

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РФ
ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ
ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«САМАРСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

На правах рукописи

Кузичкин Алексей Анатольевич

**АДАПТИВНАЯ СИСТЕМА УПРАВЛЕНИЯ
ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ РИФОРМИНГА
С ИДЕНТИФИЦИРУЕМОЙ МОДЕЛЬЮ**

Специальность: **05.13.06 – Автоматизация и управление
технологическими процессами и производствами (технические системы)**

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание учёной степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
кандидат технических наук, доцент
Губанов Николай Геннадьевич

Самара – 2018

СОДЕРЖАНИЕ

Введение.....	4
1 Анализ проблемы управления процессом каталитического риформинга.	
Постановка задачи исследования	8
1.1 Теоретические основы процесса каталитического риформинга.....	8
1.2 Описание процесса каталитического риформинга.....	15
1.3 Анализ процесса каталитического риформинга как объекта управления	18
1.4 Управление процессом каталитического риформинга, состояние вопроса	23
1.5 Математическое моделирование процесса каталитического риформинга, состояние вопроса.....	25
1.6 Оптимизации процесса каталитического риформинга, состояние вопроса	29
1.7 Постановка задачи исследования.....	32
1.8 Выводы	32
2 Параметрическая идентификация технологического процесса каталитического риформинга	34
2.1 Постановка задачи математического моделирования	34
2.2 Разработка математического описания процесса каталитического риформинга	37
2.2.1 Выбор структуры кинетической модели	37
2.2.2 Дополнительные допущения, принятые в модели	41
2.2.3 Уравнения кинетики реакций	42
2.2.4 Расчет констант скоростей химических реакций	42
2.2.5 Расчет теплового баланса.....	45
2.2.6 Расчет энтальпий.....	47
2.2.7 Определение целевых показателей процесса.....	53
2.3 Разработка алгоритма расчета математической модели каталитического риформинга	53
2.4 Идентификация параметров и установление адекватности математической модели процесса каталитического риформинга	55
2.4.1 Функция ошибок математической модели.....	55

2.4.2 Применение нейро-итерационного способа идентификации математической модели	56
2.4.3 Алгоритм нейро-итерационной идентификации модели блока реакторов риформинга	62
2.4.4 Проверка адекватности математической модели каталитического риформинга	65
2.5 Выводы	69
3 Оптимальное управление технологическим процессом каталитического риформинга	70
3.1 Постановка задачи оптимального управления процессом каталитического риформинга	70
3.2 Алгоритм расчета оптимальных режимов процесса каталитического риформинга	78
3.3 Исследование оптимальных режимов	80
3.4 Разработка функциональной схемы и техническая реализация системы управления процессом каталитического риформинга	85
3.5 Актуальность применения системы управления	93
3.6 Выводы	97
4 Комплекс программ для математического моделирования и оптимизации процесса каталитического риформинга	98
4.1 Структура комплекса программ для моделирования и оптимизации процесса каталитического риформинга	98
4.2 Поток данных программного комплекса	103
4.3 Интеграция программного комплекса в SCADA систему	106
4.4 Выводы	112
Заключение	113
Список использованных источников	115
Приложение А. Результаты идентификации уточненной математической модели процесса каталитического риформинга	126
Приложение Б. Оптимальные режимы процесса каталитического риформинга	130
Приложение В. Сведения о внедрении результатов работы	133

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы. Бензины считаются одним из основных видов горючего, которое применяется в двигателях внутреннего сгорания. Производство бензина - важнейшая область нефтеперерабатывающей индустрии России, в значительной степени, влияющая на экономическое развитие нашего государства. По данным государственной службы статистики, потребление бензинов в России в 2017 году составило более 80 млн. тонн. Государственной программой предусмотрено повышение глубины переработки нефти и рост качества нефтепродуктов, получаемых на отечественных нефтеперерабатывающих предприятиях.

Каталитический риформинг - важнейший этап получения высокооктанового элемента моторных топлив, а также водорода и индивидуальных ароматических углеводородов (ксилолов, толуола, бензола), используемых в нефтехимии. Производительность установки каталитического риформинга в значительной степени зависит от эффективности управления данным технологическим процессом.

Степень разработанности темы исследования. Проблеме автоматизации в нефтеперерабатывающей отрасли и разработке систем управления с использованием математических моделей, посвящено большое число исследований и публикаций, среди которых выделяются работы таких ученых, как Т.Г. Умергалин, J. Crane, J.M. Smith, И.В. Войтенко Ю.М. Жоров, С.А. Ахметов, Г.Б. Рабинович, Г.Н. Семенцов, О.В. Поркуян, В.И. Головкин, В.В. Ткачев, В.А. Зеленский и др.

Существующие системы оптимального управления технологическим процессом каталитического риформинга базируются либо на моделях, описывающих технологический процесс информационно, либо на кинетических моделях, отражающих кинетику химического превращения ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов. Первый класс моделей практически не может объяснить получаемые результаты за счёт чего теряет актуальность. Второй класс описывает превращения без учёта изменения активности катализатора в реакторах во времени, вследствие чего модель утрачивает адекватность.

Таким образом повышение производительности технологического процесса риформинга за счёт применения автоматизированных систем оптимального управления наталкивается на проблему адекватного функционально-ориентированного математического моделирования технологического процесса с коррекцией математической модели в ходе риформинга. Решение этой проблемы обеспечит увеличение показателей эффективности процесса каталитического риформинга.

Целью диссертационной работы является повышение эффективности технологического процесса каталитического риформинга путём разработки и применения адаптивной системы

оптимального управления технологического процесса с параметрически идентифицируемой проблемно-ориентированной математической моделью.

Для достижения поставленной цели следует решить задачи:

1. Разработать математическую модель технологического процесса каталитического риформинга, проблемно-ориентированную на применение в системах оптимального управления и сохраняющую адекватность процесса за счёт применения нового быстродействующего способа параметрической идентификации обеспечивающих раскрытие исходной неопределённости изменения активности катализатора во времени;

2. Постановка и решение задач оптимального управления;

3. Разработать оптимальный алгоритм управления технологическим процессом риформинга базирующийся на проблемно-ориентированной математической модели;

4. Разработать адаптированное для интеграции в SCADA, управляющими производством, программное и алгоритмическое обеспечения, реализующие систему оптимального управления технологическим процессом риформинга.

Научная новизна полученных результатов:

1. Разработана проблемно-ориентированная на использование в контуре адаптивной системы оптимального управления параметрически идентифицируемая математическая модель риформинга повышенной точности, содержащая уравнения кинетики химических превращений;

2. Разработан нейро-итерационный метод параметрической идентификации проблемно-ориентированной модели, обеспечивающий сохранение её адекватности в условиях неопределённости в соответствии с параметрами процесса. Метод отличается тем, что в качестве идентифицируемых параметров используются константы равновесий химических реакций, что позволяет повысить точность модели с сохранением физической адекватности;

3. Разработана, поставлена и решена задача оптимального управления технологическим процессом риформинга на основе квазистационарной задачи математического программирования;

4. Реализован программный комплекс на базе Microsoft Visual Studio, SCADA Trace Mode 6 и VistaNET, управляющий процессом каталитического риформинга в режиме реального времени на базе математической модели, которая сохраняет свою адекватность в течение всего времени эксплуатации совместно с установкой каталитического риформинга.

Теоретическая и практическая значимость:

1. Разработана математическая модель в форме соответствующего программного обеспечения, позволяющая проектировать технологические режимы с достаточно высокой точностью;

2. Разработан алгоритм оптимального управления составляющий основу АСУ ТП риформинга, способствующий повышению эффективности технологического процесса на 3...7%;

3. Разработан нейро-итерационный метод параметрической идентификации, который может быть использован для решения широкого круга задач;

4. Создан универсальный программный комплекс оптимального управления процессом каталитического риформинга для всех видов установок каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора и адаптированный для интеграции в современные SCADA системы.

Методология и методы исследований. В работе для решения поставленных задач использовались методы математического моделирования, методы численного решения дифференциальных уравнений, аппарат нейронных сетей, итерационный метод поиска, методы математического программирования, методы поиска экстремума функций без применения дифференциальных уравнений (комбинация методов Нелдера-Мида и Хука-Дживса).

Положения, выносимые на защиту:

1. Математическая проблемно-ориентированная модель технологического процесса риформинга, отражающая физико-химические превращения в ходе риформинга.

2. Нейро-итерационной метод параметрической идентификации проблемно-ориентированной модели, обеспечивающий адекватность модели в течение технологического процесса;

3. Постановка и решение задачи оптимального управления технологическим процессом риформинга на основе квазистационарной задачи программирования;

4. Программный комплекс, реализующий систему оптимального управления технологическим процессом каталитического риформинга в режиме реального времени.

Степень достоверности диссертационного исследования обоснована корректностью допущений, опорой на основные физико-химические закономерности, корректностью математического аппарата и соответствии экспериментальным данным.

Апробация работы. Основные результаты работы, полученные в диссертации, докладывались на международных и российских конференциях и семинарах: IV International Research-to-Practice Conference "Actual problems of information technologies, electronics and radio engineering - 2018" (ITER - 2018), 18.05-20.05 2018 г.; Молодёжная наука – XXI век (2014-2015 г.). Работа докладывалась на научных семинарах «Автоматизация и управление технологическими процессами» Самарского государственного технического университета (2015-2018 гг.).

Работа отмечена Министерством образования и науки Самарской области в рамках областного конкурса «Молодой учёный» в номинации «Аспирант» (Самара, 2018 г.).

Внедрение результатов. Результаты работы внедрены в производственный процесс компаний АО «Сызранский НПЗ» и ООО ИК «Сибинтек», за счёт внедрения адаптивной системы управления достигается рост эффективности производственного процесса на установках каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора на 3...7%. Результаты исследования также внедрены в производственный процесс ООО «Schneider Electric Центр Инноваций», ООО «Открытый код» в целях проектирования систем управления и алгоритмов обработки данных в других областях промышленности. Основные научные положения, представленные в диссертации, использованы при подготовке в ФГБОУ ВО «СамГТУ» бакалавров по направлению 27.03.04 «Управление в технических системах».

Публикации. По результатам исследований опубликовано 10 научных работ, среди которых 1 статья, индексируемая в базе SCOPUS, 6 статей в журналах, рекомендованных ВАК.

Структура и объем работы. Полный объем диссертационной работы составляет 137 страниц печатного текста и содержит введение, четыре раздела, выводы по работе, список используемой литературы и 3 приложения. Основная часть диссертации содержит 33 рисунка и 11 таблиц. Список использованных источников содержит 138 наименований.

1 АНАЛИЗ ПРОБЛЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА. ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЯ

1.1 Теоретические основы процесса каталитического риформинга

Каталитический риформинг, один из основных процессов современной нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности. Его широко используют, чтобы получить высокооктановый компонент современных бензинов, а также производить ароматические углеводороды, в основном ксилолы, толуол и бензол - сырьё нефтехимии. Также каталитический риформинг широко применяется для обеспечения водородом в процессе гидроочистки нефтепродуктов [1].

В совокупности с другими процессами нефтеперерабатывающей сферы, каталитический риформинг образует технологическую схему переработки нефтяного сырья (рисунок 1.1) [2].

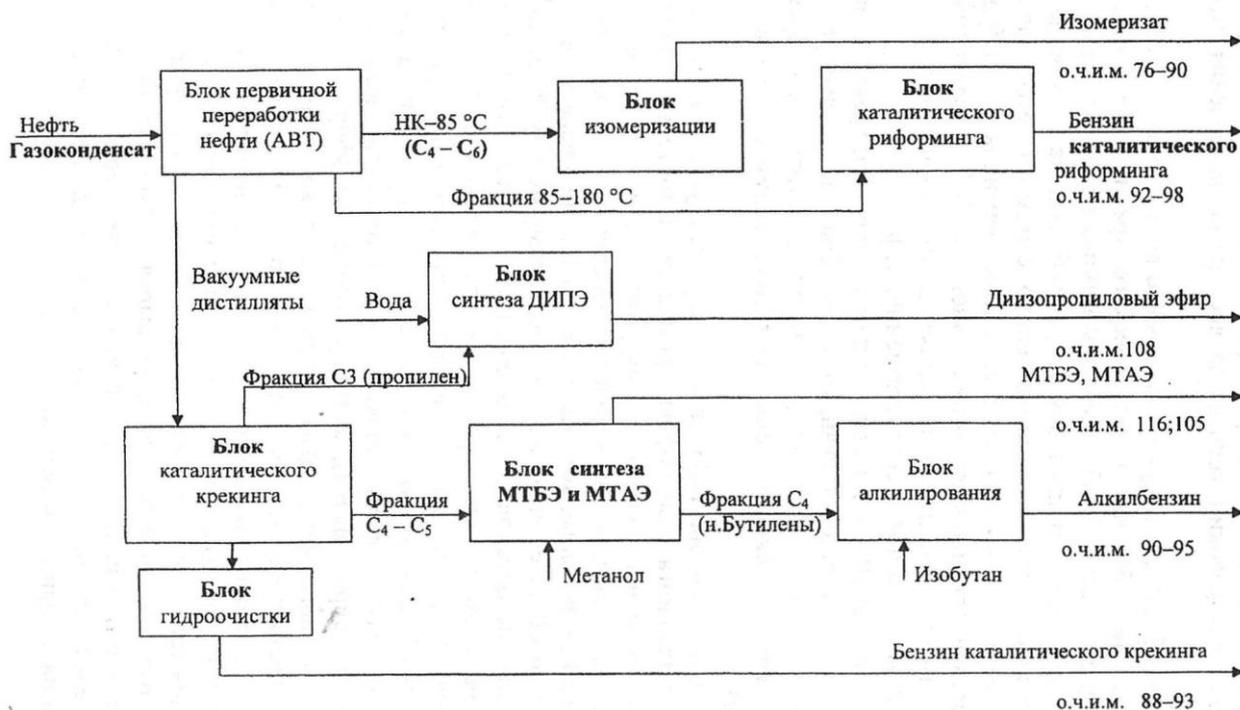


Рисунок 1.1 – Технологическая схема переработки нефти

Каталитический риформинг играет важнейшую роль в получении высокооктанового бензина, т.к. за счёт процесса риформинга перерабатывается фракция 85...180°C, которая имеет высокую долю непосредственно в самом исходном сырье (сырой нефти). Каталитический риформинг способствует получению ароматических углеводородов (толуол, ксилолы, бензол) и

высокооктанового бензина. Риформинг является основным процессом, который участвует в производстве бензина.

Объектом исследования в работе является процесс каталитического риформинга, а именно блок риформинга, в котором проходит ароматизация гидрогенизата и получение катализата.

Сырьем для каталитического риформинга являются как прямогонные бензиновые фракции газовых конденсатов и нефти, так и бензины вторичного происхождения. Последние получают в процессе термической и термокаталитической переработки тяжелых нефтяных фракций, которые выделяются из продуктов сланцевой и угольной добычи [1,3].

Процесс подготовки сырья для риформинга в себя включает гидроочистку и ректификацию. Ректификация применяется, чтобы выделить определенные фракции бензинов в зависимости от предназначения процесса. В процессе гидроочистки удаляются из сырья примеси, которые отравляют катализаторы риформинга. В процессе переработки бензиновых смесей вторичного происхождения непредельные углеводороды также подвергаются гидрированию [4].

Бензиновые фракции различных нефтей различают по составу: пяти- и шестичленные нафтены, разветвленные и нормальные парафины, ароматические углеводороды. Впрочем, распределение углеводородов в любой из перечисленных групп в достаточной степени постоянно, за исключением бензинов, полученных из нафтеновой нефти, изготовление которых весьма ограничено. Среди парафинов наиболее распространенными являются углеводороды нормального строения, а также монометил-замещенные структуры.

Нафтены представлены главным образом гомологами циклогексана и циклопентана, с одной либо несколькими алкильными группами, замещающими друг друга. Подобный состав, содержащий 5-15% ароматических углеводородов и 50-70% парафинов в бензинах, определяет их незначительную детонационную стойкость. В бензиновых фракциях, которые подвергаются каталитическому риформингу, октановые числа, как правило, не превышают 45...50 единиц [5,6].

Каталитический риформинг считается непростым химическим процессом, в ходе которого несколько сотен разнообразных углеводородов претерпевают изменения и переходят в другие классы углеводородов, что позволяет коренным способом преобразовать углеводородный состав бензиновых фракций и значительно улучшить тем самым их антидетонационные свойства (октановое число) [6].

Октановое число - условная количественная характеристика моторного топлива, определяемая в стойкости к детонации карбюраторных ДВС (двигатель внутреннего сгорания). В численном выражении, октановое число, равное объемному процентному содержанию изооктана (ОЧ принимается как 100) в смеси с Н-гептаном (ОЧ равно 0), эквивалентное по

детонационной стойкости испытываемому топливу в стандартных экспериментальных условиях [7, 8, 9].

Чтобы определить ОЧ бензина обычно используют 2 метода: исследовательский и моторный. Индексом "А" обозначают ОЧ бензина, которое определяется моторным методом, индексом "Аи" обозначают ОЧ исследовательского метода [7,10].

Исследовательское ОЧ определяется на одноцилиндровой установке с переменной степенью сжатия (УИТ-65, УИТ-85 (ГОСТ 8226-82, ГОСТ 511-82) и УИТ-85М и CFR (ГОСТ 32339-2013 и ГОСТ 32340-2013)), частотой вращения коленвала в 600 об/мин, температуре всасываемого воздуха равной 52°С, и УОЗ 13 град. Это число показывает поведение бензина на малых и средних режимах нагрузок [11].

Моторное октановое число так же можно определить на одноцилиндровой установке с переменной степенью сжатия, при переменном УОЗ, температуре смеси 149°С, и частоте вращения коленвала 900 об/мин. ОЧМ обладает более низкими значениями, нежели ОЧИ. ОЧМ характеризует поведение бензина в режиме больших нагрузок, воздействует на детонацию и высокую скорость при неполном дроссельном ускорении, работе ДВС под нагрузкой, при движении в гору и пр. [12].

Значения октановых чисел углеводородов, претерпевающих превращения в ходе каталитического риформирования, а также часто используемых видов топлива, измеренные по исследовательскому и моторному методу, известны и показаны в таблице 1.1 [5].

Таблица 1.1 – Октановые числа углеводородов

Углеводороды	Октановые числа		Углеводороды	Октановые числа	
	ММ	ИМ		ММ	ИМ
<i>n</i> -Бутан	92	93,6	2-Метилгептан	24	21,7
<i>n</i> -Пентан	61,7	61	4-Метилгептан	39	26,7
<i>изо</i> -Пентан	90,3	92,3	2,4-Диметилгексан	69,9	65,2
<i>n</i> -Гексан	25	24,8	2,2,4-Триметилпентан	100	100
2-Метилпентан	73	73,4	Метилциклопентан	81	91,3
3-Метилпентан	74,3	74,5	Циклогексан	77,2	83
2,3-Диметилпентан	95	101,7	Этилциклопентан	62	67,2
<i>n</i> -Гептан	0	0	Метилциклогексан	71,1	74,8
<i>изо</i> -Октан	100	100	Этилциклогексан	41	46,5
2-Метилгексан	45	42,4	1,2 Диметилциклогексан	78,6	80,9
3-Метилгексан	55	52	Бензол	108	113
2,3-Диметилпентан	88,5	91,1	Толуол	102,5	115,7
2,4-Диметилпентан	82	83,1	Изопропилбензол	99	108
<i>n</i> -Октан	22	10	<i>n</i> -Ксилол	100,6	116,4

Обобщенная схема химических превращений в ходе каталитического риформинга (рисунок 1.2) [13,14].

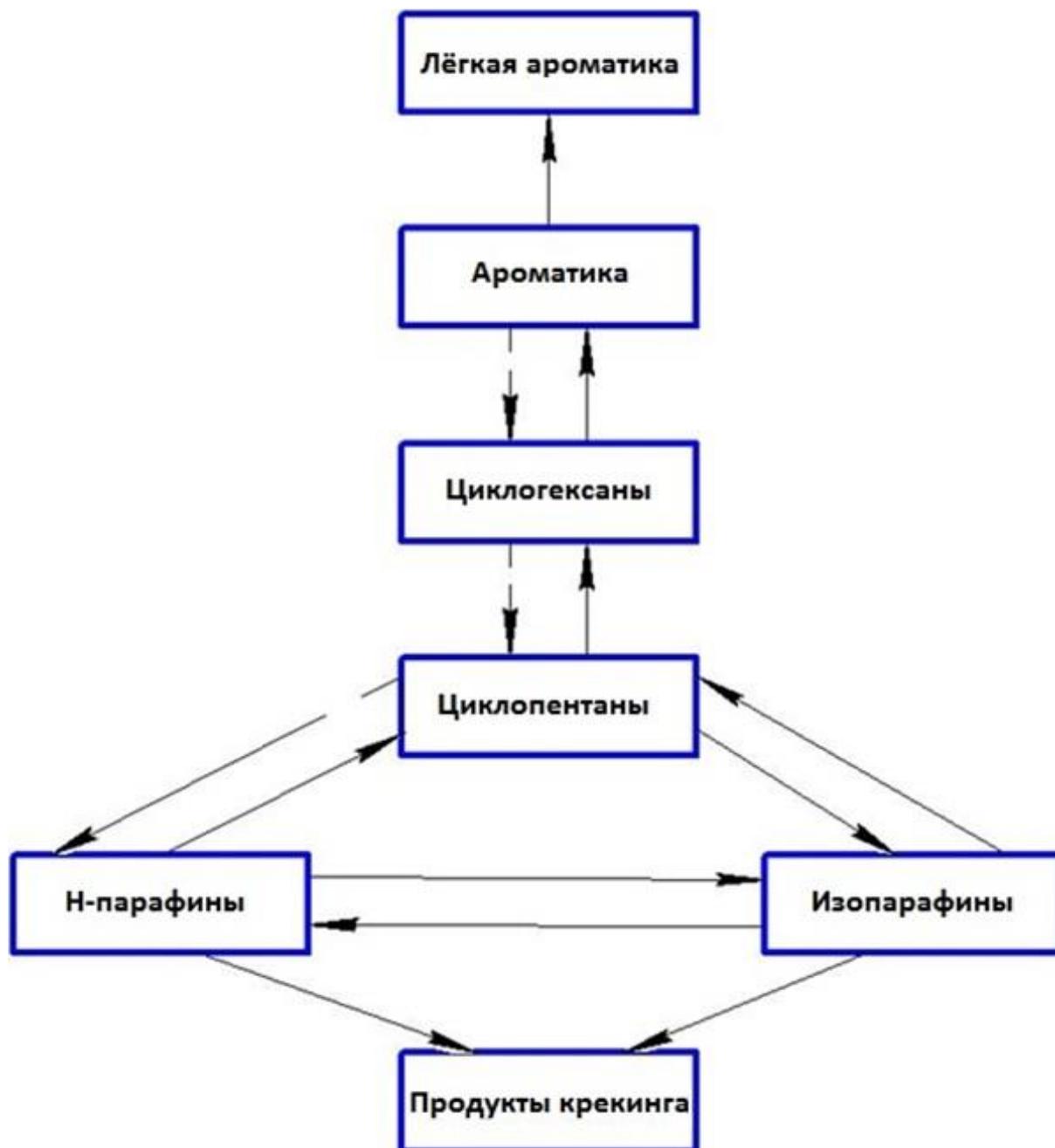


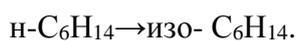
Рисунок 1.2 – Обобщенная схема реакций каталитического риформинга

Очень важны для протекания процесса каталитического риформирования следующие реакции, способствующие появлению ароматических углеводородов [15]:

1. Изомеризация ароматических углеводородов:



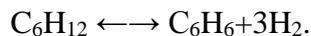
2. Изомеризация парафиновых углеводородов:



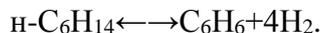
3. Дегидроизомеризация пятичленных нафтеновых углеводородов:



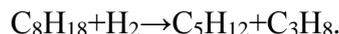
4. Дегидрирование шестичленных нафтеновых углеводородов:



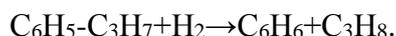
5. Ароматизация (дегидроциклизация) парафиновых углеводородов:



6. Гидрокрекинг парафиновых углеводородов, реакции сопровождаются газообразованием:



7. Гидродеалкилирование алкилбензолов:

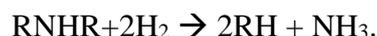


8. Гидродециклизация пятичленных нафтеновых углеводородов в парафины:



Элементарные стадии приведенных реакций обусловлены бифункциональным свойством катализаторов риформинга. С одной стороны, они имеют один металл (платину) либо несколько металлов (к примеру, рений и платину, или иридий и платину), катализирующие реакции дегидрирования и гидрирования. С другой стороны, носителем выступает промотированный галогенами оксид алюминия, который располагает кислотными свойствами и катализирует реакции, присущие катализаторам кислотного типа. Вследствие этого разные элементарные этапы реакции могут проходить на различных участках поверхности катализатора: кислотных или металлических [16].

Зачастую сырье для каталитического риформинга проходит гидрогенизационную очистку, после которой в нем остается чрезвычайно небольшое количество примесей, а именно серо- и азотсодержащих соединений, являющихся каталитическими ядами. В обстановке каталитического риформинга, они подвергаются гидрогенолизу с отщеплением аммиака и сероводорода [4, 14, 16]:



Индустриальная процедура каталитической ароматизации, невзирая на пятидесятилетнее время существования, постоянно совершенствуется. Это сопровождается таким же постоянным совершенствованием катализаторов риформинга [17].

Важнейшими эксплуатационными характеристиками катализаторов риформинга считаются стабильность, селективность и активность [18].

Активность катализатора обеспечивает необходимую глубину превращения сырья при установленных пропускных объемных скоростях посредством катализатора. Показателем

активности при избранных условиях процесса является содержание ароматических углеводородов в катализате или его ОЧ.

Селективность катализатора – способность к обеспечению максимальных выходов водорода и жидких продуктов. Это значит, что с наибольшей глубиной должны проходить реакции ароматизации и должна быть минимальной активность катализатора в реакциях гидрогенолиза и гидрокрекинга, приводящих к повышению содержания газообразных углеводородов и снижающих выход целевой продукции.

Стабильность катализатора – способность сохранять во времени начальную активность и селективность, другими словами иметь внушительную длительность межрегенерационного цикла и общий период службы.

Механическая прочность – устойчивость к истиранию и раздавливанию. В случае несоответствия катализатора установленным требованиям прочности, при эксплуатации образуются пыль и осколки, которые скапливаются в трубопроводах и аппаратах, затрудняют циркуляцию газовой смеси и способствуют увеличению перепадов давления в системе.

Возможность восстановления своих первоначальных свойств активности, стабильности и селективности после окислительной регенерации именуется регенерируемостью катализатора. Кроме этого, на скорость дезактивации катализатора существенно влияют следующие процессы [18,19,20]:

1. Отложения кокса. Образование кокса содействует понижению парциального давления водорода, уменьшению мольного соотношения сырья к водороду, отравлению контактными ядами катализатора (нарушающее металлическую и кислотную функции), повышенное содержание легких углеводородов в водородсодержащем газе, присутствию в сырье тяжелых углеводородов, содержащих более десяти атомов углерода [19];

2. Содержание на поверхности носителя катализатора галогена. Галогены необходимы, чтобы регулировать кислотную функцию. Излишнее его содержание усиливает реакцию гидрокрекинга;

3. Изменение микроструктуры поверхности катализатора и изменение химического состава его активных центров;

4. Отравление каталитическими ядами, такими как свинец, мышьяк, медь нарушают металлическую функцию катализатора. В данном случае, утрата активности катализатора-необратимый процесс;

5. Отравление катализатора соединениями азота и серы. Сероводородом сдерживается гидрирующе-дегидрирующая функция катализатора, аммиак способствует подавлению кислотных центров на носителе катализатора (сдерживаются реакции дегидроциклизации, изомеризации и гидрокрекинга);

6. Содержание в сырье воды. Завышенное ее содержание способствует удалению с поверхности носителя катализатора хлора.

Закономерности процессов (4, 5, 6), результаты которых не устраняет окислительная регенерация, не исследованы и можно лишь предположить их кинетические закономерности и механизм. Помимо этого, интенсивность неизбежного отравления каталитическими ядами находится в прямой зависимости от концентрации ядов в сырье, что априори оценить невозможно. Так как в процессе риформинга катализатор функционирует непрерывно от полугода до полутора лет, может не оправдаться любой долговременный прогноз. Неисследованный выбор различных условий эксплуатации катализатора может повлечь за собой сокращение или увеличение продолжительности цикла работы катализатора между регенерациями. Больше всего изучена утрата активности катализатора по причине отложения кокса.

В настоящее время, при эксплуатации промышленных установок каталитического риформинга для оценки и прогнозирования понижения активности катализатора используют следующие зависимости [20,21]:

$$T^2 = T_o^2 / (1 - 2B * t T_o^2), \quad (1.1)$$

где T - считается температурой газосырьевой смеси на входе реакторов риформинга в настоящее время функционирования установки риформинга с целью получения назначенного октанового числа;

T_o - считается температурой газосырьевой смеси на входе реакторов риформинга в некоторое начальное время функционирования установки риформинга с целью получения назначенного октанового числа;

t - время эксплуатации катализатора на установке риформинга;

B - определяемый экспериментально коэффициент.

$$t_{max} = 1/2B * (1/T_o^2 - 1/T_{max}^2), \quad (1.2)$$

где t_{max} - предельно возможное время функционирования катализатора;

T_{max} - наибольшая температура газосырьевой смеси на входе реакторов риформинга, при которой может осуществляться процесс риформинга на данном катализаторе.

Значения B и T_o находятся на основе опытных данных. При смене сырья или изменении условий функционирования реакторов требуется пересчет вышеописанных коэффициентов.

Выражения (1.1), (1.2) позволяют прогнозировать только приблизительную длительность срока эксплуатации (межрегенерационного цикла) катализатора, т.к. данные формулы не учитывают многие влияющие факторы и как следствие имеют низкую точность.

1.2 Описание процесса каталитического риформинга

Наиболее эффективный и распространённый процесс получения ценных элементов (мономеры, высокооктановые компоненты бензинов и др.) из нефтяного сырья – это процесс каталитического риформинга.

На установках риформинга производятся следующие элементы:

- ароматические углеводороды (ксилолы, толуол, бензол);
- водородсодержащий газ (ВСГ), применяемый как на самой установке каталитического риформинга, так и на установках гидроочистки и гидрокрекинга.

Сырьём установки являются бензиновые фракции:

- фракция 85...180 °С служит для производства высокооктанового бензина;
- фракции 62...85 °С, 85...115 °С, 115...150 °С за счёт их переработки получают ароматические углеводороды.

Сырьё перед поступлением на установку каталитического риформинга проходит гидроочистку, где основным направлением является обессеривание сырья. Присутствие серы вызывает дезактивацию катализатора, что негативно отражается на производительности установки и сроке службы катализаторов в реакторах. Для эффективности применения катализаторов содержание серы должно быть менее 0,01% (масс.).

Для сохранения всех свойств катализатора в течение времени необходимо строго выполнять предписания технологического регламента установки (таблица 1.2). Давление в реакторах установки необходимо поддерживать на уровне 3...4 МПа.

Целевые реакции в процессе каталитического риформинга протекают с поглощением тепла. Таким образом в ходе процесса необходимо регулирование температуры в реакторах, где протекают реакции на уровне 440...540 °С, чтобы глубина превращения углеводородов была максимальной. Кроме этого в каскаде реакторов, где происходит ароматизация, требуется погреть реакционной смеси при переходе из одного реактора в другой.

В результате функционирования каскада реакторов выход целевого продукта (катализата) составляет 77...87%, в зависимости от эффективности эксплуатации установки. При измерении октанового числа моторным методом, оно для катализата составляет 80...85 при том, что у исходного сырья октановое число составляло 30...40.

На установках риформинга в основном применяются катализаторы на основе алюминия, платины и рения. При этом стоит учитывать, что для разных катализаторов существует свой режим эксплуатации.

Установка каталитического риформинга (рисунок 1.3) состоит из следующих технологических блоков:

- блок гидроочистки исходного сырья;

- блок очистки циркулирующего газа;
- блок каталитического риформинга;
- блок сепарации;
- блок стабилизации продукта.

Исходное сырьё (фракции 85...180°С) направляется насосом (12) на смешение с ВСГ и циркулирующим газом. Полученная смесь нагревается в печи (16) и направляется в реактор (15), где будет происходить гидроочистка. В реакторе гидроочистки (15) происходит удаление всех нежелательных элементов таких как: сера, азот и кислород.

Газосырьевая смесь после процесса гидроочистки отправляется в газосепаратор (8) через кипятильник (10) и холодильник (14). В сепараторе происходит разделение гидрогенизата и газа из смеси.

Полученный циркулирующий газ в абсорбере (2) за счёт раствора моноэтаноламина (МЭА) очищается от сероводорода и компрессором (11) посылается обратно в блок гидроочистки. В случае избытка циркулирующего газа компрессор (1) выводит его с блока.

Жидкий гидрогенизат направляется в отпарную колонну (7) через теплообменник (9). В отпарной колонне происходит выпаривание сероводорода и других газов, смесь газов поступает в сепаратор (4) через конденсатор-холодильник (6). Получаемый конденсат из нижней части сепаратора насосом (5) возвращается обратно в отпарную колонну. Головной продукт с примесями газов с верха сепаратора отправляется в колонну очистки от сероводорода (3), где также применяется раствор МЭА. Пары из колонны поступают в абсорбер (27).

Гидрогенизат из отпарной колонны насосом (13) через кипятильник (10) и теплообменник (9) поступает в блок каталитического риформинга, где смешивается с ВСГ.

Таблица 1.2 – Технологический режим

Параметр	Значение
Температура входа в реакторы, °С	470...530
Давление в реакторах, МПа	3...4
Объёмная скорость подачи сырья, ч ⁻¹	1,5...2
Кратность циркуляции ВСГ/сырьё	8...15
Распределение катализатора по реакторам	1:2:4

В блоке риформинга находится каскад реакторов (17, 18, 19) и многосекционная печь (16), где происходит ароматизация гидрогенизата. Гидрогенизат перед поступлением в каждый из реакторов подогревается в печи, для того, чтобы в реакторах обеспечить необходимые условия для протекания целевых реакций.

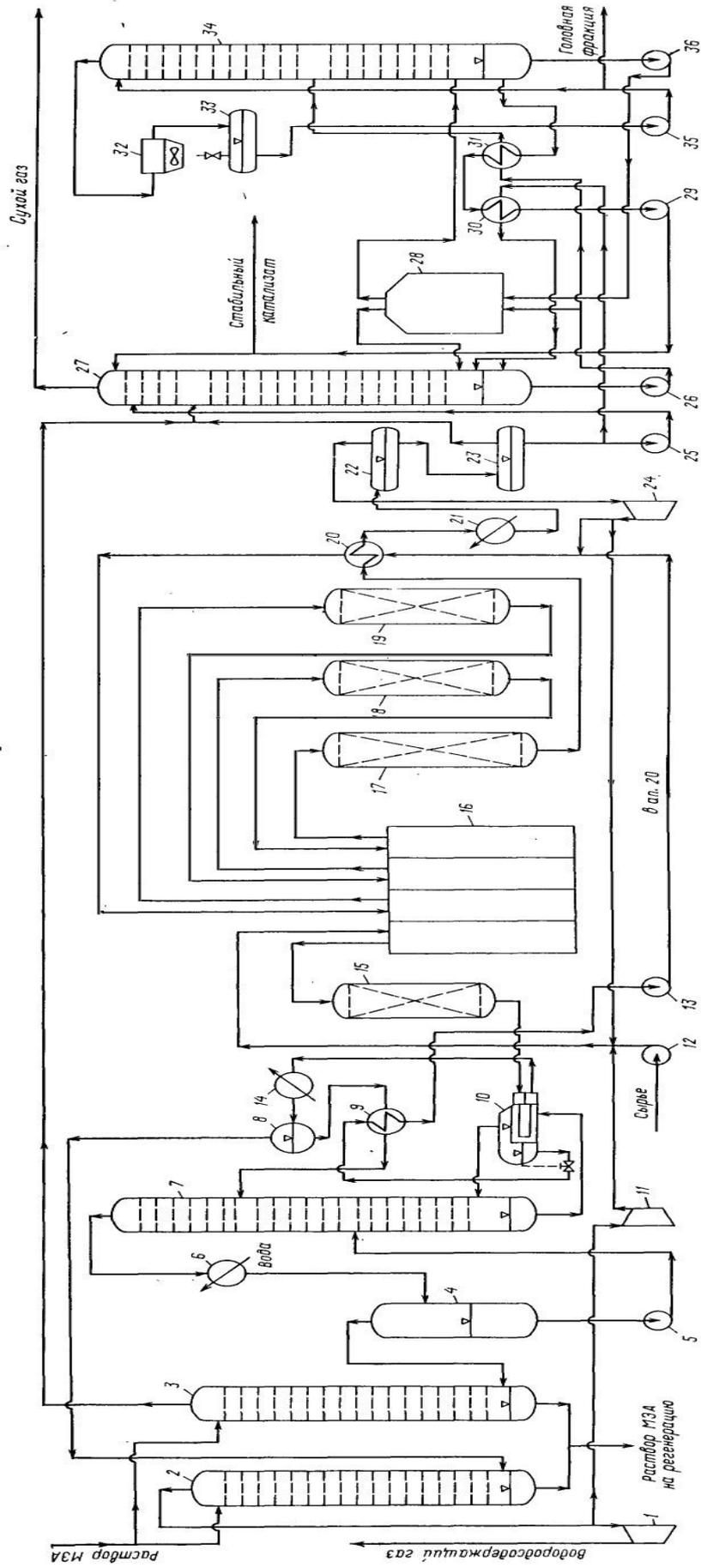


Рисунок 1.3 – Технологическая схема установки каталитического риформинга

После прохождения каскада реакторов катализат с ВСГ через теплообменник (20) и холодильник (21) направляются на разделение в сепаратор (22).

ВСГ из сепаратора направляется на вход блока риформинга и в блок гидроочистки. Нестабильный катализат, полученный из сепаратора высокого давления направляется в сепаратор (23). Газ из катализата направляется в абсорбер (27). Насос (25) обеспечивает подачу в абсорбер и конденсата сепаратора (23). В роли абсорбента выступает бензин. В абсорбере происходит отделение сухого газа из катализата.

Нестабильный катализат отправляется на стабилизацию насосом (26) через теплообменник (31). Доля сырья в колонне стабилизации (34) и в абсорбере (27) циркулирует через печь 28, чтобы поддерживать температуры низов аппаратов.

Целевая фракция проходит этапы охлаждения и конденсации в аппарате воздушного охлаждения. Из приёмника (33) насосом (35) фракция направляется на выход и на орошение колонны стабилизации.

Стабильный бензин выводится из колонны стабилизации (34) проходит теплообменники (31, 30) и насосом (29) отправляется в абсорбер.

1.3 Анализ процесса каталитического риформинга как объекта управления

Перед формулированием задач управления и способов их решения изучим входные, управляющие и выходные координаты рассматриваемого процесса, а также их связи.

Качество работы процесса определяется такими выходными координатами [5]:

- производительностью установки: массовым выходом катализата;
- качеством получаемого продукта, определяемым октановым числом (ОЧ) продукта;
- сроком работы катализатора риформинга.

Параметры, серьёзно влияющие на процесс [5]:

- давление в реакторах;
- температура газопродуктовой смеси (перерабатываемого гидрогенизата) на входе в реакторы;
- объемная скорость подачи сырья;
- кратность циркулирующего водородосодержащего газа (ВСГ) и мольное отношение водород-сырье.

Изменением данных параметров с учётом качества сырья, подбирают жесткость процесса, которая обеспечивает заданную октановую характеристику продукта. Можно считать при этом, что на протяжении некоторого интервала времени при неизменных значениях управляющих и входных координат, исходные координаты процесса также постоянны и будут соответствовать установленному статическому режиму [22].

Причиной для изменения статического режима процесса считается изменение входных параметров, которые являются ключевыми для каталитического риформинга. К ним относятся:

1. Изменение активности катализатора. Активность катализатора риформинга оказывает влияние на интенсивность химических реакций в реакторном блоке, изменяемой в процессе эксплуатации, и не поддающейся достоверной оценке только вероятностной.

2. Изменение качества сырья. Зачастую осуществляется при смене сырьевого резервуара, изменяются при этом ключевые показатели качества: молярная масса, температура 50-ти % выкипания, плотность сырья, углеводородный состав [3,5].

3. Изменение качества топливного газа. При его изменении происходит колебание температур, которое негативно сказывается на реакциях в процессе риформинга.

4. Изменение состояния трубчатых печей.

Бесспорно, что динамические режимы функционирования установки считаются переходными к новому статическому режиму и непродолжительными по времени. Управление установкой в динамическом режиме заключается в выведении переменных значений состояния на значения вновь установленного статического режима.

Следовательно, статический режим считается основным режимом работы установки каталитического риформинга.

Фракционный состав сырья подбирается согласно целям для работы процесса. Если основа процесса в получении индивидуальных ароматических углеводородов (ксилолов, толуола, бензола), в качестве сырья применяют фракции, которые содержат такие углеводороды, $C_6(82...85^\circ C)$, $C_7(85...105^\circ C)$ и $C_8(105...140^\circ C)$. В случае же, когда целью является высокооктановый бензин, в качестве сырья используется фракция $85...180^\circ C$, содержащая углеводороды C_7-C_{10} [5,14,22].

