

**ОТКРЫТОЕ АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО
ВСЕРОССИЙСКИЙ ДВАЖДЫ ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО
ЗНАМЕНИ ТЕПЛОТЕХНИЧЕСКИЙ
НАУЧНО – ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ ИНСТИТУТ
(ОАО «ВТИ»)**

На правах рукописи



Рябов Георгий Александрович

**НАУЧНОЕ ОБОСНОВАНИЕ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИИ
СЖИГАНИЯ ТВЕРДЫХ ТОПЛИВ В ЦИРКУЛИРУЮЩЕМ КИПЯЩЕМ
СЛОЕ**

Специальность 05.14.14 – тепловые электрические станции,
их энергетические системы и агрегаты

Диссертация
на соискание ученой степени
доктора технических наук

Москва - 2016

Содержание

Введение.....	5
Глава 1. Обзор литературных данных по использованию технологии циркулирующего кипящего слоя и постановка задачи исследования	15
1.1. Особенности технологии сжигания топлив в кипящем и циркулирующем кипящем слое.....	15
1.2. Современное состояние и развитие технологии ЦКС	18
1.3. Новые применения технологии ЦКС для улавливания CO ₂ и полигенерирующих систем.....	32
1.4. Гидродинамика топки в режиме ЦКС	37
1.5. Теплообмен к настенным экранам и погруженным в слой поверхностям нагрева.....	48
1.6. Сепарация частиц.....	55
1.7. Работа систем возврата и пневмозатворов.....	67
1.8. Методы расчета котлов с ЦКС	75
1.9. Постановка задачи исследования.....	79
Глава 2. Исследования процессов и разработка метода расчета гидродинамики топки с ЦКС	85
2.1. Моделирование процессов гидродинамики аппаратов с ЦКС	85
2.2. Экспериментальные установки и методики исследования	87
2.3. Характерные размеры частиц в режиме ЦКС и аксиальный профиль концентраций	100
2.4. Расход частиц, влияние массы слоя и предельные режимы ЦКС. Профиль массовых потоков по сечению	107
2.5. Сепарация частиц в верхней части реакторов с ЦКС	119
2.6. Смещение струй вторичного воздуха с запыленным потоком	124
Глава 3. Теплообмен к настенным экранам. Взаимосвязь гидродинамики и теплообмена	128
3.1. Методика исследований теплообмена.....	128
3.2. Результаты исследований теплообмена	129

3.3. Взаимосвязь гидродинамики пристенной зоны и теплообмена	134
Глава 4. Сепарация частиц в циклонах и швеллерковых сепараторах	139
4.1. Экспериментальные установки и методики исследований	139
4.2. Исследование сепарации частиц в циклонах	140
4.3. Исследование сепарации частиц в швеллерковых сепараторах	147
Глава 5. Исследования систем возврата частиц в топку	152
5.1. Экспериментальные установки	152
5.2. Исследование режимов начала оживления и граничных режимов движения материала в стояках и затворах.	152
5.2.1. Определение минимальной скорости псевдооживления	153
5.2.2. Расчет скорости скольжения и порозности в режиме опускного движения в плотном слое	157
5.2.3. Определение порозности и расхода газа в подъемной части петлевого затвора	158
5.2.4. Условия начала движения материала в L-клапане	160
5.2.5. Оценка граничных условий работы петлевых затворов. Переход к поршневому движению в стояке («слаггинг»)	163
5.2.6. Результаты экспериментальных исследований и рекомендации по режимам работы	165
Глава 6. Исследование гидродинамики связанных между собой реакторов	173
6.1. Расчет контура циркуляции частиц	173
6.2. Экспериментальная установка и методика исследований	180
6.3. Результаты опытов и их анализ	182
6.3.1. Сопротивление горизонтального участка L-клапана	183
6.3.2. Баланс масс и давлений в характерных точках установки	184
6.3.3. Особенности работ системы возврата из реактора с КС в реактор с ЦКС	186
6.3.4. Сопоставление опытных и расчетных данных по условиям работы L-клапана	187
6.3.5. Профиль давлений в контуре циркуляции	188

6.4. Компьютерный алгоритм расчета баланса давлений в связанных между собой реакторах	190
Глава 7. Разработка метода конструкторского расчета топочного контура котла с ЦКС.....	194
7.1. Тепловой баланс котла и топочного контура	194
7.2. Рекомендации по выбору основных параметров топок котлов с ЦКС в зависимости от характеристик топлив	197
7.3. Специфические расчеты теплообмена и гидродинамики топки.....	199
7.4. Рекомендации по выбору конструктивных характеристик уловителей и системы возврата	203
7.5. Оценка значений вредных выбросов	206
Глава 8. Проблемы сжигания биомассы в кипящем слое. Агломерация слоя.....	210
Глава 9. Использование технологии ЦКС в системах улавливания углекислого газа и полигенерирующих системах	225
Глава 10. Разработки проектов котлов с ЦКС для технического перевооружения ТЭС России и технико-экономический анализ условий наиболее эффективного использования технологии сжигания топлив в ЦКС.....	238
Заключение	259
Список сокращений и обозначений	263
Список литературы	264

Введение

Актуальность проблемы. Технология сжигания твердых топлив в циркулирующем кипящем слое (ЦКС) начала свое развитие применительно к энергетическим установкам в конце 70-х годов прошлого века под влиянием ужесточающихся экологических требований. В настоящее время в мире эксплуатируется более 3000 котлов с ЦКС. В Европе наибольший прогресс с внедрением котлов с ЦКС достигнут в Польше - в 2009 году введен в эксплуатацию блок мощностью 460 МВт с котлом ЦКС на ТЭС в Ложиже, обеспечивающий лучший в мире КПД для блоков с котлами с ЦКС – 43,3 %. Китай является самым крупным рынком котлов с ЦКС. Установленная мощность блоков с котлами ЦКС составляет 102 ГВт, из них 1019 котлов с паропроизводительностью от 120 до 1065 т/час. В 2013г. в Китае пущен крупнейший в мире блок мощностью 600 МВт.

Опыт использования котлов с ЦКС для сжигания сланцев в Эстонии показал ряд преимуществ этой технологии по сравнению с пылевым сжиганием, в части эффективности и экологических показателей. В Украине вышел на проектную нагрузку блок № 4 Старобешевской ТЭС, который обладает наилучшими экономическими характеристиками среди блоков 200 МВт и обеспечивает выбросы оксидов серы и азота менее 200 мг/м³.

В настоящее время сооружается блок № 9 мощностью 330 МВт на Новочеркасской ГРЭС. Поставщиком котла с ЦКС для него является ОАО «ЭМАльянс», инжиниринг и значительная доля поставки выполняется компанией «Фостер-Уиллер». Пуско-наладочные работы по тепломеханическому оборудованию производятся ОАО «ВТИ», в конце января 2016г. блок впервые вышел в сеть. Опыт сооружения и пуска этого блока создаст условия для широкого внедрения технологии ЦКС в России.

Рядом документов высокого уровня (Энергетическая стратегия России на период до 2030 года, одобренная распоряжением Правительства Российской Федерации от 13.11.2009. № 1715-Р, и другие) предусматривается внедрение

технологии ЦКС и разработка отечественных котлов с ЦКС. В работах автора диссертации показана область наиболее эффективного применения этой технологии на ТЭС России. Важным условием оптимального использования технологии ЦКС является достижение не только действующих сейчас в РФ, но и перспективных норм на вредные выбросы без использования установок серо- и азотоочистки. Другим существенным преимуществом является диверсификация поставок топлива.

Технология сжигания твердых топлив в ЦКС является наукоемкой. Даже сейчас, когда имеется богатый опыт работы котлов с ЦКС и их единичная мощность превышает 1000 МВт (тепл.), проводятся интенсивные исследования сложных процессов, как в стендовых, так и в промышленных условиях.

Необходимо отметить, что в 60-х годах в СССР были заложены фундаментальные основы гидродинамики и тепломассообмена псевдооживленного слоя. Широко известны работы С. С. Забродского, О. М. Тодеса, М. Э. Аэрова, Н. И. Гальперина, В. Г. Айнштейна, А. П. Баскакова [1 – 6]. Их результаты использованы в разработке и внедрении аппаратов с кипящим слоем (КС) в химической промышленности и металлургии. Некоторые из них также использовались при реконструкции небольших котлов с КС. Вопросы гидродинамики циркулирующего кипящего слоя в это время не были достаточно изучены в особенности к условиям работы топочных устройств.

