

Российский химико-технологический университет им. Д.И. Менделеева

На правах рукописи

Налетов Владислав Алексеевич

**Разработка multifunctional
технологических систем переработки природных
энергоносителей на основе их оптимальной
организации**

Специальности: 05.17.07 – Химическая технология топлива и
высокоэнергетических веществ
05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий

Диссертация на соискание ученой степени

доктора технических наук

Научный консультант:

доктор технических наук, профессор

Глебов М.Б.

Москва – 2018 год

Оглавление

Введение. Актуальность проблемы и постановка задачи исследования	6
Глава 1. Анализ научных подходов оптимальной организации химико-технологических систем и актуальных задач переработки природных энергоносителей	17
1.1 Состояние теоретических разработок по проблеме оптимальной организации химико-технологических систем	17
1.1.1 Иерархия критериев в задачах оптимальной организации химико-технологических систем.....	19
1.1.2 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе эксергетической концепции	22
1.1.3 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе эксергоэкономической концепции	24
1.1.4 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе концепции Пинч-анализа.....	27
1.1.5 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе информационно-термодинамической концепции.....	37
1.2 Актуальные вопросы переработки природных энергоносителей.....	43
1.2.1 Анализ способов восстановления работоспособности потоков	44
1.2.1.1 Анализ способов восстановления работоспособности потоков на основе тепловых насосов	45
1.2.1.2 Анализ способов восстановления работоспособности потоков на основе тепловых двигателей.....	52
1.2.2 Анализ способов улавливания диоксида углерода	63
1.3 Выбор научной парадигмы	79
Глава 2. Методические основы оптимальной организации мультифункциональных технологических систем	82
2.1 Решение задачи по дифференциации функций химико-технологической системы	83
2.2 Дифференциация функций многоцелевых процессов между потоками продуктов	90

2.3 Дифференциация функций системы между ее элементами.	100
2.4 Дифференциации затрат на организацию многопоточных процессов.	113
2.5 Особенности организации химико-технологических систем	122
2.6 Уточненная методика расчета параметров макроуровня химико- технологических систем.....	127
2.7 Стратегия и алгоритмы оптимизации и проектирования (синтеза) организованных мультифункциональных технологических систем.....	134
2.7.1 Стратегия и алгоритм оптимизации химико-технологических систем с заданным типом и множеством элементов	134
2.7.2 Проектирование организованных химико-технологических систем в условиях неопределенности элементной и топологической структур.....	141
Глава 3. Разработка мультифункциональных технологических систем переработки природных энергоносителей	148
3.1 Разработка оптимально организованной мультифункциональной отопительной системы печи коксования.....	148
3.1.1 Интерпретация результатов оптимальной организации на основе новых конструктивных решений по искусственной турбулизации потока в отопительных каналах (этап 1).....	152
3.1.2 Интерпретация результатов оптимальной организации отопительной системы на основе новых структурных решений по рециркуляции потоков (этап 2).....	161
3.1.3 Интерпретация результатов оптимальной организации отопительной системы на основе построения мультифункциональной установки с минимальными выбросами оксидов азота (этап 3)	169
3.2 Оптимальная организация процесса пылеугольной газификации бурого угля	187
3.3 Оптимальная организация процесса высокотемпературной конверсии оксида углерода.....	200
3.4 Проектирование оптимально организованной технологической системы получения синтез-газа газификацией бурого угля для производства метанола и высших спиртов	205

3.5 Разработка мультифункционального энерготехнологического способа использования попутного нефтяного газа шельфовых месторождений	245
3.6 Оптимальная организация теплоэнергетических систем с высокими термодинамическими КПД	257
Глава 4. Разработка процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения.....	267
4.1 Разработка оптимально организованного энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода из дымовых газов.....	267
4.1.1 Оптимальная организация подсистемы рекуперации теплоты дымовых газов на основе цикла Ренкина	270
4.1.1.1 Анализ оптимальной организации классического цикла Ренкина	276
4.1.1.2 Анализ оптимальной организации модифицированного цикла Ренкина.....	278
4.1.1.3 Анализ оптимальной организации цикла Ренкина с гипотетическим регенератором.....	282
4.1.1.4 Исследования эффективности теплового двигателя на экспериментальном стенде	286
4.1.2 Оптимальная организация подсистемы улавливания и выделения диоксида углерода из дымовых газов	298
4.1.2.1 Выбор оптимальной топологии холодильного цикла.....	301
4.1.3 Разработка энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода из дымовых газов	313
4.2 Разработка математической модели процесса получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации и экспериментальные исследования	322
4.2.1 Анализ возможности получения товарного диоксида углерода в холодильном цикле среднего давления	322
4.2.2 Разработка математической модели процесса десублимации диоксида углерода.....	329

4.2.2.1	Разработка математического описания процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода	331
4.2.2.2	Экспериментальные исследования процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода.....	342
4.2.2.2.1	Влияние параметров на процесс десублимации диоксида углерода	348
4.2.2.2.2	Выводы по результатам экспериментальных исследований.....	355
4.2.2.3	Проверка адекватности математической модели и результаты расчетов.....	359
Глава 5. Технико-экономическая оценка оптимально организованной системы получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации		
5.1 Оценка синергетического эффекта тригенерации на основе эксергетических показателей.....		375
5.1.1 Эксергетический анализ варианта 1		376
5.1.1.1. Эксергетический анализ цикла Ренкина с рабочим телом метаном		376
5.1.1.2. Эксергетический анализ холодильного цикла.....		379
5.1.2. Эксергетический анализ варианта 2		382
5.2 Финансовая оценка инвестиционного проекта: «Получение товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год»		385
5.2.1 Финансовая оценка инвестиционного проекта.....		387
5.3 Сравнение разработанного процесса получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации с современными зарубежными аналогами		401
Глоссарий основных терминов и понятий.....		405
Список использованных источников		414
ПРИЛОЖЕНИЯ.....		444

Введение. Актуальность проблемы и постановка задачи исследования

Инновационный путь развития любого государства, не исключая и Россию, зависит от уровня развития науки о технологиях. Дословно термин технология переводится как «учение о мастерстве». Существует мнение, что все типы кризисов в современном мире – энергетический, экологический, белковый или продовольственный являются следствиями общего технологического кризиса, характеризующего недостаточную эффективность использования сырья и энергии.

В условиях нарастающей глобализации и необходимости сохранения национальной идентичности Российской Федерации наибольшую актуальность приобретают вопросы научного обоснования устойчивого развития, способного не только обеспечить достойные условия жизни существующего поколения, но и оставить в наследство будущим поколениям полноценную среду обитания, что возможно только на основе научного системного подхода, обеспечивающего с одной стороны максимальную эффективность и конкурентоспособность технологий, а с другой – сохранение окружающей среды и развитие человеческого капитала.

Природные энергоносители остаются в настоящее время основными источниками сырья и энергии. При этом энергия – это движущая сила любого производства. Тот факт, что в распоряжении человека оказалось большое количество относительно дешевой энергии, заключенной в углеводородном сырье, в значительной степени способствовал индустриализации и развитию общества. Однако в настоящее время при огромной численности населения производство и потребление энергии становится потенциально опасным. Наряду с локальными экологическими последствиями, сопровождающимися загрязнением воздуха, воды и почвы, существует опасность существенного изменения мирового климата, в том

числе, в результате выбросов парниковых газов, среди которых ведущее место занимает диоксид углерода. Мир стоит перед дилеммой: с одной стороны, без энергии нельзя обеспечить благополучия людей, а с другой - сохранение существующих темпов ее производства и потребления может привести к разрушению окружающей среды.

В международных документах и комментариях к ним, определяющих стратегию мирового экономического развития, выделены наиболее важные приоритетные направления исследований, связанные с сокращением выбросов парниковых газов, в первую очередь диоксида углерода, и созданием энергосберегающих технологий.

В частности, проблема сокращения выбросов диоксида углерода представлена в международных документах – Киотском и Парижском Протоколах, которые стали регламентирующими документами по выбросам парниковых газов.

С учетом приоритетов природоохранной политики Международное энергетическое агентство в 2006 году представило несколько альтернативных сценариев развития мировой экономики на период до 2050 года [1,2], среди которых выделяется инновационный сценарий Ускоренного развития технологий (**Accelerated Technology scenarios, АСТ**). В рамках этого сценария реализуются следующие актуальные направления:

- энергоэффективность и энергосбережение (в том числе, когенерация);
- улавливание и захоронение CO₂ (**Carbon Capture and Storage, CCS**).

Все установки и системы ко, три и полигенерации являются многофункциональными, нацеленными на решение комплекса задач. По оценкам экспертов [3-5] большинство моделей климата показывают, что удвоение доиндустриальных уровней выброса диоксида углерода с большой вероятностью повлечет за собой увеличение на Земле средних глобальных температур примерно на 2 – 5 °С. Этот уровень выброса парниковых газов будет скорее всего достигнут между 2030 и 2060 годами. Нагрев на 5°С в мировом масштабе - это проблема, с которой еще не сталкивалась

человеческая цивилизация. Динамика выбросов диоксида углерода представлена на рис. 1. Доминирующее положение занимают объекты топливно-энергетического комплекса (ТЭК) [6].

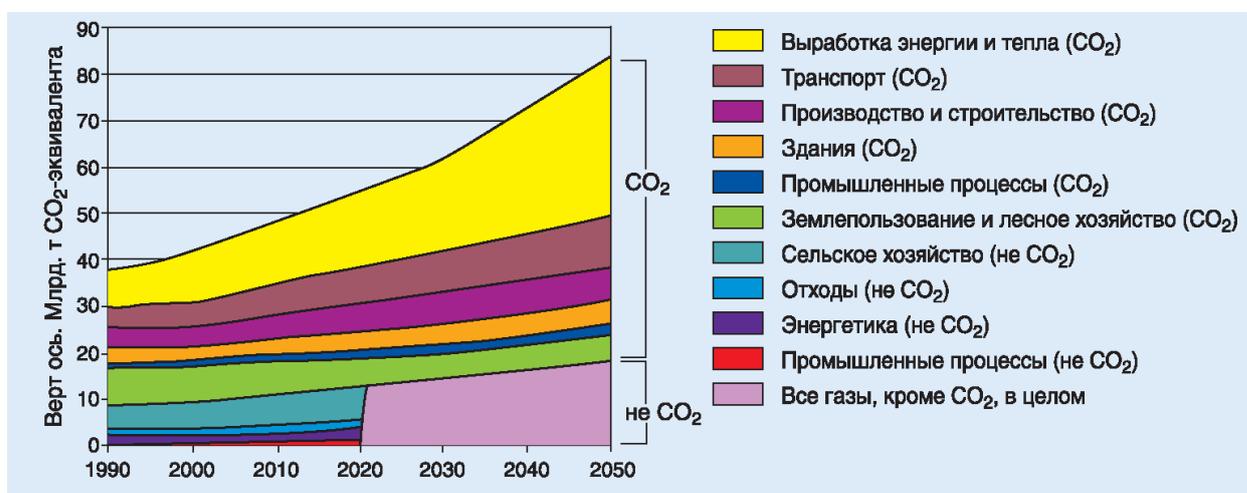


Рисунок 1 – Динамика выбросов парниковых газов в CO₂ - эквиваленте

Роль конкретных технологических инноваций при реализации АСТ – сценария представлена на рис. 2.

Как видно из рис. 2, безусловный приоритет имеют энергосбережение (45%), когенерация энергии (34%), а также процессы улавливания и захоронения CO₂ (CCS) [6].

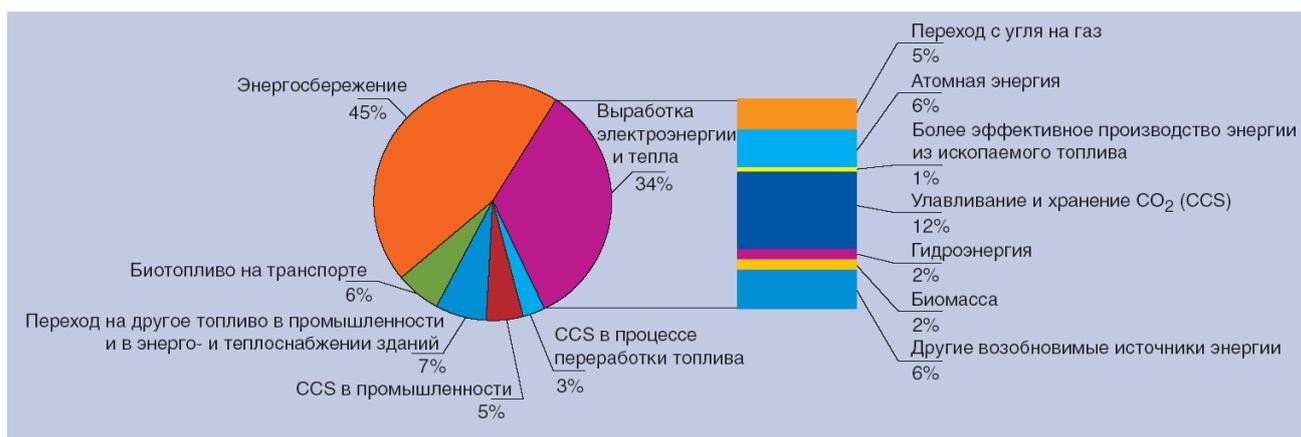


Рисунок 2 – Приоритетные технологии в рамках сценария Ускоренного развития технологий (АСТ)

Самыми масштабными источниками диоксида углерода являются дымовые газы, образующиеся при сжигании ископаемого топлива. При этом

дымовые газы, выбрасываемые в окружающую среду, имеют остаточный тепловой потенциал (тепловое загрязнение окружающей среды), который суммируется с общим трендом к изменению мирового климата в результате выброса диоксида углерода.

На диаграмме (рис. 3) представлен масштаб мировых выбросов дымовых газов по отраслям [6].

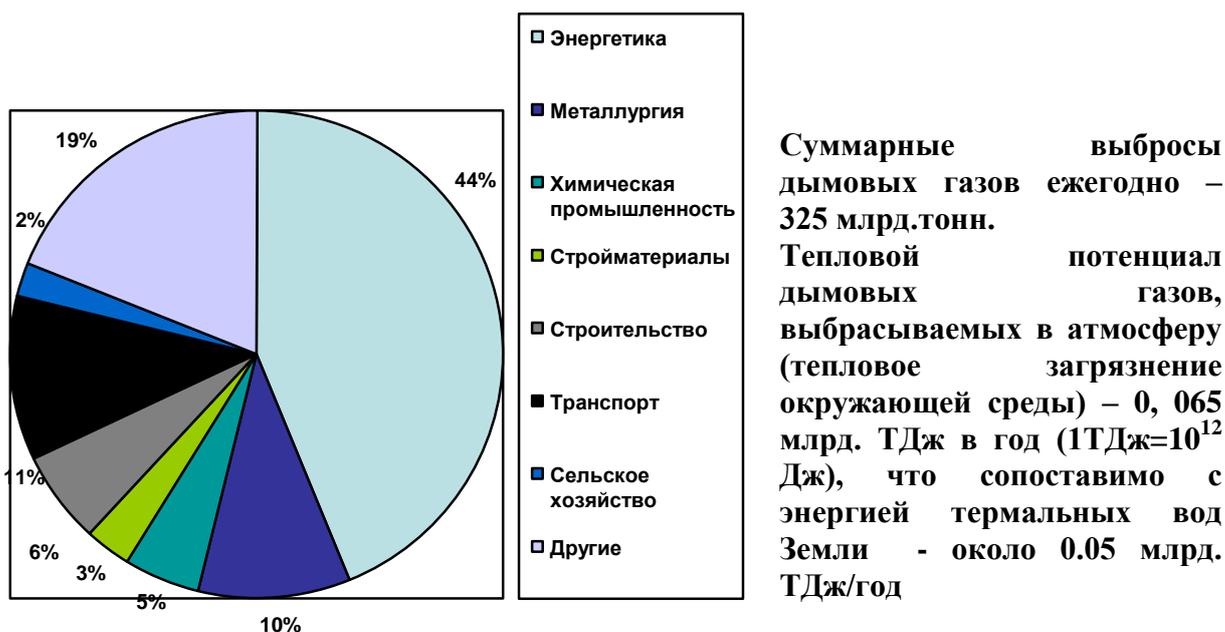


Рисунок 3 – Масштаб выбросов дымовых газов по секторам экономики

Как следует из рис. 3, в современных технологиях имеются неиспользованные ресурсы как теплоты, так и диоксида углерода, который может быть переведен в товарный продукт, то есть проблема энергосбережения связана в экологическом и экономическом планах с улавливанием диоксида углерода и выделением его в виде продукта.

В России внедрение экономически эффективных энергосберегающих технологий является одной из основных приоритетных задач в соответствии с принятым в ноябре 2009 года Федеральным Законом «Об энергосбережении». В работе на примерах технологий переработки природных энергоносителей решаются следующие актуальные задачи:

- глубокая утилизация остаточной теплоты очищенных от оксидов серы и азота дымовых газов;
- тригенерация – совместная выработка трех полезных продуктов;
- глубокое улавливание диоксида углерода из очищенных дымовых газов;
- полное предотвращение теплового загрязнения окружающей среды;
- получение диоксида углерода в виде товарного продукта;
- повышение термодинамического КПД технических решений.

Целью настоящей диссертационной работы является разработка multifunctionальных технологических систем переработки природных энергоносителей с оптимальными удельными расходами сырья, топливно-энергетических ресурсов, минимальным воздействием на окружающую среду и максимальным термодинамическим КПД на основе их оптимальной организации для создания новых технических решений в отраслях топливно-энергетического комплекса, нефтегазохимии и коксохимии.

Диссертационная работа выполнена в соответствии с Федеральной целевой программой «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технологического комплекса России за 2007-2013 годы» в рамках следующих поисковых НИР:

- Проведение проблемно-ориентированных поисковых исследований в области разработки высокоэффективных экологически чистых энергоблоков нового поколения по теме: «Создание нового энергосберегающего энергетического блока для утилизации теплоты дымовых газов с высоким термодинамическим КПД без выбросов диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла» (шифр 2011-1.6-516-023);
- Исследование возможности конверсии парниковых газов в полезные товарные продукты по теме: «Исследование возможности получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения» (шифр 2013-1.5-14-515-0043).

Работа состоит из введения, пяти глав, выводов, списка использованных литературных источников и приложений, включая акты приемки результатов НИР в рамках выполнения госзаданий, другие акты внедрения, заключения и протоколы испытаний.

Первая глава представляет собой литературный обзор, включающий три раздела:

- анализ теоретических разработок по проблеме оптимальной организации химико-технологических систем;
- актуальные вопросы переработки природных энергоносителей в контексте задач энергосбережения и способов улавливания диоксида углерода;
- выбор научной парадигмы.

Первый раздел литературного обзора систематизирует подходы к проектированию оптимальных химико-технологических систем в части применяемых критериев от частных, в виде расходных коэффициентов, до наиболее общих, таких как устойчивость и организованность. В этой связи в разделе представлены методы, основанные на эксергетической, эксергоэкономической и информационной концепциях. Особое внимание уделено современному методу оптимальной организации ХТС на основе Пинч-анализа. Приведены основные количественные зависимости критериев оценки химико-технологических систем (ХТС) и различные постановки задач анализа, оптимизации и синтеза энергосберегающих ХТС. Рассмотрены достоинства и недостатки этих концепций и методов.

Второй раздел литературного обзора содержит актуальные вопросы переработки природных энергоносителей в контексте приведенных во введении приоритетов мировой политики в области энергосбережения, энергоэффективности и охраны окружающей среды. В данном разделе акцент сделан на анализе способов восстановления работоспособности технологических потоков, использующих энергию низкого и среднего потенциалов на основе тепловых насосов и тепловых двигателей, способных

как повышать тепловой потенциал потоков, так и вырабатывать механическую работу или электроэнергию. С точки зрения практической направленности работы рассматриваются вопросы глубокой утилизации остаточной теплоты при использовании природных топлив и перспективности в этой связи использования термодинамического цикла Ренкина для создания энергосберегающих технических решений в условиях дефицита работоспособной энергии. Раздел также содержит систематизацию методов и способов улавливания диоксида углерода, указывающую на перспективность использования криогенных процессов, позволяющих получать вещества высокой степени чистоты. Третий раздел литературного обзора содержит выбор научной парадигмы исследования, основанной на наличии взаимосвязи между организованностью и оптимальной дифференциацией функций системы между ее элементами и подсистемами в соответствии с законом системной организации К.Ф. Рулье, что позволит разработать методологию создания multifunctionальных ХТС, способных решать комплекс задач. Завершается глава выводами.

Вторая глава представляет собой теоретическую часть исследования по разработке научных основ создания организованных multifunctionальных технологических систем.

В главе представлены следующие аспекты научного подхода:

- обоснование и вывод количественной характеристики, учитывающей дифференциацию функций системы между элементами, на основе информационной модели исходов;
- оптимальное усложнение системы при увеличении в ней количества элементов, необходимых для решения целевых задач;
- оптимальная дифференциация функций системы между ее элементами;
- оптимальная дифференциация функций внутри сложных элементов;
- оптимальная топологическая организованность системы;

- методы разделения затрат на организацию процесса между потоками многопоточных элементов.

Приводятся методики расчета характеристик организованности и дается анализ их влияния на критерий системы в целом.

Рассмотрены различные стратегии оптимальной организации технологических систем, в частности:

- оптимизация для систем с заданным типом и множеством элементов;
- проектирование (синтез) неоднородных ХТС, когда количество и тип элементов может изменяться. Глава завершается выводами.

В третьей главе рассмотрены примеры разработки multifunctionальных технологических систем переработки природных энергоносителей на основе различных стратегий.

Оптимальная организация (оптимизация) ХТС с заданным типом и множеством элементов, основанная на стратегии принятия решений «сверху-вниз» была применена для следующих технологических систем переработки природных энергоносителей:

- отопительная система печи коксования;
- процесс пылеугольной газификации бурого угля;
- высокотемпературная конверсия оксида углерода;

Вторая стратегия основана на методике проектирования (эволюционного синтеза) ХТС при ее усложнении, рассмотренной во второй главе, и представляет собой последовательную процедуру создания организованного технического решения.

Данная стратегия была реализована при создании организованной ХТС получения из бурого угля синтез-газа определенного состава, необходимого для синтеза метанола и высших спиртов, а также при разработке multifunctionальной системы энерготехнологического использования попутного нефтяного газа шельфовых месторождений и оптимальных теплоэнергетических систем, имеющих коммерческий потенциал использования.

Четвертая глава посвящена решению одной из актуальных практических задач – разработке способа получения товарного диоксида углерода из очищенных дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения. Разработка способа получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения имеет два аспекта:

- разработка оптимально организованного технического решения энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода из очищенных дымовых газов;
- разработка математической модели процесса получения диоксида углерода из дымовых газов и экспериментальные исследования процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода из газового потока и качества получаемого продукта.

При решении первой задачи был проведен анализ оптимальной организации подсистемы утилизации теплоты отходящих дымовых газов на основе различных вариантов структуры цикла Ренкина (тепловой двигатель) для исходной выборки низкокипящих рабочих тел от метана до н-пентана на основе критериев усложнения. Рассматривались три варианта структуры цикла Ренкина: классический, модифицированный с регенератором и структура с «гипотетическим регенератором» (в терминологии автора). Был сделан вывод о целесообразности разработки энергоблока тригенерации нового поколения на основе интеграции цикла Ренкина с гипотетическим регенератором на метане и холодильного цикла с процессом низкотемпературной десублимации диоксида углерода. Для оценки показателей энергоэффективности цикла Ренкина были проведены режимные испытания теплового двигателя мощностью до 3 кВт на паре и воздухе и на основе эксергетических показателей и подтверждена целесообразность генерации холода в энергоблоке тригенерации нового поколения. В ходе решения задачи оптимальной организации энергоблока тригенерации были также решены вопросы оптимизации процесса многоступенчатого сжатия по

критерию минимума мощности на сжатие и выбора оптимальной топологии подсистемы холодильного цикла, интегрируемой с циклом Ренкина. В рамках изучения возможности получения товарного диоксида из дымовых газов проводились теоретические и экспериментальные исследования процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода из газовой смеси. Теоретические исследования представлены разработанной автором математической моделью процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода. В рамках экспериментальных исследований автором была разработана лабораторная установка и проведен комплекс исследований по низкотемпературной десублимации диоксида углерода из газовой смеси с последующим анализом получаемого десублимата.

В результате теоретических и экспериментальных исследований была подтверждена возможность получения товарного диоксида углерода из очищенных дымовых газов, разработана адекватная математическая модель процесса низкотемпературной десублимации, на основании которой определены основные параметры процесса десублимации. В ходе исследования был получен патент на способ получения электроэнергии, холода и диоксида углерода из дымовых газов (Патент RU2482406C1 от 20.05.2013 г.) и два свидетельства о государственной регистрации программ для ЭВМ: «Расчет модели десублимации диоксида углерода из очищенных дымовых газов ТЭС в кожухотрубчатом теплообменнике» (№ 2013617120 от 01.08.2013 года) и «Расчет схемы: модифицированный цикл Ренкина на НРТ с регенератором» (№ 2013617121 от 01.08.2013 года). В главе представлена методика технической реализации энергоблока тригенерации в целом, способного обеспечить получение товарного диоксида углерода с содержанием его в дымовых газах в диапазоне от 6 до 10 об. % (в расчете на влажный газ), что характерно при сжигании традиционных природных топлив.

Глава завершается выводами.

В пятой главе приводится технико-экономическая оценка оптимально организованной системы получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации, включающая три аспекта:

- оценку синергетического эффекта тригенерации на основе эксергетических показателей по отношению к отдельным способам;
- финансовую оценку инвестиционного проекта по получению товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации;
- сравнение разработанного энергоблока тригенерации с современными зарубежными аналогами идентичной производительности.

В главе представлен анализ показателей энергоэффективности (эксергетического КПД) оптимально организованной системы получения товарного диоксида углерода по сравнению с объединением отдельных подсистем рекуперации теплоты дымовых газов и улавливания из них диоксида углерода для подтверждения достижения синергетического эффекта тригенерации. Представлен финансовый план инвестиционного проекта: «Получение товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год» с возможностью реализации на мировом углеродном рынке углеродной квоты, равной предотвращенному выбросу диоксида углерода. В главе также дается сравнение разработанного способа получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации по отношению к лучшим зарубежным аналогам на основании принятого в международной практике единого критерия оценки подобных проектов в CO_2 -эквиваленте. Главу завершают выводы.

Выводы по работе в целом содержат основные результаты теоретических и практических исследований автора, подтверждающие достижение поставленной цели исследования. Завершает диссертационную работу глоссарий основных понятий, список использованных литературных источников и приложения к диссертационной работе.

Глава 1. Анализ научных подходов оптимальной организации химико-технологических систем и актуальных задач переработки природных энергоносителей

Под термином «оптимальная организация» в работе понимаются процедуры оптимизации и синтеза ХТС в соответствии с общей постановкой задачи создания объектов с высокой степенью организованности (упорядоченности), поскольку стремление к организованности отражает объективную тенденцию в построении любых систем. Более детально термин представлен в глоссарии. Проведем анализ научных подходов оптимальной организации химико-технологических систем и актуальных задач переработки природных энергоносителей, представленных во введении, в трех аспектах:

- состояние теоретических разработок по проблеме оптимальной организации химико-технологических систем;
- актуальные вопросы переработки природных энергоносителей в контексте задач энергосбережения и способов улавливания диоксида углерода;
- выбор научной парадигмы.

1.1 Состояние теоретических разработок по проблеме оптимальной организации химико-технологических систем

В настоящее время нет единого научного подхода на вопросы развития человеческого общества в связи с комплексом существующих проблем: устойчивого развития, изменения мирового климата, охраны окружающей среды, рационального использования природных ресурсов, дефицита работоспособной энергии и другими. Многочисленные прогнозы основываются часто на противоположных точках зрения: оптимистических и

пессимистических, от неограниченности природных ресурсов и способности природы к самовосстановлению до неизбежности полной ее деградации, исчезновению видов и регрессу общества. Оптимистическая точка зрения основывается на концепции «сбалансированного мира», когда большинство проблем мировое сообщество должно будет решать сообща. Пессимистическая точка зрения базируется на концепции «следования традициям», когда развивающиеся страны должны будут пройти путь развитых стран, а, следовательно, повторить их ошибки.

Энергия, как отмечалось во введении, играет ключевую роль в технологиях, вследствие чего в последнее время химико-технологические системы стали называть энерготехнологическими системами, а энерготехнология стала направлением минимизации затрат энергии на получение продукта заданного качества и в необходимом количестве. Эффективность природных энергоносителей, используемых по топливному варианту можно отобразить на диаграмме (рис. 1.1).

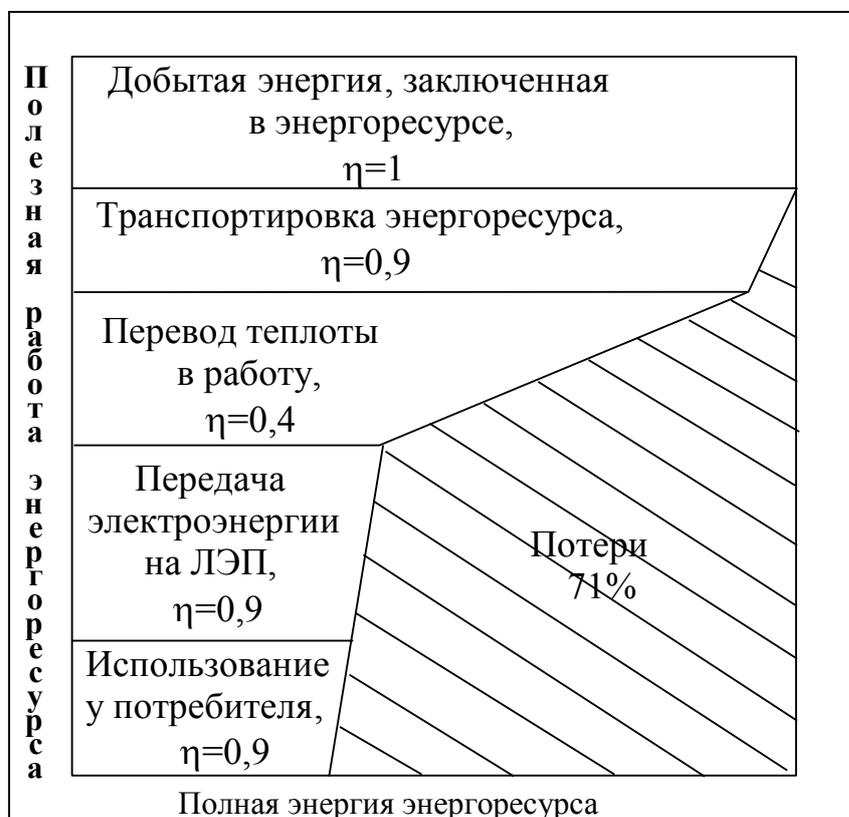


Рисунок 1.1 – Полезная работа энергоресурса

Ключевым вопросом оптимальной организации ХТС является выбор критерия оптимальности. От критерия во многом зависит процедура поиска оптимального решения. Представим используемые в настоящее время критерии в иерархической подчиненности: от частных до общих.

1.1.1 Иерархия критериев в задачах оптимальной организации химико-технологических систем

Иерархию критериев в задачах оптимальной организации ХТС можно представить следующим образом табл. 1.1.

Таблица 1.1 – Иерархия критериев оптимальной организации ХТС

Уровень принятия решений	Критерий	Целевой эффект	Обосновывающее положение (закон)
АНАЛИЗ	Расходные нормы по сырью, топливу, греющему пару, воде и т.д.	Минимизация расходования энергии	Законы сохранения вещества и энергии
	Эксергетический КПД или потери эксергии	Экономия работоспособной энергии как результат эксергосбережения	Первый и второй законы термодинамики
	Эксергоэкономические или экономические критерии	Эксергосбережение и минимизация неэнергетических затрат	Первый и второй законы термодинамики и оценка неэнергетических затрат
СИНТЕЗ	Устойчивость	Эксергосбережение как следствие повышения устойчивости	Закон максимизации энергии Г. и Э. Одумов
	Организованность	Эксергосбережение, устойчивость, управляемость как следствие повышения организованности	Закон усложнения или системной организации К.Ф. Рулье (один из эволюционных законов Биосферы)

Низшим звеном в иерархии критериев оптимальной организации ХТС являются расходные показатели по сырью, топливу, пару, химически очищенной и оборотной воде и другие. В частности, на основании показателя затрат по топливу в качестве энерготехнологического решения в работе [7] было обоснован отказ от способа термического сжигания органических отходов в производствах фталевого и малеинового ангидридов и переход к способу каталитического сжигания при более низких температурах и соответственно меньших расходах топлива.

Однако, как показал более детальный анализ, представленный в работе [8], предложенное в работе [7] решение не является оптимальным в силу того, что был использован частный критерий, не отражающий к тому же качественную сторону энергетических превращений и не учитывающий возможности восстановления работоспособности технологических потоков. В этой связи работах [9,10] были предложены способы оптимальной организации технологических систем фталевого и малеинового ангидридов, связанные с разработкой более эффективных систем когенерации. Поэтому в настоящее время в большинстве своем исследователи отказываются от вышеперечисленных частных критериев и используют критерии следующего иерархического уровня, связанные как с количественной, так и с качественной сторонами превращений энергии.

К этим критериям относятся абсолютные и относительные эксергетические критерии. С использованием эксергетических критериев и характеристик у термина энергосбережение появился физический смысл – сохранение работоспособной энергии или эксергосбережение.

Следующий иерархический уровень занимают комплексные экономические и эксергоэкономические критерии, тенденции которых для организованных ХТС задают не только законы термодинамики, но и экономические законы развития социума. Из экономических наиболее часто используются такие критерии как приведенные затраты, прибыль, стоимость единицы продукта.

Следующую иерархическую нишу занимает общие критерии, которые в зависимости от уровня обобщения исходного материала мотивированы либо законами развития живой материи, либо как живой, так и неживой материи. Это в первую очередь критерий устойчивости системы, повышение которой обосновано общими энергосберегающими тенденциями в развитии живой материи. Повышение устойчивости является следствием закона максимизации энергии Г. и Э. Одумов. При этом эксергосбережение является следствием повышения устойчивости системы. Согласно закону Одумов [11] «В соперничестве с другими системами выживает (сохраняется) та из них, которая наилучшим образом способствует поступлению энергии и использует максимальное ее количество наиболее эффективным способом». Данный критерий обосновывает наличие энергосберегающих тенденций в развитии живой материи, которые могут быть интерпретированы и на уровне синтеза технологических решений.

Однако критерий устойчивости, в свою очередь, является частным критерием более общего, планетарного критерия организованности или упорядоченности. При этом повышение организованности любой системы является следствием эволюционного закона усложнения или системной организации К.Ф. Рулье. Смысл закона К.Ф. Рулье и сфера его влияния сводятся к следующему [11]: «Историческое развитие живых организмов (а также всех природных систем) приводит к усложнению их организации путем нарастающей дифференциации (разделения) функций и органов (подсистем), выполняющих эти функции. Распространение Закона на более широкий круг природных систем закономерно, так как такое усложнение наблюдается в развитии экосистем (а также многих социальных и технических систем)».

Таким образом, эволюционный закон К.Ф. Рулье выступает как общий закон оптимальной организации любого типа систем, априори обеспечивая повышение их устойчивости и достижения энергосберегающих показателей, не прибегая к частным критериям и частным постановкам задач.

1.1.2 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе эксергетической концепции

Эксергетический метод термодинамического анализа, совмещающий в себе первое и второе начала термодинамики и имеющий в качестве «вещества отсчета» реальную или гипотетическую окружающие среды, актуален в настоящее время для анализа и оптимизации широкого круга процессов химической технологии. В качестве количественной меры в данном подходе выступает обратимая работа по переводу вещества в состояние равновесия с окружающей средой или эксергия [12]. Основы эксергетического метода были разработаны еще в 30-х годах двадцатого века Дж. Гиббсом [13], Ж. Гюи [14], А. Стодолой [15] и другими [16,17]. Эксергетический метод был впоследствии развит как в работах В.М. Бродянского [18-22], так и зарубежных ученых Я. Шаргута и Р. Петелы [23], В. Фратшера и К. Михалека [24], Х. Байера [25-28] и других ученых [29-30].

В эксергии технологического потока выделяют, как правило, две ее составляющие: физическую и химическую. Сумма физической и химической эксергии составляет общую эксергию, выраженную через характеристики энтальпии, энтропии и химические потенциалы потоков:

$$E_i = H_i - H_0 - T_0(S_i - S_0) - \sum_{j=1}^N x_j(\mu_j - \mu_0) \quad (1.1)$$

или в дифференциальной форме

$$e_i = (T_i - T_0)dS + vdp + \sum_{j=1}^N (\mu_j - \mu_0)dx_j \quad (1.2)$$

Для характеристики системы используются либо абсолютные критерии – потери эксергии, определяемые из баланса эксергии, либо относительные – эксергетический КПД:

$$\eta_{ex} = \sum_i E_{\text{вых},i} / E_{\text{вх},i} \quad (1.3)$$

Анализ термодинамической необратимости и движущих сил химических, массообменных и теплообменных процессов позволяет найти разнообразные технические приемы снижения эксергетических потерь,

начиная с простейших, связанных с изменением режимных параметров до изменения топологии ХТС и конструкционных параметров процессов.

Работы последних лет были сконцентрированы по большей части на агрегированных объектах – химико-технологических системах, «белых пятнах» в методических вопросах в отношении расчета химических процессов и анализе новых технологических решений по энергосбережению.

Методическим вопросам оценки эксергии были посвящены работы [18-22, 31-38]. Особенности этих работ являются возможности расширения понятий об окружающей среде – веществе отсчета, введение гипотетической окружающей среды для расчета химической составляющей эксергии в процессах, где отсутствуют данные о химических потенциалах и составе веществ, а также введение понятия транзитной эксергии, значение которой в процессах не изменяется. Исключение транзитной составляющей эксергии из оценки процессов приводит к более корректной оценке их эффективности, однако не отличается методической общностью. В связи с актуальностью проблемы энергосбережения активно стали развиваться энергетические, в том числе, альтернативные технологии, которые стали оказывать свое воздействие на развитие традиционных способов преобразования вещества в ХТС. В целом эксергетический метод анализа и оптимизации придал термину энергосбережение корректный смысл, заключающийся в сохранении работоспособной энергии. Анализ термодинамических циклов и установок были посвящены работы [39-60]. При этом в работах [42-47, 54] дана эксергетическая оценка системам ко- и тригенерации энергии. В работе [49] рассмотрены термодинамические подходы к оптимальной организации процесса бинарной ректификации. Анализ энерготехнологических систем с позиции классического эксергетического подхода посвящен ряд работ практической направленности, в частности, угольных мини-ТЭС [44], газификации угля [53], производства аммиака [56], переработки отходов [57], низкотемпературных термодинамических циклов [58].

1.1.3 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе эксергоэкономической концепции

Эксергоэкономика или как ее часто называют термоэкономика – есть объединение эксергетического метода анализа и технико-экономической оптимизации для комплексного анализа процессов химической технологии [61,62]. Работ в этой области не так много, как в базовом эксергетическом подходе, что объясняется возникшими трудностями в распределении неэнергетических затрат между потоками продуктов в многоцелевых процессах и системах. Поэтому большинство работ по научной интерпретации эксергоэкономического метода имеют сугубо методический характер [63-68]. В эксергоэкономическом анализе разделяют затраты на производство продукции на две составляющие: энергетические и неэнергетические. Первые непосредственно связаны с термодинамическими характеристиками потоков в процессах. В свою очередь, неэнергетические затраты включают отчисления с капитальных вложений и постоянную часть эксплуатационных затрат. Для анализа, оптимизации и синтеза технологических систем необходимо иметь критерий или целевую функцию в общем виде.

Существующие методики оперируют, как правило, модификациями следующего критерия оптимальности функционирования системы:

$$R = \min C_{\text{пр}} = \min \left(\sum_{j=1}^J C_{c,j} E_{c,j} + \sum_k^K Z_{\text{нэ},k} \right) / \sum_l^L E_{l,\text{пр}} \quad (1.4)$$

Минимизация данной функции, учитывающей стоимости единиц эксергии сырьевых (входных) потоков и собственно значения эксергий сырьевых потоков и потоков продуктов в годовом исчислении с учетом неэнергетических затрат, является оптимизационной процедурой [69].

Эксергоэкономический анализ, за исключением простейших случаев, проводится на основе декомпозиции системы на зоны, участки. В основе анализа ХТС лежит составление уравнений балансов затрат зон и участков

системы. Для зоны с одним входом эксергии и единственным выходным потоком уравнение баланса затрат выглядит следующим образом:

$$Z^{prod} = Z^{эн} + Z^{юн}, \quad (1.5)$$

где Z^{prod} – приведенные затраты на продукт.

Удельная стоимость эксергии продукта:

$$C^{prod} = \frac{C^{эн} \cdot E^{ex}}{E^{prod}} + \frac{Z^{юн}}{E^{prod}} = \frac{C_{эн}}{\eta_{ex}} + \frac{Z^{юн}}{E^{prod}} \quad (1.6)$$

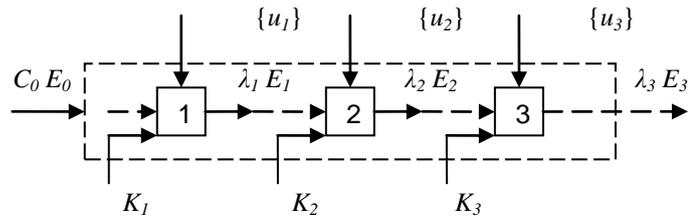
В комплексных установках, предназначенных для выпуска нескольких продуктов, в одной зоне может осуществляться получение нескольких целевых потоков или отвод промежуточных продуктов. Технологический анализ процесса, как правило, не дает оснований для непосредственного распределения затрат зоны между продуктами. Использование же методов распределения затрат, не учитывающих термодинамические показатели зоны, некорректно. Для распределения затрат по зонам в эксергоэкономике используют два метода [70]: метод «выделения», при котором выделяется целевой процесс и все затраты относятся к нему и «уравнительный» метод, при котором затраты распределяются пропорционально эксергии обоих продуктов. В методическом плане интерес представляют работы [71,72], в которых предпринята попытка аналитического решения задачи оптимизации по эксергоэкономическому критерию. На рис. 1.2. представлена система, состоящая из трех зон, отображающих для простоты однопоточные процессы.

В качестве критерия оптимизации в работах [71,72] был принят эксергоэкономический критерий в виде:

$$R = C_0 E_0 + K_1 + K_2 + K_3$$

Неразрывность потоков эксергии от зоны к зоне учитывалась авторами на основании следующих ограничений:

$$\begin{aligned} E_1 &= \varepsilon_1(E_0; u_1); E_2 = \varepsilon_2(E_0; u_1); E_3 = \varepsilon_3(E_0; u_1); \\ K_i &= k_i(E_i; u_i), i = \overline{1,3} \end{aligned} \quad (1.8)$$



$\{u_i\}$ – параметры организации процессов или произвольные управляющие параметры (например, расход топлива, коэффициент избытка воздуха и др.); C_0, E_0 – стоимость единицы входной эксергии и входная эксергия; λ_i – множители Лагранжа – стоимости единицы эксергии выходных потоков, подлежащие определению; E_i – эксергии выходных потоков; K_i – неэнергетические затраты $Z^{нэ}$, равные доле капитальных затрат K от амортизации.

Рисунок 1.2 – Схема ХТС с тремя зонами диссипации эксергии

Поиск оптимального решения функции (1.7) с учетом ограничений типа равенств (1.8) осуществлялся на основании метода неопределенных множителей Лагранжа. Собственно множители Лагранжа по физическому смыслу совпадают со стоимостями единиц эксергии промежуточных потоков и потока продукта.

Система необходимых условий экстремума функции Лагранжа приводит к выражениям для множителей Лагранжа – суть стоимостей эксергии промежуточных потоков и потока продукта, которые по условию задачи необходимо минимизировать:

$$\lambda_1 = \frac{C_0}{\partial E_1 / \partial E_0} \quad (1.9)$$

$$\lambda_2 = \frac{C_0}{\frac{\partial E_1}{\partial E_0} \frac{\partial E_2}{\partial E_1}} + \frac{\partial K_1}{\partial E_1} \bigg/ \frac{\partial E_2}{\partial E_1} \quad (1.10)$$

$$\lambda_3 = \frac{C_0}{\frac{\partial E_1}{\partial E_0} \frac{\partial E_2}{\partial E_1} \frac{\partial E_3}{\partial E_2}} + \frac{\partial K_2}{\partial E_2} \bigg/ \frac{\partial E_3}{\partial E_2} \quad (1.11)$$

Уравнения (1.9) – (1.11) могут быть представлены только для однопоточных процессов, для которых не требуется распределения неэнергетических затрат между потоками продуктов. Для более сложных

систем такая постановка неразрешима с позиции эксергоэкономического подхода. Кроме того, в множителях Лагранжа, начиная со второго, имеются неопределенности в части частных производных капитальных затрат по эксергиям. В свете этого, эксергоэкономика подобно эксергетическому анализу, используется при анализе систем лишь как некоторая интегральная оценка эффективности энергосберегающих технологий с учетом фактора капитальных затрат [73-76].

С развитием информационных технологий [77-81] проблема оптимальной организации ХТС решается путем создания программного обеспечения, способного использовать эксергетические или эксергоэкономические критерии для оптимизации и синтеза систем на всех этапах принятия решений.

1.1.4 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе концепции Пинч-анализа

В настоящее время наибольший научный интерес представляет новое направление оптимальной организации ХТС, названное Пинч-анализом, в основе которого используются эксергетические, эксергоэкономические или экономические критерии. Этот подход к оптимальной организации систем доминирует в настоящее время в научной практике.

Начало Пинч-анализу положили работы английской [82,83] и японской школ [84,85]. Пинч-анализ – методология энергосбережения посредством оптимальной интеграции тепловых потоков в системе [86]. Пинч-анализ основан на графическом представлении эксергетических потерь источников и стоков теплоты. Первоначально потери эксергии представлялись как разница площадей эксергий источников и стоков в диаграмме: Теплота - КПД Карно. В дальнейшем стали использовать диаграмму в координатах энтальпия – температура [87]. Минимизация потерь эксергии достигается

приближением кривых источников и стоков друг к другу. Точка наибольшего сближения полученных кривых – это наименьший перепад температур при выборе схемы межпоточного теплообмена, то есть, узкое лимитирующее место, названное «пинчем» (пережим), по аналогии с пинчем в физике.

Основными этапами Пинч-анализа применительно к проектированию ХТС являются:

- 1 – выборка необходимых исходных данных (Data Extraction);
- 2 – задание целей (Targeting);
- 3 – проектирование (Design);
- 4 – оптимизация (Optimization), при которой первоначальная ХТС усовершенствуется.

Наиболее трудоемкими этапами в Пинч-анализе являются проектирование и оптимизация.

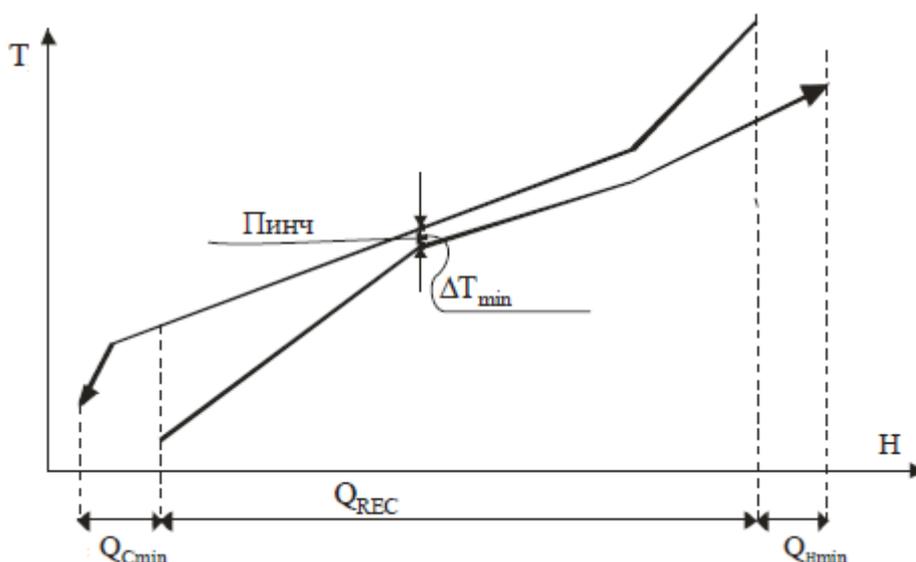
Задача проектирования химико-технологической системы в Пинч-анализе является поэтапной [86]. Как правило, процедура проектирования начинается с выбора реактора или реакторов и подсистемы разделения. На этом этапе определяются оптимальные условия работы реактора и формируются потребности в нагревании и охлаждении технологических потоков. Если потребности в нагревании или охлаждении обеспечить невозможно за счет внутренних ресурсов системы, выбираются вспомогательные внешние источники или стоки (утилиты). Таким образом, в первом приближении, определяется первоначальный вариант ХТС в целом. Метод Пинч-анализа подразумевает возможность улучшения первоначального варианта ХТС путем возврата к проектированию реактора или системы разделения для достижения оптимальной тепловой интеграции потоков.

Наиболее отработан метод Пинч-анализа для оптимизации систем теплообмена. Исходными данными для оптимизации системы теплообмена являются данные материального и теплового балансов. При этом для каждого

технологического потока определяются: исходная температура T_S ; целевая (конечная) температура T_T (до которой поток должен быть нагрет или охлажден); теплоемкость C_p , изменение энтальпии H (теплота).

На следующей стадии в первом приближении выбирается минимальная разность температур. Для проектирования, определяющим при выборе данного значения является тип теплообменника и характеристики потоков. В частности, для кожухотрубчатых теплообменников это значение не меньше $3-5\text{ }^\circ\text{C}$, в то время как для пластинчатых теплообменников возможны значения $2-3\text{ }^\circ\text{C}$. Обычно типовые значения минимальной разности температур указываются в различных литературных источниках.

Оптимизацию системы теплообмена осуществляют на основе минимизации потерь эксергии и минимума капитальных затрат. Для минимизации потерь эксергии используют метод тепловых диаграмм в координатах теплота – КПД Карно или энтальпия – температура [87] $T-H$ (рис.1.3).



Обозначения: ΔT_{\min} – минимальная разность температур, Q_{REC} – суммарная тепловая нагрузка потоков без дополнительных энергозатрат, Q_{Hmin} , Q_{Cmin} – минимальное количество дополнительного тепла или холода соответственно.

Рисунок 1.3 – Графическая интерпретация Пинч-анализа (верхняя кривая – источники; нижняя кривая – стоки).

На диаграмме общий вид всех источников (горячие потоки) представляется путем их комбинирования в заданных температурных диапазонах [88]. При анализе тепловых диаграмм используют три основных правила (пинч-правила):

1. Не должно быть теплопередачи поперек пинча;
2. Не должно использоваться дополнительное охлаждение выше пинча;
3. Не должен использоваться дополнительный нагрев ниже пинча.

После определения минимальных количеств дополнительных теплоты и холода выбираются вспомогательные потоки (утилиты). Наиболее распространенным теплоносителем является пар. Для охлаждения потоков используются: обратная вода, воздушное охлаждение, холодильные циклы и др. (в т.ч. и парогенератор и др.). При проектировании теплообменных систем с большим количеством элементов на тепловой диаграмме необходимо разместить большое число различных утилит, что затрудняет ее анализ. Поэтому в работах [88,89] для анализа сложных теплообменных систем было предложено использовать большую составную кривую или БСК (*grand composite curve*), которую можно построить на основе данных теплового баланса в тех же координатах: температура – энтальпия (изменение энтальпии). На рис. 1.4 показан график БСК теплообменной системы.

Заштрихованные области на графике БСК определяют дополнительные возможности рекуперации теплоты. Поскольку движущая сила для участков кривых в каждом интервале минимальна, то это позволяет использовать утилиты при более низких температурах.

С помощью БСК было предложено оценивать различные альтернативы использования утилит на примере схемы интеграции печи с тепловой или холодильной машинами, позволяющими вырабатывать электроэнергию или холод, а также с тепловыми насосами [88].

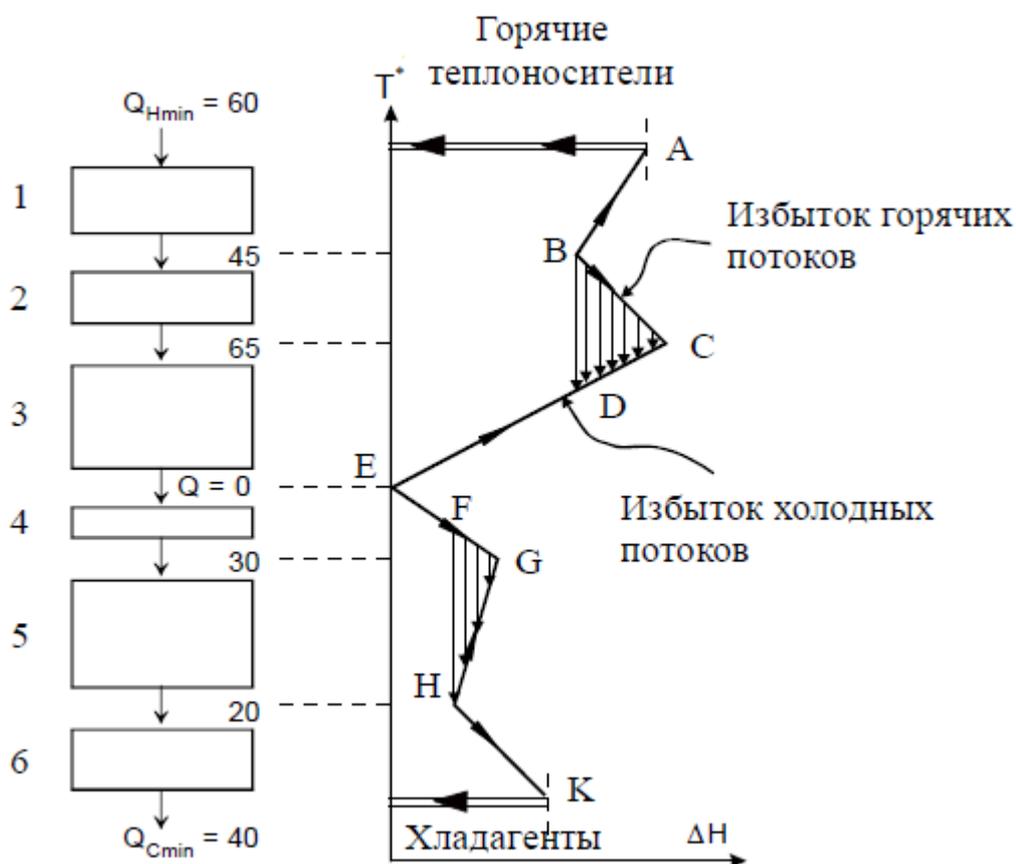


Рисунок 1.4 – Пример построения графика БСК

Количественно оценка суммарных энергозатрат производится на основании полученных данных об утилитах следующим образом: $\sum_U Q_U \cdot C_U$, где U – число утилит, Q_U – тепловая нагрузка утилиты, C_U – стоимость утилиты. Для комплексной оценки данные энергозатрат дополняются данными капитальных затрат теплообменной системы, которые зависят от следующих факторов: количества теплообменников, суммарной поверхности теплообмена, количества секций в теплообменных аппаратах, типа оборудования, конструкционных материалов и давления.

В работе [90] для определения минимального количества теплообменников предложено использовать математическую теорию графов. В этом случае точки графа отвечают процессным и вспомогательным потокам (утилитах), а связи между точками – организации процесса теплообмена между потоками.

При первоначальном задании значений капитальных затрат необходимо распределение суммарной поверхности теплообмена между теплообменниками (или между теплообменными секциями). Наиболее простым предположением является предположение о равномерном распределении теплообменной поверхности по теплообменникам [91,92].

Для предварительной оптимизации проекта ХТС всю расходную часть проекта приводят к одному базису. В качестве базиса обычно выбираются затраты за год. Оптимальное значение ΔT_{min} выбирается, исходя из оптимума по суммарным годовым затратам (рис.1.5). Это помогает определить проектировщику оптимальное значение ΔT_{min} и начать проектирование с топологической структуры тепловой сети ХТС, которая будет близкой к глобальному оптимуму.

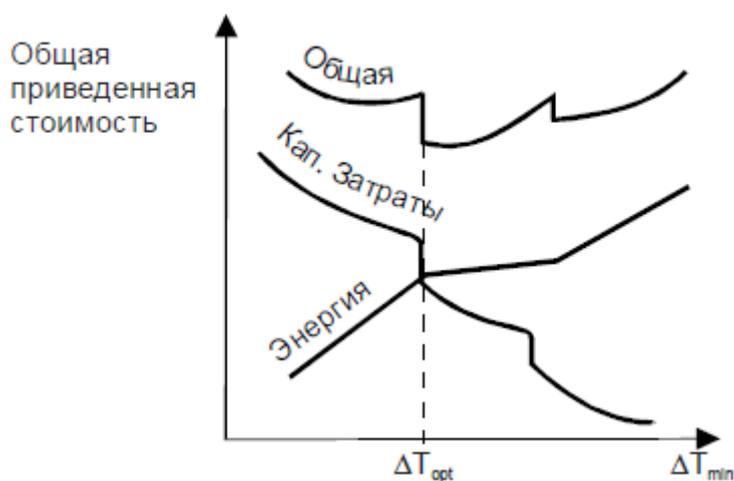
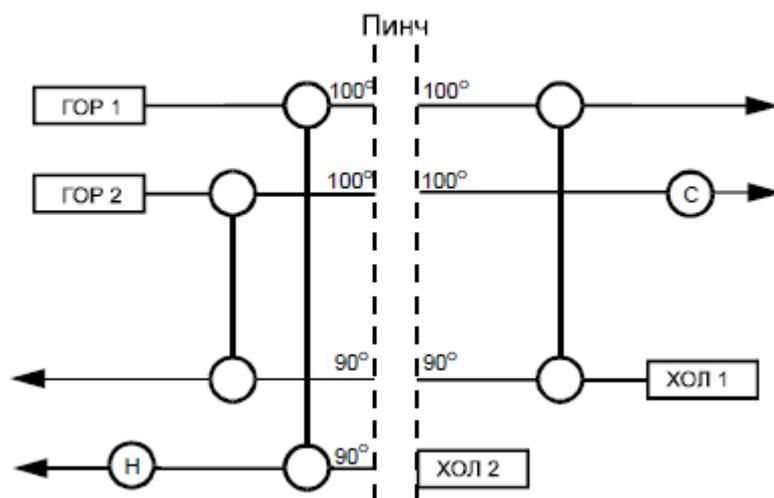


Рисунок 1.5 – Величина общей приведенной стоимости как функция ΔT_{min}

Определив потребности в нагревании и охлаждении технологических потоков для теплообменной системы, переходят непосредственно к процессу проектирования. Для проектирования системы теплообмена в работе [82] предложено представлять варианты ее организации в виде схематической диаграммы, отражающей теплообменные операции для каждого потока по температурной шкале (*сеточная диаграмма, grid diagram*).

На рис. 1.6 представлен вариант сеточной диаграммы.



Обозначения: Кружками показаны теплообменники, соединяющие два потока. Кружки без связей обозначают утилиты. Пинч-точка разделяет ХТС на две подсистемы.

Рисунок 1.6 – Сеточная диаграмма теплообмена.

Метод Пинч-анализа применим к проектированию систем, содержащих массообменные процессы. В частности, построение составных кривых колонны или БСК колонны может быть осуществлено с помощью моделирования методом «от тарелки к тарелке». Составные кривые описывают движение пара и жидкости вверх и вниз колонны и одновременно характеризуют движущие силы процесса. С помощью составных кривых колонны можно легко определить стоимость колонны. Такие методы оценки стали применяться в проектировании дистилляционных систем с начала 90-х годов. Они были использованы как при оптимизации индивидуальных колонн, так и при реконструкции интегрированных дистилляционных систем [93], а также при проектировании ректификационных колонн с промежуточным охлаждением и тепловыми насосами [94-98]. При оптимизации сложных систем разделения или реакторов в интеграции с системами теплообмена требуется одновременное решение проблем организации системы колонн и рекуперации тепла, что может быть решено с использованием интегрально-гипотетического принципа синтеза [77, 99-101]. Метод Пинч-анализа в настоящее время дополнен рядом вспомогательных методик, используемых при проектировании, например, в части

эвристических правил [99, 102], априори обеспечивающих снижение капитальных затрат при выборе минимального количества элементов.

Первоначально Пинч-анализ применялся в нефтехимии, нефтепереработке и на крупных предприятиях химической промышленности, где результатом его использования было достигнуто энергосбережение и сокращение капитальных затрат [103-105]. Однако в последнее время эта методология успешно применяется к различным технологическим процессам широкого круга отраслей. В частности, Пинч-анализ используется в системах когенерации отраслей топливно-энергетического комплекса (ТЭК), фармацевтической, целлюлозно-бумажной и цементной промышленности, а также различных подотраслях пищевой промышленности (например, пивоварении, производстве кофе, мороженого и молочных продуктов). К числу новых направлений исследований в Пинч-анализе можно отнести следующие:

1. Анализ регионального энергопотребления (Regional Energy Analysis).

При рассмотрении энергопотребления для различных компаний становится возможным выявить потенциал для комбинирования. Анализ позволит оценить температуру и количество сбросного тепла, которое может быть утилизировано и использовано как для генерации энергии, так и для нужд систем отопления.

2. Анализ производства в целом (Total Site Analysis).

Типичные процессы нефтеперерабатывающих производств, основных химических производств, производств пищевой и углекислотной промышленности располагаются на территории больших производственных комплексов, которые, как правило, снабжаются энергией (пар, электроэнергия) от одной централизованной утилитной системы (теплоэлектроцентраль). Обычно различные отделения предприятия работают независимо друг от друга. При этом инфраструктура предприятия

имеет неиспользованный потенциал для интеграции, который возможно оценить и оптимизировать на основе метода Пинч-анализа [106].

3. Анализ систем когенерации.

Рассмотрение моделей турбин позволяет минимизировать энергетические затраты в системах когенерации с помощью эксергетических диаграмм, на которых температурные уровни потребляемой и отводимой мощности откладываются на плоскости с энтальпией вдоль оси абсцисс и КПД Карно вдоль оси ординат [107].

В Пинч-анализе эксергия определяется как обратимая работа, которая может быть совершена системой за счет изменения ее тепловой энергии.

4. Анализ водяных систем или водный пинч (Water pinch).

Пинч-анализ может выявить пути уменьшения потребления охлаждающей воды и минимизации сточных вод. Водный пинч является систематической методикой при анализе водооборота в производстве и уменьшения затраты на воду для процессов. Методике максимальной рекуперации используемой воды посвящены работы [108,109]. Очистке сточных вод с использованием метода Пинч-анализа посвящены работы [110–112].

5. Анализ вредных выбросов.

Пинч-анализ также позволяет установить связь между потреблением энергии и характером выбросов, образующихся в результате сжигания топлива.

6. Анализ систем получения водорода или водородный пинч (Hydrogen Pinch).

С помощью метода Пинч-анализа были разработаны методы для проектирования системы распределения водорода для достижения оптимальных энергозатрат. Данный подход также позволяет рассмотреть более детально эффективность систем очистки для производства водорода.

В настоящий момент при Манчестерском университете, кроме кафедры, есть также консорциум «Центр интеграции процессов» – «The

Centre for Process Integration – CPI». В него входят 24 компании, в том числе, British Petroleum, Exxon, Norsk Hydro, Mitsubishi Chemical, CanMet и другие. Существует также коммерческая компания «KBC Energy Services», образованная слиянием трех компаний: KBC, Linnhoff March и Veritech, имеющая 20-летний опыт работы с аппаратом Пинч-анализа. В настоящее время Пинч-анализ успешно применяется к технологическим процессам различных типов, включая периодические, полупериодические и непрерывные процессы [113]. Метод способен учитывать различные характеристики этих процессов, включая использование различных видов сырья и энергоресурсов, сезонные колебания спроса, а также ограничения, связанные с качеством продукции, и ограничения природоохранного характера. Однако Пинч-анализ представляет собой затратный и сложный процесс. Минимальная стоимость самых простых проектов по Пинч-анализу, не требующих привлечения сложных компьютерных программ, составляет примерно 5 тыс. Евро и доходит до сотен тысяч Евро – для сложных проектов. При анализе и синтезе неоднородных ХТС чаще всего требуется группа опытных специалистов, хорошо знакомых с Пинч-анализом, особенностями конкретного производства, а также методиками моделирования процессов, оценки затрат и использования современных программных комплексов, таких как Pinch Express, Super Target, Aspen Pinch, позволяющие в ряде случаев минимизировать затраты на реализацию проекта. В то же время в методе Пинч-анализа можно выделить два принципиальных недостатка:

1. В основу метода положены критерии нижнего уровня иерархии (эксергетические, эксергоэкономические и экономические), предполагающие частные, часто конкурирующие постановки задачи.

2. Отсутствие возможности прогнозирования (предсказания) организации ХТС без решения задачи оптимизации, поскольку в основе Пинч-анализа лежат детерминированные методы оптимальной организации.

1.1.5 Оптимальная организация химико-технологических систем на основе информационно-термодинамической концепции

Альтернативой детерминированным методам оптимальной организации ХТС является информационный анализ, фундамент которого был заложен в трудах основоположников информационного подхода [114-122]. Применительно к объектам химической технологии информационный подход представлен двумя научными школами: школой профессора В.П. Майкова [121], как новый подход к моделированию химико-технологических процессов с использованием формализма статистической механики (формализма Э.Т. Джейнса) и школой академика РАН В.В. Кафарова как новый подход к анализу и оптимизации химико-технологических систем.

Рассмотрим существующий уровень разработок по информационному подходу к химико-технологическим системам. Использование аппарата теории информации обладает рядом преимуществ. Во-первых, информация, как мера порядка или организованности, является не только характеристикой, но и тенденцией в соответствии с законом К.Ф. Рулье, свойственной, в частности, объектам химической технологии.

Во-вторых, теория информации содержательнее классической термодинамики, поскольку учитывает затраты на организацию процесса как аналог неэнергетических затрат.

В-третьих, информация характеризует не достижение какого-либо конкретного состояния (события), а лишь возможности его осуществления, в силу чего она ближе всех к процессу проектирования, который по сути своей является типовым процессом получения информации, то есть направленного выбора какого-либо технологического решения [123-127]. Из последнего утверждения следует, что информация никогда не может быть доведена до логического конца, когда процесс проектирования теряет смысл. Всегда сохраняется некоторая неопределенность полученных результатов. Это является следствием теории векторно-броуновских процессов, являющихся обобщением II закона термодинамики, взятого в наиболее общей,

статистической форме [118]. Для химико-технологической системы это означает невозможность с помощью одной операции или в один прием добиться желаемого результата. Необходима именно совокупность приемов, каждый из которых стоит затрат обобщенной работы, чтобы приблизиться к желаемому результату, выбираемому в качестве эталона. Таким эталоном для ХТП являются обратимые термодинамические процессы и состояния термодинамического (или химического) равновесия. Этим состояниям присваивается вероятность, равная единице, что неосуществимо для любого реального процесса. Следовательно, любое существующее решение несет в себе некоторую неопределенность, то есть энтропию [118]. Количественные характеристики для реального, необратимого процесса отличаются от эталонных (рис. 1.7). Количество информации уменьшается, поскольку сужается объем информационного процесса, одновременно с этим уменьшаются и затраты на его организацию по сравнению с эталоном.

Основным уравнением в теории информации является уравнение Шеннона-Винера:

$$H_{\text{вх}} + I_0 = 0 \quad (1.12)$$

Для процесса, отображающего реальные, необратимые превращения, оно выглядит иначе:

$$H_{\text{вх}} + I_{\text{Н}} + \Delta I_{\text{Н}} = 0, \quad (1.13)$$

или
$$H_{\text{вх}} - H_{\text{вых}} + I_{\text{Н}} = 0$$

За точку отсчета для решения информационной задачи безэнтропийное состояние на выходе $H_{\text{вых}} = 0$. Тогда можно утверждать, что реальное количество информации $I_{\text{Н}}$ меньше максимального количества информации I_0 на величину потерь количества информации.

Следовательно, возможно оценить степень совершенства процесса по степени достижения стоящей перед ним цели в виде выражения:

$$\eta_{\text{инф}} = \frac{I_{\text{Н}}}{I_0} \quad (1.14)$$

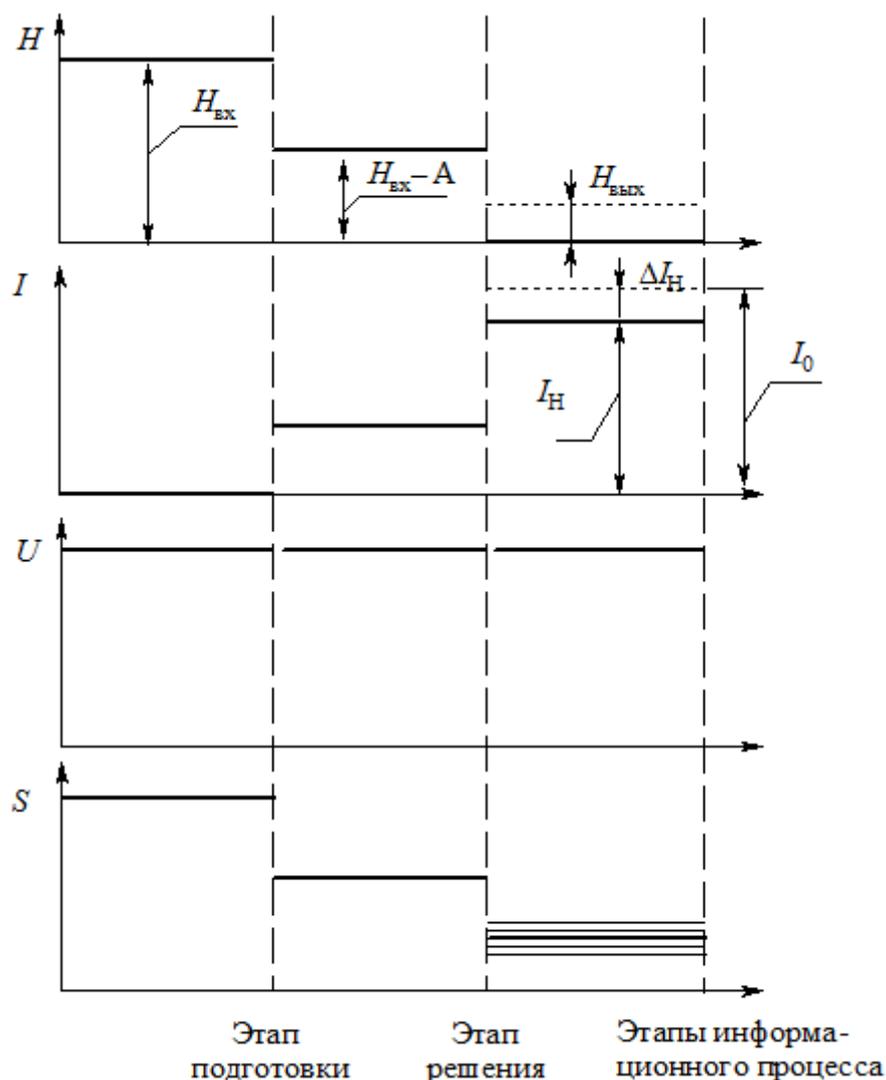


Рисунок 1.7 – Процесс получения информации для реального необратимого превращения

Пределы изменения $\eta_{\text{инф}}$ – информационного КПД от 0 до 1, причем повышение эффективности процесса за счет увеличения его информационного КПД характеризуется уменьшением выходной неупорядоченности, достигающей условно нулевого значения в случае решения информационной задачи. В этом случае у нас имеется единый уровень отсчета для реального и эталонного процесса.

Необратимость с позиции теории информации определяется с одной стороны характером протекания процесса, и с другой – невозможностью в один прием достичь желаемого результата, в результате чего любой процесс рассматривается как комплекс упорядочивающих операций, требующих

определенных затрат на его организацию. Использование аппарата теории информации требует формализации в представлении технологических объектов, в основе которой лежат постулаты о дискретности превращения вещества и энергии.

Вектор развития технологий в соответствии с концепцией построения объектов с высокими степенями организованности, согласно работам М. Пригожина [128], совпадает со «стрелой времени».

Поскольку информация непосредственно связана с организованностью процесса, которая рассчитывается опосредованно через состояния технологического потока, то, осуществляя прогноз того или иного состояния, возможно оценить оптимальные параметры организации процесса, используя для этого его математическое описание [129].

Общим условием преобразования информации является условие изоэнергетичности, которое предполагает наличие замкнутых в термодинамическом смысле макросистем – ХТП или ХТС.

ХТС как замкнутая макросистема находится, как правило, в неполном статическом равновесии. Это связано с тем, что промежуток времени Δt , в течение которого мы наблюдаем систему больше времени релаксации каждой отдельной ее части – ХТП. В этом случае для каждой подсистемы характерен свой «темпер» (от слова температура) распределения, в общем случае отличающийся от темпера распределения ХТС как единого целого.

Однако часто приходится иметь дело с неполными равновесиями и другого рода. Это – неполные равновесия, происхождение которых связано не с большой разницей в длительности времен релаксации для всей системы и ее малых частей, а с разницей в скоростях процессов, сопровождающих ХТП. Наглядным примером может явиться неполное равновесие в смеси нескольких веществ, между которыми идет химическая реакция. Благодаря сравнительной медленности течения химических реакций, равновесие по отношению к движению молекул и обмену квантами энергии устанавливается, вообще говоря, значительно быстрее, чем равновесие по

отношению к взаимным превращениям молекул, т.е. по отношению к составу смеси. Это обстоятельство дает возможность рассматривать неполные равновесия смеси такого рода как равновесия (статистическое или тепловое) при заданном (в действительности неравновесном) ее химическом составе [126].

Наличие неполных равновесий позволило ввести понятие о макроскопическом состоянии системы (или ее части) [124,126,129], для которого характерно задание средних значений физических величин, определяющих то или иное неполное равновесие.

Использование таких предпосылок при формализации рассматриваемых объектов химической технологии устанавливает преемственность между аппаратом теории информации и практическими результатами [129].

Для расчета информационных характеристик в работах [129, 130] было использовано распределение Больцмана, согласно которому вероятность рассчитывается на основании следующей зависимости:

$$p = \exp\left(\frac{\Delta Z^{p,T} - \Delta U}{RT}\right) \quad (1.15)$$

При этом характеристики энтропии и количества информации вычисляются следующим образом:

$$H_{\text{вх}} = -K \sum_i p_i \ln p_i \quad (1.16)$$

По смыслу среднего, это выражение адекватно следующему:

$$H_{\text{вх}} = -K \overline{\ln p} \quad (1.17)$$

которое, в свою очередь, можно представить в виде:

$$H_{\text{вх}} = K \ln \Delta \Gamma \quad (1.18)$$

Таким образом, входная неупорядоченность равна произведению положительной постоянной на логарифм (натуральный) объема информационного процесса.

В статистической физике величина $\Delta\Gamma$ представляет собой статистический вес, который равен числу дискретных (квантованных) состояний, приходящихся на интервал изменения энергии.

Величина положительной постоянной K , как было показано в работах [129,130], количественно равна величине статистического веса. При этом величина K в информационном подходе приобрела помимо смысла статистического веса еще и смысл фактора затрат на организацию процесса в виде количества элементарных упорядочивающих операций, что позволяет рассматривать ее как аналог неэнергетических затрат. Количественно величина K выражается в общем случае через суммарное число дискретных квантовых состояний, приходящихся на соответствующие интервалы изменения энергии в процессах

$$K = \prod_{j=1}^L \exp(\Delta Z_j / RT) \quad (1.19)$$

где ΔZ_j – изменение потенциала Гиббса в j -м процессе; L – количество преобразований (процессов).

В работах В.В. Кафарова, В.Л. Перова, Д.А. Боброва и А.Ю. Налетова [131,132] представлен общий вид критерия организованности ХТС в виде информационного КПД системы, который использовался в задачах оптимизации систем в классической постановке.

$$\eta_c = \frac{\sum_i n_i I_{ni}}{\sum_i n_i I_{oi}} = \frac{\sum_i n_i I_{oi} \eta_i}{\sum_i n_i I_{oi}} \quad (1.20)$$

где n_i – весовой коэффициент i -того преобразования;

I_{ni}, I_{oi} – количество информации реального и эталонного (обратимого) процессов;

η_i – информационный КПД i -того преобразования.

В работе [129] автором была выдвинута идея о возможности использования информационного подхода к задаче эволюционного синтеза,

которая однако не нашла методического обоснования и практического применения, поэтому все работы по информационному подходу решались в классической постановке задач оптимизации.

При этом классическая постановка задач оптимизации, представленная в [129], подразумевала задание первоначального варианта ХТС, разработку его математического описания, выбор оптимизируемых переменных и использование традиционных методов поиска решения, например, Нелдера-Мида, Хука-Дживса или других. В такой постановке задачи аппарат информационно-термодинамического анализа использовался при выборе оптимальных параметров химико-технологических систем ряда производств: азотной кислоты [133], метанола и высших спиртов из бурого угля [134], промышленной установки сжигания жидких органических отходов [135] и ряда других.

Таким образом, достигнутый уровень исследований по информационному подходу к оптимальной организации ХТС не отличался от традиционной постановки задачи, когда оптимальное решение принималось по единому критерию ХТС для объекта, представляющего собой «черный ящик», без учета механизмов оптимальной дифференциации функций системы между ее элементами и подсистемами, а также без оптимального распределения затрат между потоками многопоточных элементов, что сужало возможности информационного подхода и не позволяло выйти на новый уровень принятия решений в создании мультифункциональных систем.

1.2 Актуальные вопросы переработки природных энергоносителей

В контексте сформулированных во введении актуальных задач более детального рассмотрения требуют способы восстановления работоспособности технологических потоков низкого потенциала с

использованием тепловых насосов или тепловых двигателей в зависимости от решения конкретных технологических задач и потребностей систем в определенных видах энергии, а также способы улавливания диоксида углерода.

1.2.1 Анализ способов восстановления работоспособности ПОТОКОВ

В химико-технологических системах потоки высокопотенциальной энергии чаще всего перерабатываются в пригодные для энергетических машин и аппаратов формы (газовые потоки – в газовых турбинах, потоки вторичного высокопотенциального пара – в паровых турбинах).

В современных агрегатах производства аммиака, азотной кислоты, фталевого и малеинового ангидридов соответствующие энергетические агрегаты полностью снабжают технологический процесс работоспособной энергией, повышая эффективность всей системы, обеспечивая их независимость от внешних источников энергии, то есть, гарантируя их энергозамкнутость и автономность.

С другой стороны степень использования низкопотенциальной теплоты в силу их малой энергетической пригодности составляет всего 5 ÷ 10%. При этом тепловые потоки с низкими потенциалами невозможно использовать без специальных способов восстановления работоспособности этих потоков.

На потоки низкопотенциальной энергии редко обращали внимание. Однако, как было отмечено во введении (рис.3), эта проблема приобретает уже планетарное значение. Кроме того, это актуально в задачах энерготехнологического комбинирования, когда система усложняется и требуются дополнительные затраты работоспособной энергии при кооперации подсистем друг с другом.

В целом возможности использования энергии различного потенциала можно иллюстрировать в виде следующей схемы (рис. 1.8) [136,137].

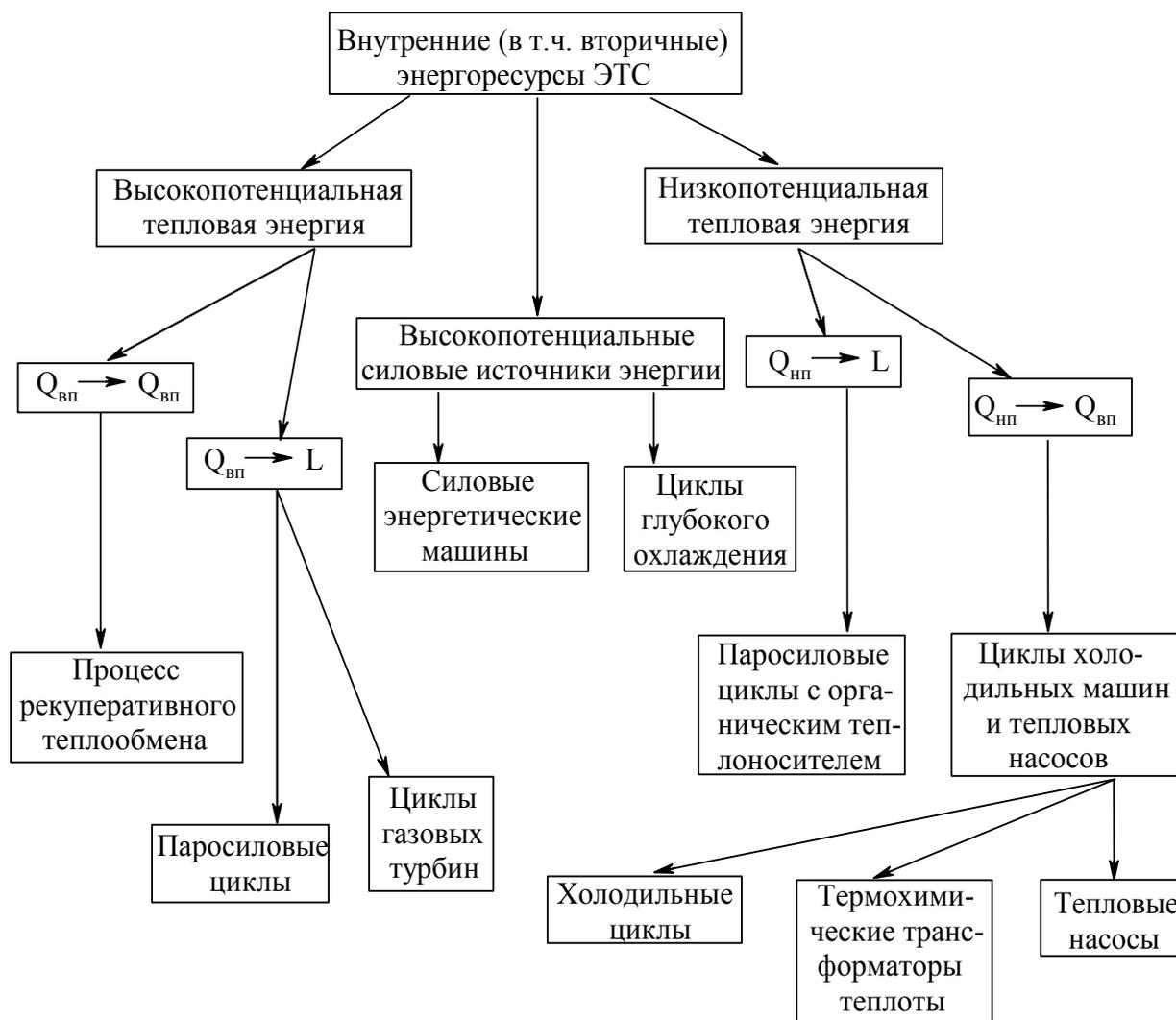


Рисунок 1.8 – Способы преобразования энергии

1.2.1.1 Анализ способов восстановления работоспособности потоков на основе тепловых насосов

Одним из способов восстановления работоспособности технологических потоков низкого потенциала является применение различных видов тепловых насосов (ТН) или установок [138-140], среди которых выделяют следующие:

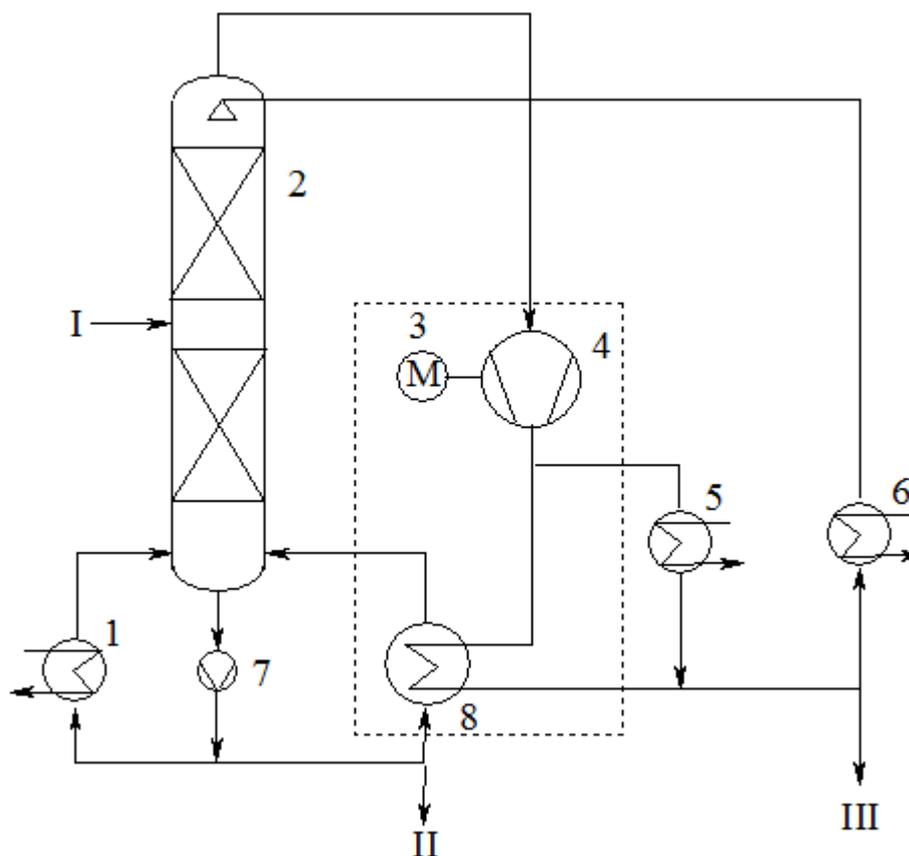
1. Парокомпрессионная теплонасосная установка
2. Абсорбционная теплонасосная установка

3. Термохимический трансформатор

4. Пароструйный термотрансформатор (эжектор)

В промышленности наибольшее распространение получили тепловые насосы компрессионного и абсорбционного типов.

Наиболее простым технологическим решением является тепловой насос пароконпрессионного типа, который используется как в процессах разделения, так и в энергоблоках для восстановления работоспособности технологических потоков до уровня их использования в технологии [141-149]. Например, распространение получил цикл с рекомпрессией паров головного погона [141,142] (рис.1.9).



1 – дополнительный кипятильник; 2 – колонна; 3 – двигатель; 4 – компрессор; 5 – дополнительный конденсатор; 6 – холодильник орошения; 7 – циркуляционный насос; 8 – конденсатор/испаритель. I – поток питания; II – кубовый продукт; III – продукт дистиллята

Рисунок 1.9 – Ректификация с рекомпрессией пара

Потенциал теплоты паров повышается при этом в результате суммирования с теплотой, выделяемой в процессе адиабатического сжатия,

за счет внешнего подвода энергии. Теплоту сжатых паров отбирают, например, в кипятильнике колонны, часть сконденсировавшегося потока отводят как продукт, а остальная его часть проходит через дроссель, и ее используют в качестве орошения.

Экономичность цикла определяется тем, что потребление энергии извне может составлять всего 5 – 10% от затрат, необходимых для независимой выработки теплоты требуемых параметров [142].

Другим примером использования теплового насоса компрессионного типа является его интеграция в систему когенерации электроэнергии и теплоты в комбинированной установке, использующей различные типы тепловых двигателей: двигатель внутреннего сгорания (ДВС), газопоршневой двигатель, паро- или газотурбинный двигатели [143-149].

К основным преимуществам тепловых насосов относят [138, 140]:

- производят в 3-7 раз больше тепловой энергии, чем потребляют электроэнергии на привод компрессора;
- применение ТН в 1,2-2,5 раза выгоднее самых эффективных газовых котельных;
- стоимость выработанного ТН тепла в 1,6-2,0 раза ниже стоимости централизованного теплоснабжения и в 2-3 раза ниже, чем в угольных и мазутных котельных малой и средней мощности;
- отсутствует загрязнение окружающей среды;
- не требуется значительная территория для котельной с подъездными путями и склада топлива;
- тепловой насос надёжен и прост в управлении.

В настоящее время в мире работает более 30 млн. ТН различной мощности - от нескольких кВт до сотен МВт [150]. В США более 30% жилых зданий оборудованы ТН. В Швеции лишь за последние годы введены в действие более 100 ТН (мощностью от 5 до 80 МВт). В Японии ежегодно продается 3 млн. ТН (для сравнения, в США – 1 млн.). Благодаря Швейцарской национальной программе энергосбережения за три прошедших

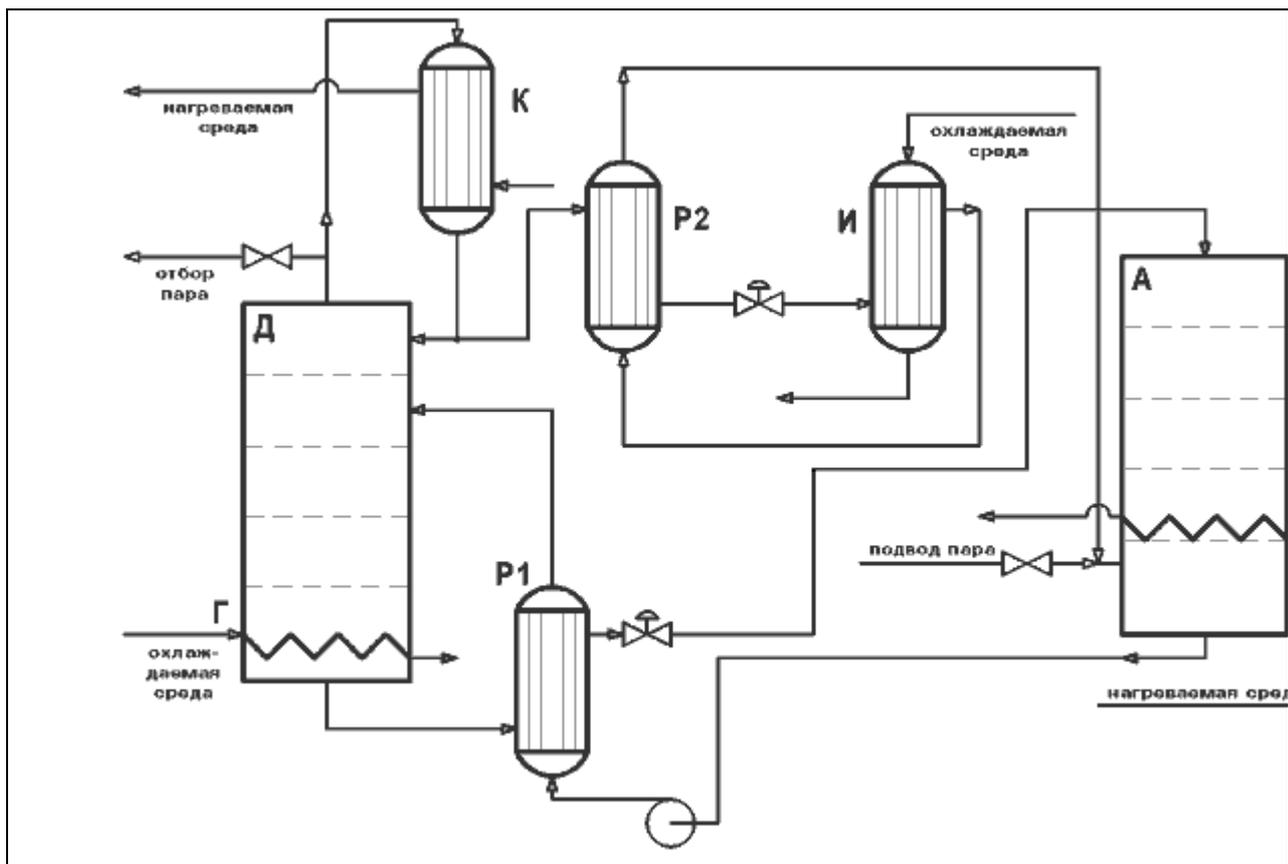
года в этой стране увеличено производство тепла с помощью ТН до 2250 ГВт·ч. Следует отметить, что для реализации этой программы инвесторам были выделены значительные дотации.

В ФРГ сокращение федеральной поддержки фирм, применяющих ТН, привело к снижению продаж ТН в 80-е гг. Сейчас на каждый кВт тепловой мощности ТН, запущенного в эксплуатацию, выплачивается компенсация (при том, что по производству экономичных котлов на жидком или газообразном топливе для централизованного и индивидуального теплоснабжения Германия продолжает занимать одно из первых мест в мире). Россия существенно отстает в этой сфере даже от малых стран - общая тепловая мощность всех ТН в РФ составляет около 70 МВт (меньше, чем в Люксембурге). А ведь с учетом более жестких климатических условий, более длительного отопительного периода экономический и экологический выигрыш от применения ТН у нас будет намного выше, чем в Европе, США и Канаде [151].

Другим типом коммерчески используемого теплового насоса является абсорбционный ТН [138,152].

Эффект теплового абсорбционного насоса основан на применении бинарных смесей, состоящих из компонентов, резко отличающихся температурами кипения при одном и том же давлении. Легкокипящий компонент является рабочим агентом. Второй компонент со значительно более высокой температурой кипения, имеет назначение поглощать, то есть абсорбировать рабочий агент. При невысоких давлениях смесь легко разделяется при достаточно низкой температуре, а при высокой температуре поглощение абсорбентом рабочего агента сопровождается выделением значительного количества теплоты с ростом температуры.

Примерами таких рабочих веществ в ТН могут быть такие сочетания, как: H_2O - KOH ; H_2O - NaOH и др., в холодильной машине – водные растворы аммиака и бромистого лития. Принципиальная схема теплового абсорбционного насоса представлена на рис.1.10.



Обозначения: Д – десорбер, А – абсорбер, Г – генератор-теплообменник, К – конденсатор, И – испаритель, P1, P2 - теплообменники

Рисунок 1.10 – Принципиальная схема абсорбционного теплового насоса

Поскольку эта схема, в отличие от схемы теплового насоса компрессионного типа, представляет из себя сложную химико-технологическую систему, включающую процессы теплообмена, разделения, абсорбции и дросселирования, то ее исследование проводят на основе полной математической модели и вышеперечисленных методов анализа.

Абсорбционный трансформатор низкопотенциальной энергии может работать как по «повышающей схеме» - тепловой насос, так и по «понижающей схеме» - холодильная установка.

И тот, и другой эффекты, как это уже отмечалось, следует рассматривать как положительные.

В работе [152] предлагалось комбинировать водоаммиачную абсорбционную холодильную машину с энергоблоком ТЭЦ или установкой каталитического риформинга.

В мировой практике широкое применение получили абсорбционные бромистолитиевые преобразователи теплоты (АБПТ) [153,154]. Это объясняется их высокой эффективностью, экологической безопасностью, бесшумной работой, простотой в обслуживании, длительным сроком службы и др. Кроме того, эти установки менее энергоемки, чем парокompрессионные холодильные машины и тепловые насосы. Ведущими производителями АБПТ являются США, Япония, Китай, Корея. Объем производства таких машин за рубежом значителен. Например, Япония в 90-е годы производила 2200-2400 машин производительностью более 300 кВт ежегодно. В последние годы за рубежом увеличен выпуск АБПТ с топкой на газовом или жидком топливе, которые могут работать в летнее время в режиме холодильной машины, а в холодное время года — в режиме водогрейного котла. Эти машины характеризуются высокой экономичностью и автономностью. Освоен выпуск АБПТ, функционирующих в режиме теплового насоса для систем отопления и горячего водоснабжения. Абсорбционный ТН также интегрируется с различными типами тепловых двигателей [155], в том числе с использованием альтернативных источников энергии [156,157].

В институте теплофизики Сибирского отделения РАН совместно с ОКБ Теплосибмаш разработан АБПТ нового поколения, работающий в режиме теплового насоса и холодильной машины, имеющий высокую энергетическую эффективность [158].

Исследуются возможности реализации тепловых насосов на твердых сорбентах, которые можно использовать в установках когенерации в системе жилищно-коммунального хозяйства [159].

Практическое применение тепловые насосы, описанные выше, нашли при использовании геотермального и сбросного тепла предприятий [160,161],

утилизации энергии при использовании городских отходов [162], в технологических процессах сушки [162-164]. Особое место в исследованиях занимают работы по выбору рабочих сред с позиции их экологичности [165-167], обуславливающие перспективность применения в ТН рабочего тела R744 (диоксида углерода).

Теоретически рекуперация вторичной низкопотенциальной теплоты может быть осуществлена с помощью замкнутого цикла химических реакций, протекающих на разных температурных уровнях – термохимический трансформатор. При этом также будет происходить трансформация низкопотенциальной теплоты в высокопотенциальную [136,168].

Пароструйные термотрансформаторы основаны на использовании кинетической энергии потока пара. Этот вид трансформаторов используется в установках небольшой мощности при незначительных (часто локальных) потребностях в паре среднего давления при наличии пара более высокого и более низкого давлений. Они с успехом применяются вместо широко распространённых редуциционно-охладительных установок, однако не нашли применения в энергоблоках. Движущей силой в пароструйном термотрансформаторе (эжекторе), работающем в режиме холодильной машины, является разность температур рабочего тела (пара) в котле и охлаждающей воды в конденсаторе.

Принимая во внимание, что для решения практических задач получения товарного диоксида углерода из дымовых газов с учетом их малой концентрации требуются значительные затраты электроэнергии, рассмотрим восстановление работоспособности технологических потоков в тепловых двигателях, способных генерировать механическую работу или электроэнергию.

1.2.1.2 Анализ способов восстановления работоспособности потоков на основе тепловых двигателей

Среди тепловых двигателей наибольшее распространение получили двигатели, реализующие цикл Ренкина, реже цикл Стирлинга. Если тепловой насос по сути представляет трансформатор теплоты, то тепловой двигатель является дополнительным источником наиболее ценного вида эксергии – механической работы или электроэнергии, потребности в которой в настоящее время неуклонно растут.

В основе подавляющего большинства реальных энергогенерирующих установок, использующих энергию низкого потенциала, лежит паросиловой цикл Ренкина с различными его модификациями [169-186]. Идеальный цикл Ренкина (рис.1.11) основан на использовании низкокипящих рабочих тел (НРТ) и состоит из следующих процессов [175].

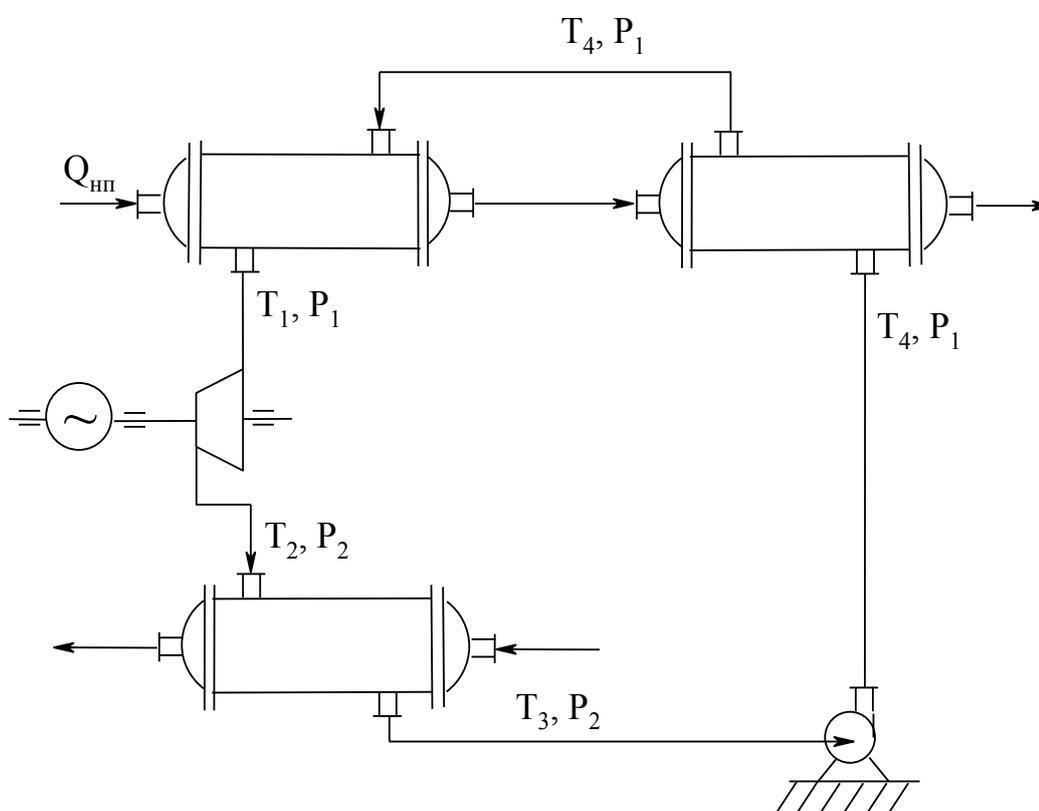


Рисунок 1.11 – Принципиальная схема паротурбинной установки, реализующей цикл Ренкина

В испарителе-перегревателе происходит изобарный нагрев, испарение, перегрев низкокипящего рабочего тела (НРТ) до заданной температуры перегрева T_1 за счет остаточной теплоты, например, дымовых газов. После этого пар поступает в паровую турбину, в которой в результате адиабатического расширения от давления P_1 до P_2 производится работа. Последняя трансформируется в расположенном на одном валу с турбиной электрогенераторе в электрическую энергию. Отработавший пар с параметрами T_2 , P_2 поступает в конденсатор, где конденсируется при T_3 . Далее с помощью насоса конденсат снова поступает в испаритель-перегреватель и цикл повторяется.

Первый опытный образец энергоблока с НРТ (установка УЭФ – 90/0,5 мощностью 750 кВт) был введен в эксплуатацию в составе Паратунской ГеоТЭС в 1967 г. [176,178]. В качестве рабочего тела был использован фреон – 12, мощность, отдаваемая потребителю, составила 500 кВт. Температура геотермальной воды на входе в установку составляет 90 °С, а ее расход 200 м³/ч.

В 1975 г. в Японии была построена первая ТЭС, работающая на фреоне –114 (дихлортетрафторэтан). В США в 1979 г. была запущена первая ТЭС на изобутане. В Китае в 70-х годах выполнялись попытки создания энергоблоков мощностью от 50 до 300 кВт на изобутане, фреоне – 11, греющая среда имела температуру 67 °С [176].

В России созданием энергоблоков на низкокипящих рабочих телах заинтересовались еще в 30-х годах прошлого столетия. Основные исследования были посвящены углекислотным установкам. В качестве рабочего тела рассматривались фреоны – 11, 12, 13 и перфторуглероды (производные бутана и гептана). Были получены характеристики турбин предельной мощностью 170-1020 МВт замкнутых ГТУ с одноступенчатым расширением и регенерацией для гелия, воздуха, аргона, диоксида углерода.

В 1955 г. в СССР профессор Л.М. Розенфельд впервые предложил использовать водоаммиачный раствор (ВАРТ) в паросиловом цикле электрической станции [176]. А.И. Калина в дальнейшем модифицировал паротурбинные циклы с ВАРТ за счет введения системы развитой регенерации и запатентовал разработанные им тепловые схемы [179-181]. По имеющимся сведениям изобретения А.И. Калины общим числом 362 запатентованы в нескольких странах мира.

По оценке на 2007 г. суммарная установленная мощность электрических станций на низкокипящих рабочих телах составляла более 750 МВт, а их количество более пятидесяти в 17 странах мира (США, Новая Зеландия, Япония, Германия, Австрия, Китай и др.) [182-186]. На Филиппинах действует ГеоЭС с НРТ «Upper Mahiao, Leyte» мощностью 125 МВт. Одной из крупнейших в мире, действующих на сегодняшний день геотермальных энергетических станций, станция Gunung Salak, состоящей из трех энергоблоков, мощностью на 165 МВ. Построенная с внедрением новейших технологий в разработке турбин с очень низким давлением, в конфигурации конденсаторов и систем удаления газа, станция показала резкое увеличение эффективности и надежности по сравнению со своими предшественницами.

Около 90% ТЭС на НРТ занимают геотермальные установки, а 10% - ТЭС утилизационного типа, использующие сбросную теплоту промышленных производств (цементных, металлургических).

Внедрение утилизационных установок, использующих сбросную теплоту промышленных предприятий, осуществляется постоянно. Так, еще в 1999 г. в Германии на цементном заводе построена установка мощностью 1 МВт на пентане. В Японии на металлургическом предприятии введена в эксплуатацию установка на водоаммиачном рабочем теле мощностью 3,5 МВт.

В 1993 г. компания General Electric Oil & Gas подписала соглашение с компанией Exergy на получение прав на технологии для систем

комбинированного парогазового цикла мощностью от 50 до 150 МВт. В Калифорнии разрабатывается проект установки мощностью 110 МВт с КПД 55%.

На цементном заводе Heidelberg Zement AG Plant (Германия) создана теплоэнергетическая установка с циклом Ренкина на пентане. Установка мощностью 1500 кВт, построенная фирмой Ormat на цементном заводе является первой установкой для цементной промышленности. Эта экологически чистая мини-электростанция использует для выработки электроэнергии сбросное тепло воздуха, нагретого в процессе сушки клинкерного кирпича (рис. 1.12).

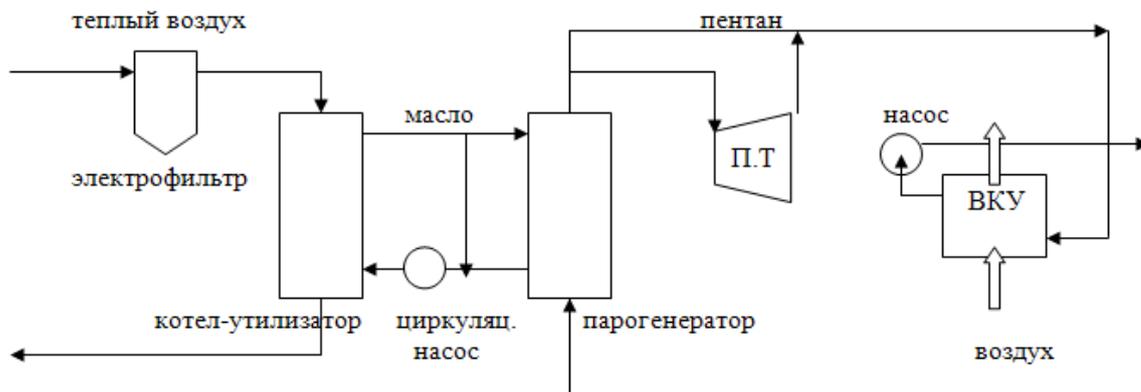


Рисунок 1.12 – Схема теплоэнергетической установки на цементном заводе Heidelberg Zement AG Plant (Германия). Рабочее тело – пентан

Используемый подогретый воздух после клинкерного охладителя предварительно подвергается пылеулавливанию в горячем электростатическом осадителе (электрофильтре). Установка состоит из четырех подсистем-контуров. Это клинкерный охладитель с отработанным воздухом как источником теплоты, промежуточный контур со специальным теплоносителем, замкнутая система с НТР – пентаном и контур воздуха, обеспечивающий сьем теплоты в конденсаторе установки.

Горячий воздух после электрофильтра направляется в котел-утилизатор, где отдает теплоту термическому маслу промежуточного контура, которое циркуляционным насосом подается в парогенератор. В парогенераторе теплота масла используется для подогрева и испарения органического рабочего тела (пентана). Парообразный пентан после испарителя совершает работу в турбине и поступает в воздушно-конденсационную установку (ВКУ). Турбина имеет две ступени, специально спроектированные для работы на пентане. Циркуляция пентана в контуре осуществляется насосом. В состав системы входит трехпозиционный переключатель, который регулирует нагрузку парогенератора путем подачи части потока в обход парогенератора. Промежуточный контур разработан для обеспечения пожаробезопасности.

В Японии на металлургическом комбинате Kashima Steel Works, Sumitomo Metal Ind. применена установка с циклом Ренкина для утилизации сбросной теплоты, рабочим телом которой является ВАРТ (рис. 1.13).

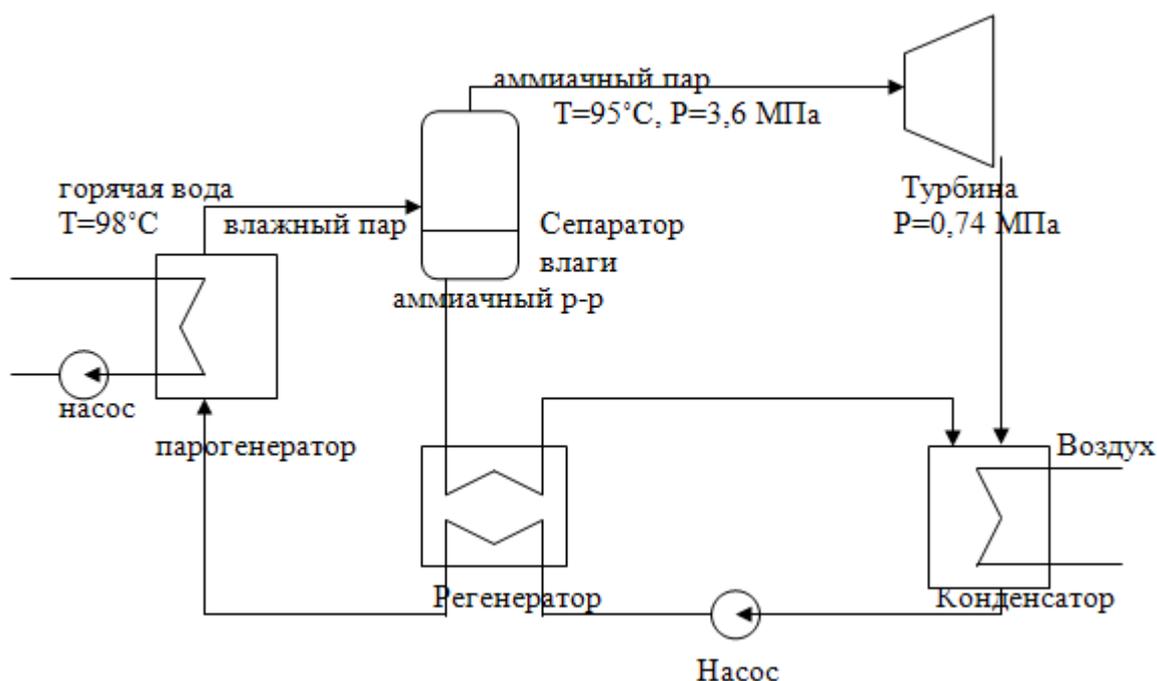


Рисунок 1.13 – Схема установки для утилизации сбросной теплоты металлургического комбината Kashima Steel Works, Sumitomo Metal Ind. (Япония).

Рабочее тело – ВАРТ

Эффективность выработки на 40% выше, чем у традиционных низкотемпературных электрогенерирующих систем, использующих хлорфторуглероды. Парогенератор производит влажный пар из 88% аммиачного раствора, используя теплоту горячей воды с температурой 98°C (которая охлаждает конверторы отработавших газов). Сепаратор влаги разделяет влажный пар на сильно концентрированный аммиачный пар (3,16 МПа, 95°C) и жидкий аммиачный раствор низкой концентрации. Аммиачный пар поступает в турбину, расширяется до давления 0,74 МПа, вращает турбину и вырабатывает электроэнергию. Аммиачный раствор отдает теплоту в регенераторе и поступает в конденсатор, в котором поглощает и конденсирует аммиачный пар. Насос поднимает давление аммиачного раствора, поступающего из нижней части конденсатора и прокачивает смесь через регенератор обратно в испаритель.

В Исландии на геотермальной электростанции Nusavik фирмой Kalex LLC был разработан и реализован энергетический цикл Ренкина с многокомпонентным рабочим телом (чаще ВАРТ), условно называемый «Калина цикл» (рис. 1.14).

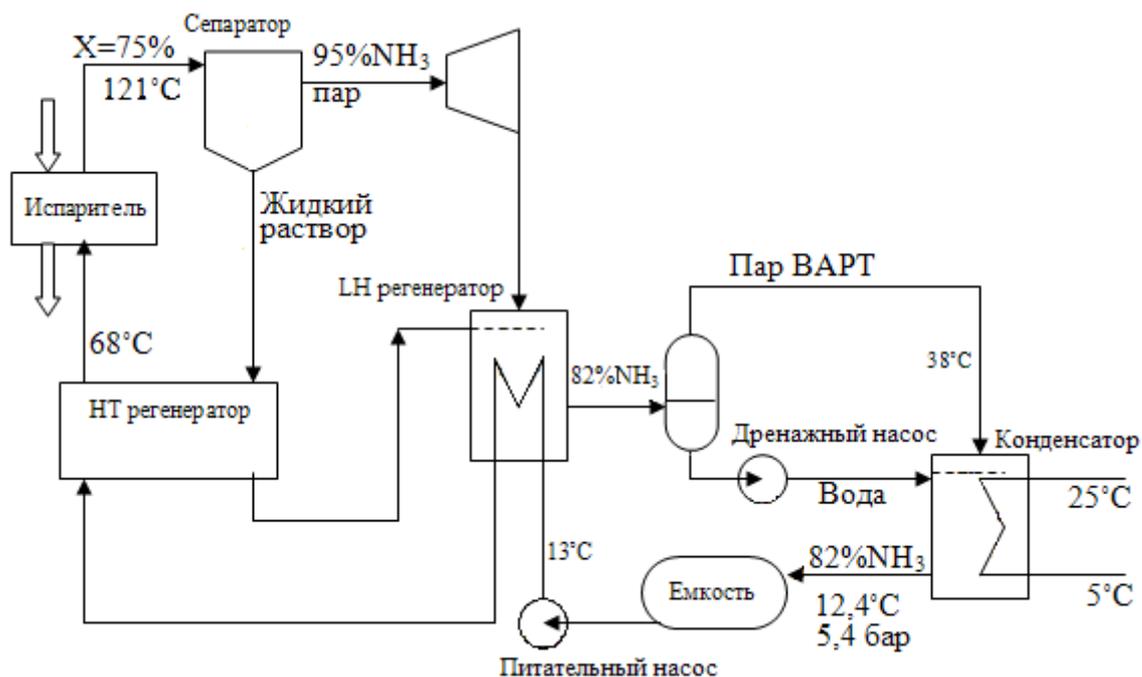


Рисунок 1.14 – Схема геотермальной электростанции Nusavik в Исландии

Эта система спроектирована, в основном, для использования теплоты геотермальных ресурсов с преобладанием жидкости. Состав рабочего тела меняется в различных частях системы, что позволяет достичь высоких коэффициентов полезного действия за счет оптимизации переноса тепла при испарении и конденсации рабочего тела. Состав рабочего тела также переменный в зависимости от температуры окружающей среды, что позволяет поддерживать высокую термодинамическую эффективность при меняющихся погодных условиях.

Геотермальный теплоноситель используется не непосредственно, а передает свою энергию другому рабочему телу. Эта схема называется двухконтурной или бинарной.

Начиная от выхода из охлаждаемого водой конденсатора, рабочее тело является насыщенной 82% водоаммиачной смесью (ВАРТ) с температурой 12,4 °С и давлением 5,4 бар. Рабочее тело под высоким давлением подается сначала в низкотемпературный (ЛН), а затем в высокотемпературный (НТ) регенератор, где нагревается до 68 °С, прежде чем попасть в испаритель.

В испарителе рабочее тело нагревается до 121 °С от геотермального теплоносителя, имеющего температуру 124 °С. Водоаммиачная смесь превращается во влажный пар $x=75\%$, который поступает в сепаратор. Концентрированный NH_3 из сепаратора поступает в турбину, где производит работу. Жидкий раствор из сепаратора используется для предварительного нагрева ВАРТ в НТ-регенераторе. Расход жидкости контролируется регулятором уровня, который поддерживает уровень жидкости в сепараторе. После НТ-регенератора жидкость поступает на вход ЛН-регенератора, где распыляется в поток пара после турбины. Два потока соединяются и восстанавливают базовую концентрацию ВАРТ – 82%. Далее происходит охлаждение в ЛН-регенераторе. По мере охлаждения часть парового потока из турбины конденсируется, жидкость собирается в дренажной емкости, а пар идет прямо в конденсатор. Жидкость из дренажной емкости поступает на вход конденсатора и распыляется в паровой поток. Распыление небольшого

количества жидкости в обогащенный пар способствует конденсации благодаря абсорбции.

В Новой Зеландии на геотермальной электростанции комбинированного типа также был применен цикл Ренкина для рекуперации низкопотенциальной энергии на пентане.

Станция состоит из двух бинарных (двухконтурных) и одноконтурных энергоблоков, общей мощностью 24 МВт (брутто). В бинарном энергоблоке используется традиционная паровая турбина на водяном паре и турбина на пентане (рис.1.15).

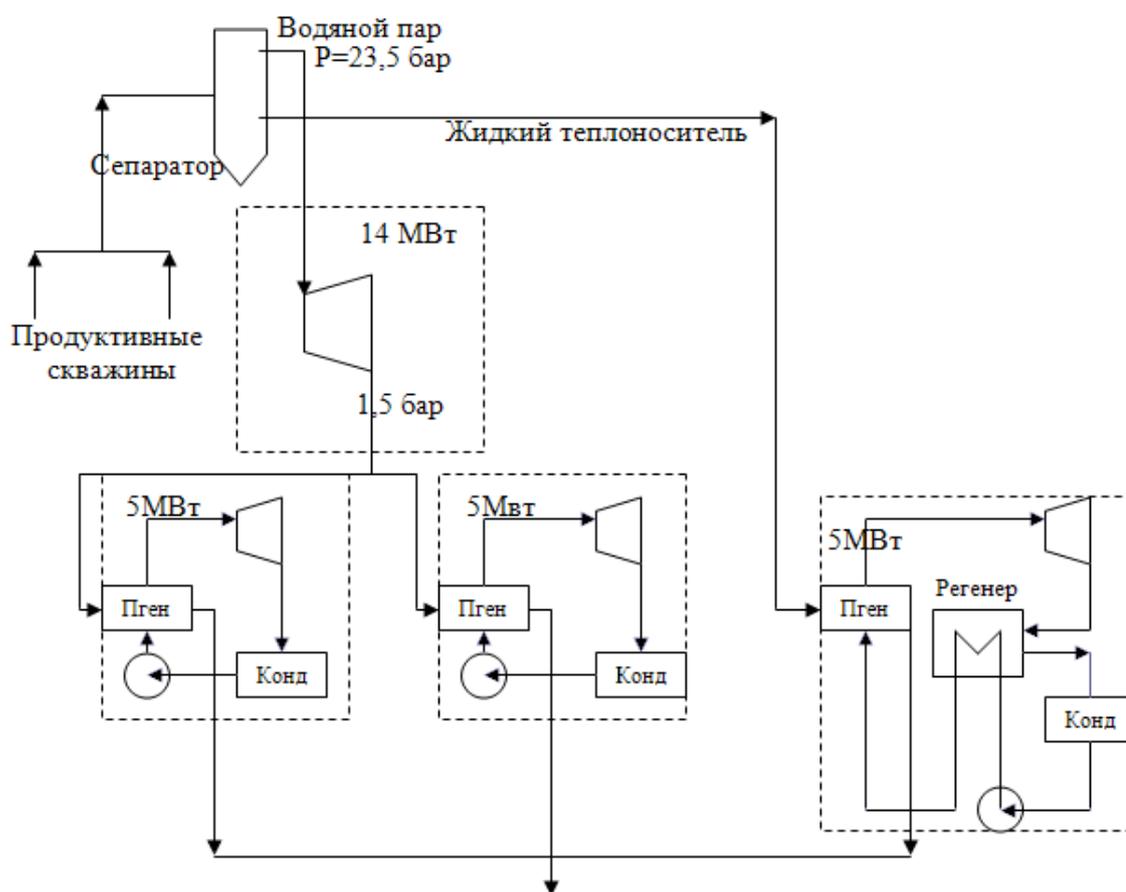


Рисунок 1.15 – Геотермальная электрическая станция комбинированного типа в Новой Зеландии

Две скважины производят пароводяную смесь, которая направляется в сепаратор. Полученный в сепараторе водяной пар с давлением 23,5 бар идет в турбину мощностью 14 МВт с противодействием 1,5 бар. После турбины водяной пар попадает в два модуля по 5 МВт каждый, где конденсируется,

испаряя пентан, подаваемый в пентановые турбины. Отработавший в турбине и далее сжиженный в воздушном конденсаторе пентан подается питательным насосом в парогенератор.

Жидкий геотермальный теплоноситель после сепаратора поступает в третий модуль. Тепло сепаратора используется на испарение пентана для турбины мощностью 5 МВт. Конденсат водяного пара и охлажденный после сепаратора поток закачивается в три реинжекторные скважины.

Двигатель Стирлинга используется в основном в малой энергетике и может обеспечивать производство электроэнергии, соизмеримое с крупным энергоблоком только путем тиражирования большого количества типовых модулей небольшой мощности [187].

В последние годы появились работы по созданию мультифункциональных систем ко- и тригенерации (тригенерация - генерация трех продуктов, например, электроэнергии, теплоты и холода) [156,157,186-189]. Источниками низкопотенциальной теплоты в этих работах являются потоки на выходе из тепловых двигателей газотурбинного или газопоршневого типа, рекуперирующих предварительно энергию высокого потенциала, потоки дымовых газов перед выбросом их в атмосферу, или другие источники теплоты низкого потенциала, которые не используются в рамках действующих производств или обладают невысоким потенциалом в силу природного характера, например, потоки геотермальных или иных альтернативных источников, как это было показано выше. Из представленного анализа следует, что источниками теплоты в циклах Ренкина могут быть любые рабочие среды, в том числе, и дымовые газы, образующиеся при сжигании ископаемого топлива и прошедшие основные стадии рекуперации и очистки. В частности, имеются сведения о теоретических разработках способов улавливания диоксида углерода из дымовых газов с выделением его в твердом виде и последующим переводом в жидкое состояние в системах тригенерации, вырабатывающих электроэнергию и теплоту в газовой турбине, рекуперирующей энергию

потока дымовых газов, сжатых в компрессоре и подогретых в камере сгорания за счет сжигания дополнительного топлива, и холод за счет десублимации диоксида углерода при низких температурах [190,191].

Например, в работе [191] предложен способ работы multifunctionальной энерготехнологической установки, в котором за счет объединения основного энергоблока и холодильного цикла вырабатываются теплота, холод, электроэнергия и диоксид углерода (рис. 1.16).

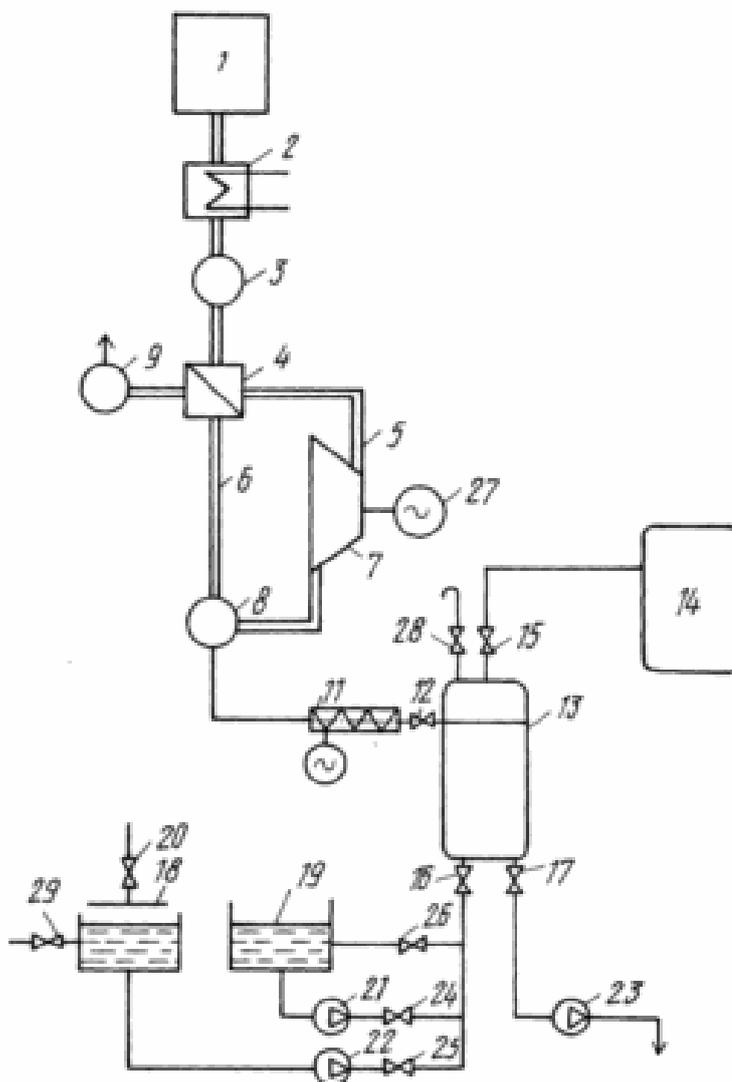


Рисунок 1.16 – Multifunctionальная установка с получением CO₂

На рис. 1.16 схематически представлена multifunctionальная установка, которая включает основной энергоблок, состоящий из камеры сгорания 1, куда подают под давлением топливо, компрессором нагнетается

сжатый воздух и где происходит образование дымовых газов, и напорного экономайзера 2, который кооперируется с холодильным циклом, который в свою очередь, включает влагоотделитель 3, холодильный регенератор 4, линии прямого 5 и обратного 6 потоков хладагента, турбодетандер 7, десублиматор - сепаратор твердого диоксида углерода 8, дымовую трубу 9, линию 10 твердого диоксида углерода с загрузочным устройством - шнеком 11, плотным затвором 12, ожижитель 13, ресивер 14, задвижки 15, 16, 17, баки запаса горячей 18 и холодной 19 воды, клапан 20 на подводе пара к баку запаса горячей воды, насосы холодной 21 и горячей 22 воды, задвижки 24, 25, 26, насос 23 смеси воды и жидкого диоксида углерода, электрогенератор 27, клапан-воздушник 28 ожижителя 13 и клапан подпитки 29 бака горячей воды 18, соединяющий этот бак с магистралью горячей воды.

