

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

Инженерная школа природных ресурсов
 Направление подготовки 18.04.01 «Химическая технология (профиль Химическая технология топлива и газа)»
 Отделение химической инженерии

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Моделирование работы реакторно-регенераторного блока установки каталитического крекинга вакуумного газойля

УДК 665.644:519.876

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Попов Роман Дмитриевич		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Ивашкина Елена Николаевна	Д.Т.Н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ ПО РАЗДЕЛАМ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	К.Э.Н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Пашков Евгений Николаевич	К.Т.Н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Ивашкина Елена Николаевна	Д.Т.Н.		

**Запланированные результаты обучения
по образовательной программе «Химическая технология топлива и газа»
(направление подготовки 18.04.01 «Химическая технология»)**

Код компетенции СУОС	Наименование компетенции СУОС (самостоятельно устанавливаемого образовательного стандарта)
Общекультурные (универсальные) компетенции	
УК(У)-1	Способность осуществлять критический анализ проблемных ситуаций на основе системного подхода, вырабатывать стратегию действия
УК(У)-2	Способность управлять проектом на всех этапах его жизненного цикла
УК(У)-3	Способность организовывать и руководить работой команды, вырабатывая командную стратегию для достижения поставленной цели
УК(У)-4	Способность применять современные коммуникативные технологии, в том числе на иностранном(ых) языке(ах), для академического и профессионального взаимодействия
УК(У)-5	Способность анализировать и учитывать разнообразие культур в процессе межкультурного взаимодействия
УК(У)-6	Способность определять и реализовывать приоритеты собственной деятельности и способы ее совершенствования на основе самооценки
Общепрофессиональные компетенции	
ОПК(У)-1	Готовность к коммуникации в устной и письменной формах на русском и иностранном языках для решения задач профессиональной деятельности
ОПК(У)-2	Готовность руководить коллективом в сфере своей профессиональной деятельности, толерантно воспринимая социальные, этнические, конфессиональные и культурные различия
ОПК(У)-3	Способность к профессиональной эксплуатации современного оборудования и приборов в соответствии с направлением и профилем подготовки
ОПК(У)-4	Готовность к использованию методов математического моделирования материалов и технологических процессов, к теоретическому анализу и экспериментальной проверке теоретических гипотез
ОПК(У)-5	Готовность к защите объектов интеллектуальной собственности и коммерциализации прав на объекты интеллектуальной собственности
Профессиональные компетенции	
ПК(У)-1	Способность организовывать самостоятельную и коллективную научно-исследовательскую работу, разрабатывать планы и программы проведения научных исследований и технических разработок, разрабатывать задания для исполнителей
ПК(У)-2	Готовность к поиску, обработке, анализу и систематизации научно-технической информации по теме исследования, выбору методик и средств решения задачи
ПК(У)-3	Способность использовать современные приборы и методики, организовывать проведение экспериментов и испытаний, проводить их обработку и анализировать их результаты
Дополнительные профессиональные компетенции (профессиональные компетенции, установленные университетом)	
ДПК(У)-1	Готовность к решению профессиональных производственных задач – контролю технологического процесса, разработке параметров проведения технологического процесса, разработке технологических расходных коэффициентов сырья и материалов, энергоресурсов, к выбору основного и вспомогательного оборудования
ДПК(У)-2	Способность использовать математические модели и пакеты прикладных программ для описания и прогнозирования различных явлений
ДПК(У)-3	Способность проводить технологические и технические расчеты по проектам, технико-экономический анализ проекта
ДПК(У)-4	Способность разрабатывать учебно-методической документации для реализации образовательных программ

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

Инженерная школа природных ресурсов
 Направление подготовки 18.04.01 «Химическая технология (профиль Химическая технология топлива и газа)»
 Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:
 Руководитель ООП
 _____ Ивашкина Е.Н.

ЗАДАНИЕ
на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Магистерской диссертации

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

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ92	Попову Роману Дмитриевичу

Тема работы:

Моделирование работы реакторно-регенераторного блока установки каталитического крекинга вакуумного газойля	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	от 02.02.2021 № 33-24/с

Срок сдачи студентом выполненной работы:	
--	--

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

<p>Исходные данные к работе</p> <p><i>(наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).</i></p>	<p>Объект исследования – промышленная крупнотоннажная установка каталитического крекинга мощностью более 2 млн. т/год по сырью. Режим работы – непрерывный</p> <p>Установка КТ-1/1 предназначена для производства компонентов бензина и дизельного топлива, олефинсодержащего газа, являющегося сырьем для нефтехимии, легкого и тяжелого газойлей, а так же кокса.</p>
<p>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов</p> <p><i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в</i></p>	<p>1. Современное состояние технологии каталитического крекинга</p> <p style="padding-left: 20px;">1.1 История развития и современные технологии процесса каталитического крекинга</p> <p style="padding-left: 20px;">1.2 Конструкции реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга</p>

<p><i>рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i></p>	<p>2. Объект и методы исследования</p> <p>2.1 Технология каталитического крекинга</p> <p>2.2 Мониторинг секции С-200 установки КТ-1/1</p> <p>2.3 Физико-химические основы процесса каталитического крекинга</p> <p>2.3.1 Химизм процесса каталитического крекинга</p> <p>2.3.2 Механизм реакций каталитического крекинга</p> <p>3. Определение термодинамических и кинетических закономерностей процесса каталитического крекинга</p> <p>3.1 Термодинамический анализ реакций процесса каталитического крекинга</p> <p>3.2 Построение формализованной схемы превращений углеводородов в процессе каталитического крекинга</p> <p>3.3 Разработка кинетической модели процесса каталитического крекинга</p> <p>4. Моделирование работы реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга</p> <p>4.1 Выполнение прогнозных расчетов</p> <p>4.1.1 Влияние температуры сырья и соотношения катализатор:сырье на процесс каталитического крекинга</p> <p>4.1.2 Влияние температуры катализаторного потока после регенерации на температуру крекинга</p> <p>4.1.3 Исследование влияния состава сырья и расхода шлама на процесс каталитического крекинга</p> <p>4.1.4 Влияние расхода шлама на выход кокса</p> <p>5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение</p> <p>6. Социальная ответственность</p> <p>Заключение</p> <p>Список публикаций</p> <p>Список используемых источников</p>
<p>Перечень графического материала</p> <p><i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i></p>	<p>Технологическая схема процесса каталитического крекинга вакуумного газойля</p> <p>Формализованная схема превращений углеводородов</p> <p>Результаты исследования на математической модели</p>
<p>Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы</p> <p><i>(с указанием разделов)</i></p>	
<p>Раздел</p>	<p>Консультант</p>

Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	Рыжакина Татьяна Гавриловна, к.э.н., доцент
Социальная ответственность	Пашков Евгений Николаевич, к.т.н., доцент
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:	
1 Современное состояние технологии каталитического крекинга	
1.1 История развития и современные технологии процесса каталитического крекинга	
1.2 Конструкции реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	
---	--

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Ивашкина Елена Николаевна	д.т.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Попов Роман Дмитриевич		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСООБЪЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ92	Попову Роману Дмитриевичу

Школа	ИШПР	Отделение	Отделение химической инженерии
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	18.01.04 Химическая технология

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:	
1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Затраты на оборудование и программное обеспечение – 34900 руб.; затраты на заработную плату - 464240 руб.; затраты на социальные отчисления – 155984,6 руб.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	Продолжительность выполнения проекта - 21 месяц; дополнительная заработная плата - 12% от основной;
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	Отчисления на социальные нужды во внебюджетные фонды – 30%.
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Оценка коммерческого потенциала, перспективности и альтернатив разработки проекта с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	Проведение предпроектного анализа. Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Инициирование проекта. Планирование и формирование бюджета разработки	Планирование управления научно-техническим проектом. Определение бюджета научного исследования
3. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности разработки	Оценка сравнительной эффективности исследования.
Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):	
1. Оценка конкурентоспособности технических решений	
2. Матрица SWOT	
3. График проведения и бюджет проекта	
4. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности разработки	

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	01.02.2021
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	Кандидат экономических наук		01.02.2021

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Попов Роман Дмитриевич		01.02.2021

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ92	Попов Роман Дмитриевич

Школа	Инженерная школа природных ресурсов	Отделение (НОЦ)	Отделение химической инженерии
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	18.04.01 Химическая технология

Тема ВКР:

Моделирование работы реакторно-регенераторного блока установки каталитического крекинга вакуумного газойля	
Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:	
1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	Объект исследования: установка каталитического крекинга вакуумного газойля. Область применения: нефтехимическая промышленность.
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	<ul style="list-style-type: none"> – Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 N 197-ФЗ (с изм. и доп., вступ. в силу с 01.05.2021); – ГОСТ 12.2.032-78 ССБТ. Рабочее место при выполнении работ сидя. Общие эргономические требования; – Федеральный закон от 28.12.2013 N 426 О специальной оценке условий труда с изменениями 2019; – ГОСТ 21889-76 Система «человек-машина». Кресло человека-оператора. Общие эргономические требования; – ГОСТ 12.1.019-2017 Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов.
2. Производственная безопасность: 2.1. Анализ выявленных вредных и опасных факторов 2.2. Обоснование мероприятий по снижению воздействия	<ul style="list-style-type: none"> – Повышенный уровень шума; – Работа с веществами, обладающими свойствами химического воздействия; – Повышенная или пониженная температура, относительная влажность воздуха, запыленность воздуха; – Отсутствие или недостаток естественного/искусственного освещения; – Опасные производственные факторы связанные с электрическим

	током, вызываемым разницей электрических потенциалов, под действие которого попадает работающий, включая действие молнии и высоковольтного разряда в виде дуги;
3. Экологическая безопасность:	<p>Атмосфера: выбросы предельных углеводородов, серосодержащих, азотосодержащие и кислородосодержащие соединения, органические соединения.</p> <p>Гидросфера: сбросы воды от санитарно-бытовых и ремонтных работ, а также технологический конденсат.</p> <p>Литосфера: загрязнение почвы сырьем и продуктами крекинга, а также отработанным катализатором.</p>
4. Безопасность в чрезвычайных ситуациях:	<p>Чрезвычайные ситуации, которые может инициировать объект исследования: возгорание и взрыв.</p> <p>Возможная чрезвычайная ситуация на рабочем месте: пожар.</p>

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

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Пашков Евгений Николаевич	к.т.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Попов Роман Дмитриевич		

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

Инженерная школа природных ресурсов
 Направление подготовки 18.04.01 «Химическая технология (профиль Химическая технология топлива и газа)»
 Отделение химической инженерии
 Период выполнения (осенний / весенний семестр 2020/2021 учебного года)

Форма представления работы:

Магистерская диссертация

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

**КАЛЕНДАРНЫЙ РЕЙТИНГ-ПЛАН
выполнения выпускной квалификационной работы**

Срок сдачи студентом выполненной работы: _____

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
01.10.2019	Современное состояние технологии каталитического крекинга	20
15.03.2020	Объект и методы исследования	10
09.12.2020	Определение термодинамических и кинетических закономерностей процесса каталитического крекинга	40
22.01.2020	Моделирование работы реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга	10
21.03.2021	Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	10
10.04.2021	Социальная ответственность	10

Составил преподаватель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Ивашкина Елена Николаевна	Д.Т.Н.		

СОГЛАСОВАНО:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор	Ивашкина Елена Николаевна	Д.Т.Н.		

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит 149 страниц, 39 рисунков, 45 таблиц, 5 приложений, 41 источник.

Ключевые слова: математическая модель, каталитический крекинг, бензиновая фракция, оптимизация.

Объектом исследования является установка каталитического крекинга вакуумного газойля секции С-200 в составе установки глубокой переработки мазута комплекса КТ-1/1.

Цель работы – прогнозирование работы реакторно-регенераторного блока установки каталитического крекинга вакуумного газойля с применением математической модели.

В результате проведенных исследований разработана математическая модель реактора каталитического крекинга, в основу которой положены химические закономерности протекания реакций каталитического крекинга на цеолитсодержащем катализаторе. Проведенные расчеты позволили спрогнозировать выход продуктов крекинга в зависимости от состава перерабатываемого сырья и технологического режима работы реактора каталитического крекинга и позволили дать рекомендации по поддержанию технологического режима для увеличения выхода бензиновой фракции в зависимости от состава перерабатываемого сырья.

Степень внедрения: разработанная математическая модель может быть внедрена на производственных объектах.

Экономическая значимость работы заключается в возможности прогнозирования выхода светлых фракций в технологии глубокой переработки нефтяного сырья с применением разработанной модели в зависимости от состава сырья и технологических параметров процесса, а также возможности оптимизации процесса путем корректировки технологического режима.

Определения, обозначения, сокращения, нормативные ссылки

Нормативные ссылки

В настоящей работе использованы ссылки на следующие стандарты:

1. Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 N 197-ФЗ (с изм. и доп., вступ. в силу с 01.05.2021);
2. ГОСТ 12.2.032-78 ССБТ. Рабочее место при выполнении работ сидя. Общие эргономические требования;
3. Федеральный закон от 28.12.2013 N 426 О специальной оценке условий труда с изменениями 2019;
4. ГОСТ 21889-76 Система «человек-машина». Кресло человека-оператора. Общие эргономические требования;
5. ГОСТ 12.1.019-2017 ССБТ. Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов.
6. ГОСТ 12.1.003-2014 ССБТ. Шум. Общие требования безопасности
7. ГОСТ 12.1.007-76 ССБТ. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности.
8. СанПиН 2.2.4.548-96 Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.

Сокращения

ФСС – каталитический крекинг в псевдоожигенном слое катализатора;

КК – каталитический крекинг;

УВ – углеводороды;

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод;

ТНО – тяжелый нефтяной остаток;

ППФ – пропан-пропиленовая фракция;

ББФ – бутан-бутиленовая фракция

Оглавление

Введение	14
1 Современное состояние технологии каталитического крекинга	16
1.1 История развития и современные технологии процесса каталитического крекинга	17
1.2 Конструкции реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга	20
2 Объект и методы исследования	34
2.1 Технология каталитического крекинга	34
2.2 Мониторинг секции С-200 установки КТ-1/1	37
2.2 Физико-химические основы процесса каталитического крекинга	47
2.2.1 Химизм процесса каталитического крекинга	47
2.2.2 Механизм реакций каталитического крекинга	49
3 Определение термодинамических и кинетических закономерностей процесса каталитического крекинга	52
3.1 Термодинамический анализ реакций процесса каталитического крекинга	53
3.2 Построение формализованной схемы превращений углеводородов в процессе каталитического крекинга	54
3.3 Разработка кинетической модели процесса каталитического крекинга	56
4 Моделирование работы реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга	60
4.1 Выполнение прогнозных расчетов	62
4.1.1 Влияние температуры сырья и соотношения катализатор:сырье на процесс каталитического крекинга	62
4.1.2 Влияние температуры катализаторного потока после регенерации на температуру крекинга	65

4.1.3 Исследование влияния состава сырья и расхода шлама на процесс каталитического крекинга	67
4.1.4 Влияние расхода шлама на выход кокса	71
5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	74
6 Социальная ответственность	100
Заключение	117
Список публикаций	119
Список использованных источников	120
Приложение А	125
Приложение Б	141
Приложение В	144
Приложение Г	147
Приложение Д	148

Введение

В настоящее время, в связи с увеличением доли добычи и переработки тяжелой нефти, а также ростом потребления дизельного топлива и бензина появилась необходимость направить нефтеперерабатывающую промышленность на увеличение мощностей деструктивных и облагораживающих процессов с получением светлых нефтепродуктов и уменьшением производства топочных мазутов. Одним из наиболее распространенных в нефтеперерабатывающей промышленности каталитических процессов, основанных на деструкции углеводородов, является каталитический крекинг.

Сегодня одной из основных задач НПЗ России является модернизация установок вторичной переработки нефти с целью повышения качества нефтепродуктов и увеличения глубины переработки углеводородного сырья. Это направление развития также сопряжено с необходимостью повышения качества бензина крекинга и увеличением его выхода.

Наиболее эффективной стратегией оптимизации действующих установок, их адаптация в условиях изменения состава сырья, а также подбор технологических режимов на новых установках является применение системного анализа, а в частности метода математического и кинетико-термодинамического моделирования.

Целью данной работы является прогнозирование работы реакторно-регенераторного блока установки каталитического крекинга вакуумного газойля с применением математической модели.

Актуальность данной темы заключается в решении проблемы низкого выхода светлых фракций, в том числе бензина с высоким октановым числом и другими характеристиками, а также легких олефинов при ресурсо-эффективном использовании цеолитсодержащего катализатора. Вместе с тем, решение производственных задач по оптимизации и поддержанию технологического режима усложняется в связи с изменением состава

перерабатываемого сырья, изменении активности катализатора при отравлении коксом и тяжелыми металлами, а также значительным перепадом температур по высоте аппарата, который оказывает влияние на направление реакции.

На решение таких задач направлена настоящая работа.

1 Современное состояние технологии каталитического крекинга

Производство бензина в мире в значительной степени базируется на процессе каталитического крекинга (КК). По состоянию на 2014 г. более чем на трехсот из шестиста пятидесяти нефтеперерабатывающих производств находятся установки каталитического крекинга, как один из основных процессов переработки нефти. Также, наряду с каталитическим крекингом, широко распространен гидрокрекинг, еще один способ глубокой переработки нефти. На рисунке 1.1 изображены диаграммы, отражающие количество нефтеперерабатывающих заводов, на которых используются установки глубокой переработки, при этом на некоторых используется более одной установки КК, а также доли процессов переработки нефти на нефтеперерабатывающих заводах, выражающие число баррелей сырой нефти в сутки. Помимо основного продукта бензиновой фракции, продуктами блока каталитического крекинга является сырье нефтехимических процессов и, в большей степени пропилен [1].

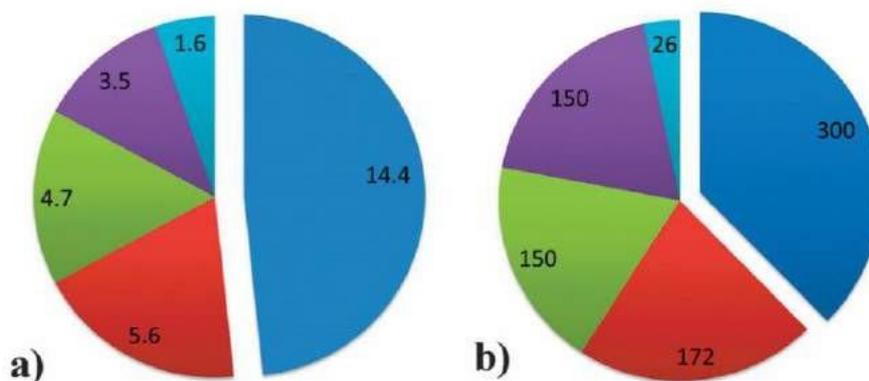


Рисунок 1.1 – (а) Установленные мощности основных процессов нефтеперерабатывающих заводов по миру, в млн баррелей в сутки. (б) Количество нефтеперерабатывающих заводов, на которых установлены основные конверсионные процессы. Данные на 2014 год

Цветовое обозначение: каталитический крекинг: синий; гидрокрекинг: красный; замедленное коксование: зеленый; термические процессы:

фиолетовый; гидроочистка мазута: голубой.

1.1 История развития и современные технологии процесса каталитического крекинга

В начале 1930-х годов было обнаружено, что при определенных условиях мелкодисперсные твердые частицы могут перемещаться подобно жидкостям, с тех пор началось развитие технологии каталитического крекинга. Благодаря своим свойствам эти частицы имеют преимущество в тепло- и массообмене перед крупными гранулами катализатора, используемого в других технологиях. Также, с точки зрения термодинамики, благодаря сильному эндотермическому эффекту реакции крекинга и экзотермического эффекта в регенерации сжиганием кокса жидкая фаза наиболее выгодна для КК.

В 1942 году в эксплуатацию была введена первая установка каталитического крекинга, с тех пор конструкция установки претерпела значительные изменения. Для повышения производительности установки КК почти все ее компоненты были модернизированы. Standard Oil Development Co. (SOD, сегодня ExxonMobil) компания, впервые разработавшая установку КК, которая впоследствии была введена в эксплуатацию. Конструкция установки представляла собой несколько небольших аппаратов, с восходящим потоком катализатора в реакторе и в регенераторе. Регенерация осуществлялась при пониженном давлении с использованием внешних циклонов. В 1947 году была разработана каскадная модель КК компанией UOP. В данном случае регенератор был меньших размеров, при этом регенерированный катализатор поступал в реактор подачей пара, а закоксованный катализатор самотеком поступал в регенератор. Это была первая установка, использовавшая очищенный отработанный катализатор [2].

В 1957 году был предложен блок, объединяющий реактор и регенератор с псевдоожиженным слоем, в который входили регенератор, расположенный ниже, чем реактор со внутренним стриппером. М.В. Келлог ввел данную модель, при этом поток катализатора проходил через внутренние

вертикальные трубы, напорную трубу, стояк катализаторопровода и контролировался проходным краном.

В 1952 году был предложен другой вариант установки, при котором процесс подачи катализатора происходит за счет изменения разности давлений между регенератором и реактором (U-образный изгиб катализаторопровода) и за счет изменения подачи воздуха в регенератор. Эта разновидность была представлена компанией SOD и имела меньшие размеры с расположенными близко друг к другу аппаратами, работающими при более высоких скоростях и внутренних давлениях.

В 1957 году компанией Shell впервые была предложена конструкция установки КК с использованием лифт-реактора, однако утверждена была только в 1960-х в связи с появлением цеолитсодержащих катализаторов крекинга, обладающих более высокой активностью. С тех пор лифт-реактор является неотъемлемой частью всех современных конструкций установок КК [2].

Усовершенствования в катализаторах КК (например, добавление активаторов сгорания) позволили усовершенствовать процесс регенерации в КК, который снизил количество кокса на восстановленном катализаторе до $<0,1\%$ по весу. Блок Келлогга, в который входили две ступени регенерации в одинаковых устройствах, появился в 1973 году. В 1978 году компания UOP предложила конструкцию установки с более эффективным регенератором, при этом аппараты располагались близко друг к другу. При этом реакции протекали в псевдооживленном слое в лифт-реакторе небольшого диаметра и камере сгорания с отдельными устройствами для сбора катализатора и газообразных продуктов сгорания. В 1979 году компания Exxon разработала установку КК на флюидизированном катализаторе, конструкция которой состояла из регенератора, расположенного на нижнем уровне, стриппера, располагающегося наверху, и подъемника для разгрузки катализатора, при этом аппараты располагались аналогично близко друг к другу.

В 1980-х годах, в связи с ростом потребности переработки тяжелого

сырья, разрабатывались все новые конструкции установок. В 1981 году компания Total Petroleum USA ввела установку КК (установка R2R, теперь лицензируемая Axens/IFP и Stone & Webster), главной особенностью которой было наличие двухэтапной системы регенерации, протекающей в двух отдельных аппаратах и лифт-реакторе с системой впрыска исходной нефти и внутренней выходной системой разделения. Катализатор при этом не охлаждается. В дальнейшем появилась необходимость модернизации конструкций аппаратов с упором на переработку остатков атмосферной перегонки. Наиболее успешными разработками были технологии компании UOP (переработка нефтяных остатков) и Petrobras (расширенная переработка) [3-5]. Технология бразильской компании Petrobras состоит из набора фирменных разработок, в число которых входит Ultramist, т.е. оптимизированная система впрыска исходной нефти, в комплексе с улучшенным лифт-реактором, а также оптимальная механическая конструкция и система циклонов PASS с замкнутым контуром [6-8].

В таблице 1.1 представлены основные компании-разработчики современных технологий каталитического крекинга [9].

Таблица 1.1 – Основные разработчики современных технологий каталитического крекинга

Разработчик	Название процесса, характерные признаки
UOP LLC (в сотрудничестве с BARCO)	MSCC (Каталитический крекинг миллисекундный, более 6 установок)
	FCC (каталитический крекинг в псевдооживленном слое)
	RFCC (каталитический крекинг мазута в псевдооживленном слое)
	RETROFCC (Каталитический крекинг в псевдооживленном слое направленный на получение сырья для нефтехимии)
ABB Lummus Global Inc	FCC (более 13 установок)
Kellog Brown & Root Inc.	FCC (более 120 установок)

Продолжение таблицы 1.1.

Shell Global Solution International B.V.	FCC (более 30 новых и более 25 модернизированных установок)
Stone & Webster Inc., Shaw Group	FCC (более 26 новых и более 100 модернизированных установок)
	DCC (глубокий каталитический крекинг)
	Каталитический крекинг мазута в псевдооживленном слое

1.2 Конструкции реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга

Особенность катализатора крекинга в псевдооживленном слое заключается в том, что при его аэрации паром катализатор ведет себя подобно жидкости из-за мелкодисперсного состояния. Данный тип катализатора непрерывно перемещается между зонами реакции и регенерации, при этом является носителем тепла регенератора сырью и реактору. На рисунке 1.2 представлены две принципиальные схемы установок FCC, которые являются основными на сегодняшний день [10].

