Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Факультет инженерно-физический
Кафедра химии и химической технологии
Направление подготовки 18.03.01 – Химическая технология
Направленность (профиль) образовательной программы Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
«__»_____2023 г.

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

на тему: Расчёт основного оборудования установки каталитического крекинга

Исполнитель
студент группы 918-об _____ М. П. Дудкина
(подпись, дата)

Руководитель
доцент, канд. техн. наук _____ Г.Г. Охотникова
(подпись, дата)

Консультант по безопасности
жизнедеятельности
доцент, канд. техн. наук _____ А. В. Козырь
(подпись, дата)

Нормоконтроль
проф., док. хим. наук _____ Т. А. Родина
(подпись, дата)

Благовещенск 2023

Министерство науки и высшего образования Российской Федерации
Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
АМУРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ
(ФГБОУ ВО «АмГУ»)

Факультет Инженерно-физический
Кафедра Химии и химической технологии

УТВЕРЖДАЮ
Зав. кафедрой
_____ Ю.А. Гужель
«____» _____20__ г.

З А Д А Н И Е

К выпускной квалификационной работе студента Дудкиной Марины Павловны

1. Тема выпускной квалификационной работы: «Расчёт основного оборудования установки каталитического крекинга» утверждена Приказом от 20.04.2023 г № 951-уч

2. Срок сдачи студентом законченной работы 09.06.2023 г.

3. Исходные данные к выпускной квалификационной работе: Производительность установки по сырью – 1500 тыс. т/год; число рабочих дней установки – 345. Литературные данные.

4. Содержание выпускной квалификационной работы (перечень подлежащих разработке вопросов): Литературный обзор по процессу каталитического крекинга. Описание технологической схемы процесса каталитического крекинга. Расчет основного оборудования установки каталитического крекинга. Безопасность и экологичность производства.

5. Перечень материалов приложения: Технологическая схема установки каталитического крекинга.

6. Консультанты по выпускной квалификационной работе Козырь А. В., канд. техн. наук, доцент; раздел «Безопасность и экологичность производства»

7. Дата выдачи задания 25.04.2023 г.

Руководитель выпускной квалификационной работы: Охотникова Галина Генриховна, доцент, канд. техн. наук, доцент

Задание принял к исполнению 25.04.2023 г. _____

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит 80 с., 6 рисунков, 17 таблиц, 40 источников.

УСТАНОВКА КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА, ВЫСОКООКТАНОВЫЙ БЕНЗИН, ПРОДУКТЫ И СЫРЬЁ ПРОЦЕССА, ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ОСНОВЫ, КАТАЛИЗАТОРЫ, РЕАКТОР КАТАЛИТИЧЕСКОГО КРЕКИНГА

Целью работы является проведение технологического расчёта основного оборудования установки каталитического крекинга, а также ознакомление с организацией пожарной безопасности и охраной окружающей среды на установке.

В выпускной квалификационной работе рассмотрен процесс каталитического крекинга нефтяного сырья: физико-химические основы, катализаторы, сырьё и продукты процесса. Представлено целевое назначение процесса. Рассмотрены существующие типы установок каталитического крекинга. Произведён расчёт основного оборудования установки каталитического крекинга.

Кроме того, в выпускной квалификационной работе рассматривается влияние процесса на окружающую среду и меры пожарной безопасности на установке каталитического крекинга.

СОДЕРЖАНИЕ

Введение 6

1 Литературный обзор 8

1.1 Процесс каталитического крекинга 8

1.2 Физико-химические основы процесса каталитического крекинга 10

1.3 Катализаторы процесса 13

1.4 Установки каталитического крекинга 16

2 Технологическая часть 28

2.1 Сырьё каталитического крекинга 28

2.2 Продукты процесса и области их применения 30

2.3 Обоснование выбора установки 32

2.4 Описание технологической схемы процесса каталитического крекинга 34

2.5 Расчёт основного оборудования 38

2.5.1 Характеристика сырья 38

2.5.2 Исходные данные 38

2.5.3 Расчёт материального баланса установки 40

2.5.4 Расчёт процесса сжигания кокса при регенерации катализатора 42

2.5.5 Расчёт теплового баланса регенератора 50

2.5.6 Материальный баланс регенератора 53

2.5.7 Расчёт теплового баланса реактора 53

2.5.8 Расчёт гидравлических процессов 58

2.5.9 Расчёт размеров основных аппаратов 60

2.5.9.1 Расчёт размеров регенератора 60

2.5.9.2 Расчёт размеров реактора 62

2.6 Результаты расчётов основного оборудования 67

3 Безопасность и экологичность производства 69
3.1 Пожаровзрывоопасность установок каталитического крекинга 69
3.2 Охрана окружающей среды на установке каталитического крекинга 71
Заключение 75
Библиографический список 76

ВВЕДЕНИЕ

Переработка природной нефти является неотъемлемой частью современного мира. В настоящее время всё больше растёт потребность в моторных топливах, производимых из природного сырья. Нефтеперерабатывающие заводы (НПЗ) стремятся к углублению переработки нефтяного сырья, так как это повышает эффективность использования нефти, а также способствует получению больших количеств высококачественных нефтяных продуктов.

С целью углубления переработки нефти и получения автомобильных бензинов, а также дизельного топлива на НПЗ вводят установки каталитического крекинга, целевым назначением которых является получение высокооктанового компонента автобензина с октановым числом по исследовательскому методу 92 и выше. Большинство автомобильных бензинов производится именно на данных установках.

В последнее время процесс каталитического крекинга рассматривается как одно из основных направлений глубокой переработки нефти. Каталитический крекинг позволяет вовлекать в переработку различные нефтяные остатки НПЗ, в том числе вакуумный газойль и газовые конденсаты. При этом возрастает выход следующих фракций: жирного газа, бензина и легкого газойля. Такой вариант проведения процесса каталитического крекинга позволяет увеличивать глубину превращения нефтяного сырья, а также уменьшать экологические проблемы, связанные с утилизацией отходов.

Целью выпускной квалификационной работы является проведение технологического расчёта основного оборудования установки каталитического крекинга, а также ознакомление с организацией пожарной безопасности и охраной окружающей среды на установке.

Для реализации поставленной цели были определены и выполнены следующие задачи:

1. Рассмотреть существующие разновидности установок каталитического крекинга и провести выбор установки для расчёта;

2. Ознакомиться с сырьём и продуктами процесса;

3. Обосновать выбор установки каталитического крекинга;

4. Провести технологический расчёт основных аппаратов;

5. Проанализировать требования пожарной безопасности и охраны окружающей среды на установке.

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Процесс каталитического крекинга

В наши дни, не смотря на все попытки перехода к экологичным энергоресурсам, нефть остаётся одним из основных источников энергии в мире. Сектор нефтеперерабатывающей промышленности стремится к увеличению глубины переработки нефтяного сырья. Происходит это по многим причинам, как экономическим, так и экологическим.

С экономической точки зрения, углубление переработки нефти способствует увеличению экспорта, так как позволяет поставлять на рынок готовую продукцию более высокого качества, а не сырую нефть, что является более выгодным и прибыльным. Таким образом, продукты глубокой (вторичной) переработки являются более востребованными по сравнению с продуктами первичной переработки. В процессе глубокой переработки нефтяного сырья получают различные продукты, в частности: нефтяной кокс, газойли, моторные и авиационные топлива, сжиженный нефтяной газ (СНГ), керосин, этилен и другие. Часть из этих продуктов полностью обеспечивает внутренние потребности РФ в них, однако не все продукты производятся в достаточных количествах, к таким продуктам можно отнести дизельное топливо, авиационный керосин, СНГ, этилен, поэтому возникает необходимость в их импорте из других стран. Таким образом, производство продуктов вторичной переработки, имеющих высокую добавленную стоимость внутри страны, позволяет снижать зависимость от импорта. Кроме того, углубление нефтепереработки способствует созданию новых рабочих мест и повышению уровню технологического развития, что приводит к развитию национальной экономики [1].

С экологической точки зрения, получая больше ценных продуктов из од-

ного барреля нефти, нефтеперерабатывающие заводы снижают количество вредных выбросов в окружающую среду, так как вовлекают различные нефтяные отходы в процесс вторичной переработки в качестве сырья. Вторичная переработка нефтяного сырья способствует увеличению глубины переработки нефти с 74 % до 98 % [2].

Одним из процессов, способствующих углублению переработки нефтяного сырья является каталитический крекинг, относящийся к процессам вторичной переработки.

Каталитический крекинг на нефтеперерабатывающих заводах позволяет получать компоненты высококачественного топлива для двигателей внутреннего сгорания из низкокачественного, малоценного и дешёвого нефтяного сырья. Такие установки способствуют увеличению глубины переработки нефти и получению дополнительного количества высокооктанового бензина от 15 % до 20 % в расчёте на нефть. Основным преимуществом каталитического крекинга является возможность его безостаточной переработки в дистиллятные продукты при сравнительно невысоких эксплуатационных затратах.

Каталитический крекинг является термокаталитической переработкой нефтяных фракций и, обычно, осуществляется при температуре в реакторе от 510 °С до 540 °С при практически постоянном давлении от 0,5 до 2 атмосфер, и при температуре в регенераторе от 650 °С до 700 °С и давлении от 1 до 3 атмосфер [3].

Процесс каталитического крекинга используется уже почти 100 лет (с 1930-х годов), и в течении этого времени претерпел множество модернизаций, основными областями которых являются: совершенствование катализаторов и создание новых конструкций реакторов и регенераторов [4].

Целевым назначением процесса каталитического крекинга является получение высокооктановых компонентов моторных топлив (автомобильных бензинов) и жирного газа (в частности, пропилена) из вторичного нефтяного сырья.

Бензин с установок каталитического крекинга обладает хорошими антиде-

тонационными характеристиками. Его октановое число с температурой конца кипения, равной 195 °С, по моторному методу составляет около 80 – 85.

Таким образом, каталитический крекинг позволяет перерабатывать остаточные нефтяные фракции, в основном, в бензин и олефины, которые можно использовать в дальнейших химических процессах. Так, получаемые в процессе каталитического крекинга пропан-пропиленовая и этан-этиленовая фракции используются в качестве сырья процессов органического синтеза. Бутан-бутиленовая фракция может быть использована как сырьё процесса алкилирования с целью получения алкилата (высококачественного компонента бензина). Образующиеся в процессе каталитического крекинга тяжёлый и лёгкий газойли подвергаются облагораживанию и далее применяются в качестве компонентов дизельных топлив или как сырьё установок термокрекинга [5-7].

1.2 Физико-химические основы процесса каталитического крекинга

Процесс каталитического крекинга относится к вторичным процессам переработки нефти и заключается в деструктивном превращении разнообразных нефтяных фракций в моторные топлива и сырьё для нефтехимиии.

Сырьё каталитического крекинга состоит из смеси различных углеводородных соединений и, в связи с этим, в ходе процесса одновременно протекают различные виды реакций: непосредственно крекинга, изомеризации, перераспределения водорода, полимеризации и коксования [8].

Химические реакции каталитического крекинга можно разделить на две основные группы:

1. Первичный крекинг;

2. Вторичное перераспределение и повторный крекинг крекированных продуктов.

К первичным реакциям можно отнести:

1. Разрыв связей С – С, то есть перераспределение водорода (гидрирование и дегидрирование);

2. Деалкилирование;

3. Дегидроциклизация;

4. Полимеризация;

5. Конденсация.

Ко вторичным реакциям относятся:

1. Изомеризация;

2. Полимеризация;

3. Циклизация и другие реакции с олефинами, которые образуются в результате крекинга сырья;

4. Алкилирование ароматических углеводородов, приводящее к образованию тяжелых продуктов, которые способны вступать в реакции дальше и образовывать кокс [9].

Механизм каталитического крекинга – карбоний-ионный, включающий в себя три этапа: инициирование, развитие цепи и обрыв цепи [10].

Химические реакции крекинга углеводородов не имеют одного конкретного представления, в связи с варьирующимися условиями процесса, однако, их можно изобразить в общем виде схемой, изображенной на рисунке 1 [11], где П – парафиновые углеводороды; О – олефины; Н – нафтеновые углеводороды; А – ароматические углеводороды; ПО – полимеризованные олефины; ЦО – циклические олефины; Д – диены; КА – конденсированные ароматические углеводороды.

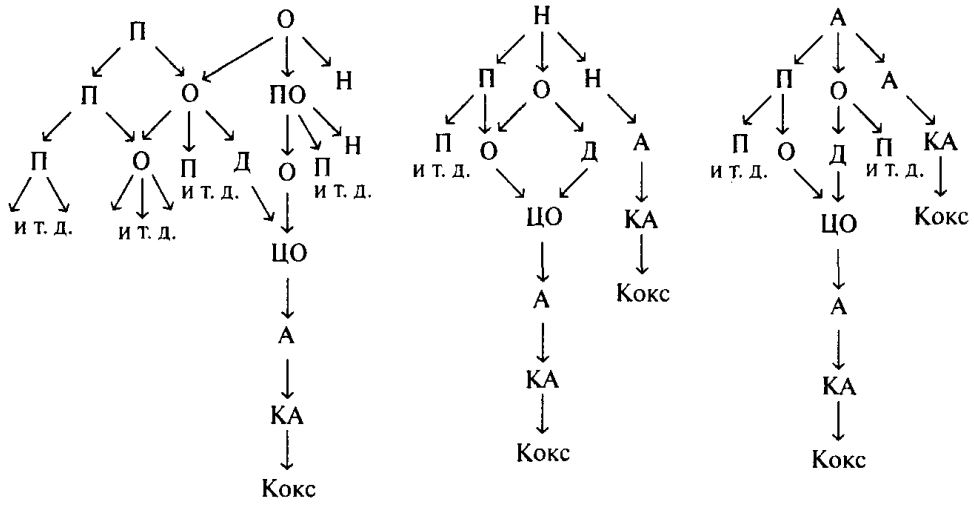


Рисунок 1 – Общая схема реакций крекинга углеводородов

В зависимости от условий проведения крекинга: температурного режима процесса, состава и свойств сырья, применяемого катализатора, времени его контакта с сырьём, и т.д. скорость протекания определенных реакций изменяется, что оказывает влияние на степень превращения сырья и непосредственно на выход и качество продукции [12].

При каталитическом крекинге парафиновых углеводородов (алканов) образуются углеводороды с более низкой молекулярной массой, повышается содержание ароматических углеводородов и кокса.

Крекинг нафтеновых углеводородов (циклоалканов) с длинными алкильными цепями сопровождается образованием непредельных углеводородов (алкенов), имеющих короткие боковые цепи. А дальнейший крекинг непредельных углеводородов приводит к образованию алкенов меньшей молекулярной массы.

Деалкилирование сопровождается отрывом боковой цепи с образованием парафинов, олефинов и алкилароматических соединений меньшей молекулярной массы.

Конденсация ароматических углеводородов друг с другом или с непредельными соединениями способствует образованию полициклических углеводородов, что приводит к отложению кокса на поверхности катализатора [8].

При проведении процесса каталитического крекинга должны подбираться оптимальные термодинамические условия (температура и давление), способствующие обеспечению требуемого качества продуктов и, одновременно с этим, снижающие количество нежелательных реакций, например, таких как: полимеризация олефинов или конденсация и алкилирование ароматических углеводородов.

Скорость процесса регулируется:

1. Подачей сырья к поверхности катализатора при высокой температуре процесса;

2. Изменением температуры при умеренной температуре процесса.

В идеале тепловой эффект процесса определяется по совокупности эндотермических реакций – уплотнения и экзотермических – разложения. При этом реак-

ции при температуре выше 227 °С имеют положительное значение энергии Гиббса (G). Реакции крекинга относятся к реакциям уплотнения, следовательно, эндотермичны, поэтому при повышении температуры их скорости возрастают. На практике же, согласно закону Гесса, тепловой эффект определяют по разности теплот сгорания продуктов и сырья крекинга.

Процесс каталитического крекинга осуществляется в несколько стадий. На первой стадии сырьё направляется к внешней поверхности катализатора, то есть происходит внешняя диффузия. На второй – сырьё проникает внутрь катализатора, то есть в его поры, вызывая внутреннюю диффузию. На третьей стадии сырьё хемосорбируется на активных центрах катализатора и вступает в химические реакции. Далее непрореагировавшее сырьё и продукты крекинга подвергаются отпариванию, тем самым десорбируясь с поверхности катализатора, после чего диффундируют из его пор и удаляются из зоны реакции [5].

1.3 Катализаторы процесса

Процесс каталитического крекинга по мере своего существования претерпевал неоднократные изменения, направленные на увеличение мощности установок, увеличения выхода светлых фракций, удешевления процесса и вовлечения в глубокую переработку более тяжёлого нефтяного сырья. Такие модернизации не могли обойтись без изменения катализаторов процесса. В настоящее время произошёл переход от таблетированных катализаторов на основе природных глин к микросферическим цеолитсодержащим, что поспособствовало существенному увеличению выхода светлых фракций. Использование катализаторов последнего поколения позволило снизить размеры технологического оборудования установок каталитического крекинга и оптимизировать время контакта катализатора с сырьём [13, 14].

В промышленном каталитическом крекинге известны три типа катализаторов:

1. Природные активированные алюмосиликаты. Такие катализаторы производят из глины, обрабатываемой серной кислотой. Они менее устойчивы при

высоких температурах и содержат большое количество железа в составе, поэтому в настоящее время не применяются;

1. Синтетические аморфные алюмосиликаты. Выпускаются из алюмогеля и силикагеля, замещая атомом алюминия атом кремния в силикагеле во время протекания реакции;

2. Кристаллические алюмосиликаты – синтетические цеолиты, изготавливаемые кристаллизацией натриевых алюмокремнегелей. Такие катализаторы активнее аморфных, в следствие чего, увеличивается выход бензина.

К катализаторам крекинга предъявляются жёсткие требования. Так, основное требование заключается в следующем: катализаторы должны быть устойчивы к закокосовыванию, то есть быть селективными к коксообразованию. Кроме того, катализаторы должны иметь повышенную термическую и термопаровую стабильность, низкий остаточный уровень кокса на катализаторе при его регенерации, быть устойчивы к отравлению азотистыми соединениями и металлами. Катализаторы также должны обладать высокой активностью и селективностью в отношении выхода бензина и суммы светлых нефтепродуктов, получаемые бензины должны иметь высокое октановое число.

Основной проблемой использования катализаторов является потеря их активности со временем. Основной причиной потери их активности является уменьшение числа активных центров. Дезактивация катализатора может быть вызвана: отравлением катализаторов коксом, образующемся при переработке сырья или металлами, находящимися непосредственно в сырье, в результате чего происходит сужение и закупорка пор катализатора. Время работы катализатора до его дезактивации определяет его срок службы.

Решением этой проблемы является регенерация катализатора посредством выжига кокса и предварительная деметаллизация сырья.

Для процесса крекинга тяжелого нефтяного сырья большую роль играет совершенствование цеолитов. С каждым днём разрабатываются всё новые ультрастабильные, сверхвысококремнеземные цеолиты. Эти цеолиты позволяют снижать

количество полициклических ароматических углеводородов, в дальнейшем превращающихся в кокс [5, 13].

В 2004 году в городе Омске специалистами Института проблем переработки углеводородов СО РАН и ОАО «Сибнефть-ОНПЗ» была внедрена новая технология производства катализаторов на основе ультрастабильного цеолита. Катализаторы получили название ЛЮКС. Такие катализаторы имеют высокую каталитическую активность и способствуют увеличению отбора бензиновой фракции вплоть до 56 %. Катализаторы ЛЮКС имеют, по сравнению с отечественными катализаторами, носящими название КМЦ, применявшимися прежде на Омском НПЗ, повышенную активность, термостабильность, улучшенные механические свойства и способность увеличивать октановое число получаемого бензина. Технология данных катализаторов предусматривает применение полусинтетической матрицы с использованием природной бентонитовой глины.

