

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ
УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ
«АСТРАХАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»

На правах рукописи



ДЖАМБЕКОВ АЗАМАТ МАТИФУЛАЕВИЧ

**УПРАВЛЕНИЕ ПРОЦЕССОМ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА НА
ОСНОВЕ ЭКСПЕРТНОЙ ИНФОРМАЦИИ**

Специальность 05.13.06 – Автоматизация и управление технологическими
процессами и производствами (промышленность)

ДИССЕРТАЦИЯ
на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
кандидат технических наук, доцент
Кокуев Андрей Геннадьевич

Астрахань - 2018

ОГЛАВЛЕНИЕ

СПИСОК АББРЕВИАТУР.....	5
ВВЕДЕНИЕ.....	6
ГЛАВА 1 АНАЛИЗ ПРОЦЕССА КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЯ.....	13
1.1 Описание процесса каталитического риформинга.....	13
1.2 Анализ процесса каталитического риформинга как объекта управления.....	17
1.3 Литературный обзор исследований в области моделирования процесса каталитического риформинга.....	22
1.4 Литературный обзор исследований в области управления процессом каталитического риформинга.....	31
1.5 Постановка задачи управления процессом каталитического риформинга.....	38
Выводы по первой главе.....	40
ГЛАВА 2 ПОСТРОЕНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА.....	41
2.1 Этапы построения математической модели процесса каталитического риформинга.....	41
2.2 Построение диаграммы взаимного влияния переменных процесса каталитического риформинга.....	42
2.3 Построение математической модели процесса каталитического риформинга.....	48
2.4 Подтверждение адекватности математической модели процесса каталитического риформинга.....	53
2.5 Определение обобщенного критерия оптимальности на основе математической модели процесса каталитического риформинга.....	55
Выводы по второй главе.....	57

ГЛАВА 3 РАЗРАБОТКА АЛГОРИТМОВ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА.....	58
3.1 Описание комбинированной процедуры оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации.....	58
3.2 Выбор методов оптимизации процесса каталитического риформинга.....	60
3.3 Алгоритм поиска начальной точки оптимизации процесса каталитического риформинга.....	62
3.4 Алгоритм оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации.....	65
3.5 Вычисление оптимальных управляющих воздействий с использованием алгоритма оптимизации процесса каталитического риформинга	71
Выводы по третьей главе.....	76
ГЛАВА 4 РАЗРАБОТКА СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА.....	77
4.1 Разработка структуры системы управления процессом каталитического риформинга.....	77
4.2 Программная реализация алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса каталитического риформинга	78
4.3 Программная реализация алгоритма оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации.....	80
4.4 Разработка программного комплекса системы управления процессом каталитического риформинга.....	83
4.5 Оценка повышения эффективности управления процессом каталитического риформинга.....	85
Выводы по четвертой главе.....	91
ЗАКЛЮЧЕНИЕ.....	92
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	93
ПРИЛОЖЕНИЕ А Классификация методов моделирования и управления процессом каталитического риформинга.....	106

ПРИЛОЖЕНИЕ Б Аналитические выражения математической модели процесса каталитического риформинга.....	107
ПРИЛОЖЕНИЕ В Наборы продукционных правил математической модели процесса каталитического риформинга.....	110
ПРИЛОЖЕНИЕ Г Имитационная модель процесса каталитического риформинга в системе MATLAB.....	111
ПРИЛОЖЕНИЕ Д Структурные схемы отдельных блоков математической модели процесса каталитического риформинга в системе MATLAB.....	112
ПРИЛОЖЕНИЕ Е Типовые значения переменных математической модели процесса каталитического риформинга.....	113
ПРИЛОЖЕНИЕ Ж Алгоритмы решения вспомогательных уравнений для поиска экстремума функции принадлежности нечеткого решения	115
ПРИЛОЖЕНИЕ З Копии свидетельств о государственной регистрации программы для ЭВМ.....	118
ПРИЛОЖЕНИЕ И Копии актов об использовании результатов диссертационной работы.....	120

СПИСОК АББРЕВИАТУР

АСР – автоматическая система регулирования

АСУ ТП – автоматизированная система управления технологическим процессом

ВСГ – водородсодержащий газ

КР – каталитический риформинг

ЛП – лингвистическая переменная

ЛПР – лицо принимающее решение

ММ – математическая модель

НПЗ – нефтеперерабатывающий завод

ОКО – обобщенный критерий оптимальности

ОУ – объект управления

ПК – программный комплекс

ПО – программное обеспечение

ППР – поддержка принятия решений

САПР – система автоматизированного проектирования

САУ – система автоматического управления

ТО – технологический объект

ФП – функция принадлежности

ЭВМ – электронно-вычислительная машина

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования. На сегодняшний день актуальным является направление повышения эффективности технологических процессов на основе разработки эффективных систем управления [31,66]. Большим значением для экономического развития России имеют нефтеперерабатывающие и нефтехимические процессы и производства [3]. Одним из приоритетных и стратегически важных процессов нефтеперерабатывающей промышленности России является каталитический риформинг (КР), основное назначение которого состоит в получении высокооктанового бензинового топлива [2,105]. С каждым годом все актуальнее становится задача совершенствования процесса КР в связи с ростом потребности в высокооктановом моторном топливе [5]. В планы развития нефтеперерабатывающей промышленности России входит ввод в эксплуатацию до 2021 г. десяти установок риформинга бензиновых фракций суммарной производительностью около 11 млн. т/год, среди которых – 7 установок с непрерывной регенерацией катализатора [15]. На сегодняшний день доля мощностей процесса КР в России составляет 9,3 % от суммарного объема мощностей нефтеперерабатывающей промышленности [16].

Существенный вклад в разработку и совершенствование подходов к моделированию и управлению процессом КР внесли такие ученые как J. Ancheyta [103], Carla I. C. Pinheiro [105], M. I. Gumen [109], C. Mircea [110], J. M. Smith [111], V. A. Weekman [112], В.В. Кафаров [44], И.Н. Дорохов [44], Г.М. Панченков [73], Н.Ф. Рубекин [83], Ю.М. Жоров [34,35], А.В. Кравцов [49-53], Э.Д. Иванчина [49,50,53], А.Г. Шумихин [97-99] и др. Существующие системы управления процессом КР реализуют оптимальное распределение температур на входах в реакторы [106], оптимизацию технологического режима процесса [104], управление качеством стабильного катализатора [109], ситуационное управление процессом [110] и пр. При этом отсутствуют системы управления процессом КР, направленные на снижение издержек организации процесса и повышение октанового числа бензина.

Под издержками организации процесса понимаются производственные затраты, необходимые для получения высокооктанового бензина из нефтяного сырья на основе процесса КР [39].

Эффективность производства бензина зависит не только от поддержания октанового числа выпускаемого топлива на уровне не ниже заданного, но и от снижения издержек организации процесса, поэтому актуальна задача, связанная с разработкой системы управления процессом КР, обеспечивающей достижение оптимальных соотношений октанового числа бензина и издержек организации процесса.

Оптимальное соотношение октанового числа бензина и издержек организации процесса – наилучший альтернативный вариант между повышением октанового числа бензина и понижением издержек организации процесса, при котором критерий оптимальности принимает наименьшее значение. Т.е. ввиду отношения антагонизма между октановым числом бензина и издержками организации процесса, при котором улучшение одного из них приводит к ухудшению другого, необходимо обеспечить реализацию таких управляющих воздействий на процесс КР, при которых возможно или повысить октановое число бензина, или понизить издержки организации процесса, при этом величины улучшения данных показателей принимают значения, при которых критерий оптимальности минимален [5].

Целью исследования является повышение эффективности процесса каталитического риформинга разработкой системы управления процессом, обеспечивающей достижение оптимальных соотношений октанового числа бензина и издержек организации.

Для достижения поставленной цели необходимо решить следующие **задачи**:

1. Провести анализ процесса каталитического риформинга как объекта управления.
2. Разработать математическую модель процесса каталитического риформинга.
3. Сформулировать и решить задачу управления процессом каталитического риформинга при изменении качества сырья и качества топливного газа.
4. Разработать алгоритм оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации.

5. Разработать систему управления процессом каталитического риформинга.

Объект исследования. Процесс каталитического риформинга бензиновых фракций с непрерывной регенерацией катализатора.

Предмет исследования. Модели, методы и алгоритмы управления процессом каталитического риформинга, обеспечивающие достижение оптимальных соотношений октанового числа бензина и издержек организации процесса.

Методология и методы исследования. При решении поставленных задач использовались методы многокритериальной оптимизации, математического моделирования, теории нечетких множеств, теории принятия решений в нечетких условиях, вычислительной математики, теории автоматического управления.

Научная новизна исследования заключается в следующем:

1. Поставлена задача управления процессом каталитического риформинга, *отличающаяся* использованием обобщенного критерия оптимальности (п. 3 паспорта специальности 05.13.06).

2. Разработана математическая модель процесса каталитического риформинга, *отличающаяся* введением дополнительного члена, учитывающего влияние мольного соотношения водород/сырье на октановое число бензина (п. 4 паспорта специальности 05.13.06).

3. Разработан алгоритм оптимизации процесса каталитического риформинга, *отличающийся* учетом экспертных оценок при формировании значений управляющих воздействий, соответствующих удовлетворительному состоянию катализатора и печи риформинга, на основе формализации нечетких целей и ограничений на управление процессом (п. 4 паспорта специальности 05.13.06).

Достоверность результатов исследования основана на корректной постановке рассматриваемых задач, применении математически обоснованных методов их решения, соответствии полученных результатов с достоверными экспериментальными данными.

Теоретическая значимость работы. Заключается в совершенствовании управления процессом каталитического риформинга на основе компенсации

возмущений учетом экспертной информации об объекте и достижением оптимальных соотношений октанового числа бензина и издержек организации процесса.

Практическая значимость работы заключается в построении: структуры и программного комплекса системы управления процессом каталитического риформинга; алгоритмов поиска начальной точки оптимизации процесса и оптимизации процесса на основе экспертной информации.

Реализация и внедрение результатов исследования. Результаты работы рекомендованы к использованию на Астраханском газоперерабатывающем заводе ООО «Газпром добыча Астрахань» (г. Астрахань) при разработке автоматизированной системы управления процессом каталитического риформинга, а также использованы в учебном процессе на кафедре «Автоматика и управление» ФГБОУ ВО «Астраханский государственный технический университет» (г. Астрахань) при подготовке специалистов по направлению «Автоматизация технологических процессов и производств», что подтверждается соответствующими актами об использовании.

Основные положения, выносимые на защиту:

1. Постановка задачи управления процессом каталитического риформинга, состоящая в обеспечении оптимальных соотношений октанового числа бензина и издержек организации процесса.
2. Математическая модель процесса каталитического риформинга, построенная с использованием диаграмм взаимного влияния переменных и учитывающая качественную информацию.
3. Управление процессом каталитического риформинга с учетом экспертных данных.
4. Алгоритм оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации.

Работа соответствует паспорту научной специальности 05.13.06 «Автоматизация и управление технологическими процессами и производствами (промышленность)»: пункт 3 «Методология, научные основы и формализованные методы построения автоматизированных систем управления технологическими процессами (АСУТП) и производствами (АСУП), а также технической

подготовкой производства (АСТПП) и т. д.»; пункт 4 «Теоретические основы и методы математического моделирования организационно-технологических систем и комплексов, функциональных задач и объектов управления и их алгоритмизация».

Апробация результатов исследования. Основные положения и результаты диссертационной работы представлены и обсуждены на различных Всероссийских и Международных конференциях: XXX Международная научная конференция «Математические методы в технике и технологиях–ММТТ-30» (г. Санкт-Петербург, СПбГТИ(ТУ), 2017 г.); Всероссийская научно-практическая конференция молодых ученых и специалистов «Актуальные направления развития газовой отрасли России» (г. Волгоград, ЧПОУ «Газпром колледж Волгоград», ООО «Газпром трансгаз Волгоград», 2017 г.); IX Международная научно-практическая конференция «Новейшие технологии освоения месторождений углеводородного сырья и обеспечение безопасности экосистем Каспийского шельфа» (г. Астрахань, АГТУ, ООО «ЛУКОЙЛ-Нижневолжскнефть», 2018 г.).

Публикации. По теме диссертации опубликовано 15 научных работ: 4 статьи в журналах, рекомендованных ВАК; 9 статей в других изданиях; получено 2 свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ.

Структура и объем работы. Диссертационная работа изложена на 121 странице и состоит из введения, четырех глав, заключения, списка аббревиатур, списка литературы из 112 наименований и девяти приложений; содержит 19 таблиц, 25 рисунков и 39 формул.

Во **введении** обоснована актуальность исследования, сформулированы цель и задачи исследования, определены объект и предмет исследования, научная новизна, приведены основные положения, выносимые на защиту.

В **первой главе** представлена краткая характеристика процесса КР. Выполнен обзор работ в области моделирования и управления процессом КР. Выполнен анализ процесса КР как объекта управления. Сформулирована задача управления процессом КР при изменении качества сырья и качества топливного газа.

Во **второй главе** построены диаграммы для учета взаимного влияния переменных, характеризующих октановое число бензина и издержки организации процесса. На основе выражений для определения октанового числа бензина и издержек организации процесса построена математическая модель (ММ) процесса КР. Адекватность ММ оценивалась сравнением с нормальным режимом работы установки каталитического риформинга Л-35-11/1000 в течение месяца. Определялось расхождение модели и реальных значений октанового числа бензина и издержек организации процесса. Относительная погрешность полученной ММ не превышает 5 %. Проведен расчет обобщенного критерия оптимальности (ОКО) для набора входных переменных, характеризующих нормальный режим процесса КР на установке риформинга Л-35-11/1000 в течение одного месяца.

В **третьей главе** предложено управление процессом КР с учетом формализации экспертных знаний. Выбраны методы поиска экстремума целевой функции. Разработан алгоритм поиска начальной точки оптимизации процесса на основе метода конфигураций и метода штрафных функций. На основе алгоритма были вычислены управляющие воздействия: расход сырья $Q_r=160$ (м³/ч), расход топливного газа $Q_{fg}=950$ (м³/ч), ОКО $J=0,960$. Разработан алгоритм оптимизации процесса КР на основе экспертной информации. Данный алгоритм основан на применении схемы Беллмана-Заде. На основе алгоритма были вычислены оптимальные управляющие воздействия: расход сырья $Q_r=162$ (м³/ч), расход топливного газа $Q_{fg}=970$ (м³/ч), ОКО $J=0,966$.

В **четвертой главе** разработана структура системы управления процессом КР, включающая модель и алгоритмы управления процессом. Выполнена программная реализация алгоритмов управления процессом КР. Представлено описание разработанного программного комплекса (ПК) системы управления процессом КР. Представлена структура взаимодействия ПК с существующей АСУ ТП на установке риформинга. Выполнена оценка ожидаемых положительных эффектов при использовании разработанного ПК в АСУ ТП установки риформинга Л-35-11/1000: понижение среднегодовых издержек организации

процесса на 86,74 млн. руб. при отсутствии увеличения октанового числа, повышение среднего октанового числа бензина на 1,1 при отсутствии уменьшения издержек организации процесса.

В заключении сформулированы основные результаты работы.

В приложения вынесены: классификация методов моделирования и управления процессом КР; аналитические выражения ММ процесса КР; наборы продукционных правил ММ процесса КР; имитационная модель процесса КР в системе MATLAB; структурные схемы отдельных блоков ММ процесса КР в системе MATLAB; типовые значения переменных ММ процесса КР; алгоритмы решения вспомогательных уравнений для поиска экстремума функции принадлежности нечеткого решения; копии свидетельств о государственной регистрации программы для ЭВМ; копии актов об использовании результатов диссертационной работы.

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ ПРОЦЕССА КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЯ

1.1 Описание процесса каталитического риформинга

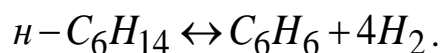
В настоящее время КР является одним из важнейших процессов нефтепереработки и нефтехимии [111]. Основными направлениями использования процесса КР являются: повышение детонационной стойкости бензина, производство ароматических углеводородов, обеспечение водородом процессов гидроочистки нефтепродуктов [112].

Все процессы нефтепереработки, включая КР, образуют цепочку: скважинное хозяйство → транспортная система → сырьевой парк → подготовка сырья → КР → стабилизация катализата → парк полуфабрикатов → смешивание полуфабрикатов → товарный парк [95]. КР является основным процессом данной цепочки, напрямую определяющим эффективность всего производства. В результате повышения эффективности управления процессом КР можно значительно повысить качество функционирования всей цепочки. Все процессы, кроме КР, являются вспомогательными для производства бензина [94]. Основным сырьем КР являются фракции прямогонных бензиновых компонентов нефти и газового конденсата [91].

Каталитический риформинг является сложным химическим процессом, включающим разнообразные реакции, основными из которых являются: дегидрирование шестичленных нафтенов; дегидроизомеризация и гидродециклизация пятичленных нафтенов; изомеризация ароматических углеводородов; ароматизация, гидрокрекинг и изомеризация парафинов; гидродеалкилирование алкилбензолов. Данные реакции позволяют значительно улучшить антидетонационные свойства бензиновых фракций, а также увеличить содержание ароматических и изопарафиновых углеводородов во фракции [82].

Одними из наиболее важных реакций процесса КР являются [70]:

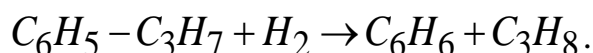
1. Ароматизация парафинов.



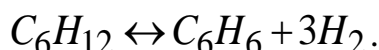
2. Изомеризация ароматических углеводородов.



3. Гидродеалкилирование алкилбензолов.



4. Дегидрирование шестичленных нафтеневых.



Реакции процесса КР протекают при режимных параметрах: температура продуктовой смеси на входе в реактор составляет 480 – 530 °С; давление на выходе реактора равно 2,8 МПа; объемная скорость подачи сырья 1,5 ч⁻¹; мольное соотношение водород – сырье равно 6:1 [67].

Технологическим оборудованием для проведения процесса КР является установка КР бензина Л-35-11/1000 (рис.1.1). Установка КР включает в себя различное технологическое и насосно-компрессорное оборудование. Краткая характеристика технологического оборудования приведена в табл. 1.1 [4].

Таблица 1.1 – Краткая характеристика оборудования процесса КР

Наименование оборудования	Индекс позиции на технологической схеме	Техническая характеристика оборудования	Диаметр, мм	Высота, м
1.Реактор каталитического риформинга с радиальным вводом	Р-1	Катализатор платинорениевый RG-682 Объем 30,5 м ³	2400	10,600
2.Реактор каталитического риформинга с радиальным вводом	Р-2	Катализатор платинорениевый RG-682 Объем 60 м ³	3200	11,700
3.Реактор каталитического риформинга с радиальным вводом	Р-3	Катализатор платинорениевый RG-682 Объем 118 м ³	4000	13,930
4.Адсорбер осушки водородсодержащего газа	К-1 К-2	Насадка-цеолит NaX Объем 69,4 м ³	3600	7,460

Таблица 1.1 – Окончание

5.Печь риформинга 3 ступенчатая Вертикально – многопоточная. Нагрев газосырьевой смеси в процессе каталитического риформинга I ступень – перед реактором Р-1 II ступень – перед реактором Р-2 III ступень – перед реактором Р- 3	П-1 П-2 П-3	Тепловая мощность, мвт (млн. Ккал/ч) – 38,3÷39,22 В том числе: Конвекционная часть I ступени – 7,8÷8,2 Радиантная часть I ступень – 10,1÷10.5 II ступень – 13,2 (11,4) III ступень – 7,1÷7,3 Число потоков: Конвекционная часть – 14 Радиантная часть: I ступень – 33 II ступень – 33 III ступень – 34 Общая поверхность	Диаметр труб: Конвекционная часть I ст. 159×8 Радиантная часть (по всем ступеням) 108×9	
6.Сепаратор риформинга	С-1	Объем 50 м ³	3000	8,490
7.Сепаратор на приеме центробежного компрессора	С-2	Объем 50 м ³	3000	8,890
8.Аппарат воздушного охлаждения продуктов риформинга	Х-1	Поверхность по оребрению - 39690 м ² Эл. дв. ВАСО – 30-14У1 380 В, 30 кВт, 50 Гц, 422 об/мин.	8585×1380×1155	
9.Холодильник продуктов риформинга кожухотрубчатый с плавающей головкой	Х-2	Поверхность 700 м ²	1500	7,760
10.Центробежный компрессор 5ЦД208/30-45М	ЦК-1	Производительность: Цикл реакции: 225000 нм ³ /ч Цикл регенерации: 72000 нм ³ /ч Привод компрессора от паровой турбины К-6-30П	-	-
11.Насос центробежный марка: 3ЦГ200/50Б-К-37-5-У2	Н-1	Производительность 200 м ³ /ч Электродвигатель встроенный 37 кВт, 380/660 В, 3000 об/мин 1ExdsПВТ4	-	-

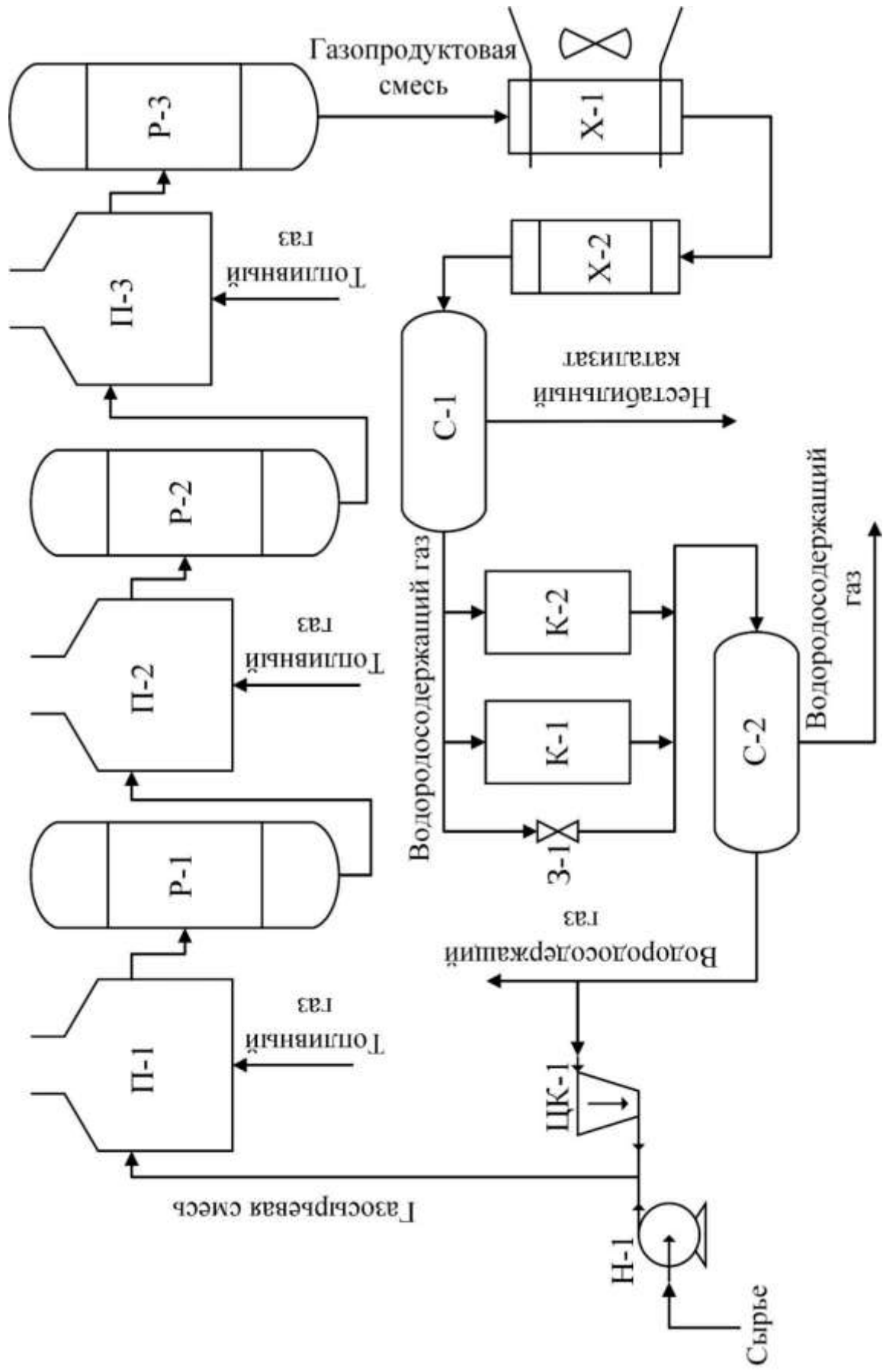


Рисунок 1.1 – Упрощенная схема процесса каталитического риформинга

Основными аппаратами процесса КР являются ректоры Р-1, Р-2, Р-3 и печи П-1, П-2, П-3, к вспомогательным аппаратам относятся аппарат воздушного охлаждения Х-1, водяной холодильник Х-2, сепараторы С-1, С-2, адсорберы-осушители К-1, К-2, центробежный компрессор ЦК-1, насос Н-1 (рис. 1.1).

Приведем краткую характеристику технологической схемы КР.

Сырье подается на насос Н-1, где смешивается с потоком водородосодержащего газа (ВСГ) от центробежного компрессора ЦК-1. Образованная газосырьевая смесь поступает на нагрев в трубчатую печь П-1 и далее направляется в реактор Р-1, где протекают реакции КР. Аналогично после нагрева в печах П-2, П-3 газосырьевая смесь направляется в реакторы Р-2, Р-3 [6].

Из реактора Р-3 газопродуктовая смесь направляется для охлаждения в аппарат воздушного охлаждения Х-1, далее в водяной холодильник Х-2. Из аппарата Х-2 газопродуктовая смесь направляется в сепаратор С-1, где разделяется на ВСГ и нестабильный катализат. Из сепаратора С-1 ВСГ направляется для осушки в параллельно работающие адсорберы-осушители К-1 и К-2, либо через запорно-регулирующую арматуру З-1 и сепаратор С-2 на вход центробежного компрессора ЦК-1.

Отсепарированный нестабильный катализат направляется из сепаратора С-1 в блок стабилизации катализата [7].

Для исследования процесса КР необходимо провести его анализ как объекта управления (ОУ).

1.2 Анализ процесса каталитического риформинга как объекта управления

Процесс КР как объект управления характеризуется набором входных и выходных переменных, управляющих и возмущающих воздействий (рис. 1.2). Все переменные разделены на 4 группы и представлены в векторной форме [10]:

1. Вектор управляющих воздействий U : расход сырья Q_i ; расход топливного газа Q_{fg} .

2. Вектор возмущающих воздействий V : качество сырья QR ; качество топливного газа QFG .

3. Вектор входных переменных A : температура на входе печи T_{in} ; давление в реакторе P ; расход водородосодержащего газа Q_{hg} ; активность катализатора AC ; состояние печи CF ; объемная скорость подачи сырья Q_v ; кратность циркуляции водородосодержащего газа MC_{hg} .

4. Вектор выходных переменных W : температура на выходе печи T_{out} ; перепад температуры в реакторе ΔT ; мольное соотношение водород/сырье $MR_{h/r}$; октановое число бензина ON ; издержки организации процесса Z .



Рисунок 1.2 – Анализ процесса как объекта управления

Особенностью объекта является наличие качественной информации, входящей в состав векторов входных переменных A и возмущающих воздействий V : активность катализатора AC ; качество сырья QR ; качество топливного газа

QFG; состояние печи *CF*. В существующих исследованиях [1,8,80,81] обоснована целесообразность учета данных переменных в ММ процесса КР как лингвистических переменных (ЛП), с использованием которых предложено учитывать накопленный опыт операторов-технологов. Переменные не могут быть измерены обычными способами и вводятся оператором. Например, активность катализатора *AC* может быть: низкой *N*, ниже средней *ZN*, средней *Z*, выше средней *ZP*, высокой *P*. Формализация качественной информации производится на основе методов экспертного опроса. На основе этого определены функции принадлежности (ФП) для каждой ЛП процесса КР [96].

Приведем характеристику наиболее значимых переменных процесса КР.

Активность катализатора *AC* – характеризует способность катализатора обеспечивать необходимую глубину превращения сырья при заданной температуре и скорости подачи сырья. Основными факторами, способствующими снижению активности катализатора, являются: отложение кокса; отравление катализаторными ядами (свинец, медь, мышьяк), соединениями азота и серы; содержание воды в сырье; содержание галогена на поверхности катализатора; изменение микроструктуры поверхности катализатора [103].

Существует ряд исследований, посвященных разработке методов оценки срока службы, необходимости регенерации и активности катализаторов. Приведенные в данных исследованиях подходы к оценке активности катализатора ограничены в своем применении тем, что требуют определения структурно-группового состава сырья и продукта КР, например, лабораторными методами. Некоторые из существующих подходов используют кинетическую модель процесса КР, что влечет за собой большие ограничения и трудоемкость вычислительных операций [92].

Для описания качества сырья *QR* используются различные обобщенные показатели и эмпирические уравнения, связывающие данные показатели для узких нефтяных фракций. К таким показателям сырья можно отнести: среднюю температуру кипения (средне-молекулярная, средне-усредненная, средне-кубическая, средне-объемная, средне-массовая); характеризующий фактор,

определяющий химическую природу (степень ароматичности или парафинистости); показатель ароматичности; плотность; молекулярную массу. При изменении качества сырья изменяется также молярная масса, плотность, фракционный и углеводородный состав сырья, и прочие показатели [88].

Состояние трубчатой печи CF определяется состоянием теплоизоляции корпуса печи. Качество топливного газа QFG , являющегося многокомпонентной смесью различных продуктов цепочки процессов нефтепереработки, определяется количественным и качественным составом данной смеси и зависит от режимных параметров всех процессов нефтепереработки [61].

Температура на выходе печи T_{out} является важной переменной процесса, характеризующей жесткость процесса и качество получаемого продукта. При увеличении температуры на выходе каждой печи увеличивается скорость основных и побочных реакций в каждом реакторе, увеличивается октановое число, но уменьшается выход продукта и растет коксообразование на катализаторе. Одной из наиболее важных задач при оптимизации температурного режима КР является максимизация межрегенерационного цикла при заданном качестве катализата. В некоторых случаях для этого вводят обобщенный показатель – среднюю по объему катализатора температуру газопродуктовой смеси на выходе из печей. Однако, данный подход требует количественной оценки объема катализатора, что не всегда оказывается возможным. Поэтому, в настоящей работе рассматривается отдельно температура на выходе каждой печи [56].

Наряду с температурой давление в реакторах P является основным показателем, определяющим эффективность процесса КР. При увеличении давления и неизменности прочих параметров процесса: уменьшается выход риформата, уменьшается октановое число, увеличивается скорость реакций гидрокрекинга, уменьшается количество образующегося водорода, увеличивается межрегенерационный цикл эксплуатации катализатора и уменьшается скорость коксоотложения. К обратным эффектам приводит снижение давления. Необходимо поддержание давления в реакторах на минимально возможном уровне. Как правило, давление в реакторах изменяется редко и в пределах 0,2-0,4 МПа [45].

