

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования  
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра \_\_\_\_\_ Химическая технология и ресурсосбережение \_\_\_\_\_

(наименование)

18.03.01 Химическая технология

(код и наименование направления подготовки)

Химическая технология органических и неорганических веществ

(профиль)

## ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА (БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)

на тему \_\_\_\_\_ Оптимизация технологической схемы процесса каталитического крекинга  
нефтяного сырья \_\_\_\_\_

Обучающийся

К.А. Кирасирова

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

к.х.н., доцент И.В. Цветкова

(ученая степень, ученое звание, Инициалы Фамилия)

## Аннотация

Выпускная квалификационная работа изложена на 64 страницах, включает 4 рисунка, 13 таблиц, 27 литературных источников, приложение на 2 листах - графический материал.

Ключевые слова: каталитический крекинг, бензиновые фракции, высокооктановые компоненты бензина, катализаторы.

Объектом исследования является установка каталитического крекинга АО «Сызранский нефтеперерабатывающий завод».

Целью работы является оптимизация технологической схемы процесса каталитического крекинга нефтяного сырья.

Графическая часть выполнена в виде усовершенствованной схемы производства каталитического крекинга и чертежа конструкции насадочного абсорбера.

В теоретической части рассмотрены назначения каталитического крекинга, механизм и химизм процесса, представлены характеристика сырья и готовой продукции, изучены современные катализаторы, описана схема производства и также изложена его модернизация, в результате которой выделившейся углекислый газ будет очищен.

Проведены расчёты материального и теплового баланса установки каталитического крекинга и произведён расчёт насадочного абсорбера.

## **Abstract**

The topic of the work is «Optimization of the technological scheme of the process of catalytic cracking of petroleum raw materials».

Keywords: catalytic cracking, gasoline fractions, high-octane gasoline components, the catalyst.

The object of the study is the installation of catalytic cracking of Joint stock Company "Syzran Oil Refinery".

The purpose of the final qualifying work is to optimize the technological scheme of the process of catalytic cracking of petroleum raw materials.

The graphic part was made in the form of an improved scheme for the production of catalytic cracking.

In the theoretical part, the purpose of catalytic cracking and the mechanism of the process are considered. The paper shows the characteristics of raw materials and finished products. Modern catalysts have been studied. The production scheme is described. The modernization of the production scheme is outlined.

Calculations of the material balance have been carried out. The thermal balance of the process is calculated. A nozzle absorber was also calculated.

Final qualifying work in the amount of 60 pages, 4 figures, 13 tables, 27 literary sources, 2 sheet of graphic material.

## Содержание

Введение.....	5
1 Литературный обзор .....	6
1.1 Назначение процесса каталитического крекинга .....	6
1.2 Механизм и химизм каталитического крекинга .....	7
1.3 Характеристика сырья и готовой продукции .....	12
1.4 Современные тенденции развития каталитического крекинга .....	16
1.5 Катализаторы процесса каталитического крекинга .....	18
1.6 Описание технологической схемы .....	20
1.7 Применение выделившегося углекислого газа .....	23
1.8 Патентный поиск.....	24
2 Расчётная часть.....	27
2.1 Материальный баланс реакционного узла .....	27
2.2 Тепловой баланс .....	30
2.3 Технологический расчёт абсорбера .....	34
2.3.1 Определение количества поглощаемого углекислого газа.....	35
2.3.2 Определение расхода абсорбента.....	36
2.3.3 Определение диаметра абсорбера .....	38
2.3.4 Определение движущей силы внизу колонны .....	44
2.3.5 Определение движущей силы вверху колонны .....	45
2.3.6 Определение коэффициента массопередачи.....	46
2.3.7 Определение высоты насадки и высоты всей колонны .....	50
2.3.8 Гидравлическое сопротивление колонны с насадкой .....	51
2.4 Аналитический контроль производства .....	56
2.5 Экологичность проекта.....	57
Заключение .....	59
Список используемой литературы .....	60
Приложение А Технологическая схема каталитического крекинга .....	63
Приложение Б Конструкция насадочного абсорбера .....	64

## Введение

«Процесс каталитического крекинга является одним из наиболее распространенных крупнотоннажных процессов основной углубленной переработки нефти и в значительной мере определяет технико-экономические показатели современных и перспективных НПЗ топливного профиля» [19].

«Каталитический крекинг – это процесс каталитического деструктивного превращения тяжелых нефтяных фракций в компоненты моторных топлив и сырья для нефтехимии» [19].

Каталитический крекинг на протяжении восьмидесяти лет постепенно улучшался и заслужил одно из значимых мест среди процессов углубленной переработки нефти и получения бензина, а это немаловажное достижение, ведь бензин одно из главных составляющих в мировом бензиновом фонде.

Благодаря данному процессу появилась возможность добывать из малоценного тяжёлого сырья бензин с высоким октановым числом и также дополнительное сырьё для нефтехимических производств.

Основным сырьём современных промышленных установок каталитического крекинга являются атмосферные и вакуумные дистилляты первичной перегонки нефти.

Также применяют тяжелое дистиллятное сырьё, мазуты, деасфальтизаты, тяжелые продукты других термокatalитических и термических процессов.

Цель: модернизация узла выделения углекислого газа в процессе каталитического крекинга нефтяного сырья.

Задачи:

- изучить процесс каталитического крекинга;
- рассчитать материальный и тепловой баланс процесса;
- рассчитать узел выделения углекислого газа;
- представить оптимизированную технологическую схему процесса;
- выполнить технологический расчет основного аппарата.

# 1 Литературный обзор

## 1.1 Назначение процесса каталитического крекинга

«Основное целевое назначение каталитического крекинга — производство с максимально высоким выходом высокооктанового бензина и ценных сжиженных газов — сырья для последующих производств высокооктановых компонентов бензинов изомерного строения: алкилата и метил-трет-бутилового эфира, а также сырья для нефтехимических производств, получающийся в процессе легкий газойль используется обычно как компонент дизельного топлива, а тяжелый газойль с высоким содержанием полициклических ароматических углеводородов — как сырье для производства технического углерода или высококачественного электродного кокса» [22].

Сырьём для крекинга могут быть нефть и её фракции, которые получают процессом перегонки, также вакуумные газойли, полученные путём прямой дистилляции нефти, подверженные давлению.

В начале газойль должен пройти гидроочистку, в которой осуществляется снижение большего числа примесей, содержащих серу и процента коксуемости

Появляются новейшие разработки, которые позволяют тяжёлым фракциям, обладающим высокой коксуемостью пройти каталитический крекинг, во время которого изменяется состав нефти на химическом уровне.

Строение углеводородов проходит изменение, благодаря процессу сложной химической реакции. Основным достоинством является факт того, что крекинг способен протекать и при высокой температуре, и с присутствием катализатора.

В случае повышенных температур крекинг принято называть термическим, а в случае с присутствием катализатора и средней температуры крекинг является каталитическим.

На данный момент большая часть автомобильного бензина производится благодаря технологии каталитического крекинга нефти, это объясняется трансформацией непредельных углеводородов в предельные из-за присутствия определённых катализаторов.

Эта особенность даёт возможность получить бензины, качеством выше, нежели термическим крекингом.

«Процент выхода бензина, в процессе, составляет порядка 70%, а газа от 13 до 16% от общей массы используемого сырья, бензины получаются высококачественными с октановым числом от 87 до 91 единиц» [23].

Из-за присутствия катализатора в процессе, крекинг получает возможность быть совместимым с другими процессами, как:

- деасфальтизация;
- алкирование;
- гидроочистка.

«В настоящее время на нефтеперерабатывающих заводах применяют два типа установок каталитического крекинга, во-первых, установки, на которых процесс химического превращения (крекинг сырья) и регенерации катализатора осуществляется в сплошном слое катализатора (катализатор шариковый), и установки, на которых те же процессы происходят в псевдооживленном, или кипящем, слое катализатора (катализатор порошкообразный)» [24].

## **1.2 Механизм и химизм каталитического крекинга**

«Из приведенного выше каталитического закона и анализа физико-химических свойств катализаторов и сырья для крекинга можно сказать что:

- химическое превращение материала деления проходит по механизму ионов углерода путем химической адсорбции молекул углеводородов на поверхности катализатора, катализатор состоит из слабо

активной сырьевой поровой матрицы, алюмосиликата и активного компонента - цеолита;

– оба участника каталитической реакционной системы характеризуются неоднородностью по реакционной способности: неоднородность поверхности катализатора обуславливается наличием каталитических центров различной силы кислотности, следовательно, активности, а сырье крекинга неоднородно по молекулярной массе и химическому составу;

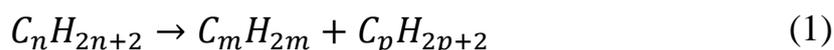
– более вероятно, что в акте хемосорбции химическая реакция не заканчивается образованием конечного продукта: она осуществляется в несколько этапов, т. е. по цепному механизму, путем образования промежуточных веществ и последующих химических реакций;

– поскольку поверхность цеолита с небольшим отверстием для диффузии крупных молекул сырья первичные химические реакции, должны протекать преимущественно на поверхности матрицы катализатора» [10].

Превращение углеводорода сырья крекинга по химическому составу, проходящему на основе цепного механизма можно рассмотреть в такой последовательности:

а) в начале происходит расщепление мономолекулярной реакции крекинга и уже после идёт деалкилирование – разложение связей между углеродами из высокомолекулярных до низкомолекулярных углеводородов:

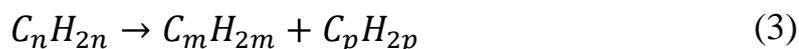
1) крекинг парафинов с образованием низкомолекулярных соединений парафина и олефина выражен формулой 1:



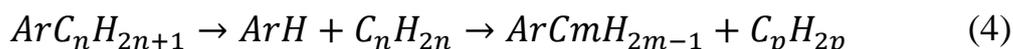
В качестве примера можно рассмотреть формулу 2 нормального гексана:



- 2) крекинг олефинов с образованием низкомолекулярных соединений олефинов выражен формулой 3:



- 3) деалкилирование алкилароматических углеводородов (4):



- 4) крекинг нафтенов с образованием олефинов в формуле 5:



- б) в формуле 6 вторичные бимолекулярные реакции углеводородов, преимущественно происходят за счёт присоединения протона к олефину:



«Реакции развития цепей включают следующие наиболее характерные реакции ионов углерода: разрушение связей С-С, перенос гидрид-иона (перенос Н), изомеризация, циклизация, дециклизация, деалкилирование, алкилирование, полимеризация, поликонденсация и т.д.» [10].

Практическим методом доказано, олефины, нафтены и их соединения являются лучшими гидридными донорами. Отрыв гидрид-иона в начале от третичного, а уже после вторичного, является более выгодным энергетически, нежели чем от первичного углеродного атома.

«Нафтеновые, алкилароматические и изопарафиновые углеводороды часто содержат третичные атомы углерода и поэтому интенсивно участвуют в реакциях Н-переноса, активными акцепторами гидрид-ионов являются наименее стабильные высоко реакционноспособные карбений-ионы или

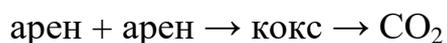
углеводороды, содержащие несколько  $\pi$ -связей, например, диолефины, и именно H-перенос обуславливает повышенные выходы топливных фракций и химическую стабильность бензинов каталитического крекинга» [10].

При проведении реакции углеводородов в присутствии кислотного катализатора, идёт образование углесодержащего материала, который иначе называют кокс, в отличие от других, кокс не способен десорбироваться в поверхности катализатора.

«При крекинге ароматических веществ содержание углерода в коксе больше обогащено, чем при крекинге парафинового сырья. Состав крекингового кокса из сернистого нефтяного сырья всегда содержит серу. В среднем отношение содержания серы в коксе к ее содержанию в сырье для крекинга близко к единице» [4].

«Кроме того, водород, образующийся при удалении избытка углерода из исходного сырья в реакции H-переноса, полезен, увеличивая выход исходного сырья на бензин и повышая его химическую стабильность» [10].

Схематически реакция образования кокса и углекислого газа выглядит:



«Образовавшийся кокс можно выделить четырьмя основными типами:

- 5) каталитический кокс, образующийся на кислотном катализаторе;
- 6) дегидрогенизационный кокс, образующийся в результате реакции дегидратации на металле, осаждённого из сырья;
- 7) хемосорбционный кокс, получаемый за счёт необратимой химической адсорбции высококипящих полициклических аренов сырья и необратимой химической адсорбции компонента асфальтобетона смолы;
- 8) десорбируемый кокс, который остаётся в отверстии катализатора, что является результатом неполной десорбции в паровой зоне реакционного аппарата» [6].

«Образование кокса можно объяснить циклизацией олефинов, алкилированием, конденсацией и реакциями н-переноса» [6].

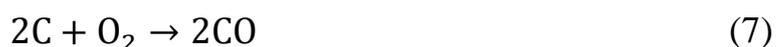
Коксогенности больше подвержены полициклические арены и олефены, нежели чем парафины и циклоалканы.

«Самыми высокими выходами этого вида кокса являются кобальт, никель, медь и в меньшей степени ванадий, молибден, хром и железо, помимо типа катализатора и химического состава сырья, прочность коксообразования также определяется кинетическими параметрами процесса» [26].

«Утяжеление сырья, увеличение содержания в нем смол, асфальтенов и полициклических ароматических углеводородов снижают скорость его крекирования и глубину расщепления молекул сырья, ухудшают селективность образования целевых продуктов, способствуют увеличению выхода кокса, в связи с этим возникает необходимость изменения рабочих условий в реакторе и генераторе, что отражается на стабильности катализатора, его расходе и на качестве получаемых продуктов» [13].