Предлагаемый способ осуществляется следующим образом. В камере сгорания основного энергоблока за счет сжигания топлива образуются дымовые газы с давлением около 0,3 МПа, которые используют для производства электроэнергии, получения пара и горячей воды. Выходящие из основного энергоблока сжатые дымовые газы после очистки от оксидов серы и азота содержат порядка 9 об.% диоксида углерода. В напорном экономайзере эти газы охлаждаются водой, используемой у потребителей теплоты, до температуры около 50 °С, а часть водяных паров, содержащихся в сжатых дымовых газах, конденсируют с выделением скрытой теплоты конденсации паров воды и образованием капельной влаги. После отделения капельной влаги во влагоотделителе очищенные и осушенные дымовые газы поступают в холодильный регенератор, в котором охлаждаются до температуры около -90°С, близкой к точке начала десублимации диоксида углерода. Далее газы расширяются в турбодетандере до давления, близкого к атмосферному, при этом их температура снижается до -110°С. Одновременно в потоке газов за турбодетандером выпадает кристаллический диоксид углерода в виде сухого снега, который выделяют из потока в отделителе. Затем очищенные газы обратным потоком поступают в

холодильный регенератор, где отдают запас холода прямому потоку перед турбодетандером. После холодильного регенератора очищенные от диоксида углерода дымовые газы выбрасываются в атмосферу через дымовую трубу. Из отделителя твердый диоксид углерода поступает в шнековое загрузочное устройство по линии твердого диоксида углерода для переработки в жидкий продукт. Источниками низкопотенциальной теплоты в этих работах являются, как правило, дымовые газы тепловых двигателей газотурбинного или газопоршневого типа.

Показатели эффективности multifunctionальных систем ко- и тригенерации оказываются выше по отношению к системам по производству одного продукта.

1.2.2 Анализ способов улавливания диоксида углерода

Спектр экологических задач в технологиях переработки природных энергоносителей достаточно широк. Однако в свете решаемых задач рассмотрим проблему улавливания диоксида углерода.

В целом выделяют три основных группы промышленных источников диоксида углерода [192-197].

К 1-й группе относятся источники, использование которых после улавливания CO_2 обеспечивает получение чистого диоксида углерода без специального оборудования. В эту группу входят:

- газы химических и нефтехимических производств (производство аммиака, метанола, водорода и других продуктов) – с содержанием 98-99% CO_2 ;
- газы спиртового брожения на пивоваренных, спиртовых и гидролизных заводах – с содержанием 98-99% CO_2 ;
- газы из естественных источников – с содержанием 92-99% CO_2 .

Ко 2-й группе относятся источники, использование которых после улавливания CO_2 обеспечивает получение чистого диоксида углерода методом фракционной конденсации. В эту группу входят:

- газы малораспространённых химических производств – с содержанием 80-95% CO_2 ;

К 3-й группе относятся источники, использование которых после улавливания CO_2 обеспечивает получение диоксида углерода только с помощью специального оборудования.

К этой группе относятся все выбросы, образующиеся в результате сжигания органического топлива и содержащие диоксид углерода в количестве до 10% (об.) [197]. Как указано во введении, источники именно этой группы являются самыми масштабными источниками диоксида углерода, который подлежит улавливанию и захоронению. При этом они никогда не рассматривались как источники получения товарного диоксида углерода в силу существенных затрат энергии на улавливание диоксида углерода.

Обязательным условием использования дымовых газов для получения из них товарного диоксида углерода является их технологическая очистка от оксидов серы и азота.

Вопросы очистки дымовых газов от оксидов серы и оксидов азота решаются в настоящее время самостоятельно. Все современные электростанции снабжены установками десульфуризации и деазотации, причем именно в такой последовательности, что обусловлено воздействием соединений серы на катализаторы с одной стороны, и экономическими соображениями – с другой. При рассмотрении удаления из дымовых газов диоксида серы исходят из экономической выгоды получения того или иного товарного продукта. В одних процессах диоксид серы необратимо связывается с сорбентом, в результате в качестве побочного продукта получают гипс [198]. В других – при взаимодействии дымовых газов с аммиаком образуется сульфат аммония [199]. В третьих – в качестве

товарного продукта получают серную кислоту или элементарную серу [200]. Имеются сведения и о комплексной очистке от диоксида серы и оксидов азота с помощью активированного кокса [201] и растворов карбамида и карбамата [202].

В карбамидном способе образующийся в процессе взаимодействия сульфат аммония можно выделить в виде готового продукта либо переработать в гипс.

Карбаматный способ очистки требует меньших затрат (в связи с меньшей металлоемкостью). Парогазовая смесь карбамата вводится непосредственно в поток отходящих газов. В процессе очистки дымовых газов карбаматом аммония в парогазовой смеси происходит восстановление оксидов азота до молекулярного азота, диоксид серы реагирует с образованием сульфата аммония.

В мировой практике наибольшее распространение получили методы селективной каталитической очистки от оксидов серы и азота. В этой связи интерес представляет коммерчески используемая разработка фирмы «Haldor Topsoe» (Дания), включающая селективную каталитическую очистку от диоксида серы с переработкой ее в серную кислоту и селективный процесс каталитического восстановления оксидов азота до элементарного азота (процесс SNOX с каталитической системой DENOX) [200,203].

Известные фирмы «Corning», «Engelhard» (США), «Siemens», «Degussa», «BASF» (Германия), «NGK» (Япония), «Haldor Topsoe» (Дания) и другие производят блочные сотовые носители и катализаторы для этих целей. При селективном восстановлении оксидов азота аммиаком применяют поверхностно-активные оксидные катализаторы, в частности, V_2O_5/TiO_2 . Диапазон рабочих температур таких катализаторов лежит в пределах от 350 до 450 °С.

Получение товарного диоксида углерода из очищенных дымовых газов представляет самостоятельную технологическую задачу, в свете которой рассмотрим способы улавливания диоксида углерода из газовых сред.

Наиболее широко представлены коммерческие способы промышленной очистки синтез-газа, в которых диоксид углерода улавливается совместно с соединениями серы (табл.1.2).

Таблица 1.2 – Способы промышленной очистки синтез-газа от диоксида углерода и соединений серы

Способ	Чистящее вещество	Вид процесса	Выделяемые компоненты
Адсорбция	Активированный уголь	Адсорбция	Частицы серы
Адсорбция	Молекулярные сита	Адсорбция	CO ₂ +H ₂ O – следы
Отмывка водой выс. давл.	Вода под давлением	Физ. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S
Selexol	Диметиловый эфир полиэтиленгликоля	Физ. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S+COС
Rectisol	Метанол	Физ. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S+S _{орг.}
Purisol	N-метилпирролидин	Физ. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S
Отмывка жидким азотом	Жидкий азот	Конденсация	CO ₂ +Ar+CH ₄
Фтор-растворитель	Карбонат пропилена	Физ. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S
Girbotol	Этаноламины (Моро, Ди, Три)	Хим. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S
Shell – Adip	Дизапропаноламин	Хим. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S+COС
Alkazoid DIK	Диметилглицин	Хим. абсорб.	H ₂ S
Alkazoid M	N-метиламин	Хим. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S
Поташная очистка	Карбонат калия	Хим. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S
Benfield	Карбонат калия с добавками	Хим. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S+COС
Giammarco- vetrocoke	Тиоарсенат натрия	Хим. абсорб.	H ₂ S
Shell-Sulfinol	Тетрагидротиофендиоксид Дизапропаноламин	Хим. абсорб.	CO ₂ +H ₂ S+COС
Stretford	<u>Карбонат натрия</u> Антрахинон	Хим. абсорб.	H ₂ S
Отмывка соединениями меди	<u>Формиат меди</u> Хлорид меди	Хим. абсорб.	CO

Решение этой задачи связано как с использованием известных способов улавливания, основанных на физико-химических свойствах газовых смесей, так и с поиском новых перспективных способов. Среди известных способов улавливания выделяются четыре [204, 205]:

1. Абсорбционно-десорбционный способ с использованием жидких химических или физических сорбентов (основной промышленный способ);
2. Адсорбционно-десорбционный способ с использованием твёрдых сорбентов (перспективный способ);
3. Криогенный способ путём десублимации в потоке расширяющейся газовой смеси (полупромышленный способ);
4. Концентрирование с помощью различного рода мембранных интегрированных систем (промышленный способ).

Использование того или иного способа должно быть мотивировано степенью улавливания диоксида углерода и его технико-экономическими показателями, характеризующими по возможности достижение синергетического эффекта ко- и тригенерации. Это в свою очередь зависит от комбинирования способа улавливания с основным технологическим блоком. В этом смысле методы улавливания диоксида углерода делятся на улавливание после процесса сжигания (post-combustion capture), кислородно-топливное сжигание (oxygen-fired combustion) и улавливание диоксида углерода до процесса сжигания (pre-combustion capture) [206]. Принципиальная схема улавливания после процесса сгорания представлена на рис. 1.17.

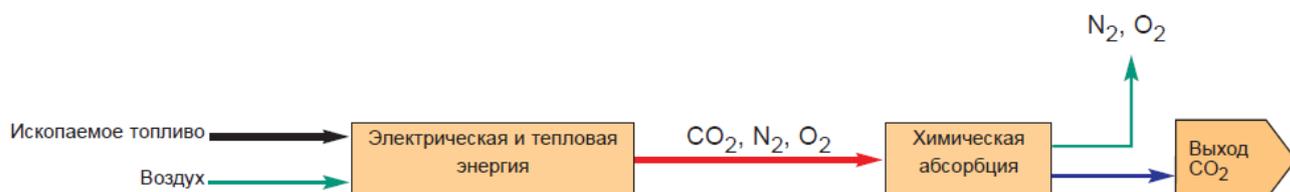


Рисунок 1.17 – Принципиальная схема улавливания CO₂ после процесса сгорания (post-combustion capture)

Для улавливания CO₂ после процесса сгорания необходимо отделить его от остальных дымовых газов. Из-за относительно низкого парциального давления диоксида углерода в дымовых газах его выделение представляет собой серьезную проблему. К тому же эта проблема осложняется из-за

остаточного теплового потенциала потока дымовых газов после замыкающего звена существующих технологических блоков – селективной каталитической очистки от оксидов азота. Для снижения затрат в работе [207] предложено комбинирование основного парового сверхкритического цикла угольной электростанции с циклом выделения диоксида углерода.

Кислородно-топливное сжигание включает сжигание топлива в среде, обогащенной кислородом и содержащей CO_2 , для получения дымовых газов с высоким содержанием CO_2 (рис. 1.18).

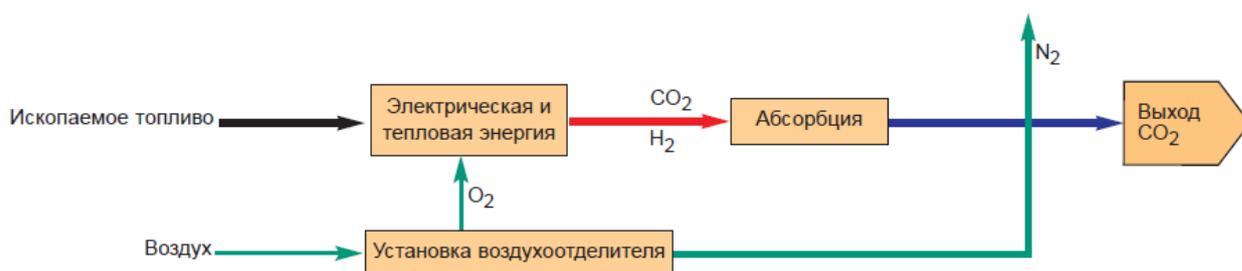


Рисунок 1.18 – Принципиальная схема улавливания CO_2 методом кислородно-топливного сжигания (oxygen-fired combustion)

Обычно кислород получают на установках по разделению воздуха (криогенный метод), а кислородно-углекислотная смесь образуется путем рециркуляции некоторых объемов дымовых газов в камеру сгорания. Кислородно-углекислотная смесь необходима для уменьшения температуры пламени, которая может быть слишком высокой для используемых материалов, если проводить сжигание в чистом кислороде.

Процесс кислородно-топливного сжигания применяется в котельных и газотурбинных установках, хотя для последних требуется несколько иная конструкция газовой турбины, рассчитанная на работу в условиях высоких концентраций CO_2 . Это достигается модернизацией турбин на электростанциях, работающих по комбинированному циклу [208].

Преимущество данного метода заключается в получении дымовых газов с высоким содержанием CO_2 , что обеспечивает применение обычных и недорогих методов улавливания CO_2 . Кроме того, сжигание происходит в среде с низким содержанием азота, и образование оксидов азота значительно

снижается. К недостаткам можно отнести обязательное наличие установки по разделению воздуха, у которой высокая стоимость и большие затраты на электроэнергию (доля энергозатрат установки разделения воздуха составляет 23-37%).

Метод улавливания CO_2 до начала процесса сжигания (рис. 1.19) основан на реакции топлива с кислородом или воздухом, а в некоторых случаях с паром, для выработки синтез-газа, состоящего из оксида углерода и водорода [208, 209]. Оксид углерода реагирует с паром в каталитическом конвертере для образования дополнительных объемов водорода и углекислого газа. Затем CO_2 отделяется, а водород используется в качестве топлива для газовых турбин электростанций комбинированного цикла (IGCC – Integrated Gasification Combined Cycle). Данная технология применима и в отношении природного газа, нефти и каменного угля, но необходимо устанавливать дополнительное оборудование для удаления соединений серы и макрочастиц [210, 211].

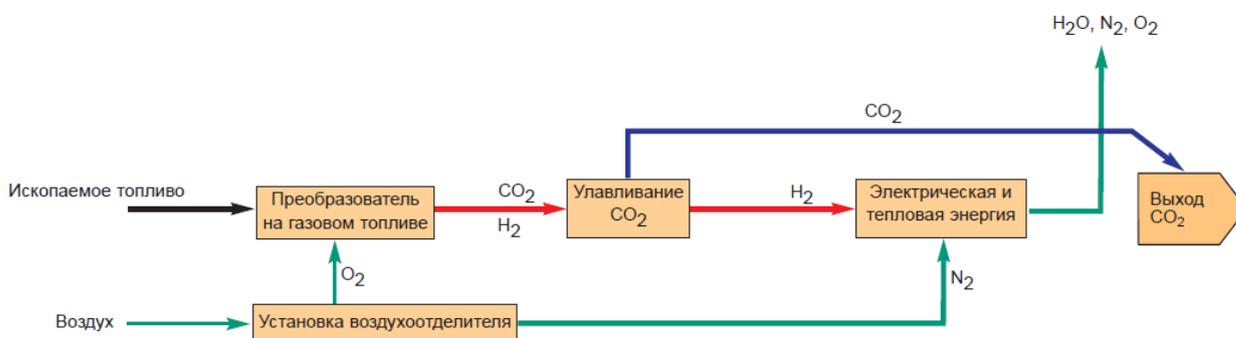


Рисунок 1.19 –Принципиальная схема улавливания CO_2 до процесса сгорания (pre-combustion capture)

Преимущество метода отделения CO_2 до сжигания топлива над методом его отделения после сжигания заключается в получении меньших объемов газа для переработки, так как поток находится под более высоким давлением и с большим содержанием CO_2 . Данные обстоятельства влияют на размеры требуемых газовых сепарационных установок и уменьшают статью капитальных затрат. Более того, повышенная концентрация CO_2 не требует

применения специальных методов улавливания (например, применения физических растворителей, абсорбционных методов), что снижает энергопотребление (доля энергозатрат составляет около 10%).

Технология улавливания диоксида углерода по принципиальной схеме до процесса сжигания была реализована на аммиачных заводах и используется в настоящее время в энергосистеме общего пользования в США на предприятиях Great Plains Synfuels Plant [212].

При любой схеме сжигания для улавливания диоксида углерода в настоящее время чаще всего используются абсорбционно-десорбционные способы с применением химических или физических абсорбентов, реже криогенный способ [213-217].

В табл. 1.3 систематизированы коммерчески используемые абсорбционные способы улавливания диоксида углерода, которые, как правило, объединены с улавливанием сероводорода. В процессе химической абсорбции, удаляемые из газа примеси реагируют с поглотителем с образованием устойчивых химических соединений [218, 219].

Примерами химических абсорбентов являются в основном водные растворы аминов: моноэтаноламин (МЭА), диэтаноламин (ДЭА), триэтаноламин (ТЭА), либо растворы NaOH. Процесс основан на реакции слабого основания (например, моноэтаноламина) и слабой кислоты (CO_2) с получением водорастворимой соли.

Недостатками процесса химической абсорбции являются большие энергозатраты. Доля энергозатрат установки в общих энергозатратах для угольных электростанций может составлять от 25 до 37% (в терминологии авторов [205] доля энергозатрат обозначается как «energy penalty» или «штраф за энергию»). Для газовых электростанций доля энергозатрат на установку несколько ниже и составляет 15-24% .

В литературе приводятся сведения об улавливании диоксида углерода путем превращения его в карбонаты [220, 221].

Таблица 1.3 – Эффективность способов очистки газов от H₂S, CO₂ и органических сернистых соединений

Способ очистки	Реагенты, условия очистки	Условия регенерации, побочные продукты	Остаточное содержание примесей
Этаноламиновый	Водный 13–17 % раствор МЭА Давление 0,9–4 МПа Температура 35–40 °С	Давление 0,15–0,2 МПа Температура 115–130 °С Газ, содержащий H ₂ S, CO ₂	В одну ступень: H ₂ S – 50 мг/м ³ CO ₂ – 1 об. % В две ступени: H ₂ S – 12–20 млн ⁻¹ CO ₂ – 5 млн ⁻¹
Метилдиэтаноламиновый	Водный 40–50 % раствор МДЭА с активатором Давление до 12 МПа Температура 35–90 °С	Давление 0,05–0,24 МПа Температура 130 °С Газ, содержащий H ₂ S, CO ₂ , COS	H ₂ S < 1×10 ⁻⁴ об. % CO ₂ – 5×10 ⁻⁴ об. % COS < 1×10 ⁻⁴ об. %
«Ректизол»	Двухступенчатая абсорбция охлажденным метанолом Температура 1 ступени 75 °С Температура 2 ступени 65 °С Давление около 2 МПа	Ступенчатое снижение давления до 0,02 МПа Температура регенерации 1 ступени — 70 °С 2 ступени — 60–65 °С Газы 1 ступени: H ₂ S, CO ₂ , органические сернистые соединения, тяжелые углеводороды; газы 2 ступени: H ₂ S, органические сернистые соединения и CO ₂	CO ₂ < 1×10 ⁻³ об. % H ₂ S – 10 ⁻⁵ об. %
«Пуризол»	<i>N</i> -метилпирролидон Давление абсорбции 5–7 МПа Температура 20–25 °С	Ступенчатое снижение давления до атмосферного и нагрев до 100–130 °С Газ, содержащий H ₂ S и отдельно — CO ₂	H ₂ S < 2×10 ⁻⁴ об. %
«Селексол»	Диметилвый эфир полиэтиленгликоля Давление 5–7 МПа Температура 20–25 °С	Давление 0,02 МПа Газ, содержащий H ₂ S, органические сернистые соединения, CO ₂	H ₂ – 1×10 ⁻⁴ об. % CO ₂ – 1×10 ⁻³ об. %
«Сульфинол»	Смешанный абсорбент: 30 % диэтанолamina, 64 % сульфолана, 6 % воды Давление 0,9–5 МПа Температура 20–30 °С	Давление атмосферное Температура 65 °С Газ, содержащий H ₂ S, RSH, COS и CO ₂	H ₂ S – 4×10 ⁻⁴ об. % CO ₂ – 5×10 ⁻³ об. %

В процессе физико-химической абсорбции, удаляемые из газа примеси растворяются в абсорбенте без образования устойчивых химических соединений. Примером физико-химической абсорбции является поглощение

CO₂ метанолом, *N*-метилпирролидоном, эфирами гликолей (процесс «Ректизол», «Пуризол» и др.). Иногда сочетают абсорбцию химическую и физическое растворение примесей (процесс «Сульфинол»).

Методы, основанные на физической абсорбции H₂S целесообразно применять при наличии высокого соотношения CO₂ : H₂S (> 3,5).

Процесс физической абсорбции подчиняется закону Генри, согласно которому количество растворенного вещества прямо пропорционально его парциальному давлению над раствором. В связи с этим поглощение проводят при высоких давлениях (до 10 МПа), а регенерацию — при низких или даже при небольшом вакууме. Регенерация растворителя путем снижения давления — важное преимущество перед хемосорбционными процессами, так как резко снижаются энергозатраты.

Процесс улавливания и захоронения диоксида углерода (процесс CCS) с использованием абсорбционных методов успешно реализуется в проектах ряда ведущих западных компаний.

Так, начиная с 2009 года группа компаний: компания RWE, группа Linde и концерн BASF проводят апробацию новой технологии извлечения диоксида углерода из дымовых газов на экспериментальной установке принадлежащей компании RWE электростанции «Нидерауссем» вблизи Кёльна. Коммерческое использование новой технологии, построенной на абсорбционном методе улавливания CO₂, начнется в 2020 году. Она позволит извлекать порядка 90% диоксида углерода, содержащегося в дымовых газах угольных электростанций для его последующей закачки в подземные хранилища, либо для использования в химическом синтезе (например, при производстве удобрений).

Не менее амбициозные проекты по улавливанию и захоронению диоксида углерода (CCS) по аналогичной технологии реализует компания BP Exploration в Северном море – проект Sleipner и в Алжире – проект In Salah.

Японские компании JGC и INPEX совместно с концерном BASF SE успешно завершили проведение испытаний новой технологии извлечения

диоксида углерода из природного газа под высоким давлением. Новый подход к обработке природного газа обеспечивает сокращение расходов на отделение и сжатие CO₂ на 25-35%. Технология улавливания кислых газов под давлением, созданная совместно специалистами JGC и BASF, получила название «HiРАСТ». Испытания новой технологии начались в августе 2010 года на одном из крупнейших японских газоперерабатывающих предприятий "Кошиджихара" в Нагаоке, принадлежащем компании INPEX.

Главы ведущих итальянских энергетических компаний Eni и Enel Паоло Скарони и Фулвио Конти подписали договор о сотрудничестве по развитию технологий улавливания и транспортировки углекислого газа. Enel должно построить на электростанции города Бриндизи (Brindisi) первый итальянский завод по улавливанию CO₂. При этом заводе Eni и Enel планируют запустить линию по переработке углекислого газа.

В ближайшее время на промышленной площадке Schwarze Pumpe в земле Бранденбург ФРГ начнет работать первая в мире угольная электростанция с технологией отделения CO₂ из отработанных газов. В пилотную электростанцию мощностью 30 МВт на промышленной площадке Schwarze Pumpe энергоконцерн Vattenfall инвестирует 70 млн. Евро. В планах Vattenfall уже есть проект электростанции с процессом CCS, которая будет иметь мощность 300 МВт и будет построена к 2015 году.

Модификацией сорбционных методов улавливания диоксида углерода является применение электрохимически активных сорбентов [222]. Этот процесс является практически изотермическим, что позволит провести улавливание в более мягких условиях абсорбции и десорбции по отношению к мокрой газоочистке. Ученые рассматривают данную технологию как технологию следующего поколения.

Применение мембранной технологии для очистки газов от примесей часто оказывается эффективнее традиционных методов [223].

Существует несколько методов разделения, включающие диффузию в растворах и молекулярное просеивание (molecular sieving) [224].

Мембраны обычно разделяют по их материалу на полимерные и неорганические. Полимерные мембраны реализуют первый механизм разделения. Их достоинствами является эффективность, дешевизна, возможность большей площади поверхности мембраны по отношению к объему модуля разделения (т.е. снижение капитальных затрат). К их недостаткам можно отнести ухудшение качества со временем и низкую эффективность для некоторых диапазонов значений характеристик фильтруемого газа.

Неорганические мембраны реализуют сразу несколько механизмов разделения, что позволяет оптимизировать режим их работы. К недостаткам этих мембран можно отнести дороговизну и меньшую относительную площадь поверхности.

Наибольшее распространение получили мембранные аппараты с использованием полволоконных и рулонных элементов. Материалом мембран чаще всего служит ацетат целлюлозы, обладающий высокими значениями фактора разделения по примесям:



Поэтому применение ацетатцеллюлозных мембран позволяет проводить одновременно очистку газов от H_2S , CO_2 и H_2O . При удалении H_2S удельные затраты энергии на мембранный процесс на 75–80 % ниже, чем в методе абсорбции газа диэтаноломином.

В табл. 1.4 приведены результаты очистки природного газа на установках фирмы «Грейс системс» [225]. Применение на установках от 6 до 36 элементов удовлетворяют требованиям к продукционному природному газу. Эффективная работа рулонных мембранных элементов требует предварительной очистки газовой смеси от пыли, золы, смол, капель насыщенных паров воды, легкоконденсируемых углеводородов и т. д.

Возможно использование мембран для выделения диоксида углерода из синтез-газа, образующегося в процессе газификации (для улавливания CO_2 до сжигания).

Таблица 1.4 – Результаты очистки газов на установках «Грейс системс»

Установка	Число элементов в установке	Газ на очистку			Очищенный газ		
		CO_2 , об. %	H_2S , млн ⁻¹	H_2O , мг/м ³	CO_2 об. %	H_2S млн ⁻¹	H_2O мг/м ³
№ 1	36	33,0	2606	441	1,4	120	7,6
№ 2	6	4,5 4,8	18	525	2,8	9	729
№ 3	1	6,05	3000	Насыщенный	2,0	600	—

Применение мембранных методов для очистки газов до их сжигания является предметом исследования фирмы DOE для электростанции FutureGen [226]. Мембранные методы улавливания уступают сорбционным методам по степени улавливания диоксида углерода.

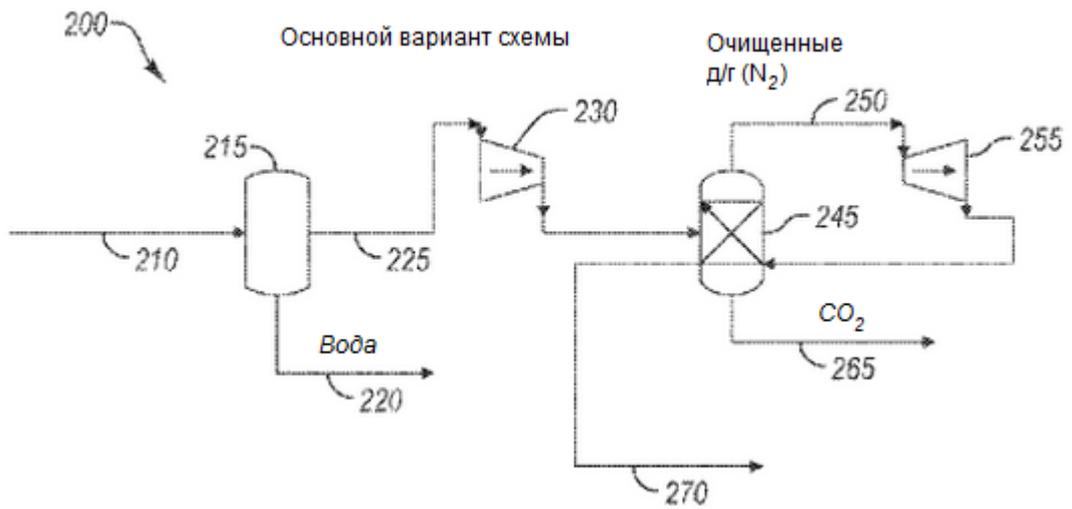
Для очистки природного газа от H_2S , CO_2 , сераорганических соединений, тяжелых углеводородов активно применяют адсорбционные процессы [206, 219]. Эффективные адсорбенты — активные угли и цеолиты. Для очистки можно использовать угли отечественных марок СКТ–3, СКТ–26, АГ–3, АГ–5 и зарубежных — Supersorbon К, Supersorbon WS-4, Lurgi С 40/4 и др. Однако проблема улавливания CO_2 требует новых адсорбентов.

Так в национальной лаборатории энергетических технологий (National Energy Technology Laboratory) США создан материал, с помощью которого возможно освоение дешевой и эффективной технологии связывания CO_2 . Журнал Technology Review сообщает, что международной группе ученых удалось синтезировать материал, который, благодаря пористой структуре, способен впитать объем диоксида углерода в 80 раз превышающий его собственный. Новая технология может стать дешевым и эффективным решением для энергетики, не требующим гигантских капитальных и эксплуатационных затрат. Предполагается размещать специальные

конструкции из разработанного материала в газоотводящем тракте тепловой электростанции. После того, как материал адсорбирует CO_2 , его необходимо заменить новым. Собственно адсорбент нагревают под давлением для выделения диоксида углерода и его дальнейшего использования и захоронения.

Наибольшей степени улавливания диоксида углерода из дымовых газов и чистоты продукта можно достичь при использовании криогенных методов путем десублимации CO_2 из газовой смеси [217, 227]. Считается, что при получении CO_2 этим способом, сразу вырабатывается сухой лёд высокой чистоты, который при необходимости может быть превращён в жидкую низкотемпературную углекислоту. В работе [228] в качестве исходного сырья для получения товарного диоксида углерода использовались дымовые газы с содержанием CO_2 – 8 об.%. Вымораживание осуществлялось на наружной поверхности труб вертикального кожухотрубчатого теплообменника. Ввиду высоких энергетических затрат криогенный метод улавливания диоксида углерода из дымовых газов на практике не применяется.

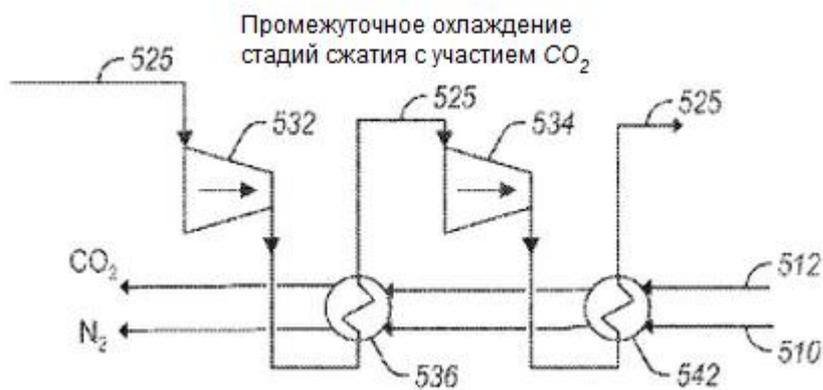
Однако в последние годы интерес к процессам криогенного выделения диоксида углерода из дымовых газов снова возрос [229-231]. Это обусловлено с одной стороны – возможностью получать в криогенном процессе чистый товарный продукт, а с другой – возможностями оптимизации процесса в части минимизации энергетических затрат. Например, в работе [229] представлено сравнение различных способов, включая криогенный, получения диоксида углерода из дымовых газов. Для сравнения использовались следующие составляющие затрат: топливо, капитальные затраты, затраты на эксплуатацию и транспортировку. Результаты сравнения криогенного получения диоксида углерода с другими способами, в том числе, широко используемыми сорбционными, показали сопоставимость затрат. На рис. 1.20 представлены запатентованные технические решения по криогенному получению диоксида углерода из дымовых газов.



Вариант «а»



Вариант «б»



Вариант «в»

Рисунок 1.20 – Варианты технологической системы получения CO₂ из очищенных дымовых газов криогенным способом

В вышеуказанных работах представлены отдельные исследования по изучению процесса криогенной технологии, в частности:

- а) уточнение (распределение размеров, форма) частиц десублимата CO_2 ;
- б) разделение твердой и газовой фазы и закачивание конденсированной фазы под давлением в емкости при низких температурах;
- в) моделирование процесса выделения CO_2 в зависимости от параметров процесса (давление, температура, состав), различного содержания CO_2 в дымовых газах и следовых концентраций загрязнителей (SO_2 , NO , HCl и т.д.);
- г) сравнение с другими процессами улавливания CO_2 ;
- д) лабораторное подтверждение прогнозируемых результатов [230].

Представленные выше сведения о криогенном способе улавливания диоксида углерода из дымовых газов носят сугубо теоретический характер.

Новое направление в улавливании диоксида углерода связано с выделением CO_2 в составе гидратов. Гидрат CO_2 – похожее на лед вещество, в котором молекулы CO_2 окружены решеткой молекул воды. Процесс образования гидратов начинается при обработке содержащего диоксид углерода синтез-газа водой под высоким давлением. При образовании гидрата, CO_2 отделяется. Затем гидрат подвергается разложению, при котором отделяется диоксид углерода [232].

В настоящий момент данная технология находится на стадии освоения. Компания Nexant, Inc. осуществляет апробацию исследований компании DOE на электростанции, работающей по комбинированному газотурбинному циклу IGCC. Технологический процесс, получивший название SIMTECH CO_2 hydrate production process, по расчетам увеличит общие энергозатраты всего на 6-8%. Предполагается, что данная технология может стать одной из самых перспективных в будущем.

1.3 Выбор научной парадигмы

Выбор научной парадигмы является следствием проведенного анализа литературных источников, представленного в данной главе.

Научная парадигма базируется на наличии количественной взаимосвязи организованности химико-технологических систем с оптимальной дифференциацией их функций между отдельными элементами, а также между потоками многоцелевых и многопоточных процессов в соответствии с законом системной организации К.Ф. Рулье.

В соответствии с научной парадигмой исследования в работе были поставлены и решались следующие основные задачи:

- разработка нового научного подхода к созданию многофункциональных технологических систем с минимальными удельными расходами сырья, топливно-энергетических ресурсов, минимальным воздействием на окружающую среду и максимальным термодинамическим КПД на основе раскрытия механизмов согласованного взаимодействия элементов и подсистем;

- постановка задачи по дифференциации функций ХТС между ее элементами и подсистемами на основе информационной модели исходов и ее количественное решение;

- вывод условий оптимальной дифференциации функций между потоками продуктов многоцелевых процессов;

- вывод условий оптимального разделения затрат между потоками многопоточных процессов;

- разработка стратегии и алгоритма оптимизации ХТС с заданным типом и множеством элементов на основе декомпозиции задачи по иерархическим уровням;

- разработка стратегии и алгоритмов проектирования (синтеза) неоднородных ХТС в условиях неопределенности элементной и

топологической структур на основе постулатов информационного подхода и применения критериев элементного усложнения ХТС;

– анализ вариантов и выбор оптимальной структуры подсистемы глубокой рекуперации теплоты на основе цикла Ренкина;

– применение методологии оптимизации и синтеза организованных ХТС для разработки мультифункциональных технических решений на примерах переработки природных энергоносителей.

В частности, одной из практических задач в соответствии с государственным заданием являлась разработка способа получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения, который позволяет достичь показателей эффективности, превосходящих лучшие зарубежные аналоги.

Комплекс теоретических разработок, систематизирующий научные и методические разработки многофункциональных технологических систем переработки природных энергоносителей на основе их оптимальной организации, планируется дополнить экспериментальными исследованиями в подтверждение полученных результатов и результатами внедрения теоретических разработок, в том числе, в объекты, имеющие коммерческий потенциал использования.

Выводы по главе 1

1. При анализе методов оптимальной организации ХТС на основе применения различных критериев от частных до общих, включая нормы расхода ресурсов, эксергетические (абсолютные и относительные), эксергоэкономические, экономические или более общие информационные критерии, в том числе, с применением современной идеологии Пинч-анализа, позволяющие в той или иной степени достичь оптимальной организации систем, был сделан вывод о том, что все предшествующие разработки по

оптимальной организации ХТС проводились в классической постановке, изменялся только критерий оптимизации.

2. Обоснован выбор научной проблемы для разработки многофункциональных технологических систем с оптимальными удельными расходами сырья, топливно-энергетических ресурсов, минимальным воздействием на окружающую среду и высоким термодинамическим КПД на основе оптимальной дифференциации функций ХТС между их элементами и подсистемами и целесообразности в этой связи развития информационного подхода, оперирующего общими критериями.

3. В контексте приоритетов международной и национальной энергетической политики для решения практических задач исследования по повышению энергоэффективности химико-технологических систем и решению природоохранных задач был сделан вывод о необходимости разработки мультифункциональных технических решений по переработке природных энергоносителей, которые занимают доминирующую сырьевую нишу в современных технологиях топливно-энергетического, нефтегазового, металлургического и других комплексов.

4. С целью одновременного решения актуальных технологических задач переработки природных энергоносителей было предложено развивать идеи полигенерации, в том числе, на основе интеграции цикла Ренкина для утилизации остаточной теплоты дымовых газов с криогенным способом улавливания диоксида углерода из дымовых газов с целью создания мультифункциональных технологических систем, позволяющих генерировать электроэнергию, холод и диоксид углерода, а также достичь высоких показателей термодинамического КПД.

Глава 2. Методические основы оптимальной организации мультифункциональных технологических систем

В соответствии с постановкой задачи исследования и принятой научной парадигмой построение организованных химико-технологических систем связано с количественной интерпретацией закона усложнения или системной организации К.Ф. Рулье.

Основными следствиями этого закона применительно к проблеме создания мультифункциональных систем являются следующие объективные тенденции их оптимальной организации:

- оптимальное усложнение системы, то есть, увеличение в ней количества элементов, необходимых для решения целевых задач;
- оптимальная дифференциация функций системы между ее элементами;
- оптимальная дифференциация функций внутри сложных элементов;
- обоснованное совмещение нескольких функций в одном элементе или подсистеме;
- оптимальная топологическая организованность системы.

Все эти аспекты должны быть количественно описаны, для чего необходимо разработать научно-методические основы оптимальной организации химико-технологических систем.

С позиции закона усложнения или системной организации К.Ф. Рулье совмещение нескольких функций в одном технологическом процессе или системе объективно мотивировано. Этот вывод согласуется с практикой создания мультифункциональных процессов и установок, эффективность которых с экономической точки зрения подтверждается тем, что затраты на процесс разделяются между потоками целевых продуктов, что приводит к

снижению их стоимости. Методические материалы главы подготовлены на основе публикаций [233 – 237, 239, 247 – 249], доля личного участия автора в подготовке которых составляет не менее 85% (постановка задачи, исходные постулаты, математические выкладки, расчеты и основные выводы, подготовка рукописей статей и их доработка по замечаниям соавторов).

2.1 Решение задачи по дифференциации функций химико-технологической системы

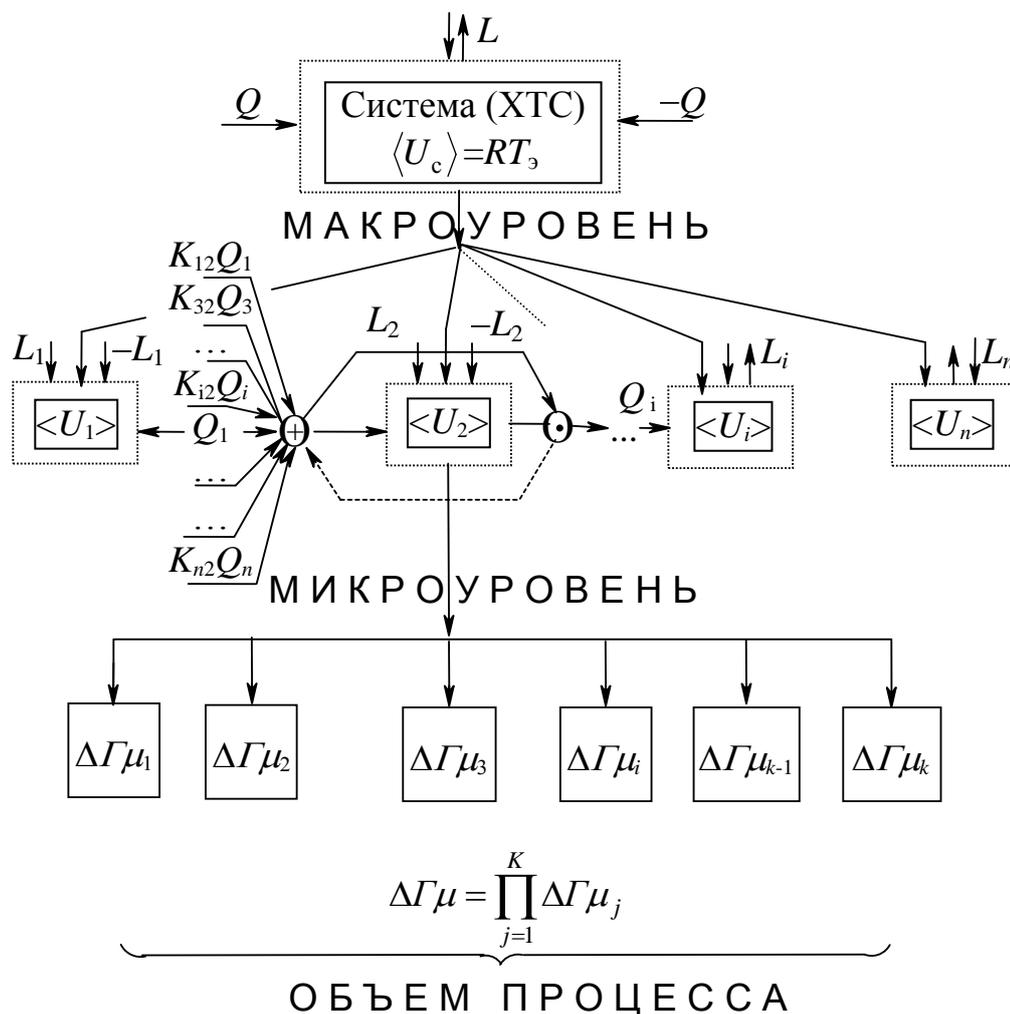
Как было показано в более ранних работах по информационному подходу [128,129], характеристикой организованности химико-технологического процесса ХТП или ХТС является информация, содержащаяся и переносимая технологическими потоками и представляющая собой меру упорядочивания или организованности, поскольку она отражает выбор из ряда альтернатив единственного решения (исхода).

По определению, используемому в диссертационной работе, информация есть реализованные посредством затраты обобщенной работы возможности к превращению, заложенные в исходных веществах. Поскольку информация есть результат выбора, то будем ассоциировать ее с решением некоторой информационной задачи по выбору какого-либо исхода из числа возможных альтернатив.

Следовательно, информационный подход изначально предполагает исходную неопределенность, связанную, например, с возможной дифференциацией функций системы между ее элементами, или с возможной дифференциацией функций самих элементов, путем создания многоцелевых или совмещенных технологических процессов.

Согласно иерархическому представлению ХТС в соответствии с рис. 2.1 в ней выделяются три уровня иерархии: ХТС как единое целое (согласно исходным постулатам – замкнутая термодинамическая система), ХТП как

единое целое (замкнутая термодинамическая система) и микросостояния, определяемые вероятностями возможных исходов.



Обозначения: L, Q – работа и теплота, U – внутренняя (полная) энергия, K – структурные параметры (доли потоков вещества или энергии, направляемые на вход соответствующего элемента), $\Delta\Gamma$ – объем информационного процесса (статистический вес)

Рисунок 2.1 - Отображение ХТС с позиции теории информации

Представление объектов в виде замкнутых термодинамических систем обусловлено изоэнергетичностью всех этапов преобразования информации [118]. Таким образом, в информационной системе, отображающей ХТС, имеется два вида неопределенностей: неопределенность того, что система передает свою функцию элементу (ХТП), средний термодинамический уровень которого является специфической характеристикой данного ХТП, и

неопределенность того, что в данном ХТП, которому передала функцию система, на выходе реализуется один или несколько (если имеет место дифференциация функций в самом ХТП) исходов из числа возможных. Первый вид неопределенности описывается стохастическим процессом на основе модели нешенноновской информации, а второй вид – на основе модели шенноновской информации, как было показано в [118]. Отличительной чертой использования обеих моделей информационного процесса является исходное положение, что число возможных сочетаний средних термодинамических уровней ХТП в ХТС, равно как и число возможных исходов на микроуровне стремятся к бесконечности, путем минимизации в пределе до нуля дискретного шага квантования, позволяющего лишь теоретически установить различимость состояний.

Вероятность исхода в такой информационной задаче может быть графически интерпретирована следующим образом (рис.2.2).

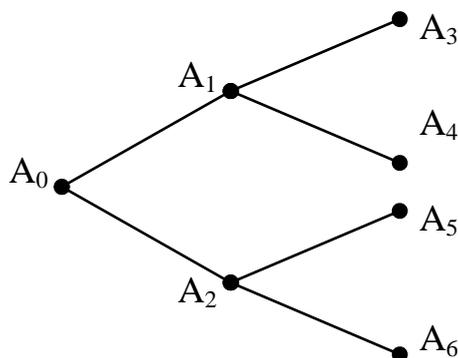


Рисунок 2.2 - Возможные исходы при дифференциации функций ХТС

Решение информационной задачи, подобной той, которая изображена на рис.2.2, представлено в работе автора [233]. В частности, этап раскрытия неопределенности при возможной дифференциации функций системы между ее элементами (разбиение на уровни) и этап раскрытия неопределенности при возможной дифференциации функций между подсистемами процессов (разбиение на исходы). Оба этапа в решении информационной задачи оцениваются независимо в силу статистической независимости возможных

уровней и исходов. Статистическая независимость возможных уровней и исходов является следствием следующих предпосылок:

- вероятности возможных исходов отражают независимые возможные состояния информационной системы, которые, по сути, является модельным отображением согласно постулатам информационного подхода процесса в реальном ХТП. При этом эти состояния идентифицируются с различными независимыми вариантами организации ХТП и моделируются на основе представлений об идеальном «шанс-газе»;

- вероятности различных исходов и уровней являются также независимыми по постулатам статистической физики, согласно которым равновесие по отношению к взаимному движению молекул и обмену энергией устанавливается быстрее, чем равновесие по отношению к взаимному превращению молекул или составу, что позволяет рассматривать все состояния системы как равновесные (находящиеся в статистическом равновесии) при неравновесном составе вещества.

Эти обстоятельства нашли свое отражение в количественном определении вероятностей уровней и исходов на основании распределения Больцмана, которое можно представить в виде произведения вероятностей изменения состава и энергии потоков. Представим вывод характеристик, описывающих возможные исходы в задаче дифференциации функций произвольной информационной системы.

Пусть мы имеем информационную систему, содержащую Z уровней, а на каждом уровне имеем N – возможных исходов. Число конечных исходов будет в этом случае равно N^Z .

Энтропия информации, являющаяся мерой упорядочивания, на каждом этапе решения информационной задачи является функцией вероятностей ансамбля возможных исходов.

$$H = H(p_1; p_2; \dots p_N), \quad (2.1)$$

Эта функция имеет максимум для N – кратно «вырожденной» информационной системы, когда все исходы равновероятны.

В этом случае зависимость (2.1) является монотонно возрастающей функцией от числа исходов N , то есть, $H = f(N)$ – возрастающая функция (при $p_i = \frac{1}{N}, i = \overline{1, N}$) и, кроме того, она непрерывна и дифференцируема, как непрерывна и дифференцируема функция энтропии от числа уровней.

Принимая во внимание статистическую независимость вероятностей возможных исходов на всех Z – уровнях, можно математически связать число возможных исходов с количеством уровней Z и числом исходов на каждом уровне N .

$$f(N^Z) = Z \cdot f(N) \quad (2.2)$$

Энтропия информации сложной системы представляется в соответствие с принципом аддитивности энтропии как сумма энтропий информации ее подсистем.

Для примера, приведенного на рис. 2.2 имеем: $Z=2$ и $N=2$, таким образом

$N^Z = 2^2 = 4$, то есть число конечных исходов равно 4 (A_3, A_4, A_5, A_6).

Продифференцируем сначала выражение (2.2) по числу уровней Z .

Получаем:

$$f'_Z(N^Z) = f'_{N^Z}(N^Z) \cdot N^Z \cdot \ln N = f(N) \quad (2.3)$$

Затем продифференцируем выражение (2.2) по числу исходов N .

Получаем:

$$f'_N(N^Z) = f'_{N^Z}(N^Z) \cdot Z \cdot N^{Z-1} = Z \cdot f'_N(N) \quad (2.4)$$

В выражениях (2.3) и (2.4) имеется общий множитель $f'_{N^Z}(N^Z)$, который мы исключаем. Тогда

$$\frac{f(N)}{N^Z \cdot \ln N} = \frac{Z \cdot f'_N(N)}{Z \cdot N^{Z-1}} \quad (2.5)$$

Производя сокращения, имеем:

$$\frac{f'_N(N)}{f(N)} = \frac{1}{N \ln N} \quad (2.6)$$

или

$$\frac{df(N)}{f(N)} = \frac{dN}{N \ln N} \quad (2.7)$$

Интегрирование выражения (2.7) приводит его к следующему виду:

$$\ln f(N) = \int \frac{dN}{N \ln N} + const \quad (2.8)$$

или $\ln f(N) = \ln(\ln N) + const$

Откуда окончательно имеем:

$$f(N) = H = K \cdot \ln(N) \quad (2.9)$$

где K – положительная постоянная. Выражение (2.9) совпадает с энтропией информации Шеннона.

Поскольку было принято, что $p = \frac{1}{N}$, то выражение (2.9) для вырожденной информационной системы можно представить в виде:

$$H = -K \cdot \ln p \quad (2.10)$$

Величина положительной постоянной K полагается равной статистическому весу информационной системы $\Delta\Gamma$, то есть $K = \Delta\Gamma$, который рассчитывается на основании зависимости, обратной расчету вероятностей в распределении Больцмана для характеристик технологического потока:

$$\Delta\Gamma = \exp\left(-\frac{\Delta Z - \Delta U}{RT}\right), \quad (2.11)$$

где ΔZ – изменение изобарно-изотермического потенциала в процессе, кДж/кмоль; ΔU – изменение внутренней энергии в процессе, кДж/кмоль; RT – стандартный уровень энергии, кДж/кмоль.

По физическому смыслу величина статистического веса $\Delta\Gamma$ – есть число дискретных (квантованных) состояний (исходов), приходящихся на интервал изменения энергии в процессе.

Для информационной системы, названной «с прединформацией», когда вероятности исходов не равны друг другу, выражение (2.10) имеет другой вид:

$$H = -K \sum_i p_i \ln p_i \quad (2.12)$$

Связь между энтропией информации согласно (2.12) и энтропией информации (2.10) показана в работе [233]. Независимо от выражений энтропии информации оба они сводятся к приведенному ниже виду.

С учетом того, что $\sum_i p_i = 1$, по смыслу среднего значения выражение (2.12) можно представить в виде:

$$H = -K \sum_i p_i \ln p_i = K \ln \overline{p(E)} = -K \ln p(\bar{E}) \quad (2.13)$$

Принимая во внимание зависимость статистического веса $\Delta\Gamma$ от вероятности

$$\Delta\Gamma \cdot p(\bar{E}) = 1 \quad (2.14)$$

получим выражение для энтропии информации через статистический вес, которое оказалось идентично энтропии Шеннона, представленной в главе 1:

$$H = K \ln \Delta\Gamma \quad (2.15)$$

В работе [124] было показано, что статистический вес системы есть величина мультипликативная, что является следствием статистической независимости вероятностей в выражении (2.12), например, для системы, состоящей из двух подсистем (А и Б) статистический вес имеет вид:

$$\Delta\Gamma_C = \Delta\Gamma_A \cdot \Delta\Gamma_B \quad (2.16)$$

Таким образом, можно сделать следующие выводы:

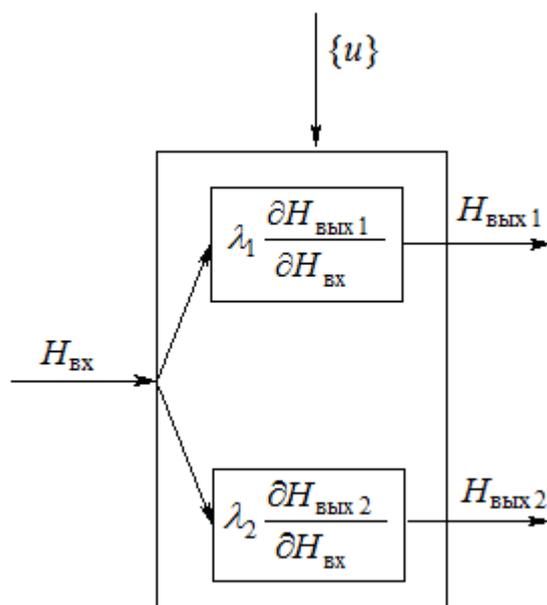
1. Процесс повышения организованности системы (ХТП или ХТС) путем дифференциации функций между ее элементами описывается энтропией информации согласно выражению (2.15), совпадающей с энтропией Шеннона.
2. Энтропия информации согласно (2.15) описывает процесс упорядочивания в системе (ХТП или ХТС), учитывая все возможные исходы в решении информационной задачи на каждом уровне.
3. Статистический вес системы на любом уровне ее рассмотрения есть произведение статистических весов ее элементов (подсистем).

Гипотеза о том, что положительная постоянная K равна статистическому весу, была выдвинута в более ранних работах [128,129], в силу чего K приобрела еще и технологический смысл – фактор затрат на

организацию процесса, который в случае сложного, многоцелевого процесса возможно корректно разделить между потоками целевых продуктов.

2.2 Дифференциация функций многоцелевых процессов между потоками продуктов

Решение информационной задачи при дифференциации функций многоцелевого процесса между потоками продуктов представлено автором в работе [233]. Для этого рассмотрим с позиции информационного подхода ХТП, производящий, например, два продукта (рис. 2.3).



$H_{\text{ВХ}}$ – энтропия информации на входе;

$H_{\text{ВЫХ } 1,2}$ – энтропия информации потоков продуктов;

$\{u\}$ – управляющее воздействие;

$\lambda_{1,2}$ – безразмерные множители (множители Лагранжа)

Рисунок 2.3 - Пример дифференциации функций между продуктами многоцелевого ХТП на основе информационного подхода

В главе 1 было показано, что множители Лагранжа в эксергоэкономической задаче анализа многоцелевых процессов имели

физический смысл стоимостей единиц эксергии потоков продукта. При аналогичном представлении системы только в терминах теории информации примем, что множители Лагранжа $\lambda_{1,2}$ имеют смысл стоимостей единиц информации потоков продуктов (по аналогии со стоимостями единиц эксергии потоков продуктов в эксергоэкономическом подходе). В качестве условной стоимости единицы информации в этом случае выступает элементарная упорядочивающая операция, а число этих операций в процессе равно статистическому весу.

Энтропия информации процесса как сложной системы равна

$$H = H_{\text{вх}} \quad (2.17)$$

Система ограничений типа равенств для системы, представленной на рис. 2.3, имеет следующий вид:

$$H_{\text{вых1,2}} = h_{\text{вых1,2}}(H_{\text{вх}}; u) \quad (2.18)$$

Выражение для функции Лагранжа с учетом (2.17) и (2.18) по каждому маршруту будет равно:

$$L_{1,2} = H_{\text{вх}} + \lambda_{1,2} [H_{\text{вых1,2}} - h_{\text{вых1,2}}(H_{\text{вх}}; u)] \quad (2.19)$$

Соответственно вычислим производные каждого из выражений (2.19) по входной энтропии:

$$\frac{\partial L_{1,2}}{\partial H_{\text{вх}}} = 1 - \lambda_{1,2} \frac{\partial h_{\text{вых1,2}}}{\partial H_{\text{вх}}} \quad (2.20)$$

С учетом, что $h_{\text{вых1,2}} = H_{\text{вх}} \eta_T / K_{1,2}$ [233], имеем:

$$\lambda_{1,2} = \frac{K_{1,2}}{\eta_T}, \quad (2.21)$$

где η_T – термодинамический КПД.

Принимая во внимание, что $K = K_1 \cdot K_2$, получим:

$$\lambda_1 = \frac{K_1}{\eta_T} \text{ и } \lambda_2 = \frac{K}{\eta_T \cdot K_1} \quad (2.22)$$

Поиск оптимального значения критериев (2.22) по каждому из потоков продуктов возможно осуществить на основании необходимого условия экстремума по фактору затрат (например, для потока продукта 1), а именно:

$$\frac{\partial \lambda_{1,2}}{\partial K_1} = 0 \text{ и } \frac{\partial \lambda_1}{\partial K_1} + \frac{\partial \lambda_2}{\partial K_1} = 0 \quad (2.23)$$

Подставляя выражения (2.22) в производные получим:

$$K_1 = \sqrt{K} \text{ или } K_1 = K_2 \quad (2.24)$$

то есть, условие экстремума равносильно равенству факторов затрат или статистических весов по потокам продуктов.

Проиллюстрируем условие (2.24) на примере процесса бинарной ректификации и дадим сравнительную оценку оптимальной организации с позиции информационного и термодинамических подходов.

В процессе бинарной ректификации исходный поток питания в колонне разделяется на два продукта: низкокипящий – дистиллят и высококипящий – кубовый остаток.

Для простоты проведем анализ различных подходов к оптимальной организации двухсекционной колонны в стационарном режиме при разделении двухкомпонентной смеси, принципиальная схема которой представлена на рис. 2.4.

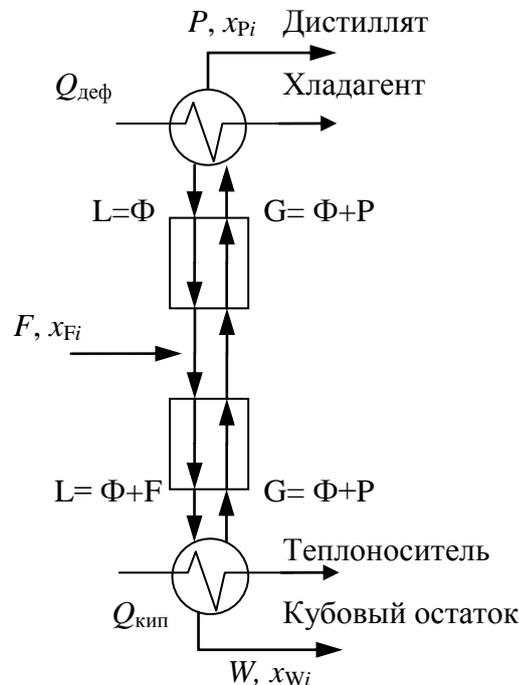


Рисунок 2.4 – Принципиальная схема ректификации бинарной смеси

С целью сопоставимости полученных результатов, принятые в работе допущения, в основном, повторяют аналогичные предпосылки, представленные в работе [49]:

- поток питания – жидкость при температуре кипения;
- дефлегматор (конденсатор) – полный;
- массообмен эквимольный;
- эффекты перемешивания между соседними сечениями пренебрежимо малы;
- поток питания подается при температуре кипения в то сечение колонны, состав жидкости в котором наиболее близок составу питания.

Уравнения материального баланса для колонны на рис. 2.4 можно представить следующим образом:

$$F = P + W \quad (2.25)$$

$$Px_{P_i} + Wx_{W_i} = Fx_{F_i} \quad (2.26)$$

С учетом необходимости масштабирования потенциалов в выражении (2.11) представим верхнюю и нижнюю части колонны ректификации в удельных мольных расходах как показано на рис.2.5.

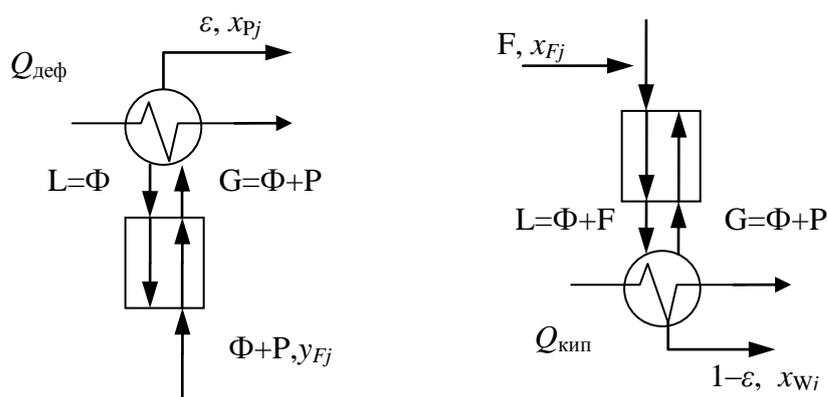


Рисунок 2.5 – К расчету фактора затрат по продуктам

Сопоставляя рис. 2.4 и рис. 2.5 имеем:

$P/F = \varepsilon$ – мольная доля потока дистиллята; $W/F = 1 - \varepsilon$ – мольная доля потока кубового остатка; $R = \Phi/P$ – флегмовое число.

Тогда, принимая мольный поток питания равным единице, получим:

$$P = \varepsilon; \quad W = 1 - \varepsilon; \quad G = \varepsilon R + \varepsilon; \quad L = \varepsilon R + 1$$

Согласно выражению 2.11 можно представить факторы затрат так:

$$K_P = \exp \left[\varepsilon \sum_{j=1}^m x_{Pj} \ln x_{Pj} - (\varepsilon R + \varepsilon) \sum_{j=1}^m y_{Fj} \ln y_{Fj} + \frac{(\varepsilon R + \varepsilon) C_{pF}^g(y_F) T_F - \varepsilon C_{pP}^l(x_P) T_P}{R_V T_0} \right]$$

$$K_W = \exp \left[(1 - \varepsilon) \sum_{j=1}^m x_{Wj} \ln x_{Wj} - (\varepsilon R + 1) \sum_{j=1}^m x_{Fj} \ln x_{Fj} + \frac{(1 - \varepsilon) C_{pW}^l(x_W) T_W - (\varepsilon R + 1) C_{pF}^l(x_F) T_F}{R_V T_0} \right] \quad (2.27)$$

Величина статистического всегда больше единицы, в силу того, что выражение под знаком экспоненты положительно и не равно нулю.

Оптимальная организация процесса бинарной ректификации согласно условию (2.24) с учетом (2.27) равносильна минимизации разности факторов затрат по потокам продуктов $\Delta K = K_P - K_W$ (по абсолютной величине).

Для сравнения полученных условий на основе информационного подхода приведем выражения, характеризующие оптимальную организацию процесса бинарной ректификации на основе известных термодинамических подходов.

Один подход к оптимальной организации основан на минимизации потерь эксергии в системе, которые возможно определить непосредственно из эксергетического баланса или из баланса термодинамической энтропии [23].

Запишем, в частности, баланс энтропии для колонны ректификации с кипятильником и дефлегматором:

$$FS_F + \frac{Q_{\text{кин}}}{T_W} + \Delta S_H = PS_P + WS_W + \frac{Q_{\text{деф}}}{T_P}, \quad (2.28)$$

или в приведенном к удельным мольным расходам виде:

$$S_F + \frac{\bar{Q}_{\text{кин}}}{T_W} + \Delta S_H = \varepsilon S_P + (1 - \varepsilon) S_W + \frac{\bar{Q}_{\text{деф}}}{T_P}, \quad (2.29)$$

где S_F , S_P , S_W , ΔS_H , $\bar{Q}_{\text{деф}}$, $\bar{Q}_{\text{кип}}$, T_W , T_P – энтропия потоков питания, дистиллята и кубового остатка соответственно, необратимое увеличение энтропии, удельные количества теплоты в дефлегматоре и кубе соответственно и температуры потоков кубового остатка и дистиллята соответственно.

Из выражения (2.29) можно определить необратимые потери в системе, представленной колонной ректификации, кипятильником и дефлегматором:

$$\Delta S_H = \varepsilon S_P + (1 - \varepsilon) S_W + \frac{\bar{Q}_{\text{деф}}}{T_P} - S_F - \frac{\bar{Q}_{\text{кип}}}{T_W} \quad (2.30)$$

Согласно уравнению Гюи-Стодолы потери эксергии выражаются произведением величины необратимых потерь на температуру окружающей среды следующим образом:

$$\Delta E_H = T_0 \cdot \Delta S_H \quad (2.31)$$

Задача оптимальной организации системы с колонной ректификации, кипятильником и дефлегматором в соответствии с данным подходом сводится к минимизации потерь эксергии согласно (2.31) или необратимых потерь энтропии согласно (2.29).

Другой подход к оптимальной организации процесса бинарной ректификации, основанный на минимизации производства энтропии, представлен в работе [49]. При этом рассматривается система в стационарном состоянии и в неравновесных условиях, вызванных потоками вещества и энергии. Производство энтропии при обмене подсистем веществом и энергией в этом случае равно скалярному произведению вектора потоков на вектор движущих сил. В целом производство энтропии определяется следующей зависимостью:

$$\sigma = \sigma_T + \sigma_\mu$$

где σ_T и σ_μ – производство энтропии в процессах теплообмена и массообмена соответственно.

При этом производство энтропии в процессе теплообмена равно:

$$\sigma_T = \bar{Q}_{\text{кип}} \left[\frac{1}{T_W} - \frac{1}{T_+} \right] + \bar{Q}_{\text{деф}} \left[\frac{1}{T_-} - \frac{1}{T_P} \right], \quad (2.32)$$

где T_+ , T_- – температуры теплового источника в кипятильнике и хладагента в дефлегматоре соответственно, выбранные с учетом минимальной разности температур в теплообменниках.

Производство энтропии в процессе массообмена с учетом ранее введенных обозначений вычисляется следующим образом:

$$\sigma_\mu = R_v \int_{x_w}^{x_p} (\varepsilon R + \varepsilon) (y - y^0) \ln \frac{y^0(1-y)}{y(1-y^0)} dx, \quad (2.33)$$

где g – расход пара, моль/с; y , y_0 – концентрация вещества в паре текущая и равновесная соответственно. В силу принятых допущений производством энтропии при смешении флегмы с потоком питания можно пренебречь.

Приведем сравнение всех трех подходов к оптимальной организации процесса разделения смеси: метанол-вода в колонне при условии, что тарелки теоретические (эффективность равна 1) и поток питания – насыщенная жидкость.

Исходные данные для расчета были приняты следующими: расход питания (исходная смесь) – 0,01 кмоль/с. Состав продуктов по метанолу: $x_p=0,99$. Давление в процессе равно 0,1 МПа.

Для сравнения представленных подходов расчеты проводились в широком диапазоне варьирования характеристик: состав питания, флегмовое число, число тарелок, положение тарелки питания, количества продуктов в условиях принятых допущений и в пределах реализуемости математической модели. На рис. 2.6 – 2.8 представлены изменения разности факторов затрат в логарифмических координатах, потерь эксергии и производства энтропии в системе с колонной ректификации, кипятильником и дефлегматором.

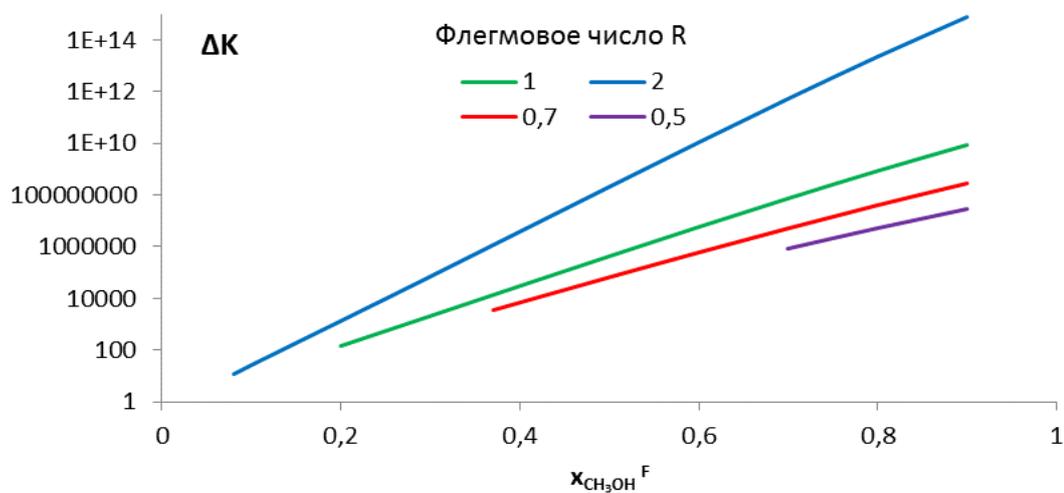


Рисунок 2.6 – Изменение разности факторов затрат в логарифмических координатах при различных значениях флегмового числа и содержания метанола в питании

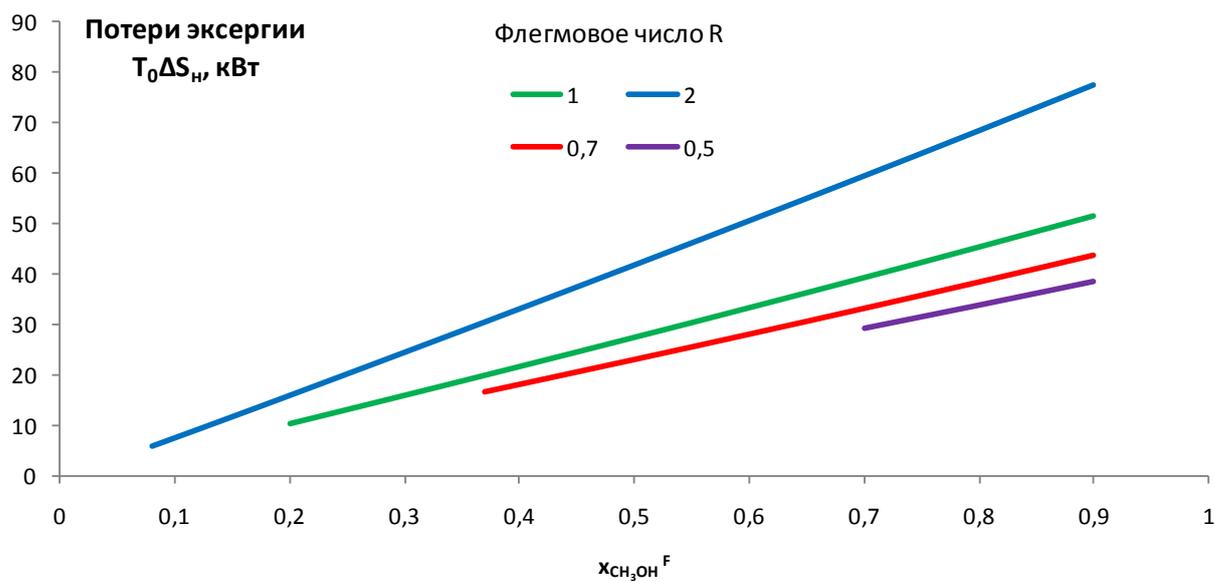


Рисунок 2.7 – Изменение потерь эксергии в системе при различных значениях флегмового числа и содержания метанола в питании

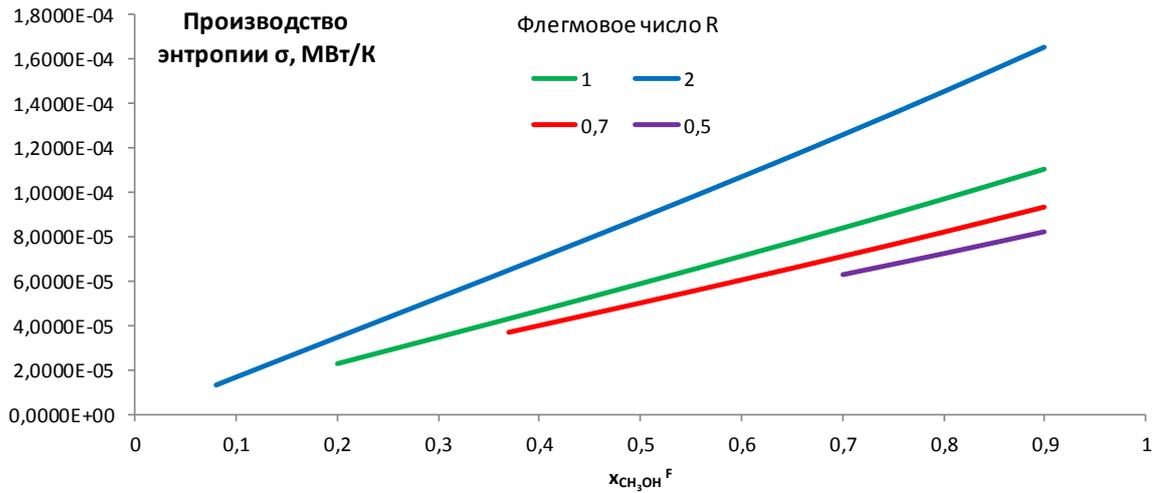


Рисунок 2.8 – Изменение производства энтропии в системе при различных значениях флегмового числа и содержания метанола в питании

Для оценки вклада составляющих в выражении производства энтропии согласно (2.33) на рис. 2.9 представлено изменение энтропии только от процесса массообмена.

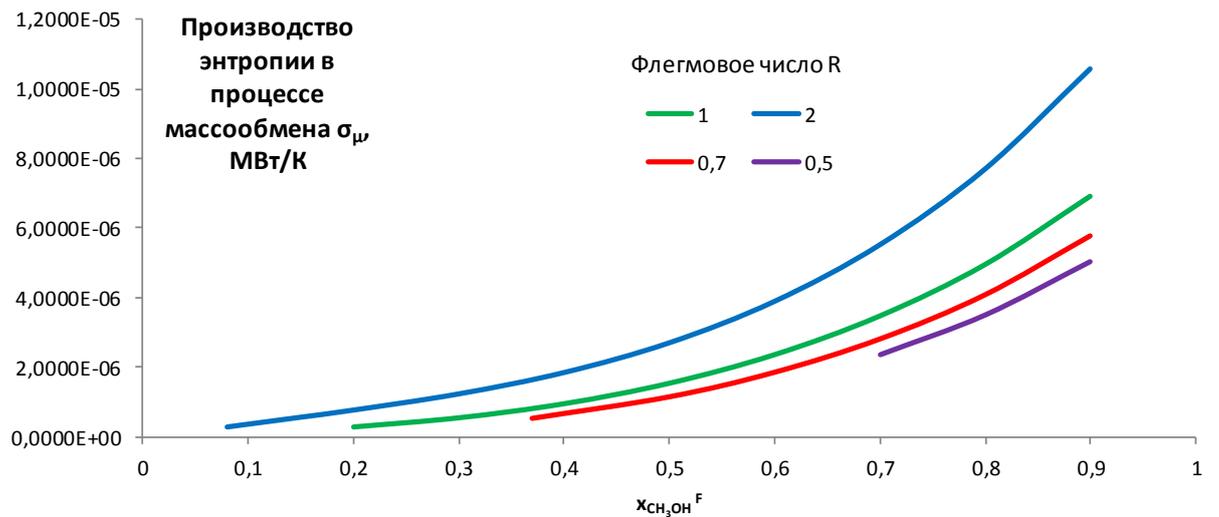


Рисунок 2.9 – Изменение производства энтропии в процессе массообмена при различных значениях флегмового числа и содержания метанола в питании

Из сравнения данных, приведенных на рис. 2.8 и 2.9 следует, что общее производство энтропии в системе определяется в основном процессами теплообмена.

Характер зависимостей, представленных на рис. 2.6 – 2.9 и реализующих различные подходы к оптимальной организации процесса бинарной ректификации, свидетельствует об их идентичном характере во всем диапазоне варьирования характеристик, что позволяет сделать вывод о не противоречии выводов на основании информационного и термодинамических подходов к оптимальной организации процесса.

Рассмотрим часто встречающийся на практике случай, когда состав питания смеси, в данном случае, метанол–вода задан и соответствует содержанию метанола в питании, равному 0,4.

В табл. 2.1 приведены результаты расчета критериев для разделения смеси метанол-вода при варьировании флегмового числа в колонне.

Таблица 2.1 – Сравнение критериев для заданного состава питания при изменении флегмового числа

N п/п	Характеристики							
	R	N	$\bar{Q}_{\text{деф}}$	$\bar{Q}_{\text{кип}}$	$\ln K_{P+} \ln K_W$	$\ln K_P - \ln K_W$	ΔS_n	σ
1	0,7	25	0,2206	0,2275	9,1663	7,0926	$5,60 \cdot 10^{-5}$	$3,651 \cdot 10^{-5}$
2	1	13	0,2812	0,2879	11,8306	9,7322	$7,23 \cdot 10^{-5}$	$4,662 \cdot 10^{-5}$
3	2	10	0,4218	0,4285	18,1257	12,2297	0,000111	$7,016 \cdot 10^{-5}$

Примечание: В таблице сумма логарифмов от факторов затрат по потокам продуктов равна логарифму общего фактора затрат для колонны, а разность логарифмов от факторов затрат по потокам продуктов равна логарифму их отношения, которое в задаче оптимизации стремится к единице; N – число тарелок.

Минимальной разности логарифмов от факторов затрат по потокам целевых продуктов, минимальным потерям эксергии, а также минимальному производству энтропии соответствует минимальное флегмовое число, минимальные тепловые нагрузки на кипятильник и дефлегматор, минимальное значение общего фактора затрат на процесс ректификации, но максимальное число теоретических тарелок. Таким образом, данные сравнительного анализа строго корреспондируются.

В ХТС количество ее элементов увеличивается по мере усложнения для решения технологических задач. При этом система может дифференцировать свои функции между элементами ХТС, в том числе, и многопоточными.

Следовательно, необходимо рассмотреть вопрос дифференциации функций системы при увеличении в ней количества элементов, что связано с разработкой критериев пошагового усложнения системы с учетом принадлежности исходов в решении информационной задачи определенному маршруту движения технологических потоков и разработкой методики расчета их составляющих.

2.3 Дифференциация функций системы между ее элементами.

Методическим обоснованием дифференциации функций ХТС между их элементами при их усложнении являются общие выводы при решении задачи дифференциации функций системы, представленные в разделе 2.1. Большинство ХТС являются многомаршрутными, вследствие чего при усложнении системы необходимо установить характеристику принадлежности процесса преобразования информации в элементе соответствующему маршруту преобразования технологического потока. Дифференциация функций системы между элементами, являющаяся развитием идеи, представленной в ранних работах по информационному подходу, и была использована автором для анализа и выбора оптимальной структуры подсистемы глубокой утилизации остаточной теплоты на основе цикла Ренкина [234].

В соответствии с условием изоэнергетичности информационно-термодинамического подхода все преобразования информации в элементе ХТС осуществляются на постоянном среднем уровне энергии, который принимается за показатель макроскопичности (целостности) процесса. В свою очередь преобразование информации в ХТС также осуществляется на постоянном среднем уровне энергии ХТС как единого целого. Согласно

этому условию все процессы и ХТС в целом представляются как замкнутые термодинамические системы, границы контрольной поверхности которых не пересекают потоки вещества (условно полагается, что процесс или система помещены в воображаемые термостаты).

Макроуровень, согласно иерархическому описанию ХТС, представлен совокупностью преобразований в ХТП в рамках выделенного маршрута движения технологического потока, характеристиками которых являются средние уровни внутренней энергии $\langle U_i \rangle$ ($i = 1, 2, \dots, I$). Изменение величины средних уровней обусловлено изменением топологии системы и связано с изменением весового коэффициента процесса, устанавливающего его вклад в решение информационной задачи системы в целом. При этом весовой коэффициент является интегральной характеристикой потока и имеет в силу этого четкую принадлежность определенному маршруту движения технологического потока. В последующих разделах методика оценки параметров макроуровня, входящих в критерии усложнения, была доработана и уточнена.

Микроуровень представлен ансамблем возможных достижимых состояний технологического потока, опосредованно определяемых параметрами организации ХТП.

Будем считать, что процессом усложнения или эволюции системы является последовательное или пошаговое увеличение в ней количества элементов, обеспечивающее достижение целей преобразований. Таким образом, в процессе пошагового усложнения (эволюции) ХТС неопределенность возникает уже на стадии выбора первого целевого элемента, параметры организации которого зависят от рабочих сред или используемого сырья и параметров на входе в систему. При создании нового технического решения аналогичная неопределенность возникает при выборе второго элемента, который объединяется с первым в звено будущей ХТС, и так далее.

Для вывода критериев пошагового усложнения ХТС рассмотрим с позиции теории информации произвольную ХТС, состоящую из трех элементов и представленную на рис. 2.10.

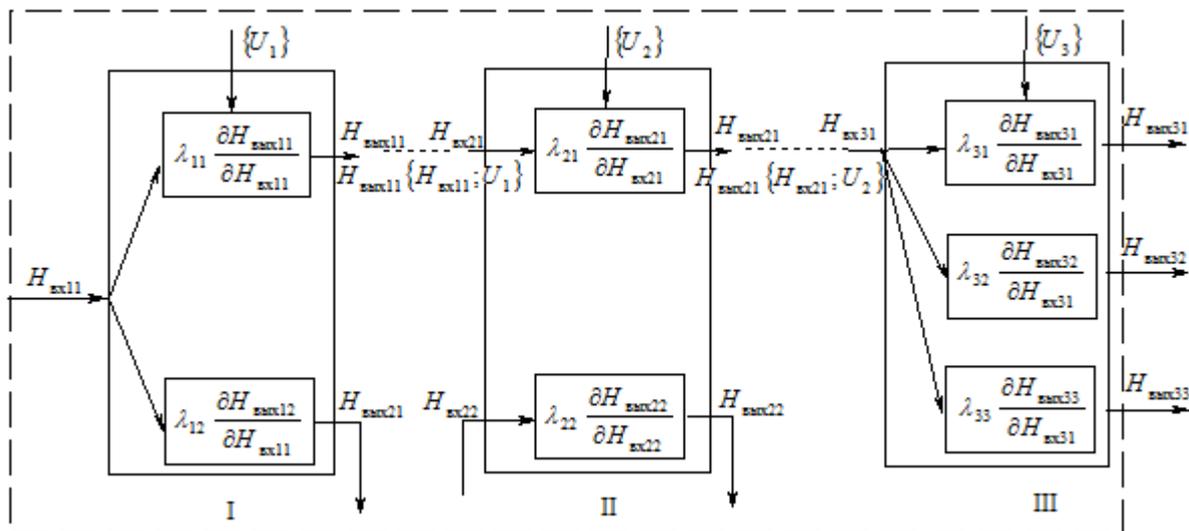


Рисунок 2.10 – Структура информационных потоков в произвольной химико-технологической системе

Принимая во внимание возможность независимой оценки маршрутов потоков в ХТС в силу статистической независимости информационных характеристик, для вывода критериев эволюционного синтеза при усложнении ХТС выделим произвольный маршрут потока, например с индексом «1». В качестве критерия оценки организованности (в рамках данного маршрута) примем энтропию информации системы в виде:

$$H_C = \sum_j n_{j1} H_{j1}^{\text{вх}} \quad (2.34)$$

где n_{j1} – весовой коэффициент, учитывающий в вероятностном виде долю энтропии информации каждого элемента в системе;

$H_{j1}^{\text{вх}}$ – энтропия информации j -го элемента, рассчитанная по его входным параметрам.

Для простоты вывода индекс «1» опускаем. Тогда

$$H_C = \sum_j n_j H_j^{\text{BX}} \quad (2.35)$$

Согласно уравнению Шеннона-Винера

$$H_C + I_0 = 0 \quad (2.36)$$

увеличение степени организованности системы, связанное с максимизацией количества получаемой информации I_0 , должно сопровождаться уменьшением энтропии до уровня, определяемого в ходе процедуры оптимизации. Минимизация критерия (2.35) осуществляется с учетом ограничений типа равенств:

$$\begin{aligned} H_j^{\text{ВЫХ}} &= h_j^{\text{ВЫХ}}(H_j^{\text{BX}}; U_j), \quad j = \overline{1,3} \\ H_1^{\text{ВЫХ}} &= f_2^1 H_2^{\text{BX}} \\ H_2^{\text{ВЫХ}} &= f_3^2 H_3^{\text{BX}} \end{aligned} \quad (2.37)$$

где f_2^1, f_3^2 – функции связи по каналам 1-2 и 2-3 соответственно (от элемента к элементу); U_j – произвольные управляющие параметры, например, параметры организации процессов.

Для поиска аналитических зависимостей стоимостей единиц информации потоков продукта или полупродукта воспользуемся методом неопределенных множителей Лагранжа и запишем функцию Лагранжа:

$$\begin{aligned} L &= \sum_j n_j H_j^{\text{BX}} + \lambda_1 [f_2^1 H_2^{\text{BX}} - h_1^{\text{ВЫХ}}(H_1^{\text{BX}}; U_1)] + \lambda_2 [f_3^2 H_3^{\text{BX}} - h_2^{\text{ВЫХ}}(H_2^{\text{BX}}; U_2)] + \\ &+ \lambda_3 [H_3^{\text{ВЫХ}} - h_3^{\text{ВЫХ}}(H_3^{\text{BX}}; U_3)] = 0 \end{aligned} \quad (2.38)$$

Запишем выражения для частных производных функции Лагранжа по параметрам $U_1, U_2, U_3, H_1^{\text{BX}}, H_2^{\text{BX}}, H_3^{\text{BX}}$ и приравняем их к нулю.

$$\frac{\partial L}{\partial U_1} = \frac{\partial}{\partial U_1} \left[\sum_j n_j H_j^{\text{BX}} - \lambda_1 h_1^{\text{ВЫХ}} \right] = 0 \quad (2.39)$$

$$\frac{\partial L}{\partial U_2} = \frac{\partial}{\partial U_2} \left[\sum_j n_j H_j^{\text{BX}} - \lambda_2 h_2^{\text{ВЫХ}} \right] = 0 \quad (2.40)$$

$$\frac{\partial L}{\partial U_3} = \frac{\partial}{\partial U_3} \left[\sum_j n_j H_j^{\text{BX}} - \lambda_3 h_3^{\text{БЫХ}} \right] = 0 \quad (2.41)$$

$$\frac{\partial L}{\partial H_1^{\text{BX}}} = \frac{\partial}{\partial H_1^{\text{BX}}} \left[\sum_j n_j H_j^{\text{BX}} - \lambda_1 h_1^{\text{БЫХ}} \right] = 0 \quad (2.42)$$

$$\frac{\partial L}{\partial H_2^{\text{BX}}} = \frac{\partial}{\partial H_2^{\text{BX}}} \left[\sum_j n_j H_j^{\text{BX}} + \lambda_1 f_2^1 H_2^{\text{BX}} - \lambda_2 h_2^{\text{БЫХ}} \right] = 0 \quad (2.43)$$

$$\frac{\partial L}{\partial H_3^{\text{BX}}} = \frac{\partial}{\partial H_3^{\text{BX}}} \left[\sum_j n_j H_j^{\text{BX}} + \lambda_2 f_3^2 H_3^{\text{BX}} - \lambda_3 h_3^{\text{БЫХ}} \right] = 0 \quad (2.44)$$

Ввиду неопределенности параметров управления $\{U_j\}$ рассмотрим условия

(2.42-2.44). Поскольку $\frac{\partial}{\partial H_j^{\text{BX}}} \left[\sum_j n_j H_j^{\text{BX}} \right] = n_j$ при $j = \overline{1,3}$, а в точке экстремума

$h_j^{\text{БЫХ}} = H_j^{\text{БЫХ}}$ для условия (2.42) имеем:

$$n_1 - \frac{\partial H_1^{\text{БЫХ}}}{\partial H_1^{\text{BX}}} \lambda_1 = 0 \quad (2.45)$$

Из (2.45) можно получить значение первого множителя Лагранжа:

$$\lambda_1 = \frac{n_1}{\partial H_1^{\text{БЫХ}} / \partial H_1^{\text{BX}}} \quad (2.46)$$

Принимая во внимание, что $H_1^{\text{БЫХ}} = H_1^{\text{BX}} \cdot \eta_{T1} / K_1$ (2.47)

где $\eta_{T1} = \frac{\Delta S_{\text{pl}}}{\Delta S_{01}}$ – термодинамический КПД, $\Delta S_{\text{p}(0)1} = -(\Delta Z^{p,T} - \Delta U)_{\text{p}(0)1} / \overline{T}_1$ –

изменение термодинамической энтропии,

$K_1 = \Delta \Gamma_1^{\text{BX}} / \Delta \Gamma_1^{\text{БЫХ}}$ – фактор затрат на организацию процесса, где

$$\Delta \Gamma_1^{\text{BX}} = \exp \left[-\frac{(\Delta Z^{p,T} - \Delta U)_1^{\text{BX}}}{R \overline{T}_1} \right], \quad \Delta \Gamma_1^{\text{БЫХ}} = \exp \left[-\frac{(\Delta Z^{p,T} - \Delta U)_1^{\text{БЫХ}}}{R \overline{T}_1} \right] \quad \text{– объемы фазовых}$$

пространств микросостояний, можно получить окончательное выражение для множителя Лагранжа первого уровня в общей задаче усложнения ХТС (выбор первого элемента) в виде:

$$\lambda_1 = \frac{n_1 \cdot K_1}{\eta_{T1}} \quad (2.48)$$

Далее из выражений соответственно (2.43) и (2.44) получаем значения множителей Лагранжа второго и третьего уровней в задаче усложнения ХТС:

$$\lambda_2 = n_2 \frac{K_2}{\eta_{T2}} + n_1 \frac{K_1 K_2}{\eta_{T1} \eta_{T2}} \frac{\bar{T}_2}{T_1} \frac{\Delta \Gamma_1^{\text{ВЫХ}}}{\Delta \Gamma_2^{\text{ВХ}}} \quad (2.49)$$

При этом учитывалось, что $H_1^{\text{ВЫХ}} = H_2^{\text{ВХ}} \frac{\bar{T}_2}{T_1} \frac{\Delta \Gamma_1^{\text{ВЫХ}}}{\Delta \Gamma_2^{\text{ВХ}}} = H_2^{\text{ВХ}} f_2^1$ (2.50)

и что $\frac{\partial H_2^{\text{ВЫХ}}}{\partial H_2^{\text{ВХ}}} = \frac{\eta_{T2}}{K_2}$.

Соответственно для третьего уровня имеем:

$$\lambda_3 = n_3 \frac{K_3}{\eta_{T3}} + n_2 \frac{K_2 K_3}{\eta_{T2} \eta_{T3}} \frac{\bar{T}_3}{T_2} \frac{\Delta \Gamma_2^{\text{ВЫХ}}}{\Delta \Gamma_3^{\text{ВХ}}} + n_1 \frac{K_1 K_3}{\eta_{T1} \eta_{T2} \eta_{T3}} \frac{\bar{T}_3}{T_1} \frac{\Delta \Gamma_1^{\text{ВЫХ}}}{\Delta \Gamma_3^{\text{ВХ}}} \quad (2.51)$$

В силу идентичности смысловых трактовок множителей Лагранжа, полученных в выводе на основе информационного подхода, и аналогичных множителей, полученных ранее на основе эксергоэкономического подхода в работе [72], можно заключить, что оптимальные значения, соответствующие организованной системе, должны характеризоваться минимальными значениями множителей Лагранжа, которые и будут представлять критерии организованности при усложнении ХТС в процессе ее проектирования или эволюционного синтеза.

При этом напомним, что если в эксергоэкономическом подходе множители Лагранжа имели смысл стоимости единицы эксергии потоков продуктов с учетом фактора неэнергетических затрат, то в данном случае множители Лагранжа имеют смысл безразмерной «стоимости» единицы информации потока с учетом фактора затрат на организацию процесса (аналог неэнергетических затрат), в силу чего тенденции их изменения при оптимизации одинаковы.

Сравнение информационного и эксергоэкономического подходов в задаче усложнения ХТС мотивировано необходимостью включения в рассмотрение фактора неэнергетических затрат вследствие изменения элементной структуры ХТС при ее усложнении, а также изменения конструкционных параметров ее элементов.

Проведем сравнение выражений критериев, полученных на основе обоих подходов. Для этого приведем уравнения из работы [81] для множителей Лагранжа для ХТС, состоящей из трех элементов, с позиции эксергоэкономики, которые совпадают с приведенными ранее:

$$\lambda_1 = \frac{C_0}{\partial E_1 / \partial E_0} \quad (2.52)$$

$$\lambda_2 = \frac{C_0}{\frac{\partial E_1}{\partial E_0} \frac{\partial E_2}{\partial E_1}} + \frac{\partial K_1}{\partial E_1} \bigg/ \frac{\partial E_2}{\partial E_1} \quad (2.53)$$

$$\lambda_3 = \frac{C_0}{\frac{\partial E_1}{\partial E_0} \frac{\partial E_2}{\partial E_1} \frac{\partial E_3}{\partial E_2}} + \frac{\partial K_2}{\partial E_2} \bigg/ \frac{\partial E_3}{\partial E_2} \quad (2.54)$$

Или в упрощенном виде, при условии, что

$$\frac{\partial E_{\text{ВЫХ}}}{\partial E_{\text{ВХ}}} = \eta_{\text{ex}} \quad (E_{\text{ВЫХ}} = E_{\text{ВХ}} \eta_{\text{ex}}) \quad \text{и} \quad \frac{\partial K_i}{\partial E_i} = 0$$

$$\lambda_1 = \frac{C_0}{\eta_{\text{ex1}}} \quad (2.55)$$

$$\lambda_2 = \frac{C_0}{\eta_{\text{ex1}} \eta_{\text{ex2}}} \quad (2.56)$$

$$\lambda_3 = \frac{C_0}{\eta_{\text{ex1}} \eta_{\text{ex2}} \eta_{\text{ex3}}} \quad (2.57)$$

В выражениях (2.52-2.57) величины имеют следующий смысл:

C_0 – стоимость единицы эксергии потока на входе в систему (поток сырья – величина заданная), руб./кДж; E_0 – значение эксергии потока на входе в систему, кДж/год; E_1, E_2, E_3 – значения эксергий выходных потоков из соответствующих элементов (потоки промежуточных и конечных продуктов), кДж/год; K_1, K_2 – неэнергетические затраты по элементам, руб./год; λ_i для $i=1-3$ – множители Лагранжа – стоимости единицы эксергии промежуточных потоков и потока продукта, руб./кДж.

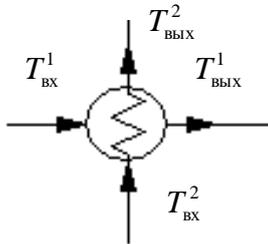
Для простоты проведем сравнение первого множителя Лагранжа λ_1 .

В эксергоэкономическом подходе минимум λ_1 согласно (2.55) достигается путем максимизации η_{ex} , который определяется в основном

параметрами конструкции первого элемента ХТС. Величина стоимости в числителе неизменна. В дальнейшем будет показано, что термодинамический КПД элемента слабо влияет на организованность ХТС в целом. Следовательно, $\lambda_1 = f(\eta_{ex})$ есть слабая функция, которая едва ли применима к оптимизации и синтезу мультифункциональных ХТС. В информационно-термодинамическом подходе зависимость λ_1 согласно (2.48) принципиально отличается тем, что в числителе стоит произведение весового коэффициента n_1 на фактор затрат на организацию процесса в первом элементе K_1 . И весовой коэффициент и фактор затрат на организацию процесса имеют экспоненциальные зависимости, в силу чего они в большей степени влияют на критерий. Рассмотрим численные примеры влияния характеристик на критерий для ряда ХТП.

Пример 1. Теплообмен (без фазового перехода, схема – противоток)

Математическая модель – тепловой баланс



$$Q = G_1 \cdot Cp_1 \cdot (T_{\text{ВХ}}^1 - T_{\text{ВЫХ}}^1) = G_2 \cdot Cp_2 \cdot (T_{\text{ВЫХ}}^2 - T_{\text{ВХ}}^2),$$

где $T_{\text{ВХ}}^1, T_{\text{ВЫХ}}^1$ – входная и выходная температура горячего потока, $T_{\text{ВХ}}^2, T_{\text{ВЫХ}}^2$ – входная и выходная температура холодного потока, Cp_1, Cp_2 – средние теплоемкости горячего и холодного потоков соответственно; G_1, G_2 – массовые расходы горячего и холодного потоков (принимаются равными). Потерями теплоты в окружающую среду пренебрегаем. Критерий для горячего потока будет равен:

$$\lambda_1 = \frac{n_1 \cdot K_1}{\eta_{T1}},$$

где фактор затрат $K = \exp\left(\frac{Q}{R \cdot T_{Cp_1}}\right) = \exp\left(\frac{Cp_1 \cdot (T_{\text{ВХ}}^1 - T_{\text{ВЫХ}}^1) \ln(T_{\text{ВХ}}^1 / T_{\text{ВЫХ}}^1)}{R \cdot (T_{\text{ВХ}}^1 - T_{\text{ВЫХ}}^1)}\right) = \left(\frac{T_{\text{ВХ}}^1}{T_{\text{ВЫХ}}^1}\right)^{\alpha+1}$

- термодинамический КПД: $\eta_T = \frac{T_{\text{ВХ}}^1 - T_{\text{ВЫХ}}^1}{T_{\text{ВХ}}^1 - T_{\text{ВХ}}^2}$ (2.58)

- весовой коэффициент $n = \exp\left(-\frac{\alpha}{2} \frac{\Delta T_{\text{э1}}^2}{T_0^2}\right) = \exp\left(-\alpha \frac{(T_{\text{вх}}^1 + T_{\text{вых}}^1)^2}{8T_0^2}\right)$

В выражениях (2.58) приняты следующие обозначения:

T_0 – среднее значение температуры системы как единого целого, К;

$\Delta T_{\text{э1}} = T_{\text{ср1}}$ – флуктуации эквивалентной температуры, К;

$\alpha = C_V / R$ – безразмерный коэффициент.

Для фактора затрат средняя температура по горячему потоку равна:

$$T_{\text{ср1}} = \frac{T_{\text{вх}}^1 - T_{\text{вых}}^1}{\ln(T_{\text{вх}}^1 / T_{\text{вых}}^1)}$$

Расчет был проведен для теплообменника газ – жидкость. Движущая сила в теплообменнике варьировалась путем изменения входной температуры горячего потока в диапазоне температур: $T_{\text{вх}}^1 = 380 - 800$ К (Рис. 2.11).

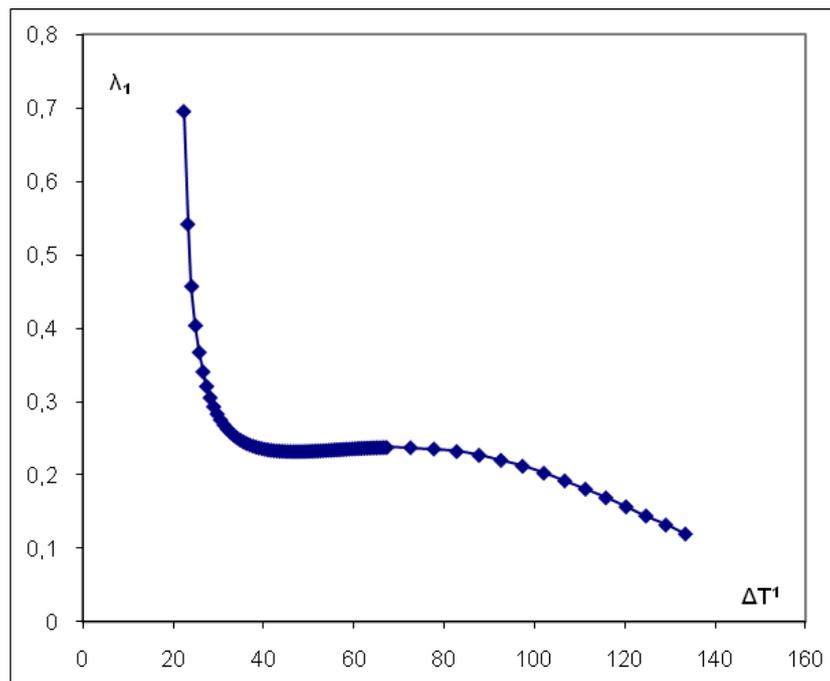


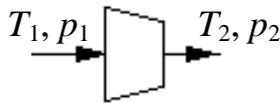
Рисунок 2.11 – Зависимость критерия λ_1 от движущей силы в процессе теплообмена

Увеличение стоимости единицы информации – λ_1 в пределе до бесконечности при уменьшении движущей силы процесса теплообмена до нуля идентично аналогичной тенденции увеличения неэнергетических затрат в эксергоэкономическом подходе [72].

Далее следует участок практически постоянного значения критерия ввиду того, что увеличение фактора затрат на организацию процесса компенсируется уменьшением весового коэффициента. И, наконец, участок, на котором значение весового коэффициента доминирует над фактором затрат на организацию процесса, уменьшая при этом значение критерия λ_1 (в пределе до нуля).

Пример 2. Процесс сжатия (компрессор)

Математическая модель (политропическое сжатие)



$$T_2 = T_1 \cdot (p_2/p_1)^{(k-1)/k\eta}$$

$$N = Cp \cdot (T_2 - T_1) / \eta,$$

где T_1, p_1 – входная температура и входное давление,

T_2, p_2 – выходная температура и давление на выходе, $k = Cp/Cv$ – показатель политропы, η – КПД процесса сжатия, N – удельная работа на сжатие (на 1 моль), Cp, Cv – изобарная и изохорная теплоемкости тела.

Критерий, как и в примере 1, можно записать в виде:

$$\lambda_1 = \frac{n_1 \cdot K_1}{\eta_{T1}}, \text{ где}$$

$$\text{- фактор затрат } K = \exp\left(\frac{N}{R \cdot T_{cp1}}\right) = \exp\left(\frac{2N}{R \cdot (T_2 + T_1)}\right) = \exp\left[\frac{2Cp}{R\eta} \left(1 - \frac{2T_1}{T_1 + T_2}\right)\right]$$

$$\text{- термодинамический КПД: } \eta_T = \eta \quad (2.59)$$

$$\text{- весовой коэффициент } n = \exp\left(-\frac{\alpha}{2} \frac{\Delta T_{\text{э1}}^2}{T_0^2}\right) = \exp\left(-\frac{\alpha}{2} \frac{T_{cp}^2 \left(1 - \frac{1}{\alpha'} \ln\left[\frac{p_2 + p_1}{2p_0}\right]\right)^2}{T_0^2}\right)$$

Флуктуации давления приводятся к эквивалентным температурным флуктуациям. При этом энергетический уровень процесса увеличивается за счет работы изотермического сжатия, необходимой для достижения среднего давления системы.

$$\Delta T_3 = T_{cp} + \frac{RT_{cp} \ln \frac{p_{\text{ВЫХ}}}{p_{\text{ВХ}}}}{C_p} = T_{cp} \left(1 - \frac{1}{\alpha'} \ln \frac{p_{\text{ВХ}}}{p_{\text{ВЫХ}}} \right),$$

где $\alpha = C_v/R$, $\alpha' = C_p/R$ – безразмерные коэффициенты.

При варьировании выходного давления (расчет был проведен для воздуха при входной температуре 200 К и входном давлении 0,1 МПа) была получена следующая зависимость для критерия 1-го уровня (рис. 2.6.)

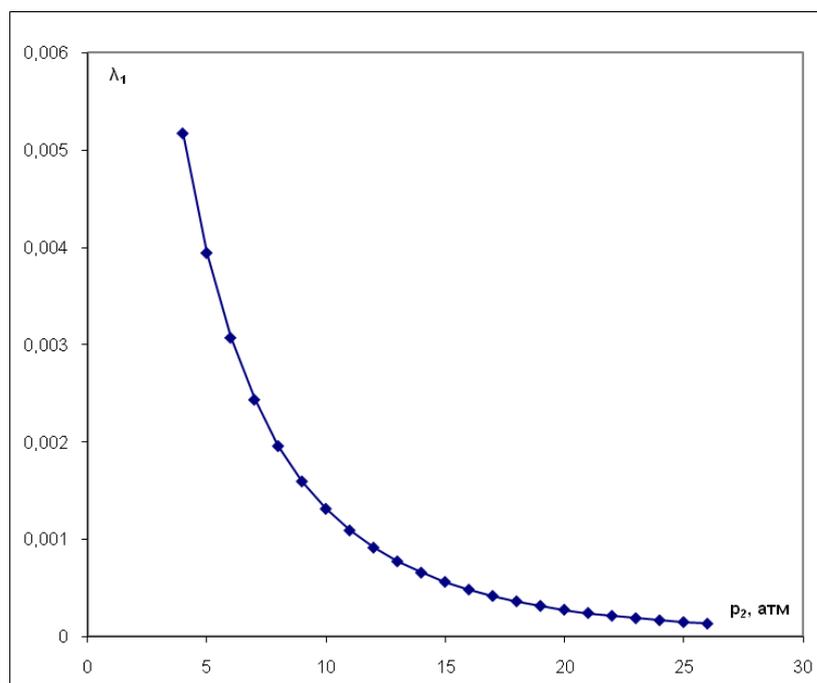


Рисунок 2.12 – Зависимость критерия λ_1 от давления на выходе компрессора

Зависимость имеет монотонно убывающий характер (в пределе до нуля) вследствие преобладающей тенденции уменьшения весового коэффициента по отношению к возрастанию фактора затрат.

Пример 3. Химическое превращение

Математическая модель (адиабатический реактор, экзотермическая реакция)

$$\frac{dx}{d\tau} = r(x, T)$$

$$T = T_0 + \Delta T_{\text{ад}} x,$$

Начальные условия: при $\tau=0$ $x=x_0$. Здесь

$r(x, T) = r(P, T)/c_0$ - приведенная скорость реакции; x – степень превращения по ключевому компоненту;

c_0 – начальная концентрация ключевого компонента;

$\Delta T_{ад} = Q_p c_0 / C_p$ – величина адиабатического нагрева реакционной смеси;

Q_p – тепловой эффект реакции; C_p – теплоемкость реакционной смеси.

Критерий был рассчитан для адиабатического реактора конверсии оксида углерода (II): $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_2 + \text{CO}_2 + 41,2 \text{ кДж}$;

Уравнение для скорости обратимой реакции конверсии оксида углерода имеет вид:

$$r(P, T) = k \frac{P_{\text{CO}} P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{H}_2} P_{\text{CO}_2} / K_p}{A P_{\text{H}_2\text{O}} + P_{\text{CO}_2}} \quad (2.60)$$

где k – константа скорости прямой реакции $(\text{атм} \cdot \text{с})^{-1}$, A – коэффициент.

Коэффициент A рассчитывается по уравнению: $\lg A = -\frac{8800}{4,57 \cdot T} + 2,31$;

K_p – константа равновесия данной реакции:

$$K_p = \frac{(c_{\text{CO}_2,0} + c_{\text{CO}_2,0} x_p)(c_{\text{H}_2,0} + c_{\text{CO}_2,0} x_p)}{(c_{\text{CO},0} - c_{\text{CO}_2,0} x_p)(c_{\text{H}_2\text{O},0} - c_{\text{CO}_2,0} x_p)} \quad (2.61)$$

Константа равновесия рассчитывается по уравнению:

$$\lg K_p = 2217,5/T + 0,297 \cdot \lg T + 0,3525 \cdot 10^{-3} \cdot T - 0,0508 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 - 3,26$$

Критерий, как и в двух предшествующих случаях, имеет следующий вид:

$$\lambda_1 = \frac{n_1 \cdot K_1}{\eta_{T1}}, \text{ где}$$

- фактор затрат $K = \exp\left(\frac{\Delta Z}{R \cdot T_{cp}}\right) = \exp\left(\frac{RT_{cp} \ln(K_{нач} / K_{кон})}{RT_{cp}}\right) = \frac{K_{нач}}{K_{кон}}$

- термодинамический КПД: $\eta_T = x / x_{равн}$ (2.62)

- весовой коэффициент $n = \exp\left(-\frac{\alpha}{2} \frac{\Delta T_{э1}^2}{T_0^2}\right) = \exp\left(-\frac{Cv(T_{cp}, x_{нач}) T_{cp}^2}{2R T_0^2}\right)$,

где ΔZ – изменение потенциала Гиббса для данного процесса, $K_{нач}, K_{кон}$ – стехиометрические произведения концентраций при начальных и

конечных условиях, $x_{равн}$ – равновесная степень превращения вещества (вычисляется из константы равновесия).

Расчет реактор проведен при следующих рабочих условиях:

T, K	P, MPa	$C_{CO}, об.%$	$C_{CO_2}, об.%$	$C_{H_2}, об.%$	$C_{CH_4}, об.%$	$C_{N_2}, об.%$	$C_{H_2O}, об.%$
690	2,0	0,127273	0,042424	0,305455	0,00297	0,127879	0,393939

Для критерия при изменении степени превращения получена следующая зависимость (рис. 2.13).

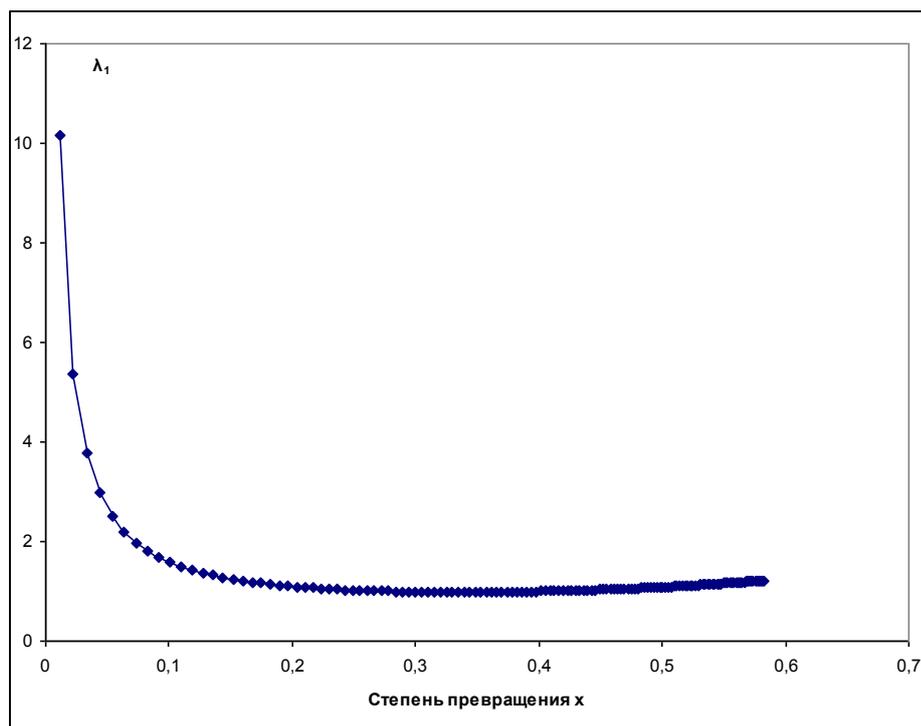


Рисунок 2.13 – Зависимость критерия λ_1 от степени превращения

Как и в двух предшествующих случаях при увеличении степени превращения уменьшение критерия на первом участке обусловлено доминирующей тенденцией уменьшения весового коэффициента, однако на втором участке наблюдается равенство в тенденциях снижения весового коэффициента с одной стороны и увеличения фактора затрат – с другой, что приводит к практически постоянному значению критерия.

В технологическом аспекте минимизация весового коэффициента, обеспечивающая минимум критерия первого уровня, означает возможность (поскольку отображается в вероятностном виде) получения в системе

наибольшего количества внутренних, в том числе вторичных энергетических ресурсов. Проще говоря, чем меньше весовой коэффициент, тем выше средний термодинамический уровень преобразования, что позволяет получать больше внутренних энергетических ресурсов. Уменьшение фактора затрат на организацию процесса K_1 (величина обратная вероятности), также обеспечивающее минимум критерия первого уровня, связано с дифференциацией функций первого элемента, означающей, что целесообразнее использовать многоцелевые процессы, позволяющие дифференцировать фактор затрат между потоками продуктов, что было рассмотрено в предшествующем параграфе.

2.4 Дифференциации затрат на организацию многопоточных процессов

В предшествующем разделе были приведены критерии пошагового усложнения ХТС, которые включают три основные характеристики: весовой коэффициент, фактор затрат на организацию процесса и термодинамический КПД. Напомним, что критерий 1 уровня записывался согласно (2.48) следующим образом (индекс опускаем):

$$\lambda = \frac{n \cdot K}{\eta_T}$$

Как отмечалось, значение критерия λ в точке оптимума является следствием компромисса между фактором затрат и весовым коэффициентом, стоящих в числителе и значением термодинамического КПД, стоящим в знаменателе.

Интерпретация принципа системной организации многомаршрутных ХТС при дифференциации функций системы между потоками многопоточных процессов на примере теплообмена представлена в работах автора [233, 236]. При этом будем исходить из аналогичных посылок

эксергоэкономического подхода [72, 81], которые были представлены двумя методами: «уравнительным» методом и методом «выделения».

Рассмотрим существо каждого из вышеуказанных методов с позиции информационно-термодинамического принципа организации ХТС на примере процесса теплообмена.

Уравнительный метод

Уравнительный метод предполагает, что оба преобразования в процессе являются целевыми. Затраты, таким образом, распределяются пропорционально обоим потокам. В уравнительном методе за базовое условие следует принять равенство стоимостей единиц информации потоков продуктов. Проводя параллель с эксергоэкономическим подходом, можно утверждать, что неэнергетические затраты на процесс в этом случае не могут учитываться дважды, то есть, в частности для случая теплообмена не могут быть отнесены и на поток теплоносителя и на поток хладагента, а должны распределяться между потоками.

Условием разделения затрат является равенство стоимостей потоков информации в виде:

$$\lambda_1 = \lambda'_1$$

где λ_1 и λ'_1 – стоимости единиц информации потоков в двухпоточном элементе ХТС.

Из этого условия можно получить связь между факторами затрат, термодинамическими КПД и весовыми коэффициентами потоков в виде:

$$\frac{n_1 \cdot K_1}{\eta_T} = \frac{n'_1 \cdot K'_1}{\eta'_T} \quad (2.63)$$

Рассмотрим теплообменник, представленный схематично на рис. 2.14.

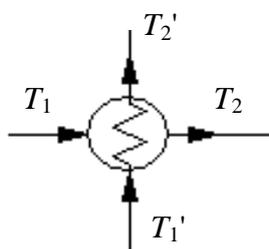


Рисунок 2.14 – Схематичное отображение теплообменника

Исходные данные для расчета:

В качестве примера рассмотрим теплообменник с входной температурой горячего потока 360 К и входной температурой холодного потока – 300 К. Рабочими телами являются газовые среды.

Приведем основные зависимости по расчету составляющих критериев стоимости единицы потоков информации:

- фактор затрат $K = \left(\frac{T_1}{T_2}\right)^{\alpha+1}$
- термодинамический КПД: $\eta_r = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_1'}$ (2.64)
- весовой коэффициент $n = \exp\left(-\alpha \frac{T_1 + T_2}{2T_0}\right)$

В выражениях (2.64) приняты следующие обозначения:

$T_{1,2}$ – температура горячего потока на входе (1), выходе (2), К;

T_1' – температура потока хладагента на входе, К (схема – противоток)

T_0 – среднее значение температуры системы как единого целого, К;

$\alpha = C_v / R$ – безразмерный коэффициент.

В качестве варьируемого параметра примем температуру T_2 (меняется в диапазоне от 350 до 302,3 К). Расчет проводится при одинаковых «а» и различных «б» значениях средних термодинамических уровней систем для обоих потоков в элементе.

Случай «а» – средние термодинамические уровни равны: $T_0 = T_{01}$ (298 К). Этот случай реализуется в рекуперативном теплообменнике, через который один и тот же технологический поток проходит дважды: и как теплоноситель, и как хладагент. В табл. 2.2 представлены расчеты критериев вида (2.63) и его составляющих.

Таблица 2.2 – Анализ уравнительного метода в оценке критерия («а» – рекуперативный теплообмен)

T_1	T_2	T_1'	T_2'	n_1	k_1	η_{T1}	λ_1	n'_1	k'_1	$\eta_{T'1}$	λ'_1
360	350	300	310,43	0,0256	1,122	0,167	0,1723	0,0508	1,143	0,174	0,3339
360	340,11	300	320,72	0,0271	1,260	0,332	0,1029	0,0483	1,298	0,345	0,1815
360	330,22	300	330,99	0,0286	1,421	0,496	0,0819	0,0459	1,469	0,516	0,1306
360	320,33	300	341,24	0,0302	1,607	0,661	0,0735	0,0437	1,655	0,687	0,1051
360	310,01	300	351,92	0,0320	1,835	0,833	0,0705	0,0415	1,867	0,865	0,0894
360	302,27	300	359,92	0,0334	2,033	0,962	0,0706	0,0399	2,038	0,999	0,0814

Графическая интерпретация результатов расчета дана на рис. 2.15

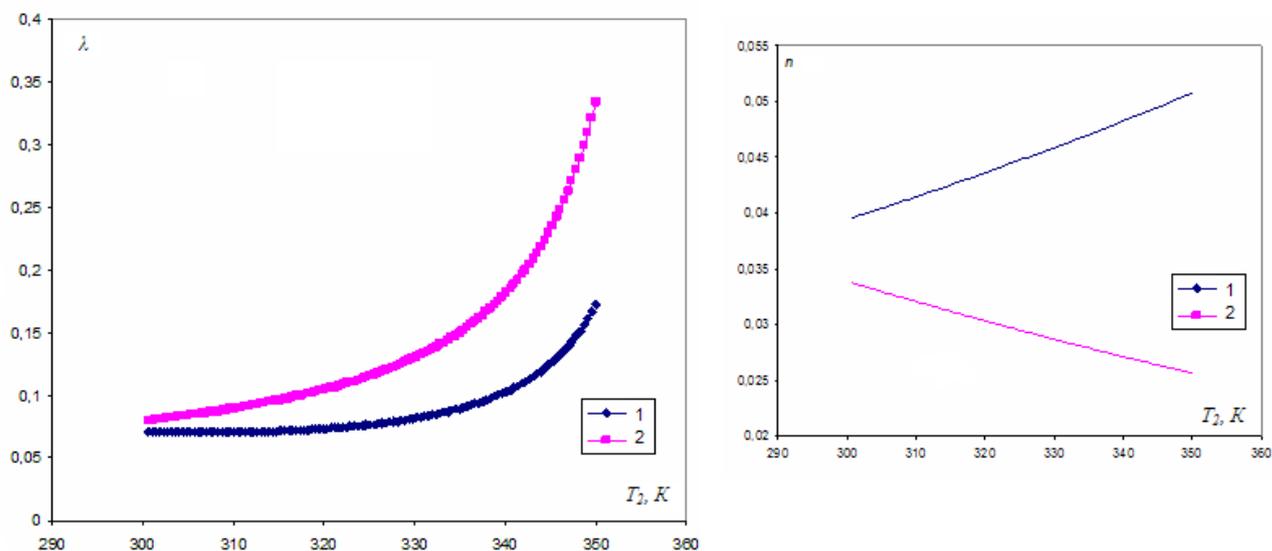


Рисунок 2.15 – Зависимость критерия стоимости единицы информации потока теплоносителя и хладагента от температуры T_2 (случай «а»)

Как следует из полученных результатов, асимптотическое приближение значений стоимостей единиц информации потоков теплоносителя и хладагента друг к другу характеризуется сближением средних термодинамических уровней процессов и соответственно асимптотическим стремлением к равенству весовых коэффициентов.

Этот вывод надежно коррелирует с нулевым началом термодинамики, устанавливающим факт теплового равновесия подсистем при их взаимодействии внутри замкнутой термодинамической системы, каковой в данном случае является процесс в целом.

Случай «б» – средние термодинамические уровни T_0 не равен T'_0 (для случая $T_0 > T'_0$ принято $T_0=320$ К, $T'_0=298$ К). В табл. 2.3 представлены расчеты критериев вида (2.63) и его составляющих.

Таблица 2.3 – Анализ уравнительного метода в оценке критерия («б» - кооперирование ХТС)

T_1	T_2	T_1'	T_2'	n_1	k_1	η_{T1}	λ_1	n'_1	k'_1	$\eta_{T'1}$	λ'_1
360	350	300	310,43	0,0329	1,122	0,167	0,2216	0,0508	1,143	0,174	0,3339
360	340,11	300	320,72	0,0347	1,260	0,332	0,1319	0,0483	1,298	0,345	0,1815
360	330,22	300	330,99	0,0365	1,421	0,496	0,1046	0,0459	1,469	0,516	0,1306
360	320,33	300	341,24	0,0385	1,607	0,661	0,0935	0,0437	1,655	0,687	0,1051
360	310,01	300	351,92	0,0406	1,835	0,833	0,0894	0,0415	1,867	0,865	0,0894
360	302,27	300	359,92	0,0422	2,033	0,962	0,0892	0,0399	2,038	0,999	0,0814

Графическая интерпретация результатов расчета дана на рис. 2.16.

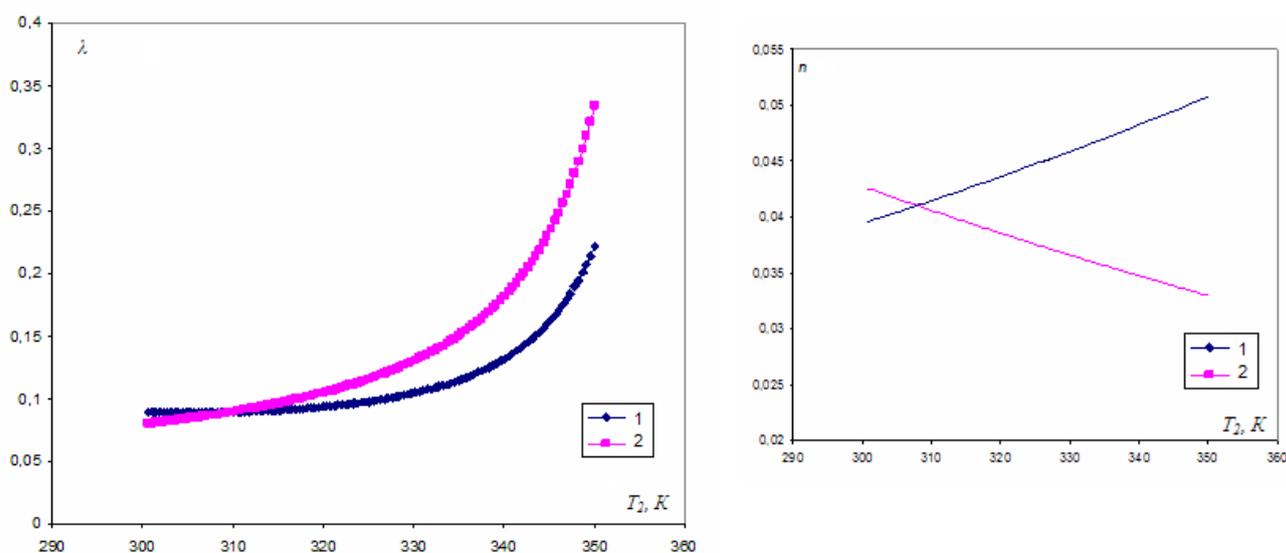


Рисунок 2.16 – Зависимость стоимости единицы информации потока теплоносителя и хладагента от температуры T_2 (случай «б»)

Как следует из результатов расчета (табл. 2.3 и рис. 2.16), в тенденции уменьшения обоих критериев имеется четкая точка их равенства, что адекватно отображается равенством весовых коэффициентов (с точностью до второго знака).

Выводы по использованию уравнительного метода:

1. Условие (2.63) уравнительного метода приводит к сближению средних термодинамических уровней превращений потоков теплоносителя и хладагента – в случае “а” – к асимптотическому, в случае “б” – к реально достижимому, что в обоих случаях надежно коррелирует с нулевым началом термодинамики.

2. При решении задачи синтеза оптимально организованной системы теплообмена следует стремиться к обеспечению реального равенства стоимостей единицы информации потоков теплоносителя и хладагента, что возможно при энерготехнологическом комбинировании, когда в теплообменном элементе объединяются потоки разных технологических маршрутов из кооперируемых подсистем, что означает совмещение функций в этом элементе и характерно для мультифункциональных ХТС.

При усложнении ХТС количество источников и стоков теплоты возрастает. Однако, используя возможность объединения источников и стоков в виде обобщенных флуктуаций энергии, возможно прийти к выводам, сделанным ранее для уравнительного метода.

Для ХТС, содержащей несколько источников и стоков, можно представить вариант диаграммы распределения средних энергетических уровней, как это показано на рис. 2.17.

Характеристикой, учитывающей весь ансамбль вероятностей флуктуации внутренней энергии, является энтропия, названная макроэнтропией:

$$H_m = - \sum_{i=1}^I n_i \ln n_i, \quad (2.65)$$

где n_i – весовой коэффициент i -го процесса преобразования энергии, I – общее число элементарных преобразований энергии.

