

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

Инженерная школа природных ресурсов
Направление 18.04.01 «Химическая технология», магистерская программа «Химическая технология топлива и газа»
Отделение химической инженерии

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ

Тема работы
Моделирование процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга в промышленном аппарате

УДК 665.644.2.097.38-047.58

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ6Б	Шафран Татьяна Александровна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ	Юрьев Егор Михайлович	к.т.н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН	Креницына Зоя Васильевна	к.т.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОКД	Король Ирина Степановна	к.х.н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОХИ	Юрьев Егор Михайлович	к.т.н.		

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ (ООП 18.04.01)

Код результата	Результат обучения (выпускник должен быть готов)	Требования ФГОС ВПО, критериев и/или заинтересованных сторон
<i>Профессиональные компетенции</i>		
P1	Применять базовые и специальные, математические, естественнонаучные, социально-экономические и профессиональные знания в профессиональной деятельности	Требования ФГОС (ПК-1,2,3,19,20), Критерий 5 АИОР (п.1.1), СДИО(п. 1.1, 4.1, 4.3, 4.8)
P2	Применять знания в области современных химических технологий для решения производственных задач	Требования ФГОС (ПК-7,11,17,18, ОК-8), Критерий 5 АИОР (пп.1.1,1.2), СДИО (п. 1.1, 3.2, 4.2, 4.3, 4.5, 4.6)
P3	Ставить и решать задачи производственного анализа, связанные с созданием и переработкой материалов с использованием моделирования объектов и процессов химической технологии	Требования ФГОС (ПК-1,5,8,9, ОК-2,3), Критерий 5 АИОР (пп.1.2), СДИО (1.2, 2.1, 4.5)
P4	Разрабатывать <i>новые</i> технологические процессы, проектировать и использовать новое оборудование химической технологии, <i>проектировать объекты химической технологии в контексте предприятия, общества и окружающей среды</i>	Требования ФГОС (ПК-11,26,27,28), Критерий 5 АИОР (п.1.3) СДИО (п.1.3, 4.4, 4.7)
P5	Проводить теоретические и экспериментальные исследования в области современных химических технологий	Требования ФГОС (ПК-4,21,22,23,24,25, ОК-4,6), Критерий 5 АИОР (п.1.4), СДИО (п. 2.2)
P6	Внедрять, эксплуатировать и обслуживать современное высокотехнологичное оборудование, обеспечивать его высокую эффективность, <i>выводить на рынок новые материалы</i> , соблюдать правила охраны здоровья и безопасности труда на химико-технологическом производстве, выполнять требования по защите окружающей среды.	Требования ФГОС (ПК-6,10,12,13,14,15, ОК-6,13,15), Критерий 5 АИОР (п.1.5) СДИО (п. 4.1, 4.7, 4.8, 3.1, 4.6)
<i>Общекультурные компетенции</i>		
P7	Демонстрировать знания социальных, этических и культурных аспектов профессиональной деятельности.	Требования ФГОС (ОК-5,9,10,11), Критерий 5 АИОР (пп.2.4,2.5), СДИО (п. 2.5)
P8	Самостоятельно учиться и непрерывно повышать квалификацию в течение всего периода профессиональной деятельности.	Требования ФГОС (ОК-1,2,7,8,12), Критерий 5 АИОР (2.6), СДИО (п. 2.4)
P9	<i>Активно</i> владеть <i>иностраным языком</i> на уровне, позволяющем разрабатывать документацию, презентовать результаты профессиональной деятельности.	Требования ФГОС (ОК-14) , Критерий 5 АИОР (п.2.2), СДИО (п. 3.2, 3.3)
P10	Эффективно работать индивидуально и в коллективе, <i>демонстрировать лидерство в инженерной деятельности и инженерном предпринимательстве</i> , ответственность за результаты работы и готовность следовать корпоративной культуре организации.	Требования ФГОС (ОК-3,4) , Критерий 5 АИОР (пп.1.6, 2.3) СДИО (п. 4.7, 4.8, 3.1)

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



Инженерная школа природных ресурсов
 Направление 18.04.01 «Химическая технология», магистерская программа «Химическая технология топлива и газа»
 Отделение химической инженерии

УТВЕРЖДАЮ:
 Руководитель ООП

 Юрьев Е.М.
 (Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

**ЗАДАНИЕ
 на выполнение выпускной квалификационной работы**

В форме:

магистерской диссертации

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

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ6Б	Шафран Татьяна Александровна

Тема работы:

Моделирование процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга в промышленном аппарате

Утверждена приказом директора (дата, номер)	№ 1881 от 19.03.2018 г.
---	-------------------------

Срок сдачи студентом выполненной работы:	24 мая 2018 г.
--	-----------------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

<p>Исходные данные к работе <i>(наименование объекта исследования или проектирования; производительность или нагрузка; режим работы (непрерывный, периодический, циклический и т. д.); вид сырья или материал изделия; требования к продукту, изделию или процессу; особые требования к особенностям функционирования (эксплуатации) объекта или изделия в плане безопасности эксплуатации, влияния на окружающую среду, энергозатратам; экономический анализ и т. д.).</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> Данные о работе действующей установки каталитического крекинга с лифт-реактором, технологические режимы работы регенератора. Данные о структуре и составе закоксованного катализатора крекинга, о содержании кокса на катализаторе. Данные о содержании кокса на регенерированном катализаторе крекинга. Данные о составах кислородсодержащего газа, поступающего на регенерацию, и газов регенерации. Конструкция и конструктивные размеры секции регенератора действующей установки каталитического крекинга.
<p>Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов <i>(аналитический обзор по литературным источникам с целью выяснения достижений мировой науки техники в рассматриваемой области; постановка задачи исследования, проектирования, конструирования; содержание процедуры исследования, проектирования, конструирования;</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> Экономический обзор: место каталитического крекинга среди технологий нефтепереработки, настоящее и будущее. Физико-химические основы каталитического крекинга. Современные установки каталитического крекинга. Конструкции реакторов и регенераторов. Катализаторы крекинга: классификация, основные свойства, дезактивация коксом, регенерация катализаторов, технико-экономические показатели. Кинетические и математические модели процесса регенерации катализаторов крекинга.

<p><i>обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> 6) Постановка задачи исследования. 7) Описание объекта исследования. Конструкция и размеры регенератора. 8) Составление кинетической модели. 9) Составление математической модели. Принятые допущения. 10) Разработка алгоритма решения уравнений математической модели. Разработка компьютерной программы для моделирования процесса регенерации катализаторов крекинга. 11) Проверка модели на адекватность по промышленным данным. 12) Расчет оптимальных режимов регенерации для различных вариантов ведения основного процесса каталитического крекинга. 13) Раздел «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение». 14) Раздел «Социальная ответственность». 15) Обсуждение результатов. 16) Заключение (выводы).
<p>Перечень графического материала <i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i></p>	<ol style="list-style-type: none"> 1) Установка (технологическая схема) каталитического крекинга с лифт-реактором; 2) Конструкция регенератора, внутренние устройства; 3) Кинетическая модель регенерации катализатора крекинга; 4) Математическая модель регенерации катализатора крекинга; 5) Сравнение моделирующих расчетов и промышленных данных; 6) Результаты исследования на компьютерной программе.
<p>Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы <i>(с указанием разделов)</i></p>	
<p>Раздел</p>	<p>Консультант</p>
<p>«Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»</p>	<p>Криницына Зоя Васильевна, к.т.н., доцент отделения социально-гуманитарных наук ШБИП</p>
<p>«Социальная ответственность»</p>	<p>Король Ирина Степановна, к.х.н., доцент отделения контроля и диагностики ШБИП</p>
<p>Раздел на иностранном языке</p>	<p>Сыскина Анна Александровна, к.ф.н., доцент отделения иностранных языков ШБИП</p>
<p>Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:</p>	
<p>Характеристика и эксплуатационные свойства катализаторов крекинга. Дезактивация и восстановление активности цеолитсодержащих катализаторов крекинга.</p>	

<p>Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику</p>	<p>28 января 2018 г.</p>
--	---------------------------------

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Юрьев Е.М.	К.Т.Н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ6Б	Шафран Татьяна Александровна		

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

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ6Б	Шафран Татьяне Александровне

Институт	ИШПР	Отделение школы (НОЦ)	ОХИ
Уровень образования	магистрант	Направление/специальность	18.04.01 «Химическая технология»

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

1. <i>Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих</i>	<i>Затраты на оборудования и программное обеспечение – 11614,0 руб.; размер оклада руководителя проекта - 26300 руб.; размер стипендии магистранта – 7000 руб.; размер стипендии ассистента – 10000 руб.</i>
2. <i>Нормы и нормативы расходования ресурсов</i>	<i>Продолжительность выполнения проекта – 9 месяцев; дополнительная заработная плата – 15 % от основной; расход на командировки – 10 % от основной и дополнительной заработной платы всего персонала проекта.</i>
3. <i>Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования</i>	<i>Отчисления на социальные нужды во внебюджетные фонды – 27,1 %.</i>

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. <i>Оценка коммерческого потенциала, перспективности и альтернатив проведения НИ с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения</i>	<i>Построение оценочной карты для сравнения конкурентных разработок.</i>
2. <i>Определение возможных альтернатив проведения научных исследований</i>	<i>Использование программных продуктов моделирования иностранных компаний: Invensys Process Systems, Aspen Technologies, и ChemStations.</i>
3. <i>Планирование и формирование бюджета научных исследований</i>	<i>Расчет затрат на приобретение оборудования и программного обеспечения, выплату заработной платы участникам проекта, отчисления во внебюджетные фонды.</i>
4. <i>Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования</i>	<i>Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности.</i>

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):

Карта сегментирования рынка услуг по разработке КМС; причинно-следственная диаграмма Исикавы; календарный план-график проведения НИОКР по теме; проектная структура проекта.

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	12.03.2018
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОСГН	Креницына Зоя Васильевна	к.т.н., доцент		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ6Б	Шафран Татьяна Александровна		

**ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА
«СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»**

Студенту:

Группа	ФИО
2ДМ6Б	Шафран Татьяне Александровне

Институт	ИШПР	Отделение школы (НОЦ)	ОХИ
Уровень образования	магистрант	Направление/специальность	18.04.01 «Химическая технология»

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

<i>1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения</i>	<i>Объект исследования – промышленная установка каталитического крекинга с непрерывно циркулирующим катализатором. Вещество – микросферический цеолитсодержащий катализатор крекинга. Состав катализатора – цеолиты типа Y и ZSM-5 в катионной форме и матрица, в композицию которой входят аморфный алюмосиликат, гидроксид алюминия и бентонитовая глина. Методика – математическое моделирование процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга. Рабочая зона – аудитория компьютерного класса НИ ТПУ, оборудованная системами отопления, кондиционирования воздуха и естественным и искусственным освещением. Область применения – нефтеперерабатывающие и нефтехимические предприятия.</i>
---	---

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Производственная безопасность <i>1.1. Анализ выявленных вредных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности: 1.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности.</i>	1.1 Вредные и опасные факторы производственной среды: <i>повышенная запыленность и загазованность воздуха рабочей зоны и раздражающее воздействие организм человека от катализаторной пыли. Для защиты от воздействия катализаторной пыли рекомендуется применять средства индивидуальной защиты. ГОСТ 12.0.003-74. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Опасные и вредные производственные факторы. Классификация. 1.2 Вредные и опасные факторы на рабочем месте: шум и вибрация, электромагнитное излучение, микроклимат, (источником является компьютер), опасность возникновения пожара и поражение электрическим током. ГОСТ 12.1.003-83. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Шум. Общие требования безопасности. СН 2.2.4/2.1.8.566-96. Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий. ГОСТ 12.1.002-84. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Электрические поля промышленной частоты. СанПиН 2.2.4.548-96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений. ГОСТ Р 12.1.019-2009. ССБТ. Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты. ГОСТ 12.1.004-91. ССБТ. Пожарная безопасность. Общие требования.</i>
2. Экологическая безопасность: <i>– анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы); – анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы); – анализ воздействия объекта на литосферу (отходы); – разработать решения по</i>	<i>При окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга вредное воздействие на окружающую среду проявляется в следующих аспектах: 1. на атмосферу: выбросы дымовых газов регенерации (CO и CO₂) с катализаторной пылью; 2. на гидросферу: отсутствует; 3. на литосферу: отсутствует. Во избежание чрезмерного загрязнения воздуха необходимо поддерживать эффективную работу фильтров тонкой очистки</i>

обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды.	дымовых газов регенерации. ГН 2.2.5.1313–03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. Гигиенические нормативы.
3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях: <ul style="list-style-type: none"> – перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения; – разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий. 	<p>Чрезвычайные ситуации, которые может инициировать объект исследования: возгорание и взрыв.</p> <p>Чрезвычайная ситуация, которая может возникнуть на рабочем месте: пожар.</p> <p>В случае возникновения пожара на рабочем месте предусмотрены первичные средства пожаротушения: асбестовое одеяло, огнетушитель ОХП-10 и ОУ-5 для тушения электрооборудования.</p>
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	<p>Правовые, социально-экономические, организационно-технические и санитарно-гигиенические нормы трудового законодательства, регулирующие соблюдение безопасности при работе в процессе выполнения трудовой деятельности.</p> <p>Федеральный закон от 30.12.2001 г. №197 – ФЗ, Трудовой кодекс Российской Федерации (с изменениями на 5 февраля 2018 года). ГОСТ Р 50923-96. Дисплеи. Рабочее место оператора. Общие эргономические требования и требования к производственной среде. Методы измерения.</p>

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	18.03.2018
---	------------

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент ОКД	Король Ирина Степановна	к.х.н., доцент		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ6Б	Шафран Татьяна Александровна		

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

Инженерная школа природных ресурсов
Направление 18.04.01 «Химическая технология», магистерская программа «Химическая технология топлива и газа»
Отделение химической инженерии
Период выполнения — весенний семестр 2017/2018 учебного года

Форма представления работы:

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

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

Срок сдачи студентом выполненной работы:	24 мая 2018 г.
--	----------------

Дата контроля	Название раздела (модуля) / вид работы (исследования)	Максимальный балл раздела (модуля)
27.04.2018 г.	Место каталитического крекинга среди технологий нефтепереработки.	5
27.04.2018 г.	Физико-химические основы каталитического крекинга.	20
04.05.2018 г.	Современные установки каталитического крекинга. Конструкции реакторов и регенераторов.	10
04.05.2018 г.	Кинетические и математические модели процесса регенерации катализаторов крекинга.	10
04.05.2018 г.	Постановка задачи исследования. Описание объекта исследования. Конструкция и размеры регенератора.	5
12.05.2018 г.	Составление кинетической модели. Составление математической модели. Принятые допущения. Разработка алгоритма решения уравнений математической модели. Разработка компьютерной программы для моделирования процесса регенерации катализаторов крекинга. Проверка модели на адекватность.	30
21.05.2018 г.	Расчет оптимальных режимов регенерации для различных вариантов ведения процесса каталитического крекинга. Обсуждение результатов.	10
22.05.2018 г.	Раздел «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение». Раздел «Социальная ответственность». Раздел на иностранном языке. Заключение (выводы).	10

Составил преподаватель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Юрьев Е.М.	к.т.н.		

Студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2ДМ6Б	Шафран Татьяна Александровна		

СОГЛАСОВАНО:

Руководитель ООП	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Юрьев Е.М.	к.т.н.		

РЕФЕРАТ

Магистерская диссертация содержит 155 страниц, 27 рисунков, 36 таблиц, 80 источников, 4 приложения.

Ключевые слова: каталитический крекинг, цеолитсодержащий катализатор, кокс, регенерация, математическое моделирование.

Объектом исследования является процесс окислительной регенерации установки каталитического крекинга (С-200), входящей в состав комбинированной установки глубокой переработки мазута КТ-1/1.

Цель работы – разработка математической модели процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов в технологии каталитического крекинга для прогнозирования содержания остаточного кокса на регенерированном катализаторе.

Научно-исследовательская работа направлена на установление и изучение закономерностей процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга, которые послужили основой для разработки математической модели и выработки рекомендаций для проведения эффективной окислительной регенерации.

В результате проведенных исследований была разработана математическая модель процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга, учитывающая физико-химические закономерности протекания реакций окисления кокса в среде воздуха. Проведенные численные расчеты на модели позволили спрогнозировать содержание кокса на регенерированном катализаторе и состав дымовых газов регенерации. Определены оптимальные значения технологических параметров для проведения эффективной регенерации различных образцов катализаторов крекинга.

Область применения: на нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятиях, где реализован процесс каталитического крекинга.

Магистерская диссертация выполнена в текстовом редакторе Microsoft® Office Word 2016.

Определения, обозначения, сокращения, нормативные ссылки

Обозначения и сокращения

ИМ – исследовательский метод (определение октанового числа);

КК – каталитический крекинг;

КМС – компьютерные моделирующие системы;

ММ – моторный метод (определение октанового числа);

НИОКР – научно-исследовательские и опытно-конструкторские работы;

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод;

РЗЭ – редкоземельные элементы;

с.у. – стандартные условия для температуры и давления (25 °С, 101325 Па);

УВ – углеводороды.

Нормативные ссылки

В настоящей работе использованы ссылки на следующие стандарты:

1. ГН 2.2.5.1313-03. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. Гигиенические нормативы.

