

На правах рукописи



БЕЛИНСКАЯ НАТАЛИЯ СЕРГЕЕВНА

**СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ РАБОТЫ СОПРЯЖЕННОЙ СИСТЕМЫ
«РЕАКТОР – КОЛОННА СТАБИЛИЗАЦИИ» ПРОЦЕССА
КАТАЛИТИЧЕСКОЙ ДЕПАРАФИНИЗАЦИИ ДИЗЕЛЬНЫХ ФРАКЦИЙ
НЕФТИ МЕТОДОМ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ**

05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий

АВТОРЕФЕРАТ

диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Томск – 2015

Работа выполнена в федеральном государственном автономном образовательном учреждении высшего образования Национальном исследовательском Томском политехническом университете

Научный руководитель: Иванчина Эмилия Дмитриевна
доктор технических наук, профессор

Официальные оппоненты: Бальчугов Алексей Валерьевич
доктор технических наук, профессор, Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Ангарская государственная техническая академия» (г. Ангарск), проректор по научной работе

Колмогорова Вероника Александровна
кандидат технических наук, ОАО «ТомскНИПИнефть» (г. Томск), главный специалист отдела концептуального проектирования и технико-экономического анализа проектов

Ведущая организация: Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Институт химии нефти Сибирского отделения Российской академии наук (г. Томск)

Защита диссертации состоится «22» декабря 2015 г. в 16-00 на заседании диссертационного совета Д 212.269.08 при ФГАОУ ВО Национальном исследовательском Томском политехническом университете по адресу: 634050, г. Томск, пр. Ленина, 43, корпус 2, 117 ауд., <http://portal.tpu.ru:7777/council/915/soviet>

С диссертацией можно ознакомиться в научно-технической библиотеке Национального исследовательского Томского политехнического университета по адресу: г. Томск, ул. Белинского, 55 и на сайте <http://portal.tpu.ru/council/915/worklist>.

Автореферат разослан «05» ноября 2015 г.

И.о. ученого секретаря
диссертационного совета Д 212.269.08
доктор технических наук, доцент



Ивашкина Е.Н.

Общая характеристика работы

Актуальность работы

При оптимизации и прогнозировании производства компонентов дизельных топлив и автомобильных бензинов нефтеперерабатывающим предприятиям необходимо одновременно решать две основные задачи: поддержание высокого выхода продуктов при сохранении требуемого качества и минимизации затрат ресурсов. Такое производство представляет собой сложную многостадийную химико-технологическую систему, включающую взаимосвязанные стадии гидроочистки, депарафинизации, стабилизации и ректификации. Оптимизация работы такой системы в целом возможна только при условии повышения эффективности каждого из сопряженных процессов и аппаратов всех стадий методом математического моделирования с учетом их взаимосвязи.

Ранее на кафедре химической технологии и химической кибернетики Томского политехнического университета были установлены термодинамические и кинетические закономерности, разработаны математические модели каждой стадии производства синтетических моющих средств из узкой нефтяной фракции нормальных парафиновых углеводородов C_9 - C_{14} (процессы дегидрирования парафинов, гидрирования диолефинов, алкилирования бензола олефинами), а также математическая модель совмещенных процессов, протекающих в системе аппаратов «реактор – регенератор» с учетом их сопряженности. Внедрение разработанных моделей в промышленное производство позволило значительно повысить эффективность и стабильность работы установки получения линейных алкилбензолов за счет углубления переработки нефти.

В настоящее время актуальной проблемой остается повышение ресурсоэффективности процессов переработки широкой дизельной фракции, содержащей парафиновые, нафтеновые, ароматические и олефиновые углеводороды, для производства компонентов дизельных топлив и бензинов.

Актуальным является совершенствование процесса каталитической депарафинизации с использованием метода математического моделирования на основе учета термодинамических и кинетических закономерностей процесса и взаимосвязи процессов и аппаратов сопряженной системы «реактор – колонна стабилизации», позволяющее выработать рекомендации, во-первых, по регулированию технологических условий процесса депарафинизации дизельных фракций, что обеспечивает достижение оптимального выхода продукта и соблюдение норм по низкотемпературным характеристикам при изменении углеводородного состава сырья, во-вторых, по снижению коррозионных эффектов в аппаратах блока ректификации за счет удаления сероводорода из стабильного бензина.

Работа выполнена в рамках государственного задания в сфере научной деятельности 1.1404.2014 (2014–2015 г.), при поддержке грантов Президента Российской Федерации для государственной поддержки ведущих научных школ НШ-422.2014.8 (2014–2015 г.), для молодых ученых и аспирантов,

осуществляющих перспективные научные исследования и разработки по приоритетным направлениям модернизации российской экономики СП-4495.2013.1 (2013-2015 г.)

Объект исследования: промышленные процессы и аппараты каталитической депарафинизации дизельных фракций нефти.

Предмет исследования: термодинамические и кинетические закономерности процесса каталитической депарафинизации дизельных фракций нефти.

Степень разработанности темы

Исследования процесса каталитической депарафинизации ведутся научными коллективами ОАО «ВНИПИнефть», г. Москва (В.М. Капустин, И.Е. Кузора и др.), ОАО «ВНИИ НП», г. Москва (В.А. Хавкин, Л.А. Гуляева и др.), ООО «РН-ЦИР», г. Москва (Д.Н. Герасимов, В.В. Фадеев и др.), УГНТУ, г. Уфа (Салихов А.И., и др.), СибГТУ, г. Красноярск (О.А. Дружинин и др.).

Важными являются исследования с целью разработки более эффективных катализаторов и процессов каталитической депарафинизации, а также исследования влияния технологических условий и конструкций аппаратов на выход и состав продукта в промышленных и лабораторных условиях.

Недостаточно изученными являются термодинамические и кинетические закономерности процесса каталитической депарафинизации. Их исследование позволяет осуществить моделирование данного процесса с целью его оптимизации.

Цель работы заключается в совершенствовании сопряженной работы системы «реактор – колонна стабилизации» путем прогнозирования с использованием математических моделей процессов в аппаратах, разработанных на основе сочетания вычислительного и промышленного эксперимента, а также квантово-химических методов, с учетом термодинамических и кинетических закономерностей процесса каталитической депарафинизации.

Для достижения поставленной цели решены следующие **задачи**:

1. Установление кинетических и термодинамических закономерностей превращения углеводородов при их глубокой переработке в промышленных реакторах депарафинизации.
2. Разработка, программная реализация и проверка на адекватность модели реактора процесса каталитической депарафинизации.
3. Исследование влияния технологических параметров на процесс каталитической депарафинизации и оптимизация технологического режима в зависимости от состава сырья.
4. Установление оптимальной схемы направления потоков в колонну стабилизации и оптимальных режимов ее работы с учетом изменения состава сырья для удаления сероводорода из стабильного бензина.
5. Повышение ресурсоэффективности процесса каталитической депарафинизации и каталитического риформинга путем увеличения октанового числа бензина депарафинизации и ресурса сырья

установки риформинга вовлечением бензина депарафинизации в переработку на установке риформинга.

Научная новизна

1. Установлены кинетические закономерности превращения реагентов в процессе каталитической депарафинизации, численно выражаемые значениями констант скоростей реакций: реакции гидрокрекинга и гидроизомеризации протекают с самыми высокими скоростями и имеют одинаковый порядок значений констант скоростей ($1,16 \cdot 10^{-2}$ и $0,93 \cdot 10^{-2}$ л·с⁻¹·моль⁻¹ соответственно); реакции дегидрирования н-парафинов, гидрирования полиароматических углеводородов, образования кокса из полиароматических соединений, образования меркаптанов из олефинов и сероводорода сопоставимы и протекают с более низкой скоростью, что следует из значений констант скоростей, которые на два порядка ниже и составляют $7,37 \cdot 10^{-4}$ с⁻¹, $0,75 \cdot 10^{-4}$ л·с⁻¹·моль⁻¹, $3,75 \cdot 10^{-4}$ с⁻¹ и $3,08 \cdot 10^{-4}$ л·с⁻¹·моль⁻¹, соответственно; реакция гидрирования моноароматических углеводородов протекает с наименьшей скоростью (константа скорости равна $7,34 \cdot 10^{-7}$ л·с⁻¹·моль⁻¹).

