

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

---

Институт природных ресурсов  
Направление подготовки 18.04.01 Химическая технология  
Профиль Химическая технология топлива и газа  
Кафедра Химическая технология топлива и химической кибернетики

**МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ**

Тема работы
<b>Моделирование работы промышленной установки каталитического крекинга</b> [REDACTED]

УДК 665.644.001.5 (574.2)

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ4Б	Бурумбаева Галия Рашидовна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор кафедры ХТТ и ХК	Ивашкина Е. Н.	д.т.н., профессор		

**КОНСУЛЬТАНТЫ:**

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры менеджмента	Креницына З. В.	к.т.н., доцент		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры ЭБЖ	Чулков Н. А.	к.т.н., доцент		

**ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:**

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
ХТТ и ХК	Юрьев Е. М.	к. т. н., доцент		

## ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ ПО ООП

Код результата	Результат обучения
<b><i>Профессиональные компетенции</i></b>	
P1	Применять <i>глубокие</i> естественно-научные, математические и инженерные знания для создания <i>новых</i> материалов
P2	Применять <i>глубокие</i> знания в области современных технологий химического производства для решения <i>междисциплинарных</i> инженерных задач
P3	Ставить и решать <i>инновационные</i> задачи <i>инженерного анализа</i> , связанные с созданием материалов и изделий, с использованием системного анализа и моделирования объектов и процессов химической технологии
P4	Разрабатывать химико-технологические процессы, <i>проектировать</i> и использовать <i>новое</i> оборудование для создания материалов, конкурентоспособных на <i>мировом</i> рынке
P5	Проводить теоретические и экспериментальные <i>исследования</i> в области создания <i>новых</i> материалов, современных химических технологий, нанотехнологий
P6	Внедрять, <i>эксплуатировать</i> современные высокотехнологичные линии автоматизированного производства, обеспечивать их <i>высокую эффективность</i> , соблюдать правила охраны здоровья и безопасности труда на химическом производстве, выполнять требования по защите окружающей среды
<b><i>Универсальные компетенции</i></b>	
P7	Использовать <i>глубокие</i> знания по <i>проектному менеджменту</i> для ведения <i>инновационной</i> инженерной деятельности с учетом юридических аспектов защиты интеллектуальной собственности
P8	<i>Активно</i> владеть <i>иностранным языком</i> на уровне, позволяющем работать в иноязычной среде, разрабатывать документацию, презентовать и защищать результаты инновационной инженерной деятельности
P9	Эффективно работать индивидуально, в качестве <i>члена и руководителя группы</i> , состоящей из специалистов различных направлений и квалификаций, демонстрировать ответственность за результаты работы и готовность <i>следовать корпоративной культуре</i> организации
P10	Демонстрировать <i>глубокие</i> знания <i>социальных, этических и культурных аспектов</i> инновационной инженерной деятельности, компетентность в вопросах <i>устойчивого развития</i>
P11	<i>Самостоятельно учиться</i> и непрерывно <i>повышать квалификацию</i> в течение всего периода профессиональной деятельности

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

Институт природных ресурсов  
Направление подготовки 18.04.01 Химическая технология  
Профиль Химическая технология топлива и газа  
Кафедра химическая технология топлива и химической кибернетики

УТВЕРЖДАЮ:  
Зав. кафедрой

\_\_\_\_\_ Юрьев Е. М.

**ЗАДАНИЕ**  
**на выполнение выпускной квалификационной работы**

В форме:

Магистерской диссертации

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ4Б	Бурумбаевой Галие Рашидовне

Тема работы:

Моделирование работы промышленной установки каталитического крекинга

Утверждена приказом директора (дата, номер)

09.03.2016 №1750

Срок сдачи студентом выполненной работы:

27 мая 2016 г.

**ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:**

**Исходные данные к работе**

*(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.).*

Установка процесса каталитического крекинга, входящая в комплекс КТ – 1/1. Технические характеристики:

Давление расчетное: 0,146 МПа (1,49 кгс/см<sup>2</sup>).

Температура расчетная: 522°С

Режим работы – непрерывный

Мощность – 2 млн. т. в год

**Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов**

*(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования; обсуждение результатов выполненной*

1. Современное состояние технологии каталитического крекинга нефтяного сырья

1.1 Современные технологии каталитического крекинга

1.2 Конструкции реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга

1.3 Катализаторы процесса каталитического крекинга

<p>работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</p>	<p>1.4 Математические модели процесса каталитического крекинга  2. Объект и методы исследования  Установка каталитического крекинга комплекса КТ – 1/1  2.2 Химизм процесса каталитического крекинга  2.3 Методы определения группового состава сырья и продуктов процесса каталитического крекинга  3. Адаптация математической модели процесса каталитического крекинга на установке КТ – 1/1  3.1 Мониторинг работы промышленной установки каталитического крекинга  3.2 Лабораторные исследования по определению группового состава сырья и продуктов процесса каталитического крекинга  3.3 Определение кинетических параметров реакций процесса каталитического крекинга  4. Результаты и обсуждения  4.1 Сопоставление результатов расчета по модели с экспериментальными данными с промышленной установки  4.2 Влияние параметров технологического режима на выход и состав продуктов крекинга  4.3 Расчеты по увеличению выхода жирного газа с установки каталитического крекинга  5. Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение  6. Социальная ответственность  Заключение  Список публикаций  Список используемых источников</p>
<p><b>Перечень графического материала</b>  (с точным указанием обязательных чертежей)</p>	<p>Технологическая схема процесса каталитического крекинга С-200 КТ-1/1</p>
<p><b>Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы</b>  (с указанием разделов)</p>	
<p><b>Раздел</b></p>	<p><b>Консультант</b></p>
<p>Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение</p>	<p><b>Креницына Зоя Владимировна, к.х.н., доцент</b></p>
<p>Социальная ответственность</p>	<p><b>Чулков Николай Александрович, к.т.н., доцент</b></p>
<p>Раздел на иностранном языке</p>	<p><b>Сыскина Анна Александровна, доцент</b></p>
<p><b>Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:</b></p>	
<p>На русском языке:  1. Современное состояние технологии каталитического крекинга нефтяного сырья  1.1 Современные технологии каталитического крекинга</p>	

1.3 Катализаторы процесса каталитического крекинга.

На английском языке:

1 Current state of the art of feed catalytic cracking

1.1 State-of-the-art technologies of catalytic cracking

1.3 The catalysts of the catalytic cracking

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

14.01.2016 г.

**Задание выдал руководитель:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор кафедры ХТТ и ХК	Ивашкина Е.Н.	д.т.н., профессор		14.01.2016

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ4Б	Бурумбаева Г. Р.		14.01.2016

## ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа 2ДМ4Б	ФИО Бурумбаевой Галие Рашидовне
-----------------	------------------------------------

Институт	Институт природных ресурсов	Кафедра	ХТТиХК
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	Химическая технология

### Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

<p>1. Характеристика объекта исследования (установка каталитического крекинга комплекса КТ – 1/1) и области его применения</p>	<p><i>Определение технологического режима для увеличения выхода жирного газа и высокооктанового бензина с установки каталитического крекинга с применением математической модели процесса.</i> <i>Моделирование процесса проводилось на кафедре ХТТ и ХК НИ ТПУ</i></p>
--	---

### Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

<p><b>1.Производственная безопасность</b></p>	<p>1.1. Анализ выявленных вредных факторов при разработке и эксплуатации процесса каталитического крекинга в следующей последовательности:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– физико-химическая природа вредности, её связь с разрабатываемой темой;</li> <li>– действие фактора на организм человека;</li> <li>– приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ);</li> <li>– предлагаемые средства защиты;</li> <li>– (сначала коллективной защиты, затем – индивидуальные защитные средства).</li> </ul> <p>1.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации процесса каталитического крекинга в следующей последовательности:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>– механические опасности (источники, средства защиты);</li> <li>– термические опасности (источники, средства защиты);</li> <li>– электробезопасность (в т.ч. статическое электричество, молниезащита – источники, средства защиты);</li> <li>– пожаровзрывобезопасность (причины, профилактические мероприятия)</li> </ul>
<p><b>2.Экологическая безопасность:</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– защита селитебной зоны</li> <li>– анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы);</li> <li>– анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы);</li> <li>– анализ воздействия объекта на литосферу (отходы);</li> <li>– разработать решения по обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды.</li> </ul>
<p><b>3.Безопасность в чрезвычайных ситуациях:</b></p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения;</li> </ul>

	<ul style="list-style-type: none"> <li>– выбор наиболее типичной ЧС;</li> <li>– разработка превентивных мер по предупреждению ЧС;</li> <li>– разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий.</li> </ul>
<b>4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности:</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>– специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства;</li> <li>– организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны.</li> </ul>

<b>Дата выдачи задания для раздела по линейному графику</b>	<b>14.03.2016</b>
---	-------------------

**Задание выдал консультант:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры ЭБЖ	Чулков Н.А.	к.т.н., доцент		

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ4Б	Бурумбаева Галия Рашидовна		

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА  
«ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И  
РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»**

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ4Б	Бурумбаевой Галие Рашидовне

Институт	ИПР	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	Магистратура	Направление/специальность	Химическая технология топлива и газа

**Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:**

1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Себестоимость ресурсов научного исследования составила 90000 рублей, амортизация специального оборудования 7500 рублей, итоговая себестоимость НИ 213422,1 рублей
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	Отчисления на социальные нужды 30% составили 25906,7 рублей

**Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:**

1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала НТИ	1.1 Потенциальные потребители результатов исследования 1.2. Анализ конкурентных технических решений с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения 1.3. SWOT – анализ 1.4. Оценка готовности проекта к коммерциализации результатов научно-технического исследования 1.5. Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования
2. Разработка устава научно-технического проекта	2.1. Устав проекта 2.2. Организационная структура проекта
3. Планирование процесса управления НТИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	3.1. План проекта 3.2. Бюджет научного исследования 3.3. Организационная структура проекта 3.4. Потенциальные риски 3.5. План управления коммуникациями проекта 3.6. Реестр рисков проекта
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	4.1 Оценка сравнительной эффективности исследования

**Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):**

1. «Портрет» потребителя результатов НТИ
2. Сегментирование рынка
3. Оценка конкурентоспособности технических решений

- |   |
|---|
| 4. <i>Диаграмма FAST</i><br>5. <i>Матрица SWOT</i><br>6. <i>График проведения и бюджет НТИ</i><br>7. <i>Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НТИ</i><br>8. <i>Потенциальные риски</i> |
|---|

<b>Дата выдачи задания для раздела по линейному графику</b>	
---	--

**Задание выдал консультант:**

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент кафедры менеджмента	Креницына З. В.	к.т.н., доцент		14.03.2016

**Задание принял к исполнению студент:**

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ4Б	Бурумбаева Г. Р.		

## РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа содержит 131 стр., 57 рисунков, 49 таблиц, 73 источника, 4 приложения.

Ключевые слова: каталитический крекинг, бензин, пропан-пропиленовая фракция, бутан-бутиленовая фракция, октановое число, катализатор, математическая модель.

Объектом исследования является установка каталитического крекинга С – 200 входящая в комплекс глубокой переработки мазута КТ – 1/1 [REDACTED].

Цель работы – определение технологического режима для увеличения выхода жирного газа и высокооктанового бензина с установки каталитического крекинга с применением математической модели процесса.

Результаты исследования позволили установить групповой состав вакуумного дистиллята из смеси Казахстанской и Западно-Сибирской нефти, а также адаптировать математическую модель процесса каталитического крекинга к установке С-200 [REDACTED]. В ходе решение обратной кинетической задачи определены кинетические параметры реакций процесса каталитического крекинга. С применением математической модели процесса каталитического крекинга, разработанной на кафедре химической технологии топлив и химической кибернетики Томского политехнического университета, проведено исследование по влиянию технологических параметров на групповой состав потока после реактора и выходы продуктов с установки.

Степень внедрения: математическая модель адаптирована и готова к внедрению на [REDACTED].

Область применения: на предприятиях нефтеперерабатывающей промышленности, где реализован процесс каталитического крекинга.

Экономическая значимость работы заключается в возможности прогнозирования группового углеводородного состава потока после реактора каталитического крекинга, выхода продуктов, а также группового состава и октанового числа бензиновой фракции с применением разработанной модели в зависимости от изменения технологических параметров процесса каталитического крекинга и оптимизации процесса путем корректировки технологического режима.

## **Определения, обозначения, сокращения, нормативные ссылки**

### **Сокращения:**

КК – каталитический крекинг;

FCC – каталитический крекинг в псевдооживленном слое катализатора;

DCC – глубокий каталитический крекинг;

MSSC – каталитический крекинг с ультрокоротким временем контакта;

ЛГ – легкий газойль;

ТГ – тяжелый газойль;

LPG – сжиженный нефтяной газ;

FGO – дизельное топливо и газойль каталитического крекинга;

ОЧ ИМ – октановое число по исследовательскому методу;

ОЧ ММ – октановое число по моторному методу;

ППФ – пропан-пропиленовая фракция;

ББФ – бутан-бутиленовая фракция;

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод;

ЖГ – жирный газ;

ВМ – высокомолекулярный;

СМ – средне молекулярный;

АУ – ароматический углеводород;

НБ – нестабильный бензин;

ЛВЖ – легковоспламеняющиеся жидкости;

ГЖ – горючие жидкости.

### ***Нормативные ссылки***

В настоящей работе использованы ссылки на следующие стандарты:

- ППБ РК-2014 Правила пожарной безопасности в РК.
- ПУЭ РК-2015 Правила устройств электроустановок
- СНиП РК 4.02-42-2006 «Отопление вентиляция и

кондиционирование».

– ГОСТ 30772-2001. Ресурсосбережение. Обращение с отходами.

Термины и определения.

### ***Определения***

В данной работе применены следующие термины с соответствующими определениями:

**Октановое число:** показатель, характеризующий детонационную стойкость топлива, которая способна противостоять самовоспламенению при сжатии для двигателей внутреннего сгорания.

**Каталитический крекинг:** термокаталитическая переработка нефтяного сырья с целью получения продуктов, компонентов высокооктановых бензинов, легкого газойля, углеводородных газов C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub> и др.

**Лифт-реактор:** вертикальный цилиндрический подъемник иногда переменного расширяющегося кверху сечения диаметром 1,0-1,4 м, высотой 37-40 м и более.

## Оглавление

	Введение	14
1	Современное состояние технологии каталитического крекинга нефтяного сырья	16
1.1	Современные технологии каталитического крекинга	17
1.2	Конструкции реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга	25
1.3	Катализаторы процесса каталитического крекинга	34
1.4	Математические модели процесса каталитического крекинга	39
2	Объект и методы исследования	45
2.1	Установка каталитического крекинга комплекса КТ – 1/1	45
2.2	Химизм процесса каталитического крекинга	48
2.3	Методы определения группового состава сырья и продуктов процесса каталитического крекинга	52
3	Адаптация математической модели процесса каталитического крекинга на установке КТ – 1/1	54
3.1	Мониторинг работы промышленной установки каталитического крекинга	54
3.2	Лабораторные исследования по определению группового состава сырья и продуктов процесса каталитического крекинга	56
3.3	Определение кинетических параметров реакций процесса каталитического крекинга	61
4	Результаты и обсуждения	66
4.1	Сопоставление результатов расчета по модели с экспериментальными данными с промышленной установки	66
4.2	Влияние параметров технологического режима на выход и состав продуктов крекинга	67
4.3	Технологические режимы, обеспечивающие увеличение выхода жирного газа с установки каталитического крекинга	76
5.	Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	79
6	Социальная ответственность	93
	Заключение	101
	Список публикаций	104
	Список использованных источников	105
	Приложение А	
	Приложение Б	
	Приложение В	
	Приложение Г	

## Введение

Особая роль в стратегии развития Казахстана до 2030 г. отведена нефтегазовой отрасли промышленности [1]. Модернизация и реконструкция нефтеперерабатывающих заводов Казахстана является основой повышения конкурентоспособности нефтегазовой отрасли Республики Казахстан.