В 2010 году ими же была освоена технология бицеолитных катализаторов с использованием в качестве второго активного компонента высококремнеземного цеолита марки ZSM-5, существенно повышающего октановое число бензина крекинга. Бицеолитные катализаторы позволили снизить количество серы в получаемых продуктах, что является его неоспоримым достоинством, так как современные экологические стандарты требуют снижения содержания серы в моторных топливах. За основу данного катализатора каталитического крекинга взят катализатор ЛЮКС с дополнительным активным компонентом – цеолитом типа ZSM-5 в различном соотношении с ультрастабильным цеолитом марки НРЗЭУ. Цеолит ZSM-5 обладает пористой структурой, представляющей собой десятичленное кольцо. Однако, при всех заявленных достоинствах, повышение октанового числа бензина крекинга с помощью такого катализатора осуществляется за счёт частичного крекинга нормальных парафинов и увеличения отбора пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций при уменьшении отбора бензиновой фракции, что даёт больший выход газа крекинга, но снижает выход целевого продукта – бензина.

Тем самым возникала необходимость усовершенствования бицеолитных катализаторов. Поэтому в 2016 году компания «Газпром нефть» выпустила катализаторы под маркой Авангард. Авангард позволил увеличить производство компонентов высокооктановых бензинов стандарта «Евро-5». В частности, после введения нового катализатора на установку каталитического крекинга Московского НПЗ выход бензина увеличился на 4 %. Одновременно с этим, удалось снизить себестоимость производства нового катализатора в сравнении с предыдущим.

Но и на этом усовершенствование цеолитных катализаторов крекинга не остановилось. Так, в 2018 году компания «Газпром нефть» внедрила в эксплуатацию на установке каталитического крекинга Омского НПЗ катализаторы, разработанные учеными Института катализа совместно со специалистами компании и получившие название Селектум. В отличие от катализаторов предыдущих поколений и западных аналогов, новый катализатор обладает активной ультраматрицей. В пористую основу катализаторной микрочастицы встроены активные компоненты, способствующие увеличению эффективности превращения молекул углеводородного сырья в целевые продукты. Кроме высокой активности, данный катализатор обладает большей устойчивостью к повышенным температурам [15-17].

В настоящее время среди многообразия катализаторов процесса каталитического крекинга наиболее востребованы цеолитсодержащие катализаторы, включающие в себя: матрицу (носитель), состоящую из аморфного алюмосиликата, активный компонент, в качестве которого применяют цеолиты типа X, Y и ZSM-5 и ряд вспомогательных добавок, повышающих активность, а также содержащие в составе редкоземельные металлы, повышающими стабильность. Такие катализаторы имеют высокую насыпную плотность (от 800 до 1000 кг/м^3), прочность на истирание (от 2 % до 8 %), а также однородный гранулометрический состав, кроме того, такие катализаторы подходят для крекинга вакуумного газойля [13, 17].

1.4 Установки каталитического крекинга

Как уже было сказано ранее, нефтеперерабатывающие заводы стремятся к

внедрению процессов глубокой переработки нефти. Одним из таких процессов вторичной переработки является каталитический крекинг, обеспечивающий четверть производства высокооктанового бензина в мире.

В настоящее время, около 400 установок каталитического крекинга уже эксплуатируются в мире, их суммарная мощность составляет более 770 млн т/год. Установки каталитического крекинга используются во многих странах, таких как: США, Китай, Япония, Германия, Франция, Индия, Бразилия и многих других. В таблице 1 представлены количество и суммарные мощности установок каталитического крекинга по каждой из этих стран по последним известным данным – на 2019 год [18, 19].

Таблица 1 – Мировые мощности установок каталитического крекинга

Страна	Количество установок каталитического крекинга	Суммарная мощность установок, млн т/год
Китай	92	400
Индия	23	250
США	135	110
Япония	6	4
Бразилия	17	2
Германия	12	2
Франция	9	1,5

Зарубежные НПЗ используют установки каталитического крекинга с целью переработки тяжёлых нефтяных остатков, в частности мазута, вакуумного газойля с атмосферно-вакуумных установок и получения из них большого количества газообразных углеводородов, таких как: этилен и пропилен, а также высокооктановый бензин.

Наиболее распространёнными типами установок в мире являются:

1. RCC (Residual Catalytic Cracking) – каталитический крекинг остаточного сырья с двухступенчатой регенерацией в одном регенераторе.

Процесс заключается в следующем: крекинг осуществляется в реакторе при температурах от 510 °С до 520 °С, после чего отработавший катализатор поступает в двухступенчатый регенератор на 1 ступень регенерации, работающую при температурах от 670 °С до 690 °С. Для первой ступени характерно сгорание

большей части кокса. Далее уже частично закоксованный катализатор поступает на 2 ступень регенерации, где при тех же температурах осуществляется дожиг кокса. Образовавшиеся в результате горения дымовые газы выводятся через первую степень регенератора [3, 17].

2. R2R (Reactor and 2 Regenerators) – каталитический крекинг остаточного сырья с двумя отельными регенераторами.

Процесс каталитического крекинга осуществляется в реакторе при обычных температурах крекинга (от 510 °С до 540 °С). После чего отработавший катализатор направляется в регенератор первой ступени, где при температуре 700 °С осуществляется выжиг 80 % кокса. Окончательный – полный выжиг кокса происходит далее в регенераторе второй ступени при температуре 900 °С [3, 17].

3. PetroFCC (Petron Corporationplant Fluid Catalytic Cracking) – каталитический крекинг с максимальным выходом пропилена.

Особенность проведения процесса заключается в следующем: процесс каталитического крекинга осуществляется в двух реакторах. В первом реакторе при температурах от 530 °С до 538 °С происходит крекинг остаточного нефтяного сырья на цеолитсодержащем катализаторе, в результате чего получается максимальный выход бензина. Во втором реакторе при тех же температурах и катализаторе осуществляется крекинг ранее получившегося бензина, в результате чего образуется максимальный выход олефинов. Регенерация катализатора осуществляется в типичном аппарате – регенераторе путём выжига кокса [3, 17].

4. MSCC (Millisecond Catalytic Cracking) – каталитический крекинг с ультракоротким временем контакт (миллисекунда).

Процесс каталитического крекинга осуществляется в реакторе при температурах от 520 °С до 560 °С в результате ультракороткого времени контакта сырья с катализатором (одна или несколько миллисекунд). Сырьё в реактор на таких установках подаётся перпендикулярно нисходящему потоку катализатора для обеспечения такого короткого времени контакта. Продукты реакции и катализатор переносятся в зоне реакции в горизонтальном направлении. Регенерация ка-

тализатора осуществляется путём его отпарки водяным паром в специальном аппарате – регенераторе [20, 21, 22].

В Российской Федерации, на сегодняшний день, промышленный процесс каталитического крекинга реализован на 14 предприятиях, общей мощностью 24 млн т/год. История каталитического крекинга в России начинается с 1952 года и, как видно из таблицы 2, большинство установок, в настоящее время, продолжат свою работу после модернизации, кроме того, происходит строительство новых установок, что говорит о востребованности процесса.

Таблица 2 – Установки каталитического крекинга на НПЗ РФ

Компания	Предприятие	Установка / лицензиар	Мощность, тыс. т/год	Год ввода в эксплуатацию / реконструкция
1	2	3	4	5
ПАО НК «Роснефть»	АО «Куйбышевский НПЗ» (г. Самара)	Г-43-102	892	1952
		UOP	1150	2016
	АО «Новокуйбышевский НПЗ» (г. Новокуйбышевск)	Г-43-102	710	1955
	АО «Сызранский НПЗ» (г. Самара)	Г-43-102	644	1960 – 1963
		UOP	1150	2017
	АО «РНПК» (г. Рязань)	1А/1М ABB (реконструирована Lummus Global)	2500	1966 / 2001
	АО «АНХК» (г. Ангарск)	ГК–3 (реконструирована автотехпроект)	1200	1969 / 2003 – 2005
		1А/1М (реконструирована Автотехпроект	917	1967 / 2003
ПАО «ЛУКОИЛ	ООО «ЛУКОИЛ» – Пермьнефтеоргсинтез» (г. Пермь)	Г-43-102	500	1959 / 1998
		КТ-1/1	2400	1994
	ООО «ЛУКОЙЛ – Нижегороднефтеоргсинтез» (г.Кство)	UOP	4000	2010 – 2015
ПАО «Газпромнефть»	АО «Газпромнефть–ОНПЗ» (г. Омск)	Г-43-103	1550	1971
		КТ-1/1	2400	1994

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4	5
	АО «Газпромнефть–МНПЗ» (г. Москва)	Г-43-107М/1	2000	1983
ПАО «Газпром»	ПАО «Газпром нефтехим Салават» (г. Салават)	Г-43-102	640	1955
		Shell	1000	2017
ПАО АНК «Башнефть»	«Башнефть–Уфанефтехим» (г. Уфа)	1А/1М (реконструирована Автотехпроект	1800	1963 / 2002
	«Башнефть–УНПЗ» (г. Уфа)	Г-43-107М/1	2200	1995
ПАО НГК «Славнефть»	ОАО «Славнефть–ЯНОС» (г. Ярославль)	1А/1М (реконструирована Stone & Webster)	1500	1967 / 2000
ПАО «ТАИФ»	ПАО «ТАИФ–НК» (г. Нижнекамск)	Технология ИНХС РАН / ВНИИНП / ВНИПИНефть	930	2006

На данный момент на территории Российской Федерации функционируют следующие типы установок каталитического крекинга:

1. *Установки с движущимся шариковым катализатором*

Контактные аппараты с движущимся слоем катализатора применяют тогда, когда требуется непрерывная циркуляция катализатора между реактором и регенератором.

Типовая установка носит название Г-43-102 и имеет низкую производительность – 250 тыс. т/год. Принципиальная схема реакторно-регенераторного блока такой установки представлена на рисунке 2.

Предварительно нагретое в печи сырьё до температуры от 470 °С до 490 °С поступает в реактор. Одновременно с этим через трубопровод и бункер в реактор также поступает восстановленный катализатор. Катализатор представляет собой шарики, диаметром от 3 до 5 мм, движущиеся сверху вниз по реактору, навстречу поднимающимся парам сырья. В результате их контакта происходит крекинг. После проведения процесса закоксованный катализатор ссыпается в бункер отрабо-

танного катализатора, откуда поднимается по стояку в следующий бункер-сепаратор. Далее из бункера катализатор поступает в отдельный аппарат – регенератор, в котором при температуре от 680 °С до 700 °С осуществляется выжиг кокса кислородом воздуха. Выделившееся в результате этого тепло используют для регенерации пара. Внизу регенератора установлены охлаждающие змеевики, позволяющие снижать температуру до 600 °С. Продукты процесса, находясь в газообразном состоянии, выходят через верх реактора и направляются на их дальнейшее разделение.

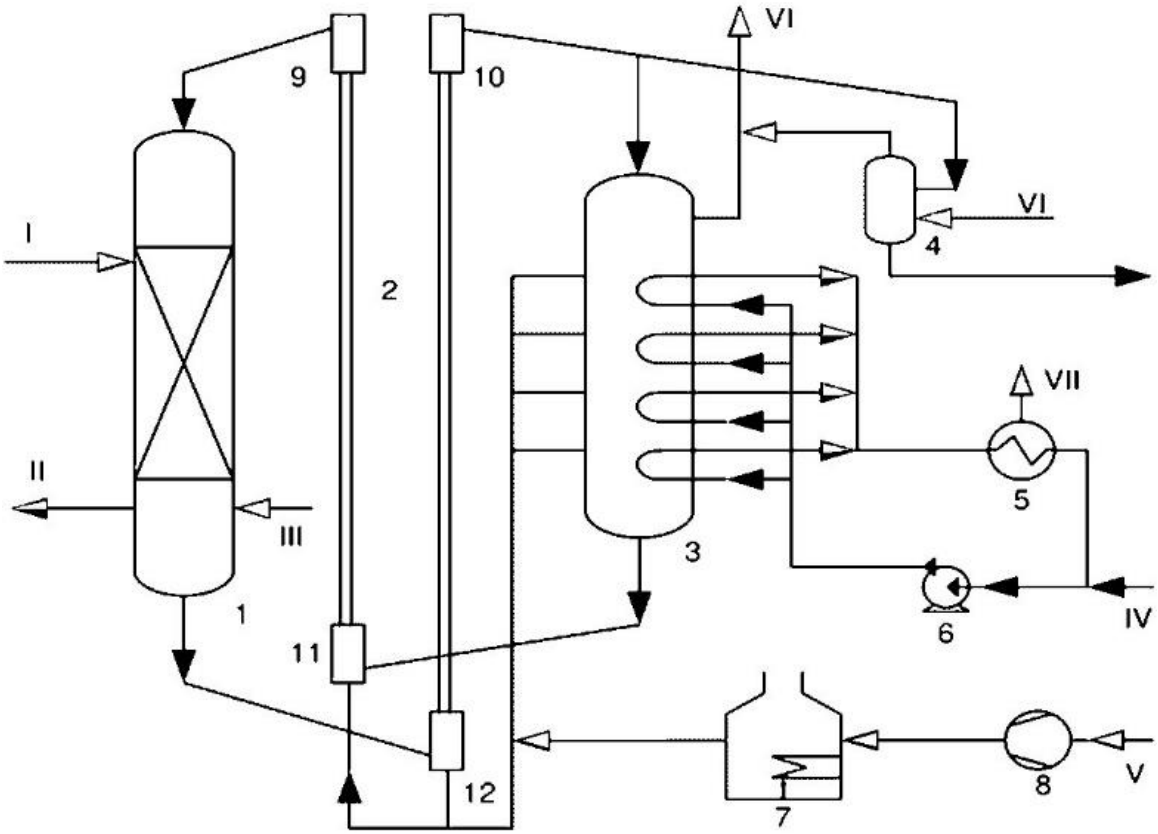


Рисунок 2 – Принципиальная схема реакторно-регенераторного блока установок с движущимся шариковым катализатором:

1 – реактор; 2 – напорные стояки катализатора; 3 – регенератор; 4 – сепаратор; 5 – паросборник; 6 – насос; 7 – печь; 8 – воздуходувка; 9, 10 – бункеры-сепараторы; 11, 12 – дозаторы пневмотранспорта;

I – сырьё; II – продукты крекинга; III – водяной пар; IV – вода; V – воздух; VI – дымовые газы; VII – водяной пар.

Недостаток данных установок заключается в относительно малой мощности – не выше 1000 т в сутки. Кроме того, длительное нахождение катализатора в зоне реакции, составляющее от 15 до 20 минут, приводит к недостаточно эффективному его использованию [3, 17].

2. *Установки с псевдоожиженным слоем катализатора (FCC – Fluid Catalytic Cracking)*

Данные установки содержат реактор с кипящим слоем катализатора. Предварительно нагретое до 400 °С сырьё смешивается с горячим восстановленным катализатором, который ссыпается из регенератора, эта смесь направляется в реактор. Катализатор представляет собой микросферы, витающие в потоке паров сырья. Кипящий слой образуется при пропускании газов через слой катализатора. По мере закоксовывания катализатора увеличивается масса его частиц, в результате чего они под действием силы тяжести осыпаются в нижнюю часть реактора, так называемую «мёртвую зону». После чего, закоксованный катализатор по пневмотранспорту направляется на регенерацию, а газообразные продукты идут на разделение. Регенерация осуществляется также в кипящем слое, с помощью выжига кокса предварительно нагретым воздухом, температура в регенераторе колеблется от 580 °С до 650 °С. В обоих аппаратах в верхней части установлены циклоны, улавливающие частицы катализатора и возвращающие его обратно в кипящий слой.

Данный тип установок производительностью от 1,2 до 1,5 млн т/год имеет лёгкость транспортировки катализатора, простоту регулирования степени превращения сырья в несложную конструкцию основных аппаратов. За счёт интенсивного перемешивания сырья с катализатором в реакторе и катализатора в регенераторе исключается вероятность возникновения местных перегревов.

Основным недостатком установки является то, что в результате интенсивного перемешивания сырьё в реакторе смешивается с продуктами, а регенерированный катализатор – с закоксованным в регенераторе, что затрудняет выход продуктов и исключает возможность полной регенерации катализатора [3, 17].

Типовые установки носят названия 1-А/1М и Г-43-103. Реакторный блок установки Г-43-103 представлен на рисунке 3.

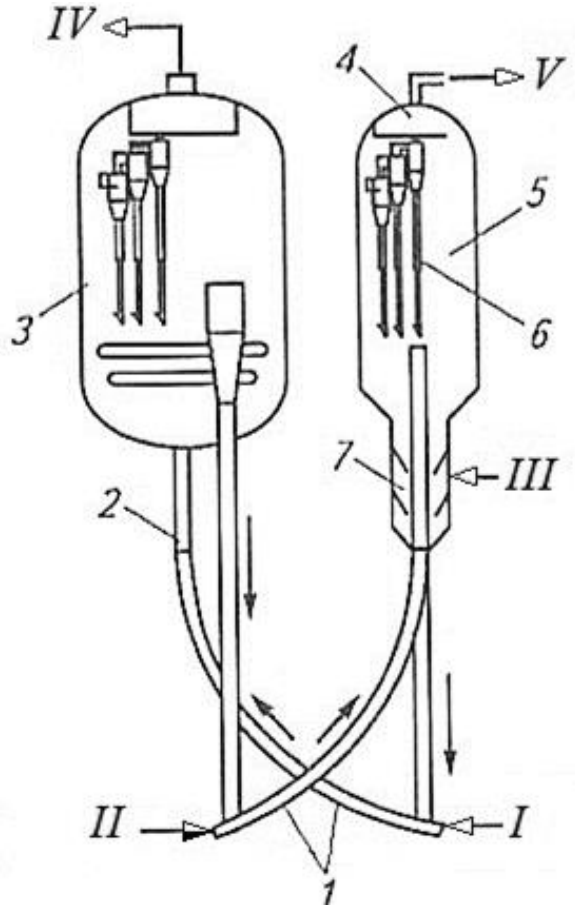


Рисунок 3 – Принципиальная схема реакторно-регенераторного блока установок с псевдоожиженным слоем катализатора:

1 – пневмотранспорт; 2 – цилиндрическая камера; 3 – регенератор; 4 – сепарационная камера; 5 – реактор с концевым кипящим слоем; 6 – циклон; 7 – десорбер

I – воздух; II – сырьё; III – водяной пар; IV – дымовые газы; V – продукты крекинга

3. *Установки с лифт-реактором*

Типовой установкой каталитического крекинга с лифт-реактором является установка Г-43-107. Принципиальная схема реакторно-регенераторного блока данной установки представлена на рисунке 4.

