

На правах рукописи



Арапов Денис Владимирович

**ПРОБЛЕМНО-ОРИЕНТИРОВАННЫЕ СИСТЕМЫ
УПРАВЛЕНИЯ БАЗОВЫМИ ПРОИЗВОДСТВАМИ
В ПИЩЕВОЙ И ХИМИЧЕСКОЙ ИНДУСТРИИ**

05.13.06 - Автоматизация и управление технологическими
процессами и производствами
(пищевая и химическая промышленность)

АВТОРЕФЕРАТ

на соискание ученой степени
доктора технических наук

Воронеж, 2019

Работа выполнена в Федеральном государственном бюджетном образовательном учреждении высшего образования «Воронежский государственный университет инженерных технологий» (ФГБОУ ВО «ВГУИТ»)

- Научный консультант:** Доктор технических наук, профессор
Тихомиров Сергей Германович
(ФГБОУ ВО «ВГУИТ»)
- Официальные оппоненты:** Почетный работник высшего профессионального образования РФ, доктор технических наук, профессор
Погодаев Анатолий Кириянович
(ФГБОУ ВО «Липецкий государственный технический университет»)
- Доктор технических наук, профессор
Литовка Юрий Владимирович
(ФГБОУ ВО «Тамбовский государственный технический университет»)
- Почетный работник высшего профессионального образования РФ, доктор технических наук, профессор, зав. кафедрой
Матвеев Михаил Григорьевич
(ФГБОУ ВО «Воронежский государственный университет»)
- Ведущая организация:** **ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет», г. Казань**

Защита состоится «25» декабря 2019 г. в 13 час. 30 мин. на заседании диссертационного совета Д 212.035.07 при ФГБОУ ВО «Воронежский государственный университет инженерных технологий» по адресу: 394036, г. Воронеж, пр. Революции, д.19, (конференц-зал).

Отзывы на автореферат (в двух экземплярах), заверенные гербовой печатью учреждения, просим направлять по адресу 394036, г. Воронеж, пр. Революции, д. 19, ФГБОУ ВО «ВГУИТ», ученому секретарю диссертационного совета Д 212.035.07. Автореферат размещен в сети Интернет на официальных сайтах Высшей аттестационной комиссии при Министерстве науки и высшего образования Российской Федерации <https://vak3.ed.gov.ru> и ФГБОУ ВО «ВГУИТ» <http://www.vsuet.ru> «25» сентября 2019.

С диссертационной работой можно ознакомиться в научной библиотеке ФГБОУ ВО «ВГУИТ». Полный текст диссертации размещен в сети Интернет на официальном сайте ФГБОУ ВО «ВГУИТ» <http://www.vsuet.ru> «02» сентября 2019.

Автореферат разослан «25» ноября 2019 г.

Ученый секретарь совета по защите диссертаций
на соискание ученой степени кандидата наук,
на соискание ученой степени доктора наук
Д 212.035.07



Иванов А.В.

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность темы исследования и степень ее разработанности.

Базовыми производствами в РФ являются: в пищевой промышленности – производство сахара-песка; в химической промышленности – производства низших алкенов (этилена, пропилена) и ароматических углеводородов (бензола, толуола), винилацетата (ВА) и пластичных мыльных смазок (ПМС). В производствах этилена и сахара в последние годы проводится активная модернизация, связанная с переходом на оборудование большой единичной мощности (БЕМ): пиролизные печи SRT-VI и вертикальные кристаллизаторы (ВК). Производство ВА путем каталитического ацетоксилирования этилена, единственное в РФ (ООО «Ставролен»), полностью зависит от поставок импортного сложного катализатора, а немногие работающие в РФ производства ПМС, не обеспечивают требуемого объема выпуска продукции, так как основные производственные мощности и научная база после распада СССР остались на Украине. В этой связи, при функционировании этих сложных химико-технологических систем (СХТС) часто возникают трудности, связанные с новизной и не освоенностью оборудования, санкционной политикой западных стран и Украины.

Анализ исследовательских работ в области моделирования и автоматизации производства низших алкенов, выполненных Битюковым В.К., Бодровым В.И., Дэнте М., Жоровым Ю.М., Магарилом Р.З., Мухиной Т.Н., Кондратьевым В.Н., Подвальным С.Л., Фроманом Г. и другими учеными показал, что создано качественное функциональное описание отдельных узлов рассматриваемой СХТС, но механизмы взаимодействия между ними изучены недостаточно, особенно в связи с переходом на пиролизные печи БЕМ. Значительный вклад в изучение процесса кристаллизации сахара, обоснование параметров истощения мелассы, выбора режима охлаждения утфеля последнего продукта внесли отечественные и зарубежные ученые: А. Бригель-Мюллер, И.Ф. Бугаенко, Г. Вавринец, А.А. Герасименко, П.В. Головин, А.И. Громковский, Р.А. Мак-Джиннис, В.Д. Попов, А.Р. Сапронов, П.М. Силин, В.И. Тужилкин, Д. Шлипхаке и многие другие. Существующие математические описания процесса кристаллизации сахара не используют вероятностный подход к растворению и росту кристаллов, не учитывают взаимодействие молекул растворителя и растворенного вещества в сахарных растворах, что особенно актуально при переходе на аппараты БЕМ. Основные разработки в области моделирования и оптимизации изготовления катализатора ВА и процесса синтеза ВА путем каталитического ацетоксилирования этилена реализованы в США, ФРГ, Японии и КНР исследователями: Calaza F., Chen M., Kumar D., Goodman D., Hanrieder E. K., Huang Y., Kuhn M., Mingshu C., Nakamura S., Yasui T., Pohl M.-M. и др. В странах СНГ эту проблему исследуют армянские ученые Восканян П.С., Варданян Д.В. и другие. Ими накоплен и опубликован в РФ экспериментальный материал по исследованию этого процесса на собственном катализаторе. Однако математическая обработка опытных данных выполнена не в полном объеме и для их аппроксимации используются мелко-линейные функ-

ции. В РФ вопросу перевода производства ВА на отечественный катализатор должного внимания не уделяется. Многие разработки в моделировании и автоматизации процесса синтеза ПМС принадлежат ученым США, Германии, Украины. Это Merway A.J., Carman W.T., Bright I.S., Robinson N., Armstrong E.L., Pitman H.Y., Ramaswamy S., Ronn S.R., Ronis D., Фукс И.Г., Ищук Ю.Л., Ребиндер П.А. и другие. Известные математические описания процесса используют линейные функции и обладают не высокой точностью описания реального процесса ввиду его многофакторности и нелинейности.

В связи с переоснащением СХТС современным оборудованием, и использованием в производстве отечественных импортозамещающих аналогов, а также необходимостью создания научных основ собственного производств ПМС, работа, связанная с синтезом проблемно-ориентированных интегрированных систем сбора, обработки данных и оптимального управления ключевыми стадиями СХТС, включающими разработку математических моделей (ММ) основных ТП, создание на их основе алгоритмов управления и баз данных режимных параметров, является актуальной проблемой стоящей перед современным производством.

Диссертация выполнена в соответствии с направлением научных исследований кафедры высшей математики и информационных технологий и кафедры информационных и управляющих систем Воронежского государственного университета инженерных технологий (госбюджетные НИР № 01.2006.06298 по теме: «Математическое и компьютерное моделирование в задачах проектирования и оптимизации функционирования информационных и технологических систем» и НИР № 01.9.60 007315 по теме: «Разработка и совершенствование математических моделей, алгоритмов регулирования, средств и систем автоматического управления технологическими процессами»), а также в рамках ФЦП «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно технического комплекса России на 2007-2012 гг.» по гос. контракту № 02.552.11.7053 от 25.09.09 г.

Научная проблема, рассматриваемая в работе, заключается в решении задачи моделирования, оптимизации и реализации найденных оптимальных решений в доминирующих технологических процессах базовых СХТС получения сахара, этилена, ВА и ПМС с целью повышения эффективности и безопасности функционирования данных производств.

Цель работы. Обобщение научных достижений и разработка на их базе теоретических и практических основ синтеза проблемно-ориентированных автоматизированных систем управления (АСУ) базовых СХТС на примере производств сахара, этилена, ВА и ПМС.

Для достижения указанной цели в диссертационной работе поставлены следующие **задачи**:

1. Выявление доминирующих процессов, влияющих на эффективность и безопасность производств сахара, этилена, ВА и ПМС на основе структурного анализа потоков данных (производства: сахара -уточнение свойств сахарных рас-

творов и политермическая массовая кристаллизация; этилена-пиролиз углеводородов, сжатие и охлаждение пирогаза; ВА-синтез отечественного катализатора и целевого продукта на его основе; ПМС-изготовление полимерных присадок и термомеханическое диспергирование (ТМД) мыльно-масляного концентрата (ММК)).

2. Обоснование численных методов и разработка интерактивной системы оптимизации (ИСО) для моделирования и оптимизации ТП исследуемых СХТС.

3. Синтез комплекса нелинейных математических моделей доминирующих процессов исследуемых производств, учитывающий качественный и количественный состав входного сырья, его стохастическое изменение, конструктивные особенности аппаратов, изменение свойств катализатора (для производства ВА), отложение загрязнений на стенках аппаратов, включая структурную и параметрическую идентификацию разработанных моделей на основании экспериментальных данных.

4. Исследование разработанных моделей, определение диапазона их применения для анализируемых производств.

5. Обоснование критериев оптимизации и накладываемых ограничений на управляющие воздействия и технологические параметры, разработка оптимизационных моделей анализируемых производств.

6. Решение поставленных оптимизационных задач с помощью ИСО, определение и анализ оптимальных режимов ключевых процессов исследуемых СХТС.

Методология и методы исследования. В диссертационной работе применена методология системного анализа, методы математического и имитационного моделирования, идентификации, оптимизации, теории автоматического управления, процессов и аппаратов химической технологии и кибернетики, термодинамики и гидродинамики, химической кинетики, вычислительной математики, математической статистики, теории вероятностей и эксперимент.

Объектами диссертационного исследования являются АСУТП непрерывными крупнотоннажными производствами сахара-песка, низших алкенов, каталитическим производством ВА и мелкотоннажным - ПМС.

Предметом исследования являются математические модели, алгоритмы и системы оптимального управления доминирующими технологическими процессами в СХТС получения сахара, низших алкенов, ВА и ПМС.

Научная новизна. Результатами диссертационной работы, обладающими научной новизной, являются.

1. По п.4 паспорта специальности «Теоретические основы и методы математического моделирования организационно-технологических систем и комплексов, функциональных задач и объектов управления и их алгоритмизация».

Разработан комплекс математических моделей для исследования, оптимизации и управления ключевыми ТП базовых СХТС, отличающийся нелинейностью, стохастичностью, учетом конструктивных особенностей аппаратов, состава сырья, характером движения моделируемых потоков и взаимодействием их

компонентов, различным механизмом формирования управляющих воздействий (УВ), *позволяющий* рассчитать с оцененной точностью состав и (или) свойства получаемых продуктов, УВ в производственном диапазоне их изменения в рамках технологической линии, включающий модели процессов получения, сжатия и охлаждения пирогаза, процессы получения катализатора и синтеза винилацетата на его основе, изготовления присадок для смазочных материалов и получения мыльных смазок, а также ММ, описывающие свойства поликомпонентных сахарных растворов, вероятностный характер роста и растворения кристаллов и процесс массовой кристаллизации сахара.

2. По п. 6 паспорта специальности: «Научные основы, модели и методы идентификации производственных процессов, комплексов и интегрированных систем управления». Сформулированы и решены задачи идентификации параметров ММ базовых СХТС с использованием ИСО, экспериментальных значений, полученных с действующих объектов, *отличающиеся* большим объемом выборки и *позволяющие* получить модели, с высокой точностью описывающие объекты в диапазоне изменения параметров в рамках производственной линии.

3. По п.10 паспорта специальности «Методы синтеза специального математического обеспечения, пакетов прикладных программ и типовых модулей функциональных и обеспечивающих подсистемы АСУТП».

Синтезирован обобщенный алгоритм функционирования противопомпажной системы защиты компрессора динамического действия (КДД) от помпажа, *отличающийся* введением заданного запаса устойчивости (ЗЗУ) к аварийным режимам и предусматривающий его коррекцию в зависимости от состава и параметров сжимаемого газа, *позволяющий* защитить компрессор от аварийных режимов помпажа и торможения потока газа с помощью перепуска газа с линии нагнетания в линию всасывания.

Создано специальное математическое обеспечение и пакеты прикладных программ, *обеспечивающие* функционирование подсистем АСУТП производственными процессами изготовления отечественного каталитического комплекса и синтеза на его основе ВА из этилена, кислорода и уксусной кислоты, *отличающиеся* расчетом управляющих воздействий в классе линейных функций и учетом возмущений, меняющейся во времени активности катализатора и позволяющие оптимально управлять процессами синтеза отечественного катализатора и винилацетата (свидетельства о регистрации программных продуктов № 2018616669, № 2018616668, № 2012612020).

4. По п. 8 паспорта специальности «Формализованные методы анализа, синтеза, исследования и оптимизация модульных структур систем сбора и обработки данных в АСУТП, АСУП, АСПП и др.».

Поставлены и решены задачи оптимизации ключевых ТП проблемных СХТС получения продукции, *отличающиеся* системным подходом к выбору критериев оптимизации и ограничений, накладываемых на них и *позволяющие* рассчитать оптимальные значения управляющих воздействий в широком диапа-

зоне их изменения, в том числе, поставлены, решены и реализованы: 1) оптимальное распределение горячей воды между градирнями водоблока в зависимости от их охладительных характеристик; 2) двухэтапная оптимизация процесса политермической кристаллизации сахара в вертикальном кристаллизаторе; 3) оптимизация выбора носителя катализатора синтеза ВА, его физических характеристик и химического состава отечественного катализатора; 4) многокритериальная оптимизация процесса изготовления ПМС типа Униол, *позволяющая* максимизировать значения одних и минимизировать значения других определяющих свойств смазок, а также оперативно реализовать перевод производства с одной марки смазки на другую.

5. По п. 15 паспорта специальности «Теоретические основы, методы и алгоритмы интеллектуализации решения прикладных задач при построении АСУ широкого назначения».

Разработаны алгоритмы и системы оптимального управления доминирующими процессами в базовых СХТС, обеспечивающие на верхнем уровне оперативное решение задач оптимизации и на нижнем уровне - изменение заданий программным задатчикам автоматических систем управления, отличающиеся использованием разработанных оптимизационных моделей и позволяющие реализовать управление технологическими параметрами в диапазоне их изменения в рамках производственной линии.

6. По п. 16 паспорта специальности «Теоретические основы, методы и алгоритмы построения экспертных и диалоговых подсистем, включенных в АСУТП, АСУП, АСТПП и др.»

Разработан программно-алгоритмический комплекс, *позволяющий* в диалоговом режиме реализовывать оптимизационные задачи при моделировании ТП и построении АСУТП СХТС, *отличающийся* эффективным набором вычислительных методов.

Теоретическая значимость работы. Создана комплексная методика связанного управления наиболее значимыми технологическими этапами исследованных СХТС, выполнены прикладные исследования по установлению системных связей и закономерностей функционирования между ними.

