

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

Институт природных ресурсов
Направление подготовки «Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов»
Кафедра ХТТ и ХК

БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА

Тема работы	
Исследование процесса риформинга бензинов на установке с непрерывной регенерацией катализатора	

УДК 665.633:665.642

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2Д2В	Серикова Наталья Павловна		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент. каф. ХТТ и ХК	Чернякова Е.С.	к.т.н.		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент кафедры менеджмента	Рыжакина Татьяна Гавриловна	к.э.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
профессор кафедры ЭБЖ	Ахмеджанов Рафик Равильевич	д.б.н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Зав. кафедрой	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
ХТТ и ХК	Юрьев Егор Михайлович	к.т.н.		

Томск – 2016 г.

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

Институт природных ресурсов
Направление подготовки (специальность) «Химическая технология природных
энергоносителей и углеродных материалов»
Кафедра ХТТ и ХК

УТВЕРЖДАЮ:
Зав. кафедрой ХТТ и ХК

(Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ
на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

бакалаврской работы

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

Студенту:

Группа	ФИО
2Д2В	Сериковой Наталье Павловне

Тема работы:

Исследование процесса риформинга бензинов на установке с непрерывной регенерацией катализатора	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	1749/С от 11.03.2016

Срок сдачи студентом выполненной работы:	01.06.2016
--	------------

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

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>	Объект исследования – установка каталитического риформинга Л-35/11-1000 ОАО «Газпромнефть-Омский НПЗ». Мощность установки по сырью - прямогонной бензиновой фракции 80–180°С (75–180°С) составляет 1млн.т/год. Режим работы – непрерывный Установка предназначена для получения высокооктанового дебутанизированного платформата, используемого в качестве высокооктанового компонента при приготовлении товарных бензинов.
--	--

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; обсуждение результатов выполненной работы; наименование дополнительных разделов, подлежащих разработке; заключение по работе).</i>	1 Основные теоретические положения 1.1 Химизм процесса каталитического риформинга 1.2 Технологическое оформление процесса риформинга бензинов с непрерывной регенерацией катализатора 1.3 Технологические параметры процесса 1.3.1 Основные технологические параметры каталитического риформинга 1.3.2 Параметры процесса регенерации катализатора 1.4 Катализаторы процесса 2 Литературный обзор 2.1 Оптимизация состава сырья, поступающего на риформинг 2.2 Современные катализаторы процесса риформинга 2.3 Варианты промышленной реализации процесса риформинга с непрерывной регенерацией катализатора 2.3.1 Процесс CCR Platforming UOP 2.3.2 Процесс Octanizing Axens 2.3.3 Процесс Dualforming Axens 2.3.4 Процесс CycleX фирмы UOP 3 Объект и методы исследования 4 Исследовательская часть 4.1 Мониторинг работы установки 4.2 Влияние основных технологических параметров на работу установки 5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение 5.1 Потенциальные потребители результатов исследования 5.2 Оценка коммерческого потенциала и перспективности 5.2.1 Анализ конкурентных технических решений 5.2.2 SWOT-анализ 5.3 Планирование научно-исследовательских работ 5.3.1 Структура работ в рамках научного исследования 5.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ) 5.4.1 Расчет материальных затрат НТИ 5.4.2. Расчет затрат на специальное оборудование для научных работ 5.4.2 Основная заработная плата исполнителей темы 5.4.3 Дополнительная заработная плата исполнителей темы 5.4.4 Отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления) 5.4.5 Накладные расходы 5.4.6 Формирование бюджета затрат научно-исследовательского проекта 5.5 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования 6 Производственная безопасность 6.1 Анализ вредных воздействий на рабочем месте 6.2 Анализ вредных факторов при адаптации математической
--	--

	модели 6.3 Охрана окружающей среды 6.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях 6.5 Правовые вопросы обеспечения безопасности Заключение Список использованных источников
Перечень графического материала <i>(с точным указанием обязательных чертежей)</i>	
Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы <i>(с указанием разделов)</i>	
Раздел	Консультант
«Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»	доцент кафедры менеджмента, к.э.н., Рыжакина Татьяна Гавриловна
«Социальная ответственность»	профессор кафедры ЭБЖ, д.б.н., Ахмеджанов Рафик Равильевич
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	10.02.2016
--	------------

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент. каф. ХТТ и ХК	Чернякова Е.С.	к.т.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2Д2В	Серикова Наталья Павловна		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»

Студенту:

Группа	ФИО
2Д2В	Сериковой Наталье Павловне

Институт	Природных ресурсов	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	Бакалавр	Направление/специальность	химическая технология

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

1. Стоимость ресурсов научного исследования (НИ): материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах; анкетирование; опрос.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Оценка коммерческого потенциала, перспективности и альтернатив проведения НИ с позиции ресурсоэффективности и ресурсосбережения	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Определение возможных альтернатив проведения научных исследований	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение заинтересованных сторон и их ожиданий.
3. Планирование процесса управления НИИ: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Составление календарного плана проекта. Определение бюджета НИИ
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Проведение оценки экономической эффективности исследования влияния различных технологических режимов на работу установки каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора

Перечень графического материала(с точным указанием обязательных чертежей):

1. Оценка конкурентоспособности технических решений
2. Матрица SWOT
3. График проведения и бюджет НИИ
4. Расчёт денежного потока
5. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности НИИ

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику

Задание выдал консультант:

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

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2Д2В	Серикова Наталья Павловна		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
2Д2В	Сериковой Наталье Павловне

Институт	ИПР	Кафедра	ХТТ и ХК
Уровень образования	бакалавр	Направление/специальность	«Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов»

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения	Объект исследования – процесс каталитического риформинга бензина Рабочая зона – компьютерный класс, технологическая зона Область применения – нефтехимическая промышленность
--	--

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Производственная безопасность 1.1. Анализ выявленных вредных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности: – физико-химическая природа вредности, её связь с разрабатываемой темой; – действие фактора на организм человека; – приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ); – предлагаемые средства защиты; – (сначала коллективной защиты, затем – индивидуальные защитные средства). 1.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности: – механические опасности (источники, средства защиты); – термические опасности (источники, средства защиты); – электробезопасность (в т.ч. статическое электричество, молниезащита – источники, средства защиты); – пожаровзрывобезопасность (причины, профилактические мероприятия, первичные средства пожаротушения).	1.1. Анализ выявленных вредных и опасных факторов при разработке научного исследования (компьютерный класс) [СанПиН 2.2.2/2.4.1340-03]: -микроклиматические условия (температура воздуха; выделение в воздух рабочей зоны ряда химических веществ; влажность воздуха; аэроионный состав воздуха; отсутствие или недостаток естественного света; недостаточная искусственная освещенность рабочей зоны; повышенная яркость света)[СанПиН 23-05-95; СанПиН 2.2.1/2.1.1.1278-03; СанПиН 2.2.4.548-96; СанПиН 2.2.4.1294-03; ГН 2.2.5.1313-03; СанПиН 2.1.2.729-99; ГОСТ 30494-2011] -электробезопасность (напряжение в электрической цепи, замыкание; статическое электричество; электромагнитные излучения; напряженность электрического поля)[ГОСТ 12.1.002-84; ГОСТ 12.4.124-83] -психофизические факторы (повышенная контрастность; прямая и отраженная блескость; зрительное напряжение; монотонность трудового процесса; нервно-эмоциональные перегрузки)[ГОСТ 12.0.003-74] 1.2 Анализ выявленных вредных и опасных факторов при эксплуатации научного исследования (технологическая зона): - выделение вредных веществ (сероводород, бензин, дизельное топливо, пропан, бутан, водород, аммиак, диметилсульфид, оксид алюминия, платина, рений)[ГОСТ 12.1.007-76] -пожаровзрывобезопасность[ГОСТ Р 22.0.01-94] -производственный шум[ГОСТ 12.1.003-83] -вибрация[ГОСТ Р 55265.2-2012] - движущиеся машины и механизмы; подвижные части производственного
---	--

	оборудования[ГОСТ 12.4.011-89] -электробезопасность[ГОСТ Р 12.1.019-2009]
2. Экологическая безопасность: – анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы); – анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы); – анализ воздействия объекта на литосферу (отходы); – разработать решения по обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды.	- вредные вещества (сероводород, бензин, дизельное топливо, пропан, бутан, водород, аммиак, диметилсульфид, оксид алюминия, платина, рений), которые выделяются или используются вовремя производства; - химическое загрязнение водотоков в результате удаления неорганических и органических отходов в канализационную сеть; - отходы; - разработаны решения по обеспечению экологической безопасности
3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях: – перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения; – выбор наиболее типичной ЧС; – разработка превентивных мер по предупреждению ЧС; – разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий.	Перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения: взрыв парогазового облака, образованного при разгерметизации технологического оборудования; пожар в форме огненного шара при мгновенном разрушении технологического аппарата, содержащего углеводороды в перегретом состоянии; пожар пролива, при разгерметизации аппарата, содержащего жидкие углеводородные фракции с температурой кипения выше температуры окружающей среды. Меры по предупреждению ЧС: применение защитного оборудования; своевременный ремонт и замена старого оборудования; допуск к работе только квалифицированных рабочих.
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны.	- "Трудовой кодекс Российской Федерации" от 30.12.2001 N 197-ФЗ (ред. от 31.12.2014) -организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны: технический перерыв, проветривание, полная изоляция от производственных источников шума и вибрации.

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

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Профессор кафедры ЭБЖ ИНК	Ахмеджанов Р.Р.	д.б.н., профессор		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
2Д2В	Серикова Наталья Павловна		

ПЛАНИРУЕМЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ ОБУЧЕНИЯ (ООП «Химическая технология»18.03.01)

Планируемые результаты обучения

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), CDIO(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), CDIO (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), CDIO (1.2, 2.1, 4.5)
P4	Разрабатывать новые технологические процессы, проектировать и использовать новое оборудование химической технологии, проектировать объекты химической технологии в контексте предприятия, общества и окружающей среды	Требования ФГОС (ПК-11,26,27,28), Критерий 5 АИОР (п.1.3) CDIO (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), CDIO (п. 2.2)
P6	Внедрять, эксплуатировать и обслуживать современное высокотехнологичное оборудование, обеспечивать его высокую эффективность, выводить на рынок новые материалы , 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) CDIO (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), CDIO (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), CDIO (п. 2.4)
P9	Активно владеть иностраным языком на уровне, позволяющем разрабатывать документацию, презентовать результаты профессиональной деятельности.	Требования ФГОС (ОК-14) , Критерий 5 АИОР (п.2.2), CDIO (п. 3.2, 3.3)
P10	Эффективно работать индивидуально и в коллективе, демонстрировать лидерство в инженерной деятельности и инженерном предпринимательстве , ответственность за результаты работы и готовность следовать корпоративной культуре организации.	Требования ФГОС (ОК-3,4) , Критерий 5 АИОР (пп.1.6, 2.3) CDIO (п. 4.7, 4.8, 3.1)

РЕФЕРАТ

Выпускная квалификационная работа с. 94, рис.16, табл.20, источников 56, прил.9

Ключевые слова: каталитический риформинг, бензиновая фракция, регенерация катализатора, высокооктановый компонент, моделирование, мониторинг.

Объектом исследования является установка каталитического риформинга Л-35/11-1000 ОАО «Газпромнефть-Омский НПЗ». Установка предназначена для получения высокооктанового дебутанизированного платформата, используемого в качестве высокооктанового компонента при приготовлении товарных бензинов.

Цель работы – расчет и исследование различных режимов работы установки риформинга с непрерывной регенерацией катализатора, путем использования моделирующей компьютерной системы.

В процессе исследования проводились: обзор рынка современных катализаторов, используемых в процессе каталитического риформинга с непрерывной регенерацией; изучение методики расчета работы установки риформинга с использованием математической компьютерной системы «Activ+C», учитывающей изменение эксплуатационных характеристик катализатора в процессе коксообразования;

В результате исследования проведен мониторинг работы установки риформинга с непрерывной регенерацией катализатора, исследовано влияние различных технологических параметров на работу установки, подобраны оптимальные технологические параметры.

Область применения – нефтехимическая промышленность.

Экономическая значимость работы: исследования в данной работе позволяют без значительных материальных затрат проводить вычислительные эксперименты для каталитического риформинга.

