

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

На правах рукописи

Бакасов Сабир Румович

**УПРАВЛЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ БЕЗОПАСНОСТЬЮ
ПРОЦЕССА СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ НА ОСНОВЕ
НЕЧЁТКИХ ИМПУЛЬСНЫХ МОДЕЛЕЙ**

05.13.06 – Автоматизация и управление технологическими процессами и
производствами (в промышленности)

Диссертация
на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель

д.т.н., профессор, Богатилов В.Н.

Тверь – 2019

ВЕДЕНИЕ	6
ГЛАВА 1. ЗАДАЧИ ДИАГНОСТИКИ СОСТОЯНИЙ И УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ БЕЗОПАСНОСТЬЮ ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ ПРОЦЕССОВ ОПАСНЫХ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРОИЗВОДСТВ	12
1.1. ОБОБЩЁННАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА ПОНЯТИЯ «ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ БЕЗОПАСНОСТЬ»	12
1.1.1. Формирование уровня безопасности промышленных процессов на основе технологического и организационного множества мер обеспечения их безопасного функционирования.....	13
1.1.2. Технологическая безопасность в контексте современного производства	16
1.2. БЕЗАВАРИЙНАЯ РАБОТА НЕПРЕРЫВНОГО ХИМИЧЕСКОГО ПРОИЗВОДСТВА: ПРОБЛЕМА И ПУТИ РЕШЕНИЯ.....	18
1.3. МОДЕЛИ ДИАГНОСТИКИ СОСТОЯНИЙ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМ, ПРИМЕНЯЕМЫЕ НА ОПАСНЫХ ПРОИЗВОДСТВАХ: СОВРЕМЕННЫЙ ПОДХОД	23
1.4. СОВРЕМЕННЫЕ ИНСТРУМЕНТАЛЬНЫЕ ПРОГРАММНЫЕ СРЕДСТВА, ПРИМЕНЯЕМЫЕ ДЛЯ МОДЕЛИРОВАНИЯ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СИСТЕМ	28
1.5. ПРОИЗВОДСТВО НЕКОНЦЕНТРИРОВАННОЙ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ: ПРОЦЕСС, ПОТЕНЦИАЛЬНЫЕ ОПАСНОСТИ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЯ.....	33
1.5.1. Обобщённая характеристика производства	33
1.5.2. Постановка задачи исследования.....	37
ГЛАВА 2. ПРИМЕНЕНИЕ ИНДЕКСА РИСКА В МОДЕЛИ УПРАВЛЕНИЯ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ	39
2.1. КОНЦЕПТУАЛЬНОЕ ПРЕДСТАВЛЕНИЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ БЕЗОПАСНОСТЬЮ	39
2.2. УПРАВЛЕНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ В УСЛОВИЯХ НЕОПРЕДЕЛЕННОСТИ: ПРОБЛЕМАТИКА ПРИНЯТИЯ РЕШЕНИЙ	41
2.2.1. Особенности принятия решений при нечеткой исходной информации .	41
2.2.2. Обобщённая структура системы управления технологической безопасностью	43
2.2. ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОБЛАСТИ БЕЗОПАСНОСТИ ФУНКЦИОНИРОВАНИЯ ПРОЦЕССА.....	46

2.3. Методы выявления области технологической безопасности производственного процесса	47
2.4. Определение центра ответственности за безопасность технологического процесса	51
2.5. Расчёт уровня безопасности процесса	54
2.6. Возможные уроны процесса и порядок их определения.....	56
2.7. Уровень риска протекания процесса и его расчета.....	61
Выводы	62
ГЛАВА 3. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ РЕГУЛИРОВАНИЯ УЗЛА СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ НЕКОНЦЕНТРИРОВАННОЙ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ	65
3.1 Процесс селективной очистки газов как объект автоматического управления.....	65
3.2. Имитационная модель существующей системы регулирования температурного режима узла селективной очистки газов.....	69
3.3. Анализ модели существующей системы	70
Выводы	72
ГЛАВА 4. РАЗРАБОТКА НЕЧЁТКОЙ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ УЗЛА СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ.....	75
4.1. Усовершенствование, имеющейся на предприятии системы регулирования работы узла селективной очистки газов	75
4.2. Построение нечёткого регулятора для управления реактором.....	78
4.3. Разработка нечёткой модели, системы регулирования технологический процесс селективной очистки газов	82
Выводы	85
ГЛАВА 5. СОЗДАНИЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКОЙ ГАЗОВ: СЦЕНАРНЫЙ ПОДХОД.....	86
5.1 ХАРАКТЕРИСТИКА НА ОСНОВЕ ПРОГНОЗИРУЮЩИХ МОДЕЛЕЙ СИСТЕМ УПРАВЛЕНИЯ.....	86

5.2 Состояния технологического процесса селективной очистки газов: КОНТРОЛЬ И ОЦЕНКА	93
5.2.1. Формализация лингвистической переменной «Потери от хвостовых газов».....	93
5.2.2. Формализация лингвистической переменной «Потери эксплуатируемого оборудования»	95
5.2.3. Формализация лингвистической переменной «Потери эксплуатируемой системы управления»	97
5.3 ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЦЕНТРА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ БЕЗОПАСНОСТИ ПРОЦЕССА ЦТБ ПРОЦЕССА СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ.....	100
5.4. МОДЕЛИРОВАНИЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКОЙ ГАЗОВ СОГЛАСНО СЦЕНАРНОМУ ПОДХОДУ	107
5.5 ВОПРОСЫ АДЕКВАТНОСТИ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКОЙ ГАЗОВ.....	108
5.6 АППАРАТНО-ПРОГРАММНОЕ ОБЕСПЕЧЕНИЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЕ ХИМИКО- ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ.....	113
5.7. ОБОСНОВАНИЕ ПРИМЕНЕНИЯ РАЗРАБОТАННОЙ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ	117
Выводы	118
ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ.....	120
ИСПОЛЬЗУЕМЫЕ СОКРАЩЕНИЯ.	123
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК	125
ПРИЛОЖЕНИЕ	135
Приложение 1. Производство неконцентрированной азотной кислоты[88]	135
Приложение 2. Определение области и центра безопасности. Теоретические замечания	140
Приложение 3. Расчёт функций принадлежности.....	144
Приложение 4. Расчёт Индекса риска	149

Приложение 5 Оценка нечётких параметров модели селективной очистки газов	156
Приложение 6.Рассмотрение различных вариантов системы управления с применением нечёткого регулятора и МРС регулятора для управления технологической безопасностью процесса селективной очистки газов ..	187
Приложение 7. Обоснование целесообразности модернизации системы управления на основе использования данного исследования.....	191
Приложение 8. Результаты внедрения	195

ВЕДЕНИЕ

Актуальность проблемы. Вопросы организации управления системами обеспечения безопасности, которые относятся к классу сложных современных систем промышленного сектора, в настоящее время обретают все большую значимость. В работе предложено решение этого вопроса посредством разработки и внедрения на промышленных предприятиях системы управления технологической безопасностью.

Согласно современным стандартам безопасности, промышленные объекты повышенной опасности оснащаются системами диагностики состояний и системами, позволяющими проводить оценку возможных рисков. В своей совокупности они представляют собой сложные человеко-машинные системы, предполагающие взаимодействие человека и «разумного» компьютера [47, 61].

Принятие решений в данном случае осуществляется в слабоструктурированной и плохо формализуемой среде. Успешно решить такие задачи можно лишь с помощью применения интегрального подхода, сочетающего в себе как классическую математику, так и современные достижения в области методов искусственного интеллекта.

Данное исследование, посвящённое решению проблемы безопасности промышленного производства, опирается на основополагающие работы как российских учёных: Б.В. Палюха [27], А.Ф. Егорова [89], В.В. Кафарова [91], В.П. Мешалкина [14], Т.В. Савицкой [90], В.К. Дедков [92], Г.В. Дружинин [93], А.Н. Катулев [94], А.С. Можаяев [53], И.А. Рябинин [60], Н.А. Северцев [95], Е.Д. Соложенцев [96], так и зарубежных авторов: Э. Дж. Хенли, Х. Кумамото [97], Химмельблау Д. [98], В. Маршала [99], Т.Постон, Й.Стюарт [29], и других.

Таким образом, создание современных методов проектирования новых и совершенствования старых систем управления технологической безопасностью является актуальной задачей.

Объектом исследования является технологическая безопасность процесса селективной очистки газов.

Предметом исследования является анализ технологических угроз и уязвимостей процесса селективной очистки газов и алгоритмы управления технологической безопасностью системы.

Цель работы и задачи исследования диссертационной работы. Повышение эффективности реактора селективной очистки производства неконцентрированной азотной кислоты, за счет создания системы управления на основе нечётко-определённых импульсных моделей с помощью управления с прогнозирующими моделями.

Для достижения цели работы, необходимо решить такие задачи, как:

- анализ методов оценки состояний типовых процессов промышленных технологий, и принятие решений в условиях неопределённости на основе расчета уровня риска;
- разработка модели управления системы технологической безопасностью технологией селективной очисткой газов, главным критерием в которых является достижение минимального уровня риска;
- разработка математического и алгоритмического макета системы управления технологической безопасностью на примере адаптивной системы управления химико-технологическим процессом селективной очистки.

Научная новизна работы:

- разработана методика создания моделей промышленных технологий на основе нечётко-определённой импульсной модели по критерию риска на примере процесса селективной очистки хвостовых газов;
- разработана функциональная структура системы прогнозного управления для оценки состояний процесса, что повышает скорость реакции системы на возникающие нештатные ситуации;
- разработаны алгоритмы и программы, реализующие систему прогнозного управления процессом селективной очистки газов, которые учитывают неопределённость информации о параметрах технологического процесса и улучшают качество управления процессом.

Основные положения, выносимые на защиту:

1. Методика определения состояний объекта на основе нечетко-определённой импульсной модели количественной оценки риска ведения технологического процесса.
2. Методика определения управляющих воздействий по критерию риска для процесса селективной очистки хвостовых газов на основе оценки сложившейся в данный момент времени технологической ситуации.
3. Модель системы управления поиска решений на основе импульсной модели риска ведения технологического процесса.

Методы исследования. Методы теории системного анализа химико-технологических процессов, математического моделирования промышленных систем, методы теории нечеткой логики, методы построения промышленных информационных систем.

Основная теоретическая значимость. В работе предлагается нечётко-определённая импульсная модель оценки уровня риска при работе системы управления, которая учитывает возможные потери от внезапных и постепенных отказов, что повышает эффективность функционирования системы управления.

Практическая значимость. Результаты теоретических исследований, представленные в работе, могут использоваться как методическая основа для разработки АСУ ТП потенциально опасных производств, каким является производство неконцентрированной азотной кислоты. Построенная система управления позволяет повысить эффективность технологического процесса за счет повышения качества и оперативности управления.

Апробация работы. Основные результаты диссертационного исследования были изложены в виде научных докладов на следующих Всероссийских и Международных научно-практических конференциях, симпозиумах и школах-семинарах: Транспорт и логистика: инновационное развитие в условиях глобализации технологических связей. СБОРНИК НАУЧНЫХ ТРУДОВ. Рост. Гос. ун-т. путей сообщения. Ростов - н/Д, 2017; СОВРЕМЕННЫЕ СЛОЖНЫЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ HTCS'2018, Сборник трудов XIII Международной научно-

практической конференции, Старый Оскол, 17–19 октября 2018 г., Москва – Старый Оскол, ИПУ РАН СТИ НИТУ «МИСиС», 2018; Модель оценки качества системы ситуационного управления технологическим процессом каталитической очистки газов производства неконцентрированной азотной кислоты / Пророков А.Е., Бакасов С.Р., Борисов А.Л., Лопатин А.Г. // В сборнике: Новая наука: современное состояние и пути развития Материалы Международной (заочной) научно-практической конференции [Электронный ресурс]. Под общей редакцией А.И. Вострецова. 2017.; Модель оценки качества системы ситуационного управления технологическим процессом каталитической очистки газов производства неконцентрированной азотной кислоты /Пророков А.Е., Бакасов С.Р., Борисов А.Л., Лопатин А.Г. // В сборнике: Новая наука: современное состояние и пути развития Материалы Международной (заочной) научно-практической конференции [Электронный ресурс]. Под общей редакцией А.И. Вострецова. 2017. С. 56-63; Актуальные вопросы современных научных исследований [Электронный ресурс] / Выдавецтва «Навуковы свет», Научно-издательский центр «Мир науки». – Минск: Выдавецтва «Навуковы свет», 2017.

Публикации. Основное содержание диссертационной работы отражено в 12 работах: 3 представлены в научных журналах ВАК.

Структура и объем работы. Диссертация состоит из введения, пяти глав, вывода, списка используемой литературы и приложения. Общий объем работы составил 196 страниц, включая 33 рисунка и 37 таблиц, список литературы содержит 105 наименований. Приложение к работе содержит 62 страницы машинописного текста с 19 иллюстрациями и 31 таблицей.

Во введение изложено обоснование актуальности, научной новизны и практической значимости диссертационного исследования, а также положения, выносимые на защиту. Сформулированы основные цели, задачи исследования, дана краткая характеристика методам их решения. Изложена структура работы.

Первая глава работы содержит анализ общих положений работы: системных свойств технологической безопасности как объекта управления, задач и способов решения проблемы, связанной с обеспечением безаварийной работы про-

мышленных технологий. Проведен анализ математических моделей, которые используются для решения задач моделирования безопасности технологических систем. Осуществлена постановка задачи построения системы технологической безопасности промышленных процессов.

Во второй главе определены основные виды неопределенности в управлении безопасностью технологического процесса, дано определение риска, приведена методика расчета индекса риска, на основе которого выполняется оценка состояний промышленной технологии процесса, разработана модель управления безопасностью. Степень удалённости рабочей точки от точки области, в которой реализация технологического процесса является наиболее благоприятной, определяет управляющие воздействия с точки зрения безопасных условий ведения технологического процесса. В работе предлагается наиболее благоприятной точкой, считать точку равноудалённую от границ области – центра безопасности. Регулирование осуществляет стабилизацию параметров процесса в области центра безопасности. При этом в качестве критериев используется индекс безопасности и индекс ущерба.

Далее в третьей главе рассмотрены вопросы, связанные с математическим моделированием узла селективной очистки газов. Указанный узел входит в состав агрегата, производящего неконцентрированную азотную кислоту. Проведен анализ существующей на конкретном предприятии системы управления температурным режимом в узле селективной очистки газов. Предложена модернизация системы регулирования с помощью внедрения нечёткого регулятора и подсистемы, позволяющей оценить параметры модели процесса селективной очистки газов. Выполнено имитационное моделирование различных вариантов системы управления и оценена адекватность рассматриваемой модели.

В четвертой главе описана начальная фаза разработки системы управления технологическим процессом селективной очистки газов по ситуации с применением коррекции коэффициентов дифференциальных уравнений объекта. Это позволяет усилить свойство самовыравнивания объекта управления за счёт применения модельных средств автоматизации. Кроме того, улучшение динамики пове-

дения объекта, снижает уровень накопления негативных свойств технологического процесса. Это снижает темпы развития постепенных отказов в промышленной технологии.

В пятой главе осуществлены необходимые вычисления для определения центра безопасности процесса селективной очистки. Показано, каким образом система управления осуществляет стабилизацию работы технологического процесса на основе применения оценки индекса риска. Для реализации этих задач построена нечёткая модель параметров, характеризующих состояние оборудования, технических средств системы управления и параметров технологического процесса. Эта модель позволяет оценить степень соответствия основных технологических параметров и потерь в технологической системе, которые возникают при работе в различных областях безопасных или опасных состояний. Исследована методика определения уровня риска по нескольким вариантам критериев оценки нечётких рисков для технологических параметров оборудования, систем управления работой узла селективной очистки газов и самой технологии. Проведены необходимые расчеты. Необходимость исследования различных вариантов критериев оценки связана с различной композицией случайных возмущений, которые возникают в системе в процессе её работы. При разработке системы управления были применены импульсные функции оценки риска. Исследования адаптивной системы проводилось на основе методологии имитационного моделирования. Показана техническая реализация системы управления.

Глава 1. ЗАДАЧИ ДИАГНОСТИКИ СОСТОЯНИЙ И УПРАВЛЕНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ БЕЗОПАСНОСТЬЮ ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ ПРОЦЕССОВ ОПАСНЫХ ПРОМЫШЛЕННЫХ ПРОИЗВОДСТВ

1.1. Обобщённая характеристика понятия «технологическая безопасность»

В данной работе рассматриваются вопросы обеспечения технологической безопасности на опасных промышленных объектах. Технологическая безопасность – это способность технологической системы (ТС) выполнять характерные для неё функции без нанесения экологического, социального, экономического, технического и технологического ущерба.

Можно рассматривать технологическую безопасность как свойство технологического объекта, который может быть отнесён к классу человеко-машинных систем, включающих в себя: объект и субъект управления, источники угроз и уязвимостей производственной системы. Источниками угроз при этом можно рассматривать сам технологический процесс, аппаратное оформление, систему управления (различные нарушения в режимах работы этих объектов управления). Под объектом управления, как уже было отмечено выше, понимается безопасность процесса селективной очистки газов. Субъектом управления выступает технологический процесс, оборудование, система управления, а также персонал, обслуживающий данную технологию промышленного предприятия. Предполагается, что работники имеют соответствующую квалификацию, допуск к работе по обслуживанию технологического процесса повышенной опасности и значительный профессиональный опыт в области эксплуатации и обеспечения работы данного класса производственных линий.

К источникам опасности относятся: сам технологический процесс, техническое оборудование и система управления (сбои в работе системы управления могут привести к непоправимым последствиям). Объектами влияния источников опасности являются различные нарушения состояний технологических и технических элементов промышленной технологии, которые ведут к вредным энергетическим и материальным выбросам. Кроме того, объектами традиционно являются

люди, особенно те, кто проживает на сопрягающихся территориях, а также окружающая (и не только) фауна и флора. Известно, что на каждое действие есть свое противодействие, поэтому логично, что возникшие опасности обуславливают мероприятия по их устранению.

Технологическая безопасность – свойство, которое зависит от совокупностей внешних и внутренних факторов. Уровень технологической безопасности можно оценить с помощью качественного и количественного анализа соотношений возможных угроз и управляющих воздействий, предназначенных для устранения возможных опасностей. Мероприятия для устранения опасностей и их источников формируют оценку степени защищенности или оценку технологической безопасности промышленных процессов, используемых на предприятии.

Под технологическим риском в работе понимается двойка:

- уровень безопасности (или уровень опасности = $1 - \text{уровень безопасности}$);
- оценка (экономическая или материальная) возможных последствий от разного рода аварийных ситуаций, основными причинами которых является изношенность основных фондов и человеческий фактор.

Можно провести аналогию между вероятностью возникновения аварийной ситуации и возникновением опасности. Трактовка безопасности технологических процессов, особенно на опасных производствах, должна учитывать ещё и их защищенность с позиции влияния человеческого фактора. Необходимо исследовать соответствие мероприятий по обеспечению безопасности по видам возможных опасностей, для чего следует провести подробную классификацию потенциальных опасностей от реализации технологических процессов, выполнить оценку уровня участия в них человеческого фактора.

1.1.1. Формирование уровня безопасности промышленных процессов на основе технологического и организационного множества мер обеспечения их безопасного функционирования

Опасности, присущие сложным технологическим процессам, осуществляемым на промышленных предприятиях – представителях опасных производств, целесообразно рассмотреть с помощью теории нечетких множеств. При этом ис-

пользовалась информация, представленная в публикациях [15, 18, 40, 43]. К мероприятиям по обеспечению технологической безопасности относятся [44]:

- приведение в эксплуатацию системы оповещений при нарушениях технологических процессов;
- установление порядка хранения и применения средств индивидуальной защиты, ввод в действие специально изолированных убежищ;
- организация путей эвакуации сотрудников предприятия в случае возникновения внештатной ситуации;
- подготовка управленческого персонала и проведение инструктажа;
- применение антидотов и средств обработки кожных покровов;
- обучение и подготовка к возможности возникновения внештатных ситуаций населения, проживающего на прилегающих к предприятию территориях;
- санитарная обработка людей, дегазация одежды, территории, сооружений, техники и имущества.

При возникновении аварийной ситуации срабатывает система оповещения, по сигналу которой работники предприятия должны применить средства индивидуальной защиты (противогазы и специальные защитные костюмы) и покинуть опасную территорию. До того, как укрыться в убежищах или покинуть зону поражения, персонал объекта должен отключить электричество, все технологическое оборудование, перекрыть все коммуникации в соответствии с правилами техники безопасности. [44].

В тех случаях, когда на предприятии присутствуют опасные технологические процессы, появляются сомнения в их надежности, то могут быть осуществлены следующие мероприятия по повышению уровня безопасности производства:

- замена используемых материалов и сырья;
- изменение технологического процесса;
- модернизация технического и технологического оборудования, машин и механизмов, при чрезвычайной необходимости – техническое перевооружение [23];
- остановка производственной деятельности.

При определении уровня технологической безопасности кроме исследования множества опасностей и отношений между ними в соответствии с системным подходом целесообразно проводить анализ множества мероприятий по обеспечению должного уровня технологической безопасности и/или минимизации потенциальных технологических опасностей. Такие мероприятия в литературе, например, в [49, 50] именуются управляющими воздействиями.

Выбор управляющих воздействий, с одной стороны, напрямую зависит от специфики технологических угроз. С другой стороны, эффект от некоторых мероприятий, предпринимаемых для обеспечения технологической безопасности, распространяется и на другие технологические угрозы и коллизии. Поэтому, можно говорить о том, что любое мероприятие по обеспечению технологической безопасности определенным образом влияет на уровень безопасности всего производства. Над множествами управляющих воздействий можно проводить любые операции, характерные для множеств вообще. Также эти множества обладают свойствами, перечисленными в подразделе 1.1.2, в т.ч. – свойствами эквиваленции упорядочения. Последние два свойства появляются в результате одновременного анализа конкретной угрозы и мероприятий, реализация которых поможет её устранить. Главным критерием выбора управляющего воздействия является тот уровень безопасности, который можно достичь на конкретном предприятии в конкретных условиях места и времени. Операции над отношениями целесообразно применять в случаях, когда конкретное мероприятие способно уберечь сразу от нескольких угроз.

Особый интерес при этом представляет отношение $\mathfrak{R}$ «связаны» на декартовом произведении $\Omega \times \Lambda$ (Λ – множество мероприятий). С помощью этого отношения проводится сопоставление мероприятия и тех опасностей, которые с его помощью можно устранить. И здесь допустимы пересечения множеств $\bigcap \Lambda(x_i)$, $x_i \in \Omega$. Эта операция часто применяется при классификации и упорядочении мероприятий и, конечно же, при оценке уровня производственной безопасности.

1.1.2. Технологическая безопасность в контексте современного производства

В современных производственных условиях понятие технологической безопасности в общем виде можно представить кортежем:

$$TB = \langle \Omega, \Lambda, A, \mathfrak{R}(\Omega, \Lambda), B(\Omega, \Lambda) \rangle, \quad (1.1)$$

где Ω – множество потенциальных угроз нарушения технологического процесса; Λ – множество управляющих воздействий (мероприятий, посредством которых можно устранить угрозы); A – класс используемых теоретико-множественных и алгебраических операций; $\mathfrak{R}(\Omega, \Lambda)$ – отношение соответствия между угрозами и управляющими воздействиями; $B(\Omega, \Lambda)$ – множество оценок уровня технологической безопасности.

Множество $B(\Omega, \Lambda)$ является нормированным по определенному правилу множеством реальных чисел. Например, эти числа могут принадлежать отрезку $[0, 1]$ или быть булевыми переменными – нулем либо единицей.

Т. о., справедливо отображение $f : \mathfrak{R}(\Omega, \Lambda) \rightarrow B$ или $b = f(x, \lambda)$, где $x \in \Omega$, $\lambda \in \Lambda$, $b \in B$. Для реальных объектов (производственных процессов) множества Ω и Λ либо счётны, либо конечны.

Для отображения f характерны такие особенности, как:

- наличествует зависимость функции $b \in B$ от переменных $x \in \Omega$ и $\lambda \in \Lambda$. При этом нельзя утверждать с полной определенностью о выполнении условий биекции;
- поскольку область определения – это перечисление множеств Ω и Λ и значения функции $b \in B$ для разных элементов множества $\mathfrak{R}(\Omega, \Lambda)$ могут совпадать, то условие инъекции в большинстве случаев не будет выполнено;
- то, что отображение f будет сюръективным, вероятнее всего;
- элементами множества B являются экспертные оценки, поскольку уровень безопасности – субъективная категория, измерение которой напрямую весьма затруднительно, а подчас и невозможно;

– если элементами множества B являются булевы переменные, то о безопасности можно судить по безотказной работе конкретного механизма, задействованного в технологическом процессе. Можно утверждать, что технологическая линия соответствует определенному уровню безопасности, если на протяжении определенного времени (период опытной эксплуатации) оборудование, применяемой на этой линии, работает без сбоев. При таком суждении о множестве B отображение $f : \mathfrak{R}(\Omega, \Lambda) \rightarrow B$ будет биекцией.

Представленные рассуждения являются лишь аксиоматическими предположениями, а не аксиомами выбора вида $f(x, \lambda)$. Они не доказывают свойства отображения f , поскольку в этом случае необходимо иметь информацию, что $b = f(x, \lambda)$. Проведенный анализ отображения $f : \mathfrak{R}(\Omega, \Lambda) \rightarrow B$ допустим, если информации о состоянии технологического процесса вполне достаточно для принятия управленческого решения.

Система безопасности любого промышленного производства, особенно – повышенной опасности, характеризуется как многоагентная организационно-техническая и технологическая система, обладающая следующими свойствами:

- разнообразие данных, информационная неопределенность, субъективизм в оценке информации;
- широкие возможности применения многообразных управляющих воздействий (мероприятий для разных уровней опасности);
- расплывчатость понятия «технологическая безопасность» и нечеткость представлений того, как её обеспечить;
- неоднозначный характер влияния возмущающих и управляющих воздействий;
- частые затруднения в распознавании причин появления тех или иных угроз и т.д.

Часто процесс управления подобными объектами трудно формализуем, исследователь не имеет возможности разработать четкую математическую модель технологического процесса, которая бы учитывала все возможные субъективные

суждения и мнения. Кроме того, угрозы, исходящие от таких систем, имеют стохастический, нечеткий характер. При этом множество Ω постоянно присутствует в технологических системах, а вот проявляются элементы этого множества случайно. Случайный характер проявления угроз из множества Ω усложняет вид и анализ отображения $f : \mathfrak{R}(\Omega, \Lambda) \rightarrow B$. Поэтому как для анализа отображения f , так и для анализа множества угроз Ω наряду с теоретико-множественным анализом необходимо применение статистической теории для выявления статистических закономерностей проявления технологических угроз.

В соответствии с изложенным выше, настоящее диссертационное исследование проводилось в два этапа. На первом этапе исследования производилось наполнение и анализ множеств Ω и Λ . С помощью бинарных отношений были определены свойства этих множеств, проведена их классификация и ранжирование, разработана структура угроз в виде «дерева» опасностей.

Второй этап характеризуется изучением событийного характера проявления угроз. Неполнота и субъективность информации о технологических угрозах и о том, что считать «допустимым» уровнем технологической безопасности определяют ограничения на применение лишь методов классической математики. Для проведения полноценного исследования требуется также обращение к теории вероятностей и математической статистики, нечеткой логики и математическому аппарату нечетких множеств.

1.2. Безаварийная работа непрерывного химического производства: проблема и пути решения

Среди всех технологических процессов повышенной опасности наибольшую опасность представляют непрерывные химические производства, в которых прерывание производственного процесса грозит не только существенными экономическими последствиями для самого предприятия, но может обернуться серьезной катастрофой в экологическом и социальном плане. На таких производствах необходима организация перманентной диагностики состояний технологических процессов и немедленная реакция системы безопасности в случае каких-либо, пусть даже кажущихся со стороны незначительными, неполадок, нарушений в работе

оборудования.

На рисунке 1.1 показаны особенности, характерные для химического производства как объекта диагностики. Сложность диагностики обусловлена представленными свойствами технологических процессов в химической промышленности. При этом диагностика состоит в анализе состояний технологического процесса, оборудования и системы управления для предупреждения внештатных ситуаций [6].

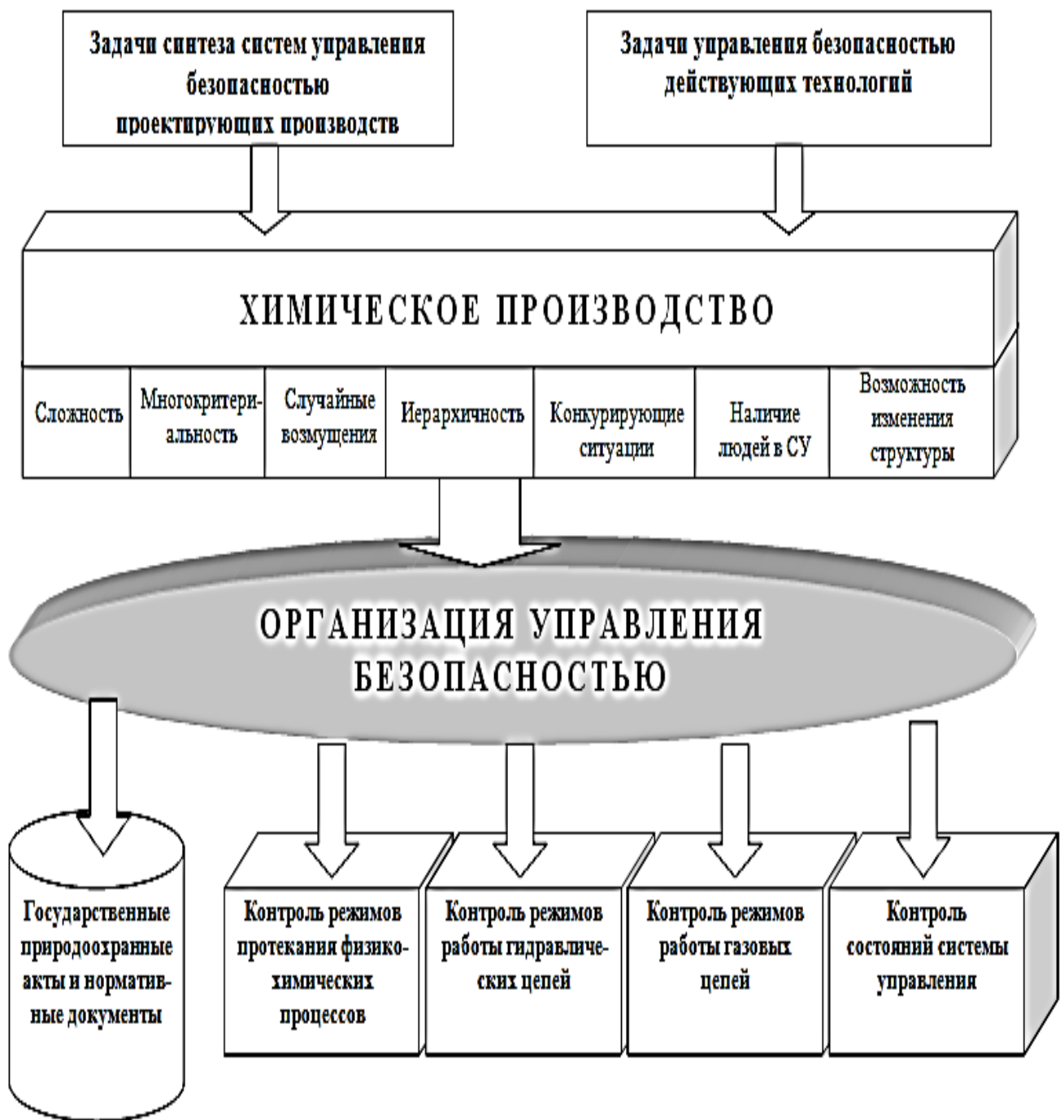


Рисунок 1.1 - Химическое производство как объект диагностики

В силу разнообразия терминологии, приводимой в литературе по управлению безопасностью технологических процессов, представляется важным уточнения некоторых определений. Так из [1] следует, что любому техническому объекту свойственно одно из следующих состояний: исправность, работоспособность, неработоспособность. В работе [27] для целей вывода в нормальный режим, в ситуациях близких к критическим, введено предельное состояние. Это повышает уровень гибкости управления ТП.

В состоянии исправности технический объект соответствует всем требованиям нормативно-технической и конструкторской документации. В состоянии работоспособности технический объект имеет такие значения всех параметров, при которых он способен выполнять назначенные функции, а также соответствует нормативным требованиям. Неработоспособность технического объекта – это такое его состояние, когда хотя бы один параметр не соответствует требованиям, указанным в нормативных и конструкторских документах. Если же технический объект находится в предельном состоянии, то его дальнейшая эксплуатация недопустима и/или нецелесообразна. Также недопустимо и/или нецелесообразно восстановление объекта до его исправного или работоспособного состояния.

Выход технического объекта из работоспособного состояния называется отказом. Совокупность повреждений и отказов называется дефектом [1].

Перечень состояний технических объектов, применяемых в химической промышленности, в [27] предложено дополнить еще двумя – предаварийным и аварийным. Считается, что технический объект находится в предаварийном состоянии, если замечаются отклонения важнейших технологических параметров (отвечающих за безопасность) от их нормативных значений, однако кардинальных поломок оборудования не происходит. При аварийном состоянии отклонения фактических значений параметров оборудования от нормативных значений приводит к отказам оборудования, следовательно, к нарушению всего технологического процесса. Предаварийное и аварийное состояния возникают из-за дефектов и нарушений правил эксплуатации технологического оборудования. Переход из предаварийного состояния к работоспособному состоянию возможен с помощью

грамотно подобранных управляющих воздействий (мероприятий по обеспечению безопасности) [27].

Задача обеспечения должного уровня безопасности опасных производств формализуется и решается на этапе проектирования технологического оборудования и его создания. Выделяют в зависимости от причин появления следующие виды дефектов технологических элементов в химических производствах: конструкционные, дефекты изготовления, дефекты эксплуатации [14].

Исходя из опыта применения и модернизации диагностических систем, самым важным представляется раннее выявление эксплуатационно-технологических отказов [58]. Причинами этого утверждения являются следующие:

- часто применяемые мероприятия по повышению надежности химических производств экономически затратны, поскольку предполагают установку дополнительных агрегатов основного оборудования (на случай выхода из строя одного из элементов он оперативно заменяется таким же) и расширение защитных систем, включая системы аварийного оповещения. Это требует дополнительных финансовых вложений;
- на этапе анализа конструкционных схем могут выявляться дефекты, основной причиной которых являются неоптимальные технические реализации отдельных технологических элементов. Те дефекты, которые обнаруживаются при эксплуатации, устраняются при модернизации технологического оборудования [30];
- дефекты, возникающие из-за ненадлежащего качества изготовления оборудования, анализировать легче, нежели другие виды дефектов. Для их анализа применяются традиционные методы диагностики и статистической теории;
- раннее выявление дефектов исключает катастрофические последствия аварийных прерываний технологических процессов, которые характерны для опасных производств.

Согласно статистическим данным [78], на российских предприятиях химической промышленности, не считая нефтеперерабатывающие заводы, происходит от

пяти до восьми аварий в год (статистика с 2009 года). Основной причиной аварий являются нарушения технологий производства на химических предприятиях и игнорирование установленных регламентов деятельности работниками. Доля эксплуатационно-технологических отказов в российской химической промышленности составляет всего 15-25 % от общего числа отказов, но урон от таких отказов гораздо больше, нежели от других видов технологических дефектов. Распознавание эксплуатационно-технологических отказов на первых порах – очень сложная задача, которую трудно формализовать. Зачастую отказы такого рода происходят из-за нарушений эксплуатации технологического оборудования со стороны производственного и обслуживающего персонала предприятия. Систематизация всех нарушений в работе оборудования по его видам – весьма трудоёмкая и затратная по времени самостоятельная задача. Её трудоёмкость обусловлена большими объёмами и неоднородностью таких данных [4].

Нарушения, связанные с работой производственного и обслуживающего персонала, часто упоминаются в различных научных публикациях. Например, в [35] доля таких нарушений составляет до 20% от всех внеплановых остановов технологического оборудования по производству аммиака. Результаты анализа основных причин крупных аварий на предприятиях химической промышленности [19] говорят сами за себя: из-за неудовлетворительного текущего обслуживания технологического оборудования произошло 38% от всех аварий, из-за ошибок оператора – 26% аварий, из-за ошибок, допущенных при проектировании оборудования, – 4% аварий.

Решение задачи безаварийной работы химических производств производится по трем направлениям:

- 1) разработка эффективных условий выполнения интенсивного технологического процесса и совершенствование технологического оборудования согласно регламентам по безопасности эксплуатации промышленно-производственного оборудования. Это – так называемый технологический путь достижения безаварийности на производстве [25], однако требования интенсивности и безопасности, как правило, не согласуются [28], поэтому этот способ нельзя признать эффектив-

ным;

2) разработка и внедрение автоматизированных систем диагностики (АСД) и выявления аварий [25]. Этот путь решения проблемы обеспечения безаварийности также предполагает устранение противоречий между априори сложной структурой, программным функционалом таких систем и одновременными требованиями к их надежности и легкости в эксплуатации, быстродействию и качеству исполнения;

3) разработка АСУ критическими режимами технологических процессов в предаварийном состоянии [62]. Главное назначение таких АСУ заключается в обеспечении перехода в область исправного состояния. Такой переход возможен при осуществлении специально отобранных управляющих воздействий, которые формируются исходя из диагностической модели процесса в предаварийном состоянии. Если в область исправного состояния процесс вывести не удаётся, то управление берет на себя автоматизированная система защиты (АСЗ). АСЗ останавливает технологический процесс с одновременным предупреждением персонала предприятия об аварийной ситуации (запуск системы оповещения).

Диагностические модели могут быть как алгоритмическими, так и интеллектуальными. Алгоритмические модели также называются «жесткими» моделями, поскольку основываются на четкой логике и классических приемах алгоритмизации. Интеллектуальные модели принято также именовать «мягкими», поскольку в основе своей они используют нечеткую логику, теорию нечетких множеств и «мягкие» вычисления. Интеллектуальные модели в настоящее время обретают все большую популярность и постепенно вытесняют алгоритмические.

Несомненно, что решить задачу безаварийности опасных производств, в т.ч. химических можно только путем применения системного подхода и разработке на его основе АСД состояний и АСУ технологической безопасностью химико-технологических производств [13].

1.3. Модели диагностики состояний технологических систем, применяемые на опасных производствах: современный подход

В зависимости от того, какой способ развития производства применяется на

отдельно взятом предприятии – экстенсивный или интенсивный, различаются и модели диагностики аварийных ситуаций. Экстенсивный способ развития производства состоит в наращивании ресурсной базы и дублировании отдельных элементов технологических процессов. Естественно, это влечет дополнительные расходы, зачастую экономически неоправданные. Поэтому залогом успешной деятельности современных промышленных предприятий является применение интенсивного способа развития производства, который опирается на научные изыскания и компьютеризацию системы управления промышленным производством, т.е. всеми технологическими процессами, практикующимися на предприятии. Диагностирование состояний химико-технологических процессов выполняется в рабочем штатном режиме и не предусматривает участие оператора-человека, который бы осуществлял какие-то тестовые или управляющие воздействия. Разработчики подобных АСУ испытывают трудности еще и потому, что многие характеристики технологического оборудования не могут быть измерены напрямую, а как раз они и важны для оценки его состояний. В связи с этим обстоятельством необходима разработка и внедрение математической модели, с помощью которой можно будет восполнить недостающую информацию об объекте, подвергаемом диагностике. Это одно из необходимых условий построения автоматизированной интеллектуальной системы по обнаружению и идентификации отказов технологического оборудования. В подобных диагностических моделях необходимо предусмотреть возможности обработки как информации из баз данных и поступающей от объекта при его эксплуатации, так и информации, заданной априорно в самой модели.

В литературе, например в [7], выделяются три группы моделей, применяемых в диагностических системах, которые, тем не менее, хорошо согласуются друг с другом: причинно-следственные, аналитические и структурно-логические.

Если объектом диагностики выступает оборудование, задействованное в технологической схеме последовательно и представляющее собой типовые устройства, стандартные агрегаты, то в этом случае хорошо себя зарекомендовали причинно-следственные и структурно-логические модели. Но если в технологическом

процессе, например, предусмотрено одновременная работа нескольких сложных агрегатов для оценки состояния которых необходимо проведение глубокого анализа, то применяются аналитические модели.

Обычно практикуется интегральный подход к использованию диагностических моделей: на участках с последовательной связью стандартных элементов технологического оборудования задействуются причинно-следственные и логические модели, на участках с более сложной структурой – аналитические модели.

Логические модели базируются на оценках текущих параметров технологического оборудования и их сравнения с нормативными значениями [9, 15, 22, 42, 46, 52 – 55, 60, 65, 69].

Причинно-следственные диагностические модели, как правило, имеют вид ориентированного графа, но могут быть представлены в виде дерева отказов или дерева событий [63, 64, 66, 67, 74].

Также модели на основе дифференциальных уравнений могут рассматриваться как причинно-следственные, поскольку связка «причина – следствие» характерна для всего класса динамических систем с четко разделяющимися входными и выходными переменными [3, 5, 13, 29, 38, 45, 48]. При этом выходные реакции объекта считаются следствиями, а вызвавшие их входные воздействия – причинами.

Тем не менее, в модельных уравнениях подобная причинно-следственная связь задаётся неявно. Кроме того, физический смысл переменных состояния не всегда ясен, и они не во всех случаях могут быть точно измерены. Зачастую они представляют собой гипотетические переменные, которые включаются в модель для отражения изменений условий работы технологического объекта и для упрощения вычислений. Это влечет потерю связи математического описания с физической реальностью, а значит, расчетные значения невозможно соотнести с физическими представлениями. Поэтому так называемый метод пространства состояний рассматривается как общая методология, позволяющая решать широкий спектр задач, решение которых лишь средствами классической математики невозможно или чрезвычайно затруднительно.

Применение одной и той же модели для какой-либо технологической линии в целом нецелесообразно, поскольку вызывает дополнительные трудности в реализации и не обеспечивает должной точности выполняемой диагностики. Принцип «чем проще, тем лучше» актуален и здесь. В любом случае, независимо от того, какую модель решено применить в АСД, даётся описание ситуации появления потенциальной опасности. Т.о., предусмотрено применение сценарного подхода, цель которого – продумать заранее, какие опасные ситуации в случае отказа оборудования могут возникнуть и какими последствиями они могут обернуться как для самого предприятия и работающих на нем людей, так и для окружающей среды. Сценарный подход предполагает креативное и творческое мышление, поскольку в данном случае для описания не годятся строго математизированные алгоритмы.

Для моделирования химико-технологических процессов применяются такой диагностический метод, как метод разделения состояний[6]. Любая химико-технологическая система рассматривается в динамике во временном диапазоне (t_0, t_k) как смена её состояний. Состояние системы в любой момент времени t определяется следующим набором переменных: $x_1, x_2, \dots, x_n$. Если система нелинейна, выполняется линеаризация. Для промышленных процессов линеаризация применяется для областей нормальной работы.

Метод разделения состояний в сочетании с теорией нечетких множеств позволил разработать целую методику создания диагностических моделей химико-технологических процессов [6, 100]. Применение нечетких множеств стало возможным в результате осознания того факта, что представление о состоянии отдельно взятого элемента технологического процесса, агрегата, механизма, да и самого процесса в целом для каждого человека субъективно, «расплывчато» («размыто»). Поэтому между переходами из состояния в состояние нет четкой границы. Применение нечётких множеств позволило расширить круг модельных представлений, которые позволяют раскрывать как неопределённость в знаниях, так и расплывчатость представлений в субъективных суждениях.

Состояние технического или технологического объекта, которое описывается

набором значений переменных состояния + событие, именуется ситуацией. При описании типовых ситуаций эксперт обычно применяет словесные оценки значений признаков, т.е. значения соответствующих лингвистических переменных.

Посредством нечетких переменных $\langle T_{ij}, D_i, \tilde{C}_{ij} \rangle$ описываем термы T_{ij} , $j \in L = \{1, 2, \dots, M_i\}$ соответствующие значениям y_i , т.е. T_{ij} описывается нечётким множеством $\tilde{C}_{ij}$ в базовом множестве D_i :

$$\tilde{C}_{ij} = \{ \langle \mu_{\tilde{C}_{ij}}(d) / d \rangle \}, d \in D_i, \quad (1.2)$$

где $\mu_{\tilde{C}_{ij}}(d)$ – степень принадлежности элемента d нечёткому множеству $\tilde{C}_{ij}$.

Нечёткая ситуация $\tilde{S}$ – это нечёткое множество второго уровня:

$$\tilde{S}_{ij} = \{ \langle \mu_{\tilde{S}}(y_j) / y_j \rangle \}, y_j \in Y_i, \quad (1.3)$$

$$\mu_{\tilde{S}}(y_j) = \{ \langle \mu_{\mu_{\tilde{S}}}(y_j)(T_{ij}) / T_{ij} \rangle \}. \quad (1.4)$$

Отличительная особенность моделирования поведения объекта управления на основе аппарата нечетких множеств состоит в том, что моделированию подвергается не сам технологический объект, а человек-оператор, управляющий этим объектом. Основными задачами человека-оператора являются:

- принятие решений по каждой входной ситуации, учитывая разработанную систему продукционных правил;
- выявление возможных причин нарушения работы объекта и способов устранения этих нарушений [18].

С помощью продукционной системы, которая моделирует работу человека-оператора, определяется соответствие каждой ситуации $\tilde{S}_i$ и некоторого управляющего воздействия (решения) R_i . При этом каждая ситуация $\tilde{S}_i$ выбирается из набора всех возможных ситуаций S_s , т.е. ситуаций, которые характеризуют все возможные состояния диагностируемого объекта.

1.4. Современные инструментальные программные средства, применяемые для моделирования химико-технологических систем

Моделирование химико-технологических систем и процессов осуществляется с помощью специализированных инструментальных программных продуктов, которые можно разделить на три вида. Все эти программные продукты отлично подходят для построения прогнозных моделей, в частности – прогнозирования выбросов ядовитых веществ на опасных промышленных производствах.

CASE-средства (Computer-Aided Software Engineering) – набор инструментов и методов программной инженерии для проектирования систем управления деятельностью хозяйствующих субъектов, в частности, – деятельностью промышленных предприятий. CASE-средства применяются на протяжении всего жизненного цикла химико-технологических систем. Поэтому в качестве АИС, с помощью которой могут прогнозироваться выбросы вредных веществ, можно применить коммерческие CASE-средства, основные элементы которых перечислены в таблице 1.1.

В настоящее время на рынке программного обеспечения, в т. ч. специализированного, имеется широкий диапазон таких ПС. Некоторые крупные компании, владеющие промышленными предприятиями химической индустрии, имеют в своей структуре целые отделы, сотрудники которых занимаются разработкой CASE-средств для собственных компаний. В основном эти ПС представляют собой программы моделирования химико-технологических процессов и систем. Модели в них представляют собой уравнения материального и энергетического балансов, а также и системы уравнений, с учетом данных о работе отдельных элементов и блоков химико-технологических процессов и систем. Эффективность работы CASE-средств зависит от того, насколько они адаптированы к условиям конкретного химико-технологического процесса или конкретной системы. Для прогнозирования состояний процессов и систем активно используются имитационные модели, функционирующие как в статическом, так и в динамическом режимах.

Таблица 1.1 - Программные средства для моделирования химико-технологических систем

Применяемое ПО	Состав
CASE-средства	– Базы данных для основных параметров химико-технологических систем (используются для автоматизированного определения параметров их имитационных моделей); – Инструментальные средства моделирования; – Средства управления данными для интеграции различных элементов CASE в единую АИС
Универсальные интегрированные системы компьютерной математики	Eureca, Gauss, DERIVE, MatLab, MathCAD, Maple, Mathematica, MuPAD, Statistika, S-PLUS ит.д.
Языки программирования СУБД и интегральные среды разработки ПО	– Object Pascal (Корпорация Inprise), среда разработки Delphi, интеграция с СУБД Paradox – Microsoft Visual Basic, интеграция с СУБД FoxPro, которая используется и как среда разработки – Visual C++ (Корпорация Inprise), среда разработки C++ Builder интеграция с СУБД Paradox

Наиболее известными и широко применяемыми в моделировании химико-технологических процессов и систем коммерческими CASE-средствами выступают:

- имитационная модель химико-технологического процесса (ХТП) CHEMASIM (BASF), в основе которой заложены системы динамических уравнений;
- системы имитационного моделирования химико-технологических систем (ХТП) ASPEN PLUS, интегрированные с другими CASE-средствами;
- имитационные модели ХТП в системе VTPLAN (BAYER).

В основном подобные ПС в качестве главного источника информации используют данные систем управления ХТС. Для сбора и обработки этих данных применяются ПС, например, автоматизированные системы сбора информации: Process Information System, Aspen Tech. Для проверки данных на достоверность и согласованность используются такие АИС, как VALI (Belsim), RT-OPT (Aspen Tech), DATACON (SimSci) и др.

Хорошим примером системы управления данными для интеграции различных элементов CASE в единую АИС является программная среда Process Net (BASF), при разработке которой была использована технология Mainframe. С помощью программной среды ProcessNet создаётся общий интерфейс. Это создаёт возможности беспрепятственной передачи данных и результатов работы между программными средами, создания и опубликования отчётов. Такими же функциями обладает и система ASPEN PLUS.

Конечно, у промышленных CASE-средств имеются свои недостатки, в частности:

- существующие и широко применяемые в настоящее время коммерческие CASE-средства больше подходят для составления различных балансов при описании процессов в жидких и газообразных средах, но не адаптированы для ХТС, предусматривающих переработку твердых веществ;
- для этих CASE-средств характерна существенная сложность и трудоёмкость разработки имитационных моделей ХТС;
- весьма трудоёмка и затратна подготовка сотрудников предприятий для работы с такими ПС;
- наблюдается значительная рассогласованность интерфейсов у большинства таких ПС;
- промышленные коммерческие CASE-средства характеризуются высокой стоимостью и значительными затратами на внедрение.

Разработка более простых ПС под индивидуальные особенности того или иного промышленного предприятия, а конкретнее – ХТС или ХТП, – более перспективное направление развития CASE-средств имитационного моделирования.

Во-первых, такие ПС более удобны для описания стохастических ХТС, во-вторых, – дешевле, нежели их коммерческие аналоги. В силу того, что подобные ПС могут быть разработаны силами самих компаний – владельцев химических производств, то и затраты на обучение персонала работе с такими системами будут значительно ниже, чем при внедрении коммерческих CASE-средств. Возможности применения уже разработанных программных продуктов для прогнозирования выбросов вредных веществ на российских предприятиях весьма ограничены, поскольку для этого требуется комплексная модернизация структуры предприятия и происходящих на нем процессов. Разработка же CASE-средств собственными силами тоже в российских условиях весьма затруднительна, т.к. российские компании неохотно выделяют средства на дополнительную информатизацию и развитие IT-инфраструктуры в силу нестабильной экономической обстановки. Кроме того, для создания таких ПС необходимы хорошие программисты и инженеры – настоящие профессионалы своего дела. Работа таких специалистов стоит дорого, а платить достойную заработную плату могут себе позволить не все российские предприятия.

Альтернативой применения CASE-средств для моделирования ХТС и прогнозирования выбросов являются универсальные интегрированные системы компьютерной математики – УИСКМ. В настоящее время для осуществления сложных математических расчетов применяется множество УИСКМ и математических пакетов прикладных программ. Далеко не полный их список представлен в таблице 1.1. В основном эти ПС ориентированы на математиков-аналитиков и ученых-теоретиков, чья сфера деятельности – решение математических и научно-технических задач. Т. о., основная особенность большинства УИСКМ заключается в том, что они – «не для всех», разобраться с тем, как с ними работать, могут далеко не все пользователи. Это обстоятельство затрудняет их применение в качестве инструментального средства для создания АИС прогнозирования вредных выбросов в результате функционирования химико-технологического процесса. Положительным свойством УИСКМ является то, что вычислительные возможности и функции искусственного интеллекта (ИИ), встроенные в эти системы, по-

звolyют успешно их применять на этапе разработки алгоритмов моделирования.

Среди УИСКМ наиболее популярным является пакет MatLab (Matrix Laboratory) – «матричная лаборатория» (MathWork), применяемый для проведения численных расчетов с векторами и матрицами. MatLab наиболее адаптирован к разработке сложных имитационных моделей, имеет хороший математический аппарат, возможности моделирования с применением данных разного типа.

Это обеспечивает использование MatLab при создании и отладке новых алгоритмов матричных вычислений, параллельных вычислений и крупных баз данных. MatLab содержит уникальную коллекцию программных реализаций современных численных методов.

Широкому применению MatLab для моделирования ТХС способствует также наличие расширения Simulink. Это программное расширение предназначено как для блочного моделирования динамических систем, так и включает десятки других расширений. Несомненными достоинствами MatLab являются его открытость и расширяемость, что позволяет создавать библиотеки файлов для решения нестандартных задач. Кроме того MatLab позволяет реализовывать программы с применением математического аппарата нечётких множеств.

Резюмируя все сказанное выше, можно с уверенностью утверждать, что MatLab – достаточно мощное и удобное инструментальное ПС для моделирования различных аспектов поведения промышленных процессов.