2. Установлено, что оптимальная температура в реакторе депарафинизации зависит от состава и расхода сырья: в диапазоне расхода сырья 295–325 м³/ч оптимальная температура находится в интервале 352–356 °С для сырья с высоким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ (19 % мас.), и в интервале 346–350 °С для сырья с низким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ (14 % мас.). Поддержание оптимальной температуры позволяет получать высокий выход компонентов дизельных топлив (59 %) при сохранении требуемых низкотемпературных свойств (температура помутнения –26 °С, предельная температура фильтруемости –28 °С, температура застывания –35 °С).

3. Установлено, что ввод стабильного бензина в нижнюю часть колонны и водородсодержащего газа в смеси с сырьем колонны позволяет повысить паровой поток в колонне стабилизации за счет увеличения количества легких углеводородов, что выражается снижением выхода сероводорода в составе стабильного бензина. При этом оптимальный технологический режим работы колонны стабилизации зависит от состава продукта реакторного блока процесса депарафинизации: при увеличении содержания сероводорода в составе продукта реакторного блока за счет увеличения содержания олефинов и сероводорода в сырье и протекания реакций образования меркаптанов с последующим их гидрированием от 0,14 до 0,28 % мас. расход водородсодержащего газа в колонну повышается от 500 нм³/ч до 700 нм³/ч, расход орошения в колонну составляет 90 м³/ч, стабильного бензина – 10 м³/ч. Проведение процесса при оптимальном режиме обеспечивает снижение содержания сероводорода в составе стабильного бензина со 100,0–220,0 до (0,0±0,1) ppm и тем самым повышает его безопасность за счет снижения его коррозионной активности.

Теоретическая значимость работы заключается в установлении термодинамических и кинетических закономерностей протекания процесса каталитической депарафинизации, схемы химических превращений, режимов

работы сопряженной системы «реактор – колонна стабилизации» в зависимости от состава перерабатываемого сырья.

Практическая значимость работы

Оптимальные режимы работы реактора депарафинизации используется на ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез» (г. Кириши, Ленинградская область), что позволяет достичь оптимальный выход компонентов дизельного топлива (59 %) с требуемыми низкотемпературными характеристиками (температура помутнения -26°C , предельная температура фильтруемости -28°C , температура застывания -35°C).

Оптимальная схема направления потоков в колонну стабилизации используется на ООО «ПО «Киришинефтеоргсинтез» и включает ввод стабильного бензина с блока ректификации в нижнюю часть колонны в объеме $10 \text{ м}^3/\text{ч}$ и водородсодержащего газа в поток питания колонны в объеме от 500 до $700 \text{ нм}^3/\text{ч}$ в зависимости от состава сырья. Это повышает количество парового потока, что приводит к снижению содержания сероводорода в стабильном бензине до $(0,0\pm 0,1) \text{ ppm}$ и, следовательно, снижению его коррозионной активности, что позволяет продлить срок службы аппаратов блока ректификации.

Вовлечение стабильного бензина каталитической депарафинизации в переработку на установке каталитического риформинга позволяет повысить эффективность производства за счет увеличения производительности установки риформинга на 8–10 % и повышения качества бензина депарафинизации увеличением его октанового числа с 68–70 пунктов до 96–97 пунктов путем переработки в процессе риформинга.

Зарегистрированная программа расчета технологических показателей и состава продукта промышленного процесса каталитической депарафинизации используется на кафедре химической технологии топлива и химической кибернетики Томского политехнического университета в учебной работе при реализации лабораторных работ в рамках курса «Компьютерные моделирующие системы в химической технологии», при осуществлении курсового и дипломного проектирования по направлениям 18.03.01 «Химическая технология» и 18.03.02. «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии».

Методология и методы диссертационного исследования

Исследования выполнены с использованием стратегии системного анализа для изучения химико-технологической системы «реактор – колонна стабилизации» декомпозицией ее на иерархические ступени и определением связей между ними: молекулярный уровень (механизм реакций на поверхности катализатора), физико-химический процесс в аппарате, взаимосвязь процессов и аппаратов химико-технологической системы. В работе применялся метод математического моделирования, как основной метод стратегии системного анализа, методы квантовой химии для расчета термодинамических характеристик веществ, методы математической статистики для оценки погрешности расчетов на модели.

Положения, выносимые на защиту

1. Положение о формализованной схеме превращений углеводородов в процессе каталитической депарафинизации.
2. Положения о кинетической модели и ее кинетических параметрах.
3. Положение об оптимальных режимах в реакторе каталитической депарафинизации в зависимости от состава перерабатываемого сырья.
4. Положение об оптимальной схеме направления потоков в колонну стабилизации продукта каталитической депарафинизации.

Степень достоверности результатов

Достоверность результатов, полученных в ходе диссертационного исследования, подтверждена большим массивом экспериментальных данных с промышленной установки в широких интервалах изменения технологических параметров и составов сырьевых и продуктовых потоков; проверкой модели на адекватность, которая показала, что абсолютная погрешность расчетов сопоставима с погрешностью экспериментального определения содержания углеводородов и не превышает 1,16 % мас.; обсуждением основных положений работы на всероссийских и международных научных мероприятиях и их публикацией в рецензируемых научных журналах.

Личный вклад состоит в определении термодинамических параметров реакций процесса каталитической депарафинизации, установлении схемы химических превращений. Создана модель процесса и на ее основе программа для оптимизации промышленного процесса. Определены кинетические параметры модели. Разработана модель колонны стабилизации. Проведены прогнозные расчеты работы системы «реактор – колонна стабилизации», на основе которых выработаны рекомендации по оптимальным режимам работы реактора депарафинизации и оптимальной схеме направления потоков в колонну стабилизации в зависимости от состава перерабатываемого сырья. Результаты исследований являются оригинальными и получены лично Белинской Н.С. или при ее непосредственном участии.

Апробация работы

Результаты исследований, проведенных в рамках написания диссертационной работы, представлены и обсуждены на научно-технических конференциях и симпозиумах всероссийского и международного уровней: Международная научно-практическая конференция INTECH-ENERGY «Новые процессы, технологии и материалы XXI века в нефтяной отрасли (г. Москва, 2012 г.); I Международная научно-практическая конференция «Технические науки: современные проблемы и перспективы развития» (г. Йошкар-Ола, 2012 г.); XVII Международный научный симпозиум имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых «Проблемы геологии и освоения недр» (г. Томск, 2013 г.); XVIII Международный научный симпозиум имени академика М.А. Усова студентов и молодых ученых «Проблемы геологии и освоения недр» (г. Томск, 2014 г.); XV Международная научно-техническая конференция студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулёва «Химия и химическая технология в XXI веке» (г. Томск, 2014 г.); XXI Международная

конференция по химическим реакторам «Химреактор-21» (г. Делфт, Нидерланды, 2014 г.); 8-й Конкурс проектов молодых ученых в рамках международной выставки «ХИМИЯ+» (г. Москва, 2014 г.).

Публикации

По теме диссертации опубликовано 30 работ, в том числе 4 статьи в журналах из списка ВАК; 4 статьи, индексируемые базами Scopus и Web of Science; получено 3 свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ.

Структура и объем работы

Диссертационная работа состоит из введения, пяти глав, заключения, списка литературы и приложений. Диссертация изложена на 170 страницах машинописного текста, содержит 39 рисунков, 31 таблицу, 1 приложение, библиография включает 123 наименования.

Содержание работы

Во введении обоснована актуальность избранной темы, сформулированы цель и задачи исследования, раскрыта научная новизна, теоретическая и практическая значимость работы.

В первой главе проведен литературный анализ в области процесса депарафинизации. Широкое внедрение процесса каталитической депарафинизации на нефтеперерабатывающие производства, стремительное развитие разработок в области катализаторов, нерешенность вопросов по оптимальным условиям проведения процесса обуславливает актуальность установления термодинамических и кинетических закономерностей данного процесса. Их исследование позволяет осуществить моделирование процесса с целью оптимизации технологических режимов с учетом сопряженности процессов и аппаратов, что обеспечивает достижение оптимального выхода компонентов дизельных топлив и соблюдение норм по их низкотемпературным характеристикам при изменении углеводородного состава сырья, а так же за счет снижения выхода сероводорода в составе стабильного бензина.

Вторая глава посвящена характеристике объекта исследования, исходных материалов, описанию методологии и методов диссертационного исследования.