Различия в схемах обусловлены способами контроля проводимых реакций, а также местом их проведения. Реакция в данном процессе протекает в линии питания.

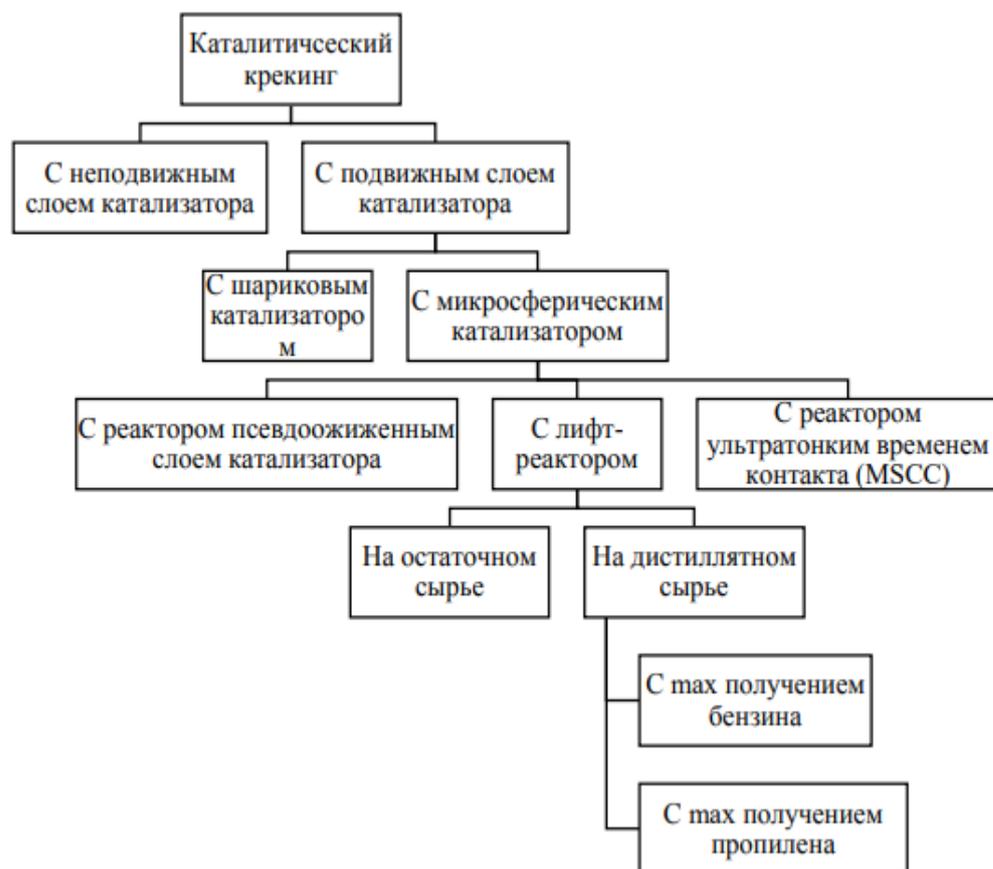


Рисунок 1.2 – Виды установок FCC

Старые конструкции установок можно модернизировать с целью повышения максимальной глубины крекинга в лифт-реакторе, а также иметь возможность управлять реакцией [11]. Это возможно достичь при нужном изменении подачи в лифт-реактор регенерированного катализатора.

В работе [12] метод относится к деструктивной переработке ТНО.

Одним из способов осуществления является реактор циклонного типа, который состоит из горизонтальной трубы с торцевыми форсунками, установленными на торцевой части (рис. 1.3).

Реактор входит по касательной к первому циклону, внутрь которого помещается циклон батарейного типа, в который входит секция отпарки закоксованного адсорбента посредством ввода водяного пара. Этот циклон состоит из патрубков для ввода и вывода адсорбента, вывода продуктов реакций и подачи водяного пара. При температуре 700-800 °С ведется обжиг

закоксованного адсорбента в кипящем слое регенератора.

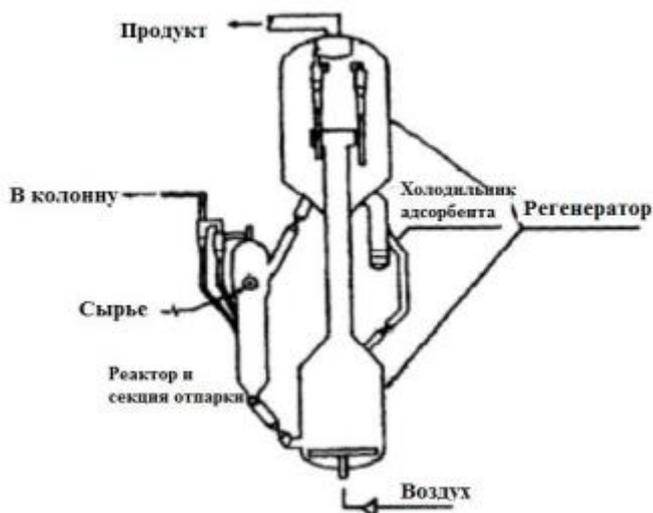


Рисунок 1.3 – Конструкция реакторно-регенераторного блока

Условия проведения процесса: температура 500–710 °С и время контакта 0,01–0,10 с. Адсорбентом выступают природные железорудные материалы и отходы их переработки. Вертикальный и горизонтальный цилиндры, соединенные жестко между собой и расположенные перпендикулярно, представляют собой корпус для регенерации закоксованного адсорбента. Регенератор при этом секционированный с кипящим слоем. Внутри горизонтального цилиндра находится реакционная зона, где секционировано вертикально расположены перфорированные перегородки, при том обжигаемый материал находится в кипящем слое. Холодильники с проточной перегородкой, расположенной на выходе восстановленного адсорбента, размещаются между вертикальными перегородками. Отстойная зона с циклонами находится в вертикальной зоне. Благодаря данной конструкции можно увеличить выход дистиллятов с низким содержанием металлов и показателем коксуемости.

На рисунке 1.3 показана установка, разработанная компанией UOP LLC [13].

Устройство данной разработки состоит из распределителя в наклонном положении и участка подъемной трубы. При этом улучшается перемешивание, что при проведении процесса КК, приводит к улучшению контакта

катализатора с углеводородами и за счет этого уменьшает коксообразование в подъемной трубе.

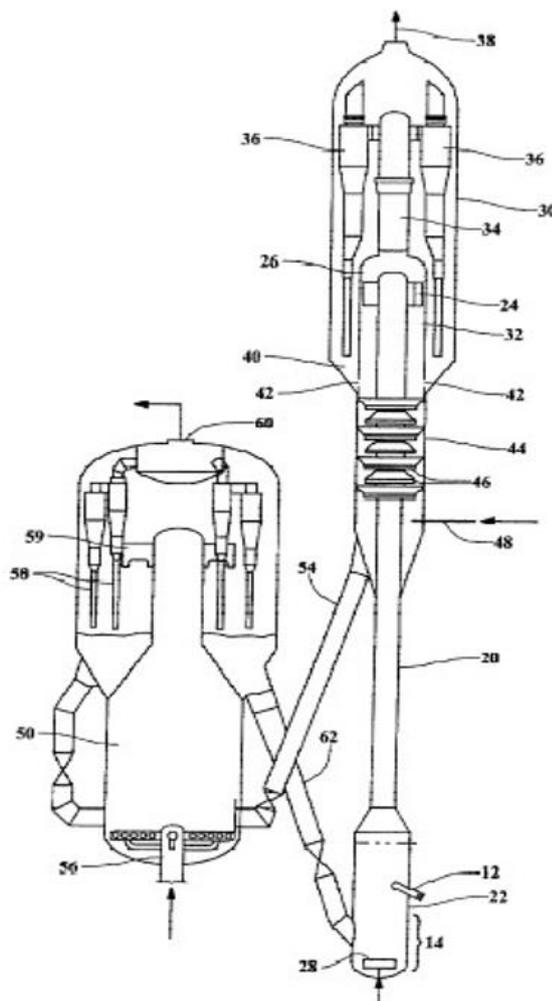


Рисунок 1.4 – Устройство реакторно-регенераторного блока.

12 – распределители; 14 – нижняя зона; 20 – подъемная труба; 22 – низ подъемной трубы; 24 – выходное отверстие; 26 – баллистический сепаратор; 28 – распределитель пара; 30 – реактор; 32 – разделительная камера; 34 – газовая труба; 36 – циклоны; 38 – патрубок для продуктов; 40 – плотный слой; 42 – отверстия; 44 – зона очистки; 46 – каскадные тарелки; 48 – трубопровод; 50 – регенератор; 54 – трубопровод закоксованного катализатора; 56 – распределитель; 58 – циклоны регенератора; 59 – первичный сепаратор; 60 – выходной патрубок; 62 – нагнетательная труба.

Сырье в данном устройстве – вакуумный газойль. Кратность сырья для

бесперебойной работы подъемной трубы составляет от 8 до 12. Реактор работает при давлении от 0,103 до 0,241 МПа и температуре от 427 °С до 690 °С. В подъемную трубу подводится водяной пар в количестве 5 % масс. от подводимого сырья. Выход основного продукта бензина составляет 38,3 % масс., а также побочных продуктов легкого газойля, кокса и осветленного масла соответственно 19,7 % масс., 16,7 % масс. и 13,7 % масс.

На рисунке 1.5 представлена конструкция КК, разработанная авторами [14].

Данная модель состоит из реакторной и регенераторной частей. Реакторная в свою очередь включает, лифт-реактор, отстойный аппарат и отпарную зону. Регенераторная содержит в себе непосредственно регенератор и регулятор температуры или охладитель.

При температуре 690 °С регенерированный катализатор поступает в зону предварительного подъема, а затем направляется в область реакции нефтяного сырья лифт-реактора. Восходящий поток катализатора при постоянном взаимодействии смешивается с тяжелым сырьем. При этом время контакта составляет 0,8с и температура 520 °С. Реакционная смесь поступает в сепаратор для разделения, а катализатор на регенерацию.

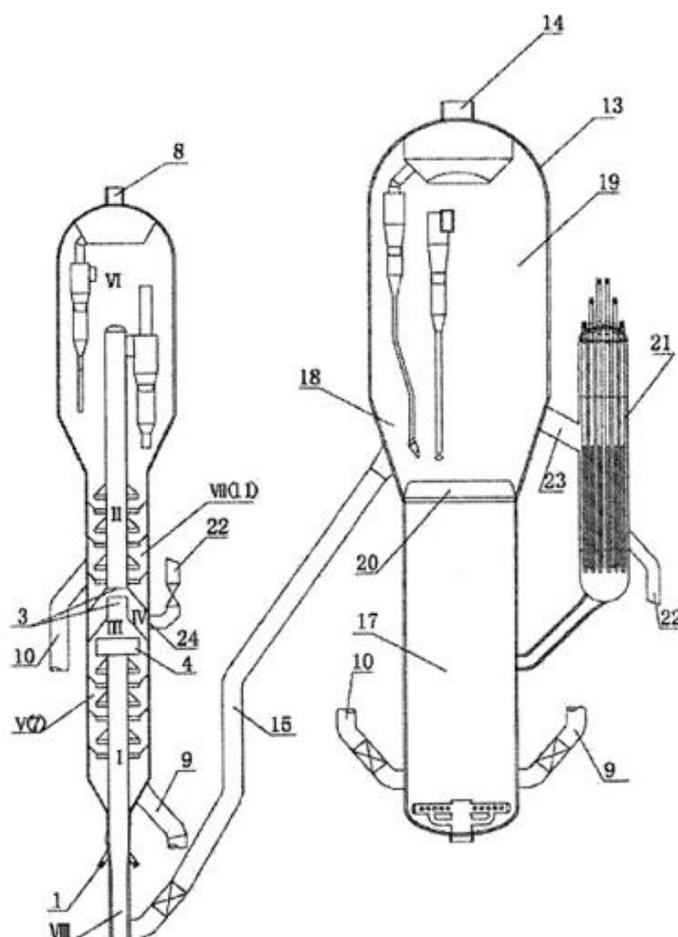


Рисунок 1.5 – Конструкция реакторно-регенераторного блока.

1 – сырьевая форсунка; 3 – проход в перегородке; 4 – сепаратор катализатора; 7 – отпарная секция; 8 – выводной патрубок для нефтяного сырья; 9, 10 – стояк для отходящего потока; 11 – вторая отпарная секция; 13 – регенератор; 14 – выводной патрубок; 15 – стояк для регенерированного катализатора; 17 – первая зона регенерации; 18 – зона кипящего слоя плотной фазы; 19 – зона отстоя для осаждения катализатора; 20 – перегородка; 21 – регулятор температуры катализатора; 22 – трубопровод для низкотемпературного регенерированного катализатора; 23 – трубопровод регенерированного катализатора; 24 – коммуникационный порт; I – зона реакции нефтяного сырья; II – зона повторной реакции нефтяного сырья; III – зона отделения катализатора; IV – зона дополнительного распределения катализатора; V, VII – зона отпаривания катализатора, подлежащего регенерации; VI – отстойник;

VIII – секция предварительного подъема.

Нефтяной газ и катализатор после реакции поступают в отпарную секцию после чего проходят через перегородку и поступают в зону повторной реакции. Затем по завершении реакции нефтяной газ поступает в отстойник.

После десорбционной обработки катализатор захватывает нефтяной газ и направляется в регенератор. Выводной патрубок служит для удаления с установки регенерированного топочного газа в качестве отходящего газа. Технологический режим в зоне реакции при этом: температура 510 – 550 °С, расход нефтяного газа 5 – 20 м/с и время контакта 0,4 – 0,8 с.

В зоне подъема поддерживается температура смешения регенерированного катализатора в области 620 – 700 °С.

Французские авторы [15] разработали установку КК для совместного получения бензина и пропилена, показанную на рисунке 1.5. Основными составляющими ее были одно- или двухступенчатая зона регенерации и зона реакции с двумя ступенями подъема.

Первая ступень, работающая параллельно со вторичной в условиях разной жесткости, называется главной. Отношение C/O в главной системе подъема при этом поддерживается от 6 до 14, а во вторичной отношение C/O составляет от 10 до 35.

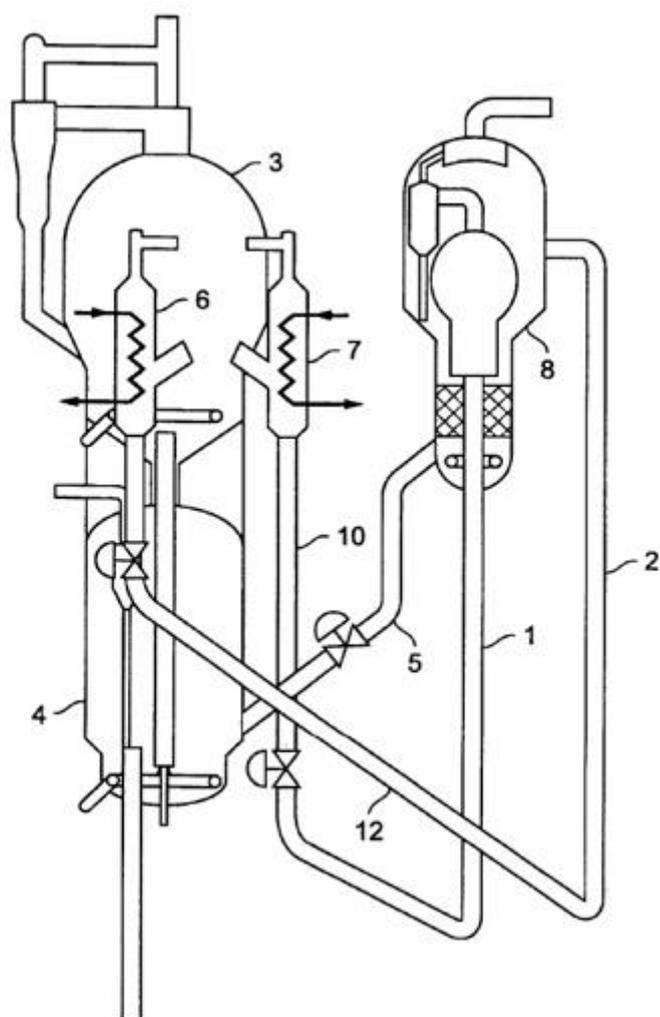


Рисунок 1.5 – Устройство реакторно-регенераторного блока.

- 1 – главная система подъема; 2 – вторичная система подъема;
 3 – регенератор второй ступени; 4 – регенератор первой ступени; 5 – стояк конденсатоприемника; 6 – вторичный охладитель катализатора;
 7 – первичный охладитель катализатора; 8 – отгонка легких фракций;
 10 – главный охладитель катализатора; 12 – вторичный охладитель катализатора.

Процесс протекает при температуре 510 – 580 °С на выходе главной системы подъема и 550 – 650 °С на выходе из второстепенной системы подъема. Скорость подачи сырья при этом во вторичной системе составляет 20 – 500 м/с. Катализатор непрерывно циркулирует по двум параллельным контурам, между областью регенерации и реакции. Первый контур является главным, и содержит главную систему подъема и первую внешнюю систему

охлаждения. Второстепенный контур состоит из вторичного охладителя катализатора и вторичной системы подъема. При этом катализатор отбирается в зоне регенерации и направляется в первичную систему охлаждения, а затем напрямую снабжает охлажденным катализатором главную систему подъема. Аналогично катализатор, отобранный в зоне регенерации, после вторичного охладителя направляется напрямую во вторичную систему подъема.

Подводимая ко второй ступени подъема, легкая фракция частично содержит бензин, получаемый на самой установке КК.

В последнее десятилетие появилась технология, позволяющая минимизировать закоксовывание катализатора. Это технология – Millisecond Catalytic Cracking (MSCC) [16]. Главной ее особенностью является ультракороткое время контакта.

На рисунке 1.6 изображена принципиальная схема конструкции КК с ультракоротким временем контакта MSCC.

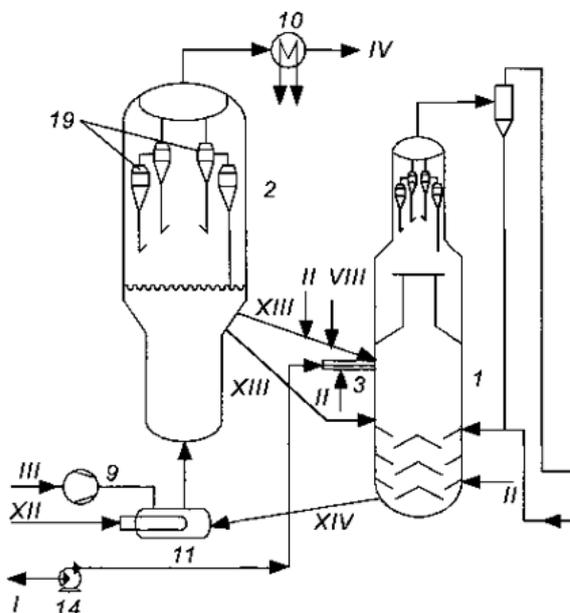


Рисунок 1.6 – Установка КК “Миллисеконд”. 1 – реактор;
 2 – регенератор; 3 – распределитель сырья; 9 – воздушный компрессор;
 10 – котел-утилизатор; 11 – подогреватель воздуха; 14 – насос; 19 – циклоны;
 I – сырье; II – пар; III – воздух; IV – дымовые газы; VIII – кислая вода;
 XII – топливо в подогреватель; XIII – регенерированный катализатор;
 XIV – закоксованный катализатор.

Устройство установки состоит из реактора с нисходящим потоком катализатора. Ввод сырья производят перпендикулярно движущемуся вниз потоку катализатора. После контакта с сырьем катализатор и продукты реакции направляются горизонтально в зону сепарации. Конструкция установки позволяет значительно увеличить выход жидких продуктов при малых капитальных затратах в сравнении с FCC.

Время контакта катализатора и сырья в данном процессе сокращено до 0,1 с. Сравнение выходов продуктов установок FCC и MSCC представлено в таблице 1.2.

Таблица 1.3 – Сравнение показателей выхода продукта FCC и MSCC

Показатель	FCC	MSCC
Свойства сырья:		
Плотность ρ^{15} , кг/м ³	916	913
Коксуемость %(масс.)	1,2	1,2
Выход продуктов:		
$\sum C_1 - C_2$	7,4	3,6
$\sum C_3 - C_4$	21,5	20,5
Бензин ($C_5 - 220$ °C)	50,4	57
Легкий газойль (220 – 360 °C)	21,5	20,6
Тяжелый газойль (> 360 °C)	9,1	9,0
Кокс, %(масс.)	5,8	5,5

Основными технологическими особенностями усовершенствованной конструкции каталитического крекинга можно выделить:

- уникальную систему контакта катализатора с сырьем;
- ультракороткое время реакции в области реакции.

На рисунке 1.7 изображен новый способ увеличения выработки моторного топлива, разработанный российскими учеными [17].

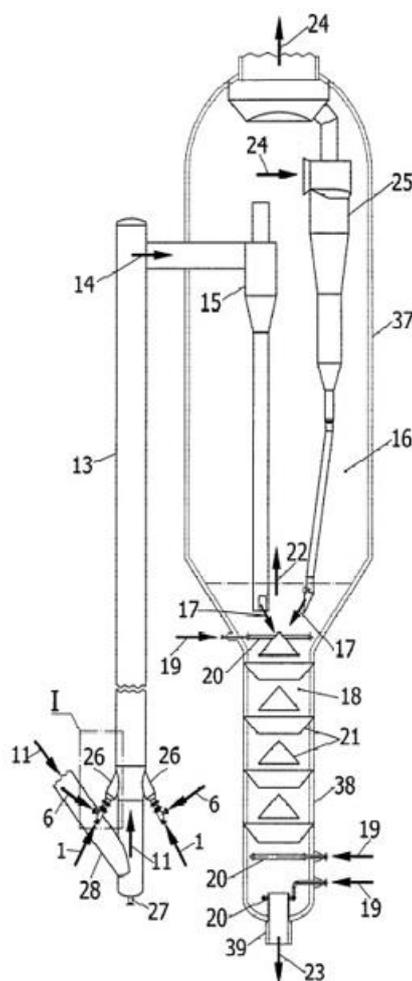


Рисунок 1.7 – Установка процесса каталитического крекинга.

1 – углеводородное сырье; 6 – водяной пар; 11 – поток регенерированного катализатора; 13 – прямоточный катализатор; 14 – парообразные продукты; 15 – циклонный сепаратор первой ступени; 16 – сепарационная зона; 17 – задвижка; 18 – отпарная зона; 19 – подача водяного пара; 20 – парораспределительное устройство; 21 – конические перегородки; 22 – газы; 23 – отработанный катализатор; 24 – продукты; 25 – циклонный сепаратор второй ступени; 26 – радиальные форсунки; 27 – ввод водяного пара; 28 – регенерированный катализатор; 37 – сепарационная камера; 38 – отпарная камера; 39 – вывод отработанного катализатора.

Принцип процесса КК заключается в диспергировании жидкого сырья водяным паром, как предварительном, так и дополнительном. Получение целевых продуктов ведут на мелкодисперсном катализаторе. Также диспергированное сырье распыляется в восходящий поток катализатора, с

помощью щелевых отверстий. Катализатор с распыленным сырьем контактирует в прямоточном реакторе. Затем в циклонных сепараторах продукты каталитического крекинга отделяются от закоксованного катализатора. Отработанный катализатор направляют в отпарную зону, где происходит отделение увлеченных углеводородов, с помощью водяного пара. Диспергирование сырья при этом проводят в области смешения потока сырья, подаваемого из сырьевой линии. В результате данного изобретения можно отметить увеличенный выход бензина и улучшенная селективность по образованию кокса и сухого газа.

Изобретение [18] содержит конструкцию установки каталитического крекинга, с помощью которой можно преобразовать низкосортное сырье. Сырье подается в первую реакционную зону, где происходит конверсия и подвергается крекингу. Данная конструкция изображена на рисунке 1.8.

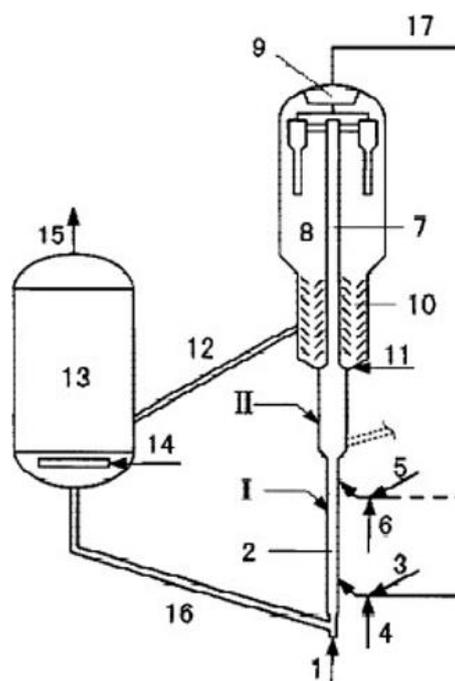


Рисунок 1.8 – Устройство реакторно-регенераторного блока.