На основе методов системного анализа сформулированы задачи математического моделирования процессов политермической кристаллизации сахарозы, получения и компримирования пирогаза, охлаждения оборотной воды, изготовления сложного отечественного катализатора и парофазного синтеза ВА методом ацетоксилирования этилена, изготовления полимерных присадок и термомеханического диспергирования мыльно-масляного концентрата в производстве ПМС.

Предложены методы и алгоритмы интеллектуальной поддержки при принятии управленческих решений в технических системах для оценки: состава пирогаза, с учетом качественных и количественных характеристик входного потока сырья, конструктивных особенностей печи, термо- и гидродинамики процес-

са в условиях технологических ограничений; степени сжатия в ступенях пирогазового компрессора; охладительной способности градирни, учитывающей особенности движения жидкости в оросителе и позволяющей определять температуру адиабатного насыщения воздуха методом влажного термометра без ее непосредственного измерения.

Разработаны теоретические основы и прикладные методы управления: системой защиты компрессора от явлений помпажа и торможения, позволяющей регулировать с заданным запасом устойчивости степень сжатия газовой смеси, приведенной к паспортным условиям всасывания агрегата; скоростью вращения вала вентилятора с учетом температуры охлажденной воды, температуры и давления смазочного масла в редукторе и гидромуфте, степени вибрации вала вентилятора и температуры его направляющих подшипников, температуры опорных подшипников вала электродвигателя, давления и расхода холодной воды в маслоохладителях, перепада давления масла на масляных фильтрах, силы электрического тока, проходящего через обмотку электродвигателя, уровня воды в приямке машинного зала градирни.

Разработанный научный подход к расчету физико-химических свойств водных сахарных растворов может быть применен в расчетах свойств других поликомпонентных растворов.

Получены оригинальные алгоритмы обработки информации, позволяющие оценивать параметры качества ПМС на основе априорной информации.

Практическая значимость работы заключается в разработке: -экспресс-метода определения параметров нормальной мелассы, технологического регламента кристаллизации сахара охлаждением утфеля в вертикальных кристаллизаторах и оригинальных устройств для ускоренного насыщения мелассы, автоматического контроля ее вязкости, контроля и управления подготовкой утфеля к кристаллизации охлаждением, контроля чистоты насыщенной мелассы и определения её оптимальных параметров;

-алгоритмов оптимизации этиленовой установки с учетом функционирования последующих узлов, в том числе оптимального распределения сырья внутри печи между её змеевиками, оптимального распределения горячей воды между градирнями, защиты компрессора от режимов помпажа и торможения потока газа;

-способа автоматического контроля и управления процессом получения ВА на основе этилена, позволяющего оперативно контролировать конверсию кислорода на образование ВА и ДУ, конверсию УК на образование ВА, активность и селективность каталитического комплекса и управлять температурой парогазовой смеси на входе в реактор, давлением паров хладагента в барабане-паросборнике реактора, подачей кислорода и возвратной уксусной кислоты в узел приготовления парогазовой смеси;

-экспресс- контроля качественных характеристик ПМС, основанного на измерении ключевого свойства - пенетрации.

Новизна технических решений защищена патентами РФ: №2550126, №2434162, №2342438, №2361165, №2299241, №2277709, №2264622, №2196984, №2184725.

Научные положения, выносимые на защиту:

1. Подход к моделированию связанного управления стадиями изготовления основной нефтехимической и пищевой продукции (на примере базовых СХТС получения сахара, этилена, ВА и ПМС), основанный на применении структурно-графического анализа технологических процессов для выявления факторов, оказывающих доминирующее влияние на эффективность и экологическую безопасность сложных систем, позволивший сформировать их обобщенные структуры на основе DFD технологии. Анализ выявленных ключевых технологических процессов СХТС как объектов управления.

2. Проблемно-ориентированный комплекс математических моделей ключевых по признакам эффективности и безопасности химико-технологических процессов базовых СХТС получения сахара, этилена, ВА и ПМС.

3. Методы контроля, обеспечивающие на ключевых стадиях изготовления продукции в режиме реального времени получение оценок качественных показателей посредством прямого измерения физических характеристик технологического процесса.

4. Постановка и решение задач оптимизации и управления ключевыми технологическими процессами исследованных базовых СХТС получения продукции, включая оптимальное распределение нагрузок между аппаратами.

5. Специальное математическое обеспечение, пакеты прикладных программ, обеспечивающие функционирование подсистем АСУТП производственными процессами изготовления пищевой и химической продукции, позволяющие проводить идентификацию, имитационное моделирование, оптимизацию, исследование и управление процессами.

6. Алгоритмы и двухуровневые системы оптимального управления ключевыми процессами изготовления пищевой и химической продукции, позволяющие на верхнем уровне оперативно решать задачи оптимизации и на нижнем уровне-изменять задания программным задатчикам автоматических систем регулирования.

Реализация и внедрение.

Разработанные модели, алгоритмы контроля и управления, системы противоаварийной защиты аппаратов и технологических процессов прошли опытно-промышленную апробацию и используются в составе программно-технических средств АСУТП на ПАО «Нижекамскнефтехим» г. Нижнекамск, ВФ ФГУП «НИИСК» г. Воронеж, ОАО «Сахарный завод «Жердевский» р.п. Жердевка, ООО «РУСАГРО-БЕЛГОРОД» г. Валуйки, ООО "Краснояружский сахарный завод» п. Красная Яруга и способствуют повышению эффективности технологических процессов. На ПАО «Автоматика» и ЗАО «НПП «Центравтоматика» г. Воронеж разработки используются в составе программно-технических средств,

выпускаемых этими предприятиями, а в Воронежском государственном университете инженерных технологий и Ухтинском государственном техническом университете - в учебном процессе. Суммарный экономический эффект от внедрения разработок в промышленности составляет 9,5 млн. руб. в год.

Степень достоверности и апробация работы.

Достоверность результатов проведенных исследований базируется на строгих доказательствах и использовании апробированных математических методов. Ряд выявленных автором теоретических положений непосредственно согласуются с общепризнанными результатами в других областях науки и техники. Все научные положения, выводы и рекомендации, изложенные в диссертационной работе, обоснованы и подтверждены экспериментальными исследованиями и материалами.

Основные положения, выводы и результаты диссертационной работы докладывались и обсуждались на: отчетных научных конференциях ВГУИТ (ВГТА) (Воронеж, 2002-2019 гг.) и международных научных конференциях «Математические методы в технике и технологиях» - «ММТТ-26», «ММТТ-27», «ММТТ-28», «ММТТ-29» (Саратов, 2013-2016); International Multidisciplinary Scientific GeoConference Surveying Geology and Mining Ecology Management, SGEM 17, Informatics, Geoinformatics and Remote Sensing 2017 (Болгария); III международной конференции «Информационные технологии и нанотехнологии» (ИТНТ-2017) (Самара, 2017); международной научно-технической конференции «Актуальные проблемы прикладной математики, информатики и механики» (Воронеж, 2017); IX международной конференции «Современные методы прикладной математики, теории управления и компьютерных технологий» (ПМТУКТ-2016, 2019) (Воронеж, 2016); международной конференции «Системный анализ и моделирование процессов управления качеством в инновационном развитии агропромышленного комплекса» (Воронеж, 2016); международной конференции «Актуальные направления научных исследований XXI века: теория и практика» (Воронеж, 2015); международной научно-практической конференции «Автоматический контроль и автоматизация производственных процессов», Республика Беларусь (Минск, 2015); III, IV и V международных научно-практических интернет-конференциях «Моделирование энергоинформационных процессов» (Воронеж 2015, 2016, 2017 гг.), а также других конференциях.

Публикации. Основное содержание диссертации изложено в 88 работах, 26 из которых – статьи в журналах, рекомендованных ВАК РФ, 7 работ в научных изданиях, индексируемых библиографической и реферативной базой SCOPUS, получено 9 патентов РФ на изобретения, зарегистрировано 3 программных продукта в государственном фонде алгоритмов и программ. Автор внес личный вклад в работы, опубликованные в соавторстве и приведенные в конце автореферата, который заключается в: [12, 45, 54]- системном анализе исследованных СХТС, постановке и решении задач проектирования АСУТП; [6, 7,

17, 21, 22, 26, 27, 30, 33, 57-59)- разработке специальных алгоритмов обработки информации; [21, 22, 30-35, 37, 38] - создании методов и способов контроля и управления ТП; [2-5, 8-11, 16, 18-20, 23-25, 29, 42-44, 46-49, 51, 55, 56]- структурной и параметрической идентификации ММ, описывающих кинетику химических превращений, вероятностных, имитационных моделей; [39-41]- разработке специального программного обеспечения для АСУТП; [1, 13-15, 17, 28, 45, 50, 52, 53]- разработке оптимизационных моделей; [6, 7, 40]- создании структурной схемы, формулы изобретения и в конструировании устройства.

Структура и объем работы. Диссертация состоит из введения, шести глав, выводов после каждой из глав, заключения, списка использованных источников и приложений. Материал изложен на 324 страницах основного текста, содержит 115 рисунков и 18 таблиц. Список литературы состоит из 413 источников.

ОСНОВНОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

Введение. Обоснована актуальность темы диссертации, сформулированы цель и задачи исследования, изложена научная новизна и практическая ценность полученных результатов, приведена краткая аннотация глав диссертации.

Первая глава посвящена системному исследованию СХТС получения продукции как объекта автоматизированного управления. Определена главная задача автоматизированного управления СХТС, в том числе выбран критерий,

классифицированы ограничения и сформулирована задача оптимального управления, выполнена ее декомпозиция на подзадачи оптимизации и управления блоками подготовки и переработки сырья, первичной обработки полуфабрикатов, изготовления товарной продукции и уничтожения (хранения)



Рисунок 1 Систематизация ММ ключевых процессов СХТС

отходов. Реализована классификация ММ, используемых для оптимизации и управления, отмечена важная роль химической кинетики как основы математического описания ТП, выполнен анализ алгоритмов интегрирования дифференциальных уравнений, методов идентификации и оптимизации. В современных АСУ СХТС, основанных на полевом оборудовании КИП и А и распределенном управлении реализуется: 1) управление производством в целом (УПЦ); 2) усовершенствованное управление (УУ) ТП; 3) противоаварийная защита (ПАЗ). Наибольшую прибыль при небольших затратах на реализацию приносят, осно-

ванные на моделировании и оптимизации УПЦ и УУ. Выполнена декомпозиция СХТС на отдельные подсистемы с определением точных взаимосвязей между ними. Проведена систематизация ММ ключевых ТП базовых СХТС (рис.1), сформулированы задачи исследования.

Во второй главе описана ИСО, используемая для решения задач идентификации ММ и оптимизации ТП. В ИСО реализованы следующие алгоритмы: метод Гаусса - для разработки линейных моделей, алгоритм нейронной RBF-сети- для моделей типа «черный ящик», генетический алгоритм и метод конфигураций Хука-Дживса (МКХД)– для задач нелинейного программирования. При обучении RBF-сети используются методы роя частиц и МКХД.

Разработана моделирующая система АСУТП, которая включает в себя [12, 41] динамические модели объекта управления (ОУ), входного и выходного коммутатора сети Ethernet, цифрового ПИД- регулятора, исполнительного механизма (ИМ) в виде клапана и датчиков (расхода, температуры и т.д.). Коммутатор сети Ethernet моделируется одноканальной системой массового обслуживания (СМО) и выходным буфером, имеющим конечную емкость и дисциплиной обслуживания заявок FIFO и относится к классу систем с потерями. ПИД-закон регулирования адаптирован к условиям промышленного применения. Интегрирование и дифференцирование в нем реализовано на основе правых разностей. Выражение для дифференциального члена регулятора представляется в виде произведения передаточных функций идеального дифференциатора и фильтра 1 порядка. Модели ИМ и ОУ представлены передаточными функциями соответственно 1 и 2 порядков с транспортной задержкой сигнала. Информационный поток в системе моделирования организован следующим образом. Зашумленный сигнал измерения поступает от ОУ через экспоненциальный фильтр и входной коммутатор сети Ethernet в цифровой ПИД - регулятор, сигнал управления от которого подается через выходной коммутатор на ИМ.

В третьей главе сформирована DFD-диаграмма производства сахара-песка, выделена ключевая стадия –политермическая кристаллизация конечного продукта, так как здесь происходят основные потери сахара с мелассой, достигающие 75 % от всех потерь, выполнен анализ известных исследований эволюции сахарных растворов в процессе растворения и роста кристаллов, который позволяет сделать вывод о дискретном, вероятностном механизме этих явлений. Разработана нелинейная ММ скорости растворимости и кристаллизации сахарозы, *отличающаяся* вероятностным подходом к растворению и росту кристалла, включением в кристалл несахаров и воды, *позволяющая* определить скорости растворимости и кристаллизации в чистых, технических и промышленных сахарных растворах [2, 11, 42]. Для расчета физико-химических свойств (рисунок 2) сахарных растворов разработаны ММ, включающие модифицированные уравнения Вавринца, Антуана, Гарлахера-Брауна, Эртла-Даллина, *отличающиеся* учетом взаимодействий молекул растворителя (воды и комплекса несахаров) и растворенного вещества (сахара) в растворе, *что позволило* с высокой точно-

стью (до долей % отн.) рассчитывать растворимость, температурную депрессию, коэффициенты насыщения и динамической вязкости, давление паров и другие

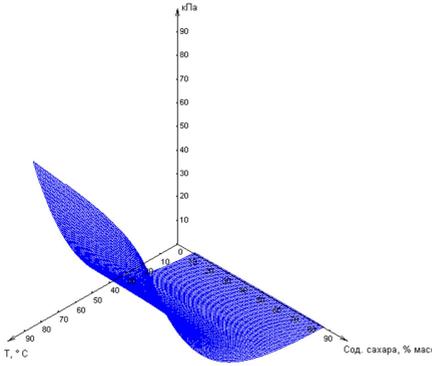


Рисунок 2 Упругость пара водных растворов сахарозы

свойства растворов [6, 9, 16, 19, 43]. Создана полная математическая модель процесса массовой кристаллизации сахара-песка в вертикальном кристаллизаторе, отличающаяся учетом среднего размера, стесненности кристаллов и вероятностным характером их роста и растворения, позволяющая определить количество выкристаллизовавшегося сахара [14, 15, 17-20, 46].