Таблица 1. Характеристика сырья и продуктов процесса депарафинизации

Показатели		Сырье	Продукты		
		ДФ+АГ	СБ	Фракция 180-240+240-340 °С	Фракция >340 °С
Температура выкипания, °С	НК	112	104	171	279
	10 %	232	110	204	317
	50 %	299	120	259	344
	90 %	352	140	305	383
	КК	370	154	328	413
Температура помутнения, °С		+1	–	–26	–16
Предельная температура фильтруемости, °С		–	–	–28	–17
Температура застывания, °С		–	–	–35	–25
Содержание н-парафинов, % мас.		17,0	–	8,19	2,91

ДФ – дизельная фракция; АГ – атмосферный газойль; СБ – стабильный бензин.

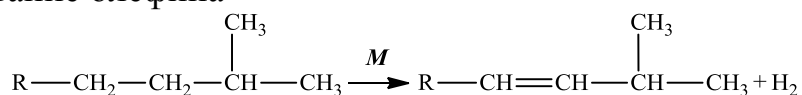
Как видно из табл. 1 процесс каталитической депарафинизации позволяет значительно улучшить низкотемпературные свойства компонентов дизельных топлив за счет снижения содержания парафинов нормального строения путем селективного гидрокрекинга с последующей изомеризацией, а также получать стабильный бензин, используемый как компонент автомобильных бензинов.

В основу методологии работы положена стратегия системного анализа для изучения химико-технологической системы «реактор – колонна стабилизации». В работе применялся метод математического моделирования, методы квантовой химии для расчета термодинамических характеристик веществ, методы математической статистики для оценки погрешности расчетов на модели.

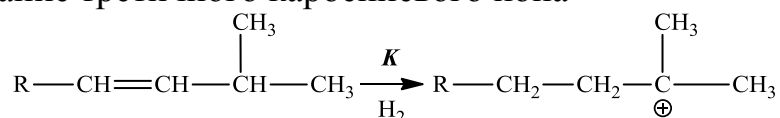
Третья глава посвящена разработке кинетической модели процесса каталитической депарафинизации, включающей следующие этапы: исследование механизма реакций на катализаторе депарафинизации; термодинамический анализ реакций; выбор и обоснование схемы превращений углеводородов; составление системы уравнений кинетической модели; обоснование выбора гидродинамического режима в реакторе; оценка адекватности модели путем апробации на экспериментальных данных с промышленной установки; программная реализация модели.

Механизм реакций на Ni-содержащем бифункциональном катализаторе депарафинизации включает несколько стадий.

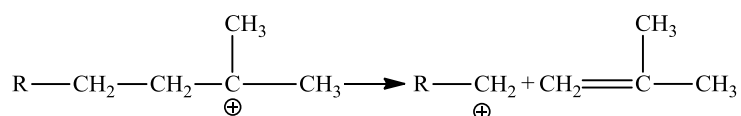
1. Образование олефина



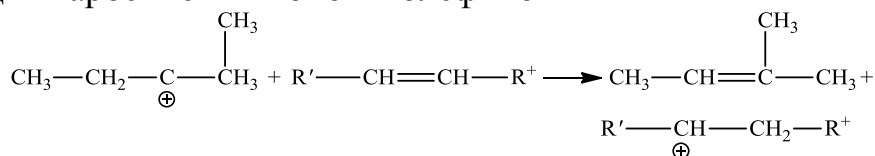
2. Образование третичного карбениевого иона



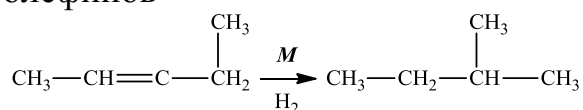
3. Крекинг



4. Реакция карбениевых ионов и олефинов



5. Гидрирование олефинов



M – металлический центр катализатора; *K* – кислотный центр катализатора.

При составлении списка реакций учитывались экспериментальные данные с промышленной установки по составам сырья и продукта процесса, механизмы

реакций на катализаторе депарафинизации. Для расчета термодинамических характеристик реакций в процессе каталитической депарафинизации использован квантово-химический метод расчета – теория функционала плотности DFT.

Таблица 2. Термодинамические параметры реакций процесса каталитической депарафинизации (при температуре 355 °С, давлении 6,9 МПа)

№	Реакция	ΔH , кДж/моль	ΔG , кДж/моль
Процесс депарафинизации			
1.	Гидрокрекинг н-парафинов $C_{10}-C_{27}$: $\text{Н-парафины } C_{10}-C_{27} + \text{H}_2 \rightarrow 2 \cdot \text{н-парафины } C_5-C_9$	$-62,3 \div -68,8$	$-73,2 \div -89,6$
2.	Дегидрирование н-парафинов C_5-C_9 : $\text{Н-парафины } C_5-C_9 \rightleftharpoons \text{Олефины} + \text{H}_2$	$36,7 \div 37,2$	$-52,5 \div -52,8$
3.	Изомеризация олефинов: $\text{Олефины} \rightleftharpoons \text{И-парафины}$	$-133,5 \div -138,9$	$-45,7 \div -49,3$
4.	Циклизация и-парафинов: $\text{И-парафины} \rightleftharpoons \text{Нафтенy}$	$47,9 \div 58,3$	$-8,8 \div -15,4$
5.	Гидрирование МАУ: $\text{МАУ} + 3 \cdot \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{Нафтенy}$	$-237,1 \div -248,4$	$-48,2 \div -56,4$
6.	Гидрирование ПАУ: $\text{ПАУ} + \text{H}_2 \rightleftharpoons 2 \cdot \text{МАУ}$	$-44,9 \div -56,0$	$-48,8 \div -65,0$
7.	Образование кокса из ПАУ: $\text{ПАУ} \rightarrow \text{Коронен} + \text{H}_2$	$-87,9$	$-252,9$
8.	Образование меркаптанов из олефинов и сероводорода $\text{Олефины} + \text{H}_2\text{S} \rightleftharpoons \text{Меркаптаны}$	$-51,2 \div -63,3$	$-69,1 \div 76,2$
Процесс гидроочистки			
9.	Гидрирование меркаптанов $\text{Меркаптаны} + \text{H}_2 \rightleftharpoons \text{Н-парафины } C_5-C_9 + 2 \cdot \text{H}_2\text{S}$	$-55,4 \div -67,6$	$-70,0 \div -78,4$

МАУ – моноароматические углеводороды; ПАУ – полиароматические углеводороды;

Результаты расчета показали, что наиболее термодинамически вероятной реакцией в процессе каталитической депарафинизации является целевая реакция гидрокрекинга высокомолекулярных парафинов нормального строения ($\Delta G = -83,2$ кДж/моль). Целевые реакции дегидрирования низкомолекулярных парафинов нормального строения с последующей их изомеризацией через стадию образования олефина также имеют высокую вероятность ($\Delta G = -52,7$ и $-46,9$ кДж/моль соответственно). Кроме того, с высокой долей вероятности протекают реакции гидрирования моно- и полиароматических углеводородов ($\Delta G = -52,2$ и $-64,6$ кДж/моль соответственно). Основной побочной реакцией является коксообразование ($\Delta G = -252,9$ кДж/моль). Наличие в реакционной массе олефинов и сероводорода обуславливает самопроизвольное протекание побочной реакции образования меркаптанов ($\Delta G = -75,4$ кДж/моль). На катализаторе гидроочистки происходит гидрирование меркаптанов, образовавшихся в реакторе на стадии депарафинизации ($\Delta G = -77,0$ кДж/моль).

Исходя из результатов термодинамического анализа, была составлена формализованная схема химических превращений в процессе каталитической депарафинизации (рис. 1).

В формализованной схеме превращений приняты следующие обозначения: н-парафины $C_{10}-C_{27}$ – парафины нормального строения с числом атомов углерода от 10 до 27; н-парафины C_5-C_9 – парафины нормального строения с числом атомов углерода от 5 до 9; k_j – константа скорости j -й прямой реакции; k_{-j} – константа скорости j -й обратной реакции. Сплошными линиями показаны

реакции на катализаторе депарафинизации, пунктирными – реакция на катализаторе гидроочистки.