Оглавление

Введение	5
1 Основные теоретические положения	6
1.1 Химизм процесса каталитического риформинга	6
1.2 Технологическое оформление процесса риформинга бензинов с непрерывной регенерацией катализатора	9
1.3 Технологические параметры процесса	11
1.3.1 Основные технологические параметры каталитического риформинга	11
1.3.2 Параметры процесса регенерации катализатора	13
1.4 Катализаторы процесса	15
2 Литературный обзор	18
2.1 Оптимизация состава сырья, поступающего на риформинг	18
2.2 Современные катализаторы процесса риформинга	18
2.3 Варианты промышленной реализации процесса риформинга с непрерывной регенерацией катализатора	25
2.3.1 Процесс CCR Platforming UOP	27
2.3.2 Процесс Octanizing Axens	32
2.3.3 Процесс Dualforming Axens	32
2.3.4 Процесс CycleX фирмы UOP	36
3 Объект и методы исследования	38
4 Исследовательская часть	42
4.1 Мониторинг работы установки	42
4.2 Влияние основных технологических параметров на работу установки	43
5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	54
5.1 Потенциальные потребители результатов исследования	54
5.2 Оценка коммерческого потенциала и перспективности	54
5.2.1 Анализ конкурентных технических решений	54
5.2.2 SWOT-анализ	55
5.3 Планирование научно-исследовательских работ	56

5.3.1 Структура работ в рамках научного исследования	56
5.3.2 Определение трудоемкости выполнения работ	56
5.3.3 Разработка графика проведения научного исследования	57
5.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ)	58
5.4.1 Расчет материальных затрат НТИ	59
5.4.2. Расчет затрат на специальное оборудование для научных работ	59
5.4.2 Основная заработная плата исполнителей темы	59
5.4.3 Дополнительная заработная плата исполнителей темы	61
5.4.4 Отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления)	62
5.4.5 Накладные расходы	62
5.4.6 Формирование бюджета затрат научно-исследовательского проекта	63
5.5 Определение ресурсной (ресурсосберегающей), финансовой, бюджетной, социальной и экономической эффективности исследования	64
6 Производственная безопасность	66
6.1 Анализ вредных воздействий на рабочем месте	66
6.2 Анализ вредных факторов при адаптации математической модели	70
6.3 Охрана окружающей среды	72
6.4 Безопасность в чрезвычайных ситуациях	74
6.5 Правовые вопросы обеспечения безопасности	76
Заключение	77
Список использованных источников	78
Приложение А	84
Приложение Б	85
Приложение В	86
Приложение Г	87
Приложение Д	88
Приложение Е	89
Приложение Ж	90
Приложение И	91
Приложение К	92

Введение

Непрерывно возрастающая потребность в высокооктановых компонентах бензинов и моноциклических ароматических углеводородах обуславливает значительную роль процесса каталитического риформинга в поточных схемах переработки нефти. Коммерческая привлекательность этого процесса заключается, прежде всего, в относительно низкой себестоимости получаемого реформата, его высоких антидетонационных характеристиках, отсутствием в нем серы и непредельных углеводородов, доступностью сырья.

Одним из направлений развития каталитического риформинга является строительство установок с непрерывной регенерацией катализатора, отличающихся от традиционных схем высоким выходом водорода и реформата с повышенным октановым числом, а также большей продолжительностью непрерывной работы.

Целью данной работы является расчет и исследование различных режимов работы установки риформинга с непрерывной регенерацией катализатора, путем использования моделирующей компьютерной системы.

Задачи:

- обработка данных хроматографического анализа сырья и катализатора;
- расчет работы установки риформинга с непрерывной регенерацией катализатора;
- анализ степени влияния технологических параметров процесса на работу установка;
- выбор оптимального технологического режима работы установки риформинга с непрерывной регенерацией.

1 Основные теоретические положения

1.1 Химизм процесса каталитического риформинга

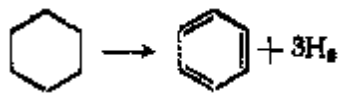
Бензиновые фракции представляют собой широкий набор углеводородов, причем эти фракции, полученные из разных нефтей, отличаются по своему составу, а именно содержанием парафиновых, нафтеновых и ароматических углеводородов. Тем не менее, существует определенное постоянство распределения углеводородов по данным группам, однако исключением являются бензины нафтеновых нефтей, их добыча ограничена [1]. Алканы чаще всего имеют нормальное строение, тогда как разветвлённые изоалканы содержатся в небольших количествах. Углеводороды ряда нафтеновых представлены в виде гомологов цикlopентана и циклогексана. Содержание ароматических углеводородов в сырьевых бензиновых фракциях невелико.

В ходе каталитического риформинга, который представляет собой сложный химический процесс, протекают разного рода реакции, благодаря которым изменяется углеводородный состав бензиновых фракций и приводят к улучшению их антидетонационных характеристик [1].

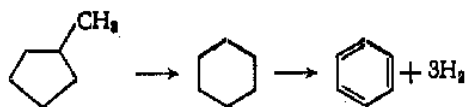
В основе процесса лежат три типа реакций (дегидрирование и дегидроциклизация, изомеризация, гидрокрекинг).

1. Реакции образования ароматических углеводородов. Протекают с поглощением значительных количеств теплоты.

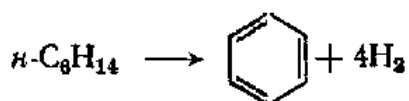
Дегидрирование шестичленных циклоалканов.



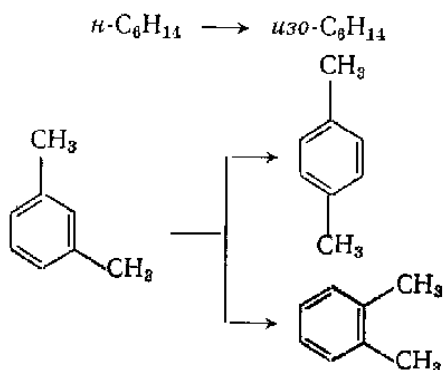
Дегидроизомеризация пятичленных циклоалканов.



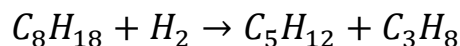
Ароматизация (дегидроциклизация) алканов.



2. Изомеризация углеводородов. Изомеризации подвергаются пятичленные и шестичленные циклоалканы, а также алканы и ароматические углеводороды:

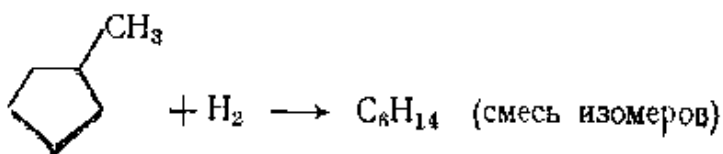


3. Реакции гидрокрекинга и гидрогенолиза. Гидрокрекинг парафиновых углеводородов, которые содержатся в бензиновых фракциях, протекает с газообразованием



что приводит к ухудшению селективности процесса.

Также осуществляются реакции, при которых раскрывается циклопентановое кольцо и пятичленные циклоалканы превращаются в парафиновые углеводороды разного изомерного строения



В условиях риформинга наблюдаются также и другие реакции, влияющие на такие показатели катализатора, как активность и стабильность. Они связаны с распадом гетероорганических соединений: сернистых, азотистых, хлорсодержащих, а также с образованием кокса на катализаторе.

Образование кокса является результатом сложной группы химических реакций, ведущих к появлению тяжелых конденсированных ароматических углеводородов и полимеров. Образование таких продуктов с повышенным, по сравнению с другими продуктами, отношением C/H может быть результатом

реакций дегидроциклизации, диспропорционирования, алкилирования, полимеризации олефинов. Сырье с высоким концом кипения содержит больше полиароматических углеводородов и, таким образом, имеет повышенную тенденцию к коксованию. Так как полимеризации способствует высокая температура, то плохое распределение ее в реакторе, приводящее к образованию локальных зон высоких температур, способствует образованию кокса. Отложение кокса на катализаторе значительно уменьшает его активность и селективность.

Селективность ароматизации в процессе каталитического риформинга определяется отношением прироста содержания ароматических углеводородов к убыли нафтеных и парафиновых. Она характеризует косвенно условия для ароматизации углеводородов различных классов в соответствующих реакторах. Селективность во многом зависит от неоднородности химического состава исходного сырья. Повышению селективности процесса способствует дифференцирование температурного режима и парциального давления водорода по реакторам.

При практически неизменном содержании в сырье нафтеных (26-28% мас.) и ароматических (8-10% мас.) углеводородов содержание ароматических углеводородов в риформате по мере утяжеления сырья возрастает (с 45 до 67%) вследствие увеличения с ростом молекулярной массы скорости реакции дегидроциклизации парафиновых углеводородов в ароматические [2].

Основные реакции процесса каталитического риформинга, такие как образование ароматических углеводородов из нафтеных и парафинов, эндотермичны, тепловой эффект реакций изомеризации нафтеных и парафинов приближен к нулю, а экзотермический тепловой эффект имеют реакции гидрокрекинга [3]. Суммарный тепловой эффект процесса эндотермический, т.к. лимитирующей стадией процесса является дегидроциклизация.

Реакции ароматизации нафтеных и парафиновых углеводородов обратимы и протекают с увеличением объема и поглощением теплоты. При увеличении температуры и понижении парциального давления водорода по

принципу Ле-Шателье увеличивается равновесная глубина реакций ароматизации [3]. Тем не менее, в промышленности процесс риформинга проводят при повышенном давлении для подавления коксообразования, в результате снижается равновесная глубина ароматизации, которую компенсируют повышением температуры, либо используют технологию с непрерывной регенерацией катализатора.

1.2 Технологическое оформление процесса риформинга бензинов с непрерывной регенерацией катализатора

Процесс с движущимся слоем катализатора был впервые реализован в промышленности в 1971 г.[4]. Схема установки ЛФ-35-11/1000 представлена в Приложении А.

Она включает в себя пять блоков [4]:

- блок гидроочистки (ГО);
- реакторный блок, принципиально отличный от стационарного: один вертикальный реактор представляет собой как бы поставленные друг на друга секции, между которыми продукт отводится в печь для подогрева, а катализатор движется сплошным слоем от верхней секции к нижней, откуда непрерывно выводится на регенерацию;
- регенераторный блок, куда из нижней секции реактора выводится закоксованный катализатор через шлюзовую камеру (ГЗ-1) и где в определенном режиме выжигается кокс и катализатор хлорируется; затем по вертикальному стояку катализатор поднимается в приемный бункер Б, откуда через шлюзовую камеру ГЗ-2 он поступает в верхнюю секцию реактора;
- блок сепарации продуктов реакции; вначале в холодном сепараторе низкого давления Е-3 (давление в реакторе низкое – 0,4-0,5 МПа, и при таком давлении отделить чистый ВСГ нельзя), а затем (после сжатия компрессором К-2 и охлаждения) – в холодном сепараторе высокого давления Е-4 отделяется ВСГ, и жидкие фазы из двух сепараторов направляются на стабилизацию;

– блок стабилизации бензина.

Поступающий на блок риформинга бензин проходит регенерационные теплообменники и поступает в печь П-2/1 и затем в реактор Р-2/1. После этого он проходит остальные три секции печи, подогреваясь между ступенями реактора, и остальные секции реактора (Р-2/2, Р-2/3, Р-2/4) и поступает в сепаратор Е-3 после теплообменника Т-3. Из сепаратора Е-3 жидкая фаза идет в стабилизационную колонну РК-2, а паровая – на дожимной компрессор К-2, после которого с давлением 1,5-1,8 МПа паровая фаза охлаждается в теплообменнике Т-6 и холодильнике Х-3 и поступает в сепаратор Е-4. В сепараторе Е-4 отделяется водородсодержащий газ, откачиваемый компрессором К-3, а жидкая фаза поступает в стабилизационную колонну РК-2.

Катализатор пересыпается из секции в секцию реактора так, чтобы пары сырья направлять в печь П-2/2, а затем в П-2/3 и в П-2/4 на догревание; сам же катализатор через гидрозатворные пересыпные устройства направляется в следующую секцию Р-2/2, а затем в Р-2/3 и в Р-2/4. Пройдя все секции, катализатор из нижней секции Р-2/4 выходит на регенерацию. Для этого он проходит гидрозатвор ГЗ-1 и поступает в блок регенерации катализатора (БРК), где кислородом воздуха с его поверхности выжигается кокс, после чего катализатор обрабатывают крепкой хлороводородной кислотой. Из БРК по пневмоподъемнику (ПП) катализатор поднимается в бункер Б и из него через гидрозатвор ГЗ-2 поступает в верхнюю секцию реактора Р-2/1.