Температура ввода продукта на входе в реактор считается важнейшим регулируемым параметром процесса, который определяет жесткость работы и получение риформата с целевым октановым числом (ОЧ). Результаты заключений, приведенных в работах [3,13,14,23] указывают на то, что при увеличении температуры процесса ароматизации в реакторах, скорость в основных и побочных реакциях также увеличивается. Также наблюдается повышение ароматических и изопарафиновых углеводородов в конечном продукте катализатора риформинга, что напрямую влияет на ОЧ, а также повышение концентрации в составе продуктов побочных реакций лёгких углеводородных газов. Также возрастает скорость реакций при образовании кокса на поверхности катализатора. Температурное влияние и фракционный состав сырья на выходе, а также ОЧ риформата отображено в таблице 1.3 [5].

Зависимость для определения средневзвешенной по объему катализатора в реакторах температуры смеси на входах реакторов представлена в [23]. Данный показатель имеет широкое применение на практике, и вычисляется по формуле [24]:

$$T = \frac{\sum_{i=1}^n t_i v_i}{\sum_{i=1}^n v_i}, \quad (1.3)$$

где T – средневзвешенная по объему катализатора температура газосырьевой смеси на входах реакторов, °С;

v_i – объем катализатора в i -м реакторе, м³;

t_i – температура на входе в i -й реактор, °С;

n – количество реакторов.

Таблица 1.3 – Влияние температуры и фракционного состава сырья на выход и ОЧ риформата

Фракция, °С		Показатель		
		Выход стабильного риформата, % масс.	Водород, % масс.	ОЧ(ММ)
До 85	475°С	86,4	1,3	76,3
	495°С	78,2	1,2	81
85...105	475°С	86,5	2,2	79,4
	495°С	79,7	2,3	85
105...120	475°С	87,2	2,3	83
	495°С	81,7	2,7	88
120...140	475°С	89,8	2,2	84
	495°С	86	2,4	89,2
140...180	475°С	88,4	2,3	86
	495°С	85,1	2,4	90,9

Однако, представленная зависимость никак не учитывает различную активность и скорость дезактивации катализатора в реакторах, а также изменение входных координат процесса. Она позволяет определить ориентировочную температуру реакционной смеси, на входах реакторов исходя из соотношения объемов катализатора в них, которая в дальнейшем должна уточняться и корректироваться на этапе управления процессом.

Давление – один из основных, наряду с температурой параметров, оказывающий влияние на выход продуктов риформинга и их октановое число. Представленные в работах [3,13,14,23] результаты исследований показывают, что со снижением парциального давления водорода повышается глубина ароматизации сырья и селективность превращения парафиновых

углеводородов, поскольку понижение давления способствует протеканию реакций ароматизации и замедление реакции гидрокрекинга.

При уменьшении давления, скорость дезактивации катализатора намного повышается по причине его закоксовки [5,19,27].

Как видно на рисунке 1.4, скорость дезактивации катализатора примерно обратно пропорциональна давлению.

Средний показатель давления в реакторном блоке [24,25] определяется по такой формуле:

$$P = \frac{\sum_{i=1}^n \left(\frac{P_i^{\text{входа}} + P_i^{\text{выхода}}}{2} v_i \right)}{\sum_{i=1}^n v_i}, \quad (1.4)$$

где P – среднее избыточное давление реакторного блока, кг/см²;

$P_i^{\text{входа}}$ – избыточное давление газосырьевой смеси на входе в i -й реактор, кг/см²;

$P_i^{\text{выхода}}$ – избыточное давление газосырьевой смеси на выходе i -го реактора, кг/см².

На рисунке 1.4 видно, что при давлении более 2 МПа коксообразование на катализаторе до такой степени подавляется, что установки каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора могут иметь межрегенерационный период более года [26]. В подавляющем большинстве случаев, значение давления в реакторах ограничено регламентом и поддерживается постоянным в автоматическом режиме на протяжении всей эксплуатации установки.

Объемная скорость подачи сырья описывает время контакта сырья с катализатором и рассчитывается по формуле [24,25]:

$$V = \frac{V_{\text{сырья}}}{\sum_{i=1}^n v_i}, \quad (1.5)$$

где V – считается объемной скоростью подачи сырья, ч-1; а

$V_{\text{сырья}}$ – объемный расход сырья на входе реакторного блока, м³/ч.

Влияние этого параметра процесса рассмотрено в работах [3,13,14,23].

При стабильности других параметров процесса, а также при снижении объёмной скорости подачи сырья:

- понижается выход риформированного бензина;
- вырастает выход водорода;
- вырастает выход лёгких парафиновых углеводородов;
- растёт концентрация ароматических углеводородов в катализате;
- возрастает ОЧ получаемого риформированного бензина;
- возрастают скорость реакции коксоотложения на катализаторе и, следовательно, сокращается цикл эксплуатации катализатора между процедурами регенерации.

Возрастание объёмной скорости сырья влечет за собой противоположный эффект для всех вышеперечисленных параметров.

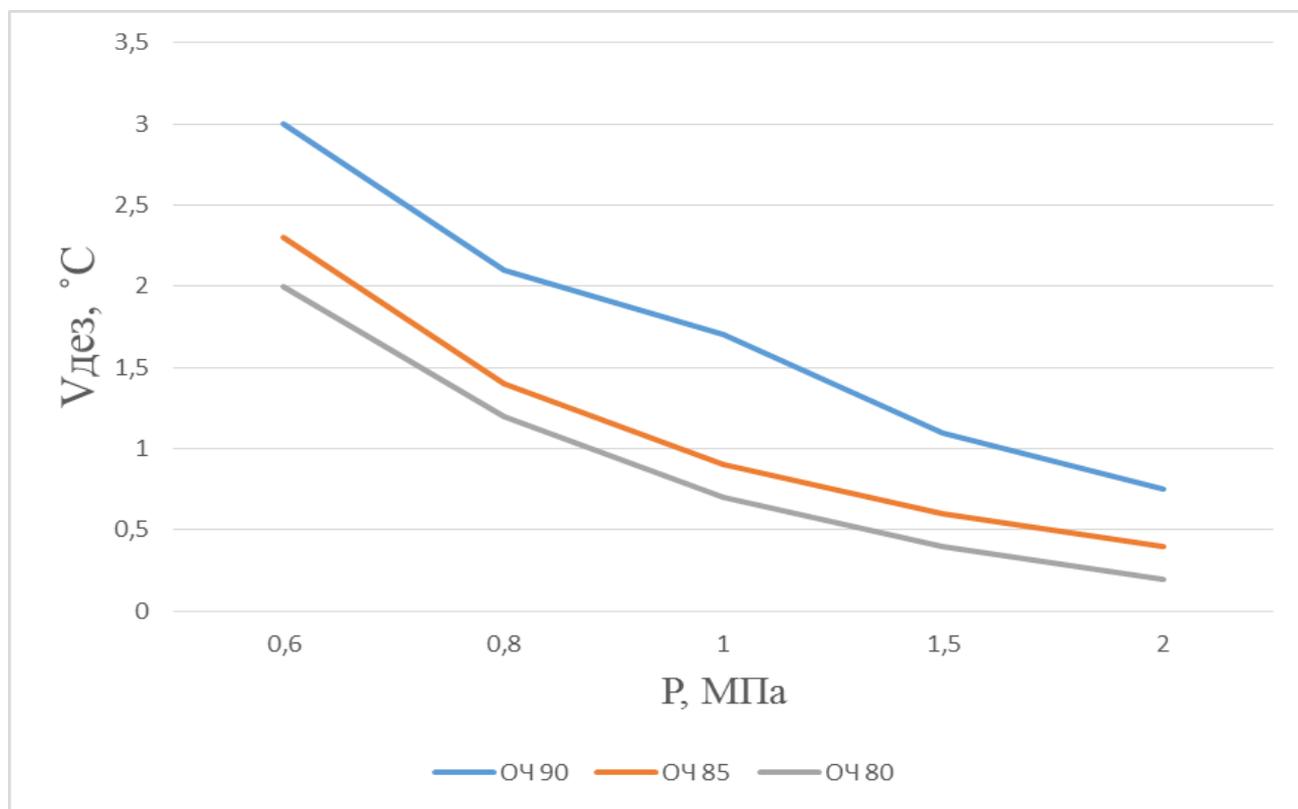


Рисунок 1.4 – Средняя зависимость скорости дезактивации катализатора

Кратность циркуляции водородосодержащего газа обуславливает мольное отношение водород-сырье в системе. Полагаясь на исследования в работах [3,13,14,23], можно судить об увеличении парциального давления водорода в реакторах при других стабильных параметрах, что приводит к таким эффектам:

- возрастанию скоростей реакций гидрокрекинга и уменьшению выхода риформированного бензина;
- снижению скоростей реакций коксообразования и повышению межрегенерационного цикла эксплуатации катализатора;
- снижению скоростей реакций ароматизации, что приводит к снижению ОЧ бензина риформинга.

Уменьшение парциального давления водорода в системе, провоцирует противоположный эффект для всех вышеперечисленных эффектов.

Кратность циркуляции можно вычислить по формуле [23]:

$$M = V_{ВСТ} / V_{сырья}, \quad (1.6)$$

где M - кратность циркуляции водородосодержащего газа, $\text{нм}^3/\text{м}^3$;

$V_{BCГ}$ – объёмный расход водородсодержащего газа, $\text{нм}^3/\text{ч}$;

$V_{сырья}$ - объёмный расход сырья реакторного блока, $\text{м}^3/\text{ч}$.

Также следует заметить, что из всех перечисленных выше координат выхода, входа и управления, могут быть автоматически измерены только давление, температура и расход материальных потоков. Все прочие переменные могут измеряться или лабораторными способами при исследовании ОЧ продукта, либо приблизительно оцениваются оператором (активность катализатора, качество топливного газа и пр.).

Проведенный анализ процесса каталитического риформинга предоставляет возможность сделать такие выводы:

1. Процесс характеризуется значительным объемом данных для обработки при решении задач управления;

2. Процесс имеет большое количество взаимосвязанных и взаимовлияющих технологических параметров;

3. При протекании процесса возможно непрогнозируемое изменение активности катализатора, зачастую не компенсируемое его регенерацией;

4. Имеют место периодические изменения в количественном и качественном составе сырья в обширных пределах (смена сырьевого резервуара);

5. Возможность автоматического измерения многих входных и выходных координат процесса отсутствует.

1.4 Управление процессом каталитического риформинга, состояние вопроса

В настоящее время известно и запатентовано несколько десятков различных способов управления каталитическим риформингом. Самыми распространенными можно считать следующие способы управления.

1. Способы управления реакторным блоком каталитического риформинга посредством регулирования подачи воды в реакторы в зависимости от концентрации в циркулирующем газе влагосодержащих соединений, температуры низа и верха колонны и расходов гидрогенизата и циркулирующего газа [27, 28, 29].

Данные способы не позволяют обеспечить значительный выход целевого продукта на протяжении всей продолжительности эксплуатации катализатора, потому что не обеспечивается наилучшее соотношение вода - галоген в зоне катализа всех реакторов. Оно возрастает от реактора к реактору при любых количествах подаваемой в реактор воды, которая приводит к снижению содержания галогена на катализаторе и соответственно к снижению селективности процесса.

2. Способы управления реакторным блоком каталитического риформинга посредством регулирования температуры газосырьевой смеси на входе в реакторы при помощи изменения топливной подачи в нагреватель. При этом, изменение температуры смеси перед подачей в реакторы осуществляется в зависимости от изменения разницы температур на выходе и входе каждого реактора, либо от изменения в циркулирующем газе концентрации водорода, либо от изменения ОЧ катализата на выходе реакторного блока. Также регулируется количество воды и галогеносодержащих соединений, поступающих в газосырьевую смесь перед подогревателем, в зависимости от их концентрации в циркулирующем газе [30, 31, 32, 33].

Эти способы также не могут обеспечить высокий выход продукта в течении всей продолжительности эксплуатации катализатора. Это можно объяснить тем, что регулирование температуры смеси на входах в реакторы в зависимости от перепада температур в каждом реакторе выполняется для компенсации изменения активности катализатора со временем. Однако точной функциональной зависимости между перепадом температур и активностью катализатора в реакторах не установлено до сих пор. Изменение на этапе управления концентрации водорода в циркулирующем газе считается неэффективным, потому что концентрация водорода не зависит от работы конкретного реактора. Главными «поставщиками» водорода являются реакции дегидрирования и гидрокрекинга, которые протекают во всех реакторах, но с различной интенсивностью. Регуляция температуры смеси на входах реакторов в зависимости от ОЧ катализата на выходе всего реакторного блока также малоэффективна, поскольку ОЧ катализата можно определить суммарным углеводородным составом реакционной смеси, который изменяется различным образом на выходах всех трех реакторов реакторного блока.

3. Способы управления каталитическим риформингом с помощью регулирования расхода галогеносодержащих соединений в реакторы в соответствии с указанным молярным соотношением вода – галоген. Данные способы управления практически малоприменимы в автоматизированных системах из-за необходимости лабораторного анализа пробы реакционной смеси, взятой на выходе соответствующего реактора, для определения содержания ароматических углеводородов в ней. Такой анализ занимает значительное время. Также данный способ максимизирует качество конечного продукта (ОЧ), но не обеспечивает увеличение выхода конечного продукта [34].

4. Известны также способы управления каталитическим риформингом, основанные на комбинировании отдельных управляющих воздействий, рассмотренных в пунктах 1, 2 и 3. Данные способы наследуют преимущества своих прототипов, однако не избавлены и от их недостатков [35, 36].

При анализе всех вышеперечисленных методов для управления процессом каталитического риформинга, можно выделить недостатки, присущие всем рассмотренным способам:

1. Неспособность обеспечить увеличение целевых показателей каталитического риформинга в течении длительного времени;
2. Неспособность максимизировать и качественные (октановое число) и количественные (выход катализата) показатели процесса;
3. Игнорирование особенностей протекания химических реакций в отдельных реакторах каталитического риформинга;
4. Трудность автоматического измерения отдельных параметров, необходимых для реализации управления по предложенному способу.

1.5 Математическое моделирование процесса каталитического риформинга, состояние вопроса

Принимая во внимание бурное развитие процессов нефтепереработки, в нашем государстве и за рубежом проводятся работы, связанные с внедрением систем автоматического или автоматизированного управления процессами вторичной каталитической переработки сырой нефти. В то же время ключевой проблемой, затрудняющей продвижение в таком направлении, остается разработка адекватной математической модели предполагаемого объекта управления.

Математические модели для каталитических процессов при вторичной переработки нефти, условно разделяют на 2 группы [37-41]:

К первой относятся математические модели, построенные на аналитическом способе и основанные на анализе физических и химических процессов объекта исследования, а также с учетом характеристик веществ для переработки и конструкции аппаратуры [42-45].

К второй группе относят эмпирические модели, рассматривающие каталитический риформинг как «черный ящик», построенные на основе анализа входной и выходной информации конкретных объектов управления [46-51].

В научных работах по математическим моделям 1 группы, упор делается на разнообразные кинетические схемы рассмотрения процесса.

В работе [52], процессы реформирования описаны в 53 уравнениях первого порядка, учитывающие превращения двадцати элементов реакционной смеси. Подобное описание имеет существенный недостаток, поскольку в нем не учитывается взаимное влияния реакций, а также отсутствует описание зависимости температуры от констант скоростей реакций. Тщательный анализ сырья и катализата, с определением содержания 20 элементов, в промышленных условиях неудобен. Неточности в установлении любого из элементов, значительно сказываются на

конечном результате. Помимо этого, подобный анализ занимает много времени, на протяжении которого может измениться качество сырья.

Более удобным считается математическое описание риформинга, как система из 8 дифференциальных уравнений, предложенных в [53]. Химические превращения представлены обобщенными реакциями, показывающими состояние всей системы. Недостаток работы в том, что для поддержания сходимости расчетных и экспериментальных данных, применяются произвольные значения теплоты и константы равновесия, отличные от действительных значений. Предлагаемое описание также некорректно учитывает воздействие давления на итоги.

В работах [21], кинетическая модель процесса представлена достаточно простой системой из четырех дифференциальных уравнений, описывающих взаимодействие групповых углеводородов (парафиновых ароматических и нафтеновых) в реакторном блоке каталитического риформинга. Однако данная модель не учитывает изменение активности катализатора со временем.

В работе [54], кинетические свойства модели риформирования, определялись в условиях незначительного отклонения расчетных данных о составе продуктов процесса, а также температур на выходе из реакторов от экспериментальных данных, впрочем, во всех приведенных выше работах расчеты производились с учетом взаимных превращений исключительно парафиновых, ароматических и нафтеновых углеводородов. Опытные данные, полученные в работах [55,56], показывают необходимость уточнения и дополнения использованных в [54] схемах реакций риформинга.

В [57] модель процесса риформинга в более узком контексте получения бензинов на платиносодержащих катализаторах учитывает индивидуальное взаимодействие элементов гомологических групп из числа парафинов нормального и изо- строения, ароматических углеводородов, пяти- и шестичленных нафтенов. Однако данная модель разрабатывалась для исследования особенностей химических превращений в ходе каталитического риформинга и не предназначена для применения в системах управления.

В работе [58] приведена оценка кинетических методов описания каталитического риформинга и выполнены эксперименты для проверки уравнений Смита и Жорова-Панченкова. Основываясь на данных, полученных при помощи промышленной установки, продемонстрировано, что обе системы уравнений удовлетворительно описывают процесс риформинга при условии применения сырья, имеющего одинаковые показатели. Отмечается, что важнейший недостаток проанализированных моделей состоит в том, что ими не учитывается качественный состав сырья. По этой причине изучалась возможность применения качественных показателей сырья в кинетической модели данного процесса [53, 55].

Математические модели второй группы, основаны на анализе накопленной статистической информации об объекте, отличаются более высоким быстродействием и в ряде случаев более удобны.

В работе [59] рассмотрен вариант управления по полиномиальным моделям, в то время как по кинетическим моделям уточняются их коэффициенты. Она применяется для выполнения многофакторного эксперимента, и получения константы регрессионной модели. В случаях, когда результаты оптимизации согласно действующим регрессионным моделям не совпадают с экспериментальными данными, тогда системой производится автоматическое уточнение текущих данных от объекта с коэффициентами кинетической модели.

Текущей корректировке также подвергается коэффициент математической модели, который эмпирически связывает температуру в реакторах с ОЧ риформированного бензина. Нахождение функционального максимума вычисляется по усложненной методике быстрого спуска [60].

Группа регрессионных уравнений, которые выражают зависимость выхода стабильного платформата и ключевых параметров процесса, описывают математическую модель каталитического риформинга. Коэффициенты данной модели вычисляются на основе метода двухфакторного эксперимента [61].

В рамках работы, предлагается прогрессивная методика для построения регрессионной математической модели процесса с неполными данными. Суть методики следующая. Задается структурная математическая модель объекта по типу линейного полинома, согласно исходным данным устанавливается сфера изменения коэффициентов. После этого, в установленной сфере при помощи численного метода производится оптимальная оценка коэффициентов, которые минимизируют среднеквадратичные ошибки. Преимущество предложенной методики - весомое сокращение объемов вычислений.

В работе [62] рассмотрены вопросы, возникающие при выборе общего технико-экономического показателя, установления ограничений на параметры процесса, определения системы уравнений статики технологического процесса, разработан метод для вычисления их коэффициентов, с учетом изменения технического состояния установки во время эксплуатации.

В работах [63,64] описана математическая модель каталитического риформинга с учетом химических и физических свойств сырья. В первой работе приведены уравнения для вычисления массового выхода бензина при зафиксированных значениях режимных координат. Все характеристики углеводородного состава сырья приобретены на основе усовершенствованного метода. Предложенные математические модели созданы в виде полиномов для фиксированного режима работы реактора.

В [65] прослежены общие закономерности, влияющие на активность катализатора, а также на изменение его свойств на исходном продукте.

В [22] показана степень уменьшения активности катализатора на максимальном выходе целевой продукции, которая снижается по абсолютному значению со смещением в область более низких весовых скоростей при подаче сырья и более высоких температур. В процессе работы катализатор значительно изнашивается и частично уносится из реактора. В таком случае, добавляется свежий катализатор для восстановления потерь. При дискретном восполнении данных потерь, экспонента, выражающая временные изменения в активности катализатора, получает пилообразные колебания.

В результате анализа работ, посвященных математическому описанию процесса каталитического риформинга, имеется возможность прийти к следующим выводам.

Известные аналитические модели первой группы, построенные на основе анализа кинетики химических превращений, имеют следующие общие недостатки:

1. Аналитические модели, построенные на основе анализа кинетики химических превращений, отражают в полном объеме основные физико-химические закономерности процесса каталитического риформинга, при этом они весьма громоздки с точки зрения использования в системах управления;

2. Известные кинетические модели рассматривают многореакторный блок каталитического риформинга как один либо как три реактора с одинаковыми настроечными параметрами, что обусловлено однотипностью химических превращений во всех реакторах каталитического риформинга. Однако при таком подходе не учитываются различные интенсивности протекания химических реакций, индивидуальные для каждого реактора риформинга. Очевидно, что подобный подход не позволяет учесть всех особенности превращения реакционной смеси в ходе риформирования и отрицательно сказывается на адекватности модели и способности модели сохранять адекватность с течением времени;

3. В известных кинетических моделях не реализован достаточно быстродействующий механизм, позволяющий учитывать изменение активности катализатора риформинга с течением времени. Стандартный подход, заключающийся в уточнении всех настроечных коэффициентов модели на этапе идентификации, хотя и вполне работоспособен, однако не пригоден для использования в системах управления, из-за значительных временных затрат на проведение такой операции.

Эмпирические математические модели второй группы также имеют ряд недостатков:

1. Подобные модели рассматривают каталитический риформинг как «черный ящик» и по своей сути неспособны учесть многие особенности его протекания;

2. Эмпирические модели строятся на основании статистической информации, описывающей конкретный объект, вследствие чего малоприменимы для описания других, пусть и подобных объектов;

3. Такие модели требуют постоянной текущей идентификации по причине нестационарности процесса каталитического риформинга, вызванной изменением активности катализатора со временем;

4. Значительные изменения входной координаты процесса (к примеру, при смене резервуара для сырья), могут привести к потере объективности статистической выборки, на основании анализа которой создавалась модель, а значит и самой модели.

Рассмотренные выше особенности и недостатки известных математических моделей, выявленные в результате анализа, доказывают, что каталитический риформинг относится к процессам с недостаточным математическим описанием. Это оставляет пути для совершенствования имеющихся и разработки новых математических моделей.

1.6 Оптимизации процесса каталитического риформинга, состояние вопроса

Большое количество работ посвящено вопросам оптимизации каталитического риформинга [66-69]. Выводы и рекомендации авторов этих работ весьма противоречивы, ведь в условиях нестационарности процесса, при непрерывном снижении активности катализатора, очень сложно определить экономический критерий оптимальности, поскольку результаты оптимизации зависят от множества факторов, распределенных в течении всего временного промежутка функционирования индустриальной установки каталитического риформинга.

Наиболее часто используемые критерии оптимальности функционирования каталитического риформинга условно можно разделить на два основных класса.

1. Критерии, обеспечивающие максимизацию прибыли от процесса.

Например, в работах [13,70,71] в качестве критерия оптимизации используется зависимость прибыли от исследовательского ОЧ катализата. Прибыль аппроксимируется следующим уравнением:

$$\text{Прибыль} = A + B * \text{ИОЧ} + C * \text{ИОЧ}^2, \quad (1.7)$$

где A , B , C – параметры уравнения;

ИОЧ – исследовательское октановое число катализата, без добавления присадок для повышения ОЧ.

При этом, изменение прибыли от введения системы рационального управления процессом описывается следующим уравнением.

$$\Delta \text{Прибыли} = C(S_c^2 - S^2), \quad (1.8)$$

где C – коэффициент;

S_c и S – отклонение ОЧ целевого продукта при оптимальном и стандартном управлении процессом.

В работах [66,72] в качестве критерия предлагается использовать одно из двух представленных выражений:

$$\Phi_j = \frac{\mathcal{E}}{\eta_{\mathcal{E}} + j} \rightarrow \min ; \quad (1.9)$$

$$\Phi_{\Pi} = \frac{\mathcal{E}}{\eta_{\mathcal{E}} + \Pi} \rightarrow \min , \quad (1.10)$$

где \mathcal{E} – суммарные энергозатраты на проведение процесса;

$\eta_{\mathcal{E}}$ – коэффициент полезного действия энергозатрат;

j – условный народнохозяйственный эффект;

Π – прибыль от реализации продукции.

2. Критерии, обеспечивающие максимизацию одного или нескольких технологических показателей процесса.

Например, в работах [73,74] использован такой критерий, как произведение октанового числа на выход бензина. Получена зависимость произведения массового выхода на ОЧ по моторному методу от моторного ОЧ стабильного катализатора при прочих равных условиях. С целью построения зависимости применялась модель процесса, которая получена по данным работы индустриальной установки риформинга. Проведенный в работе анализ свидетельствует, что существует экстремальное значение данного произведения. В этой же работе показано, что имеется экстремальное значение критерия (1.9) в диапазоне потенциальных значений ОЧ по исследовательскому методу [25].

В работе [73] в качестве критерия оптимизации каталитического риформинга бензиновых фракций также применяется улучшение качества риформинг - бензина при одновременном возрастании его выхода.

3. Критерии, направленные на снижение вредного влияния процесса на окружающую среду.

Например, в работах [75,76] использован критерий понижения технологических расходов на производство риформата назначенного качества при ограничениях на проведение технологического процесса и экологическую безопасность производства.

В работе [77] критерий снижения вредного влияния производства на окружающую среду при ограничениях на расходы на производство, проведение технологического процесса и качество риформата.

Не все рекомендации, по выбору критерия оптимизации, предложенные в рассмотренных работах приемлемы.

Авторы, предлагающие максимизировать экономические показатели (прибыль) не учитывают того, что каталитический риформинг не функционирует обособлено, а является одним из нескольких процессов, образующих технологическую цепочку переработки нефтяного сырья (рисунок 1.1). Катализат, получаемый на выходе процесса, не является конечным продуктом, подлежащим продаже. Это высокооктановый компонент, который добавляется в товарный бензин на станциях смешения для повышения детонационной стойкости конечной смеси. Соответственно оценить экономическую эффективность каталитического риформинга без учета экономических показателей сопутствующих процессов (гидроочистка сырья, стабилизация риформата и т.д.) невозможно. Представление же критерия оптимизации каталитического риформинга в виде функции множества частных критериев затруднительно, т.к. все составляющие этой функции связаны между собой сложными нелинейными зависимостями [5, 78, 79].

Работы, в которых предлагается максимизировать технологические критерии функционирования, не учитывают изменения общей роли процесса в структуре нефтеперерабатывающих предприятий. Если в конце 20-го века каталитический риформинг был одним из основных технологических процессов с целью получения высокооктанового бензина, то с введением экологических стандартов на качество топлива, и в соответствии с которыми содержание ароматических углеводородов (бензола) в товарном бензине жестко ограничено, роль каталитического риформинга изменилась. В настоящее время на многих отечественных нефтеперерабатывающих предприятиях каталитический риформинг считается источником водорода для сопутствующих процессов нефтепереработки, а также служит для получения индивидуальных углеводородов (ксилолов, толуола, бензола) используемых в нефтехимии [80,81].

Критерии оптимизации, направленные на экологическую безопасность каталитического риформинга не получили распространения в нашей стране. Они были сформулированы относительно недавно и в настоящее время находятся на этапе математической формализации, что объясняется отсутствием до недавнего прошлого технических средств измерения, а также эффективных методик и алгоритмов, позволяющих с достаточной точностью прогнозировать влияние каталитического риформинга на экологию.

Проведенный анализ вопросов оптимизации позволяет прийти к выводу, что распространенные критерии оптимизации каталитического риформинга не учитывают многих особенностей протекания, а также изменившейся роли процесса в структуре нефтепереработки и требуют дополнительной проработки и уточнения.

1.7 Постановка задачи исследования

Как указано во введении, целью данной диссертационной работы считается обеспечения роста эффективности процесса каталитического риформинга путём внедрения системы управления.

Каталитический риформинг – непростой технологический процесс, характеризующийся множеством входных и выходных параметров, некоторые из которых недоступны для автоматического измерения. Основным режимом работы установки каталитического риформинга считается статический режим.

Распространенные способы оптимального управления процессом каталитического риформинга базируются на различных математических моделях, используемых для расчета оптимальных значений выбранных управляющих параметров. При этом очевидно, что адекватность используемой модели непосредственно влияет на верность расчета наилучших режимов, а, следовательно, и на качество управления процессом риформирания.

В области математического моделирования каталитического риформинга максимальное распространение приобрели аналитические модели, описывающие кинетику химических превращений реагирующих веществ, а также эмпирические модели, созданные на основе анализа статистических данных процесса. Распространенные кинетические модели, описывающие процесс с достаточной точностью, весьма громоздки и не предназначены для использования в системах управления, а кроме того требуют значительного времени на идентификацию. Эмпирические модели отличаются высоким быстродействием, однако не учитывают многих особенностей процесса и требуют частой идентификации из-за его нестационарности.

Распространенные критерии оптимизации каталитического риформинга не учитывают его взаимосвязи с сопутствующими технологическими процессами, а также изменившейся в последние годы роли каталитического риформирания в общей системе нефтепереработки нашей страны.

Произведенный анализ распространенных способов оптимального управления и моделирования процесса каталитического риформинга, продемонстрировал, что для достижения установленной цели следует решить следующие взаимосвязанные задачи:

1. Разработать математическую модель технологического процесса каталитического риформинга, проблемно-ориентированную на применение в системах оптимального управления и сохраняющую адекватность процесса за счёт применения нового быстродействующего способа параметрической идентификации обеспечивающих раскрытие исходной неопределённости изменения активности катализатора во времени;

2. Постановка и решение задач оптимального управления;

3. Разработать оптимальный алгоритм управления технологическим процессом риформинга базирующийся на проблемно-ориентированной математической модели;

4. Разработать адаптированное для интеграции в SCADA, управляющими производством, программное и алгоритмическое обеспечения, реализующие систему оптимального управления технологическим процессом риформинга.

1.8 Выводы

1. Рассмотрены теоретические основы процесса каталитического риформинга, дана краткая характеристика технологической схемы процесса.

2. Выявлены основные причины изменения активности катализатора в ходе риформирования, а также процессы, последствия которых не устраняются на этапе окислительной регенерации.

3. Произведен анализ процесса как объекта управления. Рассмотрены способы управления процессом риформинга, выявлены их недостатки.

4. Выполнен сравнительный анализ двух основных подходов к построению математических моделей процесса каталитического риформинга. Сформулированы преимущества и недостатки каждого из них.

5. Рассмотрены известные критерии оптимизации процесса, проведена оценка их эффективности с учетом современных реалий применения каталитического риформирования на нефтеперерабатывающих предприятиях.

6. Выполнена постановка задач изыскания.

2 ПАРАМЕТРИЧЕСКАЯ ИДЕНТИФИКАЦИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

2.1 Постановка задачи математического моделирования

В настоящее время для математического описания процесса каталитического риформинга широкое распространение получили кинетические модели, построенные на основе анализа уравнений кинетики химического превращения углеводородов в реакторном блоке риформинга. Наиболее пригодной для практического применения оказалась модель Кроу, получившая дальнейшее развитие в работах Войтенко-Рабиновича. Кинетические модели Кроу и Войтенко-Рабиновича рассматривают процесс каталитического риформинга как следствие химического взаимодействия не индивидуальных углеводородов, а групповых компонентов, что позволяет строить кинетические схемы достаточно простые для разработки эффективных математических моделей, пригодных как для проектных расчетов, так и для использования в системах оптимального управления [21, 55, 82-86].

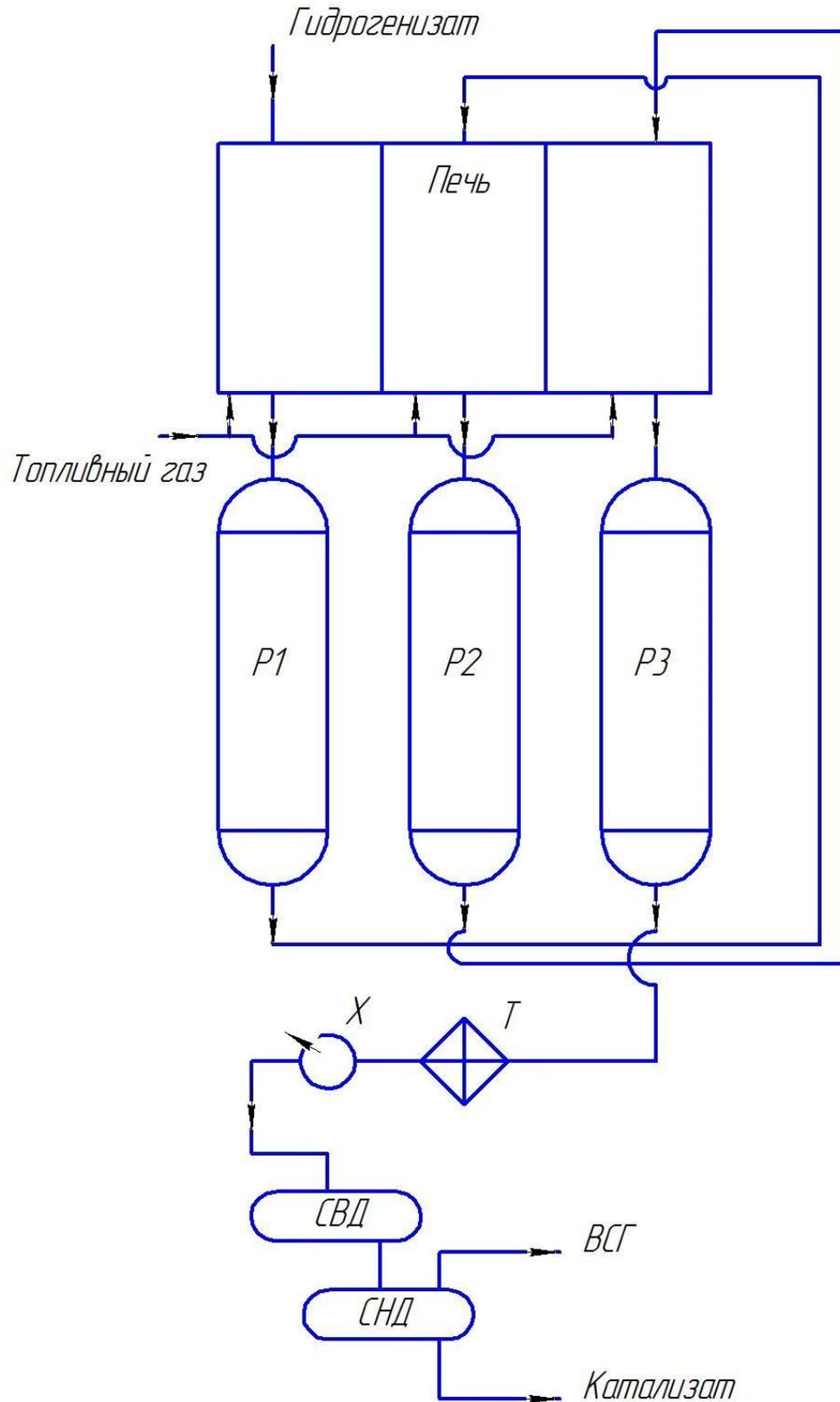
Установка каталитического риформинга включает, как правило, три реактора соединённых последовательно, с промежуточным подогревом реакционной смеси. На рисунке 2.1 представлена упрощенная технологическая схема процесса каталитического риформинга. Сырьё - гидроочищенная фракция прямогонных бензинов, содержащая ароматические, нафтеновые и парафиновые углеводороды, после смешения с циркуляционным водородсодержащим газом (ВСГ) носит название гидрогенизата. Гидрогенизат поступает в печь для подогрева до температуры 470...540°C и далее в Реактор 1 реакторного блока, а затем проходит последовательно через Реактор 2 и Реактор 3. Процесс протекает с поглощением тепла, поэтому реакционная смесь перед каждым реактором подогревается в соответствующих секциях трубчатой печи до заданной температуры.

После третьего реактора реакционная смесь охлаждается и направляется в сепаратор для отделения водородсодержащего газа от катализата. Часть ВСГ отводится на сторону, а часть - используется в качестве циркуляционного газа. В процессе риформинга происходит ароматизация нефтяного сырья, в результате чего в получаемом продукте повышается содержание ароматических углеводородов, что вызывает повышение октанового числа [87].

Указанные выше кинетические модели созданы для описания работы одного реактора, а затем распространялись на многореакторный блок. При этом настроечные коэффициенты модели принимались одинаковыми для каждого из трёх реакторов [21,53].

Такой подход к созданию модели 3-х реакторного блока имеет по крайней мере два недостатка. Первый заключается в том, что в подобных моделях не полностью учитывается

специфика протекания процесса и особенности превращений реакционной смеси в конкретном реакторе.



P1, P2, P3 – реакторы; Т – теплообменник; Х – холодильник;
СВД, СНД – сепараторы высокого и низкого давления, соответственно.

Рисунок 2.1 – Схема блока каталитического риформинга

Например, в первом реакторе складываются наиболее благоприятные условия для реакций дегидроциклизации 5-ти и 6-ти членных нафтенов, что приводит к образованию здесь до 70% ароматических углеводородов. Дегидроциклизация парафинов преимущественно протекает во втором и третьем реакторах. Что касается гидрокрекинга углеводородов, то реакция с наибольшей интенсивностью протекает в последнем реакторе.

Вторым существенным недостатком этих моделей является то, что они не учитывают нестационарность описываемого объекта вследствие различных скоростей дезактивации катализатора в реакторах. Модели Кроу и Войтенко-Рабиновича в явном виде не учитывают изменение активности катализатора в 3-х реакторах блока каталитического риформинга, что в итоге приводит к снижению точности расчета выходных параметров процесса и к утрате моделью способности адекватно описывать объект через определённый промежуток времени.

Анализ указанных недостатков позволяет сделать вывод, что получить модель, более точно описывающую процесс можно путём использования индивидуальных настроечных параметров для каждого реактора.

Существует несколько методов идентификации математических моделей нестационарных объектов. Один из них наиболее простой, но и наиболее трудоёмкий в смысле реализации на ЭВМ, способ адаптации моделей - периодическое уточнение некоторых, наиболее чувствительных коэффициентов уравнений на основе непрерывного сбора, накопления и обработки информации о состоянии объекта [88,89].

Более просто тот же результат можно получить заданием закона нестационарности (“дрейфа”), если имеется возможность его установления. Однако для большого числа нестационарных объектов химической технологии, типа каталитических реакторов, последнее невозможно в силу большой сложности механизма и случайного характера внешних воздействий, вызывающих изменение активности катализатора [90].

Одной из главных причин дезактивации катализатора в процессе каталитического риформинга является отложение кокса на его поверхности, что уменьшает количество активных металлических и кислотных центров, ответственных за протекание основных реакций процесса.

В [90] известны неоднократные попытки ввести в кинетическую модель риформинга уравнение для скорости коксоотложения, чтобы рассчитать текущее содержание кокса на катализаторе и по нему фактор дезактивации. Однако для определения констант уравнения требуется проведение большого объёма экспериментальных исследований, индивидуальных для каждого используемого катализатора и типа установки каталитического риформирования, кроме того данный подход не учитывает другие причины уменьшения активности катализатора, а именно:

– вредное влияние влаги, содержащейся в сырье;

- снижение кислотной функции, вследствие дихлорирования катализатора;
- отравление катализатора каталитическими ядами;
- изменение структуры катализатора.

Последнее подтверждает тот факт, что не удаётся восстановить первоначальную активность катализатора при его регенерации.

Изменение каких-либо свойств объекта (например, активности катализатора) проявляется в изменении технологических величин или их комбинаций, которые во многих случаях легко контролируются и косвенно характеризуют состояние нестационарного элемента.

Следовательно, существует принципиальная возможность, вводя эти величины в уравнения математических моделей в качестве независимых переменных, оперативно и без дополнительной переработки информации об изменении состояния объекта, производить коррекцию модели по их текущим значениям.

Как уже отмечено, нестационарность процесса каталитического риформинга обусловлена изменением с течением времени качественного состояния катализатора и технологических характеристик оборудования. Вследствие этого меняется интенсивность и глубина химических превращений в реакторах, что выражается в изменении тепловых и материальных балансов реакторов, а, следовательно, и выходных температур реакционной смеси при постоянстве температур на входах. При этом мольные тепловые эффекты реакций в рассматриваемом диапазоне температур остаются практически постоянными [91].

Таким образом, перепады температур на реакторах косвенно характеризуют степень превращения исходного вещества (при условии постоянства других независимых переменных), а, следовательно, и качественное состояние катализатора, от которого зависят константы скоростей, входящие в кинетические уравнения модели.