Приоритетным направлением развития экономики Казахстана является разработка и внедрение технологий, адаптированных к сырьевым условиям республики Казахстан и позволяющих перерабатывать тяжелые, вязкие и высокосернистые нефти с получением моторного топлива и минеральных масел [2].

Особое место среди вторичных процессов переработки нефти занимает каталитический крекинг, который позволяет дополнительно получать до 15-20% в расчете на нефть высокооктанового бензина, а также жирного газа, богатого пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракциями. Жирный газ каталитического крекинга является ценным сырьем для производства товаров широкого потребления, в особенности пластмасс. Поэтому наиболее часто нефтехимические комбинаты входят в структуру газо- и нефтеперерабатывающих комплексов.

Тенденция развития каталитического крекинга последних десятилетий заключалась в расширении сырьевой базы процесса за счет вовлечения в переработку тяжелых нефтяных дистиллятов и остатков и совершенствовании промышленных катализаторов крекинга и конструкции реакционного аппарата. Пребывание тяжелого сырья в реакционной зоне потребовало значительного сокращения времени контакта, поскольку высокомолекулярные углеводородные и гетероатомные структуры в большей степени склонны к коксообразованию и потере активности катализатора.

В настоящее время существует достаточно много разновидностей установок каталитического крекинга, отличающихся друг от друга в основном конструкцией реактора и регенератора и их взаимным расположением.

Большинство установок каталитического крекинга используют лифт-реактор с псевдооживленным слоем катализатора.

Выход и качество продуктов с установки каталитического крекинга определяется составом сырья, технологическим режимом работы реакторно-регенераторного блока, типом катализаторов крекинга и др.

Технологические режимы эксплуатации катализаторов крекинга могут существенно отличаться в зависимости от требуемого объема и качества производимой продукции. При этом технологический режим может быть направлен на производство жирного газа, бензиновой или дизельной фракции. Жирный газ каталитического крекинга, характеризуется высоким содержанием пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракциями и является ценным сырьем для нефтехимических процессов.

Целью работы является определение технологического режима для увеличения выхода жирного газа и бензина с установки каталитического крекинга с применением математической модели процесса.

Научная новизна данной работы заключается в определении кинетических закономерностей процесса глубокой переработки нефтяного сырья – каталитического крекинга, при переработке вакуумного дистиллята из смеси казахстанской и Западно-Сибирской нефти.

Результаты научного исследования могут быть использованы для повышения ресурсоэффективности установки каталитического крекинга, а именно прогнозирования группового углеводородного состава потока после реактора каталитического крекинга, выхода продуктов с установки, группового состава и октанового числа бензина, а также определения оптимального режима работы реактора.

## **1 Современное состояние технологии каталитического крекинга нефтяного сырья**

На современном этапе развития нефтеперерабатывающей промышленности процесс каталитического крекинга (КК) приобретает особое значение. Так как этот процесс позволяет перерабатывать различные нефтяные фракции, в том числе тяжелые дистилляты в моторные топлива [3–4]. Процесс КК в псевдооживленном 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 установки КК обладают первостепенной важностью в плане достижения рентабельности, поскольку успешная работа этих установок определяет конкурентные возможности предприятия на внутреннем и мировом рынках.

Процесс КК постоянно адаптируют к видоизменяющимся потребностям рынка. Для сырья КК часто служат фракции вакуумного газойля с температурой кипения в интервале более 330–550 °С. В настоящее время по всему миру эксплуатируется приблизительно 350 установок КК. Их суммарная мощность переработки составляет более 14,7 млн. баррелей в день [5]. Большинство существующих установок процесса КК были разработаны, либо модифицированы шестью ведущими производителями:

1. Kellog Brown & Root – KBR.
2. UOP (Universal Oil Products).
3. CB&I Lummus.
4. Exxon Mobil Research and Engineering (EMRE).
5. Shell Global Solutions International.
6. The Shaw Group Inc.

Ниже рассмотрим несколько видов технологических схем.

## 1.1. Современные технологии каталитического крекинга

### 1.1.1 Технология каталитического крекинга компании STONE&WEBSTER и Французского института нефти

Технологическая схема процесса КК [6] на рисунке 1.1 представляет собой вариант с вертикальной компоновкой регенераторов.

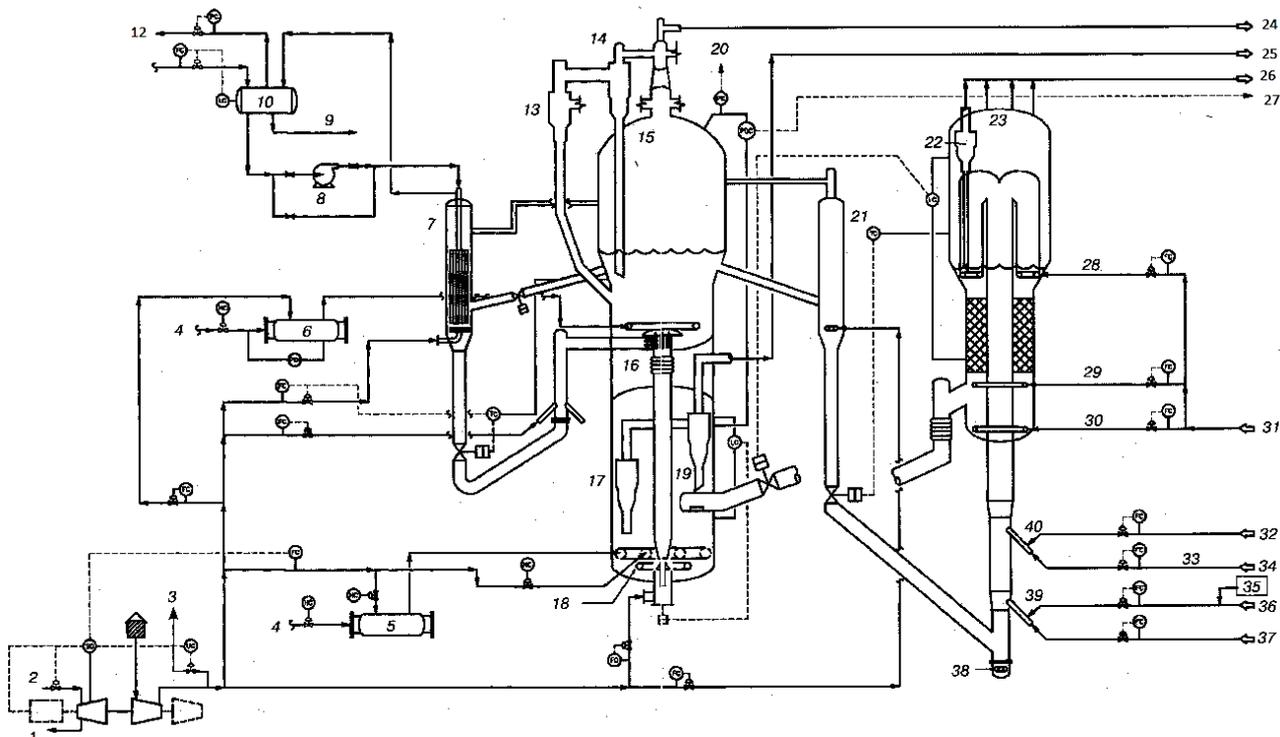


Рисунок 1.1 – Схема технологического процесса установки RFCC S&W и IFP: 1 – выпуск отработанного пара; 2 – пар; 3 – противопожарное устройство; 4 – топливный газ; 5 – подогреватель воздуха для регенератора первой ступени; 6 – подогреватель воздуха для регенератора второй ступени; 7 – холодильник катализатора; 8 – насос циркуляции питательной воды для котла холодильника катализатора; 9 – отдувка пара; 10 – паровой коллектор холодильника катализатора; 11 – питательная вода для котла; 12 – ПВД; 13 – первичные циклоны регенератора второй ступени; 14 – вторичные циклоны регенератора второй ступени; 15 – регенератор второй ступени; 16 – регенератор первой ступени; 17 – первичные циклоны регенератора первой ступени; 18 – кольцо подачи воздуха для псевдоожижения катализатора; 19 – вторичные циклоны регенератора первой ступени; 20 – затвор дымового газа регенератора второй ступени; 21 – приемник катализатора; 22 – циклоны реактора; 23 – реактор; 24 – дымовой газ регенератора второй ступени; 25 – дымовой газ регенератора первой ступени; 26 – поток из реактора; 27 – к затвору дымового газа регенератора первой; 28 – пар для предварительной отпарки; 29 – пар для отпарки; 30 – пар для аэрации катализатора в нижней части отпарной секции; 31 – пар для отпарной секции; 32 – рециркулят; 33 – продувочный пар; 34 – диспергирующий пар; 35 – пассиватор металлов; 36 – свежее сырье; 37 – диспергирующий/(аварийный) пар; 38 – пар для аэрации катализатора в основании райзера; 39 – патрубок подвода свежего сырья; 40 – патрубок подвода рециркулята.

Типичные значения рабочих условий в установке RFCC S&W и IFP показаны в таблице 1.1 [7].

Таблица 1.1 – Типичные рабочие условия в установке RFCC

Показатели	Значения
Реактор:	
давление изб., кгс/см <sup>2</sup>	1,1 – 2,1
температура, °С	510 – 520
возврат системой контроля температуры смеси, % об. от сырья	10 – 25
расход пара для диспергирования сырья, % масс.	2,5 – 7,0
расход пара для отпарки катализатор, кг/1000 кг	2,0 – 5,0
Регенератор первой ступени:	
давление изб., кгс/см <sup>2</sup>	1,4 – 2,5
температура, °С	620 – 690
соотношение СО/СО <sub>2</sub>	0,3 – 1,0
содержание О <sub>2</sub> , %	0,2
степень сжигания кокса, %масс.	50 – 70
Регенератор второй ступени:	
давление изб., кгс/см <sup>2</sup>	0,7 – 1,4
температура, °С	675 – 760
содержание О <sub>2</sub> , %	2,0
степень сжигания кокса, %масс.	30 – 50

В состав установки входят реактор – райзер, секция отпарки катализатора, регенераторы первой и второй ступени, приемник регенерированного катализатора и линии транспортировки катализатора.

Свежее сырье распыляется диспергирующим паром и через форсунки впрыскивается в райзер на слой катализатора в плотной фазе. Мелкие капли сырья контактируют с регенерированным катализатором и мгновенно испаряются. Молекулы сырья равномерно смешиваются с частицами катализатора и расщепляются на легкие, более ценные продукты.

Смесь катализатора, пара и углеводородных продуктов поднимается вверх по райзеру и проходит через его концевое оборудование. Катализатор быстро отделяется от водяного пара и паров продукта, которые быстро охлаждаются после первоначального отделения катализатора от паров. Затем пары продуктов поступают в верхнюю часть реактора-сепаратора в зону вблизи впускных патрубков циклонов реактора, а катализатор через два циклонных стояка отпускается в отпарную секцию.

Такая система трубопроводов снижает время пребывания паров реакторе. Пары и захваченные ими частицы катализатора проходят через высокопроизводительные одноступенчатые циклоны. Продукты реакции, инертные газы, водяной пар и незначительное количество катализатора поступают в нижнюю часть главной фракционирующей колонны на разделение. Отработанный катализатор выходит из отпарной секции и поступает в регенератор. Регенератор второй ступени имеет минимальное количество внутреннего оборудования. Выходящий из регенератора дымовой газ в целях улавливания катализатора пропускается через внешние двухступенчатые циклоны. Извлеченный катализатор возвращается в регенератор через погруженные стояки, а дымовой газ поступает в секцию утилизации энергии.

### **1.1.2 Процесс каталитического крекинга с псевдоожиженным слоем катализатора фирмы KBR**

Современные установки FCC способны перерабатывать широкий ассортимент сырья. Компания KBR выступает на рынке с процессами, предназначенными как для переработки дистиллятного, так и остаточного сырья [8–13]. Технологическая схема установки фирмы KBR приведена на рисунке 1.2.

Как показано на рисунке, технологическая схема отличается расположением реактора над регенератором и также с наружным расположением лифт-реактора. Компания KBR совместно с Mobil подготовила усовершенствованную систему ввода сырья в лифт-реактор, которая обеспечивает тонкодисперсный распыл сырья и также приводит к равномерному распределению по сечению лифт-реактора. Распыл сырья в данной установке осуществляется посредством шести струйных щелевых форсунок, которые работают при умеренном перепаде давления (1,5 – 3,5 атм.) и высокой скорости прохождения парожидкостной струи (до 100 м/с). Достоинством этой конструкции форсунок является более равномерное размещение образующихся капель по размерам. В данной технологии KBR предусматривается поэтапная

подача в лифт-реактор сырья различного качества. По данным компании, такая комбинация помогает повысить выход олефинов  $C_3$  и  $C_4$  на 15%.

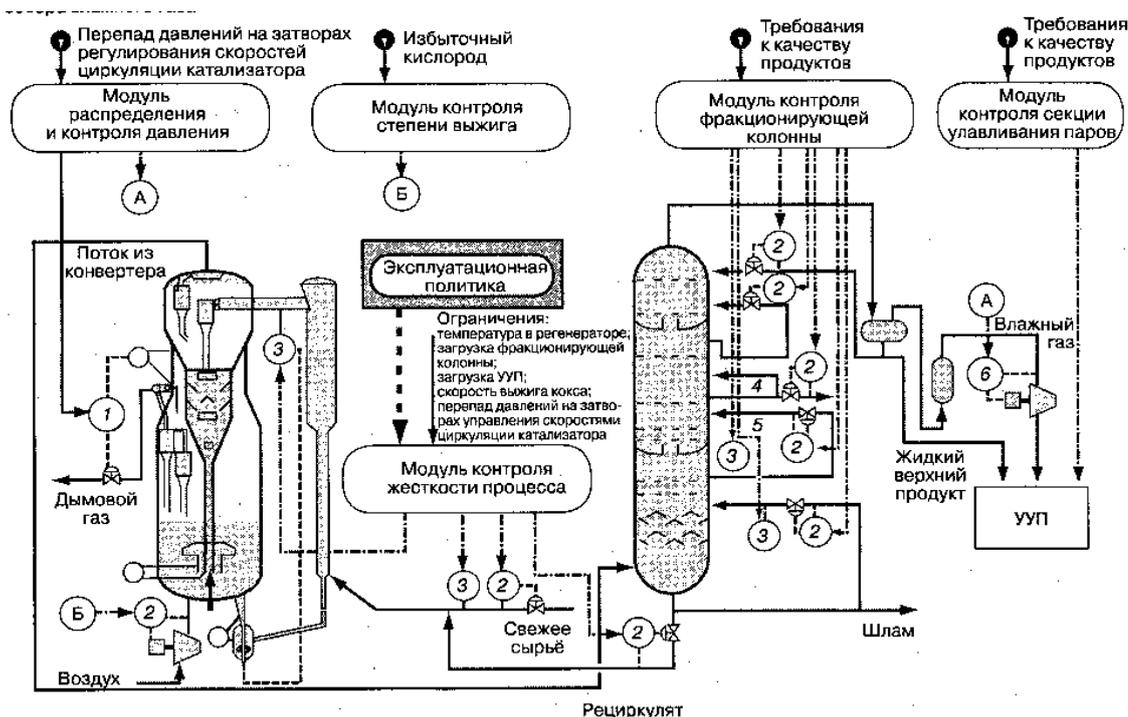


Рисунок 1.2 Технологическая схема процесса FCC: 1 – управление перепадом давлений; 2 – управление потоком; 3 – управление температурой; 4 – ЛГ; 5 – ТГ; 6 – управление давлением.