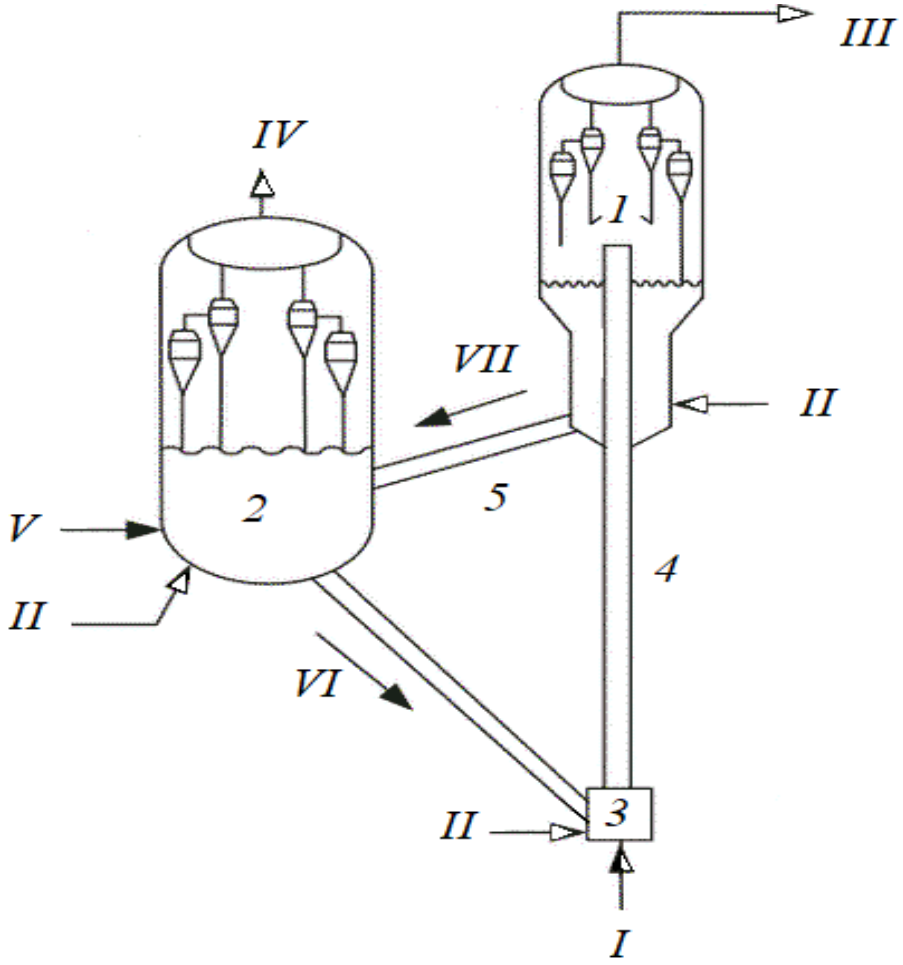


Рисунок 4 – Принципиальная схема реакторно-регенераторного блока установок с лифт-реактором:

1 – реактор; 2 – регенератор; 3 – узел смешения; 4 – лифт реактора; 5 – отпарная зона реактора;

I – сырьё; II – воздух; III – продукты; IV –дымовые газы; V – свежий катализатор на догрузку системы; VI – регенерированный катализатор; VII – закоксованный катализатор

Предварительно нагретое до температуры от 310 °С до 350 °С сырьё поступает в специальный узел реактора, где смешивается с катализатором, поступающим из регенератора. Далее полученная смесь поднимается вверх по лифту реактора за счёт перепада давления в узкой и расширяющейся части. В нижнюю часть реактора подается водяной пар для разгона катализатора, пар также подается в расширяющуюся часть реактора для тонкого распыла сырья. Газообразные про-

дукты крекинга выводятся с верхней части реактора и направляются на разделение. Отработанный катализатор выводится через отпарную зону, в этой зоне происходит удаление тяжелых адсорбированных углеводородов с катализатора с помощью пара. После чего закоксованный катализатор поступает в регенератор, где при температуре от 650 °С до 700 °С, происходит его восстановление за счёт выжига кокса воздухом в кипящем слое. Регенерированный катализатор возвращается в процесс [3, 17].

Такие установки имеют достаточно высокую производительность 2 млн т/год и короткое время его пребывания в зоне реакции (от 3 до 5 секунд), а также лёгкость в регулировании технологического режима.

Недостатком процесса является неравномерность времени пребывания сырья в зоне реакции, что приводит к чрезмерному крекированию части сырья, или наоборот – к его лёгкому крекингу.

4. *Миллисеконд (MSCC – Millisecond Catalytic Cracker)*

Данные установки были разработаны компанией UOP в 1991 году, их появление связано с утяжелением сырья каталитического крекинга. Процесс Миллисеконд позволяет увеличить выход жидких углеводородов, в частности – бензина, что решает проблему нехватки автомобильного бензина, связанную с постоянно растущим на него спросом.

В России данные установки ещё не функционируют, но нефтеперерабатывающие заводы рассматривают их ввод в ближайшем будущем. Ввод в эксплуатацию подобных установок затруднён в связи со сложностью аппаратурного оформления и новизны процесса для завода и отрасли в целом.

Принципиальная схема реакторно-регенераторного блока установок Миллисеконд представлена на рисунке 4.

Сырьём процесса Миллисеконд является вакуумный газойль. Данная установка не содержит лифт-реактор. Катализатор движется сверху вниз нисходящим потоком, а сырьё в парообразном состоянии впрыскивается в катализатор перпендикулярно направлению его движения. Небольшой объем реакционной зоны поз-

воляет минимизировать время контакта сырья с катализатором вплоть до нескольких миллисекунд, благодаря чему получается добиться выхода бензиновой фракции от 60 % до 65 %, а также снизить закоксовывание катализатора.

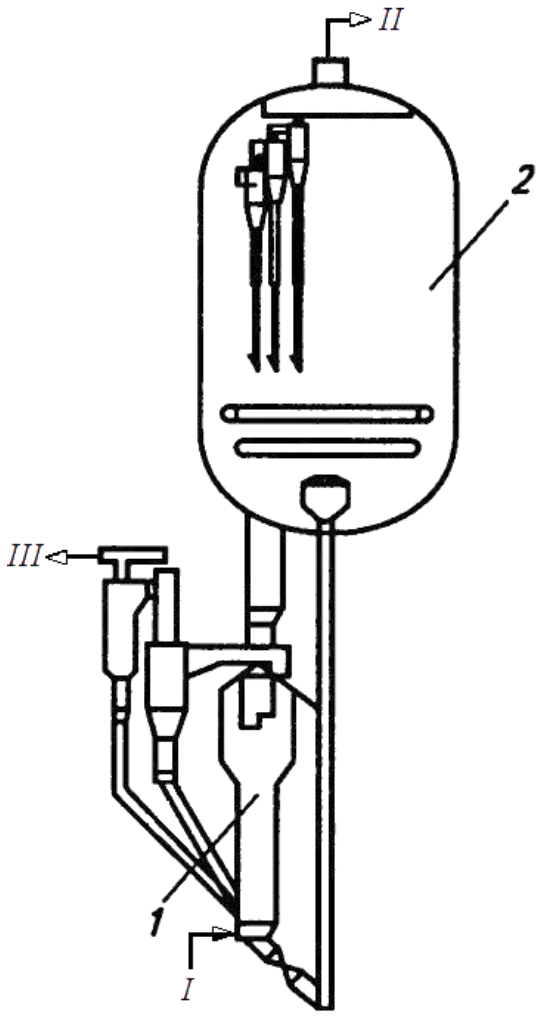


Рисунок 5 – Принципиальная схема реакторно-регенераторного блока установок Миллисеконд:

1 – реактор; 2 – регенератор; I – сырьё; II – дымовые газы; III – продукты

Не смотря на наличие разнообразных типов установок, схема процесса для них практически не отличается. Единственное и основное отличие заключается в приведённых выше реакторно-регенераторных блоках.

Из представленных установок, наиболее оптимальными в использовании в настоящее время являются установки с лифт-реакторами. Выход бензина с высоким октановым числом – 91 или 92 – на такой установке составляет от 50 %

до 55 %, в то время как бензин с установок каталитического крекинга в псевдоожиженном слое имеет значения октанового числа чуть ниже – 90 или 91, и его выход составляет 37 %. Кроме того, такие установки имеют высокую проектную мощность и возможность их модернизации [3, 6, 23].

2 ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ ЧАСТЬ

2.1 Сырьё каталитического крекинга

Традиционным сырьём для процесса каталитического крекинга является вакуумный газойль широкого фракционного состава. Пределы выкипания вакуумного газойля варьируются от 350 °С до 500 °С. Вакуумный газойль является отходящим продуктом вакуумных колонн при переработке нефти на установках ЭЛОУ-АВТ.

В случае отсутствия данного сырья, в процессе каталитического крекинга могут использоваться мазуты, остаточные газойлевые фракции термодеструктивных процессов (висбрекинга, пиролиза, термокрекинга), гидрокрекинга, рафинаты процессов деасфальтизации мазутов и гудронов, полупродукты масляного производства и другие. В целом, сырьё для процесса каталитического крекинга можно разделить на три группы: прямогонное, остаточное и смешанное. К первой группе непосредственно относятся вакуумный газойль и мазут. Ко второй – остаточные газойлевые фракции, рафинаты и другие. К третьей группе относят смеси мазутов или гудронов с дистиллятным сырьём [24-26].

Существуют определённые показатели качества сырья, обеспечивающие эффективность процесса каталитического крекинга. По увеличению степени влияния на процесс можно выделить три группы показателей качества сырья:

1. Показатели, от которых будут зависеть выход и качество продуктов каталитического крекинга. К ним относятся: фракционный и групповой химический состав, содержание гетероорганических соединений;

2. Показатели, отвечающие за возможность обратимой дезактивации катализатора. Такие как: коксуемость, плотность, содержание серы и смол;

3. Показатели, отвечающие за необратимую дезактивацию катализатора. К

ним можно отнести механические примеси (в первую очередь металлы, такие как никель и ванадий), воду, и другие загрязнения.

Таким образом, для эффективного проведения процесса каталитического крекинга сырьё должно обладать следующими характеристиками:

1. По фракционному составу сырьё не должно содержать бензиновых и лигроиновых фракций, так как они не претерпевают значительных изменений в ходе процесса и снижают октановое число получаемого бензина. Кроме того, количество фракций с температурами кипения до 350 °С может находиться только в пределах до 10 %, так как их избыточное содержание снижает октановое число получаемого бензина и тем самым нерационально загружает реактор. Также ограничивается конечная температура кипения фракций, она должна быть не выше 500 °С (620 °С), так как во фракциях, имеющих большие температуры кипения происходит концентрация коксогенных соединений, а также соединений, необратимо дезактивирующих катализатор.

2. По групповому химическому составу наилучшим сырьём, с точки зрения выхода целевых продуктов, является сырьё, содержащее большое количество парафинов (от 15 % до 35 %) и нафтенов (от 20 % до 40 %). Кроме того, сырьё должно иметь низкое содержание ароматических и смолистых соединений, так как они способствуют увеличению коксообразования и снижают выход бензина.

3. По содержанию веществ, обратимо дезактивирующих катализатор наилучшим будет являться сырьё, имеющее низкое содержание полициклических ароматических углеводородов, смол, асфальтенов, серы и азотистых соединений, так как данные вещества вызывают повышенное коксообразование на катализаторе, в результате чего блокируются его активные центры и тем самым возникает сложность их регенерации, а также снижается выход целевых продуктов.

4. По содержанию веществ, необратимо дезактивирующих катализатор наилучшим будет являться сырьё, с минимальным содержанием металлоорганических соединений, сорбирующихся на поверхности и в порах катализатора и, тем самым блокирующих его активные центры. По мере увеличения содержания нике-

ля и ванадия взрастает содержание водорода и сухих газов в продуктах крекинга, что способствует снижению выхода бензина.

Для того, чтобы сырьё имело все выше перечисленные характеристики, его необходимо предварительно облагораживать. Наиболее распространённым способом облагораживания сырья каталитического крекинга является каталитическая гидроочистка вакуумных газойлей или более тяжелого сырья. Каталитическая гидроочистка представляет собой процесс обработки нефтяного сырья водородом (гидрогенирование) в присутствии катализатора. Молекулы сырья и водорода взаимодействуют друг с другом, в результате чего изменяется их химический состав. Таким образом, сырьё, прошедшее каталитическую гидроочистку имеет сниженное содержание ароматических соединений, серы, азота, металлов и других примесей. Тем самым, каталитическая гидроочистка способствует снижению коксообразования и расхода катализатора крекинга, а также выбросоввредных газов в атмосферу [27].

2.2 Продукты процесса и области их применения

К целевым продуктам, получаемым в процессе каталитического крекинга относятся:

1. Высокооктановый бензин (с выходом до 50 % по массе на сырьё);
2. Жирный углеводородный газ (с выходом до 30 % по массе на сырьё);
3. Лёгкий и тяжёлый газойли каталитического крекинга (с выходом до 20 % по массе на сырьё).

Кроме перечисленных целевых продуктов, в процессе крекинга образуется и побочный продукт – кокс (в количестве до 6 % по массе на сырьё). Кокс образуется на катализаторе и, несмотря на то, что фигурирует в материальном балансе процесса, не выводится из установки, так как полностью выжигается в регенераторе [28].

Бензин каталитического крекинга представляет собой фракцию с температурой кипения до 200 °С и октановым числом от 80 до 92 по исследовательскому методу (в зависимости от типа установки). В его состав входят ароматические сое-

динения в количестве до 40 % по массе и непредельные углеводороды в количестве до 15 % по массе, а также другие группы углеводородов (насыщенные, циклические углеводороды и др.) в зависимости от свойств исходного сырья и условий процесса крекинга. Бензин каталитического крекинга подвергают стабилизации с целью удаления растворенных в нём легких углеводородов, имеющих высокое давление насыщенных паров, после чего применяют в качестве базового компонента авиационных бензинов и высокооктановых автомобильных бензинов различных марок.

Жирный углеводородный газ каталитического крекинга содержит в своём составе до 80 % по массе пропан-пропиленовой, бутан-бутиленовой фракций, а также до 65 % по массе углеводородов изостроения. Такой состав газа делает его ценным сырьём для производства метил-трет-бутилового эфира, высокооктанового алкилбензина и других продуктов нефтехимии. Кроме того, газ каталитического крекинга может подвергаться дальнейшей переработке на абсорбционно-газофракционирующей установке с целью удаления из него растворённых лёгких газов. Сухой газ после выделения пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций используется как печное энергетическое топливо.

Лёгкий газойль каталитического крекинга представляет собой фракцию с температурой кипения до 350 °С и содержит в своём составе до 40 % по массе ароматических углеводородов. Среднее значение цетанового числа лёгкого каталитического газойля колеблется от 30 до 40, его значение зависит от состава исходного сырья (содержания ароматических углеводородов) и параметров (температуры) процесса крекинга. Так, с увеличением температуры процесса выход легкого газойля и его цетановое число уменьшаются, а содержание ароматических углеводородов – увеличивается. Лёгкий каталитический газойль с высоким цетановым числом используется в качестве компонента дизельного топлива, а с низким цетановым числом – в качестве разбавителя котельных и судовых топлив, а также некоторых нефтепродуктов (гудронов, мазутов) для регулирования их вязкости и температуры застывания. Большое содержание ароматических со-

единений в составе лёгкого газойля делает его ценным сырьём для получения индивидуальных ароматических углеводородов (нафталина, фенантрена) или выделения высокоароматизированного концентрата, используемого в производстве сажи.

Тяжёлый газойль каталитического крекинга является остаточным продуктом крекинга и представляет собой фракцию с температурой кипения от 350 °С до 420 °С. Тяжёлый газойль крекинга может быть загрязнён катализаторной пылью и содержать в своём составе серу. Его качество зависит от качества лёгкого газойля, свойств исходного сырья и условий процесса крекинга. Тяжёлый газойль может служить в качестве сырья установок коксования, термокрекинга или использоваться как компонент топочного мазута и судовых топлив.

Кроме целевых продуктов, с установки также выводят побочный продукт – остаток каталитического крекинга, представляющий собой фракцию с температурой кипения выше 420 °С. Остаточная фракция содержит катализаторную пыль, поэтому часто называется шламом. Крекинг-остаток может использоваться в качестве сырья при производстве технического углерода (сажи), сырья установок висбрекинга или как компонент котельного топлива [8, 29].

2.3 Обоснование выбора установки

Внедрение установок каталитического крекинга на нефтеперерабатывающих заводах является целесообразным и обуславливается следующим рядом факторов:

1. Каталитический крекинг увеличивает выход высокооктанового бензина из нефти и, тем самым удовлетворяет постоянно растущую потребность в автомобильном и авиационном топливе, а это в свою очередь способствует увеличению прибыльности нефтеперерабатывающих заводов;

2. Бензин каталитического крекинга обладает более высоким качеством и экологической чистотой, что способствует повышению конкурентоспособности такого типа нефтепродуктов на мировом рынке [30];

3. Использование тяжелых нефтепродуктов, являющихся сырьём процесса каталитического крекинга, без его применения было бы нерационально и ограни-

чено. Без крекинга тяжелые нефтепродукты могут использоваться в производстве топлива для судов и дизельных двигателей, а также в качестве асфальтового покрытия в дорожном строительстве. В результате чего теряются ценные компоненты, которые могли бы найти более широкое применение. Кроме того, приведённый спектр областей применения ограничен вследствие того, что двигатели, работающие на дизеле и судовые двигатели, обычно не требуют большого объема топлива. Применение каталитического крекинга позволяет эффективно использовать тяжелые нефтепродукты и получать из них высококачественный бензин, который может использоваться в автомобилях и самолетах, что обеспечивает более широкий спектр применения и повышает экономическую эффективность производства [31].

В качестве типовой установки каталитического крекинга для расчёта основного оборудования – реакторного блока, была выбрана установка Г-43-107 – установка каталитического крекинга с лифт-реактором.

Установка Г-43-107 является наиболее оптимальным вариантом при внедрении каталитического крекинга на нефтеперабатывающих заводах, так как:

1. Установка с лифт-реактором имеет достаточно высокую производительность (около 2 млн т/год);

2. Установка каталитического крекинга с лифт-реактором, по сравнению с установками других типов, обеспечивает более высокий выход бензина (от 50 % до 55 %) с большим значением октанового числа (от 91 до 92 по исследовательскому методу);

3. Лифт-реактор позволяет компактно упаковать катализатор, что обеспечивает эффективный контакт между катализатором и проходящими через него углеводородами, в результате чего увеличивается скорость реакции. Из-за высокой скорости процесса крекинга время пребывания сырья в реакторе составляет всего несколько секунд (от 3 до 5), тем самым процесс крекинга на установке с лифт-реактором протекает быстрее и с меньшими затратами на энергию, по сравнению с другими типами установок;

4. Установка Г-43-107 – достижение отечественной науки в области нефтехимии, что позволяет не зависеть от импортного оборудования, катализаторов и энергоносителей, а это, в свою очередь, является важным фактором для обеспечения экономической безопасности и стабильности в производстве нефтехимических продуктов. К тому же, наличие собственных технологий и производственных мощностей позволяет расширять производство и экспорт национальных нефтехимических продуктов, что укрепляет экономическую независимость страны.

5. Каталитический крекинг с лифт-реактором является более гибким в использовании, имеет возможности модернизаций и может быть настроен на производство различных типов продуктов в зависимости от потребностей рынка;

6. Установка каталитического крекинга с лифт-реактором является легко управляемой системой, что позволяет эффективно контролировать процесс и регулировать его технологический режим. Контроль над процессом позволяет повысить или уменьшить производительность установки в зависимости от потребностей рынка. Технология каталитического крекинга с лифт-реактором является более устойчивой к изменениям процесса, поэтому на установке Г-43-107 можно изменять глубину превращения сырья, что влияет на качество и количество произведенных продуктов. Глубину крекинга можно регулировать путём изменения процесса подачи катализатора и реагентов в лифт-реактор или путём увеличения / уменьшения скорости потока, а также изменением параметров процесса [14, 22].

Таким образом, все перечисленные выше факторы делают установку каталитического крекинга Г-43-107 наиболее привлекательной с точки зрения эффективности использования энергии и сырья, а также производства высокооктанового бензина.