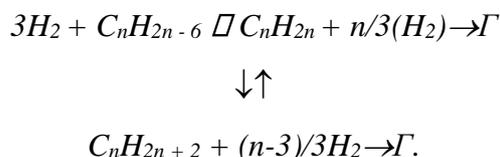
Поэтому получить кинетическую модель, учитывающую дезактивацию катализатора можно путём задания некоторой функциональной зависимости между перепадами температур на реакторах и настроечными параметрами модели, при этом перепады температур должны выступать в качестве корректирующего фактора модели.

2.2 Разработка математического описания процесса каталитического риформинга

2.2.1 Выбор структуры кинетической модели

Разработанная в работе модель базируется на кинетической модели Кроу, в основу которой положена идея об объединении реагирующих веществ по химическим признакам. При этом предполагается, что бензиновую фракцию- сырьё риформинга можно представить состоящей из трёх обобщённых углеводородов с одинаковым числом углеродных атомов: парафинового – П, нафтенового – Н и ароматического – А, которые могут претерпевать взаимные

превращения. Такой подход позволяет учесть увеличение содержания ароматических углеводородов, которые вносят основной вклад в повышение октанового числа риформируемого бензина. Принятая в модели кинетическая схема превращений углеводородов имеет вид [53]:



В развёрнутой форме эта схема может быть представлена основными реакциями каталитического риформинга, определяющими точность количественных оценок параметров процесса:

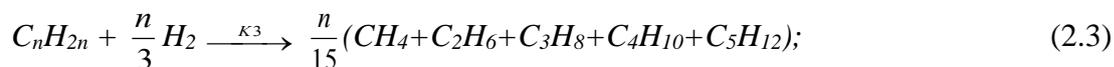
1. дегидрирование шестичленных нафтенов:



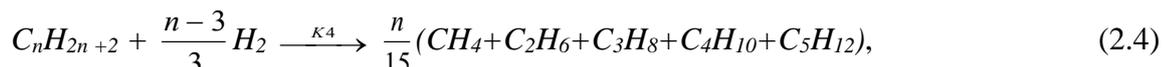
2. дегидроциклизация парафинов:



3. гидрокрекинг нафтеновых:



4. гидрокрекинг парафиновых:



где n - углеводородное число.

Реакции дегидрирования и дегидроциклизации приводят к увеличению ароматизации сырья. Продуктом реакций гидрокрекинга являются легкие углеводородные газы и кокс на катализаторе [5]. С технологической точки зрения, основная задача управления данным процессом – создание наилучших условия для протекания реакций дегидрирования и дегидроциклизации, при одновременном снижении роли реакций гидрокрекинга.

На рисунке 2.2 представлена структурная схема разработанной математической модели блока реакторов каталитического риформинга [92, 93].

Блок реакторов риформинга включает три реактора, соединенных последовательно, с промежуточным подогревом реакционной смеси. Поэтому математическая модель реакторного блока представлена в виде трех последовательно соединенных моделей каждого реактора с собственными векторами настроечных коэффициентов, объединённых между собой векторами входных и выходных величин. Все данные модели хранятся в базе данных (БД).

Входными параметрами модели являются:

- G_0 – расход гидрогенизата на входе реакторного блока, $\text{м}^3/\text{ч}$;
- $G_{\text{всг}}$ – расход водородосодержащего газа на входе реакторного блока, $\text{м}^3/\text{ч}$;
- \bar{G}_k – вектор массы катализатора в каждом реакторе G_{k1}, G_{k2}, G_{k3} , кг;
- \bar{Y}_a – вектор содержания ароматических углеводородов в исходной смеси и после каждого из реакторов $Y_{a0}, Y_{a1}, Y_{a2}, Y_{a3}$;
- \bar{Y}_n – вектор содержания нафтеновых углеводородов в исходной смеси и после каждого из реакторов $Y_{n0}, Y_{n1}, Y_{n2}, Y_{n3}$;
- \bar{Y}_p – вектор содержания парафиновых углеводородов в исходной смеси и после каждого из реакторов $Y_{p0}, Y_{p1}, Y_{p2}, Y_{p3}$;
- T_{50} – температура 50-и процентного выкипания исходной смеси, $^{\circ}\text{C}$;
- ρ – плотность исходной смеси;
- $\bar{T}_{\text{вх}}$ – вектор температур на входе в реакторы $T_{\text{вх}1}, T_{\text{вх}2}, T_{\text{вх}3}$, $^{\circ}\text{C}$;
- \bar{P} – вектор давлений смеси в каждом из реакторов P_1, P_2, P_3 , МПа.

Промежуточными параметрами модели являются:

- $\bar{n}_1, \bar{n}_2, \bar{n}_3$ – векторы количества различных углеводородов перешедших из одного состояния в другое ($n_{ai}, n_{ni}, n_{pi}, n_{gi}, n_{H2i}$ – количество углеводородов, перешедших в ароматические, нафтеновые, парафиновые и газообразные углеводороды в результате реакции протекающей в элементарном слое катализатора i -го реактора, а также количество образованного водорода в результате реакций в i -ом реакторе), рассчитанных в математической модели, Кмоль/ч;
- $\bar{M}_1, \bar{M}_2, \bar{M}_3$ – векторы массовых потоков различных углеводородов ($M_{ai}, M_{ni}, M_{pi}, M_{ci}$ – массовые потоки ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводородов и газосырьевой смеси в целом после i -го реактора), рассчитанных в математической модели, кг/Кмоль;
- $\bar{Y}_1, \bar{Y}_2, \bar{Y}_3$ – векторы содержания различных углеводородов (Y_{ai}, Y_{ni}, Y_{pi} – содержание ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводородов в газосырьевой смеси после i -го реактора), рассчитанных в математической модели процесса;
- $\bar{K}_{k1}, \bar{K}_{k2}, \bar{K}_{k3}$ – векторы корректирующих коэффициентов для 3-х реакторов ($K_{knai}, K_{knpi}, K_{kngi}, K_{kpqi}, K_{kci}$ – корректирующие множители для 4-х дифференциальных уравнений перехода из одного состояния в другое i -го реактора и корректирующий множитель для средней теплоёмкости смеси i -го реактора), рассчитанных в математической модели;
- $Kg1, Kg2, Kg3$ – коэффициенты жёсткости процесса риформинга в i -ом реакторе блока риформинга;

– $K_{д1}, K_{д2}, K_{д3}$ – коэффициенты дезактивации катализатора в i -ом реакторе блока риформинга.

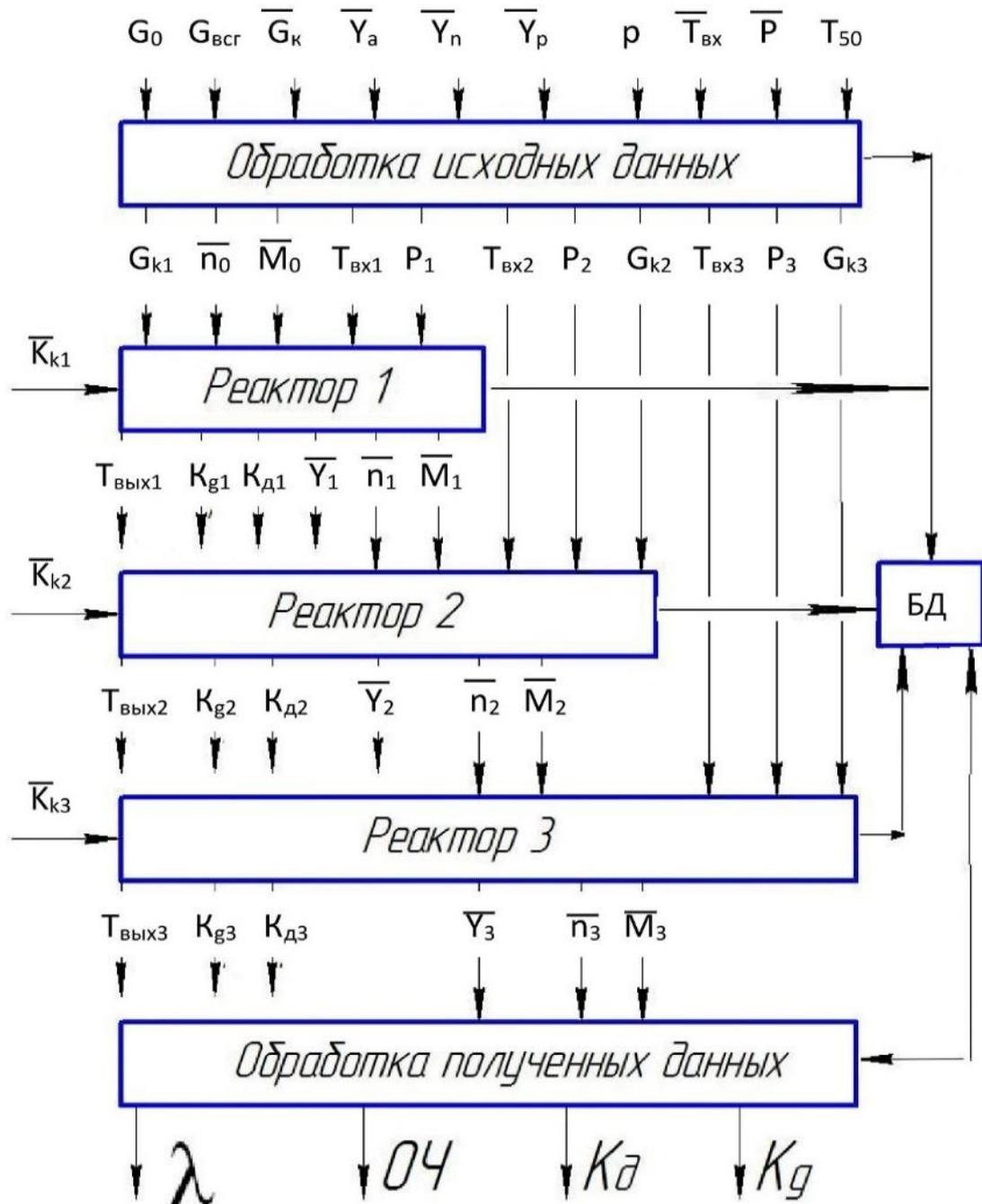


Рисунок 2.2 – Структурная схема математической модели процесса риформинга

Выходными параметрами модели являются:

- λ – выход целевого продукта (катализатора) рассчитанный по математической модели, кг/кг;
- $OЧ$ – октановое число получаемого катализатора, рассчитанное по математической модели;

- Кд – коэффициент дезактивации катализатора в блоке каталитического риформинга;
- Кg – коэффициент жёсткости процесса риформинга.

2.2.2 Дополнительные допущения, принятые в модели

При реализации модели блока каталитического риформинга приняты некоторые допущения.

1. Двухфазная система в гетерогенном каталитическом процессе рассматривается как квазигомогенная [21,53,93].

Квазигомогенная характеристика модели определяет, что в реакторах протекают процессы в любой точке катализатора, для каждой молекулярной частицы газосырьевой смеси.

2. Превращения, описываемые реакциями (2.1), (2.2) подчиняются закону действующих масс. Выражения для скоростей определяются по правилу Гульберга-Вааге: Скорости реакций (2.3), (2.4) пропорциональны мольной доле нафтеновых и парафиновых углеводородов соответственно [21,53].

Это условие позволяет упростить решение дифференциальных уравнений за счёт соотношения реакций с известными параметрами объекта управления.

3. Зависимость констант скоростей реакций (2.1-2.4) от температуры подчиняется закону Аррениуса [21,53].

Закон Аррениуса определяет зависимость скорости протекания реакций в реакторе для каждого вида углеводородов (ароматических, нафтеновых, парафиновых и газообразных) от температуры смеси перед подачей её в реактор на стационарный слой катализатора.

4. Изменение активности катализатора, характеристик исходного сырья и варьирование параметров технологического процесса приводит к изменению всех констант скоростей реакций, которые регулируются за счёт корректирующих множителей.

5. По гидродинамическому режиму реакторы являются аппаратами идеального вытеснения. По тепловому режиму процесса предполагается, что реакции протекают в адиабатических условиях [53,93,94].

В реакторах температура характеризуется плавным изменением от входа в реактор до выхода из реактора. На протекание процессов в реакторе влияют исключительно внутренние воздействия.

6. Теплоёмкость реакционной смеси не зависит от давления, но может изменяться, для уточнения теплоёмкости в математической модели введён дополнительный множителей, для компенсации ошибки расчётов аппроксимирующих коэффициентов.

7. Давление смеси одинаково для всех реакторов и равняется давлению в системе [21,53,95].

Парциальное давление смеси равно давлению в системе, кроме того мольные потоки углеводородов пропорциональны их парциальному давлению.

2.2.3 Уравнения кинетики реакций

С учётом принятых допущений кинетика реакций (2.1-2.4) может быть описана уравнениями [21, 53, 96, 97]:

$$\begin{aligned} -\frac{dn_{na}}{dG_k} &= k_1 P_n - \frac{k_1}{k_{p1}} P_a P_{H_2}^3 ; \\ -\frac{dn_{np}}{dG_k} &= k_2 P_n P_{H_2} - \frac{k_2}{k_{p2}} P_p ; \\ -\frac{dn_{ng}}{dG_k} &= k_3 \frac{P_n}{P} ; \\ -\frac{dn_{pg}}{dG_k} &= k_4 \frac{P_p}{P} , \end{aligned} \quad (2.5)$$

где G_k – масса катализатора к подаче сырья, кг/(кмоль/ч);

dn_{na} , dn_{np} , dn_{ng} – нафтеновые углеводороды преобразовавшиеся в ароматические, парафиновые и газообразные углеводороды в реакторе на катализаторе с массой dG_k , Кмоль/ч;

dn_{pg} – парафиновые углеводороды преобразовавшиеся в газообразные в реакторе на катализаторе с массой dG_k , Кмоль/ч;

P_a , P_n , P_p , P_{H_2} – парциальные давления в газопродуктовой смеси ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводородов и водорода, Па;

P – давление газосырьевой смеси, Па;

K_1 , K_2 – константы скоростей прямых реакций, Кмоль/(ч·Па·кг);

K_{p1} – константа химического равновесия реакции, Па³;

K_{p2} – константа равновесия реакции (2.2), Па⁻¹;

K_3 , K_4 – константы скорости реакций (2.3), (2.4), Кмоль/(ч·кг).

2.2.4 Расчет констант скоростей химических реакций

Мольные потоки ароматических, нафтеновых, парафиновых, газообразных углеводородов, а также водорода находят при решении уравнений (2.6):

$$\frac{dn_a}{dG_k} = -\frac{dn_{na}}{dG_k};$$

$$\frac{dn_n}{dG_k} = \frac{dn_{na}}{dG_k} + \frac{dn_{np}}{dG_k} + \frac{dn_{ng}}{dG_k};$$

$$\frac{dn_p}{dG_k} = -\frac{dn_a}{dG_k} + \frac{dn_{pg}}{dG_k};$$

$$\frac{dn_{H_2}}{dG_k} = -3\frac{dn_{na}}{dG_k} + \frac{dn_{np}}{dG_k} + \frac{dn_{ng}}{dG_k} \frac{n}{3} + \frac{n-3}{3} \frac{dn_{pg}}{dG_k};$$

$$\frac{dn_g}{dG_k} = \frac{n}{3} \left(-\frac{dn_{ng}}{dG_k} - \frac{dn_{pg}}{dG_k} \right),$$
(2.6)

где n_a , n_n , n_p , n_g , n_{H_2} – мольные потоки ароматических, нафтеновых, парафиновых и газообразных углеводородов и водорода, Кмоль/ч;

n – углеродное число.

Система (2.6) получена на основании уравнений реакций (2.1)-(2.4) и уравнений (2.5).

Уравнения для констант скоростей входящих в (2.5) имеют вид:

$$K_1 = K_{Kna} \cdot K_{01} \cdot e^{-\frac{C_1}{T_{\text{вх}}}}; K_2 = K_{Knp} \cdot K_{02} \cdot e^{-\frac{C_2}{T_{\text{вх}}}};$$

$$K_3 = K_{Kng} \cdot K_{03} \cdot e^{-\frac{C_3}{T_{\text{вх}}}}; K_4 = K_{Kpg} \cdot K_{03} \cdot e^{-\frac{C_3}{T_{\text{вх}}}};$$

$$K_{P1} = K_{Kna} \cdot K_{P01} \cdot e^{-\frac{C_{P1}}{T_{\text{вх}}}}; K_{P2} = K_{Knp} \cdot K_{P02} \cdot e^{-\frac{C_{P2}}{T_{\text{вх}}}},$$
(2.7)

где K_{01} , K_{02} , K_{03} – предэкспоненциальные множители констант скоростей реакций K_1 , K_2 , K_3 , K_4 ;

C_1 , C_2 , C_3 – энергии активации тех же реакций;

K_{P01} , K_{P02} – предэкспоненциальные множители констант равновесия K_{P1} , K_{P2} ;

C_{P1} , C_{P2} – постоянные констант равновесия;

$T_{\text{вх}}$ – температура на входе реактора, К°;

K_{Kna} , K_{Knp} , K_{Kng} , K_{Kpg} – корректирующие коэффициенты (идентифицируемые параметры) для констант скоростей, обеспечивающие адекватность математической модели на основе кинетических уравнений.

Введение корректирующих коэффициентов в выражения для констант скоростей выполнено с учётом допущения (4). При этом предполагается, что все скорости реакций пропорциональны каждому идентифицируемому параметру.

За счёт температурного режима, поддерживаемого в реакторах каталитического риформинга (440...540°C), такая реакция как дегидроциклизация (2.2) сильно смещена вправо, соответственно обратная реакция практически не протекает, но поскольку в работе обозначена цель получения высокоточной математической модели, идентифицируемые параметры введены во все уравнения модели [5,16].

Величины, входящие в выражения (2.7) могут быть найдены по уравнениям (для констант скоростей и констант равновесия реакций), полученным обработкой графиков, приведённых в [1,16], значения различны для разных катализаторов [97].

Таким образом имеем следующие значения базовых показателей предэкспотенциальных множителей, энергий активации и постоянных констант равновесия:

$$\begin{aligned}
 K_1 &= 3,6 \cdot 10^{-7} \cdot e^{5,5176 \frac{4522,6}{T}}; \\
 K_2 &= 3,55 \cdot 10^{-15} \cdot e^{11,77(1 - \frac{1000}{T})}; \\
 K_{P1} &= 9,81^3 \cdot 10^{12} \cdot e^{46,15 - \frac{25600}{T}}; \\
 K_{P2} &= 98,1^{-1} \cdot 10^{-3} \cdot e^{\frac{4450}{T} - 7,12}; \\
 K_3 &= 0,18 \cdot e^{23,95(1,22 - \frac{1000}{T})}; \\
 K_{01} &= 3,6 \cdot 10^{-7} \cdot e^{5,5176}; \\
 K_{02} &= 3,55 \cdot 10^{-15} \cdot e^{11,77 \cdot 1,22}; \\
 K_{P01} &= 9,81^3 \cdot 10^{12} \cdot e^{46,15}; \\
 K_{P02} &= e^{-7,12} / 98100; \\
 K_{03} &= 0,18 \cdot e^{23,95 \cdot 1,22}; \\
 C_1 &= 4522,6; \\
 C_2 &= 11770; \\
 C_{P1} &= 25600; \\
 C_{P2} &= -44500; \\
 C_3 &= 23950.
 \end{aligned} \tag{2.8}$$

Следует отметить, что вычисленные значения предэкспоненциальных множителей, энергий активации и постоянных констант равновесия (2.8) носят приблизительный характер и уточняются для каждого реактора поправочными коэффициентами.

Для интегрирования системы уравнений (2.5), (2.6) необходимо учесть изменение температуры по слою катализатора, которое определяется из уравнения теплового баланса реактора [95,96].

2.2.5 Расчет теплового баланса

Уравнение теплового баланса для элементарного слоя катализатора имеет вид [21]:

$$-\frac{dT}{dG_k} = \frac{1}{G_{cm} \cdot \bar{C}} \cdot \sum_1^{i=4} \Delta H_i \frac{dn_i}{dG_k}, \quad (2.9)$$

где G_c – массовый поток реакционной смеси, кг/ч;

\bar{C} – средняя теплоёмкость реакционной смеси, кДж/кг·К°;

ΔH_i – тепловой эффект i -той химической реакции, кДж/моль;

dn_i – i -е превращение компонента в результате реакции протекающей в реакторе в элементарном слое катализатора dG_k , Кмоль/ч.

В раскрытом виде уравнение (2.9) можно представить следующим образом:

$$-\frac{dT}{dG_k} = \frac{1}{G_{cm} \cdot \bar{C}} \left(\Delta H_{na} \frac{dn_{na}}{dG_k} + \Delta H_{np} \frac{dn_{np}}{dG_k} + \Delta H_{ng} \frac{dn_{ng}}{dG_k} + \Delta H_{pg} \frac{dn_{pg}}{dG_k} \right), \quad (2.10)$$

где ΔH_{na} , ΔH_{np} , ΔH_{ng} , ΔH_{pg} – тепловые эффекты химических реакций перехода нефтяных углеводородов в ароматические, нефтяных в парафиновые, нефтяных в газообразные и парафиновых в газообразные углеводороды соответственно (т.е. тепловые эффекты реакций (2.1)-(2.4)).

По данным из литературы [21,55] значение тепловых эффектов реакций равны:

$$\Delta H_{na} = 214000; \Delta H_{np} = -41900; \Delta H_{pg} = -56100; \Delta H_{ng} = -42700. \quad (2.11)$$

Интегрирование уравнения (2.10) совместно с системой уравнений (2.5), (2.6) по всей массе катализатора даёт перепад температур между входом в реактор и выходом. При настроенной модели реактора, вычисленные и измеренные перепады температур должны совпадать. Совместно с математической моделью используются датчик PGC2003 на объекте управления, за счёт которого при помощи простых решений становится возможным определить все превращения в реакторе, тем самым обеспечив точные значения дифференциальных уравнений в рассматриваемый момент времени. Поскольку теплоёмкость смеси со временем может так же меняться, в формулу её расчёта также введён идентифицируемый параметр,

который позволяет установить точное её значение для определённого статического режима работы блока каталитического риформинга.

В случае отклонения расчётной температуры на выходе и измеренной на объекте требуется коррекция модели, выполняемая за счёт изменения идентифицируемых параметров, которые входят в уравнение теплового баланса (2.10). Поиск коэффициентов продолжается до того момента, пока абсолютное отклонение вычисленного перепада температур от измеренного не войдет в допустимую область, т.е. пока не выполнится условие коррекции [97]:

$$|\Delta T_p - \Delta T_u| < \xi \Delta T,$$

где ΔT_p и ΔT_u – рассчитанное и измеренное значение перепада температур;

$\xi \Delta T$ – допустимая ошибка, которая может присутствовать в математической модели при сравнении перепадов температур.

Таким образом, возникает задача поиска корня нелинейного уравнения (2.12), так чтобы разница перепадов температур выполняла условие коррекции модели:

$$\Delta T_p = \int_0^{G_k} F(n_a, n_n, n_p, n_g, n_{H_2}, T, \overline{K_K}) dGk, \quad (2.12)$$

где F – подынтегральная функция, включающая переменные, от которых зависит перепад температур (включая вектор идентифицируемых параметров);

ΔT_p – расчётный показатель перепада температур на реакторе, К°.

Вычисление правой части уравнения (2.12) эквивалентно интегрированию системы дифференциальных уравнений (2.6) дополненной уравнением теплового баланса (2.10), в результате чего определяется ΔT_p . Решение системы (2.6) осуществляется методом численного решения дифференциальных уравнений с автоматическим выбором шага интегрирования [100-103].

Средняя теплоёмкость смеси, входящая в уравнение (2.10) вычисляется с помощью энтальпии смеси на входе и выходе из реактора:

$$\overline{C} = K_{KC} \left(\frac{H_{cm}(T + \Delta T_u) - H_{cm}(T)}{\Delta T_u} \right), \quad (2.13)$$

где $H_{cm}(T + \Delta T_u)$ – энтальпия реакционной смеси на входе в реактор, кДж/кг;

$H_{cm}(T)$ – энтальпия на выходе реактора, кДж/кг;

K_{KC} – идентифицируемый параметр для теплоёмкости;

T – температура на входе в реактор, К.

2.2.6 Расчет энтальпий

Стоит отметить, что задание точной средней теплоёмкости для уравнения теплового баланса может быть выполнено за счёт идентифицируемого параметра, но для получения математической модели индивидуальной и в определённой степени независимой от показателей технологического процесса (исключение – температура входа и выхода на реакторе, при условии что они используются только для поддержания адекватности модели) вычислим все значения для средней теплоёмкости. Корректирующий множитель будет компенсировать ошибку вычислений.

Для упрощения расчётов энтальпии, целесообразно представить реакционную смесь как состоящую из четырёх компонентов [21,53]:

1. Бензиновая фракция, состоящая из жидких ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов.
2. Водород.
3. Газообразные парафиновые, поступающие в реактор в составе циркуляционного газа.
4. Газообразные парафиновые, образующиеся в результате протекания реакций (2.3), (2.4).

Тогда значение энтальпии смеси определяется зависимостью (2.14):

$$H_{cm} = \sum_{i=1}^4 Y_{cm_i} \cdot H_{cm_i}, \quad (2.14)$$

где Y_{cm_i} – массовая доля i -го компонента в смеси ($i=1..4$ для бензиновой фракции, водорода, газообразных парафиновых в составе ВСГ, вновь образовавшихся газообразных парафиновых соответственно);

H_{cm_i} – энтальпия i -го компонента, кДж/моль.

Энтальпия бензиновой фракции в газообразном состоянии определяется по уравнению (2.15):

$$H_{cm_1} = (129,58 + 0,134T + 0,00059T^2) \cdot (4 - \rho_{288}^{288}) - 308,99, \quad (2.15)$$

где T – температура смеси, К°;

ρ_{288}^{288} – относительная плотность бензиновой фракции.

Относительную плотность находим из формулы Крега [104]:

$$\rho_{288}^{288} = \frac{1,03M_c}{M_c + 44,2}, \quad (2.16)$$

где M_c – молекулярная масса бензиновой фракции, кг/моль.

Энтальпии остальных компонентов находим по аппроксимирующим зависимостям:

$$H_{cm_{i+1}} = C_{i,1} \frac{T}{100} + C_{i,2} \left(\frac{T}{100} \right)^2 + C_{i,3} \left(\frac{T}{100} \right)^3 + C_{i,4} \frac{100}{T}, \quad (2.17)$$

где T – температура смеси, К;

i – номер компонента ($i=1..3$ для водорода, газообразных парафиновых ВСГ и вновь образовавшихся парафиновых соответственно);

$C_{i,j}$ – обобщённые коэффициенты аппроксимации (могут вычисляются на этапе подготовки исходных данных).

Парциальные давления углеводородов и водорода в смеси, необходимые для интегрирования системы (2.5), (2.6), определяются следующим образом:

$$P_i = \frac{n_i}{n_{cm}} \cdot P, \quad (2.18)$$

где i – номер компонента ($i=1..4$ для ароматических, нафтеновых, парафиновых и водорода соответственно);

n_i – мольный поток i -го компонента, Кмоль/ч;

n_{cm} – мольный поток смеси, Кмоль/ч;

P – общее давление смеси.

Мольный поток смеси необходимо уточнять на каждом шаге интегрирования, т.к. реакции протекают с изменением объёма:

$$n_i = \sum_{i=1}^6 n_i, \quad (2.19)$$

где i – номер компонента смеси ($i=1..6$ для ароматических, нафтеновых, парафиновых, водорода, газообразных парафиновых в ВСГ и образовавшихся газообразных парафиновых);

n_i – мольный поток i -го компонента, Кмоль/ч.

В результате совместного интегрирования системы дифференциальных уравнений (2.5), (2.6), (2.10) с начальными условиями:

$$n_{a0}, n_{n0}, n_{p0}, n_{H20}, n_{g0}, T_{ex1};$$

получим решение

$$n_{a1}, n_{n1}, n_{p1}, n_{H21}, n_{g1}, T_{вых1},$$

где $n_{a0}, n_{n0}, n_{p0}, n_{H20}, n_{g0}$ – мольные потоки ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводородов, водорода, образовавшихся газообразных парафиновых углеводородов на входе реактора;

$n_{a1}, n_{n1}, n_{p1}, n_{H21}, n_{g1}$ – соответственно те же потоки на выходе реактора;

T_{ex1} – температура на входе;

$T_{вых1}$ – на выходе реактора.

Содержание групповых компонентов в бензиновой фракции:

$$Y_{a_1} = n_{a_1} \cdot \frac{M_{a_1}}{G_{c_1}} ; Y_{n_1} = n_{n_1} \cdot \frac{M_{n_1}}{G_{c_1}} ; Y_{p_1} = n_{p_1} \cdot \frac{M_{p_1}}{G_{c_1}} , \quad (2.20)$$

где Y_{a_1} , Y_{n_1} , Y_{p_1} – массовые доли соответственно ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов на выходе реактора;

G_{c_1} – массовый поток бензиновой фракции на выходе реактора, кг/ч;

M_{a_1} , M_{n_1} , M_{p_1} – молярные массы ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов на выходе реактора.

$$G_k = n_{a_1} \cdot M_{a_1} + n_{n_1} \cdot M_{n_1} + n_{p_1} \cdot M_{p_1} , \quad (2.21)$$

где M_a , M_n , M_p – молярные массы компонентов на входе в реактор.

Молярные массы компонентов на выходе реактора определяются через углеводородное число [103]:

$$\begin{aligned} M_{a_1} &= 14n - 6 ; \\ M_{n_1} &= 14n ; \\ M_{p_1} &= 14n + 2 . \end{aligned} \quad (2.22)$$

Углеводородное число n :

$$n = \frac{G_{c_1} + 6n_{a_1} - 2n_{p_1}}{14(n_{a_1} + n_{n_1} + n_{p_1})} \quad (2.23)$$

Компонентный состав смеси для расчета энтальпии на выходе реактора:

$$Y_{cm_{i,1}} = \frac{G_{i,1}}{G_{cm}} , \quad (2.24)$$

где $Y_{cm_{i,j}}$ – массовая доля i -го компонента ($i = 1..4$ для бензиновой фракции, водорода, газообразных парафиновых в составе ВСГ, образовавшихся газообразных парафиновых);

G_{cm} – массовый поток реакционной смеси, кг/ч;

$G_{i,1}$ – массовый поток i -го компонента.

$$\begin{aligned} G_{1,1} &= G_{c_1} ; \\ G_{2,1} &= n_{H_{21}} \cdot M_{H_{21}} ; \\ G_{3,1} &= n_{gpH_{21}} \cdot M_{gpH_{21}} ; \\ G_{4,1} &= n_{g1} \cdot M_{g1} , \end{aligned} \quad (2.25)$$

где $n_{H_{21}}$, $n_{gpH_{21}}$, n_{g1} – мольные потоки водорода, газообразных парафиновых в составе ВСГ и образовавшихся газообразных парафиновых, соответственно;

$M_{H_{21}}$, $M_{gpH_{21}}$, M_{g1} – молярные массы указанных компонентов.

Молярная масса бензиновой фракции на выходе реактора:

$$M_{c_1} = \frac{G_{c_1}}{n_{a_1} + n_{n_1} + n_{p_1}}. \quad (2.26)$$

Уравнения (2.5) - (2.26) представляют собой математическую модель реактора каталитического риформинга:

$$\begin{aligned} Y_{a_1} &= Y_a; \\ Y_{n_1} &= Y_n; \\ Y_{p_1} &= Y_p, \end{aligned} \quad (2.27)$$

где, Y_{a_1} , Y_{n_1} , Y_{p_1} – мольные доли ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов в гидрогенизате.

$$\begin{aligned} n &= (M_c - 2Y_{p_1} + 6Y_{a_1})/14; \\ M_a &= 14n - 6; \\ M_n &= 14n; \quad M_p = 14n + 2; \\ S &= Y_a/M_a + Y_n/M_n + Y_p/M_p; \end{aligned} \quad (2.28)$$

$$Y_{a_1} = Y_a/M_a \cdot S; \quad Y_{n_1} = Y_n/M_n \cdot S; \quad Y_{p_1} = Y_p/M_p \cdot S,$$

где n – углеводородное число [103];

M_a , M_n , M_p – молекулярные массы ароматических, нафтеновых и парафиновых в гидрогенизате, кг/Кмоль;

S – промежуточная переменная.

Решение системы (2.28) даёт Y_{a_1} , Y_{n_1} , Y_{p_1} , M_a , M_n , M_p .

Массовый расход гидрогенизата, поступающий на реакторный блок, кг/ч:

$$G_{c_1} = G_0 \cdot \rho_2. \quad (2.29)$$

и мольный расход гидрогенизата, Кмоль/ч:

$$n_{c_1} = G_{c_1}/M_{c_1}. \quad (2.30)$$

Мольные потоки групповых компонентов в составе гидрогенизата, Кмоль/ч:

$$\begin{aligned} n_{c_1a} &= n_{c_1} \cdot Y_{a_1}; \\ n_{c_1n} &= n_{c_1} \cdot Y_{n_1}; \\ n_{c_1p} &= n_{c_1} \cdot Y_{p_1}, \end{aligned} \quad (2.31)$$

где n_{c_1a} , n_{c_1n} , n_{c_1p} – мольные потоки ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов соответственно, Кмоль/ч.

Мольный поток водородсодержащего газа, Кмоль/ч:

$$n_{H_2} = G_{H_2} / 22,4. \quad (2.32)$$

Мольный поток водорода в составе ВСГ, Кмоль/ч:

$$N_{H_{21}} = n_{H_2} \cdot Y_{H_{21i}}, \quad (2.33)$$

где $Y_{H_{21i}}$ – мольная доля водорода в ВСГ.

Мольный поток газообразных парафиновых в составе ВСГ, Кмоль/ч:

$$n_{gpH_{21}} = n_{H_{21}} \cdot (1 - Y_{H_{21i}}). \quad (2.34)$$

Мольный поток реакционной смеси на входе в реактор, Кмоль/ч:

$$n_{cm} = n_{c_1} + n_{H_{21}}. \quad (2.35)$$

Молекулярная масса циркуляционного газа, $M_{H_{21}}$, кг/Кмоль:

$$M_{H_{21}} = \sum_{i=1}^6 M_{H_{21i}} \cdot Y_{H_{21i}}. \quad (2.36)$$

Молекулярная масса газообразных парафиновых в составе ВСГ, кг/Кмоль:

$$M_{gpH_{21}} = \left(\sum_{i=2}^6 M_{H_{21i}} \cdot Y_{H_{21i}} \right) / \sum_{i=2}^6 Y_{H_{21i}}. \quad (2.37)$$

Молекулярная масса газообразных парафиновых, образующихся в результате реакций (2.3), (2.4), кг/Кмоль:

$$M_g = \frac{1}{5} \sum_{i=2}^6 M_{H_{21i}}. \quad (2.38)$$

Массовый расход циркуляционного газа, кг/ч:

$$G_{H_{21}} = M_{H_{21}} \cdot n_{H_{21}}. \quad (2.39)$$

Массовый расход реакционной смеси, кг/ч:

$$G_{cm1} = G_{c_1} + G_{H_{21}}. \quad (2.40)$$

Средняя входная температура и средний перепад температур на третьем реакторе, °С:

$$\begin{aligned} T_n^3 &= (T_{na}^3 + T_{nb}^3) / 2; \\ T_u^3 &= (T_{ua}^3 + T_{ub}^3) / 2. \end{aligned} \quad (2.41)$$

Преобразование шкалы температур из °С в °К:

$$T = T + 273^\circ K. \quad (2.42)$$

Массовые доли компонентов в реакционной смеси (для определения энтальпии смеси на входе первого реактора по уравнению (2.14)):

$$Y_{c_1} = G_{c_1}/G_{cm1} ; Y_{H_{21}} = G_{H_{21}}/G_{cm1} ; Y_{gpH_{21}} = n_{gpH_{21}} \cdot M_{gpH_{21}}/G_{cm1} ; Y_{g_1} = 0 , \quad (2.43)$$

где Y_{c_1} , $Y_{H_{21}}$, $Y_{gpH_{21}}$, Y_g – массовые доли бензиновой фракции, водорода, парафиновых в ВСГ и образовавшихся газообразных парафиновых;

G_{c_1} – расход бензиновой фракции (гидрогенизата), кг/ч;

G_{H_2} – расход водорода, кг/ч;

n_{gpH_2} – мольная доля парафиновых в ВСГ;

M_{gpH_2} – молекулярная масса парафиновых в ВСГ;

G_{cm} – расход реакционной смеси, кг/ч.

Обобщенные коэффициенты аппроксимации (необходимы для расчёта энтальпии компонентов смеси, уравнение (2.17)):

$$C_{1,j} = A_{1,j} ;$$

$$C_{2,j} = \left(\sum_{i=2}^6 A_{i,j} \cdot Y_{H_{2i}} \cdot M_{H_{2i}} \right) / \left(\sum_{i=2}^6 Y_{H_{2i}} \cdot M_{H_{2i}} \right) ; \quad (2.44)$$

$$C_{3,j} = \frac{1}{5} \sum_{i=2}^6 A_{i,j} ,$$

где $C_{1,j}$ ($j = 1..4$) – коэффициент для расчета энтальпии водорода;

$C_{2,j}$ ($j = 1..4$) – коэффициент для расчета средней энтальпии парафиновых в ВСГ;

$C_{3,j}$ ($j = 1..4$) – коэффициент для расчета средней энтальпии парафиновых углеводородов;

$A_{i,j}$ – матрица аппроксимирующих коэффициентов, входящих в уравнение для расчёта энтальпий компонентов, находящихся в составе ВСГ.

$$H_i = A_{i,1} \frac{T}{100} + A_{i,2} \left(\frac{T}{100} \right)^2 + A_{i,3} \left(\frac{T}{100} \right)^3 + A_{i,4} \left(\frac{T}{100} \right)^4 , \quad (2.45)$$

где $i=1..6$ для H_2 , CH_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , C_4H_{10} , C_5H_{12} .

Матрица $A_{i,j}$ составлена на основе справочных данных приведенных в [53]:

$$A_{i,j} = \begin{matrix} 87,27366 & 2,53772 & 0,0127653 & 25,12459 \\ 154,15290 & 15,11963 & 0,0518840 & 59,62359 \\ 58,65376 & 23,63252 & 0,4139235 & 56,15437 \\ 33,65176 & 26,30922 & 0,5380211 & 35,57631 \\ 34,72480 & 26,07999 & 0,5454949 & 39,22206 \\ 33,59289 & 25,99223 & 0,5503309 & 28,20799 \end{matrix} ,$$

Таким образом перейдём к вычислению качественных показателей технологического процесса.

2.2.7 Определение целевых показателей процесса

Выход катализата риформинга:

$$\lambda = G_{c_3} / G_c, \quad (2.46)$$

где G_{c_3} – массовый поток бензиновой фракции на выходе третьего реактора, кг/ч;

G_c – массовый расход гидрогенизата, кг/ч.

Октановое число катализата после третьего реактора [7]:

$$ОЧ = \sum Y_i \cdot ОЧ_i - b \cdot Y_a^2, \quad (2.47)$$

где Y_i – массовая доля i -го компонента в бензиновой фракции (катализате) на выходе третьего реактора ($i=1..3, Y_a, Y_n, Y_p$);

b – коэффициент близкий к 13;

$ОЧ$ – октановое число i -го группового компонента в катализате ($ОЧ_a=124, ОЧ_n=68, ОЧ_p=56$).

Уравнения и коэффициенты (2.5) - (2.45) являются полным математическим описанием блока каталитического риформинга, учитывающей особенности превращения реакционной смеси и состояние катализатора в каждом реакторе. Вычисления необходимо повторить для каждого следующего реактора.

2.3 Разработка алгоритма расчета математической модели каталитического риформинга

Алгоритм, реализующий математическую модель процесса каталитического риформинга, представлен на рисунке 2.3.

Входными данными для алгоритма являются:

- параметры технологического процесса каталитического риформинга с объекта управления;
- идентифицируемые параметры (корректирующие коэффициенты) модели процесса риформинга, определяемые программой идентификации;
- значения физико-химических констант, участвующих в расчетах.

Блок подготовки исходных данных осуществляет преобразование и масштабирование исходных переменных для приведения их к единой размерности и единицам измерений.

После чего циклически для каждого реактора вычисляются энтальпии, находятся производные и решаются системы дифференциальных уравнений числовым методом [100, 101, 105].

