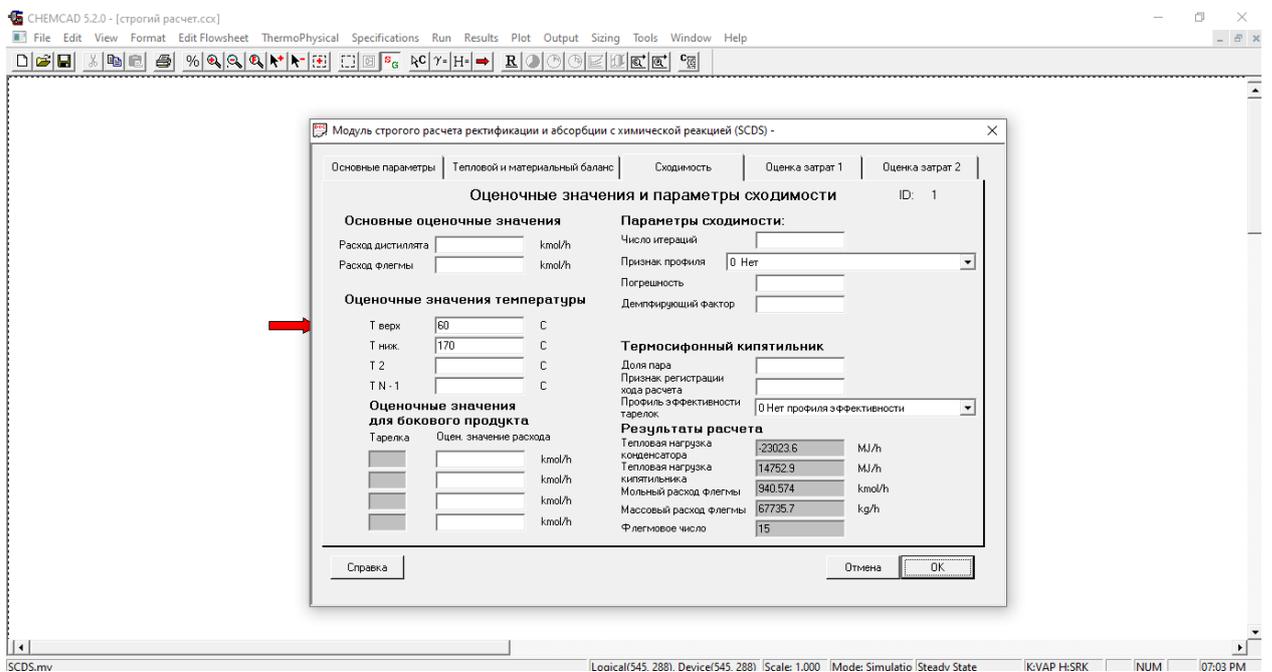
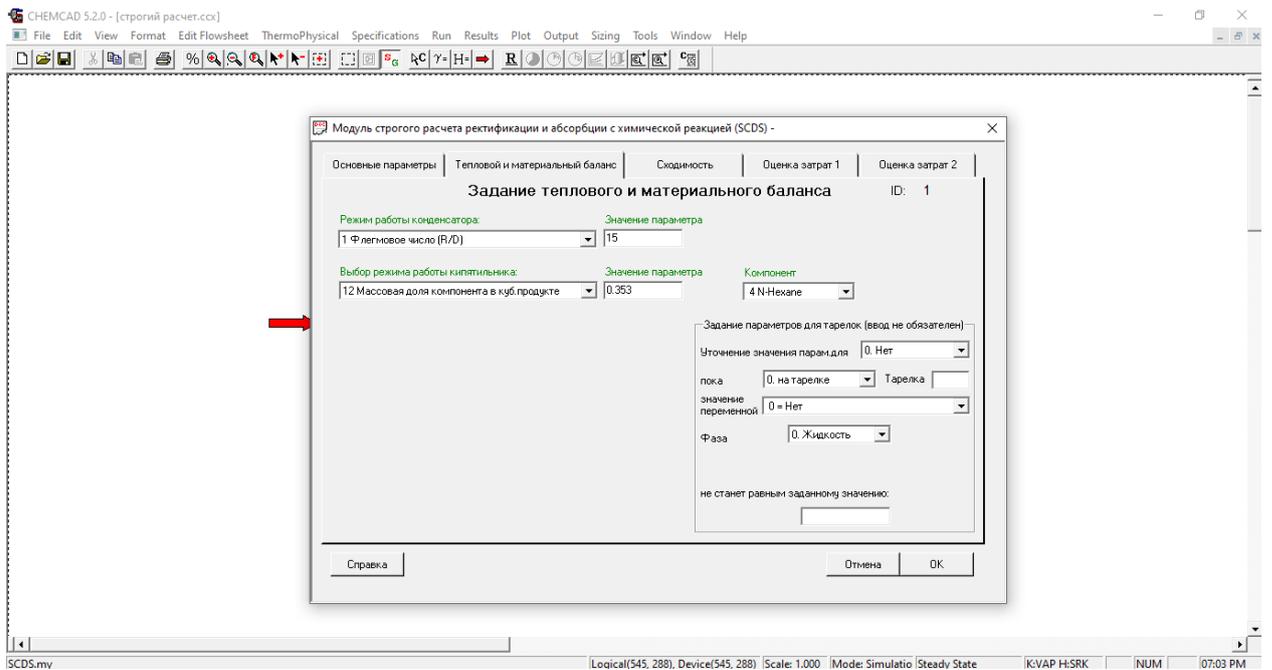
Использовать локальную модель трехфазной системы