Тем не менее, MatLab не свободен от недостатка, характерного для всех подобных ПС в контексте рассматриваемой проблемы: MatLab предназначен для применения специалистом в области математики и инженерии, а не для дилетанта. Поэтому разработка системы контроля промышленных технологий с помощью MatLab требует хорошего знания и применения языков программирования высокого уровня.

Самые применяемые в настоящее время языки программирования также перечислены в таблице 1.1. Возможности действующих версий этих ПС в принципе совпадают, поэтому все эти ПС могут применяться примерно в равной степени для решения задач имитационного моделирования ХТС. Конечно, приведенные в

таблице 1.1 языки программирования (и не только они), имеют свои отличия. Эти особенности оказывают влияние на выбор конкретного языка программирования в качестве инструментального средства разработки АИС технологического мониторинга и диагностики ХТС или ХТП.

Так, Object Pascal лучше всего подходит для реализации сложных вычислительных алгоритмов, поскольку обладает очень мощными средствами отладки программ, встроенными в Delphi.

Язык программирования Visual Basic наиболее подходит для создания интерфейсов, хорошо совместим с популярными приложениями Microsoft Office.

Visual C++ характеризуется наиболее широкими возможностями управления ресурсами компьютерной техники на аппаратном уровне. Это предоставляет возможность интеграции разрабатываемой АИС с уже введенными на предприятии в эксплуатацию промышленными системами. Язык программирования чаще всего выбирается инженером-программистом на основе его собственных предпочтений, субъективизм которых обусловлен его практическими навыками в применении конкретных языков программирования.

1.5. Производство неконцентрированной азотной кислоты: процесс, потенциальные опасности и постановка задачи исследования

1.5.1. Обобщённая характеристика производства

ХТП, для которых применяются агрегаты большой мощности, по праву относятся к самым опасным технологическим процессам в химической промышленности [11,12].

Производство неконцентрированной азотной кислоты (НАК) в целом соответствует технологической схеме, представленной в приложении 1 (рисунок П.1.1) [88].

Результаты статистических исследований динамических режимов действующих агрегатов показаны в таблицах 1.2 – 1.10. Они иллюстрируют, что на технологический процесс, описанный выше, постоянно оказывают влияние различные внешние возмущения, а это приводит к широкому варьированию технологических параметров [39].

Таблица 1.2 - Результаты статистического исследования объема потребления газов ($M(x) = 7646$; $D(x) = 855$)

Интервал Q_{NH_3} , $НМ^3/час$	7350 ÷ 7450	7450 ÷ 7550	7550 ÷ 7650	7650 ÷ 7750	7750 ÷ 7850
f	0,08	0,1	0,3	0,32	0,2

Таблица 1.3 - Результаты статистического исследования процентного содержания монооксида азота и диоксида азота ($M(x) = 0.21$; $D(x) = 0.014$)

Интервал $NO+NO_2, \%$	0,13	0,15	0,17	0,19	0,21	0,23	0,25	0,27	0,29	0,31	0,33
÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷
об.	0,15	0,17	0,19	0,21	0,23	0,25	0,27	0,29	0,31	0,33	0,35
f	0,05	0,3	0,12	0,07	0,1	0,13	0,06	0,03	0,02	0,02	0,1

Таблица 1.4 - Результаты статистического исследования подачи воздуха ($M(x) = 7613$; $D(x) = 853$)

Интервал $G_6, НМ^3/час$	7350 ÷ 7450	7450 ÷ 7550	7550 ÷ 7650	7650 ÷ 7750	7750 ÷ 7850
f	0,14	0,11	0,34	0,3	0,11

Таблица 1.5 - Результаты статистического исследования потребления воздуха генератором азота ($M(x) = 705$; $D(x) = 153$)

Интервал $G_6, НМ^3/час$	690 ÷ 695	695 ÷ 700	700 ÷ 705	705 ÷ 710	710 ÷ 715
f	0,08	0,1	0,7	0,05	0,07

Таблица 1.6 - Вариация процентного содержания кислорода в общем объеме газов ($M(x) = 2.36$; $D(x) = 0.14$)

Интервал $O_2, \%$	1,78	1,87	1,96	2,05	2,14	2,23	2,32	2,41	2,5	2,59	2,68
÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷	÷
об.	1,87	1,96	2,05	2,14	2,23	2,32	2,41	2,5	2,59	2,66	2,78
f	0,08	0,02	0,08	0,01	0,07	0,08	0,12	0,09	0,2	0,15	0,1

Таблица 1.7 - Вариация температуры после подогревателя ($M(x) = 212$; $D(x) = 73$)

Интервал t подогревателя, °C	170 ÷ 190	190 ÷ 210	210 ÷ 230
f	0,1	0,2	0,7

Таблица 1.8 - Вариация температуры после камеры сгорания

 $(M(x) = 257$; $D(x) = 53)$

Интервал t после КС, °C	245 ÷ 255	255 ÷ 265	265 ÷ 275
f	0,4	0,5	0,1

Таблица 1.9 - Вариация от температуры после реактора ($M(x) = 276$; $D(x) = 35$)

Интервал t реактора, °C	245 ÷ 255	255 ÷ 265	265 ÷ 275	275 ÷ 285	285 ÷ 295
f	0,04	0,13	0,29	0,2	0,34

Таблица 1.10 - Вариация от температуры перед турбиной ($M(x) = 687$; $D(x) = 69$)

Интервал t перед турбиной, °C	678 ÷ 683	283 ÷ 288	288 ÷ 293	293 ÷ 298	298 ÷ 273
f	0,38	0,19	0,14	0,16	0,13

Например, температура газа после реактора селективной очистки и на входе в турбину произвольно колеблется в пределах от -15°C до $+15^{\circ}\text{C}$; почти в два раза снижается концентрация кислорода (O_2) и окислов азота ($\text{NO} + \text{NO}_2$) в очищенных хвостовых газах после колонны абсорбции; нагрузка на какой-либо агрегат, задействованный в технологическом процессе производства НАК, также варьируется в достаточно широких пределах.

Проведенный статистический анализ показывает, что качество очистки от окислов азота в хвостовых газах в основном зависит от двух факторов – температуры, используемой при очистке и соотношения «аммиак – добавочный воздух» [39].

Норма содержания (по регламенту) окислов азота в очищенных газах составляет 0,005% и достигается при температуре на выходе из реактора селективной очистки не ниже 240°C .

Для обеспечения безаварийной эксплуатации УКЛ-7 по проекту оснащаются

средствами автоматизации, сигнализации и защиты [42].

В представленном технологическом процессе необходимо перманентно измерять и контролировать 210 технологических переменных (давление, уровень газа, расход компонентов, температура и др.). В технологической схеме автоматической регулировке подвергается четырнадцать переменных, а также девять переменных автоматически регулируются в общецеховой схеме производства. Управление пятнадцатью переменными осуществляется посредством систем дистанционного управления.

Фиксация нарушений в технологическом процессе осуществляется путем применения сигнализационных средств. При угрозе аварии с помощью системы защитных блокировок производится останов производства. Выделяют следующие наиболее опасные угрозы аварии [88]:

- ✓ температура газообразного аммиака после подогревателя не достигает 70°C ;
- ✓ происходит отключение разгонного двигателя;
- ✓ самопроизвольно закрываются отсекатели на линии газообразного аммиака в смеситель;
- ✓ отсутствие напряжения постоянного тока в цепях ГТТ-3М;
- ✓ самопроизвольно закрываются отсекатели на сбросе газообразного аммиака в атмосферу;
- ✓ соотношение аммиак/воздух составляет более 11.7 % об.;
- ✓ температура аммиачно-воздушной смеси после смесителя больше 220°C ;
- ✓ сетки контактного аппарата нагреваются до температуры больше 1000°C ;
- ✓ недостаточное давление воздуха в контрольно-измерительных приборах и автоматических агрегатах;
- ✓ давление аммиака в реакторе селективной очистки менее 0,78 МПа;
- ✓ уровень нитрозных газов не достигает 1600 мм в котле-утилизаторе;
- ✓ температура газа перед турбиной составляет более 740°C ;
- ✓ активация кнопки «Аварийный останов технологии».

Остановка газового технологического турбокомпрессора ГТТ-3М происхо-

дит, если возникают следующие негативные явления:

- ✗ давление масла в системе смазки становится меньше 0,04 МПа;
- ✗ давление масла предельной защиты становится меньше 0,3 МПа;
- ✗ осевой сдвиг турбины становится больше 0,34 МПа;
- ✗ осевой сдвиг нагнетателя составляет более 0,34 МПа;
- ✗ давление воздуха за осевым компрессором или превышает 0,3 МПа, или становится ниже 0,15 МПа (угроза пульсации воздушного потока в компрессоре);
- ✗ гаснет факел в камере сгорания турбины;
- ✗ давление аммиака перед стопорным клапаном составляет меньше 0,69 МПа;
- ✗ скорость вращения ротора турбины составляет более 5350 об./мин.;
- ✗ температура подшипников турбины превышает 80 °С;
- ✗ перед турбиной газ нагревается до недопустимой температуры;
- ✗ активация кнопки «Аварийный останов» ГТТ-3М.

Как показывает практика, разработанные и используемые в реальных условиях системы обеспечения безаварийной эксплуатации технологических агрегатов активируются лишь в случае, когда неисправность в этих агрегатах уже произошла. Согласно же цели данного диссертационного исследования, следует разработать такую АИС диагностики и управления, которая бы позволяла выявлять вероятности отказов оборудования до того, как они произойдут.

1.5.2. Постановка задачи исследования

Каталитическая очистка газов – это технологический процесс, реализация которого сопровождается неопределенностью параметров функционирования. Возникновение неопределенности как статистической, так и любой другой природы [16, С. 24 – 27] о технологическом процессе объясняется широким набором и сложным характером влияния различных возмущений. Эффективное функционирование системы управления процессом селективной очистки газов невозможно без реализации нечеткой стратегии управления. Такая стратегия может быть выработана посредством применения комплекса математических методов, моделей и алгоритмов, включающих как классические математические методы, так и методы

математической статистики, теории систем и системного анализа, нечеткой логики и «мягких» вычислений. Назначение таковой стратегии управления – обеспечение устойчивой безаварийной работы производственного оборудования на опасных промышленных производствах.

Разработка адаптивной системы управления технологическим процессом селективной очистки газов по ситуации предполагает решение следующих задач:

1) на основе индекса риска как критерия системы управления технологической безопасностью осуществляется разработка функциональной структуры и алгоритмов оценки состояний процесса. Анализ современных подходов к автоматизации промышленных динамических объектов в условиях неопределенности указывает на актуальность применения данного показателя;

2) создание модели процесса селективной очистки газов и системы оценки параметров модели. Для реализации свойства адаптивности моделей предполагается применение методов нечеткой логики и нейро-нечетких сетей для коррекции параметров математических моделей;

3) разработка нечётко-определённой импульсной модели процесса для построения критерия управления процесса селективной очистки хвостовых газов – рисков ведения технологического процесса очистки на основе оценки состояния технологического процесса, состояния системы управления и состояния оборудования;

4) разработка алгоритмов принятия решений системы управления процессом;

5) формирование макета программного комплекса модели управления безопасного процесса селективной очистки газов и оценка качества системы управления.

Глава 2. ПРИМЕНЕНИЕ ИНДЕКСА РИСКА В МОДЕЛИ УПРАВЛЕНИЯ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИМ ПРОЦЕССОМ

В данной главе будут определены основные виды неопределенности в управлении технологическим процессом, дано определение риска и приведена методика расчета индекса риска, на основе которого разработана модель управления химико-технологическим процессом.

2.1. Концептуальное представление системы управления технологической безопасностью

Анализ основных направлений построения системы управления технологической безопасностью химических производств (ХП) позволил представить схему взаимосвязи её задач. На рисунке 2.1 приведено концептуальное представление системы управления технологическим процессом.

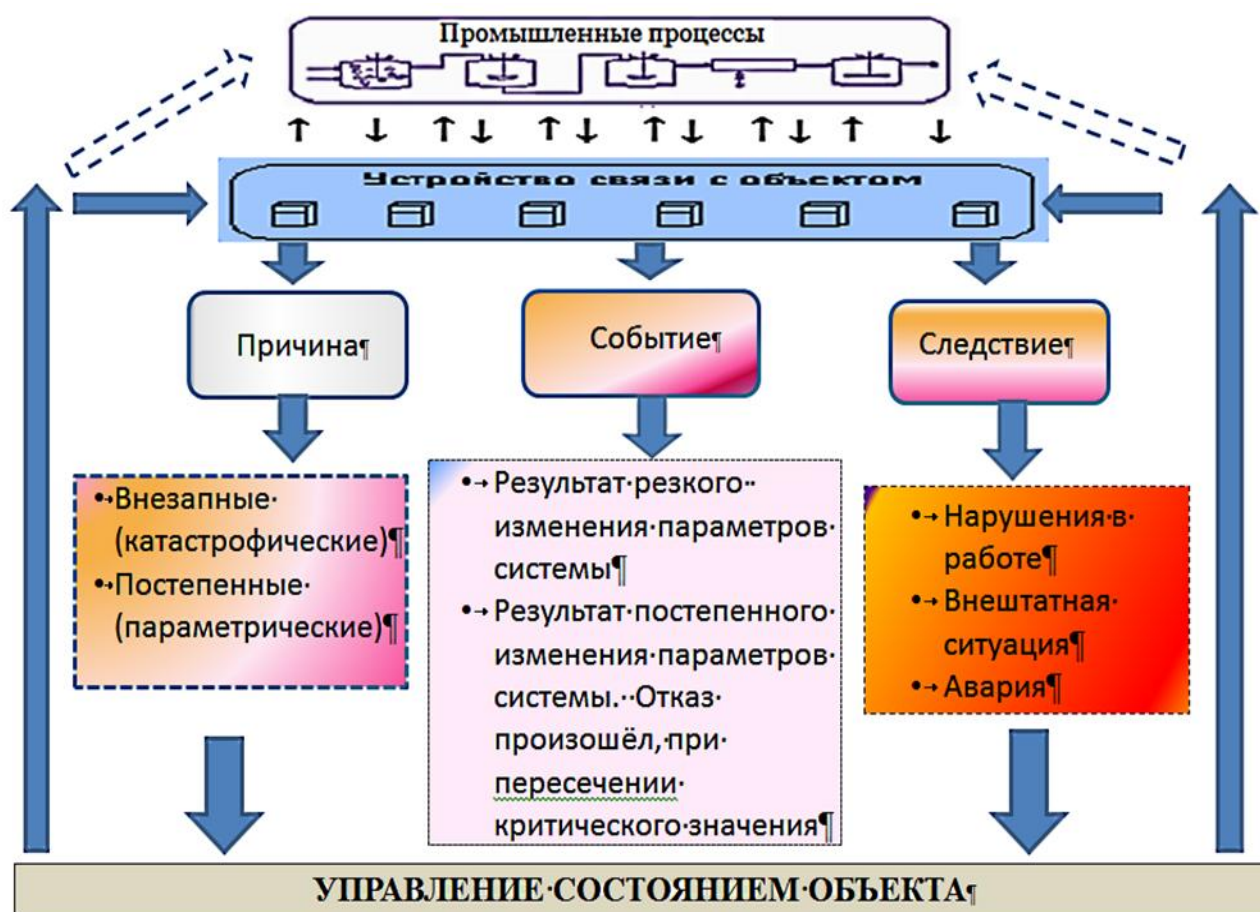


Рисунок 2.1 - Концептуальное представление системы управления технологической безопасностью

Данный рисунок отражает ситуационный принцип управления промышлен-

ной технологией, предложенный в 70 годы Дмитрием Александровичем Пospelовым. Суть данного подхода следующая.

Технологический процесс существует в определённом состоянии. В силу различных причин возникает некоторое нарушение. Оно может быть порождено: – либо дефектом оборудования, либо дефектом системы, либо дефектом в технологическом процессе.

Дефекты в технологическом процессе порождают постепенные отказы (следствие влияния параллельных процессов, например, отложения осадков, процессы коррозии, разрушения под действием высоких температур, вибраций, давлений, постоянное присутствие агрессивных компонентов в зоне реакций). Это приводит к накоплению негативных свойств, ухудшающего начальные характеристики аппаратурного оформления, систем управления.

Обычно, как следствие взаимодействия случайных внешних возмущений и накопившихся различного рода негативных свойств технологии, возникают внезапные отказы. Внезапные отказы характеризуются скачкообразным изменением какого-либо свойства, изменение которого нарушают конструкцию аппаратов и систем управления.

При этом схема развития состояния следующая.

Состояние + событие возникновения дефекта = ситуация.

Необходим выбор управляющего воздействия, которое должно компенсировать последствия возникновения нештатных ситуаций.

Отсутствие случайных возмущений, отсутствие неопределённости в знаниях о процессе предполагает возможность построения адекватных детерминированных математических моделей. В этом случае разработка системы управления не вызывает затруднений. Можно использовать теорию автоматического управления [101, 102].

При решении задач диагностики такой подход практически всегда исключён, что обусловлено наличием свойств неопределённости, нестационарности. Обычно эти задачи требуют применения других современных методов. К таким методам могут быть отнесены методы современной теории управления [103], которые с

одной стороны основаны на новых разделах математики, с другой стороны служат плодотворной базой дальнейшего развития представлений в соответствующих разделах математики: адаптивный, нечеткий, робастный, нейронный, которые позволяют снизить зависимость процесса синтеза регуляторов от знаний об объекте управления. Каждый подход имеет свои особенности, свои достоинства и недостатки, а также может быть применён при разном уровне неопределенности.

Создание системы диагностики состояния исследуемого объекта и системы управления технологической безопасностью реализуется на основе следующих принципов: декомпозиции, классификации состояний, прогнозирования изменения в технологии, иерархичности распознавания неисправностей объекта, управления критическими режимами [5, 27].

2.2. Управление технологическим процессом в условиях неопределенности: проблематика принятия решений

2.2.1. Особенности принятия решений при нечеткой исходной информации

Решение системы управления формируется на множестве допустимых альтернатив и заданным отношением предпочтений на этом множестве. В организационно-технологической системе, одним из классов которой является система управления технологической безопасностью, задача принятия решений математически описывается аналогично, и выражает интересы лица, принимающего решения (ЛПР) [18, 41]. Задача принятия решения состоит в выборе приемлемой альтернативы, т.е. такой альтернативы, которая лучше или, по крайней мере, не хуже всех остальных альтернатив в соответствии с заданным отношением предпочтения [26].

Существует два способа описания отношения предпочтения на множестве альтернатив: как подмножество декартова произведения множества, так и в виде функции полезности [18, 26]. Каждой альтернативе функция ставит в соответствие число согласно выбранной шкале. Эквивалентным альтернативам соответствуют одинаковые числа, а для двух неэквивалентных альтернатив выбирается большее число. Конечно, функцией полезности можно задать не всякое отноше-

ние предпочтения и не на любом множестве альтернатив. Нередки случаи, когда отношение предпочтения описывается не одной, а конечным набором функций полезности. Такие задачи принятия решений называются многокритериальными. Вопросы формирования и описания отношений предпочтения посредством функций полезности выделены в отдельный раздел прикладной математики – теорию полезности [41].

Задачи принятия решений, в которых отношение предпочтения описано в виде функции полезности, называются задачами математического программирования (ЗМП). Рациональное решение в таких задачах – это выбор альтернативы, на которой функция полезности принимает наибольшее значение.

Нечеткость в постановке ЗМП может присутствовать в описании множества альтернатив и в описании функции полезности. Если в ЗМП множество альтернатив имеет нечёткое описание, а функция полезности – четкое, то такие задачи называются задачами нечёткого математического программирования (ЗНМП).

При анализе ЗНМП могут применяться два подхода к определению решения задачи. Согласно первому подходу ЗНМП описывается как задача достижения нечетко определенной цели. При этом решение задачи – пересечение нечетких множеств цели и ограничений (допустимых альтернатив) [76]. Этот подход был впервые предложен Ричардом Беллманом и Лотфи Заде, которые в [76] впервые сформулировали задачу принятия решений, используя теорию нечетких множеств. Кроме того, они впервые выполнили при нечетких исходных условиях анализ динамических задач принятия решений, применив метод динамического программирования. Первые постановки этих задач были предложены в работах К. Негойты [70 – 72] и Г. Циммерманна [68, 77].

Другой подход к ЗНМП предполагает, что решения необходимо выбирать так, как это осуществляется в задачах многокритериальной оптимизации. В решении исходной задачи должны присутствовать только те альтернативы, которые не могут строго доминироваться никакими другими альтернативами. При таком подходе ЛПР опирается на свои субъективные представления о реальной ситуации, которые не формализуются в математической постановке исходной задачи. Цели

принятия решения и множество альтернатив рассматриваются при этом подходе как нечеткие множества определенного универсального множества альтернатив, что способствует решить задачу в несложной форме [26].

В практических ситуациях часто возникают такие ЗНМП, которые предполагают осуществление многоэтапных процессов принятия решений. Р. Беллман и Л. Заде рассматривали такие задачи, например, задачи управления динамическими системами в [76].

Далеко не любую задачу принятия решений можно записать в виде задачи достижения нечетко определенной цели, представленной как нечёткое множество [26].

Для решения одних ЗНМП можно применить подход Р. Беллмана и Л. Заде, другие ЗНМП приходится сводить к задачам в более широкой постановке.

Типовая ЗМП на заданном множестве допустимых альтернатив обычно сводится к задаче максимизации (или минимизации) заданной функции и системой ограничений [26, 40].

О подходах к решению задач нечёткого линейного программирования также хорошо рассказано в [71].

2.2.2.Обобщённая структура системы управления технологической безопасностью

В соответствии с концептуальным представлением системы управления безопасностью технологического процесса выполняется построение структуры СУ (рисунок 2.2).

Под индексом безопасности или индексом риска¹ в работе понимается степень нечёткого равенства значения контролируемого параметра и его желаемого значения. Параграф 2.5 – формулы (2.14 – 2.15)². B_{opt}^1 , B_{opt}^2 , B_{opt}^3 – оценка величины риска различных моделей возможных нештатных ситуаций.

¹ $Ind_{тп}^R$, $Ind_{об}^R$, Ind_{cy}^R – обозначение индекса риска работы технологического процесса, оборудования, системы управления

²степень принадлежности $\mu(\tilde{S}_{pi}, \tilde{S}_{pj}) = \nu(\tilde{S}_{pi}, \tilde{S}_{pj}) \& \nu(\tilde{S}_{pj}, \tilde{S}_{pi})$; степень нечёткого равенства $Ind(\tilde{S}_p^*) = \nu(\tilde{S}_p, \tilde{S}_{pO}) \& \nu(\tilde{S}_{pO}, \tilde{S}_p)$

Последовательность действий системы следующая:

1. Система следит за сменой состояний технологии, оборудования и системы управления по схеме:

• Состояние (A_i^K) + Событие (E_l^N) → Ситуация ($S_{ij}^{K \times N}$)

A_i – i-ый аппарат, K – номер состояния, E_l – l-ое событие

2. Как результат формируется база данных.

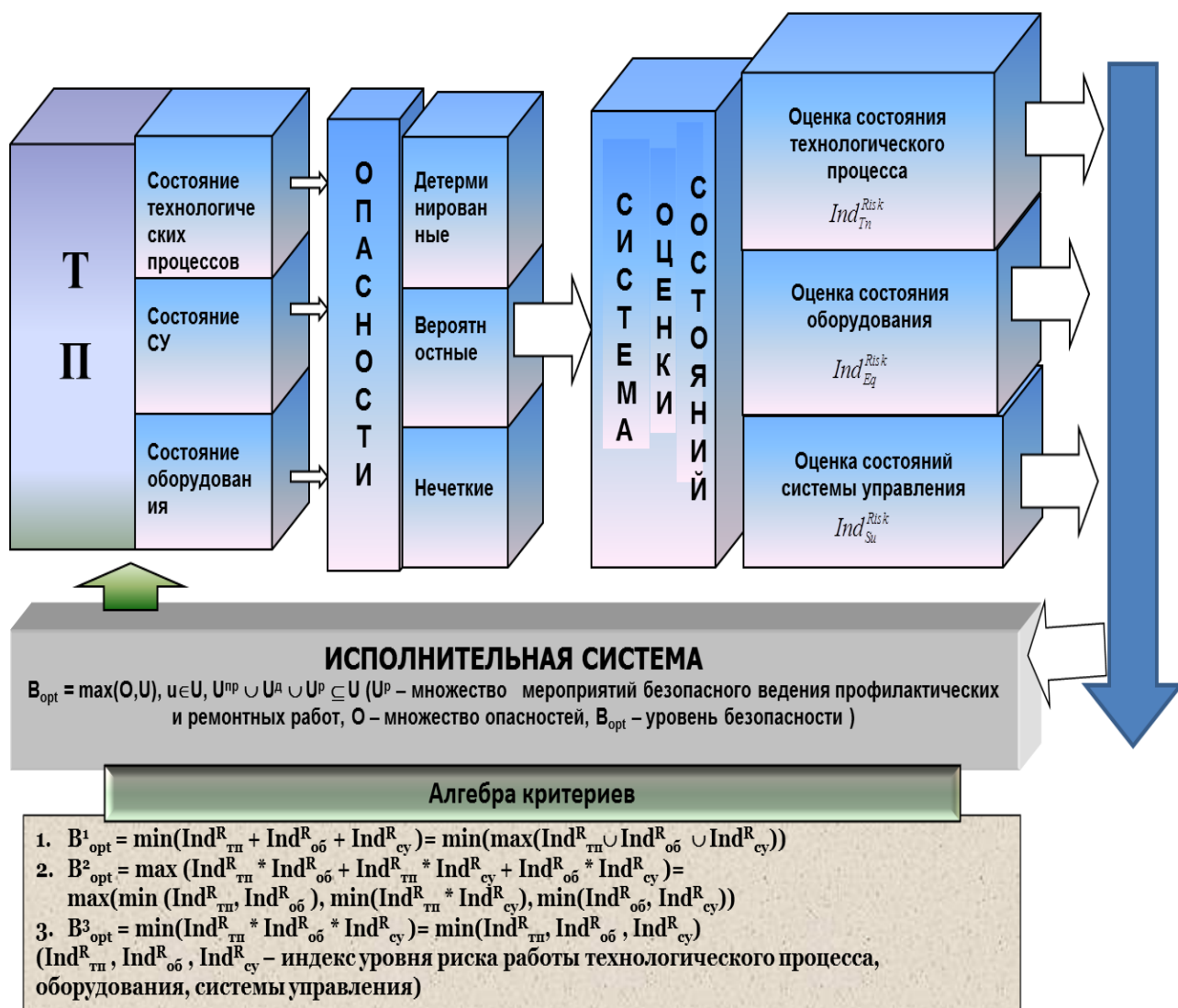


Рисунок 2.2 - Обобщённая структура системы управления технологической безопасностью технологических процессов.

В базе индексы представляются как нечёткие числа. Данная база создаётся во время работы и необходима для оценки состояний процесса с целью формирования управляющих воздействий (таблица 2.1).

Таблица 2.1 - Структура базы данных индексов безопасности работы аппаратов
технологии

Аппараты	№1	№2	...	№n	
Технология	$Ind_{\text{тп}}^R$	$Ind_{\text{тп}}^R$	...	$Ind_{\text{об}}^R$	
Оборудование	$Ind_{\text{об}}^R$	$Ind_{\text{об}}^R$	...	$Ind_{\text{об}}^R$	
Система управления	Ind_{cy}^R	Ind_{cy}^R	...	Ind_{cy}^R	
max (min)	$\min_1$	$\min_2$	...	$\min_n$	$\{\min_1, \min_2, \dots \min_n\} \xrightarrow{\text{выбор}} \max_{1,2,\dots,n}$
min (max)	$\max_1$	$\max_2$	...	$\max_n$	$\{\max_1, \max_2, \dots \max_n\} \xrightarrow{\text{выбор}} \min_{1,2,\dots,n}$
$\max(\text{Sum}()) \rightarrow \max (Ind_{\text{тп}}^R * Ind_{\text{об}}^R + Ind_{\text{тп}}^R * Ind_{\text{cy}}^R + Ind_{\text{об}}^R * Ind_{\text{cy}}^R)$					

3. Появление дефектов в любом из этих трёх компонентов приводит к возникновению нештатной ситуации. Индикатором возможного появления является изменение индекса $Ind_{\text{тп}}^R$, $Ind_{\text{об}}^R$, Ind_{cy}^R .

4. Выявляются причины возникновения дефектов

5. Определяются управляющие воздействия:

- Управление (Ситуация $S_{ij}^{K \times N}$) $\rightarrow U_{ij}^{K \times N}$

6. Выбор управляющих воздействий, кроме того, осложняется неопределённостью влияния первопричин возникновения дефектов.

7. Возникает задача выбора критерия для определения управляющего воздействия. Решение данной задачи, на каждом шаге может быть разное, так как в выходных параметрах наблюдается неразличимое пересечение реакций от разных воздействий.

Строгого однозначного решения нет. Рассматривается подбор наилучшего критерия, исходя из динамики изменения критериев во времени. Выбор управляющих воздействий в работе осуществляется на основе предположения: - наибольший выброс какого-либо из критериев указывает на то, что управляющее воздействие надо выбирать по этому критерию.

Модельные эксперименты показали, что при единичных нарушениях лучшие

решения дают первые два критерия. При пересечении нарушений лучше работает третий критерий.

2.2. Определение области безопасности функционирования процесса

Технологический процесс представляется в виде последовательности состояний. Эти состояния образуются в соответствии с влиянием на него возмущающих и управляющих воздействий [6]. При этом задача управления динамической системой описывается с использованием переменных:

U – переменные управления состоянием технологии;

X – переменные состояния процесса.

Для данных состояний характерен набор параметров и потерь $X = \langle P_1, \dots, P_n, D_1, \dots, D_m \rangle$. Возможные значения параметров $p_i, i = \overline{1, n}$, а также потерь от параметров процесса $d_j, j = \overline{1, m}$ приводят к изменению текущего состояния системы X .

В текущий момент времени t ($t = 0, 1, \dots, t_K$) состояния системы обозначаются p_t и u_t соответственно. Представленные переходы описываются уравнениями состояний:

$$\begin{aligned} p_{t+1} &= f(p_t, u_t), t = 0, 1, \dots, t_K, \\ d_{t+1} &= f(d_t, u_t), t = 0, 1, \dots, t_K. \end{aligned} \quad (2.1)$$

Процесс может протекать в различных режимах. Эти режимы характеризуется следующими параметрами: диапазоном изменения параметров процесса $\Delta p_i, i = \overline{1, n}$ и диапазоном изменения потерь $\Delta d_j, j = \overline{1, m}$. При смещении процесса за пределы указанного диапазона возникают нарушения регламента и возникают нештатные ситуации Δp_i и Δd_j в области существования процесса. Границы области нештатных состояний определяют подмножество безопасных состояний $G, G \subseteq X$. При этом существует область O , где протекание процесса происходит более благоприятно. В этой области получают более высокие значения показатели процесса, уменьшается ущерб, наносимый окружающей среде, достигается минимизация износа оборудования. Область O является областью технологической

безопасности. На Рис. 2.3 она характеризуется значениями параметра p_1 и урона d_1 .

За счет влияния случайных возмущений могут меняться границы интервалов значений параметров и потерь y_O^i и z_O^j , $i = \overline{1, n}$, $j = \overline{1, m}$. В результате формируется новая область технологической безопасности, например, области O^1, O^2, O^3 , как показано на рисунке 2.3 [100].

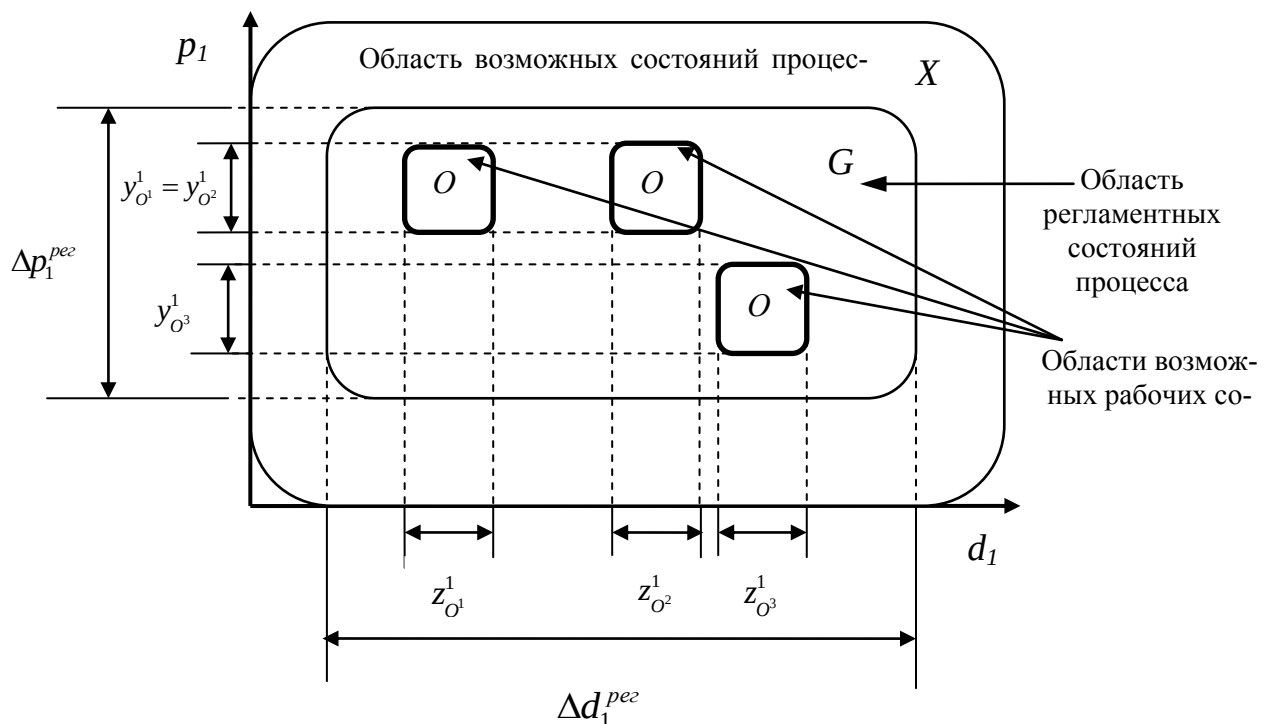


Рисунок 2.3 - Геометрическое представление области технологической безопасности

Чтобы иметь представления об интервале изменения значений параметров и потерь y_O^i и z_O^j , $i = \overline{1, n}$, $j = \overline{1, m}$, необходим анализ качественной информации о технологическом процессе и его особенностях, а также знания опытных технологов, которые могут выступать в процессе управления в качестве экспертов.

2.3. Методы выявления области технологической безопасности производственного процесса

Выявление области технологической безопасности проводится на основе информации о состояниях технологического процесса, которая выражается как не-

чёткое множество альтернатив. Сначала на этом множестве определяют нечёткое отношение предпочтения (НОП). Для построения НОП параметры процесса и потери изображаются в интервале, находящемся в области нормативных (регламентных) значений $\Delta p_i^{pe2l}, i = \overline{1, n}$ и $\Delta d_j^{pe2l}, j = \overline{1, m}$. Интервал, в котором находится каждый параметр технологического процесса или урон от него, представляет собой диапазон значений параметра или урона, которые описывают конкретные состояния технологического процесса. Исследователь получает ограниченные множества непересекающихся интервалов $\{y_{Kp}^{Tp}\}$ и $\{z_{Kd}^{Td}\}$. При этом используются следующие обозначения: Tp – индекс технологического параметра, Kp – индекс интервала этого параметра, Td – индекс урона, Kd – индекс интервала этого урона.

Формируется нечёткое отношение нечёткого предпочтения (НОНП) $\mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}})$, которые определяются функцией принадлежности $\mu_{\mathfrak{R}}(y_1, y_2)$ на разных интервалах значений параметра P , непересекающихся между собой. Отношение нечёткого предпочтения определяет адекватный интервал с позиций безопасности y_1 или y_2 . НОНП формируется на основе экспертных знаний. Могут быть применены методы, предложенные Т. Саати [32 – 34] или [56]. С помощью методов может определяться степень принадлежности $\mu_{\mathfrak{R}}(y_1, y_2)$ к НОНП, которая характеризуется как «интервал y_1 значений параметра P не хуже интервала y_2 значений параметра P ». $\mu_{\mathfrak{R}}(y_1, y_2) = 0$ может иметь двоякую интерпретацию: либо обратное предпочтение $\mu_{\mathfrak{R}}(y_2, y_1) > 0$, либо интервалы y_1 и y_2 несравнимы друг с другом. Можно сделать вывод: любой интервал не опаснее себя самого, НОП рефлексивно. Выражение $\mu_{\mathfrak{R}}(y_1, y_2) = 0$ является неоспоримым.

Для параметров выявляют отношение строгого предпочтения $\mathfrak{R}^D$, что позволяет определить недоминируемые интервалы. Интервал y_1 безопаснее интервала y_2 , при выполнении условий $(y_1, y_2) \in \mathfrak{R}$ и $(y_2, y_1) \notin \mathfrak{R}$. (y_1, y_2) и (y_2, y_1) – это отношение строгого предпочтения (ОСП) на Y . Используем ОСП для определения недоминируемых альтернатив (НДА). Лучшими в заданном множестве

НДА являются альтернативы, выбираемые на основе пары $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$, которая играет роль модели выбора [17, 26]. Правило выбора в этом случае имеет вид:

$$\mu_{\mathfrak{R}^D}(y_1, y_2) = \max\{\mu_{\mathfrak{R}}(y_1, y_2) - \mu_{\mathfrak{R}}(y_2, y_1), 0\}. \quad (2.2)$$

В случае чёткой (однозначной) логики, вариант y недоминируемый, если нет варианта, который был бы строго предпочтительнее y , т.е. выполнялось бы условие: для любого $x, y \notin \mathfrak{R}^D$, $x \in Y$. Если же наблюдается нечёткое отношение доминирования для любого варианта y , значение функции принадлежности $1 - \mu_{\mathfrak{R}^D}(x, y)$ дополнения отношения $\mathfrak{R}^D$ означает степень, с которой вариант y не доминируется вариантом x . В этом случае величина $\min_{x_i \in X} (1 - \mu_{\mathfrak{R}^D}(y_i, y_1))$ определяет уровень недоминируемости альтернативы y_1 . Это позволяет сформулировать понятие нечёткого множества $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$, которое задаётся следующей функцией принадлежности:

$$\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = \min_{g \in Y} (1 - \mu_{\mathfrak{R}^D}(y, g)), \quad g \in Y. \quad (2.3)$$

$Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$ называется также нечётким множеством НДА в модели выбора $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$. Согласно (2.2), функция принадлежности для $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$ запишется в виде:

$$\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = \min_{d \in Y} (1 - \max\{\mu_{\mathfrak{R}}(g, y) - \mu_{\mathfrak{R}}(y, g), 0\}), \quad y \in Y. \quad (2.4)$$

Очевидно, что нечёткое множество $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$ определяет степень его недоминируемости, варьируемую на отрезке $[0, 1]$ в соответствие с каждым вариантом $y \in Y$. Чем выше степень принадлежности варианта y к нечёткому множеству $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$, тем лучше данный вариант. Величина $\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y)$ показывает уровень недоминируемости интервала параметра y . Это такие интервалы, которые задают такую величину $\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y)$, которая более близка к значению:

$$\sup_{y \in Y} \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = 1 - \min_{d \in Y} \max_{y \in Y} \{\mu_{\mathfrak{R}}(g, y) - \mu_{\mathfrak{R}}(y, g), 0\}. \quad (2.5)$$

Интервал, в который попадают значения некоторого технологического пара-

метра, удовлетворяющие равенству (2.6), называется максимально недоминируемым вариантом модели выбора $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$:

$$Y^{HDA} = \{y / y \in Y, \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA} = \sup \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(h), h \in Y\}. \quad (2.6)$$

Принимая во внимание все приведенные выше рассуждения, можно получить интервал y_O^i , который является наиболее предпочтительным для конкретного технологического параметра относительно безопасности технологического процесса. Выполнив действия (2.2) – (2.6) для каждого из определенных технологических параметров и потерь, исследователь получит набор интервалов, определяющих множество состояний процесса в области технологической безопасности $X_O = \langle y_O^1, \dots, y_O^n, z_O^1, \dots, z_O^m \rangle$.

В силу представленных выше аргументов и доводов, а также применяя введенную систему обозначений, автором настоящей работы предлагается следующая методика выявления области безопасности технологического процесса на опасных промышленных производствах.

1. Определить в области нормативных (регламентных) значений каждого из p_i и d_j непересекаемые интервалы $Y = \{y_l^i\}$, где i – номер технологического параметра, l – номер интервала параметра, и $Z = \{z_b^j\}$, где j – номер урона, b – номер интервала урона.

2. Используя знания экспертов, на множествах Y и Z задать НОП $\mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}})$ с функциями принадлежности $\mu_{\mathfrak{R}}(y_e^i, y_k^i)$ – для параметров и для потерь – $\mu_{\mathfrak{R}}(z_l^j, z_g^j)$.

3. Составить таблицу интервалов вида (таблица 2.1) и определить как ОСП на множестве альтернатив нечёткое отношение доминирования (НОД):

$$\mathfrak{R}^D(\mu_{\mathfrak{R}^D}) = \mathfrak{R} \setminus \mathfrak{R}^{-1},$$

$$\mu_{\mathfrak{R}^D}(y_1, y_2) = \max\{\mu_{\mathfrak{R}}(y_1, y_2) - \mu_{\mathfrak{R}}(y_2, y_1), 0\},$$

$$\mu_{\mathfrak{R}^D}(z_1, z_2) = \max\{\mu_{\mathfrak{R}}(z_1, z_2) - \mu_{\mathfrak{R}}(z_2, z_1), 0\}.$$

Таблица 2.1 - Интервалы для значений параметров и потерь

Интервалы	y_1^i	y_2^i	...	z_k^j
y_1^i	$\mu_{\mathfrak{R}}(y_1^i, y_1^i)$	$\mu_{\mathfrak{R}}(y_1^i, y_2^i)$	...	$\mu_{\mathfrak{R}}(y_1^i, z_k^j)$
y_2^i	$\mu_{\mathfrak{R}}(y_2^i, y_1^i)$	$\mu_{\mathfrak{R}}(y_2^i, y_2^i)$	...	$\mu_{\mathfrak{R}}(y_2^i, z_k^j)$
...	...	...	...	...
z_k^j	$\mu_{\mathfrak{R}}(z_k^j, y_1^i)$	$\mu_{\mathfrak{R}}(z_k^j, y_2^i)$	...	$\mu_{\mathfrak{R}}(z_k^j, z_k^j)$

4. Сформировать нечёткие множества недоминируемых вариантов $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$ и $Z_{\mathfrak{R}}^{HDA}$ в моделях выбора $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$ и $(Z, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$:

$$\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = \min_{y \in Y} (1 - \mu_{\mathfrak{R}^D}(y, g)), \quad g \in Y,$$

$$\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(z) = \min_{y \in Y} (1 - \mu_{\mathfrak{R}^D}(z, w)), \quad w \in Z.$$

5. Определить наиболее безопасный интервал для технологического параметра y_O^i и урона z_O^j : $\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y_O^i) = \sup \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(h)$, $h \in Y$, $\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(z_O^j) = \sup \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y)$, $y \in Z$.

2.4. Определение центра ответственности за безопасность технологического процесса

В предыдущих разделах работы было установлено, что состояние процесса задаётся множеством параметров и потерь $X = \langle P_1, \dots, P_n, D_1, \dots, D_m \rangle$ [23]. При описании сложившихся ситуаций применяются лингвистические выражения: «удовлетворительное состояние», «состояние лучше среднего», «неудовлетворительное состояние» и т.д. Разрабатывается количественная шкала лингвистической переменной, которая интерпретирует аналоги естественного языка. Это позволяют формализовать информацию, имеющую словесное описание [17, 24], например: «высокая температура» или «низкая температура» – понятия, имеющие сильную вариативность в различных процессах.

Пусть задана лингвистическая переменная $\langle \beta_i, E_i, F_i \rangle^3$, которая соответствует каждому параметру и ущербу технологического процесса.

В качестве функций принадлежности терм-множества E_i используем сигмовидные функции (рисунок 2.4).

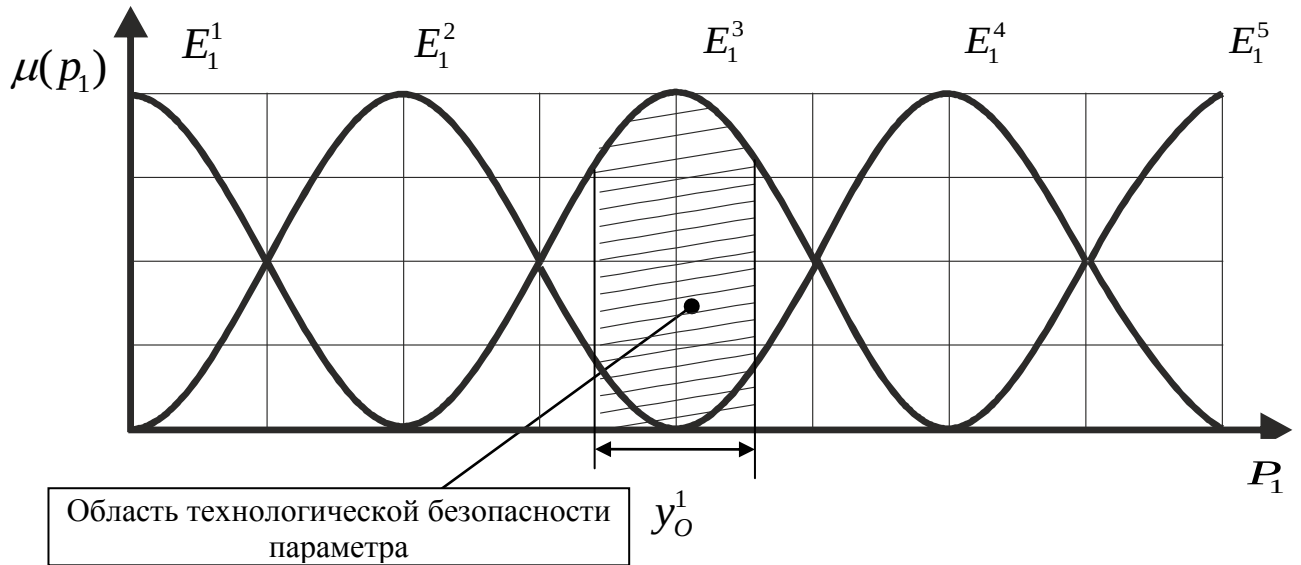


Рисунок 2.4 - Области технологической безопасности, определённые с помощью функции принадлежности

Интервалы доминирования определяют координаты центра безопасности p_O^i из интервала y_O^i и значение урона d_O^j из интервала z_O^j , для которых выполняются равенства:

$$\mu_{E_i}(p_O^i) = \max_{p_i \in y_O^i} \mu_{E_i}(p_i), \quad (2.7)$$

$$\mu_{E_j}(d_O^j) = \max_{d_j \in z_O^j} \mu_{E_j}(d_j). \quad (2.8)$$

Координаты всех параметров технологического процесса и потерь от него, определённые по формулам (2.7) и (2.8), задают координаты центра технологической безопасности процесса (ЦТБ) – точки, принадлежащей области технологической безопасности (рисунок 2.5).

³ β_i – название лингвистической переменной; $E_i = \{E_i^1, E_i^2, \dots, E_i^{M_i}\}$ – терм-множество лингвистической переменной β_i ; F_i – базовое множество лингвистической переменной β_i

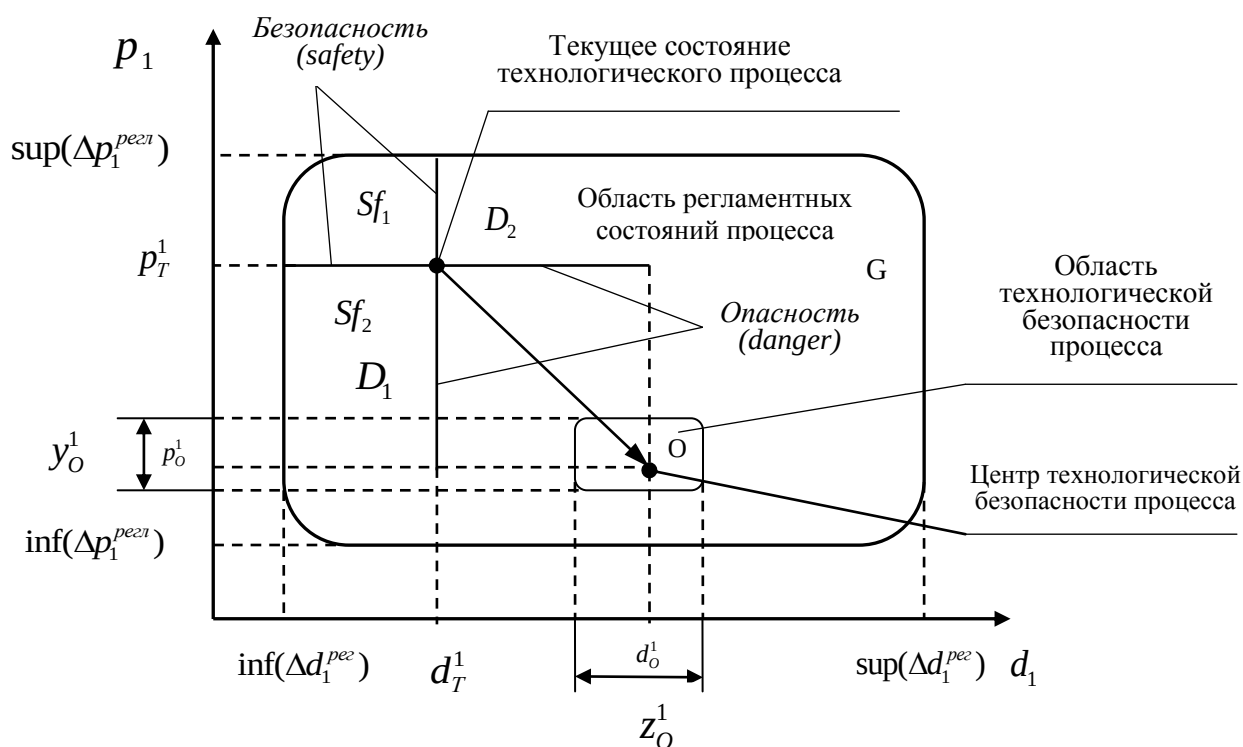


Рисунок 2.5 - Определение координат ЦТБ технологического процесса

Чтобы определить количественную оценку уровня опасности технологического процесса по i -му параметру, можно применить формулу:

$$D_i = \left\{ \begin{array}{ll} \frac{|p_O^i - p_T^i|}{\sup(\Delta p_i^{pezl}) - p_O^i}, & npu \ p_O^i < p_T^i \\ \frac{|p_O^i - p_T^i|}{p_O^i - \inf(\Delta p_i^{pezl})}, & npu \ p_O^i \geq p_T^i \end{array} \right\}, \quad (2.9)$$

где D_i – уровень опасности по i -му параметру (безразмерная величина);

p_0^i – i -я координата ЦТБ технологического процесса;

p_T^i – величина i -го параметра в данный момент времени;

Δp_i^{regl} – регламентный диапазон существования i -го параметра.

Количественная оценка существующего уровня опасности технологического процесса по j -у урону определяется аналогично:

$$D_i = \left\{ \begin{array}{ll} \frac{|p_O^i - p_T^i|}{\sup(\Delta p_i^{рег}) - p_O^i}, & \text{при } p_O^i < p_T^i \\ \frac{|p_O^i - p_T^i|}{p_O^i - \inf(\Delta p_i^{рег})}, & \text{при } p_O^i \geq p_T^i \end{array} \right\}, \quad (2.10)$$

где D_j – уровень опасности по j -му урону (безразмерная величина);

d_O^j – j -я координата ЦТБ технологического процесса;

d_T^j – текущее значение j -го урона при активизации процесса;

$\Delta d_j^{рег}$ – нормативный (регламентный) интервал изменения j -го урона.

Значение D становится больше при смещении точки процесса от ЦТБ и $D \in [0,1]$ принадлежности области регламентного состояния G . D становится равным единице при достижении любой из границ области нормального состояния процесса. $D > 1$ – при выходе из области регламентного состояния.

Уровень безопасности процесса по параметру или ущербу определяется следующим образом:

$$Sf = \left\{ \begin{array}{ll} 1 - D, & \text{при } 0 \leq D \leq 1 \\ 0, & \text{при } D > 1 \end{array} \right\}. \quad (2.11)$$

Уровень безопасности процесса снижается Sf при удалении точки от ЦТБ. $Sf \in [0,1]$ принадлежности рабочей точки области регламентного состояния технологического процесса G . $Sf = 1$ (в ЦТБ) при максимальном уровне безопасности. $Sf = 0$ при выходе рабочей точки из области нормативного состояния или достижения одной из этих границ.

Используемые алгоритмы определения области и центра технологической безопасности приведены в приложении 2.

2.5. Расчёт уровня безопасности процесса

Для любого технологического процесса характерно изменение значений его параметров и потерь, что в целом может интерпретироваться как смена состояний процесса. Иногда такой переход из состояния в состояние может привести к выходу процесса из области технологической безопасности. Выход из области тех-

нологической безопасности регистрируется смещением значений параметров и потерь от ЦТБ. «Расстояние» между рабочей точкой процесса S^* в данный момент времени и ЦТБ – S_o показывает уровень технологической безопасности процесса. В диссертации уровень технологической безопасности (или просто – уровень безопасности – УБ) является количественной характеристикой по параметрам технологического процесса.