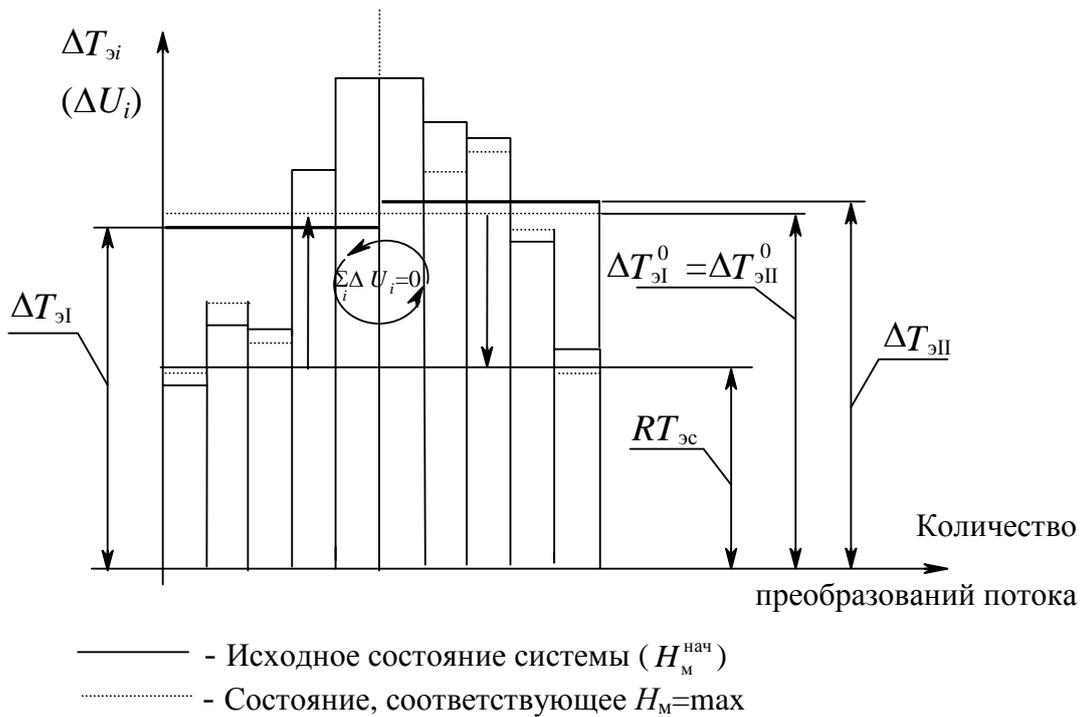


Рисунок 2.17 – Диаграмма распределения средних уровней внутренней энергии процессов в ХТС

На диаграмме распределения средних энергетических уровней наблюдается перегиб, делящий ее условно на две обобщенные флуктуации – обобщенный источник и обобщенный сток внутренней энергии. Выражение для обобщенной флуктуации можно представить следующим образом:

$$\Delta T_{э} = \sqrt{\frac{\sum_i^L \alpha_i \Delta T_{э,i}}{L}}, \quad (2.66)$$

где $\Delta T_{э}$ – обобщенная флуктуация, $\Delta T_{э,i}$ – флуктуации внутренней энергии i -го процесса, L – число технологических процессов, объединенных в обобщенный источник (сток).

Стремление к равенству энергий обобщенного источника и стока по смыслу идентично выводу уравнительного метода, полученному в подтверждение нулевого закона термодинамики. Одновременно этот вариант ХТС будет иметь наибольшее значение степени организованности,

макроскопичности и целостности ($H_m = \max$) при выборе из ряда альтернатив и ему следует отдаваться предпочтение.

Метод выделения

Данный случай предполагает выделение целевого процесса, в частности, либо потока теплоносителя, либо потока хладагента, и отнесение всех затрат на целевой процесс. При этом второе, нецелевое преобразование является по постулату метода выделения незатратным процессом, что должно учитываться в критерии эволюционного синтеза при усложнении ХТС. Использование данного метода мотивировано двумя обстоятельствами: первое – это невозможностью в рамках уравнительного метода при оптимизации действующих производств с известным набором элементов и реальными потенциалами потоков достичь реальной точки равенства критериев, и, второе – это возможностью достичь реальной точки равенства критериев при комбинировании данной ХТС с другими системами, имеющими совместимые процессы. В этом случае затраты на нецелевой процесс можно перенести в другую ХТС, а эффект от самого процесса оценивать беззатратно в данной ХТС. В ряде случаев кооперирования ХТС использование метода выделения становится более оправданным, поскольку в совмещаемых процессах выделяются целевые преобразования вещества, например, в случае, если один из продуктов является целевым по смыслу самой технологии. Проиллюстрируем данное положение на примере.

На рис. 2.18 схематично представлен фрагмент ХТС, состоящий из двух теплообменников.

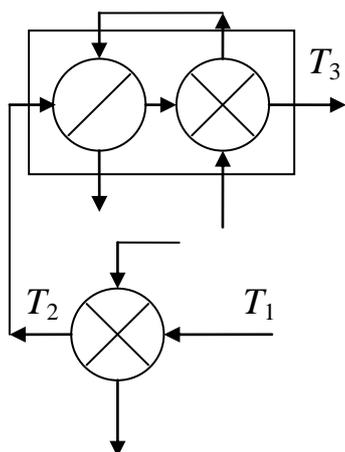


Рисунок 2.18 – Фрагмент ХТС

В первом элементе осуществляется подогрев рабочего тела за счет теплоносителя 1 в пределе до температуры кипения, во втором - испарение и перегрев рабочего тела за счет теплоносителя 2. Примем, что T_1 , T_3 заданы и постоянны. Рассмотрим два случая:

1. Подогрев рабочего тела в первом теплообменнике осуществляется за счет теплоты потока того же рабочего тела, имеющего более высокий потенциал (рекуперативный теплообменник). В этом случае температура на выходе из первого теплообменника не достигает температуры кипения рабочего тела.

2. Подогрев рабочего тела до температуры кипения осуществляется в теплообменнике другой ХТС, совмещающей целевое выделение продукта в этой ХТС, с эффектом подогрева, необходимым для реализации процесса в первой ХТС. При этом затраты на теплообмен подогрева потока рабочего тела полностью отнесены на процесс выделения целевого продукта в ХТС, которая кооперируется с первой ХТС.

Запишем критерий усложнения для ХТС, состоящей из двух элементов:

$$\lambda_2 = \frac{n_2 K_2}{\eta_{T2}} + n_1 \frac{K_1 K_2}{\eta_{T1} \eta_{T2}} \frac{\overline{T_{cp2}}}{\overline{T_{cp1}}} \frac{\Delta \Gamma_{\text{вых1}}}{\Delta \Gamma_{\text{вх2}}} \quad (2.67)$$

В первом случае значение приведенного критерия сохранит свой вид, при этом следует напомнить, что значения факторов K_1 и K_2 величины положительные и большие единицы.

Во втором случае, используя метод выделения, полагают $K_1 = 1$, и выражение для критерия будет иметь вид:

$$\lambda_2 = \frac{n_2 K_2}{\eta_{T2}} + n_1 \frac{K_2}{\eta_{T1} \eta_{T2}} \frac{\overline{T_{cp2}}}{\overline{T_{cp1}}} \frac{\Delta \Gamma_{\text{вых1}}}{\Delta \Gamma_{\text{вх2}}} \quad (2.68)$$

Сравнение видов критерия с очевидностью свидетельствует, что его значение во втором случае будет меньше, что соответствует требованиям оптимальности, поскольку критерий имеет смысл стоимости единицы информации.

2.5 Особенности организации химико-технологических систем

В приведенных выше критериях используются характеристики макроуровня в виде весовых коэффициентов, устанавливающих место процесса в общей структуре и микрохарактеристики в виде фактора затрат на организацию процесса и термодинамический КПД. С другой стороны фактор затрат на организацию процесса и термодинамический КПД входят в информационный КПД процесса также характеристику микроуровня. В работе [129] был приведен критерий структурной организованности ХТС следующего вида:

$$\eta_c = \frac{\sum_i n_i I_{ni}}{\sum_i n_i I_{oi}} = \frac{\sum_i n_i I_{oi} \eta_i}{\sum_i n_i I_{oi}} \quad (2.69)$$

где $n_i = \exp\left(-\frac{\alpha_i}{2} \frac{\Delta T_{\partial i}^2}{T_s^2}\right)$ – весовой коэффициент i -того преобразования;

I_{ni}, I_{oi} – количество информации реального и эталонного (обратимого) процессов;

η_i – информационный КПД i -того преобразования.

Проведем анализ влияния параметров макроуровня – весового коэффициента и микроуровня – информационного КПД на критерий организованности системы вида (2.69), для чего рассмотрим чувствительность критерия структурной организованности ХТС соответственно по характеристикам микро и макроуровней [236]. При этом примем, что количество и тип элементов заданы.

Значение частной производной критерия (2.69) по характеристике микроуровня – информационному КПД при условии статистической независимости весовых коэффициентов равно:

$$\left. \frac{\partial \eta_c}{\partial \eta_i} \right|_{n_i=idem} = \frac{\left(I_{ni} \frac{\partial n_i}{\partial \eta_i} + n_i \frac{\partial I_{ni}}{\partial \eta_i} \right) \sum_i n_i I_{oi} - \left(I_{oi} \frac{\partial n_i}{\partial \eta_i} + n_i \frac{\partial I_{oi}}{\partial \eta_i} \right) \sum_i n_i I_{ni}}{\left(\sum_i n_i I_{oi} \right)^2} \quad (2.70)$$

Оценка чувствительности по параметру микроуровня – η_i проводится при условии постоянства параметра макроуровня n_i .

Разделим числитель и знаменатель на $\sum_i n_i I_{0i}$ и проведем преобразования, учитывая, что $I_{ni} = I_{0i} \cdot \eta_i$, получим:

$$\left. \frac{\partial \eta_c}{\partial \eta_i} \right|_{n_i=idem} = \frac{I_{0i} \frac{\partial n_i}{\partial \eta_i} (\eta_i - \eta_c) + n_i \frac{\partial I_{0i}}{\partial \eta_i} (\eta_i - \eta_c) + n_i I_{0i}}{\sum_i n_i I_{0i}} \quad (2.71)$$

Значение частной производной $\frac{\partial I_{0i}}{\partial \eta_i} = 0$ равно нулю, поскольку максимальное количество информации (эталонного обратимого процесса) не зависит от внутренней необратимости процесса.

Значение частной производной $\frac{\partial n_i}{\partial \eta_i} = 0$ равно нулю по условию (поскольку принято $n_i=idem$).

Таким образом, имеем, что в числителе и в знаменателе стоят постоянные величины: весовой коэффициент и максимальное количество информации i -того процесса и аналогичная сумма по всем процессам в ХТС или максимальное количество информации системы, то есть критерий практически нечувствителен к изменению характеристики микроуровня η_i – информационного КПД.

Рассмотрим значение частной производной критерия (2.69) по параметрам макроуровня n_i – при условии постоянства параметров микроуровня – $\eta_i=idem$.

$$\left. \frac{\partial \eta_c}{\partial n_i} \right|_{\eta_i=idem} = \frac{\left(I_{ni} + n_i \frac{\partial I_{ni}}{\partial n_i} \right) \sum_i n_i I_{0i} - \left(I_{0i} + n_i \frac{\partial I_{0i}}{\partial n_i} \right) \sum_i n_i I_{ni}}{\left(\sum_i n_i I_{0i} \right)^2} \quad (2.72)$$

Значение частной производной $\frac{\partial \eta_i}{\partial n_i} = 0$ равно нулю, по условию (поскольку принято $\eta_i=idem$).

Проводя аналогичные преобразования, получим:

$$\left. \frac{\partial \eta_c}{\partial n_i} \right|_{\eta_i=idem} = \frac{I_{0i}(\eta_i - \eta_c) + n_i \frac{\partial I_{0i}}{\partial n_i}(\eta_i - \eta_c)}{\sum_i n_i I_{0i}} \quad (2.73)$$

Поскольку максимальное количество информации i - того процесса связано с тем, какие именно потоки и с какими потенциалами направляются на его вход и выходят из него, то оказывается, что критерий (2.69) наиболее чувствителен к изменению параметров макроуровня – весовых коэффициентов, определяемых топологией системы.

Иными словами, можно построить оптимальную ХТС из типовых процессов со средней эффективностью только за счет поиска оптимального сочетания их в системе, превосходящую по параметрам эффективности ХТС, состоящую только из эффективных процессов, но связанных неоптимальным образом, что свидетельствует о принципиальной значимости макрохарактеристик системы.

Особенности оптимальной организации системы определим в виде стратегии поиска оптимального технологического решения на примере ХТС с заданным типом и множеством элементов.

В работе [118] было показано, что для любой системы, организация которой описывается как макро- так и микрохарактеристиками, справедливы тенденции к уменьшению вклада или доли микроэнтропии и увеличению вклада или доли макроэнтропии. Следствиями этого в системе являются повышение степеней макроскопичности, целостности и автономности, которые априори приводят к повышению показателей энергосбережения, устойчивости и управляемости системы. То есть, для любой организованной системы справедлив принцип доминирующей роли макрохарактеристик над микрохарактеристиками.

Представим характеристику организованности (энтропию информации) химико-технологической системы, включающую целевой процесс химического превращения с экзотермическим эффектом и процессы

энергетического звена (сжатие, теплообмен и т.д.), выделив в ней макроскопическую и микроскопическую составляющие с соответствующими долями (весовыми коэффициентами). Тогда энтропию системы можно представить в виде:

$$H_c = \sum_i n_i H_{Mi} + (1 - \sum_i n_i) H_\mu \quad (2.74)$$

В этом выражении первое слагаемое представляет макроэнтропию, отображающую организацию элементов энергетической подсистемы, а второе – произведение весового коэффициента целевого превращения (реактор) на микроэнтропию целевого превращения.

Подобное деление энтропии по иерархическим уровням связано с выделением в системе общих и специфических термодинамических характеристик. При этом в качестве общей термодинамической характеристики выступает либо внутренняя энергия, либо энтальпия, зависящие от температуры, изменение которой сопровождает все без исключения технологические процессы, а в качестве специфической термодинамической характеристики выступает химический потенциал.

Напомним, что микроэнтропия связана с фазовым объемом микросостояний следующим образом:

$$H_\mu = K \ln \Delta \Gamma_\mu = -K \sum_j p_{\mu j} \ln p_{\mu j} \quad (2.75)$$

А макроэнтропия выражается через вероятность флуктуаций средних уровней внутренней энергии в данном случае энергетической подсистемы:

$$H_M = \sum_i n_i H_{Mi} = -\sum_i n_i \ln n_i \quad (2.76)$$

Таким образом, в организации химико-технологической системы можно выделить следующие объективные тенденции:

1. Увеличение доли макроэнтропии в энтропии системы, которое математически записывается как:

$$\sum_i n_i H_{Mi} = -\sum_i n_i \ln n_i \rightarrow \max \quad (2.77)$$

Это условие отвечает оптимальному варианту согласованности в системе источников и стоков энергии в соответствии с действием нулевого закона термодинамики, то есть, отражает максимальную степень использования внутренних энергоресурсов системы.

2. Уменьшение доли микроэнтропии в энтропии информации системы

$$(1 - \sum_i n_i) \rightarrow 0 \quad (2.78)$$

Это условие, в частности, для процессов химического превращения означает, что предпочтительнее их проводить на максимальных термодинамических уровнях (с повышением среднего уровня энергии весовой коэффициент целевого превращения уменьшается), при которых доля вторичных энергоресурсов будет наибольшей. Собственно микроэнтропию уменьшить до нуля невозможно, поскольку это означало бы отсутствие в системе целевого процесса. Реализация этого условия приводит к максимизации количества внутренних, в том числе, вторичных энергоресурсов.

Оба условия однозначно указывают на достижение в системе энергосберегающего решения, а также повышение степени автономности, макроскопичности (целостности) и устойчивости системы.

На диаграмме средних энергетических уровней, приведенной на рис. 2.11, это предполагает наличие симметричного ее вида, при котором рассогласование обобщенных флуктуаций энергии источника и стока работоспособной энергии (эксергии) равно нулю, то есть, в системе организуется замкнутый энергетический цикл.

Следовательно, особенностью оптимальной организации мультифункциональных технологических систем с заданным типом и множеством элементов в соответствии с вышеописанными тенденциями является возможность реализации новой стратегии разработки оптимальных технологических решений – от установления места процесса в структуре

системы, который определяется весовым коэффициентом, до подстройки параметров процесса в соответствие с этим весовым коэффициентом – то есть стратегии «сверху – вниз».

2.6 Уточненная методика расчета параметров макроуровня химико-технологических систем

Параметрами макроуровня в ХТС являются весовые коэффициенты процессов, методика расчета которых приведена в работе [237]. Весовые коэффициенты учитывают в вероятностном виде флуктуации средних уровней энергии процессов по отношению к уровню энергии ХТС как единого целого, представленных в масштабе 1 моль (или 1 кмоль) вещества.

$$n_i = \exp\left(-\frac{\Delta\bar{U}_i}{RT_s}\right), \quad (2.79)$$

где $\Delta\bar{U}_i = \bar{U}_i - U_0 = l_{\min,i}$ – минимальная работа, необходимая для того, чтобы обратимым образом провести i -ое преобразование технологического потока;

RT_s – уровень энергии ХТС как единого целого в соответствии с условием информационно-термодинамического подхода об изоэнергетичности.

Уровень полной или внутренней энергии процесса как замкнутой термодинамической системы определяется потоками подведенной или отведенной энергии (теплоты и работы) для процесса как открытой термодинамической системы. Например, уровень полной энергии процесса газодинамического расширения (турбина) определяется подведенной к процессу теплотой, идущей на изменение энтальпии потока и совершение работы. Принимая во внимание, что технологические потоки являются носителями информации об их возможных состояниях, рассмотрим зависимость энтальпии потока от независимых переменных давления и температуры, то есть, $H = f(p, T)$, и определим количество теплоты, которая

адекватна в вышеуказанном примере изменению энергии в процессе и определяет его средний энергетический уровень [237].

Тогда полный дифференциал функции H будет равен:

$$dH = \left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T dp + \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p dT \quad (2.80)$$

Производная $\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p$ равна C_p , то есть

$$\left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_p = C_p \quad (2.81)$$

Можно показать, что справедливо равенство:

$$\left(\frac{\partial H}{\partial p} \right)_T = V - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p \quad (2.82)$$

Тогда выражение для полного дифференциала функции H будет иметь следующий вид:

$$dH = C_p dT - \left[T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p - V \right] dp \quad (2.83)$$

Из выражения (2.83) можно получить зависимость для изменения количества теплоты, определяющее изменение энергии в процессе:

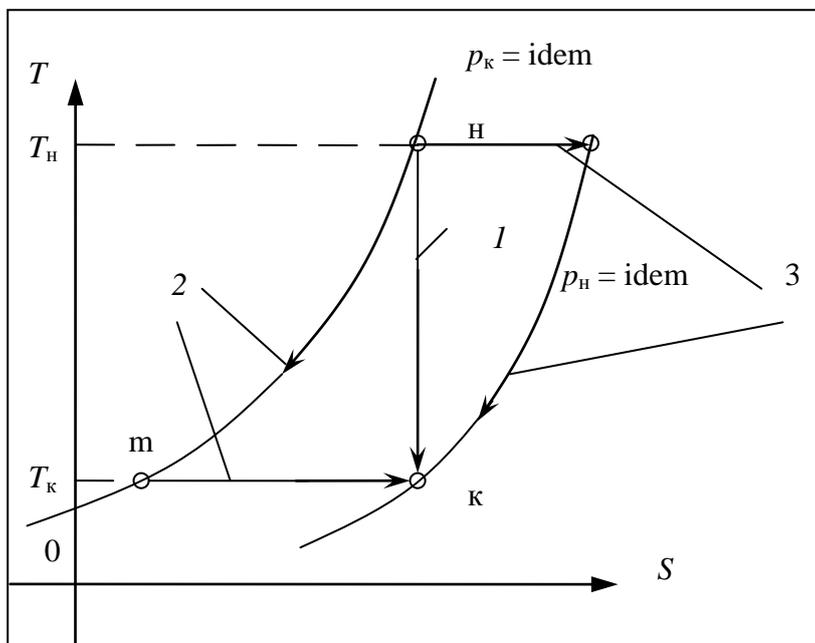
$$dQ = C_p dT - T \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p dp \quad (2.84)$$

Для случая идеального газа выражение (2.84) адекватно следующему:

$$dQ = C_p dT - V dp, \quad (2.85)$$

что совпадает с количественной формулировкой 1 закона термодинамики для открытых термодинамических систем.

Поскольку работа обратимого процесса по переводу 1 моля (кмоля) вещества из состояния U_i в состояние U_0 , то есть, $\Delta U_i = L_{обр i}$ по закону Гесса не зависит от пути протекания процесса, то ее значение будет эквивалентным для любого из маршрутов, представленных на рис. 2.19.



1 – маршрут для адиабатического процесса (н-к)
 2,3 – маршруты, представленные изотермическим и изобарным процессами (н-м-к)

Рисунок 2.19 – К расчету флуктуации энергии

В силу этого будем считать, что работа, например, адиабатного процесса расширения может быть представлена совокупностью двух процессов: изобарного процесса теплообмена и изотермического расширения.

Тогда первое слагаемое в выражении (2.85) определяет изменение энтальпии идеального газа в процессе теплообмена при условии постоянной теплоемкости, рассчитанной при средних параметрах процесса, а второе слагаемое – работу изотермического процесса расширения идеального газа.

При этом второе слагаемое в выражении (2.85) с учетом уравнения состояния идеального газа для выбранного масштаба можно представить в

интегральном виде через эквивалентное изменение температуры следующим образом:

$$\Delta(pV) = R\Delta T_p \quad (2.86)$$

где ΔT_p – изменение температуры, эквивалентное (в масштабе универсальной газовой постоянной) работе изотермического процесса (индекс «p»).

Принимая во внимание, что оценка среднего энергетического уровня является некоторой аппроксимацией общего изменения энергии, то можно сделать вывод, что оценку среднего энергетического уровня процесса можно определять не двумя переменными, а одной переменной T , эквивалентной как собственно изменению температуры, так и изменению давления в изотермическом процессе. Такая мотивация согласуется с положением информационного подхода о статистической независимости флуктуаций давления (объема) и температуры, при которой выражения, стоящие под экспонентой, складываются.

Следовательно, в интегральном виде имеем общее изменение средней энергии процесса:

$$\Delta U = C_p \Delta T_T - R\Delta T_p, \quad (2.87)$$

где $\Delta T_T = T_T$ – средний температурный уровень в процессе теплообмена (индекс «T»).

Представляя флуктуации температуры и давления в виде эквивалентных температурных флуктуаций, будем считать, что функция $U=f(T_s)$, а флуктуация среднего уровня энергии в масштабе средней теплоемкости зависит только от флуктуации эквивалентной температуры.

При этом положение среднего уровня энергии процесса можно определить исходя из равенства:

$$\Delta T_s = \Delta T_T - \frac{R}{C_p} \Delta T_p \quad (2.88)$$

Здесь $\Delta T_s = T_s$ – значение эквивалентной температуры, определяющее постоянный уровень полной энергии (в масштабе средней теплоемкости) для политропного газодинамического процесса.

Средний уровень энергии в технологическом процессе, в котором изменяется только температура (процесс теплообмена), определяется как средний логарифмический уровень, вследствие чего ΔT_T приравнивается к среднему логарифмическому значению температуры.

Соблюдая условие эквивалентности маршрутов для изотермического расширения 2 и 3 на рис. 2.13 можно представить работу изотермического процесса расширения в виде:

$$\Delta(pV)_T = RT \ln \frac{p_H}{p_K}, \quad (2.89)$$

где p_K, p_H – конечное и начальное давления в газодинамическом процессе. При этом принимается, что $T = \Delta T_T$.

Тогда в общем случае для газодинамического процесса имеем:

$$\Delta T_s = \Delta T_T \left(1 - \frac{R}{C_p} \ln \frac{p_H}{p_K} \right) \quad (2.90)$$

Как видно из формулы (2.90), эквивалентный температурный уровень в газодинамическом процессе сжатия (компрессор) увеличивается за счет изменения давления, а в процессе расширения (турбина) – уменьшается.

Для изобарного процесса теплообмена согласно (2.90) значение эквивалентной температуры совпадает со средним логарифмическим температурным уровнем.

В том случае, если материальные потоки в системе разделяются или смешиваются, для масштабного представления их на диаграмме распределения средних энергетических уровней и соответственно расчета весовых коэффициентов в выражение (2.90) необходимо ввести

коэффициент, учитывающий мольную долю потока до смесителя или после сепаратора. При этом мольная доля потока с максимальным мольным расходом принимается за единицу.

Окончательно имеем общее выражение для расчета эквивалентных температурных флуктуаций в виде (сохраняя прежний индекс для процесса):

$$\Delta T_{эi} = \varepsilon_i \Delta T_{ти} \left(1 - \frac{R}{C_{pi}} \ln \frac{p_{hi}}{p_{ki}} \right) \quad (2.91)$$

где ε_i – мольная доля потока до смесителя или после сепаратора.

В принципе выражение (2.91) определяет не только средний уровень энергии (в масштабе средней теплоемкости) процесса, но и средний уровень энергии ХТС в целом, который характеризуется параметрами потоков на входе и выходе из нее по аналогии с процессом.

Очевидно, что работа обратимого процесса, определяющая уровень его энергии, не зависит от того, собственно система совершает работу или происходит обратный процесс. Поэтому, определив положение этого уровня, можно перейти к рассмотрению замкнутой термодинамической системы в соответствии с информационным подходом и определить весовые коэффициенты через флуктуации эквивалентной температуры.

Пусть обратимая работа, необходимая чтобы произвести изменение температуры данного процесса по отношению к ХТС в целом, которая играет роль окружающей среды, является функцией только энтропии, которая в свою очередь является функцией только эквивалентной температуры, а именно:

$$U = f_1(S) \text{ и } S = f_2(T_э) \quad (2.92)$$

Выражение для работы обратимого процесса флуктуации термодинамических параметров можно представить в виде:

$$L_{\text{обр}} = \Delta U - T_3 \Delta S \quad (2.93)$$

Разложим ΔU в ряд с точностью до членов второго порядка малости

$$\Delta U = \frac{\partial U}{\partial S} \Delta S + \frac{1}{2} \frac{\partial^2 U}{\partial S^2} \Delta S^2 \quad (2.94)$$

Поскольку для изохорного процесса $dU = TdS = C_v dT$ и $\frac{\partial U}{\partial S} = T_3$, то получаем:

$$L_{\text{обр}} = \frac{1}{2} \frac{\partial^2 U}{\partial S^2} \Delta S^2 \quad (2.95)$$

Это выражение можно записать в виде:

$$L_{\text{обр}} = \frac{1}{2} \Delta S \Delta \left(\frac{\partial U}{\partial S} \right)_V = \frac{1}{2} \Delta S \Delta T_3 \quad (2.96)$$

В свою очередь выражение для изменения энтропии через флуктуацию температуры будет равно:

$$\Delta S = \left(\frac{\partial S}{\partial T} \right)_V \Big|_{T=T_3} \Delta T_3 = \frac{C_v^{T=T_3}}{T_3} \Delta T_3 \quad (2.97)$$

В итоге, также сохраняя прежний индекс принадлежности определенному процессу и принимая за уровень окружающей среды уровень ХТС как единого целого, мы приходим к выражению для расчета весовых коэффициентов:

$$n_i = \exp \left(- \frac{C_{vi}^{T=T_3}}{2RT_3^2} \Delta T_{3i}^2 \right) \quad (2.98)$$

Как следует из анализа выражения (2.98), в принципе с ростом удаленности среднего уровня процесса по отношению к уровню ХТС в целом весовой коэффициент процесса уменьшается.

2.7 Стратегия и алгоритмы оптимизации и проектирования (синтеза) организованных multifunctionальных технологических систем

При автоматизированном проектировании химических производств наиболее сложной проблемой является процедура синтеза multifunctionальных технологических систем с неоднородной структурой, которые можно отнести к общему типу ХТС. Типовым примером является система с реактором, в которой наряду с целевым превращением имеются элементы энергетической подсистемы, тип и количество которых определяется согласованной работой данной подсистемы с другими. При этом целевые экзотермические эффекты химических превращений являются, как правило, источником вторичных энергетических ресурсов.

Представим стратегию и алгоритмы оптимальной организации химико-технологических систем для двух случаев:

- оптимизация ХТС с заданным типом и множеством элементов (оптимальная организация действующих производств и существующих технологических систем);
- проектирование организованных ХТС в условиях неопределенности элементной и топологической структур, предполагающий выбор как элементной структуры, так и регламента работы элементов системы и ее топологии (проектируемые системы).

2.7.1 Стратегия и алгоритм оптимизации химико- технологических систем с заданным типом и множеством элементов

Традиционно выбор оптимального решения для таких систем осуществлялся по принципу: «снизу-вверх», когда система подстраивается под оптимальные условия работы реактора, полученные, как правило, в ходе

исследований на экспериментальной установке, а не входе решения системной задачи оптимальной организации. Например, для ХТС с каталитическим реактором режимы его работы соответствуют заданному типу каталитической системы. Однако, отсутствие надлежащей методологии оптимальной организации химико-технологических систем, где каждому элементу ставится в соответствие определенный весовой коэффициент, определяющий его «оптимальное место» в общей структуре, приводило к тому, что режимы работы элементов системы не были согласованы надлежащим образом, что практически исключало достижение оптимального решения и создавало предпосылки для оптимизации таких систем.

На основании исследований по влиянию и значимости параметров на организованность ХТС в работе было предложено изменить стратегию оптимизации в соответствии с принципом «сверху-вниз». Обоснованием для такой стратегии является возможность декомпозиции задачи на макро – и микроуровнях в соответствии с их статистической независимостью, представленной в разделе 2.1. Решение задачи оптимизации для системы с заданным типом и множеством элементов на основании ее декомпозиции по иерархическим уровням приведено в работах [238 – 240].

В стратегии решения задачи оптимизации ХТС с заданным типом и множеством элементов сверху-вниз можно выделить два иерархических связанных уровня решения задачи:

- во-первых, определение оптимальных весовых коэффициентов или вкладов процессов, исходя из оптимальных условий организации макроуровня ХТС на основании нулевого закона термодинамики;
- во-вторых, поиск оптимальных условий проведения целевого превращения вещества, соответствующих полученным в ходе решения первой задачи значениям весовых коэффициентов, или подстройка целевого превращения под данные прогноза верхнего уровня.

Данная постановка задачи может быть отражена следующей блок-схемой, представленной на рис. 2.20.

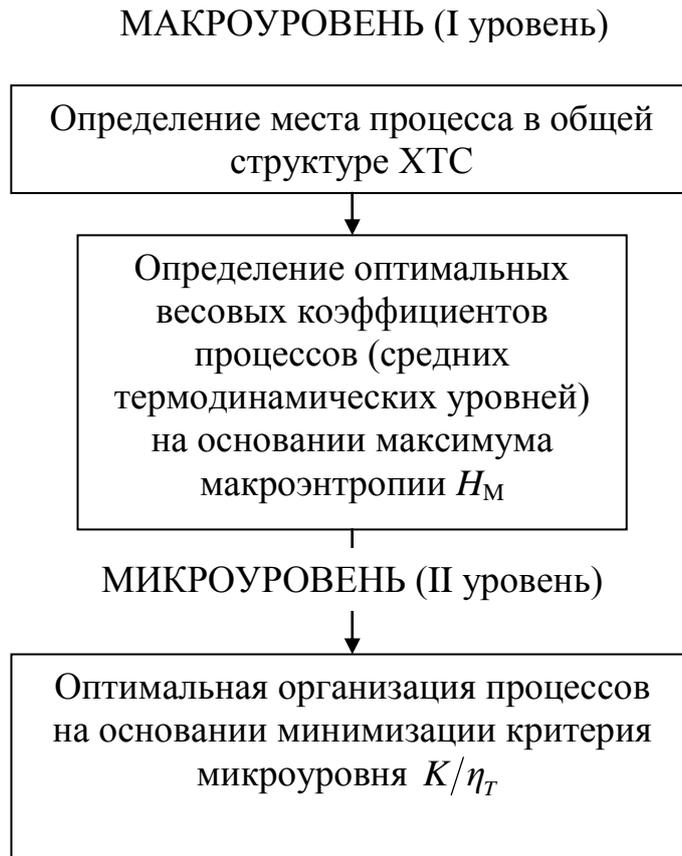


Рисунок 2.20 – Алгоритм оптимальной организации ХТС с заданным типом и множеством элементов

Рассмотрим процедуру выбора оптимального решения на каждом иерархическом уровне в соответствии с алгоритмом на рис. 2.20.

На макроуровне возможные варианты распределения функций ХТС между ее элементами определяются в существенной степени весовыми коэффициентами, учитывающими в вероятностном виде флуктуации среднего энергетического уровня подсистем (процессов) по отношению к уровню ХТС в целом, посредством макроэнтропии следующего вида:

$$H_M = -\sum_i^N n_i \ln n_i, \quad i = 1, 2, \dots, N, \quad (2.99)$$

где n_i – значение весового коэффициента, N – число элементов в системе.

Напомним, что весовые коэффициенты определяют вероятность флуктуации среднего энергетического уровня процесса по отношению к уровню ХТС в целом и рассчитываются следующим образом:

$$n_i = \exp\left(-\frac{\Delta\bar{U}_i}{RT_3}\right), \quad (2.100)$$

где $\Delta\bar{U}_i = \bar{U}_i - U_0 = l_{\min,i}$ – минимальная работа, необходимая для того, чтобы обратимым образом провести i -ое преобразование технологического потока, U_0 – нулевой уровень отсчета, RT_3 – уровень энергии ХТС в целом.

В соответствии с постулатами информационного подхода и условием изоэнергетичности всех этапов преобразования информации для анализа взаимодействия подсистем на макроуровне используется понятие о замкнутой термодинамической подсистеме, границы контрольной поверхности которой не пересекают потоки вещества. Предел взаимодействия таких подсистем, находящихся внутри также замкнутой системы, устанавливается на основании нулевого закона термодинамики в соответствии со стремлением к максимуму выражения (2.99).

Представим аналитическое решение задачи по критерию макроэнтропии [238, 240].

$$H_M = -\sum_i^N n_i \ln n_i \rightarrow \max \quad (2.101)$$

$$\sum_i^N n_i = 1 \quad (2.102)$$

$$\sum_i^N n_i \langle U_i \rangle = \langle U_c \rangle \quad (2.103)$$

Для поиска максимума функции (2.101), при наличии ограничений типа равенств (2.102) и (2.103), воспользуемся методом неопределенных множителей Лагранжа.

Выражение для функции Лагранжа будет иметь вид:

$$L_M = -\sum_i^N n_i \ln n_i - (\lambda_0 - 1) \left(\sum_i^N n_i - 1 \right) - \beta \left(\sum_i^N n_i \langle U_i \rangle - \langle U_c \rangle \right) \quad (2.104),$$

где λ_0 и β – неопределенные множители Лагранжа.

Система необходимых условий экстремума L_M , $\frac{\partial L_M}{\partial n_i} = 0$, с учетом

статистической независимости вероятностей обобщенных флуктуаций энергии, приводит к расчету оптимальных значений вероятностей:

$$n_i^{opt} = \exp(-\lambda_0 - \beta \langle U_i \rangle) \quad (2.105)$$

Постоянный множитель λ_0 находится на основании условия нормировки (2.102), т.е.

$$\sum_i^N \exp(-\lambda_0 - \beta \langle U_i \rangle) = 1,$$

откуда

$$\lambda_0 = \ln \left(\sum_i^N \exp(-\beta \langle U_i \rangle) \right) \quad (2.106)$$

Учитывая, что $\beta = \frac{1}{RT_3}$ (RT_3 – уровень энергии системы), получим:

$$n_i^{opt} = \frac{\exp\left(-\frac{\langle U_i \rangle}{RT_3}\right)}{\sum_i^N \exp\left(-\frac{\langle U_i \rangle}{RT_3}\right)}, \quad i = 1, 2, \dots, N. \quad (2.107)$$

В конечном итоге, приходим к выражению для определения оптимальных весовых коэффициентов процессов.

Как показано в разделе 2.6 расчет весовых оптимальных коэффициентов можно вести на основании следующей зависимости (2.98):

$$n_i^{opt} = \exp\left(-\frac{C_{v,i} \Delta T_{3,i}^{opt2}}{2R T_3^2}\right),$$

где величина $\Delta T_{3,i}^{opt}$ – представляет собой флуктуации «эквивалентной» температуры.

Из этого выражения очевидна связь оптимальных весовых коэффициентов с оптимальными средними энергетическими уровнями процессов в ХТС.

Исходя из принятой стратегии, задача оптимальной организации ХТС с реактором заключается в определении таких режимов работы реактора, которые удовлетворяли бы условию $RT = idem$ для реактора.

Таким образом, задачу оптимальной организации целевого химического превращения вещества можно сформулировать следующим образом: для заданного оптимального вклада целевого превращения вещества в решении общей задачи организации ХТС, определяющего его средний энергетический уровень, найти оптимальные параметры процесса химического превращения.

Аналитическое решение задачи на микроуровне осложняется тем, что оптимальные средние энергетические уровни, значения которых получены при решении задачи верхнего иерархического уровня в организации ХТС, определяются тепловыми эффектами, связанными с достижимыми степенями целевого превращения вещества.

Поэтому задачей оптимизации 2 уровня является минимизация стоимости единицы информации для реактора при условии постоянства весового коэффициента [239]. В качестве критерия оптимальности в данном случае будет выступать следующая величина:

$$\lambda = \frac{K}{\eta_T}, \quad (2.108)$$

При этом

$$\eta_T = \frac{\Delta S_p}{\Delta S_0}, \quad K = \exp \left[- \frac{\Delta Z^{p,T}}{RT_{cp}} \right], \quad (2.109)$$

где ΔS_p , ΔS_0 – изменение термодинамической энтропии для реального и идеального процессов, $\Delta Z^{p,T}$ – изменение термодинамического потенциала Гиббса в процессе, T_{cp} – средний температурный уровень.

Для поиска оптимального решения запишем систему уравнений следующего вида, определяющую температуры на входе и выходе из реактора (для случая адиабатического реактора без отвода теплоты):

$$\left\{ \begin{array}{l} T_{\text{ср}} = \frac{T_{\text{ВЫХ}} - T_{\text{ВХ}}}{\ln \frac{T_{\text{ВЫХ}}}{T_{\text{ВХ}}}} \\ \frac{dT}{dx_k} = \frac{\Delta H_p c_k^0}{C_p^T} \Rightarrow T_{\text{ВЫХ}} = T_{\text{ВХ}} + \int_0^{x_k^{\text{кон}}} \frac{\Delta H_p c_k^0}{C_p^T} dx_k \\ \frac{K}{\eta_T} \rightarrow \min \end{array} \right. \quad (2.110)$$

Первое уравнение системы (2.110) представляет собой ограничение по средней температуре процесса, второе уравнение – изменение температуры для адиабатического реактора, третье – условие минимизации стоимости единицы информации при постоянном значении весового коэффициента целевого процесса.

Здесь C_p^T – средняя мольная теплоемкость смеси веществ при заданной температуре; $T_{\text{нач}}$, $T_{\text{кон}}$ – начальная и конечная температура реактора, ΔH_p – тепловой эффект реакции, c_k^0 – начальная концентрация ключевого компонента; x_k – степень превращения ключевого компонента, $x_k^{\text{кон}}$ – конечная степень превращения ключевого компонента.

Для случая однородных химико-технологических систем, представленных, например, только теплообменными процессами, стратегия оптимальной организации является частным случаем приведенной выше стратегии, которая может проводиться только на макроуровне по характеристикам весовых коэффициентов.

2.7.2 Проектирование организованных химико-технологических систем в условиях неопределенности элементной и топологической структур

Оптимальная организация неоднородных ХТС в условиях неопределенности их элементной и топологической структур связана с развитием научных основ эволюционного синтеза химико-технологических систем с неоднородной структурой, при котором количество элементов в системе, их режимные параметры и структура связей или топология могут изменяться.

Традиционно задача проектирования таких объектов предполагала выбор первоначального варианта ХТС с использованием практического опыта эксплуатации, эвристических правил или экспертных оценок с последующей оптимизацией этого варианта. При этом синтез оптимального решения осуществлялся по критериям, оценивающим систему как единое целое, путем варьирования управляющими переменными, к которым можно отнести расходные коэффициенты, режимные, топологические и конструкционные параметры процессов. Традиционный подход имеет существенный недостаток, поскольку выбор оптимального варианта ХТС по интегральным критериям не включает характеристик согласованности процессов друг с другом, в силу чего не исключен выбор нового варианта ХТС для синтеза по тем же правилам, что и исходный вариант. По сути, это синтез «вслепую», который не позволяет осуществлять его направленно по мере поэтапного или элементного усложнения ХТС в процессе ее создания. В качестве классического примера для синтеза ХТС можно привести используемый метод динамического программирования, представленный в работах Р. Беллмана, который предполагает выбор варианта неоднородной ХТС и поэтапную его оптимизацию от конца системы к ее началу при условии, что отдельные стадии технологического процесса должны обладать относительной независимостью.

Представим методологию проектирования неоднородных ХТС в условиях неопределенности их элементной и топологической структур с позиции информационного подхода к оптимальной организации, которая позволяет создавать высокоорганизованные технологические объекты последовательно, начиная с выбора целевых процессов, оптимального их согласования, выбора энергетического звена системы и топологии ХТС.

В целом последовательность проектирования организованной мультифункциональной ХТС идентична методологии Пинч-анализа (см. раздел 1.1.4), однако некоторые ее аспекты имеют принципиальные отличия.

С учетом постулатов информационного подхода и выводов в ходе решения задачи дифференциации функций системы (раздел 2.1) о статистической независимости уровней и исходов, а также мультипликативности факторов затрат была высказана идея о возможности решения задачи согласования целевых процессов в рамках виртуальных систем по общим правилам дифференциации функций систем между элементами и подсистемами. Основной предпосылкой этого положения является статистическая независимость весовых коэффициентов и статистических весов, которая означает, что вероятности, в которых находится одна подсистема, не влияет на вероятности состояний других подсистем.

Задача согласования целевых процессов в рамках виртуальных систем представляет самостоятельный этап синтеза, результаты которого в дальнейшем учитываются при выборе элементов энергетического звена. Принимая во внимание, что согласование целевых процессов превращения вещества осуществляется на основании общего критерия организованности, в котором ведущую роль играет нулевой закон термодинамики, то предполагалось, что это приведет к сокращению затрат на элементы энергетического звена, которые выбираются на последующих этапах.

Алгоритм решения данного этапа представлен на рис. 2.21.

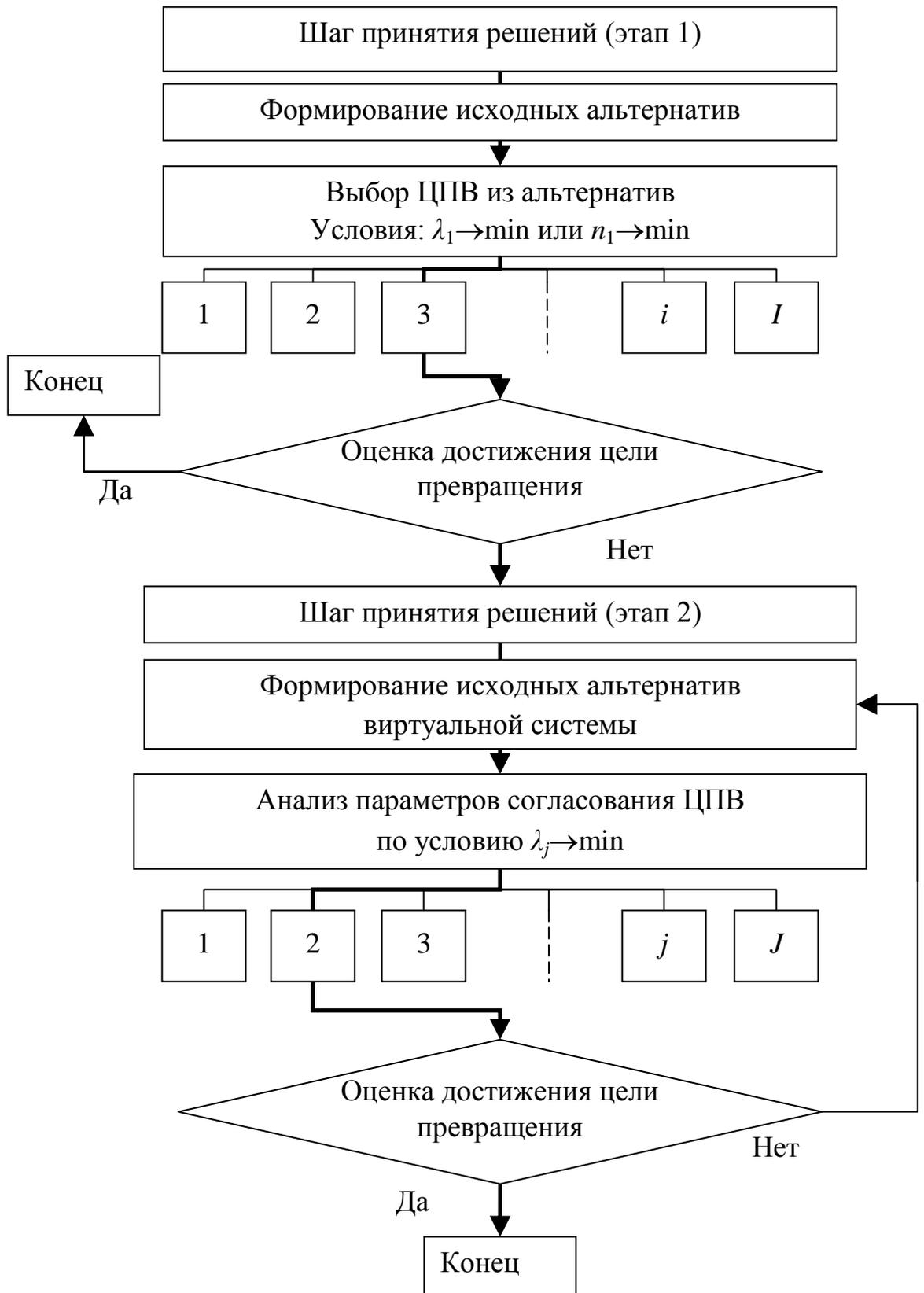


Рисунок 2.21 – Алгоритм оптимальной организации виртуальной системы, включающей целевые превращения вещества

Обозначения: ЦПВ – целевые превращения вещества; I – число альтернативных способов преобразования исходного сырья; J – число альтернативных способов построения виртуальной системы.

Особенностью данного алгоритма (рис. 2.21) является необходимость априори задавать возможный набор альтернатив в решении проектной задачи. Например, на первом шаге принятия решений на основе данных по исходному сырью необходимо установить возможные альтернативные способы его преобразования в конечный продукт (или полупродукт), из которых, на основании критерия организованности первого уровня элементного усложнения системы, выбирается оптимальное решение.

В ряде случаев на первом шаге принятия решений, для выбора из высокотемпературных процессов первого целевого превращения возможно использовать в качестве критерия весовой коэффициент превращения, поскольку для высокотемпературных процессов значение весового коэффициента – n в общем критерии доминирует. В этом случае выбор способа организации процесса осуществляется в соответствии с минимальным значением весового коэффициента.

В случае если цель превращения не достигнута, выполняется второй шаг в механизме принятия решений, для которого также задаются альтернативы элементного усложнения виртуальной системы.

На данном шаге принятия решений рассматривается задача оптимальной организации виртуальной системы, состоящей не менее чем из двух целевых процессов превращения вещества. Законченной следует считать процедуру элементного усложнения системы, которая соответствует ее оптимальной организованности при достижении требуемых целевых показателей, например, производительности и качества или только качества продукта.

На определенных этапах реализации предлагаемой методологии синтеза может осуществляться декомпозиция системы на квазизамкнутые (энергетически слабо взаимодействующие) подсистемы для самостоятельного определения параметров организованности этих подсистем.

В целом данный механизм можно представить в виде блок-схемы, которая отражает процесс эволюции (создания) системы в соответствии с логикой от простого к сложному [240].

На рис. 2.22 представлена блок-схема синтеза организованной ХТС.



Рисунок 2.22 – Блок-схема проектирования организованной ХТС

Реализация представленной блок-схемы с идентификацией ее этапов приведена в главе 3 в разделе 3.4 при решении практической задачи синтеза организованной химико-технологической системы получения из бурого угля синтез-газа для производства метанола и высших спиртов, включающей два целевых превращения вещества: газификацию бурого угля и конверсию синтез-газа для получения требуемого соотношения ключевых компонентов.

Выводы по главе 2

1. Доказано, что характеристикой организованности при дифференциации функций системы, является энтропия информации, выраженная через статистический вес системы, мультипликативно связанный со статистическими весами элементов или подсистем, совпадающая с энтропией Шеннона.
2. Оптимальная организация многоцелевых процессов сводится к условию равенства факторов затрат на организацию процессов по потокам продуктов, которое не противоречит аналогичным выводам, полученным на основе термодинамических подходов.
3. Оптимальная организация ХТС при увеличении в ней количества элементов связана с минимизацией критериев усложнения системы, выраженных через макро- и микрохарактеристики процессов и позволяющих идентифицировать их принадлежность определенным маршрутам движения технологических потоков.
4. Показано, что оптимальная организация многопоточных элементов ХТС должна осуществляться на основе уравнительного метода распределения затрат на организацию процессов или метода выделения.

Существо уравнительного метода заключается в условии равенства стоимостей единиц информации потоков источника и стока, что достигается, в свою очередь, равенством их обобщенных флуктуаций внутренней энергии на основании нулевого закона термодинамики.

Существо метода выделения заключается в отнесении всех затрат на организацию целевого по постулатам процесса (поток), что приводит к уменьшению стоимости единицы информации нецелевого процесса (потока), что возможно, например, при кооперировании разных ХТС при разработке multifunctionальных систем.

5. Для оценки составляющих критериев усложнения ХТС разработана уточненная методика оценки параметров макроуровня – весовых коэффициентов, позволяющая установить вклад каждого элемента в решение информационной задачи в системе на основе оценки эквивалентных температурных флуктуаций.
6. Проведен анализ чувствительности критерия организованности ХТС с заданным типом и множеством элементов по макро- и микропараметрам и обоснована стратегия оптимизации такой системы на основе принципа «сверху – вниз», от определения оптимальных весовых коэффициентов процессов до подстройки параметров процессов под полученные оптимальные значения параметров макроуровня.
7. Разработаны стратегия и алгоритм оптимизации химико-технологических систем с заданным типом и множеством (количеством) элементов на основе декомпозиции задачи по иерархическим уровням в соответствии с принципом сверху-вниз, которые предлагаются к реализации для действующих технологических систем и существующих технологических проектов.
8. Разработаны стратегия и алгоритмы проектирования (синтеза) неоднородных организованных ХТС в условиях неопределенности их элементной и топологической структур, подразумевающие возможность оптимального согласования условно объединенных целевых процессов в рамках виртуальных систем по общим правилам дифференциации функций ХТС между элементами и подсистемами с целью сокращения в дальнейшем количества вспомогательных согласующих элементов энергетического звена, которые предлагаются к использованию при создании (проектировании) организованных multifunctionальных технологических систем.

Глава 3. Разработка multifункциональных технологических систем переработки природных энергоносителей

Данная глава посвящена разработке multifункциональных технологических систем переработки природных энергоносителей на основе методических разработок по созданию химико-технологических систем с высокими степенями организованности.

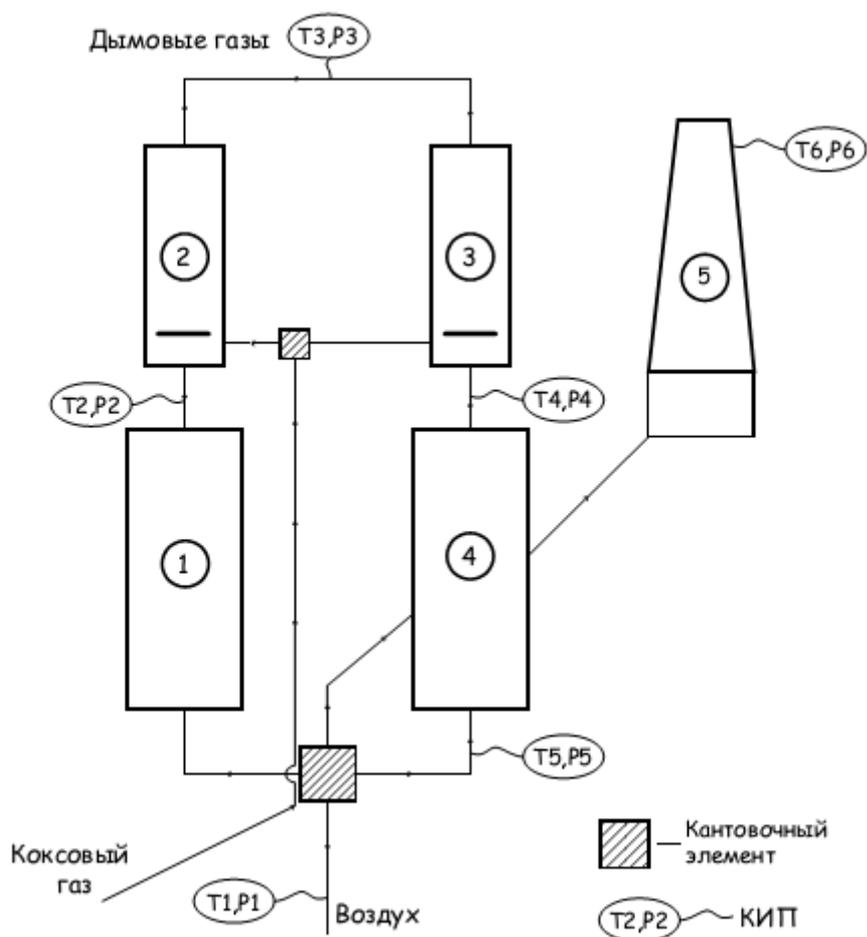
Материалы главы подготовлены на основе публикаций, в частности: [238 – 240, 243, 245, 247– 249] и ряда других публикаций автора, доля личного участия в подготовке которых (при наличии соавторов) составляет не менее 85% (постановка задачи, исходные постулаты, математические модели и выкладки, расчеты и основные выводы, подготовка рукописей статей и их доработка по замечаниям соавторов).

3.1 Разработка оптимально организованной multifункциональной отопительной системы печи коксования

В качестве объекта для оптимальной организации рассмотрим отопительную систему печи коксования на примере печей АО «Москокс». В рассматриваемую систему, представленную на рис. 3.1, включены следующие элементы: регенератор, восходящая и нисходящая сторона, соответственно элементы 1 и 4; два отопительных простенка, один из которых «на огне» – элемент 2, другой (нисходящий поток) – элемент 3; а также объединенный элемент 5, включающий боров и дымовую трубу.

Поток воздуха поступает по линии восходящего потока в регенератор 1, где нагревается за счет теплоты дымовых газов, затем поступает собственно в отопительные каналы простенка 2, обеспечивая сгорание направляемого в эти каналы коксового газа и обогрев коксового

пирога с одной стороны. Окислителем является кислород, содержащийся в воздухе.

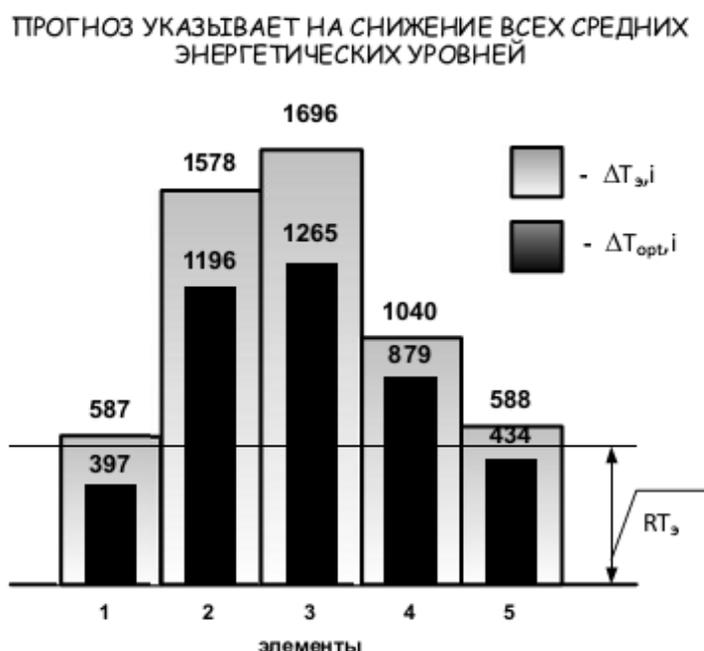


Обозначения: 1,4 - регенератор; 2,3 - отопительный канал, 5 - боров+труба

Рисунок 3.1 – Система отопления печи коксования

С другой стороны коксовый пирог обогревается поступающими в отопительные каналы простенка 3 дымовыми газами по нисходящей линии. В свою очередь дымовые газы, пройдя отопительный простенок 3, поступают в регенератор 4, нагревая его кладку, после чего попадают в боров и дымовую трубу 5. Затем происходит переключение подачи топлива и воздуха в отопительные каналы простенка с другой стороны для равномерности прогрева коксового пирога.

На рис. 3.2 масштабно представлены исходная диаграмма распределения средних энергетических уровней и диаграмма оптимального варианта распределения этих уровней, полученная на основании условия максимума макроэнтропии.



Исходный вариант – светлый тон и оптимальный вариант – темный тон
Рисунок 3.2 – Диаграммы распределения средних энергетических уровней

Оптимальный вариант распределения средних энергетических уровней необходимо интерпретировать с позиции технологии. Как видно из рис.3.2, оптимальные уровни ниже исходных.

Данные литературных источников, полученные на основании обобщения экспериментов [241], указывают на то, что с возрастанием, в частности, средневзвешенной температуры газа в отопительных простенках:

- уменьшается крупность металлургического кокса: снижается содержание класса более 80 мм и средний размер кусков;
- снижается однородность кусков, снижаются показатели прочности и реакционной способности.

Одновременно с возрастанием температуры кокса и температуры в отопительных простенках, которые закоррелированы, увеличивается градиент температур по высоте камеры коксования, что приводит к неравномерности прогрева коксового пирога с одной стороны и кладки печи – с другой.

Кроме того, при увеличении температуры в простенках возрастает скорость «заграфичивания» кладки верхней части печных камер.

Таким образом, в оптимальной организации отопительной системы печи коксования усматриваются следующие тенденции:

- снижение средних температур в отопительных простенках до минимально допустимых для процесса коксования значений;
- уменьшение градиента температур по высоте камеры коксования до минимальных значений.

При этом разрабатываемые механизмы оптимальной организации не должны привести к увеличению времени коксования или расхода коксового газа.

Уменьшения градиента температур по высоте камеры коксования частично добиваются посредством удлинения факела путем рециркуляции части дымовых газов для печей типа ПВР и ПК с рециркуляцией или увеличением коэффициента избытка воздуха для печей без рециркуляции. При этом доля рециркулирующего газа максимально составляет до 40%.

Рассмотрим задачу технологической интерпретации полученных результатов оптимальной организации системы отопления печи коксования поэтапно. Вначале выберем и дадим оценку возможных направлений в организации отопительной системы за счет применения новых конструктивных и структурных решений. Затем с учетом полученных результатов осуществим построение оптимальной multifunctionальной системы отопления печи коксования.

3.1.1 Интерпретация результатов оптимальной организации на основе новых конструктивных решений по искусственной турбулизации потока в отопительных каналах (этап 1)

В работе автора [242] показано, что снижение средних энергетических уровней в отопительных каналах может быть достигнуто на основе интенсификации процесса теплоотдачи за счет искусственной турбулизации потока, которая является в настоящее время одним из наиболее перспективных способов повышения эффективности процесса теплоотдачи. Об этом свидетельствуют многочисленные работы ученых: Г.А. Дрейцера, В.М. Антуфьева, А.Е. Берглса, Г.И. Воронина, Е.В. Дубровского, А.А. Гухмана, В.К. Мигая, В.К. Щукина, И. Е. Лобанова, А.А. Жукаускаса, и ряда других исследователей. В них было показано, что возможно добиться существенного повышения коэффициента теплоотдачи за счет искусственной турбулизации особенно в условиях ламинарного и переходного режимов течения рабочих сред. В области развитой турбулентности эффективность применения искусственной турбулизации снижается, поскольку темп роста гидравлического сопротивления сравним или превалирует над темпом ростом теплоотдачи. Таким образом, одним из путей оптимальной организации процесса может быть применение особых конструктивных решений при изготовлении элементов кирпичной кладки в отопительных каналах, обеспечивающих искусственную турбулизацию потока газа, что интенсифицирует процесс теплоотдачи и приводит к снижению потерь эксергии. Это в свою очередь требует анализа гидродинамических режимов течения рабочей среды в условиях искусственной турбулизации потока.

В последнее время для анализа гидродинамических режимов применяются методы вычислительной газовой динамики – CFD-расчеты (Computational Fluid Dynamics). Применение таких расчетов позволяет учесть большое число факторов, влияющих на теплообмен. Основные погрешности при использовании таких моделей сводятся к минимуму. Анализ

гидродинамики в канале с искусственной турбулизацией потока проводился с использованием комплекса ANSYS FLUENT.

В качестве объекта исследования был выбран отопительный канал «на огне», характеристики которого представлены в табл. 3.1.

При этом в расчетах принималось допущение, что сгорание происходит мгновенно на входе в отопительный канал.

Таблица 3.1 – Параметры отопительного канала (конусностью пренебрегаем)

Ширина отопительного канала, мм	580
Длина отопительного канала, мм	359
Высота (полезная) отопительного канала, мм	4000
Толщина стенки отопительного канала, мм	105

Для оценки влияния искусственной турбулизации на газодинамические и тепловые характеристики использовалась единая модель турбулентности $k-\varepsilon$, а именно, модифицированная (realizable) $k-\varepsilon$ модель, которая отличается от стандартной модели альтернативной формулой для турбулентной вязкости и модифицированным уравнением для скорости диссипации ε .

Данные уравнения используются совместно с уравнениями Рейнольдса (RANS) и уравнением состояния идеального газа:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_j) = 0 \\ \frac{\partial (\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x_j} (\rho u_i u_j) = -\frac{\partial p}{\partial x_i} + \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\mu \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} - \frac{2}{3} \delta_{ij} \frac{\partial u_l}{\partial x_l} \right) \right] + (-\rho \overline{u'_i u'_j}) + \rho F_i, \quad (3.1) \\ pM = \rho RT \\ -\rho \overline{u'_i u'_j} = \mu_t \left(\frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \left(\rho k + \mu_t \frac{\partial u_k}{\partial x_k} \right) \delta_{ij} \end{array} \right.$$

где u – осредненная скорость потока, ρ – плотность, μ – динамическая вязкость газовой смеси, p – давление, M – молярная масса газовой смеси; F – гравитационная сила, T – температура, x_i – декартовы координаты, δ_{ij} – дельта Кронекера, R – универсальная газовая постоянная. Напряжения Рейнольдса ($-\rho \overline{u'_i u'_j}$) выражаются через турбулентную кинетическую энергию k и турбулентную вязкость μ_t , которая для данной модели выражается в свою очередь через турбулентную кинетическую энергию и диссипацию турбулентной энергии ε .

Общий вид используемой k - ε модели для теплообмена имеет вид:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho k u_j) &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k f_r + G_b - \rho \varepsilon \\ \frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_j}(\rho \varepsilon u_j) &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + \rho C_1 S \varepsilon - \rho C_2 \frac{\varepsilon^2}{k + \sqrt{\nu \varepsilon}} + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} C_{3\varepsilon} G_b \quad (3.2) \\ \frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \frac{\partial}{\partial x_i} [u_i (\rho E + p)] &= \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\lambda_{eff} \frac{\partial T}{\partial x_j} \right] \end{aligned}$$

В этих уравнениях G_k обозначает приращение турбулентной кинетической энергии за счет средних градиентов скорости, $G_k = \mu_t S^2$; G_b обозначает приращение турбулентной кинетической энергии за счет подъемной силы, $G_b = \beta g_i \frac{\mu_t}{Pr_t} \frac{\partial T}{\partial x_i}$; β – коэффициент температурного расширения; E – полная энергия потока; λ_{eff} – эффективная теплопроводность потока, $\lambda_{eff} = \lambda + \frac{c_p \mu_t}{Pr_t}$; c_p , λ – теплоемкость и теплопроводность газовой смеси; $C_{1\varepsilon}$, C_2 – константы; σ_k , σ_ε , Pr_t – турбулентные числа Прандтля, ν – кинематическая вязкость газовой смеси.

При этом:

$$S = \sqrt{2S_{ij}S_{ij}}; \mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon}; C_1 = \max \left[0.43, \frac{\eta}{\eta + 5} \right]; \eta = \sqrt{2S_{ij}S_{ij}} \frac{k}{\varepsilon};$$

$$C_\mu = \frac{1}{A_0 + A_S \frac{k\sqrt{S_{ij}S_{ij} + \tilde{\Omega}_{ij}\tilde{\Omega}_{ij}}}{\varepsilon}}; A_0 = 4.04; A_S = \sqrt{6} \cos\left[\frac{1}{3\cos(\sqrt{6}W)}\right]; W = \frac{S_{ij}S_{jk}S_{ki}}{\tilde{S}^3};$$

$$\tilde{\Omega}_{ij} = \bar{\Omega}_{ij} - \varepsilon_{ijk}\omega_k, \tilde{S} = \sqrt{S_{ij}S_{ij}}; C_{3\varepsilon} = \tanh\left|\frac{v}{u}\right|,$$

где S_{ij} – тензор скоростей деформации среднего течения; $\bar{\Omega}_{ij}$ – средний тензор для вращающейся с угловой скоростью ω_k системы отсчета (для завихренного потока); в выражении для константы $C_{3\varepsilon}$ приняты обозначения: v – проекция вектора скорости потока параллельно к направлению вектора гравитации, u – проекция вектора скорости потока перпендикулярно к направлению вектора гравитации; ε_{ijk} – тензор Леви-Чивиты.

Для данной модели использовались коэффициенты:

$$C_{1\varepsilon} = 1.44, C_2 = 1.9, \sigma_k = 1, \sigma_\varepsilon = 1.2, Pr_t = 0.85.$$

Для вычисления параметров потока у стенки с искусственной турбулизацией используются улучшенные пристеночные функции, которые описываются двухзонной моделью и дают адекватные результаты при расчетах в областях $y^+ = (\rho u y / \mu) \leq 5$ (y – расстояние до стенки).

Данные по оценке коэффициента теплоотдачи от газа к стенке для отопительного канала без искусственной турбулизации, рассчитанные на основе литературных данных (расход дымовых газов в отопительном канале равен $114,784 \text{ м}^3/\text{ч}$ и температура стенки со стороны газа равна 1523 К),

приведены в табл. 3.2.

Добиться искусственной турбулизации потока возможно за счет применения новых конструктивных решений кирпичной кладки отопительных каналов с элементами, имеющими выступы-турбулизаторы особой формы.

При этом рассматривались различные случаи по частоте расположения этих элементов или с различным шагом: выступы-турбулизаторы на каждом элементе кирпичной кладки, через один или через два элемента.

Таблица 3.2 – Коэффициенты теплоотдачи конвекцией для отопительного канала без искусственной турбулизации

Расчетные зависимости	Коэффициент теплоотдачи α , Вт/(м ² ·К)
<p>1. Зависимости из [271]: $\alpha = Nu_{\text{гр}} \lambda / d_3$; $Nu_{\text{гр}} = 0,037 Re^{0,75} Pr^{0,4} (\mu / \mu_{\text{ст}})^{0,25}$</p> <p>Для справки: $Re = 1360,665$; $Pr = 0,7094$;</p> <p>$d_3 = 0,4434$; $\mu = 6,18 \cdot 10^{-5}$ Па·с; $\mu_{\text{ст}} = 5,5225 \cdot 10^{-5}$</p>	2,0677
<p>2. Зависимости из [244]: $\alpha = 1,48 \cdot (0,72 \sqrt[4]{t}) \left[\omega \frac{T_0}{T} \frac{p}{p_0} \right]^{0,61} / d^{0,39}$</p>	3,3703
3. По приведенной математической модели	4,1682

На рис. 3.3 представлены используемые в расчетах геометрические характеристики выступов-турбулизаторов, которые должны быть отформованы на элементах кирпичной кладки отопительного канала.

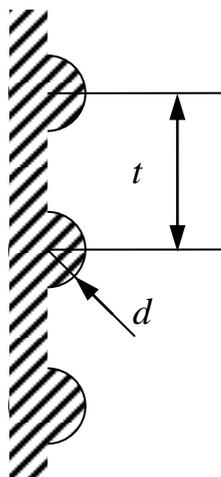


Рисунок 3.3 – Размеры турбулизаторов: d – высота выступа (радиус) принята равной 6,5 мм (1/10 от высоты элемента кладки); t – шаг, равный соответственно 65 мм, 130 мм и 195 мм

На рис. 3.4 представлен фрагмент расчетной сетки, используемой в принятой модели.

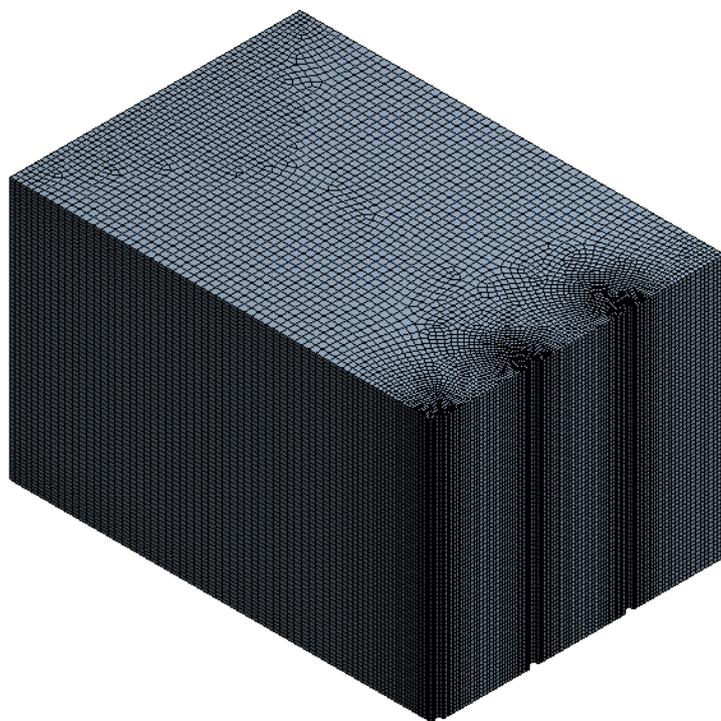


Рисунок 3.4 –
Фрагмент расчетной
сетки для
отопительного канала
с искусственной
турбулизацией

На рис. 3.5 и 3.6 представлены профили скоростей по каналу с искусственной турбулизацией и без нее.

Как видно из представленных рисунков (рис. 3.5), применение искусственной турбулизации приводит к деформации профиля скоростей со смещением более высоких скоростей к стенке с турбулизаторами, что хорошо видно также на графиках скоростей в поперечных срезах (рис. 3.6) по высоте отопительного канала.

В целом механизм увеличения теплоотдачи обусловлен разрушением ламинарного пристеночного слоя за счет образования вихрей за каждым турбулизатором.

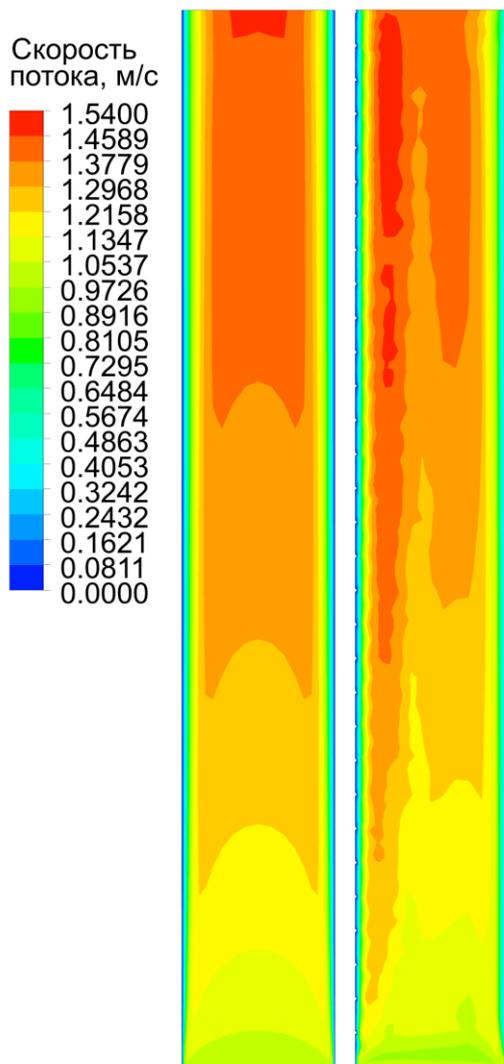


Рисунок 3.5 – Профили скоростей по высоте по высоте отопительного канала: слева канал без турбулизации, справа канал с искусственной турбулизацией (стенка слева) при $t=130$ мм $d=6.5$ мм.

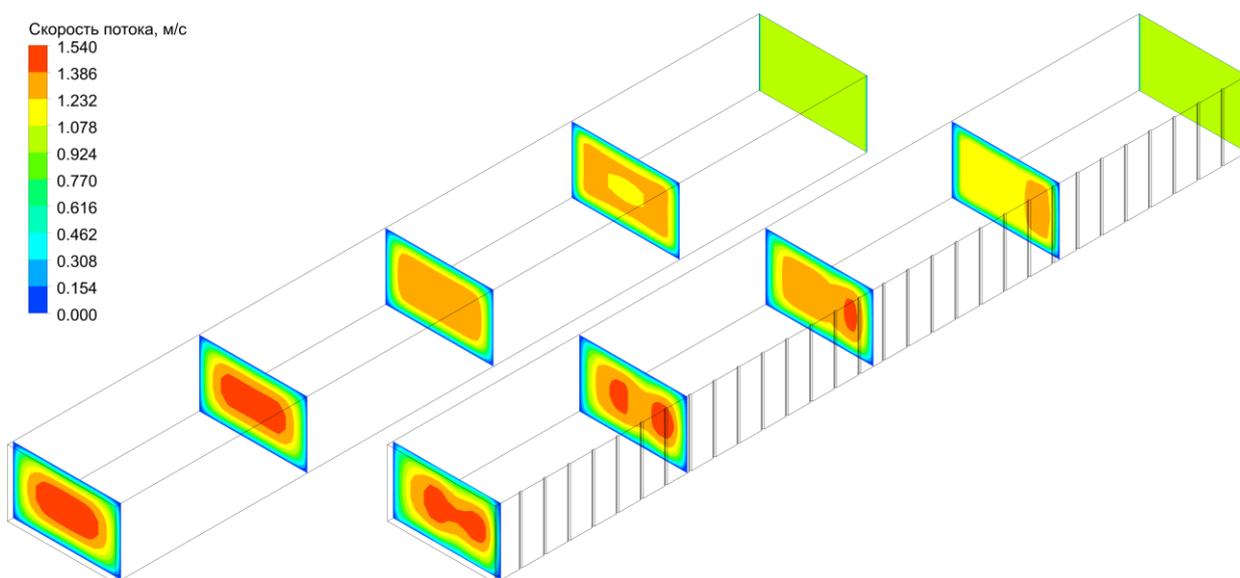


Рисунок 3.6 – Профили скоростей по высоте отопительного канала: верхний – без турбулизации; нижний – с искусственной турбулизацией;

В табл. 3.3 представлены результаты расчета коэффициентов теплоотдачи от газа к стенке при различном шаге расположения турбулизаторов.

Таблица 3.3 – Рассчитанные значения коэффициентов теплоотдачи

Шаг турбулизаторов t , м	-	0,065	0,13	0,195
Высота турбулизаторов d , м	-	0,0065	0,0065	0,0065
Перепад давления по высоте, Па	-0,7308	-0.7897	-0.76206	-0,7598
α , W/(m ² K)	4,1682	5.2256	7.0933	5.0772

Примечание: Расчеты проводились на фрагменте отопительного канала (средний участок) одинаковой высоты (390 мм).

Как следует из табл. 3.3, перепад давления по высоте для случая с искусственной турбулизацией увеличивается с 1,4% (шаг 195 мм) до 5,3% (шаг 65 мм) за счет возрастающего сопротивления потоку газа. При этом наибольшее увеличение коэффициента теплоотдачи наблюдается для варианта искусственной турбулизации с шагом 130 мм – через один элемент кирпичной кладки.

Можно предположить, что при шаге, равном 65 мм, образовавшейся за выступом вихрь в силу своих размеров либо наталкивается на следующий турбулизирующий выступ и теряет энергию, либо происходит его суперпозиция с вихрем, образовавшимся за следующим выступом таким образом, что обратная струя вихря сталкивается с прямой струей вновь образующегося вихря, что приводит к диссипации энергии и снижению эффективности теплоотдачи.

В случае с шагом, равным 195 мм, образующийся вихрь имеет размеры существенно меньшие, чем расстояние между выступами, и затухает прежде чем разрушает пристеночный ламинарный слой, расположенный между турбулизаторами, что также снижает эффективность теплоотдачи. Таким образом, наиболее благоприятная картина достигается при шаге 130 мм,

когда турбулизирующие выступы расположены через один элемент кирпичной кладки.

Анализ результатов этапа 1

1. Проведен анализ теплоотдачи в отопительном канале с искусственной турбулизацией с использованием модели турбулентности $k-\varepsilon$ и расчетного комплекса ANSYS FLUENT и получены профили скоростей по высоте канала, указывающие на деформацию профиля за счет смещения более высоких скоростей к стенке с турбулизаторами.
2. Проведена оценка коэффициента теплоотдачи для разных шагов расположения турбулизаторов (на каждом элементе кирпичной кладки, через один и через два элемента) и показано, что наибольшее его значение соответствует расположению турбулизаторов через один элемент кладки.
3. Показано, что коэффициент теплоотдачи для канала с искусственной турбулизацией превышает расчетное значение (для канала без искусственной турбулизации) в 1,7 раза, что приведет к интенсификации теплоотдачи от газа к стенке. Данное техническое решение характеризуется незначительным снижением энергетического уровня процесса в отопительном канале.
4. Предлагаемое техническое решение может быть использовано при перекладке простенков существующих печей коксования без изменения других элементов их конструкций с целью интенсификации процесса теплоотдачи в отопительных каналах и сокращения общего расхода коксового газа на процесс. Данные предложения могут применяться как для действующих коксовых производств, так и в совокупности со структурными решениями по разработке оптимально организованной multifunctionальной отопительной системе печных камер.

3.1.2 Интерпретация результатов оптимальной организации отопительной системы на основе новых структурных решений по рециркуляции потоков (этап 2)

Напомним, что положение среднего термодинамического уровня преобразования определяется мольной долей потока до узла смешения или после узла разделения, которая принимается равной единице для максимального значения мольного расхода потока, а также значениями температур на входе и выходе элемента отопительного тракта.

Примем, что уменьшение среднего уровня энергии первого преобразования (подогрев воздуха в регенераторе) обусловлено исключительно уменьшением мольной доли потока воздуха по отношению к потоку, мольная доля которого принята за 1, а второго и третьего преобразований (отопительные каналы на огне и нисходящая сторона) – обусловлены уменьшением средних температур, поскольку мольная доля этих потоков всегда равна 1 (максимальный расход). В этом случае согласовать результаты оптимального прогноза можно при условии увеличения кратности рециркуляции дымовых газов, вплоть до значений больших 1, что принципиально отличается от способа простого удлинения факела путем частичной рециркуляции потока дымовых газов.

Идея использования теории рециркуляции для повышения эффективности процессов химической технологии известна [243].

В частности, известно, что преимущества циркуляционных контуров заключаются в возможности повышения производительности целевых продуктов (производство метанола) или минимизации градиентов температур по длине реакционной зоны, что в нашем случае благоприятно скажется на процессе коксования.

Таким образом, прогноз оптимального распределения тепловых нагрузок по отопительному тракту печи коксования, указывающий на необходимость повышения кратности рециркуляции, позволит совместить

результаты прогноза оптимального распределения тепловых нагрузок по отопительному тракту с решением указанных выше актуальных задач в процессе коксования.

На рис. 3.7 представлена схема отопительного канала с рециркуляцией

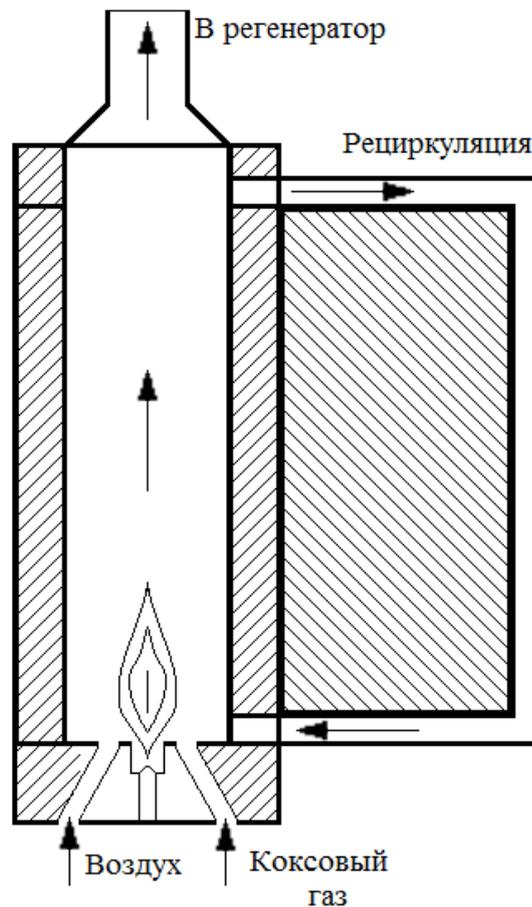


Рисунок 3.7 – Схема отопительного канала с рециркуляцией

Поскольку кратность рециркуляции теоретически может быть больше 1, что превышает используемые на практике значения, то ее обеспечение основано на использовании газодинамических устройств, включенных в отопительную систему.

На данном этапе исследования была проведена оценка процесса теплоотдачи в отопительном канале в зависимости от кратности рециркуляции [244, 245].

При этом в расчетах были приняты следующие предпосылки:

- процесс рециркуляции считается стационарным;
- процесс сгорания коксового газа происходит мгновенно и сгорание является полным, вследствие чего при организации контура рециркуляции полагается, что температура в факеле не зависит от последующей фазы смешения;
- процесс смешения рециркулирующего потока и потока дымовых газов – идеальный;
- в отопительном канале имеет место теплоотдача за счет конвекции и излучения;
- процесс теплообмена рециркулирующего потока со стенками коксовой камеры не учитывается: на вход канала подается поток, имеющий температуру дымовых газов, поступающих в регенератор;
- в канале применима модель идеального вытеснения;
- учитывается процесс теплоотдачи газов только к стенке, прилегающей к коксовому пирогу;
- изменением давления по обогревательному каналу пренебрегаем.

С учетом данных предпосылок и на основании схемы расчета, представленной на рис.3.8, была предложена методика и произведен расчет профиля температур по высоте канала.

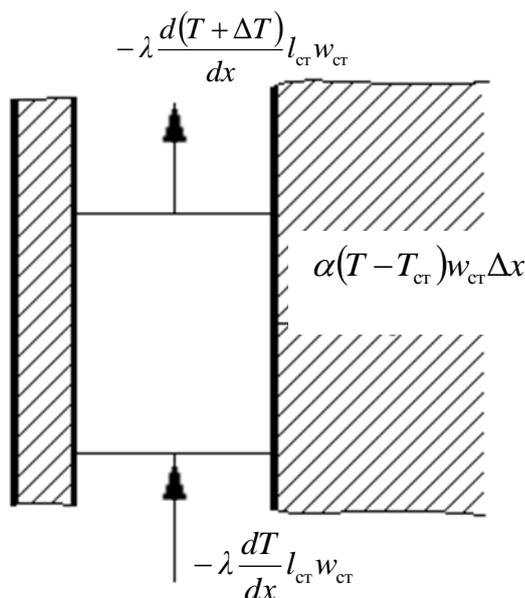


Рисунок 3.8 – К расчету процесса передачи теплоты в канале

Расчетная модель записывается следующим образом:

$$GCp(T)\Delta T = -\alpha(T - T_{ст})w_{ст}\Delta x + \lambda \left[\frac{d(T + \Delta T)}{dx} - \frac{dT}{dx} \right] l_{ст} w_{ст}, \quad (3.3)$$

где G – расход дымовых газов, кг/ч; $G = (G_{кг} + G_{в}) \cdot (1+r)$, $G_{кг}$ – расход исходного коксового газа, кг/ч; $G_{в}$ – расход воздуха, кг/ч; r – доля рецикла (кратность рециркуляции); Cp – теплоемкость дымовых газов, Дж/(кг К); $T, T_{ст}$ – температура дымовых газов и стенки соответственно, К; λ – теплопроводность стенки, Дж/(м ч К); α – коэффициент теплоотдачи от газа к стенке, Дж/(ч К м²); $w_{ст}$ – ширина отопительного канала, м; $l_{ст}$ – длина отопительного канала, м.

Преобразовывая и совершая предельный переход, получаем:

$$GCp(T) \frac{dT}{dx} = -\alpha(T - T_{ст})w_{ст} + \lambda \frac{d^2T}{dx^2} l_{ст} w_{ст} \quad (3.4)$$

Решая данное уравнение численным методом по методу явной разностной схемы, получаем:

$$GCp_j \frac{T_{j+1} - T_j}{\Delta x} = -\alpha_j (T_j - T_{стj}) w_{ст} + \lambda_j \frac{T_{j+1} - 2T_j + T_{j-1}}{\Delta x^2} l_{ст} w_{ст}; \quad (3.5)$$

Тогда следующее приближение температуры считается по формуле:

$$GT_{j+1} = \frac{GCp_j T_j \Delta x - \alpha_j (T_j - T_{стj}) w_{ст} \Delta x^2 + \lambda_j (T_{j-1} - 2T_j) l_{ст} w_{ст}}{GCp_j \Delta x - \lambda_j l_{ст} w_{ст}} \quad (3.6)$$

Начальная температура вычисляется следующим образом:

$$T_0 = \frac{\sum_k GCp(T_k) T_k}{\sum_k GCp(T_k)}, \text{ где } T_k \text{ – температуры смешиваемых потоков, т.е.}$$

рециркулирующего потока и потока дымовых газов.

Теоретическая температура горения коксового газа T_T определяется по формуле:

$$T_T = T_1 + \frac{Q_H V_{\text{кг}} - q_\alpha V_{\text{дг}}}{G C_p}, \text{ где} \quad (3.7)$$

T_1 – температура смеси коксового газа и воздуха до сгорания, определяемая по соотношению, приведенному выше; Q_H – низшая теплотворность коксового газа, определяемая по формуле (кДж/м³):

$$Q_H = 4.1868 \cdot (3016n_{\text{CO}} + 8558n_{\text{CH}_4} + 2576n_{\text{H}_2} + 5520n_{\text{H}_2\text{S}} + 14110n_{\text{C}_2\text{H}_4} + 20550n_{\text{C}_3\text{H}_6} + 33530n_{\text{C}_6\text{H}_6})$$

где n_i – концентрации соответствующих компонентов;

q_α – теплота, затраченная на диссоциацию CO_2 и H_2O , кДж/м³;

$V_{\text{кг}}$, $V_{\text{дг}}$ – объем исходного коксового газа и дымовых газов соответственно, м³/ч.

Теплота диссоциации определяется по следующей формуле (кДж/м³):

$$q_\alpha = -(3016\alpha_{\text{CO}_2} + 2576\alpha_{\text{H}_2\text{O}}),$$

где α_{CO_2} , $\alpha_{\text{H}_2\text{O}}$ – степени диссоциации диоксида углерода и паров воды соответственно, зависящие от температуры и парциального давления.

Коэффициент теплоотдачи имеет две составляющие: теплоотдача за счет конвекции и за счет излучения.

Коэффициент теплоотдачи за счет конвекции при движении газов в одиночной трубе определяется по формуле:

$$\alpha_k = 0.72 \cdot 1.48 \sqrt[4]{T - 273} \frac{w_0^{0.61}}{d^{0.39}}, \quad (3.8)$$

где w_0 – скорость потока, м/с, d – эквивалентный диаметр каналов, м.

Скорость потока дымовых газов можно определить по формуле:

$$w_0 = w \frac{273}{T} \frac{P}{760}, \text{ где } w \text{ – измеренная скорость потока, м/с; } P \text{ – давление газов.}$$

Гидравлический диаметр определяется по формуле: $d = \frac{4F}{2p}$, где F – сечение канала, м²; p – полупериметр сторон сечения, м.

Коэффициент теплообмена излучения от газа к стенкам можно определить по эмпирическим формулам Шака [246]:

$$\alpha_{CO_2}^{изл} = \frac{4.1868 \cdot 8,9\varepsilon}{T - T_{ст}} (p_{CO_2} S_{эф})^4 \left[\left(\frac{T}{100} \right)^{3.2} - \left(\frac{T_{ст}}{100} \right)^{3.2} \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^{0.65} \right] T$$

$$\alpha_{H_2O}^{изл} = \frac{4.1868\varepsilon}{T - T_{ст}} (40 - 73 p_{H_2O} S_{эф}) (p_{H_2O} S_{эф})^{0.6} \left[\left(\frac{T}{100} \right)^{2.32 + 1.37 \sqrt[3]{p_{H_2O} S_{эф}}} - \left(\frac{T_{ст}}{100} \right)^{2.32 + 1.37 \sqrt[3]{p_{H_2O} S_{эф}}} \right]$$

p_{CO_2} , p_{H_2O} – парциальные давления диоксида углерода и воды соответственно; $S_{эф}$ – эффективная длина лучей, рассчитанная по среднему диаметру, м:

$$S_{эф} = d \cdot \eta_s.$$

η_s – коэффициент, характеризующий долю излучения, достигающую стен (принимается равным 0.9).

Для расчетов был выбран отопительный канал печи коксования. Параметры отопительного канала представлены ранее (табл.3.1).

Для выполнения условий сходимости разностной схемы выбираем шаг по высоте 0.005375 м.

На основании приведенных зависимостей получены данные по профилю температур по высоте канала. Температура стенки со стороны кокса была принята постоянной по высоте. Со стороны газов температура стенки определялась из условия равенства теплоотдачи со стороны газа и теплопередачи по стенке (теплопроводность). При этом не рассматривалась «вредная» составляющая по стенке, то есть теплопередача по высоте стенки:

$$\alpha(T - T_{\text{ст1}}) = \frac{\lambda_{\text{ст}}(T_{\text{ст1}} - T_{\text{ст2}})}{\delta_{\text{ст}}},$$

где $T_{\text{ст1}}$ – температура по стенке со стороны газов, $T_{\text{ст2}}$ – температура стенки со стороны коксового пирога, $\lambda_{\text{ст}}$ – теплопроводность стенки (для динасового кирпича рассчитывается по формуле $\lambda_{\text{ст}} = 0,55 + 0,00054t_{\text{ср}}$), $\delta_{\text{ст}}$ – толщина стенки.

Расчеты производились для двух значений температур стенки: значение, соответствующее температуре стенки со стороны коксового пирога на начальной стадии процесса коксования (650°C) и на конечной стадии процесса коксования (16-17 ч) – (1000°C).

Результаты расчета при варьировании доли рецикла r , представлены в табл. 3.4 и 3.5. Ввиду идентичности тенденций изменения составляющих коэффициента теплоотдачи отобразим графически эти зависимости на основании данных табл. 3.5 (рис. 3.9).

Таблица 3.4 – Результаты расчета теплоотдачи в канале (при температуре кладки со стороны коксового пирога 650°C).

r	Средний коэфф. теплоотдачи конвекцией, кДж/(ч·К·м ²)	Средний коэфф. теплоотдачи излучением, кДж/(ч·К·м ²)	Температура стенки (со стороны газа) на входе, $T_{\text{ст1}}^1$, К	Температура стенки (со стороны газа) на выходе, $T_{\text{ст1}}^2$, К	T_0 , К	Температура отходящего газа, К
0	25,13	476,28	1758,01	1680,47	1854,85	1775,37
1	38,24	466,72	1722,48	1684,61	1816,16	1777,23
2	48,92	463,86	1711,98	1686,90	1803,54	1777,73
3	58,28	462,58	1707,35	1688,60	1797,23	1777,90
4	66,76	461,92	1704,98	1690,00	1793,43	1777,98
5	74,59	461,54	1703,69	1691,21	1790,86	1777,98
6	81,94	461,33	1702,98	1692,29	1789,01	1777,97
7	88,88	461,21	1702,61	1693,26	1787,60	1777,93
8	95,49	461,15	1702,47	1694,15	1786,49	1777,89
9	101,82	461,14	1702,49	1695,00	1785,60	1777,86
10	107,91	461,14	1702,58	1695,77	1784,85	1777,81

Таблица 3.5 – Результаты расчета теплоотдачи в канале (при температуре кладки со стороны коксового пирога 1000 °С).

r	Средний коэфф. теплоотдачи конвекцией, $\text{кДж}/(\text{ч}\cdot\text{К}\cdot\text{м}^2)$	Средний коэфф. теплоотдачи излучением, $\text{кДж}/(\text{ч}\cdot\text{К}\cdot\text{м}^2)$	Температура стенки (со стороны газа) на входе, $T_{\text{ст1}}^1$, К	Температура стенки (со стороны газа) на выходе, $T_{\text{ст1}}^2$, К	T_0 , К	Температура отходящего газа, К
0	25,18	494,09	1791,79	1742,15	1854,85	1802,10
1	38,36	487,68	1768,94	1744,66	1829,13	1803,30
2	49,10	485,74	1762,14	1746,05	1820,74	1803,62
3	58,50	484,87	1759,11	1747,07	1816,56	1803,74
4	67,01	484,41	1757,54	1747,92	1814,03	1803,79
5	74,88	484,14	1756,67	1748,65	1812,33	1803,80
6	82,26	483,99	1756,18	1749,30	1811,12	1803,80
7	89,23	483,89	1755,91	1749,89	1810,18	1803,77
8	95,87	483,85	1755,80	1750,44	1809,45	1803,75
9	102,23	483,83	1755,78	1750,95	1808,86	1803,73
10	108,35	483,82	1755,80	1751,41	1808,36	1803,69

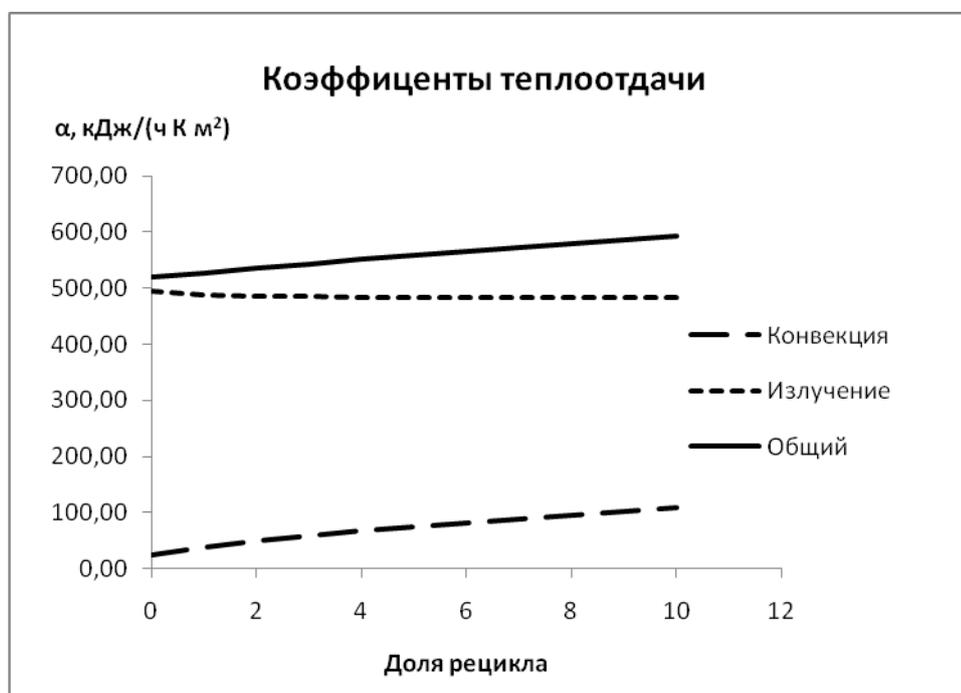


Рисунок 3.9 – Изменение коэффициента теплоотдачи при рециркуляции

Анализ результатов этапа 2

1. С увеличением кратности рециркуляции наблюдаются следующие тенденции изменения коэффициента теплоотдачи от газа к стенке:
 - конвективная составляющая увеличивается более чем на 35% при увеличении доли рецикла от 0 до 1, и до 330% при дальнейшем увеличении рециркулирующего потока;
 - лучистая составляющая уменьшается на 1%, причем ее уменьшение по абсолютному значению меньше увеличения конвективной составляющей, в силу чего общий коэффициент теплоотдачи увеличивается.
2. С увеличением кратности рециркуляции до 10 наблюдается уменьшение градиента температур по высоте канала для процесса коксования на 90%: для начала процесса - с 79,48 до 7,04 °С и для его завершения - с 52,75 до 4,67 °С.
3. С увеличением кратности рециркуляции до 10 (как показывают расчеты) количество переданной теплоты на процесс уменьшается не более чем на 2-3%.
4. Рекомендации по рециркуляции могут использоваться совместно с искусственной турбулизацией потока в отопительных простенках.

3.1.3 Интерпретация результатов оптимальной организации отопительной системы на основе построения мультифункциональной установки с минимальными выбросами оксидов азота (этап 3)

Следующим этапом оптимальной организации отопительной системы печи коксования, представленным в работе [247], является рассмотрение возможности создания мультифункциональной системы с минимальными выбросами оксидов азота и когенерацией с учетом рекомендаций, полученных на этапе 2.

Актуальность вопросов энергосбережения, в том числе, на основе разработки систем ко - и тригенерации, обсуждалась в главе 1.

Наряду с этим в коксохимии ужесточаются требования по защите окружающей среды, в том числе, от выбросов оксидов азота. Основное количество образующихся оксидов азота выбрасывается в атмосферу с отходящими дымовыми газами обогрева коксовых печей. Результаты исследований в этом направлении показывают, что содержание оксидов азота в выбросах зависят от вида используемого топлива, конструкции отопительной системы коксовых батарей, температуры, коэффициента избытка воздуха и содержания азота в исходном топливе. В коксовом газе, например, азотные соединения содержатся в виде NH_3 и HCN .

Результаты теоретических исследований кинетики образования оксидов азота указывают на то, что количество образовавшихся оксидов азота в отходящих газах коксовых батарей в наибольшей степени зависит от температуры в простенке и коэффициента избытка воздуха, которые, в свою очередь, зависят от конструкции отопительной системы.

В коксовых печах различных конструкций для обеспечения равномерного распределения температур по высоте отопительных простенков применяются различные способы подвода отопительного газа и воздуха, а также отвода продуктов сгорания. Например, в печах системы ПВР осуществляется рециркуляция до 30% продуктов сгорания в отопительные вертикалы, работающие на восходящем потоке, с целью удлинения факела горения.

В печах системы РТУ осуществляется ступенчатый подвод отопительного газа.

В печах системы «Штиль» - ступенчатый подвод воздуха для горения (первичный и вторичный воздух).

При этом диапазон концентраций оксидов азота лежит в пределах от $131,7 \text{ мг/м}^3$ – в отходящих газах печей системы «Штиль» до $531 - 707 \text{ мг/м}^3$ – в отходящих газах печей системы РТУ.

Для печей системы ПВР этот показатель колеблется от 350 до 600 мг/м³, при значении ПДК рабочей зоны, равной 5,0 мг/м³.

Что касается существующих технологических решений по когенерации, то они связаны либо с сжиганием неиспользованного отопительного газа в энергетической установке, либо с использованием энергии при сжигании всех парогазовых продуктов коксования для обеспечения как процесса коксования, так и для выработки электроэнергии, что характерно для коксовых производствах без улавливания побочных продуктов. В установках сухого тушения кокса возможно получение дополнительного энергетического ресурса.

Предварительно проведем количественный анализ концентраций оксидов азота в зависимости от температуры в отопительном канале и коэффициента избытка воздуха. Образование NO_x описывается согласно теории Семёнова-Зельдовича-Франк-Каменецкого совокупностью цепных реакций с участием атомарного кислорода и азота, которые можно привести к следующим:



где k_1 - k_4 – скорости протекания прямых и обратных реакций (3.9) и (3.10).

При проведении расчетов были приняты следующие допущения:

- образуется преимущественно оксид азота (II), образование оксида азота (IV) не рассматривается;
- оценка концентрации оксида азота рассчитывается при температуре дымовых газов на выходе;
- процесс образования оксида азота считается равновесным и описывается следующим уравнением:



где Kp_1 – константа равновесия реакции образования термического оксида азота.

Расчет проведен при постоянной температуре стенки со стороны отопительного канала, поскольку оценивается образование оксида азота в устойчивом режиме работы камеры коксования. Константа равновесия образования термического оксида азота (II) Kp_1 рассчитывалась по следующей зависимости:

$$Kp_1 = \frac{[\text{NO}]_p^2}{[\text{N}_2]_p [\text{O}_2]_p} = \frac{(c_{\text{NO}}^0 + 2x_p c_{\text{N}_2}^0)^2}{(c_{\text{N}_2}^0 - x_p c_{\text{N}_2}^0)(c_{\text{O}_2}^0 - x_p c_{\text{N}_2}^0)}, \quad (3.12)$$

где x_p – равновесная степень превращения, $[\text{N}_2]_p, [\text{O}_2]_p, [\text{NO}]_p$ – равновесные концентрации азота, кислорода и оксида азота соответственно, $c_{\text{N}_2}^0, c_{\text{O}_2}^0, c_{\text{NO}}^0$ – исходные концентрации азота, кислорода и оксида азота соответственно (после сгорания коксового газа). Зависимость константы равновесия реакции (3.11) от температуры имеет следующий вид:

$$\lg Kp_1 = -\frac{9490,7}{T} - 0,02 \lg T + \frac{0,068 \cdot 10^5}{T^2} + 1,43 \quad (3.13)$$

На рис. 3.10 представлена зависимость равновесной степени превращения от температуры.

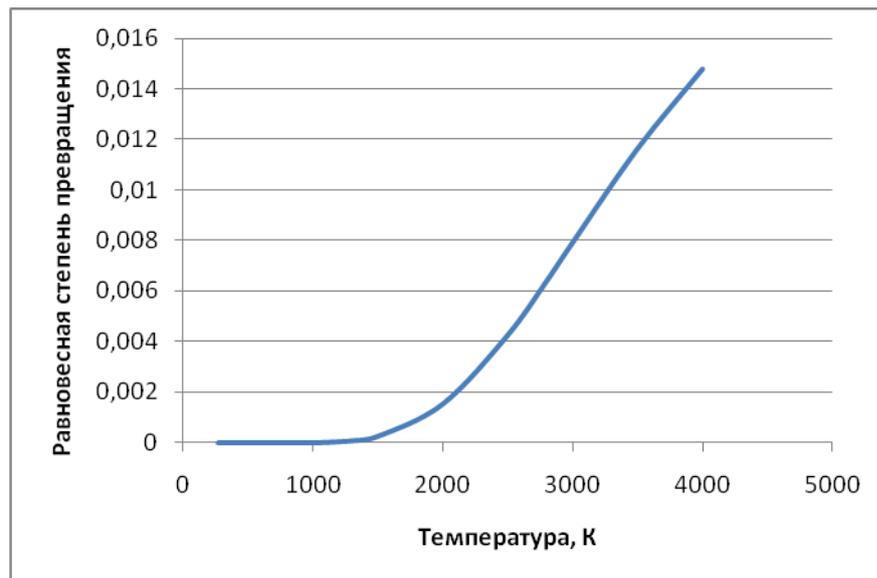


Рисунок 3.10 – Изменение равновесной степени превращения оксида азота от температуры

Как видно из приведенной зависимости, интенсивное образование термического оксида азота (II) происходит при температурах выше 1400 - 1500 К, поэтому для дальнейших расчетов было принято допущение, что в воздухе, поступающем на вход в отопительный простенок оксидов азота не образуется.

Оценка концентрации оксида азота (II) при изменении коэффициента избытка воздуха для температуры стенки со стороны коксового пирога равной 650 °С (начало процесса коксования) представлена в табл. 3.6

Таблица 3.6– Количество оксида азота в зависимости от коэффициента избытка воздуха

α	T_0 , К	Температура отходящего газа, К	c_{NO} , мг/м ³	c_{NO} , масс. %	T_{cp} , К
1,01	1868,83	1488,28	26,14	0,21	1653,5
1,05	1862,50	1497,78	60,51	1,01	1657,23
1,1	1854,85	1508,90	88,18	1,94	1661,37
1,2	1840,31	1528,65	130,76	3,59	1667,99
1,3	1826,66	1545,22	165,72	5,00	1672,60
1,4	1813,73	1558,88	195,89	6,21	1675,44
1,5	1801,42	1569,94	222,11	7,27	1676,77
1,58	1791,95	1577,13	240,51	8,03	1676,89
1,6	1789,63	1578,72	244,81	8,21	1676,81
1,7	1778,28	1585,51	264,40	9,04	1675,76
1,8	1767,29	1590,57	281,13	9,78	1673,79
1,9	1756,62	1594,12	295,17	10,45	1671,03
2	1746,21	1596,35	306,88	11,05	1667,59
2,1	1736,01	1597,44	316,37	11,60	1663,58
2,3	1716,13	1596,73	329,70	12,55	1654,09
2,5	1696,70	1592,87	336,54	13,37	1643,00
3	1648,60	1572,93	332,57	14,94	1609,81

Как видно из табл. 3.6 с уменьшением коэффициента избытка воздуха концентрация оксида азота резко уменьшается. Это обстоятельство может быть использовано при совмещении системы ступенчатой подачи воздуха с рециркуляцией газового потока.

В реально эксплуатируемых печах ПВР-58 при коэффициенте избытка воздуха в диапазоне 1,85-1,94 концентрация оксидов азота составляет от 349,2 до 415,2 мг/м³, а в печах системы РТУ-57 при коэффициенте избытка воздуха от 1,27 до 1,45 концентрации оксидов азота составляет от 466,7 до 589,7 мг/м³ [248]. В обоих случаях печи отапливаются коксовым газом.

При этом, как уже было отмечено, в современных промышленных печах доля рециркулирующего потока составляет не более 40%. В предшествующем разделе были рассмотрены системы обогрева коксовой камеры с кратностями рециркуляции газового потока большими 1 (больше 100%). Проведем оценку концентрации оксида азота для предложенной системы с рециркуляцией.

Обозначим концентрации веществ на выходе из канала как c_i^p , мольный расход как N_p . Данный поток смешивается с потоком сгоревшего коксового газа на входе. Обозначим состав газов после сгорания как $c_i^{дг}$, мольный расход как $N_{дг}$. После смешивания двух потоков состав газов в канале не меняется, обозначим его как $c_i^{см}$, мольный расход – $N_{см}$.

Тогда по материальному балансу: $c_i^{см} = \frac{c_i^{дг} N_{дг} + c_i^p N_p}{N_{см}}$, $N_{см} = N_{дг} + N_p$,

$$\frac{G_{см}}{M_{см}} = \frac{G_{дг}}{M_{дг}} + \frac{G_p}{M_p}.$$

Состав оксида азота определяется равновесием при температуре газа на выходе, а концентрации компонентов рассчитываются через степень превращения по азоту:

$$\begin{aligned}
c_{N_2}^p &= (c_{N_2}^{cm} - x_p (T_{\text{вых}}) c_{N_2}^{cm}); \\
c_{O_2}^p &= (c_{O_2}^{cm} - x_p (T_{\text{вых}}) c_{N_2}^{cm}); \\
c_{NO}^p &= (c_{NO}^{cm} + 2x_p (T_{\text{вых}}) c_{N_2}^{cm}).
\end{aligned}$$

Мольная доля других компонентов остается без изменений

$$c_i^p = c_i^{др}, i \neq N_2, O_2, NO.$$

Тогда, исходя из вышеприведенных уравнений, имеем по азоту:

$$N_{cm} c_{N_2}^{cm} = c_{N_2}^{др} N_{др} + (c_{N_2}^{cm} - x_p c_{N_2}^{cm}) N_p = c_{N_2}^{др} N_{др} + c_{N_2}^{cm} N_p - x_p c_{N_2}^{cm} N_p$$

$$N_{др} c_{N_2}^{cm} + x_p c_{N_2}^{cm} N_p = c_{N_2}^{др} N_{др} \Rightarrow$$

$$c_{N_2}^{cm} = \frac{c_{N_2}^{др} N_{др}}{N_{др} + x_p N_p} = \frac{c_{N_2}^{др}}{1 + x_p \frac{N_p}{N_{др}}} = \frac{G_{др} M_p c_{N_2}^{др}}{G_{др} M_p + x_p G_p M_{др}} = c_{N_2}^{др} - x_p \frac{G_p M_{др} c_{N_2}^{др}}{G_{др} M_p + x_p G_p M_{др}},$$

где $M_{др}, M_p$ – средняя молярная масса дымовых газов после сгорания и на выходе из канала, соответственно.

$$\text{Молярная масса определяется как: } M_p = \sum_i c_i^p M_i, M_{др} = \sum_i c_i^{др} M_i.$$

Аналогично – по кислороду и оксиду азота (II):

$$N_{cm} c_{O_2}^{cm} = c_{O_2}^{др} N_{др} + (c_{O_2}^{cm} - x_p c_{N_2}^{cm}) N_p = c_{O_2}^{др} N_{др} + c_{O_2}^{cm} N_p - x_p c_{N_2}^{cm} N_p$$

$$N_{др} c_{O_2}^{cm} = c_{O_2}^{др} N_{др} - x_p c_{N_2}^{cm} N_p \Rightarrow$$

$$c_{O_2}^{cm} = c_{O_2}^{др} - \frac{x_p c_{N_2}^{cm} N_p}{N_{др}} = c_{O_2}^{др} - x_p c_{N_2}^{cm} \frac{G_p M_{др}}{G_{др} M_p} = c_{O_2}^{др} - x_p \frac{G_p M_{др} c_{N_2}^{др}}{G_{др} M_p + x_p G_p M_{др}},$$

$$c_{NO}^{cm} = c_{NO}^{др} + 2 \frac{x_p c_{N_2}^{cm} N_p}{N_{др}} = c_{NO}^{др} + 2x_p \frac{G_p M_{др} c_{N_2}^{др}}{G_{др} M_p + x_p G_p M_{др}}.$$

Молярная масса смеси газов определится следующим образом:

$$M_{cm} = \sum_i c_i^{cm} M_i = M_{др} + x_p \frac{G_p M_{др} c_{N_2}^{др}}{G_{др} M_p + x_p G_p M_{др}} (2M_{NO} - M_{N_2} - M_{O_2}) = M_{др}$$

С учетом того, что $M_p = \frac{G_p M_{cm} M_{дг}}{G_{cm} M_{дг} - M_{cm} G_{дг}}$ по массовому и мольному

балансу, тогда $M_p = M_{дг}$, тогда $c_i^{cm} = c_i^{дг} + \alpha_i x_p \frac{rc_{N_2}^{дг}}{1 + x_p r}$.

$$c_i^p = \left(c_i^{дг} + \alpha_i x_p c_{N_2}^{дг} + \alpha_i \frac{rc_{N_2}^{дг}}{1 + x_p r} (x_p - x_p^2) \right)$$

Степень превращения определяется итерационно.

В табл. 3.7 приведены результаты расчета в начале процесса коксования при температуре стенки 650 °С со стороны коксового пирога, а в табл. 3.8 – в конце процесса коксования при температуре стенки 1000 °С со стороны коксового пирога.

Таблица 3.7 – Концентрации оксида азота при температуре стенки 650 °С.

r	Средний коэфф. теплоотдачи конвекцией, кДж/(ч·К·м ²)	Средний коэфф. теплоотдачи излучением, кДж/(ч·К·м ²)	T_0 , К	Температура отходящего газа, К	c_{NO} , мг/м ³	c_{NO} , масс. %
0	24,47	252,42	1854,85	1508,90	88,2	0,041
4	64,24	231,85	1603,18	1538,33	99,2	0,047
8	91,51	226,77	1565,02	1527,63	95,1	0,045
10	103,26	224,97	1553,27	1522,13	93,0	0,044
14	124,42	222,04	1535,38	1511,79	89,2	0,042
18	143,38	219,64	1521,55	1502,39	85,8	0,040
22	160,78	217,58	1510,04	1493,80	82,8	0,038
26	176,97	215,75	1500,06	1485,90	80,1	0,037
30	192,21	214,11	1491,17	1478,58	77,6	0,035
34	206,66	212,60	1483,12	1471,76	75,4	0,034
38	220,45	211,21	1475,72	1465,35	73,3	0,033
42	233,66	209,91	1468,88	1459,31	71,4	0,032
46	246,38	208,70	1462,49	1453,61	69,6	0,031
50	258,65	207,56	1456,48	1448,17	68,0	0,030

Таблица 3.8 – Оценка концентраций оксида азота при температуре стенки
1000 °С.

r	Средний коэфф. теплоотдачи конвекцией, кДж/(ч·К·м ²)	Средний коэфф. теплоотдачи излучением, кДж/(ч·К·м ²)	T_0 , К	Температура отходящего газа, К	c_{NO} , мг/м ³	c_{NO} , масс. %
0	24,67	333,94	1854,85	1592,84	121,9	0,060
4	65,13	317,87	1668,13	1620,44	134,5	0,067
8	92,97	314,31	1642,78	1615,68	132,2	0,066
10	104,98	313,09	1635,33	1612,89	131,0	0,065
14	126,65	311,13	1624,3	1607,45	128,4	0,064
18	146,11	309,53	1615,97	1602,39	126,2	0,062
22	164,00	308,17	1609,16	1597,72	124,0	0,061
26	180,68	306,96	1603,31	1593,4	122,1	0,060
30	196,39	305,87	1598,14	1589,37	120,4	0,059
34	211,31	304,87	1593,48	1585,60	118,7	0,058
38	225,57	303,95	1589,22	1582,05	117,2	0,057
42	239,24	303,09	1585,29	1578,71	115,7	0,056
46	252,42	302,29	1581,63	1575,54	114,4	0,056
50	265,15	301,53	1578,20	1572,52	113,1	0,055

Как следует из табл. 3.7 и 3.8, концентрации оксида азота уменьшаются незначительно в зависимости от доли рециркуляции и, по-прежнему, превышает ПДК.

Выбор доли рециркуляции и уменьшение оксида азота связано с возможностями совмещения рециркуляции и когенерации.

Представленные ранее направления когенерации в коксовом производстве достаточно очевидны и не являются следствием какого-либо научного подхода.

При разработке предложения по multifunctionальной системе рассматривались возможности одновременного достижения нескольких целей при оптимальной организации отопительной системы печи коксования:

- обеспечение равномерности прогрева коксового пирога по высоте;
- снижение концентрации термического оксида азота;

- когенерация при условии неизменности расходных показателей отопительного газа.

На рис. 3.11 представлена принципиальная схема отопления коксовой камеры с рециркуляцией и когенерацией.

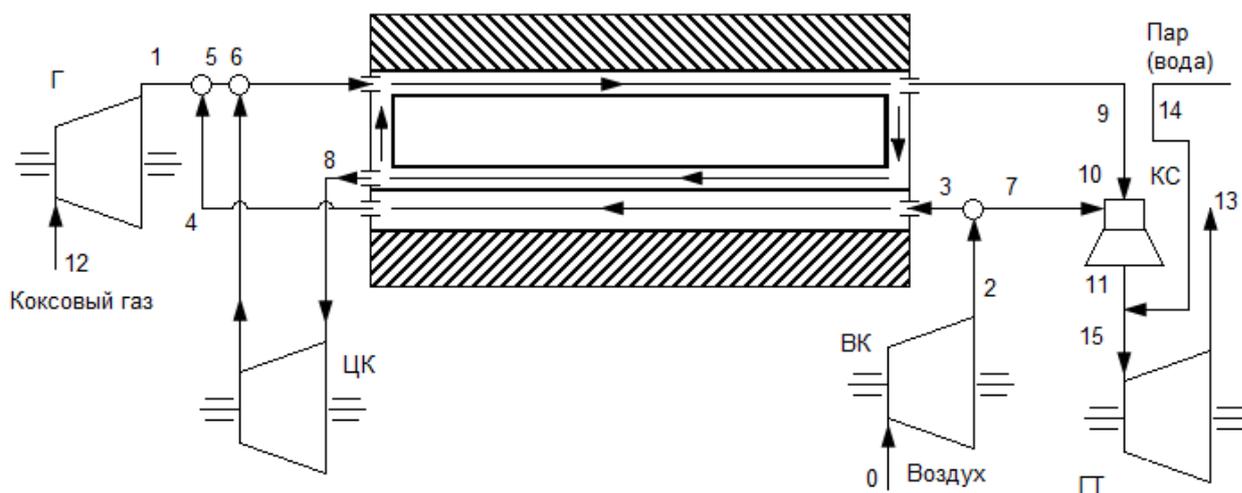


Рисунок 3.11 – Принципиальная схема отопительной системы с когенерацией и рециркуляцией

В данной схеме воздух в камеру коксования и в энергетическую установку подается компрессором ВК. Будем называть воздух, подаваемый в камеру коксования, первичным (3), а воздух, подаваемый в камеру сгорания (КС) энергетической установки – вторичным (7). Значения давления воздуха варьируются от 0,3 МПа до 0,7 МПа. При давлении воздуха, несколько превышающим атмосферное, которое обеспечивает только его движение по газовому тракту для преодоления газодинамических сопротивлений, камеру сгорания следует совмещать с паровым котлом и паровой турбиной.

Однако, как показали расчеты, если давление газа становится выше 0,25 МПа, газовая турбина обладает большей отдачей внешней работы по сравнению с паровой турбиной. Поэтому рассматривается представленный выше вариант когенерации с газовой турбиной.

Количество подаваемого первичного воздуха для сжигания коксового газа меньше стехиометрического (в расчетах принято 75% от подаваемого воздуха). Для обеспечения процесса сжигания под давлением в схему введена газодувка – Г.

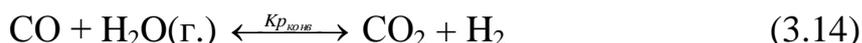
Первичный воздух предварительно нагревается за счет теплоты рециркуляционного потока (в режиме прямотока). Рециркуляцию газового потока продуктов неполного сгорания с необходимой степенью рециркуляции обеспечивает циркуляционный компрессор ЦК. Теплота от рециркуляционного контура (прямой поток) отдается коксу, обратный поток нагревает воздух.

Продукты неполного сгорания, выходящие из контура рециркуляции (9), дожигаются в камере сгорания КС в присутствии водяного пара (или воды путем ее впрыска) за счет подачи вторичного воздуха из ВК и попадают сразу в газовую турбину ГТ. Температура на входе в газовую турбину, как правило, не превышает 1300 К, что обеспечивается впрыском котловой воды. В первом приближении рассматривается вариант, когда давление в простенке выше атмосферного, что требует определенной конструкции печи коксования.

При проведении расчетов принимались следующие допущения:

- в отопительном канале ввиду недостатка воздуха оксид азота не образуется;

- содержание компонентов газовой смеси, состоящей из оксида и диоксида углерода, водорода и водяного пара описывается равновесием реакции конверсии оксида углерода водяным паром:



Константа равновесия реакции конверсии оксида углерода водяным паром приведена ниже:

$$\lg K_{p_{\text{конв}}} = -\frac{2217,5}{T} - 0,2971 \lg T + 3,525 \cdot 10^{-4} T + 5,08 \cdot 10^{-8} T^2 - 3,26$$

- содержание оксида азота определяется при температуре на выходе из газовой турбины и считается равновесным;

- потери давления в контуре рециркуляции принимаются равными 5%.

Для расчета коэффициентов теплоотдачи излучением в отопительном простенке и рециркуляционном контуре при повышенном давлении была использована формула Г.Л.Поляка:

$$Q = \frac{4,96}{\frac{1}{\varepsilon_r} + \frac{1}{\varepsilon} - 1} \left[\frac{\varepsilon_r}{\varepsilon_c} \left(\frac{T}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_{ст}}{100} \right)^4 \right] F, \quad (3.15)$$

где ε_r – степень черноты газового объема при температуре газа; ε_c – степень черноты газового объема при температуре стенки; ε – степень черноты стен (для кирпича принимается 0,8).

Как показали расчеты, коэффициент теплоотдачи увеличивается, что в свою очередь повышает количество теплоты, отданное коксу Q .

В табл. 3.9 приведены значения количества переданной теплоты в зависимости от кратности рециркуляции r при давлении 0,3 МПа.

Таблица 3.9 – Зависимость количества теплоты, переданной коксу, от кратности рециркуляции

r	T_b, K	$T_{вх}, K$	$T_{рц}, K$	$Q, MДж/ч$
0	433,1	1882,2	1331,6	778,89
1	495,3	1620,5	1372,6	693,32
2	496,2	1538,0	1379,6	661,05
3	496,5	1497,9	1381,3	647,53
4	496,6	1473,6	1381,1	641,03
5	496,6	1456,9	1380,1	637,85
6	496,5	1444,4	1378,7	636,43
7	496,5	1434,6	1377,1	636,06
8	496,4	1426,5	1375,3	636,34
9	496,3	1419,7	1373,6	637,04
10	496,2	1413,9	1371,8	638,02

При этом в табл. 3.9 приняты следующие обозначения: T_v – температура воздуха на сжигание; T_{pc} – средняя температура в рециркуляционном потоке, $T_{вх}$ – температура на входе в коксовую камеру (температура сгорания коксового газа).

Как показали расчеты, с ростом давления количество переданной коксу теплоты возрастает приблизительно на 26% в основном за счет теплоты сжатия. В условиях принятых допущений была проведена оценка содержания оксида азота (на выходе из газовой турбины), результаты которой представлены в табл. 3.10.

Одновременно в табл. 3.10 приведен баланс мощности, представляющий собой разницу между мощностью газовой турбины ГТ и суммарной мощностью трех компрессоров (Г, ВК, ЦК) при давлении равным 0,3 МПа.

Таблица 3.10 – Оценка содержания оксида азота в выбросах системы с когенерацией и рециркуляцией и баланс мощности (давление 0,3 МПа)

r	c_{NO} , мг/м ³	Температура в камере сгорания, К	Температура на выходе, К	N_{Σ} , МВт
0	1,91	1267,7	974,8	0,0743
1	2,35	1292,5	994,7	0,0622
2	2,43	1296,7	998,1	0,0477
3	2,45	1297,7	998,9	0,0328
4	2,44	1297,6	998,8	0,0178
5	2,43	1297,0	998,3	0,0028
6	2,42	1296,1	997,6	-0,0121
7	2,40	1295,2	996,9	-0,0271
8	2,38	1294,1	996,0	-0,0420
9	2,36	1293,1	995,2	-0,0568
10	2,34	1292,0	994,3	-0,0717

Как показывают расчеты (табл.3.10) при кратностях рециркуляции больших 5 баланс мощности отрицателен и эффекта когенерации не достигается.

Таким образом, оптимальное технологическое решение будет определяться кратностью рециркуляции, при которой наблюдается максимальный полезный баланс мощности при достижении наиболее равномерного распределения температур по высоте отопительного канала.

На рис. 3.12 представлены результаты расчета перепада температур по высоте отопительного канала, из которых следует, что наиболее резкое снижение перепада температур по высоте отопительного канала наблюдается при кратностях рециркуляции больших 0,8.

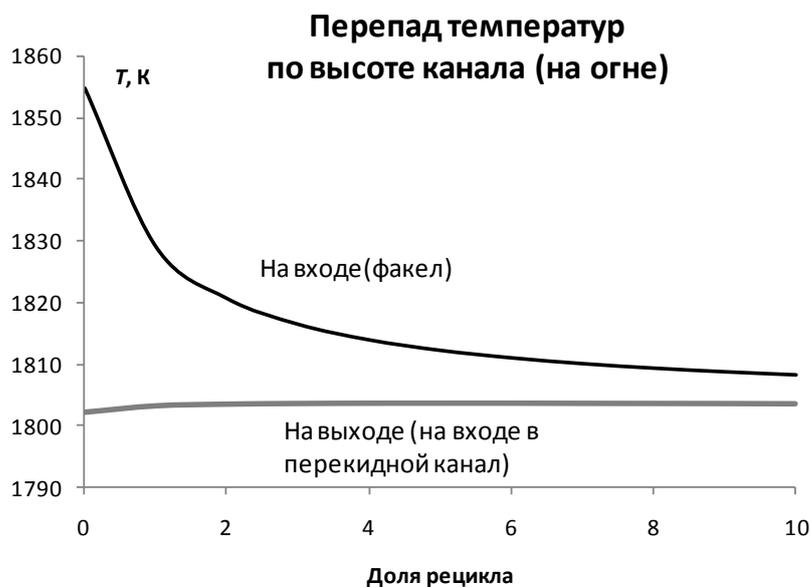


Рисунок 3.12 – Зависимость перепада расчетных температур по высоте отопительного канала от доли рецикла

В работе автора [249] для выбора давления в энергетической подсистеме и кратности рециркуляции представлена область допустимых решений (рис. 3.13).