Три фазы с тарелки номер

Три фазы до тарелки номер

Справка Отмена OK

SCDS.my Logical(545, 288), Device(545, 288) Scale: 1.000 IMode: Simulatio Steady State K/VAP H:SRK INUM 07:03 PM



7) Выбор модели расчета

Фазовые системы

Основная область, представляющая интерес для выбора термодинамической модели, включает в себя два этапа. Жидкостно-жидкостные системы, такие как экстракция и экстрактивная дистилляция, где жидкость - жидкость

рассматривается равновесие и парожидкостные системы, такие как дистилляция, отгонка и абсорбция, где рассматривается парожидкостное равновесие.

Однофазный газ

E-o-S связывает количество и объем газа с температурой и давлением.

Закон идеального газа - это простейший E-o-S

$$P V = n R T$$

Где P = абсолютное давление газа

V = объем или объем скорости потока

n = количество молей или молярный расход

R = газовая постоянная в последовательных единицах измерения

T = абсолютная температура

В идеальной газовой смеси отдельные компоненты и смесь в целом ведут себя идеальным образом, что дает для компонента i следующие соотношения

$$P_i V = n_i R T$$

$$P_i V = n_i R T$$

$$\frac{P_i}{P} = \frac{n_i}{n} = y_i$$

где y_i - мольная доля i в газе

$$P_i = y_i P$$

$$\sum_i P_i = P$$

где P - общее давление в системе

$$\mu_i = \mu_i^0 + R T \ln p_i$$

Обратите внимание, что при $p_i = 1$ мы имеем $\mu_i = \mu_i^0$ как исходное условие

По мере снижения температуры системы и увеличения давления отклонения от идеального газа приводят к E-o-S. Существует множество уравнений состояния, доступных для прогнозирования поведения неидеального газа, и еще один метод включает коэффициент сжимаемости в закон идеального газа.

Однофазный Газ (Продолжение)

Для прогнозирования поведения реальных газов вводится понятие летучести f , дающее:

$$\mu_i = \mu_i^0 + R T \ln f_i$$

Все газы имеют тенденцию к идеальному поведению при низких давлениях, где $\lim_{p \rightarrow 0} (f/p) \rightarrow 1$

Летучесть — это не фактическое давление. Он должен учитывать фактическое поведение реальных газов и преодолевать допущение, что идеальное поведение все еще является частью основного уравнения.

Летучесть важна при рассмотрении процессов с крайне неидеальным поведением с участием парожидкостного равновесия.