«Современные исследования достаточно убедительно свидетельствуют о том, что процесс закоксовывания катализаторов крекинга ускорятся с ростом числа атомов углерода в сырье, кокса на регенерированном катализаторе и парциального давления углеводородов и тормозится с увеличением температуры на выходе из реактора и в регенераторе, селективность по коксу падает также с увеличением содержания тяжёлых металлов, азотсодержащих и серосодержащих соединений» [13].

При регенерации закоксованного катализатора в регенераторе протекают основные реакции, выраженные формулами 7 – 11:



«Из сравнения качества продукции можно выделить следующие преимущества каталитического крекинга на ЦСК по сравнению с термическим крекингом:

- каталитический процесс осуществляется более избирательно, что приводит к образованию углеводородов  $C_3-C_4$  в газе, в то время как при термическом крекинге доминируют углеводороды  $C_1-C_2$ ;
- благодаря более интенсивному протеканию реакций изомеризации (двойных связей и скелетной) и ароматизации в продуктах каталитического крекинга содержится значительно больше алканов и алкенов изо-строения и ароматических углеводородов;
- в результате реакции н-переноса, продукты каталитического крекинга не содержат диолефинов, а содержание моноолефинов значительно снижается;
- каталитический процесс позволяет получать бензин с более высоким октановым числом и химической стабильностью, а также с более высоким выходом» [10].

### **1.3 Характеристика сырья и готовой продукции**

Вакуумные и атмосферные дистилляты для установок каталитического крекинга являются главным сырьем. По отношению к каждому фракционному составу сырьё можно разделить на нижеперечисленные группы:

«Первая группа - легкое сырьё. К этой группе относятся дистилляты первичной перегонки нефти. Средняя температура их кипения составляет от 260 до 280°C. Легкие керосино-соляровые дистилляты прямой гонки являются хорошим сырьем для производства базовых авиационных бензинов, так как дают большие выходы бензинов при малом коксообразовании» [16].

Ко второй группе можно отнести тяжёлое дистиллятное сырьё.

«К этой группе относятся тяжелые соляровые дистилляты, выкипающие при температурах от 300 до 550°C или в несколько более узких пределах, а

также сырье вторичного происхождения, получаемое на установках термического крекинга и коксования» [15].

В производстве автомобильных бензинов в большей степени используют дистилляты тяжёлого солярового состава. К третьей группе можно отнести сырьё с широким фракционным составом.

«Это сырье можно рассматривать как смесь дистиллятов первой и второй групп; оно содержит керосиновые и высококипящие соляровые фракции, а также некоторые продукты, получаемые при производстве масел и парафинов» [25].

«Четвертая группа - промежуточное дистиллятное сырье, оно представляет собой смесь тяжелых керосиновых фракций с легкими и средними соляровыми фракциями и имеет пределы выкипания от 250 до 470°C, к ним можно отнести также и смеси» [16].

Соляровые и керосиновые дистилляты являются отличным сырьём в данном процессе.

«Менее ценное сырье-экстракты, получаемые при очистке масляных дистиллятов избирательными растворителями так как они содержат много трудно крекируемых ароматических углеводородов» [3].

Экстракты проходят крекинг прямыми соляровыми дистиллятами, для отсутствия большого образования кокса. Как сырьё каталитического крекинга нефти и её остаточные продукты на данный момент не используют.

В отличие от термического крекинга, каталитический позволяет получить в соотношении больше бензина и намного меньше кокса.

Образование кокса происходит из-за крекинга мазутов и других остатков, относящихся к тяжёлым вакуумным дистиллятам. Так же наблюдается отравление катализатора, из-за содержания в сырье азота и серы.

Таким образом, мазут с высоким содержанием смолы и особенно смола не подвергаются воздействию крекинга.

«Основные продукты каталитического крекинга:

- углеводородный газ, в котором доля пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций составляет от 80 до 90 %;
- бензиновая фракция, применяющаяся в качестве компонента автомобильного и авиационного бензина, октановое число которого достигает пределов от 87 до 93;
- дизельные фракции, используемые как компонент дизельного топлива с цетановым числом, достигающим предел от 40 до 45;
- тяжелый газойль, как компонент котельного топлива» [3].

«Нефтепродукты – это многокомпонентные жидкости, содержащие различные вещества, для точного определения его количественного и качественного состава в лабораторных условиях чаще всего используется комплексное обследование» [3].

К основным физико-химическим методам анализа нефти и нефтепродуктов относятся несколько методов. Электрохимические, которые базируются на превращении химической энергии в электрическую.

«Основными видами исследований являются спектроскопии инфракрасной (ИК), ультрафиолетовой (УФ) и видимой областей, ядерного магнитного резонанса (ЯМР), электронного протонного резонанса (ЭТР)» [27].

«Сопутствующие показатели силы тока, напряженности электромагнитного поля и др. дают представление о составе изучаемого продукта» [27].

«Термические методы основаны на свойстве веществ изменять свои физико-механические характеристики под действием тепловой энергии, аналитическими маркерами которых являются изменение массы, энтропии, теплопроводности» [15].

Спектральные, которые используют способность веществ излучать электромагнитные волны раной длинны для анализа состава.

Хроматографический анализ также является одним из методов анализа, суть которого заключается в пропускании нефтепродуктов через твёрдый абсорбент, благодаря чему, состав разделяется на отдельные компоненты.

«В основе классических химических методов анализа нефтепродуктов – лежат взаимодействия углеводородов определённого вида с дополнительными реагентами, для каждого из методов анализа с разными свойствами, где изменение состава и рН пробы, выделение побочных продуктов, выпадение осадка в результате реакции являются признаками наличия в составе искомого соединения» [15].

Нефть и продукты ее переработки являются основным сырьем для производства горюче-смазочных материалов и различных продуктов, используемых в различных отраслях промышленности и в повседневной жизни. Технический контроль качества должен осуществляться на всех этапах производства нефтепродуктов.

«Основные характеристики сырья и готовой продукции каталитического крекинга представлены в таблице 1» [19].

Таблица 1 – Характеристики сырья и готовой продукции

Наименование сырья	Показатели качества обязательные для проверки	Норма
Вакуумный газойль	1. Коксуемость по Конрадсону, % масс 2. Цвет, ед. ЦНТ, не более	0,3 5,5
Бензин	1. Плотность на выходе, кг/м 2. Температура конца кипения, °С	735 210
Газойль лёгкий	1. Плотность при 20°С, кг/м <sup>3</sup> , не ниже 2. Температура вспышки в тигле, °С	962 97,6
Газойль тяжёлый	1. Плотность при 20°С, кг/м <sup>3</sup> , не ниже 2. Температура вспышки в тигле, °С	905 110
Кокс	1. Температура на выходе кокса, °С 2. Давление, кг/см <sup>2</sup>	460 14

Современные исследования помогают предотвратить отказ двигателей дорогостоящих машин из-за использования низкокачественных составов, выявить нарушения технического процесса, условий хранения и транспортировки.

## 1.4 Современные тенденции развития каталитического крекинга

«Каталитический крекинг имеет решающее значение для глубокой переработки нефти, используемой для производства бензина, что позволяет получать высококачественные компоненты бензина с октановыми числами 85-93 (IM) из низкокачественного тяжелого сырья, при этом образуется значительное количество газа, богатого пропан-пропиленовой и бутан-бутеновой фракциями, хотя на самом деле этот процесс аналогичен термическому процессу перераспределения водорода с образованием более гидрогенизированных целевых продуктов и обедненного водородного кокса, по некоторым показателям он значительно превосходит их-более высокие выходы и продукты (особенно бензин)» [6].

«Начиная с 1930-х годов, в своем развитии в течение длительного периода, каталитический крекинг как с точки зрения контактного метода сырья и катализатора, так и с точки зрения используемого катализатора, претерпевает значительные улучшения, эти усовершенствования привели к фундаментальным изменениям во всей технологии технологического процесса, что привело к увеличению выхода целевого продукта» [21].

В последние несколько лет, произошло увеличение количества устройств, которые включают в переработку тяжёлое сырьё, такие как мазут, и смесь энтасфальта с вакуумными фракциями. Такое решение было принято исходя из замеченного высокого прогресса процесса.

Исследован процесс каталитического крекинга вакуумного воскового масла в бензине по аэрозольной нанокаталитической технологии. Опыт эксплуатации установок каталитического крекинга в стране и за рубежом показывает широкий спектр способов совершенствования отечественных установок жидкостного крекинга.

«В качестве основного вида нефтехимического процесса, как сырья, используют пропилен, к которому было введено некоторое количество

модификаций, связанных с каталитическим крекингом, позволяющим получить высокий выход пропилена:

- применение новой технологии жёсткого крекинга, идущей в комбинации с крекингом за границами лифт-реактора с использованием пара;
- рецикличное использование катализатора, нагруженного углеродом» [6].

«Помимо этого, широко распространились особые присадки, используемые в катализаторах, которые способствуют увеличению выхода легких олефинов в результате вторичных реакций крекинга олефинов бензиновых фракций на бутилены и пропилен, примером может послужить присадка «SuperZ», выпускаемая фирмой Intercat (США), хорошо зарекомендовавшая себя в этом плане, так, используя данную присадку, можно добиться увеличения углеводородов С3-С4 до 34%, а пропилен – до 14%» [6].

Применение нанотехнологий нашло свой отклик в данном процессе и является одной из активных разработок в нынешней перспективе. Например, стало возможным получить бензин при помощи нанокатализа аэрозоля и несмотря на текущие исследования, уже заметна явная перспектива.

Понижение себестоимости высокооктанового бензина, при помощи понижения цен на использованный катализатор, при его низком расходе можно считать одной из таких перспектив.

«Это сопряжено с уменьшением металлоемкости процесса и капитальных вложений в установку, например, в нашей стране имеются значительные ресурсы для вакуумных дистиллятов, поэтому сейчас они ограничиваются внедрением новых и современных устаревших элементов реакторно-регенераторных установок для повышения производительности, углубления процесса, увеличения выхода бензина, все это может быть достигнуто за счет использования катализаторов нового поколения в подъемном реакторе при повышенных температурах перехода к крекингу и снижения» [17].

«К 2020 году решение проблемы углубления переработки нефти до 85% будет зависеть от наличия процесса углубления, разработки новых технологий, предполагающих глубокую переработку нефтяных остатков, включая каталитический крекинг» [21].

«Для достижения этих целей необходимо строительство комплекса установок каталитического крекинга на российских НПЗ, первичной гидроочистки исходного вакуумного воскового масла общей мощностью около 11 млн тонн/год, шестнадцати установок гидрокрекинга воска общей мощностью около 11 млн тонн/год, шести установок гидрокрекинга остаточного сырья, а также расширение мощностей тепловых процессов» [17].

### **1.5 Катализаторы процесса каталитического крекинга**

При выборе катализатора, нужно знать, что он влияет не только на процесс крекинга и его скорость, но и на выход основных продуктов и их качество. На данный момент, в сравнении с многими видами преимущественно используют цеолитсодержащие катализаторы, включающие в себя:

- аморфный алюмосиликат, использующийся в качестве матрицы;
- цеолит, как активный компонент;
- ряд добавок, способные повышать активность катализатора.

Перечисленные в этой работе катализаторы на данный момент являются фаворитами среди других. Одним из таких считается катализатор под названием «Октифайн», он совмещает в себе смесь оксида алюминия, диоксида кремния и каолина, как состав матрицы и также цеолит, находящийся в смешанной ионнообменной форме.

Данный катализатор имеет ряд отличий, включающий в себя модернизированный цеолит, и носитель, с активным компонентом, равномерно распределённым, в качестве которого выступает матрица.

Из-за уникального и улучшенного строения катализатора, появляется возможность получить довольно высокий выход бензиновой фракции, строение катализатора включает в себя оксид натрия и оксиды редкоземельных элементов.

Повышение октанового и числа так же можно достичь посредством использования бицеолитных катализаторов, которые способны на частичный крекинг нормальных парафинов и увеличения отборов пропан-пропиленовой фракции, при сниженном отборе бензиновых фракций.

На данный момент популярностью в использовании являются две марки катализаторов – «Адамант Экстра» и «Адамант Супер».

Так как в работе расчёт был выполнен по данным катализатора «Адамант Экстра», следует для начала рассмотреть и изучить его строение и главные достоинства.

Данный катализатор способен дать высокий выход как бензина, так и лёгких олефинов, и газойля, изначально предназначенный для переработки вакуумного газойля, «Адамант Экстра» гарантирует высокое октановое число бензина на выходе процесса, благодаря сниженной плотности кислотного центра в цеолите и как итог позволяет снизить реакцию переноса водорода, что в дополнении повышает содержание в бензине и жирном газе олефинов и ароматических углеводородов.

Как и предыдущая марка, «Адамант Супер» способен дать высокий выход светлых продуктов и бензина, переработкой вакуумного газойля. Основой катализатора также является цеолит, отличающийся своей мезопористой структурой.

Основными достоинствами данного цеолита являются возможность к устойчивости как к низким, так и к высоким температурам, так же наличие низкой селективности по побочным продуктам, таким как кокс и высокой по целевому продукту бензину. Благодаря большому объёму пор в катализаторе, есть возможность проводить крекинг тяжёлых углеводородных молекул.

В таблице 2 представлен результат прохождения испытаний в данном процессе, выбранных катализаторов «Адамант Экстра» и «Адамант Супер».

Таблица 2 – Результаты испытаний выбранных катализаторов «Адамант Экстра» и «Адамант Супер»

Показатель	Получившееся значение	
	«Адамант Супер»	«Адамант Экстра»
Конверсия, мас.%	50,3	42,3
Выход на сырьё, мас.;		
– газ	15,8	12,2
– бензин	31,3	27,2
– лёгкий каталитический газойль	42,6	45,4
– тяжёлый каталитический газойль	7,1	12,3
– кокс	3,2	2,9
Суммарный выход светлых нефтепродуктов	73,9	72,6

После составления таблицы 2, можно сделать вывод о том, что в сумме выход светлых нефтепродуктов превышает выход тяжёлого газойля, и даже при массовой конверсии, меньшей, чем у «Адамант Супер», «Адамант Экстра» показывает больший выход лёгкого газойля, что является ещё одним преимуществом перед другими катализаторами.