В работе набор лингвистических переменных β_i определяется как множество, нечетко характеризующее некоторое состояние процесса. Такое множество интерпретируется как нечеткая ситуация, допускающая, что существует множество параметров $X_p = \{P_1, P_2, \dots, P_n\}$. P_i определяется лингвистической переменной $\langle \beta_i, P_i, F_i \rangle$.

Параметр $\tilde{S}_p$ представляется множеством второго уровня [20]:

$$\tilde{S}_p = \{ \langle \mu_{S_p}(p_i) / P_i \rangle, P_i \in X \}, \quad (2.12)$$

где $\mu_{S_p}(p_i) = \{ \langle \mu_{\mu_{S_p}(p_i)}(E_j^i) / E_j^i \rangle, j = 1 \dots M_i, i = 1 \dots n \}$.

Смещение текущей ситуацией $\tilde{S}_p^*$ от ситуации $\tilde{S}_{p0}$ задаётся: степенями нечёткого включения и нечёткого равенства. Степень нечёткого равенства нечетких ситуаций определяет безопасность системы [21].

Если $\tilde{S}_{pi} = \{ \langle \mu_{S_{pi}}(p) / P \rangle, P \in X \}$ и $\tilde{S}_{pj} = \{ \langle \mu_{S_{pj}}(p) / P \rangle, P \in X \}$ рассматривать как нечёткие ситуации, то степень включения $\tilde{S}_i \rightarrow \tilde{S}_j$ описывается выражением:

$$\nu(\tilde{S}_{pi}, \tilde{S}_{pj}) = \& \nu(\mu_{S_{pi}}(p), \mu_{S_{pj}}(p)), \quad (2.13)$$

где $\nu(\mu_{S_{pi}}(p), \mu_{S_{pj}}(p)) = \& \left(\mu_{\mu_{S_{pi}}(p)}(E_k) \rightarrow \mu_{\mu_{S_{pj}}(p)}(E_k) \right)$,

$$\mu_{\mu_{S_{pi}}(p)}(E_k) \rightarrow \mu_{\mu_{S_{pj}}(p)}(E_k) = \max \left\{ 1 - \mu_{\mu_{S_{pi}}(p)}(E_k), \mu_{\mu_{S_{pj}}(p)}(E_k) \right\}.$$

$\tilde{S}_{pi} \rightarrow \tilde{S}_{pj}$, т.е. $\tilde{S}_{pi} \subseteq \tilde{S}_{pj}$, если $\tilde{S}_{pi} \rightarrow \tilde{S}_{pj}$ не превышает порогового значения включения $t(\tilde{S}_{pi} \rightarrow \tilde{S}_{pj}) \leq t_{inc}$. Значение t_{inc} определяется условиями управления и

свойствами технологического процесса, т.е. $\nu(\tilde{S}_{pi}, \tilde{S}_{pj}) \geq t_{inc}$.

Если появляются такие две ситуации $\tilde{S}_{pi}$ и $\tilde{S}_{pj}$, которые нечетко включаются друг в друга, то их следует рассматривать как одну и ту же ситуацию, т.е. при пороговом значении t_{inc} эти ситуации почти что одинаковы. Подобная одинаковость ситуаций именуется нечётким равенством, степень принадлежности которого определяется по формуле:

$$\mu(\tilde{S}_{pi}, \tilde{S}_{pj}) = \nu(\tilde{S}_{pi}, \tilde{S}_{pj}) \& \nu(\tilde{S}_{pj}, \tilde{S}_{pi}). \quad (2.14)$$

Чтобы определить уровень безопасности состояния процесса на данный момент времени, следует проверить выполнимость нечёткого равенства входной нечеткой ситуации $\tilde{S}_p^*$ и нечеткой ситуации, характеризующей ЦТБ $\tilde{S}_{pO}$. Степень нечёткого равенства [20] этих двух ситуаций и называется уровнем безопасности технологического процесса (индекс безопасности), определяемым как величина:

$$Ind(\tilde{S}_p^*) = \nu(\tilde{S}_p^*, \tilde{S}_{pO}) \& \nu(\tilde{S}_{pO}, \tilde{S}_p^*). \quad (2.15)$$

В этом случае процесс лежит в области безопасности, т.е. справедливо неравенство (2.16).

$$Ind(\tilde{S}_p^*) \geq b. \quad (2.16)$$

Параметр b является границей безопасности процесса.

2.6. Возможные уроны процесса и порядок их определения

Химико-технологическая система включает в себя различные стадии производственного цикла: хранение, транспортировка, переработка и применение различных химических соединений, которые являются неотъемлемой основой современного химически опасного объекта. Химическая опасность является одним из основных видов техногенной опасности. Она проявляется в аварийном или систематическом токсическом поражении людей и загрязнении окружающей природной среды, в пожарах и взрывах. Одними из основных видов химической опасности являются реакционные опасности, связанные с возможностью участия химических веществ в опасных нецелевых химических взаимодействиях с другими веществами на всех этапах жизненного цикла химической продукции, с поте-

рей управления целевым химическим процессом и протеканием опасных побочных химических реакций в условиях химического производства [2, С. 198 – 200]. Поэтому основными уронами от аварий на промышленных предприятиях повышенной опасности являются: полное или частичное уничтожение предприятия (зданий, помещений, машин и оборудования, материальных средств и запасов и т.д.); гибель и увечья персонала и лиц, находящихся в момент аварии рядом с её источником; вред, нанесённый окружающей среде. Все перечисленные последствия аварийных ситуаций влекут существенные материальные и финансовые затраты на их устранение [21]. Обычно расследование аварии, её причин и последствий проводится в десятидневный срок (10 рабочих дней). Для оценки урона анализируются те его компоненты, для которых известны исходные данные. Итоговый вариант урона от аварии определяется по прошествии всех сроков расследования аварии и получения всех результатов анализа. Составляющие урона можно определять и независимо друг от друга, параллельно. Общая формула для расчета урона от аварий на промышленных предприятиях повышенной опасности выглядит с.о.:

$$D_A = D_{ПП} + D_{ЛА} + D_{СЭ} + D_{КУ} + D_{ЭК} + D_{ВТР}, \quad (2.17)$$

где D_A – полные потери от аварии;

$D_{ПП}$ – прямые потери производства из-за аварии;

$D_{ЛА}$ – расходы, направленные на ликвидацию или локализацию аварии, на проведение следственных мероприятий;

$D_{СЭ}$ – социально-экономические потери (в т.ч. финансовое возмещение родственникам за гибель и травматизм сотрудников);

$D_{КУ}$ – косвенные потери;

$D_{ЭК}$ – экологический урон (урон, нанесённый прилегающей к аварийному объекту фауне и флоре);

$D_{ВТР}$ – потери в результате гибели людей или утери трудоспособности.

Все уроны имеют денежное выражение.

К прямым потерям от аварий на промышленных объектах относятся:

– D_{OF} – потери предприятия из-за уничтожения и/или повреждения как производственных, так и непроизводственных основных фондов; затраты, необходимые на восстановление работоспособности повреждённого оборудования, ремонт зданий, сооружений, производственных конструкций и пр.;

– $D_{TMЦ}$ – потери хозяйствующего субъекта по причине уничтожения и/или повреждения товарно-материальных ресурсов;

– $D_{ИМ}$ – потери в результате аварий имущества третьих лиц.

Следовательно, прямые потери от аварий рассчитываются как сумма представленных выше компонентов:

$$D_{ПП} = D_{OF} + D_{TMЦ} + D_{ИМ}. \quad (2.18)$$

Компонент $D_{ЛА}$ в формуле (2.17) состоит, в свою очередь, из двух компонентов: затрат на ликвидацию и/или локализацию последствий аварии (D_L) и затрат на проведение следственных мероприятий (D_P):

$$D_{ЛА} = D_L + D_P. \quad (2.19)$$

В социально-экономические потери включаются - сумма затрат на компенсации вследствие:

$$D_{СЭ} = D_{ГП} + D_{ГТЛ} + D_{ТП} + D_{ТТЛ} \quad (2.20)$$

$D_{ГП}$ - гибели персонала, $D_{ГТЛ}$ - гибели третьих лиц, $D_{ТП}$ - травматизма персонала, $D_{ТТЛ}$ - травматизма третьих лиц.

Побочный ущерб, возникший из-за аварий на промышленных объектах, зачастую выражается в утрате трудовых ресурсов, что неприемлемо как для государства, так и общества в целом. С экономической точки зрения косвенный ущерб – это часть доходов, которые недополучило предприятие из-за простоев ($D_{НП}$), заработная плата и условно-постоянные затраты предприятия за время простоев ($D_{ЗП}$), сумма неустоек, штрафов, пени, компенсаций ($D_{Ш}$), назначенных предприятию к обязательной уплате, возможные убытки третьих лиц вследствие недополученной прибыли ($D_{НПТЛ}$):

$$D_{KY} = D_{HII} + D_{3II} + D_{III} + D_{HIIITL}. \quad (2.21)$$

Потери окружающей среды рассчитывается как сумма потерь от вредного воздействия на окружающую источник аварии фауну и флору:

$$D_{ЭК} = D_A + D_B + D_{II} + D_B + D_O, \quad (2.22)$$

где D_A – урон от загрязнения атмосферы;

D_B – урон от загрязнения гидросферы;

D_{II} – урон от загрязнения литосферы;

D_B – урон, связанный с уничтожением биологических ресурсов, в т.ч. лесов и рекреационных насаждений;

D_O – ущерб от захламления территории аварийного объекта обломками зданий, объектов инфраструктуры, оборудования и т.д.

Обобщённая структура потерь от аварий на промышленных предприятиях повышенной опасности представлена на рисунке. 2.6 [21].

Методика оценки потерь от аварий приведена [87]. Оценка степени ущерба ведётся на основе мягких вычислений. Строится нечёткая модель (рисунок 2.7) для потенциально опасных объектов.

Интервал вероятностей отказа оборудования, а также отказа систем управления лежит в пределах от 0 % до n % и областью безопасности технологий. Верхний предел n определяется регламентом. При этом расчёт уровня ущерба осуществляется в зависимости от указанного интервала.

Для определения ущербов от технологических отказов строится количественная оценка, которая характеризует удалённость рабочей точки процесса S^* от центра безопасности S_o - степень нечёткого равенства или индекс технологической безопасности. Ущерб от удалённости рабочей точки от центра безопасности оценивается возможными потерями от снижения качества продукции.

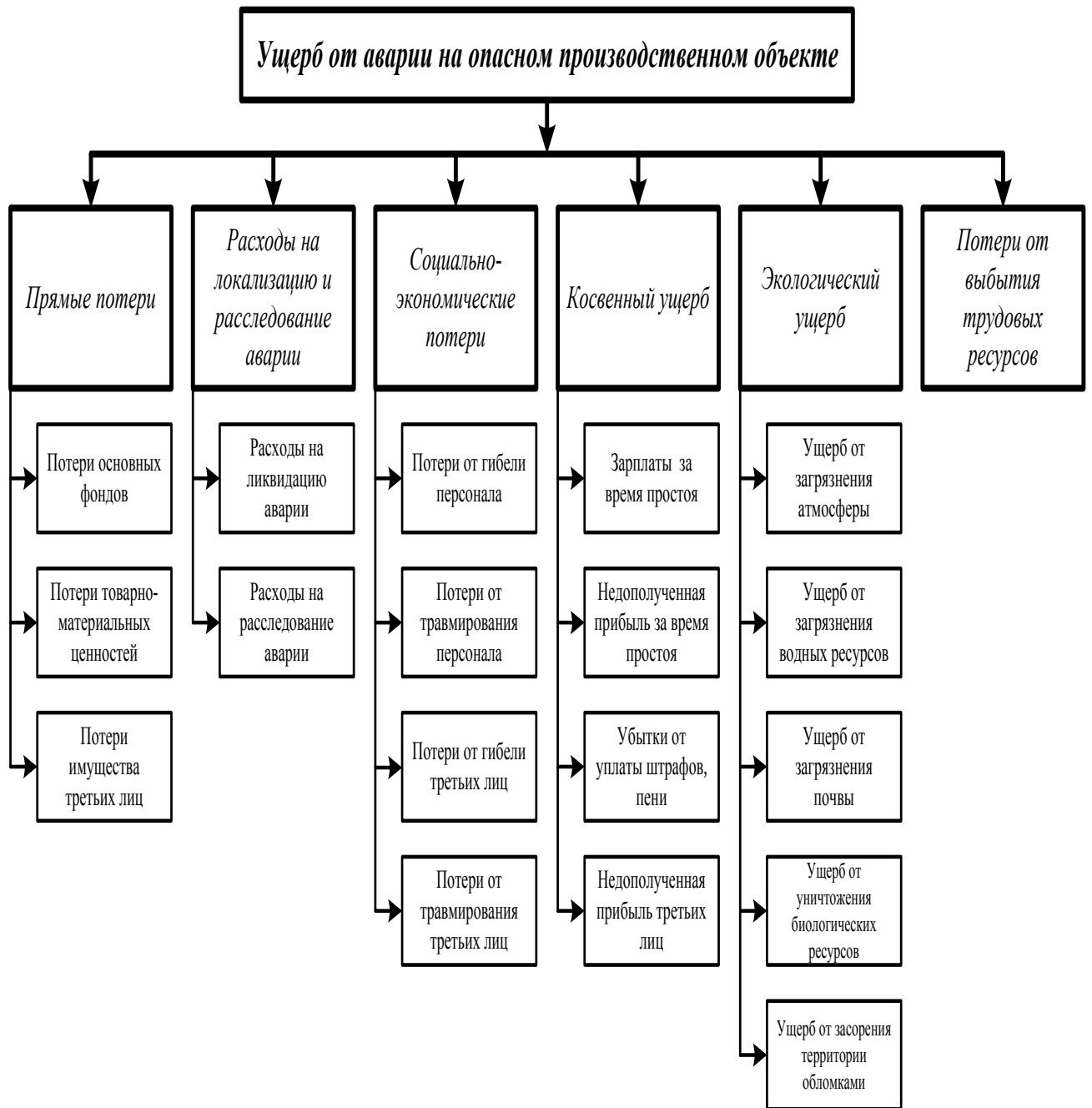


Рисунок 2.6 - Структура урона от аварий на промышленных предприятиях повышенной опасности

Нечёткая ситуация по ущербам $\tilde{S}_d$ (2.23) является нечёткое множество второго уровня [20]. Пусть $X_d = \{D_1, D_2, \dots, D_m\}$ – множество потерь. D_j описывается лингвистической переменной $\langle \beta_j, D_j, F_j \rangle$.

$$\tilde{S}_d = \{ \langle \mu_{S_d}(d_j) / D_j \rangle, D_j \in X, \quad (2.23)$$

$$\text{где } \mu_{S_d}(d_j) = \left\{ \langle \mu_{\mu_{S_d}(d_j)}(E_k^j) / E_k^j \rangle, k=1 \dots N_j, j=1 \dots m. \right.$$

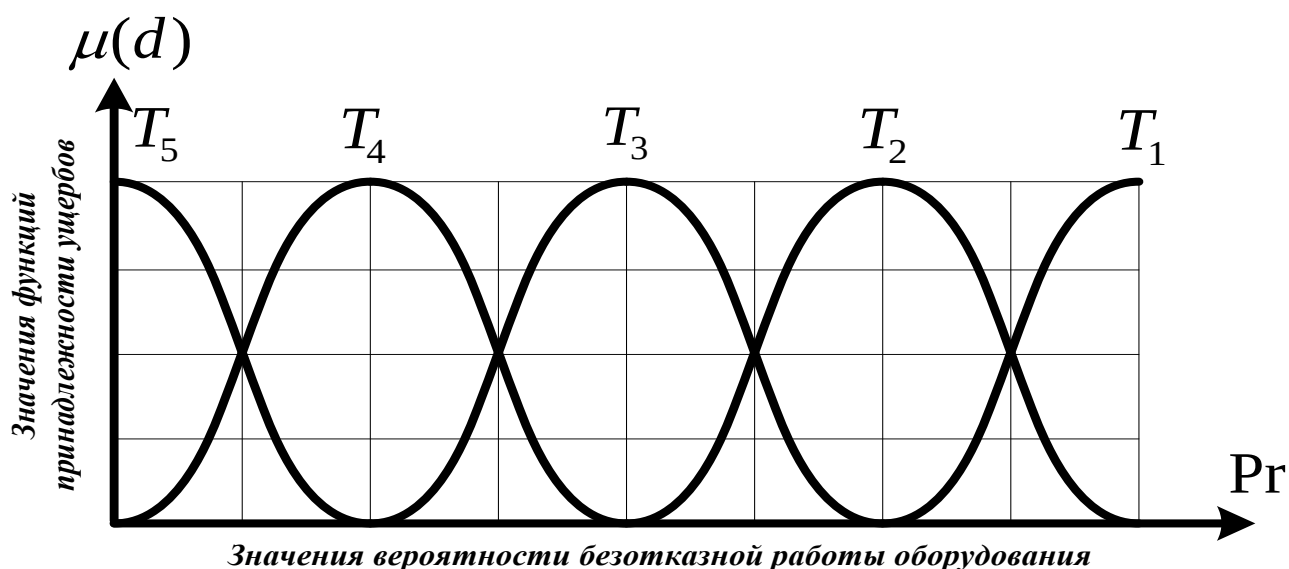


Рисунок 2.7 -Терм-множества функций принадлежности лингвистической переменной «ущербов от аварий на опасных промышленных предприятиях»

При определении степени ущерба от состояния процесса необходимо проверить соответствие нечёткого равенства. Нужно сравнить входную нечёткую ситуацию $\tilde{S}_d^*$ с нечеткой ситуацией $\tilde{S}_{dO}$. Нечёткое равенство соответствует уровню ущерба от состояния технологии:

$$Ind(\tilde{S}_d^*) = \nu(\tilde{S}_d^*, \tilde{S}_{dO}) \& \nu(\tilde{S}_{dO}, \tilde{S}_d^*). \quad (2.24)$$

Степень урона минимальна, если рабочая точка процесса и точка, обозначающая ЦТБ, совпадают, т.е. $B(\tilde{S}_{dO}) = 0$. Чем дальше находится рабочая точка технологического процесса от ЦТБ, тем больше становится значение степени урона. Если текущая точка выходит за область нормативного состояния или попадает на одну из её границ, то степень урона $Ind(\tilde{S}_d^*) = 1$.

Технологический процесс протекает в безопасном режиме, если нечёткая оценка степени ущерба остаётся в пределах границы величины c , $c \in [0,1]$:

$$Ind(\tilde{S}_d^*) \leq c. \quad (2.25)$$

2.7. Уровень риска протекания процесса и его расчета

Количественная оценка, которая характеризует смещение рабочей точки процесса S^* в текущий момент времени от ЦТБ S_o , определяется следующим образом:

$$Ind_{Risk}(\tilde{S}^*) = \{Ind(\tilde{S}_p^*), Ind(\tilde{S}_d^*)\}.$$

$X = \langle P_1, \dots, P_n, D_1, \dots, D_m \rangle$ – множество параметров и потерь, P_i – параметр, D_j – ущерб, $\langle \beta_i, P_i, F_i \rangle$, i – лингвистическая переменная.

$\tilde{S}$ в этом случае описывается как нечёткое множество:

$$\tilde{S} = \{ \langle \mu_S(x) / X \rangle, x \in ((P \cup D) | p_i \in P, i = 1..n; d_j \in D, j = 1..m) \}. \quad (2.26)$$

Уровень риска процесса определяется как степень нечёткого равенства входной нечёткой ситуации по параметрам и оборудованию:

$$Ind_{Risk}(\tilde{S}^*) = \nu(\tilde{S}^*, \tilde{S}_o) \& \nu(\tilde{S}_o, \tilde{S}^*). \quad (2.27)$$

При достижении рабочей точки процесса точки ЦТБ уровень риска будет минимальным, $B(\tilde{S}_o) = 0$. Смещение рабочей точки технологического процесса от ЦТБ повышает уровень риска. В остальных случаях уровень риска максимальный $Ind_{Risk}(\tilde{S}^*) = 1$.

Процесс соответствует области технологической безопасности при уровне риска, находящегося в пределах величины l , $l \in [0,1]$ (2.85),:

$$Ind_{Risk}(\tilde{S}^*) \leq l. \quad (2.28)$$

С целью снижения воздействия неопределенности формируема информационная база включает статистические данные о состояниях процессов и экспертные заключения относительно оценки состояния технологии.

Алгоритм оценки рисков приводится в приложении 2.

Выводы

Во второй главе рассмотрены концептуальные и математические основы построения модели оценки рисков потенциально опасных технологических процессов в плохо формализуемых средах.

Дано определение области и центра безопасности химико-технологического процесса. Количественная оценка безопасности процесса выполняется на основе определения уровней технологической безопасности, ущерба и риска. Каждый из уровней оценивается в зависимости от степени нечёткого равенства состояний:

технологии в текущий момент времени, центра безопасности технологии.

В настоящее время существуют различные модели, позволяющие решить задачу определения состояний ХТП (рисунок 2.8) [6].

МОДЕЛИ ДИАГНОСТИКИ ХТС		ХАРАКТЕРНЫЕ ОСОБЕННОСТИ ПРИМЕНЕНИЯ МОДЕЛЕЙ								
		Метод построения			Целесообразность применения			Иерархический уровень применения в диагностике технологий		
		экспериментальный	экспериментально-аналитический	аналитический	для отказов оборудования	для отказов систем управления	для технологических нарушений	первый (технология)	второй (аппаратные связи)	третий (оборудование и САУ)
БУЛЕВЫ МОДЕЛИ		☆			☆	☆	☆	☆		☆
НЕЧЕТКИЕ ЛОГИЧЕСКИЕ МОДЕЛИ		☆			☆	☆	☆		☆	☆
БАЙЕСОВСКИЕ МОДЕЛИ		☆			☆	☆	☆	☆	☆	☆
ПРИЧИНО-СЛЕДСТВЕННЫЕ МОДЕЛИ	ПНГ	☆	☆		☆	☆	☆	☆		☆
	ДО	☆	☆		☆	☆				☆
	ДС	☆			☆	☆				
МОДЕЛИ ПРОСТРАНСТВА СОСТОЯНИЙ		☆	☆	☆			☆			
ИНТЕРВАЛЬНЫЕ ПАРАМ. МОДЕЛИ		☆	☆	☆			☆	☆		
ДИСКР. МОДЕЛИ РАЗДЕЛЕНИЯ СОСТОЯНИЙ		☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆	☆

Рисунок 2.8 - Классы математических моделей оценки состояний

Анализ представленных моделей позволяет выявить следующие характерные особенности:

- диагностика состояний проводится на основе имеющихся ограничений. Эти ограничения накладываются на переменные процессов. Выявляются проблемы в определении входного воздействия, которое повлекло выход из регламентных ограничений;
- модели алгебры логики, Байесовские модели приводят к обработке большого экспериментального материала и систематической адаптации в связи с квазистационарностью режимов работы ХТП и не учитывают фундаментальных физико-химических законов поведения ХТП;

— аналитические модели и интервальные модели в основном построены на основе физико-химических законов. При этом их применение связано с большими временными издержками по сравнению с другими моделями, что не всегда при диагностировании удовлетворяет требованиям систем реального времени.

В моделях количество различных состояний, которые не всегда можно перечислить, определяется эмпирическим путем. Это требует определённых трудозатрат. Состояния описываются набором переменных, что в свою очередь приводит к расплывчатости формального описания состояний и их границ.

Все это требует поиска новых решений в задачах выявления состояний ХТС.

Глава 3. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ РЕГУЛИРОВАНИЯ УЗЛА СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ НЕКОНЦЕНТРИРОВАННОЙ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ

3.1 Процесс селективной очистки газов как объект автоматического управления

В настоящее время в состав системы управления процесса селективной очистки газов включены следующие системы [88]:

1. Регулирование температуры на выходе из реактора селективной очистки с помощью изменения подачи аммиака в камеру сгорания. Для стабилизации заданной температуры предусмотрено применение регулятора с переменной структурой, реализованного в средствах АСУ ТП производственного помещения.
2. Регулирование соотношения расхода аммиака, подаваемого в реактор селективной очистки и расхода добавочного воздуха, подаваемого в колонну абсорбции. Корректировка расходов воздуха и аммиака производится по разности температур на входе в реактор и выходе из реактора.

Анализ технологических характеристик оборудования, задействованного в производстве НАК, позволяет определить требования к режимным параметрам узла селективной очистки газов. Это необходимо для обеспечения наилучших условий рекуперации энергии [31]. Одним из условий следует назвать интенсификацию процесса очистки. Это условие выполняется посредством поддержания максимально возможной разности температур в стабильном состоянии.

Чтобы это условие были выполнимо, следует построить систему автоматического управления режимом работы реактора очистки. Для этого, в свою очередь, необходимо хорошо представлять, какие физические процессы происходят в узле селективной очистки газов. На рисунке 3.1 представлен фрагмент технологической схемы, в которую входит оборудование, определяющее работу этого узла.

Проходя через колонну абсорбции (поз. 1) и теплообменник (поз. 2) нитрозный газ попадает в реактор селективной очистки (поз. 3). Этот реактор предназначен для каталитического восстановления остаточных окислов азота, имеющих в хвостовых газах после колонны абсорбции. Реакция каталитического восста-

новления окислов может происходить при температуре (240 – 300) °С. Поэтому сразу перед реактором установлен подогреватель хвостовых газов (поз. 4).

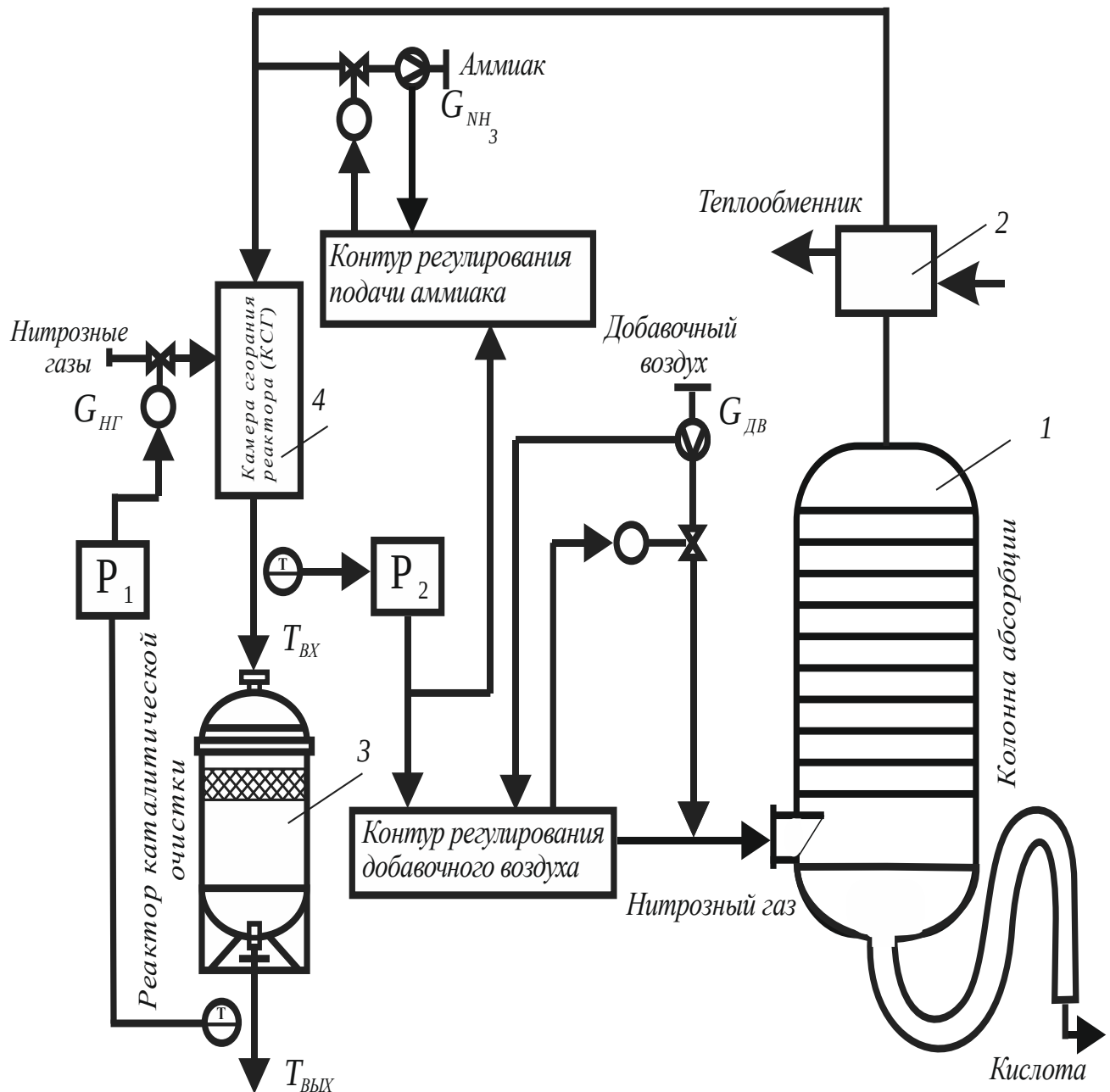


Рисунок 3.1 - Технологическая схема процесса селективной очистки газов⁴

В модели управления процесса селективной очистки газов присутствуют две регулируемые переменные:

- $T_{вх.}$ - температура газа на входе;
- $T_{вых.}$ - температура на выходе.

⁴На рисунке 3.1 **КР ДВ** –контур регулирования добавочного воздуха; **КР NH_3** –контур регулирования аммиака.

Управляющие воздействия:

- 1) G_{NH_3} - подача аммиака на вход реактора, который играет роль восстановителя азота;
- 2) $G_{ДВ}$ - подача добавочного воздуха в колонну абсорбции. Кислород определяет степень конверсии аммиака в реакторе;

Схематично взаимодействие перечисленных управляемых и управляющих переменных показано на рисунке 3.2.

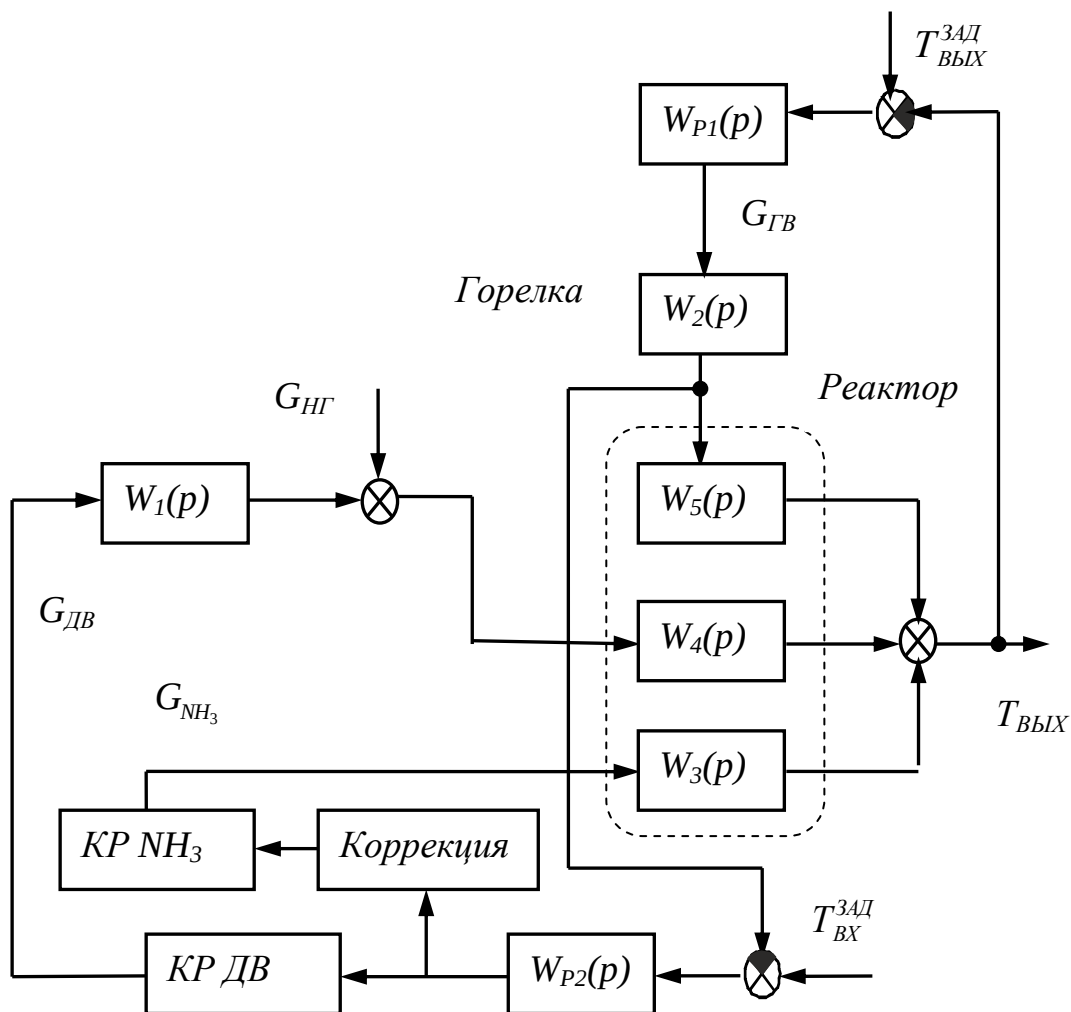


Рисунок 3.2 - Структурная схема существующей системы автоматизированного управления селективной очисткой газов

Получены передаточные функции на основе обработки статистической информации (таблица 3.1).

На рисунке 3.3 представлена структурная схема рассматриваемого объекта управления.

Таблица 3.1 - Передаточные функции объекта управления

Передаточные функции	Канал воздействия	N
$W_2 = \frac{12.0}{0.8p+1}$	расход аммиака на входе в смеситель реактора селективной очистки (м ³ /мин) – температура газов на выходе из смесителя реактора (°C)) (W38);	(3.1)
$W_1 = \frac{0.6}{1.2p+1}$	концентрация O ₂ на входе (% об) – концентрация O ₂ на выходе (% об) (абсорбционная колонна) (W28);	(3.2)
$W_5(p) = \frac{1.25 \cdot e^{-0.5p}}{(2.73p+1)(3.12p+1)}$	температура хвосторых газов на входе (°C) – температура очищенных газов на выходе (селективный реактор) (°C)) (W43);	(3.3)
$W_4(p) = \frac{130 \cdot e^{-0.5p}}{(2.73p+1)(3.12p+1)}$	концентрация кислорода на входе (%O ₂) – температура очищенных газов на выходе (°C) (реактор селективной очистки)(W42);	(3.4)
$W_3(p) = \frac{-1.3}{0.8p+1}$	расход хвостовых газов на входе в смеситель(м ³ /мин) - температура на выходе из камеры (°C)(W37);	(3.5)
$W_6(p) = \frac{-0.6}{0.15p+1}$	расход хвостовых газов на входе (м ³ /мин) – температура на выходе (°C) (реактор селективной очистки)(W41);	(3.6)
$W_7(p) = \frac{9.6 \cdot e^{-0.5p}}{(2.73p+1)(3.12p+1)}$	расход аммиака на входе (м ³ /мин) – температура очищенных газов на выходе (°C) (реактор селективной очистки) (W39);	(3.7)
$W_8(p) = \frac{0.0005}{0.15p+1}$	расход аммиака на входе (м ³ /мин) – концентрация окислов азота на выходе в реактор селективной очистки (% об) (реактор селективной очистки)(W40);	(3.8)
$W_9(p) = \frac{0.001}{0.15p+1}$	концентрация окислов азота на входе (% об) – концентрация окислов азота на выходе (% об) (реактор селективной очистки) (W44);	(3.9)

3.2. Имитационная модель существующей системы регулирования температурного режима узла селективной очистки газов

В соответствии со структурной схемой (рисунок 3.2) была построена модель системы регулирования узла селективной очистки газов в программной среде MATLAB (рисунок 3.3) для исследования динамических режимов узла селективной очистки.

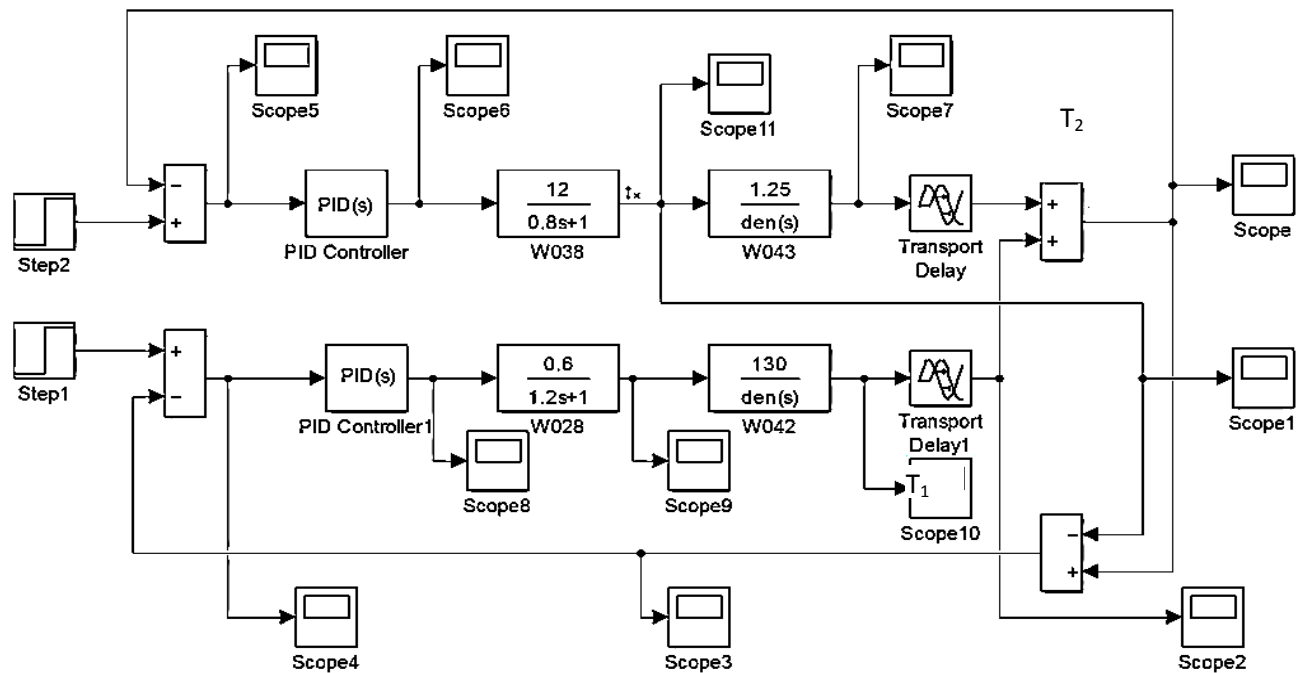


Рисунок 3.3 - Модель существующей САР узла селективной очистки газов в пакете МатЛаб

На схеме возмущение Step 1 соответствует изменению концентрации O_2 на входе (% об) реактора. Возмущение Step 2 соответствует заданию расхода аммиака на входе в смеситель реактора селективной очистки ($м^3/мин$) на входе в реактора селективной очистки. Температура входа газов регулируется изменением расхода аммиака и воздуха, с коррекцией их соотношения. На данном этапе схема упрощена, регулятор коррекции их соотношения отсутствует.

Настройки регуляторов выбирались на основе использования стандартного математического обеспечения пакета MatLab.

По итогам работы динамической модели для переходных процессов реактора селективной очистки получены графики изменения температур на входе и выходе реактора при различных комбинациях возмущений входа и выхода (рисунок

3.4 – 3.6).

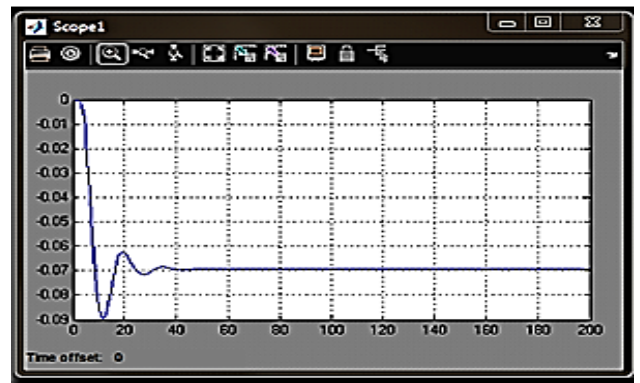
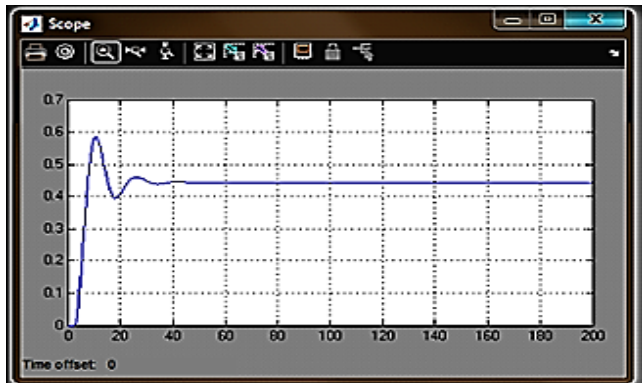


Рисунок 3.4 - Переходные процессы при **Step 1 = 1, Step 2 = 0**

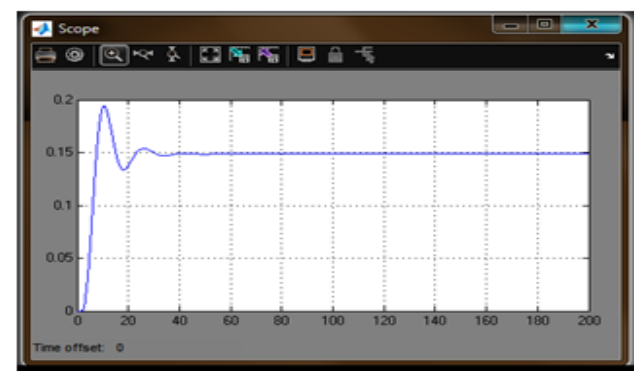
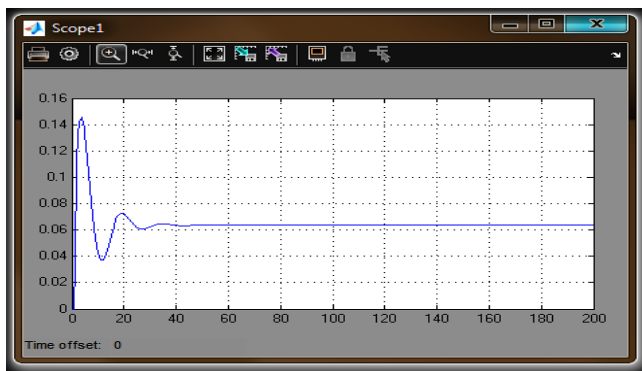


Рисунок 3.5 - Переходные процессы при **Step 1 = 0, Step 2 = 1**

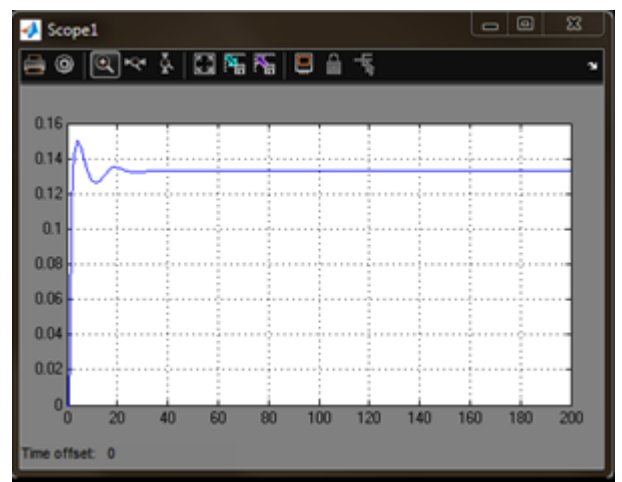
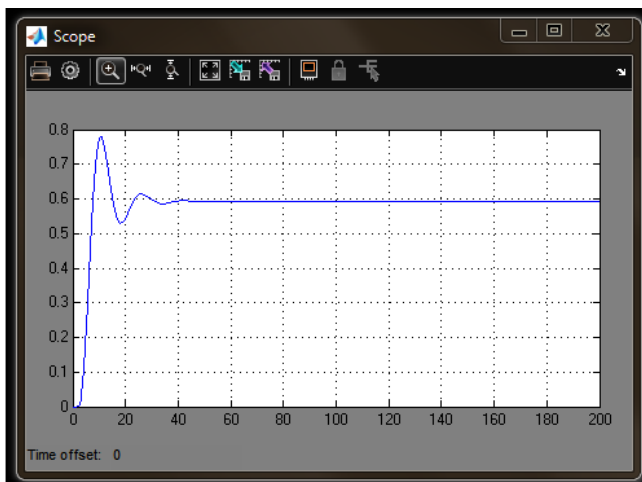


Рисунок 3.6 - Переходные процессы при **Step 1 = 0, Step 2 = 1**

Из данных графиков видно, что перерегулирование более 20%.

3.3. Анализ модели существующей системы

Анализ построенной модели осуществлялся на основе статистических данных о работе узла селективной очистки газов, полученных на ОАО «Новомосковская акционерная компания «АЗОТ». Оценка проводилась на основе схемы, пред-

ставленной на рисунке 3.7.

Осуществлён анализ динамических режимов работы узла селективной очистки газов, а также режимов, выявленных на основании созданной модели. Анализ проводился в два этапа. Сначала осуществлялась генерация входных параметров в виде возмущающего воздействия, затем выполнялась обработка выходных параметров. Результаты вычислительного эксперимента представлены на рисунке 3.7.

Определены следующие статистические характеристики: математическое ожидание и дисперсия этих параметров согласно методике, приведённой в [8].

Математическое ожидание дискретной случайной величины (ДСВ):

$$M(X) = \sum_{i=1}^n x_i f_i, \quad (3.10)$$

где n – число значений x_i ($i=1 \div n$), f_i – частота появления x_i .

Дисперсия (или рассеяние) ДСВ:

$$D(X) = M(X^2) - [M(X)]^2. \quad (3.11)$$

Зная закон распределения температуры на выходе реактора селективной очистки газов, можно найти её математическое ожидание и дисперсию.

Так, для статистических данных получаем (таблица 3.1):

Таблица 3.1 -Закон распределения температуры на выходе реактора селективной очистки газов для статистических данных $M(X) = 273$ $D(X) = 38,5$

Вероятность	0,05	0,15	0,3	0,15	0,35
Значение	260	265	270	275	280

В таблице 3.2 показаны результаты моделирования.

Таблица 3.2 -Закон распределения температуры на выходе реактора селективной очистки газов для данных, полученных в результате работы модели

$$M(X) = 273, D(X) = 43.5$$

Вероятность	0,1	0,1	0,25	0,2	0,35
Значение	260	265	270	275	280

То же самое выполняется для определения математического ожидания и дисперсии температуры на входе в реактор селективной очистки газов.

Известен закон распределения этой величины для статистических данных (таблица 3.3). В результате работы модели получаем таблицу 3.4.

Таблица 3.3 -Закон распределения температуры на входе в реактор селективной очистки газов для статистических данных $M(X) = 261$, $D(X) = 45$

Вероятность	0,4	0,5	0,1
Значение	240	270	300

Таблица 3.4 - Закон распределения температуры на входе в реактор селективной очистки газов для данных в результате работы модели

$$M(X) = 267 \quad D(X) = 49.$$

Вероятность	0,3	0,5	0,2
Значение	240	270	300

Существующая модель регулирования не обладает необходимой точностью, что снижает качество регулирования. Дисперсия составляет около 20% от среднего значения. Кроме того, для измерения концентрации окислов азота используется аналитический метод. Это снижает оперативность решений по управления производством слабой азотной кислоты.

Выводы

Анализ технологии показал, что процесс селективной очистки представляет собой сложную систему, которая включает различные процессы. Совокупность процессов находится в тесной взаимосвязи. Система очистки хвостовых газов от окислов азота определяется как одно целое.

Построена математическая модель процесса, на основе данных, взятых непосредственно с производства. Расчёты технологических режимов, выполненные по модели, показывают, что значительное влияние на эффективность работы процесса селективной очистки оказывает разница температур между верхом и низом реактора.

Реальные производственные данные, взятые с действующей установки, говорят о наличии большого количества возмущающих воздействий, заставляющие работать технологический процесс практически в переходном режиме. Такой ре-

жим работы обуславливается инерционностью процессов, протекающих по концентрационным каналам. Система работает с ошибкой. Поэтому, оценку адекватности построенной математической модели данного типа объектов, целесообразно проводить для динамических режимов работы установки с использованием метода статистических испытаний. Результаты вычислений, на основе имеющейся модели недостаточно точно описывают реальный химико-технологический процесс производства НАК (если судить по дисперсии). Поэтому в работе предложено изменить данную модель управления для повышения точности результатов моделирования на основе применения нечётких логических моделей.

Первое направление применения:

- динамическое корректирование параметров дифференциальных уравнений;
- разработка нечёткого регулятора.

Это направление можно назвать первым и вторым уровнями иерархии.

Второй уровень управления определяет задания для первого уровня на основе оценки риска, построенного на использовании нечётких логических импульсных моделей.

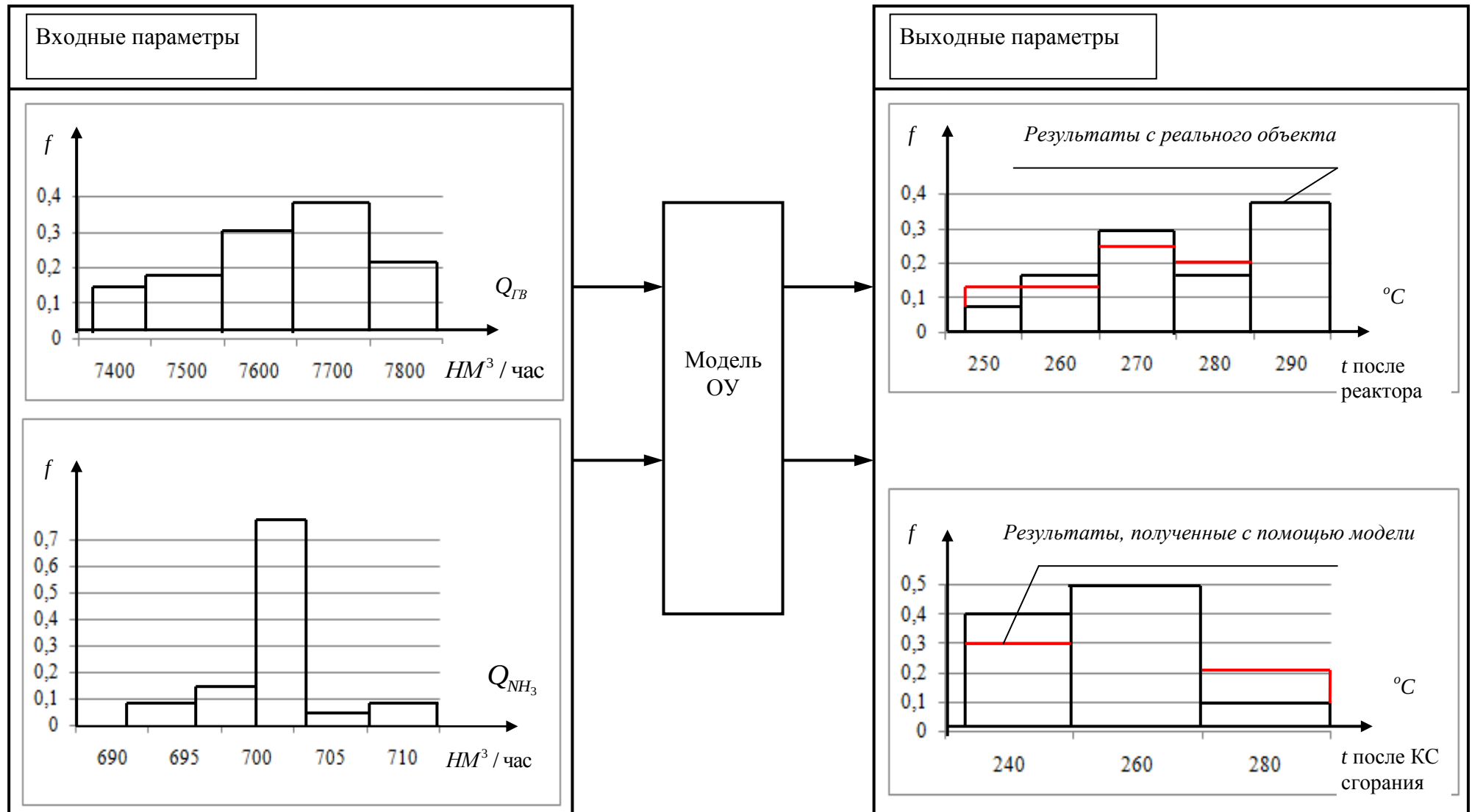


Рисунок 3.7 - Результаты анализа модели существующей САР

ГЛАВА 4. РАЗРАБОТКА НЕЧЁТКОЙ МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ УЗЛА СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКИ ГАЗОВ

4.1. Усовершенствование, имеющейся на предприятии системы регулирования работы узла селективной очистки газов

С учетом информации, изложенной выше, а также того, что имеющаяся на предприятии модель объекта управления ориентирована на аналитическое оценивание концентрации окислов азота в хвостовых газах на выходе реактора необходимо определить на выходе селективного реактора концентрацию окислов азота. Рассматривается два выходных параметра: температура газов на выходе реактора селективной очистки T^{Out} и концентрация окислов азота C_{NO+NO_2} . Для определения окислов азота в работе предложено применение нейросетевой аппроксимации на основе использования ANFIS-сети [104]. На вход нейросети поступают параметры: температура хвостовых газов, температура очищенных газов после реактора и значение предыдущей концентрации окислов азота. Кроме того, в силу возможных изменений режимов работы, необходима настройка параметров нейросети. В дальнейшем предлагается система, модельная структура которой приведена на рисунке 4.1.