Регенерация катализатора ведется при атмосферном давлении, поэтому на выходе из реактора и на входе в реактор стоят шлюзовые камеры (ГЗ-1 и ГЗ-2), отражающие от попадания ВСГ в блок регенерации.

1.3 Технологические параметры процесса

1.3.1 Основные технологические параметры каталитического риформинга

Основными параметрами рассматриваемого процесса являются температурный режим, кратность циркуляции ВСГ, давление, объемная скорость подачи сырья и состояние катализатора.

Температура в реакторе. По мере увеличения температуры в реакторе октановое число продукта возрастает, а его выход снижается. Таким образом, температура в реакторе устанавливается для получения катализата с требуемым октановым числом и поддерживается в пределах нормы.

Так, для установки UOP с катализатором R-274 для получения реформата с октановым числом 96 и 101 по ИМ температуру в слое катализатора поддерживают на уровне 503 и 523°C, соответственно [2].

Давление в реакторе. Снижение давления в реакторе способствует проведению процесса при более низкой температуре, но при этом увеличивается степень закоксовывания катализатора, что ведет к увеличению нагрузки секции регенерации. На современных промышленных установках минимальное значение давления в реакторах составляет 0,35 МПа. При таком давлении селективность реакций дегидроциклизации парафинов и дегидрирования пяти- и шестичленных нафтеносов находится в пределах 80-100% [2].

Объемная скорость влияет на октановое число продукта: при больших объемных скоростях степень протекания реакций меньше. При очень низких скоростях подачи сырья могут протекать термические реакции, которые снижают выход стабильного катализата. При снижении скорости подачи сырья необходимо уменьшать температуру процесса, иначе может произойти жесткий гидрокрекинг, который приведет к большому потреблению водорода и закоксовыванию катализатора.

Отношение водород:углеводороды ($H_2 : HC$) определяется как отношение числа моль циркулирующего водорода на 1 моль подаваемого

сырья. Увеличение данного отношения способствует снижению закоксовывания катализатора.

Снижение концентрации водорода в циркулирующем газе приводит к уменьшению отношения H_2 : HC.

Состояние катализатора. Снижение активности катализатора возможно в результате подачи на установку сырья с содержанием каталитических ядов выше требуемого.

Присутствие в сырье избыточного количества воды и соединений азота приводит к снижению содержания хлора в катализаторе. Отравление азотом протекает чрезвычайно быстро, а водой — медленнее. В результате снижения кислотной функции катализатора уменьшается октановое число риформата при увеличении его выхода и количества получаемого водорода.

Работа катализатора при концентрации хлора выше рекомендованных значений может вызвать избыточный гидрокрекинг, который приводит к образованию кокса. В результате выходы водорода и катализата снижаются при повышении октанового числа последнего. Содержание хлора на катализаторе регулируется в регенераторе количеством вводимого хлорорганического соединения (дихлорэтана или 1,1,1 -трихлорэтана).

Подавление активности катализатора в реакциях дегидрирования происходит при отравлении металлами и соединениями серы.

Другой причиной снижения активности катализатора является накопление кокса. При постоянных параметрах проведения процесса углерод на катализаторе должен накапливаться до равновесного уровня, когда отложившееся количество кокса равно количеству удаленного в процессе регенерации катализатора.

Высокие равновесные концентрации углерода ведут к уменьшению общего срока службы катализатора. Признаки отложения кокса на катализаторе схожи с признаками воздействия серы и металлов. Допустимое содержание кокса на отработанном катализаторе находится в диапазоне 3-7% мас. [6]. В

этих пределах производительность и срок службы катализатора являются оптимальными.

В зависимости от жесткости рабочих условий срок службы катализатора может быть от двух до пяти лет.

Кратность циркуляции катализатора. Полное обновление катализатора в реакторах завершается в течение менее 10 суток. С повышением кратности циркуляции содержание кокса на катализаторе снижается, вследствие чего возрастает октановое число катализата при некотором снижении его выхода в результате усиления газообразования на менее закоксованном катализаторе [5].

1.3.2 Параметры процесса регенерации катализатора

Назначением процесса регенерации является восстановление активности и селективности катализатора до состояния, которое практически соответствует свежему катализатору. Процесс регенерации включает четыре стадии, рабочие условия для которых выбирают таким образом, чтобы способствовать протеканию определенных химических реакций.

Выжиг кокса с поверхности катализатора в присутствии кислорода является первой стадией процесса регенерации. Важно, чтобы выжиг кокса протекал полностью в зоне выжига, так как горение кокса ниже этой зоны, приводит к резкому повышению температуры и повреждению как катализатора, так и оборудования. В процессе выжига имеют место несколько факторов, ответственных за снижение активности срока службы катализатора [2]:

- спекание металлической фазы, которое ведет к снижению стабильности катализатора;
- частичное вымывание хлора с поверхности носителя, снижающее активность катализатора;

– термopаровая дезактивация носителя, снижающая его механическую прочность и площадь Поверхности.

Основными факторами, ответственными за старение носителя, являются влажность подаваемого на горение газа, температура и время выжига. Высокая температура значительно повышает риск необратимого повреждения катализатора.

Для зоны выжига кокса наиболее важными параметрами являются:

- скорость циркуляции катализатора;
- концентрация кислорода в зоне выжига;
- содержание кокса на отработанном катализаторе;
- скорость циркуляции газов регенерации.

Все четыре переменные должны подбираться таким образом, чтобы обеспечить сгорание всего кокса в зоне выжига.

С течением времени сетки в зоне выжига забиваются крошкой катализатора, что приводит к снижению скорости циркуляции газов регенерации и уменьшению способности зоны выжига к удалению кокса с катализатора. Когда скорость циркуляции газов регенерации становится недопустимо низкой, проводят очистку сеток.

Стадия оксихлорирования предназначена для регулирования содержания хлора, а также окисления и диспергирования металлов, т.е. платины, по поверхности катализатора. Эти реакции проводят комплексно с кислородом и хлорорганическими соединениями.

Чем лучше распределена платина по поверхности катализатора, тем выше будет его металлическая функция. Условиями, которые способствуют окислению и перераспределению металла, являются: высокая концентрация кислорода и требуемая концентрация хлора в газе, а также длительное время пребывания катализатора в зоне оксихлорирования.

На стадии сушки через слой катализатора пропускают сухой воздух для удаления избытка влаги, которая накапливается на первой стадии. Эффективному протеканию сушки способствуют высокая температура,

длительное время пребывания катализатора в зоне сушки и высокая скорость потока газа-осушителя.

Ниже зоны сушки в колонне регенерации расположена зона продувки, которая предназначена для отдува кислорода с поверхности катализатора с помощью азота. Это необходимо для предотвращения образования взрывоопасной смеси кислорода и водорода в зоне восстановления катализатора.

Стадия восстановления предназначена для перевода металлов из окисленного состояния в восстановленное при воздействии на катализатор ВСГ. Условиями, способствующими восстановлению, являются большой расход газа-восстановителя и высокое содержание в нем водорода. После проведения восстановления катализатор подается в реакторы риформинга.

1.4 Катализаторы процесса

Процесс риформинга в настоящее время проводят с использованием моно-, би- либо полиметаллических катализаторов. В качестве основного элемента, представляющего активный металл, во всех промышленных катализаторах используют платину.

Основными критериями оценки качества и эффективности действия катализаторов служат [5]:

- объемная скорость подачи сырья;
- выход стабильного риформата;
- октановое число риформата;
- выход ароматических углеводородов;
- срок службы катализатора;
- чувствительность к закоксовыванию.

Носителем в катализаторах риформинга чаще всего используется $\gamma - Al_2O_3$, который обладает высокой термической стабильностью. Носитель

выполняет такие функции, как распределение и диспергирование платины на своей поверхности, сохранение каталитических свойств катализатора при высоких температурах, предохранение от отравления каталитическими ядами, создание определенной формы, гранулометрического состава и необходимой механической прочности частиц, а также осуществление реакций изомеризации и крекинга [1]. Кроме того, он оказывает определенное влияние на протекание таких реакций как дегидроциклизация и уплотнения, приводящие к образованию кокса.

В состав оксида алюминия вводят галоген, усиливающий и регулирующий его кислотную функцию, обычно используют фтор или хлор [5].

Полиметаллические катализаторы промотированы одним или несколькими другими металлами. Их можно разделить на две группы: к первой относятся иридий и рений, являющиеся катализатором реакций гидро-дегидрогенизации и гидрогенолиза; ко второй относятся металлы: олово, медь, германий, кадмий, свинец и др. [5]. Несмотря на то, что некоторые металлы являются ядами, например, такие как медь или свинец, их используют для уменьшения необратимой дезактивации платины серосодержащими соединениями.

Полиметаллические катализаторы характеризуются высокой стабильностью, в результате понижение их активности протекает медленнее, чем при использовании монометаллических катализаторов [6]. Они позволяют проводить процесс при более низких давлениях и повышенных температурах. Такие условия благоприятны для реакций ароматизации парафинов, в итоге увеличивается выход ароматических углеводородов и выход высокооктанового бензина риформинга.

Модификаторы германий, свинец и олово понижают прочность связи углерод – металл, способствуют миграции образованного кокса с платины на носитель и таким образом происходит предотвращение зауглероживания поверхности платины [5]. Этот эффект схематически изображен на рисунке 1.

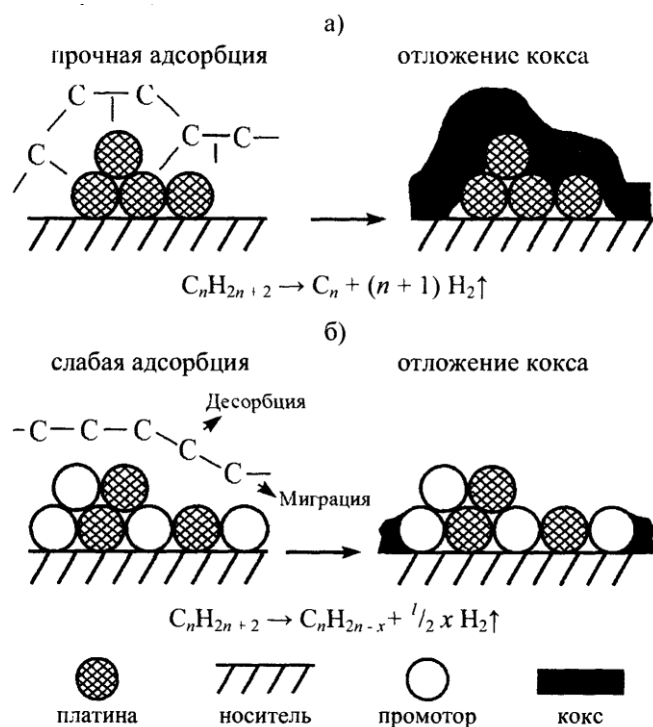


Рисунок 1 [5] – Механизм коксообразования: а) монометаллический катализатор; б) биметаллический катализатор

Наряду с подавлением коксообразования, элементы типа олова или свинца увеличивают селективность процесса, что выражается в повышении выхода бензина риформинга. Платинооловянистые катализаторы в шариковой форме применяют в риформинге с движущимся слоем катализатора. При этом процесс проводят при низком давлении (0,7-0,35 МПа) с получением бензина с октановым числом 100 и выше [1].

Основными зарубежными разработчиками катализаторов риформинга являются Axens и UOP, отечественными – ЗАО «Промышленные катализаторы», НПП «Нефтехим», ООО НПФ «ОЛКАТ», ОАО «ВНИИнефтехим», ОАО «Институт проблем переработки углеводородов» СО РАН. Старейшим производителем катализаторов риформинга является ОАО «Ангарский завод катализаторов и органического синтеза» (ОАО «АЗК и ОС»). Достаточно значительными производителями катализаторов являются в последние годы Китай, Япония и Россия [3].

2 Литературный обзор

2.1 Оптимизация состава сырья, поступающего на риформинг

В настоящее время наблюдается постоянная тенденция к ужесточению экологических свойств автомобильных топлив. В первую очередь усовершенствованию подвергается продукт риформинга, так как он составляет половину в суммарном фонде автомобильных бензинов и содержание бензола в товарном бензине определяется в основном содержанием его в катализате риформинга, зависящим от состава сырья и условий проведения риформинга.

Наиболее экономически выгодным способом уменьшения содержания бензола является удаление бензолообразующей фракции. Данный способ используют авторы [7,8]. В работе [9] предлагают увеличить количество циклических углеводородов в гидрогенизате, используя фракцию, выделенную из бензиновой прямогонной фракции, которая содержит наибольшую концентрацию нафтеновых углеводородов.