Начиная с 1989г. в ВТИ проводит систематические экспериментальные и расчетно-аналитические исследования по научному обоснованию использования технологии ЦКС. В этих работах принимали участие Институт проблем энергосбережения АН Украины (г. Киев), КазНИИЭнергетики (г. Алма-Ата), Уральский политехнический институт (г. Екатеринбург), Институт теплофизики СоРАН (г. Новосибирск), Московский энергетический институт и другие организации. За прошедшее время в ВТИ была создана экспериментальная база с двумя крупными аэродинамическими стендами и огневой установкой, пущенной в работу в 1999 году. Наибольшее внимание уделялось изучению вопросов гидродинамики топочного контура (контур циркуляции: топка, сепаратор,

система возврата) и тесно связанных с нею вопросов теплообмена, улавливания и возврата частиц, а также смешения вторичного воздуха с сильнозапыленным потоком. Эти вопросы являются ключевыми для организации эффективного низкотемпературного сжигания различных топлив и условий образования и подавления вредных выбросов. При этом следует отметить, что процессы гидродинамики, по причине сложного характера движения двухфазного потока полидисперсных частиц, не описываются простыми математическими зависимостями. Имеющиеся корреляции носят в основном эмпирический характер и зачастую базируются на данных, полученных на небольших установках. Поэтому комплексное исследование указанных вопросов представляется безусловно актуальным.

В России до сих пор не была разработана программа теплового расчета котлов с ЦКС. Использование известных программ расчета традиционных пылеугольных котлов («ТРАКР», «Бойлер-дизайнер»), основанных на рекомендациях Нормативного метода расчета паровых котлов, может давать ошибочные результаты. Разработка обоснованного метода расчета топочного контура является совершенно необходимой для создания котлов с ЦКС.

Весьма актуальными также являются исследования процессов сжигания различных видов биомассы в котлах с кипящим слоем. Гидродинамические условия в топке и протекающие в ней сложные процессы, влияющие в частности на агломерацию частиц слоя определяют надежность таких котлов.

В последнее время проявляется значительный интерес к исследованиям гидродинамики связанных между собой аппаратов с кипящим и циркулирующим кипящим слоем. Такие технологии применяются в полигенерирующих системах, в которых происходит пиролиз (газификация) в одном из аппаратов и дожигания кокса – в другом. При этом комбинируется выработка тепла и электроэнергии, получение полезных продуктов – синтетического газа и смол. Для этих систем крайне важна высокая и надежная циркуляция частиц между аппаратами. Связанные системы двух, трех реакторов используются в технологиях сжигания и газификации в химических циклах. Эти перспективные технологии могут быть

наименее затратными для снижения выбросов двуокси углерода от ТЭС. В настоящее время закладываются научные основы этих технологий, которые могут затем найти практическое применение.

Цель работы. Создание научных и методических основ для разработки и внедрения в первую очередь для котлов ТЭС, установок с кипящим и циркулирующим кипящим слоем, обеспечивающих возможность эффективного сжигания широкой гаммы топлив с минимальными вредными выбросами.

Для реализации поставленной цели автором проведен комплекс экспериментальных и расчетно-аналитических исследований, разработаны основы программ расчетов топочного контура, включая гидродинамику и теплообмен в топке, сепарацию частиц в различных уловителях, гидродинамику элементов систем возврата золы в топку, выполнены технико-экономические обоснования внедрения технологии ЦКС на ряде ТЭС при их техническом перевооружении.

Научная новизна. Впервые получены экспериментальные данные по гидродинамике топок с ЦКС на основе сформулированных критериев моделирования на холодных моделях, включая данные по профилю концентраций по высоте топки, профилю массовых потоков по ширине топки, улавливанию частиц в зоне выхода из топки (кпд улавливания на потолке) в зависимости от скорости газов, массы слоя и размеров частиц.

На основе собственных опытных данных и обобщения результатов ряда зарубежных исследований предложена модель расчета профиля концентраций, массовых потоков частиц и улавливания их в зоне выхода из топки разработана методика расчета основных гидродинамических показателей топок с ЦКС.

Получены новые данные по локальному теплообмену в зависимости от режимных факторов и характеристик частиц. Впервые показана взаимосвязь кондуктивного теплообмена с гидродинамикой топки и концентрацией частиц в пристенной зоне. На базе газокинетической модели предложена методика расчета теплообмена к настенным экранам топки котла с ЦКС.

Проведены исследования сепарации частиц в циклонах и швеллерковых сепараторах на различных установках. На их основе разработаны рекомендации по выбору конструктивных размеров циклонов и швеллерковых сепараторов, определению фракционного и общего КПД улавливания и сопротивления циклонов.

Впервые исследованы условия движения в опускных стояках и пневмозатворах. Определены режимы перехода от нисходящего движения частиц в плотном слое к движению в оживленном слое. Показаны ограничения пропускной способности и даны рекомендации по расчету систем возврата частиц.

На базе исследований гидродинамики и теплообмена с учетом данных по условиям горения различных топлив, генерации и подавления вредных выбросов впервые в России разработана методика конструкторского расчета топочного контура котлов с ЦКС.

Впервые изучены вопросы агломерации слоя при сжигании коро-древесных отходов в котле с кипящим слоем и разработаны рекомендации по предотвращению агломерации слоя и повышению надежности работы котлов с кипящим слоем. Изучены вопросы сжигания твердых бытовых отходов в топках с вихревым кипящим слоем.

Впервые в России рассмотрены вопросы улавливания CO_2 с использованием передовых технологий сжигания и газификации топлив в химических циклах.

Практическая ценность работы и внедрения ее результатов

Результаты диссертационной работы нашли применение при разработке эскизных и технических проектов котельных установок с ЦКС Несветай ГРЭС, Черепетской ГРЭС, инвестиционных проектов технического перевооружения Шатурской ГРЭС, Череповецкой ГРЭС, Новочеркасской ГРЭС, Серовской ГРЭС, Мурманской ТЭЦ, Дубровской ТЭЦ, строительства Новоростовской ГРЭС, и других объектов.

Под руководством автора выполнены проекты вспомогательных систем для блока № 9 Новочеркасской ГРЭС, расчеты технических показателей этого блока,

включая эффективность сжигания АШ и тощего кузнецкого угля при различных нагрузках котла.

На котле с кипящим слоем Архангельского ЦБК внедрены рекомендации по предотвращению агломерации слоя. Работы автора использованы при оптимизации режимов сжигания твердых бытовых отходов в печах с вихревым кипящим слоем.

Разработанные автором методы расчета котлов с ЦКС явились основой для проектирования отечественных котлов с ЦКС для блоков 225 и 330 МВт, а также котлов с ЦКС для перспективных угольных ТЭЦ.

Достоверность и обоснованность результатов работы. Достоверность и обоснованность результатов работы определены последовательностью вывода основных положений диссертации: аналитические исследования процессов гидродинамики, теплообмена и сепарации частиц в топочном контуре аппаратов с циркулирующим кипящим слоем, аналитические исследования условий моделирования и переноса данных на промышленные объекты, экспериментальные исследования на холодных и огневых установках, обобщение данных с учетом результатов зарубежных исследований и разработка рекомендаций по расчету элементов топочного контура, создание единой расчетной модели для конструкторского расчета котла с ЦКС, технико-экономическое обоснование применения технологии ЦКС для технического перевооружения ТЭС России на базе разработок проектов котлов с ЦКС с использованием разработанных методов расчета и расширение области исследованных процессов на передовые системы сжигания топлив в химических циклах.

Результаты работы неоднократно докладывались и получили высокую оценку на крупнейших международных конференциях по технологии ЦКС.

Автор защищает:

Комплекс знаний, описывающих закономерности процессов, протекающих в топочном контуре котлов с ЦКС и разработанные на их основе методы и программы расчетов, обеспечивающие в совокупности возможность достоверных расчетов при проектировании, освоении и эксплуатации таких котлов. Этот комплекс включает в себя методики, экспериментальные данные и результаты расчетных исследований.

Методики:

- расчета основных гидродинамических показателей топок с ЦКС, включая профиль концентраций по высоте топки, массовые подъемные и опускные потоки частиц, расход частиц на входе в сепараторы (эффективность улавливания в верхней части топки);
- расчета теплообмена к настенным экранам топки котла с ЦКС, учитывающую влияние течения в пристенной зоне на конвективно-кондуктивную составляющую теплообмена;
- расчета и рекомендации по выбору конструктивных размеров циклонов и швеллерковых сепараторов, методику определения фракционного и общего КПД улавливания и сопротивления циклонов;
- расчета систем возврата частиц с определением конструктивных размеров опускных стояков и пневмозатворов и рекомендации по режимам псевдооживления;
- расчета профиля давлений в системах со связанными между собой реакторами с КС и ЦКС;
- конструкторского расчета топочного контура котлов с ЦКС.

Результаты экспериментальных, аналитических, расчетных и промышленных исследований:

- экспериментальные данные по гидродинамике топок с ЦКС на основе сформулированных критериев моделирования на холодных моделях, включая данные по профилю концентраций по высоте топки, профилю массовых потоков по ширине топки, улавливанию частиц в зоне выхода

- из топки (кпд улавливания на потолке) в зависимости от скорости газов, массы слоя и размеров частиц;
- экспериментальные данные по локальному теплообмену к настенным экранам топок котлов с ЦКС в зависимости от режимных факторов и характеристик частиц;
 - экспериментальные данные по сепарации частиц в циклонах и швеллерковых сепараторах;
 - экспериментальные данные по условиям движения в опускных стояках и пневмозатворах с определением режимов перехода от нисходящего движения частиц в плотном слое к движению в оживленном слое;
 - экспериментальные данные по агломерации слоя при сжигании кородеревесных отходов в котле с кипящим слоем;
 - результаты расчетных и аналитических исследований оптимальных условий использования технологии ЦКС для технического перевооружения ТЭС России;
 - результаты исследований по возможности применения передовых технологий сжигания и газификации топлив в химических циклах для улавливания CO₂.

