### Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева» Новомосковский институт

На правах рукописи

## Санаева Галина Николаевна

# Разработка системы управления технологической безопасностью процесса производства ацетилена окислительным пиролизом природного газа

05.13.06 Автоматизация и управление технологическими процессами и производствами (химическая технология, нефтехимия и нефтепереработка, биотехнология)

## ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени

кандидата технических наук

Научный руководитель:

кандидат технических наук, доцент

Пророков Анатолий Евгеньевич

## Оглавление

| СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ  | 4      |
|--|--------|
| ВВЕДЕНИЕ   | 5      |
| 1 Проблемы обеспечения технологической безопасности и управления     |        |
| химико-технологическими процессами                                   | 10     |
| 1.1 Вопросы организации технологии получения ацетилена окислительн   | ЫМ     |
| пиролизом природного газа  | 10     |
| 1.1.1 Основные способы производства ацетилена                        | 10     |
| 1.1.2 Применение окислительного пиролиза                             | 11     |
| 1.1.3 Окислительный пиролиз при производстве ацетилена               | 13     |
| 1.2 Вопросы управления технологической безопасностью и диагностики   |        |
| состояний работы химических производств                              | 17     |
| 1.2.1 Подходы к определению понятия безопасности и диагностики       |        |
| технологических систем   | 17     |
| 1.2.2 Математические модели, используемые в задачах моделирования    | ĺ      |
| диагностики технологических систем                                   | 23     |
| 1.2.3 Использование методов искусственного интеллекта при            |        |
| диагностировании состояния объектов химической технологии            | 29     |
| 1.3 Постановка задачи повышения эффективности работы непрерывных     |        |
| химических производств с использованием критериев безопасности на    |        |
| примере производства ацетилена окислительным пиролизом природного    | ) газа |
|  | 30     |
| Заключение   | 32     |
| 2 Технологический процесс производства ацетилена окислительным пиро. | лизом  |
| природного газа как объект управления                                | 34     |
|  |        |
| 2.1 Обоощенная характеристика и задачи управления производством      | 24     |
| ацетилена окислительным пиролизом природного газа                    | 34     |
| 2.1.1 Физико-химические характеристики основных компонентов          | 24     |
| окислительного пиролиза.   | 34     |
| 2.1.2 Общая характеристика задачи регулирования процесса окислител   | 16НОГО |
| пиролиза   | 33     |
| 2.2 Математическое описание технологических режимов процесса         | 20     |
|  | 39     |
| 2.2.1 подогрев исходных компонентов для реакции пиролиза             | 39     |
| 2.2.2 Перемешивание исходных компонентов для реакции пиролиза        | 41     |
| 2.2.5 процесс окислительного пиролиза                                | 42     |
| 2.2.4 «закалка» продуктов реакции окислительного пиролиза            | 40     |

| 2.3 Характеристика кинетических свойств процесса окислительного пиролиза |
|--|
|  |
| 2.4 Моделирование процесса окислительного пиролиза                       |
| 2.5 Проверка адекватности имитационной модели                            |
| Заключение   |
| 3 Оценка состояний процесса окислительного пиролиза для целей управления |
| безопасностью  |
| 3.1 Определение области и центра технологической безопасности с          |
| использованием метода нелинейного программирования 54                    |
| 3.1.1 Определение области безопасности процесса                          |
| 3.1.2 Определение индекса безопасности процесса                          |
| 3.1.3 Определение области и центра безопасности                          |
| 3.2 Основные соотношения ситуационной модели управления на основе        |
| метода разделения состояний для процесса окислительного пиролиза 60      |
| Заключение   |
| 4 Разработка системы управления технологической безопасностью процесса   |
| окислительного пиролиза  |
| 4.1 Постановка задачи управления процессом окислительного пиролиза 84    |
| 4.2 Синтез системы управления процессом окислительного пиролиза          |
| 4.3 Имитационное моделирование системы ситуационного управления 114      |
| 4.4 Оценка качества системы управления 116                               |
| Заключение   |
| Основные результаты работы 119   |
| СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ 120  |
| ПРИЛОЖЕНИЕ А   |
| ПРИЛОЖЕНИЕ Б 142   |

## СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ

- ГП газ пиролиза
- МКС метано-кислородная смесь
- ОППГ окислительный пиролиз природного газа
- ПГ природный газ
- ХТП химико-технологический процесс
- ХТС химико-технологическая система

#### введение

Актуальность темы. В настоящее время к химическим производствам предъявляются требования не только по их эффективному функционированию, но и по обеспечению требований технологической безопасности протекающих в них химико-технологической процессов (ХТП), что требует создания новых подходов к управлению безопасностью химико-технологических систем (ХТС) с использованием современных информационных технологий для принятий решений по управлению, в том числе – интеллектуальных технологий и средств поддержки принятия решений. Особенно актуальным обеспечение технологической безопасности является для производств органического синтеза, в частности – производства ацетилена, как одного из особо потенциально опасных современных химических производств, для чего необходимо диагностировать состояние процесса в различных ситуациях.

Степень разработанности темы. Теоретические основы создания систем технической диагностики и управления технологической безопасностью химических производств разработаны в трудах академика АН ССР В.В. Кафарова, академика РАН В.П. Мешалкина, профессоров А.Ф. Егорова, Т.В. Савицкой, Б.В. Палюха, В.Н. Богатикова, Н.А. Северцева, В.И. Тихонова, В.И. Мищенко, А.В. Мозголевского, Е.И. Сычева, Н.А. Скляревича, В.К. Дедкова и др. Обеспечение технологической безопасности ХТП промышленных предприятий является достаточно специфичной задачей, при решении которой применяются уже зарекомендовавшие себя теоретические подходы и методы и разрабатываются новые методики по управлению, в том числе с использованием современных интеллектуальных средств и технологий. К сложившимся к настоящему моменτу подходам К повышению безопасности XTΠ относят проектноконструкторский подход, технологический подход, и подход, основанный на построении информационных систем технической диагностики.

Переход ХТС в нештатные и аварийные состояния в технологических системах в период их эксплуатации связан со значительными затратами, связанными с возвратом в предусмотренные регламентом режимы их функционирования, поэтому целесообразно иметь возможность диагностирования текущего состояния технологического процесса, а также предсказания возможности возникновения различных нарушений в его протекании. В связи с этим особенно важную роль приобретают подходы к управлению ХТП, основанные на построении информационных систем диагностики и прогнозирования их состояния с целью обеспечения технологической безопасности их функционирования. Для этого требуется дальнейшее развитие математических методов и моделей, применяемых для решения задач определения и диагностики состояний ХТП, алгоритмов поиска источников нарушений их протекания, методов прогноза состояний с учетом неопределенности и неполноты информации при функционировании ХТП, а также разработка специальных систем поддержки принятия решений на основе применения современных информационных технологий.

Цель работы и задачи исследования. Цель работы заключается в исследовании и развитии основных теоретических и прикладных подходов к созданию системы управления технологической безопасностью процесса производства ацетилена окислительным пиролизом природного газа в условиях неопределенности. Для реализации поставленной цели были сформулированы и решены следующие задачи:

- На основании проведенного анализа современных подходов в принятии решений при управлении сложным динамическим объектом в условиях неопределенности разработать функциональную структуру и алгоритмы принятия решений системы на основе определения центра безопасности и области безопасности.
- Обосновать применение математических моделей непрерывных ХТП для оценки состояний объекта управления в условиях неопределенности и неполноты информации. Разработать систему оценки параметров модели с использованием аппарата нечеткой логики. Проверить адекватность разработанной модели.
- Разработать алгоритм для диагностики и управления технологической безопасностью процесса ПАОППГ и провести апробацию разработанной систе-

мы управления на примере адаптивной системы ситуационного управления ХТП с применением аппарата нечёткой логики.

Научная новизна работы заключается в следующем:

- Разработан алгоритм анализа состояния XTC на основе применения математических моделей непрерывных XTП.
- Разработана методика построения структуры ситуационной модели управления безопасностью ХТП на примере процесса производства ацетилена.
- Предложена и исследована система управления процессом окислительного пиролиза на основании определения области безопасности и центра безопасности.
- Предложен и теоретически обоснован метод построения диагностических моделей развития опасностей на основе метода разделения состояний.

**Теоретическая значимость** работы заключается в разработке системы управления процессом ПАОППГ, обеспечивающей его безопасное функционирование, что позволяет снизить себестоимость производства ацетилена (требуемого товарного продукта) за счёт уменьшения расхода сырья, энергии, времени и других ресурсов, используемых в процессе.

#### Практическая значимость работы:

- Разработана методика расчета центра технологической безопасности процесса производства ацетилена с помощью нелинейного программирования.
- Разработано алгоритмическое и программное обеспечение системы оценки состояний и принятия решений по управлению технологической безопасностью процесса окислительного пиролиза.
- Предложен алгоритм динамической коррекции заданий регуляторов при функционировании ХТП производства ацетилена с использованием аппарата нечёткой логики.

Методы исследования. При решении перечисленных задач использовались следующие методы и подходы: методы математического моделирования и оптимизации ХТП, методы нечетких множеств, системного анализа, методы проектирования информационных систем.

#### Основные положения, выносимые на защиту:

1. Математическая модель реактора окислительного пиролиза, построенная на основе математических моделей непрерывных ХТП.

2. Двухуровневая система управления процессом окислительного пиролиза на базе использования аппарата нечёткой логики.

3. Программный комплекс, позволяющий рассчитывать наилучшие технологические режимы ведения ХТП.

 Структура и алгоритм эксплуатации верхнего уровня системы автоматизированного управления процессом.

Достоверность результатов исследования основана на использовании экспериментальных исходных данных; применении аппарата нечеткой логики; согласовании полученных результатов с известными теоретическими положениями и имеющимися статистическими данными; результатами имитационного моделирования.

**Личный вклад автора** заключается в проведении основного объема теоретических и экспериментальных исследований, изложенных в диссертационной работе, включая обработку и обобщение экспериментальных данных и исследований, анализ и оформление результатов в виде научных публикаций и докладов на научных конференциях.

Апробация работы. V Международная научно-техническая конференция «Энергетика, информатика, инновации». Смоленск, 2015; Международная научно-практическая конференция Логистика и экономика ресурсоэнергосбережения в промышленности (МНПК ЛЭРЭП-9-2015). Смоленск, 2015; V Международная конференция-школа по химической технологии XT'16, Волгоград, 2016; XII Международная научно-практическая конференция «Современные сложные системы управления: HTCS'2017». Липецк, 2017; Первая Всероссийская научно-практическая конференция «Нечеткие системы и мягкие вычисления. Промышленные применения. Fuzzy Technologies in the Industry (FTI-2017)», Ульяновск, 2017; International Conference of Artificial Intelligence, Medical Engineering, Education (AIMEE2017). Москва, 2017; The Second International Conference of Artificial Intelligence, Medical Engineering, Education (AIMEE2018), Mocквa, 2018; II International Scientific and Practical Conference "Fuzzy Technologies in the Industry – FTI 2018". Ульяновск, 2018; XXXII Международная научная конференция "Математические методы в технике и технологиях - ММТТ-32", Санкт-Петербург, 2019; XXXIII Международная научная конференция "Математические методы в технике и технологиях - ММТТ-32", Казань, 2020, «Инжиниринг предприятий и управление знаниями» (ИП&УЗ-2020), Москва, 2020.

Публикации. По теме диссертационной работы опубликовано 18 работ, отражающих её основные научные результаты, в том числе 1 монография, 6 статей в журналах из перечня ВАК, 5 статей в журналах, включенных в международную реферативную базу данных Scopus.

Структура и объем работы. Диссертационная работа включает в себя введение, четыре главы, выводы, список используемой литературы. Общий объем диссертации составляет 143 страницы, включающие 33 рисунка и 12 таблиц. Список цитируемой литературы содержит 154 наименования.

## 1 Проблемы обеспечения технологической безопасности и управления химико-технологическими процессами

## 1.1 Вопросы организации технологии получения ацетилена окислительным пиролизом природного газа

#### 1.1.1 Основные способы производства ацетилена

В настоящее время ацетилен является достаточно широко востребованным продуктом производства органического синтеза. В частности, он используется при получении поливинилхлорида, поливинилхлоридных смол, этилового спирта, ароматических углеводородов, уксусной кислоты, различных растворителей, при получении технического углерода и т.д.

Для промышленного производства ацетилена используются следующие основные способы:

1 – При двухстадийном *производстве ацетилена из карбида кальция* на основе сплавления оксида кальция и кокса в электропечах при 2500-3000°С и последующей обработки водой карбида кальция получаемый ацетилен обладает высокой чистотой (99,9%), но расход электроэнергии очень высок (10<sup>3</sup>-11<sup>3</sup> кВт.ч на 1 т получаемого ацетилена) [8].

2 – При производстве ацетилена из углеводородов используются следующие способы: электрокрекинг, пиролиз и окислительный пиролиз углеводородов [10]. При получении ацетилена высокотемпературным пиролизом требуется обеспечение температуры 1500-1600°С, если в качестве сырья используется метан, и 1200°С – если используются жидкие углеводород. Главная особенность получения ацетилена процессом пиролиза состоит в поддержании высоких температур, необходимых для его получения из углеводородного сырья [19,20]. При высоких температурах ацетилен не устойчив – разлагается на водород и сажу [8,10].

Различают следующие способы пиролиза природного газа при получении ацетилена, отличие которых состоит в том, каким способом подводится тепло к реакционной смеси [9]: 1) Регенеративный пиролиз в реакторах с огнеупорной насадкой, при котором через предварительно разогретую топочными газами огнеупорную насадку пропускают пиролизуемое сырье. При этом происходит чередование периодов разогрева насадки и собственно пиролиза.

Пиролиз в потоке газообразного теплоносителя (гомогенный пиролиз)
– разновидность окислительного пиролиза – при котором часть сырья сжигают
в смеси с кислородом в топке печи.

3) Электрокрекинг газообразных углеводородов, при котором под действием электрической дуги в электродуговых печах при напряжении постоянного тока происходит нагрев метана до 1600°С, в результате получается ацетилен. Выход ацетилена при электрокрекинге составляет 50 %. Расход электроэнергии доходит до 13000 кВт·ч на 1 т ацетилена, что сопоставимо с карбидным методом и является основным недостатком процесса. Ещё одним недостатком электрокрекинга является необходимость утилизации побочных продуктов реакции, что приводит к повышению стоимости ацетилена как результирующего товарного продукта.

4) При окислительном пиролизе метан смешивается непосредственно с кислородом, часть сырья сжигается, и за счет выделившегося тепла сырье нагревается до 1600°С. Окислительный пиролиз не требует специального выделения метана из природного газа и позволяет комплексно использовать природный газ как в качестве одного из исходных компонентов, так и в качестве топлива [8, 9,10,11,22].

5) Пиролиз в струе низкотемпературной плазмы (ионизированные аргон, водород) – метан пиролизуется в ацетилен с очень высокой степенью конверсии (свыше 70%), но итоговое содержание ацетилена не достаточно высокое [9,10,23,30].

#### 1.1.2 Применение окислительного пиролиза

В настоящее время окислительный пиролиз применяется в различных областях:

- окислительный пиролиз для производства горючих газов;

окислительный пиролиз для утилизации твердых бытовых отходов;

– окислительный пиролиз для обезвреживания отходов и побочных продуктов химических производств, утилизация которых сжиганием затруднена: густые и вязкие отходы, пластмасса, шламы с высокой долей золы, сильно пылящие отходы, земля, загрязненная маслами, мазутом и другими соединениями [29];

окислительный пиролиз биомассы.

Окислительный пиролиз для производства горючих газов. Современный уровень развития топливно-энергетического комплекса привел к необходимости привлечения для выработки вторичных энергоносителей (различные виды вторичного топлива, электрическая и тепловая энергия и т.д.) дополнительных видов сырьевых ресурсов, например, сланцев, бытовых и химических отходов, угля невысокого качества и пр. Причем ко всем указанным процессам предъявляются все более жесткие экологические требования [25,26].

В работах по указанной тематике рассматриваются вопросы совершенствования существующих технологий окислительного пиролиза «низкосортных» топлив в зависимости от вида сырья, изучаются физико-химические свойства, определяющие реакционную способность исходного сырья (пористость и удельная поверхность) в зависимости от температурного режима процесса.

Окислительный пиролиз химических и твердых бытовых отходов имеет целью не только утилизацию соответствующих видов отходов, но и получение относительно дешевых топлив при все более жестких экологических требованиях. Продукты пиролиза бытовых отходов могут использоваться в качестве топлива тепловых электростанций (пиролизное масло), технологического топлива (смесь газов, получаемая в результате пиролиза) и пр. [29, 32,65].

Окислительный пиролиз биомассы является одним из перспективных направлений применения указанного процесса, поскольку получаемый газ может частично или полностью заменить природный газ. Результатом окислительного пиролиза биомассы также является коксовый остаток, который может быть использован [32]. Исследование процесса окислительного пиролиза биомассы проводится в следующих направлениях:

– Моделирование кинетики процесса окислительного пиролиза биомассы с целью получения его более точного описания и сравнения с имеющимися экспериментальными данными. Например, для определения констант скоростей химических реакций, зависящих от вида применяемого топлива, его температурой и скоростью нагрева [27,28,31].

– Моделирование процесса окислительного пиролиза биомассы для разработки технологии замены дорогостоящего первичного ископаемого топлива (природного газа) на биотопливо с уменьшением возможного неблагоприятного воздействия на окружающую среду [28].

 Выявление наиболее эффективных способов проведения процесса пиролиза в зависимости от используемого исходного сырья [27, 32].

#### 1.1.3 Окислительный пиролиз при производстве ацетилена

Окислительный пиролиз представляет собой непрерывный процесс и требует в сравнении с другими способами получения ацетилена существенно меньших затрат, что делает его более привлекательным при производстве ацетилена в промышленных масштабах. Кроме того, получаемый в качестве побочного продукта синтез-газ (CO+H<sub>2</sub>) может использоваться при производстве метанола и ряда других спиртов методом оксосинтеза (Заксе-процесс, или BASF-процесс), что повышает экономическую эффективность процесса окислительного пиролиза [9].

При окислительном пиролизе природного газа для получения ацетилена часть сырья сжигается в том же объёме, где происходит получение ацетилена. Недопустимо создание условий, при которых горение начнётся прежде, чем исходное сырьё для окислительного пиролиза окажется в зоне реакции, поэтому соотношение расходов кислорода и метана обеспечивают ближе к нижнему пределу воспламенения метано-кислородной смеси (МКС). Конструктивной особенностью реактора окислительного пиролиза углеводородного сырья является обеспечение равномерного распределения пламени по всему объёму зоны

реакции и стабильности пламени в зоне реакции. При этом окислительный пиролиз – наиболее экономически выгодный и самый распространенный процесс способ производства ацетилена.

Несмотря на то, что окислительному пиролизу разнообразного углеводородного сырья уделяется достаточно много внимания в различных публикациях, в том числе и зарубежных, применяемые при этом методы и модели практически не пригодны для моделирования процесса окислительного пиролиза природного газа для получения ацетилена в силу особой специфики процесса, определяемой условиями протекания реакций, сложной физико-химической обстановкой в реакторе, нестойкостью результирующего продукта при температуре реакции и целым рядом других факторов.

Публикуемые в литературных источниках экспериментальные и теоретические результаты исследования указывают на недостаточную изученность процесса окислительного пиролиза природного газа для получения ацетилена. Уравнения, описывающие реакции протекания окислительного пиролиза, имеют радикально-цепной механизм, содержат большое количество промежуточных веществ (радикалы и радикальные комплексы), поэтому их непосредственное экспериментальное изучение затруднено или невозможно, что осложняет решение различных исследовательских вычислительных задач химической кинетики процесса окислительного пиролиза [13,16].

Результаты известных теоретических исследований кинетики окислительного пиролиза сводятся к определению количества выходных продуктов: ацетилен, кислород, метан и т.д. Эти расчётные величины определяются в зависимости от температуры реакции и продолжительности процесса [17, 30]. Вычислительная точность решения определяется количеством уравнений, имеющих радикально-цепной механизм [13,23, 33 35]. Достаточно часто радикальноцепной механизм окислительного пиролиза заменяется упрощенной схемой последовательно-параллельных реакций [14].

Также в процессе исследований выявлено, что на точность определения выхода основных компонентов процесса окислительного пиролиза влияет учет

реакций, в которые вступают вторичные продукты пиролиза, чаще всего по типу высокотемпературного крекинга. Учёт влияния реакций вторичных продуктов в зоне реакции, которые – с одной стороны – увеличивают время расчётов, с другой – учёт этого влияния позволяет повысить точность и качество расчётов.

Поскольку выход результирующего продукта в газе пиролиза зависит от того, насколько хорошо перемешаны исходные компоненты перед реакцией, вопросам смешения и поведения МКС уделяется серьезное внимание.

Достаточно большое количество исследований посвящено изучению характеристик процесса горения МКС [17,33,34]: скорости распространения пламени, степени закрученности потока, длины факела и т.д., которые имеют особое значение при проектировании реакторов окислительного пиролиза.

В [13] выявлено, что для наиболее часто встречающихся промышленных реакторов туннельного типа наибольший выход ацетилена достигается при отношении сечения канала к сечению щели, равном 4..6, диаметра канала к диаметру щели, равном 1.6..2.5 и угле установки лопаток кольцевой щелевой горелки с лопаточным завихрителем, равном 45°. Рассмотренные факторы имеют особенно важное значение при проектировании реакторов окислительного пиролиза.

При температуре реакции получения ацетилена из метана (1230°С) протекает и реакция разложения ацетилена на водород и углерод (сажу) [8,13,15]. Наименьшее количество сажи образуется, если соотношение расходов кислорода и метана (как исходного сырья для реакции окислительного пиролиза) составит 0.59..0.63. При этом если это соотношение будет близко к нижней границе (0.59), то образующаяся сажа будет всплывающей и хорошо утилизируемой в дальнейшем. При приближении значения соотношения к верхней границе (0.63) свойства образующейся сажи изменяются – она становится тонущей, что затрудняет ее последующий сбор и утилизацию. При отношении  $O_2$ :CH<sub>4</sub>, близком к нижней границе (0.59), сажа имеет оптимальные для дальнейшей утилизации свойства: мелкодисперсна и хорошо всплывает, но для работы при таком значении при таком значении отношения требуется высокий предварительный по-

догрев исходных газов. При работе с отношением  $O_2$ :CH<sub>4</sub>, близком к верхней границе (0.65), сажи становится больше она собирается как на поверхности сажеотстойника, так и оседает. Это нарушает её поступление к месту утилизации. Часть сажи попадает в систему охлаждения оборотной воды. В [15] рассматривается вопрос уменьшения количества тонущей сажи и, соответственно, уменьшения отходов производства за счет небольшого снижения концентрации ацетилена в газе пиролиза на основе эколого-экономического критерия.

Большей частью современные исследования содержат экспериментальных результаты, как в аппаратах лабораторного назначения, так и конкретных аппаратах промышленного типа, и характеризуют именно рассматриваемые технологии получения ацетилена, и поэтому данные этих исследований затруднительно использовать при математическом моделировании процесса окислительного пиролиза в реакторах каких-либо других типов. Также представленные модели окислительного пиролиза справедливы в узком интервале изменения состава сырья и параметров.

На состояние параметров выходного потока реактора существенное влияние оказывают следующие факторы:

- температура нагрева исходных компонентов перед реактором;

- соотношение расходов исходных компонентов перед реактором;

– время пребывания реакционной смеси в зоне реакции.

Факторы, играющие роль индикаторов на возможное возникновение нештатных, аварийных технологических состояние процесса следующие:

 температура распределительной решетки реактора – недопустимы воспламенение МКС прежде, чем она попадёт в зону реакции, или обратный проскок пламени назад в смеситель из зоны реакции;

концентрации компонентов смеси кислорода и метана на выходе из реактора
актора – нарушение соотношения их может привести к взрыву реактора;

 – расход воды на «закалку» – минимизация потерь ацетилена как получаемого товарного продукта из-за его разложения на водород и сажу.

Процесс ОППГ для получения ацетилена относят к процессам повышенной взрыво- и пожароопаности. Даже незначительные нарушения технологических норм могут привести к аварийной ситуации. Правила ведения процесса, обозначенные в технологическом регламенте, жёстко ограничивают параметры, так как нарушения могут привести к тяжёлым аварийным последствиям. При этом особое внимание следует уделить возможности предсказания возникновения нарушений технологического режима, способных привести к предаварийным и аварийным ситуациям.

## 1.2 Вопросы управления технологической безопасностью и диагностики состояний работы химических производств

## 1.2.1 Подходы к определению понятия безопасности и диагностики технологических систем

Современные процессы химической технологии становятся всё более сложными, что повышает вероятность возникновения ситуаций, приводящих к неблагоприятному воздействию как на сам процесс, так и на его внешнее окружение. В данной работе используется определение технологической безопасности, представленное в [12].

Постоянное усложнение современных технических объектов и увеличение степени автоматизации процесса управления выявили целый ряд вопросов по организации оптимальной эксплуатации сложных технических объектов, для ответов на которые следует определять состояние объектов, изменяющееся с течением времени из-за воздействия внешних и внутренних факторов [36].

Для определения состояния, в котором находится технический объект (объект диагностирования), а также характера изменения этого состояния во времени используются методы технической диагностики. При этом контроль осуществляет в первую очередь качественную оценку состояния объекта относительно его работоспособности или неработоспособности, наличия или отсутствия дефектов и т.п.). При необходимости можно получить степень работоспособности как количественную оценку состояния, применяя измерения или выполняя какие-либо контрольные операции. Уже на этапе проектирования объекта необходимо предусматривать возможность технической диагностики его состояния в зависимости от условий, в которых он будет функционировать. Эффективность диагностических моделей существенным образом зависит от применяемых средств и методов диагностики, а также от конструктивных особенностей объекта, обеспечивающих возможность технического диагностирования его состояний – контролепригодность (рисунок 1.1) [36,37].

Современные химико-технологические системы представляют собой сложные производственные комплексы среды [20,21]. Учитывая многотоннажность производств современных химико-технологических систем, использующих установки большой единичной мощности, каждая остановка приводит к значительным и невосполнимым потерям сырья и целевого продукта, а следовательно, к ухудшению технико-экономических показателей производства. Кроме того, частые непредвиденные остановки предприятия или отдельных агрегатов могут приводить к загрязнению окружающей среды [20,21].

Своевременная диагностика состояния ХТС призвана предотвратить возможность возникновения аварийных ситуаций, которые могут привести к тяжелым последствиям как для производства, так и окружающей среды и людей. Кроме того, возникновение и ликвидация последствий аварийных ситуаций сопровождаются существенными затратами финансовых, материальных и других видов ресурсов [4,32,38].

Любой технический объект характеризуется исправным, работоспособным, неработоспособным и предельным состояниями [39].



Рисунок 1.1 – Схема работоспособности и контроля диагностируемого технического объекта

Множество технических состояний объекта определяется набором всех его исправных и неисправных состояний, при этом в состав общей задачи диа-

гноза технического состояния объекта включаются проверка исправности и работоспособности объекта, проверка соответствия его функционирования регламентным условиям и поиска неисправностей [40].

«Техническое состояние – совокупность свойств объекта, характеризуемых в определенный момент времени признаками, установленными технической документацией на этот объект. Признаками технического состояния могут быть области значений качественных и количественных характеристик свойств объекта» [41].

В [42] для химико-технологических объектов в перечень дополнительно включены также предаварийные и аварийные состояния. В предаварийном состоянии значения опасных технологических переменных выходят за пределы, обусловленные регламентом, но не происходит разрушения технологического оборудования – недостаточно накопленной мощности. При аварийном состоянии накапливаемая мощность способна повредить технологическое оборудование. Причинами предаварийного или аварийного состояния могут быть дефекты оборудования или нарушения в протекании технологического процесса. Для того чтобы вернуть объект в работоспособное состояние, необходимы специальные управляющие воздействия [42].

Под надежностью понимают свойство технологического объекта или системы управления им сохранять во времени свою работоспособность. Это свойство определяется двумя основными характеристиками: безотказностью (сохранение работоспособности во времени) и долговечностью (сохранение работоспособности во время всего периода эксплуатации) [43].

При решении задач безаварийной работы химических производств различают [12]:

1. Технологическое направление – разработка технологических регламентов процессов для обеспечения их продуктивного, но безопасного функционирования, что не всегда возможно из-за противоречия условий интенсивности и безопасности [44]. 2. Разработка автоматизированных систем прогнозирования и диагностики возникновения аварийных ситуаций с необходимостью поиска компромисса между требованиями технологической безопасности и обеспечения требуемого качества при функционировании технологического процесса [44].

3. Разработка АСУ ТП для предаварийных режимов технологических процессов на основе их диагностических моделей предаварийных состояний, обеспечивающих в случае попадания рабочей точки процесса её перевод в безопасную область его функционирования [45]. Если осуществить переход в область исправного состояния не представляется возможным, управляющее воздействие должно передать управление системе защиты таким образом, чтобы остановить процесс. В этом случае могут использоваться как алгоритмические, так и интеллектуальные модели процесса.