Объемная скорость подачи сырья Q_V характеризует степень превращения сырья и долю риформата заданного октанового числа. С уменьшением объемной скорости подачи сырья и неизменности прочих параметров процесса: снижается выход риформата, увеличивается октановое число риформата, сокращается межрегенерационный цикл эксплуатации катализатора, увеличивается скорость реакций коксоотложения на катализаторе, увеличивается выход водорода. К обратным эффектам приводит увеличение объемной скорости подачи сырья [39].

Кратность циркуляции ВСГ MC_{hg} – показатель, характеризующий парциальное давление водорода в реакторах КР. При увеличении кратности циркуляции ВСГ в реакторах при неизменности прочих параметров: увеличивается межрегенерационный цикл эксплуатации катализатора, уменьшаются скорости реакций коксообразования, уменьшение выхода риформата, снижение октанового числа риформата. К обратным эффектам приводит уменьшение кратности циркуляции ВСГ [14].

Диапазон варьирования значений таких переменных, как кратность циркуляции ВСГ и объемная скорость подачи сырья, ограничен возможностями оборудования и регламентирован для определенной марки катализатора конкретными условиями эксплуатации. Поэтому данные переменные не являются управляющими [32].

В табл. 1.2 приведены диапазоны изменения переменных процесса КР для установки каталитического риформинга Л-35-11/1000.

Таблица 1.2 – Диапазоны изменения переменных процесса КР

Название переменной	Диапазон изменения переменной
Коэффициент избытка воздуха в печи α	1...1,2
Производительность центробежного компрессора Q_{cc}	210000...230000 нм ³ /ч
Расход сырья Q_r	130...190 м ³ /ч
Расход ВСГ Q_{hg}	70000...90000 нм ³ /ч
Объемный расход топливного газа на входе в печь Q_{fg}	750...1150 м ³ /ч
Температура продуктовой смеси на входе в печь первой ступени T_{in1}	170...190 °С

Необходимо дать характеристику существующих исследований в области моделирования и управления процессом КР, выделить их достоинства и недостатки, провести классификацию.

1.3 Литературный обзор исследований в области моделирования процесса каталитического риформинга

Обзор некоторых моделей процесса КР выполнен в работе [1]. Все модели были выделены в две группы: 1) аналитические модели, полученные на основе анализа физико-химических особенностей процесса; 2) эмпирические модели, полученные для конкретных объектов управления. Недостатком аналитических моделей является неудобство их использования в системах оптимального управления, что нельзя сказать о эмпирических моделях. Однако, использование эмпирических моделей требует постоянной текущей идентификации ввиду нестационарности объекта.

В качестве примера приведем модель (1.1), которая учитывает внутригрупповое распределение реакционной способности углеводородов – ММ процесса КР бензиновых фракции [11]:

$$\begin{aligned} \frac{dC_i(x, \tau)}{d\tau} &= \sum_{m=1}^p k_m(x) C_i(x, \tau) + \sum_{m=1}^p k_m(x) C_i(x, \tau) C_{H_2} + \\ &+ \sum_{s=1}^n C_{H_2} \int_{x_i}^b k_m(x) C_s(x', \tau) v_m(x, x') \delta(x' - x_j) dx', \quad (1.1) \\ \frac{dT(\tau)}{d\tau} &= -\frac{1}{C_p^{cm}} \sum_{j=1}^n \Delta H_j \int_{x_i}^b k_j(x') C_j(x') \delta(x' - x_j) dx', \end{aligned}$$

где $C_i(x, \tau), k_m(x)$ – функции распределения концентраций углеводородов и констант скоростей реакций; $v_m(x, x')$ – функции распределения вероятностей разрыва связей при гидрокрекинге парафиновых углеводородов; τ – время пребывания реагентов в зоне реакции; $T(\tau)$ – изменение температуры в

ходепроцесса; $C_p^{см}$ – теплоемкость смеси; ΔH_j – средняя для данной группы энтальпия реакций; x – число атомов углерода в молекуле углеводорода; i – количество групп углеводородов (парафины, изопарафины, циклопентаны, циклогексаны, ароматические); m – количество групповых реакций, протекающих в процессе ($m=1-14$); l – порядок реакций по водороду.

Модель (1.1) была реализована в виде программы на ЭВМ ЕС-1033 и легла в основу построения системы автоматизированного проектирования (САПР) реакторного узла КР бензиновых фракций.

Другая ММ процесса КР (1.2) получена в виде системы уравнений [38]:

$$\begin{aligned}
 G \cdot \frac{\partial C_i}{\partial z} &= -u \cdot \frac{\partial C_i}{\partial r} - \varphi \cdot \frac{\partial C_i}{\partial l} + \frac{1}{l} \int_0^l W_j(l) a_j(l) dl, \\
 \rho^{см} \cdot C_p^{см} \cdot G \cdot \frac{\partial T}{\partial z} &= -u \cdot \rho^{см} \cdot C_p^{см} \cdot G \cdot \frac{\partial T}{\partial r} - \\
 &- \varphi \cdot \rho^{кат} \cdot C_p^{кат} \cdot \frac{\partial T}{\partial l} + \sum Q_j \cdot \frac{1}{l} \int_0^l W_j(l) a_j(l) dl,
 \end{aligned} \tag{1.2}$$

где z – объём переработанного сырья, м³; G – расход сырья, м³/ч; u – линейная скорость потока, м/ч; l – длина слоя катализатора в реакторе, м; φ – скорость движения катализатора, м/ч; W_j – суммарная скорость протекания реакций, моль/(м³·ч); $\rho^{см}$, $\rho^{кат}$ – плотность смеси и катализатора, кг/м³; $C_p^{см}$, $C_p^{кат}$ – теплоёмкость смеси и катализатора, Дж/(кг·К); Q_j – тепловой эффект химической реакции, Дж/моль; T – температура, К; начальные условия: $z=0$ $C_i=0$, $T=0$; при $l=0$ $C_i=C_{i,0}$, $T=T_{вх}$ (на входе в реактор); при $r=0$ $C_i=C_{i,0}$, $T=T_{вх}$.

Среди других ММ первой группы существует модель, представляющая собой совокупность пятидесяти трех дифференциальных уравнений, учитывающих превращения 20-ти компонентов реакционной смеси [40]. Существенный недостаток данной модели заключается в отсутствии учета взаимного влияния реакций. Определение концентраций 20-ти компонентов реакционной смеси в промышленных условиях осложняется тем, что конечный

результат анализа сырья зависит от точности расчета концентраций каждого компонента и качество сырья может измениться с течением времени анализа.

Модели первой группы способны дать достаточно полное описание физико-химических закономерностей процесса КР, и в отсутствие возмущений адекватно описывают объект при различных режимах. Однако, данные модели не применимы для учета возмущений (изменение качества сырья, топливного газа и пр.), являются сложными, имеют большой объем входных переменных и трудно реализуемы в системах управления. Поэтому, чаще всего такие ММ являются неудобными для разработки оптимальных систем управления процессом КР [42].

В этом отношении более удобными являются ММ второй группы. Например, разработанная в [69] модель, представленная в виде системы регрессионных уравнений, описывает зависимость параметров стабильного катализата от основных переменных процесса. Коэффициенты данной модели подобраны эмпирически. В работе [74] разработана ММ процесса КР на основе методов математической статистики с использованием экспериментальных данных, соответствующих нормальному режиму работы установки. Данные эмпирические ММ процесса КР были разработаны в отсутствие учета возмущений. Исследования, выполненные в [77], позволили определить эффективность вероятностных моделей для оптимизации качества бензина по сравнению с традиционными подходами. В [78] на основе статистических методов выполнен сравнительный анализ существующих алгоритмов управления процессом КР при различных значениях параметров возмущений. Возмущением является колебание качества сырья при его переходе от одного аппарата к другому, что влияет на качество целевого продукта. Для учета качества произведен переход от детерминированных моделей к вероятностным.

Итак, общей при построении ММ процесса КР является проблема отсутствия учета не измеряемых обычными методами возмущений и изменений переменных состояния процесса.

Ввиду того, что реакции процесса КР имеют различные значения энергии активации, в [84] рекомендуется поддерживать температурный режим в

реакторном блоке КР с целью уменьшения доли реакций гидрокрекинга, повышения селективности процесса и увеличения выхода продукта заданного качества. Используемые в работах ММ процесса КР основаны на кинетических уравнениях реакторного блока. Недостатком данных моделей является отсутствие учета специфики протекания реакций в отдельных реакторах установки КР и нестационарности объекта управления [85].

В [107] представлены кинетические ММ процесса КР, представляющие собой дифференциальные уравнения, которые решаются конечно-разностным методом. Уточнение параметров ММ выполнено с использованием оптимизационной процедуры Нелдера-Мида. Кинетические ММ не являются простыми, поскольку для изучения кинетики с целью идентификации моделей необходимо специальное аналитическое оборудование и большие затраты времени при анализе технологических потоков. Кинетические ММ не учитывают стохастическую составляющую процесса КР.

Полученные в работе [12] экспериментально-статистические ММ представляют собой формальные уравнения связи входных и выходных координат процесса КР. К достоинствам данных ММ можно отнести отсутствие больших временных затрат на их разработку, возможность оперативного учета стохастической составляющей процесса, оперативность идентификации. Недостатком данных ММ является то, что их параметры получены для узкого интервала изменения переменных и конкретного режима процесса КР. При широком варьировании входных координат экспериментально-статистические модели обладают низкой работоспособностью.

В [77] предложен иерархический подход к построению многоуровневой ММ процесса КР. Для адаптации ММ предложен алгоритм управления процессом с использованием аналитической базы знаний. В качестве обучаемой ММ использовано линейное уравнение связи с вычислением выхода целевого продукта. Также предложены алгоритмы взаимодействия между моделями различной сложности. Преимуществом данного подхода является переход от детерминированных кинетических ММ процесса с большим количеством

входных координат к многоуровневой иерархической ММ процесса КР с целью устранения противоречия между простотой и адекватностью ММ. Недостатком предложенного подхода является большая вычислительная сложность ММ и отсутствие учета в ММ качественных показателей процесса.

В работе [47] получена имитационная модель химико-технологической системы каталитического крекинга для целей автоматизации данного процесса. Реализация полученной ММ была осуществлена в системе MATLAB. Для каждого аппарата процесса каталитического крекинга путем идентификации динамических характеристик была получена ММ в виде передаточной функции. Реализация модели в системе MATLAB показала, что переходная характеристика модели с большой степенью точности воспроизводит «реальную» характеристику, определяющую поведение процесса каталитического крекинга. Преимуществом данной работы является предложенный метод идентификации таких каналов воздействия на объект управления, для которых нет результатов исследований или экспериментов. Имитационная модель позволяет проводить исследования процесса каталитического крекинга нефти, которые невозможно осуществить в реальных производственных условиях. Недостатком работы является необходимость в большом объеме экспериментальных данных при получении имитационной модели процесса каталитического крекинга и отсутствие учета качественных показателей процесса, выраженных словесными описаниями.

В работе [59] разработана уточненная модель процесса КР и алгоритм идентификации модели. Основой для получения модели процесса КР является кинетическая модель Смита. Разработанная модель представляет собой совокупность ММ для каждого реактора с индивидуальными надстроечными коэффициентами. Разработан алгоритм расчета оптимального режима процесса КР, основанный на решении системы дифференциальных уравнений методом Рунге-Кутты-Мерсона. Разработан алгоритм идентификации ММ процесса КР на основе нейронной сети. Полученные уточненные настроечные коэффициенты подаются на вход ММ процесса. Проверка адекватности разработанной ММ и алгоритмов была выполнена на основе данных, полученных с установки КР Л-35-

11/300 Кременчугского НПЗ. Преимуществом работы является использование нейронной сети для получения настроечных коэффициентов ММ. Недостатком работы является большой объем необходимых исходных данных для реализации предложенных алгоритмов расчета параметров модели процесса КР.

Исследование [58] посвящено разработке ММ секции реакторов риформинга установки по получению бензола. На основе экспериментально-статистической информации получены уравнения множественной регрессии, описывающие основные параметры секции риформинга. На основе экспертной информации получены уравнения нечеткой множественной регрессии, описывающие качество продукта секции риформинга. Идентификация коэффициентов уравнений четкой регрессии выполнена с помощью известных методов параметрической идентификации, а идентификация коэффициентов уравнений нечеткой регрессии была сведена к классическому методу оценивания коэффициентов с помощью разбиения нечеткого множества на несколько уровней. Достоинство работы заключается в полноте исследования параметров секции риформинга, затрагивая как четкие величины, так и нечеткие показатели качества продукта. В качестве недостатка исследования может служить большой объем необходимой информации для получения ММ секции риформинга.

В работе [101] получена ММ процесса КР, в основу которой положена модель идеального вытеснения, использование которой связано с неодинаковыми концентрациями компонентов по высоте реактора риформинга ввиду протекания реакций превращения. Получено уравнение материального баланса по каждому компоненту реакционной смеси в виде дифференциального уравнения. Коэффициент скорости реакций вычисляется по уравнению Аррениуса. Также в виде дифференциального уравнения получено уравнение теплового баланса. Получены формулы для расчета изменения активной поверхности катализатора, коэффициента активности катализатора, октанового числа продукта. Октановое число предложено рассчитывать с использованием временной зависимости с целью улучшения качества процесса. Преимуществом полученной ММ процесса КР является возможность получения текущих значений концентраций

компонентов реакционной смеси, температуры, октанового числа и выхода продукта, а также учет дезактивации катализатора. Недостатком работы является большая вычислительная сложность ММ при ее использовании в системе управления процессом КР.

В исследовании [75] произведено моделирование процесса в стабилизационной колонне процесса гидроочистки. Полученная модель позволяет рассчитывать выход дистиллята и кубового остатка; минимальное значение флегмового числа; выполнять уточнение состава компонентов смеси; производить сравнение температур верха и низа колонны с экспериментальными значениями для расчета показателей качества продуктов гидроочистки.

В работе [54] разработана нейросетевая модель процесса в блоке стабилизации катализата установки КР. Использование модели обеспечивает экономию до 0,4 % по выходу стабильного катализата на установке КР Л-35-11/450 К с предварительной гидроочисткой ООО «РН – Комсомольский НПЗ». Для получения нейросетевой модели процесс стабилизации катализата был разделен на функциональные зависимости и блоки. Поскольку октановое число стабильного катализата измеряется лабораторными методами путем периодического отбора проб с установки КР своевременная коррекция режимов управления процессом КР становится невозможной. Поэтому авторами работы было предложено исключить оператора из схемы управления процессом КР и выполнить оптимизацию технологического режима. Был выбран аппарат искусственных нейронных сетей для построения ММ процесса стабилизации катализата как наиболее эффективный по сравнению с другими модельными структурами и стратегиями оптимизации. Определен набор данных для обучения нейронной сети, оптимальная структура нейронной сети. Преимуществом работы является то, что на основе разработанной ММ становится возможным определение технологических режимов, при которых увеличивается качество и выработка продукта процесса стабилизации. К недостатку работы можно отнести необходимость большого объема экспериментальных данных для обучения нейронной сети.

В статье [55] рассмотрены вопросы моделирования качества процесса стабилизации катализата на установке КР. В основу модели процесса была положена модель факторного преобразования, причем коэффициенты факторного преобразования представляют собой ортогональные собственные вектора ковариационной матрицы измеряемых переменных процесса стабилизации катализата. Путем преобразований из ММ процесса была получена регрессионная модель расчета показателей качества процесса стабилизации катализата. Для понижения размерности пространства исходных переменных и снижения уровня шума было предложено использование метода главных компонент. Была проверена адекватность ММ расчета показателей качества на основе сравнения с экспериментальными значениями октанового числа стабильного катализата. Преимуществом работы является то, что полученная ММ позволяет оперативно представлять операторам информацию о качестве продукта и повышать достоверность данной информации. Недостатком работы является отсутствие учета в ММ качества процесса нечеткой информации, полученной от операторов, а также необходимость обработки большого массива экспериментальной информации.

Статья [50] посвящена обзору основных результатов исследований в области моделирования многокомпонентных каталитических процессов. В работе отмечено, что исследования закономерностей превращения реагентов в реакторе риформинга проводились такими учеными, как Froment, М.Г. Слинко, Н.М. Островский, Agis R., В.В. Пармон, А.С. Носков и др. Дан подробный анализ основных причин изменения активности катализатора, а также описаны основные процессы дезактивации катализатора с использованием дифференциальных уравнений. Приведены результаты существующих компьютерных моделирующих систем сопровождения процесса КР, в частности, системы PIMS, которая разработана компанией Bechtel. Такая система позволяет сократить количество анализируемых реагентов на основе принципа агрегирования, а также прогнозировать отклонение от оптимальной активности катализатора с целью снижения коксообразования. Также проведены исследования по оптимизации конструкции реакторов риформинга, которые показали эффективность

мероприятий реконструкции, равную приросту выхода продукции по сравнению с неизменной структурой реакторов. Достоинство работы заключается в том, что приведены основные результаты внедрения ММ многокомпонентных каталитических процессов в науку и производство. Данные модели представляют собой нестационарные кинетические уравнения, учитывающие физико-химические закономерности протекания каталитических реакций, необходимых для решения проблемы прогнозирования активности катализатора и повышения эффективности каталитических процессов.

В статье [64] описана разработка нового подхода к построению ММ установок риформинга. Данный подход способствует решению целого ряда задач, в частности: определение оптимальных режимных параметров работы установки; вычисление положительных или отрицательных эффектов от перехода на тот или иной технологический и сырьевой режим.

В работе [12] представлена ММ колонны отбензинивания нефти установки первичной переработки нефти, предназначенная для прогнозирования температуры конца кипения бензина. ММ колонны отбензинивания нефти состоит из уравнений материального и теплового балансов, а также уравнения парожидкостного равновесия на тарелках колонны. На основе полученной ММ предложено два способа оценки температуры конца кипения бензина: на основе корреляции данного показателя с составом продукта; моделирование процесса анализа показателя. При использовании обоих способов оценки температуры конца кипения бензина коэффициент корреляции между значения температуры при одних и тех же условиях близок к 1. Поэтому, предложенные способы оценки температуры на основе разработанной модели колонны отбензинивания нефти являются приемлемыми. Преимущество работы – снижение вычислительной сложности оценки температуры конца кипения бензина при сохранении достаточной ее точности на основе ММ колонны отбензинивания нефти.

В результате анализа существующих типов моделей процесса КР было установлено: использование регрессионных уравнений определяет необходимость применения для определения коэффициентов регрессии экспериментально-

статистических методов; применение уравнений математической физики в оптимальной адаптивной системе управления печью обладает сложностью вычислений и связанным с этим снижением скорости работы системы управления; применение моделей идеального смешения и вытеснения, уравнений материального и теплового баланса позволяет разрабатывать ММ процесса КР, адекватную при отсутствии возмущений, что ограничивает ее использование в реальных системах управления процессом КР.

1.4 Литературный обзор исследований в области управления процессом каталитического риформинга

Рассмотрим современные работы в области управления процессом КР.

В основу изобретения [89] положена методика управления процессом КР, основанная на вычислении активности катализатора и качества целевого продукта на основе ММ процесса. Результатом данного подхода к управлению процессом КР является регулирование температурного профиля последовательности реакторов. Преимуществом данного подхода является отсутствие необходимости непосредственного использования лабораторного анализа при решении задачи непрерывной оптимизации технологического режима. К недостатку можно отнести необходимость периодического сравнения расчетных значений октанового числа с результатами лабораторных анализов в блоке параметрической идентификации и последующей настройки коэффициентов ММ.

В [1] описан подход к оптимальному управлению процессом КР с использованием гибридной ММ. В качестве критерия оптимальности выбран получаемый доход от работы установки КР. Оптимальное управление заключается в определении управляющих воздействий, соответствующих максимуму критерия оптимальности при заданных входных координатах и ограничениях процесса КР. Для разработки гибридной ММ предложен учет таких качественных показателей процесса КР, как активность катализатора, состояние печи, качество топливного газа, качество сырья. Данные показатели

рассматриваются как лингвистические переменные, значения которых описываются нечеткими множествами. Для графического представления взаимосвязи параметров процесса КР построена диаграмма взаимного влияния параметров. Диаграмма состоит из элементарных участков – сот. Для каждой соты определены выражения для расчета выходных переменных соты, в том числе при нечетких связях между переменными. Совокупность выражений каждой соты составляет гибридную ММ процесса КР. Предложена разработка системы оптимального управления с использованием алгоритма, являющегося комбинацией методов случайных забросов, методов просеивания и поисковых методов. Такая комбинация позволяет объединить преимущества и исключить существенные недостатки каждого из методов. На основе данного алгоритма выполнена разработка функционально-алгоритмической и технической структуры системы управления. Оценка эффективности системы управления показала, что ее внедрение повысит эффективность процесса КР на 3 %. Одним из преимуществ данного исследования является учет качественных показателей процесса КР в гибридной ММ. Помимо этого, получен алгоритм оптимального управления, сочетающий в себе достоинства различных методов оптимизации и позволяющий работать с гибридной ММ. Но данный алгоритм применим при управлении процессом КР в пределах допустимых значений переменных, а при возникновении нештатных ситуаций необходима разработка системы поддержки принятия решений.

Исследование [78] посвящено разработке алгоритма управления качеством стабильного катализатора. Данный алгоритм основан на вычислении средней температуры сырья на входе в каждый реактор риформинга на основе использования многоуровневой ММ.

В работе [48] рассматривается задача распределения сырья между параллельно работающими установками КР. Критерием оптимальности оптимизационной задачи является суммарное падение активности катализатора по установкам КР. С использованием метода множителей Лагранжа разработан алгоритм управления распределением сырья между установками КР, предназначенный для увеличения межрегенерационного цикла и минимизации

снижения активности катализатора. Данный алгоритм был реализован в виде программы на ЭВМ в среде Delphi. Использование программы позволило установить, что фактическое падение активности катализатора превышает его расчетное значение. На основе этого возможно увеличение межрегенерационного цикла установок КР и сохранение активности катализатора в процессе эксплуатации. Достоинством данной работы является возможность прогнозирования падения активности катализатора и необходимости дополнительной загрузки катализатора. Но, показатель «активность катализатора» в данной работе используется для обозначения средневзвешенной температуры на входе в реакторы риформинга. При наличии возмущений, влияющих на средневзвешенное значение температуры, затрудняется решение задачи распределения сырья между параллельно работающими установками КР. Тем самым, возникает необходимость учета в ММ процесса КР активности катализатора как качественного показателя, значения которого получены путем экспертного опроса.

Работа [79] посвящена разработке системы управления трубчатой печью установки КР на основе разработанной ММ печи. Обоснована необходимость разработки цифровой оптимальной системы управления печью первой ступени риформинга, инвариантной к воздействующим возмущениям – изменениям калорийности топлива и состава продукта. За счет этого становится возможным использование более простых аналоговых систем управления печами второй и третьей ступеней риформинга. Для решения сформулированной оптимизационной задачи используется метод, основанный на вычислительной процедуре принципа максимума Понтрягина. Для нахождения оптимальной управляющей последовательности, инвариантной к изменению скорости движения продукта, предложено использование функции компаундирования. На основе полученных систем регулирования по отклонению и по возмущению получена комбинированная система управления, вырабатывающая суммарных сигнал управления. Выполнена программная реализация разработанной системы управления и проведены испытания системы на производственных мощностях НПЗ ОАО «Лукойл». Результаты опробования системы оптимального управления

показывают, что данная система полностью справляется с компенсацией различных возмущений, а также обеспечивает заданное поддержание температурного режима на выходе печи риформинга. К достоинствам работы можно отнести оригинальный подход к разработке системы управления печью первой ступени, инвариантной к различным возмущениям, с целью упрощения структуры управления печами второй и третьей ступени. Недостатком исследования является использование аналитической ММ процесса теплообмена в печи ввиду ее вычислительной сложности и требуемых временных затрат при выработке управляющих воздействий в системе оптимального управления печью установки КР.

В работе [59] описан алгоритм управления процессом КР, позволяющий находить оптимальные соотношения температур на вводах в реакторы. С использованием разработанной ММ было проведено исследование влияния температуры смеси на выход ароматических углеводородов. Исследование показало, что для каждого реактора риформинга существует оптимальное значение температуры, повышение которого не дает существенного увеличения выхода ароматики, а напротив, увеличивает скорость коксообразования катализатора за счет увеличения доли реакций гидрокрекинга. Для характеристики чувствительности процесса КР к изменениям температуры на входе реакторов введен такой параметр, как «условная жесткость процесса», значения которого может быть задано оператором. На примере установки КР Одесского НПЗ поставлена задача оптимального управления процессом, представляющая собой задачу оптимизации выхода продукта риформинга при ограничениях по октановому числу, температуре, жесткости процесса и кратности циркуляции. Синтезирован алгоритм управления процессом КР, основанный на расчете оптимальных температурных режимов на входе реакторного блока. На основе экспериментального исследования было установлено, что разработанный алгоритм позволяет повысить выход продукта риформинга в среднем на 3-5 %. Преимущество работы заключается в учете жесткости процесса в модели управления, недостаток работы – отсутствие учета показателей качества продукта в модели управления.

В работе [33] выполнена формальная математическая постановка задачи принятия решений по выбору оптимального режима процесса КР в условиях многокритериальности и неопределенности. Решением оптимизационной задачи служит вектор режимных параметров, при котором критерии управления процессом КР принимают свои наиболее желаемые значения. Задача также рассмотрена на случай, когда критерии, ограничения принимают не количественные, а качественные значения. Задача многокритериального принятия решений была представлена на случай качественной информации с использованием методов Парето оптимальности и абсолютной уступки. Достоинство работы заключается в новизне постановки задачи многокритериального управления процессом КР в условиях неопределенности. Недостатком работы является отсутствие апробации предложенного подхода и оценка его эффективности.

В исследовании [100] предложен алгоритм управления процессом КР, позволяющий реализовывать управляющие воздействия процесса КР на основе расчетных значений октанового числа по ММ, текущей активности катализатора и прогнозируемого по модели группового состава.

В статье [74] рассмотрены вопросы разработки подхода к управлению процессом каталитического крекинга нефти на основе прогнозирующих моделей. Предложена разработка прогнозирующего регулятора, состоящего из двух компонентов: модели процесса и модуля оптимизации. Для получения упрощенной ММ процесса каталитического крекинга применялась идентификация с использованием передаточных функций. Произведено моделирование системы управления процессом каталитического крекинга с различными настроечными параметрами прогнозирующего регулятора. Преимущество работы заключается в том, что качество регулирования процесса каталитического крекинга с использованием прогнозирующего регулятора более эффективное по сравнению с использованием традиционного ПИД-регулятора. К недостатку работы можно отнести отсутствие учета в ММ процесса качественных показателей процесса.

Статья [85] посвящена описанию разработки управляющей модели процесса каталитического крекинга нефти. Получены ММ реактора и регенератора на основе уравнений материального и теплового балансов. Выполнено моделирование процесса каталитического крекинга на основе прогнозирующих моделей при различных значениях параметров: период дискретизации, горизонт прогнозирования, горизонт управления. При этом проведено три эксперимента по исследованию системы управления процессом каталитического крекинга нефти с моделью прогнозирующего регулятора: исследование при скачкообразном изменении входных параметров; исследование при изменении возмущающих параметров; исследование при изменении параметров регулятора. Важным результатом работы является получение модели управления процессом каталитического крекинга нефти, которая не чувствительная к изменениям возмущающих воздействий.

В статье [11] рассмотрены вопросы повышения эффективности процесса компаундирования высокооктановых бензинов – процесса получения высококачественных моторных топлив на основе смешения прямогонных фракций и компонентов вторичной переработки нефти. Предложено решение задачи повышения эффективности процесса компаундирования на основе математического моделирования. На основе уравнения Антуана была получена ММ расчета давления насыщенных паров, являющейся важной характеристикой товарного бензина. Разработанная ММ послужила основой для разработки компьютерной системы моделирования процесса компаундирования «Compounding». Разработанный программный продукт позволяет рассчитывать оптимальное соотношение компонентов для их смешения с целью получения бензина требуемого качества, а также производить расчет детонационной стойкости и давления насыщенных паров. Данная система позволила получить оптимальные рецептуры смешения компонентов для получения бензинов стандарта Евро-2, Евро-3, что позволило избежать перерасход высококачественных и дорогостоящих компонентов. Получены ММ расчета таких свойств дизельных топлив, как вязкость, предельная температура

фильтруемости и температура помутнения. На основе разработанных ММ создана компьютерная моделирующая система Diesel. Разработанная система моделирования позволяет получать оптимальные рецептуры смешения для получения бензинов требуемой марки. Преимущество работы – получены ММ процесса компаундирования, учитывающие неаддитивность смешения компонентов, вызванную межмолекулярными взаимодействиями углеводородов бензиновых фракций.

В работе [44] рассмотрены основные вопросы повышения эффективности установки КР на основе математического моделирования. На основе результатов термодинамического анализа получена формализованная квазигомогенная кинетическая модель процесса КР. Предложено использование стабильного бензина с установки гидродепарафинизации в качестве сырья для установки КР и показана эффективность данного мероприятия на разработанной модели, связанная с улучшением основных показателей качества процесса КР. Преимущество работы – разработанный подход к оптимизации сырьевого потока, позволяющий повысить ресурсоэффективность установки КР и улучшить основные показатели качества высокооктанового бензина.

Статья [45] посвящена разработке методов мониторинга и прогнозирования работы установки КР ООО «Стрежевского НПЗ». На основе экспериментальных данных получена зависимость октанового числа продукта от объема перерабатываемого сырья, а также выполнен прогноз активности катализатора с рекомендациями по повышению температуры в реакторах. Путем обработки экспериментальных данных была получена зависимость величины накопления кокса на катализаторе от объема переработанного сырья. На основе данной зависимости определены режимы выжига, осернения и оксихлорирования, а также расход реагентов для регенерации. Преимущество работы – предложение подхода к использованию математического моделирования для повышения эффективности процесса КР.

В прил. А приведена классификация рассмотренных методов моделирования и управления процессом КР. Отдельно выделены методы

моделирования и управления процессом КР, связи между которыми обозначены жирными пунктирными линиями. Полученная классификация позволяет определять методы управления в зависимости от типа модели процесса КР.

В результате анализа работ в области моделирования и управления процессом КР установлено, что:

- в существующих моделях процесса КР отсутствует учет не измеряемых обычными методами возмущений и изменения переменных состояния процесса;
- существующие аналитические модели процесса КР обладают вычислительной сложностью и требуют временных затрат при выработке управляющих воздействий в системе управления процессом;
- существующие кинетические уравнения реакторного блока процесса КР не учитывают специфику протекания реакций в отдельных реакторах и стохастической составляющей процесса;
- существующие экспериментально-статистические модели процесса КР обладают низкой работоспособностью при широком варьировании входных переменных;
- отсутствует подход к управлению процессом КР, направленный на достижение оптимальных соотношений издержек организации процесса и октанового числа бензина.