2. ГН 2.2.5.2100-06. Предельно допустимые концентрации (ПДК) вредных веществ в воздухе рабочей зоны. Гигиенические нормативы.

3. ГОСТ 12.0.003-15. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Опасные и вредные производственные факторы. Классификация.

4. ГОСТ 12.1.002-84. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Электрические поля промышленной частоты. Допустимые уровни напряженности и требования к проведению контроля на рабочих местах.

5. ГОСТ 12.1.003-83. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Шум. Общие требования безопасности.

6. ГОСТ 12.1.004-91. ССБТ. Пожарная безопасность. Общие требования.

7. ГОСТ 12.1.007-76. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Вредные вещества. Классификация и общие требования безопасности.

8. ГОСТ Р 12.1.019-2009. ССБТ. Электробезопасность. Общие требования и номенклатура видов защиты.

9. ГОСТ 12.4.009-83. Система стандартов безопасности труда (ССБТ). Пожарная техника для защиты объектов. Основные виды. Размещение и обслуживание.

10. ГОСТ Р 50923-96. Дисплеи. Рабочее место оператора. Общие эргономические требования и требования к производственной среде.

11. СанПиН 2.2.2/2.4.1340-03. Гигиенические требования к персональным электронно-вычислительным машинам и организации работы.

12. СанПиН 2.2.4.548-96. Гигиенические требования к микроклимату производственных помещений.

13. СН 2.2.4/2.1.8.566-96. Производственная вибрация, вибрация в помещениях жилых и общественных зданий. Санитарные нормы.

Оглавление

Введение		14
1	Литературный обзор	16
1.1	Современные технологии каталитического крекинга	16
1.2	Характеристика и эксплуатационные свойства катализаторов крекинга	24
1.3	Деактивация и восстановление активности цеолитсодержащих катализаторов крекинга в цикле «реакция-регенерация»	32
1.4	Физико-химические основы процесса окислительной регенерации отработанных катализаторов крекинга	38
1.5	Опыты по моделированию процесса окислительной регенерации катализаторов крекинга	42
2	Объект и методы исследования	51
2.1	Объект исследования	51
2.2	Методы исследования	54
3	Разработка математической модели процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга	56
3.1	Исходные данные для исследования	56
3.2	Термодинамический анализ реакций процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов	57
3.3	Проверка гидродинамического режима работы регенератора	59
3.4	Составление кинетической модели процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга	63
3.5	Составление математической модели процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга	65
3.6	Программная реализация процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга	67
3.7	Результаты решения обратной кинетической задачи	68
3.8	Оценка влияния начальных параметров технологического режима воздуха на эффективность проведения окислительной регенерации	69
3.9	Оценка влияния параметров технологического режима реактора на эффективность проведения окислительной регенерации	72
3.10	Оценка степени аморфности окисляемого кокса	77
3.11	Рекомендации для проведения эффективной окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга	80
4	Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и	

	ресурсосбережение	83
4.1	Оценка коммерческого потенциала и перспективности проведения научных исследований с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	84
4.1.1	Потенциальные потребители результатов исследования	84
4.1.2	Анализ конкурентных технических решений	85
4.1.3	Диаграмма Исикавы	86
4.1.4	Оценка готовности проекта к коммерциализации	87
4.1.5	Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования	88
4.2	Инициация проекта	89
4.3	Планирование управления научно-техническим проектом	91
4.3.1	Разработка графика проведения научного исследования	91
4.3.2	Бюджет научно-технического исследования	91
4.3.3	Организационная структура проекта	96
4.3.4	Матрица ответственности	97
4.4	Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования	97
5	Социальная ответственность	100
5.1	Производственная безопасность	100
5.1.1	Анализ вредных и опасных факторов производственной среды	100
5.1.2	Анализ вредных и опасных факторов на рабочем месте	101
5.2	Экологическая безопасность	105
5.3	Безопасность в чрезвычайных ситуациях	106
5.3.1	Анализ чрезвычайных ситуаций, инициирующий объект исследования	106
5.3.2	Анализ чрезвычайных ситуаций на рабочем месте	106
5.3.3	Обоснование мероприятий по предотвращению чрезвычайных ситуаций на рабочем месте	107
5.4	Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности	107
	Заключение	109
	Список публикаций	111
	Список используемых источников	115
	Приложение А Literature review	124
	Приложение Б Схемы установок каталитического крекинга	148
	Приложение В Оценка адекватности математической модели	152
	Приложение Г Календарный план график проведения НИОКР	154

Введение

Процесс каталитического крекинга вакуумных дистиллятов является способом производства высокооктановых автомобильных бензинов и сырья для нефтехимии во всем мире и способствует углублению переработки нефти. В США мощности КК превышают 35% объема переработки нефти, в Западной Европе – более 15%, а в России – менее 10%. Суммарная мировая мощность процесса КК составляет в настоящее время около 700 млн т/год сырья [1].

Эффективность процесса каталитического крекинга определяется в первую очередь активностью, селективностью и стабильностью используемых микросферических цеолитсодержащих катализаторов, однако в процессе эксплуатации наблюдается ухудшение данных характеристик из-за отложений кокса и тяжелых металлов на поверхности катализаторов, истирания, спекания и др.

Деактивация катализаторов в результате закоксовывания является обратимым процессом, поскольку при удалении кокса каталитические свойства частично восстанавливаются. В промышленных условиях с целью восстановления активности катализаторов крекинга используют регенерацию, в результате которой происходит окисление кокса кислородсодержащими смесями, при этом работа катализаторов становится циклической в процессе «эксплуатация-регенерация».

Скорость окисления кокса можно интенсифицировать путем увеличения содержания кислорода в подаваемом воздухе на регенерацию, а также путем введения промоторов окисления в состав катализаторов, которые не оказывают заметного влияния на его активность и селективность в основных реакциях.

При высоких скоростях окисления наблюдается резкое повышение температуры в зоне регенерации, что может являться главной причиной необратимой дезактивации катализатора в результате спекания поровой структуры. Для большинства регенерируемых катализаторов проблема

деактивации в результате перегрева является настолько важной, что вместо интенсификации окисления кокса необходимо снижать скорость этого процесса.

Избыточное тепло, выделяющееся при окислительной регенерации катализатора, обеспечивает тепловой баланс системы «реактор-регенератор» и зависит от режима работы регенератора и содержания кокса на катализаторе после лифт-реактора, который, в свою очередь, определяется составом и характеристиками перерабатываемого сырья и технологическим режимом работы лифт-реактора.

Таким образом, эффективность процесса окислительной регенерации существенно влияет на экономику каталитических процессов, а для каталитического крекинга даже определяет конкурентоспособность различных вариантов этого процесса.

Разработка и применение математической модели, учитывающей физико-химические закономерности протекания реакций окисления кокса в среде воздуха, позволили прогнозировать не только содержание остаточного кокса на катализаторе и состав дымовых газов регенерации, но и температуру в зоне регенерации в зависимости от параметров технологического режима работы реакторно-регенераторного блока.

Математическая модель процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга в дальнейшем позволит оптимизировать режимы работы реакторного блока в зависимости от активности регенерированного катализатора и его температуры.

Целью работы является разработка математической модели процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов в технологии каталитического крекинга для прогнозирования содержания остаточного кокса на регенерированном катализаторе.

1 ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР

1.1 Современные технологии каталитического крекинга

За период своего развития КК усовершенствовался, как в отношении применяемых катализаторов (таблетирование на основе природных глин, шариковые и микросферические алюмосиликаты), так и способа контакта сырья и катализатора (в стационарном слое, в движущемся слое шарикового катализатора, в «кипящем» слое микросферического катализатора в аппаратах с лифт-реактором).

На НПЗ используется множество различных модификаций процесса КК, разработанных в основном ведущими компаниями ExxonMobil Research & Engineering company, Kellogg Brown & Root, Honeywell UOP и др. Схемы различных типов крекинга широко освещены в литературе. Необходимо отметить, что общим для большинства схем является применение лифт-реактора и использование цеолитсодержащего катализатора. В таблице 1.1 представлены различные модификации процесса КК зарубежных компаний и приблизительный год их промышленного внедрения [2].

Таблица 1.1 – Развитие технологий КК [2]

Год	Конфигурация (компания)	Год	Конфигурация (компания)
1942	Model I upflow (Esso)	1972	Ultracracking (Amoco)
1943	Model II downflow (Esso)	1973	High-efficiency design (Honeywell UOP)
1947	Model II side by side (Esso)	1973	Orthoflow F (M.W. Kellogg)
1951	Orthoflow A (M.W. Kellogg)	1981	Petroleum resid cracker (Total)
1952	Model IV (Exxon)	1982	RCC (Ashland, Honeywell UOP)
1953	Orthoflow B (M.W. Kellogg)	1985	R2R (Axens, The Shaw Group)
1955	Two-stage reactor (Shell)	1990	НОС (Kellogg Brown & Root / Mobil)
1956	Straight riser – side by side (Honeywell UOP)	1991	DCC (RIPP, Stone & Webster)
1958	Riser cracker (Exxon)	1993	Flexicracker III (Exxon)
1961	НОС cracker (Phillips)	1995	MSCC (BARCO / Honeywell UOP)
1962	Orthoflow C (M.W. Kellogg)	2005	SUPERFLEX Orthoflow (Kellogg Brown & Root)
1967	Texaco design (ABB Lummus Global)	2007	PetroFCC (Honeywell UOP)
1971	FCC process (Gulf Research & Development Company)	2010	СРР (Stone & Webster, RIPP / НИИ переработки Sinopec)
1972	Flexicracker (Exxon)	2011	HS-FCC (KFUPM-RI, JCCP, Saudi Aramco)

Промышленные установки КК различаются в основном конструктивным оформлением и принципом работы реакторного блока, но имеют однотипную схему по фракционированию продуктов.

В отечественной переработке эксплуатируются установки КК различных систем трех поколений, построенных по отечественным проектам [1]:

- первого поколения (термофор) типа 43-102 (с циркуляцией шарикового алюмосиликатного катализатора), построенные в 1950-1964 гг.;
- второго поколения типа 1А/1М, ГК-3, 43-103 (с «кипящим» слоем микросферического цеолитсодержащего катализатора), построенные в 1963-1969 гг.;
- третьего поколения типа Г-43-107, КТ-1/1 (с лифт-реактором).

В зарубежной практике широкое распространение нашли установки КК, предназначенные для переработки остаточного нефтяного сырья с целью получения максимального выхода газообразных УВ (этилен, пропилен и др.) или высокооктанового компонента бензина:

- установки с ультракоротким временем контакта – процесс MSCC;
- установки с максимальным выходом олефинов (процессы DCC, PetroFCC и др.);
- установки остаточного нефтяного сырья типа R2R и процесс RCC.

Технологическая схема установки КК с движущимся слоем шарикового катализатора типа 43-102 приведена на рисунке Б1 (приложение Б).

ExxonMobil Research & Engineering company разработали схему КК с «кипящим» слоем микросферического катализатора так называемой модели IV (аналог отечественной установки 43-103) с параллельным расположением реактора и регенератора с бесклапанным пневмотранспортом. На рисунке Б2

(приложение Б) приведена технологическая схема установки КК вакуумного газойля типа 43-103.

Согласно рисунку Б2 циркуляция катализатора по изогнутым отводам из регенератора в реактор и в обратном направлении осуществляется за счет дифференциального давления между реактором и регенератором. Установки КК данного типа работают без регулирующих задвижек на линиях пневмотранспорта и при значительно меньших скоростях пневмовзвеси (благодаря ее высокой плотности), что снижает абразивный внутренний износ внутренней поверхности катализаторопроводов.

Компания Kellogg Brown & Root разработала схему установки КК с вертикальным расположением регенератора над реактором (аналог отечественной установки ГК-3). Согласно данной технологии катализаторопроводы размещаются внутри реактора и регенератора, регенерированный катализатор самотеком спускается из регенератора в реактор, а из реактора отработанный катализатор по пневмоподъемнику подают в регенератор. Благодаря вертикальному расположению реакторного блока установка КК становится более компактной.

Одновременно компаниями Kellogg Brown & Root и Honeywell UOP (ранее компанией Gulf Research & Development Company) были введены в промышленную эксплуатацию новые конструкции установок КК, основанные на принципе прямоточного реактора, которые быстро распространились и стали основой для реконструкции существующих установок.

На установках КК, построенных по технологии компании Gulf Research & Development Company в Эллайенсе и Эдмонтоне (Канада), рециркулят и сырье подают по двум разным линиям через отдельные серии распылителей, наличие которых позволяет регулировать длительность контакта катализатора и сырья в подъемнике (в зависимости от средней температуры кипения нефтяных фракций) в результате чего увеличивается

выход бензиновой фракции [5]. На рисунке Б3 (приложение Б) приведена технологическая схема отечественной установки КК Г-43-107 компании Honeywell UOP.

Находящиеся в эксплуатации отечественные установки КК первого и второго поколений существенно уступают по своим технико-экономическим показателям более прогрессивным установкам третьего поколения и тем более зарубежным. В таблице 1.2 приведено сравнение показателей на установках КК второго и третьего поколений.

Таблица 1.2 – Сравнение показателей на установках КК второго и третьего поколений [1]

Показатель	Тип установки	
	ГК-3 и 1А/1М	Г-43-107 и КТ-1/1
Тип реактора	С кипящим слоем катализатора	Лифт-реактор + форсированный слой
Производительность по сырью, т/ч	100	260
Кратность циркуляции катализатора, т/т	5,8	6,2
Время контакта катализатора с сырьем, с	220	3,5
Содержание остаточного кокса на катализаторе, % мас.	0,22	0,10
Выход бензина на сырье, % мас.	37*	48-51
Конверсия сырья (бензин + газ + кокс), % мас.	54	63-66
Октановое число бензина: ОЧ ММ/ОЧ ИМ	80/91	81/91,5

* после реконструкции – до 48-51%.

Из таблицы 1.2 следует, что при эксплуатации установок КК третьего поколения принципиально изменяются практически все основные показатели: увеличивается производительность по сырью и его конверсия, выход бензина и его октановое число, значительно сокращается время контакта катализатора с сырьем и содержание кокса на регенерированном катализаторе.

В связи с утяжелением сырья процесса КК в зарубежной практике появились установки с ультракоротким временем контакта сырья. Данный процесс получил название MSCC, что в переводе означает Millisecond Catalytic Cracking. На рисунке Б4 (приложение Б) приведена технологическая

схема процесса MSCC. Особенностью системы MSCC является то, что сырье вводят перпендикулярно движущемуся вниз потоку катализатора. При этом продукты реакции и катализатор перемещаются горизонтально через реакционную зону, где происходит разделение катализатора и паров [3]. Остальные элементы схемы процесса MSCC не отличаются от других технологий КК.

В конце 1970-х гг. внимание производителей было сосредоточено на переработке тяжелого сырья, в частности остатков атмосферно-вакуумных установок [6]. В связи с этим совместными усилиями компаний Asland Oil, Honeywell UOP, Axens, Stone & Webster, Kellogg Brown & Root / Mobil были разработаны концепции КК в псевдоожиженном слое катализатора для переработки тяжелых нефтяных фракций, в частности, смесей мазута и гудрона.

Технологические схемы установок КК по переработке остаточного сырья типа R2R и процесса RCC (Residue Catalytic Cracking) приведены на рисунках Б5 и Б6 (приложение Б) соответственно.

Компания Stone & Webster одна из первых предложила использовать при переработке нефтяных остатков двухстадийную регенерацию, осуществляемую последовательно в двух аппаратах (R2R). На первой стадии выгорает примерно 50 % кокса, при этом пониженная температура на первой стадии предохраняет катализатор от интенсивной дезактивации, несмотря на высокое содержание водяного пара в составе дымовых газов. Вторая стадия регенерации проводится уже при высокой температуре, но в то же время при минимальном содержании водяного пара в дымовых газах. Последнее обеспечивает существенное снижение скорости необратимой дезактивации катализатора. В целом процесс КК компании Stone & Webster отличается высокой надежностью, управляемостью и гибкостью [7].

Наряду с переработкой дистиллятного нефтяного сырья, компания Honeywell UOP предложила технологию КК для переработки остаточного

сырья (процесс RCC). В отличие от аналогичной технологии компании Stone & Webster, в которой дымовые газы выводятся отдельно с каждой стадии, в процессе RCC компании Honeywell UOP дымовые газы со второй стадии поступают на первую, что приводит к более эффективному использованию кислорода, подаваемого на регенерацию катализатора.

Конструкции реакторно-регенераторного блока установок КК, предназначенных также для переработки остаточного нефтяного сырья, компаний Kellogg Brown & Root / Mobil и ABB Lummus Global приведены на рисунках Б7 и Б8 (приложение Б).

В отличие от компаний Stone & Webster и Honeywell UOP, использующих при переработке остаточных видов сырья двухстадийную регенерацию катализатора, компания Kellogg Brown & Root во всех модификациях своих процессов предусматривает только одностадийную регенерацию, что, очевидно, упрощает схему реакторно-регенераторного блока и сокращает капитальные затраты [3].

После успешного внедрения некоторых разработок установок КК, компания ABB Lummus Global приобрела лицензию на технологию КК у Texaco Development Corporation. Принципиальная технологическая схема установки компании Texaco Development Corporation приведена на рисунке Б9 (приложение Б), согласно которой свежее сырье крекируется в лифт-реакторе, рециркулирующей газойль крекируется сначала в отдельном лифт-реакторе, а затем в реакторе с кипящим слоем катализатора [5].

