

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
 федеральное государственное автономное
 образовательное учреждение высшего образования
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Оптимальное проектирование ректификационных установок в Aspen Plus

УДК 66.048.3.013.512

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2КМ81	Карташов Максим Олегович		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	К.Т.Н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ ПО РАЗДЕЛАМ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Маланина Вероника Анатольевна	К.Э.Н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Атепаева Наталья Александровна			

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	К.Т.Н.		

Томск – 2020 г.

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ ПО ООП

Код	Результат обучения	Требования ФГОС ВО, СУОС, критериев АИОР, и/или заинтересованных сторон
Общие по направлению подготовки (специальности)		
P1	Осуществлять критический анализ проблемных ситуаций на основе системного подхода, вырабатывать стратегию действий	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-1 ОК-1, ОК-2, ОК-3), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.033 - «Специалист по стратегическому и тактическому планированию и организации производства»
P2	Осуществлять управление проектом на всех этапах его жизненного цикла	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-2 ОПК-4, ОПК-5), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.033 - «Специалист по стратегическому и тактическому планированию и организации производства»,
P3	Организовывать и руководить работой команды, вырабатывать командную стратегию для достижения цели	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-3 ОПК-2, ОПК-3, ПК-2, ПК-14), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.033 - «Специалист по стратегическому и тактическому планированию и организации производства»

P4	Применять современные коммуникативные технологии в том числе на иностранном (-ых) языке (-ах) для академического и профессионального взаимодействия	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-4 ОПК-1, ОПК-3, ПК-5), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами», 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам»
P5	Проводить анализ и учитывать разнообразие культур в процессе межкультурного взаимодействия	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-5, ОК-2, ОПК-2, ОПК-3, ПК-5), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами»
P6	Определять и реализовывать приоритеты собственной деятельности, разрабатывать способы ее совершенствования на основе самооценки	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-6, ОК-1, ОК-3), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами»
Профиль «Инжиниринг нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств»		
P7	Формулировать, разрабатывать и реализовывать методы решения научно-исследовательских задач, в области ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств представлять и защищать результаты	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-2, УК-3, ОПК -3, ПК-1, ПК-2, ПК-3, ПК-4, ПК-5, ПК-6, ПК-7, ПК-8, ПК-9, ПК-10, ПК-11, ПК-12, ПК-13, ПК-14, ПК-15, ПК-16, ПК-17), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.011- «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами» 26.014 – «Специалист в области разработки, сопровождения и интеграции технологических процессов и производств в области биотехнических систем и технологий»

P8	Проводить все стадии проектирования с использованием методов математического моделирования, коммерческих симуляторов и пакетов прикладных программ, в области ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-1, УК-2, ПК-18, ПК-19, ПК-20, ПК-21, ПК-22, ПК-23), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 40.011 - «Специалист по научно-исследовательским и опытно-конструкторским работам», 40.008 - «Специалист по организации и управлению научно-исследовательскими и опытно-конструкторскими работами» 26.014 – «Специалист в области разработки, сопровождения и интеграции технологических процессов и производств в области биотехнических систем и технологий», 19.002 - «Специалист по химической переработке нефти и газа», 19.008 - «Специалист по диспетчерско-технологическому управлению нефтегазовой отрасли», 19.012 - «Специалист по оперативно-диспетчерскому управлению нефтегазовой отрасли»
P9	Разрабатывать учебно-методическую документацию, ставить новые лабораторные работы, проводить практические занятия по теме, ресурсоэффективности и инжиниринга нефтегазоперерабатывающих и нефтехимических производств	Требования ФГОС ВО, СУОС ТПУ (УК-4, УК-5, ПК-25, ПК-26), <i>CDIO Syllabus</i> . Критерии АИОР, согласованные с требованиями международных стандартов <i>EUR-ACE</i> и <i>FEANI</i> , требования профессиональных стандартов: 01.004 - «Педагог профессионального обучения, профессионального образования и дополнительного профессионального образования»

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки (специальность) 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:

Руководитель ООП

(Подпись) _____ (Дата) Самборская М.А.
(Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Магистерской диссертации

(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту:

Группа	ФИО
2KM81	Карташову Максиму Олеговичу

Тема работы:

Оптимальное проектирование ректификационных установок в Aspen Plus	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	От 03.03.2020 № 63-53/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	20 мая 2020 г.
--	----------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе <i>(наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).</i>	Объект исследования: Модель ректификационной установки в Aspen Plus
--	---

<p>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов</p> <p><i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i></p>	<p><i>Введение: актуальность оптимального проектирования массообменных процессов с целью энерго- и ресурсосбережения.</i></p> <p><i>1) ТЭО: современные контактные устройства ректификационных колонн, эффективные технологические схемы ректификации</i></p> <p><i>2) Аналитический обзор: методов расчета парожидкостного равновесия, сравнительный анализ современных симуляторов химико-технологических процессов и систем</i> <i>Объекты и методы, постановка задачи исследования.</i></p> <p><i>3) Экспериментальная часть: разработка моделей колонного оборудования в среде Aspen Plus, оптимизация числа тарелок и флегмового числа, выбор тарелки питания, исследование гидравлики и выбор оптимального типа контактных устройств.</i></p> <p><i>4) Анализ результатов.</i></p> <p><i>5) Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение.</i></p> <p><i>6) Социальная ответственность.</i></p> <p><i>7) Заключение.</i></p> <p><i>Список используемой литературы.</i></p>
<p>Перечень графического материала</p> <p><i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i></p>	

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»

Студенту:

Группа	ФИО
2KM81	Карташову Максиму Олеговичу

Инженерная школа	Природных ресурсов	Отделение	ОХИ
Уровень образования	Магистр	Направление / специальность	Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:	
1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	1. Литературные источники; 2. Методические указания по разработке раздела; 3. Налоговый кодекс РФ
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Оценка коммерческого инновационного потенциала проекта	1. Проведение предпроектного анализа. Анализ рынка. Выявление основных потребителей и конкурентов. 2. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Разработка устава научно-технического проекта	1. Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение заинтересованных сторон и ожиданий.
3. Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности	1. Проведение оценки экономической эффективности производства товарного пропилен.
Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):	
1.Расчет точки безубыточности	

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
--	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН	Маланина В.А.	к.э.н., доцент		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Карташов Максим Олегович		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2KM81	Карташову Максиму Олеговичу

Школа	Природных ресурсов	Отделение (НОЦ)	ОХИ
Уровень образования	Магистр	Направление/специальность	18.04.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии

Тема ВКР:

Оптимальное проектирование ректификационных колонн в Aspen Plus	
Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:	
1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	Объектом исследования является ректификационная колонна для разделения смеси пропан-пропилен. Рабочая зона оператора, открытая площадка, центральный пульт управления.
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	<ul style="list-style-type: none"> - Федеральный закон №184-ФЗ «О техническом регулировании от 27 декабря 2002 года. - Федеральный закон № 123-ФЗ от 22.07.2008 г (ред. от 10.07 2012г) «Технический регламент о требованиях к пожарной безопасности» - Федеральный закон от 21.07.97 г. № 116-ФЗ «О промышленной безопасности опасных производственных объектов» (ст.92 ТК РФ, п.1) - Постановления Правительства РФ от 20.11.2008 N 870 (далее Постановление N 870).
2. Производственная безопасность:	1.Повышение уровня вибрации 2. Тепловое излучение окружающих поверхностей 3.Повышение уровня шума 4.Повышенное значение напряжения в электрической цепи, замыкание которой может произойти через

	<p>тело человека</p> <p>5. Чрезмерно высокая температура материальных объектов производственной среды, могущих вызвать ожоги тканей организма человека</p>
3. Экологическая безопасность:	<p>Исследуемое производство не оказывает негативное влияние на гидросферу и литосферу непосредственным образом, ввиду отсутствия сбросов жидких продуктов и твердых отходов, соответственно. Воздействие на атмосферу обусловлено наличием выбросов паров жидких углеводородов; наличием на производстве предохранительного клапана с выводом на факел.</p>
4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях:	<p>- Возникновение пожара и взрыва (ввиду пожаро- и взрывоопасности разделяемой фракционной смеси жидких углеводородов);</p> <p>- Возникновение производственных аварий техногенного характера (нарушение герметичности оборудования, разрыв трубопроводов);</p> <p>- Ввиду больших габаритных размеров, а именно высоты проектируемой колонны существует опасность возникновения ЧС под действием ветровой нагрузки.</p> <p>Типичная ЧС - возможность накопления в выбросах взрывоопасных примесей, содержащихся в перерабатываемом воздухе.</p>

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
--	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Старший преподаватель	Атепаева Наталья Александровна			

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Карташов Максим Олегович		

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
 федеральное государственное автономное
 образовательное учреждение высшего образования
 «Национальный исследовательский Томский политехнический университет» (ТПУ)

Школа Инженерная школа природных ресурсов

Направление подготовки 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии» (Процессы и аппараты химической технологии)

Уровень образования Магистр

Отделение школы (НОЦ) Отделение химической инженерии

Форма представления работы:

Магистерская диссертация

(бакалаврская работа, дипломный проект/работа, магистерская диссертация)

КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН выполнения выпускной квалификационной работы

Срок сдачи студентом выполненной работы:	20 мая 2020г.
--	---------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
12.03.2020	Анализ актуальности темы исследования. Подготовка раздела «Введение».	10
23.03.2020	Анализ основных методов моделирования паро-жидкостного равновесия, конструкций внутренних устройств ректификационных колонн и современного ПО для моделирования и проектирования химико-технологических процессов и систем. Подготовка разделов «Технико-экономическое обоснование» и «Аналитический обзор»	20
07.04.2020	Выбор объектов и методов исследования. Постановка цели и определения задач исследования. Выполнение расчетов, моделирования и оптимизации	40
30.04.2020	Анализ результатов. Выводы и рекомендации	10
17.05.2020	Подготовка разделов «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение». Подготовка раздела «Социальная ответственность»	20

Составил руководитель ВКР:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская Марина Анатольевна	к.т.н.		

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Карташов Максим Олегович		

СОГЛАСОВАНО:

Руководитель ООП

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ ИШПР	Самборская М.А.	к.т.н.		

Реферат

Выпускная квалификационная работа содержит: 140 страниц, 38 рисунков, 24 таблицы, 101 источник.

Ключевые слова: ректификационная колонна, пропан-пропилен, математическое моделирование, контактные устройства, Aspen Plus, флегмовое число, количество тарелок.

Объектом исследования является ректификационная колонна разделения фракции C_3 .

Цель работы: создание математической модели ректификационной колонны разделения фракции C_3 . Подбор оптимального количества тарелок, флегмового числа. Расчет гидравлики контактных устройств.

Научная новизна: оптимизация установки посредством выбора оптимальной конфигурации и расчет гидравлики контактных устройств в программном обеспечении Aspen Plus.

Практическая ценность: выбранный тип контактных устройств позволит снизить капитальные затраты и операционные расходы.

Обозначения и сокращения

Conventional distillation column (CDiC) – обычная ректификационная колонна

Vapor compression column (VCC) – парокompрессионная ректификационная колонна

Mechanical vapor recompression column (MVRC) – ректификационная колонна механической рекомпресии пара

Thermal vapor recompression column (TVRC) – ректификационная колонна рекомпресии пара

Heat integrated distillation column (HIDiC) – ректификационная колонна с тепловой интгерацией

Ideal heat integrated distillation column (IHIDiC) – идеальная ректификационная колонна с тепловой интгерацией

Secondary reflux and vaporization column (SRVC) – ректификационная колонна с вторичным орошением и испарением

Heat integrated double distillation columns (HIDDiC) – Двойная ректификационная колонна с тепловой интгерацией

Dividing wall column (DWC) – колонна с разделительной стенкой

Pressure swing adsorption (PSA) – адсорбция с перепадом давления

Vacuum swing adsorption (VSA) – вакуумная короткоцикловая адсорбция

Vapour liquid equilibrium (VLE) – равновесие пар-жидкость

Vapour liquid liquid equilibrium (VLLE) – равновесие пар-жидкость-жидкость

Solid liquid equilibrium (SLE) – равновесие твёрдое вещество-жидкость

Process flow diagram (PFD) – принципиальная схема технологического процесса

ХТС – химико-технологическая система

ХТП – химико-технологический процесс

ПО – программное обеспечение

КПД – коэффициент полезного действия

МА/ПД – смесь метилацетилен/пропадиен

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение	18
1 Технико-экономическое обоснование	20
1.2 Современные контактные устройства ректификационных колонн	20
1.2 Эффективные технологические схемы ректификации	24
1.2.1 Основные пути – оптимизация режимов, технологических схем и конструкций аппаратов.	24
1.2.2 Ректификации с применением теплового насоса	24
1.2.3 Диабатическая ректификация	26
1.2.4 Ректификационная колонна с тепловой интеграцией	28
1.2.5 Усовершенствованная ректификационная колонна с тепловой интеграцией	29
1.2.5 Термически связанные ректификационные колонны	31
1.2.6 Прочие виды разделения	32
2 Аналитический обзор	35
2.1 Методы расчета паро-жидкостного равновесия	35
2.1.1 Расчет фазового равновесия по избыточной энтальпии	35
2.1.2 Расчет фазового равновесия по уравнению состояния	41
2.2 Симуляторы химико-технологических процессов и систем	45
2.2.1 Коммерческие решения	46
2.2.2 Некоммерческие решения	50
2.3 Выбор программного обеспечения	53
2.4 Объект и методы, постановка задач исследования	55
3 Экспериментальная часть	56
3.1 Разработка моделей колонного оборудования в среде Aspen Plus	56
3.1.1 Выбор термодинамического пакета	56
3.1.2 Построение фазовой диаграммы бинарной смеси пропан-пропилен	57
3.1.3 Построение технологической схемы основного оборудования	61

3.2 Оптимизация числа тарелок и флегмового числа	62
3.2.1 Определение минимального количества тарелок, флегмового числа	62
3.2.2 Подбор оптимального числа тарелок, флегмового числа, выбор тарелки питания	63
3.2.3 Исследование гидравлики тарельчатых колонных аппаратов	65
4 Анализ результатов	74
5. Финансовый менеджмент ресурсоэффективность и ресурсосбережение	75
5.1 Предпроектный анализ. Анализ рынка. Основные потребители и конкуренты.	75
5.2 SWOT-анализ.	75
5.3 Экономический расчет	78
5.3.1 Расчет производственной мощности	78
5.3.2 Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству	80
5.3.3 Расчет капитальных затрат	87
5.3.4 Расчет технологических затрат	89
5.3.5 Калькуляция себестоимости получения 1 т товарного пропилена	91
6 Социальная ответственность	95
6.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	96
6.1.1. Специальные правовые нормы трудового законодательства.	96
6.1.2. Организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны	97
6.2 Производственная безопасность	99
6.2.1 Анализ вредных и опасных факторов, которые могут возникнуть на рабочем месте при проведении исследований.	100
6.2.2 Анализ вредных и опасных факторов, которые может создать объект исследования.	102
6.3 Экологическая безопасность	104
6.3.1 Анализ возможного влияния производства на окружающую среду	104
6.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях	105

Заключение	108
Список использованных источников	109
Приложение А Efficient distillation process flow design	120
Приложение Б Результаты расчетов исследования	133
Приложение В Гидравлика исследуемых контактных устройств	135

Введение

На сегодняшний день ректификация является наиболее широко используемым методом разделения химических смесей. В настоящее время в мире работает более 40 000 ректификационных колонн [1], на которые приходится 40% энергии, потребляемой в химической промышленности. Энергия, использованная в данном секторе, оценивается в 1458 ПДж.

Ректификация, как правило, наиболее экономичный метод разделения жидких смесей, который имеет широкий спектр применения и является технологически устоявшимся процессом. Ключевыми недостатками ректификации являются высокая потребность в энергии и низкая термодинамическая эффективность. Промышленные ректификационные колонны работают с термодинамической эффективностью в диапазоне 5-20% [4].

Улучшения в ректификации начались с момента ее промышленной реализации. В частности, нефтяной и энергетический кризис в 70-х годах способствовал значительному интересу к повышению энергоэффективности. Было подсчитано, что снижение потребления энергии на 10% при ректификации позволит сохранить эквивалент 100 000 баррелей нефти в день [2]. Для сравнения: США импортировали вдвое больше сырой нефти в месяц (примерно 200 000 баррелей сырой нефти в месяц) в течение того же года [5]. Акцент на эффективном использовании энергии обусловлен не только экономикой. Общеизвестно, что увеличение выбросов CO_2 , связанных с потреблением энергии, связано с глобальным изменением климата. Прогнозы предполагают повышение средней глобальной температуры до 6 °C к 2050 году, если сохранятся текущие тенденции выбросов. Поскольку на все промышленные процессы приходится 5% глобальных выбросов CO_2 в 2009

году, существует сильная потребность в улучшении современных технологий в каждом секторе химической промышленности [6].

Было предложено несколько вариантов экономии энергии, которые можно разделить на улучшения в области разделения и повышение энергоэффективности [2]. Самым ярким примером оптимизации процесса ректификации является снижение потребления энергии до 90% в колонне разделения смеси пропан/пропилен, путем моделирования ректификационной колонны [7]. Перспективным объектом оптимизации энергозатрат являются близкокипящие смеси, обычно встречающиеся в нефтехимической промышленности. К этой категории относится и смесь пропилен / пропан. Разделение близкокипящих смесей, как правило, требует значительных затрат энергии и больших ректификационных колонн с большими внутренними скоростями потока. На разделение легких углеводородов расходуется примерно 202.5 ПДж энергии [2]. Следовательно, улучшения ректификации легких углеводородов имеют потенциал для значительной экономии энергии.

1 ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКОЕ ОБОСНОВАНИЕ

1.2 Современные контактные устройства ректификационных

колонн

В книге “Distillation Design” написанной Henry Z. Kister[8] рассмотрены наиболее распространенные конструкции тарелок и насадок. Также приведен сравнительный анализ различных контактных устройств в ректификационных колоннах.

ЗАО «ПЕТРОХИМ ИНЖИНИРИНГ» совместно с Российским государственным университетом нефти и газа им. И.М. Губкина разработали [9] прямоточную клапанно-ситчатую тарелку для массообменных аппаратов, в которой установлены клапаны с односторонним открытием в виде пластин с отверстиями, под которыми размещены козырьки. Козырьки, имеющие переменную высоту, в сторону открытия пластин, а направлены в противоположную открытию пластин сторону. При использовании такой тарелки обеспечивается интенсивная турбулизация контактирующих фаз и увеличивается поверхность контакта фаз.

Для увеличения КПД тарелок путем исключения застойных зон на боковых сегментах полотна контактного устройства в ОАО «НИПИГазпереработка» С.И. Бойко с соавторами разработана конструкция ситчато-клапанной тарелки [10], в которой на горизонтальном перфорированном полотне этой тарелки установлены клапаны с различной длиной ножек. Ситчато-клапанная тарелка массообменного аппарата [10] содержит распределительную и переливную планки, приемный и сливной карманы. Причем часть клапанов, расположенных на концах распределительной планки, выполнены развернутыми относительно остальных клапанов в центральную часть полотна тарелки. Также между клапанами установлены направляющие пластины. По мнению разработчиков,

данная конструкция тарелки обеспечивает увеличение скорости течения жидкой фазы и создает ее равномерное распределение по всей поверхности тарелки, что увеличивает эффективность работы тарелки.

Проблемой работы массообменных тарелок при больших нагрузках по паровой фазе является унос жидкости с нижерасположенной на вышерасположенную тарелку. В патенте [11] предлагается конструкция клапанной тарелки для массообменных колонн, на полотне которой устанавливается дефлектор, представляющий собой пару проходящих в продольном направлении пластин под углом друг к другу, чтобы жидкая фаза легко стекала по тарелке к переливному устройству.

Профессор А.Б. Голованчиков с сотрудниками Волгоградского государственного технического университета рекомендуют клапанную тарелку [12], в которой опорный элемент выполнен в виде винтовой пружины с закрепленным грузом, состоящим из стержня с гайкой и шайбами.

Такая конструкция клапана позволяет вести процесс массопереноса между пузырьками газа (пара) и неньютоновской жидкостью в режиме резонансных автоколебаний. Резонансные колебания винтовой пружины идут с высокой амплитудой, что приводит к разрушению структуры высоко вязкой структурированной неньютоновской жидкости, а эффективная вязкость снижается. Поэтому скорость массообмена на границе поверхности газовых пузырьков с жидкостью значительно возрастает.

Целью изобретения [13], предложенного И.В. Сахаровым, является дальнейшее совершенствование конструкции чешуйчато-клапанной тарелки путем изменения расположения чешуек и клапанов на тарелке без применения дополнительных опорных элементов.

Клапан выполнен с отгибами, и между крышкой клапана и основанием тарелки остается сечение для прохода пара (газа), выходящих из-под клапана

струи пара (газа), снижают образование слоя отложений на тарелке. На основании тарелки установлены устройства из жалюзийного полотна, предотвращающие унос жидкости паром (газом) на вышележащую тарелку, что повышает эффективность массообмена за счет создания дополнительной поверхности контакта.

В работе [14] представлена интересная конструкция чешуйчатоклапанной тарелки (рис. 1), включающая карман 1 для жидкости, сливную перегородку 2, основание 3 с отверстиями 4, в которых жестко прикреплены с помощью горизонтальной пластины 6 плоские клапаны 5 к основанию 3, а над каждой прорезью 7 установлена чешуйка 8. Причем плоские клапаны 5, чешуйки 8 и опоры 9 выполнены из упругого материала с возможностью колебаний под действием потока газа (пара), выходящих из отверстий 4 и прорезей 7, что позволяет дробить этот поток на большое число мелких пузырьков, способствуя увеличению производительности.

В разработанной авторами конструкции массообменной тарелки [15] за счет перенесения гидрозатвора с рабочей площади полотна в межтарельчатое пространство увеличивается производительность колонны на 14 %. В статье [16] приведена конструктивная разработка колонного аппарата с массообменными тарелками данного типа.

Проведение исследований по гидродинамике ситчатой тарелки с переливным устройством подвешенного типа показало [17], что такое техническое решение обеспечивает повышенную пропускную способность по жидкости и хорошее газоотделение.

В работе [18] разработана конструкция прямоточной массообменной тарелки для процессов разделения газовых (паровых) и жидких сред, состоящая из горизонтального полотна 1 с барботажными элементами 2 (рис.

2), переливного устройства 3, выполненного в виде статического гидрозатвора 4 подвешенного типа обтекаемой формы.

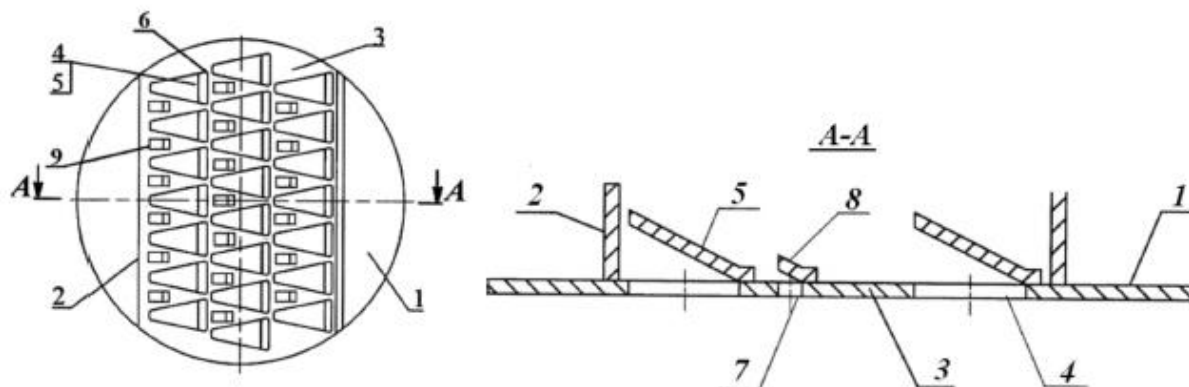


Рисунок 1 – Чешуйчато-клапанная тарелка: 1 - карман; 2 - сливная перегородка; 3 - основание; 4 - отверстия; 5 - клапаны; 6-пластины; 7 - прорези; 8 - чешуйки; 9 - горизонтальная опора.

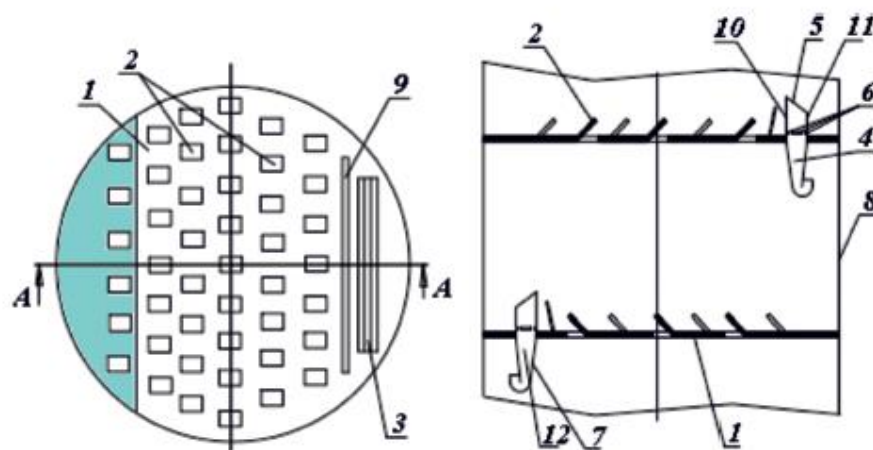


Рисунок 2 – Массообменная тарелка с переливным устройством: 1 – горизонтальное полотно; 2 – барботажные элементы; 3 – переливное устройство; 4 – статический гидрозатвор; 5 – переливной порог; 6 – отверстия; 7 – передняя стена; 8 – стенка корпуса колонны; 9 – форпланка; 10 – передняя стенка; 11 – задняя стенка; 12 – боковая стенка.

1.2 Эффективные технологические схемы ректификации

1.2.1 Основные пути – оптимизация режимов, технологических схем и конструкций аппаратов.

В данный момент можно выявить несколько основных путей оптимизации ректификации:

- использование теплового насоса
- тепловая интеграция
- использование колонны предварительного фракционирования
- применение разделительной стенки в ректификационной колонне
- гибридное использование адсорбции или мембран с ректификацией.

Ниже будут более подробно раскрыты эти способы оптимизации.

1.2.2 Ректификации с применением теплового насоса

Ректификационная колонна с тепловым насосом, которая была разработана в 1950-х годах [19], вновь стала актуальной во время нефтяного и энергетического кризисов 1970-х годов, поскольку данная технология позволяет сэкономить большое количество энергии. Тепловой насос обеспечивает поглощение тепла от холодного источника и отвод тепла при более высокой температуре, которая может напрямую переходить в конденсатор и ребойлер.

Самая простая конфигурация ректификации, использующая этот принцип, называется парокompрессионной ректификационной колонной (VCC), показанной на рисунке 3 (а). В этой конфигурации соответствующая рабочая жидкость действует в качестве энергоносителя между конденсатором и ребойлером. Как показано, требуется сжатие и дросселирование.

В качестве альтернативы, верхний пар может использоваться в качестве рабочей жидкости, что приводит к конфигурации, показанной на рисунке 3 (б).

Эта конфигурация широко известна как ректификационная колонна механической рекомпрессии пара (MVRC).

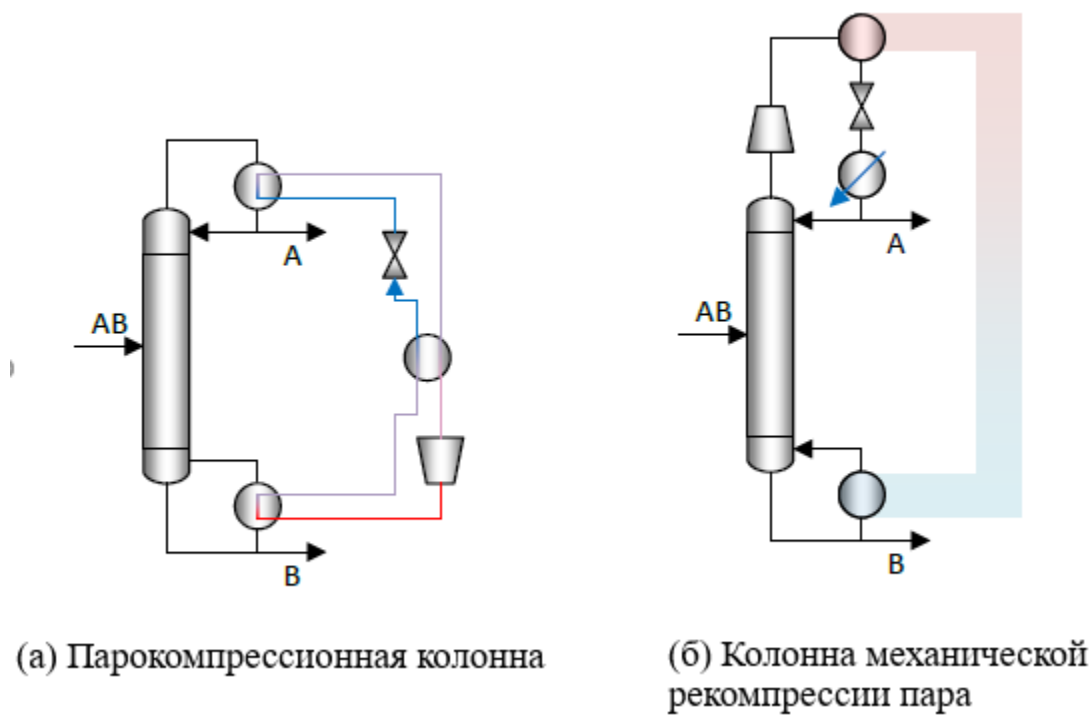


Рисунок 3 – Ректификационные колонны с применением теплового насоса.

Обзор технологий ректификации с применением теплового насоса выполнен Јана [20]. (MVRC) Содержит дополнительный цикл сжатия, позволяя компрессору работать непосредственно с паром верха колонны. Поскольку рекомпрессия пара может быть получена различными способами [21], термин «механический» используется для отличия от, например, колонны рекомпрессии теплового пара (TVRC). В TVRC необходимая работа по сжатию обеспечивается паровым эжектором, что ограничивает его применение системами с водой, получаемой в качестве дистиллята, поэтому в данной работе не рассматривается. Как VCC, так и MVRC могут быть классифицированы как ректификационные колонны с внешней тепловой интеграцией, поскольку теплообмен происходит вне традиционного

ректификационного оборудования. Существенным преимуществом как VCC, так и MVRC является то, что тепловой насос не оказывает влияния на разделение. Следовательно, такие конфигурации, очень желательны в новых установках, поскольку они представляют собой минимальный технический риск [22].

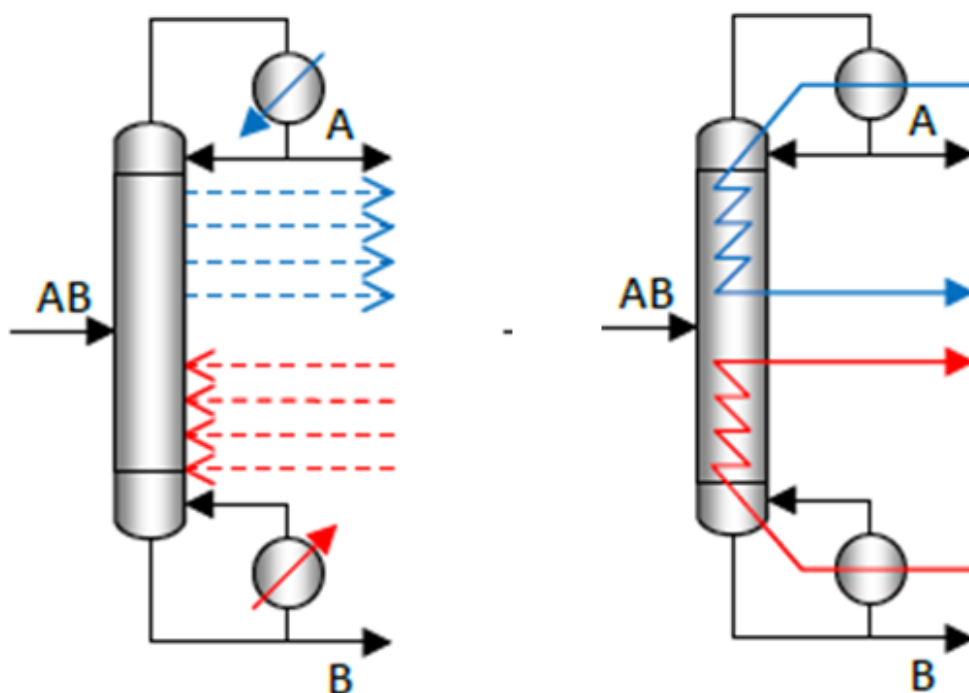
Кроме того, такая конфигурация имеет хорошую работоспособность, что доказано как моделированием [23,24,25,26], так и экспериментально [27,28]. Кроме того, сообщается о значительной экономической и энергетической экономии [22,29,30,31,32,33]. Фактически она уже успешно применяется в промышленности при производстве 1-бутена, хлорбензола, этанола, изопропанола и др. [34].