Таким образом, определена необходимость разработки системы управления процессом КР, обеспечивающей достижение оптимальных соотношений издержек организации процесса и октанового числа бензина.

1.5 Постановка задачи управления процессом каталитического риформинга

Цель управления – достижение минимального значения обобщенного критерия оптимальности (ОКО) (1.3) в условиях переменного качества сырья и качества топливного газа.

$$J = k_1 ON_0 \cdot (1/ON) + (k_2 / Z_0) \cdot Z = k_1 J_1 + k_2 J_2, \quad (1.3)$$

где J – ОКО; ON_0 – минимальное значение октанового числа бензина; Z_0 – максимальные издержки организации процесса; J_1 – нормированный критерий минимума величины, обратной октановому числу бензина ON ; J_2 – нормированный критерий минимума издержек организации процесса Z ; k_1, k_2 – весовые коэффициенты критериев $J_1, J_2, k_1+k_2=1, 0 < k_1 < 1, 0 < k_2 < 1$.

Выбор критерия (1.3) обусловлен необходимостью объединения частных критериев и приведения их к безразмерной величине.

Задача управления процессом КР бензиновых фракций с непрерывной регенерацией катализатора (1.4) формулируется следующим образом: найти оптимальные управляющие воздействия, при которых достигается минимум ОКО с учетом воздействия возмущений \mathbf{V} и заданных ограничений на выходные переменные \mathbf{W} :

$$F \begin{pmatrix} Q_r, Q_{fg}, QR, QFG, T_{in}, P, \\ Q_{hg}, AC, CF, Q_V, MC_{hg}, \\ T_{out}, \Delta T, MR_{h/r}, ON, Z \end{pmatrix} = \min_{\{Q_r, Q_{fg}\} \in U} J, \quad (1.4)$$

$$\begin{aligned} & \{Q_r, Q_{fg}\} \in U; \\ & \{T_{in}, P, Q_{hg}, AC, CF, Q_V, MC_{hg}\} \in A; \\ & \{QR, QFG\} \in V; \\ & \{T_{out}, \Delta T, MR_{h/r}, ON, Z\} \in W; \end{aligned}$$

при ограничениях:

$$\begin{aligned} ON & \geq ON_0; \\ Z & \leq Z_0; \\ \underline{U}_i & \leq U_i \leq \overline{U}_i, i = \overline{1, n}; \\ \underline{A}_j & \leq A_j \leq \overline{A}_j, j = \overline{1, m}; \\ \underline{V}_l & \leq V_l \leq \overline{V}_l, l = \overline{1, p}; \\ \underline{W}_k & \leq W_k \leq \overline{W}_k, k = \overline{1, q}, \end{aligned} \quad (1.5)$$

где $\{Q_r, Q_{fg}\}$ – оптимальные управляющие воздействия; \mathbf{U} – вектор управлений; \mathbf{A} – вектор входных переменных; \mathbf{V} – вектор возмущений; \mathbf{W} – вектор выходных переменных.

Выводы по первой главе

1. Выполнен анализ процесса КР как объекта управления. Все переменные были разделены на 4 группы и представлены в векторной форме.
2. Выполнен обзор работ в области моделирования и управления процессом КР. Отмечены преимущества и недостатки существующих методов моделирования и управления процессом КР.
3. Определена необходимость разработки системы управления, обеспечивающей достижение оптимальных соотношений октанового числа бензина и издержек организации процесса.
4. Выполнена постановка задачи управления процессом каталитического риформинга при изменении качества сырья и качества топливного газа.

ГЛАВА 2 ПОСТРОЕНИЕ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

2.1 Этапы построения математической модели процесса каталитического риформинга

Задача управления процессом КР решается с точки зрения предложенного ОКО (1.3). Для установления связи ОКО и управляющих воздействий необходимо построить адекватную ММ процесса КР [71].

Формально модель представлена в виде (2.1).

$$W = \Psi(V, A, U), \quad (2.1)$$

где W - вектор выходных переменных; Ψ – система уравнений ММ процесса КР; V – вектор возмущений; A – вектор входных переменных; U – вектор управлений.

В настоящее время используют такие методы построения ММ технологических процессов, как: экспериментальный, аналитический, экспериментально-аналитический [76]. Поскольку процесс КР не является новым объектом исследования для построения ММ процесса КР необходимо использовать экспериментально-аналитический метод.

Обозначим основные этапы построения ММ процесса КР [86]:

- принятие упрощающих допущений;
- построение диаграммы взаимного влияния переменных процесса;
- построение ММ процесса;
- подтверждение адекватности ММ процесса.

Особенностью построения ММ процесса КР является наличие качественной информации, входящей в состав векторов входных переменных A и возмущающих воздействий V : активность катализатора AC ; качество сырья QR ; качество топливного газа QFG ; состояние печи CF . В исследовании [1] обоснована целесообразность учета данных переменных в математической ММ процесса КР как лингвистических переменных (ЛП), с использованием которых предложено учитывать накопленный опыт операторов-технологов [60].

Переменные не могут быть измерены обычными способами и вводятся оператором. Например, активность катализатора AC может быть: низкой N , ниже средней ZN , средней Z , выше средней ZP , высокой P . Формализация качественной информации производится на основе методов экспертного опроса. На основе этого определены функции принадлежности (ФП) для каждой ЛП процесса КР [57].

Использование ЛП способствует замене большого массива трудно измеримой количественной информации на качественную, оцениваемую оператором-технологом. Например, использование ЛП «Качество сырья» QR заменяет измерение ряда физико-химических параметров сырья: молярной массы, плотности, фракционного и углеводородного сырья и пр.

При построении ММ процесса КР примем следующие основные допущения [68]:

- значения переменных процесса находятся в допустимых границах;
- выполняется учет химических реакций и других преобразований исходного сырья только в реакторах;
- потеря активности катализатора учитывается через входную переменную.

2.2 Построение диаграммы взаимного влияния переменных процесса каталитического риформинга

Вектор выходных переменных W включает октановое число бензина ON и издержки организации процесса Z . Необходимо построить диаграммы взаимного влияния переменных, характеризующих октановое число бензина ON и издержки организации процесса Z [90].

Суммарные издержки организации процесса отражены на рис.2.1 [41]. На основе анализа структуры издержек организации процесса разработана диаграмма взаимного влияния переменных, характеризующих издержки организации процесса Z (рис.2.2).

Разделим полученную диаграмму на элементарные участки:

- «Издержки на электроэнергию» Z_e – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход сырья» Q_r , «Расход электроэнергии» Q_e и «Стоимость электроэнергии» C_e ;



Рисунок 2.1 – Совокупность издержек организации процесса

- «Издержки на охлаждающую воду» Z_w – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход сырья» Q_r , «Расход охлаждающей воды» Q_w и «Стоимость охлаждающей воды» C_w ;
- «Издержки на мазут» Z_m – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход сырья» Q_r , «Расход мазута» Q_m и «Стоимость мазута» C_m ;
- «Издержки на топливный газ» Z_{fg} – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход сырья» Q_r , «Расход топливного газа» Q_{fg} и «Стоимость топливного газа» C_{fg} ;
- «Издержки на катализаторы» Z_k – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход сырья» Q_r , «Расход катализатора» Q_k и «Стоимость катализатора» C_k ;
- «Издержки на моноэтаноламин» Z_a – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход сырья» Q_r , «Расход моноэтаноламина» Q_a и «Стоимость моноэтаноламина» C_a ;
- «Издержки на цеолиты» Z_c – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход сырья» Q_r , «Расход цеолитов» Q_c и «Стоимость цеолитов» C_c ;
- «Издержки организации процесса» Z – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Издержки на электроэнергию» Z_e , «Издержки на

охлаждающую воду» Z_w , «Издержки на мазут» Z_m , «Издержки на топливный газ» Z_{fg} , «Издержки на катализаторы» Z_k , «Издержки на моноэтаноламин» Z_a и «Издержки на цеолиты» Z_c .

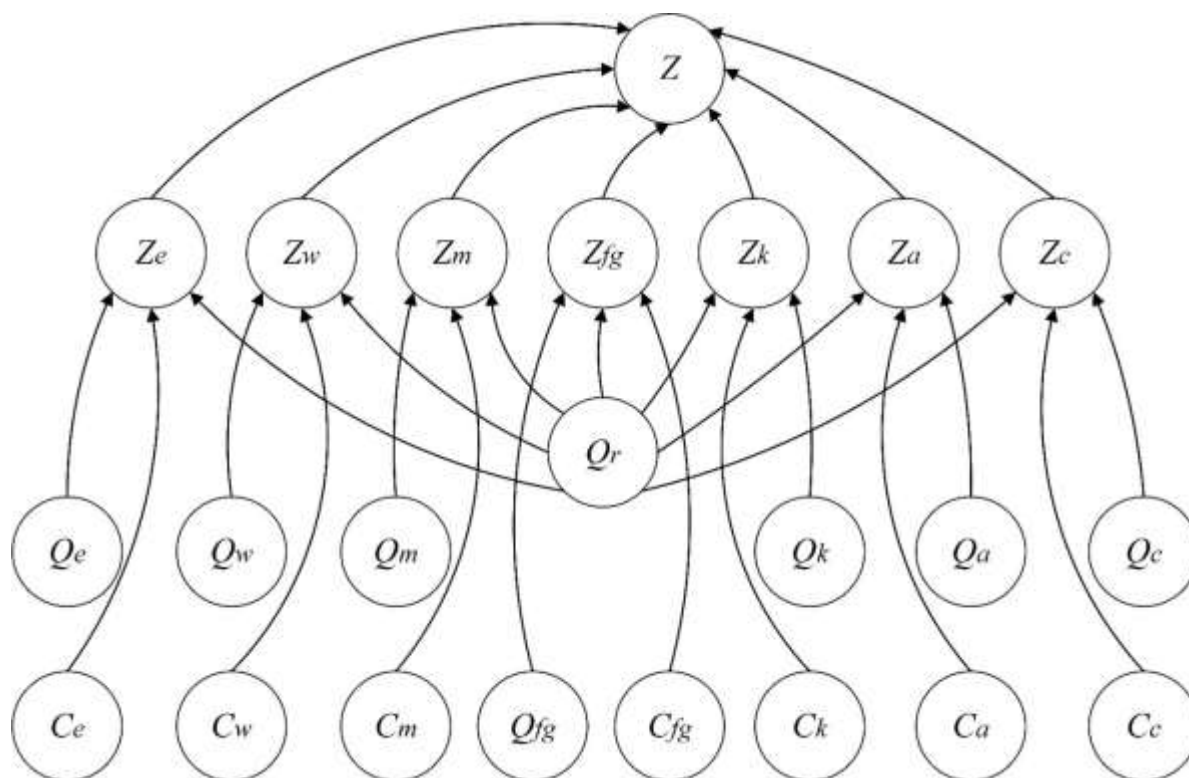


Рисунок 2.2 – Диаграмма взаимного влияния переменных, характеризующих издержки организации процесса Z

С учетом каждого типа переменных процесса и связей между ними разработана диаграмма взаимного влияния переменных, характеризующих октановое число бензина ON (рис.2.3). Сплошной линией выделены четкие переменные и связи, а пунктиром – нечеткие.

Разделим полученную диаграмму на элементарные участки:

- «Кратность циркуляции ВСГ» MC_{hg} – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Производительность центробежного компрессора ЦК-1» Q_{cc} и «Объемный расход сырья» Q_r ;
- «Содержание водорода в ВСГ» C_{H_2} – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Кратность циркуляции ВСГ» MC_{hg} ;
- «Плотность сырья» ρ_r – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Качество сырья» QR ;

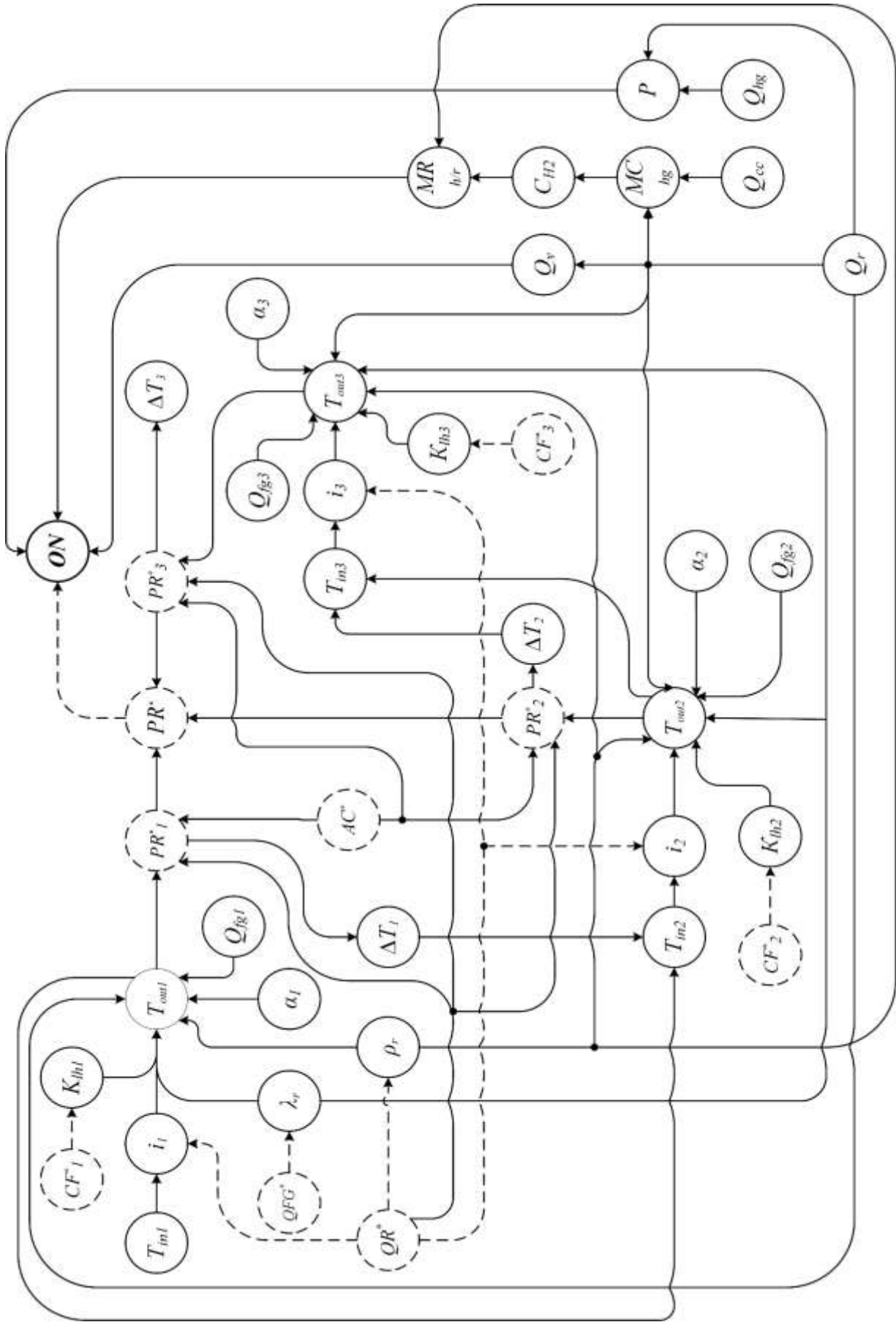


Рисунок 2.3 – Диаграмма взаимного влияния переменных, характеризующих октановое число бензина ON

- «Мольное соотношение водород/сырьё» $MR_{H/r}$ – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Содержание водорода в ВСГ» C_{H2} и «Плотность сырья» ρ_r ;
- «Удельная теплота сгорания топливного газа» λ_{fg} – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Качество топливного газа» QFG ;
- «Коэффициент потерь тепла в печи П-1» K_{th1} – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Состояние печи П-1» CF_1 ;
- «Энтальпия продуктовой смеси на входе в печь П-1» i_1 – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Качество сырья» QR и «Температура на входе печи П-1» T_{in1} ;
- «Температура на выходе из печи П-1» T_{out1} – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Расход продуктовой смеси на входе в печь П-1» Q_r , «Расход топливного газа в печь П-1» Q_{fg1} , «Плотность сырья» ρ_r , «Коэффициент избытка воздуха в печи П-1» α_1 , «Коэффициент потерь тепла в печи П-1» K_{th1} , «Удельная теплота сгорания топливного газа» λ_{fg} и «Энтальпия продуктовой смеси на входе в печь П-1» i_1 ;
- «Жесткость процесса в реакторе Р-1» RP_1 – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Температура на выходе печи П-1» T_{out1} , «Качество сырья» QR и «Активность катализатора» AC ;
- «Перепад температуры газосырьевой смеси в реакторе Р-1» ΔT_1 – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Жесткость процесса в реакторе Р-1» RP_1 ;
- «Температура на входе печи П-2» T_{in2} – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Температура на выходе печи П-1» T_{out1} и «Перепад температуры в реакторе Р-1» ΔT_1 ;
- «Коэффициент потерь тепла в печи П-2» K_{th2} – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Состояние печи П-2» CF_2 ;
- «Энтальпия продуктовой смеси на входе в печь П-2» i_2 – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Качество сырья» QR и «Температура на входе в печь П-2» T_{in2} ;

- «Температура на выходе из печи П-2» T_{out2} – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Объемный расход продуктовой смеси на входе в печь П-2» Q_r , «Объемный расход топливного газа в печь П-2» Q_{fg2} , «Плотность сырья» ρ_r , «Коэффициент избытка воздуха в печи П-2» α_2 , «Коэффициент потерь тепла в печи П-2» K_{lh2} , «Удельная теплота сгорания топливного газа» λ_{fg} и «Энтальпия продуктовой смеси на входе в печь П-2» i_2 ;
- «Жесткость процесса в реакторе Р-2» RP_2 – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Температура на выходе печи П-2» T_{out2} , «Качество сырья» QR и «Активность катализатора» AC ;
- «Перепад температуры газосырьевой смеси в реакторе Р-2» ΔT_2 – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Жесткость процесса в реакторе Р-2» RP_2 ;
- «Температура на входе печи П-3» T_{in3} – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Температура на выходе печи П-2» T_{out2} и «Перепад температуры в реакторе Р-2» ΔT_2 ;
- «Коэффициент потерь тепла в печи П-3» K_{lh3} – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Состояние печи П-3» CF_3 ;
- «Энтальпия продуктовой смеси на входе в печь П-3» i_3 – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Качество сырья» QR и «Температура на входе в печь П-3» T_{in3} ;
- «Температура на выходе из печи П-3» T_{out3} – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Объемный расход продуктовой смеси на входе в печь П-3» Q_r , «Объемный расход топливного газа в печь П-3» Q_{fg3} , «Плотность сырья» ρ_r , «Коэффициент избытка воздуха в печи П-3» α_3 , «Коэффициент потерь тепла в печи П-3» K_{lh3} , «Удельная теплота сгорания топливного газа» λ_{fg} и «Энтальпия продуктовой смеси на входе в печь П-3» i_3 ;
- «Жесткость процесса в реакторе Р-3» RP_3 – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Температура на выходе печи П-3» T_{out3} , «Качество сырья» QR и «Активность катализатора» AC ;

- «Перепад температуры газосырьевой смеси в реакторе Р-3» ΔT_3 – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Жесткость процесса в реакторе Р-3» RP_3 ;
- «Объемная скорость подачи сырья» Q_V – переменная, на которую оказывает влияние переменная «Объемный расход сырья» Q_r ;
- «Обобщенная жесткость процесса КР» RP – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Жесткость процесса в реакторе Р-1» RP_1 , «Жесткость процесса в реакторе Р-2» RP_2 и «Жесткость процесса в реакторе Р-3» RP_3 ;
- «Давление в реакторах» P – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Количество сбрасываемого ВСГ» Q_{hg} и «Расход сырья» Q_r ;
- «Октановое число» ON – переменная, на которую оказывают влияние переменные «Обобщенная жесткость процесса КР» RP , «Давление в реакторах» P , «Объемная скорость подачи сырья» Q_V и «Мольное соотношение водород/сырье» MR_{hr} .

После разработки графических диаграмм необходимо перейти к построению ММ процесса КР [19].

2.3 Построение математической модели процесса каталитического риформинга

Выражение для определения издержек организации процесса имеет вид [43]:

$$Z = Z_e + Z_w + Z_m + Z_{fg} + Z_k + Z_a + Z_c, \quad (2.2)$$

где Z_e – издержки на электроэнергию, руб.; Z_w – издержки на водоснабжение, руб.; Z_m – издержки на мазут, руб.; Z_{fg} – издержки на топливный газ, руб.; Z_k – издержки на катализаторы, руб.; Z_a – издержки на моноэтаноламин (МЭА), руб.; Z_c – издержки на цеолиты, руб.

Формулы для расчета каждого вида издержек (2.2) приведены в табл.Б.1 прил. Б.

С учетом вышеизложенного составлено выражение (2.3) для определения суммарных издержек организации процесса [46].

$$Z = Q_r \cdot (Q_e \cdot C_e + Q_w \cdot C_w + Q_m \cdot C_m + Q_{fg} \cdot C_{fg} + Q_k \cdot C_k + Q_a \cdot C_a + Q_c \cdot C_c), \quad (2.3)$$

где Q_r – объемный расход сырья, м³/ч; Q_e (м³/т.сырья) и C_e (руб./кВт·ч) – соответственно, расход и стоимость электроэнергии; Q_w (м³/т.сырья) и C_w (руб./м³) – соответственно, расход и стоимость охлаждающей воды; Q_m (кг/т.сырья) и C_m (руб./кг) – соответственно, расход и стоимость мазута; Q_{fg} (м³/т.сырья) и C_{fg} (руб./м³) – соответственно, расход и стоимость топливного газа; Q_k (кг/т.сырья) и C_k (руб./кг) – соответственно, расход и стоимость катализатора; Q_a (кг/т.сырья) и C_a (руб./кг) – соответственно, расход и стоимость моноэтаноламина; Q_c (кг/т.сырья) и C_c (руб./кг) – соответственно, расход и стоимость цеолитов.

Приведем пример расчета издержек организации процесса для установки каталитического риформинга Л-35-11/1000, технико-экономические показатели которой приведены в табл.2.1 [37].

Таблица 2.1 – Перечень затрачиваемых ресурсов на риформинг 1 т сырья

Вид ресурса	Количество ресурса	Стоимость ресурса
Электроэнергия	95 кВт·ч	4,53 руб./кВт·ч
Охлаждающая вода	7,4 м ³	21,68 руб./м ³
Мазут	76 кг	18 руб./кг
Топливный газ	28 м ³	5 руб./м ³
Алюмоплатиновый катализатор	0,02 кг	30732 руб./кг
Моноэтаноламин	0,0018 кг	101 руб./кг
Цеолиты	0,04 кг	170 руб./кг

Проектная мощность установки Л-35-11/1000 равна 1 млн. т/год по сырью. Используя данные из табл.2.1 по формуле (2.3) рассчитаны издержки на риформинг 1 т сырья: $Z=2720$ (руб.).

Отсюда можно определить издержки на риформинг 1 млн. т. сырья или годовые издержки организации процесса: $Z=2720 \cdot 10^6=2,72$ (млрд. руб.).

Также вычислим издержки на риформинг 2740 тыс. т. сырья или суточные издержки организации процесса: $Z=2720 \cdot 2740=7,45$ (млн. руб.).

И, наконец, вычислим издержки на риформинг 82200 тыс. т. сырья или ежемесячные издержки организации процесса: $Z=2720 \cdot 82200=223,58$ (млн. руб.).

Необходимо составить математические выражения для определения октанового числа бензина ON . Ряд переменных, характеризующих октановое

число бензина, представлен измеряемыми значениями ($\alpha, \rho_r, \lambda_{fg}, i, MC_{hg}, Q_{cc}, Q_r, Q_v, Q_{hg}, Q_{fg}, C_{H2}, MR_{h/r}, K_{lh}, T_{in}, T_{out}, \Delta T, P$), а остальные лингвистическими, выраженными в вербальной форме (AC, QR, QFG, CF, RP) [65].

Последнюю группу переменных для построения продукционных правил необходимо представить в виде лингвистических переменных (ЛП), заданных своими терм-множествами. Терм-множество переменной x_k задают в виде [20]:

$$x_k = \{N, ZN, Z, ZP, P\}, \quad (2.4)$$

где N – низкое, ZN – ниже среднего, Z – среднее, ZP – выше среднего, P – высокое значения ЛП.

ЛП описываются терм - множествами вида (2.4). Величина шага изменения параметра из базового универсального множества задается исходя из необходимой точности получения функции принадлежности (ФП) ЛП [102].

Для формализации качественной информации воспользуемся из [20] следующими исходными данными. Базовым универсальным множеством U для ЛП процесса КР является диапазон $[0;10]$. Для описания ЛП процесса КР выбрана Гауссова ФП (рис.2.4) [19]:

$$\mu(u_i) = \exp(-a(u_i - b)^2). \quad (2.5)$$

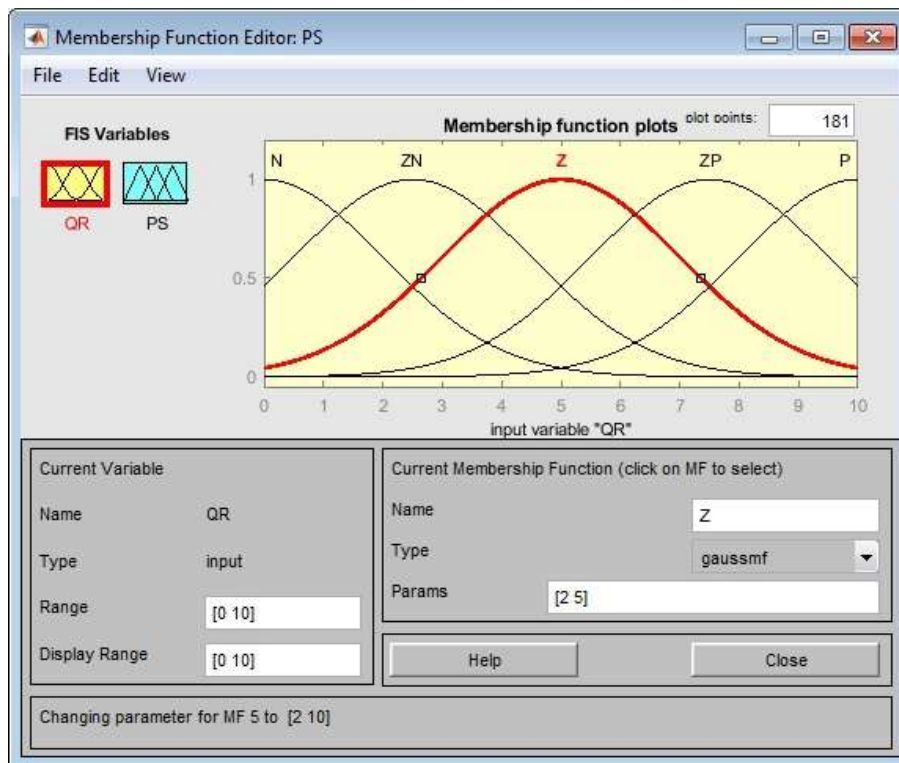


Рисунок 2.4 – Терм-множество лингвистической переменной «Качество сырья» в редакторе функций принадлежности MF Editor

Формализация качественной информации производится на основе методов экспертного опроса [60]. На основе этого определены ФП для каждой ЛП процесса КР (табл.2.2).

Таблица 2.2 – Функции принадлежности терм-множеств ЛП

Название ЛП	Параметр ФП	N	ZN	Z	ZP	P
Качество сырья QR	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	2	2	2	2	2
	b	0	2,5	5	7,5	10
Плотность сырья PS	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	1	1	1	1	1
	b	0	2,5	5	7,5	10
Качество топливного газа QFG	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
	b	0	2,5	5	7,5	10
Удельная теплота сгорания UTS	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	1	1	1	1	1
	b	0	2,5	5	7,5	10
Состояние печи CF	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	1	1	1	1	1
	b	0	2,5	5	7,5	10
Потери тепла в печи PT	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	1	1	1	1	1
	b	0	2,5	5	7,5	10
Теплоемкость продуктовой смеси на входе в печь TS	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	1	1	1	1	1
	b	0	2,5	5	7,5	10
Обобщенная жесткость процесса RP	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
	b	0	2,5	5	7,5	10
Основное значение октанового числа ON_0	U	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]	[0;10]
	a	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
	b	0	2,5	5	7,5	10

В табл. Б.2 прил. Б приведены выражения для расчета выходных переменных участков диаграммы (рис. 2.3). На основе исходных данных реализуем каждый из участков диаграммы в системе MATLAB.

В прил. В приведены продукционные правила для описания участков диаграммы (рис. 2.3).

С учетом вида ФП, количества правил, порядка модели, сложности вычислений и возможности программной реализации использован алгоритм нечеткого вывода Мамдани [76].

На основе диаграммы взаимного влияния переменных, характеризующих октановое число бензина ON , экспериментально-аналитических выражений для расчета переменных процесса КР и продукционных правил между ЛП разработана совокупность выражений для определения октанового числа бензина. На основе анализа экспериментальных зависимостей процесса КР из [84] был введен дополнительный член, учитывающий влияние мольного соотношения водород/сырье на октановое число бензина.

Разработанные математические выражения для определения октанового числа бензина и издержек организации процесса объединены в ММ процесса КР, представленную в виде системы уравнений Ψ . Основные выражения системы Ψ представлены в виде системы, состоящей из трех уравнений (2.6) [27].

$$\begin{cases} J = k_1 J_1 + k_2 J_2 = k_1 ON_0 \cdot (1/ON) + (k_2/Z_0) \cdot Z, \\ ON = ON_0 + b_1 \cdot RP + b_2 \cdot (MR_{h/r})^{-3} - b_3 \cdot Q_V - b_4 \cdot P, \\ Z = Q_r \cdot (Q_e \cdot C_e + Q_w \cdot C_w + Q_m \cdot C_m + Q_{fg} \cdot C_{fg} + Q_k \cdot C_k + Q_a \cdot C_a + Q_c \cdot C_c), \end{cases} \quad (2.6)$$

где RP – жесткость процесса, $RP \in [0;1]$; $MR_{h/r}$ – мольное соотношение водород/сырье, %; Q_V – объемная скорость подачи сырья, 1/ч; P – давление в реакторах, МПа; b_j – настроечные параметры модели [28].

Имитационная модель процесса КР в приложении Simulink системы MATLAB представлена в прил. Г. Для расчета ОКО по ММ процесса для установки Л-35-11/1000 принято минимальное значение октанового числа бензина $ON=92$, максимальные суточные издержки организации процесса $Z=7,6$ (млн. руб.).

В прил. Д приведены схемы отдельных блоков, используемых в структурной схеме имитационной модели процесса КР (прил. Г).