Вириальное уравнение состояния задается следующим образом:

$$\frac{P V}{R T} = 1 + \frac{B(T)}{V} + \frac{C(T)}{V^2} + \dots$$

Где $B(T)$ - второй вириальный коэффициент

$C(T)$ - третий вириальный коэффициент

Обратите внимание, что если $B = C = 0$, то уравнение сводится к закону идеального газа.

Уравнение состояния Бенедикта–Уэбба–Рубина

Это EoS имеет ту же форму, что и приведенное выше уравнение, расширенное до пятого вириального коэффициента. BWR является точным для газов, содержащих один вид или газовую смесь с доминирующим компонентом, например, природный газ, и обеспечивает значительную точность.

Кубические уравнения состояния

Это представляет E-o-S, линейное по давлению и кубическое по объему, и эквивалентно уравнение вириала, усеченное до третьего вириального коэффициента.

Одним из первых E-o-S было открыто Ван-дер-Ваальсом (Лейденский университет), разработанный в 1873 г. .

Это было основано на двух эффектах:

1 Объем молекул уменьшает количество свободного объема жидкости ($V-b$)

2 Молекулярное притяжение создает дополнительное давление. Давление жидкости корректируется слагаемым, связанным с параметром притяжения молекул a ($P+a/V^2$)

$$\text{Полученное уравнение: } P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a}{V^2}$$

Это можно показать из отношения $V = RT \frac{d(\ln f)}{dp}$, что для уравнения Ван-дер-

$$\text{Ваальса: } \ln f = \ln f = \ln \frac{RT}{(V-b)} + \frac{b}{(V-b)} - \frac{2a}{RTV}$$

Наиболее широко используемыми кубическими E-o-S являются модификации Soave-Редлиха-Квонга (SRK) уравнение, которое является модификацией исходного уравнения Ван-дер-Ваальса

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{\alpha a}{V(V+b)}$$

Где α , a и b — системные параметры. Параметры a и b определяются из критической температуры T_c и критического давления P_c . Параметр α определяется из корреляции, основанной на экспериментальных данных, в которой используется постоянная, называемая ацентрическим фактором Питцера.

В критической точке две фазы (газ и жидкость) имеют одинаковую плотность (технически одна фаза). Если $T > T_c$, фазового перехода не происходит.

Коэффициент сжимаемости Уравнения состояния

Коэффициент сжимаемости E-o-S сохраняет простоту закона идеального газа, но применимы в гораздо более широком диапазоне условий.

$$P V = z n R T, \text{ где } Z - \text{ коэффициент сжимаемости}$$

Коэффициент сжимаемости, зависящий от температуры и давления газа, изменяется для различных газов и определяется по справочным данным. Если

данные по конкретному газу недоступны, можно использовать обобщенные диаграммы сжимаемости, которые требуют критической температуры и критического давления газа

Для однофазных газовых систем следующие рекомендации по выбору термодинамической модели предлагаются на рисунке 7

Process Application	K-Value Method
Hydrocarbon systems Pressure > 10 bar	Soave-Redlick-Kwong (SRK)
Non-polar hydrocarbons Pressure < 200 bar Temperature -18°C to 430°C	Grayson-Streed-Choa-Seeder(GS)
Hydrocarbon systems Pressure > 10 bar Good for cryogenic systems	Peng Robinson (PR)
Single species gas system Gas compression	Benedict-Webb-Rubin-Starling(BWRS)

Рисунок 7. Термодинамические модели для однофазных газовых систем

Проанализировав все термодинамические модели, для расчета парожидкостного равновесия и теплофизических свойств смесей была выбрана модель Соаве-Редлиха-Квонга, которая даст хорошие результаты для деметанизаторов, деэтанализаторов, депропанализаторов, дебутанизаторов и т.д. В результате расчета установлена принципиальная возможность получения изопентановой фракции марки А по ТУ 0272-028-00151638-99

Требования к изопентановой фракции марки А отображены в таблице 2 в приложении А.