Еще одна из разработок, совместная с фирмой Mobil, которая используется в последних процессах компании KBR – это система замкнутых циклонов реактора. Система замкнутых циклонов дает возможность сократить до минимума время пребывания продуктов в сепарационной зоне реактора и также затормозить протекание в ней нежелательных реакций газофазного термокрекинга. Это приводит к снижению выхода бутадиена и сухого газа. KBR во всех своих модификационных процессах предусматривает только одностадийную регенерацию. По сравнению с компанией UOP используют при переработке двух стадийную регенерацию катализатора, KBR во всех своих установках используют одностадийную регенерацию. Это упрощает схему и также сокращает капитальные затраты.

Тем не менее, при крекинге нефтяных остатков высокие значения температуры регенерации и также содержания ванадия на катализаторе могут содействовать необратимой дезактивации катализатора в присутствии водяного пара. KBR применяет при ускоренной дезактивации катализатора специальное

устройство, которое равномерно распределяет катализатор по лифт-реактору. По информации фирмы, конструкция холодильника отличается высокой надежностью и гибкостью работы. Интенсивность теплоотвода контролируется скоростью циркуляции катализатора через холодильник и расходом воздуха на охлаждение катализатора.

Установки каталитического крекинга компании KBR отличаются высокой механической надежностью [14 – 15].

### **1.1.3 Глубокий каталитический крекинг**

В последнее время, с появлением спроса на неэтилированный бензин, возникла необходимость эксплуатации установок крекинга в режиме максимального производства олефинов.

Deep Catalytic Cracking (DCC) [16] – это процесс производства легких олефинов (от  $C_3$  до  $C_5$ ) из такого тяжелого сырья, как газойли и парафинистые остатки. Применяется традиционная конструкция с реактором и регенератором. Катализаторы процесса по физическим свойствам во многом похожи с катализаторами FCC. Установки DCC могут работать в двух режимах:

1. максимального выхода пропилена;
2. максимального выхода изоолефинов.

Продуктами реакций DCC являются легкие олефины, высокооктановый бензин, ЛГ, сухой газ и кокс. Возможен также выход небольшого количества шлама [17]. На установке DCC [18], предназначенной для работы в режиме максимального выхода пропилена, осуществляется последовательный крекинг в райзере и в слое при жестких условиях. На рисунке 1.3 показана технологическая схема установки DCC типа I, используемая при описании процесса.

Свежее сырье распыляется паром через форсунки впрыскивается в райзер, распределяясь поверх слоя катализатора в плотной фазе. Распыленное сырье смешивается с катализатором и начинает расщепляться до более легких и ценных продуктов. В райзер, подается рециркулят — шлам. В верхней части

райзера катализатор, пар и углеводороды проходят через концевое оборудование райзера, расположенное под слоем в реакторе.

Глубину превращения сырья можно регулировать путем изменения высоты слоя катализатора (среднечасовой скорости потока углеводородов) относительно распределителя райзера или температуры реактора. Продукты реакции, инертные газы, пар и небольшое количество катализатора поступают из реактора в нижнюю часть главной фракционирующей колонны, где начинается разделение продуктов.

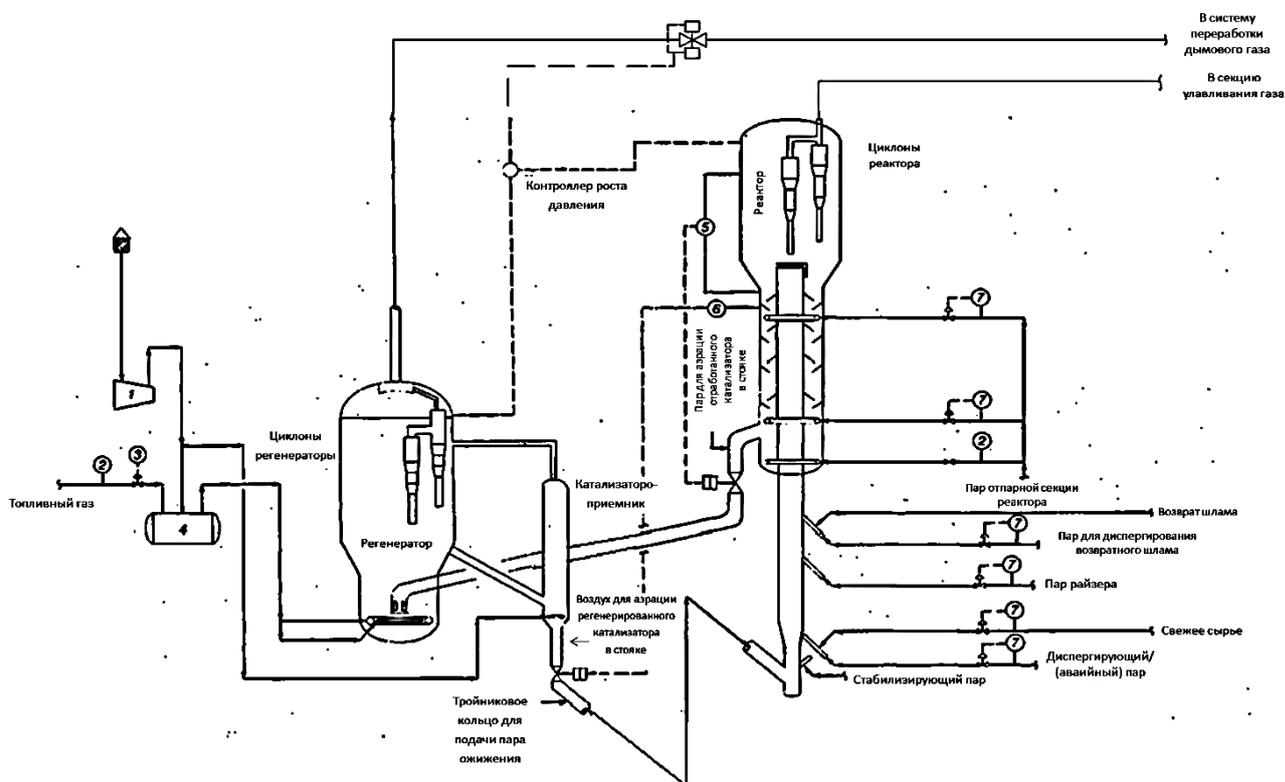


Рисунок 1.3 – Схема технологического процесса DCC: 1 – воздуходувка; 2 – расходомер; 3 – контроллер теплоты; 4 – подогреватель воздуха; 5 – контроллер уровня; 6 – контроллер температуры; 7 – контроллер расхода.

В таблице 1.2 приведены номинальные значения температур и давлений в реакторе. Регенератор работает в режиме полного сжигания при 2%-ном избытке кислорода по объему. Дымовые газы регенератора проходят через высокоэффективные двухступенчатые циклоны, удаляющие из газа захваченный катализатор. Типичная температура в регенераторе — около 700 °С. Затвор дымового газа регулирует перепад давлений между регенератором и реактором.

Таблица 1.2 – Рабочие условия на установке DCC.

Параметр	DCC, максимальный, выход C <sub>3</sub>
Температура, °C:	
в реакторе	550-565
в регенераторе	670-700
Давление избыточное в реакторе, кгс/см <sup>2</sup>	0,7 – 1,0
Отношение катализатор/сырьё, по массе	9 – 15
Инжекция пара, %масс. от сырья	20 – 30

Горячий регенерированный катализатор отбирается в точке, расположенной немного ниже уровня слоя в регенераторе, и поступает в приемник катализатора, где деаэрируется до плотности в стояке, прежде чем пройти в него.

#### **1.1.4 Процесс крекинга с псевдооживленным катализатором компании UOP**

В типичной установке *FCC* реакции крекинга осуществляются в вертикальном реакторе-райзере, в котором жидкое сырьё контактирует с горячим порошкообразным катализатором. Поднимаясь вверх по райзеру и увлекая с собой катализатор, сырьё испаряется и расщепляется до более легких продуктов. Реакции протекают быстро, и в большинстве случаев требуется всего лишь несколько секунд контакта. Одновременно с желательными реакциями на катализаторе отлагается кокс. Затем отработанный катализатор и преобразованные продукты разделяются, и первый поступает в отдельный аппарат — регенератор, где происходит выжиг кокса с целью восстановления катализатора. Восстановленный катализатор подается в основание райзера, и цикл начинается вновь [19-20]. После 1940-х годов *UOP* [21] ввела в промышленную эксплуатацию установку *FCC* с вертикальной компоновкой на рисунке 1.4, в которой реактор низкого давления располагался над регенератором более высокого давления.

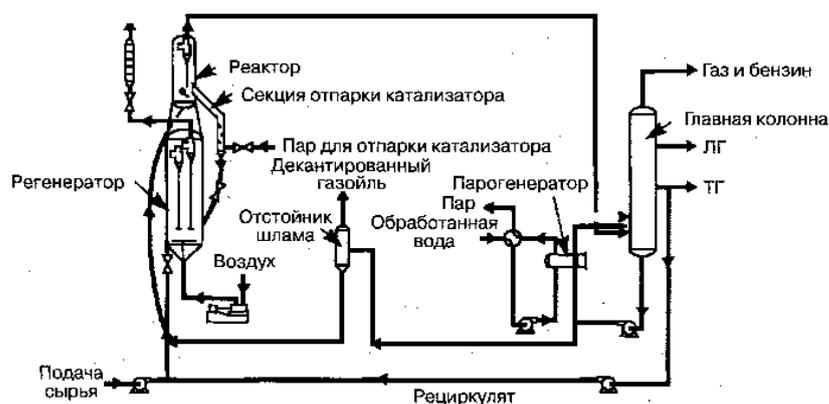


Рисунок 1.4 – Установка FCC UOP с вертикальной компоновкой

Такая конструкция явилась большим шагом по направлению от плотной к псевдооживленной фазе катализатора. В середине 1950-х гг. была внедрена конструкция с прямоточным реактором — райзером, называемая также *параллельной* на рисунке 1.5.

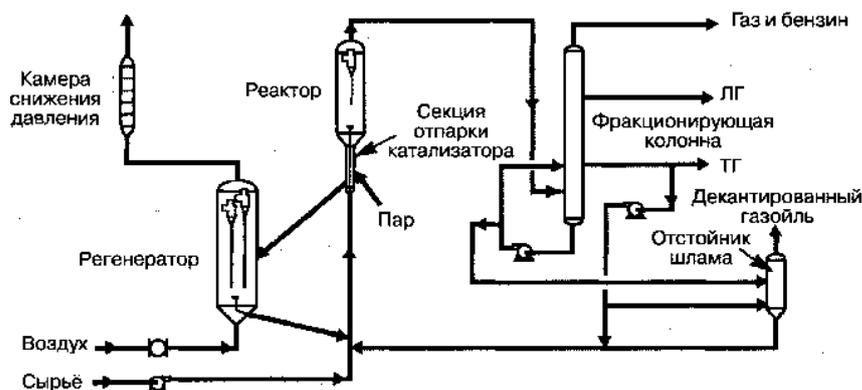


Рисунок 1.5 – Установка FCC UOP с прямоточным райзером

В этой установке регенератор был расположен вблизи уровня земли, а реактор размещался сбоку от него и находился в приподнятом положении. Регенерированный катализатор, свежее сырьё и рециркулят подавались в реактор через длинный прямой райзер, располагавшийся непосредственно под реактором. Выход продуктов и избирательность по сравнению с более ранними конструкциями были существенно выше [22].

В зависимости от задач нефтеперерабатывающего завода, некоторые не превращённые углеводороды в интервале кипения могут возвращаться в реактор. Нижний продукт фракционирующей колонны — *шлам* используют для подмешивания в тяжелое нефтяное топливо.

В состав современной установки *FCC* на рисунке 1.6, как правило, используют оборудование для газодифракционирования. Дымовой газ, выходящий из регенератора, имеет высокую температуру, около 700 — 780°C, и избыточное давление 0,7 до 2,8 бар.

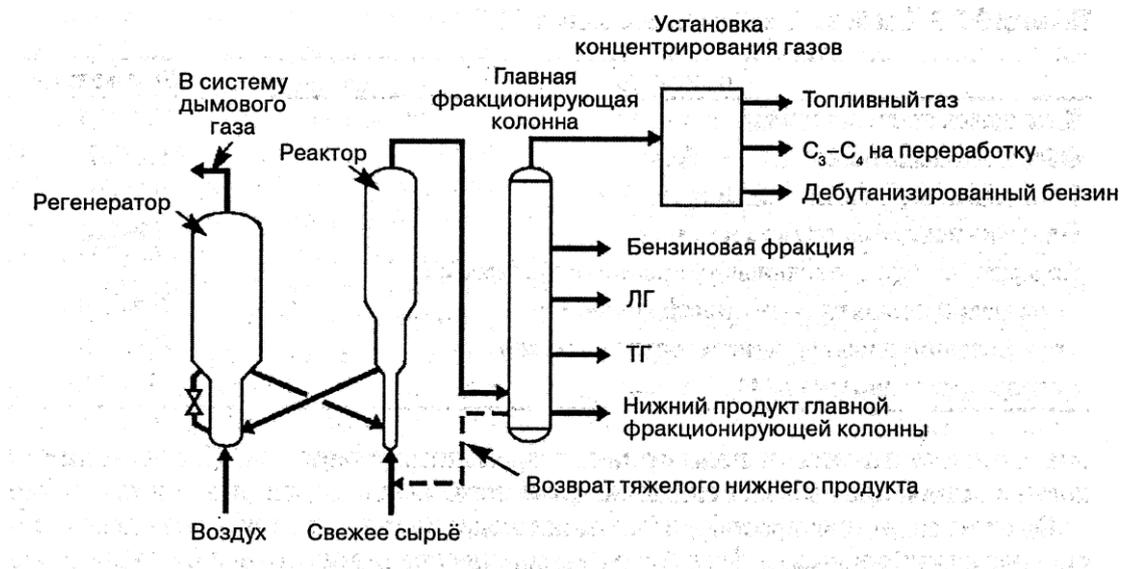


Рисунок 1.6 – Общая технологическая схема комплекса FCC UOP

Тепловую и кинетическую энергию дымового газа используют для выработки пара или электроэнергии. CO дымового газа можно дожигать до CO<sub>2</sub> в котле-утилизаторе, вырабатывающем пар высокого давления.