1.2.3 Диабатическая ректификация

В большинстве случаев обечайку колонны при обычной ректификации теплоизолируют, что вызывает адиабатическую работу. Если вместо этого передача тепла происходит в двух или более местах в колонне (например, на тарелках колонны), колонка является диабатической. Общее представление о диабатической колонне приведено на рис. 4 (а).

Ректификационная колонна с последовательными теплообменниками (DSHE) является примером диабатической ректификационной колонны (рис. 4 (б)). В этой конфигурации тепло отводится в ректификационную секцию, позволяя холодному потоку проходить внутрь колонны, тем самым действуя в качестве поглотителя энергии. Поскольку этот поток вводится сверху и выходит ниже по направлению колонны, температура может достигать более высокого значения, чем та, которую можно получить из конденсатора. Таким образом, тарелки в ректификационной секции могут рассматриваться как последовательные теплообменники. Таким же образом горячий поток вводится в нижнюю часть колонны и выходит в выше.

Эта конфигурация изучалась различными авторами как средство повышения термодинамической эффективности ректификационной колонны [35,36,37]. Кроме того, концепция диабатической ректификации была экспериментально доказана de Koeijer и Rivero [38]. Для диабатической ректификационной колонны может быть достигнуто снижение потерь эксергии на 39%, что означает снижение потребления энергии по сравнению с обычной ректификацией. Тем не менее отчеты о экономической выгоде не встречались в литературе. Скорее всего, это связано с тем, что прямая прибыль (то есть снижение потребности в энергии) не достигается.



(а) Обычная диабатическая ректификационная колонна

(б) Ректификационная колонна с полседовательными теплообменниками

Рисунок 4 – Диабатические ректификационные колонны.

1.2.4 Ректификационная колонна с тепловой интеграцией

Принципы ректификации с тепловым насосом могут использоваться для обеспечения работы в адиабатическом режиме таким образом, что укрепляющая секция действует как источник тепла, а секция отпарки действует как теплоотвод. Следовательно, укрепляющая секция должна работать при более высоком давлении, чтобы достичь необходимых температурных движущих сил между тарелками. Две секции колонны физически отделены (то есть укрепляющая секция не обязательно находится над отпарной секцией), и компрессор соединен с паром, выходящим из отпарной секции, то есть с тарелки питания. В соответствии с разницей давлений между секциями колонны дроссельный клапан соединен с потоком жидкости, выходящим из укрепляющей секции. Полученную конфигурацию обычно называют ректификационной колонной с тепловой интеграцией (HIDiC), но первоначально она была введена вместе с концепцией вторичной флегмы и испарением Mah. [39]. На рисунке 5 (а) представлено концептуальное представление HIDiC. Вариант HIDiC, в котором используется предварительный нагрев сырья, позволяющий избежать работы ребойлера и конденсатора, часто называют идеальным HIDiC (i-HIDiC) [40]. Совсем недавно термин HIDiC использовался для описания как адиабатических колонн, так и колонн, с внешними теплообменниками для тепловой интеграции между секциями колонны.

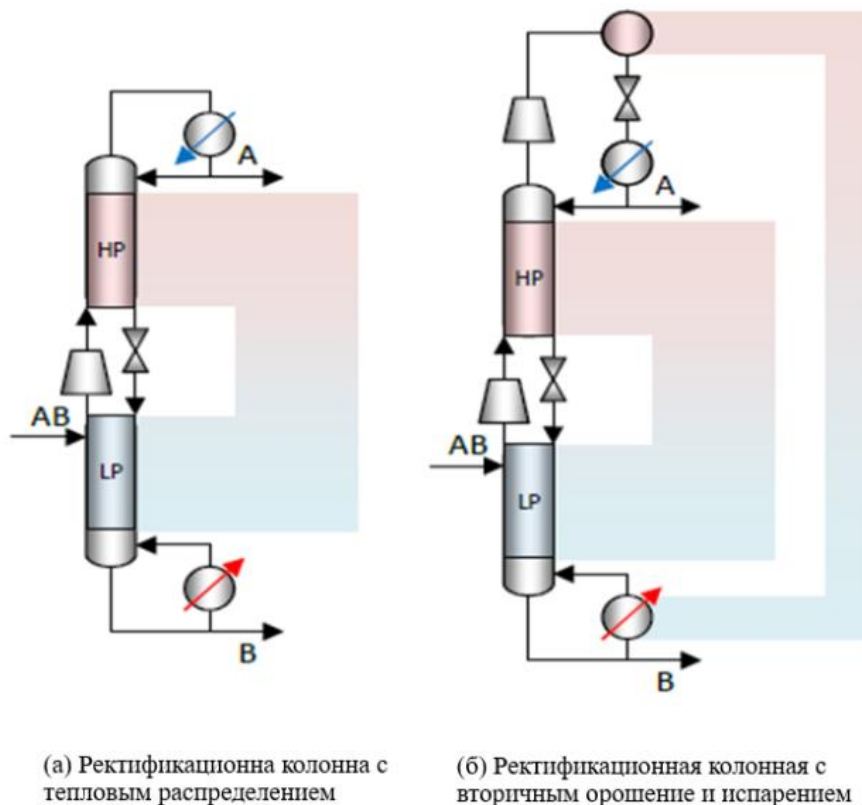


Рисунок 5 – Ректификационные колонны с тепловой интеграцией. LP - это секция низкого давления, а HP - секция высокого давления.

Дополнительная энергия может быть восстановлена с помощью повторного сжатия паров верхнего пара в HIDiC. Эта колонна была введена наряду с HIDiC Mah и Fitzmorris [41]. Поскольку аббревиатура HIDiC достаточно хорошо известна, название колонна с вторичным орошением и испарением (SRVC) будет использоваться для тепловой интеграции конденсатора / ребойлера HIDiC с использованием дополнительного компрессора на верхнем паре. SRVC показан на рисунке 5 (б).

1.2.5 Усовершенствованная ректификационная колонна с тепловой интеграцией

Jana [42] дает обзор применений продвинутых методов ректификации, перенесенных в HIDiC. Ректификация с перепадом давления является

очевидным применением внутренней тепловой интеграции, поскольку уже существуют два различных давления в колонне. Однако для разделения требуются две ректификационные колонны, а не две секции колонны. Следуя принципам HIDIС, выбрав укрепляющую секцию высокого давления в качестве источника тепла и секцию отгонки низкого давления в качестве теплоотвода, две конфигурации на рисунке 6 получены для двух случаев: (а) для азеотропной смеси с минимальным кипением и (б) для азеотропной смеси с максимальной температурой кипения [43]. Huang [43] при проектировании ректификационных колонн с тепловой интеграцией обнаружил, что для разделения ацетонитрил / вода можно добиться снижения эксплуатационных расходов до 15% и снижения капитальных затрат на 14% по сравнению с обычной конфигурацией. Тем не менее, был сделан вывод о том, что эта тепловая интеграция типа, укрепляющая / отгонная не может конкурировать с тепловой интеграцией типа конденсатор / ребойлер для рассматриваемого разделения [43].

Двойная ректификационная колонна с тепловой интеграцией (HIDDiC) обеспечивает альтернативу многоступенчатой последовательной ректификации для разделения более чем двух продуктов (концептуально включает воду / этанол / азеотропный этанол). HIDDiC был изучен с тепловой интеграцией целых секций колонны [44] и с небольшим количеством ступеней [45,46,47]. Однако преимущество по сравнению с обычной многоступенчатой ректификационной колонной не было полностью продемонстрировано. Кроме того, важно отметить, что HIDDiC потенциально может работать без компрессора [44].

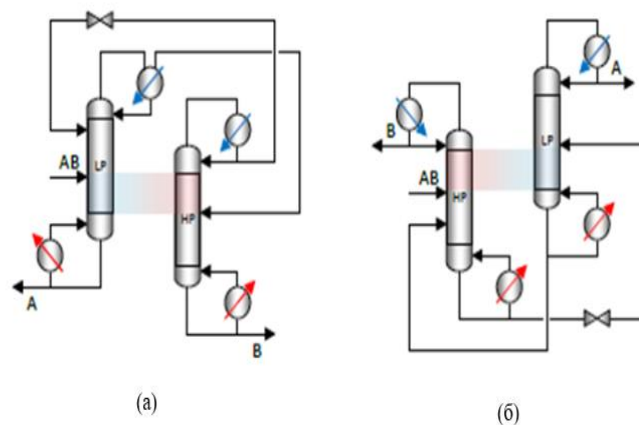


Рисунок 6 – Усовершенствованные ректификационные колонны с тепловой интеграцией. LP - это секция / колонна низкого давления, а HP - секция / колонна высокого давления.

1.2.5 Термически связанные ректификационные колонны

На основании патента Brugma [48], Petlyuk [49] ввел тепловую связь в ректификации с колонной предварительного фракционирования, как показано на рисунке 7 (а). Подавая потоки флегмы и кубовой жидкости в колонну предварительного фракционирования путем непосредственного отбора фракций внутренних потоков пара и жидкости из основной колонны, можно добиться значительной экономии энергии для многокомпонентного разделения. Тройной процесс ректификации показан на рисунке 7 Термодинамически эквивалентная конфигурация была подана в качестве патента [50] в 1949 году, в которой как предварительная фракционирование, так и ректификация происходят в одной и той же колонне (рис. 7 (б)). Эта конфигурация называется колонна с разделительной стенкой (DWC). В 1985 году (через 35 лет после его введения [50]), DWC был введен в промышленное применение BASF [51]. С тех пор данная конфигурация была принята в

промышленности как обычная технология разделения многокомпонентных смесей.

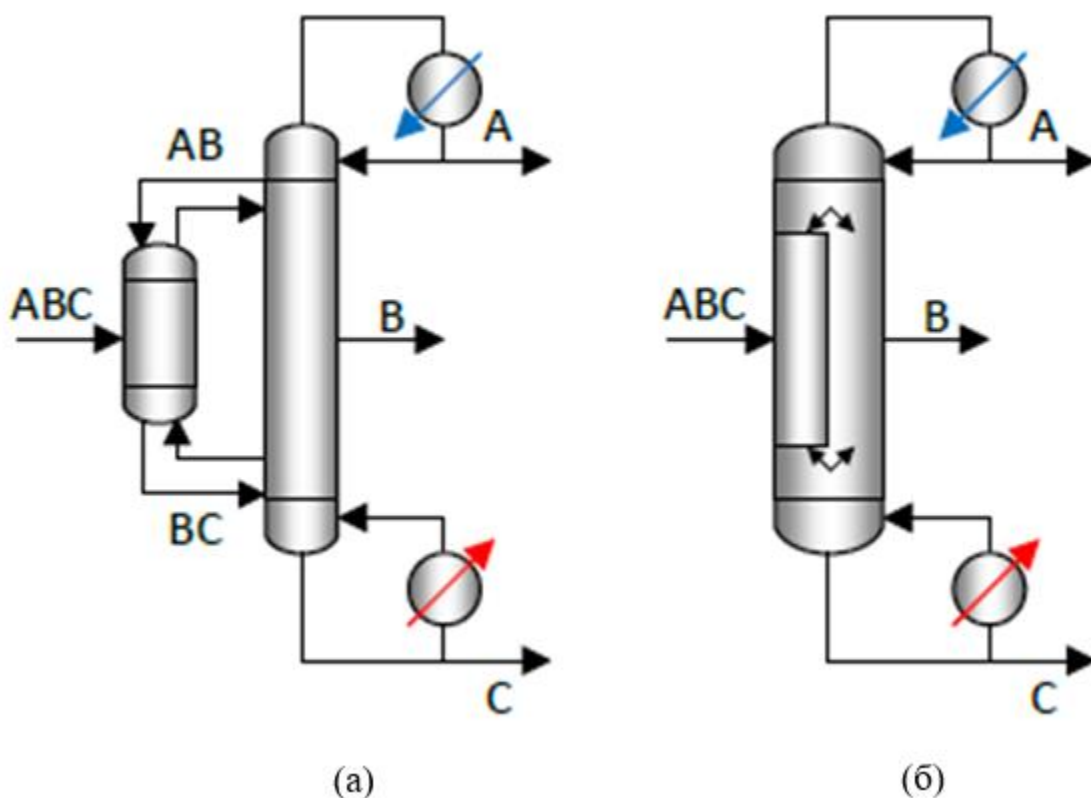


Рисунок 7 – Термически связанные ректификационные колонны

1.2.6 Прочие виды разделения

Адсорбция.

Было исследовано несколько вариантов разделения, основанных на растворимости, диффузии и разнице в размерах молекул, чтобы снизить потребление энергии при разделении пропана и пропилена. Rege и Yang [52] предложили систему четырехступенчатой адсорбции при переменном давлении (PSA), которая использовала $\text{AgNO}_3 / \text{SiO}_2$ и AlPO-14 для отделения пропилена от пропана при двух исходных смесях, атмосферном и субатмосферном давлениях десорбции. Плаза и др. [53] предложил

пятиступенчатую систему вакуумной короткоцикловой адсорбции (VSA), в которой использовался Cu-BTC из-за его большого объема пор и высокой сорбционной емкости, однако результаты показали низкое извлечение около 15%. Campro [54] также принял пятиступенчатую систему VSA, но с использованием цеолита X13 в качестве сорбента. Результаты показали высокое извлечение около 75% для их разделения.

Использование мембран.

Хотя было также предложено разделение на мембранной основе, большинству из них одновременно не хватает высокой проницаемости и селективности, что затрудняет масштабирование и отсутствие долгосрочной стабильности из-за отравления олефин-селективными носителями. Pan [55] исследовал цеолитные имидазолатные каркасы для разделения пропан/пропилена при нескольких составах сырья и температурных условиях. Результаты показали, что предложенная мембранная структура показала высокую проницаемость и селективность для смесей, богатых пропиленом, при температурах ниже 22 ° C. Хотя вышеупомянутые альтернативы, безусловно, могут обеспечить экономию энергии, их емкость и время работы довольно ограничены размером оборудования и проблемами обслуживания.

Гибридные установки.

Также были предприняты попытки по интегрированию мембран в ректификационные конфигурации. Данные альтернативы были предложены для снижения потребления энергии. Petterson [56] сообщил о выгодных мембранных конфигурациях, где мембрана может быть расположена близко к потоку сырья или в нижней части ректификационной колонны. Benali и Aydin [57] исследовали несколько мембранных конфигураций, которые могут быть расположены сверху, в середине и внизу ректификационной колонны. Их наиболее известная конфигурация достигла экономической экономии около

36%, когда были установлены одна мембрана сверху и одна снизу. Подходы, основанные на математическом моделировании, также были предложены [58,59], и они показали, что, когда мембрана находится в середине колонны, может снизить общую годовую стоимость до 20%.

2 АНАЛИТИЧЕСКИЙ ОБЗОР

2.1 Методы расчета паро-жидкостного равновесия

Парожидкостное равновесие в реальных системах

Отклонения от идеального поведения чаще встречаются в жидкой фазе, чем в паровой. В результате меньших межмолекулярных расстояний силы взаимодействия молекул в жидкости значительно сильнее. Поведение паровой фазы при небольших давлениях близко к идеальному. При более высоких давлениях паровая фаза должна быть описана одним из уравнений состояния. Фазовое равновесие реальных жидкостей обычно описывается с помощью коэффициента активности γ [60,61].

Методы расчета фазового равновесия в системах, которые поведение которых неидеально только в жидкой фазе, основаны на моделях коэффициентов активности, таких как Margules, Van Laar, Wilson, NRTL, UNIQUAC и UNIFAC.

2.1.1 Расчет фазового равновесия по избыточной энтальпии

Уравнение Маргулеса

Макс Маргулес представил в 1895 году простую термодинамическую модель для избыточной свободной энергии Гиббса жидкой смеси [62]. После того, как Льюис представил концепцию коэффициента активности, модель стало возможным использовать для получения выражения для коэффициентов активности γ_i соединения i в жидкости. Коэффициент активности является мерой отклонения от абсолютной растворимости. В химической технологии модель свободной энергии Гиббса Маргулеса для жидких смесей более известна как модель активности или коэффициента активности Маргулеса. Хотя модель не нова, она имеет характерную особенность описания экстремумов в коэффициентах активности, в то время

как современные модели, такие как UNIQUAC, NRTL и Wilson, не способны описывать экстремумы в коэффициентах активности.

Маргулес выразил избыток свободной энергии Гиббса бинарных жидких смесей следующим образом:

$$\frac{g^E}{RT} = x_1 x_2 (A_{21} x_1 + A_{12} x_2) \quad (1)$$

где: g^E - энергия Гиббса, R - молярная универсальная газовая постоянная, T – температура, x_i - молярная доля вещества, A_{12} и A_{21} - это константы, которые получены путем регрессии экспериментальных данных парожидкостных равновесий.

Коэффициент активности компонента i определяется дифференцированием избыточной энергии Гиббса в направлении x_i ,

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 (A_{12} + 2(A_{21} - A_{12})x_1) \quad (2)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 (A_{21} + 2(A_{12} - A_{21})x_2) \quad (3)$$

где: $\ln \gamma_i$ - коэффициент активности компонента i , A_{12} и A_{21} - это константы, которые получены путем регрессии экспериментальных данных парожидкостных равновесий, x_i - молярная доля вещества

Уравнение Ван Лаара

Уравнение Ван Лаара [63] - это модель активности, которая была разработана Йоханнесом Ван Лааром в 1910-1913 годах для описания фазовых равновесий жидких смесей. Уравнение было получено из уравнения Ван-дер-Ваальса[68]. Исходные параметры Ван-дер-Ваальса не дали адекватного описания парожидкостных фазовых равновесий, что вынудило ученого согласовать параметры с экспериментальными результатами. Из-за этого модель потеряла связь с молекулярными свойствами, и поэтому ее следует

рассматривать как эмпирическую модель для сопоставления экспериментальных результатов.

Ван Лаар выразил избыток свободной энергии Гиббса бинарных жидких смесей следующим образом:

$$\frac{g^E}{RT} = \frac{A_{12}x_1x_2}{x_1(A_{12}/A_{21}) + x_2} \quad (4)$$

Коэффициент активности компонента i определяется путем дифференцирования до x_i . Это дает:

$$\ln \gamma_1 = A_{12} \left(\frac{A_{21}x_2}{A_{12}x_1 + A_{21}x_2} \right)^2 \quad (5)$$

$$\ln \gamma_2 = A_{21} \left(\frac{A_{21}x_2}{A_{12}x_1 + A_{21}x_2} \right)^2 \quad (6)$$

Уравнение Уилсона

Уилсон [64] представил следующее выражение для избыточной энергии Гиббса бинарного раствора:

$$\frac{g^E}{RT} = -x_1 \ln(x_1 + A_{12}x_2) - x_2 \ln(x_2 + A_{21}x_1) \quad (7)$$

Коэффициенты активности, полученные из этого уравнения:

$$\ln \gamma_1 = -\ln(x_1 + A_{12}x_2) + \left[\frac{A_{12}}{x_1 + A_{21}x_2} - \frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} \right] \quad (8)$$

$$\ln \gamma_2 = -\ln(x_2 + A_{21}x_1) + \left[\frac{A_{12}}{x_1 + A_{12}x_2} - \frac{A_{21}}{x_2 + A_{21}x_1} \right] \quad (9)$$

Уравнение Уилсона имеет два регулируемых параметра, A_{12} и A_{21} . Эти параметры связаны с молярными объемами чистого компонента

$$A_{12} = \frac{v_2}{v_1} \exp\left(-\frac{\lambda_{12} - \lambda_{11}}{RT}\right) \quad (10)$$

$$A_{21} = \frac{v_1}{v_2} \exp\left(-\frac{\lambda_{21} - \lambda_{22}}{RT}\right) \quad (11)$$

где: v_i - молярный объем, λ_{ij} - характеристика энергетического параметра $i-j$ взаимодействия, R - молярная универсальная газовая постоянная, T - температура, A_{12} и A_{21} - это константы, которые получены путем регрессии экспериментальных данных парожидкостных равновесий.

Уравнение Уилсона имеет один серьезный недостаток. Оно не может предсказать предельную смешиваемость. Когда уравнение подставляется в уравнения термодинамической устойчивости для бинарной системы, параметры A_{12} и A_{21} не могут быть найдены, что указывает на существование двух стабильных жидких фаз. Следовательно, его следует использовать только для жидких систем, которые полностью смешиваются, или же для тех ограниченных областей частично смешивающихся систем, где присутствует только одна жидкая фаза.

Уравнение NRTL

Основная идея в выводе Уилсона следует из концепции локального состава. Эта концепция также использовалась Реноном (1968) при выводе уравнения NRTL [65] (non-random, two liquid model); однако уравнение Ренона, в отличие от уравнения Уилсона, применимо как к частично смешиваемым, так и к полностью смешивающимся системам. Уравнение NRTL для избыточной энергии Гиббса имеет вид –

$$\frac{g^E}{RT} = x_1 x_2 \left(\frac{\tau_{21} G_{21}}{x_1 + x_2 G_{21}} + \frac{\tau_{12} G_{12}}{x_1 + x_2 G_{12}} \right) \quad (12)$$

Где,

$$T_{12} = \frac{g_{12} - g_{22}}{RT} \quad T_{21} = \frac{g_{21} - g_{11}}{RT} \quad (13)$$

$$G_{12} = \exp(-\alpha_{12}\tau_{12}) \quad G_{21} = \exp(-\alpha_{12}\tau_{21}) \quad (14)$$

где: g_{ij} - характеристика энергетического параметра $i-j$ взаимодействия, x_i - молярная доля вещества, R - молярная универсальная газовая постоянная, T - температура, α_{12} - параметр не случайности в смеси.

Значение g_{ij} аналогично значению λ_{ij} в уравнении Уилсона; g_{ij} - характеристика энергетического параметра $i-j$ взаимодействия. Параметр α_{12} связан с не случайностью в смеси; когда α_{12} равен нулю, смесь полностью случайна и уравнение сводится к уравнению Маргулеса с двумя индексами. Уравнение NRTL содержит три параметра, но сокращение экспериментальных данных для большого числа бинарных систем показывает, что α_{12} изменяется от 0,20 до 0,47; когда экспериментальных данных мало, значение α_{12} часто можно установить произвольно; типичный выбор $\alpha_{12} = 0,3$. Коэффициенты активности:

$$\ln \gamma_1 = x_2^2 \left[\tau_{21} \left(\frac{G_{12}}{x_1 + x_2 G_{21}} \right)^2 + \frac{\tau_{12} G_{12}}{(x_2 + x_1 G_{12})^2} \right] \quad (15)$$

$$\ln \gamma_2 = x_1^2 \left[\tau_{21} \left(\frac{G_{12}}{x_2 + x_1 G_{12}} \right)^2 + \frac{\tau_{21} G_{21}}{(x_1 + x_2 G_{21})^2} \right] \quad (16)$$

Уравнение Uniquac

Критический анализ отклонения уравнения NRTL показывает, что это уравнение, как и те, которые получены из разложения Воля, больше подходит для h^E , чем для g^E (Renon and Prausnitz, 1969). Кроме того, поскольку экспериментальных данных для бинарных смесей обычно не много или они не достаточно точны, чтобы получить три основных бинарных параметра, были предприняты попытки (Абрамс, 1975; Маурер 1978; Андерсон, 1978; Кемени

и Расмуссен, 1981), чтобы получить двухпараметрическое уравнение для g^E , которое сохраняет хотя бы некоторые преимущества уравнения Уилсона без ограничения полностью смешивающимися смесями. Абрамс вывел уравнение, которое в некотором смысле расширяет квазихимическую теорию Гуггенхайма для неслучайных смесей на растворы, содержащие молекулы разного размера. Поэтому это расширение было названо универсальной квазихимической теорией. Уравнение UNIQUAC [66] для g^E состоит из двух частей: комбинаторной части, которой описывается доминирующий энтропийный вклад, и остаточной части, которая в основном обусловлена межмолекулярными силами, ответственными за энтальпию смешения. Комбинаторная часть определяется только составом, размерами и формой молекул. Остаточная часть, зависит от межмолекулярных сил; поэтому два регулируемых двоичных параметра появляются только в остаточной части. Уравнение UNIQUAC –

$$\frac{g^E}{RT} = \left(\frac{g^E}{RT} \right)_{\text{комбинаторная}} + \left(\frac{g^E}{RT} \right)_{\text{остаточная}} \quad (17)$$

Уравнение UNIFAC

UNIFAC - метод для оценки коэффициентов активности в неэлектролитных жидких смесях. Чтобы использовать этот метод, никакие экспериментальные данные не требуются для конкретной смеси. В дополнение к температуре и составу системы необходимо знать только молекулярную структуру каждого компонента в смеси и необходимые групповые параметры. Вычислено большое количество параметров группового взаимодействия разных групп.

Модель UNIFAC [67] разработана как комбинация модели UNIQUAC (универсальная квазихимическая) и концепт решения функциональных групп.

Концепт смеси функциональных групп представляет собой гибкий метод с широким диапазоном применимости. Вместо того, чтобы рассматривать жидкость как раствор молекул, он рассматривается как смесь групп, где группы являются структурными единицами или строительными блоками, такими как CH_3 , OH , CH . Эти строительные блоки образуют молекулу. В методе группового вклада предполагается, что физическое свойство жидкости представляет собой сумму вкладов, вносимых функциональными группами молекул. Таким образом, коэффициенты активности определяются свойствами групп, а не свойствами молекул.

2.1.2 Расчет фазового равновесия по уравнению состояния

Уравнение Ван-дер-Ваальса

Уравнение состояния Ван-дер-Ваальса, предложенное в 1873 году [68], было первым уравнением, способным представить парожидкостное сосуществование.

$$Z = \frac{v}{v-b} - \frac{a}{RTv} \quad (19)$$

где,

$$a = \frac{27R^2T_{cr}^2}{64p_{cr}}; \quad b = \frac{RT_{cr}}{8p_{cr}} \quad (20)$$

где: Z - коэффициент сжимаемости $Z = pV / RT$; T - температура, V - объем, p - давление, R - молярная универсальная газовая постоянная, a - мера сил притяжения между молекулами, b - объем, занимаемый молекулами.

Параметры a и b могут быть получены из критических свойств жидкости [72].

Уравнение Редлиха-Квонга

Наиболее важной моделью для модификации уравнения состояния Ван-дер-Ваальса является уравнение Редлиха-Квонга [69] (Redlich and Kwong, 1949). Он сохраняет оригинальный концепт твердых сфер Ван-дер-Ваальса с температурно-зависящей переменной.

$$Z = \frac{v}{v-b} - \frac{a}{RT^{3/2}(v+b)} \quad (21)$$

где,

$$a = 0.42748 R^2 T_{cr}^{2.5} / P_{cr}; \quad b = 0.08664 R T_{cr} / P_{cr} \quad (22)$$

Уравнение Редлиха-Квонга-Соаве

Успех уравнения Редлиха-Квонга послужил толчком для многих дальнейших эмпирических улучшений Соаве (1972). Предложено заменить термин $a / a / T^{1.5}$ на более общий зависящий от температуры термин $a(T)$ -

$$Z = \frac{v}{v-b} - \frac{a(T)}{RT(V+b)} \quad (23)$$

$$\text{где, } a(T) = 0.42748 \frac{R^2 T_{cr}^2}{P_{cr}} \alpha(T); \quad (24)$$

$$\alpha(T) = \left(1 + (0.48 + 1.574\omega - 0.176\omega^2) \left(1 - \sqrt{T / T_{cr}} \right) \right)^2 \quad (25)$$

$$b = 0.08664 R T_{cr} / p_{cr}; \quad (26)$$

где: Z - коэффициент сжимаемости $Z = pV / RT$; T - температура, V - объем, p - давление, а R - молярная универсальная газовая постоянная, a - мера сил притяжения между молекулами, b - объем, занимаемый молекулами. ω = ацентрический фактор.

Для проверки точности уравнения Соаве-Редлиха-Квонга [70] (SRK) были рассчитаны давления паров ряда углеводородов и нескольких бинарных систем и сравнены с экспериментальными данными (Соаве, 1972). В отличие от исходного уравнения Редлиха-Квонга, модификация Соаве хорошо соответствовала экспериментальной кривой и была в состоянии предсказать фазовое поведение смесей в критической области [72].

Уравнение Пэнга-Робинсона

Уравнение состояния Пенга-Робинсона [71] (PR) несколько улучшает прогнозирование объемов жидкости и прогнозирует критический коэффициент сжимаемости $Z_c = 0,307$. Пэнг и Робинсон (1976) привели примеры использования их уравнения для прогнозирования давления пара и объемного поведения однокомпонентных систем, а также фазового поведения и объемного поведения бинарной, тройной и многокомпонентной системы и пришли к выводу, что уравнение может быть использовано для точного вычисления давления паров чистых веществ и фазового равновесия смеси. Уравнение Пенга-Робинсона работает лучше, чем уравнение Соаве-Редлиха-Квонга. Хан и соавт. (1988) сообщили, что уравнение Пенга-Робинсона лучше для вычисления парожидкостного равновесия в водородосодержащих и азотсодержащих смесях.

$$Z = \frac{V}{V - b} - \frac{a(T)V}{RT(V(V - b) + b(V - b))} \quad (27)$$

$$\text{где, } a(T) = 0.45724 \frac{R^2 T_{cr}^2}{p_{cr}} \alpha(T) \quad (28)$$

$$a(T) = \left(1 + (0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2) \left(1 - \sqrt{T / T_{cr}} \right) \right)^2 \quad (29)$$

$$b = 0.0778 RT_{cr} / p_{cr};$$

Уравнения Пенга-Робинсона и Соаве-Редлиха-Квонга широко используются в промышленности. Преимущества этих уравнений состоят в том, что они могут точно и легко представить соотношение между температурой, давлением и фазовым составом в бинарных и многокомпонентных системах. Они требуют только критических свойств и ацентрических коэффициентов для обобщенных параметров [72].

2.2 Симуляторы химико-технологических процессов и систем

Проектирование современных ХТС переработки природного углеводородного сырья и оптимальная эксплуатация действующих производств невозможна без применения ПМП, имеющих высокую точность описания параметров технологических процессов и позволяющих без значительных материальных и временных затрат производить исследования этих процессов. Такие модельные исследования имеют огромное значение не только для проектирования, но для улучшения функционирования существующих производств, так как позволяют учесть влияние внешних факторов (изменение состава сырья, изменение требований к конечным и промежуточным продуктам и т.д.) на показатели работы действующих производств.

В основу всех средств компьютерного моделирования заложены общие принципы расчетов материальных и тепловых балансов химических производств. Любая компьютерная система моделирования включает, в основном, набор следующих основных подсистем, обеспечивающих решение задачи моделирования ХТП[73-74,76]:

- Набор термодинамических данных по чистым компонентам (база данных) и средства, позволяющие выбирать определенные компоненты для описания качественного состава рабочих смесей
- Средства представления свойств природных углеводородных смесей, главным образом - нефтей и газоконденсатов, в виде, приемлемом для описания качественного состава рабочих смесей, по данным лабораторного анализа
- Различные методы расчета термодинамических свойств, таких как коэффициент фазового равновесия, энтальпии, энтропии, плотности, растворимости газов и твердых веществ в жидкостях и фугитивности паров.
- Набор моделей для расчета процессов в отдельных единицах

оборудования ХТС

- Средства для формирования ХТС из отдельных элементов.

2.2.1 Коммерческие решения

В настоящее время инженерам-технологам доступно большое число программных средств моделирования химико-технологических процессов. На отечественном рынке наиболее доступны разработанные иностранными фирмами ПМП: Aspen, CHEMCAD, PRO II, а также Hysys [74]. Существуют также много других ПМП (отечественных и зарубежных), которые в настоящее время практически не используются. Их обзор приведён в [75].

