

РОССИЙСКИЙ ХИМИКО-ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ
Д.И. МЕНДЕЛЕЕВА

На правах рукописи

Ляшенко Александр Иванович

**СИНТЕЗ И АНАЛИЗ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИХ
СИСТЕМ АВТОМАТИЧЕСКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ
ПРИ ДЕЙСТВИИ ДЕТЕРМИНИРОВАННЫХ
ВОЗМУЩЕНИЙ**

(на примере отделения синтеза в производстве метанола)

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

05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий

Диссертация

на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель
к.т.н., доцент Соболев А.В.

Москва – 2014

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ПРОБЛЕМЫ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ И В ТЕОРИИ АВТОМАТИЗИРОВАННОГО УПРАВЛЕНИЯ	11
1.1 Технический потенциал повышения энергетической эффективности в России ...	11
1.2 ОБЩЕПРИНЯТЫЕ СПОСОБЫ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ	13
1.2.1 Разработка энергосберегающих процессов и аппаратов.....	15
1.2.2 Нарращивание единичной мощности производства	19
1.2.3 Интенсификация химико-технологических процессов.....	21
1.2.4 Интеграция процессов химической технологии	23
1.2.5 Утилизация ВЭР.....	26
1.2.6 Термодинамические методы исследования ХТС.....	30
1.2.7 Эффективный контроль и управление технологическими процессами и производствами.....	37
1.3 ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИЕ СИСТЕМЫ АВТОМАТИЧЕСКОГО УПРАВЛЕНИЯ ХТС	42
ВЫВОДЫ ПО ПЕРВОЙ ГЛАВЕ	46
ГЛАВА 2. ОСНОВНЫЕ ЗАДАЧИ СИНТЕЗА И АНАЛИЗА ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИХ САР	48
2.1 АНАЛИЗ СТРУКТУРЫ И ОСОБЕННОСТИ ПОСТРОЕНИЯ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИХ САР	48
2.2 РАЗРАБОТКА АЛГОРИТМОВ И ПРОГРАММ ДЛЯ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ХТС С ЦЕЛЬЮ СИНТЕЗА ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИХ САР	57
2.2.1 Методика расчета эксергии через контрольную поверхность.....	57
2.2.2 Обоснование применения эксергетического метода термодинамического анализа при организации энергосберегающего управления ХТС	64
2.2.3 Логическая модель разработанной автоматизированной системы: диаграмма классов, их основные функции и методы	72
2.2.4 Программа ExergyCalc.....	76
2.2.5 Назначение и описание программы ExergySensCTS	78
2.2.6 Общий алгоритм эксергетического исследования ХТС при разработке ЭСАР	85
ВЫВОДЫ ПО ВТОРОЙ ГЛАВЕ	86
ГЛАВА 3. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛООВОГО РЕЖИМА ХТП СИНТЕЗА МЕТАНОЛА С ЦЕЛЬЮ ВЫЯВЛЕНИЯ ВОЗМОЖНОСТИ СОЗДАНИЯ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕЙ САР	88
3.1 ПРОБЛЕМА РАЦИОНАЛЬНОГО ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ТОПЛИВНО-ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ РЕСУРСОВ В ПРОИЗВОДСТВЕ МЕТАНОЛА.....	89
3.2 МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ СТАТИЧЕСКОГО РЕЖИМА РАБОТЫ РЕАКТОРНОГО УЗЛА	97
3.2.1 Разработка математических моделей элементарных технологических операторов ..	104
3.2.2 Разработка математической модели комбинированного охлаждения газа между слоями с катализатором	120
3.2.3 Моделирующий расчет статического режима работы реакторного узла при различных способах охлаждения газа по высоте колонны	125
3.2.4 Расчет эксергетических характеристик агрегата синтеза в программе ExergyCalc ...	128
3.2.5 Расчет эксергетической чувствительности статических режимов работы реактора в программе ExergySensCTS с целью выделения энергоэффективного канала управления температурой.....	138

3.3 Математическое описание динамического режима работы реакторного узла с использованием имитационных моделей процесса и симуляция их свойств	144
ВЫВОДЫ ПО ТРЕТЬЕЙ ГЛАВЕ	165
ГЛАВА 4. СИНТЕЗ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕЙ САР НА ПРИМЕРЕ ПРОЦЕССА СТАБИЛИЗАЦИИ ТЕМПЕРАТУРНОГО РЕЖИМА ХИМИЧЕСКОГО РЕАКТОРА В ПРОИЗВОДСТВЕ МЕТАНОЛА.....	167
4.1 ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ САР С ФИЛЬТРАЦИЕЙ МЕТОДОМ СКОльзяЩЕГО СРЕДНЕГО	168
4.1.1 Варианты реализации фильтров типа «скользящее среднее» в структуре ЭСАР	168
4.1.2 Методика расчета ЭСАР с фильтрами скользящего среднего	174
4.1.2.1 Процедура расчета оптимальных настроек регуляторов при известных параметрах настройки фильтров	177
4.1.2.2 Процедура расчета настроечных параметров фильтров при известных настройках регуляторов	182
4.1.2.3 Алгоритм расчета ЭСАР в общем виде	194
4.1.3 Разработка компьютерной программы для автоматизированного расчета и моделирования ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего	196
4.2 ПРИКЛАДНОЕ ПРИМЕНЕНИЕ РАЗРАБОТАННОЙ ЭСАР ДЛЯ УПРАВЛЕНИЯ ТЕПЛОВЫМ РЕЖИМОМ РЕАКТОРА СИНТЕЗА МЕТАНОЛА	208
4.2.1 Расчет ЭСАР температуры на выходе слоя катализатора.....	212
4.2.2 Моделирование переходных процессов в ЭСАР температуры на выходе слоя катализатора	214
ВЫВОДЫ ПО ЧЕТВЕРТОЙ ГЛАВЕ	225
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	226
БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК	229
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	245
Приложение 1. Программный комплекс для эксергетического исследования ХТС с целью создания ЭСАР.....	246
Приложение 2. Патенты и свидетельства	272

ВВЕДЕНИЕ

В последнее время проблеме энергосбережения и повышения энергетической эффективности за рубежом и в нашей стране уделяется пристальное внимание. По данным Международного энергетического агентства (IEA) Россия занимает место в тройке крупнейших производителей первичных топливно-энергетических ресурсов в мире (10 % мирового производства). В то же время эффективность использования энергии и ресурсов в России уступает аналогичным показателям в передовых иностранных государствах. Поэтому проблема энергосбережения для нашей страны является особенно актуальной.

Главным показателем эффективности использования энергии выступает энергоемкость валового внутреннего продукта (ВВП), которая представляет собой соотношение потребления энергии и объема произведенных товаров и услуг. При огромном потенциале энергосбережения, энергоемкость ВВП Российской Федерации в 2,5 раза выше среднемирового уровня и в 2,5-3,5 раза выше, чем в развитых странах, что снижает энергетическую безопасность страны и сдерживает ее экономическое развитие [1].

На современном этапе большое значение для снижения энергоемкости ВВП приобретает технологическая экономия энергии. Однако достижения России в этом направлении не велики. Около 50 % топливно-энергетических ресурсов, вырабатываемых в нашей стране, используют промышленные предприятия. При этом эффективность использования энергоресурсов в них составляет всего 30% [2]. Особого внимания заслуживают вопросы энергосбережения для химической промышленности, в которой большая часть энергетических затрат связана с переработкой сырья и обусловлена спецификой протекания химических процессов, из-за чего не может быть существенно снижена.

Исследования показывают, что наибольшие резервы энергоэкономии на предприятиях химической промышленности кроются непосредственно в технологических процессах, повышения энергоэффективности которых можно добиться различными способами. Наиболее распространенным является технологический подход, концепция которого подразумевает разработку новых

энергосберегающих технологий. Весьма недооцененным остается управленческий подход к разрешению проблемы энергосбережения, заключающийся в создании на научной основе автоматизированных производств и систем управления технологическими процессами с учетом их оптимизации по энергетическим критериям.

В последние годы проблеме энергосберегающего управления посвящено множество работ теоретического и прикладного характера, в том числе патенты, внедрения и многочисленные ноу-хау различных фирм. Среди отечественных авторов внимания заслуживают труды профессоров В.Г. Матвейкина и Д.Ю. Муромцева, согласно которым решения проблемы ресурсосбережения при управлении динамическими объектами можно достигнуть путем определения оптимальных управляющих воздействий с учетом возможных изменений состояний функционирования [3-4].

При этом анализ структуры объектов химической технологии показывает, что в большинстве из них имеется несколько каналов управления одной технологической величиной. Традиционно выбор регулирующего воздействия осуществляется исходя из лучших динамических свойств соответствующего канала управления. Задача энергосбережения, однако, ставится редко. В рамках этого, экономии энергетических ресурсов можно добиться путем организации многоконтурных САУ с избыточностью в управлении. Решению задач энергоэкономии за счет создания САУ со специальной структурой посвящены труды профессора Д.П. Вента, в которых поднята проблема создания и введены основные понятия энергосберегающих систем управления. Избыточность в управляющем векторе приводит к появлению новых специфических свойств таких систем и требует дополнительных исследований.

Предлагаемая диссертационная работа соответствует приоритетному направлению развития науки, технологий и техники в РФ «Энергоэффективность, энергосбережение, ядерная энергетика» (утверждено указом Президента РФ от 07.07.2011 №899), к которому относятся такие критические технологии как «Технологии создания энергосберегающих систем транспортировки, распреде-

ления и использования энергии» и «Технологии энергоэффективного производства и преобразования энергии на органическом топливе».

Объектом исследования являются сложные химико-технологические системы (ХТС), в которых для воздействия на одну и ту же регулируемую переменную имеется несколько каналов управления, отличающихся по динамическим и энергетическим свойствам.

Предметом исследования выступают энергосберегающие системы автоматического регулирования (ЭСАР), позволяющие добиться высоких показателей качества в динамических режимах при компенсации внешних возмущений и одновременно повысить энергетическую эффективность в статических режимах, а также вопросы их практического применения для поддержания оптимального профиля температур по высоте химического реактора полочного типа в агрегате производства метанола М-100.

Целью работы является синтез и анализ ЭСАР при действии на объект управления детерминированных возмущающих воздействий.

В соответствии с поставленной целью к основным задачам, решаемым в диссертации, относятся:

1. Синтез вариантов структур ЭСАР и исследование их работы при действии возмущений детерминированного характера.
2. Разработка методики расчета ЭСАР.
3. Разработка программного комплекса для энергетического анализа ХТС с целью синтеза ЭСАР.
4. Анализ реакторного узла в производстве метанола как объекта построения ЭСАР.
5. Обоснование выбора законов регулирования в ЭСАР.
6. Анализ результатов моделирования работы ЭСАР.

При решении поставленных задач использовались методы математического моделирования, теории автоматического управления, системного анализа, оптимизации, энергетический метод термодинамического анализа, принципы объектно-ориентированного программирования.

Научная новизна работы заключается в следующем:

1. Предложена концепция новых энергосберегающих САР (ЭСАР), использующих избыточность в управляющих воздействиях.
2. Разработана методика расчета ЭСАР с фильтрами скользящего среднего.
3. Разработан универсальный алгоритм определения эксергетической чувствительности ХТС, позволяющий выделить в ее составе энергоэффективный канал управления.
4. Разработаны компьютерная модель ЭСАР, позволяющая исследовать ее динамические свойства, и алгоритм автоматизированного расчета параметров системы.
5. Получена математическая модель динамического и статического режима работы реактора синтеза метанола полочного типа, учитывающая процесс охлаждения газа основного хода между адиабатическими слоями катализатора одновременно с помощью подвода холодных байпасов (ХБ) и съема тепла реакции в межполочных утилизационных теплообменниках (МУТ).
6. Рассчитана эксергетическая чувствительность статических режимов работы колонны синтеза метанола, исследован характер ее изменения в зависимости от изменения режимных параметров процесса.
7. Предложен способ регулирования температуры по высоте реактора синтеза метанола, и синтезирована ЭСАР для его осуществления.
8. Проведен сравнительный анализ качества регулирования в новых разработанных ЭСАР температуры и в традиционных одноконтурных системах.

Достоверность и обоснованность результатов подтверждаются использованием апробированных научных положений и методов исследования, корректным применением математического аппарата, сопоставлением результатов численных экспериментов с известными теоретическими и эмпирическими зависимостями, с регламентными и режимными параметрами, полученными на агрегате производства метанола М-100. Все это позволяет говорить об адекват-

ности разработанных математических моделей и работоспособности созданных алгоритмов и программ.

Практическая ценность работы состоит в следующем:

- разработаны варианты структур новых систем автоматического регулирования с избыточностью в управляющих воздействиях – энергосберегающих САР, подтвержденные патентом РФ. Их применение позволяет повысить энергетическую эффективность химико-технологических процессов (ХТП) при одновременном обеспечении высокой динамической точности функционирования, а упрощенная процедура расчета ЭСАР дает возможность настраивать их непосредственно по месту на действующем производстве;

- на основании предложенного алгоритма определения энергоэффективного канала управления разработана автоматизированная система расчета, которая может быть использована для анализа сложных энергоресурсоемких ХТС;

- разработана программа для расчета и моделирования ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего, позволяющая в интерактивном режиме исследовать ее свойства на примере типовых моделей объектов управления;

- с использованием реализованных алгоритмов и программ даны конкретные рекомендации по усовершенствованию агрегата производства метанола М-100 путем интеграции ЭСАР температуры по высоте реактора, что позволяет повысить технико-экономические показатели ХТП.

Апробация работы подтверждена патентом на изобретение «Энергосберегающая система автоматического регулирования», авторскими свидетельствами о регистрации электронных ресурсов на программу для ЭВМ «Автоматизированная система расчета эксергетической чувствительности химико-технологической системы ExergySensCTS» и программу для расчета и моделирования энергосберегающей системы автоматического регулирования с фильтрацией методом скользящего среднего. Полученные в ходе исследования результаты и выводы опубликованы в рецензируемых научных статьях. Основные положения диссертационной работы обсуждались на XIII, XIV, XV научно-технических конференциях молодых ученых, аспирантов и студентов Новомос-

ковского института РХТУ им. Д.И. Менделеева (Новомосковск, 2011, 2012, 2013 гг.), на XXIX научной конференции профессорско-преподавательского состава и сотрудников Новомосковского института РХТУ им. Д.И. Менделеева (Новомосковск, 2013 г.).

Диссертационная работа состоит из введения, четырех глав, заключения, библиографического списка, состоящего из 164 источников, и приложений.

Первая глава посвящена обзору литературы касательно современного состояния проблемы энергосбережения в химической промышленности в целом и теории энергосберегающих систем управления в частности. Показано, что для большинства объектов химической технологии повышения энергоэффективности можно добиться путем внедрения энергосберегающих САР с несколькими контурами регулирования одной переменной.

Вторая глава освещает особенности проектирования энергосберегающих САР. Предлагается и анализируется общая структура ЭСАР, формулируются основные задачи синтеза такой системы. Обосновывается применение эксергетического метода термодинамического анализа для организации энергосберегающих процессов управления и регулирования ХТС. Предлагается методика расчета эксергии, приводятся алгоритмы, блок-схемы и описание программ, разработанных для эксергетического анализа ХТС с целью синтеза ЭСАР.

В третьей главе анализируется возможность построения ЭСАР в производстве метанола. Отмечено, что значительные потери энергии приходятся на отделение синтеза, что связано непосредственно с отводом тепла реакции. В рамках этого повышения энергетической эффективности ХТП синтеза метанола можно добиться путем интеграции ЭСАР температуры по высоте реактора. Исследуются статические, динамические и эксергетические характеристики основных технологических операторов, в результате чего делается вывод о целесообразности построения ЭСАР температуры. В качестве динамически эффективного регулирующего воздействия выступает изменение расхода газа через холодные байпасы (ХБ), в качестве энергоэффективного – изменение расхода воды через межполочные утилизационные теплообменники (МУТ).

В четвертой главе предлагается вариант ЭСАР с фильтрами скользящего среднего и соответствующая методика ее синтеза. Приводится описание разработанной программы для автоматизированного расчета и моделирования работы ЭСАР. Описывается предлагаемый способ поддержания теплового режима реактора синтеза метанола и ЭСАР для его осуществления с двумя контурами регулирования температуры на каждой полке с катализатором (на примере агрегата М-100). Приводится расчет ЭСАР температуры на выходе слоя катализатора, а также результаты имитационного моделирования переходных процессов в ЭСАР и в соответствующих одноконтурных САР с ХБ и МУТ, производится сравнительный анализ качества регулирования в анализируемых системах.

В заключении приведены обобщенные выводы, полученные в ходе решения поставленных задач, даны рекомендации по практическому использованию результатов диссертационного исследования.

В приложениях представлены листинги программного комплекса для экспертного анализа ХТС с целью синтеза энергосберегающих САР, а также копии документов, подтверждающих апробацию и реализацию разработанных программ и полученных результатов.

Автор выражает глубокую признательность и благодарность научному руководителю – к.т.н., доценту Соболеву Алексею Валерьевичу за ту профессиональную помощь, которая была оказана при проведении данного исследования, и зав. кафедрой «АПП» НИ (ф) РХТУ им. Д.И. Менделеева – акад. МАСИ, д.т.н., профессору Венту Дмитрию Павловичу за ценные консультации и поддержку при организации и выполнении диссертации.

ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ПРОБЛЕМЫ ЭНЕРГОСБЕРЕЖЕНИЯ В ХИМИЧЕСКОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ И В ТЕОРИИ АВТОМАТИЗИРОВАННОГО УПРАВЛЕНИЯ

Проблема энергосбережения относится к одной из самых значимых проблем XXI века. Обеспеченность России энергетическими ресурсами еще долгое время будет оставаться весомой. Однако это не должно порождать расточительность при их использовании, о чем свидетельствует высокий показатель энергоемкости российского ВВП. Напротив, эффективность использования энергетических ресурсов должна повышаться, так как из года в год наблюдается рост энергопотребления, и, как следствие, истощение энергоресурсов, а в связи с климатическим расположением нашей страны, усложнением добычи и повышением стоимости природного органического топлива вопросы экономии энергии являются для нас особенно актуальными. Ввиду этого энергосбережение становится важнейшей стратегической задачей Российской Федерации на ближайшее будущее, от решения которой будет зависеть подъем отечественной экономики [5].

1.1 Технический потенциал повышения энергетической эффективности в России

Согласно источнику [6] в период с 2000 по 2008 годы энергоемкость ВВП в нашей стране снижалась небывало высокими темпами, и Россия тем самым вышла по данному показателю, который уменьшился примерно на 35 % (при среднегодовом снижении порядком 5 %), на мировой уровень. Однако такая положительная тенденция была обусловлена, в большей степени, структурными изменениями в экономике. При этом российская промышленность продолжает сохранять высокую энергоемкость и технологическую отсталость. Так, анализ, проведенный для производств, выпускающих наиболее энергоемкую продукцию за период с 2000 по 2007 года, показал, что уменьшение энергоемкости именно за счет технологических факторов наблюдалось лишь на 1 % в год [7]. В

ряде случаев, например, при производстве синтетического аммиака, удобрений, цемента энергоемкость оставалась стабильной или, наоборот, увеличивалась. Это говорит о том, что в промышленном секторе сосредоточен значительный потенциал энергосбережения, кроющийся прежде всего в технологических процессах.

По оценке [7] в нашей стране сосредоточен один из самых значимых в мире технических потенциалов энергосбережения, величина которого оценивается в 403 млн ТУТ, что эквивалентно примерно 45 % от уровня потребления энергии в 2005 г.

Анализ Международного Энергетического агентства (МЭА) также показывает, что основные возможности для повышения энергетической эффективности кроются в промышленности, на долю которой приходится примерно третья часть мирового объема снабжения первичными энергетическими ресурсами. В частности, две трети этого объема приходится на химическую и нефтехимическую, металлургическую, цементную, целлюлозно-бумажную и горнодобывающую отрасли. Уровни энергоемкости производства основной промышленной продукции в нашей стране остаются выше среднемировых в 1,2-2 раза и выше лучших мировых образцов в 1,5-4 раза [6]. В свою очередь, низкая энергоэффективность негативно сказывается на конкурентоспособности товаров, выпущенных отечественной промышленностью. Все это при параллельном росте тарифов на энергетические ресурсы возводит задачу энергосбережения для российских производителей в статус приоритетных.

Обрабатывающая промышленность, общее потребление энергии в которой составляет 109,5 млн ТНЭ, является крупнейшим конечным потребителем энергии в России. На ее долю приходится порядка 25 % всего конечного потребления энергии и 15 % потребления первичной энергии [8]. При этом потенциал повышения энергоэффективности в российской обрабатывающей промышленности оценивается в 41,5 млн ТНЭ в год. В частности, общий потенциал энергосбережения по расчетам МЭА [9] в химической и нефтехимической промышленности составляет 13-16 % (5-6,5 ЭДж/год), в черной метал-

лургии 9-18 % (2,3-4,5 ЭДж/год), в цементной промышленности 28-33 % (2,5-3 ЭДж/год), в целлюлозно-бумажной отрасли соответственно 15-18 % (1,3-1,5 ЭДж/год).

Таким образом, задача рационального использования энергии должна стать генеральной для всех энергоемких производств. В результате реализации технических мероприятий по энергосбережению в промышленности согласно Федеральной программе по энергосбережению [6] к 2016 г. можно добиться сбережения первичной энергии размером 34,33 млн ТУТ/год и 50,75 млн ТУТ/год к 2021 г. При этом общая экономия первичной энергии в 2011-2015 годы составит 110,35 млн ТУТ и 333,25 млн ТУТ за весь срок реализации Программы (2011-2020 годы) соответственно.

1.2 Общепринятые способы энергосбережения в химической промышленности

Химическая промышленность, безусловно, является одной из передовых отраслей, вклад которой в современное экономическое развитие невозможно недооценить. Не случайно, в 2008 году Министерство промышленности и энергетики РФ разработало соответствующий курс развития химической промышленности в нашей стране до 2015 года [10], согласно которому была поставлена ответственная задача по увеличению объемов химического производства в 3-5 раз, с целью сократить отставание России от мировых показателей.

При этом расходные коэффициенты сырья во многих производствах достигают порядка 3-4 т на 1 т готового продукта, а в некоторых случаях превышают 6 т [11]. Химическое производство принадлежит к числу самых энергоемких. Доля энергозатрат здесь равна 9 %, в то время как в среднем по промышленности она составляет 2,5 % [12]. При этом 8 % потребляемой энергии приходится на топливо прямого использования, 44 % на электрическую и 48 % на тепловую энергию [13]. Больше половины тепловой энергии расходуется для получения такой энергоемкой продукции, как химические волокна – 10,5 % от общего объема химической продукции, аммиак – 9,5 %, полимеры –

8,2 %, каустическая сода – 4,7 %, капролактан – 3,5 %, карбамид – 3,5 %, метанол – 2,5 %. Энергоемкость некоторых нефтехимических производств, выпускающих этилен и пропилен, составляет по данным [14] 2,8-3,6 ТУТ/т; стирол – 6,8 ТУТ/т; бутадиен – 7,2 ТУТ/т; полиэтилен и полипропилен – 3,9 ТУТ/т.

При огромных расходах топливно-энергетических ресурсов (ТЭР) в отечественной химической промышленности, энергетический КПД большинства технологий не превышает 30-40 % [15, 16], несмотря на относительно высокий выход целевого продукта. Это связано с тем обстоятельством, что при переработке исходного сырья в химической технологии, как правило, уделяют повышенное внимание лишь получению максимального процента выхода конечной продукции без учета энергетической целесообразности проводимых технологических процессов. Также необходимо отметить, что большинство химических технологий было создано еще во времена СССР, когда цены на энергию были низкими, и вопросам ее экономии не уделялось требуемого внимания [17]. После распада СССР произошел резкий рост цен на энергоносители, и энергоемкие российские химические производства превратились из высокодоходных в убыточные.

Поэтому, в условиях наблюдающейся из года в год тенденции повышения потребления первичных энергоресурсов в химической промышленности, более половины энергозатрат в которой связаны с переработкой сырья и обусловлены спецификой протекания химико-технологических процессов (в связи с чем не могут быть существенно сокращены), разработка энергосберегающих мероприятий и выявление скрытых резервов по повышению степени использования ТЭР в ХТС являются особенно актуальными.

Анализ существующей литературы по вопросам рационального использования энергетических и сырьевых ресурсов в промышленном секторе, а в частности и в химической промышленности, показал, что в общем случае, промышленно значимые мероприятия по энергосбережению могут быть представлены двумя основными категориями:

1. Это непосредственно разработка новых энергосберегающих технологий.

В качестве основных энергосберегающих направлений выступают:

- разработка энергосберегающих процессов и аппаратов;
- наращивание единичной мощности производства;
- интенсификация химико-технологических процессов;
- интеграция процессов химической технологии.

2. Улучшение использования ТЭР в уже существующих технологических процессах. В рамках этой категории наиболее значимыми энергосберегающими направлениями являются:

- утилизация вторичных энергетических ресурсов (ВЭР);
- термодинамические методы исследования ХТС, применимые как к действующим производствам, так и к вновь проектируемым;
- эффективный контроль и управление технологическими процессами и производствами.

В подавляющем большинстве случаев, в химических производствах наблюдается сочетание приведенных выше энергосберегающих принципов, так как только совместное их применение может дать ощутимые результаты по повышению энерго- и ресурсоэффективности.

Рассмотрим более детально механизмы реализации представленных способов энергосбережения на практике, проанализируем какие резервы могут быть еще задействованы.

1.2.1 Разработка энергосберегающих процессов и аппаратов

Основной вектор повышения энергоэффективности химических производств направлен на общее снижение энергоемкости последних за счет рационального использования ТЭР непосредственно в рамках ХТС [18].

Отмечено, что повысить экономические характеристики химических производств позволяет переход к непрерывным процессам, отличающихся меньшими материальными, трудовыми и энергетическими затратами, повышенными

экологическими показателями и характерной приспособленностью для комплексной автоматизации.

Актуально использование энергосберегающих технологий на рынке промышленного оборудования по получению холода. Известны энергосберегающие холодильные агрегаты на базе новых спиральных компрессоров с экономайзером, функционирующих по технологии двухступенчатого сжатия и характеризующихся более высокой энергоэффективностью и показателем холодильного коэффициента, что способствует экономии электрической энергии до 30 % при относительно коротком периоде окупаемости.

Достаточно подробно в различных источниках освещается вопрос рационального использования энергетических и сырьевых ресурсов применительно к производству аммиака. В частности, в современных энергосберегающих агрегатах показатели энергозатрат на тонну аммиака достигли 6,5-7,5 Гкал (по сравнению с энергоемкостью 10-12 Гкал к началу 70-х годов). В целом примерно 25 % мировой мощности по производству аммиака основывается на энергосберегающих технологиях. Наибольшего успеха в этой области добились основные конкуренты России по экспорту аммиака и азотных удобрений на мировой рынок, а именно 70,2 % энергосберегающих мощностей приходится на Венесуэлу, 65,5 % на Тринидад и Тобаго, 48,8 % на Индонезию и 41,1 % на страны Ближнего Востока соответственно. В нашей стране нет ни одного энергосберегающего агрегата [19] (российские аналоги отличаются повышенной энергоемкостью в 9,5-10,5 Гкал на тонну аммиака), что, в частности, обусловлено отсутствием отечественного НИИ, способного создать подобный агрегат. В то же время имеется широкий спектр общепризнанных, иностранных инжиниринговых фирм по разработке химических процессов и производств с высоким уровнем энергосбережения и защиты окружающей среды, которые готовы предоставить нам такие агрегаты.

Технология производства аммиака немецкой инжиниринговой компании Uhde [20] предусматривает усовершенствование таких стадий процесса, как риформинг с соответствующей утилизацией отходящего тепла, очистку от CO₂

и непосредственно синтез аммиака, сводя тем самым суммарный расход сырья, топлива и электрической энергии на тонну аммиака до 6,6-7,2 Гкал или 27,6-30,1 ГДж. Энергоэффективность технологического процесса с двумя степенями давления, разработанного Uhde совместно с Johnson Matthey Catalysts, подразумевающего внедрение дополнительного конвертера аммиака среднего давления, который расположен за традиционным контуром синтеза аммиака высокого давления, примерно на 4 % выше существующего процесса Uhde.

В технологии производства карбамида с обычным жидкостным рециклом величина затрат, приходящаяся на долю только энергетических ресурсов, составляет около 70 %, из которых порядка 80 % приходится на пар [21-24]. Снизить энергопотребление и выбросы в окружающую среду позволяет переход к стриппинг-процессу, позволяющему рекуперировать непретворившийся избыток аммиака на стадии синтеза как карбамат в одной ступени. На стадии рециркуляции непрореагировавшие NH_3 и CO_2 удаляются из основного потока, снова конденсируются до карбамата и возвращаются на стадию синтеза. При этом на стадию синтеза возвращается меньше нежелательной рецикловой воды, можно использовать насос карбамата меньшей мощности, а за счет теплоты конденсации можно утилизировать пар низкого давления.

В России широкое распространение получили технологии производства карбамида голландской фирмы Stamicarbon, итальянских фирм Snamprogetti и Tecnimont, несколько отличающиеся технологическими решениями, что в разной степени влияет на уровень энергопотребления. В частности, может отличаться аппаратное оформление стриппинг-процесса. Так, технология по стриппингу CO_2 «Urea 2000plusTM» компании Stamicarbon [25] предоставляет несколько вариантов синтеза карбамида, а именно со стандартным бассейновым конденсатором и с современным экономичным бассейновым реактором, сочетающим бассейновый конденсатор и реактор в одном аппарате высокого давления.

Многообразие предложений зарубежных инжиниринговых фирм по созданию энергосберегающих процессов и аппаратов «под ключ» практически ис-

ключает потребность в отечественных технологических разработках. Но стоит помнить, что применение зарубежных «ноу-хау» требует больших финансовых вложений. Поэтому не всегда полноценное внедрение энергосберегающих процессов оправдано экономически. В ряде случаев более оправдана частичная модернизация действующих технологических схем. Например, модернизация реакторного узла в производстве аммиака для российских предприятий по проекту фирмы Ammonia Casale позволила сократить расход природного газа на тонну аммиака на 40-50 м³.

Как показывает опыт ОАО «Невинномысский Азот», снизить расход энергии в энергорасточительных агрегатах аммиака АМ-70 позволила модернизация отделения абсорбционной очистки, выполненная в 2001 году [26]. Концепция подобной модернизации подразумевала замену раствора моноэтаноламина (МЭА) абсорбентом на основе модифицированного метилдиэтаноламина (МДЭА-м), произведенного на ЗАО «Химсорбент» в Дзержинске по технологии, разработанной ФГУП «НИФХИ им. Л.Я. Карпова». В отличие от многочисленных зарубежных предложений по МДЭА (фирмы BASF, DOW CHEMICAL), которые не адаптированы под технологические особенности российских аппаратов и, как следствие, далеко не всегда дают положительный результат как в энергетическом, так и технологическом отношении, отечественная разработка поспособствовала максимальному снижению потребления энергии в отделении абсорбции при одновременном поддержании устойчивости его работы. В целом, замена абсорбента без значительного изменения технологической схемы и с минимальными капитальными затратами позволила достичь условной экономии энергоресурсов порядком 23,9 Гкал/час, что составляет 38 % от общих энергетических затрат отделения очистки.

Согласно [27] промышленное внедрение МДЭА-очистки на агрегатах синтеза аммиака АМ-70 и АМ-76 для ОАО «Новомосковский Азот», ОАО «Череповецкий Азот», Кемеровского ОАО «Азот» и ОАО «Минудобрения» в городе Россошь также подтверждает техническую и экономическую целесообразность отечественной разработки. К примеру, замена МЭА на МДЭА-м для агрегата

АМ-70 НАК «Азот» позволила снизить концентрацию CO_2 в газе после абсорбера с 263 до 40 ppm, сократить средний удельный расход тепловой энергии в отделении очистки с 2051 до 1190 ккал/нм³ CO_2 при соответствующем уменьшении суммарной циркуляции раствора абсорбента с 1412 до 1150 м³/ч.

1.2.2 Нарращивание единичной мощности производства

В связи с тем, что в настоящее время энергоемкость современных энергосберегающих агрегатов и так приближена к минимальным показателям, значимым фактором снижения издержек производства, отнесенных к единице продукции, выступает наращивание единичной мощности [19, 22, 28], которое является одним из основных направлений развития химической технологии на современном этапе. Техничко-экономические расчеты подтверждают преимущество крупнотоннажных производств, в рамках которых удается снизить удельные капитальные вложения на величину 20-30 %. При этом согласно [29] удается уменьшить материалоемкость, уменьшить площади производства и увеличить производительность труда.

Технологические предложения таких фирм, как Lurgi и Ammonia Casale, позволяют увеличить мощность агрегата по производству аммиака с использованием стандартного оборудования, типичного для многих действующих установок, а соответственно и проверенного опытом, с 2100 т/сутки до 4000-5000 т/сутки. Расход энергии при этом составит порядком 27-29 ГДж на тонну аммиака, что соответствует параметрам действующих энергосберегающих агрегатов.

Стоит заметить, что создание более мощных производств обосновано, прежде всего, экономически. Так, создание одного агрегата, мощность которого составляет 4000 т/сутки, в стоимостном выражении оказывается чуть выше половины суммарных затрат на создание двух агрегатов мощностью по 2000 т/сутки. При этом укрупнение производственной мощности агрегатов создает дополнительные предпосылки для интеграции наиболее прогрессивных систем управления с использованием современных технических средств авто-

матизации, которые благотворно способствуют повышению эффективности работы агрегатов большой мощности [18].

Мировое производство карбамида также вышло на «мега» мощности. В 2001 году в Аргентине, по технологическому проекту итальянской фирмы *Snamprogetti* [30], был пущен в эксплуатацию завод по производству карбамида, среднегодовой показатель которого составил 3600 т в сутки, тем самым достигнув небывалого производства примерно в 1,2 млн т карбамида в год. После этого удачного опыта *Snamprogetti* начала проектирование нового поколения крупномасштабных производств, мощность одной линии которых составит 5000 т карбамида в день, отличающихся высокой степенью экономии энергетических ресурсов и экологического контроля.

Обзор технологических предложений немецкой фирмы *Uhde*, которая является одним из признанных лидеров по проектированию основных химических производств, также показывает актуальность внедрения крупнотоннажных агрегатов. В 2004 году в Катаре, по проекту данной компании, с успехом была запущена установка по производству аммиака и карбамида «*QAFSCO IV*» [20], мощность которой по карбамиду и аммиаку составила соответственно 2000 и 3200 т/сутки. Общие расходы сырья и энергии на одну тонну аммиака приближены к минимальным и достигают 6,7-7,4 Гкал. Уже с 2006 года в Саудовской Аравии начала работу одна из крупнейших современных установок по производству минеральных удобрений «*SAFCO IV*», в состав которой входит не только одно из крупнейших в мире производств карбамида, мощность по которому составила 3250 т/сутки, но и крупнейшая установка гранулирования, позволяющая получать 3600 т гранулята в сутки.

Как известно, крупнотоннажные производства обладают и рядом недостатков. В частности, кратковременные сбои в работе агрегатов большой единичной мощности могут приводить к существенному нарушению технологического процесса, возврат которого в нормальный режим функционирования требует дополнительных затрат энергии, сырья и топлива. Также следует подчеркнуть, что периодическая продувка крупнотоннажных агрегатов сопровож-

дается залповыми выбросами, которые оказывают более негативное воздействие на окружающую среду, нежели выбросы из агрегатов меньшей единичной мощности.

1.2.3 Интенсификация химико-технологических процессов

Концепция интенсификации химико-технологических процессов заключается в изменении основных факторов, которые, так или иначе, влияют на скорость протекания технологического процесса и выход целевой продукции. Интенсификация достигается как за счет улучшения конструктивных особенностей контактных аппаратов, так и за счет совершенствования технологических процессов в существующих аппаратах. Эти два подхода тесно связаны между собой. Наряду с улучшением конструкции аппаратов повышается и интенсивность химического процесса. С другой стороны процессы, проводимые в диффузионной области, можно интенсифицировать, например, с помощью перемешивания, гомогенизации, выбора оптимального движения взаимодействующих технологических потоков и увеличения поверхности их соприкосновения. Для процессов, осуществляемых в кинетической области, интенсифицирующим фактором выступает изменение таких параметров, как температуры, концентрационного состава реагентов, давления, а также применение катализаторов. Процессы, характеризующиеся переходной областью, можно интенсифицировать как посредством кинетических, так и диффузионных факторов [12, 28].

На сегодняшний день около 90 % промышленных химико-технологических процессов проводят в присутствии различного рода катализаторов [31]. В области неорганического синтеза примерами являются каталитические процессы производства азотной кислоты, аммиака. В области нефтехимии и органического синтеза к таким процессам относятся, в частности, процессы производства метанола, фенола и ацетона. В нефтепереработке к таким процессам можно отнести, например, каталитический крекинг и риформинг.

Основным преимуществом каталитических процессов по отношению к некаталитическим, наряду с интенсификацией ХТП в целом, относится возможность создания непрерывных, безотходных технологий с меньшей энергоемкостью. При этом, как следствие, повышаются общие технико-экономические показатели, и наблюдается более высокий выход конечных продуктов. Так, в технологии синтетического аммиака за счет возможности повышения эффективности катализатора, а как следствие, снижения температуры процесса и создания более компактных агрегатов синтеза, степень конверсии может быть повышена с 16 до 25 %, а общий расход энергии сокращен до 26,8 ГДж/т аммиака.

Повышение селективности и активности катализатора на 1 % в процессе риформинга согласно [32] влечет за собой снижение энергозатрат на 1,8 % и 2,9 % соответственно. Причем в том же источнике отмечено, что предпочтительным является использование гомогенных катализаторов, которые не требуют для ведения процессов высоких температур, что приводит к уменьшению затрат энергии в сравнении с использованием гетерогенных катализаторов. Также гомогенный катализ способствует исключению регенерационного цикла, а, соответственно, и дополнительных энергозатрат. В свою очередь, снижения энергетических затрат при гетерогенном катализе можно достичь путем повышения стабильности катализатора.

На текущий момент с помощью каталитических технологий в России производится около 15 % материальной составляющей ВВП, в то время как в США эта величина в 2 раза выше. Высокая импортная зависимость в катализаторах (порядка 60 %) не отвечает интересам национальной экономики, поэтому чрезвычайно важно формирование отечественного рынка в сфере разработок катализаторов и каталитических процессов, отличающихся высоким научно-техническим потенциалом. В качестве примера можно привести «Институт катализа им. Г. К. Борескова СО РАН» [33, 34], являющийся лидером по разработке современных катализаторов для процессов каталитического риформинга, которые по технологическим показателям не уступают иностранным аналогам, а по некоторым характеристикам даже превосходят последние. Такие катализа-

торы, как ПР-50 и ПР-51, разработанные по технологии этого института, на сегодняшний день успешно применяются на установках платформинга ООО «Киришинефтеоргсинтез», ОАО «Рязанская НПК».

Российские достижения в области катализа способны повысить степень переработки нефтяного сырья на величину 20-25 % и содействовать созданию новых ХТП, обладающих высокими экономическими и, что немало важно, экологическими характеристиками [35]. Таким образом, удастся существенно повысить уровень экономии энергетических и сырьевых ресурсов и обеспечить при этом производство дополнительной продукции за счет переработки высвободившегося органического сырья, а также ВЭР.

1.2.4 Интеграция процессов химической технологии

В источнике [36] рассматриваются методы интеграции основных процессов химической технологии путем их взаимного сопряжения и совмещения. В российской инженерной практике этот подход известен как энерготехнологическое комбинирование. Концепция совместного протекания определенных химико-технологических процессов в пределах одного аппарата, способствует созданию энерго- и ресурсосберегающих технологий. По данным [37] за счет оптимальной интеграции материальных и энергетических потоков в области малотоннажной химии, неорганических производств и нефтехимии можно достичь экономии общих затрат энергии порядка 30 %, в производстве пищевых продуктов и смол до 25 %, пигментов около 15 % соответственно.

Энерготехнология априори практически исключает выработку энергетических отходов, что способствует охране окружающей среды. Энергия топлива при этом должна получать максимально комплексное использование и рассматриваться не только как источник тепловой и электрической энергии, но и в качестве сырья применительно к различным отраслям промышленности. Другими словами, энергетический процесс сжигания топлива должен совмещаться с разного рода технологическими процессами.

Таким образом, энерготехнологическое комбинирование способствует оптимизации производственного процесса с помощью рационального потребления энергоресурсов на всех стадиях основной технологии [38]. Это создает предпосылки для создания более совершенных технологических процессов с высоким уровнем экономии энергетических и материальных ресурсов.

Анализ литературы [11, 15, 39] показывает, что основное развитие энерготехнологическое комбинирование получило в химических производствах, основанных на высокотемпературных процессах. Энерготехнологический процесс представляет собой химико-энергетическую систему с двумя взаимосвязанными целевыми функциями, одна из которых – это химико-технологическая функция, то есть получение готового продукта требуемого качества посредством химической переработки сырья, а вторая – энергетическая, способствующая наиболее эффективному и полному использованию тепла реакции горения топлива и протекающих экзотермических реакций и энергии ВЭР.

Экономия энергетических ресурсов в рамках энерготехнологического комбинирования процессов химической технологии может быть достигнута благодаря снижению затрат энергии на стадии промежуточного разделения продуктов протекающих реакций, повышению концентрации производства в целом и рационализации условий управления ХТП. К примеру, совмещение процессов в производстве ароматических углеводородов позволяет сократить удельные энергозатраты с 1,1-1,4 ТУТ до 0,7 ТУТ на 1 т целевой продукции [32]. Комбинирование в одном реакционном объеме процесса гидроформилирования с получением альдегидов и одновременного восстановления последних до спиртов уменьшает расход электрической энергии в 2 раза, тепловой энергии и охлаждающей воды на величину 30 % и 40 % соответственно. Существенная энергоэкономия достигается посредством интеграции типовых технологических установок. В частности, можно отметить высокие технико-экономические показатели отечественной комбинированной установки по производству нефтепродуктов ЛК-6У [40, 41], которая сочетает в себе секции обессоливания и

первичной переработки нефти, каталитического риформинга, гидроочистки и депарафинизации, газофракционирования. Подобное сочетание уменьшает расход оборотной воды на 36 %, электрической энергии на 22 %, общий расход топлива на 15 % соответственно, снижая тем самым удельные капитальные вложения на величину 11-12 % и стоимость переработки нефти на 9-10 %.

К настоящему времени в химической технологии уже накоплен ряд положительных эффектов от создания энерготехнологических процессов, в которых можно было бы использовать тепло экзотермических реакций для организации эндотермических процессов. Так, в [11] указано, что в результате применения энерготехнологических систем в производстве аммиака удельные расходы электроэнергии снизились с 6840 до 900 МДж/кг; в производстве слабой азотной кислоты расход электроэнергии сократился в несколько раз и появилась возможность передать тепловую энергию, вырабатываемую в объеме свыше 5 ГДж, другим потребителям; в производстве карбамида на 40 % снизился расход пара со стороны, удельные капитальные вложения сократились на 35-40 %, и на 10 % уменьшилась себестоимость продукции.

Проверенным средством для повышения энергетической эффективности в промышленности и, как следствие, для снижения выбросов загрязняющих веществ в окружающую среду, выступает технология когенерации [42], то есть комбинированное производство электрической и тепловой энергии из одного первичного источника, позволяющая значительно улучшить полноту превращения первичной энергии топлива [38]. В то время как при раздельном производстве электричества и тепла общая эффективность оценивается КПД в 50-60 %, в режиме когенерации КПД возрастает до 80-90 % [43]. Согласно [9] применение в производстве когенерационных установок способствует энергосбережению в размере более 5 ЭДж в год (при наличии резерва ежегодной экономии первичной энергии за счет когенерации в объеме до 4 % от мирового потребления промышленностью).

1.2.5 Утилизация ВЭР

На сегодняшний день накоплен большой практический опыт по использованию энергетического потенциала вторичных энергетических ресурсов (ВЭР), которые занимают весомое место в энергетических балансах предприятий, особенно энергоемких отраслей, и представляют особый интерес в рамках вопроса об энергосбережении [43, 44].

Как отмечено в [45] коэффициент полезного использования энергетических ресурсов с учетом всех стадий трансформации очень мал и составляет примерно 25 %. При этом потери энергии, связанные с добычей и транспортировкой топлива составляют 5 %, на преобразование первичных энергоресурсов в передаваемый вид энергии и дальнейшую ее передачу по коммуникациям приходится 25 % и 10 % потерь соответственно, в энергоприемниках производственных установок теряется около 10 % энергии. Наибольшие потери, порядка 30 %, приходятся непосредственно на технологические аппараты. Часть этих потерь может быть утилизирована как ВЭР.

Величина экономического эффекта, получаемого вследствие использования ВЭР, определяется, прежде всего, экономией первичного топлива. В источнике [46] указано, что в энергоемких производствах посредством утилизации ВЭР можно достичь 30-35 % сбережения ТЭР. В свою очередь, затраты на создание утилизационных установок примерно в 2-3 раза меньше затрат на добычу эквивалентного по энергетическому потенциалу топлива [44]. Таким образом, для любой отрасли промышленности одним из важнейших аспектов рационализации технологических процессов остается полное выявление потенциала ВЭР в рассмотрении с экономическим и экологическим эффектом от применения последних [11].

Степень вовлечения потенциала ВЭР в химической и нефтехимической промышленности достаточно велика (свыше 85 %). До 99 % суммарного выхода горючих ВЭР сосредоточено на предприятиях азотной, хлорной и фосфорной отраслей, что, безусловно, дает возможность покрывать сопутствующую топливную нагрузку [21]. Утилизация ВЭР в технологии связанного азота, которая

является одной из теплоемких в химической промышленности, позволяет обеспечить необходимость в паре на величину 20-80 % в зависимости от разнообразия целевой продукции и применяемых технологических решений. В работах [11, 15] приведен ряд примеров положительного опыта по применению в химической технологии котлов-утилизаторов, которые способствуют экономии первичного топлива и улучшению технико-экономических показателей агрегатов синтеза. Так, в производстве аммиака установка котла-утилизатора после трубчатой печи конверсии природного газа позволяет получить пар с общим теплоемкостью 99000 кДж/год и добиться экономии топлива путем утилизации ВЭР порядка 4245 ТУТ/год. В утилизационной установке, применяемой при производстве серной кислоты, в котле-утилизаторе благодаря использованию теплоты реакции горения в печах кипящего слоя получают до 1,5 т пара на 1 т сжигаемого колчедана.

В газовой промышленности до 70 % теплоты теряется на компрессорных станциях магистральных газопроводов с выхлопными газами, температура которых составляет 270-400 °С [47]. Путем охлаждения их до 160 °С с помощью утилизационных установок можно получить до 2,2-3,8 ГДж/ч на 1 МВт рабочей мощности газотурбинных установок.

Между тем, необходимо обратить внимание на то, что весьма перспективным является широкое вовлечение низкопотенциальных тепловых ВЭР [48], в качестве которых могут выступать отходящие газы различных котлоагрегатов с температурой ниже 300 °С, промышленные сточные воды, вторичные пары, охлаждающие потоки, вентиляционные выбросы, теплота окружающего воздуха и, кроме того, теплота оборотной воды, водоемов, грунтовых вод и грунта [49]. Возможный экономический эффект от использования низкопотенциального тепла согласно [50] равен для России 31,5 млн ТУТ в год или 22 % общего энергопотребления страны, что говорит о недооцененной роли низкопотенциальных ВЭР в вопросах энергосбережения и повышения энергетической эффективности.

Широко признанным, особенно в зарубежной практике, и эффективным средством преобразования низкопотенциального тепла в высокопотенциальное является применение тепловых насосов [51-53], в которых энергия сжатия используется для повышения температуры конденсации рабочего тела до уровня, который превышает бы температуру его кипения при нормальном давлении. Данный процесс выгоден с энергетической точки зрения. Распространение получили компрессионные и абсорбционные тепловые насосы, а также механическая рекомпрессия пара, позволяющая, в отдельных случаях, повышать температуру источника тепла от 70-80 °С до температуры 200 °С в потребителе тепла. Затраты для функционирования тепловых насосов в 1 кВт·ч внешней электроэнергии компенсируются 3-6 кВт·ч тепловой энергии с более высоким потенциалом. Согласно данным, приведенным в источнике [45], в России число действующих теплонасосных установок составляет всего 2-3 тысячи, в то время как в наиболее развитых в этом направлении странах (США, Швеция, Великобритания, Германия) работает около 10 млн тепловых насосов, которые экономят приблизительно 220 млн ТУТ в год.

Анализ химических производств показывает, что для утилизации теплоты газов низкого потенциала актуально применение различных поверхностных и контактных экономайзеров, в которых удастся повысить степень регенерации отходящих газов на 20-40 % [45].

Для утилизации вторичных ресурсов низкого потенциала в химической технологии используют также теплообменники на тепловых трубах (разновидность рекуперативных теплообменников с промежуточным теплоносителем) [43]. Тепловая труба (ТТ) представляет собой устройство, которое благодаря высокой теплоте парообразования рабочей среды может даже при малой разности температур на концах передавать большой поток теплоты. Наиболее востребованы ТТ при утилизации ВЭР в температурном диапазоне от -50 до 250 °С, который позволяет использовать относительно недорогие материалы и теплоносители.

Все большее распространение находят утилизационные установки с легкокипящими теплоносителями, которыми могут выступать органические вещества. Так, например, на цементном заводе «Ленгфурт» в Германии внедрение цикла Ренкина позволило использовать тепловую энергию охлаждающего воздуха в клинкерном холодильнике для производства электроэнергии [54, 55]. Благодаря этому фирма планирует покрывать около 12 % потребности в электрической энергии.

За рубежом также получил распространение цикл Калины, который использует в качестве легкокипящего теплоносителя водо-аммиачную смесь. Согласно данным работы [56] в Калифорнии посредством цикла Калины выработка электроэнергии увеличилась с 3,7 до 6,5 МВт.

Наиболее эффективным направлением по использованию потенциала низкотемпературных ВЭР согласно [11, 14] является получение искусственного холода, например, в абсорбционных холодильных машинах, широко применяемых в химической и нефтехимической технологии. При этом снижается стоимость получения холода и экономия составляет до 50 млн ТУТ в год.

Не стоит забывать, что рациональная утилизация ВЭР положительно сказывается и на экологической безопасности. Промышленные выбросы могут быть также использованы для получения дополнительной продукции. Например, сернистый ангидрид, содержащийся в отходящих газах, можно улавливать и использовать для производства серной кислоты [57].

Различные схемы утилизации ВЭР еще долгое время будут оставаться эффективным средством в вопросе энергоресурсосбережения, однако им тоже свойственен ряд недостатков. Так, в [58] говорится о проблеме, касающейся сбалансированности графиков потребления и выхода ВЭР, особенно актуальной для предприятий непрерывного действия. В летний период, когда отопительная нагрузка отсутствует, необходимо проводить дополнительные организационно-технические мероприятия для полезного использования избытка ВЭР. В противном случае, может возникнуть неблагоприятная ситуация, при которой появляется угроза выброса ВЭР в окружающую среду. Если же выход ВЭР ко-

леблется и в течение суток, то возникают проблемы с утилизацией ВЭР непосредственно в пределах самого предприятия. К тому же нужно отметить низкие технические параметры многих утилизационных установок, их моральный и физический износ, а также недостатки регенерирующих устройств. Как правило, полученные после утилизации энергоносители имеют низкое качество и используются как технологические.

Резюмируя данные литературы [43, 59-61], можно говорить о том, что всем технологическим установкам, вырабатывающим ВЭР, присуще повышение эффективности использования топлива, если в этой установке топливо максимально используется непосредственно для реализации технологического процесса по выпуску конечной продукции. Обычно это достигается за счет сокращения выхода вторичных энергетических ресурсов путем регенерации, рециркуляции и рекуперации отходящей теплоты в самом источнике ВЭР.

1.2.6 Термодинамические методы исследования ХТС

Создание новых энергосберегающих технологий, а также совершенствование энерготехнологических установок должно основываться на некоторых критериях, которые позволяют оценить качество энергии и эффективность ее использования. В промышленной практике используют большое число различных критериев, которые условно можно разбить на три значимые группы [62, 63]: это термодинамические критерии (коэффициент полезного использования тепла, энергетический и эксергетический КПД); натуральные (удельный расход топлива на единицу выпускаемой продукции, на единицу переработанного сырья, на единицу стоимости выпускаемой продукции, годовой расход энергоресурсов) и экономические (срок окупаемости, чистая современная стоимость, коэффициент чистой приведенной стоимости, доля затрат на энергетические ресурсы в себестоимости продукции) критерии соответственно. При этом необходимо учитывать, что технологический процесс, обладающий высокими энергетическими показателями, далеко не всегда может быть оправданным с экономической точки зрения, и наоборот.

Получить объективную оценку энергоэффективности ХТС можно с помощью термодинамических методов исследования, которые, опираясь на анализ ограниченного числа показателей, позволяют учесть как энергетическую, так и экономическую целесообразность отдельных технологических решений еще до стадии разработки технической документации, избавляя тем самым от дополнительных затрат времени и труда [11, 22]. Наиболее прогрессивным методом термодинамического анализа выступает эксергетический метод, а также его различные приложения.

Характерной особенностью химических производств является наличие значительного объема энергетических и материальных ресурсов, способных обеспечить до 50 % собственных нужд в теплоте [60]. С целью создания ресурсосберегающих ХТС в химической технологии актуальны принципы предельного энергосбережения [64, 65], позволяющие определить минимально необходимое потребление энергии на единицу целевого продукта с учетом термодинамической необратимости отдельных технологических процессов и сопутствующих финансовых вложений для повышения термодинамического совершенства соответствующих технологических операторов, входящих в состав ХТС. В рамках этого оценка энергетических и материальных потоков разной природы (пар, вода, топливо, электроэнергия, ВЭР различного потенциала), взаимодействующих в ХТП, только лишь с количественной точки зрения, на основе энергетического анализа, не совсем справедлива. В этой связи именно термодинамика [66, 67] позволила выделить универсальную единицу для измерения «абсолютного ресурса», которой была принята эксергия, представляющая собой, по сути, работоспособную часть энергии по отношению к реальным условиям окружающей среды. С технологической точки зрения под эксергией понимают энергию системы, которая может быть утилизирована при текущих параметрах окружающей среды [68].

Непосредственно сам термин «эксергия», дословно означающий «внешняя работа» (от греческого *ergon* – работа, сила, и первой половины латинского

слова *externus* – внешний), был введен в науку в 1956 г. югославским ученым З. Рантом [69] по предложению Р. Планка.

В свою очередь, разработка принципов эксергетического метода была начата еще во второй половине XIX века [70] во Франции профессором Ж. Гюи, первая работа которого вышла в 1889 г., несколько раньше в 1876 г. Дж. В. Гиббс впервые ввел определение функции, позволяющей найти максимальную работу системы, взаимодействующей с окружающей средой. Дальнейшие шаги в этом направлении были сделаны в 1898 г. А. Стодолой, который развил инженерное направление эксергетического метода, занимаясь приложением эксергии для решения технических и технико-экономических задач. Именно Ж. Гюи и, независимо от него, А. Стодола установили, что причиной потерь энергии в тепловых двигателях выступает термодинамическая необратимость протекающих в них процессов, а величина этих потерь определяется произведением температуры окружающей среды на суммарное приращение энтропии всех участвующих в процессе тел (закон Гюи – Стодолы) [71].

В то время, однако, результаты исследований в области эксергии носили больше теоретический характер с перспективой на будущее, так как существовавший уровень техники еще не требовал детальной проработки столь прогрессивной эксергетической концепции [72].

Значительный вклад в дальнейшее развитие эксергетического метода (30-е годы XX века) внесли ученые французской (В. Кизом и Ж. Дарье), английской (Дж. Кинан) и немецкой (Ф. Бошнякович) школ соответственно. Термодинамические основы эксергетического метода рассматривались в работах П. Грассмана, Г. Калитцина, В. Фратшера, А.И. Андрющенко и др. П. Грассман разработал общие принципы составления эксергетических балансов и предложил графический метод для их наглядного отображения [71].

Начиная с 50-х годов 20-го столетия, число теоретических и прикладных работ по эксергии существенно увеличилось. Стоит отметить, что особое место занимает книга Я. Шаргута и Р. Петелы [73], которая представляет собой первый в мировой литературе самостоятельный обобщенный труд в области эксер-

гетического метода термодинамического анализа, охватывающий как теоретические, так и прикладные вопросы его применения. Именно польскими учеными было дано классическое определение эксергии материи, являющейся «...максимальной работой, которую эта материя может совершить в обратимом процессе, с окружающей средой в качестве источника даровых тепла и веществ, если в конце этого процесса все участвующие в нем виды материи приходят в состояние термодинамического равновесия со всеми компонентами окружающей среды» [73].

Существенный вклад в последующее развитие методов эксергетического анализа сделан профессором МЭИ Бродянским В.М., которым, в частности, было предложено понятие эксергии теплового потока и исследован ряд практических приложений эксергетического анализа для многочисленных технологических процессов и установок [70, 72, 74, 75].

Теплоэнергетическим принципам создания оптимальных ХТС посвящены многочисленные работы академика В.В. Кафарова с сотрудниками. Рассмотрено применение эксергетического метода для анализа сложных ХТС, обозначены основные моменты системного подхода с целью оценки термодинамического совершенства подобных систем [76-78].

Эксергетический метод термодинамического анализа, основанный на использовании первого и второго начал термодинамики, позволил выразить через универсальные единицы эксергии «техническую работоспособность» [79] потоков энергии и вещества, сумев тем самым охарактеризовать их не только количественно, но и качественно. Благодаря своей инженерной направленности, способности судить об энергетическом совершенстве процессов, протекающих внутри аппарата, по внешней характеристике, а именно по разности эксергии на входе и выходе из аппарата (потери эксергии), эксергетический анализ широко применяется в самых различных отраслях промышленности.

Так, эксергетический подход эффективно используется для исследования работы технологического оборудования и установок процессов сжатия и расширения газов [72-74, 80], паросиловых и холодильных установок [81], процес-

сов разделения смесей [82, 83], термотрансформаторов [84], процессов сжигания топлива и теплообмена [85-89], биотехнологии [90], дисперсных систем [91], процессов технологии цемента [92-94].

Повышенное внимание уделяется применению эксергетического метода в химической технологии [79], [95-96]. Эксергетический анализ учитывает реальные условия протекания ХТП, которые влияют на возможность получения максимально полезной работы, и позволяет выявить степень приближения рассматриваемой системы к идеальной, а, соответственно, найти «слабые» места, в которых кроется потенциал энергосбережения. С его помощью можно создавать энергозамкнутые технологические схемы или модернизировать существующие, внедрять новые методы разделения смесей, проектировать экономичные варианты химических реакторов и тепло-, массообменной аппаратуры, разрабатывать прогрессивные способы интенсификации ХТП, повышая, тем самым, уровень рационального использования энергетических ресурсов в ХТС.

Анализ эффективности использования энергии в таких энергоемких ХТП, как ректификация, абсорбция, экстракция и выпаривание позволил выявить основные направления для их совершенствования [79, 97]. В частности, согласно эксергетическому исследованию процессов абсорбции, эксергетический КПД которых не превышает 4-6 % [98], установлено, что наибольшие потери приходятся на стадию регенерации абсорбента. Уменьшение при этом небольших по величине потерь эксергии в самом абсорбере результативно сказывается на термодинамическом совершенстве установки в целом по причине того, что, например, возрастание поглотительной способности абсорбента способствует снижению степени его циркуляции и, как следствие, сокращению эксергетических потерь на других стадиях процесса.

Эксергетический анализ реакторного отделения в производстве аммиака [11], в отличие от энтальпийного, на основании уравнений баланса которого следовало, что в водонагревателе, теплообменной аппаратуре и непосредственно в колонне синтеза аммиака, энергетические потери близки к нулю, позволил выявить обратный результат. В рамках этого, суммарные эксергетические поте-

ри в представленных технологических операторах составляют примерно половину всех потерь эксергии, а наибольшие потери, порядка 22,6 %, приходятся на колонну синтеза. Таким образом, выводы эксергетического анализа послужили предпосылками для сокращения диссипативных потерь энергии на величину до 18 % без значительного изменения технологической схемы.

Об актуальности использования эксергетической концепции для поиска путей энергоэкономии свидетельствует большое число современных публикаций как отечественных, так и зарубежных авторов. Эксергия выступает мощным аналитическим инструментом, позволяющим преодолеть концептуальный разрыв между вторым началом термодинамики и прикладной инженерией [99].

В пособии [100] приводятся результаты эксергетического анализа термодинамических систем с использованием эксергии тепловых потоков, определяются взаимосвязи между эксергетическим КПД сложной системы и КПД составляющих ее элементов, рассматриваются способы определения эксергетического КПД для тепловых процессов, усложненных массообменом.

Авторы статьи [101] исследовали скрытую возможность повышения экономии топлива для индивидуального теплового пункта. Было выявлено, что уменьшение эксергетических потерь за счет снижения температуры обратной сетевой воды способно принести выгоду теплоснабжающей компании в виде экономии топлива. Рассчитанный для реального объекта резерв энергосбережения составил 115 ГДж (10,4 ТУТ) в течение отопительного сезона.

Японскими учеными [102-103] предложена технология «саморекуперации» тепла на основе минимизации эксергетических потерь, с использованием которой для большинства химических процессов значительно можно уменьшить величину потребляемой энергии.

В статье [104] рассматриваются вопросы повышения эффективности водоиспользующей ХТС путем выбора оптимального варианта смешения и разделения технологических потоков различного потенциала на основании соответствующих эксергетических расчетов.

В публикациях [105-106] автор подчеркивает всю важность понимания двойственной формы энергии, т.е. представление ее как суммы высокопотенциальной эксергии и низкопотенциальной анергии. В связи с тем, что закона сохранения эксергии (в отличие от энергии) не существует, необходимо сводить соответствующие потери работоспособной эксергии к минимуму, т.е. снижать прирост анергии. Игнорирование данного обстоятельства является сдерживающим фактором в разрешении важнейшей для страны проблемы роста ВВП.

Все большее значение приобретают принципы термoeкономической оптимизации ХТС, которая заключается, как раз, в сочетании термодинамического подхода в создании энерго-, ресурсосберегающих процессов с экономическими критериями. Это отмечают многие ученые. В настоящее время термoeкономику называют еще эксергоэкономикой [99]. Первыми выдвинули предложение об использовании эксергии в этом направлении З. Рант, Я. Шаргут и А. Андрищенко [73].

Основой метода термoeкономической оптимизации выступает минимизация стоимости единицы эксергии потоков на выходе системы, при этом все потоки выражают через стоимость их эксергий [107], что позволяет найти эксергетические потери и оценить стоимость технических мероприятий, направленных на их снижение.

В большинстве случаев, изменение затрат на реализацию того или иного проекта анализируют с помощью построения термoeкономической диаграммы потоков [108] исследуемой системы, отражающей потоки эксергии совместно с их стоимостью. В частности, в источниках литературы [71, 72, 98] показано построение термoeкономической диаграммы для ХТС с последовательным расположением технологических аппаратов и подводом эксергии только в начале системы. По диаграмме можно отчетливо проследить не только как меняется поток эксергии вследствие термодинамической необратимости в отдельных аппаратах, но и то, что при движении к концу технологической цепочки наблюдается увеличение соответствующих удельных затрат на единицу эксергии. Это объясняется тем, что энергетическая составляющая затрат увеличивается про-

порционально коэффициенту преобразования эксергии во всех элементах рассматриваемой системы, а неэнергетическая составляющая возрастает как за счет величин, обратных эксергетическому КПД элементов, так и за счет дополнительных затрат на оборудование.

Также для создания энерго- и ресурсосберегающих ХТС справедливо применение пинч-технологии, возникшей на основе принципов эксергетического анализа и представляющей собой реализацию этих принципов посредством независимого и мощного набора правил. Иногда этот метод называют интеграцией процессов, однако фактически пинч-анализ является одним из средств такой интеграции [109]. Кроме основных возможностей эксергетического анализа, в пинч-технологии заложены принципы оптимизации систем, экономически оправданного подбора оборудования и соответствующих энергоносителей. В контексте пинч-анализа под эксергией понимается работа, которая может быть совершена системой за счет изменения ее тепловой энергии.

Литературные данные, опубликованные в различных источниках [110-113], показывают, что использование в практике предприятий методов и правил пинч-анализа приводит к снижению стоимости потребляемой энергии в среднем на 30-40 %. Так, применение пинч-технологии в области нефтехимии позволяет сэкономить 40 % от общего потребления топлива при сроке окупаемости проекта в 10-24 месяца. В химической отрасли экономия достигает 30 % от общей энергии, при соответствующем сроке окупаемости в 15 месяцев.

1.2.7 Эффективный контроль и управление технологическими процессами и производствами

Рассмотренные выше энергосберегающие мероприятия носят в первую очередь технологический характер и требуют зачастую серьезных финансовых вложений. В то же время существует и управленческий подход к разрешению проблемы энергосбережения. Так, многочисленные теоретические выкладки и практические результаты в различных отраслях промышленности дают основание говорить о том, что общеотраслевым, рентабельным и относительно быстрым средством для повышения энергетической эффективности может выступить

пять автоматизация технологических процессов и производств. Согласно [114] внедрение систем автоматизации на производстве способствует увеличению его технико-экономических показателей на величину 3-5 % при одновременном уменьшении трудоемкости в размере 30-40 %.

Технический прогресс в современной химической и нефтехимической отрасли неразрывно связан с уровнем автоматизации. Эффективность производственных процессов напрямую зависит от качества управления соответствующей технологией. В рамках этого чрезвычайно ответственной и важной становится задача оптимального и энергоэффективного управления, что требует, в свою очередь, некоторой переоценки знаний от инженера химика-технолога как в области эксплуатации современных систем управления ХТП, так и в области теории автоматического управления. Только в этом случае будет наблюдаться наибольшая результативность от интеграции систем управления в химическую технологию.

В частности, энергосбережения можно добиться через оптимальное ведение режимов работы производственного оборудования и протекание технологических процессов [46], включая стадии пуска, исполнение рабочих операций и останова. Современные технические средства автоматизации позволяют предвидеть развитие аварийных ситуаций, адаптировать технологический процесс к текущим параметрам и вернуть его в нормальный, а затем и оптимальный режим, сократив тем самым расходы энергоресурсов, связанные с аварийным простоем и неудовлетворительным техническим состоянием оборудования.

Стоит отметить, что, помимо снижения расходов энергоресурсов, благодаря автоматизации повышается уровень безопасности производства, снижается негативное влияние на окружающую среду, увеличивается выпуск и качество продукции и, соответственно, уменьшается ее себестоимость [46, 109].

Экономия ТЭР может быть достигнута уже на стадии первичного приборного учета энергоресурсов. На современном этапе рыночная концепция промышленных предприятий подразумевает использование в своей структуре раз-

личных автоматизированных систем контроля и управления энергопотреблением (АСКУЭ) [46, 115-117]. С использованием последних организуется коммерческий и технический учет отпуска или потребления, контроля, а также распределения энергоресурсов различного рода в пределах предприятий. Величина экономического эффекта от внедрения АСКУЭ достигает по предприятиям в среднем 15-30 % от годового потребления энергетических ресурсов. В свою очередь, окупаемость затрат на разработку АСКУЭ происходит за 2-3 квартала.

Автоматизация предприятий подразумевает разработку и внедрение автоматизированных систем управления технологическими процессами (АСУ ТП), которые повышают технико-экономические показатели, не требуя замены или реконструкции основных производственных фондов.

В большинстве случаев АСУ ТП имеет иерархическую структуру автоматизации. На полевом уровне (уровне ввода/вывода) АСУ ТП приоритетным становится использование интеллектуальных датчиков, энергосберегающих клапанов и насосов. Центральным звеном уровня непосредственного управления АСУ ТП, на сегодняшний день, является программируемый логический контроллер (ПЛК), производящий опрос и обработку сигналов всевозможных датчиков и контрольно-измерительных приборов (КИП) и вырабатывающий автоматически соответствующие сигналы управления на исполнительные устройства. Уровень диспетчерского управления технологическим процессом не обходится без использования систем диспетчерского контроля и сбора данных (SCADA), которые позволяют оператору наблюдать за параметрами технологического процесса в реальном времени. Отмечено, что внедрение SCADA-систем способствует повышению энергетической эффективности технологических процессов. Это объясняется возможностью выбора более сложных алгоритмов регулирования [109], в качестве которых можно привести, например, регулирование с компенсацией запаздывания, каскадное регулирование, регулирование с использованием теории нечетких множеств, упреждающее регулирование, основанное на математических моделях процессов и теоретических предсказаниях, а также адаптивное регулирование. Также современным SCADA-системам

присущи функции энергоучета. Например, российская SCADA-программа TRACE MODE имеет ряд преимуществ, за счет которых ее можно использовать для разработки современных систем комплексного энергосбережения и управления энергопотреблением [118, 119]. Это становится возможным благодаря широкому набору драйверов к современным счетчикам различных энергоресурсов при одновременном управлении энергорежимами промышленных контроллеров. Так в [120] отмечено, что диспетчерское управление энергорежимами группой «Евроцемент» на заводе «Невьянский цементник» позволило, начиная с 2006 года, экономить каждый год электроэнергию на сумму 0,74-1,58 млн руб. с каждого компрессора сжатого воздуха. Последнее способствовало сокращению потребления энергии на 3,5-5 %.

Более высокие уровни АСУ ТП позволяют оптимизировать и планировать режимы работы технологических процессов, управлять их результативностью, включая статистический контроль технологических параметров, мониторинг и назначение целевых показателей, сводя тем самым к минимуму соответствующие энергозатраты.

На сегодня в литературе можно найти много работ, в которых приводятся конкретные экономические эффекты от внедрения новых и модернизации действующих АСУ ТП, что подтверждает важную роль автоматизированных систем управления с использованием современных средств автоматизации в вопросах экономии ТЭР. Так, по данным ОАО «Рязанская ГРЭС» [121], для энергоблоков 800 МВт модернизация АСУ ТП на базе отечественного программно-технического комплекса «Квинт» позволила увеличить точность обработки информации и, как следствие, точность поддержания технологических параметров. Удельный расход топлива сократился при этом на 1,3 г/кВт·ч за счет уменьшения коэффициента избытка воздуха в уходящих газах на 10 %; на 0,26 г/кВт·ч за счет увеличения точности поддержания температуры острого пара на 2 °С и на 0,06 г/кВт·ч за счет увеличения точности поддержания температуры перегретого пара на 3 °С соответственно. В свою очередь, поддержание оптимального соотношения «воздух-топливо» снижает потери с механическим

и химическим недожогом на 0,038 %, позволяя уменьшить тем самым удельный расход топлива на 0,13 г/кВт·ч, а поддержание экономически эффективного вакуума уменьшает пережог топлива на 1,2 г/кВт·ч. Общий экономический эффект от внедрения современной АСУ ТП для энергоблоков мощностью 800 МВт на «Рязанской ГРЭС» составил около 37 млн руб. в год [122].

В источнике [123] приведены результаты анализа, выполненного для энергетических предприятий ОАО «Газпром энергохолдинга», а именно, ТГК-1, ТГК-3, ОГК-2, ОГК-6. Общий процент внедрения оборудования АСУ ТП составляет примерно 68 %. Суммарный недоиспользуемый экономический эффект от возможной модернизации и внедрения АСУ ТП составляет около 2 млн руб./год.

Существуют исследования [124, 125], в которых систематизирован материал, касающийся создания систем энергосберегающего управления. Основная идея заключается в том, что важным резервом в отношении проблемы энергосбережения может выступать оптимальное, с точки зрения минимизации энергозатрат, управление динамическими режимами технологических установок. Приведенные результаты показывают, что рациональное управление в динамике, в сравнении с традиционными управляющими воздействиями, способствует уменьшению затрат энергии в пределах от 10 % до 40 %. Авторы предлагают повысить степень энергосбережения в рамках оптимального управления, руководствуясь следующими основными принципами:

- реализацией на всем временном интервале управления оптимальных траекторий изменения фазовых координат;
- применением энергосберегающих управляющих воздействий для соответствующей ситуации, когда изменяется динамическая модель объекта управления или исходные данные;
- использованием оптимальной процедуры осуществления энергосберегающего управления для каждого состояния функционирования;
- достижением заданного конечного значения вектора фазовых координат в оптимальный момент времени;

- применением микропроцессорных устройств;
- заменой традиционных регуляторов энергосберегающими, которые устраняют отклонения регулируемой переменной от уставки при минимальных затратах энергии.

При всем сказанном, энергосберегающее управление остается специфическим разделом теории оптимального управления. Несмотря на то, что на сегодняшний день имеется много методов, решающих задачу оптимального управления (адаптивное управление, вариационное исчисление, принцип максимума, динамическое программирование), реализация энергосберегающего управления для каждого частного случая требует индивидуальных теоретических исследований. Это обусловлено тем, что вид функции энергосберегающего управления зависит от значительного ряда факторов, например, от параметров модели динамики объекта управления, которые могут изменяться в процессе управления, вида минимизируемого функционала (затрат энергии, расхода топлива), диапазона изменения управляющих воздействий и т.д. Отсутствие некоторой «унифицированности» объясняет тот факт, что в большинстве существующих SCADA-системах и инструментальных средах разработки промышленных контроллеров отсутствуют алгоритмы энергосберегающего управления. Поэтому теория энергосберегающего управления далека от своего завершения.

Сказанное позволяет сделать вывод, что неотъемлемой составляющей для перехода к энергоэффективному обществу является комплексная автоматизация производств, основанная на разработке и внедрении энергосберегающих АСУ и САУ с использованием современных технических средств автоматизации.

1.3 Энергосберегающие системы автоматического управления ХТС

ХТС представляет собой совокупность процессов, аппаратов химической технологии, а также технологических линий связи между ними и предназначена для целенаправленной переработки исходного сырья в продукцию заданного качества [126]. В большинстве случаев, технологическая топология ХТС со-

держит в своем составе разнообразное сочетание однонаправленных и встречнонаправленных технологических связей, взаимодействующих между собой определенным образом и влияющих, соответственно, на значения различных технологических, энергетических и экономических показателей функционирования всей ХТС. При этом не стоит забывать, что для достижения заданной цели функционирования системы в соответствии с выбранным критерием эффективности в условиях постоянно действующих внешних возмущений возникает задача управления ХТС. Тем самым, лишь использование системного подхода позволяет провести оптимизацию ХТС как при разработке новых, так и при совершенствовании действующих химических производств.

В частности, всегда можно осуществить декомпозицию ХТС различного уровня сложности до элементарных химико-технологических узлов, входящих в состав отдельных производств. Структура подобного узла представлена на рисунке 1.1, где y – регулируемая переменная, характеризующая работу технологического узла; Q_i – поток i -го вида энергии, подводимой к узлу ХТС; H_j – поток j -го вида энергии, отводимой от узла; $\bar{\omega}$ – вектор возмущающих воздействий. Источниками подводимой и отводимой энергии могут выступать технологический пар, отходящие горючие газы, электроэнергия, а также ВЭР различного потенциала. В совокупности с системой автоматического управления такой узел образует кибернетическую систему, для которой характерны три типа координат, а именно, управляемые, управляющие и координаты, соответствующие внешним возмущениям [127, 128].

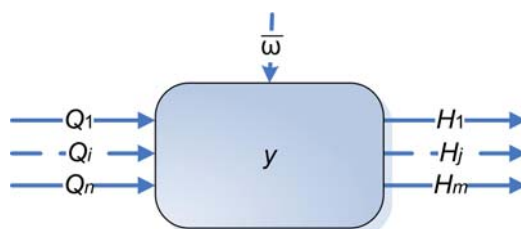


Рисунок 1.1 – Типовая структура химико-технологического узла

В рамках этого общая зависимость между управляемой переменной y и управляющими координатами (потоками подводимой либо отводимой энергии) Q_i и H_j имеет нелинейный вид:

$$f(y, Q_1, \dots, Q_n, H_1, \dots, H_m) = 0 \quad (1.1)$$

При этом для ХТП, подавляющая часть которых связана с превращениями энергии, в стационарном режиме зависимость (1.1) можно записать в линеаризованной форме:

$$y = \sum_{i=1}^n k_i Q_i + \sum_{j=1}^m c_j H_j \quad (1.2)$$

где k_i, c_j – коэффициенты, отражающие балансовые и кинетические зависимости.

Критерий энергосбережения для рассматриваемого узла ХТС, отражающий эффективность энергетических преобразований в нем, в общем случае имеет вид:

$$I_{\text{э}} = \Phi(Q_i, H_j), i \in I, j \in J \quad (1.3)$$

где I, J – множества целых чисел соответственно из ряда $i = \overline{1, n}$ и $j = \overline{1, m}$.

С учетом принципа аддитивности, критерий (1.3) может быть записан в виде следующей функции:

$$I_{\text{э}} = \sum_{i=1}^n a_i Q_i + \sum_{j=1}^m b_j H_j, \quad (1.4)$$

где a_i, b_j – весовые коэффициенты.

При этом отдельные входные и выходные технологические потоки из (1.2) могут выступать в качестве внешних возмущений и не входить в критерий (1.4),

В общем виде задача оптимизации для процесса энергетических преобразований в технологическом узле может выглядеть, например, как $\min_{Q, H} \Phi(Q_i, H_j), i \in I, j \in J$ при соответствующих производственных и технических ограничениях [127, 128].

Характерной особенностью рассматриваемого технологического узла (рисунк 1.1) является тот факт, что среди потоков Q_i и H_j зачастую можно выделить не одну, а несколько управляющих координат, влияющих на одну и ту же управляемую переменную. В связи с этим появляется альтернатива выбора того или иного управляющего воздействия для организации соответствующей САУ.

Как правило, при построении типовых САУ, с целью воздействия на переменную y , выбирают одну управляющую переменную (Q_l или H_q), а соответствующий выбор осуществляется исходя из лучших динамических характеристик соответствующего канала управления. Структурные схемы динамически эффективных САУ представлены на рисунке 1.2, где P_{Hq} , P_{Ql} – регуляторы соответствующих динамически эффективных каналов управления [127, 128].