Выделяют три подхода к обеспечению промышленной безопасности химических производств [6]:

 традиционный – базируется на основах охраны труда и производственной безопасности;

 технологический – создание высоконадежных химических производств
с учётом требований экологической безопасности с использованием интеллектуальных систем автоматизированного проектирования;

 информационно-управляющий – создание автоматизированных систем диагностики неисправностей и управления эксплуатационной надежностью, с привлечением, в том числе, методов искусственного интеллекта.

Диагностика состояний технологических процессов и управления их технологической безопасностью для решения задач безаварийной работы является достаточно перспективным направлением развития XTC [2].

При решении задач диагностики состояния технологического процесса возникают различные типы неопределенностей (рисунок 1.2) [140].



Рисунок 1.2 – Виды неопределенности в задачах диагностики

Ситуация неизвестности соответствует, обычно, начальной стадии изучения проблемы при отсутствии информации о задаче. Ситуация недостоверности возникает в процессе сбора информации на определенном этапе. При этом различают уровни возможной недостоверности: собрана еще не вся возможная или необходимая информация; некоторые элементы не определены, а установлены только интервалы их принадлежности; имеются лишь определения по аналогии. Частично компенсировать неопределенность информации на этапе недостоверности можно и алгоритмическим путем, используя принцип наименьшей предвзятости [141]. В этом случае принятие диагностических решений откладывается до того момента, когда для этого будет достаточно информации. Условия применения этого метода достаточно жесткие и требуют наличия:

 – знаний о том, когда изменяющейся информации будет достаточно для принятия решения;

- возможности временного приостановления решения подзадачи;

 возможности перехода от одной подзадачи к другой, возобновляя работу по мере получения информации;

– возможности объединять информацию от различных подзадач.

Механизмом передачи информации при таком подходе может быть распространение ограничений [141]. Ситуация неоднозначности возникает в случае, если имеется вся доступная информация, но тем не менее полностью определенное решение задачи не получено и не может быть получено.

В качестве источников неоднозначности при принятии диагностических решений можно выделить физическую и лингвистическую неопределенность [140-143]. Лингвистическая (или логическая) неопределенность в диагностике связана с использованием профессионального языка пользователя, эксперта или лица, принимающего решения (ЛПР), а также с трудностью или невозможностью (в большинстве случаев) однозначного описания диагностических свойств объекта даже с помощью эвристик. Неопределенность в физическом смысле может быть связана как со стохастической природой протекающих процессов, так и с погрешностью измерений.

Решение задач диагностики состояния объектов химической технологии определяется стремлением к обеспечения наиболее эффективного их функционирования при имеющихся ограничениях, накладываемых на ресурсы и технологические затраты [143]. Сложности диагностики связаны со свойствами собственно объекта или процесса, а также неоднозначным поведением и взаимодействием с внешней средой и другими объектами или процессами, неполнотой и недостоверностью информации для прогнозирования. Большинство современных объектов или процессов химической технологии характеризуются иерархичностью, наличием нескольких режимов протекания, неопределенностью и непредсказуемостью поведения, большим количеством контролируемых параметров, оказывающих воздействие друг на друга. Перечисленными свойствами обладает и процесс производства ацетилена окислительным пиролизом природного газа.

## 1.2.2 Математические модели, используемые в задачах моделирования диагностики технологических систем

При описании состояния объектов химической технологии при их функционировании в условиях, близких к регламентным, как правило, используются

статистические или эвристические методы, но при создании систем управления технологическими объектами и процессами целесообразно применение методов математического моделирования [41, 46].

Сложности диагностики состояний объектов химической технологии определяются необходимостью ее проведения в условиях функционирования объекта в случаях, когда невозможно или затруднительно организовать тестовое воздействие на вход рассматриваемого объекта или системы. Также зачастую невозможно в принципе измерить ряд параметров, являющихся важными для диагностики его состояния в данный момент времени, поэтому целесообразно создание математической модели, обеспечивающей необходимой информацией для автоматического поиска и определения неисправностей в работе диагностируемого объекта.

Диагностические модели предназначены в первую очередь для формулировки условий работоспособности объекта, определения перечня неисправностей и их характеристик, выяснения параметров, подлежащих контролю при диагностике состояния объекта с учетом возможности применения для диагностики каких-либо технических средств.

Процесс эксплуатации диагностируемых технических объектов определяется множеством состояний, анализ которых требует применения специальных методов, в том числе – с использованием аналитических описаний или графическо-аналитических представлений основных свойств технических объектов [36]. При этом применение дискретных диагностических моделей технологического объекта для ряда дискретных значений конкретной переменной без возможности отслеживания состояния объекта в промежутках между измерениями. Поскольку изменения состояния технологических объектов имеет, как правило, непрерывный характер, на практике чаще используются непрерывные модели, позволяющие использовать время в качестве аргумента функций, описывающих поведение объекта. Но составление полноценной аналитической модели не всегда возможно из-за сложности описываемого объекта, неполноты и недостоверности информации о его поведении и воздействии факторов окру-

жающей среды на него. В таких случаях в качестве возможного варианта действий для решения задачи различимости дефектов объектов допустимо применение топологических, а также двузначных логических моделей [36].

Поскольку создание общей диагностической модели для сложной XTC является очень трудоемкой задачей, целесообразно определение ее потенциально опасных участков и составление моделей диагностики только для них.

Для диагностики состояния сложных технологических объектов используются структурно-логические, причинно-следственные и аналитические, а также их сочетания [47].

Структурно-логические модели диагностирования. При использовании структурно-логических моделей для оценки состояния непрерывного технологического объекта вывод о его состоянии делают на основе анализа результата контроля его параметров: соответствуют или не соответствуют норме [48]. Если при этом контролируемый параметр, представляющий собой входную или выходную переменную объекта, находится в допустимом промежутке, то он определяется как «1», выход за пределы допустимого промежутка – как «0». Диагностика состояния непрерывного технологического объекта при этом будет представлять собой решение дискретной задачи со значениями «да» и «нет», что позволяет использовать цифровые систем для диагностики [49,50].

В этом случае объект диагностирования определяется набором векторов внешних входов, входов, являющимися выходами предыдущих блоков объекта, а также выходных сигналов. Контрольные точки как множество измеряемых параметров принимают значения «в норме» или «не в норме», после чего на основании существенных для выхода входов составляется таблица неисправностей [51], по которой определяется нахождение конкретного параметра в данный момент в данном состоянии объекта в допустимых или недопустимых пределах. С помощью таблицы неисправностей можно определить минимальное число контрольных точек для возможности определения, является для данное нарушение одиночным или кратным [52-54].

Поскольку при диагностике состояний сложных химических объектов до-

статочно часто используется представление результатов измерений в виде трёх значений: «+», «0», «–» в таблицу неисправностей можно включить 3<sup>*n*</sup> состояний, где *n* – число контролируемых параметров. Для уменьшения числа состояний используются различные эвристические приемы [55-58].

В настоящее время логические модели в виде таблиц неисправностей применяются для достаточно простых объектов, поскольку формирование таких таблиц для сложных объектов является затруднительным [59], но при этом таблицы неисправностей могут применяться, например, при составлении причинно-следственных моделей объектов, особенно в случаях, когда необходимо предусмотреть даже маловероятные ситуации [60-62].

В отличие от таблиц неисправностей таблицы решений [63] позволяют осуществлять произвольную градацию контролируемой переменной при возможности разграничения переменных состояния по времени, что – с одной стороны расширяет возможность применения таких моделей, но при этом осложняет возможность их использования [64,65].

**Логико-вероятностные модели.** В последние десятилетия широко применяется метод моделирования, построенный на логико-вероятностных моделях (ЛВМ). Данный метод построения используется в системах управления для характеристики состояний на основе надёжностных оценок [66-68]. В последние время данный метод применяется и для оценок безопасности систем.

Основная цель выполнения описания это определение связи между событиями системы, от которых зависит отказ системы. Фактически на этом шаге осуществляется определение условий работоспособности объекта.

На втором шаге осуществляется формализация основной цели – т. е. построенной ЛВМ. Затем выполняется приведение данной функции к ортогональному виду функции и осуществляется её арифметизация. На следующем шаге проводится исследование функции работоспособность в результате чего устанавливается истинность работоспособного или не работоспособного состояния [70-73]. Также определяются нужные показатели работы системы. В заключении на основе анализа определяется соответствие показателей требуемым по технологическому регламенту показателям ведения процесса. И на основе этого анализа определяется степень готовности объекта к выполнению своей задачи [75,76].

**Причинно-следственные модели объекта диагностирования.** Причинно-следственные модели реализуют графическое преставление причинноследственных связей с помощью трёх типов графов: связанные помеченные графы (обычно это направленные графы – ПНГ), дерево отказов (ДО) [84-85], дерево событий (ДС) [77-78].

Узлы помеченного связного графа соответствуют переменным состояния объекта, ветви графа учитывают влияние, которое связывает между собой переменные состояния. При этом если влияние положительно – возрастание переменной, от которой проистекает сигнал, приводит к росту связной переменной – ставится «+» [79-80]. В случае анализа динамики объекта применяют некоторые весовые коэффициенты, например вида: +1, -1, +5, -5 [79-80]. Причинно-следственные модели при непрерывном во времени функционировании XTC представляют в виде дискретной модели, поэтому в ряде случаев требуется учитывать фактор времени или вводить множественность состояний ПНГ, что осложняет диагностический анализ системы [81].

Диагностирование с применением ДО определяется двумерностью представления переменных состояния и при этом имеет недостатки, присущие остальным причинно-следственным моделям: невозможность описания поведения системы в динамике, а также трудности с представлением обратных связей [86-87].

Группа причинно-следственных моделей, представленная деревьями событий (ДС) используется, если необходимо определить последовательность событий, возникающую после возникновения дефекта (индуктивная модель), тогда как ДО применяются, как правило, для выявления источника отказа (дедуктивная модель). На практике при описании поведения различных реальных систем ДО и ДС используются в тесной взаимосвязи [82-83].

Модели в пространстве состояний. Для динамических систем совокупность переменных состояния в виде соответствующих в конкретный момент времени числовых значений определяет состояние системы в данный момент в целом [106-108]. В этом случае в используемой модели входные переменные соответствуют причинам, выходные переменные – следствия влияния причин. Обычно в уравнениях эта связь определена неявно [110-112]. На практике входные и выходные переменные подвержены случайным возмущениям и характеризуются недостаточностью информации о физико-химических механизмах, сопровождающих технологический процесс. Достаточно часто переменные состояния могут быть введёнными искусственно абстрактными переменными. Модели в пространстве состояний разрабатываются на основе фундаментальных законов накопления массы, энергии, информации. Согласно такому подходу могут быть получены дифференциальные уравнения типа «входвыход» и типа «вход-состояние-выход» – такие модели относят к классу аналитических моделей. Класс аналитических моделей позволяет рассматривать поведение системы как во временной, так и в частотной области.

Параметрическая диагностика на основе интервального анализа. Параметрическая диагностика тесно связана с методами пространства состояний. Она включает в себя структурный анализ объекта, составление перечня возможных неисправностей по компонентам объекта, анализ первопричин проявления тех или иных неисправностей, а также перечень контролируемых переменных на основе которых осуществляется поисковый процесс определения первопричины возникшей ситуации [126].

С точки зрения организации поиска нужно стремиться к тому, чтобы минимизировать время поиска, т.е. построить маршрут диагностического процесса и при этом учесть необходимость сбора для локализации неисправности.

Дискретные модели непрерывных химико-технологических систем. Использование дискретных моделей удобно для исследования тем, что позволяет выделить области, соответствующие отдельным режимам работы. Метод тесно связан с методами пространства состояний – система ограничений строится на основе балансных отношений. Метод не является строго аналитическим, но при этом существует его теоретико-множественное обоснование.

Построение областей осуществляется в несколько шагов. В первую очередь строится система ограничений на основе балансных уравнений. Если система нелинейная, то для построения ограничений необходимо её линеаризовать и строить систему ограничений для каждой линеаризованной области. Далее проводится анализ причин возникновения той или иной области и определяются пути поиска возникшей ситуации.

Данный метод можно использовать для управления текущим состоянием процесса. В данной работе предлагается строить управление по критерию – индекс безопасности.

## 1.2.3 Использование методов искусственного интеллекта при диагностировании состояния объектов химической технологии

В настоящее время активно развивается направление, основанное на применении методов искусственного интеллекта в промышленных технологических системах. Это в первую очередь системы, использующие нечёткую логику, и системы, построенные с использованием нейросетевых регуляторов. При этом в случае использования аппарата искусственных нейронных сетей и нечеткой логики возможно составление работоспособной модели для сложных нелинейных объектов на основе имеющихся экспериментальных данных – несмотря на наличие неопределенности и неполноты информации [133-136].

Исследования, проводимые на основе таких систем, показывают повышение качества работы систем управления, однако, недостатки этих систем не позволяют широко их использовать на промышленной основе. Основная причина в том, что для этих систем не существует теоретических методов, которые позволяли бы выполнять аналитические расчёты данных систем.

## 1.3 Постановка задачи повышения эффективности работы непрерывных химических производств с использованием критериев безопасности на примере производства ацетилена окислительным пиролизом природного

#### газа

При системном подходе к анализу работы химического производства необходимо факторы, способные учитывать все возможные оказать воздействие на его функционирование – как внешние, так и внутренние. Для получения требуемого результата в виде конечного продукта отдельные подсистемы, входящие в состав химического предприятия, образуют комплекс ХТС и систем автоматизированного управления ими. На ХТС постоянно оказывают воздействие разнообразные факторы как внешней, так и внутренней среды. Воздействие внешней среды проявляется характеристиками сырья, поставками энергии, прооявлением погодных и климатических условий и пр. [12]. Внутренние факторы могут быть следствием ошибок персонала и выходом из строя технологического оборудования.

Отказы оборудования, систем управления и технологии могут быть постепенными (эффективностные) и внезапными [12]. Причинами постепенных отказов могут являться изменения в состоянии оборудования и ухудшения свойств систем управления при функционировании процессов как следствие того, что протекание процессов большинства химических производств осуществляется при повышенных температурах и давлении, с использованием агрессивных сред, что приводит к изменению характеристик оборудования вследствие коррозии материалов, появления отложений поверхностях аппаратов и трубопроводов и пр. При несвоевременной остановке производства для проведения профилактических работ или ремонта возможен переход в нештатную или аварийную ситуацию.

Внезапные отказы вызваны чаще всего отступлением при ведении технологического процесса от регламентных условий, а также дефекты как технологического оборудования, так и системы управления процессом.

Внезапные отказы включают в себя постоянные отказы, требующие

остановки технологического процесса, и сбои, связанные с еобходимостью проведения мелкого ремонта или несущественным изменения режима функционировани процесса.

Сложности в раннем выявлении нарушений и принятие соответствующих профилактичеких мер по их предупреждению или уменьшению последствий связаны со случайным и непредсказуемым характером появления нарушений.

При контроле функционирования ХТП возможно принятие решений о необходимомти корректировки при управлении процессом или проведения ремонта на основании классификации состояний при функционировании ХТС.

К особенностям создания и использования диагностических систем для ХТП с точки зрения обеспечения технологической безопасности можно отнести не всегда имеющуюся возможность наблюдения за всеми состояниями технологического процесса из-за их случайного и нечеткого характера; сложности с определением причины возникновения аварийной ситуации связаны с различием типов этих нарушений, несмотря на то, что результаты этих нарушений могут быть схожими. В связи с этим в зависимости от полноты имеющейся информации о состоянии ХТП целесообразно применение булевой, нечеткой, интервальной или вероятностной логики. Особенностью задачи диагностики состояний ХТП непредсказуемый характер появления дефектов или нарушений, вызываемых факторами как внутренней, так и внешней среды. Поэтому достаточно часто невозможно построение адекватной математической модели, в связи с чем требуется применение экспертных оценок, с использованием которых принимаются решения по управлению. Для своевременной и эффективной обработки поступающей от экспертов нечёткой информации целесообразно использование класса дискретных моделей, позволяющих проводить анализ состояния работоспособности системы в условиях неопределенности и неполноты информации о диагностируемом объекте.

Особенности дискретных моделей:

возможность дифференциации состояний системы;

- учёт изменения состояния как технологического процесса, так и системы управления им;
- возможность координации работы отдельных аппаратов и разработки системы контроля и диагностики состояний ХТП.

Технологический процесс производства ацетилена окислительным пиролизом природного (ОППГ) газа характеризуется наличием существенной неопределенности параметров функционирования из-за отсутствия или неполноты знаний об особенностях его протекания и существенного числа различных возмущающих воздействий. Для повышения эффективности функционирования процесса производства ацетилена ОППГ требуется создание математической модели для принятия решения по управлению им в различных технологических режимах, в том числе – предаварийных с целью обеспечения его технологической безопасности. При этом целесообразно использование дискретных моделей с целью уменьшения погрешности математической модели, определяемой неполнотой информации о рассматриваемом процессе.

Для повышения эффективности работы системы управления технологическим процессом производства ацетилена ОППГ необходимо решить следующие задачи:

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

- Обосновать применение метода разделения состояний для промышленных процессов и исследования диагностических методов при принятии решений в условиях неопределенности;
- 2 Исследовать диагностическую модель процесса производства ацетилена ОППГ системы для обеспечения его технологической безопасности в условиях неопределенности и неполноты информации;
- 3 Разрабоать программное обеспечение на примере диагностической системы процесса ОППГ получения ацетилена.

#### Заключение

В первой главе рассмотрены основные способы промышленного производства ацетилена, а также различные направления применения процесса

ΟΠΠΓ.

Рассмотрены подходы к определению понятий технологической безопасности и диагностики состояний работы химических производств.

Представлены основные математические модели, используемые в задачах исследования безопасности химико-технологических систем.

Выполнен анализ применения методов искусственного интеллекта для диагностирования состояний объектов химической технологии с целью повышения эффективности работы системы управления.

Поставлены задачи исследования.

## 2 Технологический процесс производства ацетилена окислительным пиролизом природного газа как объект управления

## 2.1 Обобщенная характеристика и задачи управления производством ацетилена окислительным пиролизом природного газа

Производство ацетилена ОППГ представляет собой сложную химикотехнологическую систему, на которую трудно предсказуемым образом оказывает воздействие большое число как внутренних, так и внешних возмущающих воздействий. Особо следует отметить, что указанный процесс относится к производствам органического синтеза, отличающимся повышенной взрыво- и пожароопасностью.

## 2.1.1 Физико-химические характеристики основных компонентов окислительного пиролиза

**Природный газ**. В качестве сырья при производстве ацетилена методом окислительного пиролиза метана используется природный газ с содержанием метана от 75 до 99% в зависимости от месторождения. Содержание в природном газе серо-органических соединений ухудшает качество получаемого ацетилена.

**Азот и кислород.** Азот необходим для продувки элементов технологической схемы перед пусковыми процессами, а также при переходе процесса во внештатные ситуации. Кислород высокой степени концентрации используется в качестве одного их компонентов при производстве ацетилена. Оба эти газа получает из воздуха.

**Метано-кислородная смесь.** В реальных условиях протекания процесса ОППГ в состав МКС входят и другие вещества, что изменяет физикохимические условия его протекания: требуется дополнительный расход тепла на нагрев дополнительных компонентов, содержание которых может приводить к преждевременному воспламенению МКС и влиять на выход получаемого ацетилена. В промышленных условиях МКС предварительно подогревают до температуры 580-600°С для улучшения её горючих свойств, повышения выхода ацетилена и уменьшению расхода используемого сырья на 1т получаемого ацетилена (таблица 2.1) [8]:

Таблица 2.1 – Зависимость степени конверсии метана до ацетилена от температуры подогрева и расходов метана и кислорода

| Температура подогрева, °С   | 500  | 600  | 700  |
|-----------------------------|------|------|------|
| Расход, м <sup>3</sup> :    |      |      |      |
| метана                      | 6350 | 6000 | 5500 |
| кислорода                   | 3850 | 3570 | 3220 |
| Степень конверсии метана, % | 27,1 | 29,0 | 31,2 |

Ацетилен. C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> – газ без цвета, со слабым запахом эфира; критическая температура: +35,5°C; температура конденсации: -83,8°C (0,102 МПа); критическое давление 6,04 МПа. Особенностью ацетилена являются его очень широкие пределы взрываемости в смеси с воздухом и с кислородом. При высоких температурах ацетилен разлагается на водород и сажу (углерод):

 $C_2H_2 \rightarrow H_2 + 2C$   $\Delta H_{298}^o = 226,7 \text{ кДж/моль}$ 

Взрываемость ацетилена снижается в присутствии газа-разбавителя (азота) и при ограниченном давлении (не выше 0,2 Мпа). Для сжатия ацетилена используют специальные компрессоры, расчет аппаратуры и трубопроводов выполняют с повышенным запасом прочности. Для предотвращения распространения пламени и взрыва используют сухие затворы (в виде шарикового клапана), а также мокрые огнепреградители и гидравлические затворы.

Растворимость ацетилена в различных жидкостях определяет промышленное использование N-метилпирролидона или аммиака для выделения ацетилена из газа пиролиза (7,4-8,1% (об.)) и последующего концентрирования.

## 2.1.2 Общая характеристика задачи регулирования процесса окислительного пиролиза

Производство ацетилена окислительным пиролизом природного газа включает в себя:

пиролиз природного газа и получение газа пиролиза (рисунок 2.1);



a)



Рисунок 2.1 – Упрощенная схема отделения пиролиза:

а) подогреватель; б) реактор

 охлаждение и очистка газа пиролиза от окиси углерода, диацетилена и высших гомологов ацетилена;

 концентрирование ацетилена и регенерация растворителя (в зависимости от используемой схемы концентрирования это может быть селективный растворитель, например, N-метилпирролидон, или низкотемпературный растворитель, например, аммиак).
Энергетические и материальные затраты являются основными показателями работы производства ацетилена ОППГ и определяются расходом исходного сырья (кислород, природный газ, растворитель, и т.д.), а также энергетических составляющих затрат (расхода электроэнергии, воды, пара). Таким образом, производство ацетилена ОППГ является сложной химико-технологической системой с большим числом единиц оборудования, систем управления, параметров состояния, управляющих воздействий, случайных возмущений.

Спецификой производства ацетилена ОППГ является влияние функционирования отделения пиролиза на режимы работы следующего отделения – отделения концентрирования.

Отделению пиролиза и отделению концентрирования требуются управляющие воздействия, которые влияют на технико-экономические показатели отделений, в связи возникает необходимость проведения расчетов основных технологических аппаратов этих отделений. Математические модели основных аппаратов отделения пиролиза представлены далее.

Существенное влияние на концентрацию ацетилена в газе пиролиза на выходе из реактора оказывают температура и соотношение расходов исходного сырья перед реактором, а также расход воды на закалку газа пиролиза. Таким образом, возникают задачи корректировки расхода природного газа и кислорода на реакцию, природного газа на их предварительный подогрев, воды на охлаждение газа пиролиза в зоне «закалки» реактора и далее – в скруббер и электрофильтре. Корректировка расхода исходного сырья и природного газа на его подогрев требует расчета режимов работы реактора окислительного пиролиза, так как в реакторе происходит синтез требуемого продукта реакции – ацетилена, сопровождающийся получением сажи, что приводит к загрязнению окружающей среды.

Отделение пиролиза включает в себя следующие операции:

- подогрев исходного сырья;
- процесс окислительного пиролиза;
- охлаждение газа пиролиза;

37

#### очистка газа пиролиза от сажи.

**Подогрев исходного сырья.** Исходным сырьем для окислительного пиролиза являются природный газ, предварительно очищенный, понижающих температуру самовоспламенения МКС, и кислород, которые предварительно подогреваются до температуры 650-700°С в совмещенном змеевиковом подогревателе. Подогреватель представляет собой цилиндрический аппарат, футерованный огнеупорными материалами. Подогрев кислорода производится в радиационной (нижней) зоне подогревателя, а подогрев природного газа – в конвективной и радиационной. Температура в конвективной и радиационной зонах составляет 400°С и 700°С соответственно. Подогрев исходного сырья с целью повышения выхода ацетилена осуществляется метановыми горелками, расход природного газа на которые производится собственной системой управления. Дымовые газы выбрасываются в атмосферу через трубу высотой 25 м.

Процесс окислительного пиролиза. После подогревателя метан и кислород поступают в реактор пиролиза, в состав которого входят смеситель, блок горелок, зона реакции и зона «закалки» газа пиролиза. В зоне смешения происходит физическое перемешивание струй предварительно подогретых природного газа и кислорода с целью получения МКС. После смесителя МКС попадает на распределительную решетку горелочного блока, которая распределяет МКС равномерно перед реакционной камерой, где происходит зажигание смеси. Чтобы МКС не воспламенилась раньше, чем попадёт в реактор, температура распределительной решетки не должна превышать 710°С, в связи с чем она охлаждается водой замкнутого цикла (не связанного с водой на «закалку»). В реакционной камере происходит собственно процесс окислительного пиролиза, в том числе с образованием продуктов побочных реакций, протекающих при температуре образования ацетилена. Температура в зоне реакции достигает 1500-1600°С. Для предотвращения разложения образовавшегося ацетилена на водород и сажу образовавшийся газа пиролиза в зоне «закалки» охлаждается до 100°С. Часть сажи удаляется из реактора водой на «закалку», а сажа, образующаяся в нижней части реактора, выводится из него с помощью отделителя.

**Очистка газа пиролиза.** Из реактора газ пиролиза поступает в скруббер, орошаемый горячей и холодной водой, где происходит очистка от сажи и смол и охлаждение до 80°С. Содержание сажи после скруббера составляет не более 5 г/м<sup>3</sup>. Далее газ пиролиза направляется в электрофильтр для тонкой очистки от сажи и смол, после которого поступает в отделение концентрирования для выделения и концентрирования ацетилена.

Вода, загрязнённая сажей, из реактора и аппаратов сажеочистки, направляется в вакуум-фильтры для выделения сажи, после чего образовавшаяся сажевая пульпа направляется на сжигание в специальные установки, а очищенная вода после охлаждения возвращается в технологический цикл, в частности – в зону «закалки» газа пиролиза.

# 2.2 Математическое описание технологических режимов процесса окислительного пиролиза

#### 2.2.1 Подогрев исходных компонентов для реакции пиролиза

Перед подачей в реактор исходные компоненты для реакции окислительного пиролиза (метан и кислород) предварительно нагреваются до температуры ≈650°С в змеевиковом подогревателе. На рисунке 2.2 приведена общая характеристика потоков подогревателя.

Выходные потоки:  $G_{CH_4}$ ,  $G_{O_2}$  – потоки метана и кислорода, температуры которых определяются значениями расхода природного газа на горелку подо-гревателя,  $G_{200}$ .



Рисунок 2.2 – Общая характеристика технологических потоков подогревателя

Переменные состояния – температуры метана и кислорода на выходе подогревателя:  $T_{CH_4}$ ,  $T_{O_2}$ , К.

Для составления теплового баланса подогревателя, исходя из его геометрических характеристик, целесообразно использование модели теплообменника типа «смешение-вытеснение» [1], где в качестве хладоагента рассматриваются потоки метана и кислорода, предварительно подогреваемые перед подачей в реактор окислительного пиролиза, а в качестве теплоносителя – природный газ на горелку подогревателя. При этом модель идеального вытеснения используется для описания изменения температуры подогреваемых компонентов по длине змеевика (зоны идеального вытеснения), а модель идеального смешения – для теплоносителя.

Уравнения тепловых балансов для хладагента (вода на «закалку») имеют вид:

$$G_{CH_{4}} \cdot c_{pCH_{4}} \cdot \rho_{CH_{4}} \cdot \frac{dT_{CH_{4}}}{dl} = \frac{K_{TCH_{4}} \cdot F_{CH_{4}}}{l_{FCH_{4}}} \left(T_{CH_{4}}^{ex} - T_{CH_{4}}\right)$$

$$G_{O_{2}} \cdot c_{pO_{2}} \cdot \rho_{O_{2}} \cdot \frac{dT_{O_{2}}}{dl} = \frac{K_{TO_{2}} \cdot F_{O_{2}}}{l_{FO_{2}}} \left(T_{O_{2}}^{ex} - T_{O_{2}}\right)$$
(2.1)

при начальных условиях  $T_{CH_4}\Big|_{l=0} = T_{CH_4}^{ex}$ ,  $T_{O_2}\Big|_{l=0} = T_{O_2}^{ex}$ ,

где  $G_{CH_4}$ ,  $G_{O_2}$  – расходы метана и кислорода, поступающие в подогреватель,  $M^3/c$ ;  $c_{pCH_4}$ ,  $c_{pO_2}$  – удельная теплоемкость метана и кислорода при постоянном давлении, Дж/(кг·К);  $T_{CH_4}$ ,  $T_{O_2}$  – температура метана и кислорода на выходе из подогревателя, К;  $T_{CH_4}^{ex}$ ,  $T_{O_2}^{ex}$  – температура метана и кислорода на входе подогревателя, К;  $K_{TCH_4}$ ,  $K_{TO_2}$  – коэффициент теплопередачи метана и кислорода,  $M^2$ ;  $l_{FCH_4}$ ,  $l_{FO_2}$  – поверхность теплопередачи метана и кислорода,  $M^2$ ;  $l_{FCH_4}$ ,  $l_{FO_2}$  – плотность метана и кислорода, кг/ $M^3$ .