Значения температур начала кипения, средней точки, при которой перегоняется 50% сырья, и конечной точки кипения часто используются для характеристики поступающего сырья. В работах [7,9] предлагается включить в состав сырья процесса каталитического риформинга высококипящие компоненты, содержащие большее количество нафтеновых углеводородов, способствующих получению катализата с более высокими октановыми характеристиками, так как нафтенy легче подвергаются ароматизации, чем парафины C_6 , содержащиеся в легкокипящих фракциях.

2.2 Современные катализаторы процесса риформинга

Разработка и применение современных катализаторов является главным источником модернизации в области каталитического риформинга.

Лидером в области производства катализаторов каталитического риформинга является американская компания UOP. Катализаторы этой фирмы

были разработаны, чтобы обеспечить как высокую активность, так и высокие выходы водорода, ароматических соединений и компонентов моторных топлив.

Старейшим российским производителем катализаторов риформинга является ОАО «Ангарский завод катализаторов и органического синтеза» (ОАО «АЗК и ОС»). В настоящее время предприятие выпускает полиметаллические катализаторы серий КР и РБ [11].

На данный момент в России доля используемых импортных катализаторов составляет 60% [12]. По плану утвержденному Минэнерго России от 31.03.2015 «План мероприятий по импортозамещению в нефтеперерабатывающей и нефтехимической отраслях промышленности Российской Федерации» на 2020 год эта величина должна быть снижена до 25 %.

Большинство российских НПЗ эксплуатируют на установках риформинга катализаторы фирмы UOP, поэтому представляет интерес более подробное их описание.

Катализаторы риформинга серии R-230 фирмы UOP появились на рынке в 2000 году с конкретными целями, обеспечить хорошую активность, повышенный выход продукта и значительно более низкий уровень образования кокса, по сравнению со стандартными в то время марками катализатора R-134 и R-132. В катализаторах серии R-230 улучшены свойства носителя, оксида алюминия, и соотношение металлической и кислотной функции. В результате, по сравнению с катализаторами серии R-130, производство кокса было уменьшено на 20-25%, в то время как выход углеводородов C₅⁺ был увеличен на 0,5-0,6 % мас. В настоящее время катализатор R-234 и R-232 с повышенным содержанием платины применяются в более чем 100 установках риформинга по всему миру и продолжают обеспечивать более высокие выходы продукта и достаточно низкий уровень образования кокса [13].

В статье [13] представлены результаты по использованию катализатора марки R-234 на установке риформинга PLPC Liaoyang в Китае. Из представленных авторами данных следует, что после замены устаревшего

катализатора на катализатор марки R-234 были существенно улучшены показатели процесса. Выход водорода и ароматических углеводородов увеличился примерно на 2%.

Еще одним новшеством фирмы UOP была разработка катализатора риформинга более высокой плотности серии R-260. Более высокая плотность катализатора R-264, выпущенного на рынок катализаторов в 2004 году, позволила улучшить пропускную способность, а также увеличить выход углеводородов C5+, водорода и ароматических продуктов. Кроме того, произведенный в 2007 году катализатор марки R-262, содержащий большее количество платины, подходит для работы в более жестких условиях [13].

Катализатор R-264 фирмы UOP является улучшенным катализатором риформинга на рынке, что позволяет установке с непрерывной регенерацией увеличить выход продукта при одновременном снижении производства кокса. Его высокая плотность позволяет увеличить потенциал реактора, в результате увеличивается пропускная способность, при этом реактор остается аналогичным, что приводит к повышению доходов [14].

Катализатор может работать либо в режиме высокой активности, для обработки большего количества сырья или достижения более высокого октанового числа, либо для достижения более высоких выходов продукта. Кроме того, специальная пористая структура минимизирует очень мелкие поры, что позволяет достичь более высокой скорости горения кокса в регенераторе.

Катализатор также обладает способностью к лучшему сохранению хлора на своей поверхности и имеет улучшенную поверхностную стабильность по сравнению с другими доступными катализаторами риформинга. С точки зрения расхода платины, общее количество платины загруженной в реактор катализатором R-264 аналогична той, которая требуется для загрузки катализаторов R-134 и R-234 меньшей плотности. Это делает замену катализаторов других марок на R-264 экономически привлекательной. R-264 используется в новых и существующих установках риформинга. Катализатор

был впервые загружен в существующие европейские установки каталитического риформинга в 2004 году. С тех пор он функционирует наилучшим образом в более чем двух десятках установок каталитического риформинга по всему миру [13].

Возможность максимизировать доходность сделала катализатор марки R-264 предпочтительным для почти всех установок каталитического риформинга, на которых получают как моторные топлива, так и ароматические соединения.

Небольшое количество установок каталитического риформинга работают в тяжелых или нестандартных условиях. Например, некоторые установки перерабатывают нефть с более высоким содержанием серы. Сера в свою очередь является известным ядом для платины в катализе. Катализатор R-262 был специально разработан для работы в таких условиях и содержит более высокую концентрацию платины, чем R-264. Более высокое содержание платины в R-262 поддерживает соответствующую функцию металла, увеличивая выход углеводородов C5+, ароматических углеводородов и водорода.

Авторами [15] приводится пример промышленного использования катализатора марки R-262 на нефтеперерабатывающем заводе Public Company Limited (PTTAR). Используемое на заводе сырье характеризуется повышенным содержанием серы. До загрузки нового катализатора на установке использовался катализатор марки R-232. В статье говорится что, используемый ранее катализатор показывал достаточно стабильную работу, и требовалось экономическое обоснование замены его на новый. Целью PTTAR было максимально увеличить выход ароматических углеводородов и водорода при неизменной скорости подачи сырья, но также иметь каталитическую систему, которая была бы гибкой и могла обеспечить более высокую пропускную способность в будущем. Чтобы помочь разработать экономическое обоснование ранней замены, часть используемого на заводе сырья была отправлена в центр исследований и разработок фирмы UOP для испытаний на

пилотной установке. Испытания на пилотной установке проводились на нескольких катализаторах фирмы UOP в типичных условиях процесса PTTAR, с высоким содержанием серы в исходном сырье. Результаты испытаний на пилотной установке показали, что катализатор R-262 имел самые высокие выходы ароматических углеводородов. Этот катализатор, в конечном счете, выбран PTTAR для дальнейшего использования [16].

Важным составляющим современного катализатора является промотор – вещество, добавляемое к катализатору в небольших количествах с целью улучшения его свойств, таких, как активность, селективность или стабильность. В процессе риформинга с движущимся слоем применяют в качестве промотора олово [17].

Выбор промотора для катализаторов риформинга с непрерывной регенерацией зависит от [18]:

- влияния на производительность: в том числе на выход, активность, стабильность и образование кокса.
- способности промотора правильно и последовательно функционировать, не смотря на большое количество циклов окисления и восстановления.
- отсутствия отрицательного влияния на другие свойства катализатора, такие как, удержание хлорида в его составе.

Авторами статьи [15] сообщается, что после более чем 15 загрузок, промотор в составе катализатора R-274 доказал свою коммерческую значимость, обеспечивая высокую производительность и оставаясь нетронутым на катализаторе в течение большого числа циклов. В качестве примера, в таблице 1 показано, что концентрация промотора на катализаторах марки R-274, находящихся в настоящее время в эксплуатации на двух установках каталитического риформинга, после многих лет практически не изменилась, оставаясь на уровне начала эксплуатации данной марки.

Таблица 1 [15] – Изменение концентрации промотора с течением времени

Катализатор R-274	Лет в эксплуатации	Содержание промотора
1	2,8	98%
2	6,5	97%

Кроме того, после лабораторных исследований, гидротермальной обработки паром, было подтверждено, что промотор также повышает стабильность площади поверхности оксида алюминия и превосходно сохраняет хлорид в его составе.

Следующим шагом в производстве катализаторов, обеспечивающих улучшенный выход целевых продуктов, стало производство катализаторов, сохраняющих в себе преимущества катализатора марки R-274, при одновременном увеличении их активности. Используя один и тот же проверенный промотор, но модифицировав процедуру его дополнения в оксид алюминия был достигнут необходимый результат. После испытания, новый катализатор R-254 продемонстрировал более высокую активность, с теми же показателями селективности, как у катализатора R-274.

В статье [15] информируется о произведенном тестировании для сравнения производительностей катализаторов R-234, R-274 и нового катализатора марки R-254. Таблица 2 показывает, что выходы и накопление кокса на катализаторах R-254 и R-274 были похожи, но катализатор R-254 оказался более активным, чем R-274. Результаты также демонстрируют эффект промотора, об этом говорит снижение выхода углеводородов $C_3 + C_4$ и $C_1 + C_2$.

Таблица 2 [15] – Среднее изменение температуры и выхода кокса при работе катализаторов R-254 и R-274 относительно R-234

Показатель	R-254	R-274
Изменение температуры	+3,3°C	+7°C
Изменение выхода кокса	-15%	-13%

Авторы [19] предоставляют нам данные по первому промышленному использованию катализатора R-254, компанией NCRA, США. В статье так же

говорится о том, что завод этой же компании стал первым пользователем катализаторов марок R-34, R-234 в 1992 и 2000 году соответственно.

Второй новый катализатор, обеспечивающий высокий выход целевых продуктов, был изготовлен путем придания повышенной плотности основе катализатора. Новый R-284 катализатор имеет ту же плотность, металл и концентрацию хлора, как и R-264, но с добавлением того же промотора, который используется в катализаторах марок R-254 и R-274 [20]. Активность R-284 катализатора и выход продуктов оказался лучше по сравнению с катализатором R-254. Для новых установок риформинга с непрерывной регенерацией катализатора, производительность и свойства R-284 делают его идеальным кандидатом для использования нефтехимическими производствами, которые планируют получать максимальный выход ароматических углеводородов и ксилола.

На рисунке 2 наглядно представлено развитие производства катализаторов риформинга с непрерывной регенерацией фирмы UOP.



Рисунок 2 – Инновации в области производства катализаторов фирмы UOP

Так же производством катализаторов с непрерывной регенерацией занимаются такие фирмы как Criterion Catalyst Co. (серии PR, PS), Axens

(катализаторы серии CR), ExxonMobil Research & Engineering (KX-190), Instituto Mexicano del Petroleo (RNA-4) [21-23].

Качество катализаторов риформинга непрерывно повышается. На экономичность переработки в значительной степени может повлиять совершенствование даже таких характеристик как активность, селективность и стабильность катализатора. Высокая насыпная плотность катализатора способствует уменьшению размера реакторов и регенераторов, что так же приводит к снижению затрат на оборудование и проектной приведенной стоимости.

2.3 Варианты промышленной реализации процесса риформинга с непрерывной регенерацией катализатора

К числу основных направлений совершенствования процесса каталитического риформинга можно отнести:

- внедрение установок с непрерывной регенерацией катализатора;
- дооборудование существующих установок ступенью с непрерывной регенерацией катализатора.

С появлением первого процесса каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора фирмы UOP в 1971 году, этот вид риформинга стал предпочтительным выбором для переработки нефти в высокооктановый компонент бензина, получения ароматических углеводородов для нефтехимической продукции и водорода для производства экологически чистых видов топлива. Многие установки каталитического риформинга первоначально спроектированные и построенные как полу-регенеративные с неподвижным слоем были переделаны в установки с непрерывной регенерацией, почти все новые установки риформинга имеют непрерывный тип регенерации.

Непрерывный выжиг кокса с поверхности катализатора позволяет

значительно увеличить межремонтный пробег: коэффициент экстенсивного использования оборудования (отношение времени работы установки к максимально возможному времени работы) составляет более 0,95. Кроме того, непрерывная регенерация катализатора позволяет несколько снизить требования к сырью процесса. Процесс НРК осуществляется при более низком давлении, что, в свою очередь, благоприятствует увеличению селективности процесса за счет снижения доли реакций гидрокрекинга и, следовательно, повышению выхода водорода и октанового числа риформата [24].

В результате проведения процесса в условиях, благоприятствующих протеканию реакций дегидрирования и циклизации, содержание ароматических углеводородов в реформате повышается, поэтому бензин с установки риформинга с непрерывной регенерацией катализатора отличается повышенной плотностью.

На настоящий момент основными лицензиарами технологии риформинга с движущимся катализатором являются фирмы UOP и Axens. В таблице 3 представлено сравнение технологий каталитического риформинга указанных лицензиаров [25].