Несмотря на огромные преимущества, которые предоставляют эти программы, у них есть один достаточно весомый минус. Цена на эти продукты достаточно высока и поэтому их могут использовать только крупные компании, располагающие достаточными ресурсами.

Ниже приведены краткие описания каждого из продуктов.

Hysys и Hysim.

Продукты канадской компании Hyprotech Ltd. Hysim является продуктом для платформы PC/DOS. Позволяет выполнять статическое моделирование практически всех основных процессов газопереработки, нефтепереработки и нефтехимии. Особый акцент сделан на работу с уравнением состояния Пенга-Робинсона. Программа имеет расширенный набор модификаций уравнения состояния Пенга-Робинсона, включающих работу с несимметричными коэффициентами бинарного взаимодействия и различными правилами смещения, модификации для работы с водой, гликолями и аминами. Пакет имеет оригинальный, весьма совершенный алгоритм расчета ректификационных колонн, практически не имеет ограничений в отношении набора задаваемых спецификаций и сложности колонны. Программа имеет табличный ввод данных, по которому затем

строится изображение схемы в формате AUTOCAD. Дополнительный пакет Нургор позволяет эффективно обрабатывать экспериментальные данные по свойствам чистых компонентов и затем использовать полученные корреляции в расчетах. В 1996 году фирма представила новую разработку – Nysys, разработанную специально для 32 разрядных платформ PC/Windows. В настоящее время вышла 2 версия программы. Программа, наряду с возможностью статического моделирования технологических схем, позволяет в той же среде производить динамическое моделирование отдельных процессов и всей технологической цепочки, а также разрабатывать и отлаживать схемы регулирования процессов. Имеется возможность выполнять расчеты основных конструктивных характеристик сепарационного оборудования, емкостей, теплообменной аппаратуры, тарельчатых и насадочных ректификационных колонн и оценку стоимости оборудования. Программа имеет развитый графический интерфейс, поддерживает технологию OLE-2 и хорошо интегрирована с офисными приложениями Microsoft.

Aspen Plus и Speed UP.

Продукты американской компании Aspen Technologies Inc. Эти системы широко известны в США, в том числе среди студентов химико-технологических специальностей. Эти пакеты разработаны для Unix-платформ DEC-alpha и Solaris. Являясь таким образом, высокопроизводительными приложениями для рабочих станций, продукты малоизвестны в России. Aspen Plus – система для статического моделирования процессов, основанных на химическом и фазовом превращении. Имеет широкий набор алгоритмов, который постоянно расширяется, благодаря тому, что Aspen Plus является системой с открытыми стандартами. Система имеет развитый графический интерфейс. Имеется возможность выполнять расчеты

основных конструктивных характеристик и оценку стоимости оборудования. Speed UP- система динамического моделирования технологических процессов, совместимая на уровне данных с платформой Aspen Plus. Обе программы пакета сейчас объединены в новейшем интегрированном пакете Dyna Plus.

Pro II и ProVision.

Эти широко известные программные продукты разработаны американской фирмой Simulation Sciences, Inc. Система Pro II была первоначально перенесена на платформу DOS/PC с мейнфреймов. В этой реализации она не имела удобного пользовательского интерфейса. В 1995 году фирма анонсировала новый графический интерфейс для 32 разрядных платформ PC/Windows с поддержкой OLE-2 и выпустила пакет ProVision. Одновременно разрабатывалась реализация и для Unix-платформ (AIX и Solaris). Практически, в Pro II / ProVision заложены возможности моделирования почти всех химических и нефтехимических производств. Также имеются широкие возможности для работы с растворами электролитов. Имеется возможность проведения гидравлических расчетов сепарационного оборудования, реакторов, насадочных и тарельчатых ректификационных колонн. Фирма имеет в своем арсенале также пакет динамического моделирования – Protiss, который сейчас также доступен через интерфейс ProVision. Кроме этого, фирма предлагает пакет моделирования гидравлики нефтегазовых месторождений, систем сбора и транспорта нефти и газа – Pipeface. Фирма имеет еще ряд продуктов, в том числе ROM (Rigorous Online Modeling), системы анализа данных по месторождениям нефти и газа. В кооперации с Shell Development Co. разработан онлайн симулятор Romeo.

CHEMCAD.

Программный пакет CHEMCAD разработан фирмой ChemStations, Inc. Пакет включает средства статического моделирования основных процессов, основанных на фазовых и химических превращениях, а также средства для расчета геометрических размеров и конструктивных характеристик основных аппаратов, и оценки стоимости оборудования. Программа разработана для платформы DOS/PC, имеет графический интерфейс. В настоящее время разрабатывается Windows-версия программы. Сравнение возможностей ПМП приведено в табл. 1.

Таблица 1 - Сравнение возможностей ПМП

РАСЧЕТНЫЕ МОДУЛИ	Chemcad	Aspen	Pro II	Hysys
Строгий расчет ректификации и абсорбции с равновесными ступенями разделения	+	+	+	+
Строгий расчет ректификации и абсорбции с учетом массопередачи	+	+		
Строгий расчет ректификации и абсорбции с химическими реакциями	+	+	+	+
Упрощенный расчет ректификации Short-Cut	+	+	+	
Ректификация с расслаиванием жидкости	+	+	+	+
Жидкостная экстракция	+	+	+	+
Реактор стехиометрический	+	+	+	+
Реактор кинетический - с мешалкой и трубчатый	+	+	+	+
Реактор равновесный	+	+	+	+
Реактор Гиббса	+	+	+	+
Смеситель, Разделитель потоков, Сепаратор компонентов	+	+	+	+
Насосы, Компрессоры, Экспандеры, Клапаны	+	+	+	+
Теплообменники с тепловыми кривыми	+	+	+	+
Многоходовые теплообменники LNG с анализом зон теплопередачи	+	+	+	+

Двухфазный равновесный испаритель	+	+	+	+
Трехфазный равновесный испаритель	+	+	+	+
Кристаллизатор	+	+	+	+
Циклон	+	+	-	+
Рукавный фильтр	+	+	-	-

2.2.2 Некоммерческие решения

Программные обеспечения, приведенные выше, безусловно обладают огромными возможностями и имеют очень прочные позиции на рынке. Но не стоит забывать, что над созданием и улучшением данных решений трудится большое количество людей поэтому цена за одну лицензию может достигать нескольких миллионов рублей. Это является большим препятствием, для небольших проектных компаний или научных учреждений, не обладающих такими ресурсами. Но благодаря группам экспертов, которые делятся своими знаниями с нами, мы имеем возможность использовать программное обеспечение, обладающее приблизительно таким же функционалом, как они предоставляют коммерческие программы.

DWSIM

DWSIM - это программное обеспечение для моделирования, симуляции и оптимизации стационарных химических процессов. Это наиболее популярное программное обеспечение для моделирования с открытым исходным кодом, которое можно использовать для Windows, Linux и Mac OS X. Оно написано на Visual Basic и содержит полный набор оборудования, расширенные термодинамические модели, поддержку реагирующих систем, инструменты определения характеристик нефти, и полнофункциональный графический интерфейс. Он имеет множество важных функций, большинство из которых доступны в коммерческом программном обеспечении. Некоторые из них:

- расчеты VLE, VLLE, SLE с использованием моделей уравнения

состояния, коэффициента активности и Chao-Seader,

- поддерживает операции модуля CAPE-OPEN и пакеты свойств Thermo 1.0 / 1.1,
- характеристика нефтяных фракций с использованием объемных свойств и / или ASTM / TBP, кривые ректификации и создание гипотетических компонентов с использованием групп UNIFAC,
- поддерживает базу данных компонентов ChemSep
- интерфейс создания схем технологического процесса (PFD),
- строгие модели ректификационной / абсорбционной колонны,
- поддержка химических реакций и реакторов,
- утилита многомерного анализа оптимизации и чувствительности,
- интерфейс Excel для термодинамических расчетов,
- автономная библиотека термодинамики,
- компонент Creator Utility для пользовательских компонентов. [77]

COCO

Другой симулятор процессов, который поставляется с набором функций, называется COCO. За этим экзотическим названием стоит еще один бесплатный симулятор процессов, некоммерческий, графический, модульный и совместимый с CAPE-OPEN симулятор для стационарного и последовательного моделирования процессов моделирования. Первоначально он был задуман как тестовая среда для инструментов моделирования CAPE-OPEN, но теперь предоставляет бесплатное моделирование химических процессов для студентов. Это среда моделирование с открытыми схемами, позволяющее любому добавлять новые операции с единицами или пакеты термодинамики.

Список функций включает в себя:

- термодинамика для технических применений,

- пакет расширений CAPE-OPEN Unit-Operations является частью СОСО. Он включает в себя сплиттер, смеситель, теплообменники, насосы и реакторы, а также другие операции блока.

Бесплатный пакет поставляется с определенными ограничениями в вычислениях, такими как ограничение до 40 соединений, но определенно может использоваться для упрощенного или предварительного моделирования. [78]

OPENMODELICA

OPENMODELICA - это среда моделирования и симуляции на основе Modelica с открытым исходным кодом, предназначенная для промышленного и академического использования. Его долгосрочное развитие поддерживается некоммерческой организацией - Open Source Modelica Consortium (OSMC). Modelica - это не процессно-ориентированный симулятор, такой как DWSIM, а общий инструмент моделирования и платформа ближе к Matlab.

OpenModelica - это комплексная среда для компиляции и моделирования, основанная на бесплатном программном обеспечении, распространяемом в двоичном виде и в форме исходного кода для исследований, обучения и промышленного использования.

Моделирование с использованием OpenModelica позволяет:

- многодоменное моделирование
- гибридное моделирование
- визуальное моделирование и др. [79]

2.3 Выбор программного обеспечения

Для моделирования в данной работе целесообразно использовать Aspen Plus. Ниже приведены несколько преимуществ которые отличают это ПО от конкурентов:

- Теплофизические свойства. Модели и данные физических свойств являются ключом к получению точных результатов моделирования, которые можно использовать с уверенностью. Aspen Plus использует обширные и проверенные модели физических свойств, данные и методы оценки, доступные в Aspen Properties TM, которая охватывает широкий спектр процессов от простого идеального поведения до сильно неидеальных смесей и электролитов. Встроенная база данных содержит параметры для более чем 8500 компонентов, охватывающих органические, неорганические, водные и солевые частицы, и более 37 000 наборов параметров бинарного взаимодействия для 4000 бинарных смесей. Параметры бинарного взаимодействия были определены с использованием данных, полученных из банка данных Dortmund, лицензированного DECHEMA.

- Уравнение-ориентированное моделирование. При моделировании больших производств необходимо рассчитывать большое количество блоков, что ведет к трате огромного количества времени и как правило требует солидных вычислительных мощностей. Эти два фактора могут значительно поднять стоимость создания математической модели. Уравнение-ориентированное моделирование рассчитывает каждый блок не последовательно, а одновременно. Такие вычисления доступны благодаря разработанным способам вычисления, основанным на матричном исчислении. Эта функция значительно облегчает расчет и снижает временные затраты.

- Функция ACM Model Export позволяет использовать пользовательские модели, созданные и скомпилированные в Aspen Custom

Modeler (ACM), в стационарном моделировании Aspen Plus либо в последовательном модульном режиме, либо в режиме решения, ориентированного на уравнения. Открытая среда легко позволяет сторонним производителям использовать собственные технологии. Они могут быть созданы с использованием Microsoft Excel, FORTRAN или Aspen Custom Modeler. Aspen Plus поддерживает отраслевые стандарты, такие как CAPEOPEN и IK-CAPE. AspenTech является ассоциированным членом сети лабораторий CAPE-OPEN (CO-LaN).

В дополнении к перечисленному у Aspen Plus есть возможность интеграции других продуктов компании Aspen без дополнительных программ. Например, для моделирования ректификационной колонны помимо самого аппарата нужно провести моделирование ребойлера и конденсатора с учетом геометрии, для получения более адекватных результатов. Не нужно каждый раз моделировать теплообменники в одном ПО, в моем случае это EDR (Exchanger Design and Rating) и потом вставлять данные в Aspen Plus. Достаточно лишь, сделать привязку модели теплообменника и программа будет сама просчитывать данные в EDR и вставлять данные в основную модель.

Также для того, чтобы оценить эффект того или иного изменения в оборудовании нужно еще учитывать экономические затраты. В Aspen Plus существует интеграция с программой Aspen Economic Evaluation, которая позволяет оценить CAPEX и OPEX. Еще достойны упоминания режимы Dynamics и режим оптимизации энергетических затрат.

2.4 Объект и методы, постановка задач исследования

Объектом является ректификационная колонна разделения фракции C_3 .

Методом исследования является математическое моделирование.

В ходе исследования планируется выполнить следующие задачи:

- разработать математическую модель ректификационной колонны разделения фракции C_3 ;
- определить минимальное флегмовое число и минимальное количество тарелок;
- провести оптимизацию числа тарелок и флегмового числа;
- выбрать тарелку питания;
- рассчитать гидравлику исследуемых контактных устройств.

3 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

3.1 Разработка моделей колонного оборудования в среде Aspen Plus

Процесс разработки математической модели ректификационной колонны в среде Aspen Plus можно разделить на несколько этапов:

1. выбор термодинамического пакета;
2. построение фазовой диаграммы смеси;
3. построение технологической схемы основного оборудования;
4. оптимизация числа тарелок и флегмового числа;
5. выбор тарелки питания;
6. исследование гидравлики.

3.1.1 Выбор термодинамического пакета

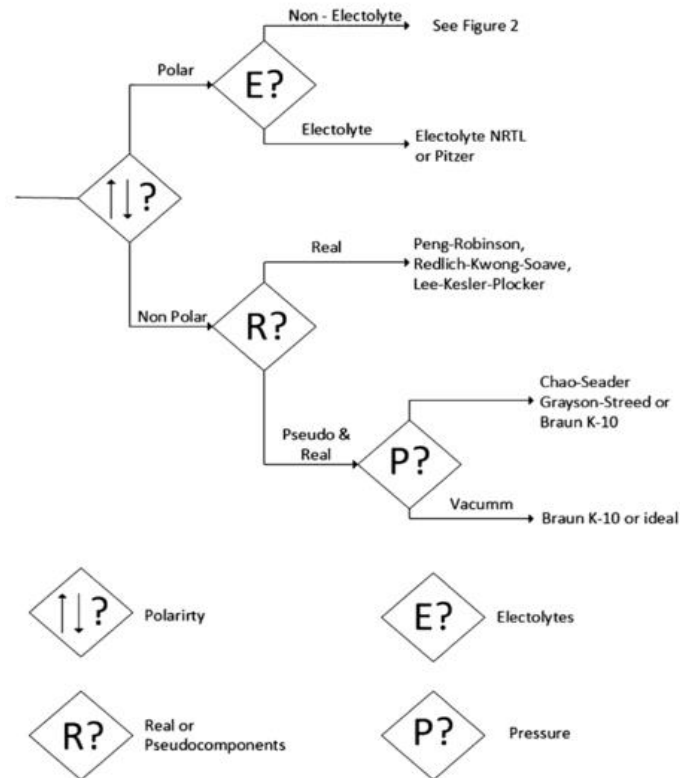


Рисунок 8 – Блок-схема для выбора подходящего термодинамического пакета

Для смеси пропан-пропилен хорошо подходит термодинамический пакет Peng-Robinson, базирующийся на уравнении состояния. Данный пакет был разработан специально для решения задач нефтеперерабатывающей, газовой и нефтехимической промышленности. В целом, уравнения состояния обеспечивают высокую точность расчетов для большинства углеводородных систем в широком диапазоне рабочих условий, но их область применения ограничена неполярными или слабополярными компонентами.

3.1.2 Построение фазовой диаграммы бинарной смеси пропан-пропилен

Так как любое уравнение может давать определенный процент погрешности, имеет смысл сравнить данные полученные при помощи термодинамического пакета и экспериментальные данные. Диапазон температур было решено принять от 20 до 60 °С, так как такой диапазон в полной мере отражает температуры, встречающиеся в различных способах промышленной ректификации имеющейся смеси. Далее представлены фазовые диаграммы смеси пропан пропилен при различных температурах.

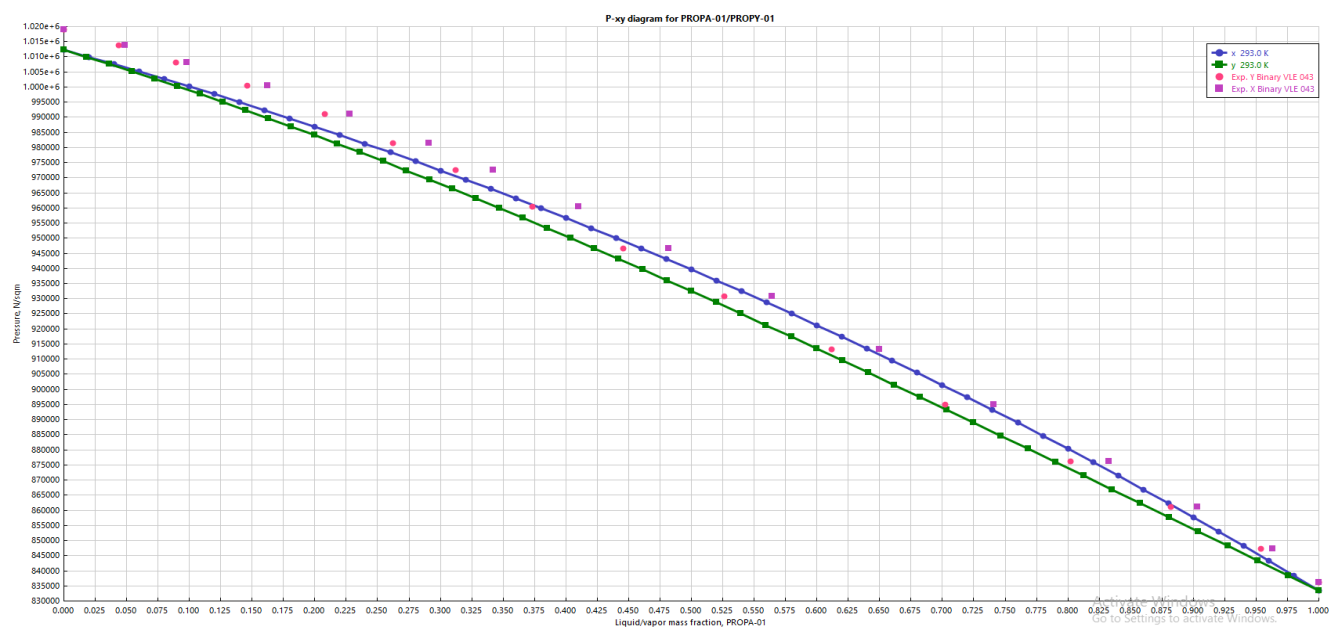


Рисунок 9 – Фазовая диаграмма смеси пропан-пропилен при 293 К[80]

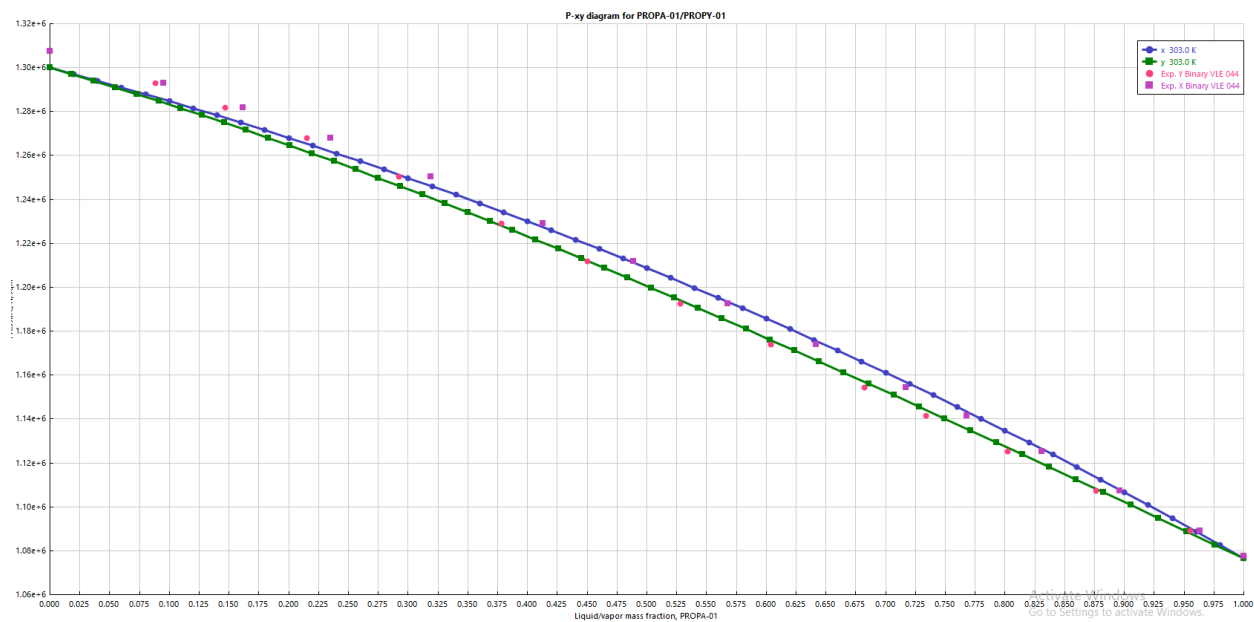


Рисунок 10 – Фазовая диаграмма смеси пропан-пропилен при 303 K[80]

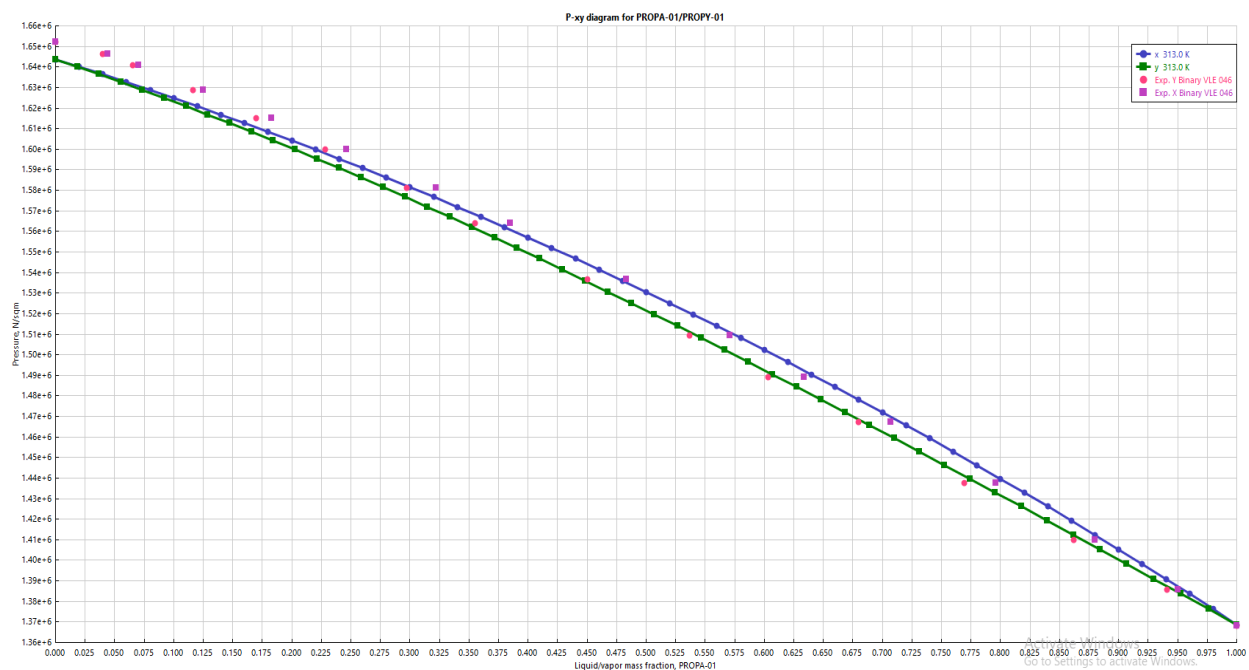


Рисунок 11 – Фазовая диаграмма смеси пропан-пропилен при 313 K[80]

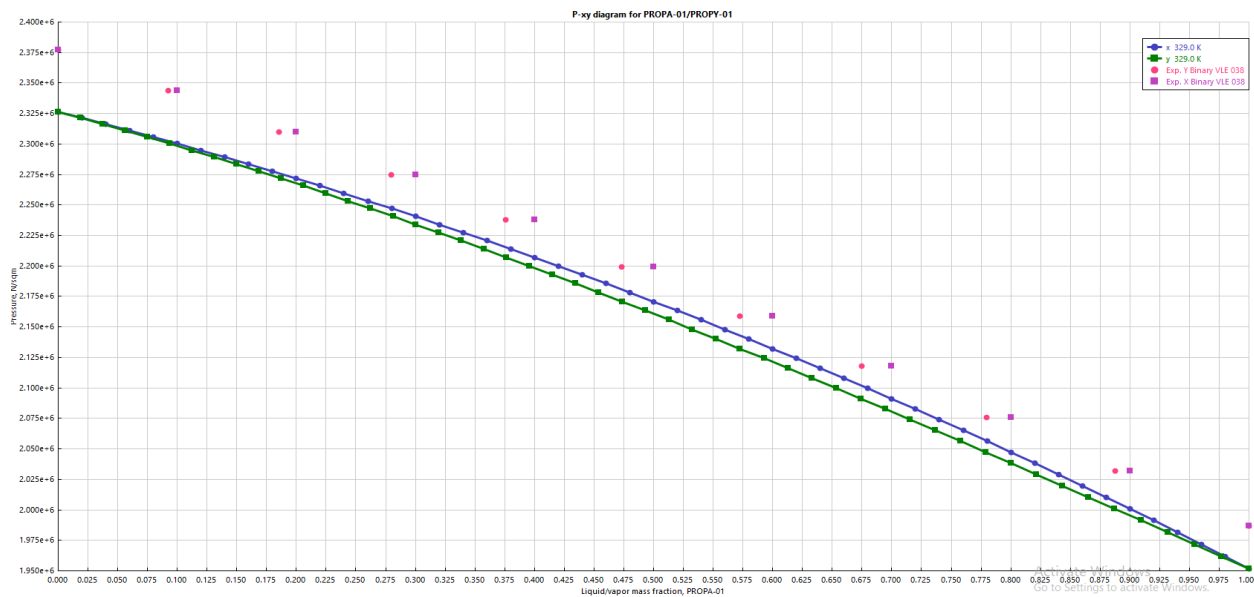


Рисунок 11 – Фазовая диаграмма смеси пропан-пропилен при 329 К[81]

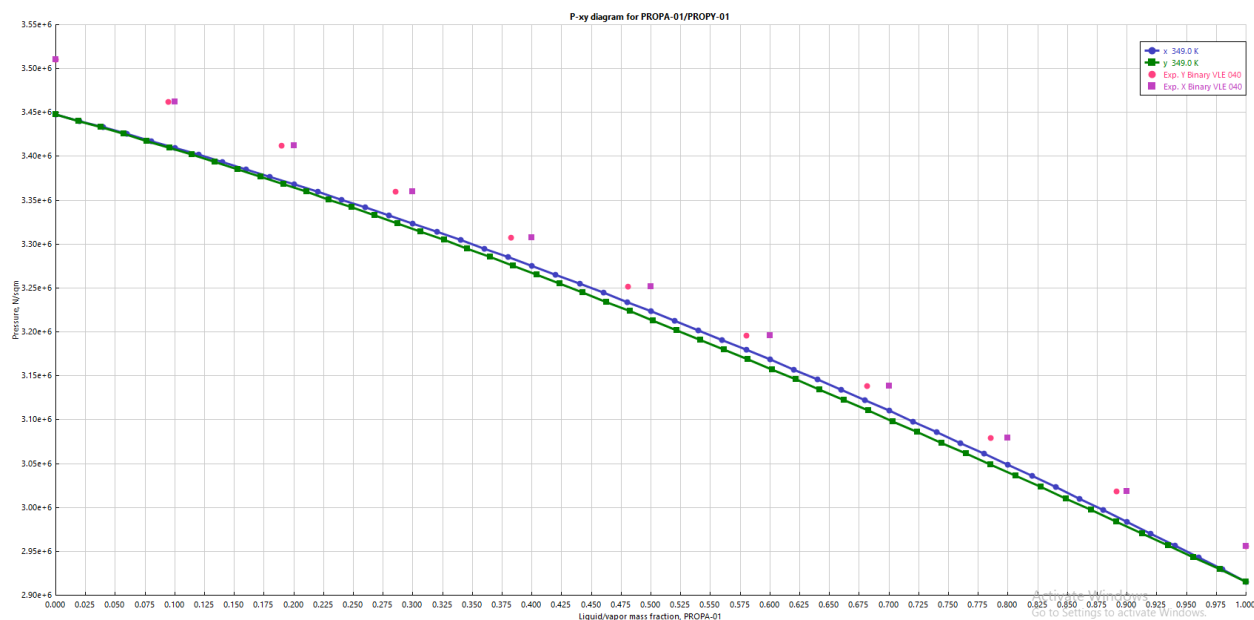


Рисунок 12 – Фазовая диаграмма смеси пропан-пропилен при 349 К[81]

Как видно из диаграмм, расхождение с экспериментальными данными становится больше при повышении температуры. Такое расхождение может оказать пагубное влияние на адекватность самой модели. Поэтому необходимо провести регрессию имеющихся экспериментальных данных. Экспериментальные данные были взяты из базы данных NIST

ThermoDataEngine. Было выбрано несколько данных удовлетворяющих установленному диапазону, прошедших проверку согласованности и EOS test: при 293,310,313 К[80], 299,319,329,339,344,349 К[81],310 К[82].