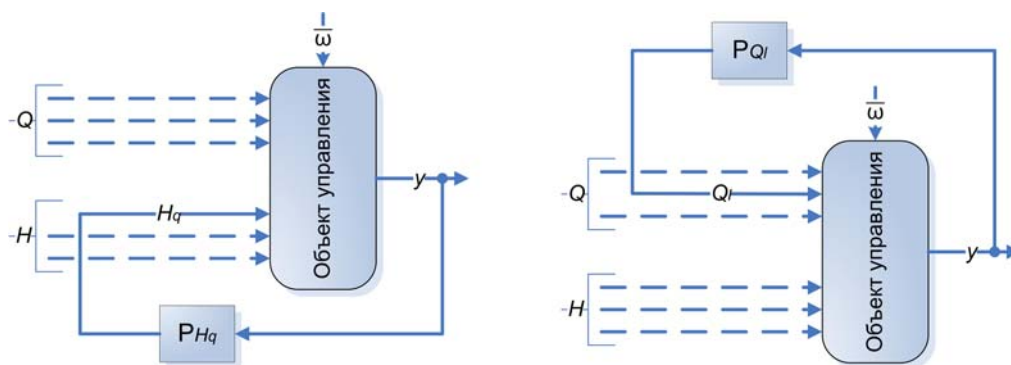


Рисунок 1.2 – Варианты динамически эффективных одноконтурных САУ

При таком подходе к выбору канала управления задача энергосбережения (1.4) ставится чрезвычайно редко. Канал, выигрывающий по динамическим свойствам, может проиграть в отношении энергетических потерь на управление процессом и, соответственно, наоборот.

Таким образом, специфика химико-технологических производств, в некоторых случаях, позволяет решать вопросы энергосбережения уже на уровне непосредственного управления отдельными аппаратами и установками. Добиться этого с использованием стандартных функций АСУ ТП и в рамках типовых одноконтурных САУ практически невозможно. Для этого необходимо применять САУ, обладающие избыточностью в управлении. Решению задач энергоэкономии за счет создания и использования САУ со специальной многоконтурной структурой, в которой число управляющих переменных превышает число управляемых, посвящено исследование [127]. В нем введены основные понятия энергосберегающих САУ применительно к ХТС и разработаны основы теории подобного класса систем. В исследовании [128] на примере производства неконцентрированной азотной кислоты рассмотрена возможность применения

цифровых систем с переменной структурой для энергосберегающих систем управления.

Структура энергосберегающей САУ в общем виде представлена на рисунке 1.3 [127, 128].

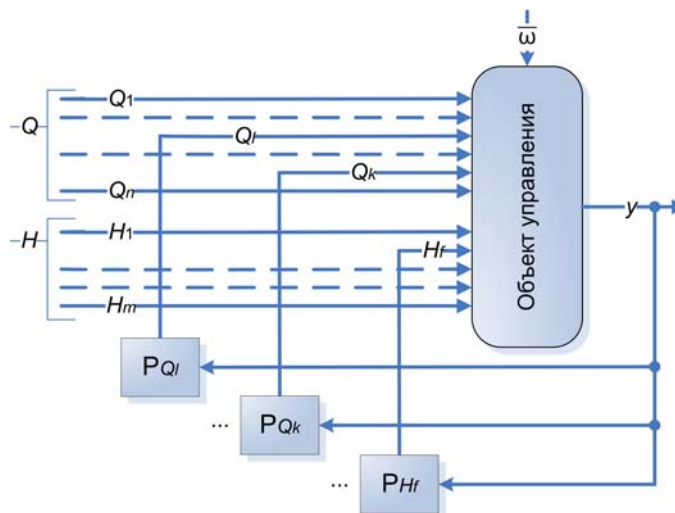


Рисунок 1.3 – Структурная схема энергосберегающей САУ в общем виде

По аналогии с динамически эффективным управляющим воздействием (Q_i), в энергосберегающей САУ можно выделить энергоэффективные управления (например, Q_k , H_f), позволяющие в значительной мере влиять на критерий энергосбережения (1.4).

Использование для стабилизации регулируемой переменной совокупности динамически и энергетически эффективных каналов управления позволяет обеспечить высокую динамическую точность в условиях реально действующих внешних возмущений и одновременно решить задачу энергосбережения.

ВЫВОДЫ ПО ПЕРВОЙ ГЛАВЕ

1. Выполнен литературный обзор по вопросам энергосбережения в химической промышленности. Выявлено, что существенный потенциал энергосбережения кроется в технологических процессах. При этом основные подходы к энергосбережению в химической технологии, так или иначе, подразумевают изменение технологических схем с целью замыкания материальных и энергетических потоков внутри производственного цикла.

2. Сделан вывод о целесообразности рассмотрения в диссертации эксергетического метода термодинамического анализа в процессе исследования и разработки оптимальных по энергетическому критерию ХТС, как наиболее прогрессивного, дающего объективную оценку степени использования энергетических ресурсов химико-технологическими процессами и действенного средства в разрешении проблемного вопроса энергосбережения и повышения энергетической эффективности химических производств в целом.

3. Отмечено, что технический прогресс в химической технологии неразрывно связан со степенью автоматизации химико-технологических процессов с использованием современных технических средств. Автоматизированные производства характеризуются более эффективным использованием энергетических и сырьевых ресурсов, их функционирование сопровождается минимальными эксплуатационными расходами.

4. С учетом специфики типовых химико-технологических узлов сделан вывод о том, что оптимальная организация взаимодействия материальных и энергетических потоков способна повысить энергетическую эффективность работы ХТС в целом. Решения подобной задачи можно добиться в рамках АСУ ТП производства, а если учесть энергоэффективное управление динамическими режимами в присутствии действующих неконтролируемых возмущений, то энергоэкономии можно искать уже на уровне проектирования локальных САУ, построенных специальным образом. Примером таких систем являются энергосберегающие САУ, обладающие избыточностью в управлении. Разработка данных систем является скрытым резервом энергосбережения и повышения энергетической эффективности функционирования ХТС, не требующим непосредственного изменения изначальной технологической схемы.

ГЛАВА 2. ОСНОВНЫЕ ЗАДАЧИ СИНТЕЗА И АНАЛИЗА ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩИХ САР

2.1 Анализ структуры и особенности построения энергосберегающих САР

В общем виде взаимосвязь между управляющими, управляемыми и возмущающими переменными, которые характеризуют работу ХТС в установившемся состоянии, можно представить совокупностью алгебраических уравнений в неявной форме [128]:

$$f_i(\bar{y}, \bar{u}, \bar{w}, k, v, \eta) = 0, i \in I, \quad (2.1)$$

где \bar{y} , \bar{u} , \bar{w} – соответственно векторы управляемых, управляющих и возмущающих координат ХТС; k – совокупность конструктивных параметров; v – стехиометрические координаты и физико-химические константы; η – К.П.Д. отдельных операторов ХТС.

Эффективность функционирования ХТС обычно оценивают с помощью некоторого критерия, в которой практически всегда присутствуют управляющие и управляемые координаты:

$$J = \Phi(\bar{y}, \bar{u}, D), \quad (2.2)$$

где D – определенные параметры, влияющие на эффективность работы ХТС.

При синтезе энергосберегающих систем автоматического регулирования (ЭСАР), обладающих избыточностью в управлении, критерий (2.2) одновременно должен учитывать условия асимптотической устойчивости системы, качество регулирования в динамических режимах и степень энергосбережения в статике. При такой постановке задача поиска оптимума для критерия (2.2) в общем случае трудно разрешима алгоритмически и ее необходимо разделить на две соподчиненные подзадачи. Т.е. определить оптимальный закон регулирования в динамике (на основании линеаризованной в окрестностях рабочей точки математической модели объекта управления) и выполнить последующую коррекцию выбранного закона регулирования по критерию энергосбережения [127].

Таким образом, задача оптимизации режима работы ХТС заключается в подборе такого вектора управлений \bar{u}^* , который минимизирует (или максимизирует) критерий эффективности (2.2) при соблюдении требуемых технологических и организационных ограничений вида [128]:

$$\bar{S}_Q = \left\{ S_Q \mid S_Q \in E^h; \varphi_i(S_Q) = 0, i = \overline{1, p}; \psi_j(S_Q) \leq 0, j = \overline{1, q} \right\}, \quad (2.3)$$

где \bar{S}_Q – обобщенное обозначение варьируемых переменных; Q – индекс, обозначающий вид варьируемых переменных (\bar{y} или \bar{u}).

Найденный в результате решения оптимизационной задачи вектор управляющих воздействий \bar{u}^* определяет оптимальный технологический режим ХТС, соответствующий априорно заданному вектору внешних возмущений $\bar{\omega}^*$. Стоит отметить, что несоответствие реальных возмущений при управлении ХТС заданным, а также их изменение во времени, приводит к отклонению вектора управляющих переменных от оптимального положения. Это, в свою очередь, вызывает изменение критерия эффективности (2.2), причем обычно в худшую сторону [127, 128].

Если рассматриваемый критерий (2.2) является критерием энергоэффективности ХТС, т.е. соответствует виду (1.4), то в ряде случаев понизить его ухудшение можно путем интегрирования в определенные узлы ХТС энергосберегающих САР, обладающих специальной структурой.

Так, для стабилизации переменной y при стохастическом изменении $\bar{\omega}(t)$ в статике необходимо выполнить следующее условие

$$M\{y\} = K_{об_1} \cdot M\{u_1\} + \dots + K_{об_n} \cdot M\{u_n\} + \sum_{j=1}^m K_{об_{\omega_j}} \cdot M\{\omega_j\}. \quad (2.4)$$

С учетом того, что в статике должно иметь место $M\{y\} = y_{зад}$, получим:

$$\sum_{i=1}^n K_{об_i} \cdot M\{u_i\} = y_{зад} - \sum_{j=1}^m K_{об_{\omega_j}} \cdot M\{\omega_j\}, \quad (2.5)$$

где $K_{об_i}$ – коэффициенты усиления по соответствующим каналам управления;
 $K_{об_{\omega_j}}$ – коэффициенты усиления по каналам возмущения ω_j ; $y_{зад}$ – заданное значение регулируемой переменной.

Если энергетический критерий (1.4) представить в форме:

$$I_3 = \sum_{i=1}^n \alpha_i u_i, \quad (2.6)$$

где α_i – соответствующие коэффициенты веса,

то, с учетом характерных ограничений на управляющие воздействия вида

$$u_i^{\min} \leq u_i \leq u_i^{\max}, \quad (2.7)$$

оптимум в задаче минимизации критерия I_3 соответствует одной из вершин гиперногогранника, определяемого соотношениями (2.5), (2.7).

В результате, оптимизировать установившиеся режимы работы типовых ХТС по критерию энергосбережения можно путем создания энергосберегающих САР, обладающих избыточностью в управлении, в связи с чем для систем данного класса свойственна специфическая многоконтурность с числом регулируемых переменных, превышающим число регулируемых [127].

По причине того, что реальный технологический процесс, определяемый зависимостью (2.5), на длительном промежутке времени находится в переходном состоянии из-за влияния совокупности внешних возмущений – $K_{об_{\omega_j}} \cdot M\{\omega_j\}$, немаловажной задачей является оптимизация динамических режимов функционирования ХТС [129].

При этом текущее среднее для j -го возмущающего воздействия на ограниченном интервале времени ΔT определяется как: $M\{\omega_j\}_{t, \Delta T} = \frac{1}{\Delta T} \int_{t-\Delta T}^t \omega_j(t) dt$, при $(t - \Delta T) > 0$, в соответствии с чем, стохастическое возмущение $\omega_j(t)$ условно можно разбить на две составляющие:

- высокочастотную $\omega_j^B(t) = \omega_j(t) - M\{\omega_j\}_{t, \Delta T}$;

– низкочастотную $\omega_j^H(t) = M\{\omega_j\}_{t, \Delta T} - M\{\omega_j\}$,

где $M\{\omega_j\}$ – среднее значение возмущения $\omega_j(t)$ за весь период работы ХТС.

Используя теорему суперпозиции все возмущающие воздействия можно объединить, что допустимо для линейных систем. Тогда получим, что

$$\omega^B(t) + \omega^H(t) = \omega(t) - M\{\omega\}, \quad (2.8)$$

где $\omega(t)$, $\omega^B(t)$, $\omega^H(t)$ – соответственно объединенное стохастическое возмущение, его высокочастотная и низкочастотная составляющие со спектральными плотностями $S_\omega^B(\omega)$ и $S_\omega^H(\omega)$.

Если допустить, что существует регулирующее воздействие $u_1(t)$, которое эффективно стабилизирует регулируемую переменную $y(t)$ во всем частотном диапазоне изменения внешнего возмущения $\omega(t)$, то, согласно принятому условному разделению $\omega(t)$ на $\omega^B(t)$ и $\omega^H(t)$ составляющие, по аналогии можно представить и $u_1(t)$ в области высоких и низких частот [127, 129].

В рамках этого, обозначив предельные амплитуды изменений регулирующего воздействия $u_1(t)$ для компенсации $\omega^B(t)$ и $\omega^H(t)$ соответственно как $\Delta u_{1\max}^B$ и $\Delta u_{1\max}^H$, переходные процессы в системе по $u_1(t)$ схематично будут иметь следующий вид (рисунок 2.1).

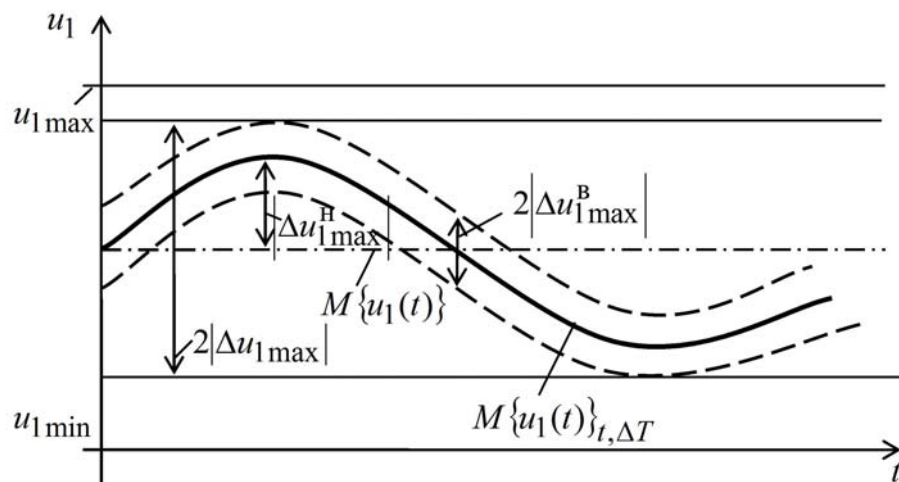


Рисунок 2.1 – Изменение регулирующего воздействия с учетом условного разбиения в частотном диапазоне

Анализ рисунка 2.1 позволяет сделать вывод, что путем уменьшения значений $\Delta u_{1\max}^H$ можно влиять и на величину критерия энергосбережения (2.6) (минимизировать или максимизировать). При этом в случае идеальной фильтрации низкочастотной составляющей $\omega^H(t)$ величина $\Delta u_{1\max}^H \rightarrow 0$, а $M\{u_1(t)\} \rightarrow u_{1\min} + |\Delta u_{1\max}^B|$. Соответствующую фильтрацию $\omega^H(t)$ необходимо осуществлять дополнительным регулирующим воздействием $u_i(t)$, $i \neq 1$, которое по динамике является более инерционным, чем $u_1(t)$, но согласно критерию (2.6) – более эффективным с позиции энергосбережения.

Таким образом, спектральная плотность действующего внешнего возмущения $\omega(t)$ условно раскладывается на высокочастотную и низкочастотную составляющие (рисунок 2.2) и создается, в простейшем случае, двухконтурная САР с двумя регулирующими переменными $u_1(t)$ и $u_2(t)$. При этом первая из них имеет более высокие динамические характеристики и подавляет высокочастотную составляющую возмущения, позволяя обеспечить динамическую точность при стабилизации регулируемой переменной, в то время как вторая, более эффективная с позиции критерия энергосбережения, подавляет низкочастотную составляющую возмущающего воздействия, обеспечивая экономию энергии в установившемся режиме [129].

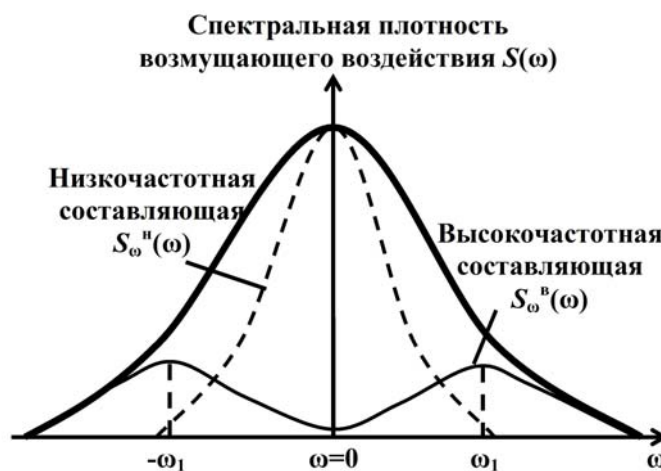


Рисунок 2.2 – Спектральная плотность возмущения $\omega(t)$

Для случая, когда имеет место l контуров регулирования, которые также наделены различными динамическими и энергетическими свойствами, спек-

тральную плотность возмущения $S_{\omega}(\omega)$ можно аналогично представить в виде совокупности l составляющих, каждую из которых должен подавлять свой контур с соответствующей регулирующей переменной $u_i(t)$, $i = \overline{1, l}$.

Общая структура энергосберегающей САР (ЭСАР), на которую получен соответствующий патент [129], представлена на рисунке 2.3. Она содержит входной канал задания, алгебраические сумматоры, на которых происходит сравнение сигнала задания с сигналом обратной связи, блок регуляторов с соответствующими каналами управления.

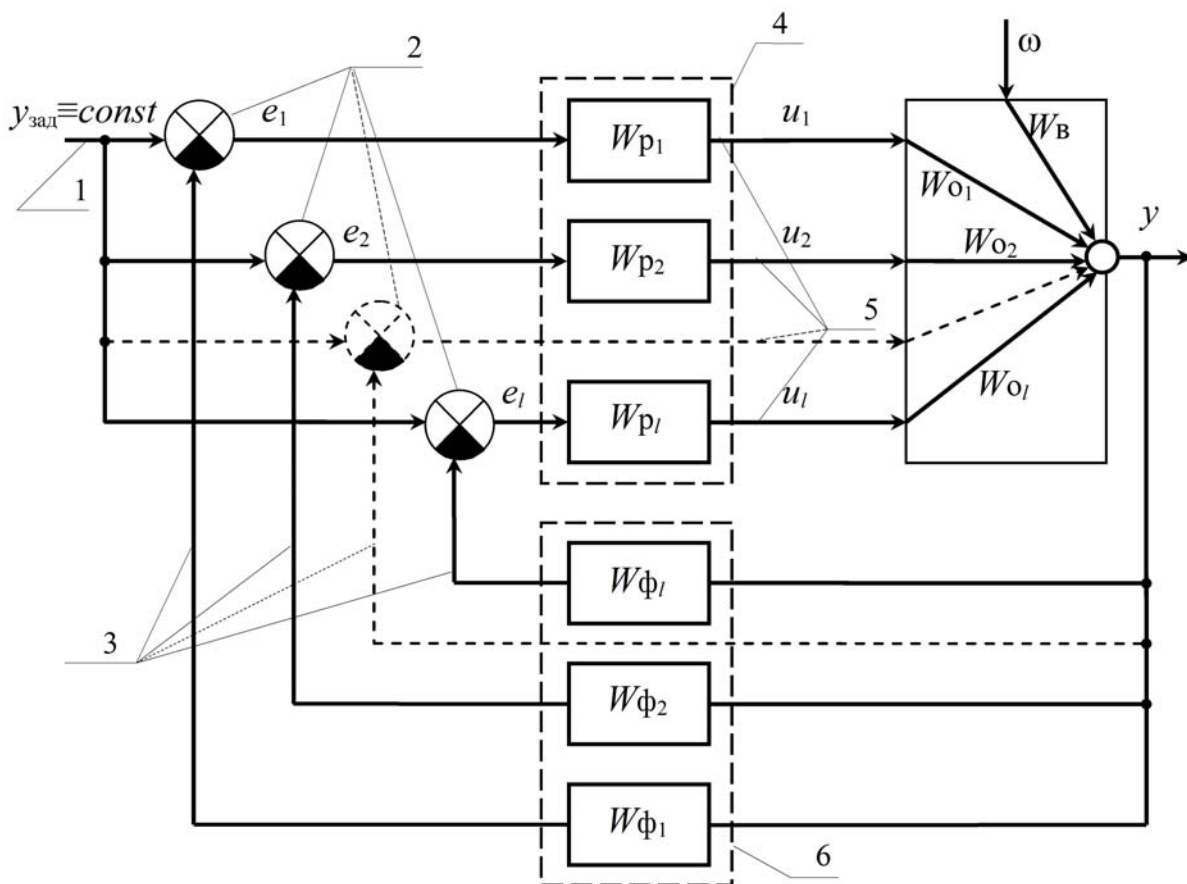


Рисунок 2.3 – Структурная схема энергосберегающей САР:
 1 – входной канал задания; 2 – алгебраические сумматоры;
 3 – сигналы ООС; 4 – регуляторы; 5 – управляющие воздействия
 по соответствующим каналам регулирования;
 6 – блок полосовых фильтров

Отличительным признаком предлагаемой структуры является наличие полосовых фильтров, которые способствуют разделению и независимому включению в работу каждого из контуров регулирования, настроенных, в зависимости от частотных свойств и влияния на критерий энергосбережения, на

эффективное подавление соответствующей части спектра внешнего неконтролируемого возмущения.

Известны системы регулирования, имеющие в своей структуре два управляющих воздействия, влияющих на одну и ту же технологическую величину [130]. Один из каналов управления в таких системах, несмотря на то, что выступает наилучшим в отношении качества переходных процессов, является экономически неоправданным, в то время как другой канал управления, наоборот, является экономичным, но проигрывает по качеству переходных процессов. Достижение динамической точности и энергетической эффективности в данных системах, в отличие от ЭСАР, обеспечивается выбором соответствующих типов регуляторов, а именно П-регулятора в наилучшем с позиции качества переходных процессов контуре, и ПИ- или ПИД-регулятора в экономичном контуре, который убирает статическую ошибку регулирования, сводя тем самым к нулю регулирующее воздействие по неэкономичному каналу. При этом к существенным недостаткам можно отнести следующее:

- работа одного контура влияет на работу другого, что приводит к усложнению расчета соответствующих настроек регулятора экономичного контура (зависимый расчет), при котором необходимо знать оптимальные настройки П-регулятора и передаточную функцию объекта по динамически эффективному каналу управления;

- в известной структуре с двумя контурами регулирования ограничен выбор законов управления, а именно в неэкономичном канале ставится статический регулятор, а в экономичном – астатический;

- имеет место ограничение на задействование дополнительных каналов управления, способных максимально эффективно подавлять действующие возмущения и влиять на критерий энергосбережения.

В предложенной структуре ЭСАР (рисунок 2.3) динамическая точность и энергетическая эффективность достигается благодаря использованию полосовых фильтров. При этом в качестве регуляторов могут использоваться любые известные, в том числе нечеткие, адаптивные и интеллектуальные регуляторы.

Основным преимуществом разделения каналов управления является упрощение процедуры поиска оптимальных настроек регуляторов, который производится как для случая соответствующих одноконтурных систем. Таким образом, ЭСАР наделены таким важным качеством как гибкость, их можно интегрировать в качестве локальных систем нижнего уровня как в уже действующие, так и вновь проектируемые АСУ ТП без значительных экономических затрат и усилий по наладке.

В частном случае в качестве фильтров предлагается использовать идеальные полосовые фильтры [127], амплитудно-частотные характеристики (АЧХ) которых имеют вид

$$|W_{\Phi_i}(j\omega)| = \begin{cases} 0 & \text{при } \omega < \omega_i \\ 1 & \text{при } \omega_i \leq \omega \leq \omega_{i+1} \\ 0 & \text{при } \omega > \omega_{i+1} \end{cases}, \quad (2.9)$$

при этом фазо-частотные характеристики (ФЧХ) равны:

$$\arg(W_{\Phi_i}(j\omega)) = 0 \text{ при } \omega_i \leq \omega \leq \omega_{i+1}, \quad (2.10)$$

где ω_i – частота среза по i -му каналу управления, $i = \overline{1, l}$.

Благодаря применению идеальных фильтров отсутствует сдвиг по фазе и система не получает дополнительного запаздывания, в результате чего замкнутая многоконтурная САР сохраняет устойчивость при условии, если отдельные контуры регулирования априори являются устойчивыми.

Однако следует заметить, что идеальные фильтры физически нереализуемы. Для реальных фильтров всегда свойственно наличие между полосами пропускания и подавления переходной полосы. Введение подобных динамических звеньев в систему регулирования в целом может привести к ухудшению ее работы вследствие дополнительно привносимого запаздывания по фазе. При этом наличие у реальных фильтров переходной зоны не позволяет полностью разделить каналы управления в частотном диапазоне, тем самым работа одного канала будет, так или иначе, накладываться на работу другого.

В рамках этого возможность применения в структуре ЭСАР реальных фильтров требует дополнительных исследований. При этом необходимо рас-

смотреть некоторые предельные приближения реальных фильтров к идеальным, проанализировать их ФЧХ и установить соответствующие диапазоны частот, в которых контуры регулирования будут влиять друг на друга, по возможности минимизировать это влияние, а также как это обстоятельство скажется на качестве работы замкнутой ЭСАР, на ее устойчивости и энергоэффективности.

На основании вышесказанного общей задачей синтеза ЭСАР при заданном объекте управления можно считать определение передаточных функций и настроечных параметров регуляторов $W_{p_i}(j\omega)$, а также характеристических частот полосовых фильтров $W_{\Phi_i}(j\omega)$, при которых достигаются заданные показатели качества регулирования, и обеспечивается минимум критерия энергосбережения.

Из общей задачи вытекает множество подзадач, в частности:

1. Определение конкретной структуры ЭСАР и ее реализация.
2. Исследование динамических характеристик объекта управления с целью выделения динамически эффективных каналов управления в структуре ЭСАР.
3. Выбор критерия энергетической оптимизации в статике, согласно которому выделяются энергоэффективные каналы управления в структуре ЭСАР.
4. Выбор критерия динамической оптимизации ЭСАР, обоснование законов регулирования по каждому из каналов управления, расчет соответствующих настроек регуляторов, обеспечивающих минимум выбранного критерия.
5. Выбор фильтров, которые не привносят в систему существенного временного запаздывания, и способов их реализации, определение основных параметров фильтрующих элементов (частотный диапазон работы, коэффициент передачи), при которых достигается минимум критерия энергосбережения и одновременно обеспечивается достаточное разделение работы контуров регулирования по динамическим свойствам.

2.2 Разработка алгоритмов и программ для эксергетического анализа ХТС с целью синтеза энергосберегающих САР

В первой главе диссертации было показано, что наиболее эффективным и универсальным средством оценки потенциала энергосбережения в различных ХТС, позволяющим дать последующие рекомендации по их усовершенствованию, выступает эксергетический метод термодинамического анализа. Его использование является отличительной особенностью проектирования энергосберегающих систем регулирования.

2.2.1 Методика расчета эксергии через контрольную поверхность

Анализ литературных источников показал, что результаты эксергетического исследования различных технологических процессов и аппаратов зависят от выбора соответствующей методики расчета эксергии, причем более точные и объективные результаты, а как следствие, позволяющие дать наилучшие советы по совершенствованию рассматриваемой системы, наблюдаются при индивидуальном подходе к конкретным производствам.

В целом, можно выделить эксергию таких форм энергии, которые характеризуются энтропией, и эксергию потоков энергии и вещества, которые не характеризуются этим термодинамическим показателем [70-73]. К последним, в частности, относится механическая и электрическая энергия, эксергия которых равна энергии системы и поэтому не требует специальных расчетов.

С технической точки зрения для анализа физико-химических процессов, свойственных ХТС, наибольший интерес представляет эксергия потока вещества, которая складывается из двух составляющих:

- термомеханической, представляющей собой сумму термической и физической (механической) эксергий, являющихся результатом несовпадения температуры и давления вещества с соответствующими показателями окружающей среды;

- химической (нулевой), связанной с различием химических потенциалов между соответствующими компонентами рабочего тела и среды.

Стоит отметить, что повсеместной интеграции эксергетической концепции и принципов термоэкономики в инженерную практику препятствуют известные вычислительные трудности, связанные с непосредственным расчетом эксергии. При этом в условиях компьютеризации и информатизации современного общества, эксергетическое исследование ХТС, характеризующихся сложностью внутренних связей, является нерациональным без применения вычислительной техники. Известные на рынке программного обеспечения продукты в области моделирования химико-технологических производств, наиболее крупными из которых являются такие программы как ASPEN PLUS (американская компания Aspen Technologies, Inc), HYSYS и HYSIM (канадская компания Hyprotech, Ltd), CHEMCAD (американская компания ChemStations, Inc), PRO II и ProVision (американская фирма Simulation Sciences, Inc), позволяют проводить термодинамические исследования ХТС, однако требуют серьезных денежных вложений на их приобретение и, что немало важно, усилий на освоение. В ряде случаев возможности этих программ превосходят необходимые потребности специалиста, решающего конкретные задачи по энергосбережению, либо, наоборот, особенности производства требует более специализированного программного обеспечения. В этой связи разработка развитого проблемно-ориентированного программного обеспечения, позволяющего проводить необходимые эксергетические расчеты различных ХТС как на уровне реальных производственных задач, так и на уровне научно-исследовательской работы и являющегося доступным во всех смыслах для конечного пользователя, остается актуальной.

Среди отечественных разработок можно выделить [131], которая предназначена для эксергетического анализа и оптимизации ХТС произвольной структуры. Однако она выдает рекомендации по изменению технологических параметров производств и не направлена на решение вопросов, связанных с построением энергосберегающих систем управления ХТС. Поэтому в диссертации была поставлена задача разработки автоматизированной системы расчета основных эксергетических характеристик, необходимых непосредственно для

проектирования и исследования ЭСАР в химической технологии. Важным моментом при этом является создание соответствующей методики расчета эксергии, которая должна основываться, прежде всего, на таких критериях, как универсальность, информативность, удобство восприятия, а также способность к алгоритмизации.

Была предложена следующая методика расчета эксергии.

1. На первом этапе эксергетического анализа предлагается абстрактно выделить некоторую контрольную поверхность (КП), соответствующую исследуемой части ХТС (рисунок 2.4). При этом, с позиции эксергетического подхода, нас интересуют лишь внешние характеристики (информация о входах и выходах исследуемой КП), а сам объект можно рассматривать как «черный ящик».



Рисунок 2.4 – Абстрактно выделенная контрольная поверхность

Т.е. содержимым КП может выступать как отдельный технологический оператор ХТС (рисунок 2.5 а), так и технологический узел (рисунок 2.5 б).

2. Далее анализируется вектор технологических потоков, поступающих в КП и покидающих ее. В связи с тем, что основой для составления эксергетического баланса служат материальный и энергетический балансы системы, на этом этапе анализа необходимо обладать соответствующей информацией о значениях основных технологических параметров, а именно о векторе входных G_i ($i = \overline{1, n}$) и выходных G_j ($j = \overline{1, m}$) расходов, о векторе температур T_i ($i = \overline{1, n}$)

и T_j ($j = \overline{1, m}$), теплоемкостей C_{p_i} ($i = \overline{1, n}$) и C_{p_j} ($j = \overline{1, m}$), давлений P_i ($i = \overline{1, n}$) и P_j ($j = \overline{1, m}$), газовых постоянных R_i ($i = \overline{1, n}$) и R_j ($j = \overline{1, m}$). Если в КП имеет место химическая реакция, то необходимо знать значения энтальпии k -ой реакции ΔH_k ($k = \overline{1, l}$), энергии Гиббса ΔG_k ($k = \overline{1, l}$) и соответствующей температуры начала k -ой реакции.

Технологические параметры на выходе КП могут быть получены либо с действующего производства, которое исследуется (показания датчиков, регламентные параметры), либо на основании расчета математической модели соответствующих технологических операторов, входящих в КП и определяющих взаимосвязь между вектором информации на ее входе и выходе.

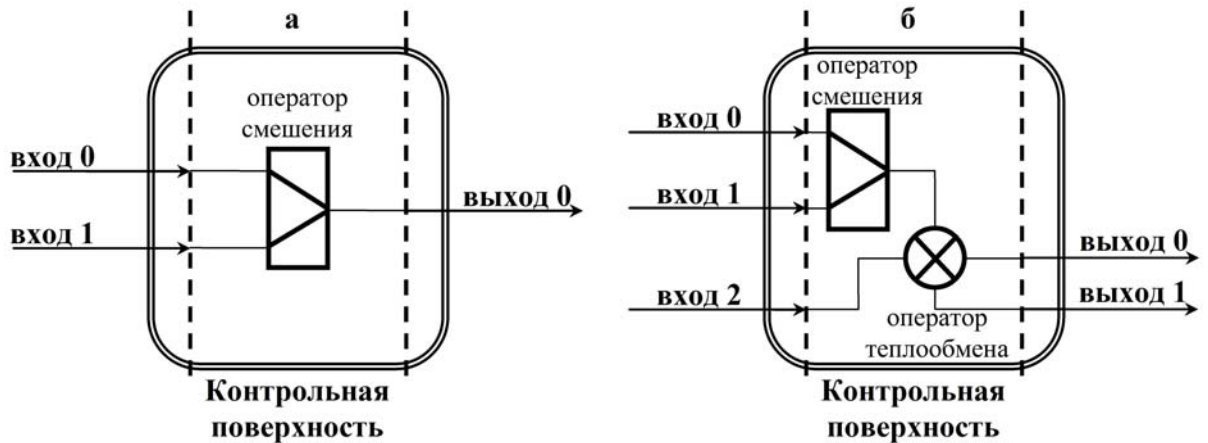


Рисунок 2.5 – Внутренняя структура КП

3. Рассчитываются удельные составляющие эксергии. В общем случае, когда тепло подводится при переменной температуре, максимальная полезная работа (или техническая работоспособность, т.е. эксергия), полученная в обратном процессе с окружающей средой в качестве приемника тепла, равна [79]:

$$A_{\text{ПОЛ}}^{\text{max}} = E = \int_{T_0}^T dQ \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) = Q - T_0 \int_{T_0}^T \frac{dQ}{T} = Q - T_0 S. \quad (2.11)$$

При постоянстве давления $P = \text{const}$:

$$E = H - T_0 S = E - E_0 = H - H_0 - T_0 (S - S_0), \quad (2.12)$$

где H , H_0 – энтальпия рассматриваемого энергоносителя соответственно в текущем состоянии и в состоянии равновесия с окружающей средой; S , S_0 – эн-

тропия энергоносителя в текущем состоянии и в состоянии равновесия с окружающей средой; T_0 – температура окружающей среды.

В целом, приращение эксергии 1 моля вещества при изменении его температуры, давления и химического состава составляет согласно [79]:

$$de = \left(\frac{\partial e}{\partial T} \right)_{P, x_1 \dots x_l} dT + \left(\frac{\partial e}{\partial P} \right)_{T, x_1 \dots x_l} dP + \sum_{k=1}^{k=l} \left(\frac{\partial e}{\partial x_k} \right)_{P, T, x} dx_k =$$

$$= \bar{e}_T dT + \bar{e}_P dP + \sum_{k=1}^{k=l} \bar{e}_{x_k} dx_k, \quad (2.13)$$

где \bar{e}_T , \bar{e}_P , \bar{e}_{x_k} – приращения эксергии системы при изменении соответственно ее температуры, давления и числа молей k -го компонента.

Проинтегрировав выражение (2.13), получим:

$$e = \int_{T_0}^T \bar{e}_T dT + \int_{P_0}^P \bar{e}_P dP + \sum_{k=1}^{k=l} \int_{x_{k,0}}^{x_k} \bar{e}_{x_k} dx_k = e_T + e_P + e_X, \quad (2.14)$$

где e_T – термическая составляющая (изобарное превышение) эксергии; e_P – механическая составляющая эксергии (изотермическое превышение); e_X – химическая составляющая эксергии.

Для того чтобы определить термическую составляющую, необходимо продифференцировать (2.12) по температуре:

$$\left(\frac{\partial e}{\partial T} \right)_{P, x_k} = \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_{P, x_k} - T_0 \left(\frac{\partial S}{\partial T} \right)_{P, x_k}.$$

С учетом того, что изобарная теплоемкость равна $C_p = (\partial H / \partial T)_{P, x_k}$, а $(\partial S / \partial T)_{P, x_k} = C_p / T$, получим:

$$\left(\frac{\partial e}{\partial T} \right)_{P, x_k} = C_p \left(1 - \frac{T_0}{T} \right).$$

Приняв допущение, что $C_p = const$, изменение эксергии в процессе нагрева или охлаждения рабочего тела при $T \neq const$ будет определяться как:

$$e_T - e_{T_0} = \int_{T_0}^T C_p \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) dT = C_p (T - T_0) - T_0 C_p \ln \frac{T}{T_0}. \quad (2.15)$$

Для определения механической составляющей эксергии необходимо продифференцировать (2.12) по давлению:

$$\left(\frac{\partial e}{\partial P}\right)_{T,x_k} = \left(\frac{\partial H}{\partial P}\right)_{T,x_k} - T_0 \left(\frac{\partial S}{\partial P}\right)_{T,x_k}.$$

Так как $(\partial H / \partial P)_{T,x_k} = -T(\partial V / \partial T)_P + V$ и $(\partial S / \partial P)_{T,x_k} = -(\partial V / \partial T)_P$, тогда:

$$\left(\frac{\partial e}{\partial P}\right)_{T,x_k} = V - (T - T_0) \cdot \left(\frac{\partial V}{\partial T}\right)_{P,x_k}.$$

Приняв допущение, что $PV=RT$, получим $(\partial V / \partial T)_{P,x_k} = R / P$. В итоге изменение механической составляющей эксергии составит:

$$e_P - e_{P_0} = \int_{P_0}^P \frac{RT_0}{P} dP = RT_0 \ln \frac{P}{P_0}. \quad (2.16)$$

Расчет химической составляющей, которая характеризует приращение эксергии системы заданного состава при постоянстве давления ($P=const$) и температуры ($T=const$) путем изменения концентрации некоторого k -го компонента, связан с определенными трудностями, в частности, с правильным выбором начала отсчета. С целью упрощения химическую составляющую эксергии выражают через термодинамические параметры, а именно через свободную энергию Гиббса и энтальпию, которая присутствует как в общем уравнении для расчета эксергии, так и в уравнении для расчета свободной энергии:

$$e = H - T_0 S, \quad G = H - TS.$$

Исключив из последних уравнений энтропию, получим:

$$S = \frac{H - e}{T_0} = \frac{H - G}{T},$$

откуда можно выразить эксергию:

$$e = \frac{HT - HT_0 + GT_0}{T}$$

или

$$e = H\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) + G \frac{T_0}{T}.$$

Тогда

$$de_X = dH\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) + dG \frac{T_0}{T}, \quad e_X = \int_{T_0}^T dH\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) + T_0 \int_{T_0}^T \frac{dG}{T}.$$

При $T = \text{const}$

$$\Delta e_X = \Delta H\left(1 - \frac{T_0}{T}\right) + T_0 \frac{\Delta G}{T}. \quad (2.17)$$

Величина ΔH представляет собой тепловой эффект реакции, а значение свободной энергии ΔG можно определить по справочным данным либо, например, через константу равновесия K_p химической реакции:

$$\Delta G + RT \ln K_p = 0 \quad (2.18)$$

4. Рассчитав удельную термомеханическую и химическую эксергию потоков вещества или энергии, необходимо определить соответствующие суммарные потоки эксергии на входе и выходе КП. Химическую эксергию целесообразно отнести при этом к входным потокам:

$$\sum E_{\text{вх}} = \sum_{i=1}^n G_i (e_{T_i} + e_{P_i}) + \sum_{k=1}^l e_{X_k} \quad (2.19)$$

$$\sum E_{\text{вых}} = \sum_{j=1}^m G_j (e_{T_j} + e_{P_j}) \quad (2.20)$$

где G_i, G_j – расход технологического потока соответственно на i -ом входе и j -ом выходе КП; $\sum E_{\text{вх}}, \sum E_{\text{вых}}$ – сумма потоков эксергии соответственно на входе и выходе контрольной поверхности.

5. Далее составляется эксергетический баланс через анализируемую КП, который, в наиболее общем случае, при условии стационарности процесса, когда приращение эксергии равно нулю, можно записать в виде [72]:

$$\sum E_{\text{вх}} = \sum E_{\text{вых}} + \sum D, \quad (2.21)$$

где $\sum D$ – сумма внешних и внутренних потерь эксергии.

Важным моментом эксергетического анализа является определение потерь эксергии через контрольную поверхность, которые характеризуют энергетические потери от необратимости (несовершенства) протекающего технологического процесса и согласно (2.21) представляют собой разность между суммарной эксергией на входе и выходе КП:

$$\sum D = \sum E_{\text{вх}} - \sum E_{\text{вых}} . \quad (2.22)$$

Кроме того, эксергетические потери могут быть найдены также по известной формуле Гюи-Стодолы:

$$\sum D = T_0 \Delta S_c ,$$

где ΔS_c – суммарное увеличение энтропии системы.

Однако стоит заметить, что при таком подходе учитывается лишь интегральный эффект от приращения энтропии, и протекающие в системе процессы не детализируются, а как следствие, нельзя выявить основные причины диссипации энергии, от чего будет зависеть эффективность дальнейших мероприятий по усовершенствованию системы. Поэтому в дальнейшем для расчета будем использовать формулу (2.22).

6. На последнем этапе эксергетического исследования выделенной КП определяется степень термодинамического совершенства системы по соответствующему эксергетическому КПД, который, в общем случае, можно вычислить по следующей формуле [70, 72]:

$$\eta_e = \frac{\sum E_{\text{вх}} - \sum D}{\sum E_{\text{вх}}} = 1 - \frac{\sum D}{\sum E_{\text{вх}}} < 1. \quad (2.23)$$

2.2.2 Обоснование применения эксергетического метода термодинамического анализа при организации энергосберегающего управления ХТС

Известно, что технологические процессы в любых реальных ХТС являются термодинамически необратимыми, т.е. их невозможно провести через одни и те же состояния в обратном порядке без подвода дополнительной энергии извне (следствие второго закона термодинамики). Таким образом, трем типам термодинамического равновесия системы (механическому, тепловому и химическому)

му) можно сопоставить три соответствующих источника необратимости. В связи с этим, согласно термодинамическому анализу для оптимизации энергопотребления в ХТС необходимо определить и, по-возможности, свести к минимуму все источники необратимости, поскольку более термодинамически совершенный процесс требует меньшего количества подводимой энергии для своей реализации [109].

Стоит отметить, что возможность использования термодинамического подхода в вопросах проектирования систем управления химико-технологическими процессами (СУ ХТП) остается весьма недооцененной. Однако не стоит забывать, что в ХТС определенная часть энергии, так или иначе, затрачивается непосредственно на стабилизацию режима функционирования самой ХТС в условиях постоянно действующих возмущающих воздействий. В частности, в книге американского ученого Ф. Шински [132] продемонстрировано как влияет качество управления термодинамическими процессами на сопутствующее потребление энергии.

При организации СУ ХТП в качестве управляющих воздействий традиционно выбирают те, которые позволяют создавать динамически эффективные САР (обычно обладающие большим быстродействием, запасом по управлению, запасом устойчивости по фазе и амплитуде) без учета их влияния на энергетическую эффективность технологического узла или установки в целом. Между тем, анализ большинства САР в химической технологии указывает на то, что в качестве управляющих факторов, стабилизирующих регулируемую величину, выступают процессы смешения, дросселирования, тепло- и массопередачи, а также процессы горения, которые являются яркими примерами необратимых процессов. То есть в процессе управления преобладают именно необратимые потери энергии (потери эксергии). Следовательно, оценку эффективности работы различных САР в химической технологии необходимо осуществлять с позиции второго начала термодинамики, позволяющего выявить ту составляющую энергии, которую априори считают практически потерянной. Используя второй закон, можно оценить полезность энергии любого вида и потенциала, опреде-

литель эффективность энергоиспользования и выявить соответствующие способы его улучшения [132]. Поэтому правильный выбор структуры, места расположения в технологической схеме и организация оптимальных режимов функционирования САР должны основываться на эксергетическом методе термодинамического анализа, что позволит извлечь из энергии максимум полезной работы, которая пойдет на технологические нужды (многократное использование высокопотенциальной энергии без задействования дополнительных источников). Это позволит увеличить как энергетические, так и технико-экономические показатели при управлении соответствующими ХТП.

Рассмотрев с позиции эксергетических характеристик, к примеру, процесс дросселирования через различные клапаны и задвижки (рисунок 2.6), который характерен для многих САР, можно увидеть, что его энергетический КПД близок к максимальному, так как можно считать, что имеет место изохорный процесс. Ввиду этого изобарная составляющая эксергии в процессе дросселирования не изменяется.

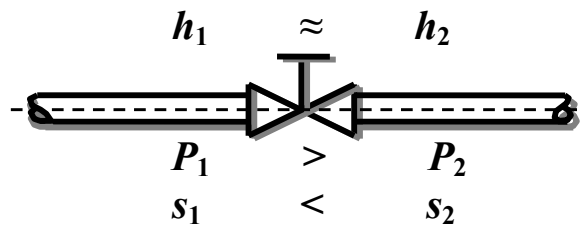


Рисунок 2.6 – Схема процесса дросселирования через регулирующий орган

Между тем, в процессе дросселирования происходят потери работоспособной части энергии, обусловленные, прежде всего, механической необратимостью, поскольку падение давления на дросселе приводит к увеличению энтропии рабочего тела без дополнительного совершения какой бы то ни было полезной работы. Следствием этого является уменьшение изотермической составляющей эксергии из-за перепада давлений на регулирующем органе [109].

Соответствующие удельные потери эксергии равны: $d_{др}^{пот} = RT_0 \ln \frac{P_1}{P_2}$.

Ввиду этого появляется задача рационального проектирования системы регулирования в совокупности с технологическими особенностями процесса, согласно которым нужно уменьшить перепад давления на дросселирующем устройстве, либо, если это возможно, стремиться к созданию изоэнтروпийного процесса, сопровождающегося параллельно совершением некоторой полезной работы, или поддерживать высокое рабочее давление в системе, избегая его принудительного понижения. В рамках этого, применение клапанов больших размеров позволяет достичь удовлетворительного дросселирования при перепаде давления в 5-10 % (при максимальном расходе рабочей среды), в отличие от перепада в 25-50 % в случае использования традиционных клапанов малых размеров [109, 132].

Любой процесс регулирования температуры за счет теплопередачи через разделяющую поверхность (рисунок 2.7) всегда происходит при конечной разнице температур и, как следствие, сопровождается увеличением энтропии и уменьшением эксергии [132].

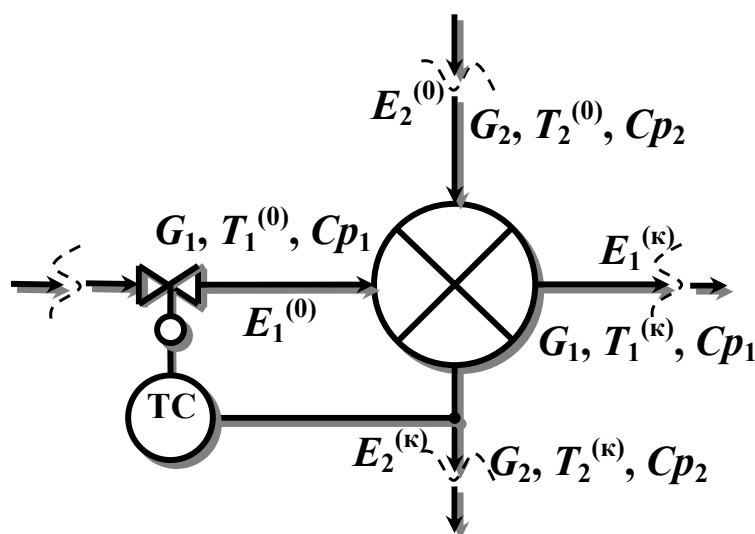


Рисунок 2.7 – Схема процесса регулирования температуры путем теплопередачи через разделяющую поверхность

Так, пренебрегая механической и химической составляющими, эксергия входных и выходных потоков будет равна:

$$E_1^{(0)} = G_1 \left[c_{p1} (T_1^{(0)} - T_0) - T_0 c_{p1} \ln \frac{T_1^{(0)}}{T_0} \right], E_1^{(к)} = G_1 \left[c_{p1} (T_1^{(к)} - T_0) - T_0 c_{p1} \ln \frac{T_1^{(к)}}{T_0} \right],$$

$$E_2^{(0)} = G_2 \left[c_{p2} (T_2^{(0)} - T_0) - T_0 c_{p2} \ln \frac{T_2^{(0)}}{T_0} \right],$$

$$E_2^{(к)} = G_2 \left[c_{p2} (T_2^{(к)} - T_0) - T_0 c_{p2} \ln \frac{T_2^{(к)}}{T_0} \right].$$

а, соответственно, эксергетический баланс теплообменника запишется в виде

$$D_{т/о}^{пот} = E_1^{(0)} + E_2^{(0)} - E_1^{(к)} - E_2^{(к)}.$$

Выразив из баланса потери эксергии

$$D_{т/о}^{пот} = G_1 c_{p1} T_1^{(0)} - G_1 c_{p1} T_0 - G_1 T_0 c_{p1} \ln \frac{T_1^{(0)}}{T_0} + G_2 c_{p2} T_2^{(0)} - G_2 c_{p2} T_0 -$$

$$- G_2 T_0 c_{p2} \ln \frac{T_2^{(0)}}{T_0} - G_1 c_{p1} T_1^{(к)} + G_1 c_{p1} T_0 + G_1 T_0 c_{p1} \ln \frac{T_1^{(к)}}{T_0} - G_2 c_{p2} T_2^{(к)} +$$

$$+ G_2 c_{p2} T_0 + G_2 T_0 c_{p2} \ln \frac{T_2^{(к)}}{T_0},$$

а также с учетом того, что равенство

$$G_1 c_{p1} T_1^{(0)} + G_2 c_{p2} T_2^{(0)} - G_1 c_{p1} T_1^{(к)} - G_2 c_{p2} T_2^{(к)} = 0$$

отражает статический режим работы аппарата, имеем:

$$D_{т/о}^{пот} = -G_1 T_0 c_{p1} \ln \frac{T_1^{(0)}}{T_0} - G_2 T_0 c_{p2} \ln \frac{T_2^{(0)}}{T_0} + G_1 T_0 c_{p1} \ln \frac{T_1^{(к)}}{T_0} + G_2 T_0 c_{p2} \ln \frac{T_2^{(к)}}{T_0}.$$

С учетом свойств логарифма, окончательно получим:

$$D_{т/о}^{пот} = -T_0 \left[G_1 c_{p1} \ln \frac{T_1^{(0)}}{T_1^{(к)}} + G_2 c_{p2} \ln \frac{T_2^{(0)}}{T_2^{(к)}} \right].$$

Таким образом, расчет показал, что процесс регулирования температуры в теплообменнике подобного типа всегда будет сопровождаться безвозвратными потерями энергии, обусловленными конечной разницей температур энергоносителей (даже без учета потерь эксергии на регулирующем клапане). Кроме то-

го, термодинамическая необратимость в теплообменных аппаратах, помимо разницы температур, может быть обусловлена потерями давления, связанными с циркуляцией теплоносителей, и теплообменом с окружающей средой [133]. Потери давления, в частности, могут быть уменьшены за счет снижения расхода теплоносителей, в то время как степень необратимости, связанная с теплопередачей, может быть снижена за счет уменьшения температурного напора теплообменника [109, 134]. Следует отметить, что выбор противоточного движения теплоносителей в теплообменнике всегда является более предпочтительным с позиции термодинамического совершенства, в отличие от прямоточного [135]. Поэтому правильная организация структуры и режимов работы системы управления конкретной теплообменной установкой может быть выполнена только с учетом соответствующих эксергетических расчетов.

Известно, что наиболее распространенным способом регулирования температуры является смешение потоков с различными энергетическими потенциалами (рисунок 2.8). С позиции неравновесной термодинамики, однако, данного момента лучше вообще не допускать, так как отличие по качественному составу обязательно приведет к необратимой потере энергии при смешении [136].

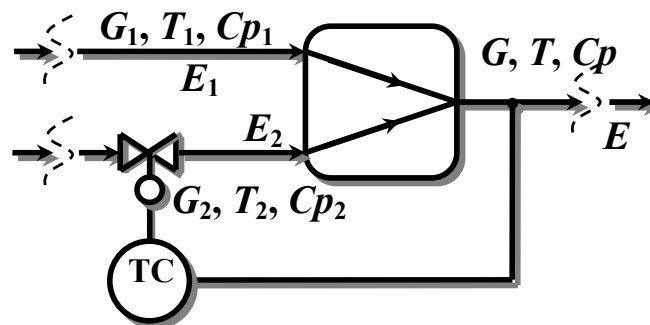


Рисунок 2.8 – Схема процесса регулирования температуры путем смешения потоков

Эксергия потоков на входе и выходе смесителя равна соответственно:

$$E_1 = G_1 \left[c_{p1} (T_1 - T_0) - T_0 c_{p1} \ln \frac{T_1}{T_0} \right], \quad E_2 = G_2 \left[c_{p2} (T_2 - T_0) - T_0 c_{p2} \ln \frac{T_2}{T_0} \right],$$

$$E = G \left[c_p (T - T_0) - T_0 c_p \ln \frac{T}{T_0} \right].$$

При этом эксергетический баланс смесителя примет вид:

$$D_{\text{см}}^{\text{пот}} = E_1 + E_2 - E.$$

С учетом материального баланса $G = G_1 + G_2$ и того обстоятельства, что смешивающиеся потоки, обычно, близки по свойствам $c_{p1} \cong c_{p2} \cong c_p$, потери эксергии при смешении будут определяться следующим выражением

$$D_{\text{см}}^{\text{пот}} = G_1 c_p T_1 - G_1 c_p T_0 - G_1 T_0 c_p \ln \frac{T_1}{T_0} + G_2 c_p T_2 - G_2 c_p T_0 - G_2 T_0 c_p \ln \frac{T_2}{T_0} - G_1 c_p T + G_1 c_p T_0 + G_1 T_0 c_p \ln \frac{T}{T_0} - G_2 c_p T + G_2 c_p T_0 + G_2 T_0 c_p \ln \frac{T}{T_0}.$$

Приняв во внимание свойства логарифма и уравнение теплового баланса $G_1 c_p T_1 + G_2 c_p T_2 - G_1 c_p T - G_2 c_p T = 0$, получим выражение для величины эксергетических потерь

$$D_{\text{см}}^{\text{пот}} = -G_1 T_0 c_p \ln \frac{T_1}{T_0} - G_2 T_0 c_p \ln \frac{T_2}{T_0} + G_1 T_0 c_p \ln \frac{T}{T_0} + G_2 T_0 c_p \ln \frac{T}{T_0},$$

$$D_{\text{см}}^{\text{пот}} = -T_0 c_p \left[G_1 \ln \frac{T_1}{T} + G_2 \ln \frac{T_2}{T} \right],$$

которое указывает на то, что процесс регулирования температуры в смесителе также сопровождается необратимыми потерями энергии непосредственно за счет смешения технологических потоков.

С учетом сказанного не рекомендуется превышать требуемой степени чистоты получаемой продукции, в противном случае необходимо избегать ее последующего смешения с низкокачественной продукцией других агрегатов с целью усреднения степени чистоты, что особенно распространено в химической технологии [109, 132]. В данном случае, рациональная организация САР, учитывающая вышесказанные рекомендации, позволит повысить энергоэффективность технологических процессов смешения различных материальных и энергетических потоков.

Зачастую энергетический КПД различных парогенераторов химической технологии свидетельствует о высокой эффективности их работы. Между тем,

относительно низкий эксергетический КПД дает основание говорить о низкой степени использования энергоресурсов [137-139], что может быть обусловлено значительными потерями энергии, которые в тепловом балансе вообще не находят отражения, а именно потери из-за необратимости горения топлива, из-за необратимости теплообмена, а также потери при смешении. Экономия топлива при его сжигании является одной из приоритетных задач в решении вопросов энергосбережения. Так, например, потери эксергии от необратимости горения можно уменьшить за счет подогрева воздуха, поступающего на горение, в то время как потери технически пригодной энергии от смешения потоков с различной температурой, которые имеют место при подсосе воздуха в котел, можно сократить путем интеграции различных САУ процессом горения, поддерживающих правильное соотношение «топливо-воздух».

Наряду с несовпадением физических и химических параметров исследуемого технологического процесса и окружающей среды, не менее важными факторами термодинамической необратимости могут выступать расстояние между узлами выработки и потребления энергии, а также длительный интервал времени, ведь с его течением система стремится к самопроизвольному достижению равновесного состояния с окружающей средой (путем выравнивания температур, давлений и химических потенциалов) [109, 138]. Вследствие этого возникает задача правильного выбора местонахождения САУ в технологической цепочке с целью минимизации потерь эксергии в сочетании с поддержанием высокого быстродействия, необходимого для оптимального поддержания интенсивных свойств системы.

Все сказанное позволяет сделать вывод, что зачастую процессы регулирования и управления организуются без учета влияния на степень термодинамического совершенства, как отдельно взятых химико-технологических узлов, так и производств в целом, и, как следствие, сопровождаются расточительными потерями эксергии. В связи с этим процесс управления ХТС должен быть оптимизирован таким образом, чтобы свести к минимуму эксергетические потери, возникающие в узлах топологии, где необходимо подводить или отводить

управляющие воздействия, в качестве которых выступают дополнительные энергетические утилиты (различные байпасы, потоки сырья на синтез, операторы теплообмена, смешения и т.д.). Эти требования будем учитывать при синтезе энергосберегающих САР.

2.2.3 Логическая модель разработанной автоматизированной системы: диаграмма классов, их основные функции и методы

Предложенная в пункте 2.2.1 методика расчета эксергии была автоматизирована. Разработка проводилась в среде создания приложений Embarcadero RAD Studio XE2, в качестве языка программирования использовался C++.

С учетом соотношений (2.11-2.23) был написан класс «ExergyAnalysisCTS» («Эксергетический анализ ХТС») (рисунок 2.9), в котором реализована сущность подхода для эксергетического исследования некоторой ХТС с целью создания энергосберегающих САР. Основными функциями класса являются функции расчета эксергии потока вещества или энергии, потерь эксергии через выделенную абстрактную поверхность, эксергетического КПД процесса.

Концептуальной функцией класса «ExergyAnalysisCTS» является функция расчета эксергии, блок-схема которой представлена на рисунке 2.10.

Функция ExergyStream(int, float*, float*, float*, float*, float*, int, float*, float*, float*, float, float) возвращает значение суммарной эксергии потока вещества или энергии. В качестве аргументов в функцию передаются соответственно число рассматриваемых технологических потоков на входе или выходе контрольной поверхности; адреса массивов (указатели на их начало), в которых хранятся значения таких параметров, как расход, температура, теплоемкость, давление, значение газовых постоянных; число протекающих химических реакций; адреса массивов с энтальпиями реакций, с соответствующими значениями свободной энергии Гиббса, с температурами начала химических реакций (если они имеют место); значения температуры и давления окружающей среды.

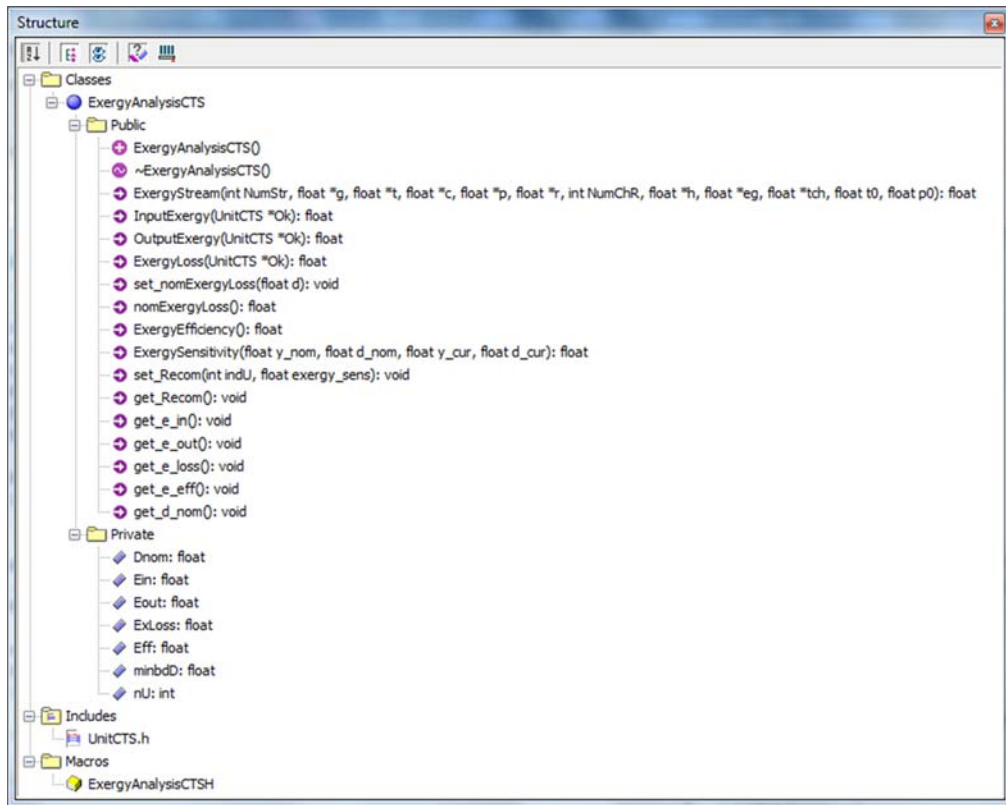


Рисунок 2.9 – Структура класса «ExergyAnalysisCTS»

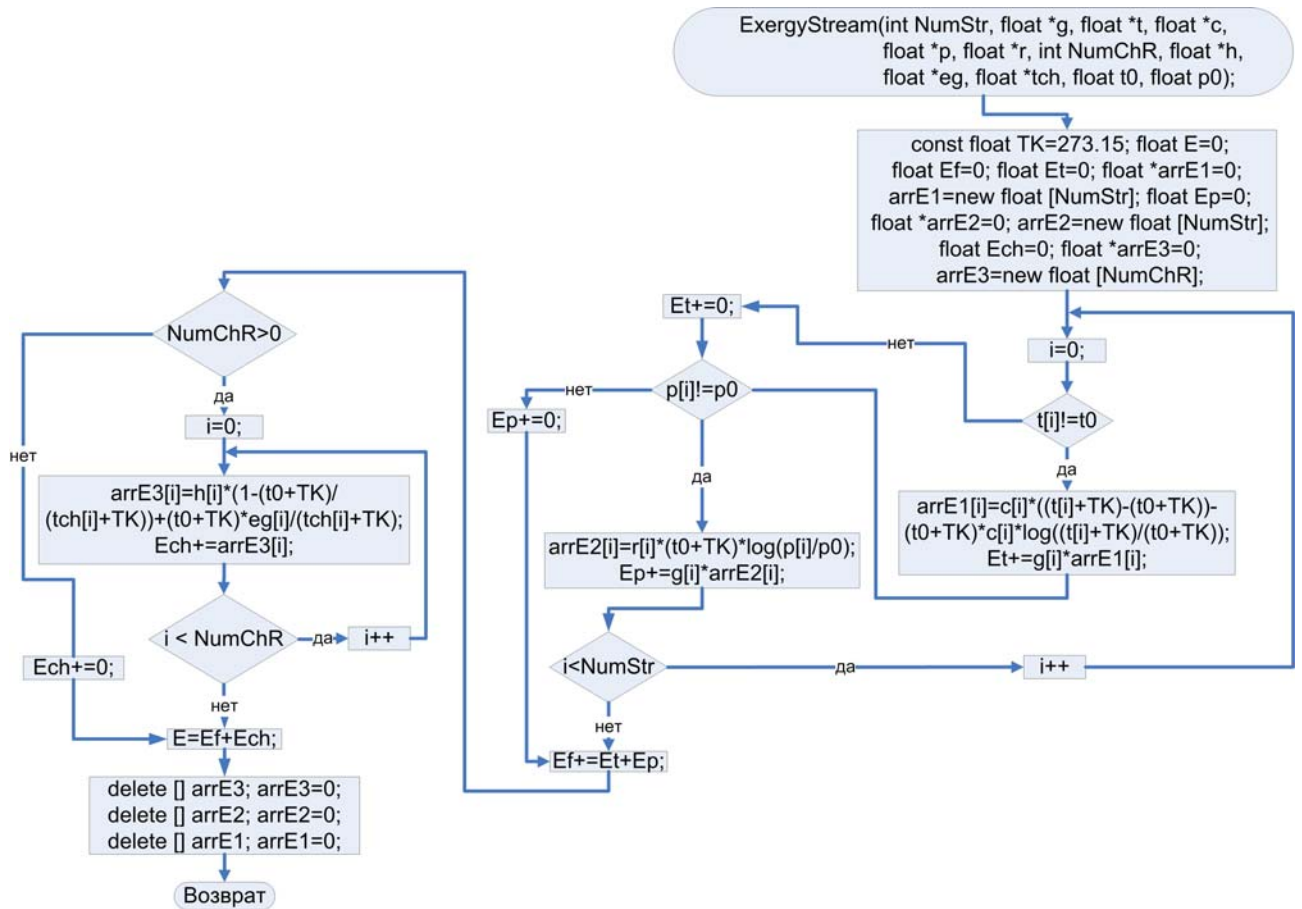
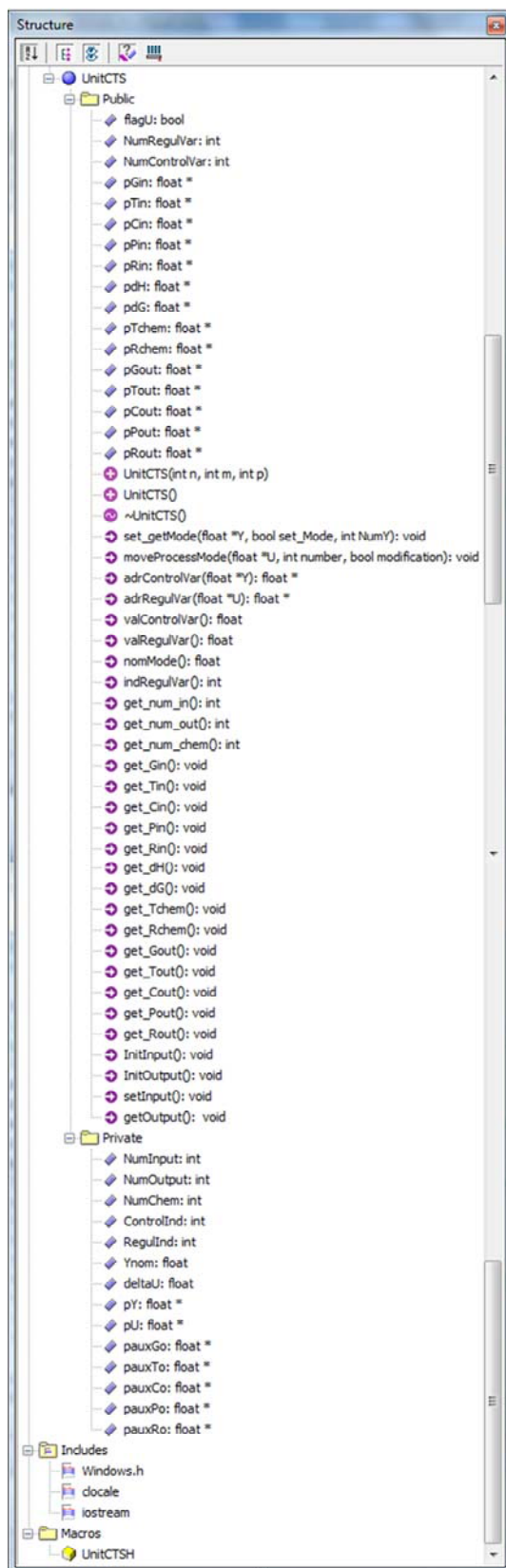


Рисунок 2.10 – Блок-схема функции расчета эксергии

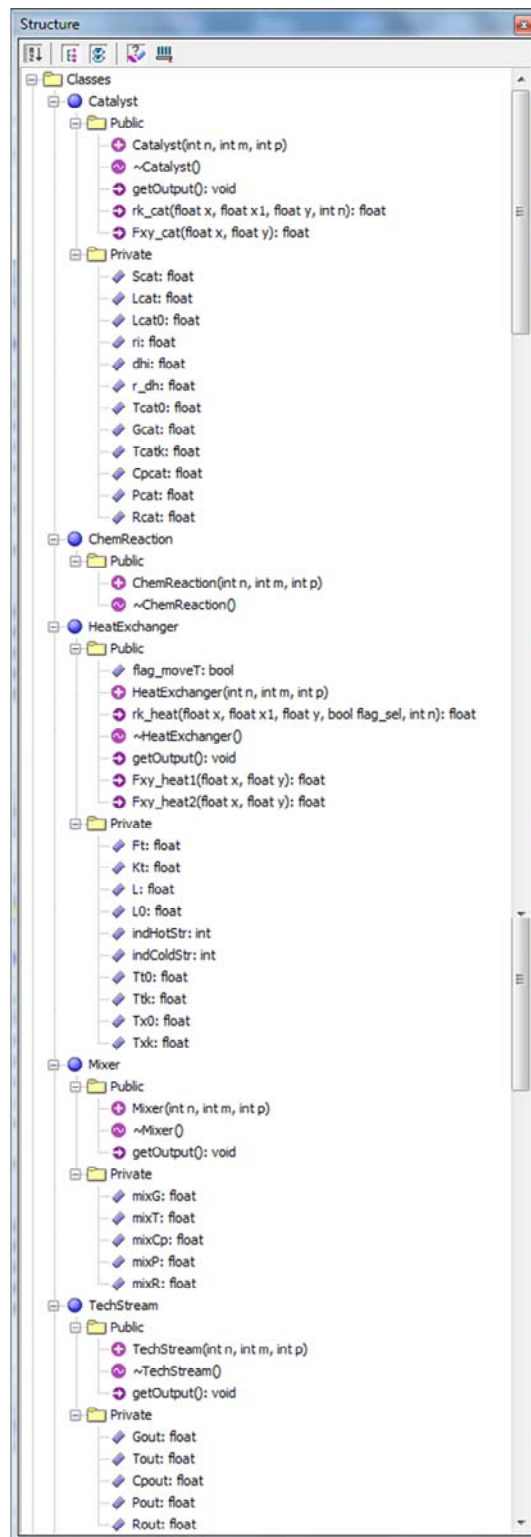
Таким образом, для эксергетического исследования ХТС, прежде всего, необходимо обладать некоторым представлением и информацией о рассматриваемой ХТС. С этой целью на языке С++ был написан соответствующий базовый класс «UnitCTS» («Химико-технологический узел»), который определяет сущность анализируемой ХТС, описывает ряд наиболее присущих ей свойств и характеристик. Именно указатель на объект класса «UnitCTS» и передается в качестве аргумента наиболее важным функциям-членам класса «ExergyAnalysisCTS» для реализации эксергетического анализа (например, функциям расчета суммарной эксергии на входе/выходе КП и соответствующих потерь эксергии через нее).

Соответствующая структура класса «UnitCTS» приведена на рисунке 2.11 (а). При написании класса «UnitCTS» использован механизм наследования, благодаря которому была выстроена иерархия классов, позволившая перейти от базового класса с более общим описанием ХТС к производным классам, которые наследуют основные свойства базового класса и привносят, в то же время, свои уникальные. На данный момент реализованы такие подклассы как «TechStream» («Технологический поток»), «Mixer» («Смеситель»), «HeatExchanger» («Теплообменник»), «Catalyst» («Катализатор»), «ChemReaction» («Химическое превращение»). Структура производных классов приведена на рисунке 2.11 (б).

В дальнейшем библиотека технологических операторов базового класса «UnitCTS» может расширяться, а соответствующие математические модели уточняться и дополняться. Механизм наследования также необходим для поддержки полиморфизма («один интерфейс – множество методов»). Базовый класс «UnitCTS» является полиморфным, реализованный в нем виртуальный метод расчета технологического режима (ручной ввод данных по показаниям датчиков) подменяется в производных классах, составляющих библиотеку элементарных технологических операторов, на свои уникальные функции материального и энергетического балансов (автоматический расчет по математическим моделям), служащих основой для проведения эксергетического анализа.



a)



б)

Рисунок 2.11 – Структура базового класса «UnitCTS» (а) и производных от него классов (б)

Логическая модель разработанной системы эксергетического анализа ХТС с целью проектирования энергосберегающих САР приведена на рисунке 2.12.

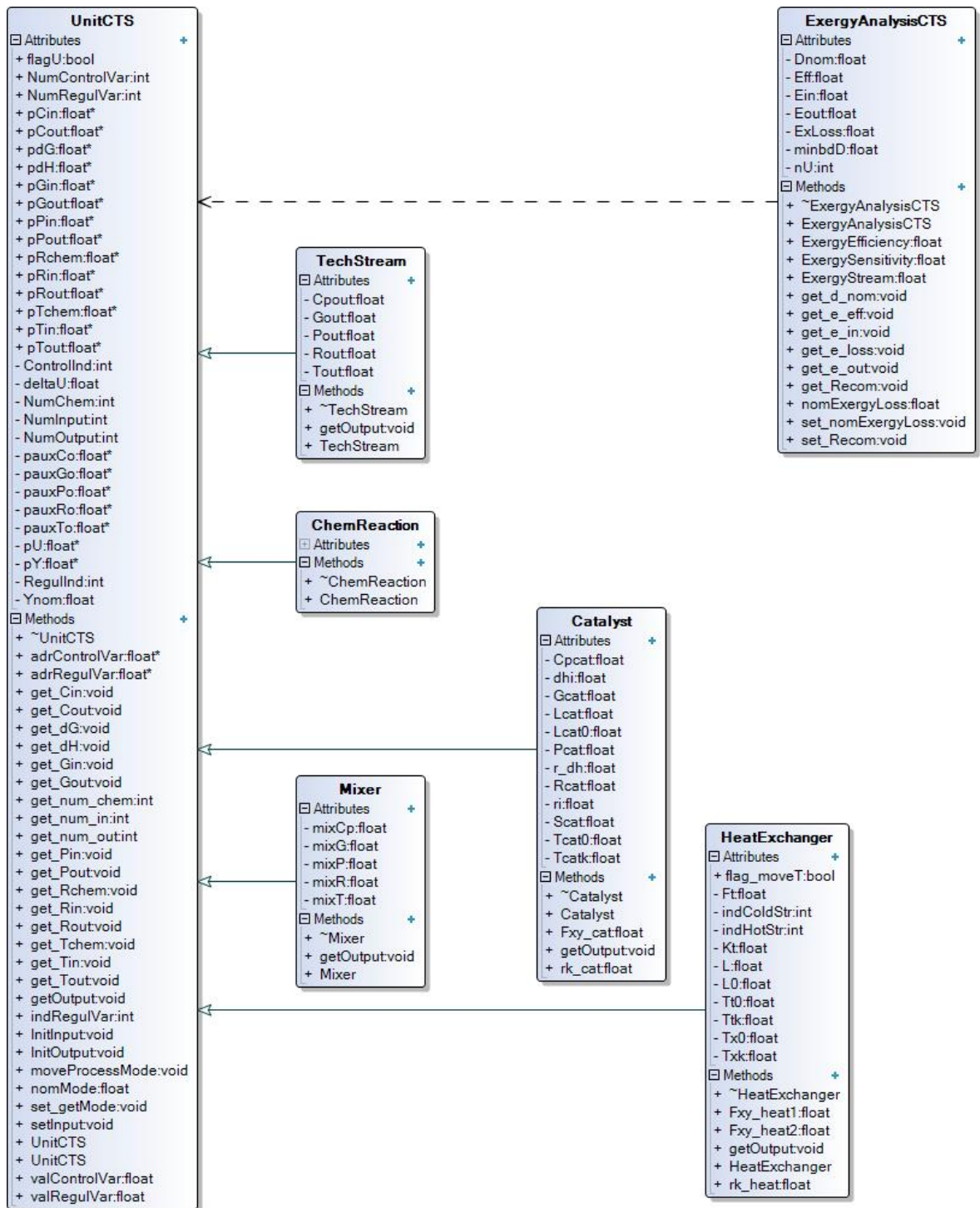


Рисунок 2.12 – Логическая модель автоматизированной системы для эксергетического исследования ХТС

2.2.4 Программа ExergyCalc

На основе созданных классов с использованием принципов эксергетического анализа была разработана программа расчета эксергии и ее потерь через контрольную поверхность ExergyCalc, которая позволяет исследовать степень

термодинамического совершенства ХТС и направлена на поиск динамических узлов и элементов ХТС, являющихся лимитирующими звеньями с позиции энергосбережения.

Программа ExergyCalc представляет собой консольное приложение, написанное на C++. Вкратце описать ее работу можно следующим образом. Создается указатель на объект разработанного базового класса «UnitCTS», после чего пользователю предлагается указать тип технологического оператора, для которого будет проведен эксергетический расчет. Имеется возможность выбрать либо конкретный оператор с заложенной математической моделью расчета выходных параметров, либо абстрактную контрольную поверхность с ручным вводом параметров на входе/выходе. После установки флага создается объект соответствующего производного класса (базовый класс наследуется как открытый). Причем конструктор класса «UnitCTS» выполняется раньше конструкторов производных от него классов, т.е. в порядке наследования. Все необходимые для инициализации базового и производного классов (в зависимости от выбранного технологического оператора) аргументы передаются конструктору рассматриваемого производного класса, после чего он передает необходимые аргументы далее в базовый класс, перегрузка конструктора которого позволила расширить способы его инициализации.