Таблица 3 [25] – Сравнительная характеристика технологий каталитического риформинга

Показатели	Процессы UOP		Процессы Axens	
	С неподвижным слоем	С непрерывной регенерацией	С неподвижным слоем	С непрерывной регенерацией
Давление в реакторе, МПа	2,32	0,88	2	0,5
Выход, % мас. на сырье				
С ₅₊	84,8	91,6	84,3	89,1
водород	2,2	3,67	2,4	3,4
Октановое число(ИМ)	98	102	96	100
Продолжительность межрегенерационного пробега, мес.	14	Непрерывная работа	6	Непрерывная работа

Различия установок риформинга с непрерывной регенерацией

[illegible]

Реакторный блок. Гидроочищенное сырье подается на установ

поступает в верхний реактор Р-1. Все четыре реактора расположены друг над другом соосно. Поскольку большая часть реакций риформинга протекает с поглощением тепла, газопродуктовая смесь из реактора Р-1 нагревается во второй секции печи П-1 и поступает в реактор Р-2.

Катализатор перемещается из реактора в реактор под действием силы тяжести со скоростью, которая зависит от скорости вывода его в секцию регенерации.

Блок разделения продуктов. Газопродуктовая смесь из нижнего реактора Р-4 отдается свое тепло сырью в теплообменнике Т-1, воздушном АВО-1 и водяном Х-1 холодильниках и поступает в сепаратор низкого давления С-1. Схема разделения продуктов риформинга с непрерывной регенерацией катализатора отличается от схемы разделения продуктов установок со стационарным слоем катализатора по причине проведения процесса при низком давлении. Паровая фаза из сепаратора С-1 забирается дожимным компрессором ЦК-2 и проходит в реконттактный блок.

Назначение этого блока—осуществление четкого разделения паровой и жидкой фаз благодаря их многократному контактированию с получением катализата и ВСГ высокой чистоты. Кроме того, реконттактный блок позволяет получать реформат с максимальным выходом за счет отделения тяжелых углеводородов от ВСГ. Движение жидкости – нестабильного катализата в реконттактном блоке осуществляется по схеме противотока по отношению к движению газовой фазы – ВСГ. При этом давление ВСГ последовательно повышается и достигает максимального значения в первой по направлению движения жидкой фазы реконттактной емкости. При таком движении фаз происходит снижение концентрации легких углеводородов в нестабильном реформате и обогащение его тяжелыми углеводородами, унесенными с ВСГ.

Нестабильный катализат из сепаратора С-1 забирается насосом Н-2 и направляется в реконттактный блок на смешение с охлажденным ВСГ после третьей ступени сжатия. Образовавшаяся газо-жидкостная смесь охлаждается в водяном холодильнике третьей ступени Х-4 и направляется в реконттактную

емкость Е-3, где происходит отделение ВСГ от нестабильного катализата.

Нестабильный катализат из реконтатной емкости Е-3 направляется на смешение с ВСГ после второй ступени сжатия с образованием газожидкостной смеси, которая охлаждается в водяном холодильнике второй ступени Х-3 и направляется в реконтатную емкость Е-2. Нестабильный реформат из этой емкости направляется на смешение с ВСГ после первой ступени сжатия и углеводородным газом стабилизации из емкости орошения Е-4. Образовавшаяся газожидкостная смесь охлаждается в водяном холодильнике первой ступени Х-2 и поступает в реконтатную емкость Е-1, где происходит разделение ВСГ и нестабильного катализата.

Балансовое количество обогащенного тяжелыми углеводородами нестабильного катализата из реконтатной емкости первой ступени Е-1 насосом Н-3 подается на стабилизацию в дебутанизатор К-1.

Избыточный ВСГ из сепаратора С-1 поступает на прием дожимного компрессора ЦК-2, сжимается, смешивается с углеводородным газом стабилизации и затем охлаждается в воздушном холодильнике АВО-2. Далее ВСГ смешивается с жидкой фазой реконтатной емкости второй ступени Е-2. Образовавшаяся газожидкостная смесь доохлаждается в водяном холодильнике Х-2 и поступает в реконтатную емкость первой ступени Е-1, где разделяется на газовую и жидкую фазы.

ВСГ из реконтатной емкости Е-1 направляется на прием дожимного компрессора ЦК-3 и поступает в воздушный холодильник АВО-3. Далее ВСГ смешивается с жидкой фазой из реконтатной емкости третьей ступени Е-3. Образовавшаяся газожидкостная смесь охлаждается в водяном холодильнике Х-3 и поступает в реконтатную емкость второй ступени Е-2, где разделяется на газовую и жидкую фазы.

ВСГ из реконтатной емкости второй ступени Е-2 направляется на прием дожимного компрессора ЦК-4, сжимается и охлаждается в воздушном холодильнике АВО-4. Затем ВСГ смешивается с жидкой фазой из продуктового сепаратора С-1. Охлажденная в холодильнике Х-4 газожидкостная смесь

поступает в реконттактную емкость третьей ступени Е-3, где разделяется на газовую и жидкую фазы.

Часть ВСГ из емкости Е-3 подается на прием циркуляционного компрессора ЦК-1, а также используется для восстановления катализатора в регенераторе Р-5, а балансовое количество выводится с установки.

Стабилизация продукта. Нестабильный катализат из реконттактного блока насосом Н-3 прокачивается через теплообменник Т-2 стабилизационной колонны К-1 и поступает на стабилизацию. Дистиллятный продукт колонны К-1 после охлаждения в воздушном конденсаторе АВО-5 и водяном холодильнике Х-5 поступает в емкость орошения Е-4, где происходит разделение газовой и жидкой фаз. Углеводородный газ из Е-4 подается на первую ступень реконттактного блока для смешения с ВСГ из сепаратора С-1. Жидкая фаза – нестабильная головка, возвращается насосом Н-4 в колонну в качестве орошения, а балансовая ее часть выводится с установки.

Тепло в нижнюю часть колонны подводится циркуляцией остатка через печь П-2. Балансовое количество стабильного катализата направляется в теплообменник Т-2, затем охлаждается последовательно в воздушном АВО-6 и водяном Х-6 холодильниках и выводится с установки.

Регенерация катализатора. На выходе из последнего реактора Р-4 отработанный катализатор продувается восходящим потоком ВСГ для удаления с его поверхности паров углеводородов и подается в захватное устройство лифта ЗУ. Транспорт катализатора в разгрузочный бункер Б-1 осуществляется с помощью ВСГ. В разгрузочном бункере за счет изменения скорости газового потока происходит разделение ВСГ и частиц катализатора. Целые частицы катализатора оседают в нижней части бункера и далее направляются на регенерацию, а катализаторная пыль уносится с ВСГ. ВСГ направляется в пылесборники для очистки от пыли, из которых выводятся катализаторная пыль и крошка. Для удаления унесенного водорода и углеводородов из пор катализатора осуществляется его продувка потоком азота для предотвращения образования взрывоопасной смеси при выжиге кокса. Далее катализатор под

действием силы тяжести поступает в адсорбер А-1, предназначенный для удаления хлористого водорода и хлора из газов регенерации.

Затем катализатор поступает в верхнюю часть колонны регенерации Р-5. Под собственным весом через распределительное устройство катализатор перетекает в зону выжига кокса, в которую подается воздух из зоны оксихлорирования, а также циркулирующий газ регенерации. Горячие газы регенерации из верхней части зоны выжига подаются на охлаждение в воздушный холодильник АВО-7 и возвращаются в нижнюю часть зоны выжига кокса. Избыточное количество газов регенерации направляется в трубное пространство холодильника Х-7, где газ охлаждается и подается затем в адсорбер. Требуемая концентрация кислорода в газах регенерации регулируется количеством подаваемого свежего воздуха из зоны оксихлорирования.

Ниже зоны выжига кокса в колонне регенерации Р-5 расположена зона оксихлорирования, предназначенная для восстановления кислотной функции катализатора за счет введения хлорорганического соединения. Для окисления используется воздух, поступающий из зоны сушки. Избыточное количество воздуха из зоны сушки сбрасывается в атмосферу.

В зоне сушки проходит удаление с помощью осушенного воздуха избыточной влаги с поверхности катализатора, образующейся при выжиге кокса.

Зона продувки расположена в нижней части колонны регенерации Р-5. Она предназначена для отдува кислорода с поверхности катализатора с помощью азота с целью предотвращения образования взрывоопасной смеси в зоне восстановления.

Осушенный и продутый азотом катализатор поступает на восстановление с помощью ВСГ и далее в захватное устройство лифта ЗУ. Для транспортировки регенерированного катализатора в реактор Р-1 используется ВСГ.

В таблице 4 представлены некоторые расходные показатели установки CCR Platforming UOP производительностью 1 млн. т/год [23].

Таблица 4 [23] – Расходные показатели установки CCR Platforming UOP

Показатель	Значение
Катализатор (потери от истирания), кг/сут.	10
Электроэнергия, кВт*ч/т сырья	135
Топливо, кг у. т./т сырья	90
Оборотная вода, м ³ /т	24

Технология CCR – Платформинг, характеризующаяся пониженным давлением и использованием более селективных катализаторов, сопровождается повышением октанового числа и увеличением выхода водорода [26,27].

2.3.2 Процесс Octanizing Axens

Для процесса Octanizing характерно параллельное расположение трех-четырех реакторов. Преимуществами такой схемы размещения оборудования являются: более легкий доступ для обслуживания и монтажа оборудования, низкое термическое расширение реакторов, меньшая длина трансферных линий между печью и реакторами. Кроме того, параллельное расположение благодаря более устойчивой конструкции позволяет проектировать реакторы с оптимальным отношением диаметра к высоте [28]. Вышеперечисленные преимущества обеспечивают снижение капитальных и эксплуатационных затрат по сравнению со схемой с расположением реакторов друг над другом, однако занимаемая оборудованием площадь для установки Octanizing будет больше. Упрощенная схема процесса представлена на рисунке 6.

Стабильный гидрогенизат подается на установку насосом Н-1 и смешивается с циркулирующим ВСГ. Смесь прокачивается через теплообменник Т-1, где нагревается теплом выходящих из реактора продуктов, подогревается в первой секции печи П-1 и подается в реактор Р-1. Газосырьевая смесь радиально проходит движущийся слой катализатора и поступает во вторую секцию печи П-1. Аналогичным образом газопродуктовая смесь

проходит через реакторы P-2 и P-3. После охлаждения в теплообменнике T-1 и воздушном холодильнике АВО-1 газопродуктовая смесь поступает в сепаратор низкого давления С-1. Газовая фаза из сепаратора подается на прием циркуляционного компрессора ЦК-1, сжимается и направляется на смешение с сырьем. Балансовый газ процесса компрессором ЦК-2 и жидкие продукты насосом Н-2 подаются в реконтатный блок, где отделяются обогащенный водородом ВСГ и катализат, поступающий на стабилизацию.

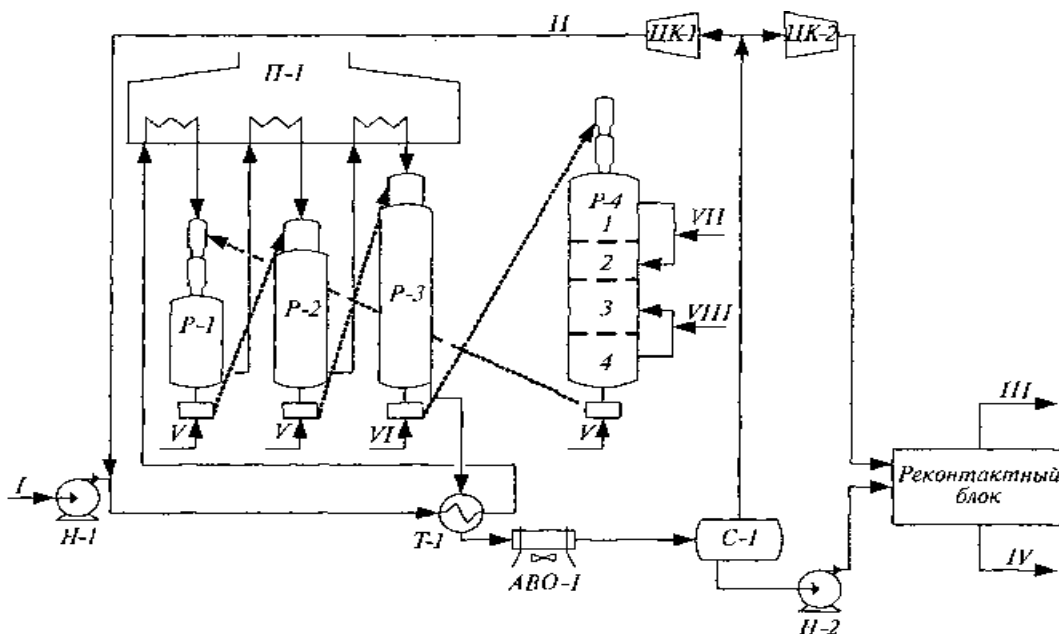


Рисунок 4 [28] – Упрощенная технологическая схема процесса Ostanizing: I – стабильный гидрогенизат; II – циркулирующий ВСГ; III – балансовый ВСГ; IV – реформат на стабилизацию; V – ВСГ для транспортировки катализатора; VI – инертный газ; VII – воздух; VIII – хлорорганическое соединение; 1 – зона предварительного выжиг кокса; 2 – зона окончательного выжиг кокса; 3 – зона оксихлорирования; 4 – зона сушки

Катализатор перемещается из реактора в реактор посредством пневмотранспорта с помощью ВСГ. После прохождения через последний реактор катализатор транспортируется инертным газом в регенератор P-4, который включает четыре зоны:

- предварительного выжиг кокса;
- окончательного выжиг кокса;

- оксихлорирования;
- сушки

Отличительной особенностью стадии регенерации катализатора является использование как для выжига кокса, так и для сушки катализатора осушенного циркулирующего газа регенерации.