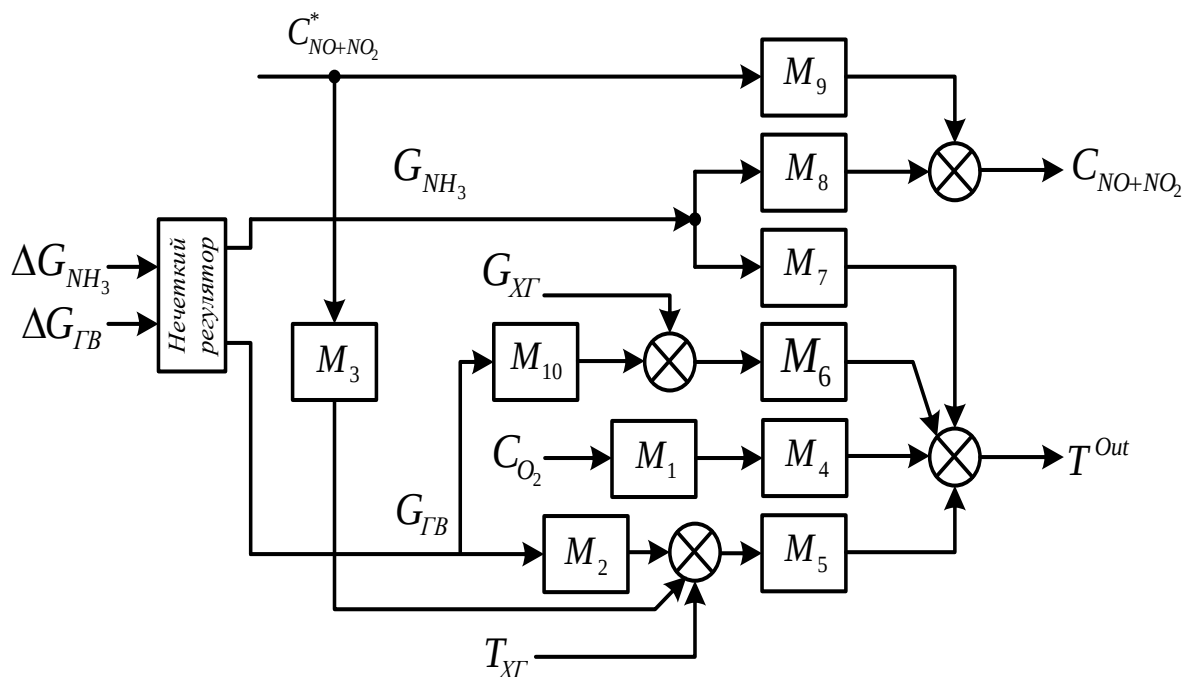


Рисунок.4.1 - Модельная структура система управления узлом селективной
очистки газов

Основные соотношения модельной структуры предлагаемой системы управления реактора селективной очистки приводятся в таблице 4.1.

Таблица 4.1 - Модель связей узла селективной очистки

Математическая модель связей параметров узла селективной очистки		
концентрация O_2 на входе (% об) – концентрация O_2 на выходе (% об) (абсорбционная колонна);	$T_1 \frac{dC_{O_2_{вых}}^{AбсК}}{d\tau} + C_{O_2_{вых}}^{AбсК} = C_{O_2_{вх}}^{AбсК}(\tau)$	(M ₁)
расход аммиака на входе в смеситель реактора (м3/мин) – температура га- зов на выходе ($^{\circ}C$)	$T_2 \frac{dt_{гблх}^{сМ}}{d\tau} + t_{гблх}^{сМ} = G_{NH_3}^{сМ}(\tau)$	(M ₂)
расход хвостовых газов на входе в смеситель(м3/мин) - температура на выходе из камеры ($^{\circ}C$)	$T_3 \frac{dt_{гблх}^{сМ}}{d\tau} + t_{гблх}^{сМ} = G_{ХГ}^{сМ}(\tau)$	(M ₃)
концентрация кислорода на входе (% O_2) – температура очищенных га- зов на выходе ($^{\circ}C$) (реактор селективной очистки)	$T_{42} \frac{d^2 t_{гблх}^{ХБ}}{d\tau^2} + T_{41} \frac{dt_{гблх}^{ХБ}}{d\tau} + t_{гблх}^{ХБ} = C_{O_2_{вх}}^{реак}(\tau) T_{гх}^{ХГ}(\tau - \tau_0)$	(M ₄)
температура хвостовых газов на вхо- де ($^{\circ}C$) – температура очищенных га- зов на выходе (селективный реактор) ($^{\circ}C$)	$T_{52} \frac{d^2 t_{гблх}^{ХБ}}{d\tau^2} + T_{51} \frac{dt_{гблх}^{ХБ}}{d\tau} + t_{гблх}^{сМ} = T_{гх}^{ХГ}(\tau - \tau_0)$	(M ₅)
расход хвостовых газов на входе (м3/мин) – температура на выходе ($^{\circ}C$) (реактор селективной очистки)	$T_5 \frac{dt_{гблх}^{реак}}{d\tau} + t_{гблх}^{реак} = G_{ХБ}^{реак}(\tau)$	(M ₆)
расход аммиака на входе (м3/мин) – температура очищенных газов на выходе ($^{\circ}C$) (реактор селективной очистки)	$T_{72} \frac{d^2 t_{гблх}^{ХБ}}{d\tau^2} + T_{71} \frac{dt_{гблх}^{ХБ}}{d\tau} + t_{гблх}^{ХБ} = G_{гх реак}^{NH_3}(\tau - \tau_0)$	(M ₇)

Математическая модель связей параметров узла селективной очистки		
расход аммиака на входе (м3/мин) – концентрация окислов азота на выходе в реактор селективной очистки (% об) (реактор селективной очистки)	$T_8 \frac{dC_{NO_{вых}}^{реак}}{d\tau} + C_{NO_{вых}}^{реак} = G_{ex\ реак}^{NH_3}(\tau)$	(M ₈)
концентрация окислов азота на входе (% об) – концентрация окислов азота на выходе (% об) (реактор селективной очистки)	$T_8 \frac{dC_{NO_{вых}}^{реак}}{d\tau} + C_{NO_{вых}}^{реак} = C_{NO_{ex}}^{реак}(\tau)$	(M ₉)

В данном случае применяется два параметра воздействия для рассматриваемой системы регулирования: G_{NH_3} -расход аммиака, $G_{ГВ}$ - расход газо-воздушной смеси.

Для реактора предлагается принять следующие возмущающие воздействия на систему регулирования:

- 1) концентрация кислорода на выходе из колонны готовой продукции (неконцентрированной азотной кислоты (НАК))– C_{O_2} ;
- 2) концентрация окиси и двуокиси азота на выходе из колонны готовой продукции (НАК) – C_{NO+NO_2} ;
- 3) расход окислов азота на выходе из колонны готовой продукции (НАК) – $G_{ХТ}$;
- 4) температура окислов азота на входе в реактор селективной очистки – $T_{ХТ}$.

Поскольку взаимное влияние управляющих параметров неоспоримо и изучить это влияние только с помощью аппарата классической математики, теории вероятностей и математической статистики не представляется возможным, предлагается разработка и последующее применение регулятора на основе нечеткой логики.

4.2. Построение нечёткого регулятора для управления реактором

Сигналы рассогласования подаются на вход нечёткого регулятора, который используется для вычисления управляющих воздействий. Входные данные: изменение величины подачи аммиака ΔG_{NH_3} , изменение величины подачи газовой смеси $\Delta G_{ГВ}$. Сигналы рассогласования на входе формируются в результате проводимых сравнений заданных и реальных величин по управляющим воздействиям.

Нечёткий регулятор использует правила логического вывода, которые сформулированы на основе базы знаний. Для построения базы знаний использовался обобщённый опыт работников цехового подразделения.

Для формирования правил нечёткого логического вывода следует ввести определённые лингвистические переменные и значения, которые они могут принимать:

1. Вариация расхода аммиака (ΔG_{NH_3}) – незначительная (ΔL_{NH_3}), средняя (ΔM_{NH_3}), существенная (ΔH_{NH_3}), сильно существенная (ΔBH_{NH_3});
2. Вариация расхода газовой смеси (ΔG_{O_2}) – незначительная (ΔL_{O_2}), средняя (ΔM_{O_2}), существенная (ΔH_{NH_3}), сильно существенная (ΔBH_{O_2});
3. Расход аммиака (G_{NH_3}) – низкий (LG_{NH_3}), средний (MG_{NH_3}), существенный (HG_{NH_3}), сильно существенный (BG_{NH_3});
4. Расход газовой смеси (G_{O_2}) – низкий (LG_{O_2}), средний (MG_{O_2}), существенный (HG_{O_2}), сильно существенный (BG_{O_2}).

После введения лингвистических переменных и задания их терм-множеств конкретизируются функции принадлежности каждой лингвистической переменной соответствующему терм-множеству.

Правила нечёткого логического вывода ($\wedge$ -конъюнкция; $\rightarrow$ -импликация):

1. $IF (\Delta L_{NH_3} \wedge \Delta L_{O_2}) \rightarrow (LG_{NH_3} \wedge LG_{O_2});$
2. $IF (\Delta M_{NH_3} \wedge \Delta L_{O_2}) \rightarrow (LG_{NH_3} \wedge LG_{O_2});$

3. $IF(\Delta H_{NH_3} \wedge \Delta L_{O_2}) \rightarrow (MG_{NH_3} \wedge LG_{O_2});$
4. $IF(\Delta BH_{NH_3} \wedge \Delta L_{O_2}) \rightarrow (HG_{NH_3} \wedge MG_{O_2});$
5. $IF(\Delta L_{NH_3} \wedge \Delta M_{O_2}) \rightarrow (LG_{NH_3} \wedge LG_{O_2});$
6. $IF(\Delta M_{NH_3} \wedge \Delta M_{O_2}) \rightarrow (MG_{NH_3} \wedge LG_{O_2});$
7. $IF(\Delta H_{NH_3} \wedge \Delta M_{O_2}) \rightarrow (MG_{NH_3} \wedge MG_{O_2});$
8. $IF(\Delta BH_{NH_3} \wedge \Delta M_{O_2}) \rightarrow (HG_{NH_3} \wedge MG_{O_2});$
9. $IF(\Delta L_{NH_3} \wedge \Delta H_{O_2}) \rightarrow (HG_{NH_3} \wedge MG_{O_2});$
10. $IF(\Delta M_{NH_3} \wedge \Delta H_{O_2}) \rightarrow (MG_{NH_3} \wedge MG_{O_2});$
11. $IF(\Delta H_{NH_3} \wedge \Delta H_{O_2}) \rightarrow (HG_{NH_3} \wedge MG_{O_2});$
12. $IF(\Delta BH_{NH_3} \wedge \Delta H_{O_2}) \rightarrow (HG_{NH_3} \wedge HG_{O_2});$
13. $IF(\Delta L_{NH_3} \wedge \Delta BH_{O_2}) \rightarrow (MG_{NH_3} \wedge HG_{O_2});$
14. $IF(\Delta M_{NH_3} \wedge \Delta BH_{O_2}) \rightarrow (MG_{NH_3} \wedge HG_{O_2});$
15. $IF(\Delta H_{NH_3} \wedge \Delta BH_{O_2}) \rightarrow (HG_{NH_3} \wedge HG_{O_2});$
16. $IF(\Delta BH_{NH_3} \wedge \Delta BH_{O_2}) \rightarrow (HG_{NH_3} \wedge HG_{O_2});$

Формализация лингвистических переменных:

1. Терм множество «Изменение расхода аммиака» ΔG_{NH_3} в диапазоне нормативного состояния переменной $[0,6]$:

$1, \quad \text{при } 0 \leq \Delta G_{NH_3} \leq 1$ $\frac{1}{1 + \exp(5.5 \cdot (\Delta G_{NH_3} - 1.7))}, \quad \text{при } 1 < \Delta G_{NH_3} \leq 2.3$	– «Low ΔG_{NH_3} » на отрезке $[0,2.3]$
$\frac{1}{1 + \exp(-5.5 \cdot (\Delta G_{NH_3} - 1.9))}, \quad \text{при } 1 \leq \Delta G_{NH_3} \leq 2.5$ $\frac{1}{1 + \exp(5.5 \cdot (\Delta G_{NH_3} - 3.1))}, \quad \text{при } 2.5 < \Delta G_{NH_3} \leq 3.5$	– «Middle ΔG_{NH_3} » на отрезке $[1,3.5]$

$\frac{1}{1 + \exp(-5.5 \cdot (\Delta G_{NH_3} - 2.5))}, \text{ при } 1.8 \leq \Delta G_{NH_3} \leq 3.2$	– «High ΔG_{NH_3} » на отрезке [1.8,4.3]
$\frac{1}{1 + \exp(5.5 \cdot (\Delta G_{NH_3} - 3.7))}, \text{ при } 3.2 < \Delta G_{NH_3} \leq 4.3$	
$\frac{1}{1 + \exp(-5.5 \cdot (\Delta G_{NH_3} - 3.8))}, \text{ при } 3.2 \leq \Delta G_{NH_3} \leq 4.5$	– «Bighigh ΔG_{NH_3} » на отрезке [3.2,5]
$1, \text{ при } 4.5 < \Delta G_{NH_3} \leq 5$	

2. Терм множество «Вариация расхода газо-воздушной смеси» ΔG_{O_2} в диапазоне нормативного состояния переменной [0,7.5]:

$1, \text{ при } 0 \leq \Delta G_{O_2} \leq 1.5$	– «Low ΔG_{O_2} » на отрезке [0,2.9]
$\frac{1}{1 + \exp(2.5 \cdot (\Delta G_{O_2} - 2.3))}, \text{ при } 1.5 < \Delta G_{O_2} \leq 2.9$	
$\frac{1}{1 + \exp(-2.5 \cdot (\Delta G_{O_2} - 2.35))}, \text{ при } 1.7 \leq \Delta G_{O_2} \leq 3.2$	– «Middle ΔG_{O_2} » на отрезке [1.7,4.8]
$\frac{1}{1 + \exp(2.5 \cdot (\Delta G_{O_2} - 3.9))}, \text{ при } 3.2 < \Delta G_{O_2} \leq 4.8$	
$\frac{1}{1 + \exp(-2.5 \cdot (\Delta G_{O_2} - 3.8))}, \text{ при } 3.3 \leq \Delta G_{O_2} \leq 4.5$	– «High ΔG_{O_2} » на отрезке [3.3,6.1]
$\frac{1}{1 + \exp(2.5 \cdot (\Delta G_{O_2} - 5))}, \text{ при } 4.5 < \Delta G_{O_2} \leq 6.1$	
$\frac{1}{1 + \exp(-2.5 \cdot (\Delta G_{O_2} - 5.3))}, \text{ при } 4.3 \leq \Delta G_{O_2} \leq 6.5$	– «Bighigh ΔG_{O_2} » на отрезке [4.3,7.5]
$1, \text{ при } 6.5 < \Delta G_{O_2} \leq 7.5$	

3. Терм множество «Расход аммиака» G_{NH_3} в диапазоне нормативного состояния переменной [10,18]:

$1, \quad \text{при } 10 \leq G_{\text{NH}_3} \leq 11.9$ $\frac{1}{1 + \exp(5.3 \cdot (G_{\text{NH}_3} - 12.3))}, \text{ при } 11.9 < G_{\text{NH}_3} \leq 13.7$	$-B_1 = \text{«Low } G_{\text{NH}_3} \text{»}$ на отрезке [10,13.7]
$\frac{1}{1 + \exp(-5.3 \cdot (G_{\text{NH}_3} - 13.5))}, \text{ при } 12 \leq G_{\text{NH}_3} \leq 14$ $\frac{1}{1 + \exp(5.3 \cdot (G_{\text{NH}_3} - 15))}, \text{ при } 14 < G_{\text{NH}_3} \leq 16$	$-B_1 = \text{«Middle } G_{\text{NH}_3} \text{»}$ на отрезке [12,16]
$\frac{1}{1 + \exp(-5.3 \cdot (G_{\text{NH}_3} - 15))}, \text{ при } 14 < G_{\text{NH}_3} \leq 16$ $1, \quad \text{при } 16 \leq G_{\text{NH}_3} \leq 18$	$-B_1 = \text{«High } G_{\text{NH}_3} \text{»}$ на отрезке [2,4]

4. Терм множество «Расхода газо-воздушной смеси» G_{O_2} в диапазоне нормативного состояния переменной [10, 20]:

$1, \quad \text{при } 10 \leq G_{\text{O}_2} \leq 12.5$ $\frac{1}{1 + \exp(3.7 \cdot (G_{\text{O}_2} - 13.75))}, \text{ при } 12.5 < G_{\text{O}_2} \leq 15$	$-A_1 = \text{«Low } G_{\text{O}_2} \text{»}$ на отрезке [10,15]
$\frac{1}{1 + \exp(-3.7 \cdot (G_{\text{O}_2} - 14))}, \text{ при } 12.5 \leq G_{\text{O}_2} \leq 16.3$ $\frac{1}{1 + \exp(3.7 \cdot (G_{\text{O}_2} - 16.8))}, \text{ при } 16.3 < G_{\text{O}_2} \leq 17.5$	$-A_1 = \text{«Middle } G_{\text{O}_2} \text{»}$ на отрезке [12.5,17.5]
$\frac{1}{1 + \exp(-3.7 \cdot (G_{\text{O}_2} - 16.25))}, \text{ при } 15 < G_{\text{O}_2} \leq 17.5$ $1, \quad \text{при } 17.5 \leq G_{\text{O}_2} \leq 20$	$-A_1 = \text{«High } G_{\text{O}_2} \text{»}$ на отрезке [15,20]

В соответствии с правилами нечёткого логического вывода приведение полученных нечетких значений обозначенных переменных к чётким значениям обеспечивается центроидным методом (Правила нечёткого вывода 1-16). На рисунке 4.2 показаны входные и выходные параметры процесса (структура регуля-

тора подачи NH_3 и O_2)

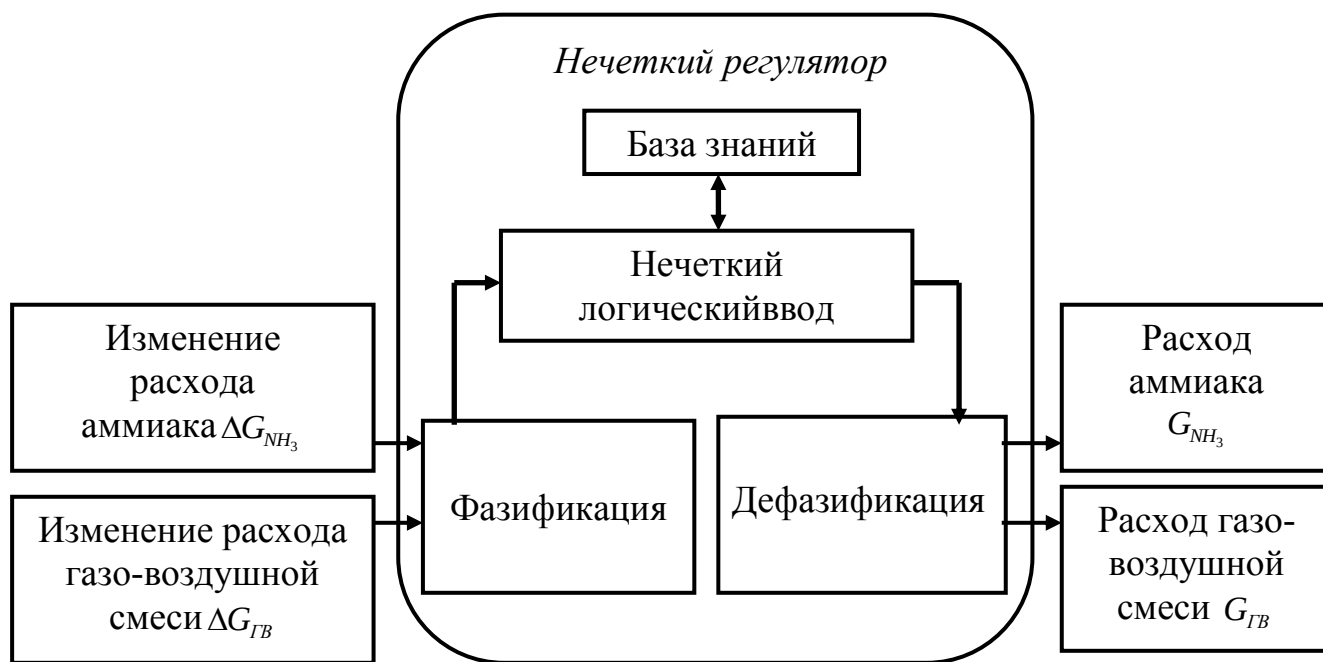


Рисунок 4.2 - Блок-схема fuzzy-контроллера

4.3. Разработка нечёткой модели, системы регулирования технологический процесс селективной очистки газов

Модельная структура химико-технологического процесса селективной очистки газов приведена на рисунке 4.3. Данная модель предназначена для учета и контроля изменений состояний технологического оборудования и реагентов (катализатора) при его работе в режиме реального времени.

Это, в свою очередь, позволит исключить появление нарушений в режимах очистки газов. Ярким примером одного из таких нарушений является превышение концентрации хвостовых газов нормативных значений. Предотвращение подобных нарушений поможет впоследствии исключить поломки оборудования и более серьезные аварийные ситуации на данном технологическом участке химического производства. Структурная схема построенной нечёткой модели приведено в приложении 6. Результат моделирования представлен на рисунке П.6.2.

Для оценки работоспособности и эффективности новой модели управления температурным режимом узла селективной очистки газов в химико-технологическом процессе производства НАК была проведён имитационный эксперимент в программной среде MATLAB (рисунок 4.4).

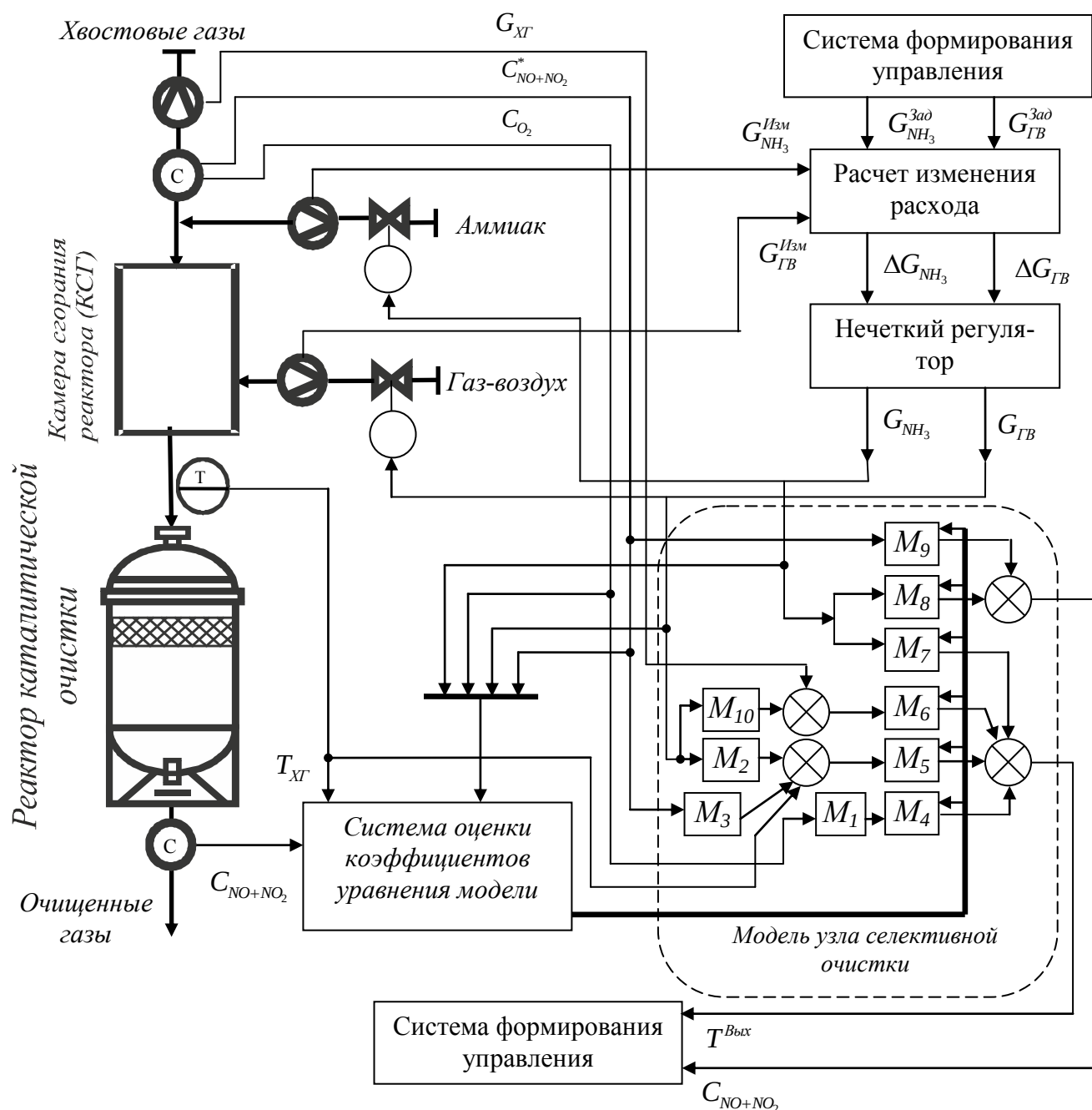


Рисунок 4.3 - Структура математической модели селективной очистки газов
(приложение 6, рис. П.6.1, П.6.2)

Проверка модели, регулирующей технологический процесс селективной очистки газов, на адекватность также осуществлялась в программной среде MATLAB. Осуществлялись необходимые расчеты с учетом оценки коэффициентов дифференциальных уравнений. Определены величины: математическое ожидание и дисперсия. Проверка нечёткой модели на адекватность показаны на рисунке 4.4 (функции распределения выходных параметров).

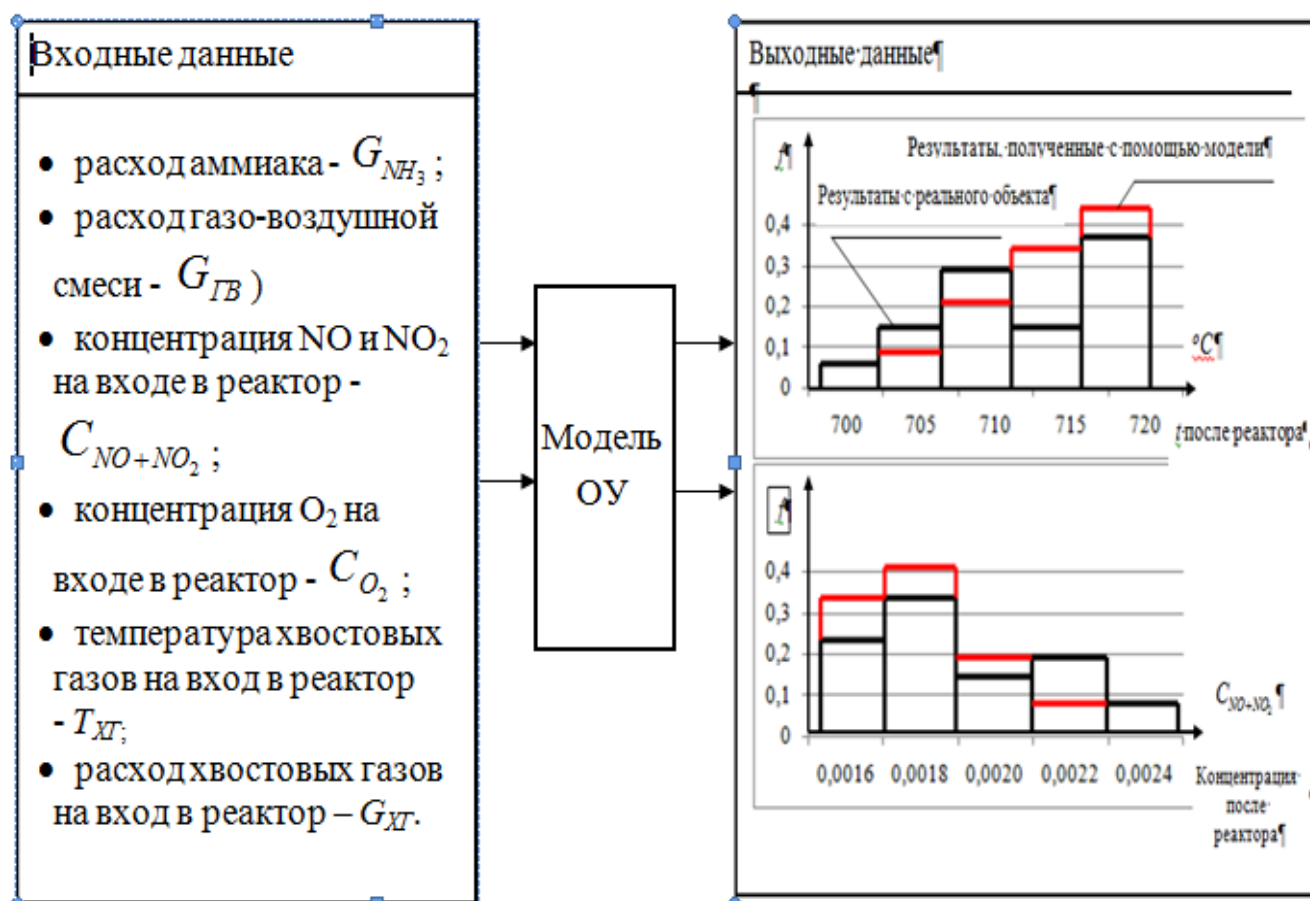


Рисунок 4.4- Проверка нечёткой модели на адекватность

Результаты моделирования приведены в таблицах 4.2-4.3.

Таблица 4.2 - Распределение температуры хвостовых газов на выходе реактора

Вероятность	0,05	0,17	0,3	0,18	0,29	0,01
Значение	250	260	270	280	290	300

$$M(x) = 275; D(x) = 32$$

Таблица 4.3 - Распределение концентрации хвостовых газов на выходе реактора

Вероятность	0,23	0,33	0,15	0,20	0,09
Значение	0,0016	0,0018	0,0020	0,0022	0,0024

$$M(x) = 0,0019 \quad D(x) = 0,00014$$

Сравнение результатов экспериментов и результатов работы усовершенствованной модели управления приводит к выводу, что новая модель управления рассматриваемым химико-технологическим процессом достаточно адекватна технологическому процессу.

Результаты исследования:

Исходная система управления:

Температура после реактора $\rightarrow M(x) = 276; D(x) = 35$.

Модернизированная система: Температура после реактора $\rightarrow M(X) = 279,5; D(X) = 29,0$

Исходная система управления: Концентрация оксидов $\rightarrow M(x) = 0.0021; D(x) = 0.00014$

Модернизированная система: Концентрация оксидов $\rightarrow M(X) = 0.00186; D(X) = 0.00011$

Основное заключение: - модель работы системы с нечётким регулятором и коррекцией параметров дифференциальных уравнений является более точной, так как из результатов счёта видно уменьшение дисперсии основных параметров процесса

Выводы

В четвёртой главе рассмотрено построение нечётко-логической модели с динамической коррекцией параметров дифференциальных уравнений и нечётко-логического регулятора.

Нечёткий логический регулятор определяет нагрузку на реактор селективный очистки аммиака и газо-воздушной смеси.

На основе ANFIS сети выполняется коррекция параметров дифференциальных уравнений. Нечёткая модель определяется состоянием катализатора в реакторе и состоянием оборудования рассматриваемого узла.

Разработанная модель проверена на адекватность для процесса селективной очистки производства неконцентрированной азотной кислоты на ОАО «Новомосковская акционерная компания «АЗОТ». Результаты переданы на производство. Использование системы управления, которая включает систему коррекции коэффициентов и нечёткий регулятор, задающий нагрузку по смеси «газ – воздух» и подача NH_3 , повышает точность системы регулирования реактора селективной очистки.

Глава 5. СОЗДАНИЕ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ СЕЛЕКТИВНОЙ ОЧИСТКОЙ ГАЗОВ: СЦЕНАРНЫЙ ПОДХОД

В данной главе рассмотрено создание системы управления химико-технологическим процессом селективной очистки газов при производстве НАК на основе моделирования возможных ситуаций. Таким образом, здесь можно говорить о применении в моделировании так называемого сценарного подхода [59].

Реакторы являются одними из самых распространённых объектов в химической промышленности. Эффективность их исследования важна для достижения высоких результатов в решении в первую очередь задач управления этими объектами. Это повышение производительности реактора, уменьшение количества побочных продуктов, улучшение качественных показателей работы промышленных систем управления.

Одним из перспективных направлений повышения качества работы систем управления является использование семейства МРС контроллеров, которые реализуют управление на основе предсказания параметров, определяющих состояние процесса.

В данном разделе рассматривается управление технологическим процессом узла селективной очистки газов в агрегате для производства неконцентрированной азотной кислоты, отличающиеся нелинейностью и возмущениями. Создание системы управления химико-технологическим процессом селективной очистки газов при производстве НАК предусматривает учёт влияния случайных возмущений, что приводит к возникновению различных ситуаций при работе технологического процесса. Таким образом, здесь можно говорить о применении так называемого сценарного подхода в моделировании [59].

5.1 Характеристика на основе прогнозирующих моделей систем управления

Системы управления с прогнозирующими моделями (УПМ) [79] рассматриваются как совокупность регулятора и оценочного модуля. Функциональная структура системы управления реактором селективной очистки показана на рисунке 5.1.

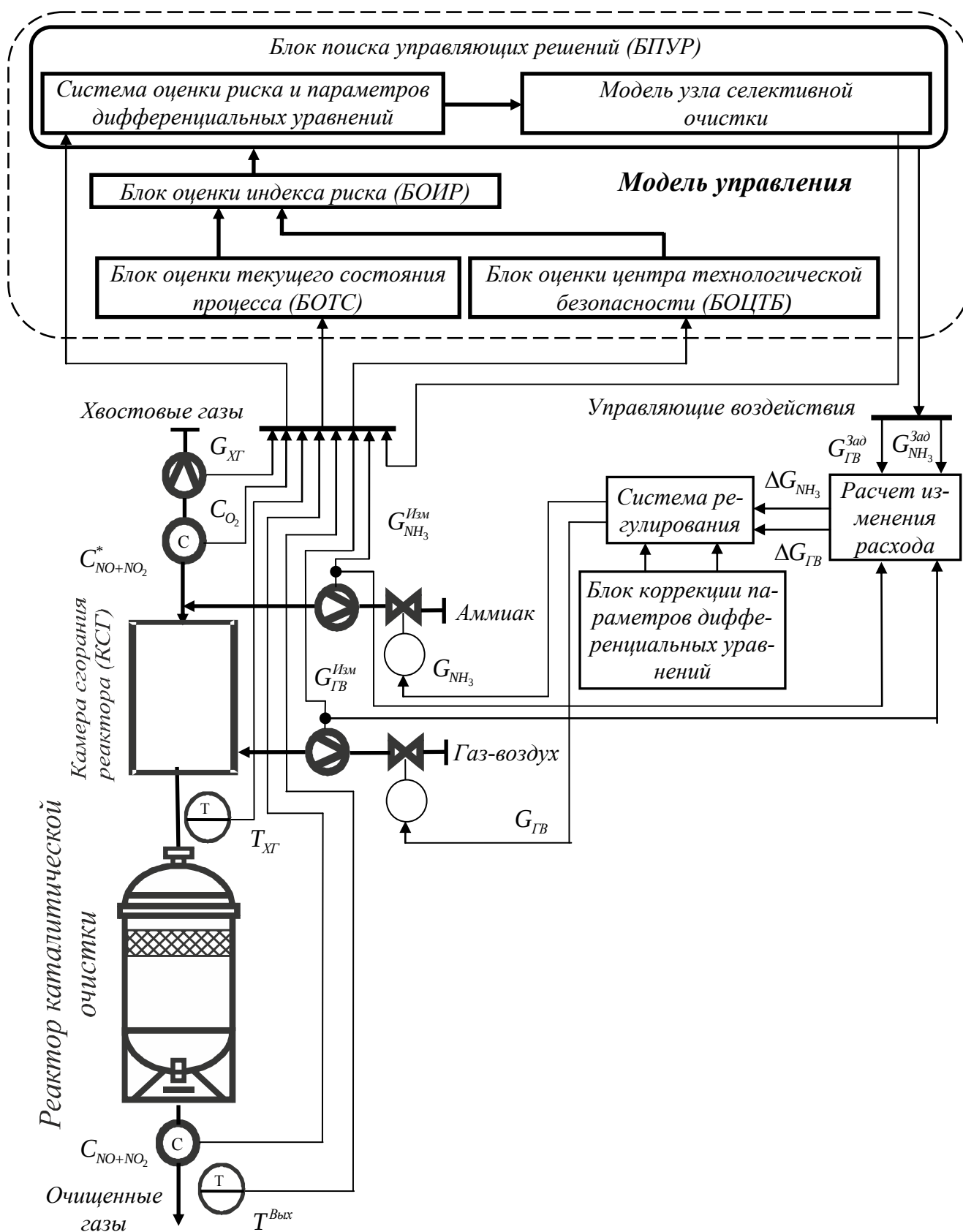


Рис.5.1 - Функциональная структура системы управления реактором селективной очистки.

Параметры УПМ:

- **входные** – заданные значения центра технологической безопасности r_k ,
- **выходы** процесса z – измеренные выходы процесса y ,
- **регулирующие переменные** – u .

Управляющими переменными являются:

- подача аммиака (G_{NH_3}) в реактор определяет количество восстановителя в реакторе очистки;
- подача добавочного воздуха ($G_{ДВ}$) в колонну абсорбции определяет концентрацию кислорода перед реактором очистки, а значит, степень конверсии аммиака в реакторе.

Регулируемые параметры:

- температура газа на входе $T_{вх.}$ в объект (реактор);
- температура на выходе $T_{вых.}$ из объекта (реактора);
- концентрация окислов азота C_{NO+NO_2}

Возмущения – рассчитанные значения рисков по состоянию оборудования, состоянию системы управления, по состоянию технологии.

На ниже следующих рисунках показаны механизмы построения нечетко-определённой импульсной модели оценки состояния системы и движения системы к точке безопасности.

На рисунке 5.2 показана графическая иллюстрация центра безопасности и формирование функции индекса безопасности относительно установленного центра.

На рисунке 5.3 показана графическая иллюстрация индекса безопасности $Ind(z_{k+1})$ - индекс по контролируемому параметру, значение $Ind^{zd}(r_{k+1})$ - величина заданного значения индекс желаемого значения параметра.

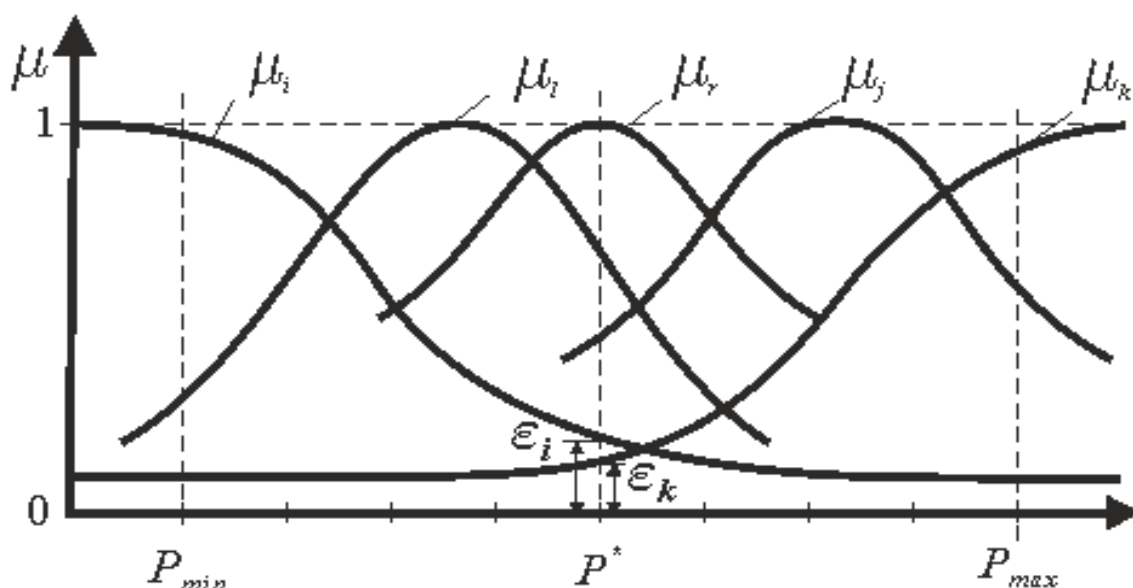


Рисунок 5.2 - Возможный вид функций принадлежности параметра процесса к различным состояниям

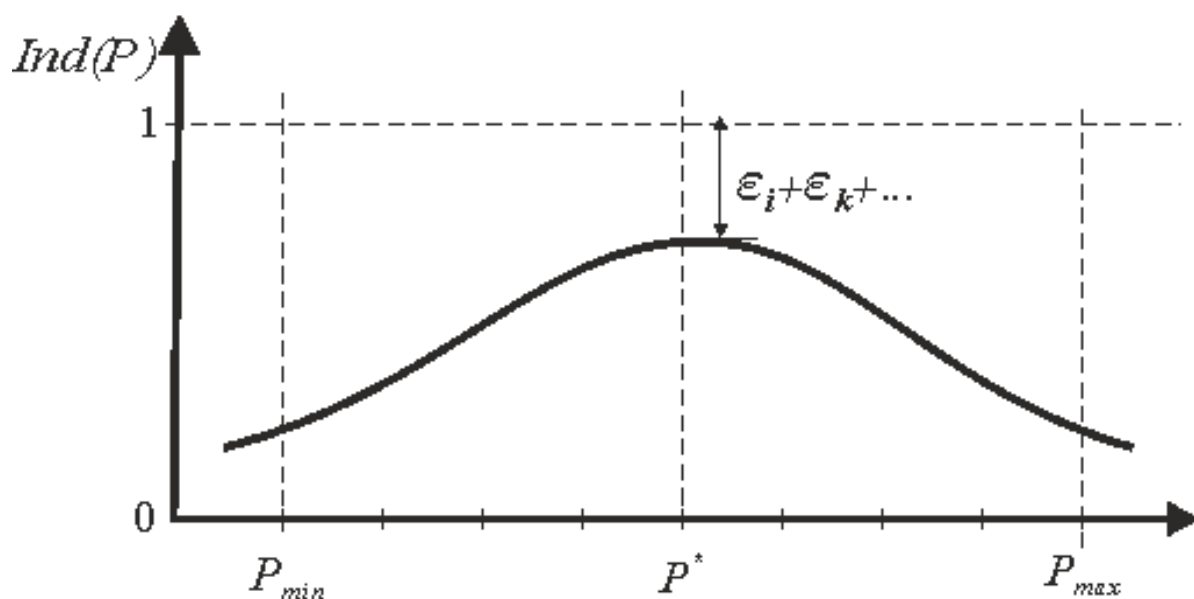


Рисунок 5.3 - Возможный вид графика индекса безопасности

На рисунке 5.4 показан график технологического параметра.

Приводятся граничные значения параметра и значение, которое является наилучшим, в данной технологической ситуации $P_{жсл}^*$.

График иллюстрирует текущее отклонение параметра от наилучшего значения. На основе этого отклонения определяется регулирующее значение управляющих воздействий: - подача аммиака (G_{NH_3}) в реактор и подача добавочного воздуха ($G_{ДВ}$) в колонну абсорбции. Удалённость значений графика от наилуч-

шего, желаемого значения параметра, центра технологической безопасности формирует индекс безопасности технологического процесса. За центр берётся максимальное $P^* \in [P_{min}, P_{max}]$, а за ноль координаты P_{min} и P_{max} , где значение индекса безопасности близко к нулю.

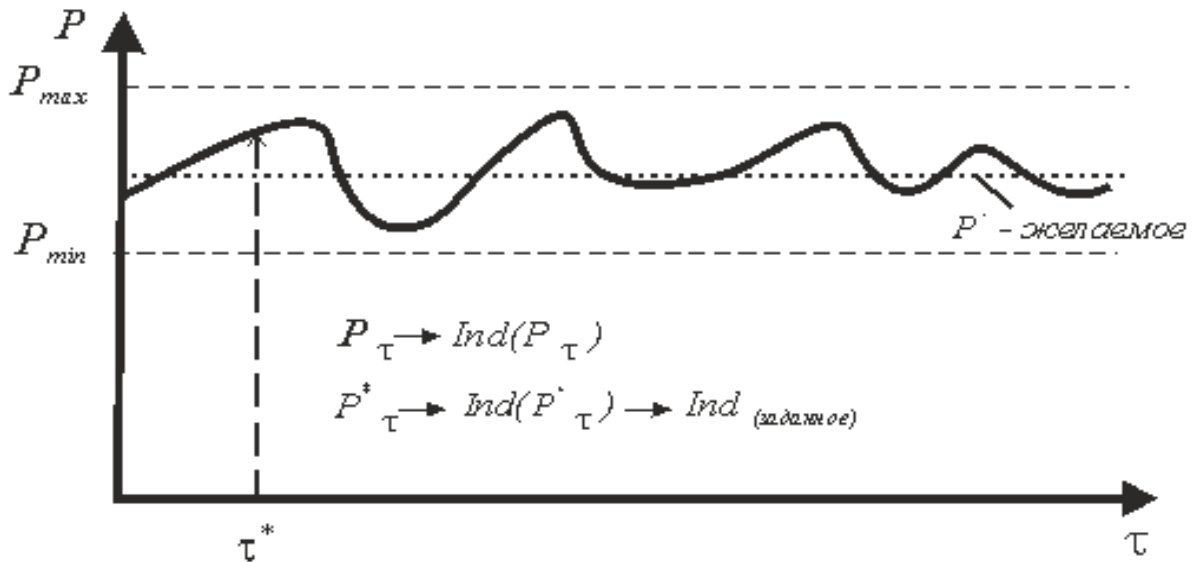


Рисунок 5.4 - График текущих значений технологического параметра

На рисунке 5.5 на определённом интервале времени показан механизм формирования импульсов. Импульсы характеризуют информацию о текущем состоянии параметра. Используя предыдущих значений (3 и более), система выполняет экстраполяцию возможное поведение параметров, следовательно, всей системы.

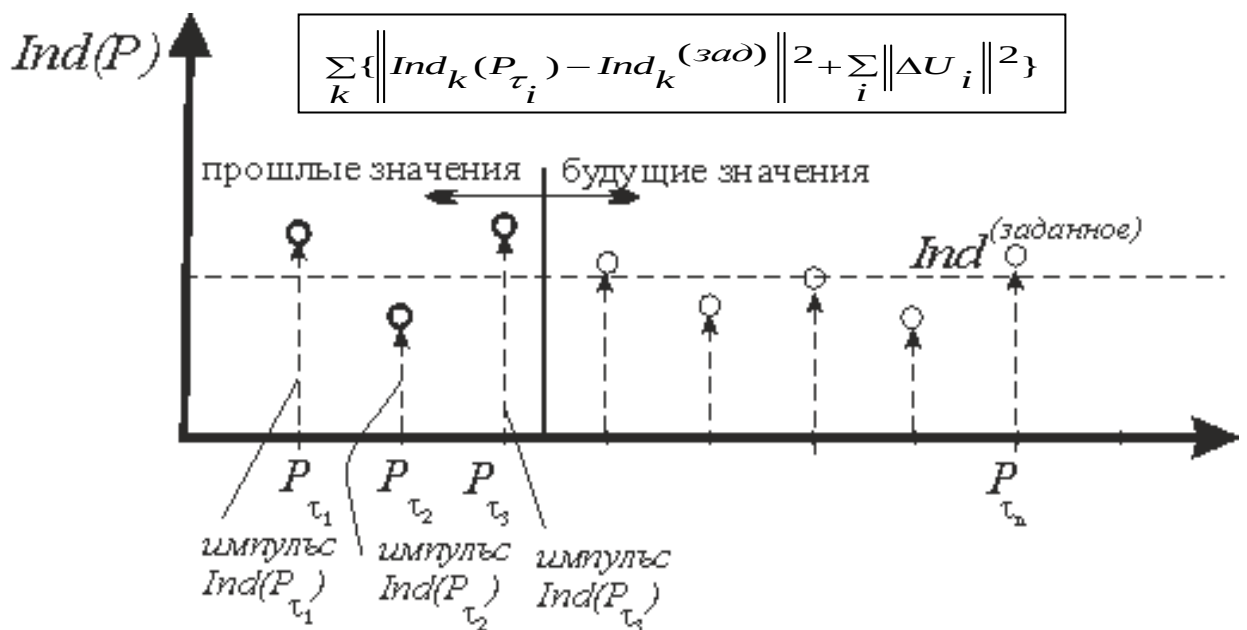


Рисунок 5.5 - Формирование импульсной нечетко-определённой модели

Модель системы управления процессом селективной очистки газов с подсистемой оценки параметров дифференциальных уравнений модели построена в программной среде MATLAB (рисунок 5.10).

Обобщённый алгоритм работы системы

1. Собираются данные с объекта.
2. Осуществляется коррекция точки центра безопасности.
3. Назначается $\text{Ind}^{zd}(r_{k+1})$ - уставка для регулятора в соответствии с режимом работы.
4. Обновляется импульсная нечёткая модель.
5. Осуществляется шаг в направлении $\text{Ind}^{zd}(r_{k+1})$ и по переменным состояния определяется индекс технологической безопасности для прогнозного $k+1$ интервала времени $\text{Ind}(z_{k+1})$.
6. Выполняется запись индексов безопасности в базу данных для последующей диагностики состояния процесса и его оборудования.
7. Если изменение временного ряда стационарно – выполняется выдача управляющих воздействий (Рис. 5.6).
8. Если изменение временного ряда не стационарно – выполняется диагностика состояния и принимаются решения по устранению возникшего нарушения (рисунок 5.6).

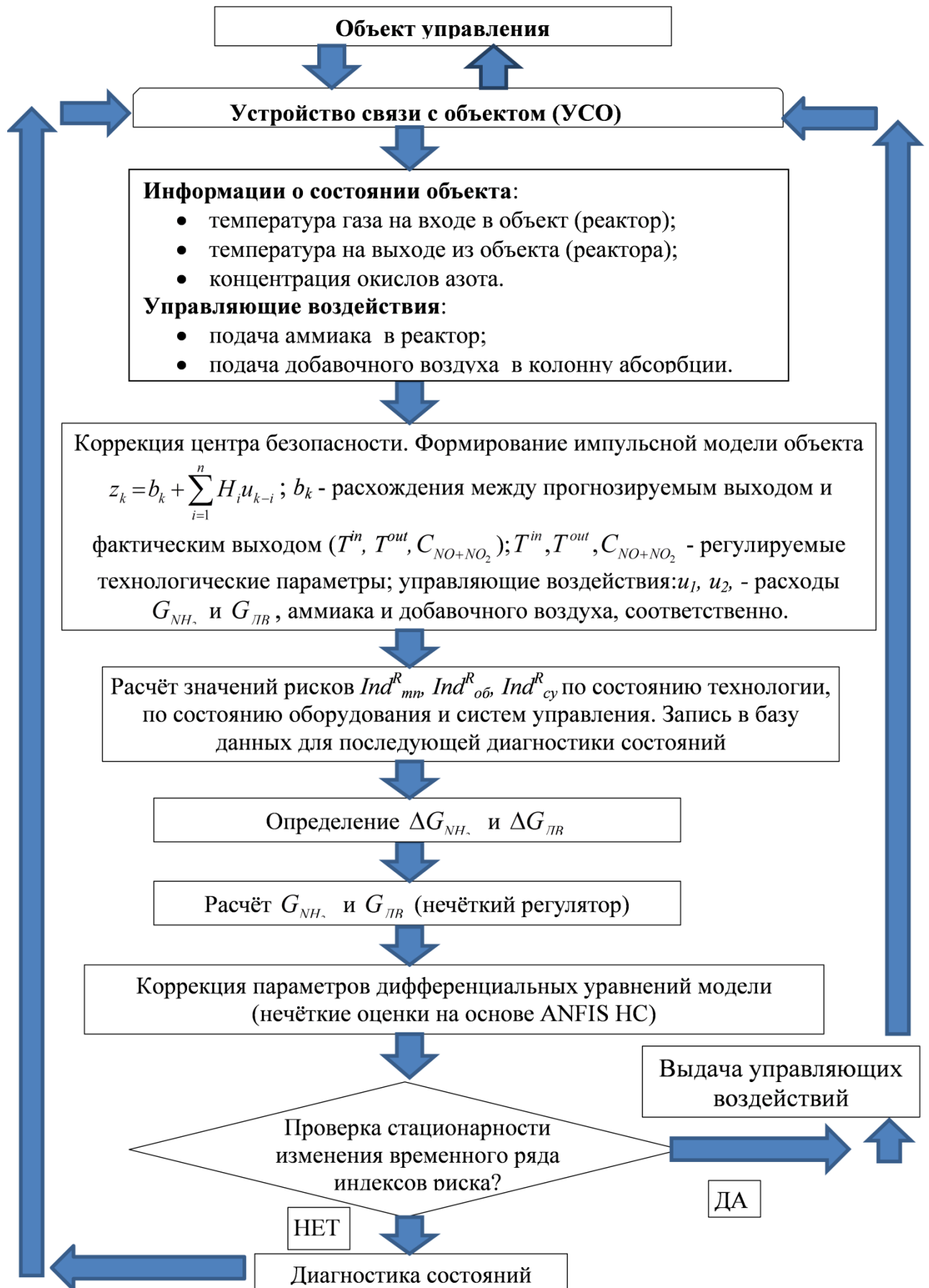


Рисунок 5.6 - Алгоритм работы системы управления объекта

5.2 Состояния технологического процесса селективной очистки газов: контроль и оценка

Согласно выводам, приведённым в предыдущих главах настоящей работы, процесс селективной очистки газов оценивается вектор $X = \{T^{Out}, C_{NO+NO_2}, D(C_{NO+NO_2}), D_{Ob}, D_{CY}\}$, где T^{Out} – температура очищенных хвостовых газов; C_{NO+NO_2} – концентрация окиси и двуокиси азота на выходе реактора; $D(C_{NO+NO_2})$ – ущерб от выделения в атмосферу хвостовых газов; D_{Ob} – ущерб оборудования; D_{CY} – ущерб системы управления.