Доступ к объекту производного класса в программе осуществляется через указатель на базовый класс, для чего в переменную-указатель передается адрес созданного объекта. Так, через указатель вызывается унаследованный от базового класса «UnitCTS» метод setInput(), с помощью которого осуществляется запись входных параметров, необходимых для расчета. Далее через этот указатель вызывается виртуальная функция расчета технологического режима getOutput(), которая определена в классе «UnitCTS» и переопределена в производных классах с учетом конкретной математической модели того или иного технологического оператора. Тем самым реализуется принцип динамического полиморфизма, повышающий гибкость программы. Выбор конкретного метода для виртуальной функции компилятор определяет на основе типа объекта, на

который ссылается указатель базового класса, причем не на этапе компиляции, а непосредственно в процессе выполнения программы (позднее связывание).

На следующем этапе создается объект класса «ExergyAnalysisCTS», вызываются функции расчета суммарного потока эксергии на входе $\text{InputExergy}(\text{UnitCTS}^*)$ и выходе $\text{OutputExergy}(\text{UnitCTS}^*)$ технологического оператора, а также функция расчета сопутствующих потерь эксергии $\text{ExergyLoss}(\text{UnitCTS}^*)$, в качестве аргумента которым передается указатель на объект производного класса.

После выполнения всех расчетов и вывода с помощью методов классов «UnitCTS» и «ExergyAnalysisCTS» соответствующих результатов, вызываются деструкторы производного, а затем базового класса, после чего программа завершает работу.

2.2.5 Назначение и описание программы *ExergySensCTS*

В качестве критерия энергетической оптимальности при разработке энергосберегающих САР с несколькими контурами регулирования одной и той же технологической величиной целесообразно использовать суммарные потери эксергии, возникающие при использовании всех управляющих воздействий одновременно.

Таким образом, задача синтеза ЭСАР по критерию энергосбережения заключается в определении оптимального вектора управлений $\bar{u} = [u_1, u_2, \dots, u_l]^T$ для статического режима функционирования системы, согласно которому общие потери эксергии стремятся к минимуму при условии оптимальности технологического режима работы рассматриваемой ХТС и соблюдении соответствующих технологических ограничений.

Для определения энергетического оптимума ЭСАР, с учетом характера действующих возмущений, предлагается использовать понятие эксергетической чувствительности [127, 140], представляющей собой, по сути, частную производную вида:

$$\alpha_i = \frac{\partial D(u_i, y, \bar{\omega})}{\partial y}, \quad (2.24)$$

где α_i – эксергетическая чувствительность режима работы ХТС к изменению регулирующего воздействия по i -му каналу управления; $D(u_i, y, \bar{\omega})$ – эксергетические потери в ХТС, возникающие при управлении i -ым каналом; y – значение регулируемой переменной; $\bar{\omega}$ – фиксированный вектор возмущений.

Выбор энергоэффективного канала управления определяется путем решения оптимизационной задачи:

$$\alpha_i \rightarrow \min_i, \quad (2.25)$$

Разрешив задачу (2.25) для отдельных химико-технологических узлов путем интеграции ЭСАР, можно минимизировать и суммарные потери эксергии, затрачиваемые на проведение процесса управления всей ХТС.

Из (2.25) следует, что проектирование ЭСАР непосредственно связано с расчетом эксергетической чувствительности ХТС к возможным управлениям. Для этого необходимо иметь возможность либо на действующем производстве, либо путем математического моделирования провести серию экспериментов, заключающихся в поочередном определении приращений регулируемой переменной и величины эксергетических потерь относительно номинального режима работы ХТС, произошедших при строго монопольном изменении регулирующей переменной u_i ($i = \overline{1, l}$), т.е. при условии, когда остальные компоненты вектора управлений остаются неизменными.

В процессе выполнения диссертации для анализа ХТС, имеющих в своей структуре несколько каналов управления одной технологической переменной, с целью оценки энергоэффективности того или иного управляющего воздействия, была разработана автоматизированная система расчета эксергетической чувствительности ХТС, включающая программу ExergySensCTS, на которую получено свидетельство о регистрации электронного ресурса [141]. Программа представляет собой консольное приложение с реализацией кода на языке программирования C++. Блок-схема программы представлена на рисунке 2.13.

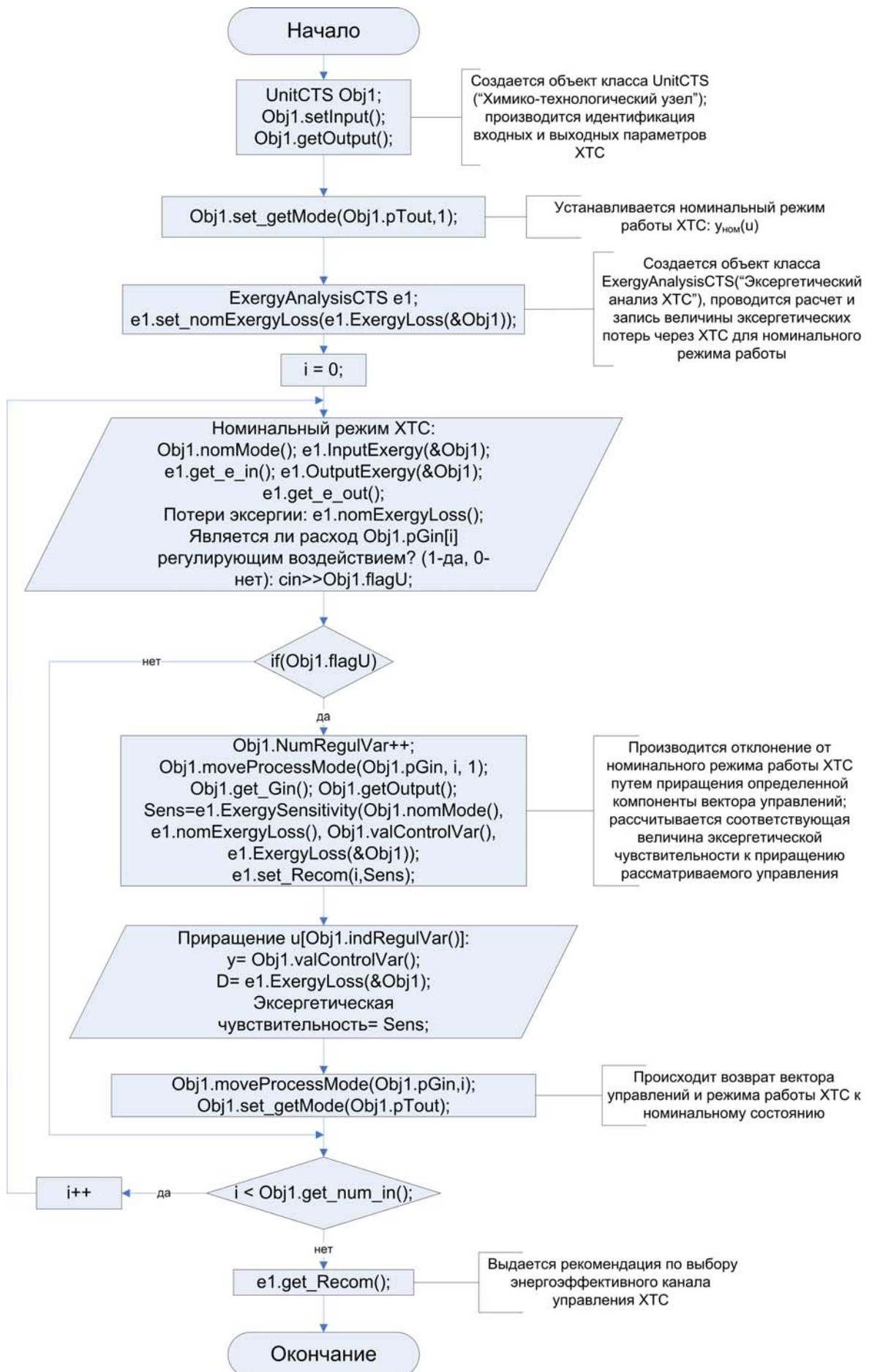


Рисунок 2.13 – Блок-схема программы ExergySensCTS

Функциональные возможности программы ExergySensCTS базируются на классах «UnitCTS» и «ExergyAnalysisCTS», структура и описание которых рассмотрены ранее (см. пункт 2.2.3). Проанализируем работу программы. На начальном этапе выполнения создается объект класса «UnitCTS», вызывается соответствующий конструктор класса по умолчанию, происходит инициализация. От пользователя требуется ввести число входов и выходов ХТС, а также число протекающих в ХТС химических реакций. В heap-памяти при этом выделяется место для хранения данных о соответствующих входах и выходах ХТС. Далее посредством методов класса «UnitCTS» setInput(), getOutput() производится описание входных и выходных векторов анализируемой ХТС. Пользователь вводит соответствующие значения запрашиваемых технологических параметров.

После этого методом класса «UnitCTS» set_getMode(float*, bool, int) происходит запись номинального режима работы ХТС (информация о выходах ХТС записывается во вспомогательные массивы). В качестве аргументов методу передаются адрес массива, в котором хранятся значения регулируемых переменных (например, температур) на выходе ХТС, флаг записи режима (устанавливается равным 1 непосредственно в программе) и число регулируемых переменных в ХТС (по умолчанию равно 1). При обращении к методу от пользователя требуется указать индекс регулируемой технологической величины (индексация начинается с 0), после чего метод устанавливает значение индекса регулируемой переменной в закрытую переменную ControlInd класса «UnitCTS», закрытой переменной-указателю pY этого же класса присваивается адрес регулируемой переменной, содержимое которого записывается в закрытую переменную класса Ynom, которая отвечает за номинальное значение регулируемой переменной.

На следующем этапе создается объект класса «ExergyAnalysisCTS». Посредством реализованной в нем функции расчета потерь эксергии через ХТС ExergyLoss(UnitCTS*), в качестве аргумента которой передается указатель на созданный объект класса «UnitCTS», определяется величина потерь эксергии

для номинального режима работы ХТС. Методом класса «ExergyAnalysisCTS» `set_nomExergyLoss(float)` осуществляется запись соответствующих номинальных потерь эксергии в закрытую переменную класса `Dnom`.

После этого в цикле начинается расчет эксергетической чувствительности ХТС к изменению возможных управляющих воздействий. Вначале на экран выводится информация о заданном пользователем номинальном технологическом режиме работы анализируемой ХТС: функция класса «UnitCTS» `nomMode()` возвращает номинальное значение регулируемой величины `Ynom`, функции класса «ExergyAnalysisCTS» `InputExergy(UnitCTS*)` и `OutputExergy(UnitCTS*)` возвращают суммарные потоки эксергии на входе/выходе ХТС, которые выводятся посредством соответствующих методов `get_e_in()` и `get_e_out()`, а функция `nomExergyLoss()` возвращает значение потерь эксергии через ХТС для номинального режима `Dnom`. Далее в режиме диалога от пользователя требуется указать, является ли расход технологического потока на *i*-ом входе ХТС управляющим воздействием, влияющим на регулирующую технологическую величину (устанавливается соответствующий флаг `flagU`, являющийся открытой переменной класса «UnitCTS»).

Если `flagU=1` (в противном случае осуществляется переход на следующую итерацию цикла), исследуется влияние выбранного управления на регулирующую переменную и величину эксергетических потерь. При этом переменная класса «UnitCTS» `NumRegulVar`, отвечающая за соответствующее число управляющих воздействий инкрементируется на единицу. Методом класса «UnitCTS» `moveProcessMode(float*, int, bool)` осуществляется отклонение от номинального режима работы ХТС путем приращения текущего управляющего воздействия (значения остальных управлений, при этом, не меняются). В качестве параметров метода используются соответственно адрес массива, в котором хранятся значения возможных управлений (т.е. расходов технологических потоков на входе ХТС), номер итерации и флаг перехода в новый режим (устанавливается в 1 внутри программы). С помощью этого метода закрытой переменной класса «UnitCTS» `RegulInd` присваивается значение индекса

исследуемого управляющего воздействия, равное номеру итерации, а закрытой переменной-указателю класса `pU` присваивается адрес текущего управляющего воздействия. От пользователя требуется ввести приращение в процентах по исследуемому каналу управления. При этом метод `moveProcessMode(float*, int, bool)` перезаписывает содержимое по соответствующему адресу, и на экран с помощью метода `get_Gin()` класса «UnitCTS» выводится измененный вектор расходов на входе ХТС. Далее вызывается метод расчета нового технологического режима `getOutput()` класса «UnitCTS». Пользователь должен ввести информацию о выходах ХТС, изменившуюся в результате варьирования одного из управляющих воздействий. После этого осуществляется обращение к функции класса «ExergyAnalysisCTS» непосредственно для расчета эксергетической чувствительности ХТС `ExergySensitivity(float, float, float, float)`, в которую в качестве аргументов передаются номинальные значения регулируемой переменной $Y_{ном}$ и потерь эксергии $D_{ном}$, а также их текущие значения после приращения i -го управляющего воздействия. Соответственно методом класса «UnitCTS» `valControlVar()` осуществляется взятие значения измененной регулируемой величины, а функция `ExergyLoss(UnitCTS*)` класса «ExergyAnalysisCTS» пересчитывает потери эксергии для нового режима работы ХТС. При этом дифференциалы в выражении (2.24) заменяются соответствующими приращениями:

$$\alpha \cong \frac{D_{тек} - D_{ном}}{Y_{тек} - Y_{ном}},$$

где $D_{тек}$, $D_{ном}$ – соответственно текущие и номинальные потери эксергии в ХТС; $Y_{тек}$, $Y_{ном}$ – соответственно текущее и номинальное значение регулируемой технологической величины.

Возвращенное функцией `ExergySensitivity(float, float, float, float)` значение передается в качестве аргумента методу `set_Recom(int, float)` класса «ExergyAnalysisCTS», который необходим для сравнительной оценки энергетической эффективности каналов управления. В него записывается индекс текущего управления (индекс текущей итерации цикла) и соответствующее значение эксергетической чувствительности.

Далее на экран выводятся индекс анализируемого управляющего воздействия `RegulInd` (с помощью метода `indRegulVar()` класса «UnitCTS»), текущие значения регулируемой переменной и потерь эксергии в ХТС, измененные в результате его приращения, и соответствующая величина эксергетической чувствительности ХТС к изменению данного управления.

После методом `moveProcessMode(float*, int, bool)` осуществляется возврат вектора управлений в номинальный режим. Соответствующий флаг перехода в новый режим не устанавливается, и метод перезаписывает содержимое по адресу исследуемого управляющего воздействия в исходное состояние. Далее метод `set_getMode(float*, bool, int)` осуществляет перезапись выходных параметров ХТС для возврата к номинальному режиму. Соответствующий флаг записи не ставится, и происходит чтение данных об исходных значениях выходов ХТС, записанных ранее во вспомогательные массивы.

Далее расчет эксергетической чувствительности циклично повторяется, пока число исследуемых возможных управляющих воздействий (потоков на входе ХТС) не будет исчерпано.

На последнем этапе работы программы с помощью метода `get_Recom()` класса «ExergyAnalysisCTS» на экран выводятся сведения о том, изменением какого управляющего воздействия энергоэффективнее осуществлять процесс регулирования в рассматриваемой ХТС. После этого вызываются деструкторы соответствующих классов (освобождается выделенная для работы программы динамическая память), и их объекты удаляются, а программа завершает работу.

Таким образом, в предлагаемой разработке реализован алгоритм исследования ХТС с целью выявления энергоэффективного канала управления. В результате работы программы пользователь получает возможность распределить возможные каналы управления в зависимости от их влияния на критерий энергосбережения. На канал с наименьшей эксергетической чувствительностью и должна переходить вся нагрузка по управлению ХТС в статике при синтезе энергосберегающей САУ.

Листинги, в которых представлено определение и реализация разработанных классов «UnitCTS» и «ExergyAnalysisCTS», а также коды программ ExergyCalc и ExergySensCTS, предназначенных для эксергетического исследования ХТС с целью создания ЭСАР, приведены в Приложении 1.

2.2.6 Общий алгоритм эксергетического исследования ХТС при разработке ЭСАР

Таким образом, основные этапы эксергетического исследования ХТС с целью создания энергосберегающих САР с учетом разработанных алгоритмов и программ можно представить в виде следующего линейного алгоритма (рисунок 2.14).

Блок 1. С помощью программы ExergyCalc производится эксергетическое сканирование исследуемой ХТС, составляется ее эксергетический баланс, выявляются «узкие» места, где преобладают необратимые (качественные) потери энергии, и, соответственно, кроется потенциал энергосбережения.



Рисунок 2.14 – Алгоритм эксергетического анализа ХТС для синтеза ЭСАР

Блок 2. В ХТС выделяются технологические узлы, в которых потери эксергии возникают, главным образом, из-за необходимости подводить к ХТС управляющие воздействия для стабилизации управляемых переменных, которые характеризуют работу этих узлов.

Блок 3. Выделяются все допустимые управляющие воздействия, оказывающие влияние на выявленные в Блоке 2 управляемые переменные. При этом в расчет могут приниматься и потенциально возможные управляющие воздействия, не предусмотренные топологией исследуемой ХТС, но которые можно дополнительно задействовать за счет усовершенствования изначальной технологической схемы.

Блок 4. С помощью программы ExergySensCTS рассчитывается эксергетическая чувствительность наиболее типичных режимов функционирования ХТС к выявленным в Блоке 3 возможным управляющим воздействиям. В результате определяется оптимальный с позиции энергосбережения вектор управления ХТС в статических режимах. Канал, обладающий меньшей эксергетической чувствительностью, в меньшей степени подвергается изменению переменных состояния и величины потерь эксергии под влиянием варьирования каких-либо параметров технологического режима ХТС или внешних возмущений, то есть является более выгодным с позиции энергосберегающего управления процессом.

ВЫВОДЫ ПО ВТОРОЙ ГЛАВЕ

1. Рассмотрены особенности построения новых систем регулирования – энергосберегающих САР. Приведена общая структура данного класса систем. Сформулированы основные задачи синтеза и анализа ЭСАР.

2. Предложена методика расчета эксергии через контрольную поверхность. С использованием основных принципов объектно-ориентированного программирования на языке С++ разработана программа ExergyCalc, позволяющая рассчитывать потери эксергии для типовых технологических операторов ХТС с целью определения узлов топологии, в которых теряется работоспособная составляющая энергии и, соответственно, кроется потенциал энергосбережения.

3. Отмечено, что управление технологическими процессами, в которых используется и преобразуется энергия различного потенциала, необходимо организовывать с учетом того, насколько эффективно в них сохраняется эксергия

(полезная работа), на основании которой можно распределять энергетические потоки с максимальной эффективностью и добиться, в конечном итоге, энергоэкономии. Использование эксергетического анализа при синтезе энергосберегающих САР позволит приблизиться к «термодинамически совершенному» управлению.

4. Показано, что синтез энергосберегающих САР непосредственно связан с определением эксергетической чувствительности ХТС к изменению возможных управляющих воздействий. На языке программирования С++ написана соответствующая программа для ЭВМ ExergySensCTS, позволяющая при синтезе ЭСАР оценивать в анализируемой ХТС энергоэффективность каналов управления и определять соответствующий оптимальный вектор управлений в статике.

ГЛАВА 3. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ТЕПЛООВОГО РЕЖИМА ХТП СИНТЕЗА МЕТАНОЛА С ЦЕЛЬЮ ВЫЯВЛЕНИЯ ВОЗМОЖНОСТИ СОЗДАНИЯ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕЙ САР

Метанол в химическом производстве находит применение в качестве полупродукта для многих промышленных синтезов (рисунок 3.1 а). Основными потребителями являются производства формальдегида и синтетического каучука. Метанол используется также для производства ядохимикатов и химических средств защиты растений, уксусной кислоты, карбамидных смол, фото пленки, красителей, в качестве метилирующего агента (в производстве диметилтерефталата и диметилметакрилата). Кроме этого, метиловый спирт находит применение в газовой и нефтяной промышленности в качестве ингибитора гидратообразования при транспортировке нефти и газа [18, 19].

По оценкам американской консалтинговой фирмы СМАІ в последние годы наблюдается рост потребления метанола (рисунок 3.1 б), который и в ближайшее время будет продолжать увеличиваться. Подобная тенденция повышения спроса и цен на метанол, прежде всего, обусловлена его применением в топливном направлении, в частности, в производстве биодизеля, ДМЭ (диметилового эфира), топливных смесей и кислородсодержащих присадок.

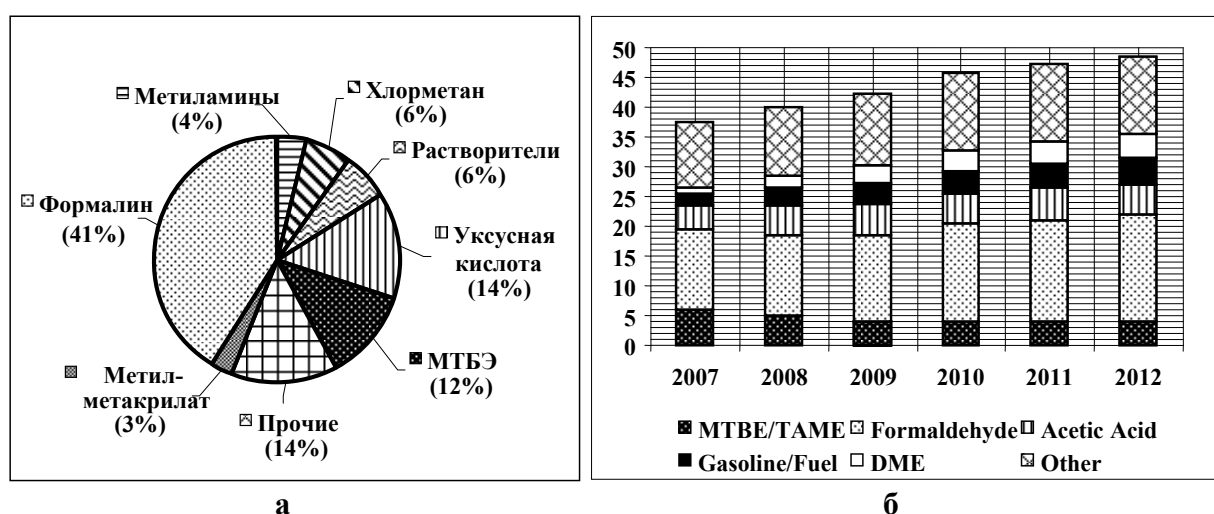


Рисунок 3.1 – Современные тенденции в производстве метанола:
 а) спрос на производные метанола в 2010 г. [19];
 б) потребление метанола в мире с 2007 по 2012 гг., млн т

Согласно материалам маркетинговых исследований мирового рынка российский метанол относится к одному из самых востребованных продуктов отечественной химической промышленности. Общая по производству доля метанола на экспорт за период с 2002 по 2010 гг. составила порядком 40-50 %.

Действующие на сегодняшний день в России мощности позволяют выпускать на 60-65 % метанола больше по сравнению с показателями 10-летней давности. В нашей стране существует порядка 10 производств метанола (суммарная мощность около 4 млн т), в которых используются различные технологические схемы, как относительно новые, так и устаревшие. Самыми значительными производителями метанола в России являются ОАО «Метафракс» и ЗАО «Метанол». Среди остальных можно выделить ОАО «Тольяттиазот», НАК «Азот», ОАО «Невинномысский Азот», ОАО «Акрон», ОАО «Новочеркасский завод синтетических продуктов», ОАО «Щекиноазот», которые специализируются на выпуске азотных удобрений и метанол здесь является дополнительным продуктом при производстве аммиака [19].

3.1 Проблема рационального использования топливно-энергетических ресурсов в производстве метанола

В настоящее время единственным промышленно значимым способом получения метанола является каталитический синтез из оксида углерода и водорода. Общая схема процесса получения метанола (рисунок 3.2) верна вне зависимости от технологических решений, которые могут отличаться аппаратным оформлением (прежде всего стадии синтеза, включающей реактор и рекуперативный теплообменник) и условиями протекания процесса согласно составу катализатора. К основным стадиям производства метанола можно отнести серочистку исходного газа, парокислородную конверсию природного газа, компрессию синтез-газа, непосредственно синтез и ректификацию метанола.

Рассмотренные в первой главе диссертации мероприятия по энергосбережению, так или иначе, применимы и к производству метанола.

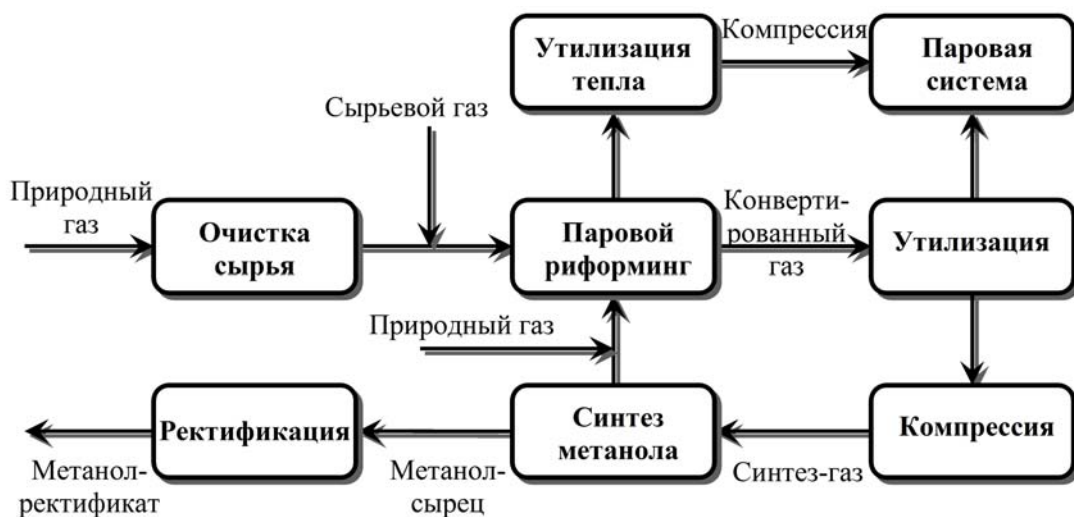


Рисунок 3.2 – Функциональная схема производства метанола в общем виде [19]

Основным направлением, на сегодняшний день, является укрупнение мощности единичного оборудования. Так, мощность мега-установок удалось повысить до 5000 т метанола в сутки. Например, на заводе в Тринидаде компаниями Johnson Matthey Catalysts и Davy Process Technology построена и запущена установка M5000 [19].

Также ведутся работы по интенсификации технологического процесса синтеза метанола, которой можно добиться с помощью усовершенствования конструкции реактора синтеза, создания более совершенных катализаторов (более активных, селективных и износоустойчивых) и соответствующих изменений условий протекания процесса. Так, синтез, проводимый при высоком давлении на Zn-Cr катализаторах при температуре 370-420 °С и давлении 20-35 МПа, устарел и был вытеснен синтезом на низкотемпературных медьсодержащих катализаторах при пониженном давлении 5-10 МПа и температуре 250-300 °С, применение которого позволило снизить энергозатраты на сжатие газа и уменьшить степень рециркуляции непрореагировавшего сырья (увеличить степень его конверсии).

Весьма перспективным является энерготехнологическое комбинирование производства метанола с производством аммиака. Экономии топлива можно добиться при получении синтез-газа путем повышения производительности установки парового риформинга за счет включения стадии предриформинга. Бо-

лее интенсивный процесс, в сравнении с паровым риформингом, обеспечивает компактный и комбинированный риформинг. Известные лицензиаторы предлагают автотермичекий риформинг, в котором за счет сгорания части технологического газа в адиабатическом реакторе (вместо внешнего сжигания) высвобождается дополнительная тепловая энергия, а функционирование при более высоком давлении понижает потребность в компрессии на последующих стадиях процесса [19].

Эксергетический анализ производства метанола показывает, что его КПД составляет от 42 до 61 % [79]. Около 73 % всех потерь связано с получением синтез-газа, около 7 % – с ректификацией метанола. На компрессию и непосредственно синтез метанола, включая рекуперацию тепла, приходится немалая часть потерь эксергии – около 20 %. Доля тепла реакции синтеза в тепловом балансе процесса достигает 15-20 %. Большие потери эксергии, связанные с отводом тепла реакции свидетельствуют о том, что в существующих технологических схемах имеется скрытый потенциал повышения энергетического совершенства процесса, в связи с чем рациональному использованию реакционного тепла уделяется повышенное внимание. Как показывает анализ работы различных производств метанола, основные энергосберегающие мероприятия направлены именно на утилизацию энергии синтеза за счет использования различных вариантов исполнения реакторного узла. В рамках этого актуальна замена устаревших реакторов синтеза на современные энергосберегающие или модернизация известных технологических схем.

Основным звеном реакторного узла является колонна синтеза и, соответственно, возможные системы управления ее температурным режимом. Наиболее эффективными на сегодня являются изотермические и псевдоизотермические реакторы с высоким уровнем энергосбережения, в которых температура регулируется путем непрерывного теплообмена непосредственно в слое катализатора (за счет погруженных в слой теплообменных систем).

В химической технологии известны комбинированные насадки, например, в изотермических реакторах синтеза метанола. В этом случае для поддержания

температурного режима через пластины теплообменников проходит кипящая вода (под более низким давлением, чем давление синтеза), а через газораспределители, расположенные после теплообменников, для дальнейшего охлаждения и использования в процессе реакции подается квенч.

Современные метанольные лицензиаторы, например, Davy Process Technology совместно с Johnson Matthey Catalysts предлагают реакторы с трубным охлаждением, реакторы радиального и аксиального (с катализатором в трубках) типа с генерацией пара.

Реакторы-кипятильники (предлагают такие фирмы как Haldor Topsoe и Lurgi), в которых катализатор засыпан внутрь труб, а охлаждающая вода находится в межтрубном пространстве, позволяют поддерживать интервал температур, в котором наблюдается максимальная скорость реакции.

Компания Methanol Casale выпускает современные компактные изотермические и псевдоизотермические реакторы, в которых охлаждение осуществляется непосредственно в слое с помощью пластин встроенного теплообменника [142-144] либо элементов змеевикового типа [145], через которые протекает охлаждающая вода. Известен также реактор, имеющий в верхней части адиабатический слой, а в нижней соответственно псевдоизотермический слой [146]. Адиабатические ступени зоны реакции разделены охлаждающими трубками, через которые реакционная смесь смешивается со свежим газом. Для охлаждения в псевдоизотермическом слое встроены пластины теплообменника, по которым пускают текучий теплоноситель, в качестве которого предпочтительно используют часть свежего синтез-газа.

Однако стоит подчеркнуть, что предлагаемые технические решения являются весьма дорогостоящими, что обусловлено усложнением конструкции реактора и дополнительными затратами на обслуживание и ремонт таких агрегатов. В ряде случаев повысить энергоэффективность возможно и путем незначительной модернизации известных отечественных агрегатов синтеза метанола.

Перспективность отвода реакционного тепла посторонним теплоносителем с получением пара в котлах-утилизаторах была отмечена за рубежом еще в прошлом столетии. В этом аспекте представляют интерес схемы, разработанные фирмами Montecatini (рисунок 3.3), Krupp (рисунок 3.4) и BASF (рисунок 3.5) [147].

В случае схемы итальянской фирмы Montecatini (в последующем была переименована в Montedison) (рисунок 3.3) синтез метанола проводится под давлением 40 МПа на цинк-хромовом катализаторе. Колонна синтеза с совмещенной полочной насадкой, диаметром 1 м и высотой 18 м, рассчитана на производительность 160 т метанола-ректификата в сутки. Проходя через рекуперативный теплообменник, расположенный в нижней части колонны, смешанный газ нагревается до температуры начала протекания реакции синтеза за счет теплоты выходящего, в свою очередь, газа из катализаторной зоны. Катализаторная коробка содержит полки, на которые засыпан катализатор, а после каждой полки расположены змеевики системы охлаждения, через которые при давлении синтеза циркулирует вода. Между тем, змеевики катализаторной зоны соединены со змеевиками котла-утилизатора с целью последующей утилизации реакционного тепла, которая осуществляется, таким образом, по двухконтурной схеме. Тепло, выделяющееся в процессе синтеза, отводится при высоком давлении дистиллированной водой (циркулирующей из-за соответствующей разности плотностей), после чего в котле-утилизаторе путем охлаждения воды высокого давления непосредственно получают пар [147].

Данная схема является, с термодинамической точки зрения, более совершенной, так как тепло реакции отводится непосредственно из зоны синтеза при высоком температурном потенциале. Температурный режим колонны при этом более приближен к изотермическому, что позволяет одновременно с получением технологического пара сократить образование побочных продуктов реакции, повысить срок эксплуатации катализатора, а также увеличить производительность колонны синтеза метанола.

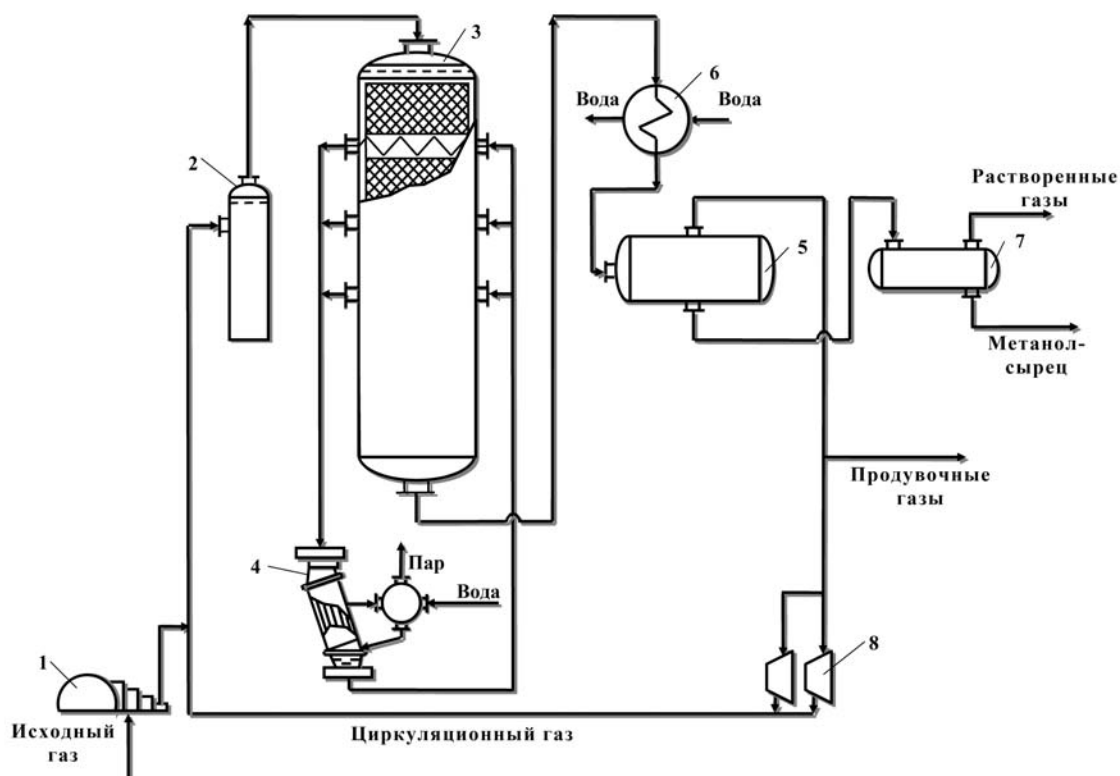


Рисунок 3.3 – Схема синтеза метанола с отводом тепла реакции из катализаторной зоны фирмы Montecatini:

1 – компрессор, 2 – масляный фильтр, 3 – колонна, 4 – котел-утилизатор, 5 – сепаратор, 6 – холодильник, 7 – сборник, 8 – турбокомпрессор

В технологической схеме фирмы Kurr (рисунок 3.4), как и в колоннах с совмещенной насадкой, в нижней части реактора расположен рекуператор для подогрева синтез-газа до температуры начала протекания реакции. Катализаторная коробка полочного типа находится в верхней части реактора, в центре насадки установлен электроподогреватель. Отличительной особенностью данной схемы является установка параллельно рекуперативному теплообменнику утилизационного. При этом на выходе из зоны синтеза конвертированный газ не весь проходит через встроенный теплообменник, около 20-25 % газа температурой 370-380 °С выводится из реактора с целью получения пара в дополнительном котле-утилизаторе. Далее оба потока вновь соединяются перед водяным холодильником-конденсатором. Синтез проводят в этом случае при давлении 39-40 МПа. Температурный режим поддерживается вводом холодного газа через байпасы [147].

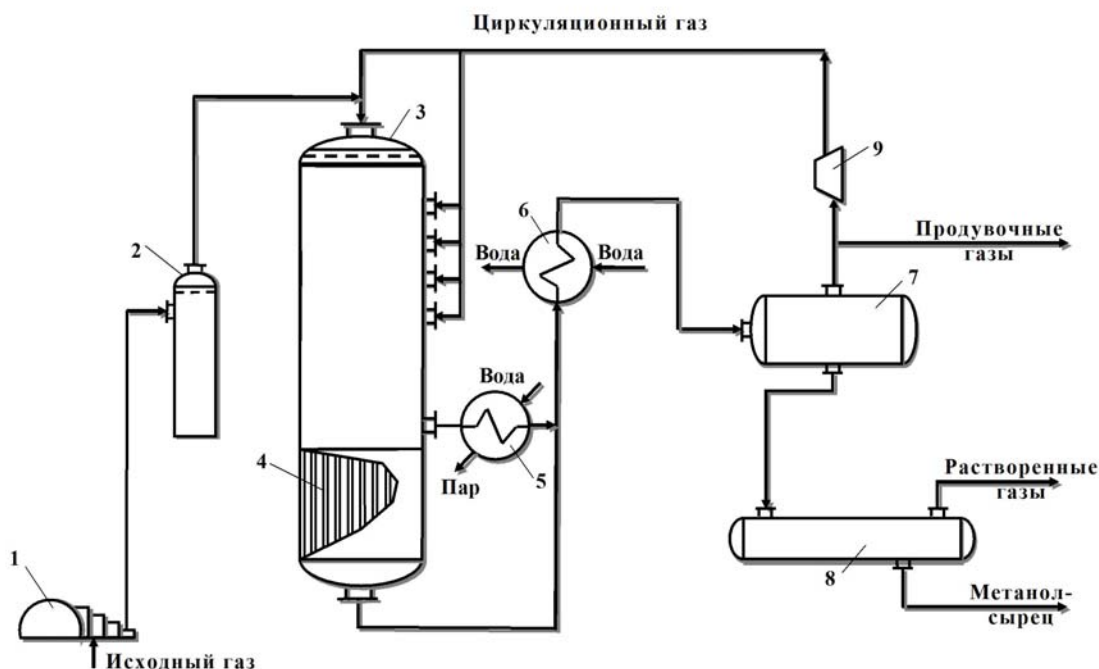


Рисунок 3.4 – Технологическая схема синтеза метанола с паровым котлом-утилизатором фирмы Kripp:

1 – компрессор, 2 – фильтр, 3 – колонна, 4 – рекуперативный теплообменник, 5 – котел-утилизатор, 6 – водяной холодильник, 7 – сепаратор, 8 – сборник, 9 – турбокомпрессор

В технологической схеме фирмы BASF (рисунок 3.5) утилизацию низкопотенциального тепла предлагается осуществлять за счет установки котла-утилизатора и дополнительного теплообменника между газовым теплообменником колонны и конденсатором. В данной схеме синтез осуществляется при давлении 25-31 МПа и температуре 360-380 °С в колонне с совмещенной насадкой. Изначально смешанный газ поступает в дополнительный теплообменный аппарат, в котором подогревается за счет тепла отходящих из реактора газов, после чего основной поток газа, пройдя встроенный в реакторе теплообменник, поступает на первую полку с катализатором для синтеза, а меньшая часть газа вводится в реактор в виде байпасов в подогретом состоянии. Введение в схему дополнительного теплообменника позволило, таким образом, установить котел-утилизатор для получения производственного пара. При этом газ, выходящий из зоны катализа, прежде чем попасть в воздушный холодильник, проходит последовательно три ступени теплообмена [147].

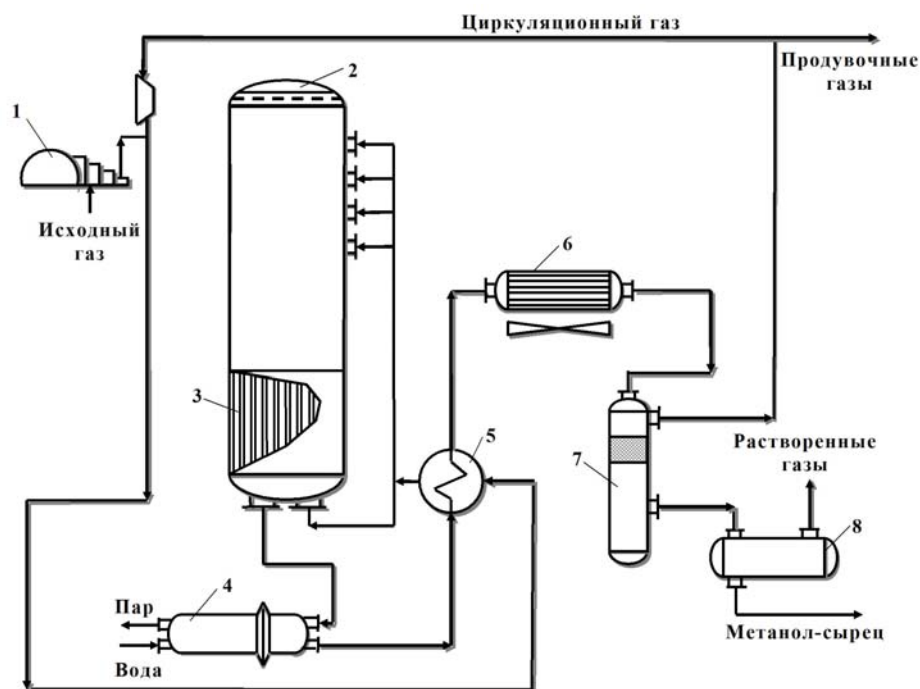


Рисунок 3.5 – Технологическая схема синтеза метанола с паровым котлом-утилизатором на конвертированном газе фирмы BASF:
 1 – компрессор, 2 – колонна, 3, 5 – рекуперативные теплообменники,
 4 – котел-утилизатор, 6 – воздушный холодильник, 7 – сепаратор,
 8 – сборник

При этом в схемах Kyrup и BASF тепло реакции используется не на самом высоком температурном уровне (в отличие от схемы Montecaini) вследствие того, что утилизационные аппараты установлены на выходе катализаторной зоны.

Технологические схемы синтеза метанола на низкотемпературном медьсодержащем катализаторе при пониженном давлении 5-10 МПа (рисунок 3.6) имеют свои особенности. В частности, используют колонны шахтного типа, так как из-за снижения температуры синтеза до 220-280 °С колонна не имеет насадки. Отвод тепла реакции осуществляется вводом между слоями катализатора холодного газа через байпасы, который распределяется посредством специально сконструированных камер смешения. Температура газа на входе в реактор составляет 205-225 °С (при максимально возможной в слое катализатора порядка 290 °С). Тепло конвертированного газа, выходящего из реактора, перед тем как он поступит в холодильник, используется в рекуператоре для подогрева свежего газа, идущего на синтез [147]. В подобной технологической схеме реакционное тепло используется на очень низком эксергетическом уровне, так

как оно снимается холодными байпасами, и большая его часть бесполезно отводится в холодильник.

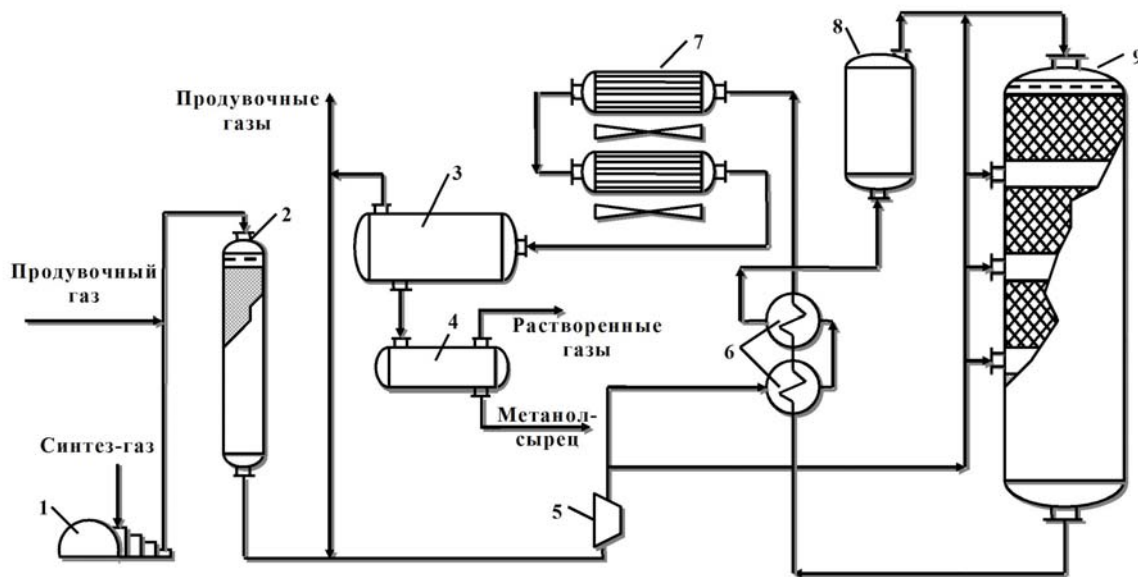


Рисунок 3.6 – Технологическая схема синтеза метанола под давлением 5 МПа:

1, 5 – компрессоры, 2 – фильтр, 3 – сепаратор, 4 – сборник,
6 – рекуперативный теплообменник, 7 – воздушный холодильник,
8 – электроподогреватель, 9 – реактор

3.2 Математическое описание статического режима работы реакторного узла

На основании вышесказанного следует, что особенно ответственной задачей в технологическом процессе синтеза метанола является поддержание температурного режима по высоте колонны в определенном интервале (близком к изотермическому 250-260 °С). Этот интервал устанавливается кинетическими особенностями образования метанола и при известной нагрузке по газу и по теплу, при постоянстве давления и состава синтез-газа на входе колонны практически однозначно определяет количество и качество целевого продукта. Решение данной задачи непосредственно зависит от эффективности соответствующей системы управления температурным режимом реактора.

При всем том, что отвод тепла из зоны реакции целесообразен как с энергетической, так и с экономической позиции, в большинстве действующих тех-

нологических схемах синтеза метанола при пониженном давлении данный подход не распространен ввиду усложнения конструкции колонны. Однако такая возможность существует и может быть реализована, в частном случае, путем установки в колонне шахтного типа утилизационных теплообменников между полками с катализатором. При этом, если принять во внимание поддержание температурного режима с помощью постороннего теплоносителя, например, путем изменения расхода воды, циркулирующей через змеевики межполочных утилизационных теплообменников (МУТ), то САУ тепловым режимом, разработанная для колонны с холодными байпасами (ХБ) становится не применимой. Наличие двух конкурирующих управлений (изменение расхода холодного газа через байпасы и изменение расхода воды через МУТ) требует соответствующей оптимизации, что может быть решено в рамках создания энергосберегающей САУ, способной использовать лучшие свойства обоих способов управления температурным режимом.

Возможность повышения энергетической эффективности технологического процесса синтеза метанола путем построения энергосберегающей системы автоматического регулирования была проанализирована применительно к агрегату типа М-100.

Несмотря на то, что технологическая схема агрегата М-100 является устаревшей, она продолжает функционировать на некоторых предприятиях, в частности, на НАК «Азот» (по данным на 07.08.2012 г.). Положительными доводами по выбору агрегата данного типа в качестве предмета исследования могут выступать те обстоятельства, что М-100 является отечественной разработкой, по режимам работы подобных агрегатов накоплено большое количество экспериментальных и теоретических данных, также путем незначительной модернизации колонны можно повысить энергетические и экономические показатели технологического процесса в целом.

Работа технологической схемы агрегата М-100 аналогична схеме синтеза под давлением 5 МПа (рисунок 3.6). Очищенный свежий газ поступает на всас центробежного циркуляционного компрессора (ЦЦК), где смешивается с цир-

куляционным газом, дожимается до избыточного давления не более 5,3 МПа, после чего поступает в межтрубное пространство рекуперативного теплообменника 203 (рисунок 3.7), в котором за счет тепла газа, отходящего от реактора синтеза 201, нагревается до температуры 180-230 °С. Далее газ проходит электроподогреватель 202 (вертикальный цельносварной цилиндрический аппарат с приварными эллиптическими крышками), который включается в работу в случае потери автотермичности процесса синтеза, для разогрева в период пуска или при восстановлении и пассивации катализатора. После электроподогревателя газ направляется на синтез в реактор, представляющий собой цилиндрический аппарат диаметром 3600 мм и высотой 16345 мм, шахтного типа с приварными эллиптическими днищами, снабженный люками для загрузки и выгрузки катализатора, в качестве которого используется низкотемпературный медьсодержащий катализатор СНМ-У объемом 65 м³. Превышение температуры в процессе синтеза больше 270-280 °С способствует реакции образования высших спиртов и парафиновых соединений, в связи с чем при эксплуатации катализатора следует максимально смещать технологический режим в сторону более низких температур 250-260 °С [148].

Контроль и управление технологическим процессом осуществляется с помощью АСУ ТП на базе микропроцессорного комплекса DCS CENTUM CS 3000 японской фирмы YOKOGAWA. Микропроцессорный комплекс состоит из двух независимых систем управления: агрегатом метанола М-100-4 и базисным складом метанола.

Регулирование температуры на входе в реактор осуществляется таким образом, чтобы температура газа после I слоя катализатора не превышала 250 °С. Для этого предусмотрена возможность автоматической подачи холодного газа в линию основного хода, с коррекцией по температуре газа на выходе из I слоя, регулятором TRCA^H-6016 при помощи клапана TCV-6016. Также для динамического размыкания паразитивной положительной обратной связи по теплу возможно использование САР температуры на входе в колонну, в которой в качестве регулирующего воздействия выступает изменение степени байпасирова-

ния горячего газа вокруг рекуперативного теплообменника через дополнительно установленный параллельно последнему утилизационный теплообменник [148].

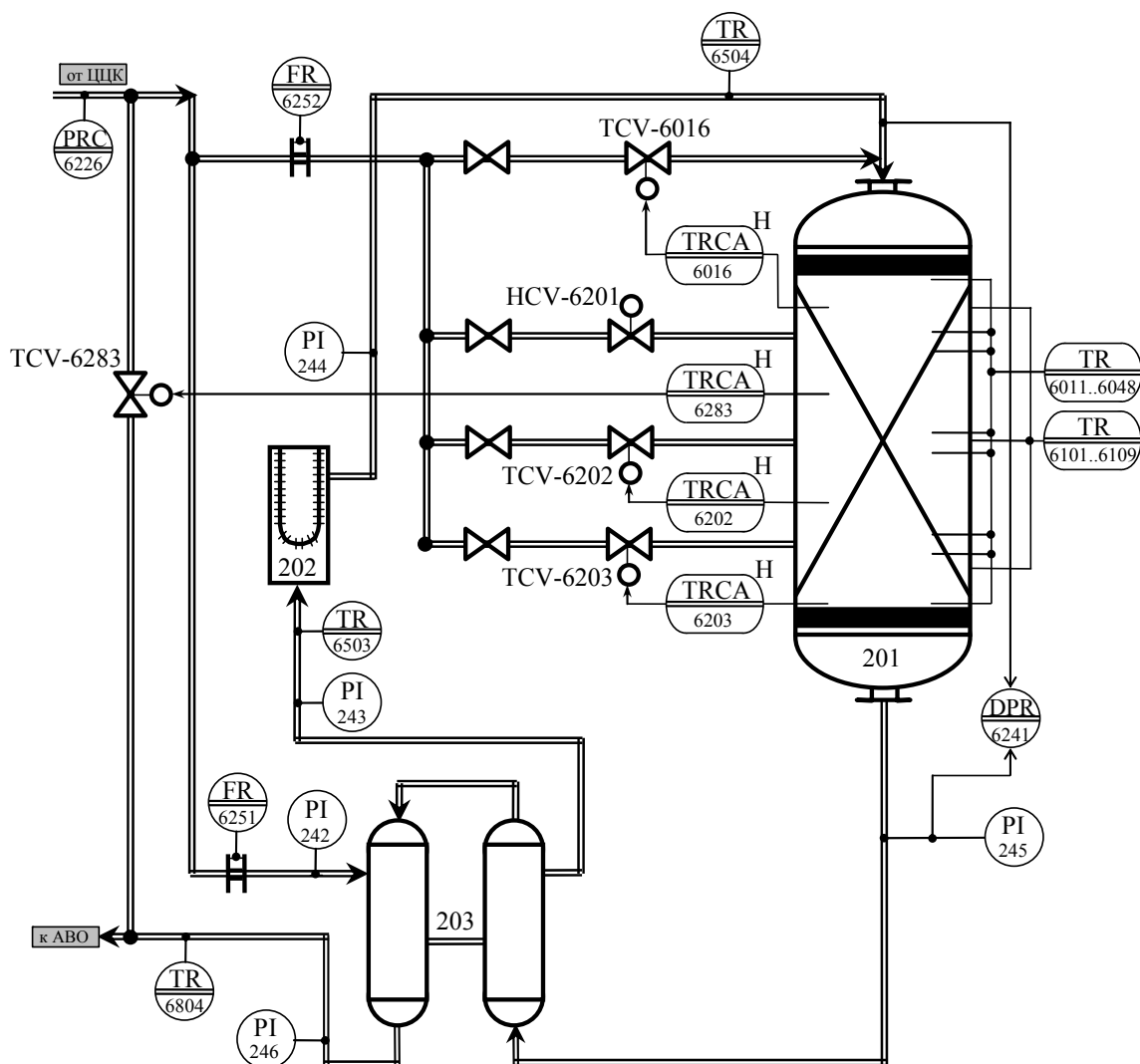


Рисунок 3.7 – Фрагмент технологической схемы отделения синтеза метанола (реакторный узел) с показом существующих САР и КИП

Для регулирования температуры в зоне реакции предусмотрена подача газа по холодным байпасам: дистанционно клапаном HCV-6201 во II слой катализатора, автоматически в III и IV слои катализатора по температуре газа на выходе из этих слоев с помощью регуляторов TRCA^H-6202, 6203 и клапанами TCV-6202 и TCV-6203 соответственно. Регулирование температуры в реакторе синтеза также возможно осуществлять автоматически изменением подачи газа по основному ходу с помощью клапана TCV-6283 регулятором TRCA^H-6283 по температуре газа на выходе из II слоя катализатора. Выбор второго слоя, как определяющего температуру в реакторе, объясняется тем, что он находится

ближе к входу газа в реактор и быстрее реагирует на кислород и изменение нагрузки [148].

Из реактора прореагировавший газ выходит с температурой не более 300 °С и объемной долей метанола в газе 2,5-3 %. Далее газ поступает в трубное пространство рекуператора 203, охлаждается до температуры не более 150 °С, после чего направляется в холодильники-конденсаторы с воздушным охлаждением. Сконденсированный метанол отделяется в сепараторе и поступает в сборник метанола-сырца. Освобожденный от сконденсировавшегося метанола-сырца газ идет на всас центробежного циркуляционного компрессора 206, где смешивается со свежим газом и цикл повторяется вновь [148].

Для того чтобы сделать вывод о возможности построения энергосберегающей САР температуры по высоте колонны синтеза метанола, необходимо получить математическую модель рассматриваемого технологического процесса с целью изучения динамических и энергетических характеристик основных технологических операторов. При проверке математических моделей основных операторов агрегата на адекватность будем использовать регламентные и технологические карты, полученные на производстве М-100 (таблица 3.1) (по состоянию на 2012 г.), а также различные теоретические и экспериментальные выкладки в области исследования подобных агрегатов.

Таблица 3.1

Диапазоны изменения основных технологических параметров агрегата М-100 по регламенту

Синтез метанола		
1	2	3
Циркуляционный газ на линии нагнетания компрессора до рекуперативного теплообменника 203	Давление PRC-6226	Не более 5,3 МПа
	Расход по основному ходу FR-6251	150000..800000 нм ³ /ч
	Давление PI-242	2,0..5,3 МПа
Коллектор холодных байпасов	Расход FR-6252	0..320000 нм ³ /ч

Продолжение таблицы 3.1

1	2	3
Циркуляционный газ после рекуперативного теплообменника 203 до электроподогревателя 202	Давление PI-243	Не более 5.3 МПа
	Температура TR-6503	180..230 °С
Циркуляционный газ после электроподогревателя 202 на входе в реактор 201	Давление PI-244	Не более 5.3 МПа
	Температура TR-6504	180..230 °С
	Объемная доля Н ₂	35..55%
	СО	5..17%
	СО ₂	4..7%
	Н ₂	7..15%
	СН ₄	10..26%
	С ₂ Н ₆	0,3..1,0%
	СН ₃ ОН	не более 0,7%
Реактор синтеза метанола 201	Перепад давления DPR-6241	0,02..0,35 МПа
	Температура на входе в I слой TR-6011 TR-6021 TR-6031 TR-6041	Не более 300 °С
	Температура на выходе из I слоя TRCA ^H -6016 TRCA ^H -6022 TRCA ^H -6032 TRCA ^H -6042	180..250 °С Верхний предел 270 °С
	Температура на входе в II слой TR-6013 TR-6023 TR-6033 TR-6043	Не более 300 °С
	Температура на выходе из II слоя TRCA ^H -6283 TRCA ^H -6014 TRCA ^H -6024	Не более 270 °С

Продолжение таблицы 3.1

1	2	3
	TRCA ^H -6034 TRCA ^H -6044	
	Температура на входе в III слой TR-6015 TR-6025 TR-6035 TR-6045	Не более 300 °С
	Температура на выходе из III слоя TRCA ^H -6202 TRCA ^H -6016 TRCA ^H -6026 TRCA ^H -6036 TRCA ^H -6046	Не более 300 °С
	Температура на входе в IV слой TR-6017 TR-6027 TR-6037 TR-6047	Не более 300 °С
	Температура на выходе из IV слоя TRCA ^H -6203 TRCA ^H -6018 TRCA ^H -6028 TRCA ^H -6038 TRCA ^H -6048	Нижний предел 180 °С Верхний предел 300 °С
	Температура стенок реактора TR-6101 TR-6102 TR-6103 TR-6104 TR-6105 TR-6106 TR-6107 TR-6108 TR-6109	Не более 300 °С Нижний предел 100 °С

Окончание таблицы 3.1

1	2	3
Циркуляционный газ на выходе из реактора 201 до рекуператора 203	Давление PI-245	2,0..5,0 МПа
	Объемная доля	
	H ₂	35..55%
	CO	5..17%
	CO ₂	4..7%
	N ₂	7..15%
	CH ₄	10..26%
Циркуляционный газ на выходе из трубного пространства рекуператора 203	Давление PI-246	2,0..5,0 МПа
	Температура TR-6804	100..150 °C

3.2.1 Разработка математических моделей элементарных технологических операторов

В настоящее время основным методом исследования ХТС является математическое моделирование с использованием компьютеров, которое выступает эффективным инструментом при разработке автоматизированных систем управления технологическими процессами.

Для математического описания отделения синтеза метанола произведем декомпозицию топологии производства до уровня элементарных технологических операторов, характеризующих аппаратное оформление ХТП синтеза метанола при возможном охлаждении газа по высоте колонны с помощью ХБ и МУТ. Получим соответствующие физико-химические модели процесса, а затем объединим аппараты и подсистемы в единое целое и оптимизируем работу всей ХТС. В качестве моделирующей программы будем использовать систему компьютерной математики MathCAD, в которой предусмотрен широкий выбор встроенных численных методов для реализации моделирующего алгоритма решения полученного математического описания и алгоритма его идентификации на компьютере.

В результате были выделены следующие операторы:

1. Механическое разделение (Делитель потоков).
2. Химическое превращение (Слой катализатора).
3. Смешение (Смесительная камера).
4. Теплообмен (МУТ, Рекуперативный теплообменник).

Операторные схемы возможных вариантов поддержания теплового режима колонны синтеза представлены на рисунке 3.8.

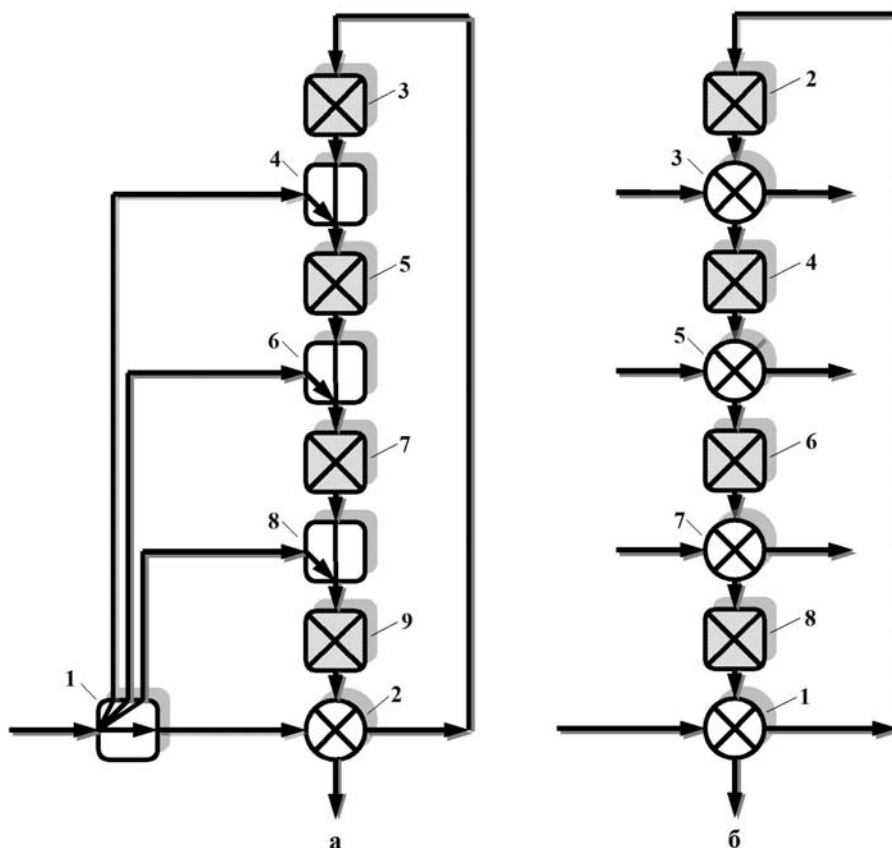


Рисунок 3.8 – Операторные схемы распространенных способов поддержания температурного режима колонны синтеза метанола:
а – колонна с холодными байпасами: 1 – делитель потоков; 2 – рекуператор; 3, 5, 7, 9 – слои катализатора; 4, 6, 8 – холодные байпасы;
б – колонна с МУТ: 1 – рекуператор; 2, 4, 6, 8 – слои катализатора; 3, 5, 7 – МУТ

Делитель потоков

В случае охлаждения газа по высоте колонны синтеза метанола с помощью холодных байпасов суммарный поток синтез-газа перед рекуперативным теплообменником механически разделяется с помощью распределителя (рисунок 3.9) на четыре потока, три из которых используют в качестве квенча, а ос-

тавшийся поступает в рекуператор. В нем он подогревается теплом газа, выходящего из реактора, и далее идет непосредственно на синтез.

Таким образом, работу распределителя потоков можно описать уравнением материального баланса в следующем виде:

$$G_j + \sum_{i=1}^3 G_{ХБ_i} = G, \quad (3.1)$$

где G_j – расход газа на входе в колонну, кг/с; $G_{ХБ_i}$ – расход газа через i -ый холодный байпас, кг/с; G – исходный расход свежего синтез-газа на линии нагнетания циркуляционного компрессора, кг/с.

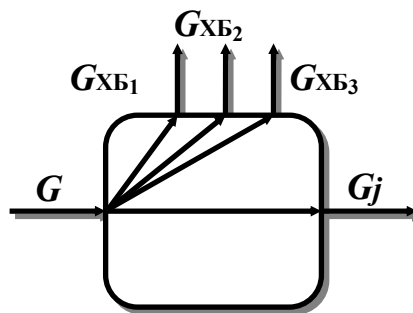


Рисунок 3.9 – Схема делителя

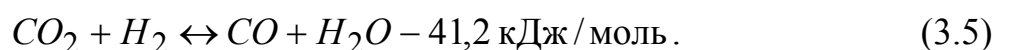
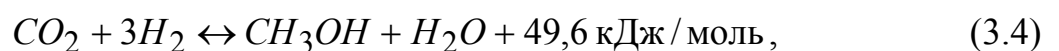
При этом имеет место технологическое ограничение вида

$$\sum_{i=1}^3 G_{ХБ_i} \leq 30\%G. \quad (3.2)$$

Будем считать, что концентрационный состав газов, проходящих через распределитель, и их теплосодержание остаются неизменными.

Слой катализатора

К основным реакциям, протекающим в реакторе синтеза, относятся:



В качестве слоя катализатора будем рассматривать объем катализатора между двумя соседними холодными байпасами или межполочными утилизиационными теплообменниками (рисунок 3.10).

При моделировании были приняты следующие допущения:

- отсутствует теплообмен с окружающей средой, т.е. слой катализатора является адиабатным;
- гидродинамика потока газа через слой описывается моделью «идеальное вытеснение», т.е. концентрация и температура в каждом поперечном сечении постоянны, а соответствующие изменения происходят только по высоте слоя;
- отсутствует диффузионный перенос вещества и энергии продольного характера;
- расчет ведется относительно ключевых компонентов, которыми являются CO , H_2 , CH_3OH ;
- теплоемкость и плотность реакционной смеси не зависят от температуры (линейные модели);
- давление в слое постоянно.

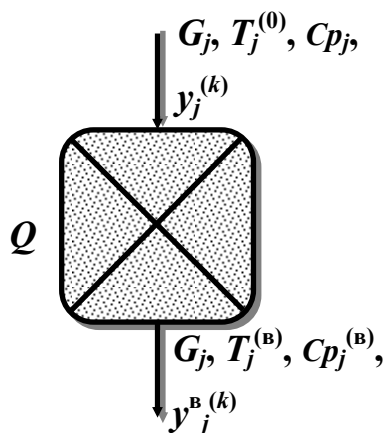


Рисунок 3.10 – Схема слоя катализатора

Концентрация каждого компонента реакционной смеси изменяется как за счет кинетики протекающих на слое катализатора химических реакций, которая описывается химической моделью процесса, так и за счет особенностей гидродинамики процесса, которая описывается моделью идеального вытеснения.

Полная математическая модель, описывающая процесс синтеза метанола на слое катализатора, состоит из совокупности химической и термодинамической моделей и, при условии стационарности режима работы, будет иметь следующий вид:

$$\pm r_q - u_j \frac{dy_j^{(k)}}{dl} = 0, \quad (3.6)$$

где r_q – скорость q -ой химической реакции, моль/(м³·с); u_j – линейная скорость реакционной массы через j -ый слой, м/с; $y_j^{(k)}$ – концентрация k -го компонента по длине j -го слоя, моль/м³; l – длина слоя катализатора, м.

Линейная скорость при этом может быть записана через

$$u_j = \frac{G_j}{S_j \cdot \rho_j}, \quad (3.7)$$

где G_j – массовый расход реакционной смеси через j -ый слой, кг/с; S_j – площадь поперечного сечения j -го слоя катализатора, м²; ρ_j – плотность реакционной смеси на j -ом слое, кг/м³.

Скорость q -ой химической реакции в общем виде является функцией от концентрации компонентов, времени контакта, температуры и давления:

$$r_q = k_q \cdot f(y^{(k)}, \tau, T, P),$$

где k_q – константа скорости q -ой реакции, с⁻¹; τ – время контакта, с; T – температура реакционной смеси, °С; P – давление реакционной смеси, МПа.

Существует множество точек зрения относительно механизма протекания процесса синтеза метанола на слое катализатора [149]. Для определенности в диссертации за основу была принята реакция (3.3), по которой и ведется расчет.

На настоящий момент получено большое число экспериментальных кинетических моделей синтеза метанола. Для определения скорости реакции (3.3) было выбрано уравнение, предложенное Леоновым, Караваевым и др. [150], которое с достаточной точностью описывает кинетику процесса синтеза метанола на медьсодержащем катализаторе с учетом неоднородности слоя:

$$r = k \cdot \left(\frac{P_{H_2} P_{CO}^{0,5}}{P_{CH_3OH}^{0,66}} - \frac{P_{CH_3OH}^{0,34}}{P_{CO}^{0,5} P_{H_2} \cdot K_p} \right), \quad (3.8)$$

где p_{H_2} , p_{CO} , p_{CH_3OH} – парциальные давления соответствующих компонентов, МПа; K_p – константа равновесия.

Соответственно скорость реакции (3.3) по компонентам запишется в следующем виде:

$$\begin{cases} r_{CO} = -r \\ r_{H_2} = -2r \\ r_{CH_3OH} = r \end{cases} \quad (3.9)$$

Поскольку при исследовании слоя катализатора необходимо рассмотреть особенности протекания химических реакций в некотором диапазоне температур, то математическую модель процесса на слое необходимо дополнить энергетической моделью, учитывающей влияние температуры на константы скоростей протекающих реакций. Согласно уравнению Аррениуса константа скорости реакции зависит от температуры следующим образом:

$$k = k_0 e^{-\frac{E}{RT}}, \quad (3.10)$$

где k_0 – предэкспоненциальный множитель, c^{-1} ; E – энергия активации, Дж/моль; RT – произведение универсальной газовой постоянной на температуру, Дж/моль.

Для расчета термодинамической константы равновесия реакции (3.3) различными авторами предложен ряд формул. В рассмотрение было принято уравнение Темкина – Чередниченко [147]:

$$\lg K_p = \frac{3971}{T} - 7,492 \cdot \lg T + 1,77 \cdot 10^{-3} T - 0,311 \cdot 10^{-7} T^2 + 9,218 \quad (3.11)$$

Откуда:

$$K_p = 10^{\left(\frac{3971}{T} - 7,492 \cdot \lg T + 1,77 \cdot 10^{-3} T - 0,311 \cdot 10^{-7} T^2 + 9,218 \right)}$$

График зависимости K_p от температуры представлен на рисунке 3.11.

Окончательно, с учетом сказанного, изменение концентрации компонентов реакции (3.3) будет определяться системой (3.12).

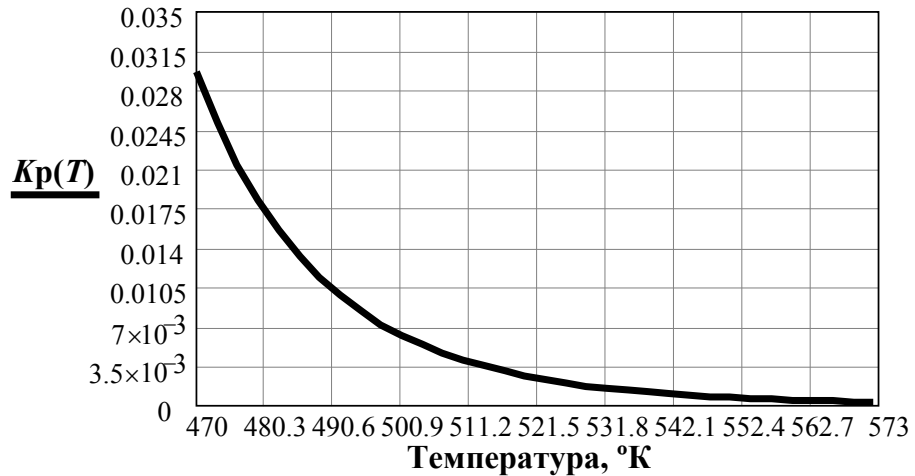


Рисунок 3.11 – Зависимость константы равновесия реакции (3.3) от температуры

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dy_j^{(CO)}}{dl} = A_1 \cdot \frac{S_j \cdot \rho_j}{G_j} \cdot (-r) \\ \frac{dy_j^{(H_2)}}{dl} = A_2 \cdot \frac{S_j \cdot \rho_j}{G_j} \cdot (-2r), \\ \frac{dy_j^{(CH_3OH)}}{dl} = A_3 \cdot \frac{S_j \cdot \rho_j}{G_j} \cdot r \end{array} \right. \quad (3.12)$$

при следующих значениях концентраций на входе в колонну, т.е. на 1-ый слой катализатора ($j=1$):

$$\left. \begin{array}{l} y_1^{(CO)} \Big|_{l=0} = 10,06 \text{ мол. \%} \\ y_1^{(H_2)} \Big|_{l=0} = 50,48 \text{ мол. \%} , \\ y_1^{(CH_3OH)} \Big|_{l=0} = 0,7 \text{ мол. \%} \end{array} \right\} \quad (3.13)$$

где A_1, A_2, A_3 – поправочные коэффициенты, учитывающие приближение условий ведения процесса к реальным.

При этом

$$y_j^{(k)} \Big|_{l=L} = y_j^B{}^{(k)},$$

где $y_j^B{}^{(k)}$ – концентрация k -го компонента на выходе j -го слоя, моль/м³.

Для моделирования адиабатического слоя катализатора математическая модель должна быть дополнена уравнением теплового баланса [151]:

$$\frac{dT_j}{dl} = \frac{S_j}{G_j c_{p_j}} \sum_{q=0}^m (\pm r_q \cdot (\pm \Delta H_q)), \quad (3.14)$$

при $T_j|_{l=0} = T_j^{(0)}$,

где $T_j^{(0)}$, T_j – температура циркуляционного газа на входе в j -ый слой и соответственно по длине j -го слоя катализатора, °С; c_{p_j} – изобарная теплоемкость реакционной смеси в j -ом слое, кДж/кг·°С; ΔH_q – изменение энтальпии q -ой реакции, кДж/моль; m – число рассматриваемых реакций.

При этом граничные условия имеют вид: $T_j|_{l=L} = T_j^{(B)}$, $c_{p_j}|_{l=L} = c_{p_j}^{(B)}$.

Соответствующие результаты моделирования теплового режима слоя катализатора (на примере расчета 1-го слоя) приведены в таблице 3.2. Моделирование проводилось по реакции (3.3) со следующими начальными значениями основных параметров:

$$S_j = 6,5 \text{ м}^2, \quad c_{p_j} = 1,754 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{°С}}, \quad \rho_j = 15,649 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}, \quad r = 1,8 \frac{\text{моль}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}},$$

$$-\Delta H_q = 90,73 \frac{\text{кДж}}{\text{моль}}.$$

При анализе химизма процесса исследуемые варианты скоростей реакции (3.3) вводились в кинетическую модель (3.12), проводился расчет уравнений, подбор кинетических констант осуществлялся по нескольким сериям экспериментов. Поправочные коэффициенты, учитывающие приближение условий ведения процесса к реальным, подбирались опытным путем.

Проверка полученной математической модели, описывающей слой катализатора, на адекватность проводилась путем сравнения результатов моделирования с регламентными данными агрегата М-100, а также с эмпирическими зависимостями, представленными в источнике [149]. Ошибка составила ~ 7-9 %. В частности, из таблицы 3.2 видно, что уменьшение температуры по слою проис-

ходит обратно пропорционально изменению расхода газа через слой, что является характерной особенностью процесса синтеза метанола.

Таблица 3.2

Результаты моделирования статического режима работы слоя катализатора

Расход газа через слой, кг/с	Температура газа на входе в слой, °С	Температура газа на выходе из слоя, °С
43,176	210	245,044
43,176	220	255,044
43,176	230	265,044
53,238	210	238,32
53,238	220	248,32
53,238	230	258,32
59,153	210	235,578
59,153	220	245,578
59,153	230	255,578

Смесительная камера

Для описания гидродинамики потоков в смесительной камере (рисунок 3.12) была принята модель идеального смешения.

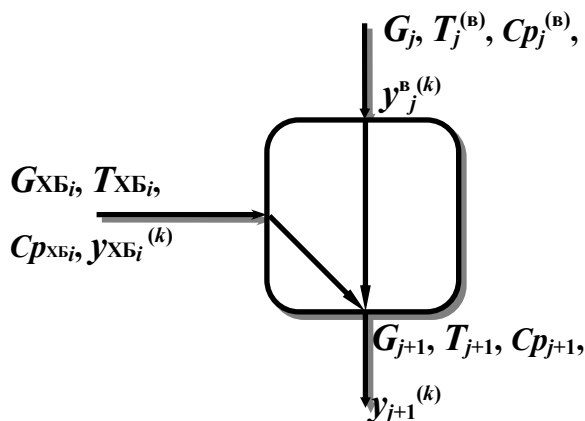


Рисунок 3.12 – Схема смесителя

Общее уравнение материального баланса имеет вид:

$$G_{ХБ_i} + G_j = G_{j+1}, \quad (3.15)$$

где $G_{ХБ_i}$ – расход холодного газа через i -ый байпас, кг/с; G_j – расход циркуляционного газа на выходе j -го слоя катализатора, кг/с; G_{j+1} – результирующий расход газа на входе в $j+1$ слой катализатора, кг/с.

Концентрационный состав газового потока на выходе i -го смесителя определяется согласно:

$$G_{\text{ХБ}_i} y_{\text{ХБ}_i}^{(k)} + G_j y_j^{\text{В}(k)} = G_{j+1} y_{j+1}^{(k)}, \quad (3.16)$$

где $y_{\text{ХБ}_i}^{(k)}$ – концентрация k -го компонента газовой смеси через i -ый холодный байпас, моль/(м³·с); $y_j^{\text{В}(k)}$ – концентрация k -го компонента газовой смеси на выходе j -го слоя катализатора, моль/(м³·с); $y_{j+1}^{(k)}$ – концентрация k -го компонента газовой смеси на входе в $j+1$ слой катализатора, моль/(м³·с); $k = 1 \div 3$ – номер компонента газовой смеси соответственно для CO , H_2 , CH_3OH .