2.4 Описание технологической схемы процесса каталитического крекинга

На рисунке 6 представлена технологическая схема установки каталитического крекинга с лифт-реактором Г-43-107. Целью установки является получение высокооктанового бензина, сжиженных углеводородных газов, а также лёгкого и

тяжёлого каталитических газойлей. В качестве сырья на установке используется вакуумный газойль с ЭЛОУ-АВТ, прошедший гидроочистку. Катализатор – микросферический цеолитсодержащий.

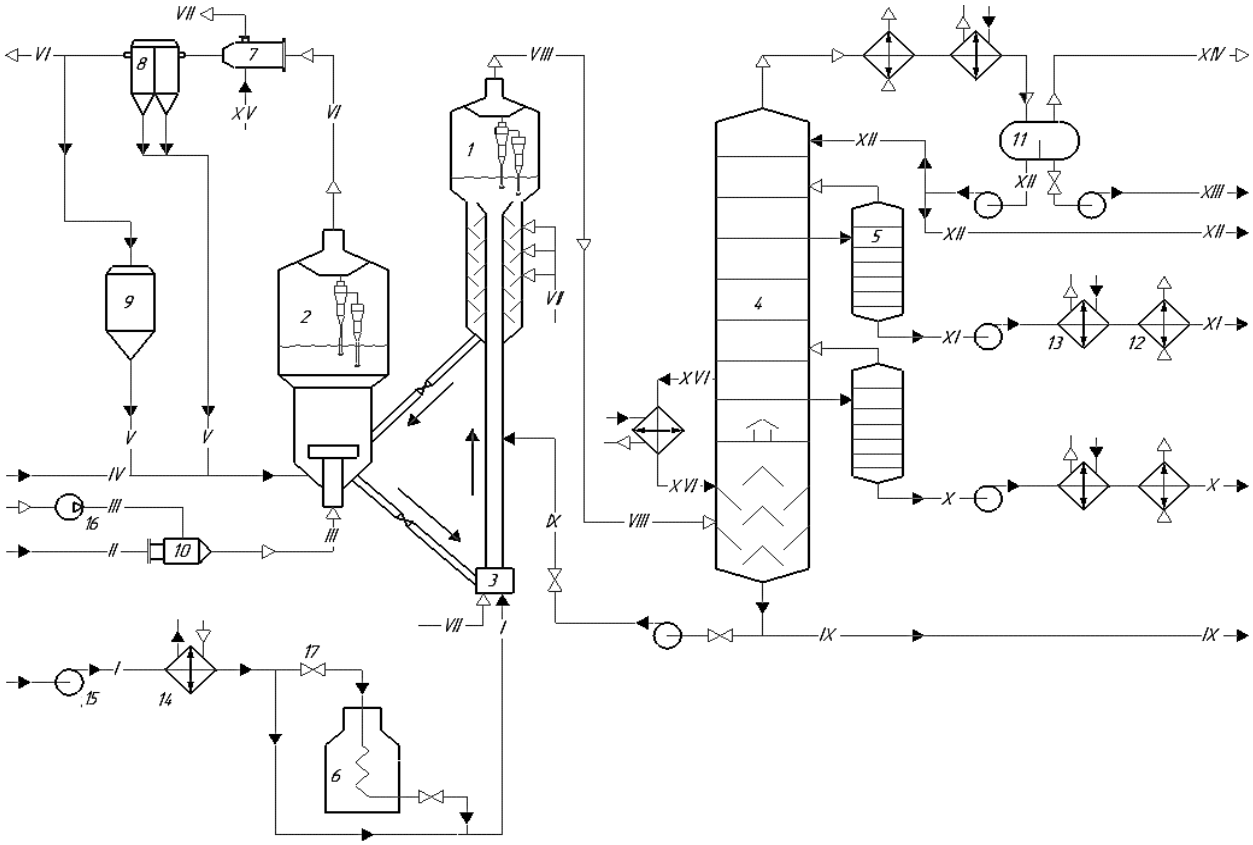


Рисунок 6 – Технологическая схема установки каталитического крекинга Г-43-107

Сырьё I насосом 15 прокачивается через теплообменник 14, где предварительно нагревается продуктами установки до 220 °С. После чего, поступает в печь 6, где нагревается до температуры 375 °С (440 °С). Нагретое сырьё подаётся в узел смешения 3, установленный на входе в реакторный блок, в нём сырьё смешивается со свежим катализатором, приходящим из регенератора. В этот же узел подаётся перегретый водяной пар высокого давления VII (с температурой от 320 °С до 600 °С) для обеспечения транспортировки смеси сырья и катализатора вверх по лифту реактора.

В прямоточном реакторе 1 при температуре 550 °С (525 °С) осуществляется химическое превращения сырья в восходящем потоке регенерированного катали-

затора. На поверхности катализатора за короткое время (от 3 до 5 секунд) происходит крекинг тяжелых углеводородов. Образующийся в результате реакций углеводородный газ направляется в верхнюю часть реактора. В верхней части реактора установлены двухступенчатые циклоны, которые улавливают уносимые вместе с газом крупные частицы катализатора. Далее углеводородный газ из реактора направляется на разделение в ректификационную колонну 4.

В расширяющуюся (отпарную) зону реактора подаётся водяной пар VII с целью полного извлечения продуктов из пор катализатора (извлечение продуктов осуществляется путём отпарки катализатора).

Отпаренный от углеводородов закоксованный катализатор из зоны десорбции реактора самотёком поступает по наклонному катализаторопроводу в зону псевдоожиженного (кипящего) слоя регенератора 2. Закоксованный катализатор ссыпается вниз регенератора, так как имеет большую массу по сравнению со свежим (регенерированным) катализатором. В нижнюю часть регенератора подаётся нагретый воздух для выжига кокса с поверхности катализатора. Нагрев воздуха осуществляется в подогревателе 10. В подогреватель компрессором нагнетается воздух III из атмосферы и подаётся топливо II. В результате сжигания топлива осуществляется нагрев воздуха. В потоке горячего воздуха происходит сгорание кокса при температуре 640 °С (650 °С). Регенерированный катализатор становится легче и поднимается на верх кипящего слоя, откуда ссыпается по катализаторопроводу в узел смешения.

Дымовые (отходящие) газы, образующиеся в результате сжигания кокса поднимаются в верхнюю часть регенератора, где для улавливания, уносимого с ними катализатора, смонтированы шесть двухступенчтых циклонов. Дымовые газы VI после прохождения циклонов поступают в котёл-утилизатор 7, затем проходят через электрофильтр 8 и уже очищенные выводятся с установки. Через котёл-утилизатор одновременно проводится техническая вода XV, которая, нагреваясь превращается в пар VII и используется в дальнейшем на установке (в технологических целях). Мелкие частицы катализаторной пыли V под действием гра-

витации ссыпаются из электрофильтра и из отходящих газов в бункер для катализатора, после чего смешиваются со свежим катализатором IV и поступают в регенератор.

Углеводородный газ VIII из реактора попадает нижнюю часть ректификационной (фракционирующей) колонны. Нижняя часть колонны имеет полуглухую тарелку и отбойники, и представляет собой скруббер. Для промывки газа от катализаторной пыли в нижнюю часть колонны (отмывочно-сепарационную зону колонны) подаётся охлаждённый в холодильнике 13 остаток-рециркулят XVI с верхней части колонны. Очищенные от катализатора пары проходят через полуглухую тарелку и поступают в концентрационную часть колонны на разделение. В этой зоне колонны размещены контактные устройства – тарелки. Пар, проходя через контактные устройства барботирует через слой орошающей жидкости, в результате это происходит её многократное испарение и разделение паров.

С верха фракционирующей колонны отводится газ, содержащий в своём составе углеводородный газ, нестабильный бензин, водяной пар, после чего поступает в аппарат воздушного охлаждения 12. В этом аппарате осуществляется конденсация паров бензина и водяного пара и охлаждается газ. Газоконденсатная смесь, выходя из аппарата воздушного охлаждения дополнительно охлаждается в водяном холодильнике 13 оборотной водой системы до температуры около 35 °С (40 °С) для ещё большей конденсации. После чего поступает в ёмкость-сепаратор (трёхфазный сепаратор) 11, в котором разделяется на жирный углеводородный газ, нестабильный бензин и воду (технологический конденсат). Углеводородный газ XIV направляется на дальнейшее разделение. Водяной конденсат XIII после очистки вновь используется на установке. Нестабильный бензин XII подается в качестве острого орошения на верхнюю тарелку ректификационной колонны, а его избыток откачивается на стабилизацию.

С нижней части фракционирующей колонны отводится крекинг-остаток IX (шлам), содержащий катализаторную пыль. Часть крекинг-остатка при необходимости откачивается в среднюю часть лифта реактора для регулирования вязкости

сырья.

Ректификационная колонна оснащена двумя отпарными стрипинг-секциями (колоннами) 5 для более чёткого разделения фракций. С верхней отпарной колонны отводится лёгкий газойль каталитического крекинга, с нижней – тяжёлый. Лёгкий и тяжёлый газойли откачиваются из куба отпарных колонн насосами 15, проходят водяные холодильники 13 и аппараты воздушного охлаждения 12, после чего отводятся с установки.

2.5 Расчёт основного оборудования

Химические реакции превращения сырья в продукты каталитического крекинга происходят в реакторе лифтного типа. Реактор напрямую связан с регенератором, эти аппараты совместно образуют реакторный блок. Именно реактор и регенератор являются основным оборудованием установки каталитического крекинга Г-43-107.

2.5.1 Характеристика сырья

В качестве сырья установки каталитического крекинга взят гидроочищенный вакуумный газойль. Характеристика исходного сырья представлена в таблице 3.

Таблица 3 – Характеристика сырья

Показатель	Значение
Содержание серы, % по массе	0,3
Коксуемость % по массе	0,01
Относительная плотность при 20°С, кг/м^3	0,888
Кинематическая вязкость при 100 °С, сСт	4,3
Пределы выкипания фракции, °С	350-500
Температура кипения, °С	510
Средняя молекулярная масса, г/моль	357

2.5.2 Исходные данные

Для выполнения расчёта будем использовать методику [32].

Опираясь на опыт работы отечественных установок крекинга выбираем следующие значения режима работы установки Г-43-107 (таблица 4).

Таблица 4 – Режим работы установки каталитического крекинга

Параметр	Значение
Производительность по сырью, т/год	1500000
Число рабочих дней установки	345
Температура в реакторе, °С	525
Давление в реакторе, МПа	0,283
Время пребывания сырья в реакторе, с	3
Остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе, % по массе	0,4
Температура в регенераторе, °С	650
Давление в регенераторе, МПа	0,252
Расход водяного пара на транспорт сырья, % на сырьё	2
Расход водяного пара в отпарную зону реактора, % на сырьё	3,5
Температура продуктов крекинга, выходящих из реактора, °С	525
Температура отходящего газа из регенератора, °С	640
Температура в кипящем слое катализатора, °С	650
Избыточное давление вверху регенератора, МПа	0,152
Температура подаваемого воздуха в регенератор, °С	30
Температура катализатора на входе в регенератор, °С	525
Температура катализатора на выходе из регенератора, °С	650
Кратность циркуляции катализатора	7
Средний диаметр частиц катализатора, мкм	71
Кажущаяся плотность катализатора, г/м^3	1245
Насыпная плотность катализатора, г/м^3	760
Концентрация катализатора в кипящем слое реактора, кг/м^3	450
Давление в регенераторе над кипящим слоем, МПа	0,152
Плотность дымовых газов (н.у.), кг/м^3	1,31
Плотность катализатора в зоне кипящего слоя, кг/м^3	0,6
Удельная скорость регенерации катализатора, кг/(т·ч)	80
Скорость газокаталитической смеси, м/с	0,5

Принимаем следующие значения выхода (% по массе) продуктов крекинга, представленные в таблице 5.

Таблица 5 – Выход продуктов процесса крекинга

Продукт	Выход, % по массе
Сухой газ $C_1 – C_2$	8,2
Бутан-бутиленовая фракция	7,0
Пропан-пропиленовая фракция	4,1
Бензин (от 215 °С до 220 °С)	48,0
Тяжёлый газойль (от 350 °С до 420 °С)	6,0
Лёгкий газойль (от 220 °С до 350 °С)	17,5
Крекинг-остаток (выше 420 °С)	3,0
Кокс	5,7

2.5.3 Расчёт материального баланса установки

Произведём расчёт материального баланса каталитического крекинга, исходя из производительности (1500000 т/год или 181159,4 кг/ч), числа рабочих дней (345 дней) и выхода продуктов установки.

Массовый расход ($G_x^{год}$, т/год) продуктов найдём из соотношения:

100 % по массе – 1500000 т/год

N % по массе – X т/год

Следовательно,

$$G_x^{год} = \frac{1500000 \cdot N}{100} \quad (1)$$

$$G_x^{год}{}_{\text{сухой газ}} = \frac{1500000 \cdot 8{,}2}{100} = 123000 \text{ т/год}$$

$$G_x^{год}{}_{\text{ББФ}} = \frac{1500000 \cdot 7{,}0}{100} = 105000 \text{ т/год}$$

$$G_x^{год}{}_{\text{ППФ}} = \frac{1500000 \cdot 4{,}1}{100} = 61500 \text{ т/год}$$

$$G_x^{год}{}_{\text{бензин}} = \frac{1500000 \cdot 48{,}0}{100} = 720000 \text{ т/год}$$

$$G_x^{год}{}_{\text{ТГ}} = \frac{1500000 \cdot 6{,}0}{100} = 90000 \text{ т/год}$$

$$G_x^{год}{}_{\text{ЛГ}} = \frac{1500000 \cdot 17{,}5}{100} = 262500 \text{ т/год}$$

$$G_x^{год}{}_{\text{крекинг-остаток}} = \frac{1500000 \cdot 3{,}0}{100} = 45000 \text{ т/год}$$

$$G_x^{год}{}_{\text{кокс}} = \frac{1500000 \cdot 5{,}7}{100} = 85500 \text{ т/год}$$

Определим количество потерь, % по массе, как разницу между массовым содержанием сырья и всех продуктов крекинга:

$$N_{потери} = 100{,}0 - (8{,}2 + 4{,}1 + 48{,}0 + 6{,}0 + 17{,}5 + 3{,}0 + 5{,}7) = 0{,}5\ \%\ \text{по массе}$$

$$G_x^{год}{}_{потери} = \frac{1500000 \cdot 0{,}5}{100} = 7500\ т/год$$

Исходя из времени работы установки (τ = 345 дней или 8280 часов) в год произведём пересчёт годового массового расхода ($G_x^{год}$) в часовой (G_x) по формуле:

$$G_x = \frac{G_x^{год} \cdot 1000}{\tau} \quad (2)$$

$$G_{x\ сухой\ газ} = \frac{123000 \cdot 1000}{8280} = 14855{,}0\ кг/ч$$

$$G_{x\ ББФ} = \frac{105000 \cdot 1000}{8280} = 12681{,}2\ кг/ч$$

$$G_{x\ ППФ} = \frac{61500 \cdot 1000}{8280} = 7427{,}5\ кг/ч$$

$$G_{x\ бензин} = \frac{720000 \cdot 1000}{8280} = 86956{,}5кг/ч$$

$$G_{x\ ТГ} = \frac{90000 \cdot 1000}{8280} = 10869{,}6\ кг/ч$$

$$G_{x\ ЛГ} = \frac{262500 \cdot 1000}{8280} = 31702{,}9\ кг/ч$$

$$G_{x\ крекинг-остаток} = \frac{45000 \cdot 1000}{8280} = 5434{,}8\ кг/ч$$

$$G_{x\ кокс} = \frac{85500 \cdot 1000}{8280} = 10326{,}1\ кг/ч$$

$$G_{x\ потери} = \frac{7500 \cdot 1000}{8280} = 905{,}8\ кг/ч$$

Полученные значения материального баланса установки занесём в таблицу 6.

Таблица 6 – Материальный баланс установки каталитического крекинга Г-43-107

Поток	% по массе	т/год	кг/ч
Взято:			
Вакуумный газойль (прошедший гидро-очистку)	100,0	1500000	181159,4
Получено:			
Сухой газ $C_1 – C_2$	8,2	123000	14855,0
Бутан-бутиленовая фракция	7,0	105000	12681,2
Пропан-пропиленовая фракция	4,1	61500	7427,5
Бензин (от 215 °С до 220 °С)	48,0	720000	86956,5
Тяжёлый газойль (от 350 °С до 420 °С)	6,0	90000	10869,6
Лёгкий газойль (от 220 °С до 350 °С)	17,5	262500	31702,9
Крекинг-остаток (выше 420 °С)	3,0	45000	5434,8
Кокс	5,7	85500	10326,1
Потери	0,5	7500	905,8
Итого:	**100,0**	**1500000**	**181159,4**

2.5.4 Расчёт процесса сжигания кокса при регенерации катализатора

Сущность расчёта заключается в определении массы и объёма воздуха, необходимого при подаче в регенератор для выжига кокса с поверхности катализатора.

Примем элементный сосав кокса, отлагающегося на катализаторе согласно таблице 7.

Таблица 7 – Элементный состав кокса

Химический элемент	Содержание φ, %
C	90
H	5
S	5

Стехиометрические уравнения сжигания кокса на катализаторе:

$$C + 0{,}5O_2 \rightarrow CO \quad \text{(I)}$$

$$C + O_2 \rightarrow CO_2 \quad \text{(II)}$$

$$S + O_2 \rightarrow SO_2 \quad \text{(III)}$$

$$H_2 + 0{,}5O_2 \rightarrow H_2O \quad \text{(IV)}$$

Объёмное соотношение двуокиси углерода к окиси углерода (CO_2 : CO) принимаем равным 1 : 1,75. Исходя из этого, принимаем, что на 1 атом углерода, сго-

рающего до окиси углерода (CO) приходится 1,75 атома углерода, сгорающего до двуокиси углерода (CO_2). Тогда, общее количество сгорающих атомов углерода составит 2,75 (так как 1 + 1,75 = 2,75).

Найдём массовые доли элементов, расходующиеся на образование соответствующих оксидов при выжиге кокса:

$$\varphi_{CO} = \frac{1}{2,75} = 0,36;$$

$$\varphi_{CO_2} = \frac{1,75}{2,75} = 0,64;$$

Массовая доля кокса, расходующаяся на образование CO и CO_2:

$$\varphi_{к \to CO_2} = 0,9 \cdot 0,64 = 0,58$$

$$\varphi_{к \to CO} = 0,9 \cdot 0,36 = 0,32$$

Так как сера (S) и водород (H) сгорают практически полностью до диоксида серы (SO_2) и воды (H_2O), то массовая доля кокса, расходующаяся на образование SO_2 и H_2O равна:

$$\varphi_{к \to H_2O} = 0,05 \cdot 1,0 = 0,05$$

$$\varphi_{к \to SO_2} = 0,05 \cdot 1,0 = 0,05$$

Сведём полученные значения в таблицу 8.

Таблица 8 – Массовые доли кокса, образующие оксиды

Образующийся оксид	Массовая доля, $\varphi_к$
CO	0,32
CO_2	0,58
SO_2	0,05
H_2O	0,05
Итого:	1,00

Далее найдём удельный расход кислорода, который необходим для сжигания кокса. Из условия, что удельный расход кислорода, необходимый для сжигания кокса с образованием оксидов, пропорционален массовым долям кокса, сгорающего до этих оксидов, получим, что:

Для сгорания кокса с образованием CO, необходимо:

1 атом C – 1 атом O_2

0,32 долей кокса – X долей O_2

$$X = \frac{0{,}32 \cdot 16}{12} = 0{,}43 \text{ кг/кг},$$

где 16 и 12 – молярная масса O и C соответственно (г/моль).