Для оценки состояние процесса, введены следующие лингвистические переменные: T^{Out} – температура очищенных газов на выходе, C_{NO+NO_2} – концентрация окиси и двуокиси азота на выходе, $D(C_{NO+NO_2})$ – потери от хвостовых газов, D_{Ob} – потери оборудования, D_{CY} – потери эксплуатируемой системы управления. Для введённых переменных определены терм-множества, функции принадлежности.

Первые две из перечисленных переменных уже были формализованы в третьей главе (см. Приложение 5: Таблица П.5.8 и Таблица П.5.1, соответственно). Остаётся формализовать другие три лингвистические переменные.

5.2.1. Формализация лингвистической переменной «Потери от хвостовых газов»

В первую очередь величина ущерба от выброса хвостовых газов в атмосферу зависит от их концентрации. Кроме того, вероятность увеличения объема выбросов и, как следствие, – потенциального ущерба для людей и окружающей среды, – возрастает пропорционально снижению надежности технологического оборудования. Т.о., автором сформулирована следующая логическая цепочка рассуждений: величина потерь пропорциональна концентрации выделенных в атмосферу хвостовых газов, а концентрация выбросов увеличивается с ростом вероятности поломок производственных агрегатов.

Поскольку получить статистические данные о зависимости выбросов и концентрации ХГ от надежности производственного оборудования достаточно слож-

но (требуется охват большого временного периода), то оценка выделения ХГ в окружающую среду осуществляется с помощью:

- нечёткой переменной «Концентрация окиси и двуокиси азота на выходе реактора»;
- параметра «Вероятность стабильной работы оборудования».

Оценивались значения термов по вероятности отказа реактора: $D(C_{NO+NO_2})_1$ – незначительные потери (и, следовательно, небольшая концентрация ХГ в атмосфере); $D(C_{NO+NO_2})_2$ – ощутимые потери (концентрация ХГ в атмосфере средняя, не превышает допустимую норму); $D(C_{NO+NO_2})_3$ – средний ущерб (сопровождается повышенной концентрацией ХГ в атмосфере); $D(C_{NO+NO_2})_4$ – сильные потери (высокая концентрация ХГ, превышает допустимый норматив). В зависимости от вероятности стабильной (безотказной) работы оборудования были определены соответствующие термы.

В работе было проведено статистическое исследование неисправной работы оборудования. По результатам этого исследования получена функция распределения вероятности безотказной работы реактора (рисунок 5.7).

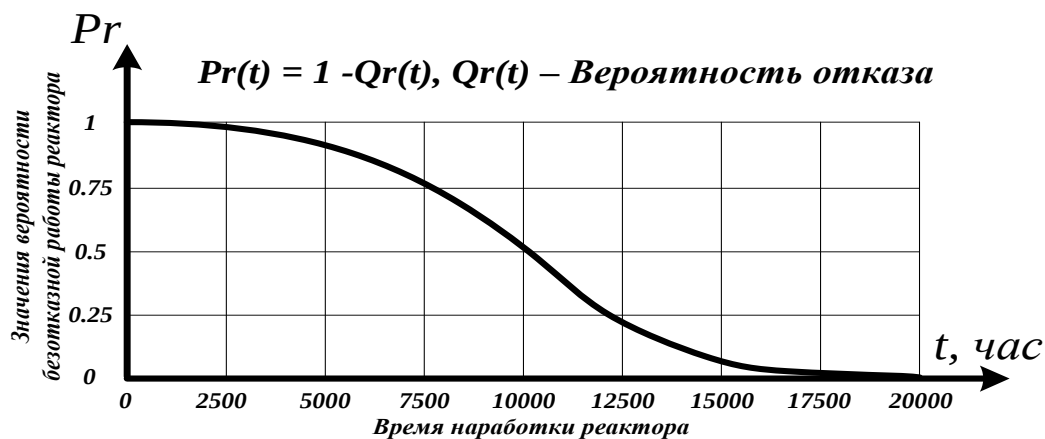


Рисунок 5.7 - Вероятность исправной работы реактора в зависимости от времени наработки на отказ

При построении термов использовалась техническая документация на реактор. Время наработки на отказ – основной критерий для получения представленной зависимости.

Формализация переменной «Потери от хвостовых газов» в диапазоне норма-

тивного состояния переменной $[0,1]$:

$1, \quad \text{при } 0 \leq D \leq 0.15$ $\frac{1}{1 + \exp(3.7 \cdot (D - 0.33))}, \quad \text{при } 0.15 < D \leq 0.4$	$-D(C_{NO+NO_2})_4 = \text{«сильный»}$ на отрезке $[0; 0.25]$
$\frac{1}{1 + \exp(-3.5 \cdot (D - 0.33))}, \quad \text{при } 0.2 \leq D \leq 0.45$ $\frac{1}{1 + \exp(3.5 \cdot (D - 0.33))}, \quad \text{при } 0.45 < D \leq 0.7$	$-D(C_{NO+NO_2})_3 = \text{«средний»}$ на отрезке $[0.2; 0.7]$
$\frac{1}{1 + \exp(-3.7 \cdot (D - 0.6))}, \quad \text{при } 0.4 \leq D \leq 0.65$ $\frac{1}{1 + \exp(3.7 \cdot (D - 0.7))}, \quad \text{при } 0.65 < D \leq 0.75$	$-D(C_{NO+NO_2})_2 = \text{«ощутимый»}$ на отрезке $[0.5; 0.75]$
$\frac{1}{1 + \exp(-3.7 \cdot (D - 0.75))}, \quad \text{при } 0.7 \leq D \leq 0.8$ $1, \quad \text{при } 0.8 < D \leq 1$	$-D(C_{NO+NO_2})_1 = \text{«незначительный»}$ на отрезке $[0.7, 1]$

В таблице 5.1 содержится сводная информация по ущербам от выделения ХГ.

Таблица 5.1 - Потери от выделения ХГ с учетом вероятности его безотказной работы

Ущерб	Вероятность исправной работы	Вариация концентрации ХГ
$D(C_{NO+NO_2})_1 = \text{«незначительный»}$	$[0.6, 1]$	$[0, 0.002]$
$D(C_{NO+NO_2})_2 = \text{«ощутимый»}$	$[0.4, 0.8]$	$[0.001, 0.003]$
$D(C_{NO+NO_2})_3 = \text{«средний»}$	$[0.2, 0.6]$	$[0.002, 0.004]$
$D(C_{NO+NO_2})_4 = \text{«сильный»}$	$[0, 0.4]$	$[0.003, 0.005]$

5.2.2. Формализация лингвистической переменной «Потери эксплуатируемого оборудования»

Для промышленного оборудования, особенно оборудования, задействованного в агрессивных технологических процессах (производство НАК относится как

раз к таким), характерно быстрое наступление физического износа и выхода из строя. На основе статистического анализа было обнаружено, что степень ущерба зависит в первую очередь от продолжительности эксплуатации катализатора, являющегося составной частью реактора селективной очистки газов. Величина ущерба прямо пропорциональна износу катализатора, а износ катализатора увеличивается с повышением вероятности отказов оборудования.

По вероятности поломки (нарушения работы) катализатора реактора оценивались значения следующих термов: D_{O61} – незначительные потери (стабильная работа катализатора, характеризуемого малой степенью износа); D_{O62} – малые потери (катализатор характеризуется средней степенью износа); D_{O63} – средний ущерб (катализатор уже сильно изношен); D_{O64} – сильные потери (критическая степень износа катализатора).

Формализация переменной «Потери эксплуатируемого оборудования» в диапазоне нормативного состояния переменной $[0,1]$:

$\begin{aligned} &1, && \text{при } 0 \leq D \leq 0.2 \\ &\frac{1}{1 + \exp(3.3 \cdot (D - 0.3))}, && \text{при } 0.2 < D \leq 0.4 \end{aligned}$	$-D_{O64} = \text{«сильный»}$ на отрезке $[0, 0.4]$
$\begin{aligned} &1, && \text{при } 0 \leq D \leq 0.2 \\ &\frac{1}{1 + \exp(3.3 \cdot (D - 0.3))}, && \text{при } 0.2 < D \leq 0.4 \end{aligned}$	$-D_{O63} = \text{«средний»}$ на отрезке $[0.2, 0.6]$
$\begin{aligned} &\frac{1}{1 + \exp(-3.3 \cdot (D - 0.5))}, && \text{при } 0.4 \leq D \leq 0.6 \\ &\frac{1}{1 + \exp(3.3 \cdot (D - 0.7))}, && \text{при } 0.6 < D \leq 0.8 \end{aligned}$	$-D_{O62} = \text{«малый»}$ на отрезке $[0.4, 0.8]$
$\begin{aligned} &\frac{1}{1 + \exp(-3.3 \cdot (D - 0.7))}, && \text{при } 0.6 \leq D \leq 0.8 \\ &1, && \text{при } 0.8 \leq D \leq 1 \end{aligned}$	$-D_{O61} = \text{«незначительный»}$ на отрезке $[0.6, 1]$

Функция распределения вероятности исправной работы катализатора представлена на рисунке 5.8.¹

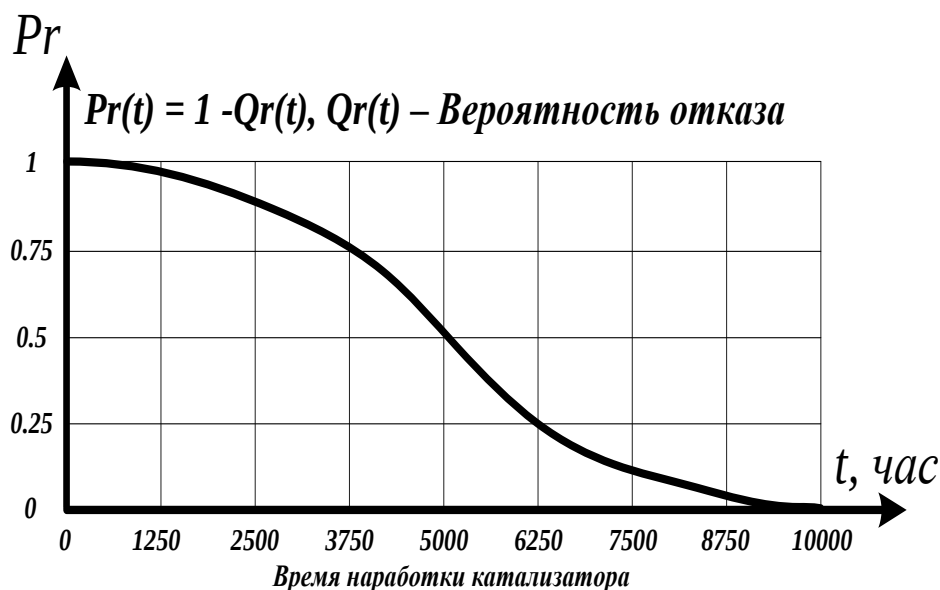


Рисунок 5.8 - Интегральная функция вероятности исправной работы от времени наработки катализатора на отказ

5.2.3. Формализация лингвистической переменной «Потери эксплуатируемой системы управления»

Руководствуясь общеизвестными эвристиками и анализом специальной литературы, следует отметить, что более всего величина ущерба, наносимого системе управления химико-технологическим процессом, зависит от продолжительности работы этой системы. Следовательно, степень потерь для системы управления прямо пропорциональна степени её износа, и повышение степени потерь сопровождается увеличением вероятности отказов в системе управления.

Выделены следующие уровни ущербов в соответствии с изменением вероятности отказа системы управления: D_{cy1} – очень незначительные потери (продолжительность работы системы управления относительно небольшая); D_{cy2} – малые потери (среднее время работы); D_{cy3} – средний ущерб (система работала достаточно продолжительное время); D_{cy4} – сильные потери (неоправданно дли-

¹Представленная функция была получена на основе статистического исследования нарушений в работе катализатора реактора селективной очистки газов

тельное время работы системы управления).

Руководствуясь результатами, полученными от проведенного обследования технической документации по системе управления реактором, построена интегральная функция распределения времени наработки на отказ (рисунок 5.9). Согласованные экспертные оценки учтены при построении графика [56]. В качестве главного критерия при выявлении этой зависимости выступила продолжительность эксплуатации системы управления.

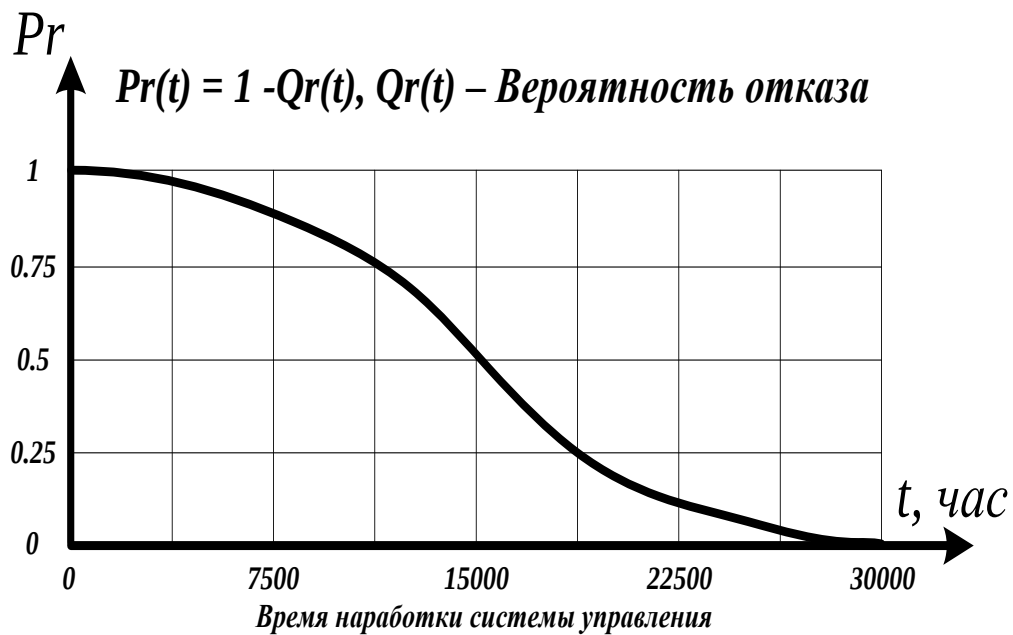


Рисунок 5.9 -Зависимость безотказной работы системы управления от времени наработки.

Формализация переменной «Потери эксплуатируемой системы управления» в диапазоне нормативного состояния переменной $[0,1]$:

$1, \quad \text{при } 0 \leq D \leq 0.2$	$- D_{\text{СУ4}} = \text{«сильный»}$ на отрезке $[0,0.4]$
$\frac{1}{1 + \exp(3.3 \cdot (D - 0.3))}, \quad \text{при } 0.2 < D \leq 0.4$	
$1, \quad \text{при } 0 \leq D \leq 0.2$	$- D_{\text{СУ3}} = \text{«средний»}$ на отрезке $[0.2,0.6]$
$\frac{1}{1 + \exp(3.3 \cdot (D - 0.3))}, \quad \text{при } 0.2 < D \leq 0.4$	

$\frac{1}{1 + \exp(-3.3 \cdot (D - 0.5))}, \text{ при } 0.4 \leq D \leq 0.6$ $\frac{1}{1 + \exp(3.3 \cdot (D - 0.7))}, \text{ при } 0.6 < D \leq 0.8$	$-D_{CV2} = \text{«малый»}$ на отрезке $[0.4, 0.8]$
$\frac{1}{1 + \exp(-3.3 \cdot (D - 0.7))}, \text{ при } 0.6 \leq D \leq 0.8$ $1, \text{ при } 0.8 \leq D \leq 1$	$-D_{CV1} = \text{«очень незначительный»}$ на отрезке $[0.6, 1]$

Проведенная таким образом формализация лингвистических переменных, задающих состояние химико-технологического процесса селективной очистки газов, позволяет идентифицировать это состояние с помощью таблиц 5.2 – 5.4 (i – номер состояния химико-технологического процесса селективной очистки газов).

Таблица 5.2 - Представление в базе знаний состояния технологического процесса по технологическим параметрам

T^{Out}			C_{NO+NO_2}			
T_1	T_2	T_3	C_1	C_2	C_3	C_4
$\mu_{i1}(T^{Out})$	$\mu_{i2}(T^{Out})$	$\mu_{i3}(T^{Out})$	$\mu_{i1}(C_{NO+NO_2})$	$\mu_{i1}(C_{NO+NO_2})$	$\mu_{i3}(C_{NO+NO_2})$	$\mu_{i4}(C_{NO+NO_2})$

Таблица 5.3 - Представление в базе знаний состояния технологического процесса по ущербу от выделения хвостовых газов

$D(C_{NO+NO_2})$			
$D(C_{NO+NO_2})_1$	$D(C_{NO+NO_2})_2$	$D(C_{NO+NO_2})_3$	$D(C_{NO+NO_2})_4$
$\mu_{i1}(D(C_{NO+NO_2}))$	$\mu_{i2}(D(C_{NO+NO_2}))$	$\mu_{i3}(D(C_{NO+NO_2}))$	$\mu_{i4}(D(C_{NO+NO_2}))$

Таблица 5.4 - Представление в базе знаний состояния технологического процесса по ущербу, наносимому оборудованию и системе управления

D_{O6}				D_{CV}			
D_{O61}	D_{O62}	D_{O63}	D_{O64}	D_{CV1}	D_{CV2}	D_{CV3}	D_{CV4}
$\mu_{i1}(D_{O6})$	$\mu_{i2}(D_{O6})$	$\mu_{i3}(D_{O6})$	$\mu_{i4}(D_{O6})$	$\mu_{i1}(D_{CV})$	$\mu_{i2}(D_{CV})$	$\mu_{i3}(D_{CV})$	$\mu_{i4}(D_{CV})$

5.3 Определение центра технологической безопасности процесса ЦТБ процесса селективной очистки

Центр технологической безопасности выявляется для каждого технологического параметра.

Так, ЦТБ параметра «Температура очищенных газов на выходе реактора» (T^{Out}) равна 275°C . Это одно из главных условий производства НАК, стабильной работы технологического оборудования.

ЦТБ параметра «Концентрация окиси и двуокиси азота у выхода реактора» (C_{NO+NO_2}) представляет собой диапазон его изменения в области нормативного состояния процесса: $C_{NO+NO_2} \in [0, 0.005]$. Для уточнения размеров области технологической безопасности следует разделить этот диапазон на непересекающиеся диапазоны изменения концентрации, например, с.о.:

$$Y = \{y_1, y_2, y_3, y_4, y_5, y_6\} = \{(0;1.5), (1.5;2), (2;2.5), (2.5;3), (3;3.5), (3.5;5)\} \cdot 10^{-3}.$$

Затем задаётся нечёткое отношение предпочтения $x\mathfrak{R}y$, которое интерпретируется с.о.: «Диапазон x значений параметра $C_{NO+NO_2} \in \Delta C_{NO+NO_2}^{норматив}$ не хуже (по критерию безопасности химико-технологического процесса) диапазона y ». Это отношение предпочтения задаётся в виде матрицы (таблица 5.5).

Таблица 5.5 -Отношение предпочтения на множестве диапазонов параметра «Концентрация окиси и двуокиси азота у выхода реактора»

Диапазон	y_1	y_2	y_3	y_4	y_5	y_6
y_1	1.0	0.2	0.0	0.1	0.5	0.7
y_2	0.6	1.0	0.2	0.1	0.6	0.8
y_3	1.0	0.7	1.0	0.8	0.9	1.0
y_4	0.5	0.4	0.2	1.0	0.1	0.0
y_5	0.6	0.5	0.1	0.7	1.0	0.3
y_6	0.7	0.3	0.1	0.9	0.7	0,1

Из матрицы (таблица 5.5) определена матрица $\mathfrak{R}^D = \mathfrak{R} \setminus \mathfrak{R}^{-1}$ таблица 5.6 с

функцией принадлежности $\mu_{\mathfrak{R}D}(y, x) = \max\{\mu_{\mathfrak{R}}(y, x) - \mu_{\mathfrak{R}}(x, y), 0\}$.

Таблица 5.6 - На множестве диапазонов параметра «Концентрация окиси и дву-окиси азота на выходе реактора» приведено отношение доминирования

Диапазон	y_1	y_2	y_3	y_4	y_5	y_6
y_1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
y_2	0.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1
y_3	1.0	0.5	0.0	0.6	0.7	0.9
y_4	0.4	0.3	0.0	0.0	0.0	0.0
y_5	0.1	0.0	0.0	0.6	0.0	0.0
y_6	0.0	0.0	0.0	0.9	0.4	0.0

Согласно выражению $\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = 1 - \max_{x \in Y} \{\mu_{\mathfrak{R}}(y, x)\}$ нечёткое подмножество

НДА представлено в таблице 5.7.

Таблица 5.7 - Нечёткое множество НДА

«Концентрация окиси и двуокиси азота на выходе реактора»

y_1	y_2	y_3	y_4	y_5	y_6
0.0	0.5	1.0	0.1	0.3	0.1

Далее находим максимально НДА модели выбора $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$:

$$Y^{HDA} = \{y / y \in Y, \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA} = \sup \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(z), z \in Y\} = \{y_3\}.$$

С максимальной степенью недоминируемости интервал НДА, полученный из нечёткого множества $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$, будет интервалом – y_i^o , наиболее предпочтительным для данного технологического параметра с точки зрения безопасной работы оборудования. Область технологической безопасности параметра «Концентрация окиси и двуокиси азота на выходе реактора» – это диапазон $y_3 \equiv [0.002; 0.0025]$. Из этого диапазона определяется значение параметра $C_{NO+NO_2}^o$, для которого справедливо равенство: $\mu_{C_i}(C_{NO+NO_2}^o) = \max_{C_{NO+NO_2} \in y_3} \mu_{C_i}(C_{NO+NO_2})$. Это значение и будет ЦТБ для параметра «Концентрация окиси и двуокиси азота на выходе реактора». Сле-

довательно, $C_{NO+NO_2}^o = 0.002$.

ЦТБ параметра «Потери от выделения хвостовых газов» определяется следующим образом:

1) вводится пороговое значение количества часов работы реактора селективной очистки газов, при котором его работа осуществляется в стабильно исправном режиме без снижения качества очистки газов. Исходя из результатов опроса экспертов и технологов предприятия, эта величина равна 9000 часов;

2) определяется вероятность исправной работы реактора, соответствующая этому нормативному значению. В данном случае, вероятность составляет 0.4. Значит, диапазон вариации ущерба в области нормативного состояния процесса с учетом установленной вероятности исправной работы оборудования будет равен: $D(C_{NO+NO_2}) \in [0.4; 1]$;

3) установленный диапазон разделяется на несколько непересекающихся интервалов вариации ущерба:

$$Y = \{y_1, y_2, y_3, y_4\} = \{(0.4; 0.5), (0.5; 0.6), (0.6; 0.7), (0.7; 1.0)\};$$

4) задаётся нечёткое отношение предпочтения $x \mathfrak{R} y$, означающее следующее утверждение: «Диапазон x значений параметра $D(C_{NO+NO_2}) \in \Delta D(C_{NO+NO_2})^{рег}$ не хуже (по критерию безопасности химико-технологического процесса) диапазона y ». Это отношение представлено в виде матрицы (таблица 5.8).

Таблица 5.8 - Отношение предпочтения на множестве диапазонов параметра «Потери от выделения хвостовых газов»

Диапазон	y_1	y_2	y_3	y_4
y_1	1.0	0.8	0.6	0.1
y_2	0.6	1.0	0.2	0.1
y_3	1.0	0.7	1.0	0.8
y_4	0.7	0.4	0.2	1.0

5) определяется матрица $\mathfrak{R}^D = \mathfrak{R} \setminus \mathfrak{R}^{-1}$ с функцией принадлежности

$$\mu_{\mathfrak{R}D}(y, x) = \max\{\mu_{\mathfrak{R}}(y, x) - \mu_{\mathfrak{R}}(x, y), 0\} \text{ (таблица 5.9);}$$

Таблица 5.9 - Отношение доминирования для параметра
«Потери от хвостовых газов»

Интервал	y_1	y_2	y_3	y_4
y_1	0.0	0.2	0.0	0.0
y_2	0.0	0.0	0.0	0.0
y_3	0.4	0.5	0.0	0.6
y_4	0.6	0.3	0.0	0.0

6) определяется нечёткое подмножество НДА исходя из выражения

$$\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = 1 - \max_{x \in Y} \{\mu_{\mathfrak{R}D}(y, x)\} \text{ (таблица 5.10);}$$

Таблица 5.10 -НДА параметра «Потери от выделения хвостовых газов»

y_1	y_2	y_3	y_4
0.4	0.5	1.0	0.4

7) определяются максимально НДА на основе модели выбора $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$:
 $Y^{HDA} = \{y / y \in Y, \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA} = \sup \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(z), z \in Y\} = \{y_3\}$. Определяется диапазон с максимальной степенью недоминируемости $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$, который будет наиболее предпочтительным интервалом y_i^o . Интервалом технологической безопасности параметра «Потери от выделения хвостовых газов» является диапазон $y_3 \equiv [0.6; 0.7]$. Из полученного диапазона $y_3 \equiv [0.6; 0.7]$ выбирается значение параметра $D^o(C_{NO+NO_2})$, при этом выполняется равенство: $\mu_{D_1}(D^o(C_{NO+NO_2})) = \max_{D(C_{NO+NO_2}) \in y_3} \mu_{D_1}(D(C_{NO+NO_2}))$. Это значение и будет ЦТБ параметра «Потери от выделения хвостовых газов». Таким образом $D^o(C_{NO+NO_2}) = 0.6$.

Такой вероятности исправной работы реактора селективной очистки газов будет соответствовать концентрация ХГ, равная: $C_{NO+NO_2} = 0.002$.

Точно такие же шаги выполняются для нахождения ЦТБ параметра «Потери эксплуатируемого оборудования».

1) вводится пороговое значение количества часов работы катализатора реак-

тора очистки газов, при котором его работа осуществляется в стабильно исправном режиме без снижения качества очистки газов. Исходя из результатов опроса экспертов и технологов предприятия, эта величина равна 5000 часов;

2) определяется вероятность исправной работы катализатора, соответствующая этому нормативному значению. В данном случае, вероятность составляет 0,5. Значит, диапазон вариации ущерба в области нормативного состояния процесса с учетом установленной вероятности исправной работы катализатора будет равен: $D_{об} \in [0.5;1]$;

3) установленный диапазон разделяется на несколько непересекающихся интервалов вариации ущерба: $Y = \{y_1, y_2, y_3\} = \{(0.5;0.6), (0.6;0.7), (0.7;1.0)\}$;

4) задаётся нечёткое отношение предпочтения $x\mathfrak{R}y$, означающее следующее утверждение: «Диапазон x значений параметра $D_{об} \in \Delta D_{об}^{pezn}$ не хуже (по критерию безопасности химико-технологического процесса) диапазона y ». Это отношение представлено в таблице 5.11.

Таблица 5.11 - Отношение предпочтения на множестве диапазонов параметра

« $D_{об}$ »

Интервалы	y_1	y_2	y_3
y_1	<1.0>	<0.8>	<1.0>
y_2	<0.6>	<1.0>	<0.2>
y_3	<0.6>	<0.7>	<1.0>

5) строится таблица 5.12 $\mathfrak{R}^D = \mathfrak{R} \setminus \mathfrak{R}^{-1}$ и определяется $\mu_{\mathfrak{R}^D}(y, x) = \max\{\mu_{\mathfrak{R}}(y, x) - \mu_{\mathfrak{R}}(x, y), 0\}$;

Таблица 5.12 - Оценка величины предпочтения интервалов параметра

«Потери эксплуатируемого оборудования»

Интервалы	y_1	y_2	y_3
y_1	<0.0>	<0.2>	<0.4>
y_2	<0.0>	<0.0>	<0.0>
y_3	<0.0>	<0.5>	<0.0>

6) определяется нечёткое подмножество НДА исходя из выражения $\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = 1 - \max_{x \in Y} \{\mu_{\mathfrak{R}D}(y, x)\}$ (таблица 5.13);

Таблица 5.13 - Нечёткое множество НДА параметра
«Потери эксплуатируемого оборудования»

y_1	y_2	y_3
<1.0>	<0.5>	<0.6>

7) определяются $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}})): Y^{HDA} = \{y / y \in Y, \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA} = \sup \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(z), z \in Y\} = \{y_1\}$.

Из полученного нечёткого множества $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$ определяется интервал с максимальной степенью недоминируемости. Интервал y_i^o из этой области является наиболее предпочтительным. Интервал технологической безопасности параметра «Потери эксплуатируемого оборудования» является диапазон $y_1 \equiv [0.5; 0.6]$.

Из полученного диапазона $y_1 \equiv [0.5; 0.6]$ выбирается значение параметра D_{O6}^o , для которого выполняется равенство: $\mu_{D_i}(D_{O6}^o) = \max_{D_{O6} \in y_3} \mu_{D_i}(D_{O6})$. Это значение и будет ЦТБ параметра «Потери эксплуатируемого оборудования». Таким образом $D_{O6}^o = 0.6$.

По той же схеме рассчитывается ЦТБ для параметра «Потери эксплуатируемой системы управления»:

1) вводится пороговое значение количества часов работы системы управления узла селективной очистки газов, при котором её работа осуществляется в стабильно исправном режиме без снижения качества очистки газов. Исходя из результатов опроса экспертов и технологов предприятия, эта величина равна 18000 часов;

2) определяется вероятность исправной работы системы управления, соответствующая этому нормативному значению. В данном случае, вероятность составляет 0,3. Значит, диапазон вариации ущерба в области нормативного состояния процесса с учетом установленной вероятности исправной работы системы управления будет равен: $D_{cy} \in [0.3; 1]$;

3) установленный диапазон разделяется на несколько непересекающихся

интервалов вариации ущерба:

$$Y = \{y_1, y_2, y_3, y_4, y_5\} = \{(0.3;0.4), (0.4;0.5), (0.5;0.6), (0.6;0.7), (0.7;1.0)\};$$

4) задаётся нечёткое отношение предпочтения $x \mathfrak{R} y$, означающее следующее утверждение: «Диапазон x значений параметра $D_{cy} \in \Delta D_{cy}^{pert}$ не хуже (по критерию безопасности химико-технологического процесса) диапазона y ». Это отношение представлено в виде матрицы (таблица 5.14);

Таблица 5.14 - Отношение предпочтения на множестве диапазонов параметра
«Потери эксплуатируемой системы управления»

Интервалы	y_1	y_2	y_3	y_4	y_5
y_1	1.0	0.2	0.3	0.1	0.5
y_2	0.6	1.0	0.2	0.1	0.6
y_3	1.0	0.7	1.0	0.1	0.9
y_4	0.5	0.4	0.2	1.0	0.3
y_5	0.6	0.5	0.1	0.7	1.0

5) строится матрица НОД с функцией принадлежности (таблица 5.15);

Таблица 5.15 - Матрица НОД на множестве интервалов параметра
«Потери эксплуатируемой системы управления»

Интервалы	y_1	y_2	y_3	y_4	y_5
y_1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
y_2	0.4	0.0	0.0	0.0	0.1
y_3	0.7	0.5	0.0	0.6	0.8
y_4	0.4	0.3	0.1	0.0	0.0
y_5	0.1	0.0	0.0	0.4	0.0

6) определяется нечёткое подмножество НДА исходя из выражения

$$\mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(y) = 1 - \max_{x \in Y} \{\mu_{\mathfrak{R}D}(y, x)\} \quad (\text{таблица 5.16});$$

Таблица 5.16 - Нечёткое множество НДА интервалов параметра
«Потери эксплуатируемой системы управления»

y_1	y_2	y_3	y_4	y_5
<0.3>	<0.5>	<0.9>	<0.4>	<0.2>

7) определяются максимально НДА модели выбора $(Y, \mathfrak{R}(\mu_{\mathfrak{R}}))$:
 $Y^{HDA} = \{y / y \in Y, \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA} = \sup \mu_{\mathfrak{R}}^{HDA}(z), z \in Y\} = \{y_3\}$. Из полученного нечёткого множества $Y_{\mathfrak{R}}^{HDA}$ определяется предпочтительный интервал y_i^o с максимальной степенью недоминируемости. Областью технологической безопасности параметра «Потери эксплуатируемой системы управления» является интервал $y_3 \equiv [0.5; 0.6]$.

Из полученного диапазона $y_3 \equiv [0.5; 0.6]$ выбирается значение параметра D_{cy}^o , для которого выполняется равенство: $\mu_{D_i}(D_{cy}^o) = \max_{D_{cy} \in y_3} \mu_{D_i}(D_{cy})$. Это значение и будет ЦТБ параметра «Потери эксплуатируемой системы управления». Таким образом $D_{cy}^o = 0.6$.

Состояние процесса управления, которое соответствует ЦТБ по технологическим параметрам и ущербам для узла селективной очистки газов, полагается неизменным и соответствует равенству:

$$X^0 = \{T_0^{Out}, C_{NO+NO_2}^0, D^0(C_{NO+NO_2}^0), D_{Ob}^0, D_{Cy}^0\} = \{275; 0.002; 0.6; 0.6; 0.6\}.$$

5.4. Моделирование системы управления селективной очисткой газов согласно сценарному подходу

В работе проводилось исследование нескольких вариантов системы управления. Расчёты динамических характеристик одного из них приведены в приложении 6. Сравнение графиков переходных процессов (рисунок 5.11 и приложение 6) показывает качество переходных процессов при применении МРС – регуляторов выше, чем системы показанной в приложении 6. Это касается и перерегулирования и продолжительности переходных процессов. Однако, диагностические свойства системы в данном случае, при использовании МРС – регуляторов ухудшаются. Это связано с тем, что при появлении незначительных нарушений, регулятор выводит процесс на необходимый режим работы и тем самым способствует со-

крытию мелких неисправностей. В этом случае необходимо усиление контроля за работой технологического процесса.

5.5 Вопросы адекватности системы управления селективной очисткой газов

Качество любой системы управления и регулирования определяется величиной допускаемой ошибки:

$$x(t) = g(t) - y(t) = \Phi_x(p) \cdot g(t).$$

Однако функция ошибки $x(t)$ в любой момент времени трудно определяема, т.к. её описание осуществляется посредством системы дифференциальных уравнений $\Phi_x(p)$ высокого порядка. Кроме того, функция ошибки зависит от большого количества параметров системы управления. Поэтому оценивать качество системы управления предлагается по её основным характеристикам, свойствам, определяемым с помощью трех групп критериев качества:

- 1) критерии точности. В их формулировках величина ошибки используется при анализе разных режимов работы системы управления;
- 2) критерии устойчивости. С помощью значения запаса устойчивости оценивается удаленность системы автоматического регулирования (САР) от границы стабильной работы;
- 3) критерии быстродействия, посредством которых оценивается быстрота реакции САР на возмущающее воздействие извне.

Представляется целесообразным впоследствии объединить все эти три группы критериев. Согласно системному подходу, для качественной оценки эффективности разработанной САР необходимо рассчитывать все критерии и делать выводы на основе полученных значений критериев всех трех групп.

Существует два подхода к оценке качества разработанной САР.

В одном применяется информация о временных параметрах системы, например: величинах $h(t)$, $w(t)$; расположении полюсов и нулей замкнутой системы $\Phi(s)$.

В другом подходе применяется информация о частотных свойствах системы,

например таких, как: полоса пропускания; относительная высота резонансного пика и др.

Для проведения полноценного исследования технологических режимов работы оборудования в процессе производства химических веществ (в частности – неконцентрированной азотной кислоты – НАК) необходима предварительная проверка применяемой модели на адекватную работу (под адекватной работой понимается максимальное соответствие работы модели реальному процессу). Подобная проверка необходима еще и потому, что такие химико-технологические процессы характеризуются наличием большого числа факторов как внешнего, так и внутреннего влияния (от ошибки оператора процесса до износа оборудования) и сильной инерционностью процесса, который и является объектом управления. Вследствие этого оценка адекватности и качества разработанной математической модели такого типа объектов изучения осуществляться для статических и для динамических режимов работы. Сначала целесообразно рассмотреть наиболее вероятный сценарий работы – регламентный технологический режим, характеризующийся наибольшей степенью безопасности для окружения. При этом возможно применение метода статистических испытаний (проводились множественные наблюдения за процессом селективной очистки газов в режиме реального времени на действующем предприятии + данные технологической документации).

МОДЕЛЬ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ НА ОСНОВЕ МРС РЕГУЛЯТОРОВ И НЕЧЁТКОЙ МОДЕЛЮ ОБЪЕКТА

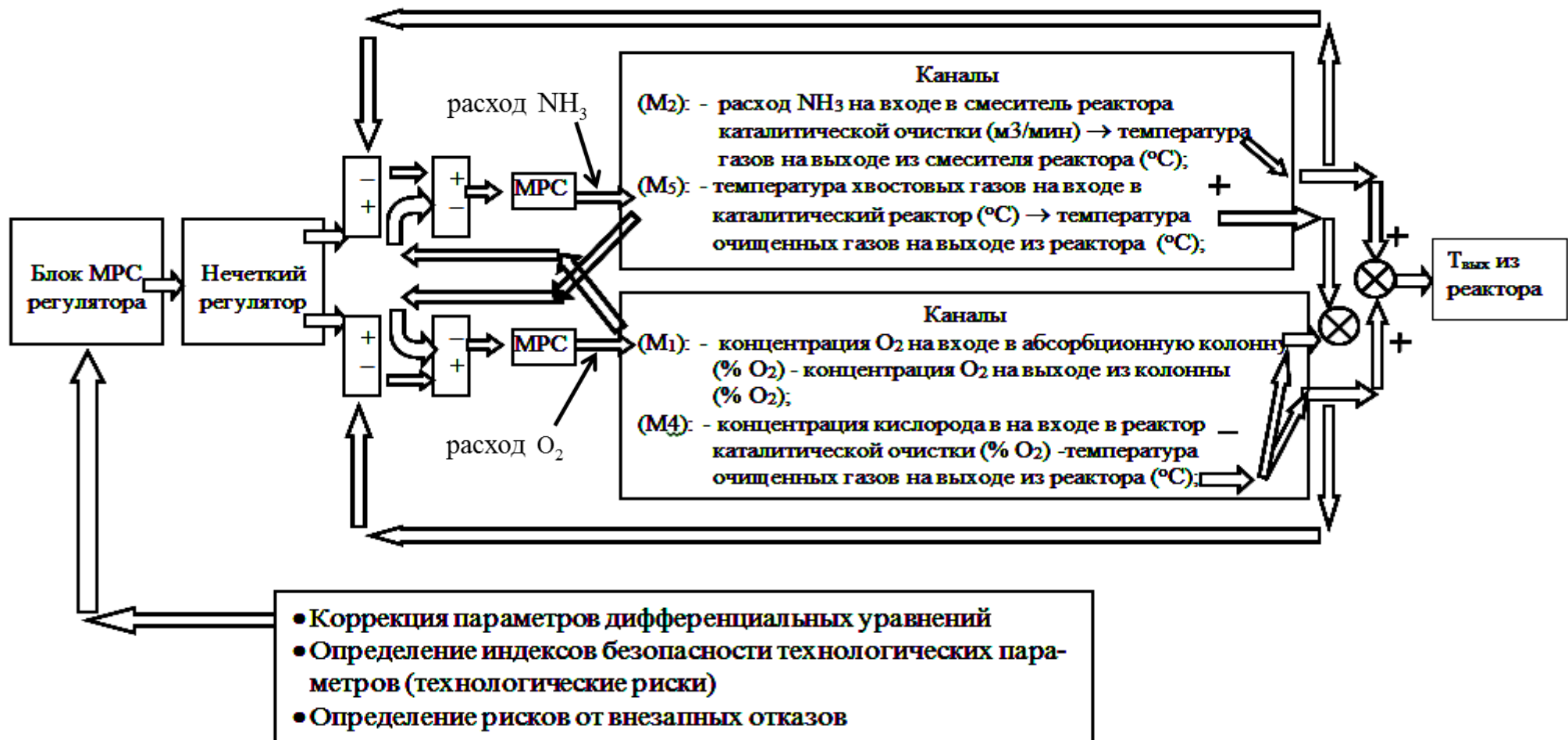


Рисунок 5.10 - Модель системы управления в пакете МатЛаб

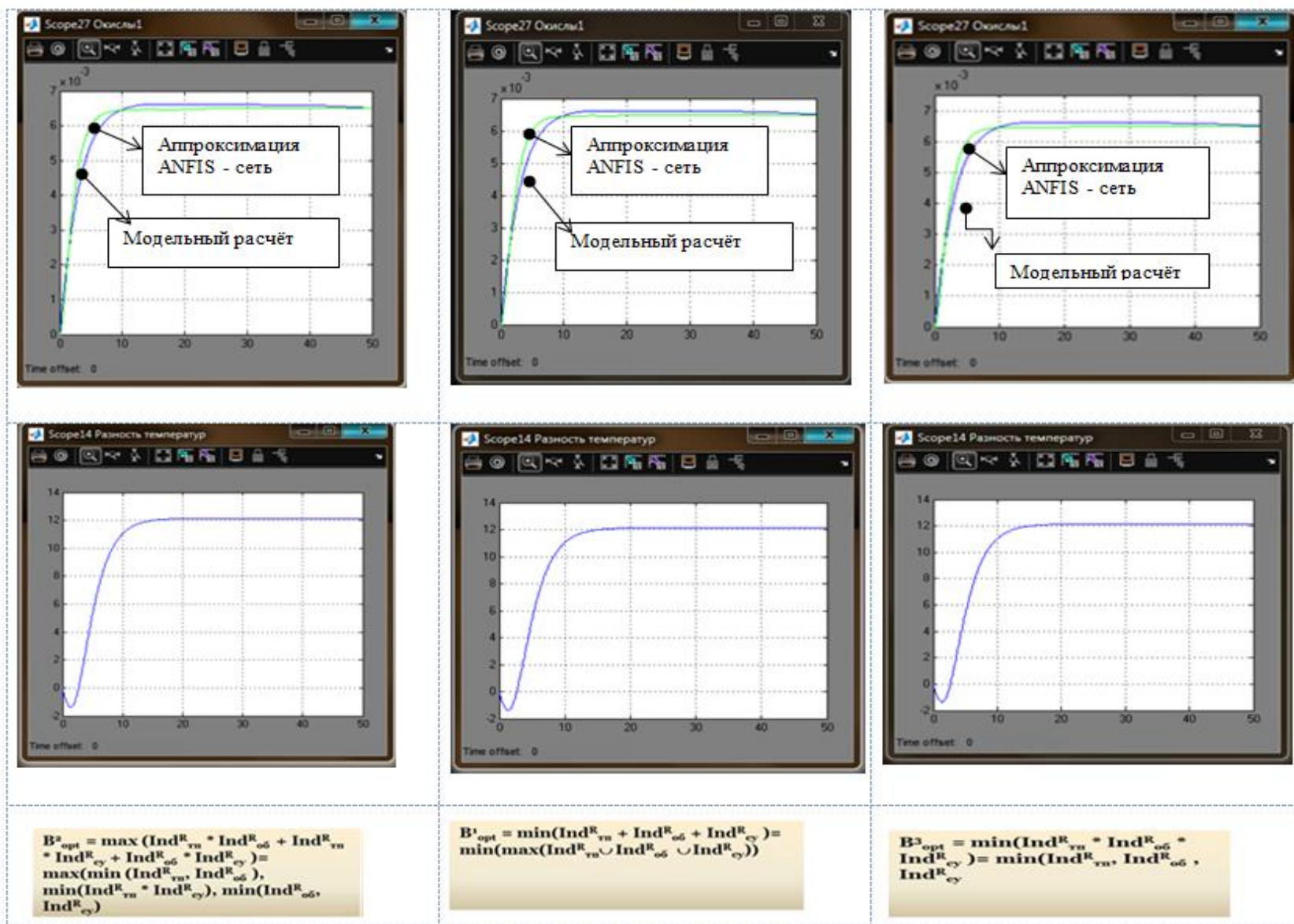


Рисунок 5.11 - Анализ результатов работы новой модели управления и реальной работы узла селекторной очистки

Проверка модели на адекватность и качество работы осуществлялась в программной среде MATLA методом статистического моделирования. Информация собиралась из технической документации реального производства. По полученным данным определялось распределения входных и выходных переменных. Осуществлялось сравнение значений рассчитанных по каждому параметру характеристик старой и новой систем управления.

На рисунке 5.12 представлены функции распределения: «Концентрация хвостовых газов у выхода реактора», «Температура у выхода реактора селективной очистки газов».

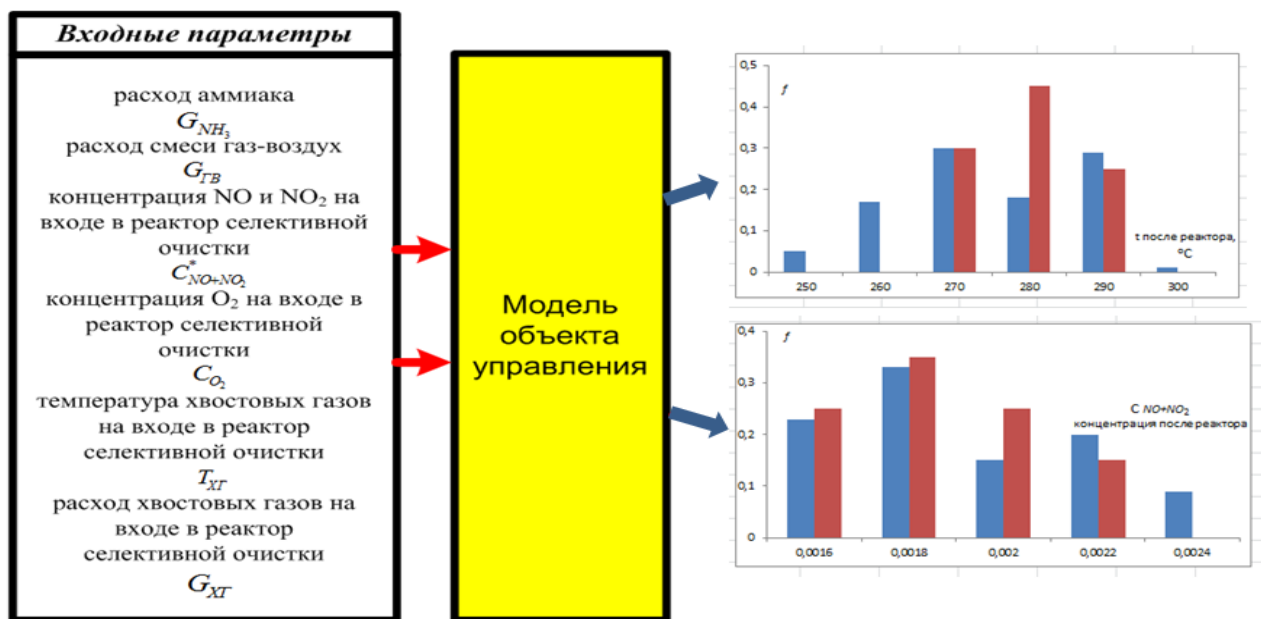


Рисунок 5.12 - Результат имитационного эксперимента модели управления

Для полученных данных определялись гистограммы, математическое ожидание, дисперсия температуры хвостовых газов и концентрации окислов азота (таблица 5.17).

Таблица 5.17 - Распределение температуры у выхода реактора селективной очистки газов, полученные с помощью моделирования

Вероятность	0,30	0,45	0,25
Значение	270	280	290

Математическое ожидание $M(X)$ будет равно: $M(X) = 279,5D(X) = 29,0$.

Сопоставляя полученные результаты с данными существующей системы управления, можно сделать вывод, что дисперсия регулируемой величины значи-

тельно снизилась.

Аналогично вычисляются математическое ожидание и дисперсия параметра «Концентрация хвостовых газов у выхода реактора», закон распределения которого приведён в таблице 5.18.

Таблица 5.18 - Распределение концентрации хвостовых газов у выхода реактора селективной очистки газов, полученные с помощью моделирования

Вероятность	0,25	0,35	0,25	0,15
Значение	0,16	0,18	0,2	0,22

$$M(X) = 0,00186 \quad D(X) = 0,00011$$

При сопоставлении экспериментальных данных (по работе действующей модели) и модельных данных напрашивается однозначный вывод об адекватной работе новой модели управления.

5.6 Аппаратно-программное обеспечение системы управление химико-технологическим процессом селективной очистки газов

Ни для кого не секрет, что химические производства являются одними из опасных в промышленном комплексе [51]. Решение проблем, возникающих на предприятиях химической промышленности, осуществляется посредством внедрения новых информационных технологий и систем управления. Технологические процессы, реализуемые на химическом производстве, невозможны без автоматизации и внедрения интеллектуальных систем управления. Особенно актуально внедрение таких систем на современных предприятиях в условиях расширения масштабов производства. Разработка и внедрение автоматизированных интеллектуальных информационных систем управления позволяет избежать возникновения аварийных ситуаций, порчи оборудования, материалов, другого имущества и, самое главное, избежать гибели и травматизма людей. Интеллектуализация производства опасных химических веществ и их составляющих, реагентов и пр. позволяет свести к минимуму участие людей в опасных технологических процессах. Замена персонала на опасных производственных участках промышленными роботами, управление которыми осуществляется с помощью автоматизированной системы управления и контролируется с удалённого терминала одним или несколь-

кими инженерами-технологами, – есть одно из самых эффективных средств (мероприятий) безопасности работы на химических объектах.

Наиболее полная безопасность химических производств может быть достигнута лишь при системном подходе к её обеспечению. Системный подход одновременно предполагает реализацию мероприятий [51]:

1) административное, предписывающее действия промышленно-производственного персонала на основах охраны труда и производственной безопасности при авариях на химически опасных объектах;

2) технологическое, заключающееся в разработке экологически безопасных высоконнадёжных химических производств. Это мероприятия по применению современного оборудования, введение технологических систем обеспечения безопасности, сокращение объема опасных веществ или замена их на неопасные компоненты (функционально подобными исходным веществам), а также модифицирование уже применяемых технологических процессов. Этот подход определяется уровнем организации профилактической работы, своевременностью и качеством плановых осмотров и ремонтов технологического оборудования и контрольно-измерительных приборов т.д.;

3) информационно-управляющее, заключающиеся в разработке автоматизированных систем диагностики и прогнозирования неисправностей, аварийных состояний с целью обеспечения безопасности промышленной технологии.

Основным научным и методологическим инструментом в разработке мероприятий по обеспечению промышленной безопасности является системный подход.

В данной работе особое внимание сосредоточено на разработке и внедрении мероприятий по третьему направлению – информационно-управляющему. Одной из важнейших задач при осуществлении комплекса мероприятий по данному направлению является обеспечение аппаратно-программной поддержки разработки и внедрения системы управления технологическим процессом селективной очистки газов. Конечной целью здесь выступает снижение загрязнения окружающей среды отходами химико-технологического процесса, главным образом, – в виде

отработанных газов, выделяемых в атмосферу.

Управление заключается в сборе данных на протяжении технологического процесса, их сохранении в БД, обработке этих данных согласно нечётким правилам и получении управляющей информации на основе нечёткого вывода для изменения хода процесса, если это необходимо. Данный процесс является итерационным и осуществляется периодически или непрерывно посредством АСУ ТП, которая выполняет комплекс приведенных выше мероприятий.

АСУ ТП обеспечивает получение информации, её передачу в систему обработки данных, саму обработку, систематизацию, ранжирование данных, определение управляющих воздействий технологическим процессом, регламентирует оперативные действия (в т.ч. и с участием персонала), выдачу отчётов, информационных сообщений и рекомендаций. Обобщённая структурная схема АСУ ТП приведена на рисунке 5.13.