Уравнение теплового баланса для теплоносителя (газ пиролиза) имеют вид:

$$G_{zop} \cdot c_{pCH_4} \cdot \rho_{CH_4} \cdot \frac{dT_{\partial z}}{dl} = G_{zop} \cdot r_{CH_4} - G_{CH_4} \cdot c_{pCH_4} \cdot \rho_{CH_4} \cdot \left(T_{CH_4}^{ex} - T_{CH_4}\right) - , \qquad (2.2)$$
$$G_{O_2} \cdot c_{pO_2} \cdot \rho_{O_2} \cdot \left(T_{O_2}^{ex} - T_{O_2}\right)$$

где  $G_{cop}$  – расход природного газа на горелку подогревателя, м<sup>3</sup>/с;  $T_{de}$  – температура дымовых газов, К;  $r_{CH_4}$  – удельная теплота сгорания метана, Дж/м<sup>3</sup>.

## 2.2.2 Перемешивание исходных компонентов для реакции пиролиза

Предварительно подогретые метан и кислород поступают в смеситель реактора, где происходит их струйное перемешивание. На рисунке 2.3 приведена общая характеристика потоков смесителя.



Рисунок 2.3 – Общая характеристика технологических потоков смесителя

Выходной поток:  $G_{\rm cm}$  – поток МКС, температура которой определяется значениями температур  $T_{CH_4}$  и  $T_{O_2}$ .

Переменная состояния – плотность МКС,  $\rho_{cm}$ , кг/ м<sup>3</sup>.

В качестве модели операции перемешивания целесообразно принять модель идеального смешения с учетом отсутствия химического взаимодействия потоков.

Для записанных балансовых соотношениях используются следующие обозначения:  $\rho_{CH_4}$ ,  $\rho_{O_2}$  – плотности метана и кислорода, кг/ м<sup>3</sup>; M – масса МКС в смесителе в момент времени t, кг;  $\Delta M$  – изменение массы МКС в смесителе в момент времени  $\Delta t$ , кг;  $V_{cM}$  – объем смесителя, м<sup>3</sup>.

В момент времени t масса МКС составит

$$M(t) = V_{\rm cm} \cdot \rho_{\rm cm}$$
.

В момент времени  $t+\Delta t$  масса МКС составит

$$M(t + \Delta t) = V_{\rm cM} \cdot \left(\rho_{\rm cM} + \Delta \rho_{\rm cM}\right).$$

Накопление составит  $M(t + \Delta t) - M(t) = V_{\text{см}} \cdot \Delta \rho_{\text{см}}$ .

С учетом зависимости плотности смеси газов от плотности ее составляющих плотность МКС составит  $\rho_{cM} = \rho_{CH_4} \cdot v_{CH_4} + \rho_{O_2} \cdot v_{O_2}$ , где  $v_{CH_4}$ ,  $v_{O_2}$  – объёмное содержание метана и кислорода в смеси соответственно.

С учетом того, что  $G_{cm} = G_{CH_4} + G_{O_2}$ , уравнение материального баланса для смесителя примет вид:

$$V_{\rm cM} \cdot \frac{d\rho_{\rm cM}}{dt} = G_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + G_{O_2} \cdot \rho_{O_2} - G_{\rm cM} \cdot \rho_{\rm cM}$$
(2.3)

#### 2.2.3 Процесс окислительного пиролиза

После смесителя МКС поступает в реактор, где происходит процесс окислительного пиролиза с целью получения ацетилена (рисунок 2.4), где  $G_{\Gamma\Pi}$  – расход газа пиролиза, м<sup>3</sup>/с;  $T_{\Gamma\Pi}$  – температура газа пиролиза, К.



Рисунок 2.4 – Общая характеристика потоков окислительного пиролиза

Переменные состояния: С<sub>i</sub> – концентрации продуктов реакций окислительного пиролиза в газе пиролиза, % (об.) – CH<sub>4</sub>, O<sub>2</sub>, CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, С; Т – температура в зоне реакции, К.

Входные возмущения: Т<sub>см</sub> – температура МКС на входе в реакционную зону, К;  $C_{CH_4}^{\text{вх}}, G_{O_2}^{\text{вх}}$  – концентрации метана и кислорода на входе в реакционную зону соответственно, % (об.).

Случайные возмущения: погодные условия.

Управляющие воздействия:  $G_{cm}$  – расход МКС, м<sup>3</sup>/с.

Выходные параметры: С<sub>i</sub> – концентрации составляющих газа пиролиза, % (об.);  $T_{\Gamma\Pi}$  – температура газа пиролиза на выходе из реакционной зоны, К.

*Материальный баланс* окислительного пиролиза в расчете на 1000 м<sup>3</sup> газа пиролиза представлен в таблице 2.2 [8]:

Химизм процесса:

$$CH_{4} + O_{2} \leftrightarrow CO + H_{2}O + H_{2}$$

$$CH_{4} + 2 \cdot O_{2} \leftrightarrow CO_{2} + 2 \cdot H_{2}O$$

$$2 \cdot CH_{4} \leftrightarrow C_{2}H_{2} + 3 \cdot H_{2}$$

$$C_{2}H_{2} \leftrightarrow 2 \cdot C + H_{2}$$

$$(2.4)$$

.....

Окислительный пиролиз происходит в реакционной камере, конструкция которой соответствует модели реактора идеального смешения [1,3]. В соответствии с этим уравнения материального баланса для реакций примут вид:

для реакции 
$$CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO + H_2O + H_2$$
:

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{ex} - C_{CH_{4}}\right) - \omega_{CH_{4}} \cdot V_{p} \cdot m_{CH_{4}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{O_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{O_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{O_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{O_{2}}^{ex} - C_{O_{2}}\right) - \omega_{O_{2}} \cdot V_{p} \cdot m_{O_{2}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CO}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CO}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{CO}^{ex} - C_{CO}\right) + \omega_{CO} \cdot V_{p} \cdot m_{CO}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}O}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}O}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$

| Приход      | M <sup>3</sup> | Объ- | КГ    | Расход         | M <sup>3</sup> | Объ-  | КГ    |
|-------------|----------------|------|-------|----------------|----------------|-------|-------|
|             |                | емн. |       |                |                | емн.  |       |
|             |                | %    |       |                |                | %     |       |
| Природный   | 557,4          | 62,5 | 445,5 | Газ пиролиза   | 1000           | 72,2  | 612,1 |
| газ         |                |      |       | (сухой)        |                |       |       |
| в том числе |                |      |       | в том числе    |                |       |       |
| метан       | 518            | 92,9 | 370   | ацетилен       | 80             | 8,0   | 92,9  |
| этан        | 21,1           | 3,8  | 28,2  | этилен         | 3              | 0,3   | 2,1   |
| пропан      | 8,3            | 1,5  | 16,25 | водород        | 547,3          | 54,73 | 49,4  |
| бутан       | 5,0            | 0,9  | 12,8  | оксид углерода | 258,4          | 25,84 | 324   |
| другие уг-  | 5,0            | 0,9  | 18,25 | метан          | 50             | 5,0   | 35,8  |
| леводороды  |                |      |       | диоксид угле-  |                |       |       |
|             |                |      |       | рода           | 40             | 4,0   | 78,5  |
| Кислород    | 334,4          | 37,5 | 473,9 | азот           | 16,7           | 1,67  | 20,9  |
| в том числе |                |      |       | кислород 2 (   |                | 0,2   | 2,8   |
| кислород    | 317,7          | 95,0 | 453   | бутадиен +     | 1              | 0,1   | 2,4   |
| азот        | 16,7           | 5,0  | 20,9  | бензол         | 1              | 0,1   | 2,2   |
|             |                |      |       | диацетилен     | 0,5            | 0,05  | 0,9   |
|             |                |      |       | метилацетилен  | 0,1            | 0,01  | 0,2   |
|             |                |      |       | винилацетилен  |                |       |       |
|             |                |      |       |                |                |       |       |
|             |                |      |       | Влага пироге-  | 381            | 27,8  | 307,3 |
|             |                |      |       | нетическая     |                |       |       |
| Всего       | 891.8          | 100  | 919,4 | Всего          | 1381           | 100   | 919,4 |

Таблица 2.2 – Материальный баланс окислительного пиролиза в расчете на 1000 м<sup>3</sup> газа пиролиза

для реакции  $CH_4 + 2 \cdot O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2 \cdot H_2O$ :

$$V_{p} \cdot \rho_{CM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{CM}} \cdot \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = G_{CM} \cdot \rho_{CM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{CM}} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{ex} - C_{CH_{4}}\right) - \omega_{CH_{4}}^{(2)} \cdot V_{p} \cdot m_{CH_{4}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{O_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{O_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{O_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{O_{2}}^{ex} - C_{O_{2}}\right) - \omega_{O_{2}}^{(2)} \cdot V_{p} \cdot m_{O_{2}}$$
(2.6)  

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CO_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CO_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CO_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{CO_{2}}^{ex} - C_{CO_{2}}\right) + \omega_{CO_{2}}^{(2)} \cdot V_{p} \cdot m_{CO_{2}}$$
(2.6)  

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}O}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}O}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O}^{(2)} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$
(2.6)

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{ex} - C_{CH_{4}}\right) - \omega_{CH_{4}}^{(3)} \cdot V_{p} \cdot m_{CH_{4}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{C_{2}H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{C_{2}H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{C_{2}H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{C_{2}H_{2}}^{ex} - C_{C_{2}H_{2}}\right) + \omega_{C_{2}H_{2}}^{(3)} \cdot V_{p} \cdot m_{C_{2}H_{2}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}}^{ex} - C_{H_{2}}\right) + \omega_{H_{2}}^{(3)} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}}$$

$$- \qquad \text{Для реакции} \quad C_{2}H_{2} \leftrightarrow 2 \cdot C + H_{2}:$$

$$(2.7)$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{C_{2}H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{C_{2}H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{C_{2}H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{C_{2}H_{2}}^{ex} - C_{C_{2}H_{2}}\right) - \omega_{C_{2}H_{2}}^{(4)} \cdot V_{p} \cdot m_{C_{2}H_{2}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{C}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{C}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{C}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{C}^{ex} - C_{C}\right) - \omega_{C}^{(4)} \cdot V_{p} \cdot m_{C}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}}^{ex} - C_{H_{2}}\right) + \omega_{H_{2}}^{(4)} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}}$$
(2.8)

где  $C_i^{ex}$  – содержание компонентов, входящих в состав газа пиролиза, на входе в зону реакции, %(об.);  $\omega_i^{(k)}$  – скорость *k*-й химической реакции по компоненту *i*, моль/(м<sup>3</sup>·c);  $\rho_i$  – кг/м<sup>3</sup>;  $V_p$  – объем реакционной зоны, м<sup>3</sup>;  $m_i$  –молекулярный вес компонента *i*, кг/моль.

*Тепловой баланс* окислительного пиролиза в расчете на 1 м<sup>3</sup> исходного метана представлен в таблице 2.3 [8].

Уравнение теплового баланса определяется из соотношения:

$$V_{p} \cdot c \cdot \frac{dT}{dt} = Q_{1} + Q_{2} - Q_{3} - Q_{4} - Q_{5}$$
(2.9)

где  $Q_1$  – теплота, вносимое с подогретой исходной МКС, Дж;  $Q_2$  – теплота неполного сгорания метана, Дж;  $Q_3$  – теплота, необходимая для процесса пиролиза, Дж;  $Q_4$  – теплота, уносимая газом пиролиза, Дж;  $Q_5$  – потери теплоты, Дж [8, 18].

С учетом того, что  $Q_1 - Q_4 = (T^{6blx} - T^{6x}) \cdot c \cdot \rho$ ,  $Q_2 + Q_5$  не превышают10 % от общего количества теплоты [8], материальный баланс может быть записан в следующем виде:

$$c \cdot \rho \cdot V_p \cdot \frac{dT^{\text{\tiny Gbix}}}{dt} = k \cdot G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + \left(T^{\text{\tiny Gbix}} - T^{\text{\tiny Gx}}\right) \cdot c \cdot \rho \cdot G - Q_3 - Q_5, \qquad (2.10)$$

| Приход   | ккал                      | %                  | Расход  | ккал               | %                   |
|--|---------------------------|--------------------|---|--------------------|---------------------|
| Тепло, вносимое с подо-<br>гретой исходной смесью<br>Тепло, выделяющееся<br>при образовании продук-<br>тов сгорания метана<br>окиси углерода и водо-<br>рода<br>двуокиси углерода<br>водяных паров | 340<br>134<br>216<br>1510 | 6,1<br>9,8<br>68,7 | Тепло, затрачиваемое на<br>образование ацетилена и<br>других продуктов пиро-<br>лиза<br>Тепло, уносимое с реак-<br>ционными газами<br>Потери тепла, в окружа-<br>ющую среду | 900<br>1100<br>200 | 40,9<br>50,0<br>9,1 |
| Всего  | 2200                      | 100                | Всего   | 2200               | 100                 |

Таблица 2.3 – Тепловой баланс окислительного пиролиза в расчете на 1 м<sup>3</sup> исходного метана

где *с* – теплоемкость газа пиролиза, Дж/(кг·К);  $\rho$  – плотность газа пиролиза, кг/м<sup>3</sup>;  $G_{CH_4}$  – расход метана, кг/с;  $r_{CH_4}$  – удельная теплота сгорания метана, Дж/м<sup>3</sup>;  $T^{ex}$ ,  $T^{ebix}$  – температура газа пиролиза на входе и выходе реакционной зоны, К;  $Q_3 = qze^{-E/RT^{ebix}}$ ; q – теплота реакции  $C_2H_2 \leftrightarrow 2 \cdot C + H_2$  ( $\Delta$ H=-44 Дж/моль); z – содержание ацетилена (%(об.)).

## 2.2.4 «Закалка» продуктов реакции окислительного пиролиза

Поскольку при температуре реакции ацетилен является неустойчивым соединением, газ пиролиза, имеющий температуру около 1500°С, в зоне «за-калки» быстро охлаждается водой из ряда форсунок до 100°С.

Характеристики потоков зоны «закалки» представлены на рисунке 2.5 где  $G_{B3}$  и  $G_{\Gamma\Pi}$  – расходы воды на «закалку» и газа пиролиза на выходе из реактора соответственно, м<sup>3</sup>/с;  $T_{\Gamma\Pi}$  и  $G_{\Gamma\Pi}^{Gbax}$  – температура газа пиролиза на входе и выходе из зоны «закалки», К.

Входные возмущения:  $T_{\Gamma\Pi}$  – температура газа пиролиза на входе в зону «закалки», К;  $G_{\Gamma\Pi}$  – расход газа пиролиза на «закалку», м<sup>3</sup>/с.

Управляющие воздействия:  $G_{B3}$  – расход воды на «закалку», м<sup>3</sup>/с.

Случайные возмущения: погодные условия.

Выходной параметр: Т - температура газа пиролиза на выходе из реак-

тора, К.



Рисунок 2.5 – Характеристика технологических потоков зоны «закалки»

Для создания математического описания зоны «закалки» составлены уравнения теплового баланса в виде:

$$\rho_{\Gamma\Pi} \cdot c_{\Gamma\Pi} \cdot V_3 \cdot \frac{dT_{\Gamma\Pi}}{dt} = G_{\Gamma\Pi} \cdot c_{\Gamma\Pi} \cdot \rho_{\Gamma\Pi} \cdot (T_{\Gamma\Pi}^{BX} - T_{\Gamma\Pi})$$
 (2.11)  
 $\rho_{B3} \cdot c_{B3} \cdot V_3 \cdot \frac{dT_{B3}}{dt} = G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot (1 - \varphi) \cdot (T_{B3}^{BX} - T_{B3}^{KH\Pi}) + G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot \varphi \cdot r_B$   
где *G* – расход, м<sup>3</sup>/с;  $\rho$  – плотность, кг/ м<sup>3</sup>; *m<sub>i</sub>* – молекулярный вес компонента *i*, кг/моль;  $\omega_i^{(k)}$  – скорость *k*-й химической реакции по компоненту *i*, моль/(м<sup>3</sup>·c);  
 $V_p, V_3$  – объём зоны реакции и зоны «закалки», м<sup>3</sup>; *k* – константа скорости химической реакции, с<sup>-1</sup>; *c* – теплоемкость, Дж/(кг·K); *r<sub>CH4</sub>* – удельная теплота сгорания метана, Дж/м<sup>3</sup>; *T*<sup>вых</sup> – температура газа пиролиза на входе и выходе реакционной зоны, К; *Q*<sub>3</sub> – количество теплоты, расходуемое на пиролиз, Дж; *Q*<sub>5</sub> – потери тепла, Дж;  $\varphi$  – часть расхода воды, идущая на образование пара; *r*<sub>8</sub> – удельная теплота парообразования воды, Дж/кг; *T*<sup>BX</sup><sub>ГП</sub> – температура газа пиролиза на входе и зектора соответственно, К; *T*<sub>B3</sub>, *T*<sub>B3</sub> – температура воды на «закалки» и выходе в реактор и выходе из реактора, соответственно, К; см – МКС, ГП – газ пиролиза; ВЗ – вода на «закалку».

#### 2.3 Характеристика кинетических свойств процесса окислительного

#### пиролиза

В соответствии с законом действующих масс скорость химической реакции пропорциональна концентрации реагирующих веществ. В соответствии с законом Аррениуса константа скорости химической реакции k может быть представлена в виде:  $k = k_0 \cdot e^{-\frac{E}{RT}}$  [c<sup>-1</sup>], где  $k_0$  – множитель, зависящий от количества столкновений молекул; E – энергия активации; R – универсальная газовая постоянная; T – абсолютная температура.

Если представить процесс получения ацетилена состоящим из трех этапов: окисление+ метана, образование ацетилена и разложение ацетилена [8]:

$$CH_{4} + O_{2} \xleftarrow{k_{1}}{\leftarrow k_{2}} CO + H_{2}O + H_{2}$$

$$CH_{4} + 2 \cdot O_{2} \xleftarrow{k_{3}}{\leftarrow k_{4}} CO_{2} + 2 \cdot H_{2}O$$

$$2 \cdot CH_{4} \xleftarrow{k_{5}}{\leftarrow k_{6}} C_{2}H_{2} + 3 \cdot H_{2}$$

$$C_{2}H_{2} \xleftarrow{k_{7}}{\leftarrow k_{6}} 2 \cdot C + H_{2}$$

$$(2.12)$$

где  $k_i$  – константы скоростей соответствующих химических реакций, то согласно закону действующих масс скорости реакций могут быть записаны как:

$$\begin{split} \omega_{1} &= k1 \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}} \\ \omega_{2} &= k2 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_{2}O} \cdot C_{H_{2}} \\ \omega_{3} &= k3 \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}}^{2} \\ \omega_{4} &= k4 \cdot C_{CO_{2}} \cdot C_{H_{2}O}^{2} \\ \omega_{5} &= k5 \cdot C_{CH_{4}}^{2} \\ \omega_{6} &= k6 \cdot C_{C_{2}H_{2}} \cdot C_{H_{2}}^{3} \\ \omega_{7} &= k7 \cdot C_{C_{2}H_{2}} \\ \omega_{8} &= k8 \cdot C_{C}^{2} \cdot C_{H_{2}} \\ \end{split}$$
(2.13)

Далее следует составить дифференциальные уравнения для каждого из компонентов химических реакций.

Так для CH<sub>4</sub> дифференциальное уравнение может быть получено следующим образом:

$$\frac{dC_{CH_4}}{dt} = -3 \cdot \omega_1 + 3 \cdot \omega_2 - 3 \cdot \omega_3 + 2 \cdot \omega_4 - 4 \cdot \omega_5 + 4 \cdot \omega_6 = -3 \cdot k 1 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2} + + 3 \cdot k 2 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_2O} \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k 3 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2}^2 + 2 \cdot k 4 \cdot C_{CO_2} \cdot C_{H_2O}^2 - 4 \cdot k 5 \cdot C_{CH_4}^2$$
(2.14)  
+ 2 \cdot k 6 \cdot C\_{C\_2H\_2}

Аналогичным образом можно получить дифференциальные уравнения для остальных компонентов:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = -3 \cdot k1 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2} + 3 \cdot k2 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_2O} \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k3 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2}^2 + 2 \cdot k4 \cdot C_{CO_2} \cdot C_{H_2O}^2$$

$$\frac{dC_{CO}}{dt} = 2 \cdot k1 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2} - 2 \cdot k2 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_2O} \cdot C_{H_2}$$

$$\frac{dC_{H_2O}}{dt} = 2 \cdot k1 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2} - 2 \cdot k2 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_2O} \cdot C_{H_2} + 3 \cdot k3 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2}^2 - 4 \cdot k4 \cdot C_{CO_2} \cdot C_{H_2O}^2$$

$$\frac{dC_{H_2}}{dt} = 2 \cdot k1 \cdot C_{CH_4} \cdot C_{O_2} - 2 \cdot k2 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_2O} \cdot C_{H_2} + 3 \cdot k5 \cdot C_{CH_4}^2 - 2 \cdot k6 \cdot C_{C_2H_2} \cdot C_{H_2O}^3 + k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2O} - 2 \cdot k2 \cdot C_{CO} \cdot C_{H_2O} \cdot C_{H_2} + 3 \cdot k5 \cdot C_{CH_4}^2 - 2 \cdot k6 \cdot C_{C_2H_2} \cdot C_{H_2}^3 + k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2O} - 2 \cdot k8 \cdot C_{C_2H_2}^2 + 2 \cdot k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 2 \cdot k6 \cdot C_{C_2H_2} - 2 \cdot k6 \cdot C_{C_2H_2} \cdot C_{H_2}^3 - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} + 2 \cdot k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 2 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} + 2 \cdot k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} + 2 \cdot k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 3 \cdot k7 \cdot C_{C_2H_2} - k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_2} - 4 \cdot k8 \cdot C_{C}^2 \cdot C_{H_$$

Поскольку сумма концентраций в замкнутой системе равна 1:

$$C_{\text{CH}_4} + C_{\text{O}_2} + C_{\text{CO}} + C_{\text{H}_2\text{O}} + C_{\text{H}_2} + C_{\text{CO}_2} + C_{\text{C}_2\text{H}_2} + C_{\text{C}} = 1,$$

взяв производную по времени, имеем:

$$\frac{dC_{CH_4}}{dt} + \frac{dC_{O_2}}{dt} + \frac{dC_{CO}}{dt} + \frac{dC_{H_2O}}{dt} + \frac{dC_{H_2}}{dt} + \frac{dC_{H_2}}{dt} + \frac{dC_{CO_2}}{dt} + \frac{dC_{C_2H_2}}{dt} + \frac{dC_{C}}{dt} = 0$$

Если сложить дифференциальные уравнения для всех компонентов, участвующих в рассматриваемых реакциях, получим:

| <i>k</i> 1: | -3 - 3 + 2 + 2 + 2 = 0 | <i>k</i> 5: | -4+3+1=0      |
|-------------|------------------------|-------------|---------------|
| k2:         | 3 + 3 - 2 - 2 - 2 = 0  | <i>k</i> 6: | 4 - 2 - 2 = 0 |
| k3:         | -3 - 3 + 3 + 3 = 0     | k7:         | 1 - 3 + 2 = 0 |
| <i>k</i> 4: | 2 + 4 - 4 - 2 = 0      | <i>k</i> 8: | -1+2-1=0      |

Следовательно, система дифференциальных уравнений составлена верно.

## 2.4 Моделирование процесса окислительного пиролиза

Для моделирования процесса окислительного пиролиза средствами системы Simulink пакета Matlab составлены его общая схема (рисунок 2.6).



Рисунок 2.6 – Общая модель реактора окислительного пиролиза

Схемы материальных балансов для каждой из реакций, а также схемы тепловых балансов для зоны реакции и зоны «закалки» приведены в Приложе-

50

нии А, соответствующие им графики переходных процессов представлены на рисунках 2.7 и 2.8.



Рисунок 2.7 – Графики зависимости изменения содержания основных компонентов окислительного пиролиза в газе пиролиза, %(об.): a) CH<sub>4</sub>; б) O<sub>2</sub>; в) C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>; г) H<sub>2</sub>O; д) H<sub>2</sub>; е) CO<sub>2</sub>; ж) CO; з) C (сажа) от времени t, c.



Рисунок 2.8 – Графики изменения температуры: а) в зоне реакции; б) в зоне «закалки» от времени t, c.

#### 2.5 Проверка адекватности имитационной модели

Адекватность предлагаемой математической модели проверялась с использованием экспериментальных данных, полученных на действующем производстве цеха ацетилена ОАО «Новомосковская акционерная компания «АЗОТ». Сравнивались динамические режимы работы отделения пиролиза и данные, полученные с помощью разработанной модели.

Для проверки адекватности полученной математической модели при различных режимах протекания процесса окислительного пиролиза использовался критерий Фишера.

В случае если расчётное значение критерия Фишера  $F_{pacu}$  меньше его табличного значения  $F_p$  при заданном уровне значимости p и степенях свободы n и m, математическая модель адекватна экспериментальным данным:

$$F_{\rm pac4} = \frac{R_{\rm экс}^2}{R_{\rm cp}^2}$$

где  $R_{cp}^2$  – дисперсия относительно среднего значения, определяемая с помощью полученной математической модели,  $R_{_{3KC}}^2$  – дисперсия, определяемая на основании экспериментальных данных.

В результате проведенных расчётов получены следующие значения критерия Фишера при n=20, k=5:

$$R_{cp} = 0.116$$
  $R_{_{3\kappa c}} = 0.127$   
 $F_{pacu} = 1.089$   $F_{p} = 2.234$ 

Поскольку  $F_{pacy} < F_p$ , полученная математическая модель адекватна экспериментальным данным.

#### Заключение

Во второй главе представлена краткая характеристика ХТП реактора ОППГ, рассмотрены вопросы построения математических моделей этапов технологического процесса получения ацетилена. Подробным образом рассмотрены входные и выходные характеристики процессов смешения исходных компонентов, процесса окислительного пиролиза, а также «закалки» газа пиролиза. Приведены основные уравнения материальных и тепловых балансов для рассматриваемых технологических процессов. Составлена адекватная математическая модель с использованием системы Simulink пакета Matlab.

# 3 Оценка состояний процесса окислительного пиролиза для целей управления безопасностью

# 3.1 Определение области и центра технологической безопасности с использованием метода нелинейного программирования

#### 3.1.1 Определение области безопасности процесса

При диагностике состояний современных химических производств особенно важным является своевременное обнаружение ситуаций, развитие которых способно привести к нештатным и аварийным ситуациям. Для как можно более раннего определения возможности неблагоприятного протекания технологических процессов с точки зрения обеспечения их технологической безопасности необходима разработка методики соответствующей количественной оценки.

В первую очередь следует выявить область центра технологической безопасности, в которой функционирование технологического процесса происходит наиболее безопасно [148]. При описании протекания XTП в виде последовательности смены состояний в течение некоторого промежутка времени  $(t_o, t_k)$ каждый момент времени функционирования t из рассматриваемого промежутка можно охарактеризовать, набором параметров, определяющих этот процесс. Номинальные режимы протекающего процесса задаются областью, определяемой следующим набором технологических  $\{T_i, i=1...I\}$  и конструктивных  $\{K_j, j=1...J\}$  параметров, а также параметров управления  $\{U_l, l=1...L\}$ :  $Y = \{T_i, K_j, U_l\}$ . Выход технологического процесса за ограничения  $\overline{\phi}(\overline{T}, \overline{K}, \overline{U}) \leq 0$ , накладываемые на условия его протекания, приводят к внештатной ситуации. Ограничения  $\overline{\phi}$  в зависимости от параметров  $\{T_i, K_j, U_l\}$  определяют n-мерную область, в которой процесса работоспособен, из множества всех возможных его состояний процесса (рисунок 3.1).

При использовании метода разделения состояний для определения области безопасности непрерывных технологических процессов может быть получена система линейных ограничений вида [119]:



Рисунок 3.1 – Область, в которой процесс работоспособен

$$S_p \subseteq S(X_{iq}^{<}, z) < 0, (i = 1, ..., I)$$
 (3.1)

$$\begin{pmatrix} X_{iq}^{\ <}, z \end{pmatrix} < 0, \ (i = 1,...,I)$$
  
 $\begin{pmatrix} X_{iq}^{\ >}, z \end{pmatrix} > 0, \ (i = 1,...,I)$  (3.2)

которая принимает вид:

$$\left(X_{iq}^{<}(k), z(k)\right) < \Delta x(k+1), (i=1,...,I)$$
(3.3)

$$\left(X_{iq}^{>}(k), z(k)\right) > \Delta x(k+1), (i=1,...,I)$$
(3.4)

при квазидинамических режимах. Если ограничения являются линейными, то для определения центра безопасности следует получить максимальное значение суммы квадратов расстояний от точки, соответствующей центру безопасности, до границ области безопасности:

$$\sum_{i=1}^{I} d_i(\bar{z})^2 \to \max$$
(3.5)

при наличии соответствующих ограничений (3.1, 3.2 или 3.3, 3.4).