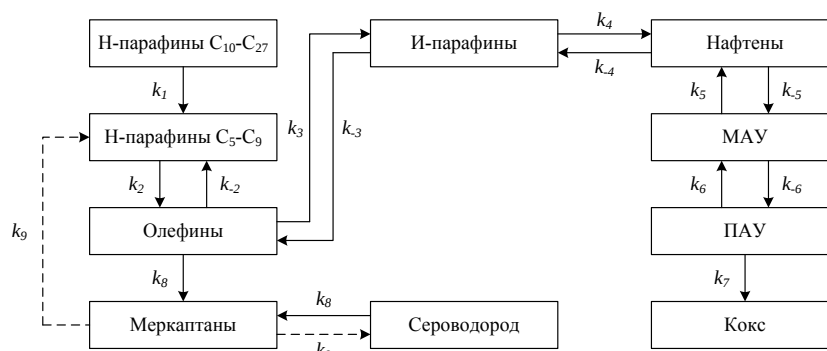


Рисунок 1. Формализованная схема превращений углеводородов в процессе каталитической депарафинизации

Формализованная схема химических превращений учитывает протекание как целевых, так и побочных реакций в процессе каталитической депарафинизации и позволяет, с одной стороны, сократить размерность математической модели и количество экспериментально определяемых параметров, а с другой, сохранить чувствительность модели к составу сырья и дает возможность прогнозировать состав и качество продукта (содержание групп компонентов и сероводорода в продукте).

На основе составленной формализованной схемы химических превращений разработана кинетическая модель процесса каталитической депарафинизации. Принято допущение, что процесс является гомогенным. Исходя из этого, скорости реакций записаны согласно закону действующих масс (табл. 3).

Таблица 3. Уравнения скоростей реакций процесса депарафинизации

№	Реакция	Прямая реакция	Обратная реакция
Процесс депарафинизации			
1.	Гидрокрекинг н-парафинов $C_{10}-C_{27}$	$W_1 = k_1 \cdot C_{n-P_{C_{10}-C_{27}}} \cdot C_V$	—
2.	Дегидрирование н-парафинов C_5-C_9	$W_2 = k_2 \cdot C_{n-P_{C_5-C_9}}$	$W_{-2} = k_{-2} \cdot C_{Ol} \cdot C_V$
3.	Изомеризация олефинов	$W_3 = k_3 \cdot C_{Ol} \cdot C_V$	$W_{-3} = k_{-3} \cdot C_{i-P}$
4.	Циклизация и-парафинов	$W_4 = k_4 \cdot C_{i-P}$	$W_{-4} = k_{-4} \cdot C_{Naft} \cdot C_V$
5.	Гидрирование МАУ	$W_5 = k_5 \cdot C_{MAY} \cdot C_V^3$	$W_{-5} = k_{-5} \cdot C_{Naft}$
6.	Гидрирование ПАУ	$W_6 = k_6 \cdot C_{PAY} \cdot C_V$	$W_{-6} = k_{-6} \cdot C_{MAY}^2$
7.	Образование кокса из ПАУ	$W_7 = k_7 \cdot C_{PAY}$	—
8.	Образование меркаптанов из олефинов и сероводорода	$W_8 = k_8 \cdot C_{Ol} \cdot C_{SV}$	—
Процесс гидроочистки			
9.	Гидрирование меркаптанов	$W_9 = k_9 \cdot C_{Merk} \cdot C_V^2$	—

В табл. 3 приняты следующие обозначения: W_j – скорость j -й прямой реакции; W_{-j} – скорость j -й обратной реакции; C – содержание компонента.

Тогда система уравнений кинетической модели запишется:

• процесс депарафинизации

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{dC_{n-P, C_{10}-C_{27}}}{dt} &= -W_1 \\ \frac{dC_{n-P, C_5-C_9}}{dt} &= W_1 - W_2 + W_{-2} \\ \frac{dC_{Ol}}{dt} &= W_2 - W_{-2} - W_8 \\ \frac{dC_{i-P}}{dt} &= W_3 - W_{-3} - W_4 + W_{-4} \\ \frac{dC_{Naft}}{dt} &= W_4 - W_{-4} + W_5 - W_{-5} \\ \frac{dC_{MAY}}{dt} &= -W_5 + W_{-5} + 2 \cdot W_6 - 2 \cdot W_{-6} \\ \frac{dC_{PAY}}{dt} &= -W_{-6} + W_{-6} - W_7 \\ \frac{dC_K}{dt} &= W_7 \\ \frac{dC_{Merk}}{dt} &= W_8 \\ \frac{dC_{SV}}{dt} &= -W_8 \\ \frac{dC_V}{dt} &= -W_1 + W_2 - W_{-2} - W_3 + W_4 - W_{-4} - 3 \cdot W_5 + 3 \cdot W_{-5} - W_6 + W_{-6} \end{aligned} \right.$$

• процесс гидроочистки

$$\left\{ \begin{aligned} \frac{dC_{n-P, C_{10}-C_{27}}}{dt} &= W_9 \\ \frac{dC_{Merk}}{dt} &= -W_9 \\ \frac{dC_{SV}}{dt} &= 2 \cdot W_9 \\ \frac{dC_V}{dt} &= -2 \cdot W_9 \end{aligned} \right.$$

Начальные условия: $t=0$, $C_i=C_{i0}$.
 t – время, с; dC_i – изменение содержания i -го компонента;
 C_{i0} – содержание i -й группы углеводородов в сырье, моль/л.

Кинетические параметры процесса каталитической депарафинизации включают энергии активации реакций, определенные по литературным данным, предэкспоненциальные множители в уравнении Аррениуса, определенные путем минимизации отклонений расчетных и экспериментальных значений содержания групп компонентов и сероводорода (табл. 4).

Таблица 4. Кинетические параметры процесса депарафинизации

№	Реакция	E_a , кДж/моль	k_0	k_j
1.	Гидрокрекинг н-парафинов $C_{10}-C_{27}$	140	$5,92 \cdot 10^9 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$	$8,69 \cdot 10^{-3} \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$
2.	Дегидрирование н-парафинов C_5-C_9	110	$1,04 \cdot 10^6 \text{ с}^{-1}$	$5,24 \cdot 10^{-4} \text{ с}^{-1}$
3.	Изомеризация олефинов	130	$6,07 \cdot 10^8 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$	$6,24 \cdot 10^{-3} \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$
4.	Циклизация и-парафинов	180	$6,47 \cdot 10^{10} \text{ с}^{-1}$	$3,95 \cdot 10^{-5} \text{ с}^{-1}$
5.	Гидрирование МАУ	140	$5,00 \cdot 10^5 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$	$7,34 \cdot 10^{-7} \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$
6.	Гидрирование ПАУ	140	$3,28 \cdot 10^7 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$	$4,81 \cdot 10^{-5} \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$
7.	Образование кокса из ПАУ	190	$2,39 \cdot 10^{12} \text{ с}^{-1}$	$2,08 \cdot 10^{-4} \text{ с}^{-1}$
8.	Образование меркаптанов	120	$2,95 \cdot 10^6 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$	$2,12 \cdot 10^{-4} \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$
9.	Гидрирование меркаптанов	80	$3,67 \cdot 10^7 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$	$6,35 \text{ л} \cdot \text{с}^{-1} \cdot \text{моль}^{-1}$

Для оценки гидродинамического режима в реакторе депарафинизации рассчитаны тепловой и диффузионный критерии Пекле.

Тепловой критерий Пекле:

$$Pe_T = Re \cdot Pr = \frac{\rho \cdot w \cdot C_p \cdot l}{\lambda} = \frac{850 \cdot 0,0053 \cdot 204,5 \cdot 13,76}{0,475} = 26681$$

где Re – критерий Рейнольдса; Pr – критерий Прандтля; ρ – плотность потока (850 кг/м^3); w – скорость потока ($0,0053 \text{ м/с}$); C_p – теплоемкость потока ($204,5 \text{ Дж/моль} \cdot \text{К}$); l – высота слоя ($13,76 \text{ м}$); λ – коэффициент теплопроводности ($0,475 \text{ Дж/м} \cdot \text{сек} \cdot \text{К}$).

Согласно литературным данным соотношение между тепловым критерием Пекле и диффузионным критерием Пекле составляет $Pe_T/Pe_D = 1,05 - 1,5$. Следовательно, $Pe_D = (25410 \div 17787) \gg 200$. Таким образом, показано, что гидродинамический режим в реакторе гидродепарафинизации соответствует режиму идеального вытеснения.

Проверка кинетической модели каталитической депарафинизации на адекватность проведена путем сравнения значений, рассчитанных на модели (C_p), и полученных в ходе эксперимента ($C_э$) (табл. 5).

Таблица 5. Сравнение экспериментальных и расчетных значений содержания групп компонентов в продукте, % мас.