На основе модели выполнен расчет октанового числа бензина при значениях входных переменных, характеризующих нормальный режим процесса КР на установке риформинга Л-35-11/1000 в течение одного месяца.

Необходимо определить степень соответствия результатов проведенных расчетов с экспериментальными значениями октанового числа бензина и издержек организации процесса. Для этого необходимо выполнить оценку адекватности ММ процесса КР [21].

2.4 Подтверждение адекватности математической модели процесса каталитического риформинга

Оценивание адекватности ММ (2.6) сводится к оценкам адекватности математических выражений для определения октанового числа бензина и издержек организации процесса [23].

Для проверки адекватности математического выражения для определения издержек организации процесса используем из [37] технико-экономические показатели установки Л-35-11/1000 мощностью 1 млн. т/год по сырью и соответствующие экспериментальные $Z_{Э}$ и расчетные $Z_{Р}$ значения издержек организации процесса (табл. Е.1 прил. Е) при постоянных ценах на ресурсы $C_e, C_w, C_m, C_{fg}, C_k, C_a, C_c$.

Необходимо выявить степень соответствия выражений для определения издержек организации процесса экспериментальной зависимости $Z=f(G_r, Q_e, Q_w, Q_m, Q_{fg}, Q_k, Q_a, Q_c)$.

Оценку адекватности выражения для определения издержек организации процесса выполним с использованием средней относительной погрешности [50].

Расчет средней относительной погрешности выполняется по формуле:

$$\varepsilon = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \frac{|y_i - \hat{y}_i|}{y_i} \cdot 100\%, \quad (2.7)$$

где y_i и \hat{y}_i – соответственно, экспериментальное и расчетное значения параметра; n – количество экспериментальных точек.

На основе значений из табл. Е.1 прил. Е вычислено значение средней относительной погрешности, равное $\varepsilon=1,32\%$.

Поскольку расчетное значение средней относительной погрешности менее 5 % проверяемое на адекватность математическое выражение для определения издержек организации процесса адекватно.

Особое значение имеет в настоящей работе оценка адекватности математического выражения для определения октанового числа бензина. Проверка адекватности данного выражения может быть связана с рядом трудностей, которые не встречаются при оценке адекватности выражения для определения издержек организации процесса. Существующие подходы к оценке адекватности подобных производственных моделей сходятся в том, чтобы адекватность данных моделей оценивать также, как и для аналитических, только в качестве выходной координаты предложено использовать четкие оценки ЛП с использованием различных методов дефаззификации (метод центра тяжести, метод центра нечеткого множества и пр.) [65].

Учитывая, что выходная координата выражения для определения октанового числа представлена четкой величиной ON , адекватность данной зависимости оценивается также, как и для выражения для определения издержек организации процесса, с использованием средней относительной погрешности (2.7).

Для оценки адекватности модели использована Евклидова метрика, при этом нечеткие переменные были преобразованы в четкие со значениями от 0 до 1.

Для проверки адекватности выражения для определения октанового числа бензина используем данные технологического режима установки риформинга Л-35-11/1000 и соответствующие экспериментальные $ON_{\text{Э}}$ и расчетные $ON_{\text{Р}}$ значения октанового числа (табл. Е.2 прил. Е).

Необходимо выявить степень соответствия выражения для определения октанового числа бензина экспериментальной зависимости, представленной в табл. Е.2 прил. Е. На основе значений из табл. Е.2 прил. Е вычислено значение средней относительной погрешности, равное $\varepsilon=0,55$ %.

Поскольку расчетное значение средней относительной погрешности менее 5 % проверяемое на адекватность математическое выражение для определения октанового числа бензина адекватно.

Отклонение результатов расчета по ММ относительно экспериментальных данных не превышает 5 %. Поэтому, ММ процесса КР (2.6) является адекватной.

Модель (2.6), построенная для целей управления процессом КР, необходима для установления взаимосвязи управляющих воздействий и ОКО. Исходя из постановки задачи управления необходимо вычисление значений ОКО на основе ММ процесса КР.

2.5 Определение обобщенного критерия оптимальности на основе математической модели процесса каталитического риформинга

В соответствии с постановкой задачи управления (1.4) необходимо определение управляющих воздействий, при которых ОКО принимает минимальное значение [30]. Для определения ОКО необходимо использовать построенную ММ процесса КР. На основе выражения (1.3) необходимо определение ОКО по ММ процесса КР [18].

Приведем пример вычисления ОКО по ММ процесса КР.

Зададим исходные данные для расчета ОКО: весовые коэффициенты критериев $k_1=k_2=0,5$; максимальные суточные издержки организации процесса $Z_0=7,6$ (млн. руб.); минимальное значение октанового числа бензина $ON_0=92$; текущие суточные издержки организации процесса $Z=7,455$ (млн. руб.); текущее значение октанового числа $ON=92,32$ [40].

На основе приведенных данных по формуле (1.3) определяем ОКО:

$$J = 0,5(92/92,32) + 0,5(7,455/7,6) \approx 0,989.$$

На рис.2.6 представлены графики изменения нормированного критерия минимума величины, обратной октановому числу бензина $J_1(t)$, нормированного критерия минимума издержек организации процесса $J_2(t)$ и ОКО $J(t)$.

Определение ОКО на основе ММ процесса КР (2.6) заключается в суммировании нормированных частных критериев с весовыми коэффициентами равными $k_1=k_2=0,5$. При этом в зависимости от производственных требований могут быть использованы и другие значения весовых коэффициентов.



Рисунок 2.6 – Изменение нормированных критериев оптимальности: J_1 – критерий минимума величины, обратной октановому числу; J_2 – критерий минимума издержек организации процесса; J – ОКО

Графики, представленные на рис. 2.6, построены на основе ММ процесса КР для набора входных переменных, характеризующих нормальный режим процесса КР на установке риформинга Л-35-11/1000 в течение одного месяца (табл. Е.1 и табл. Е.2 прил. Е).

Сравнительно высокое колебание нормированного критерия минимума величины, обратной октановому числу бензина $J_1(t)$, связано с наличием возмущающих воздействий [59]. При решении задачи управления процессом КР наилучшим будет вариант, при котором ОКО принимает наименьшее значение.

Выводы по второй главе

1. Построены диаграммы взаимного влияния переменных, характеризующих октановое число бензина и издержки организации процесса, позволяющие выполнить построение ММ процесса КР.

2. Разработана ММ процесса КР, позволяющая рассчитывать значения ОКО в зависимости от управляющих воздействий при заданных входных переменных модели.

3. Выполнена проверка адекватности ММ процесса КР с использованием средней относительной погрешности. Отклонение результатов расчета по ММ относительно экспериментальных данных не превышает 5 %.

4. Проведен расчет ОКО для набора входных переменных, характеризующих нормальный режим процесса КР на установке риформинга Л-35-11/1000 в течение одного месяца.

ГЛАВА 3 РАЗРАБОТКА АЛГОРИТМОВ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

3.1 Описание комбинированной процедуры оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации

Анализ современных задач управления процессом КР показал, что отсутствует общий подход и решения существуют только по отдельным направлениям, а применяемые в них методы управления не являются достаточно эффективными в условиях воздействия возмущений (качества сырья, качества топливного газа).

На основе выявленных недостатков сделан вывод о том, что главная причина сложившейся ситуации в современной теории и практики управления процессом КР заключается в отсутствии системного анализа связей между выходными величинами и возмущающими воздействиями.

Результаты анализа показали, что усовершенствование управления процессом КР должно заключаться в использовании системой управления:

- расчетных и экспериментальных значений выходных переменных;
- качественной информации о возмущениях;
- управляющих воздействий, определенных по ММ процесса;
- нечетких целей и ограничений для учета экспертной информации при определении оптимальных управляющих воздействий.

Поскольку в состав векторов входных переменных \mathbf{A} и возмущающих воздействий \mathbf{V} входит набор ЛП необходимо совершенствование управления процессом КР путем определения оптимальных управляющих воздействий с учетом нечетких целей и ограничений [72]. Данный подход зачастую более адекватно отражает существующую практику управления процессом КР, т.к. решения по управлению часто принимаются в нечетких условиях [108]. В рамках данного подхода для управления процессом КР необходимо определение управляющих воздействий, соответствующих экстремуму критерия оптимальности [30]. В нечетких условиях цель управления процессом КР может

быть сформулирована, например, как «критерий оптимальности должен быть минимальным». Аналогично могут быть сформулированы важные ограничения процесса КР: «активность катализатора должна быть выше средней», «состояние печи должно быть лучше среднего». Точность задания целей и ограничений на управление процессом КР зависит от объема экспертной информации о процессе [20]. Использование схемы Беллмана-Заде позволяет находить решения по управлению процессом КР при нечетких целях и ограничениях [9].

Необходимо задать нечеткие ограничения \tilde{C}_1 «активность катализатора должна быть выше средней», \tilde{C}_2 «состояние печи должно быть лучше среднего» с использованием методов теории нечетких множеств.

Для поиска оптимальных управлений в нечетких (расплывчатых) условиях по схеме Беллмана-Заде рассмотрим нечеткую цель \tilde{G} «значение обобщенного критерия оптимальности должно быть минимальным». Нечеткая цель \tilde{G} отражает главную цель управления процессом КР, сформулированную в п.1.5.

Сущность предлагаемого решения заключается в компенсации системой управления возмущений учетом экспертной информации об объекте и достижения оптимальных соотношений октанового числа бензина и издержек организации процесса.

Для достижения цели управления предлагается управление процессом КР, при котором оптимизация процесса производится на основе экспертной информации с учетом воздействия возмущений, причем, начальной точкой поиска являются оптимальные значения, найденные без учета возмущений.

Комбинированная процедура оптимизации процесса КР на основе экспертной информации включает два этапа: 1) поиск управляющих воздействий U , при которых достигается минимум ОКО без учета воздействия возмущений V ; 2) поиск оптимальных управляющих воздействий U^* , при которых достигается минимум ОКО с учетом воздействия возмущений V . При этом на втором этапе используются управляющие воздействия U для задания нечеткой цели на управление процессом КР.

Алгоритм поиска начальной точки оптимизации процесса КР представлен в виде последовательности поиска управляющих воздействий U , при которых достигается минимум ОКО без учета воздействия возмущений V .

Алгоритмом оптимизации процесса КР на основе экспертной информации является процедура поиска оптимальных управляющих воздействий U^* , при которых достигается минимум ОКО с учетом воздействия возмущений V .

Все вышеизложенное позволяет выделить основные этапы решения задачи управления процессом КР:

- выбор методов оптимизации процесса;
- разработка алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса;
- разработка алгоритма оптимизации процесса на основе экспертной информации.

3.2 Выбор методов оптимизации процесса каталитического риформинга

Необходимо рассмотреть существующие методы оптимизации и выбрать из них наилучший для решения задачи управления [36].

Проведен анализ оптимизационной задачи (1.4), связанной с поиском минимума ОКО при наложенных ограничениях и связях в виде ММ. Прежде всего необходимо рассмотреть особенности ОКО.

Модель процесса КР в виде системы (2.6) определяет ОКО как линейную комбинацию величины, обратной октановому числу бензина ($1/ON$), и издержек организации процесса Z с соответствующими коэффициентами линейной комбинации (k_1/ON_0) , (k_2/Z_0) . При этом в линейную комбинацию входят вещественные функции нескольких переменных $f_1=1/ON$, $f_2=Z$. Необходим выбор методов поиска экстремума функции $J=(k_1/ON_0)f_1+(k_2/Z_0)f_2$.

Для поиска экстремума функции f_2 , представляющей собой дифференцируемую функцию нескольких переменных, достаточно применение методов дифференциального исчисления функций нескольких переменных [87].

В отличие от f_2 функция f_1 содержит нечетко-логические операции в выражении для определения октанового числа бензина, полученном при построении ММ процесса КР. Поэтому функция J не является выпуклой, непрерывной, дифференцируемой и для поиска ее экстремума возможно использование только методов прямого поиска, не требующих вычисления производных целевой функции.

Для решения задачи условной оптимизации (1.4) как задачи нелинейного программирования предложено использование метода штрафных функций. При этом исходная задача условной оптимизации сводится к задаче безусловной оптимизации [93].

Среди существующих типов штрафов выбран штраф типа «бесконечный барьер», отличающийся простотой вычисления [62]. Приведем описание функции штрафа для управляющих воздействий:

$$\begin{aligned} \Omega(Q_r) &= \begin{cases} 0, \text{ если } Q_r \geq \bar{Q}_r; \\ \bar{Q}, \text{ если } Q_r \leq \underline{Q}_r; \end{cases} \\ \Omega(Q_{fg}) &= \begin{cases} 0, \text{ если } Q_{fg} \geq \bar{Q}_{fg}; \\ \bar{Q}, \text{ если } Q_{fg} \leq \underline{Q}_{fg}. \end{cases} \end{aligned} \quad (3.1)$$

где \bar{Q} – константа, равная большому положительному числу, значительно превышающему максимальное значение целевой функции, $\bar{Q}=10^5$; \underline{Q}_r – нижняя граница изменения расхода сырья, $\underline{Q}_r=130$; \bar{Q}_r – верхняя граница изменения расхода сырья, $\bar{Q}_r=190$; \underline{Q}_{fg} – нижняя граница изменения расхода топливного газа, $\underline{Q}_{fg}=750$; \bar{Q}_{fg} – верхняя граница изменения расхода топливного газа, $\bar{Q}_{fg}=1150$.

Для безусловного поиска экстремума целевой функции $J(x,y)$, где x – расход сырья, y – расход топливного газа, рассматривались методы прямого поиска, не требующие вычисления производных, т.к. целевая функция не является дифференцируемой. При этом выбран метод конфигураций, достоинствами которого по сравнению с методами безусловной оптимизации (Монте-Карло, Нелдера-Мида, Розенброка, сопряженных направлений, поиска по симплексу и т.д.) являются простота стратегии поиска и небольшой объем требуемой памяти.

Однако ни один из рассмотренных методов не обладает высокой скоростью поиска по сравнению с градиентными методами [63].

3.3 Алгоритм поиска начальной точки оптимизации процесса каталитического риформинга

Необходимо провести поиск экстремума функции J . Рассмотрим зависимость функции J от двух переменных: расхода сырья u_1 и расхода топливного газа u_2 . Необходимо преобразовать систему (2.6) к виду (3.2).

$$\begin{cases} J(u_1, u_2) = (k_1 ON_0) f_1(u_1, u_2) + (k_2 / Z_0) f_2(u_1, u_2), \\ f_1(u_1, u_2) = \left(ON_0 + b_1 \cdot RP + b_2 \cdot (MR_{h/r})^{-3} - b_3 \cdot Q_V - b_4 \cdot P \right)^{-1}, \\ f_2(u_1, u_2) = u_1 \cdot (a + bu_2), \end{cases} \quad (3.2)$$

где a, b – постоянные коэффициенты, определяющие стоимость и объем ресурсов на риформинг 1 т сырья, определяемые по формуле (3.3).

$$a = Q_e \cdot C_e + Q_w \cdot C_w + Q_m \cdot C_m + Q_k \cdot C_k + Q_a \cdot C_a + Q_c \cdot C_c, b = C_{fg}. \quad (3.3)$$

Применительно к настоящей работе опишем стратегию поиска экстремума функции $J(u_1, u_2)$ с использованием метода конфигураций и метода штрафных функций. Обозначим начальную точку исследующего поиска $u^0 = (u_1^0, u_2^0)$. Поиск будет осуществляться по координатным направлениям: в сторону увеличения (уменьшения) координаты u_1 ; в сторону увеличения (уменьшения) координаты u_2 . Для каждого из координатных направлений задаем величину шага Δ , которая может быть изменена в процессе поиска. Зафиксировав первое координатное направление выполняем шаг в сторону увеличения соответствующей координаты. Шаг считается удачным, если значение функции $J(u_1, u_2)$ в пробной точке u^* меньше, чем в начальной точке u^0 . В противном случае нужно возвратиться в начальную точку u^0 , выполнить шаг в противоположном координатном направлении и проверить поведение функции $J(u_1, u_2)$. При переборе всех координатных направлений завершаем исследующий поиск. При неудачном

поиске величина шага уменьшается, и процедура продолжается до того, пока величина шага не станет меньше заданного значения ε .

Графическая интерпретация исследующего поиска экстремума функции $J(u_1, u_2)$ приведена на рис.3.1.

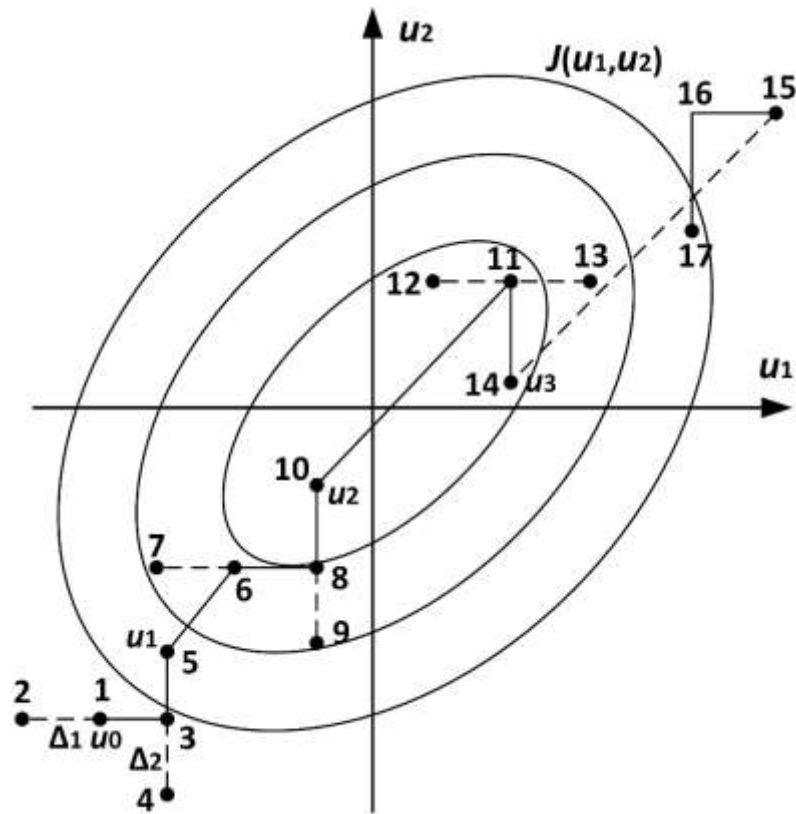


Рисунок 3.1 – Исследующий поиск экстремума функции J

Исследующий поиск осуществляется путем движения по направлению от начальной точки u^0 к конечной u^3 . С помощью ускоряющего множителя λ задается величина ускоряющего шага. Путем исследующего поиска определяется наилучшая точка u^3 , в которой значение функции $J(u_1, u_2)$ меньше, чем в точке предыдущего базиса u^2 . На рис.3.1 удачный поиск отображен сплошными линиями, неудачный – пунктирными, числами обозначены порождаемые алгоритмом точки.

Представим пошаговое описание алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса КР.

Шаг 1. Задаем начальную точку u^0 , порог уменьшения шага $\varepsilon > 0$, величина ускоряющего шага $\lambda > 0$, начальные значения шагов по координатным направлениям $\Delta_1, \Delta_2 \geq \varepsilon$, величина уменьшения шага $\alpha > 1$. Положить $v^1 = u^0, i=1, k=0$.

Шаг 2. Выполнить исследующий поиск:

а) если $J(v^i + \Delta_i) < J(v^i)$, т.е. $J(v_1^i, v_2^i + \Delta_2) < J(v_1^i, v_2^i)$, то шаг является удачным. Тогда нужно положить $v^{i+1} = v^i + \Delta_i l_i$, где l_i – стандартный базис;

б) если в п. «а» сделан неудачный шаг, то делаем шаг в противоположном направлении. Если $J(v^i - \Delta_i) < J(v^i)$, т.е. $J(v_1^i, v_2^i - \Delta_2) < J(v_1^i, v_2^i)$, то шаг является удачным. Тогда нужно положить $v^{i+1} = v^i - \Delta_i l_i$;

в) если в пп. «а» и «б» сделаны неудачные шаги, нужно положить $v^{i+1} = v^i$.

Шаг 3. Выполнить проверку условий:

а) если $i < n$, то нужно положить $i = i + 1$ и выполнить переход к шагу 2 для продолжения поиска по оставшимся координатным направлениям;

б) если $i = n$, то нужно выполнить проверку успешности поиска:

- если $J(v^{n+1}) < J(u^k)$, переход к шагу 4;

- если $J(v^{n+1}) \leq J(u^k)$, переход к шагу 5.

Шаг 4. Нужно положить $u^{k+1} = v^{n+1}, v^l = u^{k+1} + \lambda(u^{k+1} - u^k), i=1, k=k+1$ и выполнить переход к шагу 2.

Шаг 5. Нужно выполнить проверку условия окончания:

а) если для каждого координатного направления $\Delta_i \leq \varepsilon$, то необходимо завершить поиск: $u^* = u^k$;

б) для тех координатных направлений, при которых $\Delta_i > \varepsilon$, необходимо уменьшение величины шага: $\Delta_i = \Delta_i / \alpha$. Нужно положить $v^l = u^k, u^{k+1} = u^k, k=k+1, i=1$ и выполнить переход к шагу 2.

В табл. 3.1 представлены результаты работы алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса КР при различных значениях начальных направлений Δ_1, Δ_2 .

Из табл. 3.1 видно, что изменение значений начальных направлений Δ_1, Δ_2 в два раза практически не повлияло на точность определения точки u^* и значения $J(u^*)$, но привело к уменьшению необходимого числа N шагов поиска. При заданных значениях начальных направлений Δ_1, Δ_2 уменьшение необходимого

числа N шагов поиска можно также достичь, изменив коэффициент уменьшения шага $\alpha > 1$ на этапе исследующего поиска. Так, например, при $\Delta_1=1$, $\Delta_2=1$ (таб.3.1, п/п 1) наименьшее количество шагов достигается при $\alpha=5$, в то время как при $\alpha=4$ и $\alpha=20$ имеем $N=12$, а при $\alpha=10$ имеем $N=15$.

Таблица 3.1 – Результаты работы алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса КР

№ п/п	Δ_1, Δ_2	u^*	$J(u^*)$	N
1	1; 1	(158;952)	0,962	22
2	1; 0,5	(159;951)	0,961	20
3	0,5; 1	(160;950)	0,960	18
4	0,5; 0,5	(161;949)	0,961	16

Таким образом, на основе алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса КР определен минимум ОКО $J_0=0,960$ и управляющие воздействия: расход сырья $x_0=160$ (м³/ч) и расход топливного газа $y_0=950$ (м³/ч). Перейдем к разработке алгоритма оптимизации процесса КР на основе экспертной информации.

3.4 Алгоритм оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации

При воздействии возмущений усложняется процедура принятия решений (ППР) при управлении процессом КР. В работе рассмотрена ППР при выборе управляющих воздействий для процесса КР. При управлении процессом лицо принимающее решение (ЛПР) может сформировать правила управления в виде словесных высказываний, формализуемых с использованием методов искусственного интеллекта [9].

В этих условиях необходимо повысить эффективность процесса КР на основе применения схемы Беллмана-Заде при выборе оптимальных управляющих воздействий с учетом нечетких целей и ограничений [60].

Для этого был разработан алгоритм оптимизации процесса КР на основе экспертной информации, пошаговое описание которого приведено ниже.

Шаг 1. Задание нечетких целей и ограничений на основе словесных высказываний.

Нечеткая цель \tilde{G} в ППР при управлении процессом КР задана выражением «ОКО должен быть минимальным», что отражает главную цель управления процессом КР. Ранее было отмечено, что одним из нечетких ограничений \tilde{C}_1 является «активность катализатора должна быть выше средней», а другим \tilde{C}_2 – «состояние печи риформинга должно быть лучше среднего».

Использование данных ограничений связано с тем, что необходимым требованием режима процесса КР является поддержание удовлетворительного состояния печи и катализатора риформинга. Тем самым, ограничение \tilde{C}_1 необходимо с целью увеличения межрегенерационного периода установки, а ограничение \tilde{C}_2 – для увеличения межремонтного периода установки.

Шаг 2. Определение универсального множества управляющих воздействий.

Пусть $Z_{XY}=\{X,Y\}$ – множество управлений. Нечеткая цель \tilde{G} и нечеткие ограничения \tilde{C}_1 , \tilde{C}_2 являются нечеткими множествами на универсальном множестве Z_{XY} . Значения универсального множества Z_{XY} определяются величинами управляющих воздействий процесса КР: расхода сырья $x=u_1(x \in X)$ и расхода топливного газа $y=u_2(y \in Y)$. На основе алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса КР определяется минимум ОКО $\min J(x,y)=J_0$ и управляющие воздействия: расход сырья $x=x_0$ (м³/ч) и расход топливного газа $y=y_0$ (м³/ч). Регламентом процесса КР устанавливаются диапазоны изменения управляющих воздействий: расхода сырья $x \in [x_{min}; x_{max}]$ (м³/ч), расхода топливного газа $y \in [y_{min}; y_{max}]$ (м³/ч) [67].

Шаг 3. Формализация нечетких целей и ограничений на универсальном множестве управляющих воздействий.

Нечеткая цель \tilde{G} представлена в виде гауссовой ФП (3.4) с точкой максимума, соответствующей управляющим воздействиям $U=\{x_0, y_0\}$, при которых достигается минимум ОКО без учета воздействия возмущений V .

$$\mu_G(x, y) = \exp\left(-0,01(x - x_0)^2 - 0,001(y - y_0)^2\right), \{x, y\} \in Z_{XY}. \quad (3.4)$$

С учетом размерности величин x , y выбраны коэффициенты концентрации Гауссовой ФП (3.4): для расхода сырья $x - 0,01$, для расхода топливного газа $y - 0,001$. Данные коэффициенты характеризует степень отклонения значений Гауссовой ФП относительно координат $(x_0; y_0)$.

Первое нечеткое ограничение \tilde{C}_1 представлено в виде сигмоидной ФП (3.5), точка перегиба которой соответствует управляющим воздействиям $U_1 = \{x_1, y_1\}$, рекомендованным ЛПР для компенсации возмущения: изменения качества сырья QR .

$$\mu_{C_1}(x, y) = \frac{1}{1 + \exp(-0,05(x - x_1) - 0,005(y - y_1))}, \{x, y\} \in Z_{XY}. \quad (3.5)$$

С учетом размерности величин x , y выбраны коэффициенты крутизны сигмоидной ФП (3.5): для расхода сырья $x - 0,05$, для расхода топливного газа $y - 0,005$. Данные коэффициенты характеризует степень изменения значений сигмоидной ФП относительно координат $(x_1; y_1)$.

Второе нечеткое ограничение \tilde{C}_2 представлено в виде сигмоидной ФП (3.6), точка перегиба которой соответствует управляющим воздействиям $U_2 = \{x_2, y_2\}$, рекомендованным ЛПР для компенсации возмущения: изменения качества топливного газа QFG .

$$\mu_{C_2}(x, y) = \frac{1}{1 + \exp(-0,08(x_2 - x) - 0,008(y_2 - y))}, \{x, y\} \in Z_{XY}. \quad (3.6)$$

С учетом размерности величин x , y выбраны коэффициенты крутизны сигмоидной ФП (3.6): для расхода сырья $x - 0,08$, для расхода топливного газа $y - 0,008$.

Шаг 4. Определение нечеткого решения на универсальном множестве управляющих воздействий.

Нечеткое решение \tilde{D} определяется согласно схемы Беллмана-Заде (3.7) как пересечение нечеткой цели \tilde{G} и нечетких ограничений \tilde{C}_1 , \tilde{C}_2 [9].

$$\tilde{D} = \tilde{G} \cap \tilde{C}_1 \cap \tilde{C}_2. \quad (3.7)$$

Определяем ФП нечеткого решения \tilde{D} (3.8) в виде минимума над ФП нечеткой цели \tilde{G} (3.4) и нечетких ограничений \tilde{C}_1 , \tilde{C}_2 (3.5, 3.6).

$$\mu_D(x, y) = \min(\mu_G(x, y), \mu_{C_1}(x, y), \mu_{C_2}(x, y)) =$$

$$= \min \left(\frac{\exp(-0,01(x-x_0)^2 - 0,001(y-y_0)^2)}{1 + \exp(-0,05(x-x_1) - 0,005(y-y_1))}, \frac{1}{1 + \exp(-0,08(x_2-x) - 0,008(y_2-y))} \right). \quad (3.8)$$

Шаг 5. Определение оптимальных управляющих воздействий.

На рис. 3.2 показана взаимосвязь между нечетких целей, ограничений и решения при выборе оптимального расхода сырья показана. Данный рисунок наглядно отражает результат поиска оптимального расхода сырья по схеме Беллмана-Заде.

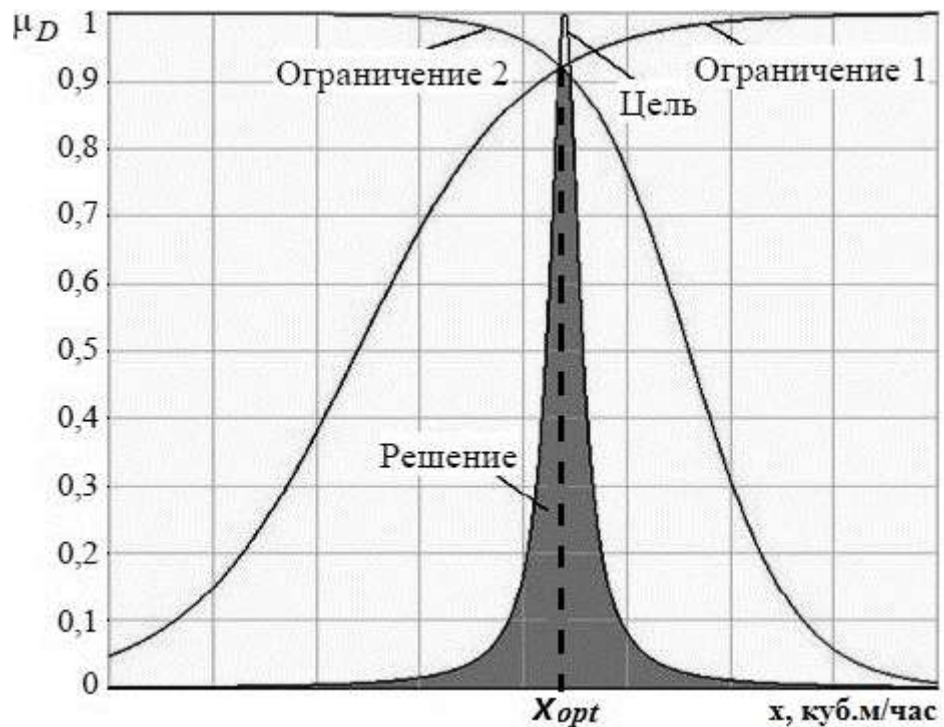


Рисунок 3.2 – Поиск оптимальных управлений по схеме Беллмана-Заде

На рис.3.2 изображена проекция пересечения поверхностей ФП нечеткой цели и нечетких ограничений на плоскость «ФП нечеткого решения $\mu_D(x)$ – расход сырья x ». Аналогично может быть получена проекция пересечения данных поверхностей на плоскость «ФП нечеткого решения $\mu_D(y)$ – расход топливного газа y ».