Максимизация производства легких олефинов на установках КК требует модернизации технологии, оборудования и катализаторов. Сегодня разработано несколько разновидностей процесса КК с повышенным выходом легких олефинов, некоторые из которых были реализованы в промышленном масштабе при использовании жестких условий эксплуатации и катализатора, в составе которого находится цеолит типа ZSM-5.

К процессам, находящимся на разных ступенях реализации, относятся

[8-11]: каталитический процесс пиролиза CPP (Catalytic pyrolysis process) компаний Stone & Webster, RIPP / НИИ переработки Sinopec (выход пропилена составляет 18-24 % мас.); PetroFCC компании Honeywell UOP (выход пропилена составляет 20-25 % мас.); глубокий КК DCC (Deep catalytic cracking) компаний Stone & Webster, НИИ переработки Sinopec (выход пропилена составляет 14-23 % мас.); КК высокой жесткости HS-FCC компаний KFUPM-RI, JCCP, Saudi Aramco (выход пропилена составляет 17-25 % мас.); MAXOFIN компаний Kellogg Brown & Root, ExxonMobil (выход пропилена составляет 15-25 % мас.); гибкий КК с двумя лифт-реакторами FDFCC компаний Luoyang Petrochemical / НИИ переработки Sinopec; селективный крекинг компонентов SCC компании ABB Lummus Global (выход пропилена составляет 24 % мас.) и INDMAX компании Indian Oil Corporation (выход пропилена составляет 17-25 % мас.).

Особенности этих процессов заключаются в следующем: рециркуляция части закоксованного катализатора и дополнительная жесткость реакций крекинга (PetroFCC), реактор в нисходящем потоке катализатора (HS-FCC), второй лифт-реактор для крекинга бензиновой фракции (MAXOFIN и FDFCC), селективный ввод бензина и легкого газойля в лифт-реактор (SCC) и рециркуляция части продуктов крекинга ниже ввода свежего сырья (INDMAX) [8-11].

В настоящее время в мире эксплуатируется около 400 промышленных установок КК, работающих в основном на микросферическом катализаторе. Единичные мощности этих установок изменяются в широких пределах: от небольших – около 0,1 млн т/год (компания «Монтана», США; «Аниган», Китай) до гигантских – 9,5-9,8 млн т/год (компании «Амоко» и «Эксон», США). Установками КК располагают 14 российских нефтеперерабатывающих и нефтехимических предприятий (таблица 1.3).

Таблица 1.3 – Установки КК в России [12]

Предприятие	Тип установки (год ввода)	Проектная мощность, тыс. т/год
Сызранский НПЗ	Г-43-102 (1960)/Г-43-102 (1963)	288/435
Куйбышевский НПЗ	Г-43-102 (1952) 3 установки	250
Новокуйбышевский НПЗ	Г-43-102 (1955) 2 установки	250
Ангарская НХК	ГК-3 (1968)	760
Московский НПЗ	Г-43-107 (1983)	2000
Салаватнефтеоргсинтез	Г-43-102 (1955) 2 установки	250
Омский НПЗ	Г-43-103 (1971)/Г-43-107 (1994)	1200/2000
Уфанефтехим	1-А (1963)	750
Уфимский НПЗ	Г-43-107М/1 (1995)	2000
Ярославнефтеоргсинтез	1А/1М (1967)	750
Пермнефтеоргсинтез	Г-43-102 (1959)/Г-43-102 (1959)	700/250
Рязанский НПЗ	1А/1М (1967)	2500
Нижнекамский НПЗ	ОАО «ВНИПИнефть» и ОАО «ВНИИ НП» (2005)	880

В ближайшие годы на многих НПЗ России запланировано (завершено) строительство новых установок КК (таблица 1.4).

Таблица 1.4 – Запланированное развитие КК в России

Предприятие	Развитие производства (лицензиар, мощность, год ввода)
Нижегороднефтеоргсинтез	Пуск комплекса КК (2000 тыс. т/год, 2012)
Куйбышевский НПЗ	Пуск комплекса КК (Honeywell UOP, 1150 тыс. т/год, 2016)
Салаватнефтеоргсинтез	Строительство комплекса КК (Shell, 1000 тыс. т/год)
Пермнефтеоргсинтез	Строительство (1800 тыс. т/год)
Волгоградский НПЗ	Строительство (1400 тыс. т/год)
Киришинефтеоргсинтез	Строительство (1600 тыс. т/год)
Кириши-2 (проект)	Строительство (3000 тыс. т/год)
Саратовский НПЗ	Строительство (1200 тыс. т/год)
Орскнефтеоргсинтез	Строительство (1300 тыс. т/год)

Таким образом, оснащение НПЗ России комплексами глубокой переработки нефти на основе КК с максимальным применением отечественных технологий в кратчайшие сроки с относительно низкими капитальными затратами обеспечивает увеличение выпуска высококачественных топлив. При этом широкое внедрение процессов КК сегодня обуславливает актуальность моделирования стадий реакции и регенерации для повышения эффективности эксплуатации промышленных установок. Вместе с тем, значительное влияние на показатели крекинга и

эффективность регенерации оказывают эксплуатационные характеристики и состав катализаторов крекинга.

1.2 Характеристика и эксплуатационные свойства катализаторов крекинга

Микросферические цеолитсодержащие катализаторы сохраняют лидирующую позицию в нефтеперерабатывающей промышленности по экономическим и технологическим показателям. Производителями катализаторов крекинга в мире являются три компании: BASF (Германия), Grace Davison (США) и Albemarle Corporation (США). В России катализаторы КК успешно производят в г. Ишимбай и г. Омске («Газпромнефть») [1].

Современные микросферические катализаторы крекинга являются сложными композиционными системами и состоят из цеолита и совокупности компонентов, объединенных общим названием «матрица» (рисунок 1.1).

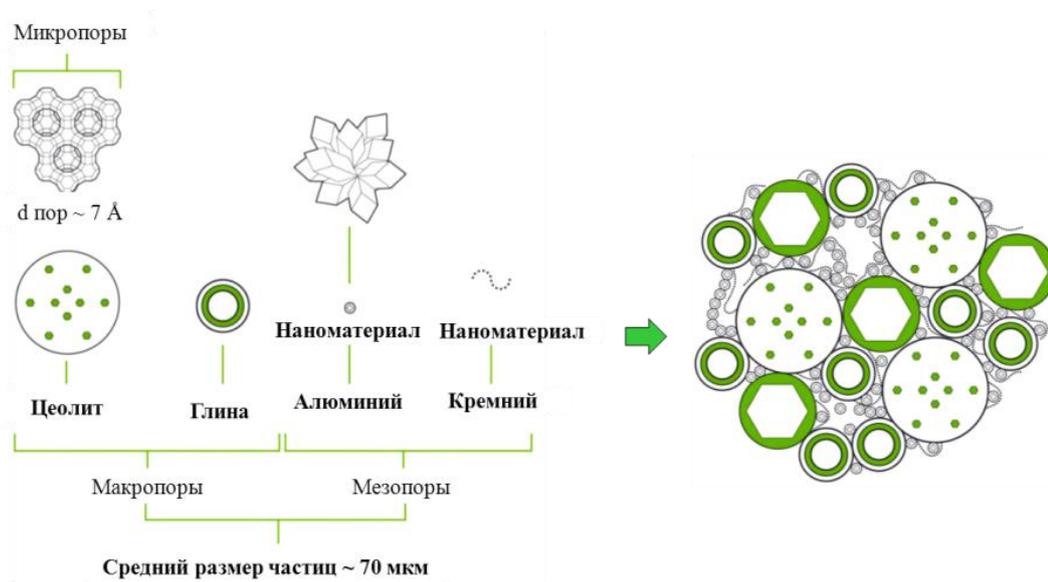


Рисунок 1.1 – Типичный структурный и химический состав частиц катализаторов КК [13]

Матрица является той средой, в которой цеолит диспергирован.

Активная матрица вносит свой вклад в общую производительность катализатора, поскольку поры цеолита могут иметь недостаточный размер для крекирования крупных молекул УВ исходного нефтяного сырья. Формирование сильных Льюисовских центров на матрице осуществляется включением в ее состав оксида алюминия и аморфного алюмосиликата, в которых имеются поверхностные атомы алюминия с неполной координацией по кислороду.

Активным компонентом катализаторов крекинга является цеолит. В литературе описано около 180 разновидностей цеолитов как природных, так и синтетических, но промышленный интерес для катализаторов крекинга представляет только их небольшая часть: FAU (X, Y), BEA (BETA), MFI (ZSM-5), FER (Ferrierite), MOR (Mordenite), MWW (MCM-22). На рисунке 1.2 представлены структуры цеолитов типа FAU, BEA, MFI, FER, MOR, MWW.

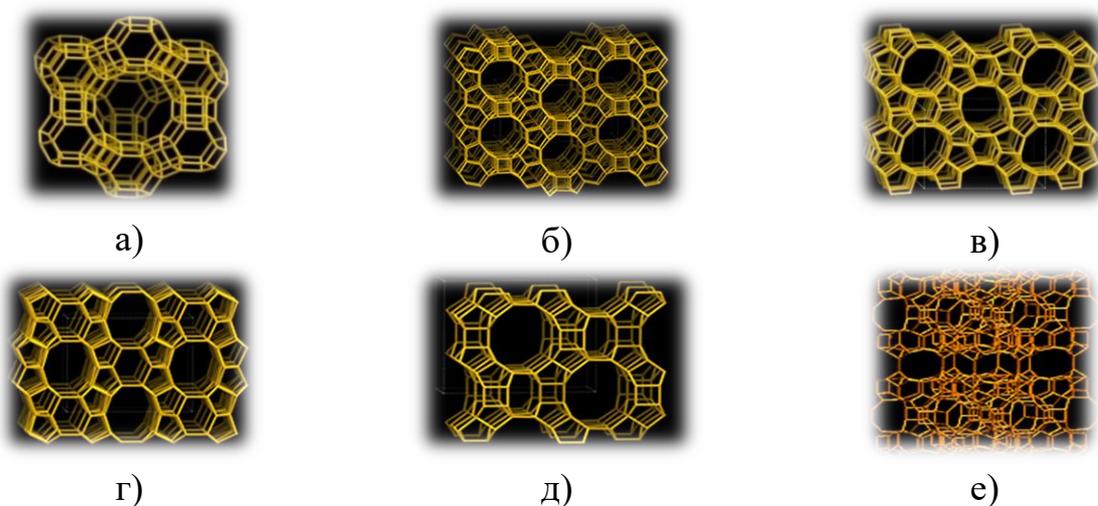


Рисунок 1.2 – Строение цеолитов: а) типа FAU; б) типа BEA; в) MFI; г) FER; д) MOR; е) MWW [14]

В настоящее время цеолиты типа X, Y и ZSM-5 широко используются в качестве промышленных катализаторов крекинга. Цеолиты типа X, Y имеют одинаковую структуру и отличаются от цеолита типа ZSM-5 размером пор и невысоким решеточным кремнеземным модулем (отношение содержания оксида кремния к содержанию оксида алюминия). Так, для

цеолитов данных типов решеточный кремнеземный модуль составляет: X ($\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 = 2-2,5$), Y ($\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 > 3$), ZSM-5 ($\text{SiO}_2/\text{Al}_2\text{O}_3 > 25$).

Структура цеолита типа Y (рисунок 1.2 – а) представлена трехмерной пористой системой, в которой поры малого диаметра 7,35 Å соединены с порами большего диаметра 11,24 Å. Структура цеолита типа ZSM-5 (рисунок 1.2 – в) состоит из трехмерной системы слегка эллиптических пор диаметром 4,46-6,36 Å.

Цеолиты синтезируют в сильнощелочной форме, как правило, в натриевой форме. Однако присутствие ионов натрия в цеолитах будет вызывать интенсификацию нежелательных реакций, поэтому в цеолитах ионы натрия замещают с помощью ионного обмена на катионы аммония и РЗЭ, что способствует формированию сильных брэнстедовских центров на их поверхности.

Помимо указанных компонентов в состав каталитической системы могут быть включены добавки, действие которых направлено на увеличение октанового числа бензина, промотирование дожига CO в CO₂, снижение содержания серы в продуктах крекинга и т.д.

Выбор катализаторов оказывает существенное влияние на эффективную работу установки КК. При этом регулируемые параметрами микросферических катализаторов КК, влияющими на выход и качество бензиновой фракции являются:

➤ **содержание цеолита Y и Re₂O₃:** регулирование конверсии сырья, выхода бензиновой фракции и олефинов, октанового числа бензиновой фракции, а так же расхода катализатора;

➤ **мольное соотношение SiO₂/Al₂O₃ и остаточное содержание Na₂O в цеолите Y:** регулирование конверсии сырья, выхода и компонентного состава бензиновой фракции.

Данные параметры также ограничены и технологией приготовления катализаторов. Существует две принципиально различающиеся технологии

производства микросферических цеолитсодержащих катализаторов крекинга: гелевая и золевая (рисунок 1.3).

Ведущими западными компаниями-производителями микросферических катализаторов крекинга (Grace Davison и Albemarle Corporation) используется золевая технология, согласно которой отдельно готовятся коллоидные растворы для матрицы и цеолита, далее происходит их смешение, распылительная сушка с последующим ионным обменом микросферы и окончательная сушка.

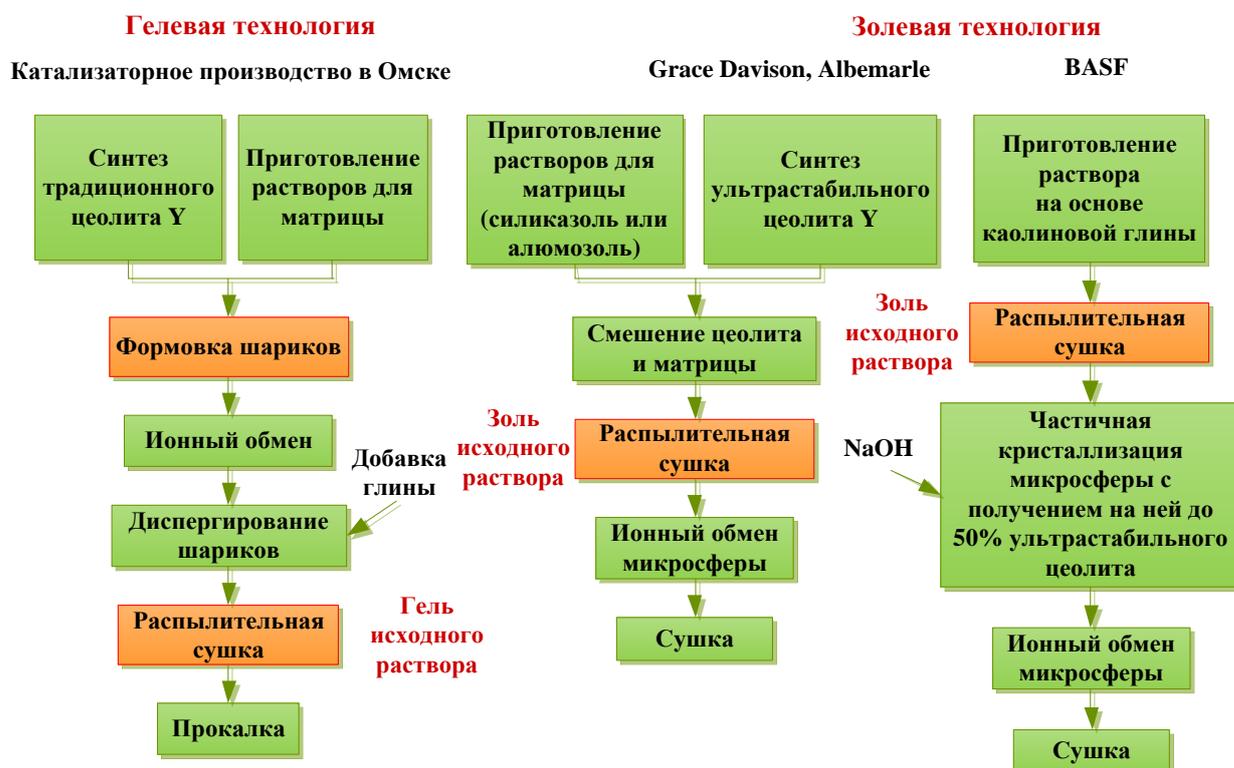


Рисунок 1.3 – Блок-схема технологий приготовления микросферических катализаторов крекинга

Компанией Engelhard (в 2006 г. вошла в Концерн BASF) была разработана и применяется схема производства микросферических катализаторов с предварительным синтезом зерна катализатора из каолина, на поверхности которого затем кристаллизуется цеолит. Далее проводятся ионный обмен и сушка.

Специалистами ИППУ СО РАН применяется гелевая технология производства катализаторов крекинга на Омском НПЗ. Особенностью данной технологии является [15]: синтез микрокристаллического цеолита NaY высокой фазовой чистоты и вовлечение в состав алюмосиликатной матрицы переосажденного гидроксида алюминия; вовлечение в состав катализатора природной бентонитовой глины с формированием сферической формы частиц катализатора; ультрастабилизация (деалюминирование) цеолитного компонента при оптимальном содержании в нем PЗЭ.

Одним из принципиальных отличий между получаемыми по различным технологиям частицами катализатора является распределение цеолита в матрице (рисунок 1.4).