8)Запуск расчетов

9)Вывод результатов

10)Просмотр результатов в текстовом редакторе

2.4 Проведение оптимизации

В ходе работы будем исследовать выход целевого компонента (изопентана) при изменении флегмового числа в разных условиях режима работы колонны.

Исследование 1

Давление на верху колонны=3,2 бар

Перепад давления в колонне=0,3 бар

Температура верха колонны=60°C

Температура низа колонны=90°C

Расчеты приведены в приложении Б

Таблица 3 – Результаты расчетов исследования 1

фл-ое число	Выход i-C ₅ H ₁₂ , кг/ч	Выход C ₅ H ₁₂ , кг/ч	%-е содержание C ₅ H ₁₂
8	3801	680	15,05757307
11	4188	293	6,488042516
13	4312	169	3,742249779
15	4374	106	2,34772979
17	4408	72	1,594684385
19	4428	53	1,17360496
21	4440	41	0,907883082
23	4448	32	0,708748616

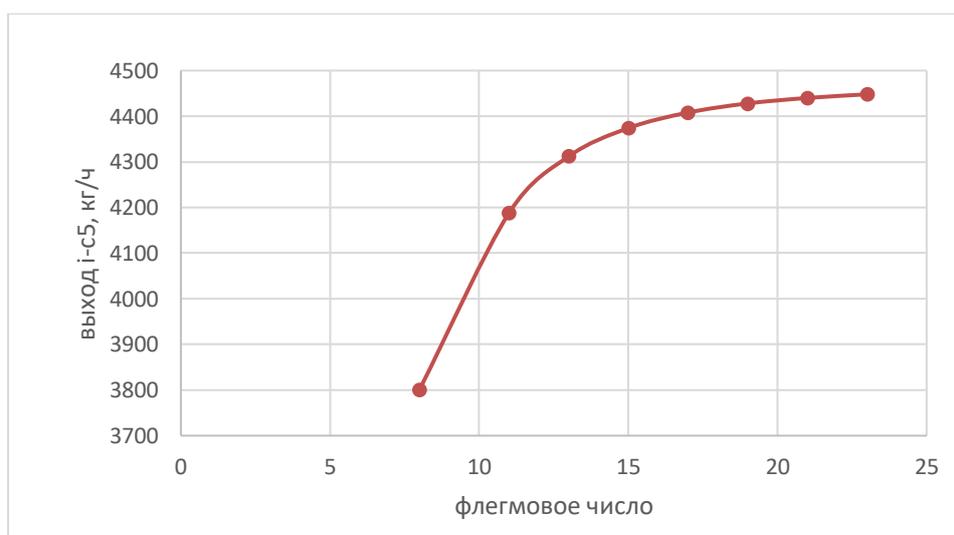


Рисунок 12. Зависимость выхода и-пентана от флегмового числа

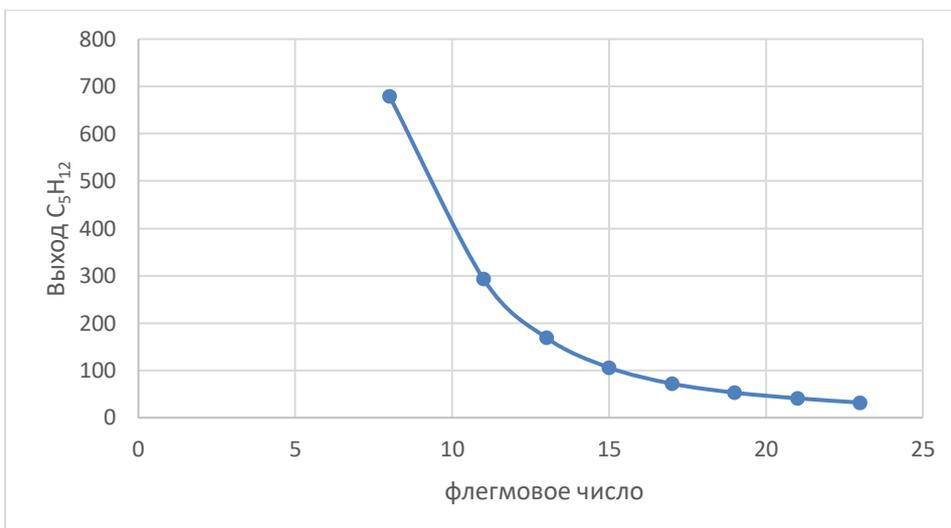


Рисунок 13. Качество фракции

После проведения исследования 1 была выявлена зависимость выхода изопентановой фракции, которая изображена на графике (рисунок 12), а также ее качества от флегмового числа (рисунок 13). Посмотрев на графики можно увидеть, что в диапазоне значений флегмового числа 8-23 увеличивается выход целевого компонента и его качество. Из расчетов видно, что при флегмовом числе = 23 получился лучший выход изопентана и его качество.