## 1.6 Описание технологической схемы

«Вакуумный газойль насосом Н – 1 прокачивается через теплообменники легкого 1 и тяжелого 2 газойля и поступает в трубчатую печь 3, где нагреваясь до температуры от 460 до 480°С, поступает в реакционную зону реактора 4, после, в реакторе контактируя с катализатором, поступающим из бункера реактора с температурой 520°С, пары сырья крекируются, далее из нижней части реактора через сепарирующее устройство пары продуктов реакции вместе с перегретым водяным паром, подаваемым на отпарку катализатора с температурой 460°С, отводятся в ректификационную колонну 5 под отбойную тарелку» [20].

«С верха ректификационной колонны жирный газ, пары бензина и водяной пар с температурой 130°C поступают в конденсатор – холодильник 6, затем жирный газ, бензин и вода из холодильника 6 с температурой 40°C поступают в газосепаратор 7, где происходит разделение жирного газа, бензина и воды, после из газосепаратора жирный газ поступает на разделение, далее нестабильный бензин частично подается на орошение колонны 5, остальная часть откачивается на стабилизацию» [20].

«Лёгкий газойль откачивается с тарелки колонны 5 насосом Н-3, через отпарную колонну в резервуар товарного парка. Большая часть тяжёлого газойля уходит в товарный парк, а из нижней части колонны 5 идёт на частичное орошение низа колонны. Под давлением 11, катализатор, отработанный воздухом, нагревается в топках и поступает в регенератор 12, в котором идёт выжиг кокса, посредством подачи воздуха из вентилятора, нагретого в топке под давлением» [20].

Следующей стадией является реакция регенерации катализатора.

«Регенерированный катализатор с температурой от 580 до 600°C горячим воздухом транспортируется в бункер реактора, откуда поступает в реакционную зону реактора, где тепло, выделяемое при выжиге кокса с катализатора, снимается водой, подаваемой в охлаждающие змеевики регенератора насосом Н-5» [20].

Далее начинается подготовка отходящих газов, которая заключается в очистке газа от соединений азота и серы в скруббере (20) и дальнейшем охлаждении в холодильнике (21).

После происходит абсорбция, где уже подготовленный газ проходит в абсорбционную колонну и в противотоке с выбранным абсорбентом APBS-CDRMax смешивается.

Следующей ступенью становится очистка, здесь обеднённый газ, выйдя из абсорбционной колонны, очищается водой, чтобы уменьшить потери абсорбента (22).

«Отпарка - насыщенный  $\text{CO}_2$  абсорбент поступает снизу в теплообменник (23), где нагревается перед входом в отпарную колонну, обедненный абсорбент (с низким содержанием  $\text{CO}_2$ ) переходит в ребойлер, где нагревается вспомогательным паром (24), затем пар из ребойлера входит в отпарную колонну (25) и движется вверх навстречу насыщенному абсорбенту,  $\text{CO}_2$  высвобождается из абсорбента и переходит в верх колонны (26). Обедненный абсорбент возвращается в абсорбционную колонну через теплообменник для дальнейшей работы» [20].

Высокоочищенный  $\text{CO}_2$ , в процентном содержании, достигающем 99% выходит для использования в других отраслях (27).

Отличительными особенностями этой технологии являются:

- прохождение процесса абсорбции при атмосферном давлении;
- снижение на 30% мощности насосного оборудования;
- снижение на 30% материалов из нержавеющей стали;
- снижение на 20% площади, которую занимает оборудование.

Новая разработка технологии, за счёт более компактного абсорбера и регенератора, является следующей ступенью в модернизации процесса улавливания  $\text{CO}_2$ .

«Многие установки крекинга используют присадки для повышения производительности процесса, основные преимущества этих добавок заключаются в изменении выхода продуктов и уменьшении количества загрязняющих веществ, выбрасываемых из регенератора» [20].

«Надежная конструкция автоматизированной многокомпонентной системы катализатора/присадок позволила переработчикам оптимизировать производительность установки и в некоторых случаях привести ее в соответствие с экологическими требованиями, где катализатор с частицами размером от 2 до 3 мм, используемый в вышепоказанной схеме обеспечивает снижение температуры крекинга, низкий выход  $\text{CH}_4$  и равномерный контакт катализатора с парами сырья в реакторе и с воздухом в регенераторе» [20].

Технологическая схема установки представлена рисунками 1, 3 и приложением А.

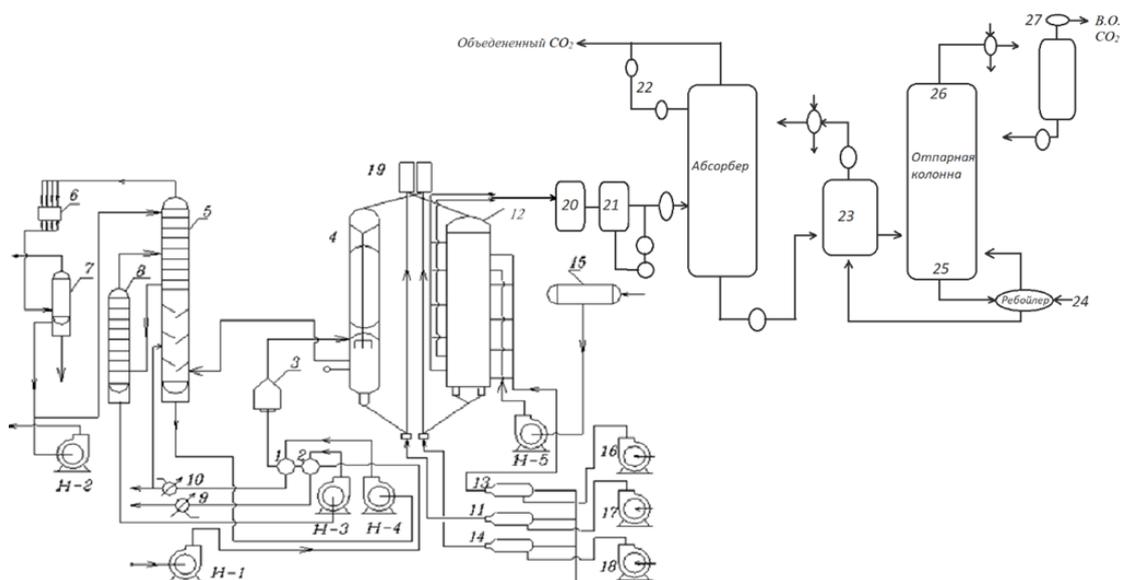


Рисунок 1 – Технологическая схема установки каталитического крекинга с шариковым катализатором.

## 1.7 Применение выделившегося углекислого газа

По своему составу выделившийся углекислый газ может быть использован во многих сферах и переработан в разные продукты. Например, получение газообразной двуокиси углерода, которое представляет собой следующее – газообразный  $\text{CO}_2$  при помощи адсорбции МЭА и карбоната калия, извлекают из промышленных дымов, данный принцип сбора частиц углерода, может быть применён для обоих веществ. После они проходят по трубопроводу к отходам и начинают сбор в себя углекислого газа. Заканчивая сбор, насыщенные газы переходят на очистку. В подготовленных ёмкостях начинает идти реакция, либо при высокой температуре, либо при низком давлении. В это время происходит выделение чистой углекислоты и распада продуктов. Схематически процесс можно описать так:

- в начале отходящий дым начинает смешиваться с адсорбентами;

– в реакции с повышенной температурой или с заниженным давлением происходит отделение углекислого газа от адсорбента.

Получение углекислоты в жидком виде напрямую связано с её получением из газа, сперва образуется жидкая двуокись, из-за её обработки водородом и смеси угля и перманганата калия, и уже после, под действием низкого давления, начинается сжижение, которое сопровождало реакцию.

Завершив многоступенчатую очистку, жидкая двуокись поступает в компрессор, здесь, она подвергается сжатию, и после может поступить в поочередно работающие адсорберы для сушки. Далее, жидкость, подверженная сжатию, проходит очистку от запахов и поступает в конденсатор, после которого уже направляется на хранение.

Так же углекислый газ может быть использован в производстве сухого льда, посредством получения твёрдого диоксида углерода. Твёрдый диоксид получают из жидкого, путём обработки низкой температурой, достигающей отметки в минус 56°. На практике, в промышленных условиях лишь 20% способны перейти в твёрдое состояние, большинство – испаряются.

## **1.8 Патентный поиск**

Для определения уровня техники и совокупности технических сведений, имеющих отношение к теме выпускной квалификационной работы, а именно модернизации процесса каталитического крекинга и очистки двуокиси углерода, был проведён патентный поиск, глубиной 15 лет.

Представленная тема индексируется согласно международной патентной квалификации (МПК) по следующим критериям:

- B01D 53/14 – Способ осаждения двуокиси углерода, а также газотрубная установка с осаждением двуокиси углерода;
- B01J 23/28 – Способ каталитического крекинга вакуумного газойля.

Данный способ был предложен, чтобы понизить количество серы и кокса в конечном продукте, получаемым каталитическим крекингом в современной промышленности;

– В01J 8/24 – Способ каталитического крекинга с максимизацией базовых компонентов дизельного топлива. Данный метод можно отнести к одному из способов повышения выработки основных компонентов дизельного топлива, получаемого крекингом;

– В01D 53/14 – Способ каталитического крекинга, объединенного с установкой обработки аминами, с улучшенным балансом CO<sub>2</sub>.

Изученная патентная документация отражена в таблице 3.

Вывод: изучена технология процесса каталитического крекинга. Рассмотрены цели процесса, преимущества по сравнению с термическим крекингом, механизм реакций процесса, основное сырьё и продукты производства. Представлены пути дальнейшего развития каталитического крекинга, определены лучшие современные катализаторы, описана схема производства и его модернизация, которая заключается в установке дополнительного насадочного абсорбера, для очистки выделившегося углекислого газа.

Таблица 3 – Патентная документация

Объект исследования	Страна выдачи, регистрационный номер, классифицированный индекс	Заявитель (патентообладатель). Номер заявки, дата публикации патента	Название патента и его формула
Модернизация процесса каталитического крекинга	РФ, Патент № 2 571 142 МПК В01D 53/14	Бёрли Роланд Брунхубер Кристиан Германия СИМЕНС АКЦИЕНГЕЗЕЛЛЬША ФТ EP 1391669 A2, 25.02.2004.	«Способ осаждения двуокиси углерода, а также газотрубная установка с осаждением двуокиси углерода». Изобретение относится к способу осаждения двуокиси углерода с первым процессом абсорбции, процессом сжигания, вторым процессом абсорбции и процессом десорбции. Так же, данную модификацию можно отнести к установке с газовой турбиной, которая должна быть присоединена к трубопроводу горючего газа, находящимся со стороны подвода топлива к трубопроводу, а газ, уже отработанный, в виде канала необходимо соединить к устройству, улавливающим CO <sub>2</sub> .
	РФ, Патент № 2 711 756 МПК В01J 23/28	Акопян А.В. Левшаков Н.С. Россия "МГУ имени М.В. Ломоносова" 2691744 С1,	«Способ каталитического крекинга вакуумного газойля». Конечным результатом выбранной группы изобретений является разработка способа, который позволит получить целевые продукты крекинга, находящимся в жидком состоянии с низким содержанием серы и кокса, при этом не только сохранив выход продукта, но также и увеличить его количество на несколько процентов, понижая тем самым и выход серы, и выход кокса на 2%.
	РФ, Патент № 2 554 867 МПК В01J 8/24	Бори Марк Леруа Патрик Франция ТОТАЛЬ РАФИНАЖ МАРКЕТИНГ 2315081 С2, 20.01.2008.	«Способ каталитического крекинга с максимизацией базовых компонентов дизельного топлива» Настоящее изобретение относится к способу каталитического крекинга для максимизации выработки базовых компонентов дизельного топлива, включающему стадию реакции крекинга по меньшей мере в одном реакторе с восходящим потоком с псевдооживленным слоем, стадию разделения крекированных углеводородов и катализатора, стадию фракционирования крекированных углеводородов и стадию регенерирования катализатора. Техническим результатом является максимизация базовых компонентов дизельного топлива.
	РФ Патент № 2 610 868 МПК В01D 53/14	Динь Ромина Фенье Фредерик Франция ИФП ЭНЕРЖИ НУВЕЛЛЬ FR 2939693 А1, 18.06.2010.	«Способ каталитического крекинга, объединенного с установкой обработки аминами, с улучшенным балансом CO <sub>2</sub> » Данное изобретение является одним из способов улавливания CO <sub>2</sub> , уходящим в виде отходящих газов после зоны регенерации установки, непосредственно на которой фракцию по типу представляющую вакуумный дистиллят обрабатывают при помощи установки обработки отходящих газов.

## 2 Расчётная часть

### 2.1 Материальный баланс реакционного узла

Схема материальных потоков каталитического крекинга представлена на рисунке 2.

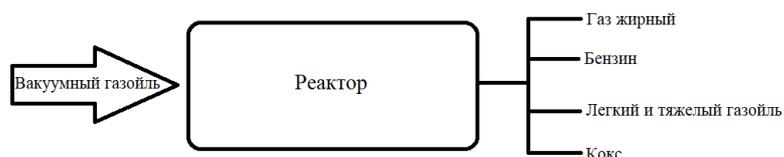


Рисунок 2 – Схема материальных потоков

«В таблице 4 приведены исходные данные для расчёта материального баланса процесса каталитического крекинга для катализатора «Адамант Экстра» [1].

Данные были взяты на основе данных с АО «Сызранский нефтеперерабатывающий завод».