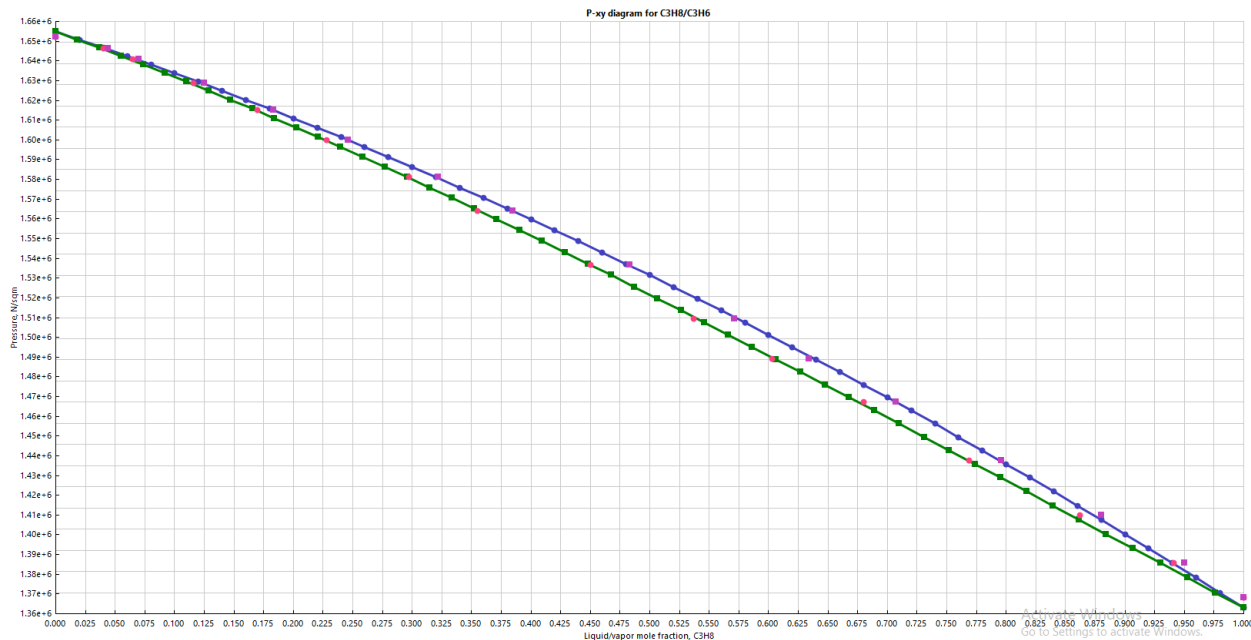


Рисунок 13 – Фазовая диаграмма смеси пропан-пропилен при 313 К

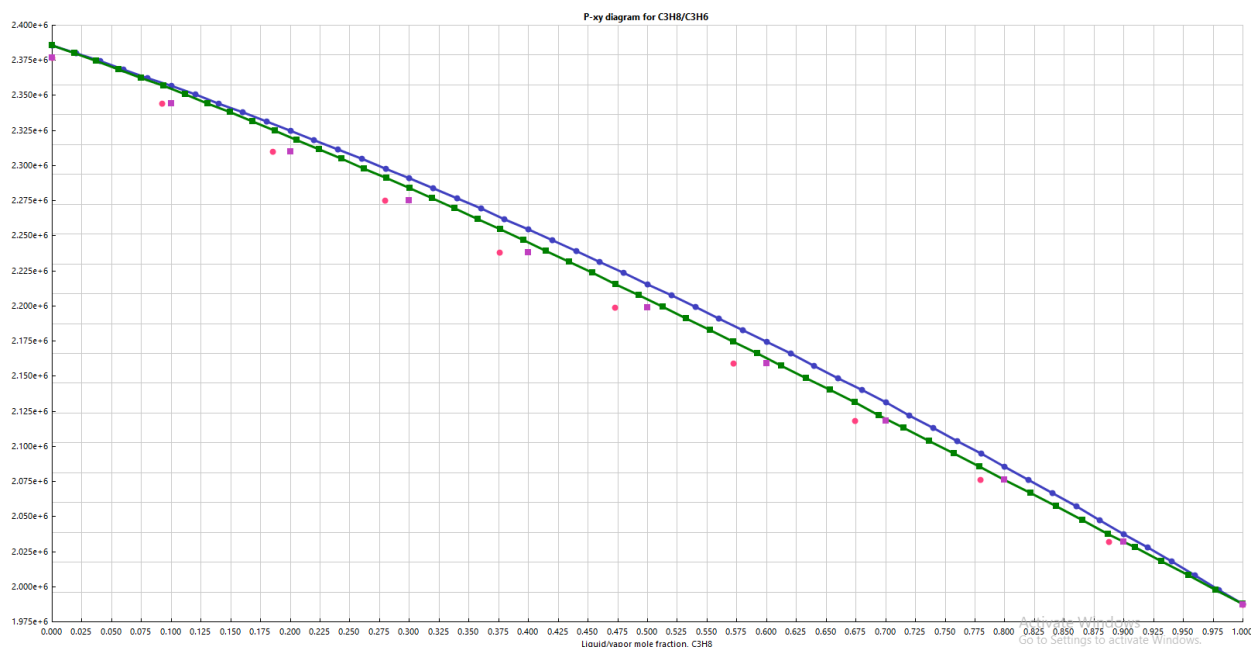


Рисунок 14 – Фазовая диаграмма смеси пропан-пропилен при 329 К

Как видно из рисунков 13 и 14, после регрессии, экспериментальные данные очень хорошо перекликаются с расчетными данными.

3.1.3 Построение технологической схемы основного оборудования

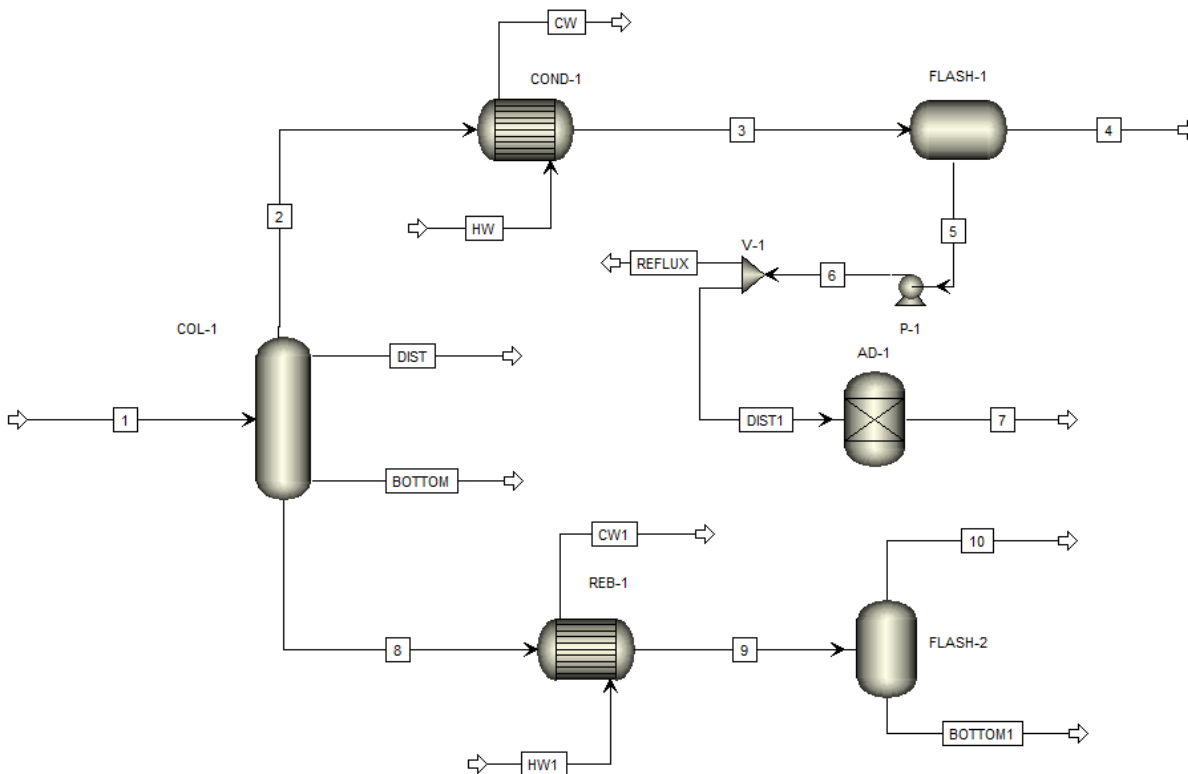


Рисунок 15 – Схема технологической установки разделения фракции C_3

Технологическая установка разделения фракции C_3 предназначена для выделения товарного пропилена (C_3H_6) из фракции C_3 в ректификационной колонне COL-1. Пропан (C_3H_8) и оставшиеся МА/ПД (C_3H_4) выводятся кубом колонны.

На питание колонны COL-1 подается гидрированная и отпаренная фракция C_3 с расходом 52135 т/ч и температурой 37°C .

Пары пропилена, выходящие с верха колонны COL-1 поступают в межтрубное пространство конденсатора COND-1. В конденсаторе происходит конденсация верхних паров колонны за счет подачи обратной воды в трубное пространство. Сконденсированный пропилен сливается в емкость сборник

FLASH-1. Неконденсируемые газы сдуваются из FLASH-1 в колонну отпарки или на факел.

Из емкости FLASH-1 сконденсированный пропилен насосом P-1 откачивается на орошение колонны COL-1. Оставшаяся часть с нагнетания насоса в качестве товарного пропилена, подается в адсорбер AD-1 для очистки от метанола.

Для подогрева куба колонны COL-1 установлен ребойлер REB-1. Кубовая жидкость колонн проходит через межтрубное пространство ребойлеров, где испаряется за счет тепла промывочной воды, подающейся в трубное пространство.

3.2 Оптимизация числа тарелок и флегмового числа

Для исследования было решено взять основные виды тарельчатых аппаратов:

- ситчатые;
- колпачковые;
- клапанные (Koch Glitch, FLEXITRAY® Valve Tray).

Так как в колонне давление выше атмосферного, использование насадочных контактных устройств не имеет смысла. Так как насадочные колонны используются преимущественно при вакууме и где очень важен перепад давления в колонне.

3.2.1 Определение минимального количества тарелок, флегмового числа

Определение минимального количества тарелок и минимального флегмового числа производится для всех типов колонн, так как на этом этапе расчетов влияние контактных устройств колонн не учитывается.

Для данных целей очень хорошо подходит метод DSTWU реализованный в Aspen Plus. Вычисление минимального количества тарелок

осуществляется при помощи уравнения Винна, а вычисление минимального флегмового числа с помощью уравнения Андервуда.

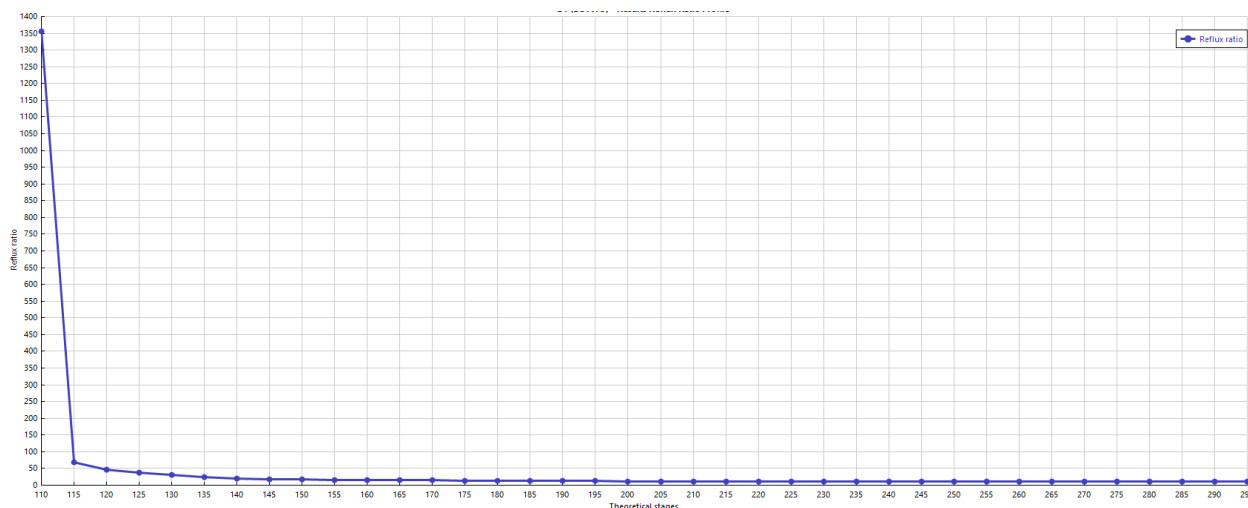


Рисунок 16 – Соотношение флегмового числа к теоретическим тарелкам

Таблица 2– Минимальное количество тарелок, минимальное флегмовое число и НЕТП

Параметр	Значение	Размерность
Минимальное количество тарелок	109.73	шт.
Минимальное флегмовое число	9.92	

3.2.2 Подбор оптимального числа тарелок, флегмового числа, выбор тарелки питания

Для осуществления подбора оптимальных параметров, нужно провести анализ Sensitivity. Для этого нужно определиться с диапазоном параметров. Исходя из таблицы 24 примем количество тарелок от 180 до 230, флегмовое число примем от 10 до 20, тарелку питания от 70 до 125.

Суть данного анализа заключается в том, что программа высчитывает содержание пропилена в дистилляте и кубе используя диапазон заданных ранее значений. Исходя из этих данных можно будет подобрать оптимальное соотношение тарелок и флегмового числа и в то же время оптимизировать

нагрузки на ребойлер и конденсатор, так как в анализе присутствует тарелка питания.

Таблица 3 – Параметры необходимые для проведения анализа

Параметр	Диапазон/значение	Размерность
Количество тарелок	180-230	шт.
Тарелка питания	70-125	шт.
Флегмовое число	10-20	
Содержание пропилена в дистилляте	99	%
Содержание пропилена в кубе	0.01	%
Нагрузка на ребойлер	Наименьшее	Калл/сек
Нагрузка на конденсатор	Наименьшее	Калл/сек

В результате исследования был получен огромный массив данных: после первичного отсеивания данных были извлечены значения по следующим параметрам:

- сходимость колонны;
- соблюдение качества дистиллята и куба.

Далее нужно было выделить конфигурацию на тарелки которой приходилось бы наименьшее количество энергии. Для этого была использована следующая формула:

$$Q_t = \frac{|Q_{cond}| + |Q_{reb}|}{N_t} \quad (30)$$

где: Q_{cond} – нагрузка на конденсатор, Q_{reb} – нагрузка на ребойлер, N_t – количество тарелок.

Таблица 4 – Оптимальные параметры различных конфигураций

№	Тарелка питания	Количество тарелок	Флегмовое число	Нагрузка на конденсатор	Нагрузка на ребейлер	Содержание пропилена в дистилляте	Содержание пропилена в кубе	Q_t
1	116	203	14.9	-11352642	1142985	0.99	0.006	112229.07
2	124	204	14.6	-11138448	1121566	0.99	0.006	109578.98
3	114	207	15	-11424167	1150138	0.99	0.006	112380.13
4	125	202	14.6	-11138460	1121567	0.99	0.006	110664.04
5	101	204	15.8	-11995358	1207257	0.99	0.005	117980.07
6	117	194	15	-11424158	1150137	0.99	0.005	118172.86
7	118	196	14.9	-11352674	1142989	0.99	0.006	116237.57
8	119	202	15.1	-11352825	1143004	0.99	0.005	112786.48
9	118	204	14.8	-11281217	1135843	0.99	0.006	110978.67
10	112	193	15.2	-11566936	11644154	0.99	0.005	120264.7

В таблице 4 представлены конфигурации с наименьшим значением Q_t .
Оптимальной конфигурацией является конфигурация под номером 2.

3.2.3 Исследование гидравлики тарельчатых колонных аппаратов

Главной целью данного исследования является определение размеров контактных устройств и нахождения стабильного режима работы ректификационной колонны. Под стабильным режимом работы подразумеваются несколько условий:

- унос и провал жидкости находятся в допустимых диапазонах;
- нагрузки по жидкостям находятся в допустимых пределах, нет «захлебывания» и нет «просока» пара;

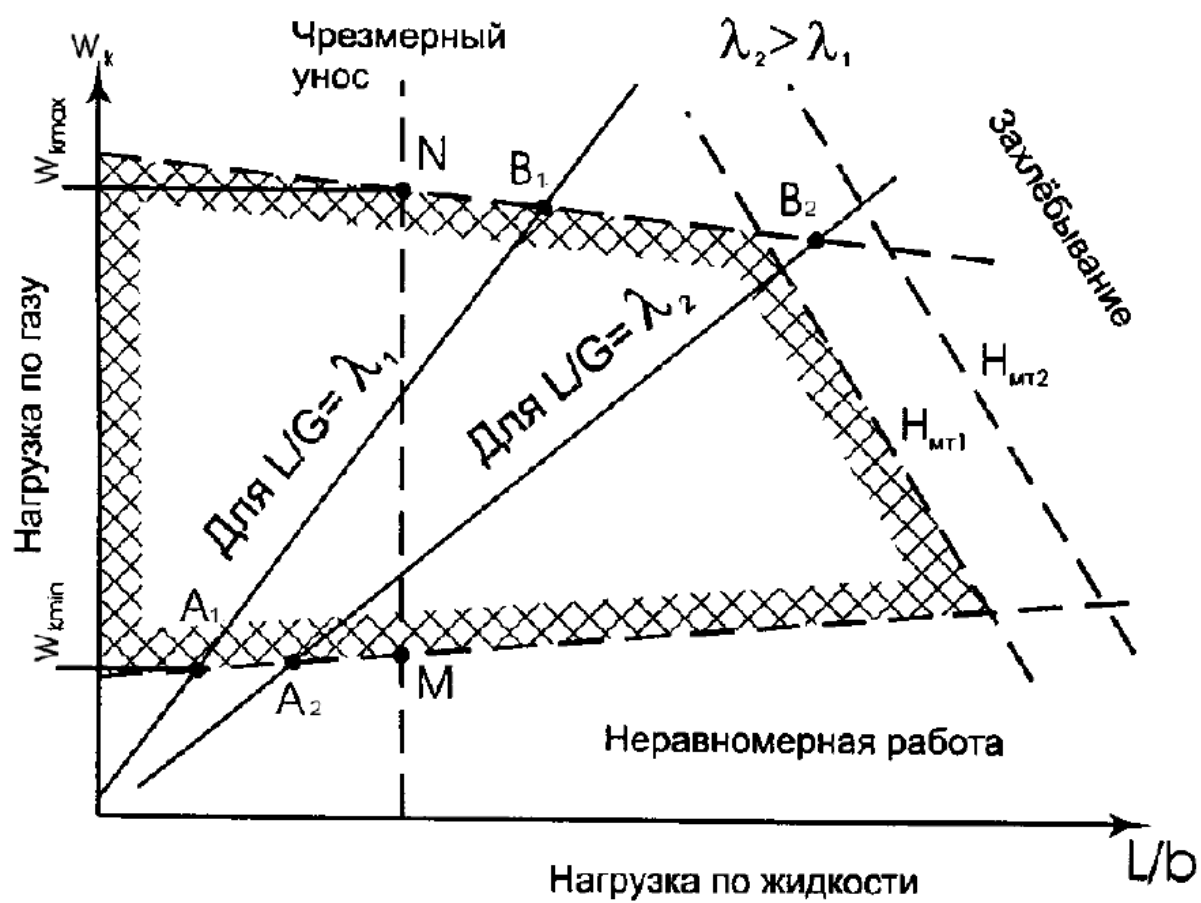


Рисунок 17 – Диапазон устойчивой работы тарелки.

Ситчатые тарелки

Результаты исследования ситчатых тарелок представлены на рисунках 17 – 19 и в таблицах 5-6.

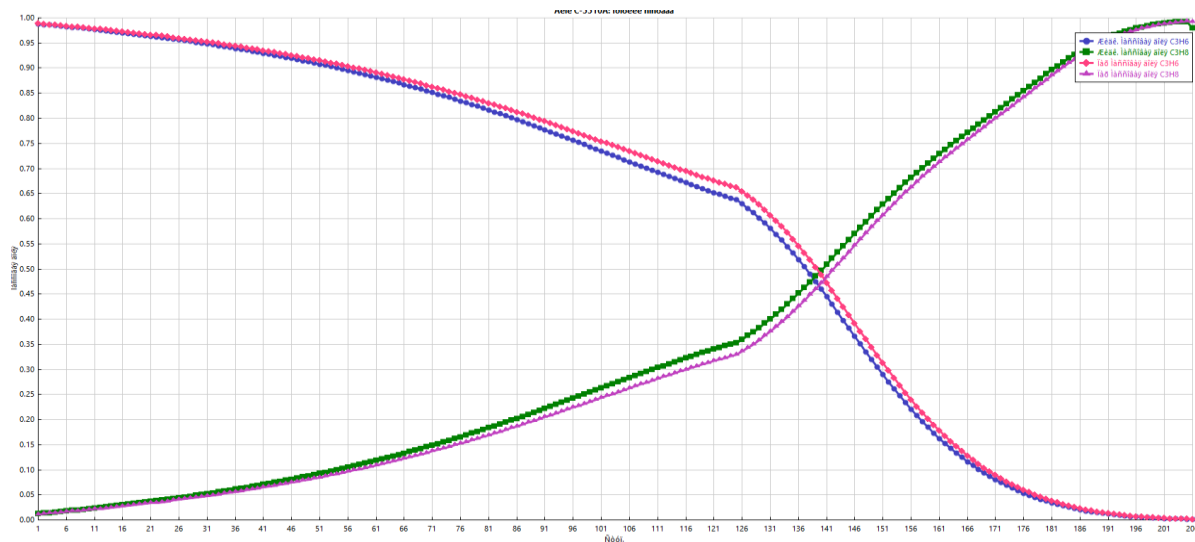


Рисунок 17 – Профиль составов колонны

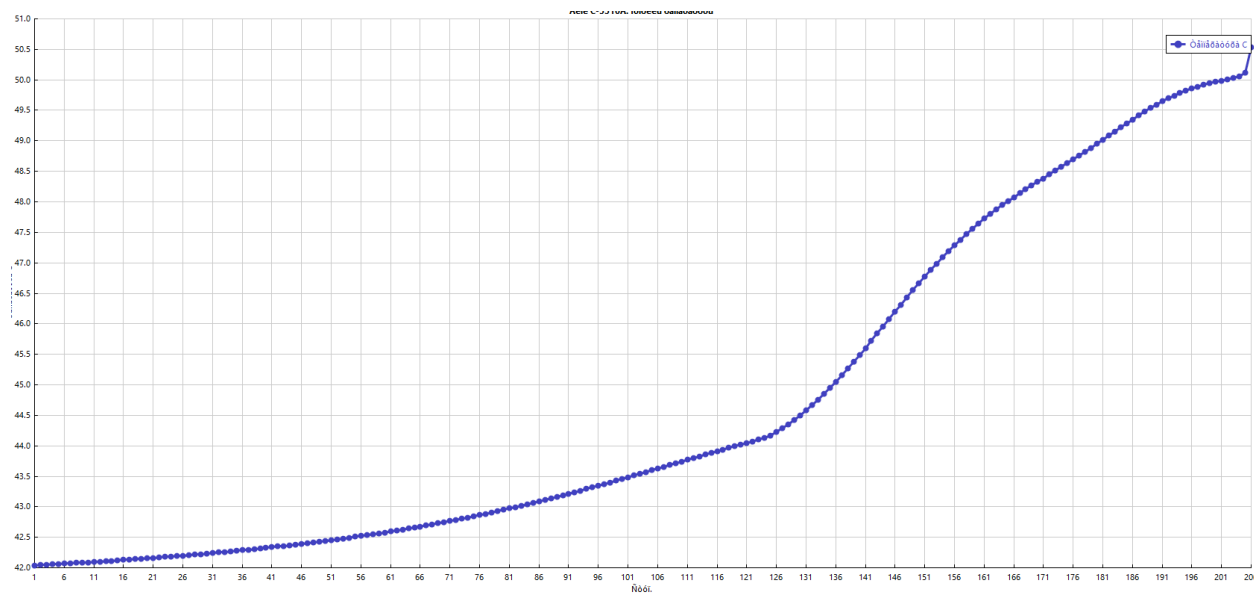
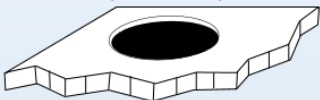


Рисунок 18 – Температурный профиль колонны

Диаметр отверстия
12.7 mm



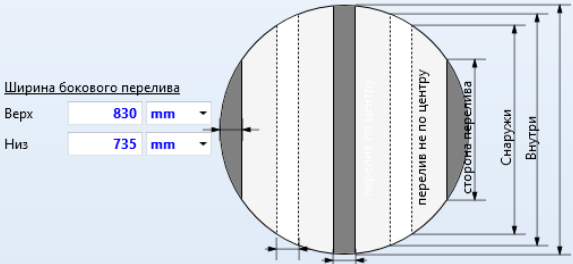
☒ Площадь отверстий / Текущая площадь 0.7
☐ Количество отверстий 15206

Толщина крышки
ДРУГОЙ
4.5 mm

Баланс перетока основанный на
Максимальная нагрузка

Сбалансировать переточ. трубу

☐ Активная область под переливом
 Модификации слива
☒ Нет
☐ Пикетир.
☐ Стреловидный возврат



Ширина бокового перелива
 Верх 830 mm
 Низ 735 mm

Ширина нецентральной переточ. Верх 600 mm
 Низ 450 mm

Диаметр 6.4 meter

Высота переливных перегородок 20 mm
 Просв. перет. трубки 90 mm

Длина бок. слив. перег. 4.3 meter
 Длина центрального сливного порога 6.378 meter
 Длина нецентральной переточно
 Внутри 5.621 meter
 Снаружи 4.776 meter

Ширина центр. переточной трубки
 Верх 530 mm
 Низ 380 mm

Диаметр 6.4 meter

Расст. между тарел. 0.43 meter

Местоположение переливной трубы относительно центра 1.83 meter

Рисунок 19 – Размеры ситчатой тарелки

Таблица – 5 Основные параметры колонны

Параметр	Знач.	Ед. изм..
Общая высота	87.72	м
Общее падение давления	0.980493	бар
Общее время пребывания	0.959041	ч
Кол-во прох.	4	шт.
Расст. между тарел.	0.43	м
Диаметр секции	6.4	м

Таблица 6 – Лимитирующие свойства на последней тарелке

Свойство	Знач.	Ед. измер.
Максимальный % захлёбывания	82.3023	%
Максимальный % резерва переточной трубки (аэрация)	49.2880	%

Максимальная нагрузка перетока	224.126	м3/ч/м2
Максимальный % расхода переточной трубки	58.7163	%
Максимальная нагрузка слива	81.8217	м3/ч/м2
Максимальная высота аэрации над сливом	0.11260	м

Колпачковые тарелки

Результаты исследования колпачковых тарелок представлены на рисунках 20 – 22 и в таблицах 7-8.

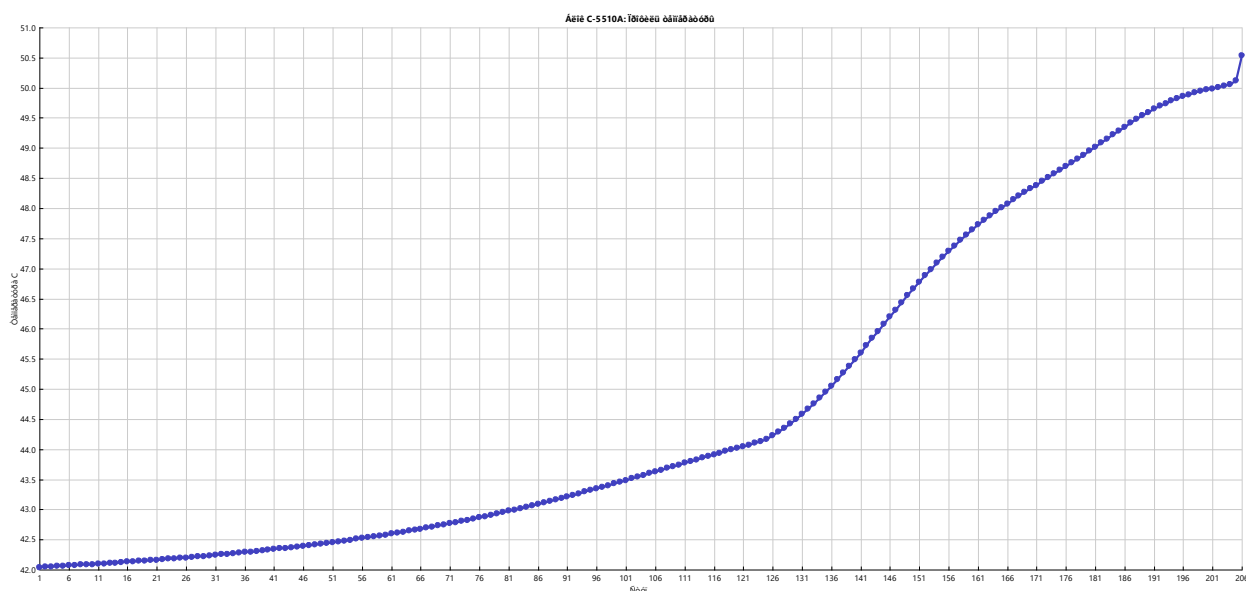


Рисунок 20 – Профиль составов колонны

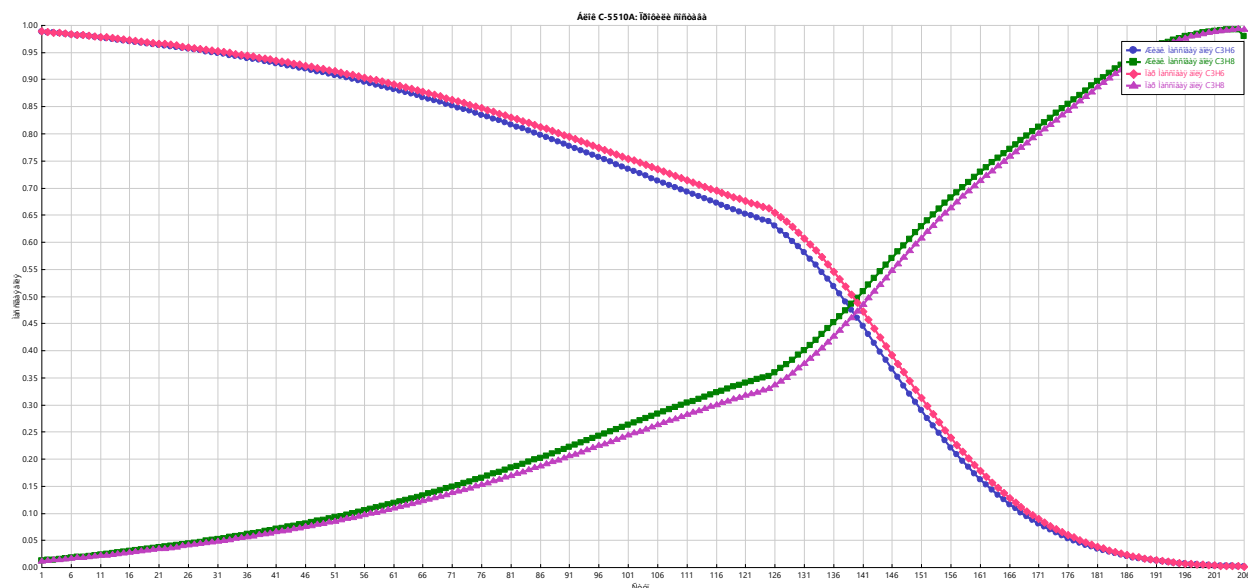


Рисунок 21 – Температурный профиль колонны

Диаметр колпачка **3 IN (76.2 MM)**

Высота юбки **1.0 IN (25.4 MM)**

☒ Число колпачков на текущую площадь **50 1/sqm**

☐ Число колпачков **880**

Толщина крышки **ДРУГОЙ**

4.5 mm

Баланс перетока основанный на **Максимальная нагрузка**

☐ Активная область под переливом

Модификации слива

☒ Нет

☐ Пикетир.

☐ Стреловидный возврат

Ширина бокового перелива

Верх **830 mm**

Низ **735 mm**

Ширина нецентральной переточ.

Верх **600 mm**

Низ **450 mm**

Ширина центр. переточной трубки

Верх **530 mm**

Низ **380 mm**

Диаметр **6.4 meter**

Высота переливных перегородок **20 mm**

Просв. перет. трубки **90 mm**

Расст. между тарел. **0.6 meter**

Местоположение переливной трубы относительно центра **1.83 meter**

Длина бок. слив. перег.

4.3 meter

Длина центрального сливного порога

6.378 meter

Длина нецентральной переточно

Внутри **5.621 meter**

Снаружи **4.776 meter**

Рисунок 22 – Размеры колпачковой тарелки

Таблица – 7 Основные параметры колонны

Параметр	Знач.	Ед. изм..
Общая высота	122.4	м
Общее падение давления	2.121894	бар

Общее время пребывания	2.495108	ч
Кол-во прох.	4	шт.
Расст. между тарел.	0.6	м
Диаметр секции	6.4	м

Таблица 8– Лимитирующие свойства на последней тарелке

Свойство	Знач.	Ед. измер.
Максимальный % захлёбывания	72.6340	%
Максимальный % резерва переточной трубки (аэрация)	87.2077	%
Максимальная загрузка перетока	224.126	м3/ч/м2
Максимальный % расхода переточной трубки	49.7070	%
Максимальная загрузка слива	81.8217	м3/ч/м2
Максимальная высота аэрации над сливом	0.09261	м

Клапанные тарелки

Результаты исследования колпачковых тарелок представлены на рисунках 23 – 25 и в таблицах 9-10.