На основе пересечения нечетких целей и ограничений получаем область значений ФП $\mu_D(x,y)$ «Решение», из которой определяем координаты $(x_{opt}; y_{opt})$, соответствующие максимуму ФП нечеткого решения (3.9).

$$\mu_D(x_{opt}, y_{opt}) = \max \mu_D(x, y) = \max \min(\mu_G(x, y), \mu_{C_1}(x, y), \mu_{C_2}(x, y)). \quad (3.9)$$

Составим алгоритм определения координат максимума ФП $\mu_D(x,y)$.

Шаг 1. Определяем корни уравнений $P(t)=0$, $R(t)=0$. Среди данных корней выбираем такой t_{opt} , при котором функция $G(t)$ принимает наибольшее значение. Получаем первую координату максимума ФП нечеткого решения $x_{opt}=t_{opt}$ и переходим к шагу 2.

Функция $G(t)$ определяется по формуле (3.10).

$$G(t) = \exp(-0,01((t - x_0)^2)), t \in R. \quad (3.10)$$

Если уравнения $P(t)=0$, $R(t)=0$ не имеют корней, считаем, что максимума ФП нечеткого решения нет.

Шаг 2. Определяем корни уравнений $Q(t)=0$, $W(t)=0$. Среди данных корней выбираем такой t_{opt} , при котором функция $H(t)$ принимает наибольшее значение. Получаем вторую координату максимума ФП нечеткого решения $y_{opt}=t_{opt}$ и переходим к шагу 3.

Функция $H(t)$ определяется по формуле (3.11).

$$H(t) = \exp(-0,001((t - y_0)^2)), t \in R. \quad (3.11)$$

Если уравнения $Q(t)=0$, $W(t)=0$ не имеют корней, считаем, что максимума ФП нечеткого решения нет.

Шаг 3. Определяем значение максимума ФП нечеткого решения $\mu_{max}(x_{opt}, y_{opt})$ при координатах максимума x_{opt} , y_{opt} используя формулу (3.9).

Описание вспомогательных алгоритмов решения уравнений $P(t)=0$, $R(t)=0$, $Q(t)=0$, $W(t)=0$ на основе метода Ньютона представлено в прил. Ж.

Таким образом, при расходе сырья x_{opt} (м³/ч) и расходе топливного газа y_{opt} (м³/ч) достигается нечеткая цель \tilde{G} при нечетких ограничениях \tilde{C}_1 , \tilde{C}_2 . В результате алгоритма оптимизации процесса КР на основе экспертной информации получаем вектор оптимальных управляющих воздействий $U^*=(x_{opt}; y_{opt})^T$.

Если алгоритм определения координат максимума ФП $\mu_D(x,y)$ не имеет решения, для управления процессом КР используется вектор управлений U , полученный в результате алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса.

С учетом вышеизложенного синтезирован общий алгоритм управления процессом КР, включающий следующие шаги.

Шаг 1. Поиск начальной точки оптимизации процесса КР на основе алгоритма поиска начальной точки для оптимизации.

Осуществляется поиск начальной точки оптимизации процесса КР (x_0, y_0) с использованием алгоритма, основанного на применении метода конфигураций и метода штрафных функций.

Шаг 2. Определение универсального множества управляющих воздействий.

На основе данных из регламента процесса КР задаются границы изменения управляющих воздействий: расхода сырья $x \in [x_{min}; x_{max}]$ (м³/ч), расхода топливного газа $y \in [y_{min}; y_{max}]$ (м³/ч).

Шаг 3. Задание нечетких целей и ограничений на основе высказываний ЛПР.

Для задания нечеткой цели используется начальная точка (x_0, y_0) . Для задания нечетких ограничений используются векторы управлений (x_1, y_1) , (x_2, y_2) , необходимые с точки зрения ЛПР для компенсации соответствующих возмущений: изменения качества сырья QR и качества топливного газа QFG .

Шаг 4. Формализация нечетких целей и ограничений на универсальном множестве управляющих воздействий.

Производится математическое описание нечеткой цели G и нечетких ограничений C_1 , C_2 в виде ФП $\mu_D(x,y)$, $\mu_{C1}(x,y)$, $\mu_{C2}(x,y)$, для задания параметров которых используются значения векторов управлений (x_0, y_0) , (x_1, y_1) , (x_2, y_2) .

Шаг 5. Определение нечеткого решения на универсальном множестве управляющих воздействий.

С использованием схемы Беллмана-Заде определяется нечеткое решение как пересечение на универсальном множестве управлений нечеткой цели G и нечетких ограничений C_1 , C_2 .

Шаг 6. Определение оптимальных управляющих воздействий.

Определяются оптимальные управляющие воздействия (x_{opt}, y_{opt}) , соответствующие максимуму ФП нечеткого решения $\mu_D(x, y)$ (3.9).

Если невозможно определить оптимальные управления, соответствующие максимуму ФП нечеткого решения, на заданном универсальном множестве управлений в качестве решения задачи управления процессом КР используется вектор управлений (x_0, y_0) , полученный на Шаге 1.

3.5 Вычисление оптимальных управляющих воздействий с использованием алгоритма оптимизации процесса каталитического риформинга

Приведем пример использования алгоритма оптимизации процесса КР на основе экспертной информации для вычисления оптимальных управляющих воздействий.

На основе алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса КР определен минимум ОКО $J_0=0,970$ и управляющие воздействия: расход сырья $x_0=160$ (м³/ч) и расход топливного газа $y_0=950$ (м³/ч). Регламентом процесса КР определены диапазоны изменения управляющих воздействий: для расхода сырья $x \in [130; 190]$ (м³/ч), для расхода топливного газа $y \in [750; 1150]$ (м³/ч).

Нечеткая цель \tilde{G} представлена нечетким множеством с Гауссовой ФП (3.12), представленной на рис.3.3.

$$\mu_G(x, y) = \exp\left(-0,01(x-160)^2 - 0,001(y-950)^2\right), \{x, y\} \in Z_{XY}. \quad (3.12)$$

Координаты (160;950) соответствуют минимуму ОКО.

Нечеткое ограничение \tilde{C}_1 представлено нечетким множеством с сигмоидной ФП (3.13), представленной на рис.3.4.

$$\mu_{C_1}(x, y) = \frac{1}{1 + \exp(-0,05(x-150) - 0,005(y-850))}, \{x, y\} \in Z_{XY}. \quad (3.13)$$

Координаты (150;850) соответствуют управляющим воздействиям, рекомендованным ЛПР для компенсации возмущения: качества сырья QR .

Нечеткое ограничение \tilde{C}_2 представлено нечетким множеством с сигмоидной ФП (3.14), представленной на рис.3.5.

$$\mu_{C_2}(x, y) = \frac{1}{1 + \exp(-0,08(170 - x) - 0,008(1050 - y))}, \{x, y\} \in Z_{XY}. \quad (3.14)$$

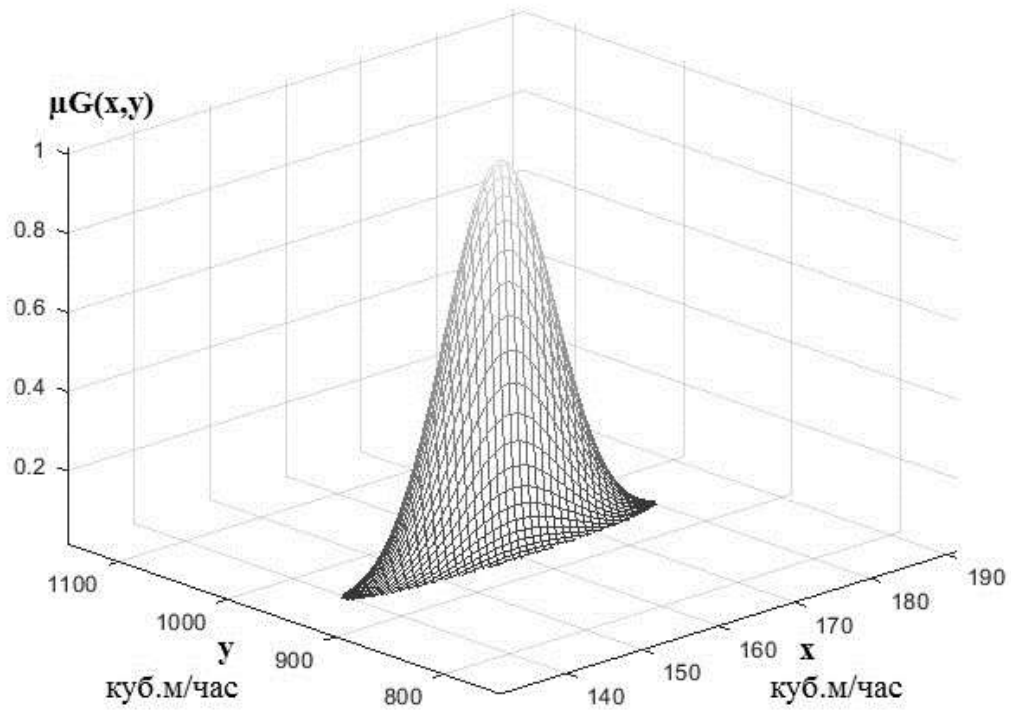


Рисунок 3.3 – Функция принадлежности нечеткой цели

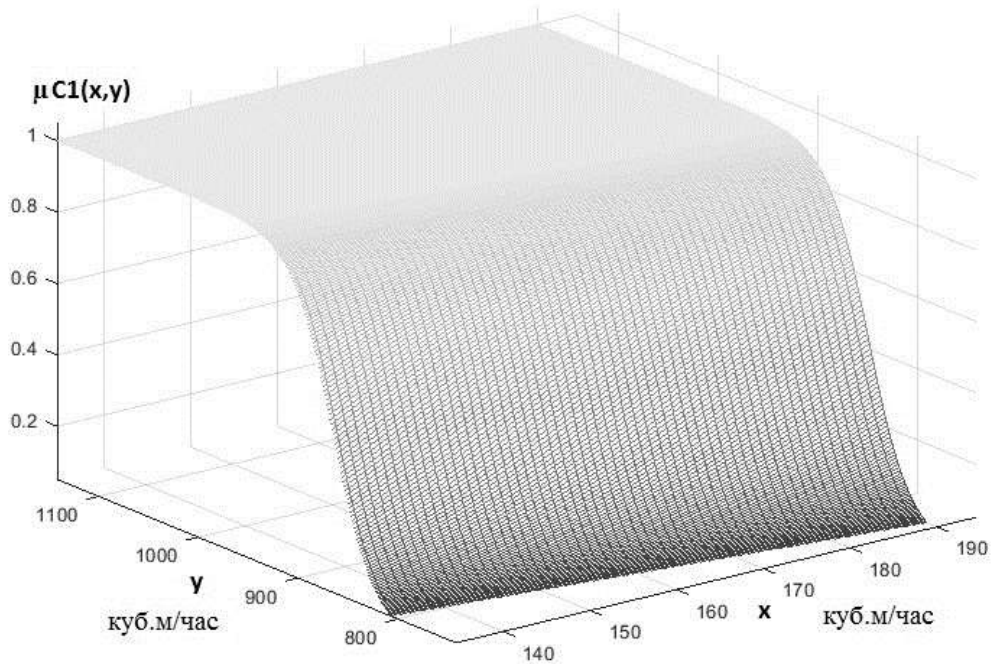


Рисунок 3.4 – Функция принадлежности нечеткого ограничения 1

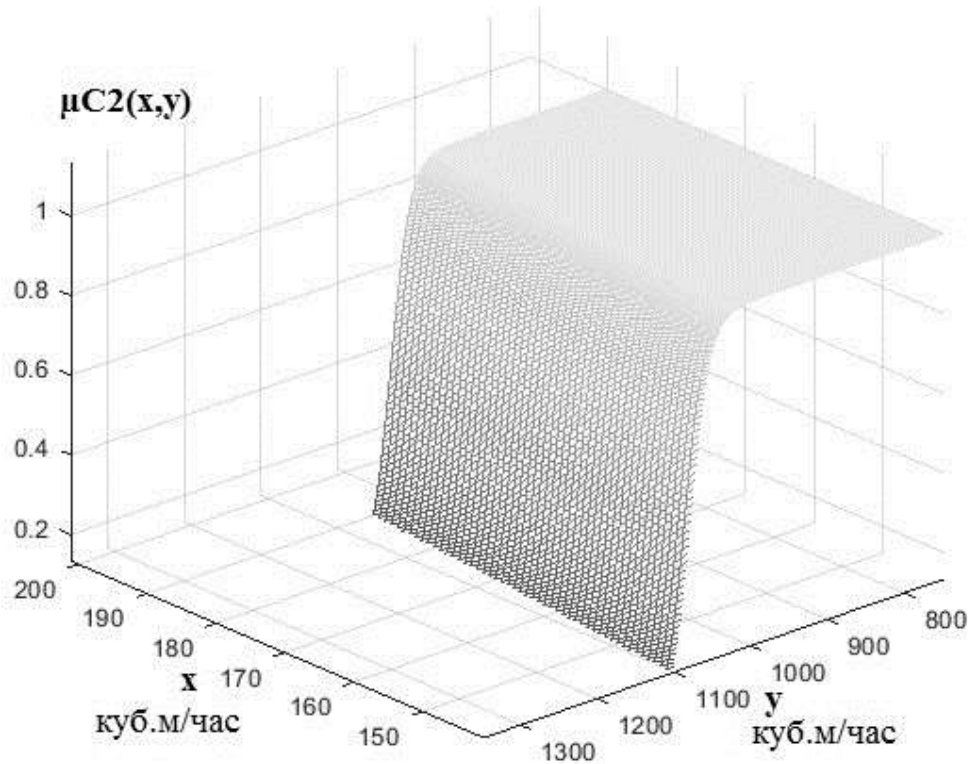


Рисунок 3.5 – Функция принадлежности нечеткого ограничения 2

Координаты (170;1050) соответствуют управляющим воздействиям, рекомендованным ЛПР для компенсации возмущения: качество топливного газа QFG .

Определим ФП нечеткого решения \tilde{D} как минимум над ФП нечеткой цели \tilde{G} и нечетких ограничений \tilde{C}_1, \tilde{C}_2 (3.15).

$$\begin{aligned} \mu_D(x, y) &= \min(\mu_G(x, y), \mu_{C_1}(x, y), \mu_{C_2}(x, y)) = \\ &= \min \left(\frac{\exp(-0,01(x-160)^2 - 0,001(y-950)^2)}{1 + \exp(-0,05(x-150) - 0,005(y-850))}, \frac{1}{1 + \exp(-0,08(170-x) - 0,008(1050-y))} \right) \end{aligned} \quad (3.15)$$

Взаимосвязь между нечеткими целью, ограничениями и решением при выборе оптимального расхода сырья показана на рис. 3.6, при выборе оптимального расхода топливного газа – на рис.3.7.

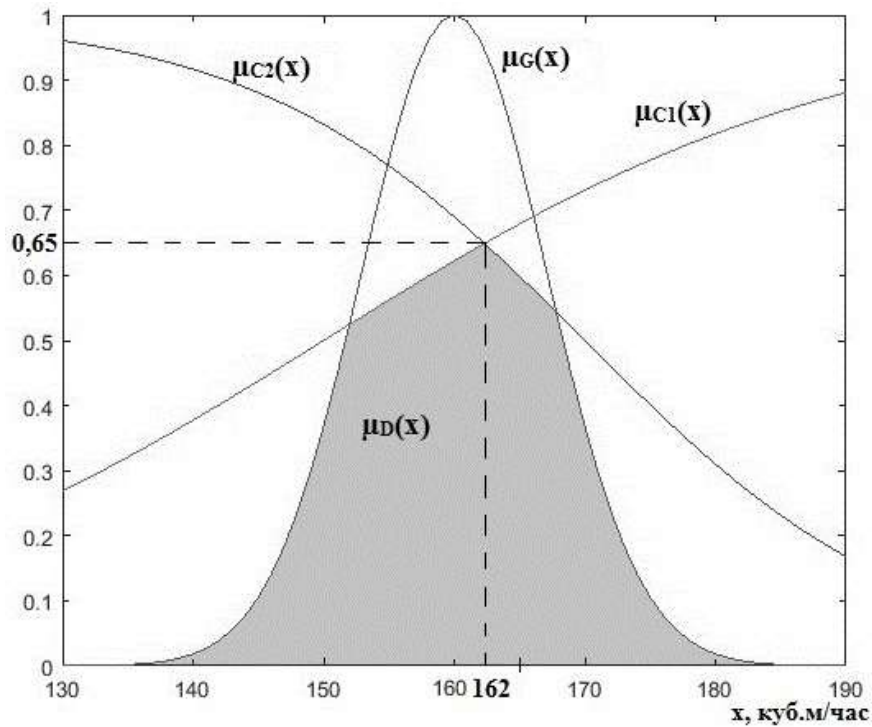


Рисунок 3.6 – Поиск оптимального расхода сырья по схеме Беллмана-Заде

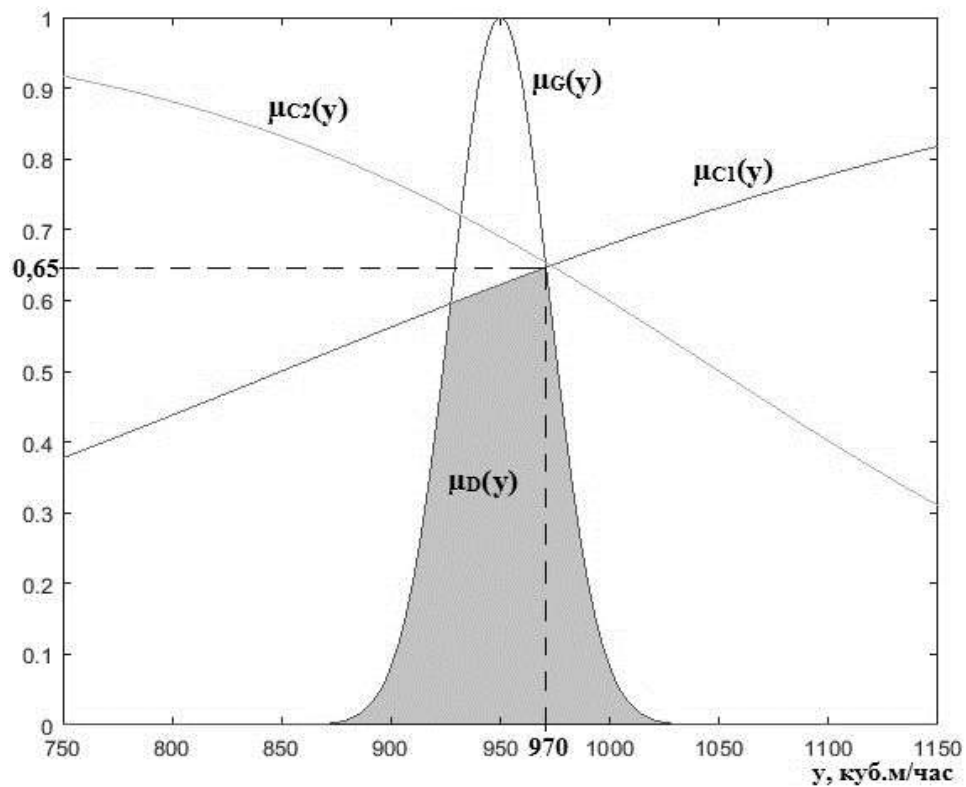


Рисунок 3.7 – Поиск оптимального расхода топливного газа по схеме Беллмана-Заде

На основе алгоритма поиска экстремума ФП нечеткого решения определен вектор оптимальных управлений (табл.3.2).

Таблица 3.2 – Результаты алгоритма поиска экстремума ФП нечеткого решения

Вектор оптимальных управляющих воздействий	
Оптимальный расход сырья x_{opt} (м ³ /ч)	162
Оптимальный расход топливного газа y_{opt} (м ³ /ч)	970
Значение максимума ФП нечеткого решения μ_{max}	0,65

Следовательно, при расходе сырья 162 (м³/ч) и расходе топливного газа 970 (м³/ч) достигается нечеткая цель \tilde{G} при нечетких ограничениях \tilde{C}_1, \tilde{C}_2 .

Таким образом, с использованием алгоритма оптимизации процесса КР на основе экспертной информации определен вектор оптимальных управляющих воздействий $U^*=(162;970)^T$. Для вектора U^* по ММ процесса КР вычислено значение ОКО $J=0,966$, что на 0,62 % превышает значение ОКО $J=0,960$, соответствующее вектору управляющих воздействий $U=(160;950)^T$.

Отметим, что преимущество использования схемы Беллмана-Заде заключается в отсутствии различий между нечеткими целями и ограничениями в виду того, что разделение на цели и ограничения условное: если в формуле (3.7) цель и ограничения поменять местами, то это не изменит нечеткое решение.

Выводы по третьей главе

1. Предложено управление процессом КР с использованием экспертной информации. Выбраны методы решения задачи управления процессом КР.

2. Разработан алгоритм поиска начальной точки оптимизации процесса. На основе алгоритма были определены управляющие воздействия: расход сырья $x_0=160$ (м³/ч) и расход топливного газа $y_0=950$ (м³/ч).

3. Разработан алгоритм оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации, позволяющий определять оптимальные управляющие воздействия на основе применения схемы Беллмана-Заде в зависимости от возмущающих воздействий при заданных входных переменных. На основе алгоритма были вычислены оптимальные управляющие воздействия: оптимальный расход сырья $x_{opt}=162$ (м³/ч), оптимальный расход топливного газа $y_{opt}=970$ (м³/ч).

ГЛАВА 4 РАЗРАБОТКА СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ КАТАЛИТИЧЕСКОГО РИФОРМИНГА

4.1 Разработка структуры системы управления процессом каталитического риформинга

Необходима разработка системы управления процессом КР на основе: ММ процесса; алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса; алгоритма оптимизации процесса на основе экспертной информации. Рассматривается управление процессом КР в режиме реального времени.

Структурная схема системы управления процессом КР приведена на рис. 4.1. Система управления процессом КР 2 включает ряд блоков: определение ОКО по ММ процесса 5, определение начальной точки для оптимизации 4, оптимизация на основе экспертной информации 3 [86].

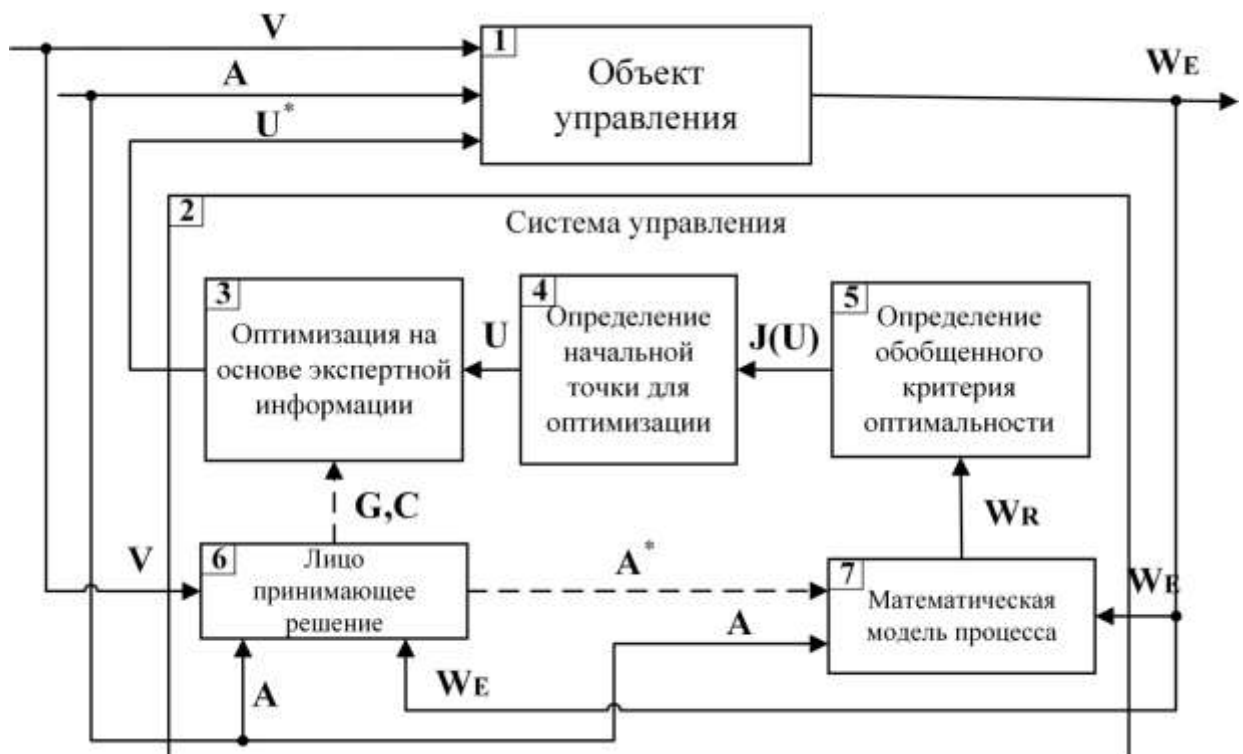


Рисунок 4.1 – Структура системы управления процессом КР

На вход ММ процесса КР 7 поступают значения вектора входных переменных \mathbf{A} в виде данных контрольно-измерительных приборов, экспериментальные значения вектора выходных переменных \mathbf{W}_E в виде результатов анализов из химико-аналитической лаборатории, а также ЛПР 6 задает значения качественных входных переменных \mathbf{A}^* (активность катализатора, состояние печи риформинга).

На вход блока 5 поступают расчетные значения вектора выходных переменных \mathbf{W}_R , полученные на выходе ММ процесса КР 7.

На основе блока 4 определяются управляющие воздействия U , соответствующие минимуму ОКО $J(U)$ без учета воздействия возмущений V . Полученные управляющие воздействия необходимы для задания нечеткой цели в блоке 3.

В блоке 3 определяются оптимальные управляющие воздействия U^* , соответствующие минимуму ОКО $J(U)$ с учетом воздействия возмущений V , которые поступают на объект управления 1.

Необходимо реализовать алгоритмическое обеспечение системы управления процессом КР в виде программного комплекса (ПК). Для этого необходима программная реализация блока определения начальной точки для оптимизации 4 и блока оптимизации на основе экспертной информации 3 [87].

4.2 Программная реализация алгоритма поиска начальной точки оптимизации каталитического риформинга

Алгоритм поиска начальной точки оптимизации процесса КР реализован в виде программного обеспечения (ПО) на языке Visual C# (рис.4.2).

ПО разработано для ЭВМ под управлением различных версий операционной системы MS Windows XP/Vista/7/8/8.1/10 [29].

Данное ПО предназначено для автоматического вычисления вектора управлений процесса КР. Рассмотрены управляющие воздействия: расход сырья x и расход топливного газа y [17].

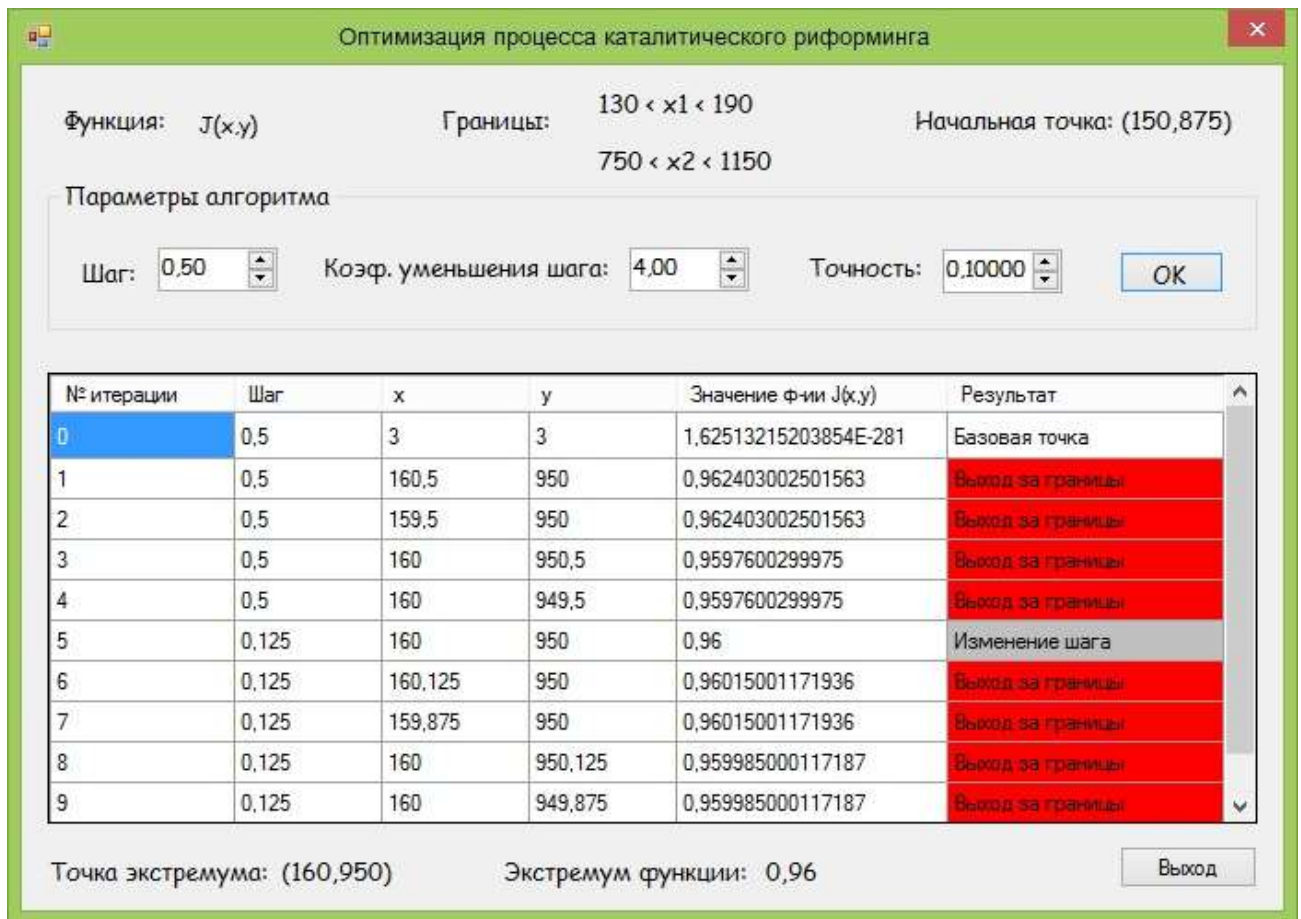


Рисунок 4.2 – Интерфейс ПО для определения начальной точки оптимизации процесса КР

Основные возможности ПО:

- вычисление вектора управлений, необходимого для оптимизации процесса КР [13];
- улучшение результата оптимизации процесса КР путем изменения начальной точки поиска, шага поиска, коэффициента уменьшения шага и точности поиска экстремума.