1 – трубопровод; 2 – основание лифт-реактора; 3 – ввод низкосортного исходного сырья; 4 – ввод пара; 5 – ввод легкого исходного сырья; 6 – подача пара для распыления; 7 – пары продукта и дезактивированный отработанный катализатор; 8 – циклонный сепаратор разделения; 9 – сборная камера; 10 – секция десорбции; 12 – верхний спускной желоб; 13 – регенератор;

14 – подача воздуха в регенератор; 15 – турбина; 16 – нижний спускной желоб; 17 – передаточная линия; I – нижняя часть зоны лифт-реактора; II – верхняя часть зоны лифт-реактора.

Во вторую реакционную зону поступают пары вместе с отработанным катализатором, предварительно смешиваясь с охлаждающей средой или легким исходным сырьем для дальнейшего крекинга, реакции изомеризации и переноса водорода. Продукты реакции, предварительно отделенные от закоксованного катализатора, разделенные на газовую и твердую фазы, поступают в систему фракционирования. Конечными продуктами являются бензин, дизельное топливо, сжиженный нефтяной газ, газойль каталитического крекинга, сухой газ. Отработанный катализатор регенерируют с помощью десорбционного метода, и затем горячий возвращается в обратном направлении в реактор. Полученный газойль направляют на установку гидроочистки для получения гидроочищенного газойля.

После процесса гидроочистки газойль подается в первую реакционную зону в реактор конверсии или другие установки крекинга для получения целевого продукта, т.е. бензина высокого качества. Результатом данной разработки можно отметить возможность переработки низкосортного сырья в топливо высокого качества, получение пропилена, а также уменьшение выхода кокса и сухого газа.

Исходя из рассмотренных типов реакторно-регенераторного блока можно сделать вывод, что конструкция установки КК зависит от того, какое сырье будет перерабатываться, получаемых продуктах, катализатора и т.д. Если показатели коксующести достаточно высоки, регенерацию катализатора необходимо проводить в две ступени. При этом для регулирования температуры в регенераторе и параллельно реакторе и снятия избыточного тепла, регенераторы необходимо снабжать холодильными аппаратами.

Широкое распространение получили установки каталитического крекинга с конструкцией лифт-реактора и двухступенчатым регенератором. Так в странах Западной Европы, США, Китае, Японии, Корее, Индонезии

используются преимущественно установки данного типа. В основном сырьем на установках КК являются остаточные виды сырья. В их число входит гидроочищенный мазут, смеси прямогонных газойлей с мазутом. Производительность таких установок достигает от 2 до 4 млн т/год. В связи с разработкой новых улучшенных катализаторов, появляется необходимость в модернизации существующего оборудования. Это направлено на усовершенствование контакта тяжелого сырья с частицами катализатора, что позволит лучше управлять временем контакта сырья и катализатора. Благодаря оптимизации распределения сырья при уменьшении времени контакта, можно добиться более глубокой степени переработки и лучшей селективности процесса.

2 Объект и методы исследования

2.1 Технология каталитического крекинга

Объектом исследования является установка каталитического крекинга вакуумного газойля секции С-200 в составе установки глубокой переработки мазута комплекса КТ-1/1, представленная на рисунке 2.1.

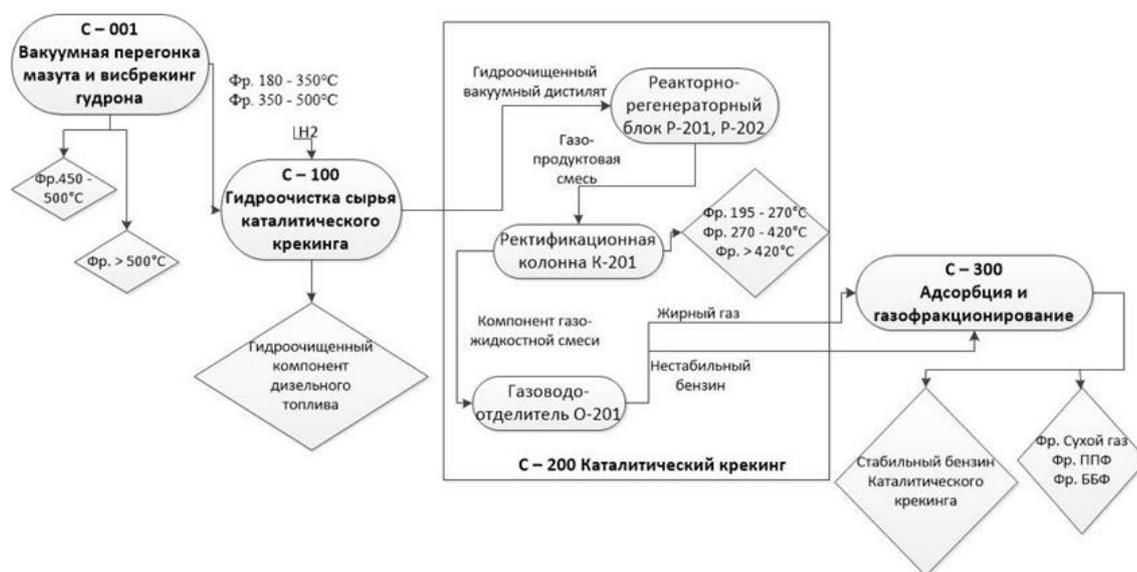


Рисунок 2.1 – Упрощенная схема комплекса КТ-1/1

На установке КТ-1/1 каталитический крекинг вакуумного газойля является одним из основных процессов, благодаря которому получают такие основные целевые продукты как:

- нестабильный бензин и жирный газ;
- легкий газойль каталитического крекинга;
- фракция 270÷420 °С или тяжелый вакуумный газойль;
- фракция более 420 °С.

Жирный газ в дальнейшем направляется на газодометрирующую установку для получения пропан-пропиленовой фракции, бутан-бутиленовой фракции как целевого продукта, а нестабильный бензин отправляется на стабилизирующую установку для получения высокооктанового компонента автомобильного бензина.

Легкий газойль (фракция 195÷310 °С) в свою очередь используется в качестве компонента производства дизельного топлива.

Тяжелый вакуумный газойль используется как компонент котельного топлива либо направляется на дальнейшую переработку с целью получения технического углерода или производства кокса.

Фракция более 420 °С помимо сырья для получения кокса, в смеси с тяжелым газойлем является компонентом котельного топлива.

Сущность процесса каталитического крекинга заключается в расщеплении высокомолекулярных структур на более мелкие и перераспределении водорода при разрыве связи C–C. В состав блока C-200 входят две основные составляющие (рисунок 2.2). Это реактор, в котором находятся пары сырья и катализатор. Второй основной частью является регенератор, предназначенный для выжига кокса с поверхности катализатора с целью регенерации и восстановления активных свойств. Катализатор после регенерации направляется в нижнюю часть прямоточного реактора по наклонному трубопроводу, где смешивается с диспергированным сырьем. Смесь паров нефтепродуктов и катализатора при температуре 500-540 °С подвергается реакции крекинга. Прореагировавшее сырье вместе с катализатором поднимается в верхнюю часть реактора для разделения в баллистическом сепараторе. Также часть продуктов крекинга адсорбируется на поверхности катализатора. Закоксованный катализатор направляется в секцию десорбции, где под действием водяного пара осуществляется отпарка адсорбированных смолистых соединений с поверхности катализатора. Затем катализатор самотеком из зоны отпарки по трубопроводу отправляется в регенераторный блок выжига кокса. Регенерация проводится при условии высокой температуры 640-690 °С под действием воздуха от воздушных компрессоров. Цикл заканчивается возвращением регенерированного катализатора из регенератора по катализаторопроводу к основанию лифт-реактора. Газопродуктовая смесь после прохождения сборной камеры направляется на фракционирующую установку, для получения целевых продуктов.

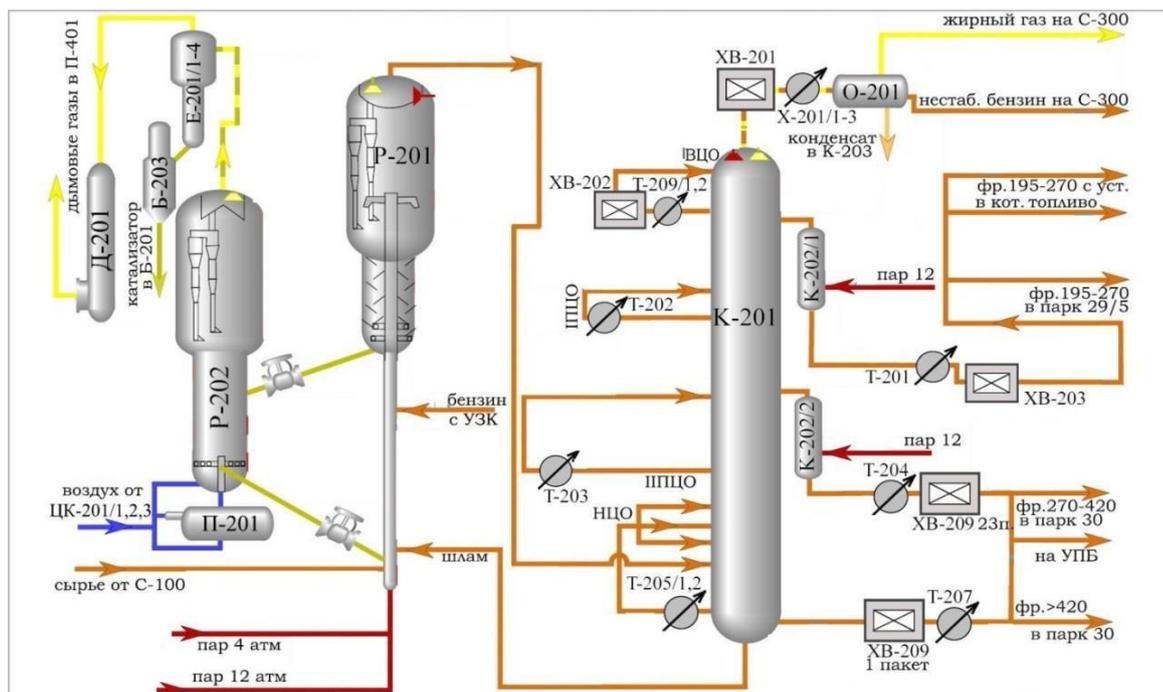


Рисунок 2.2 – Реакторно-регенераторный блок и ректификация продуктов крекинга [REDACTED]. Р-201 – реактор; Р-202 – регенератор; К-201 – колонна ректификации продуктов; К-202/1, К-202/2 – отпарная колонна;

О-201 – отстойник; П-201 – форсунка; ЦК-201/1, 2, 3 – компрессор; Е-201/1-4 – выносные циклоны; Б-203 – уловленного катализатора; Д-201 – аппарат снижения давления газов регенерации; Т-201, 202, 203, 204, 205/1, 2, 207, 209/1, 2 – теплообменник; ХВ-201, 202, 203, 209 – воздушный холодильник; Х-201/1-3 – доохладитель.

Материальный баланс установки представлен в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Материальный баланс установки

	т/сут	%
Сырье: вакуумный газойль	5474,05	100
Продукты		
Нестабильный бензин	2766,48	50,5
Легкий каталитический газойль (фр. 195-270 °С)	736,74	13,5
Тяжелый газойль (фр. 270-420 °С)	126,68	2,4
Фракция > 420 °С	61,76	1,1
Кокс	456,29	8,3

Жирный газ	1326,1	24,2
------------	--------	------

Процесс каталитического крекинга проводят на установке КТ-1/1 [REDACTED] в присутствии бицеолитного катализатора. Данный катализатор состоит из Y-типа цеолита в составе от 12,0 до 60,0 % масс., алюмосиликатного цеолита ZSM-5 в количестве 10 % масс. и от 0,5 до 6,0 % масс. редкоземельных металлов. Соотношение цеолит ZSM-5: цеолит Y-типа составляет от 0,25 до 3,0 по весу. Распределение основных продуктов крекинга определяется в основном составом сырья, технологическим режимом работы, а также составом катализатора, а в частности соотношением цеолитных компонентов, и гидродинамическими особенностями аппаратуры.

2.2 Мониторинг секции С-200 установки КТ-1/1 [REDACTED]

Секция 200 входит в состав производства глубокой переработки нефти №3 (далее – [REDACTED]) и включает в себя реакторный блок каталитического крекинга, блок ректификации, воздушную компрессорную.

Характеристика исходного сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полупродуктов, вырабатываемой продукции установки КТ-1/1 [REDACTED] представлены в таблице 2.2.

Таблица 2.2 – Характеристика сырья и продуктов с установки КТ-1/1 [REDACTED]

Наименование сырья, материалов, реагентов, катализаторов, полуфабрикатов, изготавливаемой продукции	Показатели качества, обязательные для контроля	Норма по НД
Сырье		
Гидроочищенный вакуумный дистиллят С-100 (фр.350-500°С)	1. Плотность при 20°С, кг/м ³	880÷920
	2. Фракционный состав:	
	- начало кипения, °С	не нормируется
	- 50% перегоняется при, °С	не ниже 400

- выход фр. До 350°C, %об.	Не более 10
- выход до 500°C, %об.	Не нормируется

Продолжение таблицы 2.2.

	3. Коэффициент рефракции, °С	1,485÷1,500
	4. Содержание серы, % масс.	не более 0,15
	5. Содержание металлов (Ni+V), ppm	не более 3,0
	6. Коксуемость, % масс.	не более 0,3
	7. Цвет, ед. ЦНТ	не более 5,0 (с разбавлением)
	8. Содержание механических примесей, % масс.	не более 0,02
	9. Содержание воды, % масс.	следы
Вырабатываемая продукция		
Жирный газ	1. Плотность при 20°C, кг/м ³	не нормируется
	2. Компонентный состав, % масс.	
	- сумма C5 и выше	не более 20
Нестабильный бензин	1. Плотность при 20°C, кг/м ³	не нормируется
	2. Фракционный состав:	
	- температура начала кипения, °С	не нормируется
	- 90 % перегоняется при температуре	не выше 210
	- температура конца кипения, °С	не выше 215
	- остаток в колбе, % об.	не более 1,5
	3. Октановое число ММ, пункты	не нормируется

Продолжение таблицы 2.2

Легкий газойль (фр. 195-340°C)	1. Плотность при 20°C, кг/м ³	не более 990
	2. Фракционный состав, °C:	
	- температура начала кипения	не ниже 180
	- температура конца кипения	не выше 360
	3. Содержание серы, мг/кг, ppm	не более 1400
	4 Содержание воды, % масс.	отсутствие
Шлам (фр. более 340°C)	5. Температура вспышки в закрытом тигле, °C	не ниже 80
	6. Температура застывания, °C	не выше минус 10
	1. Плотность при 20°C, кг/м ³	не менее 1000
	2. Фракционный состав:	
	- температура начала кипения, °C	не нормируется
	- 50 % перегоняется при, °C	не нормируется
	- выход фракций до 300°C, %об.	не более 40
	- выход фракций до 350°C, %об.	не более 60
	- выход фракций до 500°C, %об.	не нормируется
	- температура конца кипения, °C	
	3. Вязкость кинематическая при 50°C, мм ² /с	не более 120
	4. Температура застывания, °C	не нормируется
	5. Коксуемость, % масс.	не более 9
	6. Содержание воды, % масс.	не более 0,2
7. Содержание мех. примесей, % масс.	не нормируется	
8. Зольность, % масс.	не более 0,11	
9. Содержание серы, % масс.	не более 2,0	
10. Индекс корреляции	не менее 100	

Продолжение таблицы 2.2.

Катализаторы		
Катализатор крекинга микросферический свежий марки ██████████ или аналогичный	1. Насыпная плотность с уплотнением, г/см ³	не менее 0,65
	2. Объем пор, см ³ /г	не нормируется
	3. Гранулометрический состав, % масс.	
	- фракция 0 ÷ 0,02 мм	не более 3
	- фракция 0 ÷ 0,04 мм	10 ÷ 20
	- фракция 0 ÷ 0,08 мм	50 ÷ 70
	- фракция 0 ÷ 0,149 мм	не менее 88

Материальный баланс процесса каталитического крекинга секции С-200, установки КТ-1/1 и диапазон изменения по отбору продуктов (%) за период 20.10.2019 по 30.06.2020 г. представлены в таблице 2.3.

Таблица 2.3 – Материальный баланс процесса каталитического крекинга секции С-200, установки КТ-1/1

Наименование	Диапазон изменения по отбору, %
Поступило:	
Сырье кат. крекинга	100,00
Получено:	
Жирный газ из С-200	28,99-40,06
Нестабильный бензин на С-300	37,99-46,92
Фракция 195-340 °С	9,13-12,79
Фракция >340 °С	2,73-9,79
Кокс выжигаемый	4,52-6,34

Таблица 2.4 – Технологический режим работы установки КТ-1/1 [REDACTED]
 [REDACTED] каталитического крекинга за период 20.10.2019 по 30.06. 2020 г

Основные рабочие параметры лифт-реактора	Значение
Расход сырья в реактор, м ³ /ч	130,12-225,01
Температура процесса, °С	490,03-530,00
Температура сырья на входе в реактор, °С	281,62-305,17
Давление продукта в реакторе Р-1, МПа	0,98-1,56
Расход пара на входе в захватное устройство, м ³ /ч	6,02-8,16
Расход шлама в реактор Р-1, м ³ /ч	0,00-20,4
Расход пара на распыл шлама на форсунках реактора Р-1	2,40-2,83
Кратность циркуляции	6,12-8,94

На ниже приведенных графиках в период с 20 по 25.10.2019 наблюдается резкий подъем объемного расхода сырья, что связано с выходом установки на стабильный режим работы.

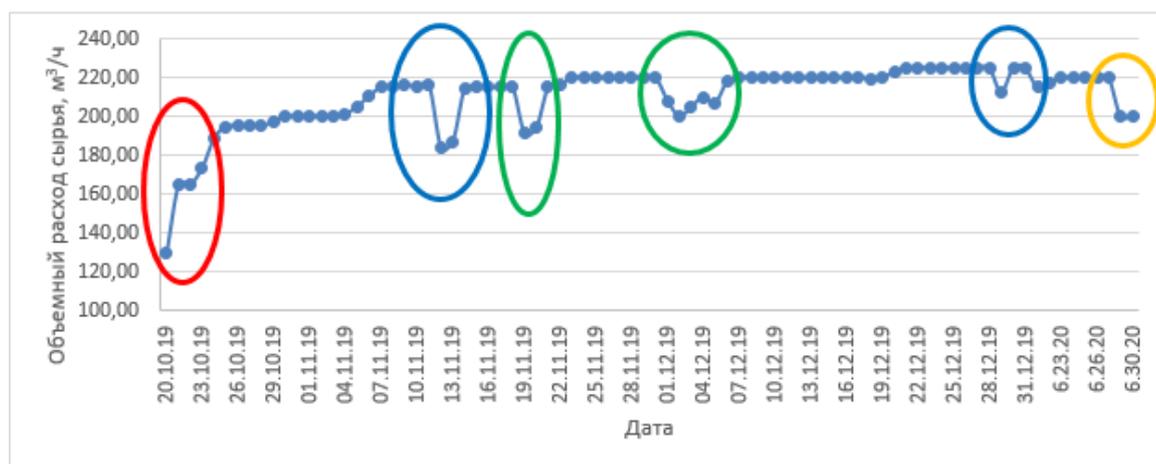


Рисунок 2.3 – Изменение расхода сырья на период с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

На рисунке 2.3 показано, что объемный расход сырья с 12-13,19-20.11.2019 имел незначительные колебания.

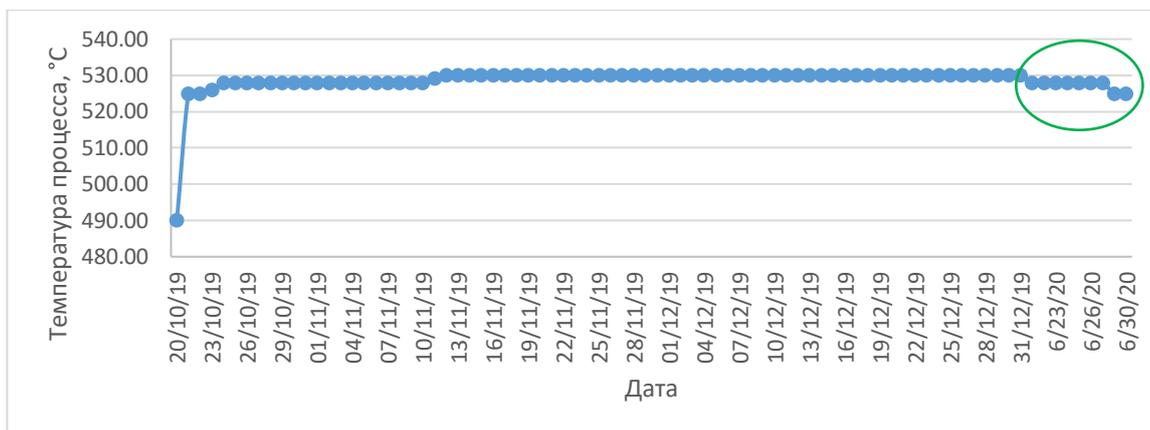


Рисунок 2.4 – Изменение температуры крекинга на период с 20.10.2019 по 30.06.2020

В период с 21.10.2019 по 31.12.2019 по выходу установки на стабильный режим работы, температура процесса не имела значительных колебаний и находилась в постоянном пределе (528-530°C). В интервале с 21.06.2020 по 30.06.2020 наблюдается снижение температуры процесса.

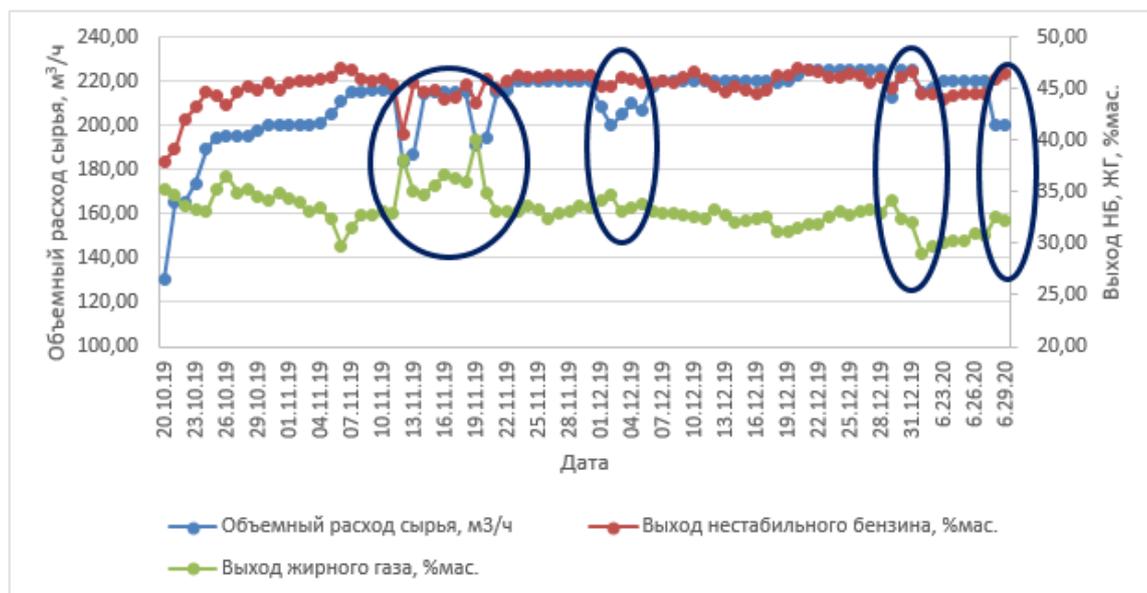


Рисунок 2.5 – Влияние объемного расхода сырья на выход продуктов крекинга в период с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

На рисунке 13 показано, что в период с 11 по 21.11.19, с 1 по 5.12.19, с 28 по 31.12.19, с 27 по 30.06.2020 г., наблюдаются значительные колебания выхода продуктов крекинга, что связано с изменением объемного расхода сырья, при поддержании температуры крекинга на уровне 530 °C. Резкое снижение объемного расхода сырья привело к увеличению выхода жирного

газа из С-200, увеличению выхода кокса (рисунок 2.6), снижению выхода нестабильного бензина с установки (рисунок 2.5).