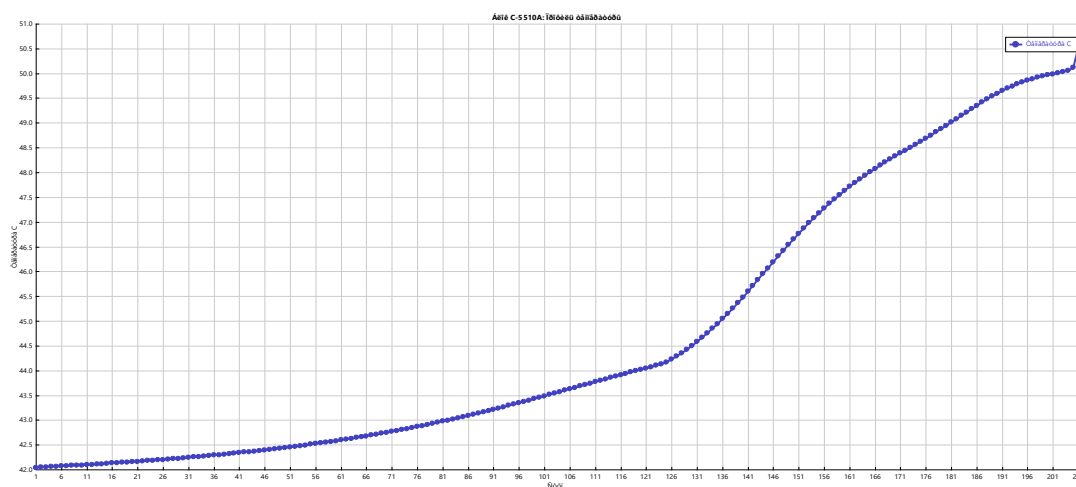


Рисунок 23 – Температурный профиль колонны

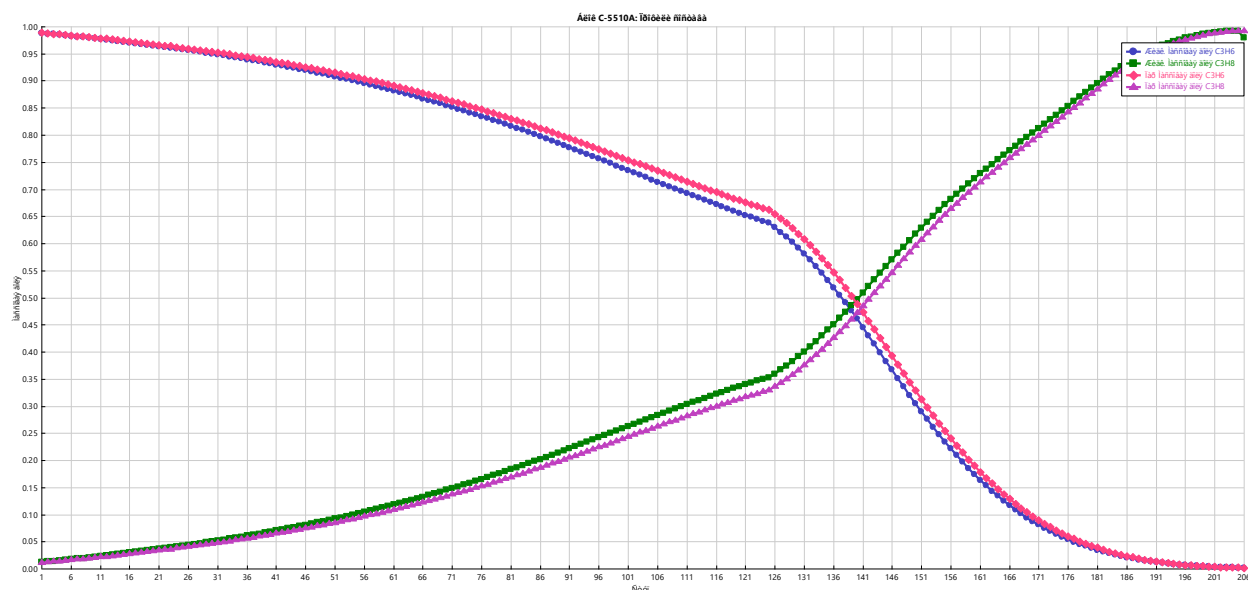


Рисунок 24 – Профиль составов колонны

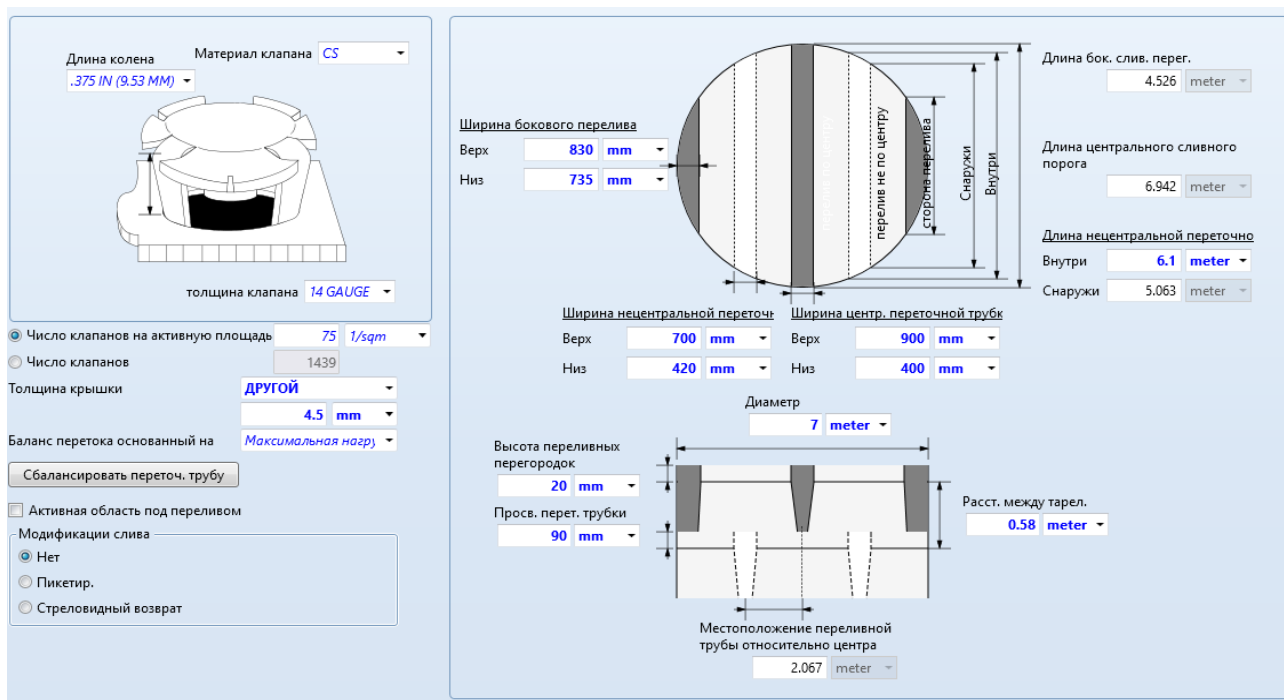


Рисунок 25 – Размеры клапанной тарелки

Таблица – 9 Основные параметры колонны

Параметр	Знач.	Ед. изм..
Общая высота	118.32	м
Общее падение давления	1.758972	бар
Общее время пребывания	1.809287	ч
Кол-во прох.	4	шт.
Расст. между тарел.	0.58	м
Диаметр секции	7	м

Таблица 10 – Лимитирующие свойства на последней тарелке

Свойство	Знач.	Ед. измер.
Максимальный % захлёбывания	61.5371	%
Максимальный % резерва переточной трубки (аэрация)	64.8990	%
Максимальная загрузка перетока	178.664	м3/ч/м2
Максимальный % расхода переточной трубки	41.3611	%
Максимальная загрузка слива	77.7414	м3/ч/м2
Максимальная высота аэрации над сливом	0.12382	м

4 АНАЛИЗ РЕЗУЛЬТАТОВ

В процессе создания математической модели была проведена регрессия данных с целью повышения точности математической модели. Результаты представлены на рисунках 13 и 14. Кроме фазовых диаграмм нужно отметить влияние регрессии непосредственно на саму модель. До проведения регрессии температура дистиллята была 41 °C, а куба 52 °C соответственно. После температура дистиллята увеличилась на 1,02 °C, а куба на 0,98 °C. Что значит, полученные данные почти точно совпадают с экспериментальными.

Для определения оптимального соотношения количества тарелок и флегмового числа, было решено в расчеты добавить тарелку питания. Для получения более релевантных данных. Данный расчет показал, что для достижения нужного качества куба и дистиллята нужно 204 тарелки, флегмовое число 14.6. Минимальные нагрузки на ребойлер и конденсатор будут при тарелке питания 124.

Расчеты гидравлики контактных устройств показали, что оптимальным контактным устройством будет ситчатая тарелка. Так как в сравнении с колпачковой тарелкой данному типу контактных устройств требуется меньшее расстояние между тарелками. Что оказывает сильное влияние на общую высоту колонны. Высота ситчатой колонны – 87 метров, колпачковой – 122.4 метра.

Хуже всего себя показала клапанная тарелка (Koch Glitch, FLEXITRAY® Valve Tray). Помимо почти идентичной высоты колонны с колпачковой – 118 метров, данному контактному устройству требуется больший диаметр колонны – 7 метров, против 6.4 метров ситчатой и колпачковой колонны.

5. ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ

РЕССУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ

5.1 Предпроектный анализ. Анализ рынка. Основные потребители и конкуренты.

К настоящему времени объем потребления полимеров в мире превысил 210 млн тонн, при этом потребление пропилена составляет порядка 26%. С целью удовлетворения мировой потребности в полипропилене необходимо увеличение производственных мощностей в том числе и в России. За последние 10 лет производство полипропилена, в России увеличилось в двое, показав динамичный рост по 10% в год.

Основной вклад в прирост производства внесли два новых завода: "Полиом" в г. Омске (Группа компаний "Титан", СИБУР и "Газпром нефть"), запущенный в промышленную эксплуатацию в феврале 2013 года, а также "Тобольск-Полимер" в Тюменской области (СИБУР). Мощность предприятий составляет 210 тыс. тонн и 500 тыс. тонн полипропилена соответственно [83, с.7].

Продукт: товарный пропилен. Используется при изготовлении упаковочных материалов, труб для водоснабжения, пленки, товаров бытового назначения, канцтоваров и игрушек.

Целевой рынок: тепловые сети, население города, широкий спектр производств.

5.2 SWOT-анализ.

Качественный подход к описанию рисков заключается в детальном и последовательном рассмотрении содержательных факторов, несущих неопределенность, и завершается формированием причин основных рисков и мер по их снижению. Одной из методик анализа сильных и слабых сторон

предприятия, его внешних, благоприятных возможностей и угроз является SWOT-анализ.

Таблица 11. SWOT-анализ.

	Сильные стороны проекта:	Слабые стороны проекта:
	<p>С1. Высокий спрос на продукцию из пропилена.</p> <p>С2. Заявленная экономичность и энергоэффективность технологии.</p> <p>С3. Возможность использования в качестве сырья побочных продуктов добычи (попутный нефтяной газ)</p> <p>С4. Возможность снижения OpEx без больших капиталовложений посредством моделирования процесса (возможно только после пуска установки</p>	<p>Сл1. Большое количество конкурентов.</p> <p>Сл2. Необходимость больших капитальных затрат.</p> <p>Сл3. Необходимость развития широкой логистической сети по подаче сырья и транспортировки продукта.</p>

<p>Возможности:</p> <p>В1. Использование поддержки государства как производством проходящим по приоритетным направлениям развития экономики (по критерию ресурсоэффективности).</p> <p>В2. Развитие потребительской способности рынка на производимый продукт</p> <p>В3. Повышение стоимости конкурентных (иностраннх) разработок в виду роста отношения стоимости доллара к рублю</p>	<p>1.Развитие прочных связей с отечественными и иностранными потребителями</p> <p>2.Увеличение производственных мощностей при сохранении себестоимости продукции</p>	<p>1. Повышение квалификации кадров</p> <p>2. Необходимость привлечения значительных капитальных затрат</p>
<p>Угрозы:</p> <p>У1. Высокая конкуренция рынка</p> <p>У2. Риск невозможности импорта товаров из-за введения секторальных санкций.</p>	<p>1. Использование отечественного сырья</p> <p>2. Применение технологии к альтернативным источникам</p>	<p>1. Сильная зависимость от иностранного ПО и оборудования.</p> <p>2. Привлечение новых заказчиков</p> <p>3. Разработка альтернативной, более выгодной технологии.</p>

5.3 Экономический расчет

5.3.1 Расчет производственной мощности

Примем за основной расчетный период один полный календарный год - 365 дней или 8760 часов. Поскольку проектируемая ректификационная колонна - установка непрерывного действия, примем режимные потери рабочего времени на выходные и праздники равным нулю. Примем часовую производительность оборудования в соответствии с [84] равной 16048 кг/час. Примем в соответствии [84] количество однотипного оборудования, установленного в цехе (колонны с одинаковой производительностью) - 1 шт.

Производственная мощность оборудования в год, рассчитывается в соответствии с [85, с.4] по формуле:

$$M = \Pi_{\text{час}} \cdot T_{\text{эф}} \cdot K_{\text{об}}$$
$$M = 16048 \cdot 8664 \cdot 1 = 139040 \text{ т}$$

где: $\Pi_{\text{час}}$ - часовая производительность оборудования в натуральных единицах; $T_{\text{эф}}$ - эффективный фонд времени работы оборудования (час.); $K_{\text{об}}$ - количество однотипного оборудования, установленного в цехе.

Эффективный фонд времени оборудования, в соответствии с [85, с.4] по формуле:

$$T_{\text{эфф}} = T_{\text{ном}} - T_{\text{ППР}} - T_{\text{ТО}}$$
$$T_{\text{эфф}} = 365 - 5 - 3 = 357 \text{ дней}$$

где: $T_{\text{ном}}$ - номинальный фонд работы оборудования; $T_{\text{ППР}}$ - время простоя в ремонтах за расчетный период (для расчета $T_{\text{ППР}}$ необходимо построить график ППР с указанием времени работы между ремонтами и временем простоя в ремонте); $T_{\text{ТО}}$ - время технологических остановок.

Номинальный фонд работы оборудования, в соответствии с [85, с.4] по формуле:

$$T_{\text{ном}} = T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пр}}$$

$$T_{\text{ном}} = 365 - 0 = 365 \text{ дней}$$

где: $T_{\text{вых}}$ - количество выходных дней в году; $T_{\text{пр}}$ - количество праздничных дней в году.

В соответствии с [84] простой оборудования на ремонт - 3 дня, и дополнительно 1 день - время технологических остановок, запаса на незапланированные ремонтные работы и на полный запуск производства.

Таблица 12. Баланс рабочего времени оборудования

Показатели	Количество дней (часов)
Календарный фонд времени	365 (8760)
Режимные потери рабочего времени: - выходные; - праздники;	-
Номинальный фонд рабочего времени	365 (8 760)
Простой оборудования в ремонтах	4 (96)
Эффективное время работы оборудования за год	361 (8 664)

В соответствии с рекомендацией [85, с.4] для анализа использования оборудования рассчитываем экстенсивный и интенсивный коэффициенты. Коэффициент экстенсивного использования оборудования равен:

$$K_{\text{экс}} = T_{\text{эф}}/T_{\text{н}}$$

$$K_{\text{экс}} = 361/365 = 0,989$$

В соответствии с действующим регламентом производства цеха мономеров максимальная производительность проектируемой установки составляет 1251,2 т/сутки.

Коэффициент интенсивного использования оборудования равен:

$$K_{\text{инт}} = Q_{\text{пп}}/Q_{\text{max}}$$

$$K_{\text{инт}} = 486/486 = 1$$

где: $Q_{\text{пп}}$ - производительность единицы оборудования в единицу времени; Q_{max} - максимальная производительность в единицу времени.

Интегральный коэффициент использования мощности:

$$K_{\text{им}} = K_{\text{экс}} \cdot K_{\text{инт}}$$

$$K_{\text{им}} = 1 \cdot 0,989 = 0,989$$

Для определения фактического выпуска продукции рассчитывается производственная программа ($N_{\text{год}}$):

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им}} \cdot M$$

$$N_{\text{год}} = 0,989 \cdot 139040 = 137510 \text{ т}$$

где: $K_{\text{им}}$ - коэффициент использования мощности.

5.3.2 Расчет себестоимости готовой продукции по действующему производству

Расчет численности персонала

Произведем расчет нормы выработки по формуле [86]:

$$H_{\text{обс}} = T_{\text{д}}/t_{\text{об}}$$

где, $T_{\text{д}}$ - действительный фонд рабочего времени, ч; $t_{\text{об}}$ - установленная норма времени на обслуживание единицы оборудования, ч.

Примем количество праздничных дней в соответствии с [87] равным 28 дням.

Примем коэффициент, учитывающий потери времени по болезни в соответствии с [88] равным 0,98.

Произведем расчет действительного фонд рабочего времени в соответствии с [89] по уравнению:

$$T_{\text{д}} = (T_{\text{ном}} - T_{\text{пр}} \cdot t_{\text{смены}}) \cdot \eta$$

$$T_{\text{д}} = (8760 - 28 \cdot 12) \cdot 0,98 = 8255 \text{ часов}$$

где, $T_{пр}$ - количество праздничных дней; $t_{смены}$ - время смены; η - коэффициент учитывающий потери времени по болезни.

Примем установленную норму времени на обслуживание единицы оборудования в соответствии с [85] в течении года, 8760 часов, для основных рабочих, и 4380 часов для вспомогательного персонала.

Тогда, норма выработки, ч:

$$H_{обс} = 8255/8760 = 0,94$$

$$H_{обс} = 8255/4380 = 1,88$$

Таблица 13. Расчет численности персонала основных и вспомогательных рабочих

Категория персонала	Норма обслуживания	Число смен в сутки	Число единиц оборудования	Явочная численность	Эффективное время рабочего часов в год	Списочная численность
	$H_{обс}$	S	n	$R_{яв}$	$T_{эфф}$	$R_{сп}$
Основные рабочие	0,94	2	1	7	4896	14
Вспомогательные рабочие и ИТР	1,88	1	1	9		9
Итого				16 чел.		23 чел.

Таблица 14. Численность ИТР

Наименование должности	Категория	Тарифный разряд	Число штатных единиц, чел	Количество смен в сутках	Заработная плата, руб/час
Начальник цеха	ИТР	14	1	1	480
Технолог	ИТР	10	1	1	360

Продолжение таблицы 14

Наименование должности	Категория	Тарифный разряд	Число штатных единиц, чел	Количество смен в сутках	Заработная плата, руб/час
Энергетик	ИТР	13	1	1	444
Механик	ИТР	9	1	1	306
Итого:			4 чел.		

Таблица 15. Численность основного персонала

Профессия	Тариф разряд	Оклад, руб/час	Количество человек
Аппаратчик ТУ	7	280	8
Электрик	6	235	2
Слесарь по обслуживанию	7	270	4

Таблица 16. Численность вспомогательного персонала

Профессия	Тариф разряд	Оклад, руб/час	Количество человек
Водитель на производстве и отгрузке	2	175	2
Электрик	6	235	1
Слесарь-ремонтник	7	270	1
Младший обслуживающий персонал	1	160	1

Таблица 17. Расчет общей численности сотрудников производства

Категория персонала	Кол-во чел.
сотрудники ИТР	4
основной персонал	14
вспомогательный персонал	5
Итого:	23 чел

Таблица 18. Баланс эффективного времени одного среднесписочного работника

№	Показатели	Дни	Часы
1.	Календарный фонд рабочего времени	365	8760
2.	Нерабочие дни		
	выходные	96	
	праздничные	28	
3.	Номинальный фонд рабочего времени	241	5784
4.	планируемые невыходы:		
	очередные и дополнительные отпуска	30	
	невыходы по болезни	7	
	отпуск в связи с учебой без отрыва от производства		
	выполнение госуд. обязанностей	1	
5.	Итого	38	
6.	Эффективный фонд рабочего времени	204	4896

Произведем расчет явочной численности рабочих в сутки:

$$R_{яв} = \frac{F \cdot C}{H_{обс}}$$

где, $H_{обс}$ - норма обслуживания; F - количество установок;
 C - количество смен в сутки.

Тогда явочная численность, основных и вспомогательных рабочих в сутки, соответственно, чел:

$$R_{яв.о} = (1 \cdot 2) / 0,94 = 2,12$$

$$R_{яв.в} = (1 \cdot 1) / 1,88 = 0,53$$

Примем, $R_{яв.о} = 3$ человека, $R_{яв.в} = 1$ человека.

Определим списочное число рабочих, по уравнению:

$$R_C = R_{яв} \frac{T_{эф.обор.}}{T_{эф.раб.}}$$

где: $T_{эф.обор.}$ - проектируемое число дней работы оборудования в год;

$T_{эф.раб.}$ - проектируемое число дней работы в год одного рабочего.

Списочное число основных рабочих, чел:

$$R_{с.о} = 3 \cdot (361/204) = 5,3$$

Списочное число вспомогательных рабочих, чел:

$$R_{с.в} = 1 \cdot (361/204) = 1,76$$

Примем, $R_{с.о} = 6$ человек; $R_{с.в} = 2$ человека.

Расчет годового фонда заработной платы цехового персонала

Таблица 19. График сменности персонала

Смены	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
С 8 до 20	А	А	Б	Б	В	В	Г	Г	А	А	Б	Б	В	В	Г	Г	А	А	Б	Б	В	В	Г	Г	А	А	Б	Б	В	В
С 20 до 8	В	Г	Г	А	А	Б	Б	В	В	Г	Г	А	А	Б	Б	В	В	Г	Г	А	А	Б	Б	В	В	Г	Г	А	А	Б
Выходные	Б, Г	Б, Г	А, В	Б, В	А, Г	А, В	А, Г	А, В	Б, Г	Б, Г	А, В	А, В	Б, Г	Б, Г	А, В	А, В	Б, Г	Б, Г	А, В	А, В	Б, Г	Б, Г	А, В	А, В	Б, Г	Б, Г	А, В	А, В	Б, Г	Б, Г

1. Произведем расчет тарифного фонда заработной платы за год для каждой должности, согласно формуле рублей:

$$З_{тар} = \Sigma Ч_{сп} \cdot Т_{ст} \cdot Т_{эфф}$$

где, $Ч_{сп}$ - списочная численность рабочих данного разряда, чел.;

$Т_{сп}$ - зарплата сотрудника в час, руб.

1.1. Инженерно-технические работники.

Начальник цеха $З_T = 1 \cdot 480 \cdot 4896 = 2350080$ руб.;

Технолог $З_T = 1 \cdot 360 \cdot 4896 = 1762500$ руб.;

Энергетик $З_T = 1 \cdot 444 \cdot 4896 = 1684000$ руб.;

Механик $З_T = 1 \cdot 306 \cdot 4896 = 198000$ руб.;

1.2. Основной персонал.

Аппаратчик ТУ $З_{\text{т}} = 8 \cdot 280 \cdot 4896 = 10967040 \text{ руб.};$

Электрик $З_{\text{т}} = 2 \cdot 235 \cdot 4896 = 2301120 \text{ руб.};$

Слесарь по обслуживанию $З_{\text{т}} = 4 \cdot 270 \cdot 4896 = 5287680 \text{ руб.}$

1.3. Вспомогательный персонал.

Электрик $З_{\text{т}} = 1 \cdot 235 \cdot 4896 = 1150000 \text{ руб.};$

Слесарь-ремонтник $З_{\text{т}} = 1 \cdot 270 \cdot 4896 = 1321920 \text{ руб.}$

Уборщик $З_{\text{т}} = 1 \cdot 160 \cdot 4896 = 783800 \text{ руб.};$

Водитель $З_{\text{т}} = 2 \cdot 175 \cdot 4896 = 1713600 \text{ руб.};$

Итого: $З_{\text{тар}} = 30819740 \text{ руб.}$

Примем количество премий в год - 1 шт., в размере 70% от тарифного фонда заработной платы в соответствии с рекомендацией [85, с.5]:

$$П_{\text{р}} = 0,7 \cdot 27024780 = 21573818 \text{ руб.}$$

В соответствии со статьей 154 Трудового кодекса РФ [90, с. 69] примем доплату за работу в ночное время равной 20% от тарифной части сотрудников работающих в две смены (от совокупных издержек на оплату труда основного персонала в год):

$$Д_{\text{н.вр}} = 0,2 \cdot 18555840 = 3711168 \text{ руб.}$$

В соответствии со статьей 153 Трудового кодекса РФ [90, с. 69] примем доплату за работу в праздничные дни время равной двойному окладу от тарифной части основного персонала, учтя кол-во рабочих часов за смену, и совокупные издержки на оплату труда основного персонала в час:

$$Д_{\text{пр.дни}} = 28 \cdot 2 \cdot [12 \cdot (280 \cdot 8 + 235 \cdot 2 + 270 \cdot 4)] = 1273440 \text{ руб.}$$

Произведем расчет доплаты за период ремонта, в котором с учетом кол-ва рабочих часов за смену, и совокупные издержки на оплату труда основного и вспомогательного персонала в час, по основному тарифу руб.:

$$Д_{\text{ремонт}} = 4 \cdot [12 \cdot (280 \cdot 8 + 2 \cdot 235 + 5 \cdot 270)] = 194880 \text{ руб.}$$

2. Произведем расчет основного фонда заработной платы для рабочих повременщиков, согласно формуле [3, с.5]:

$$З_{\text{осн}} = З_{\text{тар}} + П_{\text{р}} + Д_{\text{н.вр}} + Д_{\text{пр.дни}} + Д_{\text{ремонт}}$$

где, $З_{\text{тар}}$ - тарифный фонд заработной платы, руб; $П_{\text{р}}$ - оплата премий, тыс. руб; $Д_{\text{н.вр}}$ - доплата за работу в ночное время, руб; $Д_{\text{пр.дни}}$ - доплата за работу в праздничные дни, руб; $Д_{\text{ремонт}}$ - доплата за период ремонта, руб.

$$\begin{aligned} З_{\text{осн}} &= 30819740 + 21573818 + 3711168 + 1273440 + 194880 = \\ &= 53861878 \text{ руб.} \end{aligned}$$

3. Произведем расчет дополнительных зарплат $З_{\text{доп}}$, согласно формуле:

$$З_{\text{доп}} = (Д_{\text{н}} \cdot З_{\text{осн}}) / Т_{\text{эфф}}$$

где, $Д_{\text{н}}$ - количество дней невыхода на работу по планируемым причинам (отпуск, ученические, гособязанности).

$$З_{\text{доп}} = (38 \cdot 53861878) / 4896 = 418045 \text{ руб.}$$

4. Произведем расчет общего фонда заработной платы рабочих за год:

$$З_{\text{год}} = З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}$$

где, $З_{\text{осн}}$ - основной фонд заработной платы рабочих, тыс. руб; $З_{\text{доп}}$ - дополнительный фонд заработной платы рабочих, тыс. руб.

$$З_{\text{год}} = 53861878 + 418045 = 54279923.62 \text{ руб.}$$

Согласно статье 316 Трудового кодекса РФ [90, с. 129] при расчете размера номинальной заработной платы необходимо учитывать районный коэффициент. Районный коэффициент для города Томска - 30% [85, с.7].

Кроме того, необходимыми в соответствии с Трудовым кодексом РФ являются отчисления в фонд защиты населения (30%), и отчисления на обязательное медицинское страхование (0,6%):

$$(0,30 + 0,30 + 0,06) \cdot 54279923.62 = 35824749.59 \text{ руб.}$$

5. Тогда общие издержки, связанные с оплатой труда в расчетный период, руб.: 80877086.2 руб.

5.3.3 Расчет капитальных затрат

Поскольку проектируемая колонна (и все основное оборудование) ввиду значительных габаритных размеров, будет установлено на открытой площадке, необходимости в создании производственного помещения для размещения оборудования нет. Необходимым и достаточным является строительство здания для сотрудников ИТР, МОП, основного и вспомогательного персонала. Поскольку общая численность персонала - 23 человек (таблица 17). В соответствии с нормами СНиП 2.09.04-85 "Административные и бытовые здания" [91]. Согласно таблице 6, СНиП 2.09.04-85 санитарная характеристика проектируемого здания: 1-я группа производственных процессов - производства в отапливаемых зданиях с нормальной влажностью. В соответствии с СНиП 2.09.04-85 необходимая площадь служебных помещений на 1 человека : 4 м².

Общая площадь служебных помещений: $S_{сл} = 23 \cdot 4 = 92 \text{ м}^2$. Примем с запасом $S_{сл} = 100 \text{ м}^2$.

Стоимость 1 м²: 38 856 руб.; [92]

Полная стоимость здания составит:

$$C_{зд} = 100 \cdot 38856 = 3885600 \text{ руб.}$$

Таблица 20. Расчет стоимости основного оборудования

Наименование основных средств	Цена, руб.	Количество, шт.	Стоимость
Колонна ректификационная	25000000	1	25000000
Теплообменник	400000	2	400000
Сепаратор	200000	1	200000
Емкость	30000	2	60000
Адсорбер	250000	1	250000
Насос	40000	2	80000
Итого:			25990000

Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования

1) Транспортные расходы на перевозку оборудования, заготовительно-складские работы составляют 8% от стоимости оборудования, руб.:

$$З_{тр} = 25990000 \cdot 0,08 = 2079200 \text{ руб.}$$

2) Стоимость монтажных работ составляет 20% от стоимости оборудования, руб.:

$$З_{монт.} = 25990000 \cdot 0,2 = 5198000 \text{ руб.}$$

3) Стоимость специальных работ принимаем 10% от стоимости оборудования (строительство фундаментов, трубопроводов, пусконаладочных работ), руб:

$$З_{сп. р.} = 25990000 \cdot 0,1 = 2599000 \text{ руб.}$$

4) Капитальные затраты на оборудование составят, руб:

$$З_{к.об.} = C_{об} + З_{тр.} + З_{монт.} + З_{сп.р.} = 25990000 + 2079200 + 5198000 + 2599000 = 35866200 \text{ руб.}$$

5) Сумма капитальных затрат:

$$\Sigma Z_{кап} = C_{зд} + З_{к. об.} = 3885600 + 35866200 = 39751800 \text{ руб.}$$

Расчет затрат на производство

1) Затраты на текущий ремонт здания составляют 2% от стоимости здания, руб.:

$$З_{т.р.} = 3885600 \cdot 0,02 = 77712 \text{ руб.}$$

2) Содержание здания (включает в себя затраты на отопление, вентиляцию) - 2% от стоимости здания, руб.:

$$З_{сод.} = 3885600 \cdot 0,02 = 77712 \text{ руб.}$$

3) Амортизационные отчисления - 3,7% от стоимости здания, руб.:

$$З_{ам.} = 3885600 \cdot 0,037 = 143767.2 \text{ руб.}$$

4) Сумма затрат на содержание и эксплуатацию здания составляет:

$$\Sigma Z = 77712 + 77712 + 143767 = 299191 \text{ руб.}$$

5) Текущий ремонт производственного оборудования обходится в 7% от стоимости оборудования:

$$З_{т.р.} = 25990000 \cdot 0,07 = 1819300 \text{ руб.}$$

6) Отчисления на амортизацию оборудования - 10% от стоимости оборудования:

$$З_{ам} = 25990000 \cdot 0,1 = 2599000 \text{ руб.}$$

7) Расходы на содержание оборудования составляют 3% от стоимости оборудования:

$$З_{сод.} = 25990000 \cdot 0,03 = 779700 \text{ руб.}$$

Сумма расходов на содержание и эксплуатацию оборудования составляет:

$$\Sigma З = 1819300 + 2599000 + 779700 = 5198000 \text{ руб.}$$

Таким образом, общепроизводственные расходы составят:

$$З_{общ.} = 299191 + 5198000 = 5497191 \text{ руб.}$$

5.3.4 Расчет технологических затрат

1. Расчет затрат на электроэнергию, производим по формуле:

$$З_{эн.} = Т_{э} \cdot N_{т} \cdot T_{р.об.},$$

где: $T_{э}$ - стоимость 1 кВт·ч электроэнергии, руб.;

$N_{т}$ - суммарная мощность двигателей на производстве, кВт;

$T_{р. об.}$ - время работы оборудования в год, час (8664 час.).

Примем стоимость 1 кВт·ч электроэнергии в среднем по стране, руб.:
3,16 руб.