## 1.2 Конструкции реакторно-регенераторного блока процесса каталитического крекинга

Катализатор FCC состоит из очень маленьких частиц и при аэрации паром ведет себя подобно жидкости. Аэрированный катализатор непрерывно циркулирует между зонами реакции и регенерации, одновременно выполняя роль носителя, передающего тепло регенератора сырью и реактору. Сегодня существуют две основные конструктивные схемы установок FCC, которая изображены на рисунке 1.7 [23].

Одно из важнейших технологических различий установок FCC касается места проведения реакций крекинга и способа контроля последних. Реакция протекает в линии питания.



Рисунок 1.7 – Виды установок FCC

Реакцию контролируют изменением скорости подачи регенерированного катализатора в лифт-реакторе. Установки старых конструкций модернизируют с тем, чтобы максимально повысить глубину крекинга в лифт-реакторе и получить возможность управления реакцией [24].

В работе [25] способ относится к деструктивной переработки тяжелых нефтяных остатков.

На рисунке 1.8 показан способ, который осуществляют в реакторе циклонного типа, состоящем из участка горизонтальной трубы, на торцевой части которой установлены сырьевые форсунки.

Реактор тангенциально входит в первичный циклон, внутри которого размещен батарейный циклон, включающий секцию отпарки закоксованного адсорбента водяным паром, имеющий патрубки для ввода и вывода адсорбента, подачи водяного пара и вывода продуктов реакций из реактора. Обжиг закоксованного адсорбента ведут в регенераторе с кипящим слоем при температурах 700-800°C.

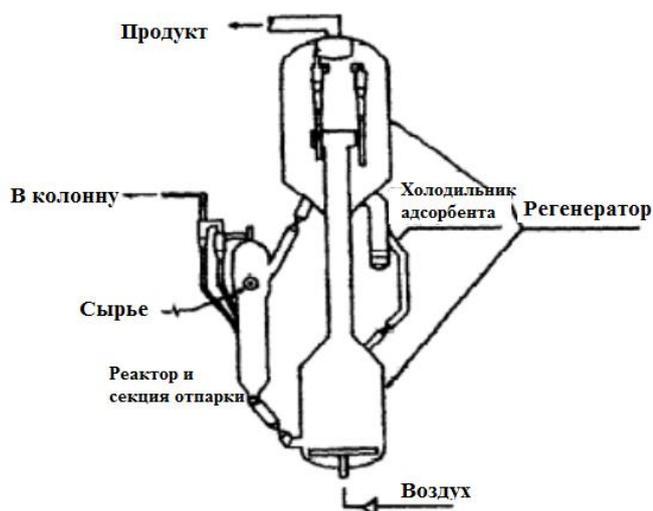


Рисунок 1.8 – Конструкция реакторно-регенераторного блока

Способ осуществляют при температурах 500-710°C и времени контакта 0,01-0,1 с. В качестве адсорбента применяют природные железорудные материалы и отходы их переработки. Устройство для регенерации закоксованного адсорбента в секционированном регенераторе с кипящим слоем содержит корпус, выполненный в виде двух жестко соединенных между собой перпендикулярных горизонтального и вертикального цилиндров. В горизонтальном цилиндре расположена реакционная зона с кипящим слоем обжигаемого материала, секционированная установленными на воздухораспределительной решетке с вертикальными перфорированными перегородками. Между перегородками размещены холодильники с преточной перегородкой, расположенной на выходе регенерированного адсорбента и одновременно с регулирующим уровнем кипящего слоя. В вертикальной зоне расположена отстойная зона с циклонами. Данная конструкция приводит к эффективному увеличению выхода целевых дистиллятов с низкими показателями по коксуемости и содержанию металлов.

Была разработана установка [26] компанией JuOP LLK, которая показана на рисунке 1.9.

Показан способ, который осуществляют в устройстве, включающем участок подъёмной трубы и распределитель, установленный в наклонном положении. При проведении КК улучшено перемешивание, что уменьшает

коксообразование в подъемной трубе за счет улучшения контакта углеводорода с катализатором.

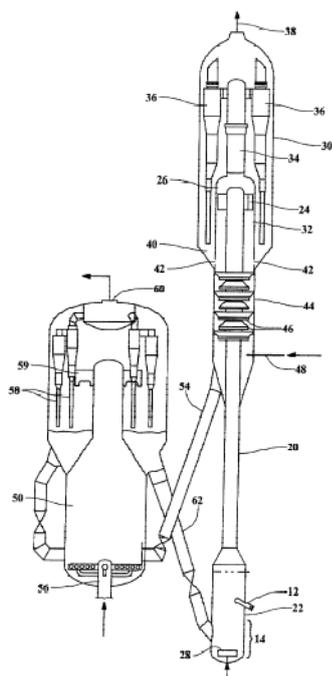


Рисунок 1.9 – Устройство реакторно-регенераторного блока. 12 – распределители; 14 – нижняя зона; 20 – подъемная труба; 22 – низ подъемной трубы; 24 – выходное отверстие; 26 – баллистический сепаратор; 28 – распределитель пара; 30 – реактор; 32 – разделительная камера; 34 – газовая труба; 36 – циклоны; 38 – патрубок для продуктов; 40 – опускная труба; 42 – отверстия; 44 – зона очистки; 46 – каскадные тарелки; 48 – трубопровод; 50 – регенератор; 54 – труба для подачи закоксованного катализатора; 56 – распределитель; 58 – циклоны регенератора; 59 – первичный сепаратор; 60 – выходной патрубок; 62 – нагнетательная труба.

В качестве сырья используется вакуумный газойль. Подъемная труба может работать при кратности циркуляции катализатора от 8 до 12. Температура в реакторе используется в интервале от 427 до 690°C, а давление от 0,103 до 0,241 МПа. Количество водяного пара, подводимого в подъемную трубу, соответствует 5 мас.% от количества подводимого сырья. Выход продукта – бензина 38,3 мас.%, легкого газойля – 19,7 мас.%, осветленного масла – 13,7 мас.%, кокса – 16,7%.

Авторами выдвинуто [27] устройство для КК, конструкция показана на рисунке 1.10.

Устройство включает в себя реакторную часть, которая состоит из лифт-реактора, отпарной секции и отстойного аппарата. Регенераторная часть, которая состоит из регенератора и регулятора температуры катализатора или охладителя.

Регенерированный катализатор с температурой 690°C протекает в секцию предварительного подъема, затем входит в зону реакции нефтяного сырья лифт-реактора. После смешения с тяжелым сырьем идет вверх и постоянно взаимодействует при продолжительности контакта 0,8с и температурой реакции

520°C. Реакционная смесь идет на разделение в сепаратор, а катализатор поступает в регенератор.

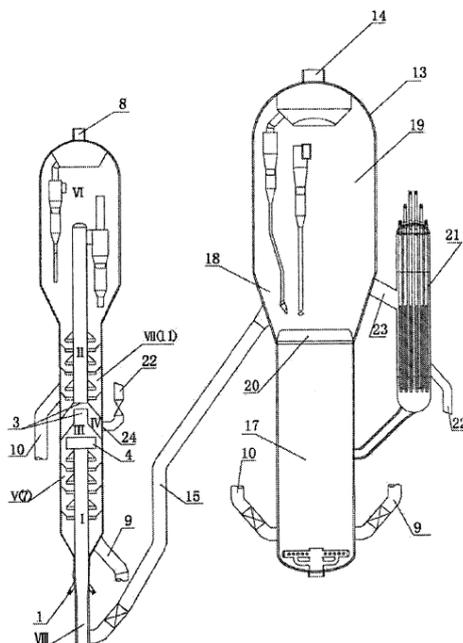


Рисунок 1.10 – Устройство реакторно-регенераторного блока. 1 – сырьевая форсунка; 2 – распределительная плита; 3 – проход в перегородке; 4 – сепаратор катализатора;

6 – сливная труба для катализатора; 7 – отпарная секция; 8 – выводной патрубок для нефтяного сырья; 9, 10 – стояк для отходящего потока; 11 – вторая отпарная секция; 12 – циркуляционный трубопровод катализатора для катализатора; 13 – регенератор; 14 – выводной патрубок отработанного газа; 15, 16 – 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.

После прохождения десорбционной отпарной секции, нефтяной газ и катализатор без разделения поступают для повторной реакции в разделительную перегородку. Нефтяной газ поступает в отстойник после завершения реакции.

Нефтяной газ, захваченный прошедшим десорбционную обработку катализатором, возвращается в регенератор. Регенерированный топочный газ выводят через выводной патрубок для отходящего газа. Условия в зоне реакции протекают при температуре 510 – 550°C. Продолжительность контакта составляет 0,4 – 0,8 с, а средний расход нефтяного газа 5,0 – 20 м/с.

Температура смешения регенерированного катализатора в зоне предварительного подъема регулируется на уровне 620 – 700°C.

Французскими авторами [28] был изобретен способ получения бензина и совместного получения пропилена, в котором используют установку КК, содержащую зону регенерации катализатора в одну или две ступени, и реакционную зону с двумя системами подъема показанная на рисунке 1.12.

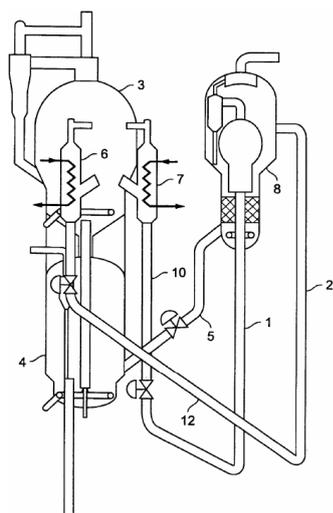


Рисунок 1.11 – Устройство реакторно-регенераторного блока. 1 – главная система подъема; 2 – вторичная система подъема; 3 – регенератор второй ступени; 4 – регенератор первой ступени; 5 – стояк конденсаторприёмника; 6 – вторичный охладитель катализатора; 7 – первичный охладитель катализатора; 8 – отгонка легких фракций; 10 – главный охладитель катализатора; 12 – вторичный охладитель катализатора.

Одна из которых называется главной, а другая – вторичной, работающими параллельно в условиях разной жесткости, причем отношение  $C/O$  в главной системе подъема составляет от 6 до 14, отношение  $C/O$  во вторичной системе подъема составляет от 10 до 35.

Температура на выходе главной системы подъема составляет  $510 - 580^{\circ}\text{C}$ , температура на выходе вторичной системы подъема составляет от  $550$  до  $650^{\circ}\text{C}$ . Время контакта во вторичной системе подъема составляет  $20 - 500$  м/с. Катализатор циркулирует между зоной регенерации и реакционной зоной по двум параллельным контурам, отличающийся тем, что указанная установка содержит один контур, называемый главным, который включает главную систему подъема и первую внешнюю систему охлаждения катализатора. Вторичный охладитель, который содержит вторичную систему подъема и вторую внешнюю систему охлаждения катализатора, причем первая система охлаждения снабжается катализатором, отбираемым в зоне регенерации, и поставляет охлажденный катализатор, который напрямую подается в главную систему подъема, а вторая система охлаждения снабжается катализатором, отобранным в зоне регенерации, и поставляет охлажденный катализатор, который напрямую подается во вторичную систему подъема.

Лёгкая фракция, которая подводится к вторичной системе подъёма, состоит частично из бензина, полученного на самой установке каталитического крекинга.

В последнее десятилетие появилась технология [23] с ультракоротким временем контакта, позволяющая минимизировать закоксовывание катализатора. Это — технология Millisecond Catalytic Cracking (MSCC).

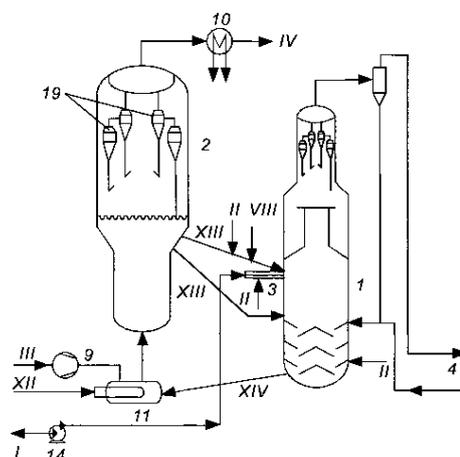


Рисунок 1.12 – Установка каталитического крекинга "Миллисеконд": 1 — реактор; 2 — регенератор; 3 — распределитель сырья; 4 — ректификационная колонна; 9 — воздушный компрессор; 10 — котел-утилизатор; 11 — подогреватель воздуха; 14 — насосы; 19 — циклоны; I — сырье; II — пар; III — воздух; IV — дымовые газы; VIII — кислая вода; XII — топливо в подогреватель II, XIII — регенерированный катализатор; XIV — закоксованный катализатор.

На рисунке 1.12 представлена принципиальная схема установки КК с ультракоротким временем контакта MSCC.

На установке используют реактор с нисходящим потоком катализатора, сырье вводят перпендикулярно движущемуся вниз потоку катализатора. Продукты реакции и катализатор после контакта с сырьем транспортируют горизонтально в систему сепарации. Данная схема установки позволяет получить значительно более высокий выход жидких продуктов, чем в традиционном FCC, при малых капитальных затратах.

В процессе значительно сокращено время контакта сырья и катализатора — до 0,1 с. Сравнительные показатели выходов продуктов установок с лифт-реактором FCC и MSCC приведены в таблице 1.3.

Технологические особенности нового усовершенствованного процесса каталитического крекинга катализатора включают:

- уникальную систему контактирования сырья с катализатором;
- зону реакции с ультракоротким временем реакции.

Таблица 1.3 – Показатели выходов продуктов установок с лифт-реактором FCC и MSCC.

	FCC	MSCC
<b>Свойства сырья:</b>		
плотность $\rho^{15}$ , кг/м <sup>3</sup>	916	913

коксуемость, % (мас.)	1,2	1,2
<b>Выход продуктов:</b>		
$\Sigma C_1 - C_2$	7,4	3,6
$\Sigma C_3 - C_4$	21,5	20,5
бензин ( $C_5 - 221^\circ C$ )	50,4	57,0
легкий газойль ( $221 - 360^\circ C$ )	21,5	20,6
тяжелый газойль ( $> 360^\circ C$ )	9,1	9,0
кокс, % (мас.)	5,8	5,5

Российскими учеными [29] был изобретен способ для увеличения выработки моторных топлив, который изображен на рисунке 1.13.

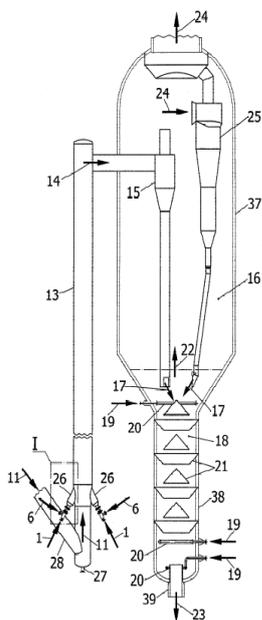


Рисунок 1.13 – Устройство процесса каталитического крекинга. 1 – углеводородное сырье; 6 – водяной пар; 11 – поток регенерированного катализатора; 13 – прямоточный реактор; 14 – парообразные продукты; 15 – циклонный сепаратор первой ступени; 16 – сепарационная зона; 17 – задвижка; 18 – отпарная зона; 19 – подача водяного пара; 20 – парораспределительное устройство; 21 – конические перегородки; 22 – сепарационная зона; 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.