Модель скорости роста кристалла сахарозы состоит из

слагаемых: диффузионной, кристаллохимической, непосредственного захвата кристаллом молекул сахарозы, распада комплексов сахар-несахар, включения несахаров и воды и отражает различие в скоростях роста отдельных граней кристалла:

$$K = dm / (d\tau \cdot F) = K_{1D} + K_{2D} + K_{1KX} + K_{2KX} + K_{3X} + K_{P3} + K_{HCX} + K_B =$$

$$= k_{1D} \Delta C_1 \cdot \exp(-\beta_1 \Delta C_1) + k_{2D} [C_{II} \cdot \exp(\beta_2 C_{II}) - C_H \cdot \exp(\beta_3 C_H)]^{\alpha_1} +$$

$$+ k_{1KX} \cdot (C_H / C_{II})^{\exp(6,45)} [\Delta C_2 \exp(-\beta_4 \cdot \Delta C_2)]^2 + k_{2KX} [\Delta C_2 \exp(-\beta_5 \Delta C_2)]^2 +$$

$$+ k_{3X} [\Delta C_3 \cdot \exp(-\beta_6 \Delta C_3)]^{\alpha_2} + k_{P3} C_H \cdot \exp(\beta_7 C_H) \cdot \exp(-C_H) + K_{HCX} + K_B, \quad (1)$$

$$\Delta C_1 = C_{II} - \beta_8 \cdot C_H; \quad \Delta C_2 = \beta_9 \cdot C_{II} - C_H; \quad \Delta C_3 = 1,5 \cdot C_{II} - C_H;$$

$$k_{1D} = \left((\beta_{10} \cdot \alpha_H^2 / \mu + \beta_{11} \cdot \alpha_H / \mu + \beta_{12} \cdot \alpha_H / \mu^2 + \beta_{13} \cdot T / \mu^{1,788}) / (\beta_{14} + N)^{2,6} / Z^{0,6832} \right)^{\alpha_3};$$

$$k_{2D} = \beta_{15} \cdot \frac{T}{\mu^2} \left(\exp(-0,0359 \beta_{16} \cdot Q \cdot CV \cdot T \cdot \rho_{II}^2 (\rho_{II} - \rho_H) / (\mu^2 \rho_H)) \right)^{\alpha_4};$$

$$k_{1KX} = \beta_{16} \cdot T^{\alpha_5}; \quad k_{2KX} = \beta_{17} \cdot Q \cdot R_{II} \exp(-\beta_{18} \cdot R_{II}),$$

$$R_{II} = \exp\left((\beta_{19} + \beta_{20} \cdot Q^3 + \beta_{21} \cdot Q^2 + \beta_{22} \cdot Q) / T / (\beta_{23} + N) \right)^{0,23};$$

$$k_{3X} = \beta_{24} \sigma^{2,5} \exp\left(\beta_{24} (1 - \beta_{25} \cdot Q)^{-\alpha_6} + \beta_{26} + T^{-0,75} (\beta_{27} + \beta_{28} T + \beta_{29} T^2) + \beta_{30} \sigma^{\alpha_7} \right);$$

$k_{P3} = \beta_{31} \cdot Q \cdot (\alpha_H / \mu)^{\alpha_8} \cdot \exp(-\beta_{32} \cdot \alpha_H / \mu)$, где $K_{1D}, K_{2D}, K_{1KX}, K_{2KX}, K_{3X}, K_{P3}$ - слагаемые скорости роста граней кристалла за счет диффузии, поверхностной кристаллохимической реакции, непосредственного захвата кристаллом молекул сахарозы и распада комплексов $CX - HCX$; K_{HCX}, K_B - компоненты скорости роста

за счет включения соответственно несахаров и воды в кристалл сахара; N - отношение несахар/вода; $\beta_1 - \beta_{32}$, $\alpha_1 - \alpha_8$ - коэффициенты ММ.

В [11] показано, что включение примесей в кристалл сахара может быть описано случайным законом распределения, аналогичным закону Пуассона. В этой связи получили следующее выражение для расчета K_{HCX} :

$$K_{HCX} = 0,1558 \cdot 10^{-11} N \exp(N) (0,3761N \exp(N))^{13} \exp(-0,3761N \exp(N)) (\mu/T)^{0,0275}. \quad (2)$$

Скорость включения воды в кристалл сахара описывается формулой:

$$K_B = 0,1758 \cdot 10^{-15} Q^{-1} (1 - CV + 0,27007 \cdot (1 - CV) \cdot (1 - Q))^{5,31} (T/\mu)^{1,85}. \quad (3)$$

Выражения (2), (3) позволяют определить массу несахаров и воды, перешедших из межкристалльного раствора в кристалл при кристаллизации сахарозы.

Активности пересыщенного (C_H) и насыщенного (C_H) растворов определяются выражениями:

$$C_H = Z \cdot \exp \left\{ 2,3026 \left[1,7579 \cdot 10^{-2} \cdot Z - 1,1107 / Z - 11636,2711 \cdot Z / T^2 + 9,0256 \cdot Z / (T(Z - 0,9883N)) - 314,578 \left[Z / (T(Z - 1,0509 \cdot N)) \right]^2 \right] \right\} \times \\ \times \exp \left(-0,0486 (N + 10^{-10})^{2,6} - 2,15 \cdot 10^{-13} / (2,15 \cdot 10^{-13} + N) \right); \quad (4)$$

$$C_H = Z_k \alpha_H \exp \left\{ 2,3026 \left[0,01906 \cdot Z_k \alpha_H - 1,0016 / (Z_k \cdot \alpha_H) - 13780,2866 \cdot Z_k \cdot \alpha_H / T^2 + 11,4785 Z_k \alpha_H / (T(Z_k \alpha_H - 0,9951N)) - 187,1981 \left[Z_k \alpha_H / (T(Z_k \alpha_H - 0,9929N)) \right]^2 \right] \right\} \times \\ \times \exp \left(-0,04856 (N + 10^{-10})^{2,6} - 2,15 \cdot 10^{-13} / (2,15 \cdot 10^{-13} + N) \right) \quad (5)$$

Созданная ММ охватывает весь диапазон изменений температур, содержания сухих веществ и чистоты раствора, который имеет место в промышленном производстве свекловичного и тростникового сахара. Средняя относительная погрешность модели (1)-(5) равна $\pm 11,3\%$. Число обработанных опытов, полученных по различным методикам разными авторами в РФ и за рубежом равно 421.

ММ процесса массовой кристаллизации сахара в ВК имеет вид [14, 15]:

$$dM(\tau) / d\tau = k_1 M(\tau)^{\frac{2}{3}} K(\tau), \quad \kappa_2 / c, \quad k_1 = k_0 10^{\frac{20}{3}} (K_p^0 M_v)^{\frac{1}{3}} / l^0, \quad (6)$$

$$dK_p(\tau) / d\tau = k_2 M(\tau)^{\frac{2}{3}} K(\tau), \quad \% / c, \quad k_2 = k_0 10^{\frac{14}{3}} (K_p^0 M_v)^{\frac{1}{3}} / (l^0 M_v), \quad (7)$$

$$\Delta T_i(\tau) = \Delta T_{ki} \exp \left[\int_0^{\tau^*} \pm W(\tau) \frac{k_T(\tau) G_v}{\rho_v(\tau) \beta} d\tau \right] \exp \left[- \int_0^{\tau} \pm W(\tau) \frac{k_T(\tau) G_v}{\rho_v(\tau) \beta} d\tau \right], \quad K, \quad (8)$$

$$W(\tau) = (G_v C_v(\tau))^{-1} - (G_{Bi} C_B)^{-1}, \quad (9)$$

Тепловой баланс i охлаждающей и j подогревающей зоны кристаллизатора определяется следующим образом:

$$Q_{Y_i} = \int_0^{\tau_i^*} G_{Y_i} C_{Y_i}(\tau) [T_{Vi}^H - T_{Y_i}(\tau)] d\tau = \int_0^{\tau_i^*} G_{Bi} C_B [T_B(\tau) - T_{Bi}^H] d\tau = Q_{B_i}, \quad (10)$$

$$Q_{Y_j} = \int_0^{\tau_j^*} G_{Y_j} C_{Y_j}(\tau) [T_{Y_j}(\tau) - T_{Y_j}^H] d\tau = \int_0^{\tau_j^*} G_{Bj} C_B [T_{Bj}^H - T_B(\tau)] d\tau = Q_{B_j}. \quad (11)$$

Начальные условия: при $\tau = 0$, $K_p(0) = K_p^0$; $M(0) = M^0$; $T(0) = T_H$; $K(0) = K(T_H, CB^0, \mathcal{C}^0)$; $CB(0) = CB^0$; $\mathcal{C}(0) = \mathcal{C}^0$, $l(0) = l^0$, где M_y , M – масса соответственно сваренного утфеля и выкристаллизованной сахарозы, кг; l^0 – начальный размер кристалла сахарозы, $m \cdot 10^{-3}$; K – удельная скорость кристаллизации, $кг/с \cdot м^2$; K_p – концентрация кристаллов, %; μ , μ_y – вязкость межкристального раствора и утфеля, $Па \cdot с$; ρ_y – плотность утфеля, $кг/м^3$; ρ_{II}, ρ_H – плотность пересыщенного и насыщенного раствора, $кг/м^3$; β – отношение объема кристаллизатора к поверхности теплообмена, м; CV – концентрация сухих веществ в растворе, %; α_H – коэффициент насыщения межкристального раствора, доли ед.; Q – чистота межкристального раствора, %; T_y , T – температура утфеля и раствора, $T_y = T$; $k_0, k_1 \dots k_5$; $a_1 \dots a_7$; a_{HC} – коэффициенты модели; CX_H , H_0 – соответственно растворимость и коэффициент растворимости сахарозы в чистых растворах, %, доли ед.; k_T – коэффициент теплопередачи, $Дж/с \cdot м^2 \cdot К$; $C_y(\tau)$, $C_{CX}(\tau)$, $C(\tau)$ – теплоемкость утфеля, кристаллического сахара и межкристального раствора, $Дж/кг \cdot К$; $\Delta T_i(\tau)$ – температурный напор между утфелем и водой; ΔT_{Ki} – температурный напор в конце охлаждения (нагрева); G_y , G_B – расходы утфеля и воды, $кг/с$; τ_i^* – время пребывания утфеля в i зоне кристаллизатора, с.

Задача оптимизации политермической кристаллизации заключается в максимальном истощении межкристального раствора за время его пребывания в ВК до характеристик нормальной мелассы регулированием температурного режима утфеля при условии выполнения ограничений, исходя из технологического регламента и прочностных характеристик аппаратуры. Ввиду сложности задача решается в два этапа: на 1 этапе рассчитывается оптимальный температурный профиль изменения температуры утфеля, а на 2 определяется оптимальный расход воды и ее начальная температура в каждую зону кристаллизатора, реализующие найденный профиль.

Этап 1. В качестве критерия оптимизации политермической кристаллизации сахара принята его масса, полученная за заданное время охлаждения τ^* :

$$M = k_1 \int_0^{\tau^*} M(\tau)^{\frac{2}{3}} K(\tau) d\tau. \quad (12)$$

На критерий накладываются технологические ограничения, обусловленные вязкостью межкристалльного раствора и утфеля, значением коэффициента пересыщения межкристалльного раствора, кристаллосодержанием, скоростью изменения температуры при охлаждении утфеля, а также ограничения, обусловленные оптимальными параметрами нормальной мелассы [17, 21, 22, 35, 37, 59]:

$$\mu(\tau) \leq \mu_{\max}; \quad \mu_y(\tau) \leq \mu_y^{\max}; \quad \alpha_{II}^{\min} \leq \alpha_{II}(\tau) \leq \alpha_{II}^{\max}; \quad \left| \frac{dT(\tau)}{d\tau} \right| \leq \Delta T^{\max};$$

$$Kp(\tau) \leq Kp^{\max}; \quad \mathcal{C}(\tau) \leq \mathcal{C}^*; \quad CB(\tau) \geq CB^*, \quad \alpha_{II}^K = 1. \quad (13)$$

Искомый температурный профиль охлаждения и подогрева утфеля находится в классе функций 3 порядка: $T_V(\tau) = T_V^H + b_1\tau + b_2\tau^2 + b_3\tau^3$ (14)

Задача оптимизации $T_V(\tau)$ формулируется следующим образом: за заданное время охлаждения τ^* определить оптимальные параметры b_1^*, b_2^*, b_3^* профиля изменения температуры утфеля во времени, которые обеспечивают максимум функционала (12) в условиях ограничений (13):

$$M = k_1 \int_0^{\tau^*} M(\tau)^{\frac{2}{3}} K(\tau) d\tau \xrightarrow{b_1^*, b_2^*, b_3^*} \max. \quad (15)$$

В результате решения (15) МКХД определяется оптимальный температурный профиль изменения температуры $T_V^*(\tau)$.

Этап 2. Зная время пребывания утфеля в каждой зоне кристаллизатора τ_i^* , вычисляются оптимальные значения расхода воды в каждую секцию и ее начальной температуры. Входная и выходная температура утфеля в каждой зоне рассчитывается подстановкой в выражение (14) величин $\tau_{i,j}^*, b_1^*, b_2^*, b_3^*$. Критерием для расчета оптимальных значений расхода воды и ее температуры принят квадрат невязки теплового баланса секции:

$$\Delta Q^2 = (Q_V - Q_B)^2, \quad (16)$$

где Q_V, Q_B – соответственно тепло отданное утфелем (водой) и полученное водой (утфелем) в i или j секции. На критерий (15) накладывается ограничение, обусловленное предельным значением температурного напора в секции аппарата:

$$\Delta T(\tau) \leq \Delta T^*. \quad (17)$$

Температурный профиль нагрева (охлаждения) воды в зоне кристаллизатора также записывается в классе функций 3 порядка:

$$T_B(\tau) = T_B^H + d_1\tau + d_2\tau^2 + d_3\tau^3, \quad \text{где } d_1, d_2, d_3 \text{ – коэффициенты функции.} \quad (18)$$

Задача заключается в поиске таких значений расхода воды, ее начальной температуры и коэффициентов профиля (18) d_1^*, d_2^*, d_3^* , которые обеспечивают

минимум квадрата невязки теплового баланса секции при условии выполнения ограничения (17) на температурный напор. Для i охлаждающей секции:

$$\left[\int_0^{\tau_i^*} G_V C_V (\tau) [T_{Vi}^H - T_V^*(\tau)] d\tau - \int_0^{\tau_i^*} G_{Bi} C_B (d_{1i}\tau + d_{2i}\tau^2 + d_{3i}\tau^3) d\tau \right]^2 +$$

$$+ \left[\Delta T_i^* - \Delta T_i(\tau) + \Delta T_i(\tau) - \Delta T_i^* \right]^2 \xrightarrow{G_{Bi}^*, T_{Bi}^{H*}, d_{1,2,3}} \min,$$

где $\Delta T_i(\tau)$ определяется по формуле: $\Delta T_{Ki} = T_{Vi}^K - T_{Bi}^H$.

Решение (19) выполнено МКХД. Квазиоптимальный температурный профиль охлаждения utfеля определяется следующим образом:

$$T_{Vi}^P(\tau) = T_B^{H*} + d_{1i}^*\tau + d_{2i}^*\tau^2 + d_{3i}^*\tau^3 + \Delta T_i(\tau).$$

Критерием окончания поиска служит: $I(\tau) = \int_0^{\tau_i^*} (1 - T_V^P(\tau) / T_V^*(\tau)) d\tau$, который

не должен превышать заданной погрешности ξ . Этапы 1 и 2 повторяются, пока не выполнится условие $I(\tau) \leq \xi$, или число повторений не достигнет заданной величины. Результаты оптимизации приведены в работе и в [14, 15].