Из (3.16) следует, что концентрация ключевых компонентов на выходе смесителя (на входе в последующий $j+1$ слой) определяется как

$$y_{j+1}^{(k)} = \frac{G_{\text{ХБ}_i} y_{\text{ХБ}_i}^{(k)} + G_j y_j^{\text{В}(k)}}{G_{j+1}}. \quad (3.17)$$

Уравнение теплового баланса в статике имеет вид:

$$G_{\text{ХБ}_i} c_{p_{\text{ХБ}_i}} T_{\text{ХБ}_i} + G_j c_{p_j}^{(\text{В})} T_j^{(\text{В})} = G_{j+1} c_{p_{j+1}} T_{j+1}, \quad (3.18)$$

где $c_{p_{\text{ХБ}_i}}$ – изобарная теплоемкость газа через i -ый холодный байпас, кДж/(кг·°С); $c_{p_j}^{(\text{В})}$ – изобарная теплоемкость циркуляционного газа на выходе j -го слоя катализатора, кДж/(кг·°С); $c_{p_{j+1}}$ – изобарная теплоемкость газа на входе в $j+1$ слой катализатора, кДж/(кг·°С); $T_{\text{ХБ}_i}$ – температура холодного газа через i -ый байпас, °С; $T_j^{(\text{В})}$ – температура циркуляционного газа на выходе j -го слоя катализатора, °С; T_{j+1} – температура смешенного газа на входе в $j+1$ слой катализатора, °С.

Согласно (3.18) температура циркуляционного газа на выходе смесителя (на входе в последующий $j+1$ слой) равна

$$T_{j+1} = \frac{G_{ХБi} c_{p_{ХБi}} T_{ХБi} + G_j c_{p_j^{(B)}} T_j^{(B)}}{G_{j+1} c_{p_{j+1}}}. \quad (3.19)$$

Межполочный утилизационный теплообменник (МУТ)

МУТ представляет собой большое количество плотно навитых охлаждающих элементов змеевикового типа. При составлении математического описания была выбрана гидродинамическая модель типа «вытеснение-вытеснение» (рисунок 3.13). В трубном пространстве теплообменника (в змеевиках) движется хладагент – вода, в межтрубном пространстве теплоноситель – циркуляционный газ. Среды движутся прямотоком. Примем, что коэффициент теплопередачи и физико-химические характеристики теплоносителя и хладагента вдоль поверхности теплообмена постоянны.

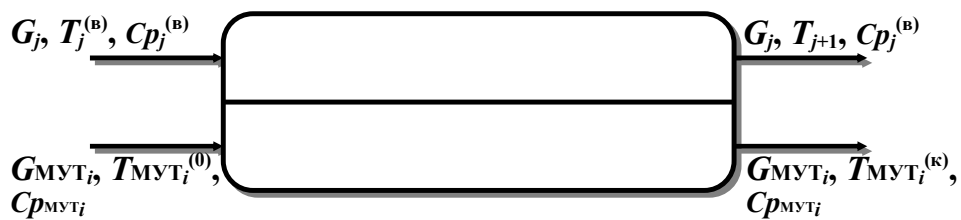


Рисунок 3.13 – Схема МУТ

Стационарный режим работы прямоточного теплообменника описывается следующей системой дифференциальных уравнений:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dT_j}{dl} = \frac{K_T F_T}{L \cdot G_j c_{p_j^{(B)}}} \cdot (T_{МУТi} - T_j) \\ \frac{dT_{МУТi}}{dl} = \frac{K_T F_T}{L \cdot G_{МУТi} c_{p_{МУТi}}} \cdot (T_j - T_{МУТi}) \end{array} \right., \quad (3.20)$$

где T_j – температура газа по длине МУТ, °С; K_T – коэффициент теплопередачи, кВт/(м²·°С); F_T – площадь поверхности теплообмена, м²; L – длина поверхности теплообмена, м; G_j – расход циркуляционного газа через МУТ, кг/с; $c_{p_j^{(B)}}$ – изобарная теплоемкость газа в МУТ, кДж/(кг·°С); $T_{МУТi}$ – температура

воды по длине i -го МУТ, °С ($i = 1 \div 3$ – количество МУТ); $G_{МУТ_i}$ – расход воды через i -ый МУТ, кг/с; $c_{pМУТ_i}$ – изобарная теплоемкость воды в i -ом МУТ, кДж/(кг·°С).

Граничные условия имеют вид:

$$\begin{aligned} T_j \Big|_{l=0} &= T_j^{(B)}, \\ T_{МУТ_i} \Big|_{l=0} &= T_{МУТ_i}^{(0)}, \end{aligned} \quad (3.21)$$

при этом $T_j \Big|_{l=L} = T_{j+1}$, $T_{МУТ_i} \Big|_{l=L} = T_{МУТ_i}^{(K)}$,

где $T_j^{(B)}$ – температура циркуляционного газа на выходе j -го слоя катализатора, °С; T_{j+1} – температура циркуляционного газа на входе в $j+1$ слой катализатора, °С; $T_{МУТ_i}^{(0)}$ – температура воды на входе в i -ый МУТ, °С; $T_{МУТ_i}^{(K)}$ – температура воды на выходе i -го МУТ, °С.

Полученная система (3.20) с учетом (3.21) представляет собой систему обыкновенных дифференциальных уравнений с начальными условиями, то есть задачу Коши. В частности, ее можно решить численно с помощью метода Рунге-Кутты.

Исследование работы МУТ в установившемся режиме проводилось в области изменения параметров процесса, представленных в таблице 3.3.

Таблица 3.3

Диапазоны изменения технологических параметров для расчета МУТ

Параметр	Значение
Расход газа через МУТ	50..60 кг/с
Температура газа на входе в МУТ	240..270 °С
Давление газа в межтрубном пространстве МУТ	4,5..5 МПа
Расход воды через МУТ	0,8..10,5 кг/с
Температура воды на входе в МУТ	0..70 °С
Давление воды в трубном пространстве МУТ	1..1,5 МПа

Результаты моделирования статического режима работы МУТ (на примере охлаждения газа в смесительной объеме между 1-ой и 2-ой полкой с катализатором) представлены в виде графика (рисунок 3.14), который отражает изменения температур теплоносителя и хладагента по длине теплообменника. Задача идентификации решалась с использованием экспериментальных данных исследования [152], в котором проведен анализ возможности замены ХБ на МУТ в агрегате синтеза метанола М-100, путем минимизации соответствующего критерия рассогласования между выходными переменными за счет параметрической оптимизации коэффициентов математического описания МУТ (3.20).

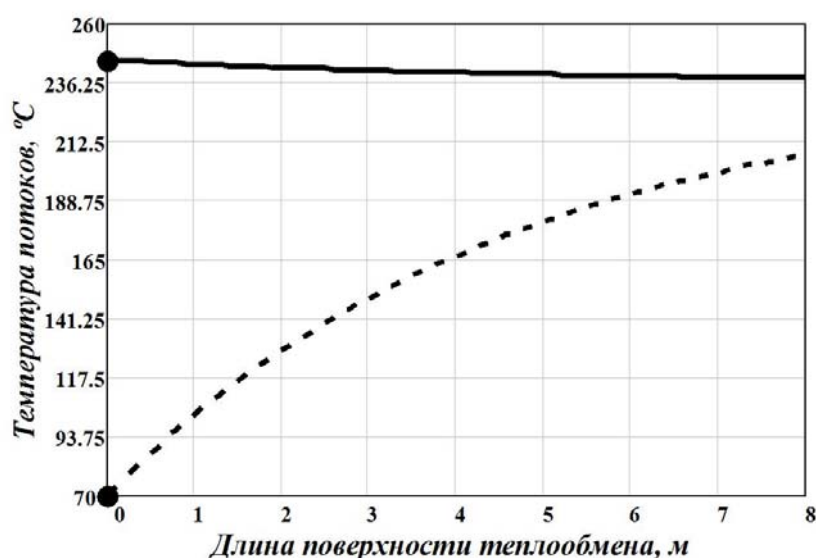


Рисунок 3.14 – Температурная эюра МУТ.

Сплошная линия – изменение температуры теплоносителя; штриховая линия – изменение температуры хладагента. Параметры модели:

$K_T=0,09 \text{ кВт}/(\text{м}^2 \cdot \text{°C}); F_T=100 \text{ м}^2; L=8 \text{ м}; T^{(0)}_{\text{МУТ}1}=70 \text{ °C}; G_{\text{МУТ}1}=1,3 \text{ кг/с};$
 $c_{p\text{МУТ}1}=4,2 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{°C}); T^{(B)}_1=245,578 \text{ °C}; G_1=59,153 \text{ кг/с}; c_p^{(B)}_1=1,754 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{°C})$

Рекуперативный теплообменник

При использовании для охлаждения газа по высоте колонны синтеза вместо ХБ межполочных утилизационных теплообменников несколько меняется режим работы рекуперативного теплообменника. При этом поток синтез-газа уже не разделяется на основной и байпасные, а полностью направляется в рекуператор на подогрев. Увеличение расхода газа основного хода влечет за собой уменьшение температуры на входе в колонну, которая, в свою очередь, по

технологии должна быть больше или равной 205 °С, иначе реактор потеряет автотермичность.

Конструктивно рекуператор представляет собой двухэлементный горизонтальный теплообменник диаметром $D=1800$ мм, длиной поверхности теплообмена $L=6000$ мм и общей площадью поверхности теплообмена $F_T=1610 \times 2$ м² [148].

При составлении математического описания рекуперативного теплообменника (рисунок 3.15) для трубного пространства, в котором движется выходящий из реактора циркуляционный газ, выбрана гидродинамическая модель идеального вытеснения. В свою очередь межтрубное пространство, в которое поступает свежий синтез-газ для подогрева, можно описать моделью идеального смешения. Были приняты допущения о постоянстве теплоемкостей и коэффициента теплопередачи, как по пространственной координате теплообменника, так и по времени.

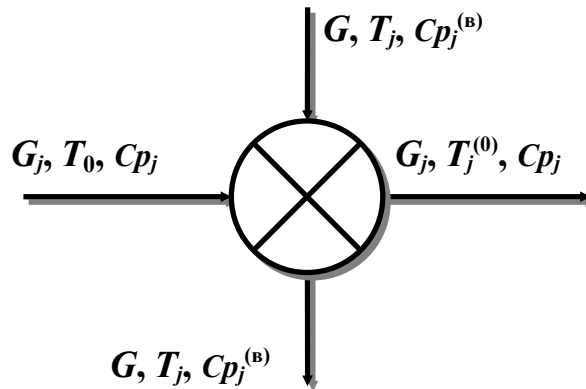


Рисунок 3.15 – Схема рекуперативного теплообменника

Уравнение теплового баланса для циркуляционного газа, поступающего в трубное пространство рекуперативного теплообменника, в установившемся режиме имеет вид:

$$\frac{dT_j}{dl} = \frac{K_T F_T}{L \cdot G c_{p_j}^{(B)}} \cdot (T_0 - T_j), \quad (3.22)$$

где T_j – температура газа в трубном пространстве рекуперативного теплообменника, °С; G – расход газа через трубное пространство, кг/с; $c_{p_j}^{(B)}$ – изобар-

ная теплоемкость газа в трубном пространстве, кДж/(кг·°C); T_0 – температура свежего газа на входе в межтрубное пространство, °C.

Граничное условие:

$$T_j \Big|_{l=0} = T_j^{(B)}, \quad (3.23)$$

при этом $T_j \Big|_{l=L} = T$,

где $T_j^{(B)}$, T – соответственно температура газа на выходе последнего слоя катализатора и на выходе трубного пространства рекуператора, °C.

Уравнение, описывающее движение свежего газа на подогрев в межтрубном пространстве теплообменника, в статике имеет вид:

$$G_j c_{p_j} T_0 + K_T F_T (T_j - T_0) = G_j c_{p_j} T_j^{(0)}, \quad (3.24)$$

где G_j – расход свежего газа через межтрубное пространство, кг/с; c_{p_j} – изобарная теплоемкость свежего газа в межтрубном пространстве, кДж/(кг·°C); $T_j^{(0)}$ – температура свежего газа на выходе из межтрубного пространства, °C.

Согласно [153-154] уравнение общего теплового баланса для теплообменника типа «смешение-вытеснение», с учетом усреднения по длине теплообмена скорости теплопередачи, можно записать в следующем виде:

$$G_j c_{p_j} (T_0 - T_j^{(0)}) - G c_{p_j}^{(B)} (T - T_j^{(B)}) = 0. \quad (3.25)$$

Методика моделирования рекуперативного теплообменника заключалась в следующем:

1) Из уравнения (3.22) с учетом (3.23) методом Рунге-Кутты находится конечная температура циркуляционного газа на выходе трубного пространства теплообменника;

2) Найденная температура теплоносителя подставляется в уравнение обобщенного теплового баланса (3.25), из которого находится температура, до которой нагревается свежий синтез-газ в межтрубном пространстве теплообменника, перед тем как попасть на вход колонны синтеза:

$$T_j^{(0)} = \frac{G_j c_{p_j} T_0 + G c_p^{(B)} (T_j^{(B)} - T)}{G_j c_{p_j}} \quad (3.26)$$

3) Решается задача параметрической идентификации, заключающаяся в корректировке коэффициента теплопередачи путем минимизации рассогласования между температурой, полученной по (3.26), с ее экспериментальными значениями согласно регламенту (при одних и тех же значениях входных параметров).

Моделирование проводилось как при нагрузке по газу, соответствующей колонне с ХБ, так и при максимальной нагрузке, свойственной колонне с МУТ. Результаты моделирования представлены на рисунке 3.16 и в таблице 3.4.

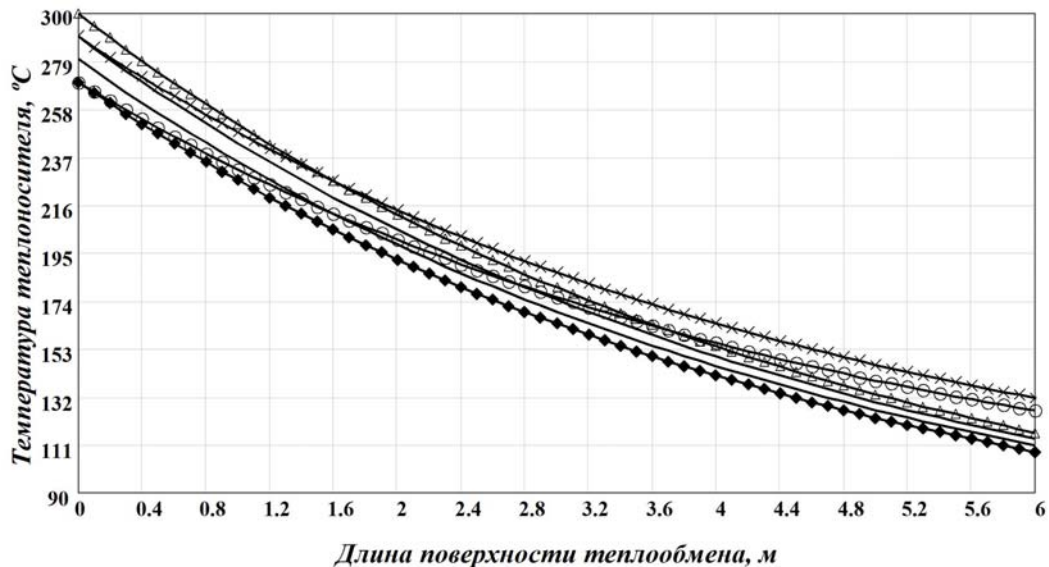


Рисунок 3.16 – Изменение температуры газа в трубном пространстве рекуперативного теплообменника при различной нагрузке.

Параметры модели: $K_T=0,041$ кВт/($m^2 \cdot ^\circ C$); $F_T=3220$ m^2 ; $L=6$ м;
 $c_{p_j}=1,754$ кДж/(кг \cdot °C); $c_p^{(B)}=1,754$ кДж/(кг \cdot °C)

Полученные результаты, представленные на рисунке 3.16 и в таблице 3.4, показывают, что даже при минимальных значениях температур нагреваемого ($T_0=45$ °C) и охлаждаемого газа ($T_4^{(B)}=270$ °C), а также при максимальной нагрузке по газу (59,153 кг/с), существующий рекуперативный теплообменник позволяет поддерживать автотермичность процесса ($T_1^{(0)} \geq 205$ °C).

Таблица 3.4

**Результаты моделирования статического режима работы рекуператора
при различных значениях нагрузки**

Расход газа в трубном пространстве, кг/с	Температура газа на входе в трубное пространство, °С	Температура газа на выходе из трубного пространства, °С	Расход газа в межтрубном пространстве, кг/с	Температура газа на входе в межтрубное пространство, °С	Температура газа на выходе из межтрубного пространства, °С
59,153	290	113,637	43,176	45	286,625
59,153	270	108,034	43,176	45	266,901
59,153	290	131,633	43,176	70	286,97
59,153	300	116,438	53,238	45	248,956
59,153	280	110,835	53,238	45	232,96
59,153	270	126,03	53,238	70	229,966
59,153	300	116,438	59,153	45	228,562
59,153	270	108,034	59,153	45	206,966
59,153	270	126,03	59,153	70	213,97
59,153	290	131,633	59,153	70	228,367

3.2.2 Разработка математической модели комбинированного охлаждения газа между слоями с катализатором

Оптимальным режимом синтеза метанола в идеале является изотермический процесс. Соответствующая степень приближения реального теплового режима к изотермическому зависит непосредственно от конструкции насадки реактора.

В полочных насадках с несколькими последовательно расположенными адиабатическими слоями оптимальный температурный режим протекания реакции поддерживается с помощью ввода холодных байпасов между соответствующими слоями через специальные газораспределители. В этом случае регулирование температуры (путем изменения расхода холодного газа через байпасы) при действии на колонну внешних возмущений отличается высоким быстродействием за счет прямого смешения газа байпасного и основного хода. Такие реакторы просты и недороги по исполнению, однако недостатком явля-

ется отличие реального режима от изотермического, температурный профиль по высоте носит пикообразный характер. Как следствие, подобные реакторы обладают невысокой производительностью и низким уровнем энергосбережения.

При разделении адиабатических слоев теплообменными системами повышается количество утилизируемой энергии, температурный режим становится в большей степени приближен к изотермическому, вследствие чего увеличивается выход метанола. При всем этом не обеспечивается требуемое качество регулирования температуры при действии различных возмущающих воздействий на колонну, что обусловлено наличием существенного запаздывания по каналу управления «расход теплоносителя в системе охлаждения – температура газа по высоте колонне».

В этом аспекте преимуществом обладают комбинированные насадки, в которых для съема тепла реакции предусмотрена возможность использовать как холодные байпасы, так и встроенные теплообменные системы.

В частности, известен реактор [155], в котором после каждого слоя катализатора предусмотрен ввод холодного байпаса, равно как и съем реакционного тепла дополнительным теплоносителем, циркулирующим через систему встроенных теплообменников, с последующей утилизацией в котле-утилизаторе.

Также известна полезная модель реактора синтеза метанола [156], в котором катализаторные корзины разделены теплообменниками или котлами и, в то же время, дополнительно имеется блок управления подачей потока синтез-газа по корзинам с катализатором.

Использование ХБ совместно с МУТ возможно и в агрегате М-100, но при этом требуется несущественная модернизация, заключающаяся в установке между полками с катализатором утилизационных теплообменников.

Совместное управление температурным режимом будет несколько отличаться как в технологическом, так и в энергетическом аспекте, что, безусловно, скажется на выборе рабочей точки процесса, в окрестности которой, в частности, необходимо осуществлять линеаризацию математических моделей. Это

можно объяснить тем, что на условия работы одного технологического оператора определенным образом будет влиять изменение режима работы как предыдущего оператора, так и последующего, вследствие наличия в технологической схеме рецикла.

В рамках этого было решено получить математическое описание процесса охлаждения газа, учитывающее одновременное задействование обоих управляющих воздействий. При этом смесительный объем между слоями с катализатором можно описать комбинированной моделью, состоящей из элементарных структурных звеньев, характеризующих работу колонны при охлаждении газа с помощью ХБ или МУТ, тепловые модели которых получены в разделе 3.2.1. Однако при комбинированном охлаждении следует учесть соответствующие перераспределения потоков перед входом в рекуператор, их влияние на нагрузку колонны, и, как следствие, на режим работы слоев с катализатором. Операторная схема предлагаемого способа поддержания температурного режима колонны представлена на рисунке 3.17.

В качестве допущения объем между слоями с катализатором, в котором происходит охлаждение газа, условно разделим на два участка, на первом из которых газ основного хода смешивается с холодным газом через байпас, после чего на втором участке осуществляется съём тепла с помощью МУТ.

Стоит отметить, что при выборе номинальной рабочей точки процесса необходимо руководствоваться требованиями, предъявляемыми к соответствующей системе управления, и технологическими ограничениями. Так, полное перекрытие расхода воды через МУТ в номинальном режиме не представляется возможным, так как нарушаются условия теплообмена, и возможен выход из строя теплообменного оборудования. В свою очередь, отсутствие подачи холодного газа через байпасы в номинальном состоянии теоретически имеет место быть, но при этом теряется запас по управлению в случае отработки возмущений, когда задействование холодных байпасов необходимо будет уменьшать.

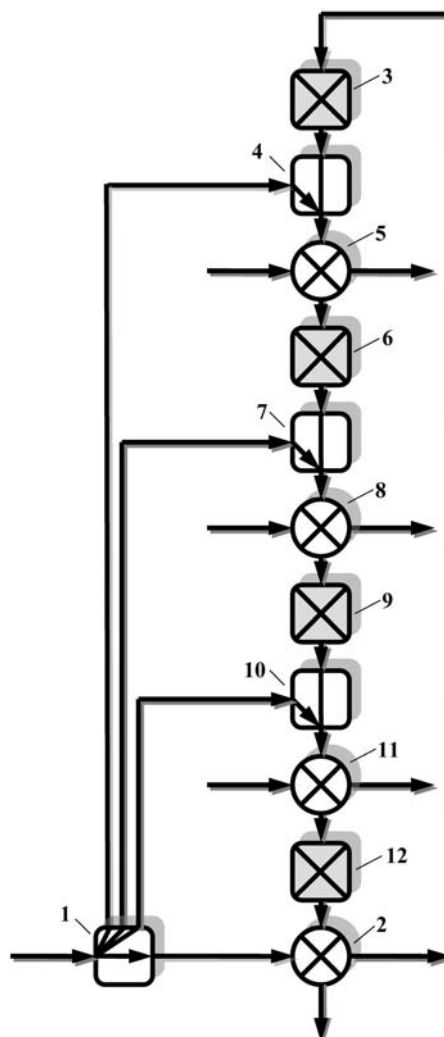


Рисунок 3.17 – Операторная схема предлагаемого комбинированного способа управления температурным режимом колонны синтеза метанола:

1 – делитель потоков; 2 – рекуператор; 3, 6, 9, 12 – слои катализатора; 4, 7, 10 – ХБ; 5, 8, 11 – МУТ

Исходя из представленных соображений с целью подавления различных по знаку внешних возмущений, для обеспечения запаса по управлению температурой в случае обоих каналов полагаем, что изменение расхода газа через ХБ и изменение расхода воды через МУТ будет осуществляться в процессе регулирования симметрично относительно некоторого (отличного от нуля) номинального значения, соответствующего величине управляющего воздействия в статике.

Для описания гидродинамики участка, на котором происходит охлаждение газа основного хода путем смешения с холодным газом через байпас, принята модель «идеальное смешение». Для описания гидродинамики участка, где происходит дальнейший съём тепла с помощью МУТ, в начальном приближении,

для исследования статического режима, воспользуемся математической моделью «вытеснение-вытеснение» (3.20), полученной ранее.

С учетом этого на рисунке 3.18 изображено общее схематичное представление гидродинамической модели комбинированного охлаждения газа в смешительном объеме между слоями с катализаторами. Соответствующее математическое описание теплового баланса в статике будет определяться системой (3.27).

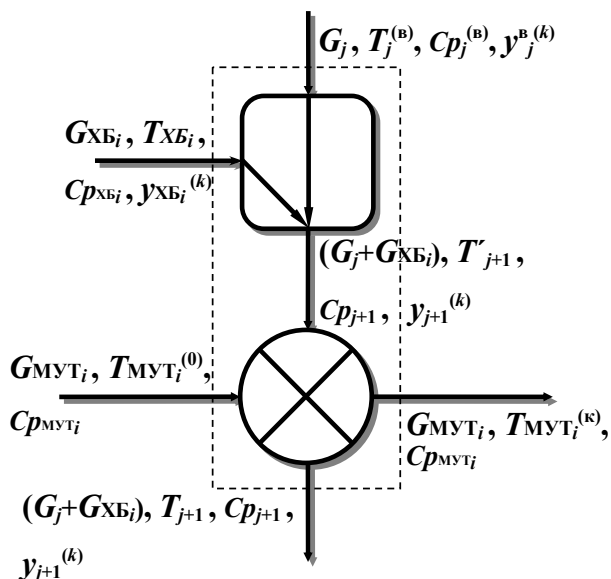


Рисунок 3.18 – Схема комбинированной модели теплообмена

$$\left\{ \begin{array}{l} T'_{j+1} = \frac{G_{XB_i} c_{p_{XB_i}} T_{XB_i} + G_j c_{p_j^{(B)}} T_j^{(B)}}{(G_{XB_i} + G_j) c_{p_{j+1}}} \\ \frac{dT_{МУТ_i}}{dl} = \frac{K_T F_T}{L \cdot G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}}} \cdot (T_j - T_{МУТ_i}) \\ \frac{dT_j}{dl} = \frac{K_T F_T}{L \cdot (G_{XB_i} + G_j) c_{p_{j+1}}} \cdot (T_{МУТ_i} - T_j) \end{array} \right. \quad (3.27)$$

при следующих граничных условиях:

$$\left. \begin{array}{l} T_j \Big|_{l=0} = T'_{j+1} \qquad T_j \Big|_{l=L} = T_{j+1} \\ T_{МУТ_i} \Big|_{l=0} = T_{МУТ_i}^{(0)} \qquad T_{МУТ_i} \Big|_{l=L} = T_{МУТ_i}^{(κ)} \end{array} \right\} \quad (3.28)$$

где $G_{ХБ_i}$, G_j – соответственно расход холодного газа через i -ый байпас и циркуляционного газа на входе в i -ую зону смешения, кг/с; $c_{p_{ХБ_i}}$, $c_{p_j}^{(в)}$, $c_{p_{j+1}}$ – соответственно изобарная теплоемкость газа через i -ый холодный байпас, циркуляционного газа на входе в i -ую зону смешения и объединенного потока газа на выходе i -ой зоны смешения, кДж/(кг·°C); $T_{ХБ_i}$, $T_j^{(в)}$, T'_{j+1} – соответственно температура холодного газа через i -ый байпас, циркуляционного газа на входе в i -ую зону смешения и результирующего потока газа на выходе i -ой зоны смешения, °C; $G_{МУТ_i}$ – расход воды через i -ую зону теплопередачи, кг/с; $c_{p_{МУТ_i}}$ – изобарная теплоемкость воды в i -ой зоне теплопередачи, кДж/(кг·°C); $T_{МУТ_i}^{(0)}$, $T_{МУТ_i}$, $T_{МУТ_i}^{(к)}$ – соответственно температура воды на входе в i -ую зону теплопередачи, в произвольном сечении i -ой зоны теплопередачи и на выходе i -ой зоны теплопередачи, °C; K_T – коэффициент теплопередачи, кВт/(м²·°C), F_T – площадь поверхности теплообмена путем теплопередачи, м²; L – длина поверхности теплообмена путем теплопередачи, м; T_j , T_{j+1} – соответственно температура газа в произвольном сечении i -ой зоны теплопередачи и на выходе i -ой зоны теплопередачи, °C.

Полученная математическая модель позволяет исследовать статический режим работы колонны с возможностью комбинированного охлаждения газа путем изменения расхода газа через ХБ совместно с изменением расхода воды через МУТ.

3.2.3 Моделирующий расчет статического режима работы реакторного узла при различных способах охлаждения газа по высоте колонны

Для сравнения работы колонны с ХБ, колонны с МУТ и колонны с возможностью комбинированного охлаждения газа предварительно необходимо получить информацию по их оптимальным технологическим режимам. Это можно сделать или с помощью соответствующих режимных карт, или путем

оптимизационного расчета, задавшись функцией цели, в качестве которой логично выбрать максимизацию выхода метанола на каждой полке с катализатором. Однако стоит заметить, что последний подход является отдельной оптимизационной задачей.

В связи с этим, в рамках исследования моделирующий расчет режима работы колонны синтеза метанола проводился с использованием методов случайного поиска. Задавшись вектором основных входных данных (расход, температура, концентрация метанола) и приняв во внимание технологические ограничения, путем решения полученных в разделе 3.2.1 адекватных математических моделей, были рассчитаны характерные статические режимы работы реакторного узла. Основным требованием при моделировании являлось выдержать температурный режим колонны в диапазоне 255-280 °С, в котором согласно [147] наблюдается наибольший выход метанола. Моделирование проводилось средствами пакета MathCAD, соответствующие результаты представлены в таблице 3.5.

При расчете кинетической модели слоя катализатора для колонны с ХБ поправочные коэффициенты в (3.12) были приняты $A_1 = A_2 = A_3 = 0,065$, для колонны с МУТ $A_1 = A_2 = A_3 = 0,09$, а для колонны с комбинированным охлаждением соответственно $A_1 = A_2 = A_3 = 0,081$.

Таблица 3.5

Статический режим работы колонны синтеза при различных способах поддержания температурного режима

Параметр	Технологический режим		
	2	3	4
	Колонна с ХБ	Колонна с МУТ	Колонна с ХБ+МУТ
Расход газа на входе в колонну, кг/с	43,176	59,153	53,238
Температура газа на входе в колонну, °С	220	220	220
Концентрация метанола на входе в колонну, мол. %	0,7	0,7	0,7

Окончание таблицы 3.5

1	2	3	4
Температура газа на выходе I слоя катализатора, °С	255,044	245,578	248,42
Концентрация метанола на выходе I слоя, мол. %	1,389	1,396	1,396
Расход газа на входе II слоя катализатора, кг/с	47,119	59,153	54,912
Температура газа на входе II слоя катализатора	237,464	238,349	236,775
Концентрация метанола на входе II слоя, мол. %	1,331	1,396	1,375
Температура газа на выходе II слоя катализатора, °С	269,575	263,927	264,329
Концентрация метанола на выходе II слоя, мол. %	1,962	2,092	2,05
Расход газа на входе III слоя катализатора, кг/с	53,034	59,153	56,884
Температура газа на входе III слоя катализатора, °С	244,527	253,964	249,992
Концентрация метанола на входе III слоя, мол. %	1,821	2,092	2,003
Температура газа на выходе III слоя катализатора, °С	273,056	262,49	265,508
Концентрация метанола на выходе III слоя, мол. %	2,382	2,788	2,655
Расход газа на входе IV слоя катализатора, кг/с	59,153	59,153	59,153
Температура газа на входе IV слоя катализатора, °С	249,466	252,016	249,716
Концентрация метанола на входе IV слоя, мол. %	2,208	2,788	2,58
Температура газа на выходе IV слоя катализатора, °С	275,044	277,594	275,294
Температура свежего газа перед рекуператором, °С	45	45	45
Концентрация метанола на выходе колонны, мол. %	2,711	3,484	3,207

3.2.4 Расчет эксергетических характеристик агрегата синтеза в программе ExergyCalc

Проанализируем возможность повышения термодинамической эффективности процесса синтеза метанола с помощью изменения способа поддержания температурного режима реактора.

Построим сначала эксергетические диаграммы работы реактора совместно с рекуператором в случае охлаждения газа основного хода путем подачи газа через ХБ и путем подачи хладагента в МУТ. Расчет эксергии потоков и соответствующих потерь эксергии через отдельные технологические операторы (контрольные поверхности) проводился с помощью программы ExergyCalc, принцип работы которой рассмотрен во второй главе. Имеющиеся в программе классы позволяют в автоматическом режиме рассчитать смеситель, МУТ, рекуператор, слой катализатора и отдельные технологические потоки. Вектор входных для программы данных выбирался согласно результатам исследования статического режима (таблица 3.5). На рисунке 3.19 показан пример расчета в программе смесителя после 1-ой полки с катализатором для колонны с ХБ.

```
Выберите тип технологического оператора:  
1 - поток вещества или энергии  
2 - смеситель  
3 - теплообменник  
4 - катализатор  
5 - химическое превращение  
6 - контрольная поверхность  
2  
Число смешивающихся потоков = 2  
Работает конструктор оператора Смешение...  
Введите значение расхода на 0 входе в ХТС, кг/с =  
43.176  
Введите значение температуры на 0 входе в ХТС, °С =  
255.044  
Введите значение теплоемкости на 0 входе в ХТС, кДж/кг*°С =  
1.754  
Введите значение давления на 0 входе в ХТС, атм =  
50  
Введите значение газовой постоянной 0 входа ХТС, кДж/кг*°С =  
1.202  
Введите значение расхода на 1 входе в ХТС, кг/с =  
3.944  
Введите значение температуры на 1 входе в ХТС, °С =  
45  
Введите значение теплоемкости на 1 входе в ХТС, кДж/кг*°С =  
1.754  
Введите значение давления на 1 входе в ХТС, атм =  
50  
Введите значение газовой постоянной 1 входа ХТС, кДж/кг*°С =  
1.202  
Расчет смесителя...  
Расход на i-ом входе в ХТС = 43.176 3.944  
Температура на i-ом входе в ХТС = 255.044 45  
Расход на j-ом выходе из ХТС = 47.12  
Температура на j-ом выходе из ХТС = 237.463  
Идет эксергетическое сканирование...  
Поток эксергии на входе ХТС = 67939.2 кВт  
Поток эксергии на выходе ХТС = 67738.5 кВт  
Потери эксергии через ХТС = 200.789 кВт  
Работает деструктор класса Эксергетический анализ ХТС...  
Работает деструктор оператора Смешение...  
Работает деструктор базового класса...  
Для продолжения нажмите любую клавишу . . .
```

Рисунок 3.19 – Расчет эксергетических характеристик смесителя

На рисунках 3.20-3.21, согласно данным таблицы 3.5, изображены профили изменения температуры газа по высоте колонны в случае охлаждения с помощью ХБ и МУТ.

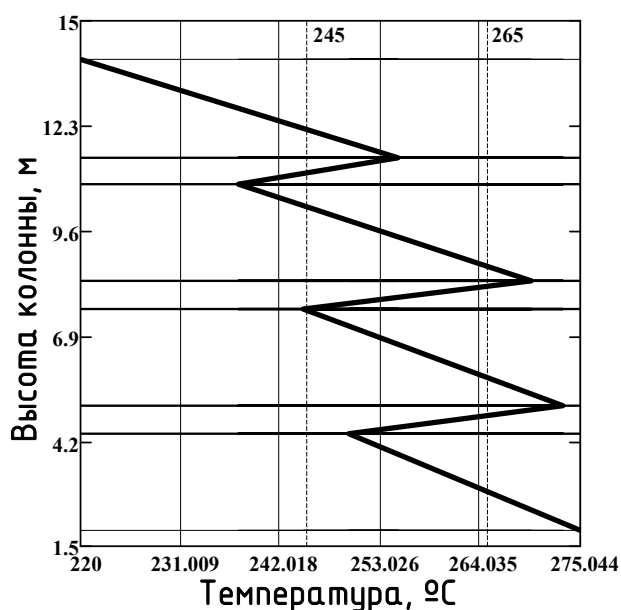


Рисунок 3.20 – Профиль изменения температуры газа по высоте колонны в случае управления холодными байпасами

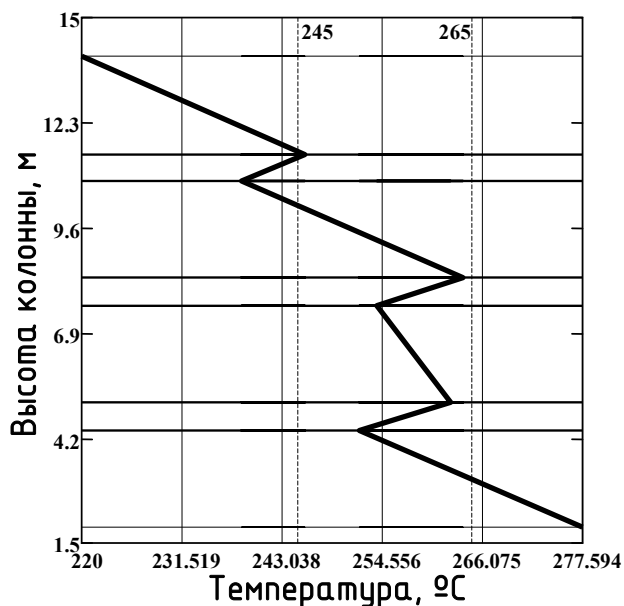


Рисунок 3.21 – Профиль изменения температуры газа по высоте колонны в случае управления МУТ

Соответствующая эксергетическая диаграмма для колонны с ХБ показана на рисунке 3.22. В таблице 3.6 приведены основные параметры эксергетического баланса колонны с холодными байпасами.

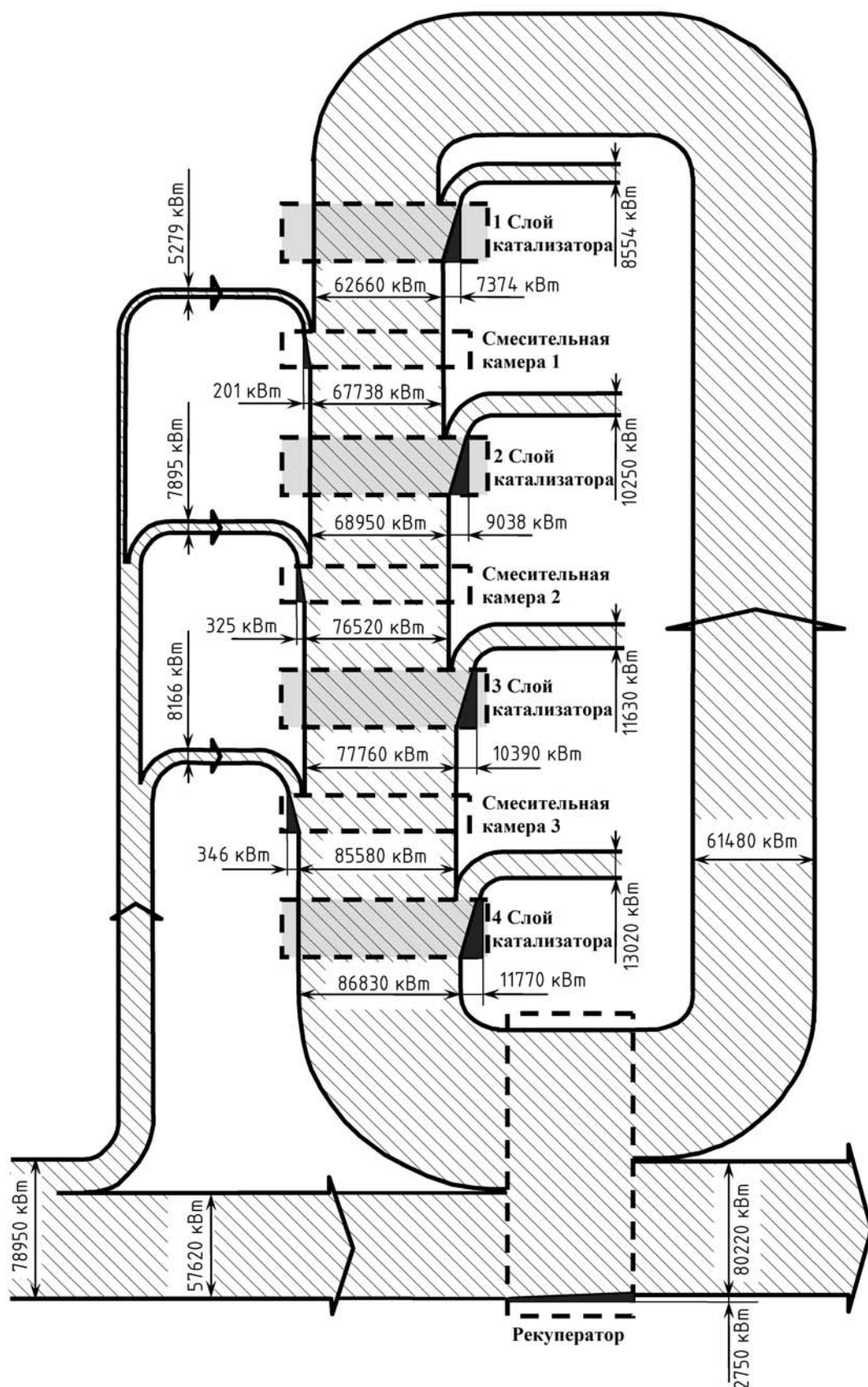


Рисунок 3.22 – Эксергетическая диаграмма работы колонны синтеза метанола с холодными байпасами

Таблица 3.6

Эксергетические характеристики колонны с холодными байпасами

Технологический поток	Расход, кг/с	Температура, °С	Эксергия, кВт
1	2	3	4
Поток газа после ЦЦК	59,153	45	78950
Входной поток свежего газа на подогрев в рекуператор	43,176	45	57620
Вход 1-го слоя катализатора	43,176	220	61480
Реакция синтеза на 1-ом слое	-	-	8554
Выход 1-го слоя катализатора	43,176	255,044	62660
Потери эксергии на 1-ом слое катализатора <u>7374</u> кВт			
Поток газа через 1-ый ХБ	3,944	45	5279
Вход 2-го слоя катализатора	47,119	237,464	67738
Потери эксергии после 1-ой полки <u>201</u> кВт			
Реакция синтеза на 2-ом слое	-	-	10250
Выход 2-го слоя катализатора	47,119	269,575	68950
Потери эксергии на 2-ом слое катализатора <u>9038</u> кВт			
Поток газа через 2-ой ХБ	5,915	45	7895
Вход 3-го слоя катализатора	53,034	244,527	76520
Потери эксергии после 2-ой полки <u>325</u> кВт			
Реакция синтеза на 3-м слое	-	-	11630
Выход 3-го слоя катализатора	53,034	273,056	77760
Потери эксергии на 3-м слое катализатора <u>10390</u> кВт			
Поток газа через 3-й ХБ	6,119	45	8166
Вход 4-го слоя катализатора	59,153	249,466	85580
Потери эксергии после 3-й полки <u>346</u> кВт			
Реакция синтеза на 4-ом слое	-	-	13020
Поток газа на выходе колонны	59,153	275,044	86830
Потери эксергии на 4-ом слое катализатора <u>11770</u> кВт			
Поток газа на выходе рекуператора	59,153	109,447	80220
Потери эксергии в рекуператоре <u>2750</u> кВт			
Отношение общих потерь эксергии к нагрузке на колонну синтеза <u>713,03</u> кДж/кг			

На рисунке 3.23 изображена соответствующая эксергетическая диаграмма для колонны с МУТ. В таблице 3.7 приведены основные параметры эксергетического баланса колонны с МУТ.

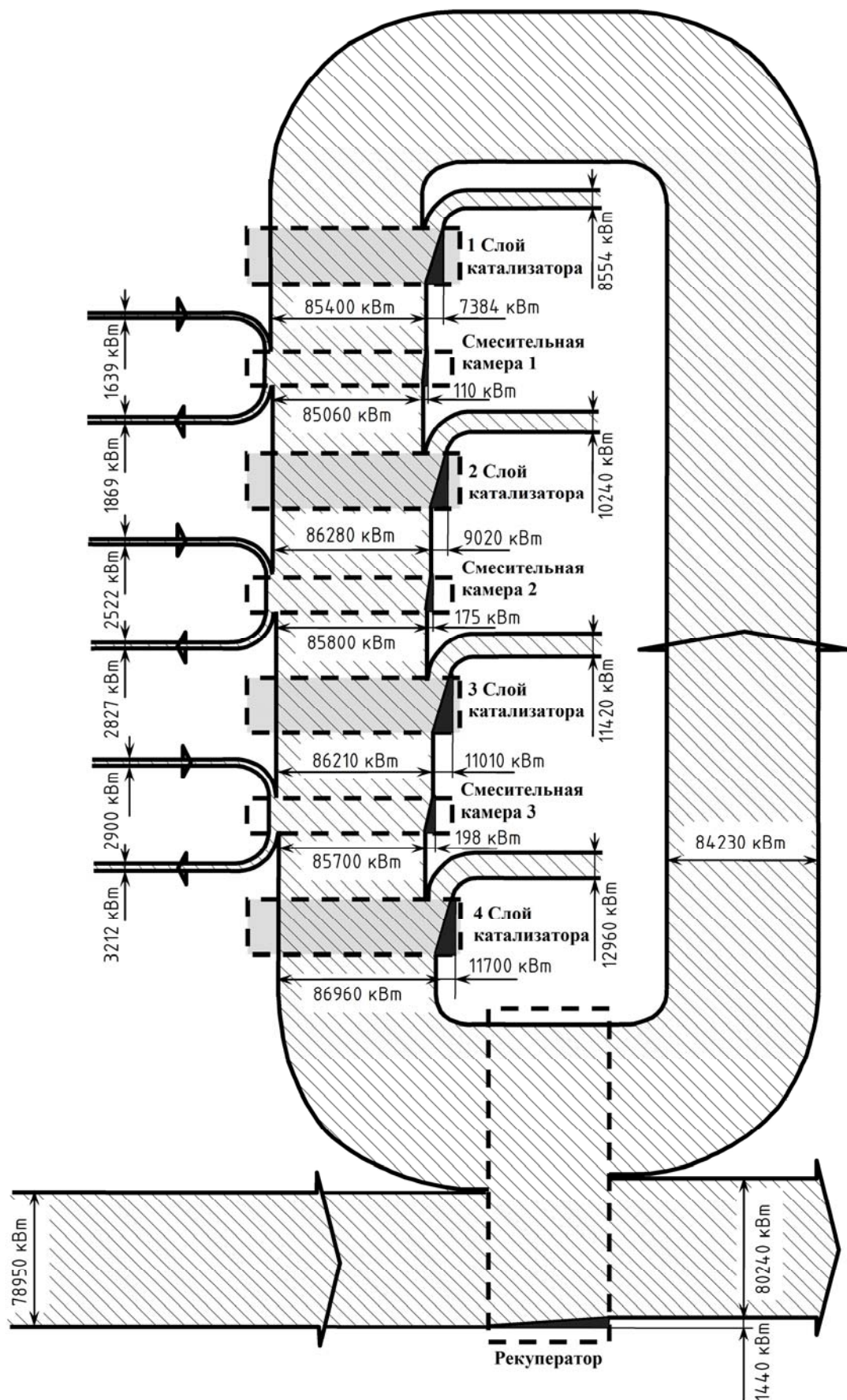


Рисунок 3.23 – Эксергетическая диаграмма работы колонны синтеза метанола с МУТ

Таблица 3.7

Эксергетические характеристики колонны с МУТ

Технологический поток	Расход, кг/с	Температура, °С	Эксергия, кВт
1	2	3	4
Поток газа после ЦЦК	59,153	45	78950
Входной поток свежего газа на подогрев в рекуператор	59,153	45	78950
Вход 1-го слоя катализатора	59,153	220	84230
Реакция синтеза на 1-ом слое	-	-	8554
Выход 1-го слоя катализатора	59,153	245,578	85400
Потери эксергии на 1-ом слое катализатора <u>7384</u> кВт			
Входной поток воды через 1-ый МУТ	1,3	70	1639
Выходной поток воды через 1-ый МУТ	1,3	207,38	1869
Вход 2-го слоя катализатора	59,153	238,349	85060
Потери эксергии после 1-ой полки <u>110</u> кВт			
Реакция синтеза на 2-ом слое	-	-	10240
Выход 2-го слоя катализатора	59,153	263,927	86280
Потери эксергии на 2-ом слое катализатора <u>9020</u> кВт			
Входной поток воды через 2-ый МУТ	2	70	2522
Выходной поток воды через 2-ый МУТ	2	193,059	2827
Вход 3-го слоя катализатора	59,153	253,964	85800
Потери эксергии после 2-ой полки <u>175</u> кВт			
Реакция синтеза на 3-м слое	-	-	11420
Выход 3-го слоя катализатора	59,153	262,49	86210
Потери эксергии на 3-м слое катализатора <u>11010</u> кВт			
Входной поток воды через 3-й МУТ	2,3	70	2900
Выходной поток воды через 3-й МУТ	2,3	182,495	3212
Вход 4-го слоя катализатора	59,153	252,016	85700
Потери эксергии после 3-й полки <u>198</u> кВт			
Реакция синтеза на 4-ом слое	-	-	12960
Поток газа на выходе колонны	59,153	277,594	86960
Потери эксергии на 4-ом слое катализатора <u>11700</u> кВт			
Поток газа на выходе рекуператора	59,153	110,161	80240
Потери эксергии в рекуператоре <u>1440</u> кВт			
Отношение общих потерь эксергии к нагрузке на колонну синтеза <u>693,74</u> кДж/кг			

Результаты эксергетического анализа показывают, что проведение технологического процесса синтеза метанола, с позиции энергосбережения, выгоднее в колонне, в которой охлаждение газа осуществляется с помощью МУТ, нежели в колонне с ХБ, так как прямое смешение газов с различными энергетическими потенциалами сопровождается большими потерями эксергии. Следствием этого является использование реакционного тепла не на самом высоком температурном уровне, что позволило бы, например, получить пар высокого потенциала. В случае колонны с МУТ качественные потери энергии меньше, так как тепло отводится непосредственно из зоны синтеза при максимальной температуре, а соответственно обладает высоким потенциалом. Но управление тепловым режимом с помощью МУТ распространено в синтезах при повышенном давлении на Zn-Cr катализаторе, а в связи со снижением давления синтеза и использованием низкотемпературных медьсодержащих катализаторов, которые более чувствительны (в сравнении с Zn-Cr) к колебаниям температуры и, кроме того, приняв во внимание наличие значительного запаздывания по каналам регулирования, данный способ управления может не обеспечивать заданных показателей качества при компенсации возмущений на колонну.

Проведем теперь эксергетический анализ процесса при использовании предлагаемого комбинированного способа охлаждения газа по высоте колонны, т.е. если одновременно задействовать ХБ и МУТ. Предположительно колонна с комбинированным охлаждением в аспекте термодинамического совершенства будет занимать промежуточное положение между колонной с ХБ и колонной с МУТ. Расчет производился также в программе ExergyCalc. Эксергетические характеристики зоны комбинированного теплообмена (ХБ+МУТ) определялись в ручном режиме с использованием абстрактно выделенной контрольной поверхности, что обусловлено сложностью соответствующей математической модели.

На рисунке 3.24 представлена эксергетическая диаграмма работы колонны с комбинированным охлаждением газа, а на рисунке 3.25 изображен соответствующий профиль изменения температуры газа по высоте колонны при данном виде охлаждения.

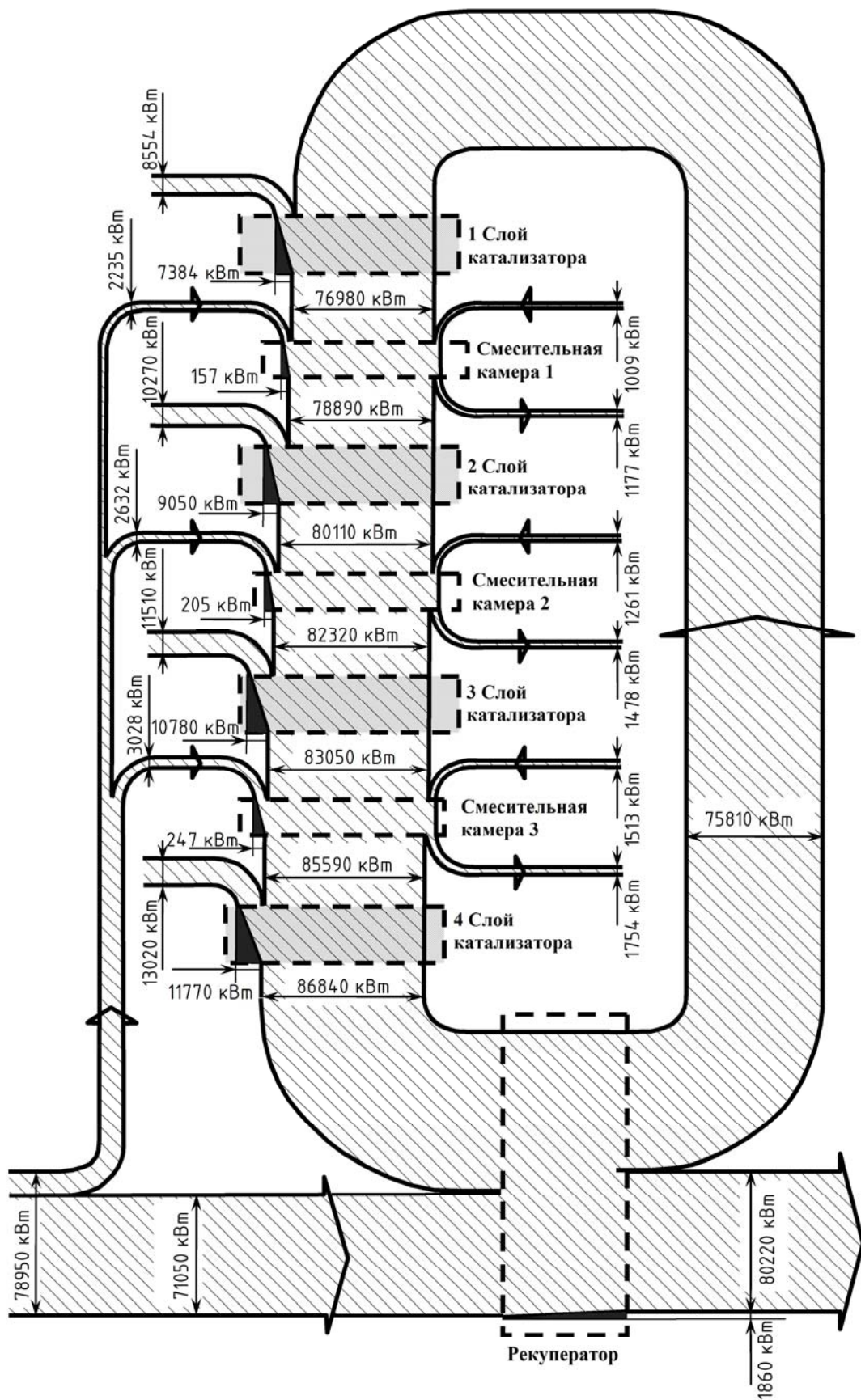


Рисунок 3.24 – Эксергетическая диаграмма работы колонны синтеза метанола с комбинированным охлаждением (ХБ+МУТ)

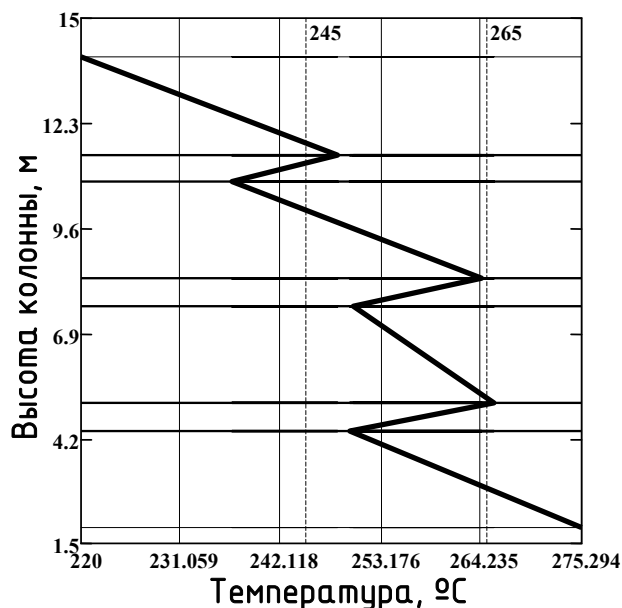


Рисунок 3.25 – Профиль изменения температуры газа по высоте колонны в случае комбинированного охлаждения

В таблице 3.8 приведены основные параметры эксергетического баланса. В результате, действительно, показатели энергоэффективности, оцениваемые по величине отношения общих потерь эксергии к нагрузке реактора, при комбинированном охлаждении оказались чуть ниже, чем в случае колонны с МУТ, но выше, чем в случае действующей на производстве колонны с ХБ ~ на 2 %, что эквивалентно снижению эксергетических потерь на 12,26 кДж/кг.

Таким образом, с термодинамической точки зрения холодные байпасы понижают энергетическую эффективность процесса синтеза метанола, ввиду чего их задействование необходимо, по-возможности, минимизировать (с учетом соответствующих технологических ограничений, учитывающих поддержание температурного режима, концентрацию ключевых компонентов и производительность слоев в заданном диапазоне).

Таблица 3.8

Эксергетические характеристики колонны с охлаждением ХБ+МУТ

Технологический поток	Расход, кг/с	Температура, °C	Эксергия, кВт
1	2	3	4
Поток газа после ЦЦК	59,153	45	78950
Входной поток свежего газа на подогрев в рекуператор	53,238	45	71050
Вход 1-го слоя катализатора	53,238	220	75810

Окончание таблицы 3.8

1	2	3	4
Реакция синтеза на 1-ом слое	-	-	8554
Выход 1-го слоя катализатора	53,238	248,42	76980
Потери эксергии на 1-ом слое катализатора <u>7384</u> кВт			
Поток газа через 1-ый ХБ	1,674	45	2235
Входной поток воды через 1-ый МУТ	0,8	70	1009
Выходной поток воды через 1-ый МУТ	0,8	226,005	1177
Вход 2-го слоя катализатора	54,912	236,775	78890
Потери эксергии после 1-ой полки <u>157</u> кВт			
Реакция синтеза на 2-ом слое	-	-	10270
Выход 2-го слоя катализатора	54,912	264,329	80110
Потери эксергии на 2-ом слое катализатора <u>9050</u> кВт			
Поток газа через 2-ой ХБ	1,972	45	2632
Входной поток воды через 2-ой МУТ	1	70	1261
Выходной поток воды через 2-ой МУТ	1	229,975	1478
Вход 3-го слоя катализатора	56,884	249,992	82320
Потери эксергии после 2-ой полки <u>205</u> кВт			
Реакция синтеза на 3-м слое	-	-	11510
Выход 3-го слоя катализатора	56,884	265,508	83050
Потери эксергии на 3-м слое катализатора <u>10780</u> кВт			
Поток газа через 3-й ХБ	2,269	45	3028
Входной поток воды через 3-й МУТ	1,2	70	1513
Выходной поток воды через 3-й МУТ	1,2	220,958	1754
Вход 4-го слоя катализатора	59,153	249,716	85590
Потери эксергии после 3-й полки <u>247</u> кВт			
Реакция синтеза на 4-ом слое	-	-	13020
Поток газа на выходе колонны	59,153	275,294	86840
Потери эксергии на 4-ом слое катализатора <u>11770</u> кВт			
Поток газа на выходе рекуператора	59,153	109,517	80220
Потери эксергии в рекуператоре <u>1860</u> кВт			
Отношение общих потерь эксергии к нагрузке на колонну синтеза <u>700,77</u> кДж/кг			

Высвобождение дополнительной эксергии позволяет более полно использовать реакционное тепло. В частности, согласно энтальпийному анализу, отдельно проведенному на основании результатов расчета технологических режимов реакторного узла (таблица 3.5), в действующей колонне с ХБ энергия синтеза утилизируется только в рекуперативном теплообменнике, а в случае

предлагаемого комбинированного охлаждения помимо этого тепло утилизируется в МУТ с последующей выработкой пара. В таблице представлен соответствующий недоиспользуемый энергетический эффект.

Таблица 3.9

Энергетические показатели реакторного узла в зависимости от способа поддержания теплового режима

Способ управления тепловым режимом реактора	Энергия, утилизируемая в рекуператоре	Энергия, утилизируемая в МУТ
Действующий (только ХБ)	$4,8 \cdot 10^7$ кДж/час	-
Предлагаемый (ХБ+МУТ)	$5,9 \cdot 10^7$ кДж/час	$0,7 \cdot 10^7$ кДж/час

3.2.5 Расчет эксергетической чувствительности статических режимов работы реактора в программе ExergySensCTS с целью выделения энергоэффективного канала управления температурой

Абсолютные потери эксергии обусловлены, прежде всего, технологией процесса и условиями его ведения и не связаны в явном виде с задачей управления. Для сравнения энергетических свойств каналов управления температурой в колонне синтеза метанола с возможностью комбинированного охлаждения газа по высоте (с целью последующего синтеза ЭСАР) была определена эксергетическая чувствительность технологического процесса к управлению путем подвода холодного газа через байпасы и к управлению путем изменения расхода охлаждающей воды в МУТ [157].

Рассмотрим более детально эту методику. Воспользуемся соответствующим алгоритмом и программой расчета эксергетической чувствительности (ExergySensCTS), которые представлены во второй главе диссертации. Суть исследования будет определяться следующей последовательностью действий.

1. На основании данных, полученных на действующем производстве или путем математического моделирования, определяется номинальный технологический режим работы колонны синтеза в статике (таблица 3.5).

2. Абстрактно выделяется контрольная поверхность (КП), а именно смешительная камера, то есть объем, где непосредственно и происходит процесс регулирования температуры (для примера рассмотрим смешительный объем между 1-ым и 2-ым слоями катализатора). Пользователем вводится информация о соответствующих входах и выходах КП (рисунок 3.26).

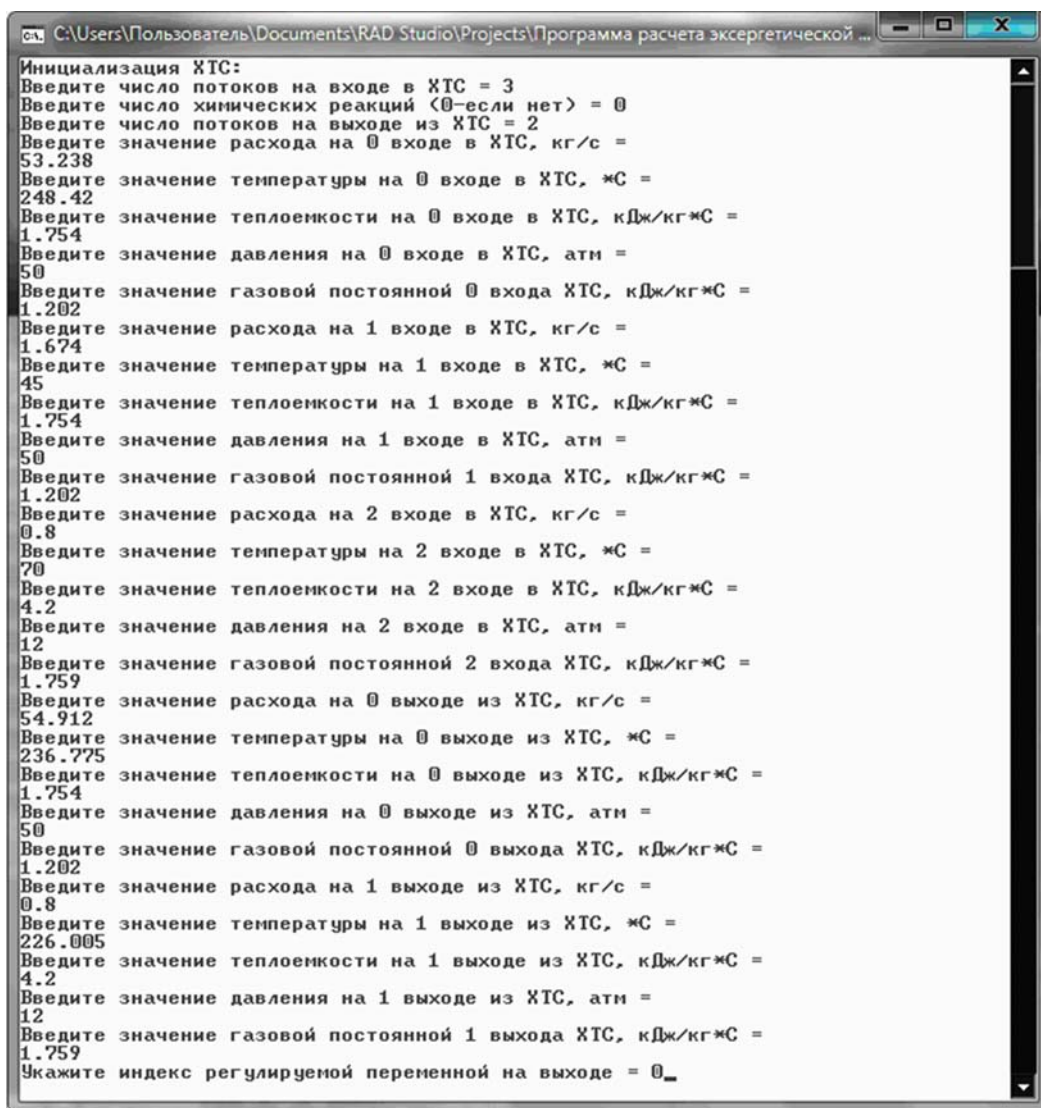


Рисунок 3.26 – Экранная форма ввода исходных данных

3. Программа рассчитывает номинальный технологический режим и соответствующие потери эксергии через выделенную контрольную поверхность, обусловленные необходимостью охлаждения газа основного хода за счет смешения с холодным газом через байпас и за счет теплообмена с хладагентом в МУТ (таблица 3.8).

Разумно предположить, что общие потери эксергии имеют аддитивный характер и будут определяться суммой соответствующих потерь эксергии, приносимых каждым управляющим фактором:

$$D_0 = D_0^{\text{ХБ}} + D_0^{\text{МУТ}},$$

где D_0 – суммарные потери эксергии через выделенную контрольную поверхность в номинальном режиме, кВт; $D_0^{\text{ХБ}}$ – потери эксергии от смешения газа основного и байпасного хода в номинальном режиме, кВт; $D_0^{\text{МУТ}}$ – потери эксергии от теплообмена с хладагентом в МУТ в номинальном режиме, кВт.

4. Далее в режиме диалога (циклический опрос) пользователь подтверждает, является ли заданный поток регулирующим воздействием. Если да, то этот поток исследуется на предмет определения эксергетической чувствительности. Путем приращения анализируемого регулирующего воздействия осуществляется переход от номинального режима работы в некоторый новый допустимый режим (при постоянстве остальных возможных управлений). Индексация в программе начинается с нуля. Индекс «0» соответствует потоку основного газа, «1» и «2» – соответственно потоку холодного газа через байпас и потоку воды через МУТ.

5. Производится расчет нового технологического режима. В нашем случае расчет осуществлялся в режиме ручного ввода по данным математического моделирования статического режима работы реакторного узла, которое проводилось отдельно в среде MathCAD.

6. Программа рассчитывает значение потерь эксергии для нового технологического режима, и согласно методике, изложенной во второй главе, определяется величина эксергетической чувствительности к изменению расхода холодного газа через байпасы и к изменению расхода охлаждающей воды через МУТ. В итоге, пользователь получает рекомендации по выбору наиболее энергоэффективного регулирующего воздействия в статике.

На рисунке 3.27 представлены результаты работы программы ExergySensCTS для процесса охлаждения газа, при котором изменение регулирующего

щих воздействий направлено на понижение температуры газа по высоте колонны, то есть во внимание принимается ситуация, когда имеют место возмущения, вызывающие повышение температуры.



Рисунок 3.27 – Результаты работы программы ExergySensCTS в случае охлаждения газа по высоте колонны

Согласно результатам работы моделирующей программы эксергетическая чувствительность к управлению температурой с помощью ХБ равна $\alpha^{ХБ} = -13,3704$, а с помощью МУТ $\alpha^{МУТ} = -16,1359$ соответственно. Соотношение $\alpha^{МУТ} < \alpha^{ХБ}$ говорит нам о том, что процесс охлаждения газа с помощью изменения расхода воды через МУТ сопровождается меньшими потерями эксергии на градус Цельсия, нежели с помощью изменения расхода холодного газа через байпас, что, безусловно, выгодно с позиции энергосбережения.

В рамках исследования был рассмотрен процесс нагрева газа, при котором изменение регулирующих воздействий сопровождается повышением температуры газа по высоте колонны. Например, это может возникнуть в ситуации, когда имеют место возмущения, вызывающие понижение температуры. Соответствующий расчет эксергетической чувствительности в программе ExergySensCTS приведен на рисунке 3.28.

В случае нагрева газа согласно результатам работы моделирующей программы эксергетическая чувствительность к управлению температурой с помощью ХБ равна $\alpha^{ХБ} = -14,1573$, а с помощью МУТ $\alpha^{МУТ} = -13,8014$. Соотношение $\alpha^{ХБ} < \alpha^{МУТ}$ указывает на то, что процесс нагрева газа энергоэффективнее осуществлять с помощью изменения расхода холодного газа через байпас.

Такой вывод логичен, так как при нагреве мы уменьшаем введение холодных байпасов, а это, исходя из умозаключений, сделанных в пункте 3.2.4, повышает энергетическую эффективность процесса. При охлаждении же газа, наоборот, необходимо увеличивать степень задействования холодных байпасов, что, в свою очередь, будет понижать энергоэффективность процесса.

```

C:\Users\Пользователь\Documents\RAD Studio\Projects\Программа расчета эксергетической ...
Номинальный режим ХТС:   y0 = 236.775
Поток эксергии на входе  ХТС = 80238.9 кВт
Поток эксергии на выходе ХТС = 80087 кВт
Потери эксергии          D0 = 151.844 кВт

Является ли расход 53.238 кг/с на 0 входе регулирующим воздействием?
<1-да, 0-нет>:
0
Номинальный режим ХТС:   y0 = 236.775
Поток эксергии на входе  ХТС = 80238.9 кВт
Поток эксергии на выходе ХТС = 80087 кВт
Потери эксергии          D0 = 151.844 кВт

Является ли расход 1.674 кг/с на 1 входе регулирующим воздействием?
<1-да, 0-нет>:
1
Дать приращение по 1 регулирующей переменной, %: -30
Расход на i-ом входе в ХТС = 53.238 1.1718 0.8
Введите значение расхода на 0 выходе из ХТС, кг/с =
54.41
Введите значение температуры на 0 выходе из ХТС, °С =
238.489
Введите значение теплоемкости на 0 выходе из ХТС, кДж/кг*С =
1.754
Введите значение давления на 0 выходе из ХТС, атм =
50
Введите значение газовой постоянной 0 выхода ХТС, кДж/кг*С =
1.202
Введите значение расхода на 1 выходе из ХТС, кг/с =
0.8
Введите значение температуры на 1 выходе из ХТС, °С =
227.615
Введите значение теплоемкости на 1 выходе из ХТС, кДж/кг*С =
4.2
Введите значение давления на 1 выходе из ХТС, атм =
12
Введите значение газовой постоянной 1 выхода ХТС, кДж/кг*С =
1.759

Приращение u [1]: y= 238.489
D= 127.578
Эксергетическая чувствительность = -14.1573

Номинальный режим ХТС:   y0 = 236.775
Поток эксергии на входе  ХТС = 80238.9 кВт
Поток эксергии на выходе ХТС = 80087 кВт
Потери эксергии          D0 = 151.844 кВт

Является ли расход 0.8 кг/с на 2 входе регулирующим воздействием?
<1-да, 0-нет>:
1
Дать приращение по 2 регулирующей переменной, %: -30
Расход на i-ом входе в ХТС = 53.238 1.674 0.56
Введите значение расхода на 0 выходе из ХТС, кг/с =
54.912
Введите значение температуры на 0 выходе из ХТС, °С =
238.193
Введите значение теплоемкости на 0 выходе из ХТС, кДж/кг*С =
1.754
Введите значение давления на 0 выходе из ХТС, атм =
50
Введите значение газовой постоянной 0 выхода ХТС, кДж/кг*С =
1.202
Введите значение расхода на 1 выходе из ХТС, кг/с =
0.56
Введите значение температуры на 1 выходе из ХТС, °С =
234.776
Введите значение теплоемкости на 1 выходе из ХТС, кДж/кг*С =
4.2
Введите значение давления на 1 выходе из ХТС, атм =
12
Введите значение газовой постоянной 1 выхода ХТС, кДж/кг*С =
1.759

Приращение u [2]: y= 238.193
D= 132.273
Эксергетическая чувствительность = -13.8014

Энергоэффективнее управлять расходом на 1 входе,
т.к. этот канал эксергетически менее чувствителен <-14.1573>

Для продолжения нажмите любую клавишу . . .

```

Рисунок 3.28 – Результаты работы программы ExergySensCTS для случая нагрева газа по высоте колонны

Наглядно полученные выводы (при допущении о линейности найденных зависимостей) можно отразить в виде графика (рисунок 3.29). Его анализ показывает, что важным моментом при организации энергоэффективного управле-

ния в статике является выбор рабочей точки процесса, а также наличие сведений о преобладающем типе возмущений, т.е. необходимо знать, в какую сторону (относительно рабочей точки) чаще осуществляется процесс регулирования.

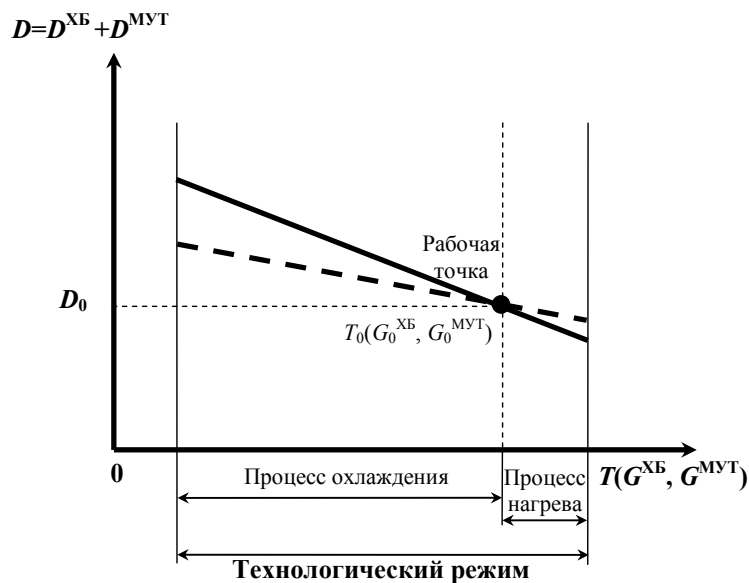


Рисунок 3.29 – Зависимость общих потерь эксергии и температуры газа на слое катализатора от изменения расхода газа через ХБ (сплошная линия) и расхода хладагента через МУТ (штриховая линия)

Исследование производства метанола показывает, что наиболее характерными и опасными являются возмущения, вызывающие повышение температуры газа. Т.е. основной задачей управления реактором является охлаждение газа по его высоте. В рамках этого, с позиции энергосбережения в статике в качестве регулирующего воздействия необходимо использовать изменение расхода хладагента через МУТ.

3.3 Математическое описание динамического режима работы реакторного узла с использованием имитационных моделей процесса и симуляция их свойств

На основании эксергетического анализа было выявлено, что охлаждать газ по высоте колонны синтеза метанола в статике выгоднее с помощью изменения расхода воды в МУТ как в случае отдельного управления температурой, так и в случае комбинирования управляющих воздействий.

При этом остается вопрос о динамической точности работы соответствующей системы управления при использовании комбинированного способа охлаждения газа в реакторе агрегата М-100, которая должна обрабатывать различные внешние возмущения (возникающие, например, из-за изменения расхода и температуры газа основного хода, из-за изменения состава газа и активности катализатора, а также по причине изменения давления газа на линии нагнетания циркуляционного компрессора).

Для этого с учетом полученных ранее математических моделей, описывающих статические режимы работы отделения синтеза метанола, исследуем динамические режимы работы основных технологических операторов при поддержании заданного температурного профиля по высоте реактора.

Динамика слоя катализатора

Соответствующее изменение температуры на слое катализатора (объект с распределенными параметрами) в переходном режиме будет описываться дифференциальным уравнением в частных производных:

$$S_j \rho_j c_{p_j} \frac{\partial T_j}{\partial t} = -G_j c_{p_j} \frac{\partial T_j}{\partial l} + S_j \sum_{q=0}^m (\pm r_q \cdot (\pm \Delta H_q)), \quad (3.29)$$

где ρ_j – плотность реакционной смеси.

Остальные обозначения расшифрованы в разделе 3.2.1 (см. формулы 3.6, 3.14).

При исследовании динамики слоя катализатора интерес представляет характер изменения температуры газа на выходе слоя катализатора в зависимости от изменений температуры и расхода газа на входе в слой. Получим передаточные функции по соответствующим каналам возмущения.

Перейдя от уравнений в частных производных к обыкновенным дифференциальным уравнениям посредством аппроксимации модели вытеснения (3.29) ячеечной моделью (число ячеек принято равным двум), получим:

$$\begin{cases} \frac{L}{2} S_j \rho_j c_{p_j} \frac{dT_j^{(1)}}{dt} = -G_j c_{p_j} (T_j^{(1)} - T_j^{(0)}) + \frac{L}{2} S_j \sum_{q=0}^m (\pm r_q \cdot (\pm \Delta H_q)) \\ \frac{L}{2} S_j \rho_j c_{p_j} \frac{dT_j^{(B)}}{dt} = -G_j c_{p_j} (T_j^{(B)} - T_j^{(1)}) + \frac{L}{2} S_j \sum_{q=0}^m (\pm r_q \cdot (\pm \Delta H_q)) \end{cases} \quad (3.30)$$

Определим вид передаточных функций по каналам возмущения «расход газа основного хода на входе в слой катализатора – температура газа на выходе слоя катализатора» и «температура газа основного хода на входе в слой катализатора – температура газа на выходе слоя катализатора» соответственно.

На основании топологической модели системы уравнений (3.30), приведенной на рисунке 3.30, были получены соответствующие передаточные функции по основным каналам слоя катализатора, которые сведены в таблицу 3.10.