№ отбора пробы	1		2		3		4	
Компоненты	C_p	$C_э$	C_p	$C_э$	C_p	$C_э$	C_p	$C_э$
Н-парафины $C_{10}-C_{27}$	10,44	11,10	9,87	9,32	9,93	10,08	11,90	10,17
Н-парафины C_5-C_9	2,05	2,16	1,10	0,57	2,31	1,99	1,00	2,10
Олефины	3,87	2,01	2,83	2,25	2,99	3,07	2,29	1,74
Нафтены	41,44	43,40	42,82	44,16	40,88	40,18	31,95	32,57
И-парафины	19,81	20,24	22,49	23,66	22,32	22,95	29,07	30,77
МАУ	18,97	19,30	18,55	18,53	19,28	19,90	21,15	20,99
ПАУ	1,32	1,72	1,30	1,51	1,41	1,83	1,62	1,57
Сероводород	0,0691	0,0690	0,0820	0,0821	0,0375	0,0372	0,0945	0,0944

Абсолютная погрешность расчета содержания групп углеводородов не превышает $1,16 \text{ \% мас.}$, по сероводороду – не превышает $0,0002 \text{ \% мас.}$ Таким образом, модель является адекватной и может применяться для прогнозных расчетов и оптимизации процесса каталитической депарафинизации.

Программная реализация кинетической модели осуществлена с применением объектно-ориентированной среды программирования Delphi 7.

В четвертой главе проведено исследование влияния технологических параметров на процесс каталитической депарафинизации и оптимизация технологического режима работы реактора в зависимости от состава сырья.

Проведена оценка влияния температуры на выход групп компонентов в диапазоне $335-365 \text{ }^\circ\text{C}$. Расход сырья зафиксирован на уровне $310 \text{ м}^3/\text{ч}$, расход водородсодержащего газа – на уровне $35000 \text{ нм}^3/\text{ч}$, давление – $7,17 \text{ МПа}$.

Повышение температуры в реакторе депарафинизации с 335 до $365 \text{ }^\circ\text{C}$ способствует повышению скорости целевой реакции гидрокрекинга высокомолекулярных парафинов нормального строения и значительному повышению степени превращения высокомолекулярных парафинов нормального строения (рис. 2). Степень превращения увеличивается на $50,8 \text{ \%}$ от $32,5$ до $83,3 \text{ \%}$. Кроме того, повышение температуры приводит к повышению содержания олефинов в реакционной смеси и увеличению скорости реакции их взаимодействия с сероводородом на катализаторе депарафинизации с образованием меркаптанов, которые далее гидрируются на катализаторе

гидроочистки с образованием сероводорода. Вследствие этого, при повышении температуры в реакторе депарафинизации с 335 до 365 °С выход сероводорода возрастает на 0,0117 % от 0,0618 до 0,0735 % (рис. 3).

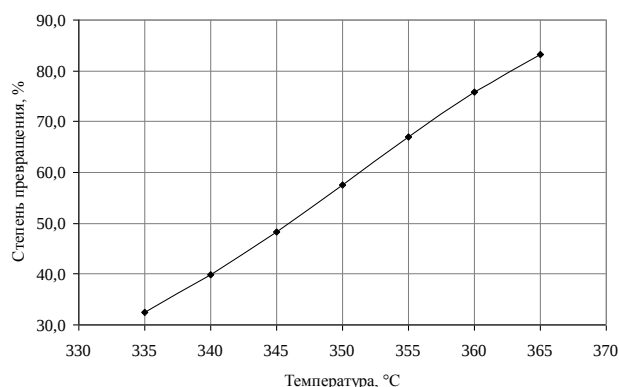


Рисунок 2. Зависимость степени превращения н-парафинов $C_{10}-C_{27}$ от температуры

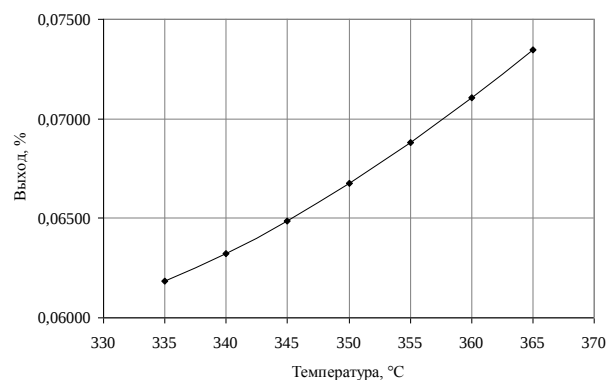


Рисунок 3. Зависимость выхода сероводорода от температуры

Проведено исследование влияния расхода сырья на выход групп компонентов в диапазоне 295–395 °С. Температура, принятая в расчетах, равна 350 °С, расход водородсодержащего газа – 35000 нм³/ч, давление – 7,17 МПа.

Установлено, что увеличение расхода сырья в реактор депарафинизации с 295 до 325 м³/ч приводит к снижению степени превращения н-парафинов $C_{10}-C_{27}$ на 5,9 % с 60,6 до 54,7 % (рис. 4). При этом выход сероводорода снижается на 0,0008 % с 0,0672 до 0,0664 % (рис. 5).

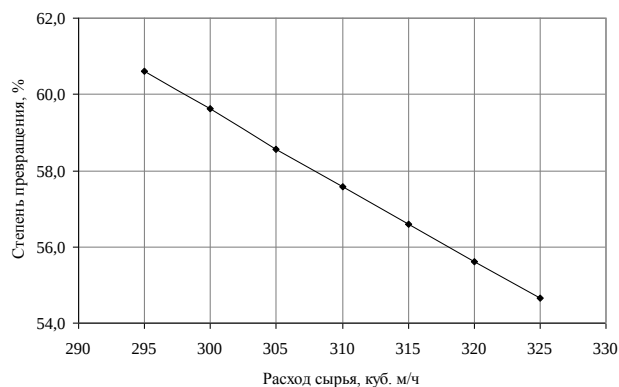


Рисунок 4. Зависимость степени превращения н-парафинов $C_{10}-C_{27}$ от расхода сырья

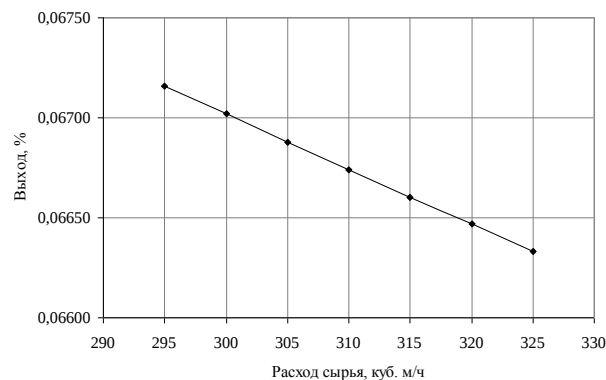


Рисунок 5. Зависимость выхода сероводорода от расхода сырья

Оценено влияние расхода водородсодержащего газа на выход групп компонентов в диапазоне 35000–65000 нм³/ч. Температура в реакторе принята равной 350 °С, расход сырья – 310 м³/ч, давление – 7,17 МПа. При повышении расхода водородсодержащего газа в реактор депарафинизации от 35000 до 65000 нм³/ч гидрокрекинг протекает с более высокой конверсией и степень превращения н-парафинов $C_{10}-C_{27}$ увеличивается на 8,3 % с 57,6 до 65,9 % (рис. 6). Незначительное снижение выхода олефинов за счет реакций их изомеризации и гидрирования способствует снижению выхода сероводорода на 0,0017 % с 0,0667 до 0,0651 % (рис. 7).

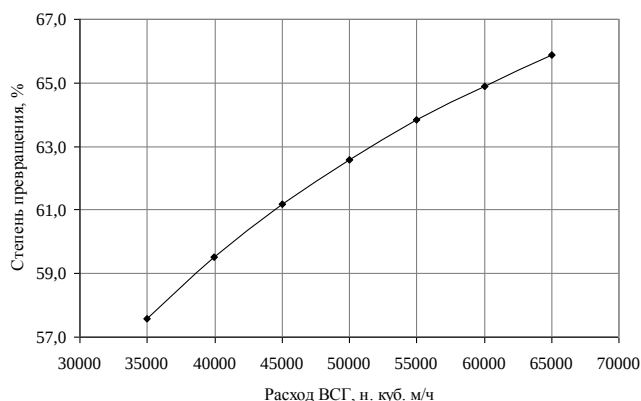


Рисунок 6. Влияние расхода водородсодержащего газа в реактор депарафинизации на степень превращения n-парафинов $C_{10}-C_{27}$

Исследовано влияние состава сырья, поступающего в реактор каталитической депарафинизации, на состав продукта процесса. Температура принята равной 350°C , расход сырья – $310\text{ м}^3/\text{ч}$, расход водородсодержащего газа – $50000\text{ нм}^3/\text{ч}$.