Разработанный программно-технический комплекс для интенсификации процесса массовой политермической кристаллизации сахара включает в себя систему автоматического контроля вязкости мелассы СКВ-1 [36], устройство для ускоренного насыщения мелассы УН-1 [34, 35], экспресс-метод определения оптимальных параметров нормальной мелассы [35, 37], способ автоматического контроля и управления процессом подготовки utfеля к кристаллизации охлаждением [32], позволяющий стабилизировать состав utfеля на входе в вертикальный кристаллизатор, а также программный пакет, реализующий оптимизацию температурного режима вертикального кристаллизатора. Управление реализуется путем выдачи заданий регуляторам температуры и расхода хладагента в каждую зону кристаллизатора, регулятору расхода аммиачной воды в узел подготовки utfеля к политермической кристаллизации в ВК.

В четвертой главе производство этилена рассмотрено как единый процесс, связывающий узлы пиролиза, компримирования пирогаза и его разделения, охлаждения оборотной воды, отобранные по критериям экономичности и безопасности производства в целом. Сформирована DFD-диаграмма производства этилена, создана имитационная модель пиролиза бензинового сырья, учитывающая его групповой химический состав, основанная на молекулярно-кинетическом механизме, отличающаяся введением зависимости температуры в реакционной зоне змеевика от конструкционных особенностей печи, расхода и состава топливного газа и позволяющая определить состав пирогаза. Получена ММ пиролиза бензина, отличающаяся учетом его физико-химических характеристик, рассчитываемых по плотности бензина и его разгонке по Энглеру и позволяющая рассчитывать состав продуктов пиролиза в зависимости от значений

управляющих воздействий. Разработана ММ сжатия промышленного газа, отличающаяся использованием механизма, учитывающего различные типы регулирования расхода газа, применяемые в СХТС получения продукта и позволяющая приводить текущую степень сжатия к паспортным условиям всасывания или наоборот паспортную степень сжатия к текущим условиям всасывания. Разработана полная ММ охлаждения циркуляционной воды в градирне с принудительной тягой, включающая модифицированное уравнение Меркеля и отличающаяся учетом характера противоточного движения воды (пленка или капли) и воздуха, что позволяет описать совместный тепломассообмен в пленочных и распылительных градирнях.

Основой имитационной модели является ММ кинетики термического разложения углеводородного сырья, изменяющегося стохастически, описывающая молекулярно-кинетический механизм элементарных стадий первичного распада групп компонентов и вторичные реакции образования продуктов пиролиза, включая образование и отложение кокса на стенках змеевика. Сформирована пополняемая база данных кинетических параметров. Нелинейные дифференциальные уравнения материального баланса, записанные на ее основе, дополнены балансовыми уравнениями тепловой и механической энергии, учитывающими конструктивные особенности печи пиролиза [3, 8, 24, 49, 56]:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dF_j}{dl} = \left[\sum_{i=1}^{N_r} (\beta_{ij} \cdot r_i) \right] \cdot \frac{\pi d_m^2(l)}{4}; \quad j = \overline{1, 21}; \\ T_w(l)^4 + \frac{\alpha(l)}{\varkappa} T_w(l) - (T^{sm})^4 - \frac{\alpha(l)}{\varkappa} T(l) = 0; \\ \frac{dT}{dl} = \frac{\zeta \alpha(l) \pi d_m^0 (T_w(l) - T(l)) - \sum_{j=1}^{N_j} \left[\left(\frac{dF_j}{dl} \right) \Delta H_j(l) \right]}{F^s C_{p,s}(l) + \sum_{j=1}^{N_j} F_j C_{p,j}(l)}; \\ \frac{dP}{dl} = \frac{RT(l) P(l) v_{mas}(l) \left[\frac{dV(l)}{dl} M_{cg}(l) + \left(\frac{1}{T(l)} \frac{dT}{dl} + \theta(l) \right) \right]}{RT(l) v_{mas}(l) - M_{cg}(l) P^2(l)}; \\ F_v(0) = F_v^{B/D}; \quad F_j(0) = 0; \quad T(0) = T_0; \quad P(0) = P_0, \end{array} \right. \quad (20)$$

где F_j - мольный расход j компонента пирогаза, моль/с; l - текущий участок змеевика, м; N_r , N_j - соответственно число реакций к кинетической схеме и количество участвующих реагентов; для бензиновых печей $N_r=70$, $N_j=21$; для этановых $N_r=58$, $N_j=12$; β_{ij} - стехиометрический коэффициент j компонента i реакции; r_i - скорость i термохимической реакции, с⁻¹, м³/моль с, м⁶/моль² с соответственно для реакций 1, 2 и 3 порядков; d_m^0 , $d_m(l)$ - соответственно внешний и

внутренний диаметр пирозмеевика, m ; ζ - коэффициент неравномерности обогрева; $\alpha(l)$ - коэффициент теплоотдачи от стенки змеевика к потоку, $Дж/(c \cdot K \cdot m^2)$; $T_w(l)$, $T(l)$ - температура соответственно стенки змеевика и пирогаза, K ; $\Delta H_j(l)$ - теплота образования j компонента реакции, $Дж/кг$; F^s - мольный расход пара, $моль/с$; $C_{p,s,j}(l)$ - теплоемкость соответственно пара и j компонента реакции, $Дж/(кг \cdot K)$; \varkappa - коэффициент излучения; T^{sm} - температура дымовых газов, K ; R - газовая постоянная, $Дж/(моль K)$; $P(l)$ - давление пирогаза, $Па$; $v_{mas}(l)$ - массовая скорость пирогаза, $кг/(c \cdot m^2)$; $V(l)$ - объем пирогаза, $m^3/кг$; $M_{cg}(l)$ - молекулярная масса пирогаза, $кг/моль$; $\theta(l)$ - коэффициент гидравлического трения; F_v - расход v компонента сырья, $моль/с$; $F_v^{B/3}$ - мольный расход v компонента сырья (бензина или этана) на входе в радиантную секцию, $моль/с$. Температура пирогаза на входе в реакционную зону при которой начинаются реакции пиролиза принята равной $923 K$.

Модель скорости отложения кокса в змеевике печи разработана с использованием экспериментальных данных и представляет собой зависимость от состава и конверсии бензина, температуры процесса и соотношения пар/сырье.

Система (20) решается методом Рунге-Кутты 6-го порядка точности. Параметрическая идентификация математического описания проведена генетическим алгоритмом в комбинации с МКХД. В качестве функции цели используется квадратичный критерий отклонения расчетных значений выходов продуктов от экспериментальных:

$$\sum_{n=1}^N \left(\sum_{k=1}^{15} (1 - B_{kn}(\mathbf{A}, \mathbf{E}) / B_{kn}^{ex})^2 \right) \xrightarrow{\mathbf{A}, \mathbf{E}} \min, \quad (21)$$

где $B_{kn}(\mathbf{A}, \mathbf{E})$, B_{kn}^{ex} - соответственно расчетное и измеренное значение выхода k -го продукта пиролиза в n -ом эксперименте; N - количество опытов; 15 - число основных продуктов пиролиза, используемых для идентификации. В качестве параметров модели оценивались предэкспоненциальные множители \mathbf{A} и (или) энергии активации \mathbf{E} . Начальные значения энергий активации определены по правилу Поляни-Семенова, а предэкспоненциальные множители для мономолекулярных реакций равны 10^{13} , для би- и тримолекулярных реакций рассчитываются по формулам молекулярно-кинетической теории газов. В целях снижения размерности синтезированной модели предложено, в зависимости от вида углеводородного сырья, корректировать кинетическую схему с учетом значимости продуктов каждой реакции. Результатом моделирования процесса пиролиза являются профили изменения концентраций продуктов пиролиза, приведенные на рисунке 2. Полная ММ процесса пиролиза (20) служит для имитации и исследования процесса. Для оптимизации и управления разработана математиче-

ская модель [29], косвенно учитывающая состав сырья и состоящая из трёх частей: расчета свойств реакционного бензина, расчета кинетических параметров процесса и определения выходов 14 основных продуктов пиролиза: $i=1$ - водород, $i=2$ - метан, $i=3$ - ацетилен, $i=4$ - этилен, $i=5$ - этан, $i=6$ - пропин, $i=7$ - пропилен, $i=8$ - бутадиен, $i=9$ - изобутилены, $i=10$ - сумма не ароматических углеводородов $C_5 - C_8$;

$i=11$ - бензол, $i=12$ - толуол, $i=13$ - сумма этилбензола, стирола, ксилолов и ароматических углеводородов $C_9 - C_{12}$; $i=14$ - смола.

В производственных условиях ежемесячно анализируется плотность жидкого сырья, подаваемого на пиролиз и его фракционный состав (разгонка по Энглеру). По этим анализам в ММ рассчитываются физико-химические свойства

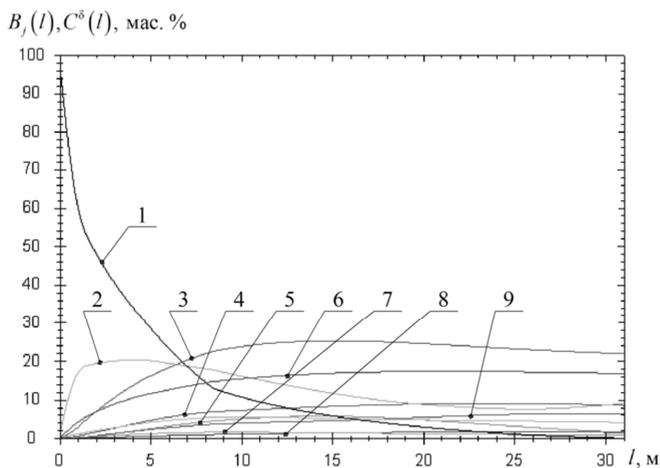


Рисунок 3 Изменение концентрации бензина и основных продуктов пиролиза по длине змеевика: 1 - бензин, 2 - пропилен, 3 - этилен, 4 - тяжелые жидкие продукты, 5 - бутадиен, 6 - метан, 7 - этилбензол, 8 - стирол, 9 - бензол.

сырья: индекс ароматичности (ВМСИ), показатель парафинистости (K_w), средняя молекулярная масса (M_M), массовое содержание водорода (C_{H_2}), углеродное (N_C) и водородное числа (N_{H_2}) и их отношение (η), суммарная концентрация атомов водорода, связанных с третичными атомами углерода в разветвлённых молекулах сырья ($C_{сумH_2}$), фактор состава сырья по Расторгуеву (ψ_{RS}), используемый при расчете только жидких продуктов пиролиза.

Кинетические параметры получены с использованием 4 независимых переменных: расходе сырья (F_S , т/ч), соотношении пар/сырьё (Θ), температуре пирогаза на выходе из печи (T , К), давлении в линии всасывания пирогазового компрессора (P_0 , МПа). К ним относятся: конверсия бензина X , рассчитываемая по кинетическому фактору жесткости (KSF); среднее время пребывания сырья в реакционной зоне (ψ_{QQ}); перепад давления в радиантной секции змеевика, пропорциональный квадрату мольного расхода (ψ_{DP}); парциальное давление продуктов (ψ_{PP}) на выходе из печи; параметр молекулярных столкновений (PMS), объединяющий температуру, время контакта и парциальное давление; параметр, характеризующий отношение скорости отрыва в сырье третичного

атома водорода к скорости отрыва первичного (k_{TRE}). Давление на входе в компрессор моделируется с учетом значения перепада давления на печи соответственно для свежих и закоксованных аппаратов: $P_0 = 0,339 - \psi_{DP}$; $P_0 = 0,376 - \psi_{DP}$. Для расчета выходов продуктов пиролиза получены 14 уравнений, основанных на лабораторных значениях плотности и фракционного состава бензина, экспериментальных данных о режиме процесса в печи SRT-VI, хроматографическом анализе состава газообразных и жидких продуктов пиролиза с общей формулой:

$$B_i = \phi \left(\text{ВМСИ}, K_w, M_M, C_{H_2}, \eta, \psi_{RS}, X, \psi_{DP}, \psi_{QQ}, \psi_{PP}, \text{PMS}, k_{TRE}, \Delta T, \Theta \right). \quad (22)$$

Экономическая эффективность производства этилена определяется как разность стоимости продукции и производственных расходов [45]:

$$\mathcal{E} = \sum_{i=1}^I k_i C_i G_i - \sum_{j=1}^J Z_j, \quad \text{где } k_i, C_i, G_i - \text{соответственно коэффициент извлечения } i$$

продукта пиролиза, его цена и выпускаемый объем; Z_j - производственные затраты j вида. Главным видом затрат в производстве этилена являются затраты на сырье и электрическую энергию, расходуемую в основном на охлаждение оборотной воды. Критерием оптимизации служит переменная часть прибыли:

$$\mathcal{E} = 0,01 F_S (k_1 B_1 C_1 + k_2 B_2 C_2 + k_4 B_4 C_4 + k_5 B_5 C_5 + k_7 B_7 C_7 + k_8 B_8 C_8 + k_9 B_9 C_9 + \quad (23)$$

$$+ k_{10} B_{10} C_{10} + k_{11} B_{11} C_{11} + k_{12} B_{12} C_{12} + k_{13} B_{13} C_{13} + k_{14} B_{14} C_{14}) - F_S C_S - N_{\text{оо}} C_{\mathcal{E}},$$

где F_S , C_S - расход бензина на пиролиз и его цена; $N_{\text{оо}}$, $C_{\mathcal{E}}$ - активная электрическая мощность, потребляемая установкой и ее цена за 1 кВт/ч.

Ограничения на независимые переменные- расход сырья и пара в печь, температуру пирогаза на выходе из печи, давление на входе в пирогазовый компрессор определены в виде: $F_S^{\min} \leq F_S \leq F_S^{\max}$; $\Theta^{\min} \leq \Theta \leq \Theta^{\max}$; $t^{\min} \leq t \leq t^{\max}$; $P_0 \geq P_0^{\min}$. Первые три ограничения определяются технологическим регламентом, а последнее -безопасностью работы пирогазового компрессора и всего производства этилена для предотвращения подсоса атмосферного воздуха.