Преимуществами такого процесса регенерации являются:

- снижение термопаровой дезактивации катализатора;
- уменьшение вымывания хлора из катализатора на стадии выжига кокса;
- значительное снижение коррозии оборудования и количества вводимого хлорорганического соединения;
- отсутствие необходимости в оборудовании для очистки отходящих газов регенерации.

После регенерации катализатор возвращается в первый реактор.

2.3.3 Процесс Dualforming Axens

Реконструкция традиционных установок со стационарным слоем катализатора под процесс дуалформинг позволяет использовать имеющееся оборудование на максимально возможном уровне [29,30].

Реконструкция установки в этом случае включает монтаж дополнительного реактора с движущимся слоем катализатора, регенератора и печи. Важным преимуществом данного процесса является максимальное использование существующего оборудования установки, благодаря чему объем инвестиций примерно на 50% ниже, чем в случае строительства новой установки Octanizing [29]. Добавление дополнительного реактора с непрерывной регенерацией катализатора позволяет снизить давление в секции с неподвижным слоем катализатора (ниже 1,7 МПа) и проводить процесс при меньшей температуре, в то время как новый реактор может работать в более жестком режиме для завершения превращения сырья. Температура на входе в

реакторы с неподвижным слоем составляет 470-490°C, а на входе в новый реактор 515-525°C [31]. В результате снижения жесткости процесса в секции с периодической регенерацией катализатора увеличивается выход стабильного реформата. После модернизации и замены катализаторов секции с неподвижным слоем на более эффективные октановое число продукта по ММ повышается до 85-88, по ИМ до 95-99, а выход реформата составляет 81,9% об. при выходе водорода около 2,4% мас. [25, 29]. На рисунке 5 представлена принципиальная схема процесса Dualforming.

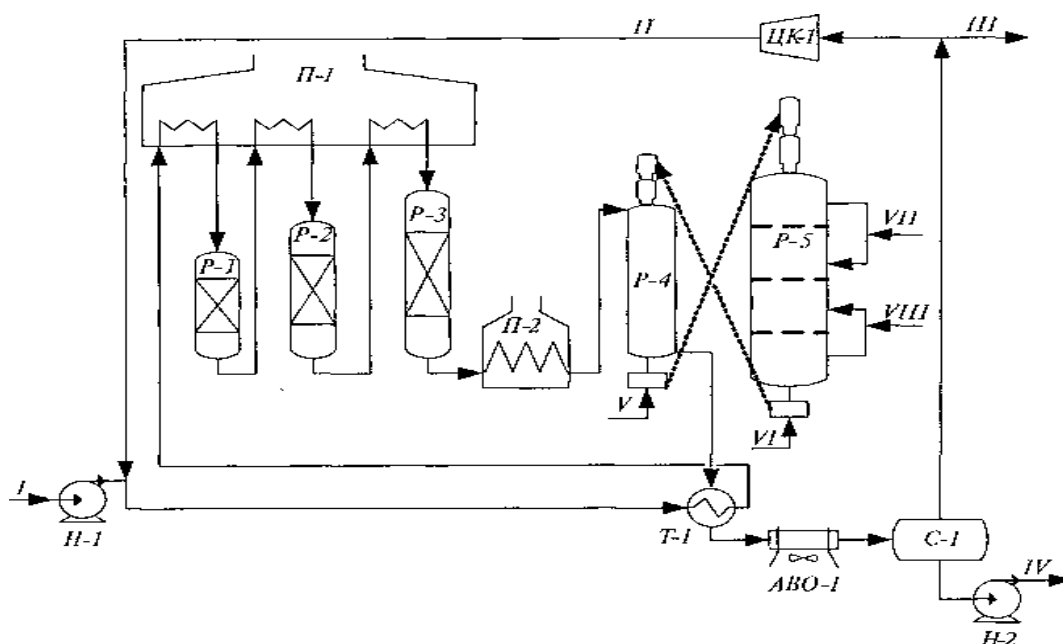


Рисунок 5 [25] – Принципиальная схема процесса Dualforming: I – стабильный гидрогенизат; II – циркулирующий ВСГ; III – балансовый ВСГ; IV – реформат на стабилизацию; V – ВСГ для транспортировки катализатора; VI – инертный газ; VII – воздух; VIII – хлорорганическое соединение

Газопродуктовая смесь из последнего реактора P-3 с неподвижным слоем катализатора после подогрева в новой печи П-2 подается в реактор с движущимся слоем катализатора P-4. Катализатор из этого реактора непрерывно поступает в параллельно расположенный регенератор P-5. ВСГ отделяется от жидкой фазы в сепараторе C-1 и поступает на смешение с сырьем, а балансовое его количество выводится с установки.

Очевидно, что применение процесса дуалформинг позволяет принципиально увеличить выход стабильного катализата, а также водорода. О

чем свидетельствуют данные с Мозырского НПЗ [32], на котором была реализована данная технология в 1997 году.

2.3.4 Процесс CycleX фирмы UOP

С целью модернизации установок риформинга с неподвижным слоем катализатора фирма UOP разработала процесс CycleX, позволяющий при небольших инвестициях увеличить выход водорода и реформата с повышенным октановым числом [24]. Данный процесс специально предназначен для НПЗ небольшой мощности, модернизация которых должна проводиться с минимальными затратами. Реконструкция заключается в добавлении новой печи, реактора и регенератора. Как и в процессе Dualforming, жесткость режима в реакторах с неподвижным слоем снижается для увеличения продолжительности межрегенерационного цикла, в то время как в новом реакторе поддерживается более высокая температура [33].

На рисунке 6 представлена упрощенная схема процесса CycleX [20]. Поток из реактора с неподвижным слоем катализатора Р-3 после подогрева в новой печи П-2 направляется в реактор Р-4 с движущимся слоем катализатора. Газопродуктовая смесь поступает на разделение из последнего реактора. Шариковый катализатор из реактора Р-4 под действием силы тяжести перетекает в регенератор Р-5, расположенный непосредственно под реактором. После регенерации катализатор пневмотранспортом возвращается в реактор Р-4.

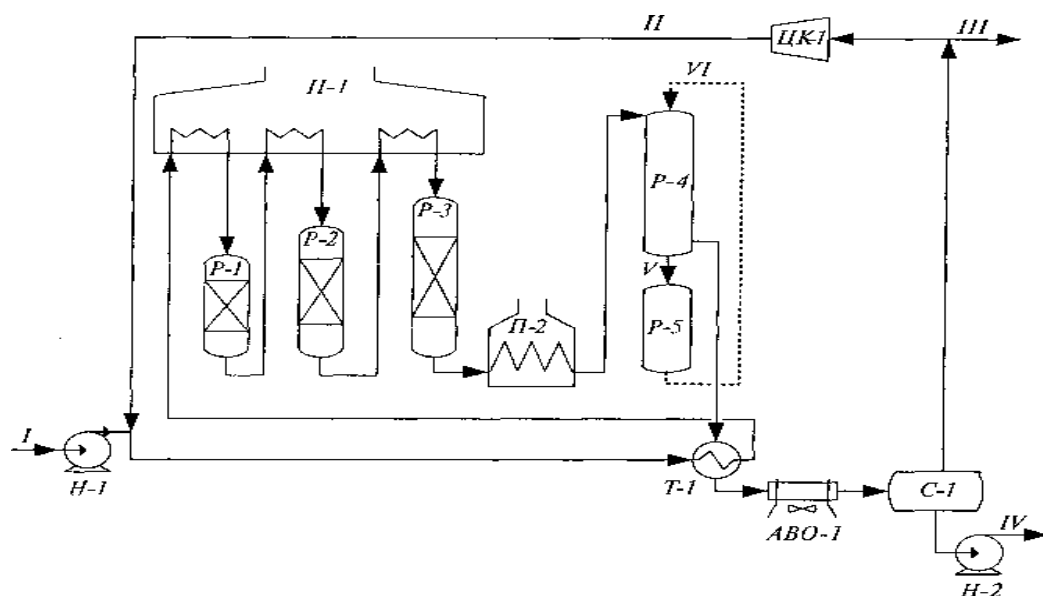


Рисунок 6 [20] – Упрощенная схема установки CycleX: I – стабильный гидрогенизат; II – циркулирующий ВСР; III – балансовый ВСГ; IV – реформат на стабилизацию; V – закоксованный катализатор; VI – регенерированный катализатор

Давление в реакторном блоке составляет порядка 1,55 МПа (для сравнения на установке UOP с периодической регенерацией давление в реакторах – 2,3 МПа), продолжительность межрегенерационного пробега может быть увеличена с 14 до 24 мес. [24].

Можно сказать, что для увеличения производительности процесса риформинга необходим системный подход. Наряду с внедрением новых высокотехнологичных катализаторов необходимо модернизировать технологическую схему и аппаратное оформление процесса.

3 Объект и методы исследования

Решение задач, возникающих при разработке и эксплуатации современных технологических процессов переработки природного углеводородного сырья, невозможно без применения моделирующих программ, имеющих высокую точность прогнозирования параметров технологических процессов и позволяющих без значительных материальных и временных затрат проводить вычислительные эксперименты для этих процессов [34].

Основу любой моделирующей системы составляет математическая модель, полученная на основе корреляционных, статистических, формализованных технологических данных, либо физико-химических моделей.

Естественно, что наибольшей надежностью обладают модели, разработанные на основе механизма и кинетики превращения углеводородов на поверхности катализатора. На практике, к сожалению, очень часто используются формализованные математические модели, выполненные на основе статистической обработки фактической информации. Они не могут быть применены для прогнозирования промышленного процесса в динамике [35].

Разработанная на кафедре химической технологии топлива и химической кибернетики Томского политехнического университета компьютерная моделирующая программа «Aktiv+C», используемая для расчета и мониторинга процесса каталитического риформинга бензинов с непрерывной регенерацией катализатора, позволяет решить вышеперечисленные задачи [36]. Данная программа основана на нестационарной кинетической модели каталитического риформинга и учитывает, как физико-химические закономерности превращения углеводородов на поверхности Pt-Re катализаторов, так и изменение состава перерабатываемого сырья [37].

Объектом проведенного исследования стала установка каталитического риформинга Л-35/11-1000 ОАО «Газпромнефть-Омский НПЗ» г. Омск. Установка предназначена для получения высокооктанового дебутанизированного платформата, используемого в качестве

высокооктанового компонента при приготовлении товарных бензинов.

Мощность установки по сырью - прямогонной бензиновой фракции 80-180°C (75-180°C) составляет 1млн.т/год.

Установка введена в эксплуатацию в 1976 году. Проект установки выполнен Ленгипронефтехимом, привязка проекта - Омским филиалом института ВНИПИ- Нефть.

В 2005 году проведена реконструкция установки со строительством нового блока платформинга с непрерывной регенерацией катализатора и был загружен Pt/Sn катализатор R-134 фирмы UOP. В 2011 году на установке произошла смена катализатора, R-134 был заменен на более современный катализатор марки R-264.