При имеющихся ограничениях для  $x_{ik}^{(\min)} < x_i < x_{ik}^{(\max)}$ ,  $(i=1, 2, ..., I; k=1, 2, ..., K_i)$  нужно найти максимальные и минимальные значения коэффициентов матрицы A  $(a_{ij}^{(\min)}$  и  $a_{ij}^{(\max)}$  (i=1,...,I; j=1,...,I)) и свободных членов b  $(b_i^{(\min)}$  и  $b_i^{(\max)}$  (i=1,...,I)) при соблюдении ограничений (3.1, 3.2).

Для определения требуемых минимальных значений с использованием имеющихся значений коэффициентов нужно задать значения матрицы  $A^{(min)}$ , после чего каждый коэффициент последовательно уменьшается на величину шага dA, при этом целесообразно использовать для каждого из коэффициентов собственное значение шага. После каждого этапа расчётов необходимо убедиться в том, что решение (3.1) находится в пределах необходимого диапазона значений и уменьшить шаг dA в два раза. При выходе найденного решения за пределы допустимых значений искомому коэффициенту присвоить уже имевшееся значение и увеличить шаг в два раза. Далее полученное значение шага вносится в матрицы  $A^{(min)}$  делается вывод о наличии элементов, для которых пределы не были достигнуты, и для них расчёт нужно повторять до достижения соответствующих им пределов.

Далее проверяется нахождение решения Ax + b = 0, найденное на очередном шаге расчётов, в промежутке (3.2). Производится генерация значительного количества значений коэффициентов матрицы A и вектора b внутри рассматриваемого промежутка. Если при этом всегда выполняются ограничения (3.3) и (3.4), проверка считается завершенной успешно. Значения матрицы  $A^{(max)}$  определяются аналогично.

Если записать отклонение точки ( $x_1$ ,  $y_1$ ,  $z_1$ ) от плоскости  $x \cos \alpha + y \cos \beta + z \cos \gamma + \rho = 0$  в нормированном виде, то согласно сведениям из аналитической геометрии, получим уравнение вида:

$$d = x_1 \cos \alpha + y_1 \cos \beta + z_1 \cos \gamma - \rho \tag{3.6}$$

При этом координаты точки определяются коэффициентами матрицы *A* и свободными членами *b*. Постоянные коэффициенты определяются заранее заданными наибольшим и наименьшим значениями переменных состояния.

В (3.1, 3.2) ( $X_{iq}^{<}$ , z) < 0, (i = 1,...,I) и ( $X_{iq}^{>}$ , z) > 0, (i = 1,...,I) массивы  $X_{iq}^{<}$  определяются минимальными и максимальными значениями переменных состояния, z –коэффициентами матрицы A.

Порядок формирования целевой:

– приведение уравнений ограничений к нормальному виду;

- нахождение отклонения точки *d<sub>i</sub>* от соответствующей ей *i*-ой границы;

 в целевой функции суммируются квадраты расстояний точек от соответствующих им границ.

Далее решается задача нелинейного программирования для (3.5) при соблюдении ограничений:

$$(X_{iq}^{<}, z) < 0, (i = 1, ..., I),$$
 (3.1')

$$(X_{iq}^{>}, z) > 0, (i = 1,...,I)$$
 (3.2')

И

$$\mathbf{z}_{\min} < \mathbf{z} < \mathbf{z}_{\max}.\tag{3.6}$$

Если границы области безопасности имеют не равноценны, то полученное решение следует вести значения весов для каждого из  $d_i(z)^2$ .

#### 3.1.2 Определение индекса безопасности процесса

В точке центра безопасности протекание технологического процесса наиболее безопасно. Индекс безопасности определяется как расстояние от текущей рабочей точки процесса  $s^*$  до точки, соответствующей центру безопасности  $s_0$ . Индекс безопасности характеризует степень безопасности конкретного состояния ХТП (рисунок 3.2, таблица 3.1) [148]. Выявление центра технологической безопасности позволяет качественно и количественно оценить безопасное состояние технологии построением ситуационная таблица, которая ставит в соответствие возможной сложившейся ситуации на производстве соответствующий набор управляющих воздействий.

Размер таблицы зависит от того, с какой детализацией рассматриваются входящие в неё наборы значений параметров. При необходимости можно уменьшить размер таблицы с учётом мнения экспертов, выделив необходимые типовые ситуации.



Рисунок 3.2 – Иллюстрация индекса безопасности

Таблица 3.1 – Обозначения и формулы, определяющие индекс безопасности

| Формулы и обо-                                   | Описание  |  |  |  |  |
|--|---|--|--|--|--|
| значения   |   |  |  |  |  |
| S  | множество состояний объекта управления.                               |  |  |  |  |
| $S_p$  | множество состояний агента.   |  |  |  |  |
| $\phi_i, i = 1,, n$                              | границы области состояния агента (вырезает на S                       |  |  |  |  |
|  | множество $S_p$ ).  |  |  |  |  |
| S  | точка процесса, соответствующая области оценки                        |  |  |  |  |
| $\mathcal{S}_{0}$                                | центра безопасности.  |  |  |  |  |
| <i>s</i> *                                       | текущая точка области состояний процесса.                             |  |  |  |  |
| 1 (*   | величина отклонения точки $s^*$ до границы области $_i$               |  |  |  |  |
| $l_i = min (s, \varphi_i)$                       | возможных представлений наилучшего состояния                          |  |  |  |  |
|  | агента.   |  |  |  |  |
| <b>A</b> * • • • • • • • • • • • • • • • • • • • | величина отклонения точки <i>s</i> <sup>*</sup> до центра представле- |  |  |  |  |
| $\Delta_i = \min  \phi(s^*,  s_0)  \phi_i$       | ния наилучшего состояния агента S <sub>o</sub> относительно           |  |  |  |  |
|  | границ.   |  |  |  |  |
| $S = min \circ (a - a)$                          | расстояние от центра субъективного идеала S <sub>o</sub> до гра-      |  |  |  |  |
| $o_i = min \rho(s_0, \varphi_i)$                 | ниц области возможных состояний $\phi_i$ , $i = 1,, n$ .              |  |  |  |  |
|  | степень удаленности данного состояния <i>s</i> <sup>*</sup> относи-   |  |  |  |  |
| $O_i = a_i - l_i$                                | тельно границ $\phi_i, i = 1,, n.$                                    |  |  |  |  |
|  | степень удаленности для данного состояния s <sup>*</sup> отно-        |  |  |  |  |
| $D_i = 0_i - O_i$                                | сительно границ $\phi_i, i = 1,, n$ .                                 |  |  |  |  |
|  |   |  |  |  |  |

58

Для реализации нечеткого вывода вводятся лингвистические переменные по каждому параметру технологического процесса  $\langle \beta_i, E_i, D_i \rangle$ , где  $\beta_i$  – название лингвистической переменной;  $E_i = \{E^1_i, E^2_i, \dots, E^{Mi}_i\}$  – терм-множество лингвистической переменной  $\beta_i$ ;  $M_i$  – номер терма функции принадлежности (по смыслу *k* и  $M_i$  совпадают);  $D_i$  – базовое множество лингвистической переменной  $\beta_i$ . Каждому элементу терм-множества  $E_i$  в соответствие ставится собственная функция принадлежности (рисунок 3.3).



Для оценки равенства двух нечётких ситуаций используются степень нечеткого включения и степень нечеткого равенства.

Если нечеткое множество  $\tilde{S} = \{<\mu_S(T_i)/T_i>\}, T_i \in T_p,$ в котором  $\mu_S(T_i) = \{<\mu_{\mu_S(T_i)}(E_i^j)/E_i^j>\}, j = 1...M_i; i = 1...T_p,$  где  $T_p = \{T_1, T_2, ..., T_p\}$  – множество параметров, значения которых описывают состояние процесса, то степень включения ситуации  $\tilde{s}_i$  в ситуацию  $\tilde{s}_j$  составит:

$$\nu(\tilde{s}_i, \tilde{s}_j) = \underset{T}{\&} \nu(\mu_{S_i}(T), \mu_{S_j}(T))$$

где  $\nu(\mu_{S_i(T)}, \mu_{S_j(T)}) = \&(\mu_{\mu_{S_i(T)}}(E_k) \to \mu_{\mu_{S_j(T)}}(E_k)),$ 

$$\mu_{\mu_{s_i(T)}}(E_k) \to \mu_{\mu_{s_j(T)}}(E_k) = \max\{1 - \mu_{\mu_{s_i(T)}}(E_k), \mu_{\mu_{s_j(T)}}(E_k)\}$$

При этом степень нечеткого равенства

$$In(\tilde{s}^{*})_{\tilde{s}_{0}} = \nu(\tilde{s}^{*}, \tilde{s}_{0}) \& \nu(\tilde{s}_{0}, \tilde{s}^{*})$$
(3.7)

будет соответствовать индексу безопасности ХТП.

### 3.1.3 Определение области и центра безопасности

Для определения области и центра безопасности на практике применяются модели состояний в виде обыкновенных дифференциальных уравнений или дифференциальных уравнений в частных производных [148]. Для этого:

 – формируется математическая модель в виде уравнений состояний и соответствующая им система ограничений (3.1-3.4);

 – определяется центр технологической безопасности решением задачи нелинейного программирования;

 определение степени нечеткого включения и нечеткого равенства состояний по требуемым параметрам с помощью функций принадлежности;

 – определяется индекс безопасности для текущей ситуации, определяемой значениями технологических параметров.

# 3.2 Основные соотношения ситуационной модели управления на основе метода разделения состояний для процесса окислительного пиролиза

Диагностика состояний ХТП с использованием дискретных математических моделей при обеспечении условий технологической безопасности должна проводиться с учётом возможных состояний технологического процесса и сведений о состоянии его внешней среды [119,154]. В [145-147, 154] обосновано применение метода разделения состояний непрерывных ХТП с использованием дискретных моделей для линейных и линеаризованных объектов. Дискретные модели позволяют определять область, в которой процесс будет находиться через некоторое время.

Построение дискретной модели подогревателя исходных компонентов и реактора окислительного пиролиза производится с использованием уравнений материальных и тепловых балансов, приведенных в п.2.2.

**Подогреватель природного газа и кислорода.** Уравнения теплового баланса для подогревателя имеют вид:

$$G_{zop} \cdot c_{pCH_4} \cdot \rho_{CH_4} \cdot \frac{dT_{\partial z}}{dl} = G_{zop} \cdot r_{CH_4} - G_{CH_4} \cdot c_{pCH_4} \cdot \rho_{CH_4} \cdot \left(T_{CH_4}^{ex} - T_{CH_4}\right) - G_{O_2} \cdot c_{pO_2} \cdot \rho_{O_2} \cdot \left(T_{O_2}^{ex} - T_{O_2}\right)$$
(3.8)

**Реактор. Операция перемешивания.** Уравнение материального баланса для смесителя имеет вид:

$$V_{_{CM}} \cdot \frac{d\rho_{_{CM}}}{dt} = G_{_{CH_4}} \cdot \rho_{_{CH_4}} + G_{_{O_2}} \cdot \rho_{_{O_2}} - G_{_{CM}} \cdot \rho_{_{CM}}$$
(3.9)

Обозначим  $b = G_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + G_{O_2} \cdot \rho_{O_2}$  и  $a = G_{CM}$ 

Ограничения технологического процесса имеют вид:

$$\rho_{cm}^{\min} < \rho_{cm} < \rho_{cm}^{\max}$$
(3.10)

Если умножить полученное двойное неравенство на  $-a = -G_{c_M}$ , получим:

$$-G_{CM} \cdot \rho_{CM}^{\min} > -G_{CM} \cdot \rho_{CM} > -G_{CM} \cdot \rho_{CM}^{\max}$$
(3.13)

Если прибавить к полученному соотношению  $b = G_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + G_{O_2} \cdot \rho_{O_2}$ , получим:

$$G_{CH_{4}} \cdot \rho_{CH_{4}} + G_{O_{2}} \cdot \rho_{O_{2}} - G_{CM} \cdot \rho_{CM}^{\min} > G_{CH_{4}} \cdot \rho_{CH_{4}} + G_{O_{2}} \cdot \rho_{O_{2}} - G_{CM} \cdot \rho_{CM} > G_{CH_{4}} \cdot \rho_{CH_{4}} + G_{O_{2}} \cdot \rho_{O_{2}} - G_{CM} \cdot \rho_{CM} > (3.12)$$

Поскольку в статическом режиме  $-a \cdot x + b = 0$ , основные ограничения дискретной модели смесителя можно записать в следующем виде:

$$G_{CH_{4}} \cdot \rho_{CH_{4}} + G_{O_{2}} \cdot \rho_{O_{2}} - G_{CM} \cdot \rho_{CM}^{\min} > 0$$

$$G_{CH_{4}} \cdot \rho_{CH_{4}} + G_{O_{2}} \cdot \rho_{O_{2}} - G_{CM} \cdot \rho_{CM}^{\max} < 0$$
(3.13)

#### Реактор. Процесс окислительного пиролиза.

Если считать процесс получения ацетилена окислительным пиролизом природного газа состоящим из трех этапов: горение метана, образование ацетилена и разложение ацетилена в виде последовательности химических реакций вида:

$$CH_{4} + O_{2} \rightarrow CO + H_{2}O + H_{2}$$

$$CH_{4} + 2 \cdot O_{2} \rightarrow CO_{2} + 2 \cdot H_{2}O$$

$$2 \cdot CH_{4} \rightarrow C_{2}H_{2} + 3 \cdot H_{2}$$

$$C_{2}H_{2} \rightarrow 2 \cdot C + H_{2}$$

$$(3.14)$$

можно составить уравнения материальных балансов для компонентов, участвующих в процессе окислительного пиролиза. Для реакции  $CH_4 + O_2 \rightarrow CO + H_2O + H_2$  система уравнений материальных балансов примет вид:

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{ex} - C_{CH_{4}}\right) - \omega_{CH_{4}}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{CH_{4}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{O_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{O_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{O_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{O_{2}}^{ex} - C_{O_{2}}\right) - \omega_{O_{2}}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{O_{2}}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CO}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CO}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{CO}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{CO}^{ex} - C_{CO}\right) + \omega_{CO}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{CO}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}O}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}O}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}O}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}O}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}O}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$

$$V_{p} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = G_{cM} \cdot \rho_{cM} \cdot \frac{m_{H_{2}}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{H_{2}O}^{ex} - C_{H_{2}O}\right) + \omega_{H_{2}O}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{H_{2}O}$$

Для системы уравнений (3.15) согласно закону действующих масс скорости химических реакций можно записать в виде:

$$\begin{aligned}
\omega_{1} &= k_{1} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}} \\
\omega_{2} &= k_{2} \cdot C_{CO} \cdot C_{H_{2}O} \cdot C_{H_{2}} \\
\omega_{3} &= k_{3} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}}^{2} \\
\omega_{4} &= k_{4} \cdot C_{CO_{2}} \cdot C_{H_{2}O}^{2} \\
\omega_{5} &= k_{5} \cdot C_{CH_{4}}^{2} \\
\omega_{5} &= k_{5} \cdot C_{C_{2}H_{2}}^{2} \cdot C_{H_{2}}^{3} \\
\omega_{6} &= k_{6} \cdot C_{C_{2}H_{2}} \cdot C_{H_{2}}^{3} \\
\omega_{7} &= k_{7} \cdot C_{C_{2}H_{2}} \\
\omega_{8} &= k_{8} \cdot C_{C}^{2} \cdot C_{H_{2}}
\end{aligned}$$
(3.16)

где  $k_1$ ,  $k_3$ ,  $k_5$ ,  $k_7$  – константы скоростей соответствующих прямых, а  $k_2$ ,  $k_4$ ,  $k_6$ ,  $k_8$  – обратных химических реакций.

В этом случае уравнение

$$V_{p} \cdot \rho_{CM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{CM}} \cdot \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = G_{CM} \cdot \rho_{CM} \cdot \frac{m_{CH_{4}}}{m_{CM}} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{6x} - C_{CH_{4}}\right) - \omega_{CH_{4}}^{(1)} \cdot V_{p} \cdot m_{CH_{4}}$$

примет вид:

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{_{CM}}}{m_{_{CM}}} \frac{dC_{_{CH_4}}}{dt} = \frac{G_{_{CM}} \cdot \rho_{_{CM}}}{m_{_{CM}}} \cdot (C_{_{CH_4}}^{_{ex}} - C_{_{CH_4}}) - k_1 \cdot V_p \cdot C_{_{CH_4}} \cdot C_{_{O_2}}$$
(3.17)

При разложении в ряд Тейлора элемента  $k_1 \cdot C_{CH4} \cdot C_{O2}$  получим:

$$k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}} = k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} (C_{CH_{4}} - C_{CH_{4}}^{0}) + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot (C_{O_{2}} - C_{O_{2}}^{0}) = k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{4}} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} = k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p}$$

В таком случае уравнение материального баланса для *CH*<sub>4</sub> можно записать в виде:

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = \frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{ex} - C_{CH_{4}}\right) - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{o_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{4}} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{o_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{o_{1}}^{0} + C_{o_{2}}^{0} = \frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot C_{CH_{4}}^{ex} - \frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot C_{CH_{4}}^{ex} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{o_{2}}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p}^{0} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot V_{p} \cdot V_{p}^{0} +$$

Таким образом,

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = \left(\frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot C_{CH_{4}}^{gx} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{cH_{4}}^{0} \cdot C_{o_{2}}^{0}\right) - \left(\frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{o_{2}}^{0}\right) + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{o_{2}}^{0}\right) + C_{CH_{4}} - k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{cH_{4}}^{0} \cdot C_{o_{2}}$$
(3.20)

ИЛИ

$$\frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = \left(\frac{G_{cM}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{4}}^{6x} + \frac{k_{1} \cdot m_{cM} \cdot C_{cH_{4}}^{0} \cdot C_{o_{2}}^{0}}{\rho_{cM}}\right) - \left(\frac{G_{cM}}{V_{p}} + \frac{k_{1} \cdot m_{cM} \cdot C_{o_{2}}^{0}}{\rho_{cM}}\right) \cdot C_{CH_{4}} - \frac{k_{1} \cdot m_{cM} \cdot C_{cH_{4}}^{0}}{\rho_{cM}} \cdot C_{o_{2}}.$$
(3.21)

Если для компонента СН<sub>4</sub> записать ограничения в виде:

$$C_{CH_4}^{\min} < C_{CH_4} < C_{CH_4}^{\max}$$
 (3.22)

и обозначить:

$$b_{1} = \frac{G_{CM}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{4}}^{ax} + \frac{k_{1} \cdot m_{CM} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0}}{\rho_{CM}}, \ a_{11} = \frac{G_{CM}}{V_{p}} + \frac{k_{1} \cdot m_{CM} \cdot C_{O_{2}}^{0}}{\rho_{CM}}, \ a_{12} = \frac{k_{1} \cdot m_{CM} \cdot C_{CH_{4}}^{0}}{\rho_{CM}},$$

то после умножения (3.16) на ( $-a_{11}$ ) получим:

$$-a_{11} \cdot C_{_{CH_4}}^{\max} \le -a_{11} \cdot C_{_{CH_4}} \le -a_{11} \cdot C_{_{CH_4}}^{\min}$$
(3.23)

Аналогично если для компонента О2 записать ограничения в виде

$$C_{o_2}^{\min} < C_{O_2} < C_{o_2}^{\max}$$
(3.24)

и умножить (3.17) на (*-а*<sub>12</sub>) получим:

$$-a_{12} \cdot C_{o_2}^{\max} \le -a_{12} \cdot C_{o_2} \le -a_{12} \cdot C_{o_2}^{\min}$$
(3.25)

Если сложить (3.17) и (3.19) прибавить к полученному выражению  $b_1$ , получим:

$$b_{1} - a_{11} \cdot C_{CH_{4}}^{\max} - a_{12} \cdot C_{O_{2}}^{\max} \le b_{1} - a_{11} \cdot C_{CH_{4}} - a_{12} \cdot C_{O_{2}} \le b_{1} - a_{11} \cdot C_{CH_{4}}^{\min} - a_{12} \cdot C_{O_{2}}^{\min}$$
(3.26)

Для статического режима работы (3.20) можно записать в виде:

$$b_{1} - a_{11} \cdot C_{CH_{4}}^{\max} - a_{12} \cdot C_{O_{2}}^{\max} \leq 0$$

$$b_{1} - a_{11} \cdot C_{CH_{4}}^{\min} - a_{12} \cdot C_{O_{2}}^{\min} \geq 0$$
(3.27)

Для квазистаческого режима работы система неравенств (3.21) примет вид:

$$b_{1} - a_{11} \cdot C_{CH_{4}}^{\max} - a_{12} \cdot C_{O_{2}}^{\max} \leq \Delta C_{CH_{4}}(k)$$

$$b_{1} - a_{11} \cdot C_{CH_{4}}^{\min} - a_{12} \cdot C_{O_{2}}^{\min} \geq \Delta C_{CH_{4}}(k)$$
(3.28)

Проводя аналогичные преобразования для компонента О2 и обозначив

$$b_{2} = \frac{G_{cM}}{V_{p}} \cdot C_{O_{2}}^{ax} + \frac{k_{1} \cdot m_{cM} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0}}{\rho_{cM}}, a_{21} = -\frac{k_{1} \cdot m_{cM} \cdot C_{O_{2}}^{0}}{\rho_{cM}}, a_{22} = \frac{G_{cM}}{V_{p}} + \frac{k_{1} \cdot m_{cM} \cdot C_{CH_{4}}^{0}}{\rho_{cM}}$$

получим:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = \left(\frac{G_{CM}}{V_p} \cdot C_{O_2}^{\theta x} + \frac{k_1 \cdot m_{CM} \cdot C_{CH_4}^0 \cdot C_{O_2}^0}{\rho_{CM}}\right) - \frac{k_1 \cdot m_{CM} \cdot C_{O_2}^0}{\rho_{CM}} \cdot C_{CH_4} - \left(\frac{G_{CM}}{V_p} + \frac{k_1 \cdot m_{CM} \cdot C_{CH_4}^0}{\rho_{CM}}\right) \cdot C_{O_2}$$
(3.29)

При этом ограничения дискретной модели для компонента *O*<sub>2</sub> будут иметь вид:

$$b_{2} - a_{21} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{\max} - a_{22} \cdot C_{_{O_{2}}}^{\max} \leq \Delta C_{_{O_{2}}}(k)$$

$$b_{2} - a_{21} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{\min} - a_{22} \cdot C_{_{O_{2}}}^{\min} \geq \Delta C_{_{O_{2}}}(k)$$
(3.30)

Для оставшихся компонентов рассматриваемой реакции с учетом того, что  $C_{CO}^{ex} = 0$ ,  $C_{H_2O}^{ex} = 0$ ,  $C_{H_2}^{ex} = 0$ , получим

$$\begin{aligned} -b_{3} + a_{31} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{\max} + a_{32} \cdot C_{_{O_{2}}}^{\max} - a_{33} \cdot C_{CO}^{\min} \leq \Delta C_{CO}(k) \\ -b_{4} + a_{41} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{\max} + a_{42} \cdot C_{_{O_{2}}}^{\max} - a_{44} \cdot C_{H_{2}O}^{\min} \geq \Delta C_{H_{2}O}(k) \\ -b_{4} + a_{41} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{\min} + a_{42} \cdot C_{_{O_{2}}}^{\min} - a_{44} \cdot C_{H_{2}O}^{\max} \geq \Delta C_{H_{2}O}(k) \\ -b_{5} + a_{51} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{\max} + a_{52} \cdot C_{_{O_{2}}}^{\max} - a_{55} \cdot C_{H_{2}}^{\min} \leq \Delta C_{H_{2}}(k) \\ -b_{5} + a_{51} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{\min} + a_{52} \cdot C_{_{O_{2}}}^{\min} - a_{55} \cdot C_{H_{2}}^{\max} \geq \Delta C_{H_{2}}(k) \end{aligned}$$
(3.31)

где

$$b_{3} = b_{4} = b_{5} = \frac{k_{1} \cdot m_{cM} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{0} \cdot C_{_{O_{2}}}^{0}}{\rho_{_{CM}}}, \ a_{31} = a_{41} = a_{51} = \frac{k_{1} \cdot m_{_{CM}} \cdot C_{_{O_{2}}}^{0}}{\rho_{_{CM}}}$$

$$a_{32} = a_{42} = a_{52} = \frac{k_{1} \cdot m_{_{CM}} \cdot C_{_{CH_{4}}}^{0}}{\rho_{_{CM}}}, \ a_{33} = a_{44} = a_{55} = \frac{G_{_{CM}} \cdot \rho_{_{CM}}}{m_{_{CM}}}$$
(3.32)

Таким образом, с использованием метода разделения состояний для определения области безопасности процесса окислительного пиролиза получена система линейных ограничений, имеющая для реакции  $CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO + H_2O + H_2$  в квазистатическом режиме работы имеющая вид:

$$\begin{aligned} \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{1}}^{av} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{1}}^{0} \cdot C_{0_{2}}^{0}\right) - \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{1}}^{0}\right) \cdot C_{CH_{1}}^{max} - \\ k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{1}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0}\right) - \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0}\right) \cdot C_{CH_{1}}^{min} - \\ k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{1}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0}\right) - \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0}\right) \cdot C_{CH_{1}}^{min} - \\ k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{1}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{1}}^{0} + C_{0_{2}}^{0}\right) - k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{1}}^{max} - \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{1}}^{0}\right) \cdot C_{0_{2}}^{max} \leq \Delta C_{O_{1}}(k) \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{1}}^{0}\right) \cdot C_{0_{2}}^{max}} \leq \Delta C_{O_{2}}(k) \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{1}}^{0}\right) \cdot C_{0_{2}}^{max}} \leq \Delta C_{O_{2}}(k) \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{1}}^{0}\right) \cdot C_{0_{2}}^{max}} \leq \Delta C_{O_{2}}(k) \\ -k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0}\right) - k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{1}}^{min} - \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{1}}^{0}\right) \cdot C_{0_{2}}^{max}} \leq \Delta C_{O_{2}}(k) \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0}\right) - k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{1}}^{min} - \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} - C_{0_{2}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{2}}^{0} - C_{CH_{1}}^{min} + \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} - C_{0_{2}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} + \\ \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} + C_{0_{2}}^{0} - C_{CH_{1}}^{min} + \\ \left(\frac{G_{cu}}{\rho_{cu}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} + \\$$

$$\begin{split} -k_{1} \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C^{0}_{CH_{4}} \cdot C^{0}_{O_{2}} + k_{1} \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C^{0}_{O_{2}} \cdot C^{\min}_{CH_{4}} + k_{1} \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C^{0}_{O_{2}} - \frac{G_{_{CM}}}{V_{_{p}}} \cdot C^{\max}_{H_{2}} \\ \leq \Delta C_{_{H_{2}}}(k) \\ -k_{1} \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C^{0}_{CH_{4}} \cdot C^{0}_{O_{2}} + k_{1} \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C^{0}_{O_{2}} \cdot C^{\max}_{CH_{4}} + k_{1} \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C^{0}_{O_{2}} - \frac{G_{_{CM}}}{V_{_{p}}} \cdot C^{\min}_{H_{2}} \\ \geq \Delta C_{_{H_{2}}}(k) \end{split}$$

Аналогичным образом получены ограничения дискретной модели для компонентов остальных реакций окислительного пиролиза.