Рисунок 1.4 – Распределение цеолита в зерне микросферических катализаторов крекинга

Так, в технологии BASF основная часть цеолита концентрируется в верхнем слое зерна катализатора, в технологии Grace Davison и Albemarle наблюдается равномерное распределение цеолита по всему зерну катализатора.

Характеристики зарубежных и отечественных катализаторов представлены в таблице 1.5.

Таблица 1.5 – Сравнительные характеристики катализаторов крекинга российского и зарубежного производства [16-19]

Показатель	Brilliant (Grace Davison)	(Engelhard, BASF)	(Газпром-нефть)	Cobra (Albemarle)
Выход бензина, % мас.	52-53			
Октановое число бензина: ИМ/ММ	90,5/79,5	92,0/81,0	92,0/80,5	91,5/80,5
Выход кокса, % мас.	4,2-4,8			
Расход катализатора кг/т сырья	0,35	0,25-0,4	0,4	
Химический состав, % мас.				
оксид натрия	0,2-0,25	0,2-0,25	0,35-0,45	0,3-0,35
оксид алюминия	48	46	32	45
оксиды РЗЭ	2,2	1,8	2,5	1,8
Содержание цеолита, % мас.	22		17	22
Насыпная плотность, кг/м ³	780	920	720	760
Средний размер частиц, мкм	70-80			

На сегодняшний день актуальными задачами в технологии КК являются увеличение селективности катализаторов, сохранение активности катализаторов в течение длительного периода эксплуатации и снижение серы в продуктах. Решить поставленные задачи можно несколькими путями, в том числе с помощью создания новых катализаторов, либо с помощью модификации уже существующих путем введения в них различных добавок.

Обычно активность промышленных катализаторов крекинга повышается при увеличении содержания цеолита. Большое влияние на селективность оказывают методы активации катализатора и приготовления матрицы. Например, цеолиты типа НУРЗЭ обладают высокой каталитической активностью в реакциях переноса водорода, причем с увеличением содержания РЗЭ их активность возрастает. С использованием цеолита типа Y после протонирования и обмена с рением в технологии КК образуются бензины с высокой концентрацией изопарафиновых УВ, а после обмена с лантаном наблюдается максимальный выход олефиновых УВ и ароматических продуктов [20].

Исследования [21] по влиянию катиона в цеолите типа Y на селективность реакций крекинга, изомеризации и диспропорционирования

при крекинге парафиновых УВ показывают, что основными факторами, влияющими на селективность, являются: соотношение числа центров Бренстеда и Льюиса, распределение кислотных центров каждого типов по силе и геометрические факторы, относящиеся к структуре цеолита.

Снижение содержания серы в продуктах КК возможно в результате изменения состава крекируемого сырья или введения в каталитическую систему специального компонента, обеспечивающего превращения серосодержащих соединений. Однако первый способ не всегда можно реализовать на нефтеперерабатывающих предприятиях из-за ограниченного количества сырья с высоким содержанием насыщенных (парафиновых и нафтеновых) УВ, поэтому все внимание производителей катализаторов сосредоточено на изучение влияния добавок в составе катализаторов на содержание серы в бензине крекинга.

В ходе исследований, выполненных в ИППУ СО РАН, установлено, что определяющим фактором для снижения содержания серы в бензине крекинга является активность катализатора в реакциях переноса водорода. В качестве добавок предложено использовать смешанные магний-алюминиевые и цинк-магний-алюминиевые оксиды, модифицированные цеолиты типа Y и ZSM-5 или их смеси [22].

Зарубежные компании по производству катализаторов крекинга Grace Davison, Albemarle, BASF и Intercat выпускают добавки к катализаторам крекинга, которые позволяют снизить содержание серы в бензиновой фракции крекинга порядка на 20-35 % (таблица 1.6).

Таблица 1.6 – Особенности промышленных добавок к катализаторам крекинга различных марок для снижения содержания серы в бензине [22]

Производитель	Марка обессеривающей добавки	Особенности
Grace Davison	GSR 5	Снижение серы на 25-35 %
	D-Prism	Снижение серы на 20-35 %
BASF	LSA	Снижение серы на 35 %
Albemarle	Resolve 750, 800, 850, 950	Снижение серы на 26-35 %

Особый интерес представляет синтез катализаторов КК для

нефтехимии, которые направлены на увеличение выхода легких олефинов, в частности пропилена. Добавка на основе цеолита типа ZSM-5 в составе катализаторов крекинга способствует увеличению выхода легких олефинов. Это происходит из-за того, что линейные олефины бензиновой фракции C₇-C₁₀ в реакциях гидрогенолиза превращаются в легкие олефины C₃-C₅, при этом выход бензиновой фракции снижается примерно на 1,5 % [24].

В статье [25] добавку на основе цеолита типа HZSM-5 с изменяющимся соотношением SiO₂/Al₂O₃ протестировали в составе равновесного ультрастабильного катализатора USY для повышения выхода легких олефинов в условиях КК арабского вакуумного газойля. Результаты исследования показали, что изменение соотношения SiO₂/Al₂O₃ с 30 по 280 в цеолите типа HZSM-5 приводит к увеличению выхода легких олефинов с 18,1 до 27,4 % мас. В дальнейшем катализатор был модифицирован HZSM-5 с добавкой Mn в щелочной среде, что позволило нарастить выход легких олефинов до 29,2 % мас. с содержанием добавки Mn до 2,0 % мас. и при соотношении SiO₂/Al₂O₃ = 80 в цеолите.

Для увеличения выхода пропилена авторы работы [26] протестировали ультрастабильный катализатор USY с введением различных пористых структур цеолитов типа SSZ-74, SSZ-33, MCM-22, MCM-36, ZSM-5, TNU-9, IM-5 и Ferrierite в его композицию. Выход пропилена в условиях крекинга вакуумного газойля с использованием ультрастабильного катализатора USY без добавок составляет 7 % мас., в то время как с использованием USY + Ferrierite и USY + MCM-36 выход пропилена достигает до 11 % мас.

Те же авторы в работе [27] в качестве добавок к равновесному катализатору крекинга исследовали среднепористые цеолиты типов SVR, ITN и MFI с различными отношениями SiO₂/Al₂O₃. При увеличении соотношения SiO₂/Al₂O₃ выход пропилена и легких олефинов проходит через максимум и составляет на немодифицированном катализаторе 7,0 и 16,1 %

мас. соответственно, с использованием добавок SVR-120 – 13,5 и 28,9 % мас., MFI-280 – 12,8 и 28,7 % мас.

В исследовательской работе [28] проведено исследование КК вакуумного газойля с использованием новых добавок в составе катализатора для повышения выхода пропилена. Цеолиты типа ZSM-5, мезопористый цеолит ZSM-5 (мезо-Z), TNU-9 и SSZ-33 проверяли в качестве добавок к равновесному ультрастабильному катализатору USY. Самый высокий выход пропилена 12,2 % мас. был достигнут с использованием добавки ZSM-5 (мезо-Z) / USY по сравнению с ZSM-5 / USY и TNU-9 / USY – выход пропилена 9,0 % мас. Повышенный выход пропилена над мезо-Z объясняется особенностью мезопор, которые подавляют реакции вторичного крекинга и реакцию переноса водорода.

Катализаторы крекинга подвержены как обратимой, так и необратимой дезактивации, при этом стадия окислительной регенерации обеспечивает частичное восстановление его активности и определяет температуру катализаторного потока на входе в реактор.

1.3 Дезактивация и восстановление активности цеолитсодержащих катализаторов крекинга в цикле «реакция-регенерация»

Считается, что активность цеолитсодержащих катализаторов крекинга обусловлена кислотными центрами – Бренстеда и Льюиса. Протонный кислотный центр Бренстеда представляет собой атом водорода, соединенный с атомом кислорода, который, в свою очередь, взаимодействует с тетраэдрально-координированным катионом на поверхности цеолита. Кислотный центр Льюиса представляет собой цеолит с дефицитом ионов, содержащий свободную электронную орбиталь [29].

Катализаторы крекинга, как правило, работают в подвижном слое, использование которого обусловлено быстрым падением активности

катализатора. Снижение активности катализаторов крекинга в процессе «эксплуатация-регенерация» происходит, как правило, по трем причинам: отравление, блокировка и спекание (или термическая дезактивация).

Прогрессирующее отравляющее действие на цеолитсодержащие катализаторы, оказывают азотсодержащие соединения. Присутствие азотистых соединений в исходном сырье оказывает существенное влияние на распределение продуктов с установки КК: изменение выхода целевых продуктов (бензина и жирного газа), интенсивное коксообразование и выбросы оксидов азота из регенератора.

Азотсодержащие соединения сорбируются на кислотных центрах и тем самым нейтрализуют их. Необратимая хемосорбция азотистых соединений на кислотных активных центрах в условиях крекинга, обусловленная их ярко выраженными электронодонорными свойствами и высокой химической устойчивостью, делает недоступной активную поверхность для реагирующих молекул УВ.

Установлено, что с увеличением молекулярной массы азотистых соединений, обладающих одинаковыми основными свойствами, возрастает дезактивирующее действие на катализатор. Отравляющая способность азотистых оснований связана с их сродством к протону: чем оно выше, тем сильнее отравляющая способность азотистого основания [30, 31].

В работе [32] проведено исследование по превращению н-ундекана на равновесном катализаторе серии ЛЮКС-1 в присутствии азотистых соединений: пиррола, индола, пиридина, хинолина и бутиламина в условиях КК при температуре 456 °С в реакторе с неподвижным слоем. Результаты данного исследования показали, что наибольшей отравляющей способностью обладает индол, наименьшей – н-бутиламин. Зависимость выхода пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракций при крекинге н-ундекана от конверсии в присутствии различных азотистых соединений остается постоянной, что позволяет предположить, что отравление

происходит только из-за блокировки кислотных центров катализатора.

Основными методами снижения дезактивирующего действия азотсодержащими соединениями цеолитсодержащих катализаторов на сегодняшний день являются [33]:

- ✓ введение в состав матрицы катализаторов бентонита и каолинита, которые сорбируют соединения азота;
- ✓ проведение перед КК гидроочистки исходного сырья (при таком способе удаление азота не превышает 30 %);
- ✓ введение специальных добавок (выраженного кислотного характера) на стадии приготовления катализаторов крекинга, действие которых заключается либо в селективной адсорбции соединений азота, либо в превращении органических азотсодержащих соединений до простых соединений, в частности азота [34].

Добавки в виде Mg, Al и смешанных оксидов, а также модифицированных каталитических систем с Zn, Co, Cu или Se могут служить для повышения стабильности цеолитсодержащих катализаторов к действию соединений азота в КК [35, 36].

Сильное необратимое дезактивирующее действие на цеолитсодержащие катализаторы оказывают соли щелочных металлов (Na, Li и др.) Снижение каталитической активности с увеличением концентрации ионов натрия объясняется отравлением активных центров в результате обменной адсорбции кислотных протонов на ионы щелочного металла.

Блокировка поверхности и активных центров катализаторов крекинга может быть вызвана как самими реагентами, так и отложениями примесей из сырья. Примером блокировки первого типа является отложение кокса – углерода, образующего в ходе реакций крекинга из органических веществ. Пример блокировки второго типа – отложение металлоорганических соединений (главными из которых являются V и Ni), содержащихся в сырье [37, 38].

На цеолитсодержащих катализаторах, кокс отлагается в виде тонкопленочных агрегатов с размерами частиц, меньшим, чем 10 нм. Рентгеновские исследования показывают, что кокс может проявлять графитную или аморфную структуру, состоящую из ароматических систем. При коксоотложении, при соответствующем выходе кокса 1-2 % от массы катализатора, при котором становится необходимая регенерация катализаторов крекинга, их поверхность не полностью покрыта коксогенными соединениями. Это свидетельствует о неоднородности поверхности активных центров катализатора.

Коксообразование на поверхности катализаторов крекинга протекает по различным механизмам. Исследования механизма коксообразования показало в работе [31], что механизм дезактивации цеолитсодержащих катализаторов коксом, независимо от используемого типа цеолитсодержащего катализатора, состоит из последовательных этапов. На первом этапе происходит адсорбция УВ, которые затем подвергаются дегидрированию (перенос водорода) и на заключительном этапе осуществляется конденсация:

парафиновые УВ → олефиновые УВ → диеновые УВ → ароматические УВ

→ КОКС

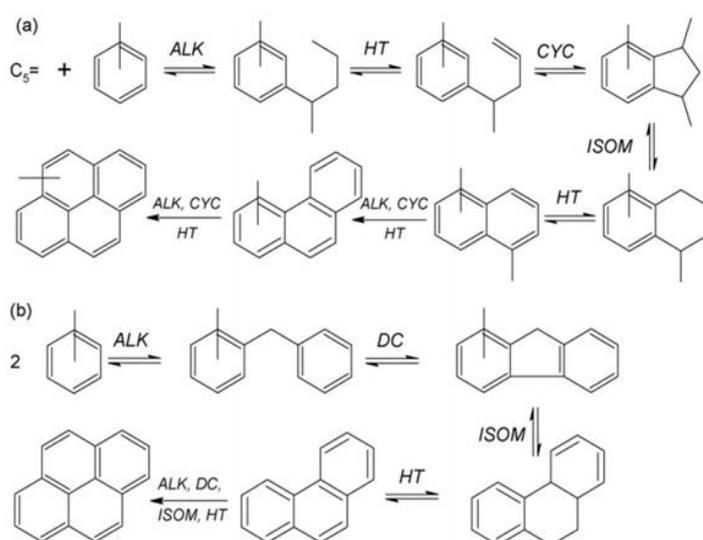


Рисунок 1.5 – Схема образования кокса из УВ: (а) олефиновых и

ароматических; (b) ароматических: ALK – алкилирование; HT – перенос водорода; CYC – циклизация; ISOM – изомеризация; DC – окислительное сочетание [31]

На рисунке 1.5 приведена схема образования кокса из УВ по двум возможным направлениям. Образование кокса происходит в реакции а) при взаимодействии олефинового УВ с ароматическим, в реакции б) при взаимодействии ароматических УВ.

Таким образом, непосредственным предшественником кокса является ароматические УВ и асфальтоподобные вещества, особенно реакционноспособны в коксообразовании конденсированные ароматические УВ типа антрацена и фенантрена. Пористая структура цеолитсодержащих катализаторов, очень чувствительна к отложению кокса. Если даже малое количество кокса отлагается вблизи устья пор, оно оказывает более сильное влияние, чем при равномерном распределении кокса по всей поверхности.

Необратимое дезактивирующее действие на цеолитсодержащие катализаторы оказывают также тяжелые металлы (никель, ванадий, железо, свинец, медь). При крекинге металлоорганических соединений эти металлы оседают на внешнюю поверхность катализаторов [38]. Отложения металлов, в свою очередь, способствуют увеличению скорости коксоотложения при высоких температурах в реакционной зоне, что приводит к ускоренной закупорке пор.

Для восстановления частичной активности цеолитсодержащих катализаторов необходимо чередовать цикл «эксплуатация-регенерация». В регенераторе осуществляется окисление коксогенных структур и смолистых отложений в окислительной атмосфере при температурах 540-700 °С. Как правило, содержание кокса на цеолитсодержащих катализаторах после реактора составляет 0,5-1,8 % мас., после регенератора < 0,05 % от массы катализатора соответственно.

Вследствие высоких температур, достигаемых в регенераторе,

происходит не только окисление коксогенных структур, но и изменение самого катализатора: уменьшение удельной поверхности, изменение пористой структуры, химического состава.

В условиях регенерации под влиянием температуры и пара, образующегося при окислении водорода в коксе, происходит гидротермальная дезактивация цеолитных компонентов и добавок катализаторов крекинга. Гидролиз цеолитного каркаса вызывает эмиграцию атомов алюминия из кристаллической структуры цеолита в результате чего происходит так называемое деалюминирование с последующим разрушением связи Al-O-Si. Потеря активности, связанная с деалюминированием цеолитного каркаса, приводит к сокращению кислотных центров Бренстеда [39, 40].

Основная задача при регенерации отработанного катализатора – уменьшение роста температуры, вызванной экзотермическими реакциями окисления кокса в CO и CO₂. Нежелательный подъем температуры при регенерации может привести к спеканию катализатора. Причиной спекания всех пор так же служит отсутствию водяного пара в процессе окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга.

Если дезактивация происходит вследствие осаждения тяжелыми металлами из сырья и деалюминирования, то в ходе окислительной регенерации активность цеолитсодержащих катализаторов не восстанавливается. Дезактивацию цеолитсодержащих катализаторов крекинга в данном случае компенсируют путем дозагрузки свежего катализатора в реакторный блок.

Таким образом, многочисленные исследования показали, что преимущественными факторами дезактивации цеолитсодержащих катализаторов являются: 1) закоксовывание; 2) осаждение щелочных и тяжелых металлов и 3) протекания процессов спекания и рекристаллизации.

Регенерация катализатора обеспечивает снижение содержания кокса

на его поверхности и в порах, при этом эффективность регенерации во многом определяется режимами регенерации и структурой кокса, отлагающегося на его поверхности.

1.4 Физико-химические основы процесса окислительной регенерации отработанных катализаторов крекинга

Сущность процесса регенерации закоксованных катализаторов крекинга заключается в окислении кокса кислородом воздуха, при этом режимы регенерации не должны допускать перегрева катализатора, а должны обеспечивать целостность структуры и сохранение свойств активной поверхности.