Исследование 2

Влияние давления в колонне на выход и качество фракции.

Расчеты приведены в приложении В

Таблица 4 – Результаты расчетов исследования 2

Давление, бар	Выход i-C ₅ H ₁₂ , кг/ч	Выход C ₅ H ₁₂ , кг/ч	%-ое содержание пентана
2,2	4461,07	19,65	0,435146555
2,5	4454,56	27,15	0,601101244
2,7	4449,93	30,78	0,681620387
3	4444,13	36,54	0,809182248
3,2	4440,48	40,21	0,89045085
3,4	4435,77	44,98	0,996069313

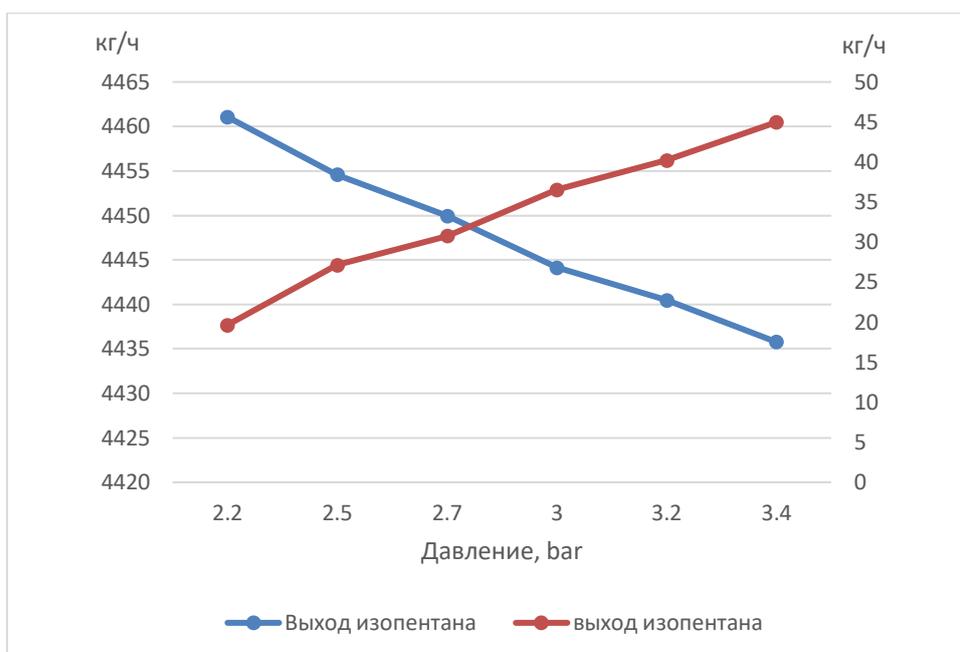


Рисунок 14. График, показывающий изменение качественный и количественный состав фракции.

В ходе исследования 2 была выявлена зависимость выхода и-С5Н12 и н-С5Н12 от давления в колонне. Проанализировав график изображенный на рисунке 14, что при увеличении давления выход целевого компонента (изопентана) уменьшается, а выход пентана увеличивается тем самым ухудшается качество фракции. Данное исследование показало, что оптимальное давление в колонне можно поддерживать в диапазоне от 2,2 до 3,4 бар, при котором получаемая фракция будет соответствовать марке А.