Личный вклад автора заключается в:

- разработке направления моделирования и исследования процессов гидродинамики топчного контура котлов с ЦКС;
- разработке методик исследований гидродинамики, теплообмена и сепарации частиц;
- руководстве и непосредственном участии в проведении экспериментальных исследований на стендовых установках и промышленных объектах;
- обобщение данных и разработке рекомендаций по расчету элементов топчного контура установок с ЦКС;

- разработке методики теплового расчета котлов с ЦКС и рекомендаций по проектированию котлов с кипящим и циркулирующим кипящим слоем;
- разработке технических решений по котлам с ЦКС для технического перевооружения ТЭС России и технико-экономическом анализе условий наиболее эффективного внедрения котлов с ЦКС;
- аналитических и расчетно-экспериментальных исследований передовых технологий сжигания и газификации топлив в химических циклах.

Публикации по работе. Основное содержание выполненных исследований, научных и методических разработок изложено в 32 журнальных статьях (из них 30 в издания ВАК), 53 докладах в сборниках международных конференций (из них 27 на английском языке), 4 статьях в сборниках научных статей, 4-х информационных сборниках и учебных пособиях и 5 описаниях к авторским свидетельствам.

Апробация работы. Основные результаты работы, излагаемые в настоящей диссертации, были представлены на крупных международных научных конференциях за рубежом: симпозиуме по новым угольным технологиям, Эспо, Финляндия, 1993г.; международной конференции по сжиганию и защите окружающей среды, Брно, Чехия, 1997г.; 15-ой международной конференции по сжиганию в кипящем слое (FBC-15), Саванна, США, 1999г.; 6-ой международной конференции по технологии ЦКС (CFB-6), Вюрцбург, Германия, 1999г.; 7-ой международной конференции по технологии ЦКС (CFB-7), Ниагара, Канада, 2002г.; 17-ой международной конференции по сжиганию в кипящем слое (FBC-17), Джексонвилл, США, 2003г.; 8-ой международной конференции по технологии ЦКС (CFB-8), Ганзгоу, Китай, 2005г.; 9-ой международной конференции по технологии ЦКС (CFB-9), Гамбург, Германия, 2008г.; 20-ой международной конференции по сжиганию в кипящем слое, Ксиан, Китай, 2009г.; международной конференции по угольной генерации в Европе, Катовице, Польша, 2009г.; первом международном симпозиуме по устойчивому использованию низкосортных углей, Мельбурн, Австралия, 2010г.; 10-ой международной конференции по технологии ЦКС (CFB-10), Санривер,

США, 2011г.; 11-ой международной конференции по технологии ЦКС и псевдоожигению (CFB-11), 2014г., Пекин, Китай; 22-ой международной конференции по конверсии топлив в кипящем слое (FBC-22), 2015г., Турку, Финляндия, а также в России и странах ближнего зарубежья: Минском международном форуме по тепломассообмену, Минск, Белоруссия в 1996г., 2000 и 2012 годах, международном научном семинаре «Проблемы преобразования энергии и рационального использования топлива в энергетике», Киев, Украина, 1992г.; международной научно-практической конференции «Природоохранные технологии ТЭС», Москва, 1996г.; международной научно-практической конференции 80-летия уральской теплоэнергетике, Екатеринбург, 2003г.; международной конференции «Энергия из биомассы», Киев, Украина, 2004г.; международном семинаре «Биоэнергетика 2005» Устойчивое развитие биоэнергетики в соответствии с требованиями Киотского протокола, г. Великий Новгород, 2005г.; международной научно-практической конференции «Угольная теплоэнергетика: проблемы реабилитации и развития», Алушта и Киев, Украина в 2006, 2008, 2010, 2011, 2013 и 2014 годах; международной научно-практической конференции «Технологии эффективного и экологически чистого использования угля», Москва, 2009г.; международной научной конференции «Актуальные вопросы теплофизики и физической гидрогазодинамики», Алушта, Украина, 2010г.; Всероссийской научно-практической конференции «Повышение надежности и эффективности эксплуатации электрических станций и электрических систем», Москва в 2010 и 2012 годах; 8-ой Всероссийской конференции с международным участием «Горение твердого топлива», 2012г., Новосибирск; 8-ом Всероссийском семинаре ВУЗов по теплофизике и энергетике», 2013г., Екатеринбург; 2-ой международной научно-технической конференции «Использование твердых топлив для эффективного и экологически чистого производства электроэнергии и тепла», 2014г., г. Москва; 9-ом Всероссийском семинаре ВУЗов по теплофизике и энергетике», 2015г., Казань; 9-ой Всероссийской конференции с международным участием «Горение топлива: теория, эксперимент, приложения», 2015г., Новосибирск.

Глава 1. Обзор литературных данных по использованию технологии циркулирующего кипящего слоя и постановка задачи исследования

1.1. Особенности технологии сжигания топлив в кипящем и циркулирующем кипящем слое

В ряде работ автора, касающихся общих вопросов и особенности технологии ЦКС подробно рассмотрены отличия этой технологии от сжигания на механических решетках и в пылеугольном факеле и даны основные преимущества и недостатки этой технологии [7 – 13]. Основной характерной чертой технологии сжигания твердых топлив в кипящем слое является наличие значительного количества инертного материала в топке. Ниже кратко описаны процессы гидродинамики и сжигания топлив в кипящем слое, а также условия образования и подавления вредных выбросов.

При скорости газа, превышающей скорость минимального псевдооживления (сила лобового сопротивления соответствует силе тяжести) объем слоя увеличивается, образуются пузырьки газа. Этот режим соответствует пузырьковому кипящему слою. При дальнейшем росте скорости газа пузыри сливаются, частицы в надслоевом пространстве объединяются в группы с высокой концентрацией. Этот случай соответствует турбулентному кипящему слою. Если частицы улавливаются и возвращаются в слой, циркулируя по замкнутому контуру, то такой режим работы называется циркулирующим кипящим слоем. В этом случае нет четких границ между турбулентным слоем в нижней части топки и расположенной выше разбавленной фазой. Расход циркулирующего материала в сотни раз превышает расход газа в системе и в ряде случаев зависит от массы слоя при неизменной скорости газа и размерах частиц.

Особенностью режима ЦКС помимо собственно организации контура циркуляции является превышение скорости газа над скоростью витания почти всех частиц слоя, т.е. практически все частицы могут быть вынесены из слоя. Однако в переходной зоне турбулентного слоя, а также в надслоевом

пространстве вблизи стен существуют значительные возвратные токи, образующиеся за счет неравномерности скорости, соударения частиц, обмена энергией и образования агломератов (пакетов) частиц. Именно этот признак является решающим для отличия режимов ЦКС от других режимов псевдооживления или движения частиц в потоке газа (например, пневмотранспорта).

Время пребывания частиц в топке связано с эффективностью улавливания в сепараторах и кратностью циркуляции золы, при этом оно существенно больше времени пребывания газа. Концентрация топлива в слое котла с ЦКС обычно очень мала. Для высокорекреационных топлив, таких, как дрова, содержание углерода крайне трудно измерить. При сжигании бурых и ряда каменных углей концентрация углерода в слое меньше 1 %, для менее реакционных каменных углей и антрацита – 2 %. В отдельных случаях для крайне низкорекреационных углей и отходов углеобогащения содержание углерода в слое может достигать 3 %, при этом степень конверсии его превышает 96 %.

Одним из основных преимуществ сжигания в кипящем слое является возможность эффективного улавливания диоксида серы SO_2 путем подачи в слой известняка. Условия в топке с кипящим слоем (температура и время пребывания частиц известняка в реакционной зоне) оказываются весьма благоприятными для абсорбции диоксида серы известняком и собственными щелочными компонентами золы. Поэтому при сжигании в кипящем слое сера улавливается гораздо эффективнее, чем при впрыскивании извести в топку с пылеугольным сжиганием.

При сжигании в кипящем слое не происходит образования NO_x из азота воздуха («термические» NO_x практически отсутствуют). Кроме того, уровень NO_x существенно снижается за счет ступенчатой подачи воздуха. В котлах с топками с кипящим слоем удается поддерживать выбросы оксида углерода менее 50 мг/МДж. Уровень выбросов других несгоревших газов как правило значительно ниже - менее 10 мг/МДж в пересчете на метан. Рост концентрации

СО может быть связан с отложениями несгоревших частиц кокса в уносе. Он может быть устранен с помощью обдувки зон отложений.