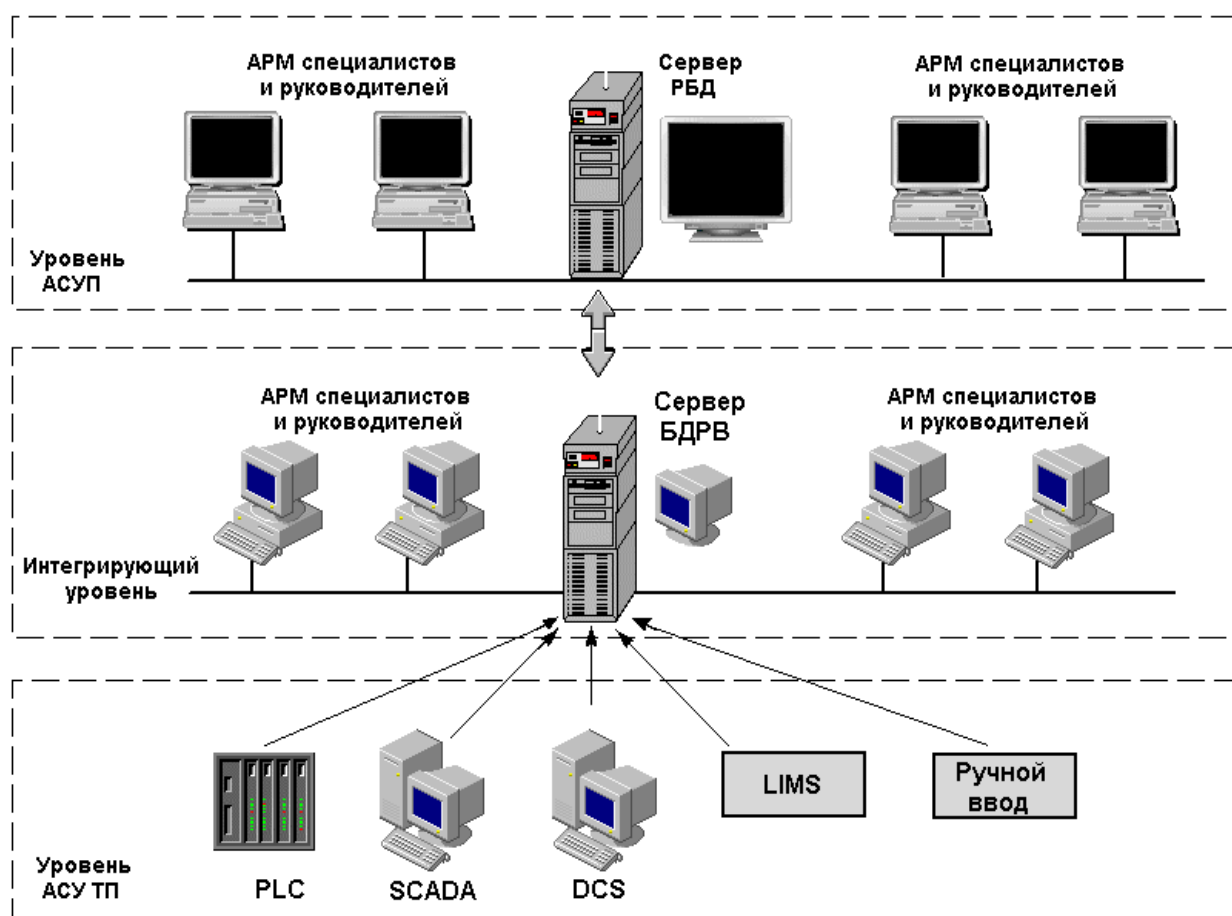


Рисунок 5.13 -Примерная структура ИС химико-технологического производств.

Обозначения: LIMS - лабораторные информационно-управляющие системы (Laboratory Information Management System), PLC - программируемый логический контроллер, DCS – распределённая система управления (Distributed Control System), РБД - реляционная база данных, БДРВ – база данных реального времени[105].

АСУ ТП, частными задачами которых являются управляющие воздействия на оборудование и отдельные элементы, строятся на основе логических устройств. Реализация программного управления представима в виде алгоритма или алгоритмического предписания [23] вследствие нечёткости значений отдельных параметров процесса.

АСУ ТП на химически опасных производствах характеризуются значительным объёмом и высокой скоростью обрабатываемой информации, а также сложными алгоритмами управления, основанными на аппарате нечеткой логики и «мягких» вычислений.

Объектом автоматизации является иерархическая система технических средств. Управление подсистемой нижнего уровня осуществляется оператором с диспетчерского пункта (ЦДП).

Все подсистемы нижнего уровня (НУ) и верхнего уровня (ВУ) предназначены для выполнения функций единой системы телемеханики, главным назначением которой является удалённое управление химически опасными объектами и химико-технологическими процессами.

Размещение аппаратного обеспечения для каждой подсистемы управления осуществляется в виде отдельно стоящего шкафа. Подсистемы НУ и ВУ «обмениваются» информацией, поступающей в контроллеры. Обмен информацией между этими подсистемами возможен по специально выделенным проводным линиям связи. При этом используются модемы повышенной мощности.

Задачи, которые решаются посредством подсистем НУ:

- ввод электрических сигналов от измерительных преобразователей в средства телемеханики;
- первичная обработка поступивших сигналов;

- приём сигналов от подсистемы ВУ;
- генерирование управляющих воздействий на исполнительные механизмы;
- передача сгенерированных управляющих воздействий на верхний уровень системы, а также передача сигнальных параметров и сообщений о работе систем и самих контроллерных средств.

Подсистема ВУ включает в себя средства управления верхнего уровня, которые обеспечивают работу оператора-диспетчера ЦДП с телемеханическими подсистемами НУ. Верхний уровень системы представлен аппаратным обеспечением, которое устанавливается в помещении ЦДП. Этот шкаф связан с передающей антенной, находящейся на крыше административного здания.

5.7. Обоснование применения разработанной системы управления селективной очистки газов

На основе анализа действующих химико-технологических агрегатов показано, что оптимальное управление ими может быть осуществлено только с учетом наиболее полного использования современных систем управления. В частности, использования интеллектуальных МРС - регуляторов.

Анализ дисперсий, для основных текущих технологических параметров, на основе, которых определяется индекс риска (таблица 5.19), показал, что изменение дисперсии в рабочем цикле по температуре составляет порядка 15-20%, по концентрации – около 20%.

Таблица 5.19 -Результаты вычислительного эксперимента

	Температура после реактора	Концентрация оксидов
Исходная система управления	$M(x) = 276; D(x) = 35$	$M(x) = 0.0021;$ $D(x) = 0.00014$
Проектируемая система	$M(X) = 279,5 D(X) = 29,0$	$M(X) = 0.00186$ $D(X) = 0.00011$
Изменения дисперсий	$1 - 20,0/35,0 = 0,17$	$1 - 0,011/0,014 = 0,21$

Так как дисперсия характеризует разброс параметров, можно сделать вывод – аналогичный разброс будет сопровождать течение процесса селективной очистки и по нечётким индексам риска процесса. Учитывая, что динамика изменения тех-

нологических параметров выше, чем динамика изменения надёжности оборудования и систем управления, можно сделать вывод, что стабильность работы системы, для текущих режимов работы, возрастает примерно на 10 – 20%.

Определение индекса риска по оборудованию и системам управления применяется: для оценки состояний процесса селективной очистки, для принятия решений по проведению текущих профилактических осмотров и ремонтов.

Построена математическая нечётко-определённая модель реактора селективной очистки, отражающая основные фундаментальные свойства процесса, воспринимаемые человеком и существующие в агрегате. Проведено моделирование этих соотношений и определены технологические характеристики агрегата. Произведена оценка влияния реальных возмущающих воздействий на показатели качества управления.

Сделан вывод, что для улучшения показателей качества управления реактором селективной очистки хвостовых газов необходима разработка и реализация системы автоматического регулирования разности температур в реакторе каталитической очистки, построенной на основании нетиповых законов регулирования. В результате исследований предложено использовать для регулирования температурного режима в реакторе и координации подачи воздуха и аммиака регулятор с предсказанием. Для определения задания по воздуху и аммиаку предложено использовать нечёткий регулятор. Для повышения точности модели предложено использовать динамическую коррекцию параметров дифференциальных уравнений.

Разработанная система автоматического регулирования узла каталитической очистки позволила не только повысить экономические показатели работы цеха, но и улучшить очистку хвостовых газов от окислов азота и, следовательно, уменьшить загрязнение воздушного бассейна.

Выводы

В данной главе представлены результаты заключительного этапа исследований:

- математическое описание индексов технологической безопасности - степень нечёткого равенства желаемой концентрации окислов азота в хвостовых га-

зах;

- индексы риска, которые характеризуют степень нечёткого равенства состояния технологического оборудования и систем управления, желаемым значения параметров безопасности данных систем. Аргументом нечёткой модели, в работе предложено взять вероятность безотказной работы оборудования и системы управления;

- представлены результаты синтеза двух вариантов системы управления (рисунок 5.10, 5.11 и приложение 6).

Пятая глава данного диссертационного исследования содержит результаты практического использования системы управления химико-технологическим процессом селективной очистки газов. При проектировании данной системы управления был применён сценарный подход, основополагающей формулой которого является: «Что будет, если...».

Обосновано применение двух технологических параметров в оценке состояния процесса селективной очистки газов: разности температур окислов азота на входе и выходе реактора ($^{\circ}\text{C}$), концентрация окиси и двуокиси азота на выходе реактора (%). Рассмотрены предполагаемые ущербы, которые зависят от продолжительности работы оборудования и систем автоматизации. Виды ущербов: ущерб от выделения в атмосферу хвостовых газов, ущерб технологического оборудования и ущерб системы управления.

Были разработаны и отражены алгоритмы определения центра технологической безопасности химико-технологического процесса селективной очистки газов. Разработаны и внедрены модель и алгоритмы управления обозначенным выше процессом. Проведена оценка и анализ качества разработанной системы управления, адекватности её работы. Дано описание аппаратно-программного обеспечения, необходимого для практической реализации новой системы управления согласно сценарному подходу.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ

Нечёткое управление –одна из самых активных и результативных областей исследований.

Недостатки нечёткого подхода:

- отсутствие строгого теоретического обоснования методики построения нечетких систем;
- сложность применения существующих методов математического анализа к нечётким системам;
- нечёткий подход не даёт преимуществ по сравнению с вероятностными методами в точности вычислений.

Недостатки нечёткой логики компенсируются её достоинствами, поэтому, методы нечёткой логики перспективны. Нейросетевые подходы, используемые в решении прикладных задач, востребованы на практике.

Промышленные процессы плохо формализуются. Часто прибегают к использованию фазы-регулятора, т.е. нечёткие системы всё чаще применяются на практике, заменяя классические системы управления, либо используются совместно.

Используемые методы нечёткого управления показывают на практике лучшие результаты в сравнении с результатами, полученными при использовании традиционных систем управления. Области применения: нелинейный контроль и управление; системы распознавания текста; самообучающиеся системы; системы планирования и прогнозирования; управление базами данных; финансовый анализ в условиях неопределенности и т.д.

Этапы проектирования:

1. Задание входов и выходов системы.
2. Определение функции принадлежности.
3. Построение базы знаний.
4. Дефазификация.
5. Адаптации разработанной модели к реальной системе.
6. Разработка программ нечёткого регулятора для контроллера.

Исследованы основные положения и проанализированы специфические чер-

ты сложных химико-технологических систем с точки зрения безопасности их работы. Рассмотрены показатели безопасности сложных систем. Безопасность работы химико-технологических систем и её основных элементов можно оценить лишь системой взаимоувязанных критериев.

Проведённый анализ публикаций по вопросам моделирования безопасности процессов неконцентрированной азотной кислоты и систем автоматического регулирования показал, что не в достаточной степени присутствуют работы, посвящённые исследованию технологической безопасности. Решение задач управления в большинстве случаев производится без учета взаимосвязи отдельных каналов управления.

Учёт безопасности эксплуатационных свойств процессов при проектировании алгоритмов управления требует усовершенствования ранее разработанных методов управления, а также создания качественно новой математической модели.

При разработке алгоритмов управления учитываются вероятностные свойства производственных процессов объекта управления.

Решение задачи идентификации состояний и управления технологической безопасностью процесса селективной очистки газов предполагает активное применение методов искусственного интеллекта. Эти методы позволяют существенно снизить погрешность модели, возникающую вследствие отсутствия или неполноты информации, за счет заложенных в них алгоритмов обучения и адаптации.

Таким образом, в процессе исследования и выбора лучшего варианта системы управления было сделано следующее:

- сформулированы цели и задачи исследования, выполнен обзор современных методов управления;
- для технологических процессов проанализированы математические модели;
- построена математическая модель процесса селективной очистки газов с использованием нейро-нечетких сетевых моделей;

- разработана нечёткая система оценки параметров технологического процесса селективной очистки газов, учитывающая как неопределённость внешнего окружения, так и неопределённость изменения параметров процесса;
- разработанная модель системы проверена на адекватность;
- для оценки состояний системы обосновано применения нечётких импульсных моделей;
- на основе индекса безопасности построена функциональная структура и алгоритм работы системы управления технологическим процессом;
- проведена апробация системы управления на примере САУ процессом селективной очистки газов.

Сравнение графиков переходных процессов (рисунок 5.11 и приложение 6, рисунок П.6.2, П.6.4) показывает, что качество переходных процессов при применении МРС – регуляторов выше, чем системы показанной в приложении 6. Это касается и перерегулирования и продолжительности переходных процессов. Математическое ожидание оцениваемых параметров процесса находится в диапазоне от 5 до 10%. Общий уровень модельной дисперсии снижается по сравнению с экспериментальной.

Однако, диагностические свойства системы в данном случае, при использовании МРС – регуляторов ухудшаются. Это связано с тем, что при появлении незначительных нарушений, регулятор выводит процесс на необходимый режим работы и тем самым способствует сокрытию мелких неисправностей. В этом случае необходимо усиление контроля за работой технологического процесса.

Используемые сокращения.

АИС – автоматизированная информационная система.

АСД – автоматизированная система диагностики.

АСЗ – автоматизированная система защиты.

АСУ – автоматизированная система управления.

БД – база данных.

БОИР - Блок оценки индекса риска.

БОТС - Блок оценки текущего состояния процесса.

БОЦТБ - Блок оценки центра технологической безопасности.

БПУР - Блок поиска управляющих решений.

БДРВ – база данных реального времени

ВУ – верхний уровень.

ГТТ-3М - газовый технологический турбокомпрессор.

ИИ – искусственный интеллект.

ЗМП – задача математического программирования.

ЗНМП – задача нечёткого математического программирования.

ЛПР – лицо, принимающее решение.

НАК – неконцентрированная азотная кислота.

НДА – недоминируемые альтернативы.

НОД – наименьший общий делитель.

НОП – нечёткое отношение предпочтения.

НОНП – нечёткое отношение нечёткого предпочтения.

НУ – нижний уровень.

ОАО – открытое акционерное общество.

ОСП – отношение строгого предпочтения.

ПО – программное обеспечение.

РБД - реляционная база данных

ТП – технологический процесс.

ТС – технологическая система.

САР – система автоматического регулирования.

СУБД – система управления базами данных.

УИСКМ – универсальные интегрированные системы компьютерной математики

УКЛ – унифицированная комплексная линия.

УПМ – управление с прогнозирующими моделями.

ХГ – хвостовые газы.

ХП – химическое производство.

ХТП – химико-технологический процесс.

ХТС – химико-технологические системы.

ЦДП – центральный диспетчерский пункт.

ЦТБ – центра технологической безопасности.

CASE – Computer-Aided Software Engineering.

DCS – распределённая система управления (Distributed Control System).

LIMS – лабораторные информационно-управляющие системы (Laboratory Information Management System).

MPC – регулятор, реализует управление с квадратичным функционалом при наличии ограничений (управление с прогнозирующими моделями).

PID – пропорционально-интегрально-дифференциальный регулятор.

PLC - программируемый логический контроллер.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. ГОСТ 27.00289. Надежность в технике. Основные понятия. Термины и определения. М.: Изд-во стандартов, 1989. 37 с.
2. Авдотьин, В.П. Оценка ущерба от чрезвычайных ситуаций природного и техногенного характера: монография / В.П. Авдотьин, М.М. Дзыбов, К.П. Самсонов. МЧС России. М.: ФГБУ ВНИИ ГОЧС (ФЦ), 2012. 468 с.
3. Арнольд, В.И. Теория катастроф. М.: Наука, 1990. 128 с.
4. Бесчастнов, М.В. Предупреждение аварий в химических производствах / М.В. Бесчастнов, В.М. Соколов. М.: Химия, 1979. 392с.
5. Биргер, И.А. Техническая диагностика. М.: Высшая школа, 1978. 240 с.
6. Богатилов, В.Н. Диагностика состояний и управление технологической безопасностью непрерывных химико-технологических процессов на основе дискретных моделей: дис., докт. техн. наук (05.13.06). Апатиты, 2002. 352 с.
7. Воронин, В.В. Диагностирование динамических объектов непрерывного типа / В.В. Воронин, Г.Г. Констанди, Ю.Э. Январев. Л.: ЦНИИ Румб, 1986. 137 с.
8. Гмурман, В.Е. Теория вероятностей и математическая статистика: учеб. пособие для вузов / В.Е. Гмурман. 9-е изд., стер. М.: Высш. шк., 2003. 479 с.
9. Гуляев, В.А. Логико-лингвистические методы в задачах диагностирования сложных объектов / В.А. Гуляев, А.Е. Бугаев. Киев: Ин-т пробл. моделир. в энерг., 1989. Вып. 20. 28 с.
10. Демидович, Б.П. Основы вычислительной математики / Б.П. Демидович, И.А. Марон. М.: Физматгиз, 1963. 659 с.
11. Кафаров, В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии. М.: Химия, 1971. 496 с.
12. Кафаров, В.В. Принципы создания безотходных химических производств. М.: Химия, 1982. 288 с.
13. Кафаров, В.В. Системный анализ процессов химической технологии. Основы стратегии / В.В. Кафаров, И.Н. Дорохов. М.: Наука, 1976. 500 с.

14. Кафаров, В.В. Обеспечение и методы оптимизации надежности химических и нефтеперерабатывающих производств / В.В. Кафаров, В.П. Мешалкин, Г. Грун, В. Нойманн. М: Химия, 1987. 272с.
15. Кафаров, В.В. Системный анализ процессов химической технологии. Применение метода нечетких множеств / В.В. Кафаров, И.Н. Дорохов, Е.П. Марков. М.: Наука, 1986. 360с.
16. Ключин, А.Ю. Нечеткие модели поведения лиц и групп, принимающих решения. Часть 2 / А.Ю. Ключин, В.Н. Кузнецов, Н.Ю. Мутовкина. Тверь: Тверской государственный технический университет, 2015. 248 с.
17. Кофман, Ф. Введение в теорию нечетких множеств. М.: Радио и связь, 1982. 433 с.
18. Макаров, И.М. Теория выбора и принятия решений/И.М. Макаров, Т.М. Виноградская, А.А. Рубчинский, В.Б. Соколов. М.: Наука, 1982. 327 с.
19. Маршалл, В. Основные опасности химических производств. М.: Мир, 1989. 672 с.
20. Мелихов, А.Н. Ситуационные советующие системы с нечеткой логикой / А.Н. Мелихов, Л.С. Бернштейн, С.Я. Коровин. М.: Наука, 1990. 272 с.
21. Методические рекомендации по оценке ущерба от аварий на опасных производственных объектах РД 03-496-02
22. Можаяев, А.С. Теоретические основы общего логико-вероятностного метода автоматизированного моделирования систем / А.С. Можаяев, В.Н. Громов. СПб.: ВИТУ, 2000. 145 с.
23. Мутовкина, Н.Ю. Согласованная оптимизация технического перевооружения промышленных предприятий: дисс. на соискание ученой степени к.т.н.; 05.13.01, 05.13.10. Тверь: изд-во ТвГТУ, 2009. 219 с.
24. Нечеткие множества в моделях управления и искусственного интеллекта / Под ред. Д.А. Поспелова. М.: Наука, 1986. 396 с.
25. Обновленский, П.А. Системы защиты потенциально опасных процессов химической технологии / П.А. Обновленский, Л.А. Мусяков, А.В. Чельцов. Л.: Химия, 1978. 244 с.

26. Орловский, С.А. Проблемы принятия решений при нечеткой исходной информации. М.: Наука. Главная редакция физико-математической литературы, 1981. 208 с.
27. Палюх, Б.В. Основы построения и разработки автоматизированной системы управления эксплуатационной надежностью химических производств: Дис. докт. техн. наук (05.13.06). М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 1991. 360 с.
28. Перлов, Е.И. Оптимизация производства азотной кислоты / Е.И. Перлов, В.С. Багдасарян. М.: Химия, 1983. 208 с.
29. Постон, Т. Теория катастроф и её приложения / Т. Постон, Й. Стюарт. М.: Мир, 1980. 608 с.
30. Производство азотной кислоты в агрегатах большой единичной мощности/Под ред. В.М. Олевского. М.: Химия, 1985. 400 с.
31. Ротач, В.Я. Расчет динамики промышленных автоматических систем регулирования. М.: Энергия, 1973. 440 с.
32. Саати, Т. Математические модели конфликтных ситуаций /Т. Саати. М.: Советское радио, 1977. 302 с.
33. Саати, Т. Принятие решений. Метод анализа иерархий / Т. Саати. М.: Радио и связь, 1993. 278 с.
34. Саати, Т. Принятие решений при зависимостях и обратных связях: аналитические сети / Т. Саати. М.: Книжный дом «ЛИБРОКОМ», 2009. 360 с.
35. Семенов, В.П. и др. Производство аммиака. М: Химия, 1985. 368 с.
36. Справочник азотчика. Т.2. М.: Химия, 1969. 444 с.
37. Теория автоматического управления: учеб. для вузов по спец. «Автоматика и телемеханика». В 2-х ч. Ч. I. Теория линейных систем автоматического управления / Н.А. Бабаков, А.А. Воронов, А.А. Воронова и др.; Под ред. А.А. Воронова. – 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Высшая школа, 1986. 367 с.
38. Томпсон, Дж. Неустойчивости и катастрофы в науке и в технике. М.: Мир, 1985. 256 с.

39. Трифонов, А.Д. Разработка оптимальной энергосберегающей системы автоматического регулирования процесса селективной очистки в агрегате неконцентрированной азотной кислоты. Дис. ... кан. техн. наук. М.: МХТИ, 1983. 167 с.
40. Трухаев, Р.И. Модели принятия решений в условиях неопределенности. М.: Наука, 1981. 258 с.
41. Фишборн, П. Теория полезности для принятия решений. М.: Наука, 1978. 256 с.
42. Химмельблау, Д. Обнаружение и диагностика неполадок в химических и нефтехимических процессах. Л.: Химия. 1983. 352 с.
43. Шрейдер, Ю.А. Равенство, сходство, порядок. М.: Наука, 1971. 255 с.
44. Валуйский, В.Е. Мероприятия по безопасности для персонала и населения, проживающего вблизи предприятий, использующих хлор в технологических процессах / В.Е. Валуйский, М.А. Гудков // Проблемы обеспечения безопасности при ликвидации последствий чрезвычайных ситуаций. 2015. № 1. С. 68 – 72
45. Герасимов, В.В. Диагностирование динамических систем, заданных структурными схемами с нелинейными и нестационарными элементами / В.В. Герасимов, Е.К. Корноушенко // Автоматика и телемеханика. 1990. № 4. С. 133–144
46. Гольдман, Р.С. Логические модели диагноза непрерывных объектов // Автоматика и телемеханика. 1979. № 5. С. 149 – 156
47. Ключин, А.Ю. Основы построения человеко-разумных систем интеллектуальной поддержки принятия решений креативных проблем / А.Ю. Ключин, В.Н. Кузнецов, Н.А. Семенов, Н.Ю. Мутовкина // Интернет-журнал «НАУКОВЕДЕНИЕ» Том 7, №4 (2015) <http://naukovedenie.ru/PDF/20TVN415.pdf> (доступ свободный). Загл. с экрана. Яз. рус., англ. DOI: 10.15862/20TVN415
48. Корноушенко, Е.К. Новый подход к диагностированию линейных диагностических систем / Е.К. Корноушенко, Н.К. Пылаев // Автоматика и телемеханика. 1989. № 5. С. 148–159
49. Кузнецов, В.Н. Методика принятия управленческих решений по техническому перевооружению промышленных предприятий / В.Н. Кузнецов, Н.Ю. Му-

товкина, В.А. Павлов // Вестник Тверского государственного технического университета. 2009. № 15. С. 68 – 74

50. Кузнецов, В.Н. Методы и модели согласованного управления в много-агентных системах / В.Н. Кузнецов, А.Ю. Ключин, Г.В. Кузнецов, Н.Ю. Мутовкина // Программные продукты и системы. 2012. № 4. С. 54 – 62

51. Лапина, С.Ф. Системный подход как методологическая основа обеспечения безопасности ХОО / С.Ф. Лапина, Т.П. Шуматбаева // В сб. Наука и образование: от теории к практике: Материалы межвузовской научно-методической конференции. Иркутск: изд-во Байкальского гос. ун-та, 2016. С. 48 – 52

52. Можаяев, А.С. Автоматизированное структурно-логическое моделирование в решении задач вероятностного анализа безопасности // Теория и информационная технология моделирования безопасности сложных систем. Вып. 4. Препринт 110. СПб. ИПМАШ РАН, 1994. С. 16 – 38

53. Можаяев А.С. Современное состояние и некоторые направления развития логико-вероятностных методов анализа систем. Часть I // В сб.: Теория и информационная технология моделирования безопасности сложных систем. Вып.1. Под ред. И.А. Рябикина. Препринт 101. СПб.: ИПМАШ РАН, 1994, С. 23 – 53

54. Можаяев, А.С. Технология автоматизации процессов построения логико-вероятностных моделей систем // Труды Международной научной конференции «Интеллектуальные системы и информационные технологии в управлении». ИСИТУ-2000, IS&ITS. -Псков: ППИ, 2000, С. 257–262

55. Можаяев, А.С. Программный комплекс автоматизированного структурно-логического моделирования сложных систем (ПК АСМ 2001) // Труды Международной Научной Школы «Моделирование и анализ безопасности, риска и качества в сложных системах» (МABPK-2001). СПб.: Издательство ООО «НПО «Омега», 2001, С. 56–61

56. Мутовкина, Н.Ю. Согласованный выбор в многоагентной системе в нечетких исходных условиях / Н.Ю. Мутовкина, В.Н. Кузнецов, А.Ю. Ключин // Системы управления и информационные технологии: науч.-техн. журнал. Воронеж: Изд-во «Научная книга», № 3 (61), 2015. С. 39 – 45

57. Нестеров, А.А. Оценка рисков на предприятиях химической промышленности // Фундаментальные и прикладные исследования: проблемы и результаты. 2016. № 30. С. 156 – 161

58. Перов, В.Л. Диагностические процедуры с элементами экспертных систем при распознавании неисправностей на химических производствах / В.Л. Перов, Б.В. Палюх, В.Г. Куперман // Искусственный интеллект в автоматизированном управлении технологическими процессами: Тез. докл. Всесоюзн. науч. техн. конф., М., 1989. С.46 – 47

59. Перцева, М.А. Сценарный подход к моделированию производственной функции предприятия в условиях неопределенности параметров внешней и внутренней сред / М.А. Перцева // Фундаментальные исследования. № 8, 2014. С. 410 – 413

60. Рябинин, И.А. Концепция логико-вероятностной теории безопасности // Приборы и системы управления. 1993. № 10. С. 3 – 22

61. Семенов, Н.А. Человекоразумные программные системы интеллектуальной поддержки решений креативных проблем / Н.А. Семенов, В.Н. Кузнецов, А.Ю. Ключин, Н.Ю. Мутовкина // Программные продукты и системы: Международный научно-практ. журнал, № 3 (111), 2015. С. 12 – 18.

62. Целыковский, В.П. Комбинированные методы управления и защиты потенциально опасных процессов химических производств / В.П. Целыковский, Б.В. Палюх // Методы кибернетики химико-технологических процессов: Всес. научн. конф., М., 1989. С.120 – 127

63. Guidelines for Chem. Process Quantitative Risk Analysis. AChI, Center for Chem. Process Safety. New York. 1989. 111 p.

64. Knowlton R.E. An Introduction to Hazard and Operability Studies. Vancouver: Chemetics Int. Company, 1987. 328 p.

65. Pollack S.L. Decision Table: Theory and Practice. New York: Wiley Interscience. 1971. 275 p.

66. Dutuit Y. and Rauzy A. A linear time Algorithm to find Modules of Fault Trees // IEEE Transactions on Reliability, Vol. 45, No. 3, September 1996, pp. 422–425

67. Gulati, R. and J.B. Dugan. A Modular Approach for Analyzing Static and Dynamic Fault Trees // Proceedings of the Annual Reliability and Maintainability Symposium, Philadelphia, Pennsylvania, Jan. 1997, pp. 57 – 63
68. Hamacher H., Leberling H., Zimmermann H.-J. Sensitivity analysis in fuzzy linear programming // Fuzzy Sets and Systems, 1978, 1, pp. 269–281
69. Kharbanda O.P., Stallworthy E.A. Planning for Emergencies Lessons From Chemical Industry // Long Range Planning. 1989. Vol.22. pp. 83–89.
70. Negoita C.V., Minou S., Stan E. On considering imprecision in dynamic linear programming // ECEESR, 1976, 3, pp. 83–95
71. Negoita C.V., Sularia M. On Fuzzy mathematical programming and tolerances in planning // ECEESR, 1, 1976, pp. 3–14
72. Negoita C.V., Ralescu D.A. Application of fuzzy sets to systems analysis // Basel: Birkhauser Verlag, 1975, pp. 21 – 30
73. Orlovsky S.A. Decision-making with a fuzzy preference relation // Fuzzy Sets and Systems, 1978, 1, 3, pp. 155–167
74. Ragavan Manian, Joanne Bechta Dugan, David Coppit, and Kevin Sullivan. Combining various solution techniques for dynamic fault tree analysis of computer systems // In Proceedings Third IEEE International High-Assurance Systems Engineering Symposium. Washington, D.C., 13-14 November 1998. pp. 21 – 28
75. Zadeh, L.A. Fuzzy algorithms // Inf. Contr., 1968, 12, pp. 94–102
76. Zadeh L.A., Bellman R.E. Decision-making in a fuzzy environment // Management. Sci., 1970, 17, pp. 141–164
77. Zimmermann H.-J. Fuzzy programming with several objective functions // Fuzzy Sets and Systems, 1978, 1, pp. 46–55
78. В России происходит до 8 химических аварий в год [Электронный ресурс]. URL: <http://www.greenmedia.info/13614> (дата обращения: 04.03.2017)
79. Веремей, Е.И. Управление с прогнозирующими моделями / Е.И. Веремей, М.В. Сотникова // Санкт-Петербургский государственный университет. Санкт-Петербург, 2014. 212 с.

80. Camacho, E.F., Bordons, C., (2000), "Model Predictive Control", Springer-Verlag, London
81. Ливанов Ю.В. //Изд. АН СССР. Сер. Техн. киберн. 1990, № 6. С. 178-184.
82. Elliot D.M., Owen J.M. //Chem. Eng. - 1968.-223. CE 377.
83. Оссовский С. Нейронные сети для обработки информации / Пер. с польского И.Д. Рудинского. – М.: Финансы и статистика, 2002. – 304 с.
84. Ротач В.Я. Расчет динамики промышленных автоматических систем регулирования. М., Энергия, 1973, 440с.
85. Борисов, А. Н. Обработка нечеткой информации в системах принятия решений / А А. Н. Борисов, А. В. Алексеев, Г. В. Меркурьева, Н. Н. Слядзь, В. И. Глушков. — М.: Радио и связь, 1989. 304 с.
86. Тоичкин Н.А. Диагностика состояний и управление технологической безопасностью с использованием индекса безопасности(на примере цеха выпарки производства хлора и каустика). Тверь, Тверской государственный технический университет, 2006. 199 с.
87. Методические рекомендации по оценке ущерба от аварий на опасных производственных объектах № 63РД 03-496-02.Постановление Госгортехнадзора России от 29.10.02.
88. Постоянный технологический регламент отделения неконцентрированной азотной кислоты под абсолютным давлением 0,716 МПа (7,3 кгс/см²). Срок действия до 30.03.2024 года.
89. Егоров А.Ф., Савитская Т.В. Управление безопасностью химических производств на основе новых информационных технологий. – М.: КолосС, 2004. – 497 с.: ил.
90. Богатилов В.Н., Гордеев Л.С., Егоров А.Ф., Савицкая Т.В. Методология управления технологической безопасностью непрерывных химико-технологических процессов // Управление безопасностью природно-промышленных систем. - Апатиты: ИИММ КНЦ РАН. 1999. - Вып. 2. - С 16-43.

91. Кафаров В.В., Палюх Б.В., Перов В.Л. Решение задачи технической диагностики непрерывного производства с помощью интервального анализа // Докл. АН СССР. 1990.-Т.311, N 3. - С.677-680
92. Северцев Н.А., Дедков В.К. Системный анализ и моделирование безопасности. М: Высшая школа, 2006.- 462 с.
93. Дружинин Г.В. Надежность автоматизированных систем. М.: «ЭНЕРГИЯ», 1977. - 536 с.
94. Катулев А.Н. Тихон Н.К. Основные принципы исследования безопасности в принятии решений Вопросы теории безопасности и устойчивости систем. ВЦ РАН, вып. 2, 1999.
95. Северцев, Н. А. Системный анализ теории безопасности / Н. А. Северцев, А. В. Бецков. – М. : МГУ им. М. В. Ломоносова, 2009. – 452 с.
96. Соложенцев Е.Д. Технологии управления риском в структурно-сложных системах. Уч. пособие. СПб.: ГУАП, 2013 - 435 с.
97. Хенли Э. Дж., Куамото Х. Надежность технических систем и оценка риска. М.: Машиностроение, 1984. - 528 с., ил.
98. Химмельблау, Д. Обнаружение и диагностика неполадок в химических и нефтехимических процессах / Д. Химмельблау. Л.: Химия. 1983. 352 с.
99. Маршалл В.К. Основные опасности химических производств / М.: Мир, 1989. - 671 с.
100. Палюх, Б.В. Приложение метода разделения состояний для управления технологической безопасностью промышленных процессов на основе нечетко определенных моделей: монография / Б.В. Палюх, В.Н. Богатиков, А.Е. Пророков, В.В. Алексеев Изд. 1-е. Тверь: ТГТУ, 2009. - 348 с.
101. Красовский А.А. и др. Современная прикладная теория управления: Оптимизационный подход в теории управления / Под ред. А.А. Колесникова. - Таганрог: Изд-во ТРТУ, 2000. Ч. 1. - 400 с.
102. Гайдук А.Р. Теория и методы аналитического синтеза систем автоматического управления (полиномиальный подход). -М.: Физматлит, 2011. - 307 с.

103. Пупков К.А., Егупов Н.Д. и др. Методы робастного, нейронечёткого и адаптивного управления / Под. ред. Н.Д. Егупова. - М.: МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2001. - 744 с.

104. Круглов В.В., Борисов В. В. Искусственные нейронные сети. Теория и практика. -2-е изд., стереотип. - М.: Горячая линия-Телеком, 2002. -382 с: ил.

105. Стандарт. «Автоматизированные системы управления технологическими процессами. Требования к программно-техническому комплексу» Версия 1.0. Владивосток 2017 – 67 с.

Приложение

Приложение 1. Производство неконцентрированной азотной кислоты[88]

Для повышения безопасности производства НАК актуальным представляется разработка и внедрение на предприятии АИС интеллектуального управления непрерывным химическим производством. Осевой компрессор газотурбинного агрегата ГТТ-3М (поз. 1) засасывает атмосферный воздух в специальный аппарат его очистки посредством воздухозаборной трубы. В этом аппарате атмосферный воздух проходит двухступенчатую очистку. Если температура атмосферного воздуха ниже нормативной (например, зимой), то предусмотрен его подогрев в калориферах посредством пара.

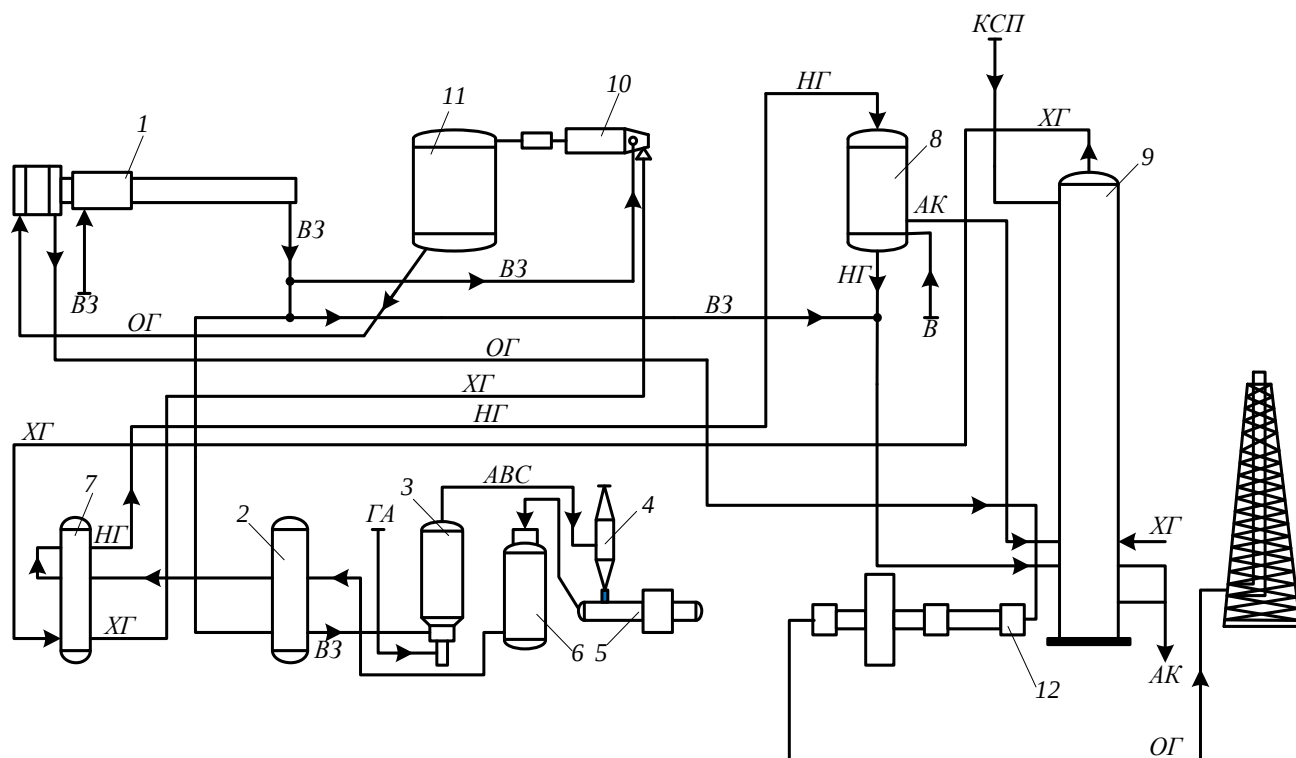


Рисунок П.1.1 - Технологическая схема производства неконцентрированной азотной кислоты (АВС – аммиачно-воздушная смесь, ГА – газообразный аммиак, НГ – нитрозные газы, ХГ – хвостовые газы, АК – азотная кислота, КСП – конденсат сокового пара)

Воздух, сжатый до 0,343 МПа и нагретый до 170–175 °С, охлаждается в воздухоохладителе до температуры не более 48 °С и поступает в нагнетатель, в котором происходит его сжатие до 0,716 МПа. При этом он нагревается до 143 °С.

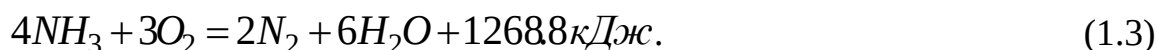
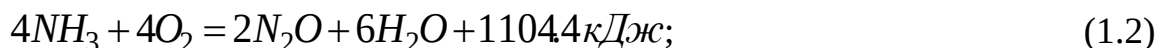
Большая часть воздуха из нагнетателя подаётся на технологическую линию, где воздух применяется в процессе окисления аммиака.

Кроме того, воздух в данном технологическом процессе необходим:

- ✓ как дополнительный реагент для получения из NO – монооксида азота нитрат (NO_3) и отдувки окислов азота из продукционной кислоты;
- ✓ в камерах сгорания реактора (поз. 10) и турбины;
- ✓ для охлаждения проточной части корпуса газовой турбины.

После нагнетателя (поз. 1) воздух пропускается через подогреватель (поз. 2), в котором он нагревается до $180\text{--}230^\circ\text{C}$ за счет тепла нитрозных газов. Газообразный аммиак поступает в трубчатую часть смесителя с фильтром (поз. 3). Из смесителя очищенная аммиачно-воздушная смесь поступает в контактный аппарат (поз. 4), где аммиак окисляется до окиси азота кислородом, выделяемом из атмосферного воздуха при температуре $880\text{--}910^\circ\text{C}$ на платино-родиево-палладиевом катализаторе, имеющем вид двенадцати сеток.

Химические реакции представлены формулами (1.1) – (1.3):



Целевой является реакция (1.10). Выход окиси азота от количества аммиака характеризует степень конверсии, которая должна быть не менее 93,5%.

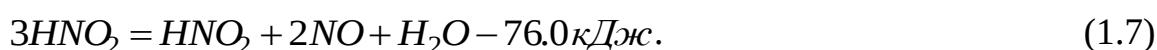
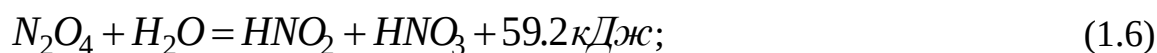
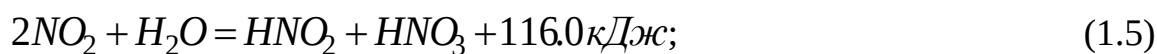
Горячие нитрозные газы, образующиеся при окислении аммиака, поступают в котел-утилизатор (поз. 5). В котле-утилизаторе осуществляется реакция окисления части монооксида азота (NO) до диоксида азота (NO_2). Этот процесс характеризуется формулой:



Далее, после котла-утилизатора нитрозные газы поступают в окислитель (поз. 6), в котором происходит реакция окисления NO в NO_2 . В результате этой реакции нитрозные газы нагреваются до $290\text{--}300^\circ\text{C}$. В нижней части окислителя установлен специальный фильтр для улавливания платины.

Нитрозные газы в окислителе разделяются на два потока: один направляется в подогреватель воздуха (поз. 2), который встроен в окислитель, а второй поток поступает в подогреватель хвостовых газов (ХГ) (поз. 7). После этого оба потока смешиваются и подаются в межтрубное пространство скоростных холодильников-конденсаторов (поз. 8), где охлаждаются обратной водой после абсорбционной колонны (поз. 9) до 30–50⁰С. При охлаждении нитрозных газов образуется конденсат азотной кислоты, концентрация которой варьируется в пределах 40% – 53%. Этот конденсат подаётся на соответствующие тарелки абсорбционной колонны. Нитрозные газы из холодильников-конденсаторов подаются под первую тарелку абсорбционной колонны (поз. 9) (всего в колонне находится сорок семь тарелок сетчатого типа). На 46-ю тарелку подаётся конденсат водяного пара. Газ, перемешиваясь через слой кислоты на тарелке, создаёт пену с большой поверхностью разделения фаз, вследствие чего реакции в абсорбционной колонне выполняются в двух фазах: жидкой и газообразной.

На тарелках в жидкой фазе происходят следующие реакции:



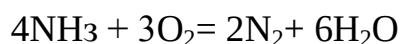
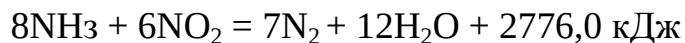
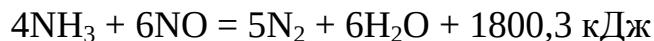
Между тарелками в газообразной фазе протекают реакции:



На выходе концентрация кислоты должна быть не менее 58%, степень абсорбции окислов азота – не менее 99%. Чтобы отвести излишнее тепло, образовавшееся в результате реакции, предусмотрено оборудование двадцати трех тарелок змеевиками, по которым пропускается обратная вода.

Хвостовые газы после подогревателя хвостовых газов с температурой (240 – 300) ⁰С поступают в реактор селективной очистки поз. 10. В реакторе на катализаторе АВК-С при температуре (240 – 300) ⁰С происходит восстановление оксидов азота, подаваемым на очистку газообразным аммиаком. Смешение аммиака с хво-

стовыми газами осуществляется в смесителе, представляющем собой плоскую конструкцию из перфорированных торообразных колец. Соотношение аммиака и оксидов азота должно составлять 1,5:1,0. Восстановление оксидов азота происходит по следующим реакциям:

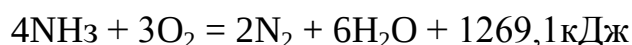


Коррекция расхода аммиака осуществляется по результатам химического анализа на содержание остаточного оксида азота в выхлопных газах.

После реактора селективной очистки (поз. 10) очищенные хвостовые газы с температурой (240 - 300) °С и содержанием:

- оксидов азота – не более 0,005 %;
- оксида углерода – отсутствие;
- аммиака – не более 0,02 %

смешиваются с воздухом, поступают в кольцевой канал универсальной камеры сгорания турбины УКСТ, где подогреваются до температуры не более 700 °С и поступают далее на турбину. В горячем газоходе от УКСТ до турбины при температуре не более 700 °С осуществляется гомогенная доочистка хвостовых газов от аммиака по реакции:



Объёмная доля компонентов в очищенных хвостовых газах после турбины ГТТ-3М:

NO + NO₂ – не более 0,005% об.

CO – не более 0,010% об.

NH₃ – не более 0,007 % об.

Температура очищенного хвостового газа перед турбиной контролируется и предусмотрена сигнализация повышения температуры и защитная блокировка по температуре газа при 740 °С и 720 °С (с выдержкой 15 минут) с выдачей светозвукового сигнала и остановкой агрегата. В турбине газы расширяются до давления не более 6,0 кПа (0,06 кгс/см²), охлаждаясь при этом до температуры не более 408

$^{\circ}\text{C}$ и направляются в котёл-утилизатор, который предназначен для использования тепла отходящих газов после газовой турбины ГТТ-3М.

Приложение 2. Определение области и центра безопасности. Теоретические замечания

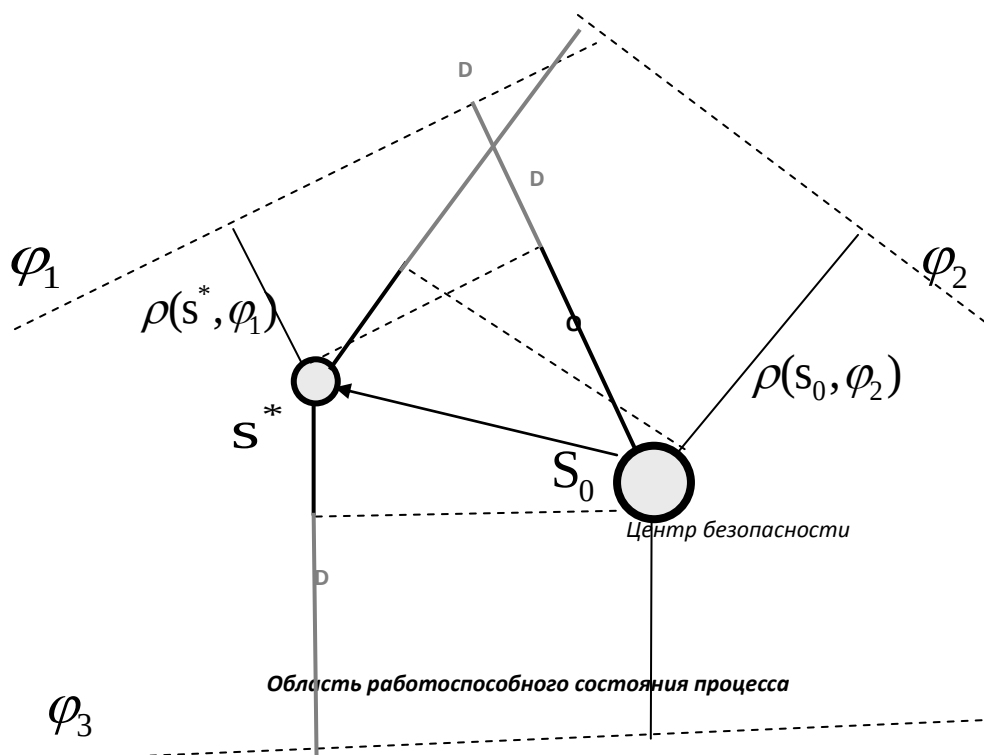


Рисунок П.2.1 - Графическая иллюстрация области и центра безопасности [86]

Таблица П.2.1

Обозначения	Описание
S	множество всевозможных состояний процесса.
S_p	множество работоспособных состояний процесса.
$\varphi_i, \quad i = 1 \dots N_{Lim}$	множество границ области работоспособного состояния (вырезает на S множество S_p).
S_0	точка процесса, соответствующая центру безопасности для данного процесса.
S^*	текущая рабочая точка процесса.
$\lambda_i = \rho \min(s^*, \varphi_i)$	расстояние от рабочей точки процесса s^* до границ области работоспособного состояния φ_i .
$\Delta_i^* = \min \rho(s^*, s_0)_{\varphi_i}$	расстояние от рабочей точки процесса s^* до центра безопасности s_0 относительно границ.

Продолжение таблицы П.2.1

Обозначения	Описание
$\delta_i = \min \rho(s_o, \varphi_i)$	расстояние от центра безопасности s_o до границ области работоспособного состояния φ_i .
$O_i = \delta_i - \lambda_i$	степень опасности для данного состояния s^* ХТП относительно границ φ_i , $i=1...n$.
$D_i = \delta_i - O_i$	степень безопасности для данного состояния s^* ХТП относительно границ φ_i , $i=1...n$.

$R(\mu_R)$ - “интервал x_1 значений параметра P не хуже (с точки зрения безопасности функционирования технологического процесса) интервала x_2 значений параметра P ”

Интервалы	x_1	x_2	...	x_n
x_1	$\mu_{R_1}(x_1, x_1)$	$\mu_{R_1}(x_1, x_2)$	...	$\mu_{R_1}(x_1, x_n)$
x_2	$\mu_{R_1}(x_2, x_1)$	$\mu_{R_1}(x_2, x_2)$	...	$\mu_{R_1}(x_2, x_n)$
...	...	...	...	...
x_n	$\mu_{R_1}(x_n, x_1)$	$\mu_{R_1}(x_n, x_2)$	...	$\mu_{R_1}(x_n, x_n)$

$$R^D(\mu_R^D); R^D = R \setminus R^{-1}$$

$$\mu_{R^D}(x_i, x_j) = \max\{\mu_{R^D}(x_i, x_j) - \mu_{R^D}(x_j, x_i), 0\}$$

$$\mu_R^{H.D.}(x) = \min_{y \in X} \{1 - \mu_{R^D}(y, x)\} = 1 - \max_{y \in X} \{\mu_{R^D}(y, x)\}$$

$$\sup\{\mu_R^{H.D.}(X)\}$$

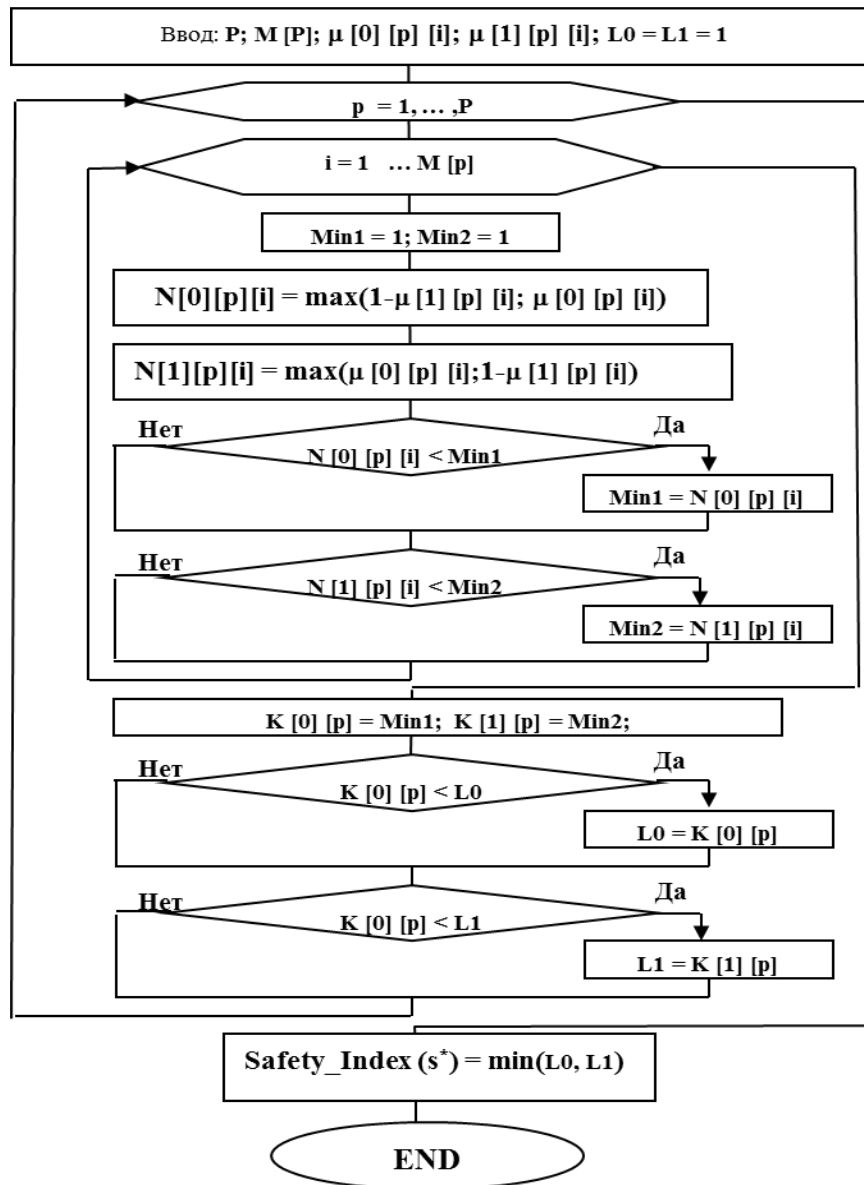
Интервал X_0^{Tp} является областью центра безопасности для параметра T_p

$$T_p = \{T_1, T_2, \dots, T_p\}$$

Состояние центра безопасности: $S_0 = \{X_0^{Tp}\}$

Для каждого параметра P , выделяются непересекающиеся интервалы - $\{X_{Kp}^{Tp}\}$
 $T_p = \{T_1, T_2, \dots, T_p\}$ - индекс технологического параметра;
 $K_p = \{1, 2, \dots, K_p\}$ - индекс интервала;

Рисунок П.2.2 - Определение области центра технологической безопасности [86]



Входные данные алгоритма

P – число техн. параметров процесса;

M[P] – массив количества термов для параметра **p**;

μ[0][p][i] = значение функции принадлежности параметра **p** терму **i** для ситуации центра безопасности s^0 ; $\mu_S(T_i) = \{ \langle \mu_{\mu_S(T_i)}(E_i^j) / E_i^j \rangle \}$

μ[1][p][i] = значение функции принадлежности параметра **p** терму **i** для текущего состояния процесса s^* (того состояния для которого вычисляем индекс безопасности);

Пояснения к алгоритму

N[0][p][i] – массив для промежуточных вычислений в который заносятся результаты

вычисления $\langle \mu_{\mu_S(T_i)}(E_i^j) / E_i^j \rangle$

Индексы массива:

- **[0]** – рассматриваем степень включения текущей ситуации в ситуацию центра; **[1]** – наоборот.