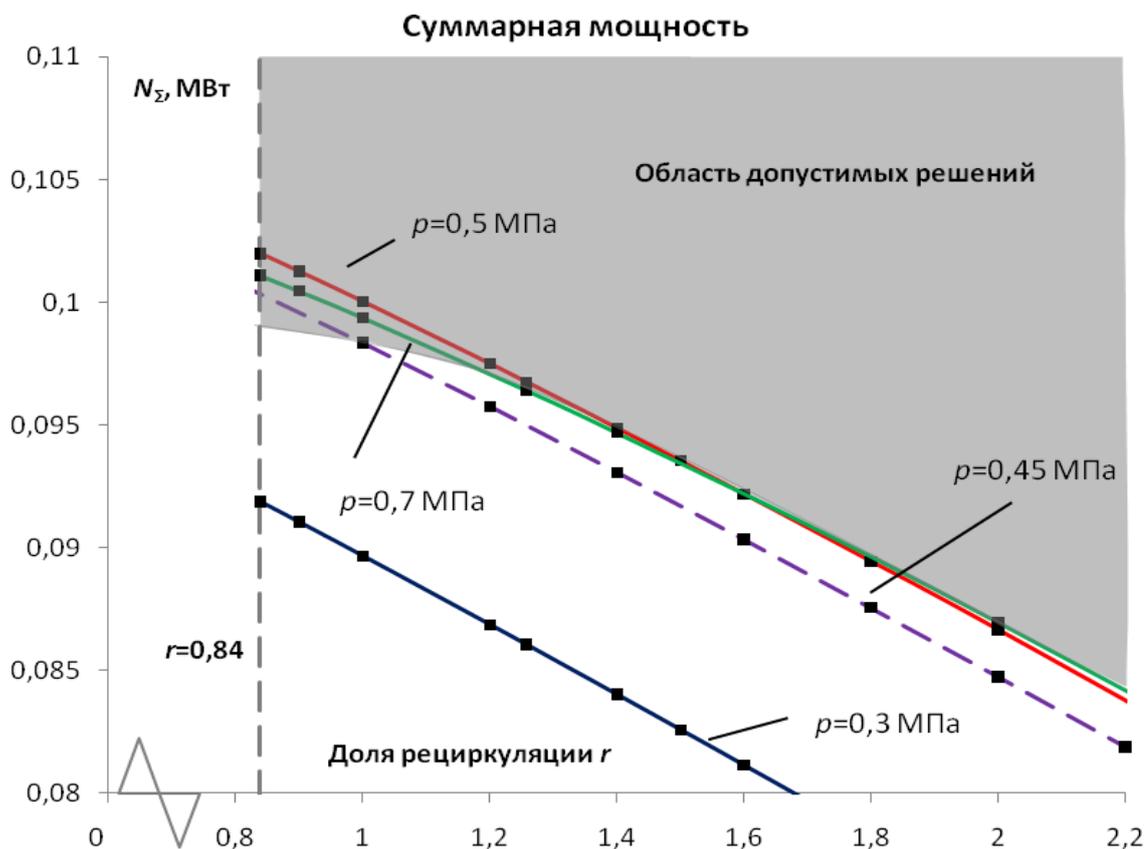


Рисунок 3.13 – Область допустимых решений (выделена серым цветом)

На рис. 3.13 левая, пунктирная вертикальная прямая ограничивает область допустимых решений исходя из наибольшего снижения перепада температур по высоте отопительного канала. Верхняя кривая, ограничивающая область допустимых решений (область, выделенная серым цветом), определяет количество теплоты на процесс коксования, которое должно быть не меньше регламентного значения. На графике представлены также зависимости суммарной мощности, вырабатываемой при различных давлениях в энергетической подсистеме.

Как следует из данных, приведенных на рис. 3.13, максимальный положительный баланс мощности наблюдается при кратностях рециркуляции больших 0,8 и давлении в энергетической подсистеме 0,5 МПа.

Высокие значения температур на выходе из газовой турбины позволяют заключить, что степень рекуперации теплоты дымовых газов можно повысить, в том числе, за счет усиления газотурбинного цикла (цикл Брайтона) паросиловым циклом Ренкина с низкокипящим рабочим телом.

На рис. 3.14 представлена принципиальная схема модифицированного варианта системы когенерации, отличающийся тем, что дымовые газы попадают в испаритель-перегреватель цикла Ренкина, где происходит более глубокая рекуперация их теплоты за счет испарения и перегрева низкокипящего рабочего тела цикла Ренкина, которое после расширения в турбине цикла отдает дополнительное количество работы. Конденсация рабочего тела осуществляется водой водооборотного цикла (как вариант возможно воздушное охлаждение).

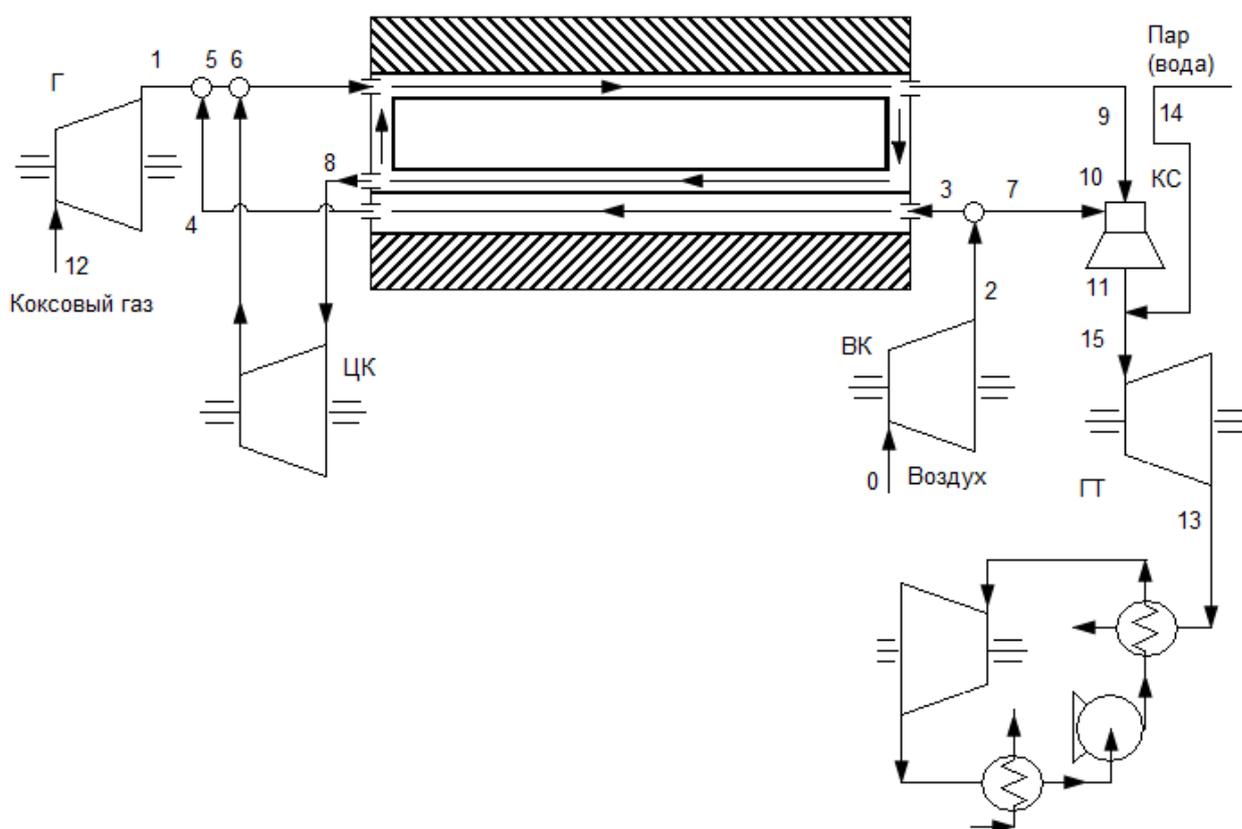


Рисунок 3.14 – Многофункциональная система отопления печи коксования с циклами Брайтона и Ренкина

В табл. 3.11 представлены результаты расчета модифицированной мультифункциональной системы отопления печи коксования с когенерацией, рециркуляцией и минимальными выбросами оксида азота в зависимости от давления при кратностях рециркуляции 0,84 и 1,26 соответственно.

При этом в табл. 3.11 $N_{\Sigma 1}$ – полезная мощность газотурбинного цикла Брайтона, $N_{ЦР}$ – мощность цикла Ренкина и N_{Σ} – общая полезная мощность.

Таблица 3.11 – Суммарный баланс мощности в зависимости от давления

	p , МПа	r	c_{NO} , мг/м ³	$N_{\Sigma 1}$, МВт	$N_{ЦР}$, МВт	N_{Σ} , МВт
1	0,3	0,84	2,40	0,0649	0,0284	0,0933
2	0,5	0,84	0,63	0,0812	0,0226	0,1038
3	0,7	0,84	0,22	0,0842	0,0191	0,1033
4	0,3	1,26	2,45	0,0589	0,0285	0,0874
5	0,5	1,26	0,65	0,0757	0,0228	0,0985
6	0,7	1,26	0,23	0,0792	0,0193	0,0985

Как показывают расчеты в мультифункциональной отопительной системе печи коксования с циклом Брайтона и циклом Ренкина при кратности рециркуляции $r = 0,84$ имеется некоторый оптимум положительного баланса мощности при $p=0,5$ МПа, который был отмечен на области допустимых решений.

Реализация предлагаемого технологического решения отопительной системы печи коксования с применением повышенного давления и принудительной рециркуляции предполагает горизонтальную конструкцию печи с нижним подводом теплоносителя через под печи. При этом работа группы печей обеспечивается одной энергетической установкой.

Промышленным аналогом горизонтальных печей коксования могут служить горизонтальные печи компании Thyssen Krupp En Coke GmbH (ТКЕК).

Анализ результатов этапа 3

1. Увеличение кратности рециркуляции не приводит к существенному снижению выбросов оксида азота (II).
2. Количество оксида азота (II) уменьшается с понижением температуры и увеличивается с увеличением коэффициента избытка воздуха.
3. Существенное уменьшение количества оксида при сохранении положительного эффекта рециркуляции возможно при разделении потока воздуха на первичный, обеспечивающий процесс сгорания коксового газа в условиях недостатка воздуха, и вторичный, направляемый в энергетическую подсистему для выработки работы. При этом недостаток теплоты в процессе коксования может компенсироваться увеличением кратности циркуляции.
4. Предложена мультифункциональная отопительная система горизонтальной печи коксования на основе совмещения эффектов рециркуляции, когенерации и минимизации выбросов оксида азота, использующая в качестве силового энергетического блока цикл Брайтона, усиленный циклом Ренкина.

Результаты в части интенсификации процесса коксования и оптимальной организации системы отопления печных камер приняты ООО УК «Мечел Майнинг», входящего в холдинг ПАО «Мечел», с целью их адаптации к условиям действующих коксовых производств, а также для подготовки технических заданий на разработку инновационных энергосберегающих решений в данной отрасли.

3.2 Оптимальная организация процесса пылеугольной газификации бурого угля

Одним из приоритетных направлений развития мировой энергетики на ближайшую перспективу является развитие процессов газификации твердых горючих ископаемых. Технология газификации твердых горючих ископаемых имеет стратегическое значение для России, поскольку наша страна располагает более 20% мировых запасов угля. Однако до настоящего времени в России пока не создано ни одной промышленной энергетической установки с газификацией угля полного цикла.

Газификация твердых горючих ископаемых является универсальным методом их переработки. Универсальность газификации обусловлена следующими обстоятельствами.

Во-первых, газификации можно подвергать любые твердые топлива, начиная от биомассы, в том числе, древесины, торфа и молодых бурых углей, и заканчивая каменными углями и антрацитом, независимо от их химического состава, состава зольной части, примесей серы, крупности, влажности и других свойств.

Во-вторых, газификацией твердого топлива можно получать горючие газы любого состава, начиная от чистых водорода, оксида углерода, метана, до их смесей в различных соотношениях, пригодных для синтеза аммиака, метанола, высших спиртов, бензина и других продуктов, которые используются как по топливному, так и по химическому вариантам.

О перспективах развития направления газификации свидетельствует положительная динамика мировых инвестиций в энергетику этого типа, начиная с 10 млрд. долларов в 1998 г. до 66 млрд. долларов в 2007 г. и, по прогнозам экспертов, почти до 350 млрд. долларов к 2020 году, а также увеличивающееся количество патентов по способам и оборудованию газификации твердых горючих ископаемых.

Следует отметить, что оборудование для газификации является дорогостоящим, вследствие чего актуальными являются вопросы выбора оптимального энерготехнологического решения.

При этом методы и технологии энергосбережения едины для любых химико-технологических систем и связаны с развитием фундаментальных принципов оптимизации и синтеза ХТС, в которых вопросы энергосбережения связаны с физико-химическим существом протекающих процессов, их критериальной оценкой и энерготехнологическим комбинированием в системе.

Рассмотрим вопросы выбора оптимального технологического решения процесса пылеугольной газификации бурого угля (процесс Копперс-Тотцек) при условии заданного среднего энергетического уровня превращения согласно декомпозиции задачи ее оптимизации по иерархическим уровням [239, 250].

Аналитическое решение задачи на микроуровне осложняется тем, что оптимальные средние энергетические уровни, значения которых определяются весовыми коэффициентами процессов на макроуровне, связаны с тепловыми эффектами целевых превращений, которые, в свою очередь, связаны с расчетом теплового баланса процесса.

Решение задачи оптимизации будем осуществлять поэтапно.

На первом этапе построим математическую модель процесса, позволяющую с удовлетворительной точностью рассчитывать параметры процесса пылеугольной газификации, которые входят в характеристики критерия оптимизации, для получения достоверных результатов оптимальной организации процесса.

Газификация представляет собой высокотемпературный процесс взаимодействия углерода с окислителями с целью получения горючих газов (H_2 ; CO ; CH_4) различного состава.

В качестве окислителей в процессе пылеугольной газификации бурого угля выступают: кислород и водяной пар. Минеральные составляющие

твердых топлив в высокотемпературном процессе газификации переходят в шлак. Соотношение газифицирующих агентов $O_2:H_2O$ составляет, как правило, от 1: 0,02 до 1: 0,5. Газификацию проводят как при атмосферном, так и при повышенном давлении.

Последнее способствует большей производительности, однако снижает тепловой КПД, вследствие необходимости последующего охлаждения газа для его очистки.

Пылевидный уголь потоком азота подают в расходные бункеры, из которых смесь направляется в форсунки и поступает в горизонтальную реакционную камеру, футерованную термостойким материалом. В форсунках газогенератора топливо смешивается с кислородом и водяным паром.

Зола в жидком виде выводится из камеры. Интенсивная циркуляция внутри камеры приводит к равномерному распределению температуры.

Камеру газификации, как правило, объединяют с парогенератором.

Для расчета процесса пылеугольной газификации была выбрана наиболее простая модель.

При построении математической модели процесса пылеугольной газификации для целей последующей оптимизации были приняты следующие допущения:

1. Степень превращения углерода в процессе фиксирована.
2. Газифицирующий агент – кислород – расходуется полностью, поэтому концентрация его в синтез-газе пренебрежимо мала.
3. Образование метана в процессе пылеугольной газификации не учитывается.
4. Состав газа газификации определяется равновесием гомогенной реакции конверсии монооксида углерода водяным паром при температуре процесса газификации.
5. Содержанием серосодержащих кислых газов пренебрегаем.
6. Состав золы и шлака фиксированы и определяются соответственно долей непрореагировавшего углерода и составом зольной части сырья.

На рис. 3.15 представлена расчетная схема процесса пылеугольной газификации. В дальнейших расчетах в качестве исходного сырья принимался бурый уголь.

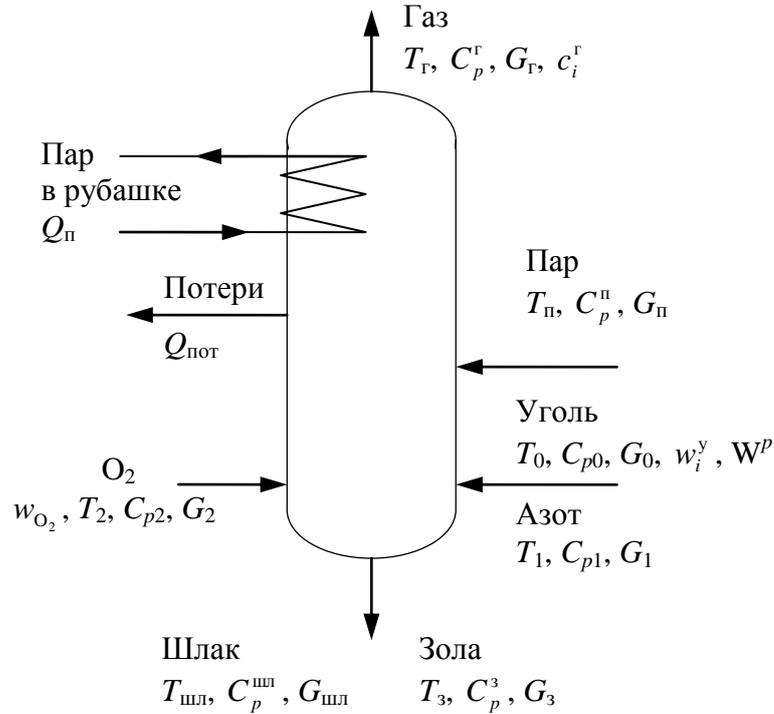


Рисунок 3.15 – Схема процесса газификации угольной пыли с выработкой пара

Материальный баланс по общим массовым расходам записывается следующим образом:

$$G_0 + G_1 + G_2 + G_{\text{п}} = G_{\text{шл}} + G_3 + G_{\text{г}} \quad (3.16)$$

Материальный баланс по элементам:

$$(G_0(1 - W^p) - G_{\text{шл}} - G_3)w_{\text{C}}^{\text{daf}} = G_{\text{г}} \frac{M_{\text{C}}(c_{\text{CO}_2}^{\text{г}} + c_{\text{CO}}^{\text{г}})}{\sum M_i c_i^{\text{г}}} \quad (3.17)$$

$$(G_0(1 - W^p) - G_{\text{шл}} - G_3)w_{\text{O}_2}^{\text{daf}} + G_{\text{O}_2} w_{\text{O}_2} + \frac{M_{\text{O}}(G_0 W^p + G_{\text{п}})}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = G_{\text{г}} \frac{M_{\text{O}}(2c_{\text{CO}_2}^{\text{г}} + c_{\text{CO}}^{\text{г}} + c_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{г}})}{\sum M_i c_i^{\text{г}}} \quad (3.18)$$

$$(G_0(1 - W^p) - G_{\text{шл}} - G_3)w_{\text{H}}^{\text{daf}} + \frac{2M_{\text{H}}(G_0 W^p + G_{\text{п}})}{M_{\text{H}_2\text{O}}} = G_{\text{г}} \frac{2M_{\text{H}}(c_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{г}} + c_{\text{H}_2}^{\text{г}})}{\sum M_i c_i^{\text{г}}} \quad (3.19)$$

$$(G_0(1-W^p) - G_{\text{шл}} - G_3)w_N^{\text{daf}} + G_{\text{O}_2}(1-w_{\text{O}_2}) + G_1 = G_r \frac{2M_N c_{\text{N}_2}^r}{\sum M_i c_i^r} \quad (3.20)$$

Константа равновесия реакции конверсии имеет вид:

$$K_p(T_r) = \frac{c_{\text{CO}_2}^r c_{\text{H}_2}^r}{c_{\text{CO}}^r c_{\text{H}_2\text{O}}^r} \quad (3.21)$$

Тепловой баланс для камеры газификации будет иметь вид:

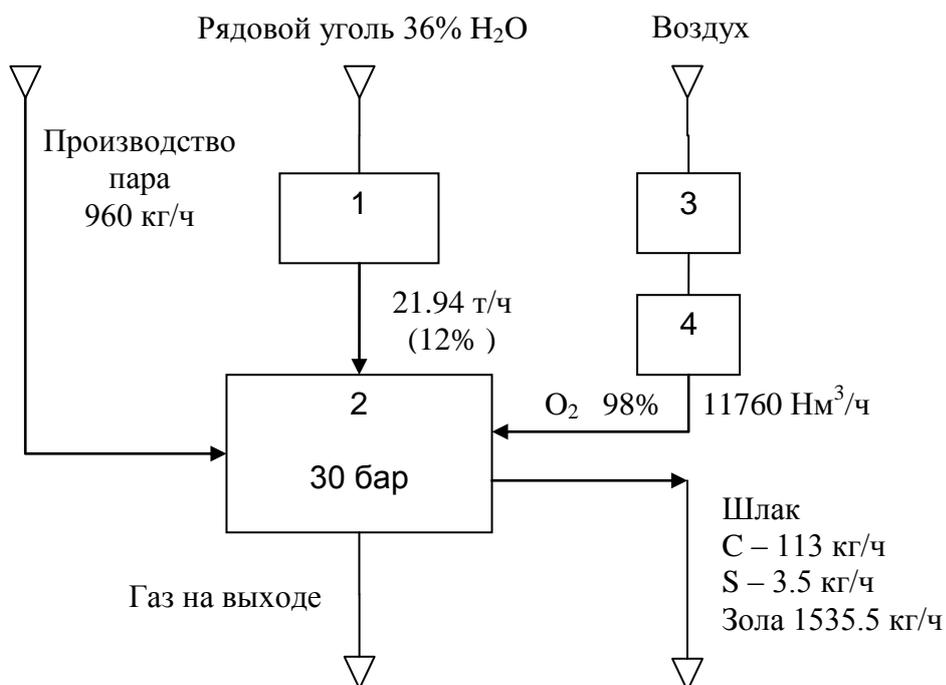
$$\begin{aligned} G_0 C_{p0} T_0 + G_1 C_{p1} T_1 + G_2 C_{p2} T_2 + G_{\text{п}} C_{p\text{п}} T_{\text{п}} + Q_p = \\ G_r C_{p\text{r}} T_r + G_{\text{шл}} C_{p\text{шл}} T_{\text{шл}} + G_3 C_{p3} T_3 + G_0 W^p r_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{ф.п.}} + Q_{\text{п}} + Q_{\text{пот}} \end{aligned} \quad (3.22)$$

Для проверки адекватности модели процесса (уравнения 3.16-3.22) был проведен тестовый расчет схемы по данным, полученным фирмой Карл Штиль на пилотной установке, реализующей процесс газификации бурого угля по способу Копперс-Тотцек под давлением, выполненной по заказу компании Маннесманн. На рис. 3.16 представлена блок-схема пилотной установки и исходные данные для расчета процесса газификации.

В табл. 3.12 приведен элементный состав бурого угля, используемого в процессе газификации. Данные расчета по уравнениям (3.16-3.22) и данные, полученные на пилотной установке (рис. 3.16) приведены в табл. 3.13.

Таблица 3.12 – Характеристики бурого угля

Состав на горючую массу % daf	
С	72.4
Н	5.1
Н	0.7
О	21.56
С	0.2
Примеси	0.04
Теплота сгорания (без воды), МДж/кг	25.422
Теплотворность (без воды), МДж/кг	24.411



Обозначения: 1 – предварительная обработка бурого угля; 2 – газификация бурого угля под давлением; 3 – разделение воздуха; 4 – кислородный компрессор;

Рисунок 3.16 – Схема газификации бурого угля

Таблица 3.13 – Расчетные и экспериментальные данные процесса

	Эксперимент	Расчет
Состав (на сухой газ) c_i^r , %		
CO	63,23	61,68
H ₂	25,95	29,56
CH ₄	0,1	-
O ₂	-	-
CO ₂	9,5	7,74
H ₂ S	0,0077	-
COS	0,004	-
Ar, N ₂	0,95	1,0132
NH ₃	0,03	-
HCN	0,05	-
HCl	0,016	-
Давление, бар	30	30
Температура, °С	1325	1386,3

На втором этапе с использованием разработанной модели производится выбор оптимальных параметров процесса газификации.

При этом задача оптимизации имеет следующий вид:

$$\left\{ \begin{array}{l} T_{\text{cp}} = \frac{T_{\text{вых}} - T_{\text{вх}}}{\ln \frac{T_{\text{вых}}}{T_{\text{вх}}}} = \text{idem}, T_{\text{вх}} = \frac{\sum G_i^{\text{вх}} C_{pi}^{\text{вх}} T_i^{\text{вх}}}{\sum G_i^{\text{вх}} C_{pi}^{\text{вх}}} \\ G_2 + G_{\text{п}} = G_{\text{общ}} = \text{idem} \\ \frac{K}{\eta_{\Gamma}} \rightarrow \min \end{array} \right. \quad (3.23)$$

Первое условие характеризует средний температурный уровень процесса, который определяется входной температурой и температурой в зоне газификации и является ограничением (по условию задачи).

Второе условие также является ограничением, определяющим в совокупности с первым условием постоянное значение весового коэффициента процесса газификации (по условию задачи).

Фактор затрат, представленный в третьем условии, рассчитывается на основании зависимостей, представленных в разделе 2.3. При этом изменение потенциала Гиббса определяется по уравнению изотермы химического превращения при условии достижения равновесия (в соответствии с допущениями модели).

В данном случае фактор затрат определяется только константой равновесия, зависящей от температуры в зоне газификации.

$$K = 1/K_p(T_{\Gamma}) \quad (3.24)$$

Значение термодинамического КПД для случая достижения равновесия равно единице. Давление в процессе принято равным атмосферному. Расчет константы равновесия приведен в разделе 3.3 (см.3.26).

Таким образом, видно, что все характеристики, входящие в критерий оптимизации системы уравнений (3.23), определяются заданной

температурой на входе и температурой в зоне газификации. А, как следует из результатов сравнительного анализа (табл. 3.13), расчет температуры в зоне газификации по отношению к экспериментальному значению имеет удовлетворительную точность (4,6%), что позволяет сделать вывод об адекватности модели процесса пылеугольной газификации, используемой при выборе параметров оптимальной организации процесса в рамках данного подхода.

В качестве примера рассматривается процесс пылеугольной парокислородной газификации подсушенного на стадии подготовки бурого угля Бородинского месторождения исходной влажностью $W^p=5\%$.

Исходные данные для оптимизации приведены в табл. 3.14.

Таблица 3.14 – Исходные данные для оптимизации.

Уголь		Поток кислорода O_2		Шлак	
T_0 , К	293	T_2 , К	423	$G_{\text{шл}}$, кг/ч	76
C_{p0} , кДж/(кг К)	1,172	C_{p2} , кДж/(кг К)	0,919	$G(C)_{\text{шл}}$, кг/ч	0,00256
G_0 , кг/ч	1000	G_2 , кг/ч	655	Пар	
W^p , %	5	w_{O_2} , мольн.%	98	T_p , К	473
Состав угля w_i^y , масс. % <i>daf</i>		Азот (пневмотранспорт)		C_{rp} , кДж/(кг К)	1,956
С	75	T_1 , К	293	G_p , кг/ч	100
О	20	C_{p1} , кДж/(кг К)	1,040	Зола	
Н	4	G_1 , кг/ч	100	G_z , кг/ч	19
Н	1			$G(C)_z$, кг/ч	0,01024
Q_B^p , кДж/кг	25422				

Варьируемыми параметрами являются:

- температура кислорода на входе (T_2);
- температура пара на входе (T_p).

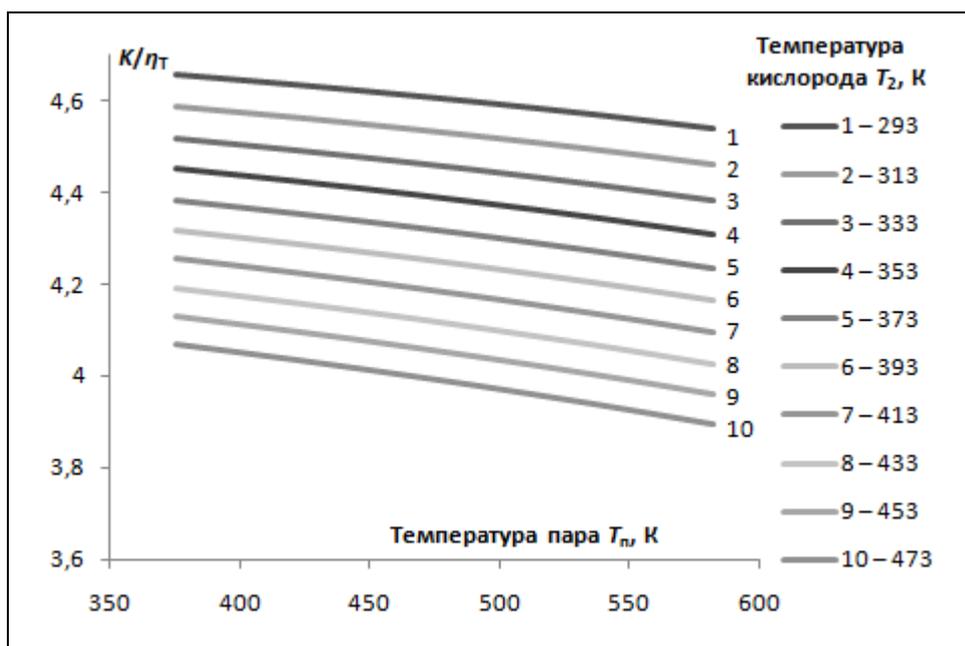
Вышеперечисленные параметры варьируются при условии соблюдения ограничений системы (3.23), обеспечивающих постоянство общего расхода синтез-газа и фиксированное значение среднего температурного уровня

процесса газификации. Например, увеличение температуры потока кислорода на входе (T_2) в газогенератор должно быть компенсировано уменьшением доли кислорода (G_2) и увеличением доли пара ($G_{п}$) в общем потоке, то есть, уменьшением соотношения кислород – пар при условии постоянства общего расхода синтез-газа. Расчеты проводились для разных значений общих расходов синтез-газа и разных значений средних температур процесса, которые обеспечивались исключительно расходами газифицирующих агентов.

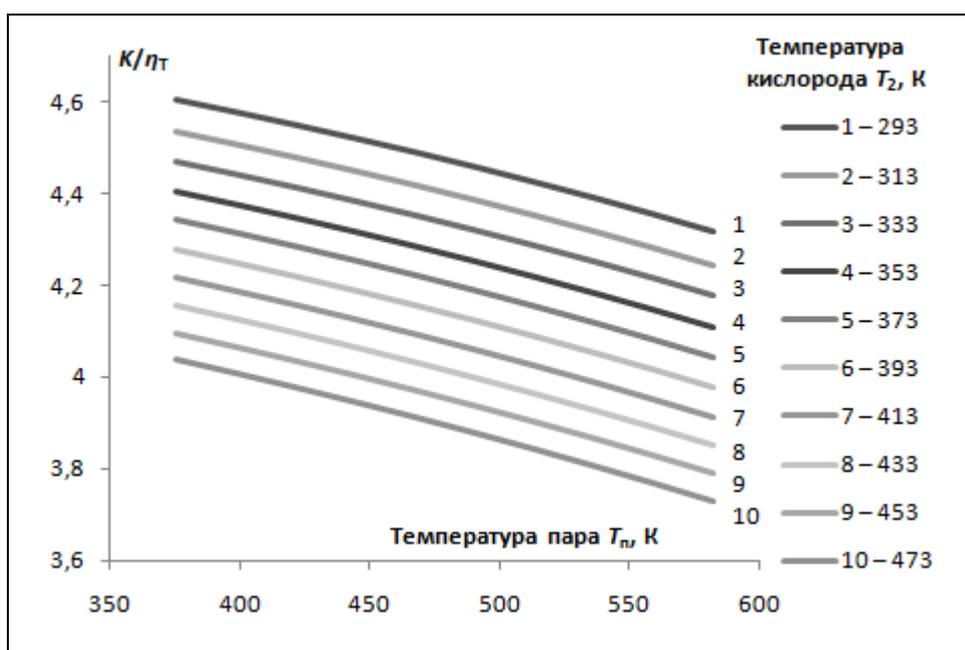
На рис. 3.17 представлены изменения критерия оптимизации при двух разных значениях общего расхода пара и кислорода и одной и той же средней температуре, равной 900 К. На рис. 3.18 и представлены аналогичные зависимости также для двух разных значений общих расходов пара и кислорода и одной и той же средней температуре процесса, равной 775 К. В качестве примера в табл. 3.15 приведены значения расходов кислорода и пара, соответствующие общему расходу пара и кислорода $G_{общ} = 755.0$ кг/ч и постоянному среднему уровню процесса $T_{cp} = 900$ К.

Таблица 3.15 – Значения расходных показателей процесса по кислороду- G_2 , и пару $G_{п}$ в ходе оптимизации

T_2 , К	293		333		373		413		473	
$T_{п}$, К	G_2 , кг/с	$G_{п}$, кг/с								
375	711,9	43,1	702,49	52,51	693,44	61,56	684,67	70,33	671,98	83,02
398	711,18	43,82	701,66	53,34	692,51	62,49	683,65	71,35	670,85	84,15
421	710,43	44,57	700,78	54,22	691,53	63,47	682,59	72,41	669,67	85,33
444	709,64	45,36	699,87	55,13	690,52	64,48	681,49	73,51	668,46	86,54
467	708,81	46,19	698,92	56,08	689,46	65,54	680,34	74,66	667,19	87,81
490	707,94	47,06	697,92	57,08	688,35	66,65	679,13	75,87	665,87	89,13
513	707,03	47,97	696,88	58,12	687,19	67,81	677,88	77,12	664,5	90,5
536	706,07	48,93	695,79	59,21	685,99	69,01	676,58	78,42	663,08	91,92
559	705,07	49,93	694,64	60,36	684,72	70,28	675,21	79,79	661,59	93,41
582	704,01	50,99	693,43	61,57	683,39	71,61	673,79	81,21	660,04	94,96



«а»

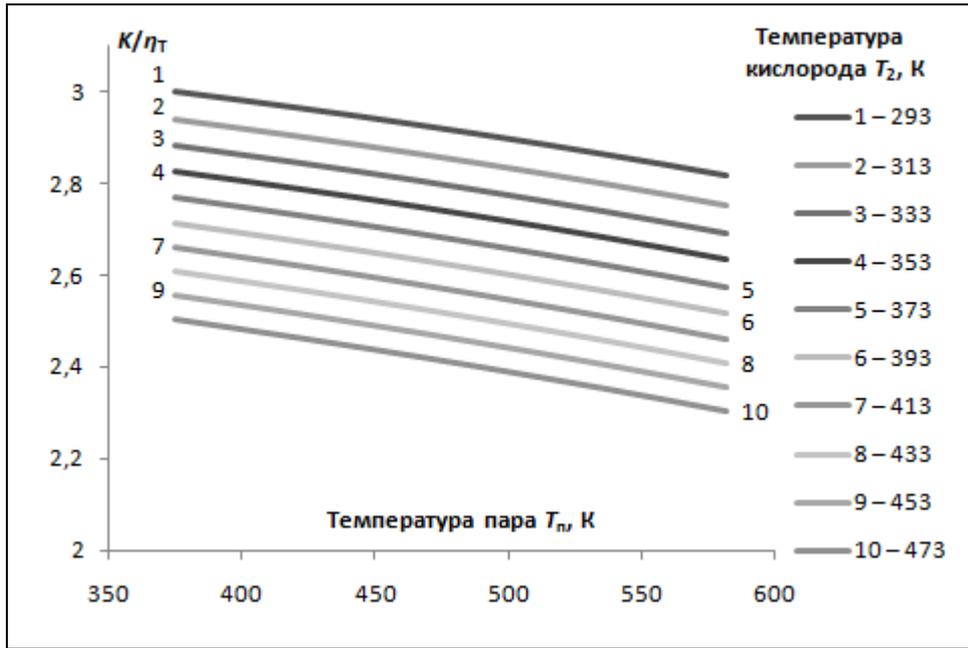


«б»

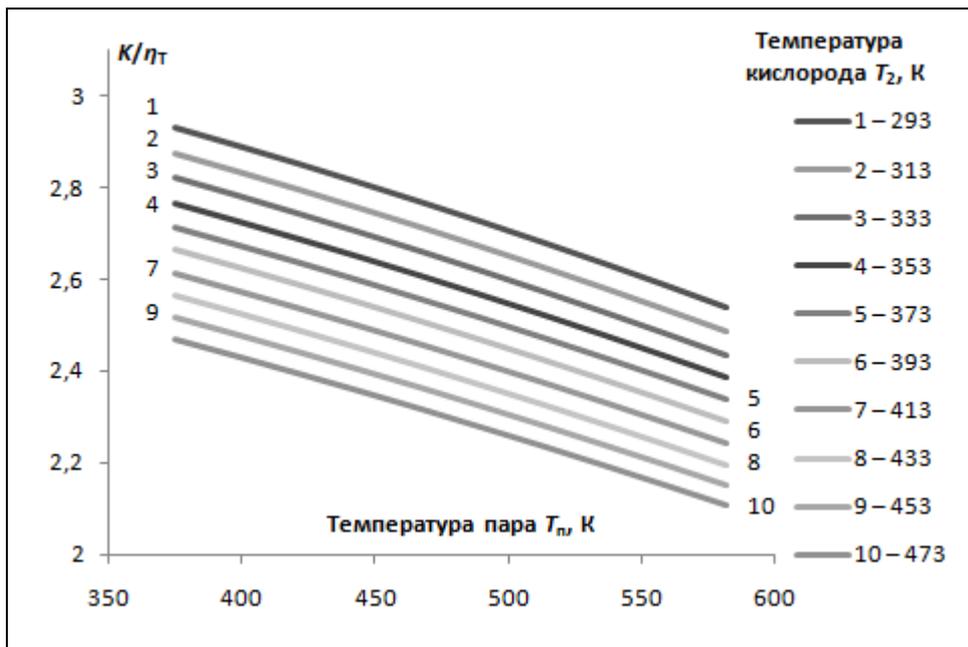
«а» – общий расход пара и кислорода $G_{\text{общ}} = 755.0$ кг/ч

«б» – общий расход пара и кислорода $G_{\text{общ}} = 850.0$ кг/ч

Рисунок 3.17 – Зависимость критерия затрат от температуры входящих потоков кислорода и пара при различных значениях общего расхода пара и кислорода и среднем температурном уровне $T_{\text{cp}} = 900$ К.



«а»



«б»

«а» – общий расход пара и кислорода $G_{\text{общ}} = 680.0$ кг/ч

«б» – общий расход пара и кислорода $G_{\text{общ}} = 800.0$ кг/ч

Рисунок 3.18 – Зависимость критерия затрат от температуры входящих потоков кислорода и пара при различных значениях общего расхода пара и кислорода и среднем температурном уровне $T_{\text{ср}} = 775$ К.

Для оценки возможности использования в данной задаче оптимизации термодинамического критерия – эксергетического КПД на рис. 3.19 представлены данные его расчета для одного из рассмотренных значений, в частности, общего расхода пара и кислорода $G_{\text{общ}} = 800.0$ кг/ч и среднего уровня $T_{\text{ср}} = 775$ К. Эксергетический КПД процесса вычислялся как отношение суммарного потока эксергии на выходе к суммарному потоку эксергии на входе.

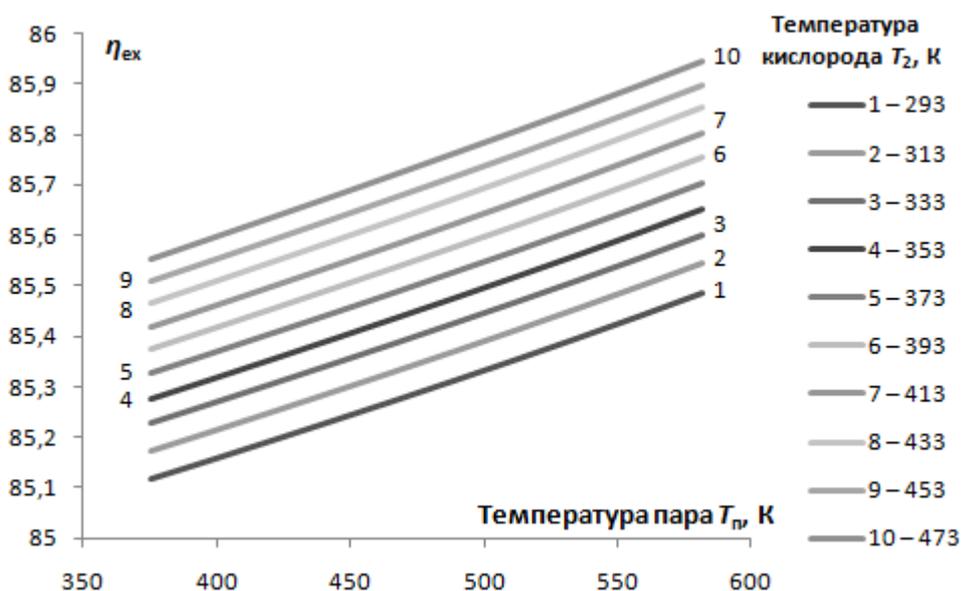


Рисунок 3.19 – Зависимость эксергетического КПД от температур входящих потоков кислорода и пара

Анализ результатов

1. Как следует из приведенных данных (рис.3.17 и 3.18), зависимости критерия оптимизации (фактор затрат на организацию процесса) имеют монотонный характер. При этом значение критерия уменьшается с повышением температуры потока кислорода на входе с 293 К до 473 К примерно на 15% во всем диапазоне температур пара. Кроме того, характер

зависимостей свидетельствует также, что критерий оптимизации уменьшается с повышением температуры пара.

Таким образом, оптимальная организация процесса пылеугольной газификации связана с уменьшением соотношения газифицирующих агентов – кислород : пар (см. табл. 3.15) , что соответствует повышению доли водорода в синтез-газе или увеличению соотношения $H_2:CO$ в продукте.

2. Меньшие значения критерия оптимизации (рис. 3.17 и 3.18) соответствуют при условии принятых допущений меньшему значению среднего уровня энергии процесса, которое соответствует меньшей температуре в зоне газификации, что смещает равновесие реакции конверсии вправо. При этом уменьшение средней температуры процесса не изменяет тенденций изменения критерия оптимизации при варьировании температур кислорода и пара.

Однако с понижением средней температуры процесса весовой коэффициент (параметр макроуровня), который был принят постоянным, увеличивается, что уменьшает выработку вторичного силового пара, поэтому в системе, содержащей процесс газификации, задачу ее оптимальной организации необходимо решать в рамках двухуровневой процедуры оптимизации.

3. Наибольший градиент снижения критерия оптимизации (для случая максимальных значений температур кислорода и пара) наблюдается при наибольшем значении расхода синтез-газа, который составляет для средней температуры $T_{cp} = 900$ К – примерно 9 % (рис. 3.17 «б», нижняя кривая), а для средней температуры $T_{cp} = 775$ К – примерно 17 % (рис. 3.18 «б», нижняя кривая).

С повышением значения общего расхода (за счет увеличения расходов газифицирующих агентов) уменьшается весовой коэффициент процесса, что приводит к увеличению выработки вторичного силового пара.

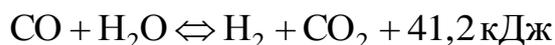
Данный вывод согласуется со вторым выводом в части необходимости поиска оптимальной организации химико-технологической системе в рамках двухуровневой процедуры оптимизации.

4. Как следует из данных, представленных на рис. 3.19, значения эксергетического КПД процесса не противоречат условиям оптимальной организации процесса газификации, однако максимальное изменение критерия в области варьируемых параметров составляет менее 1%, что не позволяет использовать этот критерий в данной задаче оптимизации, поскольку его изменение не превышает точность математической модели.

3.3 Оптимальная организация процесса высокотемпературной конверсии оксида углерода

Рассмотрим применение предложенного подхода на примере технологической системы с реактором паровой каталитической конверсии синтез-газа, полученного при газификации бурого угля, для обеспечения требуемого объемного соотношения $H_2:CO$, равного 2:1 (рис. 3.20).

Реакция конверсии – экзотермическая:



Кроме основной реакции могут протекать и побочные реакции:

- | | |
|--|---|
| 1) $2CO \Leftrightarrow C + CO_2$ | 4) $CO + H_2 \Leftrightarrow C + H_2O$ |
| 2) $CO + 2H_2 \Leftrightarrow CH_4 + 0,5O_2$ | 5) $2CO + 2H_2 \Leftrightarrow CH_4 + CO_2$ |
| 3) $CO + 3H_2 \Leftrightarrow CH_4 + H_2O$ | 6) $CO_2 + 4H_2 \Leftrightarrow CH_4 + 2H_2O$ |

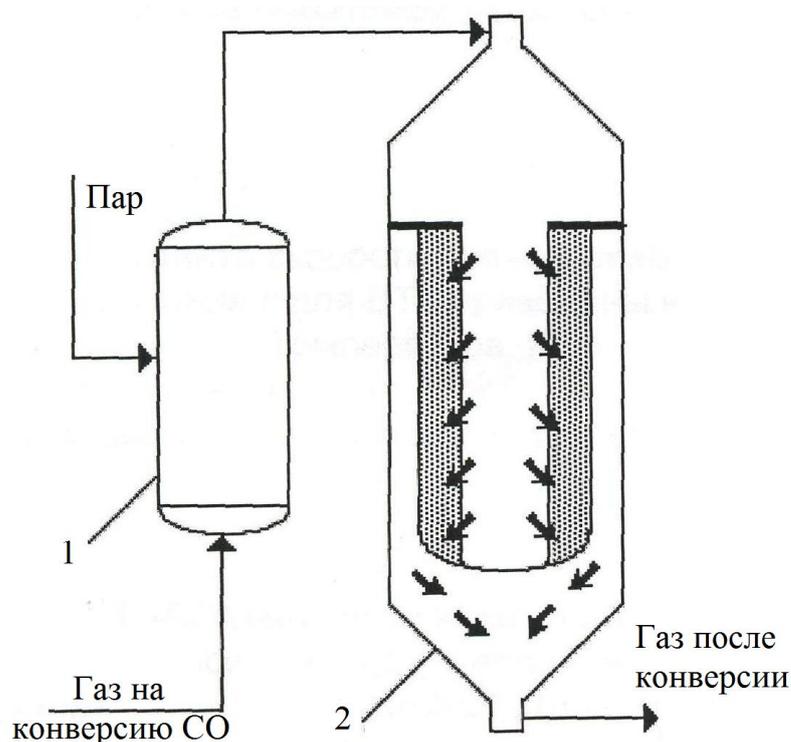


Рисунок 3.20 – Схема отделения конверсии оксида углерода

Селективность основной реакции близка к единице, поэтому побочными реакциями можно пренебречь.

В химико-технологической системе с заданным типом и количеством элементов принципиальный способ целевого превращения обычно задан. Рассмотрим вопрос оптимальной организации высокотемпературной конверсии оксида углерода водяным паром с целью получения определенного объемного соотношения компонентов: $\text{H}_2:\text{CO}=2:1$, необходимого для получения метанола и высших спиртов [244, 251].

В расчетах были приняты следующие исходные данные.

Синтез-газ после отделения газификации, очистки от пыли и кислых газов имел следующий состав:

$\text{CO} - 1082,7 \text{ м}^3$	$\text{H}_2 - 498,7 \text{ м}^3$
$\text{CO}_2 - 81,23 \text{ м}^3$	$\text{N}_2 - 98,78 \text{ м}^3$
$\text{H}_2\text{O} - 71,0 \text{ м}^3$	

Массовый расход синтез-газа принят равным 1625 кг/ч. Первоначально расход пара на конверсию был принят равным 415 кг/ч. Степень превращения, обеспечивающая требуемое соотношение $H_2:CO$ равна 0,5131.

Значение эквивалентной температуры уровня отсчета при расчете весового коэффициента превращения принято равным 298 К.

Расчет равновесия реакции конверсии определяется константой равновесия реакции K_p

$$K_p = \left(\frac{p_{CO_2} p_{H_2}}{p_{CO} p_{H_2O}} \right)_{\text{равн}} \quad (3.25)$$

где p_i (равн) – равновесные парциальные давления компонентов

Температурная зависимость константы равновесия имеет следующий вид:

$$\lg K_p = \frac{2217,5}{T} + 0,297 \lg T + 0,3525 \cdot 10^{-3} T - 0,0508 \cdot 10^{-6} T^2 - 3,26 \quad (3.26)$$

Кинетика адиабатического реактора определяется уравнением:

$$\frac{dx_k}{d\tau} = r(x_k, T) \quad (3.27)$$

Расчет скорости обратимой реакции конверсии оксида углерода $r(p, T)$ производился по формуле:

$$r(p, T) = k \frac{p_{CO} p_{H_2O} - \frac{1}{K_p} p_{H_2} p_{CO_2}}{A p_{H_2O} + p_{CO_2}} \quad (3.28)$$

Коэффициент A рассчитывается по уравнению:

$$\lg A = -\frac{8800}{4,57 \cdot T} + 2,31 \quad (3.29)$$

Константа скорости рассчитывалась по уравнению:

$$k = 49,1 \cdot \exp\left(\frac{-16973,9}{8,314 \cdot T}\right) \quad (3.30)$$

При этом очевидно, что при прочих равных условиях в процессе высокотемпературной конверсии возможно получить наибольшее количество работоспособной энергии в виде вторичного пара.

На втором этапе решается задача выбора параметров реактора, отвечающих системе уравнений (2.110).

На диаграмме рис. 3.21 представлены результаты расчета системы уравнений (2.110) для различных мольных соотношений пар: газ – т. По сути, эту диаграмму можно считать номограммой для выбора параметров оптимального реактора, отвечающих минимуму критерия K/η_T . При этом в качестве варьируемых параметров выбираются начальная и конечная температуры ($T_{нач}$, $T_{кон}$), определяющие средний температурный уровень превращения и мольное соотношение пар: газ – т.

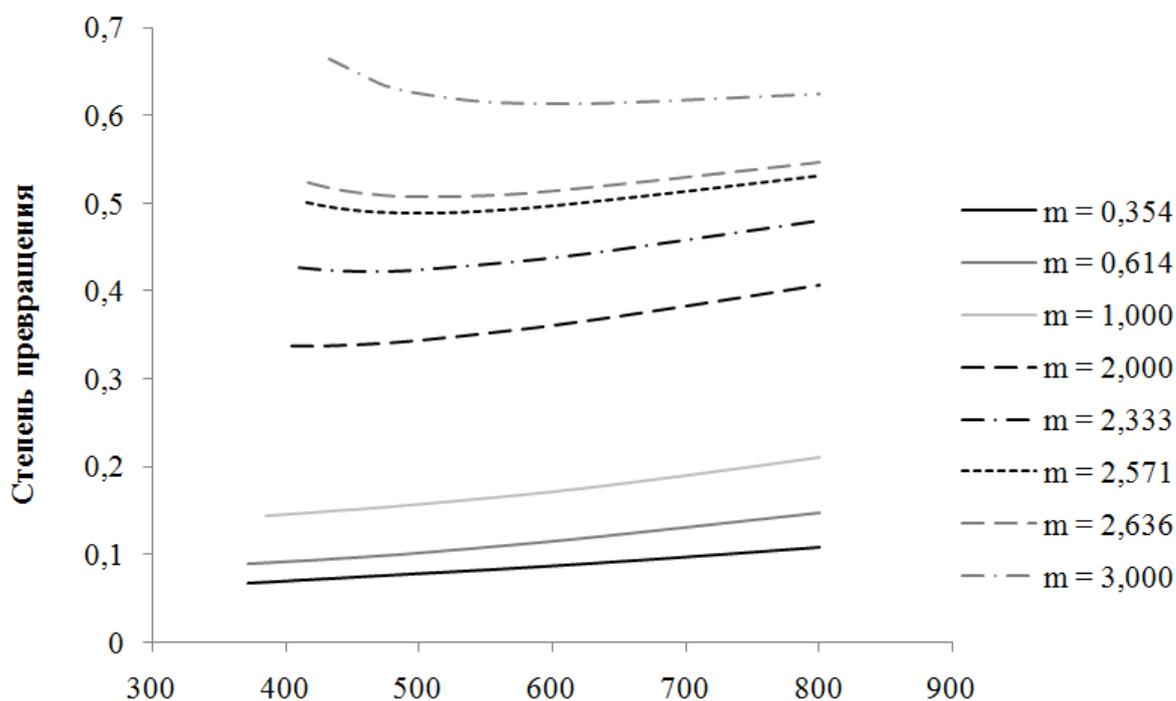


Рисунок 3.21 – Зависимость степени превращения при различных мольных соотношениях пар:газ – т и средних температурных уровнях процесса, соответствующие минимуму критерия K/η_T

Как видно из диаграммы на рис. 3.21, заданной степени превращения (0,5131) в пределах определенного интервала значений температур соответствуют высокие значения мольного соотношения пар: газ (больше 2,6). Характер зависимостей степени превращения для больших мольных соотношений пар: газ согласуется с литературными данными, указывающими, с одной стороны, что высокая степень конверсии (до 90%) может достигаться при достаточно высоких температурах 450-500 °С и больших мольных соотношениях пар:газ=3:1, а с другой, что, что высокая степень превращения оксида углерода может достигаться и при низких температурах, ввиду повышения равновесной степени превращения с понижением температуры процесса.

На рис. 3.22 представлены данные для выбора оптимального мольного соотношения пар: газ с позиции выбранного критерия при различных значениях среднего температурного уровня процесса адиабатического превращения синтез-газа исходного состава в синтез-газ требуемого состава.

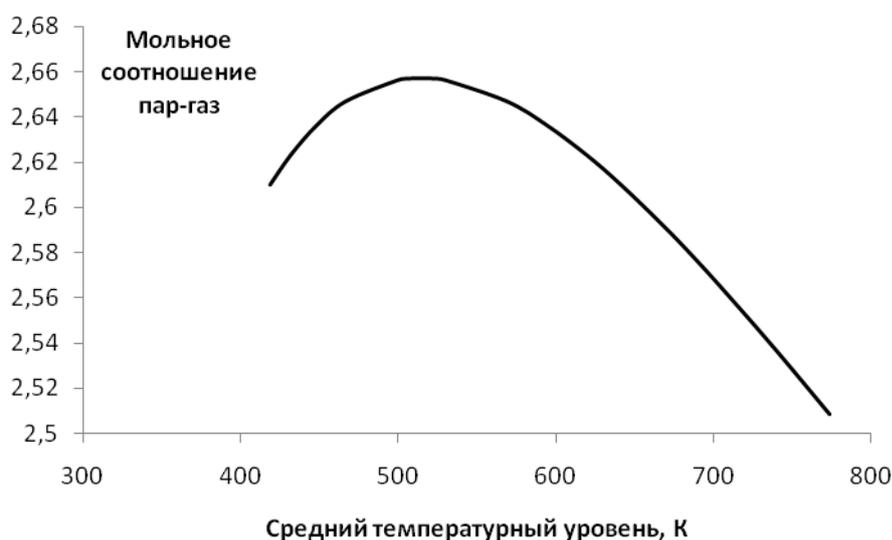


Рисунок 3.22 – Оптимальные значения мольного соотношения пар:газ при различных значениях среднего температурного уровня (Нижняя граница интервала температур ограничена температурой испарения воды).

Для выбора окончательного решения представим зависимость критерия K/η_T в зависимости от среднего температурного уровня процесса (рис.3.23).

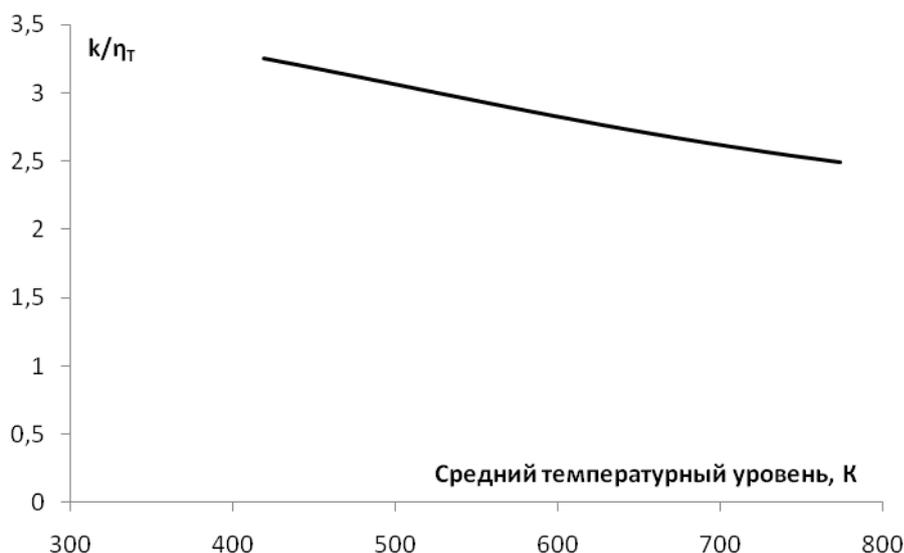


Рисунок 3.23 – Зависимость критерия второго уровня (K/η_T) от среднего температурного уровня процесса; соотношение пар:газ оптимально для заданного среднего уровня и отвечает заданной степени превращения.

Как следует из зависимости на рис.3.23, минимальное значение критерия оптимальности (минимум) смещается в сторону высокотемпературной конверсии, что коррелируется с выводами по выбору принципиального решения на первом этапе оптимизации по критерию (2.48).

3.4 Проектирование оптимально организованной технологической системы получения синтез-газа газификацией бурого угля для производства метанола и высших спиртов

Основываясь на методических разработках оптимальной организации ХТС, представленных в разделе 2.7.2, определим существо поэтапной

процедуры проектирования или синтеза оптимального технологического решения [240].

При этом следует напомнить, что методика эволюционного синтеза ХТС, развиваемая в данной работе, основана на элементном усложнении системы с возможным решением локальных задач оптимизации и выбором оптимальной топологии системы в целом.

Рассмотрим процедуру эволюционного синтеза на примере оптимальной организации системы получения синтез-газа газификацией бурого угля с заданными соотношением целевых компонентов $H_2:CO=2:1$ поэтапно в соответствии с алгоритмом на рис. 2.15.

Этап 1. Выбор целевых процессов, интегрируемых в системе, и способов их организации.

На первом этапе производится выбор принципиального способа реализации процессов химического превращения, отвечающих целям преобразования в ХТС. На данном этапе осуществляется также выбор альтернативных способов организации целевых превращений и стадий их реализации, предполагающих, в частности, проведение целевого превращения в одну или несколько стадий.

Данный этап включает подэтапы по числу целевых преобразований. В зависимости от исходной информации в качестве критерия выбора способа организации процесса выбирается либо критерий усложнения системы в зависимости от числа стадий целевого превращения, либо критерий вклада или весового коэффициента целевого превращения.

В случае если выбирается критерий усложнения, то выбор способа организации целевого превращения, представленного одной, двумя, тремя или четырьмя и так далее стадиями, проводят на основании критериев следующего вида, соответственно для одной, двух, трех и четырех стадий:

$$\begin{aligned} \lambda_1 &= \frac{n_1 \cdot k_1}{\eta_{T1}} \\ \lambda_2 &= n_2 \frac{k_2}{\eta_{T2}} + n_1 \frac{k_1 \cdot k_2}{\eta_{T1} \cdot \eta_{T2}} \frac{Tcp_2}{Tcp_1} \frac{\Delta\Gamma_1^{\text{БЫХ}}}{\Delta\Gamma_2^{\text{БХ}}} \\ \lambda_3 &= n_3 \frac{k_3}{\eta_{T3}} + n_2 \frac{k_2 \cdot k_3}{\eta_{T2} \cdot \eta_{T3}} \frac{Tcp_3}{Tcp_2} \frac{\Delta\Gamma_2^{\text{БЫХ}}}{\Delta\Gamma_3^{\text{БХ}}} + n_1 \frac{k_1 \cdot k_3}{\eta_{T1} \cdot \eta_{T2} \cdot \eta_{T3}} \frac{Tcp_3}{Tcp_1} \frac{\Delta\Gamma_1^{\text{БЫХ}}}{\Delta\Gamma_3^{\text{БХ}}} \\ \lambda_4 &= n_4 \frac{k_4}{\eta_{T4}} + n_3 \frac{k_3 k_4}{\eta_{T3} \eta_{T4}} \frac{Tcp_4}{Tcp_3} \frac{\Delta\Gamma_3^{\text{БЫХ}}}{\Delta\Gamma_4^{\text{БХ}}} + n_2 \frac{k_2 k_4}{\eta_{T2} \eta_{T3} \eta_{T4}} \frac{Tcp_4}{Tcp_2} \frac{\Delta\Gamma_2^{\text{БЫХ}}}{\Delta\Gamma_4^{\text{БХ}}} + n_1 \frac{k_1 k_4}{\eta_{T1} \eta_{T2} \eta_{T3} \eta_{T4}} \frac{Tcp_4}{Tcp_1} \frac{\Delta\Gamma_1^{\text{БЫХ}}}{\Delta\Gamma_4^{\text{БХ}}} \\ &\dots \end{aligned}$$

Предпочтение отдается способу с минимальным значением критерия, который имеет смысл стоимости единицы информации. В общем виде критерий имеет вид:

$$\lambda_i = \frac{n_i \cdot k_i}{\eta_{Ti}} + \sum_{j=1}^{i-1} n_j \frac{k_j \cdot k_i}{\prod_{n=j}^i \eta_{Tn}} \frac{Tcp_i}{Tcp_j} \frac{\Delta\Gamma_j^{\text{БЫХ}}}{\Delta\Gamma_i^{\text{БХ}}} \rightarrow \min \quad (3.31)$$

В случае если критерием является весовой коэффициент целевого превращения, то выбор способа организации процесса осуществляется в соответствии с минимальным значением весового коэффициента согласно принципу организации ХТС, рассмотренному в главе 2 (раздел 2.6).

Как было показано ранее, расчет весового коэффициента осуществляется на основании следующей зависимости:

$$n_i = \exp\left(-\frac{C_{vi}^{T=T_3}}{2RT_3^2} \Delta T_{3i}^2\right)$$

При этом температурный уровень $T_3 = T_0$, где T_0 – уровень окружающей среды.

Этап 2. Построение математических моделей целевых процессов системы и выбор оптимизируемых переменных и начальных условий.

На втором этапе вначале производится построение математических моделей целевых процессов с учетом способов из организации, осуществляется выбор оптимизируемых переменных для каждого целевого превращения и формируются начальные условия и ограничения, определяющие пределы варьирования переменных. Затем на данном этапе

производится построение математической модели виртуальной системы, состоящей из условно соединенных подсистем, представленных в первом приближении только целевыми процессами. Оптимизируемыми переменными являются экстенсивные и интенсивные режимные параметры, определяемые для заданного расхода сырья (или для заданной производительности системы).

Этап 3. Оптимальная организация системы, состоящей из целевых процессов.

На данном этапе производится оптимизация виртуальной системы, состоящей из подсистем, представленных целевыми процессами превращения вещества. Оптимизация проводится по критерию усложнения системы соответствующего уровня в зависимости от общего числа элементов в системе, то есть, с учетом количества целевых превращений и стадий их проведения. Критерий оптимизации в этом случае учитывает совместное функционирование целевых процессов. Принимая во внимание, что основные величины, входящие в критерий оптимизации, в частности, весовые коэффициенты и факторы затрат являются статистически независимыми, а термодинамические КПД процессов определяются исключительно конструкцией элементов, возможно реализовать алгоритм оптимизации в виде последовательной процедуры по мере усложнения системы.

На данном этапе в первом приближении определяются расходные коэффициенты по потокам вспомогательных реагентов и определяются значения оптимизируемых переменных, которые должны быть обеспечены включением в систему элементов энергетического звена.

Этап 4. Предварительный выбор вспомогательных элементов системы, обеспечивающих оптимальные значения параметров, полученных на этапе 3.

На данном этапе осуществляется выбор первоначальной структуры химико-технологической системы, включающей целевые процессы с

элементами энергетического звена (вспомогательные элементы). В качестве первого приближения могут быть выбраны вспомогательные элементы с произвольным распределением энергетических нагрузок между ними, которые обеспечивают результаты, полученные на этапе 3.

Этап 5. Декомпозиция системы на квазизамкнутые подсистемы и постановка задачи оптимального распределения нагрузок на вспомогательные элементы подсистем.

На данном этапе производится декомпозиция системы на квазизамкнутые подсистемы и осуществляется постановка задачи для оптимального распределения нагрузок на вспомогательные элементы предварительно выбранного варианта технологической системы. На этом этапе строится диаграмма средних энергетических уровней и определяются некоторые тенденции в изменении варьируемых параметров, а также формируются начальные условия в ходе проводимой на следующем этапе оптимизации. В качестве одного из ориентиров в процессе поиска оптимального решения можно принять максимизацию макроэнтропии подсистемы в случае, если число источников и стоков в ней строго определены.

Этап 6. Оптимальное распределение нагрузок между вспомогательными элементами подсистем.

На данном этапе окончательно уточняются значения режимных параметров с учетом определенного в рамках этапа 5 количества элементов энергетического звена. Данная задача аналогична по формулировке этапам 1 и 3, для которых критерием оптимизации является критерий усложнения соответствующего уровня. Результатом данного этапа является определение оптимального регламента (режимов работы элементов) технологической системы.

Этап 7. Выбор оптимальной топологии системы для определенного в рамках предшествующих этапов типа и множества элементов системы и заданных значениях их режимных параметров.

На данном этапе строится модель обобщенной гипотетической структуры, проводится ее анализ на реализуемость и осуществляется выбор той топологии, которая отвечает полученным значениям режимных параметров и количеству элементов с учетом заданных ограничений.

В соответствии с предложенным поэтапным алгоритмом представим решение задачи оптимальной организации технологической системы получения синтез-газа заданного состава газификацией бурого угля.

Задача по оптимальной организации технологической системы заданного химического профиля сформулируем следующим образом: осуществить эволюционный синтез оптимальной химико-технологической системы получения синтез-газа газификацией бурого угля с заданным объемным соотношением $H_2:CO$, равным 2:1, необходимым для производства метанола и высших спиртов. Представим решение этой задачи в соответствии с предлагаемой последовательностью.

Этап 1. Выбор целевых процессов, интегрируемых в системе, и способов их организации

Как показывает практика, в структуре химико-технологической системы получения синтез-газа заданного состава газификацией бурого угля должно быть два целевых превращения: собственно газификация бурого угля и конверсия полученного синтез-газа с целью получения требуемого соотношения компонентов, участвующих в последующем синтезе. При этом газификация осуществляется в одну стадию, а конверсия может осуществляться как в одну, так и в две стадии или в две ступени. В рамках данного этапа рассмотрение каждого целевого процесса проводится независимо друг от друга.

Процесс газификации

Как отмечено в работе [252], в настоящее время используется три основных коммерческих способа организации процесса газификации бурого угля: способ Лурги, способ Винклера, способ Копперс-Тотцек, сравнительные данные которых приведены в табл. 3.16

Таблица 3.16 - Сравнительные данные по способам газификации

Параметры	Способ Лурги	Способ Винклера	Способ Копперс-Тотцек
Топливо в газогенераторе	Плотно насыпанный материал	Рыхлый кипящий слой	Облако пыли
Вид загружаемого топлива	Крупнозернистое	Среднезернистое	Пылевидное
Гранулометрический состав	5 – 30 мм	2 – 8 мм	Менее 0,1 мм
Соотношение газифицирующих агентов: O ₂ : H ₂ O	От 1: 5 до 1:9	От 1:1 до 1:2,5	От 1:0,02 до 1:0,5
Движение топлива по отношению к газифицирующим агентам и газу	Противоточное	Вихревое прямоточное	Прямоточное
Время пребывания топлива в газогенераторе	До 90 мин. в зависимости от вида зернистости топлива	До 15 мин. в зависимости от вида топлива	Менее 1 сек.
Требования к топливу	Не должно спекаться и распадаться при высоких температурах	Должно обладать высокой реакционной способностью и не должно распадаться при высоких температурах	Без ограничений
Температура газа в зоне газификации	750 - 1100 °С	820 – 1100 °С	1300 – 1700 °С
Теплотворная способность синтез-газа, МДж/м ³	11 – 16	7,5 – 9,4	10 -13
Основные компоненты синтез-газа	CO + H ₂ CH ₄ до 12%	CO + H ₂ CH ₄ до 3%	CO + H ₂ CH ₄ до 0,1%
Побочные продукты	Смола, масло, бензин, сточные воды	Отсутствуют	Отсутствуют

Для выбора способа газификации выберем в качестве критерия – весовой коэффициент целевого превращения, как доминирующей характеристики в критерии организованности.

В табл. 3.17 представлены данные расчета весового коэффициента вышеуказанных способов газификации. Для расчета весового коэффициента

все данные были приведены к одному расходу синтез-газа, а температура в зоне газификации принималась равной среднему значению.

Как следует из табл. 3.17, минимальное значение имеет весовой коэффициент процесса пылеугольной газификации по методу Копперс-Тотцек, который выберем в качестве первого целевого превращения в задаче эволюционного синтеза ХТС.

Таблица 3.17 – Сравнительные характеристики способов газификации

Параметры	Способ Лурги	Способ Винклера	Способ Копперс-Тотцек
$T_{нач}, K$	298	298	298
$T_{кон}, K$	1198	1233	1773
Мольный расход, кмоль/ч	308,78		
Состав сухого синтез-газа, об.%			
CO ₂	28	17,5	11,5
CO	21	33	55
H ₂	41	37,5	31,5
CH ₄	9,5	1	0,1
N ₂	0,5	11	1,9
Расход пара (9,0 МПа, 535 °С), кг/ч	3206,1	2970,0	4856,6
Средняя температура, К	646,9	658,4	827,1
Весовой коэффициент n	0,00125	0,00148	$4,4 \cdot 10^{-5}$

Процесс конверсии синтез-газа

Конверсия газа газификации осуществляется в реакторе каталитического типа на сероустойчивом катализаторе, поскольку подсистема конверсии следует непосредственно за подсистемой газификации. С точки зрения способа организации процесса различают конверсию высокотемпературную и низкотемпературную.

В табл.3.18 представлено сравнение процессов, реализующих высокотемпературную и низкотемпературную конверсии, по критерию

стоимости единицы информации (2.48), представленного для одной стадии процесса.

Таблица 3.18 – Сравнение процессов паровой высокотемпературной (ВТ) и низкотемпературной конверсии (НТ) синтез-газа по критерию стоимости единицы информации λ

	Время пребывания смеси в реакторе, с	$T_{\text{нач}}, \text{K}$	$T_{\text{кон}}, \text{K}$	$T_{\text{ср}}$	n	K	η_T	λ
НТ	0,318	453	679,4	558,57	0,00587	23,16	0,982	0,1384
ВТ	0,297	553	774,3	657,47	0,000644	15,42	0,990	0,0100

Как видно из результатов сравнительного анализа, минимальное значение критерия соответствует высокотемпературной конверсии, которое обеспечивается в основном минимальным значением весового коэффициента данного способа.

Выбор способов организации целевых процессов в соответствии с минимальными значениями весового коэффициента или стоимости единицы информации коррелируется с выводами о доминирующей роли параметров макроуровня в организации системы.

При этом очевидно, что при прочих равных условиях в высокотемпературных целевых процессах возможно получить наибольшее количество работоспособной вторичной энергии.

Окончательный вывод о выборе процесса конверсии будет решаться на дальнейших этапах эволюционного синтеза при рассмотрении виртуальной системы, объединяющей целевые превращения газификации бурого угля и конверсии. При этом полученные ранее результаты будут контрольными.

Этап 2. Построение математических моделей целевых процессов системы и выбор оптимизируемых переменных и начальных условий.

Воспользуемся математическими моделями процессов газификации и конверсии, представленных в разделах 3.2 и 3.3.

Начальные условия в процедуре оптимизации процесса газификации принимаются следующими: расход угля принят равным 1000 кг/ч. Давление процесса газификации принято равным атмосферному.

Дополнительные данные и ограничения взяты из литературных источников на основании опыта эксплуатации газогенераторов данного типа [253]. В частности, соотношение кислород – водяной пар принято в пределах от 1: 0,02 до 1: 0,5.

Обоснуем выбор начального значения температуры в зоне газификации и начальных расходов газифицирующих агентов.

Данные, приводимые в литературных источниках, чаще всего ориентированы на средние значения температуры в зоне газификации и соответствующие им расходы газифицирующих агентов.

Для этого проведем анализ влияния расходов газифицирующих агентов на критерий усложнения системы, представленной целевыми процессами.

В зависимости от расхода кислорода и соотношения пар: кислород изменяется температура в зоне газификации.

В табл. 3.19 приведены параметры и значения критерия усложнения системы второго уровня λ_2 для средних значений параметров, соответствующих литературным данным.

Таблица 3.19 – Характеристики процессов газификации и конверсии, соответствующие литературным данным.

Газификация							λ_{21}	2,805152
$T_{нач}, K$	$T_{кон}, K$	n	k	η_T	$\Delta G_{вх}, K$	$\Delta G_{вых}, K$		
337,2797	1783,722	0,002323	4,024162	1	4,024162	1	λ_{22}	0,005670213
Конверсия								
$T_{нач}, K$	$T_{кон}, K$	n	k	η_T	$\Delta G_{вх}, K$	$\Delta G_{вых}, K$	λ_2	2,810822
371	674,22	0,020849	134,5067	0,9997	137,7165	1,023863		

Очевидно, что выбор начальных условий должен априори осуществляться в направлении минимальных значений критерия усложнения.

Для формирования начальных условий проведем предварительный анализ влияния различных факторов на критерий оптимизации.

В табл. 3.20 приведены результаты анализа влияния на критерий дополнительного количества пара, которое добавляется к первоначально заданному базовому количеству. При этом базовое значение расхода пара равно $G_{\text{п}} = 100$ кг/ч (при неизменном расходе кислорода $G_2 = 655$ кг/ч).

Таблица 3.20 – Влияние расхода пара на критерий

$G_{\text{п}}$, кг/ч	n_1	k_1	η_{T1}	n_2	k_2	η_{T2}	λ_{21}	λ_{22}	λ_2
100	0,002467	4,0242	1	0,020849	134,5067	0,9997	2,8052	0,00567	2,810822
185	0,002382	3,6758	1	0,024619	76,3348	0,9750	1,9276	0,002892	1,93045
200	0,002368	3,6209	1	0,025309	69,4117	0,9695	1,8119	0,002597	1,814531

В табл. 3.21 приведены результаты анализа влияния расхода кислорода на критерий. Базовое значение расхода пара равно: $G_{\text{п}} = 100$ кг/ч.

Таблица 3.21 – Влияние расхода кислорода на критерий

G_2 , кг/ч	n_1	k_1	η_{T1}	n_2	k_2	η_{T2}	λ_{21}	λ_{22}	λ_2
655	0,002467	4,0242	1	0,020849	134,5067	0,9997	2,8052	0,00567	2,810822
670	0,001895	4,3028	1	0,02072	131,5665	0,9980	2,7313	0,004329	2,735663
685	0,001455	4,5913	1	0,020577	128,8744	0,9963	2,6616	0,003309	2,664881
700	0,001116	4,8933	1	0,020422	126,4008	0,9946	2,5953	0,002533	2,597879
707	0,000985	5,0419	1	0,020344	125,3023	0,9938	2,5652	0,002235	2,567408

Принимая во внимание, что весовой коэффициент экспоненциально уменьшается в зависимости от квадрата средней температуры, которая увеличивается при повышении температуры в зоне газификации, примем в качестве начального условия и одновременно ограничения значение температуры в зоне газификации, равное максимальной температуре, то есть, 1700 °С.

С учетом проведенного анализа в качестве исходного значения примем расход кислорода, соответствующий максимальной температуре в зоне газификации, то есть, больше первоначального, а расход пара на газификацию в соответствии с наибольшим соотношением пар-кислород – 0,5:1. Температуры газифицирующих агентов приняты равными

минимальным значениям: для кислорода – 27 °С и для водяного пара – 102 °С.

При условии заданного значения температуры в зоне газификации в качестве оптимизируемых переменных в процессе газификации выберем температуры газифицирующих агентов: кислорода и водяного пара и соотношение пар: кислород.

В табл. 3.22 приведены данные для оптимизации системы для процессов газификации и конверсии, соответствующие принятым начальным условиям.

Таблица 3.22 – Характеристики процессов газификации и конверсии, соответствующие принятым начальным условиям.

Газификация									
T_n , К	G_n , кг/ч	T_2 , К	G_2 , кг/ч	пар- O_2 (мольное)	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	n	k	η_T
375	211,964	300	751,7655	0,5	306,05	1973	0,002921	5,04191	1
Конверсия									
G_n , кг/ч	x	τ , с	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	n	k	η_T		
510	0,529793	0,684682	371	635,61	0,024436	58,6909	0,9546		
Выходной состав и критерий для системы									
$c^r CO$	$c^r CO_2$	$c^r H_2$	$c^r O_2$	$c^r N_2$	$c^r H_2O$	λ_{21}	λ_{22}	λ_2	
0,18999	0,263747	0,379979	0	0,036917	0,129368	1,502445	0,001224818	1,503669	

Как следует из табл.3.22, характеристики процессов газификации и конверсии, соответствующие принятым начальным условиям, априори отличаются в лучшую сторону от исходных данных, соответствующих литературным источникам.

Оптимизируемыми переменными в процессе конверсии являются расход пара и температура парогазовой смеси на входе в реактор.

Ввиду заданного объемного соотношения компонентов синтез-газа ($H_2:CO=2:1$) на выходе из реактора ограничения в ходе оптимизации процесса не формируются.

Этап 3. Оптимальная организация системы, состоящей из целевых процессов

Задачей данного этапа является оптимизация виртуальной системы, состоящей из условно объединенных целевых процессов. Результаты оптимизации процессов газификации и конверсии в отдельности представлены в разделах 3.1.2 и 3.1.3 и указывают на тенденции изменения параметров в ходе их оптимальной организации. На рис. 3.24 представлена виртуальная система, условно объединяющая целевые процессы (без промежуточных элементов).

Общим критерием оптимизации данной системы является критерий усложнения системы 2 уровня (включает два элемента) в виде:

$$\lambda_2 = n_2 \frac{k_2}{\eta_{T2}} + n_1 \frac{k_1 \cdot k_2}{\eta_{T1} \cdot \eta_{T2}} \frac{T_{cp2}}{T_{cp1}} \frac{\Delta \Gamma_1^{БВХ}}{\Delta \Gamma_2^{БВХ}} = \lambda_{21} + \lambda_{22},$$

где λ_{21} и λ_{22} – соответственно первая и вторая составляющие критерия усложнения системы 2 уровня.

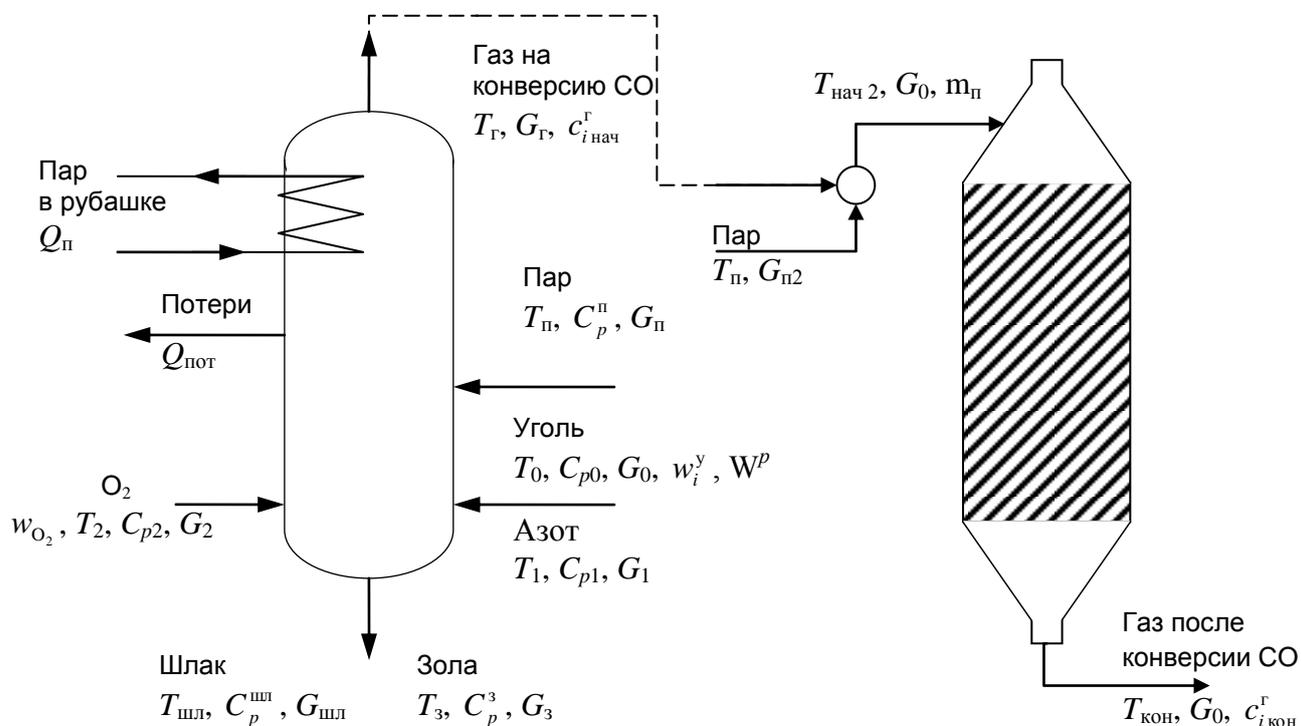


Рисунок 3.24 – Виртуальная технологическая система, условно объединяющая целевые процессы (конверсия одноступенчатая)

Расчет составляющих критерия производится на основании следующих зависимостей:

$$- \text{весовой коэффициент: } n_i = \exp\left(-\frac{C_{vi}^{T=T_3}}{2RT_3^2} \Delta T_{эi}^2\right),$$

$$\text{где } \Delta T_{эi} = \varepsilon_i \Delta T_{\text{ти}} \left(1 - \frac{R}{C_{pi}} \ln \frac{p_{\text{ни}}}{p_{\text{ки}}}\right) - \text{эквивалентный температурный}$$

уровень в общем виде (вторая составляющая имеет место только для газодинамических процессов, в которых изменяется давление).

В расчетах также принято, что

$$\Delta T_{\text{ти}} = T_{\text{ср}i} = \frac{T_{\text{ки}} - T_{\text{ои}}}{\ln \frac{T_{\text{ки}}}{T_{\text{ои}}}} - \text{средний логарифмический температурный уровень;}$$

C_{pi} – средняя теплоемкость, которая рассчитывается при средней логарифмической температуре $T_{\text{ср}i}$, при начальном давлении p_0 и при начальном составе;

$$- \text{термодинамический КПД: } \eta_{\text{ти}} = \frac{\Delta S_{\text{pi}}}{\Delta S_{\text{ои}}},$$

где $\Delta S_{\text{р(0)i}} = -\frac{(\Delta Z^{p,T} - \Delta U)_{\text{р(0)i}}}{T_{\text{ср}i}}$ – изменение термодинамической энтропии для реального и идеального процессов соответственно.

$$- \text{фактор затрат на организацию процесса: } k_i = \Delta \Gamma_i^{\text{вх}} / \Delta \Gamma_i^{\text{вых}},$$

$$\text{где } \Delta \Gamma_i^{\text{вх}} = \exp\left[-\frac{(\Delta Z^{p,T} - \Delta U)_i^{\text{вх}}}{RT_{\text{ср}i}}\right], \Delta \Gamma_i^{\text{вых}} = \exp\left[-\frac{(\Delta Z^{p,T} - \Delta U)_i^{\text{вых}}}{RT_{\text{ср}i}}\right] - \text{объемы фазовых}$$

пространств микросостояний на входе и на выходе из элемента соответственно.

Задача оптимизации была решена с помощью программного комплекса MathCAD. Для наглядности результатов оптимизации представим изменение критерия усложнения системы 2 уровня в зависимости от оптимизируемых параметров процесса конверсии, в частности, расхода пара и температуры на

входе в реактор, при различных значениях оптимизирующих переменных в процессе газификации, а именно: температуры кислорода, температуры пара и соотношения пар: кислород ($\alpha_{\text{п}}$).

Математически формулировка данной задачи представлена следующим образом:

$$\begin{aligned}
 & \alpha_{\text{п}}, T_2, T_{\text{п}} \rightarrow \text{var} \\
 & (T_{\text{r}} = 1973) \Rightarrow G_2, G_{\text{п}} \\
 & G_2, G_{\text{п}}, T_2, T_{\text{п}} \Rightarrow n_1, k_1, \eta_{T1}, T_{\text{cp}1}, \Delta\Gamma_1^{\text{вх}}, \Delta\Gamma_1^{\text{вых}} \\
 & \left(\lambda_2 = n_2 \frac{k_2}{\eta_{T2}} + n_1 \frac{k_1 \cdot k_2}{\eta_{T1} \cdot \eta_{T2}} \frac{T_{\text{cp}2}}{T_{\text{cp}1}} \frac{\Delta\Gamma_1^{\text{вых}}}{\Delta\Gamma_2^{\text{вх}}} \rightarrow \text{opt} \right) \Rightarrow T_{\text{нач}2}, G_{\text{п}2}, \lambda_2^{\text{opt}} \\
 & (\lambda_2^{\text{opt}} \rightarrow \text{min}) \Rightarrow \alpha_{\text{п}}^{\text{opt}}, T_2^{\text{opt}}, T_{\text{п}}^{\text{opt}}
 \end{aligned} \tag{3.33}$$

Данные оптимизации представлены на рис. 3.25.

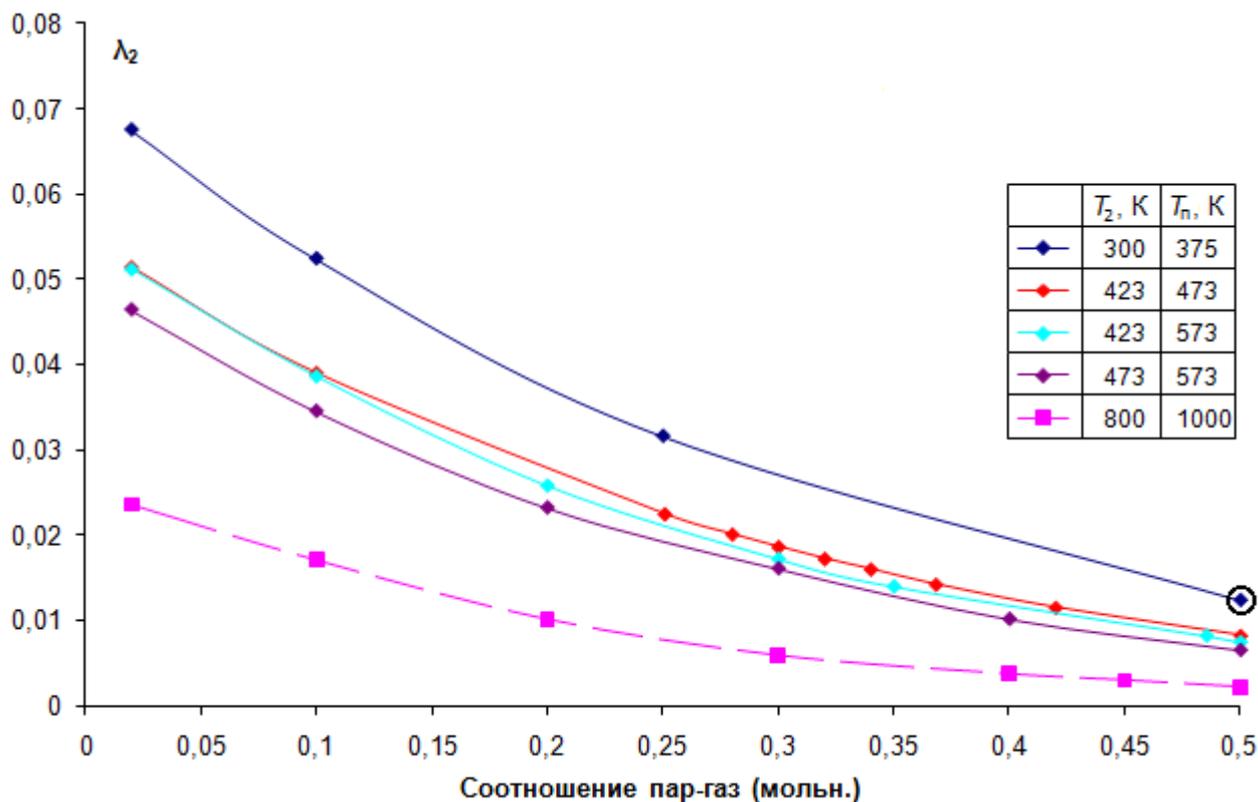


Рисунок 3.25 – Зависимость критерия усложнения системы 2 уровня λ_2 при оптимизации параметров конверсии для различных значений оптимизируемых переменных в процессе газификации. Примечание: Гипотетические значения температур кислорода и пара, соответственно: 800 К и 1000 К представлены для анализа тенденции изменения оптимизирующих переменных.

Предварительные выводы по результатам оптимизации сводятся к следующим:

1. Характер изменения критерия усложнения системы 2 уровня свидетельствует, что во всем диапазоне варьирования параметров процесса газификации оптимальное решение приходится на максимальное значение соотношения пар: кислород, что согласуется с принятыми начальными условиями, то есть, оптимум по данному параметру лежит на границе. Одновременно этот же вывод следовал на основании оптимизации процесса газификации по критерию 1 уровня.

2. Оптимальное значение критерия усложнения системы 2 уровня указывает на необходимость максимального подогрева кислорода и пара, что также корреспондируется с результатами оптимизации процесса газификации по критерию 1 уровня.

3. Резюмирующий вывод сводится к следующему: при оптимизации виртуальной системы, условно объединяющей два целевых процесса, тенденции изменения параметров процессов газификации и конверсии полностью совпадают с результатами оптимизации сначала процесса газификации по критерию 1 уровня, а затем для двух процессов: газификации и конверсии по критерию 2 уровня, что свидетельствует о возможности использования направленной и последовательной процедуры синтеза для оптимальной организации системы по мере ее усложнения.

В табл. 3.23 представлены результаты первого шага оптимизации системы посредством поиска оптимальных параметров конверсии при начальных значениях параметров газификации.

Как следует из табл. 3.23, значение критерия λ_2 при первом шаге оптимизации существенно уменьшается с 1,504 до 0,012 (крайняя правая точка на верхнем графике - отмечена кружком на рис. 3.25).

Таблица 3.23 - Результаты первого шага оптимизации системы

Газификация									
$T_{п}, K$	$G_{п}, кг/ч$	T_2, K	$G_2, кг/ч$	пар- O_2 (мольное)	$T_{нач}, K$	$T_{кон}, K$	n	k	η_T
375	211,964	300	751,7655	0,5	306,05	1973	0,002921	5,041905	1
Конверсия									
$G_{п}, кг/ч$	x	$\tau, с$	$T_{нач}, K$	$T_{кон}, K$	n	k	η_T		
628,1009	0,529793	0,809229	623,23	858,69	0,000238	14,02688	0,999343		
Выходной состав и критерий для системы									
$c^f CO$	$c^f CO_2$	$c^f H_2$	$c^f O_2$	$c^f N_2$	$c^f H_2O$	λ_{21}	λ_{22}	λ_2	
0,179964	0,249828	0,359927	0	0,034969	0,175312	0,003341	0,008938846	0,01228	

В технологическом плане уменьшение критерия оптимизации обеспечивается увеличением расхода пара на конверсию, повышением температуры на входе в реактор, что коррелируется с выбором высокотемпературной конверсии и смещением соотношения пар: газ в область больших значений, что коррелируется с оптимизацией отдельно конверсии в рамках этапа 1.

В табл. 3.24 приведены результаты оптимизации системы при варьировании значений оптимизируемых параметров газификации.

Таблица 3.24 – Зависимость критерия от параметров оптимизации

α_n	$G_2, кг/ч$	$G_{п}, кг/ч$	T_2, K	$T_{п}, K$	$G_{п2}, кг/ч$	$T_{нач 2}, K$	λ_2
0,5	751,7655	211,964	300	375	628,1009	623,2256	0,012282
0,5	740,7557	208,8596	423	473	658,4197	634,8883	0,008215
0,5	736,9765	207,7941	423	573	644,9898	625,4473	0,007486
0,5	733,7935	206,8967	473	573	684,4391	645,9242	0,006525

Полученное оптимальное решение для виртуальной системы, состоящей из условно объединенных целевых процессов, соответствует:

– для процесса газификации: минимальным расходам газифицирующих агентов (кислорода и пара), максимальным температурам этих агентов, соответственно: $T_2=200$ °С, $T_{п}=300$ °С и максимальному соотношению пар: кислород, равному 0,5:1;

– для процесса конверсии: максимальному расходу пара и максимальной температуре парогазовой смеси на входе в реактор конверсии.

Ввиду монотонности зависимости критерия оптимальности экстремум отсутствует, в силу чего оптимум лежит на границе варьирования параметров.

Представленные результаты были ориентированы на проведение конверсии в одну стадию (ступень). Степень усложнения системы в этом случае минимальная.

По мере увеличения количества элементов в системе критерий ее пошагового усложнения будет возрастать, что связано с увеличением затрат на проведение дополнительных операций.

Однако, поскольку критерий оптимальной организации является функцией многих параметров: весовых коэффициентов, опосредованно связанными с запасами вторичной энергии в системе, факторов затрат на организацию процессов и коэффициентов невязок, то возможен такой результат от совокупности эффектов, при котором, например, увеличение количества внутренних энергоресурсов в системе будет компенсировать увеличение в ней количества элементов, то есть фактора затрат, что может в целом привести к повышению организованности системы.

Рассмотрим случай оптимизации системы, объединяющей газификацию и двухступенчатую конверсию (дальнейшее усложнение системы).

Рассмотрение будет производиться на основании критерия усложнения системы соответствующего уровня (по количеству элементов) для двух случаев:

- система состоит из виртуально связанных целевых процессов: газификации и конверсии, проводимой в две ступени;
- система состоит из виртуально связанных элементов: целевого процесса газификации и подсистемы конверсии, представленной двумя ступенями с промежуточным теплообменом.

Основанием для рассмотрения первого варианта организации системы является возможность применения для многопоточных процессов метода выделения, согласно которому затраты на охлаждение потока синтез-газа после первой ступени конверсии возможно отнести на целевое превращение в другой подсистеме.

Во втором случае - затраты на процесс охлаждения потока синтез-газа после первой ступени конверсии учитываются в критерии усложнения системы.

В первом случае в качестве критерия оптимизации используется критерий 3 уровня усложнения системы, а во втором – критерий 4 уровня усложнения системы.

Расчеты критериев 3 и 4 уровней усложнения системы основывались на выводе о возможности последовательного направленного синтеза при оценке усложнения системы.

Критерий третьего уровня усложнения системы имеет вид:

$$\lambda_3 = n_3 \frac{k_3}{\eta_{T3}} + n_2 \frac{k_2 \cdot k_3}{\eta_{T2} \cdot \eta_{T3}} \frac{T_{cp3}}{T_{cp2}} \frac{\Delta \Gamma_2^{\text{ВЫХ}}}{\Delta \Gamma_3^{\text{ВХ}}} + n_1 \frac{k_1 \cdot k_3}{\eta_{T1} \cdot \eta_{T2} \cdot \eta_{T3}} \frac{T_{cp3}}{T_{cp1}} \frac{\Delta \Gamma_1^{\text{ВЫХ}}}{\Delta \Gamma_3^{\text{ВХ}}} = \lambda_{31} + \lambda_{32} + \lambda_{33}$$

Оптимизации системы предшествует анализ возможности достичь при данном уровне усложнения системы оптимальной организации на уровне не ниже показателя (критерия) оптимальной организации системы предшествующего уровня усложнения для обеспечения сравнимости последующих результатов оптимизации. Для этого при условии, что значение критерия 3 уровня усложнения системы равно оптимальному значению критерия 2 уровня усложнения системы, производился расчет технологических параметров системы для сравнения полученного режима работы с литературными данными по эксплуатации аналогичных установок.

В табл.3.25 представлены результаты данного расчета.

Таблица 3.25 – Результаты расчета исходного состояния системы, включающей 3 элемента (до оптимизации)

Параметры газификации						
T_n , К	G_n , кг/ч	T_2 , К	G_2 , кг/ч	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
573	206,897	473	733,794	376,34	1973	963,69
Параметры 1й стадии конверсии						
m_n	G_{n1} , кг/ч	x	τ , с	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
0,45158	430,75	0,422236	1,78	672	882,3	772,39
Параметры 2й стадии конверсии						
m_n	G_{n2} , кг/ч	x	τ , с	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
0,15137	0	0,181702	0,346122	600	652,51	625,89
Состав выходного синтез-газа, мольные доли						
c^r CO	c^r CO ₂	c^r H ₂	c^r O ₂	c^r N ₂	c^r H ₂ O	
0,20113	0,27145	0,40226	0	0,03835	0,08681	
Характеристики организованности - 1й уровень						
n_1	k_1	η_{T1}	$\Delta G_{вх1}$, К	$\Delta G_{вых1}$, К		
0,0002	5,04191	1	5,04191	1		
Характеристики организованности - 2й уровень						
n_2	k_2	η_{T2}	$\Delta G_{вх2}$, К	$\Delta G_{вых2}$, К		
0,000112	12,00765	0,99953	12,01377	1,00051		
Характеристики организованности - 3й уровень						
n_3	k_3	η_{T3}	$\Delta G_{вх3}$, К	$\Delta G_{вых3}$, К		
0,002173	1,8233	0,78555	2,73793	1,50163		
Критерий организованности системы						
λ_{31}	λ_{32}	λ_{33}	λ_3			
0,005044	0,000923	0,000556	0,006523			

Поскольку полученные данные технологических режимов работы элементов не противоречат литературным данным и опыту эксплуатации установок, они были приняты в качестве первоначального приближения в задаче оптимизации системы с двухступенчатой конверсией по критерию 3 уровня усложнения системы.

В табл. 3.26 приведены данные оптимального варианта по критерию 3 уровня усложнения системы при варьировании следующих параметров: температуры на входе в первую и вторую ступени конверсии и расход пара.

Как следует из результатов оптимизации, степень организованности системы, согласно тенденции к минимуму критерия оптимизации, изменяется с 0,006523 до 0,0015616.

Таблица 3.26 – Результаты оптимизации по критерию 3 уровня

Параметры газификации						
T_n , К	G_n , кг/ч	T_2 , К	G_2 , кг/ч	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
573	206,897	473	733,794	376,34	1973	963,69
Параметры 1й стадии конверсии						
m_n	G_{n1} , кг/ч	x	τ , с	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
0,4703	457	0,382782	1,78	775	959,48	863,96
Параметры 2й стадии конверсии						
m_n	G_{n2} , кг/ч	x	τ , с	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
0,1892	0	0,23401	1,352842	695	764,66	729,27
Состав выходного синтез-газа, мольные доли						
c^r CO	c^r CO ₂	c^r H ₂	c^r O ₂	c^r N ₂	c^r H ₂ O	
0,19857	0,26799	0,39714	0	0,03786	0,09844	
Характеристики организованности - 1й уровень						
n_1	k_1	η_{T1}	$\Delta T_{вх1}$, К	$\Delta T_{вых1}$, К		
0,000248	5,04191	1	5,04191	1		
Характеристики организованности - 2й уровень						
n_2	k_2	η_{T2}	$\Delta T_{вх2}$, К	$\Delta T_{вых2}$, К		
$1,12 \cdot 10^{-5}$	7,53329	0,99961	7,53582	1,00034		
Характеристики организованности - 3й уровень						
n_3	k_3	η_{T3}	$\Delta T_{вх3}$, К	$\Delta T_{вых3}$, К		
0,000245	2,02641	0,99939	2,02707	1,00033		
Критерий организованности системы						
λ_{31}	λ_{32}	λ_{33}	λ_3			
0,000496	$7,11 \cdot 10^{-5}$	0,000949	0,001516			

Примечание: Диапазон варьирования параметров процесса конверсии выходил за границы рекомендуемых температур

При этом в организации системы наблюдаются изменения только в организации процесса двухступенчатой конверсии, связанные с увеличением нагрузки на вторую ступень.

Изменение температур на входе в каждую ступень конверсии имеет ту же тенденцию, что и для одноступенчатой конверсии, то есть к повышению, что подтверждает тот факт, что минимизация весовых коэффициентов с

ростом средней температуры процесса компенсирует увеличение фактора затрат при введении дополнительной ступени конверсии.

При уменьшении температуры перед второй ступенью за счет охлаждения потока имеется возможность сместить равновесие вправо, что позволяет повысить степень конверсии второй ступени и термодинамический КПД этого процесса.

При этом для оптимального решения температуры на входе в первую и вторую ступени конверсии соответственно получились равными 502 °С и 432 °С, что выходит за границы рекомендуемых в литературных источниках температур, связанных со стабильной работой катализатора.

Поскольку реализация рекомендаций проведения процесса конверсии в условиях повышенных температур в соответствии с данными оптимального режима требуют дополнительных исследований, примем в качестве оптимального решения максимальные значения температур из рекомендуемых диапазонов [254]: для первой ступени конверсии – 450-480 °С и для второй ступени конверсии – 350-400 °С, то есть 480 и 400 °С соответственно.

Итоговые результаты оптимизации по критерию 3 уровня усложнения системы приведены в табл. 3.27.

Как следует из табл. 3.27 значение критерия 3 уровня усложнения системы для принятых значений температур (оптимум на границе), равно 0,001694, по-прежнему ниже значения критерия для системы с процессом одноступенчатой конверсии (0,006525).

При этом расход пара в точке оптимума для двухступенчатой конверсии составляет 427.02 кг/ч против 684.44 кг/ч для одноступенчатой конверсии.

Таким образом, при отнесении затрат на охлаждение в другую подсистему согласно методу выделения вариант организации системы с конверсией в две ступени является предпочтительным.

Таблица 3.27 – Итоговые результаты оптимизации системы для принятых значений температур (оптимум на границе)

Параметры газификации						
T_n , К	G_n , кг/ч	T_2 , К	G_2 , кг/ч	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
573	206,8967	473	733,7935	376,34	1973	963,69
Параметры 1й стадии конверсии						
m_n	G_{n1} , кг/ч	x	τ , с	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
0,44893	427,0252	0,381819	1,78	753	940,9	843,47
Параметры 2й стадии конверсии						
m_n	G_{n2} , кг/ч	x	τ , с	$T_{нач}$, К	$T_{кон}$, К	$T_{ср}$, К
0,17247	0	0,235203	1,7849	673	744,58	708,19
Состав выходного синтез-газа, мольные доли						
c^r CO	c^r CO ₂	c^r H ₂	c^r O ₂	c^r N ₂	c^r H ₂ O	
0,2015	0,27194	0,403	0	0,03842	0,08513	
Характеристики организованности - 1й уровень						
n_1	k_1	η_{T1}		$\Delta G_{вх1}$, К	$\Delta G_{вых1}$, К	
0,000194	5,041907	1		5,04191	1	
Характеристики организованности - 2й уровень						
n_2	k_2	η_{T2}		$\Delta G_{вх2}$, К	$\Delta G_{вых2}$, К	
$1,94 \cdot 10^{-5}$	8,235688	0,99955		8,239	1,0004	
Характеристики организованности - 3й уровень						
n_3	k_3	η_{T3}		$\Delta G_{вх3}$, К	$\Delta G_{вых3}$, К	
0,000398	2,111633	0,999953		2,11176	1,00006	
Критерий организованности системы						
λ_{31}	λ_{32}		λ_{33}	λ_3		
0,00084	0,000135		0,00072	0,001694		

Для проверки корректности выводов, полученных на этапе 3, рассмотрим вариант усложнения ХТС с двумя ступенями конверсии и межступенчатый теплообменник, что учитывается в критерии усложнения системы.

В этом случае критерий оптимизации имеет вид:

$$\lambda_4 = n_4 \frac{k_4}{\eta_{T4}} + n_3 \frac{k_3 k_4}{\eta_{T3} \eta_{T4}} \frac{T_{ср4}}{T_{ср3}} \frac{\Delta T_3^{ввых}}{\Delta T_4^{вх}} + n_2 \frac{k_2 k_4}{\eta_{T2} \eta_{T3} \eta_{T4}} \frac{T_{ср4}}{T_{ср2}} \frac{\Delta T_2^{ввых}}{\Delta T_4^{вх}} + n_1 \frac{k_1 k_4}{\eta_{T1} \eta_{T2} \eta_{T3} \eta_{T4}} \frac{T_{ср4}}{T_{ср1}} \frac{\Delta T_1^{ввых}}{\Delta T_4^{вх}} =$$

$$= \lambda_{41} + \lambda_{42} + \lambda_{43} + \lambda_{44}$$

В данном случае это критерий 4 уровня усложнения системы, которая включает: газогенератор (индекс 1), первую ступень конверсии (индекс 2), промежуточный теплообменник (индекс 3) и вторую ступень конверсии (индекс 4).

Поскольку для расчета межступенчатого теплообменника недостаточно данных, в ходе расчетов было принято, что $\Delta\Gamma_3^{\text{ВЫХ}} = 1$ и $\eta_{T3} = 1$.

Оптимизация по критерию 4 уровня усложнения системы проводилась при том же начальном приближении.

Результаты расчета критерия 4 уровня усложнения системы и его составляющих даны в табл. 3.28.

Таблица 3.28 – Значения критерия 4 уровня усложнения системы и его составляющих, соответствующие оптимальным значениям.

λ_{41}	λ_{42}	λ_{43}	λ_{44}	λ_4
0,00084	0,000177	0,000135	0,00072	0,001871

Как следует из результатов оптимизации системы по критерию 4 уровня усложнения при условии учета фактора затрат на межступенчатое охлаждение, значение критерия оптимизации незначительно изменяется, но при этом принципиально не изменяются результаты оптимизации виртуальной системы, указывающие на преимущество двухступенчатой высокотемпературной конверсии.

Результаты оптимизации и параметры виртуальной системы представлены в табл. 3.29.

Вывод по этапу оптимальной организации виртуальной системы, условно объединяющей только целевые процессы, сводится к тому, что ее элементная структура должна объединять процесс газификации (одностадийный процесс) и процесс конверсии, проводимый в две ступени с

промежуточным охлаждением, для которых в ходе оптимизации определены экстенсивные (расходные) и интенсивные оптимальные параметры.

Таблица 3.29 – Результаты оптимизации по критерию 4-го уровня усложнения системы

Параметры газификации					
T_n, K	$G_n, \text{кг/ч}$	T_2, K	$G_2, \text{кг/ч}$	$T_{\text{нач}}, K$	$T_{\text{кон}}, K$
573	206,8967	473	733,7935	376,34	1973
Параметры 1й стадии конверсии					
m_n	$G_{n1}, \text{кг/ч}$	x	$\tau, \text{с}$	$T_{\text{нач}}, K$	$T_{\text{кон}}, K$
0,478861	468,998	0,386275	1,78	776,76	961,62
Параметры промежуточного теплообмена					
$G_r, \text{кг/ч}$	$N_r, \text{кмоль/ч}$	$Q, \text{МДж/ч}$		$T_{\text{нач}}, K$	$T_{\text{кон}}, K$
2414,688	115,2015	1078,336		961,62	704,85
Параметры 2й стадии конверсии					
m_n	$G_{n2}, \text{кг/ч}$	x	$\tau, \text{с}$	$T_{\text{нач}}, K$	$T_{\text{кон}}, K$
0,194037	0	0,22965	1,7565	704,85	772,25
Состав выходного синтез-газа, мольные доли					
$c^r \text{ CO}$	$c^r \text{ CO}_2$	$c^r \text{ H}_2$	$c^r \text{ O}_2$	$c^r \text{ N}_2$	$c^r \text{ H}_2\text{O}$
0,19742	0,26644	0,39484	0	0,03764	0,10365
Характеристики организованности - 1й уровень					
$T_{\text{ср}}, K$	n_1	k_1	η_{T1}	$\Delta G_{\text{вх1}}, K$	$\Delta G_{\text{вых1}}, K$
963,69	0,000273	5,04191	1	5,04191	1
Характеристики организованности - 2й уровень					
$T_{\text{ср}}, K$	n_2	k_2	η_{T2}	$\Delta G_{\text{вх2}}, K$	$\Delta G_{\text{вых2}}, K$
865,9	$1,05 \cdot 10^{-5}$	7,48099	0,99961	7,48348	1,00033
Характеристики организованности - 3й уровень					
$T_{\text{ср}}, K$	n_3	k_3	η_{T3}	$\Delta G_{\text{вх3}}, K$	$\Delta G_{\text{вых3}}, K$
826,6	$2,28 \cdot 10^{-5}$	3,90416	1	3,90416	1
Характеристики организованности - 4й уровень					
$T_{\text{ср}}, K$	n_4	k_4	η_{T4}	$\Delta G_{\text{вх4}}, K$	$\Delta G_{\text{вых4}}, K$
738,04	0,000199	1,96238	0,99937	1,96258	1,0001
Критерий организованности системы (4 уровень)					
λ_{41}	λ_{42}	λ_{43}	λ_{44}	λ_4	
$3,91 \cdot 10^{-4}$	$7,94 \cdot 10^{-5}$	$6,72 \cdot 10^{-5}$	0,001057	0,001594	

Этап 4. Предварительный выбор вспомогательных элементов, обеспечивающих оптимальные значения параметров, полученных на этапе 3

Как указывают результаты оптимизации виртуальной системы, состоящей из условно объединенных целевых процессов, в подсистеме газификации необходим подогрев кислорода и пара, а в отделении конверсии подогрев парогазовой смеси перед первой ступенью реактора и охлаждение между ступенями реактора конверсии. Кроме того, для согласованной работы целевых процессов и с учетом необходимости восстановления работоспособности потоков необходимо предусмотреть утилизацию теплоты газа газификации.

В вариантах действующих установок Копперс-Тотцек после газогенератора устанавливаются два котла утилизатора и система очистки газа от пыли с одновременным его охлаждением.

Представим первоначальный (предварительный) вариант технологической схемы, включив в нее все необходимые источники и стоки энергии. Для подогрева пара и кислорода на входе в газификацию в технологическую схему введены соответствующие теплообменники, для утилизации теплоты синтез-газа – 2 котла-утилизатора в виде рубашки газогенератора и выносного парогенератора.

Согласно литературным данным пар в котлах утилизаторах получают давлением до 100 бар, который в дальнейшем используется в паровой турбине для выработки электроэнергии или для привода компрессоров в отделении синтеза (на схеме не показано).

Согласно данным [255], уголь на газификацию подвергается измельчению до 0.075 мм (200 mesh) при зольности до 10 %.

По данным работы [256] твердое сырье должно быть измельчено до размеров не менее 0,1 мм.

Согласно данным по экспериментальному исследованию процесса Копперс-Тотцек, средний размер частиц измельченного угля составит около 51 мкм, минимальный размер – меньше 5.5 мкм.

Синтез-газ после котлов-утилизаторов, как правило, поступает в отделение скрубберной очистки, где очищается от пыли и охлаждается. Очистка обычно производится до 0.002-0.005 частиц/scf (ст.куб.ш.).

Для очистки газа от мелкодисперсных частиц пыли (менее 5 мкм) с максимальной эффективностью в технологической практике рекомендуется использовать скруббер Вентури.

Эффективность очистки увеличивается с увеличением перепада давлений на скруббере, а также существенно зависит от расхода жидкости (воды). Обычно отношение расхода жидкости к расходу газа составляет от 0,4 до 1,3 л/м³. При данных условиях возможно применение полого скруббера для улавливания частиц.

В случае необходимости дальнейшего сжатия синтез-газа возможна дополнительная установка электрофильтра. Температура синтез-газа после скрубберной очистки принята равной 323 К (50 °С).

На выходе из подсистемы газификации синтез-газ смешивается с паром, смесь подогревается и поступает в отделение двухступенчатой конверсии с промежуточным охлаждением.

На выходе подсистемы конверсии предусматривают охлаждение потока.

Предварительный вариант технологической схемы представлен на рис. 3.26.

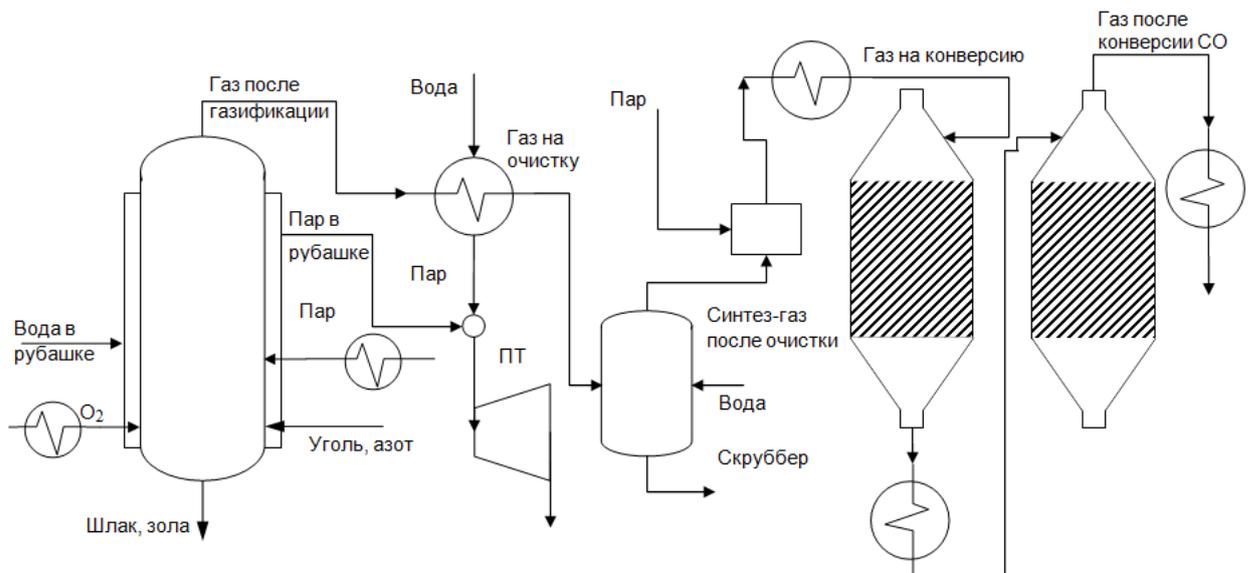


Рисунок 3.26 – Предварительный вариант схемы получения синтез-газа заданного состава

Некоторые теплообменные элементы на схеме, необходимые для обеспечения оптимальных параметров, в силу неопределенности топологии не имеют требуемых связей. Данные для реализации последующих этапов оптимальной организации системы представлены в табл.3.30. Параметры пара соответствуют номенклатуре отечественных паровых турбин.

Таблица 3.30 – Данные для энерготехнологического комбинирования

Температура после первого котла-утилизатора, К	1273
Температура после второго котла-утилизатора, К	500
Температура после скруббера (минимальная), К	323
Температура после охлаждения газа после 2й ступени конверсии	313
Расход пара 90 атм, 363-808 К в котле 1, кг/ч	764,9
Расход пара 90 атм, 363-808 К в котле 2, кг/ч	754,5
Общий расход пара на турбину, кг/ч	1519,4
Мощность, МВт	287,1

Этап 5. Декомпозиция системы на квазизамкнутые подсистемы и постановка задачи оптимального распределения нагрузок на вспомогательные элементы подсистем

Задачей данного уровня оптимальной организации системы является декомпозиция системы на квазизамкнутые подсистемы и постановка задачи оптимизации по выбору режимов работы элементов энергетического звена, которые интегрируются с целевыми процессами.

Для декомпозиции построим диаграмму средних энергетических уровней по ходу преобразования основного потока в едином масштабе 1 кмоль (рис. 3.27).

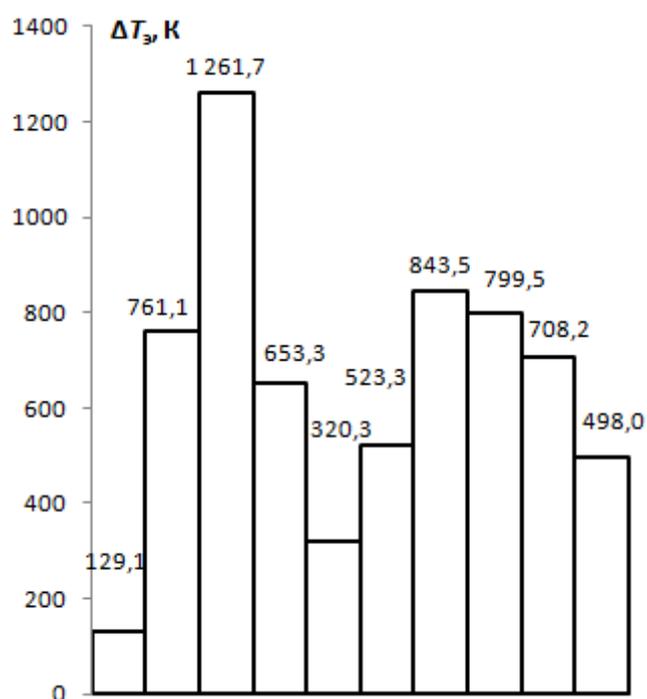


Рисунок 3.27 – Диаграмма средних энергетических уровней системы (в масштабе теплоемкости по потоку синтез-газа).

Как видно из диаграммы на рис. 3.27 в ней выделяются два пика, соответствующие двум подсистемам: газификации и конверсии.

Для проведения декомпозиции на квазизамкнутые подсистемы воспользуемся методикой, приведенной в работе [257]. С позиции этой

методики в подсистему газификации включаются первые пять преобразований, а остальные - включаются в подсистему конверсии.

При этом постановка задачи оптимизации имеет смысл только для подсистемы газификации, поскольку в ней возникла неопределенность в части оптимального распределения нагрузок между двумя котлами-утилизаторами. В подсистеме конверсии оптимальные режимы были определены в ходе решения задачи оптимизации предшествующего этапа.

Критерием выбора оптимального варианта энерготехнологического комбинирования является критерий усложнения соответствующего уровня.

В ходе оптимизации было принято, что подогрев кислорода и пара осуществляется в одном теплообменном элементе, а температура потока синтез-газа на выходе из второго парогенератора равна 400 К.

В качестве оптимизируемой переменной принимается температура потока синтез-газа после первого парогенератора, которая изменялась как в сторону уменьшения, так и в сторону увеличения по отношению к заданной в качестве исходной и равной 1273 К. При этом также принималось, что парогенератор может быть представлен как тремя (экономайзер, испаритель, пароперегреватель), так и двумя или одним элементом.

На диаграмме средних энергетических уровней для подсистемы газификации можно выделить обобщенный источник, объединяющий первые два уровня, и обобщенный сток, объединяющий следующие три уровня. Расчеты показывают, что уровень эквивалентной температуры обобщенного источника составляет 908,2 К, а уровень эквивалентной температуры обобщенного стока – 1398,4 К. То есть, налицо существенное рассогласование энергии между обобщенными источником и стоком.

Уменьшить это рассогласование в соответствии с максимумом макроэнтропии можно путем увеличения нагрузки на один и снижения нагрузки на другой парогенератор, то есть, перераспределения нагрузок между парогенераторами, что и определяет поиск оптимального решения.

Этап 6. Оптимальное распределение нагрузок между вспомогательными элементами подсистем

В работе автора [258] представлены результаты оптимизации, которые графически отражены на рис. 3.28.

Проведем анализ полученных данных оптимизации с позиции организации подсистемы газификации. Для этого рассмотрим ветви графика, начиная от исходной точки, в левую и правую его области.

Исходная точка (начальные условия соответствуют температуре 1273 К) находится в области максимальных значений критерия на правой ветви. Рассмотрим левую ветвь графика в области температур на выходе из первого котла-утилизатора ниже температуры исходной точки, соответствующей увеличению нагрузки на первый парогенератор.

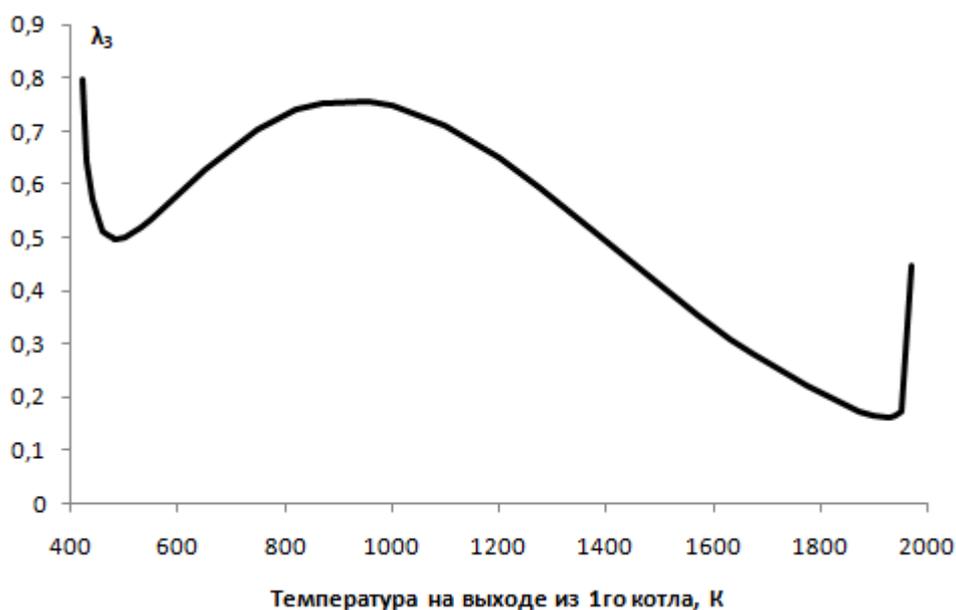


Рисунок 3.28 – Изменение критерия при перераспределении нагрузок между парогенераторами.

В табл. 3.31 представлены данные расчета при температурах ниже исходной точки.

Таблица 3.31 – Анализ результатов оптимизации при увеличении нагрузки на первый парогенератор

Температура после первого котла-утилизатора, К	1273	1173	1073	973	820
Общий расход пара на турбину, кг/ч	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612
Мощность, МВт	303,936	303,936	303,936	303,936	303,936
Критерий оптимизации λ_3	0,595913	0,667868	0,72341	0,754588	0,739739
Температура после первого котла-утилизатора, К	750	650	550	530	500
Общий расход пара на турбину, кг/ч	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612
Мощность, МВт	303,936	303,936	303,936	303,936	303,936
Критерий оптимизации λ_3	0,704762	0,627218	0,533607	0,517286	0,499808
Температура после первого котла-утилизатора, К	480	470	460	440	420
Общий расход пара на турбину, кг/ч	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612
Мощность, МВт	303,936	303,936	303,936	303,936	303,936
Критерий оптимизации λ_3	0,49000	0,502235	0,512854	0,570696	0,796795

Как следует из табл. 3.31 с понижением температуры синтез-газа после первого котла с 1273 К до 973 К значение критерия сначала возрастает с 0,595913 до 0,754588 (максимум), а затем при понижении температуры до 480 К снижается до локального минимума – 0,49 и далее снова резко возрастает. При этом, как показали расчеты, если температура после первого котла становится ниже 955 К, то первый котел выполняет функции испарителя и перегревателя, а второй котел выполняет только функцию экономайзера. Дальнейшее снижение температуры вплоть до локального минимума предполагает, что сразу за газогенератором должен устанавливаться один парогенератор с тремя элементами, который практически берет всю тепловую нагрузку на себя. А второй парогенератор выполняет функцию лишь частичного подогрева котловой воды, условно предэкономайзер. Дальнейшее резкое увеличение критерия связано с уменьшением КПД предэкономайзера.

В данном случае пар на процессы газификации и конверсии забирается с паровой турбины с отбором пара.

В табл. 3.32 представлены данные расчета при температурах выше исходной точки.

Таблица 3.32 – Анализ результатов оптимизации при уменьшении нагрузки на первый парогенератор

Температура после первого котла-утилизатора, К	1970	1950	1930	1873	1773
Общий расход пара на турбину, кг/ч	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612
Мощность, МВт	303,936	303,936	303,936	303,936	303,936
Критерий оптимизации - λ_3	0,446695	0,173457	0,161964	0,174343	0,221626
Температура после первого котла-утилизатора, К	1673	1573	1473	1373	1273
Общий расход пара на турбину, кг/ч	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612	1608,612
Мощность, МВт	303,936	303,936	303,936	303,936	303,936
Критерий оптимизации - λ_3	0,282318	0,353254	0,431795	0,514925	0,595746

Как следует из табл. 3.32, повышение температуры синтез-газа после первого парогенератора от исходной 1273К до 1930 К характеризуется монотонным снижением критерия оптимизации с 0,595913 до локального минимума - 0,161964, что существенно ниже локального оптимума на левой ветви кривой изменения критерия оптимизации.

При этом, как показали расчеты, при значении температуры после первого котла выше 1633 К, первый парогенератор вырождается в пароперегреватель, а второй парогенератор полностью выполняет функции экономайзера и испарителя.

При дальнейшем повышении температуры первый парогенератор выполняет функцию пароперегревателя лишь частично (как в случае с предэкономайзером), а вся тепловая нагрузка приходится на второй парогенератор. Резкое увеличение критерия после точки локального минимума вызвано уменьшением КПД первого пароперегревателя.

Таким образом, в обоих случаях мы имеем практически один полноценный парогенератор, несущий основную тепловую нагрузку. В

соответствии с результатами оптимизации можно предложить следующий вариант интеграции газогенератора с парогенераторами.

Уменьшение тепловой нагрузки на первый парогенератор с учетом практически реализуемых решений можно интерпретировать как водяную рубашку вокруг камеры газификации, в которой возможно получать пар низких параметров, используемый в процессе газификации. Вторым парогенератор, в котором вырабатывается силовой пар, используемый в турбине, устанавливается сразу за камерой газификации (конструктивно возможно их объединение).

В технологической системе имеется избыток тепловой энергии, вследствие чего в схему введен подогрев котловой воды в отделении подготовки химически очищенной и деаэрированной воды.

На данном этапе оптимальной организации химико-технологической системы завершается определение оптимальных нагрузок на вспомогательные элементы системы и значения входных и выходных значений температур, которые должны быть обеспечены выбором оптимальной топологии системы.

Этап 7. Выбор оптимальной топологии системы для определенного в рамках предшествующих этапов типа и множества элементов системы и заданных значениях их режимных параметров.

На данном этапе необходимо определить топологию системы, обеспечивающую заданные и оптимальные значения регламентных параметров, полученных на предшествующих этапах.

Выбор топологии системы начинается с построения модели обобщенной гипотетической структуры и оценке ее реализуемости путем исключения заведомо невозможных с точки зрения технологии связей [259].

Математическая модель гипотетической структуры ХТС представляет собой совокупность уравнений, которые отражают структурные взаимосвязи

между ними. Каждой технологической связи ставится в соответствие коэффициент структурного разделения потока K_{ij}^{pl} , характеризующий долю j -того выходного потока i -того элемента (ХТП) или q -того внешнего (0) потока, направляемые на l -тый вход элемента p [260].