Для сгорания кокса с образованием CO_2, по пропорции, необходимо:

1 атом C – 2 атома O

0,58 долей кокса – X долей O_2

$$X = \frac{0{,}58 \cdot 2 \cdot 2 \cdot 16}{12} = 1{,}55 \text{ кг/кг}$$

Аналогично для сгорания кокса с образованием SO_2:

$$X = \frac{0{,}05 \cdot 32}{32} = 0{,}05 \text{ кг/кг}$$

И для сгорания кокса с образованием воды:

$$X = \frac{0{,}05 \cdot 16}{2} = 0{,}40 \text{ кг/кг}$$

Определим теоретический удельный расход кислорода, необходимый для выжига кокса, как сумму рассчитанных раннее величин удельных расходов кислорода.

$$g_{O_2}^{\text{теор}} = 1{,}55 + 0{,}43 + 0{,}05 + 0{,}40 = 2{,}43 \text{ кг/кг}$$

Так как для сжигания кокса используется не чистый кислород, а воздух, содержащий в своём составе около 23 % кислорода, то теоретический расход воздуха равен:

$$g_{\text{воздуха}}^{\text{теор}} = \frac{g_{O_2}^{\text{теор}}}{0{,}23} \quad (3)$$

$$g_{\text{воздуха}}^{\text{теор}} = \frac{2,43}{0,23} = 10,6 \text{ кг/кг}$$

Принимаем коэффициент избытка воздуха равным $\alpha = 1,25$, тогда, с его учётом, фактический расход воздуха и его объём будут равны:

$$g_{\text{воздуха}}^{\text{фактич}} = 10,6 \cdot 1,25 = 13,25 \text{ кг}$$

$$v = \left(\frac{g_{\text{воздуха}}^{\text{фактич}}}{M}\right) \cdot 22,4, \quad (4)$$

где M – молярная масса воздуха, равная 28,9 г/моль.

$$v = \left(\frac{13,25}{28,9}\right) \cdot 22,4 = 10,27 \text{ нм}^3/\text{кг}$$

Находим общий расход воздуха, подаваемого в регенератор по следующей формуле:

$$G_{\text{в}} = g_{\text{воздуха}}^{\text{фактич}} \cdot G_{\text{х кокс}} \quad (5)$$

$$G_{\text{в}} = 13,25 \cdot 10326,1 = 136821 \text{ кг/ч}$$

При этом общий объём воздуха составит:

$$V_{\text{в}} = v \cdot G_{\text{х кокс}} \quad (6)$$

$$V_{\text{в}} = 10,27 \cdot 10326,1 = 106049 \text{ нм}^3/\text{кг}$$

Определим массу дымовых газов как сумму массы воздуха, подаваемого для регенерации и массы выжигаемого кокса:

$$g_{\text{дым.газов}} = g_{\text{воздуха}}^{\text{фактич}} + g_{\text{кокса}} \quad (7)$$

$$g_{\text{дым.газов}} = 13,25 + 1,0 = 14,25 \text{ кг/кг}$$

Далее произведём расчёт масс избыточных азота и кислорода, входящих в состав дымовых газов, а также продуктов сгорания:

$$g_{CO_2} = 1{,}55 + \ 0{,}58 = 2{,}13 \text{ кг/кг}$$

$$g_{CO} = 0{,}43 + \ 0{,}32 = 0{,}75 \text{ кг/кг}$$

$$g_{H_2O} = 0{,}4 + \ 0{,}05 = 0{,}45 \text{ кг/кг}$$

$$g_{SO_2} = 0{,}05 + \ 0{,}05 = 0{,}10 \text{ кг/кг}$$

$$g_{O_2(\text{изб.})} = 2 \cdot (1{,}25 - 1) = 0{,}62 \text{ кг/кг}$$

$$g_{N_2(\text{изб.})} = 13{,}25 \cdot (1 - 0{,}23) = 10{,}20 \text{ кг/кг}$$

Результаты расчётов занесём в таблицу 9.

Таблица 9 – Массы компонентов дымовых газов

Компонент	Масса g, кг
CO	2,13
CO_2	0,75
SO_2	0,45
H_2O	0,10
O_2(изб.)	0,62
N_2(изб.)	10,20
Итого:	14,25

Таким образом, масса дымовых газов совпадает с суммой масс, входящих в него компонентов. Определим количество вещества этих компонентов.

$$n_i = \frac{g_i}{M_i} \quad (8)$$

$$n_{CO} = \frac{0{,}75}{28} = 0{,}027 \text{ моль}$$

$$n_{CO_2} = \frac{2{,}13}{44} = 0{,}050 \text{ моль}$$

$$n_{H_2O} = \frac{0{,}45}{18} = 0{,}025 \text{ моль}$$

$$n_{SO_2} = \frac{0{,}10}{64} = 0{,}002 \text{ моль}$$

$$n_{O_2} = \frac{0{,}62}{32} = 0{,}019 \text{ моль}$$

$$n_{N_2} = \frac{10,2}{28} = 0,364 \text{ моль}$$

Результаты расчётов занесём в таблицу 10.

Таблица 10 – Количество вещества компонентов дымовых газов

Компонент	Количество вещества n, моль
CO	0,027
CO_2	0,050
SO_2	0,025
H_2O	0,002
O_2(изб.)	0,019
N_2(изб.)	0,364
Итого:	0,487

Рассчитаем мольные и массовые доли компонентов дымовых газов. Мольные доли найдём по формуле:

$$x = \frac{N_i}{\sum N_i} \quad (9)$$

$$x_{CO} = \frac{0,027}{0,487} = 0,055$$

$$x_{CO_2} = \frac{0,050}{0,487} = 0,103$$

$$x_{H_2O} = \frac{0,025}{0,487} = 0,051$$

$$x_{SO_2} = \frac{0,002}{0,487} = 0,004$$

$$x_{O_2} = \frac{0,019}{0,487} = 0,039$$

$$x_{N_2} = \frac{0,364}{0,487} = 0,748$$

Массовые доли компонентов дымовых газов найдём по формуле:

$$\varphi = \frac{g_i}{\sum g_i} \quad (10)$$

$$\varphi_{CO} = \frac{2,13}{14,25} = 0,15$$

$$\varphi_{CO_2} = \frac{0,75}{14,25} = 0,05$$

$$\varphi_{H_2O} = \frac{0,45}{14,25} = 0,03$$

$$\varphi_{SO_2} = \frac{0,10}{14,25} = 0,01$$

$$\varphi_{O_2} = \frac{0,62}{14,25} = 0,04$$

$$\varphi_{N_2} = \frac{10,20}{14,25} = 0,72$$

Результаты расчётов мольных и массовых долей занесём в таблицу 11.

Таблица 11 – Мольные и массовые доли компонентов дымовых газов

Компонент	Мольная доля, x	Массовая доля, φ
CO	0,055	0,05
CO_2	0,103	0,15
SO_2	0,004	0,01
H_2O	0,051	0,03
O_2(изб.)	0,039	0,04
N_2(изб.)	0,748	0,72
Итого:	1,000	1,00

Результаты расчёта состава дымовых газов сведём в общую таблицу 12.

Таблица 12 – Состав дымовых газов

Компонент	g_i, кг	n_i, моль	x	φ
CO	2,13	0,027	0,05	0,055
CO_2	0,75	0,050	0,15	0,103
SO_2	0,45	0,025	0,01	0,004
H_2O	0,10	0,002	0,03	0,051
O_2(изб.)	0,62	0,019	0,04	0,039
N_2(изб.)	10,20	0,364	0,72	0,748
Итого:	14,25	0,487	1,00	1,000

Произведём расчёт образующихся при сжигании кокса влажных дымовых газов. Для этого сначала найдём объём и среднюю молекулярную массу влажных

дымовых газов при нормальных условиях по формулам:

$$V_{\text{влажн. д.г}} = \sum N_i \cdot 22{,}4 \quad (11)$$

$$M_{\text{ср}} = \frac{g_{\text{дым.газов}}}{\sum N_i} \quad (12)$$

$$V_{\text{влажн. д.г}} = 0{,}487 \cdot 22{,}4 = 10{,}91 \text{ нм}^3/\text{кг}$$

$$M_{\text{ср}} = \frac{14{,}25}{0{,}487} = 29{,}26 \text{ г/моль}$$

Далее определим среднюю плотность влажных дымовых газов при нормальных условиях:

$$\gamma_{\text{ср}} = \frac{g_{\text{дым.газов}}}{V_{\text{влажн. д.г}}} \quad (13)$$

$$\gamma_{\text{ср}} = \frac{14{,}25}{1{,}91} = 1{,}31 \text{ кг/нм}^3$$

Из полученных расчётов видно, что во время регенерации катализатора на один килограмм кокса будет образовываться 14,25 кг (10,91 $\text{нм}^3/\text{кг}$) влажных дымовых газов, имеющих среднюю молекулярную массу 29,26 г/моль и средюю плотность $1{,}31 \text{ кг/нм}^3$.

Определим общую массу и объём дымовых газов, образующихся при сгорании кокса:

$$G_{\text{д.г.}} = 14{,}25 \cdot 10326{,}1 = 147147 \text{ кг/ч},$$

$$V_{\text{д.г.}} = 10{,}91 \cdot 10326{,}1 = 112658 \text{ нм}^3/\text{ч}.$$

Проверим, сложив расход водяного пара, подаваемого в регенератор с массой образующегося кокса:

$$G_{\text{д.г.}} = G_{\text{в}} + G_{\text{кок}} = 136821 + 10326 = 147147 \text{ кг/ч}$$

Значение совпадает с найденным, следовательно, можно судить о правильности расчёта.

2.5.5 Расчёт теплового баланса регенератора

Расчёт теплового баланса регенератора заключается в определении количества катализатора, циркулирующего в реакторном блоке.

Перед расчётом введём буквенные обозначения:

$Q^{вх}_{цирк\ кат}$ – тепло, которое приносит циркулирующий катализатор;

$Q_{кокса}$ – тепло, которое вносит образующийся кокс;

$Q_{возд}$ – тепло, которое приносит воздух;

$Q_{гор.\ кокса}$ – тепло, образующееся при горении кокса;

$Q^{вых}_{цирк\ кат}$ – тепло, которое уносит циркулирующий катализатор;

$Q_{д.г.}$ – тепло, уходящее с дымовыми газами;

$Q_{потерь}$ – тепловые потери;

t_1 – температура катализатора на входе в регенератор (температура на выходе из реактора);

t_2 – температура катализатора на выходе из регенератора (температура катализатора на входе в реактор);

t_3 – температура воздуха на входе в регенератор;

t_4 – температура дымовых газов на выходе из регенератора.

Кокс на катализаторе, как правило, сгорает не полностью, и его малая часть вновь возвращается в реактор. В силу его малого количества будем считать, что разница в переносимых тепловых потоках мала, поэтому при расчёте примем, что они входят в сумму потерь тепла.

Применим уравнение теплового баланса:

$$Q_{прихода} = Q_{расхода} \tag{14}$$

Преобразуем уравнение теплового баланса для нашего случая:

$$Q^{вх}_{цирк.кат} + Q_{кокса} + Q_{возд} + Q_{гор.кокса} = Q^{вых}_{цирк.кат} + Q_{д.г.} + Q_{потерь} \tag{15}$$

Или:

$$G_к \cdot c^p_{кат} \cdot t_1 + G_{кокс} \cdot c^p_{кокс} \cdot t_1 + G_{возд} \cdot c^p_{возд} \cdot t_3 + G_{кокс} \cdot Q_н = G_к \cdot c^p_{кат} \cdot t_2 + G_{дым.газов} \cdot c^p_{д.г.} \cdot t_4 + + 0{,}05 \cdot G_{кокс} \cdot Q_н \quad (16)$$

где, $Q_н$ – низшая теплота сгорания кокса;

$c^p_{кат}$, $c^p_{кокс}$, $c^p_{возд}$, $c^p_{д.г.}$ – рабочие теплоемкости катализатора, кокса, воздуха и дымового газа соответственно, кДж/кг·град.

Рабочие теплоёмкости катализатора, воздуха, кокса и компонентов дымовых газов представлены в таблице 13.

Таблица 13 – Рабочие теплоёмкости

Вещество	Теплоёмкость, c^p, кДж/ кг·град
Катализатор	1,1500
Кокс	2,5000
Воздух	1,0400
Компонент дымового газа:	
CO_2	1,0601
CO	1,0965
SO_2	0,7490
O_2	1,0030
N_2	1,0757

Общую теплоёмкость дымовых газов найдём как сумму произведений теплоёмкости отдельных компонентов с их массовыми долями:

$$c^p_{д.г.} = 0{,}15 \cdot 1{,}0601 + 0{,}05 \cdot 1{,}0965 + 0{,}03 \cdot 2{,}0391 + 0{,}01 \cdot 0{,}7490 + + 0{,}04 \cdot 1{,}0030 + 0{,}72 \cdot 1{,}0757 = 1{,}0971 \text{ кДж/кг·град}$$

Низшую теплоту сгорания кокса найдём по формуле Менделеева [33]:

$$Q_н = \left(339 \cdot \varphi_{CO_2} + 105 \cdot \varphi_{CO}\right) \cdot \varphi_C + 1030 \cdot \varphi_H + 109 \cdot \varphi_S - 25 \cdot \varphi_{влаги} \quad (17)$$

где φ_C, φ_H, φ_S, $\varphi_{влаги}$ – процентное содержание углерода, водорода, серы и влаги соответственно в продукте сгорания, % по массе;

339, 105, 1030, 109, 25 – теплоёмкостные коэффициенты.

Подставим в формулу численные значения и получим:

$$Q_н = (339 \cdot 0{,}64 + 105 \cdot 0{,}36) \cdot 90 + 1030 \cdot 5 + 109 \cdot 5 - 0 = 28623{,}4 \text{ кДж/кг}$$

Подставим все известные числовые значения в обе части теплового баланса

регенератора:

$$G_к \cdot 1{,}15 \cdot 525 + 10326{,}1 \cdot 2{,}5 \cdot 525 + 136821 \cdot 1{,}04 \cdot 30 + 10326{,}1 \cdot 28623{,}4 =$$
$$= G_к \cdot 1{,}15 \cdot 650 + 147147 \cdot 1{,}0971 \cdot 640 + 0{,}05 \cdot 13026{,}1 \cdot 28623{,}4$$

Упростим выражение:

$$G_к \cdot 604 + 13553006 + 4268815 + 295568091 = G_к \cdot 747 + 103318383 + 14778404$$

Из этого выражения следует, что количество циркулирующего в реакторном блоке катализатора будет равно:

$$G_к = \frac{295568091 - 118096787}{2747 - 604} = 1241058 \text{ кг/ч}$$

Сведём тепловой баланс регенератора в таблицу 14.

Таблица 14 – Тепловой баланс регенератора

Поток	Теплоемкость c, кДж/кг·град	Температура t, °C	Количество тепла Q, кДж/ч
Взято:			
Циркулирующий катализатор	1,15	525	749288767,5
Кокс	2,50	525	13553006,3
Воздух	1,04	30	4268815,2
Теплота сгорания кокса	–	–	295568090,7
Итого:			**1062678680**
Получено:			
Циркулирующий катализатор	1,15	650	927690855,0
Дымовые газы	1,10	640	103318383,2
Кокс	2,50	650	18642563,5
Потери	–	–	13026878
Итого:			**1062678680**

Рассчитаем кратность циркуляции катализатора и сравним с заданным значением:

$$К_Ц = \frac{G_к}{G_{сырья}}, \quad (18)$$

где $G_{сырья}$ – расход сырья из материального баланса установки;

$$К_Ц = \frac{1241058}{181159,4} = 7$$

Полученное значении совпадает с заданным значением, следовательно, тепловой баланс рассчитан верно.

2.5.6 Материальный баланс регенератора

Сведём все известные значения расходов потоков в регенераторе в материальный баланс (таблица 15). При этом не будем принимать потери равными нулю.

Таблица 15 – Материальный баланс регенератора

Поток	кг/ч	% по массе
Взято:		
Катализатор	1241058,0	89,4
Кокс	10326,1	0,7
Воздух	136821,0	9,9
Итого:	**1388205,1**	**100,0**
Получено:		
Катализатор	1241058,0	89,4
Кокс	0,1	10,6
Дымовые газы	147147,0	0,0
Итого:	**1388205,1**	**100,0**

2.5.7 Расчёт теплового баланса реактора

Перед расчётом теплового баланса реактора введём следующие буквенные обозначения:

$Q'^{вх}_{цирк\ кат}$ – тепло, которое приносит циркулирующий катализатор в реактор;

$Q'^{вых}_{цирк\ кат}$ – тепло, которое уносит циркулирующий катализатор в реактор;

$Q_{сырья}$ – тепло, которое вносит подогретое сырьё;

$Q^{вх}_{в.п}$ – тепло, которое вносит перегретый водяной пар;

$Q^{вых}_{в.п}$ – тепло, которое уносит водяной пар;

$Q'_{кокса}$ – тепло, которое уносит образующийся кокс;

$Q_{э.р.}$ – тепловой эффект реакции крекинга;

$Q'_{потерь}$ - количество тепла, уносимое в окружающую среду;

$Q_{продуктов}$ – тепло, которое уходит вместе с продуктами реакции, к нему относятся:

$Q_{с.г.}$ – тепло, которое уносит из реактора сухой газ;

$Q_{ППФ}$ – тепло, которое уносит из реактора пропан-пропиленовая фракция;

$Q_{ББФ}$ – тепло, которое уносит из реактора бутан-бутиленовая фракция;

$Q_{бензина}$ – тепло, которое уносит из реактора бензин;

$Q_{ЛГ}$ – тепло, которое уносит из реактора лёгкий газойль крекинга;

$Q_{ТГ}$ – тепло, которое уносит из реактора тяжёлый газойль крекинга;

$Q_{КО}$ – тепло, которое уносит из реактора крекинг-остаток.

t_4 – температура в реакторе.

Зададимся уравнением теплового баланса. Применим его для нашего случая, тогда уравнение примет вид:

$$Q'^{вх}_{цирк\ кат} + Q_{сырья} + Q^{вх}_{в.п} = Q'_{кокса} + \sum Q_{продуктов} + Q^{вых}_{в.п} + Q_{э.р} + Q'_{потерь} \quad (19)$$

Значение $Q'_{потерь}$ примем равным 5 % от тепла, вносимого в реактор катализатором.

Количество тепла для каждого продукта реакции найдём по формуле:

$$Q_i = G_i \cdot I_i, \quad (20)$$

где I_i – энтальпия отдельной фракции;

G_i – количество отдельной фракции, расчитанное при составлении материального баланса процесса крекинга.

Энтальпию отдельных фракций найдём по формуле:

$$I_i = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot t_{ср} + 0{,}00059 \cdot t^2_{ср.}) \cdot (4 - \rho^{15}_{15}) - 308{,}99, \quad (21)$$

где $t_{ср.}$ – средняя температура кипения нефтепродутов, К;

ρ^{15}_{15} – плотность отдельной фракции при 15 °С.

Плотность нефтепродуктов при 15 °С определим по следующей формуле:

$$\rho^{15}_{15} = \rho^{20}_4 + 5 \cdot (0{,}00183 - 0{,}00132 \cdot \rho^{20}_4) \quad (22)$$

Плотность газа при 15 °С найдём по другой формуле:

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1{,}03 \cdot M}{44{,}29}, \quad (23)$$

где М – молярная масса газа:

$M_{сухого\ газа}$ = 30 г/моль;

$M_{ППФ}$ = 44 г/моль;

$M_{ББФ}$ = 58 г/моль.