- **[p]** – номер технологического параметра процесса.

- **[i]** – номер терма параметра **p**.

K[0][p] и **K[1][p]** – массив в который заносятся значения $V(\mu_S^*(T), \mu_S^0(T))$ и соответственно. $V(\mu_S^0(T), \mu_S^*(T))$

L0 и **L1** – в эти переменные заносятся значения $V(\hat{s}^*, \hat{s}^0)$ и $V(\hat{s}^0, \hat{s}^*)$ – то есть степени нечеткого включения ситуаций. Начальная инициализация **L0=L1=1**.

Рисунок П.2.3 - Алгоритм вычисления Индекса безопасности

Приложение 3. Расчёт функций принадлежности

П.3.1 Краткие сведения о методе

При построении автоматизированных систем управления возникает задача моделирования деятельности человека-оператора. Один из путей её решения — использование теории нечетких множеств на основе понятия функции принадлежности [85].

Функция принадлежности $\mu_A(u)$ ставит в соответствие каждому элементу $u \in U$ число из интервала $[0, 1]$, характеризующее степень принадлежности элемента u множеству A . Человек, воспринимая информацию, не пользуется конкретными числами, а переводит их в свои понятия — значения лингвистической переменной. Каждое значение лингвистической переменной описывается функцией принадлежности, которая индивидуальна для каждого человека.

Предположим, что, наблюдая за объектом в течение некоторого времени, человек фиксирует свое внимание на том, имеет место факт A или нет. Событие, заключающееся в проверках наличия факта A , будем называть оценочным. Пусть в k проверках имел место факт A . Тогда оператор регистрирует частоту $p = k/n$ появления факта A и оценивает её с помощью слов типа «часто», «редко» и т. п.

Оценивая частоту p , человек опирается на свой опыт, который отражает частоту появления факта A в событиях прошлого, представляющихся человеку аналогичными оцениваемому событию. К нему поступает также информация, основанная на наблюдении других людей появления факта A , т. е. информация, отражающая общественный опыт. В зависимости от степени доверия к источнику такого рода информации она запоминается с различными весами.

На универсальной шкале $[0, 1]$ необходимо разместить значения лингвистической переменной: ВЕСЬМА РЕДКО, БОЛЕЕ-МЕНЕЕ РЕДКО, БОЛЕЕ-МЕНЕЕ ЧАСТО, ВЕСЬМА ЧАСТО. Тогда степень принадлежности некоторого значения вычисляется как отношение числа экспериментов, в которых

оно встречалось в определенном интервале шкалы, к максимальному для этого значения числу экспериментов по всем интервалам. Метод основывается на условии, что в каждый интервал шкалы попадает одинаковое число экспериментов. Это условие часто не соблюдается. В реальных случаях составляется эмпирическая таблица, в которой эксперименты могут быть распределены неравномерно по интервалам, а в некоторые интервалы могут вообще не попасть.

Предположим, что специалисту в области химической технологии предлагают оценить по десятибалльной шкале значения лингвистической переменной «Значения некоторого параметра». Термы лингвистической переменной при этом могут быть следующие: ПЛОХО, ХОРОШО, ОПАСНО, НОРМА, СРЕДНЕ, МНОГО, ОЧЕНЬ МНОГО и т.д. Термы выбираются экспертами в данной технологии в зависимости от значений каждого технологического параметра, при условии, что они должны словесно описывать все возможные состояния значений этого параметра.

Далее разбиваем область существования параметра на точки с определенным шагом, шаг выбираем как минимальное изменение параметра, которое может с точки зрения экспертов оказать влияние на работу данного технологического процесса. В итоге для каждого параметра получаем ряд дискретных значений. Экспертам, в качестве которых выступает технорук, начальник цеха, начальники смен предлагают сделать оценку значений параметров по десятибалльной шкале по каждому из заданных термов. В результате получаем таблицу следующего вида (таблица П.3.1).

Таблица П.3.1

	p	$p + \Delta p$	$p + 2 \cdot \Delta p$				$p + (m-1) \cdot \Delta p$
T_1	b_{11}	b_{12}	b_{13}	...	...	...	b_{1m}
T_2	b_{21}	b_{22}	b_{23}	...	...	...	b_{2m}
	...	...	...	...	...	...	...
T_N	b_{N1}	b_{N2}	b_{N3}	...	...	...	b_{Nm}

Далее вычисляем элементы матрицы подсказок $k_j = \sum_{i=1}^N b_{ij}$, ($j = 1...m$).

Выбираем в полученной строке максимальный элемент $k_{\max} = \max k_j$, и далее все элементы преобразуются по формуле:

$$c_{ij} = \frac{b_{ij} \cdot k_{\max}}{k_j}, \quad i = 1...N; j = 1...m$$

Для столбцов, где $k_j = 0$, применяется линейная аппроксимация:

$$c_{ij} = \frac{c_{ij-1} \cdot c_{ij+1}}{k_j}, \quad i = 1...N; j = 1...m$$

Для построения функций принадлежности находятся максимальные элементы по строкам таблицы, полученным после преобразования:

$$c_{i\max} = \max_j c_{ij}, \quad i = 1..., N, j = 1..., m$$

Функция принадлежности вычисляется по формуле:

$$\mu(c_{ij}) = \frac{c_{ij}}{c_{i\max}}, \quad i = 1..., N, j = 1..., m$$

В итоге получаем таблицу из $\mu(c_{ij})$ которая позволяет построить функции принадлежности для заданных термов технологических параметров (таблица П.3.2).

Таблица П.3.2

	p	p+Δp	p+2·Δp				p+(m-1)·Δp
μ_1	$\mu_1(c_{11})$	$\mu_1(c_{12})$	$\mu_1(c_{13})$	...	...	...	$\mu_1(c_{1m})$
μ_2	$\mu_2(c_{21})$	$\mu_2(c_{22})$	$\mu_2(c_{23})$	...	...	...	$\mu_2(c_{2m})$
	...	...	...	...	...	...	...
μ_N	$\mu_N(c_{N1})$	$\mu_N(c_{N2})$	$\mu_N(c_{N3})$	...	...	...	$\mu_N(c_{Nm})$

Температура хвостовых газов на входе нагревателя, T_{in}

Интервал изменения этого параметра - [235; 310]. Шаг изменения –5

Экспертные оценки, для параметра T_{in} в заданном интервале

Интервал изменения параметра - [6.5; 11.5]. Шаг изменения – 0.5

В таблице П.3.3 представлены экспертные оценки, для параметра T_{in} в заданном интервале b_{ij} , ($i = 1, 2, 3$; $j = 1 = 1, \dots, 13$)(таблица П.3.1). Вычислим элементы матрицы подсказок по формуле:

$$k_i = \sum_{j=1}^3 b_{ij}, \quad (i = 1 \dots 11)$$

Получим $k_i = \{11, 12, 13, 13, 12, 10.5, 10, 10, 10, 10, 11\}$. Находим $k_{\max} = 13$.

Далее вычисляем c_{ij} и $\mu(c_{ij})$, по формулам: $c_{ij} = \frac{b_{ij} \cdot k_{\max}}{k_j}$, $\mu(c_{ij}) = \frac{c_{ij}}{c_{i\max}}$ (таблица П.3.4)

Таблица П 3.3 - Экспертные данные

	T1 - низкая	T2 - нормальная	T3 -высокая
245	10	1	0
250	9	3	0
255	7	6	0
260	4	9	0
265	2	10	0
270	1	9,5	1
275	1	8	1
280	0	7	3
285	0	5	5
290	0	3	7
295	0	1	10

Таблица П.3.4 - Значения $\mu(c_{ij})$

	T ₁ - низкая	T ₂ - нормальная	T ₃ -высокая
245	1	0,11	0
250	0,82	0,3	0
255	0,59	0,55	0
260	0,34	0,83	0
265	0,18	1	0

Продолжение таблицы П.3.4

	T_1 - низкая	T_2 - нормальная	T_3 - высокая
270	0,09	0,99	0,09
275	0,11	0,96	0,11
280	0	0,84	0,33
285	0	0,6	0,55
290	0	0,36	0,77
295	0	0,11	1

На основании полученных данных строим график функций принадлежности для термов (рисунок П.3.1).

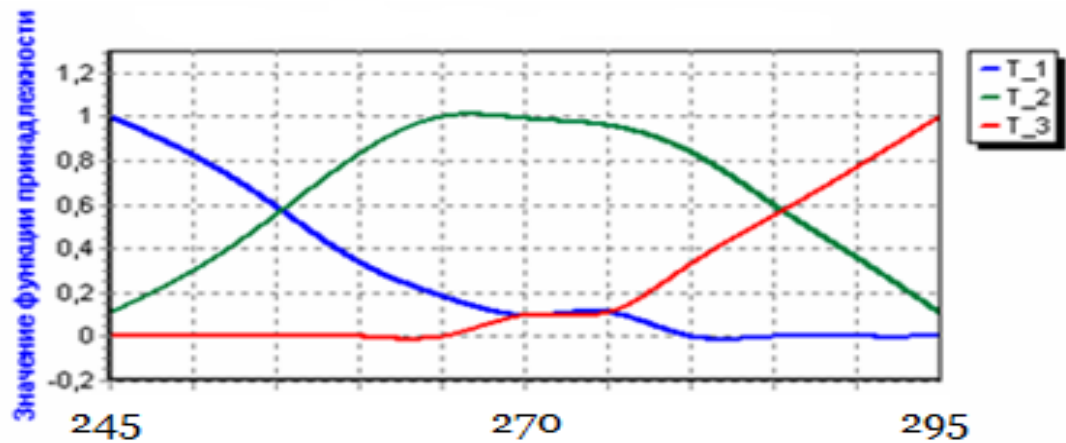


Рисунок П.3.1 - Температура хвостовых газов на входе нагревателя

Приложение 4. Расчёт Индекса риска

В просматриваемом примере строится оценка риска для текущей ситуации. Значения степени принадлежности термов выбраны по графикам принадлежности термов признаков (рисунки П.4.1-П.4.5) [20].

Далее приведена таблица все известных типовых ситуаций, характеризующих все состояния объекта управления. В таблице П.4.1 «Степени принадлежности термов типовым ситуациям» заданы 12 типовых ситуаций.

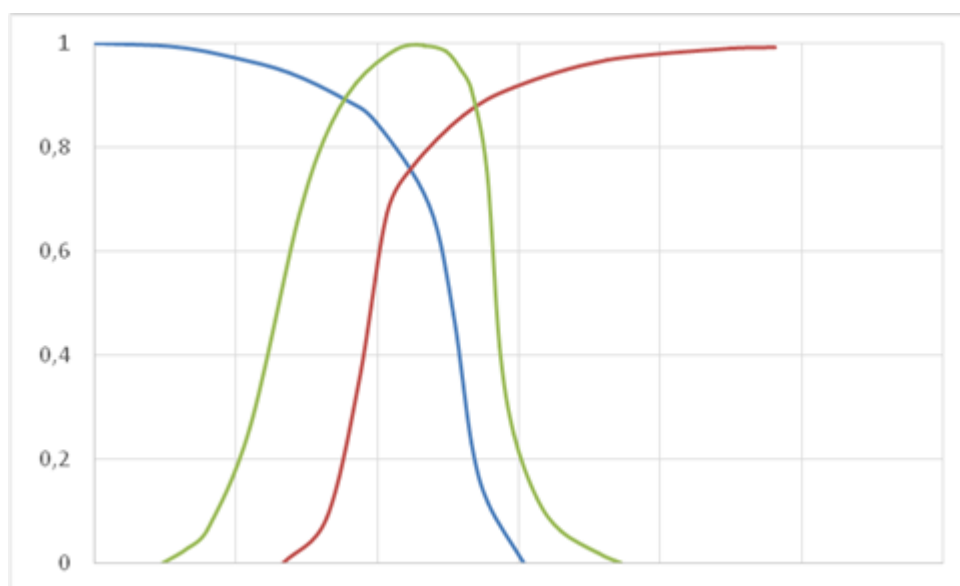


Рисунок П.4.1 - Концентрация окислов азота в очищенных хвостовых газах

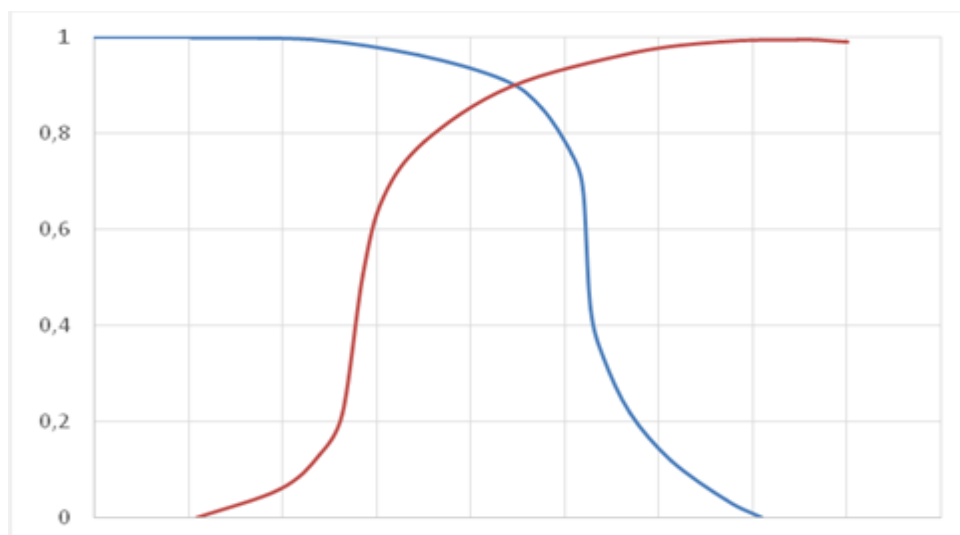


Рисунок П.4.2 - Температура хвостовых газов на входе в реактор селективной
очистки

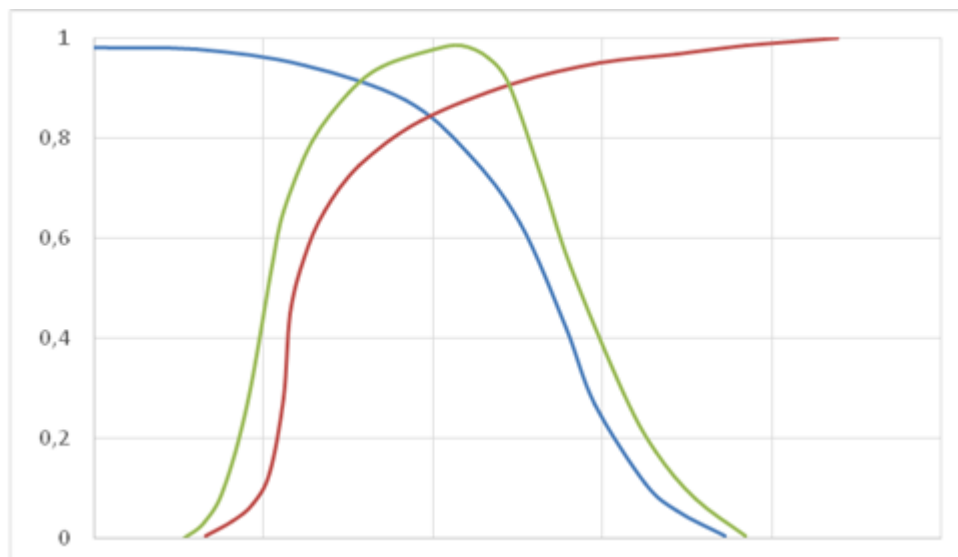


Рисунок П.4.3 - Температура хвостовых газов на выходе в реактор селективной
очистки

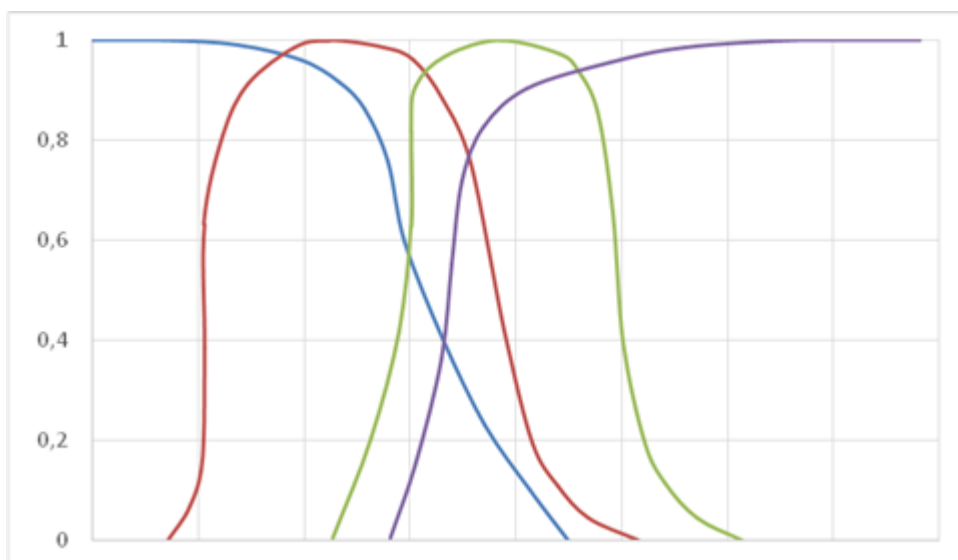


Рисунок П.4.4 - Функции принадлежности состояния оборудования

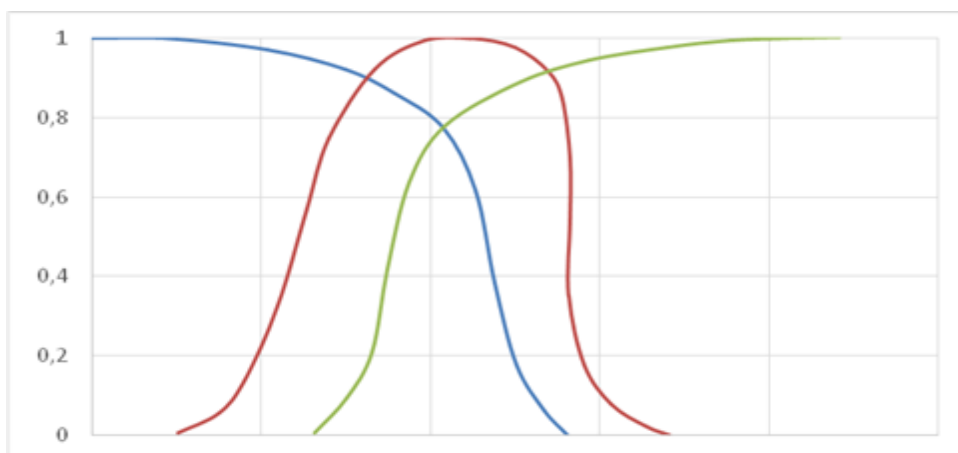


Рисунок П.4.5 - Функции принадлежности состояния систем управления

Таблица П.4.1. - Степени принадлежности термов признаков типовым ситуациям.

№ типовой ситуации	Признак 1			Признак 2		Признак 3			Признак 4				Признак 5		
	T1	T2	T3	T1	T2	T1	T2	T3	T1	T2	T3	T4	T1	T2	T3
1	0.8	1.0	0.8	0.0	1.0	0.9	1.0	0.8	0.9	1.0	0.1	0.0	0.8	1.0	0.8
2	0.3	0.9	1.0	0.0	1.0	0.9	1.0	0.8	0.9	1.0	0.1	0.0	0.8	1.0	0.8
3	0.0	0.3	0.9	0.0	1.0	0.9	1.0	0.7	0.9	1.0	0.1	0.0	0.8	1.0	0.9
4	0.0	0.3	1.0	0.0	1.0	0.9	1.0	0.9	0.9	1.0	0.1	0.0	0.0	0.1	1.0
5	0.8	0.8	1.0	0.1	1.0	0.4	0.6	0.9	0.8	1.0	0.3	0.0	0.3	0.9	1.0
6	0.8	0.9	0.6	0.1	1.0	0.2	0.3	0.9	0.9	1.0	0.1	0.0	0.0	0.9	0.9
7	0.8	0.9	0.7	0.1	1.0	0.3	0.3	0.8	0.8	1.0	0.3	0.1	0.0	0.0	1.0
8	0.8	1.0	0.8	0.0	1.0	0.9	1.0	0.8	0.1	0.3	0.9	1.0	0.9	1.0	0.6
9	0.9	0.8	0.1	0.0	1.0	0.9	1.0	0.9	0.0	0.0	0.2	1.0	0.9	1.0	0.6
10	1.0	0.3	0.0	0.0	1.0	0.9	1.0	0.9	0.0	0.1	0.4	0.9	0.8	1.0	0.8
11	0.8	0.8	1.0	0.1	0.1	0.2	0.3	0.8	0.8	1.0	0.3	0.0	0.3	0.9	1.0
12	1.0	0.2	0.0	0.0	1.0	0.9	1.0	0.9	0.0	0.0	0.2	1.0	0.7	0.8	1.0

Рассчитаем степени включения типовых ситуаций и составим таблицу степеней включения типовых ситуаций.

Пример:

Рассчитаем степень включения 5 в 11 на основании формул (2.15) главы 2:

$$(0.8 \rightarrow 0.8) \& (0.8 \rightarrow 0.8) \& (1.0 \rightarrow 1.0) = 0.8$$

$$(0.1 \rightarrow 0.1) \& (1.0 \rightarrow 1.0) = 0.9$$

$$(0.4 \rightarrow 0.2) \& (0.6 \rightarrow 0.3) \& (0.9 \& 0.8) = 0.4$$

$$(0.8 \rightarrow 0.8) \& (1.0 \rightarrow 1.0) \& (0.3 \& 0.3) \& (0.0 \rightarrow 0.0) = 0.7$$

$$(0.3 \rightarrow 0.3) \& (0.9 \rightarrow 0.9) \& (1.0 \rightarrow 1.0) = 0.7$$

$$0.8 \& 0.9 \& 0.4 \& 0.7 \& 0.7 = 0.4 \vee (\tilde{s}_5, \tilde{s}_{11}) = 0.4$$

Таблица П.4.2 - Степени включения типовых ситуаций.

№ типовой ситуации	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
1	0.8	0.3	0.2	0.1	0.3	0.2	0.0	0.1	0.0	0.1	0.2	0.0
2	0.8	0.7	0.3	0.1	0.3	0.2	0.0	0.1	0.0	0.0	0.2	0.0
3	0.8	0.8	0.7	0.1	0.3	0.2	0.0	0.1	0.0	0.1	0.2	0.0
4	0.8	0.8	0.7	0.7	0.4	0.2	0.2	0.1	0.0	0.0	0.2	0.0
5	0.7	0.3	0.2	0.1	0.6	0.4	0.1	0.2	0.0	0.0	0.4	0.0
6	0.8	0.3	0.2	0.1	0.7	0.6	0.1	0.1	0.0	0.1	0.7	0.0
7	0.7	0.3	0.2	0.2	0.7	0.6	0.7	0.2	0.0	0.1	0.7	0.0
8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.6	0.2	0.2	0.0	0.2
9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.6	0.6	0.3	0.0	0.2
10	0.1	0.1	0.0	0.0	0.1	0.1	0.0	0.6	0.6	0.6	0.1	0.6
11	0.7	0.3	0.2	0.1	0.7	0.6	0.1	0.2	0.0	0.0	0.7	0.0
12	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1	0.6	0.6	0.8	0.0	0.7

В отличие от набора типовых ситуаций $S = \{\tilde{s}_1, \tilde{s}_2, \dots, \tilde{s}_{12}\}$, набор эталонных ситуаций $S_s = \{\tilde{s}_1, \tilde{s}_2, \dots, \tilde{s}_n\}$ ($n \leq 12$) не содержит нечетко равных при заданном пороге равенства ситуаций. Чтобы получить набор эталонных ситуаций проверим типовые ситуации на нечёткое равенство между собой, порог нечёткого равенства примем равным 0.6.

Проверка типовых ситуаций на нечёткое равенство между собой.

$$\begin{array}{lll}
 \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_2) = 0.3 & \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_3) = 0.2 & \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_4) = 0.1 \\
 \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_5) = 0.3 & \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_6) = 0.2 & \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_7) = 0.0 \\
 \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_8) = 0.0 & \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_9) = 0.0 & \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_{10}) = 0.1 \\
 \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_{11}) = 0.2 & \mu(\tilde{s}_1, \tilde{s}_{12}) = 0.0 & \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_3) = 0.3 \\
 \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_4) = 0.1 & \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_5) = 0.3 & \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_6) = 0.2 \\
 \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_7) = 0.0 & \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_8) = 0.0 & \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_9) = 0.0 \\
 \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_{10}) = 0.0 & \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_{11}) = 0.2 & \mu(\tilde{s}_2, \tilde{s}_{12}) = 0.0 \\
 \mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_4) = 0.1 & \mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_5) = 0.2 & \mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_6) = 0.2
 \end{array}$$

$\mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_7) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_8) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_9) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_{10}) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_{11}) = 0.2$	$\mu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_{12}) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_5) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_6) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_7) = 0.2$
$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_8) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_9) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_{10}) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_{11}) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_4, \tilde{s}_{12}) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_5, \tilde{s}_6) = 0.4$
$\mu(\tilde{s}_5, \tilde{s}_7) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_5, \tilde{s}_8) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_5, \tilde{s}_9) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_5, \tilde{s}_{10}) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_5, \tilde{s}_{11}) = 0.4$	$\mu(\tilde{s}_5, \tilde{s}_{12}) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_6, \tilde{s}_7) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_6, \tilde{s}_8) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_6, \tilde{s}_9) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_6, \tilde{s}_{10}) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_6, \tilde{s}_{11}) = 0.6$	$\mu(\tilde{s}_6, \tilde{s}_{12}) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_7, \tilde{s}_8) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_7, \tilde{s}_9) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_7, \tilde{s}_{10}) = 0.0$
$\mu(\tilde{s}_7, \tilde{s}_{11}) = 0.1$	$\mu(\tilde{s}_7, \tilde{s}_{12}) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_8, \tilde{s}_9) = 0.2$
$\mu(\tilde{s}_8, \tilde{s}_{10}) = 0.2$	$\mu(\tilde{s}_8, \tilde{s}_{11}) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_8, \tilde{s}_{12}) = 0.2$
$\mu(\tilde{s}_9, \tilde{s}_{10}) = 0.3$	$\mu(\tilde{s}_9, \tilde{s}_{11}) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_9, \tilde{s}_{12}) = 0.2$
$\mu(\tilde{s}_{10}, \tilde{s}_{11}) = 0.0$	$\mu(\tilde{s}_{10}, \tilde{s}_{12}) = 0.6$	$\mu(\tilde{s}_{11}, \tilde{s}_{12}) = 0.0$

Итак, очевидно, что 6 и 11, 10 и 12 ситуации нечетко равны, т.е. $\mu(\tilde{s}_6, \tilde{s}_{11}) = 0.6 \geq t = 0.6$ и $\mu(\tilde{s}_{10}, \tilde{s}_{12}) = 0.6 \geq t = 0.6$. Тогда в набор эталонных ситуаций не включаются 11 и 12 ситуации, это будет способствовать уменьшению размерности продукционной системы и не снизит эффективность модели управления в пределах достоверности, ограничиваемых порогом нечёткого равенства ситуаций.

Таблица П.4.3 - Степени принадлежности термов признаков эталонным

ситуациям.

№ эт. сиг.	Признак 1			Признак 2		Признак 3			Признак 4				Признак 5		
	T1	T2	T3	T1	T2	T1	T2	T3	T1	T2	T3	T4	T1	T2	T3
1	0.8	1.0	0.8	0.0	1.0	0.9	1.0	0.8	0.9	1.0	0.1	0.0	0.8	1.0	0.8
2	0.3	0.9	1.0	0.0	1.0	0.9	1.0	0.8	0.9	1.0	0.1	0.0	0.8	1.0	0.8
3	0.0	0.3	0.9	0.0	1.0	0.9	1.0	0.7	0.9	1.0	0.1	0.0	0.8	1.0	0.9

№ эт. сит.	Признак 1			Признак 2		Признак 3			Признак 4				Признак 5		
	T1	T2	T3	T1	T2	T1	T2	T3	T1	T2	T3	T4	T1	T2	T3
4	0.0	0.3	1.0	0.0	1.0	0.9	1.0	0.9	0.9	1.0	0.1	0.0	0.0	0.1	1.0
5	0.8	0.8	1.0	0.1	1.0	0.4	0.6	0.9	0.8	1.0	0.3	0.0	0.3	0.9	1.0
6	0.8	0.9	0.6	0.1	1.0	0.2	0.3	0.9	0.9	1.0	0.1	0.0	0.0	0.9	0.9
7	0.8	0.9	0.7	0.1	1.0	0.2	0.3	0.8	0.8	1.0	0.3	0.1	0.0	0.0	1.0
8	0.8	1.0	0.8	0.0	1.0	0.9	1.0	0.8	0.1	0.3	0.9	1.0	0.9	1.0	0.6
9	0.9	0.8	0.1	0.0	1.0	0.9	1.0	0.9	0.0	0.0	0.2	1.0	0.9	1.0	0.6
10	1.0	0.3	0.0	0.0	1.0	0.9	1.0	0.9	0.0	0.1	0.4	0.9	0.8	1.0	0.8

Тогда таблица степеней включения эталонных ситуаций примет следующий вид.

Таблица П.4.4 - Степени включения эталонных ситуаций.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	0.8	0.3	0.2	0.1	0.3	0.2	0.0	0.1	0.0	0.1
2	0.8	0.7	0.3	0.1	0.3	0.2	0.0	0.1	0.0	0.0
3	0.8	0.8	0.7	0.1	0.3	0.2	0.0	0.1	0.0	0.1
4	0.8	0.8	0.7	0.7	0.4	0.2	0.2	0.1	0.0	0.0
5	0.7	0.3	0.2	0.1	0.6	0.4	0.1	0.2	0.0	0.0
6	0.8	0.3	0.2	0.1	0.7	0.6	0.1	0.1	0.0	0.1
7	0.7	0.3	0.2	0.2	0.7	0.6	0.7	0.2	0.0	0.1
8	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.6	0.2	0.2
9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.6	0.6	0.3
10	0.1	0.1	0.0	0.0	0.1	0.1	0.0	0.6	0.6	0.6

Мера близости – степень нечёткого равенства.

Рассчитаем степени включения входной ситуации в эталонные и степени включения эталонных ситуаций во входную ситуацию для того чтобы найти степени нечёткого равенства входной ситуации с эталонными.

Таблица П.4.5 - Степени включения входной ситуации в эталонные.

№ эт. сит.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Вх.	0.8	0.8	0.7	0.1	0.3	0.2	0.0	0.2	0.1	0.0

Таблица П.4.6 - Степени включения эталонных ситуаций во входную

№ эт. сит.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Вх.	0.2	0.3	0.7	0.7	0.2	0.2	0.2	0.0	0.0	0.0

Таблица П.4.7 - Степени нечёткого равенства входной ситуации с эталонными.

№ эт. сит.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Вх.	0.2	0.3	0.7	0.1	0.2	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0

Итак из таблицы П.4.7, видно, что наша входная ситуация нечетко равна 3 эталонной ситуации, т.к. $\mu(\tilde{s}_{\text{Вх}}, \tilde{s}_3) = \nu(\tilde{s}_{\text{Вх}}, \tilde{s}_3) \& \nu(\tilde{s}_3, \tilde{s}_{\text{Вх}}) = 0.7 \& 0.7 = 0.7$

$$\mu(\tilde{s}_{\text{Вх}}, \tilde{s}_3) = 0.7 \geq t$$

$$t = 0.6$$

$$\tilde{s}_{\text{Вх}} \approx \tilde{s}_3$$

Приложение 5 Оценка нечётких параметров модели селективной очистки газов

Основным назначением модели технологического процесса селективной очистки газов является прогнозирование температуры очищенных газов и концентрации окиси и двуокиси азота с учетом изменений физико-химических свойств катализатора, а также состояния оборудования.

На вход модели подаются «Расход аммиака в реакторе» (селективной очистки газов) (G_{NH_3}) (глава 4, параграф 4.2) и «Концентрация окиси и двуокиси азота у выхода реактора» (C_{NO+NO_2}).

Введём лингвистические переменные.

«Концентрация окиси и двуокиси азота у выхода реактора» (C_{NO+NO_2}).

Изменение параметров модели происходит за счет изменения физико-химических свойств катализатора и состояния технологического оборудования. Задача, выполняемая системой оценки параметров модели процесса селективной очистки газов, состоит в прогнозировании параметров связи математической модели (таблица П.5.1) по различным технологическим каналам.

Зависимость параметров дифференциального уравнения от разных параметров на входе и выходе реактора селективной очистки газов определяется с помощью аппарата нейро-нечетких сетей (ANFIS). Выводы в ANFIS выполняются на основе теории нечеткой логики и нечетких множеств, а вот для построения соответствующих функций принадлежности применяются алгоритмы обучения нейронных сетей [81, 82].

Таблица П.5.1 -Формализация переменной «Концентрация окиси и двуокиси азота на выходе реактора»

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[0; 0.005],%	$C_1 = \text{«Low»}$	[0; 0.002]	$1, \quad \text{for } 0 \leq C_{NO+NO_2} \leq 0.001$ $\frac{1}{1 + \exp(2 \cdot (C_{NO+NO_2} - 0.0005))}, \quad \text{for } 0.001 < C_{NO+NO_2} \leq 0.002$
	$C_2 = \text{«Middle»}$	[0.001; 0.003]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (C_{NO+NO_2} - 0.0015))}, \quad \text{for } 0.001 \leq C_{NO+NO_2} \leq 0.002$ $\frac{1}{1 + \exp(2 \cdot (C_{NO+NO_2} - 0.0025))}, \quad \text{for } 0.002 < C_{NO+NO_2} \leq 0.003$
	$C_3 = \text{«Raised»}$	[0.002; 0.004]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (C_{NO+NO_2} - 0.0025))}, \quad \text{for } 0.002 \leq C_{NO+NO_2} \leq 0.003$ $\frac{1}{1 + \exp(2 \cdot (C_{NO+NO_2} - 0.0035))}, \quad \text{for } 0.003 < C_{NO+NO_2} \leq 0.004$
	$C_4 = \text{«High»}$	[0.003; 0.005]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (C_{NO+NO_2} - 0.0035))}, \quad \text{for } 0.003 \leq C_{NO+NO_2} \leq 0.004$ $1, \quad \text{for } 0.004 < C_{NO+NO_2} \leq 0.005$

Таблица П.5.2 - Формализация параметра дифференциального уравнения M_8

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[0; 0.15]	D1 = «Low»	[0; 0.075]	$1, \quad \text{for } 0 \leq T_u^8 \leq 0.0375$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^8 - 0.046875))}, \quad \text{for } 0.0375 < T_u^8 \leq 0.075$
	D2 = «Middle»	[0.0375; 0.1125]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^8 - 0.046875))}, \quad \text{for } 0.0375 \leq T_u^8 \leq 0.075$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^8 - 0.084375))}, \quad \text{for } 0.075 < T_u^8 \leq 0.1125$
	D3 = «Raised»	[0.075; 0.13125]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^8 - 0.084375))}, \quad \text{for } 0.075 \leq T_u^8 \leq 0.1125$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^8 - 0.121875))}, \quad \text{for } 0.1125 < T_u^8 \leq 0.13125$
	D4 = «Big»	[0.1125; 0.15]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^8 - 0.121875))}, \quad \text{for } 0.1125 \leq T_u^8 \leq 0.13125$ $1, \quad \text{for } 0.13125 < T_u^8 \leq 0.15$

Нечёткое значение коэффициента T_u^8 определяется с помощью набора правил R_i логического вывода, которые хранятся в базе знаний системы.

Набор правил для нечёткого логического вывода содержит 12 правил по определению константы T_u^8 :

R_1 : IF G_{NH_3} is B_1 & C_{NO+NO_2} is C_1 THEN T_u^8 is D_1 ;

R_2 : IF G_{NH_3} is B_1 & C_{NO+NO_2} is C_2 THEN T_u^8 is D_1 ;

R_3 : IF G_{NH_3} is B_1 & C_{NO+NO_2} is C_3 THEN T_u^8 is D_2 ;

R_4 : IF G_{NH_3} is B_1 & C_{NO+NO_2} is C_4 THEN T_u^8 is D_3 ;

R_5 : IF G_{NH_3} is B_2 & C_{NO+NO_2} is C_1 THEN T_u^8 is D_1 ;

R_6 : IF G_{NH_3} is B_2 & C_{NO+NO_2} is C_2 THEN T_u^8 is D_2 ;

R_7 : IF G_{NH_3} is B_2 & C_{NO+NO_2} is C_3 THEN T_u^8 is D_3 ;

R_8 : IF G_{NH_3} is B_2 & C_{NO+NO_2} is C_4 THEN T_u^8 is D_4 ;

R_9 : IF G_{NH_3} is B_3 & C_{NO+NO_2} is C_1 THEN T_u^8 is D_2 ;

R_{10} : IF G_{NH_3} is B_3 & C_{NO+NO_2} is C_2 THEN T_u^8 is D_3 ;

R_{11} : IF G_{NH_3} is B_3 & C_{NO+NO_2} is C_3 THEN T_u^8 is D_3 ;

R_{12} : IF G_{NH_3} is B_3 & C_{NO+NO_2} is C_4 THEN T_u^8 is D_4 .

Все эти правила можно оформить как итоговую таблицу П.5.3.

Таблица П.5.3 - Нечеткий логический вывод для константы T_u^8

	C_1	C_2	C_3	C_4
B_1	D_1	D_1	D_2	D_3
B_2	D_1	D_2	D_3	D_4
B_3	D_2	D_3	D_3	D_4

Оценка параметра дифференциального уравнения M_9

В этом случае имеются такие входные воздействия, как «Концентрация окиси и двуокиси азота у входа реактора» ($C_{NO+NO_2}^*$) и «Концентрация окиси и двуокиси азота у выхода реактора» (C_{NO+NO_2}).

Аналогично для обеспечения возможности моделирования следует ввести лингвистические переменные, определить их терм-множества и задать функции принадлежности каждой лингвистической переменной соответствующему терм-множеству.

В данном случае выявлены следующие лингвистические переменные: «Концентрация окиси и двуокиси азота на входе реактора» (таблица П.5.4), «Концентрация окиси и двуокиси азота у выхода реактора» (таблица П.5.1) и «Параметра дифференциального уравнения M_9 » (таблица П.5.5).

Таблица П.5.4 - Формализация параметра «Концентрация окиси и двуокиси азота на входе реактора»

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[0; 0.5], %	$E_1 = \text{«Low»}$	[0; 0.2]	$1, \quad \text{for } 0 \leq C_{NO+NO_2}^* \leq 0.01$ $\frac{1}{1 + \exp(2.2 \cdot (C_{NO+NO_2}^* - 0.005))}, \quad \text{for } 0.01 < C_{NO+NO_2}^* \leq 0.02$
	$E_2 = \text{«Middle»}$	[0.1; 0.3]	$\frac{1}{1 + \exp(-2.2 \cdot (C_{NO+NO_2}^* - 0.015))}, \quad \text{for } 0.01 \leq C_{NO+NO_2}^* \leq 0.02$ $\frac{1}{1 + \exp(2.2 \cdot (C_{NO+NO_2}^* - 0.025))}, \quad \text{for } 0.02 < C_{NO+NO_2}^* \leq 0.03$
	$E_3 = \text{«Raised»}$	[0.2; 0.4]	$\frac{1}{1 + \exp(-2.2 \cdot (C_{NO+NO_2}^* - 0.025))}, \quad \text{for } 0.02 \leq C_{NO+NO_2}^* \leq 0.03$ $\frac{1}{1 + \exp(2.2 \cdot (C_{NO+NO_2}^* - 0.035))}, \quad \text{for } 0.03 < C_{NO+NO_2}^* \leq 0.04$
	$E_4 = \text{«High»}$	[0.3; 0.5]	$\frac{1}{1 + \exp(-2.2 \cdot (C_{NO+NO_2}^* - 0.035))}, \quad \text{for } 0.03 \leq C_{NO+NO_2}^* \leq 0.04$ $1, \quad \text{for } 0.04 < C_{NO+NO_2}^* \leq 0.05$

Таблица П.5.5 - Формализация параметра дифференциального уравнения M_9

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[0; 0.15]	$F_1 = \text{«Малая»}$	[0; 0.075]	$1, \quad \text{for } 0 \leq T_u^8 \leq 0.0375$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^8 - 0.046875))}, \quad \text{for } 0.0375 < T_u^8 \leq 0.075$
	$F_2 = \text{«Middle»}$	[0.0375; 0.1125]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^8 - 0.046875))}, \quad \text{for } 0.0375 \leq T_u^8 \leq 0.075$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^8 - 0.084375))}, \quad \text{for } 0.075 < T_u^8 \leq 0.1125$
	$F_3 = \text{«Raised»}$	[0.075; 0.13125]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^8 - 0.084375))}, \quad \text{for } 0.075 \leq T_u^8 \leq 0.1125$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^8 - 0.121875))}, \quad \text{for } 0.1125 < T_u^8 \leq 0.13125$
	$F_4 = \text{«Big»}$	[0.1125; 0.15]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^8 - 0.121875))}, \quad \text{for } 0.1125 \leq T_u^8 \leq 0.13125$ $1, \quad \text{for } 0.13125 < T_u^8 \leq 0.15$

Нечёткое значение коэффициента определяется с помощью набора правил R_i логического вывода, которые хранятся в базе знаний системы.

Правила для нечёткого логического вывода по определению константы:

R_1 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_1 & C_{NO+NO_2} is C_1 THEN T_u^9 is F_1 ;

R_2 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_1 & C_{NO+NO_2} is C_2 THEN T_u^9 is F_1 ;

R_3 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_1 & C_{NO+NO_2} is C_3 THEN T_u^9 is F_2 ;

R_4 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_1 & C_{NO+NO_2} is C_4 THEN T_u^9 is F_3 ;

R_5 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_2 & C_{NO+NO_2} is C_1 THEN T_u^9 is F_1 ;

R_6 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_2 & C_{NO+NO_2} is C_2 THEN T_u^9 is F_2 ;

R_7 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_2 & C_{NO+NO_2} is C_3 THEN T_u^9 is F_3 ;

R_8 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_2 & C_{NO+NO_2} is C_4 THEN T_u^9 is F_4 ;

R_9 : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_3 & C_{NO+NO_2} is C_1 THEN T_u^9 is F_2 ;

R_{10} : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_3 & C_{NO+NO_2} is C_2 THEN T_u^9 is F_3 ;

R_{11} : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_3 & C_{NO+NO_2} is C_3 THEN T_u is F_3 ;

R_{12} : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_3 & C_{NO+NO_2} is C_4 THEN T_u^9 is F_4 ;

R_{13} : IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_4 & C_{NO+NO_2} is C_1 THEN T_u^9 is F_3 ;

R₁₄: IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_4 & C_{NO+NO_2} is C_2 THEN T_u^9 is F_3 ;

R₁₅: IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_4 & C_{NO+NO_2} is C_3 THEN T_u is F_4 ;

R₁₆: IF $C_{NO+NO_2}^*$ is E_4 & C_{NO+NO_2} is C_4 THEN T_u^9 is F_4 .

Все эти правила можно оформить как итоговую таблицу П.5.6.

Таблица П.5.6 - Нечеткий логический вывод параметра дифференциального уравнения М₉

	C_1	C_2	C_3	C_4
E_1	F_1	F_1	F_2	F_3
E_2	F_1	F_2	F_3	F_4
E_3	F_2	F_3	F_3	F_4
E_4	F_3	F_3	F_4	F_4

Оценка параметра дифференциального уравнения М₆

В этом случае имеются такие входные параметры, как: «Расход хвостовых газов в реакторе» ($G_{ХГ}$) и «Температура очищенных газов у выхода реактора» (T^{Out}).

Аналогично для обеспечения возможности моделирования следует ввести лингвистические переменные, определить их терм-множества и задать функции принадлежности каждой лингвистической переменной соответствующему терм-множеству.

В данном случае выявлены следующие лингвистические переменные: «Затраты хвостовых газов в реакторе», «Температура очищенных газов у выхода реактора» и «параметра дифференциального уравнения T_u^6 ».

Математическое описание введенных лингвистических переменных представлено в таблицах П.5.7, П.5.8 и П.5.9.

Таблица П.5.7 - Формализация переменной «Расход хвостовых газов в реакторе»

Область регла- ментного со- стояния	Терм-множество	Область опреде- ления терм- множества	Функция принадлежности терм-множества
[50; 80]	H ₁ = «Low»	[50; 65]	$1, \quad \text{for } 50 \leq G_{\text{ХГ}} \leq 57.5$ $\frac{1}{1 + \exp(2.6 \cdot (G_{\text{ХГ}} - 61.25))}, \quad \text{for } 57.5 < G_{\text{ХГ}} \leq 65$
	H ₂ = «Middle»	[57.5; 72,5]	$\frac{1}{1 + \exp(-2.6 \cdot (G_{\text{ХГ}} - 61, 75))}, \quad \text{for } 57.5 \leq G_{\text{ХГ}} \leq 65$ $\frac{1}{1 + \exp(2.6 \cdot (G_{\text{ХГ}} - 68, 75))}, \quad \text{for } 65 < G_{\text{ХГ}} \leq 72,5$
	H ₃ = «High»	[65; 80]	$\frac{1}{1 + \exp(-2.6 \cdot (G_{\text{ХГ}} - 68, 75))}, \quad \text{for } 65 < G_{\text{ХГ}} \leq 72,5$ $1, \quad \text{for } 72,5 \leq G_{\text{ХГ}} \leq 80$

Таблица П.5.8 - Формализация переменной «Температура очищенных газов на выходе реактора»:

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[240; 300]	$T_1 = \text{«Low»}$	[240 – 270]	$1, \quad \text{for } 230 \leq T^{Out} \leq 245$ $\frac{1}{1 + \exp(2 \cdot (T^{Out} - 260))}, \quad \text{for } 235 < T^{Out} \leq 280$
	$T_2 = \text{«Middle»}$	[260 – 290]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T^{Out} - 275))}, \quad \text{for } 265 \leq T^{Out} \leq 285$ $\frac{1}{1 + \exp(2 \cdot (T^{Out} - 285))}, \quad \text{for } 270 < T^{Out} \leq 295$
	$T_3 = \text{«High»}$	[270 - 300]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T^{Out} - 290))}, \quad \text{for } 260 < T^{Out} \leq 295$ $1, \quad \text{for } 295 \leq T^{Out} \leq 310$

Таблица П.5.9 - Формализация параметра дифференциального уравнения M_6

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[0; 0.15]	$J_1 = \text{«Малая»}$	[0; 0.075]	$1, \quad \text{for } 0 \leq T_u^6 \leq 0.0375$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^6 - 0.046875))}, \quad \text{for } 0.0375 < T_u^6 \leq 0.075$
	$J_2 = \text{«Middle»}$	[0.0375; 0.1125]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^6 - 0.046875))}, \quad \text{for } 0.0375 \leq T_u^6 \leq 0.075$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^6 - 0.084375))}, \quad \text{for } 0.075 < T_u^6 \leq 0.1125$
	$J_3 = \text{«Raised»}$	[0.075; 0.13125]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^6 - 0.084375))}, \quad \text{for } 0.075 \leq T_u^6 \leq 0.1125$ $\frac{1}{1 + \exp(4.5 \cdot (T_u^6 - 0.121875))}, \quad \text{for } 0.1125 < T_u^6 \leq 0.13125$
	$J_4 = \text{«Big»}$	[0.1125; 0.15]	$\frac{1}{1 + \exp(-4.5 \cdot (T_u^6 - 0.121875))}, \quad \text{for } 0.1125 \leq T_u^6 \leq 0.13125$ $1, \quad \text{for } 0.13125 < T_u^6 \leq 0.15$

Нечёткое значение параметра дифференциального уравнения M_6 можно также определить посредством набора правил R_i нечёткого логического вывода, которые заводятся в базу знаний системы управления. Для нахождения значения параметра было сформулировано девять правил, записанных ниже.

Каждый набор правил R_i логического вывода, имеющий вид:

R_1 : IF G_{xT} is H_1 & T^{Out} is T_1 THEN T_u^6 is J_1 ;

R_2 : IF G_{xT} is H_1 & T^{Out} is T_2 THEN T_u^6 is J_1 ;

R_3 : IF G_{xT} is H_1 & T^{Out} is T_3 THEN T_u^6 is J_2 ;

R_4 : IF G_{xT} is H_2 & T^{Out} is T_1 THEN T_u^6 is J_1 ;

R_5 : IF G_{xT} is H_2 & T^{Out} is T_2 THEN T_u^6 is J_2 ;

R_6 : IF G_{xT} is H_2 & T^{Out} is T_3 THEN T_u^6 is J_3 ;

R_7 : IF G_{xT} is H_3 & T^{Out} is T_1 THEN T_u^6 is J_2 ;

R_8 : IF G_{xT} is H_3 & T^{Out} is T_2 THEN T_u^6 is J_3 ;

R_9 : IF G_{xT} is H_3 & T^{Out} is T_3 THEN T_u^6 is J_4 ;

может быть представлен в виде решающей таблицы П.5.10

Таблица П.5.10 - Нечеткий логический вывод для параметра дифференциального уравнения M_9

	T_1	T_2	T_3
H_1	J_1	J_1	J_2
H_2	J_1	J_2	J_3
H_3	J_2	J_3	J_4

В дифференциальных уравнениях M_7 , M_4 , M_5 – следует откорректировать все константы, определяющие параметр дифференциального уравнения T_{u1}^7 .

К входным переменным относятся «Расход аммиака в реакторе» (G_{NH_3}) (глава 4, параграф 4.2) и «Температура очищенных газов у выхода реактора» (T^{Out}) (см. выше). Т.о., в распоряжении исследователя имеется четыре лингвистических переменных, поскольку выходными переменными выступают: «параметра дифференциального уравнения T_{u1}^7 » и «параметра дифференциального уравнения T_{u2}^7 ».