Рассматривается поиск экстремума целевой функции $J(x,y)$, представляющей собой зависимость ОКО от управляющих воздействий: расхода сырья x и расхода топливного газа y .

Исходными данными ПО являются: целевая функция $J(x,y)$; ограничения на управления $x \in [x_{min}, x_{max}]$, $y \in [y_{min}, y_{max}]$, начальная точка поиска (x^0, y^0) , шаг поиска Δ , коэффициент уменьшения шага поиска α , точность поиска экстремума ε .

На выходе ПО получаем значения управлений x , y и соответствующее значение экстремума функции $J(x,y)$.

В качестве примера выполнен расчет управлений на основе разработанного ПО. Заданы исходные данные: ограничения на управления $x \in [170; 190]$, $y \in [750; 1150]$, начальная точка поиска $(x^0, y^0) = (150, 875)$, шаг поиска $\Delta = 0,5$, коэффициент уменьшения шага поиска $\alpha = 4$, точность поиска $\varepsilon = 0,1$ [24].

В результате расчета были получены управляющие воздействия: расход сырья $x = 160$ ($\text{м}^3/\text{ч}$), расход сырья $y = 950$ ($\text{м}^3/\text{ч}$), а также соответствующее значение ОКО $J(x, y) = 0,960$.

4.3 Программная реализация алгоритма оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации

Алгоритм оптимизации процесса КР на основе экспертной информации реализован в виде ПО на языке Visual C# (рис.4.3).

ПО разработано для ЭВМ под управлением различных версий операционной системы MS Windows XP/Vista/7/8/8.1/10 [22].

Данное ПО предназначено для автоматического вычисления вектора оптимальных управлений процесса КР с учетом нечетких целей и ограничений, задаваемых ЛПР в виде словесных высказываний. Рассмотрены управляющие воздействия: расход сырья x и расход топливного газа y .

Основные возможности ПО:

- вычисление вектора оптимальных управлений, необходимого для управления процессом КР на основе экспертной информации;
- использование нечетких целей и ограничений, задаваемых ЛПР в виде словесных высказываний для определения вектора оптимальных управлений.

Главное окно данного ПО показано на рис. 4.3.

Исходными данными ПО являются: расход сырья x_0 ($\text{м}^3/\text{ч}$), расход топливного газа y_0 ($\text{м}^3/\text{ч}$), ограничение на расход сырья $x \in [x_{min}, x_{max}]$ ($\text{м}^3/\text{ч}$), ограничение на расход топливного газа $y \in [y_{min}, y_{max}]$ ($\text{м}^3/\text{ч}$), расход сырья, соответствующий первому ограничению x_1 ($\text{м}^3/\text{ч}$), расход топливного газа, соответствующий первому ограничению y_1 ($\text{м}^3/\text{ч}$), расход сырья,

соответствующий второму ограничению x_2 (м³/ч), расход топливного газа, соответствующий второму ограничению y_2 (м³/ч) [25].

Рисунок 4.3 – Окно «Исходные данные» ПО для оптимизации процесса КР на основе экспертной информации

На выходе ПО получаем значения оптимальных управлений x_{opt} , y_{opt} и соответствующее значение максимума ФП нечеткого решения $\mu_D(x,y)$.

В качестве примера выполнен расчет оптимальных управлений на основе разработанного ПО (рис.4.4).

Заданы исходные данные: расход сырья $x_0=160$ (м³/ч), расход топливного газа $y_0=950$ (м³/ч), ограничение на расход сырья $x \in [130,190]$ (м³/ч), ограничение на расход топливного газа $y \in [750,1150]$ (м³/ч), расход сырья, соответствующий первому ограничению $x_1=150$ (м³/ч), расход топливного газа, соответствующий первому ограничению $y_1=850$ (м³/ч), расход сырья, соответствующий второму

ограничению $x_2=170$ (м³/ч), расход топливного газа, соответствующий второму ограничению $y_2=1050$ (м³/ч).

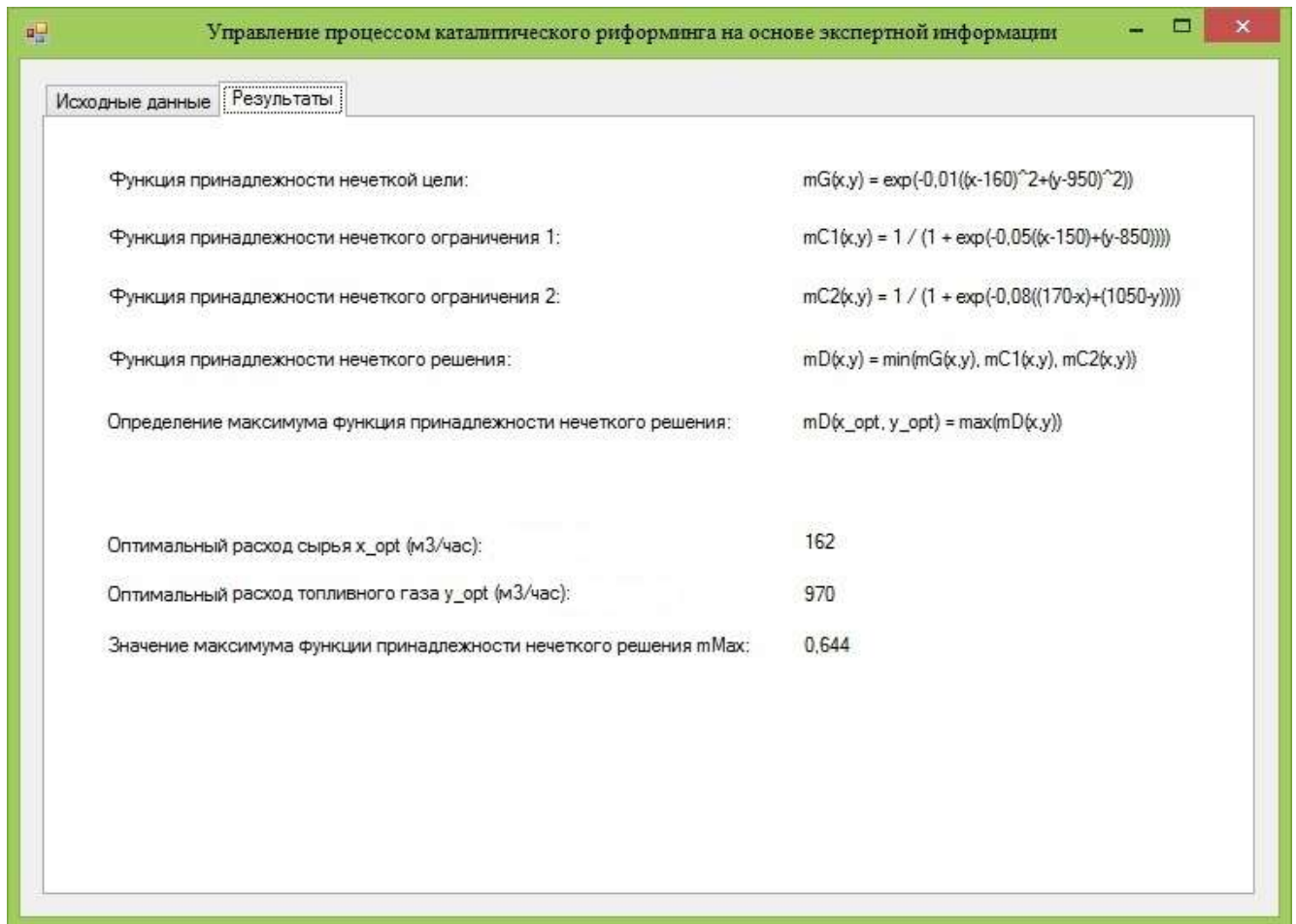


Рисунок 4.4 – Окно «Результаты» ПО для оптимизации процесса КР на основе экспертной информации

В результате расчета был получен вектор оптимальных управлений: оптимальный расход сырья $x_{opt}=162$ (м³/ч), оптимальный топливного газа $y_{opt}=970$ (м³/ч), а также соответствующее значение максимума ФП нечеткого решения $\mu_D(x,y)=0,644$.

Как было отмечено ранее, разработанный ПК системы управления процессом КР включает ПО, реализующее алгоритмы управления процессом КР. Перейдем к описанию ПК системы управления процессом КР.

4.4 Разработка программного комплекса системы управления процессом каталитического риформинга

Назначением ПК системы управления процессом КР является дополнительное ПО в составе действующих АСУ ТП на установках КР, позволяющее определять оптимальные управляющие воздействия.

Разработка ПК системы управления процессом КР должна быть рассмотрена в комплексе с разработкой всего ПО АСУ ТП. Большинство современных АСУ ТП представляют собой SCADA-системы. Преимуществом таких систем является значительное снижение трудоемкости на этапе их разработки за счет использования типовых программных решений.

Алгоритмы управления в составе SCADA-системы могут быть реализованы двумя путями: либо разработкой ПО на встроенном языке SCADA-системы, либо разработкой внешнего ПО, позволяющего определять оптимальные управления.

Первый путь является затруднительным за счет того, что для программирования сложных вычислительных задач на основе экспертной информации встроенные средства SCADA-системы являются малоприспособными. Поэтому в работе предложено остановиться на втором – разрабатывать ПК системы управления в виде внешнего ПО, которое взаимодействует со SCADA-системой на основе стандартных средств Windows (рис 4.5).

При этом необходимо учесть три аспекта взаимодействия АСУ ТП и разработанного ПК: поступление сигнала со стороны АСУ ТП для вычисления оптимальных управлений; сбор АСУ ТП информации об измеряемых переменных процесса КР, их предварительная обработка и передача в ПК; передача ПК значений вычисленных оптимальных управлений в АСУ ТП для реализации управляющих воздействий [26].

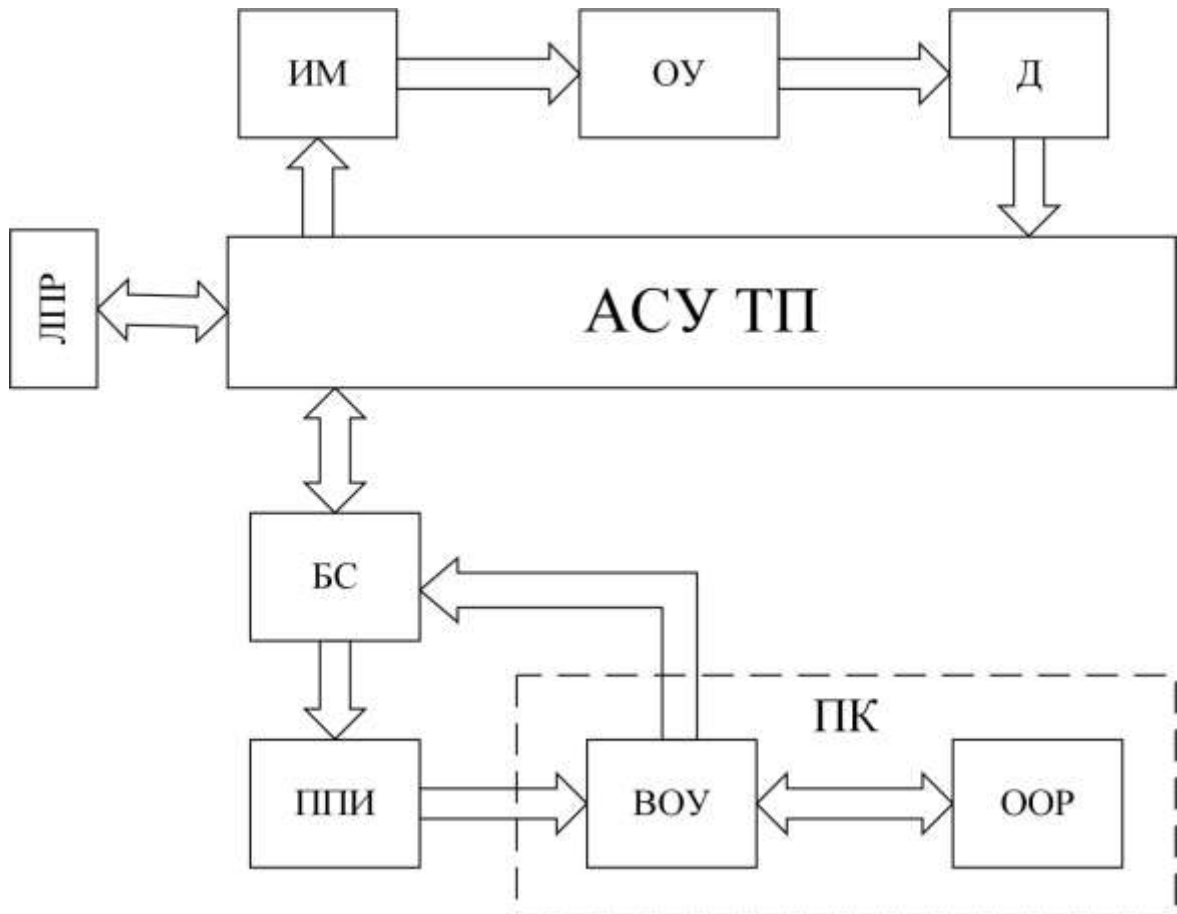


Рисунок 4.5 – Взаимодействие разработанного ПК с АСУ ТП: ИМ – исполнительные механизмы, ОУ – объект управления, Д – датчики, БС – блок сопряжения, ППИ – прием и преобразование информации, ВОУ – вычисление оптимальных управлений, ООР – оценка оптимальности режима, ПК – разработанный программный комплекс, ЛПР – лицо принимающее решение

На рис.4.5 представлена структура взаимодействия АСУ ТП установки риформинга и разработанного ПК. Блок сопряжения БС необходим для установления связи ПК с АСУ ТП посредством стандартных механизмов, предусмотренных в Windows. Блок приема и преобразования информации ППИ служит для задания исходных данных при вычислении оптимальных управлений, которое осуществляется в блоке вычисления оптимальных управлений ВОУ. В блоке оценки оптимальности режима ООР вычисляются значения ОКО в зависимости от управляющих воздействий. На рис.4.5 пунктиром выделен разработанный программный комплекс ПК, реализующий алгоритмическое обеспечение системы управления процессом КР.

Значения оптимальных управлений из блока ВОУ подаются на исполнительные механизмы ИМ объекта управления ОУ после предварительной обработки в блоке сопряжения БС и АСУ ТП. Значения измеряемых переменных процесса КР поступают с датчиков Д объекта управления ОУ на обработку в АСУ ТП.

ЛПР является важным звеном данной структуры, необходимым для задания нечетких целей, ограничений и возмущений.

Таким образом, использование разработанного ПК в составе АСУ ТП установки риформинга позволяет осуществлять управление процессом КР на основе экспертной информации.

Необходимо оценить положительные эффекты от использования разработанного ПК в составе АСУ ТП установки каталитического риформинга.

4.5 Оценка повышения эффективности управления процессом каталитического риформинга

Оценка эффективности управления процессом КР выполнена путем сравнения АСУ ТП установки риформинга Л-35-11/1000 с использованием и в отсутствие разработанного ПК по трем показателям: издержкам организации процесса Z ; октановому числу бензина ON ; ОКО J .

Выходные переменные процесса КР, октановое число бензина и издержки организации процесса, находятся в состоянии антагонизма, т.е. улучшение одного из них приводит к ухудшению другого.

Для сравнительного анализа АСУ ТП используются графики изменения показателей $Z(t)$, $ON(t)$, $J(t)$ в течение месяца работы установки Л-35-11/1000.

На рис.4.6-4.8 представлены результаты сравнения АСУ ТП по издержкам организации процесса Z , октановому числу бензина ON и ОКО J .

Как показано на рис.4.6 издержки организации процесса при использовании разработанного ПК в АСУ ТП не превосходят соответствующих значений в отсутствие ПК в течение месяца работы установки Л-35-11/1000. Колебание значений издержек организации процесса связано с наличием возмущений.



Рисунок 4.6 – Издержки организации процесса КР: 1 – в отсутствие ПК; 2 – с использованием ПК

Результаты сравнения АСУ ТП по суточным издержкам организации процесса при использовании разработанного ПК и в его отсутствие представлены в табл.4.1.

Таблица 4.1 – Сравнение вариантов АСУ ТП по суточным издержкам организации процесса с использованием ПК и в его отсутствие

Вариант АСУ ТП	Наименьшие суточные издержки, млн.руб.	Наибольшие суточные издержки, млн.руб.	Средние суточные издержки, млн.руб.
В отсутствие ПК	7,33	7,5	7,43
С использованием ПК	7,11	7,28	7,19
	Абсолютное уменьшение	0,22	0,24
	Относительное уменьшение	3 %	3,2 %

При использовании разработанного ПК в АСУ ТП установки Л-35-11/1000 могут быть снижены суточные издержки организации процесса: наименьшее значение на 0,22 млн. руб. (3 %), наибольшее значение на 0,22 млн. руб. (2,9 %), среднее значение на 0,24 млн. руб. (3,2 %).

Полученные результаты вычисления суточных издержек (табл.4.1) позволяют вычислить годовые издержки организации процесса с учетом допущения, что одинаков характер протекания процесса КР на установке Л-35-11/1000 в течение года.

Результаты сравнения АСУ ТП по годовым издержкам организации процесса при использовании разработанного ПК и в его отсутствие представлены в табл.4.2.

Таблица 4.2 – Сравнение вариантов АСУ ТП по годовым издержкам организации процесса с использованием ПК и в его отсутствие

Вариант АСУ ТП		Наименьшие годовые издержки, млн. руб.	Наибольшие годовые издержки, млн. руб.	Среднее годовые издержки, млн. руб.
В отсутствие ПК		2676,54	2737,5	2710,54
С использованием ПК		2595,15	2657,2	2623,8
	Абсолютное уменьшение	81,39	80,3	86,74
	Относительное уменьшение	3 %	2,9 %	3,2 %

При использовании разработанного ПК в АСУ ТП установки Л-35-11/1000 могут быть снижены годовые издержки организации процесса: наименьшее значение на 81,39 млн. руб. (3 %), наибольшее значение на 80,3 млн. руб. (2,9 %), среднее значение на 86,74 млн. руб. (3,2 %).

Далее перейдем к сравнению АСУ ТП по октановому числу бензина.

Исходя из рис.4.7 октановое число бензина при использовании разработанного ПК в АСУ ТП превосходит соответствующие значения в отсутствие ПК в течение месяца работы установки Л-35-11/1000. Колебание значений октанового числа бензина связано с наличием возмущений.

Результаты сравнения АСУ ТП по октановому числу бензина при использовании разработанного ПК и в его отсутствие представлены в табл.4.3.



Рисунок 4.7 – Октановое число бензина: 1 – в отсутствие ПК; 2 – с использованием ПК

Таблица 4.3 – Сравнение вариантов АСУ ТП по октановому числу бензина с использованием ПК и в его отсутствие

Вариант АСУ ТП		Наименьшее октановое число	Наибольшее октановое число	Среднее октановое число
В отсутствие ПК		92,32	92,41	92,37
С использованием ПК		93,41	93,52	93,47
	Абсолютное увеличение	1,09	1,11	1,1
	Относительное увеличение	1,18 %	1,2 %	1,19 %

При использовании разработанного ПК в АСУ ТП установки Л-35-11/1000 может быть увеличено октановое число бензина: наименьшее значение на 1,09 (1,18 %), наибольшее значение на 1,11 (1,2 %), среднее значение на 1,1 (1,19 %).

Наконец, перейдем к сравнению АСУ ТП по значению ОКО.



Рисунок 4.8 – ОКО: 1 – в отсутствие ПК; 2 – с использованием ПК

Исходя из рис.4.8 значения ОКО при использовании разработанного ПК в АСУ ТП не превосходят соответствующих значений в отсутствие ПК в течение месяца работы установки Л-35-11/1000. Колебание значений ОКО связано с наличием возмущений.

Результаты сравнения АСУ ТП по значениям ОКО при использовании разработанного ПК и в его отсутствие представлены в табл.4.4.

Таблица 4.4 – Сравнение вариантов АСУ ТП по значениям ОКО при использовании разработанного ПК и в его отсутствие

Вариант АСУ ТП		Наименьшее значение ОКО	Наибольшее значение ОКО	Среднее значение ОКО
В отсутствие ПК		0,9806	0,9914	0,9866
С использованием ПК		0,9598	0,9714	0,9651
	Абсолютное уменьшение	0,0208	0,0200	0,0215
	Относительное уменьшение	2,1 %	2 %	2,2 %

При использовании разработанного ПК в АСУ ТП установки Л-35-11/1000 может быть уменьшено значение ОКО: наименьшее значение на 0,0208 (2,1 %), наибольшее значение на 0,02 (2 %), среднее значение на 0,0215 (2,2 %).

Таким образом, разработанная система управления процессом КР позволяет повысить эффективность управления данным процессом с достижением положительных эффектов, основными из которых являются: понижение среднегодовых издержек организации процесса на 86,74 млн. руб. при отсутствии увеличения октанового числа, повышение среднего октанового числа бензина на 1,1 при отсутствии уменьшения издержек организации процесса.

Выводы по четвертой главе

1. Разработана структура системы управления процессом КР, позволяющая перейти к реализации алгоритмического обеспечения системы управления в виде программного комплекса.

2. Выполнена реализация алгоритма поиска начальной точки оптимизации процесса КР в виде ПО, с использованием которого вычислены управляющие воздействия: расход сырья $x_0=160$ (м³/ч), расход сырья $y_0=950$ (м³/ч), соответствующее значение ОКО $J(x,y)=0,960$.

3. Выполнена реализация алгоритма оптимизации процесса КР на основе экспертной информации в виде ПО, с использованием которого вычислены оптимальные управления: оптимальный расход сырья $x_{opt}=162$ (м³/ч), оптимальный расход топливного газа $y_{opt}=970$ (м³/ч), соответствующее значение максимума ФП нечеткого решения $\mu_D(x,y)=0,644$.

4. Выполнено описание разработанного ПК системы управления процессом КР как совокупности разработанного ПО, реализующего алгоритмы управления процессом КР. Представлена структура взаимодействия ПК с АСУ ТП на установке риформинга.

5. Выполнена оценка ожидаемых положительных эффектов при использовании разработанного ПК в АСУ ТП установки риформинга Л-35-11/1000: понижение среднегодовых издержек организации процесса на 86,74 млн. руб. при отсутствии увеличения октанового числа, повышение среднего октанового числа бензина на 1,1 при отсутствии уменьшения издержек организации процесса.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Поставлена задача управления процессом каталитического риформинга, позволяющая определять оптимальные управляющие воздействия на основе экспертной информации о цели, ограничениях на управление и действующих возмущениях.

2. Разработана математическая модель процесса каталитического риформинга, позволяющая рассчитывать значения обобщенного критерия оптимальности в зависимости от управляющих воздействий при заданных входных переменных. На основе модели проведен расчет обобщенного критерия оптимальности для набора входных переменных, характеризующих нормальный режим процесса на установке каталитического риформинга Л-35-11/1000 в течение месяца.

3. Предложено управление процессом каталитического риформинга с использованием экспертной информации. Разработан алгоритм поиска начальной точки оптимизации процесса. На основе алгоритма определены управляющие воздействия: расход сырья $x_0=160$ (м³/ч) и расход топливного газа $y_0=950$ (м³/ч).

4. Разработан алгоритм оптимизации процесса каталитического риформинга на основе экспертной информации, позволяющий определять оптимальные управляющие воздействия на основе применения схемы Беллмана-Заде в зависимости от возмущающих воздействий при заданных входных переменных. На основе алгоритма вычислены оптимальные управляющие воздействия: оптимальный расход сырья $x_{opt}=162$ (м³/ч), оптимальный расход топливного газа $y_{opt}=970$ (м³/ч).

5. Разработана структура и программный комплекс системы управления процессом каталитического риформинга. В результате использования системы управления процессом каталитического риформинга снижаются среднегодовые издержки организации процесса на 86,74 млн. руб. при отсутствии увеличения октанового числа, а также повышается среднее октановое число бензина на 1,1 при отсутствии уменьшения издержек организации процесса.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Антонов, О.В. Оптимальное управление процессом каталитического риформинга с использованием гибридной математической модели: дис. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Антонов Олег Викторович. – Астрахань, 2003. – 186 с.
2. Ахметзянов, Д.Р. Методы удаления бензола из катализата риформинга / Д.Р. Ахметзянов, М.С. Набиев, Н.Л. Солодова // Вестник Казанского технологического университета. – 2017. – Т. 20. – № 8. – С. 23-27.
3. Ахметов, С.А. Лекции по технологии глубокой переработки нефти в моторные топлива: учебное пособие / С.А. Ахметов. – СПб.: Недра, 2007. – 312 с.
4. Ахметов, С. А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: учебное пособие / С. А. Ахметов, Т.П. Сериков, И.Р. Кузеев, М.И. Баязитов; под ред. С. А. Ахметова. – СПб.: Недра, 2006. – 868 с.
5. Ашрафов, Р.А. Получение высокооктановых бензинов с пониженным содержанием бензола, соответствующих требованиям, предъявляемых к топливам для двигателей стандарта евро-4 и более / Р.А. Ашрафов, Ю.И. Оруджев, А.Д. Алиев, С.У. Умудов, Х.С. Султанов, А.К. Мамедова // Актуальные проблемы гуманитарных и естественных наук. – 2015. – № 2-1. – С. 51-54.
6. Ашрафов, Р.А. Технологическая схема процесса каталитического риформинга бензина прямой гонки с целью получения высоко ароматизированного риформата, используемого в производстве высокооктановых бензинов с низким содержанием бензола / Р.А. Ашрафов, Ю.И. Оруджев, А.Д. Алиев, Г.М. Рзаева, Ф.М. Талаи, А.К. Мамедова // Актуальные проблемы гуманитарных и естественных наук. – 2016. – № 4-1. – С. 54-57.
7. Бакулина, В.Д. Улучшение показателей установки каталитического риформинга при получении высокооктановых бензинов / В.Д. Бакулина, В.С. Вороненко // Новая наука: Современное состояние и пути развития. – 2015. – № 6-2. – С. 134-136.
8. Балакирев, В.С. Применение математического аппарата нечетких множеств для автоматизации технологических процессов / В.С. Балакирев, О.М.

- Проталинский // Измерения, контроль, автоматизация: состояние, проблемы, перспективы. – 1985. – № 2. – С. 85.
9. Беллман, Р. Принятие решений в расплывчатых условиях / Р. Беллман, Л. Заде. – М.: Мир, 1976. – 46 с.
10. Бельцов, Б.А. О математическом описании процесса платформинга / Б.А. Бельцов // Химия и технология топлив и масел. – 1966. – № 8. – С. 11-12.
11. Бланк, Н.Я. Подсистема стабилизации октанового числа бензина в АСУ ТП установки каталитического риформинга / Н.Я. Бланк, Н.Ф. Рубекин, Д.А. Казеев, М.Г. Калифкин // Нефтепереработка и нефтехимия. – 1984. – № 5. – С. 35-37.
12. Власов, С.С. Моделирование процесса отбензинивания нефти при прогнозировании показателей качества бензина / С.С. Власов, А.Г. Шумихин // Вестник Саратовского государственного технического университета. – 2012. – Т. 1. – № 1 (63). – С. 90-94.
13. Вялых, И.А. Математическое моделирование реакторного блока установки каталитического крекинга нефтяного сырья в среде MATLAB / И.А. Вялых, С.Н. Кондрашов, А.Г. Шумихин // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2009. – Т. 10. – С. 98-108.
14. Газиев, Р.Р. Модернизация контактных устройств ректификационной колонны установки каталитического риформинга / Р.Р. Газиев, А.Д. Кочетков // Велес. – 2015. – № 12-1 (30). – С. 27-29.
15. Георгиева, Э.Ю. Современные технологии в каталитическом риформинге / Э.Ю. Георгиева, А.Н. Панькин, В.А. Мяло // Аллея науки. – 2017. – № 7. – С. 390-393.
16. Гынгазова, М.С. Оптимизация кратности циркуляции катализатора в реакторе риформинга с движущимся зернистым слоем сочетанием натурального и вычислительного эксперимента / М.С. Гынгазова, Н.В. Чеканцев, М.В. Короленко, Э.Д. Иванчина, А.В. Кравцов // Катализ в промышленности. – 2012. – № 2. – С. 35-41.
17. Джембеков, А.М. Алгоритмы оптимального управления процессом каталитического риформинга бензиновых фракций / А.М. Джембеков, А.Г. Кокуев // Системы. Методы. Технологии. – 2018. – № 2(38). – С. 54-62.

18. Джамбеков, А.М. Использование информационных технологий для обеспечения автоматизированного управления процессом каталитического риформинга в условиях неопределенности / А.М. Джамбеков // Прикаспийский журнал: управление и высокие технологии. – 2017. – № 2(38). – С. 36-46.
19. Джамбеков, А.М. Математическая модель расчета критерия экономической эффективности процесса каталитического риформинга / А.М. Джамбеков // Аспекты оперативного управления в технических системах: сб. науч. тр. по материалам заоч. конф. – М.: Издательство «Перо», 2016. – С. 18-21.
20. Джамбеков, А.М. Математическое описание качества процесса каталитического риформинга на основе гибридной модели / А.М. Джамбеков, И.А. Щербатов // Моделирование. Теория, методы и средства: материалы 16-ой Междунар. науч.-практ. конф., посв. 110-летию Южно-Рос. гос. политехнич. ун-та (НПИ) им. М.И. Платова. – Новочеркасск: Лик, 2016. – С. 108-111.
21. Джамбеков, А.М. Оптимальное управление процессом каталитического риформинга / А.М. Джамбеков // Актуальные направления развития газовой отрасли России: материалы Всерос. науч.-практ. конф. – Волгоград: Изд-во ВолГУ, 2018. – С. 189-193.
22. Джамбеков, А.М. Оптимальное управление процессом каталитического риформинга / А.М. Джамбеков, А.Г. Кокуев // Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ RU № 2018619001 от 25.07.2018.
23. Джамбеков, А.М. Оптимальное управление процессом каталитического риформинга бензиновых фракций / А.М. Джамбеков, И.А. Щербатов // Вестник Тамбовского государственного технического университета. – 2017. – Т. 23. – № 4. – С. 557-571.
24. Джамбеков, А.М. Программная реализация алгоритма оптимизации процесса каталитического риформинга / А.М. Джамбеков, А.Г. Кокуев // Информационные технологии. Проблемы и решения: материалы Междунар. науч.-практ. конф., посв. 70-летию Уфим. гос. нефт. техн. ун-та. – Уфа: Изд-во УГНТУ, 2018. – Т. 1(5). – С. 45-48.
25. Джамбеков, А.М. Разработка алгоритма управления процессом каталитического риформинга на основе экспертной информации / А.М.