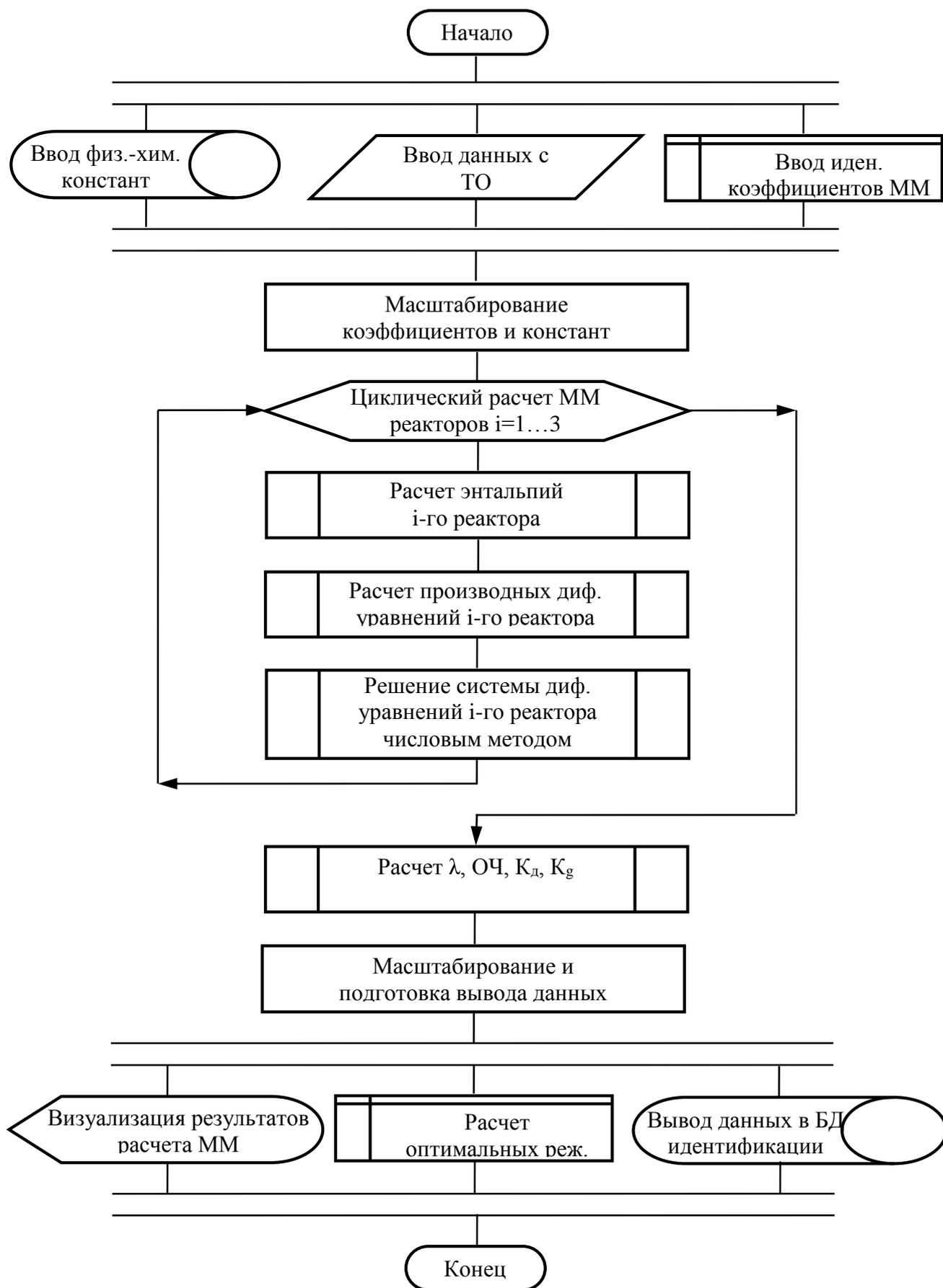


Рисунок 2.3 – Алгоритм расчета математической модели каталитического риформинга

Блок подготовки вывода данных производит расчет конечных количественных и качественных показателей процесса – выхода катализата и его октанового числа. Также в данном блоке осуществляется масштабирование рассчитываемых параметров.

Блок вывода данных передает информацию в графический интерфейс пользователя для отображения в понятной человеку форме. А блок вывода данных в систему идентификации передает информацию о рассчитанной разности температур на входах-выходах реакторов, а также выход катализата и его октановое число на вход блока идентификации корректирующих коэффициентов разработанной модели.

2.4 Идентификация параметров и установление адекватности математической модели процесса каталитического риформинга

2.4.1 Функция ошибок математической модели

Важным этапом в получении модели, адекватно описывающей процесс, является её идентификация (настройка). Традиционно решение задачи идентификации осуществляется путём минимизации суммы среднеквадратичных отклонений экспериментальных значений выходных величин от значений, рассчитанных по модели. Иными словами идентификация сводится к минимизации целевой функции $F(\bar{K})$ на множестве настроечных параметров модели.

Применительно к математической модели блока реакторов каталитического риформинга известна функция ошибок [21]:

$$F(\bar{K}) = \frac{1}{m} \sum_{u=1}^m \left[\eta_{\lambda} \left(\frac{\lambda_u^p - \lambda_u^{\varepsilon}}{\lambda_u^{\varepsilon}} \right)^2 + \eta_Y \sum_{i=1}^3 \left(\frac{Y_{iu}^p - Y_{iu}^{\varepsilon}}{Y_{iu}^{\varepsilon}} \right)^2 + \eta_T \sum_{i=1}^3 \left(\frac{T_{iu}^p - T_{iu}^{\varepsilon}}{T_{iu}^{\varepsilon}} \right)^2 \right], \quad (2.48)$$

где m - число экспериментов;

$\lambda_u^p, \lambda_u^{\varepsilon}$ – расчетное и экспериментальное значение выхода катализата;

$Y_{iu}^p, Y_{iu}^{\varepsilon}$ – расчетное и экспериментальное значение массовых долей ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов соответственно;

$T_{iu}^p, T_{iu}^{\varepsilon}$ – расчетное и экспериментальное значение температур на выходе соответствующего реактора, °К;

$\eta_{\lambda}, \eta_Y, \eta_T$ – коэффициенты значимости: выхода катализата, массовых долей углеводородов, температур;

K – массив из векторов корректирующих математическую модель коэффициентов.

Благодаря идее разработки системы оптимального управления блоком каталитического риформинга известную функцию ошибок (2.48) возможно свести к минимуму. Рассматриваемую

функцию можно рассматривать как функцию от ошибок каждого отдельного реактора ($F_1(K)$, $F_2(K)$, $F_3(K)$), таким образом существует возможность проверки модели каждого реактора.

Такие параметры как выход катализата из блока риформинга, содержание в газосырьевой смеси ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов, температуры выходов реакторов на сегодняшний день представляется возможность измерить на самом объекте управления. Следовательно, существует возможность подстройки математической модели за счёт корректирующих коэффициентов под параметры технологического процесса, что приведёт существенной минимизации функции ошибок. При правильном подходе функцию ошибок процесса можно привести к значению близкому к нулю (с учётом погрешности принять равной нулю).

2.4.2 Применение нейро-итерационного способа идентификации математической модели

Основной причиной потери адекватности математической моделью процесса каталитического риформинга является изменение активности катализатора во всех трех реакторах в течение времени. Это приводит к снижению интенсивности протекающих в ректорах химических превращений и отклонению расчетных показателей процесса от реальных значений. Причем состояние катализатора индивидуально для каждого реактора, это обусловлено разницей температурных режимов, особенностями химических превращений реакционной смеси, разной массой катализатора в реакторах и как следствие, различной скоростью дезактивации катализатора в каждом из реакторов.

В настоящее время не существует математического аппарата, позволяющего с достаточной точностью сопоставить активность катализатора с каким-либо параметром процесса каталитического риформинга, подлежащим измерению. Поэтому в [21,53,55] рекомендуется учитывать состояние катализатора на этапе идентификации модели, используя для поиска корректирующих коэффициентов, описывающих активность катализатора методы имитационного моделирования [106,107].

Такой подход имеет ряд существенных недостатков. Уточнение всех настроечных коэффициентов модели занимает длительное время. Ведь при отсутствии функциональной зависимости, позволяющей с достаточно высокой точностью определить состояние катализатора в каждом реакторе, для поиска настроечных коэффициентов приходится использовать классические итерационные методы последовательных приближений. При этом необходимо многократно (на каждом шаге) просчитывать математическую модель процесса, чтобы выяснить достигнуто ли искомое значение корректирующего коэффициента. Даже в современных системах это может занимать длительное время и не удовлетворять требованиям, предъявляемым

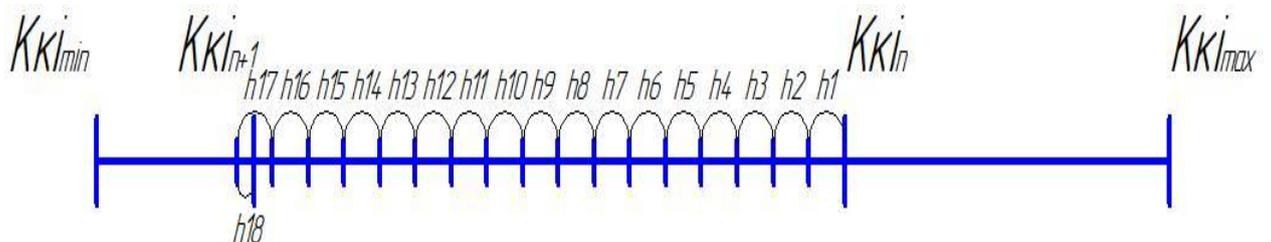
к современным системам управления технологическими процессами по оперативности и качеству управления [108].

Рассмотренная проблема решается отходом от классических принципов моделирования (кинетические модели) в сторону использования достаточно простых и быстродействующих эмпирических моделей, рассматривающих процесс как «черный ящик». Данный подход позволяет снизить затраты процессорного времени на расчет идентифицируемых параметров математической модели процесса, за счет уменьшения ее точности и адекватности, что опять же приводит к снижению качества управления.

Для минимизации времени идентификации предложенной в данной работе кинетической модели реакторного блока каталитического риформинга использовано два подхода [93, 109]:

1. Параметрами, описывающими в явном и неявном виде активность катализатора, являются величина перепада температур на реакторе, давление газосырьевой смеси, а также содержание в перерабатываемом гидрогенизате ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов. Перечисленные показатели за исключением давления смеси получают как непосредственно с технологического объекта, так и с математической модели блока каталитического риформинга. Это позволяет за счёт сравнения показателей с объекта и с модели применить итерационный метод (рисунок 2.4) для каждого корректирующего коэффициента, для присвоения им значений, которые минимизируют функцию ошибку до глобального минимума. Отрицательная или положительная разница определяет направление поиска коэффициентов.

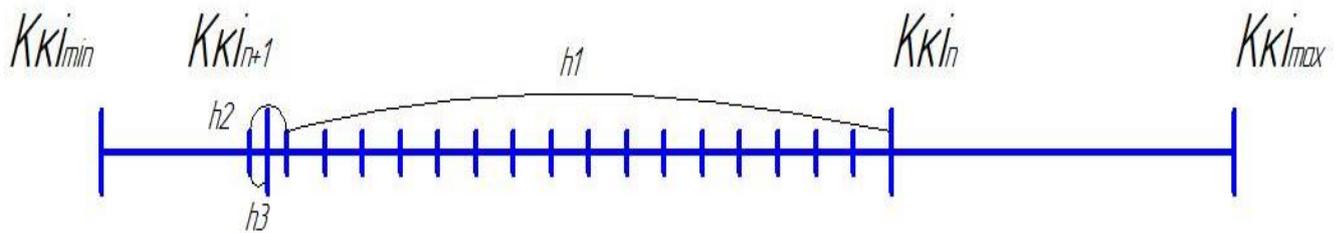
Идентификация модели за счёт итерационного метода эффективна при условии поиска одного коэффициента, но в рамках работы в математическую модель каждого реактора риформинга внедрены пять корректирующих коэффициентов. Время их поиск не удовлетворяет требованиям оперативности управления блоком каталитического риформинга.



$Kki_{min} \dots Kki_{max}$ – диапазон возможных значений корректирующего коэффициента; Kki_n – значение корректирующего коэффициента в данный момент времени; Kki_{n+1} – искомое значение корректирующего коэффициента; $h_1 \dots h_{17}$ – шаги итерационного алгоритма поиска настроечного коэффициента, величина шага $h_{18} = h_{17}/2$.

Рисунок 2.4 – Идентификация математической модели с выбранным направлением поиска

2. Значительно снизить время поиска новых значений корректирующих коэффициентов до требований оперативности возможно за счёт аппроксимации информации о ранее найденных корректирующих коэффициентах для модели конкретного реактора и соответствующих им перепадах температур, содержаниям ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов. Полученное путем аппроксимации даже ориентировочное значение корректирующего коэффициента, позволит минимизировать количество шагов итерационных алгоритмов и таким образом значительно сократить общее время идентификации (рисунок 2.5).



h_1 – дистанция поиска скомпенсированная нейронной сетью; h_2, h_3 – шаги выполняемые итерационным алгоритмом.

Рисунок 2.5 – Идентификация математической модели с выбранным направлением и компенсацией дистанции поиска с помощью нейронной сети

Для решения поставленной задачи использована нейронная сеть представляющая собой трехслойный персептрон с одним скрытым слоем [110-114].

Для обучения нейронной сети использовался алгоритм обратного распространения ошибки [111,113], в котором ошибка распространяется от выходного слоя к входному, т.е. в направлении, противоположном направлению распространения сигнала при нормальном функционировании сети. Нейронная сеть обратного распространения состоит из трех слоев нейронов, причем каждый нейрон слоя i связан с каждым нейроном слоя $i+1$, т.е. используется полносвязная нейронная сеть.

Обучение НС сводится к нахождению функциональной зависимости $Y=F(X)$ где X -вектор входной, а Y -выходной вектор. Такая задача, при ограниченном наборе входных данных имеет бесконечное множество решений. Для ограничения пространства поиска при обучении ставится задача минимизации целевой функции ошибки НС, которая находится по методу наименьших квадратов [114]:

$$E(w) = \frac{1}{2} \sum_{j=1}^p (y_j - d_j)^2, \quad (2.49)$$

где y_j – значение j -го выхода нейронной сети;

d_j – целевое значение j -го выхода;

p – число нейронов в выходном слое;

Обучение нейронной сети производится методом градиентного спуска [114], т. е. на каждой итерации изменение веса производится по формуле:

$$\Delta w_{ij} = -\eta \cdot \frac{\partial E}{\partial w_{ij}}, \quad (2.50)$$

где η – параметр, определяющий скорость обучения.

$$\frac{\partial E}{\partial w_{ij}} = \frac{\partial E}{\partial y_j} \cdot \frac{dy_j}{dS_j} \cdot \frac{\partial S_j}{\partial w_{ij}}, \quad (2.51)$$

где y_j – значение выхода j -го нейрона.

S_j – взвешенная сумма входных сигналов, определяемая по формуле:

$$S = \sum_{i=1}^n x_i w_i. \quad (2.52)$$

При этом множитель

$$\frac{\partial S_j}{\partial w_{ij}} = x_i, \quad (2.53)$$

где x_i – значение i -го входа нейрона.

Первый множитель формулы (2.55) определяется:

$$\frac{\partial E}{\partial y_j} = \sum_k \frac{\partial E}{\partial y_k} \cdot \frac{dy_k}{dS_k} \cdot \frac{\partial S_k}{\partial y_j} = \sum_k \frac{\partial E}{\partial y_k} \cdot \frac{dy_k}{dS_k} \cdot w_{jk}^{(n+1)}, \quad (2.54)$$

где k – число нейронов в слое $n+1$.

Введем вспомогательную переменную:

$$\delta_j^{(n)} = \frac{\partial E}{\partial y_j} \cdot \frac{dy_j}{dS_j}. \quad (2.55)$$

После этого можно определить рекурсивную формулу для определения $\delta_j^{(n)}$ n -ного слоя, если нам известна формула $\delta_k^{(n+1)}$ следующего $(n+1)$ -го слоя.

$$\delta_j^{(n)} = \left[\sum_k \delta_k^{(n+1)} \cdot w_{jk}^{(n+1)} \right] \cdot \frac{dy_j}{dS_j}. \quad (2.56)$$

Нахождение же для последнего слоя НС не представляет трудности, так как известен целевой вектор, т. е. вектор тех значений, которые должна выдавать НС при данном наборе входных значений:

$$\delta_j^{(N)} = (y_i^N - d_i) \cdot \frac{dy_i}{dS_i}. \quad (2.57)$$

В раскрытом виде формула (2.54) выглядит:

$$\Delta w_{ij}^{(n)} = -\eta \cdot \delta_j^{(n)} \cdot x_i^n. \quad (2.58)$$

Полный алгоритм обучения нейронной сети следующий:

- 1) Подаем на вход НС один из требуемых образов и определяем значения выходов нейронов НС;
- 2) Рассчитываем $\delta^{(N)}$ для выходного слоя НС по формуле (2.57) и рассчитываем изменения весов $\Delta w_{ij}^{(n)}$ выходного слоя N по формуле (2.58);
- 3) Поочередно в случайном порядке подаем на вход сети вектора из обучающей последовательности;
- 4) Рассчитываем по формулам (2.56) и (2.58) соответственно $\delta^{(N)}$ и $\Delta w_{ij}^{(n)}$ для остальных слоев НС;
- 5) Корректируем все веса НС по формуле:

$$w_{ij}^{(n)}(t) = w_{ij}^{(n)}(t-1) + \Delta w_{ij}^{(n)}(t); \quad (2.59)$$

- 6) Если ошибка существенна, то возвращаемся на шаг 1.

Метод градиентного спуска, рассмотренный выше, неэффективен в случае, когда производные по различным весам сильно отличаются. Это соответствует ситуации, когда значение функции S для некоторых нейронов близко по модулю к 1 или, когда модуль некоторых весов много больше 1. В этом случае для плавного уменьшения ошибки надо выбирать очень маленькую скорость обучения, но при этом обучение может занять неоправданно много времени.

Для решения этой проблемы метод градиентного спуска усовершенствован введением момента m , при этом влияние градиента на изменение весов изменяется со временем. Тогда формула (2.58) примет вид:

$$\Delta w_{ij}^{(n)}(t) = -\eta \cdot \delta_j^{(n)} \cdot x_i^n + \mu \Delta w_{ij}^{(n)}(t-1). \quad (2.60)$$

Дополнительным преимуществом от введения момента m является способность алгоритма преодолевать мелкие локальные минимумы.

Структура разработанной нейронной сети представлена на рисунке 2.6.

В процессе работы алгоритма идентификации ММ на вход нейронной сети поступают:

- $T_{\text{ВХ}}$ – температура смеси на входе i -го реактора;
- $T_{\text{ВЫХ ММ}}$ – температура смеси на выходе i -го реактора рассчитанная по математической модели;

- $T_{\text{ВЫХ } oу}$ – температура смеси на выходе i -го реактора полученная с объекта управления;
- $Y_{a_i oу}, Y_{n_i oу}, Y_{r_i oу}$ – содержание углеводородов в смеси после i -го реактора полученное с объекта управления;
- $Y_{a_i \text{ ММ}}, Y_{n_i \text{ ММ}}, Y_{r_i \text{ ММ}}$ – содержание углеводородов в смеси после i -го реактора полученное по математической модели;
- $Y_{a_{i-1} oу}, Y_{n_{i-1} oу}, Y_{r_{i-1} oу}$ – содержание углеводородов в смеси перед i -м реактором полученное с объекта управления;
- P_i – давление смеси на входе i -го реактора полученное с объекта управления.

На выходе разработанной нейронной сети выводятся ориентировочные корректирующие коэффициенты для математической модели процесса i -го реактора.

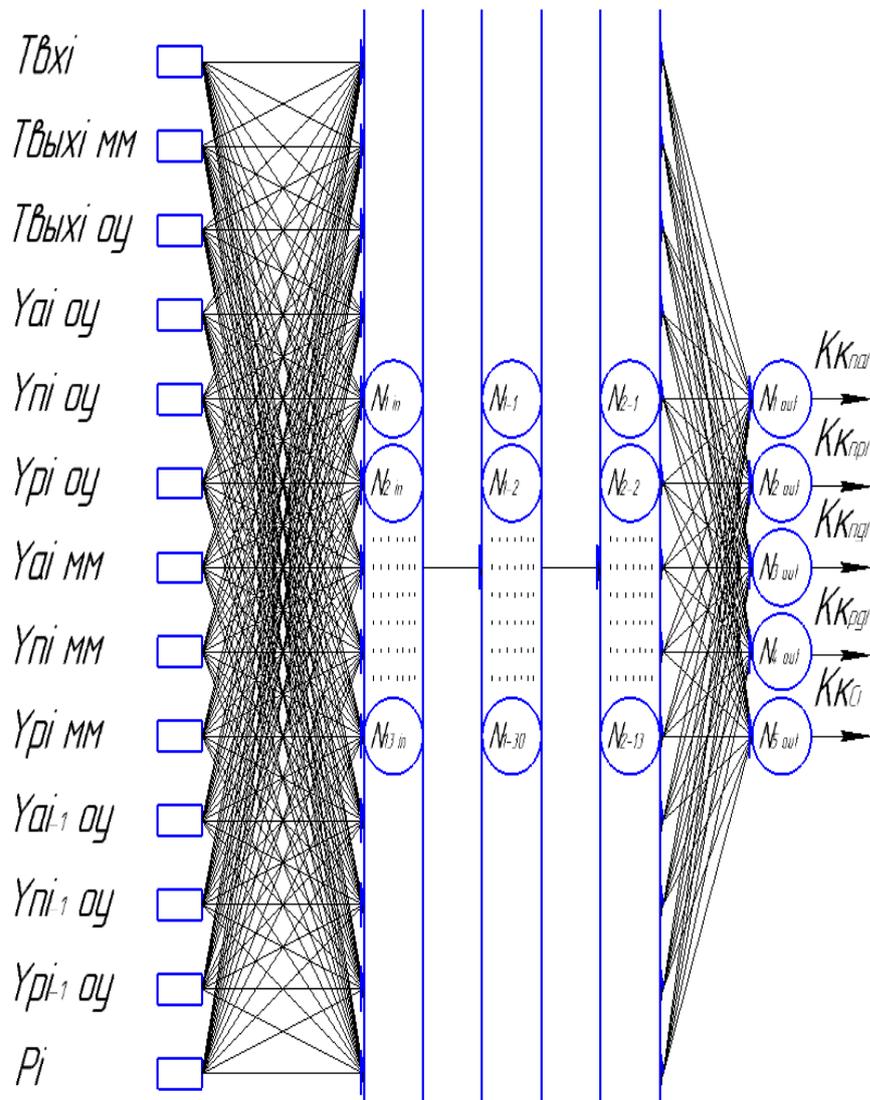


Рисунок 2.6 – Многослойный персептрон с 13-ю нейронами во входном слое, 30-ю нейронами в первом скрытом слое, 13-ю нейронами во втором скрытом слое и 4-мя нейронами в выходном слое

Оптимальное количество нейронов и скрытых слоёв определялось экспериментально в первом скрытом слое 30 нейронов, во втором 13 нейронов. Дальнейшее увеличение количества нейронов и скрытых слоёв не обеспечивает серьёзного повышения точности расчета корректирующих коэффициентов, однако значительно увеличивает объем исходных данных, необходимых для обучения сети.

В качестве активационной функции нейрона использовался сигмоид из [112], который имеет следующий вид:

$$f(x) = \frac{1}{1 + e^{-ax}}. \quad (2.61)$$

Основное достоинство этой функции в том, что она дифференцируема на всей оси абсцисс и имеет очень простую производную:

$$f'(x) = af(x) \cdot (1 - f(x)). \quad (2.62)$$

Значение параметра a сигмоида также определялось экспериментально. Наилучшие характеристики нейронной сети получены при $a=0,95$.

В процессе работы алгоритма идентификации, база данных содержащая информацию о найденных в прошлом корректирующих коэффициентах, непрерывно растет. Соответственно непрерывно увеличивается количество примеров для обучения нейронной сети, а значит и точность определения коэффициентов для математической модели. Непрерывность обучения во время протекания технологического процесса обеспечивает программа синхронизации данных, обеспечивающая стабильную работу нейронной сети.

Как известно из [110], рекомендуемое минимальное количество обучающих примеров равно отношению количества весов сети к желаемой точности сети. Когда погрешность определения корректирующих коэффициентов нейронной сетью становится соизмерима с погрешностью используемых итерационных алгоритмов, расчет настроечных коэффициентов математической модели может осуществляться только по нейронной сети и практически мгновенно.

2.4.3 Алгоритм нейро-итерационной идентификации модели блока реакторов риформинга

Алгоритм идентификации математической модели реакторного блока каталитического риформинга представлен на рисунке 2.7.

На вход алгоритма поступают данные рассчитанные по математической модели – выход катализата, его октановое число, температуры смеси на входах и выходах реакторов, содержание

ароматических, нефтяных и парафиновых углеводородов. Аналогичные данные на вход алгоритма поступают с объекта управления.

Далее начинается циклическое уточнение корректирующих коэффициентов для трех реакторов начиная с первого. Для минимизации времени поиска, стартовое приближенное значение настроечных коэффициентов рассчитывается нейронной сетью. Для дальнейшего уточнения коэффициентов используются итерационный метод поразрядного приближения с изменением направления поиска [106-108].

Направление поиска (уменьшение или увеличение коэффициентов) и его шаг выбирается в зависимости от знака и значения функций разности:

$$\begin{aligned}
 F(T) &= T_{i_{\text{вых}} \text{ мм}} - T_{i_{\text{вых}} \text{ оу}}; \\
 F(Ya) &= Ya_{i \text{ мм}} - Ya_{i \text{ оу}}; \\
 F(Yn) &= Yn_{i \text{ мм}} - Yn_{i \text{ оу}}; \\
 F(Yp) &= Yp_{i \text{ мм}} - Yp_{i \text{ оу}}; \\
 F(Yg) &= Yg_{i \text{ мм}} - Yg_{i \text{ оу}},
 \end{aligned}
 \tag{2.63}$$

где $T_{i_{\text{вых}} \text{ мм}}$ – температура смеси на выходе i -го реактора рассчитанная по математической модели;

$T_{i_{\text{вых}} \text{ оу}}$ – температура смеси на выходе i -го реактора полученная с объекта управления;

$Ya_{i \text{ мм}}$ – содержание ароматики на выходе i -го реактора рассчитанная по математической модели;

$Ya_{i \text{ оу}}$ – содержание ароматики на выходе i -го реактора полученная с объекта управления;

$Yn_{i \text{ мм}}$ – содержание нефтяных на выходе i -го реактора рассчитанная по математической модели;

$Yn_{i \text{ оу}}$ – содержание нефтяных на выходе i -го реактора полученная с объекта управления;

$Yp_{i \text{ мм}}$ – содержание парафиновых на выходе i -го реактора рассчитанная по математической модели;

$Yp_{i \text{ оу}}$ – содержание парафиновых на выходе i -го реактора полученная с объекта управления;

$Yg_{i \text{ мм}}$ – содержание газообразных на выходе i -го реактора рассчитанная по математической модели;

$Yg_{i \text{ оу}}$ – содержание газообразных на выходе i -го реактора полученная с объекта управления.

Уточненные корректирующие коэффициенты, рассчитанные за счёт данной методики передаются на вход математической модели блока каталитического риформинга, которая в свою очередь с высокой точностью рассчитывает целевые показатели технологического процесса риформинга.

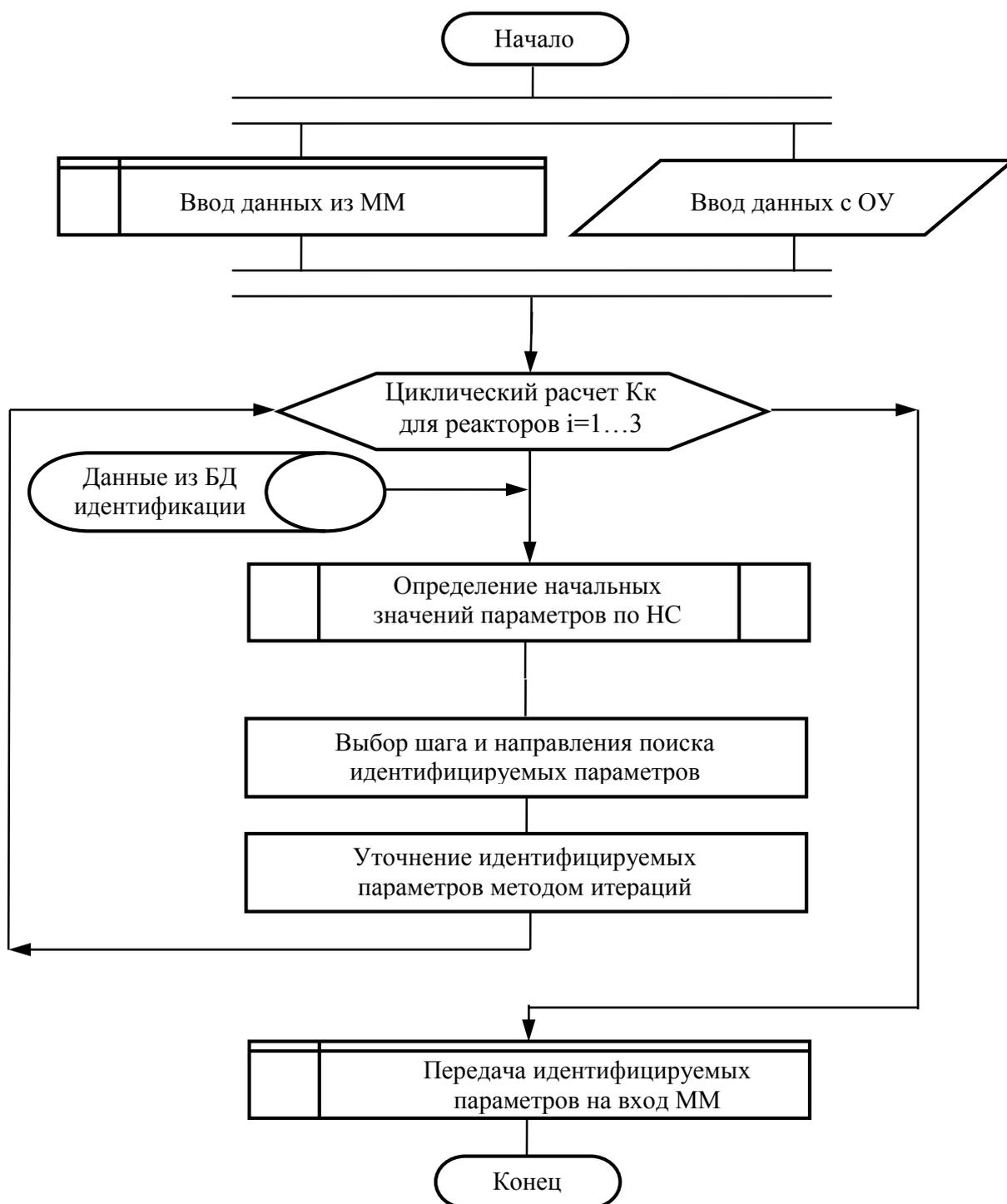


Рисунок 2.7 - Алгоритм идентификации математической модели каталитического риформинга

Представленный алгоритм использует разность температур на входе-выходе реакторов и содержание ароматики, нафтенов и парафинов в смеси (гидрогенизате) каталитического риформинга для выбора направления поиска корректирующих коэффициентов математической модели и нейронную сеть, обучаемую по принципу обратного распространения ошибки для расчета ориентировочного значения коэффициентов. Преимущества данного алгоритма идентификации математической модели реакторного блока риформинга подтверждает

сравнительный анализ скорости работы и ошибок расчёта выходных величин по модели, идентифицированной традиционным способом и модели, идентифицированной с помощью применяемого алгоритма.

2.4.4 Проверка адекватности математической модели каталитического риформинга

Для сравнительной оценки предложенного способа идентификации использовались экспериментальные данные, полученные с установки каталитического риформинга Л35-11/600.

В процессе анализа использовалась равномерно распределенная во времени выборка базовых режимов реального процесса (приложение А, таблица А.1), полученная из базы данных технологического режима установки каталитического риформинга за один межрегенерационный цикл катализатора. Полученные данные подавались на вход двух математических моделей, первая из которых работает исключительно по ранее рассматриваемым динамическим кинетическим уравнениям, без применения дополнительных корректирующих множителей. Вторая математическая модель работает с корректирующими коэффициентами, вычисляемыми алгоритмом нейро-итерационной идентификации, использующим нейронную сеть для минимизации времени поиска вектора коэффициентов.

Основными показателями, которые описывают качество и эффективность процесса являются углеводородный состав катализата, его расход, а также октановое число. Октановое число сложно оценить, т.к. по математической модели оно может быть вычислено только за счёт формул, а с объекта управления получено только путём лабораторного исследования выходного продукта (катализата) с блока каталитического риформинга.

Говоря о содержании углеводов в катализате, основным показателем среди них является доля ароматики в получаемом катализате. На основе вышеописанного сравнительный анализ показателей качества целесообразно проводить по двум параметрам:

- λ – количество катализата на выходе реакторного блока, %;
- Y_a – содержание ароматических углеводов в смеси на выходе блока реакторов, %.

Результаты сравнительного анализа ошибок математической модели блока каталитического риформинга по выходу катализата и содержанию в нем ароматических углеводов представлены на рисунках 2.8 и 2.9.

Условными обозначениями для приведённых графиков являются:

- Real – реальные показатели полученные с установки каталитического риформинга;
- Standart – базовые значения математической модели блока реакторов риформинга (без корректировки);
- Best – значения полученные с разработанной математической модели.

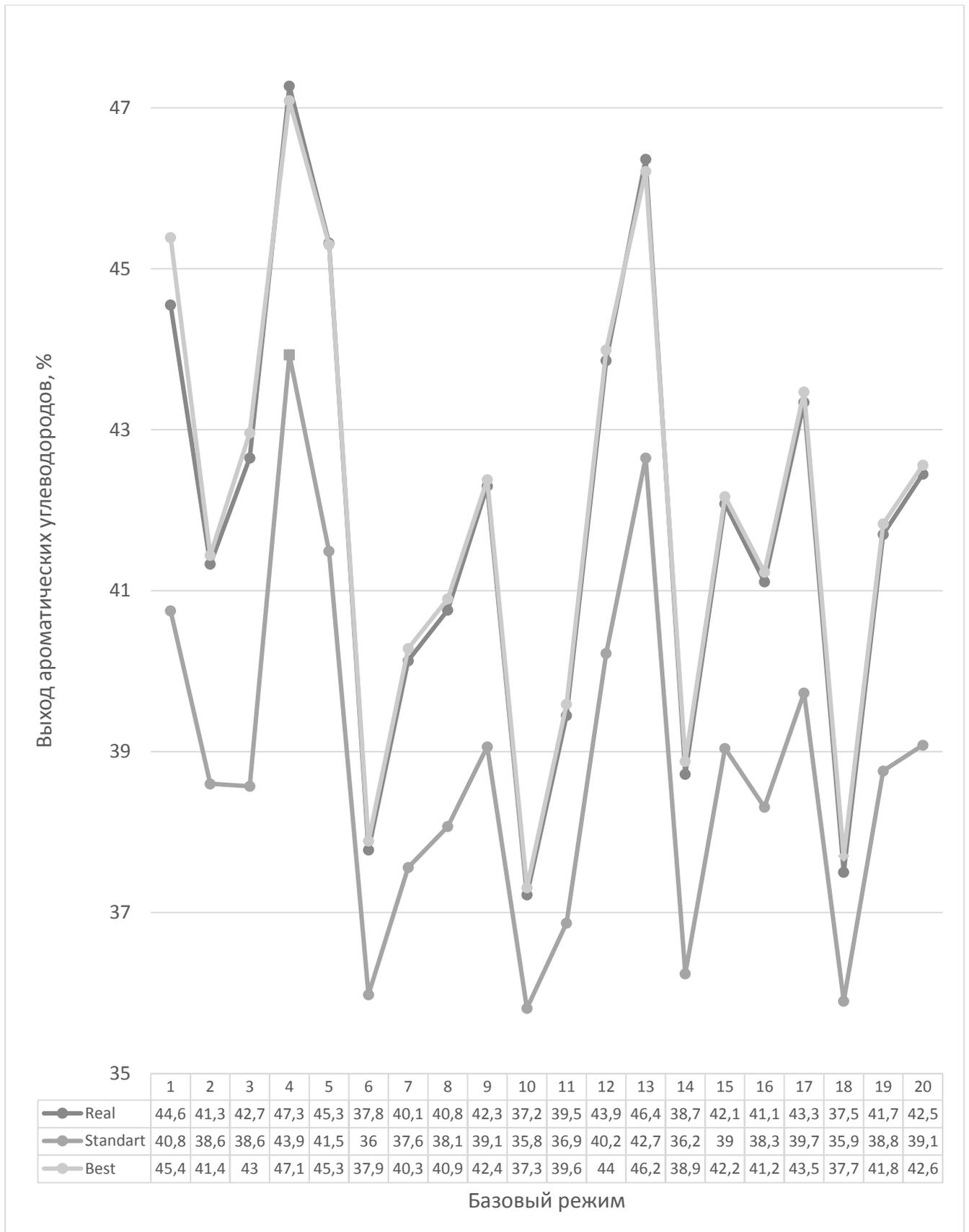


Рисунок 2.8 – Ошибка модели процесса каталитического риформинга по выходу ароматических углеводородов: Погрешность $Y_{\text{стан}} = 3,58\%$; $Y_{\text{best}} = 0,17\%$.

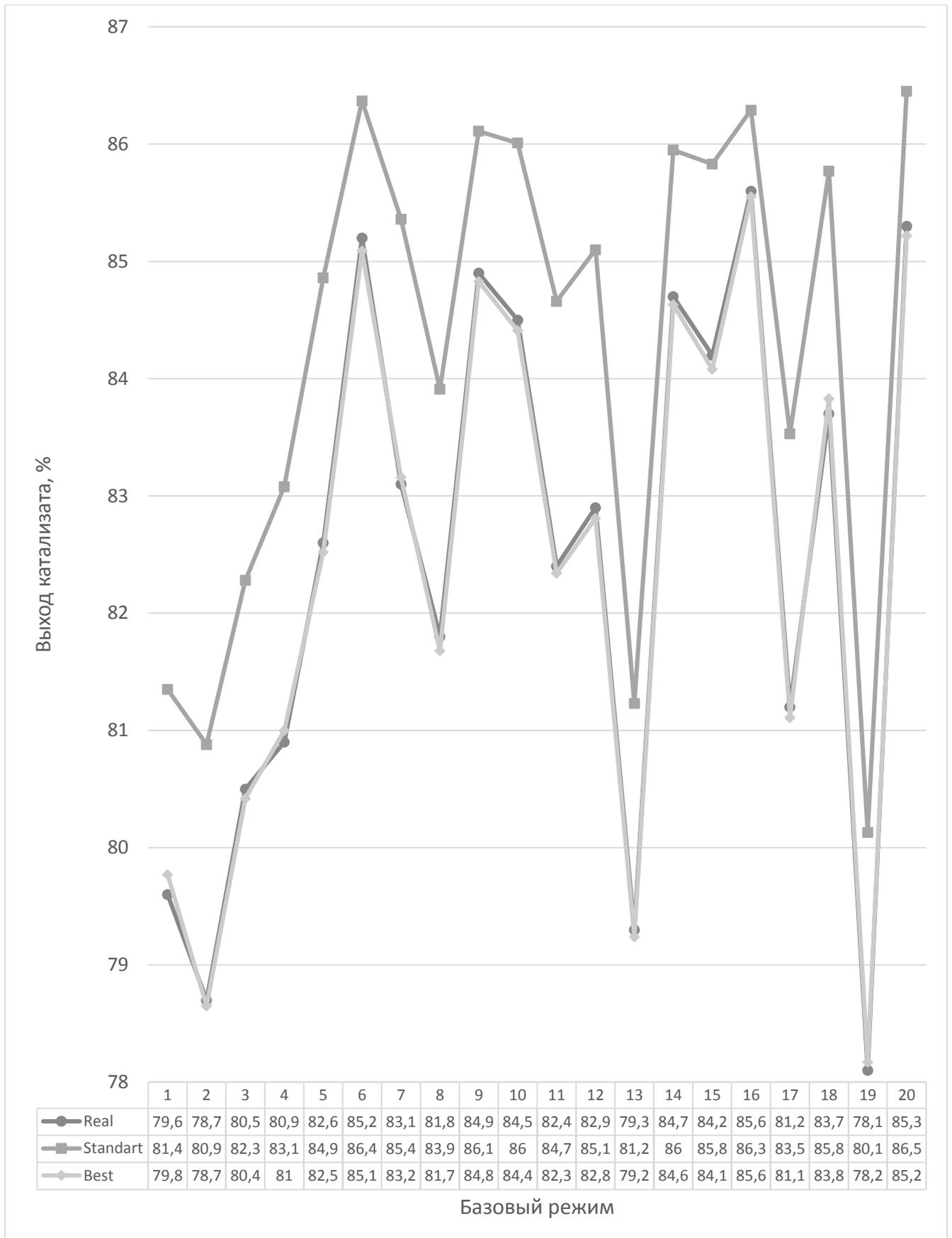


Рисунок 2.9 – Ошибка модели процесса каталитического риформинга по выходу катализата:

Погрешность $\lambda_{\text{stan}} = 2,23\%$; $\lambda_{\text{best}} = 0,09\%$.

Результаты анализа ошибок модели по выходу катализата и содержанию в нем ароматических углеводородов в табличной форме представлены в приложении А (таблицы А.2 и А.3).

Анализируя графики, видно, что математическая модель блока каталитического реформинга с применением корректирующих множителей имеет высокую точность, и погрешность стремится к минимуму как в случае выхода катализата так и при соотношении ароматических веществ.

Возникает вопрос при применении модели уточнённой за счёт настроечных коэффициентов, сколько времени занимает процесс поиска корректирующих коэффициентов нейро-итерационным способом.