Примем в соответствии с регламентом суммарная мощность двигателей на производстве, кВт: 120 кВт.

$$З_{осв} = 3,16 \cdot 120 \cdot 8664 = 3285388 \text{ руб. [84]}$$

2. Расчет издержек покупки попутного нефтяного газа, руб.:

$$З_{ст} = T_{к} \cdot K$$

где: T_k - стоимость 1т попутного нефтяного газа тыс. m^3 (560 руб.);
 K - годовой расход тыс. m^3 [84].

$$Z_{ст} = 560 \cdot 28857 = 16160175 \text{ руб.}$$

3. Расчет издержек покупки бензина, руб.:

$$Z_{ст} = T_k \cdot K$$

где: T_k - стоимость 1т бензина т (42 230 руб.);
 K - годовой расход т. [84].

$$Z_{ст} = 42230 \cdot 45183 = 1908102511 \text{ руб.}$$

4. Расчет издержек покупки прочих реагентов, руб.:

$$Z_{ст} = T_k \cdot K$$

где: T_k - стоимость 1т попутного прочих реагентов т (2560 руб.);
 K - годовой расход т. [84].

$$Z_{ст} = 2560 \cdot 884 = 2262040 \text{ руб.}$$

5. Расчет затрат на воду, руб.:

$$Z_{вод.} = T_v \cdot T_{р.об.} \cdot B$$

где: T_v - стоимость 1 m^3 воды, руб. (4 руб/ m^3);
 B - часовой расход воды, m^3 (100 m^3).

$$Z_{вод.} = 4 \cdot 8664 \cdot 100 = 7430426 \text{ руб.}$$

6. Расчет затрат на освещение, руб.:

$$Z_{осв.} = T_{э} \cdot N_T \cdot T_{р. об.},$$

$N_T = 90$ кВт - суммарная мощность всего электрооборудования,

$$Z_{осв} = 3,16 \cdot 90 \cdot 8664 = 2464042 \text{ руб.}$$

7. Общие технологические затраты (без учета стоимости сырья), руб.:

$$Z_{о.о} = 2464042 + 7430426 + 3285388 = 13179856 \text{ руб.}$$

5.3.5 Калькуляция себестоимости получения 1 т товарного пропилена

Сумма цеховой себестоимости и общезаводских расходов составляет общезаводскую себестоимость:

$$C_{\text{об.зав.}} = C_{\text{цех.}} + Z_{\text{об.зав.}},$$

где, $C_{\text{цех.}}$ - цеховая себестоимость (складывается из суммы условно-переменных и условно-постоянных затрат);

$Z_{\text{об.зав.}}$ - общезаводские расходы (составляют 10 % от цеховой себестоимости).

Таблица 21. Проектная калькуляция себестоимости получения 1 тонны товарного пропилена ($Q = 137510$ т)

Статьи расходов	Ед. измерения	Цена ед. прод. руб.	Расход на 1 т товарного пропилена		Затраты на весь объем производства руб.
			В нат. ед.	В руб./т	
1. Затраты на сырье:					
Попутный нефтяной газ	тыс.м ³	560		117.52	16160175
Бензин	т	42230		13876.1	1908102511
Прочие реагенты	т	2560		16.45	2262040
2. Технологические затраты:				95.84	13179856
Итого условно-переменные затраты	руб.			14105.91	1939704582
3. Фонд ЗП рабочих	руб.			394.73	54279923.62
4. Отчисление на соц. нужды (общ.)	руб.			260.524	35824749.59

Продолжение таблицы 21

Статьи расходов	Ед. измерения	Цена ед. прод. руб.	Расход на 1 т товарного припилен		Затраты на весь объем производства
			В нат. ед.	В руб./т	руб.
5. Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования: • амортизация оборудования; • тек. и кап. ремонт; • содержание оборудования;	руб.			37.8 18.9 13.2 5.67	5198000 2599000 1819300 779700
6. Цеховые расходы: • амортизация здания; • тек. и кап. ремонт;	руб.			2.17 1.04 0.56	299191 143767 77712
Итого условно-постоянные затраты	руб.			734.646	101021343.2
7.Цеховая себестоимость сумма	руб.			14840.5	2040725925
8.Общезаводские расходы, 10% от цеховой себестоимости	руб.			1484.056	204072592.5

9.Коммерческие расходы	руб.			765	105195150
Полная себестоимость	руб.			17089.6	2349993668

Определение цены 1 т готовой продукции

Цену продукта определяем по формуле:

$$Ц = C \cdot (1 + P/100)$$

где, С - полная себестоимость единицы готовой продукции;

Р - рентабельность продукции (%).

В соответствии с рекомендацией [3, с.8] Рентабельность продукции можно принять от 10% до 25%. Примем среднее значение рентабельности продукции по отрасли - 20%, тогда:

$$Ц = 17089.6 \cdot (1 + 20/100) = 20507.5 \text{ руб.}$$

В результате сравнения со средними рыночными ценами, на товарный пропилен представленных в [93] было выявлено, что предлагаемая в условиях данного проекта цена на пропилен на 31% ниже рыночной, что обеспечивает конкурентноспособность данного производства.

Экономическая оценка эффективности проекта

Выручка составит:

$$П_{\text{роб}} = Ц \cdot V_{\text{пр}} = 20507.5 \cdot 137510 = 2819986325 \text{ руб.}$$

Следовательно, балансовая прибыль составит:

$$П_{\text{рбал}} = П_{\text{роб}} - С = 2819986325 - 2349993668 = 469992657 \text{ руб.}$$

Определим чистую прибыль производства:

$$П_{\text{рчист}} = П_{\text{рбал}} - 0,20 \cdot П_{\text{рбал}}$$

$$П_{\text{рчист}} = 469992657 - 0,20 \cdot 469992657 = 375994125.6 \text{ руб.}$$

По формуле находим точку безубыточности и сравниваем с графиком.

$$Q = Z_{\text{пост}} / (Ц - Z_{\text{пер}}) = 91793757 / (20507.5 - 17089.6) = 23973.57 \text{ тонн}$$

Из графика (рисунок 26) видно, что безубыточность данного производства составляет 23973.57 т/год.

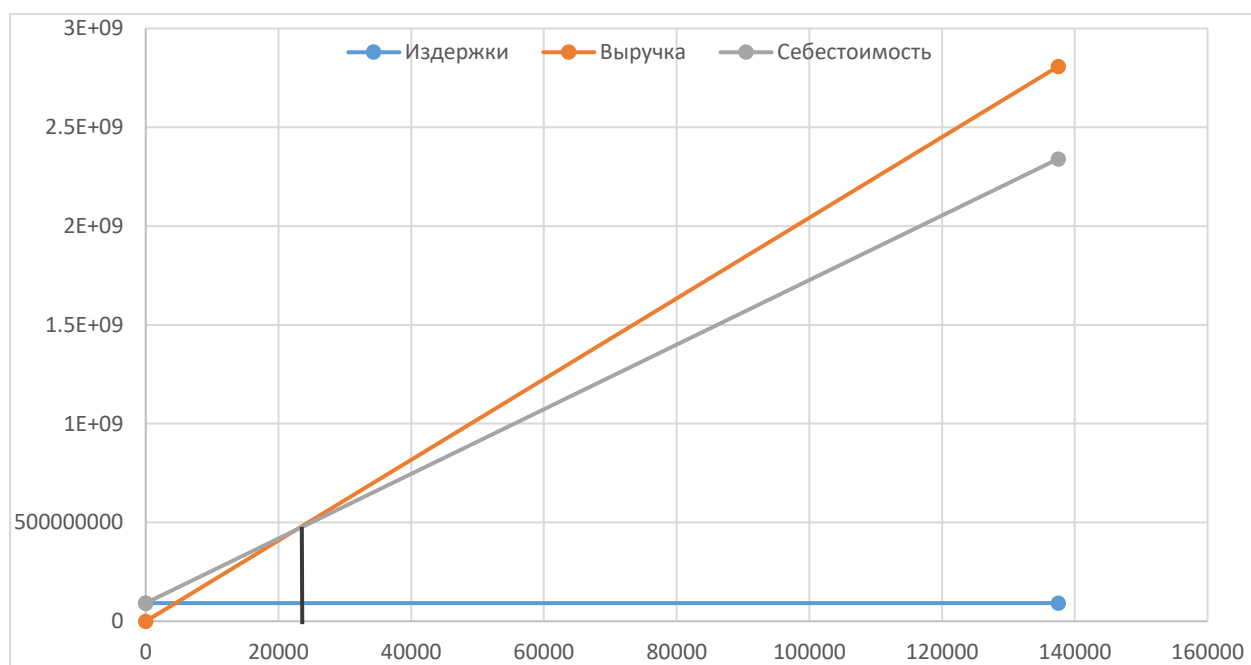


Рисунок 26 – График безубыточности

6 СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ

Объектом исследования в данной выпускной квалификационной работе является ректификационная колонна для разделения смеси пропан-пропилен.

Исследуемый аппарат используется на нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятиях, а целевым рынком для него являются: ООО «Томскнефтехим», АО «Воронежсинтезкаучук», ООО «ЗапСибНефтехим», ООО «СИБУР Тобольск», ООО «ПОЛИОМ» и тд.

На разрабатываемой рабочей площадке ООО «ЗапСибНефтехим», будет располагаться следующее оборудование: ректификационная колонна, насосы, конденсаторы, подогреватели и т.д. Данное оборудование и его эксплуатация создает опасные и вредные факторы. При работе с представленным оборудованием необходимо строго соблюдать технику безопасности, должны применяться всевозможные меры для обеспечения безопасных условий труда для рабочего персонала.

Данный раздел выпускной квалификационной работы предусматривает собой анализ условий труда, выявление вредных и опасных факторов, определение порядка проведения мероприятий по технике безопасности, мероприятия по противопожарной профилактике на рабочем месте сотрудников предприятия.

6.1 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности

6.1.1. Специальные правовые нормы трудового законодательства.

При эксплуатации ректификационной колонны, согласно Трудовому кодексу, ограничивается применение труда женщин при работах с вредными и (или) опасными условиями труда, а также на подземных работах, за исключением нефизических работ или работ по санитарному и бытовому обслуживанию, а также, запрещается применение труда лиц в возрасте до восемнадцати лет на работах с вредными и (или) опасными условиями труда, на подземных работах, а также на работах, выполнение которых может причинить вред их здоровью и нравственному развитию. Также, работнику в обязательном порядке предоставляются краткосрочные внеплановые и ежегодные дополнительные оплачиваемые отпуска.

Предприятие работает 24 часа в сутки, рабочий процесс осуществляется попеременно двумя сменами по двенадцать часов: с 8 до 20 часов – дневная смена, с 20 до 8 часов – ночная смена. После 4 часов работы с начала смены каждому работнику предоставляется часовой обеденный перерыв [94].

Машины, механизмы и другое производственное оборудование, химические вещества, средства индивидуальной и коллективной защиты работников, должны соответствовать государственным нормативным требованиям охраны труда и иметь декларацию о соответствии или сертификат соответствия.

Рабочие и служащие, занятые на тяжелых и вредных работах, а также на работах, связанных с движением транспорта, проходят обязательные предварительные при поступлении и периодические медицинские осмотры для определения пригодности их к поручаемой работе и предупреждения профессиональных заболеваний.

Каждый работник имеет право на рабочее место, соответствующее требованиям охраны труда, обязательное социальное страхование от несчастных случаев на производстве и профессиональных заболеваний в соответствии с федеральным законом, получение достоверной информации от работодателя, соответствующих государственных органов и общественных организаций об условиях и охране труда на рабочем месте, о существующем риске повреждения здоровья, а также о мерах по защите от воздействия вредных и (или) опасных производственных факторов, отказ от выполнения работ в случае возникновения опасности для его жизни и здоровья вследствие нарушения требований охраны труда, за исключением случаев, предусмотренных федеральными законами, до устранения такой опасности, обеспечение средствами индивидуальной и коллективной защиты в соответствии с требованиями охраны труда за счет средств работодателя, обучение безопасным методам и приемам труда за счет средств работодателя, личное участие или участие через своих представителей в рассмотрении вопросов, связанных с обеспечением безопасных условий труда на его рабочем месте, и в расследовании происшедшего с ним несчастного случая на производстве или профессионального заболевания, внеочередной медицинский осмотр в соответствии с медицинскими рекомендациями с сохранением за ним места работы (должности).

6.1.2. Организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны

Безопасность эксплуатации колонны обеспечивается надежным и верно изготовленным фундаментом под колонну, который способен выдерживать все перед запуском в работу проводится осмотр основного оборудования с целью устранения возможных проблем и неполадок.

Уровни физических, химических и биологических опасных и вредных производственных факторов, генерируемых производственным оборудованием в рабочую зону, а также воздействующих на работающего при непосредственном контакте с элементами конструкции, должны соответствовать требованиям безопасности, установленным нормативно-технической документацией, утвержденной в установленном порядке.

Для обеспечения доступа персонала ко всему оборудованию, расположенному на различной высоте, на рабочем участке предусмотрены лестницы с перилами, в соответствии с ГОСТ 12.2.003.91, а также многоуровневые сеточные полы с бортиками, во избежание падения различных инструментов или предметов с высоты. Также предусмотрена установка лестничных маршей с целью обезопасить работу обслуживающему персоналу. Необходимо обязательно предусмотреть проходы на площадке более 0,8 м в ширину.

Рабочее место обеспечивает возможность удобного выполнения работ в положении стоя. При выборе положения работающего необходимо учитывать:

- физическую тяжесть работ;
- размеры рабочей зоны и необходимость передвижения в ней работающего в процессе выполнения работ;
- технологические особенности процесса выполнения работ (требуемая точность действий, характер чередования по времени пассивного наблюдения и физических действий, необходимость ведения записей и др.).

На предприятии разработаны санитарные требования к территории, водоснабжению, канализации, зданиям и помещениям, оборудованию, инвентарю, тарам, сырью и технологическому процессу.

6.2 Производственная безопасность

Выбор факторов производится с использованием ГОСТ 12.0.003-2015 «Опасные и вредные производственные факторы. Классификация» [95].
Выявленные факторы перечислены в таблице 1.

Таблица 22 - Опасные и вредные факторы при монтаже и эксплуатации ректификационной колонны

Факторы (ГОСТ 12.0.003-2015)	Этапы работ			Нормативные документы
	Разработка	Изготовление	Эксплуатация	
1.Повышение уровня вибрации		+	+	1.ГОСТ 12.2.003–91 ССБТ. Оборудование производственное. Общие требования безопасности. 2. ГОСТ 12.1.012-2004 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Вибрационная безопасность. Общие требования 3.СанПиН 2.2.4.548–96.
2. Тепловое излучение окружающих поверхностей		+	+	
3.Повышение уровня шума		+	+	
4.Повышенное значение напряжения в электрической цепи, замыкание которой может произойти через тело человека	+	+	+	Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. 4. ГОСТ 12.1.003-2014 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Шум. Общие требования безопасности
5. Чрезмерно высокая температура материальных объектов производственной среды, могущих вызвать ожоги тканей организма человека	+	+	+	5.ГОСТ 12.2.007.0-2015 Система стандартов безопасности труда. Изделия электротехнические. Общие требования безопасности. 6.СанПиН 2.2.4.548-96 устанавливает гигиенические требования к микроклимату производственных помещений;

				7. СанПиН 2.2.4.3359-16 Санитарно-эпидемиологические требования к физическим факторам на рабочих местах 8. ГОСТ 12.1.007-76 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности
--	--	--	--	---

6.2.1 Анализ вредных и опасных факторов, которые могут возникнуть на рабочем месте при проведении исследований.

Производственное оборудование должно обеспечивать безопасность работающих при монтаже (демонтаже), вводе в эксплуатацию и эксплуатации как в случае автономного использования, так и в составе технологических комплексов при соблюдении требований (условий, правил), предусмотренных эксплуатационной документации.

Повышенный уровень вибрации

Появление данного вредного фактора вызвано тем, что через ректификационную колонну проходят потоки вещества со скоростью от 0,6 до 1 м/с. При этом поток постоянно ударяется о стенки и перегородки аппарата. Вследствие этого возникает вибрация. Под воздействием вибрации может возникать усталость, а как следствие низкий уровень производительности труда оператора.

Режим труда должен устанавливаться при показателе превышения вибрационной нагрузки на оператора не менее 1 дБ (в 1,12 раза), но не более 12 дБ (в 4 раза). При показателе превышения более 12 дБ (в 4 раза) запрещается проводить работы и применять машины, генерирующие такую вибрацию [97].

Основным способом обеспечения вибробезопасности должно быть создание и применение вибробезопасных машин.

Создание вибробезопасных машин должно обеспечиваться применением методов, снижающих вибрацию в источнике возбуждения, которые приведены в ГОСТ 26568-85 [96].

Тепловое излучение окружающих поверхностей

Относительно высокое значение температуры воздуха рабочей зоны обуславливается тем, что в ректификационной колонне производится массообменный процесс. Корпус аппарата нагревается до 120 градусов Цельсия и нагревает воздух. На аппарате установлена теплоизоляция для уменьшения тепловых потерь и защиты от ожогов.

Санитарные правила и нормы 2.2.4.548-96 устанавливают определённый микроклимат для всех типов рабочих помещений. Оптимальные показатели микроклимата производственных помещений согласно [97] в таблице 23.

Таблица 23 - Оптимальные показатели микроклимата производственных помещений

Период года	Температура, °С	Относительная влажность, %	Скорость движения воздуха, м/с
Холодный	21-23	40-60	0,1
Теплый	22-24	40-60	0,1

Повышенный уровень шума

Шум непосредственно связан с вибрацией. В ректификационной колонне проходят потоки гидрогенизата, постоянно ударяясь о стенки и перегородки аппарата. Кроме того, основной шум создают насосы, которые и перекачивают потоки флегмы.

Шум и вибрация не только ухудшают самочувствие человека и снижают производительность труда в среднем на 10-15%, но и очень часто приводят к профессиональным заболеваниям. Физиопатологические последствия могут проявляться в форме нарушения слуха и других анализаторов.

Шумы создаются работающими приборами, вентиляторами. В большинстве случаев технически трудно снизить шум до очень малых уровней, поэтому при нормировании исходят не из оптимальных, а из терпимых условий, т.е. таких, когда вредное действие шума на человека не проявляется или проявляется незначительно. Нормирование допустимых уровней звукового давления производится в соответствии с [98]. По данному ГОСТу уровень звука в производственных помещениях не должен превышать 85 дБА. [98].

В качестве средств индивидуальной защиты от шума в зависимости от конструктивного исполнения используются :

- противошумные наушники, закрывающие ушную раковину снаружи;
- противошумные вкладыши, перекрывающие наружный слуховой проход или прилегающие к нему;
- противошумные шлемы и каски; противошумные костюмы.

6.2.2 Анализ вредных и опасных факторов, которые может создать объект исследования.

Повышенное значение напряжения в электрической цепи, замыкание которой может произойти через тело человека

При сборке, настройке, подключении и эксплуатации разрабатываемого устройства возможно поражение электрическим током, что является опасным фактором

Согласно требованиям конструкция производственного оборудования, приводимого в действие электрической энергией, должна включать устройства (средства) для обеспечения электробезопасности.

Технические средства и способы обеспечения электробезопасности (например, ограждение, заземление, зануление, изоляция токоведущих частей, защитное отключение и др.) должны устанавливаться в стандартах и

технических условиях на производственное оборудование конкретных групп, видов, моделей (марок) с учетом условий эксплуатации и характеристик источников электрической энергии.

Производственное оборудование должно быть выполнено так, чтобы исключить накопление зарядов статического электричества в количестве, представляющем опасность для работающего, и исключить возможность пожара и взрыва [99].

Основные способы и средства электрозащиты на производстве:

- изоляция токопроводящих частей и ее непрерывный контроль;
- предупредительная сигнализация и блокировки;
- использование знаков безопасности и предупреждающих плакатов;
- защитное заземление;
- защитное отключение;
- средства индивидуальной электрозащиты [99].

Чрезмерно высокая температура материальных объектов производственной среды, могущих вызвать ожоги тканей организма человека

На ректификационную колонну необходимо установить защитный экран для предотвращения разбрызгивания жидкости в случае выхода из строя прокладок, а также от воздействия факторов. Защитный экран может быть изготовлен из листа оцинкованной или нержавеющей стали толщиной от 0,5 до 0,8 мм и размещается между пакетом пластин и шпильками, стягивающими теплообменник. Защитный экран в комплект поставки не входит.

При необходимости нахождения людей вблизи горячих частей оборудования должны быть приняты меры по их защите ожогов и действия высокой температуры (ограждение действующего оборудования, вентиляция, спецодежда и т.п.) [97].

Все горячие части оборудования, трубопроводы, баки и другие элементы, прикосновение к которым может вызвать ожоги, должны иметь тепловую изоляцию. Температура на поверхности изоляции при температуре окружающего воздуха 25 град. С должна быть не выше 45 град. С. Окраска, условные обозначения, размеры букв и расположение надписей должны соответствовать Правилам устройства и безопасной эксплуатации трубопроводов пара и горячей воды и ГОСТ 14202-69 [100].

Трубопроводы агрессивных, легковоспламеняющихся, горючих, взрывоопасных или вредных веществ должны быть герметичными. В местах возможных утечек (краны, вентили, фланцевые соединения) должны быть установлены защитные кожухи, а при необходимости - специальные устройства со сливом из них продуктов утечек в безопасное место.

6.3 Экологическая безопасность

6.3.1 Анализ возможного влияния производства на окружающую среду.

Функционирование проектируемой ректификационной колонны оказывает негативное влияние на качество окружающей среды. При работе с ректификационной колонной отвод сточных вод отсутствует, как и отходы в литосферу, ввиду ненужности. Решения по обеспечению экологической безопасности, охрана окружающей среды достигается комплексом мероприятий, направленных на предотвращение утечек нефти, нефтепродуктов и сокращение потерь от испарения. Комплекс проектных мероприятий, направленных на уменьшение воздействия объектов на окружающую среду должен включать:

1. принятие герметичных схем приема-откачки нефти, нефтепродуктов;
2. обеспечение сбора утечек нефти с оборудования в подземные дренажные емкости с дальнейшим возвратом в технологический процесс;

3. подъём на оптимальную высоту труб выбросов организованных источников для улучшения рассеивания;
4. закрытый дренаж трубопроводов и оборудования;
5. сбор проливов продуктов из отбортованных площадок в дренажные ёмкости с последующим возвратом на переработку;
6. лабораторный контроль за соблюдением нормативов выбросов вредных веществ в атмосферу;

6.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях

После ввода аппарата в эксплуатацию на производстве могут возникнуть следующие чрезвычайные ситуации:

- возникновение пожара и взрыва (ввиду пожаро- и взрывоопасности разделяемой фракционной смеси жидких углеводородов);

- возникновение производственных аварий техногенного характера (нарушение герметичности оборудования, разрыв трубопроводов);

- природные ЧС (ввиду больших габаритных размеров, а именно высоты проектируемой колонны существует опасность возникновения ЧС под действием ветровой нагрузки).

Для предотвращения воздействия ветровой нагрузки в бакалаврской работе приведены расчеты на действие ветровых нагрузок в разделе «конструктивно-механический расчет». Для ликвидации последствий возникновения аварий такого характера необходимо провести мероприятия в следующей последовательности:

- эвакуация персонала из зоны поражения;
- локализация источника аварии;
- ремонтные работы;
- устранение причин аварии.

Наиболее опасной чрезвычайной ситуацией на данном производстве следует принять возникновение пожара и взрывов. Причинами возникновения данных ЧС могут являться:

- технические неполадки, в результате которых происходит отклонение технологических параметров, с последующим разрушением оборудования;
- неосторожное обращение с огнем при производстве ремонтных работ;
- события, связанные с человеческим фактором;
- внешнее воздействие техногенного или природного характера;
- повышенная температура воздуха и предметов;
- пониженная концентрация кислорода в воздухе.

Для предотвращения пожара рабочее место должно быть обеспечено системой предотвращения пожара, направленная на минимизацию ущерба на людей от пожара и ограничения ущерба от него, проведены организационные мероприятия, обеспечено наличие технических средств, уменьшающих риск возникновения пожара.

Мероприятия, которые должны проводиться для обеспечения пожаробезопасности [101]:

- предотвращение распространения пожара за пределы очага;
- применение конструкций производственных объектов с регламентированным пределом их огнестойкости и горючести;
- эвакуацию людей в случае пожара;
- применение средств индивидуальных и коллективных средств защиты от огня;
- применение средств пожарной сигнализации и средств извещения о пожаре;
- организацию пожарной охраны объекта.

Необходимо, чтобы на блочном щите управления находили пенные, порошковые и водные огнетушители.

На участках с непосредственным контактом с водой необходимо следить за тем, чтобы вода не попадала на электропроводку и распределительные коробки для избегания короткого замыкания и возникновения пожара.

Все проходы должны быть свободными и иметь хотя бы два выхода, необходимо избегать длинных тупиковых проходов.

В данном разделе рассмотрены правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности при работе на ректификационной колонне, выявлены вредные и опасные факторы, а также разработаны мероприятия по снижению или ликвидации действия данных факторов на работников завода. Описано возможное влияние различных факторов на окружающую среду, рассмотрены способы минимизации их воздействия.

Заключение

В результате выполнения исследования были выполнены все поставленные цели:

- разработана математическая модель ректификационной колонны разделения фракции C_3 ;
- определено минимальное флегмовое число и минимальное количество тарелок;
- проведена оптимизация числа тарелок и флегмового числа;
- выбрана тарелка питания;
- рассчитана гидравлика исследуемых контактных устройств.

В результате данного исследования была подобрана оптимальная конфигурация ректификационной колонны: число тарелок – 204, флегмовое число – 14.6, тарелка питания – 124.

Исследования гидравлики показали, что оптимальным контактным устройством для разделения фракции C_3 является ситчатая тарелка. Так она обеспечивает нужное качество дистиллята и куба при меньшей высоте колонны в сравнении с колпачковой и меньшим диаметром колонны в сравнении с клапанной тарелкой.

Список использованных источников

1. A.A. Kiss. Distillation technology-still young and full of breakthrough opportunities. *J Chem Technol Biotechnol*, 89(4):479–498, 2013.
2. T.J. Mix, J.S. Dweck, M.Weinberg, and R.C. Armstrong. Energy-conservation in distillation. *Chem Eng Prog*, 74(4):49–55, 1978.
3. S.M. Walas. *Chemical Process Equipment. Selection and Design*. Butterworth- Heinemann, USA, 1st edition. edition, 1990.
4. G.M. de Koeijer and S. Kjelstrup. Minimizing entropy production rate in binary tray distillation. *Int J Thermodyn*, 3(3):105–110, 2000.
5. U.S. Energy Information Administration. Petroleum and other liquids. www.eia.gov, 2015. January, 2016.
6. International Energy Agency. *Energy technology perspectives 2012*. Technical report, International Energy Agency, 2012.
7. Ž. Olujić, L. Sun, A. de Rijke, and P.J. Jansens. Conceptual design of an internally heat integrated propylene-propane splitter. *Energy*, 31(15):3083–3096, 2006.
8. Henry Z. Kister. *Distillation Design*. McGraw-Hill Education, (1992), 710 p.
9. Пат. 2276617 Российская Федерация, МПК В 01D 3/30, В 01 D 3/16. Прямоточная клапанно-ситчатая тарелка для массообменных аппаратов / Вихман А.Г., Щелкунов В.А., Ксенофонтов К.Е.; патентообладатели ЗАО «ПЕТРО-ХИМ ИНЖИНИРИНГ», Российский государственный университет нефти и газа им. И.М. Губкина. № 2004135058/15; заявл. 01.12.2004 ; опубл.20.05.2006, Бюл. № 14.
10. П.м. 88981 Российская Федерация, МПК В01D3/22. Ситчато-клапанная тарелка тепломассообменного аппарата / Бойко С.И., Тютюник Г.Г., Аджиев А.Ю., Литвиненко А.В., Прусаченко С.Н.; заявитель и

- патентообладатель ОАО «НИПИгазпереработка». № 2009124561/22; заявл. 26.06.2009; опубл. 27.11.2009, Бюл. № 33.
11. Пат. 2572961 Российская Федерация, МПК B01D3/20, B01D 3/30. Контактная тарелка для массообменной колонны / Пиллинг М.В., Хирш Ш.Т., Фишер М.Ф.; заявитель и патентообладатель Зульцер Хемтех Аг. № 2012153249/05; заявл. 29.04.2011; опубл. 20.01.2016, Бюл. № 2.
 12. П.м. 145045 Российская Федерация, МПК B01D3/22. Клапанная тарелка / Голованчиков А.Б., Дулькина Н.А., Воротнева С.Б., Шишляников В.В., Пудиков И.А., Чёрникова К.В.; заявитель и патентообладатель ФГБОУ «Волгоградский государственный технический университет». № 2014116296/05; заявл. 22.04.2014; опубл. 10.09.2014, Бюл. № 25.
 13. П.м. 164525 Российская Федерация, МПК B01D3/22. Модифицированная чешуйчато-клапанная тарелка /Сахаров И.В.; заявитель и патентообладатель Сахаров И.В.№ 2015155106/05; заявл. 22.12.2015; опубл. 10.09.2016,Бюл. № 25.
 14. П.м. 176701 Российская Федерация, МПК B01D 3/22. Чешуйчато-клапанная тарелка / Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А., Шибитова Н.В., Шибитов Н.С., Черикова К.В., Кинякина Ж.В.; заявитель и патентообладатель ФГБОУ ВО «Волгоградский государственный технический университет». № 2017119938; заявл. 06.06.2017; опубл. 25.01.2018, Бюл. № 3.
 15. Пат. 2438748 Российская Федерация, МПК В 01 D3/16. Массообменная тарелка / Шибитов Н.С., Шибитова Н.В.; заявитель и патентообладатель Общество с ограниченной ответственностью ЭкоЦентрИнжиниринг научно-производственная фирма ООО НПФ ЭкоЦентрИнжиниринг. № 2010111613/05; заявл. 25.03.2010; опубл. 10.01.2012, Бюл. № 1.

16. Шибитова Н.В., Шибитов Н.С., Голованчиков А.Б., Полупан И.В. Новая конструкция массообменной тарелки с переливным устройством подвешенного типа // Сборка в машиностроении, приборостроении. 2014. № 10. С. 18-21.
17. Шибитова Н.В., Марченко П.В., Максименков В.Н. Исследование гидродинамики эффективного переливного устройства подвешенного типа // Международный журнал прикладных и фундаментальных исследований. 2015. № 10–1. С. 176–177.
18. П.м. 172835 Российская Федерация, МПК В01Д3/16. Прямоточная массообменная тарелка для процессов разделения газовых и жидких сред / Шибитова Н.В., Шибитов Н.С., Голованчиков А.Б., Новиков А.Е.; заявитель и патентообладатель ФГБОУ ВО «Волгоградский государственный технический университет». № 2017114735; заявл.26.04.2017; опубл. 27.07.2017, Бюл. № 21.
19. D.C. Freshwater. Thermal economy in distillation. *Institution of Chemical Engineers – Transactions*, 29(1):149–160, 1951.
20. A.K. Jana. Advances in heat pump assisted distillation column: A review. *Energy Convers Manage*, 77:287–297, 2014.
21. A.A. Kiss, S.J. Flores Landaeta, and C.A. Infante Ferreira. Towards energy efficient distillation technologies - making the right choice. *Energy*, 47(1):531–542, 2012.
22. T.O. Omidéyi, J. Kasprzycki, and F.A. Watson. The economics of heat pump assisted distillation systems–i. a design and economic model. *J Heat Recov Syst*, 4(3):187–200, 1984.
23. C.A. Muhrer, M.A. Collura, and W.L. Luyben. Control of vapor recompression distillation columns. *Ind Eng Chem Res*, 29(1):59–71, 1990.

24. M.A. Salim, M. Sadasivam, and A.R. Balakrishnan. Transient analysis of heat pump assisted distillation systems. 1 the heat pump. *Int J Energy Res*, 15(2):123–135, 1991.
25. M.A. Salim, M. Sadasivam, and A.R. Balakrishnan. Transient analysis of heat pump assisted distillation systems. 2 column and system dynamics. *Int J Energy Res*, 15(2):137–148, 1991.
26. S.S. Jogwar and P. Daoutidis. Dynamics and control of vapor recompression distillation. *J of Process Contr*, 19(10):1737–1750, 2009.
27. T.R. Andersen. *Optimal Design and Operation of Process Integrated Distillation*. PhD thesis, Technical University of Denmark, 2002.
28. H. Li. *Modelling for Predictive Control*. PhD thesis, Technical University of Denmark, 2007.
29. S. Gopichand, T.O. Omidéyi, J. Kasprzycki, and S. Devotta. The economics of heat pump assisted distillation systems—ii. analysis of ethanol-water mixtures. *J Heat Recov Syst*, 4(4):271–280, 1984.
30. T.O. Omidéyi, M.G. Parande, J. Kasprzycki, and S. Devotta. The economics of heat pump assisted distillation systems iii—a comparative analysis on three alcohol mixtures. *J Heat Recov Syst*, 4(4):281–286, 1984.
31. J.A. Ferré, F. Castells, and J. Flores. Optimization of a distillation column with a direct vapor recompression heat pump. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 24(1):128–132, 1985.
32. F.E. Becker and A.I. Zakak. Heat recovery in distillation by mechanical vapor recompression. *Proceedings from the Eighth Annual Industrial Energy Technology Conference*, pages 705–709, 1986.
33. Z. Fonyo and P. Mizsey. Economic applications of heat pumps in integrated distillation systems. *Heat Recovery Syst CHP*, 14(3):249–263, 1994.