Таблица 4 - Исходные данные для расчёта базового материального баланса

Производительность конкретной установки	$G_c = 200000$ т/год
Количество рабочих дней	$b = 335 = 8040$ ч
Исходное сырьё	
Вакуумный газойль	$w_{в.г.} = 100$ %мас.
Состав продукта	
Газ жирный	$w_{ж.г.} = 10,9$ %мас.
Бензин	$w_{бен.} = 28,9$ %мас.
Газойль легкий	$w_{л.г.} = 35,5$ %мас.
Газойль тяжёлый	$w_{т.г.} = 22,1$ %мас.
Кокс	$w_{кок.} = 2,6$ %мас.

«Плотность вакуумного газойля равна  $0,870$  г/см<sup>3</sup>» [13].

Перерасчёт производительности из т/год в кг/ч:

$$G_c = \frac{200000 \cdot 1000}{8765,81} = 22831 \frac{\text{кг}}{\text{час}}$$

Рассчитываем выходы всех компонентов по формулам 12 – 16:

$$G''_{\text{ж.г.}} = \frac{G_c \cdot w_{\text{ж.г.}}}{100} \quad (12)$$

где  $G''_{\text{ж.г.}}$  – выход жирного газа, кг/ч;

$G_c$  – производительность установки, кг/ч;

$w_{\text{ж.г.}}$  – процентное содержание жирного газа в продукте.

$$G''_{\text{ж.г.}} = \frac{22831 \frac{\text{кг}}{\text{час}} \cdot 10,9\%}{100} = 2488,5 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G''_{\text{бен.}} = \frac{G_c \cdot w_{\text{бен.}}}{100} \quad (13)$$

где  $G''_{\text{бен.}}$  – выход бензина, кг/ч;

$w_{\text{бен.}}$  – процентное содержание бензина в продукте.

$$G''_{\text{бен.}} = \frac{22831 \frac{\text{кг}}{\text{час}} \cdot 28,9\%}{100} = 6598,1 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G''_{\text{л.г.}} = \frac{G_c \cdot w_{\text{л.г.}}}{100} \quad (14)$$

где  $G''_{\text{л.г.}}$  – выход лёгкого газойля, кг/ч;

$w_{\text{л.г.}}$  – процентное содержание лёгкого газойля в продукте.

$$G''_{\text{л.г.}} = \frac{22831 \frac{\text{кг}}{\text{час}} \cdot 35,5\%}{100} = 8105,2 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G''_{\text{т.г.}} = \frac{G_c \cdot w_{\text{т.г.}}}{100} \quad (15)$$

где  $G''_{\text{т.г.}}$  – выход тяжёлого газойля, кг/ч;

$w_{\text{т.г.}}$  – процентное содержание тяжёлого газойля в продукте.

$$G''_{т.г.} = \frac{22831 \frac{\text{кг}}{\text{час}} \cdot 22,1\%}{100} = 5045,6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

$$G''_{\text{кок}} = \frac{G_c \cdot w_{\text{кок}}}{100} \quad (16)$$

где  $G''_{\text{кок}}$  – выход кокса, кг/ч;

$w_{\text{кок}}$  – процентное содержание кокса в продукте.

$$G''_{\text{кок}} = \frac{22831 \frac{\text{кг}}{\text{час}} \cdot 2,6\%}{100} = 593,6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

В таблице 5 показан материальный баланс для исходного катализатора.

Таблица 5 - Базовый материальный баланс

Статьи прихода	% масс.	кг/ч	Статьи расхода	% масс.	кг/ч
Вакуумный газойль	100	22831	Газ жирный	10,9	2488,5
–	–	–	Бензин	28,9	6598,1
–	–	–	Газойль лёгкий	35,5	8105,2
–	–	–	Газойль тяжёлый	22,1	5045,6
–	–	–	Кокс	2,6	593,6
Итого	100	22831	Итого	100	22831

Рассчитаем конверсию вакуумного газойля исходя из того, что лёгкий газойль и тяжёлый газойль – непревращённое сырьё по формуле 17:

$$\alpha_1 = \frac{N_{\text{подан.}} - N_{\text{непрерыв.}}}{N_{\text{подан.}}} \cdot x \cdot 100\% \quad (17)$$

где  $\alpha_1$  – конверсия вакуумного газойля;

$N_{\text{подан.}}$  – производительность установки, кг/ч;

$N_{\text{непрерыв.}}$  – суммарный выход лёгкого и тяжёлого газойля.

$$\alpha_1 = \frac{22831 - (8105,2 + 5045,6)}{22831} \cdot 100 = 42,4\%$$

## 2.2 Тепловой баланс

«В таблице 6 приведены исходные данные для расчёта теплового баланса» [11].

Таблица 6 - Исходные данные для расчёта базового теплового баланса

Содержание кокса на отработанном катализаторе	$S_K = 1,3 \text{ \% масс.}$
Содержание кокса на регенерированном катализаторе	$S_P = 0,02 \text{ \% масс.}$
Температура на входе	$t_1 = 475 \text{ }^\circ\text{C}$
Температура на выходе	$t_2 = 440 \text{ }^\circ\text{C}$
Тепловой эффект реакции	$Q_p = 220 \text{ кДж/кг}$
Теплоёмкость катализатора	$c_{\text{кат}} = 1,05 \text{ кДж/кг}$
Теплоёмкость кокса	$c_{\text{кок}} = 1,30 \text{ кДж/кг}$
Теплоёмкость вакуумного газойля	$c_{\text{в.г.}} = 3,05 \text{ кДж/кг}$
Теплоёмкость жирного газа	$c_{\text{ж.г.}} = 3,65 \text{ кДж/кг}$
Теплоёмкость бензина	$c_{\text{бен}} = 3,21 \text{ кДж/кг}$
Теплоёмкость лёгкого газойля	$c_{\text{л.г.}} = 3,05 \text{ кДж/кг}$
Теплоёмкость тяжёлого газойля	$c_{\text{т.г.}} = 2,95 \text{ кДж/кг}$

« $Q_1$  – тепловой поток газовой смеси на входе;

$Q_2$  – тепловой поток катализатора на входе;

$Q_3$  – тепловой поток катализатора на выходе;

$Q_4$  – теплота эндотермической реакции;

$Q_5$  – тепловой поток газовой смеси на выходе» [13].

Уравнение теплового баланса находим по формуле 18:

$$Q_1 + Q_2 = Q_3 + Q_4 + Q_5 \quad (18)$$

Допустимое отложение кокса на катализаторе выражаем формулой 19:

$$X'_K = S_K - S_P \quad (19)$$

где  $X'_K$  – допустимое отложение кокса на катализаторе;

$S_K$  – содержание кокса на отработанном катализаторе;

$S_P$  – содержание кокса на регенерированном катализаторе.

$$X'_K = 1,3 - 0,02 = 1,28\%$$

Определим весовую кратность циркуляции катализатора формулой 20:

$$n = \frac{W_{kok}}{X'_K} \quad (20)$$

где  $n$  – весовая кратность циркуляции катализатора;

$W_{kok}$  – процентное содержание кокса в продукте, взятое из материального баланса.

$$n = \frac{2,6\%}{1,28} = 2,02$$

Тогда количество закоксованного катализатора находим по формуле 21:

$$R_K = n \cdot G_c \quad (21)$$

где  $R_K$  – количество закоксованного катализатора.

$$R_K = 2,02 \cdot 22831 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} = 46147 \text{ кг/ч}$$

Количество регенерированного катализатора выражаем формулой 22:

$$R_p = R_K - G_{kok}. \quad (22)$$

где  $R_p$  – количество регенерированного катализатора;

$G_{kok}$  – выход кокса, взятый из материального баланса.

$$R_p = 46147 - 593,6 = 45554,6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Чистый вес катализатора по формуле 23 составляет:

$$P_{\text{кат.}} = R_p \cdot \left(1 - \frac{S_p}{100}\right) \quad (23)$$

где  $P_{\text{кат.}}$  – чистый вес катализатора.

$$P_{\text{кат.}} = 45554,6 \frac{\text{кг}}{\text{ч}} \cdot \left(1 - \frac{0,12\%}{100}\right) = 45500 \frac{\text{кг}}{\text{ч}}$$

Тепловой поток газовой смеси на входе по формуле 24 будет равен:

$$Q_1 = \frac{G \cdot c_{\text{в.г.}} \cdot t_1}{3,6} \quad (24)$$

где  $c_{\text{в.г.}}$  – теплоёмкость вакуумного газойля, кДж/кг;

$t_1$  – температура на входе, °С.

$$Q_1 = \frac{22831 \cdot 3,05 \cdot 475}{3,6} = 9,2 \cdot 10^6 \text{ Вт},$$

где 3,6 – коэффициент перевода кДж/ч в Вт.

Тепловой поток катализатора на входе рассчитываем по формуле 25:

$$Q_2 = \frac{P_{\text{кат.}} \cdot c_{\text{кат.}} \cdot t_k}{3,6} \quad (25)$$

где  $c_{\text{кат.}}$  – теплоёмкость катализатора, кДж/кг;

$t_k$  – температура катализатора, °С.

$$Q_2 = \frac{45500 \cdot 1,05 \cdot t_k}{3,6} = 0,013 \cdot t_k \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Тепловой поток катализатора на выходе по формуле 26 будет равен:

$$Q_3 = \frac{P_{\text{кат.}} \cdot c_{\text{кат.}} \cdot t_2}{3,6} \quad (26)$$

где  $t_2$  – температура на выходе, °С.

$$Q_3 = \frac{45500 \cdot 1,05 \cdot 440}{3,6} = 5,8 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Теплота эндотермической реакции, учитывая конверсию исходного сырья по формуле 27 будет равна:

$$Q_4 = \frac{Q_p \cdot G_c \cdot \alpha_1}{3,6} \quad (27)$$

где  $Q_p$  – тепловой эффект реакции, кДж/кг;

$\alpha_1$  – конверсия вакуумного газойля из материального баланса.

$$Q_4 = \frac{220 \cdot 22831 \cdot 0,424}{3,6} = 0,6 \cdot 10^6 \text{ Вт}$$

Тепловой поток газовой смеси на выходе рассчитываем по формуле 28:

$$Q_5 = \frac{t_2 \cdot (G_{ж.г.} \cdot c_{ж.г.} + G_{бен.} \cdot c_{бен.} + G_{л.г.} \cdot c_{л.г.} + G_{т.г.} \cdot c_{т.г.})}{3,6} \quad (28)$$

$$Q_5 = \frac{440 \cdot (2488,58 \cdot 3,65 + 6598,16 \cdot 3,21 + 8105 \cdot 3,05 + 5045,65 \cdot 2,95)}{3,6} = 8,5 \cdot 10^6 \text{ Вт.}$$

Составляем равенство прихода и расхода по формуле 29:

$$\begin{aligned} Q_2 + Q_1 &= Q_3 + Q_4 + Q_5 & (29) \\ 0,013 \cdot t_k + 9,2 &= 14,9 \\ t_k &= \frac{14,9 - 9,2}{0,013} = 444,78^\circ\text{C} \\ Q_2 &= 0,013 \cdot 444,78 = 5,7 \cdot 10^6 \text{ Вт.} \end{aligned}$$

В таблице 7 представлен энергетический баланс.

Таблица 7 - Итоговая таблица энергетического баланса

Статьи прихода	Вт·10 <sup>6</sup>	%	Статьи расхода	Вт·10 <sup>6</sup>	%
Тепловой поток катализатора на входе	5,7	38,3	Тепловой поток катализатора на выходе	5,8	38,9
Тепловой поток газовой смеси на входе	9,2	61,7	Тепловой поток газовой смеси на выходе	8,5	57,1
–	–	–	Теплота эндотермической реакции	0,6	4,0
Итого	14,9	100	Итого	14,9	100

### 2.3 Технологический расчёт абсорбера

На рисунке 4 и в приложении Б представлен чертёж насадочного абсорбера.

По уравнениям реакции 30 – 32 составлен материальный баланс регенерации кокса, представленный в таблице 8.

«Содержание серы в коксе не превышает 0,5%» [13].

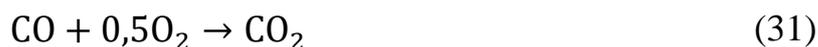
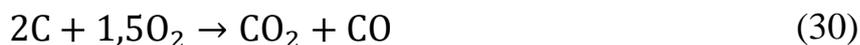


Таблица 8 – Материальный баланс регенерации кокса

	Приход			Расход			
	кг/час	моль/час	м <sup>3</sup> /час		кг/час	моль/час	м <sup>3</sup> /час
С (кокс)	593,6	49,4	1107,9	CO <sub>2</sub>	1840,1	41,8	936,8
Воздух:	–	–	–	–	–	–	–
O <sub>2</sub>	1246,6	38,9	872,5	O <sub>2</sub>	–	–	–
N <sub>2</sub>	4689,4	167,4	3751,5	N <sub>2</sub>	4689,4	167,4	3751,5
Итого	6529,6	–	–	Итого	6529,6	–	4688,3

Состав газов регенерации в %об.: CO<sub>2</sub> = 20%, N<sub>2</sub> = 80%.

Исходные данные для расчёта абсорбера представлены в таблице 9.

Таблица 9 – Данные для расчёта абсорбера

1	Количество перерабатываемой смеси	$V = 1,30 \text{ м}^3/\text{с}$
2	Начальная концентрация $\text{CO}_2$ в смеси	$\bar{y}_H = 5,8 \text{ масс.}\%$
3	Конечная концентрация $\text{CO}_2$ в смеси	$\bar{y}_K = 0,5 \text{ масс.}\%$
4	Избыток абсорбента	$\varepsilon = 1,2$
5	Давление абсорбции	$\Pi = 8500 \text{ кПа}$
6	Температура абсорбции	$t = 35^\circ\text{C}$
7	Начальная концентрация $\text{CO}_2$ в абсорбенте	$\bar{x}_H = 0 \text{ масс.}\%$

### 2.3.1 Определение количества поглощаемого углекислого газа

Объём перерабатываемой смеси в  $\text{м}^3/\text{час}$  переведем в  $\text{м}^3/\text{с}$ :

$$V = \frac{4688,3}{3600} = 1,30 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}$$

Количество поглощаемого углекислого газа определяется формулой 33:

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{V \cdot y_H \times M_{\text{CO}_2} \cdot \alpha}{22,4} \quad (33)$$

«где  $G_{\text{CO}_2}$  – количество поглощаемого углекислого газа,  $\text{кг}/\text{с}$ ;

$V$  – объём перерабатываемой смеси из материального баланса,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$y_H$  – начальная концентрация  $\text{CO}_2$  в смеси,  $\text{кмоль CO}_2/\text{кмоль смеси}$ ;

$M_{\text{CO}_2}$  – молекулярная масса  $\text{CO}_2$ ,  $\text{кг}/\text{моль}$ ;

$\alpha$  – коэффициент извлечения  $\text{CO}_2$ » [7].