Ограничения на выработку целевых и побочных продуктов пиролиза, накладываемые со стороны последующих узлов и отделений этиленовой установки (рисунок 4) для потока пирогаза из одной печи SRT-VI имеют вид:

$$R_g = 0,01 F_S \sum_{i=1}^{N_g} \alpha_{ig} B_i \leq R_g^{\max}, \quad (24)$$

где α_{ig} -балансовый коэффициент g узла по i продукту; N_g -число узлов, ограничивающих работу пиролизных печей; R_g^{\max} -максимальное значение i продукта, которое может переработать j узел. Ограничения R_g^{\max} определяются из анализа паспортных характеристик основного оборудования g узла, материального баланса и технологического регламента с учетом текущего состояния аппаратуры (насосов, теплообменников, сепараторов, колонн и т.п.), арматуры, трубо-

проводов. Ограничение-равенство обычно накладывается заданием на выпуск главного целевого продукта- этилена: $G_4^* = 0,01F_5B_4k_4$. (25)

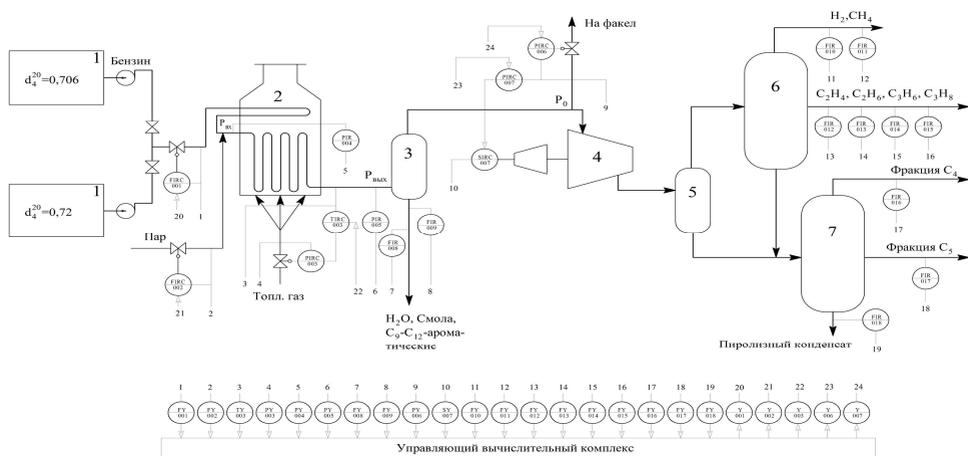


Рисунок 4 Схема технической реализации оптимизационной задачи

1 – узел подготовки и хранения сырья; 2 – отделение пиролиза; 3 – узел первичного фракционирования пирогаза; 4, 5 – отделение компрессии и сепарации пирогаза; 6 – отделение низкотемпературной ректификации; 7 – узел выделения фракции C4 и разделения жидких

Задача оптимизации крупнотоннажной этиленовой установки заключается в максимизации критерия (23) в условиях действующих ограничений на независимые и зависимые переменные (24) и выполнении задания по выпуску этилена (25). При оптимизации крупнотоннажного производства этилена были исследованы 2 вида прямогонного бензина, поступающего на пиролиз: относительно легкий и более тяжелый, имеющие следующие физические характеристики, зафиксированные на действующем производстве в разные моменты времени:

1) «Легкий» бензин: $d_4^{20}=0,706$; $t_{НК}=318$ K; $t_{10}=337$ K; $t_{30}=353$ K; $t_{50}=368$ K; $t_{70}=383$ K; $t_{90}=403$ K; $t_{КК}=435$ K.

2) «Тяжелый» бензин: $d_4^{20}=0,72$; $t_{НК}=318$ K; $t_{10}=345$ K; $t_{30}=368$ K; $t_{50}=386$ K; $t_{70}=404$ K; $t_{90}=428$ K; $t_{КК}=453$ K.

При исследовании коэффициенты извлечения товарных продуктов в отделении их разделения приняты равными: $k_1=0,33$; $k_2=0,98$; $k_4=1$; $k_5=1,01$; $k_7=0,98$; $k_8=0,93$; $k_9=0,94$; $k_{10}=0,95$; $k_{11}=0,95$; $k_{12}=0,95$; $k_{13}=0,95$; $k_{14}=0,99$. При внедрении в производстве коэффициенты извлечения определяются на основе измеренных расходов товарных продуктов (рисунок 4). Коэффициент извлечения для водорода равный 0,33 показывает, что только третья часть водорода выпускается в виде товарной продукции. Остальные 2/3 расходуется на собственные нужды в реакторах гидрирования и в виде топлива. В таблице 1 показаны результаты оптимизации этиленовой установки при работе на «легком» прямогонном бензине.

Рассчитанные нагрузки по сырью в каждую печь распределяются между ее пиролизниками. Проблема оптимального распределения сырья между пиролизниками заключается в минимизации суммы квадратов отклонений температуры пирогаза на выходе змеевиков от оптимальной и давления сырья на входе в змеевики от их среднего значения при оптимальном расходе сырья в печь в условиях технологических ограничений. Задача решена аналитически с помощью метода множителей Лагранжа. Далее рассчитанные значения поступают в виде заданий цифровым ПИД-регуляторам.

Таким образом, поставлена и решена задача оптимизации режима пиролизных печей, отличающаяся учетом ограничений, накладываемых последующими узлами этиленовой установки: первичным фракционированием пирогаза, его компримированием, разделительными колоннами, блоком градирен, позволяющая рассчитать оптимальные значения расходов сырья и пара в печи, температуры пирогаза на выходе печи и его давления на линии всасывания компрессора и оптимального распределения сырья между змеевиками печей, отличающаяся учетом функции жесткости процесса пиролиза в змеевиках и их закоксованности, позволяющая реализовать идентичный режим пиролиза в каждом змеевике [60].

Таблица 1

Результаты оптимизации этиленовой установки, сырье - «легкий бензин»

Наименование	Пиролиз по регламенту	Оптимизация по критерию	
		Прибыль	Расходная норма
Температура на выходе печи, К	1123	1134,8	1133,4
Расход сырья в печь, т/ч	37	36	36,11
Соотношение пар/бензин, т/т	0,6	0,61	0,6
P_0 , МПа	0,14	0,15	0,15
Полученная прибыль, у.е. \times ч ⁻¹ / 1 печь	1092,75	1143,07	-
Расходная норма по сырью, т/т	1,79	-	1,79
Выработка этилена, т \times ч ⁻¹ / 1 печь	10,32	10,45	10,45

Впервые разработана [6, 7, 26, 57, 58] и защищена патентом [31] методология использования паспортной газодинамической характеристики (ПГДХ) КДД и уравнений состояния реальных газов для противопомпажного управления КДД, включающая: 1) аппроксимацию ПГДХ, наиболее представительных КДД:

- ПГДХ компрессора с регулируемым приводом:

$$\varepsilon_{nc} = a_1 + a_2q + a_3n + a_4q^2 + a_5n^2 + a_6qn + a_7\sqrt{qn} + a_8/qn, \quad n = N/1000; \quad (26)$$

- ПГДХ компрессора с нерегулируемым приводом [6, 8]:

$$\varepsilon_{nc} = b_1 + b_2q^{0,5} + b_3q^2 + b_4q^3 + b_5q^4 + b_6q^5 + b_7q^6 + b_8q^7 + b_9q^8 + b_{10}q^9 + b_{11}q^{-1,5}; \quad (27)$$

- ПГДХ КДД с входной регулирующей дроссельной заслонкой:

$$\begin{aligned} \varepsilon_{nc} = & c_1 + c_2q \sin \psi \cdot \exp(c_3q \sin \psi) + c_4q \exp(c_5q) + c_6 \sin \psi \times \\ & \times \exp(c_7 \sin \psi) + c_8q \cos \psi \cdot \exp(c_9q \cos \psi) + c_{10}(q \sin \psi)^{c_{11}} \times \\ & \times \exp[c_{12}(q \sin \psi)^{-1}] / \{c_{13} \exp[c_{14}(q \sin \psi)^{-1}] + q^{c_{15}} \sin^2 \psi / (c_{16} - \sin^2 \psi)\}, \end{aligned} \quad (28)$$

где ε_{nc} - степень сжатия, q - объемный расход газа, $\text{м}^3/\text{с}$; ψ - угол открытия дроссельной заслонки, $^\circ$; $\bar{a}, \bar{b}, \bar{c}$ - коэффициенты зависимостей; N - число оборотов турбины, $\text{об}/\text{мин}$. Структура моделей и значения параметров определяются из условия, чтобы среднеквадратичная оценка относительной погрешности на диапазоне определения степени сжатия не превышала $\pm 1\%$. Это необходимо для того, чтобы погрешность определения координат точки помпажа и соответствующей точки заданного запаса устойчивости к помпажу была не более $\pm 1\%$.
 2) Приведение текущей степени сжатия к паспортным условиям всасывания в соответствии с сохранением подобия треугольников скоростей рабочего колеса ротора в среднем по компрессору и в его характерных сечениях:

$$\varepsilon_{np} = \left[\left(\varepsilon^{\frac{k-1}{\eta_n k}} - 1 \right) \left(\frac{\omega_{nc}}{\omega_{из}} \right)^2 \left(\frac{k_{nc} - 1}{k - 1} \right) \frac{k \cdot z_{вс} \cdot R \cdot T_{вс}}{k_{nc} \cdot z_{nc} \cdot R_{nc} \cdot T_{nc}} + 1 \right]^{\frac{\eta_n k_{nc}}{k_{nc} - 1}} \quad (29)$$

где ε_{np} - приведенная к паспортным условиям всасывания текущая степень сжатия ε , равная отношению абсолютных давлений нагнетания и всасывания; η_n - политропный КПД; ω_{nc} , $\omega_{из}$ - паспортное (или экспериментальное, использованное при испытаниях) и текущее измеренное значение скорости вращения ротора компрессора (с^{-1}); k_{nc} , k - паспортное (или использованное при испытани-

ях) и расчетное текущее значение показателя изоэнтропии газа; R_{nc} , R - паспортное (или использованное при испытаниях) и расчетное текущее значение газовой постоянной (Дж/(кг К)); T_{nc} , $T_{вс}$ - паспортное (или использованное при испытаниях) и текущее значение абсолютной температуры газа на входе ступени компрессора (К);

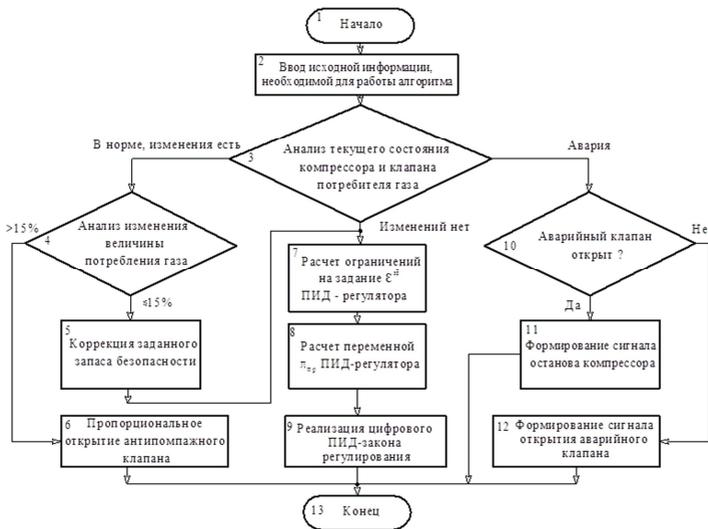


Рисунок 5 Блок-схема алгоритма функционирования противопомпажной системы управления турбокомпрессором

z_{nc} , z_{ac} - паспортное и расчетное текущее значение коэффициента сжимаемости газа на входе ступени компрессора. Величина R пересчитана с учетом состава и влажности сжимаемого газа.

3) Использование уравнений состояния реальных газов Бенедикта-Вебба-Рубина (БВР), Ли-Кесслера, Суги-Лю или др. для расчета в (29) величины изотропы (k), коэффициента сжимаемости во всасывающей трубке (z_{ac}) и полнотропного КПД (η_n). Расчетные формулы для уравнения БВР приведены в [26, 31]. При решении трансцендентных уравнений в работе использован метод последовательных приближений.

4) После определения всех неизвестных параметров в (29) решается уравнение $d\varepsilon_{np} / dq = 0$ и находятся величины степени сжатия и расхода газа в точке помпажа, а затем в точке заданного запаса устойчивости к помпажу (ЗЗУП). Рассчитанное в итоге значение степени сжатия в точке ЗЗУП является заданием противопомпажному регулятору степени сжатия КДД. Разработанный алгоритм функционирования противопомпажной системы управления и защиты КДД отличается введением ЗЗУ к аварийным режимам помпажа и торможения потока газа, корректируемого при изменении состава и физических свойств сжимаемого газа (рисунок 5). На рисунке 6 представлена схема автоматической системы защиты КДД от помпажа [31]. Она позволяет с заданным запасом безопасности управлять расходом сжатого газа с нагнетательной линии КДД во всасывающую, выявлять начало помпажа в системе путем контроля вибрации ротора машины и его осевого смещения и аварийно останавливать КДД при обнаружении помпажа. Для процесса охлаждения циркуляционной воды, поддерживающей заданную температуру пирогаза во всасывающих линиях ступеней компрессора для градирни с искусственной тягой разработана ММ [10, 13, 28, 30, 33], которая учитывает характер течения воды - пленочный или оросительный. Математическое описание позволяет определять температуру адиабатического насыщения воздуха методом «мокрого» термометра без ее непосредственного измерения при расчете текущей охлаждающей характеристики агрегата, а также учитывать потребление вентиляторами градирни

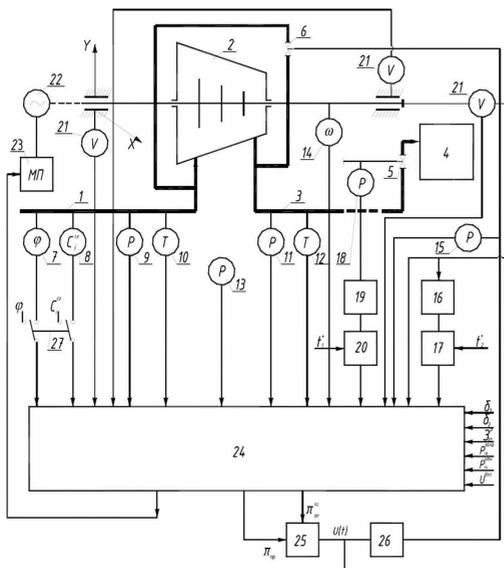


Рисунок 6 Структурная схема системы автоматической защиты КДД от помпажа [31]

электрической энергии.

В соответствии с критерием оптимизации установки в целом поставлена и решена задача оптимального распределения нагрузки по горячей воде между градирнями водоблока по критерию минимизации суммарной активной электрической мощности, потребляемой их электроприводами в зависимости от охлаждающих характеристик башен, рассчитываемых по модифицированному уравнению Меркеля, позволяющая рассчитать оптимальные значения расхода горячей воды в градирни и скорости вращения валов их вентиляторов. Критерием оптимизации служит суммарное значение активной электрической мощности, потребляемой вентиляторами:

$$\sum_{j=1}^J [k_{1j} Q_g^3 + k_{2j} Q_g^2 + k_{3j} Q_g] = N_{об}, \quad (30)$$

На критерий накладываются ограничения-равенства на суммарный расход воды (31) и на охлаждающие характеристики башен (32):

$$\sum_{j=1}^J M_{wj} = M_{об}; \quad (31) \quad \int_{t_{хi}}^{t_{гi}} \frac{dt_i}{h_s(t)_i - h_g(t)_i} = a_{1i} m_i^{a_{2i}} + a_{3i} q_{wi}, \quad (32)$$

где j - номер градирни в водоблоке; J - число башен; Q_g - расход воздуха, m^3 / c ; t - температура горячей (г) и холодной (х) воды; $h(t)$ - энтальпия насыщенного воздуха (s) и воздушного потока (g); i - номер градирни; m_i - массовое отношение вода/воздух; q_w - массовая плотность орошения; k_{ij} , a_{i3} - эмпирические коэффициенты. Конструктивное исполнение башен выражается ограничением на расход воды в j градирню: $M_{wj} \leq M^{\max}$. (33)

Условие отсутствия уноса воздухом воды соответственно для градирен с трубчатой насадкой и с распылением записывается формулами:

$$m_j \geq m^{\min} = M_{wj} / (w_{г}^{\max} \rho_{г} (r_{вн} - \delta)^2 0,785K); \quad m_j \geq m^{\min} = M_{wj} / (0,785w_{г}^{\max} \rho_{г} D_{эф}^2), \quad (34)$$

$D_{эф}$ - диаметр контактного поперечного сечения башни, m ; $r_{вн}$ - радиус насадочной трубки, m ; K - количество трубок; $\rho_{г}$ - плотность насыщенного воздуха, kg/m^3 ; δ - толщина пленки, m ; $w_{г}^{\max}$ - критическое значение скорости воздуха, m/c .