- Джамбеков, А.Г. Кокуев // Моделирование. Фундаментальные исследования, теория, методы и средства: материалы 18-ой Национал. молод. науч.-практ. конф. – Новочеркасск: Лик, 2018. – С. 154-158.
26. Джамбеков, А.М. Разработка программного комплекса для управления процессом каталитического риформинга на основе экспертной информации / А.М. Джамбеков // Новейшие технологии освоения месторождений углеводородного сырья и обеспечение безопасности экосистем Каспийского шельфа: материалы IX Междунар. науч.-практ. конф. – Астрахань: Изд-во АГТУ, 2018.
27. Джамбеков, А.М. Разработка системы управления процессом каталитического риформинга с использованием нечетких моделей / А.М. Джамбеков // Информационно-телекоммуникационные системы и технологии (ИТСиТ-2017): материалы Всероссийской научно-практической конференции. – Кемерово: Кузбас. гос. техн. ун-т им. Т.Ф. Горбачева, 2017. – С. 238-239.
28. Джамбеков, А.М. Расчет эффективности процесса каталитического риформинга с использованием гибридной модели / А.М. Джамбеков, И.А. Щербатов, О.В. Антонов, О.М. Проталинский // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. – 2017. – № 2. – С. 26-33.
29. Джамбеков, А.М. Программное обеспечение для оптимизации процесса каталитического риформинга бензиновых фракций / А.М. Джамбеков, А.Г. Кокуев // Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ RU № 2018616268 от 25.05.2018.
30. Джамбеков, А.М. Управление процессом каталитического риформинга в условиях неопределенности / А.М. Джамбеков // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-30: сб. тр. XXX Междунар. науч. конф.: в 12 т. / Под общ. ред. А. А. Большакова. – СПб.: Изд-во Политехн. ун-та, 2017. – С. 107-110.
31. Дмитриевский, Б.С. Программно-алгоритмический комплекс защиты и управления предприятием / Б.С. Дмитриевский, В.Г. Матвейкин, В.И. Медников, С.Г. Семержинский // Программные продукты и системы. – 2017. – № 2. – С. 307–313.

32. Дюсембаева, А.А. Агрегирование компонентов реакционной смеси при моделировании каталитического риформинга / А.А. Дюсембаева, В.И. Вершинин // Вестник Омского университета. – 2015. – № 4. – С. 54-58.
33. Жилейкин, М.М. Методика выбора оптимального схемного решения в нечетких условиях на основе многокритериального анализа вариантов при равновесных и неравновесных критериях / М.М. Жилейкин, М.Р. Калимулин, А.В. Мирошниченко // Наука и образование: научное издание МГТУ им. Н.Э. Баумана. – 2012. – № 12. – С. 107-120.
34. Жоров, Ю.М. Моделирование физико-химических процессов нефтепереработки и нефтехимии / Ю.М. Жоров. – М.: Химия, 1978. – 213 с.
35. Жоров, Ю. М. Расчеты и исследования химических процессов нефтепереработки / Ю. М. Жоров. – М.: Химия, 1973. – 216 с.
36. Захарова, Е.М. Обзор методов многомерной оптимизации / Е.М. Захарова, И.К. Минашина // Информационные процессы. – 2014. – Т. 14. – № 3. – С. 256-274.
37. Зыкин, А.А. Техничко-экономический анализ ООО «АНХК» НПЗ 11 цех установка 35/11-1000 / А.А. Зыкин, И.А. Плисенко // Экономика и современный менеджмент: теория и практика. – 2016. – № 60. – С. 103-107.
38. Иванчина, Э.Д. Основные этапы создания и развития методологии построения математических моделей многокомпонентных каталитических процессов / Э.Д. Иванчина // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2013. – № 10. – С. 3-9.
39. Иванчина, Э.Д. Повышение технико-экономической эффективности каталитического риформинга с использованием компьютерной моделирующей системы / Э.Д. Иванчина, В.В. Дериглазов, И.К. Занин // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2011. – Т. 319. – № 3. – С. 105-109.
40. Ивашкина, Е.Н. Повышение ресурсоэффективности многостадийных процессов углублённой переработки углеводородов с использованием метода математического моделирования / Е.Н. Ивашкина, Э.Д. Иванчина, Е.В. Францина, И.О. Долганова, В.В. Платонов // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2013. – № 10. – С. 10-14.

41. Имашев, У.Б. Особенности развития процесса каталитического риформинга в России / У.Б. Имашев, А.А. Тюрин, Е.А. Удалова // Башкирский химический журнал. – 2009. – Т. 16. – № 4. – С. 184-186.
42. Касимов, А.Т. Контроль октанового числа бензинов риформинга по содержанию ароматических углеводородов в стабильном катализате / А.Т. Касимов, Т.В. Бухаркина // Успехи в химии и химической технологии. – 2012. – Т. 26. – № 5 (134). – С. 50-52.
43. Каталитический риформинг углеводородов: монография / под ред. проф. Р.И. Кузьминой. – Саратов: Изд-во СЮИ МВД России, 2010. – 252 с.
44. Кафаров, В.В. Системный анализ процессов химической технологии. Основы стратегии / В.В. Кафаров, И.Н. Дорохов. – М.: Наука, 1976. – 500с.
45. Ковязин, Г.В. Мониторинг и прогнозирование работы установки каталитического риформинга бензинов ООО «Стрежевской НПЗ» методом математического моделирования / Г.В. Ковязин, А.М. Куклин, И.В. Быстров, Н.В. Чеканцев, Е.С. Шарова, Э.Д. Иванчина, В.А. Чузлов, Ю.А. Смольянова // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2013. – № 10. – С. 24-27.
46. Кондрашева, Н.К. Технологические расчеты и теория каталитического риформинга бензина: учебное пособие / Н.К. Кондрашева, Д.О. Кондрашев, К.Д. Абдульминев. – Уфа: ООО «Монография», 2008. – 160 с.
47. Кондрашов, С.Н. Управление процессом экстрактивной дистилляции ароматических углеводородов на основе нечеткой процедурной модели / С.Н. Кондрашов, Д.С. Соромотин // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2017. – № 1. – С. 37-52.
48. Кондрашов, С.Н. Управление распределением сырья между параллельно работающими установками каталитического риформинга бензинов / С.Н. Кондрашов, А.Е. Пигасов, Н.И. Берсенёва, А.В. Попова // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2016. – № 2. – С. 17-29.

- 49.Кравцов, А.В. Компьютерное прогнозирование работы промышленных катализаторов процессов риформинга и изомеризации углеводородов бензиновой фракции: учебное пособие / А.В. Кравцов, Э.Д. Иванчина, Е.С. Шарова, Н.В. Чеканцев, Д.С. Полубоярцев. – Томск: Изд-во Томского политех. ун-та, 2010. – 129 с.
- 50.Кравцов, А.В. Математическое моделирование каталитических процессов переработки углеводородного сырья / А.В. Кравцов, Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, А.В. Костенко, Е.М. Юрьев, В.С. Бесков // Катализ в промышленности. – 2008. – № 6. – С. 41-46.
- 51.Кравцов, А.В. Математическое моделирование многокомпонентных химических процессов: учебное пособие / А.В. Кравцов, Н.В. Ушева, О.Е. Мойзес, А.Ф. Федоров. – Томск: Изд-во Томского политехн. ун-та, 2010. – 108 с.
- 52.Кравцов, А.В. Моделирование процесса каталитического риформинга бензинов: тем. обзор / А.В. Кравцов, В.С. Москвин, В.С. Бесков, О.Е. Плешакова, Н.В. Ушева. – М.: ЦНИИТЭНЕФТЕХИМ, 1990. – 69 с.
- 53.Кравцов, А.В. Оценка эффективности реакторного блока установки риформинга с применением математической модели процесса / А.В. Кравцов, Э.Д. Иванчина, С.А. Галушин, Д.С. Полубоярцев, Е.Н. Воропаева, Д.И. Мельник // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2004. – Т. 307. – № 1. – С. 119-122.
- 54.Круценко, А.А. Моделирование режимов работы блока стабилизации установки каталитического риформинга / А.А. Круценко, А.А. Борисов, В.А. Соловьев // Вестник Тихоокеанского государственного университета. – 2012. – № 4 (27). – С. 133-142.
- 55.Кудрявцева, Т.А. Моделирование стабилизационной колонны процесса гидроочистки дизельного топлива / Т.А. Кудрявцева, В.В. Сотников, Д.А. Сибаров // Информационные системы и технологии. – 2008. – № 1-3. – С. 119-123.
56. Кузнецов, А.А. Расчеты процессов и аппаратов нефтеперерабатывающей промышленности / А.А. Кузнецов, С.М. Кагерманов, Е.Н. Судаков. – Л.: Химия, 1994. – 344 с.

57. Ластовкин, Г.А. Промышленные установки каталитического риформинга / Г.А. Ластовкин. – Л.: Химия, 1984. – 231 с.
58. Левчук, И.Л. Разработка и идентификация уточненной математической модели процесса каталитического риформинга / И.Л. Левчук // Научный вестник НГУ. – 2013. – № 2. – № 4 (22). – С. 79-85.
59. Левчук, И.Л. Управление процессом каталитического риформинга путем оптимального распределения температур на входах реакторов / И.Л. Левчук // Технологический аудит и резервы производства. – 2015. – Т. 2. – № 4 (22). – С. 56-60.
60. Леоненков, А.В. Нечеткое моделирование в среде MATLAB и fuzzyTECH / А.В. Леоненков. – СПб.: БХВ-Петербург, 2005. – 736 с.
61. Леффлер Уильям Л. Переработка нефти / Уильям Л. Леффлер.; пер. с англ. – 2-е изд., пересмотренное. – М.: ЗАО «Олимп-Бизнес», 2004. – 224 с.
62. Литовка, Ю.В. Моделирование и оптимизация гальванической ванны с дополнительными катодами / Ю.В. Литовка, В.З. Као // Вестник Тамбовского государственного технического университета. – 2016. – Т. 22. – № 1. – С. 68-74.
63. Литовка, Ю.В. Оптимизация гальванической ванны с дополнительными катодами и биполярными электродами / Ю.В. Литовка, В.З. Као, Д.С. Соловьёв // Вестник Астраханского государственного технического университета. Серия: Управление, вычислительная техника и информатика. – 2016. – № 2. – С. 7-17.
64. Макшанов, А.В. Подход к построению математических моделей технологических установок / А.В. Макшанов, А.А. Мусаев // Труды СПИИРАН. – 2005. – Т. 2. – № 2. – С. 453-461.
65. Масютина, Г.В. Структурно-параметрический синтез адаптивной системы управления на основе нечеткой логики / Г.В. Масютина, В.Ф. Лубенцов // Известия ЮФУ. Технические науки. – 2010. – № 5 (106). – С. 165-170.
66. Матвейкин, В.Г. Управление инновационным развитием наукоемкой производственной системы / В.Г. Матвейкин, Б.С. Дмитриевский, О.В. Дмитриева, В.Р. Разиева, М.В. Сивова // Вопросы современной науки и практики. Университет им. В. И. Вернадского. – 2016. – № 3 (61). – С. 146-152.

67. Маткулова, Л.Ф. Оптимизация температурного режима процесса «каталитический риформинг» / Л.Ф. Маткулова, Т.Г. Умергалин // Научный журнал. – 2017. – № 4 (17). – С. 12-13.
68. Михайловский, А.А. Применение эрионитного катализатора для снижения содержания бензола в катализатах риформинга и возможности его применения на топливно-энергетических комплексах Татарстана / А.А. Михайловский, Н.А. Терентьева, Н.С. Гараева // Вестник Казанского технологического университета. – 2017. – Т. 20. – № 2. – С. 60-64.
69. Мусина, А.Р. Моделирование процесса каталитического риформинга бензина с промежуточным разделением риформата / А.Р. Мусина // European Science. – 2017. – № 4 (26). – С. 28-30.
70. Назарюк, В.В. Повышение производительности комплекса получения ароматических углеводородов по толуолу / В.В. Назарюк, А.А. Дюсембаева // Вестник Омского университета. – 2016. – № 4 (82). – С. 67-69.
71. Натареев, С.В. Системный анализ и математическое моделирование процессов химической технологии: учебное пособие / С.В. Натареев. – Иваново: Изд-во Иван. гос. хим.-технол. ун-та, 2007. – 80 с.
72. Орловский, С.А. Проблемы принятия решений при нечеткой исходной информации / С.А. Орловский. – М.: Наука, 1981. – 208 с.
73. Панченков, Г.М. Каталитические и радиационно-химические процессы нефтепереработки и нефтехимии / Г.М. Панченков. – М.: Химия, 1982. – 152 с.
74. Пашаева, Б.А. Синтез системы управления процессом каталитического крекинга нефти с использованием прогнозирующей модели / Б.А. Пашаева // Инженерный вестник Дона. – 2013. – Т. 24. – № 1 (24). – С. 12.
75. Пашаева, Б.А. Управление на основе прогнозирующих моделей в системах каталитического крекинга нефти / Б.А. Пашаева, М.П. Фархадов // Вестник Воронежского государственного технического университета. – 2013. – Т. 9. – № 2. – С. 33-36.
76. Пегат, А. Нечеткое моделирование и управление / А. Пегат; пер. с англ. – 2-е изд. – М.: БИНОМ. Лаборатория знаний, 2013. – 798 с.

- 77.Плехов, В.Г. Применение многоуровневой математической модели процесса каталитического риформинга бензиновых фракций в системе управления промышленными установками / В.Г. Плехов, С.Н. Кондрашов, А.Г. Шумихин // Автоматизация в промышленности. – 2009. – № 7. – С. 37-42.
- 78.Плехов, В.Г. Управление качеством стабильного катализата промышленного автоматизированного процесса риформинга бензиновых фракций: дис. ... канд. техн. наук: 05.13.06 / Плехов Владимир Геннадьевич. – Пермь, 2001. – 173 с.
- 79.Положаенко, С.А. Система управления трубчатой печью установки каталитического риформинга высокооктановых бензинов / С.А. Положаенко, Ю.В. Григоренко // Электромашиностроение и электрооборудование. – 2010. – № 75. – С. 62-67.
- 80.Проталинский, О.М. Применение методов искусственного интеллекта при автоматизации технологических процессов: монография / О.М. Проталинский. – Астрахань: Изд-во Астрах. гос. техн. ун-та, 2004. – 183 с.
- 81.Проталинский, О.М. Проверка достоверности первичной информации в АСУ ТП с использованием нечетких множеств / О.М. Проталинский // Известия высших учебных заведений. Северо-Кавказский регион. Серия: Технические науки. – 2003. – № 3. – С. 60.
- 82.Рахматуллин, А.Р. Получение автомобильных бензинов с пониженным содержанием ароматических компонентов / А.Р. Рахматуллин., А.Ф. Ахметов, Э.Р. Нурмухаметова // Нефтегазовое дело. – 2014. – № 12-2. – С. 106-112.
- 83.Рубекин, Н.Ф. Системы автоматического оптимального управления каталитическими процессами платформинга и гидроочистки / Н.Ф. Рубекин. – М.: ЦНИИТЭНЕФТЕХИМ, 1972. – 66 с.
- 84.Серикова, Г.Т. Исследование и построение математических моделей реакторов секции риформинга для автоматизированного управления установкой производства бензола / Г.Т. Серикова, К.Н. Оразбаева, Б.Б. Оразбаев // Автоматизация, телемеханизация и связь в нефтяной промышленности. – 2011. – № 3. – С. 33-36.
- 85.Симарзин, В.В. Субоптимальные алгоритмы управления процессом каталитического крекинга / В.В. Симарзин, Н.М. Борзенко, Б.А. Рабинович, А.Я. Серебрянский // Труды ЦНИИКА. – 1983. – Вып.55. – С. 21-23.

86. Системный анализ в информационных технологиях: учеб. пособие / Ю.Ю. Громов, Н.А. Земской, А.В. Лагутин, О.Г. Иванова, В.М. Тютюнник. – 2-е изд., стереотип. – Тамбов: Изд-во Тамб. гос. техн. ун-та, 2007. – 176 с.
87. Соснин, О.М. Основы автоматизации технологических процессов и производств: учеб. пособие для студ. высш. учеб. заведений / О.М. Соснин. – М.: Академия, 2007. – 240 с.
88. Софиев, А.Э. Модель качества стабильного катализата на установке каталитического риформинга бензина / А.Э. Софиев, М.А. Рылов // Известия Московского государственного технического университета МАМИ. – 2013. – Т. 4. – № 1 (15). – С. 160-164.
89. Способ управления процессом каталитического риформинга: пат. 2486227 Рос. Федерация: МПК G05D27, C10G35/24/ Теляшев Э.Г. [и др.]; заявитель и патентообладатель Ин-т нефтехимпереработки Респ. Башкортостан. - № 2012119748/04; заявл. 14.05.2012; опубл. 27.06.2013, Бюл. № 18. – 8 с: ил.
90. Справочник нефтепереработчика: справочник / под. ред. Г.А. Ластовкина, Е.Д. Радченко и М.Г. Гудина. – Л.: Химия, 1986. – 648 с.
91. Тараканов, Г.В. Основы технологии переработки природного газа и конденсата: учеб. пособие / Г.В. Тараканов, А.К. Мановян. – Астрахань: Изд-во Астрахан. гос. техн. ун-та, 2007. – 254 с.
92. Фалеев, С.А. Оптимизация углеводородного состава сырья на установках риформинга и гидродепарафинизации методом математического моделирования / С.А. Фалеев, Н.С. Белинская, Э.Д. Иванчина, Е.Н. Ивашкина, Е.В. Францина, Г.Ю. Силко // Нефтепереработка и нефтехимия. – 2013. – № 10. – С. 14-18.
93. Федоров, А.Ф. Системы управления химико-технологическими процессами: учеб. пособие / А.Ф. Федоров, Е.А. Кузьменко. – Томск: Изд-во Томского политехн. ун-та, 2009. – 217 с.
94. Ходяшев, Н.Б. Исследование состава кокса платино-рениевого катализатора риформинга / Н.Б. Ходяшев, А.В. Кудинов, И.Б. Подвинцев, Е.С. Болотова // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2015. – № 2. – С. 33-42.

95. Шарипов, Р.А. Роль процесса каталитического крекинга в производстве высокооктановых автомобильных бензинов / Р.А. Шарипов, Г.М. Сидоров, Р.Р. Зиннатуллин, Ю.К. Дмитриев // Современные проблемы науки и образования. – 2015. – № 1-1. – С. 134.
96. Штовба, С.Д. Проектирование нечетких систем средствами MATLAB / С.Д. Штовба. – М.: Горячая линия - Телеком, 2007. – 288 с.
97. Шумихин, А.Г. Классификация технологических параметров процесса каталитического крекинга в нечеткой среде / А.Г. Шумихин, И.А. Вялых // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2009. – Т. 10. – С. 121-127.
98. Шумихин, А.Г. Опыт разработки системы виртуального анализа показателей качества продуктов установок каталитического риформинга бензиновых фракций и системы их подстройки в режиме реального времени / А.Г. Шумихин, М.П. Зорин, А.М. Немтин, В.Г. Плехов // Вестник Пермского национального исследовательского политехнического университета. Химическая технология и биотехнология. – 2017. – № 2. – С. 45-62.
99. Шумихин, А.Г. Формирование функций принадлежности для алгоритма нечеткого управления технологическим процессом каталитического крекинга / А.Г. Шумихин, И.А. Вялых // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2010. – Т. 316. – № 5. – С. 132-136.
100. Шура, И.А. Алгоритм управления процессом каталитического риформинга / И.А. Шура, В.В. Сотников, Д.А. Сибаров // Информационные системы и технологии. – 2008. – № 1-3. – С. 312-316.
101. Шура, И.А. Математическая модель для управления процессом каталитического риформинга / И.А. Шура, В.В. Сотников, Д.А. Сибаров // Информационные системы и технологии. – 2008. – № 1-3. – С. 307-311.
102. Ярощук, Л.Д. Имитационное моделирование процессов каталитического крекинга / Л.Д. Ярощук, Ю.Г. Бондаренко, С.Н. Гончаренко // Прикаспийский журнал: управление и высокие технологии. – 2014. – № 1. – С. 46-58.

103. Ancheyta, J. Modeling and simulation of catalytic reactors for petroleum refining / J. Ancheyta. – Wiley, 2011. – 528 p.
104. Bequette, W. Process Control. Modeling Design and Simulation. – Prentice Hall PTR, 2003. – 564p.
105. Carla, I. C. Pinheiro. Catalytic Cracking (FCC) Process Modeling, Simulation, and Control / Carla I. C. Pinheiro, Joana L. Fernandes, Luís Domingues et al. // Industrial Engineering Chemistry Research. –2012. – № 51 (1). – P. 1-29.
106. Coleman, B. Techniques of Model-Based Control / B. Coleman, J. Babu. – Prentice Hall PTR, 2002. – 576 p.
107. Demidenko, N.D. An Optimal Process Control in the Rectification Facilities / N.D. Demidenko, L.V. Kulagina // Journal of Siberian Federal University. Engineering & Technologies. – 2017. – 10(1). – P. 95-105
108. Dzhambekov, A.M. Optimal control of the process of catalytic reforming of petrol fractions / A.M. Dzhambekov, O.V. Fyodorova // Вестник Астраханского государственного технического университета. Серия: Управление, вычислительная техника и информатика. – 2018. – № 2. – С. 34-42.
109. Gumen, M. I. Increasing of the Efficiency of the Reforming LG-35-11/300 / M. I. Gumen et al. // Petroleum Processing and Petrochemistry. – 2001. – № 11. – P.54-57.
110. Mircea, C. Simulation and Model Predictive Control of a UOP Fluid Catalytic Cracking / C. Mircea, S. Agachi, V. Marimoiu // Chemical Engineering and Processing. – 2003. – Vol. 42. – P. 67.
111. Smith, J. M. Chemical engineering kinetics / J.M. Smith. – McGraw-Hill, 1981. – 676 p.
112. Weekman, V. A. Model of Catalytic Cracking Conversion in Fixed, Moving and Fluid-Bed Reactors / V. A. Weekman // Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development. – 1968. – № 7 (1). – P. 90-95.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Классификация методов моделирования и управления процессом каталитического риформинга

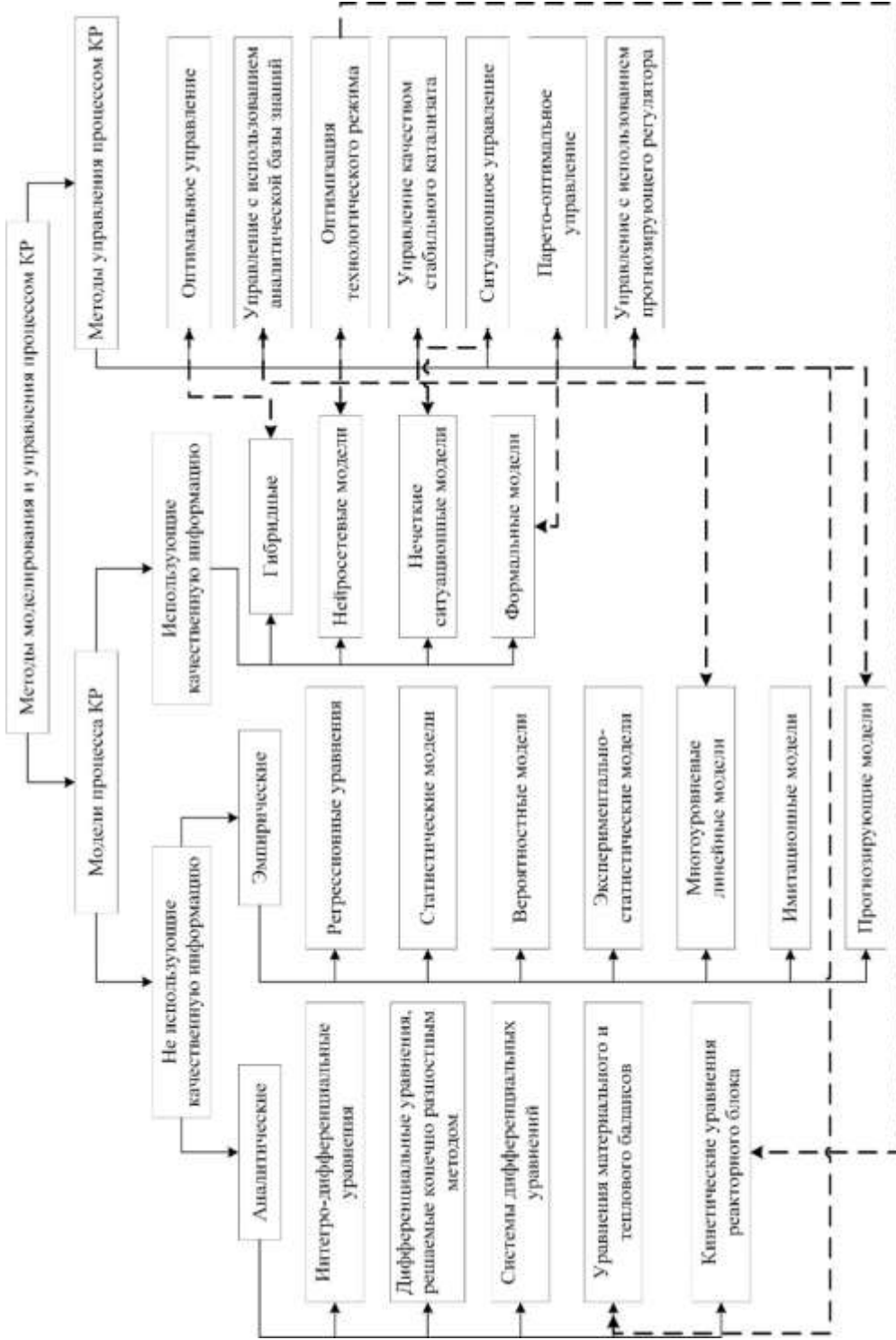


Рисунок А.1 – Классификация методов моделирования и управления процессом каталитического риформинга

ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Аналитические выражения математической модели процесса каталитического риформинга

Таблица Б.1 – Аналитические выражения для определения издержек организации процесса

№	Входные переменные	Ед. измерения входных переменных	Выходная переменная	Ед. измерения выходной переменной	Расчет выходной переменной
1	Q_r	т.сырья	Z_e	руб.	$Z_e = Q_r \cdot Q_e \cdot C_e$
	Q_e	кВт·ч/т.сырья			
	C_e	руб./кВт·ч			
2	Q_r	т.сырья	Z_w	руб.	$Z_w = Q_r \cdot Q_w \cdot C_w$
	Q_w	м ³ /т.сырья			
	C_w	руб./м ³			
3	Q_r	т.сырья	Z_m	руб.	$Z_m = Q_r \cdot Q_m \cdot C_m$
	Q_m	кг/т.сырья			
	C_m	руб./кг			
4	Q_r	т.сырья	Z_{fg}	руб.	$Z_{fg} = Q_r \cdot Q_{fg} \cdot C_{fg}$
	Q_{fg}	м ³ /т.сырья			
	C_{fg}	руб./м ³			
5	Q_r	т.сырья	Z_k	руб.	$Z_k = Q_r \cdot Q_k \cdot C_k$
	Q_k	кг/т.сырья			
	C_k	руб./кг			
6	Q_r	т.сырья	Z_a	руб.	$Z_a = Q_r \cdot Q_a \cdot C_a$
	Q_a	кг/т.сырья			
	C_a	руб./кг			
7	Q_r	т.сырья	Z_c	руб.	$Z_c = Q_r \cdot Q_c \cdot C_c$
	Q_c	кг/т.сырья			
	C_c	руб./кг			
8	Z_e	руб.	Z	руб.	$Z = Z_e + Z_w + Z_m + Z_{fg} + Z_k + Z_a + Z_c$
	Z_w	руб.			
	Z_m	руб.			
	Z_{fg}	руб.			
	Z_k	руб.			
	Z_a	руб.			
	Z_c	руб.			