Уравнение теплового баланса для процесса окислительного пиролиза можно представить в виде:

$$c \cdot \rho \cdot \frac{dT^{\text{\tiny Gblx}}}{dt} = 0.9 \cdot \left( G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + (T^{\text{\tiny GX}} - T^{\text{\tiny Gblx}}) \cdot c \cdot \rho - q \cdot z \cdot e^{-E/RT^{\text{\tiny Gblx}}} \right)$$
(3.34)

При разложении в ряд Тейлора выражения для  $Q_3$  получим:

$$q \cdot z \cdot e^{-E/RT^{6blx}} = q \cdot z \cdot (1 - E/RT^{6blx}) = q \cdot z \cdot (1 - 1/2 + 1/4 \cdot (\frac{E}{R} \cdot T^{6blx} - 2)) (3.35)$$

Тогда уравнение теплового баланса для СН<sub>4</sub> можно записать в виде:

$$\begin{split} c \cdot \rho \cdot \frac{dT^{6blx}}{dt} &= 0.9 \cdot (G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + (T^{6x} - T^{6blx}) \cdot c \cdot \rho - q \cdot z(1 - 1/2 + 1/4 \cdot (\frac{E}{R} \cdot T^{6blx} - 2))) = \\ 0.9 \cdot (G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + (T^{6x} - T^{6blx}) \cdot c \cdot \rho - q \cdot z(1/2 + 1/4 \cdot (\frac{E}{R} \cdot T^{6blx} - 2))) = \\ 0.9 \cdot (G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + (T^{6x} - T^{6blx}) \cdot c \cdot \rho - q \cdot z(1/2 + 1/4 \cdot (\frac{E}{R} \cdot T^{6blx} - 2))) = \\ 0.9 \cdot (G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + c \cdot \rho \cdot T^{6x} - c \cdot \rho \cdot T^{6blx} - \frac{1}{2} \cdot q \cdot z + \frac{1}{4} \cdot \frac{E}{R} \cdot T^{6blx} + \frac{1}{2} \cdot q \cdot z) = \\ 0.9 \cdot (G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + c \cdot \rho \cdot T^{6x} - c \cdot \rho \cdot T^{6blx} - \frac{1}{2} \cdot q \cdot z + \frac{1}{4} \cdot \frac{E}{R} \cdot T^{6blx} + \frac{1}{2} \cdot q \cdot z) = \\ 0.9 \cdot (G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + c \cdot \rho \cdot T^{6x} - (c \cdot \rho \cdot T^{6blx} + \frac{1}{4} \cdot \frac{E}{R}) \cdot T^{6blx}) \end{split}$$

Ограничения в этом случае можно записать:

$$T^{(\mathcal{B}\mathcal{B}\mathcal{I}X)\min} < T^{\mathcal{B}\mathcal{B}\mathcal{I}X} < T^{(\mathcal{B}\mathcal{B}\mathcal{I}X)\max},$$

$$b = 0.9 \cdot (G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + c \cdot \rho \cdot T^{\mathcal{B}\mathcal{I}X}), \ a = 0.9 \cdot (c \cdot \rho \cdot T^{\mathcal{B}\mathcal{B}\mathcal{I}X} + \frac{1}{4} \cdot \frac{E}{R})).$$

$$(3.37)$$

Таким образом, основные ограничения дискретной модели можно записать в виде:

$$G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + c \cdot \rho \cdot T^{\ell m} - (c \cdot \rho \cdot T^{\ell m} + \frac{1}{4} \cdot \frac{E}{R}) \cdot T^{(\ell m)} > 0$$

$$G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + c \cdot \rho \cdot T^{\ell m} - (c \cdot \rho \cdot T^{\ell m} + \frac{1}{4} \cdot \frac{E}{R}) \cdot T^{(\ell m)} > 0$$

$$(3.38)$$

**Процесс «закалки» газа пиролиза.** Уравнения теплового баланса для процесса «закалки» газа пиролиза можно представить в виде:

– для теплоносителя (газ пиролиза):

$$c \cdot \rho \cdot V_{_{3}} \cdot \frac{dT_{\Gamma\Pi}^{_{Bbx}}}{dt} = G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho \cdot (T_{\Gamma\Pi} - T_{\Gamma\Pi}^{_{Bbx}}) - k \cdot F \cdot (T_{\Gamma\Pi}^{_{Bbx}} - T_{_{B3}}) - G_{\Gamma\Pi} \cdot \alpha \cdot \rho \qquad (3.39)$$

- для хладагента (вода на «закалку»):

$$c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot V_{_{3}} \cdot \frac{dT_{B3}^{_{Bblx}}}{dt} = G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot (T_{B3}^{_{Bx}} - T_{B3}^{_{Bblx}}) + k \cdot F \cdot (T_{\Gamma\Pi}^{_{Bblx}} - T_{\Gamma\Pi}^{_{Bblx}}) \quad (3.40)$$

Для получения ограничения дискретной модели для теплоносителя следует преобразовать уравнение (3.39) к виду

$$G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho \cdot T_{\Gamma\Pi} - G_{\Gamma\Pi} \cdot \alpha \cdot \rho + k \cdot F \cdot T_{B3} - (G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho + k \cdot F) \cdot T_{\Gamma\Pi}^{\text{вых}}$$
(3.41)  
где  $b = G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho \cdot T_{\Gamma\Pi} - G_{\Gamma\Pi} \cdot \alpha \cdot \rho + k \cdot F \cdot T_{B3}$  и  $a = G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho + k \cdot F$ 

Ограничения в этом случае можно записать:

$$T_{\Gamma\Pi}^{\min} < T_{\Gamma\Pi}^{e_{blx}} < T_{\Gamma\Pi}^{\max}$$
(3.42)

Тогда основные ограничения дискретной модели можно записать в виде:

$$G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho \cdot T_{\Gamma\Pi} - G_{\Gamma\Pi} \cdot \alpha \cdot \rho + k \cdot F \cdot T_{B3} - (G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho + k \cdot F) \cdot T_{\Gamma\Pi}^{(6blx)\min} > 0$$

$$G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho \cdot T_{\Gamma\Pi} - G_{\Gamma\Pi} \cdot \alpha \cdot \rho + k \cdot F \cdot T_{B3} - (G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho + k \cdot F) \cdot T_{\Gamma\Pi}^{(6blx)\max} < 0$$
(3.43)

Аналогично для хладагента основные ограничения дискретной модели:

$$G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot T_{B3}^{ex} - (G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} - k \cdot F) \cdot T_{B3}^{(6bix)\min} > 0$$

$$G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot T_{B3}^{ex} - (G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} - k \cdot F) \cdot T_{B3}^{(6bix)\max} < 0$$
(3.44)

Основные уравнения материальных и тепловых балансов и ограничения дискретных моделей приведены в таблице 3.2.

| Реактор                  | Основные уравнения модели  | Основные ограничения дискретной модели  |
|--------------------------|--|---|
| Смеситель                | Материальный баланс:   | $G_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + G_{O_2} \cdot \rho_{O_2} - G_{CM} \cdot \rho_{CM}^{\min} > 0$   |
| GCH4, TCH4               | $V_{cM} \cdot \frac{d\rho_{cM}}{dt} = G_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + G_{O_2} \cdot \rho_{O_2}$ $-G_{cM} \cdot \rho_{cM}$   | $G_{CH_4} \cdot \rho_{CH_4} + G_{O_2} \cdot \rho_{O_2} - G_{CM} \cdot \rho_{CM}^{\max} < 0$   |
| Зона реакции             | Материальный баланс:   | $\left(\frac{G_{_{CM}}}{U} \cdot C_{CH_4}^{ex} + k_1 \cdot \frac{m_{_{CM}}}{U} \cdot C_{CH_4}^0 \cdot C_{O_2}^0\right) - \left(\frac{G_{_{CM}}}{U} + k_1 \cdot \frac{m_{_{CM}}}{U} \cdot C_{O_2}^0\right) \cdot C_{CH_4}^{\max} - \frac{1}{2} \left(\frac{G_{_{CM}}}{U} + k_1 \cdot \frac{m_{_{CM}}}{U} - \frac{1}{2}\right) + \frac{1}{2} \left(\frac{G_{_{CM}}}{U} + k_1 \cdot \frac{m_{_{CM}}}{U} - \frac{1}{2}\right) + \frac{1}{2} \left(\frac{G_{_{CM}}}{U} - \frac{1}{2}\right$ |
| Gлякс, Тлякс<br>Grп, Trп | $ \frac{V_{p} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = \frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot (C_{CH_{4}}^{ex} - C_{CH_{4}})  -k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}}  \frac{V_{p} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \frac{dC_{O_{2}}}{dt} = \frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot (C_{O_{2}}^{ex} - C_{O_{2}})  -k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}}  \frac{V_{p} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \frac{dC_{CO}}{dt} = \frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot (C_{CO}^{ex} - C_{CO})  +k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}} $ | $ \left( V_{p}^{-} \cdots P_{cM}^{-} \cdots $   |
|                          | $\frac{V_{p} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \frac{dC_{H_{2}O}}{dt} = \frac{G_{cM} \cdot \rho_{cM}}{m_{cM}} \cdot (C_{H_{2}O}^{ex} - C_{H_{2}O}) + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{O_{2}}$  | $ \begin{vmatrix} \left(\frac{G_{_{CM}}}{V_p} \cdot C_{_{O_2}}^{_{\theta x}} + k_1 \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C_{_{CH_4}}^0 \cdot C_{_{O_2}}^0 \right) - k_1 \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C_{_{O_2}}^0 \cdot C_{_{CH_4}}^{_{max}} - \left(\frac{G_{_{CM}}}{V_p} + k_1 \cdot \frac{m_{_{CM}}}{\rho_{_{CM}}} \cdot C_{_{O_2}}^0 \right) \cdot C_{_{O_2}}^{_{max}} \le \Delta C_{_{O_2}}(k) \end{vmatrix} $  |

Таблица 3.2 – Основные уравнения материальных и тепловых балансов и ограничения дискретных моделей

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = \frac{G_{cu} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \cdot (C_{H_{2}}^{ex} - C_{H_{2}}) + k_{1} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{0_{2}}$$

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = \frac{G_{cu} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \cdot (C_{CH_{4}}^{ex} - C_{CH_{4}}) - k_{3} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{0_{2}}^{2}$$

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \frac{dC_{0_{2}}}{dt} = \frac{G_{cu} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \cdot (C_{0_{2}}^{ex} - C_{0_{2}}) - k_{3} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{0_{2}}^{2}$$

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \frac{dC_{CO_{2}}}{dt} = \frac{G_{cu} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \cdot (C_{0_{2}}^{ex} - C_{CO_{2}}) + k_{3} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{0_{2}}^{2}$$

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \frac{dC_{H_{2}O}}{dt} = \frac{G_{cu} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \cdot (C_{m_{2}}^{ex} - C_{H_{2}O}) + k_{3} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}} \cdot C_{0_{2}}^{2}$$

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \frac{dC_{CH_{4}}}{dt} = \frac{G_{cu} \cdot \rho_{cu}}{m_{cu}} \cdot (C_{0}^{ex} - C_{CH_{4}}) - k_{5} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}}^{2} - C_{0_{2}}^{2} + k_{5} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}}^{2} + C_{0_{2}}^{2} + C_{0_{2$$

$$\begin{cases} \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} \cdot C_{O_{2}}^{ax} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0}\right) - k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{4}}^{\min} - \left(\frac{G_{cu}}{V_{p}} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0}\right) \cdot C_{O_{2}}^{\min} \ge \Delta C_{O_{2}}(k) \\ - k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{4}}^{\min} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0} - \frac{G_{CH_{4}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{4}}^{\min} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{O_{2}}^{0} - \frac{G_{CH_{4}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} \cdot C_{CH_{4}}^{\min} + k_{1} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} - \frac{G_{CH_{4}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{O_{2}}^{0} - \frac{G_{C$$

$$\frac{V_{p} \cdot \rho_{ex}}{m_{ex}} \frac{dC_{H_{2}}}{dt} = \frac{G_{ex} \cdot \rho_{ex}}{m_{ex}} \cdot (C_{\mu_{2}}^{ex} - C_{H_{2}}) + k_{3} \cdot V_{p} \cdot C_{CH_{4}}^{2}}{m_{ex}} + k_{1} \cdot \frac{m_{ex}}{\rho_{ex}} \cdot C_{0}^{e} + k_{1} \cdot \frac{m_{ex}$$

$$\left| \begin{array}{c} -2 \cdot k_{3} \frac{m_{u_{u}}}{\rho_{co}} \cdot C_{Cu_{i}}^{0} \cdot C_{0_{i}}^{0} + k_{3} \cdot \frac{m_{u_{u}}}{\rho_{co}} \cdot (C_{0_{i}}^{0})^{2} \cdot C_{Cu_{i}}^{vin} + 2 \cdot k_{3} \cdot \frac{m_{cu}}{\rho_{co}} \cdot C_{Cu_{i}}^{0} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{u}}}{V_{\rho}} \cdot C_{cu_{i}}^{0} \leq C_{u_{u}}^{0} + C_{u_{u}}^{0} \leq C_{u_{u}}^{0} + C_{u_{u}}^{0} + k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{co}} \cdot (C_{0_{i}}^{0})^{2} \cdot C_{Cu_{i}}^{vin} + 2 \cdot k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{co}} \cdot C_{Cu_{i}}^{0} + C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{u}}}{\rho_{co}} \cdot C_{cu_{i}}^{0} + C_{i}^{0} + k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{co}} \cdot (C_{0_{i}}^{0})^{2} \cdot C_{Cu_{i}}^{vin} + 2 \cdot k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{co}} \cdot C_{Cu_{i}}^{0} + C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{u}}}{\rho_{co}} - \frac{C_{u_{u}}}{\rho_{co}} \cdot C_{cu_{i}}^{0} + C_{0_{i}}^{0} + k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{co}} \cdot (C_{0_{i}}^{0})^{2} \cdot C_{Cu_{i}}^{vin} + 2 \cdot k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{u}}}{\rho_{co}} - \frac{C_{u_{u}}}{\rho_{co}} \cdot C_{cu_{i}}^{0} + C_{i}^{0} + k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{cu}} \cdot (C_{0_{i}}^{0})^{2} \cdot C_{Cu_{i}}^{vin} + 2 \cdot k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} + k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{cu}} \cdot (C_{0_{i}}^{0})^{2} \cdot C_{Cu_{i}}^{vin} + 2 \cdot k_{3} \cdot \frac{m_{u}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} + \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} + \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}}{\rho_{cu}} \cdot C_{0_{i}}^{0} - \frac{C_{u_{i}}}{$$
$$\begin{vmatrix} -k_{S} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \left( C_{CH_{2}}^{0} \right)^{2} + 2 k_{S} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{CH_{4}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} \geq \Delta C_{CH_{2}}(k) \\ -k_{S} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{2} + 2 k_{S} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{H_{2}}(k) \\ -k_{S} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{2} + 2 k_{S} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \cdot C_{CH_{4}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} - C_{H_{2}}^{0} \geq \Delta C_{H_{2}}(k) \\ \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \left( \frac{G_{eu}}{V_{p}} + k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \right) \cdot C_{CH_{4}}^{0} \leq \Delta C_{CH_{4}}(k) \\ \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \left( \frac{G_{eu}}{V_{p}} + k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \right) \cdot C_{CH_{2}}^{0} \geq \Delta C_{CH_{4}}(k) \\ \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \left( \frac{G_{eu}}{V_{p}} + k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \right) \cdot C_{CH_{2}}^{0} \geq \Delta C_{CH_{4}}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{M_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \left( \frac{G_{eu}}{V_{p}} + k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \right) \cdot C_{CH_{2}}^{0} \geq \Delta C_{CH_{4}}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \left( \frac{G_{eu}}{V_{p}} + k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{\rho_{eu}} \right) \cdot C_{CH_{2}}^{0} \geq \Delta C_{CH_{4}}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} \geq \Delta C_{C}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} \geq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} \leq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{H_{2}}^{0} \geq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - \frac{G_{eu}}{V_{p}} \cdot C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{L}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{CH_{2}}^{0} - C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{H_{2}}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{H_{2}}^{0} - C_{H_{2}}^{0} \leq \Delta C_{H_{2}}(k) \\ k_{\gamma} \frac{m_{eu}}{P_{eu}} \cdot C_{H_{2}}^$$

|  |  | $G_{CH_4} \cdot r_{CH_4} + c \cdot \rho \cdot T^{6x} - (c \cdot \rho \cdot T^{6blx} + \frac{1}{4} \cdot \frac{E}{R}) \cdot T^{(6blx)\max} < 0$  |
|--|--|---|
| Зона «закалки»   | Тепловой баланс:   | $G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho \cdot T_{\Gamma\Pi} - G_{\Gamma\Pi} \cdot \alpha \cdot \rho + k \cdot F \cdot T_{B3} -$   |
| $G_{B3}$<br>$G_{TII}, T_{TII}$<br>$G_{TII}, T_{TII}$<br>$G_{TII}, T_{TII}$<br>$G_{TII}, T_{TII}$ | $\begin{vmatrix} c \cdot \rho \cdot V_{3} \cdot \frac{dT_{\Gamma\Pi}^{e_{bLX}}}{dt} = G_{\Gamma\Pi} \cdot c \cdot \rho \cdot (T_{\Gamma\Pi} - T_{\Gamma\Pi}^{e_{bLX}}) \\ -k \cdot F \cdot (T_{\Gamma\Pi}^{e_{bLX}} - T_{B3}) - G_{\Gamma\Pi} \cdot \alpha \cdot \rho \end{vmatrix}$ $\stackrel{\text{BBD}}{=} c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot V_{3} \cdot \frac{dT_{B3}^{e_{bLX}}}{dt} = G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot (T_{B3}^{e_{X}} - T_{B3}^{e_{bLX}}) \\ + k \cdot F \cdot (T_{\Gamma\Pi}^{e_{bLX}} - T_{\Gamma\Pi}^{e_{bLX}}) \end{vmatrix}$ | $ (G_{III} \cdot c \cdot \rho + k \cdot F) \cdot T_{III}^{(6blx)\min} > 0 $ $ G_{III} \cdot c \cdot \rho \cdot T_{III} - G_{III} \cdot \alpha \cdot \rho + k \cdot F \cdot T_{B3} - (G_{III} \cdot c \cdot \rho + k \cdot F) \cdot T_{III}^{(6blx)\max} < 0 $ $ G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot T_{B3}^{ex} - (G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} - k \cdot F) \cdot T_{B3}^{(6blx)\min} > 0 $ $ G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot T_{B3}^{ex} - (G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} - k \cdot F) \cdot T_{B3}^{(6blx)\min} > 0 $ $ G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} \cdot T_{B3}^{ex} - (G_{B3} \cdot c_{B3} \cdot \rho_{B3} - k \cdot F) \cdot T_{B3}^{(6blx)\max} < 0 $ |

В таблице 3.2 приведена система ограничений, построенная на основе материальных и тепловых балансов для исходных компонентов и продуктов окислительного пиролиза.

Ниже рассматривается кусочно-линейная модель для исходных компонентов и требуемого продукта процесса окислительного пиролиза: метана, кислорода и ацетилена.

В качестве допущений в приводимых расчетах принято, что в процессе окислительного пиролиза исходные компоненты расходуются полностью, а содержание метана в газе пиролиза на выходе из реактора объясняется нестационарным во времени составом природного газа, подаваемого в реактор, или недостаточно благоприятными условиями проведения процесса.

Для получения коэффициентов дискретной модели целесообразно объединить основные реакции окислительного пиролиза, приведя их к виду:

$$2 \cdot CH_4 + 3 \cdot O_2 \rightarrow CO + CO_2 + 3 \cdot H_2O + H_2$$

$$4 \cdot CH_4 \rightarrow C_2H_2 + 2 \cdot C + 7 \cdot H_2$$
(3.45)

В рассматриваемом случае в соответствии со стехиометрией химических реакций для метана отношение расхода на его окисление к расходу на его разложение определяется в соотношении 1:3, при этом весь имеющийся расход кислорода расходуется при окислении метана.

Для реакции  $2 \cdot CH_4 + 3 \cdot O_2 \rightarrow CO + CO_2 + 3 \cdot H_2O + H_2$  (окисления метана) в момент времени *t* масса метана (исходного компонента для реакции) составит, кг:

$$M_{CH_4}|_t = m_{CH_4}$$

В момент времени  $(t+\Delta t)$  масса метана составит, кг:

$$M_{CH_4}\Big|_{t+\Delta t} = m_{CH_4} + \Delta m_{CH_4}$$

При этом накопление составит, кг:

$$\Delta m_{CH_4} = M_{CH_4} \big|_{t+\Delta t} - M_{CH_4} \big|_t$$

Скорость накопления определяется из соотношения:

$$\lim_{\Delta t \to 0} = \frac{\Delta m_{CH_4}}{\Delta t} = \frac{dm_{CH_4}}{dt}$$

Для метана выполняется зависимость

$$G_{CH_4}^{\scriptscriptstyle BX} = G_{CH_4}^{\scriptscriptstyle BbX} - V_r \cdot \omega_{CH_4}'$$

Материальный баланс для метана может быть записан в виде:

$$\frac{dm_{CH_4}}{dt} = G_{CH_4}^{ex} - G_{CH_4}^{ebbx} - V_r \cdot \omega_{CH_4}'$$

Исходя из того, что  $G_{CH_4}^{Bblx} = 0$ , можно записать:

$$\frac{dm_{CH_4}}{dt} = G_{CH_4}^{ex} - V_r \cdot \omega_{CH_4}'$$

Скорость химической реакции составит  $\omega'_{CH_4} = \frac{G^{\epsilon_X}_{CH_4}}{V_r} = k \cdot C^2_{CH_4} \cdot C^3_{O_2}$ 

Разложение элемента  $k \cdot C_{CH_4}^2 \cdot C_{O_2}^3$  в ряд Тейлора примет вид:

$$k \cdot C_{CH_{4}}^{2} \cdot C_{O_{2}}^{3} = k \cdot \left(\left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} + 2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0} - C_{CH_{4}}^{0}\right) + 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0} - C_{O_{2}}^{0}\right)\right) = k \cdot \left(\left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} + 2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{CH_{4}}^{0} - 2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} + 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} \cdot C_{O_{2}}^{0} - 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2}\right) = k \cdot \left(2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot C_{CH_{4}}^{0} + 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} \cdot C_{O_{2}}^{0} - 4 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2}\right)$$

Таким образом,

$$\frac{dm_{CH_4}}{dt} = G_{CH_4}^{ax} - k \cdot V_r \cdot (2 \cdot (C_{O_2}^0)^3 \cdot C_{CH_4}^0 \cdot C_{CH_4} + 3 \cdot (C_{O_2}^0)^2 \cdot (C_{CH_4}^0)^2 \cdot C_{O_2} - 4 \cdot (C_{O_2}^0)^3 \cdot (C_{CH_4}^0)^2)$$

Если записать ограничения в виде:

$$C_{CH_{4}}^{\min} < C_{CH_{4}} < C_{CH_{4}}^{\max}$$

$$C_{O_{2}}^{\min} < C_{O_{2}} < C_{O_{2}}^{\max}$$
(3.46)

то для статического режима работы получим ограничения вида:

$$\begin{aligned}
G_{CH_{4}}^{ex} - k \cdot V_{r} \cdot \left(2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot \left(C_{CH_{4}}\right)^{\max} + 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{\max} - 4 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2}\right) < 0 \\
G_{CH_{4}}^{ex} - k \cdot V_{r} \cdot \left(2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot \left(C_{CH_{4}}\right)^{\min} + 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{\min} - 4 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2}\right) > 0
\end{aligned}$$
(3.47)

Аналогично для кислорода (исходного компонента для реакции) получим:

$$G_{O_{2}}^{ex} - k \cdot V_{r} \cdot \left(2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot \left(C_{CH_{4}}\right)^{\max} + 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{\max} - 4 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2}\right) < 0$$

$$G_{O_{2}}^{ex} - k \cdot V_{r} \cdot \left(2 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot C_{CH_{4}}^{0} \cdot \left(C_{CH_{4}}\right)^{\min} + 3 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{2} \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{\min} - 4 \cdot \left(C_{O_{2}}^{0}\right)^{3} \cdot \left(C_{CH_{4}}^{0}\right)^{2}\right) > 0$$

$$(3.48)$$

Для реакции разложения метана  $4 \cdot CH_4 \rightarrow C_2H_2 + 2 \cdot C + 7 \cdot H_2$  в момент времени *t* масса метана (исходного компонента для реакции) составит, кг:

$$M_{CH_4}\big|_t = m_{CH_4}$$

В момент времени  $(t+\Delta t)$  масса метана составит, кг:

$$M_{CH_4}\big|_{t+\Delta t} = m_{CH_4} + \Delta m_{CH_4}$$

При этом накопление составит, кг:

$$\Delta m_{CH_4} = M_{CH_4} \big|_{t+\Delta t} - M_{CH_4} \big|_t$$

Скорость накопления определяется из соотношения:

$$\lim_{\Delta t \to 0} = \frac{\Delta m_{CH_4}}{\Delta t} = \frac{dm_{CH_4}}{dt}$$

Для метана выполняется зависимость

$$G_{CH_4}^{\scriptscriptstyle \rm ex} = G_{CH_4}^{\scriptscriptstyle \rm ebix} - V_r \cdot \mathcal{O}_{CH_4}^{\prime\prime}$$

Уравнение материального баланса по сухому компоненту для метана имеет вид:

$$\frac{dm_{CH_4}}{dt} = G_{CH_4}^{ex} - G_{CH_4}^{eblx} - V_r \cdot \omega_{CH_4}''$$

Исходя из того, что  $G_{CH_4}^{\text{вых}} = 0$ , можно записать:

$$\frac{dm_{CH_4}}{dt} = G_{CH_4}^{ex} - V_r \cdot \omega_{CH_4}''$$

Скорость химической реакции составит  $\omega_{CH_4}'' = \frac{G_{CH_4}^{ex}}{V_r} = k \cdot C_{CH_4}^4$ 

Разложение элемента  $k \cdot C_{CH_4}^4$  в ряд Тейлора примет вид:

$$k \cdot C_{CH_{4}}^{4} = k \cdot \left( \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{4} + 4 \cdot \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{3} \cdot \left( C_{CH_{4}} - C_{CH_{4}}^{0} \right) \right) = k \cdot \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{4} + 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{3} \cdot C_{CH_{4}} - 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{4} = 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{3} \cdot C_{CH_{4}} - 3 \cdot k \cdot \left( C_{CH_{4}}^{0} \right)^{4}$$

Таким образом,

$$\frac{dm_{CH_4}}{dt} = G_{CH_4}^{ex} - k \cdot V_r \cdot \left( \left( C_{CH_4}^0 \right)^4 + 4 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^3 \cdot \left( C_{CH_4} - C_{CH_4}^0 \right) \right) =$$

$$G_{CH_4}^{ex} - 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4} + 3 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^4$$
(3.49)

Если для компонента СН<sub>4</sub> записать ограничения в виде:

$$C_{_{CH_4}}^{\min} < C_{CH_4} < C_{_{CH_4}}^{\max},$$

то для статического режима работы получим ограничения вида:

$$G_{CH_4}^{ex} - V_r \cdot \left( 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^{\max} - 3 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^4 \right) < 0 
 G_{CH_4}^{ex} - V_r \cdot \left( 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^{\min} - 3 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^4 \right) > 0$$
(3.50)

Аналогично для ацетилена (продукта реакции) в момент времени t масса составит, кг:

$$M_{C_2H_2}\big|_t = m_{C_2H_2}$$

В момент времени  $(t+\Delta t)$  масса ацетилена составит, кг:

$$M_{C_2H_2}|_{t+\Delta t} = m_{C_2H_2} + \Delta m_{C_2H_2}$$

При этом накопление составит, кг:

$$\Delta m_{C_2 H_2} = M_{C_2 H_2} \big|_{t+\Delta t} - M_{C_2 H_2} \big|_{t}$$

Скорость накопления определяется из соотношения:

$$\lim_{\Delta t \to 0} = \frac{\Delta m_{C_2 H_2}}{\Delta t} = \frac{d m_{C_2 H_2}}{dt}$$

Для метана выполняется зависимость

$$G_{CH_4}^{BLX} = V_r \cdot \mathcal{O}_{CH_4}$$

Материальный баланс для ацетилена может быть записан в виде:

$$\frac{dm_{C_2H_2}}{dt} = G_{C_2H_2}^{ex} - G_{C_2H_2}^{eblx} + V_r \cdot \omega_{CH_4}$$

Исходя из того, что  $G_{C_2H_2}^{ex} = 0$ , можно записать:

$$\frac{dm_{C_2H_2}}{dt} = G_{CH_4}^{BLX} + V_r \cdot \omega_{CH_4}$$

Скорость химической реакции определяется из выражения:

$$\omega_{CH_4} = \frac{G_{CH_4}^{ax}}{V_r} = k \cdot C_{CH_4}^4 = 4 \cdot k \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^3 \cdot C_{CH_4} - 3 \cdot k \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^4$$

Таким образом,

$$\frac{dm_{C_2H_2}}{dt} = G_{C_2H_2}^{\text{\tiny Gbax}} + k \cdot V_r \cdot \left(4 \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^3 \cdot C_{CH_4} - 3 \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^4\right)$$
(3.51)

Если для компонента С<sub>2</sub>H<sub>2</sub> записать ограничения в виде:

$$C_{_{C_2H_2}}^{\min} < C_{_{C_2H_2}} < C_{_{C_2H_2}}^{\max}$$
,

то для статического режима работы получим ограничения вида:

$$\left(G_{CH_4}^{\scriptscriptstyle Bblx}\right)^{\min} + V_r \cdot \left(4 \cdot k \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^3 \cdot C_{CH_4}^{\max} - 3 \cdot k \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^4\right) < 0$$

$$\left(G_{CH_4}^{\scriptscriptstyle Bblx}\right)^{\max} - V_r \cdot \left(4 \cdot k \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^3 \cdot C_{CH_4}^{\min} - 3 \cdot k \cdot \left(C_{CH_4}^0\right)^4\right) > 0$$

$$(3.52)$$

Таким образом, матрица коэффициентов дискретной модели примет вид:

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & 0 \\ a_{31} & 0 & a_{33} \\ a_{41} & 0 & a_{43} \end{bmatrix},$$

где

$$\begin{aligned} a_{11} &= -k \cdot V_r \cdot \left( 2 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^0 \cdot \left( C_{CH_4} \right)^{\max} + 3 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{O_2} \right)^{\max} - 4 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \right) \\ a_{12} &= -k \cdot V_r \cdot \left( 2 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^0 \cdot \left( C_{CH_4} \right)^{\min} + 3 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{O_2} \right)^{\min} - 4 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \right) \\ a_{21} &= -k \cdot V_r \cdot \left( 2 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^0 \cdot \left( C_{CH_4} \right)^{\min} + 3 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^{\min} - 4 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \right) \\ a_{22} &= -k \cdot V_r \cdot \left( 2 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^0 \cdot \left( C_{CH_4} \right)^{\min} + 3 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^{\min} - 4 \cdot \left( C_{O_2}^0 \right)^3 \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^2 \right) \\ a_{31} &= -V_r \cdot \left( 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^{\max} - 3 \cdot k \cdot \left( C_{O_4}^0 \right)^4 \right) \\ a_{33} &= \left( G_{CH_4}^{\text{ebst}} \right)^{\min} + V_r \cdot \left( 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^{\min} - 3 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^4 \right) \\ a_{43} &= \left( G_{CH_4}^{\text{ebst}} \right)^{\max} - V_r \cdot \left( 4 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^3 \cdot C_{CH_4}^{\min} - 3 \cdot k \cdot \left( C_{CH_4}^0 \right)^4 \right) \end{aligned}$$

В результате расчетов получены следующие значения технологических параметров, значимых с точки зрения управления, которые определяют область безопасности процесса окислительного пиролиза (таблица 3.3).