34. D. Hänggi and I. Meszaros. Vapor recompression: Distillation without steam. *Sulzer Technical Review* 1/99, pages 32–34, 1999.
35. P. Le Goff, T. Cachot, and R. Rivero. Exergy analysis of distillation processes. *Chem Eng Technol*, 19(6):478–485, 1996.
36. E.S. Jimenez, P. Salamon, R. Rivero, C. Rendon, K.H. Hoffmann, M. Schaller, and B. Andersen. Optimization of a diabatic distillation column with sequential heat exchangers. *Ind Eng Chem Res*, 43(23):7566–7571, 2004.
37. L. Shu, L. Chen, and H. Sun. Performance optimization of a diabatic distillation-column by allocating a sequential heat-exchanger inventory. *Appl Energ*, 84(9):893–903, 2007.
38. G. de Koeijer and R. Rivero. Entropy production and exergy loss in experimental distillation columns. *Chem Eng Sci*, 58(8):1587–1597, 2003.
39. R.S.H. Mah, Jr.J.J. Nicholas, and R.B. Wodnik. Distillation with secondary reflux and vaporization: A comparative evaluation. *AIChE J*, 23(5):651–658, 1977.
40. A.K. Jana. Heat integrated distillation operation. *Appl Energ*, 87(5):1477–1494, 2010.
41. R.E. Fitzmorris and R.S.H. Mah. Improving distillation column design using thermodynamic availability analysis. *AIChE J*, 26(2):265–273, 1980.
42. Mane. A new intensified heat integration in distillation column. *Ind Eng Chem Res*, 49(19):9534–9541, 2010.
43. J.R. Alcántara-Avila and H.-Y. Lee. *Process Intensification in Chemical Engineering. Design Optimization and Control*, chapter 5 Heat-Integrated Intensified Distillation Processes. J.G. Segovia-Hernández, A. Bonilla-Petriciolet, 1st edition. edition, 2016.
44. Y.H. Kim. Internally and partially heat-integrated distillation system for ternary separation. *Ind Eng Chem Res*, 50(9):5733–5738, 2011.

45. Y. Wang, K. Huang, and S. Wang. A simplified scheme of externally heatintegrated double distillation columns (ehiddic) with three external heat exchangers. *Ind Eng Chem Res*, 49(7):3349–3364, 2010.
46. X. Zhang, K. Huang, H. Chen, and S. Wang. Comparing three configurations of the externally heat-integrated double distillation columns (ehiddics). *Comput Chem Eng*, 35(10):2017–2033, 2011.
47. K. Huang, W. Liu, J. Ma, and S. Wang. Externally heat-integrated double distillation column (ehiddic): Basic concept and general characteristics. *Ind Eng Chem Res*, 49(3):1333–1350, 2010.
48. A.J. Brugma. Fractional distillation of liquid mixtures, especially petroleum, 1937. US Patent 2,471,134.
49. F.B. Petlyuk, V.M. Platonov, and D.M. Slavinskii. Thermodynamically optimal method for separating multicomponent mixtures. *International Chemical Engineering*, 5:555, 1965.
50. R.O. Wright. Fractionation apparatus, 1949. US Patent 2,471,134.
51. Z. Olujic, M. Jödecke, A. Shilkin, G. Schuch, and B. Kaibel. Equipment improvement trends in distillation. *Chem Eng and Process: Process Intensification*, 48(6):1089–1104, 2009.
52. S.U. Rege, R.T. Yang, Propane-propylene separation by pressure swing adsorp-tion: sorbent comparison and multiplicity of cyclic steady states, *Chem. Eng.Sci.* 57 (2002) 1139–1149.
53. M.G. Plaza, A.M. Ribeiro, A. Ferreira, J.C. Santos, U.-H. Lee, J.-S. Chang, J.M. Loureiro, A.E. Rodrigues, Propylene/propane separation by vacuum swing adsorption using Cu-BTC spheres, *Sep. Purif. Technol.* 90 (2012)109–119.

54. M.C. Campo, A.M. Ribeiro, A. Ferreira, J.C. Santos, C. Lutz, J.M. Loureiro, A.E.Rodrigues, New 13X zeolite for propylene/propane separation by vacuum swing adsorption, *Sep. Purif. Technol.* 103 (2013) 60–70.
55. Y. Pan, T. Li, G. Lestari, Z. Lai, Effective separation of propylene/propane binary mixtures by ZIF-8 membranes, *J. Membr. Sci.* 390–391 (2012) 93–98.
56. T. Petterson, A. Argo, R.D. Noble, C.A. Kova, Design of combined membrane and distillation processes, *Sep. Technol.* 6 (1996) 175–187.
57. M. Benali, B. Aydin, Ethane/ethylene and propane/propylene separation in hybrid membrane distillation systems: optimization and economic analysis, *Sep. Purif. Technol.* 73 (2010) 377–390.
58. J.A. Caballero, I.E. Grossmann, M. Keyvani, E.S. Lenz, Design of hybrid distillation-vapor membrane separation systems, *Ind. Eng. Chem. Res.* 48(2009) 9151–9162.
59. I.K. Kookos, Optimal design of membrane/distillation column hybrid processes, *Ind. Eng. Chem. Res.* 42 (2003) 1731–1738.
60. Eduard Hala, *Vapour Liquid Equilibrium*, Pergamon Press, 3rd Edition, London (1967) pp. 3-24.
61. J. G. Stichlmair and J. R. Fair, *Distillation Principles and Practice*, Wiley-VCH (1998) pp. 6-69.
62. S. Margules, *Math Naturw Akad Wiss. (Vienna)* 104(1895) 1243,
63. J.J. Van Laar, "The Vapor Pressure of Binary Mixtures," *Z. Phys. Chem.*, Vol. 72, (1910), p. 723.
64. G.M. Wilson, *J. Am. Chem. Soc.*, Vol. 86, (1964), p. 127.
65. H. Renon and J.M. Prausnitz, "Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures," *AIChE J.*, Vol. 14, No. 1, (1968), pp. 135 – 144.

66. D.S. Abrams and J.M. Prausnitz, "Statistical Thermodynamics of liquid mixtures: A new expression for the Excess Gibbs Energy of Partly or Completely Miscible Systems," *AIChE J.*, Vol. 21, (1975), p. 116
67. Aa. Fredenslund, J. Gmehling and P. Rasmussen, "Vapor-Liquid Equilibria using UNIFAC," (Amsterdam: Elsevier, 1977)
68. van der Waals, J. D. (1873). Over de Continuïteit van den Gas- en Vloeistofoestand (на голландском). Universiteit Leiden.
69. O. Redlich and J.N.S. Kwong, "On the Thermodynamics of Solutions V. An Equation-of-state. Fugacities of Gaseous Solutions," *Chem. Rev.*, Vol. 44, (1949), pp. 223 – 244.
70. G. Soave, "Equilibrium Constants for Modified Redlich-Kwong Equation-of-state," *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 27, (1972), pp. 1196 - 1203.
71. D.-Y. Peng and D. B. Robinson, "A New Two-Constant Equation-of-state," *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, Vol. 15, (1976), pp. 59–64.
72. Ya Song Wei and Richard J. Sadus, Equations of State for the Calculation of Fluid-Phase Equilibria, *AIChE Journal*, 46(1), 169-196 (2000).
73. Литовка Ю. В. Получение оптимальных проектных решений и их анализ с использованием математических моделей. Тамбов. ТГТУ. 2006. 98 с.
74. Гартман Т. Н, Клушин Д. В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов. М.: ИКЦ «Академкнига», 2008. 415 с.
75. Островский Г. М., Волин Ю. М. Три этапа компьютерного моделирования химико-технологических систем // Теоретические основы химической технологии. Т. 40, № 3. 2006 г. с. 302-312.
76. Вержичинская С. В., Дигуров Н. Г. Синицин С. А. Химия и технология нефти и газа. М. 2009. 400 с.
77. <http://dwsim.inforside.com.br/wiki>

78. <https://www.cocosimulator.org>
79. <https://openmodelica.org>
80. Ho, Q. N. N.; Yoo, K. S.; Lee, B. G.; Lim, J. S. Fluid Phase Equilib., 2006, 245, 63-70 Measurement of vapor liquid equilibria for the binary mixture of propylene (R-1270) + propane (R-290)
81. Harmens, A. J. Chem. Eng. Data, 1985, 30, 230-233 Propylene-propane phase equilibrium from 230 to 350 K
82. Reamer, H. H.; Sage, B. H. Ind. Eng. Chem., 1951, 43, 1628-1634 Volumetric and phase behavior of propene-propane system
83. Нефтехимия в России выбор вектора развития - [Электронный ресурс] - URL: <http://ru.investinrussia.com/data/files/EY-petrochemical-industry-inrussia 2015- us.pdf>
84. Регламент производства мономеров - Томскнефтехим - 1997 - с. 986
85. Рыжакина Т. Г. Экономический расчет предприятия: Методические указания, 2003.- 30 с.
86. Количество праздничных выходных дней в разных странах мира - [Электронный ресурс] - URL: <http://www.thevillage.ru/village/city/situation/163155-otdyh>
87. Количество праздничных выходных дней в разных странах мира - [Электронный ресурс] - URL: <http://managment-study.ru/normirovanietruda-vidy-norm-i-normativov.html>
88. Количество праздничных выходных дней в разных странах мира - [Электронный ресурс] - URL: http://studopedia.ru/6_9562_opredeleniefondov-rabochego-vremeni.html
89. Дж. Перри Справочник инженера-химика, т. 1. Перевод с англ. под ред. акад. Жаворонкова Н.М.: Издат: "Химия" 1969 - с. 640

90. Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 197-ФЗ - [Электронный ресурс] // Официальный интернет-портал правовой информации [сайт]. URL: http://www.consultant.ru/document/cons_doc_LAW_34683
91. СНиП 2.09.04-85 Административные и бытовые здания.
92. Федеральная служба Государственной статистики - [Электронный ресурс]// Официальный интернет-портал правовой информации [сайт].URL:<http://www.gks.ru/dbscripts/cbsd/DBInet.cgi>
93. Рынок пропилена. Текущая ситуация и прогноз 2020-2024 г. - [Электронный ресурс] - URL: <http://alto-group.ru/otchot/marketing/486-gynok-polipropilena-tekushhaya-situaciya-i-prognoz-2015-2019-gg.html>
94. Российская Федерация. Законы. Трудовой кодекс Российской Федерации : от 30.12. 2001 г. № 197-ФЗ (ред. от 01.04.2019) , ввод в действие с 01.02.2002 / Российская Федерация. Законы. — Волгоград ; М. : Изд-во ВолГУ : Либрис, 2002. — 225с.
95. ГОСТ 12.0.003-2015 «Опасные и вредные производственные факторы. Классификация».
96. ГОСТ 26568-85 Вибрация. Метода и средства защиты. — Изд. офиц. Москва: Стандартинформ, 2008. — 26 с. — Государственные стандарты.
97. СанПиН 2.2.4.548-96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.
98. ГОСТ 12.2.003-91 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Оборудование производственное. Общие требования безопасности. — Изд. офиц. Москва: Стандартинформ, 2012. — 35 с. — Государственные стандарты.
99. ГОСТ 12.0.002-2014 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Термины и определения.

100. ГОСТ 14202-69 Трубопроводы промышленных предприятий. — Изд. офиц. Москва: Стандартиформ, 2007. — 24 с. — Государственные стандарты.
101. Постановление правительства РФ от 25 апреля 2012 года №390 О противопожарном режиме (с изменениями на 23 апреля 2020 года).

Приложение А

Efficient distillation process flow design

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2KM81	Карташов Максим Олегович		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Самбоская Марина Анатольевна	к.т.н		

Консультант–лингвист отделения иностранных языков ШБИП

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Болсуновская Людмила Михайловна	к.ф.н		

1.2 Efficient distillation process flow design

Distillation is a physical, multiphase separation technique that exploits the differences in relative volatilities of components and the counter-current movement of the contacting vapor and liquid phases. The most common industrial distillation column configuration is the conventional distillation column (CDiC), which are described below.

1.2.1 The main ways are optimization of operation mode, process flow design and apparatus designs.

Currently, several main ways to optimize rectification can be identified:

- use of a heat pump;
- thermal integration;
- use of a pre-fractionation column;
- use of a separation wall in a distillation column;
- hybrid use of adsorption or rectified membranes.

These optimization methods will be described in more detail below.

Below, these optimization methods will be described in more detail.

1.2.2 Heat Pump-Assisted Distillation

The heat pump-assisted distillation column, which was introduced in the 1950's [1], received renewed interest during the oil and energy crises in the 1970's as significant energy savings can be obtained. The heat pump enables the absorption of heat from a cold source and the rejection of heat at a higher temperature sink, which can directly translate into the condenser as the cold energy source (due to condensation) and the reboiler as the hot temperature sink (due to vaporization).

The simplest distillation configuration employing this principle is called the vapor compression column (VCC) shown in Figure 1 (a). In this configuration, an appropriate working fluid acts as an energy carrier between the condenser and reboiler.

As shown, compression and throttling are required.

Alternatively, the top vapor can be used as the working fluid thereby resulting in the configuration illustrated in Figure 1 (b). This configuration is commonly known as the mechanical vapor recompression column (MVRC). A review of heat pump assisted distillation technologies is provided by Jana. The MVRC circumvents the additional compression cycle by letting the compressor work directly on the top vapor. As vapor recompression can be obtained by different means [2], the term "mechanical" is used to differentiate from e.g. the thermal vapor recompression column (TVRC). In the TVRC, the required work for compression is provided by a steam ejector thus limiting its application to systems with water produced as the distillate. The TVRC is not considered in this work. Both the VCC and the MVRC can be classified as externally heat integrated distillation columns since the heat exchange takes place outside the conventional distillation equipment. A significant advantage of both the VCC and the MVRC is that the heat pump has no impact on the separation. Therefore, such configurations appear to be very desired in new applications as well as retrofitting, as they constitute a minimal technical risk.

Furthermore, heat pump-assisted distillation has good operability as proven by both simulation and experimentally. Furthermore, significant economic and energy savings are reported. In fact, it has already been successfully applied in the industry in the productions of 1-butene, chlorobenzene, ethanol, isopropanol and more.

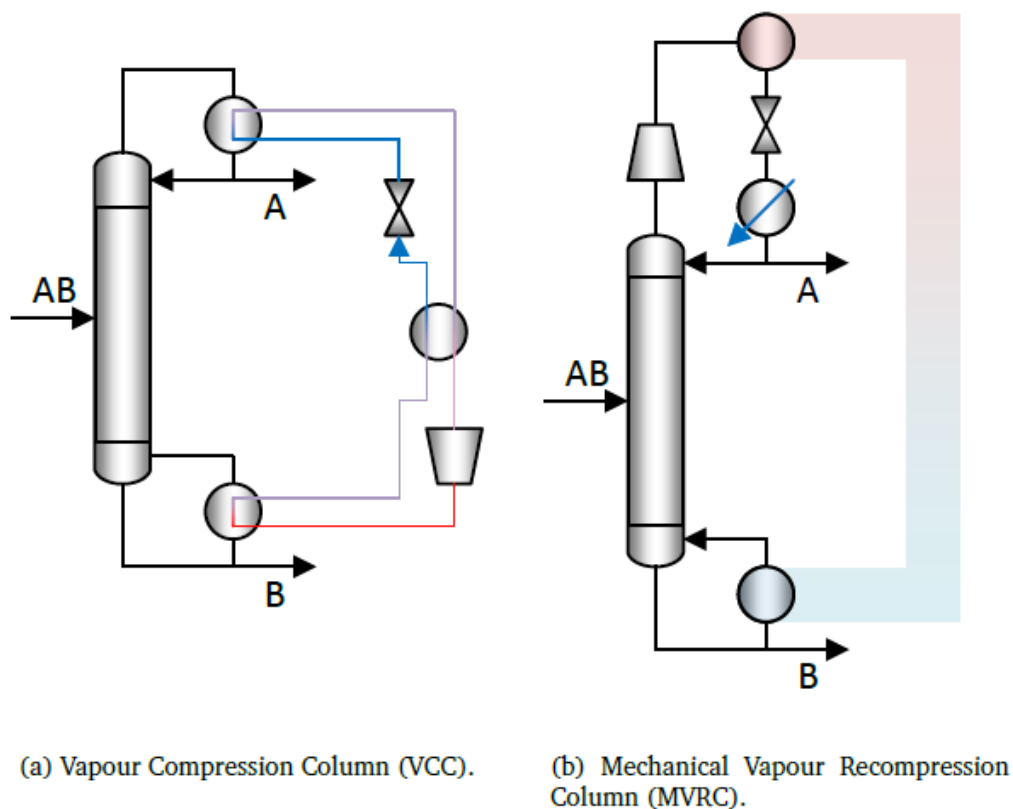


Figure 1 – Externally heat-integrated distillation columns.

1.2.3 Diabatic Distillation

In most cases, the column shell in conventional distillation is thermally insulated causing adiabatic operation. If instead, heat transfer is taking place at two or more locations in the column (e.g. in the column trays), the column is said to be diabatic. A general representation of a diabatic distillation column is given in Figure 2 (a).

The distillation column with sequential heat exchangers (DSHE) is an example of a diabatic distillation column (Figure 2 (b)). In this configuration, heat is removed in the rectifying section by letting a cold stream pass the inside of the column, thereby acting as an energy sink. As this stream is introduced in the top and removed at a lower location the temperature can reach a higher value than what can be obtained from a condenser. The stages in the rectifying sections can thus be

considered as sequential heat exchangers. In the same manner, a heating stream is introduced the bottom of the column and is extracted at a higher location.

This configuration has been studied as a means of improving the thermodynamic efficiency of a distillation column by various authors. Furthermore, the concept of diabatic distillation has been proven experimentally by de Koeijer and Rivero [3]. For a diabatic distillation column, a reduction in exergy loss of 39% can be obtained, meaning that the degradation of the energy quality is reduced compared to conventional distillation. Reports on economic savings have not been encountered in the literature. This is likely because no direct benefits (i.e. energy requirement reductions) are achieved. Instead, the streams for removing/adding energy in the condenser/reboiler become more potent for heat integration, which can not easily be quantified in terms of economic improvements.

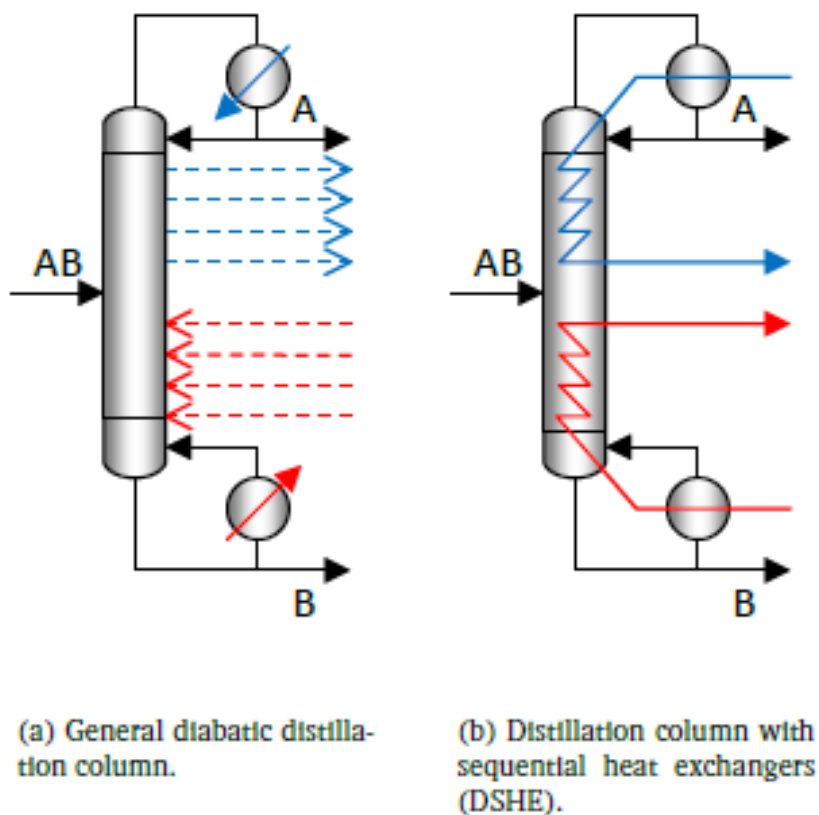


Figure 2 – Diabatic distillation columns.

1.2.4 Internal Heat-Integrated Distillation

The principles of heat pump-assisted distillation can be used for enabling diabatic operation in such a way that the rectifying section acts as a heat source and the stripping section acts as a heat sink. Hence, the rectifying section must be operated at a higher pressure to achieve the necessary temperature driving forces among the heat-integrated stages. Two column sections are physically separated (i.e. the rectifying section is not necessarily on top of the stripping section) and a compressor is connected to the vapor leaving the stripping section, i.e. from the feed stage. In accordance with the differences in pressures between the column sections, a throttling valve is connected to the liquid stream leaving the rectifying section. The obtained configuration is commonly referred to the heat-integrated distillation column (HIDiC) but was originally introduced along with the concept of secondary reflux and vaporization by Mah et al. [4]. The HIDiC is also referred to the internal thermally coupled distillation column by some authors but the term "thermal coupling" is commonly associated with the principle of the Petlyuk arrangement. In Figure 3(a), a conceptual representation of the HIDiC is presented. The variant of the HIDiC, where feed preheating is used such that reboiler and condenser duties are avoided, is often called the ideal HIDiC (i-HIDiC). More recently, the term HIDiC is used to describe both internal heat integrated (diabatic) columns and columns, which have external heat exchangers for realising heat integration between the column sections.

Additional energy can be recovered by using vapor recompression of the top vapor in the HIDiC. This column was introduced along with the HIDiC by Mah and Fitzmorris. As the HIDiC abbreviation is fairly well established, the name secondary reflux and vaporization column (SRVC) will be used for a HIDiC has condenser/reboiler heat integration using an additional compressor on the top vapor. The SRVC is illustrated in Figure 3 (b). Later, Mane et al. [5] considered a

configuration, which is conceptually identical to the SRVC. However, Mane et al. used the name Intensified HIDiC.

The HIDiC is an intensified distillation column, which represent a radical, stand-alone way of carrying out heat integration. Because of the promising features of the HIDiC, extensive efforts have been made to develop this technology during the past 15 years, both theoretically and experimentally.

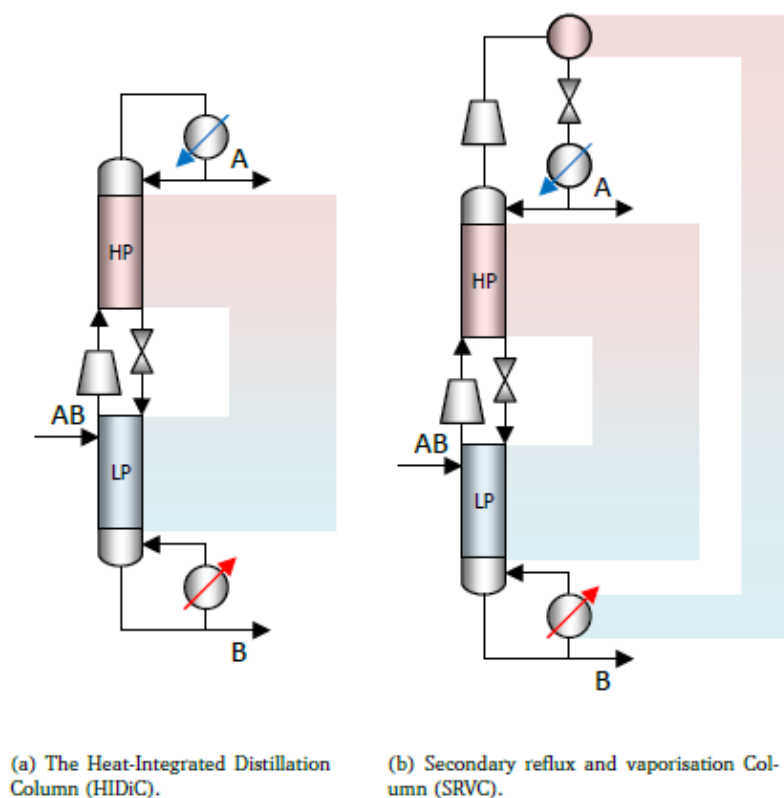


Figure 3 – Internally heat-integrated distillation columns. LP is the low-pressure section and HP is the high-pressure section.

1.2.5 Advanced Internal Heat-Integrated Distillation

Jana [6] provides an overview of applications of advanced distillation techniques transferred to the HIDiC. Pressure-swing distillation is an apparent application of internal heat integration because two different column pressures already exist. However, two distillation columns are required rather than two column

sections. Following the concepts of the HIDIc by choosing a high pressure rectifying section as heat source and a low pressure stripping section as heat sink, the two configurations in Figure 5 are obtained for the two cases: (a) for a minimum-boiling azeotropic mixture and (b) for a maximum-boiling azeotropic mixture. Huang et al. provides a framework for designing the heat-integrated pressure swing distillation columns and found for the separation of acetonitrile/water that up to 15% operating cost reductions and 14% capital cost reductions could be achieved compared to a conventional sequence. However, it was concluded that this rectifying/stripping section type heat integration fails to compete with the condenser/reboiler (multi-effect) type heat integration for the considered separation. The internally heat-integrated pressure-swing distillation columns arrangement is a special case of the arrangement, referred to as the heat-integrated double distillation columns (HIDDiC). The HIDDiC provides an alternative to a multi-effect distillation sequence for separations with more than two product splits (conceptually includes water/ethanol/azeotropic ethanol). The HIDDiC has been studied with the heat integration of entire column sections [7] and with few heat-integrated stages.

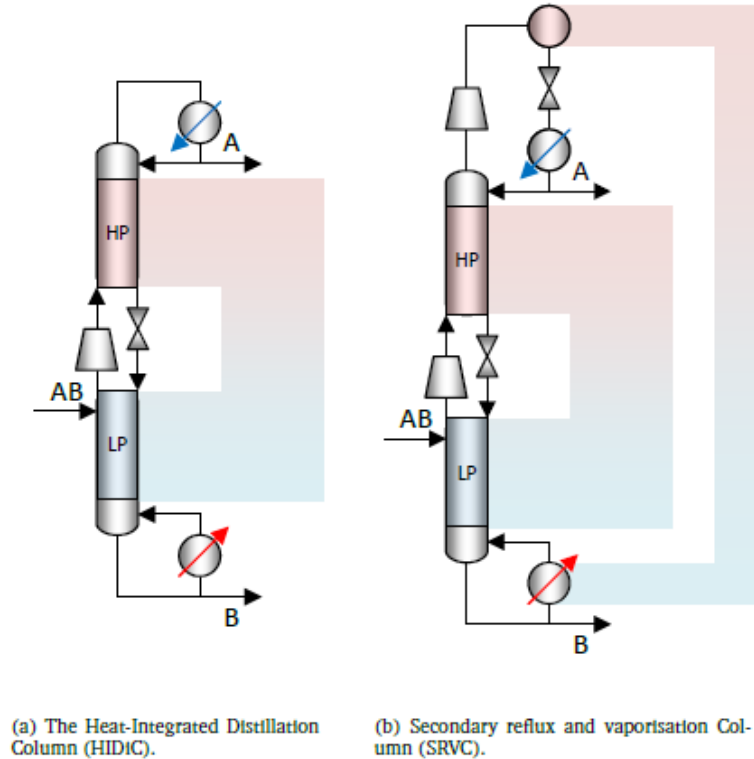


Figure 4 – Internally heat-integrated distillation columns. LP is the low-pressure section and HP is the high-pressure section.

However, the benefit over a conventional multi-effect distillation column arrangement has not been fully demonstrated. Furthermore, it is important to note that the HIDDiC can potentially be operated without a compressor [7], which is also the case for a multi-effect distillation sequence. Multi-effect distillation denotes a distillation sequence, in which the columns operate at different pressure such that e.g. condenser/reboiler type heat integration can be realised.

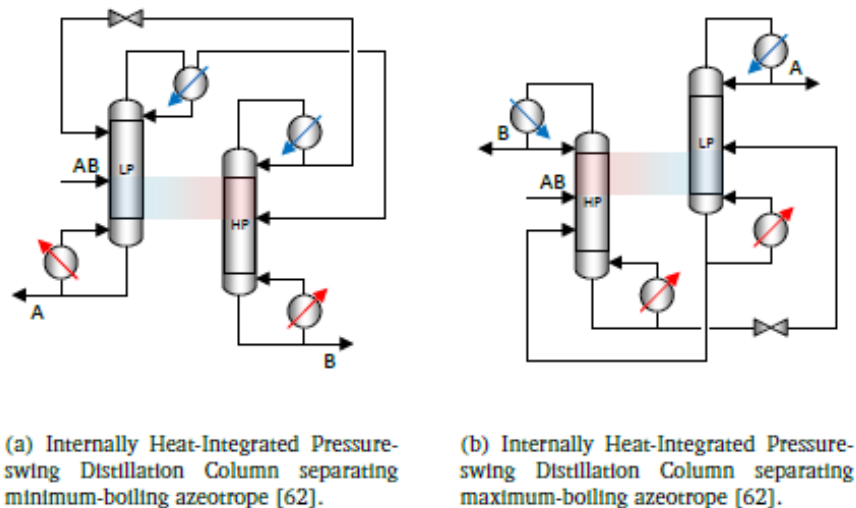


Figure 5 – Advanced internally heat-integrated distillation columns. LP is the low-pressure section/column and HP is the high-pressure section/column.

1.2.6 Thermally Coupled Distillation Columns

Based on the patent by Brugma [8], Petlyuk et al. [9] introduced thermal coupling in distillation with a prefractionation column as illustrated in Figure 6 (a). By supplying the reflux and boil-up flows in the prefractionation column by directly taking fractions of the internal vapor and liquid flows from the main column, significant energy savings can be obtained for multicomponent separations. As a result, an intensified arrangement was achieved called the Petlyuk arrangement. A ternary distillation process is illustrated in Figure 6. A thermodynamically equivalent configuration was filed as a patent in 1949, in which both prefractionation and distillation takes place in the same column shell (Figure 6 (b)). This configuration is known as the dividing wall column (DWC). In 1985 (35 years after its introduction), the DWC was introduced in an industrial application by BASF. Since then, it has been industrially recognised as a common separation technique of multicomponent mixtures.

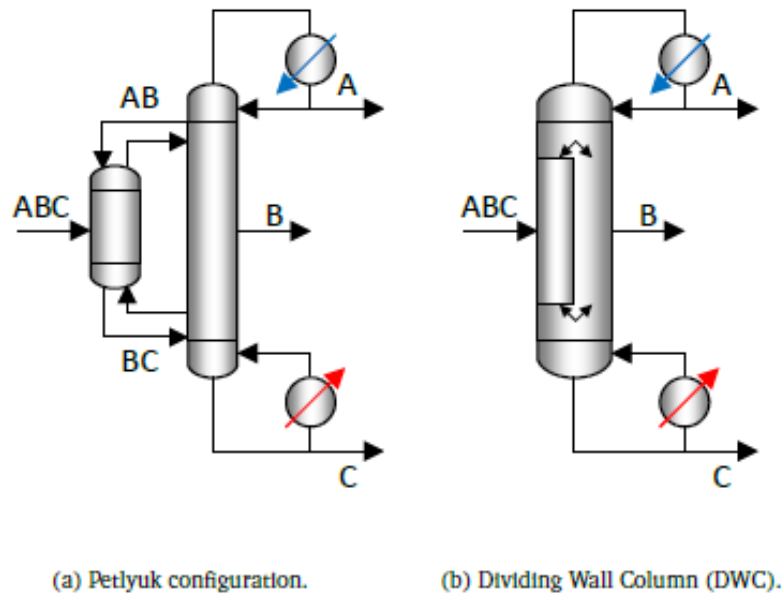


Figure 6 – Thermally coupled distillation columns.

1.2.7 Adsorption.

Several separation options have been investigated based on solubility, diffusion, and molecular size differences in order to reduce energy consumption in the separation of propane and propylene. Rege and Yang proposed a four-stage pressure swing adsorption (PSA) system that used $\text{AgNO}_3 / \text{SiO}_2$ and AlPO-14 to separate propylene from propane at the two initial mixtures, atmospheric and subatmospheric desorption pressures. Plaza et al. Proposed a five-stage short-cycle vacuum adsorption (VSA) system in which Cu-BTC was used because of its large pore volume and high sorption capacity, but the results showed a low recovery of about 15%. Campo [10] also adopted a five-stage VSA system, but using zeolite X13 as an adsorbent. The results showed high recovery of about 75% for their separation.