Начальную концентрацию  $\text{CO}_2$  в газовой смеси определим формулой 34:

$$y_H = \frac{\frac{\bar{y}_H}{M_{\text{CO}_2}}}{\frac{\bar{y}_H}{M_{\text{CO}_2}} + \frac{100 - \bar{y}_H}{M_{\text{возд}}}} \quad (34)$$

где  $\bar{y}_H$  – начальная концентрация  $\text{CO}_2$  в смеси,  $\text{масс.}\%$ ;

$M_{\text{возд}}$  – молекулярная масса воздуха, кг/моль.

$$y_H = \frac{\frac{5,8}{44}}{\frac{5,8}{44} + \frac{100 - 5,8}{29}} = 0,038 \frac{\text{кмоль CO}_2}{\text{кмоль смеси}}$$

Коэффициент извлечения  $\text{CO}_2$  рассчитывается по формуле 35:

$$\alpha = \frac{\bar{y}_H - \bar{y}_K}{\bar{y}_H} \quad (35)$$

где  $\bar{y}_K$  – конечная концентрация  $\text{CO}_2$  в смеси масс.%,

$$\alpha = \frac{5,8 - 0,5}{5,8} = 0,913$$

Тогда количество поглощаемого  $\text{CO}_2$  по формуле равно:

$$G_{\text{CO}_2} = \frac{1,30 \cdot 0,038 \cdot 44 \cdot 0,913}{22,4} = 0,09, \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

### 2.3.2 Определение расхода абсорбента

Расход абсорбента определяется по формуле 36:

$$L = \frac{G_{\text{CO}_2} \cdot \varepsilon}{\bar{X}_K^* - \bar{X}_H} \quad (36)$$

«где  $\varepsilon$  – избыток абсорбента;

$\bar{X}_H$  – начальная концентрация  $\text{CO}_2$  в абсорбенте, кг  $\text{CO}_2$ /кг  $\text{H}_2\text{O}$ ;

$\bar{X}_K^*$  – конечная концентрация  $\text{CO}_2$  в абсорбенте, кг  $\text{CO}_2$ /кг  $\text{H}_2\text{O}$ » [7].

Конечную концентрацию  $\text{CO}_2$  в абсорбенте определим выражением 37:

$$\bar{X}_K^* = \frac{M_{\text{CO}_2} \cdot x_K^*}{M_{\text{H}_2\text{O}} \cdot (1 - x_K^*)} \quad (37)$$

где  $x_K^*$  – мольная доля  $\text{CO}_2$  в абсорбенте, равновесная с начальной концентрацией  $\text{CO}_2$  в газовой фазе, кмоль  $\text{CO}_2$ /кмоль  $(\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O})$ .

Мольная доля  $\text{CO}_2$  в абсорбенте определяется формулой 38:

$$x_K^* = \frac{y_H \cdot \Pi}{K} \quad (38)$$

где  $K$  – коэффициент Генри для водных растворов, кПа;

$\Pi$  – давление абсорбции, кПа.

«Определить коэффициент Генри можно по данным этого пособия» [7].

Для  $\text{CO}_2$  при температуре равной  $35^\circ\text{C}$  коэффициент Генри  $K = 1590000$  мм рт. ст. и  $212000$  кПа.

Первоначально определяем равновесную мольную долю  $\text{CO}_2$  в абсорбенте по выражению:

$$x_K^* = \frac{0,038 \cdot 8500}{212000} = 0,0015 \frac{\text{кмоль CO}_2}{\text{кмоль (CO}_2 + \text{H}_2\text{O)}}$$

Далее определяем конечную равновесную концентрацию  $\text{CO}_2$  в абсорбенте по выражению:

$$\bar{X}_K^* = \frac{44 \cdot 0,0015}{18 \cdot (1 - 0,0015)} = 0,0036, \frac{\text{кг CO}_2}{\text{кг H}_2\text{O}}$$

Затем определяем расход абсорбента по формуле 39:

$$L = \frac{G_{\text{CO}_2} \cdot \varepsilon}{\bar{X}_K^* - \bar{X}_H} \quad (39)$$

где  $L$  – расход абсорбента, кг/с.

$$L = \frac{0,09 \cdot 1,2}{0,0036} = 30 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Действительная концентрация CO<sub>2</sub> в абсорбенте по формуле 40:

$$\bar{X}_K = \frac{G_{CO_2}}{L} \quad (40)$$

где  $\bar{X}_K$  – действительная концентрация CO<sub>2</sub> в абсорбенте на выходе, кг CO<sub>2</sub>/кг H<sub>2</sub>O.

$$\bar{X}_K = \frac{0,09}{30} = 0,003 \frac{\text{кг CO}_2}{\text{кг H}_2\text{O}}$$

### 2.3.3 Определение диаметра абсорбера

«Выбираем материал и тип насадки из данного пособия» [7].

«Данные по керамическим кольцам Рашига размером 25 × 25 × 3 мм представлены в таблице 10» [18].

Таблица 10 – Характеристика колец Рашига

Удельная поверхность	$\sigma = 204 \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$
Свободный объем	$V_{\text{св}} = 0,74 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
Свободный объем	$G_{\text{нас}} = 532 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$
Эквивалентный диаметр	$d_3 = \frac{4 \times V_{\text{св}}}{\sigma} = 0,0145 \text{ м.}$

«Расчёт абсорбера производят при оптимальном гидродинамическом режиме, рабочую скорость газа в абсорбере можно определить по формуле 41, используя критериальную зависимость:» [14].

$$Re'_y = 0,045 \cdot Ar^{0,57} \cdot \left(\frac{G_y}{L}\right)^{0,43}. \quad (41)$$

где  $Re'_y$  – критерий Рейнольдса;

$Ar$  – критерий Аррениуса.

Скорость газа можно определить выражением 42:

$$w = \frac{Re'_y \cdot \mu_y}{dэ \cdot \rho_y} \quad (42)$$

«где  $w$  – рабочая скорость газа, м/с;

$\mu_y$  – вязкость газовой смеси при рабочих условиях, Па·с;

$dэ$  – эквивалентный диаметр, м;

$\rho_y$  – средняя плотность газовой фазы при рабочих условиях, кг/м<sup>3</sup>»

[7].

«Другим способом определения рабочей скорости может являться следующее выражение 43:» [7].

$$w = (0,6 \div 0,85) \cdot w_0 \quad (43)$$

где  $w_0$  – начальная скорость, м/с;

Скорость газа, соответствующая возникновению режима эмульгирования  $w_0$ , определяется уравнением 44:

$$\log \left[ \frac{w_0^2 \cdot \sigma \cdot \rho_y \cdot \mu_x^{0,16}}{g \cdot V_{св}^3 \cdot (\rho_x - \rho_y)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{L}{G_y} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x - \rho_y} \right)^{0,125} \quad (44)$$

«где  $\sigma$  – удельная поверхность, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

$\mu_x$  – вязкость воды при рабочих условиях, Па·с;

$V_{св}$  – свободный объём, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;

$\rho_x$  – плотность воды при рабочих условиях, кг/м<sup>3</sup>;

$L$  – расход абсорбента, кг/с;

$G_y$  – расход газа, кг/с» [7].

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле 45:

$$\rho_y = \rho_{см}^{ср} \cdot \frac{T_0 \cdot \Pi}{T \cdot \Pi_0} \quad (45)$$

«где  $\rho_{\text{см}}^{\text{ср}}$  – средняя плотность газовой смеси при рабочих условиях, кг/м<sup>3</sup>;

$T_0$  – начальная температура равная 273 К;

$P_0$  – начальное давление равное 101300 Па» [7].

Перед тем, как определить среднюю плотность газовой фазы при рабочих условиях, стоит рассчитать конечную концентрацию CO<sub>2</sub> в газовой смеси по данному выражению 46:» [7].

$$y_K = \frac{\frac{\bar{y}_K}{M_{\text{CO}_2}}}{\frac{\bar{y}_K}{M_{\text{CO}_2}} + \frac{100 - \bar{y}_K}{M_{\text{возд}}}} \quad (46)$$
$$y_K = \frac{\frac{0,5}{44}}{\frac{0,5}{44} + \frac{100 - 0,5}{29}} = 0,0033 \frac{\text{кмоль CO}_2}{\text{кмоль смеси}}$$

Концентрация CO<sub>2</sub> в нижней и верхней части абсорбера будет определяться как  $y_{\text{CO}_2}^{\text{H}} = 0,038$ , а  $y_{\text{CO}_2}^{\text{B}} = y_K$ .

Средняя концентрация CO<sub>2</sub> можно определить по формуле 47:

$$y_{\text{CO}_2}^{\text{ср}} = \frac{y_{\text{CO}_2}^{\text{H}} + y_{\text{CO}_2}^{\text{B}}}{2} \quad (47)$$

«где  $y_{\text{CO}_2}^{\text{ср}}$  – средняя концентрация CO<sub>2</sub>;

$y_{\text{CO}_2}^{\text{H}}$  – концентрация CO<sub>2</sub> в нижней части абсорбера;

$y_{\text{CO}_2}^{\text{B}}$  – концентрация CO<sub>2</sub> в верхней части абсорбера» [7].

$$y_{\text{CO}_2}^{\text{ср}} = \frac{0,038 + 0,0033}{2} = 0,02.$$

Средняя концентрация воздуха определяется по формуле 48:

$$y_{\text{возд}}^{\text{ср}} = 1 - y_{\text{CO}_2}^{\text{ср}} \quad (48)$$

где  $y_{\text{возд}}^{\text{ср}}$  – средняя концентрация воздуха.

$$y_{\text{возд}}^{\text{ср}} = 1 - 0,02 = 0,98.$$

Средняя плотность газовой смеси определяется по формуле 49:

$$\rho_{\text{см}}^{\text{ср}} = \rho_{\text{CO}_2} \cdot y_{\text{CO}_2}^{\text{ср}} + \rho_{\text{возд}} \cdot y_{\text{возд}}^{\text{ср}} = \frac{M_{\text{CO}_2}}{22,4} \cdot y_{\text{CO}_2}^{\text{ср}} + \frac{M_{\text{возд}}}{22,4} \cdot y_{\text{возд}}^{\text{ср}} \quad (49)$$

где  $\rho_{\text{см}}^{\text{ср}}$  – средняя плотность газовой смеси, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_{\text{возд}}$  – плотность воздуха.

$$\rho_{\text{см}}^{\text{ср}} = \frac{44}{22,4} \cdot 0,02 + \frac{29}{22,4} \cdot 0,98 = 1,31 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Подставляем полученные значения в формулу и получаем:

$$\rho_y = 1,31 \cdot \frac{273 \cdot 8500}{308 \cdot 101,3} = 97,4.$$

Среднюю молекулярную массу газовой смеси можно найти выражением 50:

$$M_{\text{см}} = M_{\text{CO}_2} \cdot y_{\text{CO}_2}^{\text{ср}} + M_{\text{возд}} \cdot y_{\text{возд}}^{\text{ср}} \quad (50)$$

где  $M_{\text{см}}$  – средняя молекулярная масса, кг/кмоль.

$$M_{\text{см}} = 44 \cdot 0,02 + 29 \cdot 0,98 = 29,3 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}.$$

Расход газа определяется выражением 51:

$$G_y = \frac{V \cdot M_{см}}{22,4} \quad (51)$$

$$G_y = \frac{1,30 \cdot 29,3}{22,4} = 2,22, \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

Вязкость газовой смеси при рабочих условиях можно найти выражением 52:

$$\mu_y = \frac{M_{см}}{\frac{M_{CO_2} \cdot \mu_{CO_2}^{ср}}{\mu_y} + \frac{M_{возд} \cdot \mu_{возд}^{ср}}{\mu_y}} \quad (52)$$

«где  $\mu_y$  – коэффициент динамической вязкости равный  $0,016 \times 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$

$\mu_{возд}$  – коэффициент динамической вязкости равный  $0,019 \times 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ » [7].

$$\mu_y = \frac{29,3}{\frac{44}{0,016 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,02 + \frac{29}{0,019 \cdot 10^{-3}} \cdot 0,98} = 0,0187 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

Подставляем полученные значения в формулу:

$$\log \left[ \frac{w_0^2 \cdot 204 \cdot 97,4 \cdot 0,8^{0,16}}{9,81 \cdot 0,74^3 \cdot (1000 - 97,4)} \right] = 0,022 - 1,75 \cdot \left( \frac{30}{2,22} \right)^{0,25} \cdot \left( \frac{97,4}{1000 - 97,4} \right)^{0,125}$$

$$w_0 = 0,67 \text{ м/с}.$$

Тогда рабочая скорость газа по формуле будет равна:

$$w = (0,6 \div 0,85) \cdot 0,67 = 0,47 \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Расход смеси при рабочих условиях рассчитываем по выражению 53:

$$V' = V \cdot \frac{P_0 \cdot T}{P \cdot T_0}; \quad (53)$$

где  $V'$  – расход смеси при рабочих условиях, м<sup>3</sup>/с.

$$V' = 1,30 \cdot \frac{101300 \cdot 308}{850000 \cdot 273} = 0,17 \frac{\text{м}^3}{\text{с}}.$$

Диаметр абсорбера можно вычислить по формуле 54:

$$D'_k = \sqrt{\frac{4 \cdot V'}{\pi \cdot w}} \quad (54)$$

где  $D'_k$  – диаметр абсорбера, м.

$$D'_k = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,17}{3,14 \cdot 0,47}} = 1,87, \text{ м.}$$

«По каталогу данному в пособии принимаем стандартную колонну диаметром подходящей к посчитанной» [7].

$$D_k = 2000 \text{ мм.}$$

Действительная скорость потока газа определяется по формуле 55:

$$w_d = \left(\frac{D'_k}{D_k}\right)^2 \cdot w \quad (55)$$

где  $D_k$  – стандартный диаметр абсорбера, м.

$$w_d = \left(\frac{1,87}{2}\right)^2 \cdot 0,47 = 0,41 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Далее можем определить плотность орошения по выражению 56:

$$U = \frac{L}{\rho_{\text{ж}} \cdot 0,785 \cdot D_k^2} \quad (56)$$

где  $U$  – плотность орошения,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ .

$$U = \frac{30}{1000 \cdot 0,785 \cdot 2^2} = 39 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}$$
$$U_{\text{опт}} = 5 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{ч}}$$

где  $U_{\text{опт}}$  – оптимальная плотность орошения,  $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ .

Так как  $U > U_{\text{опт}}$ , то можно принять выбранную насадку – а именно керамические кольца Рашига  $25 \times 25 \times 3$  мм.

### 2.3.4 Определение движущей силы внизу абсорбера

Движущая сила процесса внизу абсорбера определяется по формуле 57:

$$\Delta P_H = P_H^{\text{CO}_2} - P_H^{*\text{CO}_2} \quad (57)$$

«где  $\Delta P_H$  – движущая сила процесса внизу абсорбера, кПа

$P_H^{\text{CO}_2}$  – парциальное давление  $\text{CO}_2$  на входе в абсорбер, кПа;

$P_H^{*\text{CO}_2}$  – парциальное давление  $\text{CO}_2$  в газе, находящемся в равновесии с жидкостью, которая вытекает из абсорбера, кПа» [7].

Парциальное давление  $\text{CO}_2$  на входе в абсорбер определим формулой 58:

$$P_H^{\text{CO}_2} = y_H \cdot P \quad (58)$$
$$P_H^{\text{CO}_2} = 0,038 \cdot 8500 = 323 \text{ кПа.}$$

«Конечная концентрация  $\text{CO}_2$  в жидкости, выраженная в мольных долях, определяется по выражению 59:»

$$x_K = \frac{\frac{\overline{X}_K}{M_{\text{CO}_2}}}{\frac{\overline{X}_K}{M_{\text{CO}_2}} + \frac{1}{M_{\text{H}_2\text{O}}}} \quad (59)$$

где  $x_K$  – конечная концентрация  $\text{CO}_2$  в жидкости, кмоль  $\text{CO}_2$ / кмоль смеси.

$$x_K = \frac{\frac{0,003}{44}}{\frac{0,003}{44} + \frac{1}{18}} = 0,0012, \frac{\text{кмоль CO}_2}{\text{кмоль (CO}_2 + \text{H}_2\text{O)}}$$

Парциальное давление  $\text{CO}_2$  в газе, находящемся в равновесии с жидкостью, которая вытекает из абсорбера, определяют по выражению 60:

$$P_{\text{H}}^{*\text{CO}_2} = K \cdot x_K \quad (60)$$

где  $P_{\text{H}}^{*\text{CO}_2}$  – парциальное давление  $\text{CO}_2$  в газе, находящемся в равновесии с жидкостью, кПа.

$$P_{\text{H}}^{*\text{CO}_2} = 212000 \cdot 0,0012 = 254, \text{ кПа.}$$

Тогда движущая сила внизу составит:

$$\Delta P_{\text{H}} = 323 - 254 = 69 \text{ кПа.}$$

### 2.3.5 Определение движущей силы вверху абсорбера

Движущая сила процесса вверху абсорбера определяется по формуле 61:

$$\Delta P_{\text{B}} = P_{\text{B}}^{\text{CO}_2} - P_{\text{B}}^{*\text{CO}_2} \quad (61)$$

«где  $\Delta P_{\text{B}}$  – движущая сила процесса вверху абсорбера, кПа;

$P_{\text{B}}^{\text{CO}_2}$  – парциальное давление  $\text{CO}_2$  в газе, выходящем из абсорбера сверху, кПа;

$P_{\text{H}}^{*\text{CO}_2}$  – парциальное давление  $\text{CO}_2$  в газе, находящемся в равновесном состоянии с водой в газе, кПа» [7].

Парциальное давление  $\text{CO}_2$  в газе, выходящем вверху из абсорбера, можно вычислить по выражению 62:

$$P_B^{CO_2} = y_k \cdot P \quad (62)$$

$$P_B^{CO_2} = 0,0033 \cdot 8500 = 28 \text{ кПа.}$$

«Зная, что на орошение абсорбера подаётся чистая вода, то парциальное давление  $CO_2$  в равновесном состоянии с водой в газе равно нулю, отсюда можно рассчитать движущую силу процесса абсорбции на верху абсорбера:» [7].

$$\Delta P_B = 28 - 0 = 28 \text{ кПа.}$$

После подстановки в формулу соответствующих значений, можно получить среднюю движущую силу абсорбции 63:

$$\Delta P_{cp} = \frac{\Delta P_H - \Delta P_B}{2,3 \cdot \log \frac{\Delta P_H}{\Delta P_B}} \quad (63)$$

где  $\Delta P_{cp}$  – средняя движущая сила абсорбции, кПа.

$$\Delta P_{cp} = \frac{69 - 28}{2,3 \cdot \log \frac{69}{28}} = 45,51 \text{ кПа.}$$

### 2.3.6 Определение коэффициента массопередачи

Коэффициент массопередачи  $K_{\Delta P}$  определяется по формуле 64:

$$K_{\Delta P} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{\varphi}{\beta_x}} \quad (64)$$

«где  $K_{\Delta P}$  – коэффициент массопередачи, кмоль/  $m^2 \cdot c \cdot kPa$ ;

$\beta_y$  – коэффициент массоотдачи со стороны газа, кмоль/  $m^2 \cdot c \cdot kPa$ ;

$\varphi$  – константа;

$\beta_x$  – коэффициент массоотдачи жидкости, кмоль/  $m^2 \cdot c \cdot kPa$ » [7].

Константа в этом уравнении определяется по формуле 65:

$$\varphi = \frac{K \cdot M_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \quad (65)$$

$$\varphi = \frac{212000 \cdot 18}{1000} = 1696.$$

Коэффициент массоотдачи со стороны газа определим выражением 66:

$$\beta_y = \frac{Nu' \cdot D_y \cdot \rho_y}{d_3 \cdot P_{иг} \cdot M_{см}} \quad (66)$$

«где  $Nu'$  – критерий Нуссельта;

$D_y$  – коэффициент диффузии  $CO_2$  в воздухе при рабочих условиях;

$P_{иг}$  – среднее парциальное давление газа в смеси, кПа» [7].

Критерий Рейнольдса определяется по формуле 67:

$$Re_y = \frac{4 \cdot w \cdot \rho_y}{\sigma \cdot \mu_y} \quad (67)$$

где  $Re_y$  – критерий Рейнольдса.

$$Re_y = \frac{4 \cdot 0,47 \cdot 97,4}{204 \cdot 0,0187 \cdot 10^{-3}} = 48000$$

Коэффициент диффузии определяется выражением 68:

$$D_y = D_0 \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \left(\frac{T_0}{T}\right)^{\frac{3}{2}} \quad (68)$$

где  $D_y$  – коэффициент диффузии при рабочих условиях,  $m^2/c$ ;

$D_0$  – коэффициент диффузии газа  $CO_2$  в воздухе,  $m^2/c$ .

« $D_0$  – коэффициент диффузии газа  $CO_2$  в воздухе, определяется по таблице данного пособия» [5].

В данном случае  $D_0 = D_{CO_2} = 13,9 \cdot 10^{-6} \frac{m^2}{c}$ .

$$D_y = 13,9 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{101000}{8500} \cdot \left(\frac{308}{273}\right)^{\frac{3}{2}} = 1,97 \cdot 10^{-5}, \frac{m^2}{c}$$

Критерий Прандтля можно найти по данному выражению 69:

$$Pr' = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D_y} \quad (69)$$

где  $Pr'$  – критерий Прандтля.

$$Pr' = \frac{0,0187 \cdot 10^{-3}}{97,4 \cdot 1,97 \cdot 10^{-5}} = 0,01.$$

Критерий Нуссельта определяем по формуле 70:

$$Nu' = 0,027 \cdot Re_y^{0,8} \cdot (Pr')^{0,33} \quad (70)$$

$$Nu' = 0,027 \cdot 48000^{0,8} \cdot 0,01^{0,33} = 33.$$

Среднее парциальное давление инертного газа определяем формулой 71:

$$P_{иг} = P \cdot (1 - y_{CO_2}^{cp}) \quad (71)$$

$$P_{иг} = 8500 \cdot (1 - 0,02) = 8330 \text{ кПа.}$$

Находим коэффициент массоотдачи со стороны газа, подставляя значения в выражение:

$$\beta_y = \frac{33 \cdot 1,97 \cdot 10^{-5} \cdot 97,4}{0,0145 \cdot 8330 \cdot 29,3} = 1,78 \cdot 10^{-5}, \frac{\text{кмоль}}{m^2 \cdot c \cdot \text{кПа}}$$

Коэффициент массоотдачи со стороны жидкости определяется выражением 72:

$$\beta_x = \frac{Nu_x \cdot D_x}{d_3} \quad (72)$$

где  $Nu_x$  – критерий Нуссельта в жидкой фазе;

$D_x$  – коэффициент диффузии  $CO_2$  в воде,  $m^2/c$ ;

«Коэффициент диффузии  $CO_2$   $D_x = D_{CO_2} \cdot b_{H_2O} = 0,81 \cdot 10^{-9} \frac{m^2}{c}$  » [5].

Далее определим критерии  $Re$ ,  $Pr$  и  $Ga$  в жидкой фазе. Критерий Рейнольдса рассчитаем по формуле 73:

$$Re_x = \frac{4 \cdot L}{\sigma \cdot \mu_x \cdot S_K} \quad (73)$$

«где  $Re_x$  – критерий Рейнольдса в жидкой фазе;

$S_K$  – площадь поперечного сечения колонны,  $m^2$ » [7].

Площадь можно определить по выражению 74:

$$S_K = 0,785 \cdot D_K^2 \quad (74)$$

$$S_K = 0,785 \cdot 64 = 50,24 \text{ м}^2.$$

$$Re_x = \frac{4 \cdot 30}{204 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3} \cdot 50,24} = 17,85$$

Критерий Прандтля определяем выражением 75:

$$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x} \quad (75)$$

где  $Pr_x$  – критерий Прандтля в жидкой фазе.

$$Pr_x = \frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{1000 \cdot 0,81 \cdot 10^{-9}} = 987,65.$$

Критерий Галилея находим по формуле 76:

$$Ga = \frac{d_H^3 \cdot \rho_x^2 \cdot g}{\mu_x^2} \quad (76)$$

«где  $Ga$  – критерий Галилея;

$d_H$  – наружный диаметр элемента насадки равный 0,025 м» [7].

$$Ga = \frac{0,025^3 \cdot 1000^2 \cdot 9,81}{(0,8 \cdot 10^{-3})^2} = 239 \cdot 10^6$$

Критерий Нуссельта рассчитываем через выражение 77:

$$Nu_x = 0,00595 \cdot Re_x^{0,67} \cdot Pr_x^{0,33} \cdot Ga^{0,33} \quad (77)$$

$$Nu_x = 0,00595 \cdot 17,85^{0,67} \cdot 987,65^{0,33} \cdot (239 \cdot 10^6)^{0,33} = 173,74.$$

«Полученные значения подставляем в формулу и находим коэффициент массотдачи со стороны жидкости:» [14].

$$\beta_x = \frac{173,74 \cdot 0,81 \cdot 10^{-9}}{0,0145} = 9,7 \cdot 10^{-6}, \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}$$

«Подставляем все полученные значения в формулу и рассчитываем коэффициент массопередачи:» [7].

$$K_{\Delta P} = \frac{1}{\frac{1}{1,78 \cdot 10^{-5}} + \frac{1696}{9,7 \cdot 10^{-6}}} = 5,71 \cdot 10^{-9} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кПа}}$$

### 2.3.7 Определение высоты насадки и высоты всего абсорбера

Подставляем значения в формулу 78 и определяем высоту насадки:

$$H_H = \frac{G_{CO_2}}{M_{CO_2} \cdot S_K \cdot \sigma \cdot K_{\Delta P} \cdot \Delta P_{cp}} \quad (78)$$

$$H_H = \frac{0,09}{44 \cdot 50,24 \cdot 204 \cdot 5,71 \cdot 10^{-9} \cdot 45,51} = 13,05 \text{ м.}$$

Высоту абсорбера в целом вычисляем по формуле 79:

$$H_K = H_H + h_H + h_B + \left( \frac{H_H}{3 \cdot D_K} - 1 \right) \cdot h_P \quad (79)$$

«где  $h_H$  – высота нижней части абсорбера равная 2 м;

$h_B$  – высота верхней части абсорбера равная 1 м;

$h_P$  – высота разрыва равная 0,4, м» [7].