При расчете центра безопасности согласно п.2.3 по основным технологическим параметрам в соответствии со стехиометрией получены следующие значения:

- расход метана на горелку подогревателя: 0.443 м<sup>3</sup>/с;

– расход метана на реакцию:  $1.04 \text{ м}^3/\text{c}$ ;

- расход кислорода на реакцию: 0.634 м<sup>3</sup>/с;

– расход воды на «закалку» газа пиролиза: 0,0055 м<sup>3</sup>/с.

Значения выходных переменных при этом составили:

- содержание ацетилена в газе пиролиза: 0.082 % (об.);

- содержание метана в газе пиролиза: 0.774 % (об.);

- содержание кислорода в газе пиролиза: 0.002 % (об.);

- температура газа пиролиза на выходе реактора:  $62^{\circ}$ C.

Таблица 3.3 – Технологические параметры, значимые с точки зрения управления окислительным пиролизом

| Параметр  | Минимальное | Максималь-   |  |
|---|-------------|--------------|--|
|   | значение    | ное значение |  |
| Расход метана на реакцию, м <sup>3</sup> /с                             | 0.96        | 1.15         |  |
| Расход кислорода на реакцию, м <sup>3</sup> /с                          | 0.566       | 0.713        |  |
| Температура метана и кислорода перед реактором, °С                      | 620         | 670          |  |
| Температура газа пиролиза на выходе из реактора, °С                     | 50          | 78           |  |
| Расход воды на «закалку» газа пиролиза, м <sup>3</sup> /с               | 0.00514     | 0.00556      |  |
| Расход природного газа на го-<br>релку подогревателя, м <sup>3</sup> /с | 0.38889     | 0.5          |  |

Полученные значения находятся внутри диапазонов, определяемых ограничениями каждого их рассматриваемых технологических параметров, и соответствуют их срединным значениям, причем соотношение расходов исходных компонентов для реакции находится в диапазоне (0.609), что соответствует экспериментальным технологическим данным. Кроме того выявлено, что расход воды на «закалку» в большинстве случаев находится в «верхней» области ограничений, что также соответствует особенностям проведения технологического процесса.

При определении индекса безопасности установлено, что его максимальное значение находится в геометрической области центра технологической безопасности конкретного параметра и уменьшается с изменением его значения, что может привести к выходу из области центра технологической безопасности. Из анализа полученных данных следует, что для системы управления рассматриваемым процессом наиболее важными являются расход природного газа на горелку подогревателя, расходы и температуры метана и кислорода на входе в реактор, расход воды на «закалку» газа пиролиза. При этом также выявлено, что параметры выходных технологически потоков можно только контролировать, а управление ими осуществляется только за счет изменения значений входных технологических параметров – расходов и температуры. В связи с этим представленная кусочно-линейная модель позволяет при изменении значения какого-либо входного параметра осуществлять перерасчет остальных входных параметров при стабилизации значений выходных параметров в области центра технологической безопасности. Например, при изменении расхода метана на реакцию пиролиза производится перерасчет расхода кислорода на реакцию и природного газа на горелку подогревателя, а также расхода воды на «закалку» газа пиролиза с целью поддержания значений выходных параметров в требуемом диапазоне.

Исходя из вышеизложенного, далее следует произвести синтез системы управления технологическим процессом окислительного пиролиза, обеспечивающей на основе значений выходных технологических параметров перерасчет входных значений с целью получения газа пиролиза с требуемыми свойствами, т.е. системы управления, позволяющей поддерживать выходные параметры технологического процесса в области центра безопасности за счет поддержания параметров входных технологических потоков в областях, определяемых соответствующими ограничениями.

## Заключение

В третьей главе рассмотрены понятия области безопасности и центра безопасности, приведена методика определения индекса безопасности.

Подробно рассмотрены входные и выходные параметры процессов подогрева исходных компонентов перед реактором и собственно окислительного пиролиза, включая перемешивание исходных компонентов и «закалку» получаемых продуктов. Для перечисленных процессов учетом уравнений

82

материальных и тепловых балансов с использованием метода разделения состояний составлены ограничения дискретных моделей и показано определение центра технологической безопасности для процесса окислительного пиролиза и приведены расчеты центра безопасности по основным входным параметрам рассматриваемого технологического процесса.

## 4 Разработка системы управления технологической безопасностью процесса окислительного пиролиза

В данной главе предлагается система управления технологической безопасностью процесса производства ацетилена ОППГ. Указанный процесс является особо взрыво- и пожароопасным в ряду производств органического синтеза, поэтому особенно важным является обеспечение его технологической безопасности.

Поскольку непосредственное регулирование концентрации ацетилена как результирующего продукта реакции окислительного пиролиза затруднительно, целесообразным является обеспечение условий протекания рассматриваемого процесса с целью поддержания максимально возможного содержания ацетилена в газе пиролиза путем стабилизации основных технологических переменных в области технологической безопасности. Это, в свою очередь, обеспечит рациональное использование всех исходных продуктов процесса окислительного пиролиза.

При анализе технологического процесса окислительного пиролиза с точки зрения управления в качестве объекта управления рассматриваются последовательно соединенные подогреватель исходных компонентов и реактор окислительного пиролиза.

## 4.1 Постановка задачи управления процессом окислительного пиролиза

Для реализации целей управления процесс окислительного пиролиза можно представить последовательностью следующих этапов:

- нагрев исходных компонентов (подогреватель);

– перемешивание (реактор);

окислительный пиролиз (реактор);

- «закалка» продуктов окислительного пиролиза (реактор).

Входные и выходные потоки процесса окислительного пиролиза и их определяющие характеристики представлены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Входные и выходные потоки процесса окислительного пиролиза

| Поток  | Характеристики      |
|--|---------------------|
| Входные потоки                                 |                     |
| Природный газ для реакции                      | Расход, температура |
| Кислород для реакции                           | Расход, температура |
| Природный газ на подогрев исходных компонентов | Расход              |
| Вода на «закалку»                              | Расход              |
| Выходной поток                                 |                     |
|  | Температура, со-    |
| Газ пиролиза                                   | держание ацетилена, |
|  | метана, кислорода   |

Для реализации целей автоматического управления процесс окислительного пиролиза как объект управления представлен на рисунке 4.1.

Возмущающие воздействия



Рисунок 4.1 – Входные воздействия и выходные переменные процесса окислительного пиролиза

При этом выделяются входные переменные (рисунок 4.2):

– расход природного газа на реакцию,  $G_{CH_4}$ ,  $M^3/c$ ;



Рисунок 4.2 – Технологический процесс окислительного пиролиза как объект управления

– расход кислорода на реакцию 
$$G_{O_2}$$
,  $M^3/c$ ;

– соотношение расходов  $G_{CH_4}$  и  $G_{O_2}$ ,  $\beta$ ;

– расход природного газа на горелку подогревателя,  $G_{zop}$ ,  $M^3/c$ , распределяемый на две части – для подогрева природного газа и кислорода перед реактором в соответствии со значением  $\beta$ ,  $G_{zop}^{I}$  и  $G_{zop}^{2}$ ,  $M^3/c$ ;

– расход воды на «закалку» газа пиролиза,  $G_{B3}$ , м<sup>3</sup>/с.

Выходными переменными при этом являются:

содержание ацетилена в газе пиролиза на выходе из реактора,  $C_{C_2H_2}$ ,
 % (об.);

содержание метана в газе пиролиза на выходе из реактора,  $C_{CH_4}$ ,
 % (об.);

содержание кислорода в газе пиролиза на выходе из реактора,  $C_{O_2}$ ,
 % (об.);

– температура газа пиролиза на выходе из реактора,  $T_{\Gamma\Pi}$ , К.

Основной задачей при управлении подогревателем является поддержание требуемой температуры природного газа и кислорода перед реактором,

86

определяющими температуру газораспределительной решетки, изменением расхода природного газа на горелку подогревателя (рисунок 4.3). При этом, исходя из условий технологической безопасности, температуры компонентов на выходе подогревателя ( $T_{III}$  и  $T_{O_2}$ ) не должны превышать нижнюю границу температуры воспламенения МКС в целях недопущения ее преждевременно-го возгорания в смесителе реактора, перерегулирование при организации обратной связи в управлении подогревателем не допустимо. Поэтому расчёт настроек регулятора необходимо осуществлять, предусматривая недопустимость перерегулирования по каналу «расход природного газа на горелку – температура газораспределительной решётки», с учётом того, что температура газораспределительной решётки», с всементеле реактора природного газа на кислорода на выходе из подогревателя – в смесителе реактора происходит их струйное перемешивание.



Рисунок 4.3 – Реактор окислительного пиролиза

Процесс предварительного подогрева исходных компонентов для реак-

ции в подогревателе описывается следующими переменными состояния:

- температура природного газа перед реактором,  $T_{III}$ , К;
- температура кислорода перед реактором,  $T_{O_2}$ , К.

Температуры  $T_{\Pi\Gamma}$  и  $T_{O_2}$  определяют температуру газораспределительной решетки, которая не может превышать температуру смеси природного газа и кислорода.

Управляющей переменной этого процесса является:

– расход природного газа на горелку подогревателя,  $G_{zop}$ ,  $M^3/c$  – для которого возможно перераспределение с помощью двух клапанов на  $G^1_{rop}$  и  $G^2_{rop}$ ,  $M^3/c$ , для относительно независимого изменения температуры природного газа и кислорода на выходе из подогревателя в зависимости от соотношения расходов природного газа и кислорода на реакцию  $\beta$ .

Для технологической операции подогрева определены следующие возмущающие воздействия:

– изменение температуры природного газа перед реактором,  $\Delta T_{\Pi\Gamma}$ , К;

– изменение температуры кислорода перед реактором,  $\Delta T_{O_2}$ , К;

 неоднородность состава нагреваемого природного газа и подаваемого на горелку подогревателя.

Для *процесса окислительного пиролиза* в реакторе в соответствии с химизмом процесса (окисление метана для поднятия температуры в реакторе, последующее разложение метана до ацетилена и водорода, возможное при температуре реакции разложение полученного ацетилена на сажу и водород):

$$CH_{4} + O_{2} \rightarrow CO + H_{2}O + H_{2}$$

$$CH_{4} + 2 \cdot O_{2} \rightarrow CO_{2} + 2 \cdot H_{2}O$$

$$2 \cdot CH_{4} \rightarrow C_{2}H_{2} + 3 \cdot H_{2}$$

$$C_{2}H_{2} \rightarrow 2 \cdot C + H_{2}$$

$$(4.1)$$

установлены следующие выходные переменные (переменные состояния): – содержание ацетилена в газе пиролиза на выходе из реактора,  $C_{C_2H_2}$ , % (об.);

– содержание метана в газе пиролиза на выходе из реактора,  $C_{CH_4}$ , % (об.);

- температура газа пиролиза на выходе из реактора, *Т*<sub>ГП</sub>, К.
   Внутренними переменными этого процесса являются:
- содержание метана в МКС на выходе из смесителя  $C_{CH_4}^{ex}$ , % (об.);
- содержание кислорода в МКС на выходе из смесителя  $C_{O_2}^{ex}$ , % (об.);
- плотность МКС на выходе из смесителя  $\rho$ , кг/м<sup>3</sup>.
- температура в зоне реакции, *T*, К.
   Входными переменными для данного процесса являются:
- температура природного газа перед реактором,  $T_{III}$ , К;
- температура кислорода перед реактором,  $T_{O_2}$ , К;
- расход природного газа на реакцию,  $G_{CH_{\star}}$ ,  $M^3/c$ ;
- расход кислорода на реакцию  $G_{O_2}$ , м<sup>3</sup>/с.

Для данного технологического процесса возмущающими воздействиями являются:

 изменение соотношения расхода метана и кислорода на реакцию из-за непостоянства состава природного газа, подаваемого на реакцию окислительного пиролиза;

«закоксовываемость» внутренних элементов реактора;

изменение погодных условий, (особенно – сезонное изменение температуры).

При этом для нормального протекания процесса окислительного пиролиза следует поддерживать соотношение расходов метана и кислорода в диапазоне 0.59-0.63 для обеспечения максимального выхода ацетилена. Однако непостоянство состава природного газа приводит к непредсказуемому изменению соотношения «кислород-метан» перед реактором, что также непредсказуемым образом сказывается на состоянии физико-химической обстановки в реакторе: имеющиеся в природном газе примеси понижают температуру в реакторе из-за собственного нагрева, а также вступают в собственные химические взаимодействия, мешая тем самым образованию ацетилена. Поэтому необходима постоянная корректировка соотношения исходных компонентов для реакции окислительного пиролиза β на основе анализа состава газа пиролиза на выходе из реактора с учётом того, что ведение процесса на нижней границе диапазона соотношения «кислород-метан» обеспечит наименьшее количество сажи как побочного продукта реакции со свойствами, обеспечивающими ее наиболее удобную утилизацию.

Основной задачей системы управления процессом окислительного пиролиза является стабильное поддержание требуемого состава получаемого газа пиролиза при обеспечении технологической безопасности процесса. При этом определяется область его безопасного протекания, определяемая ограничениями, накладываемыми на соответствующие переменные, путем стабилизации значений переменных входных и выходных потоков локальных контуров управления (ЛКР).

При протекании процесса окислительного пиролиза должны быть обеспечены следующие ограничения, определяющие его технологическую безопасность:

 максимально допустимая температура МКС на входе реактора ОППГ
 во избежание преждевременного воспламенения МКС или недопущения проскока пламени из реакционной камеры назад в смеситель:

$$T_{peuu} \le T_{peuu}^{\max} \left( T_{peuu}^{\max} \le 710^{\circ} \mathrm{C} \right)$$

(фактически температура *T*<sub>реш</sub> определяется температурами природного газа и кислорода на выходе подогревателя);

максимально допустимые концентрации кислорода и метана на выходе
 из реактора с целью недопущения получения взрывоопасных концентраций
 продуктов окислительного пиролиза:

$$C_{CH_4} \le C_{CH_4}^{\max} \left( C_{CH_4}^{\max} \le 9\% \text{ (o6.)} \right)$$
$$C_{O_2} \le C_{O_2}^{\max} \left( C_{O_2}^{\max} \le 0.8\% \text{ (o6.)} \right)$$

– минимальный расход воды на «закалку» газа пиролиза, так как ацетилен при температуре реакции является неустойчивым соединением и может разлагаться с образованием углерода (сажи) и водорода:

$$G_{B3} \ge G_{B3}^{\min} \left( G_{B3}^{\min} \ge 10 \,\mathrm{m}^3 \,/\,\mathrm{y} \right)$$

 минимально и максимально допустимая температура газа пиролиза на выходе из реактора окислительного пиролиза (практически 60-80<sup>0</sup>C):

$$T_{\Gamma\Pi} \leq T_{\Gamma\Pi}^{\max} \left( T_{\Gamma\Pi}^{\max} \leq 100^{\circ} \mathrm{C} \right)$$
$$T_{\Gamma\Pi} \geq T_{\Gamma\Pi}^{\min} \left( T_{\Gamma\Pi}^{\min} \geq 50^{\circ} \mathrm{C} \right)$$

В случае выхода любого из указанных значений за пределы соответствующего допустимого диапазона процесс переводится «на свечу» – вся система продувается азотом, полученные продукты ОППГ сжигаются в «факеле» независимо от содержания ацетилена в газе пиролиза – с целью предотвращения аварийной ситуации.

Для каждой из переменных, определяющих технологическую безопасность протекания процесса окислительного пиролиза, на основании опроса экспертов выявлены «критические» значения недопустимого приближения к соответствующим предельным границам значений переменных (рисунок 4.4).

При этом отклонения соответствующих значений от предельных будут определять область, в которой процесс еще продолжает оставаться безопасным, но, в случае возникновения каких-либо возмущений, с высокой долей вероятности возможно превышение предельных значений соответствующих переменных (рисунок 4.5).

Предельные значения переменных у<sup>max</sup> и критические значения их отклонений от границ δ приведены в таблице 4.2.



Рисунок 4.4 – Вариант положения рабочей точки процесса по переменным, определяющим его технологическую безопасность, относительно соответствующих критических и оптимальных значений



Рисунок 4.5 – Положение рабочей точки процесса относительно критических и предельных значений, а также точки центра безопасности

Таблица 4.2 – Предельные значения переменных и критические значения их отклонений от границ

| Параманиза                                      | Предельное значе-   | Критическое откло- |
|---|---------------------|--------------------|
| Переменная                                      | ние                 | нение              |
| Температура решетки, °С                         | мах: 710            | 10                 |
| Содержание метана в газе пиро-<br>лиза, % (об.) | мах: 9              | 1                  |
| Содержание кислорода в газе пиролиза, % (об.)   | мах: 0,8            | 0,1                |
| Температура газа пиролиза, °С                   | мах: 100<br>min: 50 | 10                 |
| Расход воды на «закалку», м <sup>3</sup> /ч     | min: 10             | 10                 |

С точки зрения оптимизации ведения процесса нужно обеспечить его протекание в точке, оптимальной в определенном смысле. В данном случае оптимальной с точки зрения обеспечения технологической безопасности процесса является точка его центра безопасности, соответствующая номинальному режиму, но являющаяся оптимальной по критерию обеспечения технологической безопасности.

Таким образом, задача управления процессом окислительного пиролиза заключается в минимизации суммы квадратов расстояний от текущей точки процесса до точки, соответствующей центру безопасности γ<sub>i</sub>

$$\sum_{i} k_i \cdot \gamma_i^2 \to \min$$
 (4.2)

при соблюдении ограничений, не допускающих выход технологического процесса в область недопустимого приближения к границам области безопасности:

$$\bar{\delta} \ge \delta^{\kappa p} \tag{4.3}$$

где  $y_i^*$  – предельные значения технологических переменных, определяющие безопасность ведения процесса;  $\delta_i$  и  $\delta_i^{\text{кр}}$  – отклонение реальных измеренных значений от границы области безопасности и критическое значение этого отклонения по данной переменной *i*,  $k_i$  – коэффициент нормирования. Отклонения  $\delta_i$  определяются следующим образом:

$$\begin{split} \delta_{T_{peu}} &= T_{peu}^{*} - T_{peu}, \ _{cde} \quad T_{peu}^{*} = 710^{0}C \\ \delta_{C_{0_{2}}} &= C_{0_{2}}^{*} - C_{0_{2}, \ _{cde}} \quad C_{0_{2}}^{*} = 0.8\% \ (o\delta.) \\ \delta_{C_{CH_{4}}} &= C_{CH_{4}}^{*} - C_{CH_{4}, \ _{cde}} \quad C_{CH_{4}}^{*} = 9\% \ (o\delta.) \\ \delta_{G_{e_{3}}} &= G_{e_{3}}^{*} - G_{e_{3}, \ _{cde}} \quad G_{e_{3}}^{*} = 10 \ M^{3} / u \\ \delta_{T_{\Gamma\Pi}^{1}} &= T_{\Gamma\Pi}^{*} - T_{\Gamma\Pi, \ _{cde}} \quad T_{\Gamma\Pi}^{*} = 100^{0}C \\ \delta_{T_{\Gamma\Pi}^{2}} &= T_{\Gamma\Pi} - T_{\Gamma\Pi, \ _{cde}} \quad T_{\Gamma\Pi}^{*2} = 50^{0}C \end{split}$$

$$(4.4)$$

Точка безопасности при этом является точкой номинального режима, оптимальной с точки зрения обеспечения технологической безопасности.

Переменные, определяющие безопасность протекания процесса, формируют вектор ограничений, накладываемых на процесс, причем изменение значения  $T_{\text{реш}}$  корректируется изменением расхода природного газа на горелки подогревателя, а значения переменных  $C_{\text{O}_2}$ ,  $C_{\text{CH}_4}$  и  $T_{\text{ГП}}$  характеризуют состояние физико-химической обстановки в реакторе следующим образом:

– увеличение значения  $C_{O_2}$  означает, что кислород поступает в реактор пиролиза в избыточном количестве. Это может быть вызвано недостаточно высоким содержанием метана в природном газе, подаваемом в реактор, что требует корректировки соотношения расходов природного газа и кислорода на реакцию;

– увеличение значения  $C_{CH_4}$  означает, что не весь метан вступает в реакцию. Это может быть вызвано высоким содержанием метана в природном газе, подаваемом в реактор, что также требует корректировки соотношения расходов природного газа и кислорода на реакцию;

– увеличение значения  $C_{CH_4}$  и уменьшение значения  $C_{C_2H_2}$  означает понижение температуры в зоне реакции (вплоть до погасания пламени) по причине уменьшения расхода кислорода на обеспечение разложения метана и понижение температуры до температуры ниже необходимой для образования ацетилена;

– увеличение *T*<sub>гп</sub> вызвано недостаточным расходом воды на «закалку» газа пиролиза и требует корректировки данного расхода.

Исходя из перечисленных особенностей для протекания процесса окислительного пиролиза в условиях обеспечения его технологической безопасности, можно составить вектор управления им, описываемый следующими воздействиями:

– изменение расхода природного газа на реакцию,  $\Delta G_{CH_4}$ , м<sup>3</sup>/с;

– изменение расхода кислорода на реакцию  $\Delta G_{O_2}$ , м<sup>3</sup>/с или изменение соотношения расходов кислорода и природного газа на реакцию;

– изменение расхода природного газа на горелку подогревателя,  $\Delta G_{cop}$ ,  ${\rm m}^3/{\rm c};$ 

– изменение расхода воды на «закалку» газа пиролиза,  $\Delta G_{\rm B3}$ , м<sup>3</sup>/с.

## 4.2 Синтез системы управления процессом окислительного пиролиза

При управлении безопасностью процесса окислительного пиролиза необходимо обеспечение технологических ограничений, накладываемых на процесс, при получении требуемого количества ацетилена как результирующего товарного продукта. Для обеспечения наивысшего уровня безопасности процесса целесообразно его поддержание в точке, максимально удаленной от границ, определяемых ограничениями, накладываемыми на процесс – в центре безопасности. Геометрически центр безопасности представляет собой точку пересечения нормалей к линиям, соответствующим технологическим ограничениям. Однако точка центра безопасности может не соответствовать регламентным условиям, обеспечивающим заданный состав газа пиролиза, а именно – содержание в газе пиролиза ацетилена как требуемого товарного продукта. Поэтому целесообразно ввести понятие области безопасности, как область, в которой при некотором приемлемом снижении индекса безопасности обеспечивается требуемый состав газа пиролиза. Границы области безопасности определяются расстояниями от значений технологических ограничений до текущих значений переменных процесса, при которых обеспечивается заданный уровень технологической безопасности в динамике. Таким образом, задача управления процессом окислительного пиролиза заключается в определении вектора управления, осуществляющего перевод технологического процесса в область безопасности.

Для управления безопасностью процесса окислительного пиролиза производится периодический анализ состава газа пиролиза с целью определения содержания в нем потенциально взрывоопасных концентраций метана, кислорода, ацетилена, а также постоянный контроль температур природного газа и кислорода на выходе подогревателя, температуры газораспределительной решётки реактора и температуры газа пиролиза на выходе из реактора.

Значения этих переменных поступают на вход системы управления, где происходит определение области безопасности, формируемой технологическими ограничениями, причем для содержания метана и кислорода максимальное значение, определяющее безопасность процесса, будет соответствовать их минимальным значениям, а для температур природного газа и кислорода перед реактором и газа пиролиза после реактора – средним допустимым диапазонам.

На основании реальных значений технологических переменных производится перерасчет заданий регуляторов природного газа и кислорода на реакцию окислительного пиролиза (или их соотношения), расхода природного газа на горелку подогревателя, расхода воды на «закалку» газа пиролиза в сторону повышения безопасности.

Для определения новых заданий регуляторов требуется сформулировать соответствующий критерий. Поскольку функционирование реального процесса происходит под постоянным воздействием случайных возмущений, требуется постоянный контроль смещения рабочей точки процесса и определение с ее учетом значений управляющих воздействий. В качестве оценки смещения используется индекс безопасности процесса, определяющий на сколько степень нечёткого равенства имеющейся ситуации соответствует ситуации, определяемой областью технологической безопасности процесса. В качестве центра безопасности может рассматриваться точка процесса, отвечающая лучшим условиям технологического регламента, или, точка, считающаяся наилучшей по мнению экспертов – инженеров и квалифицированных работников, занятых на данном производстве.

С целью обеспечения качественного управления безопасностью процесса окислительного пиролиза разработана схема системы управления и проведено исследование ее работы.

97

Стратегия вычисления центра безопасности. При управлении процессом окислительного пиролиза первую очередь необходимо обеспечить его протекание в условиях технологической безопасности и стабильное содержание ацетилена как результирующего продукта окислительного пиролиза в области его максимально возможных значений. При реализации управления следует придерживаться следующей стратегии определения управляющих воздействий:

 – если температура распределительной решётки реактора близка к предельно допустимой, необходимо уменьшить общий расход природного газа на горелку подогревателя;

 при повышении содержания кислорода и недостатке содержания ацетилена в газе пиролиза необходимо увеличивать расход природного газа на реакцию;

 при повышении содержания кислорода и достаточном содержании ацетилена в газе пиролиза необходимо уменьшить расход кислорода на реакцию;

 при понижении содержания кислорода и метана, а также недостатке содержания ацетилена в газе пиролиза необходимо увеличивать расходы кислорода и природного газа на реакцию в соответствии с их соотношением;

 при понижении содержания кислорода, среднем содержании метана и содержании ацетилена и метана в газе пиролиза необходимо увеличивать расход кислорода на реакцию;

 при повышении содержания метана и достаточном содержании ацетилена в газе пиролиза необходимо уменьшить расход природного газа на реакцию;

 при повышении содержания метана в газе пиролиза необходимо увеличивать расход кислорода на реакцию;

 при повышении содержания метана в газе пиролиза и недостаточном содержании ацетилена необходимо увеличивать расход кислорода на реакцию; – при недостатке содержания ацетилена в газе пиролиза необходимо корректировать соотношение расходов природного газа и кислорода на реакцию в сторону увеличения, если при этом повышено содержание метана в газе пиролиза, и сторону уменьшения, если при этом повышено содержание кислорода в газе пиролиза;

Таким образом, определяются следующие лингвистические переменные, определяющие безопасность протекания процесса:

- «отклонение температуры распределительной решетки»,  $\delta T_{\text{pem}}$ ;
- «отклонение содержания метана в газе пиролиза»,  $\delta C_{CH}$ ;
- «отклонение содержания кислорода в газе пиролиза»,  $\delta C_{\Omega_2}$ ;
- «отклонение температуры газа пиролиза»,  $\delta T_{\Gamma\Pi}$ ;
- «отклонение расхода воды на «закалку» газа пиролиза»,  $\delta G_{\rm B3}$ .

Диапазоны изменения указанных значений приведены в таблице 4.3.