Время в значительной мере зависит от аппаратных (производительность центрального процессора) и программных (используемая операционная система, количество задач, работающих в фоновом режиме и т.д.) особенностей компьютера, на котором проводятся исследования. Предсказать, как изменится время идентификации при изменении характеристик используемого компьютера невозможно даже приблизительно. Но при этом стоит отметить, что в случае подбора ЭВМ с высокой производительностью и соответствующими характеристиками для расчёта коэффициентов время вычисления будет стремиться к минимуму [115].

В ходе анализа работы нейро-итерационного алгоритма одинаковые исходные данные подавались на вход двух математических моделей. Для идентификации первой модели использовался классический итерационный алгоритм без нейронной сети. Для второй модели - разработанный алгоритм нейро-итерационной идентификации, использующий нейронную сеть для компенсации шагов поискового алгоритма.

Сравнительный анализ показал, что при использовании нейронной сети суммарное количество итераций, необходимых для поиска нового значения настроечных коэффициентов математической модели отдельного реактора уменьшается на:

- 20...42% при 500 обучающих примерах;
- 45...90% при 1000 обучающих примерах.

Кроме того, стоит отметить, в случае увеличения обучающих примеров, которые могут быть получены в большом объёме при связи всех компонентов (математическая модель, итерационно-нейронный алгоритм, SCADA система управляющая объектом) количество итераций сведётся к минимуму.

Сравнивая, два метода можно выделить следующее:

- точность расчёта сопоставима у обоих методов;
- скорость вычисления второго метода существенно выше, по сравнению с первым методом.

Полученные данные в ходе экспериментов говорят о том, что модель блока реакторов риформинга, подстраиваемая рассматриваемым способом отражает все особенности протекания реакций гидрогенизата и активность катализаторов как во всём блоке, так и в отдельном реакторе. Модель обладает большим быстродействием, а, следовательно, является более эффективной для решения задачи оптимального управления процессом каталитического риформинга, в сравнении с известными аналогами, за счет меньшей погрешности расчета оптимальных режимов процесса и оперативности восстановления своей адекватности.

2.5 Выводы

1. Разработана математическая модель каскада реакторов блока риформинга, чья адекватность поддерживается в течение всего времени функционирования, которая включает в себя последовательно соединённые модели трёх реакторов, каждый из которых имеет свой вектор корректирующих коэффициентов, коэффициент жёсткости и коэффициент дезактивации катализатора. Для учёта активности особенностей реакций и изменения активности катализатора в реакторах во времени в модели предусмотрен механизм настройки модели под текущие параметры объекта управления.

2. Модель риформинга учитывает специфичность самой газосырьевой смеси и её непосредственного преобразования в каждом из реакторов. Кроме этого по прошествии времени учитывается изменение активности катализатора в любом из реакторов каталитического риформинга, что в итоге приводит к стремлению ошибки к минимуму по всем ключевым расчетным показателям по сравнению с существующими аналогами.

3. Осуществлена разработка нейро-итерационного алгоритма, который предназначен для идентификации модели процесса риформинга. Данный способ предоставляет возможность минимизировать время нахождения корректирующих коэффициентов для каждого реактора риформинга.

4. Разработан алгоритм, который позволяет достичь соответствия между показателями модели и реальными параметрами технологического процесса.

5. Произведена экспериментальная проверка адекватности математической модели по отношению к реальному процессу риформинга на основании опытных данных полученных с установки каталитического риформинга ЛЗ5-11/600. По итогам проверки математическая модель показала свою актуальность и целесообразность внедрения в производство.

3 ОПТИМАЛЬНОЕ УПРАВЛЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

3.1 Постановка задачи оптимального управления процессом каталитического риформинга

Постановка и решение задачи оптимизации требует определения предварительного состава вектора входных оптимизируемых величин и вида критерия оптимизации из [116,117], обоснование и выбор которых представлен ниже.

Расход циркуляционного газа на входе установки каталитического риформинга ограничен соотношением ВСГ/сырье (кратностью циркуляции ВСГ), значение которого по регламенту составляет 1650-1800 м³/м³ [93, 118, 119]. Увеличение соотношения ВСГ/сырье может проявляться в двух диаметрально противоположных направленностях. С одной стороны, увеличение парциального давления водорода в смеси сдерживает реакции дегидрирования (протекающие с выделением Н₂), с другой стороны повышение количества нагретого газа, который циркулирует через реактор, понижает падение в нём температуры. Вследствие этого увеличивается средняя температура катализатора и скорость осуществления реакций. То есть существует некоторое оптимальное значение этого параметра внутри или за пределами допустимого диапазона в зависимости от значения других входных величин.

Процесс риформирования протекает с поглощением тепла, поэтому его реализовывают в каскаде из 3-х или 4-х реакторов с промежуточным подогревом реакционной смеси. Температуры на входе каждого из реакторов находятся в диапазоне 440÷540 °С [1,5]. Особенность превращений в реакторах обеспечивает, что в первом реакторе обеспечивается наибольшая разность температур вход/выход (30...60 °С) а в последнем наименьшая (7...15 °С). Для снижения рассмотренного температурного градиента, в промышленных установках каталитического риформинга в первый реактор загружается наименьший объем катализатора, а в последний – наибольший объем. Для блока каталитического риформинга состоящего из 3-х реакторов распределение катализатора может варьироваться в пределах от 1:2:4 до 1:3:7 [1,5].

Исходя из вышеизложенного, в качестве управляющих воздействий при оптимальном управлении блока риформинга выбраны:

- температуры реакционной смеси на входе в каждый из реакторов установки;
- расход ВСГ на входе установки каталитического риформинга.

По математической модели исследована чувствительность процесса к выбранным управляющим воздействиям. Наибольшую чувствительность процесса обеспечивают температуры газосырьевой смеси на входах реакторов, т.к. показатель температуры входит в

явном виде в константы скоростей реакций в среднюю теплоёмкость исходного сырья, подаваемого в блок каталитического риформинга.

Общеизвестно, что химические реакции, которые обеспечивают прохождение процесса каталитического риформинга, обладают различными значениями энергий активации. Минимальные для реакций ароматизации (92...158 кДж/моль) и максимальные для реакций гидрокрекинга (117...220 кДж/моль). Если повышается температура, то в большей степени ускоряются реакции гидрокрекинга, нежели реакции ароматизации, что влечет за собой ускорение закоксовывания катализатора, без пропорционального приращения в риформате ароматических углеводородов. В литературе [5,120] рекомендовано поддерживать в каскаде реакторов повышающийся тепловой режим, что предоставляет возможность уменьшения роли реакций гидрокрекинга в реакторах, повышения селективности процесса и увеличения при заданном качестве выхода катализата из блока риформинга.

На сегодняшний день каких - либо методик, предоставляющих возможность определения точного значения температуры реакционной смеси на входе любого из реакторов каталитического риформинга, обеспечения оптимального, с позиции ароматизации сырья баланса интенсивности реакций гидрокрекинга и ароматизации не существует.

Разработанная математическая модель, поддерживающая свою адекватность на протяжении всего своего функционирование совместно с системой управления технологическим процессом каталитического риформинга и необходимыми регулируемыми органами и датчиками, измеряющими параметры объекта управления, позволяют создать методику вычисления оптимальных температур на входе в каждый из реакторов.

Разработанная модель блока реакторов риформинга позволяет определить углеводородный состав реакционной смеси на выходе любого из реакторов расчетным путем. При этом развитие автоматизации нефтеперерабатывающей промышленности достигла уровня, когда началось производство датчиков, которые могут определять углеводородный состав в реальном времени после каждого из реакторов. Все эти факторы позволяют на основе математической модели вычислять оптимальные параметры для объекта управления.

Анализ влияния температуры на превращения смеси в реакторах риформинга позволил прийти к следующим выводам.

Каждый из реакторов имеет свою оптимальную температуру на входе, которая обеспечивает максимальное приращение ароматических углеводородов. При этом превышение некоторого значения температуры ускоряет дезактивацию катализатора в результате ускорения реакций гидрокрекинга, которые обеспечивают образование на поверхности катализатора побочных продуктов, в основном кокса.

На основе этих условий использовано понятие «жесткости» процесса. Так называемый жесткий режим характеризует получение ароматических углеводородов, чем выше приращение ароматики, тем жестче считается режим.

В зависимости от выбранной «жесткости» проведения процесса, точка оптимальных температур смещается в сторону более высоких или более низких температур для каждого реактора, в зависимости от желаемой производительности блока каталитического риформинга и желаемого межрегенерационного цикла катализатора. Таким образом, в процессе определения оптимальной температуры смеси на входе любого реактора следует учесть текущую жесткость проведения процесса. Причем чувствительность процесса по каналу управления температурой смеси на входе некоторого реактора может применяться с целью расчета согласно математической модели предельного приращения ароматических углеводородов на выходе реактора, достижение которого демонстрирует, что дальнейшее повышение температуры на входе реактора не считается эффективным с позиции текущей жесткости проведения процесса.

Для реализации границы приращения оптимального значения ароматики и минимального приращения побочных продуктов в работу внедрён условный параметр, получивший название «Коэффициент жесткости процесса», который будучи включен в ограничения в процессе решения задачи оптимального управления процессом, предоставляет возможность определения момента достижения наиболее благоприятного значения температуры смеси на входе любого из реакторов.

$$Kg = (1 - \Delta Y_a^{\circ C}), \quad (3.1)$$

где Kg – коэффициент определяющий жесткость протекания процесса риформинга;

$\Delta Y_a^{\circ C}$ – пограничное приращение ароматики на выходе любого реактора, если температура смеси претерпевает изменение на входе реактора на 1 °С.

Изменяется коэффициент Kg в диапазоне 0...1 и характеризует теоретическую наименьшую жесткость проведения процесса при $Kg=0$ и наибольшую жесткость проведения процесса при $Kg=1$. При работе системы оптимального управления процессом каталитического риформинга, этот коэффициент определяется и вводится непосредственно самим оператором блока каталитического риформинга.

На рисунке 3.1 показано изменение приращений ароматики и кокса в реакторе до и после достижения пограничного значения коэффициента жесткости.

По результатам анализа получено, что оптимальным значением коэффициента жесткости процесса риформинга в каждом из реакторов является значение $Kg=0,75$, при условии того, что будет поставлена задача продлить межрегенерационный период функционирования катализатора в реакторах как можно дольше. Коэффициент жесткости $Kg=0,85$, является

оптимальным для получения ароматических углеводородов в реакторах, катализатор находится погранично стабильном функционировании, и таким образом возможно выполнение ранее принятого времени межрегенерационного цикла.

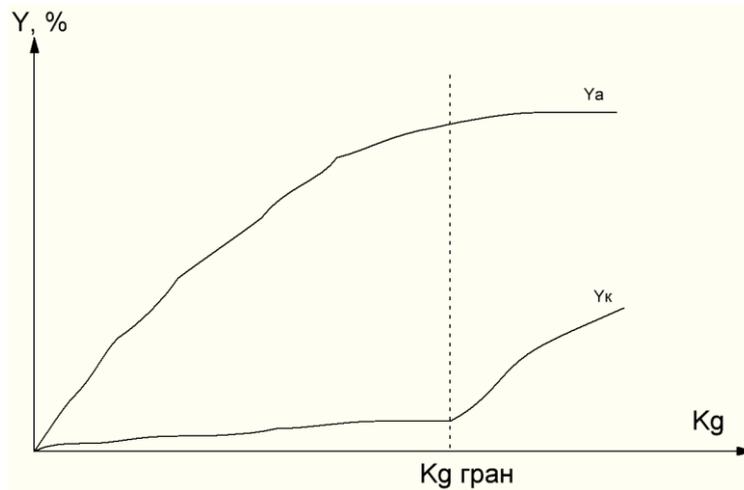


Рисунок 3.1 – Изменение приращения ароматики и кокса в реакторе до и после достижения пограничного значения жёсткости процесса

Также проведено исследование влияния расхода водородосодержащего газа (ВСГ) на входе реакторного блока на выход катализатора и его октановое число. Результаты исследования представлены на рисунке 3.2.

Очевидно, что расход ВСГ практически линейно влияет на выход катализатора, однако при этом обратно соотносится с октановым числом конечного продукта. Увеличение одного из этих показателей автоматически влечет за собой снижение второго, что следует учитывать в процессе разработки алгоритма оптимального управления процессом каталитического риформинга. Дополнительным возмущающим параметром на процесс риформинга, кроме расхода гидрогенизата, является качество сырья, содержание в нем групповых компонентов: ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов. Качественные показатели сырья определяются ассортиментом нефти, поступающей на переработку и зависят от работы установок первичной переработки нефти. Качественный состав ВСГ на входе реакторного блока, является контролируемой входной величиной и зависит от множества факторов, в числе прочего и от режима работы технологического оборудования, следующего за блоком реакторов. Однако исследование процесса по модели риформинга дало следующую информацию, что выходные показатели процесса риформинга практически не зависят от состава газообразных парафиновых в составе ВСГ, при постоянстве соотношения водород/газообразные парафиновые. Также модель процесса показало минимальную чувствительность к изменению этого соотношения. Поэтому на оптимизацию процесса при постоянном качественном составе ВСГ практически ничто не влияет.

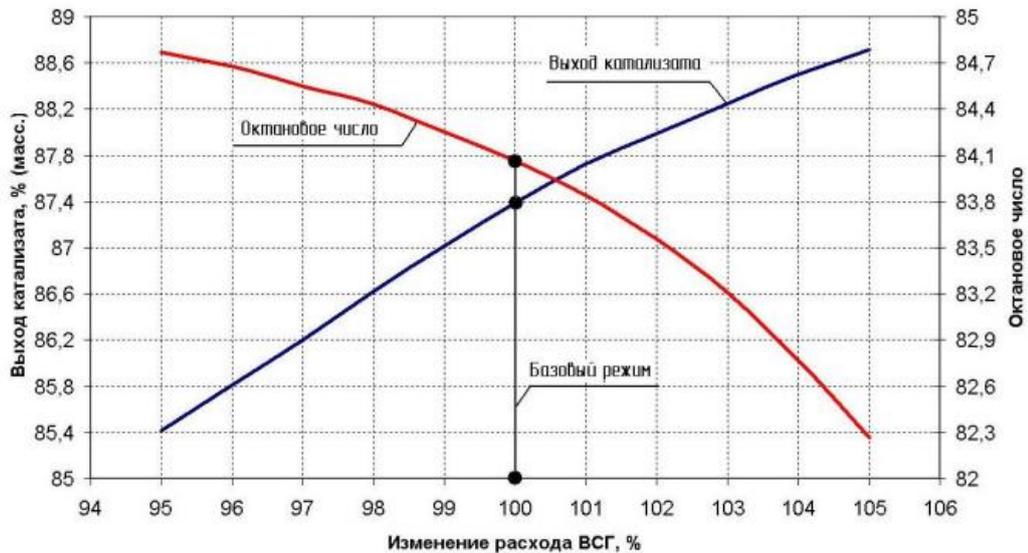


Рисунок 3.2 – Влияние расхода ВСГ на выход катализатора и его октановое число

Оптимальное управление процессом риформинга направлено на обеспечение максимально возможной эффективности с точки зрения экономики, одним из основных показателей которой служит себестоимость продукции [122]. При этом следует учесть, что катализатор не является конечным продуктом, а служит лишь высокооктановым компонентом при получении товарного бензина на станциях смешения [123]. Оптимальное управление процессом риформинга направлено на обеспечение максимальной (или близкой к максимальной) экономической эффективности, одним из важнейших показателей которой служит себестоимость продукции. Доля катализатора, используемого для приготовления бензина с октановым числом M , рассчитывается по формуле [123]:

$$N \cdot K + 60(1 - K) = M \quad (3.2)$$

или

$$K = \frac{M - 60}{N - 60}, \quad (3.3)$$

где N – октановое число целевого продукта;

K – доля катализатора.

Себестоимость товарного бензина можно представить в виде:

$$S_{m\bar{b}} = S_{ск} \cdot K + S_{\bar{b}n} (1 - K) \quad (3.4)$$

или

$$S_{m\bar{b}} = (S_{ск} - S_{\bar{b}n}) \cdot K + S_{\bar{b}n}, \quad (3.5)$$

где $S_{ск}$ – себестоимость стабильного катализатора;

$S_{\bar{b}n}$ – себестоимость бензина прямой перегонки.

Так как всегда $S_{ck} > S_{on}$, то из (3.4) следует, что снижение себестоимости товарного бензина можно достичь за счет снижения себестоимости катализатора при постоянном октановом числе N , либо за счет повышения октанового числа катализатора при постоянной себестоимости. Это становится очевидным, если взять полный дифференциал от себестоимости товарного бензина, рассматривая вначале себестоимость стабильного катализатора и октановое число как независимые переменные, и перейти к приращениям:

$$\begin{aligned} dS_{m\bar{o}} &= K \cdot dS_{ck} + (S_{ck} - S_{on})dK; \\ \Delta S_{m\bar{o}} &= K \cdot \Delta S_{ck} + (S_{ck} - S_{on}) \cdot \Delta K. \end{aligned} \quad (3.6)$$

Себестоимость стабильного катализатора можно представить следующим образом:

$$S_{ck} = \frac{S_{mp} + S_{np}}{B_z \cdot \lambda}, \quad (3.7)$$

где S_{mp} - величина затрат, определяющих характер технологического режима (затраты на топливо, электроэнергию и т.п.);

S_{np} - прочие затраты;

B_z - расход газосырьевой смеси в реакторный блок;

λ - выход целевого продукта (катализатора).

Экономический анализ функционирования установки каталитического риформинга показал, что доля затрат на технологические нужды от общих затрат составляет менее 10%, из чего можно сделать вывод о незначительном влиянии приращения стоимости затрат на технологические нужды, возникающего при управлении технологическими параметрами (регулирование подачи топлива в печь, затраты на энергию для дополнительного аппаратного оборудования) на общие затраты. Более существенное влияние на себестоимость катализатора, как видно из (3.7), оказывает его выход, поэтому если путем вариации технологических параметров процесса риформинга удастся повысить выход катализатора при постоянном октановом числе, то это, как правило, приводит к снижению себестоимости стабильного катализатора, то есть выход целевого продукта можно считать оценкой его себестоимости и использовать для оценки оптимальности технологического режима при постоянстве заданного октанового числа. Как следует из второго слагаемого (3.6), снижение себестоимости товарного бензина достигается за счёт увеличения октанового числа при постоянной себестоимости катализатора (а значит при постоянном расходе катализатора). То есть октановое число можно считать оценкой себестоимости товарного бензина при постоянном выходе целевого продукта (катализатора).

Кроме вышеописанных критериев существует ещё один. В рамках работы введён в понятие коэффициент дезактивации катализатора в реакторах, который изменяется во времени, он вычисляется по формуле:

$$K_o(t_n) = \frac{\Delta Y_a(t_n)}{\Delta Y_a(t_0)}; \quad (3.8)$$

где $\Delta Y_a(t_n)$ – прирост выхода ароматических углеводородов в момент времени t_n ;

$\Delta Y_a(t_0)$ – прирост выхода ароматических углеводородов в момент времени t_0 (запуск технологического процесса, начало межрегенерационного периода);

$K_o(t_n)$ – коэффициент дезактивации катализатора в момент времени t_n .

Коэффициент дезактивации описывает активность катализатора как в математической модели, так и в системе управления процессом риформинга. Показатель дезактивации привязан к коэффициенту жёсткости процесса и целесообразно его применять при постоянной жёсткости процесса риформинга. Составляя базу данных этого показателя, за счёт аппроксимации его значений и математической модели возможно вычислить расчётный период времени, в течение которого целесообразно протекание технологического процесса, а за пределом этого периода необходима регенерация катализатора в реакторах. В случае рассмотрения показателя дезактивации, он отражает максимизацию октанового числа, поэтому при оптимизации целесообразно взять время, за которое показатель дезактивации достигнет установленного критического значения.

Таким в зависимости от определения главного критерия оптимизации к системе, возможно несколько видов постановки задачи к оптимальному управлению.

Определим параметры входящие в критерии оптимизации:

- λ – выход целевого продукта (катализата);
- ОЧ – октановое число целевого продукта;
- t – время целесообразного протекания процесса риформинга;
- K_d – коэффициент дезактивации катализатора в блоке каталитического риформинга;
- $T_{вх}$ – температура газосырьевой смеси на входе каждого реактора блока риформинга;
- G_0 – расход гидрогенизата;
- $G_{всг}$ – расход ВСГ на вход блока риформинга;
- η – кратность циркуляции ВСГ/сырьё;
- K_g – коэффициент жёсткости процесса риформинга.

Перед поставкой задач, оговорим, что управляющими воздействиями для процесса считаются температура смеси на входе каждого реактора и расход ВСГ в блок риформинга. Таким образом приведём четыре задачи параметрической оптимизации для установки

риформинга, которые будут реализованы в процессе синтеза системы оптимального управления, будет существовать возможность выбора одной из задач:

1. Максимизация выхода целевого продукта (катализата), при установленном октановом числе:

$$\lambda(T_n^i, G_{vh}) \rightarrow \max \quad (3.9)$$

при ограничениях:

$$\begin{aligned} T_{\text{ex min}} &\leq T_{\text{ex}}^i \leq T_{\text{ex max}}, i = 1, 3; \\ \eta_{\text{min}} &\leq \eta \leq \eta_{\text{max}}; \\ OЧ &\geq OЧ_0; \\ Kg &\leq Kg_0; \\ K\partial &\geq K\partial_0; \\ G_{0\text{min}} &\leq G_0 \leq G_{0\text{max}}; \end{aligned} \quad (3.10)$$

2. Максимизация показателя октанового числа целевого продукта, при установленном выходе катализата:

$$OЧ(T_n^i, G_{vh}) \rightarrow \max \quad (3.11)$$

при ограничениях:

$$\begin{aligned} T_{\text{ex min}} &\leq T_{\text{ex}}^i \leq T_{\text{ex max}}, i = 1, 3; \\ \eta_{\text{min}} &\leq \eta \leq \eta_{\text{max}}; \\ \lambda &\geq \lambda_0; \\ Kg &\leq Kg_0; \\ K\partial &\geq K\partial_0; \\ G_{0\text{min}} &\leq G_0 \leq G_{0\text{max}}; \end{aligned} \quad (3.12)$$

3. Максимизация показателя октанового числа катализата:

$$OЧ(T_n^i, G_{vh}) \rightarrow \max \quad (3.13)$$

при ограничениях:

$$\begin{aligned} T_{\text{ex min}} &\leq T_{\text{ex}}^i \leq T_{\text{ex max}}, i = 1, 3; \\ \eta_{\text{min}} &\leq \eta \leq \eta_{\text{max}}; \\ Kg &\leq Kg_0; \\ K\partial &\geq K\partial_0; \\ G_{0\text{min}} &\leq G_0 \leq G_{0\text{max}}; \end{aligned} \quad (3.14)$$

4. Максимизация времени целесообразного эксплуатирования катализатора, при установленных показателях октанового числа целевого продукта и выходе катализата:

$$t(T_n^i, G_{vh}) \rightarrow \max \quad (3.15)$$

при ограничениях:

$$\begin{aligned} T_{ex\ min} &\leq T_{ex}^i \leq T_{ex\ max}, i = 1,3; \\ \eta_{\min} &\leq \eta \leq \eta_{\max}; \\ Kg &\leq Kg_0; \\ \lambda &\geq \lambda_0; \\ OЧ &\geq OЧ_0; \\ K\delta &\geq K\delta_0; \\ G_{0\ min} &\leq G_0 \leq G_{0\ max}. \end{aligned} \quad (3.16)$$

В рамках задач:

- min – минимальное значение параметра;
- max – максимальное значение параметра;
- 0 – заданное значение параметра;
- i – номер реактора.

Возможность выбора задач управления характеризует систему как гибкую и подстраивающуюся под установленные требования. Каждая из задач выполняет свою целевую функцию, которую выбирает оператор блока риформинга. Первая является основной задачей, вторая и третья дополнительными, применяемыми в случае экстренных ситуаций, четвёртая запускается в конце периода, после получения необходимых показателей для переработки оставшегося сырья.

Также стоит отметить, что по аналогии вышеописанные условия можно применить для каждого отдельного реактора блока каталитического риформинга, но в данной работе рассматривается непосредственно сам каскад реакторов с катализаторами.

3.2 Алгоритм расчета оптимальных режимов процесса каталитического риформинга

Для расчёта теплового баланса математической модели процесса каталитического риформинга используются числовые методы решения дифференциальных уравнений, при решении возникают разрывы функций по причине периодических смен шагов интегрирования.

Алгоритм расчёта оптимальных значений показан на рисунке 3.3. Перед вводом необходимых данных, алгоритм запрашивает коэффициенты моделей реакторов.

Для расчёта оптимальных режимов с учётом применения числовых методов решения дифференциальных уравнений целесообразно для поиска оптимальных параметров применять методы поиска экстремумов функций, которые не используют производных [124, 125, 126].

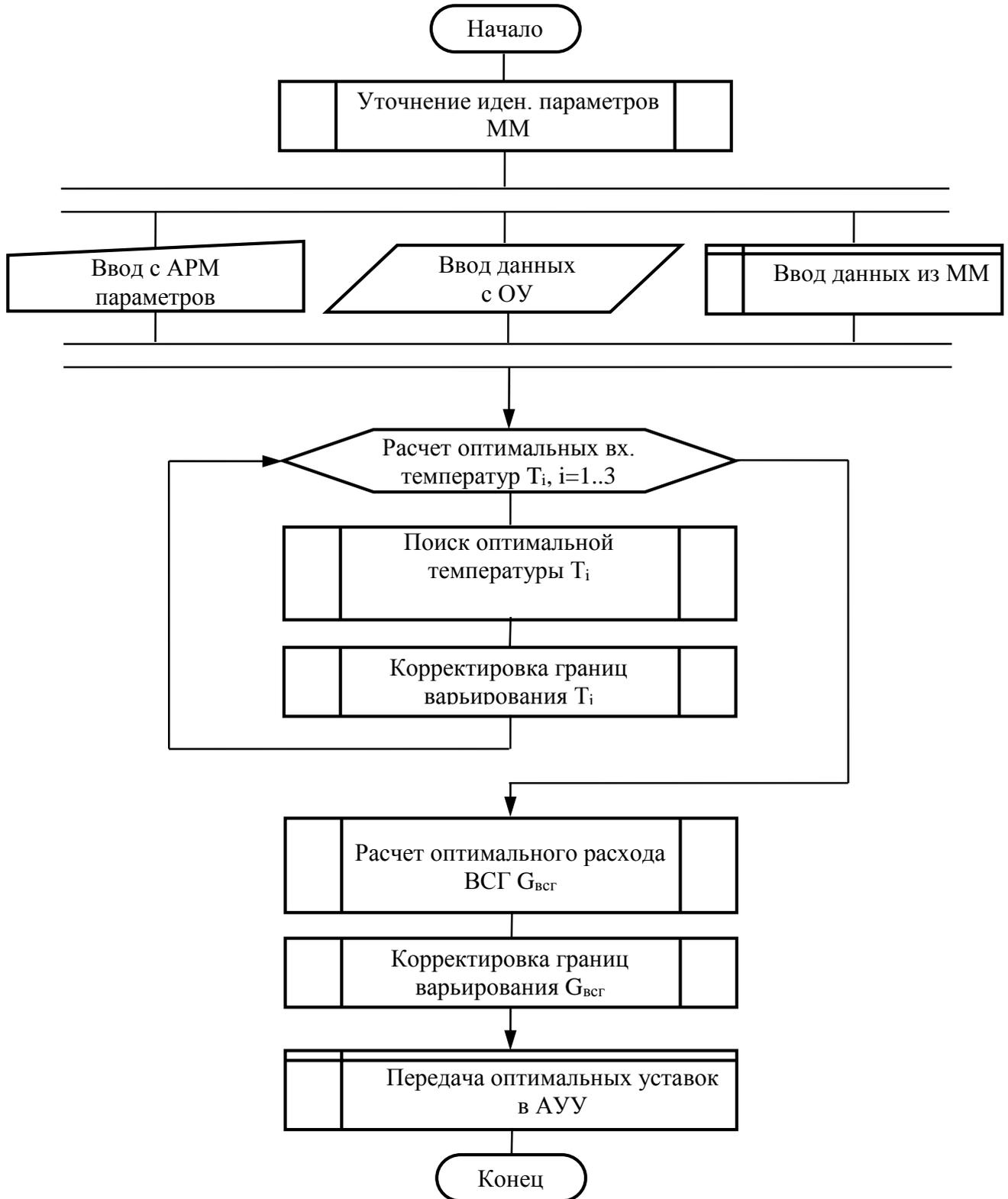


Рисунок 3.3 – Определение оптимального режима

К этим методикам относятся метод Нелдера-Мида и метод Хука-Дживса, которые выполняют поиск направленный на обнаружение характеристики локального поведения целевой функции. Полученные характеристики потом используются для поиска всех значений параметров, при которых выполняется максимизация функции. Кроме этого в алгоритме предусмотрена проверка ограничений.

Входными данными алгоритма являются:

- технологические параметры с объекта управления, полученные с измерительных преобразователей;
- параметры из математической модели блока каталитического риформинга;
- параметры, задаваемые оператором.

Алгоритм поочередно определяет значения температур смеси на входах реакторов риформинга и расход водородсодержащего газа в блок реакторов риформинга, которые обеспечат максимизацию выбранного критерия оптимальности, при заранее установленных ограничениях.

3.3 Исследование оптимальных режимов

Решение вопроса о целесообразности применения системы оптимального управления реакторным блоком каталитического риформинга зависит, главным образом от чувствительности режимов к возмущающим воздействиям процесса [127]. С применением всех вышеописанных методик, алгоритмов и математической модели проведён эксперимент с применением 3-х задач оптимальности, описанных в пункте 2.1.

Результаты экспериментальных исследований в рамках диссертации на примере базовых режимов приведены на рисунках 3.4, 3.5, 3.6, 3.7, а также в приложении Б (таблицы Б.1, Б.2, Б.3).

В ходе работы проведены следующие исследования:

1. Расчёт параметров технологического процесса, при максимизации выхода катализата, установленном октановом числе $ОЧ=85$ для целевого продукта и коэффициенте жёсткости $K_g=0,75$;
2. Расчёт параметров технологического процесса, при максимизации выхода ароматических веществ в целевом продукте из блока реакторов, установленном выходе катализата из блока каталитического риформинга $\lambda=80\%$ и коэффициенте жёсткости $K_g=0,75$;
3. Расчёт параметров технологического процесса, при максимизации выхода ароматических веществ в целевом продукте из блока реакторов, без ограничений по выходу катализата из блока каталитического риформинга и коэффициенте жёсткости $K_g=0,75$.

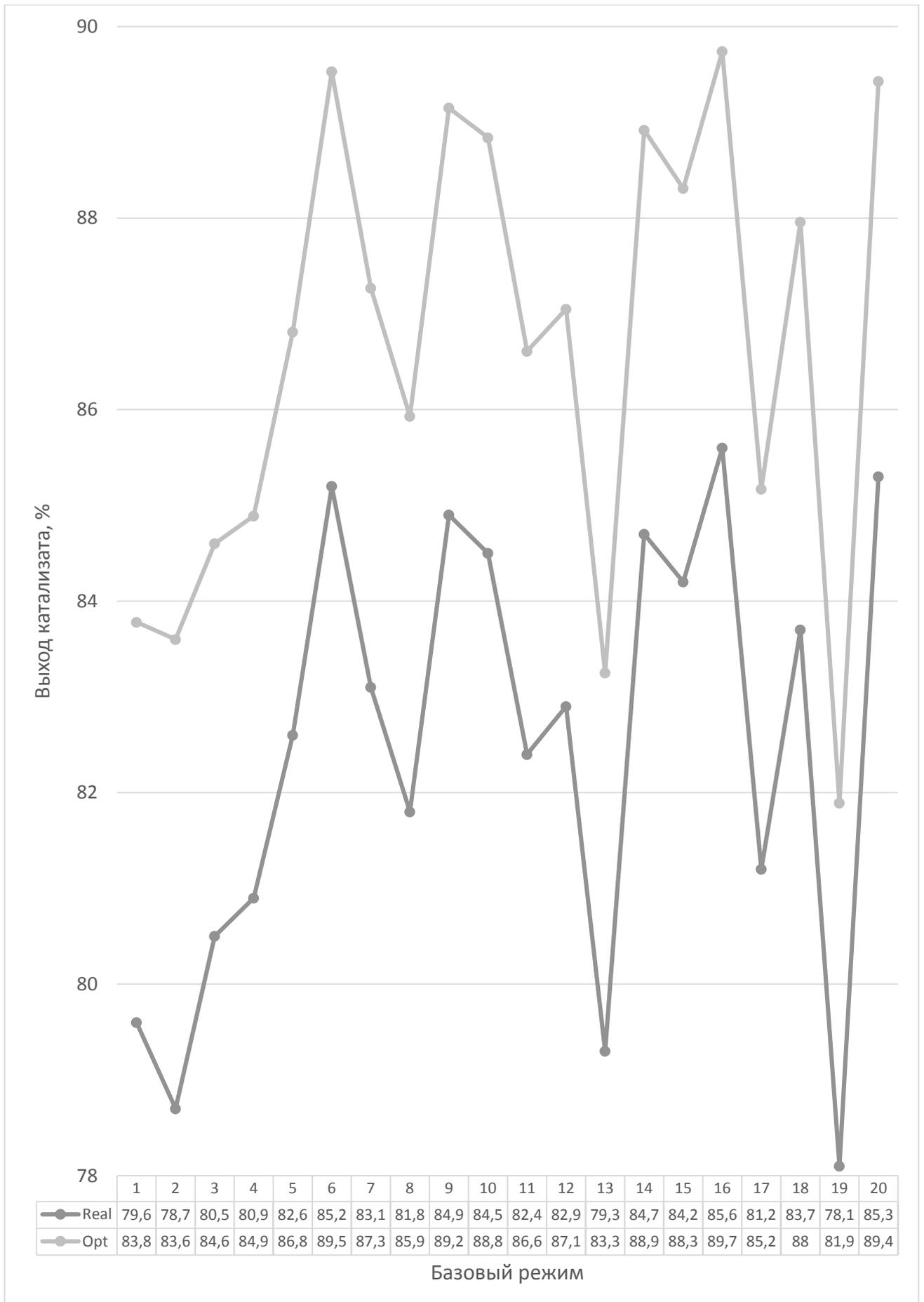


Рисунок 3.4 – Изменение выхода катализата при первом эксперименте

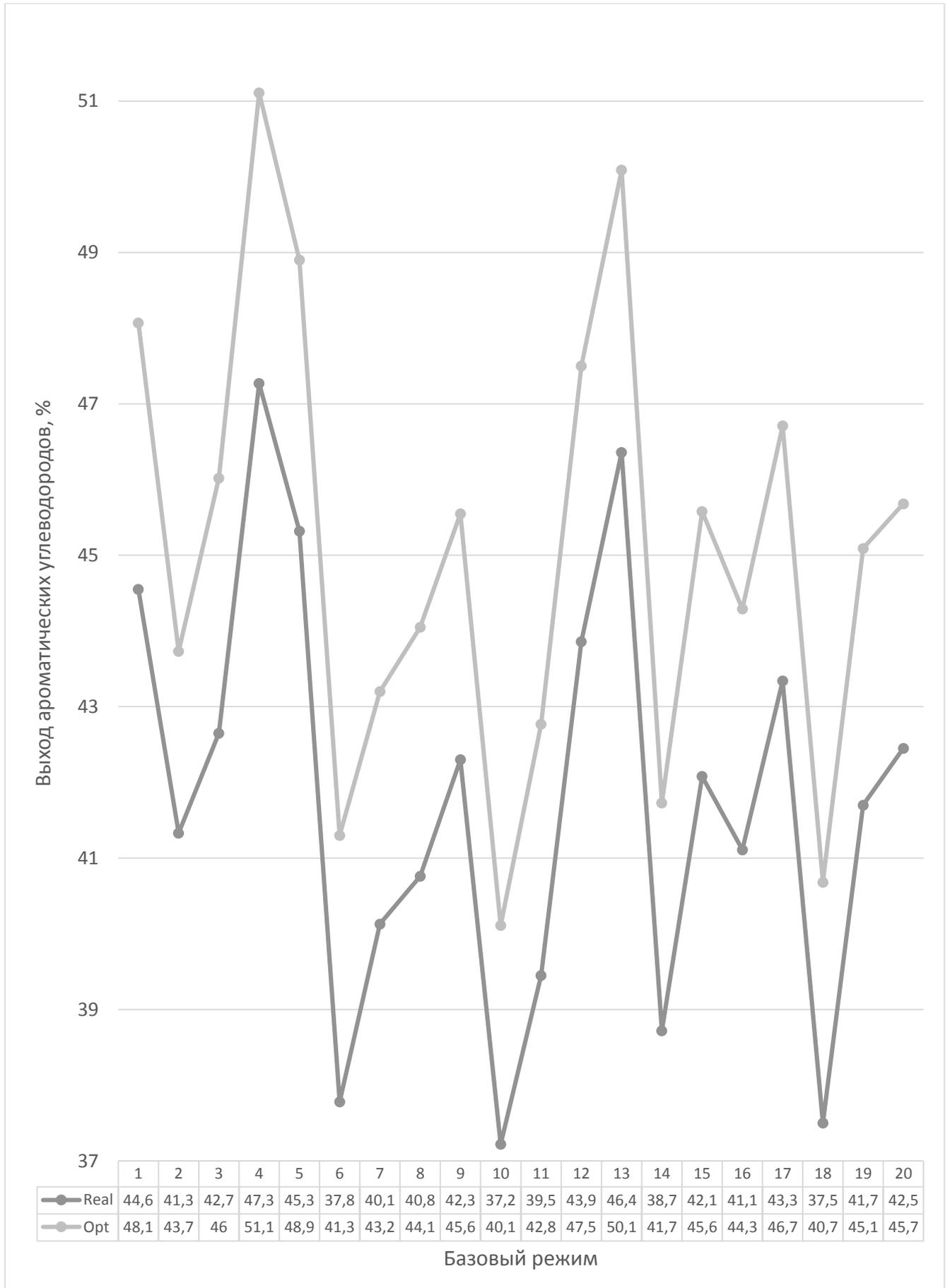


Рисунок 3.5 – Изменение выхода ароматических углеводородов при втором эксперименте

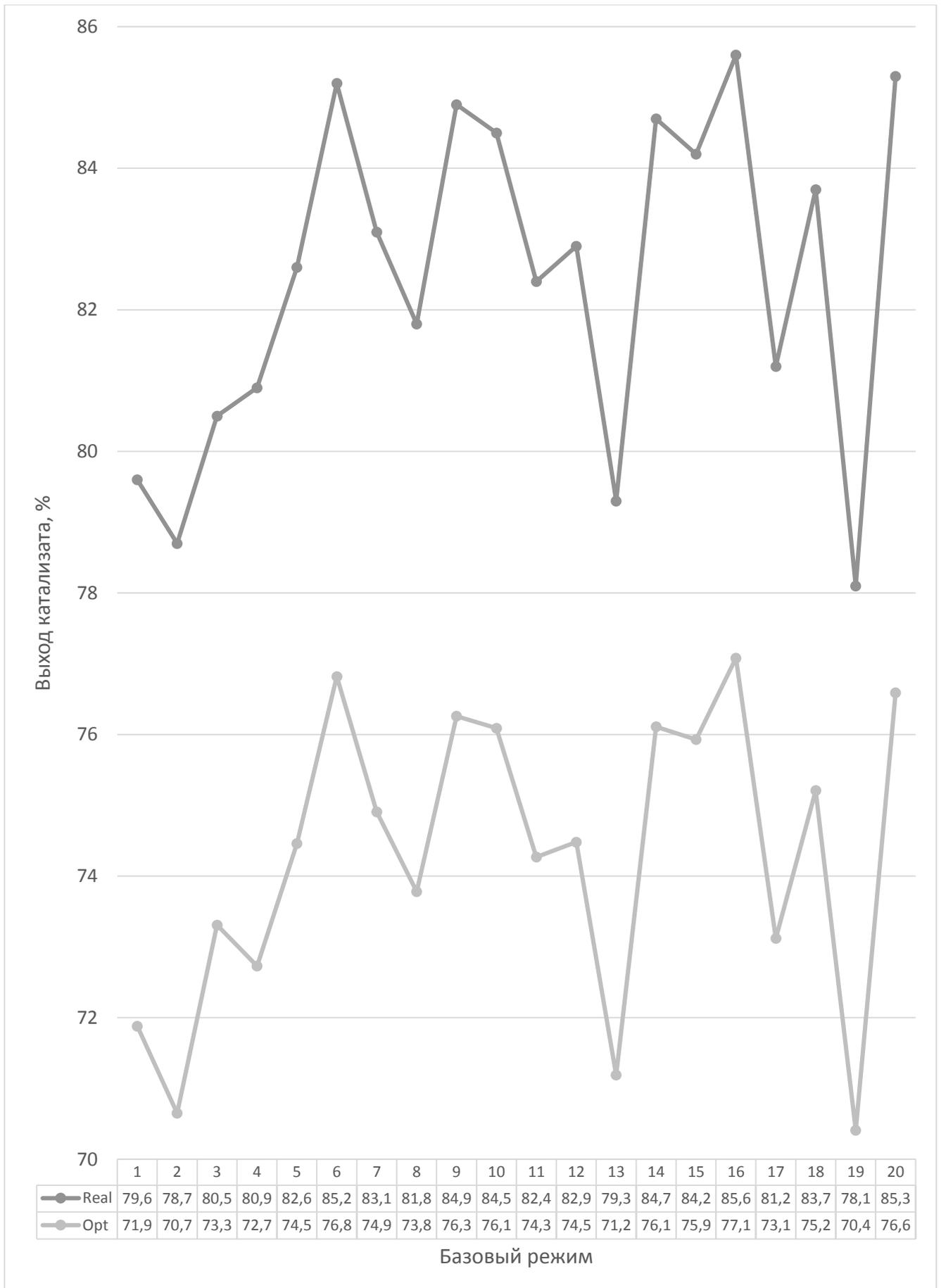


Рисунок 3.6 – Изменение выхода ароматических углеводородов при третьем эксперименте

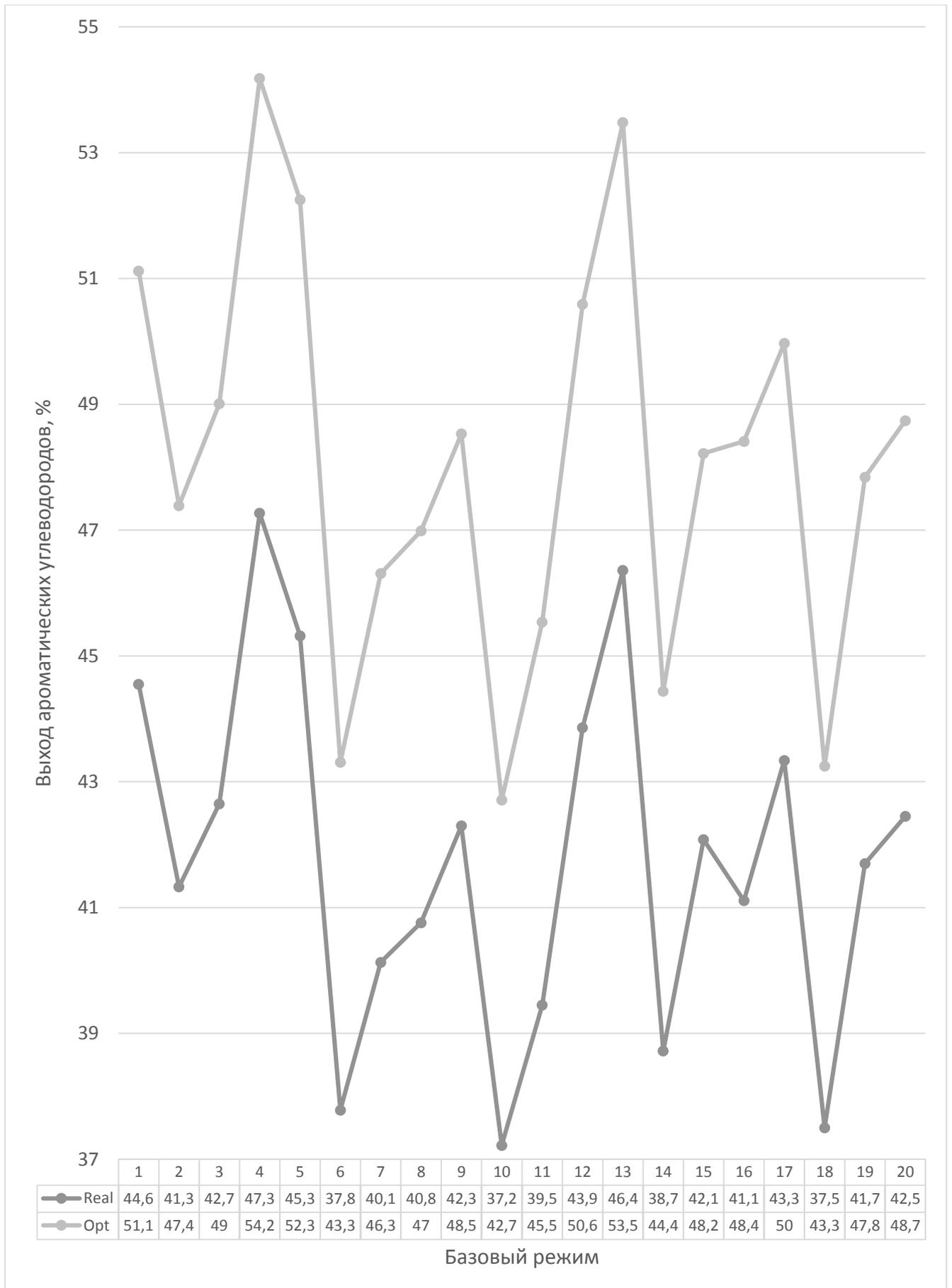


Рисунок 3.7 – Изменение выхода ароматических углеводородов при третьем эксперименте

На рисунке 3.4 показан изменение выхода катализата при первом эксперименте, на рисунке 3.5 – изменение выхода ароматики, на рисунках 3.6, 3.7 – изменение ароматики и катализата.