Изобретение касается процесса КК на мелкодисперсном катализаторе с получением целевых продуктов, включающее предварительное и дополнительное диспергирование жидкого сырья водяным паром и распыление его в восходящий поток регенерированного катализатора через щелевые отверстия. Контактное взаимодействие распыленного сырья и катализатора происходит в прямоточном реакторе. Отделение продуктов каталитического крекинга от отработанного катализатора происходит в циклонных сепараторах. Подача отработанного катализатора в отпарную зону и отделение от него увеличенных углеводородов путем обработки сырья осуществляют в зоне смешения потока сырья, подаваемого из сырьевой линии, высокоскоростными струями водяного пара. Данное изобретение также касается устройства для осуществления

каталитического крекинга углеводородного сырья. Технический результат – улучшение селективности процесса по образованию кокса и сухого газа, увеличение выхода бензина.

В исследовании [30] изобретение относится к преобразованию низкосортного исходного сырья, которое вводится в первую реакционную зону в реакторе каталитической конверсии и подвергается КК, изображенному на рисунке 1.14.

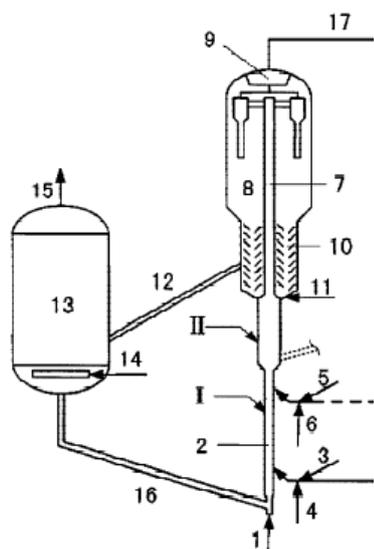


Рисунок 1.14 – Устройство реакторно-регенераторного блока. 1 – ввод сырья; 2 – лифт – реактор; 3 – ввод низкосортного исходного сырья; 4 – ввод пара; 5 – ввод легкого исходного сырья; 6 – подача пара для распыления; 7 – пары продукта и дезактивированный отработанный катализатор; 8 – циклонный сепаратор 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.

Пары и использованный катализатор произвольно смешиваются с легким исходным сырьем или с охлаждающей средой и вводятся во вторую реакционную зону в реакторе каталитической конверсии для дальнейшего крекинга, переноса водорода и реакции изомеризации. Продукты реакции отделяются от отработанного катализатора разделением на газовую и твердую фазы и вводятся в систему разделения, чтобы получить сухой газ, сжиженный нефтяной газ (LPG), бензин, дизельное топливо и газойль КК (FGO). Отработанный катализатор десорбируется, восстанавливается и затем горячий регенерированный катализатор возвращается в реактор. FGO вводится в установку гидроочистки для получения гидроочищенного FGO.

Гидроочищенный передается в первую реакционную зону в реакторе каталитической конверсии или в другие установки FCC для дальнейших реакций, чтобы получить целевое нефтяное топливо в виде продукта высокого качества. Технический результат – преобразование низкосортного исходного сырья в

нефтяное топливо высокого качества, пропилен и уменьшения выхода сухого газа и кокса.

Из выше описанных конструкций реакторно – регенераторного блока можно сделать вывод, что выбор установок КК зависит от типа перерабатываемого сырья, катализатора, получаемых продуктов на выходе и т.д. На установках КК с высокой коксуемостью регенерацию катализатора осуществляют в двухступенчатых регенераторах, снабженных холодильником для снятия избыточного тепла. Это позволяет отдельно регулировать температурный режим как в регенераторе, так и в реакторе.

В [31] США, Японии, Китае, Индонезии, Южной Корее и странах Западной Европы широкое внедрение получили установки КК лифт – реакторного типа с двухступенчатым регенератором для переработки остаточных видов сырья. На этих установках производительностью от 2 до 4 млн т/год перерабатывают преимущественно смеси прямогонных газойлей с мазутом или гидроочищенным мазутом. Также производят модернизации установок старых конструкций. Изменения в основном направлены на то, чтобы использовать преимущества усовершенствованных катализаторов улучшением контроля над временем контакта катализатора с сырьем и добиться более эффективного контакта тяжелого сырья с частицами катализатора. В результате укороченное время контакта, оптимизированное распределение сырья позволяют достигать большей глубины превращения при лучшей избирательности.

### **1.3 Катализаторы процесса каталитического крекинга**

Применение цеолита в катализаторах FCC в начале 60 годов прошлого века стало одним из важнейших достижений в истории развития каталитического крекинга. Цеолитные катализаторы были и остаются экономически наиболее выгодными для использования в нефтепереработке. Промышленные катализаторы крекинга можно разделить на три класса:

1. природные алюмосиликатные, обработанные кислотой;
2. комбинации аморфных синтетических алюмосиликатов;

3. кристаллические синтетические алюмосиликатные катализаторы [32].

Сегодня на промышленных установках применяются большей частью катализаторы 3-го класса или смеси катализаторов 2-го и 3-го классов [33] представленных в таблицах 1.4 и 1.5:

Таблица 1.4 – Сравнение аморфных и цеолитных катализаторов

Характеристики	Катализаторы	
	Аморфные	Цеолитные
Кокс, %масс.	4	4
Глубина превращения, %об.	55	65
Бензин C <sub>6</sub> , %об.	38	51
Газы C <sub>1</sub> – C <sub>2</sub> , %масс.	7	6
Газ C <sub>3</sub> – C <sub>4</sub> , %об.	17	16

Высокая активность цеолитных катализаторов позволила сократить время реакции крекинга. Отложение кокса негативно влияет на активность и избирательность катализатора приводит к минимуму. Для каталитического действия достаточно, чтобы цеолитный катализатор составлял 10 – 25 % [35] от всей загрузки катализатора. На большинстве промышленных установок в загружаемый катализатор включают от 15 до 25 % цеолитов, что позволяет соединить преимущества цеолитных и аморфных катализаторов: высокую активность и селективность по бензину.

Таблица 1.5 – Цеолиты типов Y в катализаторах [34]

Цеолиты типа Y	Основные свойства
С замещением катионами редкоземельных металлов (REY)	Наивысший выход бензина.
Ультростабильные (USY)	Наивысшее октановое число, низкое число переноса иона водорода, наилучшая избирательность к коксу.
Ультростабильные с заменой катионами редкоземельных металлов (RE USY)	Наилучший баланс между выходом и октановым числом бензина, лучшая селективность по коксу.

Производители выпускают ряд катализаторов, повышающих октановое число (на 0,5 – 1,5 единицы) производимого бензина, стойких к дезактивации серой или металлами сырья и улучшающих возраст серы из регенератора в реактор.

В работе японских ученых [35] было исследован катализатор, который представляет собой смесь, включающую:

1) катализатор в форме частиц, полученный однородным диспергированием кристаллического алюмосиликатного цеолита в неорганической оксидной матрице;

2) катализатор аддитивного типа в форме частиц, дезактивирующий металлы, отравляющие катализатор и содержащиеся в нефтяном сырье, в котором карбонат кальция со средним диаметром частиц от 0,001 до 30 мкм, количество указанного карбоната кальция составляет от 30 до 70% в расчете на сухое вещество. Отношение катализатор/катализатор аддитивного типа составляет от 99,0/0,1 до 50/50. Катализатор имеет пониженную селективность по водороду и коксу и может давать бензин и фракцию легкого рециклового газойля с высоким выходом, без снижения октанового числа. Выход продуктов составил: бензин – 43,73; жирный газ – 12,97; ЛГ – 27,98; кокс – 2,4; ОЧ ИМ – 89,81; конверсия – 60. Катализатор FCC может иметь значительно улучшенный срок службы до отравления металлами

Данное исследование [37] относится к приготовлению катализаторов, глубокого КК нефтяных фракций для производства олефинов  $C_2-C_4$  и высокооктанового бензина. Предлагаемый катализатор содержит ультрастабильный цеолит Y, цеолит HZSM-5, а в качестве компонентов матрицы используют бентонитовую глину и аморфный алюмосиликат, гидроксид алюминия и аморфный алюмосиликат. Условия реакции для оценки микроактивности образцов катализатора следующие:

- температура 536°C;
- кратность циркуляции катализатора 7,0;
- весовая скорость подачи сырья 17,5 ч<sup>-1</sup>;
- время подачи сырья 30 с.

Катализатор содержит 30,0 мас.% бентонитовой глины, 30,0 мас.% аморфного алюмосиликата и 40,0 мас.% цеолита HZSM-5. При данном составе выход продуктов в масс.% составил: газ – 30,7; бензин – 43,5; ЛГ – 13,4; ТГ – 6,3;

$C_1 - C_2 - 4,6$ ; ППФ – 10,0; ББФ – 16,1; кокс – 6,1; конверсия – 80,3. Данный катализатор, обеспечивающего высокий выход как олефинов  $C_2-C_4$ , так и бензина.

Данная [38] работа относится к композиции катализатора для КК. Композиция включает:

- a) от 12 до 60 мас.% цеолита Y-типа;
- b) от 0.5 до 6 мас.% редкоземельного элемента;
- c) около 10 мас.% пентасила (ZSM – 5), причем весовое соотношение пентасил: цеолит Y-типа составляет, около 0,25, но не более чем 3,0;
- d) цеолит Y-типа и пентасил составляют, около 35 мас.% от массы всей каталитической композиции.

Выходы пропилена более чем 16% достигались при комбинациях, содержащихся между 70% катализатор A-Stm/30% катализатора B-Stm и 30% катализатор A-Stm/70% катализатора B-Stm. Выходы бензина для этих комбинаций все были менее чем 35% по весу. Комбинации с менее чем 30% катализатора A-Stm (13,65% Y цеолит) показывают значительные потери в кубовом остатке крекинга и конверсии. Комбинации с менее чем 30% катализатора B-Stm (12% ZSM-5) производят низкие количества пропилена и СНГ. Результат: изобретение позволяет повысить выход легких олефинов.

Изобретение [39] относится к комплексному способу превращения углеводородных фракций, включающему следующие стадии:

- 1) проведение крекинга с псевдооживленным катализатором (FCC) углеводородной фракции с получением смеси, содержащей легкой газойль (ЛГ);
- 2) разделение смеси, с целью выделения одной фракции ЛГ и фракции тяжелого газойля (ТГ);
- 3) повторную подачу фракции ТГ на стадию FCC;
- 4) проведение гидроочистки фракции ЛГ;
- 5) проведение реакции продукта, полученного на стадии, с водородом, в присутствии каталитической системы, включающей: а) один или более металлов, выбранных из Pt, Pd, Ir, Ru, Rh и Re; б) алюмосиликат кислой природы,

выбранный из цеолита и полностью аморфного микро-мезопористого алюмосиликата, имеющего мольное соотношение  $\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3$  в диапазоне от 30 до 500, площадь поверхности более чем 500 м<sup>2</sup>/г, объем пор в диапазоне от 0,3 до 1,3 мл/г, средний диаметр пор менее 40 А, при этом стадию крекинга с псевдооживленным катализатором проводят при температуре в диапазоне от 490 до 530°С. На стадии крекинга с псевдооживленным катализатором температура предварительного нагрева питающего потока находится в диапазоне от 240 до 350°С. Выход продуктов составил: бензин – 43,5; ЛГ – 23,8; ТГ – 8,5; жирный газ – 16,1; сухой газ – 3,6; степень превращения – 67,7. Данный катализатор направлен на высокий выход жидких продуктов и также – получение смесей обладающие высоким топливным качеством.

Авторами [40] выдвинуто изобретение, которое относится к КК углеводородов. Состав катализатора состоит из: 0,01-5,0 масс. %  $\text{MnO}_3$  и 1 – 15 масс.%  $\text{P}_2\text{O}_5$  одновременно добавляют к компонентам катализатора, где компоненты катализатора содержат 1 – 50 масс.% цеолита, 21 – 70 масс.% глины и 1 – 40 масс.% неорганического оксида и где оба  $\text{MnO}_2$  и  $\text{P}_2\text{O}_5$  вводят в каждый из компонентов катализатора, таких как ZSM-5 цеолит, глина и неорганический оксид. для достижения высокого выхода легких олефинов кислотные центры цеолита обрабатывают Mn и для достижения таким образом обработанным цеолитом высокой активности в структуре катализатора. Катализатор в КК направлен на увеличение выхода продуктов и повышения ОЧ. Выход продуктов зависит от состава и добавок к катализатору и какого продукта НПЗ хочет получить больше. Цеолитные катализаторы оказываются более активными и более селективными по сравнению с аморфным алюмосиликатным катализатором. Большая степень активности и селективности означает больший выход жидкого продукта и дополнительную производительность крекинга.

#### **1.4 Математические модели процесса каталитического крекинга**

Исследования в области математического моделирования активно проводились в направлениях как аналитического математического описания

химических превращений, так и процессов тепло- и массообмена [41 – 43]. Так как идентификация процессов проводится на базе результатов экспериментальных исследований. В условиях КК термодинамически вероятно протекание большого числа различных реакций. Углеводородные соединения имеют положительное значение энергии Гиббса ( $\Delta G$ ) при температурах выше 227°C. Все реакции крекинга эндотермичны, поэтому при повышении температуры, их скорости возрастают.

При осуществлении КК происходит ряд последовательно-параллельных реакций [44], в которых участвуют как молекулы исходного сырья, так и молекулы, образующиеся в ходе реакции. КК, как любой гетерогенный процесс протекает в несколько стадий: сырье поступает к поверхности катализатора, проникает в поры катализатора, хемосорбируется на активных центрах катализатора, вступает в химические реакции, далее продукты крекинга и непрореагировавшего сырья десорбируются с поверхности катализатора, диффундируя из пор катализатора и удаляются из зоны реакции. Скорость реакции определяет наиболее медленная стадия.

Несмотря на сложность реакций каталитического крекинга, кинетика превращения индивидуальных УВ во многих случаях описывается уравнением первого порядка вида:

$$k_{\text{эф}} = \nu_0 n \ln(1 - X) - (n - 1) X$$

где  $k_{\text{эф}}$  – эффективная константа скорости реакции, моль/(с·г);

$\nu_0$  – скорость подачи жидкого сырья, моль/(с·г);

$n$  – число молей продуктов, образующихся на 1 моль сырья;

$X$  – конверсия сырья, молярные доли.

Кинетика крекинга нефтяных фракций на цеолитсодержащих катализаторах зачастую описывается уравнением вида:

$$k_{\text{эф}} = \nu_0 / (1 - X)$$

В работе российских ученых [45] описано создание имитационной модели. Были указаны возможные управляющие и контролируемые переменные, а также возмущающие воздействия. Также были приведены схемы, которые

позволили выделить каналы воздействия между переменными в каждом из технологических аппаратов системы. Обоснована необходимость учета при имитационном моделировании наличия рециклов, которые связаны с восстановлением свойств катализатора. Предложен способ идентификации таких каналов воздействия в технологической системе, которые сложно исследовать экспериментально либо на базе аналитических моделей. Способ предполагает сравнение реакций двух моделей на один и тот же входной сигнал. Одна модель описывает совокупность каналов воздействия в технологической системе как единый обобщённый канал. Эта модель представлена в виде аналитических выражений или получена экспериментально. Вторая модель представляет собой результат декомпозиции первой – это элементарные каналы воздействия, соединённые определённым способом. Показано, что, сравнивая реакции обеих моделей можно идентифицировать каналы воздействия, недоступные для изучения другими способами. Имитационное моделирование было выполнено при математическом пакете MatLab + Simulink, при котором создали и исследовали структурные модели объектов и систем. Разработанная модель помогает исследовать эффективность регулирования процесса, оптимизации технологических параметров.