На установке Л-35/11-1000 вырабатываются следующие нефтепродукты:

- Стабильный платформат – используется в качестве высокооктанового компонента бензинов;
- Головка стабилизации – используется в качестве сырья ГФУ-2;
- Водородсодержащий газ – используется на установках, потребляющих водород;
- Углеводородный газ отпарки – используется в качестве топливного газа;
- Углеводородный газ стабилизации – используется в качестве топливного газа;

Исходными данными для расчета в моделирующей программе являются данные компонентного состава сырья и катализата (хроматограммы сырья и катализата), температура и давление по реакторам, состав ВСГ, расход сырья и ВСГ, влажность сырья и содержание серы. Часть данных берется из хроматограмм сырья и катализата, другая часть – из заводской сети PI Processbook, в которой в реальном времени по схеме установки отображаются основные технологические параметры. Пример исходных данных представлен в Приложении К.

Данные по составу сырья и катализата необходимо преобразовать в соответствующие файлы, пригодные для использования моделирующей

системой. Активное окно компьютерной моделирующей системы, отвечающее за ввод данных по составу сырья и катализата, представлено на рисунке 9.

Состав сырья и катализата

Состав сырья и катализата, % вес.

Сырье		Катализат	Сырье		Катализат	Сырье		Катализат
1. Этан	0.000	0.000	24. 1,3-ДМЦП (т)	1.106	0.000	47. нафт. до С8	5.265	0.779
2. Пропан	0.000	0.495	25. 1,2-ДМЦП (т)	2.877	0.037	48. н-Октан	6.015	0.585
3. изо-Бутан	0.000	1.070	26. н-Гептан	6.327	1.736	49. 1,2-ДМЦГ (т)	1.615	0.026
4. н-Бутан	0.000	1.470	27. 1,2-ДМЦП	0.234	0.013	50. 1,3-ДМЦГ (т)	0.000	0.020
5. изо-Пентан	0.000	2.229	28. 2,3-ДМГ	0.323	0.276	51. 2,3,5-ТМГ	0.185	0.000
6. н-Пентан	0.000	1.314	29. 1,1,3-ТМЦП	0.503	0.012	52. 2,2-ДМГП	1.915	0.005
7. 2,2-ДМБ	0.000	0.212	30. МЦГ	8.419	0.000	53. 2,4-ДМГП	0.000	0.000
8. ц-Пентан	0.000	0.000	31. 2,5-ДМГ	0.000	0.000	54. 2,2,3-ТМГ	0.658	0.024
9. 2,3-ДМБ	0.000	0.211	32. 2,4-ДМГ	0.419	0.000	55. 2-М, 3-ЭГ	0.329	0.000
10. 2-МП	0.007	0.838	33. ЭЦП	1.329	0.146	56. 2,6-ДМГП	0.180	0.000
11. 3-МП	0.006	0.644	34. 2,2,3-ТМП	0.023	0.246	57. 2,5-ДМГП	0.040	0.057
12. н-Гексан	0.033	0.679	35. 1,2,4-ТМЦП	0.736	0.013	58. 3,3-ДМГП	0.173	0.019
13. МЦП	0.189	0.103	36. 3,3-ДМГ	0.048	0.109	59. ЭЦГ+ЭБензол	5.952	24.713
14. 2,2-ДМП	0.030	0.319	37. Толуол	1.568	18.852	60. ТМЦП	0.000	0.000
15. 2,4-ДМП	0.117	0.311	38. 1,2,3-ТМЦП	5.644	0.014	61. 2,3,4-ТМГ	0.059	0.015
16. Бензол	0.008	2.559	39. 2,3,4-ТМП	0.113	0.011	62. п-Ксилол	0.000	0.000
17. 2,2,3-ТМП	0.015	0.048	40. 2,3-ДМГ	0.302	0.171	63. м-Ксилол	0.000	0.000
18. 3,3-ДМП	0.039	0.303	41. 2-М, 3-ЭП	0.548	0.048	64. изо-С9	4.254	0.320
19. ц-Гексан	1.741	0.000	42. 1,1,2-ТМЦП	0.000	0.000	65. о-Ксилол	0.000	0.000
20. 2-МГ	1.642	1.906	43. 2-МГП	2.777	0.561	66. нафт. до С9	7.416	0.077
21. 2,3-ДМП	0.617	0.713	44. 4-МГП	0.802	0.275	67. н-Нэнан	5.273	0.120
22. 3-МГ	2.200	2.666	45. 3,4-ДМГ	0.000	0.104	68. С9+	17.053	30.877
23. 1,2-ДМЦП (ц)	0.944	0.028	46. 3-МГП	1.940	0.704	69. в т. ч. Ар	4.762	30.405

Сумма сырья: 99,206 Сумма катализата: 99,083

Фракционный состав и плотность для введенного углеводородного состава сырья в ОС

НК 10% 50% 90% КК р, г/см3

Рисунок – 7 Активное окно моделирующей системы, отвечающее за ввод данных по составу сырья и катализата

Помимо этого, для проведения мониторинга необходимо внесение технологических параметров ведения процесса на данном катализаторе, которое берется из режимных листов ведения процесса. Окно для ввода технологических данных приведено на рисунке 10.

Технологические условия ведения проц...

Дата отбора Дата регенерации катализатора

Объем переработанного сырья, т Расход ВСГ, м3/час

Расход сырья, м3/час

	P-2	P-3	P-4	P-5
Давление, атм.	8.50	8.00	7.50	7.00
Температура, град С	505.95	505.85	504.97	506.18
Перепад температуры, град С	124.15	71.86	45.24	30.32

Состав водородсодержащего газа (ВСГ), % об.

H2	C1	C2	C3	н-C4	изо-C4	н-C5	изо-C5	C6	Сумма (100%)
89.57	2.24	2.22	2.94	0.87	1.09	0.12	0.46	0.49	100.00000

Влажность ВСГ, % Серы в гидрогенизате, ppm

Рисунок 8 – Окно для ввода технологических данных

Кроме мониторинга процесса риформинга, данная моделирующая система позволяет проводить исследования по влиянию состава сырья, а также прогнозировать работу установки при изменении технологических параметров.

5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение

5.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Целевой рынок – нефтехимическая промышленность.

Сегментирование – вторичная переработка углеводородного сырья.

5.2 Оценка коммерческого потенциала и перспективности

5.2.1 Анализ конкурентных технических решений

В настоящее время каталитический риформинг занимает ведущее место в получении высокооктановых компонентов автомобильных бензинов, а также индивидуальных моноциклических ароматических углеводородов

Помимо каталитического риформинга с непрерывной регенерацией катализатора существует также риформинг с периодической регенерацией катализатора (ПРК) и с полунепрерывной регенерацией катализатора (дуалформинг).

Поэтому необходимо провести анализ конкурентных технических решений с целью убедиться в том, что проектируемая разработка не уступает по качеству конкурентным и после реализации проекта будет отвечать всем требованиям эффективности и надежности при эксплуатации.

Для анализа конкурентных технических решений проектируемой разработки были выбраны две аналогичные технологии каталитического риформинга: риформинг с периодической регенерацией катализатора и дуалформинг.

$$K = \sum B_i \cdot B_i , \quad (1)$$

где K – конкурентоспособность научной разработки или конкурента;

B_i – вес показателя (в долях единицы);

B_i – балл i -го показателя.

Все результаты сводятся в таблицу (Приложение Б).

По результатам проведенного анализа видно, что исследуемый в данной работе риформинг с непрерывной регенерацией катализатора не уступает своим аналогам и даже занимает лидирующую позицию. Данный факт определенно обусловлен весьма весомыми достоинствами данной технологии, которые являются определяющими при выборе процесса (наибольшее значение по выходу риформата, получение продукта с высоким октановым числом, повышенный выход водорода, большая продолжительность работы).

5.2.2 SWOT-анализ

SWOT – Strengths (сильные стороны), Weaknesses (слабые стороны), Opportunities (возможности) и Threats (угрозы) – представляет собой комплексный анализ научно-исследовательского проекта. SWOT-анализ применяют для исследования внешней и внутренней среды проекта. Он проводится в несколько этапов.

1. Сильные стороны. Сильные стороны – это факторы, характеризующие конкурентоспособную сторону научно-исследовательского проекта. Сильные стороны свидетельствуют о том, что у проекта есть отличительное преимущество или особые ресурсы, являющиеся особенными с точки зрения конкуренции.

2. Слабые стороны. Слабость – это недостаток, упущение или ограниченность научно-исследовательского проекта, которые препятствуют достижению его целей. Это то, что плохо получается в рамках проекта или где он располагает недостаточными возможностями или ресурсами по сравнению с конкурентами.

3. Возможности. Возможности включают в себя любую предпочтительную ситуацию в настоящем или будущем, возникающую в условиях окружающей среды проекта, например, тенденцию, изменение или предполагаемую потребность, которая поддерживает спрос на результаты

проекта и позволяет руководству проекта улучшить свою конкурентную позицию.

4. Угроза представляет собой любую нежелательную ситуацию, тенденцию или изменение в условиях окружающей среды проекта, которые имеют разрушительный или угрожающий характер для его конкурентоспособности в настоящем или будущем.

Результаты SWOT-анализа представляем в табличной форме (Приложение В).

5.3 Планирование научно-исследовательских работ

5.3.1 Структура работ в рамках научного исследования

Планирование комплекса предполагаемых работ производится в следующем порядке:

- определение структуры работ в рамках проектирования;
- определение участников каждой работы;
- установление продолжительности работ;
- построение графика проведения проектирования.

Порядок составления этапов и работ, распределение исполнителей по данным видам работ приведен в Приложении Г.

5.3.2 Определение трудоемкости выполнения работ

Трудовые затраты в большинстве случаях образуют основную часть стоимости разработки, поэтому важным моментом является определение трудоемкости работ каждого из участников научного исследования.

Для определения ожидаемого (среднего) значения трудоемкости $t_{ожі}$ используется следующая формула:

$$t_{ожі} = \frac{3t_{\min i} + 2t_{\max i}}{5}, \quad (2)$$

где $t_{ожі}$ – ожидаемая трудоемкость выполнения i -ой работы чел.-дн.;

$t_{min i}$ – минимально возможная трудоемкость выполнения заданной i -ой работы, чел.-дн.;

$t_{max i}$ – максимально возможная трудоемкость выполнения заданной i -ой работы, чел.-дн.

Исходя из ожидаемой трудоемкости работ, определяется продолжительность каждой работы в рабочих днях T_p , учитывающая параллельность выполнения работ несколькими исполнителями.

$$T_{pi} = \frac{t_{ожі}}{ч_i}, \quad (3)$$

где T_{pi} – продолжительность одной работы, раб. дн.;

$t_{ожі}$ – ожидаемая трудоемкость выполнения одной работы, чел.-дн.;

$ч_i$ – численность исполнителей, выполняющих одновременно одну и ту же работу на данном этапе, чел.

5.3.3 Разработка графика проведения научного исследования

Диаграмма Ганта – горизонтальный ленточный график, на котором работы по теме представляются протяженными во времени отрезками, характеризующимися датами начала и окончания выполнения данных работ.

Для удобства построения графика, длительность каждого из этапов работ из рабочих дней следует перевести в календарные дни. Для этого необходимо воспользоваться следующей формулой:

$$T_{ki} = T_{pi} \cdot k_{кал}, \quad (4)$$

где T_{ki} – продолжительность выполнения i -й работы в календарных днях;

T_{pi} – продолжительность выполнения i -й работы в рабочих днях;

$k_{кал}$ – коэффициент календарности.

Коэффициент календарности определяется по следующей формуле:

$$k_{\text{кал}} = \frac{T_{\text{кал}}}{T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пр}}} \quad (5)$$

где $T_{\text{кал}}$ – количество календарных дней в году; $T_{\text{вых}}$ – количество выходных дней в году; $T_{\text{пр}}$ – количество праздничных дней в году.

Все рассчитанные значения сводим в таблицу приведенную в Приложении Д.

На основе таблицы Д построим календарный план-график. График строится для максимального по длительности исполнения работ в рамках научно-исследовательского проекта с разбивкой по месяцам и декадам (10 дней) за период времени дипломирования (Приложение Е).

Таким образом, видим, что длительность работ в календарных днях руководителя составляет 22 дня, инженера – 74 дня. Планирование работ по НИОКР проведено рационально, поскольку до защиты ВКР остается время в запасе около 23 дней.

5.4 Бюджет научно-технического исследования (НТИ)

В процессе формирования бюджета НТИ будем использовать следующую группировку затрат по статьям:

- материальные затраты НТИ;
- затраты на оборудование;
- основная заработная плата исполнителей темы;
- дополнительная заработная плата исполнителей темы;
- отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления);
- накладные расходы.

5.4.1 Расчет материальных затрат НТИ

Расчет материальных затрат осуществляется по следующей формуле:

$$З_m = (1 + k_T) \cdot \sum_{i=1}^m Ц_i \cdot N_{рас\ xi} \quad (6)$$

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

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

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

k_T – коэффициент, учитывающий транспортно-заготовительные расходы.