Задача оптимизации заключается в поиске

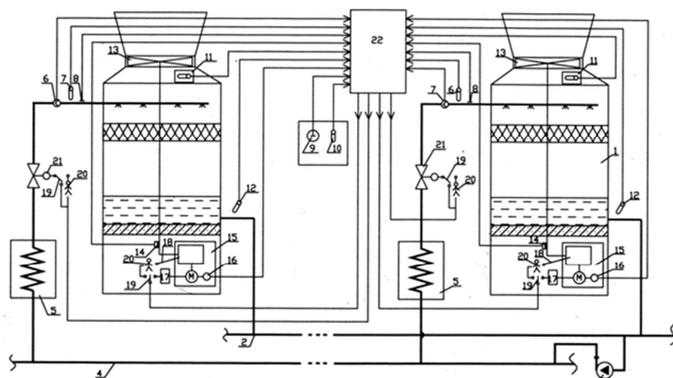


Рисунок 7 Система управления процессом охлаждения воды в блоке градирен [33]

таких значений M_{wj} и m_j , которые обеспечивают минимум критерия (30) при условии охлаждения заданного количества воды $M_{об}$ (31) до требуемой температуры $t_{xy} = t_x^*$, определяемой равенствами по градирням (32) и выполнении ограничений (33) и (34).

Система автоматического управления процессом охлаждения оборотной воды в блоке градирен [33, 61] позволяет распределять горячую воду между градирнями с искусственной тягой в зависимости от их охлаждающих характеристик (рисунок 5). В градирню с лучшей охлаждающей характеристикой подается больший расход воды, с худшей - меньший. Техническое решение по ПАЗ [30] позволяет защитить градирню от аварийных ситуаций при охлаждении воды.

В пятой главе при получении ВА выделено два основных взаимосвязанных процесса: синтез отечественного катализатора и ВА на его основе, сформированы их DFD-диаграммы, разработаны полная и упрощенная математические модели процесса ацетоксилирования этилена на отечественном катализаторе, а также процесса синтеза отечественного катализатора, отличающиеся учетом нелинейностей и нестационарности объекта, позволяющие рассчитать соответственно скорости образования ВА и ДУ, выбрать носитель катализатора и рассчитать его параметры, определить содержание в катализаторе палладия, золота и ацетата калия. Разработанный комплекс ММ для синтеза ВА на основе этилена состоит из двух частей – математического описания процесса изготовления отечественного катализатора и собственно моделирования каталитического процесса ацетоксилирования этилена [5, 23, 27, 38-40, 44, 47, 48, 51].

Математическая зависимость скорости образования ВА и ДУ от химического состава катализатора найдена в виде дробно-нелинейной функции.

С учетом ММ отечественного катализатора, разработана модель синтеза ВА в виде системы дифференциальных уравнений в частных производных:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial X_1}{\partial l} = 0.5 \cdot A \cdot W_1; \quad W_1 = n_{O_2} \cdot p \cdot k_1 \cdot Q; \quad l = [0, L]; \\ \frac{\partial X_2}{\partial l} = 1.5 \cdot A \cdot W_2; \quad W_2 = n_{O_2}^2 \cdot p^2 \cdot k_2 \cdot Q; \\ \frac{\partial T}{\partial l} = \frac{S}{V_0 C_p} \left((\Delta H_1 W_1 + \Delta H_2 W_2) - \frac{M \pi d_s k_T}{S} (T - T_{cool}) \right); \\ \frac{\partial Q}{\partial \tau} = -Q^{1.755} \cdot k_3(T); \tau \in [\tau_0, \tau_f]; \\ X_1(0, \tau) = X_2(0, \tau) = 0; \quad T(0, \tau) = T_0(\tau); \quad Q(l, \tau_0) = Q_0(l) \end{array} \right. \quad (34)$$

где X_1 , X_2 - конверсии кислорода на образование ВА и ДУ соответственно, доли ед.; S - внутреннее сечение трубки реактора, m^2 ; Q - активность катализатора, доли ед.; L - длина трубки реактора с катализатором, m ; ΔH_1 , ΔH_2 - тепловые

эффекты реакций образования ВА и ДУ, $\kappa_{Дж}/\text{моль}$; C_p - теплоёмкость парогазовой смеси на входе в реактор, $\kappa_{Дж}/(\text{моль} \cdot K)$; M - число трубок в реакторе; d_s - средний диаметр реакционной трубки: $d_s = 0,5(d_0 + d_1)$, m ; d_1 - внешний диаметр трубки, m ; k_T - коэффициент теплопередачи, $\kappa_{Дж}/(m^2 \cdot c \cdot K)$; W_1 ; W_2 , $\text{моль}/(m_{кат}^3 \cdot c)$ - скорости реакций образования ВА и ДУ; T_{cool} - абсолютная температура хладагента, K , находится из решения уравнения:

$$P_{cool} = 22,064 \exp((-7,85823\xi + 1,83991\xi^{1.5} - 11,7811\xi^3 + 22,6405\xi^{3.5} - 15,9393\xi^4 + 1,77516\xi^{7.5}) / \tau_{cool}) \quad (35)$$

где P_{cool} - абсолютное давление насыщенного водяного пара, mPa ; $\xi = 1 - \tau_{cool}$; τ_{cool} - приведенная температура $\tau_{cool} = T_{cool} / 647,14$. Уравнение (35) действительно для диапазона температур насыщенного водяного пара 373-573 K и степени его сухости 0,7-1,0, имеющих место в рубашке реактора синтеза ВА.

В системе уравнений (34) константы скоростей реакций равны:

$$k_j(T) = A_j^* \exp(-E_j^* / (R^*T)) = \exp(A_j - E_j / T), j = \overline{1,3}, \quad (36)$$

где A_j, E_j - соответственно приведенные значения предэкспоненциального множителя j реакции и ее энергии активации. Параметрическая идентификация математического описания проведена генетическим алгоритмом. В качестве функции цели используется квадратичный критерий отклонения расчетных значений выходов ВА и ДУ от экспериментальных:

$$\sum_{n=1}^N \left(\sum_{k=1}^2 (1 - B_{kn}(\mathbf{A}, \mathbf{E}) / B_{kn}^{ex})^2 \right) \xrightarrow{\mathbf{A}, \mathbf{E}} \min, \quad (37)$$

Таблица 2

j	E_j	A_j
1	7090	16,878
2	9600	22,1631
3	12000	21,5687

где $B_{kn}(\mathbf{A}, \mathbf{E})$, B_{kn}^{ex} - соответственно расчетное и измеренное значение выхода k -го продукта синтеза винилацетата в n -ом эксперименте; N - количество опытов; 2- число основных продуктов синтеза винилацетата, используемых для идентификации. В таблице 2 приведены полученные значения кинетических параметров (34) модели синтеза ВА и ДУ для отечественного катализатора. Погрешность модели составляет: по ВА $\pm 5,8\%$ отн., по ДУ $\pm 6,7\%$ отн.

Дробно-нелинейная ММ разработана для оптимизации процесса в промышленной АСУТП:

$$K_{BA} = \frac{dG_{BA}}{Vd\tau} = \alpha_1 \exp(\alpha_2 - 4084,0 / Z_3) Z_1 Z_2 Z_4 \left(\alpha_3 + \alpha_4 Z_5^{\alpha_5} + \alpha_6 (0,001 Z_5 + \alpha_7)^{-2} \right) \exp(-\alpha_8 \tau) /$$

$$\begin{aligned} & / \left[\alpha_9 (1 + Z_1 Z_2 + Z_2)^2 + (\alpha_{10} + \alpha_{11} Z_2) (1 + Z_1 Z_2 + Z_2) Z_4 + (\alpha_{12} + \alpha_{13} Z_1^2) Z_4^2 + (\alpha_{14} + \alpha_{15} Z_2) \right]; \\ K_{CO_2} = & \frac{dG_{CO_2}}{V d\tau} = \beta_1 \exp(\beta_2 - 9607,0 / Z_3) Z_1^{\beta_3} (Z_2 Z_4)^{\beta_4} \left(\beta_5 + \beta_6 Z_5^{\beta_7} + \beta_8 (0,001 Z_5 + \beta_9)^{-2} \right) \times \\ & \times \exp(-\beta_{10} \tau) / \left[\beta_{11} \cdot (1 + Z_1 \cdot Z_2 + Z_2)^2 + (\beta_{12} + \beta_{13} \cdot Z_2) \cdot (1 + Z_1 \cdot Z_2 + Z_2) \cdot Z_4 + \right. \\ & \left. + (\beta_{14} + \beta_{15} \cdot Z_1^2) \cdot Z_4^{\beta_{16}} + (\beta_{17} + \beta_{18} \cdot Z_2) \right], \end{aligned} \quad (38)$$

где K_{BA} , K_{CO_2} - соответственно удельные скорости образования винилацетата и диоксида углерода, *моль / (л_{кат} ч)*; V - объем катализатора, *л*; G - количество образовавшегося продукта, *моль*; Z_1 - соотношение этилена к УК в парогазовой сырьевой смеси; Z_2 - мольная доля кислорода в смеси; Z_3 - температура реакции, K ; Z_4 - абсолютное давление в реакционной зоне, *атм*; Z_5 - объемная скорость подачи парогазовой смеси, $ч^{-1}$; τ - время работы катализатора, *ч*; α_i , $i=1 \div 15$, β_j , $j=1-18$ -коэффициенты. Диапазон действия модели: $2 \leq Z_1 \leq 8$; $0,01 \leq Z_2 \leq 0,07$; $413 \leq Z_3 \leq 473$; $2 \leq Z_4 \leq 10$; $2000 \leq Z_5 \leq 10000$. Средняя относительная погрешность модели составляет по: $BA \pm 4,9\%$, $DU \pm 5,7\%$.

Поставленные и решенные задачи оптимизации процессов изготовления отечественного катализатора и синтеза на его основе ВА *отличаются* использованием ММ, учитывающих нелинейности и динамику объектов управления, что *позволило* определить оптимальные параметры катализатора и профили изменения управляющих воздействий в классе линейных функций [39, 40, 44, 48, 51].

Критерий оптимизации химического состава катализатора записывается в виде суммы нормализованных значений селективности, активности, содержания палладия и золота:

$$R_{XC} = -\gamma_C \cdot C^* - \gamma_A \cdot A^* + \gamma_{PD} \cdot C_{PD}^* + \gamma_{AU} \cdot C_{AU}^*, \quad (39)$$

где R_{XC} - критерий химического состава катализатора; $\gamma_C, \gamma_A, \gamma_{PD}, \gamma_{AU}$ - весовые коэффициенты при нормализованных значениях селективности, активности, содержания палладия и золота, выбираются при синтезе катализатора таким образом, чтобы их сумма была равна 1;

На критерий (39) накладываются ограничения по максимально-возможному значению селективности C^{\max} , заданной максимальной активности A^{\max} , максимальному и минимальному значению содержания палладия, золота и ацетата калия:

$$C \leq C^{\max}; A \leq A^{\max}; C_{PD}^{\min} \leq C_{PD} \leq C_{PD}^{\max}; C_{AU}^{\min} \leq C_{AU} \leq C_{AU}^{\max}; C_{AK}^{\min} \leq C_{AK} \leq C_{AK}^{\max} \quad (40)$$

Задача оптимизации химического состава катализатора заключается в минимизации критерия (39) при выполнении ограничений (40).

Модель динамической оптимизации процесса синтеза ВА:

$$R_3 = V \int_{\tau=1}^{\tau^3} \left[K_{BA} (Z_1(\tau), Z_2(\tau), Z_3(\tau), Z_4(\tau), Z_5(\tau), \tau) + 10^2 \left(|S_E - S_E^{\min}| - S_E + S_E^{\min} \right)^2 + \right. \\ \left. + 10^2 \left(|Z_1 - Z_1^{\max}| + Z_1 - Z_1^{\max} \right)^2 + 10^2 \left(|Z_3 - Z_3^{\max}| + Z_3 - Z_3^{\max} \right)^2 + 10^2 \left(|Z_4 - Z_4^{\max}| + Z_4 - Z_4^{\max} \right)^2 + \right. \\ \left. + 10^2 \left(|Z_5 - Z_5^{\max}| + Z_5 - Z_5^{\max} \right)^2 \right] d\tau \xrightarrow{Z_1(\tau), Z_2(\tau), Z_3(\tau), Z_4(\tau), Z_5(\tau)} \max, \quad (41)$$

где τ^3 - заданное время работы катализатора, χ . Селективность определяется:

$$S_E = 100 \cdot K_{BA} \cdot 86 / (1,01 \cdot K_{BA} \cdot 86 + K_{CO_2} \cdot 44). \quad (42)$$

Поиск законов изменения параметров во времени реализован в классе линейных функций:

$$Z_1 = 4,0 - 2,0 \cdot 10^{-4} \tau; \quad Z_3 = 140,0 - 7,0 \cdot 10^{-3} \tau; \quad Z_4 = 9,0 - 1,9 \cdot 10^{-4} \tau; \quad Z_5 = 4000,0 + 0,23 \tau, \quad (43)$$

Для решения оптимизационных моделей последовательно использован генетический алгоритм и МКХД. В промышленной АСУТП управление реализуется воздействием на температуру парогазовой смеси на входе в реактор, давление паров хладагента в паросборнике реактора, расходы возвратной уксусной кислоты и кислорода в узел подготовки парогазовой смеси [38].

В шестой главе выделено в СХТС ПМС два определяющих этапа: получение полимерных присадок и ТМД ММК, сформирована DFD-диаграмма производства ПМС. Разработаны нелинейные ММ процессов получения: полимерной присадки для смазочного материала и пластичной МС в виде многопараметрической зависимости основных параметров качества МС от технологических параметров процесса, а также зависимость характеристик от величины ключевого свойства - пенетрации, отличающиеся введением экспоненциальных и квадратичных взаимодействий независимых параметров и позволяющие определить пенетрацию, коллоидную стабильность, коэффициенты динамической вязкости и пределы прочности ПМС [1, 25, 53].