Подставив в формулы известные значения, найдём энтальпию каждой фракции:

Для сухого газа:

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1{,}03 \cdot 30}{44{,}29} = 0{,}416\ т/м^3$$

$$I_{сух.\ газа} = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot 798 + 0{,}00059 \cdot 798^2) \cdot (4 - 0{,}416) - 308{,}99 =$$

$$= 1321{,}7\ кДж/кг$$

Для пропан-пропиленовой фракции:

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1{,}03 \cdot 44}{44{,}29} = 0{,}513\ т/м^3$$

$$I_{ППФ} = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot 798 + 0{,}00059 \cdot 798^2) \cdot (4 - 0{,}513) - 308{,}99 =$$

$$= 1292{,}5\ кДж/кг$$

Для бутан-бутиленовой фракции:

$$\rho_{15}^{15} = \frac{1{,}03 \cdot 58}{44{,}29} = 0{,}584\ т/м^3$$

$$I_{ББФ} = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot 798 + 0{,}00059 \cdot 798^2) \cdot (4 - 0{,}584) - 308{,}99 =$$

$$= 1287{,}4\ кДж/кг$$

Для бензина:

$$\rho^{15}{}_{15} = \rho^{20}{}_{4} + 5 \cdot (0{,}00183 - 0{,}00132 \cdot 0{,}75) = 0{,}754\ кг/м^3$$

$$I_{бензина} = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot 798 + 0{,}00059 \cdot 798^2) \cdot (4 - 0{,}754) - 308{,}99 =$$

$$= 1678{,}2\ кДж/кг$$

Для лёгкого газойля:

$$\rho^{15}_{15} = \rho^{20}_{4} + 5 \cdot (0{,}00183 - 0{,}00132 \cdot 0{,}85) = 0{,}854 \text{ кг/м}^3$$

$$I_{ЛГ} = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot 798 + 0{,}00059 \cdot 798^2) \cdot (4 - 0{,}854) - 308{,}99 = \\ = 1617{,}4 \text{ кДж/кг}$$

Для тяжелого газойля:

$$\rho^{15}_{15} = \rho^{20}_{4} + 5 \cdot (0{,}00183 - 0{,}00132 \cdot 0{,}96) = 0{,}963 \text{ кг/м}^3$$

$$I_{ТГ} = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot 798 + 0{,}00059 \cdot 798^2) \cdot (4 - 0{,}963) - 308{,}99 = \\ = 1550{,}3 \text{ кДж/кг}$$

Для крекинг-остатка:

$$\rho^{15}_{15} = \rho^{20}_{4} + 5 \cdot (0{,}00183 - 0{,}00132 \cdot 1{,}01) = 1{,}012 \text{ кг/м}^3$$

$$I_{КО} = (129{,}58 + 0{,}134 \cdot 798 + 0{,}00059 \cdot 798^2) \cdot (4 - 1{,}012) - 308{,}99 = \\ = 1520{,}0 \text{ кДж/кг}$$

Найдём сколько всего тепла уходит вместе с продуктами реакции из регенератора:

$$\sum Q_{продуктов} = Q_{с.г.} + Q_{ППФ} + Q_{ББФ} + Q_{бензина} + Q_{ЛГ} + Q_{ТГ} + Q_{КО} + G_{кок} \cdot c_{кок} \cdot t_4 \quad (24)$$

$$\sum Q_{продуктов} = 14855 \cdot 1321{,}7 + 7427{,}5 \cdot 1292{,}5 + 12681{,}2 \cdot 1287{,}4 + 86956{,}5 \cdot \\ \cdot 1678{,}2 + 31702{,}9 \cdot 1617{,}4 + 10869{,}6 \cdot 1550{,}0 + 5434{,}8 \cdot 1520{,}0 + 10326{,}1 \cdot \\ 2{,}25 \cdot 525 = 280072824 \text{ кДж/ч}$$

Тепловой эффект реакций крекинга колеблется в интервале от 200 до 550 кДж на 1 кг продуктов реакции, примем его значение равным 200 кДж/кг, тогда, с учётом продуктов тепловой эффект реакции равен:

$$Q_{э.р.} = 200 \cdot (G_{с.г.} + G_{ППФ} + G_{ББФ} + G_{бензина} + G_{кокса}) \quad (25)$$

$$Q_{э.р.} = 200 \cdot (14855 + 7427{,}5 + 12681{,}2 + 86956{,}5 + 10326{,}1) = 26449260 \text{ кДж/ч}$$

Определим количество тепла, вносимое сырьём в реактор:

$$Q_{сырья} = \sum Q_{продуктов} + Q_{э.р} + Q'_{потерь} + Q'^{вых}_{цирк\ кат} - Q'^{вх}_{цирк\ кат} \quad (26)$$

$$Q_{сырья} = \sum Q_{продуктов} + Q_{э.р.} + 0{,}005 \cdot c^{p}_{к} \cdot t_5 \cdot G_к + c^{p}_{к} \cdot t_5 \cdot G_к - c^{p}_{к} \cdot G_к \cdot t_3 \quad (27)$$

$$Q_{сырья} = 280072824 + 26449260 + 0{,}005 \cdot 1{,}15 \cdot 1241058 \cdot 650 - 1241058 \cdot 1{,}15 \cdot (650 - 525)) = 474398448{,}3 \text{ кДж/ч}$$

Далее найдём теплосодержание сырья по формуле:

$$Q_{сырья} = \frac{Q_{сырья}}{G_{сырья}} \quad (28)$$

$$Q_{сырья} = \frac{474398448{,}3}{181160} = 2619 \text{ кДж/кг}$$

Сведём тепловой баланс реактора в таблицу 16.

Таблица 16 – Тепловой баланс реактора

Поток	Энтальпия I_i, кДж/кг	Температура t, °С	Количество тепла Q, кДж/ч
Взято:			
Сырьё	–	375	474398448,3
Катализатор	–	650	749288767,5
Итого:			**1 223 687 216,8**
Получено:			
Сухой газ	1321,7	525	19633853,5
Бутан-бутиленовая фракция	1287,4	525	16325776,9
Пропан-пропиленовая фракция	1292,5	525	9600043,8
Бензин	1678,2	525	145930398,3
Тяжёлый газойль	1550,3	525	16847880,0
Лёгкий газойль	1617,4	525	51276270,5
Крекинг-остаток	1520,0	525	8260896,0
Катализатор	–	525	913418688,0
Тепловой эффект реакции	–	–	26449260,0
Тепловые потери	–	–	76 824 938,5
Итого:			**1 223 687 216,8**

Теплосодержанию сырья равным $Q_{сырья} = 2619$ кДж/кг и его плотности $\rho_4^{20} = 0{,}888$ кг/м^3 по номограмме [34] соответствует температура сырья на входе,

равная 375 °С.

Следовательно, нагрев сырья в печи, перед его подачей в реактор, должен осуществляться до 375 °С.

2.5.8 Расчёт гидравлических процессов

Расчёт гидравлических процессов каталитического крекинга заключается в определении линейных скоростей потоков в регенераторе. Осуществим расчёт скоростей дымовых газов в регенераторе, исходя из двух условий:

1. Начало выноса частиц из слоя является началом пневмотранспорта;

2. Слой катализатора в регенераторе осуществляет переход из контактного в кипящий.

Псевдоожижение в регенераторе осуществляется с помощи смеси дымовых газов с воздухом. Однако, при расчётах будем учитывать только дымовые газы.

Перед расчётом введём буквенные обозначения:

t_5 – температура в регенераторе;

$\gamma_н$ – насыпная плотность катализатора;

$\gamma_к$ – кажущаяся плотность катализатора;

$P_{к.с.}$ – давление над кипящим слоем катализатора

Определим начальную порозность слоя катализатора по формуле:

$$\varepsilon = \frac{1 - \gamma_н}{\gamma_к} \tag{29}$$

$$\varepsilon = \frac{1 - 760}{1245} = 0{,}39$$

Найдём плотность дымовых газов, образующихся при регенерации катализатора крекинга:

$$\rho_0 = \rho_{ср} \cdot \frac{273}{273 + t_5} \cdot \frac{P_{к.с.} + 0{,}1}{0{,}1}, \tag{30}$$

где $P_{к.с}$ – давление в регенераторе над кипящим слоем, МПа;

$\rho_{ср}$ – средняя плотность дымового газа при нормальных условиях.

$$\rho_0 = 1{,}31 \cdot \frac{273}{273+650} \cdot \frac{0{,}152+0{,}1}{0{,}1} = 0{,}976 \text{ кг/м}^3$$

Скорость начала псевдоожижения определим по формуле:

$$\omega_н = 0{,}005 \cdot \varepsilon^3 \cdot \frac{d^2(\gamma_к - \rho_0)}{\mu(1-\varepsilon)}, \quad (31)$$

где μ – вязкость дымовых газов, равная $3{,}82 \cdot 10^{-6}$ кгс/м^2 при температуре в регенераторе равной 650 °С.

$$\omega_н = 0{,}005 \cdot 0{,}39^3 \cdot \frac{(71 \cdot 10^{-6})^2(1245-0{,}976)}{3{,}82 \cdot 10^{-6}(1-0{,}39)} = 0{,}0008 \text{ м/с}$$

Предельную скорость псевдоожижения (критерий Архимеда) найдём по формуле:

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho_0}{\mu^2 \cdot g} \quad (32)$$

$$Ar = \frac{(71 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 0{,}976}{(3{,}82 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 9{,}81} = 3{,}0$$

Произведём расчёт критерия Рейнольдса по формуле:

$$Re = \frac{Ar}{19 + 0{,}6\sqrt{Ar}} \quad (33)$$

$$Re = \frac{3{,}0}{18 + 0{,}6\sqrt{3{,}0}} = 0{,}15$$

Предельную скорость газов определим по формуле:

$$\omega_в = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot d \cdot (\gamma_к - \rho_0)}{3 \cdot c \cdot \rho_0}}, \quad (34)$$

где c – коэффициент сопротивления, зависящий от критерия Рейнольдса.

При найденном значении критерия Рейнольдса, коэффициент сопротивления будет равен 2,6.

$$\omega_в = \sqrt{\frac{4 \cdot 9{,}81 \cdot 71 \cdot 10^{-6}(1245 - 0{,}976)}{3 \cdot 2{,}6 \cdot 0{,}976}} = 0{,}693 \text{ м/с}$$

Из этого следует, что, для создания стабильного режима ожижения в зоне кипящего слоя регенератора, площадь сечения должна быть выбрана так, чтобы рабочая скорость газов в ней была не превышала значение предельной скорости газа, а именно 0,69 м/с.

Найдём максимальное число псевдоожижения как частное скорости начала псевдоожижения и предельной скорости газов:

$$N_{max} = \frac{\omega_н}{\omega_в} \quad (35)$$

$$N_{max} = \frac{0{,}693}{0{,}0008} = 866{,}3$$

Примем максимальное число псевдоожижения равным 860, для обеспечения рабочей скорости вблизи предельной.

Отсюда следует, что, рабочая скорость равна:

$$\omega_{раб} = 860 \cdot 0{,}0008 = 0{,}69 \text{ м/с}$$

Таким образом, рабочая скорость газов не превышает предельно допустимой (0,69 м/с).

2.5.9 Расчёт размеров основных аппаратов

2.5.9.1 Расчёт размеров регенератора

Рассчитаем размер сечения зоны кипящего слоя регенератора:

$$S_{к.с.} = \frac{V_{д.г.}^{ср}}{\omega_{раб}}, \quad (36)$$

где $V_{д.г.}^{ср}$ – средний объём дымовых газов, м^3/с, рассчитывается по формуле:

$$V_{д.г.}^{ср} = \frac{g_{д.г.} \cdot G_{кокса}}{\rho_0 \cdot 3600} \quad (37)$$

$$V_{д.г.}^{ср} = \frac{14{,}25 \cdot 10326{,}1}{0{,}976 \cdot 3600} = 41{,}88 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда:

$$S_{к.с.} = \frac{41{,}88}{0{,}69} = 60{,}7 \text{ м}^2$$

Найдём диаметр зоны кипящего слоя по формуле:

$$D_{к.с.} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{к.с.}}{\pi}} \quad (38)$$

$$D_{к.с.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 60{,}7}{3{,}14}} = 8{,}8 \text{ м}$$

Определим объём зоны кипящего слоя:

$$V_{к.с.} = \frac{G_{кокса}}{\rho_{к.с.} \cdot R_{реген}}, \quad (39)$$

где $\rho_{к.с.}$ – плотность катализатора в зоне кипящего слоя;

$R_{реген}$ – удельная скорость регенерации катализатора.

$$V_{к.с.} = \frac{10326{,}1}{0{,}6 \cdot 80} = 215 \text{ м}^3$$

Далее найдём высоту кипящего слоя по формуле:

$$H_{к.с.} = \frac{V_{к.с.}}{S_{к.с.}} \quad (40)$$

$$H_{к.с.} = \frac{215}{60{,}7} = 3{,}6 \text{ м}$$

Определим диаметр отстойной зоны (зоны, в которой располагаются цик-

лоны) регенератора при наименьшем уносе частиц:

$$D_{о.з.} = \frac{4 \cdot S_{о.з.}}{\pi}, \quad (41)$$

где $S_{о.з.}$ – сечение отстойной зоны, м^2, рассчитывается по формуле:

$$S_{о.з.} = \frac{V_{д.г.}^{ср}}{\omega_{гк.см.}}, \quad (42)$$

где $\omega_{гк.см.}$– скорость газокаталитической смеси, м/с.

$$S_{о.з.} = \frac{41,88}{0,5} = 83,8 \text{ м}^2$$

Подставим известные значения и найдём диаметр отстойной зоны:

$$D_{о.з.} = \frac{4 \cdot 83,8}{3,14} = 10,0 \text{ м}$$

Определим высоту сепарационной зоны регенератора по формуле:

$$H_{о.з.} = 0,85 \cdot \omega_{гк.см}^{1,2} \cdot (7,33 - 1,2 \cdot \lg \omega_{гк.см.}) \quad (43)$$

$$H_{о.з.} = 0,85 \cdot 0,5^{1,2} \cdot (7,33 - 1,2 \cdot lg\ 0,5) = 2,9 \text{ м}$$

Общая высота регенератора складывается из высоты отстойной зоны, высоты кипящего слоя и высоты нижней части регенератора.

Принимаем высоту нижней част регенератора равной стандартному значению – 5 м. Высоту отстойной зоны, исходя из расчётов и стандартных размеров аппарата, принимаем равной 10 м.

Тогда общая высота регенератора составит:

$$H = H_{о.з.} + H_{к.с.} + H_{н.ч.} \quad (44)$$

$$H = 10 + 3,6 + 5 = 18,6 \text{ м}$$

2.5.9.2 Расчёт размеров реактора

Для начала по формуле Воинова определим средние молекулярные массы жидких продуктов крекинга:

$$M = 60 + 0{,}3 \cdot t_{ср} + 0{,}001 \cdot t_{ср}^2, \quad (45)$$

где $t_{ср}$ – средняя температура кипения фракций, равная:

$t_{ср\ ЛГ} = 260$ °C;

$t_{ср\ ТГ} = 372{,}5$ °C;

$t_{ср\ КО} = 450$ °C;

$$M_{бенз} = 60 + 0{,}3 \cdot 130 + 0{,}001 \cdot 130^2 = 115{,}9 \text{ г/моль}$$

$$M_{ЛГ} = 60 + 0{,}3 \cdot 260 + 0{,}001 \cdot 260^2 = 205{,}6 \text{ г/моль}$$

$$M_{ТГ} = 60 + 0{,}3 \cdot 372{,}5 + 0{,}001 \cdot 372{,}5^2 = 310{,}5 \text{ г/моль}$$

$$M_{КО} = 60 + 0{,}3 \cdot 450 + 0{,}001 \cdot 450^2 = 397{,}5 \text{ г/моль}$$

Для паровых фракций средние молекулярные массы составляют:

$M_{в.п.} = 18$ г/моль;

$M_{сух.\ газа} = 30$ г/моль;

$M_{ППФ} = 44$ г/моль;

$M_{ББФ} = 44$г/моль;

Далее определим секундный объём смеси сырья с водяным паром, подаваемой в реактор:

$$V_{см} = \left(\frac{G_{сырья}}{M_{сырья}} + \frac{G_{в.п.}}{M_{в.п.}}\right) 22{,}4 \cdot \frac{P_0}{P_t} \cdot \frac{t + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600}, \quad (46)$$

где $G_{в.п.}$ – количество водяного пара на распыл сырья (принимаем равным 2 % на сырьё, т.е. $G_{в.п.} = 3623{,}19$ кг/ч);

P_t – давление в реакторе, МПа;

t – температура в начале лифт-реактора, °C;

$M_{сырья}$ – средняя молекулярная масса сырья, г/моль.

Подставив известные значения, получим:

$$V_{см} = \left(\frac{181160}{357} + \frac{3623{,}19}{18}\right) 22{,}4 \cdot \frac{0{,}1}{0{,}238} \cdot \frac{550 + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600} = 5{,}59 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определим секундный объём паров в верхней части реактора:

$$V_{паров} = \left(\frac{G_{сух.газа}}{M_{сух.газа}} + \frac{G_{ППФ}}{M_{ППФ}} + \frac{G_{ББФ}}{M_{ББФ}} + \frac{G_{бенз}}{M_{бенз}} + \frac{G_{ЛГ}}{M_{ЛГ}} + \frac{G_{ТГ}}{M_{ТГ}} + \frac{G_{КО}}{M_{КО}} + \frac{G_{в.п.}}{M_{в.п.}}\right) 22{,}4 \cdot \frac{P_0}{P_t} \cdot \frac{t + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600}, \quad (47)$$

где t – температура вверху реактора, °С.

$$V_{паров} = \left(\frac{14855}{30} + \frac{7427{,}5}{44} + \frac{12681{,}2}{44} + \frac{86956{,}5}{115{,}9} + \frac{31702{,}9}{205{,}6} + \frac{10869{,}6}{310{,}5} + \frac{5434{,}8}{397{,}5} + \frac{3623{,}19}{18}\right) 22{,}4 \cdot \frac{0{,}1}{0{,}283} \cdot \frac{525 + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600} = 15{,}57 \text{ м}^3/\text{с}$$

Найдём средний секундный объём газообразных продуктов крекинга как среднее арифметическое секундных объёмов воздушно-сырьевой смеси и паров в верхней части реактора:

$$V_{ср} = \frac{V_{см} + V_{паров}}{2} \quad (48)$$

$$V_{ср} = \frac{5{,}59 + 15{,}57}{2} = 10{,}58 \text{ м}^3/\text{с}$$

Определим диаметр лифта реактора крекинга по формуле:

$$D_{л.р.} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{п.с.}}{\pi}}, \quad (49)$$

где $S_{п.с.}$– площадь поперечного сечения реактора, м^2, рассчитывается по формуле:

$$S_{п.с.} = \frac{V_{ср}}{\omega_{л.р.}}, \quad (50)$$

где $\omega_{л.р.}$– скорость движения газообразных продуктов крекинга, м/с.