Исследование 3

Влияние положения питающей тарелки на выход и качество изопентановой фракции.

Расчеты приведены в приложении Г

Таблица 5 – результаты расчетов исследования 3

тарелка питания	Выход i-C5H12, кг/ч	Выход C5H12, кг/ч	%-ое содержание пентана
10	4080	400	8,859357697
14	4247	234	5,181576616
18	4347	133	2,945736434

22	4406	74	1,638981174
26	4440	40	0,88593577
30	4458	22	0,487264673
38	4474	6	0,132890365
46	4478	1,85	0,040975891
54	4479	0,76	0,016833674
62	4480	0,2	0,004429483

В исследовании 3 целью было определить, как расположение тарелки питания будет влиять на получение изопентановой фракции, а именно на ее состав. В ходе работы принимались значения номера тарелки питания от 10 до 62. Интервал от 10 до 30 был равен 4, а от 30 до 62 интервал был равен 8, так как чем выше находилась тарелка питания от 30-ой, тем менее заметно становилось изменение состава дистиллята.

По результатам расчетов исследования 3 был составлен график (рисунок 15) зависимости выхода изопентана и пентана от положения питающей тарелки.

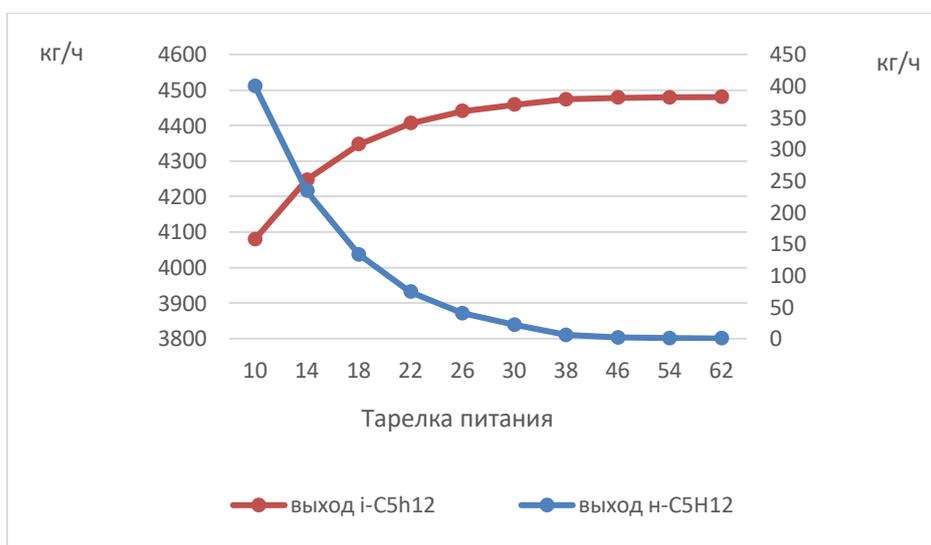


Рисунок 15. График, показывающий влияние положения питающей тарелки на качественный и количественный состав фракции.

ВЫВОДЫ

1. На основании проведенного обзора литературы найдены для установки газофракционирования оптимальные схемы выделения и разделения бутанов и пентанов, которые обеспечивают снижение энергозатрат на разделение до 32%, снижение экономических затрат до 29%.

2. Разработана модель колонны выделения изопентан-пентановой фракции, подтверждена её адекватность. С помощью полученной модели оптимизированы режимы ректификационной колонны реального производства для достижения максимальной эффективности.