Таким образом, основными преимуществами технологии ЦКС являются:

- возможность эффективного сжигания низкокалорийных, высокозольных топлив, а также топлив с малым выходом летучих, которая определяется стабильной температурой в топке, низким содержанием углерода в слое, длительным временем пребывания коксозольного остатка в реакционной зоне;
- возможность эффективного (более 90 %) связывания оксидов серы путем относительно дешевого способа подачи известняка в топку, при оптимальной температуре слоя около 870 °С и длительном времени пребывания частиц известняка в реакционной зоне;
- низкие выбросы оксидов азота (менее 200 – 300 мг/нм³) без использования специальных средств азотоочистки, которые обусловлены низкой и стабильной температурой слоя и надслоевого пространства при организации ступенчатого подвода воздуха;
- возможность сжигания топлив различного качества в одном и том же котле;
- упрощенная схема подготовки топлива (дробление);
- хорошие динамические характеристики, быстрый пуск из «горячего» состояния.
- компактность котельной установки, связанная с отсутствием средств серо- и азотоочистки, что позволяет разместить котел ЦКС в существующих котельных ячейках.

К недостаткам технологии ЦКС относятся усложнение конструкции котла (воздухораспределительная решетка, специальные меры для исключения эрозии поверхностей нагрева и др.), наличие большой массы футерованных элементов и длительный пуск из «холодного» состояния для некоторых котлов, усложнение вспомогательных систем котла (дренаж слоя, возврат золы, подвод известняка и

др.), повышенные расходы на собственные нужды за счет использования высоконапорных вентиляторов (за исключением случаев с крайне высоким содержанием серы).

1.2. Современное состояние и развитие технологии ЦКС

Автор работы, являясь членом международного комитета по технологии циркулирующего кипящего слоя и по использованию кипящего слоя при международном энергетическом агентстве, постоянно обобщает современные данные по развитию этой технологии и возможности ее применения в России [14 – 20]. Эти работы начались еще в 1996 году и продолжаются до сих пор. Наиболее полно современное состояние и развитие технологии ЦКС применительно к крупным энергетическим блокам представлено в [20].

Производителями котлов с кипящим слоем являются 37 компаний (из них 23 производят котлы ЦКС). В настоящее время за рубежом используются различные модификации технологии ЦКС. Ключевыми датами в развитии технологии ЦКС в мировой энергетике являются:

- 1979 год – первый энергетический котел с ЦКС в Финляндии;
- 1985 год – первый котел с ЦКС с промежуточным перегревом пара;
- 1996 год – первый крупный блок мощностью 225 МВт во Франции;
- 2002 год – ввод блока 300 МВт с котлом ЦКС в США;
- 2009 год – ввод блока 460 МВт с суперкритическими параметрами пара в Польше;
- 2013 год – ввод блока 600 МВт с котлом ЦКС в Китае.

В настоящее время в мире эксплуатируется более 3000 котлов с ЦКС и КС. В Европе наибольший прогресс с внедрением котлов с ЦКС достигнут в последнее время в Польше – более 15 котлов для блоков мощностью более 100 МВт. Из них три блока по 235 МВт и еще три по 260 МВт. В 2009 году введен в эксплуатацию крупнейший в мире блок мощностью 460 МВт с котлом ЦКС на ТЭС в Логиже.

В последнее время наметились две тенденции в развитии этой технологии. Первая из них характерна для энергетики Китая и ряда азиатских стран (Корея, Индия и другие) и связана с использованием крупных энергоблоков на низкосортных углях. При этом приоритетным является повышение параметров пара, стремление к удешевлению стоимости котлов и снижению затрат электроэнергии на собственные нужды. Вторая определяется способностью котлов с ЦКС эффективно сжигать широкую гамму топлив, включая различные виды биомассы и отходов. Важным является технология совместного сжигания местных топлив и угля. Эта тенденция характерна для ряда европейских стран.

Еще 10 – 15 лет назад считалось, что котлы с ЦКС в основном пригодны для промышленных установок и энергетических установок средней мощности. Однако, с середины 90-х годов положение резко изменилось. На рисунке 1.1 показан рост единичной тепловой мощности котлов с ЦКС на примере крупнейших котлов с ЦКС компании «Фостер-Уиллер» (с 2015 года – компания Амек – Фостер-Уиллер).

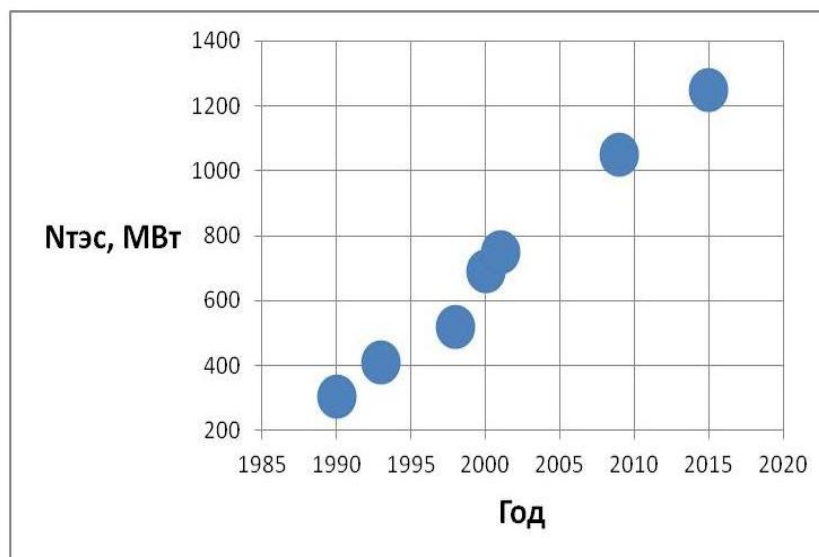


Рисунок 1.1 – Рост единичной тепловой мощности крупнейших котлов с ЦКС по данным компании «Фостер-Уиллер»

В июле 2011г. эта компания получила заказ на сооружение прямоточных котлов с ЦКС на параметры пара 603 /603 °С для четырех блоков по 550 МВт в Южной Корее с пуском в 2015 году.

Конструкции котлов с ЦКС за последние 15 лет претерпели заметные изменения. Они направлены на снижение металлоемкости, уменьшение количества футеровки и повышение надежности. В этом плане значительный прогресс достигнут компанией Фостер-Уиллер при использовании схемы с компактными сепараторами и встроенными зольными теплообменниками INTREX™. Компания «Бабкок-Вилькок» (США) существенно изменила конструкцию котла с швеллерковыми сепараторами, обеспечив подвеску швеллерков на трубный пучок. Тем самым во многом снята проблема роста мощности таких котлов.

Китай является самым крупным рынком использования технологии ЦКС [21]. Установленная мощность блоков с котлами ЦКС составляет 102 ГВт, из них 1960 котлов с паропроизводительностью 35 – 90 т/час и 1019 котлов с паропроизводительностью от 120 до 1065 т/час. С начала 90-х годов начали строиться котлы с ЦКС для блоков 50 – 100 МВт с финансовой поддержкой и по технологиям американских и европейских компаний. После 2000 года три китайские компании освоили выпуск котлов с ЦКС для блоков более 135 МВт. В 2002 компания «АЛЬСТОМ» передала технологию ЦКС для блока 300 МВт крупнейшим котельным заводам Китая. В 2006 году компания «Фостер-Уиллер» передала технологию ЦКС при закритических параметрах пара заводу Wuxi Boiler Works. В 2013г. пущен первый в мире блок мощностью 600 МВт с котлом ЦКС.

В Китае проводятся значительные работы, направленные на разработку собственных конструкций котлов, снижение капитальных и эксплуатационных затрат [18, 22, 23]. Важные работы выполнены по снижению затрат электроэнергии на собственные нужды [23]. Благодаря использованию технологии с низкой массой слоя (сниженным давлением под решеткой с 18 – 27 кПа до около 10 кПа) удалось уменьшить затраты электроэнергии на собственные нужды более чем на 1 % при том же КПД котла. По данным [23] это дает экономию около 7 млрд. тонн угля и снижение выбросов CO₂ на 35 млн. тонн в год для всех крупных блоков с ЦКС в Китае. По сравнению с котлом со схожими характеристиками затраты на собственные нужды снизились с 6,8 до

4,5 %. Для пылеугольных котлов той же мощности, снабженных установками сероочистки, потребности в энергии на вспомогательные нужды составляют более 6 %. Результаты, показанные на станции в Фуджияне, доказывают, что крупные блоки ЦКС могут уверенно конкурировать в показателях потребления энергии на собственные нужды с пылеугольными агрегатами.

В последнее время в Китае произошло резкое ужесточение норм на вредные выбросы. Они являются самыми жесткими в мире. На рисунке 1.2 дано сравнение новых норм на выбросы в Китае с действующими нормами в США, Европе и Японии по данным [24].