В соответствии с представлением на рис.3.29 векторов входных \bar{x}_{pl} , выходных и внешних характеристик $\bar{y}_{ij}, \bar{y}_{0q}$, имеющих смысл потоков энтальпии, уравнения связей примут вид:

$$\bar{x}_{pl} = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^{N_i} K_{ij}^{pl} \bar{y}_{ij} + \sum_{q=1}^{N_v} K_{0q}^{pl} \bar{y}_{0q} \quad (3.34)$$

$$(p=1, 2, \dots, N; l=1, 2, \dots, n_p),$$

где K_{ij}^{pl} – структурный параметр; n_p – число входных потоков в элемент p ; K_{0q}^{pl} , \bar{y}_{0q} – структурный параметр и энтальпия внешнего входного потока; N_v – общее число внешних входных потоков.

Зависимость (3.34) характеризует гипотетическую структуру системы с возможными вариантами ее топологии.

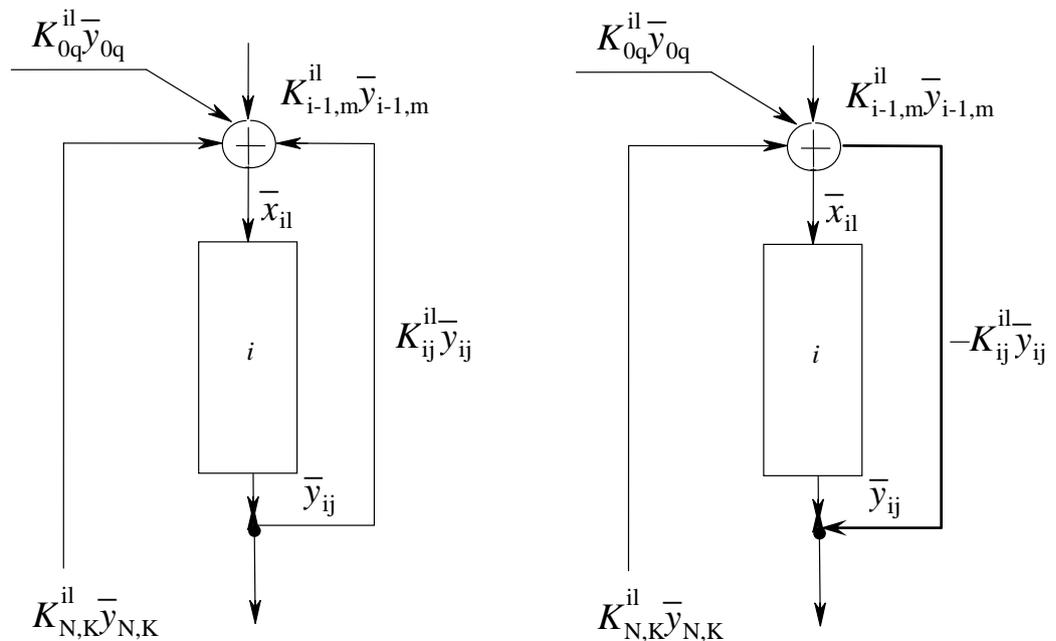


Рисунок 3.29 – Отображение векторов входных и выходных потоков в ХТС

Структурные параметры $\{K\}$, входящие в систему уравнений, удовлетворяют ограничениям:

$$\begin{aligned}
 0 \leq K_{ij}^{pl}, K_{oq}^{pl} \leq 1 & \quad i = 1, 2, \dots, N \\
 \sum_{p=1}^N \sum_{l=1}^{n_p} K_{ij}^{pl} \leq 1 & \quad j = 1, 2, \dots, N_i \\
 \sum_{p=1}^N \sum_{l=1}^{n_p} K_{oq}^{pl} \leq 1 & \quad q = 1, 2, \dots, N_v
 \end{aligned} \tag{3.35}$$

Если структурный параметр $0 < \{K\} \leq 1$, то взаимосвязь существует, если $\{K\} = 0$ – то такая связь отсутствует.

Если число элементов ХТС равно $N = \sum_{i=1}^n K_i$, то максимальное число связей между ними будет $N(N-1)$.

При оценке реализуемости технологических связей уменьшается размерность задачи оптимизации и соответственно количество альтернативных вариантов топологии ХТС.

Например, потоки кислорода и пара безальтернативно должны подаваться в газогенератор, а второй поток пара – в реактор конверсии. Парогенератор для выработки силового пара, как было отмечено, должен быть установлен сразу за газогенератором, возможно в едином модуле, что исключает альтернативные варианты его соединения с другими элементами.

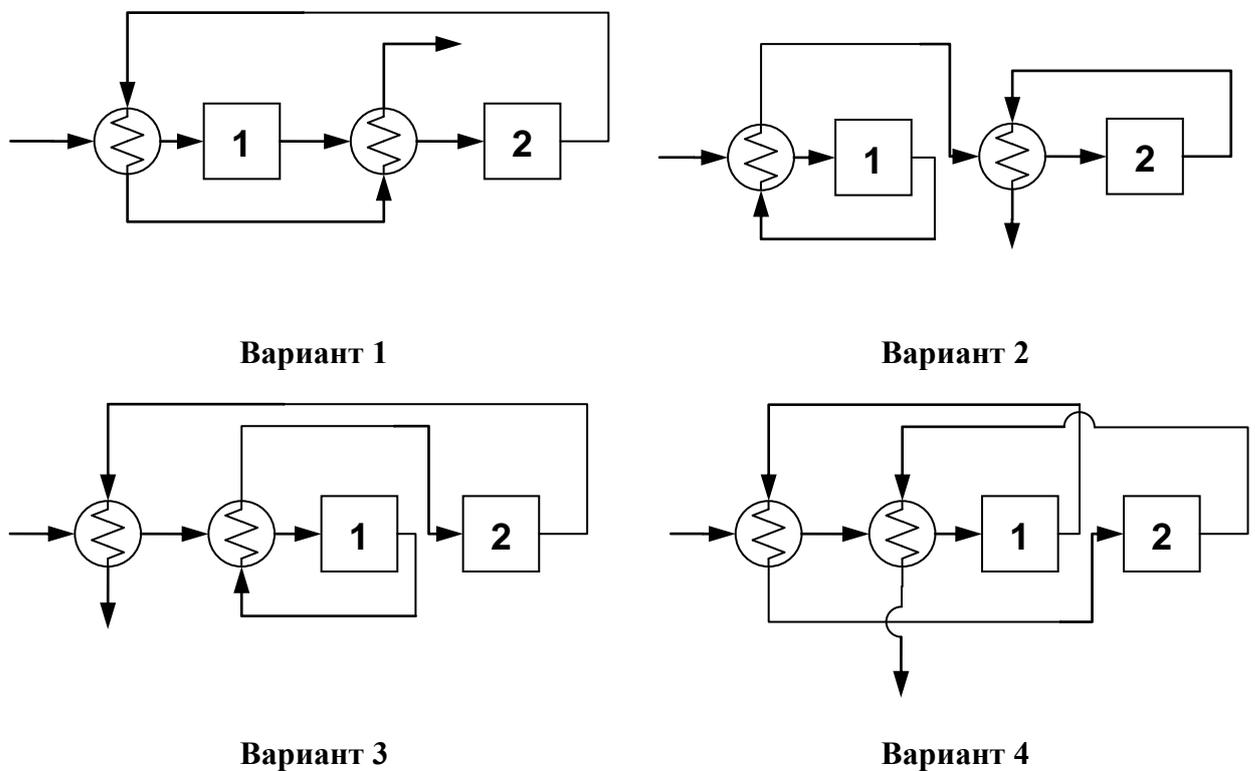
Таким образом, в подсистеме газификации технологические связи по потоку синтез-газа жестко определены, не определен источник теплоты для подогрева потоков кислорода и пара.

Как следует из табл. 3.27, преимущество имеет вариант организации отделения конверсии в две ступени, функционирующие в высокотемпературной области. Для выбора оптимальной топологии отделения конверсии необходимо дополнить виртуальную систему элементами энергетического звена, которые обеспечивают определенные в ходе оптимизации температуры на входе в каждую ступень конверсии.

Таким образом, отделение конверсии будет представлено 4 элементами (две ступени конверсии и два теплообменника). При условии существования между N элементами только одной связи максимальное количество структурных решений будет $N(N-1)$, то есть в данном случае 12.

При этом чтобы исключить анализ всех возможных вариантов и уменьшить размерность задачи поиска топологии, будем исходить из того, что в отделении конверсии имеется только два источника теплоты – это потоки после ступеней конверсии, а также, что последовательность ступеней определена. Поэтому в качестве альтернатив можно рассмотреть только 4 варианта топологии, представленные на рис. 3.30.

Оценка каждого варианта топологии предполагает необходимость обеспечения полученных ранее оптимальных температур перед ступенями конверсии, а также оценку количества остаточной теплоты, необходимой для подогрева газифицирующих агентов в отделении газификации.



Обозначения: 1,2 – ступени конверсии

Рисунок 3.30 – Рассматриваемые варианты топологии отделения конверсии

Как показали расчеты, представленные в табл. 3.33, варианты 1 и 4 не обеспечивают требуемые значения оптимальных температур на входе в первую и вторую ступени конверсии.

Варианты топологии 2 и 3, в свою очередь, обеспечивают требуемые оптимальные температуры и имеют одинаковый остаточный тепловой потенциал потока, достаточный не только для подогрева газифицирующих агентов: кислорода и пара, до более высоких температур – T_k и T_p соответственно, но и для получения дополнительных тепловых ресурсов, например, бойлерной воды.

Окончательное заключение по выбору оптимальной топологии можно сделать, сравнив суммарную тепловую нагрузку на теплообменники и суммарную поверхность теплопередачи (неэнергетические затраты).

Таблица 3.33 – Результаты сравнения вариантов топологии отделения конверсии

Вариант отделения конверсии	Температура на входе в 1 ступень конверсии, К	Температура на входе в 2 ступень конверсии, К	Температура на выходе из отделения конверсии, К	Остаточный тепловой потенциал, МДж/ч
Вариант 1	735	673	651,2	1358,33
Вариант 2	753	673	647,5	1343,66
Вариант 3	753	673	647,5	1343,66
Вариант 4	729	673	646,7	1340,24
	Суммарная тепловая нагрузка на теплообменники, МДж/ч		Суммарная поверхность теплопередачи, м ²	
Вариант 2	1877,78		174,743	
Вариант 3	1485,26		94,143	

В варианте 3 неэнергетические затраты наименьшие, поэтому именно этот вариант интегрируется с газификацией в общую систему.

С учетом выбранного оптимального варианта топологии отделения конверсии и исходных данных по оптимальной организации газификации можно представить вариант объединенной системы, включающий газификацию и конверсию (рис. 3.31).

Полученное техническое решение принципиально отличается от существующих, в которых процесс двухступенчатой конверсии представлен, как правило, высоко- и низкотемпературными стадиями [254].

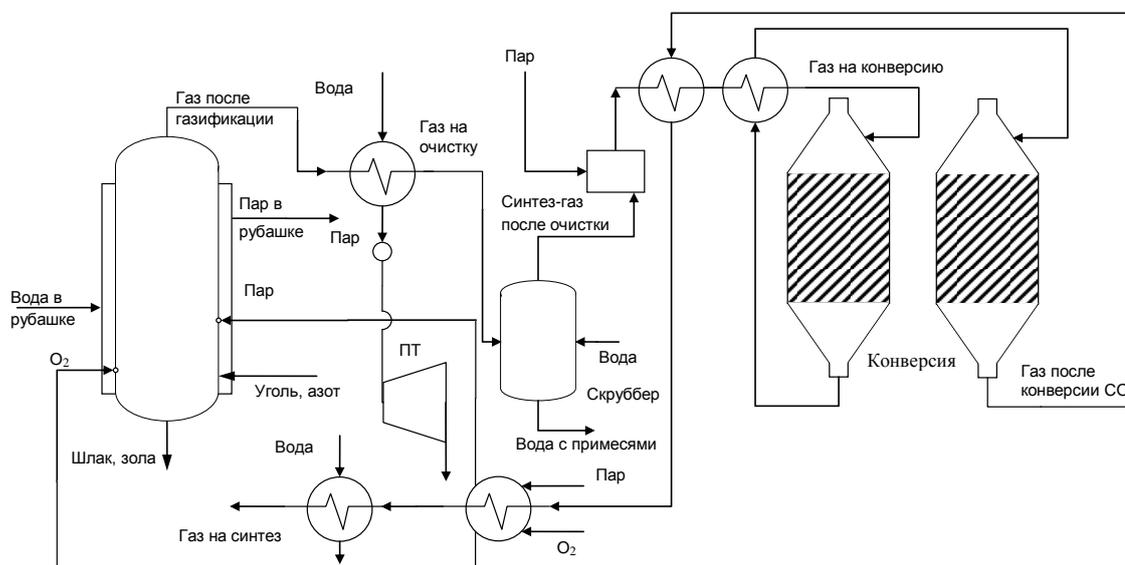


Рисунок 3.31 – Оптимальный вариант объединенной системы газификации бурого угля и конверсии для синтеза метанола и высших спиртов

В табл. 3.34 представлены некоторые интегральные показатели системы.

Таблица 3.34 – Сравнение расходных показателей технологических систем

Вариант системы	Характеристики установки (расходные показатели и мощность паровой турбины)			
	Производительность по целевому продукту (H ₂ +CO), кг/ч	Расход кислорода на технологию, кг/ч	Расход пара общий на технологию, кг/ч	Мощность паровой турбины, кВт
Существующий	716,0	751,8	722,0	330,6
Оптимальный	727,8	733,8	633,9	329,6

Примечание: Расход бурого угля в схемах одинаков и равен 1000 кг/ч

Как следует из табл. 3.34 в предлагаемом техническом решении при одном и том же расходе угля увеличивается производительность по целевому продукту (H₂+CO), который необходим для синтеза метанола и высших спиртов, сокращается расход кислорода на процесс газификации на 18 кг/ч на 1 тонну угля при практически неизменной мощности паровой турбины, работающей на вторичном силовом паре за счет общего снижения расхода пара на технологию.

При этом технологическая система полностью обеспечена собственными ресурсами теплоты для проведения целевых процессов. Учитывая, что производство кислорода энергоемкий процесс, экономия кислорода на газификацию в условиях промышленных газогенераторов мощностью от 50 до 100 т/ч может быть значительной.

Улучшение эксплуатационных показателей синтезированной системы обеспечивается оптимальными режимами работы целевых процессов, оптимальным распределением нагрузок между элементами (парогенераторами и степенями конверсии) и оптимальной топологией системы.

3.5 Разработка мультифункционального энерготехнологического способа использования попутного нефтяного газа шельфовых месторождений

По данным Министерства природных ресурсов и экологии Российской Федерации ежегодная средняя добыча попутного нефтяного газа (ПНГ) в России составляет около 56 млрд. куб. м. Часть этих запасов сосредоточена на шельфах, в том числе в Арктическом регионе.

По сведениям Геологической службы США (USGS) в Арктическом регионе сконцентрировано более 22% мировых запасов углеводородного сырья, в том числе, 30% природного газа, 20% газового конденсата и 13% сырой нефти. При этом практически до 70% ожидаемых запасов сосредоточено именно в российском секторе. По прогнозам к 2035 году Россия будет добывать на своем Арктическом шельфе до 30 млн. тонн нефти и 130 млрд. м³ газа в год.

Наиболее важной проблемой добычи нефти на шельфах является их удаленность от источников энергии. При этом в зависимости от назначения объекта нефтегазового промысла эксперты приводят следующие характеристики генерирующих мощностей: на собственные нужды – от 5 до 10 МВт и на энергообеспечение процесса добычи нефти – от 30 до 40 МВт.

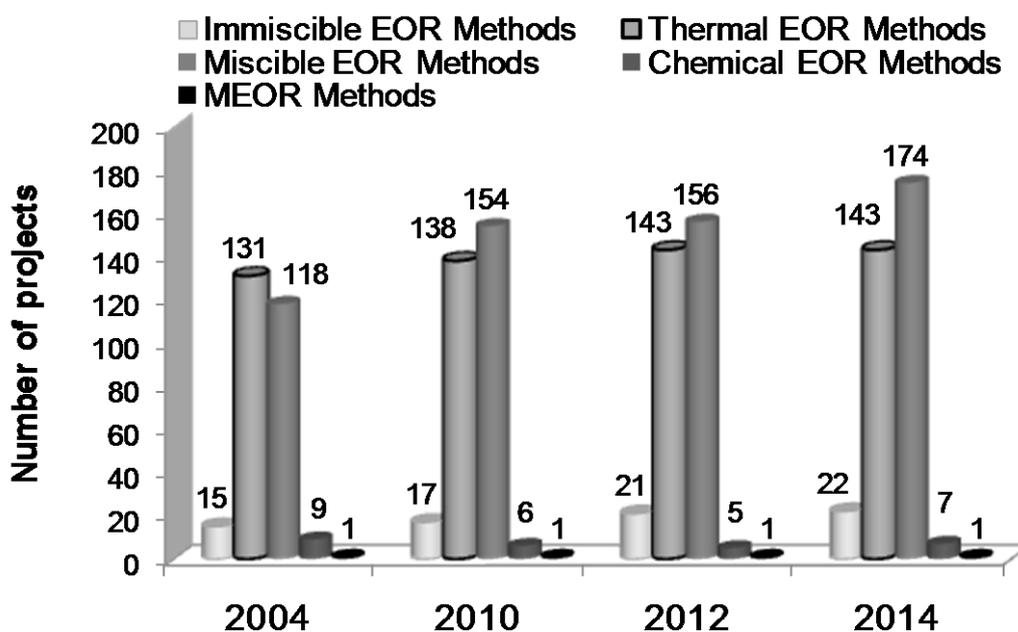
Другой проблемой нефтедобычи в целом является невысокие коэффициенты извлечения сырья, связанные с ограниченностью дешевых ресурсов для реализации перспективных методов повышения нефтеотдачи месторождений и производительности нефтяных скважин.

Во введении обосновано использование методов повышения коэффициентов извлечения нефти (КИН) в рамках общей проблемы по улавливанию и захоронению диоксида углерода (Carbon Capture and Storage – CCS).

При этом эффективность использования газовых методов повышения нефтеотдачи подтверждена на примере традиционных нефтяных

месторождений, в частности, месторождение Weyburn, Северная Дакота, Канада, для которого коэффициент извлечения нефти за счет использования диоксида углерода в сверхкритическом состоянии практически удваивается.

На рис. 3.32 приведена динамика проектов по использованию различных методов повышения нефтеотдачи месторождений [По данным источника: *Abu El Ela M., Sayyouh H., El Tayeb S. An integrated approach for the application of the enhanced oil recovery projects // Journal of Petroleum Science Research. — 2014. — 3(4). — P. 176–188*].



Обозначения: Immiscible EOR Methods – газовые методы, несмешивающийся режим вытеснения нефти;

Miscible EOR Methods – газовые методы, смешивающийся режим вытеснения нефти; в данную группу входит и закачка в пласт диоксида углерода;

MEOR Methods – микробные (биологические) методы;

Thermal EOR Methods – термические методы увеличения нефтеотдачи пластов;

Chemical EOR Methods – химические методы увеличения нефтеотдачи пластов.

Рисунок 3.32 – Статистика по использованию методов увеличения нефтеотдачи в мире

При этом для обеспечения максимальной рентабельности нефтедобычи, разрабатываемые технические решения должны быть

эффективны и ориентированы на одновременное решение комплекса задач, а именно:

- создание отечественных установок с высокими термодинамическими КПД;
- энерготехнологическое использование попутного нефтяного газа;
- глубокое улавливание парникового газа – диоксида углерода;
- глубокая рекуперация остаточной теплоты газовых потоков;
- минимизация теплового загрязнения окружающей среды;
- энергообеспечение шельфовых месторождений;
- повышение производительности скважин и КИН;

В настоящее время на единственном месторождении Арктического шельфа в России платформе «Приразломная» в Баренцевом море используются 2 газотурбинные установки компании GE (Дженерал Электрик, США) на попутном нефтяном газе мощностью по 28 МВт каждая. Имеется система утилизации остаточной теплоты. Однако в России к настоящему моменту нет энергетического оборудования для шельфовых, в том числе арктических месторождений, поэтому целесообразным является разработка отечественного оборудования для решения комплекса вышеперечисленных задач. Данная проблема решалась в контакте с Институтом арктических нефтегазовых технологий Российского университета нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина.

Поставленные задачи могут быть успешно решены на основе эффективных многофункциональных установок (энергоблоков), позволяющих не только обеспечивать энергией собственно промышленную площадку и процесс нефтедобычи, но и получить дешевый ресурс в виде диоксида углерода в жидком или сверхкритическом состоянии для использования его с целью повышения нефтеотдачи и одновременного решения природоохранных задач. При этом такие многоцелевые установки

должны быть ориентированы на имеющиеся ресурсы шельфовых месторождений.

Параметры пилотной многофункциональной установки (энергоблока), разрабатываемой в рамках настоящей работы и представленные в работе автора [261], выбирались таким образом, чтобы вырабатываемая полезная мощность составляла не менее 10 МВт, что обеспечивало бы собственные потребности промышленной площадки в электроэнергии. При этом характеристики эффективности данной установки не должны уступать лучшим зарубежным аналогам. Для разработки энергоблока большей мощности потребуется масштабирование предлагаемого решения.

Способы использования энергии высокого потенциала хорошо известны. Как было отмечено, на платформе «Приразломная» установлено два газотурбинных агрегата, реализующих цикл Брайтона. Для более глубокой рекуперации остаточной теплоты дымовых газов и минимизации теплового загрязнения окружающей среды цикл Брайтона целесообразно усилить паротурбинной установкой на низкокипящих рабочих телах (НРТ), реализующей цикл Ренкина. Выработка энергии с единицы греющего теплоносителя в циклах с НРТ в 2-3 раза выше по сравнению с пароводяными циклами.

В этой связи задачами исследования являются:

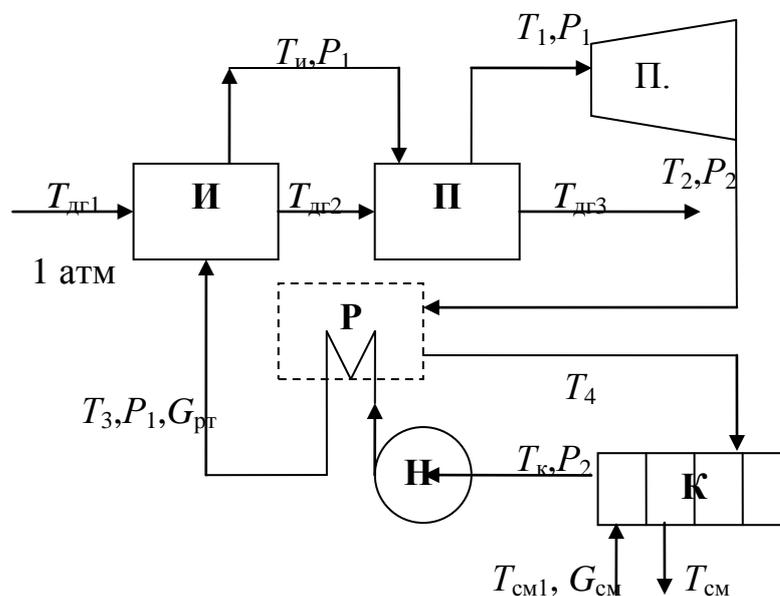
- выбор оптимальной структуры и оптимального низкокипящего рабочего тела цикла Ренкина из исходной выборки НРТ класса легких углеводородов;
- выбор способа улавливания диоксида углерода из дымовых газов, интегрируемого с энергетическим модулем на основе объединения циклов Брайтона и Ренкина;
- разработка технического предложения многофункциональной установки мощностью не менее 10 МВт с генерацией диоксида углерода в сверхкритическом состоянии с давлением не менее 20 МПа;

– сравнительный анализ термодинамической эффективности полученного технического решения с современным зарубежным аналогом установки VENZ-4 (Компании Mayfair Energy Group – MEG).

Генерация диоксида углерода в жидком состоянии требует меньших затрат энергии на сжатие, чем генерация сверхкритического CO_2 .

Цикл Ренкина представляет собой замкнутый термодинамический цикл, в котором НРТ циркулирует в замкнутом контуре, исключая его попадание в окружающую среду. Исследовались две структуры цикла Ренкина: классическая и с регенератором, который предназначен для частичного подогрева рабочего тела, нагнетаемого насосом в испаритель за счет остаточной теплоты после турбины.

На рис. 3.33 представлена принципиальная схема цикла Ренкина с регенератором.



Обозначения: **И, П** – испаритель – пароперегреватель НРТ; **П.Т** – паровая турбина; **К** – конденсатор; **Н** – насос по перекачке НРТ; **Р** – регенератор

Рисунок 3.33 – Расчетный вариант схемы цикла Ренкина

В качестве хладагента в цикле Ренкина, используемого при добыче нефти на шельфовых, в том числе арктических месторождениях, могут выступать либо морская вода, либо воздух.

Выбор оптимальной структуры и рабочего тела осуществлялся на основании минимума критерия организованности следующего вида:

$$\lambda_3 = n_3 \frac{K_3}{\eta_{T3}} + n_2 \frac{K_2 \cdot K_3}{\eta_{T2} \cdot \eta_{T3}} \frac{T_{cp,3}}{T_{cp,2}} \frac{\Delta\Gamma_2^{в\text{ых}}}{\Delta\Gamma_3^{в\text{х}}} + n_1 \frac{K_1 \cdot K_3}{\eta_{T1} \cdot \eta_{T2} \cdot \eta_{T3}} \frac{T_{cp,3}}{T_{cp,1}} \frac{\Delta\Gamma_1^{в\text{ых}}}{\Delta\Gamma_3^{в\text{х}}}, \quad (3.36)$$

где, опуская индексы, λ , n , K , η_T , – критерий организованности, весовой коэффициент, фактор затрат на организацию процесса и термодинамический КПД соответственно; T_{cp} , $\Delta\Gamma^{в\text{х}}$, $\Delta\Gamma^{в\text{ых}}$ – средняя температура, статистические веса на входе и выходе соответственно. Индексы относятся к элементам системы. Методики расчета составляющих критерия представлены ранее.

Выражение (3.36) представляет собой критерий 3-го уровня усложнения системы - λ_3 , когда она представлена 3 элементами, в данном случае испарителем-перегревателем, турбиной и конденсатором с насосом (или конденсатором, объединенным с насосом и регенератором).

Как отмечалось ранее, по физическому смыслу критерий организованности представляет безразмерную стоимость единицы информации по аналогии с критерием в эксергоэкономическом подходе – стоимостью единицы эксергии. Исследовались низкокипящие рабочие тела, которые представляли собой ряд легких углеводородов, имеющих температуры кипения вблизи температур хладагентов шельфовых месторождений, а именно: изобутан, изопентан и н-пентан.

Исходя из необходимости генерации полезной мощности не менее 10 МВт, в качестве исходных данных принимался расход попутного нефтяного газа равный 3500 Нм³/ч. Состав ПНГ в мольных процентах представлен в табл. 3.35

Таблица 3.35 – Состав попутного нефтяного газа, мольн. %

CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	i-C ₄ H ₁₀	n-C ₄ H ₁₀	N ₂	CO ₂
83,4	5,1	6,2	2,6	1,5	1	0,2

Данный состав и объемный расход соответствует массовому расходу 3179,46 кг/ч. Температура дымовых газов на выходе из цикла Брайтона по данным используемых на практике газотурбинных агрегатов равна 460-500 °С. В расчетах была принята температура 490 °С.

Расчеты показали (табл. 3.36), что организованность цикла Ренкина с регенератором выше классического варианта.

Таблица 3.36 – Сравнение критериев организованности вариантов цикла Ренкина

Вариант структуры цикла Ренкина	Оптимальное рабочее тело	Критерий организованности λ_3
Классический	Н-Пентан	$7,42 \cdot 10^8$
С регенератором	Изопентан	17727,7

На рис. 3.34 представлена гистограмма изменения критерия организованности от вида рассматриваемого рабочего тела для цикла Ренкина с регенератором.



Рисунок 3. 34 – Результаты расчета критерия организованности для исследуемых рабочих тел в цикле Ренкина с регенератором.

Полученные результаты согласуются с одной стороны с зарубежным опытом использования установок цикла Ренкина, представленным в разделе

1.2.1.2, а с другой – с параметрами и ресурсами охлаждающих агентов, имеющихся на месторождениях Арктического шельфа.

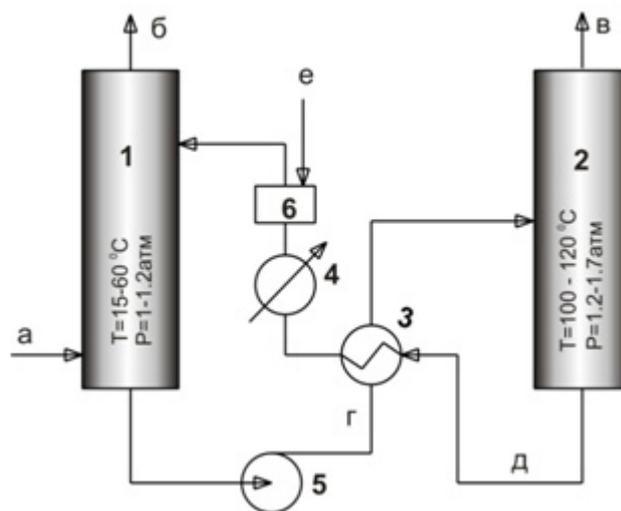
Таким образом, оптимальным решением (минимальное значение критерия организованности) энергетического модуля многофункциональной установки для шельфовых, в том числе арктических месторождений является сжигание попутного нефтяного газа в камере сгорания газотурбинной установки, усиленной циклом Ренкина с регенератором и рабочим телом, являющимся изомером пентана. В такой комбинации вырабатывается максимальное количество электроэнергии при минимальных затратах холода при параметрах окружающей среды, что обеспечивает максимальную эффективность технического решения за счет того, что эксергия любого количества ресурса из окружающей среды (вода, воздух) принимается равной нулю [23].

Оптимальная организация энергетического модуля определяет выбор способа улавливания диоксида углерода из дымовых газов, который должен быть интегрирован в единую многофункциональную установку.

Исходя из результатов оптимизации, позволяющих максимально охладить поток дымовых газов на выходе из энергетического модуля, для улавливания из них диоксида углерода был выбран традиционный способ улавливания CO_2 химическими растворителями.

На рис. 3.35 представлена принципиальная схема улавливания диоксида углерода из дымовых газов с помощью моноэтаноламина (МЭА).

Особенностями данной технологии, часто используемой на практике, являются возможность улавливания диоксида углерода при давлениях от 0,01 до 0,6 МПа и температурах входного потока дымовых газов от 15 до 85 °С при достижении степеней улавливания диоксида углерода более 87%.



Обозначения: а – дымовые газы; б – очищенный газ; в – выделившийся CO_2 ; г – насыщенный раствор абсорбента; д – обедненный («тощий») раствор абсорбента; е – подпиточная вода; 1 – блок абсорбции; 2 – блок десорбции; 3 – рекуперативный теплообменник; 4 – холодильник; 5 – насос; 6 – емкость для подпиточной воды.

Рисунок 3. 35 – Принципиальная технологическая схема очистки дымовых газов от диоксида углерода

Принимая во внимание необходимость генерации диоксида углерода в сверхкритическом состоянии, в многофункциональной установке предусматривается подсистема сжатия диоксида углерода до избыточного давления не менее 20 МПа в четыре стадии с промежуточным охлаждением и осушкой.

Расчеты интегрированной схемы проводились в программном комплексе ChemCad, которые показали, что количество тепловой энергии, получаемой в энергетическом модуле, достаточно для десорбции диоксида углерода в модуле улавливания диоксида углерода.

На рис. 3.36 представлена расчетная схема в программном комплексе ChemCad многофункциональной установки на попутном нефтяном газе для шельфовых месторождений.

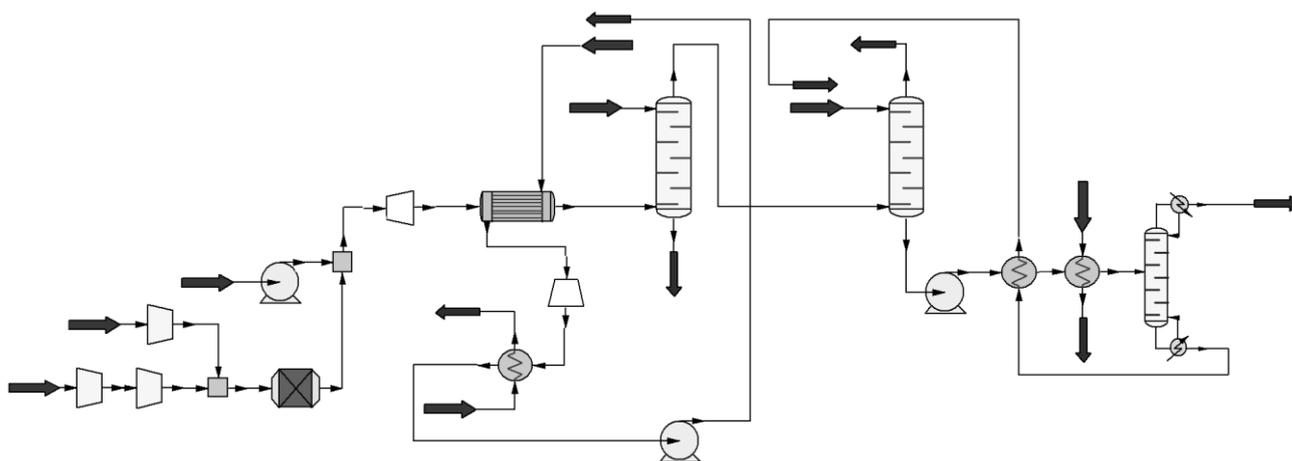


Рисунок 3.36 – Расчетная схема пилотного многофункционального энергоблока для шельфовых месторождений в программе ChemCad (без подсистемы сжатия)

В табл. 3.37 приведены некоторые характеристики установки и баланс мощности многофункциональной установки (энергоблока) на попутном нефтяном газе для шельфовых месторождений.

Таблица 3.37 – Некоторые характеристики и баланс мощности многофункциональной установки

Расход попутного нефтяного газа, $\text{Нм}^3/\text{ч}$	3500
Выработка сверхкритического CO_2 , кг/ч	8451,054
Суммарный расход воды, кг/ч	484828,1
Баланс мощности, кВт	
Воздушный компрессор	14115,17
Компрессор ПНГ	612,1374
Насосы	49,3
Турбина газовая	25984,2
Турбина цикла Ренкина	3625,43
Суммарная выработка без учета затрат на сжатие	14833,06
Затраты на сжатие CO_2 (20 МПа)	1147,948
Суммарная выработка мощности с учетом затрат на сжатие	13685,1

Согласно данным табл. 3.37 затраты на сжатие диоксида углерода до 20 МПа не превышают 10% от вырабатываемой мощности энергоблока.

В расчетном варианте пилотной многофункциональной установки диоксид углерода вырабатывается в сверхкритическом состоянии с давлением 20 МПа для возможных воздействий на пластовую нефть с целью

повышения коэффициента извлечения нефти. Выработка полезной мощности увеличивается при генерации диоксида углерода в жидком состоянии для воздействия на призабойную зону добывающей скважины для повышения производительности. При этом установка состоит из малообслуживаемых модулей, что сокращает эксплуатационные затраты.

В табл. 3.38 приведено сравнение расчетных показателей энергоэффективности (эксергетического КПД) разработанного технического решения и современного зарубежного аналога установки *VENZ-4* (Компании *Mayfair Energy Group – MEG*).

Как следует из табл.3.38 эксергетический КПД предлагаемой многофункциональной установки в сравнении с установкой *VENZ-4* несколько превышает соответствующий показатель зарубежного аналога.

Таблица 3.38 – Сравнение характеристик многоцелевых установок

	Технология <i>VENZ-4</i> <i>Mayfair Energy Group (MEG)</i>	Автономный энергоблок нового поколения
Попутный газ	1 875 Нм ³ /час	3500 Нм ³ /час
Количество CO ₂	98.5 – 127.8 т./сут.	202,9 т/сутки
Состояние CO ₂	жидкий	сверхкритический (20,0 МПа, 200 °С)
Электрическая мощность	8 085 – 9 490 кВт	13 685 кВт
Вода (конденсат)	Конденсат (71.5 – 83.8 т./сут.)	Вода (500 м ³ /ч)
Эксергетический КПД	49,8 % (Эффективность по данным разработчика 42,1%)	52,2 %

Кроме того, в случае генерации в установке *VENZ-4* диоксида углерода в сверхкритическом, а не в жидком состоянии, потребуются дополнительные затраты мощности на его сжатие до требуемых параметров, что приведет к снижению эксергетического КПД зарубежного аналога.

При воздействии на призабойную зону добывающей скважины сверхкритическим диоксидом углерода предположительно возможно

осуществлять комплексное термогазодинамическое воздействие путем термического воздействия горячим CO_2 на ствол скважины, совмещенное с эффектом газового лифта и уменьшением вязкости нефтяного флюида, при растворении нефти в CO_2 . Однако этот способ требует дополнительного исследования.

Анализ результатов

1. Для повышения рентабельности добычи нефти на шельфовых месторождениях целесообразно применять многофункциональные установки (энергоблоки), ориентированные на использование собственных ресурсов попутного нефтяного газа и холода.

2. На основе методологии оптимальной организации систем было обосновано техническое решение многофункциональной установки на попутном нефтяном газе полезной мощностью 13,6 МВт и генерацией диоксида углерода в количестве 202,9 т/сутки в сверхкритическом состоянии давлением до 20 МПа.

3. Разработанное техническое решение энергетического модуля многофункциональной установки на основе совмещения цикла Брайтона (газотурбинный цикл) и цикла Ренкина на изопентане находится в тренде современных разработок по использованию цикла Ренкина (глава 1), что подтверждает работоспособность теоретического подхода.

4. Показано, что эксергетический КПД предлагаемого технического решения превосходит показатели зарубежного аналога за счет оптимальной организации энергетических потоков в интегрированной химико-технологической системе.

5. Предлагаемое техническое решение, разработанное в контакте с Институтом арктических нефтегазовых технологий Российского университета нефти и газа им. И.М. Губкина, принято к внедрению для разработки технического задания многофункционального энергосберегающего оборудования месторождений Арктического шельфа по программе импортозамещения.

3.6 Оптимальная организация теплоэнергетических систем с высокими термодинамическими КПД

Данный раздел касается оптимальной организации теплоэнергетических систем, имеющих коммерческий потенциал использования.

Работы проводились в соответствии с критериями и целевыми показателями Программы ПАО «Газпром» по энергосбережению на период до 2020 г. по разработке инновационных технических решений магистральной транспортировки природного газа, снижения его удельных расходов на собственные технологические нужды, повышения производительности трубопроводного транспорта и минимизации потерь энергии в производственно-технологических процессах основных видов деятельности, а также в рамках договоров по разработке и внедрению программного обеспечения оптимальной организации теплоэнергетических систем на основе эксергетических показателей, который был применен при подготовке технико-коммерческого предложения по оптимальной организации системы рекуперации по программе модернизации нагревательных печей АО «ННК-ХАБАРОВСКИЙ НПЗ» и при разработке опытных образцов газотурбинных установок (ГТУ) мощностью 100 кВт и более на Челябинском турбинном заводе по заданию АО «СКБ Турбина».

Оптимальная организация линейных компрессорных станций по транспортировке природного газа

Объектом исследования по согласованию с ООО «НИИ Газэкономика» (ПАО «Газпром») были линейные компрессорные станции по транспортировке природного газа. Актуальность исследования мотивирована возможностью широкого тиражирования разрабатываемых технических решений на объектах ПАО «Газпром».

Например, в ведении только ООО «Газпром Трансгаз Югорск» находится 220 компрессорных станций, включающих 1167 газоперекачивающих агрегата общей мощностью 15718 МВт.

Исследование предусматривало применение разработанных научных и методических основ оптимальной организации химико-технологических систем для решения практических задач по оптимальной организации линейных компрессорных станций (КС), в том числе, на основе многоцелевых установок полигенерации с высокими показателями энергоэффективности. В состав промышленной площадки линейных компрессорных станций входят производственные и вспомогательные сооружения, непосредственно связанные с технологическим процессом сжатия газа: площадка газоперекачивающих агрегатов (ГПА), размещенных в индивидуальных или общем зданиях; установка очистки газа; установка охлаждения газа с трансформаторной подстанцией; установка подготовки топливного, пускового и импульсного газов; производственно-энергетический блок (операторная диспетчерская, котельная, аккумуляторная, компрессорная, дизельная электростанция, помещения персонала и др.); блок масляного хозяйства; склад горюче-смазочных материалов, резервуар пенного пожаротушения и служебно-производственный комплекс КС.

Основными направлениями оптимальной организации линейных КС являются:

- оптимизация распределения нагрузок на ступени осевого компрессора с целью максимизации выработки мощности ГПА;
- обоснование целесообразности замены центробежного нагнетателя на дожимающее устройство с большим термодинамическим КПД с целью увеличения производительности перекачиваемого газа без увеличения

потребляемой мощности, либо экономии мощности при неизменной производительности;

- разработка инновационного технического решения по глубокой утилизации остаточной теплоты дымовых газов на основе оптимальной интеграции ГПА и цикла Ренкина;
- разработка инновационного технического решений на основе использования новых низкокипящих рабочих тел по совмещению интегрированного варианта ГПА и цикла Ренкина с системой отопления КС.

В результате проделанной работы были получены следующие рекомендации по оптимальной организации линейных КС, подтвержденные актом о внедрении:

1. Обоснована целесообразность замены центробежного нагнетателя (ЦН), используемого в системе транспортировки газа в качестве дожимающего устройства на линейных КС, на осевой компрессор (ОК), позволяющий без увеличения потребляемой мощности повысить производительность по транспортируемому газу (или сократить затраты мощности) от 5 до 7% за счет более высокого термодинамического КПД.
2. Разработано техническое решение по замене теплоутилизационного блока КС на основе теплообменного оборудования на автономную установку цикла Ренкина для более полной рекуперации остаточной теплоты дымовых газов и выработки дополнительных электрических мощностей на собственные нужды. По сравнению с реализуемым в настоящее время в рамках энергосервисного контракта техническим решением (прототипом) по использованию цикла Ренкина на компрессорной станции «Октябрьская» ООО «Газпром трансгаз Югорск», разработанное инновационное техническое решение позволяет выработать дополнительно до 9 МВт электрической мощности на один газоперекачивающий агрегат (ГПА), что

вдвое превышает выработку мощности в предлагаемом к реализации прототипе.

3. Разработано техническое решение интегрированного варианта ГПА с циклом Ренкина при совмещении его с системой отопления зданий и сооружений КС на основе использования новых рабочих тел в цикле Ренкина, позволяющее отказаться от градирни и генерировать до 5,2 МВт электрической и до 35 МВт тепловой мощностей с отопительным графиком: 80–50°С в расчете на один ГПА.

Оптимальная организация нагревательных печей нефтеперерабатывающих заводов

Нагревательные печи нефтеперерабатывающих заводов предназначены для нагревания рабочих сред (нефть, мазут и т.п.). Топливом в печах чаще всего является мазутная фракция (реже, топливный газ). В печах происходит не только нагрев рабочих сред, но и может происходить выработка пара для подачи вместе с мазутом в печь на сгорание. Это способствует снижению вязкости топлива и улучшению экологических показателей при сгорании.

В рамках программы модернизации нагревательных печей АО «ННК-ХАБАРОВСКИЙ НПЗ» и поставки многоходового рекуператора были проведены исследования по перераспределению тепловых нагрузок в соответствии с методологией оптимальной организации систем между многоходовым рекуператором пластинчатого типа и нагревательной печью, которое приводит к экономии топлива в печи.

Исходные данные были предоставлены АО «ННК ХАБАРОВСКИЙ НПЗ» и ООО «Бушевецкий завод».

Некоторые исходные данные по многоходовому рекуператору представлены в табл. 3.39.

Таблица 3.39 – Исходные данные по рекуператору

		Параметр	Ед. изм.	Вариант AISI 430
Исходные данные	ДЫМ	Температура на входе	°С	430,0
		Температура на выходе	°С	290
		Объем дымовых газов	Нм ³ /час	134 800
	ВОЗДУХ	Температура на входе	°С	50
		Температура на выходе	°С	302
		Объем воздуха	Нм ³ /час	77 470

Состав дымовых газов по данным АО «ННК ХАБАРОВСКИЙ НПЗ» представлен в табл.3.40.

Таблица 3.40 – Состав дымовых газов

Состав дымового газа, мольные доли (100% Gas)	
N ₂	0,7221
O ₂	0,0175
CO ₂	0,1018
H ₂ O	0,1586
SO ₂	0,000001

За счет перераспределения тепловых нагрузок между рекуператором и нагревательной печью тепловые нагрузки на ступени рекуператора соответственно возросли: в первой ступени на 13,8%, во второй ступени на 38,8%, в третьей ступени на 7,6 % и в четвертой ступени на 52,7%.

В табл. 3.41 представлены результаты, вошедшие в технико-коммерческое предложение поставки многоходового рекуператора по программе модернизации нагревательных печей АО «ННК ХАБАРОВСКИЙ НПЗ».

Таблица 3.41 – Результаты оптимизации подсистемы рекуперации с нагревательной печью

Ступень рекуператора	I	II	III	IV
Температура воздуха на входе, °С	105,2	85,5	124,1	50,0
Температура воздуха на выходе, °С	186,8	164,1	185,5	124,1
Температура дымовых газов на входе, °С	430,0	386,5	346,0	316,1
Температура дымовых газов на выходе, °С	386,5	346,0	316,1	280,1
Тепловая нагрузка, МДж/ч	9370,88	8622,1 7	6291,2 6	7534,6 0
Потери эксергии в рекуператоре, МДж/ч оптимальный/ исходный варианты	6803,18 /5325,73			
Экономия эксергии при снижении нагрузки в печи, МДж/ч	4091,73			
Общие потери эксергии, МДж/ч (снижение потерь в %)	2711, 45 (51%)			
Общая экономия топлива, Нм3/год на 1 печь	7620,72			

При этом, как видно из табл. 3.41 потери эксергии в рекуператоре повышаются за счет увеличения тепловой нагрузки, а в нагревательной печи соответственно понижаются при неизменной общей тепловой нагрузке, что приводит в итоге к экономии работоспособной энергии и топлива.

Оптимальная организация газотурбинных установок при использовании природных энергоносителей

Работы выполнялись в рамках задания АО «Специальное Конструкторское Бюро «ТУРБИНА» (СКБ ТУРБИНА г. Челябинск, ранее Челябинский турбинный завод) по оптимальной организации проектируемых и изготавливаемых газотурбинных установок с целью повышения показателей их энергоэффективности.

Работа предусматривала разработку предложений по оптимизации давления при проектировании и создании опытного образца газотурбинной установки мощностью 100 кВт с целью получения наилучшего удельного показателя выработанной мощности на единицу топлива, а также применение методологии оптимальной организации систем для разработки

комбинированных установок на основе интеграции газотурбинного агрегата и цикла Ренкина (ЦР) для модельного ряда установок большей мощности.

В табл. 3.42 систематизированы итоговые характеристики ГТУ.

Таблица 3.42 – Характеристики вариантов технических решений

Вариант	Расход воздуха, кг/с	Температура газов, выбрасываемых в окружающую среду, °С	Выработка мощности на единицу расхода топлива, кДж/кг
Исходный	1,0600	353,0	11820
Модифицированный	1,0600	350,6	12096
Интегрированная схема с ЦР	0,5077	100,0	13897
Модифицированный с ЦР (классический)	0,6915	100,0	14258
Модифицированный с ЦР и регенератором	0,6915	100,0	16005

Примечание: расход топлива одинаковый – 0,01 кг/с; состав топлива одинаковый.

В результате проделанной работы предложены и внедрены и приняты к внедрению следующие результаты:

- обосновано увеличение давления в опытном газотурбинном агрегате мощностью 100 кВт с 0,5 МПа до 0,8 МПа, позволяющее повысить удельный показатель выработанной мощности на единицу расхода топлива с 11820 кДж/кг до 12096 кВт/кг;
- обосновано использование комбинированной установки на основе интеграции газотурбинного агрегата и цикла Ренкина с регенератором, в которой достигается повышение удельного показателя выработанной мощности на единицу расхода топлива с 11820 кДж/кг до 16005 кВт/кг при

одновременном снижении температуры дымовых газов на выходе с 353 °С до 100 °С (тепловое загрязнение среды), что является перспективным для установок модельного ряда большей мощности;

– предложения по перспективному использованию цикла Ренкина в установках по утилизации низкопотенциальной энергии в областях, представляющих новые коммерческие ниши применения отечественных установок в рамках реализации программы импортозамещения.

Результаты практической реализации теоретических разработок по оптимальной организации теплоэнергетических систем и разработки соответствующего программного обеспечения подтверждаются актами внедрения и протоколами испытаний, приведенными в приложении.

Выводы по главе 3

1. На основе механизма оптимальной организации ХТС с заданным типом и множеством элементов проведена оптимизация технологических систем переработки природных энергоносителей, в частности: отопительной системы коксового производства, отделений пылеугольной газификации бурого угля и паровой конверсии синтез-газа для получения определенного соотношения целевых компонентов ($H_2:CO$), вариантов теплоэнергетических систем, имеющих коммерческий потенциал использования с целью повышения термодинамического КПД и интенсификации процессов.

2. На основе модели турбулентности $k-\varepsilon$ обосновано применение новых конструктивных решений элементов кладки отопительных простенков существующих печей коксования с искусственной турбулизацией потока, позволяющих интенсифицировать процесс теплоотдачи от газа к стенке и далее к коксовому пирогу. Показано, что наибольший эффект искусственная турбулизация дает при расположении турбулизирующих выступов через один элемент кирпичной кладки.

3. Разработано техническое предложение новой мультифункциональной отопительной системы коксового производства, позволяющее получать кокс в горизонтальных печах с большими кратностями рециркуляции дымовых газов, полученных при сгорании коксового газа в среде с недостатком кислорода и последующим его дожиганием в среде с избытком кислорода в энергетической установке, для обеспечения теплотой процесс коксования, снижения выбросов оксидов азота и выработки дополнительного количества энергии.
4. Оптимизация отделения пылеугольной газификации бурого угля показала, что область оптимальных решений соответствует снижению расхода кислорода на газификацию, а также увеличению соотношения газифицирующих агентов: пар - кислород с одновременным повышением их входных температур на входе в газогенератор.
5. Оптимизация отделения паровой конверсии синтез газа указывает, что область оптимальных решений соответствует высокотемпературному процессу и высоким значениям соотношения пар: синтез-газ.
6. Реализация поэтапного алгоритма синтеза объединенной системы получения синтез-газа заданного состава для производства метанола и высших спиртов газификацией бурого угля позволила разработать техническое решение, превосходящее по эксплуатационным показателям существующие варианты технологии.
7. Разработано и внедрено техническое предложение многофункционального энергоблока на попутном нефтяном газе с высоким эксергетическим КПД, не уступающее лучшим зарубежным аналогам, для энергообеспечения и повышения рентабельности добычи нефти на шельфах.
8. Полученные технические решения по оптимальной организации химико-технологических систем на примерах технологий переработки природных энергоносителей подтверждают работоспособность разработанного теоретического аппарата и позволяют получить принципиально новые

технические решения, отличающиеся от существующих лучшими эксплуатационными показателями.

9. На основе теоретических разработок по оптимальной организации теплоэнергетических систем были внедрены следующие практические результаты:

- предложения по оптимальной организации линейных компрессорных станций по транспортировке природного газа на объектах ПАО «Газпром», позволяющие повысить производительность и показатели энергоэффективности теплоэнергетического оборудования;
- программный комплекс по оценке термодинамической эффективности технических решений теплоэнергетических систем на Бушевецком заводе г. Бологое (ООО «Бушевецкий завод»), работоспособность которого подтверждена приемочной комиссией и зафиксирована в протоколе испытаний;
- технико-коммерческое предложение по оптимальной организации подсистемы рекуперации теплоты дымовых газов Хабаровского НПЗ в рамках поставки рекуператора по программе модернизации нагревательных печей АО «ННК ХАБАРОВСКИЙ НПЗ»;
- технические решения по выбору оптимальных параметров газотурбинных установок на Челябинском турбинном заводе по заданию АО «СКБ Турбина», принятые к реализации при создании опытных образцов ГТУ мощностью 100 кВт и более.

Глава 4. Разработка процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения

Одной из практических задач исследования является разработка способа и процесса получения товарного диоксида углерода из очищенных дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения, которая рассматривается в двух аспектах:

- разработка оптимально организованного энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода из дымовых газов;
- разработка математической модели процесса получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации и экспериментальные исследования.

4.1 Разработка оптимально организованного энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода из дымовых газов

Дымовые газы, получаемые в ходе сжигания ископаемого топлива, и содержащие до 10% (об.) диоксида углерода, относятся к самой масштабной группе источников диоксида углерода, которые до последнего времени не рассматривались с точки зрения возможности получения из них товарного диоксида углерода. Решение этой задачи требует разработки специального оборудования, ввиду существенных энергозатрат на выделение диоксида углерода. Проблема технологического улавливания диоксида углерода из дымовых газов приобрела самостоятельный характер только в последние годы. Решение ее связано как с использованием известных способов улавливания, основанных на физико-химических свойствах газовых смесей,

так и с поиском новых перспективных способов. В главе 1 были представлены четыре основных способа улавливания диоксида углерода:

1. Абсорбционно-десорбционный способ с использованием жидких химических или физических сорбентов (основной промышленный способ);
2. Адсорбционно-десорбционный способ с использованием твёрдых сорбентов (перспективный способ);
3. Криогенный способ путём десублимации в потоке расширяющейся газовой смеси (полупромышленный способ);
4. Концентрирование с помощью различного рода мембранных интегрированных систем (промышленный способ).

Ввиду того, что проблема улавливания диоксида углерода из дымовых газов ориентирована в основном на существующие установки, основную долю которых составляют объекты энергетики, была выбрана принципиальная схема улавливания после процесса сгорания (post-combustion capture – см. рис. 1.17).

В соответствии с представленной принципиальной схемой в большинстве существующих установок дымовые газы проходят последовательную, чаще всего селективную каталитическую очистку сначала от оксидов серы, а затем от оксидов азота. Затем очищенные дымовые газы, обладающие невысоким энергетическим потенциалом, поступают в блок улавливания диоксида углерода. При этом, как отмечалось ранее, задача рекуперации остаточной теплоты дымовых газов актуальна сама по себе, поскольку позволяет минимизировать тепловое загрязнение окружающей среды. В этой связи при разработке энергоблока тригенерации исследовалась возможность совмещения улавливания диоксида углерода с рекуперацией энергии дымовых газов на основе интеграции цикла Ренкина с низкокипящим рабочим телом и холодильного цикла для улавливания и выделения диоксида углерода. При разработке подсистемы рекуперации энергоблока тригенерации на основе цикла Ренкина диапазон температур потока дымовых газов принят в соответствии с условиями работы

современных систем селективной каталитической очистки от оксидов азота в диапазоне от 350 до 450 °С.

Выбор структуры и низкокипящих рабочих тел – НРТ, а также параметров цикла Ренкина будем осуществлять на основании критериев организованности при пошаговом усложнении элементной структуры цикла, для исходной выборки рабочих тел, которая в данном исследовании шире, чем те, которые были рассмотрены для арктических шельфовых месторождений в разделе 3.5.

Температура на выходе из цикла Ренкина принимается общей для всех НРТ и равной 373 К и определяется условиями применимости в цикле возможных низкокипящих рабочих тел класса легких углеводородов от метана до пентана, включая некоторые их изомеры.

Выбор НРТ был мотивирован экологическими характеристиками холодильных агентов, в том числе, их экологической целесообразностью [260].

Например, в соответствии с условиями Монреальского соглашения все холодильные агенты были поделены на три группы: разрешенные (пентаны, бутаны, R-245fa, FC-87), переходные (R-21, R-22, R-123, R-142b) и запрещенные (R-11, R-12, R-114).

В России срок прекращения производства и потребления веществ из группы запрещенных наступил в 2000г. Переходные химические соединения разрешено применять до 2030г.

В настоящее время уже не используются НТР, имеющие ненулевой озоноразрушающий потенциал.

Метан представляет парниковый газ. Тем не менее он был включен в состав рассматриваемых веществ, поскольку, благодаря специфическим бактериям, цикл метана в природе замкнут (цикл Зёнгена), поэтому метан относится к экологически целесообразным веществам.

Большинство проблем, связанных с такими характеристиками как токсичность и горючесть, решаются в цикле Ренкина сугубо технологически, используя герметически запаянное оборудование.

4.1.1 Оптимальная организация подсистемы рекуперации теплоты дымовых газов на основе цикла Ренкина

Оптимизация структуры, выбор рабочего тела и нагрузок на элементы в цикле Ренкина проводился на основе критериев усложнения данной подсистемы. Расчет цикла Ренкина проводился с помощью разработанной автором программы [262].

Для выбора параметров оборудования энергоблока тригенерации, в котором объединяются подсистема цикла Ренкина и подсистема улавливания диоксида углерода, рассматривались два граничных случая, соответствующие минимальному и максимальному содержаниям диоксида углерода в дымовых газах.

Первоначально в качестве исходного сырья для получения товарного диоксида углерода были выбраны очищенные дымовые газы коксохимического производства, соответствующие минимальному содержанию диоксида углерода. Исходные данные были предоставлены АО «Москокс» (г. Видное Московской области).

Расход дымовых газов составляет 35,36 кг/с; состав дымовых газов (объемные %): CO_2 – 6,604%; O_2 – 3,727%; N_2 – 70,57%; H_2O – 19,099%.

При этом для всех рабочих тел $P_2=0.1$ МПа. Для НРТ из исходной выборки были приняты следующие значения давления P_1 : метан – 4,4 МПа, этан – 4,2 МПа, пропан – 3,6 МПа, изобутан – 1,8 МПа, изопентан – 0,7 МПа, н-пентан – 0,5 МПа. В качестве хладагента в конденсаторе выбрана смесь азота и кислорода: $\text{N}_2=94,98\%$, $\text{O}_2=5,02\%$, нагреваемая от температуры

115,7 до 210 К. Для метана хладагентом служит жидкий воздух температурой от 80 до 90 К.

Расчетная схема цикла Ренкина приведена на рис.3.33. В качестве исходных данных имеем: расход дымовых газов ($G_{дг}$) и их состав, температуру на входе и на выходе, ($T_{дг1}$, $T_{дг3}$) температуру рабочего тела на выходе из пароперегревателя (T_1), давление рабочего тела до и после турбины (P_1 и P_2 соответственно), начальная и конечная температура хладагента ($T_{см1}$, $T_{см2}$), а также параметры рабочего тела: критическая температура T_{cr} , критическое давление p_{cr} и так далее.

В соответствии с методикой оценки критериев пошагового усложнения ХТС исходными данными для их расчета являются данные материального и энергетического балансов, которые были получены при технологическом расчете процессов с использованием простых математических моделей. Технологические параметры процессов подсистемы цикла Ренкина рассчитывались по программе в соответствии с приведенным на рис. 4.1 алгоритмом.

Расчет проводился для трех значений температур потока дымовых газов: минимальной, средней и максимальной из температурного диапазона работы блока селективного каталитического восстановления оксидов азота.

На первом этапе исследовались два возможных варианта структуры подсистемы цикла Ренкина: классический - без регенератора и модифицированный – с регенератором.

Сведения о теплофизических свойствах веществ взяты из [263].

Как отмечалось, при проведении оптимизации подсистемы цикла Ренкина постулируется, что усложнение системы начинается с выбора первого элемента (критерий первого уровня): испарителя-пароперегревателя (объединенный элемент), через который проходит поток очищенных дымовых газов.

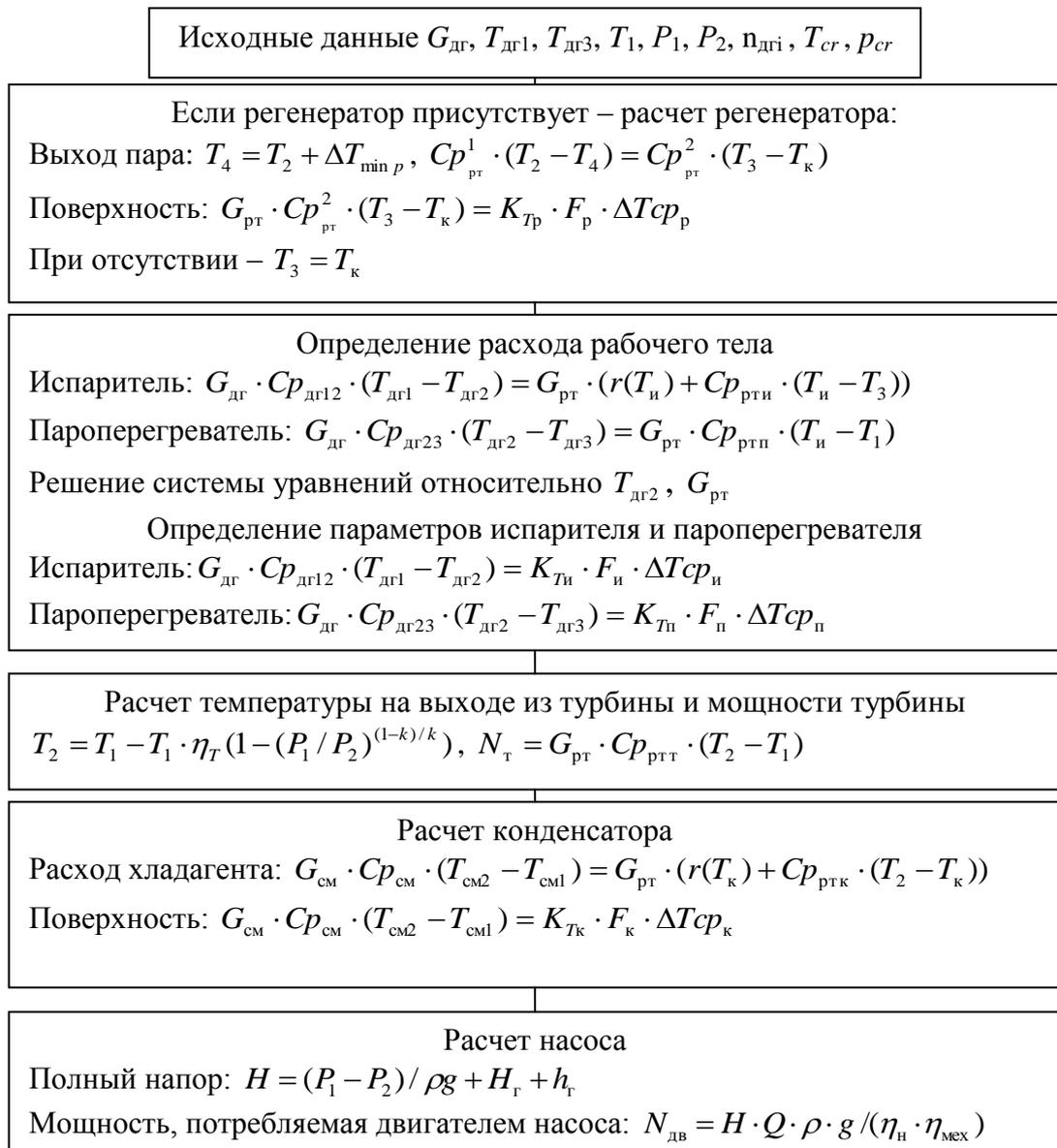


Рисунок 4.1 – Алгоритм расчета цикла Ренкина

Дальнейшее усложнение системы осуществляется посредством подключения паровой турбины (критерий 2 уровня) и конденсатора (критерий 3 уровня). Следующий этап усложнения системы, связанный с подключением насоса, не рассматривается ввиду того, что он практически не влияет на организованность системы, поскольку энергозатраты на повышение напора НРТ пренебрежимо малы по отношению к прочим энергозатратам в системе. Таким образом, при анализе оптимальной организации цикла Ренкина в качестве критериев оптимизации используются критерии от 1 до 3 уровней ее усложнения.

В расчетах по приведенному алгоритму были приняты следующие обозначения: $G_{рт}$ – расход рабочего тела; $G_{см}$ – расход хладагента в конденсаторе (жидкий азот или воздух), $\Delta T_{\min p}$ – минимальная разность температур в регенераторе; $Cp_{рт}^1, Cp_{рт}^2$ – теплоемкости рабочего тела в регенераторе, газового и жидкого потоков соответственно; $K_{тр}, F_p, \Delta T_{ср p}$ – коэффициент теплопередачи, площадь поверхности и средняя разность температур в регенераторе; $Cp_{дг12}, Cp_{рти}$ – теплоемкости дымовых газов и рабочего тела в испарителе, $r(T_{и})$ – теплота фазового перехода рабочего тела при давлении P_1 и температуре испарения $T_{и}$; $N_t, Cp_{ртт}$ – мощность турбины и средняя теплоемкость рабочего тела в турбине; η_t – КПД турбины; $Cp_{дг23}, Cp_{рти}$ – теплоемкости дымовых газов и рабочего тела в пароперегревателе; $Cp_{см}, Cp_{рлк}$ – теплоемкости хладагента и рабочего тела в конденсаторе; $r(T_{к})$ – теплота фазового перехода рабочего тела при P_2 и температуре конденсации $T_{к}$.

Конкретизируем методику расчета критериев организованности для цикла Ренкина. Для модифицированной схемы с регенератором – последний элемент конденсатор объединяется с регенератором, в силу чего расчет проводится также по критериям от 1 до 3 уровней усложнения системы. Ниже приведена зависимость для расчета критерия 3 уровня усложнения системы:

$$\lambda_{3i} = \frac{n_{3i} \cdot k_{3i}}{\eta_{T3i}} + \frac{\lambda_{2i} \cdot k_{3i}}{\eta_{T3i}} \frac{T_{ср3i}}{T_{ср2i}} \frac{\Delta \Gamma_{2i}^{в\text{ых}}}{\Delta \Gamma_{3i}^{в\text{х}}} + \frac{\lambda_{1i} \cdot k_{3i}}{\eta_{T2i} \cdot \eta_{T3i}} \frac{T_{ср3i}}{T_{ср1i}} \frac{\Delta \Gamma_{1i}^{в\text{ых}}}{\Delta \Gamma_{3i}^{в\text{х}}} \quad (4.1)$$

Критерий вида (4.1) представлен таким образом, чтобы в него входили критерии усложнения системы соответственно 1 и 2 уровней.

Объемы фазовых пространств микросостояний рассчитываются по формулам:

$$\Delta \Gamma_{2i}^{в\text{ых}} = \exp \left[\frac{Cp_{2i} (T_{в\text{ых}2i} - T_{\vartheta})}{R \cdot T_{ср2i}} \right] \quad \text{и} \quad \Delta \Gamma_{3i}^{в\text{х}} = \exp \left[\frac{Cp_{3i} (T_{в\text{х}3i} - T_{\vartheta})}{R \cdot T_{ср3i}} \right], \quad (4.2)$$

где $T_{cp3i}=(T_{вх3i}+ T_{вых3i})/2$, 2 – средняя температура, $T_{вх3i}$ – температура на входе в 3-й элемент, $T_{вх3i} = T_{вых2i}$, $T_{вых3i}$ – температура на выходе из 3-го элемента.

Весовой коэффициент (вероятность флуктуаций) рассчитывается, исходя из формулы:

$$n_{3i} = \exp\left(-\frac{\alpha_{3i}}{2} \frac{\Delta T_{э3i}^2}{T_{эi}^2}\right), \quad (4.3)$$

где флуктуации эквивалентной температуры вычисляются по формуле: $\Delta T_{э3i} = \varepsilon_i \cdot T_{cp3i}$, коэффициент $\alpha_{3i} = C_{v3i}/R$.

Фактор затрат рассчитывается по формуле:

$$k_{3i} = \frac{\Delta \Gamma_{3i}^{вх}}{\Delta \Gamma_{3i}^{вых}} = \exp\left[\frac{C_{p3i}(T_{вых3i} - T_{вх3i})}{R \cdot T_{cp3i}}\right] \quad (4.4)$$

В данном случае КПД принимается равным:

$$\eta_{T3i} = \frac{T_{вых3i} - T_{вх3i}}{T_{вх3i} - T_э} \quad (4.5)$$

Другие составляющие критерия рассчитываются следующим образом:

Критерий усложнения системы 1 уровня:

$$\lambda_{1i} = \frac{n_{1i} \cdot k_{1i}}{\eta_{T1i}}, \quad (4.6)$$

где k_{1i} – фактор затрат, n_{1i} – вероятность флуктуаций внутренней энергии, выраженная через флуктуации эквивалентных температур, η_{T1i} – коэффициент полезного действия, показывающий различие между реальными и предельно допустимыми параметрами (эталонный процесс).

Вероятность флуктуаций вычисляем по формуле:

$$n_{1i} = \exp\left(-\frac{\alpha_{1i}}{2} \frac{\Delta T_{э1i}^2}{T_{эi}^2}\right), \quad (4.7)$$

где $\alpha_{1i} = \frac{C_{v1i}}{R}$ – безразмерный коэффициент, $\Delta T_{э1i} = \varepsilon_i \cdot T_{cp1i}$ – флуктуации

эквивалентной температуры, $\varepsilon_i = F_i / F_{max}$ – отношение мольных расходов,

$T_{cp1i}=(T_{вх1i}+ T_{вых1i})/2$ – средняя температура, $T_{вх1i}$ – температура на входе в 1-й элемент (на входе в испаритель), $T_{вых1i}$ – температура на выходе из 1-го элемента (на выходе из пароперегревателя).

Эквивалентную температуру в знаменателе, характеризующую уровень энергии системы, принимаем равной $T_3=110$ К.

Фактор затрат рассчитывается по формуле:

$$k_{1i} = \frac{\Delta\Gamma_{1i}^{\text{BX}}}{\Delta\Gamma_{1i}^{\text{ВЫХ}}} = \exp\left[\frac{Cp_{1i}(T_{\text{ВЫХ}1i} - T_{\text{ВХ}1i})}{R \cdot T_{cp1i}}\right] \quad (4.8)$$

Коэффициент полезного действия рассчитывается по формуле:

$$\eta_{T1i} = \frac{T_{\text{ВЫХ}1i} - T_{\text{ВХ}1i}}{T_{\text{ДГ1}} - T_{\text{ВХ}1i}} \quad (4.9)$$

Критерий усложнения системы 2-го уровня:

$$\lambda_{2i} = \frac{n_{2i} \cdot k_{2i}}{\eta_{T2i}} + \frac{\lambda_{1i} \cdot k_{2i}}{\eta_{T2i}} \frac{T_{cp2i}}{T_{cp1i}} \frac{\Delta\Gamma_{1i}^{\text{ВЫХ}}}{\Delta\Gamma_{2i}^{\text{ВХ}}} \quad (4.10)$$

Объем фазового пространства микросостояний рассчитываются по формуле:

$$\Delta\Gamma_{2i}^{\text{ВХ}} = \exp\left[\frac{Cp_{2i}(T_{\text{ВХ}2i} - T_3)}{R \cdot T_{cp2i}}\right], \quad (4.11)$$

где $T_{cp2i}=(T_{\text{ВХ}2i}+ T_{\text{ВЫХ}2i})/2$ – средняя температура, $T_{\text{ВХ}2i}$ – температура на входе в 2й элемент, $T_{\text{ВХ}2i}= T_{\text{ВЫХ}1i}$, $T_{\text{ВЫХ}2i}$ – температура на выходе из 2го элемента.

Весовой коэффициент (вероятность флуктуаций) рассчитывается, исходя из формулы:

$$n_{2i} = \exp\left(-\frac{\alpha_{2i}}{2} \frac{\Delta T_{32i}^2}{T_{3i}^2}\right), \quad (4.12)$$

где флуктуации эквивалентной температуры вычисляются по формуле (флуктуации давления приведены к эквивалентным температурным флуктуациям):

$$\Delta T_{32i} = \varepsilon_i \cdot T_{cp2i} \left(1 - \frac{1}{\alpha'_{2i}} \ln \frac{P_{\text{ВХ}2i}}{P_{\text{ВЫХ}2i}}\right), \quad (4.13)$$

где коэффициенты $\alpha_{2i} = Cv_{2i}/R$, $\alpha'_{2i} = Cp_{2i}/R$.

Фактор затрат рассчитывается по формуле:

$$k_{2i} = \frac{\Delta\Gamma_{2i}^{\text{ВХ}}}{\Delta\Gamma_{2i}^{\text{ВЫХ}}} = \exp\left[\frac{\bar{N}t_i}{R \cdot T_{cp2i}}\right], \quad (4.14)$$

где $\bar{N}t_i = \frac{N_i}{F_i}$ – приведенная мощность турбины, Дж/моль.

В данном случае КПД турбины был принят равным: $\eta_{T2i}=0,8$.

4.1.1.1 Анализ оптимальной организации классического цикла Ренкина

С использованием данных расчета цикла Ренкина и зависимостей для расчета критериев был проведен анализ оптимальной организации подсистемы. На рис. 4.2. приведены зависимости критерия усложнения системы 1-го уровня, входящего в общий критерий оптимизации (4.1).

Точки на всех графиках соединены условно.

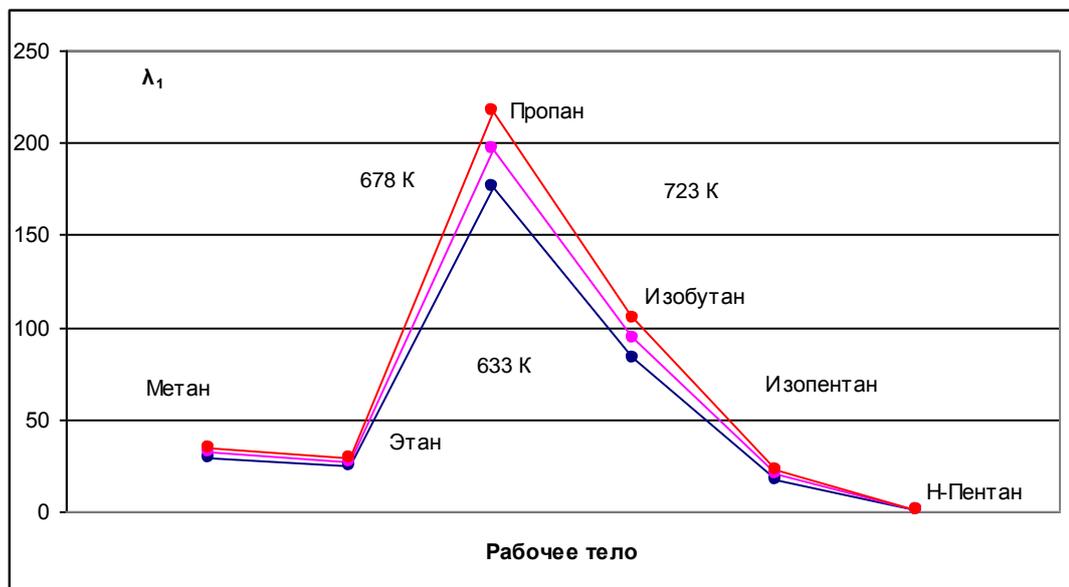


Рисунок 4.2 – Изменение критерия усложнения системы 1-го уровня для различных рабочих тел (для $T_{дт}=633$ К; 678 К; 723 К).

На рис. 4.3 приведены зависимости критерия усложнения системы 2-го уровня, входящего в общий критерий оптимизации (4.1).

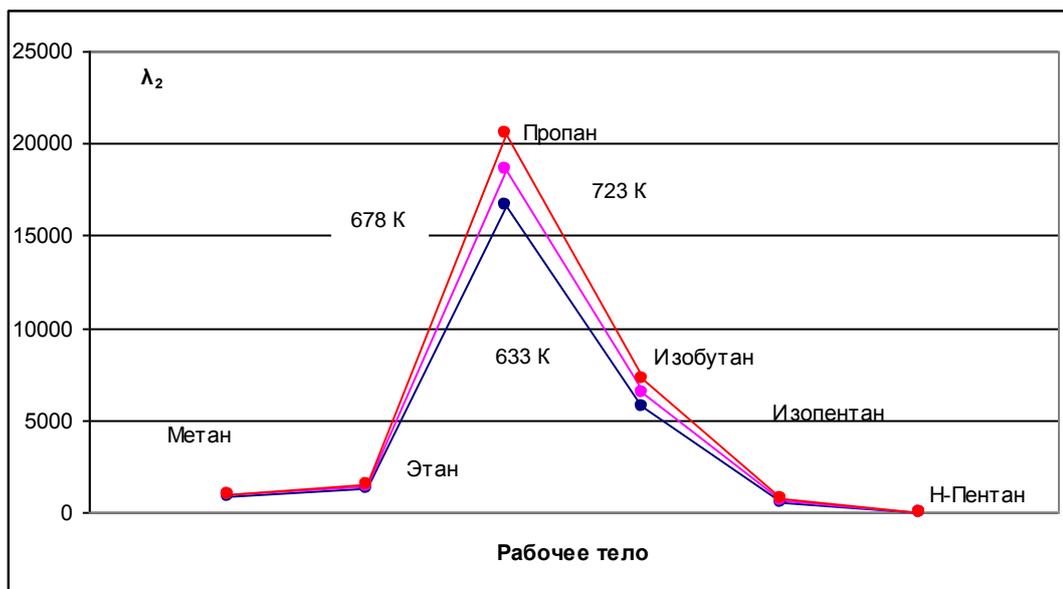


Рисунок 4.3 – Изменение критерия усложнения системы 2-го уровня для различных рабочих тел (для $T_{дг}=633$ К; 678 К; 723 К).

На рис. 4.4 приведены зависимости критерия усложнения системы 3-го уровня.

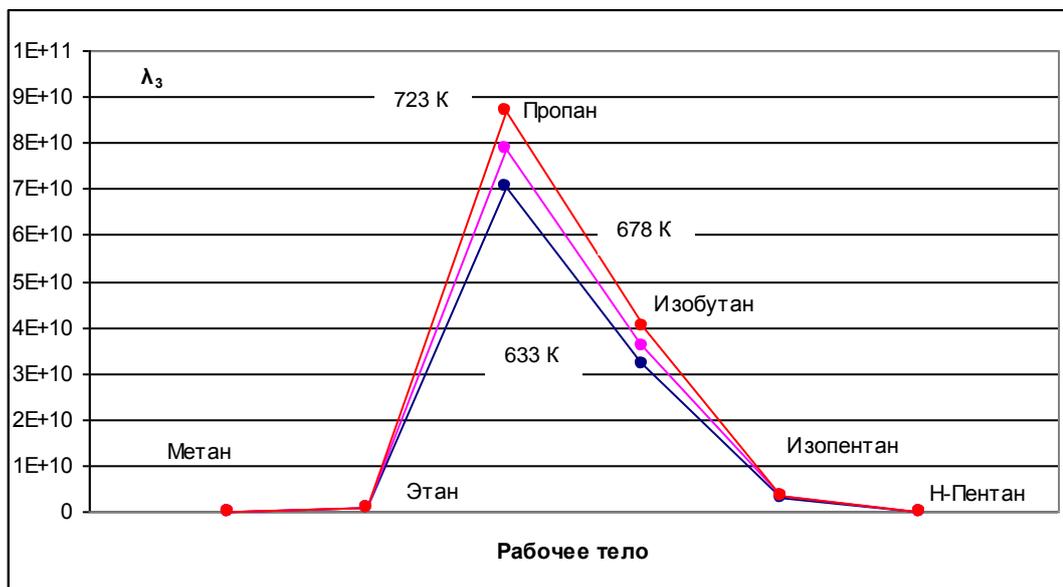


Рисунок 4.4 – Изменение критерия усложнения системы 3-го уровня для различных рабочих тел (для $T_{дг}=633$ К; 678 К; 723 К).

С изменением температуры дымовых газов характер зависимостей не изменяется.

Анализ полученных результатов классического варианта цикла Ренкина приводится далее.

4.1.1.2 Анализ оптимальной организации модифицированного цикла Ренкина

На рис. 4.5 приведены зависимости критерия усложнения системы 1-го уровня, входящего в критерий оптимизации, для модифицированного варианта структуры цикла Ренкина.

Точки на всех графиках соединены условно.

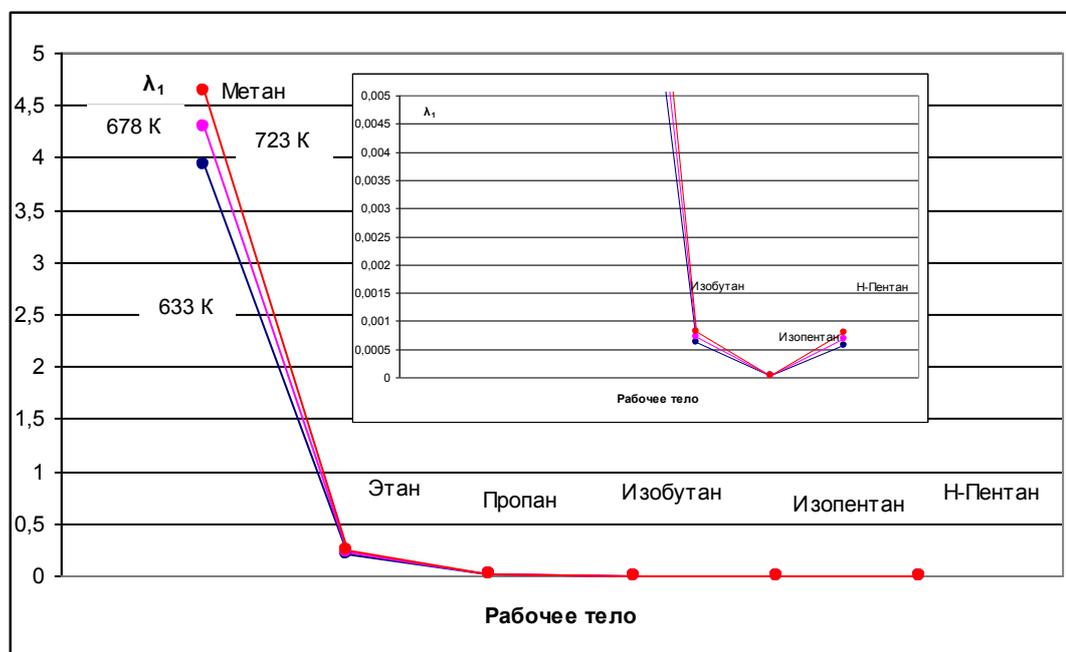


Рисунок 4.5 – Изменение критерия усложнений системы 1-го уровня для различных рабочих тел (для $T_{дт}=633$ К; 678 К; 723 К).

На рис. 4.6 приведены зависимости критерия усложнения системы 2-го уровня, входящего в критерий оптимизации.

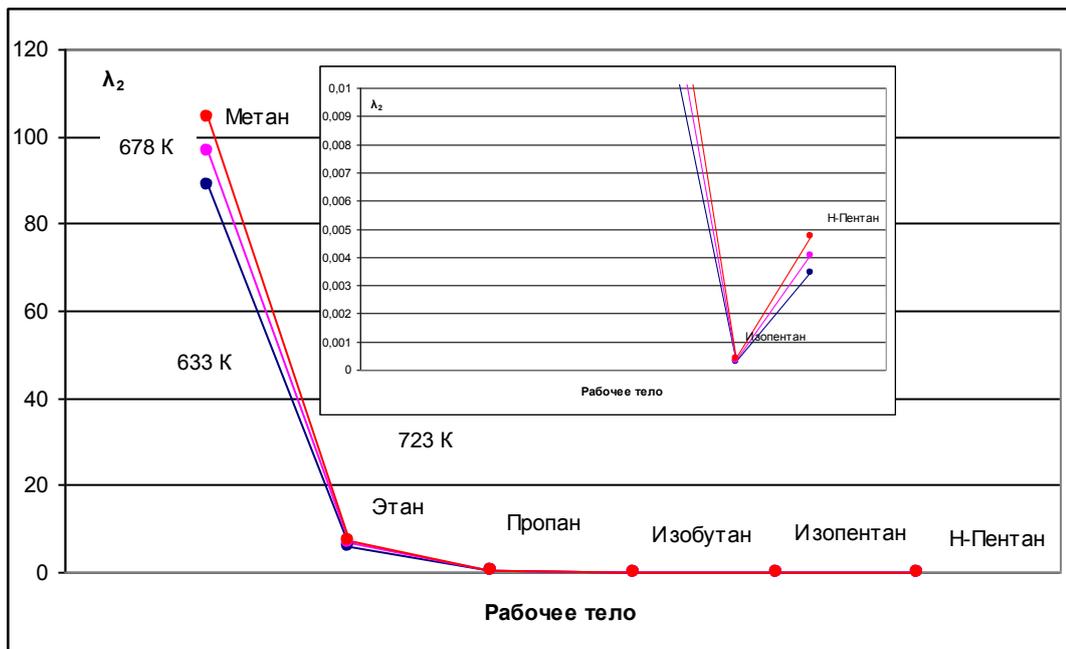


Рисунок 4.6 – Изменение критерия усложнений системы 2го уровня для различных рабочих тел (для $T_{дг}=633$ К; 678 К; 723 К).

На рис. 4.7 приведены зависимости критерия 3-го уровня и его составляющих для установления их влияния на величину критерия

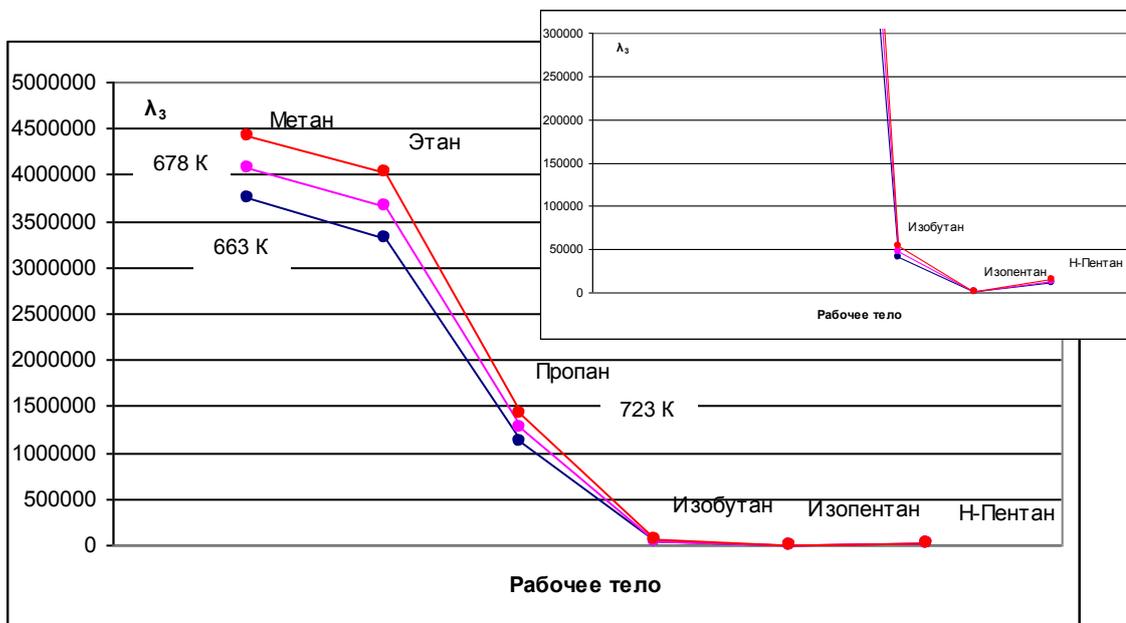


Рисунок 4.7 – Изменение критерия усложнения системы 3-го уровня для различных рабочих тел (для $T_{дг}=633$ К; 678 К; 723 К).

С изменением температуры дымовых газов характер зависимостей не изменяется. Анализ полученных результатов модифицированного варианта цикла Ренкина приводится далее.

Предварительный анализ результатов оптимальной организации вариантов системы цикла Ренкина

1. Для варианта классического цикла Ренкина

Критерий оптимизации (3 уровня) имеет аналогичную зависимость с критериями усложнения системы 1 и 2 уровней. Положение минимума, который приходится на н-пентан, не изменяется. При этом за минимальным значением критерия для н-пентана – вещества с самой большой молярной массой и самой высокой температурой кипения, следует метан – вещество с минимальной молярной массой и самой низкой температурой кипения.

Как видно из результатов расчета, оптимальное решение идентифицируется с двумя крайними веществами: метаном и н-пентаном, для которых характерно соответственно самая большая выработка энергии и самые большие затраты на конденсацию и минимальная выработка энергии и наименьшие затраты на конденсацию рабочего тела.

Таким образом, выбор того или иного рабочего тела в цикле Ренкина будет определяться компромиссом между выработанной энергией и затратами хладагента на конденсацию НРТ.

Характер изменения критериев различных уровней не изменяется при изменении температуры в диапазоне от минимальной до максимальной. Положения минимумов, соответствующих метану и н-пентану (абсолютный минимум) также не изменяется.

Значения критериев для метана и н-пентана увеличиваются с ростом температуры дымовых газов на входе практически линейно. Также линейно увеличивается вырабатываемая в цикле мощность, поскольку повышение температуры отражается исключительно (по условиям расчета) на увеличении расхода рабочего тела.

2. Для варианта модифицированного цикла Ренкина

Как показывают результаты технологического расчета системы, при включении регенератора удастся повысить мощность турбины для схемы на метане на 11%, для схемы на этане на 17%, для схемы на пропане на 26%, для схемы на изобутане на 35%, для схемы на изопентане на 37% и для схемы на н-пентане на 22%.

При этом эти данные коррелируют с тепловой нагрузкой на регенератор, которая является наименьшей в схеме с метаном.

Критерий первого уровня монотонно убывает от метана к изопентану с дальнейшим повышением к н-пентану. Минимальное значение критерия, в отличие от классической схемы, идентифицируется теперь с изопентаном. Та же тенденция и тот же минимум имеет место при расчете критериев второго и третьего уровней. Не изменяется также линейный характер изменения критериев от температуры. Результаты расчета критериев в схеме с регенератором свидетельствуют о том, что минимальным значениям критериев соответствует максимальный выигрыш в мощности за счет введения нового элемента в систему.

При этом следует заметить, что регенератор в схеме с метаном осуществляет подогрев жидкого рабочего тела только на 14 градусов, при теоретически возможном подогреве этого потока на 84 К, то есть, подогрев осуществляется только на 17% от теоретически возможного. Теоретический подогрев подразумевает нагревание НРТ до температуры кипения.

Для других рабочих тел имеем: для этана регенератор осуществляет подогрев на 26 % от теоретически возможного; для пропана – на 34 % от теоретически возможного; для изобутана – на 48 % от теоретически возможного; для изопентана – на 71 % от теоретически возможного; для н-пентана – на 51 % от теоретически возможного.

Можно предположить, что в случае достижения теоретически возможного подогрева в 100% критерий оптимизации должен достигать максимального значения. Однако подобный подогрев в модифицированном

варианте цикла Ренкина невозможен. Поэтому дополнительно рассмотрим случай, когда подогрев НРТ вплоть до температуры кипения в испарителе-пароперегревателе осуществляется в другой подсистеме, которая кооперируется с циклом Ренкина в энергоблок тригенерации. Этот вариант идентифицируется с реализацией метода выделения, когда все затраты на подогрев переносятся в совмещаемую подсистему. Такой вариант системы будем называть циклом Ренкина с гипотетическим регенератором.

4.1.1.3 Анализ оптимальной организации цикла Ренкина с гипотетическим регенератором

На рис. 4.8 приведены зависимости критерия усложнения системы 1-го уровня, входящего в критерий оптимизации (4.1). Точки на всех графиках соединены условно.

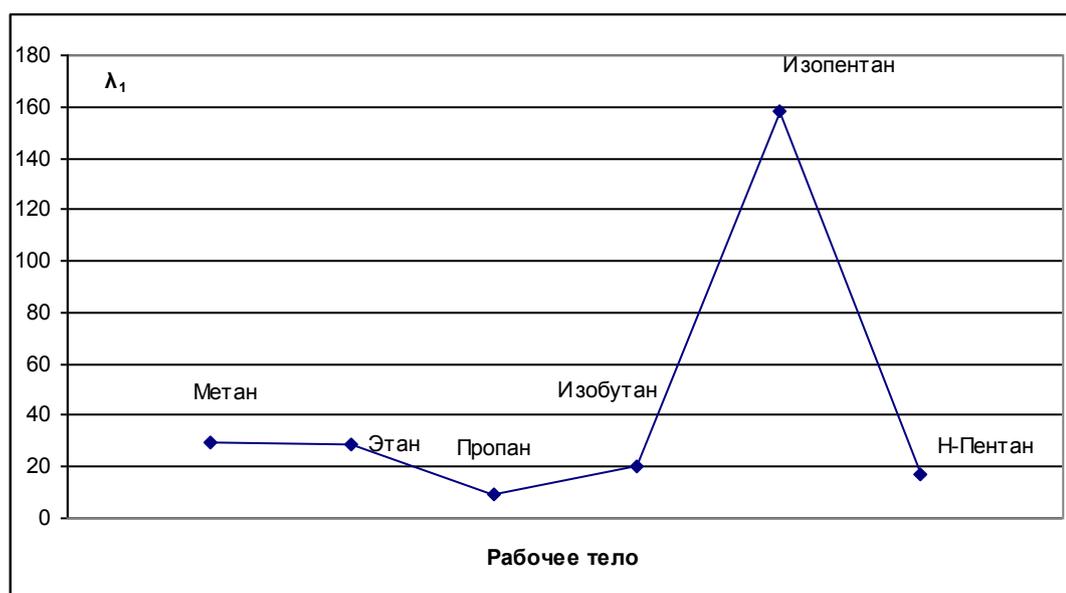


Рисунок 4.8 – Изменение критерия усложнения системы 1-го уровня для различных рабочих тел

На рис. 4.9 приведены зависимости критерия усложнения системы 2-го уровня, входящего в критерий оптимизации.

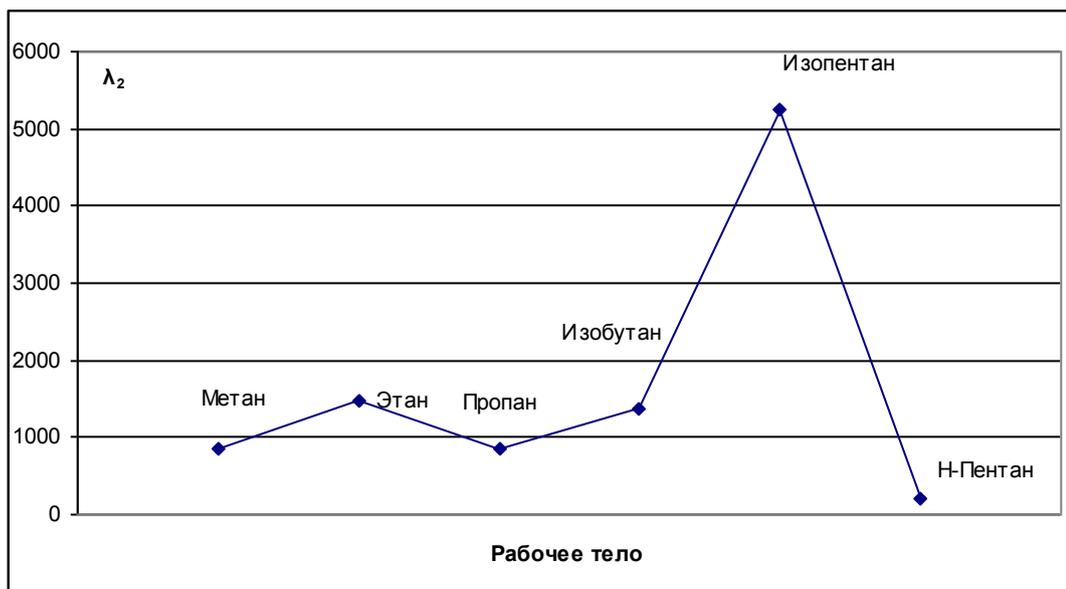


Рисунок 4.9 – Изменение критерия усложнения системы 2-го уровня для различных рабочих тел

На рис. 4.10 приведены зависимости критерия оптимизации 3-го уровня.

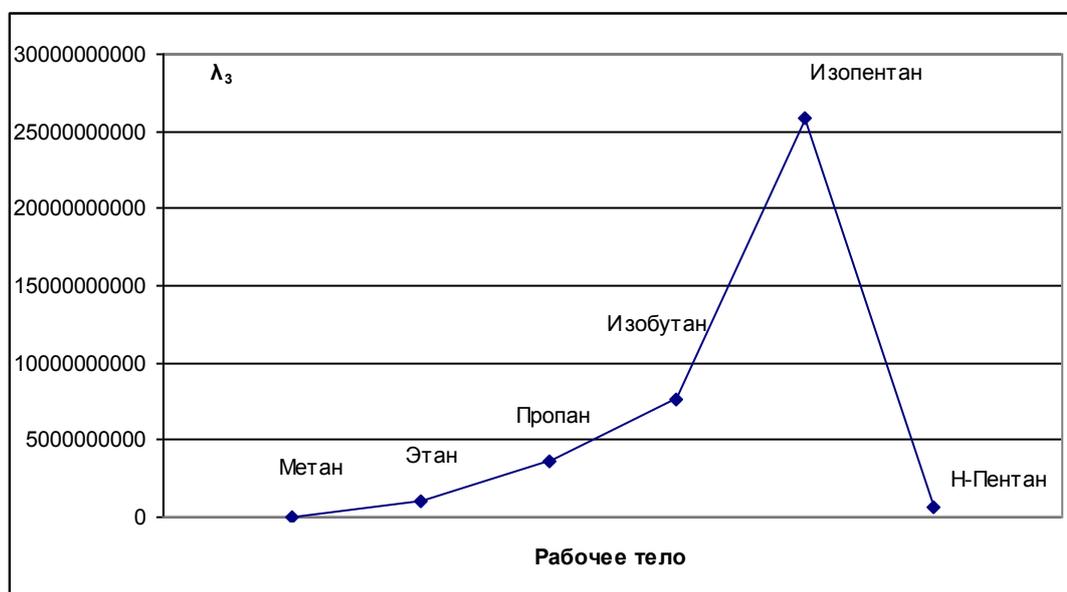


Рисунок 4.10 – Изменение критерия оптимизации для различных рабочих тел

Тенденция изменения критериев в случае с гипотетическим регенератором принципиально отличается от случая с реальным

регенератором. В случае с гипотетическим регенератором критерий первого уровня сначала уменьшается от метана к пропану, затем резко возрастает к изопентану и затем резко падает к н-пентану. Если в случае с регенератором минимум критерия приходился на изопентан, то в случае с гипотетическим регенератором на это рабочее тело приходится максимум критерия. Это объясняется тем, что затраты на конденсацию в соответствии с методом выделения были априори отнесены на другую подсистему, интегрируемую с циклом Ренкина, что позволило исключить соответствующий фактор затрат.

Подобная тенденция сохраняется и для критерия второго уровня с той разницей, что минимальное значение критерия приходится на н-пентан, за которым следует метан. Этот вывод мы получали для классической схемы без регенерации теплоты.

И, наконец, критерий оптимизации 3-го уровня характеризуется только двумя тенденциями – увеличение значения критерия от метана к изопентану с резким падением его к н-пентану. Абсолютный минимум критерия третьего уровня теперь смещается к метану (по-прежнему, максимум приходится на изопентан).

В табл. 4.1 приведены сравнительные данные по оптимальным значениям критерия оптимизации для трех вариантов структуры цикла Ренкина.

Таблица 4.1 – Сравнение оптимальных решений (диапазоны температур дымовых газов одинаковые)

Вариант структуры цикла Ренкина	Оптимальное рабочее тело	Стоимость единицы информации продукта – λ_3
Классический	Н-пентан	$2,215 \cdot 10^{11}$
С регенератором	Изопентан	$6,31 \cdot 10^7$
С гипотетическим регенератором	Метан	$4,49 \cdot 10^7$

Данные решения получены при одной и той же степени рекуперации теплоты дымовых газов в расчете на реализуемость всех альтернативных вариантов структуры цикла Ренкина. Однако если использовать в качестве рабочего тела метан, то температуру дымовых газов на выходе из цикла Ренкина можно существенно понизить, повысив при этом расход метана в цикле Ренкина, что неосуществимо для н-пентана или изопентана. То есть, в цикле с рабочим телом метаном можно достичь более глубокой рекуперации теплоты дымовых газов, увеличения выработки полезной работы и снижения теплового загрязнения окружающей среды, что приведет к существенному уменьшению значения критерия оптимизации по отношению к приведенному в табл.4.1.

Принимая во внимание, что цикл Ренкина представляет собой тепловой двигатель с выработкой электроэнергии, для оценки достоверности полученных результатов, а также корреляции параметров работы теплового двигателя с эксергетическими критериями были проведены режимные испытания на созданном в рамках выполнения государственного контракта № 16.516.11.6059 экспериментальном стенде с тепловым двигателем (ЭСД) и дана оценка его эффективности.

В ходе научных исследований по оптимальной организации подсистемы цикла Ренкина автором был разработан программный комплекс, принятый государственным заказчиком, в составе:

- 1) текст программы в соответствии с ГОСТ 19.401-78;
- 2) описание программы в соответствии с ГОСТ 19.402-78;
- 3) описание применения в соответствии с ГОСТ 19.502-78;
- 4) руководство системного программиста в соответствии с ГОСТ 19.503-79;
- 5) руководство оператора в соответствии с ГОСТ 19.505-79.

4.1.1.4 Исследования эффективности теплового двигателя на экспериментальном стенде

Экспериментальный стенд с двигателем для проведения режимных испытаний состоял из следующих элементов:

- агрегата с тепловым двигателем (АТД);
- подводящего газопровода;
- смешивающего устройства эжекционного типа (СУ);
- комплекта регулирующих и запорных устройств;
- комплекта контрольно-измерительных приборов.

Экспериментальный стенд был предназначен для работы по открытой схеме. На рис. 4.11 представлен агрегат с тепловым двигателем (АТД).

В состав АТД входят:

- поршневая группа серийно выпускаемого бензинового двигателя УД-2М (Ульяновский завод) мощностью до 6 кВт;
- 2 газораспределительные головки (вместо топливной арматуры);
- входной газовый коллектор для соединения с газопроводом;
- выходной газовый коллектор;
- соединительная муфта в защитном кожухе;
- мотор-генератор.

Тепловой двигатель проходил испытания на водяном паре, подаваемом из паровой котельной, и осушенном и охлажденном воздухе из компрессорной на стенде разработчика АТД.

Исходные данные при проведении режимных испытаний на водяном паре были следующие:

- температура окружающего воздуха – 21 °С;
- относительная влажность воздуха в лаборатории – 63%;
- атмосферное давление в лаборатории – 748 мм.рт.ст.
- давление на гребенке котельной – 2,5 кг/см²;



Рисунок 4.11 – Общий вид агрегата с тепловым двигателем

Для измерения параметров воздуха на входе (давление, температура и расход) на стенде использовался многопараметрический датчик МЕТРАН - 335. Выход на стационарный режим контролировался манометром. Данные со счетчика фиксировались коммутирующим устройством (контроллером) ТЭКОН -17.

В табл. 4.2 систематизированы данные режимных испытаний на паре.

Таблица 4.2 – Результаты режимных испытаний на АТД на водяном паре

Пункт программы испытаний	Наименование показателя	Пункт требований ТЗ	Ед. изм.	Измеренное значение	Предельные отклонения	Пункт методики
1	Режимные испытания объекта на стенде					6.5
1.1	Режим 1					

Продолжение табл. 4.2

Пункт программы испытаний	Наименование показателя	Пункт требований ТЗ	Ед. изм.	Измеренное значение	Предельные отклонения	Пункт методики
1.1.1	Параметры пара на входе:					
	Расход		м ³ /ч	7		
	Давление		кПа	162,12		
	Температура		°С	98		
1.1.2	Параметры воды на входе:					
	Расход		м ³ /ч	0,0025		
	Температура		°С	5		
1.1.3	Параметры рабочей среды на выходе:					
	Давление		кПа	101,33		
	Температура		°С	25,3		
1.1.4	Мощность (вырабатываемая)		кВт	0,16		
1.2	Режим 2					
1.2.1	Параметры пара на входе:					
	Расход		м ³ /ч	7,6		
	Давление		кПа	172,25		
	Температура		°С	100		
1.2.2	Параметры воды на входе:					
	Расход		м ³ /ч	0,0025		
	Температура		°С	5		
1.2.3	Параметры рабочей среды на выходе:					
	Давление		кПа	101,33		

Продолжение табл. 4.2

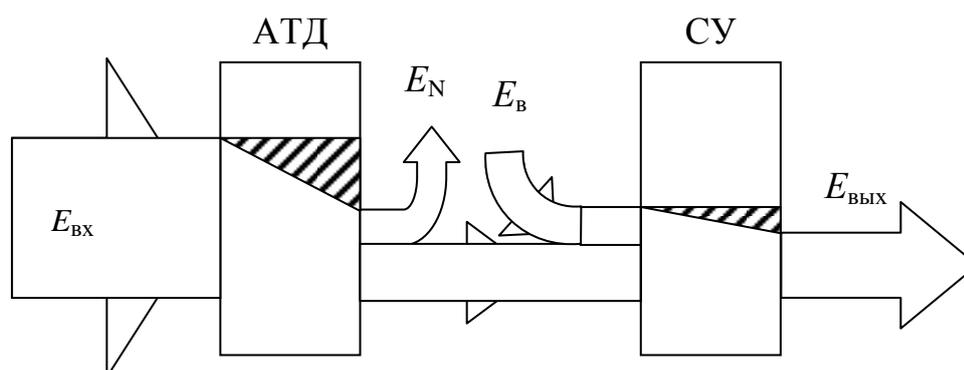
Пункт программы испытаний	Наименование показателя	Пункт требований ТЗ	Ед. изм.	Измеренное значение	Предельные отклонения	Пункт методики
	Температура		°С	25,5		
1.2.4	Мощность (вырабатываемая)		кВт	0,24		
1.3	Режим 3					
1.3.1	Параметры пара на входе:					
	Расход		м ³ /ч	8,4		
	Давление		кПа	182,39		
	Температура		°С	102		
1.3.2	Параметры воды на входе:					
	Расход		м ³ /ч	0,0025		
	Температура		°С	5		
1.3.3	Параметры рабочей среды на выходе:					
	Давление		кПа	101,33		
	Температура		°С	26,8		
1.3.4	Мощность (вырабатываемая)		кВт	0,30		
1.4	Режим 4					
1.4.1	Параметры пара на входе:					
	Расход		м ³ /ч	9,4		
	Давление		кПа	192,52		
	Температура		°С	103		
1.4.2	Параметры воды на входе:					
	Расход		м ³ /ч	0,0025		

Продолжение табл. 4.2

	Температура		°С	5		
1.4.3	Параметры рабочей среды на выходе:					
	Давление		кПа	101,33		
	Температура		°С	27		
1.4.4	Мощность (вырабатываемая)		кВт	0,38		

Примечание: Давление воды в водопроводе для всех режимов одинаковое и равно 2,5 кг/см²

На рис. 4.12 представлена диаграмма потоков эксергии при работе двигателя на водяном паре.



Обозначения: $E_{ВХ}$, $E_{ВЫХ}$, $E_В$, E_N – эксергии потока пара на входе и выходе двигателя, эксергия воды и эксергия механической работы соответственно

Рисунок 4. 12 – Диаграмма потоков эксергии двигателя на водяном паре

В таблице 4.3 по данным режимных параметров приведена оценка эффективности работы двигателя на водяном паре на основе эксергетических показателей.

Как следует из результатов оценки эффективности теплового двигателя, с увеличением давления на входе его эффективность увеличивается, что не противоречит данным литературных источников и корреспондируется с выводами по оптимальной организации подсистемы цикла Ренкина.

Таблица 4.3 – Результаты оценки эффективности теплового двигателя при испытаниях на водяном паре

№ п/п	Давление на входе, МПа (абс.)	Температура на выходе, К	Мощность, кВт	Эксергия пара на входе, кВт	Эксергия воды на входе, кВт	Эксергия на выходе, кВт	Эксергетический КПД, %
1	1,6	324	0,16	0,158	0,0005	0,077	17,69
2	1,7	312	0,24	0,200	0,0005	0,050	18,32
3	1,8	310	0,30	0,253	0,0005	0,048	18,48
4	1,9	307	0,38	0,319	0,0005	0,045	18,60

Принимая во внимание, что в качестве оптимального технического решения был выбран цикл Ренкина с гипотетическим регенератором и рабочим телом метаном, режимные испытания теплового двигателя на водяном паре, соответствующие теплотехнической области изменения параметров, были дополнены его режимными испытаниями на охлажденном до комнатной температуры и осушенном воздухе, соответствующими холодильной области изменения параметров. Данные испытания были проведены с целью проведения сравнительной оценки ценности генерации теплоты и холода в создаваемом энергоблоке тригенерации.

Режимные испытания теплового двигателя на осушенном и охлажденном воздухе проводились при следующих исходных параметрах:

- температура окружающего воздуха – 20 °С;
- относительная влажность окружающего воздуха – 40%;
- атмосферное давление – 750 мм.рт.ст.;
- максимальное давление воздуха на входе в блок (избыточное) – 5 кг/см²;
- температура воздуха на входе в блок – 20 °С (постоянная на всех режимах);
- воздух на входе в блок не содержит влаги (воздух после осушки).

При работе на сжатом, осушенном и охлажденном до комнатной температуры воздухе на выходе помимо полезной работы, развиваемой тепловым двигателем, возможно получение небольшого холода. Испытания проводились на воздухе в диапазоне входных давлений от 0,1 МПа (избыточных) до 0,5 МПа (избыточных) в установившемся режиме, давление на выходе равнялось атмосферному давлению (выхлоп в атмосферу). Давление воздуха регулировалось игольчатым клапаном, установленным на байпасной линии, осуществляющим стравливание воздуха в атмосферу.

В табл. 4.4 систематизированы данные режимных испытаний на осушенном и охлажденном воздухе.

Таблица 4.4 – Результаты режимных испытаний на ЭСД на воздухе

Пункт программы испытаний	Наименование показателя	Пункт требований ТЗ	Ед. изм.	Измеренное значение	Предельные отклонения	Пункт методики
2	Режимные испытания объекта на стенде					
2.1	Режим 1					
2.1.1	Параметры воздуха на входе:					
	Расход		м ³ /ч	31,2		
	Давление (избыточное)		кПа	100		
	Температура		°С	20		
2.1.2	Параметры воздуха на выходе:					
	Давление (избыточное)		кПа	0		
2.1.3	Мощность (вырабатываемая)		кВт	0,139		
2.2	Режим 2					

Продолжение табл. 4.4

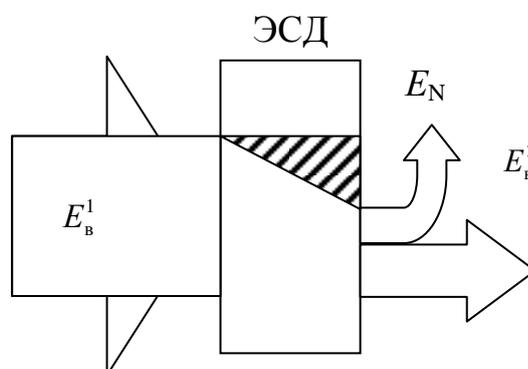
Пункт программы испытаний	Наименование показателя	Пункт требований ТЗ	Ед. изм.	Измеренное значение	Предельные отклонения	Пункт методики
2.2.1	Параметры воздуха на входе:					
	Расход		м ³ /ч	57,8		
	Давление (избыточное)		кПа	170		
	Температура		°С	20		
2.2.2	Параметры воздуха на выходе:					
	Давление (избыточное)		кПа	0		
2.2.3	Мощность (вырабатываемая)		кВт	0,70		
2.3	Режим 3					
2.3.1	Параметры воздуха на входе:					
	Расход		м ³ /ч	62,8		
	Давление		кПа	250		
	Температура		°С	20		
2.3.2	Параметры воздуха на выходе:					
	Давление (избыточное)		кПа	0		
2.3.3	Мощность (вырабатываемая)		кВт	1,30		
2.4	Режим 4					
2.4.1	Параметры воздуха на входе:					
	Расход		м ³ /ч	64,5		

Продолжение табл. 4.4

	Давление (избыточное)		кПа	500		
	Температура		°С	20		
2.4.2	Параметры воздуха на выходе:					
	Давление (избыточное)		кПа	0		
2.4.3	Мощность (вырабатываемая)		кВт	3,78		

Примечание: Испытания теплового двигателя на воздухе проводились на упрощенном стенде (разработчика) по открытому циклу, воздух после расширения выбрасывался в атмосферу. При режиме максимального давления воздуха на входе в блок на выходном коллекторе наблюдалось образование инея, что указывало на получение холода. Время работы на каждом установившемся режиме выбиралось в диапазоне от 10 до 15 минут.

На рис. 4.13 представлена диаграмма эксергетических потоков при работе двигателя на воздухе.



Обозначения: E_B^1 , E_B^2 , E_N – эксергии потока воздуха на входе и выходе двигателя и эксергия механической работы соответственно

Рисунок 4.13 – Диаграмма потоков эксергии двигателя (рабочая среда - воздух).

Результаты оценки эффективности работы АТД, полученные в ходе режимных испытаний на воздухе, приведены в табл.4.5.

Таблица 4.5 – Результаты оценки эффективности теплового двигателя при испытаниях на осушенном и охлажденном воздухе

Номер опыта	Давление на входе, МПа (абс.)	Температура на выходе, К	Мощность, кВт	Эксергия на входе, кВт	Эксергия на выходе, кВт	Эксергетический КПД, %
1	0,20	286,35	0,139	1,149	0,145	12,67
2	0,27	279,61	0,70	4,102	0,704	17,16
3	0,35	275,34	1,30	7,273	1,301	17,89
4	0,60	263,84	3,78	18,275	3,800	20,80

Температура на выходе из АТД (табл. 4.5) при испытаниях на воздухе рассчитывалась исходя из зависимости мощности от перепада температур:

$$N = GC_p \Delta T = GC_p T_1 \cdot \eta \cdot \left[1 - \left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right] \quad (4.15)$$

Плотность воздуха рассчитывалась следующим образом: (принимается, что воздух является идеальным газом):

$$\rho = \frac{pM}{RT} = \frac{p}{287,18 \cdot T} \quad (4.16)$$

Теплоемкость воздуха определяется по следующей эмпирической формуле (ChemCad), Дж/(кг К):

$$C_p \cdot M = 28958 + 9390 \cdot \left[\frac{3012}{T \sinh\left(\frac{3012}{T}\right)} \right]^2 + 7580 \cdot \left[\frac{1484}{T \cosh\left(\frac{1484}{T}\right)} \right]^2 \quad (4.17)$$

На рис. 4.14 представлена зависимость эксергетического КПД от изменения давления воздуха на входе.

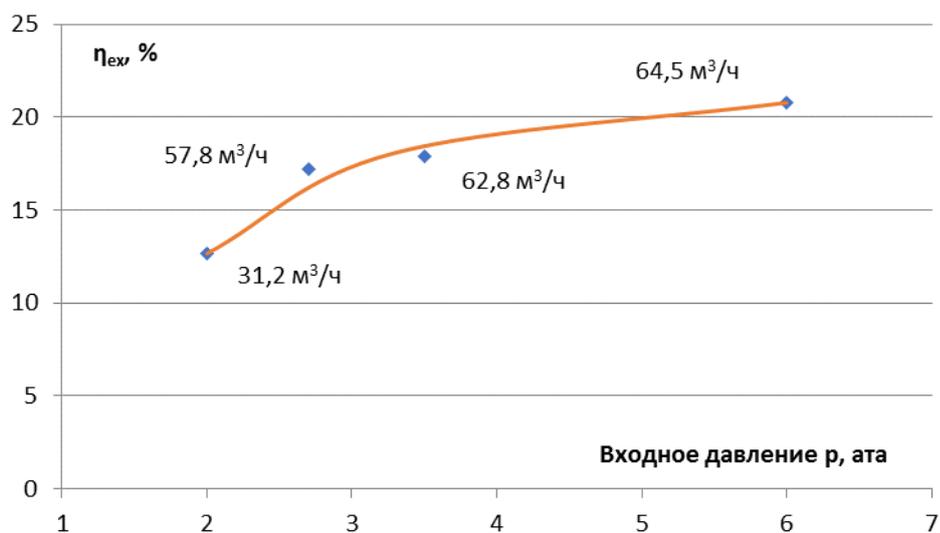


Рисунок 4.14 – Зависимость эксергетического КПД от давления воздуха на входе

Для оценки эффективности экспериментального стенда с двигателем при генерации холода построим диаграмму коэффициентов ценности холода, экстраполируя данные режимных испытаний в область более высоких давлений. На рис. 4.15 представлена графическая зависимость коэффициента ценности холода. Для сравнения на этом же графике приведена зависимость коэффициента ценности теплоты, построенная исходя из адекватного гипотетического изменения температуры в теплотехническую область.

График, представленный на рис. 4.15, представляет зависимость отношения падения эксергии источника холода (теплоты) ($-\Delta E_T$) к количеству принятой (отданной) теплоты:

$$\frac{-\Delta E_T}{Q} = \frac{T - T_0}{T}, \quad (4.18)$$

где T – абсолютная температура рассматриваемого источника холода (теплоты), равная температуре рабочей среды на выходе. Поэтому величину $\left| \frac{T - T_0}{T} \right|$ принято называть коэффициентом ценности холода (теплоты), в зависимости от того, что генерируется.

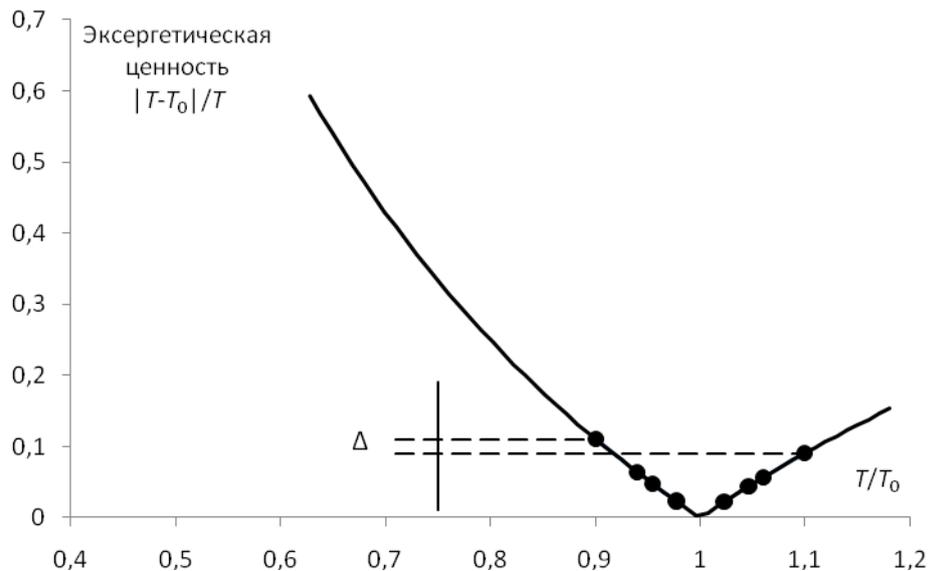


Рисунок 4.15 – Сравнение коэффициентов ценности холода на основе аппроксимации данных режимных испытаний ЭСД с гипотетическими данными в теплотехнической области (точки на кривой слева – экспериментальные значения)

Поскольку генерация холода наблюдается только при максимальном давлении воздуха в эксперименте, то, как видно из рис. 4.15, коэффициент ценности холода (верхняя точка на кривой слева), превышает коэффициент ценности теплоты (верхняя точка на гипотетической кривой справа).

Выводы по результатам режимных испытаний и оптимальной организации подсистемы цикла Ренкина

1. Повышение эффективности теплового двигателя, оцениваемое значением эксергетического КПД, связано с увеличением начального давления рабочей среды. При испытаниях на воздухе повышение давления рабочей среды закоррелировано по условиям эксперимента с увеличением ее расхода. Оба вывода корреспондируются с результатами оптимизации цикла Ренкина, поскольку в цикле Ренкина на метане (с учетом возможности глубокой рекуперации теплоты дымовых газов) наблюдаются самые высокие показатели расхода и давления рабочего тела.

2. Получение холода, обладающего большей эксергией по сравнению с теплотой, а, следовательно, и большей ценностью при равных отклонениях температуры рабочего тела от температуры окружающей среды, подтверждает вывод о целесообразности применения самого низкокипящего рабочего тела – метана, позволяющего в энергоблоке тригенерации получать холод.

3. Оптимально организованной подсистеме цикла Ренкина соответствует вариант с гипотетическим регенератором, рабочим телом метаном и возможностью генерации холода. Такой вариант структуры цикла Ренкина определяет область параметров подсистемы улавливания и выделения диоксида углерода, соответствующей циклам глубокого охлаждения. При этом, согласно методу выделения, условиями реализуемости варианта цикла Ренкина с гипотетическим регенератором является обеспечение подогрева метана до температуры кипения в подсистеме улавливания и выделения диоксида углерода, которая интегрируется с циклом Ренкина в энергоблок тригенерации, и отнесение затрат на организацию процесса подогрева метана в подсистему улавливания.

4.1.2 Оптимальная организация подсистемы улавливания и выделения диоксида углерода из дымовых газов

Результаты оптимальной организации подсистемы рекуперации теплоты очищенных дымовых газов на основе цикла Ренкина требуют улавливания и выделения диоксида углерода при низких температурах, поскольку в цикле Ренкина используется самое низкокипящее из числа рассмотренных рабочих тел – метан. Таким образом, принципиально возможно три варианта организации процесса улавливания и выделения диоксида углерода: парциальная конденсация из газовой смеси, низкотемпературная абсорбция и низкотемпературная десублимация.

Первый вариант при условии малых концентраций диоксида углерода в дымовых газах требует запредельных затрат энергии на сжатие, в силу чего на его основе невозможно организовать эффективный энергоблок тригенерации.

Второй вариант в принципе реализуем. В частности, этот процесс используется в коммерческом процессе Ректизол, в котором улавливание осуществляется глубокоохлажденным метанолом. Улавливание диоксида углерода охлажденным метанолом в процессе Ректизол сопровождается одновременным улавливанием серосодержащих соединений, оставшихся в дымовых газах после очистки.

С учетом возможности интеграции криогенных процессов в системы тригенерации в работе рассматривался процесс низкотемпературной десублимации, который, судя по литературным источникам, позволяет получить чистый диоксид углерода. В дальнейшем эти доводы были проверены при разработке математической модели и на экспериментальной установке.

Процесс низкотемпературной десублимации требует применения холодильного цикла, в котором из очищенных дымовых газов предварительно удаляется влага.

Рассмотрим три возможных варианта структуры холодильного цикла.

Первый вариант – основан на использовании процесса дросселирования без отдачи внешней работы, известный как цикл Линде. По этому способу построены циклы с однократным дросселированием, цикл с двумя ступенями давления, цикл с рециркуляцией газа среднего давления. Все эти циклы осуществляются с предварительным охлаждением и без него. Этот цикл является циклом высокого давления.

Второй вариант – основан на использовании адиабатического расширения с отдачей внешней работы. По этому способу построены циклы

Гейландта, Клодта, Капицы. Эти циклы являются циклами высокого, среднего и низкого давления.

Третий вариант – каскадный способ. Этот способ является самым экономичным способом ожижения, не нашедшим, однако, широкого применения в силу сложности аппаратурного оформления.

Все процессы разделения газов являются энергоемкими. Например, минимальный расход энергии для получения 1 кг жидкого воздуха при начальной температуре 20 °С составляет 3,9 кВт.ч. При сжижении по теоретическому циклу Карно эта величина составляет 0,305 кВт.ч, а при использовании каскадного способа ожижения (аммиак, этилен, метан, азот) этот показатель равен 0,539 кВт.ч на 1 кг жидкого продукта.

Диапазоны давлений в приведенных способах варьируют до 20 МПа – в циклах высокого давления, до 2,0-4,0 МПа – в циклах среднего давления и до 0,55-0,65 МПа – в цикле низкого давления П.Л. Капицы.

Ввиду существенных энергозатрат на выделение диоксида углерода из дымовых газов, которые возрастают с уменьшением содержания диоксида углерода, а также необходимости восстановления работоспособности технологических потоков, для целей построения энергоблока тригенерации выбирается один из холодильных циклов с отдачей внешней работы.

Использование цикла низкого давления Капицы для этих целей ограничено высокой тройной точкой диоксида углерода, которая не позволяет осуществить улавливание CO_2 при низком парциальном его давлении в дымовых газах. Принимая во внимание, что с повышением давления существенно возрастает мощность на сжатие, выбираем цикл среднего давления с отдачей внешней работы с элементной структурой, аналогичной циклу Гейландта, поэтому при проведении расчетов будем называть его циклом Гейландта. При этом давление в цикле выбирается на нижней границе циклов среднего давления, то есть, 2 МПа.

4.1.2.1 Выбор оптимальной топологии холодильного цикла

Выбор оптимальной топологии холодильного цикла в целях сокращения размерности задачи изначально предполагает рассмотрение структуры интегрированной системы, в которой ряд технологических связей строго определен.

На рис. 4.16 представлен предварительный вариант схемы холодильного цикла с отдачей внешней работы с обозначениями параметров потоков.