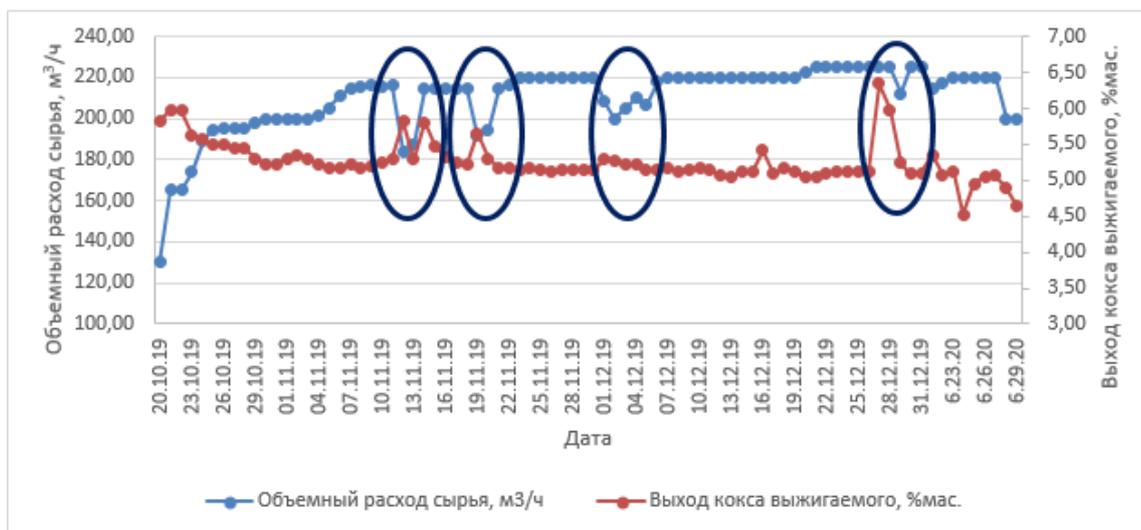


Рисунок 2.6 – Влияние объемного расхода сырья на выход кокса с 20.10.2019 по 30.06.2020 г



Рисунок 2.7 – Влияние фракционного состава 90% на выход нестабильного бензина с 20.10.2019 по 30.06.2020 г



Рисунок 2.8 – Влияние фракционного состава 90% на выход жирного газа с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

На 12.11.2019 г., 19.11.2019 г. (рисунки 2.7, 2.8), наряду с изменением расхода сырья (рисунок 2.3) наблюдается изменение температуры отгона 90 % фракции (увеличение на 12.11.2019 г. и снижение на 19.11.2019 г.), что может также способствовать изменению выхода целевых продуктов. В целом в исследуемый период наблюдается снижение температуры отгона 90 % фракции и увеличение выхода бензиновой фракции (рисунок 2.7).

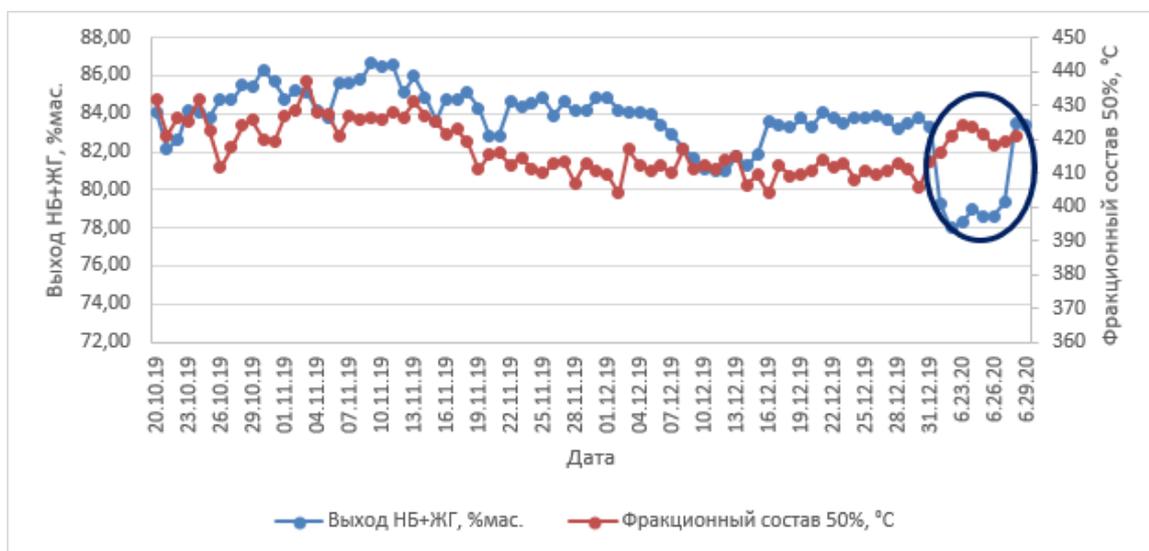


Рисунок 2.9 – Влияние фракционного состава 50 % на суммарный выход нестабильного бензина и жирного газа с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

Колебания суммарного выхода бензина и газа в периоды с 21.06.2020 по 27.06.2020 г., и с 10.12.2019 г. по 13.12.2019 г. могут быть связаны с изменением состава сырья (рисунок 2.9). С утяжелением сырья (с ростом

температуры отгона 90% фракции) снижается суммарный выход газа и бензина, наряду со снижением температуры крекинга, и постоянном объемном расходе сырья.

Для исследования закономерностей влияния коксообразования на выход продуктов процесса были построены графики зависимости выхода продуктов крекинга от выхода кокса: выход кокса на выход нестабильного бензина с установки (рисунок 2.10), жирного газа (рисунок 2.11), фракции 195-340 °С (рисунок 2.12). На данных графиках можно видеть, что с увеличением выхода кокса возрастает выход жирного газа, при этом в зависимости от выхода кокса, выход остальных продуктов процесса существенно снижается, что связано с дезактивацией катализатора.

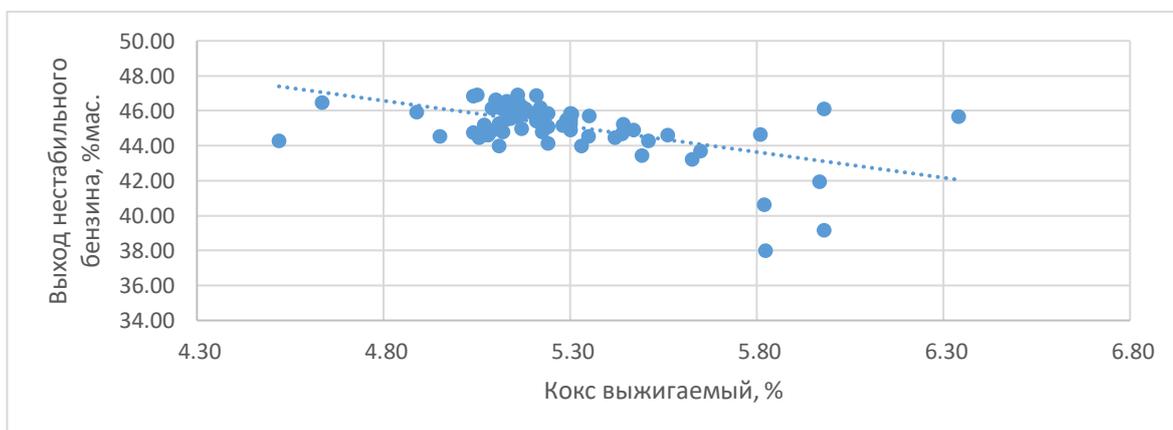


Рисунок 2.10 – Зависимость выхода нестабильного бензина с установки от процентного содержания кокса на период с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

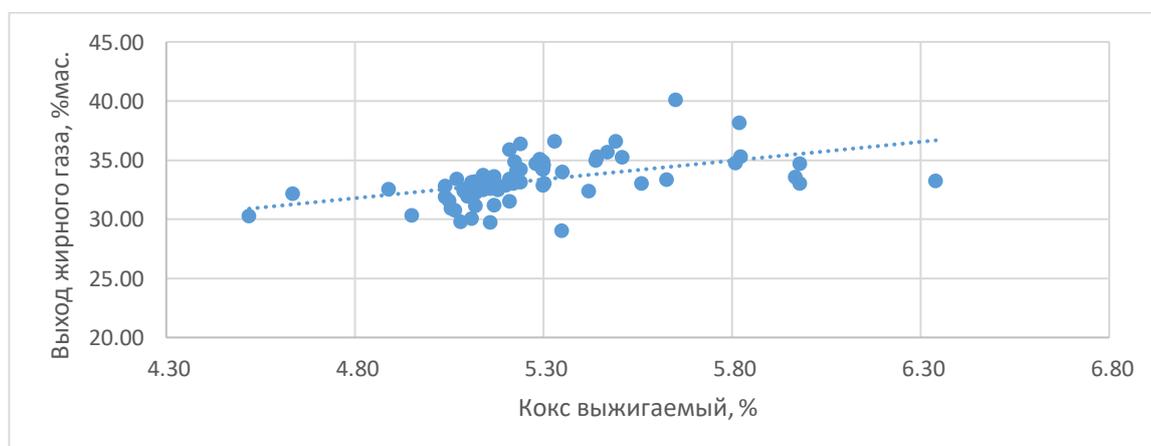


Рисунок 2.11 – Зависимость выхода жирного газа от процентного содержания кокса на период с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

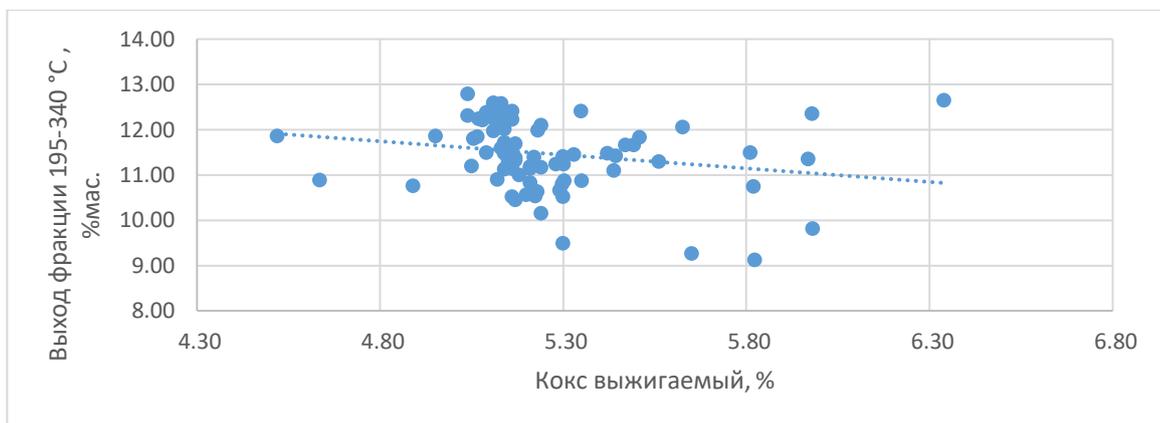


Рисунок 2.12 – Зависимость выхода фракции 195-340 °С от процентного содержания кокса на период с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

Также был построен графики зависимости выхода жирного газа от содержания на катализаторе кокса (рисунок 2.13), на котором показано, что с увеличением кокса на катализаторе, выход жирного газа снижается.

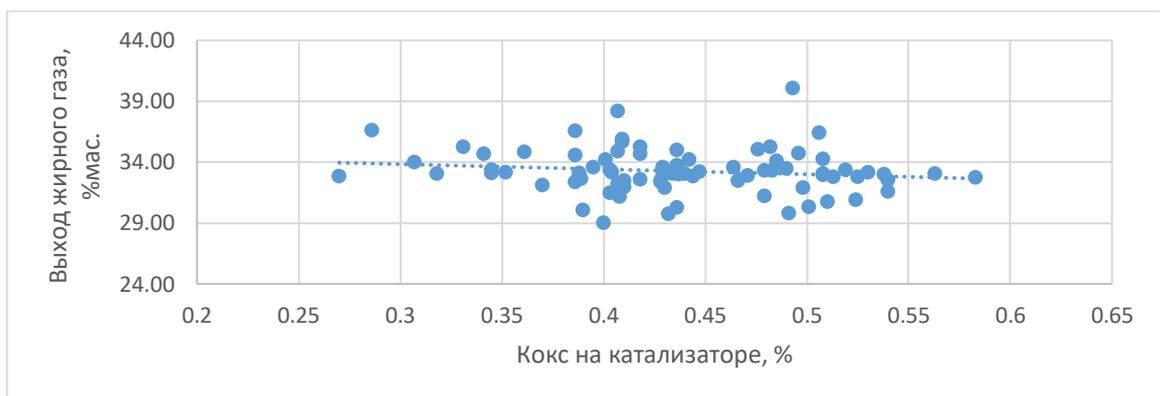


Рисунок 2.13 – Зависимость выхода жирного газа от кокса на катализаторе в период с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

На рисунке 2.14 показано, что с увеличением плотности сырья возрастает выход кокса.

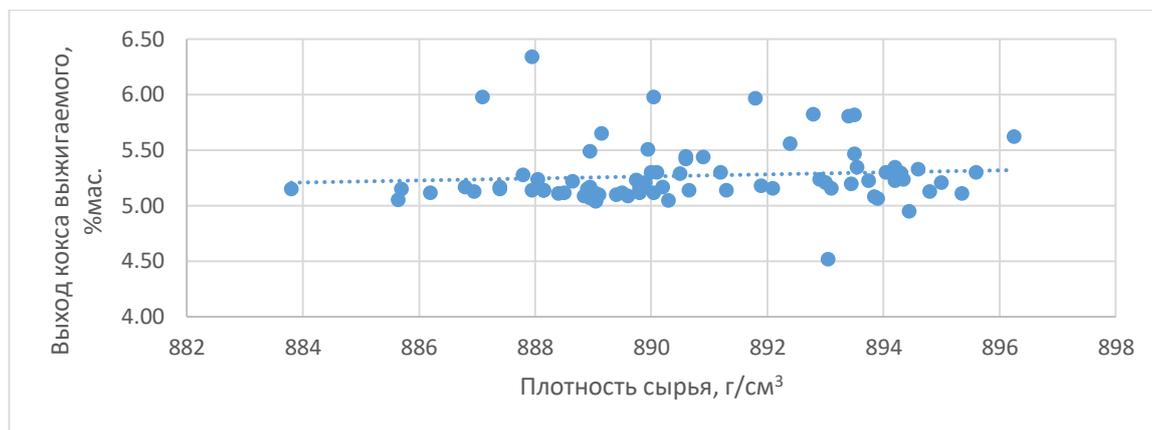


Рисунок 2.14 – Влияние плотности сырья на выход кокса в период с 20.10.2019 по 30.06.2020 г

В таблице 2.5 представлены основные параметры сырья каталитического крекинга установки КТ-1/1.

Таблица 2.5 – Основные параметры сырья каталитического крекинга секции С-200 установки КТ-1/1 [REDACTED] за период 20.10.2019 по 30.06. 2020 г.

Фракционный состав	Значение
Плотность при 15 °С, г/м ³	0,8838-0,8962
Коксуемость, %	0,015-0,05
Тнк	291-326,5
10%	335-375,5
50%	433,5-437
90%	500-504,5
95%	519 -526,5

2.2 Физико-химические основы процесса каталитического крекинга

2.2.1 Химизм процесса каталитического крекинга

Катализатор представляет собой многопористую структуру, состоящую из алюмосиликата и нанесенного активного компонента – цеолита. Процесс крекинга и в частности крекирование сырья основано на осуществлении карбений-ионного механизма, под действием хемосорбции УВ на поверхность катализатора.

Процесс хемосорбции осуществляется в несколько актов, каждый из

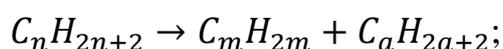
которых сопровождается обменом протонов между реагирующим сырьем и катализатором. При этом протоны могут отщепляться как от цеолита, так и от алюмосиликата без существенной разницы. В процессе каталитического крекинга на поверхности катализатора может происходить миграция хемосорбированных молекул, благодаря тому, что протоны могут отрываться на одних центрах и возвращаться на другие центры катализатора.

В процессе крекинга существует хемосорбция двух видов: точечная и, особенно в реакциях скелетной изомеризации, мультиплетная.

Последовательность химических превращений крекируемого сырья, происходящих на цеолитсодержащем катализаторе по карбений-ионному цепному механизму можно представить следующим образом:

1. Образование низкомолекулярных (н.м.) УВ посредством разрыва С-С связи или деалкилирования и первичных реакций крекинга длинных высокомолекулярных молекул исходного сырья в порах матрицы цеолита типа Y:

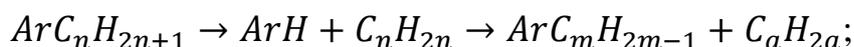
- a) образование н.м. алканов и алкенов при крекинге алканов:



- b) образование н.м. алкенов при крекинге алкенов:



- c) деалкилирование алкил-аренов:

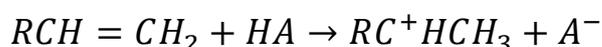


- d) образование алкенов при разрушении циклоалканов:

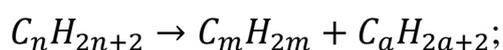


где $n = m + a$.

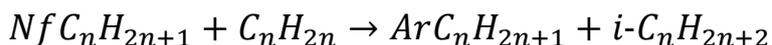
2. Вторичные бимолекулярные реакции при участии карбений-ионов, образованных присоединением протона к алкену в порах цеолита ZSM-5 (инициирование цепи):



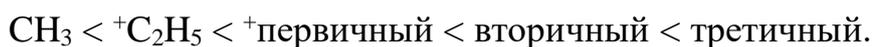
- a) распад н.м. парафинов:



b) перераспределение водорода:



Степень участия превращений в дальнейших реакциях и их вероятные направления обуславливаются различием реакционной способности образующихся карбениевых ионов. Доказано, что стабильность карбениевых ионов возрастает в ряду:



При КК высокий выход изоалканов, в особенности изобутана, обуславливается самой большой стабильностью третичного карбениевого иона [19].

2.2.2 Механизм реакций каталитического крекинга

В число наиболее характерных реакций карбениевого иона реакции развития цепи входят: разрыв С-С связи, алкилирование, дециклизация, изомеризация, перенос гидрид-иона (H-перенос), циклизация, деалкилирование, поликонденсация, полимеризация и др.

При отнятии электрона от центров Льюиса или возврате протонов к поверхности катализатора происходит обрыв цепи превращений карбениевых ионов.

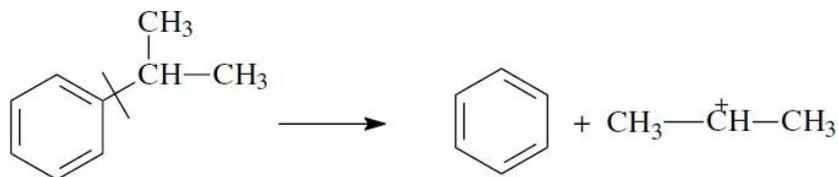
Образование низкомолекулярных фракций и УВ газов C₃-C₄ в процессе КК происходит в основном из-за одной из важнейших целевых реакций – распада С-С связи карбениевого иона. Для данной реакции справедливы следующие правила:

1. Правило β-распада: С-С связь легче разрушается, если находится в β-положении относительно атома углерода, несущего заряд;
2. Образование алкенов с двойной связью у первого атома углерода;
3. Преобладает вероятность β-распада карбений-иона из нескольких возможных вариантов, при этом образуется алкен с меньшей длиной цепи.

Карбений-ион как продукт первичного β-распада способен снова подвергаться реакции крекинга с образованием более стабильных

карбокатионов или УВ (после присоединения электрона или отдачи протона).

4. Отрыв всей алкильной группы наиболее выгоден для алкиленов или алкилцикланов:



Повышение товарных качеств продуктов процесса обуславливается изомеризацией карбений-ионов, еще одной важной целевой реакцией наряду с распадом.

Наличие большого количества УВ изостроения в продуктах крекинга обусловлено тем, что в большинстве случаев изомеризация, в связи с большей скоростью реакции по сравнению с реакцией крекинга, предшествует β-распаду.

При участии карбений-ионов обратимые реакции дециклизации и циклизации протекают по принципу мультиплетной хемосорбции или через диеновый синтез.

Циклогексаны в процессе крекинга менее устойчивы чем циклопентаны. В связи с этим циклогексаны могут подвергаться дегидрированию путем переноса гидрид-иона с образованием аренов.

Удлиненные боковые цепи в карбениевом ионе могут подвергаться изомеризации и деалкилированию. Моноциклические карбениевые ионы в меньшей степени подвергаются ароматизации чем бициклические.

Также по карбений-ионному механизму протекают две противоположные крекингу реакции – полимеризация и алкилирование, которые преобладают над крекингом при температуре ниже 400 °С, а при повышенных температурах равновесие смещается в сторону деполимеризации и деалкилирования.

Характерной для КК реакцией также является реакция конденсации аренов с образованием высокомолекулярных соединений. При этом ареновый карбениевый ион последовательно вступает в реакции присоединения

(конденсации) к ароматическим УВ и переноса гидрид-иона.

При реагировании УВ на поверхности кислотных катализаторов образуются не десорбирующиеся с поверхности катализатора коксогенные структуры. При отношении атомов водорода к углероду от 0,3 до 1,0 эти структуры обладают спектроскопическими характеристиками схожим таковым для полициклических ароматических соединений [19].

3 Определение термодинамических и кинетических закономерностей процесса каталитического крекинга

На рисунке 3.1 показана общая схема разработки математической модели каталитического крекинга.

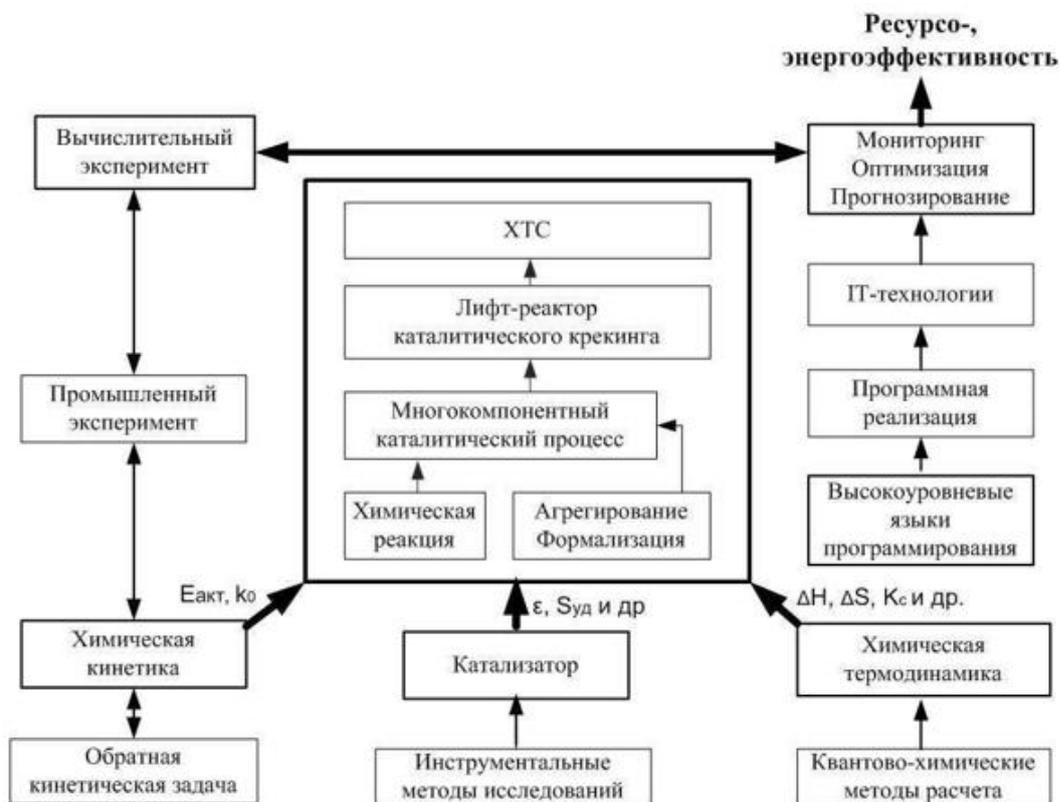


Рисунок 3.1 – Взаимосвязь этапов разработки математической модели каталитического крекинга

При математическом моделировании невозможно точно описать и учесть все химические превращения индивидуальных компонентов во всех типах предполагаемых реакций. В связи с этим возникает необходимость использования формализованного механизма превращений УВ. Формализованное описание схемы механизма реакций является ключевым этапом в моделировании процесса каталитического крекинга. Реакционная способность компонентов системы лежит в основе подхода составления формализации, при этом должна учитываться чувствительность математической модели к изменению состава сырья.

3.1 Термодинамический анализ реакций процесса каталитического крекинга

При каталитическом крекинге одновременно протекает ряд экзотермических и эндотермических реакций. Полная теплота реакций представляет собой суммарную теплоту реакции.

С помощью программного обеспечения Gaussian были рассчитаны термодинамические параметры реакций КК основываясь на квантово-химические закономерности расчета электронной структуры молекул. За основу расчета термодинамических параметров реакций был взят метод DFT (теория функционала плотности). Также в качестве теоретического приближения была использована модель B3LYP (теория функционала плотности Беке (B3), которая применяет электронную корреляцию Ли Янга и Пара (LYP)), базис 3-21G.

С помощью термодинамического анализа реакций КК была выявлена вероятность протекания реакций по изобарно-изотермическому потенциалу, условия процесса при этом: температура 503,85 °С и давление 1,08 МПа.

В таблице 3.1 представлены результаты расчета термодинамических показателей реакций каталитического крекинга.