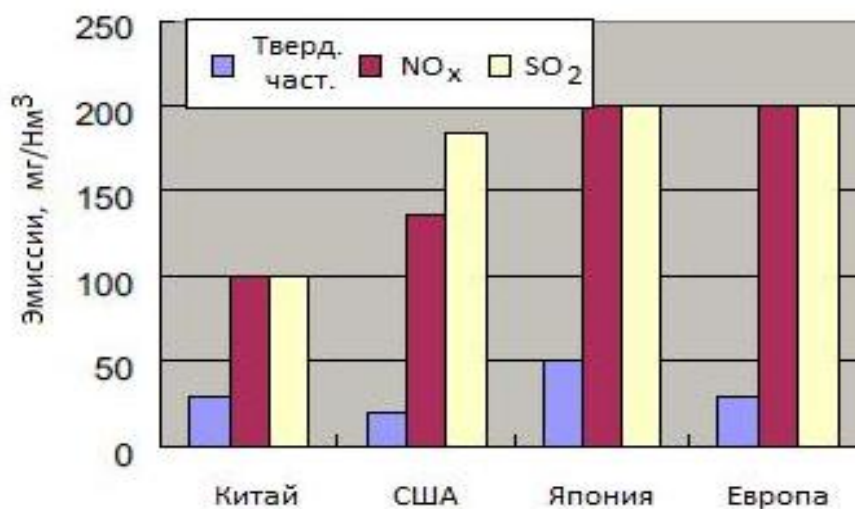


Рисунок 1.2 – Сравнение норм на выбросы

В связи с введением новых норм в [24] рассмотрены возможности использования технологии ЦКС. Считается, что наиболее перспективно применять ее для сжигания топлив с низким выходом летучих. На рисунке 1.3 показано, что с ростом выхода летучих выбросы оксидов азота в котлах с ЦКС растут, тогда как для пылеугольных котлов они снижаются. Кроме того, для котлов с ЦКС очень эффективно применение простого способа некаталитического восстановления оксидов азота (рисунок 1.4).

В Европе в последнее время котлы с ЦКС наиболее активно внедряются в Польше, где действуют более 15 котлов, установленных на блоках мощностью более 100 МВт.

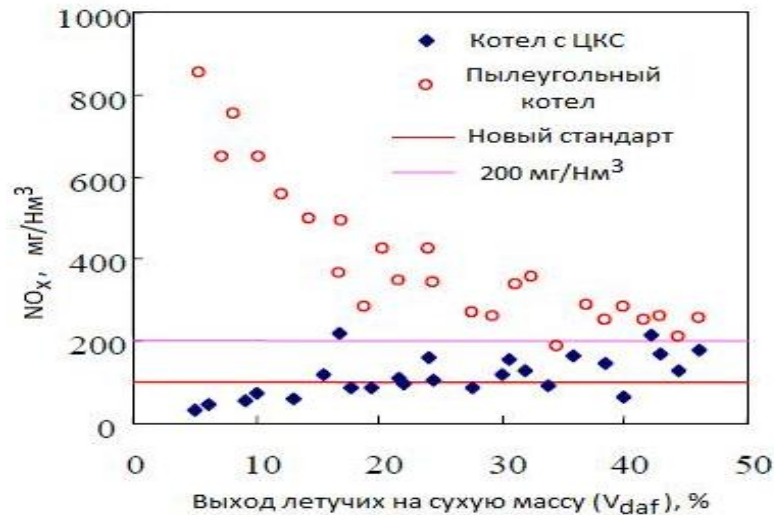


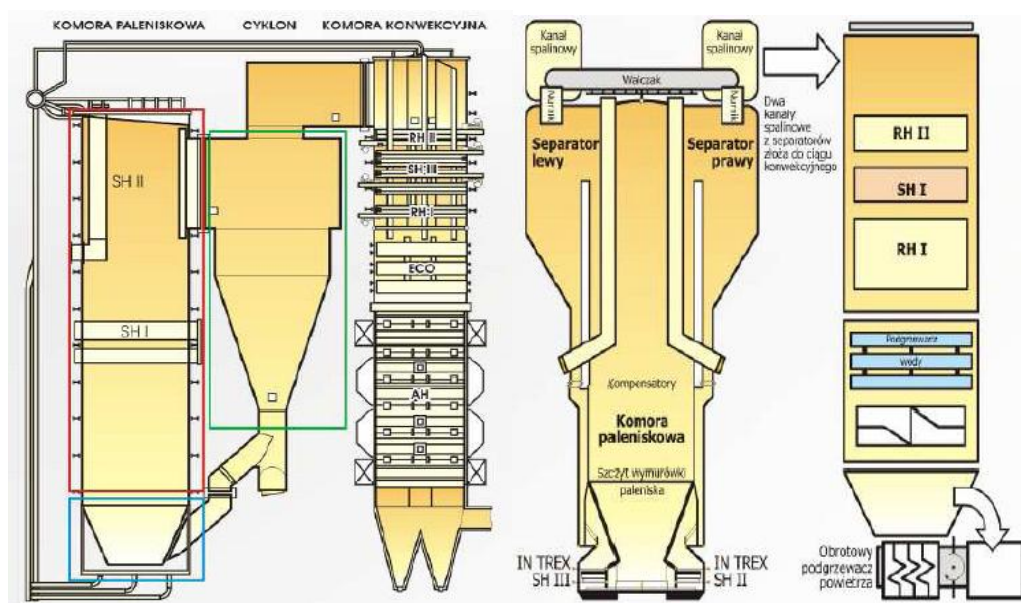
Рисунок 1.3 – Влияние выхода летучих на выбросы оксидов азота [24]



Рисунок 1.4 – Оптимальное место ввода аммиака для подавления оксидов азота

Интересен опыт эксплуатации блоков с котлами ЦКС на электростанции Туров [25, 26, 27], как крупнейшей в мире ТЭС с котлами ЦКС. При сравнении котлов с ЦКС и пылеугольных котлов с установкой азото- и сероочистки, оказалось, что котлы с ЦКС существенно дешевле. К тому же традиционные установки занимают очень много места и их крайне трудно разместить на существующей площадке ТЭС. Важно было также разместить новые установки в пределах старых ячеек с сохранением существующей инфраструктуры.

В [27] приводятся данные об эффективности модернизации блоков станции новыми котлами, а также сравнение эксплуатационных показателей котлов с двумя разными типами ЦКС, установленными на станции. В целом общая электрическая мощность котлов с ЦКС на станции превышает 1500 МВт, таким образом, станция является одной из крупнейших в мире подобного типа, более того, планируется дальнейшее наращивание и модернизация за счет строительства новых котлов с ЦКС. Конструкция котлов, установленных на блоках №№1 - 3 дана на рисунке 1.5 а, котлов блоков №№4 – 6 на рисунке 1.5 б.



а) блоки №№1 – 3

б) блок №№ 4 – 6

Рисунок 1.5 – Котлы с ЦКС электростанции Туров

Планировалось оснастить блоки № 5 и № 6 системами подготовки и подачи биомассы с целью снижения учитываемых выбросов CO₂. Важно отметить, что эксплуатация блоков происходит с их участием в регулировании частоты энергосистемы при значительных изменениях нагрузки блоков.

В таблице 1.1 приведены основные параметры новых котлов с ЦКС, а также данные по старым котлам ОР-650, которые установлены на блоках 8, 9 и 10.

В 2009 году введен в эксплуатацию блок мощностью 460 МВт с котлом ЦКС на ТЭС в Ложице (Польша). Этот блок обеспечивает лучший в мире КПД для блоков с котлами с ЦКС – 43,3 % и полностью удовлетворяет требованиям

директивы Евросоюза по вредным выбросам для крупных установок сжигания топлив [28].

Таблица 1.1 - Сравнение основных технических показателей блоков ТЭС в Турове

Наименование параметра	№№ блоков		
	1 - 3	4 - 6	8 - 10
Электрическая мощность, МВт	235	261	206
Расход острого пара, кг/сек	185,4	195,5	180,5
Давление острого пара, МПа	13,17	16,65	13,5
Температура острого пара, °С	540	565	540
Расход пара промперегрева, кг/сек	165,5	180,7	162,5
Давление пара промперегрева, МПа	2,45	3,85	2,4
Температура пара промперегрева, °С	540	565	540
Температура питательной воды, °С	242	250	240
Температура уходящих газов, °С	157	130	160
Расход угля, кг/сек	71,3	73,7	68,1
Расход известняка, кг/сек	3,8	4,0	5,6
КПД котла, %	90	91	85,5
Выбросы NO _x , мг/м ³	400 (260-370)*	400 (260-370)	500(280-390)
Выбросы SO ₂ , мг/м ³	400 (30-270)	400 (30-270)	2000 (1150)
Выбросы частиц, мг/м ³	50 (20)	50 (20)	50 (22)

* - В скобках даны эксплуатационные показатели по выбросам.

Данные об изменении КПД этого блока брутто и нетто в зависимости от нагрузки приведены на рисунке 1.6.