Таблица П.5.11 - Формализация параметра дифференциального уравнения T_{u1}^7

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[2; 3]	$I_1 = \text{«Low»}$	[2; 2.5]	$1, \quad \text{for } 2 \leq T_{u1}^7 \leq 2.25$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u1}^7 - 2.375))}, \quad \text{for } 2.25 < T_{u1}^7 \leq 2.5$
	$I_2 = \text{«Middle»}$	[2.25; 2.75]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u1}^7 - 2.375))}, \quad \text{for } 2.25 \leq T_{u1}^7 \leq 2.5$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u1}^7 - 2.625))}, \quad \text{for } 2.5 < T_{u1}^7 \leq 2.75$
	$I_3 = \text{«Big»}$	[2.5; 3]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u1}^7 - 2.625))}, \quad \text{for } 2.5 < T_{u1}^7 \leq 2.75$ $1, \quad \text{for } 2.75 \leq T_{u1}^7 \leq 3$

Таблица П.5.12 - Формализация параметра дифференциального уравнения T_{u2}^7

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[3; 4]	$K_1 = \text{«Low»}$	[3; 3.5]	$1, \quad \text{for } 3 \leq T_{u2}^7 \leq 3.25$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u2}^7 - 3.375))}, \quad \text{for } 3.25 < T_{u2}^7 \leq 3.5$
	$K_2 = \text{«Middle»}$	[3.25; 3.75]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u2}^7 - 3.375))}, \quad \text{for } 3.25 \leq T_{u2}^7 \leq 3.5$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u2}^7 - 3.625))}, \quad \text{for } 3.5 < T_{u2}^7 \leq 3.75$
	$K_3 = \text{«Big»}$	[3.5; 4]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u2}^7 - 3.625))}, \quad \text{for } 3.5 < T_{u2}^7 \leq 3.75$ $1, \quad \text{for } 3.75 \leq T_{u2}^7 \leq 4$

Нечёткие значения параметров T_{u1}^7 и T_{u2}^7 также определяются с помощью набора правил логического вывода, приведённого ниже. Этот набор правил, как и все предыдущие, хранится в базе знаний системы управления:

R_1 : IF G_{NH_3} is B_1 & T^{Out} is T_1 , TO T_{u1}^7 есть I_1 & T_{u2}^7 есть K_1 ;

R_2 : IF G_{NH_3} is B_1 & T^{Out} is T_2 , TO T_{u1}^7 есть I_2 & T_{u2}^7 есть K_2 ;

R_3 : IF G_{NH_3} is B_1 & T^{Out} is T_3 , TO T_{u1}^7 есть I_2 & T_{u2}^7 есть K_3 ;

R₄: IF G_{NH_3} is B_2 & T^{Out} is T_1 , TO T_{u1}^7 есть I_1 & T_{u2}^7 есть K_2 ;

R₅: IF G_{NH_3} is B_2 & T^{Out} is T_2 , TO T_{u1}^7 есть I_2 & T_{u2}^7 есть K_1 ;

R₆: IF G_{NH_3} is B_2 & T^{Out} is T_3 , TO T_{u1}^7 есть I_3 & T_{u2}^7 есть K_2 ;

R₇: IF G_{NH_3} is B_3 & T^{Out} is T_1 , TO T_{u1}^7 есть I_2 & T_{u2}^7 есть K_2 ;

R₈: IF G_{NH_3} is B_3 & T^{Out} is T_2 , TO T_{u1}^7 есть I_2 & T_{u2}^7 есть K_3 ;

R₉: IF G_{NH_3} is B_3 & T^{Out} is T_3 , TO T_{u1}^7 есть I_3 & T_{u2}^7 есть K_3 .

Приведенные девять правил представимы в виде итоговой таблицы П.5.13.

Таблица П.5.13 - Нечеткий логический вывод для параметров дифференциального уравнения M_7

	T_1	T_2	T_3
B_1	I_1, K_1	I_2, K_2	I_2, K_3
B_2	I_1, K_2	I_2, K_1	I_3, K_2
B_3	I_2, K_2	I_2, K_3	I_3, K_3

Оценка параметра дифференциального уравнения M_5

Входными параметрами для оценки параметра дифференциального уравнения M_5 являются: «Температура хвостовых газов у входа реактора» (T_{Xl}) и «Температура очищенных газов у выхода реактора» (T^{Out}). Выходными переменными являются: «параметр дифференциального уравнения T_{u1}^5 » и «параметра дифференциального уравнения T_{u2}^5 ».

Математическое описание этих лингвистических переменных приведено в табл. П.5.8 и далее П.5.14, П.5.15, П.5.16.

Таблица П.5.14 - Формализация переменной «Температура хвостовых газов на входе реактора»

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[240; 300]	$T_1 = \text{«Low»}$	[240 – 270]	$1, \quad \text{for } 210 \leq T^{Out} \leq 245$ $\frac{1}{1 + \exp(2 \cdot (T^{Out} - 250))}, \quad \text{for } 235 < T^{Out} \leq 275$
	$T_2 = \text{«Middle»}$	[260 – 290]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T^{Out} - 265))}, \quad \text{for } 255 \leq T^{Out} \leq 285$ $\frac{1}{1 + \exp(2 \cdot (T^{Out} - 280))}, \quad \text{for } 270 < T^{Out} \leq 295$
	$T_3 = \text{«High»}$	[270 - 300]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T^{Out} - 290))}, \quad \text{for } 270 < T^{Out} \leq 295$ $1, \quad \text{for } 295 \leq T^{Out} \leq 310$

Таблица П.5.15 - Формализация параметра дифференциального уравнения T_{u1}^5

Область регла- ментного со- стояния	Терм-множество	Область опреде- ления терм- множества	Функция принадлежности терм-множества
[2; 3]	$M_1 = \text{«Low»}$	[2; 2.5]	$1, \quad \text{for } 2 \leq T_{u1}^5 \leq 2.25$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u1}^5 - 2.375))}, \quad \text{for } 2.25 < T_{u1}^5 \leq 2.5$
	$M_2 = \text{«Middle»}$	[2.25; 2.75]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u1}^5 - 2.375))}, \quad \text{for } 2.25 \leq T_{u1}^5 \leq 2.5$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u1}^5 - 2.625))}, \quad \text{for } 2.5 < T_{u1}^5 \leq 2.75$
	$M_3 = \text{«Big»}$	[2.5; 3]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T_{u1}^5 - 2.625))}, \quad \text{for } 2.5 < T_{u1}^5 \leq 2.75$ $1, \quad \text{for } 2.75 \leq T_{u1}^5 \leq 3$

Таблица П.5.16 - Формализация параметров дифференциального уравнения M_5

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[3; 4]	$N_1 = \text{«Low»}$	[3; 3.5]	$1, \quad \text{for } 3.0 \leq T_{u2}^5 \leq 3.25$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u2}^5 - 3.625))}, \quad \text{for } 3.25 < T_{u2}^5 \leq 3.5$
	$N_2 = \text{«Middle»}$	[3.25; 3.75]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u2}^5 - 3.375))}, \quad \text{for } 3.25 \leq T_{u2}^5 \leq 3.5$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u2}^5 - 3.625))}, \quad \text{for } 3.5 < T_{u2}^5 \leq 3.75$
	$N_3 = \text{«Big»}$	[3.5; 4]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T_{u2}^5 - 3.625))}, \quad \text{for } 3.5 < T_{u2}^5 \leq 3.75$ $1, \quad \text{for } 3.75 \leq T_{u2}^5 \leq 4$

Нечеткие значения выходных параметров T_{u1}^5 и T_{u2}^5 рассчитываются на основе совокупности правил логического вывода, которая также заносится в базу знаний системы управления:

R_1 : IF T_{xT} is L_1 & T^{Out} is T_1 , THEN T_{u1}^5 is M_1 & T_{u2}^5 is N_1 ;

R_2 : IF T_{xT} is L_1 & T^{Out} is T_2 , THEN T_{u1}^5 is M_2 & T_{u2}^5 is N_2 ;

R_3 : IF T_{xT} is L_1 & T^{Out} is T_3 , THEN T_{u1}^5 is M_2 & T_{u2}^5 is N_3 ;

R_4 : IF T_{xT} is L_2 & T^{Out} is T_1 , THEN T_{u1}^5 is M_1 & T_{u2}^5 is N_2 ;

R₅: IF T_{Xr} is L_2 & T^{Out} is T_2 , THEN T_{u1}^5 is M_2 & T_{u2}^5 is N_1 ;

R₆: IF T_{Xr} is L_2 & T^{Out} is T_3 , THEN T_{u1}^5 is M_3 & T_{u2}^5 is N_3 ;

R₇: IF T_{Xr} is L_3 & T^{Out} is T_1 , THEN T_{u1}^5 is M_2 & T_{u2}^5 is N_2 ;

R₈: IF T_{Xr} is L_3 & T^{Out} is T_2 , THEN T_{u1}^5 is M_2 & T_{u2}^5 is N_3 ;

R₉: IF T_{Xr} is L_3 & T^{Out} is T_3 , THEN T_{u1}^5 is M_3 & T_{u2}^5 is N_3 .

Данный набор правил кратко приведён в итоговой таблице П.5.17.

Таблица П.5.17 - Нечеткий логический вывод для параметров дифференциального уравнения T_{u1}^5 и T_{u2}^5

	T_1	T_2	T_3
L_1	M_1, N_1	M_2, N_2	M_2, N_3
L_2	M_1, N_2	M_2, N_1	M_3, N_3
L_3	M_2, N_2	M_2, N_3	M_3, N_3

Оценка параметра дифференциального уравнения M_4

Входными параметрами для оценки постоянной времени передаточной функции M_4 являются: «Концентрация кислорода в хвостовых газах у входа реактора» (C_{O_2}) и «Температура очищенных газов у выхода реактора» (T^{Out}). Выходными переменными являются: параметры дифференциального уравнения M_4 - T_{u1}^4 и T_{u2}^4 .

Математическое описание этих лингвистических переменных приведено в таблицах П5.8, П5.18, П5.19, П.520.

Таблица П.5.18 - Формализация переменной «Концентрация кислорода в хвостовых газах у входа реактора»

Область регла- ментного со- стояния	Терм-множество	Область опреде- ления терм- множества	Функция принадлежности терм-множества
[0.02; 0.06]	O ₁ = «Low»	[0.02; 0.04]	$1, \quad \text{for } 0.02 \leq C_{O_2} \leq 0.03$ $\frac{1}{1 + \exp(2.6 \cdot (C_{O_2} - 0.035))}, \quad \text{for } 0.03 < C_{O_2} \leq 0.04$
	O ₂ = «Middle»	[0.03; 0.05]	$\frac{1}{1 + \exp(-2.6 \cdot (C_{O_2} - 0.035))}, \quad \text{for } 0.03 \leq C_{O_2} \leq 0.04$ $\frac{1}{1 + \exp(2.6 \cdot (C_{O_2} - 0.045))}, \quad \text{for } 0.04 < C_{O_2} \leq 0.05$
	O ₃ = «High»	[0.04; 0.06]	$\frac{1}{1 + \exp(-2.6 \cdot (T_{XT} - 442.5))}, \quad \text{for } 0.04 < T_{XT} \leq 0.05$ $1, \quad \text{for } 0.05 \leq T_{XT} \leq 0.06$

Таблица П.5.19 - Формализация параметра дифференциального уравнения T_{u1}^4

Область ментного состоя- ния	Терм-множество	Область опре- деления терм- множества	Функция принадлежности терм-множества
[2; 3]	$P_1 = \text{«Low»}$	[2; 2.5]	$1, \quad \text{for } 2 \leq T_{u1}^4 \leq 2.25$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u1}^4 - 2.375))}, \quad \text{for } 2.25 < T_{u1}^4 \leq 2.5$
	$P_2 = \text{«Middle»}$	[2.25; 2.75]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u1}^4 - 2.375))}, \quad \text{for } 2.25 \leq T_{u1}^4 \leq 2.5$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u1}^4 - 2.625))}, \quad \text{for } 2.5 < T_{u1}^4 \leq 2.75$
	$P_3 = \text{«Big»}$	[2.5; 3]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T_{u1}^4 - 2.625))}, \quad \text{for } 2.5 < T_{u1}^4 \leq 2.75$ $1, \quad \text{for } 2.75 \leq T_{u1}^4 \leq 3$

Таблица П.5.20 - Формализация параметра дифференциального уравнения T_{u2}^4

Область регламентного состояния	Терм-множество	Область определения терм-множества	Функция принадлежности терм-множества
[3; 4]	$R_1 = \text{«Low»}$	[3; 3.5]	$1, \quad \text{for } 3 \leq T_{u2}^4 \leq 3.25$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u2}^4 - 3.375))}, \quad \text{for } 3.25 < T_{u2}^4 \leq 3.5$
	$R_2 = \text{«Middle»}$	[3.25; 3.75]	$\frac{1}{1 + \exp(-3.2 \cdot (T_{u2}^4 - 3.375))}, \quad \text{for } 3.25 \leq T_{u2}^4 \leq 3.5$ $\frac{1}{1 + \exp(3.2 \cdot (T_{u2}^4 - 3.625))}, \quad \text{for } 3.5 < T_{u2}^4 \leq 3.75$
	$R_3 = \text{«Big»}$	[3.5; 4]	$\frac{1}{1 + \exp(-2 \cdot (T_{u2}^4 - 3.625))}, \quad \text{for } 3.5 < T_{u2}^4 \leq 3.75$ $1, \quad \text{for } 3.75 \leq T_{u2}^4 \leq 4$

Нечеткие значения выходных переменных T_{u1}^4 и T_{u2}^4 определяются на основе следующих правил логического вывода:

R_1 : IF C_{O_2} is O_1 & T^{Out} is T_1 , THEN T_{u1}^4 is P_1 & T_{u2}^4 is V_1 ;

R_2 : IF C_{O_2} is O_1 & T^{Out} is T_2 , THEN T_{u1}^4 is P_2 & T_{u2}^4 is V_2 ;

R_3 : IF C_{O_2} is O_1 & T^{Out} is T_3 , THEN T_{u1}^4 is P_2 & T_{u2}^4 is V_3 ;

R_4 : IF C_{O_2} is O_2 & T^{Out} is T_1 , THEN T_{u1}^4 is P_1 & T_{u2}^4 is V_2 ;

R₅: IF C_{O_2} is O_2 & T^{Out} is T_2 , THEN T_{u1}^4 is P_2 & T_{u2}^4 is V_3 ;

R₆: IF C_{O_2} is O_2 & T^{Out} is T_3 , THEN T_{u1}^4 is P_3 & T_{u2}^4 is V_3 ;

R₇: IF C_{O_2} is O_3 & T^{Out} is T_1 , THEN T_{u1}^4 is P_2 & T_{u2}^4 is V_2 ;

R₈: IF C_{O_2} is O_3 & T^{Out} is T_2 , THEN T_{u1}^4 is P_2 & T_{u2}^4 is V_3 ;

R₉: IF C_{O_2} is O_3 & T^{Out} is T_3 , THEN T_{u1}^4 is P_3 & T_{u2}^4 is V_3 .

Эти правила можно кратко записать в виде итоговой таблицы П.5.21.

Таблица П.5.21 - Нечеткий логический вывод для переменных «Постоянная времени T_{u1}^4 » и «Постоянная времени T_{u2}^4 »

	T_1	T_2	T_3
O_1	P_1, V_1	P_2, V_2	P_2, V_3
O_2	P_1, V_2	P_2, V_3	P_3, V_3
O_3	P_2, V_2	P_2, V_3	P_3, V_3

Нейро-нечеткая сеть (ее структура) представлена на рис. П5.1[83], входные переменные которой X_{BX}^1 и X_{BX}^2 приведены выше.

ННС однотипна для всех констант времени интегрирования. Первый слой ННС предназначен для фаззификации входных переменных. Его выходы являются значениями функций принадлежности терм-множеств конкретных значений соответствующих входных переменных.

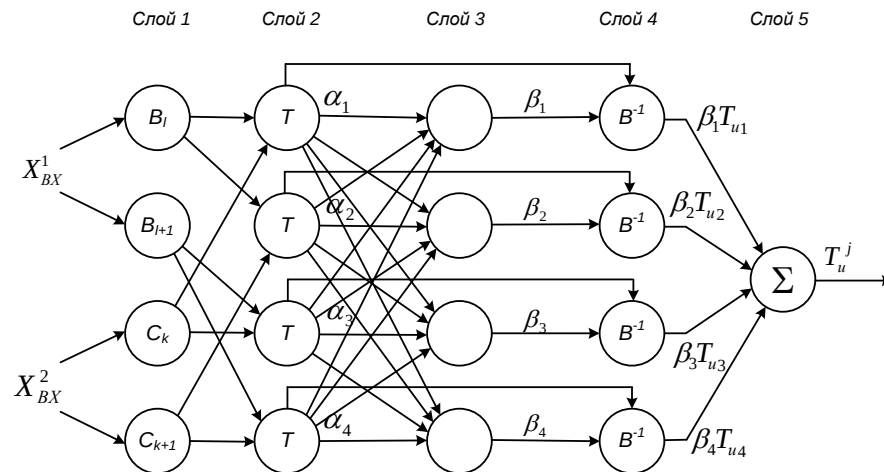


Рисунок П.5.1 - Структура ННС, служащей для прогноза константы времени интегрирования

Выходы нейронов второго слоя – это степени истинности предпосылок каждого правила нечёткого вывода базы знаний системы:

$$\begin{aligned}\alpha_1 &= B_l(X_{BX}^1) \wedge C_k(X_{BX}^2) \\ \alpha_2 &= B_l(X_{BX}^1) \wedge C_{k+1}(X_{BX}^2) \\ \alpha_3 &= B_{l+1}(X_{BX}^1) \wedge C_k(X_{BX}^2) \\ \alpha_4 &= B_{l+1}(X_{BX}^1) \wedge C_{k+1}(X_{BX}^2)\end{aligned}$$

Выходы нейронов, составляющих третий слой, предназначены для вычисления величин:

$$\begin{aligned}\beta_1 &= \frac{\alpha_1}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}; \beta_2 = \frac{\alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4} \\ \beta_3 &= \frac{\alpha_3}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}; \beta_4 = \frac{\alpha_4}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}\end{aligned}$$

Задачей нейронов четвертого слоя является выполнение операций:

$$\beta_1 T_{u1} = \beta_1 \cdot B^{-1}(\alpha_1)$$

$$\beta_2 T_{u2} = \beta_2 \cdot B^{-1}(\alpha_2)$$

$$\beta_3 T_{u3} = \beta_3 \cdot B^{-1}(\alpha_3)$$

$$\beta_4 T_{u4} = \beta_4 \cdot B^{-1}(\alpha_4)$$

где:

$$T_{u1} = B^{-1}(\alpha_1) = d_l + \frac{1}{c_l} \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_1}{\alpha_1}\right)$$

$$T_{u2} = B^{-1}(\alpha_2) = d_l + \frac{1}{c_l} \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_2}{\alpha_2}\right)$$

$$T_{u3} = B^{-1}(\alpha_3) = d_l + \frac{1}{c_l} \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_3}{\alpha_3}\right)$$

$$T_{u4} = B^{-1}(\alpha_4) = d_l + \frac{1}{c_l} \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_4}{\alpha_4}\right)$$

В пятом слое находится всего один нейрон, посредством которого вычисляется выход сети. Этот нейрон реализует центроидный способ приведения нечеткой переменной к чёткой переменной:

$$T_u = \beta_1 T_{u1} + \beta_2 T_{u2} + \beta_3 T_{u3} + \beta_4 T_{u4} = \frac{\alpha_1 T_{u1} + \alpha_2 T_{u2} + \alpha_3 T_{u3} + \alpha_4 T_{u4}}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}$$

В англоязычной литературе ННС с такой архитектурой называются ANFIS-сети (AdaptiveNeuro-FuzzyInferenceSystem) [83].

Чтобы нейронная сеть работала, её необходимо «обучить». Проведя анализ существующих способов обучения нейронных сетей, автор настоящей работы выбрал алгоритм обратного распространения ошибки (backpropagation) [20, 83]. Это итеративный градиентный алгоритм обучения.

Чтобы обучить ННС, структура которой показана на рис. П.5.1, необходимо так настроить параметры функций принадлежности терм-множествам выходной переменной c_l, d_l , чтобы функция ошибки системы принимала минимально возможное значение:

$$E(c_l, d_l) = \frac{1}{2} \cdot [T_u(c_l, d_l) - T_u^*]^2,$$

где $T_u(c_l, d_l)$ – значение параметра T_u , прогнозируемое ННС;

T_u^* – текущее значение параметра T_u .

Алгоритм обучения ННС состоит из шести этапов.

На первом этапе вводятся начальные значения параметров c_l, d_l . На втором – рассчитывается выходное значение сети $T_u(c_l, d_l)$. Далее рассчитывается функция ошибки $E(c_l, d_l)$. Четвёртый этап предполагает проверку условия минимизации функции ошибки $E < \varepsilon$. На пятом этапе корректируются значения c_l, d_l . Шестой этап состоит в повторении этапов 2 – 4 до тех пор, пока не будет выполнено условие минимизации функции ошибки.

Значения c_i, d_i корректируются по общепринятым, в случае применения данного алгоритма, формулам:

$$c_l := c_l - \eta \cdot \frac{\partial E(c_l, d_l)}{\partial c_l} = c_l - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(c_l, d_l)}{\partial c_l},$$

$$d_l := d_l - \eta \cdot \frac{\partial E(c_l, d_l)}{\partial d_l} = d_l - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(c_l, d_l)}{\partial d_l},$$

где $\delta = T_u(c_l, d_l) - T_u^*$;

η – константа скорости обучения $0 < \eta < 1$.

Блок-схема описанного алгоритма изображена на рисунке П.5.2.

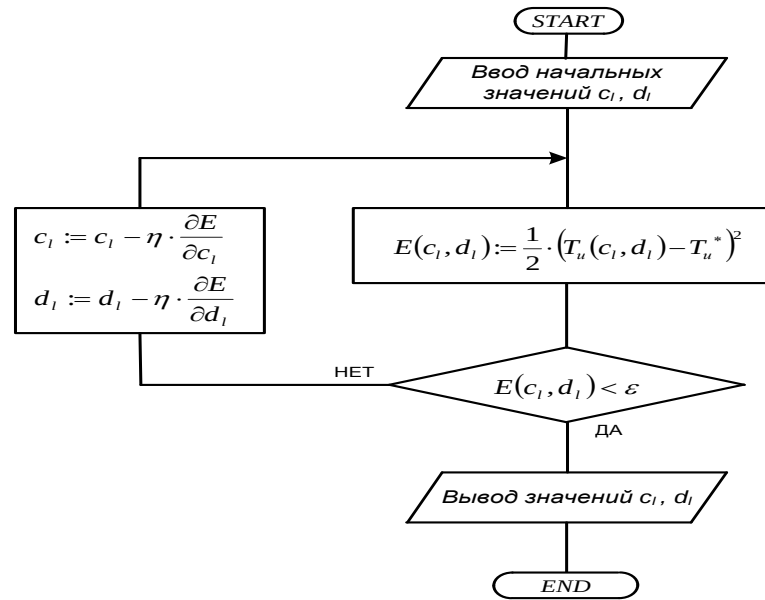


Рисунок П.5.2 - Блок-схема алгоритма обучения ННС

Далее представляется целесообразным рассмотреть приведенный алгоритм в качестве примера для обучения ННС, предназначенной для прогнозирования времени распада реагентов в рассматриваемом химико-технологическом процессе.

Применяя формулу (4.63), можно вычислить выходной параметр сети:

$$b = \frac{\alpha_1 b_1(\alpha_1, c_1, d_1) + \alpha_2 b_2(\alpha_2, c_2, d_2) + \alpha_3 b_3(\alpha_3, c_3, d_3) + \alpha_4 b_4(\alpha_4, c_4, d_4)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}.$$

Пусть выполняются неравенства: $c_1 \neq c_2 \neq c_3 \neq c_4$ и $d_1 \neq d_2 \neq d_3 \neq d_4$, тогда в алгоритме обучения ННС параметры будут корректироваться по формулам:

$$c_1 := c_1 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_1, c_1, d_1)}{\partial c_1} = c_1 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_1^2} \cdot \frac{\alpha_1 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_1}{\alpha_1}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_1 := d_1 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_1, c_1, d_1)}{\partial d_1} = d_1 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_1}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$c_2 := c_2 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_2, c_2, d_2)}{\partial c_2} = c_2 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_2^2} \cdot \frac{\alpha_2 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_2}{\alpha_2}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_2 := d_2 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_2, c_2, d_2)}{\partial d_2} = d_2 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$c_3 := c_3 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_3, c_3, d_3)}{\partial c_3} = c_3 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_3^2} \cdot \frac{\alpha_3 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_3}{\alpha_3}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_3 := d_3 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_3, c_3, d_3)}{\partial d_3} = d_3 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_3}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$c_4 := c_4 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_4, c_4, d_4)}{\partial c_4} = c_4 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_4^2} \cdot \frac{\alpha_4 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_4}{\alpha_4}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_4 := d_4 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\partial b(\alpha_4, c_4, d_4)}{\partial d_4} = d_4 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_4}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}.$$

Если же во время нечёткого логического вывода возникают равенства $c_1 = c_2$ и $d_1 = d_2$, то корректировка параметров осуществляется по формулам:

$$c_1 := c_1 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_1^2} \cdot \frac{\alpha_1 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_1}{\alpha_1}\right) + \alpha_2 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_2}{\alpha_2}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_1 := d_1 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_1 + \alpha_2}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$c_3 := c_3 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_3^2} \cdot \frac{\alpha_3 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_3}{\alpha_3}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_3 := d_3 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_3}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$c_4 := c_4 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_4^2} \cdot \frac{\alpha_4 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_4}{\alpha_4}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_4 := d_4 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_4}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}.$$

В случае, когда имеют место равенства $c_1 = c_2 = c_3$ и $d_1 = d_2 = d_3$, для корректировки параметров применяются формулы:

$$c_1 := c_1 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_1^2} \cdot \frac{\alpha_1 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_1}{\alpha_1}\right) + \alpha_2 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_2}{\alpha_2}\right) + \alpha_3 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_3}{\alpha_3}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_1 := d_1 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$c_4 := c_4 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_4^2} \cdot \frac{\alpha_4 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_4}{\alpha_4}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_4 := d_4 - \eta \cdot \delta \cdot \frac{\alpha_4}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4}.$$

Если же выполняются условия такие, что $c_1 = c_2 = c_3 = c_4$ и $d_1 = d_2 = d_3 = d_4$, то параметры корректируются по формулам:

$$c_1 := c_1 + \eta \cdot \delta \cdot \frac{1}{c_1^2} \cdot \frac{\alpha_1 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_1}{\alpha_1}\right) + \alpha_2 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_2}{\alpha_2}\right) + \alpha_3 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_3}{\alpha_3}\right) + \alpha_4 \cdot \ln\left(\frac{1-\alpha_4}{\alpha_4}\right)}{\alpha_1 + \alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4},$$

$$d_1 := d_1 - \eta \cdot \delta.$$

Приложение 6. Рассмотрение различных вариантов системы управления с применением нечёткого регулятора и МРС регулятора для управления технологической безопасностью процесса селективной очистки газов

Модель системы на основе нечёткой модели регулятора и нечёткой модели объекта

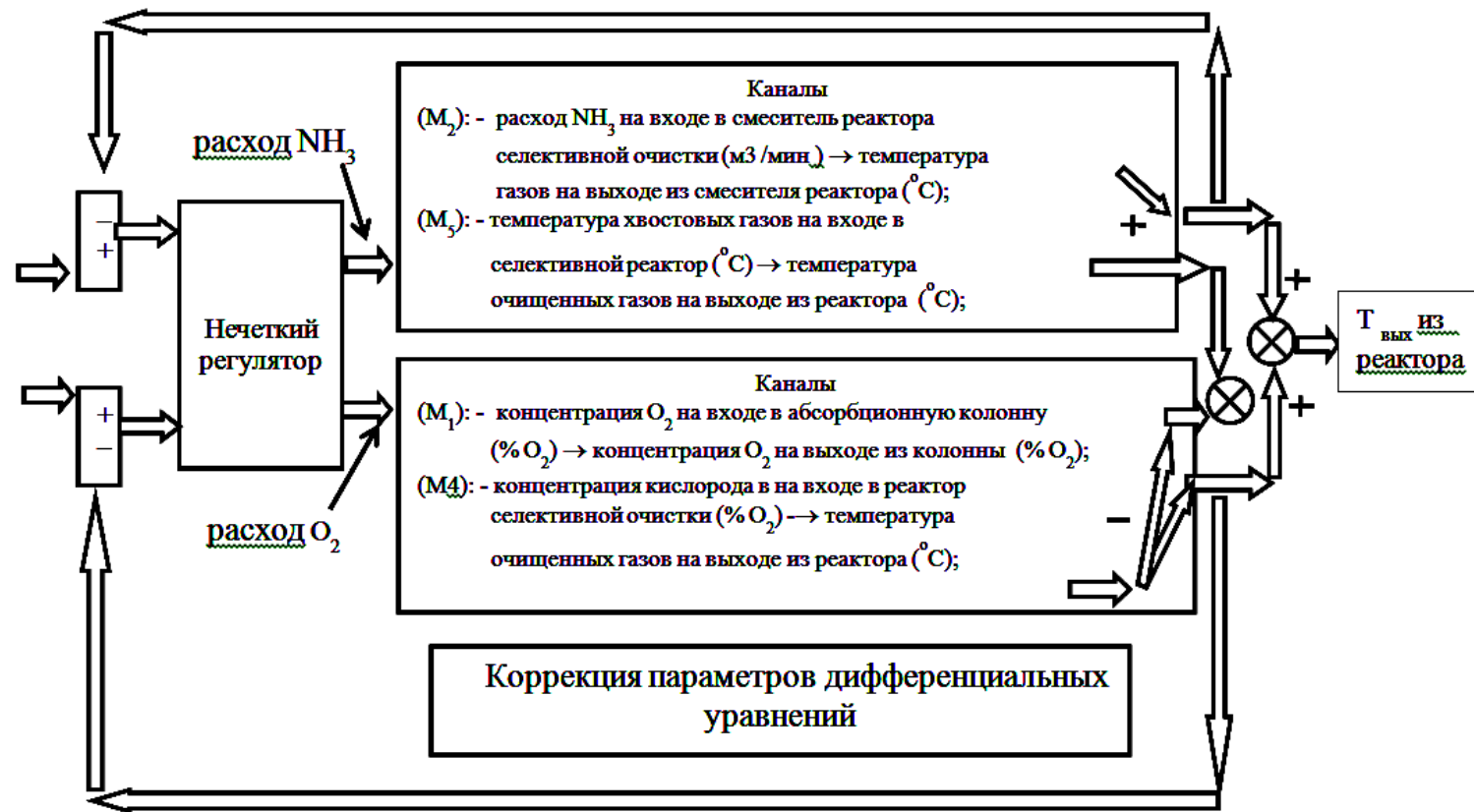
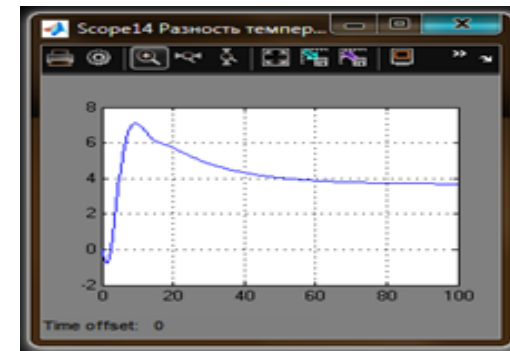
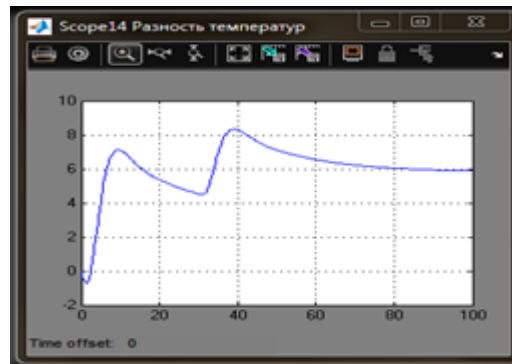
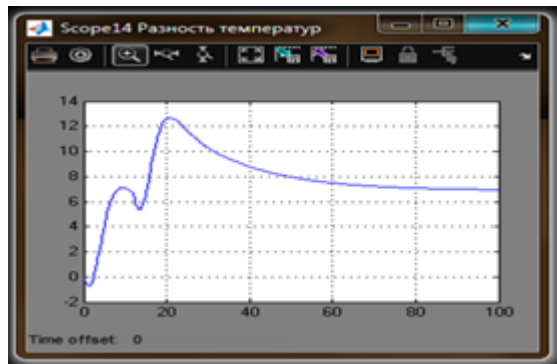
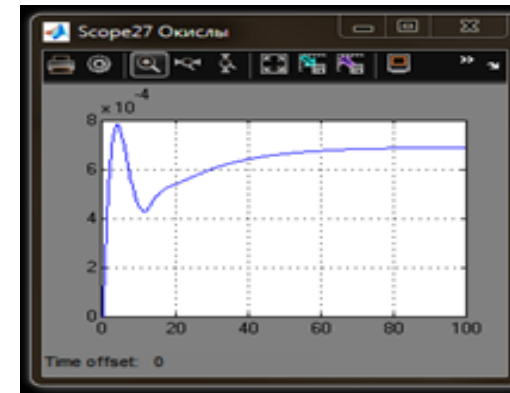
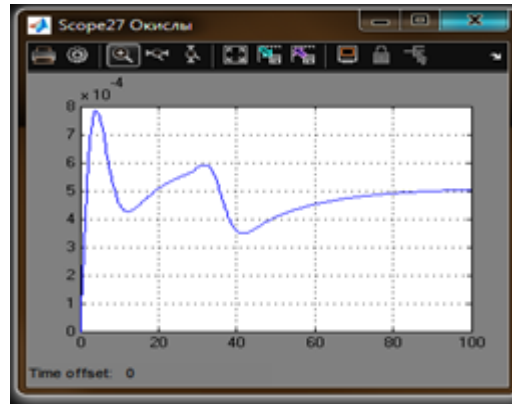
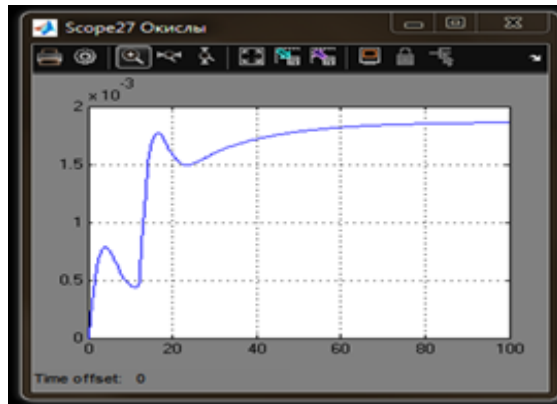


Рисунок П.6.1 - Нечёткая модель системы управления с динамической коррекцией коэффициентов дифференциальных уравнений



$$B^1_{opt} = \min(Ind^R_{тн} + Ind^R_{о6} + Ind^R_{ey}) = \min(\max(Ind^R_{тн} \cup Ind^R_{о6} \cup Ind^R_{ey}))$$

$$B^2_{opt} = \max(Ind^R_{тн} * Ind^R_{о6} + Ind^R_{тн} * Ind^R_{ey} + Ind^R_{о6} * Ind^R_{ey}) = \max(\min(Ind^R_{тн}, Ind^R_{о6}), \min(Ind^R_{тн} * Ind^R_{ey}), \min(Ind^R_{о6}, Ind^R_{ey}))$$

$$B^3_{opt} = \max(Ind^R_{тн} * Ind^R_{о6} * Ind^R_{ey}) = \max(Ind^R_{тн}, Ind^R_{о6}, Ind^R_{ey})$$

Рисунок П.6.2 - Результат вычислений по имитационной нечёткой модели системы управления

МОДЕЛЬ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ НА ОСНОВЕ МРС РЕГУЛЯТОРОВ И НЕЧЁТКОЙ МОДЕЛЮ ОБЪЕКТА

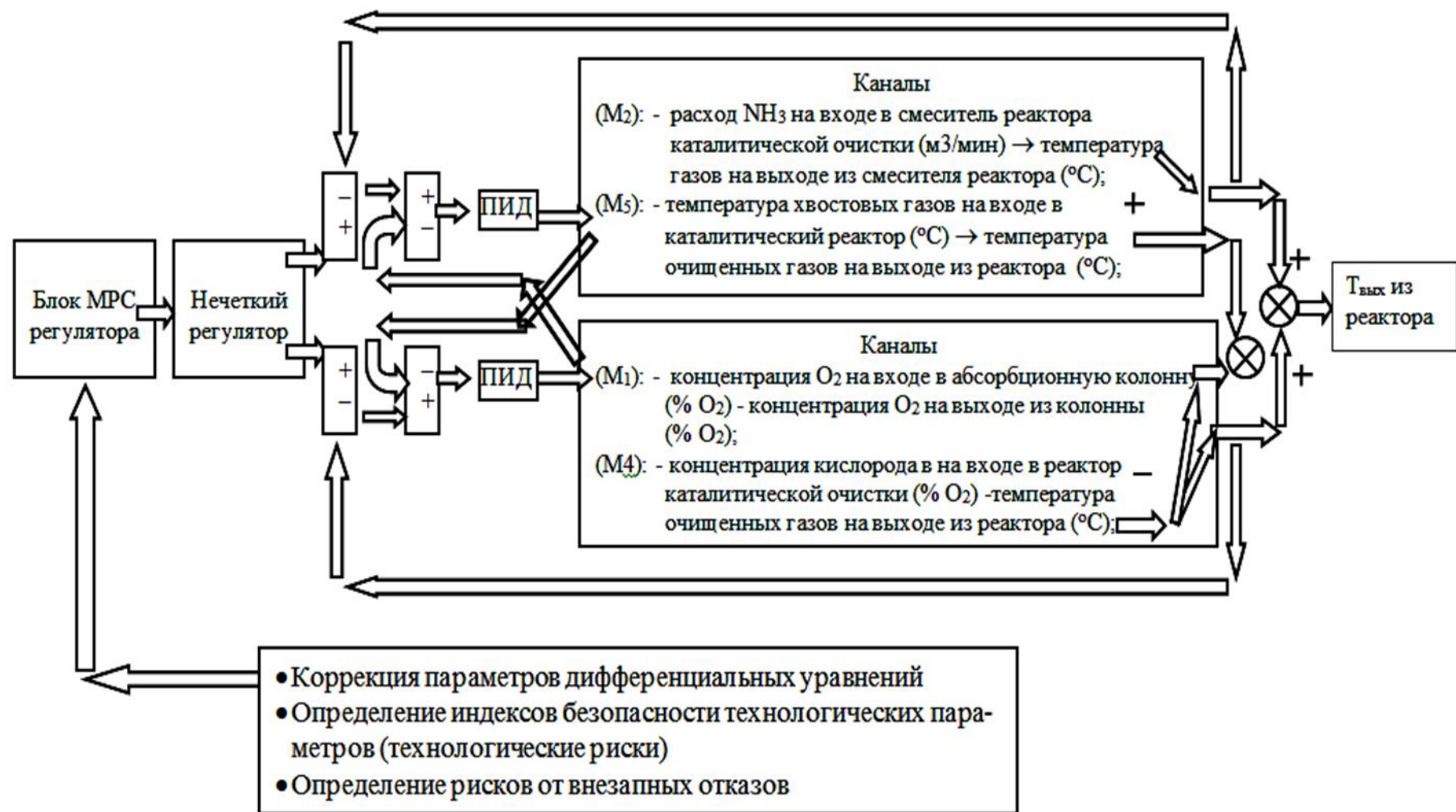
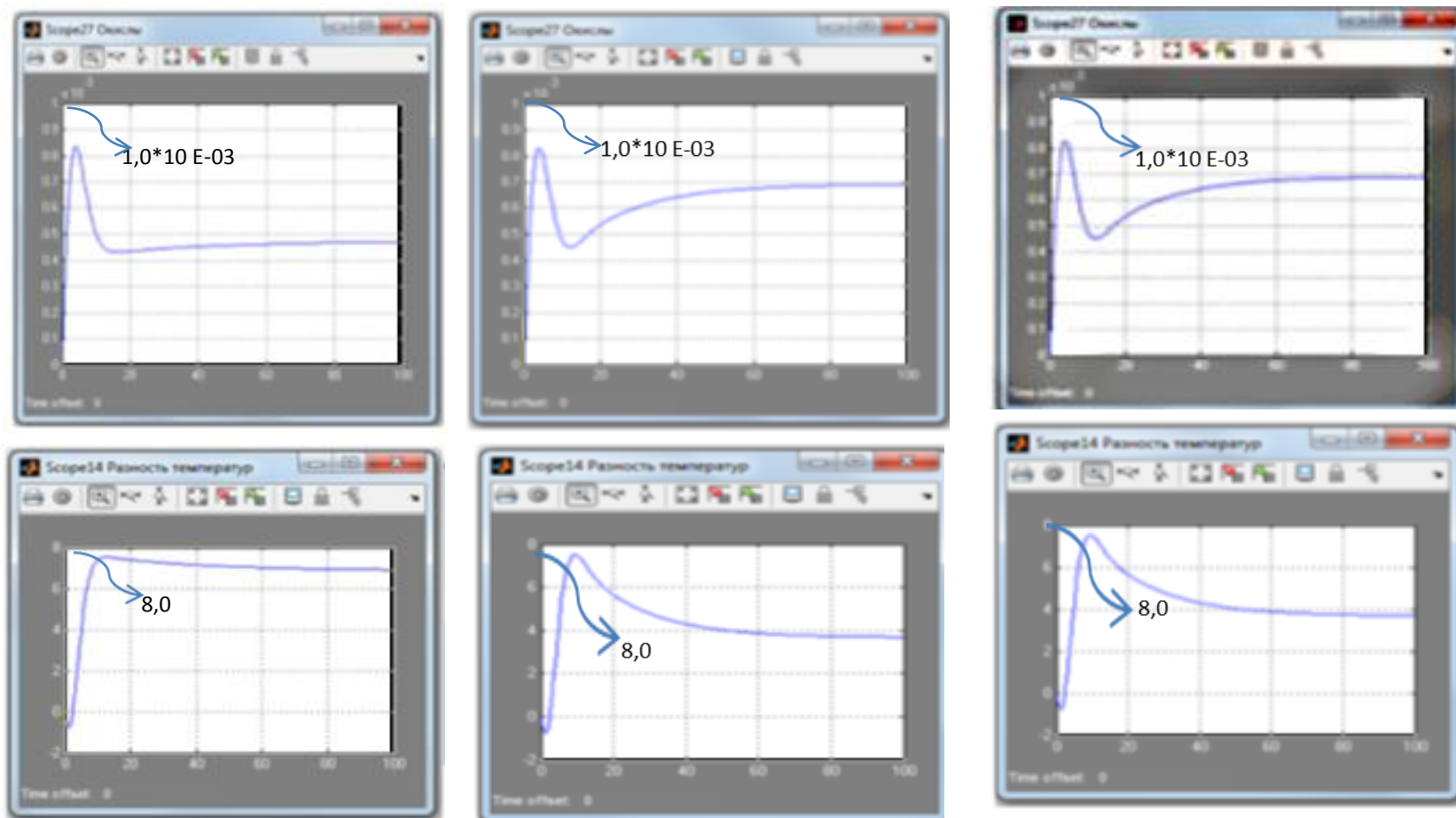


Рисунок П.6.3 - Модель системы управления на основе МРС регуляторов и нечёткой моделью объекта с динамической коррекцией коэффициентов дифференциальных уравнений



$$B^1_{opt} = \min(Ind^R_{тп} + Ind^R_{об} + Ind^R_{cy}) = \min(\max(Ind^R_{тп} \cup Ind^R_{об} \cup Ind^R_{cy}))$$

$$B^2_{opt} = \max(Ind^R_{тп} * Ind^R_{об} + Ind^R_{тп} * Ind^R_{cy} + Ind^R_{об} * Ind^R_{cy}) = \max(\min(Ind^R_{тп}, Ind^R_{об}), \min(Ind^R_{тп} * Ind^R_{cy}), \min(Ind^R_{об}, Ind^R_{cy}))$$

$$B^3_{opt} = \max(Ind^R_{тп} * Ind^R_{об} * Ind^R_{cy}) = \max(Ind^R_{тп}, Ind^R_{об}, Ind^R_{cy})$$

Рисунок П.6.4 - Нечёткая модель системы управления с динамической коррекцией коэффициентов дифференциальных уравнений

Приложение 7. Обоснование целесообразности модернизации системы управления на основе использования данного исследования

При создании систем управления использовались следующие научные разработки:

- методика оценки ущербов при нечеткой исходной информации о состоянии технологического процесса;
- методика количественной оценки риска ведения технологического процесса;
- методика оценки текущей нечеткой ситуации при определении индекса риска;
- методика формирования критерия управления;
- методика построения системы управления на основе импульсной нечётко-определённой модели

Программная система ситуационного управления обеспечит решение следующих задач:

- определение состояний технологического режима работы и оборудования агрегатов каталитической очистки газов;
- определение индекса безопасности и индекса риска;
- формирование управляющих воздействий в режиме реального времени для процессов каталитической очистки и процессом окислительного пиролиза природного газа.
- распознавание предаварийных состояний технологического оборудования реактора селективной очистки хвостовых газов;
- определение причин отказов оборудования и выдачу рекомендаций по их устранению на основе разработанной базы знаний;
- поддержка принятия решений при обнаружении неполадок оборудования.

От внедрения автоматизированной системы технического мониторинга предполагаемы условный эффект может быть вычислен как разность между стоимостью продукции, невыпущенной предприятием в результате внеплановых про-

стоев оборудования и затрат на мероприятия по повышению надежности производства

$$\mathbf{\Delta r = C_r - Z},$$

где C_r - стоимость недовыпущенной продукции (руб.), Z - затраты на создание системы диагностики (руб.).

Стоимость недовыпущенной продукции за год можно определить как;

$$\mathbf{C_r = \Pi * G * T_{пр}},$$

где Π - цена азотной кислоты (руб. /т), G - производительность цеха по производству азотной кислоты (т/год), $T_{пр}$ - время простоя агрегата за год.

При отказе агрегата время простоя складывается из среднего времени восстановления работоспособности агрегата (ремонт, чистка и т.д.) T_v и времени пуска технологического процесса после останова T_n .

Таким образом,

$$\mathbf{T_{пр} = (T_v + T_n) * Л_r},$$

где $Л_r$ - число предотвращённых отказов за год. По среднестатистическим данным по производству азотной кислоты значение $T_v = 6,7 * 10^{-3}$ года, $T_n = 3,2 * 10^{-3}$ года. Затраты на создание системы определяются по формуле:

$$\mathbf{Z = E_n * K_z + C_a + P_z + Z_{доп}},$$

где K_z - капитальные затраты (руб), E_n - нормативный коэффициент эффективности, C_a - амортизационные отчисления, составляют 15% от K_z (руб.), P_z

- расходы на эксплуатацию системы ($P_z = (n * P_{эм}) * 1,38$, где n - число месяцев, $P_{эм}$
- затраты на электроэнергию в месяц), $Z_{доп}$ - дополнительные затраты (руб.).

Капитальные затраты на создание системы включают:

- стоимость персонального компьютера марки IM PC AT,
- затраты на проведение научно-исследовательской работы. Расчёт затрат на проведение научно-исследовательской работы:

1. Затраты на заработную плату:

$$\mathbf{C_{зп} = Z_{по} + Z_{пд} = Z_{пи} + Z_{пнр} + Z_{пк} + Z_{пд}},$$

где ЗПо - основная заработная плата, ЗПд - дополнительная заработная плата, ЗПи - заработная плата исполнителя, ЗПнр - заработная плата руководителя, ЗПк - заработная плата консультантов.

2. Отчисления на социальное страхование.

Отчисления на социальное страхование принимаются в размере 38% от суммы основной и дополнительной заработной платы.

$$C_{cc} = 0,38 * (ЗПо + ЗПд)$$

3. Затраты на использование средств вычислительной техники. Величина затрат определяется исходя из стоимости 1 часа машинного времени для соответствующего типа ЭВМ ($C'_{вт}$) и суммарного времени её использования в часах в течение выполнения научной работы (t):

$$C_{вт} = C'_{вт} * t.$$

4. Накладные расходы.

Накладные расходы принимаются в размере 70-80 % от суммы основной и дополнительной заработной платы (без отчислений в соцстрах):

$$C_{на} = 0,8 * (ЗПо + Зод).$$

Расчет

Исходные данные взяты из промышленных регламентов Новомосковской акционерной компании "АЗОТ" с учетом коэффициента инфляции.

$$T_{пр} = (T_{в} + T_{п}) * Л_{Г} = (6,7 * 10^{-3} + 3,2 * 10^{-3}) * 2 = 1,98 * 10^{-2} \text{ года}$$

$$C_{Г} = Ц * П * T_{пр} = 377,8 * 120000 * 1,98 * 10^{-2} = 897652,8 \text{ руб.}$$

$$C_{зп} = ЗП_{осн} + ЗП_{доп} = ЗП_{исп} + ЗП_{нр} + ЗП_{к} + ЗП_{доп}$$

$$ЗП_{исп} = 80 * 6 = 480 \text{ руб.}$$

$$ЗП_{нр} + ЗП_{конс} = 8 * 35 \text{ ч} = 280 \text{ руб.}$$

$$ЗП_{осн} = 480 + 280 = 760 \text{ руб.}$$

$$C_{зп} = 760 + 152 = 912 \text{ руб.}$$

$$C_{cc} = 0,38 * ЗП_{осн} = 0,38 * 760 = 288,8 \text{ руб.}$$

$$C_{вт} = C'_{вт} * t$$

$$C'_{вт} = 10 \text{ руб/ч}$$

$$t = 6 * 15 * 2 = 1804$$

$$C_{BT} = 10 * 180 = 1800 \text{ руб.}$$

$$C_{HA} = 0,8 * (3\Pi_{OCH} + 3\Pi_{DOП}) = 0,8 * 912 = 729,6 \text{ руб.}$$

Затраты на проведение НИР:

$$З_{НИР} = C_{ЗП} + C_{СС} + C_{BT} + C_{HA} = 912 + 288,8 + 1\,800,0 + 729,6 = 3730,4 \text{ руб.}$$

$$\text{Стоимость ПК} = \$800$$

$$C_{ПК} = 800 * 31 = 24800 \text{ руб.}$$

$$K_3 = З_{НИР} + C_{ПК} = 3730,4 + 24800 = 28530,4 \text{ руб.}$$

$$З = E_H * K_3 + C_A + P_{\text{Э}} + З_{\text{ДОП}}$$

$$C_A = 0,15 * K_3 = 0,15 * 28530,4 = 4279,6 \text{ руб.}$$

$$P_{\text{Э}} = (12 * 300) * 1,38 = 4968 \text{ руб.}$$

$$З_{\text{ДОП}} = 0,30 * (E_H * K_3 + C_A + P_{\text{Э}})$$

$$З = 1,3 * (0,33 * 28530,4 + 4279,6 + 4968) = 18662,6 \text{ руб.}$$

Таким образом,

$$\text{Э}_Г = C_Г - З = 897562,8 - 18662,6 = 878990,2 \text{ руб.}$$

Заключение

Полученная величина годового экономического эффекта от внедрения системы технического мониторинга позволяет говорить о том, что данное мероприятие экономически выгодно. В результате использования системы повышается надежность оборудования производства и снижается количество внеплановых простоев.

Годовой экономический эффект от внедрения составляет 878990,2 руб.

Приложение 8. Результаты внедрения



Мы, нижеподписавшиеся:

от АО «НАК «Азот»:

- Начальник Производственного отдела Горетов В.В.
- Начальник Отдела технического развития Рензьев А.С.
- Главный метролог-приборист Панфилов А.А.
- Начальник цеха Минеральных удобрений и кислот № 1 Кыскин С.Л.

от НИ (ф) РХТУ им. Д.И. Менделеева:

- заведующий кафедрой «Автоматизация производственных процессов» («АПП»), доктор технических наук, профессор Вент Д.П.
- к.т.н., доцент кафедры АПП Лопатин А.Г.
- к.т.н., доцент кафедры «Вычислительная техника и информационные технологии» («ВТ и ИТ») Пророков А.Е.
- старший преподаватель кафедры «ВТ и ИТ» Санаева Г.Н.

от ТвГТУ:

- заведующий кафедры «Информационные системы» («ИС») – доктор технических наук, профессор Палюх Б.В.
- доктор технических наук, профессор кафедры «ИС» Богатилов В.Н.
- докторант кафедры «ИС» Егерев И.А.
- аспирант кафедры «ИС» Бакасов С.Р.

Рассмотрели результаты выполненных в 2018 году научных исследований и разработок по теме: «Исследование рисков при управлении динамическими процессами в слабоструктурированных и плохо формализуемых средах». В ходе исследований была решена задача синтеза системы управления для процессов:

- Каталитической очистки нитрозных газов производства слабой азотной кислоты.
- Процесса окислительного пиролиза природного газа производства ацетилена.

При создании систем управления использовались следующие научные разработки:

- методика оценки ущербов при нечеткой исходной информации о состоянии технологического процесса;
- методика количественной оценки риска ведения технологического процесса;
- методика оценки текущей нечеткой ситуации при определении индекса риска;

- методика формирования критерия управления;
- методика построения системы управления на основе импульсной нечётко-определённой модели.

Программная система ситуационного управления обеспечивает решение следующих задач:

- определение состояний технологического режима работы и оборудования агрегатов каталитической очистки газов;
- определение индекса безопасности и индекса риска;
- формирование управляющих воздействий в режиме реального времени для процессов каталитической очистки и процесса окислительного пиролиза природного газа;

Положительный эффект от возможного использования и внедрения предлагаемых систем автоматического управления позволит разрабатывать комплекс мероприятий, нацеленных на управление безопасностью промышленных технологий и, соответственно, на снижение потерь и повышение эффективности работы обслуживающего персонала за счет улучшения состояния работоспособности и прогнозирования отказов основного оборудования производств.

От АО «НАК «Азот»

Начальник Производственного отдела



В.В. Горетов

Начальник Отдела технического развития



А.С. Рензев

Главный метролог-приборист



А.А. Панфилов

Начальник цеха МУиК № 1



С.Л. Кыскин

От НИ (ф) РХТУ им. Д.И. Менделеева

Зав. кафедры «АПП» д.т.н., профессор



Д.П. Вент

К.т.н., доцент кафедры «АПП»



А.Г. Лопатин

К.т.н., доцент кафедры «ВТ и ИТ»



А. Е. Пророков

Ст. преподаватель кафедры «ВТ и ИТ»



Г.Н. Санаева

От ТвГТУ

Зав. кафедры «ИС» д.т.н., профессор



Б.В. Палюх

Д.т.н., профессор кафедры «ИС»



В.Н. Богатиков

Докторант кафедры «ИС»



И.А. Егерева

Аспирант кафедры «ИС»



С.Р. Бакасов