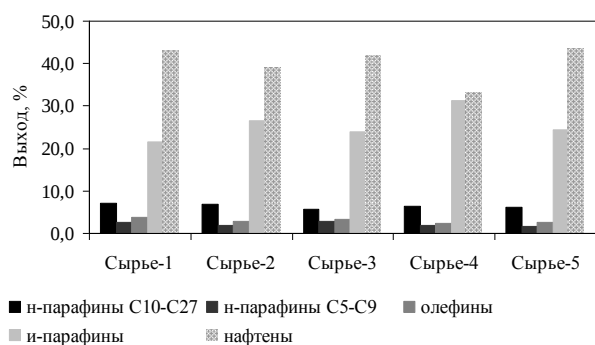


Рисунок 8. Зависимость выход групп углеводородов в процессе каталитической депарафинизации от состава сырья

При постоянных технологических условиях, изменение состава сырья оказывает значительное влияние на выход групп углеводородов в процессе каталитической депарафинизации (рис. 8): выход н-парафинов $C_{10}-C_{27}$ изменяется в диапазоне 5,57 – 7,18 %, выход н-парафинов C_5-C_9 – в диапазоне 1,70 – 2,80 %, выход олефинов изменяется от 2,47 до 3,72 %, выход и-парафинов – от 21,54 до 31,21 %, выход нафтенных – от 33,17 до 43,6 % в зависимости от состава сырья. Показано, что выход сероводорода также зависит от состава сырья, поступающего в реактор депарафинизации (рис. 9). В наибольшей степени выход сероводорода зависит от его содержания в сырье, а также от количества олефинов.

Проведен прогнозный расчет реактора каталитической депарафинизации в зависимости от состава сырья с различным содержанием н-парафинов $C_{10}-C_{27}$

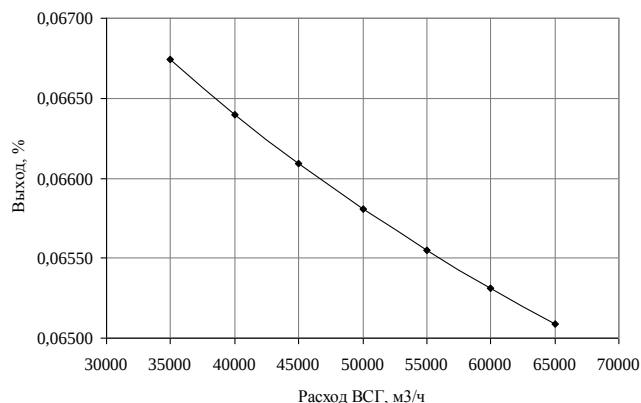


Рисунок 7. Влияние расхода водородсодержащего газа в реактор депарафинизации на выход сероводорода

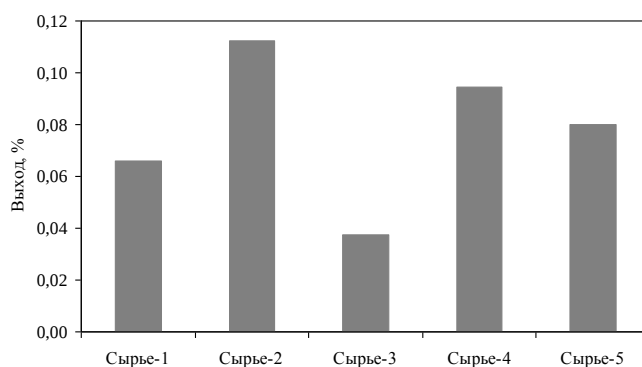


Рисунок 9. Зависимость выхода сероводорода в процессе каталитической депарафинизации от состава сырья

(19 % мас. и 14 % мас.) и расхода сырья (от 295 до 325 м³/ч). Результаты прогнозного расчета представлены в табл. 7, 8.

Таблица 7. Результаты прогнозного расчета на модели для сырья с содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ 19 % мас.

Расход сырья, м ³ /ч	Температура, °C	Выход н-парафинов C ₁₀ –C ₂₇	Выход СБ, %	Выход ДФ, %	T _n ДФ, °C	T _{ПТФ} ДФ, °C	T _з , ДФ, °C
295	348	9,64	8	60	–23	–24	–32
	352	8,26	9	59	–26	–28	–35
	356	6,86	10	58	–29	–32	–38
	360	5,5	11	57	–33	–38	–41
305	348	10,03	8	60	–22	–24	–31
	352	8,67	9	59	–25	–26	–34
	354	7,98	9	59	–26	–28	–35
	360	5,91	11	57	–32	–36	–41
315	348	10,4	8	60	–22	–23	–31
	352	9,07	9	59	–24	–25	–33
	355	8,03	9	59	–26	–28	–35
	360	6,31	11	57	–31	–34	–40
325	348	10,75	8	60	–21	–22	–30
	352	9,45	8	60	–23	–25	–32
	356	8,08	9	59	–26	–28	–35
	360	6,7	10	58	–30	–33	–39

Таблица 8. Результаты прогнозного расчета на модели для сырья с содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ 14 % мас.

Расход сырья, м ³ /ч	Температура, °C	Выход н-парафинов C ₁₀ –C ₂₇	Выход СБ, %	Выход ДФ, %	T _n ДФ, °C	T _{ПТФ} ДФ, °C	T _з , ДФ, °C
295	342	8,88	9	59	–24	–26	–33
	346	8,09			–26	–28	–35
	350	7,24	10	58	–28	–31	–37
305	342	9,11	9	59	–24	–25	–33
	347	8,14			–26	–28	–35
	350	7,52			–28	–30	–37
315	342	9,33	8	60	–24	–25	–33
	348	8,19	9	59	–26	–28	–35
	350	7,78			–27	–29	–36
325	342	9,53	9	59	–23	–24	–32
	346	8,81			–25	–26	–34
	350	8,03			–26	–28	–35

T_n – температура помутнения; T_{ПТФ} – предельная температура фильтруемости; T_з – температура застывания.

При повышении расхода сырья в процессе депарафинизации поддержание оптимальной температуры в реакторе позволяет получать компоненты дизельных топлив с требуемыми низкотемпературными свойствами (температура помутнения –26 °C, предельная температура фильтруемости –28 °C, температура застывания –35 °C) при сохранении высокого выхода (59 %). При увеличении производительности установки с 295

до 325 м³/ч выработка компонентов дизельного топлива увеличивается с 174 до 192 м³/ч.

В диапазоне расхода сырья 295–325 м³/ч оптимальная температура в реакторе депарафинизации находится в интервале 352–356 °С для сырья с высоким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ (19 % мас.), и в интервале 346–350 °С (14 % мас.) для сырья с низким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇.

При этом при переработке сырья с высоким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ (19 % мас.) увеличение температуры выше оптимальной приводит снижению выхода дизельных фракций, а при переработке сырья с низким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ (14 % мас.) при увеличении температуры выход дизельных фракций остается постоянным. Поэтому увеличение температуры выше оптимальной не целесообразно.

Пятая глава посвящена снижению коррозионной активности стабильного бензина депарафинизации, являющегося целевым продуктом помимо компонентов дизельных топлив, за счет уменьшения в его составе сероводорода до (0,0±0,1) ppm путем прогнозирования работы промышленного реактора и сопряженного с ним аппарата – колонны стабилизации; а также повышению эффективности производства за счет увеличения производительности установки каталитического риформинга и повышения качества стабильного бензина депарафинизации (увеличением его октанового числа) вовлечением его в переработку в процессе риформинга.

Схема сопряженной работы и оптимизации реактора каталитической депарафинизации и колонны стабилизации представлена на рис. 13.