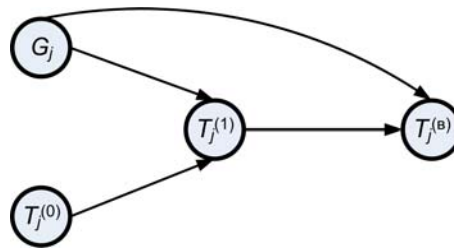


Рисунок 3.30 – Топологическая модель взаимных связей основных параметров в слое с катализатором

Таблица 3.10

Передаточные функции по основным каналам слоя катализатора

Передаточная функция	Коэффициент передачи	Постоянная времени
$W_{G_j - T_j^{(1)}}(s)$	$\frac{c_{p_j} (T_j^{(0)} - T_j^{(1)})}{G_j c_{p_j}} \left[\frac{^{\circ}\text{C} \cdot \text{с}}{\text{кг}} \right]$	$\frac{\frac{L}{2} S_j \rho_j c_{p_j}}{G_j c_{p_j}} [\text{с}]$
$W_{G_j - T_j^{(B)}}(s)$	$\frac{c_{p_j} (T_j^{(1)} - T_j^{(B)})}{G_j c_{p_j}} \left[\frac{^{\circ}\text{C} \cdot \text{с}}{\text{кг}} \right]$	$\frac{\frac{L}{2} S_j \rho_j c_{p_j}}{G_j c_{p_j}} [\text{с}]$
$W_{T_j^{(0)} - T_j^{(1)}}(s)$	$\frac{G_j c_{p_j}}{G_j c_{p_j}} [-]$	$\frac{\frac{L}{2} S_j \rho_j c_{p_j}}{G_j c_{p_j}} [\text{с}]$
$W_{T_j^{(1)} - T_j^{(B)}}(s)$	$\frac{G_j c_{p_j}}{G_j c_{p_j}} [-]$	$\frac{\frac{L}{2} S_j \rho_j c_{p_j}}{G_j c_{p_j}} [\text{с}]$

Соответствующие структурные схемы объекта по каналам возмущения представлены на рисунке 3.31.

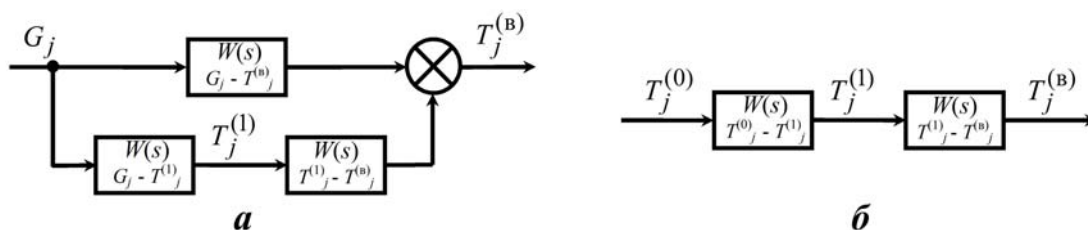


Рисунок 3.31 – Структурные схемы слоя катализатора по каналам возмущения:

а) канал «расход газа основного хода на входе в слой катализатора – температура газа на выходе слоя катализатора»; б) канал «температура газа основного хода на входе в слой катализатора – температура газа на выходе слоя катализатора»

Согласно результатам моделирования статического режима работы колонны подставим необходимые значения параметров и получим кривые разгона по каналам возмущения. На рисунке 3.32 приведены соответствующие кривые разгона для 1-ой полки с катализатором.

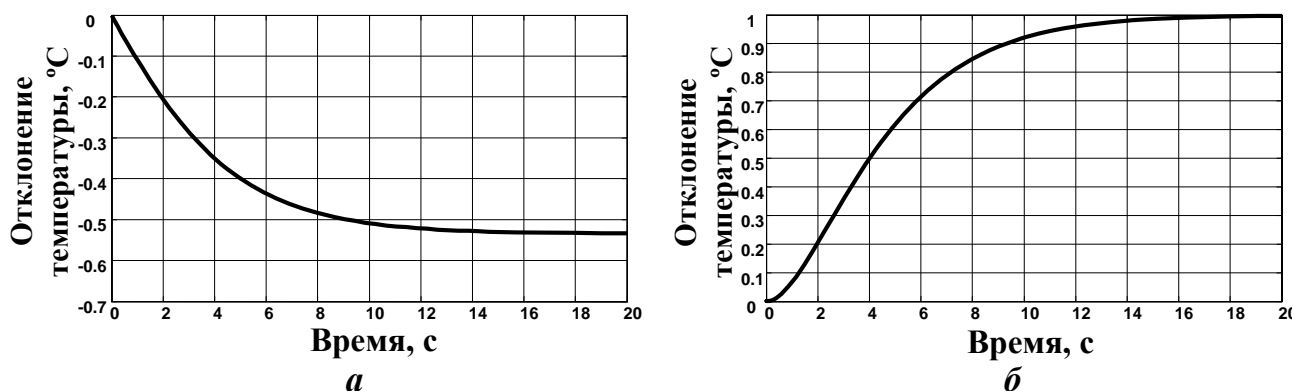


Рисунок 3.32 – Кривые разгона по каналам возмущения слоя катализатора:
а) канал возмущения «расход газа основного хода на входе в 1-ый слой катализатора – температура газа на выходе 1-го слоя катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta G_1 = +1$ кг/с); б) канал возмущения «температура газа основного хода на входе в 1-ый слой катализатора – температура газа на выходе 1-го слоя катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta T^{(0)}_1 = +1$ °C)

После аппроксимации передаточные функции по каналам «расход газа основного хода на входе в 1-ый слой катализатора – температура газа на выходе 1-го слоя катализатора» и «температура газа основного хода на входе в 1-ый слой катализатора – температура газа на выходе 1-го слоя катализатора» будут иметь соответственно вид:

$$W_{G_1-T_1^{(B)}}(s) = \frac{-1,53 \cdot s^2 - 1,92 \cdot s - 0,53}{13,65 \cdot s^3 + 17,14 \cdot s^2 + 7,17 \cdot s + 1}, \quad (3.31)$$

$$W_{T_1^{(0)}-T_1^{(B)}}(s) = \frac{1}{5,71 \cdot s^2 + 4,78 \cdot s + 1}. \quad (3.32)$$

Аналогично были получены передаточные функции по каналам возмущения для остальных слоев (таблица 3.11).

Таблица 3.11

Передаточные функции по каналам возмущения для слоя катализатора

Вход	Выход	Передаточная функция
1	2	3
Расход газа основного хода на входе в колонну	Температура газа на выходе 1-го слоя катализатора	$W_{G_1-T_1^{(B)}}(s) = \frac{-1,53 \cdot s^2 - 1,92 \cdot s - 0,53}{13,65 \cdot s^3 + 17,14 \cdot s^2 + 7,17 \cdot s + 1}$
Температура газа основного хода на входе в колонну	Температура газа на выходе 1-го слоя катализатора	$W_{T_1^{(0)}-T_1^{(B)}}(s) = \frac{1}{5,71 \cdot s^2 + 4,78 \cdot s + 1}$
Расход газа основного хода на входе во 2-ой слой катализатора	Температура газа на выходе 2-го слоя катализатора	$W_{G_2-T_2^{(B)}}(s) = \frac{-1,34 \cdot s^2 - 1,74 \cdot s - 0,5}{12,41 \cdot s^3 + 16,08 \cdot s^2 + 6,94 \cdot s + 1}$
Температура газа основного хода на входе во 2-ой слой катализатора	Температура газа на выходе 2-го слоя катализатора	$W_{T_2^{(0)}-T_2^{(B)}}(s) = \frac{1}{5,36 \cdot s^2 + 4,63 \cdot s + 1}$
Расход газа основного хода на входе в 3-й слой катализатора	Температура газа на выходе 3-го слоя катализатора	$W_{G_3-T_3^{(B)}}(s) = \frac{-0,68 \cdot s^2 - 0,91 \cdot s - 0,27}{11,16 \cdot s^3 + 14,98 \cdot s^2 + 6,7 \cdot s + 1}$

Температура газа основного хода на входе в 3-й слой катализатора	Температура газа на выходе 3-го слоя катализатора	$W_{T_3^{(0)} - T_3^{(B)}}(s) = \frac{1}{4,9 \cdot s^2 + 4,47 \cdot s + 1}$
Расход газа основного хода на входе в 4-ый слой катализатора	Температура газа на выходе колонны	$W_{G_4 - T_4^{(B)}}(s) = \frac{-0,9 \cdot s^2 - 1,39 \cdot s - 0,43}{9,92 \cdot s^3 + 13,85 \cdot s^2 + 6,45 \cdot s + 1}$
Температура газа основного хода на входе в 4-ый слой катализатора	Температура газа на выходе колонны	$W_{T_4^{(0)} - T_4^{(B)}}(s) = \frac{1}{4,62 \cdot s^2 + 4,3 \cdot s + 1}$

Динамика смесителя

На основании уравнений материального и теплового балансов (формулы 3.15, 3.18), приведенных в пункте 3.2.1, динамическая модель i -ой камеры смешения описывается следующим обыкновенным дифференциальным уравнением 1-го порядка:

$$V_{см_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}} \frac{dT_{j+1}}{dt} = G_j c_{p_j^{(B)}} T_j^{(B)} + G_{ХБ_i} c_{p_{ХБ_i}} T_{ХБ_i} - (G_j + G_{ХБ_i}) c_{p_{j+1}} T_{j+1}, \quad (3.33)$$

где $V_{см_i}$ – объем i -ой камеры смешения, ρ_{j+1} – плотность циркуляционного газа на входе в $j+1$ слой катализатора, кг/м³.

Динамика МУТ

Работу МУТ в динамике можно описать следующей системой дифференциальных уравнений в частных производных:

$$\left\{ \begin{array}{l} F_{\text{сеч}}^{\text{м/тр}} \rho_j^{(\text{в})} c_{p_j}^{(\text{в})} \frac{\partial T_j}{\partial t} = -G_j c_{p_j}^{(\text{в})} \frac{\partial T_j}{\partial l} + \frac{K_{\text{T}} F_{\text{T}}}{L} \cdot (T_{\text{МУТ}_i} - T_j) \\ n F_{\text{сеч}}^{\text{тр}} \rho_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}} \frac{\partial T_{\text{МУТ}_i}}{\partial t} = -G_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}} \frac{\partial T_{\text{МУТ}_i}}{\partial l} + \\ + \frac{K_{\text{T}} F_{\text{T}}}{L} \cdot (T_j - T_{\text{МУТ}_i}) \end{array} \right. , \quad (3.34)$$

где $F_{\text{сеч}}^{\text{м/тр}}$ – площадь поперечного сечения межтрубного пространства, в котором движется циркуляционный газ, м²; $\rho_j^{(\text{в})}$, $\rho_{\text{МУТ}_i}$ – соответственно плотность газа и воды в i -ом МУТ, кг/м³; n – число змеевиков; $F_{\text{сеч}}^{\text{тр}}$ – площадь поперечного сечения одного змеевика, м².

Динамика рекуперативного теплообменника

Математическую модель, описывающую работу рекуперативного теплообменника в динамическом режиме, можно представить в следующей форме:

$$\left\{ \begin{array}{l} m F_{\text{сеч}}^{\text{т}} \rho_j^{(\text{в})} c_{p_j}^{(\text{в})} \frac{\partial T_j}{\partial t} = -G c_{p_j}^{(\text{в})} \frac{\partial T_j}{\partial l} + \frac{K_{\text{T}} F_{\text{T}}}{L} \cdot (T_0 - T_j) \\ V_{\text{м/тр}} \rho_j c_{p_j} \frac{dT_j^{(0)}}{dt} = G_j c_{p_j} T_0 - G_j c_{p_j} T_j^{(0)} + \frac{K_{\text{T}} F_{\text{T}}}{L} \int_{l=0}^{l=L} (T_j(l,t) - T_j^{(0)}(t)) dl \end{array} \right. , (3.35)$$

где m – число трубок рекуператора; $F_{\text{сеч}}^{\text{тр}}$ – площадь поперечного сечения одной трубки, в которой движется теплоноситель, м²; $\rho_j^{(\text{в})}$, ρ_j – соответственно плотность циркуляционного газа в трубном пространстве и свежего газа в межтрубном пространстве, кг/м³; $V_{\text{м/тр}}$ – объем межтрубного пространства, в котором движется свежий синтез-газ на подогрев, м³.

Динамика модели комбинированного теплообмена

На основании статической модели (3.27) с учетом (3.28) получена динамическая модель процесса теплообмена между слоями катализатора в случае комбинированного охлаждения газа [158]. Предварительно для описания участка, где происходит съём тепла с помощью МУТ, было решено упростить матема-

тическую модель, перейдя к модели «смешение-вытеснение» с целью понижения порядка передаточных функций при исследовании динамического режима.

В соответствии с вышесказанным система дифференциальных уравнений примет вид:

$$\left\{ \begin{array}{l} V_{см_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}} \frac{dT'_{j+1}}{dt} = G_{ХБ_i} c_{p_{ХБ_i}} T_{ХБ_i} + G_j c_{p_j}^{(B)} T_j^{(B)} - \\ \quad - (G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} T'_{j+1} \\ n F_{сеч}^{тр} \rho_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} \frac{\partial T_{МУТ_i}}{\partial t} = -G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} \frac{\partial T_{МУТ_i}}{\partial l} + \\ \quad + \frac{K_T F_T}{L} (T_{j+1} - T_{МУТ_i}) \\ V_{Т_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}} \frac{dT_{j+1}}{dt} = (G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} T'_{j+1} - \\ \quad - (G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} T_{j+1} - \frac{K_T F_T}{L} \int_{l=0}^{l=L} (T_{j+1}(t) - T_{МУТ_i}(l,t)) dl \end{array} \right. , \quad (3.36)$$

где $V_{см_i}$ – объем i -ой зоны теплообмена, осуществляемого путем смешения потоков, m^3 ; ρ_{j+1} – плотность циркуляционного газа на выходе i -ой зоны смешения, kg/m^3 ; $V_{Т_i}$ – объем i -ой зоны теплообмена, осуществляемого путем теплопередачи, m^3 ; n – число змеевиков; $F_{сеч}^{тр}$ – площадь поперечного сечения одного змеевика, m^2 ; $\rho_{МУТ_i}$ – плотность воды в i -ой зоне теплопередачи, kg/m^3 .

Остальные обозначения соответствуют обозначениям, принятым в разделе 3.2.2.

Получим передаточные функции по каналам «расход холодного газа через байпас – температура газа на входе в последующий слой катализатора» и «расход охлаждающей воды через МУТ – температура газа на входе в последующий слой катализатора».

Перейдем от уравнений в частных производных, описывающих движение хладагента через змеевики МУТ, к обыкновенным дифференциальным уравнениям путем аппроксимации модели вытеснения ячеечной моделью с числом ячеек, равным 3.

Соответствующая топологическая модель представлена на рисунке 3.33.

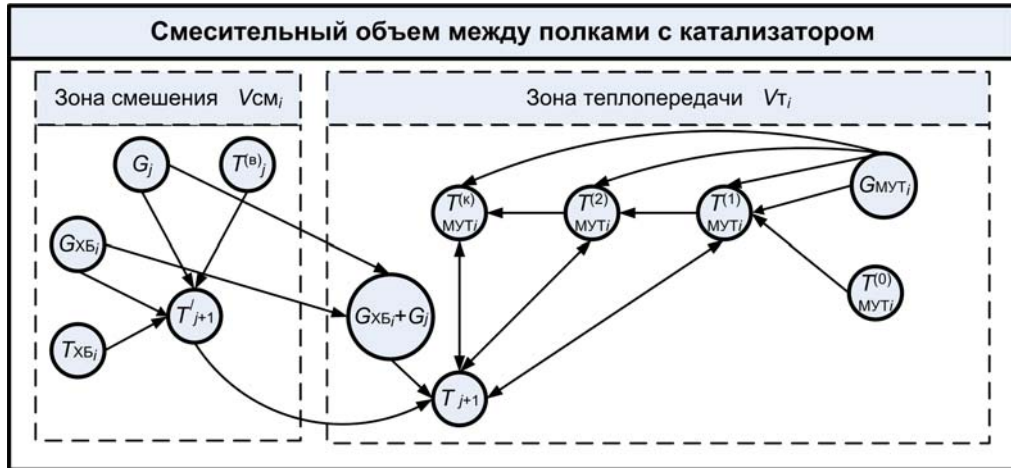


Рисунок 3.33 – Топологическая модель комбинированного охлаждения газа между слоями с катализатором

Таким образом, общее математическое описание зоны охлаждения газа между слоями с катализатором будет определяться системой

$$\left\{ \begin{array}{l}
 V_{смi} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}} \frac{dT'_{j+1}}{dt} = G_{ХБi} c_{p_{ХБi}} T_{ХБi} + G_j c_{p_j^{(B)}} T_j^{(B)} - (G_{ХБi} + G_j) c_{p_{j+1}} T'_{j+1} \\
 n \frac{L}{3} F_{сеч}^{тр} \rho_{МУТi} c_{p_{МУТi}} \frac{dT_{МУТi}^{(1)}}{dt} = -G_{МУТi} c_{p_{МУТi}} \left(T_{МУТi}^{(1)} - T_{МУТi}^{(0)} \right) + \\
 \quad + \frac{K_T F_T}{3} \left(T_{j+1} - T_{МУТi}^{(1)} \right) \\
 n \frac{L}{3} F_{сеч}^{тр} \rho_{МУТi} c_{p_{МУТi}} \frac{dT_{МУТi}^{(2)}}{dt} = -G_{МУТi} c_{p_{МУТi}} \left(T_{МУТi}^{(2)} - T_{МУТi}^{(1)} \right) + \\
 \quad + \frac{K_T F_T}{3} \left(T_{j+1} - T_{МУТi}^{(2)} \right) \\
 n \frac{L}{3} F_{сеч}^{тр} \rho_{МУТi} c_{p_{МУТi}} \frac{dT_{МУТi}^{(к)}}{dt} = -G_{МУТi} c_{p_{МУТi}} \left(T_{МУТi}^{(к)} - T_{МУТi}^{(2)} \right) + \\
 \quad + \frac{K_T F_T}{3} \left(T_{j+1} - T_{МУТi}^{(к)} \right) \\
 V_{Ti} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}} \frac{dT_{j+1}}{dt} = (G_{ХБi} + G_j) c_{p_{j+1}} T'_{j+1} - (G_{ХБi} + G_j) c_{p_{j+1}} T_{j+1} - \\
 \quad - \frac{K_T F_T}{3} \left(T_{j+1} - T_{МУТi}^{(1)} \right) - \frac{K_T F_T}{3} \left(T_{j+1} - T_{МУТi}^{(2)} \right) - \frac{K_T F_T}{3} \left(T_{j+1} - T_{МУТi}^{(к)} \right) .
 \end{array} \right.$$

Согласно топологической модели были получены необходимые для моделирования передаточные функции по соответствующим каналам объекта, которые сведены в таблицу 3.12.

Таблица 3.12

Передаточные функции по основным каналам смесительной камеры при комбинированном охлаждении газа

Передаточная функция	Коэффициент передачи	Постоянная времени
1	2	3
$W_{G_{XB_i} - T'_{j+1}}(s)$	$\frac{c_{p_{XB_i}} T_{XB_i} - c_{p_{j+1}} T'_{j+1}}{G_j c_{p_{j+1}} + G_{XB_i} c_{p_{j+1}}}$ $\left[\frac{^{\circ}\text{C} \cdot \text{c}}{\text{кг}} \right]$	$\frac{V_{\text{см}_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}}}{G_j c_{p_{j+1}} + G_{XB_i} c_{p_{j+1}}} \text{ [c]}$
$W_{G_j - T'_{j+1}}(s)$	$\frac{c_{p_j}^{(B)} T_j^{(B)} - c_{p_{j+1}} T'_{j+1}}{G_j c_{p_{j+1}} + G_{XB_i} c_{p_{j+1}}}$ $\left[\frac{^{\circ}\text{C} \cdot \text{c}}{\text{кг}} \right]$	$\frac{V_{\text{см}_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}}}{G_j c_{p_{j+1}} + G_{XB_i} c_{p_{j+1}}} \text{ [c]}$
$W_{T_j^{(B)} - T'_{j+1}}(s)$	$\frac{G_j c_{p_j}^{(B)}}{G_j c_{p_{j+1}} + G_{XB_i} c_{p_{j+1}}} \text{ [-]}$	$\frac{V_{\text{см}_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}}}{G_j c_{p_{j+1}} + G_{XB_i} c_{p_{j+1}}} \text{ [c]}$
$W_{G_{\text{МУТ}_i} - T_{\text{МУТ}_i}^{(1)}}(s)$	$\frac{c_{p_{\text{МУТ}_i}} \left(T_{\text{МУТ}_i}^{(0)} - T_{\text{МУТ}_i}^{(1)} \right)}{G_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}} + \frac{K_T F_T}{3}}$ $\left[\frac{^{\circ}\text{C} \cdot \text{c}}{\text{кг}} \right]$	$\frac{n \frac{L}{3} F_{\text{сеч}}^{\text{тр}} \rho_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}}}{G_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}} + \frac{K_T F_T}{3}} \text{ [c]}$
$W_{G_{\text{МУТ}_i} - T_{\text{МУТ}_i}^{(2)}}(s)$	$\frac{c_{p_{\text{МУТ}_i}} \left(T_{\text{МУТ}_i}^{(1)} - T_{\text{МУТ}_i}^{(2)} \right)}{G_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}} + \frac{K_T F_T}{3}}$ $\left[\frac{^{\circ}\text{C} \cdot \text{c}}{\text{кг}} \right]$	$\frac{n \frac{L}{3} F_{\text{сеч}}^{\text{тр}} \rho_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}}}{G_{\text{МУТ}_i} c_{p_{\text{МУТ}_i}} + \frac{K_T F_T}{3}} \text{ [c]}$

1	2	3
$W_{T_{j+1}-T_{МУТ_i}^{(1)}}(s)$ $W_{T_{j+1}-T_{МУТ_i}^{(2)}}(s)$ $W_{T_{j+1}-T_{МУТ_i}^{(к)}}(s)$	$\frac{K_T F_T}{3} \left[- \right]$ $G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} + \frac{K_T F_T}{3}$	$\frac{n \frac{L}{3} F_{сеч}^{тр} \rho_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}}}{G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} + \frac{K_T F_T}{3}} [c]$
$W_{T_{МУТ_i}^{(1)}-T_{МУТ_i}^{(2)}}(s)$ $W_{T_{МУТ_i}^{(2)}-T_{МУТ_i}^{(к)}}(s)$	$\frac{G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}}}{G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} + \frac{K_T F_T}{3}} \left[- \right]$	$\frac{n \frac{L}{3} F_{сеч}^{тр} \rho_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}}}{G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} + \frac{K_T F_T}{3}} [c]$
$W_{(G_{ХБ_i} + G_j) - T_{j+1}}(s)$	$\frac{c_{p_{j+1}} (T'_{j+1} - T_{j+1})}{(G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} + K_T F_T} \left[\frac{^{\circ}C \cdot c}{кг} \right]$	$\frac{V_{T_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}}}{(G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} + K_T F_T} [c]$
$W_{T'_{j+1}-T_{j+1}}(s)$	$\frac{(G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}}}{(G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} + K_T F_T} \left[- \right]$	$\frac{V_{T_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}}}{(G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} + K_T F_T} [c]$
$W_{G_{МУТ_i} - T_{МУТ_i}^{(к)}}(s)$	$\frac{c_{p_{МУТ_i}} \left(T_{МУТ_i}^{(2)} - T_{МУТ_i}^{(к)} \right)}{G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} + \frac{K_T F_T}{3}} \left[\frac{^{\circ}C \cdot c}{кг} \right]$	$\frac{n \frac{L}{3} F_{сеч}^{тр} \rho_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}}}{G_{МУТ_i} c_{p_{МУТ_i}} + \frac{K_T F_T}{3}} [c]$
$W_{T_{МУТ_i}^{(1)}-T_{j+1}}(s)$ $W_{T_{МУТ_i}^{(2)}-T_{j+1}}(s)$ $W_{T_{МУТ_i}^{(к)}-T_{j+1}}(s)$	$\frac{K_T F_T}{3} \left[- \right]$ $(G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} + K_T F_T$	$\frac{V_{T_i} \rho_{j+1} c_{p_{j+1}}}{(G_{ХБ_i} + G_j) c_{p_{j+1}} + K_T F_T} [c]$

На рисунке 3.34 приведены структурные схемы смесительной камеры по каналам «расход холодного газа через байпас – температура газа на входе в по-

следующий слой катализатора» и «расход охлаждающей воды через МУТ – температура газа на входе в последующий слой катализатора».

Полученная математическая модель комбинированного охлаждения газа по высоте колонны путем задействования ХБ совместно с МУТ позволила выделить общие для смесительной камеры каналы возмущения. В качестве возможных действующих возмущений для смесительной камеры можно рассматривать изменение расхода и температуры газа основного хода после предыдущего слоя катализатора. Структурные схемы объекта по соответствующим каналам возмущения представлены на рисунке 3.35.

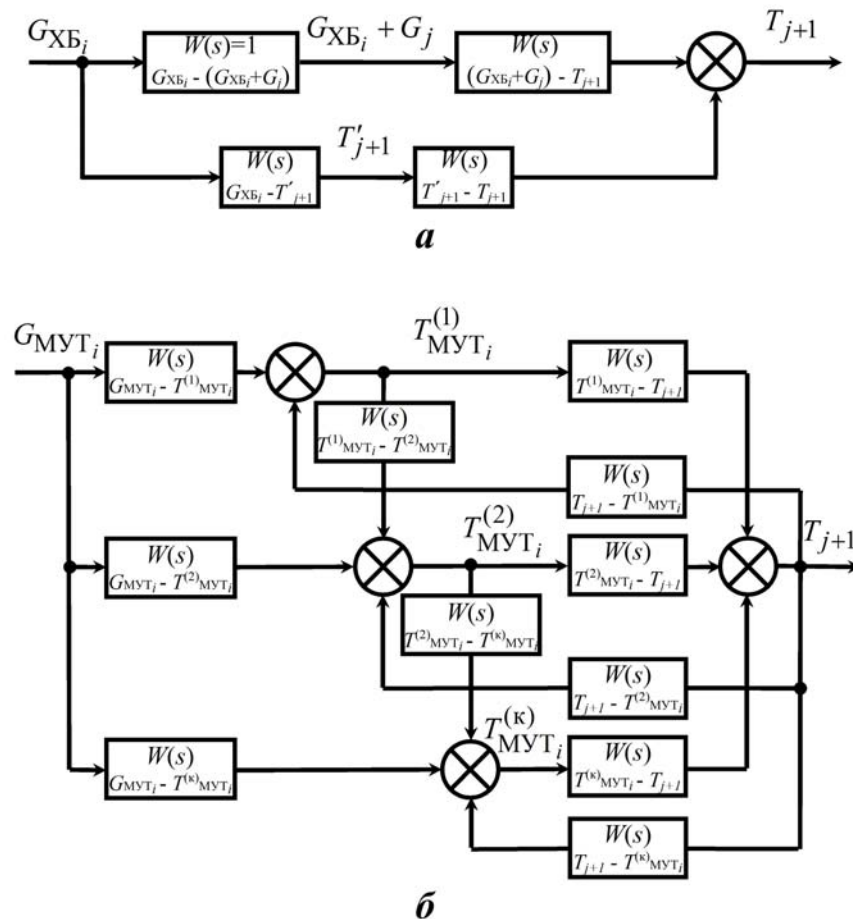


Рисунок 3.34 – Структурные схемы смесительной камеры по каналам «вход-выход»:

а) канал «расход холодного газа через байпас – температура газа на входе в последующий слой катализатора»; б) канал «расход охлаждающей воды через МУТ – температура газа на входе в последующий слой катализатора»

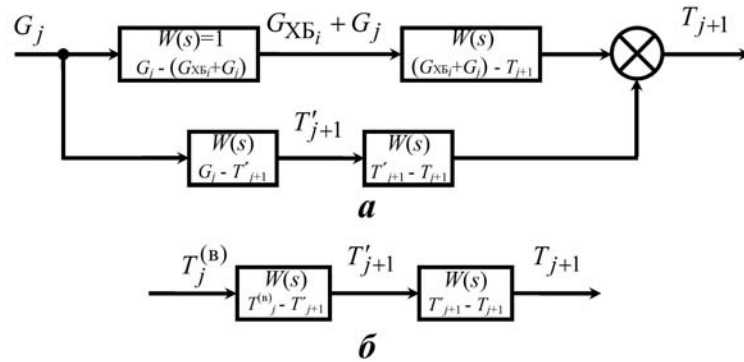


Рисунок 3.35 – Структурные схемы смесительной камеры по каналам возмущения:

а) канал «расход газа основного хода после слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора»; б) канал «температура газа основного хода после слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора»

На рисунке 3.36 изображена полученная путем реализации математической модели на компьютере кривая разгона для смесительной камеры по каналу «расход холодного газа через 1-ый байпас – температура газа на входе в последующий слой катализатора», которая была аппроксимирована в окрестности рабочей точки апериодическим звеном 1-го порядка с запаздыванием. Соответствующая передаточная функция имеет вид (3.37):

$$W_{G_{XB_1} - T_2}(s) = \frac{-3,19}{1,15 \cdot s + 1} \cdot e^{-0,3 \cdot s} \quad (3.37)$$

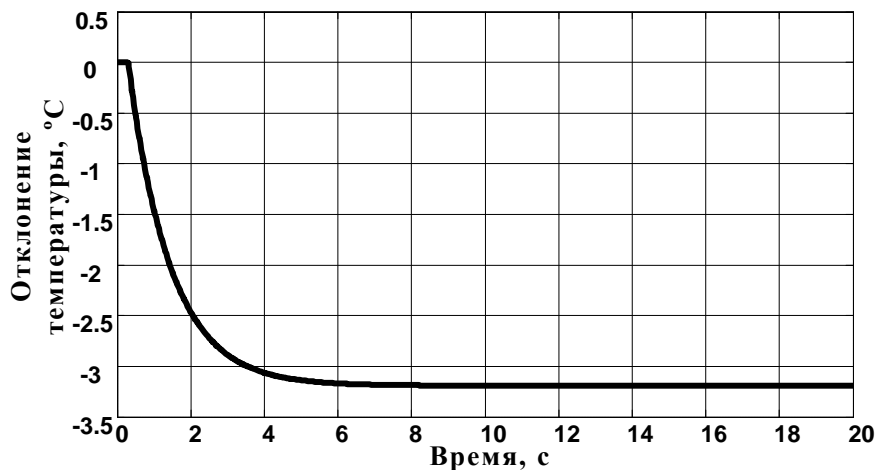


Рисунок 3.36 – Кривая разгона смесительной камеры по каналу «расход холодного газа через 1-ый байпас – температура газа на входе в последующий слой катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta G_{XB_1} = +1$ кг/с)

Кривая разгона для смесительной камеры по каналу «расход охлаждающей воды через 1-ый МУТ – температура газа на входе в последующий слой катали-

затора» представлена на рисунке 3.37. После аппроксимации соответствующая передаточная функция примет вид (3.38):

$$W_{G_{\text{МУТ}_1} - T_2}(s) = \frac{-4,41}{166,63 \cdot s + 1} \cdot e^{-0,7 \cdot s}. \quad (3.38)$$

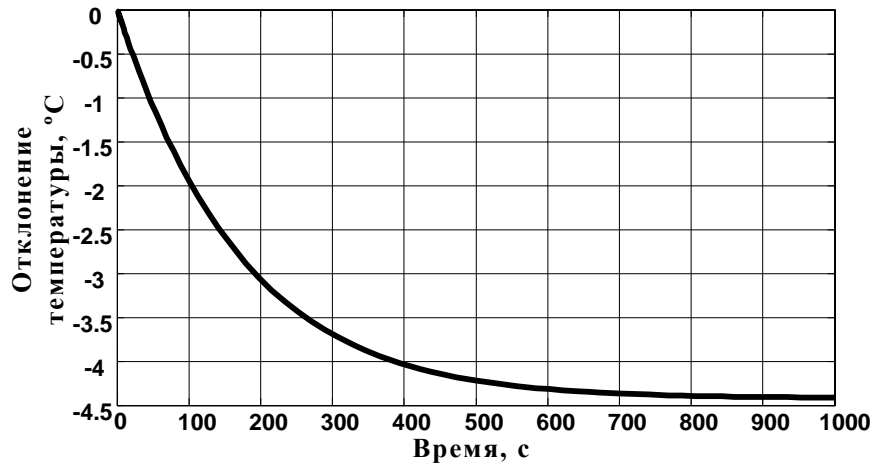


Рисунок 3.37 – Кривая разгона смесительной камеры по каналу «расход охлаждающей воды через 1-ый МУТ – температура газа на входе в последующий слой катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta G_{\text{МУТ}_1} = +1$ кг/с)

Кривые разгона для смесительной камеры по каналам возмущения «расход газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора» и «температура газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора» (температура после слоя может изменяться, например, за счет изменения активности катализатора), приведенные на рисунке 3.38, были аппроксимированы соответственно передаточными функциями вида (3.39) и (3.40):

$$W_{G_1 - T_2}(s) = \frac{0,04 \cdot s^2 + 0,19 \cdot s + 0,19}{0,3 \cdot s^3 + 1,35 \cdot s^2 + 2,02 \cdot s + 1}, \quad (3.39)$$

$$W_{T_1^{(в)} - T_2}(s) = \frac{0,89}{0,46 \cdot s^2 + 1,36 \cdot s + 1}. \quad (3.40)$$

Аналогично были получены остальные передаточные функции, описывающие процесс охлаждения газа в каждой смесительной камере. Результаты исследований сведены в таблицу 3.13.

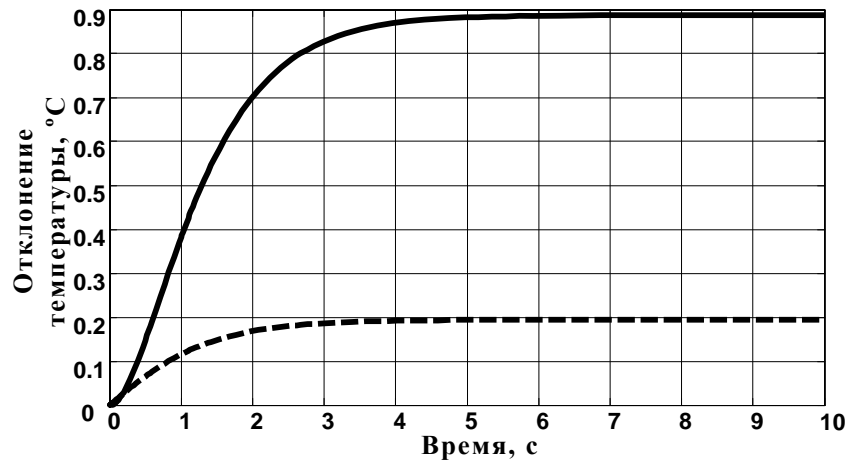


Рисунок 3.38 – Кривые разгона для смесительной камеры по каналам возмущения.

Сплошная линия: канал возмущения «температура газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta T_1^{(B)} = +1$ °C); штриховая линия: канал возмущения «расход газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta G_1 = +1$ кг/с)

Таблица 3.13

Передаточные функции по основным каналам смесительной камеры с возможностью комбинированного охлаждения газа

Вход	Выход	Передаточная функция
1	2	3
Расход холодного газа через 1-ый байпас	Температура газа на входе во 2-ой слой катализатора	$W_{G_{ХБ_i} - T_2}(s) = \frac{-3,19}{1,15 \cdot s + 1} \cdot e^{-0,3 \cdot s}$
Расход воды через 1-ый МУТ	Температура газа на входе во 2-ой слой катализатора	$W_{G_{МУТ_1} - T_2}(s) = \frac{-4,41}{166,63 \cdot s + 1} \cdot e^{-0,7 \cdot s}$
Расход газа основного хода после 1-го слоя катализатора	Температура газа на входе во 2-ой слой катализатора	$W_{G_1 - T_2}(s) = \frac{0,04 \cdot s^2 + 0,19 \cdot s + 0,19}{0,3 \cdot s^3 + 1,35 \cdot s^2 + 2,02 \cdot s + 1}$
Температура газа основного хода после 1-го слоя катализатора	Температура газа на входе во 2-ой слой катализатора	$W_{T_1^{(B)} - T_2}(s) = \frac{0,89}{0,46 \cdot s^2 + 1,36 \cdot s + 1}$

1	2	3
Расход холодного газа через 2-ой байпас	Температура газа на входе в 3-й слой катализатора	$W_{G_{ХБ2} - T_3}(s) = \frac{-3,3}{1,04 \cdot s + 1} \cdot e^{-0,4 \cdot s}$
Расход воды через 2-ой МУТ	Температура газа на входе в 3-й слой катализатора	$W_{G_{МУТ2} - T_3}(s) = \frac{-4,14}{150,37 \cdot s + 1} \cdot e^{-0,6 \cdot s}$
Расход газа основного хода после 2-го слоя катализатора	Температура газа на входе в 3-й слой катализатора	$W_{G_2 - T_3}(s) = \frac{0,05 \cdot s^2 + 0,22 \cdot s + 0,23}{0,27 \cdot s^3 + 1,26 \cdot s^2 + 1,95 \cdot s + 1}$
Температура газа основного хода после 2-го слоя катализатора	Температура газа на входе в 3-й слой катализатора	$W_{T_2^{(B)} - T_3}(s) = \frac{0,884}{0,43 \cdot s^2 + 1,32 \cdot s + 1}$
Расход холодного газа через 3-й байпас	Температура газа на входе в 4-ый слой катализатора	$W_{G_{ХБ3} - T_4}(s) = \frac{-3,18}{s + 1} \cdot e^{-0,38 \cdot s}$
Расход воды через 3-й МУТ	Температура газа на входе в 4-ый слой катализатора	$W_{G_{МУТ3} - T_4}(s) = \frac{-3,06}{140,7 \cdot s + 1} \cdot e^{-0,5 \cdot s}$
Расход газа основного хода после 3-го слоя катализатора	Температура газа на входе в 4-ый слой катализатора	$W_{G_3 - T_4}(s) = \frac{0,05 \cdot s^2 + 0,23 \cdot s + 0,25}{0,25 \cdot s^3 + 1,18 \cdot s^2 + 1,88 \cdot s + 1}$
Температура газа основного хода после 3-го слоя катализатора	Температура газа на входе в 4-ый слой катализатора	$W_{T_3^{(B)} - T_4}(s) = \frac{0,883}{0,4 \cdot s^2 + 1,27 \cdot s + 1}$

Размерность коэффициентов передачи по каналам регулирования – $[(^{\circ}\text{C} \cdot \text{с})/\text{кг}]$, по каналу возмущения «расход газа основного хода после слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора» и «температура газа основного хода после слоя катализатора – температура газа на входе в последующий слой катализатора» соответственно – $[(^{\circ}\text{C} \cdot \text{с})/\text{кг}]$ и $[-]$. Постоянные времени и время запаздывания имеют размерность $[\text{с}]$.

С целью разработки и исследования работы системы управления температурой газа по высоте колонны синтеза метанола необходимо, в первую очередь, выделить каналы управления, каналы возмущения и получить соответствующие передаточные функции по этим каналам. Согласно функциональной схеме автоматизации (рисунок 3.7) непосредственно процесс регулирования температуры в зоне реакции подразумевает подачу холодного газа во 2-ой, 3-й и 4-ый слои катализатора в зависимости от температуры газа на выходе из этих слоев. Регулирование температуры 1-го слоя может осуществляться, как уже было отмечено, с помощью отдельной САР температуры на входе в колонну. В рамках этого, каналы управления и каналы возмущения будут иметь более сложную структуру, состоящую из типовых структурных звеньев смесительной камеры и слоя катализатора.

Как было сказано ранее, в качестве возмущений можно рассматривать множество факторов. Были выделены следующие каналы возмущения по температуре газа на выходе слоя катализатора (рисунок 3.39).

После соответствующей подстановки передаточных функций элементарных звеньев, полученных отдельно для каждой смесительной камеры и каждого слоя катализатора (таблицы 3.11, 3.13), были исследованы выделенные каналы возмущения. В частности, кривые разгона по каналам возмущения «расход газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» и «температура газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» приведены на рисунке 3.40.

Далее исследуем динамические характеристики каналов управления температурой на выходе слоя катализатора, чтобы совместно с полученными результатами эксергетического анализа сделать вывод о возможности построения энергосберегающей САР теплового режима колонны синтеза метанола с несколькими управляющими воздействиями на каждую полку с катализатором (начиная со второй).

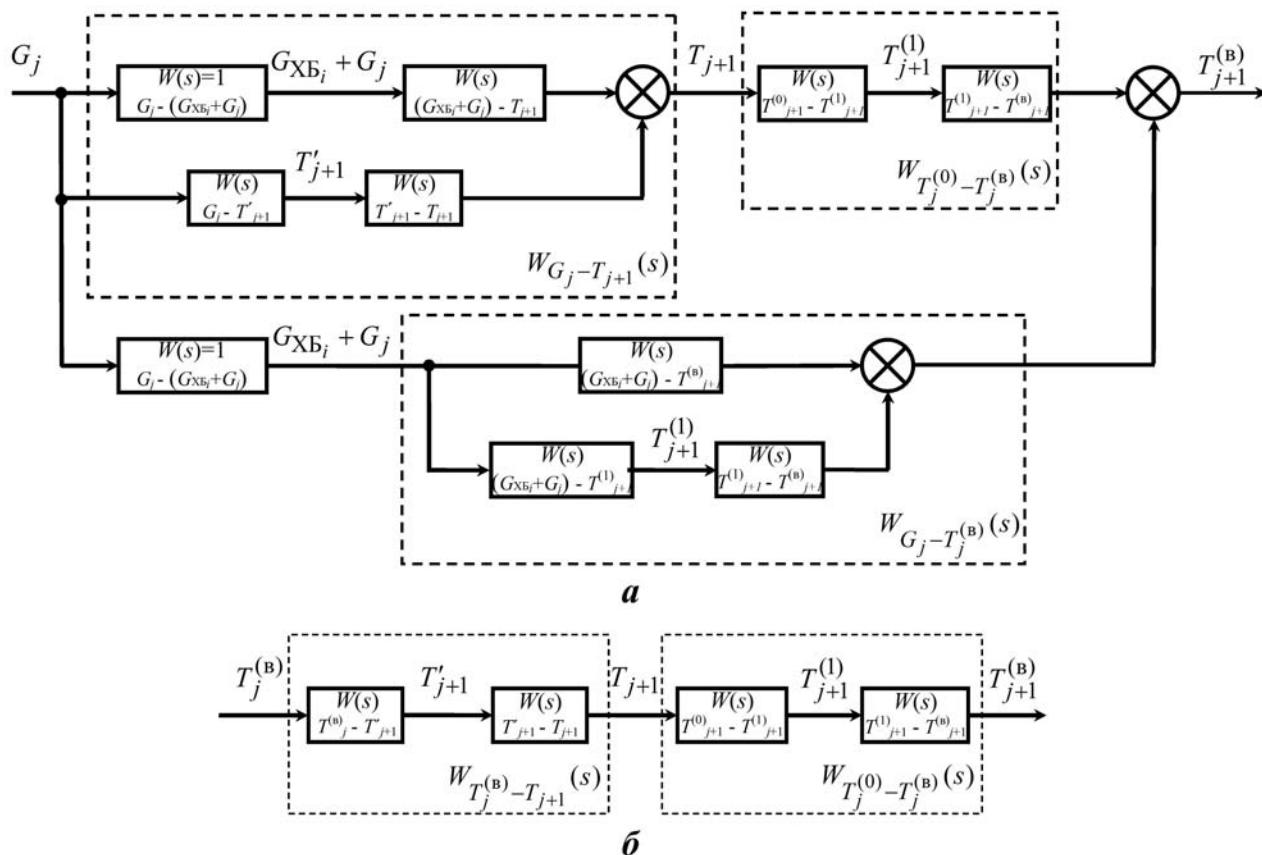


Рисунок 3.39 – Структурные схемы объекта по каналам возмущения:
 а) канал возмущения «расход газа основного хода после слоя катализатора – температура газа на выходе последующего слоя катализатора»; б) канал возмущения «температура газа основного хода после слоя катализатора – температура газа на выходе последующего слоя катализатора»

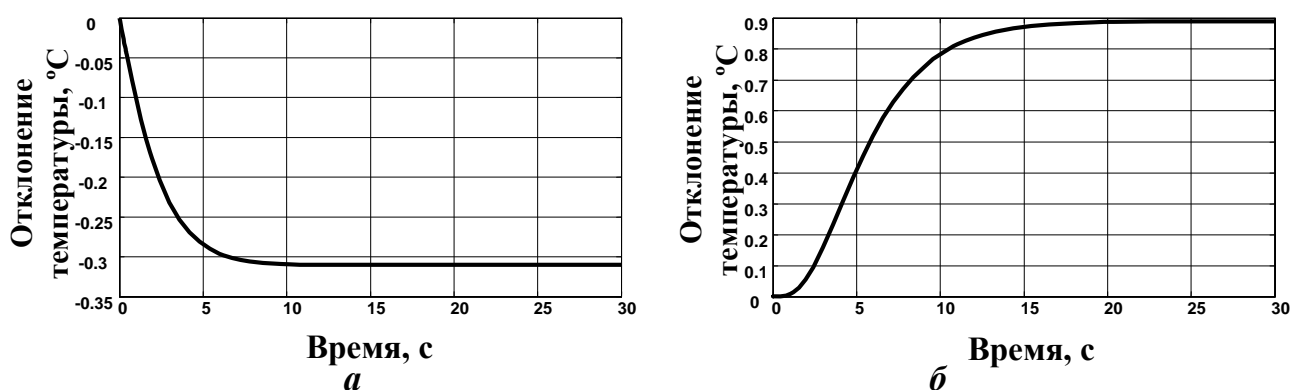


Рисунок 3.40 – Кривые разгона по каналам возмущения:
 а) канал возмущения «расход газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta G_2 = +1$ кг/с); б) канал возмущения «температура газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta T_1^{(B)} = +1$ °C)

На рисунках 3.41, 3.42 приведены общие структурные схемы по выделенным каналам управления температурой на выходе слоя катализатора. Согласно представленным структурным схемам и на основании данных таблиц 3.10 и 3.12 были получены следующие кривые разгона по каналам регулирования температуры газа на выходе 2-го слоя катализатора (рисунок 3.43).

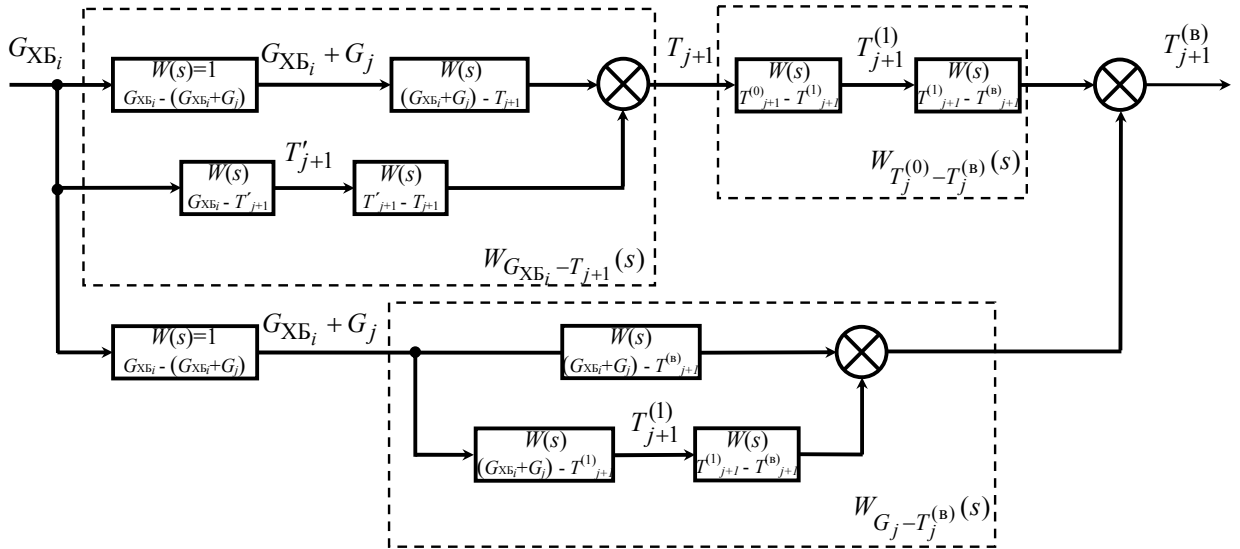


Рисунок 3.41 – Структурная схема объекта по каналу управления «расход холодного газа через байпас – температура газа на выходе слоя катализатора»

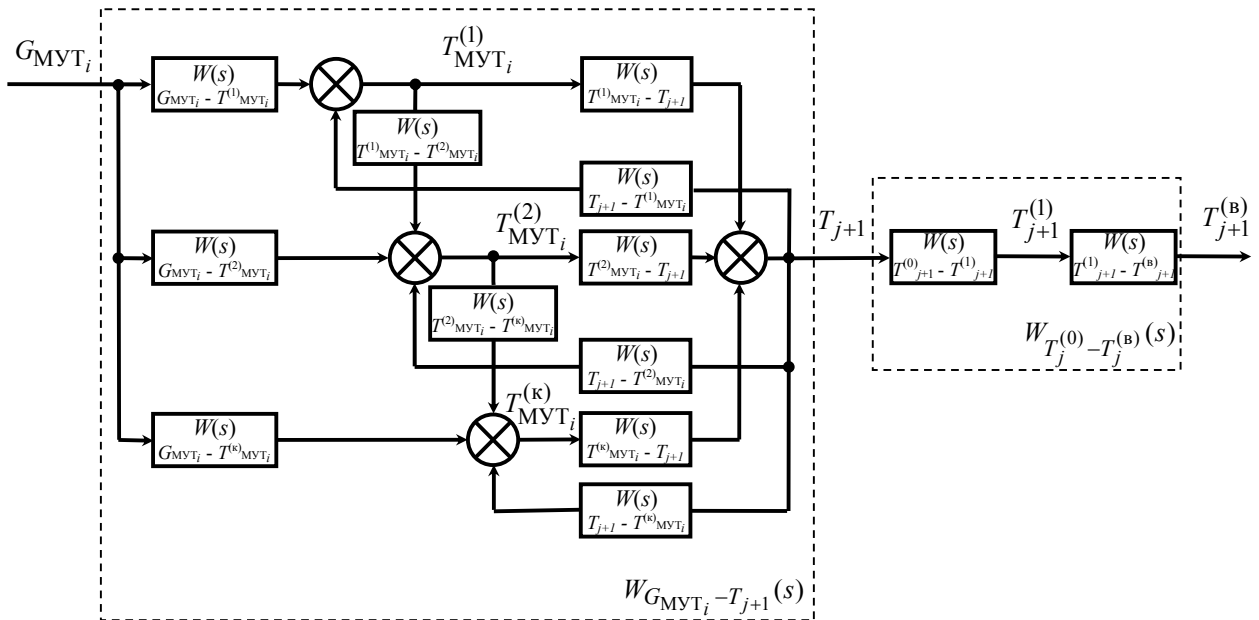


Рисунок 3.42 – Структурная схема объекта по каналу управления «расход охлаждающей воды через МУТ – температура газа на выходе слоя катализатора»

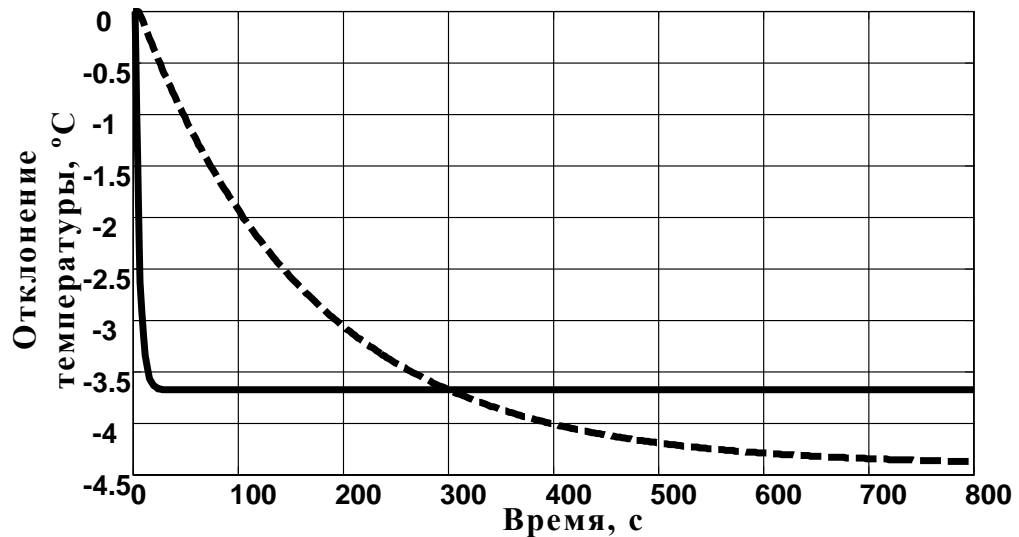


Рисунок 3.43 – Кривые разгона по каналам управления.

Сплошная линия: канал управления «расход холодного газа через 1-ый байпас – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta G_{ХБ_1} = +1$ кг/с); штриховая линия: канал управления «расход охлаждающей воды через 1-ый МУТ – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» (ступенчатое возмущение $\Delta G_{МУТ_1} = +1$ кг/с)

Окончательно после аппроксимации передаточные функции по каналам управления «расход холодного газа через 1-ый байпас – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» и «расход охлаждающей воды через 1-ый МУТ – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» будут иметь соответственно вид:

$$W_{G_{ХБ_1} - T_2^{(B)}}(s) = \frac{-3,68}{4 \cdot s + 1} \cdot e^{-2,15 \cdot s}, \quad (3.41)$$

$$W_{G_{МУТ_1} - T_2^{(B)}}(s) = \frac{-4,41}{164,25 \cdot s + 1} \cdot e^{-5,7 \cdot s}. \quad (3.42)$$

Аналогично были получены передаточные функции по каналам управления в случае поддержания теплового режима 3-го и 4-го слоя катализатора (таблица 3.14).

Передаточные функции по каналам управления

Вход	Выход	Передаточная функция
1	2	3
Расход холодного газа через 1-ый байпас	Температура газа на выходе 2-го слоя катализатора	$W_{G_{XB1} - T_2^{(B)}}(s) = \frac{-3,68}{4 \cdot s + 1} \cdot e^{-2,15 \cdot s}$
Расход воды через 1-ый МУТ	Температура газа на выходе 2-го слоя катализатора	$W_{G_{МУТ1} - T_2^{(B)}}(s) = \frac{-4,41}{164,25 \cdot s + 1} \cdot e^{-5,7 \cdot s}$
Расход холодного газа через 2-ой байпас	Температура газа на выходе 3-го слоя катализатора	$W_{G_{XB2} - T_3^{(B)}}(s) = \frac{-3,57}{3,79 \cdot s + 1} \cdot e^{-2,31 \cdot s}$
Расход воды через 2-ой МУТ	Температура газа на выходе 3-го слоя катализатора	$W_{G_{МУТ2} - T_3^{(B)}}(s) = \frac{-4,14}{150,25 \cdot s + 1} \cdot e^{-4,9 \cdot s}$
Расход холодного газа через 3-й байпас	Температура газа на выходе 4-го слоя катализатора	$W_{G_{XB3} - T_4^{(B)}}(s) = \frac{-3,61}{3,67 \cdot s + 1} \cdot e^{-2,11 \cdot s}$
Расход воды через 3-й МУТ	Температура газа на выходе 4-го слоя катализатора	$W_{G_{МУТ3} - T_4^{(B)}}(s) = \frac{-3,06}{141,06 \cdot s + 1} \cdot e^{-4,72 \cdot s}$

Анализ передаточных функций по каналам управления показывает, что при примерно одинаковых коэффициентах передачи по обоим каналам, худшими динамическими свойствами обладает канал с регулирующим воздействием в виде изменения расхода хладагента через МУТ. Это объясняется наличием существенной инерционности, обусловленной именно движением воды через змеевики системы охлаждения реактора, что сказывается на величине постоянной времени канала.

В результате, несмотря на то, что охлаждать газ по высоте колонны синтеза метанола в статическом режиме с позиции энергосбережения рационально путем подачи хладагента в МУТ, в динамическом режиме данный способ управления проигрывает способу, который использует в качестве управляющего воздействия подачу холодного газа через байпасы.

Таким образом, проведенный анализ статических и динамических характеристик полочного реактора синтеза метанола подтверждает возможность построения ЭСАР с двумя регулирующими воздействиями на каждую полку с катализатором. Следует, однако, отметить некоторые особенности.

Построение ЭСАР, действительно, целесообразно в случае, если процесс регулирования направлен преимущественно на охлаждение газа по высоте колонны. В противном случае согласно результатам, полученным в разделе 3.2.5, и на основании моделирования динамического режима достаточно ограничиться типовой одноконтурной САР с холодными байпасами.

Также, исходя из технологической схемы процесса, ЭСАР может быть построена для управления температурным режимом 2-го, 3-го и 4-го слоев катализатора, в то время как ЭСАР температуры 1-го слоя создать невозможно ввиду отсутствия управляющего воздействия (для регулирования температуры на выходе 1-го слоя должна быть предусмотрена отдельная САР).

Передаточные функции по каналам управления и каналам возмущения, найденные согласно полученной динамической модели, учитывающей особенности комбинированного охлаждения газа по высоте колонны синтеза с использованием одновременно и ХБ и МУТ, позволяют нам перейти непосредственно к синтезу ЭСАР.

ВЫВОДЫ ПО ТРЕТЬЕЙ ГЛАВЕ

1. Отмечена возможность повышения энергетической эффективности технологического процесса синтеза метанола путем интеграции ЭСАР температуры, управлять которой по высоте реактора можно как с помощью изменения расхода холодного газа через байпасы, так и с помощью изменения расхода постороннего теплоносителя, в качестве которого выступает вода, циркулирующая по змеевикам МУТ.

2. На примере агрегата производства метанола М-100 с помощью компьютерного моделирования и эксергетического метода термодинамического анали-

за исследованы основные статические и динамические характеристики реакторного узла.

3. Получена комбинированная математическая модель (статическая и динамическая) теплового режима работы полочного реактора, учитывающая особенности одновременного охлаждения газа основного хода между адиабатическими слоями катализатора с помощью подвода ХБ и съема тепла реакции в МУТ.

4. Построена эксергетическая диаграмма работы колонны с холодными байпасами, колонны с МУТ и колонны с комбинированным охлаждением.

5. С помощью программы ExergySensCTS рассчитана эксергетическая чувствительность характерных режимов работы колонны синтеза метанола с возможностью комбинированного охлаждения к изменению вектора управлений, в качестве которых выступают изменение расхода холодного газа через байпас и изменение расхода воды через МУТ. Выявлено, что в зависимости от характера возмущений, вызывающих повышение либо понижение температуры газа, выбор энергоэффективного способа управления в статике не так однозначен. Но, исходя из условий того, что основной задачей управления температурным режимом реактора синтеза метанола является осуществление процесса охлаждения газа по высоте, в качестве энергоэффективного канала управления был выделен канал, использующий в качестве регулирующего воздействия изменение расхода воды через МУТ.

6. На основании полученных динамических моделей и результатов имитационного моделирования выделен динамически эффективный канал управления, использующий в качестве регулирующего воздействия изменение расхода холодного газа через байпасы. Получены соответствующие передаточные функции по интересующим каналам управления и каналам возмущения.

7. Сделан вывод о целесообразности построения энергосберегающей САР температуры по высоте реактора синтеза метанола с двумя управляющими воздействиями на каждую полку с катализатором.

ГЛАВА 4. СИНТЕЗ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕЙ САР НА ПРИМЕРЕ ПРОЦЕССА СТАБИЛИЗАЦИИ ТЕМПЕРАТУРНОГО РЕЖИМА ХИМИЧЕСКОГО РЕАКТОРА В ПРОИЗВОДСТВЕ МЕТАНОЛА

Синтез системы регулирования, в общем случае, представляет собой целенаправленную процедуру, в процессе которой выбирается рациональная алгоритмическая и функциональная структура изменяемой и неизменяемой части системы, определяются оптимальные настроечные параметры ее отдельных звеньев. После решения задачи синтеза целесообразно выполнить анализ системы, в частности проверить ее на устойчивость, на показатели точности и качества. Как было показано во второй главе диссертации, спецификой энергосберегающих САР является многоконтурное регулирование одной технологической переменной. При синтезе данных систем совокупный критерий оптимизации имеет сложный вид и должен одновременно учитывать как высокое качество в динамических режимах, так и энергетическую эффективность в статике.

На современном этапе развития промышленности невозможно представить АСУ ТП какого-либо производства без использования в своем составе компьютерных средств автоматизации и информационных технологий. Распространению цифрового управления промышленными объектами, безусловно, поспособствовало бурное развитие микропроцессоров и построенных на их основе ПЛК и управляющих микро-ЭВМ. Реализация алгоритмов управления в виде компьютерных программ наделяет систему гибкостью за счет возможности изменения алгоритма непосредственно в процессе функционирования системы программным способом, не прибегая к аппаратному, подразумевающему изменение физической структуры устройств управления. При этом алгоритмы управления не ограничиваются типовыми законами и могут иметь достаточно сложную зависимость, что позволяет повысить точность и качество управления.

Таким образом, к проектированию ЭСАР необходимо подходить с позиции разработки их как локальных систем нижнего уровня (уровня непосредственно

управления) АСУ ТП с использованием современных программно-технических средств, что в перспективе позволит наладить точность их реализации и интеграцию в действующие АСУ ТП.

4.1 Энергосберегающая САР с фильтрацией методом скользящего среднего

Согласно общему принципу построения энергосберегающих САР была предложена ЭСАР с фильтрами типа «скользящее среднее» при различных вариантах реализации последних. Рассмотрим более детально данный тип структуры ЭСАР для организации энергоэффективного и высокоточного управления сложными многомерными ХТС.

4.1.1 Варианты реализации фильтров типа «скользящее среднее» в структуре ЭСАР

Вначале разберем возможность цифровой реализации алгоритма фильтрации методом скользящего среднего в структуре ЭСАР. В ходе исследования было установлено, что для этого достаточно удобно использовать дискретные звенья, в частности экстраполятор нулевого порядка (фиксатор) в сочетании с тактовым квантователем (близким к идеальному). Назовем для определенности такое дискретное звено, включающее фиксатор и квантователь, цифровым фильтром (рисунок 4.1).

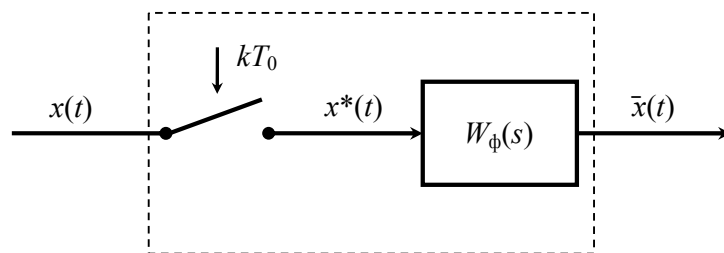


Рисунок 4.1 – Структура цифрового фильтра

Квантователь преобразует непрерывный сигнал в последовательность δ -импульсов $x^*(t)$, площадь которых равна дискретным значениям входной величины $x(kT_0)$:

$$\delta_T(t) = \sum_{k=0}^{\infty} \delta(t - kT_0), \quad (4.1)$$

$$x^*(t) = \sum_{k=0}^{\infty} x(kT_0) \cdot \delta(t - kT_0). \quad (4.2)$$

Если принять, что экстраполятор нулевого порядка преобразует единичную δ -функцию в прямоугольный импульс с единичной высотой и сохраняет сигнал постоянным в течение всего периода квантования T_0 , то его реакция на единичный импульс, модулируемый квантователем, определяется весовой функцией:

$$w_\Phi(t) = 1(t) - 1(t - T_0), \quad (4.3)$$

Учитывая (4.2-4.3), прохождение исходного сигнала через цифровой фильтр можно описать следующей зависимостью

$$\bar{x}(t) = \sum_{k=0}^{\infty} x(kT_0) \cdot [1 \cdot (t - kT_0) - 1 \cdot (t - (k+1)T_0)]. \quad (4.4)$$

С учетом преобразования Лапласа от (4.2), которое имеет вид:

$$\begin{aligned} x^*(s) &= \int_0^{\infty} x^*(t) \cdot e^{-st} dt = \int_0^{\infty} \sum_{k=0}^{\infty} x(kT_0) \cdot \delta(t - kT_0) \cdot e^{-st} dt = \\ &= \sum_{k=0}^{\infty} x(kT_0) \cdot \int_0^{\infty} \delta(t - kT_0) \cdot e^{-st} dt = \sum_{k=0}^{\infty} x(kT_0) \cdot e^{-kT_0s}, \end{aligned}$$

преобразование Лапласа выходного сигнала (4.4) цифрового фильтра запишется как

$$\bar{x}(s) = \sum_{k=0}^{\infty} x(kT_0) \cdot e^{-kT_0s} \cdot \frac{1 - e^{-T_0s}}{s}, \quad (4.5)$$

откуда получаем передаточную функцию фиксатора:

$$W_\Phi(s) = \frac{\bar{x}(s)}{x^*(s)} = \frac{1 - e^{-sT_0}}{s}. \quad (4.6)$$

Таким образом, квантователь и фиксатор (цифровой фильтр) являются важными звеньями системы, влияющими на ее динамические свойства. Проанализируем частотные характеристики такого фильтра.

С учетом того, что разложение периодической функции $\delta_T(t)$ в ряд Фурье имеет вид:

$$\delta_T(t) = \frac{1}{T_0} \cdot \sum_{k=-\infty}^{\infty} e^{jk\omega_0 t},$$

где $\omega_0 = \frac{2\pi}{T_0}$ – частота квантования,

функцию $x^*(s)$ также можно записать как

$$x^*(s) = L\{x(t) \cdot \delta_T(t)\} = L\left\{x(t) \cdot \frac{1}{T_0} \sum_{k=-\infty}^{\infty} e^{jk\omega_0 t}\right\} = \frac{1}{T_0} \sum_{k=-\infty}^{\infty} x(s - jk\omega_0).$$

Тогда выходной сигнал цифрового фильтра примет вид:

$$\bar{x}(s) = x^*(s) \cdot W_{\Phi}(s) = \frac{1}{T_0} \sum_{k=-\infty}^{\infty} x(s - jk\omega_0) \cdot \frac{1 - e^{-sT_0}}{s}. \quad (4.7)$$

Перейдя в частотную область, получим:

$$\bar{x}(j\omega) = \frac{1}{T_0} \sum_{k=-\infty}^{\infty} x[j(\omega - k\omega_0)] \cdot \frac{1 - e^{-j\omega T_0}}{j\omega}.$$

Таким образом, коэффициент передачи квантователя обратно пропорционален периоду квантования, а коэффициент передачи фиксатора равен периоду. Соответственно общий коэффициент передачи квантующей и восстанавливающей цепи должен равняться единице. Если предположить, что спектр сигнала на входе импульсного элемента (квантователя) практически не имеет боковых составляющих, то квантователь эквивалентен по своим свойствам безынерционному звену с коэффициентом передачи $1/T_0$:

$$x^*(j\omega) \approx \frac{1}{T_0} x(j\omega). \quad (4.8)$$

В этом случае система близка к непрерывной и передаточная функция цифрового фильтра, изображенного на рисунке 4.1, с учетом (4.6-4.8) будет иметь вид:

$$W_{\Phi}^H(s) = \frac{1}{T_0} \cdot \frac{1 - e^{-sT_0}}{s}. \quad (4.9)$$

Рассмотрим частотную характеристику такого фильтра:

$$W_{\Phi}^H(j\omega) = \frac{1}{T_0} \cdot \frac{1 - e^{-j\omega T_0}}{j\omega},$$

при частоте $\omega \ll 1/T_0$ получим

$$\begin{aligned} W_{\Phi}^H(j\omega) &= \frac{1}{T_0} \cdot \frac{1 - e^{-j\omega T_0}}{j\omega} = \frac{1}{T_0} \cdot \frac{1 - \frac{1}{e^{j\omega T_0}}}{j\omega} \approx \frac{1}{T_0} \cdot \frac{1 - \frac{1}{1 + j\omega T_0}}{j\omega} = \\ &= \frac{1}{T_0} \cdot \frac{1 + j\omega T_0 - 1}{j\omega \cdot (1 + j\omega T_0)} = \frac{1}{1 + j\omega T_0}. \end{aligned}$$

Таким образом, на частотах меньше частоты квантования $\omega_0 = 2\pi/T_0$ действие цифрового фильтра подобно действию инерционного звена, которое выступает типичным фильтром нижних частот (ФНЧ) 1-го порядка. Полученная аппроксимирующая передаточная функция (4.9) при этом эквивалентна передаточной функции известного фильтра скользящего среднего.

В силу того, что ФНЧ являются взаимодополняющими с фильтрами верхних частот (ФВЧ), цифровой фильтр, изображенный на рисунке 4.1 можно использовать и для фильтрации высоких частот. В этом случае его необходимо представить в виде разности между сигналом и его значением, полученным после прохождения им через ФНЧ. Т.е. передаточная функция ФВЧ будет равна:

$$W_{\Phi}^B(s) = 1 - W_{\Phi}^H(s), \quad (4.10)$$

а с учетом (4.9) и коэффициента передачи квантователя получим

$$W_{\Phi}^B(s) = 1 - \frac{1}{T_0} \cdot \frac{1 - e^{-sT_0}}{s}. \quad (4.11)$$

В случае реализации фильтров типа «скользящее среднее» в структуре ЭСАР на непрерывных блоках, ФНЧ будем рассматривать как параллельное соединение двух интегрирующих звеньев, при этом одно из них соединено последовательно со звеном чистого запаздывания (рисунок 4.2 а), а ФВЧ будем рассматривать соответственно как разность между сигналом и его преобразованием другим ФНЧ (рисунок 4.2 б).

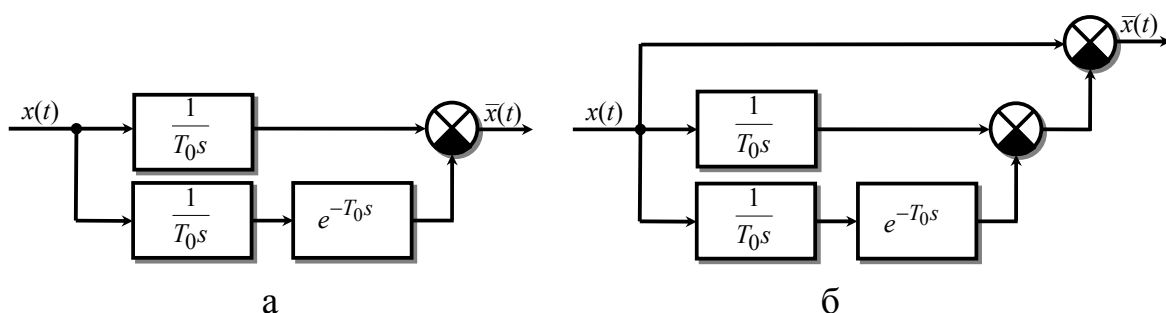


Рисунок 4.2 – Структура фильтров типа «скользящее среднее» при реализации на непрерывных блоках: а – ФНЧ; б – ФВЧ

Аппроксимирующие передаточные функции изображенных на рисунке 4.2 фильтров будут эквивалентны передаточным функциям цифровых фильтров (4.9) и (4.11). Отличие лишь в том, что в случае непрерывной реализации аппроксимирующая функция непрерывна во всем диапазоне изменения входного параметра, а в случае цифровой реализации непрерывность сохраняется на интервале, определяемом периодом квантования.

На рисунке 4.3 приведены амплитудно-частотные характеристики фильтров скользящего среднего при различных значениях параметров настройки. По рисунку 4.3 видно, что АЧХ выбранных фильтров, в отличие от идеальных, имеют высокочастотные гармоники пульсирующего характера. При этом к достоинству таких фильтров можно отнести то, что их фазо-частотные характеристики линейные, в связи с чем они не будут привносить значительных фазовых искажений в систему регулирования.

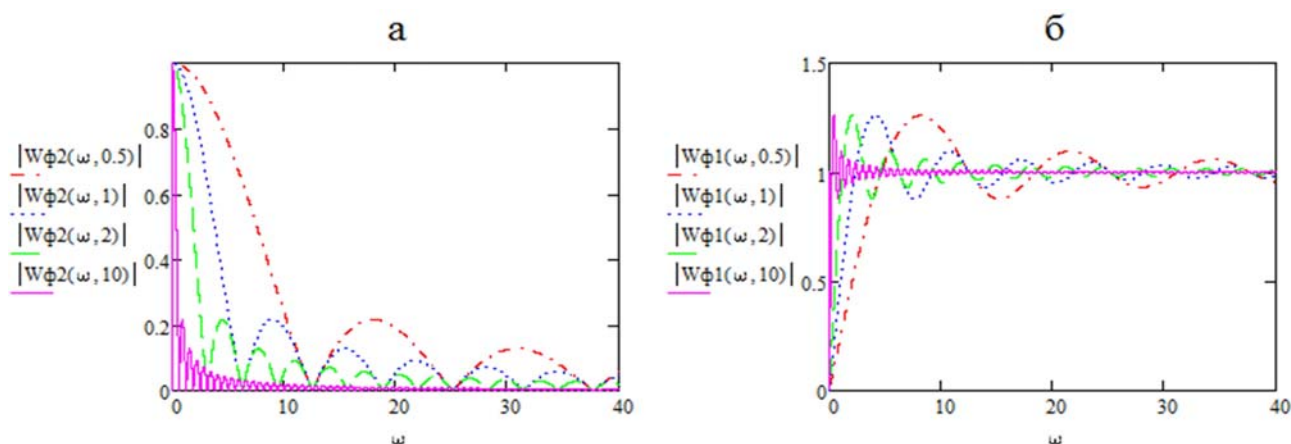


Рисунок 4.3 – АЧХ ФНЧ (а) и ФВЧ (б) при фильтрации скользящим средним

На рисунке 4.4 представлен пример, иллюстрирующий работу фильтров типа «скользящее среднее» при предложенных способах реализации. ФНЧ (4.9)

и ФВЧ (4.11) осуществляют фильтрацию соответственно низкочастотной и высокочастотной составляющей пробного смешанного сигнала. Частота среза обоих фильтров была выбрана $\omega_{cp}=5$ рад/с.

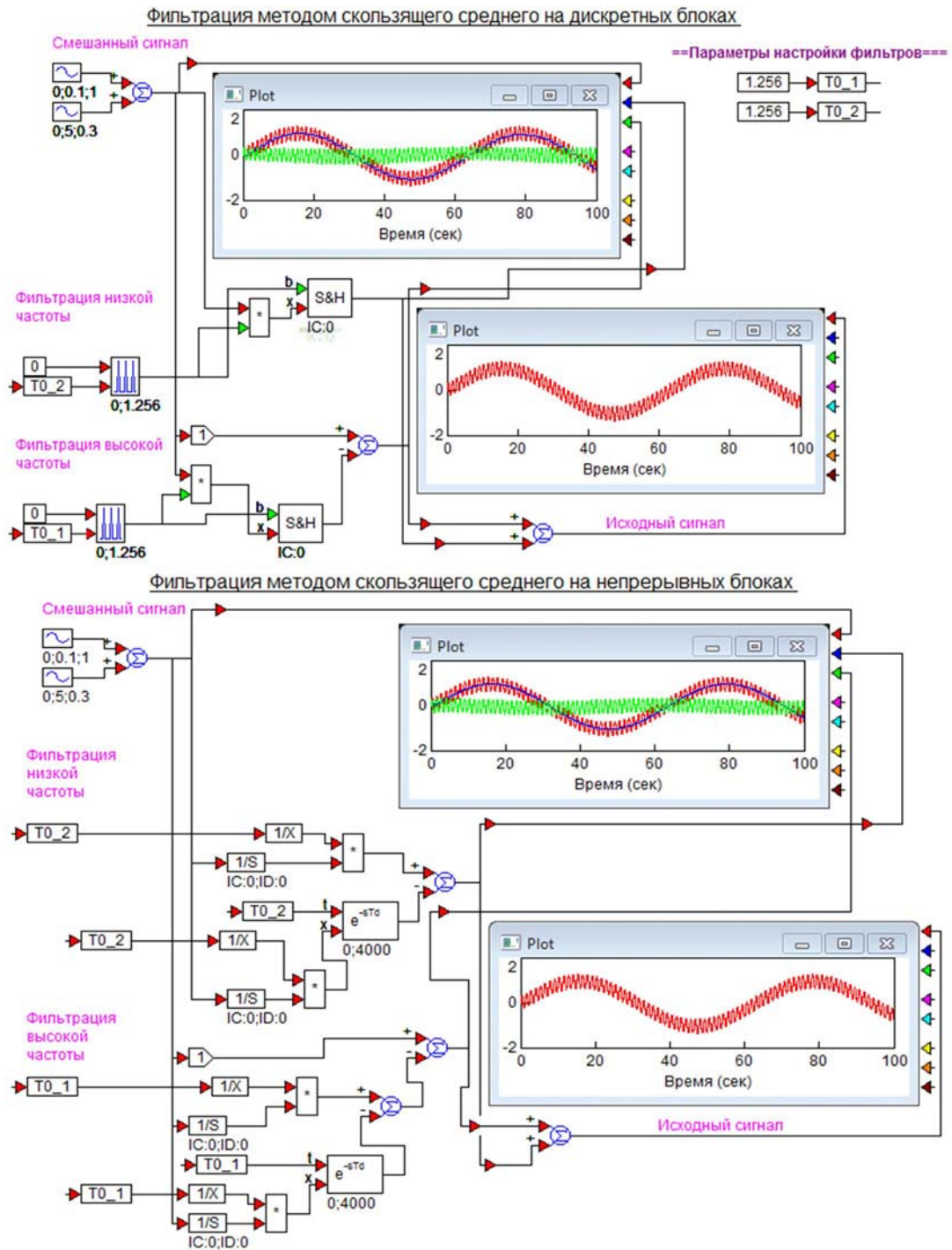


Рисунок 4.4 – Моделирование работы фильтров скользящего среднего

Важным моментом является то, что в принципе параметры фильтра высоких и низких частот T_{01} и T_{02} можно настраивать независимо друг от друга,

чтобы добиться лучшего подавления либо пропускания сигнала в заданном частотном диапазоне.