«Данные по высотам нижней, верхней и величины разрыва определены из приложения данного пособия» [5].

$$H_K = 13,05 + 2 + 1 + \left( \frac{1,05}{3 \cdot 2} - 1 \right) \cdot 0,4 = 15,87 \text{ м.}$$

### 2.3.8 Гидравлическое сопротивление абсорбера с насадкой

Гидравлическое сопротивление насадочного абсорбера считаем по формуле 80:

$$\Delta P = \Delta p_{op} + \Delta p_{mc}, \quad (80)$$

«где  $\Delta P$  – гидравлическое сопротивление насадочного абсорбера, Па;

$\Delta p_{op}$  – сопротивление орошаемой насадки, Па;

$\Delta p_{mc}$  – потеря давления на преодоление местных сопротивлений в колонне, Па» [7].

Сопротивление орошаемой насадки определяется выражением 81:

$$\Delta p_{op} = H_H \cdot \left( \frac{\Delta p}{l} \right)_{CH} \cdot \left\{ 1 + A \cdot \left[ \left( \frac{L}{G_y} \right)^{1,8} \cdot \left( \frac{\rho_y}{\rho_x} \right) \cdot \left( \frac{\mu_x}{\mu_y} \right)^{0,2} \right]^{0,225} \right\}, \quad (81)$$

«где  $A$  – коэффициент, составляющий 8,4 для точки инверсии, 5,1 для точки подвисяния и 1,81 для точки торможения газа определённой по данному пособию» [7].

$\left(\frac{\Delta p}{l}\right)_{\text{сн}}$  – сопротивление сухой насадки на один метр высоты, Па·м.

Сопротивление сухой насадки на метр высоты определим формулой 82:

$$\left(\frac{\Delta p}{l}\right)_{\text{сн}} = \lambda \cdot \frac{\sigma}{4 \cdot V_{\text{св}}^3} \cdot \frac{w^2 \cdot \rho_y}{2} \quad (82)$$

Так как  $\lambda = f(Re)$ , то при  $Re > 40$  коэффициент  $\lambda$  будет определяться выражением 83:

$$\lambda = \frac{16}{Re_y^{0,2}}, \quad (83)$$

где  $\lambda$  – коэффициент.

$$\lambda = \frac{16}{48000^{0,2}} = 1,85.$$

Сопротивление сухой насадки на один метр высоты равна:

$$\left(\frac{\Delta p}{l}\right)_{\text{сн}} = 1,85 \cdot \frac{204 \cdot 0,47^2 \cdot 97,4}{4 \cdot 0,74^3 \cdot 2} = 70,59 \text{ Па} \cdot \text{м}.$$

Сопротивление орошаемой насадки для точки подвисяния составит:

$$\Delta p_{\text{ор}} = 13,05 \cdot 70,59 \cdot \left\{ 1 + 5,1 \cdot \left[ \left(\frac{30}{2,22}\right)^{1,8} \cdot \left(\frac{97,4}{1000}\right) \cdot \left(\frac{0,8 \cdot 10^{-3}}{0,0187 \cdot 10^{-3}}\right)^{0,2} \right]^{0,225} \right\} = 5132 \text{ Па}.$$

«Потеря давления на преодоление местных сопротивлений в абсорбере выражается формулой 84:» [7].

$$\Delta p_{\text{мс}} = \Delta p_{1,6} + \Delta p_{2,4,3,5}, \quad (84)$$

«где  $\Delta p_{1,6}$  – является потерей давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода потока в абсорбере, Па;

$\Delta p_{2,4,3,5}$  – является потерей давления, пошедшей на преодоление местных сопротивлений, Па» [7].

«Потеря давления, пошедшая на преодоление местных сопротивлений входа и выхода потока в абсорбере, выражается формулой, 85:» [7].

$$\Delta p_{1,6} = (\xi_1 + \xi_6) \cdot \frac{w_{\Gamma}^2 \cdot \rho_{\gamma}}{2}, \quad (85)$$

«где  $\xi_1$  – коэффициент внезапного расширения;

$\xi_6$  – коэффициент внезапного сужения;»

$w_{\Gamma}$  – скорость газового потока в подводящих и отводящих газопроводах, м/с» [7].

«Согласно данным скорость газового потока принимается в пределах  $w_{\Gamma} = 5 \div 20$  м/с, поэтому принимаем  $w_{\Gamma} = 10$  м/с» [14].

Тогда диаметр газопроводов будет определяться формулой 86:

$$D_{\Gamma} = \sqrt{\frac{G_{\gamma}}{0,785 \cdot \rho_{\gamma} \cdot w_{\Gamma}}}, \quad (86)$$

где  $D_{\Gamma}$  – диаметр газопроводов, м.

$$D_{\Gamma} = \sqrt{\frac{2,2}{0,785 \cdot 97,4 \cdot 10}} = 0,395 \text{ м.}$$

«По данному пособию выбираем трубопровод со стандартным диаметром  $D_{\Gamma} = 400$  мм» [7].

Определяем критерий Рейнольдса в газопроводах по выражению 87:

$$Re_{\Gamma} = \frac{w_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma} \cdot \rho_{\gamma}}{\mu_{\gamma}}, \quad (87)$$

где  $Re_{\Gamma}$  – критерий Рейнольдса в газопроводах.

$$Re_{\Gamma} = \frac{10 \cdot 0,4 \cdot 97,4}{0,0187 \cdot 10^{-3}} = 412 \cdot 10^3.$$

Отношение площадей сечений газопровода и абсорбера находим формулой 88:

$$\frac{F_{\Gamma}}{F_K} = \frac{0,785 \cdot D_{\Gamma}^2}{0,785 \cdot D_K^2} \quad (88)$$

$$\frac{F_{\Gamma}}{F_K} = \frac{0,785 \cdot 0,4^2}{0,785 \cdot 2^2} = 0,12.$$

«Коэффициент внезапного расширения  $\xi_1 = 0,81$  и коэффициент внезапного сужения  $\xi_6 = 0,45$  в зависимости от отношения  $F_{\Gamma}/F_K = 0,12$ » [7].

Значит потеря давления на преодоление местных сопротивлений входа и выхода газового потока в абсорбере будет равна:

$$\Delta p_{1,6} = (0,81 + 0,45) \cdot \frac{10^2 \cdot 9,74}{2} = 133,62 \text{ Па.}$$

«Потеря давления на преодоление местных сопротивлений – два входа и два выхода из насадки определяется выражением 89:» [7].

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (2\xi_{2,4} + 2\xi_{3,5}) \cdot \frac{w_H^2 \cdot \rho_{\gamma}}{2}, \quad (89)$$

«где  $\xi_{2,4}$  – коэффициент внезапного сужения при входе в насадку;

$\xi_{3,5}$  – коэффициент внезапного расширения при выходе из насадки

$w_H$  – фактическая скорость газового потока в насадке, м/с» [7].

Фактическая скорость газового потока в насадке равна по формуле 90:

$$w_H = \frac{W}{V_{CB}} \quad (90)$$

$$w_H = \frac{0,47}{0,74} = 0,63 \frac{\text{м}}{\text{с}}.$$

Критерий Рейнольдса находим выражением 91:

$$Re_H = \frac{w_H \cdot d_{\text{э}} \cdot \rho_{\text{г}}}{\mu_{\text{г}}} \quad (91)$$

$$Re_H = \frac{0,63 \cdot 0,0145 \cdot 9,74}{0,0187 \cdot 10^{-3}} = 2756.$$

Находим отношение площадей сечения насадки и абсорбера 92:

$$\frac{F_{\text{H.СВ}}}{F_K} = \frac{V_{\text{СВ}} \cdot S_K}{S_K} \quad (92)$$

$$\frac{F_{\text{H.СВ}}}{F_K} = V_{\text{СВ}} = 0,74 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2}.$$

«Тогда по данному пособию при соотношении  $F_{\text{H.СВ}}/F_K = 0,74$  коэффициент внезапного сужения при входе в насадку  $\xi_{2,4} = 0,8$ , а  $\xi_{2,4} = 0,8$ » [7].

Находим потерю давления на преодоление местных сопротивлений:

$$\Delta p_{2,4,3,5} = (2 \cdot 0,8 + 2 \cdot 0,8) \cdot \frac{0,63^2 \cdot 97,4}{2} = 61,8, \text{ Па.}$$

Определяем потерю давления на преодоление местных сопротивлений в колонне:

$$\Delta p_{\text{МС}} = 133,62 + 61,8 = 195,45 \text{ Па.}$$

Общее гидравлическое сопротивление насадочного абсорбера равно:

$$\Delta P = 5132 + 195,45 = 5327,45 \text{ Па.}$$

Вывод: были рассчитаны материальный и тепловой балансы реактора каталитического крекинга и определено количество поглощаемого

углекислого газа, выделившегося при выжиге кокса, проведён расчёт насадочного абсорбера для извлечения концентрированного углекислого газа.

## 2.4 Аналитический контроль производства

«В таблице 11 представлен перечень основных показателей и их нормы в производстве» [9].

Таблица 11 – Аналитический контроль процесса каталитического крекинга

Анализируемый продукт	Место отбора проб	Показатель	Норма
Жирный газ	Линия к газосепаратору 7	Плотность при 20°C, кг/м <sup>3</sup>	Не нормируется
Нестабильный бензин – Начало кипения – 5% перегонки – 10% перегонки – 50% перегонки – 90% перегонки – 95% перегонки – Конец кипения	Линия к насосу Н-2	Фракционный состав, °С	Не нормируется Не нормируется Не нормируется Не нормируется Не выше 210 Не нормируется Не выше 220
Стабильный бензин – Начало кипения – 10% перегонки – 50% перегонки – 90% перегонки – 95% перегонки – Конец кипения	Ректификационная колонна 5	Плотность при 20°C, кг/м <sup>3</sup>	Не нормируется Не выше 60 Не выше 105 Не выше 190 Не нормируется Не выше 215
Сухой газ – Содержание С <sub>3</sub> – Содержание С <sub>4</sub> – Плотность при 20°C	Линия к скрубберу 20	Компонентный состав, % вес.	Не более 10 Не более 4 Не нормируется

В таблице 12 представлены взрывопожароопасные и токсичные свойства сырья, итоговых продуктов и отходов производства.

Таблица 12 – Взрывопожароопасные свойства сырья, продуктов и отходов производства

Наименование	Агрегатное состояние	Характеристика токсичности
Жирный газ	Газ	При высоких концентрациях вызывает удушье вследствие недостатка кислорода.
Нестабильный бензин С-200 КТ-1	Жидкость	Имеет схожий принцип действия, как и наркотическое отравление, то есть, может вызвать раздражение слизистой оболочки глаза, так же верхних дыхательных путей и кожных покровов. Способно вызвать острые воспаления и хронические экземы.
Нестабильный бензин фракция НК-180°С С-100	Жидкость	
Стабильный бензин фракция 35-220°С	Жидкость	
Тяжёлый бензин	Жидкость	
Фракция пропан – пропиленовая	Газ	Сжиженный пропан-пропилен, попадая на тело человека, вызывает обморожение. Человек, находящийся в атмосфере паров ППФ, испытывает кислородное голодание, при превышении концентрации – удушье.
Фракция бутан – бутиленовая	Газ	
Сухой газ	Газ	Человек, находящийся в атмосфере сухого газа, испытывает кислородное голодание, при хроническом отравлении – расстройство нервной системы.
Сероводород	Газ	Сильный нервный яд, оказывает раздражающее действие на глаза и дыхательные пути, вызывает смерть от остановки дыхания.
Сероводород в смеси с углеводородами С <sub>4</sub> – С <sub>5</sub>	Газ	

## 2.5 Экологичность проекта

Одной из крупнейших загрязняющих установок, является установка каталитического крекинга, в которой основным источником загрязнения является регенератор катализатора.

«Для блока каталитического крекинга используют не только легкие вакуумные дистилляты, но и тяжёлые дистилляты первичной переработки нефти. Это сырьё более обогащено сернистыми и азотистыми соединениями

и имеет в своём составе тяжёлые металлы в виде металлоорганических соединений» [12].

В случае отсутствия предварительной гидроочистки тяжёлого сырья, возможно образование в процессе регенерации катализатора оксидов серы и азота, запрещенных к выбросу в атмосферу. При проведении предварительной гидроочистки исходных дистиллятов образование оксидов серы и азота практически не наблюдается. В случае переработке неочищенных дистиллятов должна быть установлена дополнительная очистка от оксидов серы и азота.

«В таблице 13 приведены основные виды и объем их загрязнения» [2].

Таблица 13 – Объемы выбросов загрязняющих веществ в атмосферу

Загрязнение	Класс вредности веществ	Объем выброса во время сгорания топлива	
		Природный газ, мкг/м <sup>3</sup>	Топливная нефть, кг/м <sup>3</sup>
Углеводороды	3, ПДК (50-150)	48,4	0,205
Аэрозоли	3, ПДК (1,1-2,0)	81-243	–
SO <sub>x</sub>	3, ПДК (0,5)	9,7	32
CO	4, ПДК (5)	273	1,025
NO <sub>x</sub>	3, ПДК (0,084)	193-209	12,018

Вывод: с целью минимизации попадания оксидов серы и азота в атмосферу, отходящий газ из регенератора пропускают через внутренний циклон для отделения пылевидного катализатора, далее в дожигатель CO, заполненный катализатором и через электрофильтр в атмосферу. Недостатком катализатора является его спекание при высоких температурах.

## Заключение

В данной выпускной квалификационной работе был рассмотрен процесс каталитического крекинга вакуумного дистиллята.

Изучены физико-химические свойства углеводородов, механизм реакции каталитического крекинга, анализ как сырья процесса, так и его продуктов, и также представлены тенденции развития каталитического крекинга.

Был выполнен патентный поиск по процессу каталитического крекинга и также показаны его современные модернизации в данной области.

Показано, что в процессе выделяется большое количество углекислого газа, который не находит своего применения в процессе и сбрасывался до последнего времени в атмосферу.

Представлена технологическая схема процесса каталитического крекинга, модернизированная при помощи добавления насадочного абсорбера, в целях очистки выделившегося углекислого газа и его концентрирования.