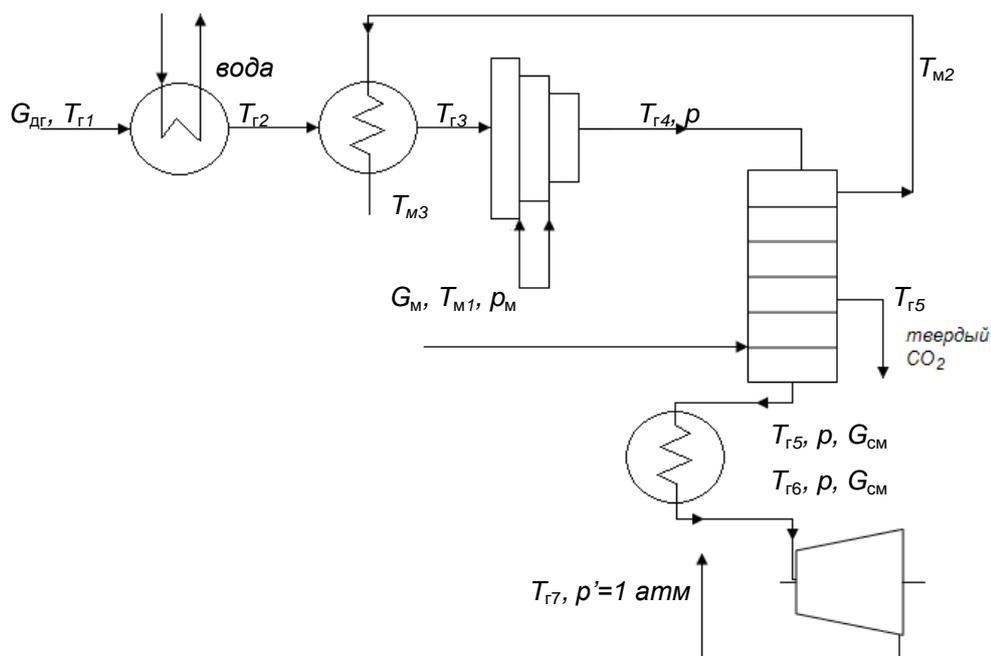


Рисунок 4.16 – Схема холодильного цикла с отдачей внешней работы и получением твердого диоксида углерода (предварительный вариант)

Дымовые газы, покидая цикл Ренкина, направляются в теплообменник, где конденсируются пары воды. Исходя из состава дымовых газов, конденсация воды наступает при 331,66 К (58,66 °С) (ChemCad). При понижении температуры дымовых газов перед сжатием остаточная влага

удаляется, после чего очищенные и осушенные дымовые газы направляются в 1 ступень подсистемы сжатия. Принято, что сжатие осуществляется в три ступени. Для минимизации затрат на компримирование предусмотрено охлаждение после каждой ступени сжатия. При организации подсистемы многоступенчатого сжатия с охлаждением и последующим расширением в турбине принимается ограничение, что не должна наступить десублимация диоксида углерода, поскольку наличие твердой фазы в газодинамических устройствах может привести к их поломке.

Из подсистемы сжатия дымовые газы поступают в десублиматор, где из них улавливается диоксид углерода, который переходит в твердую фазу. Возможна дальнейшая переработка твердого диоксида углерода в жидкую углекислоту. Дымовые газы, не содержащие диоксида углерода и состоящие из азота и небольшого количества кислорода, поступают в турбину для выработки работы и получения дополнительного холода.

При совмещении цикла Ренкина и холодильного цикла необходимо вначале определить элемент холодильного цикла, в который направляется поток жидкого метана из цикла Ренкина с гипотетическим регенератором после насоса для его подогрева. Этот выбор с одной стороны должен удовлетворять методу выделения, при котором затраты на подогрев метана возможно перенести на целевое превращение в другой подсистеме, а с другой - удовлетворять следствию из уравнительного метода распределения затрат, согласно которому совмещаемые в элементе потоки должны иметь близкие весовые коэффициенты. В силу обоих требований поток метана с температурой 110 К направляется сначала в десублиматор для получения твердой углекислоты. При этом подогрев метана в процессе десублимации осуществляется не полностью. Поэтому, в первоначальном варианте топологии холодильного цикла поток метана поступает далее на охлаждение газов в предварительном холодильнике до подсистемы сжатия.

Расчет технологических параметров процессов цикла осуществлялся по алгоритму, представленному на рис. 4.17.

Расчет проводился как в программной среде Delphi, так и с помощью программы ChemCad.

Начальные параметры дымовых газов: расход 35,36 кг/с, температура 373 К, давление – 0,1 МПа.

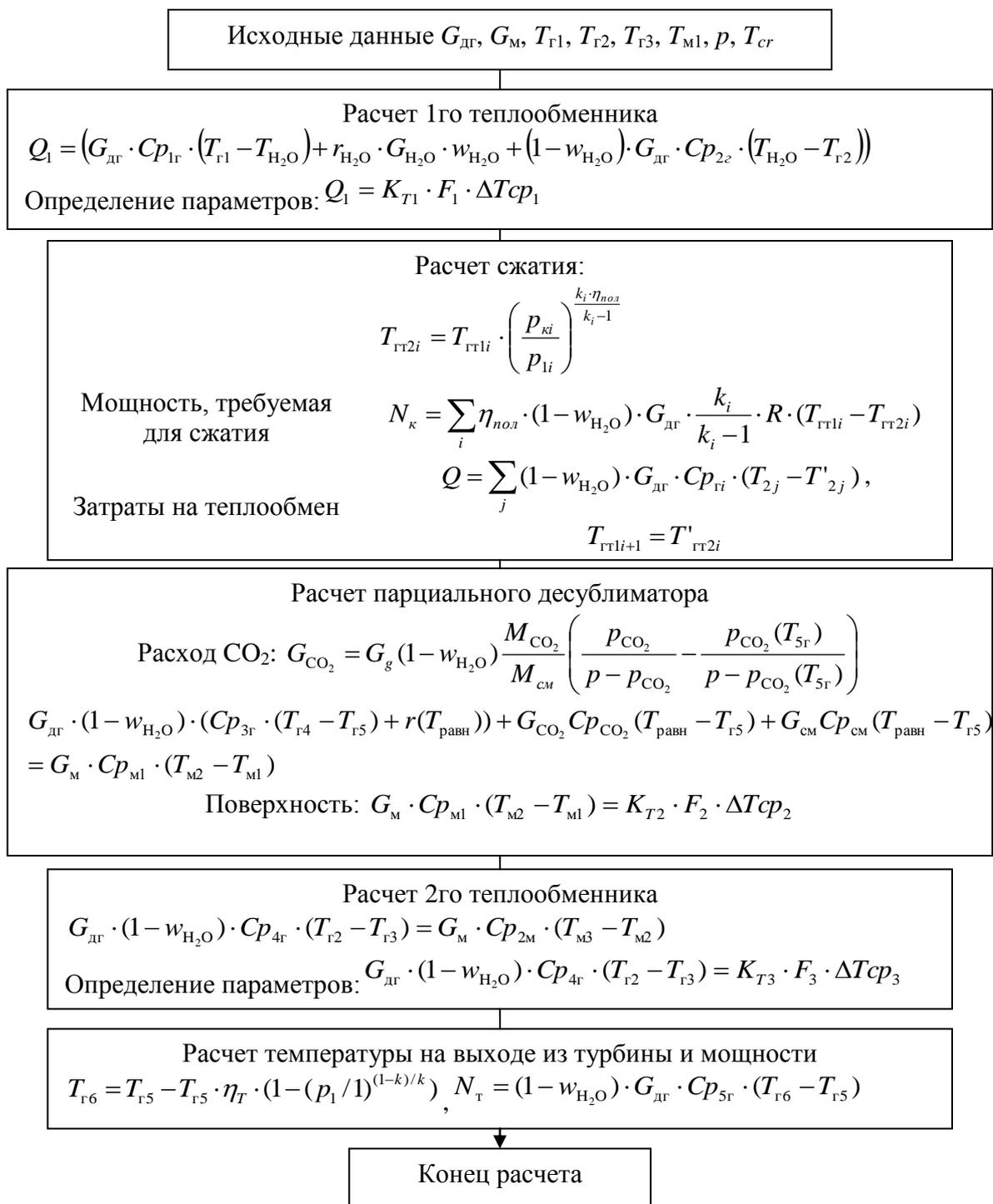


Рисунок 4.17 – Алгоритм расчета схемы холодильного цикла

Для расчета теплоты сублимации использовалась следующая зависимость [264]:

$$r_{\text{субл}} = 665,57 - 0,10086T + 0,0062496T^2 - 0,00001805T^3 \quad (4.19)$$

Дымовые газы охлаждаются после каждой ступени компримирования соответственно до 190 К, 210 К и 220 К. В турбине дымовые газы расширяются до 1 атм. Расчет проводился с учетом ограничения по отсутствию десублимации диоксида углерода.

На рис. 4.17 принято: $T_{r1i}, T_{r2i}, p_{ki}, p_{li}, k_i, \eta_{пол}$ – соответственно температуры и давления на входе и выходе из i -й ($i=1\div 3$) стадии компримирования, показатель адиабаты и политропический КПД i -й стадии (для всех стадий КПД принят равным 0,82).

Данные по равновесию для диоксида углерода были взяты из литературных источников [264].

Для определения давления газа над твердым CO_2 , по экспериментальным данным было получено следующее уравнение:

$$\lg p_{\text{субл}} = 0,00062395 \cdot T^2 - 0,35326563 \cdot T + 77,88573 - 5398,412/T \quad (4.20)$$

Как было отмечено ранее, при количестве элементов в системе равных N число связей между ними будет $N(N-1)$.

Как следует из схемы холодильного цикла (рис. 4.16) имеется 10 элементов, 5 из которых включены в подсистему сжатия: это 3 ступени компрессора и 2 межступенчатых холодильника. Таким образом, теоретическая модель топологии или обобщенная гипотетическая структура будет включать 90 возможных варианта связей, которые необходимо рассмотреть на реализуемость, исходя из требуемой последовательности превращений.

Поскольку в подсистеме холодильного цикла ряд технологических связей строго определен, выбор оптимального варианта топологии холодильного цикла исходил из следующего:

- поток метана направляется сначала в десублиматор для выделения целевого продукта – это согласуется с обоими методами и уравнительным, и выделения, то есть положение данной связи фиксировано жестко;

- связи по потоку дымовых газов, идущих на улавливание диоксида углерода, в подсистеме сжатия фиксированы жестко;

- в первом приближении считается, что первый теплообменник строго замкнут на поток внешнего хладагента (вода).

Таким образом, окончательно имеем три потока: поток метана на выходе из десублиматора, поток дымовых газов без диоксида углерода на выходе из десублиматора и низкотемпературный поток дымовых газов после детандера (турбины), которые могут быть связаны с только с тремя теплообменными элементами: предварительным холодильником и двумя межступенчатыми холодильниками, обеспечивающими снижение температуры сжимаемого потока дымовых газов, направляемых для улавливания диоксида углерода, для уменьшения суммарной мощности компримирования. Таким образом, число элементов, связанных альтернативными вариантами связей, равно 3.

Тогда собственно вариантов связей в подсистеме холодильного цикла будет 6.

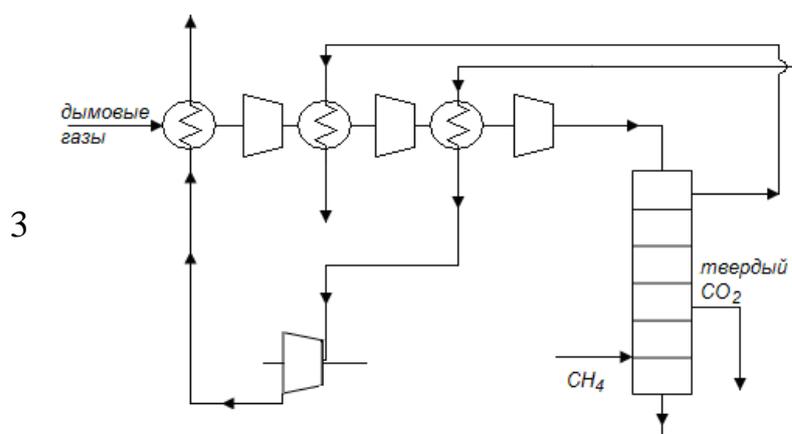
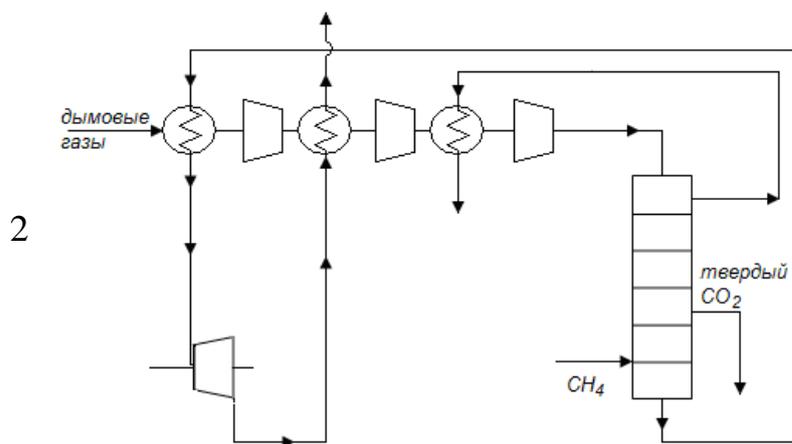
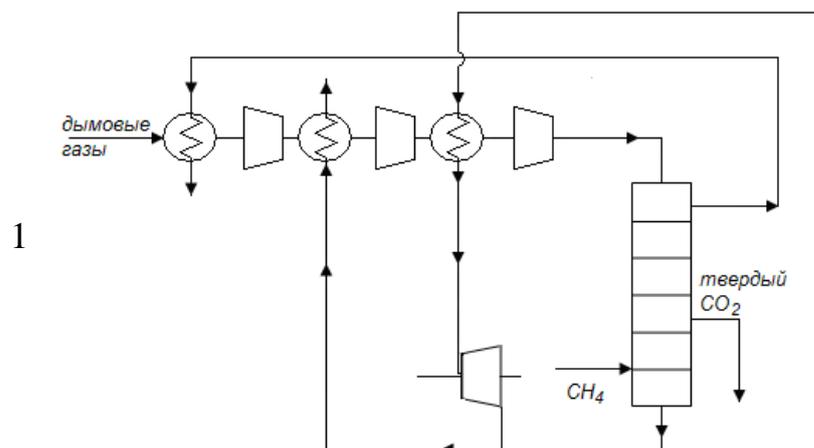
На рис. 4.18 приведены варианты топологии холодильного цикла, выбор оптимального из которых осуществляется на основании уравнительного метода по критерию минимального рассогласования обобщенных флуктуаций источников и стоков:

$$\Delta T_3 = \Delta T_3^{ucm} - \Delta T_3^{cm}, \quad (4.21)$$

где обобщенная флуктуация источника или стока равна:

$$\Delta T_3 = \sqrt{\frac{\sum_i^L \alpha_i \Delta T_{3,i}}{L}}.$$

Результаты выбора варианта топологии холодильного цикла приведены в табл. 4.6.



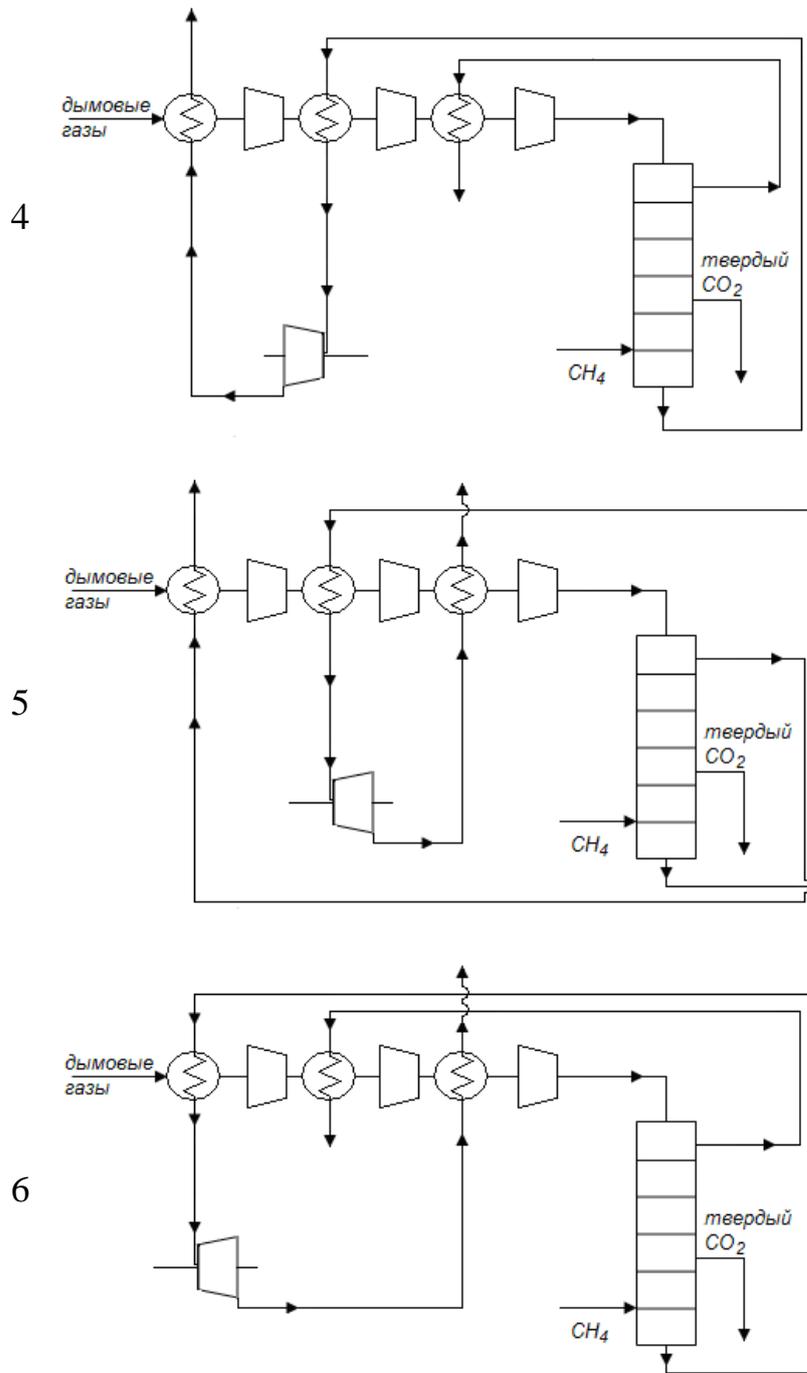


Рисунок 4.18 – Варианты топологии холодильного цикла для улавливания диоксида углерода из дымовых газов.

Таблица 4.6 – Результаты расчета вариантов топологии

Вариант ХТС			1					
			Дымовые газы 1			Метан 1		
			вход	выход	ΔT_s	вход	выход	ΔT_s
Т/о 1		T	280	180	230			
Компрессор	Сжатие 1	Cp'	1065,3					
		T	180	251,84	272,982			
		p	1	2,7144				
	Т/о 2	T	251,84	190	220,92			
	Сжатие 2	Cp'	1095,4					
		T	190	263,69	285,1479			
	p	2,7144	7,3681					
Т/о 3	T	263,69	200	231,845				
Сжатие 3	Cp'	1365,5						
	T	200	260,14	277,5046				
	p	7,3681	20					
Т/о 4	T	260,14	145	202,55				
Т/о 5		T	145	212,1582	178,5791	158,97	181,36	170,165
Турбина		Cp'	1139,5					
		T	212,1582	118,0243	42,72553			
		p	20	1				
Т/о 6		T	118,0243	187,2931	152,6587	110	158,97	134,485
Источник				Сток		Рассогласование		
221,6327215				159,8730091		61,75971243		
Вариант ХТС			2					
			Дымовые газы 2			Метан 2		
			вход	выход	ΔT_s	вход	выход	ΔT_s
Т/о 1		T	280	180	230			
Компрессор	Сжатие 1	Cp'	1065,3					
		T	180	251,84	272,982			
		p	1	2,7144				
	Т/о 2	T	251,84	190	220,92			
	Сжатие 2	Cp'	1095,4					
		T	190	263,69	285,1479			
	p	2,7144	7,3681					
Т/о 3	T	263,69	200	231,845				
Сжатие 3	Cp'	1365,5						
	T	200	260,14	277,5046				
	p	7,3681	20					
Т/о 4	T	260,14	145	202,55				
Т/о 5		T	145	242,8806	193,9403	158,97	177,24	168,107
Турбина		Cp'	1139,5					
		T	242,8806	134,9022	48,885			
		p	20	1				
Т/о 6		T	134,9022	205,9909	170,4466	110	158,97	134,485
Источник				Сток		Рассогласование		
221,6327215				168,0854522		53,5472693		

Продолжение табл. 4.6.

Вариант ХТС			3						
			Дымовые газы 3			Метан 3			
			вход	выход	ΔT_3	вход	выход	ΔT_3	
Т/о 1		T	280	180	230				
Компрессор	Сжатие 1	Cp'	1065,3						
		T	180	251,84	272,982				
		p	1	2,7144					
	Т/о 2	T	251,84	190	220,92				
	Сжатие 2	Cp'	1095,4						
		T	190	263,69	285,1479				
p		2,7144	7,3681						
Т/о 3	T	263,69	200	231,845					
Сжатие 3	Cp'	1365,5							
	T	200	260,14	277,5046					
	p	7,3681	20						
Т/о 4	T	260,14	145	202,55					
Т/о 5		T	145	212,1582	178,5791	158,97	176,323	167,6466	
Турбина		Cp'	1139,5						
		T	212,1582	118,0243	42,72553				
		p	20	1					
Т/о 6		T	118,0243	226,2298	172,1271	110	158,97	134,485	
Источник				Сток		Рассогласование			
221,6327215				164,0958668		57,53685467			
Вариант ХТС			4						
			Дымовые газы 4			Метан 4			
			вход	выход	ΔT_3	вход	выход	ΔT_3	
Т/о 1		T	280	180	230				
Компрессор	Сжатие 1	Cp'	1065,3						
		T	180	251,84	272,982				
		p	1	2,7144					
	Т/о 2	T	251,84	190	220,92				
	Сжатие 2	Cp'	1095,4						
		T	190	263,69	285,1479				
p		2,7144	7,3681						
Т/о 3	T	263,69	200	231,845					
Сжатие 3	Cp'	1365,5							
	T	200	260,14	277,5046					
	p	7,3681	20						
Т/о 4	T	260,14	145	202,55					
Т/о 5		T	145	206,5558	175,7779	158,97	177,243	168,1065	
Турбина		Cp'	1139,5						
		T	206,5558	114,8674	41,59208				
		p	20	1					
Т/о 6		T	114,8674	222,7677	168,8176	110	158,97	134,485	
Источник				Сток		Рассогласование			
221,6327215				162,5909329		59,04178855			

Продолжение табл. 4.6.

Вариант ХТС			5					
			Дымовые газы 5			Метан 5		
			вход	выход	ΔT_s	вход	выход	ΔT_s
Т/о 1		T	280	180	230			
Компрессор	Сжатие 1	Cp'	1065,3					
		T	180	251,84	272,982			
		p	1	2,7144				
	Т/о 2		T	251,84	190	220,92		
	Сжатие 2	Cp'	1095,4					
		T	190	263,69	285,1479			
p		2,7144	7,3681					
Т/о 3		T	263,69	200	231,845			
Сжатие 3	Cp'	1365,5						
	T	200	260,14	277,5046				
	p	7,3681	20					
Т/о 4		T	260,14	145	202,55			
Т/о 5		T	145	206,5558	175,7779	158,97	181,36	170,165
Турбина	Cp'	1139,5						
	T	206,5558	114,8674	41,59208				
	p	20	1					
Т/о 6		T	114,8674	189,9188	152,3931	110	158,97	134,485
Источник				Сток		Рассогласование		
221,6327215				159,0313409		62,60138062		
Вариант ХТС			6					
			Дымовые газы 6			Метан 6		
			вход	выход	ΔT_s	вход	выход	ΔT_s
Т/о 1		T	280	180	230			
Компрессор	Сжатие 1	Cp'	1065,3					
		T	180	251,84	272,982			
		p	1	2,7144				
	Т/о 2		T	251,84	190	220,92		
	Сжатие 2	Cp'	1095,4					
		T	190	263,69	285,1479			
p		2,7144	7,3681					
Т/о 3		T	263,69	200	231,845			
Сжатие 3	Cp'	1365,5						
	T	200	260,14	277,5046				
	p	7,3681	20					
Т/о 4		T	260,14	145	202,55			
Т/о 5		T	145	242,8806	193,9403	158,97	176,3232	167,6466
Турбина	Cp'	1139,5						
	T	242,8806	134,9022	48,885				
	p	20	1					
Т/о 6		T	134,9022	212,0782	173,4902	110	158,97	134,485
Источник				Сток		Рассогласование		
221,6327215				168,7478053		52,88491618		

Примечание: желтым цветом выделены источники, синим цветом – стоки.

Из табл. 4.6 видно, что оптимальным вариантом топологии холодильного цикла является вариант под номером 6, для которого рассогласование обобщенных флуктуаций источников и стоков наименьшее.

Таким образом, комбинирование цикла Ренкина с гипотетическим регенератором на метане должно осуществляться с холодильным циклом для улавливания диоксида, топология которого соответствует варианту под номером 6.

Расчеты интегрированной системы для определения ее окончательных параметров проводились в программной среде Delphi и с помощью программы ChemCad, которые показали хорошую сходимость.

Отдельным блоком в общем расчете представлена оптимизация подсистемы многоступенчатого сжатия по критерию минимальной мощности для установления окончательного распределения давлений по ступеням при условии отсутствия десублимации в предварительном и межступенчатых холодильниках.

Для минимизации затрат на сжатие использовался поисковый алгоритм Хука-Дживса [265].

При этом осуществлялся автоматический подбор температур на входе в каждую ступень сжатия с запасом по отношению к линии равновесия газ - твердая фаза во избежание десублимации.

Результаты оптимизации подсистемы многоступенчатого сжатия представлены в табл. 4.7.

Из теории известно, что минимальная мощность многоступенчатого сжатия при одинаковых температурах на входе в каждую ступень имеет место при равных значениях степени повышения давления по ступеням.

Как следует из результатов оптимизации подсистемы многоступенчатого сжатия в холодильном цикле, оптимальное решение несколько отличается от теоретического.

Таблица 4.7 – Результаты оптимизации подсистемы сжатия

Расход газов, кг/с	30,9	
1я ступень сжатия		
Температура на входе/выходе потока, К	180	257,73
Давление на входе/выходе потока, МПа	0,1	0,2824
КПД	0,82	
Действительная мощность, МВт	2,3851	
Промежуточное охлаждение		
Температура на входе/выходе горячего потока, К	257,73	190
Тепловая нагрузка, МВт	2,1148	
2я ступень сжатия		
Температура на входе/выходе потока, К	190	267,49
Давление на входе/выходе потока, МПа	0,2824	0,7587
КПД	0,82	
Действительная мощность, МВт	2,3682	
Промежуточное охлаждение		
Температура на входе/выходе потока, К	267,49	200
Тепловая нагрузка, МВт	2,1485	
3я ступень сжатия		
Температура на входе/выходе потока, К	200	276,57
Давление на входе/выходе потока, МПа	0,7587	2
КПД	0,82	
Действительная мощность, МВт	2,312	

Температура на выходе из 3-й ступени (входе в десублиматор) уточняется в дальнейшем при расчете математической модели.

4.1.3 Разработка энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода из дымовых газов

В соответствии с полученными результатами по оптимальной организации подсистем цикла Ренкина и холодильного цикла, а также с учетом возможностей их интеграции в единую систему был разработан способ и техническое решение по получению электроэнергии, холода и диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации (рис. 4.19) [266].

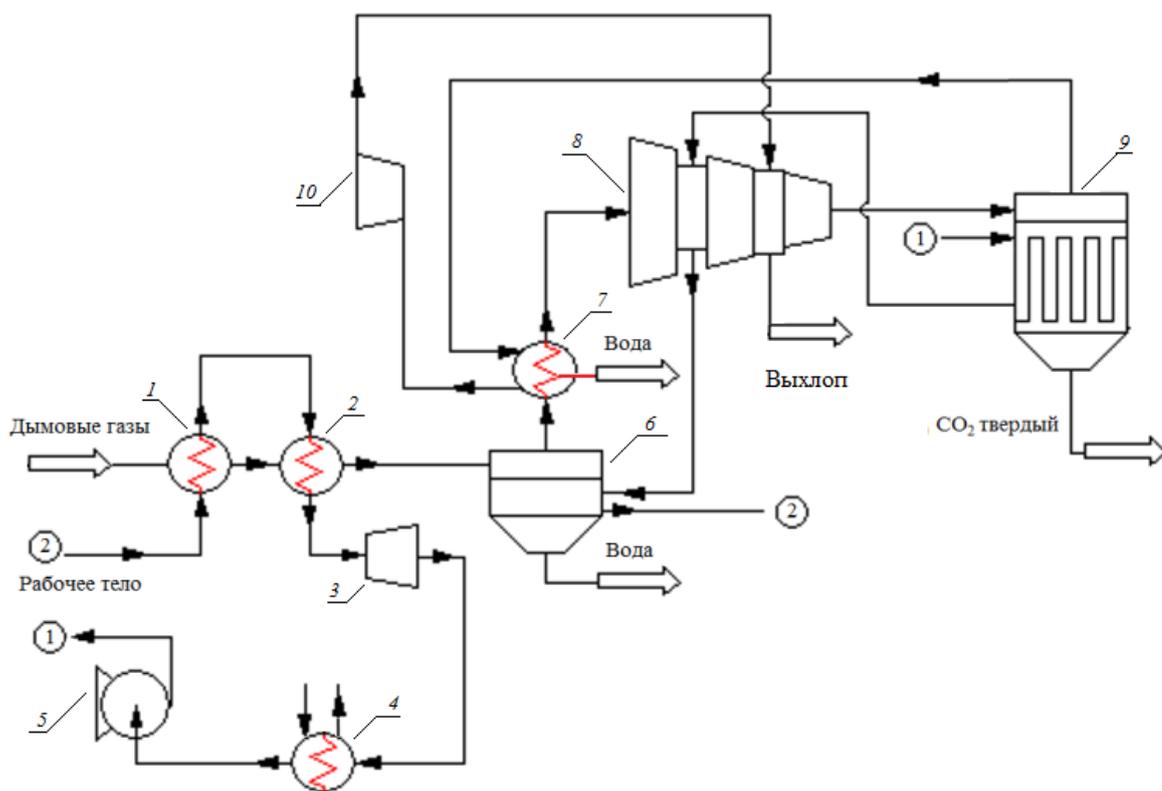


Рисунок 4.19 – Технологическая схема энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода из очищенных дымовых газов

Технологическая система, представленная на рис. 4.19, включает цикл Ренкина, который содержит испаритель 1 и пароперегреватель 2 низкокипящего рабочего тела, турбину 3 для рекуперации энергии НРТ и

выработки механической работы, которая в дальнейшем преобразуется в электрическую энергию (на схеме не показано), конденсатора НРТ 4 для перевода его в жидкое состояние, насоса 5 для перекачки НРТ и холодильный цикл, который, в свою очередь, содержит теплообменник 6 для предварительного охлаждения потока очищенных дымовых газов после испарителя 1 и пароперегревателя 2 цикла Ренкина и удаления из них паров воды, охладитель 7 для предварительного охлаждения перед первой ступенью сжатия многоступенчатого компрессора 8 с промежуточным охлаждением, десублиматор-сепаратор 9 (как вариант возможен абсорбер) для отделения диоксида углерода, турбину 10 для выработки дополнительной механической работы (электроэнергии) и холода.

При разработке унифицированного технического решения энергоблока тригенерации, способного функционировать совместно с теплоэнергетическими системами на любом виде природного топлива, были проведены расчеты для всего диапазона концентраций диоксида углерода в дымовых газах от минимальной до максимальной в пределах от 6 до 10 об.% в расчете на влажный газ. Наименьшее содержание диоксида углерода содержится в дымовых газах коксовых производств (в среднем 6,0 - 6,5 об%). Верхней границе соответствуют дымовые газы, полученные сжиганием угля и мазута.

Для определения параметров пилотного модуля энергоблока был принят расход очищенных дымовых, соответствующий его производительности по предполагаемому продукту – диоксиду углерода до 160 тыс. тонн в год, что эквивалентно содержанию диоксида углерода в дымовых газах для промышленной ТЭС мощностью до 50 МВт при максимальной его концентрации в дымовых газах.

Сравнительный анализ параметров процессов энергоблока тригенерации для дымовых газов с различным содержанием диоксида углерода показывает, что нагрузки на элементы цикла Ренкина при работе на

дымовых газах с меньшим содержанием CO_2 (дымовые газы коксовых производств) несколько выше, чем при работе на дымовых газах с большим содержанием CO_2 (дымовые газы большинства ТЭС). Также несколько выше и тепловая нагрузка на парциальный конденсатор 6, в котором удаляется основное количество влаги, поскольку дымовые газы, например, коксовых производств содержат большее количество водяных паров.

Параметры трехступенчатого компрессора и промежуточных охладителей практически не изменяются.

Мощность газовой турбины (детандера) несколько выше при работе на дымовых газах с меньшим содержанием CO_2 (коксовый газ), поскольку массовый расход на турбину в этом случае выше.

При этом холодильная нагрузка в процессе десублимации при работе на дымовых газах, соответствующих верхней границе содержания диоксида углерода, выше, в силу чего конструкционные параметры десублиматора соответствовали верхней границе содержания CO_2 в дымовых газах.

На основании проведенных расчетов для очищенных дымовых газов, содержащих минимальное и максимальное количества диоксида углерода, был сделан обоснованный вывод, что параметры всех элементов пилотного энергоблока, за исключением десублиматора, должны соответствовать нижней границе содержания диоксида углерода в дымовых газах (см. раздел 4.1.1.).

В свою очередь параметры десублиматора должны соответствовать верхней границе содержания диоксида углерода в дымовых газах.

В табл.4.8 – 4.17, 4.22 приведены параметры пилотного модуля энергоблока тригенерации.

В табл. 4.8 и 4.9 представлены параметры работы испарителя и перегревателя цикла Ренкина.

Таблица 4.8 – Параметры Испарителя 1

Температура на входе/выходе горячего потока, К	633	448
Температура на входе/выходе холодного потока, К	185	190
Доля пара на входе/выходе горячего потока	1,00	1,00
Доля пара на входе/выходе холодного потока	0,00	1,00
Давление горячего потока, МПа	0,1	
Давление холодного потока, МПа	4,4	
Расход горячего потока, кг/с	35,36	
Расход холодного потока, кг/с	46,51	
Ориентировочный коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·К)	30	
Тепловая нагрузка, МВт	7,6777	
Средняя движущая сила, К	345,1	
Площадь поверхности, м ²	742	

Таблица 4.9 – Параметры Пароперегревателя 2

Температура на входе/выходе горячего потока, К	448	325
Температура на входе/выходе холодного потока, К	185	230
Доля пара на входе/выходе горячего потока	1,00	0,934
Доля пара на входе/выходе холодного потока	1,00	1,00
Давление горячего потока, МПа	0,1	
Давление холодного потока, МПа	4,4	
Расход горячего потока, кг/с	35,36	
Расход холодного потока, кг/с	46,51	
Ориентировочный коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·К)	30	
Тепловая нагрузка, МВт	8,6006	
Средняя движущая сила, К	176,0	
Площадь поверхности, м ²	1629	

В табл. 4.10 представлены параметры работы паровой турбины в цикле Ренкина.

Таблица 4.10 – Параметры Паровой турбины 3 (адиабатическое расширение)

Температура на входе/выходе потока, К	230	112
Доля пара на входе/выходе потока	1,00	0,969
Давление на входе/выходе потока, МПа	4,4	0,1
КПД	0,75	
Действительная мощность, МВт	8,5886	

В табл. 4.11 представлены параметры работы конденсатора в цикле Ренкина

Таблица 4.11 – Параметры Конденсатора 4

Температура на входе/выходе горячего потока, К	112	112
Температура на входе/выходе холодного потока, К	77,0	105,0
Доля пара на входе/выходе горячего потока	0,969	0,00
Доля пара на входе/выходе холодного потока	0,00	0,00
Давление горячего потока, МПа	0,1	
Давление холодного потока, МПа	3,0	
Расход горячего потока, кг/с	46,51	
Расход холодного потока, кг/с	380	
Ориентировочный коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·К)	300	
Тепловая нагрузка, МВт	23,5967	
Средняя движущая сила, К	17,36	
Площадь поверхности, м ²	4531	

В табл. 4.12 представлены параметры работы насоса в цикле Ренкина.

Таблица 4.12 – Параметры насоса 5

Температура на входе/выходе потока, К	112	113,2
Доля пара на входе/выходе потока	0,00	0,00
Давление на входе/выходе потока, МПа	0,1	4,4
Мощность, МВт	0,48	

В табл. 4.13 представлены параметры работы парциального конденсатора 6.

Таблица 4.13 – Параметры Парциального конденсатора 6

Температура на входе/выходе горячего потока, К	325	280
Температура на входе/выходе холодного потока, К	148,5	184,0
Количество удаленной воды, кг/с	4,267	
Доля пара на входе/выходе холодного потока	0,00	0,00
Давление горячего потока, МПа	0,1	
Давление холодного потока, МПа	4,4	
Полный расход горячего потока, кг/с	35,36	
Расход холодного потока, кг/с	46,51	
Ориентировочный коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·К)	120	
Тепловая нагрузка, МВт	8,7159	
Средняя движущая сила, К	136,2	
Площадь поверхности, м ²	533	

В табл. 4.14 представлены параметры работы промежуточного теплообменника 7.

Таблица 4.14 – Параметры Промежуточного теплообменника 7
(дополнительное удаление воды)

Температура на входе/выходе горячего потока, К	280	180
Температура на входе/выходе холодного потока, К	145,0	261,8
Количество удаленной воды, кг/с	0,1876	
Доля пара на входе/выходе холодного потока	1,00	1,00
Давление горячего потока, МПа	0,1	
Давление холодного потока, МПа	2,0	
Общий расход горячего потока, кг/с	31,09	
Расход холодного потока, кг/с	27,05	
Ориентировочный коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·К)	25	
Тепловая нагрузка, МВт	3,6445	
Средняя движущая сила, К	25,7	
Площадь поверхности, м ²	5676	

В элементах 6 и 7 для предотвращения замерзания воды в аппаратах необходимо добавлять соединения гликоля или метанол.

В табл. 4.15 и 4.16 представлены параметры работы межступенчатых охладителей, соответственно после первой ступени Компрессора 8 (табл.4.15) и второй ступени Компрессора 8 (табл. 4.16), которые дополняют данные табл. 4.7.

Таблица 4.15 – Параметры промежуточного охладителя (после 1 ст.)

Температура на входе/выходе горячего потока, К	257,73	190
Температура на входе/выходе холодного потока, К	137,09	148,46
Доля пара на входе/выходе горячего потока	1,00	1,00
Доля пара на входе/выходе холодного потока	0,00	0,00
Давление горячего потока, МПа	0,2824	
Давление холодного потока, МПа	4,4	
Расход горячего потока, кг/с	30,9	
Расход холодного потока, кг/с	46,51	
Ориентировочный коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·К)	35	
Тепловая нагрузка, МВт	2,1148	
Средняя движущая сила, К	77,71	
Площадь поверхности, м ²	778	

Таблица 4.16 – Параметры промежуточного охладителя (после 2 ст.)

Температура на входе/выходе горячего потока, К	267,49	200
Температура на входе/выходе холодного потока, К	146,32	222,84
Доля пара на входе/выходе горячего потока	1,00	1,00
Доля пара на входе/выходе холодного потока	1,00	1,00
Давление горячего потока, МПа	0,7587	
Давление холодного потока, МПа	0,1	
Расход горячего потока, кг/с	30,9	
Расход холодного потока, кг/с	27,05	
Ориентировочный коэффициент теплопередачи, Вт/(м ² ·К)	25	
Тепловая нагрузка, МВт	2,1485	
Средняя движущая сила, К	49,026	
Площадь поверхности, м ²	1753	

В табл. 4.17 представлены параметры работы газовой турбины (детандера) 10

Таблица 4.17 – Параметры газовой турбины 10 (адиабатическое расширение)

Температура на входе/выходе потока, К	261,81	146,32
Доля пара на входе/выходе потока	1,00	1,00
Давление на входе/выходе потока, МПа	2,0	0,1
КПД	0,75	
Действительная мощность, МВт	3,0851	

Параметры десублиматора определялись в ходе математического моделирования процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода из газовой фазы и экспериментальных исследований по адекватности разработанной математической модели (см. далее табл. 4.22).

Выводы

1. Разработана методика технической реализации пилотного модуля энергоблока тригенерации производительностью по предполагаемому продукту до 160 тыс. тонн диоксида углерода в год, способного интегрироваться с существующими теплоэнергетическими системами, использующими любые виды природных топлив.
2. Расчеты показывают, что в пилотном модуле энергоблока тригенерации возможно достичь следующих показателей:
 - степень улавливания и выделения диоксида углерода – 99 %;
 - обеспечение всех процессов собственно выработанной электроэнергией (снижение затрат на выделение CO₂ на 100 %);
 - дополнительная выработка электроэнергии – 4,1 МВт;

- полная ликвидация теплового загрязнения окружающей среды;
- обеспечение потребностей схемы в холоде;
- дополнительная выработка холода до 2,1 МВт.

3. На основании данных по оптимальной организации пилотного энергоблока тригенерации для улавливания и выделения диоксида углерода был разработан проект Технического задания на ОКР, принятый государственным заказчиком.

4.2 Разработка математической модели процесса получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации и экспериментальные исследования

Разработке математического описания процесса низкотемпературной десублимации предшествовал теоретический анализ фазовых диаграмм, проведенный на основании данных литературных источников и программного продукта ChemCad.

4.2.1 Анализ возможности получения товарного диоксида углерода в холодильном цикле среднего давления

На данном этапе исследуется возможность получения из очищенных и осушенных дымовых газов диоксида углерода, соответствующего действующим стандартам качества, на основе данных фазовых диаграмм индивидуальных веществ, входящих в состав дымовых газов.

В соответствии с исходными требованиями очищенные дымовые газы должны содержать загрязнители в пределах среднесуточных значений ПДК^{сс}.

В табл. 4.18 приведен состав газа, принятый в дальнейших расчетах.

Таблица 4.18 – Состав очищенных и осушенных в энергоблоке тригенерации дымовых газов (массовые доли)

Диоксид углерода	Азот	Кислород	Оксид азота (IV)	Оксид азота (II)	Оксид серы (VI)	Монооксид углерода
0,121764	0,82827	0,049966	$3.32 \cdot 10^{-8}$	$4.97 \cdot 10^{-8}$	$4.15 \cdot 10^{-8}$	$2.49 \cdot 10^{-6}$

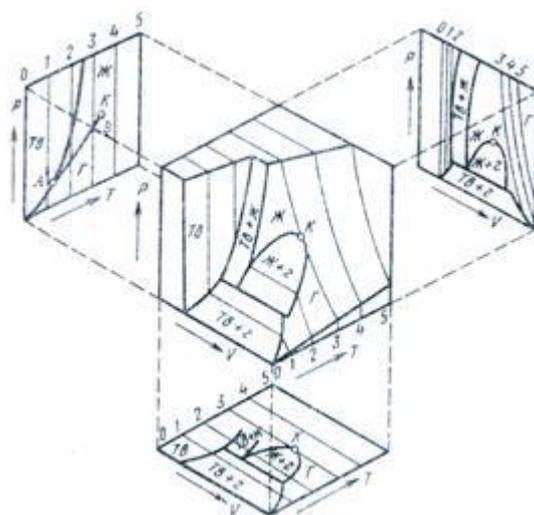
Исключительно большое влияние на возможности улавливания диоксида углерода оказывает его агрегатное состояние и процессы фазового перехода. Практически при определенных условиях диоксид углерода может существовать в виде газа, жидкости, твердого тела (сухого льда), а также сжатого газа и кристаллогидратов.

Диаграмма фазового равновесия диоксида углерода, представленная на рис. 4.20, наглядно демонстрирует условия существования каждой из его агрегатных состояний.

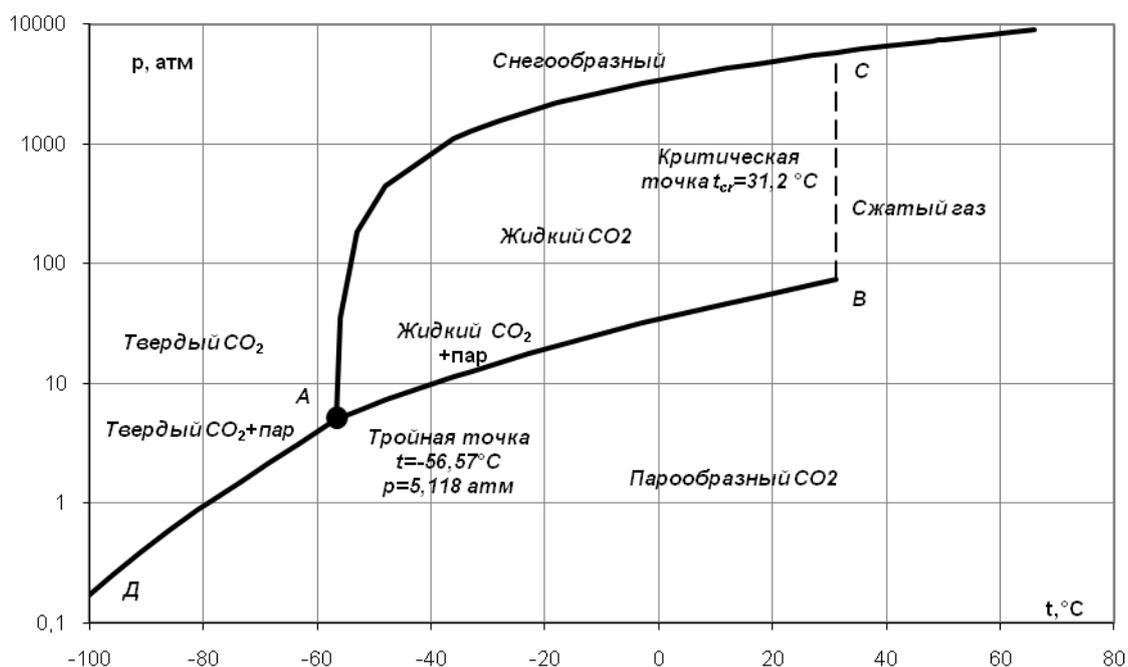
Замкнутая кривая ABC ограничивает пространство существования жидкого диоксида углерода. В каждой точке внутри замкнутой кривой путем изменения одного из ведущих параметров (температуры или давления) или обоих одновременно можно достичь изменения фазового состояния и свойств жидкости (испарение, замерзание).

Ниже линии ДАВ диоксид углерода может существовать только в виде газа, а выше ДАС – в виде снегообразной твердой массы.

Правее критической линии ВС расположена сверхкритическая область.



а)



б)

а – пространственная диаграмма состояния CO_2 и ее проекции на плоскости $P-T$, $P-V$, $T-V$; б – диаграмма фазового равновесия CO_2 на плоскости (А – тройная точка, В – критическая точка)

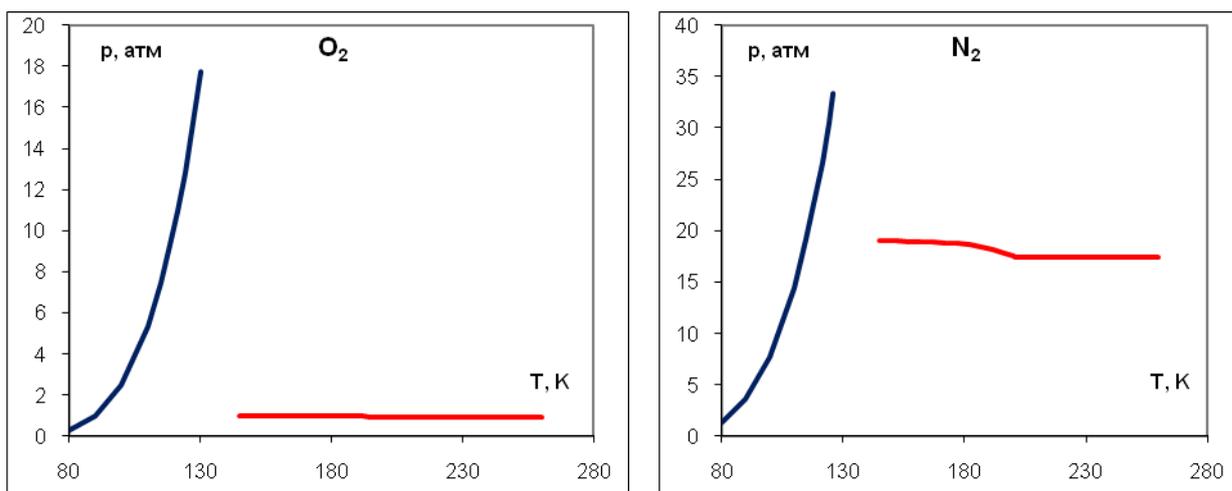
Рисунок 4.20 – Диаграмма фазового равновесия CO_2 .

Из диаграммы фазового равновесия диоксида углерода следует, что данное вещество имеет довольно высокую тройную точку А. Ее характеризуют: $t_T = (-56,57 \pm 0,01)^\circ\text{C}$, $P_T = (518,6 \pm 3/5,289/)$ кПа, кгс/см², $\rho_T = 1501 \pm 9$ кг/м³.

Критическая точка низка (В). Ее параметры: $t_{кр} = 31,05 \pm 0,02$ °С, $P_{кр} = 7383 \pm 5/75,31/$ кПа, $\rho_{кр} = 468,16 \pm 3$ кг/м³. Нормальная точка сублимации диоксида углерода имеет следующие координаты: $t_{нтс} = (78,32 \pm 0,005)$ °С; $P_{нтс} = 101,325$ кПа; $\rho_{нтс}^{тв} = 1,563 \pm 0,002$ кг/м³. При атмосферном давлении и комнатной температуре диоксид углерода существует только в виде газа. Под действием давления в области температур от $-56,6$ до $31,1$ °С он легко сжижается. При охлаждении до температуры ниже тройной точки или дросселировании в области выше линии плавления он трансформируется в твердую снегообразную массу. Сопоставляя состав очищенных дымовых газов ТЭС, можно заключить, что мы находимся в зоне ниже тройной точки на линии перехода из газообразного состояния в твердое (линия А-Д).

При этом выделение твердого диоксида углерода из дымовых газов, то есть, его десублимация зависит от общего давления в системе и температуры процесса. В свою очередь температура процесса определяется параметрами хладагента, временем пребывания и конструкцией аппарата. При рассмотрении многокомпонентной системы необходимо учитывать взаимодействие веществ. При одновременном фазовом переходе в образовавшейся фазе могут находиться как чистые компоненты, так и смесь, обогащенная одним из компонентов. Состав фазы определяется взаимной растворимостью веществ. В том случае, если жидкая фаза не образуется, можно считать, что компоненты не взаимодействуют друг с другом, что соответствует принятой гипотезе о невзаимодействии компонентов дымовых газов в процессе десублимации диоксида углерода. Будем считать, что газовая смесь считается идеальной, подчиняющейся законам Дальтона и Рауля.

На рис. 4.21 представлены диаграммы состояния компонентов дымовых газов, в частности, азота и кислорода, соответствующие изменению температуры в процессе десублимации диоксида углерода в энергоблоке тригенерации при давлении, равном 2,0 МПа.



Состав дымовых газов в мольных долях: $\text{CO}_2 - 0.0816$, $\text{N}_2 - 0.8723$, $\text{O}_2 - 0.0460$, $\text{H}_2\text{O} - 0$,
 $\text{NO}_2 - 2.13 \cdot 10^{-8}$, $\text{NO} - 4.89 \cdot 10^{-8}$, $\text{SO}_2 - 1.91 \cdot 10^{-8}$, $\text{CO} - 2.62 \cdot 10^{-6}$.

Концентрации загрязнителей соответствуют ПДК^{сс}: $\text{NO}_2 - 0,04 \text{ мг/м}^3$, $\text{NO} - 0,06 \text{ мг/м}^3$,
 $\text{SO}_2 - 0,05 \text{ мг/м}^3$, $\text{CO} - 3 \text{ мг/м}^3$.

Рисунок 4.21 – Фазовые диаграммы состояния газ – жидкость для кислорода и азота

Как следует из анализа приведенных фазовых диаграмм состояния веществ, ни азот, ни кислород не переходят в конденсированное (жидкое) состояние, о чем свидетельствует тот факт, что линия равновесия (обозначена синим цветом) газ – жидкость не пересекается с линией процесса (обозначена красным цветом), показывающей зависимость парциального давления данного вещества от температуры процесса. Данные для построения фазовой диаграммы газ – жидкость для азота и кислорода взяты из программного продукта ChemCad.

На рис. 4.22 представлены фазовые диаграммы других компонентов дымовых газов также при параметрах процесса (кроме азота и кислорода).

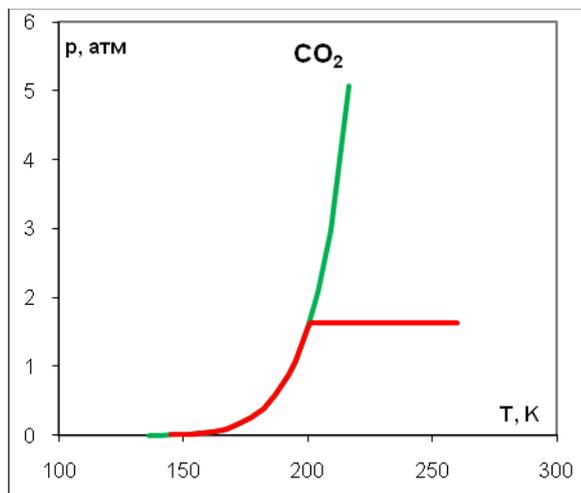
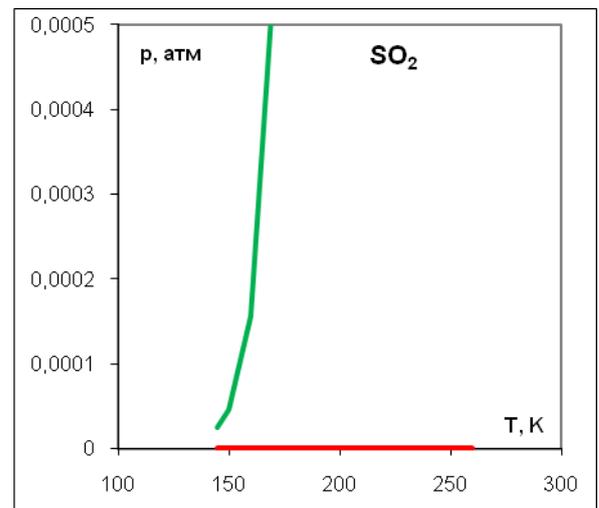
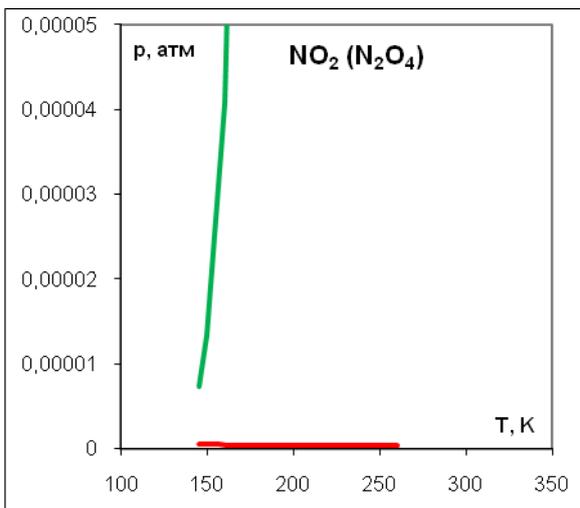
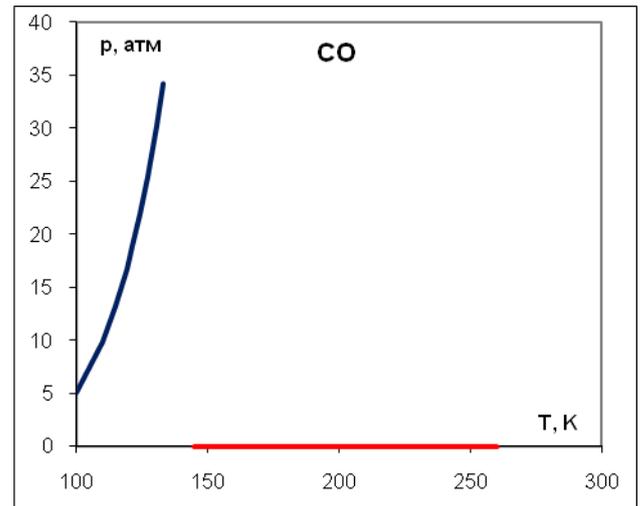
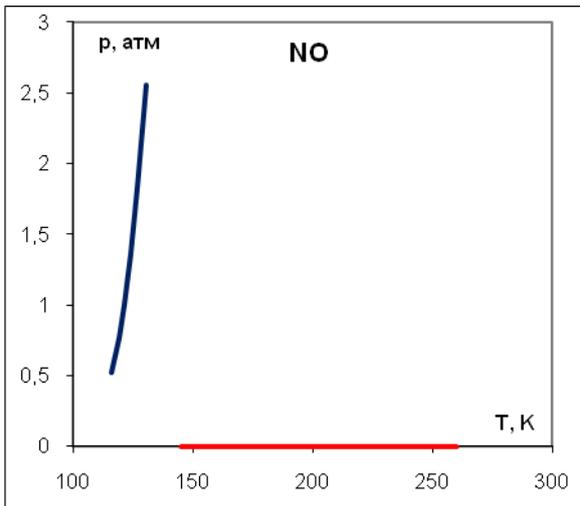


Рисунок 4.22 – Фазовые диаграммы для компонентов дымовых газов, в том числе CO_2

Данные для построения линии газ – твердая фаза для диоксида серы были экстраполированы в область параметров процесса на основе сведений, приведенных в [267].

Данные для построения фазовой диаграммы газ – твердая фаза для диоксида углерода взяты из программного продукта ChemCad.

Из представленных графиков для оксида азота и оксида углерода видно, что линии равновесия газ – жидкость для этих веществ не пересекаются с линиями процесса, что свидетельствует о том, что данные компоненты не переходят в конденсированное (жидкое) состояние.

Данные для построения фазовой диаграммы газ – жидкость для оксида азота и оксида углерода взяты из программного продукта ChemCad.

Анализ состояния диоксида азота (NO_2) в смеси проводился на основе изучения состояния его устойчивого димера (N_2O_4), который, как и другие компоненты, такие как диоксид серы и собственно диоксид углерода находятся в области газ – твердая фаза.

На графиках рис. 4.22 зеленым цветом представлены линии равновесия газ – твердая фаза для компонентов, а красным цветом, по-прежнему, отмечена линия процесса для каждого компонента.

Данные для построения фазовой диаграммы газ – твердая фаза для димера N_2O_4 были получены экстраполяцией данных, приведенных в [268].

Таким образом, предварительный теоретический анализ показывает, что в процессе низкотемпературной десублимации очищенных и осушенных в энергоблоке тригенерации дымовых газов в качестве продукта возможно получить диоксид углерода в виде чистого сухого льда, не содержащего примесей.

4.2.2 Разработка математической модели процесса десублимации диоксида углерода

Процесс образования твердого диоксида углерода протекает преимущественно по механизму поверхностной десублимации [269, 270]. Такой процесс характеризуется взаимодействием двух фаз – газовой и твердой (кристаллической), ограниченной поверхностью раздела. В соответствии с данными работы [271], процесс десублимации CO_2 имеет два периода. Начальный период характеризуется быстрым ростом слоя десублимата с резким изменением плотности и коэффициента теплопередачи. В течение этого периода толщина и плотность слоя быстро возрастают. Во втором периоде распределение свойств по слою десублимата становится более равномерным. При этом толщина слоя, его плотность и теплопроводность увеличиваются практически с постоянной скоростью.

Принципиально процесс поверхностной десублимации может осуществляться в теплообменных аппаратах кожухотрубчатого типа.

Кожухотрубчатые аппараты используют для увеличения поверхности десублимации, например, если десублимат удаляется плавлением. Известен ряд конструкций аппаратов, в котором десублимация происходит на внутренней поверхности труб, а охлаждение (нагрев для расплавления десублимата) осуществляется хладагентом (теплоносителем), циркулирующих в межтрубном пространстве. В данной работе рассматривается вертикальный кожухотрубчатый аппарат с десублимацией на внутренней поверхности труб в режиме либо механического удаления десублимата посредством скребков или шнеков, либо удалением путем его плавления.

Напомним, что структура энергоблока тригенерации такова, что процесс низкотемпературной десублимации диоксида углерода из дымовых

газов осуществляется в холодильном цикле за счет холода низкокипящего жидкого рабочего тела. При этом дымовые газы проходят очистку от загрязнителей в основном энергоблоке и осушку непосредственно в энергоблоке тригенерации, который следует сразу за установкой селективной каталитической очистки дымовых газов от оксидов азота основного энергоблока.

При разработке математической модели принимается, что очищенные и осушенные дымовые газы, не содержащие загрязнителей, поступают в десублиматор (после их сжатия в многоступенчатом компрессоре с охлаждением), в котором и выделяется диоксид углерода. В этих условиях можно принять, что в состав дымовых газов входят только азот, диоксид углерода и незначительное количество кислорода и при этом в процессе низкотемпературной десублимации не образуются газовые гидраты.

Расход дымовых газов на входе в десублиматор составил 30,9 кг/с (соответствует производительности энергоблока тригенерации по продукту до 160 тыс. тонн/год).

Охлаждение в десублиматоре осуществляется низкокипящим рабочим телом цикла Ренкина – жидким метаном с давлением 4,4 МПа и температурой на входе, равной около 110 К. Балансовые расчеты показывают, что расход метана в данной схеме составляет 46,51 кг/с.

Температура дымовых газов после сжатия газа в компрессоре до 2,0 МПа, лежит в диапазоне 275-280 К.

Температура дымовых газов на выходе из десублиматора по данным предварительных расчетов принята равной 145 К.

Математическая модель строится на основе уравнений сохранения массы, импульса и энергии.

4.2.2.1 Разработка математического описания процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода

В качестве базовой используется квазистационарная модель десублимации CO_2 , для которой принимаются следующие допущения [272]:

- 1) Для квазистационарной модели толщина слоя десублимата является функцией длины и времени, при этом принимается, что рост слоя десублимата рассматривается только по времени. Изменение остальных переменных рассматриваются только по длине при заданном профиле слоя десублимата в данный момент времени.
- 2) Скорость турбулентной диффузии больше скорости радиальной диффузии. Данное допущение принимается при турбулентном режиме основного потока, когда скорость диффузии большая, а радиальная диффузия не является лимитирующей для процесса массопереноса.
- 3) Термодиффузия и диффузионный термоэффект на данном этапе моделирования не учитываются.
- 4) Образование и рост кристаллов считаются мгновенными и не рассматриваются. Не рассматривается также уплотнение слоя десублимата, что позволяет принять плотность и теплопроводность твердой фазы постоянной.
- 5) Газовая смесь может считаться идеальной, удовлетворяющей уравнению Клайперона-Менделеева и закону Дальтона для газовых смесей.
- 6) Для хладагента в межтрубном пространстве не учитывается неравномерность распределения потока.
- 7) Процесс может быть описан на основе уравнений механики сплошной среды.

Для внутритрубного пространства (для одной трубки кожухотрубчатого теплообменника) на основании приведенных допущений можно записать законы сохранения массы (для основного потока и диоксида углерода), импульса и энергии для газового потока:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{d(\rho u S)}{dx} = -j_v S \\ \frac{d(c_1 \rho u S)}{dx} = -j_v S \\ \rho u \frac{du}{dx} = -\frac{dP}{dx} - F_{\text{тр}} \\ \frac{d(\rho u S c_p T)}{dx} = -S q_v - j_v S i \end{array} \right. \quad (4.22)$$

Здесь T – температура газовой смеси, К; c_1 – текущее значение массового содержания CO_2 в газовой смеси, масс. доли; P – давление газа в аппарате, Па; ρ – плотность газового потока, кг/м^3 ; δ – толщина слоя десублимата, м; u – скорость газового потока (для одной трубки теплообменника), м/с; S – площадь свободного сечения для газового потока, м^2 ; c_p – теплоемкость газового потока, Дж/(кг·К); j_v – объемный поток массы от газового потока к слою десублимата, $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с})$; q_v – объемный поток теплоты от газового потока к слою десублимата, Вт/м^3 ; $F_{\text{тр}}$ – приведенная сила трения газового потока о слой десублимата, Н/м^3 ; x – координата длины, м; $i = c_p T$ – удельная энтальпия, Дж/кг.

При этом площадь свободного сечения связана с толщиной слоя десублимата соотношением: $S = \frac{\pi}{4} (d_{\text{вн}} - 2\delta)^2$.

Поток массы расходуется на увеличение толщины десублимата.

Рассмотрим сечение трубки теплообменника длиной dx за промежуток времени dt как показано на рис. 4.23. Принимаем, что на этом участке площадь свободного сечения в результате локального объемного потока j_v изменяется от S до $S+dS$, толщина слоя – от δ до $\delta + \partial\delta$.

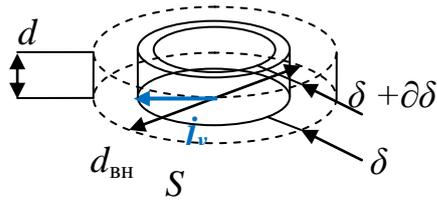


Рисунок 4.23 – Сечение трубки теплообменника

Изменение свободного объема dV запишется как:

$$dV = (S - (S + dS))dx = \left[\frac{\pi(d_{BH} - 2\delta)^2}{4} - \frac{\pi(d_{BH} - 2(\delta + \partial\delta))^2}{4} \right] dx \quad (4.23)$$

Тогда $dV = -dSdx = [\partial\delta(d_{BH} - 2\delta) - \partial\delta^2] \pi dx \approx \pi(d_{BH} - 2\delta)dx\partial\delta$. Преобразовывая, получаем:

$$\frac{dS}{dx} = -\pi(d_{BH} - 2\delta) \frac{\partial\delta}{\partial x} \quad (4.24)$$

Изменение толщины десублимата от времени находилось следующим образом:

$$j_v = \frac{dm}{Sdx\partial t}$$

Изменение объема десублимата dV_{TB} запишется следующим образом (плотность десублимата считается постоянной):

$$dV_{TB} = \frac{dm}{\rho_{TB}} = dx \left[\frac{\pi(d_{BH} - 2\delta)^2}{4} - \frac{\pi(d_{BH} - 2(\delta + \partial\delta))^2}{4} \right] \quad (4.25)$$

Аналогично, $dV_{TB} = [\partial\delta(d_{BH} - 2\delta) - \partial\delta^2] \pi dx \approx \pi(d_{BH} - 2\delta)dx\partial\delta$. Тогда баланс массы для десублимата запишется следующим образом:

$$\frac{j_V S dx \partial t}{\rho_{TB}} = \pi(d_{BH} - 2\delta) dx \partial \delta, \quad (4.26)$$

Преобразовывая, получаем:

$$\frac{\partial \delta}{\partial t} = \frac{j_V S}{\rho_{TB} \pi (d_{BH} - 2\delta)} \quad (4.27)$$

Уравнение Клайперона-Менделеева связывает плотность и давление:

$$P = \frac{\rho}{M} RT \quad (4.28)$$

Тогда $\frac{dP}{dx} = \frac{P}{\rho} \frac{d\rho}{dx} + \frac{P}{T} \frac{dT}{dx}$, и 3-е уравнение системы (4.22) запишется в виде:

$$\frac{P}{\rho} \frac{d\rho}{dx} = \frac{dP}{dx} - \frac{P}{T} \frac{dT}{dx} = -\rho u \frac{du}{dx} - F_{тр} - \frac{P}{T} \frac{dT}{dx} \quad (4.29)$$

Раскрывая скобки в уравнениях системы (4.22) (при этом теплоемкость принимается постоянной), и, преобразовывая 1-е и 3-е уравнение системы (4.22), получаем:

$$P \frac{du}{dx} + \frac{Pu}{S} \frac{dS}{dx} - \rho u^2 \frac{du}{dx} - \frac{Pu}{T} \frac{dT}{dx} - u F_{тр} = -\frac{j_V P}{\rho} \quad (4.30)$$

$$\frac{du}{dx} = \frac{1}{P - \rho u^2} \left(-\frac{j_V P}{\rho} - \frac{Pu}{S} \frac{dS}{dx} + \frac{Pu}{T} \frac{dT}{dx} + u F_{тр} \right) = \frac{1}{1 - \frac{\rho u^2}{P}} \left(\frac{u F_{тр}}{P} - \frac{1}{c_p T \rho} (q_v + j_V i) - \frac{u}{S} \frac{dS}{dx} \right) \quad (4.31)$$

Для хладагента в межтрубном пространстве уравнение теплового баланса можно привести к виду: $\frac{dT_{хл}}{dx} = -\frac{N_{тр} q_{Vхл}}{c_{Pхл} u_{хл} \rho_{хл}}$,

где $q_{Vхл}$ – поток теплоты от внешней стенки одной трубки теплообменника к потоку хладагента, $N_{тр}$ – число труб теплообменника, $T_{хл}$ – температура

хладагента, К; $\rho_{\text{хл}}$ – плотность хладагента, кг/м³; $u_{\text{хл}}$ – скорость потока хладагента, м/с; $c_{\text{рхл}}$ – теплоемкость хладагента, Дж/(кг·К).

Тогда окончательно математическая модель процесса примет следующий вид:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{du}{dx} = \frac{1}{1 - \frac{\rho u^2}{P}} \left(\frac{u F_{\text{тр}}}{P} - \frac{1}{c_p T \rho} (q_v + j_v i) + \frac{\pi u (d_{\text{вн}} - 2\delta)}{S} \frac{\partial \delta}{\partial x} \right) \\ \frac{dc_1}{dx} = \frac{j_v}{\rho u} (c_1 - 1) \\ \frac{dP}{dx} = -\rho u \frac{du}{dx} - F_{\text{тр}} \\ \frac{dT}{dx} = -\frac{q_v}{c_p u \rho} \\ \frac{d\rho}{dx} = \frac{\rho}{P} \frac{dP}{dx} - \frac{\rho}{T} \frac{dT}{dx} \\ \frac{\partial \delta}{\partial t} = \frac{j_v}{4\rho_{\text{ме}}} (d_{\text{вн}} - 2\delta) \\ \frac{dT_{\text{хл}}}{dx} = -\frac{N_{\text{тр}} q_{\text{Vхл}}}{c_{\text{рхл}} u_{\text{хл}} \rho_{\text{хл}}} \end{array} \right. \quad (4.32)$$

Начальные условия запишутся следующим образом:

$$T(t, x=0) = T_{\text{см}}^0; \quad P(t, x=0) = P_{\text{см}}^0; \quad \rho(t, x=0) = \frac{P_{\text{см}}^0 M_{\text{см}}^0}{RT_{\text{см}}^0};$$

$$u(t, x=0) = \frac{4G_{\text{см}}^0}{\rho(t, x=0)\pi(d_{\text{вн}} - 2\delta(t, x=0))^2}; \quad c_1(t, x=0) = c_1^0; \quad \delta(t=0, x) = 0.$$

Поскольку в теплообменнике рассмотрен случай противотока, для хладагента имеем граничное условие на выходе: $T_{\text{хл}}(t, x=L) = T_{\text{хл}}^0$.

Теплоотдача и массоотдача (объемный поток массы j_V и теплоты q_V) для теплоносителя описываются уравнениями:

$$j_V = \beta_s \frac{\Pi}{S} (c - c_s(T_{\text{пов}})) \quad (4.33)$$

$$q_V = \alpha_s \frac{\Pi}{S} (T - T_{\text{пов}}) \quad (4.34)$$

$$q_{V_{\text{хл}}} = \alpha_{S_{\text{хл}}} \frac{\Pi_{\text{н}}}{S_{\text{н}}} (T_{\text{ст2}} - T_{\text{хл}}) \quad (4.35)$$

Тогда

$$\frac{dT_{\text{хл}}}{dx} = - \frac{N_{\text{тр}} q_{V_{\text{хл}}}}{c_{P_{\text{хл}}} u_{\text{хл}} \rho_{\text{хл}}} = - \frac{N_{\text{тр}} \alpha_{S_{\text{хл}}} \Pi_{\text{н}} (T_{\text{ст2}} - T_{\text{хл}})}{c_{P_{\text{хл}}} G_{\text{хл}}}, \quad (4.36)$$

где $G_{\text{хл}}$ – общий расход хладагента, кг/с; $\Pi_{\text{н}} = \pi d_{\text{н}}$ – внешний периметр для одной трубки, м; $S_{\text{н}} = \pi d_{\text{н}}^2 / 4$ – наружная площадь одной трубки теплообменника, м²; Π – внутренний периметр канала для одной трубки, $\Pi = \pi(d_{\text{вн}} - 2\delta)$, м; $\alpha_{S_{\text{хл}}}$ – коэффициент теплоотдачи для хладагента в межтрубном пространстве, Вт/(м²·К); c – концентрация диоксида углерода в газовом потоке, кг/м³; $c_s(T_{\text{пов}})$ – равновесная концентрация диоксида углерода при температуре поверхности десублимата, кг/м³.

Поверхностный коэффициент массоотдачи β_s (м/с) равен [273]:

$$\beta_s = \frac{16}{\text{Re}} \frac{u}{2Sc^{2/3}} \quad \text{для ламинарного режима} \quad (4.37)$$

$$\beta_s = \frac{0.046}{\text{Re}^{0.2}} \frac{u}{2Sc^{2/3}} \quad \text{для турбулентного режима,} \quad (4.38)$$

при этом $\text{Re} = \frac{u \rho d_{\text{э1}}}{\mu}$ и $\text{Pr} = \frac{c_p \mu}{\lambda}$ – критерии Рейнольдса и Прандтля (для теплоносителя), где $d_{\text{э1}} = d_{\text{вн}} - 2\delta$ – эквивалентный диаметр канала, м; μ – вязкость газовой смеси, Па·с; λ – теплопроводность газовой смеси, Вт/(м·К).

Число Шмидта $Sc = \frac{\mu}{\rho D_{AB}}$, где D_{AB} – коэффициент диффузии CO_2 в азоте (m^2/c), $D_{AB} = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^2 \frac{p_0}{p}$, D_0 – коэффициент диффузии при стандартных условиях $T_0=298$ К, $p_0=1$ бар.

Согласно данным работы [274], коэффициент диффузии CO_2 в N_2 слабо зависит от состава смеси. К примеру, для температуры 273,15 К и 0,1 МПа значение коэффициента диффузии при отношении мольных содержаний CO_2 и N_2 $x_{CO_2} : x_{N_2} = 0.25:0.75$ составляет $0.1336 \cdot 10^{-4} m^2/c$, при $x_{CO_2} : x_{N_2} = 0.5:0.5$ – $0.1337 \cdot 10^{-4} m^2/c$, $x_{CO_2} : x_{N_2} = 0.75:0.25$ – $0.1338 \cdot 10^{-4} m^2/c$. При $x_{CO_2} : x_{N_2} = 0.25:0.75$ (что ближе к случаю рассматриваемых дымовых газов) на основе аппроксимации данных, приведенных в работе [274], можно получить значение для $T_0=298$ К, $p_0=1$ бар, равное $D_0 = 0,0000166567 m^2/c$.

Зависимость коэффициента диффузии от температуры и давления имеет вид: $D_{AB} = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^m \frac{p_0}{p}$, где $m = 3/2$ для газа, $m = 2$ для конденсирующегося пара (газа) [275].

При этом по тепловому балансу:

$$\begin{aligned} (d_{вн} - 2\delta) [\alpha_s (T - T_{пов}) + \beta_s (c_1 - c_s (T_{пов})) r_{ф.п.}] &= \frac{2\lambda_{тв}}{\ln \frac{d_{вн}}{d_{вн} - 2\delta}} (T_{пов} - T_{ст1}) = \\ &= \frac{2\lambda_{ст}}{\ln \frac{d_{ст}}{d_{вн}}} (T_{ст1} - T_{ст2}) = \alpha_{схл} d_{ст} (T_{ст2} - T_{хл}) \end{aligned} \quad (4.39)$$

Здесь $\lambda_{тв}$ – теплопроводность десублимата (если $\delta \neq 0$), Вт/(м·К); $\lambda_{ст}$ – теплопроводность стенки, Вт/(м·К); $T_{пов}, T_{ст1}, T_{ст2}$ – температура на поверхности десублимата, температура стенки со стороны десублимата и температура стенки со стороны хладагента соответственно, К; $r_{ф.п.}$ – теплота фазового перехода, (Дж/кг).

Коэффициент теплоотдачи определяется по критериальным соотношениям, приведенным в работе [273,276] (Вт/(м²·К)):

$$\alpha_{Scm} = \frac{16\rho_{cm}c_{pcm}u_{cm}}{2Re_{cm}Pr_{cm}^{2/3}} \text{ для ламинарного режима} \quad (4.40)$$

$$\alpha_{Scm} = \frac{0.046\rho_{cm}c_{pcm}u_{cm}}{2Re_{cm}^{0.2}Pr_{cm}^{2/3}} \text{ для турбулентного режима} \quad (4.41)$$

Равновесная концентрация CO₂ на поверхности определяется, исходя из равновесной линии газ-твердое для чистого CO₂ (в атм.) (зависимость получена на основании аппроксимации данных работы [267]):

$$p_{CO_2}(T_{пов}) = 10^{(0.0002184T_{пов}^2 - 0.11636T_{пов} + 27.538 - 256368/T_{пов})} \quad (4.42)$$

Для твердого диоксида углерода было использовано интерполяционное уравнение для расчета плотности сплошной твердой фазы и аппроксимирована зависимость для расчета теплоты фазового перехода согласно данным работы [277]:

$$\rho_{спл.тв}(T) = 1501 + \frac{1000(T_0 - T)}{4,8(T_0 - T) + 247} \quad (4.43)$$

$$r_{ф.л.}(T) = 1.11636 \cdot 10^{-3}T^4 - 0.896075 \cdot T^3 + 260.424 \cdot T^2 - 33312.8 \cdot T + 2193.87 \cdot 10^3 \quad (4.44)$$

Приведенная сила трения $F_{тр}$ рассчитывается по соотношению [264]:

$$F_{тр} = \frac{\rho_{cm}u_{cm}^2}{d_{BH} \left(2,5 \ln \frac{d_{BH}}{2\delta_s} + 4,8 \right)^2} \quad (4.45)$$

При этом шероховатость слоя десублимата приближенно определяется по уравнению:

$$\delta_s = \delta_s^* \left(1 - \exp(-\delta/\delta_s^*) \right), \quad \delta_s^* \approx 0,11 \frac{d_{BH}}{2} \left(Re_{cm} Pr_{cm} \frac{\lambda_{cm} + D_{cm}c_{pcm}\rho_{cm}}{\lambda_{cm}} 10^{-3} \right)^{-0,865} \quad (4.46)$$

Для теплопроводности твердого десублимата было принято значение 0,026 Вт/(м К). Согласно [271], это значение отвечает среднему для начального периода десубликации.

Для решения системы дифференциальных уравнений (4.32) по координате x используется численный метод Рунге-Кутты 4-го порядка.

Для соответствия решения граничному условию по хладагенту используется метод «стрельбы»: задаваясь значением $T_{\text{хл}}(t, x=0)$ на входе, это значение подбирается таким образом, чтобы значение функции рассогласования $f = T_{\text{хл}}(t, x=L) - T_{\text{хл}}^0$ было равно нулю.

Для получения временного профиля толщины слоя, зависящего от длины, используется явная разностная схемы по времени:

$$\frac{\delta_j^{n+1} - \delta_j^n}{\Delta t} + u_{\text{см}} \frac{\delta_{j+1}^n - \delta_j^n}{\Delta x} = \frac{j_{\text{VCM}} S_{\text{ВН}}}{\rho_{\text{ТВ}} \pi (d_{\text{ВН}}^2 - 2\delta_j^n)}, \quad (4.47)$$

Следующий набор значений параметров по координате x рассчитывается по полученному профилю толщины слоя десублимата. Точность данной разностной схемы зависит от шага по времени.

Программный модуль расчета математической модели включает блок расчета свойств веществ с использованием программного комплекса ChemCAD.

Разработанный автором программный модуль [278] позволяет производить расчет кожухотрубчатых десублиматоров непрерывного действия при следующих технологических ограничениях:

а). По составу газов: содержание в газах диоксида углерода не превышает 40 % по объему, и всегда содержат диоксид углерода (содержание CO_2 не может быть 0%).

б). По параметрам хладагента: температура и давление должны удовлетворять области существования жидкого метана, как представлено на рис.4.24.

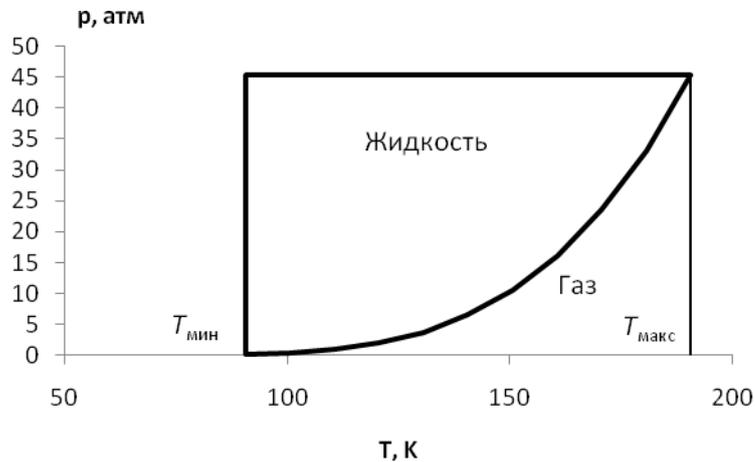


Рисунок 4.24 - Фрагмент фазовой диаграммы жидкого метана (выделена рассматриваемая область)

в). По параметрам теплоносителя: температура и общее давление газов должно удовлетворять следующим условиям:

- рассматривается участок от 137 К и выше, для которого известны данные по равновесному давлению над твердой углекислотой.

$p_{\Gamma\text{-ТВ}\text{CO}_2}^{\text{равн}}(T = 137 \text{ К}) \leq p_{\text{CO}_2} \leq p_{\Gamma\text{-ТВ}\text{CO}_2}^{\text{равн}}(T = T_{\text{CO}_2}^{\text{тр.т}} = 216.4 \text{ К})$, т.е. парциальное давление CO_2 должно лежать в пределах области равновесия газ-твердое для чистого CO_2 .

$p_{\text{O}_2}(n_{\text{O}_2}^{\text{макс}}) < p_{\Gamma\text{-ж}\text{O}_2}^{\text{равн}}(T = 137 \text{ К})$ и $p_{\text{N}_2}(n_{\text{N}_2}^{\text{макс}}) < p_{\Gamma\text{-ж}\text{N}_2}^{\text{равн}}(T = 137 \text{ К})$, т.е. не должны образовываться жидкий азот или жидкий кислород.

Также исходный поток не должен содержать твердой углекислоты, т.е.

$$T_{\Gamma\text{-ТВ}\text{CO}_2}^{\text{равн}}(p_{\text{см}}^0) < T_{\text{см}}^0.$$

При описании ограничений были приняты следующие обозначения: формулах $p_{\Gamma\text{-ТВСО}_2}^{\text{равн}}(T)$ – равновесное давление по линии газ-твердое для чистого диоксида углерода при температуре T ; $T_{\text{СО}_2}^{\text{тр.т}}$ – температура тройной точки для диоксида углерода; $p_{\text{СО}_2}$ – парциальное давление чистого СО_2 ; $p_{\text{О}_2}(n_{\text{О}_2}^{\text{макс}})$, $p_{\text{N}_2}(n_{\text{N}_2}^{\text{макс}})$ – парциальное давление кислорода и азота в газовой смеси при полном отсутствии диоксида углерода; $p_{\Gamma\text{-жО}_2}^{\text{равн}}(T)$, $p_{\Gamma\text{-жN}_2}^{\text{равн}}(T)$ – равновесное давление по линии газ-жидкость, для чистого кислорода и азота соответственно, при температуре T ; $T_{\Gamma\text{-ТВСО}_2}^{\text{равн}}(p)$ – равновесная температура по линии газ-твердое для чистого диоксида углерода при давлении p .

г). По конструкционным параметрам аппарата: для кожухотрубчатого теплообменника были использованы следующие ограничения:

Толщина труб должна быть положительна $d_{\text{н}} - d_{\text{вн}} > 0$ (в противном случае в программе используется толщина труб, равная 2 мм);

Ограничение по диаметру кожуха $(D^2 - N_{\text{тр}} d_{\text{н}}^2) / D^2 > 25\%$, (в программе используется автокоррекция в случае ошибки $D^2 = \sqrt{2N_{\text{тр}} d_{\text{н}}^2}$). Такое ограничение принято на основании параметров типовых конструкций кожухотрубчатых теплообменников. Ограничение по площади сечения между перегородками, согласно которому эта площадь не должна быть больше площади межтрубного пространства при отсутствии перегородок:

$$S_{\text{м.тр.}} < \pi(D^2 - N_{\text{тр}} d_{\text{н}}^2) / 4 \text{ (в случае ошибки площадь вычисляется по уравнению } S_{\text{м.тр.}} = \pi(D^2 - N_{\text{тр}} d_{\text{н}}^2) / 16 \text{).}$$

Расчет по модели был произведен для содержания диоксида углерода в очищенных и осушенных дымовых газах равного 8% по объему (нижняя граница содержания СО_2 в дымовых газах ТЭС).

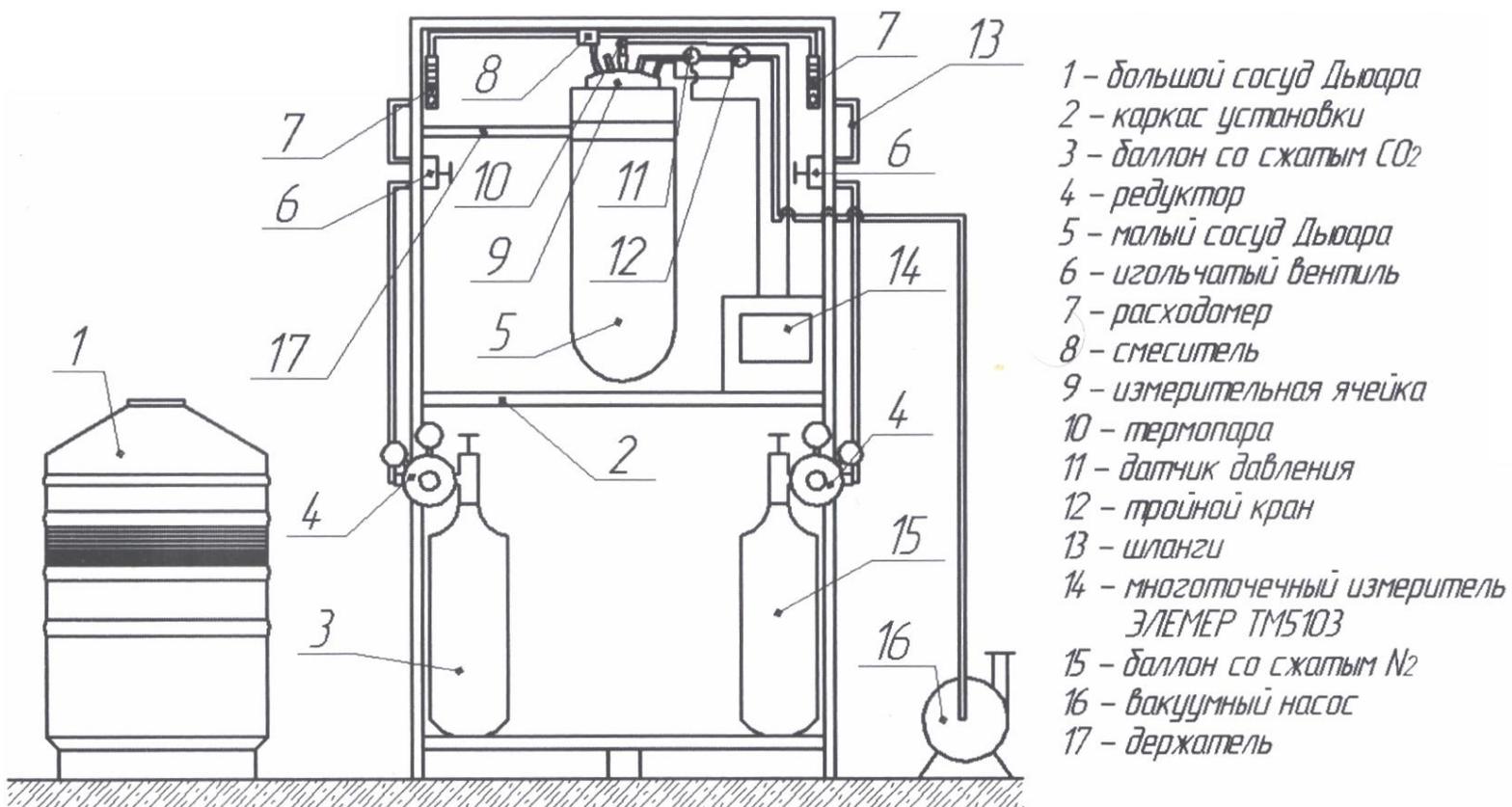
4.2.2.2 Экспериментальные исследования процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода

В ходе выполнения работы в рамках госзадания (Государственный контракт № 14.515.11.0053) была создана экспериментальная установка и проведены экспериментальные исследования процесса низкотемпературной десублимации (рис. 4.25).

Целью экспериментальных исследований является подтверждение возможности получения товарного диоксида углерода из дымовых газов, соответствующего действующим стандартам, и получение данных для проверки адекватности разработанной математической модели.

Экспериментальный лабораторный образец установки соответствовал следующим техническим требованиям, определяющим достижение цели исследований:

- а) включать источник исходной газовой смеси;
- б) включать лабораторную ячейку для выделения продукта;
- в) включать систему вакуумирования;
- г) включать систему отбора проб продукта;
- д) включать систему охлаждения газовой смеси.
- е) температурный диапазон системы охлаждения: минус 196 °С – минус 110 °С;
- ж) давление в рубашке измерительной ячейки: 0.001 – 0,11 МПа;
- з) расход газовой смеси: 0 – 4.4 л/мин.
- и) результаты исследований должны обрабатываться с помощью методов математической статистики.



Экспериментальный образец установки для получения товарного диоксида углерода состоит из следующих элементов: 1- большой сосуд Дьюара; 2- каркас установки; 3- баллон со сжатым CO₂; 4 – редуктор; 5 - малый сосуд Дьюара; 6 - игольчатый вентиль; 7 – расходомер; 8 – смеситель; 9 - измерительная ячейка; 10 – термомпара; 11 - датчик давления; 12 - тройной кран; 13 – шланги; 14 - многоточечный измеритель ЭЛЕМЕР ТМ5103; 15 - баллон со сжатым N₂; 16 - вакуумный насос; 17 – держатель.

Рисунок 4.25 – Схема экспериментальной установки для получения диоксида углерода

На рис. 4.26 приведен общий вид экспериментальной лабораторной установки для получения товарного диоксида углерода.



Рисунок 4.26 - Общий вид экспериментальной лабораторной установки

Десублимация диоксида углерода проводится в измерительной ячейке, представленной на рис. 4.27.

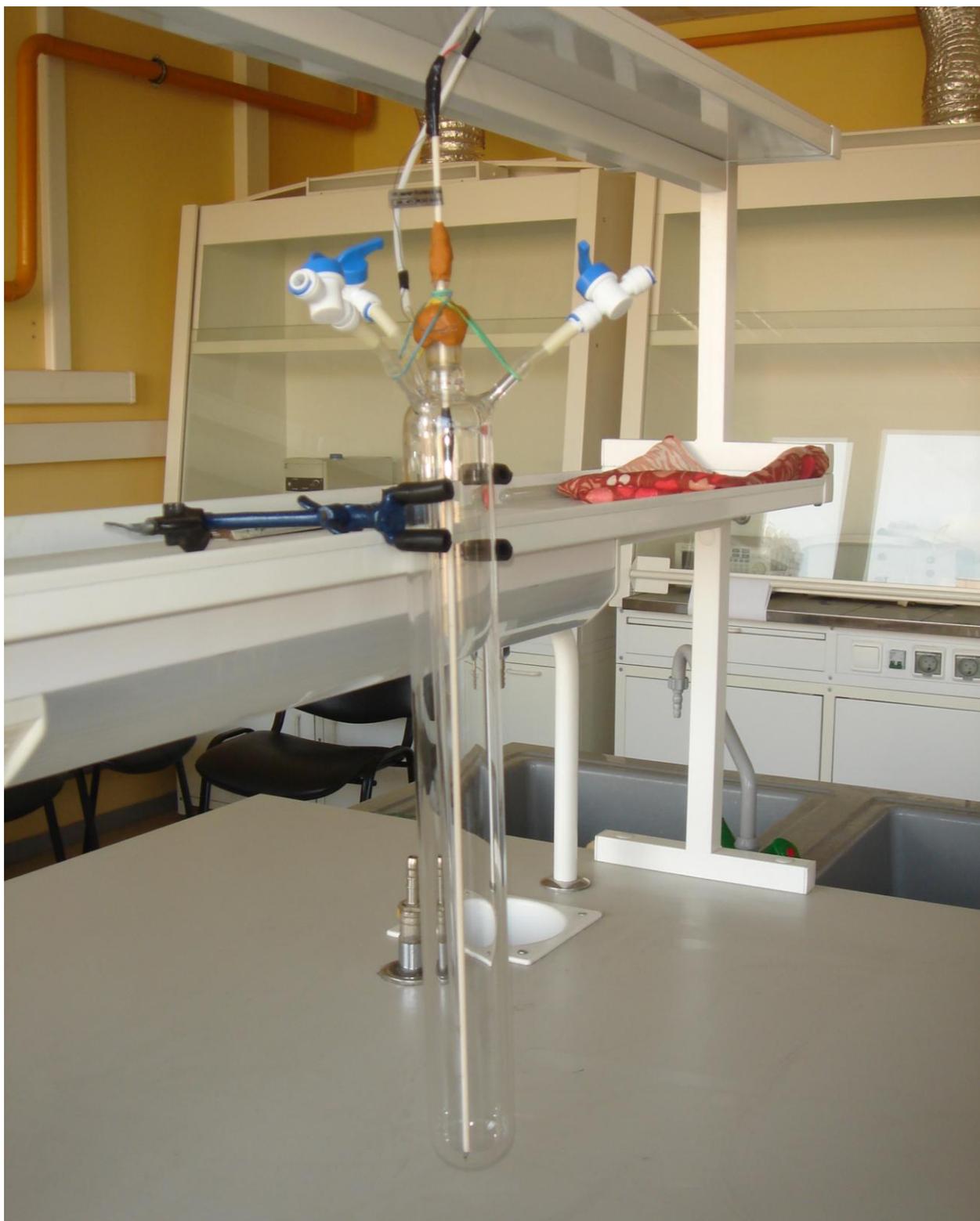


Рисунок 4.27 – Общий вид измерительной ячейки

В измерительную ячейку подается смесь газов, близкая по составу к очищенным и осушенным дымовым газам, из которой вследствие десублимации на внутренней поверхности ячейки выделяется твердый диоксид углерода. В верхней части измерительной ячейки располагаются стеклянные патрубки для подачи исходной газовой смеси. Отвод газовой смеси из измерительной ячейки осуществляется через стеклянную трубку, опущенную практически до дна ячейки, так что поступающий газ проходит через всю ячейку прежде, чем покинуть ее. Измерительная ячейка соединяется с другими частями установки пластиковыми и силиконовыми шлангами с запорными микрокранами, обеспечивающими быстрое отсоединение шлангов от измерительной ячейки.

В качестве исходной газовой смеси используется смесь диоксида углерода с азотом с примесями кислорода (не более 0,4 % об.) и водяного пара (не более 0,0002% об.). Газы находились в баллонах объемом 5 л. Каждый баллон был снабжен редуктором, запорным вентилем и вентилем для тонкой регулировки расхода. Азот и диоксид углерода перед смешиванием проходили через калиброванные ротаметры, фиксирующие расход каждого из газов. Масса десублимированного продукта в измерительной ячейке определялась по изменению массы измерительной ячейки после ее вакуумирования. Измерение массы ячейки производилось на электронных весах ViBRA AJH – 2200 CE (производитель Shiuko Deushi Co., Ltd). Технические характеристики весов: класс точности высокий (II). Макс. Нагрузка 2200 г. Цена деления - 10 мг. Измерение состава десублимата производилось на газовом хроматографе «Кристаллюкс-4000М». Хроматограф соответствует требованиям ГОСТ 26703-93 и техническим условиям ТУ 4300-002-41390585-2002. Он обеспечивает точность измерения состава газовой смеси (CO_2 , O_2 , N_2 и др.) – 0,01 об. %. На рис. 4.28 представлена измерительная ячейка после десублимации твердой фазы при температуре хладагента минус 196 °С.



Рисунок 4.28 – Общий вид измерительной ячейки после эксперимента по десублимации диоксида углерода

4.2.2.2.1 Влияние параметров на процесс десублимации диоксида углерода

В ходе экспериментов, результаты которых представлены в работе [279], было изучено влияние различных параметров на степень выделения диоксида углерода из газовой смеси, в частности, режимных параметров: расход газовой смеси, температура охлаждающей поверхности, содержание диоксида углерода в исходной смеси и конструкционного параметра – величина поверхности десублимации.

По результатам исследовательских испытаний определялись параметры процесса, в которых степень выделения диоксида углерода из газовой смеси была бы не ниже 80 % (нижняя граница для промышленных установок).

Величина степени выделения диоксида углерода определялась как отношение массы выделенного в измерительной ячейке твердого диоксида углерода к массе газообразного диоксида углерода, пропущенного через измерительную ячейку за заданный интервал времени, умноженное на 100%.

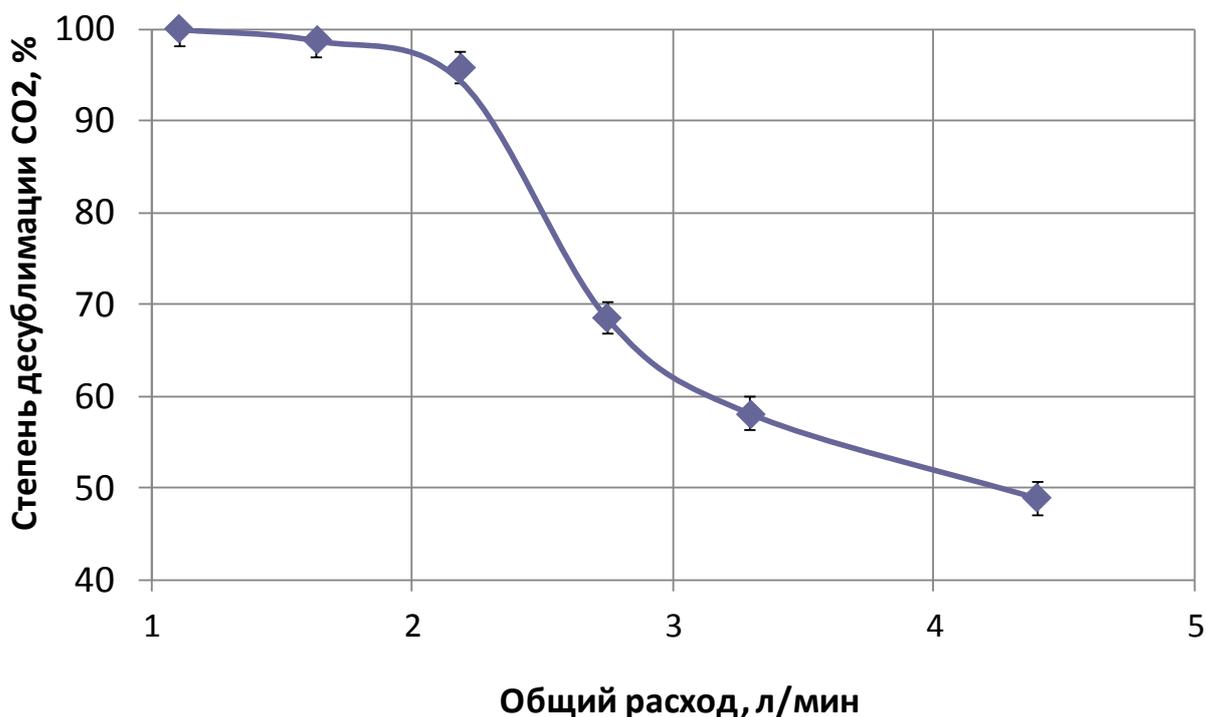
Масса осажденного диоксида углерода определялась как разность между весом вакуумированной измерительной ячейки после пропускания смеси газов и весом вакуумированной измерительной ячейки до пропускания смеси газов.

На рис. 4.29 приведена зависимость изменения степени выделения диоксида углерода от расхода газовой смеси.

Данная зависимость описывается следующим уравнением:

$$y = 41,61 + 65,35 \exp(-0,1126 x^2), \quad (4.48)$$

где y – степень выделения (десублимации) диоксида углерода (%); x – общий расход газовой смеси (л/мин).



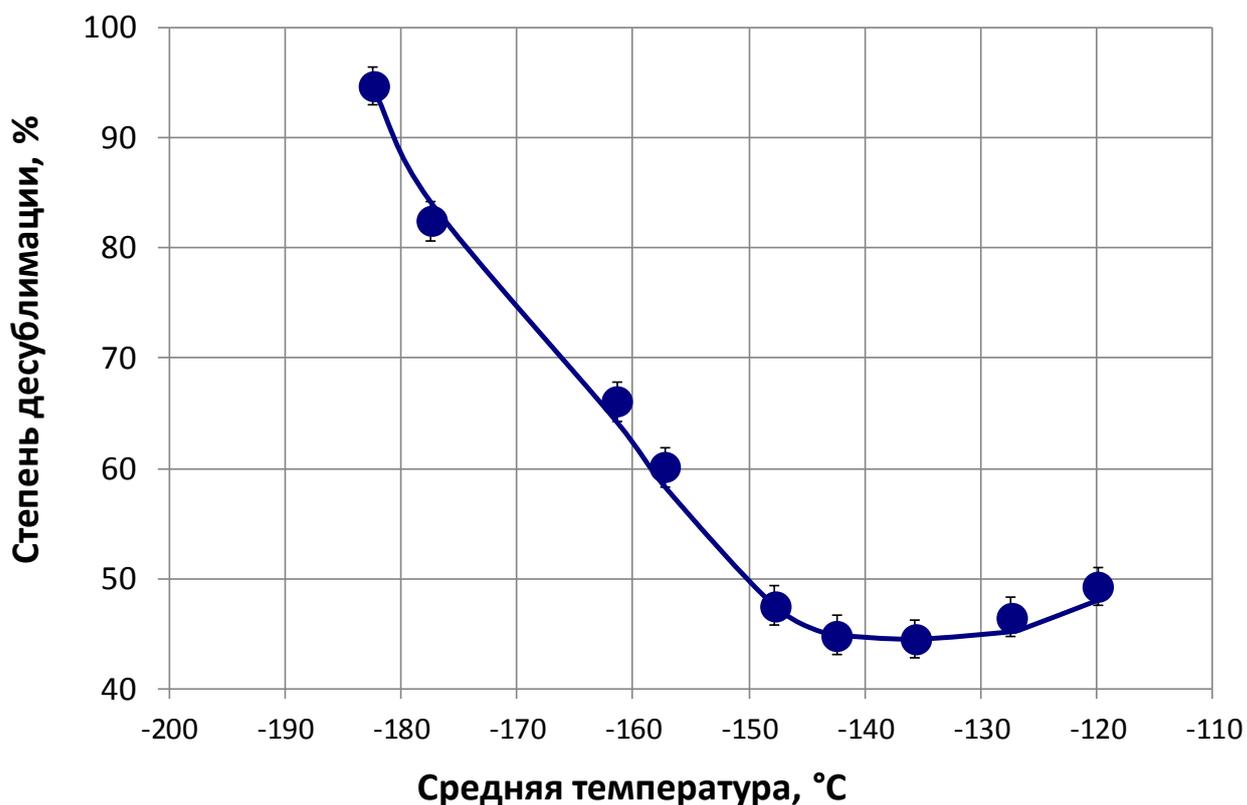
Содержание диоксида углерода в исходной газовой смеси – 10% объемн., поверхность измерительной ячейки – 399 см²

Рисунок 4.29 - Зависимость степени десублимации диоксида от общего расхода газовой смеси

Результаты показали, что при расходе газовой смеси 2,5 л/мин и менее достигается требуемая степень выделения твердого диоксида углерода.

Важнейшей режимной характеристикой процесса десублимации, влияющей на степень выделения твердого диоксида углерода, является температура охлаждающей поверхности. Эксперименты проводились в диапазоне температур от минус 180 °С до минус 120 °С.

На рис. 4.30 показана полученная в ходе экспериментов зависимость.



Общий расход газовой смеси - 1 л/мин., содержание диоксида углерода в исходной газовой смеси – 10% объемн., поверхность измерительной ячейки – 370 см².

Рисунок 4.30 – Зависимость степени десублимации диоксида от температуры охлаждающей поверхности

Методом наименьших квадратов проводилась аппроксимация экспериментальных значений температурной зависимости степени десублимации диоксида углерода. Полученное уравнение имело вид:

$$y = 0,0204 x^2 + 5,4274 x + 405,51, \quad (4.49)$$

где y – степени десублимации диоксида углерода (%); x – температура (°C).

Среднеквадратичное отклонение от экспериментальных данных R по уравнению (4.49) составляло $R=0,9804$, выборочная дисперсия $S^2 = 1,0784$.

Для оценки качества аппроксимации экспериментальных данных определялась воспроизводимость экспериментальных измерений. Для этого

ставилась серия опытов в одинаковых условиях и измерялась степень десублимации диоксида углерода. Выборочная дисперсия воспроизводимости для 5 повторных опытов составила $S^2_{\text{воспр.}}=3,17$. Далее оценивалось отношение двух дисперсий F

$$F = S^2 / S^2_{\text{воспр.}} \quad (4.50)$$

и проводилась оценка качества аппроксимации по критерию Фишера. Для нашего случая случайное значение статистики Фишера составило 0,34. Соответствующий квантиль $F^{\text{табл.}}$ для уровня значимости гипотезы о равенстве дисперсий при бесконечном числе опытов и числа степеней свободы дисперсий S^2 и $S^2_{\text{воспр.}}$ (9 и 4) составляет $F^{\text{табл.}}_{p=0,01} = 15,2$. Таким образом, аппроксимация по уравнению (4.49) адекватно описывает исследуемую температурную зависимость.

Полученная температурная зависимость (рис.4.30) имеет минимум в области минус 150 – минус 120 °С. Его существование можно объяснить изменением условий десублимации диоксида углерода. В области относительно высоких температур (минус 130 – минус 120 °С) некоторое увеличение степени осаждения происходит в силу роста диффузии диоксида углерода к поверхности ячейки.

В работе проводилось изучение влияния величины поверхности десублимации на степень десублимации диоксида углерода. Результаты приведены на рис. 4.31. Как и следовало ожидать, влияние поверхности десублимации существенное и нелинейное. Так, увеличение поверхности с 250 см² до 375 см² (в полтора раза) ведет к возрастанию степени десублимации с 8% до 55% (почти в семь раз). Полученная экспериментальная зависимость хорошо аппроксимируется уравнением:

$$y = 0,00002 x^3 - 0,0178 x^2 + 4,3863 x - 348,19 \quad (4.51)$$

со средним квадратичным отклонением $R=0,9983$ и дисперсией $S^2= 1,198$.

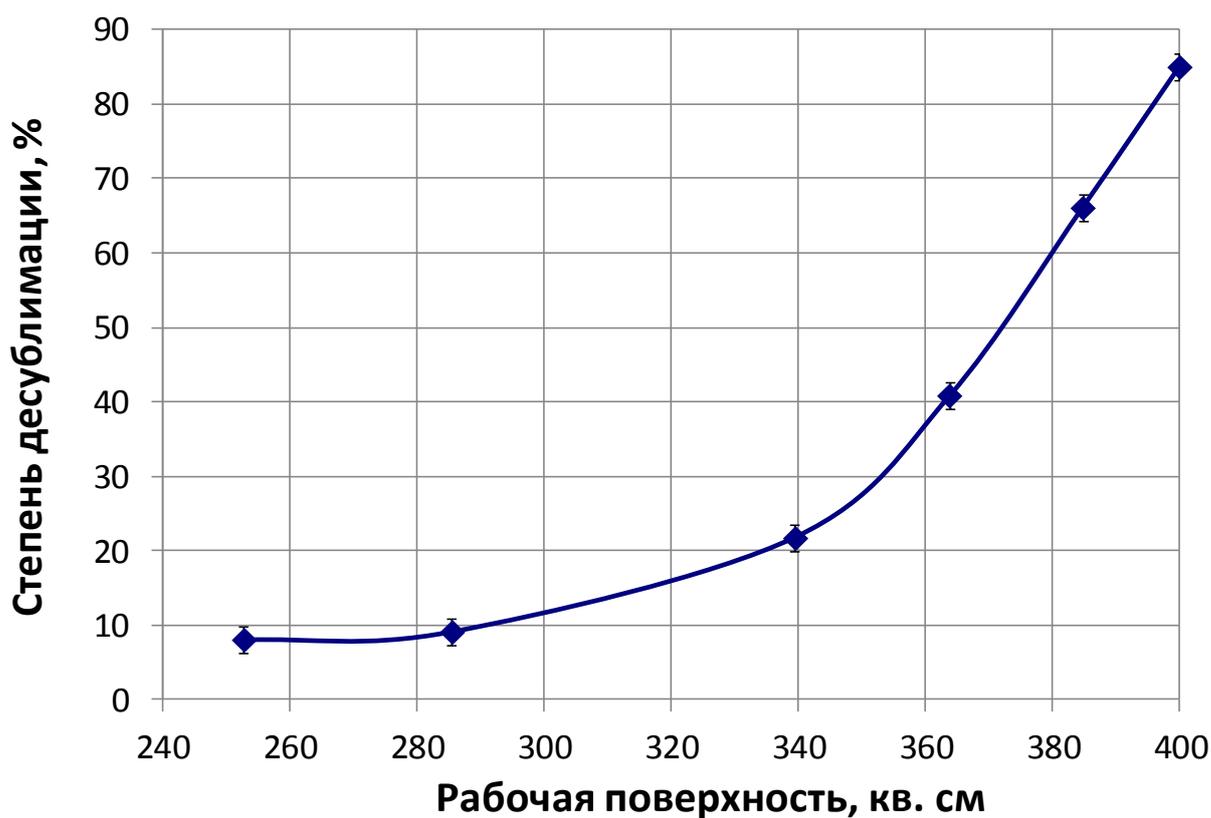


Рисунок 4.31 – Зависимость степени десублимации диоксида углерода от величины поверхности десублимации

Принимая во внимание, что дымовые газы могут содержать различное количество диоксида углерода, представлялось целесообразным получить зависимость степени десублимации диоксида углерода от содержания последнего в исходной газовой смеси.

На рис. 4.32 приведена полученная нами зависимость при неизменных температуре и расходе хладагента.

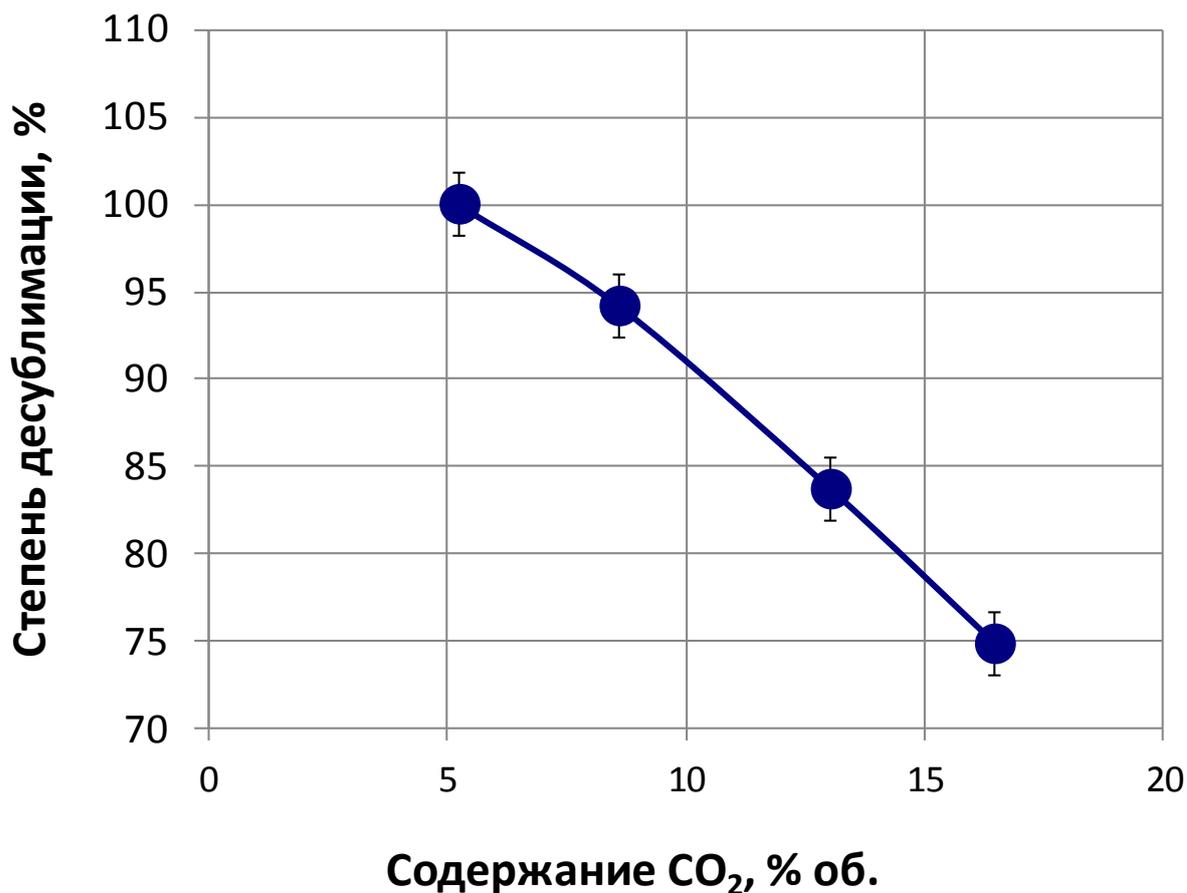


Рисунок 4.32 - Зависимость степени десублимации диоксида углерода от содержания диоксида углерода в исходной газовой смеси

Соответствующее аппроксимирующее уравнение имело вид:

$$y = -0,0532 x^2 - 1,1156 x + 107,49 \quad (4.52)$$

Среднее квадратичное отклонение составляло $R=0,9998$, а дисперсия $S^2 = 1,3331$.

Наблюдаемое падение степени десублимации с ростом содержания диоксида углерода в исходной газовой смеси объясняется диффузионным торможением и ростом слоя десублимата на охлаждаемой поверхности при неизменных параметрах хладагента.

Десублимация диоксида углерода на охлаждаемой поверхности протекает неоднородно. Если первоначально наблюдается быстрое осаждение на свободной поверхности, то затем, по мере роста слоя десублимата и его уплотнения, температура поверхности повышается, и поток десублимируемого диоксида углерода падает. Это влечет и снижение степени десублимации во времени. Изложенные физические представления подтверждаются полученными экспериментальными данными по динамике степени десублимации диоксида углерода (рис. 4.33).

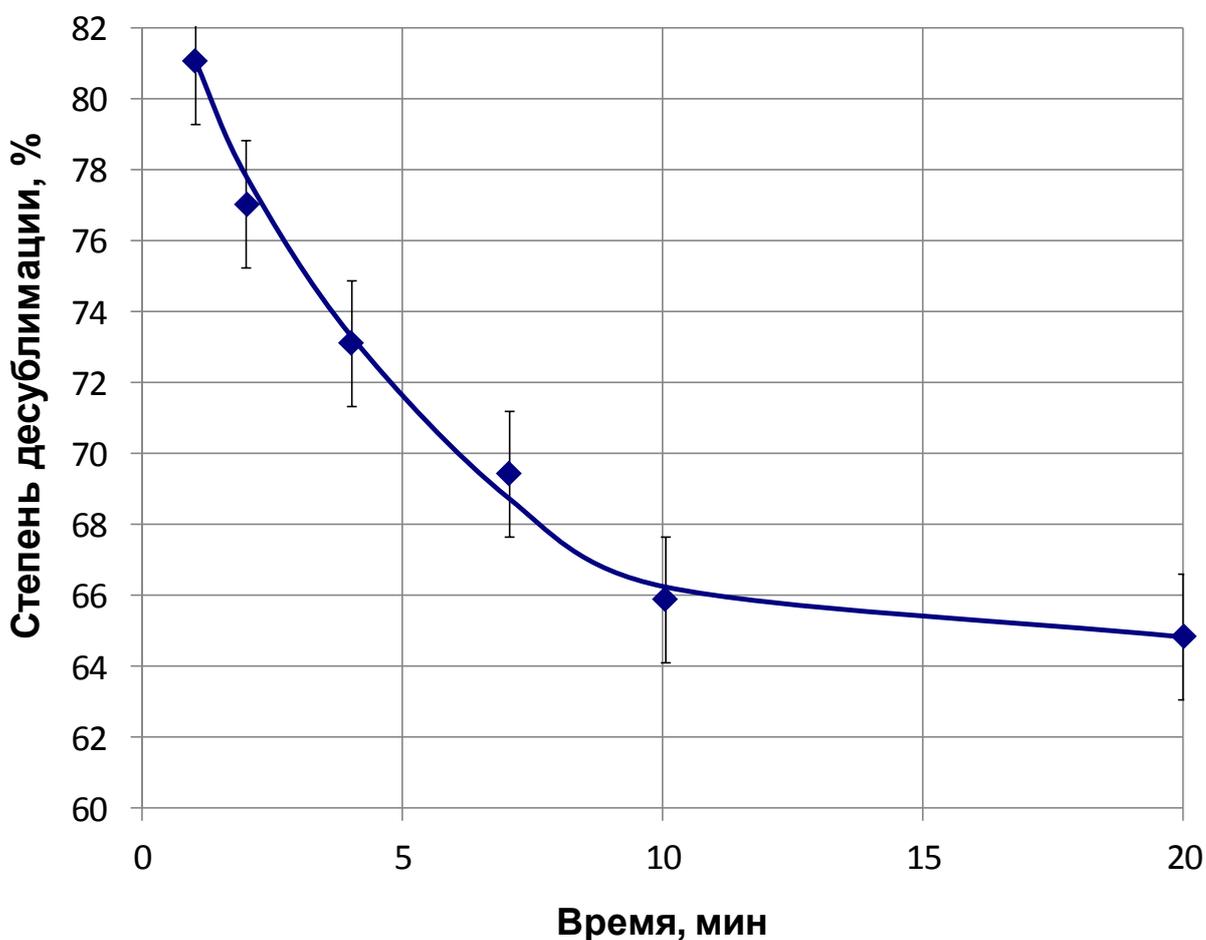


Рисунок 4.33 – Зависимость степени десублимации диоксида углерода от времени протекания процесса

Полученная зависимость аппроксимируется следующим уравнением:

$$y = 81,128 x^{-0,08} \quad (4.53)$$

со средним квадратичным отклонением $R=0,9785$ и дисперсией $S^2= 1,1742$.

Проведенные исследования позволяют заключить, что, варьируя параметры процесса десублимации (температура охлаждающей поверхности, величина поверхности десублимации, характер течения газовой смеси), можно достичь требуемой степени выделения диоксида углерода из газовой смеси.

4.2.2.2 Выводы по результатам экспериментальных исследований

Для оценки содержания состава десублимата в измерительной ячейке проводился анализ сухого остатка после испарения продукта. Для этого предварительно вакуумированную измерительную ячейку с осажденным твердым десублиматом герметично соединяли с пробоотборником, заполненным водой, и помещали под струю горячей воды. Твердый десублимат (предварительно диоксид углерода) переходил в газообразное состояние и накапливался в пробоотборнике, вытесняя воду. Затем краны пробоотборника герметизировали с помощью парафина и далее проводили хроматографический анализ сублимированного продукта. Анализ продукта проводился на хроматографе «Кристаллюкс-4000М». Данные измерений приведены на рис. 4.34.

Так как при вакуумировании измерительной ячейки остаточное давление составляло 0,0017 МПа, то часть азота после вакуумирования остается в ячейке. Для использовавшейся измерительной ячейки диаметром 4,8 см и длиной 35 см масса остаточного после вакуумирования азота составляет примерно 0,03 г. Этот азот и фиксируется на приведенной ниже хроматограмме. С учетом этого обстоятельства содержание диоксида углерода в получаемом твердом продукте составляет 99,94%, что соответствует требованиям ГОСТ 12162-77 на твердый диоксид углерода.

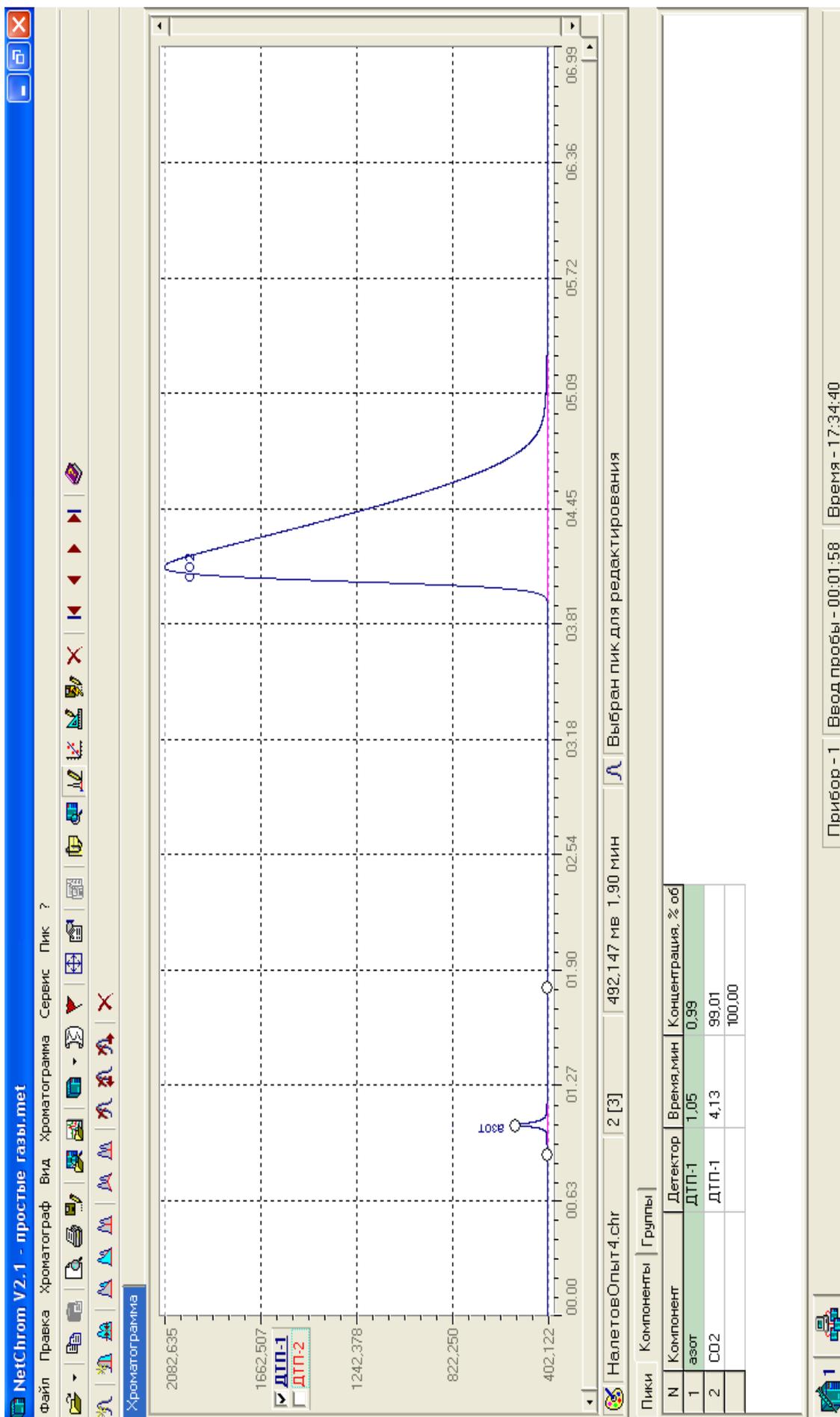


Рисунок 4.34 – Хроматограмма десублимированного продукта

Кроме этого для оценки чистоты полученного продукта проводили дополнительные испытания в соответствии с ГОСТ 12162-77. Для этого брали предварительно высушенную в сушильном шкафу СНОЛ 3/10 до постоянного веса фарфоровую чашку. Чашку взвешивали на аналитических весах. Твердый диоксид углерода массой не менее 2 г. помещали в чашку и взвешивали на весах. После этого осуществляли испарение диоксида углерода при комнатной температуре. Затем чашку вновь помещали в сушильный шкаф с температурой 110 °С и периодически взвешивали до постоянного веса. Затем рассчитывали массовое процентное содержание остатка (X) по соотношению:

$$X = 100\% (m_2 - m_1) / m, \quad (4.54)$$

где m_1 – вес фарфоровой чашки, г; m_2 – вес фарфоровой чашки после испарения диоксида углерода, г; m – вес навески твердого диоксида углерода, г.