4.1.2 Методика расчета ЭСАР с фильтрами скользящего среднего

Предлагаемая структура энергосберегающей САР с фильтрами типа «скользящее среднее» представлена на рисунке 4.5. Согласно общему принципу построения ЭСАР в динамически эффективном канале, не выгодном между тем с позиции энергосбережения, используется фильтр высоких частот, а в более инерционном энергоэффективном канале, обладающем худшими динамическими свойствами, соответственно фильтр низких частот, принцип действия которых рассмотрен выше.

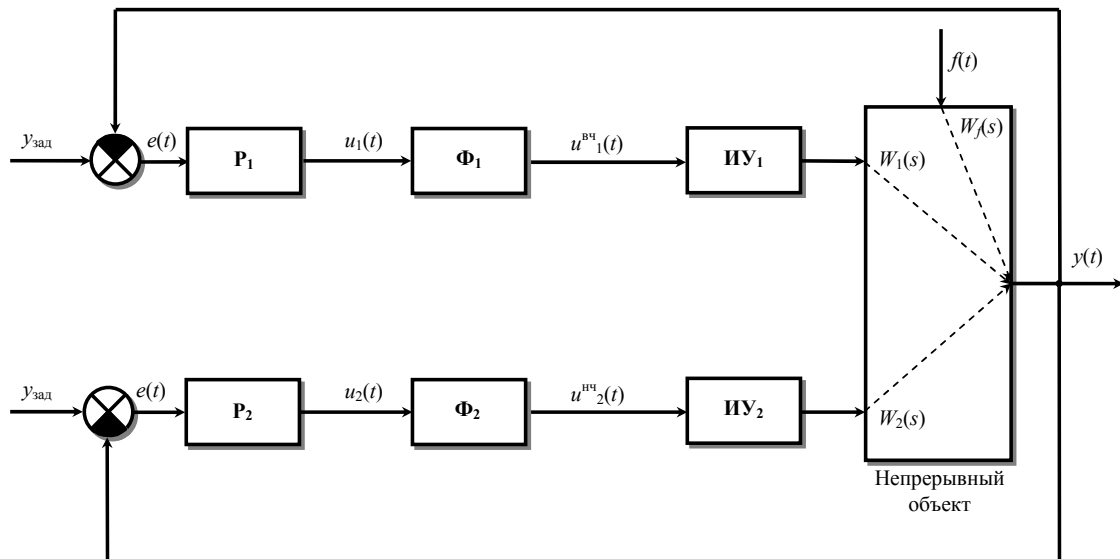


Рисунок 4.5 – Структура ЭСАР с фильтрами типа «скользящее среднее»:

P_1, P_2 – регуляторы; Φ_1 – фильтр высоких частот, Φ_2 – фильтр низких частот; ИУ₁, ИУ₂ – исполнительные устройства; $y_{\text{зад}}$, $y(t)$ – соответственно заданное и текущее значение регулируемой переменной, $e(t)$ – ошибка регулирования, $f(t)$ – возмущающее воздействие, $u_1(t)$, $u_2(t)$ – управляющие воздействия регуляторов, $u^{ВЧ}_1(t)$, $u^{НЧ}_2(t)$ – управляющие воздействия регуляторов в области высоких и низких частот, $W_1(s)$, $W_2(s)$ – соответственно передаточные функции объекта по динамически- и энергоэффективному каналам регулирования, $W_f(s)$ – передаточная функция по каналу возмущения

В качестве регуляторов P_1 и P_2 могут использоваться как непрерывные, так и дискретные. В случае последних параметры процессов дискретизации и кван-

тования определяются в рамках отдельных АЦП и ЦАП и не связаны с параметрами настройки предлагаемых фильтров в структуре ЭСАР.

Поддержание высокой динамической точности регулирования и перераспределение с целью энергосбережения управляющих воздействий в статике осуществляется с помощью фильтров, поэтому при выборе законов регулирования при заданной структуре ЭСАР (рисунок 4.5) нет жесткой привязки к конкретным законам. При этом нужно отметить, что с целью максимально точного поддержания регулируемой переменной и отсутствия статической ошибки регулятор энергоэффективного контура должен быть обязательно астатическим. На данный момент была рассмотрена система, в которой в динамически эффективном контуре используется П-регулятор, а в энергоэффективном ПИ-регулятор, а также система, в которой в обоих контурах присутствуют ПИ-регуляторы.

Возможность использования астатического регулятора в динамически эффективном контуре обусловлена использованием фильтра высоких частот, который на частоте $\omega=0$ уменьшает действие интегральной составляющей. Так, модуль частотной характеристики ПИ-регулятора, стремящийся на нулевых частотах к бесконечности, после введения ФВЧ начинает стремиться к нулю

$$\lim_{\omega \rightarrow 0} |R(j\omega) \cdot W_{\Phi}^B(j\omega)| = 0.$$

Тем самым в статике будет отсутствовать соответствующее управление со стороны астатического регулятора динамически эффективного контура.

Принцип работы энергосберегающей САР с фильтрами скользящего среднего сводится к следующему. Ошибка регулирования $e(t)$, возникающая при отклонении регулируемой переменной $y(t)$ от задания $y_{\text{зад}}$ вследствие изменения нагрузки на объект при действии возмущения $f(t)$, поступает на вход регуляторов P_1 и P_2 , которые пропускают сигнал во всем частотном диапазоне. Сформированные управления $u_1(t)$ и $u_2(t)$ поступают на входы соответствующих фильтров Φ_1 и Φ_2 . Высокочастотный фильтр Φ_1 в динамически эффективном канале формирует управление в области высоких частот, а низкочастотный фильтр Φ_2

в энергоэффективном канале формирует управление в области низких частот. Далее управляющие воздействия подаются с помощью исполнительных устройств ИУ₁ и ИУ₂, непосредственно на объект через соответствующие каналы с целью стабилизации регулируемой переменной. Таким образом, контуры регулирования параллельно подавляют пришедшее в систему возмущение, но каждый на своей частоте. В равновесном состоянии управление полностью переходит на энергоэффективный контур, а действие динамического контура сводится к минимуму.

Не пропуская низкочастотную составляющую сигнала после регулятора в динамически эффективном контуре, мы повышаем быстродействие системы и минимизируем величину критерия энергосбережения (2.6) в статике. Пропускание низкочастотной составляющей управляющего воздействия со стороны регулятора энергоэффективного контура позволяет максимально точно отслеживать задание, компенсировать на нулевой частоте возмущения без остаточной ошибки регулирования и обеспечивать энергосберегающее управление. При этом необходимо отметить, что к идеальному разделению каналов управления в частотном диапазоне можно только приближаться, в связи с чем важно правильно выбрать частоты среза фильтров Φ_1 и Φ_2 с учетом инерционных свойств объекта по соответствующим каналам.

В качестве общего динамического показателя оптимальности синтезируемой энергосберегающей САР (рисунок 4.5) предлагается использовать квадратичный интегральный критерий при действии детерминированных возмущений наиболее тяжелого характера (ступенчатых по нагрузке объекта):

$$I_1 = \int_0^{\infty} y^2(t) dt \rightarrow \min. \quad (4.12)$$

При этом критерий статической оптимизации можно представить в виде:

$$I_2 = \sum_{i=1}^2 k_i^{\alpha} \cdot u_i^{CT} \rightarrow \min, \quad (4.13)$$

где k_i^α , u_i^{CT} – соответственно коэффициент, характеризующий эксергетическую чувствительность i -го канала управления, и величина регулирующего воздействия по i -му каналу управления в статике.

Обратимся к методике расчета предлагаемой энергосберегающей САР с фильтрацией методом скользящего среднего. Здесь возможно несколько вариантов постановки задачи.

4.1.2.1 Процедура расчета оптимальных настроек регуляторов при известных параметрах настройки фильтров

Пусть заданы параметры фильтров Φ_1 и Φ_2 , необходимо рассчитать настройки регуляторов P_1 и P_2 .

Рассчитывается одноконтурная энергоэффективная САР

В этом случае необходимо знать параметр настройки фильтра $W_{\Phi_2}(s)$, а именно величину T_{02} . Эквивалентный объект для расчета регулятора P_2 с передаточной функцией $R_2(s)$ с учетом фильтра низких частот Φ_2 с передаточной функцией

$$W_{\Phi_2}(s) = \frac{1}{T_{02}} \cdot \frac{1 - e^{-sT_{02}}}{s},$$

будет иметь вид:

$$\tilde{W}_2(s) = \frac{1 - e^{-sT_{02}}}{T_{02} \cdot s} \cdot W_2(s). \quad (4.14)$$

При этом пусть $W_2(s)$ включает в себя передаточные функции объекта, датчика и исполнительного устройства ИУ₂.

При расчете регулятора P_2 в качестве показателя точности управления будем использовать квадратичный интегральный критерий вида (4.12) для соответствующей одноконтурной энергоэффективной САР

$$I_1'' = \int_0^t y^2(\tau) d\tau \rightarrow \min_{R_2(s)} \quad (4.15)$$

с учетом заданного ограничения на запас устойчивости системы. Под оптимальными настроечными параметрами регулятора $R_2^*(s)$ будем понимать такие, которые минимизируют критерий I''_1 при обеспечении заданной степени колебательности процесса регулирования. В рамках этого для расчета настроек целесообразно использовать метод расширенных частотных характеристик (РЧХ), который хорошо поддается алгоритмизации и позволяет решать задачи параметрического синтеза.

Характеристическое уравнение замкнутого энергоэффективного контура регулирования в общем случае будет определяться уравнением:

$$1 + R_2(m, j\omega) \cdot \tilde{W}_2(m, j\omega) = 0, \quad (4.16)$$

где m – заданный корневой показатель колебательности, $R_2(m, j\omega)$, $\tilde{W}_2(m, j\omega)$ – РЧХ регулятора и эквивалентного объекта регулирования.

РЧХ эквивалентной передаточной функции объекта с учетом фильтра (4.14) запишется как

$$\tilde{W}_2(m, j\omega) = \frac{1 - e^{m\omega T_{02}} \cdot e^{-j\omega T_{02}}}{T_{02} \cdot (-m\omega + j\omega)} \cdot W_2(m, j\omega), \quad (4.17)$$

а РЧХ для случая ПИ-регулятора равна:

$$R_2(m, j\omega) = k_{p2} + k_{u2} \cdot \frac{1}{\omega \cdot (-m + j)},$$

где k_{p2} – усиление по пропорциональной части; k_{u2} – коэффициент при интегральной составляющей регулятора P_2 , равный $k_{u2} = \frac{k_{p2}}{T_{ИЗ2}} = \frac{1}{T_{И2}}$ ($T_{ИЗ2}$ – время издрома; $T_{И2}$ – время интегрирования).

При $m=0$ расширенные частотные характеристики обращаются в обычные.

Для того чтобы замкнутая система обладала заданным запасом устойчивости, согласно (4.16) необходимо выполнить условие:

$$\left| W_{p.c.}(m, j\omega_\pi) \right| = 1, \quad (4.18)$$

где $W_{p.c.}(m, j\omega_\pi)$ – расширенная комплексная частотная характеристика разомкнутой системы, ω_π – частота, при которой фазо-частотная характеристика $\arg(W_{p.c.}(m, j\omega_\pi)) = -\pi$.

Разрешив таким образом уравнение (4.16) относительно настроек регулятора, можно найти значения параметров, удовлетворяющих заданному запасу устойчивости. В частности, для ПИ-регулятора с учетом того, что $\tilde{W}_2(m, j\omega) = \operatorname{Re}(\tilde{W}_2(m, j\omega)) + j \operatorname{Im}(\tilde{W}_2(m, j\omega))$, решением системы из двух уравнений:

$$\begin{cases} \operatorname{Re}(\tilde{W}_2(m, j\omega)) = 0 \\ j \operatorname{Im}(\tilde{W}_2(m, j\omega)) = 0 \end{cases}, \quad (4.19)$$

получим следующие формулы

$$k_{p2}(m, j\omega) = \frac{-\operatorname{Re}(\tilde{W}_2(m, j\omega)) - m \cdot \operatorname{Im}(\tilde{W}_2(m, j\omega))}{\operatorname{Re}(\tilde{W}_2(m, j\omega))^2 + \operatorname{Im}(\tilde{W}_2(m, j\omega))^2}, \quad (4.20)$$

$$k_{u2}(m, j\omega) = -\omega \cdot (m^2 + 1) \cdot \frac{\operatorname{Im}(\tilde{W}_2(m, j\omega))}{\operatorname{Re}(\tilde{W}_2(m, j\omega))^2 + \operatorname{Im}(\tilde{W}_2(m, j\omega))^2}, \quad (4.21)$$

по которым определяются линии равной степени колебательности $m = \text{const}$ в плоскости параметров настройки ПИ-регулятора.

Конечное значение частоты ω_π для расчета линий $m = \text{const}$ в САР с ПИ-регулятором определяется решением уравнения

$$\varphi_2(m, \omega_\pi) = -\pi,$$

где $\varphi_2(m, \omega_\pi)$ – расширенная фазо-частотная характеристика эквивалентного объекта регулирования $\tilde{W}_2(s)$.

Достоинством расчета настроек регуляторов методом РЧХ является возможность оптимизации величины отношения $k_p/T_{из}$, что позволяет обеспечить управление с минимально возможным значением квадратичной динамической ошибки регулирования. Так для минимизации критерия I''_1 (4.15) в источнике [130] рекомендуют выбирать рабочую частоту из условий

$$\omega_p \cong 1,2 \cdot \omega_{\max} \text{ или } \omega_p \cong 0,8 \cdot \omega_\pi, \quad (4.22)$$

где ω_{\max} – частота, соответствующая максимуму на линии $m=\text{const}$,

а в источнике [159] говорится, что локальная область минимума I''_1 располагается справа от вершины $m=\text{const}$ со значениями

$$(0,8 \div 0,9) \cdot \left(\frac{k_p}{T_{ИЗ}} \right)_{\max}, \quad (4.23)$$

что, в принципе, равносильно.

Рассчитывается одноконтурная динамически эффективная САР

Настройки регулятора P_1 с передаточной функцией $R_1(s)$ могут быть рассчитаны и по передаточной функции объекта по динамически эффективному каналу управления $W_2(s)$. Однако для того, чтобы получить наибольший эффект от комбинирования управляющих воздействий настройки $R_1(s)$ рассчитываются с учетом фильтра высоких частот Φ_1 с передаточной функцией

$$W_{\Phi_1}(s) = 1 - \frac{1}{T_{01}} \cdot \frac{1 - e^{-sT_{01}}}{s},$$

т.е. передаточная функция эквивалентного объекта будет равна:

$$\tilde{W}_1(s) = \left(1 - \frac{1 - e^{-sT_{01}}}{T_{01} \cdot s} \right) \cdot W_1(s). \quad (4.24)$$

Пусть $W_1(s)$ включает в себя передаточные функции объекта, датчика и исполнительного устройства ИУ₁. В этом случае необходимо знать параметр настройки фильтра $W_{\Phi_1}(s)$, а именно величину T_{01} .

При расчете регулятора P_1 в качестве показателя точности управления также будем использовать квадратичную интегральную оценку вида (4.12) для соответствующей одноконтурной динамически эффективной САР

$$I'_1 = \int_0^t y^2(\tau) d\tau \rightarrow \min_{R_1(s)} \quad (4.25)$$

с учетом заданного ограничения на запас устойчивости системы. Оптимальные настроечные параметры регулятора $R^*_1(s)$ должны обеспечить минимум крите-

рия I'_1 при соблюдении заданной степени колебательности процесса регулирования.

При расчете оптимальных настроечных параметров регулятора P_1 методом РЧХ характеристическое уравнение замкнутого динамически эффективного контура регулирования запишется как

$$1 + R_1(m, j\omega) \cdot \tilde{W}_1(m, j\omega) = 0, \quad (4.26)$$

где m – заданный корневой показатель колебательности, $R_1(m, j\omega)$, $\tilde{W}_1(m, j\omega)$ – РЧХ регулятора и эквивалентного объекта регулирования.

Эквивалентная передаточная функция объекта с учетом фильтра (4.24) запишется в виде:

$$\tilde{W}_1(m, j\omega) = \left(1 - \frac{1 - e^{m\omega T_{01}} \cdot e^{-j\omega T_{01}}}{T_{01} \cdot (-m\omega + j\omega)} \right) \cdot W_1(m, j\omega). \quad (4.27)$$

РЧХ регулятора в случае П-закона будет иметь вид:

$$R_1(m, j\omega) = k_{p1}.$$

Согласно (4.26) решается следующая система:

$$\begin{cases} \operatorname{Re}(\tilde{W}_1(m, j\omega)) \cdot k_{p1} + 1 = 0 \\ \operatorname{Im}(\tilde{W}_1(m, j\omega)) \cdot k_{p1} = 0 \end{cases}. \quad (4.28)$$

Настройку регулятора определяем, исходя из выполнения условия (4.18), т.е. имеет место

$$k_{p1} = \frac{1}{\left| \operatorname{Re}(\tilde{W}_1(m, \omega_\pi)) \right|}, \quad \operatorname{Im}(\tilde{W}_1(m, j\omega)) = 0.$$

Рабочую частоту регулятора P_1 находим из уравнения

$$\varphi_1(m, \omega_\pi) = -\pi,$$

где $\varphi_1(m, \omega_\pi)$ – расширенная фазо-частотная характеристика эквивалентного объекта регулирования $\tilde{W}_1(s)$.

В случае использования П-регулятора в динамически эффективном контуре методом РЧХ находится максимально возможное значение k_{p1} , обеспечивающее заданное ограничение на запас устойчивости.

В случае если регулятор в динамически эффективном контуре обрабатывает ПИ-закон, его РЧХ равна

$$R_1(m, j\omega) = k_{p1} + k_{u1} \cdot \frac{1}{\omega \cdot (-m + j)},$$

где k_{p1} – усиление по пропорциональной части регулятора P_1 ; k_{u1} – усиление по интегральной части, равное $k_{u1} = \frac{k_{p1}}{T_{ИЗ1}} = \frac{1}{T_{и1}}$ ($T_{ИЗ1}$ – время изодрома; $T_{и1}$ – время интегрирования).

Как было рассмотрено выше, исходя из условия (4.18), решается система из двух уравнений:

$$\begin{cases} \operatorname{Re}(\tilde{W}_1(m, j\omega)) = 0 \\ j \operatorname{Im}(\tilde{W}_1(m, j\omega)) = 0 \end{cases}, \quad (4.29)$$

откуда имеем

$$k_{p1}(m, j\omega) = \frac{-\operatorname{Re}(\tilde{W}_1(m, j\omega)) - m \cdot \operatorname{Im}(\tilde{W}_1(m, j\omega))}{\operatorname{Re}(\tilde{W}_1(m, j\omega))^2 + \operatorname{Im}(\tilde{W}_1(m, j\omega))^2}, \quad (4.30)$$

$$k_{u1}(m, j\omega) = -\omega \cdot (m^2 + 1) \cdot \frac{\operatorname{Im}(\tilde{W}_1(m, j\omega))}{\operatorname{Re}(\tilde{W}_1(m, j\omega))^2 + \operatorname{Im}(\tilde{W}_1(m, j\omega))^2}. \quad (4.31)$$

Далее строим линии равной степени колебательности $m = \text{const}$ в плоскости параметров настройки ПИ-регулятора P_1 . По соотношению (4.22) находим рабочую частоту регулятора и соответствующие настройки, минимизирующие критерий I'_1 (4.25).

На частоте ω_π коэффициент при интегральной составляющей на линии $m = \text{const}$ становится равным нулю, и значение k_{p1} определяет настройку П-регулятора.

4.1.2.2 Процедура расчета настроечных параметров фильтров при известных настройках регуляторов

Пусть теперь известны оптимальные настройки регуляторов $R_1^*(s)$ и $R_2^*(s)$, рассчитанные с учетом критериев (4.15), (4.25) соответственно для однокон-

турных систем без фильтров по динамически эффективному каналу с передаточной функцией объекта $W_1(s)$ и энергоэффективному каналу с передаточной функцией объекта $W_2(s)$. Необходимо определить параметры фильтров $W_{\Phi_1}(s)$ и $W_{\Phi_2}(s)$ в структуре ЭСАР.

Графический метод

Для определения параметров фильтров можно, в частности, использовать графический метод. Так, с учетом известных настроечных параметров регуляторов $R_1^*(s)$ и $R_2^*(s)$ строятся амплитудно-частотные характеристики замкнутых одноконтурных систем без фильтров:

$$|W_{3.c.1}(j\omega)| = \left| \frac{1}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|, \quad (4.32)$$

$$|W_{3.c.2}(j\omega)| = \left| \frac{1}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|, \quad (4.33)$$

где $W_{3.c.1}(j\omega)$ – частотная передаточная функция замкнутой одноконтурной САР для динамически эффективного канала управления; $W_{3.c.2}(j\omega)$ – частотная передаточная функция замкнутой одноконтурной САР для энергоэффективного канала управления.

По (4.32-4.33) определяется резонансный пик, характеризующий частоту работы каждого контура $\omega_p = \omega_{рез}$. Далее в каждый замкнутый контур вводится соответствующий фильтр, при этом (4.32-4.33) преобразуются к виду:

$$|W_{3.c.1}(j\omega)| = \left| \frac{1}{1 + R_1^*(j\omega) \cdot W_{\Phi_1}(j\omega) \cdot W_1(j\omega)} \right|,$$

$$|W_{3.c.2}(j\omega)| = \left| \frac{1}{1 + R_2^*(j\omega) \cdot W_{\Phi_2}(j\omega) \cdot W_2(j\omega)} \right|.$$

Частотный диапазон работы фильтров, а соответственно и T_{01} , T_{02} , выбираются из соображений, как можно сильнее разнести рабочие частоты контуров регулирования, чтобы уменьшить их взаимное влияние, т.е. добиться:

$$\omega_{рез1} \gg \omega_{рез2}, \quad (4.34)$$

$$|W_{3.c.2}(\omega_{p1})| < |W_{3.c.1}(\omega_{p1})|, \quad (4.35)$$

$$|W_{3.c.1}(\omega_{p2})| < |W_{3.c.2}(\omega_{p2})|, \quad (4.36)$$

в рамках чего энергоэффективный контур будет эффективно компенсировать возмущения на нулевых и близнулевых частотах, а динамически эффективный контур будет помогать ему на более высоких частотах.

Обеспечить условия (4.34-4.36) можно как отдельно с помощью Φ_1 или Φ_2 , так и путем их комбинации. Исследование влияния параметра фильтра высоких частот T_{01} на критерий динамической оптимизации ЭСАР (4.12) показало, что в общем случае зависимость имеет экстремальный характер (рисунок 4.6). Тем самым правильным выбором T_{01} можно добиться значения критерия (4.12), приближающегося к значению критерия для соответствующей одноконтурной динамически эффективной САР (в ряде случаев значения критерия могут быть даже лучше), обеспечив при этом также минимум критерия (4.13).

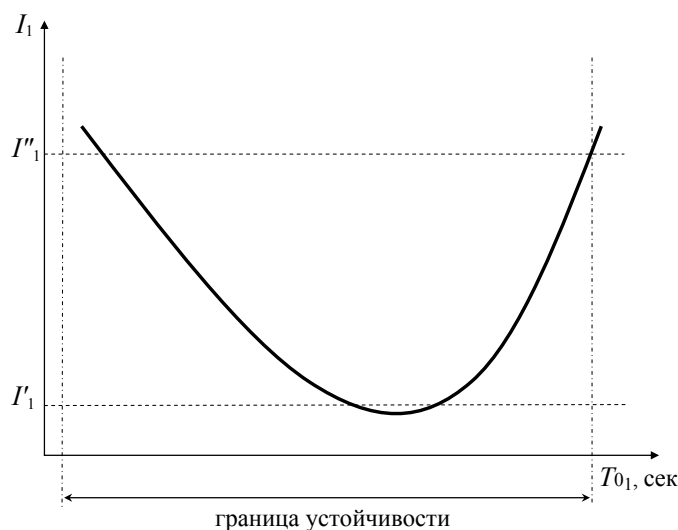


Рисунок 4.6 – Зависимость общего критерия динамической оптимизации ЭСАР (I_1) от величины параметра T_{01} : I_1 – значение критерия для одноконтурной динамически эффективной САР; I_1'' – значение критерия для одноконтурной энергоэффективной САР

Исследования также позволили выявить частный случай, когда инерционность энергоэффективного канала управления изначально существенно выше инерционности динамически эффективного канала и параметр высокочастотного фильтра T_{01} в последнем невелик. В этой ситуации фильтр низких частот Φ_2

в энергоэффективном канале можно и не ставить, так как сам объект обладает свойствами подобного фильтра. Введение дополнительного фильтра будет приводить к ухудшению критериев (4.12), (4.15) (рисунок 4.7). Расчет настроек регулятора $R_2(s)$ рекомендуется осуществлять по эквивалентному объекту $\tilde{W}_2(s) = W_2(s)$.

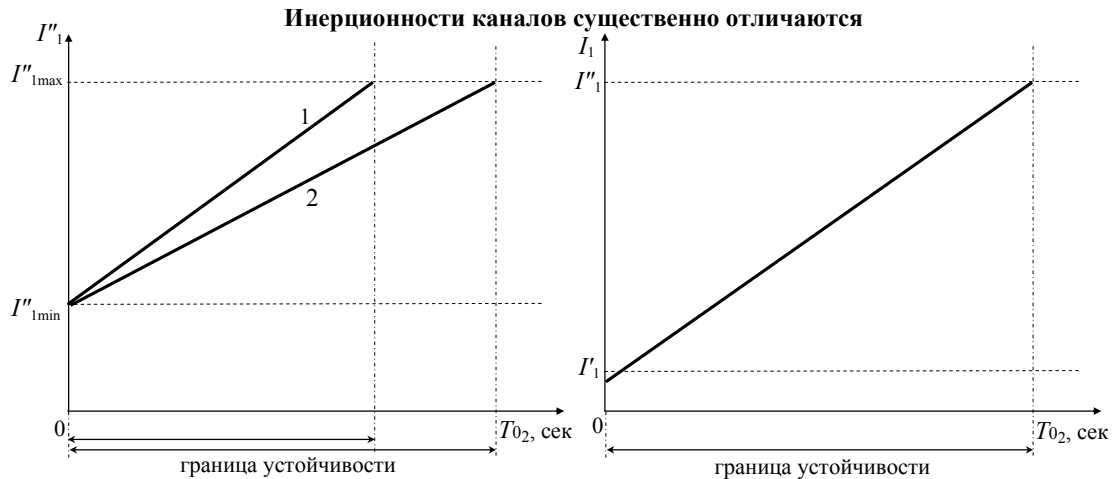


Рисунок 4.7 – Зависимость критерия динамической оптимизации от величины параметра T_{02} :

I''_1 – значение критерия для одноконтурной энергоэффективной САР (1 – без перерасчета настроек регулятора P_2 , 2 – с перерасчетом настроек регулятора P_2); I'_1 – значение критерия для одноконтурной динамически эффективной САР; I_1 – общий критерий динамической оптимизации ЭСАР

Аналитический метод

Графический метод является не достаточно точным, в связи с чем попытаемся определить параметры фильтров Φ_1 и Φ_2 при известных настройках регуляторов аналитически. Соответствующая методика представлена в работе [160].

Так, значение квадратичного интегрального критерия (4.12) для ЭСАР может быть вычислено по следующей формуле, включающей частотную характеристику замкнутой системы относительно анализируемого возмущающего воздействия:

$$I_1 = \frac{1}{\pi} \int_0^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1(j\omega)W_{\Phi_1}(j\omega)W_1(j\omega) + R_2(j\omega)W_{\Phi_2}(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega \quad (4.37)$$

где $R_1(j\omega)$, $R_2(j\omega)$ – частотные передаточные функции регуляторов соответственно в динамически- и энергоэффективном канале управления; $W_{\Phi_1}(j\omega)$,

$W_{\Phi_2}(j\omega)$ – частотные передаточные функции фильтров соответственно в динамически эффективном и энергоэффективном канале управления; $W_1(j\omega)$, $W_2(j\omega)$ – частотные передаточные функции объекта соответственно по динамически- и энергоэффективному каналу управления; $W_f(j\omega)$ – частотная передаточная функция по каналу возмущения.

Так как (4.37) зависит от места приложения возмущения, критерий (4.12) не будет являться инвариантным относительно возмущений, действующим по разным каналам.

Проанализируем и сравним качество работы ЭСАР и одноконтурных САР для динамически- и энергоэффективных каналов управления. С целью упрощения расчета будем считать, что фильтры стремятся к идеальным и имеют частотные передаточные функции вида:

$$W_{\Phi_1}(j\omega) = \begin{cases} 1, & \omega \geq \omega_0 \\ 0, & \omega < \omega_0 \end{cases}, \quad W_{\Phi_2}(j\omega) = \begin{cases} 1, & \omega \leq \omega_0 \\ 0, & \omega > \omega_0 \end{cases},$$

где ω_0 – пороговая частота, разделяющая свойства каналов управления.

Тем самым фильтр $W_{\Phi_1}(j\omega)$ пропускает высокие частоты и не пропускает низкие частоты, а фильтр $W_{\Phi_2}(j\omega)$, наоборот, пропускает низкие частоты и не пропускает высокие. В силу свойства аддитивности интеграла и предположения, что фильтры обладают идеальными свойствами, квадратичный критерий для ЭСАР запишется в виде:

$$I_1 = \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega + \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega. \quad (4.38)$$

Из выражения (4.38) видно, что при известных свойствах фильтра (полоса пропускания) квадратичный критерий зависит от двух независимых составляющих, определяющих реакцию на действующее возмущение каждого из каналов управления. Ввиду этого задача минимизации критерия динамической оптимизации ЭСАР (4.12) распадается на две задачи минимизации, связанные с нахождением настроечных параметров регуляторов (см. пункт 4.1.2.1), каждый из которых минимизирует свою составляющую квадратичного критерия.

Наибольший интерес представляет случай, когда настройки регуляторов в ЭСАР известны и соответствуют оптимальным настройкам для соответствующих одноконтурных систем. Тогда для динамически эффективного канала квадратичный критерий будет равен

$$I_1' = \frac{1}{\pi} \int_0^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega = \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega + \\ + \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega,$$

а соответственно для энергоэффективного канала управления:

$$I_1'' = \frac{1}{\pi} \int_0^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega = \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega + \\ + \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega.$$

При этом расхождение квадратичного критерия для ЭСАР и отдельно одноконтурных САР составит:

$$\Delta_1 = I_1' - I_1 = \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega - \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega = \\ = \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left(\left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 - \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \right) \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega = \\ = \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} |W_f(j\omega)|^2 \left(\left| \frac{1}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 - \left| \frac{1}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \right) \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega$$

и

$$\Delta_2 = I_1'' - I_1 = \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega - \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega =$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} \left(\left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 - \left| \frac{W_f(j\omega)}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \right) \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega = \\
&= \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} |W_f(j\omega)|^2 \left(\left| \frac{1}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)} \right|^2 - \left| \frac{1}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)} \right|^2 \right) \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega.
\end{aligned}$$

С учетом того, что частотные передаточные функции для замкнутых одно-
контурных динамически эффективной и энергоэффективной систем равны

$$W_{3.c.1}(j\omega) = \frac{1}{1 + R_1^*(j\omega)W_1(j\omega)}, \quad W_{3.c.2}(j\omega) = \frac{1}{1 + R_2^*(j\omega)W_2(j\omega)},$$

то Δ_1 и Δ_2 запишутся в следующем виде:

$$\Delta_1 = \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left(|W_{3.c.1}(j\omega)|^2 - |W_{3.c.2}(j\omega)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega)|^2}{\omega^2} d\omega, \quad (4.39)$$

$$\Delta_2 = \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\infty} \left(|W_{3.c.2}(j\omega)|^2 - |W_{3.c.1}(j\omega)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega)|^2}{\omega^2} d\omega. \quad (4.40)$$

Полученные разности (4.39-4.40) показывают, насколько ЭСАР эффективнее или, наоборот, по сравнению с одноконтурными системами. Для достижения в ЭСАР лучшего качества регулирования, в сравнении с соответствующей одноконтурной динамически эффективной системой, необходимо, чтобы на интервале частот от 0 до ω_0 величина Δ_1 стремилась к наибольшему значению. В то же время величина Δ_2 на интервале от ω_0 до ∞ должна также быть наибольшей, что обеспечит эффект по сравнению с качеством одноконтурной энергоэффективной системы. Если Δ_1 принимает положительное значение, также как и Δ_2 , то ЭСАР выигрывает по отношению к обеим одноконтурным системам. Если же, например, Δ_1 принимает отрицательное значение, а Δ_2 положительное, то ЭСАР эффективнее по качеству одноконтурной САР для энергоэффективного канала управления, но уступает по качеству одноконтурной САР для динамически эффективного канала управления. Чем больше величина показателя Δ_1 ,

тем ближе качество регулирования ЭСАР к качеству динамически эффективной системы или, в ряде случаев, выше его.

Таким образом, при известных свойствах одноконтурных систем значение квадратичного критерия в ЭСАР можно улучшить с помощью правильного выбора пороговой частоты ω_0 , определяющей полосу пропускания соответствующего фильтра. Такое разделение каналов управления, действительно, упрощает процедуру расчета ЭСАР, позволяя сначала рассчитывать параметры регуляторов (по методике расчета одноконтурных систем), после чего рассчитывать настройки фильтров. Т.е. в предположении об идеальной фильтрации задача поиска пороговой частоты сводится к двум равносильным оптимизационным задачам:

$$\Delta_1 \rightarrow \max_{\omega_0} \text{ или } \Delta_2 \rightarrow \max_{\omega_0}.$$

Решим оптимизационную задачу, определяемую первым критерием. Поскольку соответствующий критерий представляет собой функционал с переменной верхней границей, найдем его приращение при изменении частоты на величину $\Delta\omega$. В результате:

$$\begin{aligned} \Delta_1(\omega_0 + \Delta\omega) &= \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0 + \Delta\omega} \left(|W_{3.c.1}(j\omega)|^2 - |W_{3.c.2}(j\omega)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega)|^2}{\omega^2} d\omega = \\ &= \frac{1}{\pi} \int_0^{\omega_0} \left(|W_{3.c.1}(j\omega)|^2 - |W_{3.c.2}(j\omega)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega)|^2}{\omega^2} d\omega + \\ &+ \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\omega_0 + \Delta\omega} \left(|W_{3.c.1}(j\omega)|^2 - |W_{3.c.2}(j\omega)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega)|^2}{\omega^2} d\omega, \end{aligned}$$

и приращение функционала составит

$$\begin{aligned} \delta\Delta_1 &= \Delta_1(\omega_0 + \Delta\omega) - \Delta_1(\omega_0) = \\ &= \frac{1}{\pi} \int_{\omega_0}^{\omega_0 + \Delta\omega} \left(|W_{3.c.1}(j\omega)|^2 - |W_{3.c.2}(j\omega)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega)|^2}{\omega^2} d\omega = \\ &= \frac{1}{\pi} \left(|W_{3.c.1}(j\bar{\omega})|^2 - |W_{3.c.2}(j\bar{\omega})|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\bar{\omega})|^2}{\bar{\omega}^2} \Delta\omega, \end{aligned}$$

где $\bar{\omega} \in (\omega_0, \omega_0 + \Delta\omega)$.

Разделив $\delta\Delta_1$ на $\Delta\omega$ и перейдя к пределу при условии, что $\Delta\omega \rightarrow 0$, получим выражение для производной функционала:

$$\Delta_1' = \lim_{\Delta\omega \rightarrow 0} \frac{\delta\Delta_1}{\Delta\omega} = \frac{1}{\pi} \left(|W_{3.c.1}(j\omega_0)|^2 - |W_{3.c.2}(j\omega_0)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega_0)|^2}{\omega_0^2}.$$

Исходя из необходимого условия существования экстремума, для нахождения частоты ω_0 приравняем производную к нулю. Тогда

$$\frac{1}{\pi} \left(|W_{3.c.1}(j\omega_0)|^2 - |W_{3.c.2}(j\omega_0)|^2 \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega_0)|^2}{\omega_0^2} = 0,$$

$$\frac{1}{\pi} \left(|W_{3.c.1}(j\omega_0)| - |W_{3.c.2}(j\omega_0)| \right) \cdot \left(|W_{3.c.1}(j\omega_0)| + |W_{3.c.2}(j\omega_0)| \right) \cdot \frac{|W_f(j\omega_0)|^2}{\omega_0^2} = 0,$$

откуда вытекает единственное возможное решение:

$$|W_{3.c.1}(j\omega_0)| = |W_{3.c.2}(j\omega_0)|.$$

Т.е. частота ω_0 получается в точках пересечения АЧХ замкнутых одноконтурных систем регулирования для динамически эффективного и энергоэффективного каналов управления. Поправкой $|W_f(j\omega_0)|^2 / (\omega_0)^2$ можно пренебречь, так как она приносит лишь масштабирующий эффект.

При этом точек, претендующих на точки экстремума, может оказаться несколько. Выбирать необходимо точку, соответствующую частоте ω_0 , при которой показатели Δ_1 и Δ_2 будут максимальны, она и задает пороговую частоту перехода, определяющую полосу пропускания фильтров.

Полученные таким образом частоты будем использовать в дальнейшем и для определения параметров настройки реальных фильтров в структуре ЭСАР. При этом после расчета параметров фильтров ЭСАР необходимо проверить на устойчивость, что обусловлено применением неидеальных фильтрующих элементов.

Исследования показывают, что повысить устойчивость ЭСАР можно путем установки в динамически эффективном канале управления П-регулятора, ис-

пользование которого позволяет также улучшить и значения показателей (4.39-4.40), так как на нулевых частотах АЧХ замкнутой системы с П-регулятором не равна нулю (в отличие от системы с ПИ-регулятором), в связи с чем площадь под соответствующей кривой возрастает, что положительно скажется как на величине Δ_1 и Δ_2 , так предположительно и на общем критерии динамической оптимизации ЭСАР (4.12).

Предложенная методика расчета фильтров является универсальной, так как получена в предположении об идеальности соответствующих фильтрующих элементов. Тем самым определяемая путем решения оптимизационной задачи характеристическая частота может использоваться для расчета параметров различных известных фильтров [161]. Определим настроечные параметры фильтров скользящего среднего Φ_1 и Φ_2 , соответствующие пороговой частоте ω_0 , при которой соотношения (4.39-4.40) максимальны.

Представим частотную передаточную функцию фильтра Φ_2 , расположенного в энергоэффективном канале управления, следующим образом:

$$\begin{aligned} W_{\Phi_2}(j\omega) &= \frac{1 - e^{-j\omega T_{0_2}}}{T_{0_2} \cdot j\omega} = \frac{1 - [\cos(\omega T_{0_2}) - j \sin(\omega T_{0_2})]}{T_{0_2} \cdot j\omega} = \\ &= \frac{1 - \cos(\omega T_{0_2}) + j \sin(\omega T_{0_2})}{T_{0_2} \cdot j\omega}. \end{aligned}$$

Домножим последнее выражение на комплексно-сопряженную величину, после чего квадрат АЧХ фильтра низких частот будет равен:

$$\begin{aligned} |W_{\Phi_2}(j\omega)|^2 &= \frac{[1 - \cos(\omega T_{0_2})]^2 + [\sin(\omega T_{0_2})]^2}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega^2} = \\ &= \frac{1 - 2\cos(\omega T_{0_2}) + [\cos(\omega T_{0_2})]^2 + [\sin(\omega T_{0_2})]^2}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega^2} = \frac{2 \cdot [1 - \cos(\omega T_{0_2})]}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega^2}. \end{aligned}$$

Потребуем, чтобы АЧХ фильтра Φ_2 в точке ω_0 принимала близкое к единице значение и была равна $1 - \Delta$ (где Δ – заданная погрешность фильтрации), а после ω_0 стремилась к нулю. Величину Δ рекомендуется принимать небольшой, близкой к нулю. Получим:

$$|W_{\Phi_2}(j\omega_0)| = \sqrt{\frac{2 \cdot [1 - \cos(\omega_0 T_{0_2})]}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega_0^2}} = 1 - \Delta.$$

Возведем левую и правую часть последнего выражения в квадрат:

$$\frac{2 \cdot [1 - \cos(\omega_0 T_{0_2})]}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega_0^2} = (1 - \Delta)^2.$$

Разложим функцию косинуса в ряд Маклорена, ограничившись разложением до четвертой степени:

$$\cos(\omega_0 T_{0_2}) = 1 - \frac{\omega_0^2 \cdot (T_{0_2})^2}{2!} + \frac{\omega_0^4 \cdot (T_{0_2})^4}{4!}.$$

С учетом этого имеем

$$\begin{aligned} & \frac{2 \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{\omega_0^2 \cdot (T_{0_2})^2}{2!} + \frac{\omega_0^4 \cdot (T_{0_2})^4}{4!} \right) \right]}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega_0^2} = \frac{2 \cdot \left[\frac{\omega_0^2 \cdot (T_{0_2})^2}{2} - \frac{\omega_0^4 \cdot (T_{0_2})^4}{24} \right]}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega_0^2} = \\ & = \frac{2 \cdot \left[\frac{12 \cdot \omega_0^2 \cdot (T_{0_2})^2 - \omega_0^4 \cdot (T_{0_2})^4}{24} \right]}{(T_{0_2})^2 \cdot \omega_0^2} = 1 - \frac{1}{12} \cdot \omega_0^2 \cdot (T_{0_2})^2 \approx (1 - \Delta)^2. \end{aligned}$$

В итоге, из соотношения

$$\omega_0^2 \cdot (T_{0_2})^2 \approx 12 - 12 \cdot (1 - 2\Delta + \Delta^2)$$

находим настроечный параметр фильтра в энергоэффективном контуре регулирования:

$$T_{0_2} \approx \frac{\sqrt{12 \cdot \Delta \cdot (2 - \Delta)}}{\omega_0}. \quad (4.41)$$

В случае фильтра Φ_1 , расположенного в динамически эффективном канале управления, его передаточную функцию в частотной области можно представить как

$$W_{\Phi_1}(j\omega) = 1 - \frac{1 - e^{-j\omega T_{0_1}}}{T_{0_1} \cdot j\omega} = 1 - \frac{1 - [\cos(\omega T_{0_1}) - j \sin(\omega T_{0_1})]}{T_{0_1} \cdot j\omega} =$$

$$= \frac{[-1 + \cos(\omega T_{01})] + j \cdot [T_{01} \cdot \omega - \sin(\omega T_{01})]}{T_{01} \cdot j\omega}.$$

После домножения последнего выражения на комплексно-сопряженную величину, квадрат АЧХ фильтра высоких частот будет равен:

$$\begin{aligned} |W_{\Phi_1}(j\omega)|^2 &= \frac{[-1 + \cos(\omega T_{01})]^2 + [T_{01} \cdot \omega - \sin(\omega T_{01})]^2}{(T_{01})^2 \cdot \omega^2} = \\ &= \frac{[\cos(\omega T_{01})]^2 - 2\cos(\omega T_{01}) + 1 + (T_{01})^2 \cdot \omega^2 - 2T_{01} \cdot \omega \cdot \sin(\omega T_{01}) + [\sin(\omega T_{01})]^2}{(T_{01})^2 \cdot \omega^2} = \\ &= \frac{2 - 2\cos(\omega T_{01}) + (T_{01})^2 \cdot \omega^2 - 2T_{01} \cdot \omega \cdot \sin(\omega T_{01})}{(T_{01})^2 \cdot \omega^2} = \\ &= 1 - \frac{2 \cdot \sin(\omega T_{01})}{T_{01} \cdot \omega} + \frac{2 \cdot [1 - \cos(\omega T_{01})]}{(T_{01})^2 \cdot \omega^2}. \end{aligned}$$

АЧХ фильтра Φ_1 в точке $\omega = \omega_0$ должна принимать единичное значение.

Тогда:

$$|W_{\Phi_1}(j\omega_0)| = \sqrt{1 - \frac{2 \cdot \sin(\omega_0 T_{01})}{T_{01} \cdot \omega_0} + \frac{2 \cdot [1 - \cos(\omega_0 T_{01})]}{(T_{01})^2 \cdot \omega_0^2}} = 1.$$

Также возведем левую и правую часть последнего выражения в квадрат:

$$1 - \frac{2 \cdot \sin(\omega_0 T_{01})}{T_{01} \cdot \omega_0} + \frac{2 \cdot [1 - \cos(\omega_0 T_{01})]}{(T_{01})^2 \cdot \omega_0^2} = 1$$

После разложения в ряд Маклорена функций синуса (ограничившись разложением до пятой степени) и косинуса (ограничившись разложением до шестой степени)

$$\begin{aligned} \sin(\omega_0 T_{01}) &= \omega_0 T_{01} - \frac{\omega_0^3 \cdot (T_{01})^3}{3!} + \frac{\omega_0^5 \cdot (T_{01})^5}{5!}, \\ \cos(\omega_0 T_{01}) &= 1 - \frac{\omega_0^2 \cdot (T_{01})^2}{2!} + \frac{\omega_0^4 \cdot (T_{01})^4}{4!} - \frac{\omega_0^6 \cdot (T_{01})^6}{6!}, \end{aligned}$$

получим

$$\begin{aligned}
& 1 - \frac{2 \cdot \left(\omega_0 T_{01} - \frac{\omega_0^3 \cdot (T_{01})^3}{3!} + \frac{\omega_0^5 \cdot (T_{01})^5}{5!} \right)}{T_{01} \cdot \omega_0} + \\
& + \frac{2 \cdot \left[1 - \left(1 - \frac{\omega_0^2 \cdot (T_{01})^2}{2!} + \frac{\omega_0^4 \cdot (T_{01})^4}{4!} - \frac{\omega_0^6 \cdot (T_{01})^6}{6!} \right) \right]}{(T_{01})^2 \cdot \omega_0^2} = \\
& = \left[1 - 2 + \frac{1}{3} \cdot \omega_0^2 \cdot (T_{01})^2 - \frac{1}{60} \cdot \omega_0^4 \cdot (T_{01})^4 \right] + \left[1 - \frac{1}{12} \cdot \omega_0^2 \cdot (T_{01})^2 + \frac{1}{360} \cdot \omega_0^4 \cdot (T_{01})^4 \right] = \\
& = \frac{1}{4} \cdot \omega_0^2 \cdot (T_{01})^2 - \frac{1}{72} \cdot \omega_0^4 \cdot (T_{01})^4 \approx 1.
\end{aligned}$$

Из последнего выражения имеем:

$$\omega_0^4 \cdot (T_{01})^4 - 18 \cdot \omega_0^2 \cdot (T_{01})^2 + 72 \approx 0.$$

Решая полученное биквадратное уравнение, находим настроечный параметр фильтра в динамически эффективном контуре регулирования:

$$T_{01}^1 \approx \frac{\sqrt{12}}{\omega_0}, \quad (4.42)$$

$$T_{01}^2 \approx \frac{\sqrt{6}}{\omega_0}. \quad (4.43)$$

Результаты исследований показали, что для определения настроечного параметра T_{01} лучше использовать формулу (4.42). После того, как параметры фильтров $W_{\Phi_1}(s)$, $W_{\Phi_2}(s)$ определены, можно попытаться улучшить значение общего квадратичного интегрального критерия для ЭСАР путем параметрической оптимизации настроек регуляторов $R_1^*(s)$ и $R_2^*(s)$. Т.е. возникает задача расчета настроек регуляторов при известных передаточных функциях фильтров (см. пункт 4.1.2.1 предложенной методики).

4.1.2.3 Алгоритм расчета ЭСАР в общем виде

Обобщив вышеизложенное, алгоритмизируем процедуру расчета ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего. Соответствующие блок-схемы представлены на рисунках 4.8-4.9.

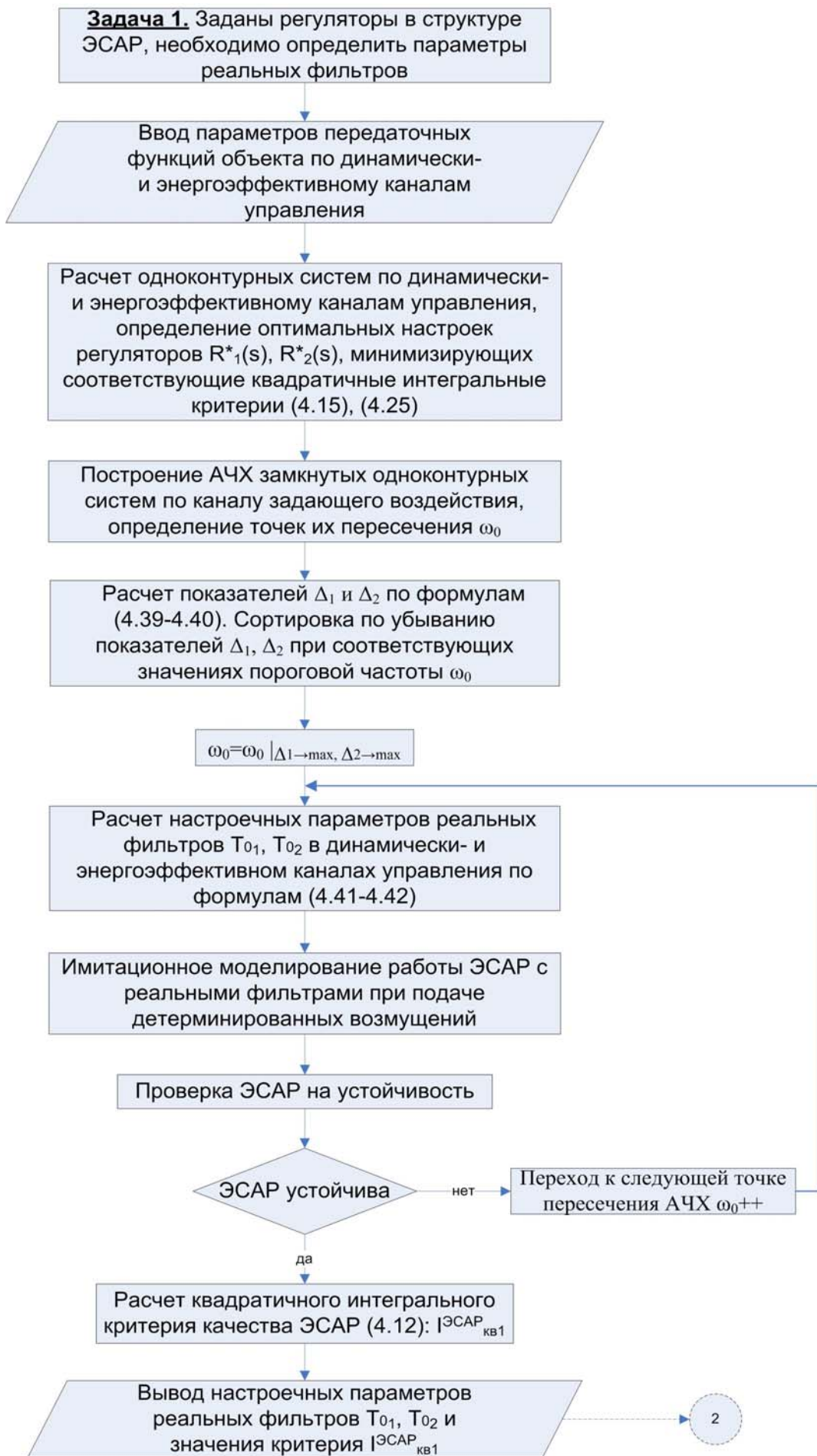


Рисунок 4.8 – Алгоритм расчета ЭСАР с фильтрами скользящего среднего

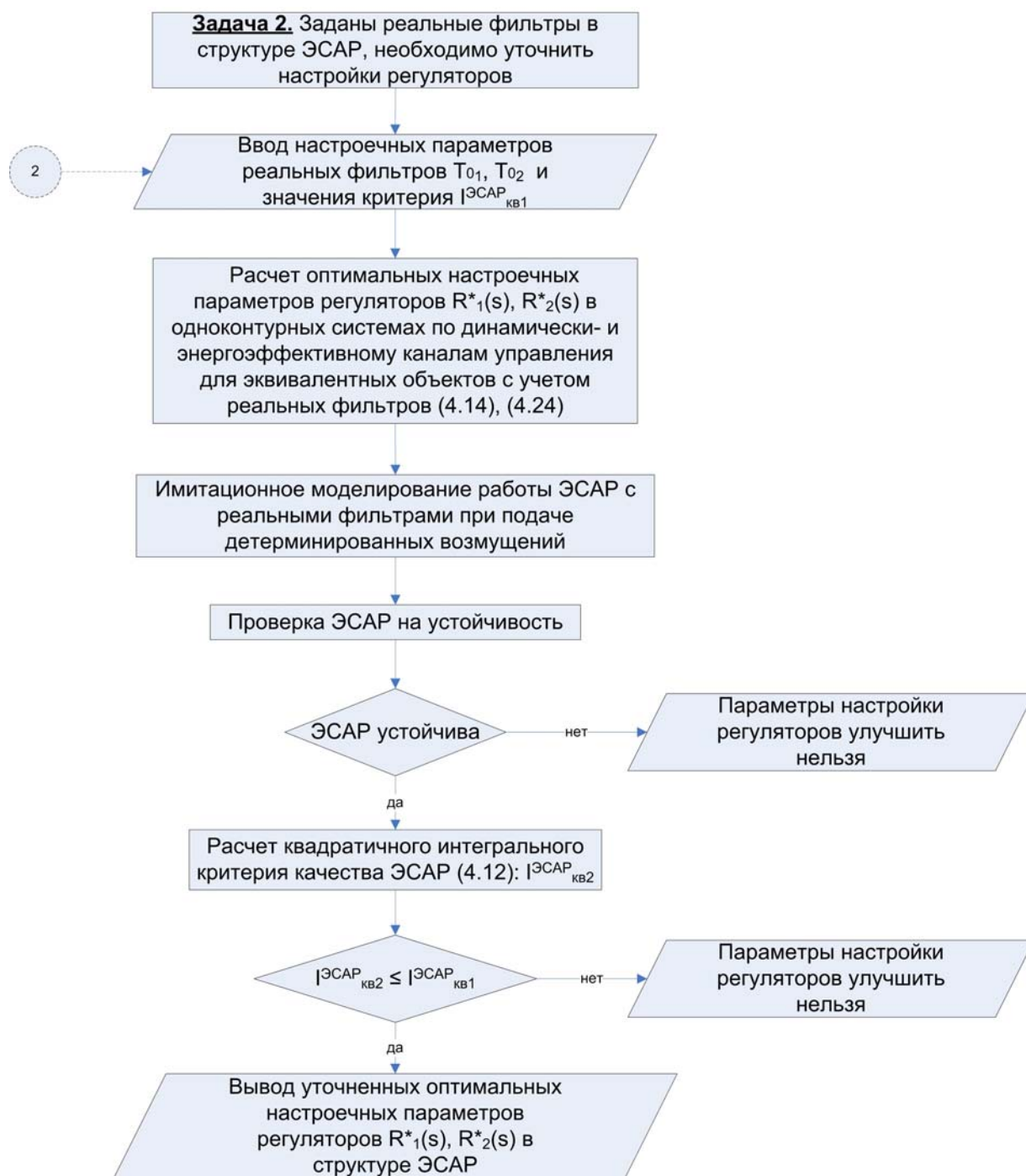


Рисунок 4.9 – Алгоритм уточнения настроек регуляторов в ЭСАР с фильтрами скользящего среднего

4.1.3 Разработка компьютерной программы для автоматизированного расчета и моделирования ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего

Большое значение имеют вопросы практической реализации ЭСАР для управления реальным технологическим процессом. Как уже было сказано, наиболее предпочтительным является программный вариант реализации структуры

ЭСАР с соответствующими алгоритмами фильтрации, что дает возможность построения таких систем на базе серийных ПЛК с последующим использованием в современных АСУ ТП. При этом важна разработка математического, программного и алгоритмического обеспечения ЭСАР.

Однако большинство ХТП относятся к классу сложных многосвязных объектов управления, поэтому, прежде чем выходить на реальные объекты, необходимо исследовать поведение синтезируемой ЭСАР на моделях. Наиболее подходящими для этого являются универсальные системы компьютерного моделирования [162].

В ходе выполнения диссертации была разработана программа для расчета и моделирования ЭСАР, на которую получено авторское свидетельство о регистрации электронного ресурса [163]. Разработка предназначена для анализа динамических свойств ЭСАР с использованием имитационного моделирования на ЭВМ ее работы на примере типовых моделей объектов с двумя каналами управления одной регулируемой величиной, каждый из которых описывается апериодическим звеном первого порядка с запаздыванием.

Программа позволяет проанализировать возможные виды переходных процессов в ЭСАР, оценить ее устойчивость, сравнить качество регулирования в ЭСАР и соответствующих одноконтурных системах. Непосредственно в процессе симуляции имеется возможность изучить зависимость критерия качества регулирования (4.12) от изменения параметров настройки фильтров и выбора способа их реализации, от выбора типа регуляторов и их настроек, а также от изменения динамики объекта управления.

В созданной разработке была автоматизирована процедура синтеза ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего (рисунки 4.8-4.9), благодаря чему пользователь, на основании текущих данных об объекте, сможет получить рекомендации по выбору оптимальных настроечных параметров регуляторов и фильтров.

Для создания программы была выбрана среда визуально-ориентированного блочного имитационного моделирования VisSim фирмы Visual Solution

(www.vissim.com), которая предоставляет широкий спектр возможностей для разработки моделей ХТП, синтеза систем управления различной сложности, их дальнейшего анализа и оптимизации.

Безусловным преимуществом VisSim по отношению к аналогичным программам, например, SIMULINK фирмы MathWorks (www.mathworks.com), является возможность интеграции с системой компьютерной математики MathCad фирмы Mathsoft, что позволяет использовать одновременно достоинства модульного структурированного моделирования и эффективность математических вычислений с помощью численных и аналитических методов.

На примере управления типовым объектом продемонстрируем возможности разработанной программы расчета и моделирования ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего. Пусть задан многомерный объект с двумя каналами управления ($i = 1, 2$) одной величиной, каждый из которых можно описать апериодическим звеном с запаздыванием:

$$W_i(s) = \frac{k_i \cdot \exp(-\tau_i \cdot s)}{T_i \cdot s + 1}.$$

Для динамически эффективного канала имеем:

$$k_1 = 3,68; T_1 = 4 \text{ сек}; \tau_1 = 2,15 \text{ сек},$$

а для энергоэффективного канала соответственно:

$$k_2 = 4,68; T_2 = 40 \text{ сек}; \tau_2 = 4,15 \text{ сек}.$$

После открытия программной реализации ЭСАР в VisSim (рисунок 4.10) вводим соответствующие данные по объекту в блоке *Параметры ОУ*. Цифровая модель объекта управления представлена на рисунке 4.11.

После этого можно запустить программу на исполнение (F5) и уже после этого проделывать определенные манипуляции с настройками систем и моделированием переходных процессов в режиме реального времени.

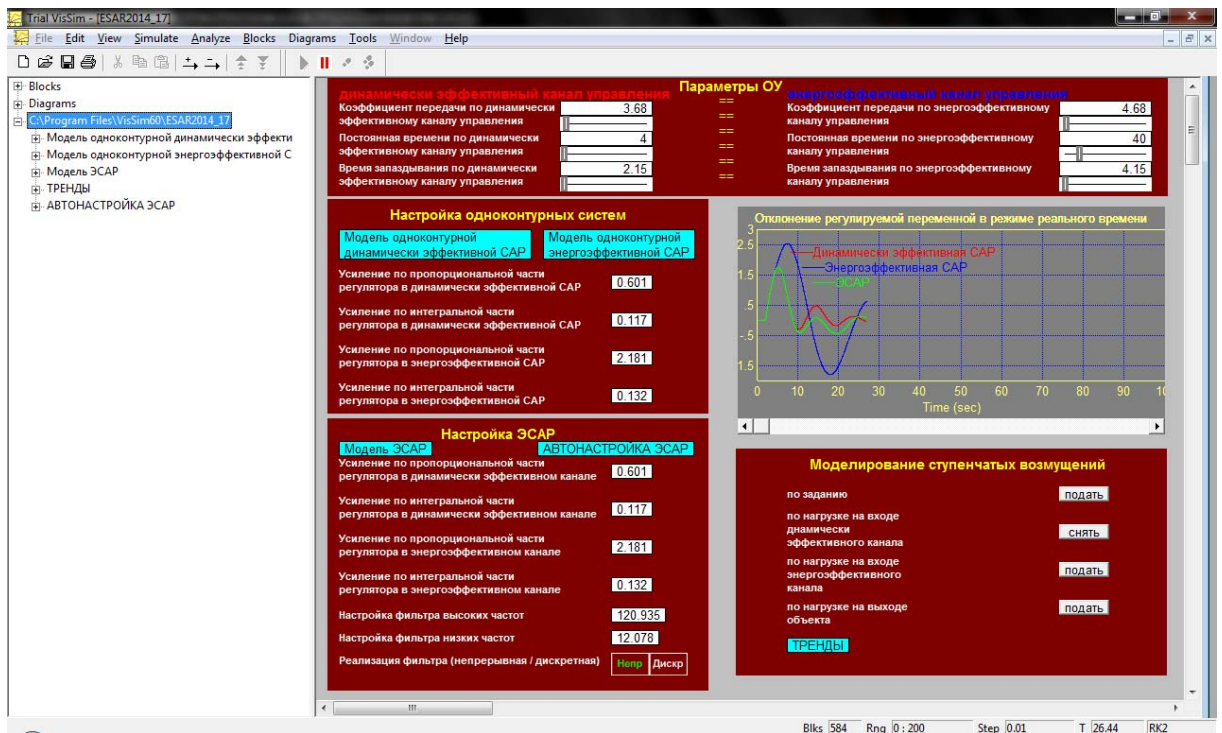


Рисунок 4.10 – Главный экран программы

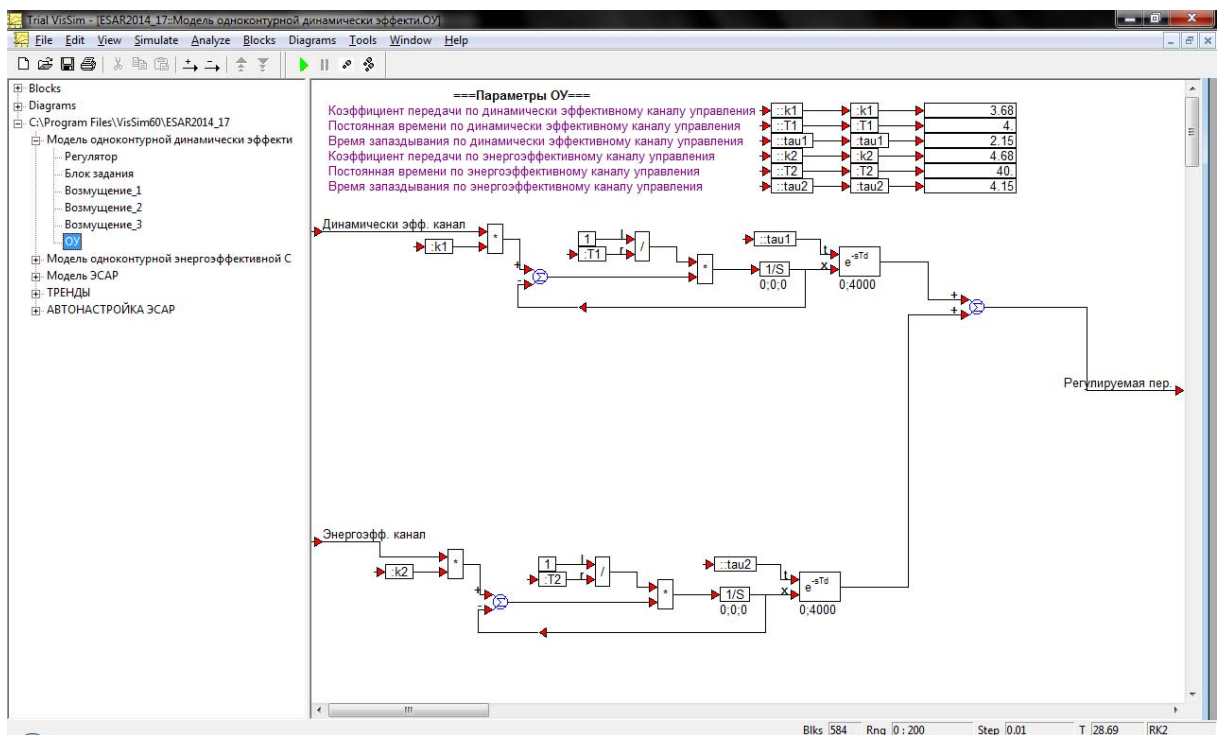


Рисунок 4.11 – Цифровая модель объекта управления

Сначала настроим ЭСАР. Для этого в блоке *Настройка ЭСАР*, модель которой приведена на рисунке 4.12, необходимо ввести параметры регуляторов и фильтров. Используемые в разработке регуляторы реализуют типовой ПИ-алгоритм управления с возможностью обнуления интегральной составляющей и перехода к П-алгоритму. При этом, как уже было отмечено в параграфе 4.1.2,

в энергоэффективном контуре обязательно использовать астатический регулятор, а в динамически эффективном контуре возможно использование П- или ПИ-алгоритма управления.

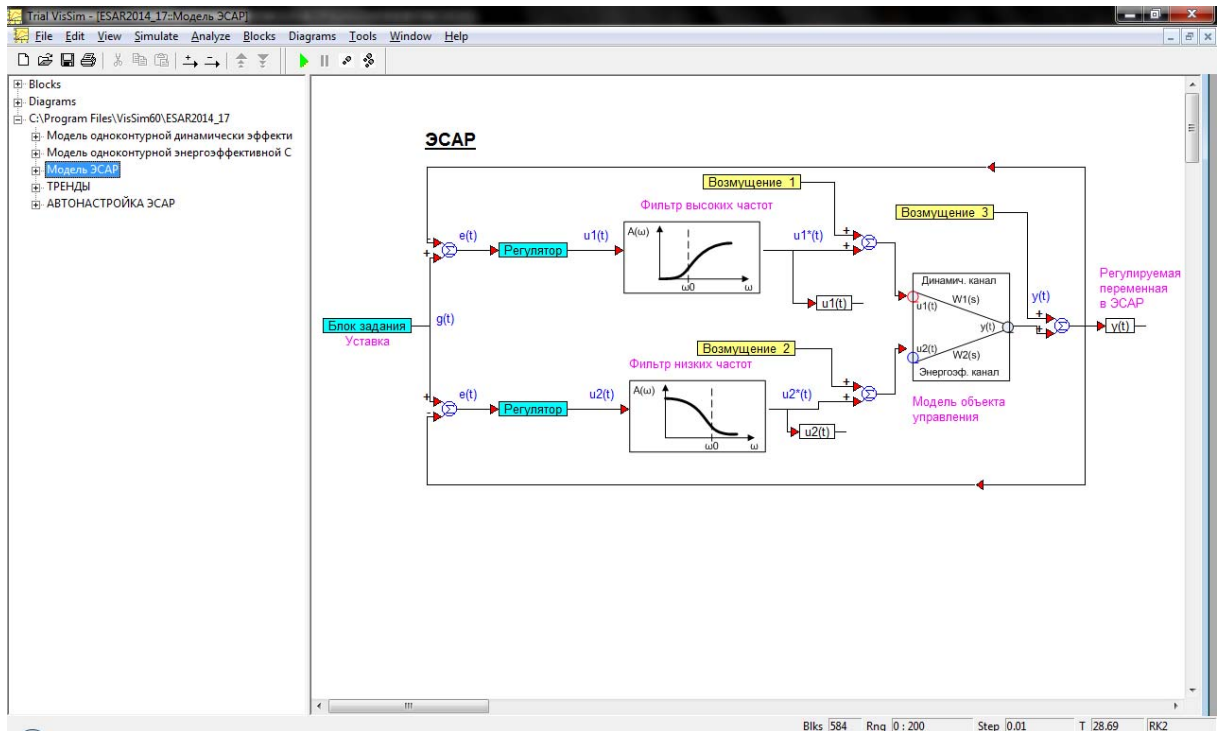


Рисунок 4.12 – Модель ЭСАР

В программе предусмотрен блок АВТОНАСТРОЙКА ЭСАР (рисунок 4.13), в котором посредством интеграции VisSim модели с пакетом MathCad через OLE-технологии организован автоматизированный расчет системы.

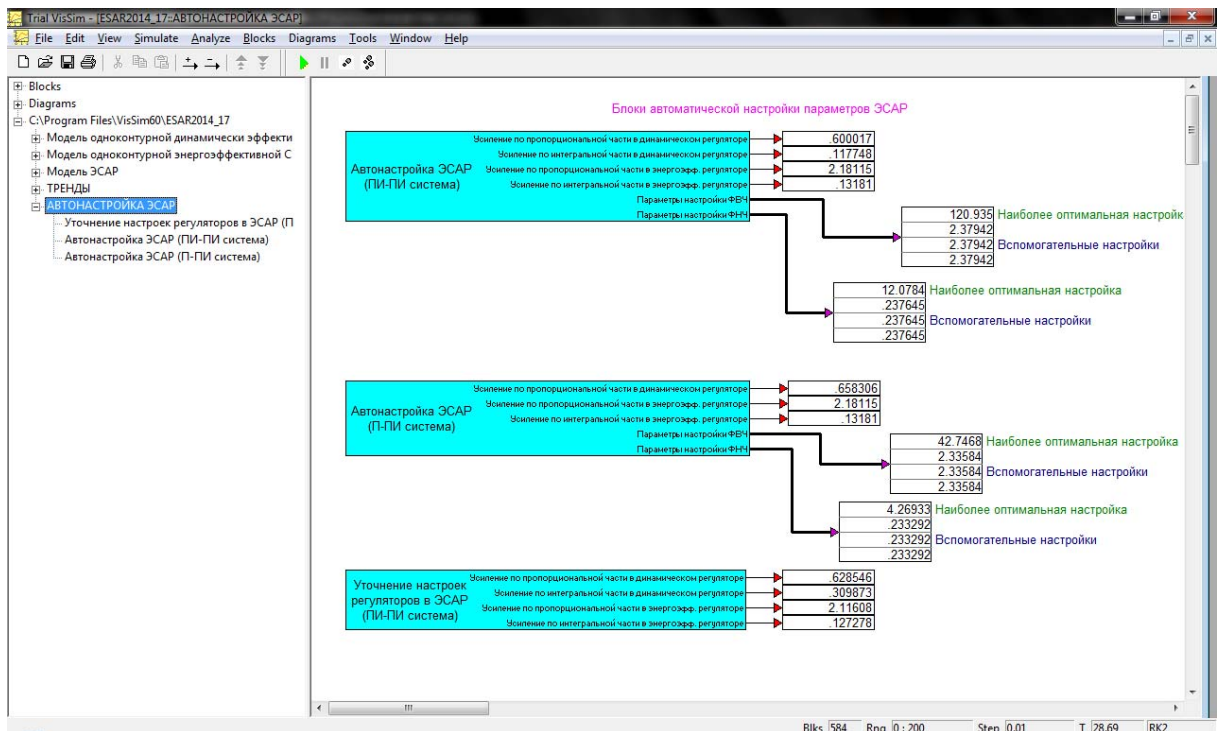


Рисунок 4.13 – Блоки автонастройки ЭСАР

В инкапсулированные MathCad субблоки заложен способ расчета настроечных параметров регуляторов методом РЧХ для ЭСАР с П-ПИ и ПИ-ПИ-законами. Расчет параметров настройки ФНЧ и ФВЧ в структуре ЭСАР проводится с помощью разработанной методики (см. раздел 4.1.2.2). Фрагмент листинга MathCad представлен на рисунке 4.14. Данная подпрограмма численным методом с помощью итерационных процедур находит частоты, соответствующие точкам пересечения АЧХ замкнутых одноконтурных систем по динамически- и энергоэффективному каналам управления, выбирает из них наиболее оптимальные с позиции максимизации показателя (4.39), сортирует их в соответствующем порядке, после чего рассчитывает постоянные фильтров.

$$A1(\omega) := \left| \frac{1}{1 + W1(0, \omega) \cdot R1(\omega, \text{out0}, \text{out1})} \right| \quad A2(\omega) := \left| \frac{1}{1 + W2(0, \omega) \cdot R2(\omega, \text{out2}, \text{out3})} \right| \quad WWW(\omega) := A1(\omega) - A2(\omega)$$

```

Filters_settings :=
  ω0 ← 0.1
  i ← 0
  while ω0 ≤ 6
    Ati ← root(WWW(ω0), ω0)
    if Ati > 0
      Δ1i ←  $\frac{1}{\pi} \int_0^{At_i} \left[ \left( \left| \frac{1}{1 + W1(0, \omega) \cdot R1(\omega, \text{out0}, \text{out1})} \right| \right)^2 - \left( \left| \frac{1}{1 + W2(0, \omega) \cdot R2(\omega, \text{out2}, \text{out3})} \right| \right)^2 \right] \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega$ 
      Δ2i ←  $\frac{1}{\pi} \int_{At_i}^6 \left[ \left( \left| \frac{1}{1 + W2(0, \omega) \cdot R2(\omega, \text{out2}, \text{out3})} \right| \right)^2 - \left( \left| \frac{1}{1 + W1(0, \omega) \cdot R1(\omega, \text{out0}, \text{out1})} \right| \right)^2 \right] \cdot \frac{1}{\omega^2} d\omega$ 
    otherwise
      Δ1i ← -1000
      Δ2i ← -1000
    i ← i + 1
    ω0 ← ω0 + 0.4
  M ← csort(augment(At, Δ1, Δ2), 1)
  ω_0 ← (Mi-1,0 Mi-2,0 Mi-3,0 Mi-4,0)T
  for k ∈ 0..3
    Δ ← in6
    T01k ←  $\frac{\sqrt{12}}{\omega_{0k}}$ 
    T02k ←  $\frac{\sqrt{12 \cdot \Delta \cdot (2 - \Delta)}}{\omega_{0k}}$ 
  (ω_0 T01 T02)T

```

Рисунок 4.14 – Подпрограмма расчета фильтров в ЭСАР

Пересчет блоков автонастройки ЭСАР осуществляется каждые 30 секунд, что позволяет в режиме реального времени при изменении динамических свойств объекта получать адекватные настройки для системы.

Используемые в структуре ЭСАР алгоритмы фильтрации реализованы в программе в виде отдельных блоков (рисунки 4.15-4.16).

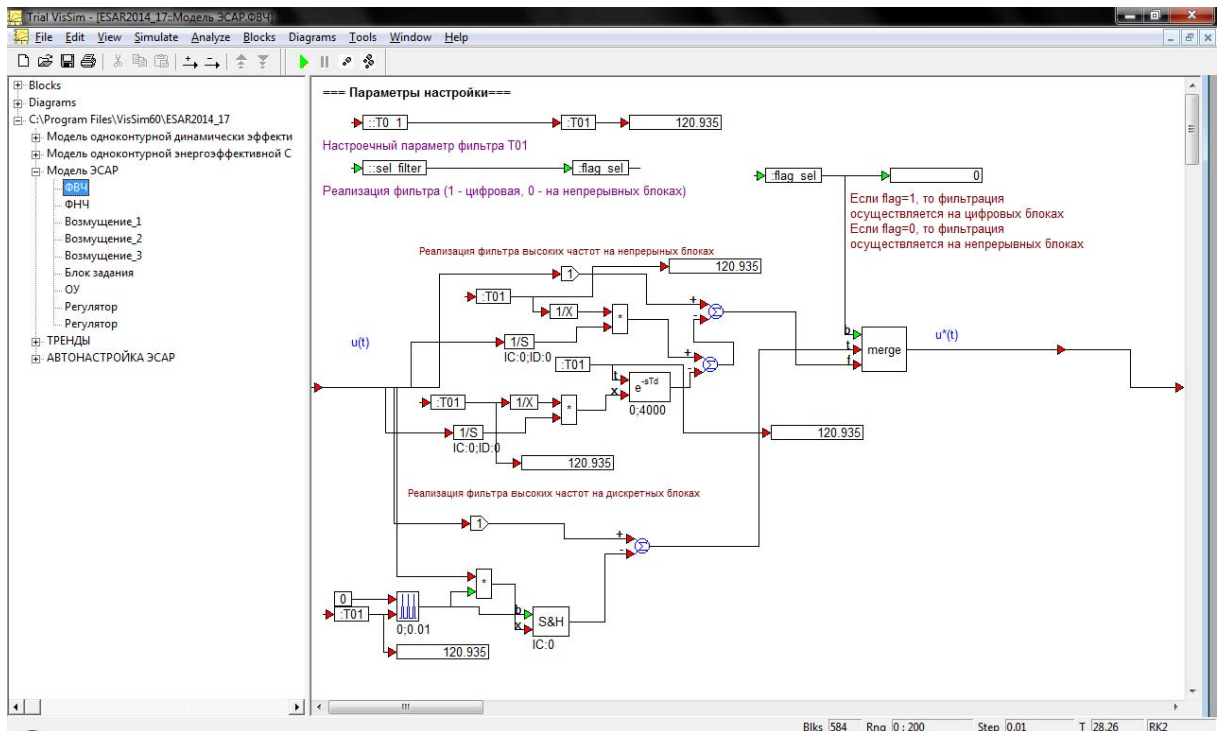


Рисунок 4.15 – Реализация фильтра высоких частот

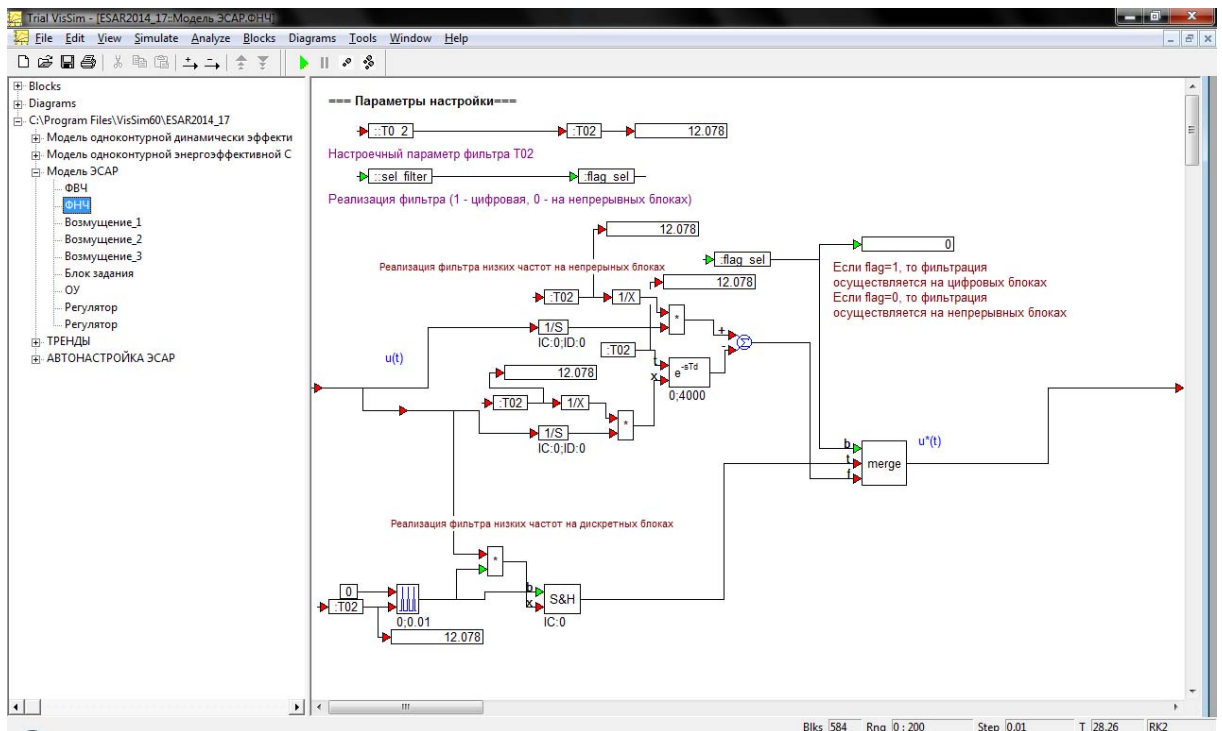


Рисунок 4.16 – Реализация фильтра низких частот

Непосредственно перед запуском либо в процессе моделирования на дисплее оператора пользователь может выбрать тип реализации фильтров (на цифровых или на непрерывных блоках) по нажатию соответствующей кнопки.