Таблица 3.1 – Термодинамические параметры реакций

Реакции	$\Delta H,$	$\Delta G,$
	кДж/моль	кДж/моль
1. Крекинг высокомолекулярных парафинов ($C_{16}H_{34} \rightarrow C_8H_{18} + C_8H_{16}$)	69,38	-74,86
2. Крекинг высокомолекулярных парафинов с образованием изопарафинов ($C_{16}H_{34} \rightarrow$ и- $C_8H_{18} + C_8H_{16}$)	70,55	-70,83
3. Крекинг среднемолекулярных н-парафинов ($C_7H_{16} \rightarrow C_4H_8 + C_3H_6$)	69,88	-62,27
4. Изомеризация среднемолекулярных парафинов (н- $C_7H_{16} \rightarrow$ и- C_7H_{16})	-1,92	-2,34
5. Крекинг среднемолекулярных изопарафинов (CH_3- $CH(CH_3)-$ $(CH_2)_3-CH_3 \rightarrow$ и- $C_4H_{10} + C_3H_6$)	62,13	-63,21
6. Крекинг олефинов ($C_7H_{14} \rightarrow C_5H_{10} + C_2H_4$)	94,15	-28,28
7. Перераспределение водорода ($(CH_3)_3-C_6H_9 + C_5H_{10} \rightarrow (CH_3)_3-C_6H_3 +$ и- C_5H_{12})	99,33	-111,76
8. Деалкилирование нафтенов ($(C_{10}H_{21})_2-C_6H_{10} \rightarrow C_6H_{12} + 2 \cdot C_{10}H_{20}$)	156,07	-120,4

Продолжение таблицы 3.1.

9. Деалкилирование ароматических углеводородов ($(C_{10}H_{21})_2-C_6H_4 \rightarrow C_6H_6+2 \cdot C_{10}H_{20}$)	157,8	-89,04
11. Дегидрирование нафтенов($(C_{10}H_{21})_2-C_6H_{10} \rightarrow (C_{10}H_{21})_2-C_6H_4 + 3H_2$)	221,936	-124,63
12. Образование кокса (поликонденсация)	-104,1	-702,67
13. Циклизация олефинов ($C_7H_{14} \rightarrow C_7H_{14}$)	-53,8	-7,54

По результатам расчетов, согласно таблице 3.1, было выявлено что наиболее термодинамически вероятны реакции крекинга высокомолекулярных парафинов ($\Delta G = -74,86$ кДж/моль), образования кокса ($\Delta G = -702,67$), деалкилирование нафтенов ($\Delta G = -120,4$), дегидрирование нафтенов ($\Delta G = -124,63$), а также деалкилирование ароматических углеводородов ($\Delta G = -89,04$).

3.2 Построение формализованной схемы превращений углеводородов в процессе каталитического крекинга

Благодаря проведенному термодинамическому анализу, учитывая условия обратимости реакций, а также с помощью лабораторных исследований состава газосырьевой смеси, применяя метод хроматографии и хромато-масс-спектрометрии была предложена формализованная схема превращений процесса каталитического крекинга [21]. Формализованная схема представлена на рисунке 3.2. Уровень формализации механизма реакций, которые протекают в процессе КК позволяет учитывать превращения групп углеводородов вакуумного газойля в углеводороды бензиновой фракции, а также легкого и тяжелого газойлей и кокса при разработке кинетической модели.

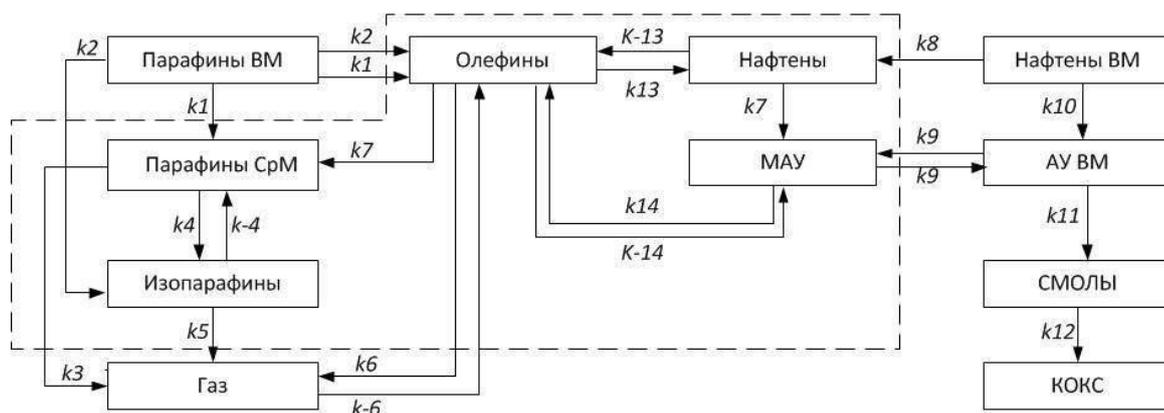


Рисунок 3.2 – Формализованная схема превращений углеводородов процесса КК

Обозначения на схеме: k_j – константа скорости прямой химической реакции; $k-j$ – константа скорости обратной химической реакции.

Углеводороды бензиновой фракции располагаются в пунктирной области

Обозначения, принятые на формализованной схеме представлены в таблице 3.2.

Таблица 3.2 – Характерные реакции процесса каталитического крекинга

Группа углеводородов		Длина цепи	Реакция
Сырье, легкий и тяжелый газойль	Парафины	$C_{13}-C_{40}$	Крекинг
	Нафтенy	Моно- и полинафтенy с длинными заместителями C_1-C_{25} (среднее число нафтеновых колец – 1,53 – 2,05 ед.)	Деалкилирование Дегидрирование
	Ароматика	Моно- и полиароматика с длинными заместителями (среднее число ароматических колец – 1,20 – 1,90 ед.)	Деалкилирование Поликонденсация
Бензиновая фракция	Парафины	$C_5-C_{11}^+$	Крекинг Изомеризация
	Изопарафины	$C_5-C_{11}^+$	Крекинг
	Олефины	$C_5-C_9^+$	Крекинг Циклизация

Продолжение таблицы 3.2

	Циклопарафины	$C_5-C_{10}^+$	Перераспределение водорода
	Ароматика	$C_6-C_{11}^+$	Деалкилирование Поликонденсация

3.3 Разработка кинетической модели процесса каталитического крекинга

Согласно разработанной формализованной схеме углеводородных превращений составляется математическая модель процесса каталитического крекинга. Математическая модель представляет собой систему дифференциальных уравнений, при этом концентрация реагентов изменяется по времени контакта с условиями: $\tau = 0, C_i = 0$.

$$\left\{ \begin{aligned}
& \frac{dC_{\text{парафинВМ}}}{d\tau} = -k_1 C_{\text{параф.ВМ}} - k_2 C_{\text{параф.ВМ}}; \\
& \frac{dC_{\text{парафинСМ}}}{d\tau} = k_1 C_{\text{параф.ВМ}} - k_3 C_{\text{параф.СМ}} - k_4 C_{\text{параф.СМ}} + k_{-4} C_{\text{изопараф.}}; \\
& \frac{dC_{\text{изопарафин}}}{d\tau} = k_2 C_{\text{параф.ВМ}} + k_4 C_{\text{параф.СМ}} - k_{-4} C_{\text{изопараф.}} - \\
& \quad - k_5 C_{\text{изопараф.}} + k_7 C_{\text{олефины}} C_{\text{нафтен}}; \\
& \frac{dC_{\text{олефин}}}{d\tau} = k_1 C_{\text{параф.ВМ}} + k_2 C_{\text{параф.ВМ}} - k_6 C_{\text{олефины}} + k_{-6} C_{\text{газ}}^2 - \\
& \quad - k_7 C_{\text{нафтен}} C_{\text{олефины}} + k_8 C_{\text{параф.ВМ}} + k_9 C_{\text{ароматика}} - k_{13} C_{\text{олефины}} - \\
& \quad - k_{-9} C_{\text{моноаром.}} C_{\text{олефины}} + k_{-13} C_{\text{нафтен}} + k_{14} C_{\text{моноаром.}} - k_{-14} C_{\text{олефины}} C_{\text{моноаром.}}; \\
& \frac{dC_{\text{газ}}}{d\tau} = 2k_3 C_{\text{параф.СМ}} + 2k_5 C_{\text{изопараф.}} + 2k_6 C_{\text{олефины}} - 2k_{-6} C_{\text{газ}}^2; \\
& \frac{dC_{\text{нафтен}}}{d\tau} = k_8 C_{\text{нафтенВМ}} - k_7 C_{\text{нафтен}} C_{\text{олефины}} + k_{13} C_{\text{олефины}} - k_{-13} C_{\text{нафтен}}; \\
& \frac{dC_{\text{моноароматика}}}{d\tau} = k_7 C_{\text{нафтен}} C_{\text{олефины}} + k_9 C_{\text{ароматика}} - k_{14} C_{\text{моноаром.}} - \\
& \quad - k_{-9} C_{\text{моноаром.}} C_{\text{олефины}} + k_{-14} C_{\text{олефины}} C_{\text{моноаром.}}; \\
& \frac{dC_{\text{нафтенВМ}}}{d\tau} = -k_8 C_{\text{нафтенВМ}} - k_{10} C_{\text{нафтенВМ}}; \\
& \frac{dC_{\text{ароматика}}}{d\tau} = -k_9 C_{\text{ароматика}} + k_{-9} C_{\text{моноаром.}} C_{\text{олефины}} + k_{10} C_{\text{нафтенВМ}} - 2k_{11} C_{\text{аром}}^2; \\
& \frac{dC_{\text{смолы}}}{d\tau} = k_{11} C_{\text{ароматика}}^2 - k_{12} C_{\text{смолы}}; \\
& \frac{dC_{\text{кокс}}}{d\tau} = k_{12} C_{\text{смолы}}; \\
& \frac{dC_{\text{H}_2}}{d\tau} = 3k_{10} C_{\text{нафтенВМ}} + k_{11} C_{\text{ароматика}}^2 + 2k_7 C_{\text{олефины}} C_{\text{нафтен}};
\end{aligned} \right.$$

где C_i – концентрация соответствующего i -го псевдокомпонента;

τ – время контакта, с;

k – константа скорости реакции, соответствующая рис. 3.2.

Закон действующих масс позволяет записать выражения скоростей реакций процесса, как прямых, так и обратных. Метод Эйлера позволяет решить данную систему дифференциальных уравнений.

Превращение сырья в процессе каталитического крекинга, зависящее от времени контакта описывается математической моделью.

Для определения кинетических параметров используется уравнение Аррениуса при нахождении предэкспоненциальных множителей. Также необходимо нахождение констант скоростей реакций при решении обратной кинетической задачи. Для ее решения применяются следующие исходные данные: плотность сырья, состав продуктов и сырья, технологический режим установки, молекулярные массы углеводородов. При этом разница между экспериментальными и расчетными значениями концентраций углеводородов, входящих в состав газопродуктовой смеси, должна быть минимальной.

Таблица 3.3 – Кинетические параметры реакций процесса каталитического крекинга при температуре 504 °С и давлении 1,08 МПа

Реакции	Скорость реакции	
	Прямая	Обратная
Крекинг парафиновых УВ C ₁₃ –C ₄₀	1,02 · 10 ⁻¹	–
Крекинг парафиновых УВ C ₁₃ –C ₄₀ с образованием изопарафиновых УВ	6,92 · 10 ⁻¹	–
Крекинг парафиновых УВ C ₅ –C ₁₁ ⁺	5,96 · 10 ⁻³	–
Изомеризация парафиновых УВ C ₅ –C ₁₁ ⁺	2,90 · 10 ⁻⁴	2,05 · 10 ⁻⁴
Крекинг изопарафиновых УВ C ₅ –C ₁₁ ⁺	5,96 · 10 ⁻³	–
Крекинг олефиновых УВ C ₅ –C ₁₁ ⁺	2,16 · 10 ⁻¹	8,58 · 10 ⁻⁴
Перераспределение водорода	29,72	–
Деалкилирование нафтеновых УВ	5,82 · 10 ⁻¹	–
Деалкилирование ароматических УВ	2,79 · 10 ⁻¹	–
Крекинг полинафтеновых УВ	7,64 · 10 ⁻²	–
Конденсация ароматических УВ	4,68 · 10 ⁻¹	–
Образование кокса	5,3 · 10 ⁻¹	–
Циклизация олефиновых УВ	5,79 · 10 ⁻²	1,86 · 10 ⁻²
Деалкилирование моноароматических УВ	4,31 · 10 ⁻²	4,00 · 10 ⁻⁶

Данная модель представляет собой квазигомогенную и формализованную кинетическую модель. Константы скоростей реакций складываются из скоростей реакций всех промежуточных стадий.

Исходя из таблицы 3.3 можно сделать вывод, что наибольшей скоростью реакции обладают реакции перераспределения водорода ($k = 29,72 \text{ л}\cdot\text{с}^{-1}\cdot\text{моль}^{-1}$), крекинга парафинов и олефинов ($k = 1,02\cdot 10^{-1} \text{ с}^{-1}$ и $k = 2,16\cdot 10^{-1} \text{ с}^{-1}$ соответственно), также реакции коксообразования ($k = 5,3\cdot 10^{-1} \text{ с}^{-1}$) реакции деалкилирования нафтенных ($k = 5,82\cdot 10^{-1} \text{ с}^{-1}$). Наименьшими значениями скоростей реакций обладают реакции изомеризации ($k = 2,90\cdot 10^{-4} \text{ с}^{-1}$) низкомолекулярных УВ, реакции крекинга ($k = 5,96\cdot 10^{-3} \text{ с}^{-1}$) низкомолекулярных УВ и реакции циклизации олефиновых УВ ($k = 5,79\cdot 10^{-2} \text{ л}\cdot\text{с}^{-1}\cdot\text{моль}^{-1}$).

5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

На современном этапе развития нефтеперерабатывающей промышленности процесс каталитического крекинга приобретает особое значение. Так как этот процесс позволяет перерабатывать различные нефтяные фракции, в том числе тяжелые дистилляты, в моторные топлива.

Значимость этого процесса непрерывно растет из года в год. Так как из-за ограниченных ресурсов и высокой стоимости преференциальных видов сырья необходимо подвергать переработке все более тяжелые нефтепродукты, содержащие значительное количество каталитических ядов.

Процесс каталитического крекинга в псевдоожиженном слое катализатора играет особую роль на нефтеперерабатывающих предприятиях, т.к. он является важнейшим конверсионным процессом переработки нефтяного сырья в легкие фракции. Для большинства предприятий нефтепереработки установка каталитического крекинга обладают первостепенной важностью в плане достижения рентабельности. Поскольку успешная работа этих установок определяет конкурентные возможности предприятия на внутреннем и мировом рынках. Данные для модели взяты с мониторинга реакторно-регенераторного блока комплекса КТ – 1/1.

5.1 Предпроектный анализ

5.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Целевой рынок – сегменты рынка, на котором будет продаваться в будущем разработка. В свою очередь, *сегмент рынка* – это особым образом выделенная часть рынка, группы потребителей, обладающих определенными общими признаками.

Сегментирование – это разделение покупателей на

однородные группы, для каждой из которых может потребоваться определенный товар (услуга).

5.1.2 Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

Детальный анализ конкурирующих разработок, существующих на рынке, необходимо проводить систематически, поскольку рынки пребывают в постоянном движении. Важно реалистично оценить сильные и слабые стороны разработок конкурентов. Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения позволяет провести оценку сравнительной эффективности научной разработки и определить направления для ее будущего повышения.

Таблица 5.1 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений (разработок)

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность
		Б _ф	Б _{к1}	К _ф	К _{к1}
1	2	3	4	6	7
Технические критерии оценки ресурсоэффективности					
1. Повышение производительности	0,15	4	3	0,6	0,45
2. Удобство в эксплуатации	0,05	3	3	0,15	0,15
3. Энергоэкономичность	0,08	5	4	0,4	0,32
4. Надежность	0,08	5	3	0,4	0,24
5. Безопасность	0,1	5	5	0,5	0,5
6. Простота эксплуатации	0,05	4	3	0,2	0,15
Экономические критерии оценки эффективности					
1. Конкурентоспособность продукта	0,11	4	3	0,44	0,33
2. Уровень проникновения на рынок	0,05	1	2	0,05	0,1
3. Цена	0,08	4	4	0,32	0,32
4. Предполагаемый срок эксплуатации	0,07	4	4	0,28	0,28
5. Финансирование научной разработки	0,08	3	5	0,24	0,4
6. Срок выхода на рынок	0,05	4	4	0,2	0,2
7. Наличие сертификации разработки	0,05	1	3	0,05	0,15

Итого	1		3,83	3,59
--------------	----------	--	-------------	-------------

Расчет коэффициента конкурентоспособности:

$$K = \frac{K_{\phi}}{K_{к1}} = \frac{3,83}{3,59} = 1,06$$

Итогом данного анализа, действительно способным заинтересовать партнеров и инвесторов, может стать выработка конкурентных преимуществ, которые помогут создаваемому проекту завоевать доверие покупателей посредством предложения разработки, заметно отличающихся либо высоким уровнем качества при стандартном наборе определяющих его параметров, либо нестандартным набором свойств, интересующих покупателя. Коэффициент конкурентоспособности больше 1, то есть проект является конкурентоспособным.

5.1.3 SWOT-анализ

SWOT – (Strengths – сильные стороны, Weaknesses – слабые стороны, Opportunities – возможности и Threats – угрозы) – это комплексный анализ научно-исследовательского проекта. SWOT-анализ применяют для исследования внешней и внутренней среды проекта.

Таблица 5.2 – Матрица SWOT для НТИ по моделированию процесса каталитического крекинга.

	<p>Сильные стороны проекта:</p> <p>С1 Высокая точность математической модели</p> <p>С2. Более низкая стоимость производства по сравнению с испытаниями на стендовой и пилотной установках</p> <p>С3. Наличие бюджетного финансирования</p> <p>С4. Компьютерная реализация модели</p> <p>С5. Близость разработки к завершенности</p>	<p>Слабые стороны проекта:</p> <p>Сл1. Отсутствие у потенциальных потребителей квалифицированных кадров по работе с научной разработкой</p> <p>Сл2. Необходимость больших компьютерных ресурсов и времени для разработки модели</p>
<p>Возможности:</p> <p>В1. Использование инновационной инфраструктуры ТПУ</p>	<p>1. Разработка математической модели процесса каталитического крекинга с целью определения оптимальных режимов работы</p>	<p>1. Постепенный переход к новым технологиям</p> <p>2. Повышение квалификации кадров у потребителя</p>

Продолжение таблицы 5.2

В2. Возможность модернизации модели для	промышленной установки.	3. Использования кластера кибер-центра ТПУ для
перехода на новые технологии В3. Рост заинтересованности производителей в научно-технических разработках моделей различных процессов В4. Долгосрочная стратегия развития отрасли на государственном уровне	2. Проведение экспериментов в лабораториях ТПУ для проверки модели на адекватность 3. Создание удобного интерфейса программы на основе модели 4. Создание тренажерной системы для сотрудников предприятия	снижения временных затрат на создание модели
Угрозы: У1. Резкий переход производителя от заложенной технологии к более современной У2. Высокий уровень конкуренции со стороны новых технологий, использующих инновационные технологии.	1. Продвижение новой технологии с целью появления спроса на усовершенствованную модель 2. Сокращение временных затрат на создание модели.	1. Разработка научного исследования 2. Повышение квалификации кадров у потребителя 3. Приобретение необходимого оборудования опытного образца 4. Продвижение новой технологии с целью появления спроса

5.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации

Степень готовности научного проекта к коммерциализации можно оценить с помощью нескольких критериев. Для оценивания есть специальный бланк оценки. Бланк оценки данного научного проекта предоставлен в таблице 5.3.

Таблица 5.3 – Бланк оценки степени готовности научного проекта к коммерциализации

№ п/п	Наименование	Степень проработанности научного проекта	Уровень имеющихся знаний у разработчика
1	Определен имеющийся научно-технический задел	4	4
2	Определены перспективные направления коммерциализации научно-технического задела	3	3
3	Определены отрасли и технологии (товары, услуги) для предложения на рынке	5	5
4	Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынок	5	5
5	Определены авторы и осуществлена охрана их прав	3	3

Продолжение таблицы 5.3.

6	Проведена оценка стоимости интеллектуальной Собственности	3	3
7	Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	2	2
8	Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	3	3
9	Определены пути продвижения научной разработки на рынок	4	4
10	Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	5	5
11	Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	3	3
12	Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	4	4
13	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	3	3
14	Проработан механизм реализации научного проекта	4	4
	ИТОГО БАЛЛОВ	51	51

Оценка готовности научного проекта к коммерциализации (или уровню имеющихся знаний у разработчика) равна

$$B_{\text{сум}} = \sum B_i$$

$$B = 51$$

В результате было определено, что перспективность научно-технической разработки выше среднего. Для дальнейшего повышения ее эффективности необходимо использование более современных технологий, а также привлечение высококвалифицированных специалистов в команду проекта. Это связано с привлечением специалистов для проведения гидродинамических расчетов, создания интерфейса программы, а также решения вопросов коммерциализации научной разработки.

5.1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования

Из всех существующих методов коммерциализации научной разработки самым подходящим для нашего случая явился инжиниринг.

Инжиниринг как самостоятельный вид коммерческих операций предполагает предоставление на основе договора инжиниринга одной

стороной, именуемой консультантом, другой стороне, именуемой заказчиком, комплексными отдельными видами инженерно-технических услуг, связанных с проектированием, строительством и вводом объекта в эксплуатацию, с разработкой новых технологических процессов на предприятии заказчика, усовершенствованием имеющихся производственных процессов вплоть до внедрения изделия в производство и даже сбыта продукции. Такой выбор связан с тем, что математическая модель разрабатывается на основе экспериментальных данных, взятых непосредственно с цеха предприятия. Поэтому разработка является актуальной лишь для одного определенного предприятия, что связано с различными условиями проведения процесса. Владелец предприятия и разработчики модели заранее договариваются о предоставлении последними услуг по повышению эффективности процесса, а производитель в свою очередь предоставляет данные для НТИ. Такой метод коммерциализации является единственным подходящим в данном случае.

5.2 Инициация проекта

Устав проекта документирует бизнес-потребности, текущее понимание потребностей заказчика проекта, а также новый продукт, услугу или результат, который планируется создать.

Заинтересованные стороны проекта	Ожидания заинтересованных сторон
Предприятие	Математическая модель, способная адекватно предсказывать протекание процесса при изменении технологического режима, а также исследование и оценка модернизации конструкции оборудования с целью определения оптимальных режимов работы Процесса каталитического крекинга
Научно-исследовательский Томский политехнический университет	Научно-техническая разработка, внесшая значительный вклад в повышение эффективности процесса каталитического крекинга.

Таблица 5.5 – Цели и результат проекта

Цели проекта:	Разработка математической модели процесса каталитического крекинга
----------------------	--

Ожидаемые результаты проекта:	Повышение эффективности процесса каталитического крекинга, оценка и исследование возможности определения оптимальных режимов процесса для повышения выхода бензина и жирного газа
Критерии приемки результата проекта:	Адекватность полученной модели должна составлять не менее 95%
Требования к результату проекта:	Возможность «предсказания» состава выходного потока, при изменении технологического режима

Таблица 5.6 – Рабочая группа проекта

№п/п	Фамилия И.О. место работы, должность	Функции в проекте	Основные обязанности	Трудозатраты, час.
1	Ивашкина Елена Николаевна, д.т.н., профессор.	Руководитель проекта	Осуществляет детальное планирование проекта; информацию для создания и актуализации планов работ; контролирует сроки выполнения работ по проекту	600
2	Попов Роман Дмитриевич, магистрант	Исполнитель проекта	Выполняет проект	1600
ИТОГО:				2200

5.2.1 Ограничения и допущения проекта

Ограничения проекта – это все факторы, которые могут послужить ограничением степени свободы участников команды проекта, а также «границы проекта» - параметры проекта или его продукта, которые не будут реализованных в рамках данного проекта.

Таблица 5.7 – Ограничения проекта

Фактор	Ограничения/допущения
3.1 Бюджет проекта	-
3.1.1 Источник финансирования	НИИ ТПУ
3.2 Сроки проекта	01.09.2020-31.05.2021
3.2.1 Дата утверждения плана проектом	02.02.2021
3.2.2 Дата завершения проекта	31.05.2021

5.3 Планирование управления научно-техническим проектом

Структура работ в рамках научного исследования

Перечень этапов и работ, распределение исполнителей по данным видам работ приведен в табл. 5.8.

Таблица 5.8 – Перечень этапов, работ и распределение исполнителей

Основные этапы	№ раб	Содержание работ	Должность исполнителя
Разработка технического задания	1	Составление и утверждение технического задания	Руководитель
Выбор направления исследования	2	Выбор направления исследований	Руководитель, магистрант
	3	Календарное планирование по теме	Руководитель, магистрант
Теоретические и экспериментальные исследования	4	Изучение литературы	Магистрант
	5	Разработка математической модели	Магистрант, руководитель
	6	Расчет на разработанной математической модели	Магистрант
	7	Сопоставление результатов экспериментов с теоретическими исследованиями	Магистрант
Обобщение и оценка результатов	8	Оценка эффективности полученных результатов	Руководитель
	9	Определение целесообразности проведения ОКР	Руководитель
<i>Проведение ОКР</i>			
Оформление отчета по НИР (комплекта документации по ОКР)	10	Составление пояснительной записки	Магистрант, руководитель
	11	Сдача работы на рецензию	Магистрант
	12	Подготовка к защите дипломной работы	Магистрант
	13	Защита дипломной работы	Магистрант, руководитель

План проекта

В рамках планирования научного проекта построены календарный график проекта (таблица 5.9, 5.10).