Таблица Б.2 – Аналитические выражения для определения октанового числа бензина

№	Входные переменные	Ед. измерения входных переменных	Выходная переменная	Ед. измерения выходной переменной	Расчет выходной переменной
1	Q_{cc}	нм ³ /ч	MC_{hg}	нм ³ /м ³	$MC_{hg} = Q_{cc} / Q_r$
	Q_r	м ³ /ч			
2	MC_{hg}	нм ³ /м ³	C_{H2}	%	$C_{H2} = 1 - \exp(-MC_{hg}/1350)$
3	QR	-	ρ_r	кг/м ³	$\rho_r = 700 + 20 \cdot CGM(PS) =$ $= 700 + 20 \cdot CGM(R_1 \circ QR)$, где CGM – операция дефазификации нечеткого множества PS методом центра тяжести; PS - нечеткая оценка плотности сырья ρ_r ; $R_1(QR/PS)$ – матрица нечеткого отношения
4	C_{H2}	%	$MR_{h/r}$	%	$MR_{h/r} = 9200 \cdot \ln(1 - C_{H2}) \cdot C_{H2}$
	ρ_r	кг/м ³			
5	QFG	-	λ_{fg}	Дж/м ³	$\lambda_{fg} = 700000 + 20000 \cdot CGM(UTS) =$ $= 700000 + 20000 \cdot CGM(R_2 \circ QFG)$, где CGM – операция дефазификации нечеткого множества UTS методом центра тяжести; UTS - нечеткая оценка удельной теплоты сгорания λ_{fg} ; $R_2(QFG/UTS)$ – матрица нечеткого отношения
6	CF_i	-	K_{th}^i	-	$K_{th}^i = 5 + 2 \cdot CGM(PT_i) =$ $= 5 + 2 \cdot CGM(R_3 \circ CF_i), i = \overline{1,3}$, где CGM – операция дефазификации нечеткого множества PT_i методом центра тяжести; PT_i - нечеткая оценка потерь тепла K_{th}^i в i -ой печи, $i=1,2,3$; $R_3(CF_i/PT_i)$ – матрица нечеткого отношения
7	QR	-	i_i	Дж/м ³	$i_i = (700 + 20 \cdot CGM(TS)) \cdot T_{in}^i =$ $= (700 + 20 \cdot CGM(R_4 \circ QR)) \cdot T_{in}^i, i = \overline{1,3}$, где CGM – операция дефазификации нечеткого множества TS методом центра тяжести; TS - теплоемкость продуктовой смеси; $R_4(QR/TS)$ – матрица нечеткого отношения
	T_{in}^i	°С			

Таблица Б.2 – Окончание

8	Q_{fg}^i	м ³ /ч	T_{out}^i	°С	$T_{out}^i = Q_r^{-1} \cdot (1 - K_{lh}^i) \times$ $\times \left((1 - \alpha_i - 1,15) \cdot \lambda_{fg} \cdot Q_{fg}^i + i_i \cdot Q_r \right) \times,$ $(700 + 20 \cdot CGM(R_4 \circ QR))^{-1}, i = \overline{1,3}$ <p>где CGM – операция дефаззификации нечеткого множества $TS = R_4 \circ QR$ методом центра тяжести; TS – теплоемкость продуктовой смеси, лингвистическая переменная; $R_4(QR/TS)$ – матрица нечеткого отношения</p>
	Q_r	м ³ /ч			
	α_i	-			
	ρ_r	кг/м ³			
	λ_{fg}	Дж/м ³			
	K_{lh}^i	-			
	i_i	Дж/м ³			
9	T_{out}^i	°С	RP_j	-	$RP_j = a_0 + \sum_{k=1}^3 a_k x_k + \sum_{l=1}^3 \sum_{m=1}^3 a_{lm} x_m x_l + \sum_{n=1}^3 a_n x_n^2, j = \overline{1,3}$ <p>где $x_1 = T_{out}^i$; x_2 – четкая оценка QR методом центра нечеткого множества; x_3 – четкая оценка AC методом центра нечеткого множества</p>
	QR	-			
	AC	-			
10	RP_j	-	ΔT_j	°С	$\Delta T_j = 8,5 RP_j, j = \overline{1,3}$
11	T_{out}^i	°С	T_{in}^{i+1}	°С	$T_{in}^{i+1} = T_{out}^i - \Delta T_j, i = \overline{1,2}, j = \overline{1,2}$
	ΔT_j	°С			
12	Q_r	м ³ /ч	Q_v	1/ч	$Q_v = 0,01 Q_r$
13	RP_j	-	RP	-	$RP = \bigcup_{j=1}^3 RP_j$
14	Q_{hg}	нм ³	P	МПа	$P = 1500 \cdot Q_r / Q_{hg}$
	Q_r	м ³ /ч			
15	RP	-	ON	-	$ON = ON_0 + b_1 \cdot RP + b_2 \cdot (MR_{h/r})^{-3} - b_3 \cdot Q_v - b_4 \cdot P$ <p>где ON_0 – основное значение октанового числа</p>
	Q_v	1/ч			
	P	МПа			
	$MR_{h/r}$	%			

ПРИЛОЖЕНИЕ В

Наборы продукционных правил математической модели процесса каталитического риформинга

Таблица В.1 – Набор продукционных правил для переменной PS

Номер правила	<i>QR</i>	<i>PS</i>
1	<i>N</i>	<i>N</i>
2	<i>ZN</i>	<i>ZN</i>
3	<i>Z</i>	<i>Z</i>
4	<i>ZP</i>	<i>ZP</i>
5	<i>P</i>	<i>P</i>

Таблица В.2 – Набор продукционных правил для переменной UTS

Номер правила	<i>QFG</i>	<i>UTS</i>
1	<i>N</i>	<i>N</i>
2	<i>ZN</i>	<i>ZN</i>
3	<i>Z</i>	<i>Z</i>
4	<i>ZP</i>	<i>ZP</i>
5	<i>P</i>	<i>P</i>

Таблица В.3 – Набор продукционных правил для переменной PT

Номер правила	<i>CF</i>	<i>PT</i>
1	<i>N</i>	<i>P</i>
2	<i>ZN</i>	<i>ZP</i>
3	<i>Z</i>	<i>Z</i>
4	<i>ZP</i>	<i>ZN</i>
5	<i>P</i>	<i>N</i>

Таблица В.4 – Набор продукционных правил для переменной TS

Номер правила	<i>QR</i>	<i>TS</i>
1	<i>N</i>	<i>P</i>
2	<i>ZN</i>	<i>ZP</i>
3	<i>Z</i>	<i>Z</i>
4	<i>ZP</i>	<i>ZN</i>
5	<i>P</i>	<i>N</i>

Таблица В.5 – Набор продукционных правил для переменной ON₀

Номер правила	<i>PR</i>	<i>ON₀</i>
1	<i>N</i>	<i>N</i>
2	<i>ZN</i>	<i>ZN</i>
3	<i>Z</i>	<i>Z</i>
4	<i>ZP</i>	<i>ZP</i>
5	<i>P</i>	<i>P</i>

ПРИЛОЖЕНИЕ Г

Структурная схема имитационной модели процесса каталитического риформинга в системе MATLAB

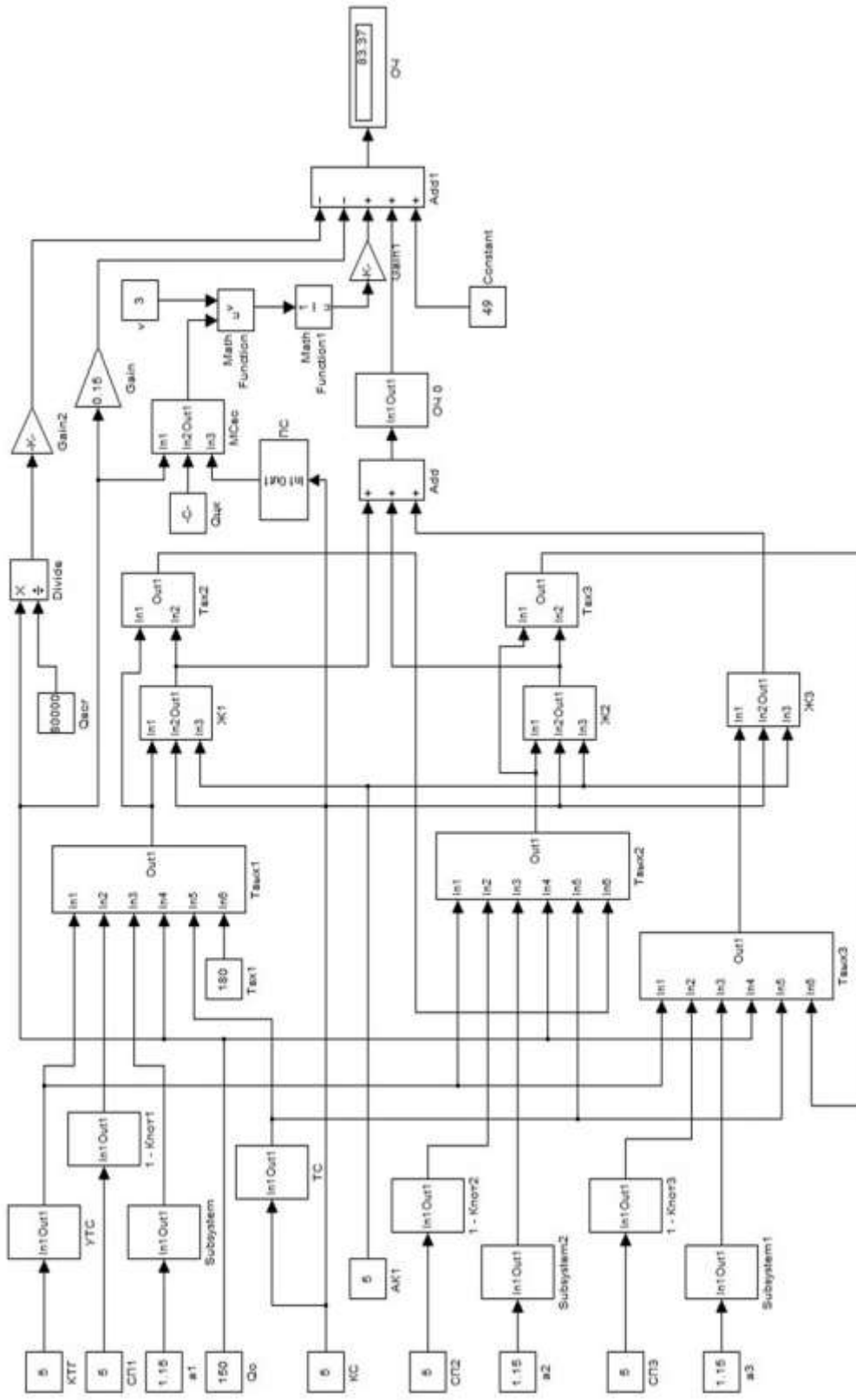


Рисунок Г.1 – Имитационная модель процесса каталитического риформинга в приложении Simulink системы MATLAB

ПРИЛОЖЕНИЕ Д

Структурные схемы отдельных блоков математической модели процесса каталитического риформинга в системе MATLAB

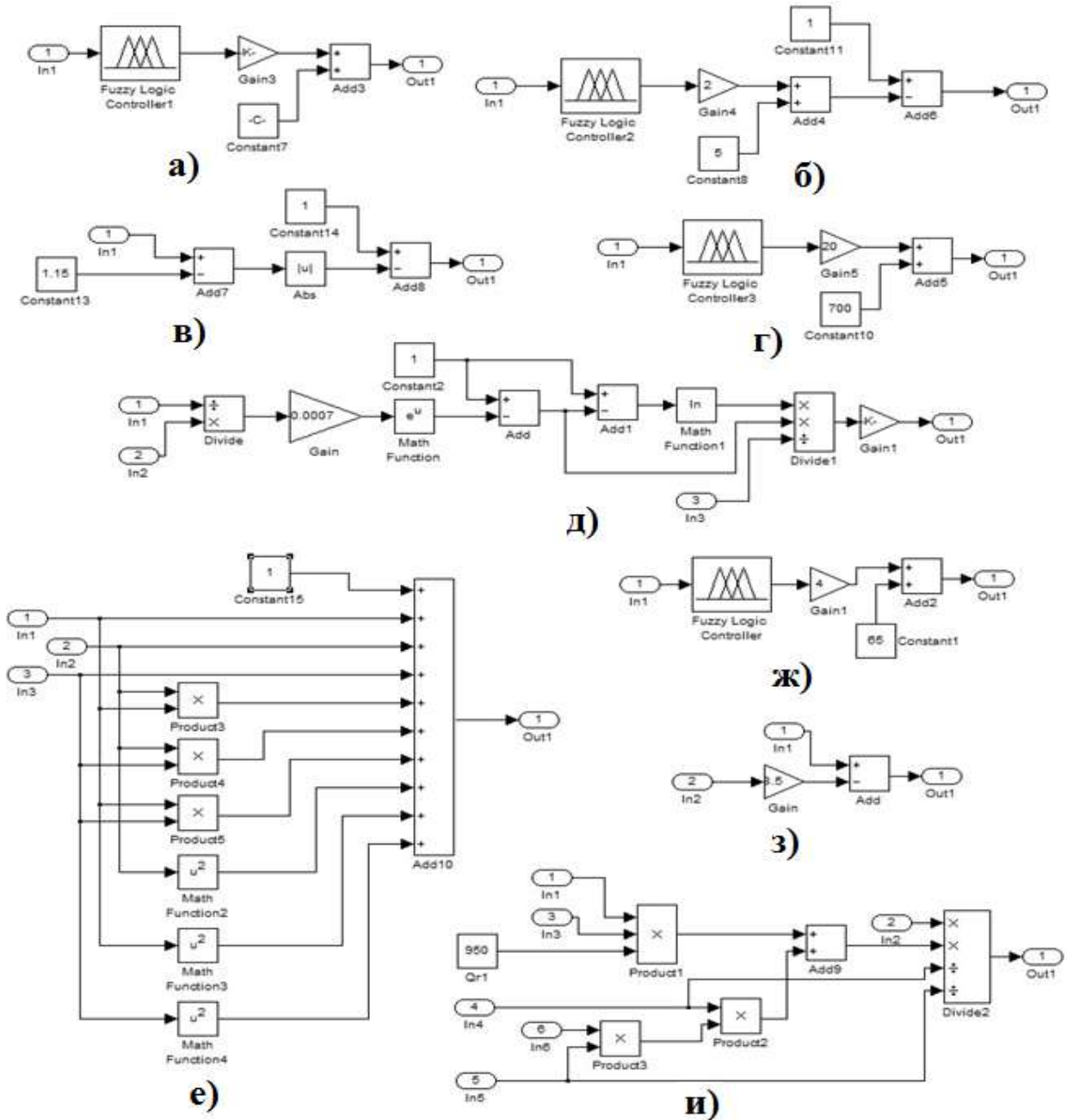


Рисунок Д.1 – Схемы блоков расчета: а) удельной теплоты сгорания λ_{fg} ; б) разницы $(1 - K_{ih}^i)$ для i -ой печи; в) разницы $(1 - |\alpha_i - 1,15|)$ для i -ой печи; г) блок плотности сырья ρ_r и теплоемкости продуктовой смеси TS ; д) мольного соотношения водород/сырье MR_{hr} ; е) четкого значения жесткости процесса RP_j в j -ом реакторе; ж) основного значения октанового числа ON_0 ; з) температуры T_{in}^i на входе в i -ую печь; и) температуры T_{out}^i на выходе i -ой печи

ПРИЛОЖЕНИЕ Е

Типовые значения переменных математической модели процесса каталитического риформинга

Таблица Е.1 – Значения входных переменных для определения издержек организации процесса

№	Входные переменные модели								Z _Р	Z _Э
	G _r	Q _e	Q _w	Q _m	Q _{fg}	Q _k	Q _a	Q _c		
1	2740	95,03	7,401	76,01	28,01	0,02	0,0018	0,04	7,455	7,55
2	2740,2	95,02	7,403	76,03	28,03	0,0202	0,0019	0,0402	7,474	7,57
3	2740,4	95,01	7,405	76,05	28,05	0,0204	0,002	0,0404	7,492	7,59
4	2740,5	95	7,404	76,04	28,04	0,0205	0,0021	0,0405	7,500	7,60
5	2740,3	94,09	7,402	76,02	28,02	0,0203	0,0022	0,0403	7,470	7,57
6	2740,1	94,08	7,4	76	28	0,0201	0,0023	0,0401	7,451	7,55
7	2739,9	94,06	7,308	75,08	27,08	0,0199	0,0021	0,0399	7,370	7,47
8	2739,7	94,05	7,306	75,06	27,06	0,0197	0,002	0,0397	7,351	7,45
9	2739,5	94,07	7,307	75,05	27,05	0,0195	0,0018	0,0395	7,333	7,43
10	2739,6	94,09	7,309	75,07	27,07	0,0196	0,002	0,0396	7,344	7,44
11	2739,8	95,01	7,401	75,09	27,09	0,0198	0,0016	0,0398	7,379	7,48
12	2740	95,03	7,403	76,01	28,01	0,02	0,0013	0,04	7,455	7,55
13	2740,2	95,05	7,405	76,03	28,03	0,0201	0,0015	0,0401	7,466	7,57
14	2740,4	95,04	7,404	76,05	28,05	0,0203	0,0017	0,0403	7,484	7,58
15	2740,3	95,02	7,402	76,04	28,04	0,0205	0,0019	0,0405	7,500	7,60
16	2740,1	94,09	7,4	76,02	28,02	0,0204	0,0022	0,0404	7,478	7,58
17	2739,9	94,07	7,308	76,01	28	0,0202	0,0023	0,0402	7,454	7,55
18	2739,7	94,05	7,306	75,09	27,08	0,02	0,0021	0,04	7,378	7,48
19	2739,5	94,06	7,305	75,07	27,06	0,0198	0,0019	0,0398	7,360	7,46
20	2739,6	94,08	7,307	75,05	27,05	0,0196	0,0017	0,0396	7,342	7,44
21	2739,8	95	7,309	75,06	27,07	0,0195	0,0015	0,0395	7,346	7,45
22	2740	95,01	7,401	75,08	27,09	0,0197	0,0013	0,0397	7,371	7,47
23	2740,2	95,03	7,403	76	28,01	0,0199	0,0014	0,0399	7,447	7,55
24	2740,4	95,05	7,405	76,02	28,03	0,0201	0,0016	0,0401	7,466	7,57
25	2740,5	95,04	7,404	76,04	28,05	0,0203	0,0018	0,0403	7,484	7,58
26	2740,3	95,02	7,402	76,03	28,04	0,0205	0,002	0,0405	7,499	7,60
27	2740,2	95	7,4	76,01	28,02	0,0204	0,0022	0,0404	7,489	7,59
28	2740	94,08	7,308	75,09	28	0,0202	0,0023	0,0402	7,409	7,51
29	2739,8	94,06	7,306	75,07	27,08	0,02	0,0021	0,04	7,378	7,48
30	2739,6	94,07	7,307	75,05	27,06	0,0198	0,0019	0,0398	7,359	7,46

Таблица Е.2 – Значения входных переменных для определения октанового числа бензина

№	Входные переменные модели															ON _P	ON _Э	
	α_1	α_2	α_3	Q_{cc}	Q_r	Q_{hg}	Q_{fg1}	Q_{fg2}	Q_{fg3}	T_{in1}	AC	QR	QFG	CF ₁	CF ₂			CF ₃
1	1,15	1,1	1,05	221000	175	80000	950	955	945	180	7	7,5	6,5	6,1	8	7,1	92,32	92,8
2	1,13	1,12	1,06	223000	177	81000	951	954	947	182	7,2	7,3	6,3	6,2	7,9	6,9	92,33	92,81
3	1,11	1,14	1,08	225000	178	82000	953	952	949	184	7,4	7,1	6,1	6,4	7,7	6,7	92,35	92,83
4	1,09	1,15	1,1	224000	180	83000	955	950	951	183	7,6	6,9	6,2	6,6	7,5	6,5	92,37	92,85
5	1,07	1,13	1,12	222000	179	84000	954	948	953	181	7,8	6,7	6,4	6,8	7,3	6,3	92,38	92,9
6	1,05	1,11	1,14	219000	177	85000	952	946	955	179	8	6,5	6,6	7	7,1	6,1	92,39	92,87
7	1,06	1,09	1,15	217000	175	83000	950	945	954	177	7,9	6,3	6,8	7	6,9	6,2	92,38	92,9
8	1,08	1,07	1,13	215000	173	81000	948	947	952	175	7,7	6,1	7	7,2	6,7	6,4	92,36	92,88
9	1,1	1,05	1,11	216000	171	79000	946	949	950	176	7,5	6,2	7	7,4	6,5	6,6	92,34	92,86
10	1,12	1,06	1,09	218000	170	77000	945	951	948	178	7,3	6,4	7,2	7,6	6,3	6,8	92,35	92,87
11	1,14	1,08	1,07	220000	172	75000	947	953	946	180	7,1	6,6	7,4	7,8	6,1	7	92,37	92,89
12	1,15	1,1	1,05	222000	174	76000	949	955	945	182	6,9	6,8	7,6	8	6,2	7	92,38	92,9
13	1,13	1,12	1,06	224000	176	78000	951	954	947	184	6,7	7	7,8	7,9	6,4	7,2	92,39	92,91
14	1,11	1,14	1,08	225000	178	80000	953	952	949	183	6,5	7	8	7,7	6,6	7,4	92,4	92,92
15	1,09	1,15	1,1	223000	180	82000	955	950	951	181	6,3	7,2	7,9	7,5	6,8	7,6	92,39	92,91
16	1,07	1,13	1,12	221000	179	84000	954	948	953	179	6,1	7,4	7,7	7,3	7	7,8	92,38	92,9
17	1,05	1,11	1,14	219000	177	83000	952	946	955	177	6,2	7,6	7,5	7,1	7	8	92,37	92,89
18	1,06	1,09	1,15	217000	175	81000	950	945	954	175	6,4	7,8	7,3	6,9	7,2	7,9	92,35	92,87
19	1,08	1,07	1,13	215000	173	79000	948	947	952	176	6,6	8	7,1	6,7	7,4	7,7	92,34	92,86
20	1,1	1,05	1,11	216000	171	77000	946	949	950	178	6,8	7,9	6,9	6,5	7,5	7,5	92,32	92,84
21	1,12	1,06	1,09	218000	170	75000	945	951	948	180	7	7,7	6,7	6,3	7,3	7,3	92,33	92,85
22	1,14	1,08	1,07	220000	172	76000	947	953	946	182	7	7,5	6,5	6,1	7,1	7,1	92,34	92,86
23	1,15	1,1	1,05	222000	174	78000	949	955	945	184	7,2	7,3	6,3	6,2	6,9	6,9	92,36	92,88
24	1,13	1,12	1,06	224000	176	80000	951	954	947	183	7,4	7,1	6,1	6,4	6,7	6,7	92,38	92,9
25	1,11	1,14	1,08	225000	178	82000	953	952	949	181	7,6	6,9	6,2	6,6	6,5	6,5	92,4	92,92
26	1,09	1,15	1,1	223000	180	84000	955	950	951	179	7,8	6,7	6,4	6,8	6,3	6,3	92,41	92,93
27	1,07	1,13	1,12	221000	179	83000	954	948	953	177	8	6,5	6,6	7	6,1	6,1	92,4	92,92
28	1,05	1,11	1,14	223000	177	81000	952	946	955	175	7,9	6,3	6,8	7	6,2	6,2	92,39	92,91
29	1,06	1,09	1,15	225000	175	79000	950	945	954	176	7,7	6,1	7	7,2	6,4	6,4	92,37	92,89
30	1,08	1,07	1,13	224000	173	77000	948	947	952	178	7,5	6,2	7	7,4	6,6	6,6	92,35	92,87

ПРИЛОЖЕНИЕ Ж

Алгоритмы решения вспомогательных уравнений для поиска экстремума функции принадлежности нечеткого решения

Алгоритм поиска корня уравнения $P(t)=0$.

Функция $P(t)$ имеет вид (Ж.1).

$$P(t) = \exp(-0,01(t - x_0)^2) - \frac{1}{1 + \exp(-0,05(t - x_1))}, t \in R. \quad (\text{Ж.1})$$

Шаг 1. Выберем в качестве произвольной точки $t_0=x_0$ и погрешность $eps=0,1$ определения корня. Переход к шагу 2.

Шаг 2. Вычислим значение функции $P(t)$ в точке t_1 (Ж.2).

$$t_1 = t_0 - \frac{P(t_0)}{\left. \frac{dP(t)}{dt} \right|_{t_0}}, \quad (\text{Ж.2})$$

где $\left. \frac{dP(t)}{dt} \right|_{t_0}$ - значение производной функции $P(t)$ в точке t_0 .

Производная функции $P(t)$ определяется по формуле (Ж.3).

$$\frac{dP(t)}{dt} = -0,02(t - x_0)\exp(-0,01(t - x_0)^2) - \frac{0,05\exp(-0,05(t - x_1))}{[1 + \exp(-0,05(t - x_1))]^2}. \quad (\text{Ж.3})$$

Переход к шагу 3.

Шаг 3. Если $|P(t_1)| > eps$ или $|t_0 - t_1| > eps$, тогда в качестве новой точки t_0 выберем t_1 (т.е. $t_0=t_1$) и перейдем к шагу 2.

Если $|P(t_1)| < eps$ и $|t_0 - t_1| < eps$ - считаем, что корень t_1 найден с требуемой погрешностью eps .

Алгоритм поиска корня уравнения $Q(t)=0$.

Функция $Q(t)$ имеет вид (Ж.4).

$$Q(t) = \exp(-0,001(t - y_0)^2) - \frac{1}{1 + \exp(-0,005(t - y_1))}, t \in R. \quad (\text{Ж.4})$$

Шаг 1. Выберем в качестве произвольной точки $t_0=y_0$ и погрешность $eps=0,1$ определения корня. Переход к шагу 2.

Шаг 2. Вычислим значение функции $Q(t)$ в точке t_1 (Ж.5).

$$t_1 = t_0 - \frac{Q(t_0)}{\left. \frac{dQ(t)}{dt} \right|_{t_0}}, \quad (\text{Ж.5})$$

где $\left. \frac{dQ(t)}{dt} \right|_{t_0}$ - значение производной функции $Q(t)$ в точке t_0 .

Производная функции $Q(t)$ определяется по формуле (Ж.6).

$$\frac{dQ(t)}{dt} = -0,002(t - y_0)\exp(-0,001(t - y_0)^2) - \frac{0,005\exp(-0,005(t - y_1))}{[1 + \exp(-0,005(t - y_1))]^2}. \quad (\text{Ж.6})$$

Переход к шагу 3.

Шаг 3. Если $|Q(t_1)| > eps$ или $|t_0 - t_1| > eps$, тогда в качестве новой точки t_0 выберем t_1 (т.е. $t_0 = t_1$) и перейдем к шагу 2.

Если $|Q(t_1)| < eps$ и $|t_0 - t_1| < eps$ - считаем, что корень t_1 найден с требуемой погрешностью eps .

Алгоритм поиска корня уравнения $R(t) = 0$.

Функция $R(t)$ имеет вид (Ж.7).

$$R(t) = \exp(-0,01(t - x_0)^2) - \frac{1}{1 + \exp(-0,08(x_2 - t))}, t \in R. \quad (\text{Ж.7})$$

Шаг 1. Выберем в качестве произвольной точки $t_0 = x_0$ и погрешность $eps = 0,1$ определения корня. Переход к шагу 2.

Шаг 2. Вычислим значение функции $R(t)$ в точке t_1 (Ж.8).

$$t_1 = t_0 - \frac{R(t_0)}{\left. \frac{dR(t)}{dt} \right|_{t_0}}, \quad (\text{Ж.8})$$

где $\left. \frac{dR(t)}{dt} \right|_{t_0}$ - значение производной функции $R(t)$ в точке t_0 .

Производная функции $R(t)$ определяется по формуле (Ж.9).

$$\frac{dR(t)}{dt} = -0,02(t - x_0)\exp(-0,01(t - x_0)^2) + \frac{0,08\exp(-0,08(x_2 - t))}{[1 + \exp(0,08(x_2 - t))]^2}. \quad (\text{Ж.9})$$

Переход к шагу 3.

Шаг 3. Если $|R(t_1)| > eps$ или $|t_0 - t_1| > eps$, тогда в качестве новой точки t_0 выберем t_1 (т.е. $t_0 = t_1$) и перейдем к шагу 2.

Если $|R(t_1)| < eps$ и $|t_0 - t_1| < eps$ - считаем, что корень t_1 найден с требуемой погрешностью eps .

Алгоритм поиска корня уравнения $W(t)=0$.

Функция $W(t)$ имеет вид (Ж.10).

$$W(t) = \exp(-0,001(t - y_0)^2) - \frac{1}{1 + \exp(-0,008(y_2 - t))}, t \in R. \quad (\text{Ж.10})$$

Шаг 1. Выберем в качестве произвольной точки $t_0=y_0$ и погрешность $eps=0,1$ определения корня. Переход к шагу 2.

Шаг 2. Вычислим значение функции $W(t)$ в точке t_1 (Ж.11).

$$t_1 = t_0 - \frac{W(t_0)}{\left. \frac{dW(t)}{dt} \right|_{t_0}}, \quad (\text{Ж.11})$$

где $\left. \frac{dW(t)}{dt} \right|_{t_0}$ - значение производной функции $W(t)$ в точке t_0 .

Производная функции $W(t)$ определяется по формуле (Ж.12).

$$\frac{dW(t)}{dt} = -0,002(t - y_0)\exp(-0,001(t - y_0)^2) + \frac{0,008\exp(-0,008(y_2 - t))}{[1 + \exp(-0,008(y_2 - t))]^2}. \quad (\text{Ж.12})$$

Переход к шагу 3.

Шаг 3. Если $|W(t_1)| > eps$ или $|t_0 - t_1| > eps$, тогда в качестве новой точки t_0 выберем t_1 (т.е. $t_0=t_1$) и перейдем к шагу 2.

Если $|W(t_1)| < eps$ и $|t_0 - t_1| < eps$ - считаем, что корень t_1 найден с требуемой погрешностью eps .

ПРИЛОЖЕНИЕ 3

Копии свидетельств о государственной регистрации программы для ЭВМ

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО
о государственной регистрации программы для ЭВМ
№ 2018616268

**Программное обеспечение для оптимизации процесса
каталитического риформинга бензиновых фракций**

Правообладатель: *Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего образования
"Астраханский государственный технический университет"
(RU)*

Авторы: *Джамбеков Азамат Матифулаевич (RU),
Кокуев Андрей Геннадьевич (RU)*

Заявка № **2018613220**
Дата поступления **04 апреля 2018 г.**
Дата государственной регистрации
в Реестре программ для ЭВМ **25 мая 2018 г.**

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности*



Г.П. Исиев

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2018619001

**Оптимальное управление процессом каталитического
риформинга**

Правообладатель: *Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего образования
"Астраханский государственный технический университет"
(RU)*

Авторы: *Джамбеков Азамат Матифулаевич (RU),
Кокуев Андрей Геннадьевич (RU)*

Заявка № 2018615656

Дата поступления 04 июня 2018 г.

Дата государственной регистрации
в Реестре программ для ЭВМ 25 июля 2018 г.

Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

 Г.П. Ильев



ПРИЛОЖЕНИЕ И

Копии актов об использовании результатов диссертационной работы



Федеральное агентство по рыболовству
Федеральное государственное бюджетное образовательное
учреждение высшего образования
«Астраханский государственный технический университет»
Система менеджмента качества в области образования, воспитания, науки и инноваций сертифицирована RAS
по международному стандарту ISO 9001:2015

«УТВЕРЖДАЮ»



Проректор по научной работе и
инновациям, д.х.н., профессор
Берберова Н.Т.

« » 2018 г.

об использовании результатов диссертационной работы

Результаты диссертационной работы «Управление процессом каталитического реформинга на основе экспертной информации» Джамбекова Азамата Матифулаевича, выполненной на соискание ученой степени кандидата технических наук, использованы в учебном процессе ФГБОУ ВО «Астраханский государственный технический университет» при подготовке специалистов по направлению «Автоматизация технологических процессов и производств». При выполнении лабораторных работ, курсовых проектов и выпускных квалификационных работ используется комплекс программ, разработанных в рамках диссертационной работы.

Для подготовки курсов лекций используются основные результаты диссертационной работы, а именно:

- постановка задачи управления процессом каталитического реформинга;
- математическая модель процесса каталитического реформинга;
- алгоритмы управления процессом каталитического реформинга;
- структура и программное обеспечение системы управления процессом каталитического реформинга.

Зав. кафедрой «Автоматика и
управление», к.т.н., доцент

 А.Г. Кокуев

УТВЕРЖДАЮ

ВРИО
ГЛАВНОГО ИНЖЕНЕРА
КОЛОСОВ В.М.

Главный инженер АГПЗ

В.В. Шардыка

« / »



АКТ

об использовании результатов диссертационной работы

Результаты диссертационной работы «Управление процессом каталитического риформинга на основе экспертной информации» Джембекова Азамата Матифулаевича, выполненной на соискание ученой степени кандидата технических наук, рекомендованы к использованию на Астраханском газоперерабатывающем заводе ООО «Газпром добыча Астрахань» при разработке автоматизированной системы управления процессом каталитического риформинга, а именно:

1. Математическая модель процесса каталитического риформинга;
2. Алгоритмы управления процессом каталитического риформинга;
3. Структура и программное обеспечение системы управления процессом каталитического риформинга.

Использование отмеченных результатов позволит повысить эффективность процесса каталитического риформинга.

Главный приборист

О.В. Кучин

Начальник цеха КИПиА

А.П. Ефимов