Для сравнения работы ЭСАР с работой соответствующих одноконтурных систем, модели структур которых представлены на рисунках 4.17-4.18, в блоке *Настройка одноконтурных систем* нужно выставить настройки регуляторов.

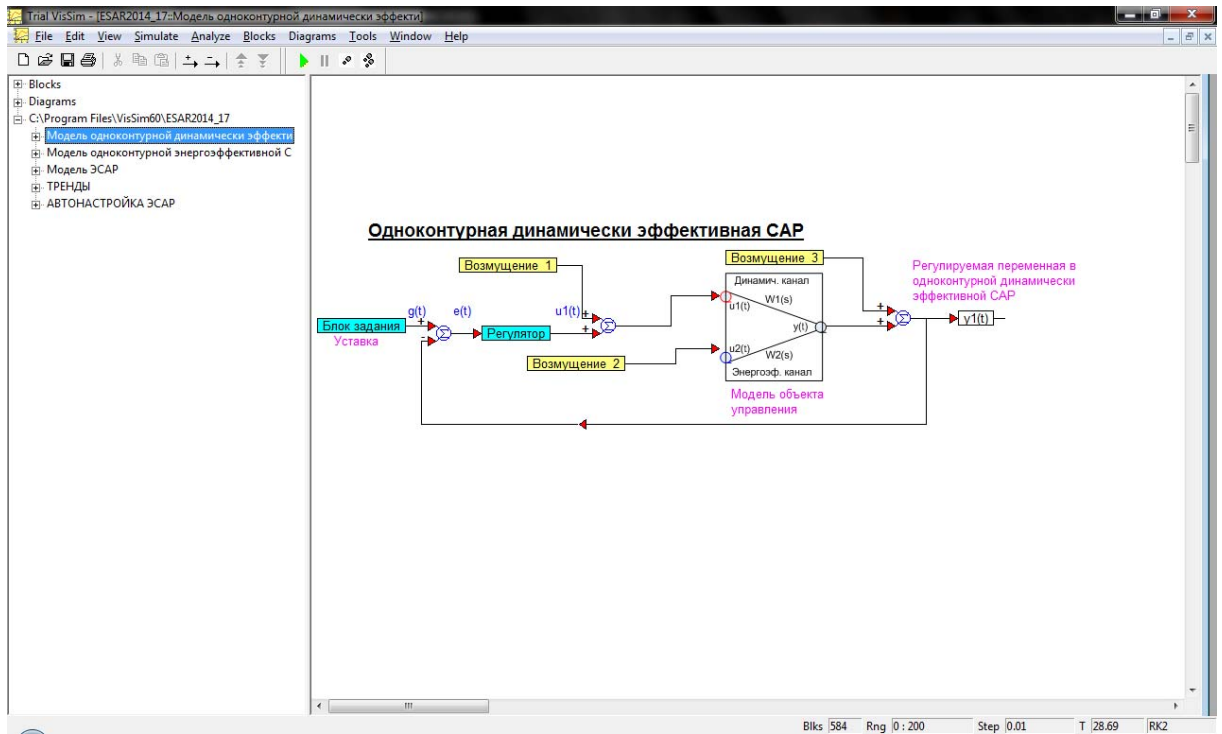


Рисунок 4.17 – Модель одноконтурной динамически эффективной САР

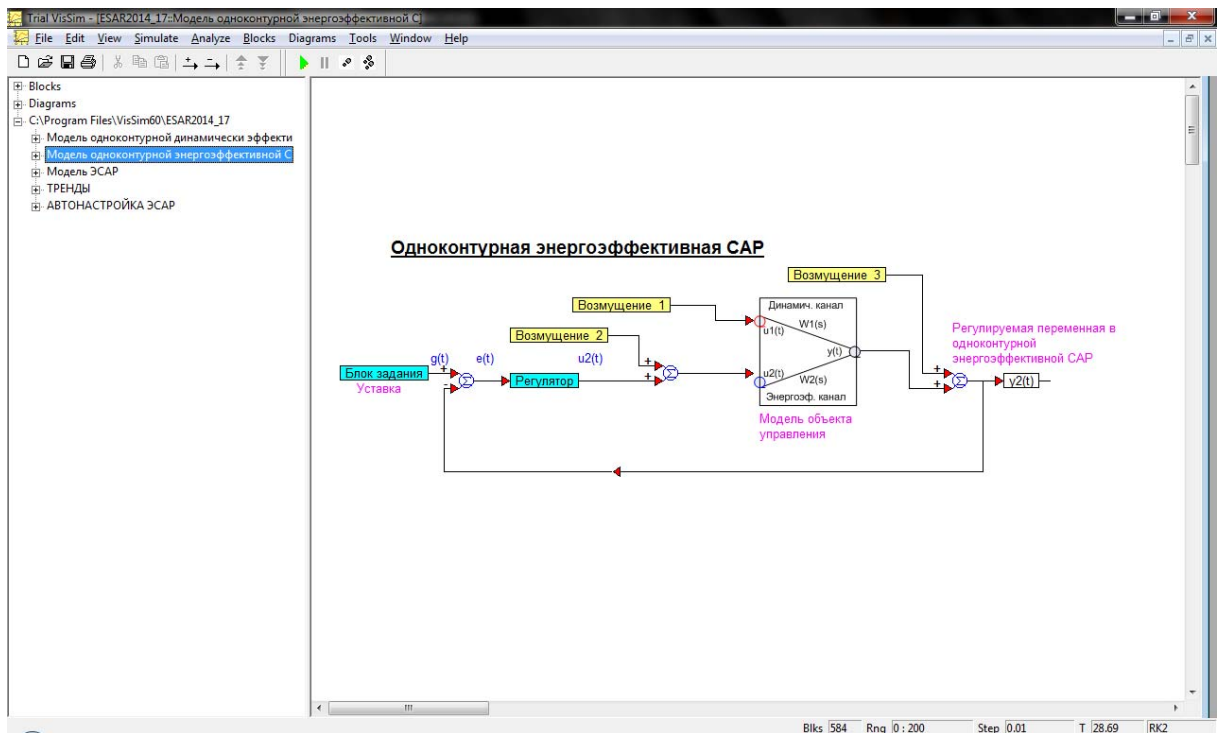


Рисунок 4.18 – Модель одноконтурной энергоэффективной САР

При этом можно воспользоваться настройками регуляторов ЭСАР, так как они получены по методике расчета для одноконтурных систем.

Для снятия переходных процессов необходимо подать возмущающее воздействие, для чего в программе предусмотрен блок *Моделирование ступенчатых возмущений*. Оценить качество регулирования можно как по графику *Отклонение регулируемой переменной в режиме реального времени* на дисплее оператора, так и в блоке *Тренды*.

На рисунках 4.19-4.20 представлены графики, отражающие результаты моделирования работы ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего (ПИ-ПИ система) и соответствующих одноконтурных систем при ступенчатом возмущении по нагрузке, подаваемом на вход объекта по динамически эффективному каналу управления.

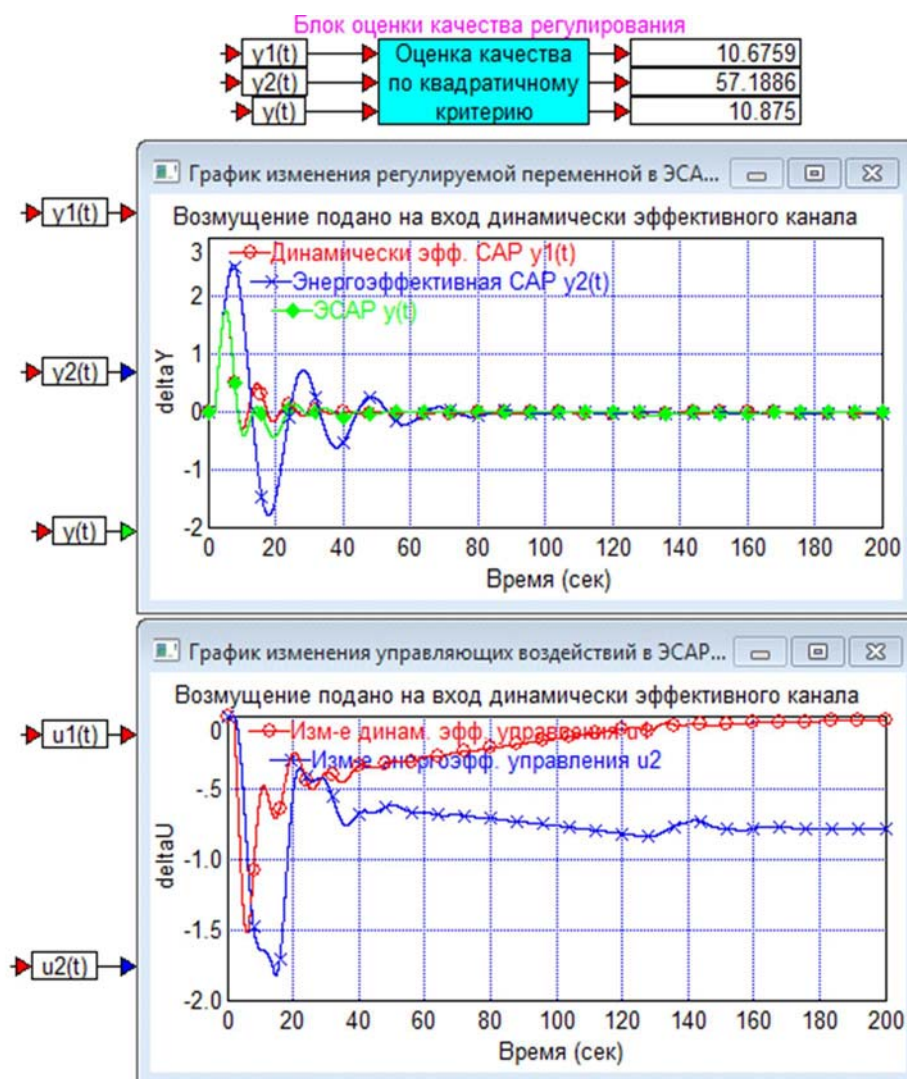


Рисунок 4.19 – Переходные процессы в ЭСАР (ПИ-ПИ система с непрерывной реализацией фильтров)

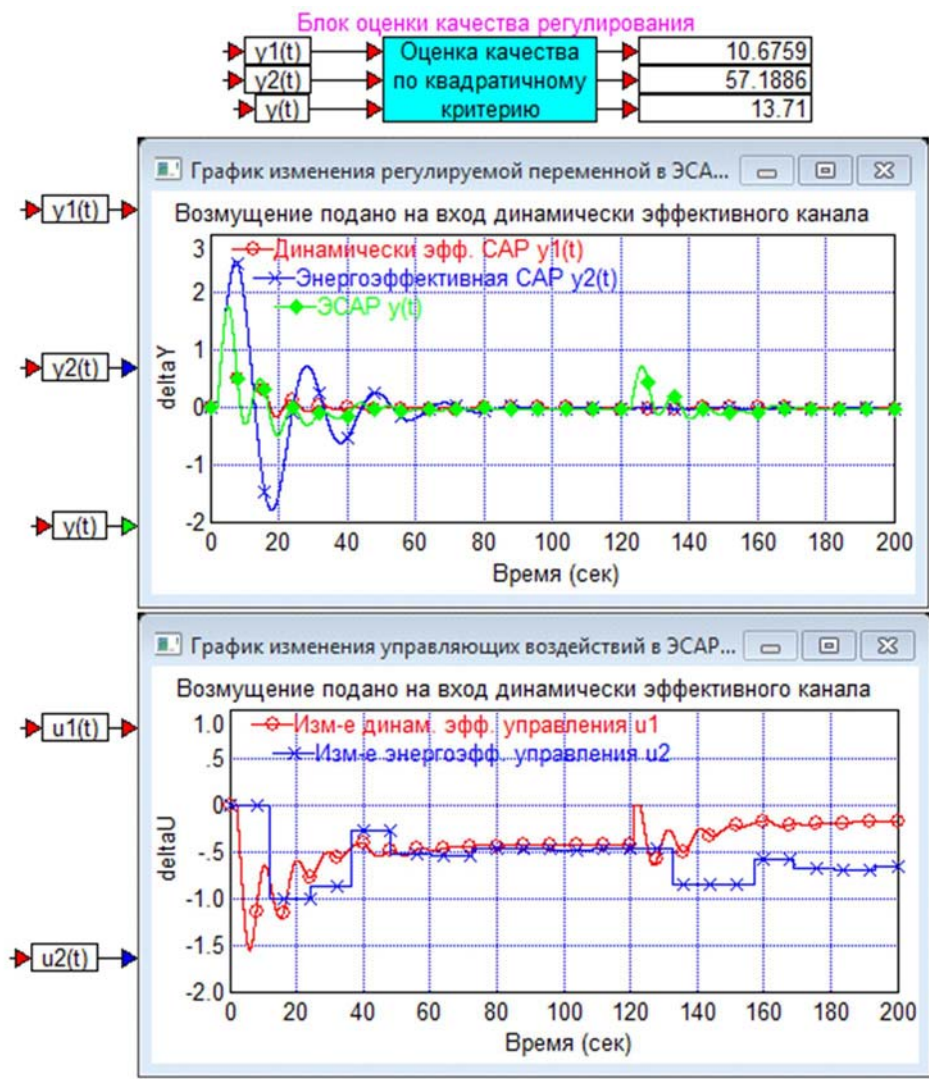


Рисунок 4.20 – Переходные процессы в ЭСАР (ПИ-ПИ система с цифровой реализацией фильтров)

На рисунках 4.21-4.22 приведены аналогичные результаты моделирования переходных процессов в ЭСАР для П-ПИ системы и соответствующих одно-контурных САР.

Анализ переходных процессов показывает, что в случае использования в ЭСАР ПИ-закона управления в каждом из контуров регулирования с позиции минимизации квадратичной интегральной оценки предпочтительным оказывается непрерывная реализация фильтров. Однако в ЭСАР с П- и ПИ-регулятором наилучшее качество регулирования наблюдается при цифровой реализации фильтров.

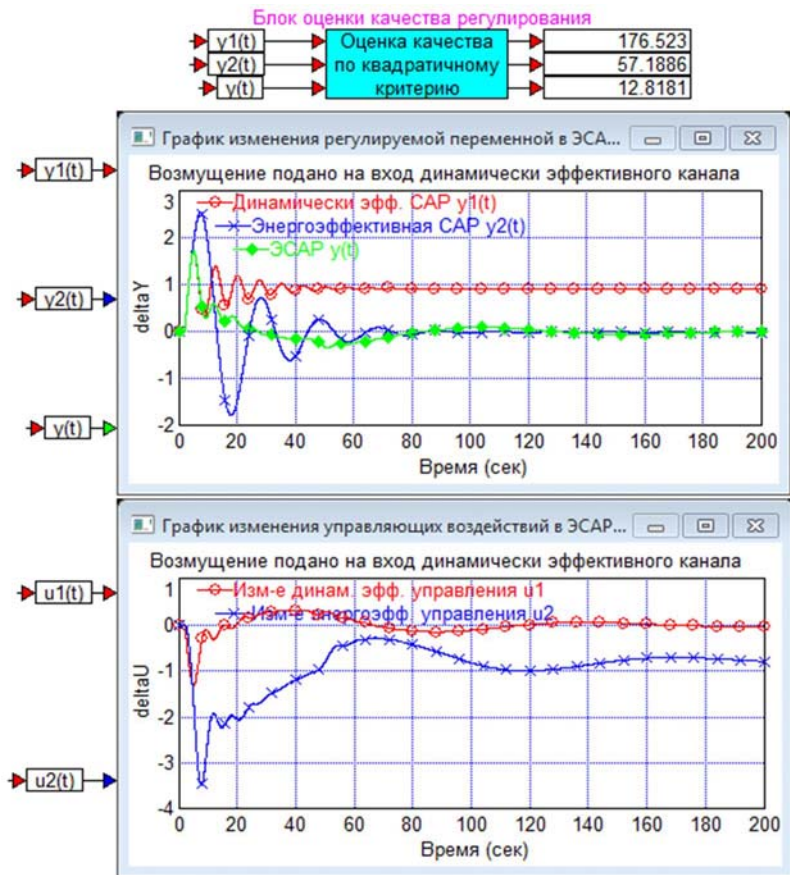


Рисунок 4.21 – Переходные процессы в ЭСАР (П-ПИ система с непрерывной реализацией фильтров)

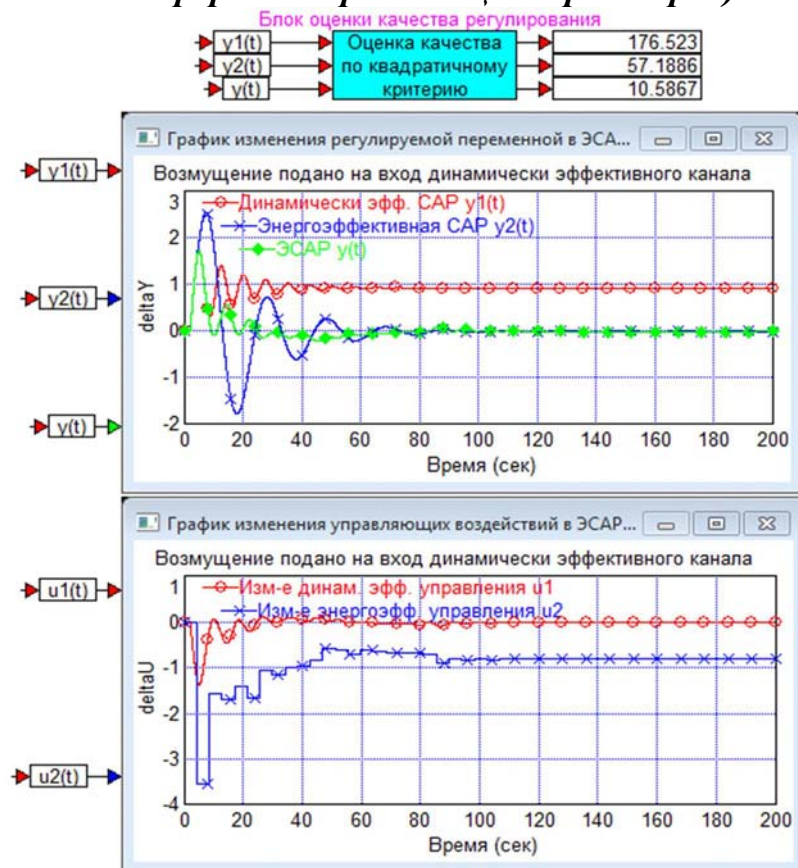
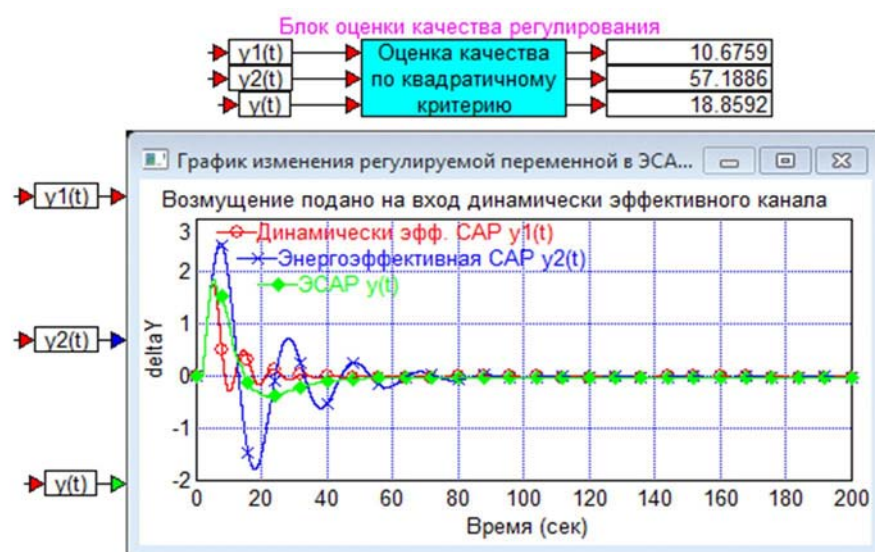
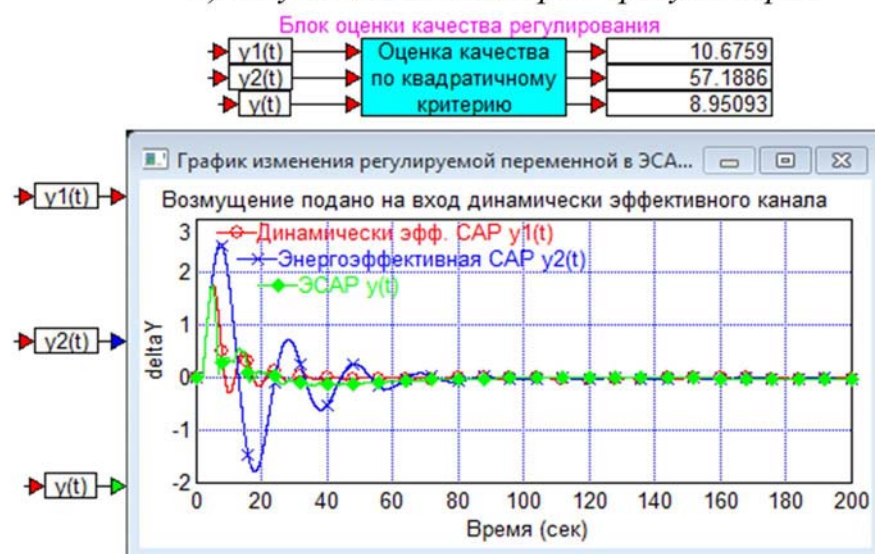


Рисунок 4.22 – Переходные процессы в ЭСАР (П-ПИ система с цифровой реализацией фильтров)

При выборе *Вспомогательных настроек* фильтров, соответствующих не самой оптимальной пороговой частоте, на которой пересекаются АЧХ замкнутых одноконтурных систем, значение критерия (4.12) в случае ЭСАР можно улучшить за счет уточнения настроек регуляторов по каждому из каналов управления. Эта процедура реализована в субблоке *Уточнение настроек регуляторов в ЭСАР*, для чего нажатием ПК мыши необходимо вызвать диалоговое окно и ввести значения параметров фильтров, при которых требуется уточнить настройки регуляторов. Результаты моделирования, иллюстрирующие данную возможность, приведены на рисунке 4.23.



а) до уточнения настроек регуляторов



б) после уточнения настроек регуляторов

Рисунок 4.23 – Переходные процессы в ЭСАР при вспомогательных настройках фильтров

В целом результаты компьютерного моделирования подтверждают работоспособность ЭСАР и состоятельность методики ее расчета. Разработанная программа автоматизированного расчета ЭСАР, действительно, позволяет синтезировать систему, по качеству приближающуюся к качеству наилучшей одноконтурной динамически эффективной системы (а в ряде случаев и выигрывающую у последней) и, в то же время, способную осуществлять энергосберегающее управление в статике.

4.2 Прикладное применение разработанной ЭСАР для управления тепловым режимом реактора синтеза метанола

При построении систем управления температурным режимом реактора синтеза метанола на практике можно встретить два основных подхода. Важное технологическое значение при этом играет вопрос устранения паразитивной положительной обратной связи по теплу, которая может усиливать взаимное влияние переходных процессов на слоях катализатора. Так, если положительная обратная связь по теплу не разомкнута, это может привести к потере устойчивости несвязанных между собой САР температуры слоев катализатора, в связи с чем рекомендуется использовать дополнительные корректирующие устройства, либо переходить к построению распределенной САУ.

Если же вопрос по устранению положительной обратной связи по теплу решен, что может быть достигнуто посредством создания системы регулирования температуры газа на входе в колонну (см. пункт 3.2), то система управления температурным режимом в этом случае может состоять из САР температуры отдельных слоев катализатора без применения дополнительных корректирующих устройств.

В дальнейшем при построении системы управления температурным режимом колонны синтеза метанола будем считать, что влияние положительной обратной связи по теплу сведено к минимуму и ЭСАР колонны будет состоять из ЭСАР температуры отдельных слоев.

Проведенное в третьей главе (см. пункты 3.2.4-3.2.5) эксергетическое исследование статического режима работы реакторного узла позволило выявить, что в технологическом процессе синтеза метанола при охлаждении газа по высоте колонны управляющие воздействия необходимо сочетать таким образом, чтобы максимизировать количество тепла, утилизируемого с помощью МУТ, что соответствует минимизации количества тепла, снимаемого ХБ. Необходимость использования части синтез-газа в качестве ХБ снижает общую эксергетическую эффективность технологического процесса, в связи с чем расход холодного газа через байпасы представляет собой фактически затраты на управление и его, по-возможности, необходимо сводить к минимуму.

Известен способ регулирования [164], заключающийся в регулировании температуры синтез-газа на выходе слоя катализатора изменением расхода газа через холодный байпас на вход слоя катализатора, и регулировании подачи хладагента в межполочный утилизационный теплообменник. При этом, с целью повышения производительности реактора и количества утилизируемого тепла, дополнительно осуществляют стабилизацию расхода охлаждающего синтез-газа, подаваемого через холодный байпас на вход слоя катализатора, изменением подачи хладагента в межполочный утилизационный теплообменник с помощью корректирующего устройства.

Однако, при таком подходе контур температуры и контур коррекции в динамических режимах взаимосвязаны, что не позволяет оптимизировать съем энергии синтеза и производительность реактора в должной мере.

С целью достижения большего эффекта от комбинирования управляющих воздействий предлагается использовать следующий способ регулирования температурного режима в реакторе синтеза метанола. Его отличительной особенностью является то, что процесс регулирования температуры на выходе каждого слоя катализатора, начиная со второго, осуществляется по двухконтурной схеме путем одновременного использования обоих управляющих воздействий, в качестве которых выступают изменение расхода свежего синтез-газа через холодный байпас на вход слоя катализатора и изменение расхода хладагента

через межполочный утилизационный теплообменник. При этом каждый из контуров регулирования, в зависимости от его динамических и энергетических свойств, настраивается на максимально эффективную работу в определенном диапазоне частот прохождения сигнала с помощью надлежащей фильтрации потоков информации. Для решения этой задачи в энергосберегающей системе управления температурным режимом реактора синтеза метанола, принципиальная схема которой приведена в общем виде на рисунке 4.24, в ЭСАР температуры на выходе каждого слоя катализатора (начиная со второго) в динамически эффективных каналах управления, с регулирующим воздействием в виде подачи газа через холодный байпас, дополнительно предлагается использовать фильтры высоких частот, а в энергоэффективных каналах, с регулирующим воздействием в виде подачи воды в межполочный утилизационный теплообменник, соответственно фильтры низких частот.

Что касается технической реализации предлагаемой системы управления, то можно вести речь о цифровом управлении (с помощью цифровой ЭВМ) непрерывной частью, включающей непосредственно объект по каналу управления, исполнительные устройства (состоящие из исполнительных механизмов и регулирующих органов) и датчики. Вход дискретно-цифрового блока, включающего элементы сравнения, алгоритмы управления и алгоритмы фильтрации, реализуемые в цифровом виде, т.е. в виде компьютерной программы, будет сопряжен с непрерывной частью с помощью АЦП, а выход соответственно с помощью ЦАП. Только период дискретизации будет свой (достаточно малый) и не зависящий от настроечных параметров фильтров. Для сглаживания ступенчатых сигналов на выходе дискретно-цифрового блока, т.е. на входе исполнительных устройств, можно использовать дополнительный ФНЧ.

На примере процесса управления температурой на выходе 2-го слоя катализатора синтезируем ЭСАР, применив структуру с фильтрами скользящего среднего (рисунок 4.5) и воспользовавшись разработанной методикой ее расчета. С учетом принятого допущения о размыкании положительной связи по теплу, ЭСАР для остальных полок с катализатором строятся аналогичным образом.

Проведем имитационное моделирование переходных процессов в ЭСАР при действии детерминированных возмущений, проверим ее работоспособность и оценим соответствующее качество регулирования.

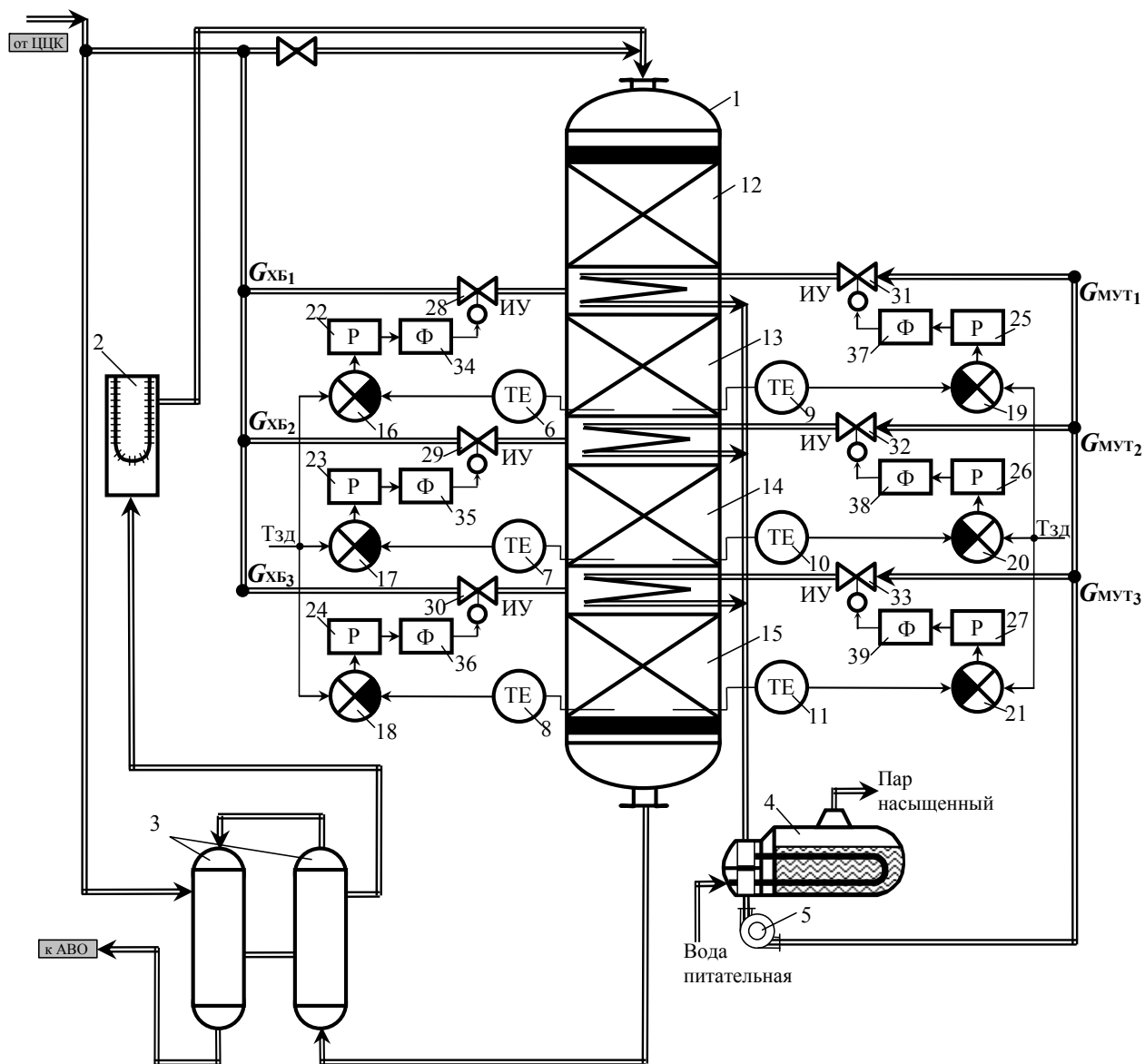


Рисунок 4.24 – Принципиальная схема системы управления температурным режимом колонны синтеза метанола:

1 – реактор; 2 – электроподогреватель; 3 – рекуперативный теплообменник; 4 – котел-утилизатор; 5 – циркуляционный насос; 6, 7, 8, 9, 10, 11 – датчики температуры; 12, 13, 14, 15 – слои катализатора; 16, 17, 18, 19, 20, 21 – сумматоры; 22, 23, 24, 25, 26, 27 – регуляторы; 28, 29, 30, 31, 32, 33 – регулирующие клапаны; 34, 35, 36 – фильтры высоких частот; 37, 38, 39 – фильтры низких частот

4.2.1 Расчет ЭСАР температуры на выходе слоя катализатора

Обратимся к расчету оптимальных законов управления и настроечных параметров фильтров в ЭСАР температуры на выходе отдельного слоя катализатора. При расчете настроек будем рассматривать цифровые регуляторы как непрерывные в предположении, что период дискретизации соответствующего АЦП и ЦАП очень мал.

Используем для этого модель объекта управления, расчетные передаточные функции которого получены в третьей главе диссертации. По динамически эффективному каналу «расход холодного газа через 1-ый байпас – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» объект описывается передаточной функцией вида

$$W_{G_{ХБ_1} - T_2^{(в)}}(s) = \frac{-3,68}{4 \cdot s + 1} \cdot e^{-2,15 \cdot s},$$

а по энергоэффективному каналу «расход охлаждающей воды через 1-ый МУТ – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» соответственно

$$W_{G_{МУТ_1} - T_2^{(в)}}(s) = \frac{-4,41}{164,25 \cdot s + 1} \cdot e^{-5,7 \cdot s}.$$

Воспользуемся возможностями разработанной программы для автоматизированного расчета ЭСАР (см. раздел 4.1.3).

1) Методом РЧХ определяются настройки регуляторов на заданный запас устойчивости (по корневому показателю колебательности $m=0,167$) как для соответствующих одноконтурных САР без фильтров, а потом рассчитываются параметры настройки фильтров по динамически- и энергоэффективному каналу регулирующего воздействия.

В таблицу 4.1 сведены значения полученных оптимальных настроек регуляторов P_1 и P_2 для одноконтурной динамически- и энергоэффективной САР при заданном виде и месте приложения возмущения.

Таблица 4.1

Оптимальные настроечные параметры регуляторов

Регуляторы		Точка приложения возмущения	Настроечные параметры			Рабочая частота ω_p , рад/с
			k_p	k_i	$T_{из}$	
P_1	П-закон	На входе в объект вместе с регулирующим воздействием $u(t)$	0,658	-	-	0,798
	ПИ-закон		0,601	0,117	5,137	0,689
P_2	ПИ-закон		6,826	0,263	25,954	0,221

2) На основании решения оптимизационной задачи программа рассчитывает параметры фильтров типа «скользящее среднее». Для исследований выберем несколько точек пересечения АЧХ замкнутых одноконтурных систем, соответствующие значениям пороговой частоты, на основании которой и рассчитываются настройки фильтров. Погрешность фильтрации (внутренний параметр фильтров) для ПИ-ПИ системы был принят равным $\Delta=0.004$, а для П-ПИ системы соответственно $\Delta=0.001$. Результаты расчета сведены в таблицу 4.2.

Таблица 4.2

Настроечные параметры фильтров скользящего среднего

Закон регулирования		Настроечные параметры фильтров Φ_1 и Φ_2		Пороговая частота, на которой пересекаются АЧХ каналов управления ω_0 , рад/с
P_1	P_2	T_{01}	T_{02}	
П	ПИ	62,226	2,782	0,056 (*)
		2,646	0,118	1,309 (всп.)
ПИ	ПИ	216,469	19,342	0,016 (*)
		2,752	0,246	1,259 (всп.)

Отметим, что в точках $\omega_0^*=0,016$ для ПИ-ПИ системы и $\omega_0^*=0,056$ для П-ПИ системы показатели (4.39-4.40) максимальны, и при соответствующих настройках фильтров следует ожидать наилучшего значения квадратичного инте-

графального критерия ЭСАР в сравнении со значением критерия для соответствующих одноконтурных систем.

3) Для использования вспомогательных параметров фильтров (таблица 4.2) целесообразно воспользоваться уточненными настройками регуляторов. Здесь стоит отметить, что в рамках предложенной методики уточнения настроек регуляторов в ЭСАР при известных параметрах фильтров (см. пункт 4.1.2.1) метод РЧХ можно применять, если значения параметров фильтров T_{01} и T_{02} не слишком велики. Это объясняется тем, что присутствие реальных фильтров, так или иначе, привносит в систему дополнительное запаздывание, наличие которого, в свою очередь, приводит к тому, что РЧХ разомкнутой системы, пройдя через точку $(-1, j0)$ может охватывать ее бесконечное число раз. В этой связи при увеличении параметров фильтров скользящего среднего T_{01} и T_{02} условие обеспечения заданного запаса устойчивости становится не применимым.

В таблице 4.3 приведены полученные результаты расчета.

Таблица 4.3

Уточненные настроечные параметры регуляторов

Закон регулирования		Настроечный параметр фильтра		Уточненные настройки регуляторов					
				Р ₁			Р ₂		
		T_{01}	T_{02}	k_p	k_i	$T_{из}$	k_p	k_i	$T_{из}$
П	ПИ	2,646	0,118	0,598	-	-	6,757	0,258	26,189
ПИ	ПИ	2,752	0,246	0,569	0,257	2,214	6,683	0,252	26,519

4.2.2 Моделирование переходных процессов в ЭСАР температуры на выходе слоя катализатора

Промоделируем также с помощью разработанной программы [163] переходные процессы в предлагаемой ЭСАР температуры на слое катализатора с двумя управляющими воздействиями и в соответствующих одноконтурных САР с ХБ и с МУТ при отработке детерминированных возмущений, сравним результаты работы систем.

При исследовании будем рассматривать наиболее характерные возмущения по нагрузке, в качестве которых примем изменение расхода и температуры газа основного хода на входе в слой катализатора.

Структура канала возмущения «расход газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» приведена на рисунке 4.25. Динамические свойства канала возмущения таковы, что уменьшение расхода газа на входе в слой приводит к возрастанию температуры на выходе слоя, а увеличение расхода – к понижению температуры.

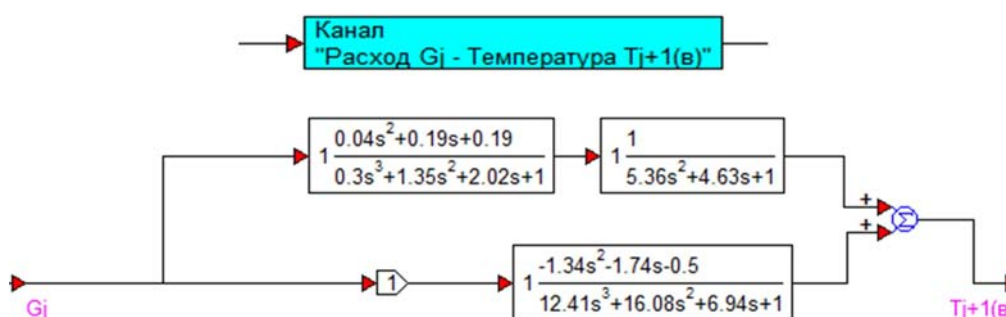


Рисунок 4.25 – Динамическая структура канала возмущения «расход газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора»

На рисунке 4.26 представлена серия переходных процессов при компенсации возмущения по расходу газа основного хода в ЭСАР с двумя ПИ-регуляторами и соответствующих одноконтурных САР с ХБ и с МУТ. Наилучшее качество наблюдается для $\omega_0=0,016$ рад/с. В этом случае при непрерывной реализации фильтров скользящего среднего ЭСАР выигрывает по качеству регулирования даже у наилучшей одноконтурной динамически эффективной системы. При выборе для расчета фильтров следующей точки $\omega_0=1,259$ рад/с (с учетом уточнения настроек регуляторов) квадратичный показатель качества ЭСАР несколько ухудшается, однако это позволяет быстрее минимизировать использование ХБ и перейти на энергосберегающее управление с помощью МУТ.

Также были промоделированы переходные процессы при компенсации возмущения по расходу газа основного хода в ЭСАР с П- и ПИ-регулятором и соответствующих одноконтурных системах с ХБ и с МУТ (рисунок 4.27).

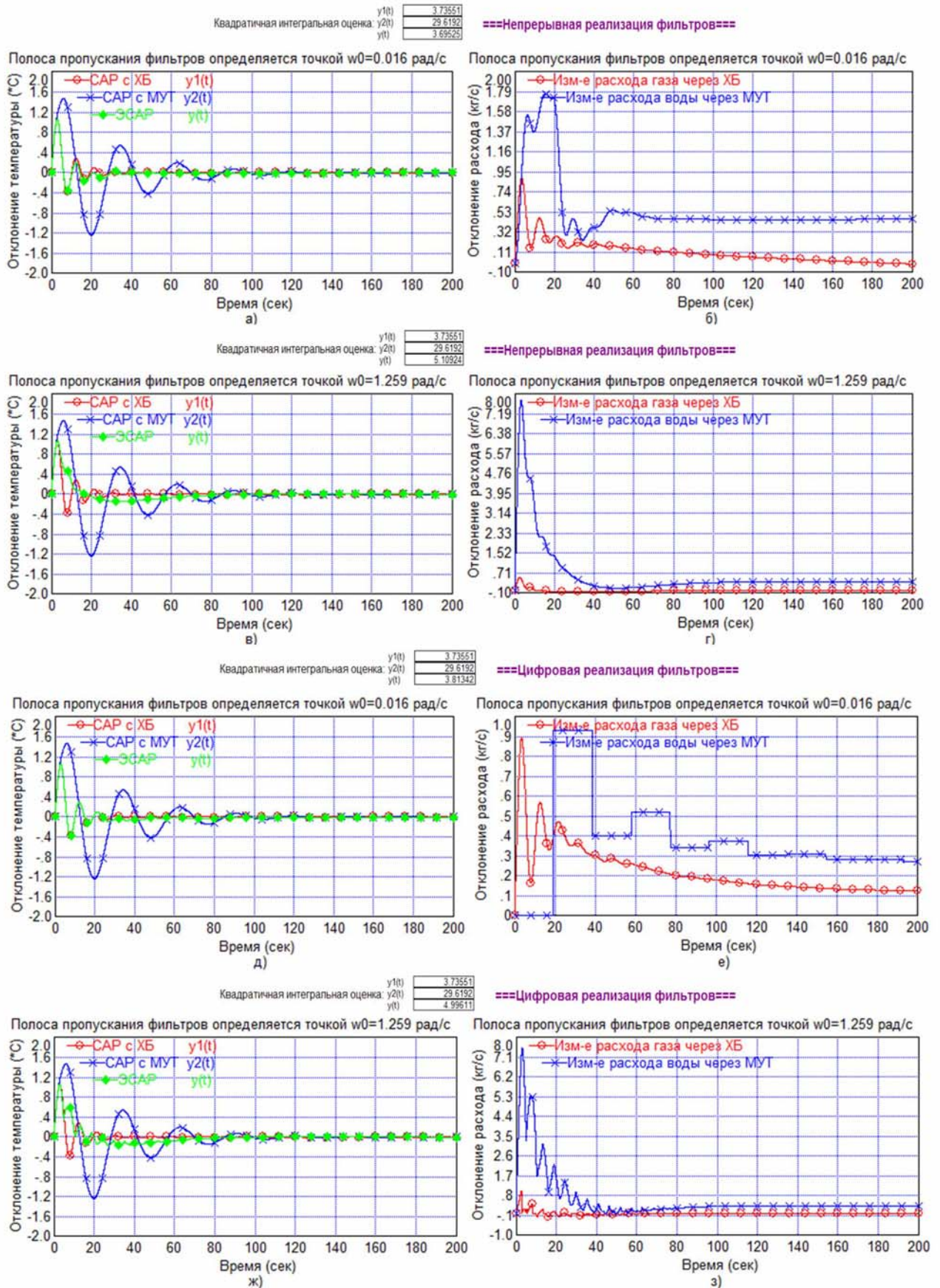


Рисунок 4.26 – Результаты работы моделирующей программы:
 а), в), д), ж) реакция температуры газа на выходе 2-го слоя катализатора при ступенчатом возмущении по расходу газа основного хода после 1-го слоя катализатора $\Delta G_2 = -5$ кг/с; б), г), е), з) изменение расхода хладагентов в ЭСАР

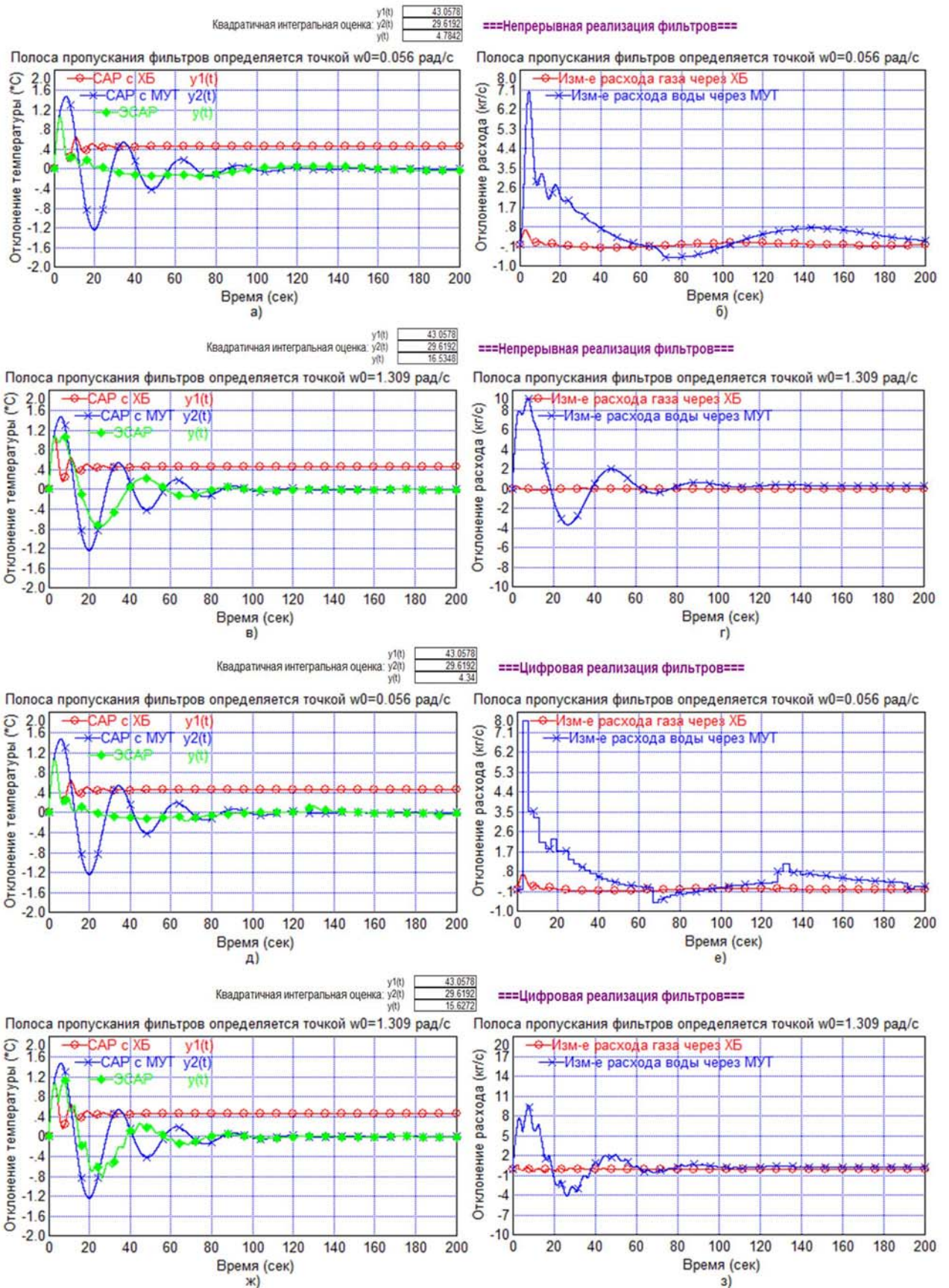


Рисунок 4.27 – Результаты работы моделирующей программы:
 а), в), д), ж) реакция температуры газа на выходе 2-го слоя катализатора при ступенчатом возмущении по расходу газа основного хода после 1-го слоя катализатора $\Delta G_2 = -5$ кг/с; б), г), е), з) изменение расхода хладагентов в ЭСАР

В случае П-ПИ системы наилучшее качество также наблюдается при выборе в качестве пороговой частоты, разделяющей свойства каналов управления, первой точки пересечения АЧХ одноконтурных систем (т.е. $\omega_0=0,056$ рад/с), причем предпочтительно использовать цифровую реализацию фильтров. Для следующей характеристической частоты $\omega_0=1,309$ рад/с, даже с учетом уточнения настроек регуляторов, качество ЭСАР заметно ухудшается. Но все равно в аспекте качества ЭСАР температуры с П- и ПИ-регуляторами при заданных динамических свойствах каналов управления проигрывает ЭСАР температуры с двумя ПИ-регуляторами.

Аналогично были исследованы переходные процессы в ЭСАР и соответствующих одноконтурных САР с ХБ и МУТ при возмущении по температуре газа основного хода на входе в слой (на примере регулирования температуры на выходе 2-го слоя катализатора), что возможно, в частности, при изменении активности катализатора на предшествующем слое. Структура канала возмущения «температура газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» приведена на рисунке 4.28. При этом перерасчет регуляторов и фильтров не производился с целью проверки ЭСАР на грубость и робастность. Результаты моделирования (рисунки 4.29-4.30) показывают, что найденные по номинальной расчетной передаточной функции объекта настройки регуляторов и фильтров в ЭСАР в какой-то степени позволяют надеяться на сохранение небольшого запаса устойчивости и приемлемое качество регулирования при возможном варьировании параметров объекта управления относительно расчетных значений.

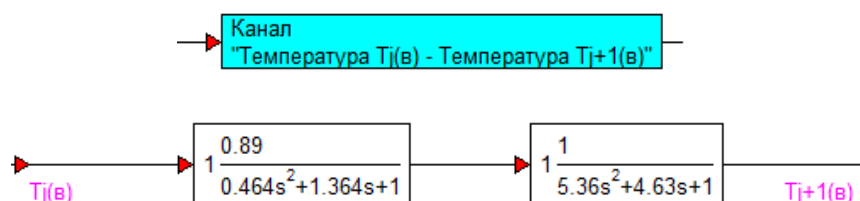


Рисунок 4.28 – Динамическая структура канала возмущения «температура газа основного хода после 1-го слоя катализатора – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора»

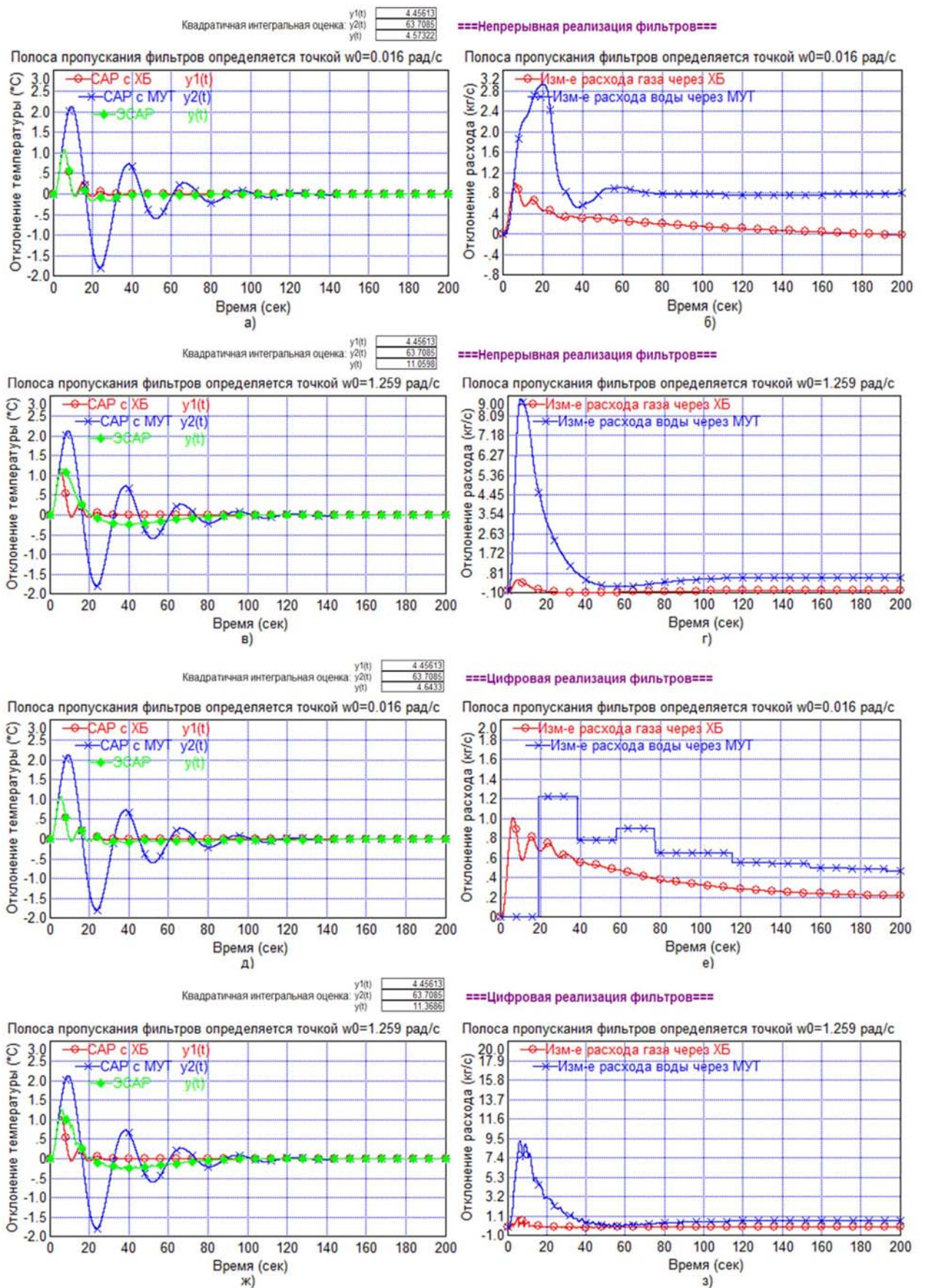
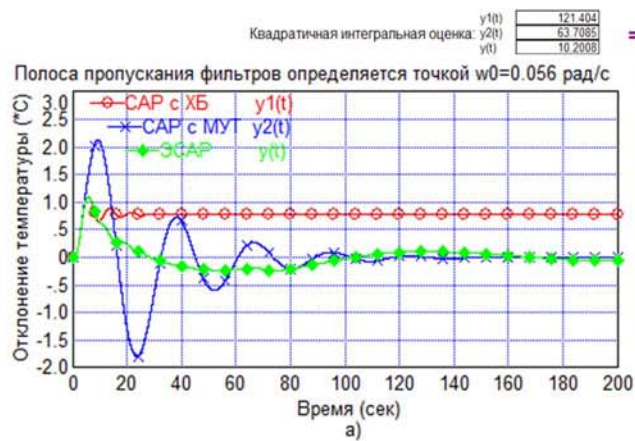
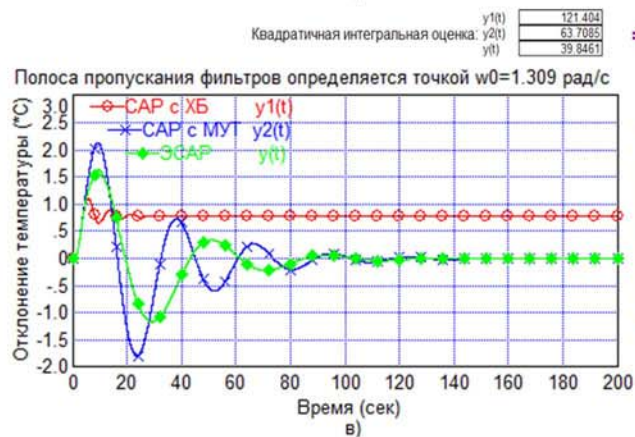


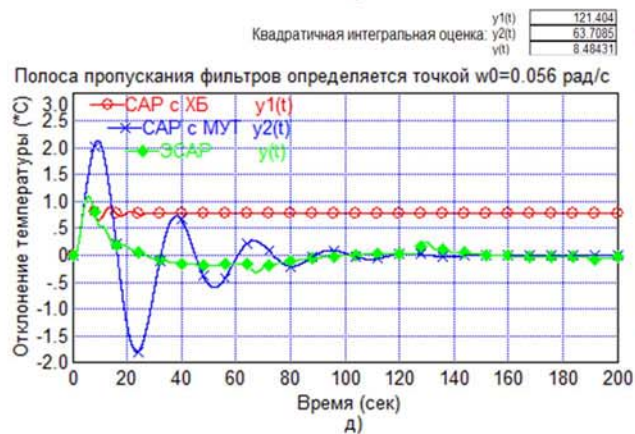
Рисунок 4.29 – Результаты работы моделирующей программы:
 а), в), д), ж) реакция температуры газа на выходе 2-го слоя катализатора при ступенчатом возмущении по температуре газа после 1-го слоя катализатора $\Delta T_1^{(B)} = +3^{\circ}\text{C}$; б), г), е), з) изменение расхода хладагентов в ЭСАР



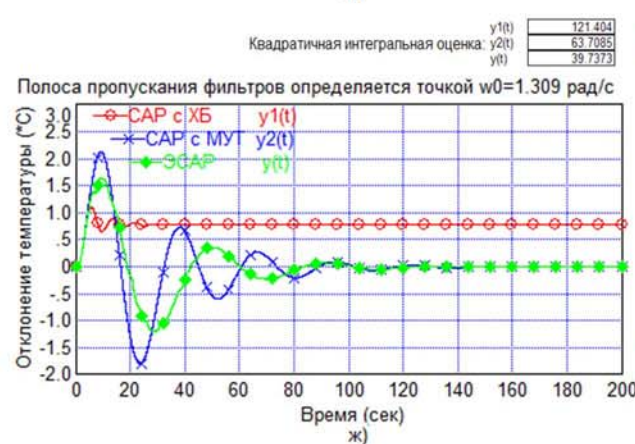
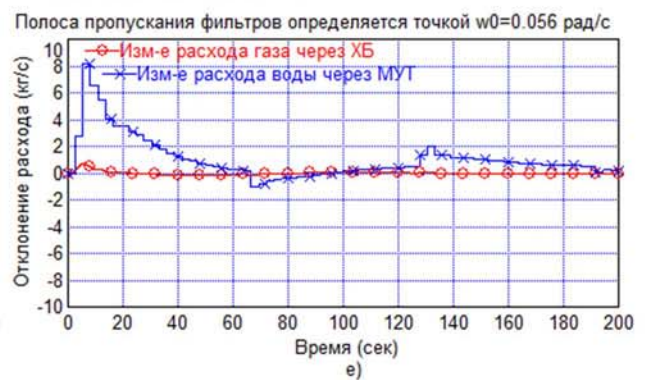
===Непрерывная реализация фильтров===



===Непрерывная реализация фильтров===



===Цифровая реализация фильтров===



===Цифровая реализация фильтров===



Рисунок 4.30 – Результаты работы моделирующей программы:
 а), в), д), ж) реакция температуры газа на выходе 2-го слоя катализатора при ступенчатом возмущении по температуре газа после 1-го слоя катализатора $\Delta T_1^{(B)} = +3$ °C; б), г), е), з) изменение расхода хладагентов в ЭСАР

По графикам переходных процессов видно, что критерий качества для всех систем ухудшается, однако общее соотношение между системами выдерживается. В этом случае, также как и при отработке возмущения по расходу газа основного хода на входе в слой (рисунки 4.26-4.27), для ЭСАР эффективным оказался выбор двух ПИ-регуляторов и непрерывной реализации фильтров скользящего среднего, расчет полосы пропускания которых производился по первой точке пересечения АЧХ соответствующих одноконтурных систем.

Дополнительно была проведена серия экспериментов по изучению влияния на критерий качества в ЭСАР внутреннего параметра ФНЧ в энергоэффективном канале Δ , который определяет погрешность фильтрации и соответственно настроечный параметр фильтра. На рисунках 4.31 представлена полученная зависимость.

По результатам моделирования видно, что при выборе величины погрешности фильтрации ФНЧ большое значение имеет как точка приложения возмущения, так и выбор законов регулирования в ЭСАР.

В частности, для ПИ-ПИ системы в случае возмущения, приложенного ко входу объекта вместе с регулирующим воздействием в виде подачи воды через МУТ, параметр Δ необходимо сводить к минимуму, это подтверждает полученный ранее вывод (см. пункт 4.1.2.2) о том, что если инерционность каналов управления сильно разнится, то ФНЧ можно исключить. Между тем, в случае приложения возмущения на вход объекта вместе с регулирующим воздействием в виде подачи газа через ХБ и возмущения, приведенного к выходу объекта, параметр Δ имеет некоторый экстремум, при котором критерий качества в ПИ-ПИ системе достигает наилучшего значения.

При заданных динамических свойствах каналов для П-ПИ системы параметр Δ необходимо уменьшать, причем это положительно сказывается на критерии качества ЭСАР при рассмотрении различных точек приложения возмущающих воздействий.

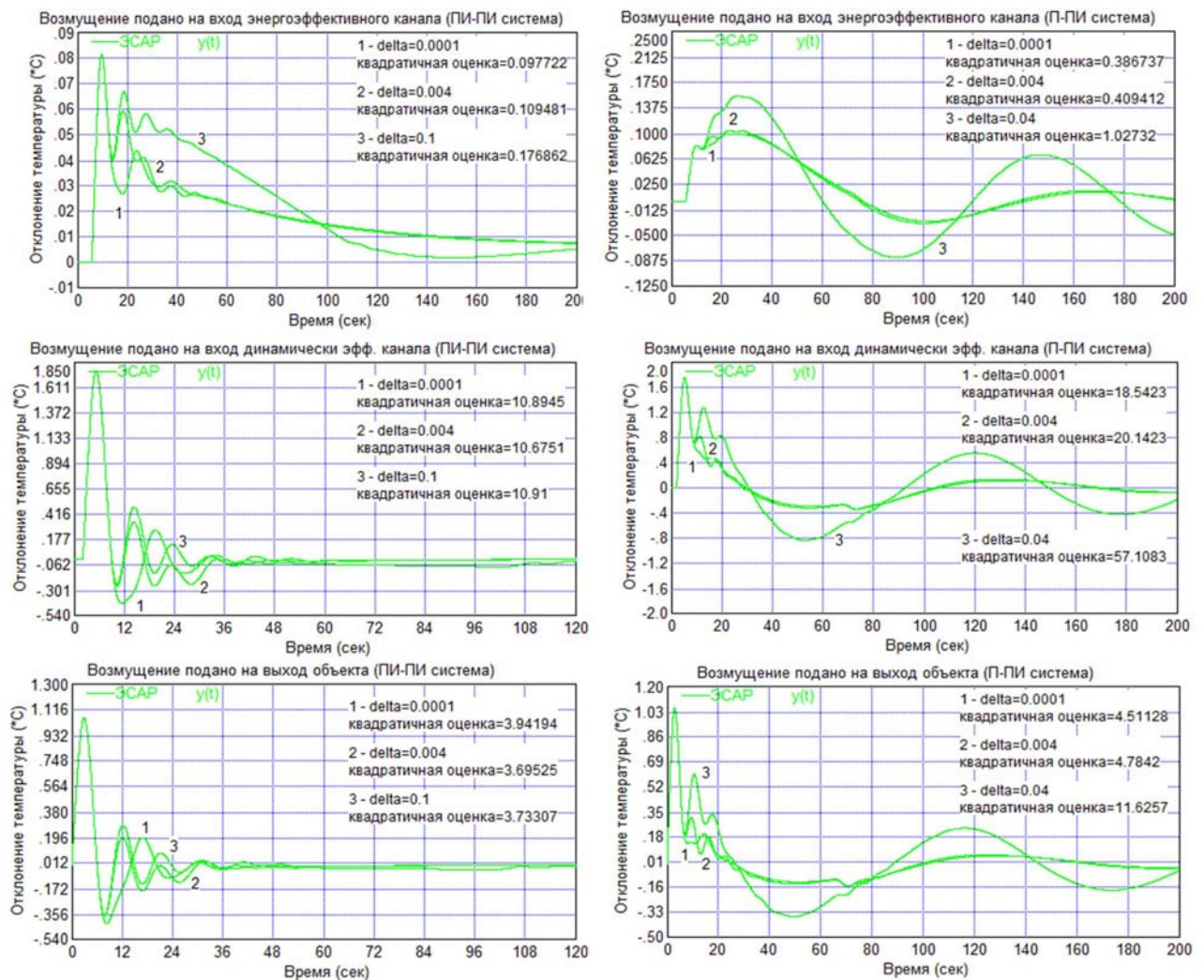


Рисунок 4.31 – Зависимость критерия качества ЭСАР температуры на выходе 2-го слоя от выбора величины погрешности фильтрации в канале с МУТ

При этом стоит отметить, что полученные расчетные передаточные функции по каналам управления температурой соответствуют некоторому номинальному технологическому режиму. Между тем, нагрузка в процессе управления может изменяться в определенном диапазоне, что, безусловно, скажется на соотношении инерционности каналов. В рамках этого ФНЧ исключать нельзя, так как взаимное влияние контуров регулирования будет усиливаться, и отсутствие фильтра может привести к потере устойчивости ЭСАР. Соответствующие выводы подтверждают графики на рисунке 4.32, на которых показано, как влияет параметр Δ на качество в ЭСАР при изменении соотношения инерционности каналов управления «расход холодного газа через 1-ый байпас – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора» и «расход охлаждающей воды че-

рез 1-ый МУТ – температура газа на выходе 2-го слоя катализатора». Отношение постоянных времени $T_{МУТ}/T_{ХБ}$ было уменьшено ~ в 3,2 раза, а отношение запаздывания по каналам $\tau_{МУТ}/\tau_{ХБ}$ соответственно ~ в 1,3 раза.

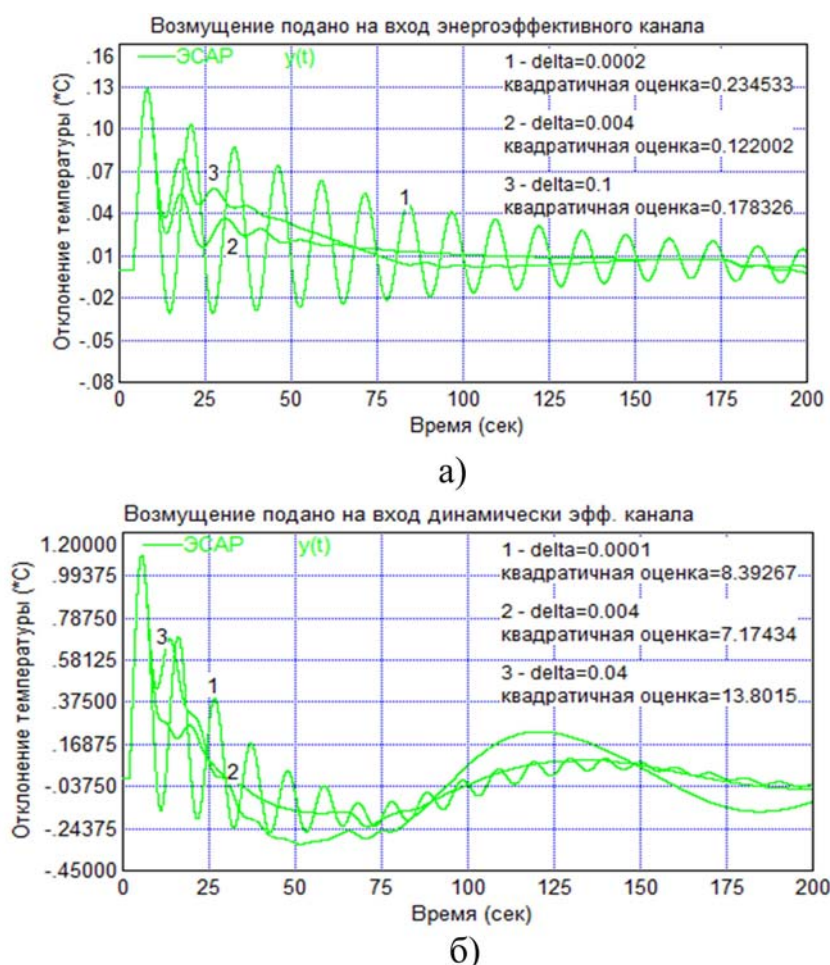


Рисунок 4.32 – Влияние изменения инерционности каналов управления на критерий качества ЭСАР температуры на выходе 2-го слоя и на выбор величины параметра ФНЧ (Δ):
а – ПИ-ПИ система; б – П-ПИ система

Таким образом, в общем случае можно рекомендовать всегда использовать в ЭСАР ФНЧ с небольшим значением внутреннего параметра Δ , дабы обеспечить высокие показатели качества ЭСАР при обработке возмущений по различным каналам сложного многомерного объекта и повысить запас устойчивости системы.

Обобщив результаты проведенных исследований, представим на сводном графике переходные характеристики в наилучших из рассмотренных систем регулирования температуры газа на выходе 2-го слоя катализатора (для номи-

нальных режимов) при ступенчатом виде возмущении по расходу газа основного хода после 1-го слоя катализатора $\Delta G_2 = -5$ кг/с (рисунок 4.33).

Значение квадратичного интегрального критерия для системы с ХБ равно $I_1 = 3,735$ (°C)², а для системы с МУТ соответственно $I''_1 = 29,619$ (°C)². В ЭСАР с двумя ПИ-регуляторами показатель динамической точности равен $I_1 = 3,695$ (°C)², а в ЭСАР с П- и ПИ-регулятором соответственно $I_1 = 4,784$ (°C)².

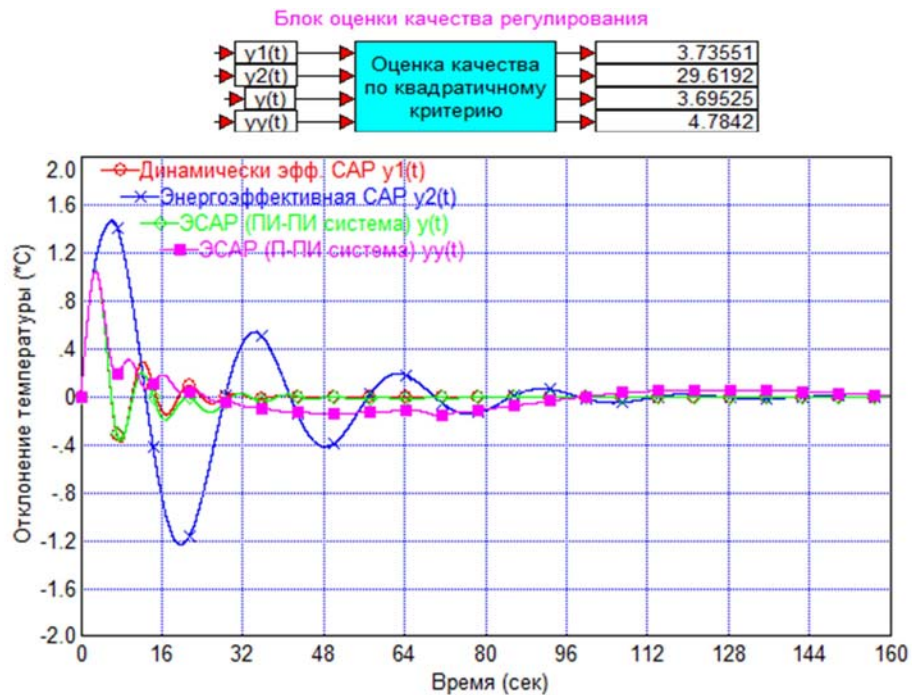


Рисунок 4.33 – Переходные процессы в наилучших системах, построенных на модели объекта

По квадратичному критерию синтезированная ЭСАР температуры однозначно выигрывает у одноконтурной САР с МУТ и в то же время не уступает наилучшей одноконтурной динамически эффективной САР с ХБ. Работа динамически эффективного контура регулирования позволяет своевременно подавить пришедшее в систему возмущение, после чего нагрузка по управлению полностью переходит на энергоэффективный контур, который до конца подавляет возмущение и убирает статическую ошибку. Параллельно с работой энергоэффективного канала происходит отключение эксергетически более чувствительного канала (динамически эффективного), регулирующее воздействие по которому возвращается к номинальному значению.

Подводя итоги, отметим, что за счет создания ЭСАР температуры отдельных слоев катализатора удастся объединить лучшие свойства обоих каналов

управления и обеспечить тем самым высокоточные показатели в динамических режимах за счет подвода ХБ, и повысить степень энергосбережения в статических режимах за счет МУТ. Использование последних, согласно результатам исследования статических режимов работы колонны синтеза метанола (см. раздел 3.2.4), позволяет дополнительно утилизировать $1,8 \cdot 10^7$ кДж/час реакционного тепла по сравнению с действующей системой управления реактором с ХБ. При этом общий выход метанола возрастает на 18,3 %.

ВЫВОДЫ ПО ЧЕТВЕРТОЙ ГЛАВЕ

1. На основании общей структуры ЭСАР предложен вариант ЭСАР с фильтрами скользящего среднего, разработана универсальная методика ее расчета. Рассмотрены различные способы реализации выбранных фильтров.

2. Разработана компьютерная программа для расчета и моделирования ЭСАР с фильтрацией методом скользящего среднего.

3. Предложен способ регулирования теплового режима реактора синтеза метанола и ЭСАР для его осуществления с двумя контурами регулирования температуры на полке с катализатором (на примере агрегата М-100). В динамически эффективном контуре в качестве регулирующего воздействия выступает изменение расхода холодного газа через байпас, а в энергоэффективном – соответственно изменение расхода хладагента через межполочный утилизационный теплообменник.

4. Проведено имитационное моделирование динамических режимов работы ЭСАР температуры на выходе слоя катализатора при действии детерминированных возмущений. Выполнен сравнительный анализ качества работы ЭСАР и соответствующих одноконтурных САР с ХБ и МУТ, который показал, что путем создания ЭСАР можно повысить энергоэффективность технологического процесса синтеза метанола в стационарных режимах работы, обеспечив одновременно высокие показатели качества регулирования в динамических режимах.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе выполнения диссертационной работы синтезирована энергосберегающая система автоматического регулирования (ЭСАР), позволяющая обеспечить высокое качество работы в динамических режимах и экономию энергоресурсов в статике. Проанализированы показатели качества переходных процессов в ЭСАР на примере модельных и реальных объектов химической технологии, даны рекомендации по настройке такой системы. В процессе решения поставленной задачи получены следующие основные результаты:

1. Проведен литературный обзор, в котором рассмотрены современные подходы к решению проблемы энергосбережения и повышения энергетической эффективности ХТП. Показано, что одним из способов достижения поставленной задачи является создание ЭСАР, которые могут быть внедрены как в уже действующие, так и вновь проектируемые производства.

2. Рассмотрены особенности проектирования и исследования энергосберегающих систем регулирования. Предложены общая структура ЭСАР и, на ее основании, один из вариантов энергосберегающей САР – ЭСАР с фильтрами скользящего среднего. Разработана соответствующая методика и алгоритм автоматизированного расчета ЭСАР. С помощью моделирования на компьютере подтверждена работоспособность и эффективность предложенной ЭСАР.

3. Обосновано применение эксергетического метода анализа с целью создания ЭСАР. Предложена методика расчета эксергии через контрольную поверхность. Показано, что синтез ЭСАР непосредственно связан с определением эксергетической чувствительности ХТС к изменению возможных управляющих воздействий. Разработан соответствующий программный комплекс для эксергетического исследования ХТС, позволяющий дать рекомендации, направленные на оптимизацию работы ЭСАР по критерию энергосбережения в статических режимах. Приведена пошаговая инструкция по его использованию.