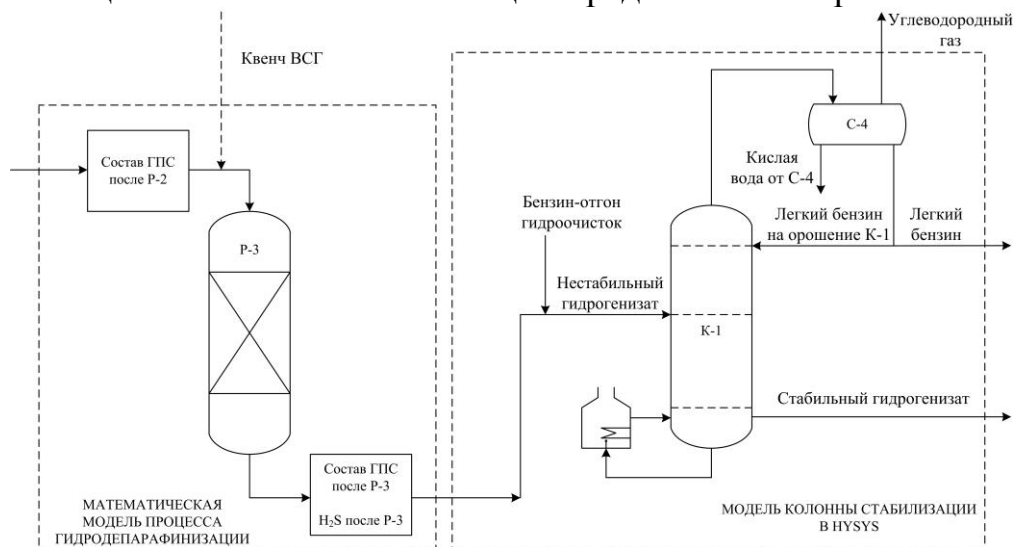


Рисунок 13. Принципиальная схема сопряженной работы и оптимизации реакторного блока и блока стабилизации: ГПС – газопродуктовая смесь.

Как видно из рис. 13 работа колонны стабилизации напрямую зависит от состава нестабильного гидрогенизата, поступающего из реактора депарафинизации.

Проведен прогнозный расчет системы «реактор – колонна стабилизации» с применением модели реактора и модели колонны, разработанной в среде HYSYS на основе экспериментальных данных с блока стабилизации промышленной установки депарафинизации. Результаты прогнозного расчета

при различных схемах направления потоков в колонну стабилизации и составах нестабильного гидрогенизата сведены в табл. 9.

Таблица 9. Результаты прогнозного расчета сопряженной системы
«реактор – колонна стабилизации»

Параметры	Схема направления потоков-1		Схема направления потоков-2		Схема направления потоков-3	
	НГ (состав-1)	НГ (состав-2)	НГ (состав-1)	НГ (состав-2)	НГ (состав-1)	НГ (состав-2)
Расход орошения, м ³ /ч	90	90	90	90	90	90
Расход стабильного бензина, м ³ /ч	0	0	10	10	10	10
Расход водородсодержащего газа, нм ³ /ч	0	0	0	0	500	700
Содержание сероводорода в стабильном бензине, ppm						
	1,1	6,4	1,0	3,6	0,0	0,0

НГ – нестабильный гидрогенизат; БГО – бензин-отгон гидроочисток; ЛБ – легкий бензин; УВГ – углеводородный газ; СГ – стабильный гидрогенизат; СБ – стабильный бензин.

Как видно из табл. 9, оптимальная схема направления потоков в колонну стабилизации соответствует схеме направления потоков-3, которая включает введение потоков стабильного бензина и водородсодержащего газа в колонну. При этом оптимальный расход орошения в колонну составляет 90 м³/ч, расход стабильного бензина – 10 м³/ч. Для продукта с низким содержанием сероводорода (0,14 % мас.) расход водородсодержащего газа составляет 500 нм³/ч, для сырья с высоким содержанием сероводорода (0,28 % мас.) расход водородсодержащего газа составляет 700 нм³/ч.

Стабильный бензин, получаемый в качестве целевого продукта помимо компонентов дизельных топлив, имеет низкое октановое число, но содержит значительное количество и-парафинов (в среднем 45 % мас.) и нафтенных (в среднем 25 % мас.), которые являются реагентами в целевых реакциях процесса

риформинга. С целью повышения октанового числа бензина с установки депарафинизации и увеличения ресурса сырья установок риформинга он может быть направлен на дальнейшую переработку в процессе риформинга.

Схема переработки стабильного бензина каталитической депарафинизации на установке каталитического риформинга представлена на рис. 14.

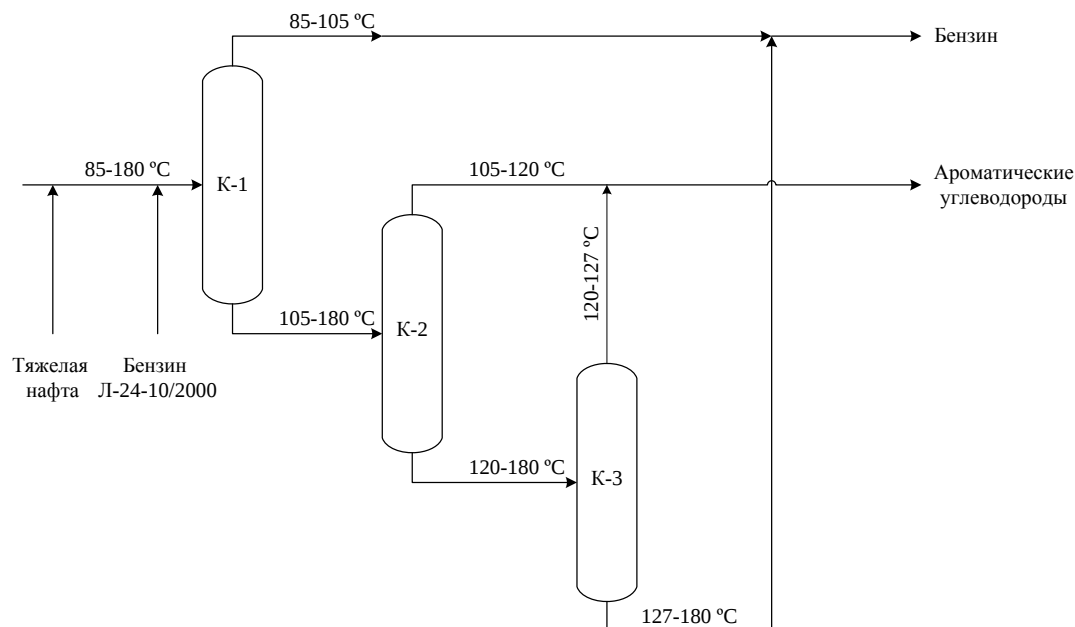


Рисунок 14. Принципиальная технологическая схема переработки стабильного бензина каталитической депарафинизации на установке каталитического риформинга: К-1, К-2, К-3 – ректификационные колонны

Стабильный бензин с установки депарафинизации направляют на установку гидроочистки. Далее стабильный бензин депарафинизации вовлекают в риформинг на производство ксилолов, где выделяют «легкие» компоненты с числом атомов углерода C_5 – C_6 , которые отправляют на переработку в процессе риформинга с целью производства бензола. Оставшуюся часть стабильного бензина вовлекают в производство бензинов. Загрузка установки риформинга составляет 240–270 м³/ч. Выход стабильного бензина с установки депарафинизации составляет 22–28 м³/ч.

Таким образом, при вовлечении стабильного бензина ресурс сырья процесса риформинга увеличится на 8–10 %.

В заключении изложены итоги выполненного исследования, выводы, перспективы дальнейшей разработки темы.

Выводы

1. Схема химических превращений в процессе каталитической депарафинизации содержит 9 групп реагентов: н-парафины C_{10} – C_{27} , н-парафины C_5 – C_9 , олефины, и-парафины, нафтены, моноароматические углеводороды, полиароматические углеводороды, кокс, меркаптаны, 1 индивидуальный компонент – сероводород, 9 реакций: гидрокрекинг н-парафинов C_{10} – C_{27} , изомеризация н-парафинов через стадию образования олефинов, циклизация и-парафинов, гидрирование

моноароматических, полиароматических углеводородов и меркаптанов, образование кокса из полиароматических соединений, гидрирование меркаптанов. Данная схема химических превращений обусловлена возможностью экспериментального определения содержания указанных групп компонентов и индивидуальных веществ, механизмом протекания указанных реакций на поверхности катализаторов депарафинизации и гидроочистки, а также тем, что учтенные реакции протекают самопроизвольно при термобарических условиях процесса (изменение энергии Гиббса при протекании реакций находится в интервале от $-8,8$ до $-252,9$ кДж/моль).