Исследование при максимизации времени не проводилось, по причине отсутствия данных, которые ранее не рассматривались на базе установки.

Анализ проведённых экспериментов оптимизации процесса риформинга показал, что:

- при максимизации выхода катализата с установленным октановым числом $OЧ=85$, его прирост на основе базовых режимов составляет 5,06%;
- при максимизации октанового числа с установленным выходом катализата $\lambda=80\%$, прирост ароматики составит 7,93%;
- при максимизации октанового числа без ограничений по выходу катализата, прирост ароматики составит 15,12%, а прирост выхода целевого продукта (катализата) -10%.

При этом стоит отметить, что в проведённых экспериментах на базовых режимах температура смеси на входе в третий реактор находится на уровне максимального предела [120].

3.4 Разработка функциональной схемы и техническая реализация системы управления процессом каталитического риформинга

С позиции синтеза системы управления, установка каталитического риформинга обладает следующими характерными особенностями:

- большое количество контролируемых и регулируемых переменных технологического процесса;
- расположение технологического оборудования на значительной территории;
- централизация функций управления установкой риформинга;
- высокие требования к надежности системы управления в следствие пожаро-взрывоопасности процесса.

С учетом перечисленных особенностей, наиболее целесообразной представляется трёхуровневая иерархическая структура системы управления [107], которая позволяет перераспределить функции между управляющей аппаратурой различных уровней и таким образом повысить устойчивость функционирования всей системы.

Функциональная схема блока каталитического риформинга представлена на рисунках 3.8, 3.9.

Измеряемыми входными параметрами системы управления блоком каталитического риформинга являются:

- G_0 – расход сырья (гидрогенизата) на входе реакторного блока;
- $G_{всг}$ – расход водородосодержащего газа на входе реакторного блока;

- ρ – плотность исходной смеси;
- $T_{1вх}, T_{2вх}, T_{3вх}$ – температуры газосырьевой смеси на входе каждого реактора;
- $T_{1вых}, T_{2вых}, T_{3вых}$ – температуры смеси на выходах каждого из реакторов;
- P_1, P_2, P_3 – давление газосырьевой смеси на входе каждого реактора;
- Y_1, Y_2, Y_3, Y_4, Y_5 – содержание ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводородов на определённых участках технологического процесса риформинга.
- λ – выход конечного продукта, катализата.

АСУ технологическим процессом блока каталитического риформинга решает следующие задачи:

- контроль и стабилизация параметров процесса;
- поддержание оптимального режима работы;
- передача измерительной информации по каналам связи;
- обеспечение аварийной сигнализации, в случае выходов параметров за установленные пределы;
- вывод информации на мнемосхему для мониторинга параметров процесса риформинга.

Таким образом по функциональной схеме проведём подбор оборудования, которое будет соответствовать требованиям к предъявляемым к системе управления блоком каталитического риформинга с учётом [128-129].

Диапазоны измерения показателей процесса риформинга описывались ранее.

Для измерения температур на входах и выходах трёх реакторов подходящим датчиков является ТХАУ Метран-271-Exd, характеристики датчика показаны в таблице 3.1.

Таблица 3.1 – Характеристики датчика температуры

Характеристика датчика	Значение
Измеряемая среда	Газ, жидкость
Диапазон измерения температуры, °С	-40...600
НСХ	К (хромель-алюмель)
Предел допускаемой основной относительной погрешности при измерении, %	0.4
Выходной сигнал, мА	4...20
Степень защиты датчика по ГОСТ 14254	IP65
Маркировка взрывозащиты	1ExdIICT6

Для измерения парциального давления газосырьевой смеси на входе каждого из реакторов подобран датчик давления Rosemount 2088A-Exd (таблица 3.2).

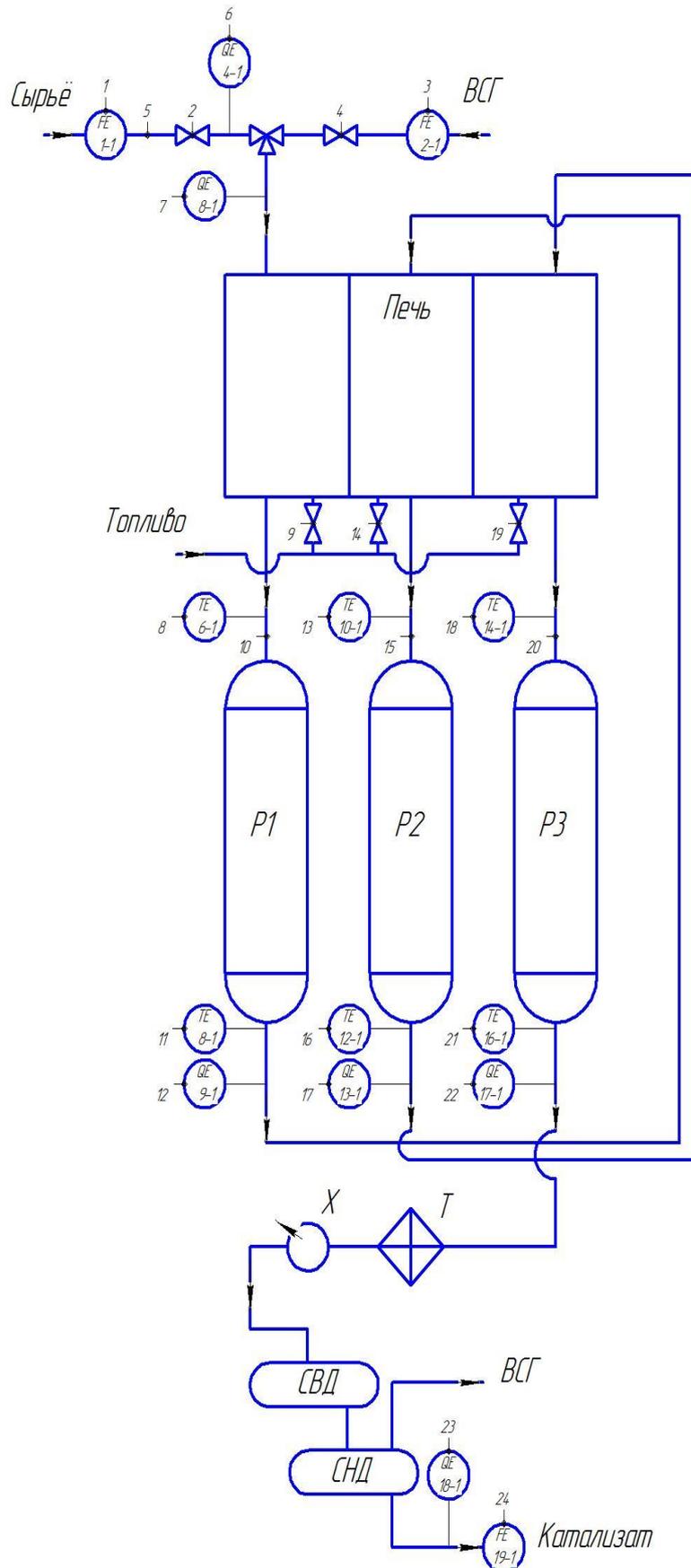


Рисунок 3.8 – Функциональная схема блока процесса риформинга
(приборы по месту)

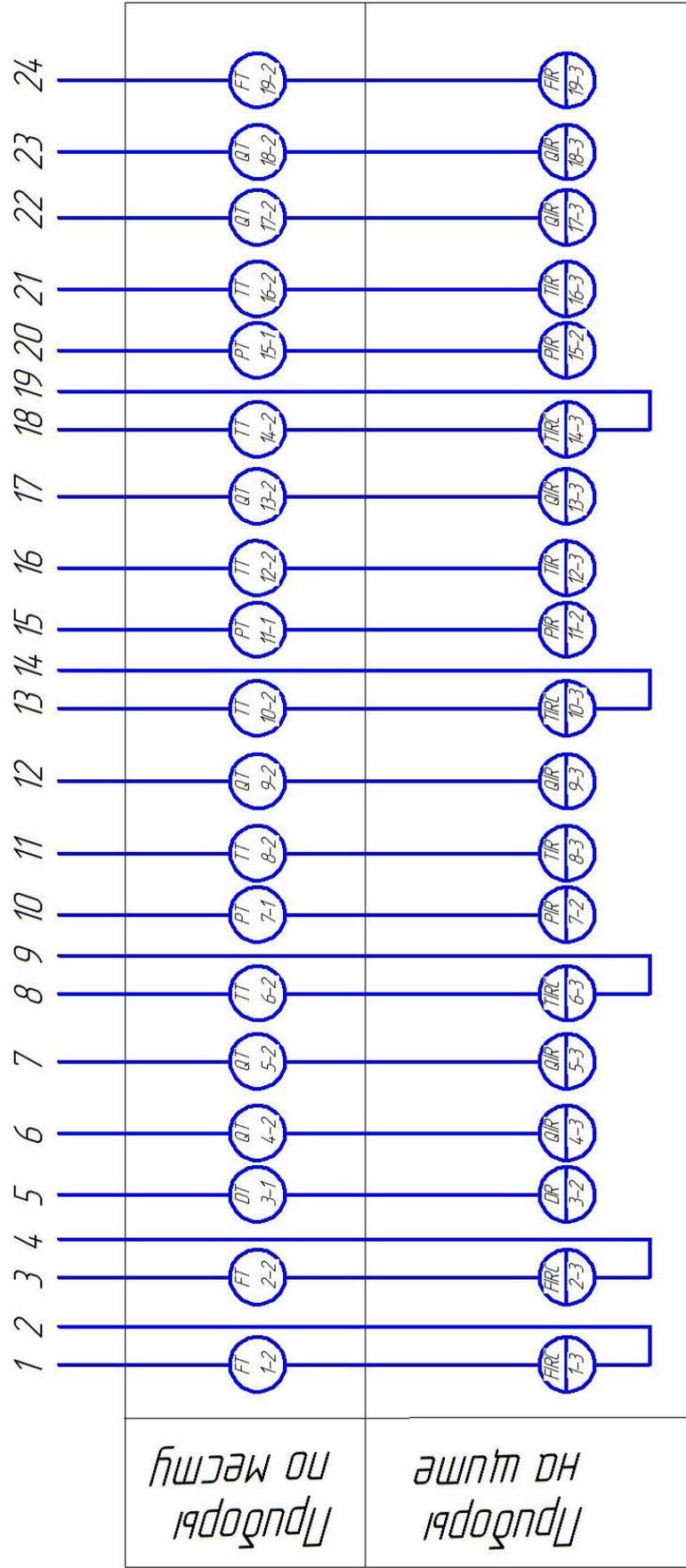


Рисунок 3.9 – Функциональная блока процесса риформинга (приборы по месту и на шите)

Таблица 3.2 – Характеристики датчика давления

Характеристика датчика	Значение
Измеряемая среда	Газ, жидкость
Диапазон измерения температуры, кПа	0...5512
Предел допускаемой основной относительной погрешности при измерении, %	0.07
Выходной сигнал, мА	4...20
Степень защиты датчика по ГОСТ 14254	IP66
Маркировка взрывозащиты	1ExdIICT6

Измерение расхода сырья, ВСГ и катализата в системе осуществляет вихревой расходомер ЭМИС-ВИХРЬ 200 Вн с характеристиками, показанными в таблице 3.3.

Таблица 3.3 – Характеристики датчика расхода

Характеристика датчика	Значение
Измеряемая среда	Газ, жидкость
Диапазон измерения температуры, м ³ /ч	4...160/80...1920
Предел допускаемой основной относительной погрешности при измерении, %	0,5/1
Выходной сигнал, мА	4...20
Степень защиты датчика по ГОСТ 14254	IP67
Маркировка взрывозащиты	1ExdIICT6

Измерение плотности исходного сырья осуществляет погружной плотномер Micro Motion 7835 (таблица 3.4).

Таблица 3.4 – Характеристики датчика плотности

Характеристика датчика	Значение
Измеряемая среда	Жидкость
Диапазон измерения температуры, кг/м ³	0...3000
Предел допускаемой основной относительной погрешности при измерении, %	0,1
Выходной сигнал, мА	4...20
Степень защиты датчика по ГОСТ 14254	IP66
Маркировка взрывозащиты	1ExdIICT6

Для измерения углеводородного состава смеси в процессе каталитического риформинга выбран PGC2003 PNA (таблица 3.5).

Таблица 3.5 – Характеристики датчика углеводородного состава

Характеристика датчика	Значение
Измеряемая среда	Газ, Жидкость
Виды измерений	доли PNA, мольные потоки
Предел допускаемой основной относительной погрешности при измерении, %	0,5
Интерфейс (протокол)	Ethernet (EtherNET/IP)

Для регулирования подачи сырья, ВСГ, а также топлива в печь используется пневмопривод Flowserve PO 3002, регулирующий положения штоков клапанов. Характеристики пневмопривода представлены в таблице 3.6.

Таблица 3.6 – Характеристики пневмопривода

Наименование	Значение
Тип клапана	Регулирующий
Рабочая среда	Газ, жидкость
Скорость перемещения штока, мм/с	250
Питание привода, В	220
Способ управления, мА	4...20
Степень защиты электропривода	IP54

Промышленным контроллером для системы управления является контроллер WP-9421-CE7 [129], чьи характеристики отображены в таблице 3.7.

Таблица 3.7 – Характеристики промышленного контроллера

Характеристика	Значение
Напряжение питания	10... 30 В DC (ном. 24 В DC)
Степень защиты корпуса	IP20
Температурный режим эксплуатации, °С	-25...+75
Центральный процессор	ARM Cortex A8 1 ГГц
Объем оперативной памяти (ОЗУ)	512 Мб
Объем энергонезависимой памяти программ (Flash ПЗУ)	256 Мб (+32 Гб SD)
Объем энергонезависимой памяти данных (EEPROM ПЗУ)	128 Кб
Операционная система	Windows CE 7.0
Число каналов ввода вывода: - аналоговые входы, шт. - аналоговые выходы, шт.	30 (I-9017-15) 8 (I-9028U)
Коммуникационные интерфейсы	2xEthernet, 2xUSB2.0, RS-232, RS-485, 2xRS-232/RS-485
Поддерживаемые протоколы передачи данных	Modbus RTU/ASCII/TCP и DCON

В качестве управляющей ЭВМ верхнего уровня может использоваться практически любая промышленная ЭВМ, укомплектованная дисплеем и печатающим устройством,

поддерживающая сетевой обмен по Ethernet, с частотой центрального процессора не менее 2,5 ГГц и 8-ми ядрами, обеспечивающими необходимую производительность работы комплексного программного обеспечения.

Структурная схема комплекса технических средств системы показана на рисунке 3.10.

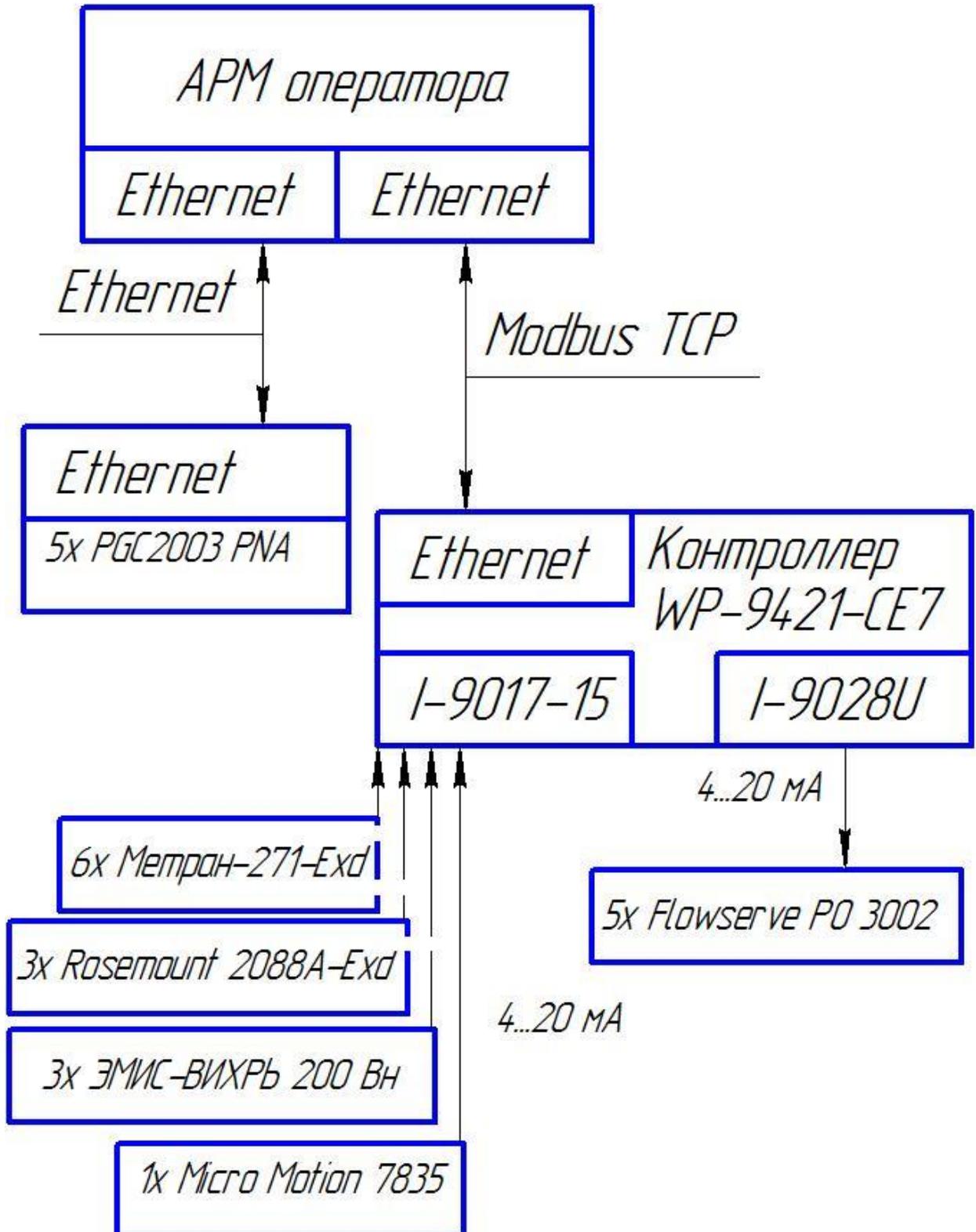


Рисунок 3.10 – Структурная схема комплекса технических средства

Датчики температуры, давления, расхода и плотности подключены к контроллеру через модуль аналогового токового ввода 4...20 мА. Данный вид сигнала обеспечивает возможность выявления обрыва датчика.

Управление исполнительными механизмами (пневмоприводом с клапаном) осуществляется при помощи выходного аналогового токового сигнала 4...20 м. Пневмопривод имеет возможность поддержания высокой скорости перемещения штока клапана.

ЭВМ верхнего уровня работает под управлением SCADA системы в режиме супервизора и решает следующие задачи:

- расчет оптимальных режимов по математической модели, и поддержание её адекватности;
- передача рассчитанных оптимальных значений технологических параметров на промышленный контроллер;
- реализация функциональных возможностей АРМ оператора;
- передача информации вышестоящим АСУ;
- передача информации для расчета технико-экономических показателей на сервер БД предприятия.

Математическое, алгоритмическое и программное обеспечение подсистемы расчета оптимальных режимов установки каталитического риформинга, представлено в данной диссертационной работе.

Функциональные возможности АРМ оператора реализуется на базе НМІ интерфейса (Human-Machine Interface) используемой SCADA системы [130].

Процесс каталитического риформинга не является самостоятельным процессом и входит в достаточно длинную цепочку технологических процессов преобразования нефтяного сырья (рисунок 1.1). Поэтому для эффективного функционирования риформинга, необходимо обеспечить возможность обмена данными с системами управления сопутствующих процессов (гидроочистка, стабилизация риформата и т.д.), а также с вышестоящими АСУ всего завода в целом.

Для предотвращения аварийных ситуаций все измерительные преобразователи, используемые в разработанной системе оптимального управления, имеют взрывозащищенное исполнение, а для реализации управляющих воздействий используются пневматические исполнительные механизмы. Выбранные датчики и исполнительные механизмы специально спроектированы для использования в нефтехимической и химической промышленности.

Программным обеспечением, под управлением которого функционируют представленные технические средства является любая SCADA система TRACE-MODE 6 [133,133] и т.д.

3.5 Актуальность применения системы управления

Математическая модель блока реакторов рассчитывается непрерывно для получения адекватных целевых показателей модели, в свою очередь идентификация модели и оптимизация технологических параметров происходит через определённые промежутки времени. Данная ситуация обуславливается наиболее длинным измерением показателя технологического процесса, в случае разрабатываемой системы управления – это измерение состава реакционной смеси при помощи газовых хроматографов. Идентификация модели и оптимизация происходит через каждый период времени t_p (рисунок 3.11).

Период идентификации и оптимизации в нашем случае равен 10 мин. Таким образом встаёт актуальный вопрос о возможности применения системы с таким периодом работы на объекте управления.

Основной причиной проведения идентификации модели является изменение активности катализатора, которая влияет на химические превращения в реакторах. Активность катализатора можно принять постоянной в период времени (t_T) от 1/5000 до 1/3000 от межрегенерационного периода [18].

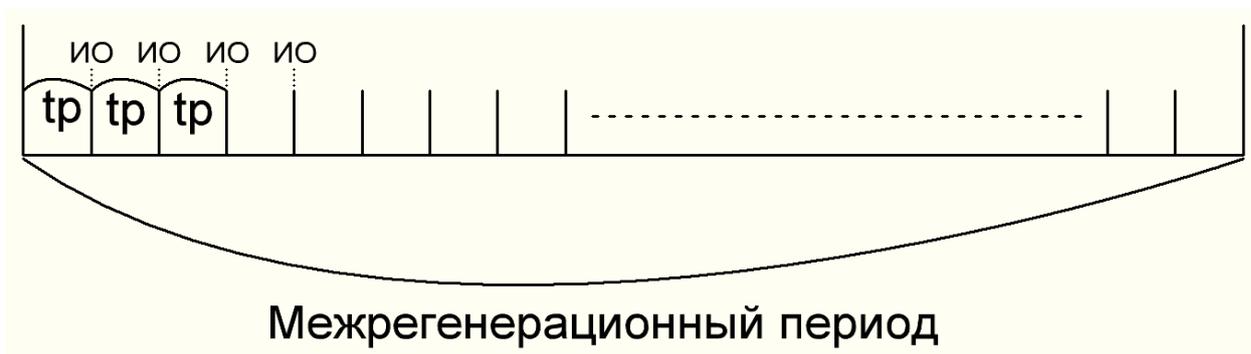


Рисунок 3.11 – Период идентификации и оптимизации

В рамках работы рассматривается катализатор, работающий в течение 9 месяцев.

Статичность активности катализатора составляет:

$$t_T = \frac{6480 \text{ ч}}{5000} = 1,3 \text{ ч} . \quad (3.17)$$

Таким образом:

$$t_T = 77 \text{ мин} > 2t_p = 20 \text{ мин} . \quad (3.18)$$

Период идентификации актуален для процесса риформинга, отталкиваясь от полученных результатов. Согласно регламенту технологического процесса риформинга в процессе производства нельзя выходить за установленные пределы, программа оптимизации выполняет

поиск значений управляющих воздействий в указанных пределах и, соответственно, выполняет необходимые требования.

Управляющие воздействия реализуются пневматическими приводами с клапанами, полный ход штоков клапанов выполняется менее чем за секунду, управляющие воздействия задаются каждые 10 мин. Среднее время переходных процессов температурам смеси на входе реакторов и расходу ВСГ в блок реакторов при задании первого критерия оптимизации показаны в таблице 3.8.

Время переходных процессов по температурам, изменяемым за счёт пуска смеси через секции печи не превышает 30 с, время переходного процесса расхода ВСГ в блок реакторов не более 2 с. Такие показатели достигаются за счёт высокого быстродействия исполнительных механизмов. Быстрому изменению температур способствует большая площадь нагрева (около 320 м²) и соответствующая длина труб (220 м), в каждой секции печи и возможностью поддержания высокой тепловой нагрузки до 34,75 ГДжоуль/ч, кроме того важным фактором является постоянное повышение температуры на входе каждого реактора от начала до конца межрегенерационного цикла.

Динамика изменения управляющих воздействий (температуры на входах трёх реакторов и расход водородсодержащего газа в каскад реакторов) по декадам работы установки риформинга в случае с решением основной задачи оптимизации (максимизация выхода катализата при ограничении октанового числа) показана на рисунках 3.12 и 3.13.

Таблица 3.8 – Среднее время переходных процессов управляющих воздействий

Параметр	Значение параметра	Время переходного процесса
Температура смеси на входе в первую секцию печи	450...465 °С	15...20 с
Температура смеси на выходе из первой секции печи	476...506 °С	
Температура смеси на входе во вторую секцию печи	456...480 °С	19...24 с
Температура смеси на выходе из второй секции печи	485...511 °С	
Температура смеси на входе в третью секцию печи	460...484 °С	26...30 с
Температура смеси на выходе из третьей секции печи	501...527 °С	
Расход ВСГ в блок реакторов	90200...105500 м ³ /ч	1...2 с

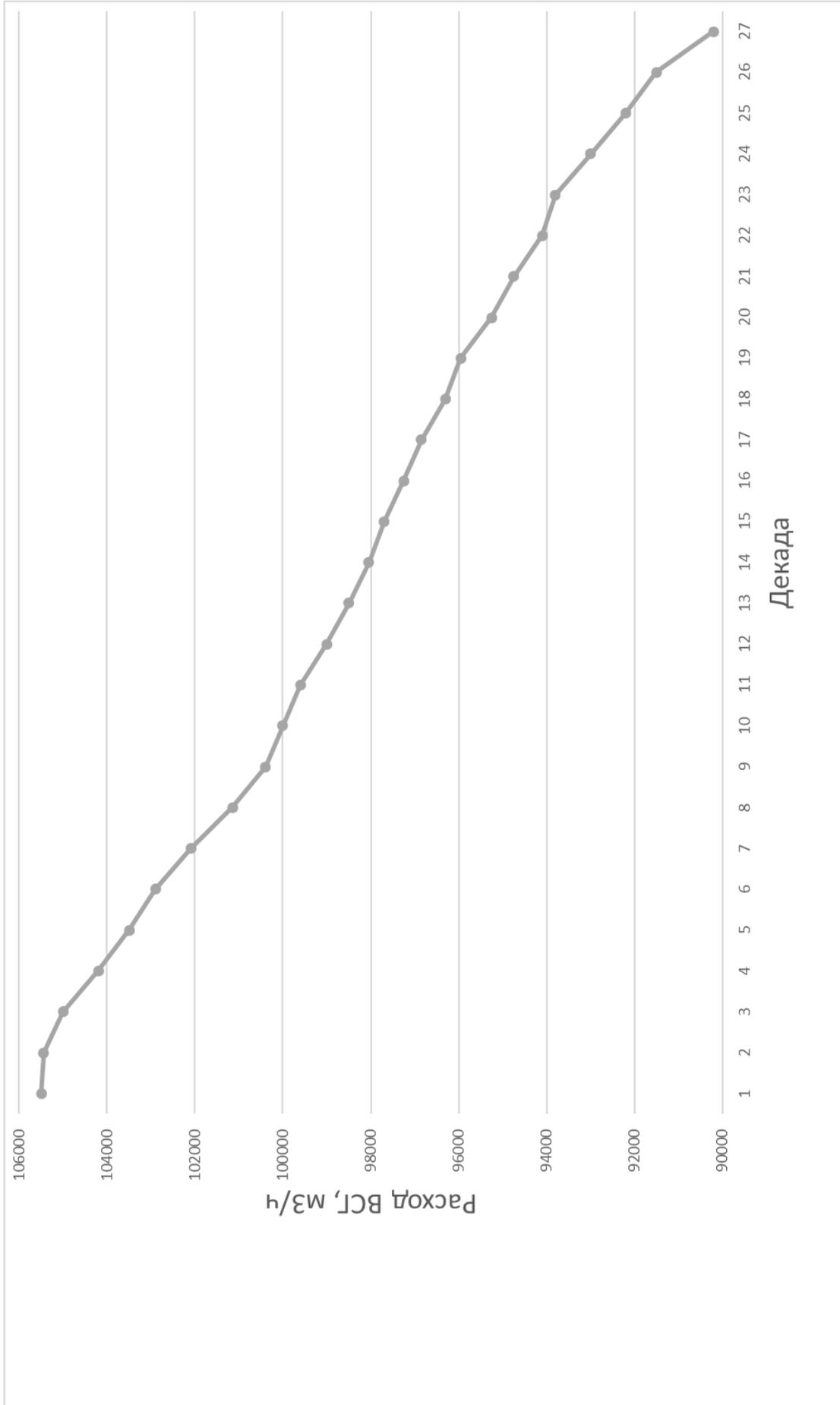


Рисунок 3.12 – Динамика изменения расхода ВСГ в блок реакторов

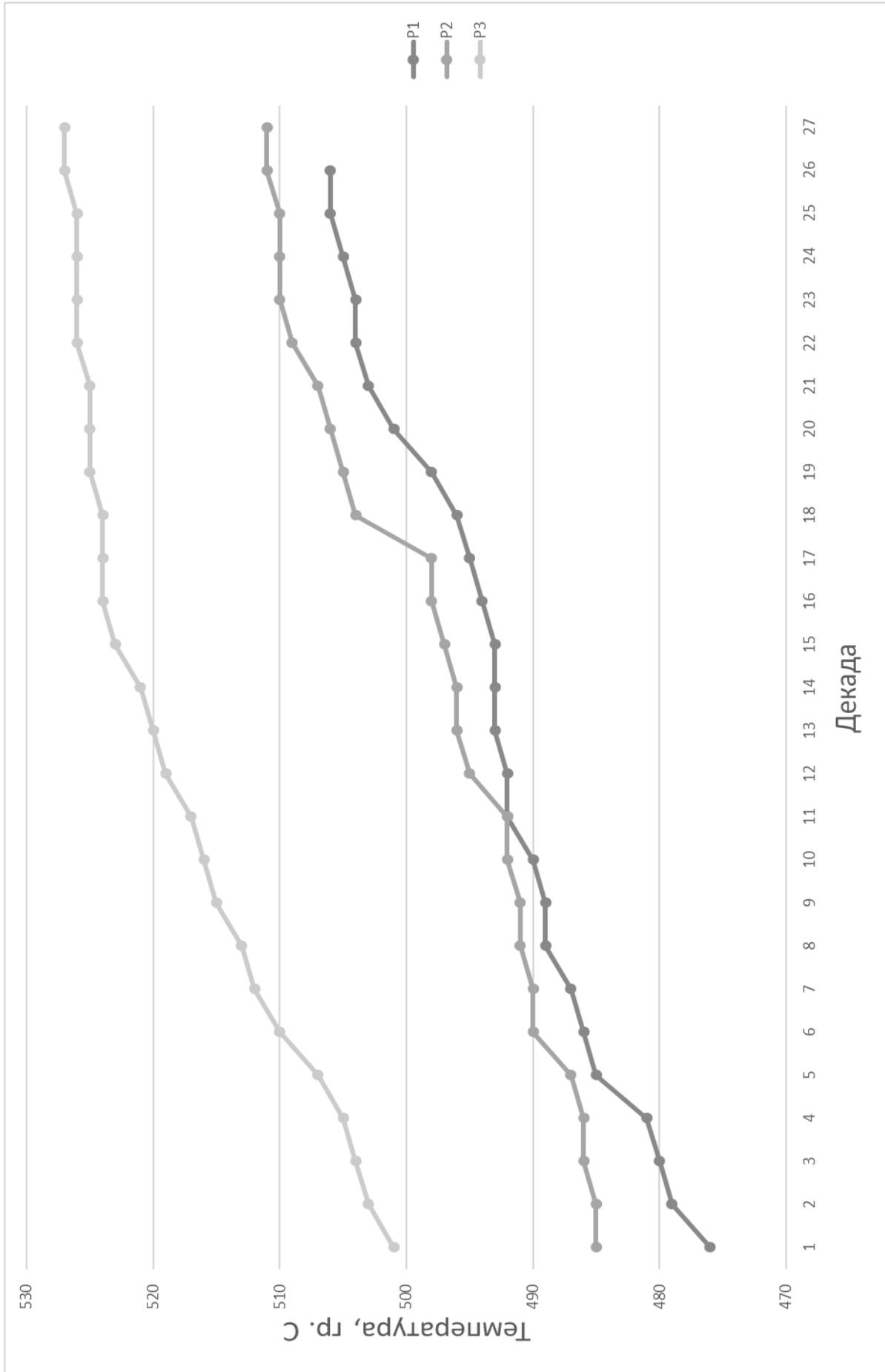


Рисунок 3.13 – Динамика изменения температур на входе каждого реактора

Динамики изменений говорят о том, что при решении первой задачи оптимизации, происходит увеличение температур на входах реакторов и уменьшения расхода ВСГ в блок реакторов со временем, что обусловлено необходимостью увеличения прироста ароматики для поддержания необходимого октанового числа катализата на выходе третьего реактора.

3.6 Выводы

1. За счёт применения имитационного моделирования при помощи математической модели процесса каталитического риформинга выполнено исследование чувствительности выходных показателей процесса (выхода катализата и ароматизации реакционной смеси) к выбранным управляющим воздействиям (температуре на входе реакторов и расход ВСГ в блок реакторов).

2. Осуществлены постановки задач оптимального управления процессом каталитического риформинга на основе экономического и технического анализа работы блока каталитического риформинга.

3. Выработан метод, который позволяет решать одну из четырех задач оптимизации при помощи комбинированного использования методов Нелдера-Мида и Хука-Дживса.

4. Разработан алгоритм расчета оптимальных режимов процесса каталитического риформинга согласно математической модели, актуальность которой поддерживается при переходе из одного статического режима в другой.

5. Способами имитационного и математического моделирования выполнено исследование предложенных режимов процесса каталитического риформинга согласно математической модели.

6. Осуществлены разработка функциональной схемы блока риформинга и построение структурной схемы комплекса технических средств, по которым произведён выбор оборудования для реализации системы управления.

4 КОМПЛЕКС ПРОГРАММ ДЛЯ МАТЕМАТИЧЕСКОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ И ОПТИМИЗАЦИИ ПРОЦЕССА КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

4.1 Структура комплекса программ для моделирования и оптимизации процесса каталитического риформинга

Возможны два способа интеграции программного обеспечения в современные SCADA:

– реализация разработанных алгоритмов на одном из поддерживаемых выбранной SCADA системой языков стандарта МЭК 61131 (SFC, IL, ST, LD, FBD) [134];

– реализация разработанных алгоритмов на общепринятых языках программирования высокого уровня, с дальнейшим их подключением к SCADA системе в виде внешнего модуля [135].

Реализация первого варианта влечет за собой значительные трудности, связанные с особенностями программирования алгоритмов на языках стандарта МЭК. Данные языки разрабатывались как средство программирования ПЛК и представляют собой либо значительно упрощенные и измененные варианты классических языков программирования (ST – Pascal, IL – Assembler), либо специализированные языки, предназначенные для решения специфических задач (LD – язык описания релейных схем). Языки SFC и FBD относятся к так называемым «визуализированным» языкам программирования, предназначенными для использования персоналом, не являющимся специалистами в области программирования. Программы на этих языках создаются как конструктор из уже готовых функциональных блоков, находящихся в специальной базе данных.

Очевидно, что реализация алгоритма математической модели процесса каталитического риформинга, ее адаптивной идентификации модели и оптимизации на языках программирования стандарта МЭК связана со значительными трудностями, если вообще возможна.

Второй вариант решения задачи интеграции разработанного программного комплекса в современные SCADA, является более предпочтительным. Он позволяет реализовать программное обеспечение практически на любом современном языке программирования высокого уровня, а для интеграции полученных программ в SCADA использовать средства, предусмотренные разработчиками выбранной SCADA системы, а также стандартные средства операционной системы.

Для реализации системы оптимального управления системы управления блока каталитического риформинга выбран второй вариант. В результате подобран комплекс программ. Необходимыми условиями является оперативное и быстрое взаимодействие их на программном уровне, а также осуществление эффективного управления технологическим процессом риформинга за счёт взаимодействия программ.

Для выполнения всех условий применены следующие программные продукты:

- SCADA Trace Mode 6;
- Microsoft Visual Studio;
- VistaNET.