Определим скорость движения газообразных продуктов крекинга, принимая высоту лифта реактора равной стандартному значению $H_{л.р.}$= 40 м:

$$\omega_{л.р.} = \frac{H_{л.р.}}{t}, \quad (51)$$

где t – время контакта сырья с катализатором, с.

$$\omega_{л.р.} = \frac{40}{3} = 13{,}3 \text{ м/с}$$

Отсюда получим:

$$S_{п.с.} = \frac{10{,}58}{13{,}3} = 0{,}8 \text{ м}^2$$

Тогда, подставив все известные значения в формулу для определения диаметра лифта реактора, получим:

$$D_{л.р.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0{,}8}{3{,}14}} = 1{,}0 \text{ м}$$

Произведём расчёт объёма реактора крекинга по формуле:

$$V_{л.р.} = H_{л.р.} \cdot S_{п.с.} \quad (52)$$

$$V_{л.р.} = 40{,}0 \cdot 0{,}8 = 32 \text{ м}^3$$

Далее определим объёмную скорость подачи сырья в реактор:

$$V = \frac{G_{сырья}}{\rho_{сырья} \cdot V_{л.р.}} \quad (53)$$

$$V = \frac{181159{,}4}{0{,}888 \cdot 32} = 6{,}38 \text{ ч}^{-1}$$

Найдём объём и высоту кипящего слоя катализатора по формулам соответ-

ственно:

$$V_{к.с.} = \frac{V_{л.р.} \cdot \rho_н}{c_{вз}}, \quad (54)$$

где $\rho_н$ – насыпная плотность катализатора, г/м^3;

$c_{вз}$ – концентрация катализатора во взвешенном слое, 450 кг/м^3

$$H_{к.с.} = \frac{V_{к.с.}}{V_{ср} \cdot \omega_{гк.см}} \quad (55)$$

$$V_{к.с.} = \frac{32 \cdot 760}{450} = 54 \text{ м}^3$$

$$H_{к.с.} = \frac{54}{10{,}58 \cdot 0{,}5} = 2{,}9 \text{ м}$$

Для реактора диаметр отстойной зоны совпадает с диаметром зоны кипящего слоя $D_{к.с.} = 5{,}8$ м.

Определим диаметр сепарационной (отстойной) зоны реактора, принимая во внимание, что для лифт-реакторов крекинга средняя скорость движения паров в реакторе колеблется от 0,5 до 0,89 м/с. Примем это значение, равным 0,7 м/с.

$$V_{с.з} = \left(\frac{G_{сух.газа}}{M_{сух.газа}} + \frac{G_{ППФ}}{M_{ППФ}} + \frac{G_{ББФ}}{M_{ББФ}} + \frac{G_{бенз}}{M_{бенз}} + \frac{G_{ЛГ}}{M_{ЛГ}} + \frac{G_{ТГ}}{M_{ТГ}} + \frac{G_{КО}}{M_{КО}} + \frac{G_{в.п.}}{M_{в.п.}}\right) 22{,}4 \cdot \frac{P_0}{P_t} \cdot \frac{t + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600}, \quad (56)$$

где t – температура нижней части реактора, °С.

$$V_{паров} = \left(\frac{14855}{30} + \frac{7427{,}5}{44} + \frac{12681{,}2}{44} + \frac{86956{,}5}{115{,}9} + \frac{31702{,}9}{205{,}6} + \frac{10869{,}6}{310{,}5} + \frac{5434{,}8}{397{,}5} + \frac{3623{,}19}{18}\right) 22{,}4 \cdot \frac{0{,}1}{0{,}283} \cdot \frac{550 + 273}{273} \cdot \frac{1}{3600} = 18{,}26 \text{ м}^3/\text{с}$$

Тогда, сечение реактора в этой зоне составит:

$$S_{с.з.} = \frac{V_{паров}}{\omega_{паров}} \quad (57)$$

$$S_{с.з.} = \frac{18,26}{0,7} = 26,1 \text{ м}^2$$

Определим диаметр отстойной зоны реактора:

$$D_{с.з.} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{с.з.}}{\pi}} \quad (58)$$

$$D_{с.з.} = \sqrt{\frac{4 \cdot 26,1}{3,14}} = 5,8 \text{ м}$$

Произведём расчёт общей высоты лифт-реактора по формуле:

$$H = H_{л.р.} + H_{с.з.} + H_{к.с.} + H_{циклонов} \quad (59)$$

где $H_{с.з.}$ – высота сепарационной зоны реактора, м;

$H_{циклонов}$ – высота реактора, занятая циклонами, принимаемая равной стандартному значению $H_{циклонов}$ = 1,5 м.

Высоту сепарационной зоны найдём по формуле:

$$H_{с.з.} = 0,85 \cdot \omega_{паров}^{1,2} \cdot \left(7,33 - 1,2 \cdot lg\ \omega_{паров}\right) \quad (60)$$

$$H_{с.з.} = 0,85 \cdot 0,7^{1,2}(7,33 - \lg 0,7) = 3,81 \text{ м}$$

Сложим все высоты и получим общую высоту реактора:

$$H = 40,0 + 3,81 + 2,9 + 1,5 = 48,21 \text{ м}.$$

2.6 Результаты расчётов основного оборудования

В результате проведения расчётов были получены основные размеры следующих аппаратов: реактора и регенератора установки каталитического крекинга Г-43-107, имеющей проектную мощность, равную 1,5 млн т/год. Также в ходе выполнения работы были рассчитаны материальные и тепловые балансы основанного оборудования установки.

Представим полученные значения основных размеров реактора и регенератора установки каталитического крекинга, в сводной таблице 17.

Таблица 17 – Основные размеры аппаратов

Параметр	**Значение, м**	
	Реактор	**Регенератор**
Диаметр зоны кипящего слоя	5,8	8,8
Диаметр отстойной (сепарационной) зоны	5,8	10,0
Диаметр лифта реактора	1,0	–
Высота реактора, занятая циклонами	1,5	–
Высота кипящего слоя	2,9	3,6
Высота сепарационной зоны	3,8	10,0
Высота лифта реактора	40,0	–
Высота нижней части регенератора	–	5,0
Общая высота аппарата	48,2	18,6

3 БЕЗОПАСНОСТЬ И ЭКОЛОГИЧНОСТЬ ПРОИЗВОДСТВА

3.1 Пожаровзрывоопасность установок каталитического крекинга

Установки каталитического крекинга, как и всё остальное оборудование нефтеперерабатывающих заводов, относятся к пожаровзрывоопасным объектам, требующим особого внимания и контроля. Вероятность возникновения пожаров или взрывов связана с высокими температурами (от 510 °С до 700 °С) и давлениями (от 1 до 3 атмосфер) процесса, приводящим к образованию взрывоопасных паров и газов. Кроме того, процесс каталитического крекинга является экзотермическим, во время процесса выделяется большое количество тепла, что способствует ещё большему увеличению температуры установки и, как следствие, возникновению пожаров.

Согласно статье 27: «Определение категории зданий, сооружений и помещений по пожарной и взрывопожарной опасности», Федерального закона: «Технический регламент о требованиях пожарной безопасности», от 22.07.2008 N 123-ФЗ [35] по пожарной опасности установки каталитического крекинга относятся к категории А – сооружения повышенной взрывоопасности. К категории А относятся помещения, в которых находятся (обращаются) горючие газы, легковоспламеняющиеся жидкости в таком количестве, что могут образовывать взрывоопасные парогазовоздушные смеси и (или) вещества и материалы, способные взрываться и гореть при взаимодействии с водой, кислородом воздуха или друг с другом. От категории пожарной опасности зависит правильное проектирование и установка пожарной сигнализации, обеспечение требуемым количеством противопожарного оборудования и эвакуационных выходов. Категория пожарной опасности помещения также помогает, в случае возникновения чрезвычайных ситуаций, определить масштабы и сложность пожара [36].

Для обеспечения безопасной эксплуатации установок каталитического крекинга необходимо соблюдать меры пожарной безопасности нефтеперерабатывающих предприятий, закреплённых в Федеральном законе, носящем название: «Технический регламент о требованиях пожарной безопасности» от 22.07.2008 N 123-ФЗ [35], а также меры, представленные в документе, утверждённом ФГУ ВНИИПО МЧС РФ 24.05.2004: «Обеспечение пожарной безопасности предприятий нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. Рекомендации» [37].

К мерам пожарной безопасности на установках каталитического крекинга можно отнести:

1. Размещение установок на безопасном расстоянии от других сооружений, с возможностью доступа пожарных машин;

2. Проведение герметизации оборудования с последующим контролем;

3. Проведение обязательных мероприятий по пожарной безопасности на производственных объектах (установках), а также инструктаж сотрудников, задействованных в работе установок;

4. Обеспечение установок каталитического крекинга автоматическими установками пожарной сигнализации (АУПС);

5.Обеспечение установок системами пожаротушения, такими как:

5.1. Система пенообразования;

5.2. Система инертизации;

5.3. Система порошкового пожаротушения и другие.

6. Установка систем обнаружения утечек горючих газов и паров на территории, в зданиях и помещениях предприятия.

Кроме применения представленных выше мер, для предотвращения пожаров и взрывов, в случае аварии на установках, необходимо соблюдать последовательность действий:

1. Немедленно оповестить операторов установки и спасательную службу о возникшей аварии;

2. Если присутствует возможность, попытаться потушить пожар при помощи огнетушителя или другого имеющегося оборудования;

3. Закрыть все клапаны и отключить все источники питания;

4. Вывести всех сотрудников, находящихся на установке, на безопасное расстояние и начать эвакуацию;

5. Включить систему автоматической пожарной защиты установки;

6. Использовать другие средства для предотвращения распространения пожара, такие как:

6.1. Выключение вентиляционной системы;

6.2. Размещение преград (защитных экранов), предотвращающих распространения пламени;

6.3. Использование теплозащитных покрытий и т.д.;

7. После устранения пожара провести расследование об установлении причины аварии и использовать полученные данные для улучшения безопасности на установке в будущем.

Меры пожаробезопасности должны быть обязательно внесены в специальные документы нефтеперерабатывающих заводов, такие как: положение по пожарной безопасности, инструкции по пожарной безопасности на производстве, технический регламент и проектная документация установки и иные специальные документы [36, 37].

3.2 Охрана окружающей среды на установке каталитического крекинга

С экологической точки зрения, внедрение процесса каталитического крекинга на нефтеперерабатывающих заводах способствует снижению количества вредных выбросов в окружающую среду, так как позволяет вовлекать в сырьё остаточные тяжёлые нефтяные фракции с пределами выкипания от 350 °С до 500 °С. Но, не смотря на положительный экологический аспект использования процесса на нефтеперерабатывающих заводах, установки каталитического крекинга так или иначе оказывают влияние на окружающую среду.

Главным источником загрязнения на установке каталитического крекинга яв-

ляется реакторный блок. При выжиге кокса кислородом воздуха с поверхности отработанного катализатора в специальном аппарате – регенераторе, в окружающую среду выбрасываются отходящие газы регенерации. Кроме того, существует вероятность выброса отходящих газов при разгерметизации технологических систем или при наличии неплотностей фланцевых соединений.

В состав отходящих газов могут входить такие вредные вещества как: углеводороды, оксиды серы, твёрдые частицы (сажа, металлические частицы катализатора), а также продукты горения, такие как: оксиды углерода, сероводород, оксиды азота.

Углеводороды различного состава имеют канцерогенные свойства и способны приводить к отравлению людей при содержании в воздухе в больших количествах, а также загрязнять почву. Данные вещества могут составлять до 75 % от общего объёма отходящих газов каталитического крекинга.

Углеводородный газ может поступать в организм через дыхательные пути, оказывая наибольшее влияние на центральную нервную систему. При острых отравлениях наблюдается потеря сознания, судороги, ослабление дыхания. При лёгких отравлениях – возбуждение, головная боль, далее наступает сонливость, головокружение, усиленное сердцебиение, тошнота. Углеводородный газ взрывоопасен, максимальная разовая ПДК составляет от 1000 до 5000 мг/м^3 [38].

Сероводород в смеси с углеводородными газами в воздухе производственных помещений в количествах выше максимальной разовой ПДК, равной 0,008 мг/м^3 [38], может привести к заражению почвы и грунтовых вод, а также отравлению людей. При лёгком отравлении наблюдается резь в глазах, светобоязнь, ощущение инородного тела в глазах, кашель, головная боль. При тяжёлых отравлениях наблюдается посинение губ, головная боль, рвота, повышенное сердцебиение, потеря сознания.

Оксиды азота при содержании в воздухе выше максимальной разовой ПДК, равной 0,2 мг/м^3 [38], могут привести к следующим негативным последствиям: формированию зон недостатка кислорода в водных экосистемах, образованию

кислотных дождей, приводящих к загрязнению водных ресурсов и повреждению зданий и сооружений, при воздействии на человека могут вызвать различные заболевания дыхательных путей, такие как бронхиальная астма и бронхит, а также способствовать ухудшению иммунной системы.

Оксиды серы способны приводить к изменению климата и вызывать кислотные осадки, при содержании в воздухе выше максимальной разовой ПДК, равной 0,5 мг/м^3 [38], могут вызывать отравление и заболевания дыхательных путей.

Угарный газ (монооксид углерода) влечёт изменение климата, нарушение теплового баланса верхней атмосферы. Монооксид углерода является опасным ядом, приводящим к отравлению при соединении с гемоглобином в крови. Углекислый газ (диоксид углерода) может вызывать «парниковый эффект» и изменение климата. Высокие уровни диоксида углерода могут привести к ухудшению качества воздуха, что может привести к проблемам с дыханием, головным болям, усталости и даже к сонливости. Максимальная разовая ПДК для диоксида углерода в воздухе составляет 9000 мг/м^3, для монооксида – 5 мг/м^3 [38].

Катализаторная пыль от цеолитных катализаторов, в концентрациях, превышающих максимальную разовую ПДК, равную 2 мг/м^3 [38], может раздражающе действовать на слизистую оболочку дыхательных путей. Для улавливания взвешенных твёрдых частиц (сажи, металлической пыли), уносимых потоком воздуха с катализатора, в регенераторе установлены циклоны [39]. Однако, использование циклонов позволяет улавливать лишь частицы крупного размера и не решает проблему выброса отходящих газов (газов регенерации). Поэтому возникает необходимость введения дополнительных аппаратов, служащих для очистки газов.

Наиболее распространёнными аппаратами для очистки отходящих газов являются:

1. Сорбционные газоочистительные аппараты. В таких аппаратах отходящие газы контактируют с адсорбентами или абсорбентами, которые поглощают (сорбируют) загрязняющие вещества.

2. Электростатические фильтры. Очистка в этом случае происходит за счёт

зарядки частиц загрязнителей и их электростатического отделения от газовой смеси с помощью электрического поля.

3. Мокрые газоочистительные аппараты, такие как скрубберы. При очистке газов через скруббер, загрязнители поглощаются жидкостью, которая затем удаляется.

Наибольшей степени очистки можно добиться, используя весь предложенный комплекс очистки газов регенерации.

Отходами установки каталитического крекинга помимо отходящих газов, могут быть сточные воды. Вода в процессе каталитического крекинга используется как в технологических, так и во вспомогательных операциях, таких как: охлаждение производственной аппаратуры, транспортировка сырья, удаление отходов производства. Для решения проблемы дефицита водных ресурсов эффективным методом будет являться применение замкнутой система оборотного водоснабжения и очистные сооружения сточных вод, что позволит в 10 – 15 раз уменьшить их количество [40].

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения выпускной квалификационной работы для расчёта основного оборудования была выбрана установка каталитического крекинга с лифт-реактором Г-43-107, производительностью 1,5 млн т/год.

В результате выполнения работы были успешно реализованы поставленные цель и задачи, а именно:

1. Рассмотрены существующие разновидности установок каталитического крекинга, проведён выбор установки для расчёта;

2. Рассмотрены сырьё и продукты процесса;

3. Обоснован выбор установки каталитического крекинга;

4. Проведён технологический расчёт основных аппаратов;

5. Проанализированы требования пожарной безопасности и охраны окружающей среды на установке.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1 Никонова, С. А. Анализ рынка нефтедобычи и нефтепереработки в РФ / С. А. Никонова, Ж. Д. Кулагина, Д. Р. Таминдарова // Азимут научных исследований: экономика и управление. – 2019. – № 2. – С. 271-275.

2 Зарипова, А. Ф. Возможные пути снижения негативного воздействия объектов нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности на окружающую среду / А. Ф. Зарипова // Достижения науки и образования. – 2018. – С. 96-98.

3 ИТС 30-2021. Переработка нефти. Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям. – Переработка нефти. – М.: Бюро НДТ, 2021. – 700 с.

4 Мурзагулова, К. Б. Каталитический крекинг – базовый процесс нефтеперерабатывающих заводов / К. Б. Мурзагулова, М. А. Елубай, Д. Т. Толегенов, С. К. Мустафин // International innovation research. – 2018. – № 13. – С. 29-31.

5 Капустин, В. М. Технология переработки нефти. Ч. 2-я. Деструктивные процессы: учеб. пособие / В. М. Капустин, А. А. Гуреев. – М.: Колос, 2013. – 334 с.

6 Солодова, Н. Л. Каталитический крекинг нефтяного сырья: учеб. пособие / Н. Л. Солодова, Н. А. Терентьева. – Казань: КНИТУ, 2015. – 143 с.

7 Ломова, О. С. Принципы модернизации технологических установок каталитического крекинга / О. С. Ломова, Е. И. Яковлева, Л. Н. Олейник // Омский научный вестник. – 2010. – № 90. – С. 217-219.

8 Каталитический крекинг [Электронный ресурс]. – Режим доступа: https://neftegaz.ru/tech-library/neftekhimiya/141668-kataliticheskiy-kreking/ – 29.01.2023.

9 Крутько, Э. Т. Теоретические основы технологии производства органиче-

ских веществ. Переработка нефти: учеб. пособие / Э. Т. Крутько, У. Л. Леффлер. – 2-е изд. – Минск: БГТУ, 2007. – 434 с.

10 Xue, N. Understanding the enhancement of catalytic performance for olefin cracking: hydrothermally stable acids in P/HZSM-5 / N. Xue, X. Chen // Journal of Catalysis. – 2007. – № 8. – P. 8-10.

11 Кириллов, А. В. Каталитические процессы переработки нефтяного сырья / А. В. Кириллов. – Комсомольск-на-Амуре: ГОУВПО КнАГТУ, 2009. – 32 с.

12 Электронная химическая энциклопедия [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://www.cnshb.ru/AKDiL/0048/base/RK/080006.shtm – 6.02.2023.

13 Гильмутдинов, А. Т. Обзор современных катализаторов, используемых в процессах каталитического крекинга / А. Т. Гильмутдинов, Л. З. Хисамова // Вопросы науки и образования. – 2019. – № 50. – С. 10-15.

14 Ивашкина, Е. Н. Математическое моделирование процесса каталитического крекинга / Е. Н. Ивашкина, Э. Д. Иванчина, Г. Ю. Назарова // Деловой журнал NEFTEGAZ.RU. – 2019. – № 93. – С. 114-120.

15 Саламова, П. Х. Современные катализаторы каталитического крекирования тяжёлого и остаточного нефтяного сырья / П. Х. Саламова, М. В. Элитаев // Вестник магистратуры ГГНТУ. – 2021. – № 118. – С. 14-17.

16 Глазов, А. В. Разработка бицеолитного катализатора крекинга и результаты его эксплуатации на секции 200 комплекса КТ-1/1 / А. В. Глазов, О. И. Дмитриченко, В. И. Гордиенко [и др.] // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. – 2012. – № 9. – С. 8-10.

17 Назарова, Г. Ю. Повышение эффективности процесса каталитического крекинга вакуумного дистиллята в лифт-реакторе с применением метода математического моделирования: дис. канд. тех. наук: 02.00.13 / Г. Ю. Назарова; ТПУ. – Томск, 2019. – 191 с.

18 Установка каталитического крекинга FCC [Электронный ресурс]. – Режим доступа: https://pronpz.ru/ustanovki/kat-kreking.html – 24.01.2023.

19 Фураев, Д. Н. Компьютерная система для обучения ресурсосберегаю-

щему проектированию процессов вторичной переработки нефти / Д. Н. Фураев, Т. Б. Чистякова // Известия Санкт-Петербургского государственного технологического института (технического университета). – 2021. – № 85. – С. 101-106.

20 Соляр, Б. З. Каталитический крекинг остаточного нефтяного сырья / Б. З. Соляр, Э. З. Аладышева, Р. Г. Галиев, В. А. Хавкин // Технология нефти и газа. – 2009. – № 60. – С. 3-11.