Благодаря концентрированию углекислого газа при помощи насадочного абсорбера по своему составу выделившийся углекислый газ может быть использован во многих сферах и переработан в разные продукты.

Были рассчитаны материальный и тепловой балансы реактора каталитического крекинга и определено количество поглощаемого углекислого газа, выделившегося при выжиге кокса, проведён расчёт насадочного абсорбера для извлечения концентрированного углекислого газа, также был определён диаметр аппарата, его высота и гидравлическое сопротивление.

Представлены данные по аналитическому контролю процесса, а также рассмотрены вопросы экологичности данного процесса и определён главный источник загрязнения окружающей среды – регенератор катализатора, выделяющий оксиды серы и азота.

## Список используемой литературы

1. Бодрый А.Б., Рахматуллин Э.М. О новых гранулированных катализаторах каталитического крекинга // Катализ в промышленности, 2017. № 5. С. 19-22.
2. Взрывопожароопасные и токсичные свойства сырья [Электронный ресурс] URL: <https://infopedia.su/5x99a1.html> (дата обращения: 03.03.2022).
3. Гейтс. Б.К. Химия каталитических процессов/ Б.К. Гейтс. - М.: Мир, 1981- 64 с., пер. и доп., 2017.
4. Доронин В.П., Липин П.В. Перспективные разработки: катализаторы крекинга и добавки к ним // Катализ в промышленности, 2018. № 5. С. 82-87.
5. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Ч.1,2./ Ю.П. Дытнерский. – М.: Химия, 1995.– 730 с. Под редакцией 2017.
6. Ершов Д.С., Хафизов А.Р., Мустафин И.А., Станкевич К.Е., Ганцев А.В., Сидоров Г.М. Современное состояние и тенденции развития процесса каталитического крекинга // Фундаментальные исследования, 2017. № 12. С. 282-285.
7. Киприанов, А. И. Расчет абсорбционных установок [Текст] : методические указания по курсовому проектированию для студентов химико-технологического факультета (специальности 0903, 0904) / А. И. Киприанов, Б. Н. Лебедев. – Л. : ЛТА, 2018. – 42 с.
8. Мадаева А.Д. Испытание катализаторов крекинга нефтяных фракций из местного бентонитового сырья // Аспирант, 2017. № 1. С. 33-35.
9. Методы анализа нефтепродуктов [Электронный ресурс] URL: <https://ooolic.ru/stati/metody-analiza-nefteproduktov> (дата обращения: 16.03.2022).

10. Механизм и химизм каталитического крекинга [Электронный ресурс] URL: [https://www.neft-product.ru/info\\_detail-165.html](https://www.neft-product.ru/info_detail-165.html) (дата обращения: 15.02.2022).
11. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учебное пособие для вузов/ К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков.- 10-е изд., пер. и доп. – Л. : Химия, 2017. - 587 с.
12. Палмер Е.Р., Као К.Х., Шипман Д.Р. Варианты снижения содержания бензола в бензине // «Нефтегазовые технологии». 2018. №10. С.96-103.
13. Переработка нефти. Деструктивные процессы — учебники и учебные пособия для студентов высших учебных заведений. Капустин В.М., Гуреев А.А. М.: КолосС, 2017. – 334 с.
14. Романков, П.Г. и др. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи) : учеб. пособие для вузов / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк, М.И. Курочкина. – СПб. : Химия, 2018. – 496 с.
15. Рябов, В.Д. Химия нефти и газа: учеб. для вузов/ В.Д. Рябов. – М.: Изд. «Техника» ГУМА ГРУПП, 2018. – 288 с.
16. Сафин, З.И. Комплексная оценка нефтеперерабатывающих заводов/ З.И. Сафин, А.Ф. Кемалов, Р.А. Кемалов, Н.А. Терентьева // Вестник Казан. технол. ун-та. – 2018. – Т. 14, № 9. – С. 188–191.
17. Солодова, Н. Л. Тенденции развития нефтепереработки в России / Н. Л. Солодова, Е. И. Черкасова // Вестник Казанского технологического университета. – 2016.– Т. 19, № 21. – С. 57–63.
18. Справочник химика [Текст] / под ред. Б. П. Никольского, О. Н. Григорова, М. Е. Позина [и др.]. – Т. V. – 2-е изд. – М. : Химия, 2018. – 996 с.
19. Теоретические основы каталитического крекинга [Электронный ресурс]URL:[https://studbooks.net/229626/teoreticheskie\\_osnovy\\_protssesa\\_kataliticheskogo\\_krekinga](https://studbooks.net/229626/teoreticheskie_osnovy_protssesa_kataliticheskogo_krekinga) (дата обращения: 17.03.2022).

20. Технологическая схема процесса каталитического крекинга [Электронный ресурс] URL: <https://pronpz.ru/ustanovki/kat-kreking.html> (дата обращения: 05.03.2022).

21. Хенц Г., Азеведо Ф., Чеберлейн О. «Второе дыхание» каталитического крекинга // Нефтегазовые технологии. 2017. № 2. С. 66.

22. Catalytic cracking as a process [Электронный ресурс] URL: <https://fqchemicals.com/catalytic-cracking/> (дата обращения: 16.03.2022).

23. Henz H. Re-invent FCC / H. Henz // Hydrocarbon Processing. – 2019. – № 9. – С. 41 - 48.

24. Knight, J. Maximize your FCC unit / J. Knight, K. Mehlberg // Hydrocarbon Processing. – 2016. – № 9. – С. 91-95.

25. Kraemer, D. Deactivation of cracking catalyst in short contact time reactors: Alternative models / D. Kraemer H. I. De Lasa M. Larocca // Canadian Journal of Chemical Engineering. – 2018. – Vol. 69, №1. – P. 355–360.

26. Konno, H. Kinetics of n-hexane cracking over ZSM-5 zeolites – Effect of crystal size on effectiveness factor and catalyst lifetime / H. Konno, T. Okamura, T. Kawahara, Y. Nakasaka, T. Tago, T. Masuda // Chemical Engineering Journal. – 2019. – Vol. 207–208, P. 490–496.

27. New FCC catalyst // Hydrocarbon Processing. – 2016. – № 3. – С. 29.

## Приложение А

### Технологическая схема каталитического крекинга

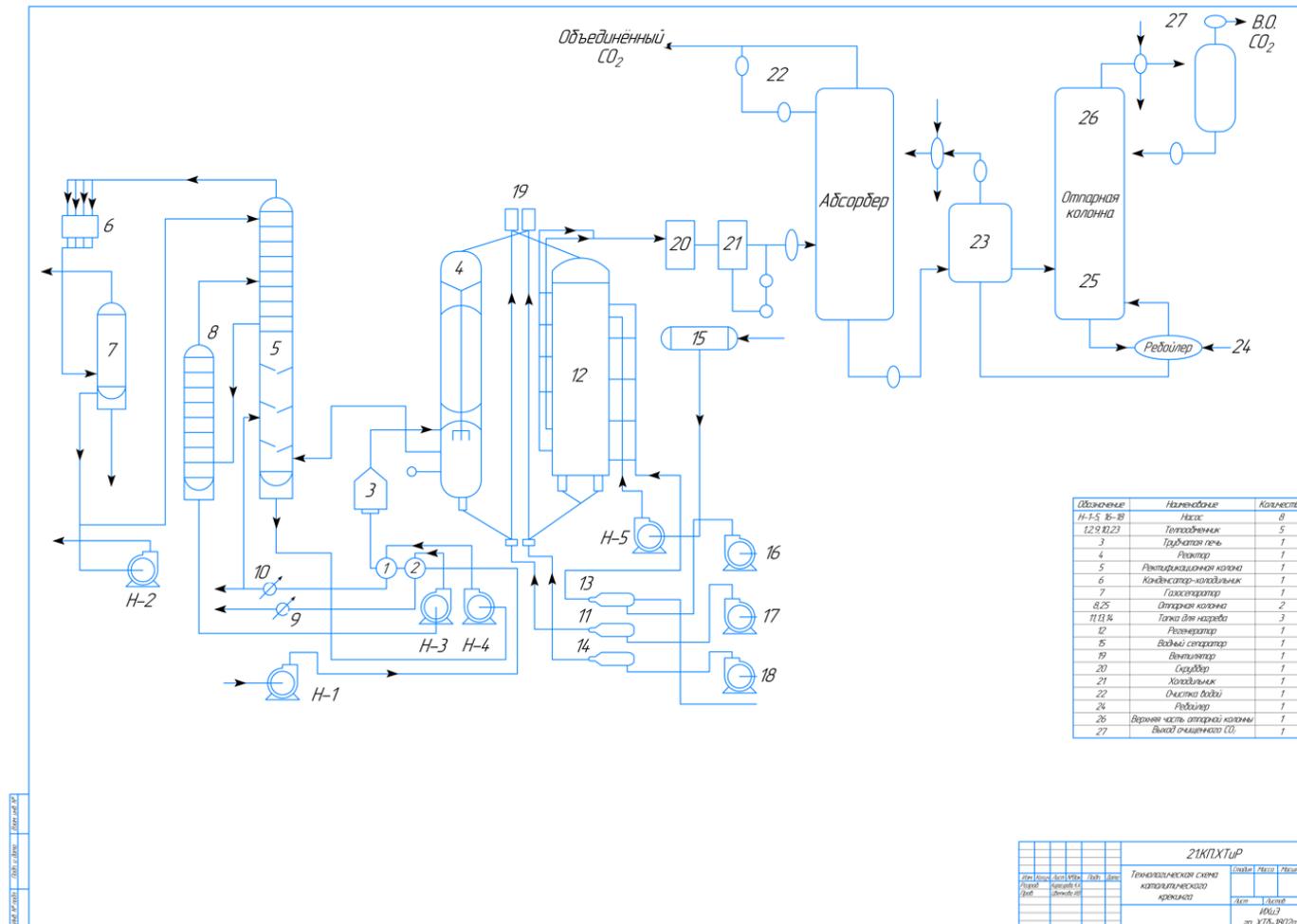


Рисунок А 1 – Технологическая схема каталитического крекинга

## Приложение Б

### Конструкция насадочного абсорбера

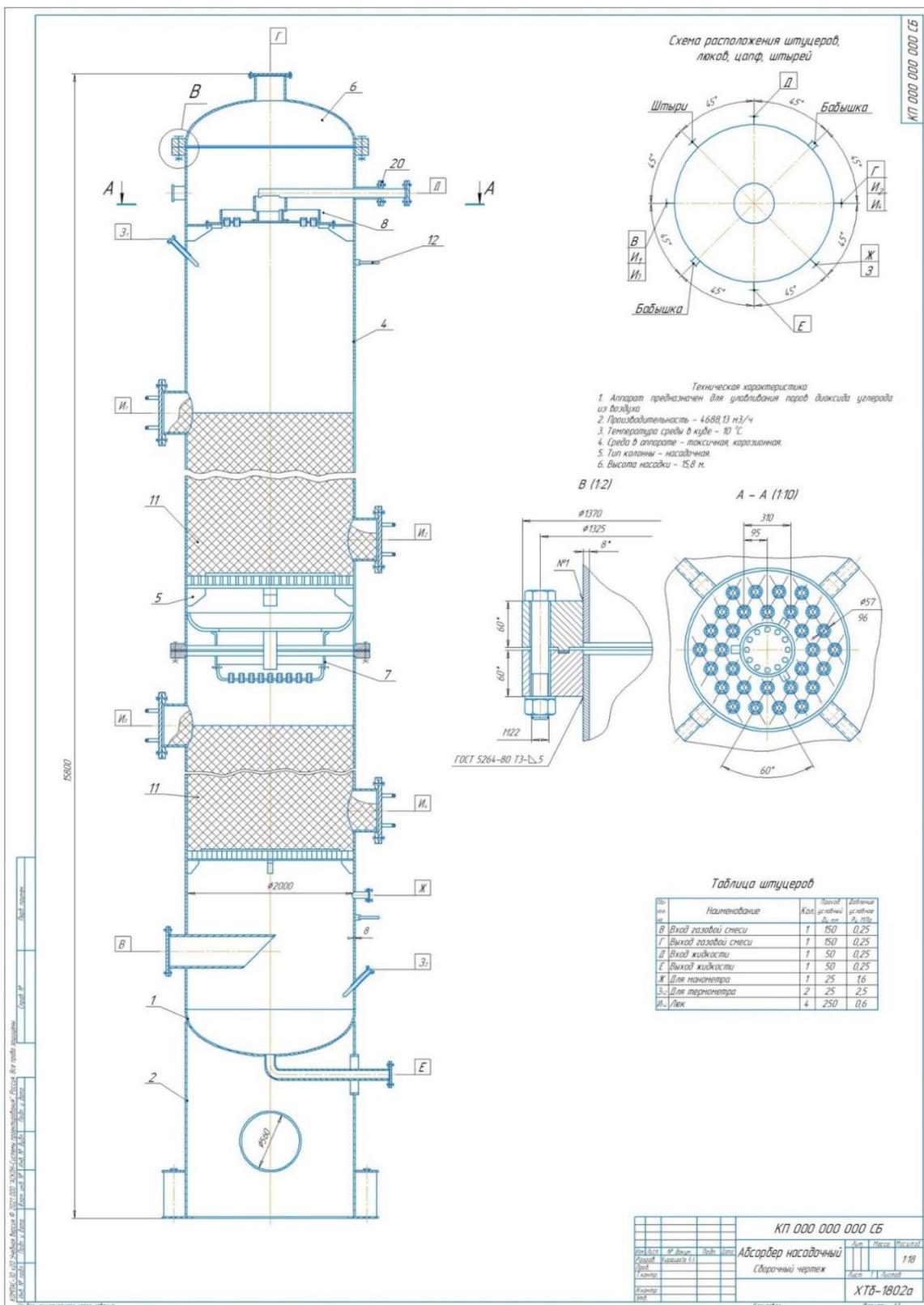


Рисунок Б 1 – Конструкция насадочного абсорбера