Структура взаимодействия отдельных программ разработанного комплекса представлена на рисунке 4.1.

SCADA Trace Mode 6 представляет собой программный комплекс, относящийся к классу SCADA HMI. Программный комплекс является разработкой компании AdAstra Research Group. Система применяется для разработки различного рода программных обеспечений автоматизации системы управления технологическими процессами, автоматизации зданий, систем учёта. Система осуществляет управление процессами и регулирование технологических параметров в режиме реального времени. Кроме этого система позволяет программировать промышленные контроллеры [136].

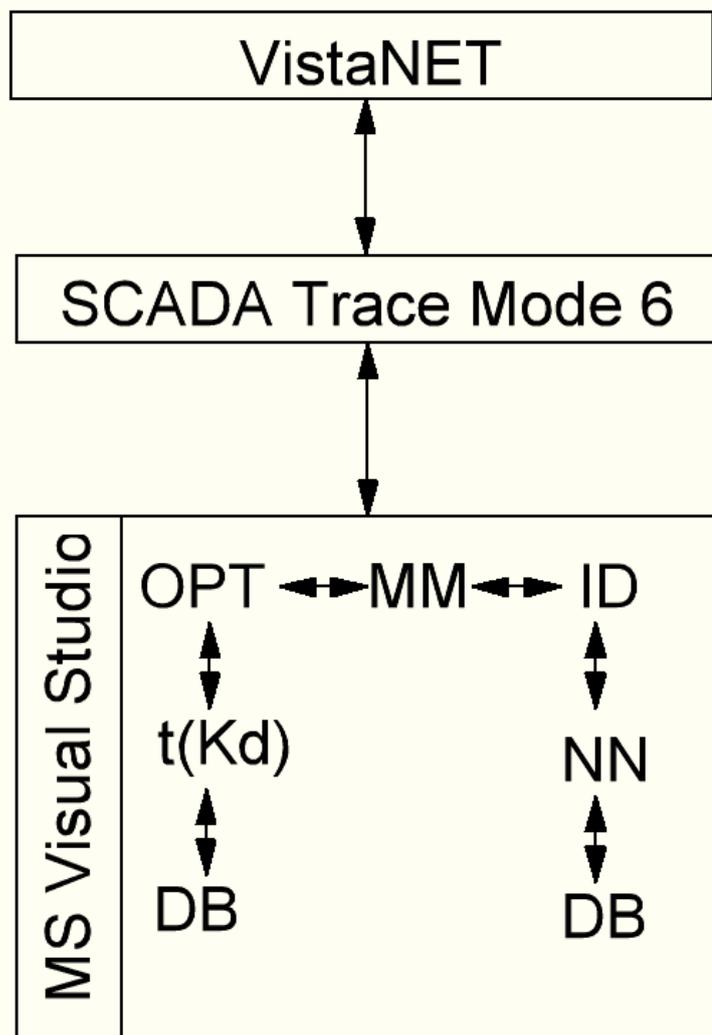


Рисунок 4.1 – Структура взаимодействия программных обеспечений

В состав SCADA Trace Mode входят различные инструментальные системы и наборы рантаймов (исполнительные модули).

Инструментальная система предназначена для создания проекта АСУ. Рантаймы позволяют запустить разработанный проект и поддерживать его функционирование в режиме реального времени.

В рамках инструментальной среды возможны:

- разработка мнемосхем технологических процессов;
- разработка различных панелей;
- разработка программ на техническом языке FBD;
- разработка программ на техническом языке SFC;
- разработка программ на техническом языке IL;
- разработка программ на техническом языке ST;
- разработка программ на техническом языке LD;
- редактирование шаблонов документов;
- создание связей СУБД;
- редактирование документов оборудования (EAM);
- редактирование списков персонала (HRM);
- редактирование материальных ресурсов (MES).

Система поддерживает множество драйверов для различных видов оборудования. SCADA система имеет возможность подключения оборудования по многим протоколам и интерфейсам.

Данная SCADA система получила широкое распространение благодаря обширному функционалу и универсальности. Основным элементом TRACE MODE считается монитор текущего времени MPB, который является основным исполнительным модулем SCADA/HMI системы TRACE MODE. Он включает в себя графический клиент и сервер текущего времени.

Имеются некоторые разновидности MPB, которые предназначены для решения разнообразных задач и отличаются комплектом функций. Стандартный MPB представляет собой классическое SCADA/HMI приложение, ключевыми функциями которого считаются:

- предоставление HMI-информации клиентам и остальным серверам TRACE MODE;
- ведение отчета тревог (алармов);
- визуализация информации на мнемосхемах и трендах (HMI);
- администрирование технологическим процессом и регулирование согласно алгоритмам, которые запрограммированы на языках стандарта МЭК 6-1131/3;

- первоначальная обработка информации - масштабирование, фильтрация, контроль границ и др.;

- сбор данных с УСО посредством пользовательских и встроенных драйверов TRACE MODE, OPC и DDE.

Монитор текущего времени имеет мощные графические возможности:

- окна событий;
- исторические тренды ограниченной глубины;
- тренды текущего времени;
- мультипликация;
- масштабирование экранов;
- возможность динамизации каждого из графических объектов;
- технология 3D FAST+ ускоряющая загрузку графических экранов;
- поддержка наложения текстур и "прозрачности" фигур;
- поддержка слоев;
- объемная фотореалистичная графика.

Имеется возможность подключения к монитору текущего времени произвольного количества устройств связи с объектом, применяя все доступные аппаратные и программные интерфейсы. МРВ TRACE MODE снабжается бесплатными драйверами к 2490 разнообразным устройствам вывода/ввода: промышленным программируемым контроллерам, модулям DCS, платам УСО, частотным преобразователям, интеллектуальным датчикам и др.

Монитор текущего времени располагает открытым форматом драйвера, что дает пользователям возможность написания собственных драйверов УСО на языке Си. Также имеется возможность реализовать обмен с УСО непосредственно в ST-программе (без драйвера) при помощи ее специальных функций. Соответствующий toolkit включен в состав любой из инструментальных систем TRACE MODE.

Все разновидности МРВ и МРВ+ версии 6 обладают способностью управлять модемом для связи по коммутируемым телефонным линиям. Если проводить аналогию с TRACE MODE 5, то можно сказать, что функция Модем+ теперь бесплатно добавлена ко всем видам МРВ.

Кроме стандартного МРВ имеются версии Монитора текущего времени с адаптивным регулированием, автоматическим горячим резервированием, с интегрированным сервером документирования, сервером СУБД РВ SIAD/SQL 6, OPC-сервером, GSM-сервером и др.

ПЛК работают под управлением МикроМРВ, в котором отсутствуют функции визуализации технологического процесса. Связь операторских станций и ПЛК может осуществляться посредством последовательных интерфейсов RS 232/485 (интегрированных протоколов M-Link), выделенной линии, Ethernet, модема, Arcnet и остальных видов связи.

Использование TRACE MODE предоставляет возможность быстрой разработки эффективных и отказоустойчивых АСУТП.

Microsoft Visual Studio – совокупность продуктов, которая включает в себя среду разработки программных средств на поддерживаемых языках.

Благодаря линейке продуктов возможна разработка разного рода приложений от консольных программ до целого программного комплекса для платформ на базе Windows.

В линейке продуктов возможно:

- редактирование исходного кода;
- отладка разрабатываемых программ;
- редактирование форм, которые обеспечивают возможность создания интерфейсов;
- создание баз данных и т.д.

К Visual Studio возможно подключение стороннего программного обеспечения и совместного их функционирования с линейкой продуктов от компании Microsoft.

В Visual Studio включены следующие компоненты:

- Visual Basic .NET;
- Visual F#;
- Visual C++;
- Visual C#.

VistaNET является программным обеспечением для управления газовыми хроматографами PGC2003, которые измеряют концентрацию ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов.

Стрелками на структурной схеме обозначены взаимодействия элементов. Центральным элементом является SCADA система, которая обменивается данными с другими модулями: VistaNET и Microsoft Visual Studio [136].

В Microsoft Visual Studio реализованы следующие компоненты:

- MM – математическая модель процесса каталитического риформинга;
- ID – программа идентификации, поддерживающая адекватность кинетической модели риформинга;
- NN и DB – нейронная сеть и база данных, обеспечивающие оперативный поиск поправочных коэффициентов для разработанной математической модели;
- OPT – программа оптимизации управления технологическим процессом каталитического риформинга, основанная на выборе целевого критерия;

– $t(Kd)$ и DB – построение функции зависимости времени полезного функционирования технологического процесса каталитического риформинга от коэффициента дезактивации на основе опытных данных, полученных из базы данных [134].

Обобщённая структурная схема адаптивной системы оптимального управления с идентифицируемой моделью приведена на рисунке 4.2.

Технологический процесс риформинга (ОУ) заключается в обработке сырья (ароматизации гидрогенизата) в 3-х последовательно соединённых реакторах, выходным продуктом является катализат.

Система проводит параметрическую идентификацию математической модели с учётом технологических параметров ОУ. За счёт полученной адекватной модели происходит решение оптимальной задачи, после чего уставки технологических параметров отправляются в АУУ (автоматические управляющие устройства) и они, соответственно, осуществляют управляющие воздействия.

Оператор системы управления осуществляет мониторинг параметров ОУ, производит настройку параметрической идентификации и выбирает оптимальную задачу управления.

4.2 Потоки данных программного комплекса

В системе оптимального управления процессом каталитического риформинга присутствуют входные, внутренние и выходные данные. Рассмотрим структуру потока данных [136].

Входные данные для SCADA системы от управляющего промышленного контроллера:

- $T_{iВХ}$ – температура смеси на входе i -го реактора;
- $T_{iВЫХ}$ – температура смеси на выходе i -го реактора;
- P_i – давление смеси на входе i -го реактора;
- ρ – плотность исходной смеси;
- G_0 – расход сырья в блок риформинга;
- $G_{всг}$ – расход ВСГ в блок риформинга;
- $G_{кат}$ – расход катализата из блока риформинга.

Выходные управляющие сигналы от SCADA в управляющий контроллер:

- сигналы управления на пневмоприводы, управляющими подачей сырья и ВСГ;
- сигналы управления на пневмоприводы, управляющими подачей топлива в печь.

VistaNET получает сигналы с газовых хроматографов и отправляет их в SCADA:

- Y_{a0} , Y_{n0} , Y_{p0} – содержание 3-х видов углеводородов (ароматические, нафтеновые, парафиновые) в исходной смеси;

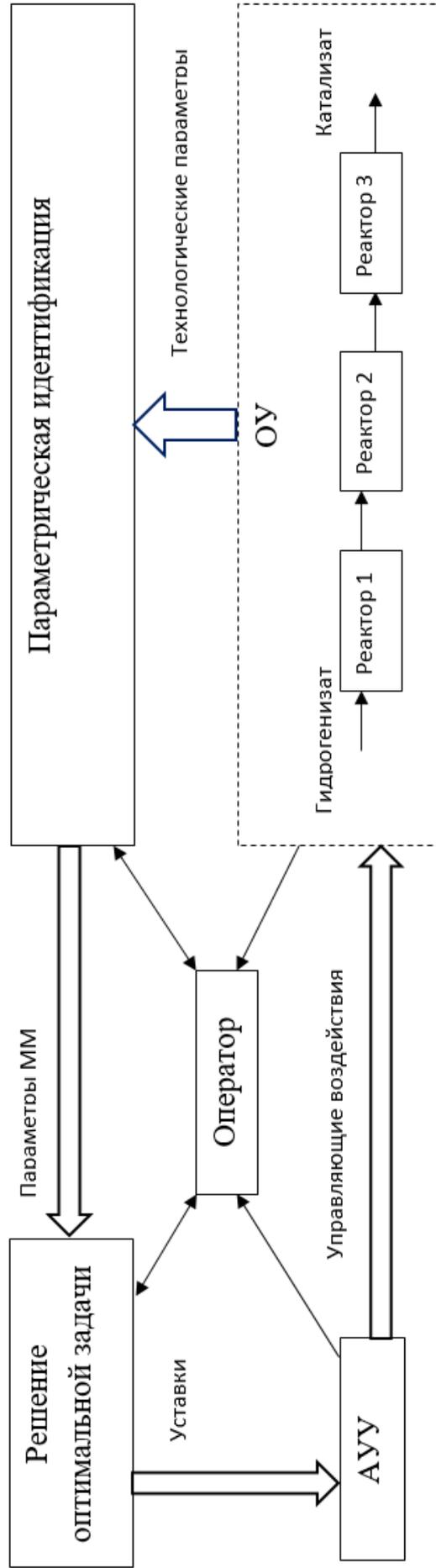


Рисунок 4.2 – Схема функционирования системы управления

– Y_{ai} , Y_{ni} , Y_{pi} – содержание 3-х видов углеводородов в газосырьевой смеси после i -го реактора.

Все полученные данные SCADA системой передаются на вход блока MS Visual Studio. К вышеописанным параметрам добавляются ограничения, задаваемые оператором:

– K_g – коэффициент жёсткости процесса риформинга, который нельзя превышать в процессе производства;

– K_d – коэффициент дезактивации катализатора в каскаде реакторов, значения ниже этого показателя считаются недопустимыми;

– $G_{0 \text{ мин}}$, $G_{0 \text{ макс}}$ – минимальное и максимальное значения расхода сырья на входе блока;

– $T_{\text{мин}}$, $T_{\text{макс}}$ – минимальное и максимальное значения температур на входе реакторов риформинга;

– $\eta_{\text{мин}}$, $\eta_{\text{макс}}$ – минимальное и максимальное значения кратности циркуляции ВСГ/сырьё;

– λ_0 – минимально возможный выход катализата из каскада реакторов риформинга;

– $ОЧ_0$ – минимально возможное значение октанового числа на выходе каскада реакторов;

Выходными данными MS Visual Studio направленными в SCADA Trace Mode 6:

– $УТ_{iВХ}$ – уставка по температуре смеси на входе i -го реактора, рассчитанная алгоритмом оптимизации;

– $УG_0$, $УG_{\text{всг}}$ – уставки по расходу сырья и водородсодержащего газа в блок каталитического риформинга;

– $\lambda_{\text{ММ}}$ – расчётное значение выхода катализата;

– $ОЧ_{\text{ММ}}$ – расчётное октановое число катализата;

– $Y_{ai \text{ ММ}}$, $Y_{ni \text{ ММ}}$, $Y_{pi \text{ ММ}}$ – содержание 3-х видов углеводородов в газосырьевой смеси после i -го реактора, рассчитанное по математической модели.

– $K_{d\text{ММ}}$ – коэффициент дезактивации катализатора в каскаде реакторов риформинга;

– $T_{i\text{ВЫХ ММ}}$ – температура сырья на выходе i -го реактора, рассчитанная по математической модели.

Внутренние параметры блока Visual Studio:

– n_{ai} , n_{ni} , n_{pi} , n_{gi} , n_{H2i} – количество углеводородов, перешедших в ароматические, нафтеновые, парафиновые и газообразные углеводороды в результате реакции протекающей в элементарном слое катализатора i -го реактора, а также количество образованного водорода в результате реакций в i -ом реакторе, рассчитанных в математической модели;

– M_{ai} , M_{ni} , M_{pi} , M_{ci} – массовые потоки ароматических, нафтеновых, парафиновых углеводородов и газосырьевой смеси в целом после i -го реактора, рассчитанных в математической модели;

– $K_{Knai}, K_{Knp_i}, K_{Kng_i}, K_{Kpg_i}, K_{KCi}$ – корректирующие множители для 4-х дифференциальных уравнений перехода из одного состояния в другое i -го реактора и корректирующий множитель для средней теплоёмкости смеси i -го реактора), рассчитанных в математической модели;

– $K_{д1}, K_{д2}, K_{д3}$ – коэффициенты дезактивации катализатора в i -ом реакторе блока риформинга;

– $t(K_{д})$ – функция зависимости оставшегося времени от начального показателя до предельного значения дезактивации катализатора.

На основе вышеописанных параметров, разрабатывалась структура взаимосвязей и зависимостей показателей друг от друга, благодаря которой создано программное обеспечение для оптимизации управления процессом каталитического риформинга [136].

4.3 Интеграция программного комплекса в SCADA систему

В настоящее время Supervisory Control And Data Acquisition (SCADA – диспетчерское администрирование и сбор данных) считается самой высокоперспективной технологией автоматизированного управления во многих областях промышленности [130]. Особенно системы SCADA наилучшим способом применяются с целью автоматизации управления распределенными и непрерывными процессами, какими считаются технологические нефтегазовые процессы.

Взаимодействие оператора с программным комплексом, который управляет процессом каталитического риформинга осуществляется через SCADA Trace Mode 6 [136] на основе описанных алгоритмов [137]. Синхронизация обработки данных происходит на основе [138].

Основным экраном системы управления (рисунок 4.3) является интерфейс на котором можно производить выбор пунктов меню.

В рамках указанного меню можно производить выбор следующих пунктов:

- мнемосхема технологического процесса (рисунок 4.4);
- математическая модель (рисунок 4.5);
- оптимизация (рисунок 4.6, рисунок 4.7);
- анализ параметров;
- база данных.

На мнемосхеме технологического процесса визуализируется протекание каталитического риформинга. На мнемосхеме показаны текущие значения расхода сырья, ВСГ и катализата на выходе блока, а также температуры на входе и выходе реакторов. Температуры входа и расход сырья и ВСГ являются регулируемыми параметрами.

На рисунке 4.4 изображены следующие элементы:

- П1, П2, П3 – 3-х секционная трубчатая печь, в каждую секцию которой регулируется подача топлива для достижения заданных температур на входах реакторов;
- Р1, Р2, Р3 – реакторы каталитического риформинга, в которых происходит ароматизация гидрогенизата;
- Т – теплообменник, охлаждающий риформат до установленной температуры;
- СВД, СНД – сепараторы высокого и низкого давления, которые разделяют риформат на водородсодержащий газ и катализат, отправляемый в абсорбер.

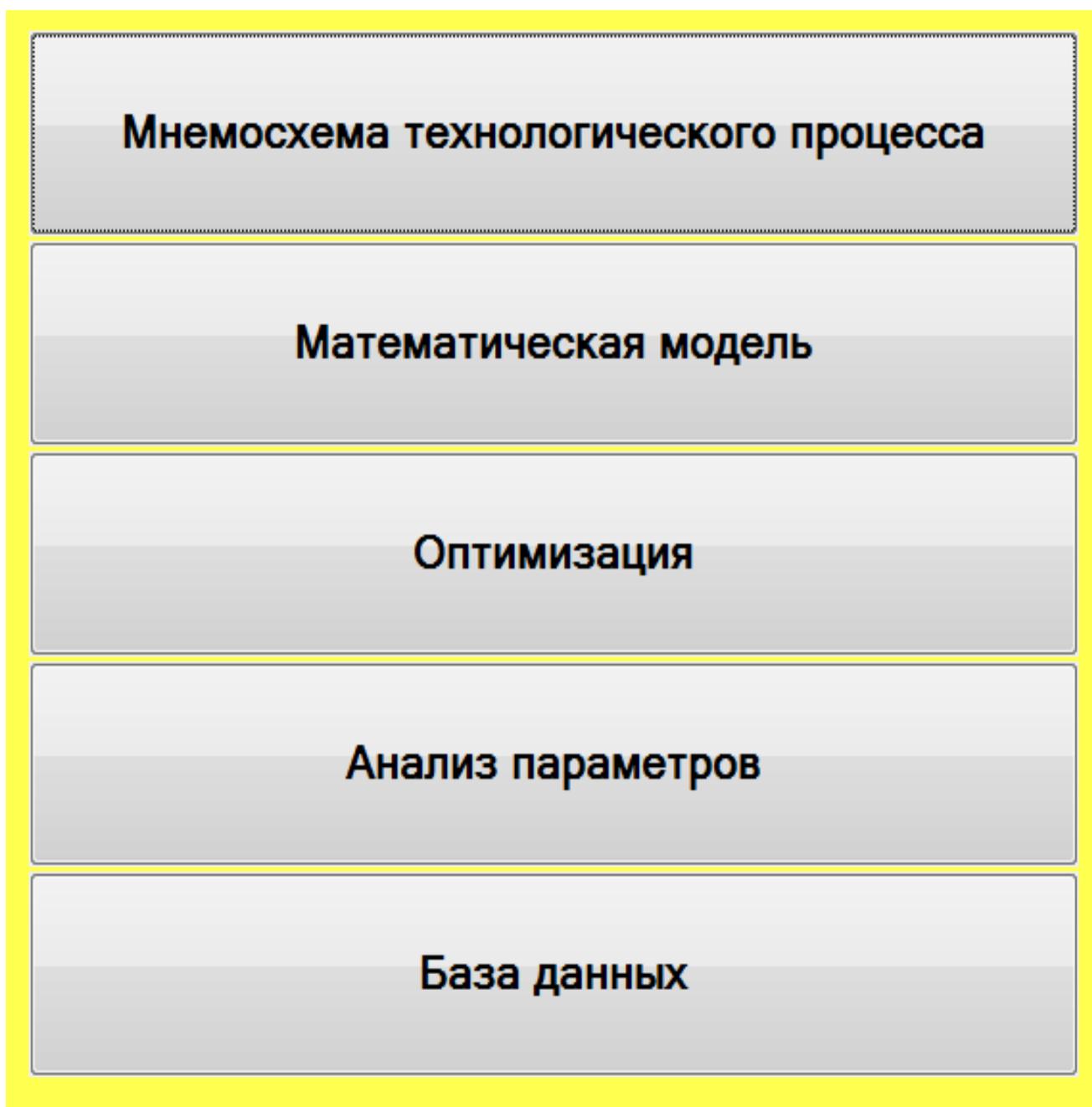


Рисунок 4.3 – Основное меню

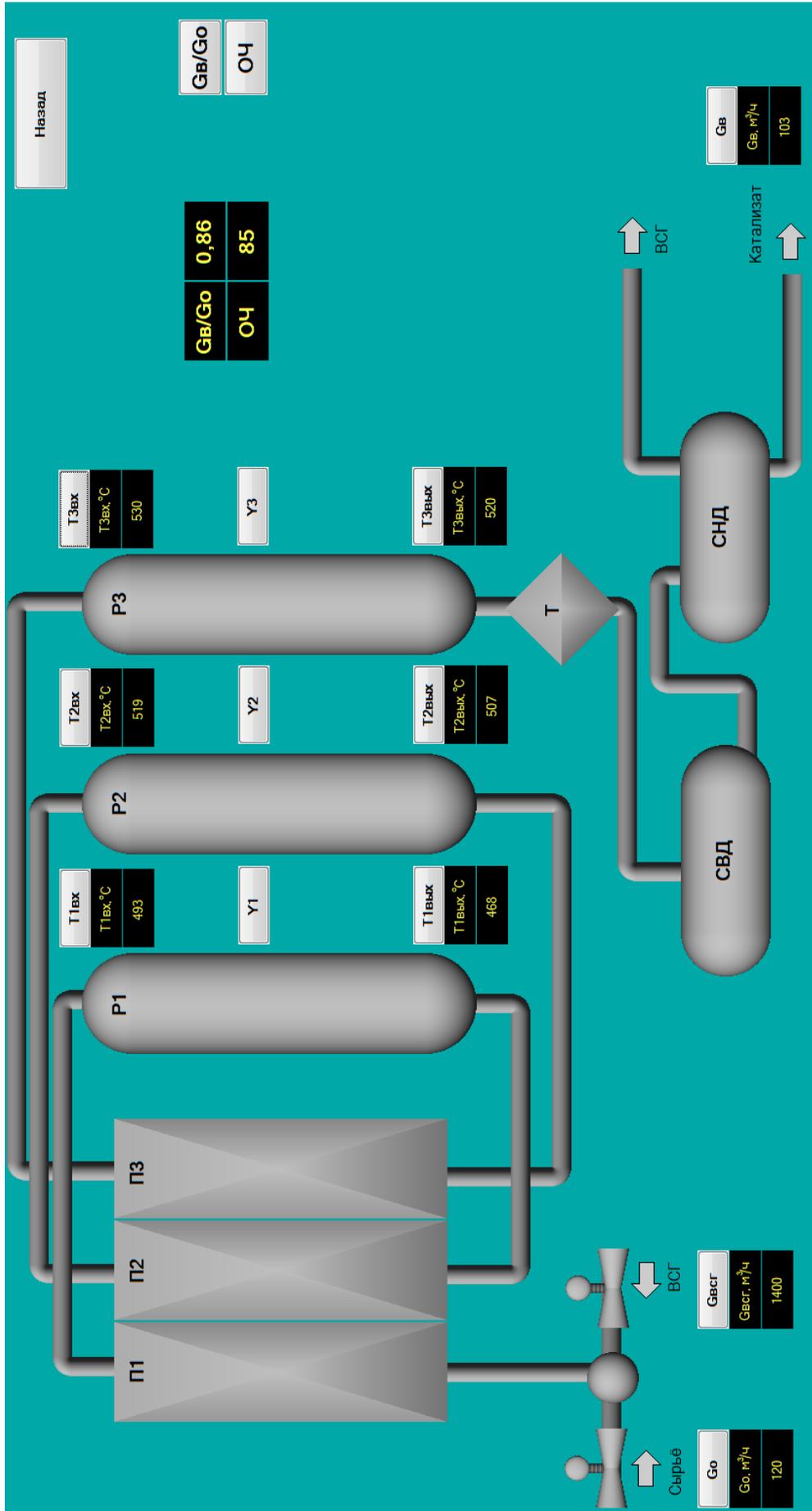


Рисунок 4.4 – Мнемосхема технологического процесса

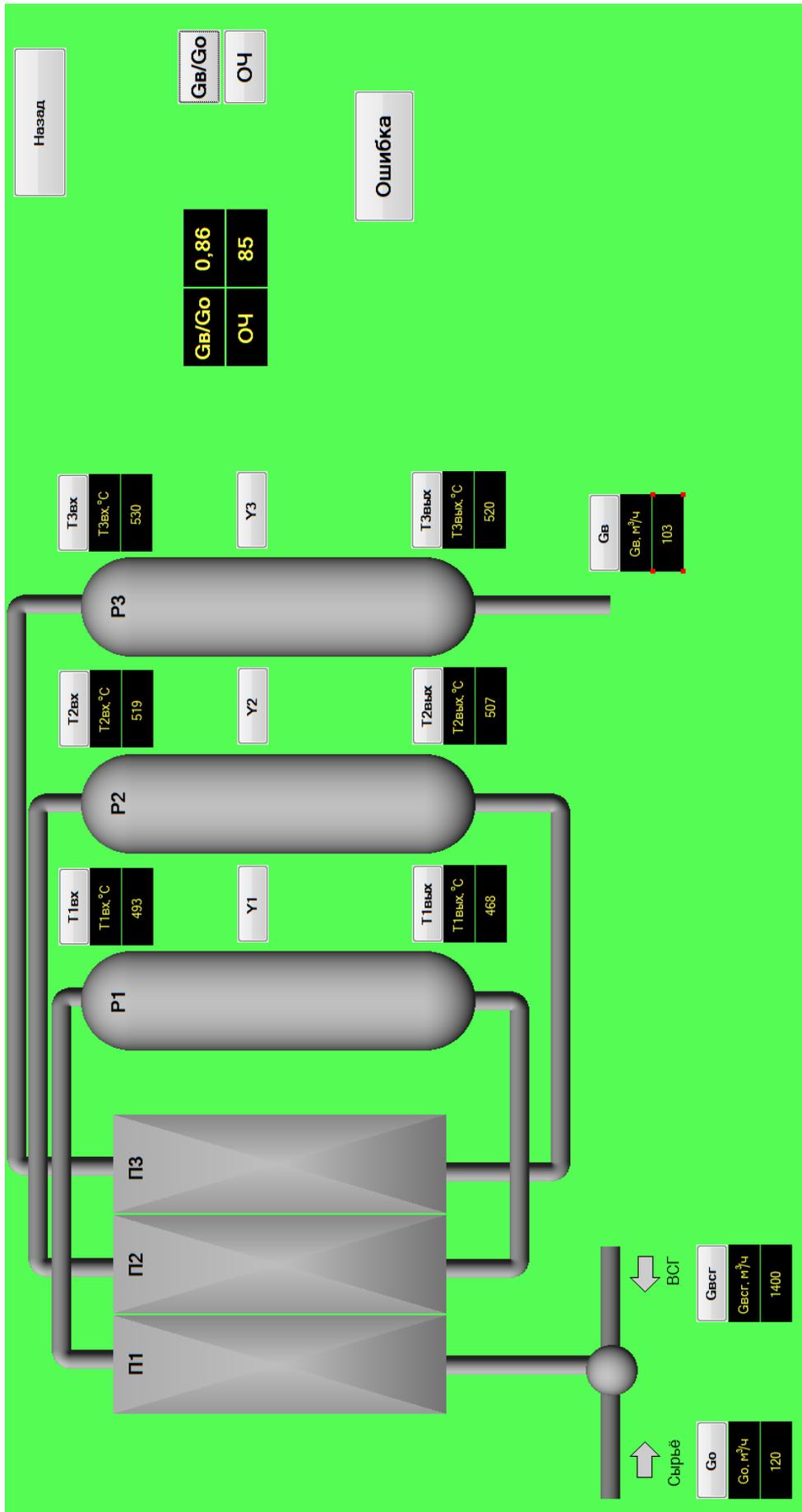


Рисунок 4.5 – Магематическая модель

Критерий оптимизации

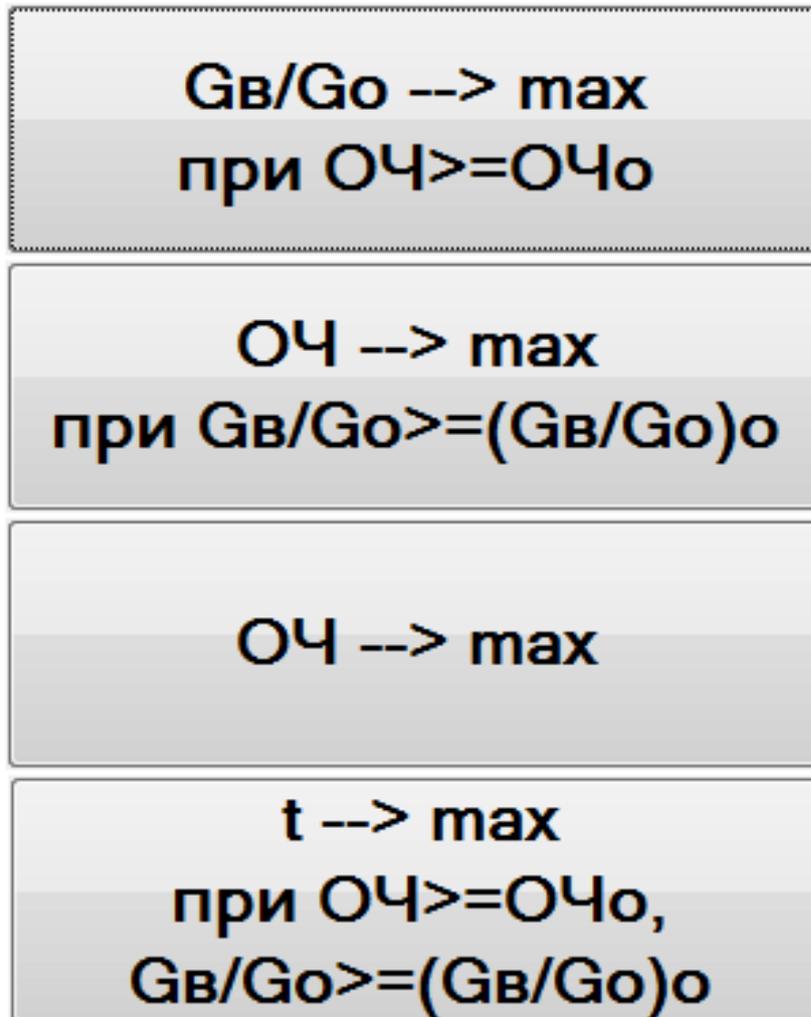


Рисунок 4.6 – Критерии оптимизации

Кнопки, расположенные над показателями с измеряющих преобразователей, позволяют перейти на экраны анализа динамики изменения выбранной переменной. Кнопки Y1, Y2, Y3 – раскрывают значения и динамику изменения содержания ароматических, нафтеновых и парафиновых углеводородов после каждого реактора.

Также на мнемосхеме отображается выход катализата из каскада реакторов и расчётное значение октанового числа на основе данных с газовых хроматографов.

Математическая модель является отражением мнемосхемы технологического процесса с исключением в плане того, что на ней отображаются значения, рассчитанные по кинетической модели каталитического риформинга с учётом критерия оптимизации и поправочных

коэффициентов. В экран внедрена кнопка перехода на оценку ошибки модели по отношению к реальным значениям.

Ограничения		
MIN	Показатель	MAX
0	Go	120
470	Твх	530
8	п	15
85	ОЧ	
0,85	Gв/Go	
0,1	Кд	
	Кg	0,75

Рисунок 4.7 – Ограничения

На рисунке 4.6 показано подменю оптимизации технологического процесса риформинга, на нём производится выбор одного из 4-х критериев оптимизации и вводятся ограничения (рисунок 4.7) по подаче сырья, кратности циркуляции ВСГ/сырьё, выходу катализата, октановому числу, коэффициенту жёсткости, коэффициенту дезактивации, температуре сырья на входе реакторов.

Пункты меню анализ параметров и база данных обеспечивают доступ к анализу динамики изменений всех показателей системы управления каталитическим риформингом.

4.4 Выводы

1. Разработана структура комплекса программ для оптимизации процесса риформинга. В комплекс входят три программных обеспечения SCADA Trace Mode 6, VistaNET, VS Visual Studio. Разработанный комплекс содержит в себе реализацию всех алгоритмов и методов, рассмотренных в главах 3 и 4. В основу разработанного программного комплекса положен модульный принцип исполнения [134].

2. В основе модулей, входящих в программный комплекс, лежат способы математического моделирования аппаратов химической технологии и системного анализа, опробованных алгоритмы и инновационные подходы вычислительной математики.

3. Комплекс программ имеет открытую архитектуру, позволяющую пополнять его новыми библиотеками и вычислительными модулями.

4. Разработаны основные принципы и подходы интеграции разработанного программного комплекса в инновационные системы SCADA на базе SCADA Trace Mode 6.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В диссертации с целью повышения эффективности установки каталитического риформинга Л35-11/600 поставлена и решена актуальная задача разработки адаптивной системы оптимального управления с идентифицируемой моделью технологическим процессом каталитического риформинга, которая обеспечивает рост выхода продукта установки и его качества. Цель достигается за счет введения в уравнения модели для расчета констант скоростей химических реакций и теплового баланса корректирующих коэффициентов, которые являются идентифицируемыми параметрами, сохраняющими адекватность математической модели технологического процесса каталитического риформинга на протяжении всего времени эксплуатации установки. На основе модели происходит оптимизация процесса риформинга.

Основные научные результаты и выводы:

1. Разработана функционально-ориентированная параметрически идентифицируемая математическая модель технологического процесса риформинга предназначенная для применения в контуре адаптивной системы оптимального управления;

2. Разработан нейро-итерационный метод параметрической идентификации модели процесса риформинга, обеспечивающий сохранение адекватности математической модели в течение всего времени использования модели;

3. Поставлены задачи оптимизации процесса риформинга согласно технико-экономическому анализу работы установки, в основе задач лежат такие целевые показатели процесса, как выход катализата и его октановое число;

4. Определены косвенные показатели (коэффициенты жёсткости процесса и дезактивации катализатора), ограничение которых приводит к лучшему соотношению продуктивность/потери и возможности более длительной эксплуатации катализатора;

5. Выполнена разработка алгоритмов работы системы управления и взаимосвязи между программными обеспечениями;

6. Решена задача оптимального управления технологическим процессом риформинга на основе квазистационарной задачи математического программирования;

7. Разработан программный комплекс с целью реализации системы оптимального управления технологическим процессом каталитического риформинга, адаптированный для интеграции в системы SCADA, управляющими производством;

8. Опытно-практические испытания результатов исследования на установке каталитического риформинга со стационарным слоем катализатора показали:

– при максимизации выхода катализата λ , его прирост на основе базовых режимов составляет 5,06% с установленным октановым числом ОЧ=85;

– при максимизации октанового числа, прирост ароматических углеводородов Y_a составит 7,93%, с установленным выходом катализатора $\lambda=80\%$;

– при максимизации октанового числа, без ограничений по выходу катализатора λ , прирост ароматических углеводородов Y_a составит 15,12%, а прирост выхода целевого продукта (катализатора) -10%.

В дальнейшем разработки диссертационного исследования возможно адаптировать для технологического процесса платформинга и обеспечить рост эффективности установок платформинга.

Методики и разработки исследования можно применить в разработке систем управления технологическими процессами в нефтеперерабатывающей и химической промышленности.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Каталитический риформинг углеводородов [Текст]: справочник / под ред. проф. Р.И. Кузьминой – Саратов: Издательство СУИ МВД России, 2010. – 252 с.
2. Карманный справочник нефтепереработчика [Текст]: справочник / под ред. М.Г. Рудин – Л.: Химия, 1989. – 464 с.
3. Промышленные установки каталитического риформинга [Текст]: справочник / В.А. Гуляев [и др.] под ред. Г.А. Ластовкина. – Л.: Химия, 1984. – 232 с.
4. Справочник нефтехимика. В двух томах. Т.1. [Текст]: справочник / под ред. С.К. Огородникова. – Л.: Химия, 1978. – 496 с.
5. Ахметов С.А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: учебное пособие [Текст] / С.А. Ахметов [и др.] под ред. С.А. Ахметова. – СПб.: Недра, 2006. – 868 с.
6. Гуреев А.А. Производство высокооктановых бензинов [Текст] / А.А. Гуреев, Ю.М. Жоров, Е.В. Смидович – М.: Химия, 1981. – 219 с.
7. Забрянский Е.И. Детонационная стойкость и воспламеняемость моторных топлив (методы определения) [Текст] / Е.И. Забрянский, А.П. Зарубин – М.: Химия, 1974. – 216 с.
8. Perdih A. Chemical Interpretation of Octane Number [Text] / A. Perdih, F. Perdih// Acta Chim. Slov. – 2006. – № 53. – P. 306–315.
9. Рао П. Исследование зависимости между детонацией и физическими свойствами [Текст] / П. Рао / Нефтегазовые технологии. – 2007. – № 7. – С. 103–109.
10. Гуреев А. А. Квалификационные методы испытания нефтяных топлив [Текст] / А. А. Гуреев, Е. П. Серёгин, В. С. Азев – М.: Химия, 1984. – 200 с.
11. ГОСТ 511–82. Топливо для двигателей. Моторный метод определения октанового числа. [Текст] – М.: 1992. – 17 с.
12. ГОСТ 8226–82. Топливо для двигателей. Исследовательский метод определения октанового числа. [Текст] – М., 1983. – 15 с.
13. George J. Antos. Catalitic naphtha reforming: Science and Technology [Text] / edited by George J. Antos, Abdullah M. Aitani, Jose M. Parera – New York – Basel – Hong Kong: Marsel Dekker, Inc., 1995.
14. Маслянский Г.Н. Каталитический риформинг бензинов: Химия и технология [Текст] / Г.Н. Маслянский, Р.Н Шапиро – Л.: Химия, 1985. – 224 с.
15. Паал З. Каталитические реакции циклизации углеводородов [Текст] / З. Паал, Ж. Чичери. – М.: Мир, 1988. – 264 с.

16. Кондрашева Н.К. Технологические расчеты и теория каталитического риформинга бензина: учебное пособие [Текст] / Н.К. Кондрашова, Д.О. Кондрашов, А.Д. Абдульминев – Уфа: ООО "Монография", 2008. – 160 с.
17. Белый А.С. Новые катализаторы риформинга [Текст] / А.С. Белый, А.И. Луговской // Химическая промышленность. –1996. –№3. –с 179–184.
18. Сеньков Г.М. Промышленные катализаторы риформинга [Текст] / Г.М. Сеньков, Н.С. Козлов – М.: Наука и техника, 1986. – 264 с.
19. Островский Н.М. Дезактивация катализаторов риформинга коксом [Текст] / Н.М. Островский, Ю.К. Деманов // Химия и технология топлив и масел. –1995. –№6. – С. 35–38.
20. Жоров Ю.М. Продолжительность работы катализаторов платформинга [Текст] / Ю.М. Жоров [и др.] // Химия и технология топлив и масел. – 1971. № 10. С. 10–11.
21. Войтенко И.В. Адаптивная оптимизация процесса каталитического риформинга на основе технико-экологических критериев //НТЖ Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. - М.: ВНИИОЭНГ, 1998 №11-12.
22. Глазов Г.И. Каталитический риформинг и экстракция ароматических углеводородов [Текст] / Г.И. Глазов, В.П. Сидорин. – М.: Химия, 1981. – 188 с.
23. Шумихин А.Г. Анализ процесса каталитического риформинга бензинов с целью формирования факторного пространства для разработки его математической модели [Текст] / В.Г. Плехов, С.Н. Кондратов // Перм. гос. техн. ун-т. – Пермь, 1997. – 39 с. Деп. в ВИНТИ, 19.03.97, № 839–В97.
24. Кондратов С.Н. Программа для расчёта активности катализаторов риформинга в процессе эксплуатации, Информ. Листок № 72–95 [Текст] / С.Н. Кондратов, В.Г. Плехов // Пермский центр научно-технической информации. – Пермь, 1995, – 2 с.
25. Шумихин А.Г. Исследование процесса каталитического риформинга бензинов и разработка его экспериментально-статистической математической модели [Текст] / А.Г. Шумихин [и др.] // Перм. гос. техн. ун-т. – Пермь, 1997. – 23 с. Деп. в ВИНТИ, 19.05.97, № 1662–В97.
26. UOP Platforming Process. Operations Handbook. UOP. Des Plaines, Illinois, USA., 1997. - 390 p.
27. А.С. 1044627 А СССР МКИ С 10 G 35/04, С 05 D 27/00 Способ управления реакторным блоком установки каталитического риформинга /Н.В. Лисицын [и др.] – №3443228/23–26; заявл. 02.04.82; опубл. 30.09.83, Бюл. № 36.
28. А.С. 1208068 А1 СССР МКИ С 10 G 35/24, G 05 D 27/00 Способ управления реакторным блоком установки каталитического риформинга [Текст] / Н.В. Лисицын [и др.] – №3808791/23 – 26; заявл. 10.07.84; опубл. 30.01.86, Бюл. № 4.