1.2.8 The use of membranes.

Although membrane-based separation has also been proposed, most of them simultaneously lack high permeability and selectivity, which makes scaling and lack of long-term stability difficult due to poisoning by olefin-selective carriers. Pan et

al. investigated zeolite imidazolate scaffolds for the separation of propane / propylene under several feed compositions and temperature conditions. The results showed that the proposed membrane structure showed high permeability and selectivity for propylene-rich mixtures at temperatures below 22 ° C. Although the above alternatives can certainly provide energy savings, their capacity and operating time are quite limited by the size of the equipment and maintenance problems.

1.2.9 Hybrid installations.

Attempts have also been made to integrate membranes into distillation configurations. These alternatives have been proposed to reduce energy consumption. Petterson reported beneficial membrane configurations where the membrane can be located close to the feed stream or at the bottom of the distillation column. Benali and Aydin investigated several membrane configurations that can be located above, in the middle, and below the distillation column. Their best known configuration achieved economic savings of around 36% when one membrane was installed on top and one below. Mathematical modeling approaches have also been proposed , and they have shown that when the membrane is in the middle of the column, it can reduce the total annual cost by up to 20%.

Conclusion

The main types of distillation configurations were considered in this chapter. It was found that the application of each configuration is very specific and can only be used to optimize existing processes.

It was also revealed that despite all the advantages provided by the new configurations. Conventional distillation column (CDiC) remains more preferable. This is mainly due to the ratio of Capex and Opex. For the most part, funds that can be saved by lowering Opex cannot cover the full cost of Capex. Therefore, these improvements are not profitable.

As for alternative types of separation. Despite their benefits and relative cheapness. They cannot be used an industrial scale since these types of separation have very low throughput capacity.

References

1. D.C. Freshwater. Thermal economy in distillation. *Institution of Chemical Engineers – Transactions*, 29(1):149–160, 1951.
2. A.A. Kiss, S.J. Flores Landaeta, and C.A. Infante Ferreira. Towards energy efficient distillation technologies - making the right choice. *Energy*, 47(1):531–542, 2012.
3. G. de Koeijer and R. Rivero. Entropy production and exergy loss in experimental distillation columns. *Chem Eng Sci*, 58(8):1587–1597, 2003.
4. R.S.H. Mah, Jr.J.J. Nicholas, and R.B. Wodnik. Distillation with secondary reflux and vaporization: A comparative evaluation. *AIChE J*, 23(5):651–658, 1977.
5. A. Mane. A new intensified heat integration in distillation column. *Ind Eng Chem Res*, 49(19):9534–9541, 2010.
6. X. Liu and J. Qian. Modeling, control, and optimization of ideal internal thermally coupled distillation columns. *Chem Eng Technol*, 23(3):235–241, 2000.
7. Y.H. Kim. Internally and partially heat-integrated distillation system for ternary separation. *Ind Eng Chem Res*, 50(9):5733–5738, 2011.
8. A.J. Brugma. Fractional distillation of liquid mixtures, especially petroleum, 1937. US Patent 2,471,134.
9. F.B. Petlyuk, V.M. Platonov, and D.M. Slavinskii. Thermodynamically optimal method for separating multicomponent mixtures. *International Chemical Engineering*, 5:555, 1965.
10. M.C. Campo, A.M. Ribeiro, A. Ferreira, J.C. Santos, C. Lutz, J.M. Loureiro, A.E. Rodrigues, New 13X zeolite for propylene/propane separation by vacuum swing adsorption, *Sep. Purif. Technol.* 103 (2013) 60–70.

Приложение Б

Результаты расчетов исследования

Таблица 24 – Количество тарелок к флегмовому числу

Количество тарелок	Флегмовое число
110	1356.278
115	68.57303
120	45.73061
125	36.5847
130	30.02697
135	24.05322
140	20.06384
145	18.18642
150	17.05134
155	16.23359
160	15.58406
165	15.03476
170	14.54801
175	14.09932
180	13.67004
185	13.24359
190	12.80518
195	12.35439
200	11.9436
205	11.6356
210	11.42171
215	11.26741
220	11.14984
225	11.05619
230	10.97915
235	10.91417
240	10.8583
245	10.80952

250	10.7664
255	10.7279
260	10.69323
265	10.66179
270	10.6331
275	10.60678
280	10.58252
285	10.56006
290	10.5392
295	10.51975

Приложение В

Гидравлика исследуемых контактных устройств

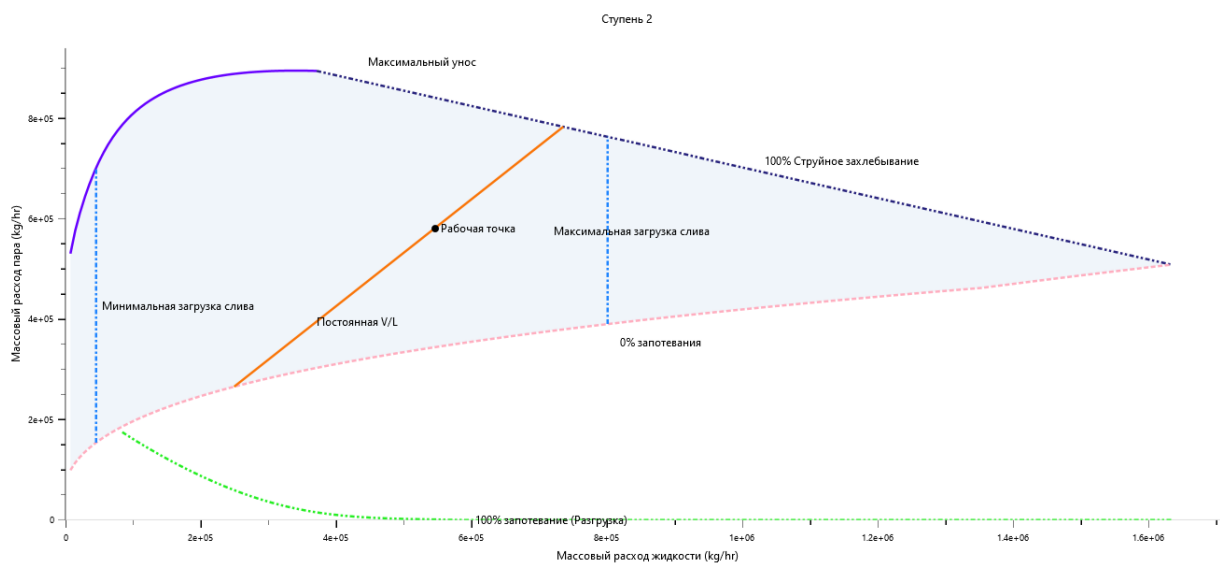


Рисунок 27– Гидравлика 1 тарелки ситчатой колонны

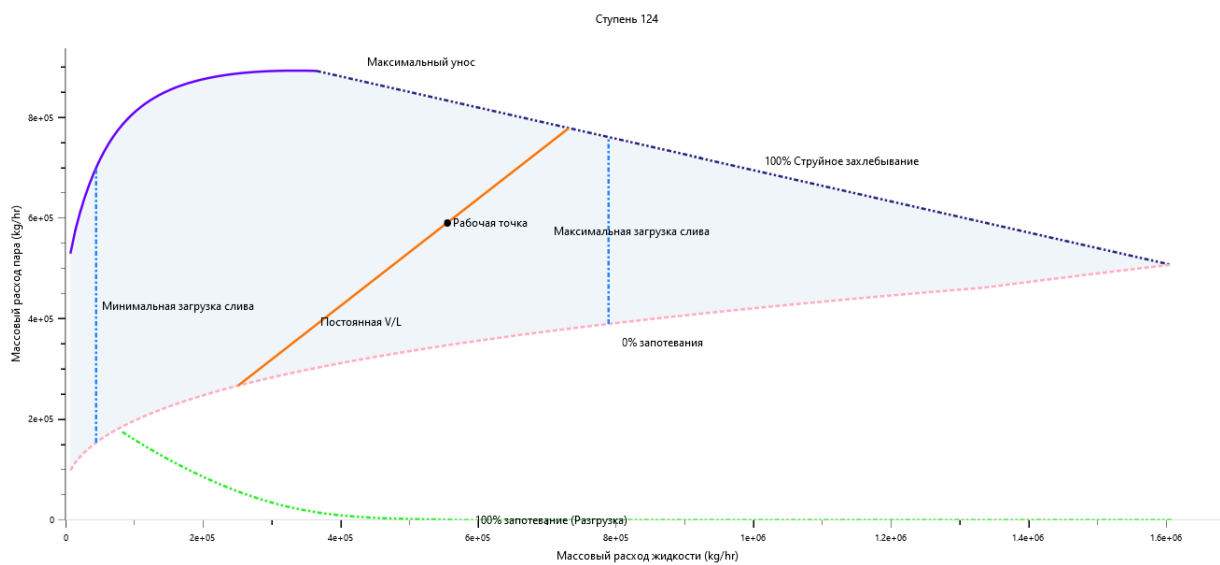


Рисунок 28– Гидравлика 123 тарелки ситчатой колонны

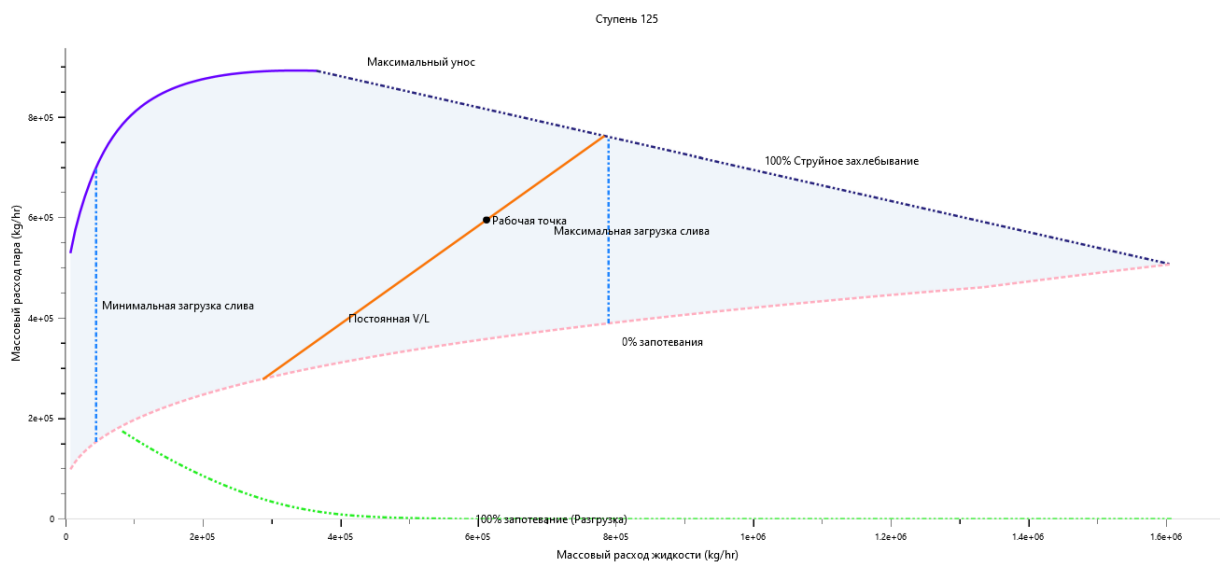


Рисунок 29– Гидравлика 124 тарелки ситчатой колонны

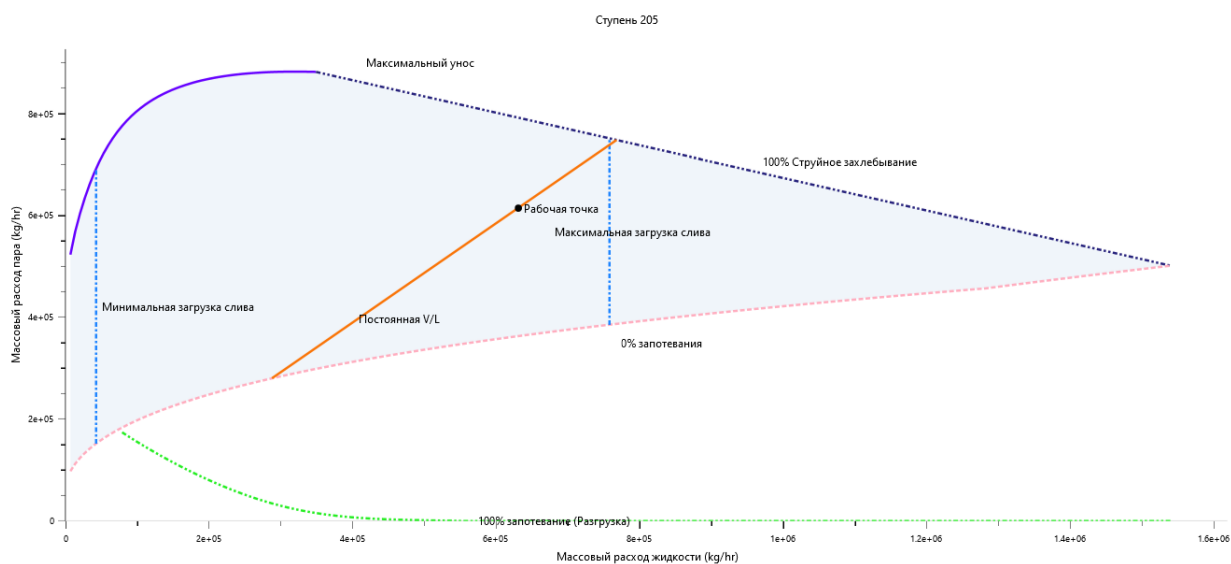


Рисунок 30– Гидравлика 204 тарелки ситчатой колонны

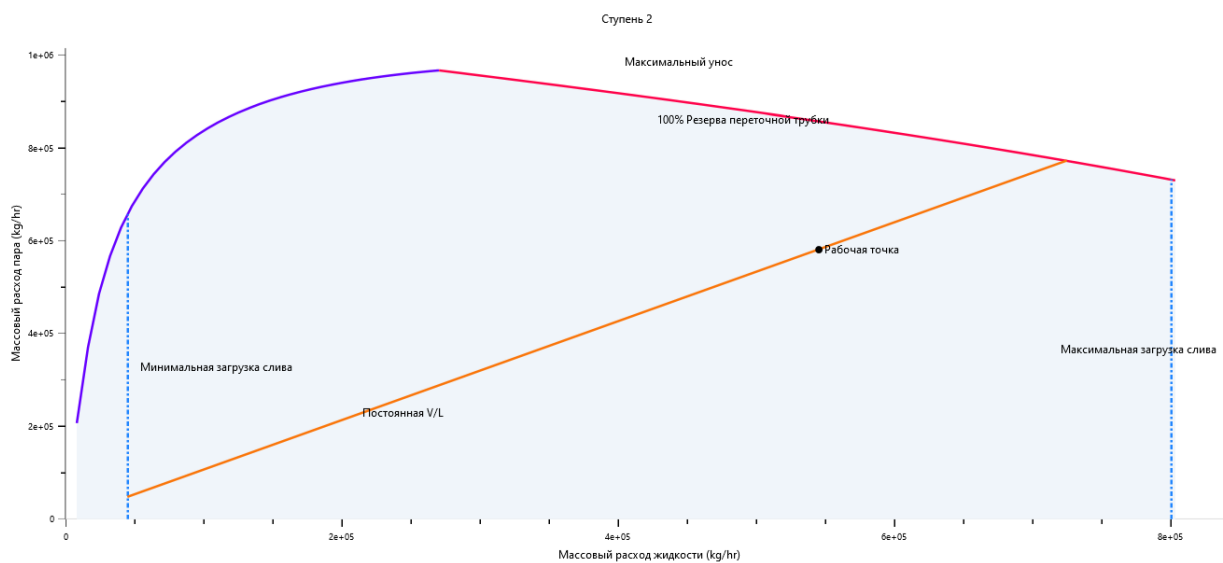


Рисунок 31– Гидравлика 1 тарелки колпачковой колонны

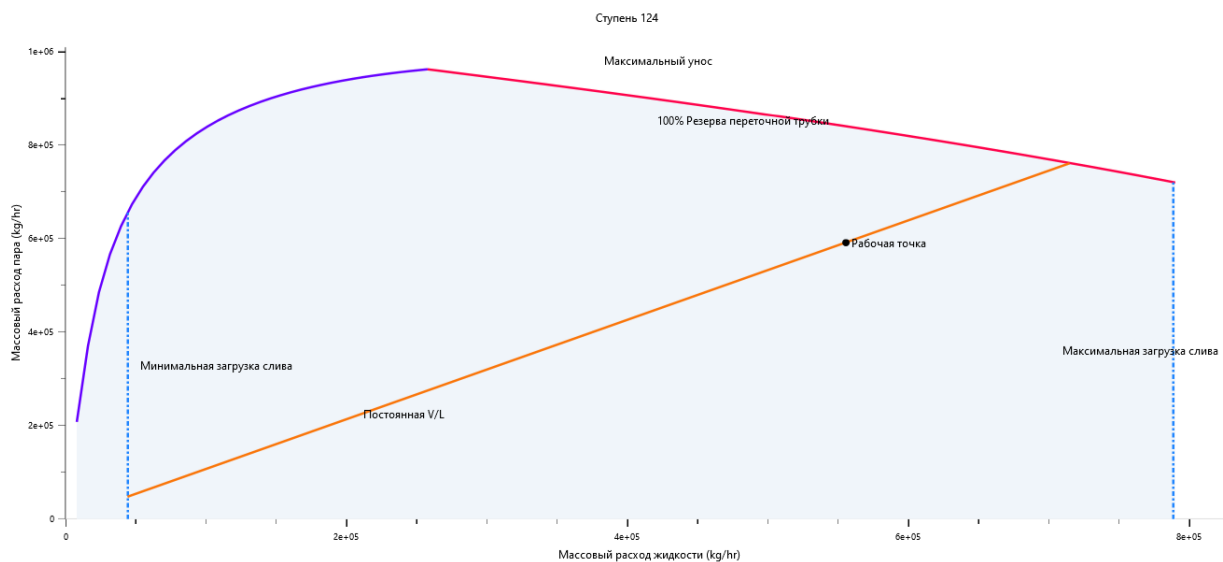


Рисунок 32– Гидравлика 123 тарелки колпачковой колонны

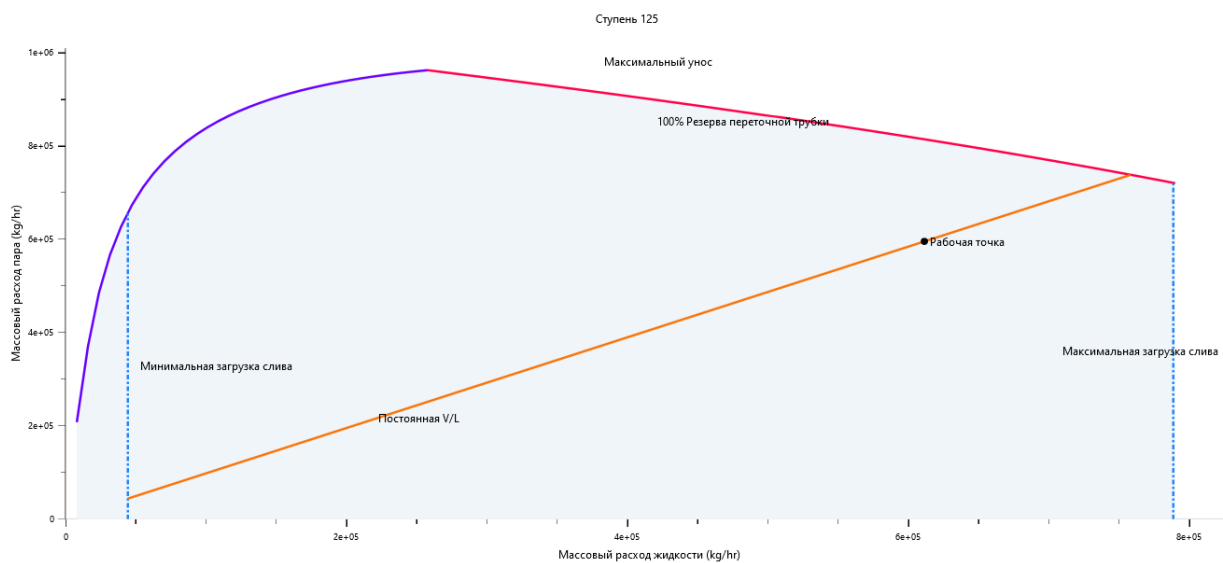


Рисунок 33– Гидравлика 124 тарелки колпачковой колонны

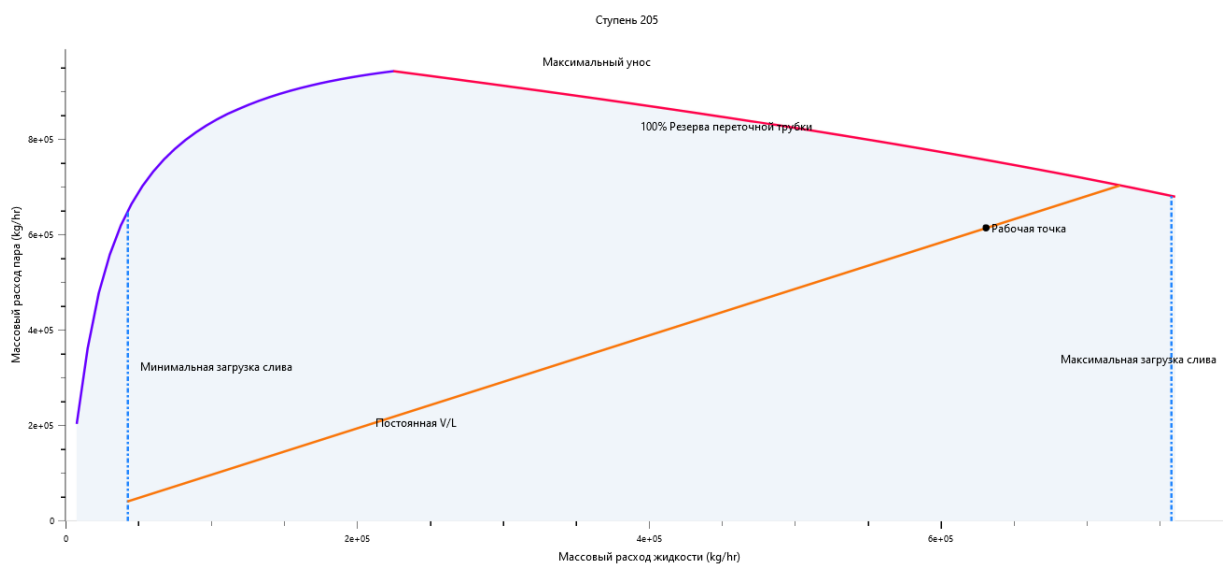


Рисунок 34– Гидравлика 204 тарелки колпачковой колонны

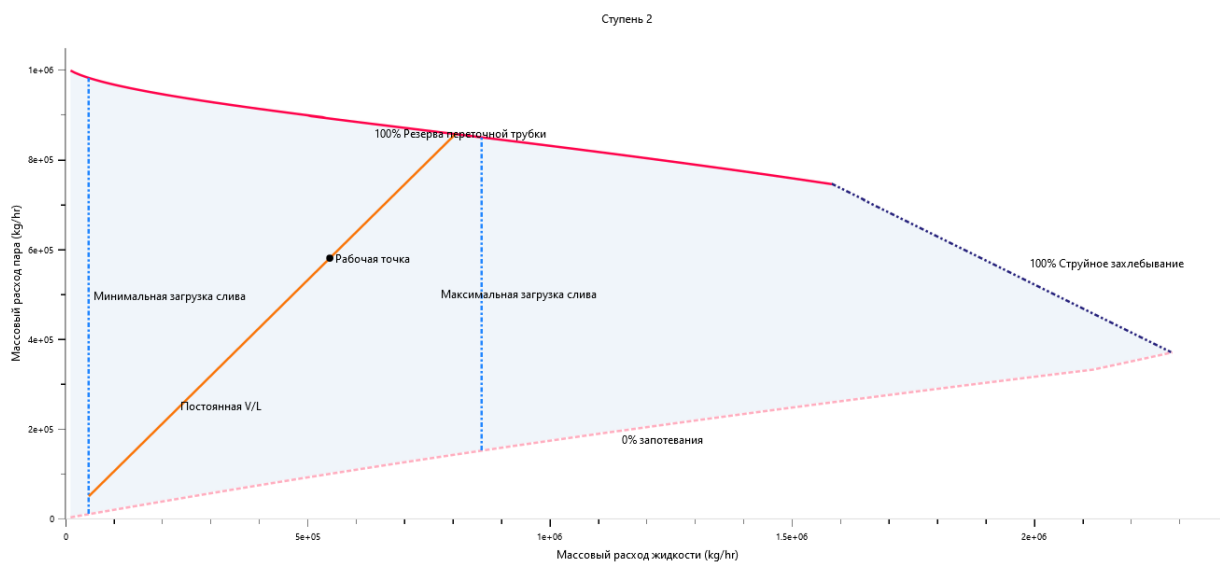


Рисунок 35— Гидравлика 1 тарелки клапанной колонны

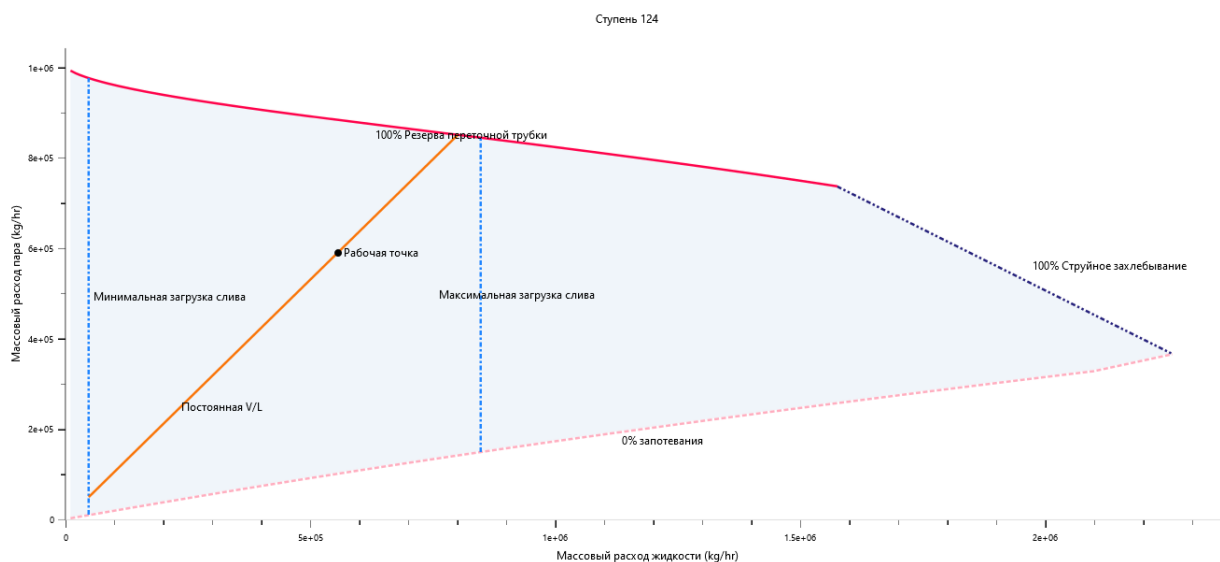


Рисунок 36— Гидравлика 123 тарелки клапанной колонны

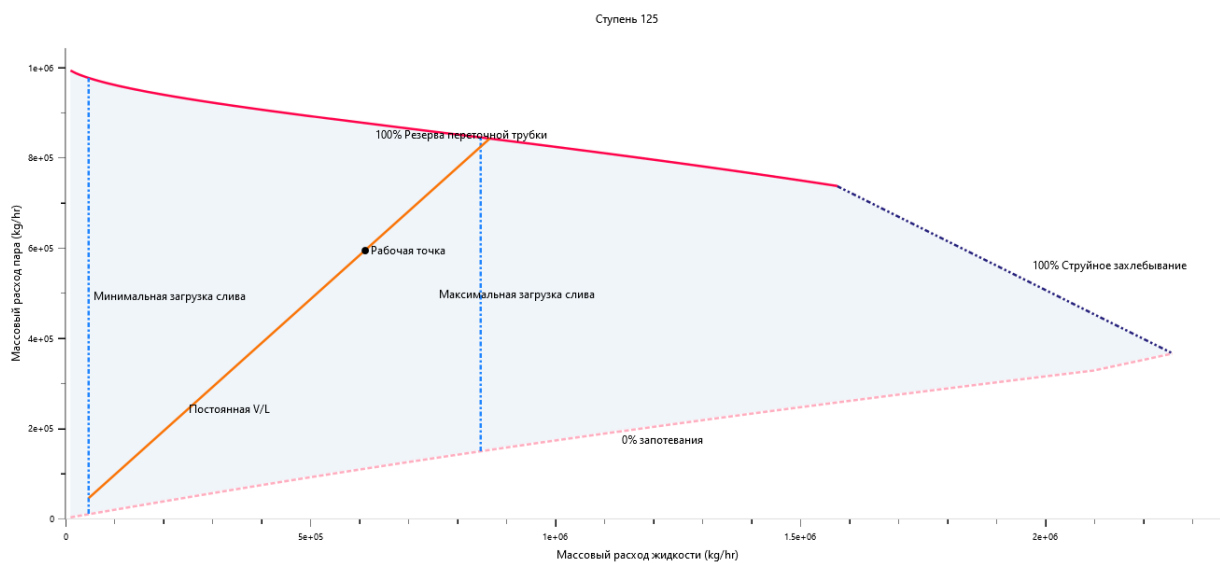


Рисунок 37– Гидравлика 124 тарелки клапанной колонны

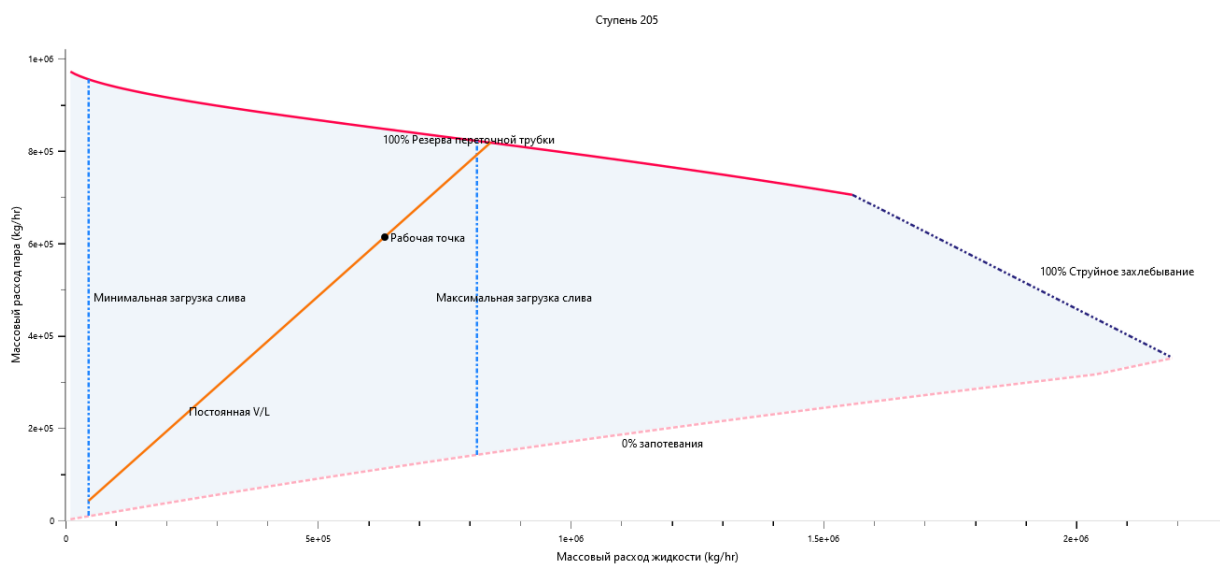


Рисунок 38– Гидравлика 204 тарелки клапанной колонны