2. Реакции гидрокрекинга и гидроизомеризации протекают с самыми высокими скоростями и имеют одинаковый порядок значений констант скоростей ($1,16 \cdot 10^{-2}$ и $0,93 \cdot 10^{-2}$ л·с⁻¹·моль⁻¹ соответственно); реакции дегидрирования н-парафинов, гидрирования полиароматических углеводородов, образования кокса из полиароматических соединений, образования меркаптанов из олефинов и сероводорода сопоставимы и протекают с более низкой скоростью, что следует из значений констант скоростей, которые на два порядка ниже и составляют $7,37 \cdot 10^{-4}$ с⁻¹, $0,75 \cdot 10^{-4}$ л·с⁻¹·моль⁻¹, $3,75 \cdot 10^{-4}$ с⁻¹ и $3,08 \cdot 10^{-4}$ л·с⁻¹·моль⁻¹ соответственно; реакция гидрирования моноароматических углеводородов протекает с наименьшей скоростью (константа скорости равна $7,34 \cdot 10^{-7}$ л·с⁻¹·моль⁻¹).
3. Разработанная математическая модель процесса каталитической депарафинизации адекватно описывает реальный процесс, так как абсолютная погрешность расчета содержаний групп углеводородов не превышает 1,16 % мас. Исходя из этого, модель применима для прогнозирования степени превращения и выхода реагентов и компонентов продукта в процессе, а также его оптимизации в интервале допустимых на производстве технологических параметров (температура 335–365 °С, расход сырья в 295–325 м³/ч, расход водородсодержащего газа 35000–65000 нм³/ч), что обусловлено учетом термодинамических и кинетических закономерностей протекания процесса.
4. Оптимальные режимы процесса каталитической депарафинизации зависят от состава и расхода сырья и составляют: в диапазоне расхода сырья 295–325 м³/ч оптимальная температура в реакторе депарафинизации находится в интервале 352–356 °С для сырья с высоким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ (19 % мас.), и в интервале 346–350 °С для сырья с низким содержанием н-парафинов C₁₀–C₂₇ (14 % мас.).
5. Ввод стабильного бензина в нижнюю часть колонны и водородсодержащего газа в смеси с сырьем колонны повышает количество парового потока в колонне стабилизации за счет увеличения количества легких углеводородов, что выражается снижением выхода сероводорода в составе стабильного бензина. При этом оптимальный технологический режим работы колонны стабилизации зависит от состава продукта реакторного блока процесса депарафинизации: при увеличении

содержания сероводорода в составе продукта реакторного блока за счет увеличения содержания олефинов и сероводорода в сырье и протекания реакций образования меркаптанов с последующим их гидрированием с 0,14 до 0,28 % мас. расход водородсодержащего газа в колонну повышается от 500 нм³/ч до 700 нм³/ч, расход орошения в колонну составляет 90 м³/ч, стабильного бензина – 10 м³/ч. Проведение процесса при оптимальном режиме обеспечивает снижение содержания сероводорода в составе стабильного бензина с 100,0–220,0 до (0,0±0,1) ppm и тем самым повышает его безопасность за счет снижения его коррозионной активности.

6. Вовлечение стабильного бензина каталитической депарафинизации в переработку на установке каталитического риформинга позволяет повысить эффективность производства за счет увеличения производительности установки риформинга на 8–10 % и повышения качества бензина депарафинизации увеличением его октанового числа с 68–70 пунктов до 96–97 пунктов путем переработки в процессе риформинга.

Основные результаты опубликованы в работах:

Статьи в центральной печати (перечень ВАК)

1. **Белинская Н.С.** Оптимизация углеводородного состава сырья на установках риформинга и гидродепарафинизации методом математического моделирования / С.А. Фалеев, **Н.С. Белинская**, Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, Е.В. Францина, Г.Ю. Силко // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2013. – № 10. – С. 14-18.
2. **Белинская Н.С.** Разработка формализованной схемы превращений углеводородов и кинетической модели процесса гидродепарафинизации дизельных топлив / **Н.С. Белинская**, Г.Ю. Силко, Е.В. Францина, Е.Н. Ивашкина, Э.Д. Иванчина // Известия Томского политехнического университета. Химия. – 2013. – Т. 322. – № 3. – С. 129-133.
3. **Белинская Н.С.** Оптимизация технологического режима установки гидродепарафинизации дизельных топлив методом математического моделирования / **Н.С. Белинская**, Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, Г.Ю. Силко, Е.В. Францина // Известия высших учебных заведений. Химия и химическая технология. – 2014 – Т. 57. – Вып. 11. – С. 90-92.
4. **Белинская Н.С.** Исследование закономерностей превращения углеводородов в реакторах риформинга и гидродепарафинизации с целью увеличения ресурса перерабатываемого сырья методом математического моделирования / **Н.С. Белинская**, Г.Ю. Силко., Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина., Е.В. Францина, С.А. Фалеев // Фундаментальные исследования. – 2013. – № 8. – ч. 3. – С. 534-538.

Статьи в зарубежных изданиях, индексируемых базами Scopus, Web of Science

5. **Belinskaya N.** Mathematical model of straight run diesel catalytic hydroisomerization / **N. Belinskaya**, E. Ivanchina, E. Ivashkina, E. Frantsina,

G. Silko // IOP Conference Series: Earth and Environmental Science. – 2014 – Vol. 21. – Issue 1. – P. 1-7.

6. **Belinskaya N.** Optimal technological parameters of diesel fuel hydroisomerization unit work investigation by means of mathematical modelling method / **N. Belinskaya**, E. Ivanchina, E. Ivashkina, E. Frantsina, G. Silko // Procedia Chemistry. – 2014 – Vol. 10. – P. 258-266.
7. **Belinskaya N.** Effect of feed composition changing at naphtha catalytic reforming unit due to involvement of gasoline fraction obtained by diesel fuels hydrodewaxing into the processing / **N. Belinskaya**, E. Ivanchina, E. Ivashkina, G. Silko // Procedia Chemistry. – 2014 – Vol. 10. – P. 267-270.
8. **Belinskaya N.S.** Mathematical modeling of the process of catalytic hydrodewaxing of atmospheric gasoil considering the interconnection of the technological scheme devices / **N.S. Belinskaya**, E.D. Ivanchina, E.N. Ivashkina, V.A Chuzlov., S.A. Faleev // Procedia Engineering. – 2015 – Vol. 113. – P. 68-72.

Другие публикации

9. **Белинская Н.С.** Моделирование и оптимизация процесса гидродепарафинизации дизельных фракций / **Н.С. Белинская**, Г.Ю. Силко, С.В. Киселева, Е.В. Францина, Е.Н. Ивашкина, Э.Д. Иванчина // Нефтегазопереработка – 2014: Международная научно-практическая конференция (Уфа, 23 апреля 2014 г.): Материалы конференции. – Уфа: Изд-во ГУП ИНХП РБ, 2014. – С. 180.
10. **Белинская Н.С.** Повышение ресурсоэффективности процесса гидродепарафинизации дизельных топлив с применением стратегии системного анализа / **Н.С. Белинская**, Г.Ю. Силко // Химия и химическая технология в XXI веке: материалы XV Международной научно-практической конференции студентов и молодых ученых имени профессора Л.П. Кулева (г. Томск, 26-29 мая 2014 г.). Том 2. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2014 – С. 18-19.
11. **Белинская Н.С.** Математическое моделирование процесса каталитической гидродепарафинизации с учетом взаимосвязи аппаратов технологической схемы / Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, **Н.С. Белинская**, В.А. Чузлов, С.А. Фалеев // Техника и технология нефтехимического и нефтегазового производства: материалы 5-й международной научно-технической конференции (Омск, 25-30 апреля 2015 г.). – Омск : Изд-во ИНТЕХ, 2015. – С. 7.

Подписано в печать 19.10.2015.

Формат 60х84/16.

Бумага «Svetocopy», «ColorCopy». Печать XEROX.

Усл.печ.л. 1,39. Уч. –изд.л. 1,13.

Заказ 2/20.10.15 – 25. Тираж 100 экз.



ООО «СКАН», Студенческий центр, 634050, Томская область г. Томск,
Ул. Советская, 80, тел.: (3822) 56-17-26, e-mail: ntb@scan.tom.ru,
сайт: scan.tom.ru.