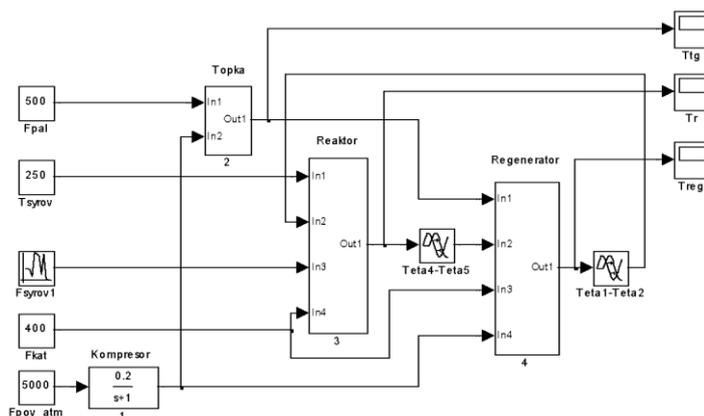


Рисунок 1.15 – Модель процесса каталитического крекинга в системе Simulink с использованием подсистем.

На рисунке 1.15 представлен фрагмент модели КК, который включает в себя подсистемы реактора и регенератора. При этом можно увидеть, что на модели можно совершать как постоянные, так и случайные воздействия.

Авторами [46] была предложена математическая модель процесса КК. Моделирование системы управления с использованием прогнозирующих моделей производилось для различных значений управляющих параметров (температуры в реакторе и регенераторе) и возмущений. Для регулятора по оценке с прогнозом с несколькими входами и выходами использовались следующие параметры:

- горизонт прогнозирования  $p=100$  шагов;
- период дискретизации  $T=4$ сек;
- горизонт управления  $M=19$ .

Управление с использованием прогнозирующих моделей является одним из современных формализованных подходов к анализу и синтезу управления. Данный метод идентификации состоит из трех основных этапов. Первый шаг заключается в составлении структурной схемы процесса, которая приведена на рисунке 1.16, где  $T_{сырья}$  – это температура сырья,  $T_r$ ,  $T_{рег}$  – температуры в реакторе и регенераторе соответственно,  $C_{кокс}$  – массовая доля кокса на катализаторе,  $Q_{сырья}$ ,  $Q_{кат}$ ,  $Q_{воздух}$  – расходы сырья, катализатора и воздуха соответственно.

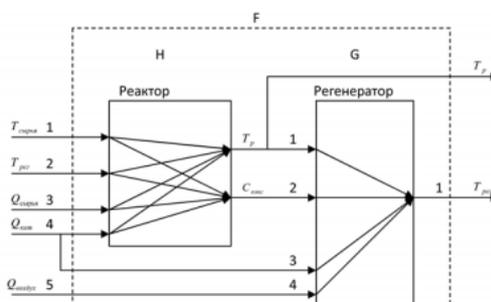


Рисунок 1.16 – Структурная схема каталитического крекинга нефти

Второй шаг заключается в определении вида передаточной функции для каждого канала связи. Схема системы управления с использованием прогнозирующих моделей процесса КК нефти приведена на рисунке 1.17.

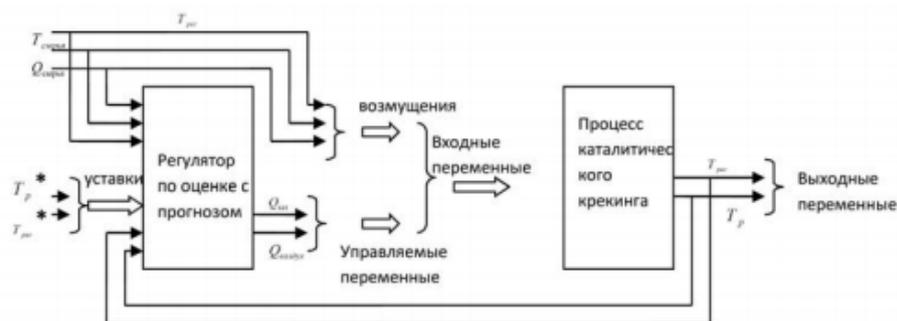


Рисунок 1.17 – Схема управления процессом каталитического крекинга нефти с использованием прогнозирующей модели

В работе китайских ученых [47] была создана двумерная модель реактора, включающий гидродинамику, массовый баланс, энергетический баланс, и кинетическую модель 4-lump/14-lump для имитации лифт – реактора и спада жидкости на основе процесса КК (FCC). Кинетические модели 4-lump и 14-lump используются для описания сложных химических реакций в двухфазных потоках газ-твердое тело в процессе FCC. Схемы реакций для этих кинетических моделей показаны на рисунке 1.18.

Кинетическая модель 14-lump на основе молекулярного описания реакций крекинга и переноса водорода включает более подробные данные о составе сырья, механизмов реакции и распределения продуктов для лучшего понимания о производительности реактора процесса FCC.

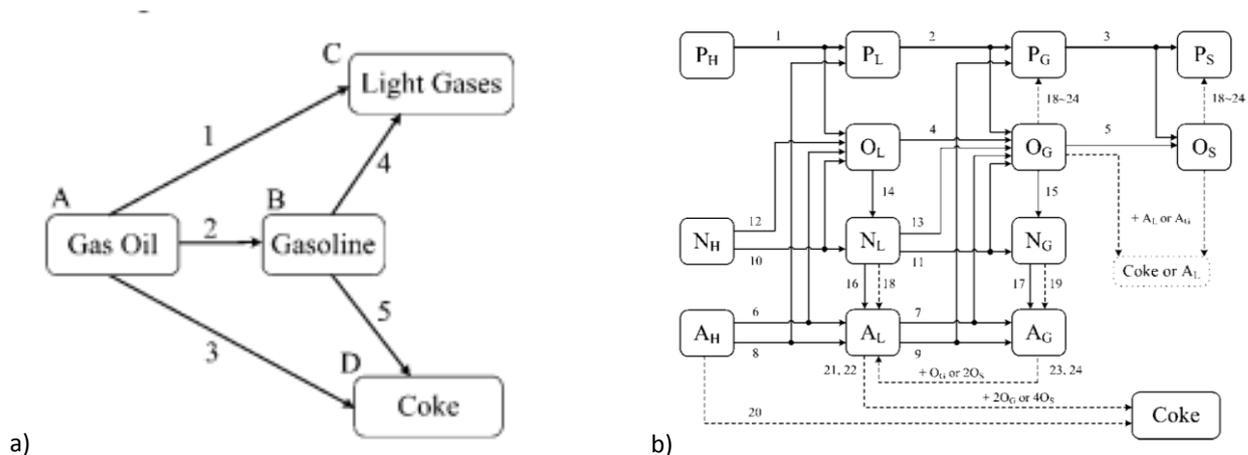


Рисунок 1.18 – Схемы реакций в процессе FCC: а) кинетическая модель для 4-lump реакций; б) кинетическая модель для 14-lump реакций.

Эта комплексная модель захватила ключевые характеристики газа и твердых реагирующих потоков в лифт-реакторе и *downer*, т.е. однородность структуры потока, отчётливое поведение обратного перемешивание в лифт-

реакторе и *downer*, и также импульс и энергетические балансы в ходе сложных реакций FCC. Было проведено моделирование для обеспечения полного понимания различных поведений лифт-реакторе и *downer* в применении процессов переработки FCC.

Был разработан новый математический метод [48] с полным описанием теории энтропии, который включает в себя такие методы как: ориентированная структура lumping (SOL) и метод Monte Carlo (MC). Этот новый метод был успешно применён к сырью молекулярной модели вторичных реакций бензина FCC. В качестве исходного сырья были использованы 3 вида бензина, которые в дальнейшем использовались в комбинированной модели. В модели произвели расчёты средних молекулярных масс компонентов, элементный состав и углеводородный состав. Погрешность экспериментальных и расчётных данных варьировалась до 4,5%. По сравнению с традиционным методом MC, предложенный метод показывает несколько заметных преимуществ:

1. точность молекулярного представления улучшается путем регулировки молярной фракции структурных приращений с использованием МЕМ.

2. скорость распределения этого метода значительно увеличивается, так как порядок величины неизвестных номеров уменьшается с тысячи до десятков.

3. размер образца в этой работе может быть значительно увеличен, так как время определения точного молекулярного состава существенно сократилась при корректировке МЕМ, в результате чего можно получить точные данные об вычислительных молекулах бензина каталитического крекинга.

4. были рассчитаны свойства средняя молекулярная масса, элементный состав и углеводородные составы.

Представленная авторами двухжидкостная модель [49] на основе кинетической теории зернистого потока, которая успешно применена для исследования влияния условий эксплуатации, времени контакта и парциальное давление реагентов на характеристики окислительного сочетания метана в

реакторе. Кинетическая модель, разработанная Stansch и другими, была реализована для представления гетерогенных реакций, происходящих в этом реакторе. Общая селективность предсказывалась по продуктам  $C_2$  и конверсии метана, которые совпадали с экспериментальными данными и соответственно с максимальным отклонением на 30% и 22%. Зависимость производительности реактора от условий эксплуатации и характеристики подачи была тщательно исследована через изменение молярной доли компонентов вдоль слоя. Кроме того, небольшое уменьшение конверсии метана и  $C_2$ , селективность стремилась к увеличению давления от 1 бар до 3 бар при различных режимах температуры, которые могут быть отнесены к ускорению реакции окисления этилена при более высоком давлении. Кроме того,  $C_2$  и селективность конверсии метана снизилась при увеличении GHSV вследствие ускорения окисления этилена при низком времени контакта. Сделан вывод, что эта кинетическая модель представляет собой набор слишком быстрых реакций, и необходимы дальнейшие исследования для решения неопределенностей, связанных с источником каждого вида продукции, а также темпы их производства.

## 2. Объект и методы исследования

### 2.1. Установка каталитического крекинга комплекса КТ – 1/1

Объектом исследования является установка каталитического крекинга комплекса КТ-1/1, предназначенного для глубокой переработки мазута (рисунок 2.1).

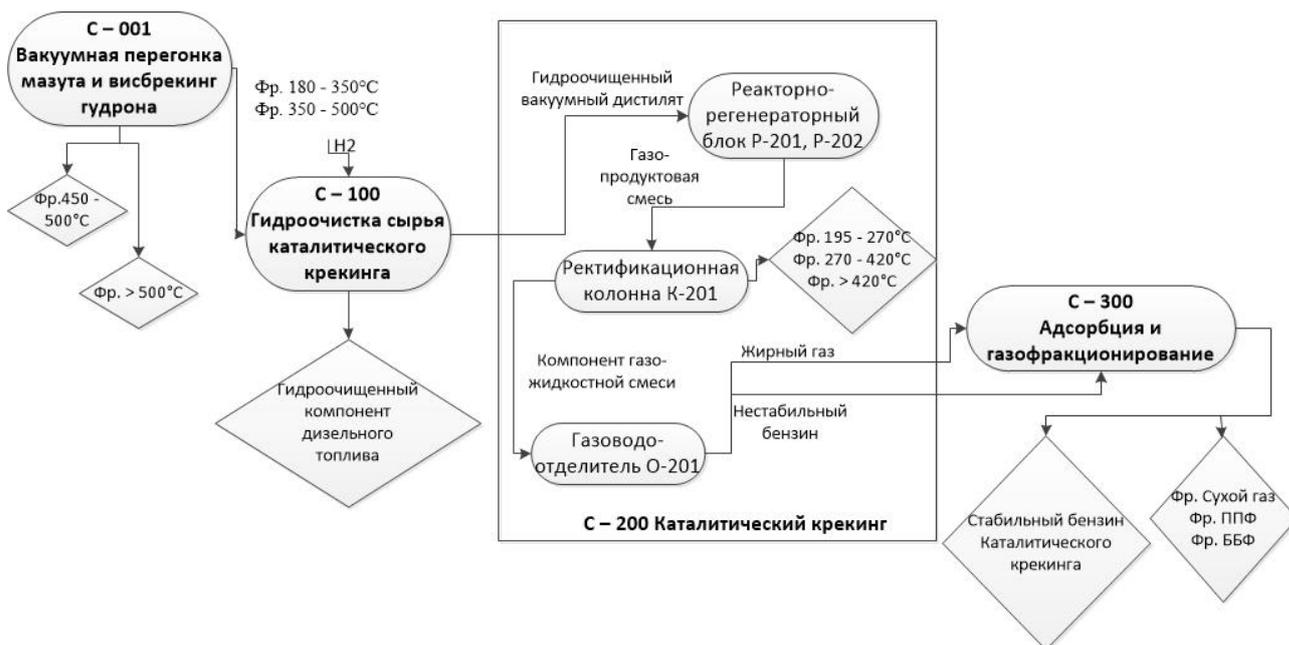


Рисунок 2.1 – Упрощенная схема комбинированной установки КТ-1/1

Сущность процесса каталитического крекинга углеводородов основана на расщеплении высокомолекулярных компонентов сырья на более мелкие молекулы с перераспределением освобождающихся по месту разрыва связей С – С, водорода. Для введения процесса используют реактор с восходящим потоком паров нефтепродуктов и катализатора, а также регенератор, предназначенный для регенерации катализатора крекинга путем выжигания кокса с его поверхности. Диспергированное сырье смешивается в нижней части прямоточного реактора с регенерированным катализатором, поступающим из регенератора по наклонной транспортной линии. Пары сырья в смеси с горячим катализатором при температуре 500 – 540°C подвергаются каталитическому крекированию. Прокрекированное сырье с катализатором поступает в верхнюю часть прямоточного реактора, оборудованную баллистическим сепаратором.

Катализатор с адсорбированными на его поверхности продуктами крекинга поступает в отпорную зону реактора или зону десорбции, где осуществляется отпарка адсорбированных смолистых нефтепродуктов из катализатора водяным паром.