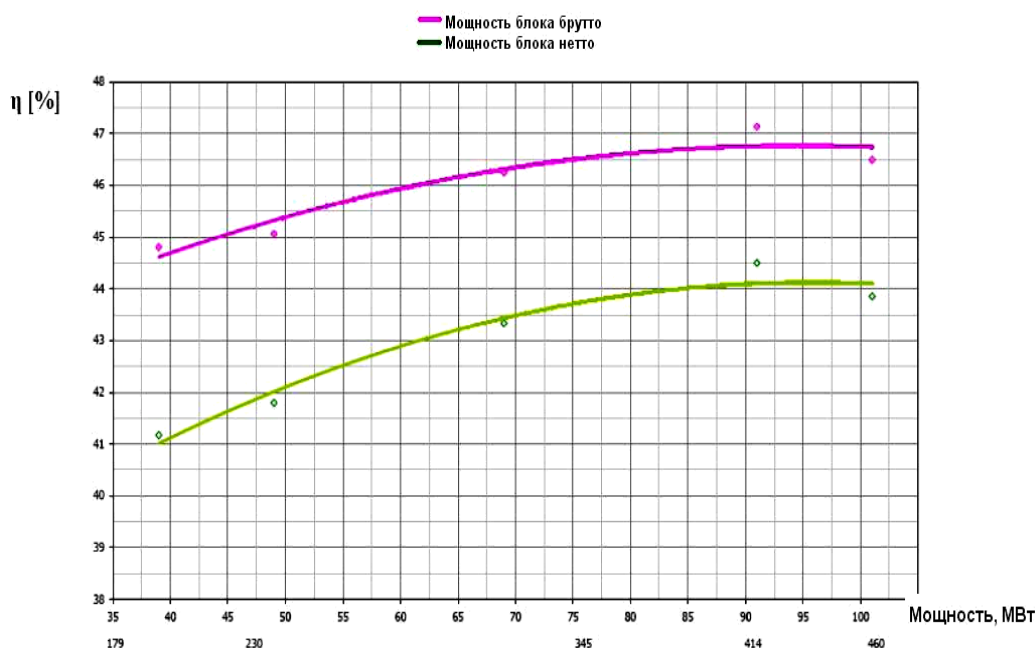


Рисунок 1.6 – Зависимость КПД брутто и нетто блока в Ложиже (Польша) от электрической нагрузки

Прямоточный котел с ЦКС обеспечивает температуру острого пара $565\text{ }^{\circ}\text{C}$ и пара промежуточного перегрева $585\text{ }^{\circ}\text{C}$, при изменении нагрузки он работает на скользящем давлении. Пароводяной тракт котла состоит из одноходовых вертикальных испарительных панелей с небольшими массовыми расходами среды, что уменьшает потери на собственные нужды. Массовые потоки составляют около $600\text{ кг/м}^2\text{с}$, что существенно ниже обычных значений для пылеугольных котлов (более $1100\text{ кг/м}^2\text{с}$). Это возможно вследствие характерного для технологии ЦКС постоянства тепловых потоков по сечению и высоте топки. Помимо низкосортных местных углей в котле предполагается сжигать биомассу и шламы. Увеличение эффективности блоков с котлами ЦКС наряду с ростом параметров пара достигается путем глубокой утилизации тепла уходящих газов (рисунок 1.7).

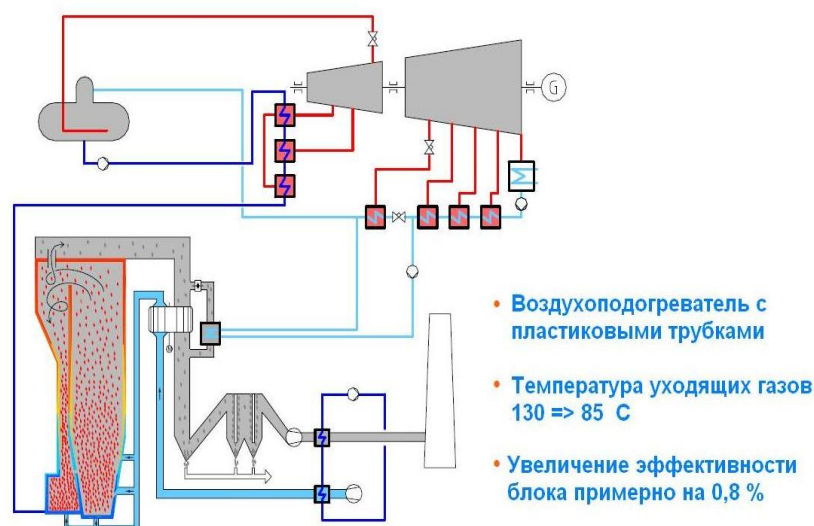


Рисунок 1.7 – Принципиальная тепловая схема блока ТЭС в Логиже с системой глубокой утилизации тепла уходящих газов [29]

В работе [30] рассмотрены вопросы динамического моделирования процессов в первом в мире прямоточном котле на сверхкритические параметры пара в Польше. Результаты моделирования и проведенные натурные испытания показали, что блок отвечает довольно жестким требованиям польской энергосистемы и участвует в первичном и вторичном регулировании частоты.

В связи с вопросами глобального изменения климата и требованиям к увеличению доли возобновляемых топлив при производстве электроэнергии на новой ТЭС в Ложице планируется сжигать биомассу, кроме того, предусмотрен вариант перехода к кислородному сжиганию с сепарацией CO_2 .

Использование многотопливных котлов с ЦКС в Европе определяется стремлением к ограничению выбросов CO_2 и диверсификацией поставок топлива с использованием местных топлив и отходов, включая твердые бытовые отходы. В [31] рассмотрены вопросы ограничения выбросов парниковых газов в условиях совместного сжигания угля и биомассы на примере Нидерландов. Аналогичные данные характерны и для ряда других стран. Наиболее развиты технологии совместного сжигания в Скандинавских странах.

В [32] рассмотрены последние проекты реконструкции ряда электростанций с применением технологии ЦКС и вопросы сжигания нефтяного кокса на примере котла, поставленного компанией «Фостер-Уиллер» для российской нефтяной компании Лукойл. Этот котел сооружен в Плоешти (Румыния). Он обеспечивает низкие выбросы оксидов серы (менее 200 мг/м^3 при нормальных условиях и содержании кислорода 6 %) при содержании серы в топливе 3,53 %.

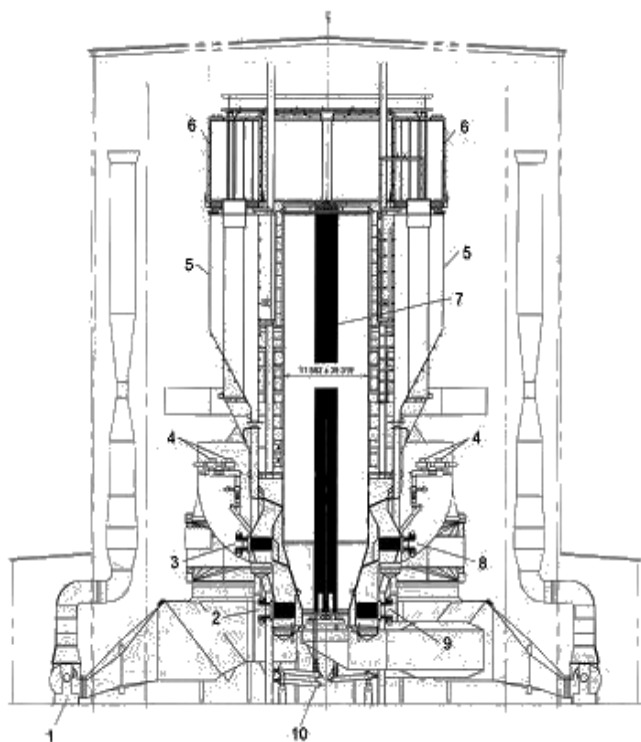
В [33] приводятся многочисленные примеры котлов для сжигания до 5 существенно отличающихся топлив.

Интересный пример работы блока с котлом ЦКС, пущенного в 2013г. в г. Кладно (Чехия) приведен в [34]. Блок мощностью 135 МВт предназначен для сжигания лигнита с теплотой сгорания 15,61 МДж/кг и биомассы с теплотой сгорания 9,7 МДж/кг. Приведенные в [34] результаты свидетельствуют как об отличных показателях по вредным выбросам даже при резко переменных нагрузках, так и возможностях блока с котлом ЦКС к существенным и быстрым изменениям нагрузки.

Анализ зарубежных публикаций и расчетные исследования ОАО «ВТИ», проведенные с участием автора, показали, что сочетание суперкритических параметров пара и технологии ЦКС является благоприятным (давление 30 МПа, температура 585/585 – 600/600 °С) по причине относительно низких и

равномерных тепловых потоков в топке котла. По условиям длительной прочности безопасная эксплуатация возможна при использовании плавниковых труб диаметром 32 мм с толщиной стенки 6 мм из стали 12Х1МФ.

В [35] приведены результаты разработок компанией «Фостер-Уиллер» по созданию блоков 600 – 800 МВт с котлами ЦКС с температурой перегрева пара до 700 °С. Наиболее предпочтительным представляется вариант блока 800 МВт, как реальный для внедрения в ближайшее время. Параметры острого пара: расход - 569 кг/с, давление - 31,5 МПа, температура - 604 °С. Параметры пара промежуточного перегрева 487 кг/с, 4,41 МПа, 621 °С. Продольный разрез котла показан на рисунке 1.8.