29. А.С. 1036738 А1 СССР МКИ С 10 G 35/04, G 05 D 27/00 Способ управления процессом каталитического риформинга [Текст] / М.С. Карамышев [и др.] –№3352043/23–26; заявл. 13.11.81; опубл. 23.08.83, Бюл. № 31.
30. А.С. 1035052 А1 СССР МКИ С 10 G 35/00, G 05 D 27/00 Способ управления реакторным блоком установки каталитического риформинга [Текст] / М.И. Ахмешин [и др.] – 3411786/23 – 26; заявл. 09.02.82; опубл. 15.08.83, Бюл. № 30.
31. А.С. 1118668 А1 СССР МКИ С 10 G 35/00, G 05 D 27/00 Способ управления процессом каталитического риформинга углеводородов [Текст] / М.А. Берштейн [и др.] –№3637617/23–26; заявл. 23.08.83; опубл. 15.10.84, Бюл. № 38.
32. А.С. 1497205 А1 СССР МКИ С 10 G 35/00. Способ управления реакторным блоком установки каталитического риформинга [Текст] / Н.В. Лисицын [и др.] –№4340083/31–26; заявл. 26.10.87; опубл. 30.07.89, Бюл. № 28.
33. А.С. 1154313 А1 СССР МКИ С 10 G 35/00, G 05 D 27/00 Способ управления реакторным блоком установки каталитического риформинга [Текст] / В.В. Кашмет [и др.] – №3594366/23–26; заявл. 23.05.83; опубл. 07.05.85, Бюл. № 17.
34. А.С. 1693025 А1 СССР МКИ С 10 G 35/24, G 05 D 27/00. Способ управления процессом каталитического риформинга [Текст] / С.Г. Мазина [и др.] – №4758724/26; заявл. 14.11.89; опубл. 23.11.91, Бюл №43.
35. А.С. 1447839 А1 СССР МКИ С 10 G 35/00, G 05 D 27/00 Устройство для автоматического управления тепловым режимом установки каталитического риформинга [Текст] / С.С. Руденко [и др.] –№4157138/31–26; заявл. 18.12.86; опубл. 30.12.88, Бюл. № 48.
36. А.С. 1737000 А1 СССР МКИ С 10 G 59/02 Способ получения высокооктанового бензина [Текст] / Ю.А. Скипин [и др.] – №48006065/04; заявл. 26.03.90; опубл. 30.05.92, Бюл. №20.
37. Быков В. И. Моделирование и оптимизация химико-технологических процессов [Текст] / В. И. Быков, В. М. Журавлев. – Красноярск: ИПЦ КГТУ, 2002. – 298 с.
38. Кафаров, В. В. Математическое моделирование основных процессов химических производств [Текст] / В. В. Кафаров, М. Б. Глебов. – М.: Высш.шк., 1991. – 400 с.
39. Кафаров В.В. Методы кибернетики в химии и химической промышленности [Текст] / В. В. Кафаров. –М.: Химия, 1985. –544 с.
40. Марчук, Г. И. Математическое моделирование химических реакторов [Текст] / Г. И. Марчук. – Новосибирск: Наука, 1984. – 168 с.
41. Слинъко, М. Г. Основы и принципы математического моделирования каталитических процессов [Текст] / М. Г. Слинъко – Новосибирск: Ин-т катализа им. Г. К. Борескова СО РАН, 2004. – 488 с.

42. Слинько, М. Г. Кинетическая модель как основа математического моделирования каталитических процессов [Текст] / М. Г. Слинько // Теор. основы хим. технологии. – 1976. – Т. 10, № 1. – С. 137 – 146.
43. Горбань, А. Н. Обход равновесия. Уравнения химической кинетики и их термодинамический анализ [Текст] / А. Н. Горбань. – Новосибирск: Наука, 1984. – 226 с.
44. Денисов Е. Т. Кинетика гомогенных химических реакций [Текст] / Е. Т. Денисов. – М.: Высш. шк., 1988. – 391 с.
45. Ермакова, А. Макрокинетические модели сложных реакций [Текст] / А. Ермакова // Пром. катализ в лекциях. – 2006. – N–4. – С. 67 – 112.
46. Поспелов Д.А. Логико-лингвистические модели в системах управления [Текст] / Д.А. Поспелов – М.: Энергоиздат, 1981. –232 с.
47. Аверкин А.Н. Нечеткие множества в моделях управления и искусственного интеллекта [Текст] /А.Н. Аверкин [и др.]; под ред. Д.А. Поспелова. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1986. – 312 с.
48. Марков Е.П. Формализация и переработка качественной информации в задачах моделирования и оптимизации химико-технологических процессов [Текст]: дисс. на соиск. учен. степени канд. техн. наук – М., 1981.
49. Кафаров В.В. Методы формализации качественного описания химико-технологических процессов с помощью нечетких множеств [Текст] / В.В. Кафаров, Е.П. Марков, И.Н. Дорохов – ДАН СССР, 1979, т. 246, № 4, с. 931–934.
50. Ботаблов А.Н. Принятие решений на основе нечетких моделей. Примеры использования [Текст] / А.Н. Борисов, О.А. Крумберг, И.П. Федоров – Рига: Зинатне, 1990. – 184 с.
51. Борисов А.Н. Модели принятия решений на основе лингвистической переменной [Текст] / А.Н. Борисов [и др.] – Рига: Зинатне, 1982. – 256 с.
52. Крейн Дж. Труды IV Международного нефтяного конгресса [Текст] / Дж. Крейн –М.: Гостоптехиздат, 1961. –с.34
53. Кроу К. и др. Математическое моделирование химических производств. - М.: Мир, 1973. - 391 с.
54. Kramazz J. Chem. Techn. [Text] / J. Kramazz, A. Wolf. – 1979. – №4. – p. 181–184.
55. Рабинович Г.Б. Оптимизация процесса каталитического риформинга с целью снижения энергопотребления. - М.: ЦНИИТЭНЕФТЕХИМ, 1985. -63 с.
56. Плехов В.Г. Исследование характеристик фракционного состава бензиновых фракций и их идентификация в системах управления установками каталитического риформинга [Текст] /

В.Г. Плехов, А.Г. Шумихин, С.Н. Кондратов – Перм. гос. техн. ун-т. – Пермь, 1999. – 36 с. – Деп. в ВИНТИ, 13.10.99, № 3066–В99.

57. Жоров Ю.М. Расчеты и исследования химических процессов нефтепереработки [Текст] / Ю.М. Жоров – М.: Химия, 1973. –213с.

58. Плехов В.Г. Моделирование и оптимизация процесса каталитического риформинга бензиновых фракций на неподвижном слое катализатора для промышленной установки [Текст] // Труды международного форума по проблемам науки, техники и образования. Вып. 2 / под редакцией: В.П. Савиных, В.В. Вишневого. – М.: Академия наук о земле, 1997, С. 105–106.

59. Рубекин Н.Ф. Система автоматического оптимального управления процессами платформинга и гидроочистки. Серия: Автоматизация и контрольно-измерительные приборы [Текст] / Н.Ф. Рубекин, И.А. Козлов. –ЦНИИТЭ Нефтехим. –М.: 1972. –с. 156.

60. Рубекин Н.Ф. Адаптивные системы управления непрерывными технологическими процессами нефтехимии [Текст] / Н.Ф. Рубекин – М.: Химия, 1975. – с.142.

61. Кальницкий В.С. Методика построения регрессионной математической модели технологического процесса как объекта управления [Текст] / В.С. Кальницкий, В.Н. Глухоедова – Техн. науки. –1979. –№2. –с. 37–39.

62. Малышев Н.Г. Нечеткие модели для экспертных систем в САПР [Текст] / Н.Г. Малышев, Л.С. Бернштейн, А.В. Боженюк – М.: Энергоиздат, 1991. –136с.

63. Reif H.E. Petroleum Refiner [Text] / H.E. Reif, R.E. Kress, G.S. Smith, 1961, v.40, № 5, p. 237–242.

64. White P.I. Hydrocarbon Processing [Text] / P.I. White – 1968, v.47, № 5, p. 103–108.

65. Мелихов А.Н. Ситуационные советующие системы с нечеткой логикой [Текст] / А.Н. Мелихов – М.: Наука, 1990. –272с.

66. Рабинович Г.Б. Исследование и оптимизация процесса каталитического риформинга с учётом дезактивации катализатора [Текст]: Дис. канд техн. наук: 05.17.07 / Куйбышевский ордена Трудового Красного Знамени политехн. инст. им. В.В. Куйбышева – Куйбышев, 1981. – 173 с.

67. Войтенко И.В. Оптимизация процесса каталитического риформинга газового конденсата [Текст] / И.В. Войтенко, Ю.Б. Гершкович, А.А. Тюриков // В сб. тезисов к докладам 52-ой межвузовской научной конференции "Нефть и газ – 98". М.: ООП ГАНГ им. И.М. Губкина, 1998.

68. Гершкович Ю.Б. Повышение эффективности управления процессом каталитического риформинга [Текст] / Ю.Б. Гершкович, И.В. Войтенко // В сб. тезисов к докладам 2-ой научно-технической конференции "Актуальные проблемы состояния и развития нефтегазового комплекса России". М., ООП ГАНГ им. И.М. Губкина, 1997.

69. Кравцов А.В. Компьютерное прогнозирование и оптимизация производства бензинов [Текст] / Кравцов А.В., Иванчина Э.Д. – Томск: STT, 2000. – 192 с.
70. Gumen M.I. Increasing of the Efficiency of the Reforming LG-35-11/600 [Text] / M.I. Gumen [et al.] – Petroleum Processing and Petrochemistry, 2001. – №11. –р 54–57.
71. Коржавин К.Н. Определение экономической эффективности автоматизированных систем управления для нефтеперерабатывающих предприятий [Текст] / К.Н. Коржавин – М., ЦНИИТ Энефтехим, 1989. – Вып. 4. – 48 с.
72. Рабинович Г.Б. Оптимизация процесса каталитического риформинга с целью снижения энергопотребления. Обзор. Сер. «Переработка нефти» [Текст] / Г.Б. Рабинович, М.Е. Левинтер, М.Н. Беркович – М., ЦНИИТ Энефтехим, 1985.
73. Рабинович Г.Б. Постановка задачи оптимизации процесса каталитического риформинга широкой бензиновой фракции [Текст] / Г.Б. Рабинович, М.Н. Беркович, М.Е. Левинтер; Нефтехимия и нефтепереработка. – 1982. – № 4. С. 8–10.
74. Войтенко И.В. Декомпозиция задачи оптимального управления процессом каталитического риформинга [Текст] / И.В. Войтенко, Зоран Тодорович, М.В. Филатчева // В сб. 173 тезисов к докладам 51-ой межвузовской научной конференции "Нефть и газ –97". М., ООП ГАНГ им. И.М. Губкина, 1997.
75. Войтенко И.В. К вопросу построения адаптивных систем управления технологическими процессами в нефтяной промышленности с учетом экологической безопасности производства [Текст] / И.В. Войтенко, П.Е. Мурзин, Ю.Б. Гершкович // НТЖ Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. – М.: ВНИИОЭНГ, 1998. –№1.
76. Войтенко И.В. Адаптивная оптимизация процесса каталитического риформинга на основе технико-экологических критериев [Текст] / И.В. Войтенко // НТЖ Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. – М.: ВНИИОЭНГ, 1998 №11–12.
77. Fumkawa Susan K. Normal Operation of the CCR Platforming Unit. UOP, Technical Service Department [Text] / Susan K. Fumkawa – Platforming Simposium, Montreux, Switzerland. –1993.
78. ГОСТ Р 51105–97. Топлива для двигателей внутреннего сгорания. Неэтилированный бензин.
79. ГОСТ Р 51313–99 Бензины автомобильные. Общие технические требования.
80. Турпин Л.Е. Сокращение концентрации бензола в продукте каталитической ароматизации [Текст] / Л.Е. Турпин // Нефть, газ и нефтехимия за рубежом. – 1993, – № 1. С. 73–82.
81. Мустафина С.А. Современные проблемы химии и защиты окружающей среды: тез. докл. регион, науч.-практ. конф. [Текст] / С.А. Мустафина – Чебоксары, 2007. – С. 38 – 40.

82. Валиева, Ю. А. Определение теоретического оптимального режима химической реакции на основе кинетической модели [Текст] / Ю. А. Валиева, С. А. Мустафина, С. И. Спивак // IV Региональная школа – конференция для студентов, аспирантов и молодых ученых по математике и физике, посвященная 95-летию БашГУ. – Уфа, 2004. – С. 15.

83. Эмануэль, Е. М. Курс химической кинетики [Текст] / Е. М. Эмануэль, Д. Г. Кнорре. – М.: Высш. шк., 1984. – 464 с.

84. Акрамов Т.А. Математические основы моделирования каталитических процессов [Текст] / Т.А. Акрамов // ТОХТ. – 2000. – Т.34. – № 3. – С.295–306.

85. Berty, J. M. Experiments in catalytic reaction engineering [Text] / J. M. Berty. – Elsevier, 1999. – 294 p.

86. Missen, R. W. Introduction to chemical reaction engineering and kinetics [Text] / Ronald W. Missen, Charles A. Mims, Bradley A. Saville – Toronto: Department of Chemical Engineering and Applied Chemistry. University of Toronto, 1999. – 692 p.

87. Зеленский В.А. Система автоматизированного управления нефтегазосепаратором с контролем плотности нефтесодержащей смеси [Текст] / Зеленский В.А., Жмуров Д.Б., Щодро А.И. // Вестник Самарского государственного технического университета. Серия «Технические науки», 2016, № 1(49), с. 15 - 23.

88. Цыпкин, Я.З. Информационная теория идентификации [Text] / Я.З. Цыпкин – М.: Наука, 1995. – 336 с.

89. Войтенко И.В. Процедура идентификации и адаптации математической модели объекта управления в задаче оптимального управления процессом каталитического риформинга газового конденсата [Текст] / И.В. Войтенко, Ю.Б. Гершкович, А.И. Егоров // В сб. тезисов к докладам 52-ой межвузовской научной конференции "Нефть и газ – 98". М.: ООП ГАНГ им. И.М. Губкина, 1998.

90. Быков, В. И. Оптимизация реакторов с падающей активностью катализатора [Текст] / В. И. Быков, А. В. Федотов. – Новосибирск: Ин-т катализа СО АН СССР, 1983. – 198 с.

91. Гейтс Б. Химия каталитических процессов [Текст] / Б.Гейтс – М.: Мир, 1981. – 378 с.

92. Кузичкин А.А. Разработка математической модели процесса каталитического риформинга // Вестник НГИЭИ. 2017. № 9 (76). С. 23–28.

93. Кузичкин А. А. Совершенствование системы управления блоком каталитического риформинга // Естественные и технические науки. 2018. № 1 (115). С. 148-150.

93. Закгейм А.Ю. Введение в моделирование химико-технологических процессов [Текст] / А.Ю. Закгейм – М.: Химия, 1982. –288с.

94. Мустафина С.А. Моделирование реакций промышленного катализа и определение оптимальных условий их проведения [Текст]: Научное издание ИНК РАН. – Уфа: Гилем, 2006. – 56 с.
95. Diwaker U.M. Stochastic modeling of chemical processes [Text] / U.M. Diwaker, E.S. Rubin // *Contr. Chem. Eng.* – 1991. – Vol.15. – P.105.
96. Кондрашева Н.К. Технологические расчёты и теория каталитического риформинга [Текст] / Н.К. Кондрашева, Д.О. Кондрашев, К.Г. Абдульминев: учебное пособие – Уфа: Монография, 2008. – 160 с.
97. Умергалин Т.Г. Методы расчётов основного оборудования нефтепереработки и нефтехимии [Текст] / Т.Г. Умергалин, Ф.М. Галиаскаров – Уфа: Нефтегазовое дело, 2007. – 236 с.
98. Мустафина, С. А. Расчет оптимальной температуры для процесса с распределенными параметрами [Текст] / С. А. Мустафина, Ю. А. Валиева, С. И. Спивак // ММТТ – 16: сб. тр. Междунар. науч. коиф. – СПб., 2003. – Т.2. – С. 38 – 39.
99. Мишина С.А., Круглое А.В., Спивак СИ. Зависимость оптимального температурного режима от вида уравнений скоростей химической реакции [Текст] / Мишина С.А., Круглое А.В., Спивак СИ. // Математические методы в химии – ММХ – 7: Тез. докл. VII Всесоюз.науч.конф. – Казань. – 1991. – С.51–52.
100. Вержбицкий, В. М. Основы численных методов [Текст] / В. М. Вержбицкий. – М.: Высш. шк, 2002. – 840 с.
101. Каханер Д. Численные методы и программное обеспечение [Текст] / Д. Каханер, К. Моулер, С. Нэш. – М.: Мир, 1998. – 575 с.
102. Моисеев, Н. Н. Численные методы в теории оптимальных систем [Текст] / Н. Н. Моисеев. – М.: Наука, 1971. – 424 с.
103. Самарский А. А. Введение в численные методы [Текст] / А. А. Самарский. – М.: Лань, 2005. – 288 с.
104. Мановян А.К. Технология первичной переработки нефти и природного газа [Текст] / Учеб. пособие для вузов. – 2-е изд. – М.: Химия, 2001. – 568 с. 103. Барон Н.М. Краткий справочник физико-химических величин. / Н.М. Барон – Л.: Химия, 1983. – 231с.
105. Мышенков В.И. Численные методы: учебное пособие [Текст] / В.И. Мышенков, Е.В. Мышенков– М.: МГУЛ, 2005. – 109 с.
106. Муха В.С. Вычислительные методы и компьютерная алгебра: учеб.-метод. пособие [Текст] / В.С. Муха – 2-е изд., испр. и доп. – Минск : БГУИР, 2010.– 148 с
107. Таха Х.А. Введение в исследование операций [Текст] / Х.А. Таха 7-е издание: Пер.с англ. – Москва: Издательский дом "Вильямс", 2005. – 912 с.

108. Федоров Ю.Н. Основы построения АСУТП взрывоопасных производств. В 2-х томах. Т1 [Текст] / Федоров Ю.Н. – М.: СИНТЕГ, 2006г. – 720 с.

109. Кузичкин А.А. Определение параметров математических моделей с применением нейросетевых технологий / Кузичкин А.А., Губанов Н.Г. // Вестник Самарского государственного технического университета. Сер. Технические науки. – 2017. № 4 (56). С. 17-22.

110. Головкин, В. А. Нейронные сети: обучение, организация и применение: учеб. пособие для вузов. Кн.4. [Текст] / В. А. Головкин, А. И. Галушкин - М.: ИПРЖР, 2001. – 256 с.

111. Хайкин С. Нейронные сети: полный курс: 2-е изд [Текст] / С.Хайкин – М., "Вильямс", 2006. – 1104 с.

112. Комарцова Л.Г., Максимов А.В. Нейрокомпьютеры [Текст] / Л.Г. Комарцова, А.В.Максимов – М., Изд-во МГТУ им. Баумана, 2004. – 400 с.

113. Тархов Д.А. Нейронные сети. Модели и алгоритмы: справочник [Текст] / Д.А. Тархов – М., Радиотехника, 2005. – 256 с.

114. Галушкин А.И. Нейронные сети. Основы теории [Текст] / А.И. Галушкин М., Горячая линия – Телеком, 2010. – 496 с.

115. Гилл Ф. Практическая оптимизация [Текст] / Ф. Гилл, У. Мюррей, М. Райт – М. \: Мир, 1985. – 509 с.

116. Колесников А.А. Проектирование многокритериальных систем управления промышленными объектами [Текст] / А.А. Колесников, А.Г. Гельфгат –М.: Энергоатомиздат, 1993.–303 с.

117. Nauman E. B. Chemical reactor design, optimization, and scaleup [Text] / E. Bruce Nauman – N.Y.: Rensselaer Polytechnic Institute Troy, 2002. – 618 p.

118. Тришкин В.Я. Оптимальное управление процессом платформинга [Текст] / В.Я. Тришкин [и др.] // Вопросы химии и химической технологии. – 2002. – № 2. – С. 113 – 118.

119. Кузичкин А.А. Статическая оптимизация процесса каталитического риформинга // Естественные и технические науки. 2017. № 10. С. 106–112.

120. Смирнова Д.А., Федоров В.И., Лисицын Н.В. Оптимизация процессов разделения в производстве ароматических углеводородов // Сборник трудов XXIV Международной научной конференции «Математические методы в технике и технологии». Саратов: СГУ, 2011. С. 68-70.

121. ГОСТ Р 52714–2007. Бензины автомобильные. Определение индивидуального и группового углеводородного состава методом капиллярной газовой хроматографии.

122. Сафронов Н. А. Экономика организации (предприятия) [Текст]: учебник для ср. спец. учеб. заведений / Н. А. Сафронов – М., «Экономист», 2010–251с.

123. Ахметов С.А. Технология, экономика и автоматизация процессов переработки нефти и газа [Текст]: учеб. пособие / С.А. Ахметов [и др.]; Под ред. С.А.Ахметова. –М.: Химия, 2005. – 736 с
124. Алексеева Е. В. Численные методы оптимизации: учеб. пособие [Текст] / Е. В. Алексеева [и др.] – Новосибирск. ун-т. Новосибирск, 2008. 128 с.
125. Аттетков, А. В. Методы оптимизации [Текст] / А. В. Аттетков, С. В. Галкин, В. С. Зарубин – М.: МГТУ им. Н.Э.Баумана, 2001. – 433 с.
126. Хук Р. Прямой поиск решения для числовых и статических проблем [Текст] / Р.Хук, Т. А.Дживс – М.: Мир. 1961. – 219 с.
127. Островский Г.М., Волин Ю.М., Зиятдинов Н.Н. Оптимизация в химической технологии [Текст] / Г.М. Островский, Ю.М. Волин, Н.Н. Зиятдинов– Казань: Изд-во Академии наук РТ, 2005. – 394с.
128. Зеленский В.А. Квазираспределённый волоконно-оптический преобразователь для контроля состояния промышленного объекта [Текст] / Зеленский В.А., Воеводин П.С., Деденок Т.Г., Щодро А.И. // Труды международного симпозиума «Надёжность и качество», г. Пенза, 2015, том. 2, с. 26-28.
129. Зеленский В.А. Бинарный датчик для волоконно-оптической системы мониторинга производственных процессов [Текст] / Зеленский В.А., Воеводин П.С., Деденок Т.Г. // Материалы II Международной научно-практической конференции «Современные проблемы науки и образования в техническом вузе» (25-27 июня 2015 г., г. Стерлитамак) – Уфа: УГАТУ, 2015, часть1, с. 152 – 155.
130. Пьявченко Т. А. Проектирование АСУ ТП в SCADA – системе. Учебное пособие по техническим дисциплинам «Автоматизированные информационно-управляющие системы» и «Интегрированные системы проектирования и управления» [Текст] / Т. А. Пьявченко – Таганрог: изд-во ТРТУ. 2007.–78 с.
131. All-In. Комплексная автоматизация производства. Каталог оборудования [Текст].
132. Ефимов И.П. SCADA – система Trace Mode [Текст] / И. П. Ефимов, Д. Солуянов-Ульяновск: УлГТУ, 2010г. – 158 с.
133. Лопатин А. Г. Методика разработки систем управления на базе SCADA – системы Trace mode: учебно-методическое пособие [Текст] / А.Г. Лопатин, П.А. Киреев – Новомосковск: Новомосковский ин-т, РХТУ им. Менделеева Д. И., Новомосковск, 2007. – 112 с.
134. IEC 65B/373/CD, Committee Draft – IEC 61131–3. Programmable controllers. Part 3: Programming languages, 2nd Ed [Text] // International Electrotechnic Commission. 1998.

135. Петров И. В. Программируемые контроллеры. Стандартные языки и приемы прикладного проектирования [Текст] / И. В. Петров; под ред. проф. В. П. Дьяконова – М.: СОЛОН-Пресс, 2004. – 256 с.

136. Кузичкин А.А. Разработка программного комплекса для оптимизации процесса каталитического риформинга // Интернет-журнал «НАУКОВЕДЕНИЕ» Том 9, №6 (2017) <https://naukovedenie.ru/PDF/159TVN617.pdf> (доступ свободный). Загл. с экрана. Яз. рус., англ.

137. Кузичкин А.А. Разработка комплекса программ для математического моделирования и оптимизации процесса каталитического риформинга / Кузичкин А.А., Губанов Н.Г. // Вестник технологического университета. – 2017. № 22. С. 77-83.

138. Kuzichkin A.A. "Increasing the performance of the catalytic reforming unit by the synthesis of the optimal control system with high-precision time synchronization" / A.A. Kuzichkin, A.S. Raguzin, N.G. Gubanov. // IV International Research-to-Practice Conference "Actual problems of information technologies, electronics and radio engineering - 2018" (ITER - 2018) Proceedings. 2018.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Результаты идентификации уточненной математической модели процесса каталитического риформинга

Таблица А.1 – Показатели базовых режимов промышленной установки каталитического риформинга Л 35-11/600

№ баз. режима	Возмущающие величины						Управляющие величины				
	Качество гидрогенизата			Углеводородный состав			Темп. вх. реакторов, °С			Расход ВСГ, м ³ /ч	Давление, атм.
	Расход, м ³ /ч	Темп. 50% выкипания, °С	Плотность, кг/м ³	Ароматическое, % масс	Нафтеновые, % масс	Парафиновые, % масс	Р1	Р2	Р3		
1	105	110	729	12,41	35,21	51,62	482	488	496	166171	35,5
2	104,9	109	731	13,18	32,72	52,51	485	490	491	165182	36
3	105,2	109	728	12,93	35,82	52,46	485	487	506	168472	35
4	104,8	110	733	13,39	34,72	51,59	487	496	503	169500	34,5
5	105,1	108	729	11,89	34,79	52,17	491	497	505	173890	35
6	105,3	109	737	13,92	35,41	50,59	500	505	499	183300	36
7	105	111	731	14,12	35,33	51,57	502	505	504	175800	36
8	105	110	731	13,87	35,48	52,12	500	505	506	173164	35,5
9	105	109	734	14,8	31,51	53,59	500	503	509	184710	37
10	105,2	108	729	12,62	34,86	53,78	503	507	502	181235	35
11	105,3	109	734	13,25	34,56	53,27	504	508	509	173575	35

Продолжение таблицы А.1

№ баз. режима	Возмущающие величины						Управляющие величины				
	Качество гидрогенизата			Углеводородный состав			Темп. вх. реакторов, °С			Расход ВСГ, м ³ /ч	Давление, атм.
	Расход, м ³ /ч	Темп. 50% выкипания, °С	Плотность, кг/м ³	Ароматическ ие, % масс	Нафтеновые, % масс	Парафиновые , % масс	P1	P2	P3		
12	105,2	110	730	12,52	36,11	54,59	508	511	509	175720	36
13	105,1	108	725	11,61	34,31	53,91	515	505	501	165252	35,5
14	105	108	731	12,24	34,42	52,83	509	512	507	181670	36
15	105,1	110	736	13,15	35,46	51,79	512	509	514	178900	35
16	105	110	736	13,7	29,71	56,47	515	511	513	188235	35
17	102	109	728	11,47	33,83	55,62	514	510	511	171246	35,5
18	105	110	736	13,7	29,71	56,47	515	514	518	178235	35
19	85,26	110	726	11,78	36,68	51,37	514	504	512	152406	34,8
20	85,57	110	728	12,24	36,18	52,17	516	514	519	153866	35

Таблица А.2 – Ошибка математической модели по выходу ароматических углеводородов

Базовый режим №	Выход Ya (Real), % масс	Выход Ya (Standart), % масс	Выход Ya (Best), % масс	Ошибка ММ	
				Standart	Best
1	44,55	40,75	45,39	3,8	0,84
2	41,33	38,6	41,44	2,73	0,11
3	42,65	38,57	42,96	4,08	0,31
4	47,27	43,93	47,09	3,34	0,18
5	45,32	41,49	45,30	3,83	0,02
6	37,78	35,98	37,89	1,8	0,11
7	40,13	37,56	40,28	2,57	0,15
8	40,76	38,07	40,9	2,69	0,14
9	42,3	39,06	42,38	3,24	0,08
10	37,22	35,81	37,31	1,41	0,09
11	39,45	36,87	39,59	2,58	0,14
12	43,86	40,22	43,99	3,64	0,13
13	46,36	42,65	46,21	3,71	0,15
14	38,72	36,24	38,88	2,48	0,16
15	42,08	39,04	42,17	3,04	0,09
16	41,11	38,31	41,23	2,8	0,12
17	43,34	39,73	43,47	3,61	0,13
18	37,5	35,9	37,7	1,6	0,2
19	41,7	38,76	41,83	2,94	0,13
20	42,45	39,08	42,56	3,37	0,11
Средняя погрешность ММ реакторного блока, %				2,963	0,1695

Real – данные полученные с промышленной установки каталитического риформинга Л 35-11/600.

Standart – данные рассчитанные по математической модели без применения коэффициентов.

Best – данные рассчитанные по математической модели, идентифицированной нейронно-итерационным способом.

Таблица А.3 – Ошибка математической модели по выходу катализата

Базовый режим №	Выход λ (Real), %	Выход λ (Standart), %	Выход λ (Best), %	Ошибка ММ	
				СНК	УНК
1	79,6	81,35	79,77	1,75	0,17
2	78,7	80,88	78,65	2,18	0,05
3	80,5	82,28	80,42	1,78	0,08
4	80,9	83,08	81	2,18	0,1
5	82,6	84,86	82,52	2,26	0,08
6	85,2	86,37	85,09	1,17	0,11
7	83,1	85,36	83,16	2,26	0,06
8	81,8	83,91	81,68	2,11	0,12
9	84,9	86,11	84,83	1,21	0,07
10	84,5	86,01	84,41	1,51	0,09
11	82,4	84,66	82,34	2,26	0,06
12	82,9	85,1	82,81	2,2	0,09
13	79,3	81,23	79,24	1,93	0,06
14	84,7	85,95	84,63	1,25	0,07
15	84,2	85,83	84,08	1,63	0,12
16	85,6	86,29	85,55	0,69	0,05
17	81,2	83,53	81,11	2,33	0,09
18	83,7	85,77	83,83	2,07	0,13
19	78,1	80,13	78,17	2,03	0,07
20	85,3	86,45	85,22	1,15	0,08
Средняя погрешность ММ реакторного блока, %				1,7975	0,0875

Real – данные полученные с промышленной установки каталитического риформинга Л 35-11/600;

Standart – данные рассчитанные по математической модели без применения коэффициентов.

Best – данные рассчитанные по математической модели, идентифицированной нейронно-итерационным способом.

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Оптимальные режимы процесса каталитического риформинга

Таблица Б.1 – Прирост выхода катализата за счёт оптимизации, при заданном ОЧ=85, Kg=0,75

Базовый режим №	Выход λ (Real), %	Выход λ (Opt), %	Разница, % масс
1	79,6	83,78	4,18
2	78,7	83,6	4,9
3	80,5	84,6	4,1
4	80,9	84,89	3,99
5	82,6	86,81	4,21
6	85,2	89,53	4,33
7	83,1	87,27	4,17
8	81,8	85,93	4,13
9	84,9	89,15	4,25
10	84,5	88,84	4,34
11	82,4	86,61	4,21
12	82,9	87,05	4,15
13	79,3	83,25	3,95
14	84,7	88,92	4,22
15	84,2	88,31	4,11
16	85,6	89,74	4,14
17	81,2	85,17	3,97
18	83,7	87,96	4,26
19	78,1	81,89	3,79
20	85,3	89,43	4,13
Прирост выхода катализата, %			5,06

Real – данные полученные с промышленной установки каталитического риформинга Л 35-11/600 до оптимизации;

Opt – данные полученные за счёт оптимизации.

Таблица Б.2 - Прирост ароматики за счёт оптимизации, при заданном $\lambda=80\%$, $K_g=0,75$

Базовый режим №	Выход Y_a (Real), % масс	Выход Y_a (Opt), % масс	Разница, % масс
1	44,55	48,07	3,52
2	41,33	43,73	2,4
3	42,65	46,02	3,37
4	47,27	51,11	3,84
5	45,32	48,9	3,58
6	37,78	41,3	3,52
7	40,13	43,2	3,07
8	40,76	44,05	3,29
9	42,3	45,55	3,25
10	37,22	40,11	2,89
11	39,45	42,77	3,32
12	43,86	47,5	3,64
13	46,36	50,09	3,73
14	38,72	41,73	3,01
15	42,08	45,58	3,5
16	41,11	44,29	3,18
17	43,34	46,71	3,37
18	37,5	40,68	3,18
19	41,7	45,09	3,39
20	42,45	45,68	3,23
Прирост выхода ароматики, %			7,9

Real – данные полученные с промышленной установки каталитического риформинга Л 35-11/600 до оптимизации;

Opt – данные полученные за счёт оптимизации.

Таблица Б.3 – Прирост ароматики за счёт оптимизации, $K_g=0,75$

Базовый режим №	Выход λ (Real), %	Выход Y_a (Real), % масс	Выход λ (Opt), %	Выход Y_a (Opt), % масс	Разница Y_a , % масс	Разница, λ , %
1	79,6	44,55	71,88	51,12	7,72	-6,57
2	78,7	41,33	70,65	47,39	8,05	-6,06
3	80,5	42,65	73,31	49,01	7,19	-6,36
4	80,9	47,27	72,73	54,18	8,17	-6,91
5	82,6	45,32	74,46	52,25	8,14	-6,93
6	85,2	37,78	76,82	43,31	8,38	-5,53
7	83,1	40,13	74,91	46,31	8,19	-6,18
8	81,8	40,76	73,78	46,99	8,02	-6,23
9	84,9	42,3	76,26	48,53	8,64	-6,23
10	84,5	37,22	76,09	42,71	8,41	-5,49
11	82,4	39,45	74,27	45,54	8,13	-6,09
12	82,9	43,86	74,48	50,59	8,42	-6,73
13	79,3	46,36	71,19	53,48	8,11	-7,12
14	84,7	38,72	76,11	44,44	8,59	-5,72
15	84,2	42,08	75,93	48,22	8,27	-6,14
16	85,6	41,11	77,08	48,41	8,52	-7,3
17	81,2	43,34	73,12	49,97	8,08	-6,63
18	83,7	37,5	75,21	43,25	8,49	-5,75
19	78,1	41,7	70,41	47,84	7,69	-6,14
20	85,3	42,45	76,59	48,74	8,71	-6,29
Прирост выхода ароматики и катализата, %					15,12	-10

Real – данные полученные с промышленной установки каталитического риформинга Л 35-11/600;

Standart – данные рассчитанные по математической модели без применения коэффициентов.

Best – данные рассчитанные по математической модели, идентифицированной нейронно-итерационным способом.

ПРИЛОЖЕНИЕ В

Сведения о внедрении результатов работы



Утверждаю

Проректор по учебной работе

ФГБОУ ВО «СамГТУ»,

д.т.н., профессор

Юсупова О.В.

« 14 » 06 2018 г.

АКТ

**научно-технической комиссии о внедрении положений и выводов
диссертационной работы Кузичкина Алексея Анатольевича
«Адаптивная система управления технологическим процессом
риформинга с идентифицируемой моделью», представленной на
соискание учёной степени кандидата технических наук**

Комиссия в составе к.т.н., доцента, зав. кафедрой АУТП Губанова Н.Г., к.т.н., доцента, зам. зав. кафедрой АУТП Сусарева С.В., д.т.н., профессора кафедры Стеблева Ю.И. составила настоящий акт о том, что результаты диссертационной работы Кузичкина А.А. внедрены в учебный процесс на кафедре «Автоматизация и управление технологическими процессами» Самарского государственного технического университета при подготовке бакалавров по направлению 27.03.04 «Управление в технических системах».

Результаты научных исследований, проведённых Кузичкиным А.А. использованы при проведении выпускных квалификационных работ, а также при выполнении курсовых работ.

Реализация полученных автором исследований позволила повысить эффективность и качество учебного процесса.

Зав. кафедрой АУТП,
к.т.н., доцент

Зам. зав. кафедрой АУТП,
к.т.н., доцент

д.т.н., профессор кафедры
АУТП

Губанов Н.Г.

Сусарев С.В.

Стеблев Ю.И.

Утверждаю
Управляющий ОАО «Открытый код»
Сурнин О.Л.
« 14 » АВГУСТА 2018 г.

АКТ О ВНЕДРЕНИИ

**результатов диссертационной работы Кузичкина Алексея Анатольевича
«Адаптивная система управления технологическим процессом
риформинга с идентифицируемой моделью»**

Данный акт свидетельствует о том, что разработанное при выполнении диссертационной работы на тему «Адаптивная система управления технологическим процессом риформинга с идентифицируемой моделью» алгоритмическое и программное обеспечение имеет высокую практическую значимость т.к. может применяться для решения широкого круга задач.

Главной практической ценностью диссертационной работы является разработанный в ней подход, позволяющий создавать математические модели, которые с высокой точностью смогут описать различные технологические процессы в нефтегазовой отрасли.

Директор по управлению проектами, к.т.н.

ОАО «Открытый код»  «14» 08.2018 г. Ситников П.В.



**Справка о внедрении
результатов диссертационной работы Алексея Анатольевича Кузичкина
«Адаптивная система управления технологическим процессом
риформинга с идентифицируемой моделью»**

Основные методы, подходы, рекомендации и разработки к проектированию автоматизированных систем управления технологическими процессами, изложенные в диссертационной работе А.А. Кузичкина на тему «Адаптивная система управления технологическим процессом риформинга с идентифицируемой моделью», представленной на соискание учёной степени кандидата технических наук, имеют высокую, теоретическую, научно-исследовательскую и практическую значимость.

Результаты диссертационного исследования А.А. Кузичкина внедрены в производственный процесс ООО «Schneider Electric Центр Инноваций».

Руководитель направления по
информационной безопасности

ООО «Schneider Electric Центр Инноваций» _____ Я.А. Сухих

Генеральный директор

ООО «Schneider Electric Центр Инноваций» _____ А.Г. Марданов





АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО «СЫЗРАНСКИЙ НЕФТЕПЕРЕРАБАТЫВАЮЩИЙ ЗАВОД»
(АО «СНПЗ»)

Почтовый адрес: ул. Астраханская, д.1, г.Сызрань, Самарская область, Россия, 446029
Юридический адрес: г. Сызрань, Самарская область, Российская Федерация
Тел.: (8464) 98 81 10, факс: (8464) 98 81 22, e-mail: sekr@snpz.rosneft.ru
ИНН 6325004584, КПП 997150001

от _____ 201 г. № _____

на № _____ от _____

**Справка об использовании
результатов диссертационной работы Кузичкина Алексея Анатольевича
«Адаптивная система управления технологическим процессом
риформинга с идентифицируемой моделью»**

Основные выводы и рекомендации, полученные в диссертационной работе Кузичкина Алексея Анатольевича на тему «Адаптивная система управления технологическим процессом риформинга с идентифицируемой моделью», представленной на соискание учёной степени кандидата технических наук, имеют научную и практическую ценность и использовались в процессе анализа установки каталитического риформинга и построении системы оптимального управления процессом риформинга.

Главный инженер

АО «Сызранский НПЗ» _____

Кусакин К.А.



Утверждаю

зам. начальника Сызранского РПУ

ООО ИК «Сибинтек»

Ашмарин П.С.



_____ 2018 г.

СПРАВКА О ВНЕДРЕНИИ

**результатов диссертационной работы Кузичкина Алексея Анатольевича
«Адаптивная система управления технологическим процессом
риформинга с идентифицируемой моделью»**

Основные результаты и выводы, полученные в диссертационной работе Кузичкина А.А. на тему «Адаптивная система управления технологическим процессом риформинга с идентифицируемой моделью» используются при проектировании систем управления установками нефтегазовой промышленности.

В ходе исследовательских испытаний определено, что использование предложенных алгоритмов управления увеличивают производительность технологического процесса каталитического риформинга и снижают образование побочных продуктов.

Зам. начальника

Сызранского РПУ

ООО ИК «Сибинтек»

(доверенность № 315/17 от 02.11.2017 г.)

П.С. Ашмарин