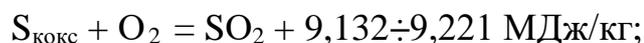
Окисление кокса представляет собой гетерогенную химическую реакцию, в которой участвуют газообразный кислород, твердый углерод и обедненные водородом высокомолекулярные углеводороды, расположенные на поверхности внутренних пор и на внешней поверхности частиц катализатора.

В литературе накоплен обширный материал, указывающий на то, что окисление кокса протекает по стадийному механизму. Так, при низкотемпературном окислении кокса в области температур до 200 °С в составе кокса с кислородом взаимодействуют преимущественно боковые радикалы, дающие термически малостойкие пероксиды [41]. В области более высоких температур 480-700 °С предполагают образование непосредственных связей кислорода с атомами углерода, входящими в состав ядра и более стабильных кислород-углеродных комплексов.

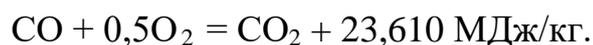
При регенерации закоксованных катализаторов крекинга в интервале температур от 450 до 700 °С рассматривают следующие основные реакции окисления, сопровождающиеся выделением тепла:

➤ химическое взаимодействие углерода/водорода/серы в результате, которого образуются оксиды углерода/серы и водяной пар

(значения теплоты реакций приведены по данным [42]):



➤ дальнейшие превращения образующихся оксидов:



При температурах до 700 °С реакциями взаимодействия углерода с парами воды и диоксидом углерода обычно пренебрегают и характеризуют окисление только процессами взаимодействия углерода/водорода/серы с кислородом и доокисления оксида углерода в газовой фазе.

Скорость реакции окисления кокса зависит от условий проведения регенерации: температуры и удельного расхода воздуха, содержания кокса на отработанном катализаторе, концентрации кислорода в газовом потоке, скорости его подвода к зоне горения, отвода продуктов окисления в реакционный объем, поровой структуры катализатора, содержания металлов на поверхности катализатора и др.

В зависимости от условий окисление кокса может протекать в следующих трех основных областях: во внешней диффузионной области, в кинетической области и во внутренней диффузионной области [43]:

➤ **Внешняя диффузионная область.** В данной области общая скорость процесса окислительной регенерации определяется диффузией кислорода из объема воздуха к поверхности гранулам катализатора. При этом концентрация кислорода, находящегося у поверхности гранул, меньше, чем в газовом пространстве между гранулами катализатора.

➤ **Кинетическая область.** В кинетической области сгорания коксовых отложений скорость подвода к зоне горения кислорода очень велика и значительно опережает скорость его использования в реакции. Скорость суммарного процесса определяется скоростью реакции окисления

кокса. Интенсивность процесса горения одинакова во всем объеме гранулы катализатора. Концентрация кислорода в потоке газа, на внешней поверхности частиц и в любой точке внутри гранулы катализатора практически одинакова. В связи с этим горение коксовых отложений протекает во всем объеме частицы катализатора с одинаковой скоростью.

➤ **Внутренняя диффузионная область.** Общая скорость процесса окислительной регенерации определяется диффузией кислорода через поры к зоне горения кокса. Концентрация кислорода у наружной поверхности гранул близка к концентрации в объеме между гранулами, а концентрация в зоне горения интенсивно снижается до нуля. Сначала выгорает кокс, расположенный близко к внешней поверхности гранулы катализатора, а затем процесс горения перемещается в середину гранулы.

Между указанными предельными областями горения кокса имеются переходные режимы, где кинетические и диффузионные факторы совместно влияют на результаты процесса регенерации. Закономерности окислительной регенерации пылевидных и микросферических катализаторов крекинга в основном те же, что и для шариковых, однако благодаря большой внешней поверхности пылевидных и микросферических катализаторов кокс сгорает намного быстрее.

Как показывают данные рисунка 1.6, содержание кокса на катализаторе в процессе регенерации при 600 °С изменяется быстрее в начале окисления. Снижение скорости горения кокса объясняется тем, что после выгорания кокса, отложенного на внешней поверхности катализатора, процесс окисления перемещается внутрь частиц. После того, как на катализаторе кокса остается менее 0,05 % мас., скорости его горения при различных температурах становятся примерно одинаковыми (рисунок 1.7), при этом удельный коксосъем аппарата (количество окисленного кокса, отнесённое к объему регенератора за единицу времени) составляет 10 кг/(м³·ч).

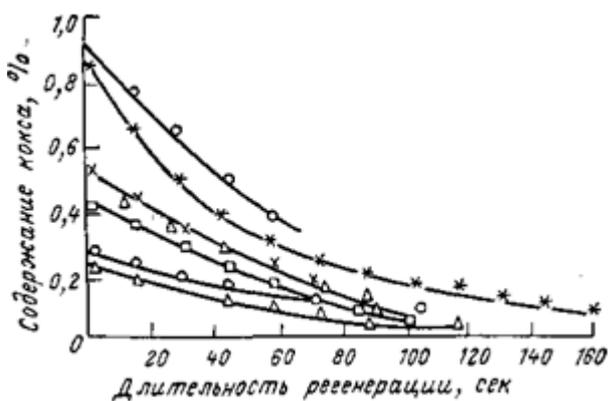


Рисунок 1.6 – Изменение содержания кокса на катализаторе во времени при 600 °C [43]

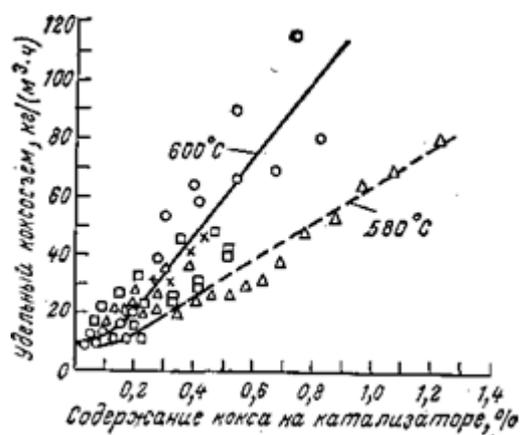


Рисунок 1.7 – Зависимость удельного коксосодема от содержания кокса на пылевидном катализаторе [43]

Таким образом, установленные зависимости (рисунок 1.6 и 1.7) подтверждают переход процесса окисления кокса из кинетической в диффузионную область с увеличением длительности регенерации.

На реакцию способность кокса наряду с технологическими условиями проведения окислительной регенерации существенное влияние оказывает его неоднородный состав и структура.

В работе [44] по изучению кинетики окислительной регенерации катализаторов крекинга установили связь между скоростью окисления кокса и его составом. Экспериментальные исследования были проведены в интервале температур 500-610 °C на образцах катализатора с различным содержанием кокса на их поверхности. Во всех экспериментах было отмечено окисление водородсодержащих компонентов в начальные моменты времени. В таблице 1.7 приведены результаты проведенных экспериментов по изменению соотношения Н/С в коксе по мере его окисления с поверхности цеолитсодержащего катализатора крекинга.

Таблица 1.7 – Изменение соотношения Н/С в коксе в зависимости от содержания кокса на поверхности цеолитсодержащего катализатора [44]

Содержание кокса, % мас.	3,60	2,93	2,37	1,41	0,45	0,20
Соотношение Н/С в коксе	0,70	0,62	0,62	0,46	0,20	Н нет

Как следует из таблицы 1.7, в начальные моменты окисления происходит своеобразное окислительное дегидрирование кокса. После проведения регенерации (остаточное содержание кокса 0,2 % мас.) в составе кокса остаётся только трудногорючая составляющая, при этом соотношение Н/С в коксе интенсивно изменяется с 0,70 до ~ 0,20.

По аналогии с горением угля в составе кокса выделяют две составляющие – легкогорючую (состоит в основном из аморфной, наиболее богатой водородом части кокса) и трудногорючую (состоит из высококонденсированных псевдографитных структур). В связи с ужесточением режимов эксплуатации катализаторов крекинга доля кокса, богатая легкогорючей составляющей, уменьшается, поэтому закономерности окисления кокса при регенерации определяются горением в основном только трудногорючей составляющей.

Таким образом, поскольку цеолитсодержащие катализаторы особенно чувствительны к содержанию остаточного кокса на его поверхности, который резко снижает его активность и селективность, требуется коррекция технологического режима для обеспечения требуемой активности и температуры катализатора на выходе из регенератора в зависимости от содержания кокса, образующегося в лифт-реакторе. Для этих целей в мире широко используют методы математического моделирования.

1.5 Опыты по моделированию процесса окислительной регенерации катализаторов крекинга

Установление оптимальных условий проведения процесса регенерации является характерной задачей математического моделирования. Стратегия моделирования заключается в последовательном исследовании и анализе основных закономерностей процесса окислительной регенерации на моделях различных уровней: кинетические, математические на зерне или в слое катализатора и др.

Кинетическая модель окислительной регенерации является базисом для решения различного рода статических и динамических проблем, возникающих при разработке технологического процесса КК в целом. Однако на практике математического моделирования регенерации катализаторов крекинга используют, как правило, кинетические модели, полученные на основе эмпирического подхода.

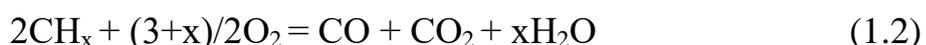
Наиболее часто для практических целей используют следующее выражение для скорости реакции окисления кокса [45, 46]:

$$\omega(T, c, q_c) = k_0 \cdot \exp\left(-\frac{15000 - 22000}{T}\right) \cdot c \cdot q_c^n \quad (1.1)$$

где T – температура, К, c и q_c – концентрация кислорода и кокса, k_0 – предэкспоненциальный множитель, размерность которого зависит от размерности c и q_c , n – порядок реакции по коксу (углероду)

Порядок по углероду находится в пределах $0 < n < 2$. Однако авторы в работе [47] предполагают, что порядок реакции зависит от начального содержания кокса на поверхности катализатора (q_c^0 в % масс.): $n = (1 + q_c^0) / q_c^0$. Таким образом, данное выражение при $q_c^0 \gg 1$ % мас. дает первый порядок по углероду, а при $q_c^0 = 1$ % мас. второй порядок.

В работе [48] проведено экспериментальное исследование закономерностей окислительной регенерации закоксованных катализаторов крекинга. Окисляемый кокс представляют в виде сложной структуры с усредненной формулой CH_x , в которой коэффициент x изменяется в пределах: $0,4 < x < 1$. Тогда окисление кокса данной структуры определяется суммарной химической реакцией:



Выражение для скорости реакции будет иметь вид (1.1), но выражения для скоростей компонентов: удаление кокса, расходование

кислорода и образование газообразных продуктов окисления будут зависеть от стехиометрических коэффициентов, стоящих перед компонентами в реакции (1.2).

Кинетическая модель на основании горючих составляющих кокса С и СН₂, 1983 г. Строгий подход при разработке эмпирической кинетической модели был использован в работе авторами [49], согласно которой структура кокса может быть представлена трудногорючей (чистый углерод) и легкогорючей (углеводородные фрагменты структуры СН₂) составляющими. Тогда схема кинетических превращений будет состоять из двух брутто-стадий:



Выражения для скоростей брутто-стадий следующие:

$$\omega_1 = 5014 \cdot \exp\left(-\frac{18923}{T}\right)c^n; \quad \omega_2 = 5 \cdot \omega_1, \text{ где} \quad (1.4)$$

$$n = \frac{1}{2} \cdot \left(1 + \frac{1}{1+m}\right); \quad m = 2512 \cdot \exp\left(-\frac{6240}{T}\right), \quad (1.5)$$

где c – концентрация кислорода, кмоль/м³, ω_1 и ω_2 – скорости стадий, отнесенные к единице поверхности, кмоль·м⁻²·с⁻¹

Необходимо отметить, что кинетическая модель 1.3-1.5 подтверждает экспериментально обнаруженный факт, что с увеличением температуры регенерации происходит увеличение содержания монооксида углерода в продуктах окисления, но при низкотемпературной регенерации (ниже 480 °С) данная модель дает явно завышенные результаты по концентрации СО.

Кинетическая модель на основании стадийного механизма окисления кокса, 2010 г. Авторами работы [50] разработана кинетическая модель окислительной регенерации алюмосиликатных катализаторов крекинга, позволяющая с необходимой точностью прогнозировать скорость удаления кокса с поверхности катализатора и состав газообразных продуктов

в регенераторе. В данной работе дано детальное представление процесса окислительной регенерации, представленной в виде совокупности отдельных стадий, которым соответствуют следующие кинетические уравнения:

$$\begin{aligned}
 2\theta_C + O_2 &= 2\theta_{CO}, & \omega_1 &= k_1(T) \cdot \theta_3^2 \cdot x_1; \\
 \theta_{CO} + O_2 &= \theta_{CO} + CO_2, & \omega_2 &= k_2(T) \cdot \theta_2 \cdot x_1; \\
 \theta_{CO} &= \theta_C + CO, & \omega_3 &= k_3(T) \cdot \theta_2; \\
 \theta_{CH_2} + O_2 &= \theta_{CO} + H_2O, & \omega_4 &= k_4(T) \cdot \theta_1 \cdot x_1; \\
 \theta_{CO} + \theta_{CO} &= 2\theta_C + CO_2, & \omega_5 &= k_5(T) \cdot \theta_2^2; \\
 \theta_{CH_2} &= \theta_C + z_{H_2}, & \omega_6 &= k_6(T) \cdot \rho_c \cdot (\theta_1^* - z_1) / R_c; \\
 \theta_{CO} &= \theta_C + z_O, & \omega_7 &= k_7(T) \cdot \rho_c \cdot (\theta_2^* - z_2) / R_c;
 \end{aligned} \tag{1.6}$$

где ω_i – скорости отдельных стадий [моль/(м²·с) для $\omega_1 - \omega_5$ и г/(м²·с) для $\omega_6 - \omega_7$], $k_i(T)$ – константы скоростей по уравнению Аррениуса [моль/(м²·с) для $k_1 - k_5$, м²/с для $k_6 - k_7$], x_1 – концентрация кислорода в газовой фазе, мольная доля, z_j – концентрация водорода ($z_1 = z_{H_2}$) и кислорода ($z_2 = z_O$) в объеме кокса, г/г, θ_k – степень покрытия поверхности кокса различными углеводородными комплексами ($\theta_1 = \theta_{CH_2}$ – водород-углеродный комплекс, $\theta_2 = \theta_{CO}$ – кислород-углеродный комплекс, $\theta_3 = \theta_C$ – свободная поверхность), θ_i^* – количества адсорбированных коксом водорода (θ_1^*) и кислорода (θ_2^*), равновесных относительно текущего состояния поверхности коксовых отложений, г/г, ρ_c – плотность кокса, г/м³; R_c – средний радиус коксовых гранул, м

С помощью математического описания была решена обратная кинетическая задача с целью определения кинетических констант скоростей реакций (таблица 1.8) при минимальном расхождении расчетных и экспериментальных данных с установки (экспериментальное исследование проводилось в реакторе с виброожиженным слоем катализатора – математическое описание соответствует реактору идеального смешения).

Таблица 1.8 – Кинетические параметры модели окислительной регенерации закоксованных катализаторов с использованием GPGPU [50]

k_i	k_i при 520 °С, c^{-1}	E_i , кДж/моль	k_i	k_i при 520 °С, c^{-1}	E_i , кДж/моль
k_1	0,2423	99,1	k_5	4,3495	27,3
k_2	0,8772	90,8	k_6	1,5637	154,5
k_3	0,6165	52,8	k_7	5,3238	42,7
k_4	5,2358	50,4			

Кинетическая модель на основании элементного состава кокса, 2017 г [51]. Авторами данной работы проведен анализ закономерностей окислительной регенерации закоксованных цеолитсодержащих катализаторов крекинга. Экспериментальные обнаруженные закономерности окисления кокса с поверхности цеолитсодержащих катализаторов позволили предположить следующие реакции с участием горючих составляющих кокса (углерода, водорода, азота и серы). В таблице 1.9 приведены возможные реакции окисления кокса, которым соответствуют кинетические уравнения скоростей отдельных стадий.