Таблица 5.9– Календарный план проекта

Название	Длительность, дни	Дата начала работ	Дата окончания работ	Состав участников
Утверждение темы магистерской диссертации	7	01.09.19	07.09.19	Ивашкина Е.Н., Попов Р.Д.
Согласование плана работ	7	08.09.19	15.09.19	Ивашкина Е.Н., Попов Р.Д.
Литературный обзор	138	16.09.19	31.01.20	Попов Р.Д.
Обработка полученных данных и обсуждение результатов	292	01.02.20	20.12.20	Ивашкина Е.Н., Попов Р.Д.
Написание отчета	162	21.12.20	31.05.21	Попов Р.Д.

Итого:	606			
---------------	------------	--	--	--

Таблица 5.10 – Календарный план график проведения НИОКР по теме

Наименование этапа	Т, дней	2019				2020												2021					
		Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь	Февраль	Март	Апрель	Май	Июнь	Июль	Август	Сентябрь	Октябрь	Ноябрь	Декабрь	Январь	Февраль	Март	Апрель	Май	
Утверждение темы магистерской диссертации	7																						
Согласование плана работ	7																						
Литературный обзор	138																						
Обработка полученных данных и обсуждение результатов	292																						
Написание отчета	162																						



- Попов Р.Д.



- Попов Р.Д., Ивашкина Е.Н.

5.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ)

Расчет материальных затрат осуществляется по следующей формуле:

$$Z_m = (1 + k_t) * \sum_{i=1}^m C_i * N_{расхi} \quad (4.5)$$

где m – количество видов материальных ресурсов, потребляемых при выполнении научного исследования;

$N_{расхi}$ – количество материальных ресурсов i -го вида, планируемых к использованию при выполнении научного исследования (шт., кг, м, м² и т.д.);

C_i – цена приобретения единицы i -го вида потребляемых материальных ресурсов (руб./шт., руб./кг, руб./м, руб./м² и т.д.);

k_t – коэффициент, учитывающий транспортно-заготовительные расходы.

Все материальные затраты приведены в табл. 5.10.

Таблица 5.10 – Материальные затраты

Наименование	Единица измерения	Количество			Цена за ед. с НДС, руб.			Затраты на материалы (Z _м), руб.		
		Исп.1	Исп.2	Исп.3	Исп.1	Исп.2	Исп.3	Исп.1	Исп.2	Исп.3
Тетрадь	шт.	2	1	3	15	15	15	36	18	54
Ручка	шт.	3	2	4	10	10	10	36	24	48
Карандаш	шт.	1	2	1	7	7	7	8,4	16,8	8,4
Картридж для принтера	мл	100	150	100	4	4	4	480	720	480
Бумага	листов	500	600	500	0,6	0,6	0,6	360	432	360
Итого								920,4	1210,8	950,4

Расчет затрат на специальное оборудование для научных работ

Расчет затрат на электроэнергию определяется по формуле:

$$E_э = \sum N_i * T_э * C_э \quad (5.6)$$

где N_i - мощность электроприборов по паспорту, кВт;

$T_э$ - время использования электрооборудования, час;

$C_э$ - цена одного кВт*ч, руб.

Цэ – 2,7 руб/ кВт*ч

Расчет затрат на специальное оборудование и электроэнергию приведены в табл. 5.11, на приобретение программного обеспечения (ПО) в табл. 5.12.

Таблица 5.11 – Расчет затрат на оборудование для научных работ

Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования с НДС, руб.	Мощность прибора Ni, Вт	Сумма затрат на электроэнергию Eэ, руб.	Общая стоимость оборудования, руб.
Компьютер	1	27000	0,375	2187	27000
Струйный принтер	1	3000	0,025	24,3	3000
Итого:				2211,3	30000

Таблица 5.12 – Расчет бюджета затрат на приобретение программного обеспечения для научных работ

Наименование ПО			Стоимость ПО с НДС, руб.		
Исп.1	Исп.2	Исп.3	Исп.1	Исп.2	Исп.3
Microsoft Office	Microsoft Office	Microsoft Office	4900	1557	4900
-	Aspen HYSYS	Delphi	0	31200	0
Итого:			4900	32757	4900

Основная заработная плата исполнителей темы

Расчет основной заработной платы. В настоящую статью включается основная заработная плата научных и инженерно-технических работников, рабочих макетных мастерских и опытных производств, непосредственно участвующих в выполнении работ по данной теме. Величина расходов по заработной плате определяется исходя из трудоемкости выполняемых работ и действующей системы оплаты труда. Расчет основной заработной платы сводится в таблице 14.

$$C_{зп} = Z_{осн} + Z_{доп}$$

где $Z_{осн}$ – основная заработная плата;

$Z_{\text{доп}}$ – дополнительная заработная плата

Основная заработная плата ($Z_{\text{осн}}$) руководителя (лаборанта, инженера) от предприятия (при наличии руководителя от предприятия) рассчитывается по следующей формуле:

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{дн}} \cdot T_{\text{раб}}$$

где $Z_{\text{осн}}$ – основная заработная плата одного работника;

$T_{\text{раб}}$ – продолжительность работ, выполняемых научно-техническим работником, раб. дн.;

$Z_{\text{дн}}$ – среднедневная заработная плата работника, руб.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

$$Z_{\text{дн}} = \frac{Z_{\text{м}} \cdot M}{F_{\text{д}}}$$

где: $Z_{\text{м}}$ – месячный должностной оклад работника, руб.;

M – количество месяцев работы без отпуска в течение года:

при отпуске в 24 раб. дня $M = 11,2$ месяца, 5-дневная неделя;

при отпуске в 48 раб. дней $M = 10,4$ месяца, 6-дневная неделя;

$F_{\text{д}}$ – действительный годовой фонд рабочего времени научно-технического персонала, раб. дн.

Расчет заработной платы научно – производственного и прочего персонала проекта проводили с учетом работы 2-х человек – научного руководителя и исполнителя. Баланс рабочего времени исполнителей представлен в таблице 13.

Таблица 5.13 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Научный руководитель проекта	Магистрант
Календарное число дней	365	365
Количество нерабочих дней	99	99
- выходные дни	14	14
- праздничные дни		

Продолжение таблицы 5.13

Потери рабочего времени		
- отпуск	48	48
- невыходы по болезни	12	12
Действительный годовой фонд рабочего времени	192	192

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_m = Z_b * (k_{пр} + k_d) * k_p, \text{ где}$$

Z_b – базовый оклад, руб.;

$k_{пр}$ – премиальный коэффициент (определяется Положением об оплате труда);

k_d – коэффициент доплат и надбавок;

k_p – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).

При расчете заработной платы научно-производственного и прочего персонала проекта учитывались месячные должностные оклады работников, которые рассчитывались по формуле:

$$Z_m = Z_b * K_p, \text{ где}$$

Z_b – базовый оклад, руб.;

K_p – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).

Согласно информации сайта Томского политехнического университета, должностной оклад (ППС) доцента доктора наук в 2020 году без учета РК составил 33664 руб. Расчет основной заработной платы приведен в таблице 14.

Таблица 5.14 – Основная заработная плата исполнителей

Исполнители	Z_b , руб.	$k_{пр}$	k_d	k_p	Z_m , руб.	$Z_{дн}$, руб.	T_p , раб. дн.	$Z_{осн}$, руб.
Руководитель	33664	1	0,02	1,3	44638,5	2417,92	192	464240
Магистрант	1923	-	-	1,3	2500	135,4	192	25997

Дополнительная заработная плата научно-производственного персонала. В данную статью включается сумма выплат, предусмотренных законодательством о труде, например, оплата очередных и дополнительных отпусков; оплата времени, связанного с выполнением государственных и общественных обязанностей; выплата вознаграждения за выслугу лет и т.п. (в среднем – 12 % от суммы основной заработной платы).

Дополнительная заработная плата рассчитывается исходя из 10-15% от основной заработной платы, работников, непосредственно участвующих в выполнении темы:

$$Z_{\text{доп}} = Z_{\text{осн}} * k_{\text{доп}}, \text{ где}$$

$Z_{\text{доп}}$ – дополнительная заработная плата, руб.;

$k_{\text{доп}}$ – коэффициент дополнительной зарплаты;

$Z_{\text{осн}}$ – основная заработная плата, руб.

В таблице 16 приведена форма расчёта основной и дополнительной заработной платы.

Таблица 16 – Заработная плата исполнителей НТИ

Заработная плата	Руководитель	Магистрант
Основная зарплата	464240	25997
Дополнительная зарплата	55708,8	3119,6
Итого по статье $C_{\text{зп}}$	519948,8	29116,6

Отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления)

Отчисления на социальные нужды. Статья включает в себя отчисления во внебюджетные фонды.

$$C_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} * (Z_{\text{осн}} + Z_{\text{доп}}), \text{ где}$$

$k_{\text{внеб}}$ – коэффициент отчисления на уплату во внебюджетные фонды.

На 2014 г. в соответствии с Федеральным законом от 24.07.2009 №212-ФЗ установлен размер страховых взносов равный 30%. На основании пункта 1 ст.58 закона №212-ФЗ для учреждений, осуществляющих образовательную и научную деятельность в 2014 году водится пониженная ставка – 27,1%.

Стипендиальный выплаты студентам, магистрам и аспирантам не облагаются налогом.

Отчисления на социальные нужды составляют:

$$C_{\text{внеб}} = 0,3 * (464240 + 55708,8) = 155984,6 \text{ рублей}$$

Накладные расходы. Расчет накладных расходов провели по следующей формуле:

$$C_{\text{накл}} = k_{\text{накл}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}) = 0,8 \cdot 519948,8 = 415959,04$$

где $K_{\text{накл}}$ – коэффициент накладных расходов принят 0,8.

Таким образом, затраты проекта составляет 847228,2, которые приведены в таблице 18.

Таблица 18 – Затраты научно-исследовательской работы

Вид исследования	Затраты по статьям									
	Сырье, материалы (за вычетом возвратных отходов), покупные изделия и полуфабрикаты	Специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ	Основная заработная плата	Доплата за работу	Отчисления на социальные нужды	Научные и производственные командировки	Оплата работ, выполняемых сторонними организациями и предприятиями	Прочие прямые расходы	Накладные расходы	Итого плановая себестоимость
Данное исследование	3131,7	34900	464240	55708,8	155984,6	-	-	-	415959,04	1129924,1
Аналог 1	3422,1	62757	856000	102720	287616	-	-	-	766976	2079491,1
Аналог 2	3161,7	34900	752600	90312	252873,6	-	-	-	674329,6	1808176,9

5.5 Организационная структура проекта

Для данного научно-исследовательского проекта наиболее подходящей является проектная организационная структура (таблица 5.17).

Таблица 5.17 – Выбор организационной структуры проекта

Критерии выбора	Функциональная	Матричная	Проектная
Степень неопределенности условий реализации проекта	Низкая	Высокая	Высокая
Технология проекта	Стандартная	Сложная	Новая
Сложность проекта	Низкая	Средняя	Высокая
Взаимозависимость между отдельными частями проекта	Низкая	Средняя	Высокая
Критичность фактора времени (обязательства по срокам завершения работ)	Низкая	Средняя	Высокая
Взаимосвязь и взаимозависимость проекта от организаций более высокого уровня	Высокая	Средняя	Низкая

5.6 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности

5.6.1 Оценка абсолютной эффективности исследования

В основе проектного подхода к инвестиционной деятельности предприятия лежит принцип денежных потоков. Особенностью является его прогнозный и долгосрочный характер, поэтому в применяемом подходе к анализу учитываются фактор времени и фактор риска. Для оценки общей экономической эффективности используются следующие основные показатели:

- чистая текущая стоимость (NPV);
- индекс доходности (PI);
- внутренняя ставка доходности (IRR);
- срок окупаемости (DPP).

Чистая текущая стоимость (NPV) – это показатель экономической эффективности инвестиционного проекта, который рассчитывается путём

дисконтирования (приведения к текущей стоимости, т.е. на момент инвестирования) ожидаемых денежных потоков (как доходов, так и расходов).

Расчёт NPV осуществляется по следующей формуле:

$$NPV = \sum_{t=1}^n \frac{ЧДП_{опt}}{(1+i)^t} - I_0$$

где: ЧДП_{опt} – чистые денежные поступления от операционной деятельности;

I_0 – разовые инвестиции, осуществляемые в нулевом году;

t – номер шага расчета ($t= 0, 1, 2 \dots n$)

n – горизонт расчета;

i – ставка дисконтирования (желаемый уровень доходности инвестируемых средств).

Расчёт NPV позволяет судить о целесообразности инвестирования денежных средств. Если $NPV > 0$, то проект оказывается эффективным.

Расчет чистой текущей стоимости представлен в таблице 5.18. При расчете рентабельность проекта составляла 20 %, амортизационные отчисления 10 %.

Таблица 5.18 – Расчет чистой текущей стоимости по проекту в целом

№	Наименование показателей	Шаг расчета				
		0	1	2	3	4
1	Выручка от реализации, руб.	0	1355908,92	1355908,92	1355908,92	1355908,92
2	Итого приток, руб.	0	1355908,92	1355908,92	1355908,92	1355908,92
3	Инвестиционные издержки, руб.	-1129924	0	0	0	0
4	Операционные затраты, руб.	0	1098514,14	1098514,14	1098514,14	1098514,14
5	Налогооблагаемая прибыль(1-4)	0	257394,78	257394,78	257394,78	257394,78
6	Налоги 20 %, руб.(5*20%)	0	51478,956	51478,956	51478,956	51478,956
7	Чистая прибыль, руб.(5-6)	0	205915,824	205915,824	205915,824	205915,824
8	Чистый денежный поток (ЧДП), руб.(чистая прибыль+амортизация)	-1129924	705915,824	705915,824	705915,824	705915,824

9	Коэффициент дисконтирования (КД)	1	0,833	0,694	0,578	0,482
10	Чистый дисконтированный денежный поток (ЧДД), руб.(9*10)	-1129924	588027,8814	489905,5819	408019,3463	340251,4272
11	\sum ЧДД	1826204,237				
12	Итого NPV, руб.	696280,1367				

Коэффициент дисконтирования рассчитан по формуле:

$$КД = \frac{1}{(1 + i)^t}$$

где: i – ставка дисконтирования, 20 %;

t – шаг расчета.

Таким образом, чистая текущая стоимость по проекту в целом составляет 696280 рублей, что позволяет судить об его эффективности.

Индекс доходности (PI) – показатель эффективности инвестиции, представляющий собой отношение дисконтированных доходов к размеру инвестиционного капитала. Данный показатель позволяет определить инвестиционную эффективность вложений в данный проект. Индекс доходности рассчитывается по формуле:

$$PI = \sum_{t=1}^n \frac{ЧДП_t}{(1+i)^t} / I_0$$

где: ЧДД - чистый денежный поток, руб.;

I_0 – начальный инвестиционный капитал, руб.

Таким образом PI для данного проекта составляет:

$$PI = \frac{1826204,237}{1129924,1} = 1,62$$

Так как $PI > 1$, то проект является эффективным.

Внутренняя ставка доходности (IRR). Значение ставки, при которой обращается в нуль, носит название «внутренней ставки доходности» или IRR. Формальное определение «внутренней ставки доходности» заключается в том,

что это та ставка дисконтирования, при которой суммы дисконтированных притоков денежных средств равны сумме дисконтированных оттоков или =0. По разности между IRR и ставкой дисконтирования i можно судить о запасе экономической прочности инвестиционного проекта. Чем ближе IRR к ставке дисконтирования i , тем больше риск от инвестирования в данный проект.

Между чистой текущей стоимостью (NPV) и ставкой дисконтирования (i) существует обратная зависимость. Эта зависимость представлена в таблице 5.19 и на рисунке 5.1.

Таблица 5.19 – Зависимость NPV от ставки дисконтирования

№	Наименование показателя	0	1	2	3	4	
1	Чистые денежные потоки, руб.	-1129924	705915,824	705915,824	705915,824	705915,824	NPV, руб.
2	Коэффициент дисконтирования						
	0,1	1	0,909	0,826	0,751	0,683	
	0,2	1	0,833	0,694	0,578	0,482	
	0,3	1	0,769	0,592	0,455	0,350	
	0,4	1	0,714	0,510	0,364	0,260	
	0,5	1	0,667	0,444	0,295	0,198	
	0,6	1	0,625	0,390	0,244	0,153	
	0,7	1	0,588	0,335	0,203	0,112	
	0,8	1	0,556	0,309	0,171	0,095	
	0,9	1	0,526	0,277	0,146	0,077	
	1	1	0,500	0,250	0,125	0,062	
3	Дисконтированный денежный поток, руб.						
	0,1	-1129924,1	641677,5	583086,5	530142,8	482140,5	1107123,1
	0,2	-1129924,1	588027,9	489905,6	408019,3	340251,4	696280,1
	0,3	-1129924,1	542849,3	417902,2	321191,7	247070,5	399089,6
	0,4	-1129924,1	504023,9	360017,1	256953,4	183538,1	174608,3
	0,5	-1129924,1	470845,9	313426,6	208245,2	139771,3	2364,9
	0,6	-1129924,1	441197,4	275307,2	172243,5	108005,1	-133171,0
	0,7	-1129924,1	415078,5	236481,8	143300,9	79062,6	-256000,3
	0,8	-1129924,1	392489,2	218128,0	120711,6	67062,0	-331533,3
	0,9	-1129924,1	371311,7	195538,7	103063,7	54355,5	-405654,5
	1,0	-1129924,1	352957,9	176479,0	88239,5	43766,8	-468481,0

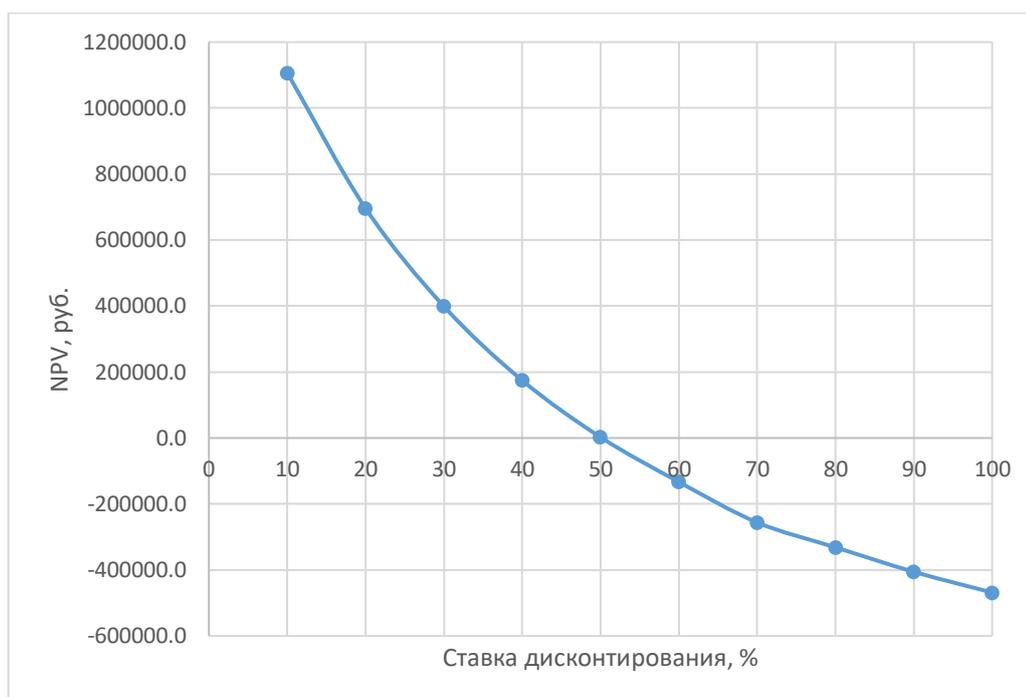


Рисунок 5.1 – Зависимость NPV от ставки дисконтирования

Из таблицы и графика следует, что по мере роста ставки дисконтирования чистая текущая стоимость уменьшается, становясь отрицательной. Значение ставки, при которой NPV обращается в нуль, носит название «внутренней ставки доходности» или «внутренней нормы прибыли». Из графика получаем, что IRR составляет 0,51.

Запас экономической прочности проекта: $51\% - 20\% = 31\%$

Дисконтированный срок окупаемости. Как отмечалось ранее, одним из недостатков показателя простого срока окупаемости является игнорирование в процессе его расчета разной ценности денег во времени.

Этот недостаток устраняется путем определения дисконтированного срока окупаемости. То есть это время, за которое денежные средства должны совершить оборот.

Наиболее приемлемым методом установления дисконтированного срока окупаемости является расчет кумулятивного (нарастающим итогом) денежного потока (таблица 5.20).

Таблица 5.20 – Дисконтированный срок окупаемости

№	Наименование показателя	Шаг расчета
---	-------------------------	-------------

		0	1	2	3	4
1	Дисконтированный чистый денежный поток ($i = 0,20$), руб.	-1129924,1	588027,9	489905,6	408019,3	340251,4
2	То же нарастающим итогом, руб.	-1129924,1	-541896,2	-51990,6	356028,7	696280,1
3	Дисконтированный срок окупаемости	$PP_{диск} = 1 + (541896,2 / 489905,6) = 2,1$ года				

Социальная эффективность научного проекта учитывает социально-экономические последствия осуществления научного проекта для общества в целом или отдельных категорий населения или групп лиц, в том числе как непосредственные результаты проекта, так и «внешние» результаты в смежных секторах экономики: социальные, экологические и иные внеэкономические эффекты (таблица 5.21).

Таблица 5.21 – Критерии социальной эффективности

ДО	ПОСЛЕ
Отсутствие информации о способе оптимизации процесса каталитического крекинга	Полученные данные материального баланса установки с применением модели

5.6 Оценка сравнительной эффективности исследования

Определение эффективности происходит на основе расчета интегрального показателя эффективности научного исследования. Его нахождение связано с определением двух средневзвешенных величин: финансовой эффективности и ресурсоэффективности.

Интегральный показатель финансовой эффективности научного исследования получают в ходе оценки бюджета затрат трех (или более) вариантов исполнения научного исследования. Для этого наибольший интегральный показатель реализации технической задачи принимается за базу расчета (как знаменатель), с которым соотносятся финансовые значения по всем вариантам исполнения.

Интегральный финансовый показатель разработки определяется по следующей формуле:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}}$$

где: $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$ – интегральный финансовый показатель разработки;

Φ_{pi} – стоимость i -го варианта исполнения;

Φ_{max} – максимальная стоимость исполнения научно-исследовательского проекта (в т.ч. аналоги).

Полученная величина интегрального финансового показателя разработки отражает соответствующее численное увеличение бюджета затрат разработки в разгах (значение больше единицы), либо соответствующее численное удешевление стоимости разработки в разгах (значение меньше единицы, но больше нуля).

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов исполнения объекта исследования можно определить по следующей формуле:

$$I_{pi} = \sum a_i \cdot b_i$$

где: I_{pi} – интегральный показатель ресурсоэффективности для i -го варианта исполнения разработки;

a_i – весовой коэффициент i -го варианта исполнения разработки;

b_i^a, b_i^p – бальная оценка i -го варианта исполнения разработки, устанавливается экспертным путем по выбранной шкале оценивания;

n – число параметров сравнения.

Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности приведен в форме таблицы (таблице 5.22).

Таблица 5.22 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерии	Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Аналог 1	Аналог 2	Проект
----------	---------------------	-------------------------------	----------	----------	--------

1. Способствует росту производительности труда	0,1	3	5	5
2. Удобство в эксплуатации	0,15	3	4	5
3. Энергосбережение	0,15	4	4	4
4. Надежность	0,20	3	4	5
5. Воспроизводимость	0,25	5	4	5
6. Материалоемкость	0,15	4	3	5
ИТОГО	1	22	24	29

$$I_m^p = 3 \cdot 0,1 + 3 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 3 \cdot 0,20 + 5 \cdot 0,25 + 4 \cdot 0,15 = 3,8$$

$$I_1^A = 5 \cdot 0,1 + 4 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,20 + 4 \cdot 0,25 + 3 \cdot 0,15 = 3,95$$

$$I_2^A = 5 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,15 + 4 \cdot 0,15 + 5 \cdot 0,20 + 5 \cdot 0,25 + 5 \cdot 0,15 = 4,85$$

Интегральный показатель эффективности разработки $I_{финр}^p$ и аналога $I_{финр}^a$ определяется на основании интегрального показателя ресурсоэффективности и интегрального финансового показателя по формуле:

$$I_{финр}^p = \frac{I_m^p}{I_{\phi}^p}; \quad I_{финр}^a = \frac{I_m^a}{I_{\phi}^a}$$

Сравнение интегрального показателя эффективности текущего проекта и аналогов позволит определить сравнительную эффективность проекта. Сравнительная эффективность проекта определяется по формуле:

$$\mathcal{E}_{ср} = \frac{I_{финр}^p}{I_{финр}^a}$$

где: $\mathcal{E}_{ср}$ – сравнительная эффективность проекта;

$I_{финр}^p$ – интегральный показатель разработки;

$I_{финр}^a$ – интегральный технико-экономический показатель аналога.