Полимерная присадка для смазочного материала получается термоокислительной деструкцией полимера в растворе под действием кислорода воздуха в присутствии радикального инициатора в реакторе с мешалкой. При разработке ММ деструкции приняты следующие допущения: 1) в реакторе осуществляется интенсивное перемешивание и реализуется изотермический режим, что позволяет аппроксимировать процесс деструкции моделью идеального смешения; 2) в интервале температур 323-343 K в растворе полимера, наряду с химической деструкцией, наблюдается термомеханический распад полимерных цепей; 3) скорости реакций не зависят от давления в реакторе и при изотермическом режиме от температуры; 4) продукты деструкции подвержены дальнейшему разрушению; 5) в системе полимер-растворитель проявляется эффект «клетки», выражающийся в снижении скорости деструкции полимера с уменьшением вязкости системы. Из допущений выдвинуто предположение о зависимости констант скоростей реакций деструкции от начальной M_{T0} и текущей $M_T(t)$ средневязкостной молекулярной массы полимера:

$$k_i = \alpha_i \cdot M_V^{\beta_i}(t) + \gamma_i \cdot \exp(-M_{V_0} \cdot 10^{-5}), \quad (44)$$

где $\alpha_i, \beta_i, \gamma_i$ - коэффициенты констант скоростей реакций; t - время, ч.

При моделировании принято: $M_V(t) = M_{V_0} (P_0 / P(t))^{1,257}$. (45)

Процесс деструкции описывается системой дифференциальных уравнений:

$$\begin{cases} dI / dt = -k_1 I + k_2 D^2; \\ dD / dt = 2k_1 I - 2k_2 D^2 - k_5 RD - k_6 PD - 2k_7 RD^2 - k_8 PD^2; \\ dP / dt = -k_3 P + k_4 R^2 + k_5 RD + k_7 RD^2; \\ dR / dt = 2k_3 P - 2k_4 R^2 - k_5 RD + k_6 PD + 2k_8 PD^2; \\ I(0) = I_0; D(0) = 0; P(0) = P_0; R(0) = 0, \end{cases} \quad (46)$$

где I, D, P, R - соответственно концентрация инициатора, деструктора, полимера и радикалов в растворе, *моль/л*; $k_i, i=1 \dots 8$ - константа скорости i -ой реакции, $ч^{-1}, л/моль \cdot ч, л^2/моль^2 \cdot ч, л^3/моль^3 \cdot ч$. Погрешность модели $\pm 7,9\%$ отн. [25].

Структура модели МС отличается от известных введением дополнительных членов, учитывающими как билинейные связи, так и одновременное влияние всех факторов:

$$Z_i = f_i(\mathbf{X}), \quad (47)$$

где Z_i - i свойство смазки; \mathbf{X} - вектор технологических параметров, размерностью 6. Средняя относительная погрешность составляет для: пенетрации ($i=1$) $\pm 1,15\%$, коллоидной стабильности ($i=2$) $\pm 1,18\%$, предела прочности при 323 K ($i=3$) $\pm 4,32\%$, вязкости при 273 K и скорости сдвига 10 c^{-1} ($i=4$) $\pm 3,0\%$, вязкости при 273 K и скорости сдвига 100 c^{-1} ($i=5$) $\pm 2,46\%$. Для экспресс-анализа готовой ПМС большой интерес представляет выявление взаимной зависимости ее объемно-механических и реологических свойств. Анализ погрешностей показывает, что в качестве базового показателя, определяемого экспериментально, целесообразно принять пенетрацию при 298 K, так как средняя относительная погрешность её оценки наименьшая и составляет $\pm 1,15\%$. Кроме того, это свойство отличается простотой определения и высокой информативностью [1]. Погрешность расчета свойств по установленной зависимости конкретного свойства от пенетрации не превышает $\pm 3,5\%$ отн.

Уравнение (47) использовано для многокритериальной оптимизации в технологии изготовления ПМС типа «Униол», позволяющей получить продукт требуемого качества. В качестве критерия оптимизации принято выражение, полученное исходя из требований к качеству смазки:

$$R(\bar{X}) = \gamma_1 / Z_1^*(\bar{X}) + \gamma_2 \cdot Z_2^*(\bar{X}) + \gamma_3 / Z_3^*(\bar{X}) + \gamma_4 \cdot Z_4^*(\bar{X}) + \gamma_5 \cdot Z_5^*(\bar{X}), \quad (48)$$

где $R(\bar{X})$ - обобщенный критерий качества; γ_i - весовые коэффициенты, сумма

которых равна 1; Z_i^* - нормализованное значение i показателя:
 $Z_i^* = 2 \cdot Z_i / (Z_i^{\min} + Z_i^{\max})$.

На критерий (48) наложены как технологические ограничения, так и ограничения, обусловленные требованием стандартов на качественные характеристики:

$$X_j^{\min} \leq X_j \leq X_j^{\max}; Z_i^{\min} \leq Z_i \leq Z_i^{\max}, \quad (49)$$

где X_i^{\min} , Z_i^{\min} , X_i^{\max} , Z_i^{\max} - соответственно минимальное и максимальное значение параметра X_j, Z_i .

Задача оптимизации заключается в минимизации критерия (48) при условии выполнения ограничений (49). Решение задачи позволяет определить оптимальные значения технологических параметров $X_1 - X_6$, максимизирующих значения пенетрации и предела прочности смазки (Z_1, Z_3) и минимизирующих остальные качественные характеристики - коллоидную стабильность (Z_2) и параметры вязкости (Z_4, Z_5) в заданном диапазоне изменения. Результаты решения приведены в [1]. При управлении процессом регулируется: X_1 - содержание кислорода в свободном объеме реактора, X_2 - время нагревания реакционной смеси до температуры термообработки и X_3 - ее максимальная температура, X_4 - время выдержки смеси при максимальной температуре, X_5 - скорость охлаждения ММК и X_6 - количество введенной затравки.

ОСНОВНЫЕ ВЫВОДЫ И РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ

На основе современных методов математического и имитационного моделирования ключевых химико-технологических процессов в исследованных паллиативных СХТС получены научные результаты, позволившие решить проблему повышения эффективности и экологической безопасности получения этилена, сахара, ВА и МС.

1. Предложен подход к моделированию управления стадиями изготовления важнейшей пищевой и химической продукции (на примере СХТС получения сахара, этилена, ВА и ПМС), заключающийся в применении структурного анализа информационных потоков в технологических процессах для выявления факторов, оказывающих доминирующее влияние на эффективность и безопасность сложных систем, позволяющий сформировать их обобщенные структуры на основе DFD технологии и провести анализ выявленных ключевых технологических процессов СХТС как объектов управления.

2. Разработан новый проблемно-ориентированный комплекс математических моделей ключевых по признакам эффективности и безопасности химико-технологических процессов паллиативных СХТС получения этилена, сахара, ВА и ПМС, заключающийся в использовании нелинейного и стохастического подходов к структурному синтезу моделей, позволяющий прогнозировать влияние воз-

мущений и значений параметров на процесс получения и характеристики продукции без проведения натурных экспериментов.

3. Разработаны новые методы контроля, *позволяющие* на ключевых стадиях изготовления продукции в режиме реального времени оценивать параметры качества с использованием разработанных моделей.

4. Поставлена и решена задача оптимизации и управления СХТС этилена, *закрывающаяся* в максимизации переменной части прибыли (или минимизации расходной нормы сырья) с учетом накладываемых ограничений, *позволяющая* определять оптимальные значения расходов сырья и пара в печи, температуру пирогаза на выходе печи, давления и состава пирогаза на линии всасывания компрессора; в выравнивании критериев идентичности процесса пиролиза в змеевиках и *позволяющая* определить расходы сырья и пара в каждый змеевик.

5. Поставлена и решена задача оптимального распределения оборотной воды между градирнями, *закрывающаяся* в минимизации энергетических затрат на охлаждение воды путем ее распределения между градирнями в зависимости от их охлаждающих характеристик, *позволяющая* рассчитать оптимальные значения расхода горячей воды в градирни и скорости вращения валов их вентиляторов. Разработана комплексная система ПАЗ для градирни с вентилятором.

6. *Впервые* разработана методология, алгоритм и система защиты КДД от режимов помпажа и торможения потока газа с заданным запасом безопасности на базе использования ПГДХ и уравнений состояния реальных газов.

7. На примере водных растворов сахара разработан *новый научный подход* к описанию свойств растворов, *закрывающийся* в учете межмолекулярных взаимодействий растворителя и растворенного вещества и *позволяющий* с высокой точностью моделировать свойства раствора.

8. Поставлена и решена задача оптимизации процесса политермической кристаллизации сахара, *закрывающаяся* в максимизации его выработки за заданное время охлаждения утфеля и *позволяющая* рассчитать на 1 этапе оптимальный профиль изменения температуры утфеля в классе функций 3 порядка, и на 2 этапе - оптимальные расходы воды и её начальную температуру в каждую зону кристаллизатора.

9. Поставлена и решена задача оптимизации синтеза: 1) отечественного катализатора, *закрывающаяся* в выборе носителя катализатора, его физических параметров и химического состава катализатора, *позволяющая* оптимизировать свойства отечественного катализатора; 2) ВА на отечественном катализаторе, *закрывающаяся* в максимизации выработки ВА за год работы катализатора в условиях действующих ограничений, *что позволило* определить оптимальные профили изменения УВ в классе линейных функций.

10. По производству ПМС 1) разработана ММ процесса получения полимерной присадки для смазочного материала, *закрывающаяся* в описании процесса деструкции полимера и *позволяющая* получать продукт с заданными свойствами; 2) поставлена и решена задача многокритериальной оптимизации процесса полу-

чения ПМС типа Униол, заключающаяся в максимизации пенетрации и предела прочности смазки и минимизации коллоидной стабильности и коэффициентов динамической вязкости в заданном диапазоне изменения, позволяющая реализовать перевод производства с одной марки смазки на другую.

11. Разработано специальное математическое обеспечение, пакеты прикладных программ, заключающиеся в обеспечении функционирования подсистем АСУТП получения продукции, позволяющие проводить идентификацию, имитационное моделирование, оптимизацию, исследование и управление процессами. Синтезирована, исследована и зарегистрирована имитационная модель АСУТП на базе сети Ethernet (Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ № 201261202), программы определения оптимального носителя катализатора и оптимизации его физических параметров и многопараметрической оптимизации состава катализатора (Свидетельства о государственной регистрации программы для ЭВМ № 2018616669, № 2018616668).

12. Создано алгоритмическое и программное обеспечение для управляющих ЭВМ, заключающееся в реализации функций моделирования и расчета управляющих воздействий для замкнутых систем оптимального управления, позволяющее на верхнем уровне оперативно решать задачи оптимизации и на нижнем уровне изменять задания программным задатчикам автоматических систем регулирования.

13. Разработаны: способ защиты компрессора от помпажа, способ управления охлаждением оборотной воды в блоке градирен, способ управления охлаждением оборотной воды в градирне с вентилятором, защищенные патентами РФ на изобретения №№ 2434162, №2361165, № 2550126; устройство для определения вязкости мелассы, способы определения чистоты насыщенной мелассы, способ определения оптимальных параметров нормальной мелассы, способ автоматического контроля и управления процессом подготовки утфеля к кристаллизации охлаждением, новизна которых защищена патентами РФ на изобретения №№ 2277709, 2196984, 2264622, 2299241, 2342438; способ автоматического контроля и управления процессом получения ВА на основе этилена, защищенного патентом РФ №2184725.

Основные публикации по теме диссертации:

Статьи в журналах, рекомендованных ВАК РФ

1. Арапов, Д.В. Моделирование и оптимизация процесса получения пластичных смазок для тяжелонагруженных механизмов // Вестник Воронежского государственного технического университета.- 2019.-Т.15.-№2.-С.82-89.

2. Арапов, Д.В. Моделирование растворения и роста сахарных кристаллов / Д.В. Арапов, С.Л. Подвальный, С.Г. Тихомиров // Вестник Воронежского государственного технического университета.-2019.-Т.15.-№2.-С.29-41.

3. Арапов, Д.В. Математическое моделирование промышленных процессов пиролиза бензина в трубчатых печах / Д.В. Арапов, С.Г. Тихомиров, С.Л. Под-

вальный, В.А. Курицын, О.В. Карманова // Теоретические основы химической технологии.-2018.-Т.52.-№6.-С.649-662.

4. Арапов, Д.В. Математическое моделирование процесса ацетоксилирования этилена на отечественном катализаторе / Д.В. Арапов, А.В. Скрыпников, В.В. Денисенко, Е.В. Чернышова. // Вестник Воронежского государственного университета инженерных технологий.-2018.-Т.80.-№ 1 (75).-С.124-128.

5. Арапов, Д.В. Уравнение для расчёта растворимости сахарозы в смесях этанола и воды / Д.В. Арапов, С.М. Петров // Сахар.-2017.-№1.-С.34-36.

6. Тихомиров, С.Г. Система противопомпажного управления турбокомпрессором с регулирующей заслонкой на всасывании / С.Г. Тихомиров, Д.В. Арапов, В.А. Курицын, С.С. Саввин // Экспозиция Нефть Газ.-2016.-№1 (47).-С.50-52.

7. Битюков, В.К. Синтез антипомпажной системы управления компрессором динамического действия / В.К. Битюков, С.Г. Тихомиров, О.В. Карманова, Д.В. Арапов, В.А. Курицын, С.С. Саввин // Промышленное производство и использование эластомеров.-2015.-№4.-С.34-39.

8. Битюков, В.К. Моделирование процесса пиролиза прямогонного бензина с использованием генетического алгоритма / В.К. Битюков, С.Г. Тихомиров, Д.В. Арапов, С.С. Саввин // Вестник Воронежского государственного университета инженерных технологий.-2015.-№3 (65).-С.79-84.

9. Петров, С.М. Уравнения для расчета на ЭВМ физико-химических свойств водных растворов сахарозы / С.М. Петров, Д.В. Арапов, В.А. Курицын // Сахар.-2014.-№4.-С.44-53.

10. Битюков, В.К. Математическая модель охлаждения оборотной воды в градирне с механической тягой / В.К. Битюков, С.Г. Тихомиров, Д.В. Арапов, С.С. Саввин // Вестник Воронежского государственного университета инженерных технологий.-2014.-№1 (59).-С.51-55.

11. Петров, С.М. Вероятностная модель включения несахаров в растущие кристаллы сахара / С.М. Петров, Д.В. Арапов, В.А. Курицын // Сахар.-2011.-№ 8.-С. 34-38.

12. Абрамов, Г.В. Повышение эффективности проектирования АСУТП на основе сети Ethernet / Г.В. Абрамов, Д.В. Арапов, В.В. Денисенко, А.Н. Рязанов // ФЭС: Финансы. Экономика. Стратегия.-2010.-№2.-С.25-27.

13. Арапов, Д.В. Оптимальный режим водоблока ТЭЦ сахарного завода /Д.В. Арапов, В.А. Курицын, С.М. Петров, Р.Л. Горильченко // Сахар.-2009.-№6.-С.50-56.

14. Арапов, Д.В. Оптимизация температурного режима вертикального кристаллизатора /Д.В. Арапов, В.А. Курицын // Мехатроника, автоматизация, управление.-2008.-№12.-С.31-36.