Все расчеты сводятся в таблицу (Приложение Ж).

5.4.2. Расчет затрат на специальное оборудование для научных работ

Все расчеты по приобретению спецоборудования и оборудования, имеющегося в организации, но используемого для каждого исполнения конкретной темы, сводятся в таблицу (Приложение И).

5.4.2 Основная заработная плата исполнителей темы

Месячный должностной оклад работников:

Руководитель

$$З_m = З_{мс} \cdot (1 + k_{np} + k_o) \cdot k_p = 16751,29 \cdot (1 + 0,3 + 0,2) \cdot 1,3 = 32665 \text{ руб.},$$

Инженер

$$З_m = З_{мс} \cdot (1 + k_{np} + k_o) \cdot k_p = 15000 \cdot (1 + 0,3 + 0,2) \cdot 1,3 = 29250 \text{ руб.},$$

где Z_{mc} – заработная плата по тарифной ставке, руб.; $k_{пр}$ – премиальный коэффициент, равный 0,3; k_d – коэффициент доплат и надбавок составляет 0,2; k_p – районный коэффициент, равный 1,3 (для города Томска);

Среднедневная заработная плата рассчитывается по формуле:

Руководитель

$$Z_{\text{он}} = \frac{Z_m \cdot M}{F_d} = \frac{32665 \cdot 10,4}{245} = 1385,6 \text{ руб.},$$

Инженер

$$Z_{\text{он}} = \frac{Z_m \cdot M}{F_d} = \frac{29250 \cdot 10,4}{245} = 1241,6 \text{ руб.},$$

где Z_m – месячный должностной оклад работника, руб.:

M – количество месяцев работы без отпуска в течение года: 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.

Таблица 12 – Баланс рабочего времени

Показатели рабочего времени	Руководитель	Инженер
Календарное число дней	366	366
Количество нерабочих дней:		
выходные дни	52	52
праздничные дни	14	14
Потери рабочего времени:		
отпуск	48	48
невыходы по болезни	7	7
Действительный годовой фонд рабочего времени	245	245

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

Руководитель

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{он}} \cdot T_p = 1385,6 \cdot 26 = 36025,6 \text{ руб}$$

Инженер

$$Z_{\text{осн}} = Z_{\text{он}} \cdot T_p = 1241,6 \cdot 102 = 126643,3 \text{ руб}$$

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

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

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

Таблица 13 – Расчёт основной заработной платы

Исполнители	$Z_{тс}$, руб.	$k_{пр}$	$k_{д}$	$k_{р}$	$Z_{м}$, руб.	$Z_{дн}$, руб.	T_p , раб. дн.	$Z_{осн}$, руб.
Руководитель	16751,29	0,3	0,2	1,3	32665	1385,6	26	36025,6
Инженер	15000	0,3	0,2	1,3	29250	1241,6	102	126643,3
Итого								162668,9

5.4.3 Дополнительная заработная плата исполнителей темы

Затраты по дополнительной заработной плате исполнителей темы учитывают величину предусмотренных Трудовым кодексом РФ доплат за отклонение от нормальных условий труда, а также выплат, связанных с обеспечением гарантий и компенсаций (при исполнении государственных и общественных обязанностей, при совмещении работы с обучением, при предоставлении ежегодного оплачиваемого отпуска и т.д.).

Расчет дополнительной заработной платы ведется по следующей формуле:

$$Z_{доп} = k_{доп} \cdot Z_{осн} \quad (7)$$

где $k_{доп}$ – коэффициент дополнительной заработной платы (на стадии проектирования принимается равным 0,12 – 0,15).

- Руководитель

$$Z_{доп} = k_{доп} \cdot Z_{осн} = 0,14 \cdot 36025,6 = 5043,6 \text{ руб.};$$

- Инженер

$$Z_{доп} = k_{доп} \cdot Z_{осн} = 0,14 \cdot 126643,3 = 17730 \text{ руб.};$$

где $k_{доп}$ – коэффициент дополнительной заработной платы, равный 0,14.

5.4.4 Отчисления во внебюджетные фонды (страховые отчисления)

Отчисления во внебюджетные фонды являются обязательными по установленным законодательством Российской Федерации нормам органам государственного социального страхования (ФСС), пенсионного фонда (ПФ) и медицинского страхования (ФФОМС) от затрат на оплату труда работников.

Величина отчислений во внебюджетные фонды определяется исходя из следующей формулы:

$$З_{внеб} = k_{внеб} \cdot (З_{осн} + З_{доп}), \quad (8)$$

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

На 2016 г. в соответствии с Федеральным законом от 24.07.2009 №212-ФЗ установлен размер страховых взносов равный 30%. На основании пункта 1 ст.58 закона №212-ФЗ для учреждений осуществляющих образовательную и научную деятельность в 2014 году водится пониженная ставка – 30%.

Отчисления во внебюджетные фонды представлены в таблице 14.

Таблица 14 – Отчисления во внебюджетные фонды

Исполнитель	Основная заработная плата, руб.	Дополнительная заработная плата, руб.
Руководитель	36025,6	5043,6
Инженер	126643,3	17730
Коэффициент отчислений во внебюджетные фонды	0,30	
Итого		
Руководитель	11129,7	
Инженер	39125,2	

5.4.5 Накладные расходы

Накладные расходы учитывают прочие затраты организации, не попавшие в предыдущие статьи расходов: печать и ксерокопирование материалов исследования, оплата услуг связи, электроэнергии, почтовые и

телеграфные расходы, размножение материалов и т.д. Их величина определяется по следующей формуле:

$$З_{\text{накл}} = (\text{сумма статей } 1 \div 4) \cdot k_{\text{нр}} = (З_{\text{м}} + З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}} + З_{\text{внеб}}) \cdot 0,16$$

$$= (2940 + 162668,9 + 22773,6 + 50254,9) \cdot 0,16 = 38182 \text{ руб.},$$

где $k_{\text{нр}}$ – коэффициент, учитывающий накладные расходы.

Величину коэффициента накладных расходов можно взять в размере 16%.

5.4.6 Формирование бюджета затрат научно-исследовательского проекта

Определение бюджета затрат на научно-исследовательский проект по каждому варианту исполнения приведен в таблице 15.

Таблица 15 – Расчет бюджета затрат НТИ

Наименование статьи	Сумма, млн. руб.		
	Исп.1	Исп.2	Исп.3
1. Материальные затраты НТИ	22612,55	19613,18	21302,8
2. Затраты на специальное оборудование для научных (экспериментальных) работ	33,19	31,64	36,93
3. Затраты по основной заработной плате исполнителей темы	0,16	0,16	0,16
4. Затраты по дополнительной заработной плате исполнителей темы	0,023	0,023	0,023
5. Отчисления во внебюджетные фонды	0,05	0,05	0,05
6. Накладные расходы	0,038	0,038	0,038
7. Бюджет затрат НТИ	22646,02	19645,09	21340,00

Таким образом, было рассчитано минимальное количество денежных средств, необходимых для исследования влияния различных технологических режимов на работу установки процесса каталитического риформинга с не прерывной регенерацией катализатора. Полученная сумма составляет 22646,02 млн.рублей. Большая часть затрат приходится на материальные затраты НТИ.

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

Интегральный финансовый показатель разработки определяется как:

$$I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i} = \frac{\Phi_{pi}}{\Phi_{\text{max}}}, \quad (9)$$

где $I_{\text{финр}}^{\text{исп.}i}$ – интегральный финансовый показатель разработки; Φ_{pi} – стоимость i -го варианта исполнения; Φ_{max} – максимальная стоимость исполнения научно-исследовательского проекта (в т.ч. аналоги).

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

$$I_{pi} = \sum a_i \cdot b_i \quad (10)$$

где I_{pi} – интегральный показатель ресурсоэффективности для i -го варианта исполнения разработки; a_i – весовой коэффициент i -го варианта исполнения разработки; b_i – балльная оценка i -го варианта исполнения разработки, устанавливается экспертным путем по выбранной шкале оценивания.

Расчет интегрального показателя ресурсоэффективности приведен в форме таблице 16.

Таблица 16 – Сравнительная оценка характеристик вариантов исполнения проекта

Критерии \ Объект исследования	Весовой коэффициент параметра	Исп.1	Исп.2	Исп.3
1. Выход целевого продукта	0,179	5	4	4
2. Эноргоёмкость	0,143	4	3	3
3. Эксплуатационные затраты	0,143	4	4	3
4. Срок службы катализатора	0,143	5	3	3
5. Надежность	0,179	4	3	4
6. Материалоемкость	0,107	5	3	2
7. Затраты на послепродажное обслуживание	0,107	4	3	3
Итого	1	4,433	3,325	3,254

$$I_{p-\text{исп}1} = 5 \cdot 0,179 + 4 \cdot 0,143 + 4 \cdot 0,143 + 5 \cdot 0,143 + 4 \cdot 0,179 + 5 \cdot 0,107 + 4 \cdot 0,107 = 4,433 \quad ;$$

$$I_{p-\text{исп}2} = 4 \cdot 0,179 + 3 \cdot 0,143 + 4 \cdot 0,143 + 3 \cdot 0,143 + 3 \cdot 0,179 + 3 \cdot 0,107 + 3 \cdot 0,107 = 3,325 ;$$

$$I_{p-исп3} = 4 \cdot 0,179 + 3 \cdot 0,143 + 3 \cdot 0,143 + 3 \cdot 0,143 + 4 \cdot 0,179 + 2 \cdot 0,107 + 3 \cdot 0,107 = 3,254.$$

Сравнив значения интегральных показателей ресурсоэффективности можно сделать вывод, что реализация технологии в первом исполнении является более эффективным вариантом для проектирования с позиции ресурсосбережения.

Интегральный показатель эффективности вариантов исполнения разработки ($I_{исп\ i}$) определяется на основании интегрального показателя ресурсоэффективности и интегрального финансового показателя по формуле:

$$I_{исп\ 1} = \frac{I_{p-исп.1}}{I_{финр.1}}, I_{исп\ 2} = \frac{I_{p-исп.2}}{I_{финр.2}}, \text{ т.д.} \quad (11)$$

Сравнительная эффективность проекта ($\mathcal{E}_{ср}$):

$$\mathcal{E}_{ср} = \frac{I_{исп.1}}{I_{исп.2}} \quad (12)$$

Таблица 17 – Сравнительная эффективность разработки

№ п/п	Показатели	Исп.1	Исп.2	Исп.3
1	Интегральный финансовый показатель разработки	1	0,87	0,94
2	Интегральный показатель ресурсоэффективности разработки	4,43	3,33	3,26
3	Интегральный показатель эффективности	4,43	3,83	3,45
4	Сравнительная эффективность вариантов исполнения	1,16	0,86	0,78

Вывод: сравнительный анализ интегральных показателей эффективности показывает, что предпочтительным является первый вариант исполнения, так как данный вариант исполнения является наиболее экономичным и ресурсоэффективным.

Заключение

Значение применения моделирующих программ в решении задач, возникающих при разработке и эксплуатации углеводородного сырья очень велико. Они позволяют без значительных материальных и временных затрат проводить вычислительные эксперименты для этих процессов.

Исследования в данной работе проводились при использовании компьютерной моделирующей программы «Aktiv+C», применяемой для расчета и мониторинга процесса каталитического риформинга бензинов с непрерывной регенерацией катализатора.

Проанализировав результаты расчета процесса риформинга, была определена оптимальная работа установки, при значениях температуры процесса в интервале 505 – 509 °С и при значениях давления от 6,5 до 7,5 атмосфер. При данных значениях технологических параметров октановое число продукта находится в интервале 104,1-105,6 пункта, а выход риформата составил 89,39 – 90,2% . Полученные расчетные данные соответствуют данным на производстве, что показывает возможность использования математической модели процесса и основанной на ней компьютерной программы при решении разнообразных технологических задач.

Исследование влияния температуры на процесс показали, что ее повышение ведет к увлечению ОЧИ, но к снижению выхода продукта. Повышение давления приводит к снижению как ОЧИ, так и выхода катализата. Увеличение подачи сырья имеет обратную зависимость относительно температуры, при которой ОЧИ снижается, а выход продукта увеличивается. Влияние состава сырья играет важную роль при подборе оптимальных технологических условий, так как различное содержание углеводородов имеет разные реакционные способности.

В результате были подобраны такие технологические условия, при которых работа установки находится на оптимальном режиме: температура 520 °С, расход сырья 135 м³/ч, давление 0,3 МПа.