Измерение повторяли, после чего рассчитывали среднее массовое процентное содержание остатка. По разности между 100% и содержанием остатка после испарения определяли содержание двуокиси углерода в продукте. После выполненных измерений оказалось, что среднее массовое процентное содержание остатка (X) составило 0%, а среднее массовое процентное содержание диоксида углерода – 100%.

Одновременно проводили в соответствии с ГОСТ 12162-77 проверку полученного твердого диоксида углерода на наличие остатка при испарении твердого продукта. Для этого из измерительной ячейки сразу после окончания эксперимента извлекали твердый диоксид углерода, помещали его на электронные весы ViBRA АН – 2200 СЕ и фиксировали падение веса образца продукта во времени. Во всех случаях конечный остаточный вес составлял 0 граммов. Что говорит об отсутствии в продуктовом диоксиде углерода остаточных примесей.

Согласно требованиям ГОСТ 12162-77 товарный диоксид углерода по внешнему виду должен представлять собой блоки белого цвета. При этом внешний вид продукта определяется визуально (п.3.2 ГОСТа 12162-77). Визуальная оценка цвета продуктового диоксида углерода производилась следующим образом. После проведения эксперимента по десублимации диоксида углерода из газовой смеси твердый продукт извлекался из измерительной ячейки и помещался на чистую белую бумагу высокого качества. Сравнивался цвет бумаги и цвет твердого диоксида углерода. По результатам сравнения делался вывод о цвете продуктового диоксида углерода. С целью получения достоверных результатов данная процедура повторялась 3 раза для трех независимых опытов в разных режимных условиях. Во всех трех опытах цвет полученного кристаллического твердого диоксида углерода был белым.

Твердый товарный диоксид углерода в соответствии со стандартом (п.3.9.1 ГОСТа 12162-77) проверяется на наличие запаха органолептическим методом. Для этого кусок твердого диоксида углерода массой 2 г. помещался в колбу. Двумя независимыми экспертами оценивалось наличие запаха из колбы. С целью большей достоверности опыт повторялся для трех продуктов, полученных в разных режимных условиях. Было установлено, что во всех опытах какой-либо запах отсутствовал.

Анализ исследовательских испытаний на экспериментальном образце установки для получения товарного диоксида углерода из дымовых газов позволяют сделать следующие выводы:

1. Эффективность выделения диоксида углерода (степень десублимации) для расхода дымовых газов 1,1 л/мин слабо зависит от содержания диоксида углерода в дымовых газах для заданного диапазона его варьирования от 5 до 10 об. %;

2. Эффективность выделения диоксида углерода (степень десублимации) не ниже 90% достигается при расходе дымовых газов 1,1 л/мин. При увеличении расхода дымовых газов в 4 раза степень десублимации уменьшается почти вдвое, что свидетельствует о недостаточном времени пребывания в аппарате;

3. Эффективность выделения диоксида углерода (степень десублимации) увеличивается с понижением температуры хладагента в основном за счет увеличения движущей силы процесса;

4. В процессе низкотемпературной десублимации из газовой смеси, близкой по составу к очищенным и осушенным дымовым газам, возможно получить технический диоксид углерода в соответствии с ГОСТ 12162-77.

4.2.2.3 Проверка адекватности математической модели и результаты расчетов

Для проверки адекватности разработанной математической модели процесса эта модель была адаптирована к условиям исследовательских испытаний на установке для получения товарного диоксида углерода из дымовых газов. На рис. 4.35 представлена расчетная схема экспериментальной ячейки, параметры которой даны в табл.4.19.

Таблица 4.19 – Параметры экспериментальной ячейки

Длина L , м	0,35
Внутренний диаметр $d_{\text{вн}}$, м	0,48
Внешний диаметр $d_{\text{н}}$, м	0,05
Время исследования t_0 , мин	10
Толщина стенки $\delta_{\text{ст}}$, м	0,001

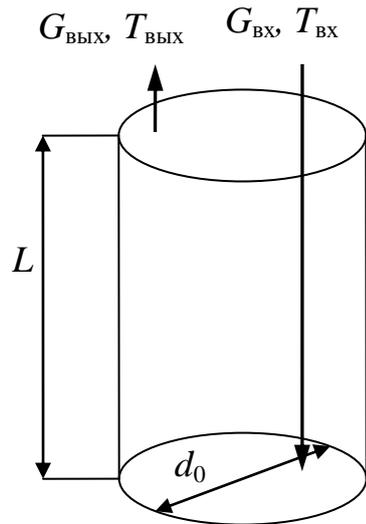


Рисунок 4.35 – Упрощенная схема экспериментальной ячейки

Для адаптированной к условиям эксперимента математической модели были приняты следующие допущения (включают допущения по базовой модели):

- 1) Для квазистационарной модели толщина слоя десублимата и температура стенки со стороны газового потока являются функцией длины и времени, но нарастание десублимата рассматривается только во времени. Изменение остальных переменных рассматриваются только по длине при заданном профиле слоя десублимата в данный момент времени.
- 2) Температуры хладагента и стенки со стороны хладагента являются постоянными.
- 3) Для температуры поверхности десублимата принимается условие квазистационарности, т.е. $\frac{dT_{\text{пов}}}{dt} = 0$.
- 4) Встраивание кристаллов в решетку проходит быстро и не оказывает существенного влияния на скорость процесса.

- 5) Термодиффузия и диффузионный термоэффект не учитываются.
- 6) Образование и рост кристаллов считаются мгновенными и не рассматриваются. Не рассматривается также и уплотнение слоя десублимата, что позволяет принять плотность и теплопроводность твердой фазы постоянными.
- 7) Газовая смесь может считаться идеальной, удовлетворяющей уравнению Клайперона-Менделеева и закону Дальтона для газовых смесей.

Тогда окончательно математическая модель применительно к процессу в экспериментальной ячейке примет следующий вид:

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{du}{dx} = \frac{1}{1 - \frac{\rho u^2}{P}} \left(\frac{u F_{\text{тр}}}{P} - \frac{1}{c_p T \rho} (q_v + j_v i) + \frac{\pi u (d_{\text{вн}} - 2\delta)}{S} \frac{\partial \delta}{\partial x} \right) \\ \frac{dc_1}{dx} = \frac{j_v}{\rho u} (c_1 - 1) \\ \frac{dP}{dx} = -\rho u \frac{du}{dx} - F_{\text{тр}} \\ \frac{dT}{dx} = -\frac{q_v}{c_p u \rho} \\ \frac{d\rho}{dx} = \frac{\rho}{P} \frac{dP}{dx} - \frac{\rho}{T} \frac{dT}{dx} \\ \frac{\partial \delta}{\partial t} + u \frac{\partial \delta}{\partial x} = \frac{j_v}{4\rho_{\text{тв}}} (d_{\text{вн}} - 2\delta) \end{array} \right. \quad (4.55)$$

При этом площадь свободного сечения связана с толщиной слоя десублимата соотношением: $S = \frac{\pi}{4} (d_{\text{вн}} - 2\delta)^2$.

Если $\delta > 0$, то температура поверхности десублимата $T_{\text{пов}}$ определяется из уравнения: $q_v S + j_v S (c_p T + r_{\text{ф.п.}}) - \frac{2\pi\lambda_{\text{тв}} (T_{\text{пов}} - T_{\text{ст1}})}{\ln \frac{d_0}{d_0 - 2\delta}} = 0$.

Если $\delta = 0$, то $T_{\text{пов}} = T_{\text{ст1}}$.

Дифференциальное уравнение для температуры стенки со стороны газового потока имеет следующий вид:

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho_{\text{ст}} c_{p\text{ст}} \pi \delta_{\text{ст}} (d_{\text{вн}} + \delta_{\text{ст}}) \frac{dT_{\text{ст1}}}{dt} = \frac{2\pi \lambda_{\text{тв}} (T_{\text{пов}} - T_{\text{ст1}})}{\ln \frac{d_0}{d_0 - 2\delta}} - \frac{2\pi \lambda_{\text{ст}} (T_{\text{ст1}} - T_{\text{хл}})}{\ln \frac{d_0 + 2\delta_{\text{ст}}}{d_0}}, \quad \delta > 0 \\ \rho_{\text{ст}} c_{p\text{ст}} \pi \delta_{\text{ст}} (d_{\text{вн}} + \delta_{\text{ст}}) \frac{dT_{\text{ст1}}}{dt} = q_V S + j_V S (c_p T + r_{\text{ф.п.}}) - \frac{2\pi \lambda_{\text{ст}} (T_{\text{ст1}} - T_{\text{хл}})}{\ln \frac{d_0 + 2\delta_{\text{ст}}}{d_0}}, \quad \delta = 0 \end{array} \right. \quad (4.56)$$

Тепловой и массовый потоки в экспериментальной ячейке определяются следующим образом:

$$q_V = \alpha_S \frac{\Pi}{S} (T - T_{\text{пов}}) \quad \text{и} \quad j_V = \beta_S \frac{\Pi}{S} (c - c_s(T_{\text{пов}})). \quad (4.57)$$

Начальные условия:

$$\begin{aligned} T(t, x=0) &= T_{\text{см}}^0; \quad P(t, x=0) = P_{\text{см}}^0; \quad \rho(t, x=0) = \frac{P_{\text{см}}^0 M_{\text{см}}^0}{RT_{\text{см}}^0}; \\ u(t, x=0) &= \frac{4G_{\text{см}}^0}{\rho(t, x=0) \pi (d_{\text{вн}} - 2\delta(t, x=0))^2}; \quad c_1(t, x=0) = c_1^0; \quad \delta(t=0, x) = 0. \end{aligned} \quad (4.58)$$

$$T_{\text{пов}}(t=0, x) = T_{\text{см}}^0, \quad T_{\text{ст1}}(t=0, x) = T_{\text{см}}^0, \quad T_{\text{хл}}(t=0, x) = T_{\text{хл}}^0.$$

Для оценки адекватности математической модели выбирались режимы исследовательских испытаний, позволяющих получить степень десублимации диоксида углерода не ниже 90%. Эти режимы были пронумерованы соответственно: 1, 2 и 3. Для данных режимов была произведена оценка фактических коэффициентов массоотдачи (на основе данных экспериментов).

Полученные значения сравнивались с расчетными значениями коэффициентов массоотдачи. Данные сравнения представлены в табл. 4.20.

Таблица 4.20 – Сравнение коэффициентов массоотдачи расчетных и фактических

Режим	Разм.	1	2	3
Расход газовой смеси	л/мин	4,46	1,1	1,06
Массовый расход газовой смеси	кг/с	$8,5 \cdot 10^{-5}$	$2,09 \cdot 10^{-5}$	$2,03 \cdot 10^{-5}$
Расход азота	л/мин	4	1	1
Расход диоксида углерода	л/мин	0,46	0,1	0,06
Содержание диоксида углерода в поступающей газовой смеси	% объемн.	$\approx 10,0$	$\approx 10,0$	$\approx 5,0$
Температура поверхности измерительной ячейки	°С	-196	-160	-160
Давление в ячейке	Па	10^5		
Рабочая длина ячейки	см	20	35	27
Диаметр ячейки	см	4,8	4,8	4,8
Степень десублимации диоксида углерода из смеси газов	%	95	100	99,6
Расчетная степень десублимации диоксида углерода из смеси газов	%	56,91	98,45	96,60
Экспериментальные значения коэффициентов массоотдачи	м/с	0,005987	0,003243	0,003845
Расчетные значения коэффициентов массоотдачи	м/с	0,001429	0,000754	0,000814

Как видно из табл.4.20, экспериментальные значения коэффициентов массоотдачи превышают расчетные в среднем в 4,4 раза.

Было высказано предположение, что расхождение коэффициентов массотдачи может быть вызвано необходимостью учета явления термодиффузии на процесс массопереноса. В этой связи была проведена оценка влияния термодиффузии на процесс массопереноса диоксида углерода из газовой фазы.

Расчет коэффициента термодиффузии проводился на основе методов статистической физики. Поток массы, вызванный термодиффузией, выражается следующим образом (кг/(м² с)):

$$j_{vT} = \rho \frac{D_T}{T} \frac{\partial T}{\partial z} \quad (4.59)$$

Формула для расчета термодиффузионного отношения в бинарной смеси (для диффузии вещества 1 в веществе 2) имеет вид:

$$k_T = \frac{D_T}{D_{12}} = x_1 x_2 \alpha_T, \quad (4.60)$$

где D_{12} – коэффициент диффузии, x_1, x_2 – мольные доли компонентов, коэффициент α_T определяется как:

$$\alpha_T = (6C_{12}^* - 5) \left(\frac{x_1 S_1 - x_2 S_2}{x_1^2 Q_1 + x_1 x_2 Q_{12} + x_2^2 Q_2} \right) (1 + k_2), \quad (4.61)$$

где k_2 – корректирующий коэффициент, который можно принять равным нулю. При этом

$$S_1 = \frac{m_1}{m_2} \left(\frac{2m_2}{m_1 + m_2} \right)^{1/2} \frac{\Omega_{11}^{(2,2)}}{\Omega_{12}^{(1,1)}} \left(\frac{\sigma_{11}}{\sigma_{12}} \right)^2 - \frac{4m_1 m_2 A_{12}^*}{(m_1 + m_2)^2} + \frac{15m_2(m_1 - m_2)}{2(m_1 + m_2)^2}$$

$$S_2 = \frac{m_2}{m_1} \left(\frac{2m_1}{m_1 + m_2} \right)^{1/2} \frac{\Omega_{22}^{(2,2)}}{\Omega_{12}^{(1,1)}} \left(\frac{\sigma_{22}}{\sigma_{12}} \right)^2 - \frac{4m_1 m_2 A_{12}^*}{(m_1 + m_2)^2} + \frac{15m_1(m_2 - m_1)}{2(m_1 + m_2)^2} \quad (4.62)$$

$$Q_1 = \frac{2}{m_2(m_1 + m_2)} \left(\frac{2m_2}{m_1 + m_2} \right)^{1/2} \frac{\Omega_{11}^{(2,2)}}{\Omega_{12}^{(1,1)}} \left(\frac{\sigma_{11}}{\sigma_{12}} \right)^2 \left[\left(\frac{5}{2} - \frac{6}{5} B_{12}^* \right) m_1^2 + 3m_2^2 + \frac{8}{5} m_1 m_2 A_{12}^* \right]$$

$$Q_2 = \frac{2}{m_1(m_1 + m_2)} \left(\frac{2m_1}{m_1 + m_2} \right)^{1/2} \frac{\Omega_{22}^{(2,2)}}{\Omega_{12}^{(1,1)}} \left(\frac{\sigma_{22}}{\sigma_{12}} \right)^2 \left[\left(\frac{5}{2} - \frac{6}{5} B_{12}^* \right) m_2^2 + 3m_1^2 + \frac{8}{5} m_1 m_2 A_{12}^* \right]$$

$$Q_{12} = 15 \left(\frac{m_1 - m_2}{m_1 + m_2} \right)^2 \left(\frac{5}{2} - \frac{6}{5} B_{12}^* \right) + \frac{4m_1 m_2 A_{12}^*}{(m_1 + m_2)^2} \left(11 - \frac{12}{5} B_{12}^* \right) + \frac{8(m_1 + m_2)}{5(m_1 m_2)^{1/2}} \left[\frac{\sigma_{11}^2 \Omega_{11}^{(2,2)}}{\sigma_{12}^2 \Omega_{12}^{(1,1)}} \right] \left[\frac{\sigma_{22}^2 \Omega_{22}^{(2,2)}}{\sigma_{12}^2 \Omega_{12}^{(1,1)}} \right]$$

В выражениях (4.62) m_1, m_2 – массы молекул веществ 1 и 2; $A_{12}^*, B_{12}^*, C_{12}^*$ – безразмерные отношения интегралов столкновений; $\Omega_{11}^{(2,2)}, \Omega_{22}^{(2,2)}$ – интегралы столкновений для двух молекул вещества 1 или двух молекул вещества; $\Omega_{12}^{(1,1)}, \Omega_{12}^{(1,2)}, \Omega_{12}^{(1,3)}$ – интегралы столкновений молекул веществ 1 и 2; $\sigma_{11}, \sigma_{12}, \sigma_{22}$ – средний диаметр зоны столкновения двух молекул вещества 1, молекул веществ 1 и 2 и двух молекул вещества 2 соответственно.

Безразмерные отношения интегралов столкновений определяются следующим образом:

$$\begin{aligned}
 A_{12}^* &= \Omega_{12}^{(2,2)} / \Omega_{12}^{(1,1)}, \\
 B_{12}^* &= [5\Omega_{12}^{(1,2)} - 4\Omega_{12}^{(1,3)}] / \Omega_{12}^{(1,1)}, \\
 C_{12}^* &= \Omega_{12}^{(1,2)} / \Omega_{12}^{(1,1)}.
 \end{aligned}
 \tag{4.63}$$

На основе расчетов приведенных интегралов столкновений $\Omega^{(l,s)} = \Omega^{(l,s)} / \pi\sigma^2$ и постоянных от приведенной температуры $T^* = kT/\varepsilon$ для бинарной смеси $\text{CO}_2\text{--N}_2$, взятых из работы [274], была произведена оценка коэффициента термодиффузии для данных параметров процесса.

Расчетные значения коэффициента термодиффузии составили порядка от 0,03 до 0,07, а результирующий поток, вызванный термодиффузией, на начальном этапе составил в среднем около 0,7% от общего потока (доля потока рассчитывалась как отношение потока, вызванного термодиффузией по длине аппарата, к общему потоку по длине за фиксированный промежуток времени). В дальнейшем расчеты показали, что по мере увеличения продолжительности процесса влияние термодиффузии увеличивается по мере снижения градиента концентраций. Так по истечении 2,5 мин. процесса доля термодиффузии увеличилась до 7,9%, по истечении 5 мин. – до 16%, по истечении 7,5 мин. – до 26% от общего потока, и по истечении 10 мин. – до 40 % от общего потока.

Таким образом, существенное различие в коэффициентах массоотдачи (экспериментальных и расчетных) в среднем в 4,4 раза невозможно объяснить влиянием термодиффузии, хотя при больших временах пребывания в аппарате, как показали расчеты, ее влияние имеет место. Необходимость корректировки математической модели будет определяться выбранным временем пребывания в аппарате.

На основании данных эксперимента параметры математической модели были скорректированы для обеспечения адекватности описания технологического процесса.

Принимая во внимание, что оптимальное давление в процессе десублимации подсистемы холодильного цикла равно 2 МПа, приведем дополнительные аргументы в обоснование того, что степень десублимации диоксида углерода из газовой смеси для десублиматоров непрерывного действия незначительно меняется при увеличении давления. В работе [275] представлены экспериментальные данные по десублимации диоксида углерода из биогаза (бинарная смесь метана и диоксида углерода) в десублиматоре пластинчатого типа при повышенных давлениях.

В качестве холодильного агента выступал жидкий метан. Содержание диоксида углерода в биогазе доходило практически до 40 об.%, что существенно превышало содержание диоксида углерода в дымовых газах ТЭС. Данные экспериментов по десублимации диоксида углерода из биогаза представлены в табл. 4.24.

Как следует из данных табл. 4.21, увеличение давления в процессе приводит к незначительному увеличению степени десублимации диоксида углерода, что можно объяснить увеличением движущей силы процесса, влияние которой более существенно, чем уменьшение молекулярной диффузии при увеличении давления.

Таблица 4.21 – Экспериментальные данные по выделению диоксида углерода из биогаза [275]

Опыт		1	2	3	4	5	6	7	8
Входная концентрация CO ₂	об. %	37,2	38,3	37,9	37,4	38,0	38,2	37,8	37,8
Объемный расход CO ₂	н.л/мин	1,13	1,08	2,07	1,21	1,13	1,14	0,91	1,10
Объемный расход CH ₄	н.л/мин	1,88	2,06	3,40	1,93	1,88	2,08	2,06	2,10
Давление в теплообменнике	бар	1,8	2,0	2,0	1,0	1,8	2,0	2,0	1,7
Средняя температура в теплообменнике	°С	-122	-111	-111	-111	-82	-92	-102	-110
Степень десублимации	%	100	100	99,4	99,4	88,5	98,6	99,6	100

С использованием разработанной автором программы [278] был рассчитан десублиматор кожухотрубчатого типа с получением CO₂ во внутритрубном пространстве со следующими конструкционными параметрами (соответствует принятой производительности по продукту):

Длина теплообменника L – 6,79 м;

Внутренний диаметр труб $d_{\text{вн}}$ – 0,05 м;

Внешний диаметр труб $d_{\text{н}}$ – 0,07 м;

Число труб $N_{\text{тр}}$ – 1500;

Диаметр кожуха D – 3,2 м;

Площадь между перегородками - $S_{\text{н}}$ – 0,35 м².

Длина аппарата выбиралась таким образом, чтобы температура газовой смеси на выходе из десублиматора для статического режима (при $t=0$) равнялась 145 К, что соответствовало высокой степени десублимации (не ниже 90 %). Время варьировалось от нуля до 10 мин (600 с). Данные расчетов по модели представлены на рис. 4.36 – 4.40.

На рис. 4.36 представлены профили температур по длине аппарата.

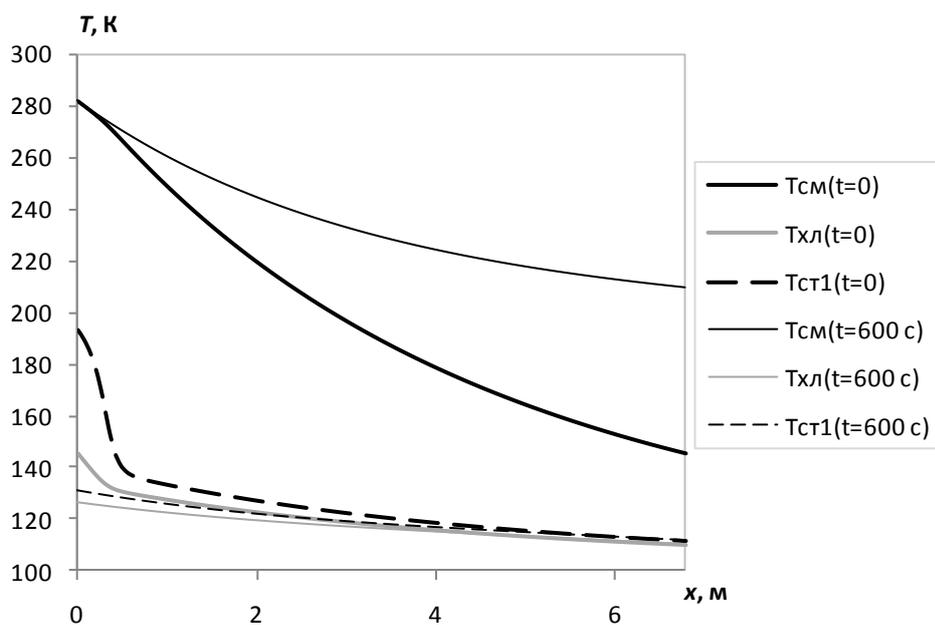


Рисунок 4.36 – Температурный профиль десублиматора, жирными линиями выделены профили температур по газовому потоку ($T_{см}$), по стенке со стороны газового потока ($T_{ст1}$) и по температуре хладагента ($T_{хл}$) по длине соответственно на момент времени $t=0$; более тонкими линиями – по истечении времени исследования (10 мин.)

На рис. 4.37 профили толщины слоя десублимата в разные моменты времени.

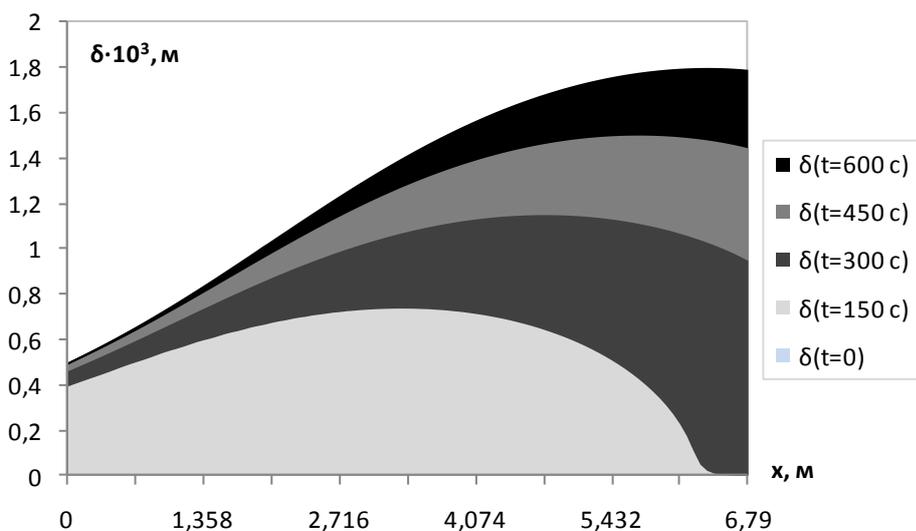
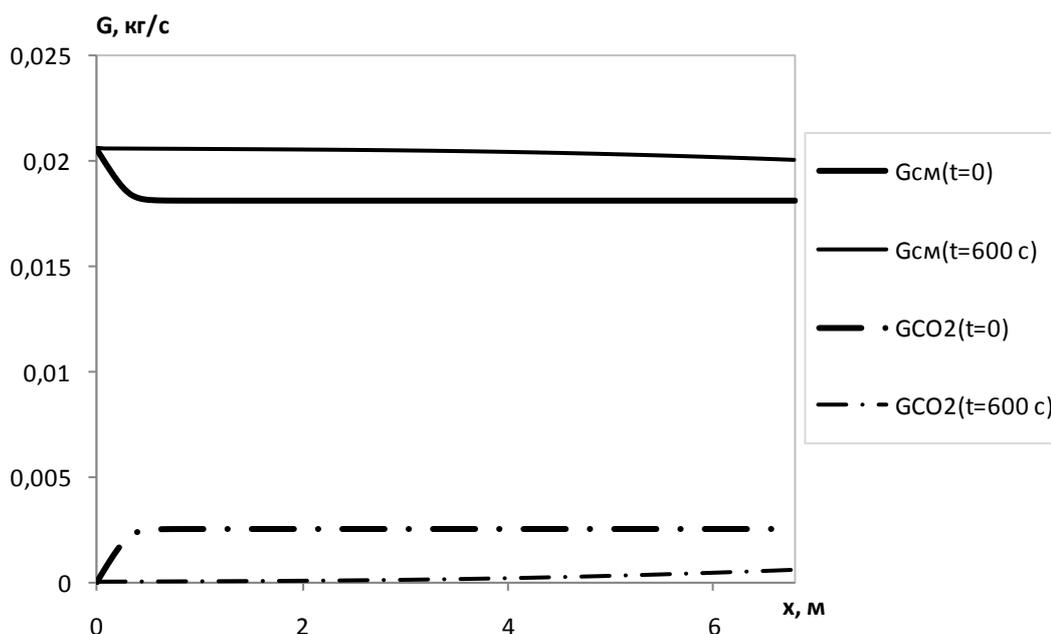


Рисунок 4.37 – Профили толщины слоя десублимата в различные моменты времени.

Изменение расходных показателей и гидродинамика десублиматора представлены соответственно на рис. 4.38 и 4.39.

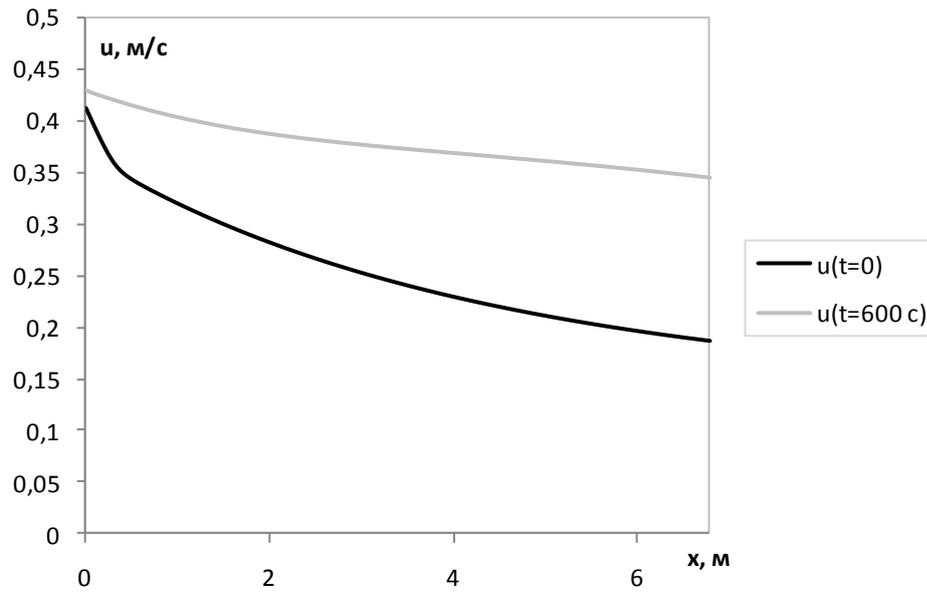
Результаты расчетов показывают, что на начальных этапах диоксид углерода практически полностью удаляется из газового потока (эффективность улавливания составляет 99,9999 %). При этом большая часть десублимата удаляется на начальном участке длины аппарата (0,5 м - 1 м.).

В начальный момент градиент скорости газового потока более существенный, затем по мере десублимации диоксида углерода градиент уменьшается, и зависимость имеет практически линейный характер. Давление газовой фазы изменяется незначительно.



Обозначения: жирными линиями выделены профили расхода газовой смеси ($G_{см}$) и расхода твердого диоксида углерода (G_{CO_2}) (для одной трубки теплообменника) по длине на момент времени $t=0$; более тонкими линиями – профили расходов по длине по истечении времени исследования (10 мин.)

Рисунок 4.38 – Динамика изменения расхода газовой смеси и диоксида углерода для одной трубки теплообменника



Обозначения: профили скоростей газового потока (u) по длине для начального момента времени ($t=0$) и по истечении времени исследования (10 мин);

Рисунок 4.39 – Гидродинамика десублиматора.

Скорость образования десублимата имеет ярко выраженный максимум, возрастание происходит практически мгновенно, что наглядно представлено на рис.4.40.

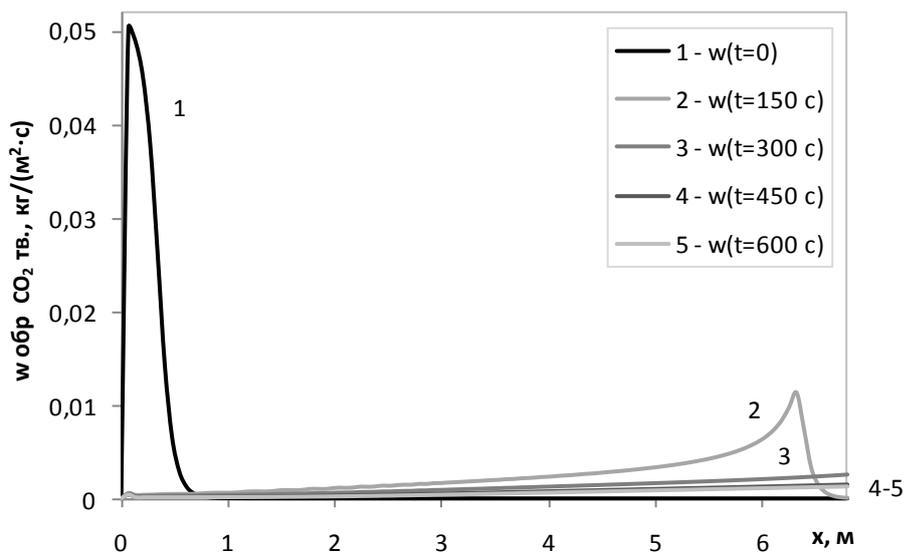


Рисунок 4.40 – Скорость образования десублимата по длине (w) для различных моментов времени: начального ($t=0$), 150 с, 300 с, 450 с и 600 с (10 мин).

В дальнейшем, по мере нарастания десублимата, эффективность процесса падает, ввиду низкой теплопроводности слоя десублимата, и график скорости нарастания десублимата по длине смещается вправо. После 2,5 минут (150 с) эффективность улавливания CO₂ по-прежнему высока и составляет 99,981 %. После 5 минут (300 с) эффективность улавливания падает до 50,243 %, после 7,5 минут – до 32,322%, а по окончании исследования (10 мин) составляет 23,446%. Соответственно изменяются и профили температур и скоростей.

После 10 минут работы аппарата толщина слоя достигает значения порядка $1,8 \cdot 10^{-3}$ м.

Таким образом, при десубликации во внутритрубном пространстве теплообменника время оптимальной работы, обеспечивающее высокую степень улавливания диоксида углерода из газовой смеси, должно составлять порядка 2,5 минут, что вызывает необходимость либо увеличения диаметра труб, либо установки нескольких параллельных аппаратов. При этом вид математической модели не изменяется.

Вопросы конкретного технического решения зависят от способа и времени удаления десублимата с внутренней поверхности труб аппарата.

Одним из возможных технических решений является периодическое механическое удаление десублимата посредством шнекового устройства или скребка, после прохождения которого аппарат снова готов к работе.

В табл. 4.22 в дополнение к конструкционным размерам аппарата приведены характеристики десублиматора, используемого в энергоблоке тригенерации заданной производительности.

Таблица 4.22 – Расчетные параметры десублиматора

Температура на входе/выходе горячего потока, К	277,29	145
Температура на входе/выходе холодного потока, К	113,17	153,33
Температура начала десублимации диоксида углерода, К	205,14	
Количество удаленного диоксида углерода, кг/с	5,072	
Доля пара на входе/выходе холодного потока	0	0
Давление горячего потока, МПа	2	
Давление холодного потока, МПа	4,4	
Полный расход горячего потока, кг/с	31,21	
Расход холодного потока, кг/с	44,85	
Общая тепловая нагрузка, МВт	4,2305	
Площадь поверхности, м ²	1432,6	

Примечание. Расход потока метана соответствовал производительности по продукту 160 тыс. тонн продукта в год

Данные табл.4.22 дополняют расчетные характеристики элементов энергоблока тригенерации, приведенные ранее, и в целом составляют методику технической реализации пилотного модуля по получению товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год.

Выводы по главе 4

1. С использованием теоретического аппарата построения оптимально организованных ХТС была разработана технологическая схема энергоблока тригенерации на основе совмещения цикла Ренкина с низкокипящим рабочим телом и холодильного цикла, обеспечивающая глубокую степень улавливания диоксида углерода из очищенных дымовых газов и выработку

дополнительных количеств электроэнергии и холода при отсутствии теплового загрязнения окружающей среды. На способ получения электроэнергии, холода и диоксида углерода из дымовых газов получен Патент RU2482406C1 (дата приоритета: 15.11.2011).

2. На основе разработанных критериев организованности при усложнении системы был проведен анализ различных вариантов структурных решений подсистемы цикла Ренкина для различных рабочих тел от метана до пентана и был обоснован выбор оптимального рабочего тела – метана для структуры цикла Ренкина с гипотетическим регенератором, которая позволяет осуществить совмещение технологических целей преобразования в одном элементе при кооперации цикла Ренкина и подсистемы улавливания диоксида углерода.

3. Для подтверждения надежности полученных результатов по оптимальной организации цикла Ренкина были проведены режимные испытания экспериментального образца теплового двигателя мощностью до 3 кВт на водяном паре и сжатом и охлажденном воздухе и проведена оценка его эффективности на основе эксергетических показателей. Показано, что с ростом давления в тепловом двигателе его эффективность повышается, а также, что генерация холода в системах ко- и тригенерации является более эффективной, чем генерация теплоты тех же параметров, что не противоречит литературным источникам и результатам оптимизации.

4. Обоснован выбор в качестве подсистемы улавливания диоксида углерода из дымовых газов холодильного цикла среднего давления, в котором десублиматор для выделения диоксида углерода в твердом виде совмещен с экономайзером цикла Ренкина.

5. Осуществлен выбор оптимальной топологии холодильного цикла среднего давления, интегрируемого с циклом Ренкина, и проведена численная оптимизация подсистемы сжатия по критерию минимальной мощности.

6. Разработана математическая модель процесса низкотемпературной десублимации в аппарате кожухотрубчатого типа и программный комплекс

по расчету процесса на ЭВМ. На программный комплекс получено Свидетельство о государственной регистрации программы для ЭВМ.

7. Создана экспериментальная установка и проведены исследования процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода из газовой смеси CO_2 – N_2 , в результате которых была произведена оценка влияния различных параметров на степень десублимации при различных содержаниях диоксида углерода от 5 до 10 об.% и анализ полученного десублимата на предмет соответствия его стандартам на технический продукт. Было показано, что в процессе низкотемпературной десублимации из дымовых газов возможно получить товарный диоксид углерода.

8. На основе результатов экспериментальных исследований была проверена адекватность разработанной математической модели процесса десублимации и в дальнейшем произведен расчет параметров десублиматора.

9. На основе проведенных теоретических и экспериментальных исследований была разработана методика технической реализации процесса получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации нового поколения производительностью до 160 тыс. тонн диоксида углерода в год. Результаты работы были использованы при разработке проекта Технического задания на ОКР по данной теме в рамках выполнения государственного задания и приняты к внедрению в качестве прототипа технического решения при разработке технико-экономических обоснований и проведении экспертиз инновационных решений в энергосбережении.

Глава 5. Технико-экономическая оценка оптимально организованной системы получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации

Технико-экономическая оценка оптимально организованной технологической системы получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации включает два аспекта:

- оценку синергетического эффекта тригенерации на основе эксергетических показателей;
- финансовую оценку инвестиционного проекта «Получение товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год».

5.1 Оценка синергетического эффекта тригенерации на основе эксергетических показателей

В комбинированных технологических системах, объединяющих несколько подсистем, чаще всего не наблюдается синергетического эффекта (или эмерджентности) в повышении их эффективности, ввиду их неоптимальной организации. Однако такого эффекта возможно достичь в оптимально организованной комбисистеме. Покажем это на примере разработанного процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации.

Наиболее корректными характеристиками, позволяющими оценивать потенциалы и сравнивать достигаемые показатели энергосбережения систем, являются абсолютные и относительные эксергетические характеристики. В данной работе оценка проводилась на основе относительного показателя энергоэффективности – эксергетического КПД. Сравнительный анализ

проводится для двух вариантов совмещения подсистем в интегрированную ХТС:

Вариант 1 – оценка эксергетического КПД гипотетической системы, состоящей из отдельных подсистем: цикла Ренкина и холодильного цикла;

Вариант 2 – оценка эксергетического КПД разработанного способа получения товарного CO₂ в энергоблоке тригенерации (интегрированный вариант системы).

Для корректной оценки при сравнении обоих вариантов комбинирования в качестве рабочего тела в цикле Ренкина используется метан, а в качестве хладагента – жидкий азот.

5.1.1 Эксергетический анализ варианта 1

Анализируемая интегрированная ХТС состоит из последовательно соединенных цикла Ренкина и холодильного цикла. Из термодинамики известно, что эксергетический КПД системы, состоящий из последовательно соединенных подсистем, оценивается следующим образом:

$$\eta_{ex} = \eta_{ex1} \cdot \eta_{ex2} , \quad (5.1)$$

где $\eta_{ex1,2}$ – эксергетические КПД подсистем цикла Ренкина и холодильного цикла соответственно. Дадим характеристику эффективности каждой подсистеме.

5.1.1.1. Эксергетический анализ цикла Ренкина с рабочим телом метаном

Подсистема цикла Ренкина с НРТ – метаном представляет собой модифицированный вариант структуры цикла с регенератором, которая функционирует за счет внешнего источника теплоты дымовых газов и внешнего источника холода.

Проведем контур контрольной поверхности вокруг всей подсистемы цикла Ренкина и определим потоки эксергии на выходе и входе в систему, как это показано на рис. 5.1.



Рисунок 5.1 – Технологическая схема и схема потоков эксергии для цикла Ренкина с регенератором и НРТ – метаном

Эксергия на входе в цикл Ренкина складывается из эксергии потока дымовых газов $E_{дг}^{вх}$, эксергии электропривода насоса по перекачке НРТ – $E_{н}$ и входной эксергии хладагента $E_{хл}^{вх}$ в конденсаторе НРТ.

Расчет составляющих эксергии на входе:

1. Эксергия потока дымовых газов

$$E_{дг}^{вх} = G_{дг} \left[C_{p_{дг}} (T_{дг}^{вх} - T_0) - T_0 C_{p_{дг}} \ln \left(\frac{T_{дг}^{вх}}{T_0} \right) + \frac{R}{M_{дг}} T_0 \ln \left(\frac{P_{дг}}{P_0} \right) \right] \quad (5.2)$$

2. Эксергия электропривода насоса по перекачке НРТ:

$$E_{н} = N_{подв.}$$

3. Эксергия хладагента на входе в конденсатор НРТ

$$E_{хл}^{вх} = G_{хл} \left[C_{p_{хл}} (T_{хл}^{вх} - T_0) - T_0 C_{p_{хл}} \ln \left(\frac{T_{хл}^{вх}}{T_0} \right) \right] \quad (5.3)$$

Эксергия на выходе из цикла Ренкина складывается из эксергии потока дымовых газов $E_{дг}^{вых}$ на выходе из цикла, эксергии механической работы турбины $E_{т}$ и эксергии хладагента на выходе из конденсатора $E_{хл}^{вых}$.

Расчет составляющих эксергии на выходе:

1. Эксергия потока дымовых газов

$$E_{дг}^{вых} = G_{дг} \left[C_{p_{дг}} (T_{дг}^{вых} - T_0) - T_0 C_{p_{дг}} \ln \left(\frac{T_{дг}^{вых}}{T_0} \right) + \frac{R}{M_{дг}} T_0 \ln \left(\frac{P_{дг}}{P_0} \right) \right] \quad (5.4)$$

2. Эксергия механической работы турбины

$$E_T = N_{T1}$$

3. Эксергия хладагента на выходе из конденсатора НРТ

$$E_{xл}^{в\text{ых}} = G_{xл} \left[C_{p_{xл}} (T_{xл}^{в\text{ых}} - T_0) - T_0 C_{p_{xл}} \ln \left(\frac{T_{xл}^{в\text{ых}}}{T_0} \right) \right] \quad (5.5)$$

Расчет эксергетического КПД цикла Ренкина $\eta_{ex}^{ЦР}$ проводится на основании зависимости:

$$\eta_{ex}^{ЦР} = \frac{E_{дг}^{в\text{ых}} + E_T + E_{xл}^{в\text{ых}}}{E_{дг}^{в\text{х}} + E_H + E_{xл}^{в\text{х}}} \quad (5.6)$$

Здесь T_0, p_0 – температура и давление окружающей среды.

Результаты расчета цикла Ренкина приведены в табл. 5.1

Таблица 5.1 – Расчет эксергетического КПД для цикла Ренкина с регенератором (НРТ – метан)

Вариант №1 - Цикл Ренкина с регенератором, НРТ - метан						
Входные потоки						
	1				2	
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	Жидкий N ₂	
<i>w</i> , масс. доли	0,1064	0,7239	0,0437	0,1260		
<i>y</i> , мольн. доли	0,0660	0,7057	0,0373	0,1910		
<i>T</i> , К		633			<i>T</i> , К	77
<i>p</i> , МПа		0,101			<i>p</i> , МПа	3,040
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль		27,31			<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	28,01
<i>C_p</i> , Дж/(кг К)		1200,09			<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	2029,67
<i>G</i> , кг/с		35,36			<i>G</i> , кг/с	221,21
<i>E</i> _{дг} , МВт		5,53			<i>E</i> _{хл} , МВт	67,14
	Насос				<i>E</i> _н , МВт	0,2614
Выходные потоки						
	1				2	
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	Жидкий N ₂	
<i>w</i> , масс. доли	0,1064	0,7239	0,0437	0,1260		
<i>y</i> , мольн. доли	0,0682	0,7291	0,0385	0,1973		
<i>T</i> , К		325			<i>T</i> , К	105
<i>p</i> , МПа		0,101			<i>p</i> , МПа	3,040
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль		28,21			<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	28,01
<i>C_p</i> , Дж/(кг К)		1122,36			<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	2362,90
<i>G</i> , кг/с		35,36			<i>G</i> , кг/с	221,21
<i>E</i> _{дг} , МВт		0,175			<i>E</i> _{хл} , МВт	48,536
	Паровая турбина				<i>E</i> _т , МВт	2,802
	Эксергетический КПД η_{ex} , %				70,63	

5.1.1.2. Эксергетический анализ холодильного цикла

Подсистема холодильного цикла представляет собой самостоятельную подсистему, выделение диоксида углерода из потока дымовых газов в которой осуществляется за счет внешнего источника холода – поток метана извне. Проведем контур контрольной поверхности вокруг всей подсистемы холодильного цикла и определим потоки эксергии на выходе и входе в систему, как это показано на рис. 5.2.

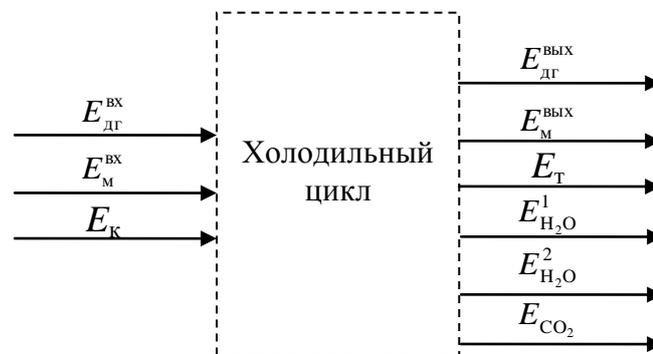


Рисунок 5.2 – Технологическая схема и схема потоков эксергии для холодильного цикла

Эксергия на входе в холодильный цикл складывается из эксергии потока дымовых газов на входе в цикл $E_{дг}^{вх}$, эксергии метана $E_{м}^{вх}$ на входе в десублиматор и эксергии $E_{к}$ электрического привода многоступенчатого компрессора. Расчет составляющих эксергии на входе:

1. Эксергия потока дымовых газов на входе в цикл

$$E_{дг}^{вх} = G_{дг} \left[C_{p_{дг}} (T_{дг}^{вх} - T_0) - T_0 C_{p_{дг}} \ln \left(\frac{T_{дг}^{вх}}{T_0} \right) + \frac{R}{M_{дг}} T_0 \ln \left(\frac{P_{дг}}{P_0} \right) - \frac{R}{M_{дг}} T_0 \sum (n_i^{дг} \cdot \ln n_i^{дг}) \right] \quad (5.7)$$

2. Эксергия метана на входе в десублиматор

$$E_{м}^{вх} = G_{м} \left[C_{p_{м}} (T_{м}^{вх} - T_0) - T_0 C_{p_{м}} \ln \left(\frac{T_{м}^{вх}}{T_0} \right) \right] \quad (5.8)$$

3. Эксергия электрического привода компрессора

$$E_{к} = N_{к}$$

Эксергия на выходе из холодильного цикла складывается из эксергии потока дымовых газов на выходе из цикла $E_{дг}^{ввых}$, эксергии потока метана на выходе из цикла $E_{м}^{ввых}$, эксергии механической работы турбины $E_{т}$, эксергии водяного конденсата $E_{H_2O}^1$, $E_{H_2O}^2$ и эксергии твердого диоксида углерода (продукта) E_{CO_2} .

Расчет составляющих эксергии на выходе из холодильного цикла:

1. Эксергия потока дымовых газов на выходе

$$E_{дг}^{ввых} = G_{дг} \left[C_{p_{дг}} (T_{дг}^{ввых} - T_0) - T_0 C_{p_{дг}} \ln \left(\frac{T_{дг}^{ввых}}{T_0} \right) + \frac{R}{M_{дг}} T_0 \ln \left(\frac{P_{дг}}{P_0} \right) \right] \quad (5.9)$$

2. Эксергия метана на выходе

$$E_{м}^{ввых} = G_{м} \left[C_{p_{м}} (T_{м}^{ввых} - T_0) - T_0 C_{p_{м}} \ln \left(\frac{T_{м}^{ввых}}{T_0} \right) \right] \quad (5.10)$$

3. Эксергия механической работы

$$E_{т} = N_{т2}$$

4. Эксергия водяного конденсата

$$E_{H_2O}^{1,2} = G_{H_2O}^{1,2} \left[C_{p_{H_2O}} (T_{H_2O}^{1,2} - T_0) - T_0 C_{p_{H_2O}} \ln \left(\frac{T_{H_2O}^{1,2}}{T_0} \right) + E_{H_2O}^{хим} G_{H_2O}^{1,2} / M_{H_2O} \right], \quad (5.11)$$

где $E_{H_2O}^{хим}$ – химическая эксергия водяного конденсата, которая принимается равной 3150 кДж/кмоль.

5. Эксергия твердого диоксида углерода

$$E_{CO_2} = G_{CO_2} \left[C_{p_{CO_2}} (T_{CO_2} - T_0) - T_0 C_{p_{CO_2}} \ln \left(\frac{T_{CO_2}}{T_0} \right) + E_{CO_2}^{хим} G_{CO_2} / M_{CO_2} \right], \quad (5.12)$$

где $E_{CO_2}^{хим}$ – химическая эксергия твердого диоксида углерода, принимается равной 25129,17 кДж/кмоль (химическая эксергия газообразного диоксида углерода по справочным данным равна 20170 кДж/кмоль).

Расчет эксергетического КПД холодильного цикла проводится на основании аналогичной выше зависимости (результаты табл.5.2):

$$\eta_{ex}^{хц} = \frac{E_{дг}^{ввых} + E_{т} + E_{м}^{ввых} + E_{H_2O}^1 + E_{H_2O}^2 + E_{CO_2}}{E_{дг}^{вх} + E_{к} + E_{м}^{вх}} \quad (5.13)$$

Таблица 5.2 – Расчет эксергетического КПД для холодильного цикла

Вариант №1 - холодильный цикл						
Входные потоки						
1				2		
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	CH ₄	
<i>w</i> , масс.доли	0,1064	0,7239	0,0437	0,1260		
<i>y</i> , мольн. Доли	0,0660	0,7057	0,0373	0,1910		
<i>T</i> , К	325			<i>T</i> , К	110	
<i>p</i> , МПа	0,101			<i>p</i> , МПа	4,458	
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	27,31			<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	16,04	
<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	1122,36			<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	3466,65	
<i>G</i> , кг/с	35,36			<i>G</i> , кг/с	46,51	
<i>E</i> _{физ} , МВт	0,175					
<i>E</i> _{хим} , МВт	2,540					
<i>E</i> _{дг общ} , МВт	2,715			<i>E_m</i> , МВт	13,730	
3-х ступенчатый компрессор				<i>E_к</i> , МВт	7,065	
Выходные потоки						
1				2		
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	CH ₄	
<i>w</i> , масс.доли	0,0002	0,9436	0,0562	0		
<i>y</i> , мольн. Доли	0,0002	0,9503	0,0495	0		
<i>T</i> , К	222,84			<i>T</i> , К	185	
<i>p</i> , МПа	0,101			<i>p</i> , МПа	4,458	
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	28,21			<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	16,04	
<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	1031,74			<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	6453,53	
<i>G</i> , кг/с	27,05			<i>G</i> , кг/с	46,51	
<i>E</i> _{дг} , МВт	0,147			<i>E_m</i> , МВт	5,471	
3		4		5		
Жидкая Н ₂ О		Твердый СО ₂		Жидкая Н ₂ О		
<i>T</i> , К	180	<i>T</i> , К	145	<i>T</i> , К	280	
<i>p</i> , МПа	0,101	<i>p</i> , МПа	2,027	<i>p</i> , МПа	0,101	
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	18,02	<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	44,01	<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	18,02	
<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	5046,56	<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	1062,97	<i>C_p</i> , Дж/(кг К)	4211,02	
<i>G</i> , кг/с	0,19	<i>G</i> , кг/с	3,76	<i>G</i> , кг/с	4,27	
<i>E</i> _{физ} , МВт	0,020	<i>E</i> _{физ} , МВт	0,179	<i>E</i> _{физ} , МВт	0,002	
<i>E</i> _{хим} , МВт	0,033	<i>E</i> _{хим} , МВт	2,145	<i>E</i> _{хим} , МВт	0,746	
<i>E</i> _{Н₂О общ} , МВт	0,052	<i>E</i> _{СО₂ общ} , МВт	2,324	<i>E</i> _{Н₂О общ} , МВт	0,748	
Паровая турбина				<i>E_т</i> , МВт	3,085	
Эксергетический КПД η_{ex} , %				50,31		

Общий эксергетический КПД варианта 1: ХТС состоит из отдельных подсистем цикла Ренкина и холодильного цикла: $\eta_{ex} = 70,63 \cdot 50,31 = 35,53\%$

5.1.2. Эксергетический анализ варианта 2

Вариант 2 представляет собой интегрированную ХТС тригенерации: генерации электроэнергии, холода и продукта, в котором, как показано ранее, НРТ цикла Ренкина (метан) выполняет функции хладагента холодильного цикла. Проведем контур контрольной поверхности вокруг всей интегрированной системы и определим потоки эксергии на выходе и входе из нее, как это показано на рис. 5.3.

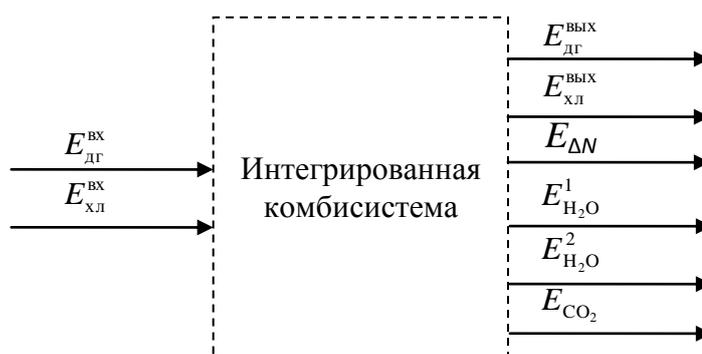


Рисунок 5.3 – Схема потоков эксергии для интегрированной системы, объединяющей цикл Ренкина с НРТ – метаном и холодильный цикл

Эксергия на входе в интегрированную ХТС складывается из эксергии потока дымовых газов, поступающих в цикл Ренкина $E_{дг}^{вх}$ и эксергии потока хладагента (жидкого азота под давлением), поступающего в конденсатор цикла Ренкина $E_{см}^{вх}$.

Расчет составляющих эксергии на входе в интегрированную ХТС:

1. Эксергия потока дымовых газов на входе

$$E_{дг}^{вх} = G_{дг}^{вх} \left[C_{p, дг} (T_{дг}^{вх} - T_0) - T_0 C_{p, дг} \ln \left(\frac{T_{дг}^{вх}}{T_0} \right) + \frac{R}{M_{дг}^{вх}} T_0 \ln \left(\frac{P_{дг}}{P_0} \right) - \frac{R}{M_{дг}^{вх}} T_0 \sum (n_i^{дг} \cdot \ln n_i^{дг}) \right] \quad (5.14)$$

2. Эксергия потока хладагента на входе

$$E_{\text{хл}}^{\text{вх}} = G_{\text{хл}} \left[C_{p_{\text{хл}}} (T_{\text{хл}}^{\text{вх}} - T_0) - T_0 C_{p_{\text{хл}}} \ln \left(\frac{T_{\text{хл}}^{\text{вх}}}{T_0} \right) \right] \quad (5.15)$$

Эксергия на выходе из интегрированной комбисистемы складывается из эксергии потока дымовых газов на выходе из холодильного цикла $E_{\text{дг}}^{\text{вх}}$, эксергии потока хладагента на выходе из конденсатора цикла Ренкина $E_{\text{см}}^{\text{вх}}$, эксергии получаемой механической работы, определяемой из баланса затрат мощности (суммарная мощность двух турбин за вычетом мощности на сжатие в компрессоре и мощности насоса), эксергии водяного конденсата $E_{\text{H}_2\text{O}}^1$, $E_{\text{H}_2\text{O}}^2$ и эксергии твердого диоксида углерода (продукта) E_{CO_2} .

Расчет составляющих эксергии на выходе из интегрируемой ХТС:

1. Эксергия потока дымовых газов на выходе

$$E_{\text{дг}}^{\text{вх}} = G_{\text{дг}}^{\text{вх}} \left[C_{p_{\text{дг}}} (T_{\text{дг}}^{\text{вх}} - T_0) - T_0 C_{p_{\text{дг}}} \ln \left(\frac{T_{\text{дг}}^{\text{вх}}}{T_0} \right) + \frac{R}{M_{\text{дг}}} T_0 \ln \left(\frac{P_{\text{дг}}}{P_0} \right) \right] \quad (5.16)$$

2. Эксергия хладагента на выходе

$$E_{\text{хл}}^{\text{вх}} = G_{\text{хл}} \left[C_{p_{\text{хл}}} (T_{\text{хл}}^{\text{вх}} - T_0) - T_0 C_{p_{\text{хл}}} \ln \left(\frac{T_{\text{хл}}^{\text{вх}}}{T_0} \right) \right] \quad (5.17)$$

3. Эксергия получаемой механической работы

$$E_{\Delta N} = N_{\text{т1}} + N_{\text{т2}} - N_{\text{дв}} - N_{\text{к}} \quad (5.18)$$

4. Эксергия водяного конденсата

$$E_{\text{H}_2\text{O}}^{1,2} = G_{\text{H}_2\text{O}}^{1,2} \left[C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} (T_{\text{H}_2\text{O}}^{1,2} - T_0) - T_0 C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} \ln \left(\frac{T_{\text{H}_2\text{O}}^{1,2}}{T_0} \right) + E_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{хим}} G_{\text{H}_2\text{O}}^{1,2} / M_{\text{H}_2\text{O}} \right] \quad (5.19)$$

5. Эксергия твердого диоксида углерода

$$E_{\text{CO}_2} = G_{\text{CO}_2} \left[C_{p_{\text{CO}_2}} (T_{\text{CO}_2} - T_0) - T_0 C_{p_{\text{CO}_2}} \ln \left(\frac{T_{\text{CO}_2}}{T_0} \right) + E_{\text{CO}_2}^{\text{хим}} G_{\text{CO}_2} / M_{\text{CO}_2} \right] \quad (5.20)$$

Значения эксергий потоков на входе и выходе из интегрированной ХТС (вариант 2), а также ее эксергетический КПД приведены в табл. 5.3.

Таблица 5.3 – Расчет эксергетического КПД для интегрированной
комбисистемы

Комбисистема						
Входные потоки						
	1				2	
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	Жидкий N ₂	
<i>w</i> , масс.доли	0,1064	0,7239	0,0437	0,1260		
<i>y</i> , мольн. доли	0,0660	0,7057	0,0373	0,1910		
<i>T</i> , К		633			<i>T</i> , К	77
<i>p</i> , МПа		0,101			<i>p</i> , МПа	3,040
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль		27,31			<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	28,01
<i>C</i> _р , Дж/(кг К)		1200,09			<i>C</i> _р , Дж/(кг К)	2029,67
<i>G</i> , кг/с		35,36			<i>G</i> , кг/с	380,00
<i>E</i> _{физ} , МВт		5,534				
<i>E</i> _{хим} , МВт		2,540				
<i>E</i> _{дг общ} , МВт		8,074			<i>E</i> _{хл} , МВт	115,327
Выходные потоки						
	1				2	
	CO ₂	N ₂	O ₂	H ₂ O	Жидкий N ₂	
<i>w</i> , масс.доли	0,0002	0,9436	0,0562	0		
<i>y</i> , мольн. доли	0,0002	0,9503	0,0495	0		
<i>T</i> , К		222,84			<i>T</i> , К	105
<i>p</i> , МПа		0,101			<i>p</i> , МПа	3,040
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль		28,21			<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	28,01
<i>C</i> _р , Дж/(кг К)		1031,74			<i>C</i> _р , Дж/(кг К)	2362,90
<i>G</i> , кг/с		27,05			<i>G</i> , кг/с	380,00
<i>E</i> _{физ} , МВт		0,147				
<i>E</i> _{хим} , МВт		0,432				
<i>E</i> _{дг общ} , МВт		0,579			<i>E</i> _{хл} , МВт	83,374
3	4		5			
Жидкая H ₂ O	Жидкая H ₂ O		Твердый CO ₂			
<i>T</i> , К	180	<i>T</i> , К	280	<i>T</i> , К	145	
<i>p</i> , МПа	0,101	<i>p</i> , МПа	0,101	<i>p</i> , МПа	2,027	
<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	18,02	<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	18,02	<i>M</i> _{ср} , кг/кмоль	44,01	
<i>C</i> _р , Дж/(кг К)	5046,56	<i>C</i> _р , Дж/(кг К)	4211,02	<i>C</i> _р , Дж/(кг К)	1062,97	
<i>G</i> , кг/с	0,19	<i>G</i> , кг/с	4,27	<i>G</i> , кг/с	3,76	
<i>E</i> _{физ} , МВт	0,020	<i>E</i> _{физ} , МВт	0,002	<i>E</i> _{физ} , МВт	0,179	
<i>E</i> _{хим} , МВт	0,033	<i>E</i> _{хим} , МВт	0,746	<i>E</i> _{хим} , МВт	2,145	
<i>E</i> H ₂ O общ, МВт	0,052	<i>E</i> H ₂ O общ, МВт	0,748	<i>E</i> CO ₂ общ, МВт	2,324	
Суммарная мощность				<i>E</i> _{ΔN} , МВт	4,128	
Эксергетический КПД η_{ex} , %				73,56		

Таким образом, значение эксергетического КПД интегрированной ХТС более чем вдвое превосходит аналогичный показатель системы с отдельными способами.

Одновременно, как следует из приведенных расчетов, эксергетический КПД для системы с последовательно соединенными подсистемами меньше наименьшего значения эксергетического КПД подсистем, а для интегрированной ХТС эксергетический КПД больше наибольшего значения эксергетического КПД подсистем, что указывает на синергетический эффект, достигаемый в разработанном процессе получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации.

5.2 Финансовая оценка инвестиционного проекта: «Получение товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год»

На основе литературных источников, а также сравнения инвестиций в установку по улавливанию диоксида углерода, реализуемую группой немецких компаний: BASF, RWE, Linde мощностью 30 МВт [280,281], была произведена предварительная оценка общих затрат на оборудование процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год в размере 54 025 170 долларов США, что в рублевом эквиваленте (при принятом среднем курсе 32,5 руб. за доллар США) составит 1 755 818 тыс. рублей. Общий объем инвестиций для реализации проекта включает дополнительное оборудование – установку для переработки твердого продукта в жидкую углекислоту и систему насосов по перекачке жидкого азота (внешний хладагент в процессе конденсации НРТ в цикле Ренкина), транзитом направляемого потребителю.

Расчетная производительность установки составляет 146 тыс. тонн (точнее 145 930 тонн в год) диоксида углерода в год. Данная производительность адекватна расходу дымовых газов для энергоблока промышленной ТЭС мощностью 50 МВт, к которому подключается энергоблок тригенерации с процессом получения товарного диоксида углерода. Срок реализации проекта до введения на полную мощность составляет 1,0 год после завершения проектных работ. Проект ориентирован на использование нестандартного оборудования в цикле Ренкина и частично в холодильном цикле. Последнее обстоятельство связано с конструкцией десублиматора в случае предъявления дополнительных условий по его конструкционному проектированию.

В табл. 5.4 приведены ориентировочные затраты на реализацию данного инвестиционного проекта.

Таблица 5.4 – Ориентировочные затраты на реализацию проекта

№ п/п	Наименование работ:	Сумма, тыс. руб.
1.	Проектные работы с согласованиями	250 000
2.	Строительно-монтажные работы	800 000
3.	Стоимость технологического оборудования по реализации проекта (продукт: твердый диоксид углерода)	1 755 818
4.	Стоимость установки по переработке твердого диоксида углерода в жидкий продукт	337 215
5.	Установка по заправке баллонов углекислотой	80 000
6.	Автомобиль (грузовой)	220 000
7.	Реклама и Маркетинг	100 000
8.	Оборотные средства	200 000
9.	Сертификация, разрешительные документы, оплата гарантий	100 000
10.	Система перекачки жидкого азота	39 100
	ИТОГО:	3 882 133

5.2.1 Финансовая оценка инвестиционного проекта

Финансовая оценка эффективности инвестиционного проекта является основной частью бизнес-плана, на основании которой может быть принято решение о целесообразности реализации проекта. Для определения эффективности инвестиционных проектов применяется единая система оценочных показателей, среди которых ключевыми являются чистый дисконтированный доход, срок окупаемости, внутренняя норма доходности и индекс прибыльности инвестиций.

Дисконтированные денежные поступления определяются как суммарная величина будущей выручки по каждому году срока реализации проекта, приведённой к современной стоимости.

Дисконтированные денежные выплаты определяются как суммарная величина будущих затрат по каждому году срока реализации проекта, приведённых к современной стоимости. Дисконтирование означает определение настоящей стоимости будущих затрат и результатов. Для этого используется величина, называемая нормой дисконта (E), и коэффициент дисконтирования (α_t), представленные следующей зависимостью:

$$\alpha_t = \frac{1}{(1 + E)^t}, \quad (5.16)$$

где E – постоянная норма дисконта; t – номер шага расчета ($t = 0, 1, 2 \dots T$); T – расчетный период.

Чистый дисконтированный доход (чистая современная стоимость, интегральный экономический эффект – ЧДД или NPV (net present value)) есть превышение за проектный цикл интегральных дисконтированных денежных поступлений над интегральными дисконтированными денежными выплатами, обусловленными реализацией инвестиционного проекта. Этот

показатель определяет абсолютную величину экономического эффекта. Он рассчитывается по формуле:

$$\text{ЧДД} = \sum_{t=0}^T (R_t - Z_t) \times \frac{1}{(1+E)^t} = -\text{ИК} + \sum_{t=1}^T (R_t - Z_t) \times \frac{1}{(1+E)^t} \quad (5.17)$$

где R_t – выручка в данном периоде времени, Z_t – текущие затраты в данном периоде времени, E – ставка банковского процента (норма дисконта), ИК – начальная инвестиция (инвестированный капитал).

Проект признается экономически эффективным, если чистый дисконтированный доход положителен. При сравнении вариантов осуществления инвестиционных проектов с одинаковым горизонтом расчета (то есть, с одинаковым сроком реализации проекта) следует руководствоваться критерием максимума чистого дисконтированного дохода.

Срок окупаемости (период возмещения) – минимальный период, в течение которого чистый дисконтированный доход становится положительным (инвестиции по проекту возмещаются доходами от его реализации). Внутренняя норма доходности (ВНД, внутренняя норма рентабельности, внутренняя норма прибыли или IRR) – норма дисконта, при которой величина дисконтированных денежных поступлений равна приведенным капиталовложениям. Это величина в процентах, обращающая в нуль величину ЧДД. Она отражает размер дохода в расчете на единицу инвестиций, вложенных в реализацию проекта. Если величина ВНД превышает требуемую инвестором минимально допустимую норму дохода на вложенный капитал (т. е. норму дисконтирования), то реализация проекта признается целесообразной. Индекс прибыльности инвестиций ИП (PI) – отношение суммы приведенных эффектов к величине капиталовложений. Т.е. это отношение интегрального дисконтированного сальдо денежного потока, определенного без учета инвестиций по проекту, к интегральным дисконтированным инвестициям:

$$ИП = \frac{\sum_{t=0}^T R_t \times \frac{1}{(1+E)^t}}{\sum_{t=0}^T Z_t \times \frac{1}{(1+E)^t}} \quad (5.18)$$

Для экономически эффективных проектов индекс прибыльности должен быть больше единицы. Данный показатель является вспомогательным по отношению к ЧДД и, как правило, применяется для оценки "запаса прочности" проекта. В табл. 5.5 и 5.6 приведены соответственно оценочные значения капитальных затрат и размер амортизационных отчислений.

Таблица 5.5 – Капитальные затраты на оборудование

	Наименование оборудования	Оценочная стоимость, руб.	Кол-во ед. оборудования, шт.	Общая стоимость, руб.
Цикл Ренкина				
1	Турбина	-	1	-
2	Генератор	-	1	-
3	Испаритель-пароперегреватель	-	1	-
4	Конденсатор	-	1	-
5	Насос	-	1	-
Итого				1 060 000 000
Холодильный цикл				
6	Парциальный конденсатор 1	-	1	-
7	Парциальный конденсатор 2	-	1	-
8	Компрессор многоступенчатый	-	1	-
9	Десублиматор	-	1	-
10	Турбина	-	1	-
Итого				695 817 916
Итого				1 755 817 916

Примечание: Стоимость оборудования энергоблока принята равной 1 755 818 тыс. рублей. Средний курс доллара был принят 32,5 \$/руб.

Таблица 5.6 – Амортизационные отчисления (по основному и дополнительному оборудованию), в год.

	Наименование оборудования	Общая стоимость, руб.	Норма амортизации, %	Сумма амортизационных отчислений, руб.
Энергоблок тригенерации, в составе:				
1	Цикл Ренкина	-	10	106 000 000-
2	Холодильный цикл	-	10	69 581 792
Дополнительное оборудование, в составе:				
3	Установка по переработке твердого CO ₂ в жидкий	-	10	33 721 549
4	Система перекачки жидкого азота	-	10	3 910 000
Итого				213 213 341

Примечание: В системе перекачки жидкого азота используются насосы фирмы Cryostar SAS. Параметры насоса: производительность 600 л/мин, давление до 40 бар и стоимость 20 тыс. Евро (по данным представителя фирмы).

Срок службы оборудования принят равным 10 годам. При оценке общей стоимости оборудования цикла Ренкина были использованы данные по оборудованию фирмы «Инфинити-Турбайн» (США) с турбинами типа IT [282] на условиях поставки DDP (таможенно-очищенный товар, доставленный на площадку заказчика). В комплект поставки установки цикла Ренкина входят: турбина с генератором, испаритель, конденсатор, насос и система контроля. При этом для оценки стоимости предлагаемого оборудования был применен повышающий коэффициент, равный 2, учитывающий нестандартность оборудования энергоблока тригенерации.

В табл. 5.7 приведен ориентировочный фонд заработной платы.

Таблица 5.7 – Расчет заработной платы с отчислениями

Должность	Заработная плата за год	Численность, чел.	Фонд оплаты труда в год, руб.
Итого зар. плата без отчислений	-	35	21 904 762
Итого зар. плата с отчислениями в фонды пенсионного, медицинского и социального страхования	-	35	27 600 000

Примечание: Штатное расписание включает сотрудников сферы управления, производства и маркетинга, всего 35 человек. Суммарная заработная плата за год определена в размере 27 600 000,00 руб. Ставка ЕСН была принята равной 30%.

В табл. 5.8 даны «Прочие затраты» в сферах производства, управления и маркетинга.

Таблица 5.8 – Прочие затраты (общезаводские, общецеховые) в год

	Вид затрат	Сумма затрат, руб/год
Управление		
1	ГСМ	600 000
2	Расходные материалы	1 500 000
3	Командировочные расходы	6 000 000
4	Канцтовары	200 000
5	Электроэнергия	50 000
6	Услуги связи	3 000 000
7	Обучение и повышение квалификации	1 000 000
8	Подписные издания	100 000
9	Аудиторские услуги	12 000 000
Производство		
10	Средства гигиены	50 000
11	Аренда помещения	3 000 000
12	Хозяйственный инвентарь	100 000

Продолжение таблицы 5.8

13	Обучение (курсы пов. кв.)	1 000 000
14	Сертификация продукции	1 250 000
15	Лицензирование автотранспорта	333 000
16	Спецодежда	1 000 000
17	Командировочные расходы	6 000 000
18	Расходы на обслуживание автомобиля	2 000 000
19	Аренда помещений (ЗУК)	3 000 000
Маркетинг		
20	Исследование рынка	2 000 000
21	Реклама	12 000 000
Итого		56 183 000

Годовая выручка учитывает как прибыль от продажи продукции на региональном рынке, так и прибыль от предотвращенных выбросов диоксида углерода на мировом углеродном рынке. Для сравнения представлены три варианта финансового плана для случая, если целевым продуктом (помимо электроэнергии) являются:

- диоксид углерода твердый (сухой лед) – вариант 1;
- диоксид углерода жидкий (жидкая углекислота) – вариант 2;
- диоксид углерода твердый и жидкий в равных количествах – вариант 3.

При производстве только сухого льда из статьи общих затрат исключаются затраты на установку по переработке твердого диоксида углерода в жидкий продукт. В табл. 5.9 – 5.11 представлена годовая выручка соответственно для вариантов 1, 2 и 3. Срок непрерывной работы оборудования принят равным 8000 часов в год.

Таблица 5.9 – Годовая выручка (вариант 1)

	Вид продукции	Ед. изм	Годовой выпуск, ед.	Цена 1 единицы, руб.	Выручка, руб.
1	Диоксид углерода твердый (сухой лед)	т	145 930	20000	2 918 592 000
2	Электроэнергия	кВт ч	22 012 800	4,352	95 805 015
3	Квота на выброс CO ₂	т	145 930	212,5	31 010 040
Итого					3 045 407 055

Таблица 5.10 – Годовая выручка (вариант 2)

	Вид продукции	Ед. изм	Годовой выпуск, ед.	Цена 1 единицы, руб.	Выручка, руб.
1	Диоксид углерода жидкий	т	145 930	9500	1 386 331 200
2	Электроэнергия	кВт ч	22 012 800	4,352	95 805 015
3	Квота на выброс CO ₂	т	145 930	212,5	31 010 040
Итого					1 513 146 255

Таблица 5.11 – Годовая выручка (вариант 3)

	Вид продукции	Ед. изм	Годовой выпуск, ед.	Средняя цена 1 единицы, руб.	Выручка, руб.
1	Диоксид углерода твердый и жидкий	т	145 930	14750	2 152 461 600
2	Электроэнергия	кВт ч	22 012 800	4,352	95 805 015
3	Квота на выброс CO ₂	т	145 930	212,5	31 010 040
Итого					2 279 276 655

Примечание к табл. 5.9 – 5.11: В продукции не учтен холод, вырабатываемый в энергоблоке. Принята цена за тонну CO₂ – 5 Евро/т по среднему курсу 42,5 рублей за Евро. При расчете годовой выработки электроэнергии включены затраты по перекачке жидкого азота.

В табл. 5.12 – 5.13 приведена годовая себестоимость продукции для вариантов 1 и 2, 3.

Таблица 5.12 – Годовая себестоимость продукции (вариант 1)

№	Вид продукции	Ед. изм	Амортизационные отчисления, руб.	Зар. плата с отчислениями, руб.	Прочие затраты, руб.	Сумма затрат, руб.	Годовой выпуск, ед.	Себестоимость 1 единицы
1	Диоксид углерода твердый	т	179 491 792	13 800 000	28 091 500	221 383 292	145 930	1 517,1
2	Электроэнергия	кВт ч	0	13 800 000	28 091 500	41 891 500	22 012 800	1,9
3	Квота на выброс CO ₂	т	0	0	0	0	145 930	0,0
Итого						263 274 792		–

Примечание: В амортизационные отчисления не включаются затраты на установку по переработке твердого диоксида углерода в жидкий

Таблица 5.13 – Годовая себестоимость продукции (варианты 2 и 3)

№	Вид продукции	Ед. изм	Амортизационные отчисления, руб.	Зар. плата с отчислениями, руб.	Прочие затраты, руб.	Сумма затрат, руб.	Годовой выпуск, ед.	Себестоимость 1 единицы
1	Диоксид углерода жидкий или твердый и жидкий	т	213 213 341	13 800 000	28 091 500	255 104 841	145 930	1 748,1
2	Электроэнергия	кВт ч	0	13 800 000	28 091 500	41 891 500	22 012 800	1,9
3	Квота на выброс CO ₂	т	0	0	0	0	145 930	0,0
Итого						296 996 341		–

Примечание: Себестоимость электроэнергии определялась аналогично установкам когенерации.

Для вариантов 1, 2 и 3 в табл. 5.14 – 5.16 приведена интегральная годовая прибыль, а в табл. 5.17 – 5.19 – чистый доход с учетом дисконта. Налог на прибыль был принят равным 20%.

Таблица 5.14 – Годовая прибыль (вариант 1)

	Вид продукции	Ед. изм.	Выручка, руб.	Затраты, руб.	Прибыль Балансовая	Прибыль чистая
1	Диоксид углерода твердый	т	2 918 592 000	221 383 292	2 697 208 708	2 157 766 967
2	Электроэнергия	кВт ч	95 805 015	41 891 500	53 913 515	43 130 812
3	Квота на выброс CO ₂	т	31 010 040	0	31 010 040	24 808 032
Итого					2 782 132 264	2 225 705 811

Таблица 5.15 – Годовая прибыль (вариант 2)

	Вид продукции	Ед. изм.	Выручка, руб.	Затраты, руб.	Прибыль Балансовая	Прибыль чистая
1	Диоксид углерода жидкий	т	1 386 331 200	255 104 841	1 131 226 359	904 981 087
2	Электроэнергия	кВт ч	95 805 015	41 891 500	53 913 515	43 130 812
3	Квота на выброс CO ₂	т	31 010 040	0	31 010 040	24 808 032
Итого					1 216 149 914	972 919 931

Таблица 5.16 – Годовая прибыль (вариант 3)

	Вид продукции	Ед. изм.	Выручка, руб.	Затраты, руб.	Прибыль Балансовая	Прибыль чистая
1	Диоксид углерода жидкий и твердый	т	2 152 461 600	255 104 841	1 897 356 759	1 517 885 407
2	Электроэнергия	кВт ч	95 805 015	41 891 500	53 913 515	43 130 812
3	Квота на выброс CO ₂	т	31 010 040	0	31 010 040	24 808 032
Итого					1 982 280 314	1 585 824 251

Таблица 5.17 – Чистый дисконтированный доход (вариант 1)

	Год	Норма дисконта, %	Чистая прибыль за год, без дисконтирования	Чистая прибыль за год, дисконтированная	Чистая прибыль нарастающим итогом, начиная с 1 года.	Чистый дисконтированный доход, ЧДД
1	2015	12	2 225 705 811	1 987 237 331	1 987 237 331	-1 557 680 585
2	2016	12	2 225 705 811	1 774 319 046	3 761 556 377	216 638 461
3	2017	12	2 225 705 811	1 584 213 434	5 345 769 810	1 800 851 895
4	2018	12	2 225 705 811	1 414 476 280	6 760 246 090	3 215 328 175
5	2019	12	2 225 705 811	1 262 925 250	8 023 171 340	4 478 253 425
6	2020	12	2 225 705 811	1 127 611 830	9 150 783 171	5 605 865 255
7	2021	12	2 225 705 811	1 006 796 277	10 157 579 448	6 612 661 532
8	2022	12	2 225 705 811	898 925 247	11 056 504 695	7 511 586 779
9	2023	12	2 225 705 811	802 611 828	11 859 116 523	8 314 198 607
10	2024	12	2 225 705 811	716 617 704	12 575 734 227	9 030 816 311
	Итого					9 030 816 311

Таблица 5.18 – Чистый дисконтированный доход (вариант 2)

	Год	Норма дисконта, %	Чистая прибыль за год, без дисконтирования	Чистая прибыль за год, дисконтированная	Чистая прибыль нарастающим итогом, начиная с 1 года.	Чистый дисконтированный доход, ЧДД
1	2015	12	972 919 931	868 678 510	868 678 510	-3 013 454 899
2	2016	12	972 919 931	775 605 813	1 644 284 323	-2 237 849 086
3	2017	12	972 919 931	692 505 190	2 336 789 513	-1 545 343 896
4	2018	12	972 919 931	618 308 205	2 955 097 718	-927 035 691
5	2019	12	972 919 931	552 060 898	3 507 158 615	-374 974 794
6	2020	12	972 919 931	492 911 516	4 000 070 131	117 936 722
7	2021	12	972 919 931	440 099 568	4 440 169 699	558 036 290
8	2022	12	972 919 931	392 946 042	4 833 115 741	950 982 332
9	2023	12	972 919 931	350 844 681	5 183 960 422	1 301 827 013
10	2024	12	972 919 931	313 254 179	5 497 214 601	1 615 081 192
	Итого					1 615 081 192

Таблица 5.19 – Чистый дисконтированный доход (вариант 3)

	Год	Норма дисконта, %	Чистая прибыль за год, без дисконтирования	Чистая прибыль за год, дисконтированная	Чистая прибыль нарастающим итогом, начиная с 1 года.	Чистый дисконтированный доход, ЧДД
1	2015	12	1 585 824 251	1 415 914 510	1 415 914 510	-2 466 218 899
2	2016	12	1 585 824 251	1 264 209 384	2 680 123 894	-1 202 009 515
3	2017	12	1 585 824 251	1 128 758 379	3 808 882 273	-73 251 136
4	2018	12	1 585 824 251	1 007 819 981	4 816 702 254	934 568 845
5	2019	12	1 585 824 251	899 839 269	5 716 541 522	1 834 408 114
6	2020	12	1 585 824 251	803 427 918	6 519 969 441	2 637 836 032
7	2021	12	1 585 824 251	717 346 356	7 237 315 797	3 355 182 388
8	2022	12	1 585 824 251	640 487 818	7 877 803 614	3 995 670 205
9	2023	12	1 585 824 251	571 864 123	8 449 667 737	4 567 534 328
10	2024	12	1 585 824 251	510 592 967	8 960 260 704	5 078 127 295
	Итого					5 078 127 295

Итоговые финансовые показатели инвестиционного проекта: «Получение товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год» в вариантах диверсификации продукции 1,2 и 3 соответственно представлены как с учетом реализации углеродной квоты на выброс (табл. 5.20 – 5.22), так и без учета углеродной квоты (табл. 5.23 – 5.5.25). Ограничения в реализации этой составляющей проекта связаны с политической конъюнктурой, ограничивающей объем квоты на выброс диоксида углерода, который может представить страна на мировой углеродный рынок.

Таблица 5.20 – Итоговые финансовые показатели инвестиционного проекта (с учетом квоты на выброс, реализуемой на мировом углеродном рынке) (вариант 1)

	Показатель	Обозначение	Единица измерения	Вывод об экономической эффективности
1	Чистый дисконтированный доход за весь срок действия проекта	ЧДД (NPV)	руб.	9 030 816 311
2	Срок окупаемости инвестиций	Ср.Ок (T)	месяцев/ лет	22,5/1,88
3	Внутренняя норма доходности	ВНД (IRR)	%	62,29
4	Индекс прибыльности инвестиций	ИП (PI)	-	3,548

Таблица 5.21 – Итоговые финансовые показатели инвестиционного проекта (с учетом квоты на выброс, реализуемой на мировом углеродном рынке) (вариант 2)

	Показатель	Обозначение	Единица измерения	Вывод об экономической эффективности
1	Чистый дисконтированный доход за весь срок действия проекта	ЧДД (NPV)	руб.	1 615 081 192
2	Срок окупаемости инвестиций	Ср.Ок (T)	месяцев/ лет	69,1/5,76
3	Внутренняя норма доходности	ВНД (IRR)	%	21,48
4	Индекс прибыльности инвестиций	ИП (PI)	-	1,416

Таблица 5.22 – Итоговые финансовые показатели инвестиционного проекта (с учетом квоты на выброс, реализуемой на мировом углеродном рынке) (вариант 3)

	Показатель	Обозначение	Единица измерения	Вывод об экономической эффективности
1	Чистый дисконтированный доход за весь срок действия проекта	ЧДД (NPV)	руб.	5 078 127 295
2	Срок окупаемости инвестиций	Ср.Ок (T)	месяцев/ лет	36,9/3,07
3	Внутренняя норма доходности	ВНД (IRR)	%	39,37
4	Индекс прибыльности инвестиций	ИП (PI)	-	2,308

Таблица 5.23 – Итоговые финансовые показатели инвестиционного проекта (без учета квоты на выброс, реализуемой на мировом углеродном рынке) (вариант 1)

	Показатель	Обозначение	Единица измерения	Вывод об экономической эффективности
1	Чистый дисконтированный доход за весь срок действия проекта	ЧДД (NPV)	руб	8 890 645 397
2	Срок окупаемости инвестиций	Ср.Ок (T)	месяцев/ лет	22,8/1,9
3	Внутренняя норма доходности	ВНД (IRR)	%	61,57
4	Индекс прибыльности инвестиций	ИП (PI)	-	3,508

Таблица 5.24 – Итоговые финансовые показатели инвестиционного проекта (без учета квоты на выброс, реализуемой на мировом углеродном рынке) (вариант 2)

	Показатель	Обозначение	Единица измерения	Вывод об экономической эффективности
1	Чистый дисконтированный доход за весь срок действия проекта	ЧДД (NPV)	руб	1 474 910 278
2	Срок окупаемости инвестиций	Ср.Ок (T)	месяцев/ лет	71,6/5,97
3	Внутренняя норма доходности	ВНД (IRR)	%	20,70
4	Индекс прибыльности инвестиций	ИП (PI)	-	1,380

Таблица 5.25 – Итоговые финансовые показатели инвестиционного проекта (без учета квоты на выброс, реализуемой на мировом углеродном рынке) (вариант 3)

	Показатель	Обозначение	Единица измерения	Вывод об экономической эффективности
1	Чистый дисконтированный доход за весь срок действия проекта	ЧДД (NPV)	руб	4 937 956 381
2	Срок окупаемости инвестиций	Ср.Ок (T)	месяцев/ лет	37,6/3,13
3	Внутренняя норма доходности	ВНД (IRR)	%	38,68
4	Индекс прибыльности инвестиций	ИП (PI)	-	2,272

Выводы

1. Проект «Получение товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год» в вариантах диверсификации продукции (твердый, жидкий или твердый и

жидкий диоксид углерода) является инвестиционно привлекательным, поскольку, несмотря на существенные затраты, срок его окупаемости лежит в пределах от 2 до 6 лет, что является минимальным сроком для проектов аналогичного масштаба.

2. Реализация данного проекта позволит России получить дополнительную квоту на выброс CO₂, которую можно представить на мировой углеродный рынок, а также решить ряд социальных проблем на региональном уровне (уменьшение безработицы, поступление налогов в местный и федеральный бюджеты).

5.3 Сравнение разработанного процесса получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации с современными зарубежными аналогами

В настоящее время в промышленном масштабе реализовано 6 крупных проектов по улавливанию диоксида углерода с целью его захоронения, в том числе для повышения извлечения нефти (ПИН). Проект группы компаний RWE, группа Linde и концерн BASF находится в стадии пилотных испытаний.

Среди реализованных на практике проектов по данным работ [280,283] можно выделить следующие:

1. Проект компании StatoilHydro на площадке Sleipner в Норвегии (Северное море). С 1996 года выделено и захоронено более 10 млн. тонн. CO₂. Компания улавливает диоксид углерода из добываемого природного газа, затем производится его захоронение в водоносном слое. Концентрация диоксида углерода в природном газе снижается от 9 до 2,5 об. % (минимальная степень улавливания 72%). Улавливание из природного газа

осуществляется методом химической абсорбции с помощью аминов. Производительность составляет до 1 млн. т CO₂/год.

2. Проект компании StatoilHydro, завод Snøhvit в северной части Норвегии (Баренцево море) запущен в апреле 2008. В проекте реализуется способ улавливания диоксида углерода, аналогичный проекту 1. Диоксид углерода улавливается на заводе по производству сжиженного природного газа (LNG) около г. Хаммерфест: при полной нагрузке потенциал CCS составляет до 700,000 тонн CO₂ в год. Выделение диоксида углерода (доочистка) также происходит путем связывания химическими реагентами (аминами), улавливающими CO₂ при высоких давлениях. Углекислота хранится в подводных резервуарах на глубине 250-350 м.

3. In Salah – совместный проект компаний Sonatrach, BP и StatoilHydro (Алжир, пустыня Сахара). В проекте реализуется процесс улавливания диоксида углерода из дымовых газов после процесса сгорания. На установке применяется метод химической абсорбции аминами. Степень улавливания составляет 90 - 92%. Функционирует с 2004 года. За этот период выделено и захоронено более 2.5 млн. т. CO₂.

4. Проект компании Mitsubishi Heavy Industries, МНІ (Малайзия). Реализован процесс по улавливанию CO₂ после процесса сгорания топлива с последующим его использованием для производства мочевины. На этой установке применяется процесс химической абсорбции для улавливания 0,2 Мт CO₂ в год из потока дымового газа энергоустановки, работающей на природном газе.

5. Проект по CO₂ Weyburn-Midale, Северная Дакота, Канада. На площадке реализован проект улавливания CO₂ до процесса сгорания топлива на установке газификации угля. В установке применяется процесс улавливания диоксида углерода на основе физической абсорбции растворителем для отделения 3,3 Мт CO₂ в год из газового потока для

производства синтетического топлива. Часть выделенного CO₂ используется одновременно и для захоронения, и для реализации проекта ПИН.

6. Совместный проект компаний Chevron и Техасо (нефтяная площадка Rangely, северо-западная часть Колорадо, США). Компания Chevron с 1986 года использует диоксид углерода для ПИН. Использование диоксида углерода, закаченного в скважину, повысит добычу нефти на 114 млн. баррелей в год.

Группа немецких компаний: компания RWE, группа Linde и концерн BASF проводят апробацию новой технологии извлечения диоксида углерода из дымовых газов на экспериментальной установке принадлежащей компании RWE электростанции «Нидерауссем» вблизи Кёльна [281].

Коммерческое использование новой технологии, построенной на методе химической абсорбции CO₂, начнется в 2020 году. Степень улавливания диоксида углерода, содержащегося в дымовых газах угольных электростанций, составит порядка 92%. В дальнейшем планируется его закачка в подземные хранилища, либо для использования в химическом синтезе (например, при производстве удобрений). В приведенных установках реализованы методы сорбционного улавливания диоксида углерода (физическая и химическая абсорбции).

Для сравнения достигнутых показателей разработанного процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации с современными установками в качестве аналога была синтезирована гипотетическая установка на основе лучших показателей установок компаний RWE, Linde и концерн BASF, а также BP Exploration, предполагающая максимальную достигаемую степень улавливания диоксида углерода из дымовых газов при минимально возможных энергетических затратах на реализацию этого процесса.

В качестве таких показателей были приняты: степень улавливания – 92% и энергозатраты на процесс улавливания – 4 МВт при мощности установки 40 МВт (минимальные энергозатраты составляют 10% от мощности установки).

Сравнение процессов (разработанного и предложенного в качестве аналога) производится на основании принятого в мировой практике единого критерия в виде отношения массового выброса CO₂ к мощности установки [204].

На рис. 5.4 представлено сравнение современного промышленного энергоблока с улавливанием диоксида углерода из дымовых газов после процесса сгорания с разработанным способом получения электроэнергии, холода и диоксида углерода на основании данного критерия (в качестве базового блока для сравнения приведен энергоблок без улавливания диоксида углерода – CCS).

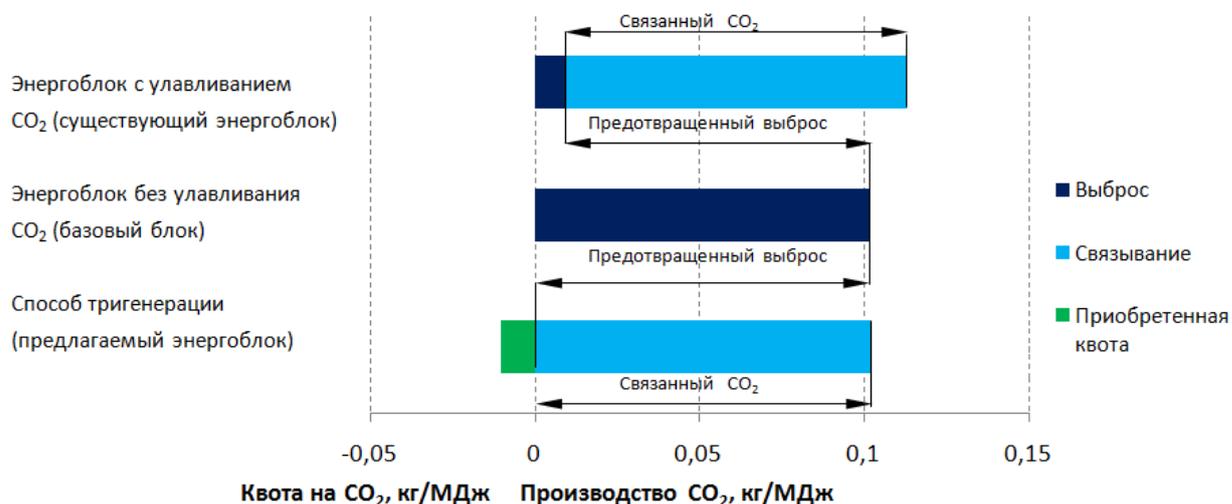


Рисунок 5.4 – Сравнение существующих современных энергоблоков с улавливанием диоксида углерода из дымовых газов с разработанным способом тригенерации: получение электроэнергии, холода и диоксида углерода

Энергоблоки, приведенные на графиках рис. 5.4 имеют одну и ту же мощность – 40 МВт. При этом для аналога (верхний график) увеличение энергозатрат на процесс улавливания на 10% означает соответствующий дополнительный выброс CO₂ (график смещается вправо по отношению к базовому блоку – средний график). Степень улавливания, принятая равной 92%, на графике соответствует связанному CO₂. Для разработанного энергоблока тригенерации (нижний график) смещение его влево соответствует приобретенной квоте CO₂, которая может быть получена в результате выработки дополнительной электроэнергии в энергоблоке тригенерации. По данным сравнительного анализа можно сделать вывод, что решение комплекса проблем в multifunctionальных установках является целесообразным, а разработанный процесс получения товарного диоксида углерода в энергоблоке тригенерации превосходит лучшие зарубежные аналоги.

Основные выводы по работе

1. Разработан новый научный подход для создания multifunctionальных ХТС с оптимальными удельными расходами сырья, топливно-энергетических ресурсов, минимальным воздействием на окружающую среду и высокими термодинамическими КПД на основе оптимальной дифференциации функций систем между элементами и подсистемами.
2. Разработаны стратегия и алгоритм повышения организованности ХТС с заданным типом и множеством элементов на основе декомпозиции задачи по иерархическим уровням по принципу «сверху-вниз».
3. Разработаны оригинальные стратегия и алгоритмы проектирования (синтеза) ХТС в условиях неопределенности их элементной и топологической структур, позволяющие рассматривать согласование целевых процессов в рамках виртуальной системы по общему правилу дифференциации функций системы между элементами и подсистемами.

4. Решена задача оптимальной организации отопительной системы коксового производства и предложены новые технические решения по интенсификации процесса на основе искусственной турбулизации потока в отопительных каналах, а также multifunctionальная система отопления с разделением потоков воздуха на первичный – на процесс коксования с одновременным увеличением кратности рециркуляции потока дымовых газов, и вторичный – на энергетическую систему на основе циклов Брайтона и Ренкина, которые совместно обеспечивают повышение энергосберегающих и экологических характеристик процесса. Рекомендации приняты к внедрению ООО УК «Мечел Майнинг», входящим в холдинг ПАО «Мечел».
5. На основе механизма оптимальной организации систем с заданным типом и множеством элементов проведена оптимизация процессов пылеугольной газификации бурого угля и паровой конверсии синтез-газа для получения требуемого состава ключевых компонентов и получены оптимальные параметры их проведения.
6. Осуществлен синтез организованной объединенной ХТС, состоящей из отделений газификации бурого угля и конверсии. Синтезированное технологическое решение характеризуется лучшими эксплуатационными показателями.
7. Разработано и принято к внедрению новое техническое решение по энерготехнологическому использованию попутного нефтяного газа шельфовых, в том числе арктических месторождений, обеспечивающее выработку электроэнергии, теплоты и диоксида углерода в жидком или сверхкритическом состояниях для реализации газовых методов повышения нефтеотдачи.
8. Разработано и внедрено программно-алгоритмическое обеспечение по оценке энергоэффективности теплоэнергетических систем, которое было использовано для разработки предложений, имеющих коммерческий потенциал использования на предприятиях ООО «Бушевецкий завод» г.

Бологое и АО «Специальное Конструкторское Бюро «ТУРБИНА» (СКБ ТУРБИНА) г. Челябинск.

9. Разработаны технические предложения по оптимальной организации линейных компрессорных станций по транспортировке природного газа на основе создания интегрированных систем когенерации, принятые ООО «НИИ Газэкономика», входящим в холдинг ПАО «Газпром», применительно к газотранспортным объектам холдинга.
10. Разработана математическая модель процесса низкотемпературной десублимации диоксида углерода из очищенных дымовых газов, позволяющая производить расчет характеристик процесса улавливания и выделения диоксида углерода, адекватность которой была проверена в ходе экспериментальных исследований на созданной лабораторной установке по низкотемпературной десублимации диоксида углерода из газовой смеси.
11. Проведены режимные испытания теплового двигателя на водяном паре и воздухе с целью анализа его энергоэффективности и было показано, что в установках ко- и полигенерации целесообразно генерировать холод при максимальных параметрах давления рабочего тела в цикле Ренкина.
12. Разработан новый способ получения электроэнергии, холода и товарного диоксида углерода из очищенных дымовых газов объектов электроэнергетики, металлургии, химии, нефтехимии, коксохимии и других на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла, в котором подтвержден синергетический эффект (патент РФ).
13. Доказано, что по показателю принятого в мировой практике критерия удельного выброса CO_2 ($\text{кг CO}_2/\text{кВт}$) предложенный способ превосходит современные зарубежные аналоги, а оценка финансовых показателей проекта свидетельствует, что срок его окупаемости составляет от 2 до 6 лет в зависимости от вида продукции (твердый, жидкий CO_2), что подтверждает его перспективность.

Глоссарий основных терминов и понятий

Accelerated Technology scenarios, АСТ – Сценарий ускоренного развития.

Carbon Capture and Storage, CCS – Улавливание и захоронение диоксида углерода (общепринятое).

Enhanced Oil Recovery, EOR – Усовершенствованное извлечение нефти (употребляется в смысле методов увеличения нефтеотдачи – МУН).

International Energy Agency, IEA – Международное Энергетическое Агентство.

Научная парадигма – теоретические положения, принятые научным сообществом (В работе в качестве научной парадигмы принят закон К.Ф. Рулье).

Закон усложнения или системной организации К.Ф. Рулье – историческое развитие организмов, а также всех природных, технических и социальных систем идет в направлении повышения их организованности путем нарастающей дифференциации функций и органов (подсистем), выполняющих эти функции.

Нулевое начало термодинамики – закон, определяющий энергетическое взаимодействие подсистем, находящихся в рамках замкнутой термодинамической системы.

Организация – (от французского organization– сообщаю стройный вид) – многозначный термин, используемый различными дисциплинами системного анализа. Представляет единство двух взаимосвязанных и взаимообусловленных сторон таких как:

- внутренняя упорядоченность, согласованность, взаимодействие автономных частей целого, ориентированного на определенную

предназначенность, то есть, организация как структура, что идентифицируется с организованностью объекта;

– совокупность процессов, ведущих к образованию и развитию взаимосвязей между частями целого (объекта), то есть организация как процесс, идентифицируется с разработкой организованного объекта.

Организованность – характеристика структуры системы, при которой ее элементы действуют согласованно, благодаря оптимальной дифференциации функций системы между ними (Понятие введено автором на основании закона системной организации К.Ф. Рулье).

Мультифункциональность – принцип, согласно которому объект выполняет одновременно несколько функций.

Декомпозиция – это научный метод, позволяющий привести решение задачи большой размерности к решению связанных задач меньшей размерности (для ХТС процедура представления системы в виде совокупности подсистем, состоящих из химико-технологических процессов).

Эмерджентность – свойство системы в целом больше, чем свойства составляющих ее частей. Эмерджентность в теории систем – наличие у какой-либо системы особых свойств, не присущих её элементам.

Изоэнергетичность – термодинамическое условие преобразования информационных потоков в элементах и системе в целом. Соответствует представлениям об объектах, как о замкнутых термодинамических системах.

Оптимизация – процедура модификации структуры и параметров системы с целью достижения лучшего показателя эффективности.

Рециркуляция – многократное полное или частичное возвращение потока газов, жидких или твердых веществ в технологический процесс или систему.

Проектирование – многостадийная процедура создания нового эффективного технологического решения.

Математическая модель – это совокупность математических соотношений, уравнений, неравенств и т.п., описывающих основные закономерности, присущие изучаемому процессу, объекту или системе.

Математическое моделирование - это метод изучения свойств некоторых реальных систем с применением вычислительных экспериментов с математическими моделями.

Алгоритм - это совокупность последовательных операций для решения конкретной технологической задачи.

Комплекс программ – предусмотренный стандартом набор документов, позволяющих пользователю решать задачи вычислительного эксперимента.

Инвестиционный проект – обоснование экономической целесообразности, объемов и сроков окупаемости капитальных вложений вместе с проектной документацией.

Информация – реализованные посредством затраты обобщенной работы возможности к превращению, заложенные в исходных веществах – мера организованности (порядка). Выбор из ряда альтернатив (исходов) единственного решения (заимствовано из предшествующих работ по информационно-термодинамическому анализу).

Исход (конечное состояние) – возможное состояние технологического потока в процессе его преобразования в аппарате в условиях базовых постулатов о дискретности превращения вещества и энергии (заимствовано из предшествующих работ по информационно-термодинамическому анализу).

Энтропия информации – характеристика меры организованности (порядка), связанная с вероятностями возможных исходов в превращении вещества или энергии.

Статистическая независимость – означает, что состояние, в котором находится одна из подсистем, не влияет на вероятности состояний других подсистем.

Статистический вес – число дискретных уровней энергии, приходящихся на интервал изменения энергии в процессе.

Химико-технологическая система – совокупность взаимосвязанных технологическими потоками и действующих как одно целое аппаратов, в которых осуществляется определенные последовательности технологических операций или химико-технологических процессов.

Подсистема – часть системы, выделенная по определенному признаку, обладающая некоторой самостоятельностью и допускающая разложение на элементы в рамках данного рассмотрения.

Топология – в «прикладном» понимании структура связей, характеризуемая количеством элементов и особенностями последовательных, параллельных, перекрестных и обратных связей между элементами системы.

Критерий усложнения системы – вероятностно-детерминированный критерий организованности, выраженный через параметры макро- и микроуровня элементов системы и учитывающий ее пошаговое элементное усложнение.

Макроуровень – уровень описания системы, представленный интегральными характеристиками элементов или подсистем системы.

Макроэнтропия – энтропия стохастического процесса, выраженная через вероятности флуктуаций средней энергии элементов или подсистем по

отношению к уровню энергии ХТС в целом. Критерий, характеризующий энергетическое взаимодействие элементов или подсистем в системе.

Микроуровень – уровень описания преобразования информации в химико-технологических процессах, представленный вероятностями возможных конечных состояний (исходов).

Термодинамический КПД – степень достижения стоящей перед процессом цели по отношению к эталону.

Эксергия (работоспособная энергия) – обратимая работа по переводу вещества из исходного состояния в состояние равновесия с окружающей средой.

Эксергоэкономика – комплексный метод, объединяющий эксергетический метод анализа с методами технико-экономической оптимизации.

Утилизация – переработка отходов вещества или энергии в полезные продукты.

Тригенерация – одновременная выработка трех энергетических продуктов: электрической энергии, теплоты и холода (в качестве одного из продуктов может вырабатываться материальный продукт).

Арктический шельф – мелководная часть дна Северного Ледовитого океана, примыкающая к суше и являющаяся продолжением материка, на котором сосредоточены малоосвоенные запасы природных энергоносителей.

Газификация – высокотемпературный процесс взаимодействия органической массы твердых или жидких горючих ископаемых или продуктов их переработки с воздухом, кислородом, водяным паром или их смесями, в результате которых органическая часть топлива обращается в горючие газы.

Десублимация – физический процесс перехода вещества из газообразного состояния в твёрдое, минуя жидкое.

Искусственная турбулизация – технический прием воздействия на потоки вблизи стенок для интенсификации процессов теплоотдачи.

Коксование – высокотемпературный процесс термической переработки твёрдых горючих ископаемых без доступа кислорода.

Цикл Ренкина – замкнутый (по рабочему телу) термодинамический цикл производства работы.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Energy technology perspectives. In support of the G8 plan of action. Scenarios and strategies to 2050 [Текст]/ OECD/International Energy agency. Paris: IEA Publications, 2006. - 484 p.
2. Грицевич, И.Г. Развитие энергетики и снижение выбросов парниковых газов [Текст]/ И.Г. Грицевич, А.О. Кокорин, О.В. Луговой [и др.]. - Москва: WWF России, 2006. -16 с.
3. Горшков, В. Г. Устойчивость биосферы и сохранение цивилизации [Текст] /В.Г. Горшков, К.Я. Кондратьев, С.Г. Шерман // Природа. - 1990. - №7. - С. 3-16.
4. Демирчян, К.К. Темп роста концентрации CO₂ и уточнение его прогнозных оценок [Текст]/К.К. Демирчян, К.С. Демирчян, К.Я. Кондратьев // Изв. АН. Энергетика. - 2001. - №1. - С. 3-25.
5. Динамика и прогнозные оценки эмиссии и стока парниковых газов в России [Текст]/ И.М. Назаров [и др.] // Глобальные изменения климата и их последствия для России / под ред. Г.С.Голицына, Ю.А.Израэля. - Москва: Регион. обществ. орг. ученых по проблемам прикладной геофизики, 2002. - С. 40-95.
6. Кокорин, А.О. Обзор доклада Николаса Стерна «Экономика изменения климата» [Текст]/А.О. Кокорин, С.Н. Кураев - Москва: WWF России, 2007. - 50 с.
7. Гуревич, Д.А. Фталевый ангидрид [Текст]/ Д.А. Гуревич - Москва: Химия, 1968. - 232 с.
8. Налетов, А.Ю. Оптимальная организация энерготехнологических процессов в производстве фталевого ангидрида из о-ксилола парофазным способом [Текст]/ А.Ю. Налетов, Д.А. Бобров, В.Н. Приходько // Сб. трудов МХТИ - 1988. - Вып.152. - С.115-120.

9. Кафаров, В.В. Авт. свид. 1641818, МКИ С07Д 307/89. Способ получения фталевого ангидрида [Текст]/ В.В.Кафаров, Д.А.Бобров, А.Ю.Налетов, В.Н.Приходько, С.П.Чайковский. - Дата: 03.11.88.
10. Кафаров, В.В. Авт. свид. №1641819, МКИ С07Д 307/60. Способ получения малеинового ангидрида [Текст]/ В.В.Кафаров, Д.А.Бобров, А.Ю.Налетов, В.Н.Приходько, С.П.Чайковский. - Дата: 03.11.88.
11. Реймерс, Н.Ф. Природопользование [Текст]: Словарь-справочник / Н.Ф. Реймерс. - Москва: Мысль, 1990. - 637 с.
12. Rant, Z. Bewertung und Praktische Verrechnung von Energien [Текст]/ Z. Rant//Allgemeine Wärmetechnik. - 1957. - vol. 8, №. 2. - pp. 25-32.
13. Gibbs, J.W. The collected works of Willard Gibbs [Текст]. In 2 Volumes. Vol.1, Thermodynamics / J.W. Gibbs. - N.Y., London, Toronto: Longmans, Green, 1928. - 434 p.
14. Gouy, G. Sur l'énergie utilisable [Текст]/ G. Gouy//Journal de physique. - 1889. - 2e série, vol. 8. - pp. 501- 518.
15. Stodola, A. Die Kreisprozesse der Gasmachine [Текст]/ A. Stodola// Z.d. VDI, 32. - 1989. - №38. - p. 91.
16. Бродянский, В.М. Эксергетический метод термодинамического анализа [Текст] / В.М. Бродянский. - Москва: Энергия, 1973. - 296 с.
17. Кафаров, В.В. Методика расчета эксергии в процессах разделения нефти и нефтепродуктов [Текст]/В.В. Кафаров., В.Л. Перов, Д.А. Бобров//Химия и технология топлив и масел. - 1977. - № 9. - С. 7-11.
18. Бродянский, В.М. Эксергетический метод и перспективы его развития [Текст]/В.М. Бродянский//Теплоэнергетика. - 1988. - № 2. - С. 14-17.
19. Бродянский, В.М. Выбор уровней отсчета при эксергетическом анализе химических процессов [Текст]/В.М. Бродянский, И.Л. Лейтес, Ю.Г. Карпова//ТОХТ. - 1971. - Т.5, №6. - С. 858-862.
20. Бродянский, В.М. Эксергия потока вещества при изменении параметров окружающей среды [Текст]/В.М. Бродянский, Н.В. Калинин//Инж.-физ. Журн. - 1966. - Т.10, №5. - С.596-599.

21. Бродянский, В.М. О моделях окружающей для расчета химической эксергии [Текст]/ В.М. Бродянский, М.В. Сорин//ТОХТ. - 1984. - Т.ХVIII, №6. - С.816-824.
22. Бродянский, В.М. Принципы определения КПД технических систем преобразования энергии и вещества. [Текст]/В.М. Бродянский, М.В. Сорин//Энергетика: Изв. Вузов. - 1985. - №1. - С.60-65.
23. Шаргут, Я. Эксергия [Текст]/ Я. Шаргут, Р. Петела ; ред. В.М. Бродянского. - Москва: Энергия, 1968. - 288 с.
24. Бродянский, В.М. Эксергетический метод и его приложения [Текст]/В.М. Бродянский, В. Фратшер, К. Михалек. - Москва: Химия, 1988. - 279 с.
25. Baehr, H.D. Technologie zur verbesserten Nutzung von Energie in Industrie und Gewerbe [Текст]/H.D Baehr//BWK. - vol. 33, №. 10. - p. 427.
26. Baehr, H. D. Energie, Exergie, Anergie [Текст]/H.D Baehr//Teknisk Tidskrift. - 1965. - vol. 94, №. 46. - pp.1253-1258.
27. Baehr, H. D. Die Exergie der Brennstoffe [Текст]/H.D Baehr//BWK. - 1979. - vol. 31, № 7. - pp. 292-297.
28. Baehr, H. D. Technische Thermodynamik[Текст]/H.D Baehr. - Berlin: Springer-Verlag, 1965. - 242 с.
29. Denbigh, K.G. The Second-Law Efficiency of Chemical Processes [Текст]/ K.G. Denbigh//Chem. Eng. Sci. - 1956. - vol. 6, № 1. - pp. 1-9.
30. Грассман, П. К обобщенному определению понятия коэффициента полезного действия [Текст]/П. Грассман//Вопросы термодинамического анализа (эксергетический метод)/ Пер. - Москва: Мир, 1965. - С. 15-27.
31. Денбиг, К. Оценка эффективности химических процессов по второму началу термодинамики [Текст]/К. Денбиг//Вопросы термодинамического анализа (эксергетический метод)/ Пер. - Москва: Мир, 1965. - С. 150-163.

32. Архаров, А.М. К анализу энергетических систем в едином термодинамическом температурном пространстве [Текст]/А.М. Архаров//Хим. и нефтегаз. машиностроение. - 2010. - № 1. - С. 13-17.
33. Архаров, А.М. И еще раз об энтропии и о задаче определения реальных (действительных) величин энергетических потерь вследствие необратимости [Текст]/ А.М.Архаров, В.В. Сычев//Холодильная техника. - 2007. - № 4. - С. 8-13.
34. Архаров, А.М. О некоторых особенностях термодинамического анализа энерго- и криосистем для генерации работы и холода [Текст]/А.М. Архаров, В.В. Сычев, И.А. Архаров //Изв. СПбГУНиПТ. - 2009. - № 1. - С. 9-13.
35. Бродянский, В.М. Комментарии к статье А.М. Архарова и В.В. Сычева "Основы энтропийно-статистического анализа реальных энергетических потерь в низкотемпературных и высокотемпературных машинах и установках" [Текст]/В.М. Бродянский// Холодильная техника. - 2006. - № 5. - С. 18.
36. Бродянский, В.М. О терминологической базе современной инженерной термодинамики [Текст]/В.М. Бродянский//Изв. РАН. Энергетика. - 2007. - № 1. - С. 21-27.
37. Alefeld, G. Probleme mit der Eergie (Problems with the exergy) [Текст]/G. Alefeld//BWK. - 1988. - vol. 40, №. 3. - pp. 72-82.
38. Baehr, H. D.//Probleme mit der Exergie? Zur Definition von Wirkungsgraden unter Berücksichtigungen des II. Hauptsatzes der Thermodynamik [Текст]/BWK. - 1988. - vol. 40, №. 11. - pp. 450-457.
39. Александров, А.А. Термодинамические основы циклов теплоэнергетических установок [Текст]: учебное пособие. / А.А. Александров. - 2-е изд. - Москва: МЭИ, 2006. - 159 с.
40. Данилевич, Я.Б. Тепловые насосы в системах малой энергетики [Текст]/ Я.Б. Данилевич, А.Н. Коваленко // Изв. РАН. Энергетика. - 2005. - № 1. - С.63-69.

41. Анализ когенерационных установок. Часть 1. Классификация и основные показатели [Текст]/Б.И. Басок [и др.]// Пром. теплотехника. - 2006. - Т.28, № 3. - С. 83-89.
42. Андрющенко, А.И. О применении эксергии для анализа совершенства и оптимизации теплоэнергетических установок [Текст]/ А.И. Андрющенко// Изв. вузов. Энергетика. - 1989. - № 4. - С. 59-64.
43. Андрющенко, А.И. О термодинамической эффективности сложных циклов ГТУ в парогазовых установках [Текст]/ А.И. Андрющенко// Теплоэнергетика. - 1998. - № 3. - С. 68-71.
44. Афанасьева, О.В. Экологические показатели угольных мини-ТЭС и анализ их эффективности [Текст]/ О.В. Афанасьева, Г.Р. Мингалеева// Альтернативная энергетика и экология. - 2008. - № 8(64). - С. 47-51.
45. Бакиров, Ф.Г. Термодинамический анализ тепловых двигателей, использующих низкотемпературные источники теплоты [Текст]/ Ф.Г. Бакиров// Вестн. УГАТУ. - 2000. - № 2. - С. 91-102.
46. Басок, Б.И. Анализ когенерационных установок. Ч.II. Анализ энергетической эффективности [Текст]/ Б.И. Басок, Д.А. Коломейко// Пром. теплотехника. - 2006. - Т.28, № 4. - С. 79-83.
47. Боровков, В.М. Эксергетический анализ работы ТЭЦ совместно с тепловым насосом [Текст]/ В.М. Боровков, А.А. Аль Алавин// Изв. вузов. Проблемы энергетики. - 2006. - № 7 / 8. - С. 12-21.
48. Буров, А.А. Различные виды эксергии теплоты, подводимой в циклах тепловых двигателей [Текст]/А.А. Буров, В.А. Ожогин// Изв. ВолГТУ. - 2009. - № 7. - С. 5-6.
49. Цирлин, А.М. Оптимальная организация процесса бинарной ректификации [Текст]/А.М. Цирлин, Т.С. Романова, И.Н. Григорьевский // Теоретические основы химической технологии ТОХТ. - 2008. –том 42. - № 4. – с. 1-9.
50. Ильин, А.К. Термодинамическая эффективность нетопливных теплоэнергетических установок (на примере океанских тепловых

- электростанций) [Текст]/А.К. Ильин, Р.А. Ильин// Вестн. Астрахан. ГТУ. Сер. Морская техника и технология. - 2009. - № 1. - С. 176-180.
51. Ильин, Р.А. Сравнительная эффективность комбинированных теплоэнергетических установок [Текст]/Р.А. Ильин// Пром. энергетика. - 2009. - № 10. - С. 49-53.
52. Латыпов, А.Ф. Эксергетический анализ прямоточного воздушно-реактивного двигателя [Текст]/А.Ф. Латыпов// Теплофизика и аэромеханика. - 2009. - Т.16, № 2. - С. 319-330.
53. Мингалеева, Г.Р. Эксергетический анализ технологической схемы с газификацией угля [Текст]/ Г.Р. Мингалеева, А.А. Легков // Уголь. - 2008. - № 4(985). - С. 71-72.
54. Накоряков, В.Е. Исследования угольных ПГУ ТЭЦ с комбинированным производством электро-, теплоэнергии, синтез-газа и водорода [Текст]/В.Е. Накоряков, Г.В. Ноздренко, А.Г. Кузьмин// Теплофизика и аэромеханика. - 2009. - Т.16, № 4. - С. 545-551.
55. Ноздренко, Г.В. Эксергетический анализ и эффективность комбинированной системы теплоснабжения с трансформаторами на фреоне [Текст]/Г.В. Ноздренко, О.К. Григорьева, П. Бямбацогт// Энергетика и теплотехника: сб. науч. тр. Вып.15. - Новосибирск: НГТУ, 2010. - С.102-108.
56. Семенов, В.П. Применение эксергетического метода для анализа производства аммиака [Текст]/ В.П. Семенов, М.Х. Сосна, И.Л. Лейтес//ТОХТ. - 1977. - Т.11, № 2. - С. 276-282.
57. Топологоэксергетический анализ параметров агрегата для сушки промышленных отходов [Текст]/ Чернышов А.В. [и др.]// Металлург. и горноруд. пром-сть. - 2006. - № 1. - С. 128-130.
58. Троценко, А.В. Термодинамическая идеализация процессов и циклов низкотемпературных систем [Текст]/ А.В. Троценко//Техн. газы. - 2008. - № 2. - С.56-61.

59. Хлебалин, Ю.М. Эксергетический метод оценки эффективности бинарных ПГУ - ТЭЦ [Текст]/Ю.М. Хлебалин//Пром. энергетика. - 2010. - № 1. - С. 9-11.
60. Шпильрайн, Э.Э. К вопросу о термодинамике получения низкопотенциального тепла [Текст]/Э.Э. Шпильрайн// Теплоэнергетика. - 1998. - № 9. - С. 20-23.
61. Evans, R.B. Thermo-Economics of Saline Water Conversion [Текст]/R.B. Evans, M. Tribus//Ind. Eng. and Chemistry, Process Design and Development. - 1965. - vol. 4, № 2. - pp. 195-206.
62. Evans, R. B. Thermoeconomic design under conditions of variable price structure [Текст]/R.B. Evans, M. Tribus//Proc. 1st Int. Symp. on Water Desalination SWD-78. - Washington , 1965. - pp. 31-39.
63. Beyer, J. Struktur wärmetechnischer Systeme und ökonomische Optimierung der Systemparameter [Текст]/J. Beyer//Energieanw. - vol. 23, №. 9. - pp. 274-279.
64. El-Sayed, Y. M. On the use of exergy and thermoeconomics in the design of desalination plants [Текст]/Y.M. El-Sayed/Trans. ASME J. Eng. - 1970. - vol. 92. - pp. 17-26.
65. El-Sayed, Y. M. Application of the thermodynamic approach to the analysis and optimization of a vapor compression desalting system [Текст]/ Y.M. El-Sayed, A.J. Aplenc. - Hanover, N. H: Thayer School of Engng. Rep., Dartmouth College, 1968. - 8 p.
66. Fratzscher, W. Bedeutung der thermoökonomischen Modellierung zur Lösung energie- und verfahrenstechnischer Aufgabn [Текст]/W. Fratzscher// Energieanw. - 1973, vol. 22. - pp. 243-246.
67. Szargut, J. Thermoökonomische Fragen des Umweltschutzes [Текст]/J. Szargut//Arch. Energetyki. - 1973. - №. 1-2. - pp. 3-14.
68. Szargut, J. Wärmeökonomische Probleme des Umweltschutzes [Текст]//Energieanw. - 1974. - vol.23. - pp. 306-310.

69. Бобров, Д.А. Топологический метод термозкономического анализа сложных энерготехнологических систем [Текст]/Д.А. Бобров, С.В. Цылин, В.В. Кафаров//ТОХТ. - 1985. - Т.19, № 4. - С.525-532.
70. Цылин С.В. Эксергетический и термозкономический анализ сложных энерготехнологических систем на основе топологического метода на примере низкотемпературного газоразделения крупнотоннажного производства этилена [Текст]: автореф. дисс. канд. техн. наук/ С.В. Цылин. - Москва, МХТИ: 1985. - 16 с.
71. El-Sayed, Y. M. Thermoeconomics and the design of heat systems [Текст]/Y.M. El-Sayed, R.B. Evans//Trans. ASME, J. Eng. Power. - 1969. - vol. 92. - pp. 27-34.
72. El-Sayed, Y.M. The Strategic Use of Thermoeconomic Analysis for Process Improvement [Текст]/R.B. Evans, M. Tribus//Pres. at the AIChE Meeting. - Detroit , 1981. - pp. 41-47.
73. Амерханов, Р.А. Анализ комплексных эксергоэкономических принципов оптимизации [Текст]/Р.А. Амерханов, С.Н. Бегдай, К.А. Гарькавый//МЭСХ. - 2007. - № 8. - С. 11-13.
74. Амерханов, Р.А. Основы эксергоэкономического метода оптимизации энергопреобразующих систем [Текст]/Р.А. Амерханов, А.А. Долинский, Б.Х. Драганов//Пром. теплотехника. - 2010. - Т.32, № 1. - С. 90-101.
75. Долинский, А.А. К вопросу эксергоэкономической оптимизации энергетических систем [Текст]/А.А. Долинский//Пром. теплотехника. - 2009. - Т.31, № 4. - С. 105-108.
76. Долинский, А.А. Оптимизация энергоэкономической системы теплоснабжения при использовании возобновляемых источников энергии [Текст]/ А.А. Долинский, Б.Х. Драганов// Пром. теплотехника. - 2008. - Т.30, № 1. - С.5-9.
77. Кафаров, В.В. Математические основы автоматизированного проектирования химических производств. [Текст]/ В.В. Кафаров, В.П. Мешалкин, В.Л. Перов. - Москва: Химия, 1973. - 287 с.

78. Кафаров, В.В. Методы кибернетики в химии и химической технологии [Текст] / В.В. Кафаров. - 3-е. изд. - Москва: РХТУ, 1976.- 450 с.
79. Бояринов, А.И. Методы оптимизации в химии и химической технологии [Текст]/ А.И. Бояринов, В.В. Кафаров. - Москва: Химия, 1975. - 576 с.
80. Савицкая Т.В, Бельков В.П. Синтез гибких химико-технологических систем (детерминированный и стохастический варианты): текст лекций [Текст]/Т.В Савицкая, В.П. Бельков; под ред. А.Ф. Егорова. - Москва: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2005.- 120 с.
81. Налетов, А.Ю. Проектирование и расчет аппаратов технологии горючих ископаемых [Текст]/ А.Ю. Налетов, Н.Г. Дигуров, А.Г. Китайнер, В.В. Скудин.– Химия, М.: 1993.- 277 с.
82. Linnhoff, В. Synthesis of heat exchanger networks [Текст]/В. Linnhoff, J.R. Flower// AIChE Journal. - Vol. 24, № 4. - pp. 633-654.
83. Linnhoff, В. Understanding heat exchanger networks. [Текст]/ В. Linnhoff, D.R. Mason, L. Wardle//Computers and Chemical Engineering. - 1979. - vol.3. - pp. 295-302.
84. Umeda, Т. Thermodynamic approach to the synthesis of heat integration systems in chemical processes [Текст]/Т. Umeda, Т. Harada, К. Shiroko//Computers and Chem. Eng. - 1979. - vol. 3. - p. 273.
85. Umeda, Т. A thermodynamic approach to heat integration in distillation systems [Текст]/ Т. Umeda, К. Niida, К. Shiroko//AIChE J. - 1979. - vol. 25. - pp. 423-429.
86. Smith, R. Chemical Process Design and Integration [Текст]/ R. Smith. - Chichester, West Sussex, England; Hoboken, NJ: Wiley, 2005. - 687 p.
87. Смит, Р. Основы интеграции тепловых процессов [Текст]/ Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. Товажнянский [и др.]. - Харьков: НТУ ХПИ, 2000. - 457 с.
88. Linnhoff, В. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy [Текст]/ В. Linnhoff, D.W. Townsend, D. Boland [et. al.]. - Rugby, UK: IChemE, 1982. - 396 p.

89. Linnhoff, B. Heat and Power Networks in Process Design [Текст]/ B. Linnhoff, D.W. Townsend // AIChE Journal. - 1983. - Vol. 29. - pp. 742-748.
90. Hohman, E.C. Optimum Networks for Heat Exchange [Текст]: PhD Thesis / E.C. Hohman. - Los Angeles: University of Southern California, 1971.
91. Ahmad, S. Cost Optimum Heat Exchanger Networks - 2. Targets and Design for Detailed Capital Cost Models [Текст]/ S. Ahmad, B. Linnhoff and R. Smith // Comp Chem Eng. - 1990. - Vol. 14. - pp. 751-767.
92. Hall S.G. Capital Cost Targets for Heat Exchanger Networks Comprising Mixed Materials of Construction, Pressure Ratings and Exchanger Types [Текст]/ S.G. Hall, S. Ahmad, R. Smith // Comp Chem Eng. - 1990. - Vol. 14. - pp. 319-335.
93. Smith, R. The Design of Separators in the Context of Overall Processes [Текст]/ R. Smith, B. Linnhoff // Trans. IChemE ChERD. - 1988. - Vol. 66. - pp. 195-228.
94. Flower, J.R. Energy Requirements in the Separation of Mixture by Distillation [Текст]/ J.R. Flower, M.A. Jackson // Trans IChemE. - 1964. - Vol. 42. - pp. 249-258.
95. Kayihan, F. Optimum Distribution of Heat Load in Distillation Columns Using Intermediate Condensers and Reboilers [Текст] / F. Kayihan // AIChE Symp Ser. 192. - 1980. - Vol. 76. - pp. 1-5.
96. Dhole, V.R. Distillation Column Targets [Текст] / V.R. Dhole, B. Linnhoff // Comp Chem Eng. - 1993. - Vol. 17. - pp. 549-560.
97. Freshwater, D.C. Reducing Energy Requirements in Unit Operations [Текст] / D.C. Freshwater, E. Ziogou // Chem Eng. J. - 1976. - Vol. 11. - pp. 215-222.
98. Stephanopoulos, G. Synthesis of Heat Integrated Distillation Sequences [Текст] / G. Stephanopoulos, B. Linnhoff, A. Sophos // IChemE Symp Ser. - 1982. - № 74. - p. 111.
99. Floudas, C.A. Automatic Synthesis of Optimum Heat Exchanger Network Configurations [Текст]/ C.A. Floudas, A.R. Ciric, I.E. Grossmann // AIChE J. - 1986. - Vol.32, Issue 2. - pp. 276-290.