Таблица 1.9 – Кинетическая модель окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга [51]

Реакции	Уравнение скорости реакции	
$C_{\text{кокс}} + O_2 = CO_2$	$k_0 = 87953,4 \cdot \theta_f^{-1} \cdot \exp\left(\frac{18889}{T}\right) \cdot \rho_c$	$r_1 = \frac{k_0}{1 + k_1} \cdot p_{O_2}$
	$k_1 = 2512 \cdot \exp\left(\frac{6795,56}{T}\right)$	
$C_{\text{кокс}} + 1/2O_2 = CO$	$k_1 = 2512 \cdot \exp\left(\frac{6795,56}{T}\right)$	$r_2 = \frac{k_2}{1 + k_1} \cdot p_{O_2}$
	$k_2 = 2,20939 \cdot 10^8 \cdot \theta_f^{-1} \cdot \exp\left(-\frac{25684,6}{T}\right) \cdot \rho_c$	
$H_{\text{кокс}} + 1/4O_2 = 1/2H_2O$	$k_3 = 1,05544 \cdot 10^6 \cdot \theta_f^{-1} \cdot \exp\left(-\frac{18889}{T}\right) \cdot \rho_H$	$r_3 = k_3 \cdot p_{O_2}$
$CO + 1/2O_2 = CO_2$ гомогенная реакция	$k_4 = 5,071 \cdot 10^{14} \cdot \exp\left(-\frac{35556}{T}\right)$	$r_4 = k_4 \cdot p_{O_2} \cdot p_{CO}$
$CO + 1/2O_2 = CO_2$ гетерогенная реакция	$k_5 = 116,68 \cdot \theta_f^{-1} \cdot \exp\left(-\frac{13889}{T}\right) \cdot \rho_{\text{кам}}$	$r_5 = x_{pt} \cdot k_5 \cdot p_{O_2} \cdot p_{CO}$

Продолжение таблицы 1.9

$N_{\text{кокc}} + 1/2O_2 = NO$	$k_6 = 7,9 \cdot 10^9 \cdot \exp\left(-\frac{17560}{T}\right) \cdot m_N$	$r_6 = k_6 \cdot p_{O_2}^{0,58} + k_7 \cdot p_{O_2}^{0,64}$
	$k_7 = 7,9 \cdot 10^9 \cdot \exp\left(-\frac{17560}{T}\right) \cdot m_N$	
$C_{\text{кокc}} + NO = CO + 1/2N_2$	$k_8 = 26 \cdot \exp\left(-\frac{15900}{T}\right)$	$r_7 = k_8 \cdot p_{NO}$
$S_{\text{кокc}} + O_2 = SO_2$	$k_9 = 3,5 \cdot 10^9 \cdot \exp\left(-\frac{17560}{T}\right) \cdot m_S$	$r_8 = k_9 \cdot p_{O_2}^{0,58} + k_{10} \cdot p_{O_2}^{0,64}$
	$k_{10} = 2,1 \cdot 10^5 \cdot \exp\left(-\frac{13470}{T}\right) \cdot m_S$	

в таблице k_i – константы скоростей по уравнению Аррениуса, r_i – уравнение скорости реакции [моль/(м³·с) для $r_1 - r_3$ и $r_6 - r_8$, кмоль/(м³·с) для $r_4 - r_5$], p_i – давление, Па, ρ_c / ρ_H – плотность горючих составляющих, кг/м³, $\rho_{\text{кат}}$ – насыпной вес частиц катализатора, кг/м³, x_{pt} – доля промотора в составе катализатора, m_N и m_S – массовая доля азота и серы на поверхности отработанного катализатора

Таким образом, имеющиеся в литературе кинетические модели процесса регенерации, являются теоретическими обоснованными, использование которых предусматривает решение различных прикладных задач, в частности: определение границ протекания процесса регенерации в кинетической области и теоретических оптимальных условий ведения процесса.

Математическая модель на уровне зерна катализатора, 1967-1978 гг. В практике математического моделирования процесса окислительной регенерации катализаторов широкое распространение нашла диффузионная модель на уровне зерна. При построении такой модели принимаются следующие допущения [52]: сферическая форма зерна катализатора, температура газа в порах катализатора и температура зерна остаются одинаковыми в любой точке, массой газа в порах пренебрегают,

теплофизические параметры и коэффициенты тепломассопереноса постоянны относительно изменения температуры.

Необходимо отметить, что все диффузионные модели учитывают перенос компонентов в порах зерен катализаторов за счет только диффузии, изменение реакционного объема (число молей) при окислении кокса не принимают во внимание. Тогда математическое описание диффузионной модели процесса окисления кокса на уровне зерна катализатора представлено следующей системой уравнений материального и теплового балансов с учетом переносов за счет теплопроводности и стефановского потока [48, 53]:

$$\begin{aligned} \varepsilon_{\kappa} \frac{\partial y_i}{\partial t} &= \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \cdot D^* \frac{\partial y_i}{\partial r} - r^2 \cdot \mu \cdot y_i \right) + \frac{\gamma_{\kappa} \cdot S_{\kappa}}{C} \sum_{j=1}^N \nu_{ij} \cdot r_j; \\ c_{\kappa} \frac{\partial T_3}{\partial t} &= \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(r^2 \cdot \lambda^* \frac{\partial T_3}{\partial r} \right) + \gamma_{\kappa} \cdot S_{\kappa} \sum_{j=1}^N Q_p^j \cdot r_j, \end{aligned} \quad (1.7)$$

Начальные условия: $t = 0$; $y_i = 0$; $T_3 = T_2$;

Граничные условия: $r = 0$; $\frac{\partial y_i}{\partial r} = \frac{\partial T_3}{\partial r} = 0$; $r = R_3$; $D^* \frac{\partial y_i}{\partial r} = \beta(x_i - y_i)$;

$$\lambda^* \frac{\partial T_3}{\partial r} = \alpha(T_2 - T_3);$$

где ε_{κ} – пористость зерна катализатора, y_i и x_i – мольная доля компонентов в порах зерна и в газовой фазе, окружающей зерно катализатора, D^* – эффективный коэффициент диффузии, $\text{м}^2/\text{с}$, μ – стефановский поток, $\text{м}/\text{с}$, T_3 и T_2 – температуры зерна и газа соответственно, К , λ^* – эффективный коэффициент теплопроводности, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$, c_{κ} – объемная теплоемкость катализатора, $\text{Дж}/(\text{м}^3 \cdot \text{К})$, β – коэффициент массообмена между зерном и газом, $\text{м}/\text{с}$, α – коэффициент теплообмена между зерном и газом, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, Q_p^j – тепловые эффекты реакций, $\text{Дж}/\text{моль}$, r и R_3 – радиальная координата и радиус зерна, м , ν_{ij} – стехиометрический коэффициент перед реагентом в реакции, γ_{κ} – насыпная плотность катализатора, $\text{г}/\text{м}^3$, S_{κ} –

текущая удельная поверхность коксовых гранул, м²/г

Применение диффузионных математических моделей процесса окислительной регенерации на уровне зерна дает возможность исследователям оценить с достаточной точностью возможные перегревы на зерне катализатора в зависимости от начальных параметров технологического режима ведения процесса: размера зерна, количества кокса на катализаторе, температуры газового потока, концентрации кислорода в газе и др.

Математическая модель в слое катализатора, 1962-1978 гг.

Большинство существующих математических моделей процесса окислительной регенерации можно отнести к неподвижному слою катализатора [53-55]. Математическая модель в слое катализатора позволяет учесть одновременный перенос вещества и тепла в продольном и радиальном направлениях, а также наличие концентрационных и температурных градиентов, возникающих внутри пор зерна. В литературе математическую модель процесса регенерации закоксованного слоя катализатора обычно представляют в виде реактора идеального вытеснения [53, 54]:

$$\begin{aligned} \varepsilon \frac{\partial C}{\partial t} + \frac{V_0}{F} \frac{\partial C}{\partial l} &= -r; \\ c_{\kappa} \frac{\partial T}{\partial t} + \frac{N \cdot c_p^M}{F} \frac{\partial T}{\partial t} &= Q_p \cdot r + \frac{4 \cdot \alpha_{x_{ол}}}{d_p} (T_x - T), \end{aligned} \quad (1.8)$$

Начальные и граничные условия: $t = 0; C = 0; T = T_0; l = 0; C = C_0;$

где ε – порозность слоя катализатора, C, C_0 – текущая и начальная концентрация кислорода по длине слоя катализатора, моль/м³, V_0 – объемная скорость газового потока на входе и выходе из регенератора, м³/с, F – площадь поперечного сечения регенератора, м², T и T_0 – текущая и начальная температура на входе в регенератор, К, N – мольная скорость газа на входе и на выходе из регенератора, моль/с, $\alpha_{x_{ол}}$ – коэффициент

теплопередачи через стенку регенератора, $Вт/(м^2 \cdot К)$, d_p – диаметр регенератора, м

Несмотря на то, что модель идеального вытеснения является грубым приближением к реальному процессу окислительной регенерации в слое катализатора, но с помощью такой модели подтверждается, что с увеличением начального содержания кокса на катализаторе, концентрация кислорода по длине слоя быстро уменьшается, а время регенерации, необходимое для полного окисления кокса при этом возрастает. В литературе вариант математической модели в слое катализатора применяется так же и для исследования процесса окисления кокса в регенераторах с псевдоожиженным слоем катализатора [56, 57].

Проведенный литературный обзор по теме моделирования процесса окислительной регенерации катализаторов крекинга выявил необходимость разработки данной модели для процесса КК нефтяного сырья. Математическая модель позволит прогнозировать эффективность процесса окислительной регенерации путем установления зависимости активности регенерированного катализатора от содержания остаточного кокса на его поверхности, и оценивать термическую дезактивацию катализаторов в зависимости от локальных перегревов в зерне катализатора.

2 ОБЪЕКТ И МЕТОДЫ ИССЛЕДОВАНИЯ

2.1 Объект исследования

Объектом исследования является процесс окислительной регенерации катализаторов крекинга установки КК, входящей в состав комбинированной установки глубокой переработки мазута КТ-1/1. На рисунке 2.1 приведена упрощенная схема комбинированной установки глубокой переработки мазута КТ-1/1 НПЗ Западной Сибири, в которой КК реализован на секции С-200 (проектная производительность 2400 тыс. т/год по сырью).

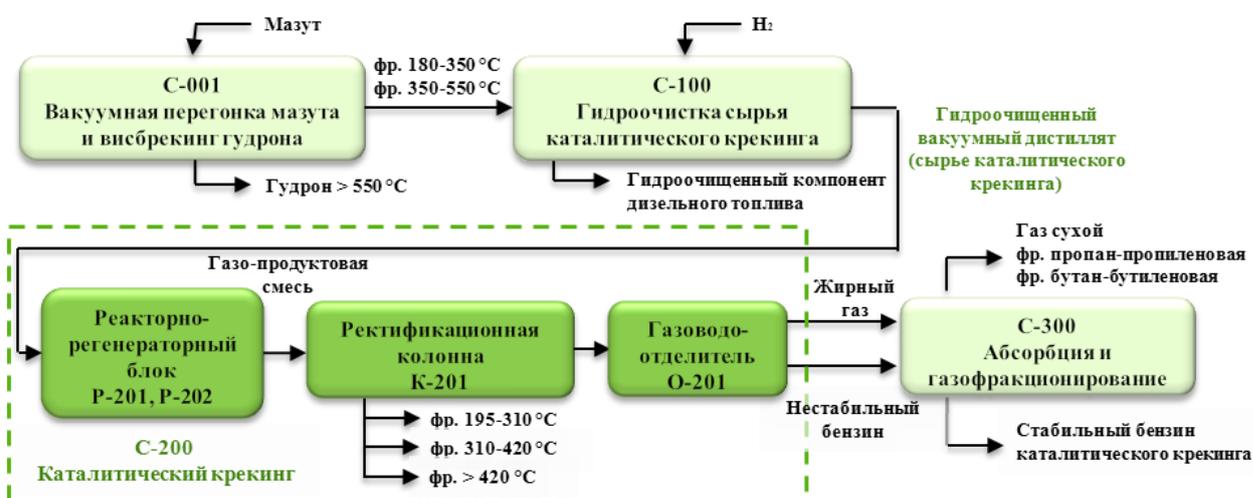


Рисунок 2.1 – Упрощенная схема комбинированной установки КТ-1/1

Для проведения процесса КК в составе С-200 находятся: реакторно-регенераторный блок, блок ректификации и блок очистки технологического конденсата.

Процесс КК гидроочищенного вакуумного дистиллята является целевым в наборе процессов установки КТ-1/1 и позволяет получать следующие продукты:

- нестабильный бензин (используется в качестве высокооктанового компонента автомобильного бензина) и жирный газ, богатый пропан-пропиленовой и бутан-бутиленовой фракциями (используется для получения высокооктанового компонента бензина – алкилата);
- легкий газойль – фракция 195-310 °С (используется в качестве

компонента дизельного топлива);

➤ тяжелый газойль – фракция 310-420 °С (используется в качестве сырья для производства технического углерода (сажи), кокса или компонента котельного топлива);

➤ фракция > 420 °С (используется в качестве компонента котельного топлива или сырья для производства кокса).

Наряду с целевыми продуктами в процессе эксплуатации происходит отложение кокса на поверхности цеолитсодержащих катализаторов крекинга. С целью частичного восстановления активности катализаторов на установке КТ-1/1 проводят окислительную регенерацию в кипящем слое катализатора. На рисунке 2.2 приведена схема регенератора, согласно которому регенерация отработанного катализатора осуществляется следующим образом.

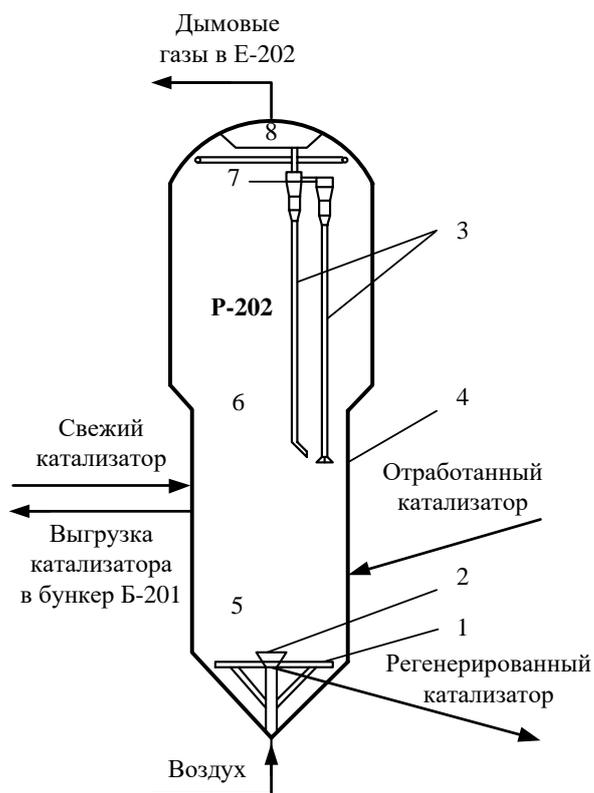


Рисунок 2.2 – Схема регенератора установки КК (С-200):

1 – коробы и маточкики;

2 – воронка;

3 – 2-ступенчатые циклоны;

4 – корпус регенератора;

5 – кипящий слой катализатора;

6 – зона разреженного кипящего слоя катализатора;

7 – отстойная зона;

8 – сборная камера.

Отработанный катализатор за счет разности статических напоров катализатора в реакторе и регенераторе по наклонной транспортной линии

самотеком поступает на регенерацию в регенератор Р-202. Регенерация цеолитсодержащего катализатора крекинга происходит за счет окисления кокса с наружной поверхности и из внутренних пор катализатора воздухом. Воздух от компрессоров проходит через топку-подогреватель, откуда через воздухораспределитель поступает в нижнюю зону кипящего слоя регенератора Р-202.

Дымовые газы регенерации, отделившись от увлеченной ими катализаторной пыли в восьми двухступенчатых циклонах регенератора поступают в аппарат тонкой очистки газов Е-202. В аппарате тонкой очистки Е-202 дымовые газы проходят через 156 мультициклонов, после чего поступают в аппарат снижения давления Д-201 и далее в котлы-утилизаторы секции С-400.

Для поддержания высокой активности катализатора в процессе эксплуатации, в систему реакторного блока производится его регулярная догрузка согласно установленной норме. Технологической схемой предусмотрена возможность периодической выгрузки некоторого количества равновесного катализатора из регенератора Р-202 в бункер выгрузки катализатора Б-201.

После проведения стадии окислительной регенерации регенерированный катализатор из регенератора Р-202 по наклонной транспортной линии самотеком поступает на смешение с сырьем в лифт-реактор.

Производительность регенератора по окисляемому коксу составляет 13600 кг/ч. Регенератор данной установки представляет собой цилиндрический аппарат с внутренними диаметрами 9 и 11 м и высотой 27,6 м; полезный объем регенератора составляет 1800 м³ при средней высоте кипящего слоя катализатора 4 м.

Опыт эксплуатации показывает, что в регенераторе такой конструкции обеспечивается эффективное окисление кокса и дожиг

монооксида углерода преимущественно в кипящем слое катализатора.

Параметры технологического режима работы регенератора установки КК, входящей в состав комбинированной установки глубокой переработки мазута КТ-1/1, состав дымовых газов и содержание остаточного кокса на катализаторе приведены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Показатели работы регенератора установки КК КТ-1/1

Показатели	Значения
Температура, °С:	
в кипящем слое катализатора	640-675
в зоне разреженного кипящего слоя катализатора	650-680
в отстойной зоне регенератора	600-630
в сборной камере регенератора	665-730
Расход воздуха, м ³ /ч при с.у.	115000-155000
Плотность слоя, кг/м ³ :	
кипящего слоя катализатора	155-180
плотной фазы катализатора	380-480
Масса катализатора в регенераторе, т	150-200
Содержание в дымовых газах регенерации, % об.:	
СО	0,001-0,005
СО ₂	11,9-15,3
О ₂	2,8-5,5
Содержание кокса на закоксованном катализаторе, % мас.	0,40-0,65
Содержание остаточного кокса на катализаторе, % мас.	0,02-0,10

2.2 Методы исследования

При моделировании процесса окислительной регенерации катализаторов крекинга, а также для изучения характеристик катализаторов крекинга в цикле «эксплуатация-регенерация» были использованы следующие методы:

1. Гранулометрический анализ для установления распределения частиц по диаметрам в образце катализатора с применением лазерного измерителя HORIBA LA-300 (предел обнаружения от 0,1 до 600 мкм в диаметре с применением лазерного диода, максимальная погрешность 0,6 %, принцип действия основан на интенсивности рассеивания света при взаимодействии с частицами).