1 - вентилятор вторичного воздуха; 2 - INTREX-3 (свежий пар); 3 - INTREX-4а (острый пар); 4 - питатель топлива; 5 - компактный сепаратор; 6 - выход из сепаратора; 7 - двухсветный экран; 8 - INTREX-4; 9 - INTREX-4б и INTREX-3 (острый пар и промежуточный пар); 10 – шнеки-охладители выгружаемой золы
Рисунок 1.8 – Продольный разрез котла ЦКС энергоблока мощностью 800 МВт_{эл}

Теплообменников INTREX при большом их количестве в крупных котлах ЦКС (до 16 и более) занимают значительную часть периметра нижней части топки, необходимую для размещения пусковых горелок, организации подвода

топлива и сорбента, отвода золы. Поэтому в последних конструкциях котлов с ЦКС использована каскадная схема включения теплообменников INTREX (в два яруса), при которой циркулирующие в контуре ЦКС частицы из верхних теплообменников сбрасываются в нижние, где к ним дополнительно добавляются горячие частицы, отбираемые из топки.

Другой проблемой является регулирование температуры промперегрева при пониженных нагрузках. Для свежего пара в прямоточных котлах она легко решается изменением соотношения вода – топливо. В случае промперегрева приходится использовать разделенные параллельные газоходы в конвективной шахте с шиберным регулированием расхода газов, паровой байпас холодной ступени промежуточного пароперегревателя, впрыскивающие пароохладители в рассечку ступеней и теплообменники INTREXTM.

Опыт использования котлов с ЦКС для сжигания сланцев в Эстонии показал ряд преимуществ этой технологии по сравнению с пылевидным сжиганием [36]. Существенно увеличился коэффициент полезного действия энергоблоков, при номинальной нагрузке 215 МВт он составил 35 – 36 % вместо 29 – 30 % при пылевидном сжигании. Высокая эффективность котлов с кипящим слоем по сравнению с котлами с пылевидным сжиганием сланца связана с меньшим разложением карбонатов и высокой степенью связывания серы (SO_2 в уходящих газах меньше 5 ppm). Суммарный расчетный эффект от этих изменений при низшей теплоте сгорания сланца в пределах 8,2 – 8,6 МДж/кг составляет 0,33 МДж/кг или примерно 4 %. Выбросы CO_2 снизились приблизительно на 7 %. После введения в действие котлов ЦКС заметно снизилось экологическое загрязнение тяжелыми металлами, ароматическими углеводородами и диоксинами/фуранами.

Вышел на проектную нагрузку блок № 4 Старобешевской ТЭС, который обладает наилучшими экономическими характеристиками среди блоков 200 МВт в Украине и обеспечивает выбросы оксидов серы и азота менее 200 мг/м³. Учитывая, что реконструкция турбины была незначительной, основной экономический эффект был получен благодаря сжиганию наиболее дешевых

топлив – шламов и отсевов АШ, а также повышению КПД котла за счет снижения потерь с механическим недожогом и затрат на вспомогательное топливо при частичных нагрузках [37].

В последние годы значительно вырос интерес к энергетическому использованию различных видов биомасс. В странах ЕС доля биотоплива в топливно-энергетическом балансе (ТЭБ) составляет не менее 4 %. В настоящее время в России (ВИЭ) в сумме составляют только 0,5 % от общего производства электроэнергии (приблизительно 1 % в ТЭБ РФ). Россия обладает крупнейшими запасами биоэнергетических ресурсов. Широкомасштабное использование биомассы в котельных, промышленных установках и на ТЭС России позволит сэкономить до 20 млн. т/год угля. Актуальность энергетического использования биомассы отражена в Стратегии Развития Энергетики России (в «Основных положениях (Концепции) технической политики в электроэнергетике России на период до 2030г.»), которая предусматривает к 2030 году ввод энергоисточников на ВИЭ суммарной установленной мощностью более 18 ГВт. Из них доля ТЭС, сжигающих возобновляемые топлива и отходы с производством тепловой и электрической энергии, составляет не менее 6 ГВт (более 30 %).

Исходя из анализа различных способов энергетического использования биомассы можно заключить, что совместное сжигание биомассы и угля в угольных котельных и энергетических котлах существующих ТЭС позволяет эффективно, быстро, малозатратно с существенным энергосберегающим и экологическим эффектом вовлечь значительные объемы биотоплива в национальный энергобаланс. При этом котлы с ЦКС наиболее приспособлены к совместному сжиганию и позволяют иметь очень широкий диапазон применяемых топлив [38 – 42].

Хорошим примером совместного сжигания является котел с ЦКС в Альхолме (Швеция). Тепловая мощность блока, равная 550 МВт используется для централизованного теплоснабжения промышленного производства и выработки электроэнергии. Максимальная электрическая мощность блока 240 МВт, параметры пара 545/545⁰С, 16,5 Мпа. В котле сжигается кора, древесина, торф и

уголь в различных пропорциях. Этот котел с ЦКС успешно эксплуатируется с 2002 года и имеет развитую конвективную шахту в связи с высокой (до 50 %) влажностью топлива (рисунок 1.9).

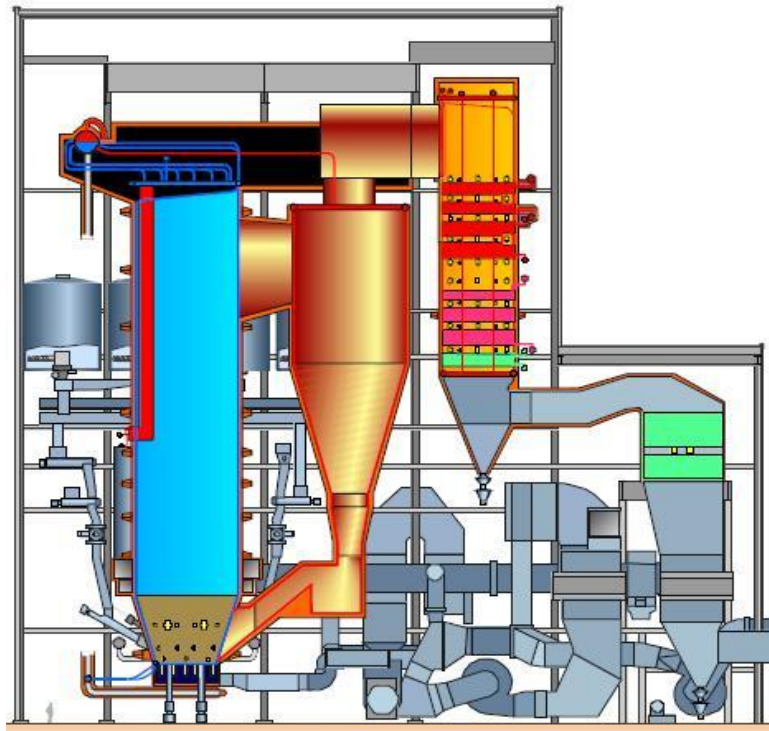


Рисунок 1.9 – Котел с ЦКС ТЭЦ в Альхольме [41]

Котел оснащен установкой охлаждения уходящих газов, расположенной за котлом по ходу газов (за дымососом), что существенно повышает эффективность работы блока в условиях сжигания высоковлажного топлива.

Особенностью сжигания смесей топлив является то, что биотоплива имеют более высокий выход летучих. В результате время выгорания топлива снижается. С другой стороны, это накладывает дополнительные требования к организации выгорания летучих, прежде всего – хорошее смешение с вторичным воздухом [43]. На рисунке 1.10 приведены возможные синергетические эффекты совместного сжигания.

Наибольшее влияние могут оказывать небольшие примеси, такие как сера, хлор, калий и натрий.

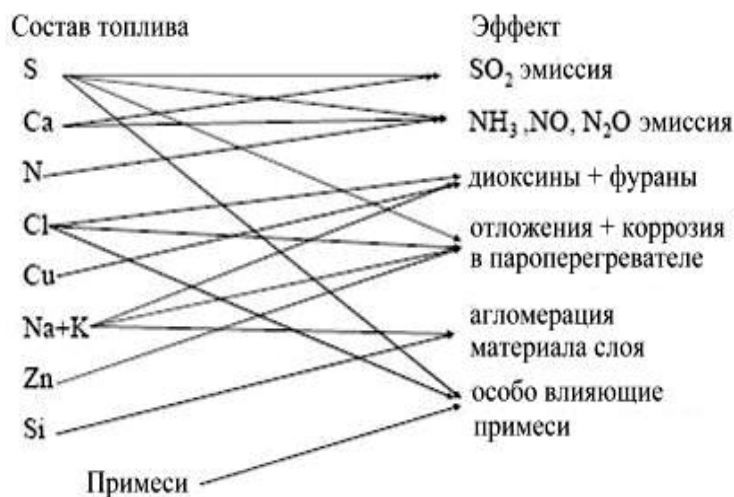


Рисунок 1.10 – Синергетические эффекты при совместном сжигании, данные [44]

Биотоплива и отходы характеризуются низким содержанием серы и значительным содержанием кальция и натрия, которые могут приводить к связыванию серы, содержащейся в угле. Однако, зольность биотоплив мала, поэтому сильного влияния (кроме разбавления газов) на улавливание серы не обнаружено. Также нет и значительного изменения выбросов оксидов азота. Соединения кальция, натрия, калия, магния, алюминия, кремния и фосфора, содержащиеся в золе биотоплив, приводят к отрицательным эффектам в эксплуатации котлов (отложения, агломерация и другие). При совместном сжигании биомассы с углем значительно возрастает риск коррозии высокотемпературных поверхностей нагрева. Он все же заметно меньше по сравнению с работой котлов только на биомассе вследствие реакций между SO₂, генерируемыми из угля, и хлоринами биомассы. Ряд четко выявленных синергетических эффектов приведен в работах [45 – 47].