15. Арапов, Д.В. Оптимизация политермической кристаллизации сахарозы /Д.В. Арапов, В.А. Курицын, С.М. Петров // Сахар.-2008.-№6.-С.44-49.

16. Петров, С.М. Расчет коэффициента насыщения нечистых сахарных растворов / С.М. Петров, Д.В. Арапов, В.А. Курицын // Сахар.-2005.-№1.-С.42-45.
17. Петров, С.М. Алгоритм определения оптимальных параметров нормальной мелассы / С.М. Петров, Н.М. Подгорнова, Д.В. Арапов, В.А. Курицын // Сахар.-2005.-№2.-С.45-48.
18. Петров, С.М. Кинетическая модель скорости кристаллизации сахарозы из чистых растворов / С.М. Петров, В.А. Курицын, Д.В. Арапов // Сахар.-2004.-№1.-С.47-49.
19. Петров, С.М. Модель вязкости водных сахарных растворов / С.М. Петров, В.А. Курицын, Д.В. Арапов // Сахар.-2004.-№2.-С.31-33.
20. Петров, С.М. Кинетическая модель скорости роста кристаллов сахарозы из чистых и нечистых растворов / С.М. Петров, В.А. Курицын, Д.В. Арапов // Сахар.-2004.-№6.-С.26-29.
21. Петров, С.М. Экспресс-метод определения оптимальных параметров нормальной мелассы / С.М. Петров, Д.В. Арапов, В.А. Курицын, Н.М. Подгорнова, А.Н. Воробей // Вестник Воронежской государственной технологической академии.-2004.-№9.-С.48-53.
22. Петров, С.М. Экспрессный контроль параметров насыщенной мелассы сахарного производства / С.М. Петров, Н.М. Подгорнова, Д.В. Арапов // Успехи современного естествознания.-2002.-№4.-С.111-113.

**Публикации в научных изданиях, индексируемых
библиографической и реферативной базой данных SCOPUS**

23. Arapov, D.V. Mathematical modeling of the synthesis process of vinyl acetate / D.V. Arapov, S.G. Tikhomirov, S.L. Podvalny, V.V. Denisenko, I.A. Avcinov // IOP Conf. Series: Journal of Physics: Conf. Series - 1278 (2019) 012035.
24. Arapov, D.V. Mathematical model of large-tone pyrolysis installations in production of ethylene / D.V. Arapov, S.G. Tikhomirov, S.L. Podvalny, V.A. Kuritsyn // IOP Conf. Series: Journal of Physics: Conf. Series - 1202 (2019) 012024.
25. Tikhomirov, S.G. Mathematical modeling of thermal oxidative degradation of polybutadiene in solution / S. G. Tikhomirov, O. V. Karmanova, I. A. Khaustov, D.V. Arapov, A. P. Popov, A. V. Karmanov, T. N. Shekhavtsova, G. V. Shatalov // Chemical and Petroleum Engineering, Vol. 54, Nos. 7-8, November, 2018 (Russian Original Nos. 7-8, July- August, 2018).
26. Arapov, D.V. Determination of parameters assigned to an anti-surge controller in a turbocompressor automation system / D.V. Arapov, S.G. Tikhomirov, E.D. Chertov, I.A. Khaustov, V.S. Kudryashov, D.S. Saiko // Chemical and Petroleum Engineering. 2018. T. 53. № 9-10. pp. 653-657.
27. Arapov, D.V. Software-algorithmic complex for the synthesis of catalyst of ethylene acetoxylation process / D.V. Arapov, O.V. Karmanova, S.G. Tikhomirov, V.V. Denisenko // International Multidisciplinary Scientific GeoConference Survey-

ing Geology and Mining Ecology Management, SGEM 17, Informatics, Geoinformatics and Remote Sensing. 2017. pp. 587-594.

28. Kuritsyn, V.A. Optimization of circulation water cooling process in forced-draft towers / V.A. Kuritsyn, D.V. Arapov, R.L. Gorilchenko // Chemistry and Technology of Fuels and Oils. 2012. V. 48. № 2. pp. 97-108.

29. Kuritsyn, V.A. Modeling of pyrolysis of straight-run naphtha in a large-capacity type SRT-VI furnace / V.A. Kuritsyn, D.V. Arapov, A.M. Ekimova, A.A. Yakupov // Chemistry and Technology of Fuels and Oils. 2008. V. 44. № 3. pp. 180-189.

Патенты на изобретения

30. Патент РФ 2550126 МПК F28C 1/00 «Способ управления охлаждением оборотной воды в градирне с вентилятором», опубл. 10.05.2015 в Бюл. №15/ Битюков В.К., Тихомиров С.Г., Арапов Д.В., Курицын В.А., Саввин С.С.

31. Патент РФ 2434162 МПК F04D 27/02 «Способ защиты компрессора от помпажа», опубл. 20.11.2011 в Бюл. №32(III)/ Курицын В.А., Арапов Д.В., Пеганов Е.И., Саввин С.Е., Горильченко Р.Л., Левков В.В., Газизов Р.В., Ахметкин А.Б., Беляев Е.Н.

32. Патент РФ 2342438 МПК C13F 1/02 «Способ автоматического контроля и управления процессом подготовки утфеля к кристаллизации охлаждением», опубл. 27.12.2008 в Бюл. №36 / Битюков В.К., Арапов Д.В., Курицын В.А., Михалев Ю.А.

33. Патент РФ 2361165 МПК F28C 1/00 «Способ управления процессом охлаждения оборотной воды в блоке градирен», опубл. 10.07.2009 в Бюл. №19 / Курицын В.А., Арапов Д.В., Горильченко Р.Л., Левков В.В., Толстобров А.М., Алексеев К.А., Суздальцев К.В.

34. Патент РФ 2299241 МПК C13F 1/10 «Способ определения оптимальных параметров нормальной мелассы», опубл. 20.05.2007 в Бюл. №14 / Петров С.М., Арапов Д.В., Курицын В.А., Димитренко В.П., Рудаков Ю.И., Воинов С.К., Посохов В.М., Посохов М.В.

35. Патент РФ 2264622 МПК G01N 33/02 «Способ определения чистоты насыщенной мелассы», опубл. 20.11.2005 в Бюл. №32 / Петров С.М., Арапов Д.В., Подгорнова Н.М., Воробей А.Н., Романова Е.С.

36. Патент РФ 2277709 МПК G01N 33/00 «Устройство для определения вязкости мелассы», опубл. 10.06.2006 в Бюл. №16 / Петров С.М., Арапов Д.В., Курицын В.А., Димитренко В.П., Рудаков Ю.И., Воинов С.К., Посохов В.М., Посохов М.В.

37. Патент РФ 2196984 МПК G01N 33/02 «Способ определения чистоты насыщенной мелассы», опубл. 20.01.2003 в Бюл. №2 / Петров С.М., Подгорнова Н.М., Арапов Д.В.

38. Патент РФ 2184725 МПК C07C 69/15 «Способ автоматического контроля и управления процессом получения винилацетата на основе этилена»,

опубл. 10.07.2002 в Бюл. №19 / Петров С.М., Курицын В.А., Хромых Е.А., Арапов Д.В.

Регистрации программных продуктов

39. Программа определения оптимального носителя катализатора и оптимизации его физических параметров [Электронный ресурс] / В.Г. Козлов, А.В. Скрыпников, Д.В. Арапов, В.В. Денисенко, Д.С. Сайко // Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ RUS 2018616669, 2018.

40. Программа многопараметрической оптимизации состава катализатора [Электронный ресурс] / Козлов В.Г., Скрыпников А.В., Арапов Д.В., Денисенко В.В., Чернышова Е.В. // Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ RUS 2018616668, 2018.

41. Программа «Модель АСУ на основе Ethernet» [Электронный ресурс] / Г. В. Абрамов, Д.В. Арапов, В.В. Денисенко // Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ RUS 2012612020, 2012.

Публикации в коллективных монографиях

42. Арапов, Д.В. Вероятностная модель кинетики растворимости и кристаллизации сахарозы в поликомпонентных растворах / Д.В. Арапов, В.А. Курицын // Итоги науки. Выпуск 19. Глава 6. Избранные труды Международного симпозиума по фундаментальным и прикладным проблемам науки. - М.: РАН, 2015.-С.116-140.

43. Арапов, Д.В. Моделирование физико-химических свойств сахарных растворов / Д.В. Арапов, В.А. Курицын // Итоги науки. Том 3. Глава 4. Избранные труды Международного симпозиума по фундаментальным и прикладным проблемам науки. - М.: РАН, 2013.-С.47-65.

Основные материалы и статьи конференций

44. Arapov, D.V. Mathematical software for the synthesis of domestic catalyst of ethylene acetoxylation process / D.V. Arapov, S.G. Tikhomirov, V.V. Denisenko // В сб.: Информационные технологии и нанотехнологии (ИТНТ-2017); сборник тр. III международной конференции и молодежной школы. Самарский национальный исследовательский университет имени С.П. Королева.-2017.-С.1169-1172.

45. Арапов, Д.В. Об одном подходе к оптимизации функционирования сложной химико-технологической системы / Д.В. Арапов // В сб.: Моделирование энергоинформационных процессов; сборник материалов VII национальной научно-практической конференции с международным участием.-2019.-С.424.

46. Арапов, Д.В. Моделирование зависимости скорости роста кристаллов сахара от их размера и концентрации / Д.В. Арапов // В сб.: Моделирование энергоинформационных процессов; сборник материалов VII национальной научно-практической конференции с международным участием.-2019.-С.222-227.

47. Арапов, Д.В. Моделирование каталитического процесса синтеза винилацетата на основе этилена / Д.В. Арапов, С.Г. Тихомиров, С.Л. Подвальный,

В.В. Денисенко, И.А. Авцинов // В сб.: Виртуальное моделирование, прототипирование и промышленный дизайн.-2018.-С.531-539.

48. Арапов, Д.В. Динамическая модель синтеза винилацетата на основе этилена / Д.В. Арапов // В сб.: Управление большими системами; сборник трудов XV Всероссийской школы-конференции молодых ученых. В 2-х томах. Под редакцией С.А. Баркалова.-2018.-С.188-192.

49. Арапов, Д.В. Математическая модель крупнотоннажной пиролизной установки в производстве этилена / Д.В. Арапов, С.Г. Тихомиров, С.Л. Подвальный, В.А. Курицын // В сб.: Актуальные проблемы прикладной математики, информатики и механики; сборник трудов Международной научно-технической конференции. Воронежский государственный университет.-2017.-С.510-516.

50. Арапов, Д.В. Оптимизационная модель пуска крупнотоннажной этиленовой установки / Д.В. Арапов // В сб.: Моделирование энергоинформационных процессов; материалы VI международной научно-практической интернет конференции.-2017.-С.22-27.

51. Арапов, Д.В. Математическая модель синтеза винилацетата на основе этилена для целей управления / Д.В. Арапов // В сб.: Моделирование энергоинформационных процессов; сборник материалов IV и V Международных научно-практических интернет конференций.-2017.-С.226-229.

52. Арапов, Д.В. Оптимизационная модель переключения пиролизных печей в производстве этилена / Д.В. Арапов // В сб.: Моделирование энергоинформационных процессов; материалы VI международной научно-практической интернет конференции.-2017.-С.27-32.

53. Тихомиров, С.Г. Моделирование и оптимизация процесса получения комплексной кальциевой смазки / С.Г. Тихомиров, Д.В. Арапов, В.А. Курицын // В сб.: Современные методы прикладной математики, теории управления и компьютерных технологий; сборник трудов IX международной конференции.-2016.-С.349-352.

54. Битюков, В.К. Системный анализ процесса производства этилена как объекта управления / В.К. Битюков, Д.В. Арапов, С.С. Саввин // Математические методы в технике и технологиях - ММТТ-29.-2016.-№ 9 (91).-С.203-206.

55. Арапов, Д.В. Математическая модель кинетики растворимости кристаллов сахарозы в промышленных растворах / Д.В. Арапов, В.А. Курицын, Р.Г. Соляник // Математические методы в технике и технологиях - ММТТ-28.-2015.-№6 (76).-С.116-119.

56. Битюков, В.К. Кинетическая модель пиролиза бензина в крупнотоннажной печи / В.К. Битюков, Д.В. Арапов, С.С. Саввин // Математические методы в технике и технологиях - ММТТ-27.-2014.-№ 8 (67).-С.182-185.

57. Абрамов, Г.В. Использование математической модели для управления турбокомпрессором со входной дроссельной заслонкой / Г.В. Абрамов, Д.В. Арапов, В.А. Курицын, Е.А. Дрюкова // Математические методы в технике и технологиях - ММТТ-26.-2013.-№1. С.78-80.

58. Тихомиров, С.Г. Алгоритм функционирования системы защиты компрессора динамического действия от помпажа / С.Г. Тихомиров, Д.В. Арапов, В.А. Курицын, С.С. Саввин // Математические методы в технике и технологиях - ММТТ-26.-2013.-№1.-С.80-82.

59. Арапов, Д.В. Моделирование и определение характеристик оптимальной мелассы в производстве сахара / Д.В. Арапов // В сб.: Информатика: проблемы, методология, технологии; сборник материалов XIX международной научно-методологической конференции. Под ред. Д.Н. Борисова.- Воронеж, 2019.-С.174-179.

60. Арапов, Д.В. Моделирование и оптимизация распределения сырья между змеевиками крупнотоннажной пиролизной печи в производстве этилена / Д.В. Арапов // Современные методы прикладной математики, теории управления и компьютерных технологий: сб. тр. XII междунар. конф. «ПМТУКТ-2019» / под ред. А.П. Жабко, В.В. Провоторова, Д.С. Сайко; С.- Петербург. гос. ун-т., Моск. гос. ун-т., Воронеж. гос. ун-т. инжен. технол., Военно-возд. академия (Воронеж), Воронеж. гос. ун-т., Пермск. гос. нац. исслед. ун-т, Пермск. нац. исслед. политех. ун-т. – Воронеж: ВГУИТ, 2019. -С. 33-37.

61. Арапов, Д.В. Моделирование и оптимизация распределения горячей оборотной воды между градирнями водоблока/ Д.В. Арапов // Современные методы прикладной математики, теории управления и компьютерных технологий: сб. тр. XII междунар. конф. «ПМТУКТ-2019» / под ред. А.П. Жабко, В.В. Провоторова, Д.С. Сайко; С.- Петербург. гос. ун-т., Моск. гос. ун-т., Воронеж. гос. ун-т. инжен. технол., Военно-возд. академия (Воронеж), Воронеж. гос. ун-т., Пермск. гос. нац. исслед. ун-т, Пермск. нац. исслед. политех. ун-т. – Воронеж: ВГУИТ, 2019. -С. 37-40.

Подписано в печать _____.____.2019. Формат 60×84 1/16

Усл. печ. л. 2,0. Тираж 100 экз. Заказ № _____

Отпечатано в типографии Воронежский ЦНТИ-
филиал ФГБУ «РЭА» Минэнерго России
394036, г. Воронеж, пр. Революции, 30