2. Синхронный термический анализ для определения степени аморфности кокса, образующегося на поверхности катализатора после реакции с применением термоанализатора Discovery SDT Q600 (диапазон температур до 1500 °С, точность / воспроизводимость определения теплового эффекта составляет ± 2 %). Данный анализ позволяет одновременно оценить изменение массы образца (термогравиметрический анализ – ТГА) и процессы, сопровождающиеся выделением или поглощением тепла (дифференциальная сканирующая калориметрия – ДСК) при его окислении. Окисление кокса до температуры 1200 °С проводилось в среде воздуха со скоростью нагрева 10 °С в минуту.

3. Метод математического моделирования для описания процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга с целью прогнозирования остаточного кокса на регенерированном катализаторе и определения оптимальных условий проведения процесса.

4 **ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСО-ЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ**

Проблемы эффективного ресурсопотребления и ресурсосбережения в нефтяных компаниях всегда являются достаточно актуальными. Технологические процессы в отрасли подготовки и переработки нефти, а также нефтехимии сопровождаются потреблением топливно-энергетических ресурсов. Таким образом, формирование и реализация стратегии ресурсосбережения на всех уровнях управления является один из важнейших вопросов стратегического менеджмента, поскольку ресурсоемкость является второстепенными показателями продукции, в то время как ключевым показателем является ее качество.

В настоящее время перспективность научного исследования определяется коммерческой ценностью разработки, что является необходимым условием при поиске источников финансирования для проведения научного исследования и коммерциализации его результатов.

Компьютерное моделирование химико-технологических систем к настоящему времени полностью доказало свою актуальность и перспективность. С его помощью удастся повысить качество управления химико-технологических систем и эффективность их работы, становится возможной и экономическая оптимизация режима эксплуатации установок путем рассмотрения и расчета различных вариантов повышения их производительности.

Целью раздела «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение» является проектирование и создание конкурентоспособных разработок, технологий, отвечающих современным требованиям в области ресурсоэффективности и ресурсосбережения.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие задачи [65]:

- оценка коммерческого потенциала и перспективности проведения научных исследований;

- планирование научно-исследовательских работ;
- определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования.

4.1 Оценка коммерческого потенциала и перспективности проведения научных исследований с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения

4.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Для анализа потребителей результатов исследования необходимо рассмотреть целевой рынок и провести его сегментирование. На рисунке 4.1 представлена карта сегментирования рынка по разработке КМС.

Размер компании	Вид продукции		
	КМС для промышленной подготовки нефти	КМС для НПЗ	КМС для нефтехимии
Крупные			
Средние			
Мелкие			

Рисунок 4.1 – Карта сегментирования рынка услуг по разработке КМС:

-  – ОАО «ВНИПИнефть», г. Москва
-  – ОАО «ВНИИ НП», г. Москва
-  – «РН-КрасноярскНИПИнефть», г. Красноярск

Лидирующие позиции на рынке программных продуктов моделирования в области промышленной подготовки нефти и газа, нефтепереработки и нефтехимии в настоящее время занимают продукты трех иностранных компаний:

1. **Invensys Process Systems** (в состав которой входит SimSci – Esscor владелец торговой марки PRO/II);
2. **Aspen Technologies** (с вошедшей в ее состав компанией

Hyprotech владельца торговой марки Aspen HYSYS);

3. ChemStations (владеющая торговой маркой CHEMCAD).

4.1.2 Анализ конкурентных технических решений

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 оценить сильные и слабые стороны разработок конкурентов.

Целесообразно проводить данный анализ с помощью оценочной карты, пример которой приведен в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Оценочная карта для сравнения конкурентных технических решений (разработок)

Критерии	Вес критерия	Баллы				Конкурентоспособность			
		Б _ф	Б _{к1}	Б _{к2}	Б _{к3}	К _ф	К _{к1}	К _{к2}	К _{к3}
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Технические критерии оценки ресурсоэффективности									
Повышение производительности труда пользователя	0,10	5	3	4	2	0,50	0,30	0,40	0,20
Удобство в эксплуатации (соответствует требованиям потребителей)	0,15	4	3	4	3	0,60	0,45	0,60	0,45
Надежность	0,08	4	3	3	3	0,32	0,24	0,24	0,24
Простота эксплуатации	0,10	4	4	4	4	0,40	0,40	0,40	0,40
Качество интерфейса	0,09	5	2	3	3	0,45	0,18	0,27	0,27
Технические критерии оценки конкурентоспособности									
Повышение конкурентоспособности продукта	0,06	5	5	5	5	0,30	0,30	0,30	0,30
Уровень проникновения на рынок	0,06	4	5	5	5	0,24	0,30	0,30	0,30
Цена	0,08	5	4	4	4	0,40	0,32	0,32	0,32
Предполагаемый срок эксплуатации	0,08	5	3	5	3	0,40	0,24	0,40	0,24
Послепродажное обслуживание	0,06	5	2	3	2	0,30	0,12	0,18	0,12
Финансирование научной разработки	0,03	4	3	5	3	0,12	0,09	0,15	0,09

Продолжение таблицы 4.1

Срок выхода на рынок	0,04	4	2	4	2	0,16	0,08	0,16	0,08
Наличие сертификации разработки	0,07	4	3	5	3	0,28	0,21	0,35	0,21
Итого:	1	58	42	54	42	4,47	3,23	4,07	3,22

Анализ конкурентных технических решений был рассчитан по формуле:

$$K = \sum B_i \cdot B_i, \quad (4.1)$$

где K – конкурентоспособность научной разработки или конкурента, B_i – вес показателя (в долях единицы), B_i – балл i -го показателя

Анализ альтернативных работ показал, что разработанный в рамках магистерской диссертации программный продукт обладает приемлемым конкурентным уровнем.

4.1.3 Диаграмма Исикавы

С целью установления причинно-следственных связей, возникающих в ходе моделирования процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга, сформирована диаграмма Исикава (рисунок 4.2).

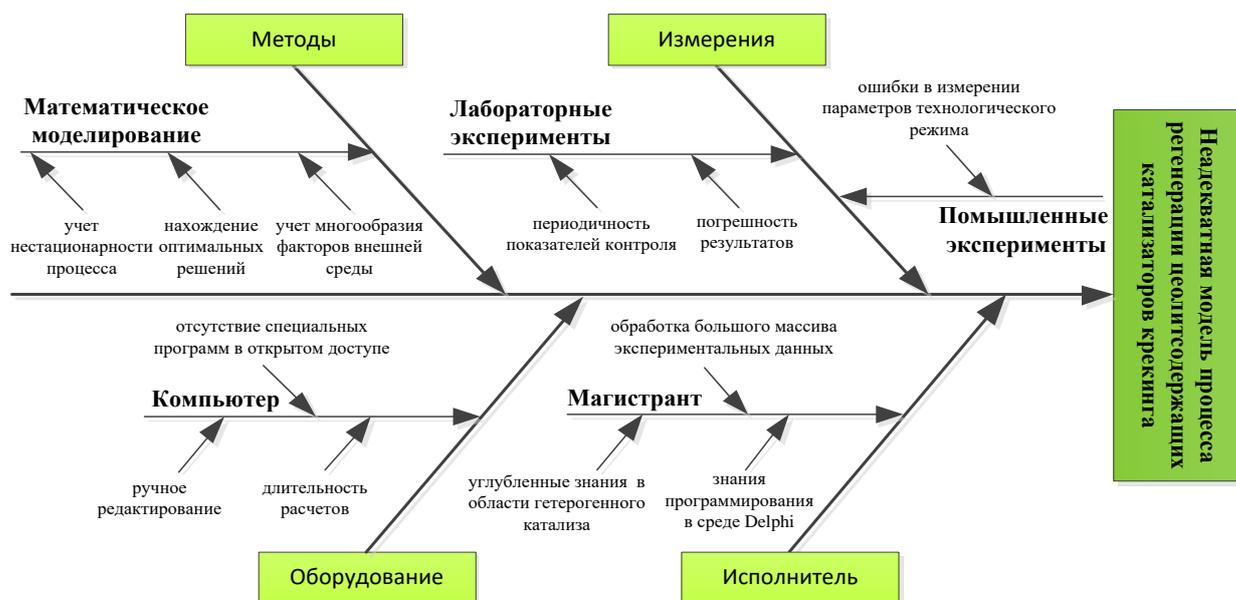


Рисунок 4.2 – Причинно-следственная диаграмма Исикавы

Из рисунка 4.2 видно, что основными факторами, влияющими на объект исследования, являются исполнитель, оборудование, методы и измерения.

4.1.4 Оценка готовности проекта к коммерциализации

Завершением разработки КМС является ее практическое применение на НПЗ. Показатели о степени проработанности проекта с позиции коммерциализации и компетенциям разработчика научного проекта приведены в таблице 4.2.

Таблица 4.2 – Бланк оценки степени готовности научного проекта

№ 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	5	4
3.	Определены отрасли и технологии (товары, услуги) для предложения на рынке	4	5
4.	Определена товарная форма научно-технического задела для представления на рынок	4	4
5.	Определены авторы и осуществлена охрана их прав	4	4
6.	Проведена оценка стоимости интеллектуальной собственности	3	4
7.	Проведены маркетинговые исследования рынков сбыта	4	4
8.	Разработан бизнес-план коммерциализации научной разработки	4	4
9.	Определены пути продвижения научной разработки на рынок	5	5
10.	Разработана стратегия (форма) реализации научной разработки	5	5
11.	Проработаны вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок	2	3
12.	Проработаны вопросы использования услуг инфраструктуры поддержки, получения льгот	4	5

Продолжение таблицы 4.2

13.	Проработаны вопросы финансирования коммерциализации научной разработки	2	4
14.	Имеется команда для коммерциализации научной разработки	3	5
15.	Проработан механизм реализации научного проекта	4	5
	ИТОГО:	57	65

Согласно результатам таблицы 4.2 суммарное количество баллов по категории степень проработанности научного проекта составляет 57, что указывает на готовность научного проекта к коммерциализации с перспективой выше среднего (45-59 баллов), а уровень имеющихся знаний у разработчика (65 баллов) считается достаточным для успешной коммерциализации научного проекта (60-75 баллов).

Таким образом, реализация данного проекта вероятна в условиях НПЗ, но прежде необходимо решить следующие возникшие проблемы:

- проработать вопросы международного сотрудничества и выхода на зарубежный рынок;
- проработать вопросы финансирования коммерциализации научной разработки.

4.1.5 Методы коммерциализации результатов научно-технического исследования

Для обеспечения коммерческой отдачи от реализации проекта возможно применение следующих методов коммерциализации научных разработок, как торговля патентными лицензиями, передача ноу-хау, инжиниринг, франчайзинг и т.д.

Для коммерциализации КМС процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга актуален метод инжиниринга, поскольку на данной стадии имеются предприятия-партнёры, которые заинтересованы в покупке данного научного проекта и применении его на практике.

Применение научного проекта на практике позволит провести оптимизацию, энерго- и ресурсосбережение и, в конечном счете, повысить эффективность работы установок КК на НПЗ в России.

4.2 Инициация проекта

1. Цели и результаты проекта. Целью данного проекта является прогнозирование показателей и выработка рекомендаций по совершенствованию режимов регенерации катализаторов крекинга.

Группа процессов инициации состоит из процессов, которые выполняются для определения нового проекта или новой фазы существующего. В рамках процессов инициации определяются изначальные цели и содержание и фиксируются изначальные финансовые ресурсы. Определяются внутренние и внешние заинтересованные стороны проекта (таблица 4.3), которые будут взаимодействовать и влиять на общий результат научного проекта (таблица 4.4).

Таблица 4.3 – Заинтересованные стороны проекта

Заинтересованные стороны проекта	Ожидание заинтересованных сторон
Научное объединение (институт, университет)	Освоение принципиально новой области исследования. Развитие взаимоотношений с представителями нефтеперерабатывающей отрасли с целью разработки совместного научного проекта. Продвижение проекта на целевой рынок.
Представители нефтеперерабатывающей отрасли (компании, заводы)	Применение научного проекта с целью оптимизации, энерго- и ресурсосбережения действующего производства.

Таблица 4.4 – Цели и результаты проекта

Цели проекта	Разработка математической модели процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга с целью определения показателей работы установки, определения текущих и оптимальных режимов ее работы, а также прогнозирования работы установки в отчетном периоде.
Ожидаемые результаты проекта	Повышение эффективности работы установки КК. Сокращение энерго- и ресурсозатрат. Увеличение срока службы катализатора после проведения регенерации.

Продолжение таблицы 4.4

Критерии приемки результата проекта	Расчеты, обеспечивающие получение полного набора необходимых производственных показателей (содержание остаточного кокса на регенерированном катализаторе, температура в зоне регенерации и др.).
Требование к результату проекта	Адекватность математической модели (минимальное расхождение между расчетными и экспериментальными значениями). Чувствительность модели к изменению входных параметров (содержание кокса на отработанном катализаторе, технологический режим подачи воздуха на регенерацию и др.). С точки зрения экономики – все затраты на разработку модели должны быть оправданы её эффективной работой.

2. Организационная структура проекта. Участники рабочей группы проекта представлены в таблице 4.5.

Таблица 4.5 – Рабочая группа проекта

№ п/п	ФИО, основное место работы, должность	Роль в проекте	Функции	Трудозатраты, час
1.	Юрьев Е.М., доцент ОХИ ИШПР	Научный руководитель проекта	Разработка линейного графика выполнения работ. Распределение обязанностей между исполнителями по проекту. Консультирование по проблеме исследования. Контроль выполнения индивидуального плана в части над магистерской диссертацией.	48
2.	Назарова Г.Ю., ассистент ОХИ ИШПР	Исполнитель по проекту	Составление и организация этапов текущей работы. Контроль выполнения индивидуального плана в части над магистерской диссертацией. Консультирование по химико-физическим основам и технологии процесса. Проверка и направление отчетов по проекту научному руководителю.	1200
3.	Шафран Т.А., магистрант ОХИ ИШПР	Исполнитель по проекту	Программирование, проверка результатов расчета по модели на адекватность, составление отчетов по разработке научного проекта.	1800
ИТОГО:				3048

3. Ограничения и допущения проекта. Ограничения проекта – это все факторы, которые могут послужить ограничением степени свободы участников команды проекта, а так же «границы проекта» – параметры проекта или его продукта, которые не будут реализованы в рамках данного проекта. Ограничения проекта приведены в таблице 4.6.

Таблица 4.6 – Ограничения проекта

Фактор	Ограничения /допущения
3.1 Бюджет проекта	не более 260000,0 руб.
3.1.1 Источник финансирования	Материальная база рабочей группы проекта
3.2 Сроки проекта:	01.09.2017-31.05.2018
3.2.1 Дата утверждения плана управления проектом	01.09.2017
3.2.2 Дата завершения проекта	31.05.2018

4.3 Планирование управления научно-техническим проектом

4.3.1 Разработка графика проведения научного исследования

В рамках планирования научного проекта необходимо построить календарный график проекта. Наиболее удобным и наглядным является построение календарного графика проекта в форме диаграммы Ганта.

Диаграмма Ганта – это горизонтальный ленточный график, на котором работы по теме представляются протяженными во времени отрезками, характеризующимися датами начала и окончания выполнения данных работ. Календарный план-график проведения научного исследования по разработке математической модели процесса регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга приведен в приложение Г.

4.3.2 Бюджет научно-технического исследования

В процессе формирования бюджета научно-технического исследования используется следующая группировка затрат по статьям: материальные затраты научно-технического исследования, основная заработная плата исполнителей темы, дополнительная заработная плата исполнителей темы, отчисления на социальные нужды, накладные расходы.

1. Сырье, материалы, покупные изделия и полуфабрикаты (за вычетом отходов)

В данную статью включаются затраты на приобретение всех видов материалов, комплектующих изделий и полуфабрикатов, необходимых для выполнения работ по данной теме. Результаты по данной статье приведены в таблице 4.7.

Таблицы 4.7 – Сырье, материалы, комплектующие изделия и покупные полуфабрикаты

Наименование	Кол-во	Цена за единицу, руб	Сумма, руб
Тетрадь	2	15,0	30,0
Ручка	3	20,0	60,0
Карандаш	1	18,0	18,0
Картридж для принтера	1	450,0	450,0
Бумага (500 листов)	1	280,0	280,0
Всего за материалы			838,0
Транспортно-заготовительные расходы (5 %)			42,0
ИТОГО:			880,0

2. Оборудование и программное обеспечение для научных (экспериментальных) работ

В данную статью включаются все затраты, связанные с приобретением оборудования, необходимого для проведения работ по конкретной теме.

В таблице 4.8 приведены затраты на приобретение оборудования для научных работ. В таблице 4.9 приведены затраты на приобретение программного обеспечения для научных работ.