100. Grossmann, I.E. Optimum Design of Heat Exchanger Networks [Текст]/ I.E. Grossmann, R.W.H. Sargent // *Comp Chem Eng.* - 1978. - Vol. 2. - pp. 1-7.
101. Tjoe, T.N. Using Pinch Technology for Process Retrofit [Текст]/ T.N. Tjoe, B. Linnhoff // *Chem Eng.* - 1986. - Vol. 28. - pp. 47-60.
102. Zhu, X.X. An Automated and Interactive Approach for Heat Exchanger Network Retrofit [Текст]/ X.X. Zhu, N.F.K. Asante // *Transactions of IChemE.* - 1997. - Vol 75, Part A. - pp. 349-360.
103. Мешалкин, В.П. Основы теории ресурсосберегающих интегрированных химико-технологических систем. [Текст]/ В.П. Мешалкин, Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. Капустенко. - Харьков: НТУ ХПИ, 2006. - 411 с.
104. Kemp, I.C. Pinch Analysis and Process Integration. A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy [Текст]/ I.C. Kemp - 2nd Ed. - Amsterdam: Elsevier, 2007. - 396 p.
105. Boehm, R.F. Developments in the Design of Thermal Systems. [Текст]/ R.F. Boehm. - Las Vegas: Univ. of Nevada, 2005. - 290 p.
106. Dhole, V.R. Total Site Targets for Fuel, Cogeneration, Emissions and Cooling [Текст]/ V.R. Dhole, B.Linnhoff // *Computers and Chem. Eng.* - 1992. - Vol. 17. - pp. 101-109.
107. Raissi, K. Total Site Integration [Текст]: PhD Thesis / K. Raissi. UK, Manchester: UMIST, 1994.
108. Wang, Y.P. Wastewater Minimization [Текст]/ Y.P. Wang, R. Smith // *Chem Eng Sci.* - 1994. - Vol. 49 (7). - pp. 981-1006.
109. Takama, N. Optimal Water Allocation in a Petroleum Refinery [Текст]/ N. Takama, T. Kuriyama, K. Shiroko, T. Umeda // *Comp Chem Eng.* - 1980. - Vol. 4. - pp. 251-258.
110. Doyle, S.J. Targeting Water Reuse with Multiple Contaminants [Текст]/ S.J. Doyle, R. Smith // *Trans IChemE.* - 1997. - 75 (part B). - pp. 181-189.
111. Wang, Y.P. Design of Distributed Effluent Treatment Systems [Текст]/ Y.P. Wang, R. Smith // *Chem Eng Sci.* - 1994. - Vol. 49. - pp. 3127-3145.

112. Kuo, W. J. Effluent Treatment System Design [Текст]/ W.J. Kuo, R. Smith // Chem Eng Sci. - 1997. - Vol. 52. - pp. 4273-4290.
113. Linnhoff, B. Pinch Technology Has Come of Age [Текст]/ B. Linnhoff, D.R. Vredeveld // Chem Eng Prog. - 1984. - Vol. 80 (7). - pp. 33-40.
114. Шеннон, К. Работы по теории информации и кибернетике. [Текст]/К. Шеннон. - Москва: Иностран. лит., 1963. - 829 с.
115. Трайбус, М. Термостатика и термодинамика. [Текст]/М. Трайбус. - Н.: Энергия, 1970. - 501с.
116. Gibbs, J.W. The collected work of J. Willard Gibbs. [Текст]. In 2 Volumes. Vol. 2: Elementary Principles in Statistical Mechanics and Dynamics / J.W. Gibbs. - N.Y., London, Toronto: Longmans, Green, 1928. - 284 p.
117. Винер, Н. Кибернетика или управление и связь в животном и машине. [Текст]/Н. Винер. - Москва: Советское радио, 1968. - 326 с.
118. Кобозев, Н.И. Исследование в области термодинамики процессов информации и мышления. [Текст]/Н.И. Кобозев. - Москва: МГУ, 1971. - 194 с.
119. Яглом, А.М. Вероятность и информация [Текст]/А.М. Яглом, И.Н. Яглом. - Москва: Наука, 1973. - 511 с.
120. Хакен, Г. Синергетика. Иерархия неустойчивостей в самоорганизующихся системах и устройствах [Текст]/ Г. Хакен. - Москва: Мир, 1985. - 424 с.
121. Майков, В. Энтропийные методы моделирования в химической технике [Текст]/В.П. Майков.- Москва: Московский институт химического машиностроения., 1981.- 159 с.
122. Бриллюэн, Л. Наука и теория информации [Текст]/ Л. Бриллюэн. - Москва: Физматгиз, 1960. - 392 с.
123. Зоммерфельд, А. Термодинамика и статистическая физика [Текст]/А. Зоммерфельд. - Москва: Иностран. лит., 1955. - 479 с.
124. Рейф, Ф. Статистическая физика. Берклевский курс физики [Текст]. В 5 т. Т.V. / Ф. Рейф. - Москва: Наука, 1977. - 351 с.

125. Кульбак, С. Теория информации и статистика [Текст]/С. Кульбак. - Москва: Наука, 1967. - 409 с.
126. Ландау, Л.Д. Статистическая физика [Текст]/Л.Д. Ландау, Е.М. Лившиц. - Москва: Наука, 1964. - 565 с.
127. Evans, R. B. A new approach for deciding upon constraints in the maximum entropy formalism [Текст]/R.B. Evans, R.D. Levine, M. Tribus//The maximum entropy formalism. - Cambridge, Mass.: MIT Press, 1979. - pp. 169-203.
128. Пригожин, М. От существующего к возникающему: Время и сложность в физических науках [Текст] / М. Пригожин. - Москва: Наука, 1985. - 327 с.
129. Налетов, А.Ю. Информационный анализ в химической технологии [Текст]/ А.Ю. Налетов. - Москва: Химия, 2001. - 240 с.
130. Кафаров, В.В. Анализ химико-технологических процессов на основе принципов теории информации [Текст]/В.В. Кафаров, В.Л. Перов, Д.А. Бобров, А.Ю. Налетов// Доклады АН СССР. Т.232.-№3.-1977.- С.663-666.
131. Кафаров, В.В. Информационный критерий совершенства химико-технологических систем [Текст]/В.В. Кафаров, В.Л. Перов, Д.А. Бобров, А.Ю. Налетов// Доклады АН СССР. Т.236.-№2.-1977.- С.404-407.
132. Кафаров, В.В. Информационный подход к определению критерия организованности химико-технологических систем [Текст]/В.В. Кафаров, В.Л. Перов, Д.А. Бобров, А.Ю. Налетов// Теоретические основы химической технологии. Т.ХІ.- №6.- С.901-906.
133. Кафаров, В.В. Оптимальная организация энерготехнологических процессов в производстве слабой азотной кислоты [Текст]/В.В. Кафаров, И.М. Кисиль, В.Л. Перов, Д.А. Бобров, А.Ю. Налетов//Химическая промышленность. - №11. - 1985. - С. 689-695.

134. Налетов, А.Ю. Построение оптимальной комбинированной системы получения спиртов из бурого угля [Текст]/А.Ю. Налетов, Ю.Л. Пустыльников//Химия твердого топлива. - 1994.- № 4-5. - С. 73-80.
135. Викторов, В.А. Оптимизация процесса сжигания жидких органических отходов в многокамерной печи [Текст]/В.А. Викторов, А.Ю. Налетов//Кокс и химия. - 2007. - №4. - С. 28-30.
136. Налетов, А.Ю. Современные способы переработки энергии в химической промышленности [Текст]: Учебное пособие/А.Ю. Налетов, Д.А. Бобров, О.П. Шумакова. - Москва: РХТУ. 1994. - 51 с.
137. Кондрашов, Б.М. Способы преобразования низкопотенциальной энергии [Текст]/Б.М. Кондрашов// Прикладная физика. - 2003. - № 3. - С.14-19.
138. Мартыновский, В.С. Тепловые насосы [Текст]/В.С. Мартыновский. - Москва, Санкт-Петербург: Госэнергоиздат, 1955. - 192 с.
139. Аристов, Ю.И. Современное состояние и перспективы развития химических и сорбционных тепловых машин в Российской Федерации и Республике Беларусь [Текст]/Ю.И. Аристов, Л.Л. Васильев, В.Е. Накоряков//Инж.-физ. журн. - 2008. - Т.81, № 1. - С. 19-48.
140. Амерханов, Р.А. Тепловые насосы [Текст]/Р.А. Амерханов. - Москва: ЭАИ, 2005. - 160 с.
141. Meili, A. Heat pumps for distillation columns [Текст]/A. Meili, S. Brothers// Chem. Eng. Progr. - 1990. - 42, №6. - pp. 60-65.
142. Александров, И.А. Применение теплового насоса в процессах ректификации [Текст]/И.А. Александров, Г.И. Ефремов, Е.В. Брюзгинов//Энергосбережение и водоподготовка. - 2007. - № 1. - С. 33-36.
143. Богданович, М.Л. Использование компрессионных теплонасосных установок для нужд теплоснабжения на паротурбинных ТЭЦ, работающих в объединенной энергетической системе [Текст]/М.Л. Богданович// Новости теплоснабжения. - 2009. - № 3(103). - С. 25-29.

144. Крылов, Э.Г. Парокомпрессионные тепловые насосы [Текст]/ Э.Г. Крылов // Интеллектуальные системы в производстве. - 2006. - № 1(7). - С.173-180.
145. Конахина, И.А. Применение тепловых насосов каскадного типа в утилизационных системах теплоснабжения нефтехимических производств [Текст]/ И.А. Конахина// Изв. вузов. Проблемы энергетики. - 2003. - № 11-12. - С. 9-23.
146. Лобан, М.В. Повышение эффективности тепловых двигателей утилизацией тепла отработавших газов с применением теплонасосной установки [Текст]: автореф. дис. канд. техн. наук /М.В. Лобан. - Москва, РУДН, 2004. - 17 с.
147. Накоряков, В.Е. Экологические аспекты применения парокомпрессионных тепловых насосов [Текст]/В.Е. Накоряков, С.Л. Елистратов//Изв. РАН. Энергетика. - 2007. - № 4. - С. 76-83.
148. Утилизация низкопотенциального тепла с использованием тепловых насосов для повышения эффективности комбинированной выработки энергии [Текст]/Д. Турлайс [и др.] //Новости теплоснабжения. - 2009. - № 10(110). - С. 23-25.
149. Антипов, Ю.А. Утилизация вторичных энергоресурсов газовых двигателей и газотурбинных установок с использованием тепловых насосов [Текст]: автореф. дис. канд. техн. наук /Ю.А. Антипов - Москва: РУДН, 2005. - 17 с.
150. Закиров, Д.Г. Состояние и перспективы использования низкопотенциальной теплоты с помощью тепловых насосов [Текст]/Д.Г. Закиров//Пром. энергетика. - 2004. - № 6. - С. 2-9.
151. Закиров Д.Г. Будущее - за теплонасосными технологиями [Текст]/Д.Г. Закиров// Новости теплоснабжения. - 2006. - № 8(72). - С. 39-42.
152. Галимова, Л.В. Эффективность энергосберегающих систем на базе абсорбционных термотрансформаторов [Текст]: автореф. дис. д-ра техн. наук /Л.В. Галимова. - Астрахань: ГТУ, 2004. - 32 с.

153. Бараненко, А.В. Абсорбционные бромистолитиевые преобразователи теплоты нового поколения [Текст]/А.В. Бараненко, А.В. Попов, Л.С. Тимофеевский, О.В. Волкова// Холодильная техника. - 2001. - № 4. - С.18-20.
154. Корольков, А. Абсорбционные бромисто-литиевые водоохлаждающие и водонагревательные трансформаторы теплоты [Текст]/А. Корольков, А. Попов //Гл. энергетик. - 2004. - № 7. - С. 42-46.
155. Баласанян, Г.А. Оптимизация режимов нагрузок системы энергоснабжения на базе газопоршневой когенерационной установки и абсорбционного теплового насоса [Текст]/Г.А. Баласанян// Экотехнологии и ресурсосбережение. - 2007. - № 2. - С. 12-15.
156. Баласанян, Г.А. Эффективность интегрированных систем энергоснабжения на базе установок когенерации и альтернативных источников теплоты [Текст]/Г.А. Баласанян// Пром. теплотехника. - 2007. - Т.29, № 3. - С. 80-88.
157. Баласанян, Г.А. Оптимизация режимов нагрузок интегрированной системы энергоснабжения на базе когенерационной установки и теплового насоса [Текст]/Г.А. Баласанян// Экотехнологии и ресурсосбережение. - 2007. - № 1. - С. 21-25.
158. Опыт использования российских абсорбционных холодильных машин и тепловых насосов нового поколения [Текст]/А.В. Попов [и др.]// Энергосбережение. - 2007. - № 8. - С. 38-41.
159. Васильев, Л.Л. Тепловые насосы на твердых сорбентах, современное состояние вопроса [Текст]: тез. докл./Л.Л. Васильев // 27 Сибирский теплофизический семинар, посвященный 90-летию акад. С.С. Кутателадзе. - Новосибирск: ИТ СО РАН, 2004. - С. 79-85.
160. Бурдуков, А.П. Технология использования геотермального и сбросного тепла предприятиями [Текст]/А.П. Бурдуков, Ю.М. Петин. //Новосибирск: Академ. изд-во "Гео", 2008. - С. 10-27.

161. Закиров, Д.Г. Утилизация вторичных энергетических ресурсов и использование возобновляемых источников энергии с применением тепловых насосов - основной путь снижения энергоемкости производства [Текст]/Д.Г. Закиров// Пром. энергетика. - 2002. - № 5. - С. 15-19.
162. Закиров, Д.Г. Новые технологии получения энергии за счет утилизации городских отходов [Текст]/ Д.Г. Закиров // Энергосбережение. - 2009. - № 1. - С. 62-64.
163. Гузев, О.Ю. Моделирование кинетики многостадийной сушки биоматериала в сушилке псевдоожиженного слоя с тепловым насосом [Текст]/О.Ю. Гузев, С.В. Гончарова// Успехи в химии и химической технологии: Сб. науч. тр. - 2006. - Т. XX, № 1(59). - С. 78-82.
164. Использование тепловых насосов в процессах сушки влажных материалов [Текст]/Л.С. Гордеев [и др.] // Энциклопедия инженера-химика. - 2007. - № 8. - С. 18-23.
165. Александров, А.А. Совместная работа детандер-генераторного агрегата и теплового насоса, использующего CO₂ в качестве хладагента [Текст]/А.А. Александров, Е.В. Джураева// Вестник МЭИ. - 2007. - № 4. - С. 17-23.
166. Куйбина, Е.П. Обоснование выбора рабочего тела теплового насоса [Текст]/Е.П. Куйбина// Пром. энергетика. - 2009. - № 8. - С. 21-25.
167. Калнинь, И.М. Тепловые насосы на диоксиде углерода для систем теплогенерирования [Текст]/ И.М. Калнинь, С.Б. Пустовалов, А.И. Савицкий// Вестник РАЕН. - 2009. - № 1. - С. 81-86.
168. Селявина, И.Н. Описание кинетики химического теплового насоса [Текст]/И.Н. Селявина, Г.И. Ефремов, Т.Ю. Журавлева // Энергосбережение - теория и практика: тр. 2 всерос. шк. -семинара мол. ученых и спец. - Москва: МЭИ, 2004. - С. 277-278.

169. Бродянский, В.М. Термодинамические особенности циклов пароконденсационных тепловых насосов [Текст]/ В.М. Бродянский, Е.Н. Серова// Холод. техн. - 1997. - № 7. - С. 28-29.
170. Соколов, Е.Я. Энергетические основы трансформации тепла и процессов охлаждения [Текст]: учеб. пособие для вузов / Е.Я. Соколов, В.М. Бродянский. - 2-е изд. - Москва: Энергоиздат, 1981. - 320 с.
171. El-Sayed, Y. M. A Theoretical Comparison of the Rankine and Kalina Cycles [Текст]/Y. M. El-Sayed, M. Tribus//Analysis of Energy Systems - Design and Operation: proc. of ASME-meeting/ed. R. A. Gaggioli. - Florida, 1985. - p. 97.
172. El-Sayed, Y. M. Thermodynamic Properties of Water Ammonia Mixtures - Theoretical Implementation for Use in Power Cycle Analysis [Текст]/Y. M. El-Sayed, M. Tribus //Analysis of Energy Systems - Design and Operation: proc. of ASME-meeting/ed. R. A. Gaggioli. - Florida, 1985. - p. 89.
173. Утилизация сбросной теплоты ГПА в энергоустановках с низкокипящими рабочими телами [Текст]/Б. Билека [и др.] // Газотурбинные технологии. - 2002. - №5 - С. 6-10.
174. Claus, W. Langzeitbetriebserfahrungen mit der ORC-anlage zur Niedertemperaturverstromung im Werk Lengfurt [Текст]/W. Claus, T. Kolbe// ZKG. - 2002. - vol.55, №10. - pp.78-86.
175. Дрыжаков, Е.В. Техническая термодинамика [Текст]/ Е.В. Дрыжаков, Н.П. Козлов, И.К. Корнейчук [и др.]. - Москва: Высшая школа, 1971. - 472 с.
176. Сапожников, М.Б. Электрические станции на низкокипящих рабочих телах [Текст]/ М.Б. Сапожников, Т.И. Тимошенко// Теплоэнергетика. - 2005. - №3. - с. 3-14.
177. Сапожников, М.Б. Разработка и исследование элементов тепловой электростанции модульного типа на низкокипящем рабочем теле [Текст]/ М.Б. Сапожников. - Москва: МЭИ, 2005. - 16 с.

178. Розенфельд, Л.М. Холодильные машины и аппараты [Текст]/. Л.М.Розенфельд, А.Г.Ткачев. - Москва: Госторгиздат, 1955. - 168 с.
179. Kalina, A.I. Combined-Cycle System with Novel Bottoming Cycle [Текст]/A.I. Kalina// Journal of Engineering for Gas Turbines and Power. - 1984. - № 106. - pp. 737-742.
180. Kalina, A.I. Exergy analysis of Kalina cycle's thermodynamic efficiency [Текст]/A.I. Kalina, V.M. Brodianski, M. Tribus// The Kalina power cycles - a progress report: Proceedings of the American Power Conference. 1986. - pp. 1-17.
181. Kalina, A.I. Thermodynamics of the Kalina Cycle and the Need for Improved Properties Data [Текст]/A.I. Kalina, M. Tribus//In Proc. of 12th Int. Conf. on the Properties of Water and Steam. 1995. - pp. 841-854.
182. Ермаков, А.М. Моделирование и экспериментальное исследование теплонасосных установок на низкокипящих рабочих телах [Текст]: автореф. дисс. канд. техн. наук / Казань: КГТУ, 2007. - 26 с.
183. Баранов, С.К. Оценка процессов преобразования теплоты в работу и эффективность тепловых машин [Текст]/С.К. Баранов// Тяж. машиностр. -2007. - №2. - С. 6-11.
184. Quoilin, S. Technological and Economical Survey of Organic Rankine Cycle Systems [Текст]/S. Quoilin, V. Lemort//Proceedings of the 5th European conference. Economics and Management of Energy in Industry. – Portugal, 2009. – 12 p.
185. Проценко, В.П. Тепловые насосы в капиталистических странах. Современное состояние и направления развития (по материалам XIII мировой энергетической конференции) [Текст]/В.П. Проценко// Теплоэнергетика. - 1988. - № 3. - С. 18-22.
186. Баласанян, Г.А. Оценка эффективности интегрированных когенерационных систем [Текст]/Г.А. Баласанян// Экотехнол. и ресурсосбережение. - 2006. - № 3. - С. 9-12.

187. Горожанкин, С.А. Теплонасосные установки на базе машин Стирлинга [Текст]/С.А. Горожанкин// Экотехнол. и ресурсосбережение. - 2002. - № 1. - С. 79-81.
188. Гуреев, В.М. Автономный энергокомплекс на базе двигателя внутреннего сгорания и теплового насоса: экспериментальное исследование [Текст]/В.М. Гуреев// Холодильная техника. - 2010. - № 7. - С. 38-42.
189. Баженов, А. И. Патент РФ 2399781 С1, МПК F02G5/00, F25B29/00, F25B15/00. Способ комбинированного производства электроэнергии, тепла и холода. [Текст] / Баженов А. И., Михеева Е. В., Хлебалин Ю. М. – Заявл.: 14.05.2009.
190. Борчин, Е.Я. Патент № SU 1281841 СССР, МКИ F25B011, F25B029 Комплексная хладоэнергетическая установка. [Текст] / Е.Я. Борчин, В.И. Гриценко. - Заявл. 01.07.1987.
191. Саксонов, Г.М. Патент № RU 2133416 РФ, МКИ F25B011/00, F25B029/00 Способ работы комплексной энерготехнологической установки. [Текст] / Г.М. Саксонов, В.Б. Грибов, В.П. Суестинов [и др.]. - Заявл. 18.12.1997.
192. Углекислый газ в атмосфере [Текст]: пер. с англ. / ред. В. Бах [и др.]. - Москва, 2005. - 254 с.
193. Pacala, S. Stabilisation wedges: Solving the climate problem for the next 50 years with current technologies [Текст]/ S. Pacala, R. Socolow// Science. - 2004. - v. 305. - pp. 968-972.
194. Socolow, R. Stabilisation Wedges: An Elaboration of the Concept. In: Avoiding Dangerous Climate Change [Текст]/R. Socolow// Cambridge: Cambridge University Press, 2006. - pp. 347-354.
195. Hendriks, C.A. Sources and Capture of Carbon Dioxide [Текст]/C.A. Hendriks, A-S. van der Waart, C. Byrman [et al]//Prepared for the GESTCO project. - Utrecht: Ecofys, 2003. - pp. 1-9.

196. Герасименко, В.В. Производство диоксида углерода на спиртовых заводах [Текст]/В.В. Герасименко. - Москва: Пищевая промышленность, 1980. - 157 с.
197. Dooley, J.J. Carbon Dioxide Capture and Geologic Storage [Текст]: Technology report from the second phase of the global energy technology strategy program/ J.J Dooley [et al]. - USA: Battelle Memorial Institute, 2006 - 61 p.
198. Kochloefl, K. Heterogene katalysatoren. Aktiv und Selektiv in die 90-jahre. [Текст] / K. Kochloefl // Chem. Ind. - 1989. - №8. - pp. 41-48.
199. Gosch, H.W. Rauchgasreinigung mit Ammoniak. Walter – und SCR – Verfahren im Zusammenspiel. / H.W. Gosch, W. Schulte // Energie. - 1988. - 40, №.10. - pp.44-48.
200. Разва, А.С. Природоохранные технологии в промышленной теплоэнергетике [Текст]. Учебное пособие /А.С. Разва. - Томский политехнический университет, 2010. – 30 с.
201. Sodes, F. Entstickung und Restenschwefelung mit Aktivkoks [Текст] / F. Sodes // Energie. – 1988. - 40, №.11. - pp.52-57.
202. Зайцев, В.А. Промышленная экология [Текст] Учебное пособие / В.А. Зайцев, Н.А. Крылова. -Москва: РХТУ, 2002. - 175 с.
203. Исмагилов, З.Р. Экологически чистое сжигание топлив и каталитическая очистка дымовых газов ТЭС от оксидов азота [Текст] / З.Р. Исмагилов, М.А. Керженцев //Журнал ВХО им. Д.И. Менделеева. - 1990. - №1. - с.43-54.
204. Доклад Межправительственной группы экспертов по изменению климата (IPCC): Улавливание и хранение двуокси углерода (Carbon dioxide Capture and Storage – CCS) [Текст]. 2005. - 443 с.
205. Herzog, H. An Introduction to CO2 separation and capture technologies [Текст]/H. Herzog. - Cambridge, Mass.: MIT Energy Laboratory, 1999. - 8 p.
206. Herzog, H. Advanced Post-Combustion CO2 Capture [Текст]: Clean Air Task Force Report / H. Herzog, J. Meldon, A. Hatton. - USA, 2009. - 37 p.

207. Bashadi, S. Using auxiliary gas power for CCS energy needs in retrofitted coal power plants [Текст]/S. Bashadi, H. Herzog//Energy Procedia. - 2010. - 7p.
208. Maurstad, O. An Overview of Coal based Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technology [Текст]/O. Maurstad. - Massachusetts: MIT LFEE, 2005. - 44 p.
209. Maurstad, O. Impact of Coal Quality and Gasifier Technology on IGCC Performance [Текст]/O. Maurstad [et al]// 8th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies. - Norway, 2006. - 6 p.
210. Esber, G.S. Carbon Dioxide Capture Technology for the Coal-Powered Electricity Industry: A Systematic Prioritization of Research Needs [Текст]: Masters Thesis/G.S. Esber. - Massachusetts: M.I.T., 2006. – 98 p.
211. Herzog, H. A Research Program for Promising Retrofit Technologies [Текст]/H. Herzog//MIT Symposium on Retro-fitting of Coal-Fired Power Plants for Carbon Capture. - Massachusetts: MIT, 2009. – pp. 15.
212. Улавливание и хранение углекислого газа [Текст]: Информационный обзор Департамента торговли и промышленности Великобритании. - DTI , 2005. - 28с.
213. Технология переработки природного газа и конденсата [Текст]: Справочник, В 2 Т. Т.1. - Москва: Недра, 2002. – 343 с.
214. Пименова, Т.Ф. Производство и применение сухого льда, жидкого и газообразного диоксида углерода [Текст]/Т.Ф. Пименова. - Москва: Лёгкая и пищевая промышленность, 1982. – 115 с.
215. Скороморозильные аппараты за рубежом [Текст]: Обзор. информ. - ЦНИИТЭИ Мясомолпром СССР, 1986. – 143 с.
216. Володин, Н.И. Очистка газов от диоксида углерода растворами моноэтаноламина: Наука, практика, перспектива. [Текст]/Н.И. Володин, Э.М. Соколов, Р.И. Гридин [и др.]. - Тула: Тул. гос. ун-т, 2002. – 52 с.

217. Герш, С.Я. Глубокое охлаждение. Термодинамические основы ожижения и разделения газов [Текст]/С.Я. Герш. - Госэнергоиздат, 1957. - 392 с.
218. Kothandaraman, A. Comparison of Solvents for Post-combustion Capture of CO₂ by Chemical Absorption [Текст]/A. Kothandaraman, L. Nord, O. Bolland, H.J. Herzog [et al]// Energy Procedia, 2008. - 8 p.
219. Разделение компонент биогаза методами физической адсорбции на украинских цеолитах [Текст]/ В.Г. Колобродов [и др.] // Экотехнологии и ресурсосбережение. – 2001. - №4. - с. 29-35.
220. Herzog, H.J. Carbon Sequestration via Mineral Carbonation: Overview and Assessment [Текст]/ H.J. Herzog. – Massachusetts: MIT LFEE, 2002. - 11p.
221. Nord, L.O. A modeling software linking approach for the analysis of an integrated reforming combined cycle with hot potassium carbonate CO₂ capture. [Текст] /L.O. Nord, A. Kothandaraman, H. Herzog [et al]// Energy Procedia, 2008. - 8 p.
222. Simeon, F. Electrochemically Mediated Separation for Carbon Capture. [Текст]/F. Simeon. - Massachusetts: MIT, 2010. - 8 p.
223. Herzog, H. The Kvaerner Membrane Contactor: Lessons from a Case Study in How to Reduce Capture Costs. [Текст]/H. Herzog, O. Falk-Pedersen//The Fifth International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies (GGCT-5). - Australia, 2000. - 6 p.
224. Дытнерский, Ю.И. Мембранное разделение газов. [Текст]/Ю.И. Дытнерский, В.П. Брыков, Г.Г. Каграманов. - Москва: Химия, 1991.
225. Parsons, E.L. Advanced Fossil Power Systems Comparison Study. [Текст] / E.L. Parsons, W.W. Shelton. - U.S. Department of Energy, National Energy Technology Laboratory, 2002. – 32 p.
226. Fact Sheet: Future Gen – A Sequestration and Hydrogen Research Initiative. [Текст] /U.S Department of Energy, Office of Fossil Energy, 2003. - 2p.
227. Hart, A. Cryogenic CO₂ Capture in Natural Gas [Текст]/A. Hart, N. Gnanendran.// Energy Procedia. – 2009. –Vol.1. – pp. 697-706.

228. Титов, В.Б. Новая технология получения диоксида углерода [Текст].
Т.Ф. Пименова, В.Б. Титов, В.А. Королев.//Холодильная техника. - 1982.
- №2. - С. 38-42.
229. Baxter, L. Cryogenic CO₂ Capture as a Cost-Effective CO₂ Capture Process
[Электронный ресурс]: Presented at the 2009 Pittsburgh Coal Conference/L.
Baxter, A. Baxter, S. Burt//Sustainable Energy Solutions. – Режим доступа:
<http://sustainablees.com/documents/cccpittsburghcoalconference.pdf>.
230. Baxter, L.L. Patent № US20110226010 A1, International Class F25J3/08.
Carbon Dioxide Capture from Flue Gas [Текст] / L.L. Baxter. - Filed
28.11.2008.
231. Baxter, L. Patent № US20120153514 A1, International Class B01D53/00,
B01F3/04. Systems and methods for separating condensable vapors from
gases by direct-contact heat exchange [Текст] / L.L. Baxter, C.S. Bence. -
Filed 21.11.2011.
232. Third Annual Conference on CO₂ Capture and Sequestration [Текст]/
Alexandria, Virginia: Exchange Monitor Publications, 2004.
233. Налетов, В.А. Информационно-термодинамический принцип
организации химико-технологических систем [Текст]/ В. А. Налетов,
М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов // ТОХТ. - 2011. - Том 45, № 5. - с. 541–549.
234. Налетов, В.А. Методика эволюционного синтеза химико-
технологических систем на основе информационного подхода [Текст]/
В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов //Химическая технология. -
2010. - №4. - с.244-252.
235. Налетов, В.А. Метод информационно-термодинамического анализа в
химической технологии. Новый подход к энергосбережению [Текст]/
Налетов В.А. - LAP Lambert Academic Publishing, 2013. - 85 с.
236. Налетов, В.А. Информационно-термодинамический подход к
построению организованных комбинированных химико-
технологических систем [Текст]/ В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю.
Налетов // Химическая технология. – 2011.– Т. 13, №11. – с. 688-696.

237. Налетов, В.А. Оптимальная организация химико-технологической системы на основе макроскопического ее описания с позиции теории информации [Текст]/ В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов // Химическая технология. – 2014.– Т. 15, №5. – с. 315-320.
238. Налетов, В.А. Выбор оптимальной топологии ХТС на основе уравнительного метода распределения затрат на ее организацию [Текст]/ В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов// Химическая технология. - 2014. - т.15. - №3. – С. 187-192.
239. Налетов, В.А. Оптимальная организация химико-технологической системы на основе декомпозиции задачи по иерархическим уровням. Информационный подход [Текст]/ В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов // Kluczowe Aspekty Naukowej Działalności – 2014. Volume 19. Ekologia. Chemia i chemiczne technologie: Труды X Международной научно-практической конференции. – Przemysł: Nauka i studia, 2014. – с.60-64.
240. Налетов, В.А. Технология переработки природных энергоносителей на основе концепции оптимальной организации химико-технологических систем [Текст]/ В.А. Налетов, В.А. Колесников, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов, В.Б. Глебов // Теоретические основы химической технологии. – 2017. – Т.51. – №2. – С. 140-148.
241. Сухоруков, В.И. Научные основы совершенствования техники и технологии производства кокса [Текст]/ В.И. Сухоруков. – Екатеринбург, 1999. – 393 с.
242. Налетов, В.А. Интенсификация процесса теплоотдачи в обогревательных простенках печных камер коксовых батарей на основе искусственной турбулизации потока [Текст]/ В.А. Налетов // Кокс и химия. – 2017. – №2. – С.29-32.
243. Нагиев, М. Ф. Теория рециркуляции и повышение оптимальности химических процессов [Текст]/ М. Ф. Нагиев. – М.: Наука, 1970. – 390 с.

244. Налетов, В.А. Основы проектирования технологии топлива и углеродных материалов. Часть 2. Оптимальная организация химико-технологических систем. Теория и практика информационного подхода [Текст]/В.А. Налетов, А.Ю. Налетов. – М.: РХТУ, 2015.–104 с.
245. Налетов, В.А. Оптимальная организация технологической схемы производства кокса на основе информационно-термодинамического принципа. 1. Механизм реализации оптимального прогноза режимов работы отопительного тракта коксовой печи на основе теории рециркуляции [Текст]/ В.А. Налетов, А.Ю. Налетов, М.В. Шишанов // Кокс и химия. – 2012. – №9. – С. 9 – 13.
246. Справочник коксохимика. Т. V. Автоматика, паротеплоснабжение, ремонтная служба. – М.: Металлургия, 1966. – 453 с.
247. Налетов, В.А. Оптимальная организация технологической схемы производства кокса на основе информационно-термодинамического принципа. 2. Уменьшение выбросов оксидов азота и когенерация в схеме обогрева кокса потоком газа с рециркуляцией [Текст]/ В.А. Налетов, А.Ю. Налетов, М.В. Шишанов // Кокс и химия. – 2012. – №10. – С. 18 – 25.
248. Защита окружающей среды на коксохимических предприятиях / А.Н. Пыриков, С.В. Васнин, Б.М. Баранбаев [и др.]. – М: Интермет-Инжиниринг, 2000. – 176 с.
249. Налетов, В.А. Анализ области допустимых решений в процессе оптимальной организации отопительной системы печи коксования [Текст]/ В.А. Налетов // Кокс и химия. – 2017. – №2. – С. 29-32.
250. Налетов, В.А. Оптимальная организация процесса газификации бурого угля на основе информационного подхода [Текст] /В.А. Налетов // Успехи в химии и химической технологии. - Т. 28, № 10 (159), 2014. - С 46–48.
251. Налетов, В.А. Оптимальная организация процесса паровой конверсии газа газификации на основе информационного подхода [Текст]/ В.А.

- Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов // Труды X Международной научно-практической конференции: Moderní Vymoženosti Vědy – 2014. Volume 31. Chemie a chemická technologie. Zeměpis a geologie. / Praha: Publishing House «Education and Science» s.r.o, 2014. – с. 15-20. 249.
252. Макаров, Г.Н. Химическая технология твердых горючих ископаемых [Текст]. Учебник для вузов/ П/р Г.Н. Макарова, Г.Д. Харламповича.- М.: Химия.–1986.– 495 с.
253. Steige H. Die Kohlenvergasung nach Koppers-Totzek für die Erzeugung von Methanol und Wasserstoff. Erdöl-Z. 92, 1978. p.381-387.
254. Позин, М.Е. Расчеты по технологии неорганических веществ [Текст]. Учебное пособие для вузов/ М.Е. Позин. -Москва: Химия, 1977. - 496 с.
255. Visagie, J.P. Generic Gasifier Modelling: Evaluating model by gasifier type, University of Pretoria, 2008. – 101 p.
256. Гаврилов, Ю.В. Переработка твердых природных энергоносителей/ Гаврилов Ю.В., Королева Н.В., Синицин С.А. Под ред. Дигурова Н.Г. Москва: РХТУ. – 2001.– 160 с.
257. Кафаров, В.В. Декомпозиция химико-технологических систем на основе минимального энергетического взаимодействия [Текст]/ В.В. Кафаров, В.Л. Перов, Д.А. Боборов, А.Ю. Налетов// Докл. АН СССР.–1979.– т.246.– №2.– с.404-407.
258. Налетов, В.А. Информационный подход к оптимальному распределению нагрузок подсистемы генерации пара в отделении газификации бурого угля [Текст] / В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов // Кокс и химия. – 2016. – №10. – С.42-45.
259. Налетов, В.А. Информационный подход к выбору оптимальной топологии конверсии синтезгаза в системе с газификацией бурого угля [Текст]/ В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов // Кокс и химия. – 2016. – №12. – С. 33-38.
260. Налетов, В.А. Основы проектирования технологии топлива и углеродных материалов: Часть 1. Объект, метод и механизмы принятия

- решений [Текст]: учеб. пособие / В.А. Налетов, А.Ю. Налетов. – М.: РХТУ, 2015. – 104 с.
261. Налетов, В.А. Разработка многофункциональной установки на попутном нефтяном газе для шельфовых месторождений [Текст] / В.А. Налетов // Технологии нефти и газа. – 2017. – №2 (109). – С. 38-43.
262. Налетов, В.А. Программа для ЭВМ: «Расчет схемы: модифицированный цикл Ренкина на НРТ с регенератором» / В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов// Свидетельство о государственной регистрации программ для ЭВМ № 2013617121 от 01.08.2013 г.
263. Рид, Р. Свойства газов и жидкостей. [Текст]/Р. Рид, Дж. Праусниц, Т. Шервуд. - Л.: Химия, 1982. -592 с.
264. Вукалович, Н.Р. Теплофизические свойства двуокиси углерода. [Текст]/ Н.Р. Вукалович, П.В. Алтунин. - Москва: Атомиздат, 1968 г.
265. Пантелеев, А.В. Методы оптимизации в примерах и задачах: [Текст] Учеб. Пособие. / А.В. Пантелеев, Т.А. Летова. – Москва: Высш. Шк.,2005. – 544 с.
266. Налетов, В.А. Получение электроэнергии, холода и диоксида углерода из дымовых газов: Патент RU2482406C1, МПК F25B11/00, F25J3/00, F01K25/00 от 15.11. 2011./ В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов.
267. Мищенко, К.П. Краткий справочник физико-химических величин [Текст]/ ред. К.П. Мищенко и А.А. Равделя. – 7 издание. – Л. – Химия. – 1974. – 200 с.
268. Справочник химика [Текст]. В 3 т. Т.1. Общие сведения. Строение вещества. Свойства важнейших веществ. Лабораторная техника. / ред. Б.П. Никольского. – 2-е изд. - Москва: Химия, 1966. – 1072 с.
269. Горелик, А.Г. Десублимация в химической промышленности [Текст]/ А.Г. Горелик, А.В. Амитин. - М.: Химия, 1986. - 272 с.
270. Горелик, А.Г. Модель роста кристаллов из газовой фазы на поверхности [Текст]// А.Г. Горелик, А.А. Геворкян, А.В. Амитин // Теоретические основы хим. технологии. - 1982. - Т.16, №3. - С. 303-310.

271. Щелкунов, В.Н. Экспериментальное исследование процесса вымораживания диоксида углерода из бинарных газовых смесей [Текст]/ В.Н. Щелкунов, Н.З. Руденко, Ю.В. Шостак // Холодильная техника. - 1986. - №5. - С. 21-26.
272. Налетов, В.А. Математическое моделирование процесса десублимации диоксида углерода из дымовых газов теплоэнергетических систем [Текст]/ В.А. Налетов, Л.С. Гордеев, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов// Теоретические основы химической технологии.– 2014.– т.48.– №1.– с.30-36.
273. Chang, H.M. Cryogenic Heat-exchanger design for removal of carbon dioxide from landfill gas [Текст]/H.M. Chang, M.J. Chung, S.B. Park // Journal of thermal science and technology. - 2009. - vol.4, №3. – pp. 362-371.
274. Song B. Transport properties of a binary mixture of CO₂ - N₂ from the pair potential energy functions based on a semi-empirical inversion method [Текст]/ Song Bo [et al.]//Chin. Phys. B. - 2012. - Vol. 21, No. 4.
275. Jonsson, S. Cryogenic biogas upgrading using plate heat exchangers. Master's Thesis [Текст]/ S. Jonsson, J. Westman. - Sweden: Chalmers University of technology, 2011. - 64 p.
276. Дытнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию. [Текст]/Г.С. Борисов, В.П. Брыков, Ю.И. Дытнерский [и др]. М.: Химия, 1991 – 496 с.
277. Алтунин, В.В. Теплофизические свойства двуокиси углерода [Текст] / В.В. Алтунин. – Москва: Издательство стандартов, 1975.- 551 с.
278. Налетов, В.А. Программа для ЭВМ: «Расчет модели десублимации диоксида углерода из очищенных дымовых газов ТЭС в кожухотрубчатом теплообменнике» В.А. Налетов, М.Б. Глебов, А.Ю. Налетов// Свидетельство о государственной регистрации программ для ЭВМ № 2013617120 от 01.08.2013 г.
279. Налетов, В.А. Экспериментальное исследование десублимации диоксида углерода из газовой смеси. [Текст]/В.А. Налетов, В.Л. Лукьянов, Н.Н.

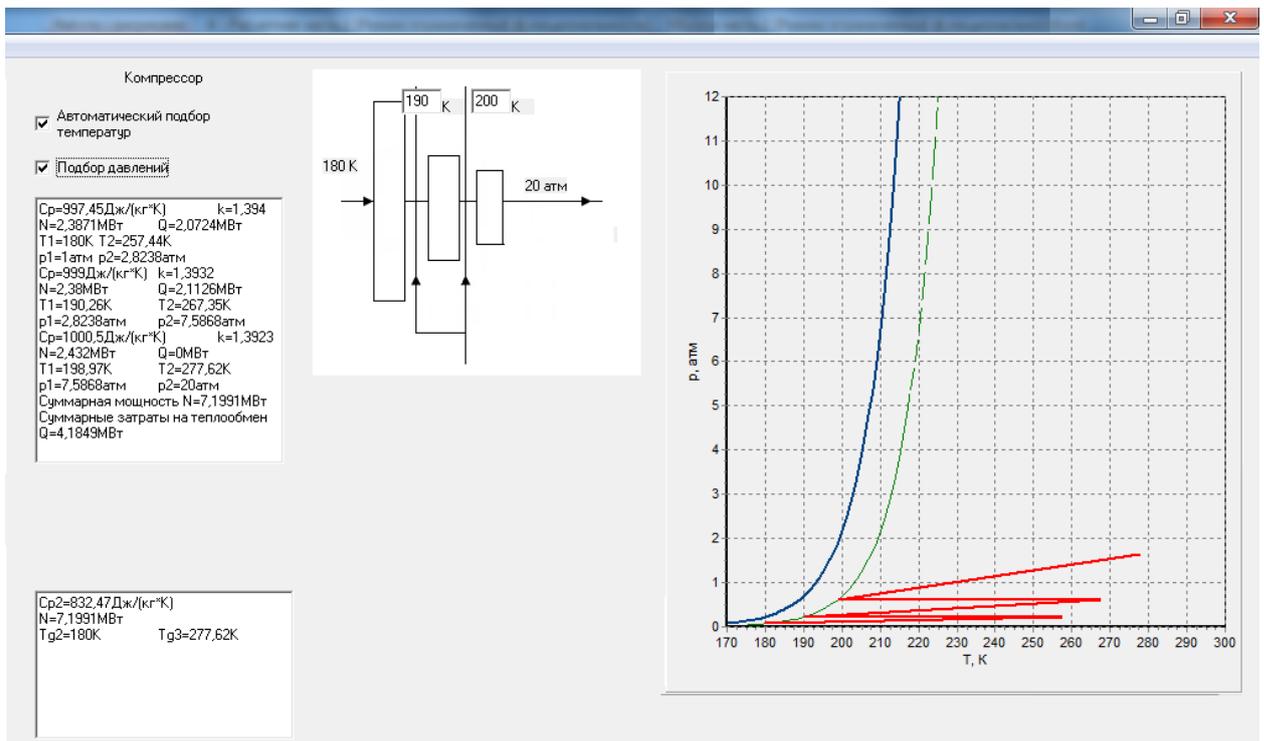
Кулов, А.Ю.Налетов, М.Б. Глебов // Теоретические основы химической технологии. – 2014. - Т.48. - № 3. – с. 335-343.

280. Прорыв в технологии улавливания CO₂ . Новости химической технологии [Электронный ресурс] - Режим доступа: [http://www/newchemistry.ru](http://www.newchemistry.ru).
281. Роганков, М.П. Парниковые газы. [Электронный ресурс]/ М.П. Роганков//ООО «Экополис» - Режим доступа: <http://www/oci.ecopower.ru>. - Москва, 2011, 7 с.
282. ORC – турбины «Инфинити Турбайн Украина» [Электронный ресурс] - Режим доступа: <http://www/ccsenergo.com>.
283. Кокорин, А.О. Парниковые газы – глобальный экологический ресурс [Текст] Справочное пособие / ред. А.О. Кокорин - Москва, 2004.- 129 с. (механизмы КП, валидация).

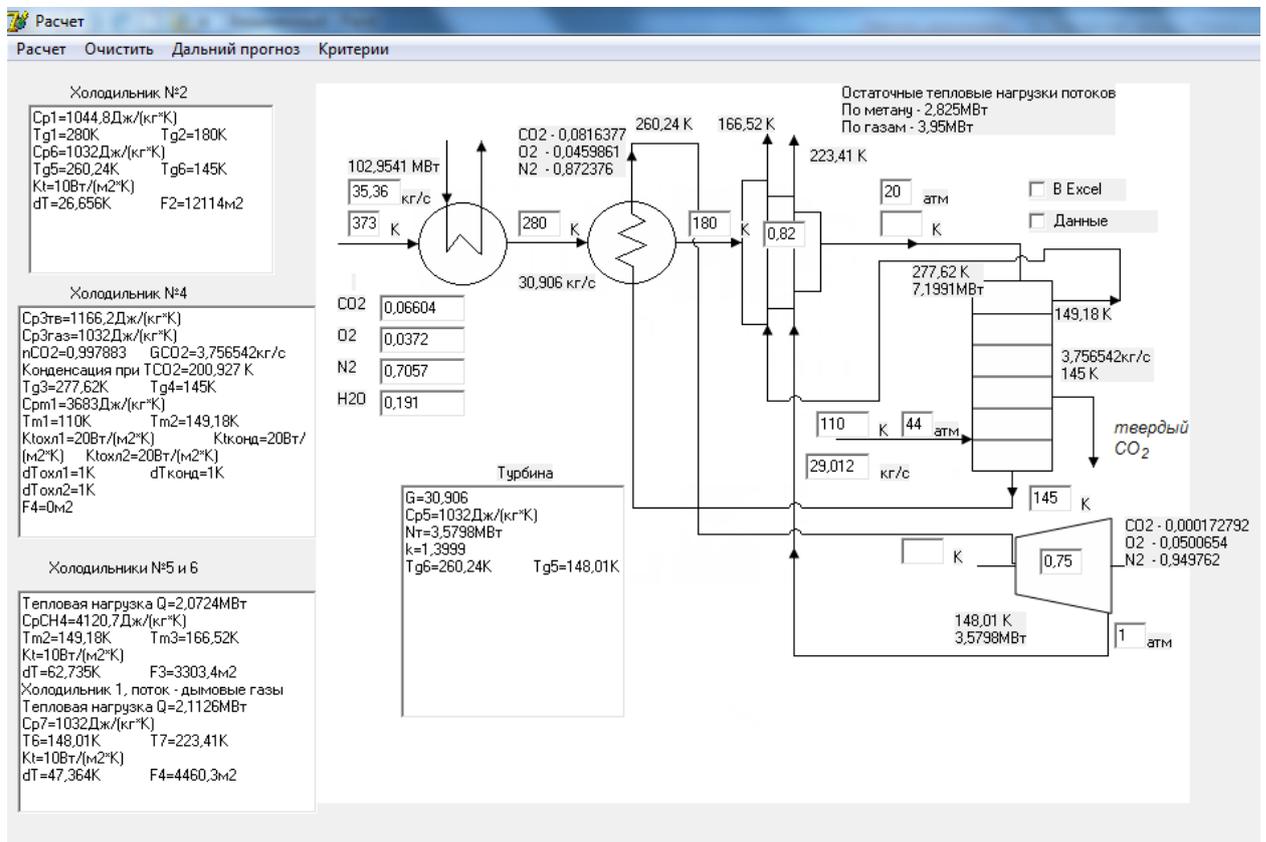
ПРИЛОЖЕНИЯ

в составе:

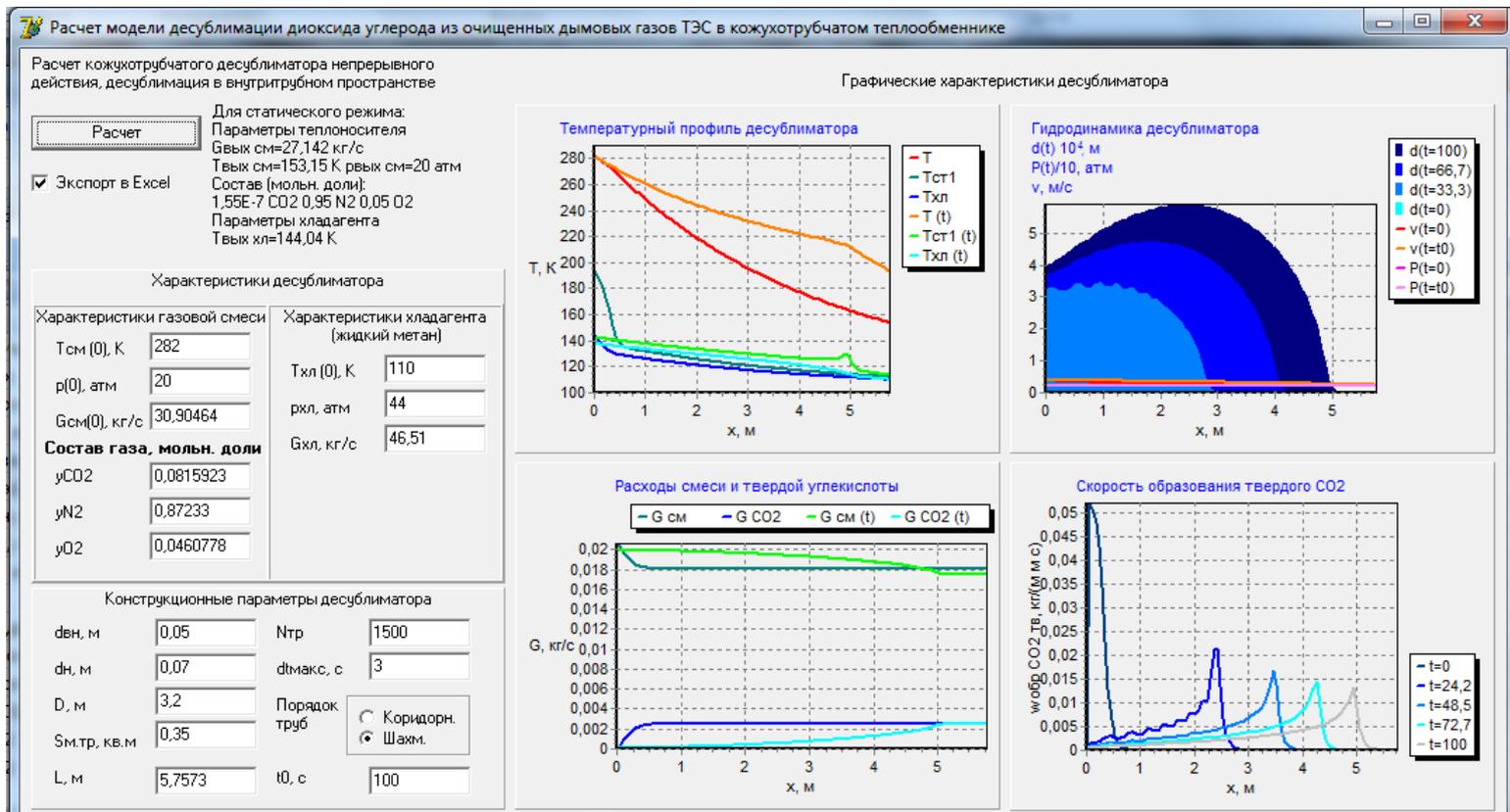
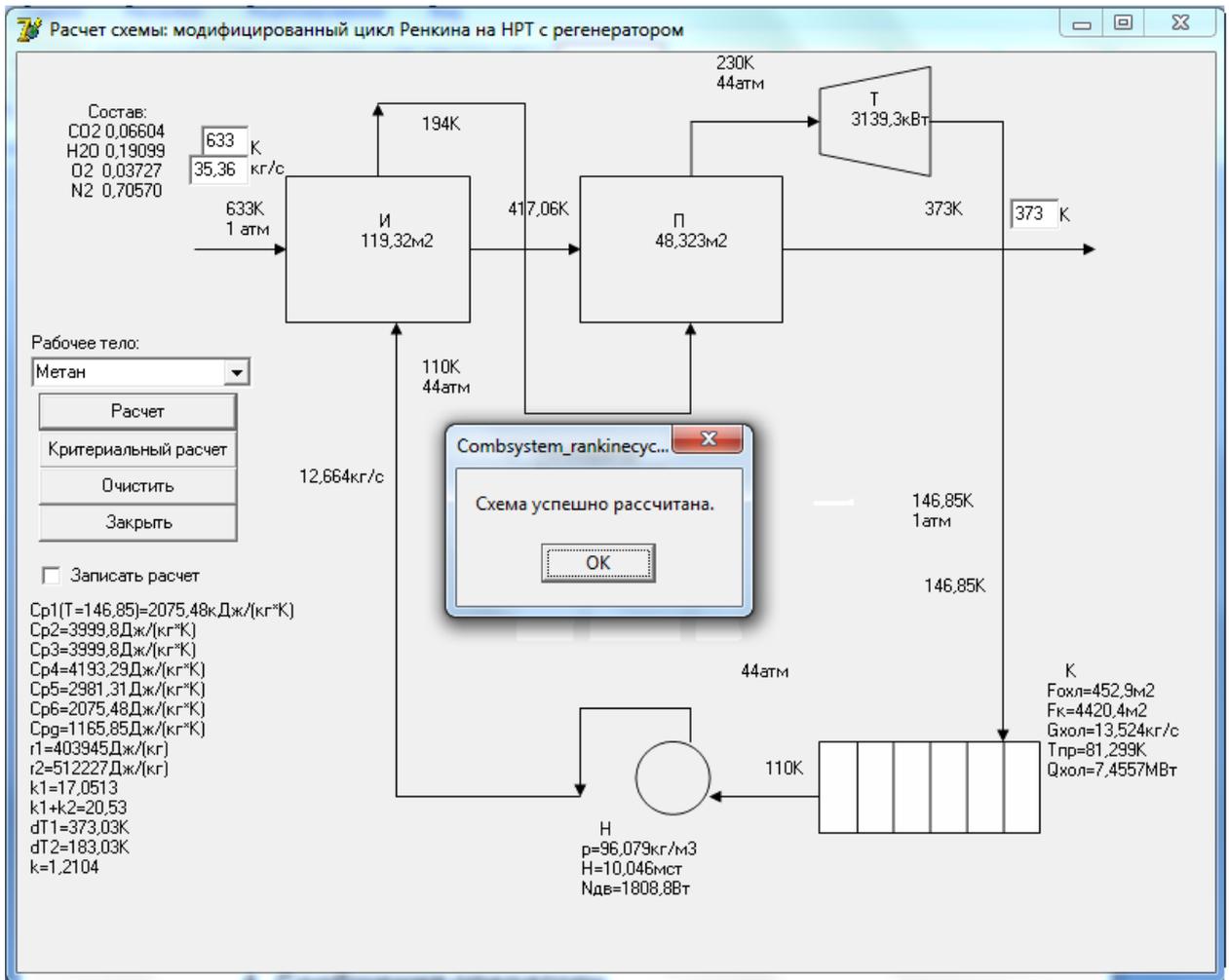
- Интерфейс программы оптимизации распределения давлений по ступеням компрессора;
- Интерфейс расчета подсистемы холодильного цикла;
- Интерфейс расчета цикла Ренкина;
- Интерфейс расчета математической модели десублиматора;
- Результаты интеллектуальной деятельности;
- Акты внедрения результатов исследований и разработок и протокол испытаний



Интерфейс программы для оптимизации распределения давлений по ступеням компрессора



Интерфейс расчета подсистемы холодильного цикла



РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ИЗОБРЕТЕНИЕ

№ 2482406

СПОСОБ ПОЛУЧЕНИЯ ЭЛЕКТРОЭНЕРГИИ, ХОЛОДА И ДИОКСИДА УГЛЕРОДА ИЗ ДЫМОВЫХ ГАЗОВ

Патентообладатель(ли): *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет им. Д.И. Менделеева" (РХТУ им. Д.И. Менделеева) (RU)*

Автор(ы): *см. на обороте*

Заявка № 2011146134

Приоритет изобретения **15 ноября 2011 г.**

Зарегистрировано в Государственном реестре изобретений Российской Федерации **20 мая 2013 г.**

Срок действия патента истекает **15 ноября 2031 г.**

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности*

Б.П. Симонов



РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2013617120

**Расчет схемы: модифицированный цикл Ренкина на НРТ
с регенератором**

Правообладатель: **Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева» (RU)**

Авторы: **Налетов Владислав Алексеевич (RU), Налетов Алексей Юрьевич (RU), Глебов Михаил Борисович (RU)**

Заявка № **2013614114**

Дата поступления **16 мая 2013 г.**

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ **01 августа 2013 г.**

Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Б.П. Симонов



РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



СВИДЕТЕЛЬСТВО

о государственной регистрации программы для ЭВМ

№ 2013617121

**Расчет модели десублимации диоксида углерода из
очищенных дымовых газов ТЭС в кожухотрубчатом
теплообменнике**

Правообладатель: *Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего профессионального
образования «Российский химико-технологический университет
имени Д.И. Менделеева» (RU)*

Авторы: *Налетов Владислав Алексеевич (RU), Глебов Михаил
Борисович (RU), Налетов Алексей Юрьевич (RU)*

Заявка № **2013614116**

Дата поступления **16 мая 2013 г.**

Дата государственной регистрации

в Реестре программ для ЭВМ **01 августа 2013 г.**

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности*

Б.П. Симонов



РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ПОЛЕЗНУЮ МОДЕЛЬ

№ 147508

ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩАЯ УСТАНОВКА ТЕПЛОСНАБЖЕНИЯ С КОГЕНЕРАЦИЕЙ

Патентообладатель(ли): *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева" (РХТУ им. Д.И. Менделеева) (RU)*

Автор(ы): *см. на обороте*

Заявка № 2014123909

Приоритет полезной модели 11 июня 2014 г.

Зарегистрировано в Государственном реестре полезных моделей Российской Федерации 07 октября 2014 г.

Срок действия патента истекает 11 июня 2024 г.

Врио руководителя Федеральной службы по интеллектуальной собственности

Л.Л. Кирий



По вопросу внедрения результатов
диссертационного исследования
к.т.н. Налетова В.А. по теме:
«Оптимизация и синтез организованных
химико-технологических систем
на примерах технологий переработки
природных энергоносителей»

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

об использовании рекомендаций по интенсификации процесса коксования и технических решений по организации отопительных систем печных камер, представленных в диссертации Налетова В.А. на соискание ученой степени доктора технических наук

Диссертационная работа Налетова В.А. выполнена в соответствии с Федеральной целевой программой «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технического комплекса России на 2007-2014 годы» в рамках разработки высокоэффективных многофункциональных энергоблоков полигенерации в соответствии с задачами мировой энергетической политики на период до 2050 года, актуальными в отраслях топливно-энергетического комплекса, химии, нефтегазохимии, нефтепереработки и коксового производства.

Исследование предусматривало разработку научных и методических основ оптимизации и синтеза организованных химико-технологических систем, в том числе для интенсификации процесса коксования и достижения лучших энергосберегающих и экологических показателей коксового производства, в том числе при создании печей новых конструкций.

В рамках исследования коксового производства в работе получены следующие результаты:
– разработаны рекомендации по интенсификации процесса коксования за счет новых конструктивных решений элементов кирпичной кладки отопительных простенков печей с турбулизирующими выступами, эффективность применения которых, позволяющая повысить коэффициент теплоотдачи конвекцией в 1,7 раза, была доказана на основе компьютерного моделирования гидродинамики в отопительном канале;

– разработано техническое предложение по оптимальной организации отопительной системы для горизонтальных печей с нижним подводом теплоносителя на основе совмещения решений по рециркуляции с коэффициентами рециркуляции, превышающими применяемые на практике значения, и когенерации, позволяющее обеспечить равномерный прогрев коксового пирога, получить дополнительно до 3 МВт мощности на батарею (50 печных камер) и снизить концентрацию оксида азота в выхлопных газах с 88,2 до 0,63 мг/м³.

Результаты диссертационного исследования Налетова В.А. в части интенсификации процесса коксования и оптимальной организации системы отопления печных камер приняты организацией в качестве технических предложений с целью их адаптации к условиям действующих коксовых производств, а также подготовки технических заданий на разработку инновационных энергосберегающих решений в данной отрасли.

Генеральный директор ООО УК «Мечел-Майнинг»  Штарк П.В.

Руководитель направления по КХП ООО УК «Мечел-Майнинг»,
докт.техн.наук

 Карпин Г.М.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

об использовании результатов диссертационного исследования Налетова В.А. по повышению эффективности использования природных энергоносителей на примере линейных компрессорных станций по транспортировке природного газа

Настоящая работа выполнена в соответствии с критериями и целевыми показателями Программы ПАО «Газпром» по энергосбережению на период до 2020 г. по разработке инновационных технических решений магистральной транспортировки природного газа, снижения его удельных расходов на собственные технологические нужды, повышения производительности трубопроводного транспорта и минимизации потерь энергии в производственно-технологических процессах основных видов деятельности.

В результате проделанной работы были получены следующие результаты:

1. Обоснована целесообразность замены центробежного нагнетателя (ЦН), используемого в системе транспортировки газа в качестве дожимающего устройства на линейных КС, на осевой компрессор (ОК), позволяющий без увеличения потребляемой мощности повысить производительность по транспортируемому газу от 5 до 7% за счет более высокого термодинамического КПД.
2. Разработано техническое решение по замене теплоутилизационного блока КС на основе теплообменного оборудования на автономную установку цикла Ренкина для более полной рекуперации остаточной теплоты дымовых газов и выработки дополнительных электрических мощностей на собственные нужды. По сравнению с реализуемым в настоящее время в рамках энергосервисного контракта техническим решением (прототипом) по использованию цикла Ренкина на компрессорной станции ООО «Газпром трансгаз Югорск» разработанное инновационное техническое решение позволяет выработать дополнительно до 9 МВт электрической мощности на один газоперекачивающий агрегат (ГПА), что вдвое превышает выработку мощности в реализуемом прототипе.
3. Разработано техническое решение интегрированного варианта ГПА с циклом Ренкина при совмещении его с системой отопления зданий и сооружений КС, позволяющее отказаться от градирни в цикле Ренкина, генерировать до 5,2 МВт электрической мощности и до 35 МВт тепловой мощности с отопительным графиком: 80–50°C в расчете на один ГПА.
4. Обоснована целесообразность применения бромисто-литиевых абсорбционных холодильных машин (АБХМ) на низкие температуры (до минус 5°C), обеспечивающих охлаждение воздуха на входе в компрессор с 15 °C до 0 °C с получением дополнительной мощности, вырабатываемой на КС, в размере более 8 МВт на собственные нужды при минимальном наборе оборудования (одна АБХМ обеспечивает охлаждение воздуха четырех ГПА мощностью 16 МВт каждый).

Данные предложения приняты компанией для подготовки технико-коммерческих предложений и технико-экономических обоснований инновационных проектов, направленных на решение задач энергосбережения и охраны окружающей среды на объектах ПАО «Газпром».

Первый заместитель
генерального директора по науке
ООО «НИИгазэкономика»
доктор технических наук, профессор

Начальник центра экономики
энергосбережения, экологии и
внедрения новой техники,
кандидат экономических наук



А.С. Казак

Е.В. Варфоломеев

Министерство образования и науки Российской Федерации
 федеральное государственное бюджетное образовательное
 учреждение высшего образования
**«Российский государственный университет
 нефти и газа (национальный исследовательский
 университет) имени И.М. Губкина»**



(РГУ нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина)

119991, г. Москва, Ленинский просп., д. 65, корп. 1
 Телефон: (499) 507-88-88 (многоканальный); факс: (499) 507-88-77
 E-mail: com@gubkin.ru; <http://www.gubkin.ru>
 ОКПО 02066612; ОГРН 1027739073845
 ИНН/КПП 7736093127/773601001

Зависима 2014 № *235/6099*
 на № _____ от _____

По вопросу внедрения результатов диссертационного исследования Налетова В.А. по теме: «Оптимизация и синтез организованных химико-технологических систем на примерах технологий переработки природных энергоносителей»

ЗАКЛЮЧЕНИЕ о реализации оптимальных технических решений по разработке энергоэффективных установок для повышения продуктивности нефтяных пластов

Настоящая работа выполнена в целях повышения рентабельности нефтедобычи на удаленных и шельфовых месторождениях на основе разработки методов и технических решений создания энергоблоков тригенерации с выработкой электроэнергии, теплоты и сверхкритического диоксида углерода для воздействия на призабойную зону пласта и пластовую нефть.

Исследование предусматривало разработку методологии системного подхода к решению комплекса задач энергосбережения, охраны окружающей среды, интенсификации нефтедобычи и повышения коэффициента извлечения нефти на месторождениях.

В результате исследований предложено техническое решение энергоэффективного автономного энергоблока (установки) мощностью 14 МВт с генерацией сверхкритического диоксида углерода производительностью до 192 тонн в сутки, которое по показателям энергоэффективности, представленным эксергетическим коэффициентом полезного действия, не уступает современным зарубежным аналогам (см. таблицу).

	Технология VENZ-4 Mayfair Energy Group (MEG)	Автономный энергоблок нового поколения
Попутный газ	1 875 Нм ³ /час	3500 Нм ³ /час
Количество CO ₂	98.5 – 127.8 т./сут.	202,94 т./сут.
Состояние CO ₂	Жидкий	сверхкритический (200 бар, 200 °С)
Электрическая мощность	8 085 – 9 490 кВт	14 000 кВт
Артезианская вода (конденсат)	Конденсат (71.5 – 83.8 т./сут.)	Артезианская вода (500 м ³ /ч)
Эксергетический КПД	49,8 % (Эффективность по данным разработчика 42,1%)	52,2 %

Рентабельность добычи нефти с применением автономного энергоблока тригенерации обусловлена:

- высоким эксергетическим КПД использования попутного нефтяного газа;
- отсутствием необходимости в использовании внешних источников электроэнергии и теплоты;
- минимизацией тепловых выбросов в окружающую среду;
- возможностью представить инвестиционный проект в рамках реализации международных проектов по улавливанию и захоронению диоксида углерода (Carbon Capture and Storage – CCS).

Данные предложения будут использованы при подготовке технических заданий на энергосберегающие установки для повышения продуктивности нефтяных пластов.

Ректор



В.Г. Мартынов



Исполнитель: Золотухин А.Б.
Телефон: +7 9859234315
E-mail: anatoly.zolotukhin@gmail.com

**ОБЩЕСТВО С ОГРАНИЧЕННОЙ ОТВЕТСТВЕННОСТЬЮ
"ТОПЛИВНО-ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ НЕЗАВИСИМЫЙ ИНСТИТУТ"
(ООО "ТЭНИ")**

*ул. Нагорная, д.31, корп.2, Москва, Россия, 117186
тел. (499) 123-67-02; 127-19-91, факс (499) 123-11-06 E-mail: volynskaya@eif.ru
ИНН 7717034920 КПП 771701001*

«УТВЕРЖДАЮ»

Научный руководитель Топливо-энергетического
независимого института (ТЭНИ),
доктор экономических наук, профессор

17186, Москва, ул. Нагорная, 31, к.2


М.Х. Газеев
«05» 2017 г.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

**об использовании экономически обоснованных технических решений
энергоблоков полигенерации для решения задач энергосбережения и охраны
окружающей среды, представленных в диссертации Налетова В.А.**

Диссертационная работа Налетова В.А. выполнена в соответствии с Федеральной целевой программой «Исследования и разработки по приоритетным направлениям развития научно-технического комплекса России на 2007-2014 годы» в рамках государственных заданий по созданию технических решений эффективных многофункциональных энергоблоков полигенерации с высоким термодинамическим КПД.

Исследование предусматривало разработку научных и методических основ оптимизации и синтеза организованных химико-технологических систем и их применение для оптимальной организации технологий переработки природных энергоносителей, в частности, для разработки многофункционального энергоблока нового поколения на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла в качестве замыкающего звена теплоэнергетических систем для выработки электроэнергии, холода и диоксида углерода.

Показано, что в предложенном техническом решении получения товарного диоксида углерода, электроэнергии и холода в энергоблоке нового поколения

производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год (соответствует мощности основного энергоблока 40 МВт) возможно достичь следующих показателей:

- степень улавливания и выделения диоксида углерода – 99 %;
- обеспечение всех процессов собственно выработанной электроэнергией (снижение затрат на выделение CO₂ на 100 %);
- дополнительная выработка электроэнергии – 4,1 МВт;
- полная ликвидация теплового загрязнения окружающей среды;
- обеспечение потребностей схемы в холоде;
- дополнительная выработка холода до 2,1 МВт,
- высокий эксергетический КПД – 73,56% (превышает большее значение КПД отдельного модуля, входящего в энергоблок) указывает на достижение синергетического эффекта полигенерации;
- высокая рентабельность при небольших сроках окупаемости инвестиционного проекта от 2 до 6 лет в зависимости от вида продукции.

Результаты диссертационного исследования по разработке энергоблока тригенерации нового поколения, совмещающие вопросы энергоэффективности и энергосбережения с вопросами охраны окружающей среды, приняты организацией в качестве прототипа технического решения при подготовке технико-экономических заключений и экспертиз инновационных проектов в нефтегазовом и топливно-энергетическом секторах и могут быть положены в основу технических заданий разработки новой техники в рамках программы импортозамещения.

Заведующий отделом нефтегазового сектора,
кандидат технических наук



А.Б. Рыбак

Газеев Мансур Хамитович
Научный руководитель ТЭНИ
Gazman@eif.ru

**АКТ
ВНЕДРЕНИЯ ПРОГРАММНОГО ПРОДУКТА**

«28» 02 2017 г.

Общество с ограниченной ответственностью «Бушевецкий завод» г. Бологое, именуемое в дальнейшем «ЗАКАЗЧИК», в лице генерального директора Калинина Николая Михайловича, действующего на основании Устава, с одной стороны и Российский химико-технологический университет имени Д.И.Менделеева, именуемое в дальнейшем «ПОСТАВЩИК», в лице исполняющего обязанности проректора по научной и инновационной деятельности Непочатова Владимира Михайловича, действующего на основании доверенности №2, с другой стороны, составили настоящий акт внедрения программного продукта.

1. ОБЪЕКТ ВНЕДРЕНИЯ

1.1. Программный продукт (далее ПП) разработан в рамках договора оказания услуг от 18 октября 2016 года № 11.2-06-16, заключенного между Заказчиком и Поставщиком и предусматривал разработку программно-алгоритмического обеспечения оптимальной организации теплоэнергетических систем.

1.2. Программный продукт по расчету показателей эффективности технических решений и графического представления результатов — является объектом интеллектуальной собственности разработчиков и защищен частью четвертой Гражданского Кодекса Российской Федерации (в ред. Федеральных законов: от 01.12.2007 N 318-ФЗ; от 30.06.2008 N 104-ФЗ; от 08.11.2008 N 201-ФЗ; от 21.02.2010 N 13-ФЗ; от 24.02.2010 N 17-ФЗ; от 04.10.2010 N 259-ФЗ; от 08.12.2011 N 422-ФЗ; от 02.07.2013 N 185-ФЗ; от 02.07.2013 N 187-ФЗ; от 23.07.2013 N 222-ФЗ; от 12.03.2014 N 35-ФЗ; от 31.12.2014 N 530-ФЗ; от 29.06.2015 N 205-ФЗ; от 13.07.2015 N 216-ФЗ; от 28.11.2015 N 342-ФЗ; от 28.11.2015 N 358-ФЗ; от 03.07.2016 N 314-ФЗ)

2. ПРАВА И ОБЯЗАННОСТИ СТОРОН ПО ВНЕДРЕНИЮ ПРОДУКТА

2.1. Заказчик имеет право: использовать программный продукт по своему усмотрению, в том числе, в проектных расчетах, при разработке технических и инвестиционных предложений без ограничения срока.

2.2. Заказчик обязуется:

- 1) обеспечить условия, необходимые Поставщику для внедрения программного продукта;

- 2) воспроизводить или распространять данный программный продукт, передавать сопроводительные материалы к нему в займы, напрокат, в аренду третьим лицам только с письменного уведомления и согласия Поставщика и авторов разработки;
- 3) подписать протокол тестовых испытаний программного продукта;
- 4) подписать приложение к акту внедрения с указанием ожидаемого экономического эффекта при формировании конкретного технико-коммерческого предложения с применением программного продукта.

2.3 Поставщик имеет право:

- 1) получать у Заказчика всю необходимую информацию, необходимую для разработки и внедрения программного продукта;
- 2) реализовывать защиту авторских прав в рамках действующего законодательства РФ в том случае, если Заказчик нарушает авторские права разработчиков;
- 3) производить при необходимости расширение программного продукта в рамках новых договоров оказания услуг.

2.4. Поставщик обязуется:

Поставить в срок или досрочно определенный договором оказания услуг программный продукт на магнитном носителе с приложением предусмотренного действующим законодательством документа «Руководство оператора».

2.5. Обновление и доработка ПП в рамках настоящего договора не производится.

3. ЮРИДИЧЕСКИЕ АДРЕСА И РЕКВИЗИТЫ СТОРОН

ПОСТАВЩИК

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева»/РХТУ им. Д.И.Менделеева.

ОГРН 1027739123224. Дата присвоения 28.08.2002

125047, Москва, Миусская пл., д.9,

тел/ф 973-50-08

ИНН 7707072637/КПП 770701001

УФК по г. Москве

Расчетный счет 40501810600002000079

Отделение 1 Москва 705

Лицевой счет 20736X42830

БИК 044583001

ОКПО 02066492 ОКВЭД 80.30.1; 80.22.22

ЗАКАЗЧИК

Общество с ограниченной ответственностью «Бушевецкий завод»

171076 Тверская обл., г. Бологое, ул. Народная, 9

ИНН – 6907008330,

КПП – 690701001

ОГРН – 1046904001913

р/с 40702810206210007576

в Филиале № 3652 ВТБ24 (ПАО)

г. Воронеж

кор./счет 30101810100000000738

БИК – 042007738

И.о. проректора

Непечатов В.М.

Генеральный директор

Калинин Н.М.



УТВЕРЖДАЮ
Генеральный директор
ООО «Бушевецкий завод»
Тверская обл., г. Бологое,
ул. Народная, 9



Калинин Н.М.

« 28 » февраля 2017 год

**ПРОТОКОЛ ТЕСТОВЫХ ИСПЫТАНИЙ
ПРОГРАММНОГО ПРОДУКТА
(ФУНКЦИОНАЛЬНОЕ ТЕСТИРОВАНИЕ)**

№ 1

от 28 февраля 2017 г.

1. Объект испытаний: Программно-алгоритмический продукт по оптимальной организации теплоэнергетических систем. В объем поставки входит «Руководство оператора».

2. Цель испытания: тестирование программного продукта на предмет соответствия функциональным требованиям технического задания

3. Дата начала испытания: 01 февраля 2017 г.

4. Дата окончания испытания: 28 февраля 2017 г.

5. Место проведения испытания: Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева (Компьютерный центр Хем-Кад).

6. Описание функций программного продукта:

6.1. Представление исходной информации в виде расчетных (операторных) схем по заданию заказчика.

6.2. Автоматизированный расчет эксергетического баланса с выделением потерь эксергии по элементам вариантов технических решений и оценка общего эксергетического КПД.

6.3. Графическое отображение результатов эксергетического анализа для отображения масштаба потерь эксергии в элементах (диаграмма Грассмана) и табулированные результаты расчета, включая расчет эксергетического КПД системы.

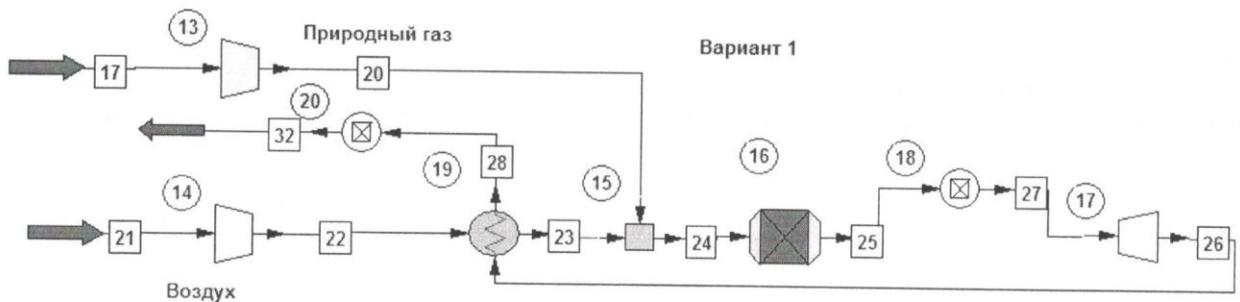
7. Результаты тестовых испытаний

В качестве объектов для тестовых испытаний программно-алгоритмического продукта заказчиком были предоставлены теплоэнергетические системы генерации энергии с рекуперацией теплоты потока дымовых газов при использовании природных энергоносителей. В вариантах технических решений варьируемым параметром является давление в теплоэнергетической системе. Рассматривалось два значения параметра давления 0,50 МПа и 0,76 МПа.

7.1 Результаты тестовых испытаний для варианта схемы 1 – давление 0,50 МПа

7.1.1 Испытание по п. 6.1

Заказчику был представлен исходный расчетный вариант схемы:



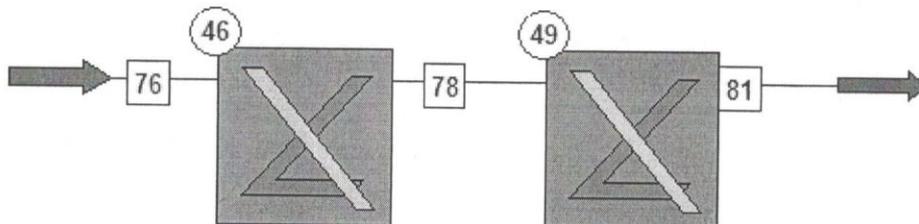
Вариант 1 – схема с рекуперацией теплоты (давление 0,50 МПа)

В соответствии с требованиями технического задания представление исходной информации по объекту не требует тестирования.

7.1.2 Испытание по п. 6.2

Заказчику был представлен алгоритм для запуска программы эксергетического анализа системы. Подробно его описание представлено в документе «Руководство оператора», который включал следующие шаги:

Добавление модуля Excel Unit в проекте CHEMCAD:



Модули расчета для вариантов решений.

Добавление необходимых файлов в рабочую папку задания с использованием программы CopyForExlUop, входящей в данный программный продукт.

- CASE146.lab
- CASE146.map
- ☑ CASE146
- ☑ CASE146
- CASE149.lab
- CASE149.map
- ☑ CASE149
- ☑ CASE149
- Environment
- ☑ HELP EXERGY

Задание основных параметров для расчета эксергии по элементам посредством основной формы программного модуля (см. ниже) и расчет данного модуля через интерфейс программы CHEMCAD.

Расчет эксергии (Exergy Unit) -

Параметры (Specifications) Режим расчета (Select mode) ID: 49

Позлементный анализ (Unit-by-unit analysis)

Входные потоки (Inlet streams) Выходные потоки (Outlet streams)

Введите ИД потоков (Enter the stream ID's): Введите ИД потоков (Enter the stream ID's):

17				
21				

28				

T0: 298 К Элементы оборудования (Units)

p0: 1 atm Введите ИД элементов (Enter the unitOP ID's):

Эксергетический КПД (System efficiency) η_{ex} %

13	17			
14				
19				
16				

Сохранять в EXCEL (Save to Excel) Обновлять (Overwrite)

Расчет эксергии по составляющим (Exergy components)

1 2 3 4 5 6 7

Help Cancel OK

Вывод по 6.2 испытаний: соответствует требованиям технического задания к представлению информации и запуску программы расчета эксергетического анализа варианта системы.

7.1.3 Испытание по п. 6.3

Заказчику были представлены результаты расчета в графическом и табличном видах, которые включали диаграмму Грассмана, характеризующую потери эксергии в элементах теплоэнергетической системы, и табличное отображение значений эксергии с оценкой эксергетического КПД системы в целом (Представлены ниже).

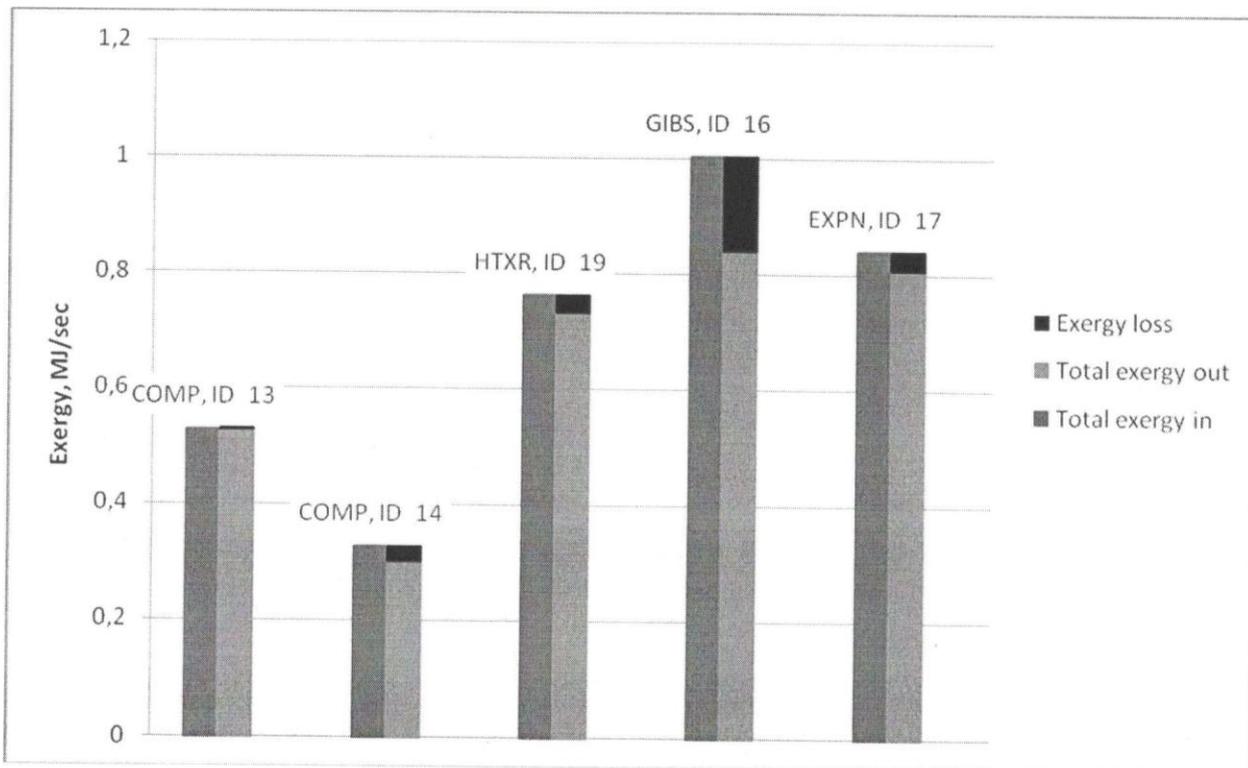


График Грассмана

Итоговая таблица: эксергетический баланс системы по элементам и КПД системы

	UOp Exergy In, MJ/sec	Uop Exergy Out, MJ/sec	Total exergy in, MJ/sec	Total exergy out, MJ/sec	Exergy Loss, MJ/sec	Inlet 1, MJ/sec	Inlet 2, MJ/sec	Outlet 1, MJ/sec	Outlet 2, MJ/sec
COMP, ID 13	0,005079		0,526494	0,525865	0,000629	0,521416		0,525865	
COMP, ID 14	0,222537		0,325948	0,299323	0,026625	0,103411		0,299323	
HTXR, ID 19			0,762023	0,730887	0,031135	0,299323	0,4627	0,471057	0,259831
GIBS, ID 16			1,003158	0,840291	0,162867	1,003158		0,840291	
EXPN, ID 17		0,34579	0,840291	0,80849	0,031802	0,840291		0,4627	
Total	0,222537	0,34579	0,852443	0,605621	0,246822			0,521416	0,103411

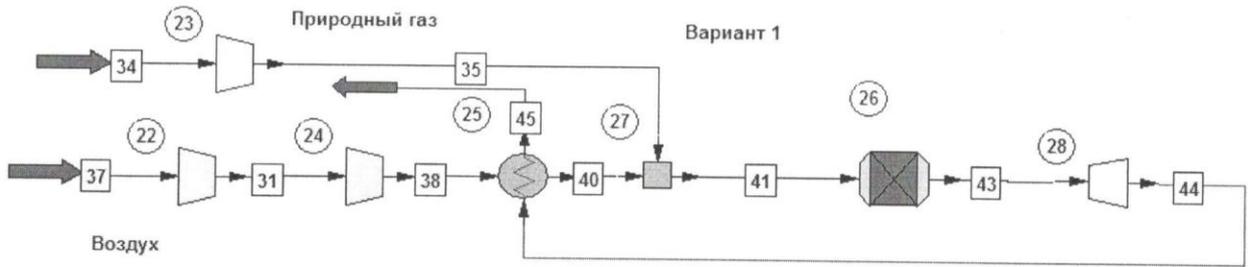
$\eta_{EX}, \%$	71,04533
-----------------	----------

Вывод по 6.3 испытаний: соответствует требованиям технического задания к представлению информации по эксергетическому анализу технического решения.

7.2 Результаты тестовых испытаний для варианта схемы 1 – давление 0,76 МПа

7.2.1 Испытание по п. 6.1

Заказчику был представлен исходный расчетный вариант схемы:



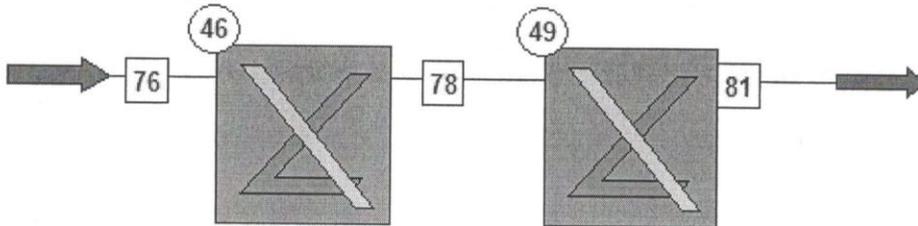
Вариант 2 – схема с рекуперацией теплоты (давление 0,76 МПа)

Вывод по 6.1 испытаний: В соответствии с требованиями технического задания представление исходной информации по объекту не требует тестирования.

7.2.2 Испытание по п. 6.2

Заказчику был представлен алгоритм для запуска программы эксергетического анализа системы. Подробно его описание представлено в документе «Руководство оператора», который включал следующие шаги:

Добавление модуля Excel Unit в проекте CHEMCAD:



Модули расчета для вариантов решений.

Добавление нужных файлов в рабочую папку задания, используя программу CopyForExIUor, входящую в данный программный продукт.

- CASE146.lab
- CASE146.map
- CASE146
- CASE146
- CASE149.lab
- CASE149.map
- CASE149
- CASE149
- Environment
- HELP EXERGY

Задание основных параметров для расчета эксергии по элементам посредством основной формы программного модуля (см. ниже) и расчет данного модуля через интерфейс программы CHEMCAD.

Расчет эксергии (Exergy Unit) -

Параметры (Specifications) Режим расчета (Select mode) ID: 46

Поэлементный анализ (Unit-by-unit analysis)

Входные потоки (Inlet streams) Выходные потоки (Outlet streams)

Введите ИД потоков (Enter the stream ID's): Введите ИД потоков (Enter the stream ID's):

34				
37				

45				

T0: 298 K r0: 1 atm Элементы оборудования (Units)

Введите ИД элементов (Enter the unitOP ID's):

23	26			
22	28			
24				
25				

Эксергетический КПД (System efficiency) η_{ex} %

Сохранять в EXCEL (Save to Excel) Обновлять (Overwrite)

Расчет эксергии по составляющим (Exergy components)

1 2 3 4 5 6 7

Help Cancel OK

Вывод по 6.2 испытаний: соответствует требованиям технического задания к представлению информации и запуску программы расчета эксергетического анализа варианта системы.

7.2.3 Испытание по п. 6.3

Заказчику были представлены результаты расчета в графическом и табличном видах, которые включали диаграмму Грассмана, характеризующую потери эксергии в элементах теплоэнергетической системы, и табличное отображение значений эксергии с оценкой эксергетического КПД системы в целом (Представлены ниже).

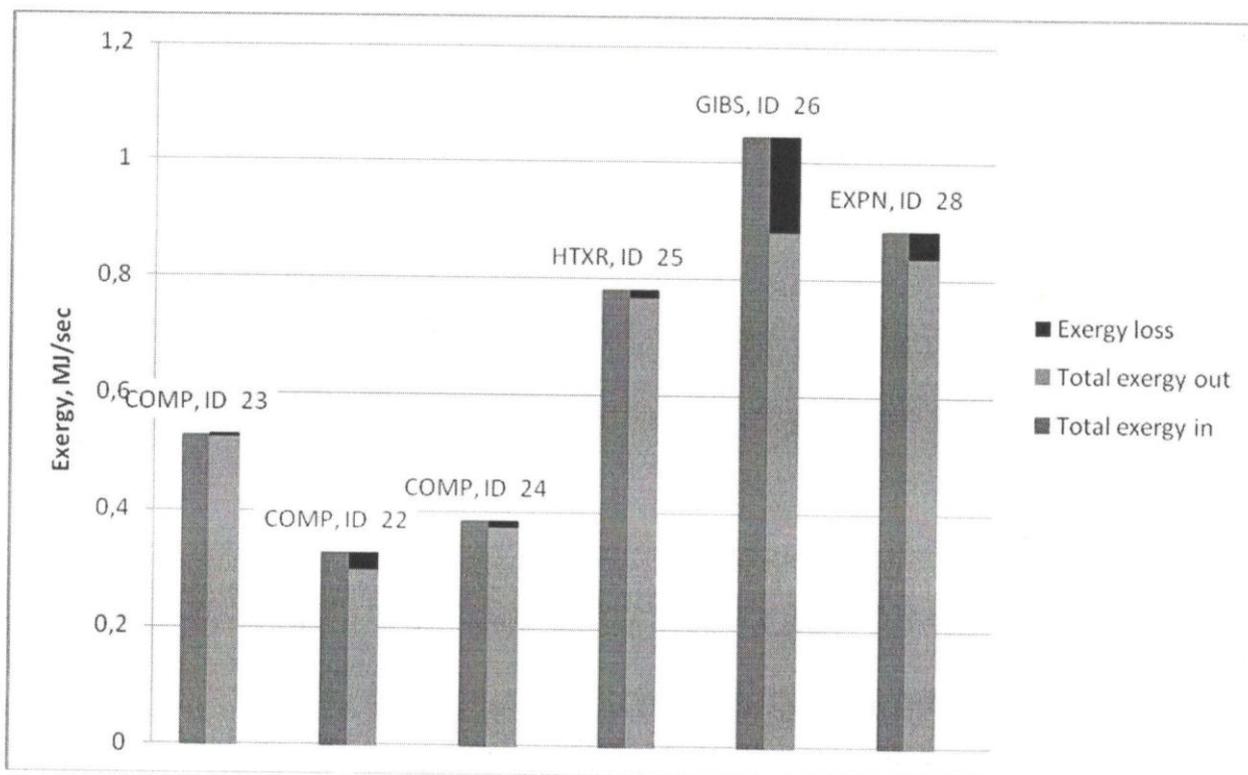


График Грассмана

Итоговая таблица: эксергетический баланс системы по элементам и КПД системы

	UOp Exergy In, MJ/sec	UOp Exergy Out, MJ/sec	Total exergy in, MJ/sec	Total exergy out, MJ/sec	Exergy Loss, MJ/sec	Inlet 1, MJ/sec	Inlet 2, MJ/sec	Outlet 1, MJ/sec	Outlet 2, MJ/sec
COMP, ID 23	0,005762		0,527178	0,526495	0,000684	0,521416		0,526495	
COMP, ID 22	0,222537		0,325948	0,299323	0,026625	0,103411		0,299323	
COMP, ID 24	0,082991		0,382314	0,373925	0,00839	0,299323		0,373925	
HTXR, ID 25			0,780442	0,769125	0,011317	0,373925	0,406517	0,51075	0,258376
GIBS, ID 26			1,043942	0,882561	0,16138	1,043942		0,882561	
EXPN, ID 28		0,432247	0,882561	0,838764	0,043797	0,882561		0,406517	
Total	0,082991	0,432247	0,936118	0,690623	0,245495	0,521416	0,103411	0,258376	

$\eta_{EX}, \%$	73,77518
-----------------	----------

Вывод по 6.3 испытаний: соответствует требованиям технического задания к представлению информации по эксергетическому анализу технического решения.

8. Замечания и рекомендации

Программно-алгоритмический программный продукт годен к эксплуатации.

9. Выводы

9.1. Объект тестовых испытаний – программно-алгоритмический продукт прошел испытания на соответствие функциональным требованиям технического задания

9.2. «Руководство оператора» к программно-алгоритмическому продукту выполнено в

соответствии с действующим стандартом и ориентировано на имеющиеся в распоряжении заказчика электронно-вычислительные ресурсы.

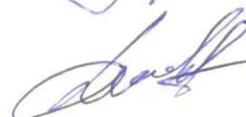
Приемочная комиссия:

Главный инженер:

Главный конструктор:



Калягин С.Н.



Денисов С.В.

«Утверждаю»
Генеральный директор
ООО «Бушевецкий завод»
171076 Тверская обл., г. Бологое,
ул. Народная, 9


_____ Калинин Н.М.
«29» _____ 03 _____ 2017 г.


АКТ
о реализации результатов разработки
технико-коммерческого предложения оптимальной рекуперации
теплоты по программе модернизации нагревательных печей
Акционерного Общества «ННК-Хабаровский НПЗ»

Настоящая работа выполнена по заданию Общества с ограниченной ответственностью «Бушевецкий завод» с целью разработки технико-коммерческого предложения оптимальной рекуперации теплоты по программе (заданию) модернизации нагревательных печей АО «ННК – Хабаровский НПЗ». Работа предусматривала разработку предложения по оптимизации (минимизации) потерь работоспособной энергии при перераспределении тепловых нагрузок между рекуператором и нагревательной печью на основе применения программно-алгоритмического комплекса по оценке эксергетических показателей теплоэнергетических систем.

В результате проделанной работы предложены и обоснованы в качестве технико-коммерческого предложения следующие результаты:

– обосновано увеличение тепловой нагрузки на рекуператор путем впрыска части котловой воды из общего ее расхода, направляемого в нагревательную печь, для снижения температуры дымовых газов на выходе в следующих количествах: 2500 кг/ч в первую ступень и 4000 кг/ч во вторую ступень четырехходового рекуператора (обозначение ступеней рекуператора

идет по ходу дымовых газов). Общий расход подаваемой котловой воды в рекуператор находится в пределах 7,5-8,5 % от расхода воздуха или 0,09-0,1 кг/кг топлива, что приведет к увеличению потерь эксергии с 5325,728 МДж/ч (вариант рекуператора без впрыска воды) до 6803,184 МДж/ч за счет увеличения движущей силы процесса теплопередачи;

– одновременно с вышеуказанным обосновано уменьшение расхода топлива в нагревательную печь за счет сокращения расхода котловой воды, направляемой в рекуператор, на 105, 21 Нм³/месяц (по отношению к рекуператору без впрыска), что позволяет получить экономию работоспособной энергии (эксергии) в размере 4091,73МДж/ч;

– ожидаемый экономический эффект от реализации технико-коммерческого предложения оптимальной рекуперации теплоты по программе модернизации нагревательных печей Акционерного Общества «ННК-Хабаровский НПЗ» определяется снижением более чем в 2 раза суммарных потерь эксергии, что эквивалентно годовой экономии топлива (в качестве топливного эквивалента принят природный газ), равной 7621 Нм³ на одну печь.

От ООО «Бушевецкий завод»:

Главный инженер

Калягин С.Н.

Главный конструктор

Денисов С.В.

От РХТУ имени Д.И. Менделеева:

Ведущий инженер, к.т.н.

Налетов В.А.

Профессор, д.т.н.

Глебов М.Б.

«УТВЕРЖДАЮ»

Заместитель генерального директора по
технологии и подготовке производства –
технический директор Акционерного
Общества «Специальное Конструкторское
Бюро «ТУРБИНА» (СКБ ТУРБИНА)
454007, г. Челябинск, пр. Ленина, д.2 б,

тел: +7 (351) 775-10-37,

факс: +7 (351) 775-10-36

E-mail: info@skb-turbina.com /

www.skb-turbina.com



_____ Санников А.М.

«18» _____ 11 2016 г.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ
о реализации полученных
результатов при разработке оптимальных технических
решений использования природных энергоносителей

Настоящая работа выполнена в целях оптимизации показателей эффективности установок по использованию природных энергоносителей, проектируемых и изготавливаемых СКБ ТУРБИНА. Работа предусматривала разработку предложений по оптимизации давления при проектировании и создании опытного образца газотурбинной установки мощностью 100 кВт с целью получения наилучшего удельного показателя выработанной мощности на единицу топлива, а также применение методологии оптимальной организации систем для разработки комбинированных установок на основе интеграции газотурбинного агрегата и цикла Ренкина для модельного ряда установок большей мощности.

В результате проделанной работы предложены и приняты к внедрению следующие результаты:

- обоснование увеличения давления в опытном газотурбинном агрегате мощностью 100 кВт с 0,5 МПа до 0,8 МПа, позволяющее повысить удельный показатель выработанной мощности на единицу расхода топлива с 11820 кДж/кг до 12096 кВт/кг;
- обоснование использования комбинированной установки на основе интеграции газотурбинного агрегата и цикла Ренкина с регенератором, в которой на примере установки мощностью 100 кВт достигается повышение удельного показателя выработанной мощности на единицу расхода топлива с 11820 кДж/кг до 16005 кВт/кг при одновременном снижении температуры дымовых газов на выходе с 353 °С до 100 °С (тепловое загрязнение среды), что является перспективным для установок модельного ряда большей мощности;
- предложения по перспективному использованию цикла Ренкина в установках по утилизации низкопотенциальной энергии в областях, представляющих новые коммерческие ниши применения отечественных установок в рамках реализации программы импортозамещения.

От Акционерного общества «СКБ Турбина»:

Главный технолог



Е.А. Колычева

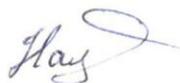
Заместитель главного технолога



И.А. Ермизин

От РХТУ имени Д.И. Менделеева:

Ведущий инженер, к.т.н.



Налетов В.А.

Профессор, д.т.н.



Глебов М.Б.

Исполнитель

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева" (РХТУ им. Д.И. Менделеева)
ИНН/КПП 7707072637/770701001
Юридический и фактический адрес 125047, г. Москва, Миусская пл., 9
ОГРН 1027739123224
Дата присвоения ОГРН 28.08.2002 г.
Банковские реквизиты:
Наименование ОФК УФК по г. Москве
Лицевой счет 03731A29860
Расчетный счет (внебюджетный) 40503810600001009079
Наименование банка получателя
Отделение 1 Моск. ГТУ Банка России г. Москва 705
Разрешение 0731219000 п. 7 от 25.10.06
БИК 044583001
Корреспондентский счет
КБК 07430201010010000130
ОКАТО 45286585000
ОКПО 02066492

Заказчик

Министерство образования и науки Российской Федерации
ИНН/КПП 7710539135/ 771001001
125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11, стр. 4
УФК по г. Москве (Министерство образования и науки Российской Федерации, л/с 03731000740)
р/с 40105810700000010079
в Отделении 1 Московского ГТУ Банка России, г. Москва,
БИК 044583001
ОКАТО 45286585000,
ОКПО 00083380, ОКВЭД 75.11.11, ОКОГУ 13240, ОКОПФ 72

АКТ № 1

сдачи-приемки выполненных работ
по государственному контракту
от «28» апреля 2011 г. № 16.516.11.6059
с дополнительным соглашением
от «11» августа 2011 г. №1

составлен «11» августа 2011 г.

Наименование темы: «Создание нового энергосберегающего энергетического блока для утилизации теплоты дымовых газов с высоким термодинамическим К.П.Д. без выбросов диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла»

Номер этапа: 1

Наименование этапа: Анализ современных технологических тенденций и формирование направлений исследований в области энергосбережения и защиты окружающей среды энергетических установок

Мы, нижеподписавшиеся,
представитель Исполнителя ректор федерального государственного бюджетного образовательного учреждения высшего профессионального образования «Российский химико-технологический университет им. Д.И.Менделеева» Владимир Александрович Колесников, с одной стороны, и представитель Заказчика директор Департамента приоритетных направлений науки и технологий Министерства образования и науки Российской Федерации Валерий Владимирович Качак, с другой стороны,

составили настоящий акт о том, что

работы, выполненные на этапе № 1, удовлетворяют условиям государственного контракта, технического задания, календарного плана, отчетная документация в надлежащем порядке оформлена.

Краткое описание выполненных работ:

1.1 Выполнен аналитический обзор информационных источников по новым научным методам и технологиям энергосбережения.

1.2 Проведен анализ практических способов рекуперации энергии на основе информационных источников по новым технологиям сокращения энергозатрат.

1.3 Проведен анализ информационных источников по способам улавливания диоксида углерода из дымовых газов.

1.4 Выполнено исследование энергетических блоков, работающих на ископаемом топливе.

1.5 Выполнены теоретические исследования процессов, на основе которых создается комбинированный энергосберегающий блок для глубокой очистки дымовых газов от диоксида углерода.

1.6 Проведены теоретические исследования влияния топологии (структуры связей) на эффективность создаваемого комбинированного энергосберегающего блока для глубокой очистки дымовых газов от диоксида углерода.

1.7 Проведены патентные исследования.

1.8 Сделан выбор направления исследований, в том числе:

— разработаны возможные направления проведения исследований в области энергосбережения и решения природоохранных задач;

- исследованы способы создания блоков ко- и тригенерации;

— разработаны возможные решения отдельных исследовательских задач по созданию комбинированного блока нового поколения;

— дана сравнительная оценка эффективности возможных направлений исследований сокращения энергозатрат теплоэнергетического оборудования и обеспечения защиты окружающей среды;

— обоснован выбор оптимального варианта направления исследований в области энергосбережения и решения природоохранных задач.

1.9 Подготовлен промежуточный отчет о НИР.

Контрактная цена по государственному контракту на 2011 г. составляет **3000000** (Три миллиона рублей) рублей.

Общая сумма, перечисленная за истекший период 2011 г., составляет **900000** (Девятьсот тысяч) рублей,

в том числе общая сумма аванса составила **900000** (Девятьсот тысяч) рублей.

Контрактная цена по этапу № 1 составляет **2100000** (Два миллиона сто тысяч) рублей.

Сумма аванса, перечисленная за выполненный этап № 1, составляет **0** (Ноль) рублей.

Следует к перечислению **2100000** (Два миллиона сто тысяч) рублей.

Работу сдал:

От Исполнителя

Ректор РХТУ им. Д.И. Менделеева



В.А.Колесников

Работу принял:

От Заказчика

Директор Департамента
приоритетных направлений науки и
технологий Минобрнауки России



В.В.Качак

Исполнитель

федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева" (РХТУ им. Д.И. Менделеева)
ИНН/КПП 7707072637/770701001
Юридический и фактический адрес 125047, г. Москва, Миусская пл., 9
ОГРН 1027739123224
Дата присвоения ОГРН 28.08.2002 г.
Банковские реквизиты:
Наименование ОФК УФК по г. Москве
Лицевой счет 03731А29860
Расчетный счет (внебюджетный) 40503810600001009079
Наименование банка получателя
Отделение 1 Моск. ГТУ Банка России г. Москва 705
Разрешение 0731219000 п. 7 от 25.10.06
БИК 044583001
Корреспондентский счет
КБК 07430201010010000130
ОКАТО 45286585000
ОКПО 02066492

Заказчик

Министерство образования и науки Российской Федерации
ИНН/КПП 7710539135/ 771001001
125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11, стр. 4
УФК по г. Москве (Министерство образования и науки Российской Федерации, л/с 03731000740)
р/с 40105810700000010079
в Отделении 1 Московского ГТУ Банка России, г. Москва,
БИК 044583001
ОКАТО 45286585000,
ОКПО 00083380, ОКВЭД 75.11.11, ОКОГУ 13240,
ОКОПФ 72

АКТ № 2

сдачи-приемки выполненных работ
по государственному контракту
от «28» апреля 2011 г. № 16.516.11.6059
и дополнительному соглашению от 11 августа 2011 г. №1
составлен «14» декабря 2011 г.

Наименование темы: «Создание нового энергосберегающего энергетического блока для утилизации теплоты дымовых газов с высоким термодинамическим К.П.Д. без выбросов диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла»
Номер этапа: 2
Наименование этапа: Теоретические исследования комбинированного энергосберегающего блока для глубокой очистки дымовых газов от диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла

Мы, нижеподписавшиеся,
представитель Исполнителя ректор федерального государственного бюджетного образовательного учреждения высшего профессионального образования «Российский химико-технологический университет им. Д.И.Менделеева» Владимир Александрович Колесников, с одной стороны, и
представитель Заказчика директор Департамента приоритетных направлений науки и технологий Министерства образования и науки Российской Федерации Валерий Владимирович Качак, с другой стороны,

составили настоящий акт о том, что

работы, выполненные на этапе № 2, удовлетворяют условиям государственного контракта, технического задания, календарного плана, отчетная документация в надлежащем порядке оформлена.

Краткое описание выполненных работ:

2.1 Разработана теория функционирования энергетических блоков для утилизации теплоты дымовых газов и улавливания диоксида углерода, в том числе:

- информационно-термодинамический принцип системной организации химико-технологических систем;

- выбор критериев оценки и оптимизации для создания комбинированных энергосберегающих, экологически чистых блоков.

2.2 Разработана технологическая схема энергоблока с выделением диоксида углерода в газовой фазе (физическая адсорбция) и в твердой фазе (десублимация) на основании результатов теоретических исследований, в том числе:

- разработан способ интеграции цикла Ренкина и холодильного цикла;

- разработана методика технической реализации цикла Ренкина и холодильного цикла для создания комбинированного энергосберегающего блока для глубокой очистки дымовых газов от диоксида углерода.

2.3 Разработана эскизная конструкторская документация на экспериментальный стенд для проведения режимных испытаний блока до 3 кВт

2.4 Разработана Программа режимных испытаний агрегата с тепловым двигателем и Методика проведения режимных испытаний блока до 3 кВт.

2.5 Реализованы мероприятия по достижению технико-экономических показателей

- очистка от диоксида углерода (не менее 95%);

- полная ликвидация теплового загрязнения;

- квоты на предотвращенный выброс в соответствии с текущими биржевыми стоимостями.

2.6 Разработан промежуточный отчет о НИР.

Контрактная цена по государственному контракту на 2011 г. составляет **3000000** (Три миллиона) рублей.

Общая сумма, перечисленная за истекший период 2011 г., составляет
3000000 (Три миллиона) рублей,

в том числе общая сумма аванса составила
900000 (Девятьсот тысяч) рублей.

Контрактная цена по этапу № 2 составляет
900000 (Девятьсот тысяч) рублей.

Сумма аванса, перечисленная за выполненный этап № 2, составляет
900000 (Девятьсот тысяч) рублей.

Следует к перечислению
0 (ноль) рублей.

Работу сдал:

Работу принял:

От Исполнителя

От Заказчика

Ректор РХТУ им. Д.И. Менделеева

Директор Департамента
приоритетных направлений науки и
технологий Минобрнауки России


_____ В.А.Колесников


_____ В.В.Качак



Исполнитель

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева" (РХТУ им. Д.И. Менделеева)
ИНН/КПП 7707072637/770701001
Юридический и фактический адрес 125047, г. Москва, Миусская пл., 9
ОГРН 1027739123224
Дата присвоения ОГРН 28.08.2002 г.
Банковские реквизиты:
Наименование ОФК УФК по г. Москве
Лицевой счет 20736Х42830
Расчетный счет (внесбюджетный) 40501810600002000079
Наименование банка получателя
Отделение 1 Моск. ГТУ Банка России г. Москва 705
Разрешение 0731219000 п. 7 от 25.10.06
БИК 044583001
Корреспондентский счет
КБК 07430201010010000130
ОКАТО 45286585000
ОКПО 02066492

Заказчик

Министерство образования и науки Российской Федерации
ИНН/КПП 7710539135/ 771001001
125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11, стр. 4
Межрегиональное операционное УФК (Министерство образования и науки Российской Федерации, л/с 03951000740)
р/с 401058107000000001901
в ОПЕРУ-1 Банка России, г. Москва, БИК 044501002
ОКАТО 45286585000,
ОКПО 00083380, ОКВЭД 75.11.11, ОКОГУ 13240, ОКОПФ 72

АКТ № 3

сдачи-приемки выполненных работ
по государственному контракту
от «28» апреля 2011 г. № 16.516.11.6059
с дополнительным соглашением от 11 августа 2011 г. №1

составлен *«август»* 2012 г.

Наименование темы: «Создание нового энергосберегающего энергетического блока для утилизации теплоты дымовых газов с высоким термодинамическим К.П.Д. без выбросов диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла»

Номер этапа: 3

Наименование этапа: Экспериментальное исследование блока до 3 кВт и корректировка по результатам испытаний технической документации

Мы, нижеподписавшиеся,
представитель Исполнителя ректор федерального государственного бюджетного образовательного учреждения высшего профессионального образования «Российский химико-технологический университет им. Д.И.Менделеева» Владимир Александрович Колесников, с одной стороны, и
представитель Заказчика директор Департамента развития приоритетных направлений науки и технологий Министерства образования и науки Российской Федерации Сергей Владимирович Салихов, с другой стороны,

составили настоящий акт о том, что

работы, выполненные на этапе № 3, удовлетворяют условиям государственного контракта, технического задания, календарного плана, отчетная документация в надлежащем порядке оформлена.

Краткое описание выполненных работ:

Проведены режимные испытания блока до 3 кВт на экспериментальном стенде.

Разработаны параметры опытного комбинированного энергосберегающего блока мощностью до 50 МВт на основе результатов режимных испытаний блока до 3 кВт. Проведено обобщение и сделана оценка полученных результатов, в том числе:

- обобщены результаты исследований по созданию нового комбинированного энергосберегающего блока для глубокой очистки дымовых газов от диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла;

- выполнено сопоставление анализа научно-информационных источников и результатов теоретических и экспериментальных исследований;

- дана оценка эффективности полученных результатов разработки энергоблока нового поколения в сравнении с современным научно-техническим уровнем;

Разработана эскизная конструкторская документация на опытный комбинированный энергосберегающий блок мощностью до 50 МВт на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла.

Разработан промежуточный отчет о НИР.

Контрактная цена по государственному контракту на 2012 г. составляет

3000000 (Три миллиона) рублей.

Общая сумма, перечисленная за истекший период 2012 г., составляет

900000 (Девятьсот тысяч) рублей,

в том числе общая сумма аванса составила

900000 (Девятьсот тысяч) рублей.

Контрактная цена по этапу № 3 составляет

2100000 (два миллиона сто тысяч) рублей.

Сумма аванса, перечисленная за выполненный этап № 3, составляет

0 (ноль) рублей.

Следует к перечислению
2100000 (два миллиона сто тысяч) рублей.

Работу сдал:

От Исполнителя

Ректор ФХТУ им. Д.И. Менделеева



В.А. Колесников

Работу принял:

От Заказчика

Директор Департамента развития приоритетных
направлений науки и технологий
Минобрнауки России



С.В. Салихов

Исполнитель

федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего
профессионального образования
"Российский химико-технологический
университет имени Д.И. Менделеева"
(РХТУ им. Д.И. Менделеева)
ИНН/КПП 7707072637/770701001
Юридический и фактический адрес
125047, г. Москва, Миусская пл., 9
ОГРН 1027739123224
Дата присвоения ОГРН 28.08.2002 г.
Банковские реквизиты:
Наименование ОФК УФК по г. Москве
Лицевой счет 03731А29860
Расчетный счет (внебюджетный)
40503810600001009079
Наименование банка получателя
Отделение 1 Моск. ГТУ Банка России г.
Москва 705
Разрешение 0731219000 п. 7 от 25.10.06
БИК 044583001
Корреспондентский счет
КБК 07430201010010000130
ОКАТО 45286585000
ОКПО 02066492

Заказчик

Министерство образования и науки Российской
Федерации
ИНН/КПП 7710539135/ 771001001
125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11, стр. 4
Межрегиональное операционное УФК
(Министерство образования и науки Российской
Федерации, л/с 03951000740)
р/с 401058107000000001901
в ОПЕРУ-1 Банка России, г. Москва,
БИК 044501002
ОКАТО 45286585000,
ОКПО 00083380, ОКВЭД 75.11.11, ОКОГУ 13240,
ОКОПФ 72

АКТ № 4

сдачи-приемки выполненных работ
по государственному контракту
от «28» апреля 2011 г. № 16.516.11.6059
с дополнительным соглашением от 11 августа 2012 г. №1
составлен «11» августа 2012 г.

Наименование темы: «Создание нового энергосберегающего энергетического блока для утилизации теплоты дымовых газов с высоким термодинамическим К.П.Д. без выбросов диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла»

Номер этапа: 4

Наименование этапа: Обобщение результатов исследований по созданию нового энергосберегающего блока на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла и разработка проекта технического задания для проведения ОКР

Мы, нижеподписавшиеся,
представитель Исполнителя ректор федерального государственного бюджетного образовательного учреждения высшего профессионального образования «Российский химико-технологический университет им. Д.И.Менделеева» Владимир Александрович Колесников, с одной стороны, и представитель Заказчика директор Департамента развития приоритетных направлений науки и технологий Министерства образования и науки Российской Федерации Сергей Владимирович Салихов, с другой стороны,

составили настоящий акт о том, что

работы, выполненные на этапе № 4, удовлетворяют условиям государственного контракта, технического задания, календарного плана, отчетная документация в надлежащем порядке оформлена.

Краткое описание выполненных работ:

4.1 Разработаны рекомендации по использованию результатов проведенных НИР в реальном секторе экономики, а также в дальнейших исследованиях и разработках, в том числе:

- проведена технико-экономическая оценка рыночного потенциала создаваемого комбинированного энергоблока нового поколения;
- разработаны рекомендации и предложения по использованию комбинированного энергоблока нового поколения в реальном секторе экономики.

4.2 Разработан проект технического задания для проведения ОКР по теме: «Создание опытного комбинированного энергосберегающего блока для глубокой очистки дымовых газов от диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла мощностью до 50 МВт».

4.3 Разработан заключительный отчет о НИР

Научно-исследовательская работа «Создание нового энергосберегающего энергетического блока для утилизации теплоты дымовых газов с высоким термодинамическим К.П.Д. без выбросов диоксида углерода на основе совмещения цикла Ренкина и холодильного цикла» выполнена в целом в установленный срок и удовлетворяет условиям государственного контракта, технического задания и календарного плана.

Контрактная цена по государственному контракту на 2012 г. составляет **3000000** (Три миллиона) рублей.

Общая сумма, перечисленная за истекший период 2012 г., составляет **3000000** (Три миллиона) рублей,

в том числе общая сумма аванса составила **900000** (Девятьсот тысяч) рублей.

Контрактная цена по этапу № 4 составляет **900000** (Девятьсот тысяч) рублей.

Сумма аванса, перечисленная за выполненный этап № 4, составляет

900000 (Девятьсот тысяч) рублей,

Следует к перечислению

0 (ноль) рублей.

Работу сдал:

От Исполнителя
Ректор РХТУ им.
Д.И. Менделеева

24. X

М.П.

В.А. Колесников

Работу принял:

От Заказчика
Директор Департамента
развития приоритетных
направлений науки и
технологий Минобрнауки России


М.П.

С.В. Салихов

Исполнитель

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева" (РХТУ им. Д.И. Менделеева)
ИНН/КПП 7707072637 / 770701001
Юридический и фактический адрес 125047, Москва, Миусская пл., д. 9
ОГРН 1027739123224
Дата присвоения ОГРН 28.08.2002 г.
Банковские реквизиты
Код ТОФК 7301
Краткое наименование ТОФК – УФК по г. Москве
Лицевой счет 20736Х42830
Расчетный счет (внебюджетный) - 40501810600002000079
Наименование банка получателя (по БИК) - Московский ГТУ Банк России г. Москва
Номер отделения банка - 705
БИК 044583001
ОКАТО - 45286585000
ОКПО - 02066492

Заказчик

Министерство образования и науки Российской Федерации
ИНН/КПП 7710539135/ 771001001
125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11, стр. 4
Межрегиональное операционное УФК (Министерство образования и науки Российской Федерации, л/с 03951000740)
р/с 40105810700000001901
в ОПЕРУ-1 Банка России, г. Москва
БИК 044501002
ОКАТО 45286585000,
ОКПО 00083380, ОКВЭД 75.11.11, ОКОГУ 13240, ОКОПФ 72

АКТ № 1

сдачи-приемки исполненных обязательств
по государственному контракту
от «29» марта 2013 г .№ 14.515.11.0053

составлен «25» *июня* 20 *13* г.

Наименование темы:	Исследование возможности получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения
Номер этапа:	1
Наименование этапа:	Выбор направления исследований. Теоретические и экспериментальные исследования поставленных перед НИР задач.

Мы, нижеподписавшиеся,
представитель Исполнителя проректор по научной и инновационной деятельности РХТУ им. Д.И. Менделеева Виктор Иванович Панфилов, с одной стороны, и

представитель Заказчика директор Департамента развития приоритетных направлений науки и технологий Минобрнауки России Сергей Владимирович Салихов, с другой стороны, составили настоящий акт о том, что

работы, выполненные на этапе № 1, удовлетворяют условиям государственного контракта, в том числе технического задания и календарного плана выполнения работ, отчетная документация в надлежащем порядке оформлена.

Краткое описание выполненных работ:

- 1.1 Выполнен аналитический обзор современной научно-технической, нормативной, методической литературы, затрагивающей научно-техническую проблему, исследуемую в рамках поисковых НИР, в том числе обзор научных информационных источников: статьи в ведущих зарубежных и (или) российских научных журналах, монографии и (или) патенты) - не менее 25 научно-информационных источников за период 2006 – 2012 гг.
- 1.2 Проведены исследование, обоснование и выбраны методы и средства, направления исследований и способов решения поставленных задач.
- 1.3 Проведена сравнительная оценка вариантов возможных решений исследуемой проблемы с учетом результатов прогнозных исследований, проводившихся по аналогичной тематике.
- 1.4 Проведены патентные исследования в соответствии с ГОСТ Р 15.011-96.
- 1.5 Разработан процесс получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС в энергоблоке тригенерации нового поколения, предназначенного для конверсии парниковых газов в полезные товарные продукты.
- 1.6 Исследован и выбран наиболее эффективный способ создания процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС, интегрируемый в схему энергоблока тригенерации нового поколения.
- 1.7 Разработаны основы технологии процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС.
- 1.8 Выработаны предложения и рекомендации по внедрению разработанного процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС в энергоблоке тригенерации нового поколения.
- 1.9 Разработана модель процесса получения диоксида углерода из дымовых газов ТЭС:
 - а) Проведено математическое моделирование процесса получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС.
- 1.10 Разработана эскизная конструкторская документация на экспериментальный образец установки для получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС.
- 1.11 Разработаны Программы и методики проведения исследовательских испытаний экспериментального образца установки для получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС.
- 1.12 Разработана программная документация на реализацию модели по расчету выделения диоксида углерода из дымовых газов ТЭС.

Контрактная цена по государственному контракту на 2013 г. составляет 5000000 (пять миллионов) рублей.

Общая сумма, перечисленная за истекший период 2013 г., составляет 1500000 (один миллион пятьсот тысяч) рублей,

в том числе общая сумма аванса составила

1500000 (один миллион пятьсот тысяч) рублей.

Контрактная цена по этапу №1 составляет

2000000 (два миллиона) рублей.

Сумма аванса, перечисленная за выполненный этап № 1, составляет
0 (ноль) рублей.

Следует к перечислению

2000000 (два миллиона) рублей.

Работу сдал:

От Исполнителя

Проректор по научной и инновационной
деятельности РХТУ им. Д.И. Менделеева

Работу принял:

От Заказчика

Директор Департамента развития
приоритетных направлений науки и
технологий Минобрнауки России



В.И. Панфилов



С.В. Салихов

Исполнитель

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Российский химико-технологический университет имени Д.И. Менделеева" (РХТУ им. Д.И. Менделеева)
ИНН/КПП 7707072637 / 770701001
Юридический и фактический адрес 125047, Москва, Миусская пл., д. 9
ОГРН 1027739123224
Дата присвоения ОГРН 28.08.2002 г.
Банковские реквизиты
Код ТОФК 7301
Краткое наименование ТОФК – УФК по г. Москве
Лицевой счет 20736Х42830
р/с 40501810600002000079
Наименование банка получателя (по БИК) – Отделение 1 Московский ГТУ Банк России г. Москва
Номер отделения банка - 705
БИК 044583001
ОКАТО - 45286585000

Заказчик

Министерство образования и науки Российской Федерации (Минобрнауки России)
ИНН/КПП 7710539135/ 771001001
125993, г. Москва, ул. Тверская, д. 11, стр. 4
Межрегиональное операционное УФК (Министерство образования и науки Российской Федерации, л/с 03951000740)
р/с 40105810700000001901
в ОПЕРУ-1 Банка России, г. Москва,
БИК 044501002
ОКАТО 45286585000,
ОКПО 00083380, ОКВЭД 75.11.11, ОКОГУ 13240, ОКОПФ 72

АКТ № 2

сдачи-приемки исполненных обязательств
по государственному контракту
от «29» марта 2013 г. № 14.515.11.0053

составлен « 10 » октября 2013 г.

Наименование темы:	Исследование возможности получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения
Номер этапа:	2
Наименование этапа:	Экспериментальные исследования поставленных перед НИР задач. Обобщение и оценка результатов исследований

Мы, нижеподписавшиеся,
представитель Исполнителя ректор РХТУ им. Д.И. Менделеева Владимир Александрович Колесников, с одной стороны, и
представитель Заказчика заместитель директора Департамента науки и технологий Минобрнауки России Алексей Петрович Антропов, с другой стороны,

составили настоящий акт о том, что

работы, выполненные на этапе № 2, удовлетворяют условиям государственного контракта, в том числе технического задания и календарного плана выполнения работ, отчетная документация в надлежащем порядке оформлена.

Краткое описание выполненных работ:

2.1 Изготовлен экспериментальный образец установки для получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС, обеспечивающий:

- а) улавливание диоксида углерода из дымовых газов;
- б) возможность регулирования содержания диоксида углерода в газе;
- в) возможность измерения массы уловленного продукта;
- г) возможность анализа состава продукта.

2.2 Проведены исследовательские испытания экспериментального образца установки для получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС.

2.3 Разработан на основе полученных результатов Лабораторный технологический регламент получения товарного диоксида углерода из дымовых газов ТЭС.

2.4 Проведены режимные испытания созданного ранее экспериментального стенда с двигателем на газе для оценки его эффективности при генерации холода.

2.5 Произведен выбор параметров процесса получения диоксида углерода из дымовых газов ТЭС, отвечающих оптимальной его интеграции в схему энергоблока тригенерации нового поколения.

2.6 Проведена технико-экономическая оценка рыночного потенциала полученных результатов.

2.7 Разработаны рекомендации и предложения по использованию результатов поисковой НИР в реальном секторе экономики, а также в дальнейших исследованиях и разработках.

2.8 Разработан проект ТЗ на ОКР по теме: «Разработка процесса получения товарного диоксида углерода из очищенных дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения производительностью до 160 тыс. тонн продукта в год».

Научно-исследовательская работа «Исследование возможности получения товарного диоксида углерода из дымовых газов в энергоблоке тригенерации нового поколения» выполнена в целом в установленный срок и удовлетворяет условиям государственного контракта, технического задания и календарного плана.

Контрактная цена по государственному контракту на 2013 г. составляет **5000000** (пять миллионов) рублей.

Общая сумма, перечисленная за истекший период 2013 г., составляет **3500000** (три миллиона пятьсот тысяч) рублей,

в том числе общая сумма аванса составила

1500000 (один миллион пятьсот тысяч) рублей.

Контрактная цена по этапу № 2 составляет **3000000** (три миллиона) рублей.

Сумма аванса, перечисленная за выполненный этап № 2, составляет

1500000 (один миллион пятьсот тысяч) рублей.

Следует к перечислению

1500000 (один миллион пятьсот тысяч) рублей.

Работу сдал:

От Исполнителя

Ректор РХТУ им. Д.И. Менделеева



В.А. Колесников

Флп8 (акт сдачи-присылки работ) 0053_2

Работу принял:

От Заказчика

Заместитель директора Департамента
науки и технологий Минобрнауки
России



А.П. Антропов