21 Ганцев, А.В. Современное состояние и перспективы развития процесса каталитического крекинга нефтяного сырья / А.В. Ганцев, М.В. Виниченко // Universum: химия и биология. – 2019. – № 66. – С. 68-71.

22 Хаджиев, С. Н. Каталитический крекинг в составе современных комплексов глубокой переработки нефти / С. Н. Хаджиев, И. М. Герзелиев, В. М. Капустин [и др.] // Нефтехимия. – 2011. – № 1. – С. 33-39.

23 Задегбейджи, Р. Каталитический крекинг в псевдоожиженном слое катализатора. Справочник по эксплуатации, проектированию и оптимизации установок ККФ. / Р. Задегбейджи. – под ред. О. Ф. Гаглоевой. – 3-е изд. – СПб.: ЦОП «Профессия», 2014. – 384 с.

24 Белявский, О. Г. Опыт использования различных видов сырья на установках каталитического крекинга / О. Г. Белявский, А. А. Фербер, Э. А. Леошкевич, В. П. Доронин // Нефтепереработка и нефтехимия. Научно-технические достижения и передовой опыт. – 2000. – № 11. – С. 37-42.

25 Speight, J. G. Catalytic cracking / J. G. Speight // The Refinery of the Future (Second Edition) Laramie, Wyoming, United States: Gulf Professional Publishing. – 2020. – P. 197-226.

26 Зарифянова, М. З. Химия и технология вторичных процессов переработки нефти: учеб. пособие / М. З. Зарифянова, Т. Л. Пучкова, А. В. Шарифуллин. – Казань: КНИТУ, 2015. – 156 с.

27 Ахметов, С. А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: учеб. пособие / С. А. Ахметов, Т. П. Сериков. – Спб.: Недра, 2006. – 868 с.

28 Пашаева, Б. А. Синтез системы управления процессом каталитического крекинга нефти с использованием прогнозирующей модели / Б. А. Пашаева // Инженерный вестник Дона. – 2019. – № 24. – С. 12-20.

29 Долматов, Л. В. Новые товарные продукты с улучшенными экологическими свойствами / Л. В. Долматов // Химия и технология топлив и масел. – 2004. – № 6. – С. 18-21.

30 Шарипов, Р. А. Роль процесса каталитического крекинга в производстве высокооктановых автомобильных бензинов / Р. А. Шарипов, Г. М. Сидоров, Р. Р. Зиннатуллин [и др.] // Современные проблемы науки и образования. – 2015. – № 1. – С. 15-20.

31 Ершов, Д. С. Современное состояние и тенденции развития каталитического крекинга / Д. С. Ершов, А. Р. Хафизов, И.А. Мустафин [и др.] // Фундаментальные исследования. – 2017. – № 12. – С. 282-286.

32 Евдокимова, Н. Г. Технологические расчеты химических реакторов переработки углеводородного сырья. Часть 2 / Н. Г. Евдокимова, К. В. Александрова, Р. Г. Хасанов, Е. В. Грызина. – Уфа: УГНТУ, 2011. – 65 с.

33 Земский, Г. Т. Физико-химические и огнеопасные свойства органических химических соединений / Г. Т. Земский. – М.: ФГУ ВНИИПО МЧС России, 2009. – 502 с.

34 Рабинович, П. М. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки: Справочник / П. М. Рабинович, П. А. Рябых, П. А. Хоряков [и др.]. – М.: Химия, 1979. – 566 с.

35 Федеральный закон от 22.07.2008 N 123-ФЗ (ред. от 30.04.2021) «Технический регламент о требованиях пожарной безопасности» // Собр. законодательства Российской Федерации. – 2008. – № 123. – ст. 27.

36 Драчев, А. А. Категории пожарной безопасности. Избыточное давление взрыва. Сравнение России и Китая / А. А. Драчев, Р. Р. Шайхетдинова // Молодой учёный. – 2018. – № 188. – С. 17-19.

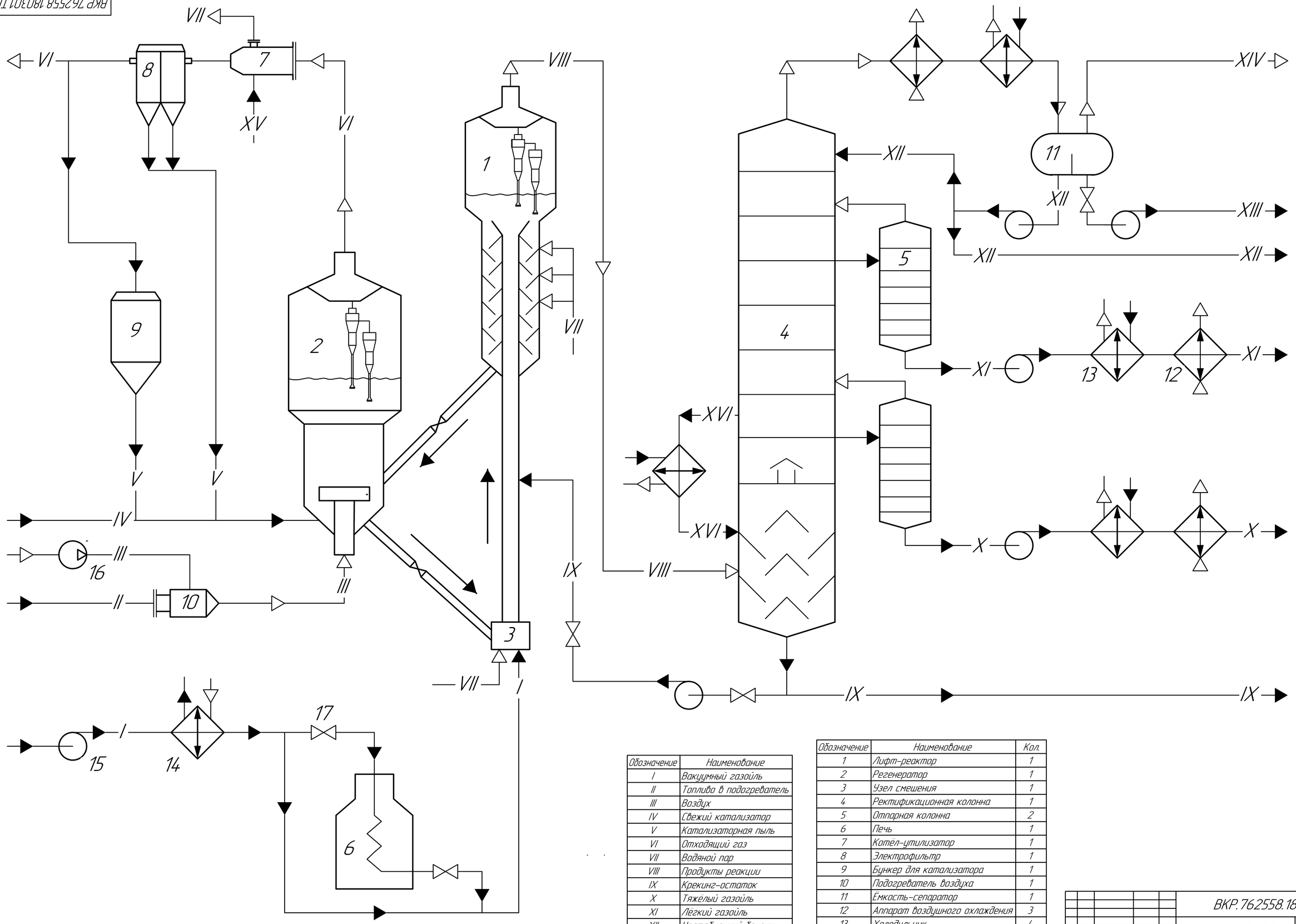
37 «Обеспечение пожарной безопасности предприятий нефтеперерабатыва-

ющей и нефтехимической промышленности. Рекомендации» (утв. ФГУ ВНИИПО МЧС РФ 24.05.2004) // Собр. законодательства Российской Федерации. – 2004. – № 18/5/1225/ – 114 с.

38 ГОСТ Р 12.1.005-2017. Общие санитарно-гигиенические требования к воздуху рабочей зоны: введ. 2018-01-07. – Национальный стандарт российской федерации; – М.: Стандартинформ, 2018. – 25 с.

39 Бензак, М. А. Выбросы с установки каталитического крекинга 43-103 / М. А. Бензак, А. О. Тимуш // Безопасность городской среды. – 2021. –№ 8. – С. 207-211.

40 Ляпков, А. А. Техника защиты окружающей среды. / А. А. Ляпков, Е. И. Ионова. – 2-е изд. – Томск: ТПУ, 2008. – 317 с.



Обозначение	Наименование
I	Вакуумный газойль
II	Топливо в подогреватель
III	Воздух
IV	Свежий катализатор
V	Катализаторная пыль
VI	Отходящий газ
VII	Водяной пар
VIII	Продукты реакции
IX	Крекинг-остаток
X	Тяжёлый газойль
XI	Лёгкий газойль
XII	Нестабильный бензин
XIII	Водный конденсат
XIV	Углеводородный газ
XV	Вода
XVI	Остаток-рециркулят

Обозначение	Наименование	Кол.
1	Лифт-реактор	1
2	Регенератор	1
3	Узел смешения	1
4	Ректификационная колонна	1
5	Отпарная колонна	2
6	Печь	1
7	Котёл-утилизатор	1
8	Электрофильтр	1
9	Бункер для катализатора	1
10	Подогреватель воздуха	1
11	Ёмкость-сепаратор	1
12	Аппарат воздушного охлаждения	3
13	Холодильник	4
14	Теплообменник	1
15	Насос	6
16	Компрессор	1
17	Вентиль запорный	5

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	ВКР.762558.180301.ТС
Разраб.		Дудкина М.П.			Расчёт основного оборудования установки каталитического крекинга
Пров.		Охотникова Г.Г.			
Т.контр.					Технологическая схема установки каталитического крекинга с лифт-реактором
Н.контр.		Родина Т.А.			
Утв.		Гужель Ю.А.			

Лит.	Масса	Масштаб
У	–	1:1
Лист	Листов 1	
АмГУ ИФФ 918-об		

Копировал Формат А1

Перв. примен. | Справ. № | Подп. и дата | Инв. № дубл. | Взам. инв. № | Подп. и дата | Инв. № подл.

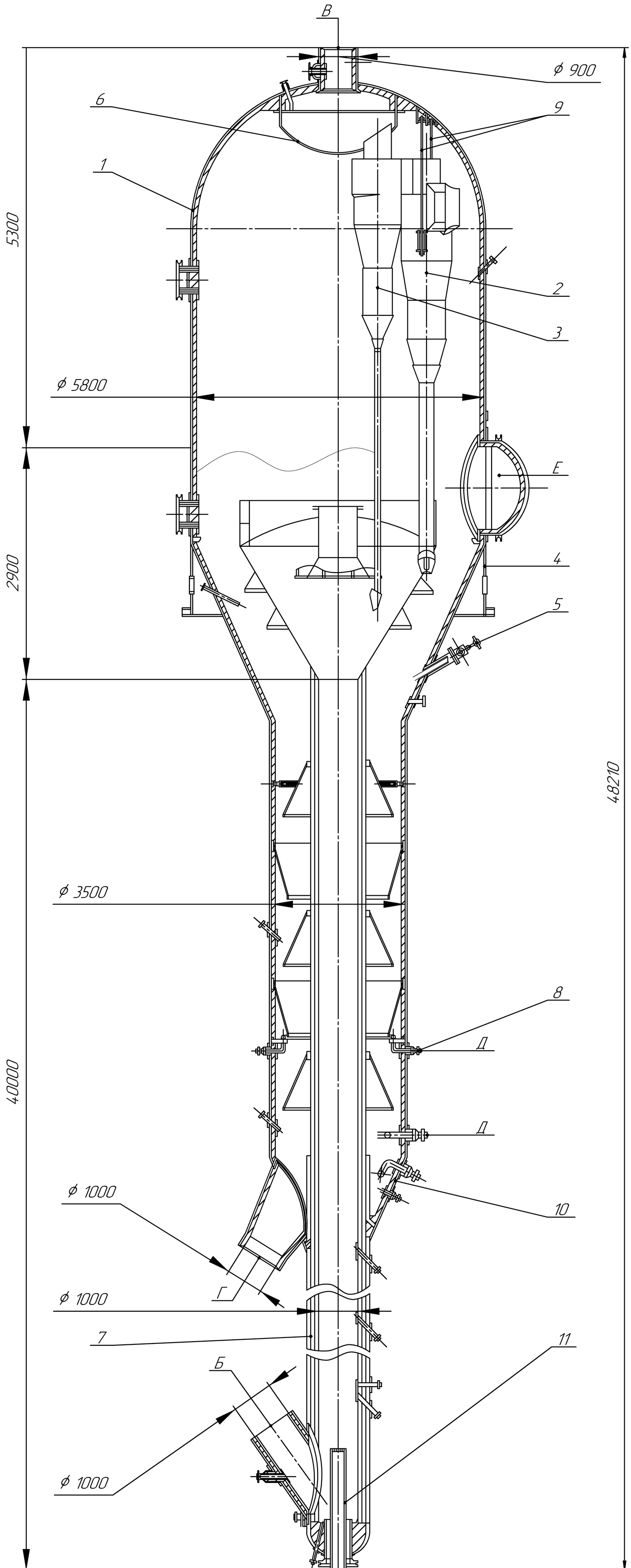


Таблица штуцеров и люков

Обозначение	Наименование штуцера	Кол.
А	Вход сырья	1
Б	Вход катализатора	1
В	Выход продуктов реакции	1
Г	Выход закоксованного катализатора	1
Д	Вход водяного пара	4
Е	Люк–лаз	1

Спецификация аппарата

Обозначение	Наименование	Кол.
1	Корпус	1
2	Циклон 1 ступени	4
3	Циклон 2 ступени	4
4	Опора	1
5	Форсунка шламовая	5
6	Камера сборная	1
7	Ствол	1
8	Коллектор ввода сырья	4
9	Тяга	8
10	Конус	1
11	Форсунка ввода сырья	1

ВКР.191274.180301.ВО

Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	ВКР.191274.180301.ВО			
Разраб.		Дудкина М.П.			Реактор лифтного типа установки каталитического крекинга	Лит.	Масса	Масштаб
Пров.		Охотникова Г.Г.						1:50
Т.контр.						Лист	Листов 1	
Н.контр.		Родина Т.А.			Вид общий	АмГУ ИФФ 918–об		
Утв.		Гужель Ю.А.						

Копировал

Формат А1

Перв. примен.

Справ. №

Подп. и дата

Инв. № дубл.

Взам. инв. №

Подп. и дата

Инв. № подл.

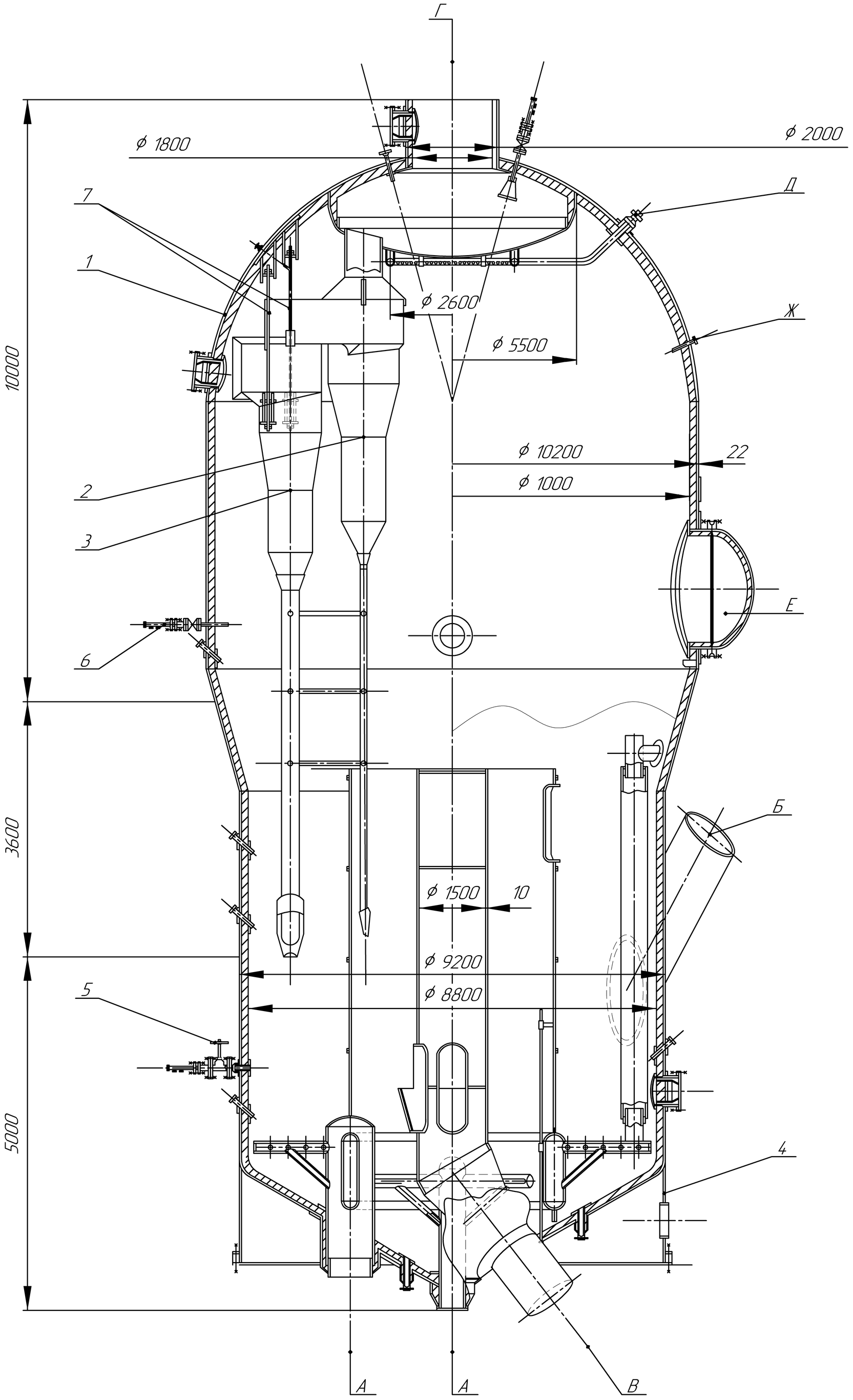


Таблица штуцеров и люков

Обозначение	Наименование штуцера	Кол.
А	Вход воздуха	1
Б	Вход закоксованного катализатора	1
В	Выход регенерированного катализатора	1
Г	Выход дымовых газов	1
Д	Вход водяного пара	4
Е	Люк-лаз	1
Ж	Штуцер термрпары	29

Спецификация аппарата

Обозначение	Наименование	Кол.
1	Корпус	1
2	Циклон 1 ступени	4
3	Циклон 2 ступени	4
4	Опора	1
5	Форсунка топливная	6
6	Форсунка конденсатная	8
7	Тяга	12

					ВКР.191274.180301.ВО	
Изм.	Лист	№ докум.	Подп.	Дата	Регенератор установки каталитического крекинга	Лит. / Масса / Масштаб: 1:50
Разраб.		Дудкина М.П.				Лист / Листов: 1
Пров.		Охотникова Г.Г.				
Т.контр.						
Н.контр.		Родина Т.А.			Общий вид	АмГУ ИФФ 918-об
Утв.		Гужель Ю.А.				

Копировал

Формат А1

Перв. примен.

Справ. №

Подп. и дата

Инв. № дубл.

Взам. инв. №

Подп. и дата

Инв. № подл.