3. По результатам проведенных расчетов спроектирована колонна выделения изопентан-пентановой фракции с использованием современных контактных устройств:

- $T_{\text{верха}} = 60^{\circ}\text{C}$;
- $T_{\text{низа}} = 110^{\circ}\text{C}$;
- $T_{\text{пит}} = 90^{\circ}\text{C}$;
- $P_{\text{верха колонны}} = 2,5 \text{ бар}$;
- Перепад давления в колонне = 0,3 бар;
- $P_{\text{потока питания}} = 3,8 \text{ бар}$;
- Число тарелок = 76;
- Флегмовое число = 15-21
- Тарелка питания = 38

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов / А.Ю. Закгейм. - Москва: Издательство «Химия», 1961.- 286 с.
2. Гартман Т.Н., Клушин Д. В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов / Т.Н. Гартман, Д.В. Клушин. – Москва: Издательско-книготорговый центр «Академкнига», 2001.- 415 с.
3. Азбука полимеров [Электронный ресурс] режим доступа: URL: <http://pro-ptr.ru/gazofraktionirovanie>
4. Аджиев А. Ю. Подготовка и переработка попутного нефтяного газа: в 2 ч. / А. Ю. Аджиев, П. А. Пуртов. — Краснодар: АДВИ, 2014. — 508 с.
5. Федеральное агентство по техническому регулированию и метрологии переработка природного и попутного газа информационно технический справочник
6. Ясавеев Х. Н. Основы расчета и модернизации теплообменных установок в нефтехимии / Х. Н. Ясавеев, А. Г. Лаптев, М. И. Фарахов - Казань, 2014 – 302 с.
7. Дронин А. П. Технология разделения углеводородных газов./ А. П. Дронин, И. А. Пугач: Москва, Химия, 1975. — 176 с.
8. Алексеев М.В. Процессы ректификации / М.В. Алексеев – Москва, 1-1 типография Профиздата, 1962. — 57 с.
9. Н.Ч.Мовсумзаде, Т.М.Нагиев. Роль теории рециркуляции М.Ф.Нагиева в расчетах химико-технологических процессов //Нефть, газ и бизнес. -2003. -№6. -С.7-10
10. Н.Ч.Мовсумзаде. Некоторые аспекты развития теоретических принципов математического моделирования химических процессов //Нефтепереработка и нефтехимия. -2003. -№11. -С.54-59.
11. Л.В.Андреикина, А.Н.Булкатов, М.Э.Мовсумзаде. Выделение углеводородов С3-С6 на установках ГПЗ Западной Сибири //Нефтепереработка и нефтехимия. -2004. -№9. -С. 23-26

12. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М., Славинский Д.М. Термодинамически оптимальный способ разделения многокомпонентных смесей // Химическая промышленность. 1965. №3. С.206(211).
13. Платонов В.М., Берго Б.Г. Разделение многокомпонентных смесей. М.: Издательство «Химия», 1965.
14. Петлюк Ф.Б., Платонов В.М., Аветьян В.С. Оптимальные схемы ректификации многокомпонентных смесей // Хим. пром. 1966. №11. С.65–69.
15. Петлюк Ф.Б., Серафимов Л.А. Многокомпонентная ректификация, теория и расчет. М.: Изд-во Химия, 1983.
16. Тимошенко А.В., Серафимов Л.А. Стратегия синтеза полного множества схем ректификации зеотропных смесей // Химическая технология 2001, №6, с.36-43
17. Ульев Л.М., д-р техн. наук, профессор, Зебешев Т.З., директор Департамента НИР двойного назначения, Рябова И.Б., канд. техн. наук, доцент, Васильев М.А., ассистент, Маатоук А., аспирант Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков «ИНТЕГРАЦИЯ ТЕПЛООВОГО НАСОСА В ПРОЦЕСС РАЗДЕЛЕНИЯ ЛЕГКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ».
18. А.Г. Лаптев, Н.Г. Минеев, П.А. Мальковский, Проектирование и модернизация аппаратов разделения в нефте- и газопереработке. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2002. – 220 с.
19. Х.И. Ясавеев, П.А. Мальковский, И.Н. Дияров, И.И. Дияров «Процесс получения изопентановой фракции марки А по ТУ 38.10194-79 на газофракционирующей установке Сургутского завода стабилизации газового конденсата (СЗСК)» / Ясавеев Х.И. , Мальковский П.А., Дияров И.Н., Дияров И.И. // Журнал: «Известия высших учебных заведений. нефть и газ» 1997. – 165 с.