Сравнительная эффективность разработки по сравнению с аналогами представлена в таблице 5.23.

Таблица 5.23 – Сравнительная эффективность разработки

Показатели	Аналог 1	Аналог 2	Проект
Интегральный финансовый показатель разработки	1	0,87	0,54

Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	3,8	3,95	4,85
Интегральный показатель эффективности	3,8	4,54	8,98
Сравнительная эффективность вариантов исполнения	2,36	1,98	1

Выводы: Сравнение значений интегральных показателей эффективности позволяет сделать вывод, что разработанный вариант проведения проекта является наиболее эффективным при решении поставленной в магистерской диссертации технической задачи с позиции финансовой и ресурсной эффективности.

В ходе выполнения раздела финансового менеджмента была определена чистая текущая стоимость, (NPV), равная 696280 руб.; индекс доходности $PI=1,62$, внутренняя ставка доходности $IRR=51\%$, срок окупаемости $PP_{дск}=2,1$ года. Таким образом мы имеем ресурсоэффективный проект с запасом финансовой прочности и небольшим сроком окупаемости.

Список публикаций

1. Назарова, Г. Ю., Моделирование работы промышленной установки каталитического крекинга вакуумного газойля из смеси казахстанской и западно-сибирской нефти / Г. Ю. Назарова, Е. Н. Ивашкина, Э. Д. Иванчина, А. А. Орешина, Е. К. Вымятин, Т. А. Калиев, Р. Д. Попов, А. В. Антонов, Г. Ж. Сейтенова // Мир нефтепродуктов. – 2020.– №3 – С. 6-13.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Vogt, E. T. C. Fluid catalytic cracking: recent developments on the grand old lady of zeolite catalysis / E. T. C. Vogt, B. M. Weckhuysen // *Chemical Society Reviews*. – 2015. – № 44. – P. 7342-7370.
2. Murcia, A. A. Numerous Changes Mark FCC Technology Advance. *Oil Gas J.* – 1992. – 90. – P. 68.
3. Montgomery, J. The Grace Davison Guide to Fluid Catalytic Cracking Part One / W. R. Grace et al. – Baltimore. – MD. – 1993.
4. Otterstedt J. E. Fluid Catalytic Cracking of Heavy Oil Fractions: a Review / J. E. Otterstedt, S. B. Gevert, P. G. Menon // *Appl. Catal.* – 1986. – 22. – P. 159.
5. Catalyst Technology and Catalytic Solutions in Resid FCC / O'Connor, P. Verlaan, J. P. J., Yanik, S. J. Challenges // *Catal. Today*. – 1998. – 43. – P. 305.
6. Pinheiro C. I. C. Fluid Catalytic Cracking (FCC) Process Modeling, Simulation and Control / Fernandes J. L. // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2013. – P. 43-65.
7. Wang, G., Xu, C., Gao J. Study of Cracking FCC Naphthaina Secondary Riser of the FCC Unit for Maximum Propylene Production // *Fuel Process. Technol.* – 2008. – 89. – P. 864.
8. Li C., Yang C., Shan H. Maximizing Propylene Yield by Two Stage Riser Catalytic Cracking of Heavy Oil // *Ind. Eng. Chem. Res.* – 2007. – 46. – P. 4914.
9. Kovin, A. S., Catalytic cracking development and its role in modern Russian refinery / A. S. Kovin, A. V. Sitdikova, M. N. Rakhimov // *Oil and Gas Business*. – 2009. – P. 1-7.
10. Солодова, Н. Л. Современное состояние и тенденции развития каталитического крекинга нефтяного сырья / Н. Л. Солодова, Н. А.

- Терентьева // Вестник Казанского технологического университета. – 2012. – № 1. – С. 141-147.
11. Wolschlag, L. M. Upgrade FCC performance. New ceramic feed distributor offers ultimate erosion protection. Hydrocarbon processing, UOP LLC, a Honeywell Company, Des Plaines / L. M. Wolschlag, K. A. Couch // Hydrocarbon processing. – 2010. – № 9. – P. 57-65.
 12. Пат. 2280674 Российская Федерация, МПК C10G 11/18, B01J 8/24, C07C 4/06. Способ деструктивно-адсорбционной переработки тяжелых нефтяных остатков и устройство для его осуществления / С. А. Ахметов, С. С. Ахметов, Р. Р. Галимов, М. Х. Ишмияров. – № 2004118155/04; заявл. 15.06.2004; опубл. 27.07.2006.
 13. Пат. 2532547 Российская Федерация, МПК B01J 38/04, B01J 8/18. Способ удаления воздуха из охладителя катализатора и устройство его осуществления / П. Палмас, Д. Н. Майерс; патентообладатель ЮОП ЛЛК (US). – № 2013133878/04; заявл. 24.02.2012; опубл. 10.11.2014.
 14. Пат. 2554875 Российская Федерация, МПК C10G 51/02, C10G 11/18. Способ и устройство для каталитического крекинга / Б. Ши. – № 2014101022/04; заявл. 17.05.2012; опубл. 27.06.2015.
 15. Пат. 2500790 Российская Федерация, МПК C10G 51/06, C10G 11/18. Устройство регулирования рабочих условий в установке каталитического крекинга с двумя системами подъема / Ф. Фенье, Т. Готье.
 16. Информационно-технологический справочник: Федеральное агентство по техническому регулированию и метрологии. – Москва. Бюро НДТ. – 2017 № 30. – С. 572-574.
 17. Пат. 2412231 Российская Федерация, МПК C10G 11/18. Способ каталитического крекинга углеводородного сырья и устройство для его осуществления / Б. З. Соляр, Л. Ш. Глазов, Е. А. Климцева, И. М. Либерзон, Э. З. Аладышева. – № 2009135859/04; заявл. 28.09.2009; опубл. 20.02.2011.

18. Пат. 2548362 Российская Федерация, МПК В01J 29/04, В01J 29/08, В01J 29/18, В01J 29/40, В01J 29/50, В01J 29/60, В01J 29/65, В01J 29/70, В01J 37/10, С10G 11/18. Катализатор каталитического крекинга и способ повышения селективности катализатора (варианты) / Ю. Ксу, Ш. Куи, Д. Лонг, Д. Гонг, Ж. Да, Д. Жанг, Ю. Жу, Й. Луо, Д. Танг; патентообладатель Чайна Петролеум & Кекикал Корпорейшн. – № 2010125696/04; заявл. 23.06.2010; опубл. 20.04.2015.
19. Ахметов С. А. Технология переработки нефти, газа и твердых горючих ископаемых / Ишмияров М. Х., Кауфман А. А. – СПб.: Недра, – 2009. – С. 828.
20. Formalization of hydrocarbon conversion scheme of catalytic cracking for mathematical model development / Nazarova G. Y., Ivanchina E. D., Ivashkina E. N., Kiseleyova S. V., Stebneva V. I. // IOP Conf. Series: Earth and Environmental Science. – 2015. – Vol. 27. – P. 1-6.
21. ГОСТ 12.2.032–78 Система стандартов безопасности труда. Рабочее место при выполнении работ сидя. Общие эргономические требования [Текст]. – Москва: Государственный стандарт союза ССР, 1979 – 8 с.
22. ГОСТ 21889-76 Система “Человек-машина”. Кресло человека-оператора. – М.: Издательство стандартов, 1993, 18 с.
23. Федеральный закон от 28.12.2013 № 426-ФЗ (ред. от 30.12.2020) "О специальной оценке условий труда" (с изм. и доп., вступ. в силу с 01.01.2021).
24. ГОСТ 12.1.007–76 Система стандартов безопасности труда. Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности. Введ. 01.01.1977. – М., 2007, 6 с. (Стандартинформ).
25. ГОСТ 12.1.003–2014 Система стандартов безопасности труда. Шум. Общие требования безопасности. Введ. 01.11.2015. – М., 2015, 24 с. (Стандартинформ).

26. ГОСТ Р 12.0.019-2009 Система стандартов безопасности труда. Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты. Введ. 01.01.11. – М., 2010, 32 с. (Стандартинформ).
27. СанПиН 2.2.4.548-96. 2.2.4. Физические факторы производственной среды. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. Санитарные правила и нормы" (утв. Постановлением Госкомсанэпиднадзора РФ от 01.10.1996 № 21). – М.: Минздрав России, 2001. – 20 с.
28. СП 52.13330.2016. Строительные нормы и правила Российской Федерации. Естественное и искусственное освещение. от 01.01.1996 г. – Москва.: Стандартформ, 2018. – С. 5-20.
29. Приказ Минтруда РФ от 24.07.13 № 328н “Правила по охране труда при эксплуатации электроустановок” // Бюллетень нормативных актов федеральных органов исполнительной власти – 03.05.2014. – № 5. Режим доступа: [Консультант плюс].
30. Технологический регламент установки КТ-1/1 секции С-200.
31. ГОСТ 12.1.012-2004 Система стандартов безопасности труда. Вибрационная безопасность. Общие требования. Введ. 01.07.2008. – М., 2010. (Стандартинформ).
32. СН 2.2.4/2.1.8.566-96 Санитарные нормы. Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий. Введ. 31.10.1996 – 35 с.
33. СанПиН 2.2.1/2.1.1.1278–03. Гигиенические требования к естественному, искусственному и совмещённому освещению жилых и общественных зданий. Утверждены Главным государственным санитарным врачом Российской Федерации от 06.04.2003 г. – М.: Минздрав России, 2003. – С. 87-114.
34. СП 52.13330.2016. Естественное и искусственное освещение.
35. СО 153 – 34.21.122 – 2003. Инструкция по устройству молниезащиты зданий, сооружений и промышленных коммуникаций [Электронный

- ресурс]. – Режим доступа:http://www.sonel.ru/ru/biblio/standards/so_153-34.21.122-2003.
36. Постановление Российской Федерации от 10 апреля 2003 г. № 38 “О введении в действие СанПин 2.2.1 / 2.1.1.1200 – 03 “Санитарно – защитные зоны и санитарная классификация предприятий, сооружений и иных объектов”.
 37. ГОСТ Р 55059 – 2012. Безопасность в чрезвычайных ситуациях. Менеджмент риска чрезвычайной ситуации. Термины и определения [Текст]. – Москва: Стандартинформ, 2014 – 8 с.
 38. Об утверждении санитарных правил и норм СанПиН 1.2.3685-21 "Гигиенические нормативы и требования к обеспечению безопасности и (или) безвредности для человека факторов среды обитания"
 39. Федеральный закон Российской Федерации от 28 декабря 2013 г. N 426-ФЗ «О специальной оценке условий труда»
 40. Безопасность жизнедеятельности. Безопасность технологических процессов и производств. Охрана труда: учебное пособие для вузов / П. П. Кукин [и др.]. – 5-е изд., стер. – Москва: Высшая школа, 2009. – 335 с.
 41. Трудовой кодекс Российской Федерации от 30.12.2001 № 197-ФЗ.

Приложение А

(справочное)

Catalytic cracking of vacuum gas oil: simulation of reactor- regenerator operation in CC unit

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ92	Попов Роман Дмитриевич		

Руководитель ВКР

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
профессор	Ивашкина Елена Николаевна	д.т.н.		

Консультант – лингвист отделения иностранных языков ШБИП

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Терре Дина Анатольевна	к.ф.н.		

1 Current state of catalytic cracking technology

The production of the most of the world's gasoline involves catalytic cracking (CC). Since 2014, more than three hundred out of six hundred and fifty oil refineries have been using catalytic cracking units, as one of the main refining facilities. Hydrocracking, another method of deep oil refining, is widely used along with catalytic cracking. Figure 1 indicates the share of refineries that belong to deep processing plants, with some of them being equipped with more than one CC installation, and the proportions of different refining processes commonly used in oil production, which correspond to the number of barrels of crude oil per day. In addition to the main product of the gasoline fraction, the products of the catalytic cracking unit are raw materials of petrochemical processing and, to a greater extent, propylene [1].

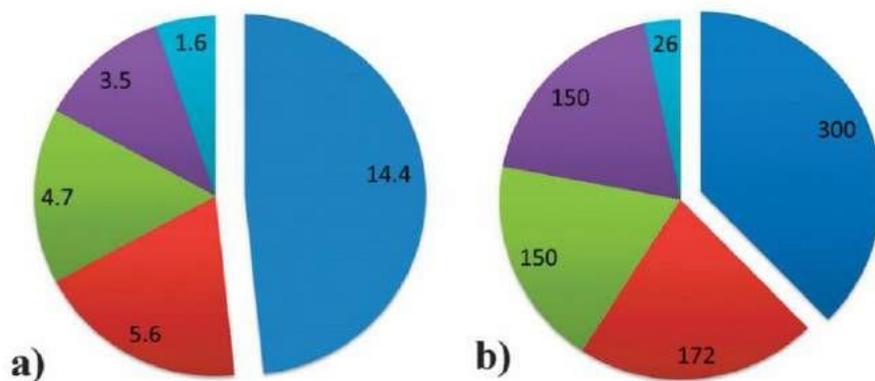


Figure 1 - (a) Installed capacity for major refining processes at refineries worldwide, in million barrels per day. (b) The number of refineries where the main conversion processes are used in 2014

Color designation: catalytic cracking: blue; hydrocracking: red; delayed coking: green; thermal processes: purple; boiler oil hydromilling: light blue.

1.1 Development of modern catalytic cracking

In the early 1930s, it was discovered that, under certain conditions, fine solids can move like liquids, and since then, the development of catalytic cracking technology has begun. Due to their properties, these particles have an advantage over

large granules of the catalyst used in other technologies in terms of heat and mass transfer. From the point of view of thermodynamics, the liquid phase seems the most beneficial for the CC due to the strong endothermic effect of the cracking reaction and the exothermic effect in the regeneration by burning coke.

In 1942, the first catalytic cracking unit was put into operation, and since then the design of the unit has undergone significant changes. To improve the productivity of the CC unit, almost all of its components have been upgraded. Standard Oil Development Co. (SOD, today ExxonMobil) was the company that first developed the CC plant, which subsequently became operational. The design of the plant included several small devices, with an upward flow of the catalyst in the reactor and in the regenerator. Regeneration was carried out at reduced pressure using external cyclones. In 1947, the UOP company developed the cascade model of the CC. In this case, the regenerator was smaller, with the regenerated catalyst entering the reactor by steam supply, and the coked catalyst flowing due to gravity into the regenerator. This was the first plant which used a purified spent catalyst.

In 1957, a unit was proposed that combined a reactor and a fluidized bed regenerator, which included a regenerator located lower than the reactor with an internal stripper. M. V. Kellogg introduced this model, where the catalyst flowed through the internal vertical pipes, the pressure pipe, the riser of the catalyst pipeline and was controlled by a passing crane.

In 1952, another version of the plant was proposed, in which the catalyst is supplied due to pressure difference between the regenerator and the reactor (U-shaped bend of the catalyst line) and by changing the air supply to the regenerator. This variety was introduced by SOD and was smaller in size with close-together apparatuses operating at higher speeds and internal pressures.

In 1957, Shell first proposed the design of a CC installation using a riser-reactor, but it was approved only in the 1960s due to the appearance of zeolite-containing cracking catalysts with higher activity. Since then, the riser-reactor has been an integral part of all modern designs of CC installations [2].

Improvements in CC catalysts (for example, the addition of combustion activators) have improved the regeneration process in CC, which has reduced the amount of coke on the reduced catalyst to <0.1% by weight. The Kellogg block, which included two stages of regeneration in identical devices, appeared in 1973. In 1978, UOP proposed a design with a more efficient regenerator, which included units located close to each other. In this case, the reactions took place in a fluidized bed in a small-diameter riser-reactor and a combustion chamber with separate devices for collecting the catalyst and gaseous combustion products. In 1979, Exxon developed a fluidized catalyst CC unit, which consisted of a regenerator located at the lower level, a stripper located at the top, and a lift for unloading the catalyst, while the devices were installed similarly close to each other.

In the 1980s, due to the growing demand for processing heavy raw materials, all new plant designs were developed. In 1981, Total Petroleum USA introduced the CC plant (R2R plant, now licensed by Axens/IFP and Stone & Webster), the main feature of which was a two-stage regeneration system, running in two separate apparatuses and a riser-reactor with a source oil injection system and an internal output separation system. The catalyst was not cooled. In the future, there was a need to modernize the structures of the apparatuses with an emphasis on the processing of atmospheric distillation residues. The most successful developments were UOP (processing of oil residues) and Petrobras (advanced processing) technologies. The technology of the Brazilian company Petrobras was based on a set of proprietary developments, including Ultramist, i.e. an optimized source oil injection system, combined with an improved riser-reactor, as well as an optimal mechanical design and a closed-loop PASS cyclone system [3, 4].

Table 1 shows the main companies that develop modern catalytic cracking technologies [5].

Table 1 – Main developers of modern catalytic cracking technologies

Developer	Name of the process, characteristic features
-----------	--

UOP LLC (in collaboration with BARCO)	MSCC (Millisecond catalytic cracking, more than 6 installations)
	FCC (Catalytic cracking in the fluidized bed)
	RFCC (Residue fluidized catalytic cracking)
	RETROFCC (Catalytic cracking in a fluidized bed aimed at obtaining raw materials for petrochemicals)
ABB Lummus Global Inc	FCC (more than 13 installations)
Kellog Brown & Root Inc.	FCC (more than 120 installations)
Shell Global Solution International B.V.	FCC (more than 30 new and more than 25 upgraded installations)
Stone & Webster Inc., Shaw Group	FCC (more than 26 new and more than 100 upgraded installations)
	DCC (Deep catalytic cracking)
	Catalytic cracking of boiler oil in a fluidized bed

1.2 Designs of reactor-regenerator unit for catalytic cracking technology

The peculiarity of the cracking catalyst in the fluidized bed is that when it is aerated by steam, the catalyst behaves like a liquid due to the fine state. This type of catalyst continuously moves between the reaction and regeneration zones, being the heat carrier from the regenerator to the raw material and the reactor. Figure 2 shows two schematic diagrams of the FCC installations, which are the main ones today.

The differences in the schemes are caused by applying different methods of controlling the reactions carried out, as well as the place where they are carried out. The reaction in this process takes place in the supply line.

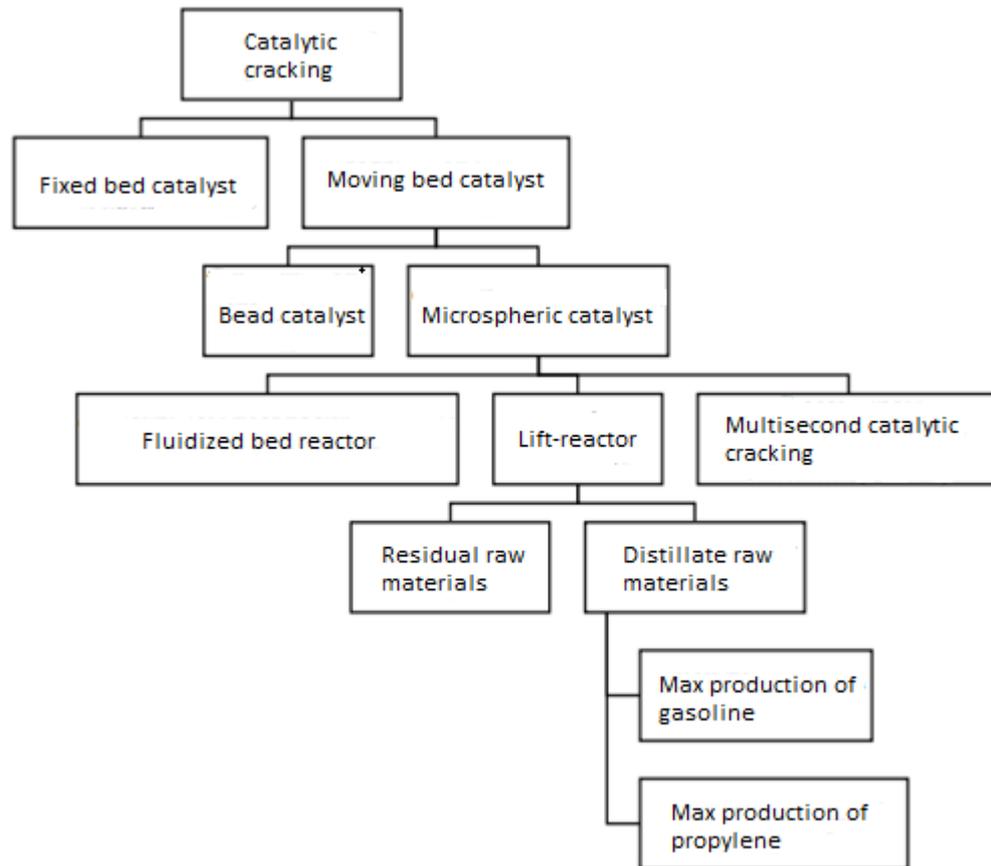


Figure 2 – CC installation types

Old plant designs can be upgraded to increase the maximum cracking depth in the riser-reactor with the view of controlling the reaction. This can be achieved by making the necessary change in the supply of the regenerated catalyst to the riser-reactor.

The method is referred to as destructive processing of BOF according to studies conducted by Russian scientists.

One of the methods requires the installation of a cyclone-type reactor, which consists of a horizontal pipe with end nozzles mounted on the end part (Fig. 3).

The reactor is installed tangentially to the first cyclone, inside of which a battery-type cyclone is placed, which includes a section for stripping the coked adsorbent by entering water vapor. This cyclone consists of pipes for the input and output of the adsorbent, the output of reaction products and the supply of water vapor. At the temperature of 700-800 °C, the coked adsorbent is fired at the fluidized bed of the regenerator.

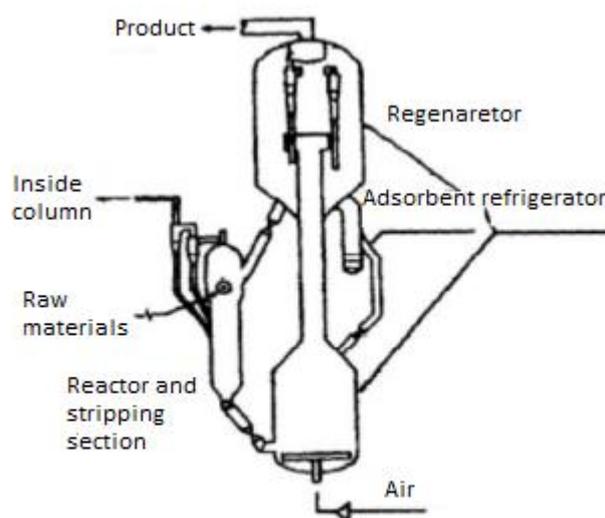


Figure 3 – Design of reactor-regenerator unit

The temperature of 500-710 °C and 0.01-0.1 s contact time are the necessary process conditions. The adsorbent is natural iron ore materials and waste obtained as a result of their processing. The vertical and horizontal cylinders, rigidly connected to each other and arranged perpendicular, are a housing for the regeneration of the coked adsorbent. The regenerator is sectioned with a fluidized bed. Inside the horizontal cylinder there is a reaction zone, where the perforated partitions are arranged vertically in sections, while the fired material is in the fluidized bed. Refrigerators with a flow partition located at the outlet of the reduced adsorbent are placed between vertical partitions. The settling zone with cyclones is located in the vertical zone. Owing to this layout, it is possible to increase the yield of distillates with a low metal content and a coking index.

Figure 4 shows the installation developed by UOP LLC.

This development includes a device which consists of a distributor in an inclined position and a section of a lifting pipe. At the same time, blending is improved, which leads to an improvement in the contact of the catalyst with hydrocarbons and thereby reduces coke formation in the lifting pipe during CC.