Таблица 4.3 – Диапазоны изменения лингвистических переменных, определяющих безопасность протекания процесса окислительного пиролиза

| Переменная/Значение                                | LOW   | MIDDLE  | HIGH    |
|--|-------|---------|---------|
| $\delta T_{\rm peut}$ , <sup>0</sup> C             | 0-5   | 5-105   | 105-150 |
| δ <i>C</i> <sub>CH4</sub> , % (об.)                | 0-1   | 1-3     | 3-9     |
| δ <i>C</i> <sub>O2</sub> , % (об.)                 | 0-0.1 | 0.1-0.6 | 0.6-0.8 |
| $\delta T_{\Gamma\Pi}, {}^{0}C$                    | 0-10  | 10-40   | 40-50   |
| $\delta G_{\mathrm{B3}},\mathrm{M}^{3}/\mathrm{ч}$ | 0-10  | 10-50   | 50-90   |

При этом для описания протекания процесса окислительного пиролиза на уровне локальных контуров управления (ЛКР) определяются следующие значения лингвистических переменных:

– «содержание ацетилена в газе пиролиза»,  $G_{C_2H_2}$ ;

- «расход природного газа на реакцию»,  $G_{\Gamma\Pi}$ ;
- «расход кислорода на реакцию»,  $G_{0_2}$ ;
- «расход природного газа на горелку»,  $G_{ron}$ ;
- «расход воды на «закалку» газа пиролиза», G<sub>вз</sub>,

определяющих безопасность протекания процесса окислительного пиролиз, диапазоны изменения которых представлены в таблице 4.4:

Таблица 4.4 – Формализация лингвистических переменных локальных контуров управления

|                                 | Область         | Има                     | Область        |
|---------------------------------|-----------------|-------------------------|----------------|
| Имя лингвистиче-                | определения     | ИМЯ<br>Торм-            | определения    |
| ской переменной                 | лингвистической | терм-                   | терм-          |
|                                 | переменной      | множества               | множества      |
| Содержание ацетилена            |                 | $C_1 = LOW$             | [0, 6]         |
| в газе пиролиза, %              | [0, 8]          | $C_2 = MIDDLE$          | [6, 7]         |
| (об.)                           |                 | C <sub>3</sub> = HIGH   | [7, 8]         |
|                                 |                 | $F_1 = LOW$             | [0.83, 0.97]   |
| Расход природного га-           | [0.83, 1.53]    | $F_2 = MIDDLE$          | [0.97, 1.25]   |
| за на реакцию, м /с             |                 | F <sub>3</sub> = HIGH   | [1.25, 1.53]   |
| Deeven monopolite us            |                 | $H_1 = LOW$             | [0.49, 0.57]   |
| Расход кислорода на             | [0.49, 0.91]    | H <sub>2</sub> = MIDDLE | [0.57, 0.74]   |
| реакцию, м /с                   |                 | H <sub>3</sub> = HIGH   | [0.74, 0.91]   |
| Расход природного га-           |                 | $M_1 = LOW$             | [0.22, 0.26]   |
| за на подогрев при-             | [0.22, 0.33]    | M <sub>2</sub> = MIDDLE | [0.26, 0.29]   |
| родного газа, м <sup>3</sup> /с |                 | M <sub>3</sub> = HIGH   | [0.29, 0.33]   |
| Расход природного га-           |                 | $V_1 = LOW$             | [0.14, 0.156]  |
| за на подогрев кисло-           | [0.14, 0.19]    | V <sub>2</sub> = MIDDLE | [0.156, 0.173] |
| рода, м <sup>3</sup> /с         |                 | V <sub>3</sub> = HIGH   | [0.173, 0.19]  |
| Расход воды на «за-             |                 | $V_1 = LOW$             | [0.18, 0.33]   |
| калку» газа пиролиза,           | [0.18, 1.1]     | V <sub>2</sub> = MIDDLE | [0.33, 0.68]   |
| $M^{3}/c$                       |                 | V <sub>3</sub> = HIGH   | [0.68, 1.1]    |

Функции принадлежности входных и выходных переменных, обеспечивающие наилучшие качества управления, представлены на рисунках 4.6-4.11:





температуры решётки»



Рисунок 4.7 – Функция принадлежности переменной «Расход природного

газа на горелку»



Рисунок 4.8 – Функция принадлежности переменной «Содержание ацетилена

в газе пиролиза»



Рисунок 4.9 – Функция принадлежности переменной «Отклонение

температуры газа пиролиза»

102



Рисунок 4.10 – Функция принадлежности терм-множества «Расход воды на

закалку»

Membership Function Editor: FC\_O2 File Edit View Membership function plots plot points 181 FIS Variables middle high X G02 0.5 input variable "dCH4" Current Variable Current Membership Function (click on MF to select) Name Name dCH4 low Туре Ŧ gaussmf Туре input Params [0.3134 6.24e-17] Range [0 9] **Display Range** Help [0 9] Close Selected variable "dCH4"

Рисунок 4.11 – Функция принадлежности переменной «Отклонение

содержания метана в газе пиролиза»

103

- 1 IF ( $\delta T_{\text{peut}}$  is «HIGH») TO ( $G_{\text{rop}}$  is «HIGH»);
- 2 IF ( $\delta T_{\text{peut}}$  is «MIDDLE») TO ( $G_{\text{rop}}$  is «MIDDLE»);
- 3 IF ( $\delta T_{\text{peut}}$  is «LOW») TO ( $G_{\text{rop}}$  is «LOW»);
- 4 IF ( $\delta C_{O_2}$  is «HIGH») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «LOW») AND ( $\delta C_{CH_4}$  is «LOW») TO ( $G_{O_2}$  is «HIGH»);
- 5 IF ( $\delta C_{O_2}$  is «HIGH») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «HIGH») AND ( $\delta C_{CH_4}$  is «LOW») TO ( $G_{CH_4}$  is «LOW»);
- 6 IF ( $\delta C_{O_2}$  is «LOW») AND ( $\delta C_{CH_4}$  is «MIDDLE») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «LOW») TO ( $G_{CH_4}$  is «MIDDLE»);
- 7 IF ( $\delta C_{O_2}$  is «LOW») AND ( $\delta C_{CH_4}$  is «MIDDLE») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «LOW») TO ( $G_{O_2}$  is «HIGH»);
- 8 IF ( $\delta C_{O_2}$  is «MIDDLE») AND ( $\delta C_{CH_4}$  is «LOW») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «LOW») TO ( $G_{CH_4}$  is «LOW»);
- 9 IF ( $\delta C_{O_2}$  is «MIDDLE») AND ( $\delta C_{CH_4}$  is «LOW») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «LOW») TO ( $G_{O_2}$  is «MIDDLE»);
- 10 IF ( $\delta C_{O_2}$  is «LOW») AND ( $\delta C_{CH_4}$  is «MIDDLE») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «HIGH») TO ( $G_{O_2}$  is «LOW»);
- 11 IF ( $\delta C_{CH_4}$  is «HIGH») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «HIGH») TO ( $G_{CH_4}$  is «HIGH»);
- 12 IF ( $\delta C_{CH_4}$  is «HIGH») AND ( $C_{C_2H_2}$  is «HIGH») TO ( $G_{O_2}$  is «MIDDLE»);
- 13 IF ( $\delta C_{CH_4}$  is «HIGH») TO ( $G_{O_2}$  is «LOW»);
- 14 IF ( $\delta C_{CH_4}$  is «HIGH») AND ( $C_{C,H_2}$  is «LOW») TO ( $G_{O_2}$  is «HIGH»);
- 15 IF ( $\delta C_{CH_4}$  is «HIGH») AND ( $C_{C,H_2}$  is «LOW») TO ( $G_{O_2}$  is «HIGH»);
- 16 IF ( $C_{C_2H_2}$  is «LOW») AND ( $\delta C_{O_2}$  is «HIGH») TO ( $G_{CH_4}$  is «HIGH»);
- 17 IF ( $C_{C_{2H_2}}$  is «LOW») AND ( $\delta C_{O_2}$  is «HIGH») TO ( $G_{O_2}$  is «HIGH»);

18 IF ( $C_{C_2H_2}$  is «MIDDLE») AND ( $\delta C_{O_2}$  is «HIGH») TO ( $G_{CH_4}$  is «HIGH»); 19 IF ( $C_{C_2H_2}$  is «MIDDLE») AND ( $\delta C_{O_2}$  is «HIGH») TO ( $G_{O_2}$  is «MIDDLE»); 20 IF ( $C_{C_2H_2}$  is «LOW») AND ( $\delta T_{\Gamma\Pi}$  is «LOW») TO ( $G_{B3}$  is «HIGH»); 21 IF ( $C_{C_2H_2}$  is «HIGH») AND ( $\delta T_{\Gamma\Pi}$  is «HIGH») TO ( $G_{B3}$  is «LOW»); 22 IF ( $C_{C_3H_2}$  is «HIGH») AND ( $\delta T_{\Gamma\Pi}$  is «MIDDLE») TO ( $G_{B3}$  is «MIDDLE»).

Критические отклонения от максимально допустимых значений формируют область, определяемую значениями LOW эвристических правил, при этом попадание реальных значений переменных в эту область требует скорейшего перехода в более безопасную область, определяемую значениями MIDDLE и HIGH). Причем чем ближе значение переменной к верхней границе, тем быстрее нужно осуществить этот переход.

Выход какой-то одной переменной в область значений, определяемых как LOW, не означает необходимости изменения значений остальных переменных, определяющих безопасность протекания процесса.

При нахождении значений переменных в областях, определяемых значениями MIDDLE и HIGH, задача системы управления состоит в минимизации квадрата расстояния от текущей точки до точки, соответствующей центру безопасности по данной переменной  $\gamma_i$  (где i=1..5 определяется количеством переменных, определяющих безопасность протекания процесса), исходя из имеющихся значений входных величин при условии соблюдения ограничений по обеспечению технологической безопасности:

Таким образом, при нахождении рабочей точки процесса в области, определяемой значениями «MIDDLE» или «HIGH» для переменных  $\delta C_{O2}$ ,  $\delta C_{CH4}$ , «MIDDLE» для переменных  $\delta T_{\Gamma\Pi}$  и  $\delta T_{pem}$  (рисунок 4.12а), «HIGH» для переменной  $C_{C2H2}$  достаточно стабилизировать имеющиеся значения управляемых переменных локальных контуров управления.



Рисунок 4.12 – Возможное положение рабочей точки процесса внутри области безопасности: а) в безопасном и б) менее безопасном режимах При переходе рабочей точки процесса в область, определяемую значениями «LOW» для любой из перечисленных переменных (рисунок 4.12б), необходимо осуществить его переход точку в более безопасную область протекания («MIDDLE» или «HIGH» для соответствующих переменных) с помощью нечеткого регулирования управляющих воздействий в соответствии с предлагаемыми правилами нечеткого вывода.

В данной работе предлагается система управления, представленная двумя уровнями управления: нижний уровень обеспечивает требуемые характеристики потоков локальных контуров управления, верхний уровень является основным с точки зрения обеспечения технологической безопасности: он осуществляет расчет заданий для регуляторов нижнего уровня с учетом требований безопасности.

Локальными контурами нижнего уровня являются:

 стабилизация расхода метана на реакцию окислительного пиролиза (регулятор Р1) для обеспечения требуемого количества получаемого из него ацетилена как требуемого товарного продукта;

– стабилизация расхода кислорода на реакцию окислительного пиролиза (регулятор P2) с учетом соблюдения соотношения «кислород-метан» в диапазоне, обеспечивающем максимальное содержание ацетилена в газа пиролиза и минимальное образование сажи, являющейся при этом мелкодисперсной и хорошо всплывающей, что удобно для ее последующей утилизации;

 – регулирование расхода природного газа на горелку (регулятор РЗ) для обеспечения требуемой температуры природного газа на выходе из подогревателя;

– регулирование расхода природного газа на горелку (регулятор Р4) для обеспечения требуемой температуры кислорода на выходе из подогревателя;

 – регулирование расхода воды на «закалку» (регулятор Р5) для обеспечения требуемой температуры газа пиролиза на выходе из реактора. Контроль перечисленных температур производится автоматически постоянно. Контроль состава газа пиролиза производится периодически – 1 раз в час.

Верхний уровень предлагаемой системы управления, определяющий безопасность протекания процесса окислительного пиролиза, в зависимости от значений температуры газораспределительной решётки (определяемой температурами метана и кислорода на выходе из подогревателя), содержания метана и кислорода в газе пиролиза на выходе из реактора в соответствии с правилами нечеткого вывода определяет задания для регуляторов нижнего уровня, определяя задание для общего расхода метана на горелку подогревателя (Регулятор 1), осуществляет корректировку значения соотношения расходов «кислород-метан» изменением расхода кислорода в реактор (Регулятор 2), а также расход воды на «закалку» газа пиролиза (Регулятор 4). При этом целесообразно реализовать выработку управляющего воздействия отдельно для каждой из управляемых переменных нижнего уровня с помощью соответствующего регулятора с собственным набором правил нечёткого логического вывода (таблица 4.5).

| Таблица   | 4.5 | — | Распределение | правил | нечеткого | вывода | относительно |
|-----------|-----|---|---------------|--------|-----------|--------|--------------|
| регулятор | OOB |   |               |        |           |        |              |

| Входные переменные   | Правила                         | Выходные            |
|--|---------------------------------|---------------------|
|  |                                 | переменные          |
| Регулятор 1: $\delta T_{\rm peut}$   | 1, 2, 3                         | $G_{ m rop}$        |
| Регулятор 2: $\delta C_{\text{O}_2}$ , $\delta C_{\text{CH}_4}$ , $C_{\text{C}_2\text{H}_2}$ | 4, 7, 9, 10, 12, 13, 15, 17, 19 | $G_{\mathrm{O}_2}$  |
| Регулятор 3: $\delta C_{\text{O}_2}$ , $\delta C_{\text{CH}_4}$ , $C_{\text{C}_2\text{H}_2}$ | 5, 6, 8, 11, 14, 16, 18         | $G_{\mathrm{CH}_4}$ |
| Регулятор 4: $C_{C_{2}H_{2}}$ , $\delta T_{\Gamma\Pi}$                                       | 21, 22                          | $G_{ m B3}$         |

Поскольку контроль содержания компонентов в газе пиролиза на выходе из реактора производится с периодичностью 1 час, следует предусмот-
реть возможность прогнозирования значений переменных, определяющих технологическую безопасность протекания процесса окислительного пиролиза. Для этих целей данные, собираемые с соответствующих датчиков, обрабатываются для получения прогнозных значений требуемых переменных и выработки управляющих воздействий, предупреждающих выход технологического процесса из области его технологической безопасности.

В силу особенностей процесса окислительного пиролиза не вся информация о состоянии объекта регулирования может быть получена постоянно. Ряд параметров: содержание метана, кислорода и ацетилена в газе пиролиза определяется 1 раз в час. Из этого следует, что для объекта управления 1 раз в час может быть получена информация, на основании которой определяется область безопасности его функционирования. При этом формируется вектор Y, представляющий собой общую выходную векторную координату системы управления. Вектор Y состоит из элементов, определяющих близость параметров, определяющих безопасность протекания процесса ( $\delta C_{02}$ ,  $\delta C_{CH4}$ ,  $\delta T_{\Gamma\Pi}$ - возможность появления взрывоопасных сочетаний компонентов и опасного превышения температуры газа пиролиза), к соответствующим границам области безопасности и концентрация ацетилена СС2H2 как требуемого товарного продукта. Таким образом, 1 раз в час после определения области безопасности значения вектора У поступают на блок Расчета центра безопасности (рисунок 4.13), где сравниваются с соответствующими значениями, рассчитанными по математической модели процесса. Объект и модель в течение часа «работают» независимо друг от друга – до поступления новых сведений с объекта.

Рассогласования значений, полученных с объекта и по модели, поступают на входы Блока коррекции заданий нечетких регуляторов P1-P4 локальных контуров управления нижнего уровня, которые вырабатывают задания для расходов метана, кислорода, воды на «закалку» газа пиролиза и природного газа на горелку подогревателя соответственно.



Рисунок 4.13 – Система управления процессом окислительного пиролиза

Регуляторы РЗ и Р4 работают практически в непрерывном (аналоговом) режиме, потому что температура газораспределительной решетки и температура газа пиролиза на выходе из реактора измеряются постоянно. Как процесс, так и модель работают под воздействием различных возмущений. Но при этом можно считать, что модель работает в квазинепрерывном режиме, а сведения с объекта поступают через промежутки времени. Поэтому после поступления реальных сведений с объекта в случае их расхождения со значениями, полученными по модели, необходимо присвоить начальным значениями расчета по модели для следующего шага расчета, значения переменных, полученные с объекта. С этой целью для каждой переменной вводится по правочный коэффициент  $\alpha_k$  для корректировки значений, определяемых по модели с учетом расхождения значений, полученных с объекта и рассчитанных с помощью модели (рисунок 4.14). Коэффициент  $\alpha$  корректирует выходные параметры модели, при этом имея целью уменьшить расхождение изме-

ренных и рассчитанных параметров на следующем шаге или – в идеальном случае – исключить это расхождение.



Рисунок 4.14 – Графическая интерпретация зависимости значений, полученных с объекта и по модели

В виде алгоритма функционирование верхнего уровня предлагаемой системы управления выглядит следующим образом (рисунок 4.15):

Блок 1 – Определение области безопасности процесса на основании сведений, полученных с объекта, и формирование вектора отклонений параметров, определяющих безопасность протекания процесса, от границ области безопасности *Y*.

Блок 2 – Определяется вектор расхождений α, как отношение параметров, полученных с объекта, к значениям, рассчитанным по модели.

Блок 3 – Присваивание значениям модели значений, полученных с объекта управления.

Блок 4 – Задание начального значения n=0.

Блок 5 – Задание начальных значений для промежуточных (проводимых в течение часа) расчетов по модели при отсутствии данных с объекта управления.

Блок 6 – Расчёт заданий для регуляторов нижнего уровня Р1, Р2, Р3 в соответствии с правилами нечеткого вывода.



Рисунок 4.15 – Алгоритм работы верхнего уровня системы управления

процессом

Блок 7 – Расчёт параметров объекта по модели.

Блок 8 – Корректировка значений, полученных по модели, в зависимости от значения α.

Блок 9 – Определение области безопасности, исходя из выходных значений, рассчитанных по модели.

Блок 10 – Переход к следующему промежуточному значению *n*.

Блок 11 – Проверка условия окончания промежуточных расчётов по модели n<N (в результате проведенных расчётов установлено, что увеличение N>4 не приводит к принципиальным отличиям в расчётах) и возврат к Блоку 1 при получении очередных значений с объекта управления.

Структурная схема предлагаемой системы управления, реализованная средствами системы Matlab (Simulink), приведена на рисунке 4.16.



Рисунок 4.16 – Модель системы управления процессом окислительного пи-

ролиза в Matlab

## 4.3 Имитационное моделирование системы ситуационного управления

Для моделирования системы управления с использованием переходных характеристик, полученных в п.2., получены выражения для передаточных функций по каналам управления, значимым с точки зрения обеспечения технологической безопасности (таблица 4.6).

Таблица 4.6 – Выражения для передаточных функций по каналам управления, определяющих технологическую безопасность процесса

| Канал управления                    | Выражение для передаточной функ-                            |
|-------------------------------------|---|
|                                     | ции   |
| Расход природного газа на горелку – | $W(s) = \frac{1}{-3.6 \cdot s}$                             |
| температура решётки                 | $W(3) = \frac{1}{(7.2 \cdot s + 1)} \cdot e^{-\frac{1}{2}}$ |
| Расход природного газа на реакцию – | W(a) = 0.0033   |
| содержание метана в газе пиролиза   | $W(s) = \frac{12 \cdot s + 1}{12 \cdot s + 1}$              |
| Расход кислорода на реакцию – со-   | $W(s) = \frac{0.035}{0.035}$                                |
| держание метана в газе пиролиза     | $w(s) = \frac{12 \cdot s + 1}{12 \cdot s + 1}$              |
| Расход природного газа на реакцию – | W(s) = 0.035  |
| содержание кислорода в газе пироли- | $W(s) = \frac{1}{20 \cdot s + 1}$                           |
| 3a                                  |   |
| Расход кислорода на реакцию – со-   | W(s) = 0.035  |
| держание кислорода в газе пиролиза  | $W(s) = \frac{12 \cdot s + 1}{12 \cdot s + 1}$              |
| Расход природного газа на реакцию – | $W(s) = \frac{0.08}{100000000000000000000000000000000000$   |
| содержание ацетилена в газе пироли- | $w(s) = \frac{1}{6 \cdot s + 1}$                            |
| 3a                                  |   |
| Расход кислорода на реакцию – со-   | $W(s) = \frac{1}{1}$  |
| держание ацетилена в газе пиролиза  | $w(s) = \frac{12 \cdot s + 1}{12 \cdot s + 1}$              |
| Расход воды на «закалку» – темпера- | W(s) = 130  |
| тура газа пиролиза                  | $w(s) = \frac{1}{2 \cdot s + 1}$                            |

Реализация полученной модели средствами системы Simulink пакета Matlab представлена на рисунке 4.17.

В результате моделирования были получены графики переходных процессов изменения расходов при изменении заданий регуляторам нижнего уровня. В качестве примера на рисунке 4.18 приведены графики переходных процессов для изменения температуры распределительной решетки после изменением расхода природного газа на горелку подогревателя после изменения задания выработкой управляющего воздействия на верхнем уровне системы управления на соответствующий регулятор нижнего уровня.



Рисунок 4.17 – Реализация математической модели в Matlab

Расход природного газа на горелку непосредственно влияет на протекание процесса в реакторе окислительного пиролиза и при этом определяет значение температуры распределительной решетки, как одной из составляющих характеристик, обуславливающих технологическую безопасность процесса окислительного пиролиза.





Из анализа полученных данных следует, что ни в одном из случаев при регулировании не происходит выхода температуры решетки за пределы, определяющие область безопасности протекания процесса окислительного пиролиза.

#### 4.4 Оценка качества системы управления

С целью оценки качества работы системы управления проведен сравнительный анализ частоты попадания параметров, определяющих технологическую безопасность процесса производства ацетилена, в заданные интервалы, включая выход за пределы области допустимых значений (рисунок 4.19).

При этом можно прогнозировать уменьшение аварийных остановок процесса при использовании предлагаемого двухуровневого варианта системы управления (рисунок 4.20)



Рисунок 4.19 – Распределение вероятности попадания содержания метана и кислорода в газе пиролиза в заданные интервалы при использовании существующей (🗹) и предлагаемой (🏾) систем управления



Рисунок 4.20 – Прогнозируемое уменьшение числа аварийных остановок при использовании существующей (☑) и предлагаемой (■) двухуровневой систем управления

Из анализа полученных данных можно сделать вывод о том, что при использовании предлагаемого варианта системы управления снижается вероятность перехода процесса окислительного пиролиза в аварийную ситуацию, а также увеличивается вероятность попадания в интервалы, в которых содержание метана в газе пиролиза ниже, чем при использовании существующей системы управления, что благоприятно с точки зрения обеспечения технологической безопасности процесса.

#### Заключение

В четвертой главе предложен вариант структуры системы управления процессом окислительного пиролиза на основе определения области безопасного функционирования процесса. Структура систему управления включает в себя два уровня управления, причем безопасность процесса обеспечивает верхний уровень системы. Разработан алгоритм функционирования верхнего уровня системы управления процессом, обеспечивающий определение текущего состояния процесса относительно области безопасности, определение вектора расстояний каждого параметра от границ соответствующей области, а также выработку заданий регуляторам нижнего уровня на основании правил нечеткого вывода. Проведен анализ работоспособности предложенной системы управления в различных режимах функционирования

# Основные результаты работы

- На основании экспериментальных данных составлено математическое описание процесса производства ацетилена окислительным пиролизом природного газа.
- В результате анализа динамических свойств процесса окислительного пиролиза выявлены факторы, определяющие содержание ацетилена в газе пиролиза на выходе из реактора.
- 3. Определены ограничения модели кусочно-линейной аппроксимации.
- Представлена методика определения центра безопасности для процесса окислительного пиролиза.
- Предложен вариант двухуровневой структуры системы управления с учетом специфических особенностей процесса окислительного пиролиза на основе определения области безопасности.
- Проведен анализ работоспособности предложенной структуры системы управления на разработанной модели при различных условиях протекания процесса.
- Двухуровневая структура системы управления процессом окислительного пиролиза на основе определения области безопасности обеспечила лучшие показатели качества переходных процессов.

# СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

- Системный анализ процессов химической технологии: метод нечетких множеств: монография / В. В. Кафаров, И. Н. Дорохов, Е. П. Марков; под общей редакцией Н. М. Жаворонкова. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва: Издательство Юрайт, 2019. – 360 с.
- Кафаров, В. В. Системный анализ процессов химической технологии: основы стратегии: монография / В. В. Кафаров, И. Н. Дорохов; ответственный редактор Н. М. Жаворонков. 2-е изд., перераб. и доп. Москва: Издательство Юрайт, 2019. 499 с.
- Кафаров, В. В. Математическое моделирование основных процессов химических производств: учебное пособие для академического бакалавриата / В. В. Кафаров, М. Б. Глебов. – 2-е изд., перераб. и доп. – Москва: Издательство Юрайт, 2019. – 403 с.
- Егоров А.Ф., Савицкая Т.В. Анализ риска, оценка последствий аварий и управление безопасностью химических, нефтеперерабатывающих и нефтехимических и производств. – М.: Химия, КолосС, 2010. – 526 с.
- 5. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и теплопередача в химии и химической кинетике: 2-е изд., перераб. и доп. – М.: Наука, 1967, 494 с.
- А. Ф. Егоров, Т. В. Савицкая, П. Г. Михайлова, "Модели и методы решения задач оперативного управления безопасностью непрерывных химикотехнологических систем. Ч. 1. Управление в условиях неопределенности", Пробл. управл., 2005, № 6, 50–56
- А. Ф. Егоров, Т. В. Савицкая, П. Г. Михайлова, "Модели и методы решения задач оперативного управления безопасностью непрерывных химикотехнологических систем. Ч. 2. Продукционные модели представления знаний в системах поддержки принятия решений", Пробл. управл., 2006, № 3, 25–30
- Антонов В.Н., Лапидус А.С. Производство ацетилена. М.: Химия, 1970. 416с.

- Адельсон С.В., Вишнякова Т.П., Паушкин Я.М. Технология нефтехимического синтеза: Учеб. для вузов. – М.: Химия, 1985.–608 с.
- 10.Юкельсон И.И. Технология основного органического синтеза. М. Химия, 1968.–848 с.
- 11.Голубятников В.А., Шувалов В.В. Автоматизация производственных процессов в химической промышленности. – М.: Химия, 1985. – 352 с.
- 12.Богатиков 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.
- 13.Гусейнова Ф.К., Караев Р.А., Романюк И.М. О моделировании реакторов окислительного пиролиза метана // Теор. основы хим. технологии. 1995. Т.29. N 1. C.31-39.
- 14. Тучинский М.Р., Родных Ю.В. Математическое моделирование и оптимизация пиролизных установок. – М.: Химия, 1979. – 168 с.
- 15.Родин С.Н. Разработка системы управления производством ацетилена на основе аппарата нечеткой логик с учетом с учетом эколоических факторов. Дис. ... кан. техн. наук. М., РХТУ, 2006. –223 с.
- 16.Гусейнова Ф.К.-к. Моделирование ректоров окислительного пиролиза и вопросы микросмешения. ). Автореф. дис. ... канд. техн. наук. - Баку, 1992. - 21 с.
- 17.Investigation of Gas-Phase Methane Oxidation by Reactor Pro\_le Measurements and Microkinetic Modeling.Sardor Mavlyankariev aus Taschkent, zur Erlangung des akademischen Grades Doktor der Ingenieurwissenschaften - Dr. Ing. -Usbekistan. Berlin 2013. – 166 p.
- 18.Тимофеев В.С. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза: Учеб. пособие для вузов/ В.С.Тимофеев, Л.А.Серафимов. – М.: Высш.шк., 2003. – 536 с.