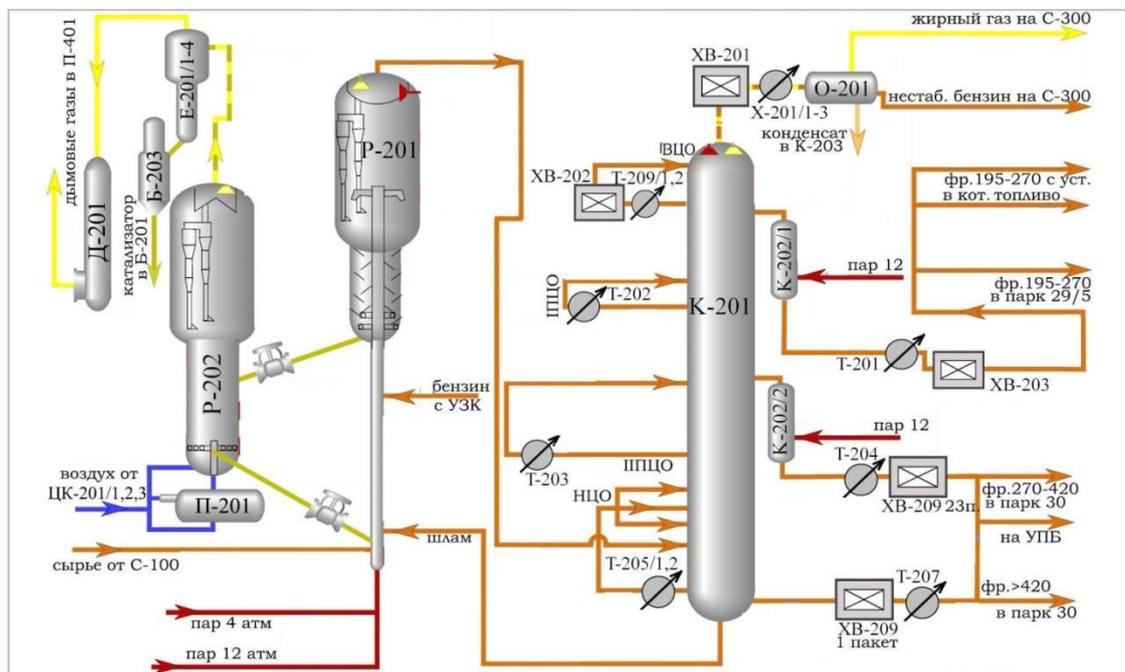


Рисунок 2.2 – Реакторно-регенераторный блок и ректификация продуктов крекинга  
 : Р-201 – реактор, Р-202 – регенератор, К-201– колонна ректификации продуктов крекинга, К-202/1, К-202/2 – отпарная колонна, О-201 – отстойник; П-201 – форсунка, ЦК-201/1, 2, 3 – компрессор; Е-201/1-4 – выносные циклоны; Б-203 – бункер 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.

Закоксованный катализатор из отпарной секции реактора самотеком по наклонному транспортному трубопроводу поступает на регенерацию в регенератор зоны выжига кокса. Регенерация катализатора осуществляется при температуре 640 – 690°C посредством воздуха, поступающего от воздушных компрессоров. Из регенератора регенерированный катализатор по катализаторопроводу поступает к основанию лифт – реактора.

Продуктовая смесь пройдя сборную камеру отправляется в ректификационную колонну на разделение продуктов. Продуктами установки каталитического крекинга С-200 комплекса КТ-1/1 являются:

– жирный газ, с целью получения ППФ, ББФ, сухого углеводородного газа, высокооктанового компонента автобензина (фракция нк 205°C);

– легкий каталитический газойль (фр.195-270°С), используемый в качестве компонента дизельного топлива или товарного печного топлива;

– фракция 270 – 420 °С (табл.8), используют в качестве сырья для производства технического углерода или компонента котельного топлива;

– фракция > 420 °С, используемая в качестве компонента сырья для производства технического углерода, игольчатого кокса или компонента котельного топлива.

– кокс, выжигаемый в процессе непрерывной регенерации катализатора;

Технологический режим работы реактора и регенератора показан в таблицах 2.1 и 2.2.

Таблица 2.1 – Технологический режим работы реактора

Параметры процесса	Значение
Расход сырья на установку, м <sup>3</sup> /ч	100-240
Температура сырья на входе реактор, °С	260-355
Расход пара на распыл сырья, кг/ч	1500-4000
Расход шлама в реактор, м <sup>3</sup> /ч	Не более 55
Расход пара на распыл шлама, кг/ч	Не более 1000
Расход пара в захватное устройство реактора, кг/ч	1500-10000
Температура регенерированного катализатора, °С	640-690
Температура на выходе из баллистического сепаратора, °С	500-540
Давление, кгс/см <sup>2</sup>	1,1-1,55

Таблица 2.2 – Технологический режим работы регенератора

Наименование стадий процесса, аппаратов, показателей режима	Значение
<b>Расход воздуха</b>	
- насос по линии 213/1 нм <sup>3</sup> /ч	70000-110000
- насос по линии 213/3 нм <sup>3</sup> /ч	10000-40000
- на форсунки П - 201 нм <sup>3</sup> /ч	20000-50000
<b>Температура по зонам регенератора</b>	
- в сборной камере зоны циклонов °С	не выше 700
-верха отстойной зоны °С	660-700
- в кипящем слое °С	640-690
- разность температур между отстойной зоной и кипящим слоем °С	не выше 60
<b>Давление</b>	
-перепад давления между сборной камерой Р-202 и остальной зоной кгс/м <sup>2</sup>	не менее 1200
- в отстойной зоне кгс/м <sup>2</sup>	1,2-1,7
Концентрация катализатора в кипящем слое кг/м <sup>3</sup>	300-650

Материальный баланс представлен в таблице 2.3.

Таблица 2.3 – Материальный баланс процесса КК С – 200 установки КТ – 1/1.

<b>Потоки</b>	<b>кг/ч</b>	<b>%</b>
Сырье: Вакуумный дистиллят	138175	100
<b>Продукты:</b>	–	–
Нестабильный бензин	60812,5	44,0
Легкий каталитический газойль (фр. 195-270 °С)	10179,2	7,4
Тяжелый газойль (фр.270-420°С)	5125	3,7
Фракция >420°С	5958,33	4,3
Жирный газ	42995,8	31,1
Кокс	7608,3	5,5

Из таблицы 2.3 видно, что основными продуктами на установке каталитического крекинга является жирный газ и бензиновая фракция. На установке КК комплекса КТ – 1/1 [REDACTED] используется биеоолитный катализатор. В состав которого входит от 12,0 до 60,0 мас.% цеолита Y-типа, около 10 % мас. ZSM-5, от 0,5 до 6,0 % мас. редкоземельных элементов. Весовое соотношение цеолит ZSM-5:цеолит типа-Y составляет от 0,25 до 3,0. При этом состав катализатора, в особенности, соотношение цеолитных компонентов, а также технологический режим работы, гидродинамические особенности промышленного аппарата, состав перерабатываемого сырья определяют распределение основных продуктов крекинга.

## **2.2 Химизм процесса каталитического крекинга**

В температурных условиях процесса термодинамически обусловлено протекания большого числа химических реакций. К числу важнейших из них можно отнести следующие реакции [23]:

- крекинг высокомолекулярных парафинов с образованием парафинов и олефинов меньшей молекулярной массы;
- крекинг нафтеновых углеводородов с образованием нафтенов меньшей молекулярной массы и олефинов;
- деалкилирование алкилароматических углеводородов;

- крекинг олефиновых соединений с уменьшением их молекулярной массы.
- изомеризация парафинов и олефинов;
- перераспределение алкильных заместителей в ароматических компонентах;
- перераспределение водорода в ненасыщенных структурах;
- полимеризация ненасыщенных углеводородов;
- поликонденсация и коксообразование;

Реакции процесса каталитического крекинга можно разделить на два основных типа:

1. Первичный крекинг молекул газойля.
2. Вторичное перераспределение и повторный крекинг крекированных продуктов.

Химические превращения в процессе каталитического крекинга проходят по карбений – ионному механизму через стадию образования промежуточного соединения – нестабильного карбений-иона. Данная реакционная единица расщепляется по  $\beta$ -связи по отношению к положительно заряженному атому углерода, изомеризуется, соединяется с исходными соединениями и другими ионами.

#### *Реакции крекинга.*

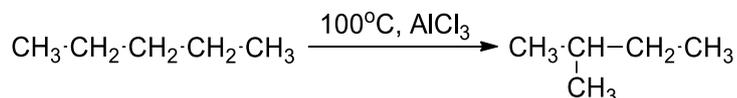
Парафиновые углеводороды крекируются на поверхности катализатора с образованием парафинов меньшей молекулярной массы с последующей изомеризацией и олефиновых углеводородов.



Углеводороды с короткой цепью менее реакционноспособны, чем углеводороды с длинной цепью. При коротких цепях невозможно образование стабильных карбениевых ионов. Начальными продуктами  $\beta$ -расщепления являются олефин и новый карбениевый ион. Новообразовавшийся карбениевый ион продолжит последовательность реакций в цепи.

### Реакции изомеризации

При каталитическом крекинге отмечается тенденция перегруппировки карбокатионов с образованием третичных ионов — более стабильных, чем вторичные и первичные ионы; они перегруппировываются и расщепляются, создавая разветвленные молекулы.



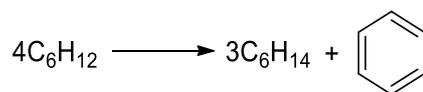
Реакции изомеризации обеспечивают:

- высокое октановое число бензиновой фракции;
- ценное химическое и оксигенатное сырье — фракции C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub>.
- более низкую температуру помутнения дизельного топлива.

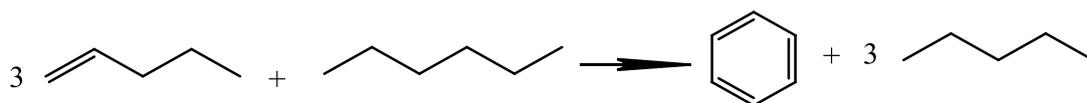
### Реакции переноса водорода

Перенос водорода — это бимолекулярная реакция, при которой одним из реагентов является олефин. В качестве примеров такой реакции можно назвать реакцию двух молекул олефинов и реакцию молекул олефина и нафтена. При реакции двух молекул олефина оба олефина должны поглощаться на смежных активных центрах. При перемещении водорода от одной молекулы к другой один из этих олефинов становится парафином, а другой — циклоолефином.

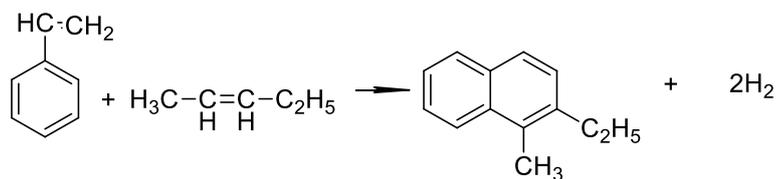
Водородный перенос олефинов преобразует их в парафины и ароматические углеводороды:



При реакции нафтен с олефинами нафтеносоединения выступают в качестве доноров водорода. Они могут вступать в реакцию с олефинами с образованием парафинов и ароматических углеводородов:

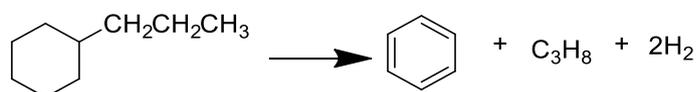


Деаликирование ароматических углеводородов протекает с образованием ароматических углеводородов и нафтеносоединения и соответствующего олефина



*Крекинг нафтяных углеводородов.* При крекинге нефтяных может одновременно происходить отщепление боковых цепей. На начальной стадии нафтяные углеводороды с длинными алкильными цепями превращаются в алкилнафтяные или алкилароматические углеводороды со сравнительно короткими боковыми цепями.

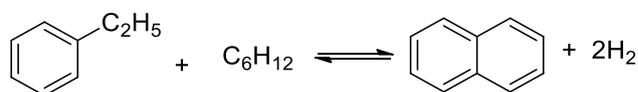
Деалкилирование циклоалканов протекает с перераспределением водорода. В результате в продуктах крекинга накапливаются арены и алканы, например:



Бициклические циклоалканы в результате дециклизации, дегидрирования, деалкилирования и изомеризации дают начало образованию моноциклических ароматов, циклогексанов, циклопентанов и алканов.

#### *Поликонденсация и коксообразование*

В основном коксообразование происходит в результате реакций получения ненасыщенных и полициклических ароматических углеводородов. Ненасыщенные углеводороды, такие как олефины, диолефины и полициклические олефины, являются очень реакционноспособными и при полимеризации образуют кокс:



При каталитическом крекинге имеет место ряд одновременно протекающих реакций. Некоторые из них по своему характеру эндотермические, а другие — экзотермические. Суммарная теплота реакции обозначает полную (полезную) или суммарную теплоту реакции. В таблице 2.4 представлены результаты расчёта термодинамических параметров реакций процесса

каталитического крекинга, определенные с применением квантово-химических методов расчета (Gaussian).

Таблица 2.4 – Усредненные результаты реакций термодинамических параметров каталитического крекинга (Т=503,85°С, Давление=1.08 МПа)

Тип реакции	$\Delta G$ , кДж/моль	$\Delta H$ , кДж/моль
<b>Конверсия сырья (первичные реакции)</b>		
Крекинг парафинов C <sub>13</sub> –C <sub>40</sub>	-74.32	69.5
Крекинг парафинов C <sub>13</sub> –C <sub>40</sub> в изо-парафины	-76.82	73.75
Деалкилирование нафтенов	-120.4	118.14
Деалкилирование ароматических УВ	-91.68	128.2
Крекинг полинафтенов	-69.7	221.3
<b>Вторичные реакции</b>		
Крекинг парафинов C <sub>5</sub> –C <sub>11+</sub>	-62.27	73.6
Крекинг изо-парафинов C <sub>5</sub> –C <sub>11+</sub>	-63.21	65.18
Изомеризация парафинов C <sub>5</sub> –C <sub>11+</sub>	-2.34	-1.78
Крекинг олефинов C <sub>5</sub> –C <sub>11+</sub>	-28.28	92.72
Циклизация олефинов	-7.5	-53.8
Перераспределение водорода	-111.76	74.25
Коксообразование (поликонденсация)	-594.2	-103.73

Регенерированный катализатор дает достаточное количество энергии для подогрева до температуры на выходе из райзера, для подогрева воздуха горения до температуры дымового газа, для возмещения эндотермической теплоты реакции и для компенсации любой потери тепла в атмосферу. Эта энергия образуется при сжигании кокса, получаемого в результате реакции крекинга.

### 2.3 Методы определения группового состава сырья и продуктов процесса каталитического крекинга

С целью определения группового состава сырья и продуктов процесса КК были проведены лабораторные исследования с применением жидкостно-адсорбционного хроматографического разделения на силикагеле марки АСК (200-300 мкм) по методики ВНИИ НП образцов вакуумного дистиллята, легкого и тяжелого газойля КК [50].

Индивидуальный и групповой состав бензиновой фракции с установки КК определён методом газо-жидкостной хроматографии с использованием газового

хроматографа «ХРОМАТЕК – КРИСТАЛЛ 5000» исполнение 2 с пламенно-ионизационным детектором, программного обеспечения «Хроматэк Аналитик» для управления, сбора и обработки хроматографической информации, капиллярной колонки ДВ-1, 100·0,25·0,5. Также был использован химико-аналитический метод анализа формалиновой реакции с целью подтверждение отсутствие ароматических углеводородов в деароматизированной части образца.

Оценка влияния группового состава вакуумного дистиллята из Казахской и Западно-Сибирской нефти выполнена с использованием метода математического моделирования.

## 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[3].

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[4].

Процесс каталитического крекинга в псевдооживленном 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 [REDACTED].

### 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) [52].

## 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. Такой анализ помогает вносить коррективы в научное исследование, чтобы успешнее противостоять своим соперникам. 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 [53].

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

Критерии оценки	Вес критерия	Баллы			Конкурентоспособность
		Б <sub>ф</sub>	Б <sub>к1</sub>	К <sub>ф</sub>	К <sub>к1</sub>
1	2	3	4	6	7
<b>Технические критерии оценки ресурсоэффективности</b>					
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
<b>Экономические критерии оценки эффективности</b>					
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
<b>Итого</b>	<b>1</b>			<b>3,83</b>	<b>3,59</b>

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 [54].