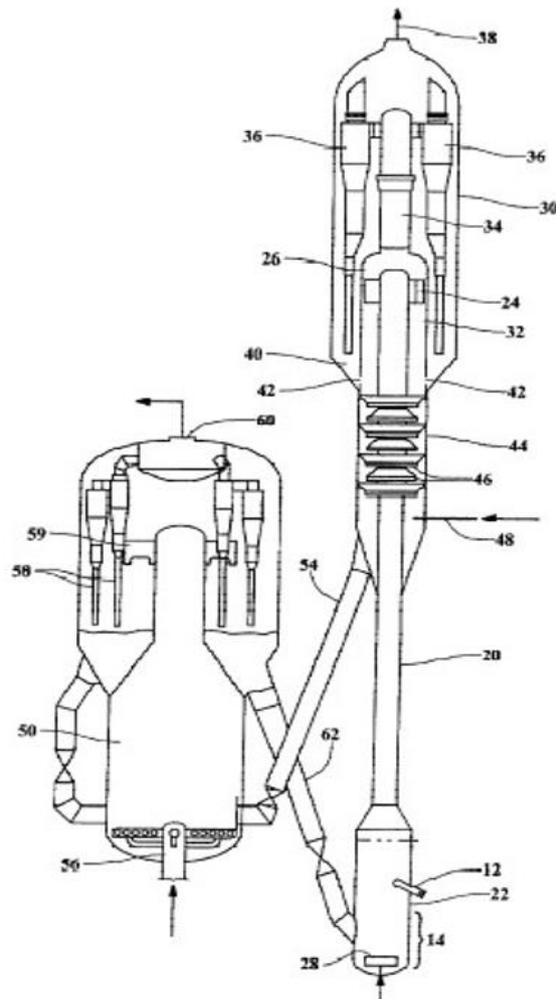


Figure 4 – Scheme of the reactor-regenerator unit. 12 – distributors; 14 – lower zone; 20 – lifting pipe; 22 – bottom of the lifting pipe; 24 – outlet; 26 – ballistic separator; 28 – steam distributor; 30 – reactor; 32 – separation chamber; 34 – gas pipe; 36 – cyclones; 38 – product pipe; 40 – dense layer; 42 – holes; 44 – cleaning zone; 46 – cascade trays; 48 – pipeline; 50 – regenerator; 54 – coked catalyst pipeline; 56 – distributor; 58 – regenerator cyclones; 59 – primary separator; 60 – outlet pipe; 62-discharge pipe.

The raw material in this device is vacuum gas oil. The multiplicity of raw materials for the smooth operation of the lifting pipe is from 8 to 12. The reactor operates at the pressure of 0.103 to 0.241 MPa and a temperature of 427 °C to 690 °C. Water vapor in the amount of 5% by weight of the used raw materials is supplied to the lifting pipe. The yield of the main product of gasoline is 38.3% by weight, as

well as by-products of light gas oil, coke and clarified butter, respectively, 19.7% by weight, 16.7% by weight and 13.7 % by weight.

Figure 5 shows CC design developed by the Chinese researchers.

This model consists of a reactor and regenerator sections. The reactor section, in turn, includes a riser-reactor, a settling apparatus and a steaming zone. The regenerator contains a regenerator and a temperature controller or cooler.

At the temperature of 690 °C, the regenerated catalyst enters the pre-lift zone, and then runs to the reaction zone of the oil feedstock of the riser-reactor. The upward flow of the catalyst under constant interaction is mixed with heavy raw materials. At the same time, the contact time is 0.8 s and the temperature is 520 °C. The reaction mixture enters the separator for separation, and the catalyst for regeneration.

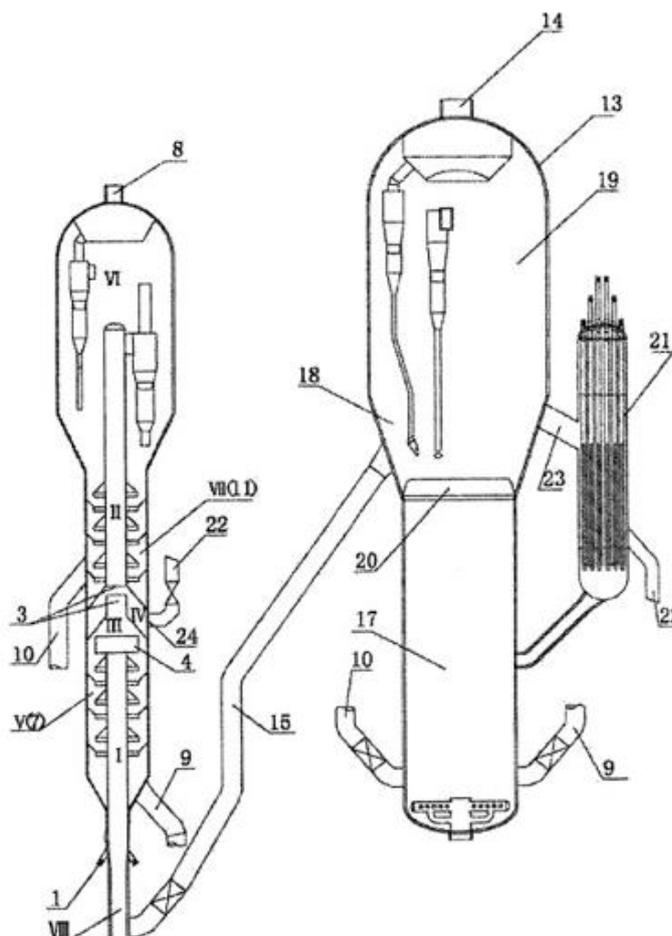


Figure 5 – Design of the reactor-regenerator unit. 1 – raw material nozzle; 3 – passage in the partition; 4 – catalyst separator; 7 – steaming section; 8 – outlet

pipe for crude oil; 9, 10 – riser for the off – stream; 11 – second steaming section; 13 – regenerator; 14 – outlet pipe; 15 – riser for the regenerated catalyst; 17 – first regeneration zone; 18 – zone of the boiling layer of the dense phase; 19 – settling zone for the deposition of the catalyst; 20– partition; 21 – catalyst temperature controller; 22-pipeline for low-temperature regenerated catalyst; 23-regenerated catalyst pipeline; 24-communication port; I – crude oil reaction zone; II-crude oil re-reaction zone; III-catalyst separation zone; IV-additional catalyst distribution zone; V, VII-catalyst steaming zone to be regenerated; VI-sump; VIII-pre-lift section.

After the reaction being performed, the oil gas and the catalyst enter the steam section and then pass through the partition and enter the re-reaction zone. As soon as the reaction proceeds, the oil gas enters the settler.

After desorption treatment, the catalyst captures the oil gas and is sent to the regenerator. The outlet pipe is used to remove the regenerated flue gas from the plant as a waste gas. The operating mode in the reaction zone requires the temperature being 510-550 °C, oil gas flow rate – 5-20 m/s and contact time – 0.4 - 0.8 s.

In the lifting zone, the mixing temperature of the regenerated catalyst is maintained in the range of 620-700 °C.

The French researchers developed a CC unit for the joint production of gasoline and propylene, shown in Figure 6. Its main components were a one - or two-stage regeneration zone and a reaction zone with two lifting stages.

The first stage, which is operated simultaneously with the secondary one but under the conditions of different hardness, is called the main stage. The C/O ratio in the main lifting system is maintained from 6 to 14, and in the secondary the C/O ratio is from 10 to 35.

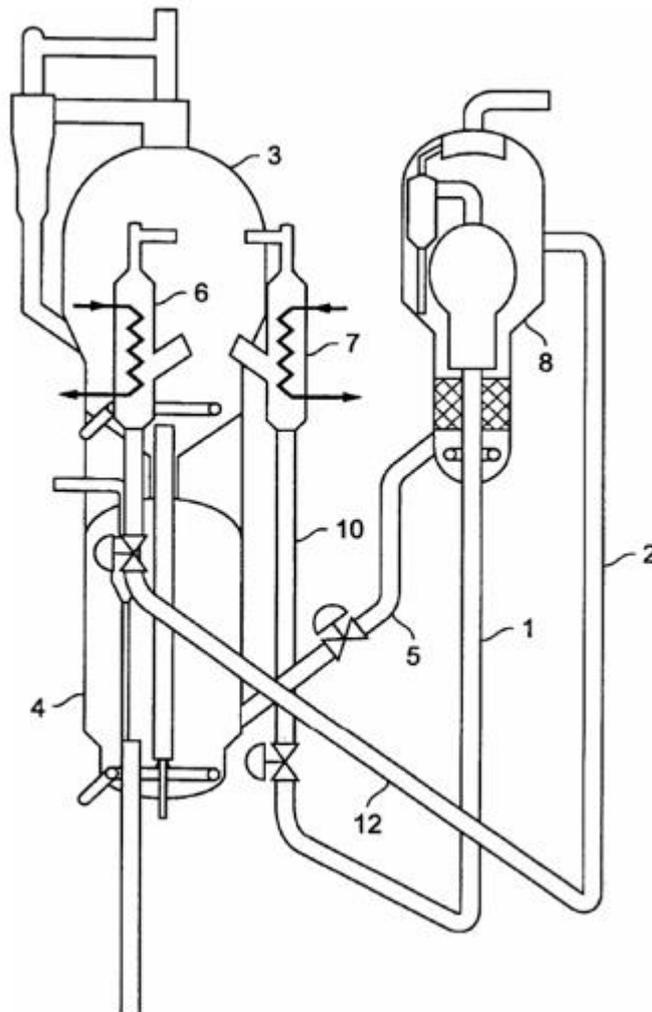


Figure 6 – Scheme of the reactor-regenerator unit. 1 – main lifting system; 2 – secondary lifting system; 3 – second stage regenerator; 4 – first stage regenerator; 5 – condensate collector riser; 6 – secondary catalyst cooler; 7 – primary catalyst cooler; 8 – light fraction distillation; 10 – main catalyst cooler; 12 – secondary catalyst cooler.

The process takes place at the temperature of 510 – 580 °C at the outlet of the main lifting system and 550 – 650 °C at the outlet of the secondary lifting system. The feed rate of raw materials in the secondary system is 20-500 m/s. The catalyst continuously circulates in two parallel circuits, between the regeneration and reaction zones. The first circuit is the main one, and contains the main lifting system and the first external cooling system. The secondary circuit consists of a secondary catalyst cooler and a secondary lift system. In this case, the catalyst is selected in the regeneration zone and supplied to the primary cooling system, and then runs directly

into the main lifting system with the cooled catalyst. Similarly, the catalyst selected in the regeneration zone is sent directly to the secondary lifting system after the secondary cooler.

Being subjected to the processing of the second stage in the lift, the light fraction contains some gasoline produced at the CC installation itself.

In the last decade, a technology has emerged to minimize the coking of the catalyst. This technology is Millisecond Catalytic Cracking (MSCC). Its main feature is the ultra-short contact time.

Figure 7 shows a schematic diagram of CC design with an ultrashort MSCC contact time.

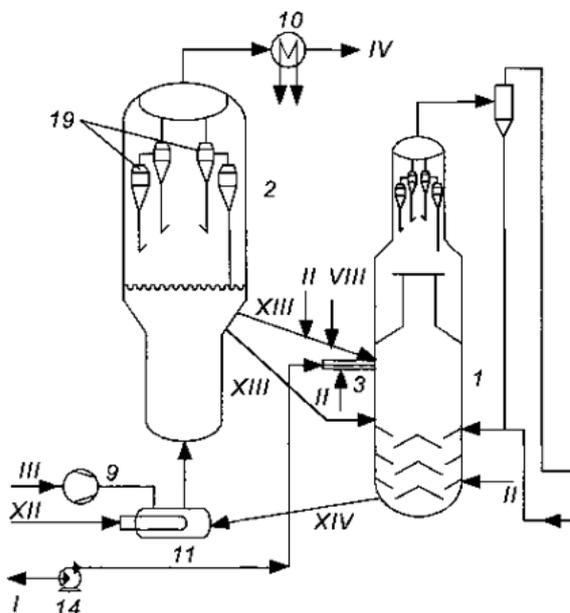


Figure 7 – Millisecond CC Installation. 1 – reactor; 2 – regenerator; 3 – raw material distributor; 9 – air compressor; 10 – heat recovery boiler; 11 – air heater; 14 – pump; 19 – cyclones; I – raw materials; II – steam; III – air; IV – flue gases; VIII – acid water; XII – fuel in the heater; XIII – regenerated catalyst; XIV – coked catalyst.

The installation consists of a reactor with a downward flow of the catalyst. Raw materials enter the unit perpendicular to the downward moving stream of the catalyst. After contact with the raw material, the catalyst and reaction products run horizontally to the separation zone. The design of the plant contributes to significant

increase in the yield of liquid products at low capital costs in comparison with the FCC.

When this installation is applied, the contact time of the catalyst and the raw material is reduced to 0.1 s. The comparison of product yields in the FCC and MSCC plants is made in Table 2.

Table 2 – Summary of FCC and MSCC product outputs

	FCC	MSCC
Raw material properties		
Density ρ^{15} , kg/m ³	916	913
Coking ability % (wt.)	1.2	1.2
Products yield		
$\sum C_1 - C_2$	7.4	3.6
$\sum C_3 - C_4$	21.5	20.5
Gasoline (C ₅ – 220 °C)	50.4	57
Light gasoil (220 – 360 °C)	21.5	20.6
Heavy gasoil (> 360 °C)	9.1	9.0
Coke, % (wt.)	5.8	5.5

The main technological features of the improved design of catalytic cracking can be distinguished as follows:

- unique contact system of the catalyst with the raw material;
- ultra-short reaction time in the reaction area.

Figure 8 shows a new method for increasing the production of motor fuel, developed by Russian scientists.

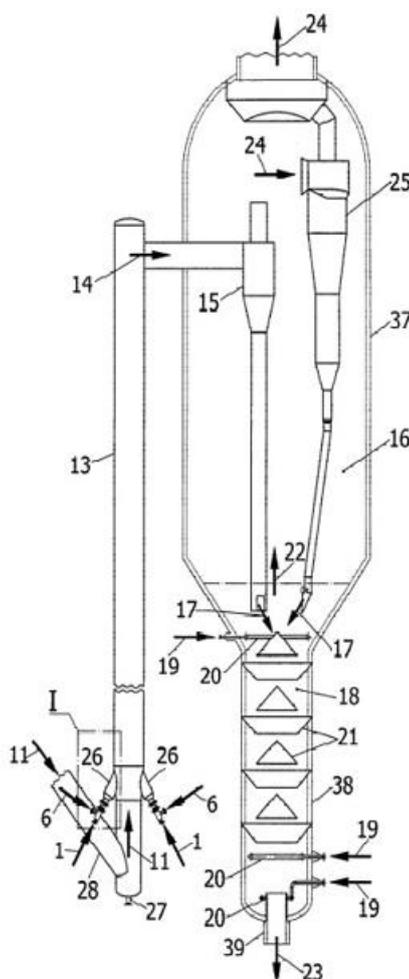


Figure 8 – Installation of the catalytic cracking. 1 – hydrocarbon feedstock; 6 – water vapor; 11 – flow of regenerated catalyst; 13 – direct flow catalyst; 14 – vapor products; 15 – cyclone separator of the first stage; 16 – separation zone; 17 – gate valve; 18 – steam zone; 19 – water vapor supply; 20 – steam distribution device; 21 – conical partitions; 22 – gases; 23 – spent catalyst; 24 – products; 25 – cyclone separator of the second stage; 26 – radial nozzles; 27 – water vapor input; 28 – regenerated catalyst; 37 – separation chamber; 38 – steam chamber; 39 – waste catalyst output.

CC operating principle is the dispersion of liquid raw materials by water vapor, both preliminary and additional. The production of the target products is carried out using a fine catalyst. The dispersed raw materials are sprayed into the upward flow of the catalyst, using slotted holes. The catalyst is in contact with the sprayed raw material in a direct-flow reactor. Then, in cyclone separators, the catalytic cracking products are separated from the coked catalyst. The spent catalyst

is sent to the steaming zone, where the entrained hydrocarbons are separated, using water vapor. In this case, the dispersion of raw materials is carried out in the mixing area of the flow of raw materials supplied from the raw line. The application of this technology results in an increased yield of gasoline and improved selectivity for the formation of coke and dry gas.

The invention refers to the design of a catalytic cracking unit which can convert low-grade raw materials. The raw material is supplied to the first reaction zone, where the conversion takes place and is subjected to cracking. This design is shown in Figure 9.

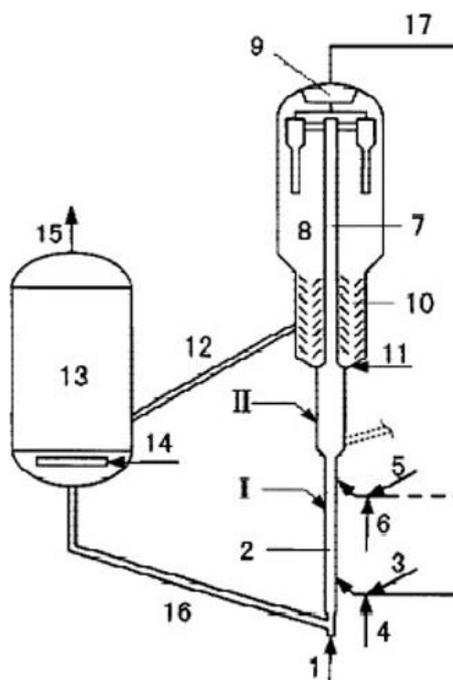


Figure 9 – Reactor-regenerator unit. 1 – pipeline; 2 – base of the riser-reactor; 3 – input of low grade feedstock; 4 – steam input; 5 – input of light feedstock; 6 – steam supply for spraying; 7 – product vapor and deactivated spent catalyst; 8 – cyclone separation separator; 9 – collection chamber; 10 – desorption section; 12 – upper drain chute; 13 – regenerator; 14 – air supply to the regenerator; 15 – turbine; 16 – lower drain chute; 17 – transfer line; I – lower part of the riser-reactor zone; II – the upper part of the riser-reactor zone.

The second reaction zone receives vapors together with the spent catalyst, pre-mixed with a cooling medium or light feedstock for further cracking, isomerization reaction and hydrogen transfer. The reaction products, previously

separated from the coked catalyst, divided into gas and solid phases, enter the fractionation system. The final products are gasoline, diesel fuel, liquefied petroleum gas, catalytic cracking gas oil, dry gas. The spent catalyst is regenerated using the desorption method, and then the hot one is returned back to the reactor. The resulting gas oil is sent to a hydrotreating plant to produce hydrotreated gas oil.

After the hydrotreatment, the gas oil enters the first reaction zone in the conversion reactor or other cracking plants to produce the target product, i.e., high-quality gasoline. The result of this development is the possibility of processing low-grade raw materials into high-quality fuel, obtaining propylene, as well as reducing the yield of coke and dry gas.

Based on the considered types of reactor-regenerator unit, it can be concluded that the design of the CC installation depends on what raw materials will be processed, the resulting products, the catalyst, etc. If the coking properties are sufficiently high, the catalyst should be regenerated in two stages. At the same time, to regulate the temperature in the regenerator and simultaneously in the reactor and to remove excess heat, the regenerators must be equipped with refrigeration units.

Catalytic cracking units with a riser-reactor and a two-stage regenerator are widely used. This type of installation is mainly used in the countries of Western Europe, the United States, China, Japan, Korea, and Indonesia. Residual raw materials are the main feedstock at CC plants. They include hydrotreated fuel oil, mixtures of straight-run gas oils with fuel oil. The capacity of such plants is from 2 to 4 million tons / year. Because of the development of new improved catalysts, there is a need to upgrade existing equipment. The improvement of the contact zone of heavy raw materials with the catalyst particles can provide a better control of the contact time of the raw materials and the catalyst. By optimizing the distribution of raw materials while reducing the contact time, it is possible to achieve a deeper degree of processing and better process selectivity.

Приложение Б

Характеристика токсических, пожаро- и взрывоопасных свойств сырья, полупродуктов, готовой продукции и отходов производства

Наименование сырья, полупродуктов, готовой продукции (вещества, %масс.), отходов производства		Агрегатное состояние при нормальных условиях	Класс опасности по ГОСТ 12.1.007	ПДК в воздухе рабочей зоны производственных помещений, мг/м ³	Характеристика токсичности (воздействия на организм человека)
1		2	3	4	5
1	Гидроочищенный вакуумный газойль	Жидкость	4	300	Вызывает поражение нервной системы, сердечно-сосудистой системы, кроветворных органов, нарушение обменных процессов. Раздражающе действует на слизистые оболочки глаз, носоглотки, кожных покровов
2	Нестабильный бензин С-200	Жидкость	4	100	Поражение центральной нервной системы, сердечно-сосудистой системы, кроветворных органов, нарушение обменных процессов, раздражающе действуют на слизистые оболочки глаз, носоглотки, кожных покровов
3	Жирный газ крекинга	Газ	2 (по H ₂ S)	-	Сероводород – вещество с остронаправленным механизмом действия, требуется

					<p>автоматический контроль его содержания в воздухе. Обладает удушающим свойством, действует на слизистые оболочки. При малых концентрациях пострадавший чувствует головокружение, головную боль. Воздействие высоких концентраций может привести к летальному исходу.</p>
4	Фракция 195-340 °С	Жидкость	4	300	<p>Вызывает поражение центральной нервной системы, сердечно-сосудистой системы, кроветворных органов, нарушение обменных процессов. Раздражающе действуют на слизистые оболочки глаз, носоглотки, кожных покровы</p>
5	Шлам	Жидкость	4	300	<p>Раздражающе действует на слизистые оболочки глаз и носоглотки, кожные покровы</p>
6	Катализатор крекинга	Тверд.	3	1	<p>Обладает кумулятивной способностью и оказывает раздражающее действие на слизистую оболочку</p>

					верхних дыхательных путей, обладает фиброгенным действием. При длительном воздействии, превышающих ПДК может вызвать силикоз легких, а также заболевания органов пищеварения, в случае непосредственного контакта с пылевидными частицами
7	Дымовые газы	Газ	4	300	Раздражает слизистую оболочку глаз, кожи
8	Кислая вода	Жидкость	2 (по H ₂ S)	10 (по H ₂ S)	Вода обладает характерным неприятным запахом сероводорода, способного оказывать удушающее действие. При малых концентрациях пострадавшие могут чувствовать головокружение, головную боль
9	Сточные воды, содержащие нефтепродукты	Жидкость	4	300	Пары нефтепродуктов, содержащиеся в сточных водах, при испарении вызывают раздражение слизистых оболочек, кожи

Приложение В
Твердые отходы и жидкие отходы

№ п/п	Наименование выброса	Количество, т/год	Условие (метод) и место захоронения обезвреживания, утилизации	Периодичность образования	Место складирования, транспортировка
Не утилизируемые					
	2	3	4	5	6
1	Отработанный катализатор	576,25	Передача специализированной организации для переработки	1 раз в год в период капитального ремонта	Катализатор предварительно регенерирован и охлажден. При выгрузке исключается пыление и загрязнение земельного покрова, на площадке с твердым покрытием, вывозится автотранспортом.

2	Отходы резинотехнических изделий	0,8	Захоронение в накопителе твердых отходов	Во время ремонтных работ, постоянно	Контейнеры на бетонированной площадке установки, вывозится автотранспортом.
3	Замазученный грунт	0,3	Захоронение в накопителе твердых отходов	При сухой уборке проливов, постоянно	Контейнер на твердом покрытии, вывозится автотранспортом.
Утилизируемые					
4	Нефтешлам	10,0	Утилизация на установке переработки нефтешламов	1 раз в год в период капитального ремонта	Герметичные контейнеры для временного размещения в шламонакопителе, вывозится автотранспортом.

--	--	--	--	--	--

Приложение Г
Сточные воды

Наименование стоков	Количество сточных вод, м ³ /ч	Условия (метод) ликвидации, обезвреживания, утилизации,	Периодичность сбросов	Место сброса	Установленная норма содержания загрязнений в стоках	
Технологический конденсат	34	Отпарка сульфидсодержащего конденсата	Постоянно	Вывод технологического конденсата на С500/С600 ПСиОЗХ №5	содержание нефтепродуктов, мг/дм ³	не более 100
					показатель рН, ед. рН	6,5÷8,5
					содержание фенолов, мг/дм ³	не нормируется
					содержание аммонийного азота, мг/дм ³	не нормируется
					содержание сульфидов, мг/дм ³	не нормируется

Приложение Д
Выбросы в атмосферу

Наименование выбросов	Количество выбросов по видам, т/год	Условие (метод) ликвидации, обезвреживания, утилизации	Периодичность выбросов	Установленная норма содержания загрязнений в выбросах, г/сек
1	2	3	4	5
<p>Выбросы при регенерации в т.ч. (ИЗА 0263*):</p> <ul style="list-style-type: none"> - азота двуокись - азота окись - серы диоксид - углерода оксид - углеводороды предельные C1-C5 - пыль катализатора 	<p>9,309</p> <p>176,875</p> <p>138,328</p> <p>20,309</p> <p>22,63</p> <p>122,265</p>	<p>В атмосферу через дымовую трубу Н-120 м</p>	<p>Постоянно, при работе установки</p>	<p>0,323</p> <p>6,142</p> <p>4,8</p> <p>0,702</p> <p>0,786</p> <p>4,245</p>
<p>Неорганизованные выбросы от технологического</p>		<p>В атмосферу</p>	<p>Постоянно, при работе установки</p>	

Наименование выбросов	Количество выбросов по видам, т/год	Условие (метод) ликвидации, обезвреживания, утилизации	Периодичность выбросов	Установленная норма содержания загрязнений в выбросах, г/сек
оборудования (ИЗА 6288*) в	1,182			0,041
т.ч.:	121,176			4,21
- сероводород	1175,997			40,8
- углерода оксид	916,619			31,8
- углеводороды предельные C1-C5	37,871			1,32
- углеводороды предельные C6-C10	62,757			2,18
- пентилены (амилены – смесь изомеров)				
- толуол				