4. Анализ известных технологических схем синтеза метанола показал, что повысить энергетические и экономические показатели процесса возможно путем организации оптимального съема реакционного тепла и поддержания тепло-

вого режима реактора в определенном диапазоне, что непосредственно зависит от эффективности соответствующей системы управления температурой.

5. Отмечено, что в большинстве случаев поддержание теплового режима по высоте реактора осуществляется путем подачи газа через ХБ. Однако более выгодным (как в энергетическом, так и в экономическом отношении) является отвод реакционного тепла непосредственно из зоны синтеза посторонним теплоносителем, например, за счет установки в колонне шахтного типа утилизационных теплообменников между полками с катализатором. В рамках этого, наличие двух конкурирующих управляющих воздействий, в качестве которых выступают изменение расхода газа через ХБ и изменение расхода воды через МУТ, требует надлежащей оптимизации процесса управления, что может быть решено с помощью создания ЭСАР, способной использовать лучшие свойства обоих способов управления температурным режимом. Возможность повышения энергетической эффективности ХТП синтеза метанола путем построения ЭСАР была проанализирована применительно к промышленному агрегату типа М-100.

6. Получено математическое описание статических и динамических режимов работы основных технологических операторов агрегата М-100. Разработана комбинированная математическая модель процесса охлаждения газа по высоте колонны, учитывающая одновременное использование ХБ и МУТ. На основании этой модели получены соответствующие передаточные функции по каналам управления и возмущения. По результатам имитационного моделирования выделен динамически эффективный канал управления, использующий в качестве регулирующего воздействия изменение расхода газа через ХБ.

7. Рассчитана энергетическая чувствительность статических режимов работы колонны синтеза метанола с возможностью комбинированного охлаждения газа к изменению соответствующего вектора управлений. Выделен энергоэффективный канал управления, использующий в качестве регулирующего воздействия изменение расхода хладагента через МУТ.

8. Сделан вывод о целесообразности построения ЭСАР температуры по высоте колонны синтеза метанола с двумя управляющими воздействиями на полку с катализатором.

9. С помощью разработанной в среде VisSim программы рассчитана ЭСАР температуры на выходе слоя катализатора. Путем имитационного моделирования исследованы переходные процессы и различные режимы работы предложенной ЭСАР (при действии детерминированных возмущений). Исследовано влияние на критерий динамической точности системы настроечных параметров фильтров, выбора законов регулирования (даны соответствующие рекомендации) и места приложения возмущений, а также изменения соотношения инерционности каналов управления.

10. Сравнительный анализ качества регулирования в ЭСАР и соответствующих одноконтурных САР с ХБ и МУТ подтвердил предположение о том, что внедрение ЭСАР температуры газа по высоте колонны синтеза метанола позволит оптимизировать работу агрегата М-100 как по динамическим, так и по энергетическим, а, следовательно, и экономическим показателям. При этом обеспечиваемый технический результат заключается в следующем:

- достигаемое высокое качество регулирования даст возможность поддерживать тепловой режим колонны в оптимальном температурном диапазоне в условиях действующих возмущений;

- увеличение циркуляции (за счет снижения расхода газа через ХБ в статических режимах) поспособствует увеличению производительности реактора, выход метанола при этом повысится ~ на 18,3 %.

- снижение эксергетических потерь ~ на 12,26 кДж/кг высвободит часть эксергии, что позволит более рационально использовать реакционное тепло, в частности, съем тепла посредством МУТ даст возможность дополнительно утилизировать ~ $1,8 \cdot 10^7$ кДж/час, обеспечив выработку технологического пара, идущего на производственные нужды, например, на привод компрессоров непосредственно в технологической схеме.

БИБЛИОГРАФИЧЕСКИЙ СПИСОК

1. Задачи энергосбережения и повышения энергоэффективности [Электронный ресурс] // Министерство энергетики Российской Федерации. М., от 22 июля 2008 г. URL: <http://minenergo.gov.ru/activity/energoeffektivnost/problem/> (дата обращения: 17.10.2010).
2. Пикин С. Паспорт обязательно. Какой должна быть реальная программа повышения энергоэффективности промышленного предприятия // Российская газета: Экономика – Топливо-энергетический комплекс. 2010. № 5150. от 7 апреля.
3. Муромцев Д.Ю. Анализ и синтез энергосберегающего управления процессами нагрева: на примере нагревательных установок: дис. ... канд. техн. наук. Тамбов, 2000. 170 с.
4. Муромцев Д.Ю. Методы и алгоритмы синтеза энергосберегающего управления технологическими объектами: автореф. дис. ... докт. техн. наук. Тамбов, 2005. 32 с.
5. Об энергосбережении и о повышении энергетической эффективности: федер. закон Рос. Федерации от 23 ноября 2009 г. № 261-ФЗ: принят Гос. Думой 11 ноября 2009 г.: одобр. Советом Федерации 18 ноября 2009 г.: по состоянию на 3 апреля 2010 г. // Кодексы. Законы. Нормы. Новосибирск: Сиб. унив. изд-во, 2010. 64 с.
6. Паспорт государственной программы Российской Федерации «Энергосбережение и повышение энергетической эффективности на период до 2020 года», утвержденной распоряжением Правительства Российской Федерации от 27 декабря 2010 г. № 2446-р // Собрание законодательства РФ. Изд-во Юридическая литература. 24 января 2011. № 4. Ст. 622. С. 1508-1596.
7. Bashmakov I. Resource of energy efficiency in Russia: scale, costs and benefits // Energy Efficiency. 2009. Vol. 2. Issue 4. P. 369-386.
8. Energy Efficiency in Russia: Untapped Reserves: report / World Bank Group in close cooperation with CENEF. 2008. 136 p.

9. Tracking Industrial Energy Efficiency and CO₂ Emissions / International Energy Agency (© OECD / IEA). Print. in France by Stedi Media, 2007. 324 p.
10. Об утверждении Стратегии развития химической и нефтехимической промышленности на период до 2015 года [Электронный ресурс]: приказ Минпромэнерго России от 14 марта 2008 г. № 119. Доступ из справ. правовой системы «КонсультантПлюс».
11. Кутепов А.М., Бондарева Т.И., Беренгартен М.Г. Общая химическая технология: учеб. для вузов. 3-е изд., перераб. М.: ИКЦ Академкнига, 2004. 528 с.
12. Общая химическая технология: учеб. пособие / Г.М. Давидан, А.Г. Нелин, Л.Н. Олейник, Е.Д. Скутин. Омск: Изд-во ОмГТУ, 2010. 264 с.
13. Общая химическая технология: учебное пособие: в 2 ч. / К.В. Брянкин, Н.П. Утробин, В.С. Орехов, Т.П. Дьячкова. Тамбов: Изд-во ТГТУ, 2006. Ч. 2. 172 с.
14. Бесков В.С. Общая химическая технология: учебник для вузов. М.: ИКЦ Академкнига, 2005. 452 с.
15. Бесков В.С., Жуков А.П. Введение в химическую технологию (Сырьевые и энергетические ресурсы): учебное пособие. М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 1996. 59 с.
16. Карпенков С.Х. Концепции современного естествознания: учебник для вузов. 2-е изд., испр. и доп. М.: Академический Проект, 2000. 639 с.
17. Печенегов Ю.Я. Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии: краткий курс лекций. Саратов: Изд-во СГТУ, 2010. 60 с.
18. Тимофеев В.С., Серафимов Л.А. Принципы технологии основного органического и нефтехимического синтеза: учеб. пособие для вузов. 2-е изд., перераб. М.: Высш. шк., 2003. 536 с.
19. Ильин А.П., Ильин А.А. Современные проблемы химической технологии неорганических веществ: учеб. пособие / ГОУ ВПО Иван. гос. хим.-технол. ун-т. Иваново, 2011. 133 с.

20. Технология производства аммиака [Электронный ресурс] // ООО «Уде». URL: http://www.uhde.ru/files/01_ammiak.pdf (дата обращения: 11.12.2010).
21. Богомолов А.Р., Темникова Е.Ю. Технология и технологическое оборудование (химическое производство): тексты лекций / ГОУ ВПО Кузбас. гос. техн. ун-т. Кемерово, 2011. 202 с.
22. Технология неорганических веществ и минеральных удобрений: курс лекций / НГУ им. Ярослава Мудрого, Институт сельского хозяйства и природных ресурсов. Великий Новгород, 2007. 237 с.
23. Производство карбамида в СНГ. Технологии и перспективы // Евразийский химический рынок (международный деловой журнал). 2008. № 5(41). С. 56-70.
24. Горловский Д.М., Альтшулер Л.Н., Кучерявый В.И. Технология карбамида. Л.: Химия, 1981. 320 с.
25. Концепция синтеза карбамида [Электронный ресурс] // Stamicarbon. URL: <http://www.stamicarbon.ru/synthesis> (дата обращения: 2.01.2011).
26. Опыт модернизации отделения абсорбционной очистки агрегата синтеза аммиака АМ-70 на ОАО «Невинномысский Азот» с заменой МЭА-раствора на МДЭА-абсорбент российского производства / А.К. Аветисов [и др.] // Химическая промышленность сегодня. 2003. № 2. С. 22-25.
27. Опыт внедрения отечественного МДЭА-абсорбента на крупнотоннажных производствах аммиака, как пример эффективной энергосберегающей технологии / А.К. Аветисов [и др.] // Всероссийская конференция по физической химии и нанотехнологиям «НИФХИ-90» (с международным участием), посвящённая 90-летию Карповского института (г. Москва, 10-14 ноября 2008 г.): тез. докл. М., 2008. С. 92-94.
28. Швалёв Ю.Б., Коробочкин В.В. Общая химическая технология. Химические процессы и реакторы: учеб. пособие. Томск: Изд-во ТПУ, 2008. 180 с.
29. Кононова Г.Н., Сафонов В.В., Цыганков В.Н. Технологические принципы разработки химико-технологических систем: учеб. пособие. М.: ИПЦ МИТХТ им. М.В. Ломоносова, 2003. 57 с.

30. The UREA Technology [Электронный ресурс] // Saipem S.p.A. URL: <http://www.saipem.com/site/home/documentation/brochure/ec-onshore.html> (дата обращения: 3.01.2011).
31. Соколов Р.С. Химическая технология: учеб. пособие для студ. высш. учеб. заведений: в 2 т. М.: Гуманит. изд. центр ВЛАДОС, 2000. Т. 1: Химическое производство в антропогенной деятельности. Основные вопросы химической технологии. Производство неорганических веществ. 368 с.
32. Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии: учеб. пособие / Э.В. Чиркунов [и др.]. Казань: Изд-во КГТУ, 2004 г. 240 с.
33. Артемов А. В. Современные каталитические процессы в нефтепереработке // Нефть Газ Промышленность. 2004. № 9. С. 36-40.
34. Обзор рынка промышленных катализаторов в России: аналит. исследование (демонстрационная версия), авг. 2010 / INFOMINE Research Group Ltd. 3-е изд., доп. и перераб. М.: ООО ИГ Инфомайн, 2010. 37 с.
35. Терещенко Г.Ф., Путилов А.В. Перспективы создания и внедрения новых технологий для производства химической продукции в России: доклад на Российском конгрессе «Химическая промышленность на рубеже веков: итоги и перспективы» // Информационно-аналитический журнал «Критические технологии. Мембраны». М.: ВИНТИ РАН, 1999. № 3. С. 31-44.
36. Дмитриев Е.А., Кузнецова И.К. Введение в интеграцию основных процессов химической технологии: учеб. пособие. М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2005. 60 с.
37. Саркисов П.Д. Проблемы энерго- и ресурсосбережения в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии // Химическая промышленность. 2000. № 1. С. 20-27.
38. Лисиенко В.Г., Щелоков Я.М., Ладыгичев М.Г. Хрестоматия энергосбережения: справочное издание: в 2 кн. / под ред. В.Г. Лисиенко. М.: Теплотехник, 2005. Кн. 2. 768 с.

39. Плотникова Л.В., Плотников В.В. Принципы организации энерготехнологических комплексов нефтехимических производств // Успехи современного естествознания. 2008. № 1. с. 98.
40. Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа / под ред. Б.И. Бондаренко. М.: РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2003. 202 с.
41. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: учебное пособие / С.А. Ахметов, Т.П. Сериков, И.Р. Кузеев, М.И. Баязитов; под ред. С.А. Ахметова. СПб.: Недра, 2006. 868 с.
42. О когенерации, малой энергетике и строительстве тепловых электростанций [Электронный ресурс]. М., 2001-2011. URL: <http://www.cogeneration.ru> (дата обращения: 10.01.2011).
43. Данилов Н.И., Щелоков Я.М. Основы энергосбережения: учебник / ГОУ ВПО УГТУ-УПИ; под ред. Н.И. Данилова. Екатеринбург, 2006. 564 с.
44. Практическое пособие по выбору и разработке энергосберегающих проектов / под общ. ред. О.Л. Данилова, П.А. Костюченко. М.: Технопромстрой, 2006. 668 с.
45. Лотош В. Е. Утилизация вторичных энергетических ресурсов // Ресурсосберегающие технологии: экспресс-информ. 2003. № 9. С. 3-18.
46. Ольшанский А.И., Ольшанский В.И., Беляков Н.В. Основы энергосбережения: курс лекций. Витебск: УО ВГТУ, 2007. 223 с.
47. Энергосбережение: справочное пособие / В.Е. Батищев, Б.Г. Мартыненко, С.Л. Сысков, Я.М. Щелоков. Екатеринбург: РИО Энерго-ПРЕСС, 1999. 304 с.
48. Утилизация низкопотенциальных тепловых вторичных энергоресурсов на химических предприятиях / В.Г. Григоров [и др.]. М.: Химия, 1987. 240 с.
49. Лотош В.Е. Технология основных производств в природопользовании. 3-е изд. Екатеринбург: Изд-во УрГУПС, 2002. 553 с.
50. Безруких П.П. Нетрадиционная энергетика // Рос. хим. журн. 1997. № 6. С. 82-91.

51. Reay D., Macmichael D. Heat Pumps: Design and Applications. Oxford: Pergamon Press, 1979. 334 p.
52. Reay D. Industrial Energy Conservation: A Handbook for Engineers and Managers. Second Edition. Oxford: Pergamon Press, 1979. 371 p.
53. Янтовский Е.И., Левин Л.А. Промышленные тепловые насосы. М.: Энергоатомиздат, 1989. 128 с.
54. Baatz E., Heidt G. Erstes Abwärmekraftwerk nach dem Organic-Rankine-Cycle-Verfahren für die Restnutzung der Klinkerkühlerabluft // Zement-Kalk-Gips Int. 2000. Vol. 53. № 8. S. 425-436.
55. Эффективность цикла Ренкина // Цемент и его применение. 1999. № 5-6. С. 6.
56. Waste-to-energy plant will get a power lift from ammonia // Chem. Eng. (USA). 1997. Vol. 104. № 3. P. 17.
57. Самойлов М.В., Паневчик В.В., Ковалев А.Н. Основы энергосбережения: учеб. пособие. Мн.: Изд-во БГЭУ, 2002. 198 с.
58. Дахин С.В. Энергосбережение в теплоэнергетике и теплотехнологиях: учеб. пособие / ГОУ ВПО «Воронеж. гос. техн. ун-т». Воронеж, 2010. 182 с.
59. Россель Э.Э. Вторичные энергетические ресурсы. Екатеринбург: ГОУ ВПО УГТУ-УПИ, 2004. 70 с.
60. Вагин Г.Я., Лоскутов А.Б. Экономия энергии в промышленности. Н. Новгород: Изд-во НГТУ, 1998. 220 с.
61. Северянин В.С., Черников И.А., Горбачева М.Г. Основы энергосбережения: курс лекций. Брест: Изд-во БГТУ, 2003. 54с.
62. Энергосбережение в теплоэнергетике и теплотехнологиях: учебник для вузов / О.Л. Данилов [и др.]; под ред. А.В. Клименко. М.: МЭИ, 2010. 424 с.
63. ГОСТ Р 51541-99. Энергосбережение. Энергетическая эффективность. Состав показателей. Общие положения. М.: Госстандарт России, 2004. 12 с.
64. Калекин В.С. Теоретические основы энерго-и ресурсосбережения в химической технологии: учеб. пособие. 2-е изд., перераб. и доп. Омск: Изд-во ОмГТУ, 2006. 92 с.

65. Бескоровайный В.В., Фомичев А.Г., Шелгунов В.В. Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения: учебное пособие. 1-е изд. Тверь: Изд-во ТГТУ, 2009. 96 с.
66. Prigogine I., Kondepudi D. Modern Thermodynamics. From Heat Engines to Dissipative Structures. Chichester; New York; Weinheim; Brisbane; Toronto; Singapore: John Wiley & Sons, 1998. 508 p.
67. Кудинов В.А., Карташов Э.М. Техническая термодинамика: учеб. пособие для вузов. М.: Высш. шк., 2000. 261 с.
68. Ченская В.В., Черкасова Т.Г., Цалко Е.В. Теоретические основы технологии неорганических веществ: учеб. пособие. Кемерово: Изд-во КузГТУ, 2010. 203 с.
69. Rant Z. Exergie, ein neues Wort für «technische Arbeitsfähigkeit» // Forschung im Ingenieurwesen. 1956. Bd. 22. № 1. S. 36-37.
70. Бродянский В.М. Эксергетический метод термодинамического анализа. М.: Энергия, 1973. 296 с.
71. Сажин Б.С., Булеков А.П. Эксергетический метод в химической технологии. М.: Химия, 1992. 208 с.
72. Бродянский В.М, Фратшер В., Михалек К. Эксергетический метод и его приложения / под ред. В.М. Бродянского. М.: Энергоатомиздат, 1988. 288 с.
73. Шаргут Я., Петела Р. Эксергия: пер. с польского / под ред. В.М. Бродянского. Изд. перераб. и доп. М.: Энергия, 1968. 280 с. [Szargut J., Petela R. Egzergia. Warszawa: WNT, 1965. 410 str.].
74. Эксергетические расчеты технических систем: справочное пособие / В.М. Бродянский [и др.]; под ред. акад. А.А. Долинского и В.М. Бродянского. Киев: Наукова думка, 1991. 360 с.
75. Бродянский В.М. Вечный двигатель – прежде и теперь. М.: Физматлит, 2001. 260 с.
76. Системный подход к оптимальному проектированию химико-технологических систем / В.В. Кафаров, В.Л. Перов, В.А. Иванов, Д.А. Бобров // ТОХТ. 1972. Т. 6. № 5. С. 908-915.

77. Оценка эффективности энерготехнологического комбинирования с помощью эксергетического метода / В.П. Семенов, М.Х. Сосна, С.Н. Фадеева, И.Л. Лейтес // Химическая промышленность. 1975. № 5. С. 359-362.
78. Кафаров В.В., Мешалкин В.П. Анализ и синтез химико-технологических систем: учебник для вузов. М.: Химия, 1991. 432 с.
79. Лейтес И.Л., Сосна М.Х., Семенов В.П. Теория и практика химической энерготехнологии. М.: Химия, 1988. 280 с.
80. Андрищенко А.И. Основы технической термодинамики реальных процессов. М.: Высшая школа, 1975. 264с.
81. Бродянский В.М. Комбинированные процессы в холодильной технике и второе начало термодинамики // Холодил. техника. 1971. № 8. С. 36-40.
82. Британ И.М., Голубев И.Ф. Эксергетический анализ процесса мембранного разделения газовых смесей // Хим. промышленность. 1987. № 8. С. 462-466.
83. Калинина Е.И., Бродянский В.М. Техничко-экономический анализ систем разделения газовых смесей. М.: Изд-во МЭИ, 1979. 69 с.
84. Соколов В.Я., Бродянский В.М. Энергетические основы трансформации тепла и процессов охлаждения. М.: Энергоиздат, 1981. 320 с.
85. Сорин М.В., Бродянский В.М., Лейтес И.Л. Выбор оптимальной структуры теплообменных систем химических производств // Химическая промышленность. 1987. № 8. С. 466-471.
86. Вукович Л.К., Никульшин В.Р. Эксерготопологическое моделирование сложных систем теплообменников // Промышленная теплотехника. 1980. № 2. С. 52-60.
87. Андреев Л.П., Костенко Г.М. Эксергетические характеристики эффективности теплообменных аппаратов // Изв. вузов. Энергетика. 1982. №3. С. 77-82.
88. Кручинин М.И., Шадрина Е.М. Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения. Эксергетический анализ теплообменных аппаратов: учеб. пособие / ГОУ ВПО Иван. гос. хим.-технол. ун-т. Иваново, 2007. 44 с.

89. Степанов В.С., Степанова Т.Б. Оценка энергетического потенциала топлив по их химической энергии и эксергии // Изв. вузов. Энергетика. 1994. №1-2. С. 95-98.
90. Biotechnology: Principles and Applications / edited by I. Higgins, D. Best and J. Jones. Oxford: Blackwell Scientific Publications, 1985. 422 p.
91. Левшаков А.М. Эксергетический баланс для полидисперсных потоков газозвеси // Изв. вузов. Энергетика. 1979. №1. С. 123-126.
92. Эксергетический анализ процессов химической технологии (на примере технологии цемента) / М.А. Вердиян [и др.]. М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2004. 68 с.
93. Эксергетический анализ при снижении энергозатрат в технологии цемента / М.А. Вердиян [и др.] // Цемент. 1995. № 5-6. С. 35-44.
94. Оптимизация состава сырьевой шихты для обеспечения минимальных энергозатрат при обжиге клинкера / М.А. Вердиян [и др.] // Цемент и его применение. 1997. №2. Ч. 1-2. С. 17-23.
95. Exergy analysis of multi-stage crude distillation units / Xingang Li, Canwei Lin, Lei Wang, Hong Li // Frontiers of Chemical Science and Engineering. 2013. Vol. 7. Issue 4. P. 437-446.
96. Exergy and Energy Analysis of Fluid Catalytic Cracking Unit in Kaduna Refining and Petrochemical Company / M. Nuhu [et al.] // International Journal of Chemical Engineering and Applications. 2012. Vol. 3. № 6.
97. Лейтес И.Л. Применение термодинамического анализа для анализа экономии энергетических ресурсов в химической технологии // Журнал Всесоюз. хим. общества им. Д.И. Менделеева. 1991. № 2. С. 75-77.
98. Сажин Б.С., Булеков А.П., Сажин В.Б. Эксергетический анализ работы промышленных установок. М., 2000. 297 с.
99. Silvio de Oliveira Jr. Exergy: Production, Cost and Renewability (Green Energy and Technology). London: Springer, 2012. 400 p.

100. Казаков В.Г., Луканин П.В., Смирнова О.С. Эксергетические методы оценки эффективности теплотехнологических установок: учеб. пособие. СПб.: Изд-во СПб ГТУРП, 2013. 93 с.
101. Боровков В.М., Скулкин С.В. Эксергетический анализ тепловой схемы индивидуального теплового пункта на стадии проектирования // Научно-технические ведомости СПбГПУ. 2010. № 3(106). С. 61-66.
102. Self-Heat Recuperation Technology for Energy Saving in Chemical Processes / Y. Kansha [et al.] // Ind. Eng. Chem. Res. 2009. Vol. 48. P. 7682-7686.
103. Evaluation of a Self-Heat Recuperative Thermal Process Based on Thermodynamic Irreversibility and Exergy / Y. Kansha [et al.] // Journal of Chemical Engineering of Japan. 2013. Vol. 46. № 1. P. 87-91.
104. Особенности эксергетического анализа энергоресурсосберегающих систем водного хозяйства / О.В. Кашина, М.В. Бушуев, А.В. Невский, В.А. Шарнин // Вестник МИТХТ. 2012. Т. VII. №1. С. 87-91.
105. Богданов А.Б. Двойственная форма энергии // ЭНЕРГОНАДЗОР. 2011. № 1–2(20) январь-февраль. С. 11-13.
106. Богданов А.Б. Анергия и энергоресурсосбережение // Теплоэнергоэффективные технологии. 2010. № 3. С. 6-14.
107. Энергоэкономические аспекты химико-технологических систем: учеб. пособие / С.Н. Михайлов [и др.]. Казань: Изд-во КГТУ, 2000. 114 с.
108. Бродянский В.М., Калинина Е.И. Современная диаграмма эксергетических и стоимостных показателей // Науч.-техн. конф. МЭИ. Секц. промтеплоэнергетическая: тез. докл. М.: Изд-во МЭИ, 1969. С. 28-37.
109. Reference Document on Best Available Techniques for Energy Efficiency (February 2009) [Электронный ресурс] // European Commission, Joint Research Centre, Institute for Prospective Technological Studies (© EU JRC IPTS). URL: <http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/> (дата обращения: 5.03.2011).
110. Foundations of heat processes integration / R. Smith et al. Kharkov: NTU «KhPI», 2000. 456 p.

111. Tovazhnyansky L.L., Kapustenko P.A., Uliev L.M. Estimation of energy saving potential of industrial sites with methods of process integration // 14th International Congress of Chemical and Process Engineering (CHISA 2000, Praha, Czech Republic, August 27-31, 2000): Summaries Vol. 4 (H5.6). Industrial Applications (PRES 2000). Praha, 2000. P. 61.
112. Dhole V.R., Smith R., Linnhoff B. Computer Application for Energy – Efficient System // Paper in Encyclopedia of Energy Technology and the Environment. Vol. 4. New York: John Wiley & Sons. 1995. P. 935-960.
113. Интеграция тепловых процессов для развития энергосберегающего потенциала промышленности / Л.Л. Товажнянский [и др.] // Інтегровані технології та енергозбереження. 2002. № 2. С. 3-6.
114. Беспалов А.В., Харитонов Н.И. Системы управления химико-технологическими процессами: учеб. пособие для вузов. М.: ИКЦ Академкнига, 2007. 696 с.
115. Гуртовцев А.Л. Комплексная автоматизация учета и контроля электроэнергии и энергоносителей на промышленных предприятиях и их хозяйственных объектах // Промышленная энергетика. 2000. № 4. С. 20-27.
116. Булаев Ю.В., Табаков В.А., Еськин В.В. Комплексная автоматизация энергоснабжения предприятия // Промышленная энергетика. 2001. № 2. С. 11-15.
117. Ожегов А.Н. Системы АСКУЭ: учеб. пособие: в 2 ч. Киров: Изд-во ВятГУ, 2006. Ч. 1. 102 с.
118. TRACE MODE для энергосбережения [Электронный ресурс] // ООО АдАстра Рисерч Групп. М., 1998-2011. URL: <http://www.adastra.ru/apps/energoberejenie/>. (дата обращения: 9.01.2011).
119. Анзимиров Л.В. Трейс Моуд: Современное состояние и перспективы развития // Промышленные АСУ и контроллеры. 2001. № 5. С. 39-42.
120. TRACE MODE для создания систем тепло- и энергосбережения // Энергетика и промышленность России: Теплоэнергетика: как сократить потери. Март 2010. № 5(145). С. 8.

121. Морозов В.В., Гурылев О. Ю. Полномасштабная АСУ ТП блоков 800 МВт ОАО «Рязанская ГРЭС» на базе ПТК «КВИНТ» // Датчики и системы. 2003. № 12. С. 5-7.
122. Актуальность модернизации АСУ ТП энергоблоков / В.С. Рабенко, В.Е. Назаров, С.В. Карасев, О.В. Еренков // Энергосбережение и водоподготовка. 2006. №2(40). С. 57-61.
123. Кондрашин А.В. Состояние и перспективы внедрения АСУ ТП тепловых электростанций // V Всерос. науч.-практ. конф.: 1-2 нояб. 2010 г. «Повышение эффективности энергетического оборудования»: материалы конференции / ГОУ ВПО Ивановский гос. энергетический ун-т; под ред. А.В. Мошкарин. Иваново, 2010. С. 161-164.
124. Муромцев Д.Ю. Методы и алгоритмы синтеза энергосберегающего управления технологическими объектами: монография. Тамбов; М.; СПб.; Баку; Вена: Изд-во Нобелистика, 2005. 202 с.
125. Матвейкин В.Г., Муромцев Д.Ю. Теоретические основы энергосберегающего управления динамическими режимами установок производственно-технического назначения: монография. М.: Машиностроение-1, 2007. 128 с.
126. Кафаров В.В., Мешалкин В.П. Анализ и синтез химико-технологических систем: учебник для вузов. М.: Химия, 1991. 432 с.
127. Вент Д.П. Разработка и исследование энергосберегающих систем автоматического управления в химической технологии: дис. ... докт. техн. наук. М., 1990. 506 с.
128. Маслова Н.В. Применение цифровых систем с переменной структурой для энергосберегающих САУ (на примере отделения каталитической очистки производства неконцентрированной азотной кислоты): дис. ... канд. техн. наук. М., 2004. 200 с.
129. Энергосберегающая система автоматического регулирования: пат. 2494433 Рос. Федерация. № 2011142642/08; заявл. 24.10.2011; опубл. 27.09.2013, Бюл. № 27. 10 с.

130. Автоматическое управление в химической промышленности: учебник для вузов / под ред. Е.Г. Дудникова. М.: Химия, 1987. 368 с.
131. Шевинский Я.С., Кисленко Н.А., Бобров Д.А. Разработка автоматизированной системы эксергетического анализа сложных химико-технологических систем // Программные продукты и системы. Вып. № 1. 1998. С. 12-15.
132. Shinskey F. Energy Conservation through control. New York; San Francisco; London: ACADEMIC PRESS, 1978. 321 p.
133. Кручинин М.И., Шадрина Е.М. Теоретические основы энерго- и ресурсосбережения. Эксергетический анализ теплообменных аппаратов: учеб. пособие / ГОУ ВПО Иван. гос. хим.-технол. ун-т. Иваново, 2007. 44 с.
134. Чечеткин А.В., Занемонец Н.А. Теплотехника: учеб. для хим.-технол. спец. вузов. М.: Высш. шк., 1986. 344 с.
135. Бродянский В.М. 12 правил энергосбережения, или что нужно и что не нужно делать для снижения потерь, связанных с несовершенством энергетических процессов // Новости теплоснабжения. 2002. № 9(25). С. 52.
136. Лейтес И.Л. Второй Закон и его 12 заповедей. Популярная термодинамика и химическая энерготехнология. М.: Изд-во МГУ, 2002. 176 с.
137. Латыпов Р.Ш. Шарафиев Р.Г. Техническая термодинамика и энерготехнология химических производств: учебник для вузов. М.: Энергоиздат, 1988. 344 с.
138. Сидельковский Л.Н., Юренев В.Н. Котельные установки промышленных предприятий: учебник для вузов. 3-е изд., перераб. М.: Энергоатомиздат, 1988. 528 с.
139. Эрдман С.В. Техническая термодинамика и теплотехника: учеб. пособие. Томск: Изд-во ТПУ, 2006. 87 с.
140. Вент Д.П., Маслова Н.В., Пророков А.Е. Методика эксергетического анализа управляемых ХТС при разработке энергосберегающих САУ // Вестник Международной Академии Системных Исследований. Информатика, Экология, Экономика. 2001. Т. 5. Ч. 1. С. 10-16.

141. Программа для ЭВМ «Автоматизированная система расчета эксергетической чувствительности химико-технологической системы ExergySensCTS»: свидетельство о регистрации электронного ресурса № 18811 от 19.12.2012 / Д.П. Вент, А.В. Соболев, А.И. Ляшенко. Инв. номер ВНТИЦ № 50201251460 от 25.12.2012.
142. Изотермический химический реактор с пластинчатым теплообменником: пат. 2482909 Рос. Федерация. № 2010138279/05; заявл. 13.02.2009; опубл. 27.05.2013, Бюл. № 15. 15 с.
143. Изотермический реактор: пат. 2425714 Рос. Федерация. № 2008148822/05; заявл. 27.04.2007; опубл. 10.08.2011, Бюл. № 22. 13 с.
144. Псевдоизотермический химический реактор высокого давления: пат. 2356616 Рос. Федерация. № 2006102873/12; заявл. 01.10.2004; опубл. 27.05.2009, Бюл. № 15. 11 с.
145. Псевдоизотермический химический реактор для проведения гетерогенных химических реакций: пат. 2354447 Рос. Федерация. № 2006102872/12; заявл. 21.12.2004; опубл. 10.05.2009, Бюл. № 13. 15 с.
146. Реактор для гетерогенного синтеза химических соединений: пат. 2377062 Рос. Федерация. № 2006110354/12; заявл. 31.03.2006; опубл. 27.12.2009, Бюл. № 36. 11 с.
147. Технология синтетического метанола / М.М. Караваев, В.Е. Леонов, И.Г. Попов, Е.Т. Шепелев; под редакцией профессора М.М. Караваева. М.: Химия, 1984. 240 с.
148. Постоянный технологический регламент цеха по производству метанола агрегата М-100-4 / НАК «Азот», 2006.
149. Розовский А.Я., Лин Г.И. Теоретические основы процесса синтеза метанола. М.: Химия, 1990. 272 с.
150. Исследование кинетики синтеза метанола на низкотемпературном катализаторе / В.Е. Леонов, М.М. Караваев, Е.М. Цыбина, Г.С. Петрищева // Кинетика и катализ. 1973. Т. 14. № 4. С. 970-974.

151. Самойлов Н.А. Моделирование в химической технологии и расчет реакторов: учеб. пособие. Уфа: ООО Монография, 2005. 224 с.
152. Мещеряков Г.В. Разработка систем регулирования процесса получения метанола по энергетическим критериям: дис. ... канд. техн. наук. М., 1987. 176 с.
153. Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств: учеб. пособие для вузов. М.: Высш. шк., 1991. 400 с.
154. Гартман Т.Н., Клушин Д.В. Основы компьютерного моделирования химико-технологических процессов: учеб. пособие для вузов. М.: ИКЦ Академкнига, 2006. 416 с.
155. Мещеряков Г.В. Реактор синтеза метанола // Химия и химическая технология. 2009. Т. 52. № 6. С. 86-88.
156. Реактор синтеза метанола: свидетельство № 44066 Рос. Федерация. № 2004129829/22; заявл. 12.10.2004; опубл. 27.02.2005, Бюл. № 6. 1 с.
157. Методика определения эксергетической чувствительности стационарных режимов работы колонны синтеза метанола / А.В. Соболев, А.И. Ляшенко, Ю.В. Соболева, Д.П. Вент // Известия ТулГУ. Технические науки. 2013. Вып. 2. С. 277-283.
158. Ляшенко А.И., Соболев А.В. Анализ динамических характеристик колонны синтеза метанола при комбинированном управлении температурным режимом // Вестник Международной Академии Системных Исследований. Информатика, Экология, Экономика. 2013. Т. 15. Ч. I. С. 23-32.
159. Ротач В.Я. Теория автоматического управления: учебник для вузов. 2-е изд., перераб. и доп. М.: Изд-во МЭИ, 2004. 400 с.
160. К вопросу о расчете энергосберегающей системы регулирования с цифровыми фильтрами / А.В. Соболев, А.И. Ляшенко, Ю.В. Соболева, Д.П. Вент // Известия ТулГУ. Технические науки. 2013. Вып. 11. С. 198-208.
161. Сравнительный анализ качества работы энергосберегающей САР с различными способами фильтрации / Д.П. Вент, А.И. Ляшенко, А.В. Соболев //

- Вестник Международной Академии Системных Исследований. Информатика, Экология, Экономика. 2014. Т. 16. Ч. I. С. 47-54.
162. Дьяконов В.П. VisSim+Mathcad+MATLAB. Визуальное математическое моделирование. М.: СОЛОН-Пресс, 2004. 384 с.
163. Программа для расчета и моделирования энергосберегающей системы автоматического регулирования с фильтрацией методом скользящего среднего: свидетельство о регистрации электронного ресурса № 20116 от 15.05.2014 / А.И. Ляшенко, А.В. Соболев, Д.П. Вент. Инв. номер ВНТИЦ № 50201450330 от 23.05.2014.
164. Способ автоматического регулирования температурного режима слоя катализатора в реакторе: а. с. 1375311 СССР. № 4131341/31-26; заявл. 30.06.86; опубл. 23.02.88, Бюл. № 7. 2 с.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение 1. Программный комплекс для эксергетического исследования ХТС с целью создания ЭСАР

П 1.1 Определение и реализация разработанных классов

UnitCTS.h

```
//-----  
#ifndef UnitCTSH  
#define UnitCTSH  
  
#include <iostream>  
#include <locale>  
#include <Windows.h>  
  
using namespace std;  
//-----  
// определение базового класса "Химико-технологический узел"  
// (некоторая контрольная поверхность)  
class UnitCTS {  
int NumInput; // число входов ХТС  
int NumOutput; // число выходов ХТС  
int NumChem; // число рассматриваемых химических реакций  
int ControlInd; // индекс регулируемого потока  
int RegulInd; // индекс текущего регулирующего потока  
float Ynom; // номинальное значение управляемой переменной  
float deltaU; // приращение регулирующей переменной  
float *pY; // адрес управляемой переменной  
float *pU; // адрес регулирующей переменной  
float *pauxGo; //  
float *pauxTo; // адреса вспомогательных массивов для хранения  
float *pauxCo; // значений выходных параметров  
float *pauxPo; //  
float *pauxRo; //  
  
public:  
bool flagU; // флаг выделения регулирующего воздействия  
int NumRegulVar; // число регулирующих переменных  
int NumControlVar; // число управляемых переменных  
  
float *pGin; //  
float *pTin; //  
float *pCin; //  
float *pPin; //  
float *pRin; //  
float *pdH; // адреса массивов, в которых хранятся данные  
float *pdG; // о входах/выходах ХТС  
float *pTchem; //  
float *pRchem; //  
float *pGout; //  
float *pTout; //  
float *pCout; //
```

```

float *pPout;    //
float *pRout;    //

// конструктор класса с параметрами
UnitCTS (int n, int m, int p);

// конструктор класса по умолчанию
UnitCTS () : NumChem(0), Ynom(0), deltaU(0), flagU (0), NumRegulVar(0),
            NumControlVar(0), ControlInd(-1), RegulInd(-1) {
wcout<<L"Инициализация ХТС:"<<endl; InitInput(); InitOutput();}

virtual ~UnitCTS();    // деструктор класса

// метод записи/чтения номинального режима ХТС
void set_getMode(float *Y, bool set_Mode=0, int NumY=1);

// метод перехода в новый режим работы ХТС
void moveProcessMode(float *U, int number, bool modification=0);

// методы взятия адреса управляемой и регулирующей переменных
float *adrControlVar(float *Y) {return pY=&Y[ControlInd];}
float *adrRegulVar(float *U) {return pU=&U[RegulInd];}

// методы взятия значения управляемой и регулирующей переменных
float valControlVar() {return *pY;}
float valRegulVar() {return *pU;}

// функция, возвращающая номинальное значение управляемой переменной
float nomMode() {return Ynom;}

// функция, возвращающая текущий индекс регулирующей переменной
int indRegulVar() {return RegulInd;}

// методы обращения к private переменным класса
int get_num_in() {return NumInput;}
int get_num_out() {return NumOutput;}
int get_num_chem() {return NumChem;}
void get_Gin();
void get_Tin();
void get_Cin();
void get_Pin();
void get_Rin();
void get_dH();
void get_dG();
void get_Tchem();
void get_Rchem();
void get_Gout();
void get_Tout();
void get_Cout();
void get_Pout();
void get_Rout();

```

```

//методы инициализации для конструктора
void InitInput();      // задает и выделяет память под массивы входных данных
void InitOutput();    // задает и выделяет память под массивы выходных данных
void setInput();      // инициализирует входы ХТС

virtual void getOutput(); // виртуальный метод инициализации выходов ХТС
                        // (подменяется в производных классах)

};

//-----
// определение производного класса "Технологический поток"
class TechStream : public UnitCTS {
float Gout;          // расход на выходе
float Tout;          // температура на выходе
float Cpout;         // теплоемкость на выходе
float Pout;          // давление на выходе
float Rout;          // газовая постоянная на выходе

public:
TechStream(int n, int m=1, int p=0) : UnitCTS(n, m, p), Gout(0), Tout(0), Cpout(0),
                                     Pout(0), Rout(0) {
wcout<<endl<<L"Работает конструктор оператора Технологический поток..."<<endl;}
~TechStream(){wcout<<L"Работает деструктор оператора Технологический поток..."<<endl;}

void getOutput();    // подменяемый метод расчета выходных параметров

};

//-----
// определение производного класса "Смеситель"
// (модель "идеальное смешение")
class Mixer : public UnitCTS {
float mixG;          // расход на выходе смесителя
float mixT;          // температура на выходе смесителя
float mixCp;         // теплоемкость на выходе смесителя
float mixP;          // давление на выходе смесителя
float mixR;          // газовая постоянная на выходе смесителя

public:
Mixer(int n, int m=1, int p=0) : UnitCTS(n, m, p), mixG(0), mixT(0), mixCp(0),
                                 mixP(0), mixR(0) {
wcout<<endl<<L"Работает конструктор оператора Смешение..."<<endl;}
~Mixer(){wcout<<L"Работает деструктор оператора Смешение..."<<endl;}

void getOutput();    // подменяемый метод расчета выходных параметров

};

//-----
// определение производного класса "Теплообменник"
// (модель "смешение-вытеснение", прямоток)

```



```

class HeatExchanger : public UnitCTS {
float Ft;           // поверхность теплообмена
float Kt;           // коэффициент теплопередачи
float L;            // длина аппарата, конец интервала интегрирования
float L0;           // начало интервала интегрирования

int indHotStr;     // индекс горячего теплоносителя
int indColdStr;   // индекс холодного теплоносителя
float Tt0;         // начальная температура теплоносителя
float Ttk;         // конечная температура, до которой охлаждается теплоноситель
float Tx0;         // начальная температура хладагента
float Txk;         // конечная температура, до которой нагревается хладагент

public:
bool flag_moveT;   // флаг выбора направления движения теплоносителей

HeatExchanger(int n, int m, int p=0) : UnitCTS(n, m, p), L0(0), Tt0(0), Ttk(0), Tx0(0),
                                       Txk(0), indHotStr(0), indColdStr(0), flag_moveT(0) {
wcout<<endl<<L"Работает конструктор оператора Теплообмен..."<<endl;
wcout<<L"Задайте поверхность теплообмена, м2 = "<<endl;
cin>>Ft;
wcout<<L"Задайте коэффициент теплопередачи, кВт/(м2*С) = "<<endl;
cin>>Kt;
wcout<<L"Задайте длину аппарата, м = "<<endl;
cin>>L;

wcout<<L"Укажите схему движения теплоносителей"<<endl<<
L"(0-теплоноситель движется в межтрубном пространстве)"<<endl<<
L"(1-теплоноситель движется в трубном пространстве)"<<endl;
cin>>flag_moveT;
}

// функция Рунге-Кутты 3-го порядка
float rk_heat(float x, float x1, float y, bool flag_sel=1, int n=100);

~HeatExchanger(){wcout<<L"Работает деструктор оператора Теплообмен..."<<endl;}

void getOutput();           // подменяемый метод расчета выходных параметров

float Fxy_heat1(float x, float y) // правая часть диф. уравнения для теплоносителя
{
return ( ((Kt*Ft)/(L*pGin[indHotStr]*pCin[indHotStr])) * (pTin[indColdStr]-y) );
}

float Fxy_heat2(float x, float y) // правая часть диф. уравнения для хладагента
{
return ( ((Kt*Ft)/(L*pGin[indColdStr]*pCin[indColdStr])) * (pTin[indHotStr]-y) );
}

};
//-----

```

```

// определение производного класса "Катализатор"
// (модель "идеальное вытеснение")
class Catalyst : public UnitCTS {
float Scat;      // площадь поперечного сечения слоя катализатора
float Lcat;     // длина слоя катализатора (конец интервала интегрирования)
float Lcat0;    // начало интервала интегрирования
float ri;      // скорость i-ой химической реакции
float dhi;     // энтальпия i-ой химической реакции
float r_dh;    // сумма произведений i-ых скоростей и i-ых энтальпий
float Tcat0;   // температура на входе слоя катализатора
float Gcat;    // расход через слой
float Tcatk;   // температура на выходе слоя
float Cpcat;   // теплоемкость на слое
float Pcat;    // давление на слое
float Rcat;    // газовая постоянная через слой

public:

Catalyst(int n, int m, int p) : UnitCTS(n, m, p), Lcat0(0), ri(0), dhi(0), r_dh(0),
                                Tcat0(0), Gcat(0), Tcatk(0), Cpcat(0), Pcat(0), Rcat(0) {
wcout<<endl<<L"Работает конструктор оператора Катализатор..."<<endl;
wcout<<L"Задайте площадь поперечного сечения слоя катализатора, m2 = "<<endl;
cin>>Scat;
wcout<<L"Задайте длину слоя катализатора, м = "<<endl;
cin>>Lcat;

for (int i = 0; i < get_num_chem(); i++){
wcout<<L"Скорость "<<i<<L" химической реакции "<<endl;
cin>>*(pRchem+i);
}
}
~Catalyst(){wcout<<L"Работает деструктор оператора Катализатор..."<<endl;}

void getOutput();    // подменяемый метод расчета выходных параметров

float rk_cat(float x, float x1, float y, int n=100);    // функция Рунге-Кутты 3-го порядка

float Fxy_cat(float x, float y)    // правая часть диф. уравнения для слоя катализатора
{
return ( (Scat/(Gcat*Cpcat)) * r_dh );
}

};
//-----
// определение производного класса "Химическое превращение"
class ChemReaction : public UnitCTS {

public:

ChemReaction(int n, int m, int p) : UnitCTS(n, m, p) {

```

```
wcout<<endl<<L"Работает конструктор оператора Химическое превращение..."<<endl;}
~ChemReaction(){wcout<<L"Работает деструктор оператора Химическое превращение..."<<
                endl;}
};

//-----
#endif
//-----
```

UnitCTS.cpp

```
//-----
#pragma hdrstop

#include "UnitCTS.h"
//-----
// реализация базового класса "Химико-технологический узел"

UnitCTS::UnitCTS(int n, int m, int p) : Ynom(0), deltaU(0), flagU (0), NumRegulVar(0),
                                     NumControlVar(0), ControlInd(-1), RegulInd(-1)
{
    NumInput=n;
    pGin=new float[NumInput];
    if (!pGin) exit(1);

    pTin=new float[NumInput];
    if (!pTin) exit(1);

    pCin=new float[NumInput];
    if (!pCin) exit(1);

    pPin=new float[NumInput];
    if (!pPin) exit(1);

    pRin=new float[NumInput];
    if (!pRin) exit(1);

    NumChem=p;
    pdH=new float[NumChem];
    if (!pdH) exit(1);

    pdG=new float[NumChem];
    if (!pdG) exit(1);

    pTchem=new float[NumChem];
    if (!pTchem) exit(1);

    pRchem=new float[NumChem];
    if (!pRchem) exit(1);

    NumOutput=m;
    pGout=new float[NumOutput];
```

```

if (!pGout) exit(1);

pTout=new float[NumOutput];
if (!pTout) exit(1);

pCout=new float[NumOutput];
if (!pCout) exit(1);

pPout=new float[NumOutput];
if (!pPout) exit(1);

pRout=new float[NumOutput];
if (!pRout) exit(1);

pauxGo=new float[NumOutput];
if (!pauxGo) exit(1);

pauxTo=new float[NumOutput];
if (!pauxTo) exit(1);

pauxCo=new float[NumOutput];
if (!pauxCo) exit(1);

pauxPo=new float[NumOutput];
if (!pauxPo) exit(1);

pauxRo=new float[NumOutput];
if (!pauxRo) exit(1);

}

void UnitCTS::InitInput()
{
wcout<<L"Введите число потоков на входе в ХТС = ";
cin>>NumInput;

wcout<<L"Введите число химических реакций (0-если нет) = ";
cin>>NumChem;

pGin=new float[NumInput];
if (!pGin) exit(1);

pTin=new float[NumInput];
if (!pTin) exit(1);

pCin=new float[NumInput];
if (!pCin) exit(1);

pPin=new float[NumInput];
if (!pPin) exit(1);

```

```

pRin=new float[NumInput];
if (!pRin) exit(1);

pdH=new float[NumChem];
if (!pdH) exit(1);

pdG=new float[NumChem];
if (!pdG) exit(1);

pTchem=new float[NumChem];
if (!pTchem) exit(1);

pRchem=new float[NumChem];
if (!pRchem) exit(1);
}

void UnitCTS::InitOutput()
{
wcout<<L"Введите число потоков на выходе из ХТС = ";
cin>>NumOutput;

pGout=new float[NumOutput];
if (!pGout) exit(1);

pTout=new float[NumOutput];
if (!pTout) exit(1);

pCout=new float[NumOutput];
if (!pCout) exit(1);

pPout=new float[NumOutput];
if (!pPout) exit(1);

pRout=new float[NumOutput];
if (!pRout) exit(1);

pauxGo=new float[NumOutput];
if (!pauxGo) exit(1);

pauxTo=new float[NumOutput];
if (!pauxTo) exit(1);

pauxCo=new float[NumOutput];
if (!pauxCo) exit(1);

pauxPo=new float[NumOutput];
if (!pauxPo) exit(1);

pauxRo=new float[NumOutput];
if (!pauxRo) exit(1);

```

```

}

void UnitCTS::setInput()
{
for (int i = 0; i < NumInput; i++) {

wcout<<L"Введите значение расхода на "<< i << L" входе в ХТС, кг/с = "<<endl;
cin>>*(pGin+i);

wcout<<L"Введите значение температуры на "<< i <<L" входе в ХТС, *C = "<<endl;
cin>>*(pTin+i);

wcout<<L"Введите значение теплоемкости на " << i <<L" входе в ХТС, кДж/кг*C = "<<endl;
cin>>*(pCin+i);

wcout<<L"Введите значение давления на "<< i <<L" входе в ХТС, атм = "<<endl;
cin>>*(pPin+i);

wcout<<L"Введите значение газовой постоянной "<< i <<L" входа ХТС, кДж/кг*C = "<<endl;
cin>>*(pRin+i);
}

for (int i = 0; i < NumChem; i++){
wcout<<L"Энтальпия "<< i <<L" химической реакции, кДж/моль = "<<endl;
cin>>*(pdH+i);
wcout<<L"Свободная энергия Гиббса "<< i <<L" химической реакции, кДж/моль = "<<endl;
cin>>*(pdG+i);
wcout<<L"Температура начала "<< i <<L" химической реакции "<< i <<
L" входе ХТС, *C = "<<endl;
cin>>*(pTchem+i);
}
}

void UnitCTS::getOutput()
{
for (int j = 0; j < NumOutput; j++) {
wcout<<L"Введите значение расхода на "<< j << L" выходе из ХТС, кг/с = "<<endl;
cin>>*(pGout+j);

wcout<<L"Введите значение температуры на "<< j <<L" выходе из ХТС, *C = "<<endl;
cin>>*(pTout+j);

wcout<<L"Введите значение теплоемкости на " << j <<
L" выходе из ХТС, кДж/кг*C = "<<endl;
cin>>*(pCout+j);

wcout<<L"Введите значение давления на "<< j <<L" выходе из ХТС, атм = "<<endl;
cin>>*(pPout+j);
}
}

```

```

wcout<<L"Введите значение газовой постоянной "<<j<<
    L" выхода ХТС, кДж/кг*С = "<<endl;
cin>>*(pRout+j);
}
}

void UnitCTS::get_Gin()
{
wcout<<L"Расход на i-ом входе в ХТС = ";
for (int i = 0; i < NumInput; i++) {
cout<<pGin[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Tin()
{
wcout<<L"Температура на i-ом входе в ХТС = ";
for (int i = 0; i < NumInput; i++) {
cout<<pTin[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Cin()
{
wcout<<L"Теплоемкость на i-ом входе в ХТС = ";
for (int i = 0; i < NumInput; i++) {
cout<<pCin[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Pin()
{
wcout<<L"Давление на i-ом входе в ХТС = ";
for (int i = 0; i < NumInput; i++) {
cout<<pPin[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Rin()
{
wcout<<L"Газовая постоянная i-го входа ХТС = ";
for (int i = 0; i < NumInput; i++) {
cout<<pRin[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_dH()

```

```

{
wcout<<L"Энтальпия i-ой химической реакции = ";
for (int i = 0; i < NumChem; i++) {
cout<<pH[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_dG()
{
wcout<<L"Свободная энергия Гиббса i-ой химической реакции = ";
for (int i = 0; i < NumChem; i++) {
cout<<pDG[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Tchem()
{
wcout<<L"Температура начала i-ой химической реакции = ";
for (int i = 0; i < NumChem; i++) {
cout<<pTchem[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Rchem()
{
wcout<<L"Скорость i-ой химической реакции = ";
for (int i = 0; i < NumChem; i++) {
cout<<pRchem[i]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Gout()
{
wcout<<L"Расход на j-ом выходе из ХТС = ";
for (int j = 0; j < NumOutput; j++) {
cout<<pGout[j]<<" ";
}
cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Tout()
{
wcout<<L"Температура на j-ом выходе из ХТС = ";
for (int j = 0; j < NumOutput; j++) {
cout<<pTout[j]<<" ";
}
cout<<endl;
}

```



```

void UnitCTS::get_Cout()
{
    wcout<<L"Теплоемкость на j-ом выходе из ХТС = ";
    for (int j = 0; j < NumOutput; j++) {
        cout<<pCout[j]<<" ";
    }
    cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Pout()
{
    wcout<<L"Давление на j-ом выходе из ХТС = ";
    for (int j = 0; j < NumOutput; j++) {
        cout<<pPout[j]<<" ";
    }
    cout<<endl;
}

void UnitCTS::get_Rout()
{
    wcout<<L"Газовая постоянная j-го выхода ХТС = ";
    for (int j = 0; j < NumOutput; j++) {
        cout<<pRout[j]<<" ";
    }
    cout<<endl;
}

void UnitCTS::set_getMode(float *Y, bool set_Mode, int NumY)
{
    if (set_Mode) // флаг записи/чтения
    {
        int indY;
        wcout<<L"Укажите индекс регулируемой переменной на выходе = ";
        cin>>indY;
        ControlInd=indY; // индекс регулируемой переменной
        NumControlVar=NumY; // число регулируемых переменных (по умолч. =1)
        pY=&Y[ControlInd];
        Ynom=*pY;

        for (int i = 0; i < NumOutput; i++)
        {
            pauxGo[i]=pGout[i]; //запись номинального режима
            pauxTo[i]=pTout[i];
            pauxCo[i]=pCout[i];
            pauxPo[i]=pPout[i];
            pauxRo[i]=pRout[i];
        }
    }
    else
    {

```

```

for (int i = 0; i < NumOutput; i++)
    {
    pGout[i]=pauxGo[i];
    pTout[i]=pauxTo[i];
    pCout[i]=pauxCo[i];
    pPout[i]=pauxPo[i];           // возврат к записанному номинальному режиму
    pRout[i]=pauxRo[i];
    }
}

```

```

void UnitCTS::moveProcessMode(float *U, int number, bool modification)
{
if(modification)
{
RegulInd=number;
pU=&U[RegulInd];
wcout<<L"Дать приращение по "<<number<<L" регулирующей переменной, %: ";
cin>>deltaU;
*pU+=0.01*deltaU>(*pU);
}
else *pU/=1+0.01*deltaU;
}

```

```

UnitCTS::~UnitCTS()
{
wcout<<L"Работает деструктор базового класса..."<<endl;
delete[]pauxRo;
delete[]pauxPo;
delete[]pauxCo;
delete[]pauxTo;
delete[]pauxGo;
delete[]pRout;
delete[]pPout;
delete[]pCout;
delete[]pTout;
delete[]pGout;
delete[]pRchem;
delete[]pTchem;
delete[]pdG;
delete[]pdH;
delete[]pRin;
delete[]pPin;
delete[]pCin;
delete[]pTin;
delete[]pGin;

Sleep(5000);
}

```

```

//-----
// реализация производного класса "Технологический поток"

```

```
void TechStream::getOutput()
{
wcout<<endl<<L"Расчет потока..."<<endl;
```

```
Gout=*pGin;
Tout=*pTin;
Cpout=*pCin;
Pout=*pPin;
Rout=*pRin;
```

```
*pGout=Gout;
*pTout=Tout;
*pCout=Cpout;
*pPout=Pout;
*pRout=Rout;
}
```

```
//-----
// реализация производного класса "Смеситель"
```

```
void Mixer::getOutput()
{
wcout<<endl<<L"Расчет смесителя..."<<endl;
```

```
for (int i = 0; i < get_num_in(); i++){
mixG+=pGin[i];
mixT+=(pGin[i])*(pTin[i]);
mixCp+=pCin[i];
mixP+=pPin[i];
mixR+=pRin[i];
}
```

```
*pGout=mixG;
*pTout=mixT/mixG;
*pCout=mixCp/get_num_in();
*pPout=mixP/get_num_in();
*pRout=mixR/get_num_in();
mixG=0;
mixT=0;
mixCp=0;
mixP=0;
mixR=0;
}
```

```
//-----
// реализация производного класса "Теплообменник"
```

```
void HeatExchanger::getOutput()
{
wcout<<endl<<L"Расчет теплообменника..."<<endl;
```

```
Tt0=pTin[0];
```

```
for (int i = 0; i < get_num_in(); i++) {
if (pTin[i] > Tt0)
{
```

```

    Tt0=pTin[i];
    indHotStr=i;
}
}

Tx0=pTin[0];

for (int i = 0; i < get_num_in(); i++) {
    if (pTin[i] < Tx0)
    {
        Tx0=pTin[i];
        indColdStr=i;
    }
}

for (int i = 0; i < get_num_out(); i++) {
    pGout[i]=pGin[i];
    pCout[i]=pCin[i];
    pPout[i]=pPin[i];
    pRout[i]=pRin[i];
}

if (flag_moveT) {
    Ttk=rk_heat(L0,L,Tt0);
    pTout[indHotStr]=Ttk;
    Txk = ( pGin[indHotStr]*pCin[indHotStr]*(Tt0-Ttk) +
            pGin[indColdStr]*pCin[indColdStr]*Tx0 ) /
            ( pGin[indColdStr]*pCin[indColdStr] );

    pTout[indColdStr]=Txk;
}
else {
    Txk=rk_heat(L0,L,Tx0,0);
    pTout[indColdStr]=Txk;
    Ttk = ( pGin[indColdStr]*pCin[indColdStr]*(Tx0-Txk) +
            pGin[indHotStr]*pCin[indHotStr]*Tt0 ) /
            ( pGin[indHotStr]*pCin[indHotStr] );

    pTout[indHotStr]=Ttk;
}

}

float HeatExchanger::rk_heat(float x, float x1, float y, bool flag_sel, int n)
{
    float h;
    float y1;
    float k1;
    float k2;

```

```

float k3;

h = (x1-x)/n;
y1 = y;

if (flag_sel) {
int i = 1;
do
{
    k1 = h*Fxy_heat1(x,y);
    x = x+h/2;
    y = y1+k1/2;
    k2 = Fxy_heat1(x,y)*h;
    y = y1+k2/2;
    k3 = Fxy_heat1(x,y)*h;
    x = x+h/2;
    y = y1+k3;
    y = y1+(k1+2*k2+2*k3+Fxy_heat1(x,y)*h)/6;
    y1 = y;
    i = i+1;
}
while(i<=n);
}

else{
int i = 1;
do
{
    k1 = h*Fxy_heat2(x,y);
    x = x+h/2;
    y = y1+k1/2;
    k2 = Fxy_heat2(x,y)*h;
    y = y1+k2/2;
    k3 = Fxy_heat2(x,y)*h;
    x = x+h/2;
    y = y1+k3;
    y = y1+(k1+2*k2+2*k3+Fxy_heat2(x,y)*h)/6;
    y1 = y;
    i = i+1;
}
while(i<=n);
}

return y;
}

//-----
// реализация производного класса "Катализатор"
void Catalyst::getOutput()
{
wcout<<endl<<L"Расчет катализатора..."<<endl;

```

```

for (int i = 0; i < get_num_out(); i++) {
    pGout[i]=pGin[i];
    pCout[i]=pCin[i];
    pPout[i]=pPin[i];
    pRout[i]=pRin[i];
}

Tcat0=pTin[0];
Gcat=pGout[0];
Cpcat=pCout[0];
Pcat=pPout[0];
Rcat=pRout[0];

for (int i = 0; i < get_num_chem(); i++) {
    r_dh+=pdH[i]*pRchem[i];
}

Tcatk=rk_cat(Lcat0,Lcat,Tcat0);
pTout[0]=Tcatk;

}

float Catalyst::rk_cat(float x, float x1, float y, int n)
{
    float h;
    float y1;
    float k1;
    float k2;
    float k3;

    h = (x1-x)/n;
    y1 = y;
    int i = 1;
    do
    {
        k1 = h*Fxy_cat(x,y);
        x = x+h/2;
        y = y1+k1/2;
        k2 = Fxy_cat(x,y)*h;
        y = y1+k2/2;
        k3 = Fxy_cat(x,y)*h;
        x = x+h/2;
        y = y1+k3;
        y = y1+(k1+2*k2+2*k3+Fxy_cat(x,y)*h)/6;
        y1 = y;
        i = i+1;
    }
    while(i<=n);
    Tcatk = y;
}

```

```

        return Tcatk;
    }

//-----
#pragma package(smart_init)
//-----

ExergyAnalysisCTS.h
//-----
#ifndef ExergyAnalysisCTSH
#define ExergyAnalysisCTSH

#include "UnitCTS.h"
//-----
// определение класса "Эксергетический анализ ХТС"
class ExergyAnalysisCTS {
float Dnom;      // номинальные потери эксергии через ХТС
float Ein;      // суммарный поток эксергии на входе ХТС
float Eout;     // суммарный поток эксергии на выходе ХТС
float ExLoss;  // потери эксергии через ХТС
float Eff;     // эксергетический КПД процесса

float minbdD;  // минимальная эксергетическая чувствительность
int nU;       // индекс эксергетически менее чувствительного
              // канала управления

public:
// конструктор класса по умолчанию
ExergyAnalysisCTS() : Dnom(0), Ein(0), Eout(0), ExLoss(0), Eff(0), nU(-1),
                    minbdD(100000){
wcout<<endl<<L"Идет эксергетическое сканирование..."<<endl<<endl;
Sleep(1000);
}

// деструктор класса
~ExergyAnalysisCTS(){wcout<<endl<<
                    L"Работает деструктор класса Эксергетический анализ ХТС..."<<endl;}

// функция для расчета потока эксергии
float ExergyStream(int NumStr, float *g, float *t, float *c, float *p,
                  float *r, int NumChR=0, float *h=0, float *eg=0, float *tch=0,
                  float t0=10.0, float p0=1.0);

// расчет суммарного потока эксергии на входе ХТС
float InputExergy (UnitCTS *Ok);

// расчет суммарного потока эксергии на выходе ХТС
float OutputExergy (UnitCTS *Ok);

// функция для расчета эксергетических потерь
float ExergyLoss(UnitCTS *Ok);

```

```

// функция записи номинального значения потерь эксергии через ХТС
void set_nomExergyLoss(float d) {Dnom=d;}

// функция, возвращающая номинальное значение потерь эксергии через ХТС
float nomExergyLoss() {return Dnom;}

//функция для расчета эксергетического КПД
float ExergyEfficiency(){Eff=(1-ExLoss/Ein)*100; return Eff;}

// функция расчета эксергетической чувствительности
float ExergySensitivity(float y_nom, float d_nom, float y_cur, float d_cur)
{
float bdD = (d_cur-d_nom) / (y_cur-y_nom);
return bdD;
}

// метод определения эксергетически менее чувствительного канала управления
void set_Recom(int indU, float exergy_sens);

// метод выдает рекомендации по выбору канала управления
void get_Recom();

// методы обращения к private переменным класса
void get_e_in() {wcout<<L"Поток эксергии на входе ХТС = "<<Ein<<" "<<L"кВт"<<endl;}
void get_e_out() {wcout<<L"Поток эксергии на выходе ХТС = "<<Eout<<" "<<
L"кВт"<<endl;}
void get_e_loss() {wcout<<L"Потери эксергии через ХТС = "<<ExLoss<<" "<<
L"кВт"<<endl;}
void get_e_eff() {wcout<<L"Эксергетический КПД ХТП = "<<Eff<<" "<<"%"<<endl;}
void get_d_nom() {wcout<<L"Номинальные потери эксергии через ХТС = "<<Dnom<<" "<<
L"кВт"<<endl;}

};

//-----
#endif
//-----

```

ExergyAnalysisCTS.cpp

```

//-----
#pragma hdrstop

#include "ExergyAnalysisCTS.h"
//-----
// реализация класса "Эксергетический анализ ХТС"

float ExergyAnalysisCTS::InputExergy (UnitCTS *Ok)
{
int n=Ok->get_num_in();
int ch=Ok->get_num_chem();
Ein=ExergyStream(n,Ok->pGin,Ok->pTin,Ok->pCin,Ok->pPin,Ok->pRin,ch,Ok->pdH,
Ok->pdG,Ok->pTchem);

```



```

return Ein;
}

float ExergyAnalysisCTS::OutputExergy (UnitCTS *Ok)
{
int m=Ok->get_num_out();
Eout=ExergyStream(m,Ok->pGout,Ok->pTout,Ok->pCout,Ok->pPout,Ok->pRout);
return Eout;
}

float ExergyAnalysisCTS::ExergyLoss(UnitCTS *Ok)
{
int n=Ok->get_num_in();
int m=Ok->get_num_out();
int ch=Ok->get_num_chem();
Ein=ExergyStream(n,Ok->pGin,Ok->pTin,Ok->pCin,Ok->pPin,Ok->pRin,ch,Ok->pdH,
Ok->pdG,Ok->pTchem);
Eout=ExergyStream(m,Ok->pGout,Ok->pTout,Ok->pCout,Ok->pPout,Ok->pRout);
ExLoss=Ein-Eout;
return ExLoss;
}

float ExergyAnalysisCTS::ExergyStream(int NumStr, float *g, float *t, float *c,
float *p, float *r, int NumChR, float *h,
float *eg, float *tch, float t0, float p0)
{
const float TK=273.15;

float E=0;
float Ef=0;
float Et=0;
float *arrE1=0;
arrE1=new float [NumStr];
float Ep=0;
float *arrE2=0;
arrE2=new float [NumStr];
float Ech=0;
float *arrE3=0;
arrE3=new float [NumChR];

for(int i=0;i<NumStr;i++)
{
if(t[i]!=t0)
{
arrE1[i]=c[i]*((t[i]+TK)-(t0+TK))-(t0+TK)*c[i]*log((t[i]+TK)/(t0+TK)));
Et+=g[i]*arrE1[i];
}
else
{
Et+=0;
}
}
}

```

```

        if(p[i]!=p0)
        {
            arrE2[i]=r[i]*(t0+TK)*log(p[i]/p0);
            Ep+=g[i]*arrE2[i];
        }
        else
        {
            Ep+=0;
        }
    }
    Ef+=Et+Ep;

    if (NumChR>0) {
        for (int i = 0; i < NumChR; i++) {
            arrE3[i]=h[i]*(1-(t0+TK)/(tch[i]+TK))+(t0+TK)*eg[i]/(tch[i]+TK);
            Ech+=arrE3[i];
        }
    }
    else {
        Ech+=0;
    }

```

```

E=Ef+Ech;

```

```

delete [] arrE3;
arrE3=0;
delete [] arrE2;
arrE2=0;
delete [] arrE1;
arrE1=0;

```

```

return E;

```

```

}

```

```

void ExergyAnalysisCTS::set_Recom(int indU, float exergy_sens)
{
    if(exergy_sens < minbdD)
    {
        minbdD=exergy_sens;
        nU=indU;
    }
}

```

```

void ExergyAnalysisCTS::get_Recom()

```

```

{
    if(nU<0)
    wcout<<endl<<

```

```

L"Не задан ни один канал управления. Эксергетическая чувствительность"<<endl<<

```

```

L"не рассчитана!"<<endl;
else
wcout<<endl<<L"Энергоэффективнее управлять расходом на "<<nU<<L" входе,"<<endl<<
        L"т.к. этот канал эксергетически менее чувствителен ("<<minbdD<<
        ")"<<endl;
}
//-----
#pragma package(smart_init)
//-----

```

II 1.2 Программа расчета эксергии через контрольную поверхность

exergy_calc.cpp

```

//-----
#pragma hdrstop
#pragma argsused

#include <tchar.h>

#include "UnitCTS.h"
#include "ExergyAnalysisCTS.h"
//-----
int _tmain(int argc, _TCHAR* argv[])
{
float flagTO=0;
UnitCTS *p;          // указатель базового класса
setlocale(LC_ALL, "");

wcout<<L"Выберите тип технологического оператора: "<<endl<<
L"1 - поток вещества или энергии"<<endl<<
L"2 - смеситель"<<endl<<
L"3 - теплообменник"<<endl<<
L"4 - катализатор"<<endl<<
L"5 - химическое превращение"<<endl<<
L"6 - контрольная поверхность"<<endl<<endl;
cin>>flagTO;

if(flagTO<1 || flagTO>6){
    exit(1);
}

// Расчет оператора "Технологический поток"
if(flagTO==1){
    TechStream Obj1(1);
    p=&Obj1;
    p->setInput();
    p->getOutput();

    ExergyAnalysisCTS e1;

```

```

e1.InputExergy(p);
e1.OutputExergy(p);
e1.ExergyLoss(p);
e1.get_e_in();
e1.get_e_out();
e1.get_e_loss();

}

// Расчет оператора "Смеситель"
if(flagТО==2){
    int num_str=0;
    wcout<<endl<<L"Число смешивающихся потоков = ";
    cin>>num_str;
    Mixer Obj2(num_str);
    p=&Obj2;
    p->setInput();
    p->getOutput();

    p->get_Gin();
    p->get_Tin();
    p->get_Gout();
    p->get_Tout();

    ExergyAnalysisCTS e2;

    e2.InputExergy(p);
    e2.OutputExergy(p);
    e2.ExergyLoss(p);
    e2.get_e_in();
    e2.get_e_out();
    e2.get_e_loss();

}

// Расчет оператора "Теплообменник"
if (flagТО==3) {
    HeatExchanger Obj3(2,2);
    p=&Obj3;
    p->setInput();
    p->getOutput();

    p->get_Gin();
    p->get_Tin();
    p->get_Gout();
    p->get_Tout();

    ExergyAnalysisCTS e3;

    e3.InputExergy(p);
    e3.OutputExergy(p);
    e3.ExergyLoss(p);

```

```

e3.get_e_in();
e3.get_e_out();
e3.get_e_loss();

}

// Расчет оператора "Катализатор"
if (flagTO==4) {
    int num_cat_reaction;
    wcout<<endl<<L"Число протекающих на слое катализатора химических реакций = ";
    cin>>num_cat_reaction;
    Catalyst Obj4(1,1,num_cat_reaction);
    p=&Obj4;
    p->setInput();
    p->getOutput();

    p->get_Gin();
    p->get_Tin();
    p->get_Gout();
    p->get_Tout();

    ExergyAnalysisCTS e4;

    e4.InputExergy(p);
    e4.OutputExergy(p);
    e4.ExergyLoss(p);
    e4.get_e_in();
    e4.get_e_out();
    e4.get_e_loss();

}

// Расчет оператора "Химическое превращение"
if (flagTO==5) {
    int num_reaction;
    wcout<<endl<<L"Число протекающих химических реакций = ";
    cin>>num_reaction;
    ChemReaction Obj5(0,0,num_reaction);
    p=&Obj5;
    p->setInput();
    p->getOutput();

    ExergyAnalysisCTS e5;

    e5.InputExergy(p);
    e5.get_e_in();

}

// Расчет абстрактно выделенной контрольной поверхности
if (flagTO==6) {
    UnitCTS Obj6;

```

```

p=&Obj6;
p->setInput();
p->getOutput();

ExergyAnalysisCTS e6;

e6.InputExergy(p);
e6.OutputExergy(p);
e6.ExergyLoss(p);
e6.get_e_in();
e6.get_e_out();
e6.get_e_loss();

}

system("PAUSE");
return 0;
}
//-----

```

II 1.3 Программа расчета эксергетической чувствительности ХТС

exergy_sensitivity.cpp

```

//-----
#pragma hdrstop
#pragma argsused

#include <tchar.h>

#include "UnitCTS.h"
#include "ExergyAnalysisCTS.h"
//-----
int _tmain(int argc, _TCHAR* argv[])
{
    setlocale(LC_ALL, "");

    UnitCTS Obj1;           // создается объект класса "Химико-технологический узел"

    Obj1.setInput();       // инициализация входов ХТС
    Obj1.getOutput();     // инициализация выходов ХТС
                        // (ручной ввод по показаниям датчиков)

    Obj1.set_getMode(Obj1.pTout,1); // запись номинального режима ХТС
                                    // (необходимо указать флаг "1"
                                    // для записи режима)
                                    // (по умолч. число регулируемых
                                    // переменных = 1)

    ExergyAnalysisCTS e1; // создается объект класса "Эксергетический анализ ХТС"
                        // определяются и записываются потери
                        // эксергии для номинального режима

```

```

e1.set_nomExergyLoss(e1.ExergyLoss(&Obj1));    // работы ХТС

system("cls");

// в цикле рассчитывается эксергетическая чувствительность к изменению вектора
// управлений
for (int i = 0; i < Obj1.get_num_in(); i++) {
wcout<<L"Номинальный режим ХТС:"<<"  y0 = "<<Obj1.nomMode()<<endl;
e1.InputExergy(&Obj1);
e1.get_e_in();
e1.OutputExergy(&Obj1);
e1.get_e_out();

wcout<<L"Потери эксергии      D0 = "<<e1.nomExergyLoss()<<L" кВт"<<endl<<endl;
wcout<<L"Является ли расход "<<Obj1.pGin[i]<<L" кг/с на "<<i<<
        L" входе регулирующим воздействием?"<<endl<<
        L"(1-да, 0-нет): "<<endl;

cin>>Obj1.flagU;
if(Obj1.flagU)
{
Obj1.NumRegulVar++;

Obj1.moveProcessMode(Obj1.pGin, i, 1);    // переход в новый режим ("1" флаг перехода)
Obj1.get_Gin();                          // вывод текущих значений управляющих факторов
Obj1.getOutput();                         // расчет нового режима (ручной ввод
                                          // по показаниям датчиков)

float Sens=e1.ExergySensitivity(Obj1.nomMode(), e1.nomExergyLoss(),
                                Obj1.valControlVar(), e1.ExergyLoss(&Obj1));

e1.set_Recom(i,Sens);

wcout<<endl<<L"Приращение u ["<<Obj1.indRegulVar()<<"]:"<<"y= "<<
Obj1.valControlVar()<<endl<<"      D= "<<e1.ExergyLoss(&Obj1)<<endl<<
L"Эксергетическая чувствительность= "<<Sens<<endl<<endl<<endl;

Obj1.moveProcessMode(Obj1.pGin,i);    // возврат вектора управлений в номинальный
                                          // режим
Obj1.set_getMode(Obj1.pTout);    // перезапись номинального режима (выходы ХТС)
}
}

e1.get_Recom();    // рекомендации по выбору канала управления

cout<<endl<<endl;
system("PAUSE");
return 0;
}
//-----

```

Приложение 2. Патенты и свидетельства

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ИЗОБРЕТЕНИЕ

№ 2494433

**ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ СИСТЕМА
АВТОМАТИЧЕСКОГО РЕГУЛИРОВАНИЯ**

Патентообладатель(ли): *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет имени Д.И.Менделеева" (RU)*

Автор(ы): *см. на обороте*

Заявка № 2011142642

Приоритет изобретения 24 октября 2011 г.

Зарегистрировано в Государственном реестре изобретений Российской Федерации 27 сентября 2013 г.

Срок действия патента истекает 24 октября 2031 г.

Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Б.П. Симонов





ГОСУДАРСТВЕННАЯ АКАДЕМИЯ НАУК
РОССИЙСКАЯ АКАДЕМИЯ ОБРАЗОВАНИЯ
ИНСТИТУТ НАУЧНОЙ И ПЕДАГОГИЧЕСКОЙ ИНФОРМАЦИИ
ОБЪЕДИНЕННЫЙ ФОНД ЭЛЕКТРОННЫХ РЕСУРСОВ "НАУКА И ОБРАЗОВАНИЕ"

СВИДЕТЕЛЬСТВО О РЕГИСТРАЦИИ ЭЛЕКТРОННОГО РЕСУРСА

№ 18811



Настоящее свидетельство выдано на электронный ресурс, отвечающий требованиям новизны и приоритетности:


**Программа для ЭВМ «Автоматизированная система
расчета эксергетической чувствительности химико-технологической
системы ExergySensCTS»**

Дата регистрации: 19 декабря 2012 года

Авторы: Вент Д.П., Соболев А.В., Ляшенко А.И.



Директор ИНИПИ РАО,
академик РАО, д.ю.н., проф.  В.Е. Усанов

Руководитель ОФЭРНиО, почетный
работник науки и техники РФ  А.И. Галкина

Дата выдачи 19.12.2012



ГОСУДАРСТВЕННАЯ АКАДЕМИЯ НАУК
РОССИЙСКАЯ АКАДЕМИЯ ОБРАЗОВАНИЯ
ИНСТИТУТ НАУЧНОЙ И ПЕДАГОГИЧЕСКОЙ ИНФОРМАЦИИ
ОБЪЕДИНЕННЫЙ ФОНД ЭЛЕКТРОННЫХ РЕСУРСОВ "НАУКА И ОБРАЗОВАНИЕ"

СВИДЕТЕЛЬСТВО О РЕГИСТРАЦИИ ЭЛЕКТРОННОГО РЕСУРСА

№ 20116

ИНИПИ РАО
ОФЭРНиО

Настоящее свидетельство выдано на электронный ресурс, отвечающий требованиям новизны и приоритетности:

**Программа для расчета и моделирования
энергосберегающей системы автоматического регулирования
с фильтрацией методом скользящего среднего**

Дата регистрации: 15 мая 2014 года

Авторы: Ляшенко А.И., Соболев А.В., Вент Д.П.



Директор ИНИПИ РАО,
академик РАО, д.ю.н., проф.  В.Е. Усанов

Руководитель ОФЭРНиО, почетный
работник науки и техники РФ  А.И. Галкина

Дата выдачи 15 05 2014