### 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><b>Сильные стороны проекта:</b></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><b>Слабые стороны проекта:</b></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><b>Возможности:</b></p> <p>В1. Использование инновационной инфраструктуры ТПУ</p> <p>В2. Возможность модернизации модели для</p>	<p>1. Разработка математической модели процесса каталитического крекинга с целью определения оптимальных режимов работы промышленной установки.</p>	<p>1. Постепенный переход к новым технологиям</p> <p>2. Повышение квалификации кадров у потребителя</p> <p>3. Использования кластера кибер-центра ТПУ для</p>

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
<b>Угрозы:</b> 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
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	Имеется команда для коммерциализации научной разработки	4	4
15	Проработан механизм реализации научного проекта	4	4
	<b>ИТОГО БАЛЛОВ</b>	<b>55</b>	<b>55</b>

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

$$B_{\text{сум}} = \sum B_i$$

$$B=55.$$

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, комплекса

или отдельных видов 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 [55]. 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 [56, 57].

## 5.2 Инициация проекта

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

Таблица 5.4 – Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидания заинтересованных сторон
ТОО « <span style="background-color: black; color: black;">██████████</span> »	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

<b>Цели проекта:</b>	Разработка математической модели процесса каталитического крекинга
<b>Ожидаемые результаты проекта:</b>	Повышение эффективности процесса каталитического крекинга, оценка и исследование возможности определения оптимальных режимов процесса для повышения выхода бензина и жирного газа
<b>Критерии приемки результата проекта:</b>	Адекватность полученной модели должна составлять не менее 95%
<b>Требования к результату проекта:</b>	Возможность «предсказывания» 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
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
2	Бурумбаева Галия Рашидовна, магистрант	Исполнитель проекта	Выполняет проект
4	Назарова Галина Юрьевна, аспирант	Исполнитель проекта	Выполняет проект
5	Креницына Зоя Васильевна, к.т.н., доцент, консультант раздела «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»	Консультант	Оказание методической помощи при работе над разделом «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» в магистерской диссертации
6	Чулков Николай Александрович, к.т.н., консультант раздела «Социальная ответственность»	Консультант	Оказание методической помощи при работе над разделом «Социальная ответственность»
7	Сыскина Анна Александровна, к. ф. н., доцент Консультант - лингвист	Консультант	Оказание методической помощи при работе над переводом одной из глав магистерской диссертации на иностранный язык

### 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 – Рабочая группа проекта

№п/п	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, день.
1	Ивашкина Елена Николаевна, НИ ТПУ, кафедра ХТТ и ХК, д.т.н., профессор.	Руководитель	Координация деятельности проекта	41
2	Назарова Галина Юрьевна, НИ ТПУ, кафедра ХТТ и ХК, аспирант	Исполнитель	Выполнение проекта	96
3	Бурумбаева Галия Рашидовна, НИ ТПУ, кафедра ХТТ и ХК, магистрант	Исполнитель	Выполнение проекта	96
ИТОГО:				219

### 5.3 Планирование управления научно-техническим проектом

#### 5.3.1 План проекта

Для планирования какого-нибудь научного проекта необходимо построить календарный план проекта. Календарный план данного проекта отображен в приложении таблице Б.1.

#### 5.3.2 Бюджет научного исследования

При планировании бюджета научного исследования должно быть обеспечено полное и достоверное отражение всех видов планируемых расходов, необходимых для его выполнения. В процессе формирования бюджета, затраты группируются по статьям, представленным в таблице 5.8.

Таблица 5.8 – Группировка затрат по статьям

Стоимость сырья, материалов (за вычетом возвратных отходов), покупных изделий и полуфабрикатов, руб	Стоимость специального оборудования для научных (экспериментальных) работ, руб	Стоимость электроэнергии, руб	Основная заработная плата, руб	Отчисления на социальные нужды, руб	Итого плановая себестоимость, руб
90000	7500	166,32	84890	25906,7	213422,1

Статья включает основную заработную плату работников, непосредственно занятых выполнением проекта, (включая премии, доплаты) и дополнительную заработную плату.

$$C_{зп} = Z_{осн} + Z_{доп},$$

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

$Z_{доп}$  – дополнительная заработная плата.

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

$$Z_{осн} = Z_{дн} \cdot T_{раб},$$

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

$T_{р}$  – продолжительность работ, выполняемых научно-техническим работником;

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

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

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

где  $Z_{м}$  – 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;

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

$$Z_{дн(рук)} = \frac{43111,73 * 1}{22} = 1960$$

$$Z_{дн(исп)} = \frac{10400 * 2}{77} = 270$$

Численность исполнителей принимается как  $N_{рук}=1$ ,  $N_{исп}=2$ , общее число исполнителей – 3 человека.

Эффективный фонд рабочего времени одного работающего рассчитывается по формуле:

$$T_{\text{эф.раб}} = T_{\text{кол}} - T_{\text{пот}}, \text{ дни}$$

где  $T_{\text{эф.раб}}$  – эффективный фонд рабочего времени в году, дни;

$T_{\text{кол}}$  – количество дней на выполнение НИР;

$T_{\text{пот}}$  – потери рабочего времени одного исполнителя при выполнении НИР, дни.

Расчет эффективного рабочего времени одного исполнителя сведен в таблице 5.9.

Таблица 5.9 – Баланс рабочего времени одного исполнителя НИР

Показатели рабочего времени	Руководитель	Исполнитель
Календарное число дней	41	96
Количество нерабочих дней		
- выходные дни	17	17
- праздничные дни	2	2
Номинальный фонд рабочего времени		
Потери рабочего времени		
- отпуск	-	-
- невыходы по болезни	-	-
Эффективный фонд рабочего времени	22	77

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_{\text{м}} = Z_{\text{б}} \cdot (k_{\text{пр}} + k_{\text{д}}) \cdot k_{\text{р}},$$

где  $Z_{\text{б}}$  – базовый оклад, руб.;

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

$k_{\text{д}}$  – коэффициент доплат и надбавок (в НИИ и на промышленных предприятиях – за расширение сфер обслуживания, за профессиональное мастерство, за вредные условия: определяется Положением об оплате труда);

$k_{\text{р}}$  – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска).  $Z_{\text{м(рук)}} = 33162,87$ .

$$Z_{\text{м(рук)}} = 33162,87 \cdot 1,3 = 43111,73$$

$$Z_{\text{а(исп)}} = 8000 \cdot 1,3 = 10400$$

$$Z_{\text{м(исп)}} = 8000 \cdot 1,3 = 10400$$

Основная заработная плата руководителя (от ТПУ) рассчитывается на основании отраслевой оплаты труда.

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

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

$$Z_{\text{осн(рук)}} = 1960 \cdot 22 = 43340$$

$$Z_{\text{осн(исп)}} = 270 \cdot 77 = 20800$$

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

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

Таблица 5.10 – Расчёт основной заработной платы

Исполнители	$Z_{\text{б}}$ , руб.	$k_{\text{р}}$	$Z_{\text{м}}$ , руб.	$Z_{\text{дн}}$ , руб.	$T_{\text{р}}$ , раб. дн.	$Z_{\text{осн}}$ , руб.
Руководитель	33162,9	1,3	43111,7	1960	22	43340
Аспирант	8000	1,3	10400	270	77	20800
Магистрант	8000	1,3	10400	270	77	20800

Рассчитываем отчисления на социальные нужды (30,5%):

$$Q_{\text{соц.н.}} = 0,305 \cdot Z_{\text{П}}, \text{ руб.}$$

$$Q_{\text{соц.н.рук}} = 0,305 \cdot 43340 = 13218,7 \text{ руб.}$$

$$Q_{\text{соц.н.исп}} = 0,305 \cdot 20800 = 6344 \text{ руб.}$$

Таблица 5.11 – Заработанная плата одного исполнителя НИР

	Заработная плата	Социальные отчисления
Руководитель	43340	13218,7
Исполнитель	20775	6344
Исполнитель	20775	6344
ИТОГО	84890	25906,7

#### Затраты на электроэнергию.

Суммарный эффективный фонд рабочего времени – 77 дней.

Мощность одного компьютера – 100 Вт

Количество рабочих часов в день – 8

Стоимость электроэнергии – 2,7 руб/кВт\*ч [6]

$$\text{Суммарное количество рабочих часов} = 77 \cdot 8 = 616 \text{ ч}$$

$$N_{\text{общ}} = 616 * 100 = 61600 \text{ Вт} * \text{ч} = 61,6 \text{ кВт} * \text{ч}$$

$$\text{Затраты}_{\text{электроэнергия}} = N_{\text{общ}} * 2,7 = 61,6 * 2,7 = 166,32 \text{ руб.}$$

### Специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ

В данном заголовке включены затраты, которые связаны с приобретением специальных оборудования они необходимы для проведения научной работы.

Таблица 5.12 - Расчет затрат на оборудование для научных работ

№п/п	Наименование оборудования	Кол-во	Стоимость, руб.	Амортизация, руб
1	Компьютер персональный	3	30000	2500
	ИТОГО		90000	7500

### 5.3.3 Организационная структура проекта

Из нескольких базовых вариантов организационных структур, использующихся в практике, нами была выбрана проектная, которую можно изобразить следующим образом:



Рисунок 5.1 – Организационная структура проекта

### 5.3.4 Потенциальные риски

На пути реализации проекта могут возникнуть разного рода риски, представляющие опасность того, что поставленные цели проекта могут быть не достигнуты полностью или частично. Возможные риски представлены в приложении в таблице Б.2 и на рисунке 5.2.

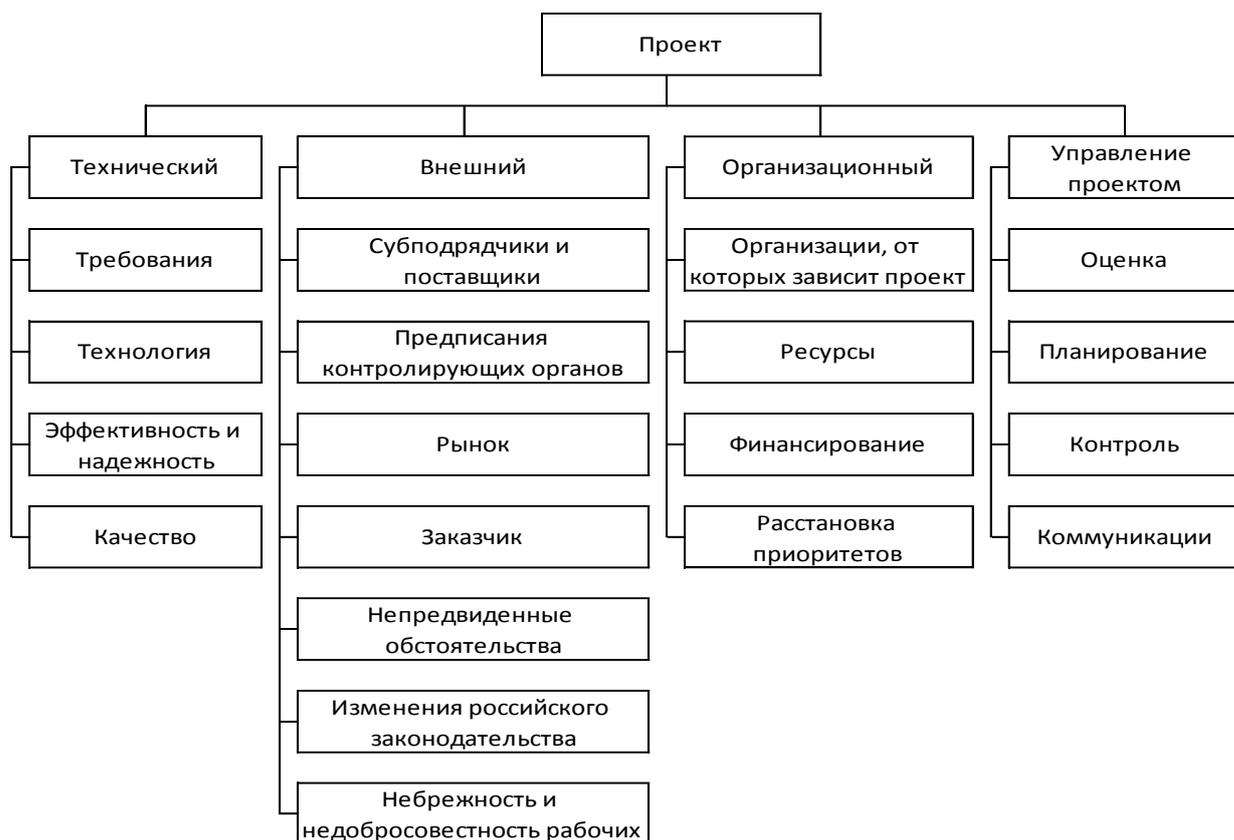


Рисунок 5.2 – Иерархическая структура рисков

#### 5.4 Оценка сравнительной эффективности исследования

Определение эффективности происходит на основе расчета интегрального показателя эффективности научного исследования. Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности проводился в форме таблицы. Таблица 5.15 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Текущий проект	«ОИПЗ»
			Аналог 1
1. Повышение производительности	0,2	4	3
2. Удобство в эксплуатации	0,15	3	3
3. Энергоэкономичность	0,1	5	4
4. Надежность	0,15	5	4
5. Безопасность	0,25	5	5
6. Простота эксплуатации	0,15	4	3
Итого:	1	4,35	3,75

$$I_{\text{ТП}} = 4 * 0,2 + 3 * 0,15 + 5 * 0,1 + 5 * 0,15 + 5 * 0,25 + 4 * 0,15 = 4,35$$

$$\text{Аналог 1} = 3 * 0,2 + 3 * 0,15 + 4 * 0,1 + 4 * 0,15 + 5 * 0,25 + 3 * 0,15 = 3,75$$

Сравнение значений интегральных показателей эффективности позволяет понять и выбрать более эффективный вариант решения поставленной магистерской диссертации технической задачи с позиции финансовой и ресурсной эффективности [58].

### **Список публикаций:**

1. Сейтенова Г.Ж., Назарова Г. Ю., Ивашкина Е. Н., Иванчина Э. Д., Бурумбаева Г. Р. Определение технологического режима работы установки каталитического крекинга комплекса КТ-1/1 для увеличения выхода жирного газа и бензина. // Материалы международной конференции молодых ученых, магистрантов, студентов и школьников «XVI Сатпаевские чтения» - 2016 (Том 24). – г. Павлодар. – стр. 164-172.

2. G.Y. Nazarova, G.R. Burumbaeva, G.J. Seytenova. The testing of a kinetic model of catalytic cracking in the “С-200” section of the КТ-1/1 installation of oil refining plants in Kazakhstan – Химия и химическая технология в XXI веке : материалы XVII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых, имени профессора Л.П. Кулёва, посвященной 120-летию Томского политехнического университета (г. Томск, 17–20 мая 2016 г.) / Томский политехнический университет. — Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2016. – стр. 513 – 515.

3. Galina Y. Nazarova\*, Galiya R. Burumbaeva, Tatyana A. Shafran, Alexander Y. Svarovskii. - Computer simulator for student training to effective exploitation the catalytic cracking unit. // Pet Coal (2016); 58 (1):. p. 76-82.

4. Г.Ю. Назарова, Г. Р. Бурумбаева, Г.Ж. Сейтенова. Определение группового состава сырья и продуктов процесса каталитического крекинга при переработке вакуумного дистиллята из смеси казахстанской и западно-сибирской нефти. // Проблемы геологии и освоения недр: Труды XX Международного симпозиума имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых. Том II; Томский политехнический университет. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2016. – стр. 533 – 535.