Таблица 4.8 – Расчет затрат на приобретение оборудования для научных работ

№ п/п	Наименование оборудования	Кол-во единиц оборудования	Цена единицы оборудования, тыс. руб	Общая стоимость оборудования, тыс. руб
1	Компьютер	1	25,0	25,0
2	Принтер	1	2,0	2,0
ИТОГО:				27,0

Таблица 4.9 – Расчет затрат на приобретение программного обеспечения для научных работ

№ п/п	Наименование программного обеспечения	Кол-во единиц	Цена единицы, тыс. руб	Общая стоимость программного обеспечения, тыс. руб
1	Microsoft office	1	1,6	1,6
2	Pascal ABC	1	4,0	4,0
3	Mathcad Education	1	6,014	6,014
ИТОГО:				11,614

3. Основная заработная плата

В настоящую статью включается основная заработная плата научных и инженерно-технических работников, рабочих макетных мастерских и опытных производств, непосредственно участвующих в выполнении работ по данной теме. Расчет основной заработной платы представлен в таблице 4.10.

Таблица 4.10 – Расчет основной заработной платы

№ п/п	Исполнитель по категориям	Трудоем-кость, чел.-дн.	Зарботная плата, приходящаяся на один чел.-дн., тыс.руб.	Всего зарботная плата по тарифу (окладам), тыс.руб.
1	Руководитель	30	1,19	35,7
2	Ассистент	40	0,65	26,0
3	Магистрант	80	0,36	28,8

Статья заработной платы исполнителей темы включает основную заработную плату работников, непосредственно занятых выполнением научно-технического исследования, (включая премии и доплаты) и дополнительную заработную плату. Также включается премия, выплачиваемая ежемесячно из фонда заработной платы в размере 20 – 30 % от тарифа или оклада:

$$Z_{зп} = Z_{осн} + Z_{доп}, \quad (4.2)$$

где $Z_{осн}$ – основная заработная плата, $Z_{доп}$ – дополнительная заработная плата

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

$$Z_{осн} = Z_{дн} \cdot T_p, \quad (4.3)$$

где T_p – продолжительность работ, выполняемых научно-техническим работником, раб. дн.

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

$$Z_{дн} = \frac{Z_m \cdot M}{F_d}, \quad (4.4)$$

где Z_m – 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_d – действительный годовой фонд рабочего времени научно-технического персонала, раб. дн.

В таблице 4.11 приведен баланс рабочего времени каждого работника научно-технического исследования.

Таблица 4.11 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Ассистент	Магистрант
Календарное число дней	273	273	273
Количество нерабочих дней			
выходные дни:	37	37	37
праздничные дни:	14	14	14
Потери рабочего времени			
отпуск:	48	48	48
невыходы по болезни:	14	14	14
Действительный годовой фонд рабочего времени	160	160	160

Месячный должностной оклад работника:

$$Z_m = Z_б \cdot (k_{пр} + k_d) \cdot k_p, \quad (4.5)$$

где $Z_б$ – базовый оклад, руб., $k_{пр}$ – премиальный коэффициент, (определяется Положением об оплате труда), k_d – 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_p – районный коэффициент, равный 1,3 (для Томска)

Расчет основной заработной платы приведен в таблице 4.12.

Таблица 4.12 – Расчет основной заработной платы

Исполнители	$Z_б$, руб.	k_{np}	k_d	k_p	Z_m , руб	$Z_{дн}$, руб.	T_p , раб. дн.	$Z_{осн}$, руб.
Руководитель	26300	-	-	1,3	34190	2222,4	30	66672,0
Ассистент	10000	-	-	1,3	13000	845,0	40	33800,0
Магистрант	7000	-	-	1,3	9100	591,5	80	47320,0

4. Дополнительная заработная плата научно-производственного персонала

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

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

$$Z_{доп} = k_{доп} \cdot Z_{осн}, \quad (4.6)$$

где $k_{доп}$ – коэффициент дополнительной зарплаты

В таблице 4.13 приведена форма расчёта основной и дополнительной заработной платы.

Таблица 4.13 – Заработная плата исполнителей научно-технического исследования

Заработная плата	Руководитель	Ассистент	Магистрант
Основная зарплата	66672,0	33800,0	47320,0
Дополнительная зарплата	10000,8	5070,0	7098,0
Итого по статье $C_{зп}$	76672,8	38870,0	54418,0

5. Отчисления на социальные нужды

Статья включает в себя отчисления во внебюджетные фонды:

$$C_{\text{внеб}} = k_{\text{внеб}} \cdot (З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}}), \quad (4.7)$$

где $k_{\text{внеб}}$ – коэффициент отчислений на уплату во внебюджетные фонды (пенсионный фонд, фонд обязательного медицинского страхования и др.).

Тариф страховых взносов на период до 2018 года составляет 27,1%.
Отчисления во внебюджетные фонды составляют 31312,1 руб.

6. Научные и производственные командировки

Расходы по командировкам магистранта принимаются в размере 10 % от основной и дополнительной заработной платы всего персонала, занятого выполнением данной темы проекта и составляют 16966,1 руб.

Калькуляция плановой себестоимости научно-технического исследования на основании полученных данных по отдельным статьям затрат приведена в таблице 4.14.

Таблица 4.14 – Группировка затрат по статьям

Статьи	Сумма, руб.
1. Сырье, материалы (за вычетом возвратных отходов), покупные изделия и полуфабрикаты	880,0
2. Оборудование для научных работ	27000,0
3. Программное обеспечение для научных работ	11614,0
4. Основная заработная плата	147792,0
5. Дополнительная заработная плата	22168,8
6. Отчисления на социальные нужды	31312,1
7. Научные и производственные командировки	16966,1
8. Итого плановая себестоимость	257733,0

Согласно таблице 4.14, основные затраты научно-технического исследования приходятся на выплату заработной платы работников, участвующих в выполнении темы проекта.

4.3.3 Организационная структура проекта

Для данного научно-исследовательского проекта наиболее подходящей является проектная организационная структура (рисунок 4.3).

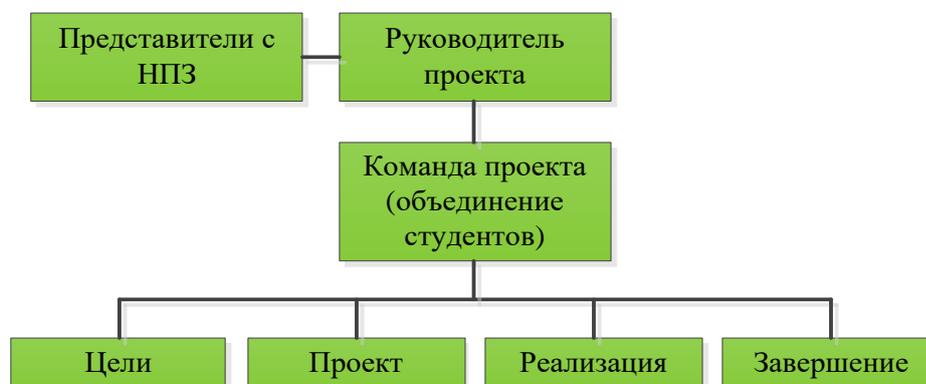


Рисунок 4.3 – Проектная структура проекта

4.3.4 Матрица ответственности

С целью распределения ответственности между участниками проекта сформирована матрица ответственности (таблица 4.15).

Таблица 4.15 – Матрица ответственности

Этапы проекта	Руководитель проекта	Ассистент	Магистрант
Формирование актуальной проблемы	И	О	О
Выбор методики решения	С	О	И
Литературный обзор	С	С	И
Проведение расчетов	С	И	И
Анализ полученных данных	С	И	И
Структурирование и оформление результатов	С	О	И

О (Ответственный) – лицо, отвечающее за реализацию этапа проекта и контролирующее его ход; И (Исполнитель) – лицо, выполняющие работы в рамках этапа проекта; С (Согласующее лицо) – лицо, осуществляющее анализ результатов проекта и участвующее в принятии решения о соответствии результатов этапа требованиям

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

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

Интегральный финансовый показатель разработки определяется как:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}}, \quad (4.8)$$

где Φ_{pi} – стоимость i -го варианта исполнения, Φ_{max} – максимальная стоимость исполнения научно-исследовательского проекта (в т.ч. аналоги)

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

Результаты по расчету интегрального показателя ресурсоэффективности представлены в таблице 4.16.

Таблица 4.16 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерии \ Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Текущий проект	Аналог 1	Аналог 2	Аналог 3
1. Повышение производительности и улучшение качества инженерных расчетов	0,25	4	3	4	3
2. Наличие обширной базы данных и библиотеки модульных операций	0,10	4	5	5	5
3. Графический интерфейс	0,20	5	5	5	5
4. Чувствительность модели	0,20	5	3	3	3

Продолжение таблицы 4.16

5. Надежная оптимизация процесса (максимизация прибыли)	0,25	5	4	5	4
ИТОГО:	1				

Интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов исполнения объекта исследования можно определить следующим образом:

$$I_m^a = \sum_{i=1}^n a_i b_i^a, \quad (4.9)$$

где a_i – весовой коэффициент i -го параметра, b_i^a – интегральный показатель ресурсоэффективности вариантов, n – число параметров сравнения

$$I_{\text{ТП}} = 4 \cdot 0,25 + 4 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,20 + 5 \cdot 0,20 + 5 \cdot 0,25 = \mathbf{4,65};$$

$$\text{Аналог 1} = 3 \cdot 0,25 + 5 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,20 + 3 \cdot 0,20 + 4 \cdot 0,25 = 3,85;$$

$$\text{Аналог 2} = 4 \cdot 0,25 + 5 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,20 + 3 \cdot 0,20 + 5 \cdot 0,25 = \mathbf{4,35};$$

$$\text{Аналог 3} = 3 \cdot 0,25 + 5 \cdot 0,1 + 5 \cdot 0,20 + 3 \cdot 0,20 + 4 \cdot 0,25 = 3,80.$$

В результате проведенной работы была спроектирована и создана конкурентоспособная разработка, отвечающая современным требованиям в области ресурсоэффективности и ресурсосбережения. Сравнение значений интегральных показателей ресурсоэффективности позволило понять, что более эффективным вариантом решения поставленной в магистерской диссертации технической задачи с позиции финансовой и ресурсной эффективности является текущий проект и аналог 2.

Список публикаций

1. Nazarova G.Y., Ivashkina E.N., Ivanchina E.D., **Shafran T.A.**, Stebeneva V. I., Seytenova G. Z. Testing of cracking zeolite catalysts using mathematical model (Article number 060013) // AIP Conference Proceedings. – 2016. Vol. 1772. P. 1-7.

2. Nazarova G.Y., Ivashkina E.N., **Shafran T.A.**, Belinskaya N.S. Calculation method to determine the group composition of vacuum distillate with high content of saturated hydrocarbons (Article number 01010) // MATEC Web of Conferences. – 2016 . Vol. 85. P. 1-5.

3. Ivashkina E.N., Nazarova G.Y., **Shafran T.A.**, Stebeneva V.I. Forecasting the zeolite-containing catalyst activity in catalytic cracking technology taking into account the feedstock composition (Article number 020014) // AIP Conference Proceedings. – 2017. – Vol. 1876. P. 1-9.

4. Иванчина Э.Д., Ивашкина (Михайлова) Е.Н., Назарова (Силко) Г.Ю., Стебенева В.И., **Шафран Т.А.**, Киселева С.В., Храпов Д.В., Короткова Н.В., Есипенко Р.В. Разработка кинетической модели процесса каталитического крекинга // Катализ в промышленности. – 2017, №. 6. С. 477-486.

5. Назарова (Силко) Г.Ю., **Шафран Т.А.**, Стебенева В.И. Влияние активности цеолитсодержащего катализатора на выход бензиновой фракции и кокса в технологии каталитического крекинга // Перспективы развития фундаментальных наук: сборник трудов XIV Международной конференции студентов, аспирантов и молодых ученых, Томск, 25-28 Апреля 2017. – Томск: ТПУ, 2017. Т. 2. Химия. С. 40-42.

6. Nazarova (Silko) G.Y., Ivashkina (Mikhaylova) E.N., Stebeneva V.I., **Shafran T.A.** Increasing of gasoline and gas production in catalytic cracking technology taking into account catalyst activity // 12th International Forum on Strategic Technology (IFOST - 2017): Proceedings: in 2 Vol., Ulsan, 31 May-2 June 2017. – Ulsan: University of Ulsan, 2017. Vol. 1. P. 380-384.

7. Nazarova G.Y., **Shafran T.A.**, Stebeneva V.I., Protsenko K.S. Development of mathematical model of catalytic cracking taking into account the irreversibility criterion of reactions // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XVIII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва, Томск, 29 Мая-1 Июня 2017. – Томск: Изд-во ТПУ, 2017. С. 442-443.

8. Назарова (Силко) Г.Ю., **Шафран Т.А.**, Стебенева В.И. Разработка математической модели реактора каталитического крекинга с учетом функции дезактивации катализатора коксом // Проблемы геологии и освоения недр: труды XXI Международного симпозиума имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых, посвященного 130-летию со дня рождения профессора М.И. Кучина, Томск, 3-7 Апреля 2017. – Томск: ТПУ, 2017. Т. 2. С. 337-339.

9. Стебенева В.И., **Шафран Т.А.**, Назарова (Силко) Г.Ю. Оценка влияния состава сырья каталитического крекинга и активности катализатора на выход светлых фракций и кокса // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XVIII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва, Томск, 29 Мая-1 Июня 2017. – Томск: Изд-во ТПУ, 2017. С. 329-330.

10. **Шафран Т.А.**, Назарова (Силко) Г.Ю., Стебенева В.И. Расчет стадии окислительной регенерации катализатора крекинга с применением математической модели процесса // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XVIII Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва, Томск, 29 Мая-1 Июня 2017. – Томск: Изд-во ТПУ, 2017. С. 342-343.

11. **Шафран Т.А.**, Назарова (Силко) Г.Ю., Стебенева В.И. Расчет стадии окислительной регенерации цеолитсодержащего катализатора крекинга нефтяного сырья // Проблемы геологии и освоения недр: труды XXI Международного симпозиума имени академика М.А. Усова студентов и

молодых ученых, посвященного 130-летию со дня рождения профессора М.И. Кучина. Томск, 3-7 Апреля 2017. – Томск: ТПУ, 2017. Т. 2. С. 365-367.

12. Nazarova G.Y., **Shafran T.A.**, Stebeneva V.I. Testing results of catalysts using mathematical model of catalytic cracking // Catalysis: From Science to Industry: Proceedings of IV International Scientific School-Conference for Young Scientists in memory of Professor L.N. Kurina, Tomsk, October 23-27, 2016. – Tomsk: Ivan Fedorov, 2016. P. 125.

13. **Shafran T.A.**, Nazarova G.Y., Stebeneva V.I. Predicting the yield of propane-propylene and butane-butylene fractions during the catalytic cracking process // Научные химические технологии - 2016: материалы XVI Международной научно-технической конференции с элементами школы молодых ученых, Moscow, October 10-15, 2016. – Москва: МГТУ МИРЭА, 2016. P. 93.

14. Назарова (Силко) Г.Ю., Ивашкина (Михайлова) Е.Н., Иванчина Э.Д., Стебенева В.И., **Шафран Т.А.** Моделирование процесса каталитического крекинга вакуумного газойля // Инженерное дело: взгляд в будущее: материалы VII Международной научно-технической конференции ПАО "ОМСКНЕФТЕХИМПРОЕКТ", Омск, 28-29 Октября 2016. – Омск: Омскбланкиздат, 2016. С. 47-48.

15. Назарова (Силко) Г.Ю., Ивашкина (Михайлова) Е.Н., Иванчина Э.Д., **Шафран Т.А.**, Сейтенова Г.Ж. Математическое моделирование процесса каталитического крекинга // Переработка углеводородного сырья. Комплексные решения (Левинтерские чтения): материалы Всероссийской научной конференции, Самара, 3-5 Ноября 2016. – Самара: СамГТУ, 2016. С. 190-191.

16. Назарова (Силко) Г.Ю., Ивашкина (Михайлова) Е.Н., **Шафран Т.А.**, Стебенева В.И. Прогнозирование активности цеолитсодержащего катализатора в технологии каталитического крекинга с учетом состава перерабатываемого сырья // Техника и технология нефтехимического и

нефтегазового производства: материалы 7-й Международной научно-технической конференции, Омск, 24-28 Апреля 2017. – Омск: ОмГТУ, 2017. С. 26-27.

17. Назарова (Силко) Г.Ю., Стебенева В.И., **Шафран Т.А.**, Ивашкина (Михайлова) Е.Н. Математическая модель процесса каталитического крекинга на основе распределения углеводородов в вакуумном дистилляте // XX Менделеевский съезд по общей и прикладной химии: тезисы докладов в 5 т., Екатеринбург, 26-30 Сентября 2016. – Екатеринбург: УрО РАН, 2016. Т. 4. С. 129.

18. **Шафран Т.А.**, Назарова (Силко) Г.Ю. Прогнозирование выхода и октанового числа бензина в технологии каталитического крекинга с учетом группового состава вакуумного дистиллята // X Конкурс проектов молодых ученых: сборник тезисов докладов. – Москва: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2016. С. 98-99.

19. Назарова Г.Ю., **Шафран Т.А.**, Кислинская А.А. Прогнозирование активности цеолитсодержащих катализаторов в зависимости от содержания тяжелых металлов в сырье каталитического крекинга // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XIX Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва, Томск, 21-24 мая 2018. – Томск: Изд-во ТПУ, 2018. С. 380-381.

20. **Шафран Т.А.**, Назарова Г.Ю. Моделирование процесса окислительной регенерации цеолитсодержащих катализаторов крекинга // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XIX Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва, Томск, 21-24 мая 2018. – Томск: Изд-во ТПУ, 2018. С. 396-397.