- 19. Арутюнов, В. С. Органическая химия: окислительные превращения метана: учебное пособие для вузов / В. С. Арутюнов, О. В. Крылов. – 2-е изд., испр. и доп. – Москва: Издательство Юрайт, 2019.
- 20. Лебедев Н.Н. Химия и технология основного органического нефтехимического синтеза: Учебник для вузов. – М.: Химия, 1988.–592 с.
- 21.Городецкий А.Е., Дубаренко В.В., Курбанов В.Г., Тарасова И.Л. Логиковероятностные методы моделирования плохо формализуемых процессов и систем // Известия Южного федерального университета. Технические науки. Вып. №6 / том 131 / 2012. С. 255-257
- 22.Потехин В.М., Потехин В.В. Основы теории химических процессов технологии органических веществ и нефтепереработки: Учебник для вузов. – СПб: Химиздат, 2007. – 944 с.
- 23.Mirosław Dors, Helena Nowakowska, Mariusz Jasinski, Jerzy Mizeraczyk. Chemical Kinetics of Methane Pyrolysis in Microwave Plasma at Atmospheric Pressure //Plasma Chem Plasma Process (2014) 34:313–326 pp.
- 24.Дюк В., Самойленко А. Data Mining: Учебный курс. СПб: Питер, 2001. 368 с.
- 25.Рыжков А.Ф., Силин В.Е., Попов А.В., Богатова Т.Ф., Вальцев Н.В. Совершенствование способов получения синтез-газов из высокореакционных топлив //Сборник научных статей Современная наука, 2011, № 3 (8). С.3-8
- 26.Блохин А.И., Зарецкий М.И., Стельмах Г.П., Эйвазов Т.С. Новые технологии переработки высокосернистых сланцев. М.: Светлый стан, 2001. – 192 с.
- 27.Грек А.С., Усенко А.Ю., Губинский М.В., Шишко Ю.В. Исследование термического разложения биомассы в окислительной среде //Интегрированные технологии и энергосбережение 2'2005. С.110-114
- 28.Кремнева Е.В. Разработка энергосберегающей технологии двухстадийной газификации биомассы для когенерационных установок//Восточно-

Европейский журнал передовых технологий. Выпуск№ 8 (72) / том 6 / 2014. – С.40-47

- 29.В.И. Багрянцев, С.А. Казимиров, А.И. Куценко, А.П. Подольский, А.А. Рыбушкин, М.В. Темлянцев. Практика и перспективы использования твердых углеродсодержащих отходов в качестве топлива для энергетических агрегатов // Вестник Сибирского государственного индустриального университета № 3(5), 2013. С.33-38
- 30. Thermal Conversion of Methane to Acetylene. Final Report. Idaho National Engineering and Environmental Laboratory. January 2000
- 31.Б.Н. Кузнецов. Некоторые актуальные направления исследований в области химической переработки древесной биомассы и бурых углей // Химия в интересах устойчивого развития 9 (2001). – С. 443-459
- 32.Косивцов, Ю.Ю. Технология пиролиза органических материалов: монография / Ю.Ю. Косивцов, Э.М. Сульман. 1-е изд. Тверь: ТГТУ, 2010. – 124 с.
- 33.Detailed Kinetic Modeling of Gas-Phase Reactions in the Chemical Vapor Deposition of Carbon from Light Hydrocarbons. Koyo Norinaga, Olaf Deutschmann // Ind. Eng. Chem. Res. 2007, 46, 3547-3557
- 34.Enrique Iglesia. Challenges and Progress in the Conversion of Natural Gas to Fuels and Chemicals // Fuel Chemistry Division Preprints 2002, 47(1), pp.128-131.
- 35. Young-Gil Cho, Kyong-Hoon Choi, Yong-Rok Kim, and Sung-Han Lee. Kinetic Investigation of Oxidative Methane Pyrolysis at High CH4/O2 Ratio in a Quartz Flow Microreactor below 1073 K // Bull. Korean Chem. Soc. 2008, Vol. 29, No. 8, pp.1609-1612
- 36.М.Е.Бушуева, В.В.Беляков. Диагностика сложных технических систем // Труды 1-го совещания по проекту НАТО SfP-973799 Semiconductors. Нижний Новгород, 2001. – С.63-98

- 37.М.Е.Бушуева, В.В.Беляков. Многокритериальная оптимизация контролепригодности сложных систем // Труды 1-го совещания по проекту НАТО SfP–973799 Semiconductors. Нижний Новгород, 2002. – С.74-83
- 38.Кафаров В.В. Принципы создания безотходных химических производств.- М.: Химия, 1982. 288 с.
- 39.ГОСТ 27.00289. Надежность в технике. Основные понятия. Термины и определения. М.: Изд-во стандартов, 1989. 37 с.
- 40.Сафарбаков А.М., Лукьянов А.В., Пахомов С.В. Основы технической диагностики: учебное пособие. – Иркутск: ИрГУПС, 2006. – 216 с.
- 41. Аврутов В.В., Бурау Н.И. Надежность и диагностика приборов и систем: учебное пособие. – К: НТУУ «КПИ», 2014. – 156 с.
- 42.Палюх Б.В. Основы построения и разработки автоматизированной системы управления эксплуатационной надежностью химических производств: Дис. ... докт. техн. наук (05.13.06). - М., 1991. - 360 с.
- 43.Баранов А.В. Надежность и диагностика технологических систем. Рыбинск, РГАТА, 2006. – 138 с.
- 44. Майоров А.В., Москатов Г.К., Шибанов Г.П. Безопасность функционирования автоматизированных объектов. М.: Машиностроение, 1988. – 264с.
- 45.Целыковский В.П., Палюх Б.В. Комбинированные методы управления и защиты потенциально опасных процессов химических производств // Методы кибернетики химико-технологических процессов: Всес. научн. конф. – М., 1989. – С.120.
- 46. Киселев Ю.В. Вибрационная диагностика систем и конструкций авиационной техники [Электронный ресурс]: Ю.В. Киселев, Д.Ю. Киселев, С.Н.Тиц. – Самара: Изд-во Самар.гос.аэрокосм.ун-та, 2012.
- 47.Воронин В.В., Констанди Г.Г., Январев Ю.Э. Диагностирование динамических объектов непрерывного типа. – Л.: ЦНИИ Румб, 1986. – 137 с.

- 48. Тимошенков, С. П. Надежность технических систем и техногенный риск / С.П. Тимошенков, Б. М. Симонов, В. Н. Горошко. – Москва: Издательство Юрайт, 2019. – 502 с.
- 49. Северцев, Н.·А. Динамические системы: безопасность и отказоустойчивость / Н. А. Северцев. — 2-е изд., перераб. и доп. — Москва: Издательство Юрайт, 2019. — 415 с.
- 50. Технические средства диагностирования: Справочник. / Под ред. Клюева В.В. М.: Машиностроение, 1989. 672 с.
- 51.Бахтадзе Н.Н., Потоцкий В.А. Современные методы управления производственными процессами // Проблемы управления. Вып. № 3.1 / 2009. С. 56-63.
- 52.Миронов С. В. Об одном алгоритме для поиска маски диагностической информации // Известия Саратовского университета. Новая серия. Серия Математика. Механика. Информатика. Вып. № 2 / том 8 / 2008. – С. 77-84.
- 53.Самойленкко А.П., Горбунова Е.Б. Полиномиальная интерполяция при синтезе моделей технологических объектов по выборкам данных критически ограниченного объема // Известия Южного федерального университета. Технические науки. Вып. № 11 (148) / 2013. С.24-31.
- 54.Должиков С.Н., Шахов В.Г. Алгоритмы диагностирования технических систем с позиций эксплуатационной надежности // Омский научный вестник. Выпуск № 1-64 / 2008. С.127-131.
- Kramer M.A. //IFAC Workshop: Fault detection and safety in chemical plants, Kyoto. – 1986.
- 56.Pattipati K.R., Alexandridis M.G. //IEEE Trans.Syst. Man Cybern. 1990. –
  20, №4. pp. 872-887.
- 57.Berenblut B.J., Whitehouse H.B. //Chem. Eng. 1977. 318. pp. 175-181.
- 58.Химмельблау Д. Обнаружение и диагностика неполадок в химических и нефтехимических процессах. Л.: Химия. 1983. 352 с.

- 59.Петриченко Г.С. Метод поиска дефектов в сегменте компьютерной сети на основе применения ее структурной и функциональной модели //Научный журнал КубГАУ, №81(07), 2012. С.1-10
- 60.Andrews J.D., Khan A.R. (1990) Comparison of the digraph and FAULT-FINDER methods of fault tree synthesis for nested control systems. In: Rao R.B.K.N., Au J., Griffiths B. (eds) Condition Monitoring and Diagnostic Engineering Management. Springer, Dordrecht
- 61. Тарануха М.В. Использование логико-вероятностного метода для оценки уровня функционирования оборудования технических систем при повреждениях // Известия СПбГАУ. 2015. №38.
- 62.Worrel R.B. //IEEE Trans. Reliab. 1981. R-30, № 2. pp. 98-100.
- 63.Pollack S.L. Decision Table: Theory and Practice. New York: Wiley Intersience, - 1971. – 275 p.
- 64.Хенли Э., Кумамото Х. Надежность технических систем и оценка риска. / Под общ. ред. С.В.Белова. М.: Высшая школа, 1999 – 448с.
- 65.В.К. Битюков, М.В. Корчагин, С.Г. Тихомиров, В.И. Корчагин. Система поддержки принятия решений в управлении совместной утилизации отходов производства синтетического каучука // Вестник ТГТУ. 2008. Том 14. № 1. – С.9-18
- 66.Рябинин И. А. Структурно-сложные системы и их формализация с помощью функций алгебры логики // Биосфера. 2011. №4. – С.455-461.
- 67. Финько О.А., Соколовский Е.П. Алгоритм оценки риска информационной безопасности в системах защиты информации на основе логиковероятностного метода И.А.Рябинина // Известия Южного федерального университета. Технические науки. Выпуск№ 12 (149) / 2013. – С.172-180
- 68.Рябинин И. А. Логико-вероятностный анализ и его современные возможности // Биосфера. 2010. №1. – С.23-28.
- 69. Можаев А.С. Автоматизированное структурно-логическое моделирование в решении задач вероятностного анализа безопасности // Теория и инфор-

мационная технология моделирования безопасности сложных систем. Вып. 4. Препринт 110. СПб. ИПМАШ РАН, 1994. – С. 16-38

- 70.Можаев А.С. Автоматизированное структурно-логическое моделирование и расчет надежности и безопасности автоматизированных систем управления технологическими процессами и оборудованием на стадии проектирования. СПб.: 2003. – 36 с.
- 71.Можаев А.С., Громов В.Н. Теоретические основы общего логиковероятностного метода автоматизированного моделирования систем. // СПб. ВИТУ, 2000. –145 с.
- 72. Можаев А.С. Современное состояние и некоторые направления развития логико-вероятностных методов анализа систем. Часть-І. // В сб.: Теория и информационная технология моделирования безопасности сложных систем. Вып.1. Под редакцией И.А. Рябинина. Препринт 101. – СПб.: ИП-МАШ РАН, 1994, с.23-53.
- 73.Можаев А.С. Универсальный графоаналитический метод, алгоритм и программный модуль построения монотонных и немонотонных логических функций работоспособности систем. // Труды Международной научной школы: "Моделирование и анализ безопасности, риска в сложных системах" (МА БР – 2003). СПб.: СПбГУАП, 2003, С.101-110
- 74.Можаев А.С. Технология автоматизации процессов построения логиковероятностных моделей систем. // Труды Международной научной конференции "Интеллектуальные системы и информационные технологии в управлении". ИСИТУ-2000, IS@ITC. – Псков: ППИ, 2000, с.257-262.
- 75.Фалеев Михаил Иванович, Измалков Владимир Иванович, Владимиров Виктор Алексеевич Методология прогнозной логико-вероятностной оценки эффективности действий по реализации управленческих решений на ликвидацию чрезвычайных ситуаций // Технологии гражданской безопасности. 2016. №4 (50).
- 76.Учет последовательности отказов элементов в моделях устойчивости систем. Моделирование и анализ безопасности и риска в сложных системах:

Труды международной научной школы МА БР – 2002 (Санкт-Петербург 2-5 июля, 2002 г.) – СПб.: Издательство «Бизнес-Пресса», 2002. – С.378-382.

- 77.Соколов В.А. Оценка технического состояния и надежности строительных конструкций на основе вероятностных методов технической диагностики// Современные проблемы науки и образования. – 2013. – № 6
- 78.Беркетов Геннадий Александрович, Цуркин Анатолий Петрович, Головко Денис Владимирович Прогнозирование остаточного ресурса технических систем с помощью параметрических моделей изменения надёжности // Статистика и экономика. 2013. №1. – С. 137-140.
- 79.Усцелемов В.Н. Совершенствование подситемы информационной безопасности на основе интеллектуальных технологий // Прикладная информатика. 2016. №3 (63).
- 80. Bai, L., Du, C. & Guo, Y. A fuzzy fault diagnosis method for large radar based on directed graph model. J. Shanghai Jiaotong Univ. (Sci.) 20, 363–369 (2015). https://doi.org/10.1007/s12204-015-1638-3
- 81.Plamping K., Andow P.K. //Trans. Inst. Contr. 1983. 5, № 3. pp. 161-166.
- 82.Sun S.S., Hsu J.P. //J. Chin. Inst. Chem. Eng. 1989. 20, № 2. pp. 109-112.
- 83.H.A. Watson and Bell Telephone Labs, Launch control safety study, Bell Telephone Laboratories, 1961.
- 84.US. Atomik Energy Commission, Reactor Safety Study. An assessment of accident riscs in US commercial nuclear power plants. Rep. WASH1400. Washington, 1975. – 311p.
- 85.Lee W., Grosh D.L., Tillman F.A., Lie C.H.//IEEE Trans. Reliab. 1985. –
  R34, № 3. pp. 194-203.
- 86.Wallace R.M. (2017) Dielectric Materials for Microelectronics. In: Kasap S., Capper P. (eds) Springer Handbook of Electronic and Photonic Materials. Springer Handbooks. Springer, Cham

- 87.Lees F.P., Andow P.K., Murphy C.P. //Reliab.Eng. 1980. –1. pp. 149-156. 88.Andow P.K. //IEEE Trans. Reliab. – 1980. – R29, – pp. 2-9.
- 89.Andow P.K. //Microelectron. Reliab. 1983. 23, №2. pp. 325-328.
- 90.Bechta D.J. //IEEE Trans. Reliab. 1989. 38, №2. pp. 177-185.
- 91.Salter B.B., Goodwin E.F. //Proc. 8th Trien.IFAC World Congr., Kyoto. 1981. 3. pp. 1799-1904.
- 92.Hessian R.T., Salter B.B., Goodwin E.F. //IEEETrans. Reliab. 1990. 39,
   № 1. pp. 87-91.
- 93.Брумштейн Ю.М., Выборнова О.Н. Дифференцированное управление вероятностями неблагоприятных событий и ущербов от них в рамках рискменеджмента // НиКСС. 2016. №1 (13).
- 94.J.B. Dugan, K.J. Sullivan, D. Coppit, "Developing a lowcost high-quality software tool for dynamic fault-tree analysis", IEEE Transactions on Reliability, vol 49, March 2000, pp 49-59.
- 95.Hao J., Zhang L., Wei L. (2014) Reliability Analysis Based on Improved Dynamic Fault Tree. In: Lee J., Ni J., Sarangapani J., Mathew J. (eds) Engineering Asset Management 2011. Lecture Notes in Mechanical Engineering. Springer, London
- 96.Guarro S.B. //Reliab. Eng. Syst. Saf. 1990.-30, № 1/3. pp. 21-50.
- 97.Duan R., Zhou H. Diagnosis strategy for micro-computer controlled straight electro-pneumatic braking system using fuzzy set and dynamic faulttree. Eksploatacja i Niezawodnosc – Maintenance and Reliability 2014; 16 (2): 217– 223.
- 98.J.Chen, Y.Lu and X.Xie. Information Technology Journal 7(5):765-775, 2008
- 99.Dugan, Venkataraman, and Gulati, "DIFtree: A software package for the analysis of dynamic fault tree models," Proceedings of the 1997 Reliability and Maintainability Symposium, January 1997.
- 100. Xing L., Amari S.V. (2008) Fault Tree Analysis. In: Misra K.B. (eds) Handbook of Performability Engineering. Springer, London

- 101. Rohit Gulati and Joanne Bechta Dugan, "A modular approach for analyzing static and dynamic fault trees," in Proceedings of the Reliability and Maintainability Symposium, January 1997.
- 102. Dugan J.B. (2000) Galileo: A Tool for Dynamic Fault Tree Analysis. In: Haverkort B.R., Bohnenkamp H.C., Smith C.U. (eds) Computer Performance Evaluation.Modelling Techniques and Tools. TOOLS 2000. Lecture Notes in Computer Science, vol 1786. Springer, Berlin, Heidelberg
- 103. Coppit D., Yang J., Khurshid S., Le W., Sullivan K. IEEE Transactions on software engineering, VOL. 31, NO. 4, APRIL 2005, pp. 328-339.
- 104. Kevin J. Sullivan, "Galileo: An advanced fault tree analysis tool," URL:http://www.cs.virginia.edu/~ftree/index.html.
- 105. Hong Xu and Joanne Bechta Dugan. Combining Dynamic Fault Trees and Event Trees for Probabilistic Risk Assessment. In Annual Reliability and Maintainability Symposium 2004 Proceedings, LA, January 2004.
- 106. Федотов И.А. Синтез ПИД-регуляторов на основе методов пространства состояний и техники линейных матричных неравенств // Вестник Нижегородского Университета им.Н.И.Лобачевского. Выпуск №4-1/2014. – С. 445-455
- 107. Цыплаков, Александр (2011) «Введение в моделирование в пространстве состояний» //Квантиль, №9, с.1-24
- 108. Прошина Р.Д. Математическое моделирование технических систем в нормальной форме пространства состояний //Известия Самарского научного центра Российской академии наук. Выпуск №1-3/том13/2011. – С.613-616
- 109. Прошина Р. Д., Слесарев Ю. Н. Моделирование технических объектов в пространстве состояний нормальной формы //Известия Пензенского государственного педагогического университета им. В.Г. Белинского. Выпуск№ 26 / 2011. – С. 627-634
- 110. Арнольд В.И. Теория катастроф. М.: Наука, 1990. 128 с.

- Томпсон Дж. Неустойчивости и катастрофы в науке и в технике. М.: Мир, 1985. – 256 с.
- 112. Гуц А.К., Хлызов Е.О. Компьютерная визуализация сечений бифуркационных множеств в теории катастроф тома //Вестн. Ом. ун-та. 2010. № 2. С. 26-28.
- 113. Острейковский В.А., Саакян С.П., Силин Я.В. Прогнозирование техногенного риска динамических систем методами теории катастроф //Фундаментальные исследования. Вып.№3-2/2012. – С.399-402.
- 114. Кассандрова О.Н., Лебедев В.В. Обработка результатов наблюдений. –
   М.: Наука, 1970. 104 с.
- 115. Алефельд Г., Херцбергер Ю. Введение в интервальные вычисления. –
   М.: Мир, 1987. 360 с.
- 116. Куперман В.Г. Разработка гибридных автоматизированных систем технической диагностики непрерывных химических производств (на примере производства азотной кислоты). Автореф. дис. ... канд. техн. наук. – М., 1991. – 16 с.
- 117. Кочкаров Р. А. Интервальные задачи на предфрактальных графах // Новые информационные технологии в автоматизированных системах. 2015. №18.
- Постон Т., Стюарт Й. Теория катастроф и ее приложения. М.: Мир, 1980. – 608 с.
- 119. 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.
- Богатиков В.Н., Палюх Б.В. Построение дискретных моделей химикотехнологических систем. Теория и практика. Апатиты: изд. Кольского научного центра, 1995. – 164 с.
- 121. Кафаров В.В., Перов В.Л., Мешалкин В.П. Принципы математического моделирования химико-технологических систем. М.: "Химия", 1974. 345 с.

- 122. Ю.И. Кудинов, А.Ю. Келина, Е.А. Халов. Модели и алгоритмы нейронечеткого управления технологическим процессом //Вестник Тамбовского Государственного Технического Университета. Выпуск № 3/ том 8/ 2002. – С. 421-425
- 123. Соловьев В.В. Синтез гибридных регуляторов-наблюдателей для нелинейных систем //Известия Южного федерального университета. Технические науки //Выпуск №1/том102/2010. – С.95-100
- 124. Гуляев В.А., Бугаев А.Е. Логико-лингвистические методы в задачах диагностирования сложных объектов. Киев: Ин-т пробл. моделир. в энерг., 1989. – Вып. 20. – 28 с.
- 125. Kramer M.A. //AIChE J. 1987. 33, № 1. pp.130-140
- 126. 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, Алексеев В.В. Изд. 1-е. Тверь: ТГТУ, 2009. 348 с.
- 127. Абруков В.С., Абруков С.В., Смирнов А.В., Карлович Е.В. Методы интеллектуального анализа данных при создании баз знаний //Вестник Чувашского университета. Выпуск №1/2015. – С.140-146
- 128. Канева И.Ю. Технологии реализации интеллектуального анализа данных // European science. Выпуск №2(3)/2015
- 129. Абруков В.С., Абруков С.В., Карлович Е.В., Семенов Ю.В. База знаний процессов горения: будущее мира горения // Вестник Чувашского университета. Выпуск №3/2013. – С.46-52
- 130. Кафаров В. В., Дорохов И. Н., Марков Е. П. Системный анализ процессов химической технологии. Применение метода нечетких множеств. – М.: Наука, 1986. – 360с.
- 131. Горева Т.И., Порнягин Н.Н., Пюкке Г.А. Нейросетевые модели диагностики технических систем //Вестник КРАУНЦ. Физ.-мат. науки. – 2012. – № 1(4). – С. 31-43

- 132. Андриевская Н.В., Резников А.С., Черанев А.А. Особенности применения нейро-нечетких моделей для синтеза систем автоматического управления // Фундаментальные исследования. № 11, 2014. С.1445-1449
- 133. Косовская Т.М. Мультиагентное описание сложного объекта по достоверной информации // КИО. 2016. №4.
- 134. Модели и методы многокритериального выбора в интеллектуальных системах поддержки принятия решений // Известия Южного федерального университета. Технические науки. Выпуск№ 4 / том 93 / 2009. С.106-113
- 135. Ключко В.И. Архитектуры систем поддержки принятия решений // Научный журнал КубГАУ, №86(02), 2013. С.1-10
- 136. Ажмухамедов Искандармаратович Анализ и управление комплексной безопасностью на основе когнитивного моделирования // УБС. 2010. №29.
- 137. Щеглов С.Н. Анализ моделей принятия решений в новых информационных технологиях в условиях нечеткости и неопределенности // Известия ЮФУ. Технические науки. 2012. №7.
- 138. Сидельников С.И. Некоторые аспекты построения имитационной нечеткой модели объекта управления //Известия тульского государственного университета. Технические науки. Выпуск №2/2014. – С.92-98
- 139. Управление ресурсом безопасной эксплуатации техники : монография / А. Г. Мокроносов; Рос. гос. проф.-пед. ун-т. – Екатеринбург: Издательство РГППУ, 2008. – 118 с.
- 140. Постановление Правительства РФ от 30 июля 2004 г. N 401
   "О Федеральной службе по экологическому, технологическому и атомному надзору"
- 141. Турунтаев Л.П., Салмина Н.Ю. Оптимизация и математические методы принятия решения: Учебное пособие. В 2-х частях. – Томск: Факультет дистанционного обучения, ТУСУР, 2010. – Ч.2. – 198 с.
- 142. Куперман В.Г. Разработка гибридных автоматизированных систем технической диагностики непрерывных химических производств (на примере

производства азотной кислоты). Автореф. дис. ... канд. техн. наук. – М., 1991. – 16 с.

- 143. Горбань И.И. Энтропия неопределенности // Математичні машини і системи. Моделюровання і управління, 2013, № 2. – С.105-117
- 144. Усенко О.А. Методы обработки информации в условиях неопределенности в приложении к задачам диагностики состояния технических объектов // Известия Южного федерального университета. Технические науки. Выпуск № 5 (142) / 2013. – С.96-101
- 145. Семенова О.А. Моделирование адаптивной системы нейронечеткого вывода при решении задач управления // Вестник Волжского университета им.В.Н.Татищева. Выпуск № 17 / 2011
- 146. Богатиков В.Н., Борисов А.Л. Построение дискретных моделей диагностики химических производств // Международная конференция "Математические методы в химии и химической технологии" (ММХ-9): Сб. тез. Ч. 4. – Тверь, 1995. – С. 145
- 147. Богатиков В.Н., Гордеев Л.С., Егоров А.Ф., Савицкая Т.В. Методология управления технологической безопасностью непрерывных химикотехнологических процессов. "Управление безопасностью природнопромышленных систем", выпуск 2. / Под ред. Путилова В.А., изд. КНЦ РАН./ 1999. – С. 16-42
- 148. Богатиков В.Н., Палюх Б.В., Пророков А.Е., Мартыненко И.Б. Методология управления технологической безопасностью непрерывных химикотехнологических процессов на основе дискретных моделей: /РХТУ им. Д.И. Менделеева. Новомосковский институт, Новомосковск, 2004, 188 с.
- 149. В.В. Белош, В.Н. Богатиков, Т.А Фильчакова. Построение систем диагностики и управления технологической безопасностью в нейросетевом базисе // Труды Кольского научного центра РАН. Выпуск № 4 / том 3 / 2012. С. 168-180
- 150. Борисов А.Л., Зайцев А.В., Богатиков В.Н., Фридман А.Я. Алгоритм построения ограничений на коэффициенты дискретных моделей // Сбор-

ник «Информационные технологии в региональном развитии: прикладные аспекты и решения» / Под ред. Путилова В.А., Апатиты, изд-во КНЦ РАН, 2002. – С. 30-33

- 151. Вент Д.П., Родин С.Н., Сидельников С.И. Нечёткое регулирование нелинейных объектов // Приборы и системы. Управление, контроль, диагностика. 2006, № 7, с. 12.
- 152. Быкова Н.М., Белялов Т. Ш. Подходы к оценке и способам прогнозирования безопасности состояния сложных технических объектов // Современные технологии. Системный анализ. Моделирование. 2015. №4 (48).
- 153. Махутов Н. А., Грот В. В., Руденко В. А. Структура информационной поддержки задач технологической безопасности // Россия: тенденции и перспективы развития. 2015. №10-2.
- 154. Вицентий А.В. Исследование технологической безопасности на основе нечетких моделей для целей технической диагностики состояний ХТП. . Дис. ... кан. техн. наук. - Тверь, ТвГТУ, 2008. –189 с.

# ПРИЛОЖЕНИЕ А. Программная реализация модели реактора окислительного пиролиза

Моделирование математической модели реактора окислительного пиролиза, описанной в главе 2, осуществлялось в среде визуального моделирования Simulink пакета прикладных программ MATLAB. Общий вид модели представлен на рисунке 1А.



Рисунок 1А – Общая модель реактора окислительного пиролиза

Данная модель включает в себя следующие блоки: Gch4 – расход метана, м<sup>3</sup>/с; Go2– расход кислорода, м<sup>3</sup>/с; C0ch4 – концентрация метана на входе в реакционную зону, %(об.); C0o2 – концентрация кислорода на входе в реакционную зону, %(об.); C0co – концентрация оксида углерода на входе в реакционную зону, %(об.);C0h2o – концентрация пирогенетической влаги на входе в реакционную зону, %(об.); C0h2 – концентрация водорода на входе в реакционную зону, %(об.); C0co2 – концентрация диоксида углерода на входе в реакционную зону, %(об.); C0c2h2 – концентрация ацетилена на входе в реакционную зону, %(об.); C0c – концентрация сажи на входе в реакционную зону, %(об.); V – объем реакционной зоны,  $m^3$ ; m – молекулярная масса смеси, кг/моль; Rmks – плотность метано-кислородной смеси, кг/м<sup>3</sup>.

На рисунках 2А-5А представлена реализация блоков материальных балансов реакций окислительного пиролиза.



Рисунок 2А – Модель материального баланса для уравнения  $CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO + H_2O + H_2$ 

На рисунках 6А-10А представлена реализация блоков материальных балансов компонентов реакции окисления метана  $CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO + H_2O + H_2$ . Реализация блоков материальных балансов компонентов остальных реакций произведена аналогично.

На рисунках 11А-12А представлена реализация блоков тепловых балансов для зоны реакции и зоны «закалки» газа пиролиза.



Рисунок 3А – Модель материального баланса для уравнения  $CH_4 + 2 \cdot O_2 \longleftrightarrow CO_2 + 2 \cdot H_2O$ 



Рисунок 4А – Модель материального баланса для уравнения  $2\cdot CH_4 \longleftrightarrow C_2H_2 + 3\cdot H_2$ 



Рисунок 5А – Модель материального баланса для уравнения

 $C_2H_2 \leftrightarrow 2 \cdot C + H_2$ 



Рисунок 6А – Модель материального баланса  $CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO + H_2O + H_2$  по

компоненту СН<sub>4</sub>



Рисунок 7А – Модель материального баланса уравнения  $CH_4 + O_2 \longleftrightarrow CO + H_2O + H_2$ по компоненту  $O_2$ 



Рисунок 8А – Модель материального баланса 
$$CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO + H_2O + H_2$$
 по

компоненту СО



Рисунок 9А – Модель материального баланса уравнения

 $CH_4 + O_2 \leftrightarrow CO + H_2O + H_2$  по компоненту  $H_2O$ 



Рисунок 10А – Модель материального баланса уравнения  $CH_4+O_2 \longleftrightarrow CO+H_2O+H_2$ по компоненту  $H_2$ 



Рисунок 11А – Модель теплового баланса зоны реакции



Рисунок 12А – Модель теплового баланса зоны «закалки»

## ПРИЛОЖЕНИЕ Б. Справка о рассмотрении результатов научной

#### работы



- методика формирования критерия управления;
- методика построения системы управления на основе импульсной нечёткоопределённой 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. Рензяев 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