В России первые исследования в области сложных процессов агломерации слоя и коррозии при сжигании отходов были выполнены ОАО «ВТИ» (результаты приведены в главе 8). Имеется насущная необходимость в исследовании процессов и оптимизации режимов горения при совместном сжигании, связанных со сложным комплексом физико-химического взаимодействия топлив, элементов золы угля и биомассы.

1.3. Новые применения технологии ЦКС для улавливания CO₂ и полигенерирующих систем

Сжигание в среде кислорода с рециркуляцией CO₂ позволяет получить поток дымовых газов из почти чистого CO₂ с парами воды. Технология ЦКС за счет стабильных температур в топке позволяет снизить расход газов рециркуляции, что существенно уменьшает капитальные и эксплуатационные затраты для таких установок, по сравнению с установками факельного сжигания. Схема котла с ЦКС для кислородного сжигания дана на рисунке 1.11. В последнее время за рубежом проводятся значительные исследования на крупных пилотных установках [48] и разрабатываются варианты применения для новых установок [49], а также гибких систем с возможностью сжигания как в традиционных условиях, так и в среде, обогащенной кислородом [50]. В [50] рассмотрены вопросы применения схемы «Flexi-Burn CFB», разрабатываемой компанией «Фостер-Уиллер», на примере крупной пилотной установки тепловой мощностью 30 МВт в Испании.

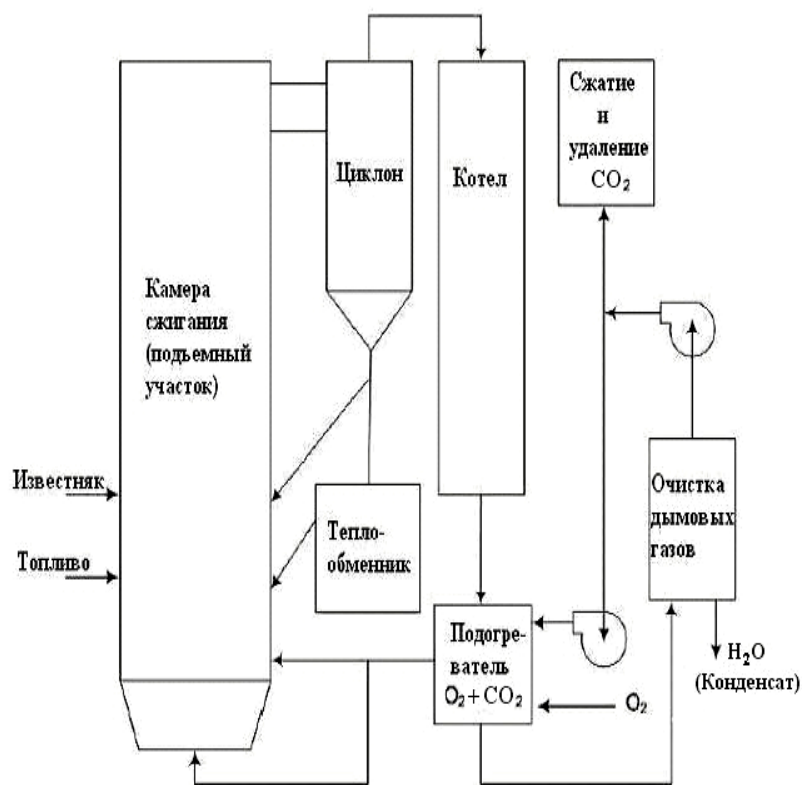
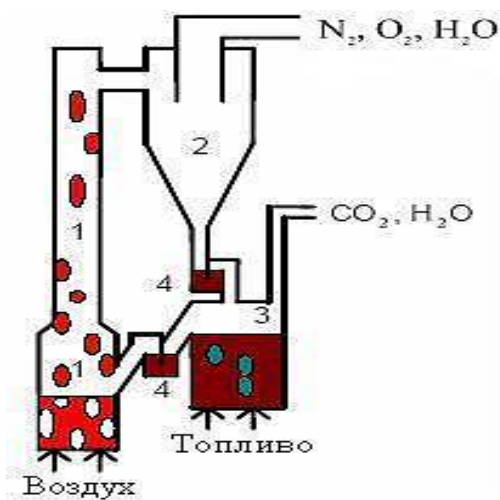


Рисунок 1.11 – Схема котла с ЦКС при сжигании в среде кислорода с рециркуляцией CO₂

Результаты этих экспериментов создали основы для разработки котла на суперкритические параметры пара для блока 330 МВт проекта «Компостелла», который должен определить коммерческую эффективность технологии сжигания в среде кислорода с рециркуляцией CO_2 в котлах с ЦКС. Этот проект является одним из шести наиболее важных разработок Европейского союза по снижению выбросов парниковых газов.

Получить концентрированный поток углекислого газа можно с помощью новой технологии сжигания топлива – так называемого сжигания в химическом цикле. Суть ее сводится к такой организации процесса горения, когда переносчиком кислорода к топливу является не воздух, а оксид металла (рисунок 1.12). Оксид металла при взаимодействии с топливом в топливном реакторе восстанавливается до металла (или более низкого оксида) с образованием CO_2 и водяного пара. После этого металл окисляется в специальном реакторе, и получившийся оксид вновь направляется в цикл.



1 – окислительный (воздушный) реактор, 2 – циклон, 3 – восстановительный (топливный) реактор, пневмозатворы

Рисунок 1.12 – Схема процесса сжигания газообразного топлива в химическом цикле

Выходящие из топливного реактора газы после конденсации водяного пара представляют собой практически чистый CO_2 , который может быть направлен на

захоронение или утилизацию. В настоящее время по данным [51] насчитывается уже более 600 работ по различным аспектам использования химических циклов.

Первоначально работы были направлены на исследование сжигания газа. Пока еще только на нескольких установках использовали твердые топлива [52]. При этом в качестве оксидов металлов – носителей кислорода применялся природный минерал (ильменит). Мировой эксплуатационный опыт сжигания топлив в химическом цикле, включающих носители кислорода с основой на *Ni*, *Fe*, *Mn*, *Cu* и *CO* оксидах, насчитывает более 4000 часов [53]. Установлено, что возможна почти полная конверсия топлива при 100 % улавливании CO_2 .

Значительными представляются преимущества технологии сжигания топлив в химических циклах с позиции изменения КПД выработки электроэнергии. В соответствии с данными, приведенными в [54], КПД циклов с очисткой дымовых газов снижается для ПГУ примерно на 18 % от достигнутого без сепарации CO_2 , а для угольных блоков – на 30 %, что составляет в абсолютных значениях примерно 10 – 13 %. При использовании внутрицикловой газификации угля КПД снижается примерно на 10 % (с 46 до 36 %). В системах с кислородным сжиганием КПД уменьшается на 7 – 8 %. Для разрабатываемых систем с сжиганием топлив в химических циклах применительно к схемам с ПГУ КПД снижается с 57 до 52 %, а при сжигании угля – с 45 до 41,5 %. Такое небольшое снижение КПД связано с отсутствием затрат на получение кислорода и потерь на рециркуляцию CO_2 или потерь в системах очистки газов.

Значительное внимание уделяется системам с газификацией твердых топлив, при этом используя схему с тремя реакторами возможно получить потоки CO_2 , водорода и азота [55]. При организации химических циклов с твердыми топливами возникает ряд вопросов, которые в настоящее время активно исследуются. Если предварительно производится газификация твердого топлива, то решения подобны применяемым для природного газа, но с более дешевыми и доступными оксидами металлов. При прямом сжигании реакции с коксом идут крайне медленно и требуется установка специального дожигателя на кислородном дутье. Исследуются две возможности конверсии углерода: газификация в

топливном реакторе при подаче водяного пара или CO_2 (iG-CLC) и процесс химических циклов с расщепление кислорода (CLOU). Авторы [53] считают, что в ближайшее время технология высокотемпературных химических циклов найдет применение в пилотных установках.

В последнее время в мире активно развиваются технологии полигенерирующих систем для выработки электроэнергии, тепла и получения полезных продуктов (генераторный газ, смолы, моторные топлива) [56]. Установка (полигенерирующая система) состоит из двух связанных реакторов с кипящим и циркулирующим кипящим слоем. В реакторе с кипящим слоем происходит паровая газификация твердых топлив с получением генераторного газа с теплотой сгорания около 4000 ккал/м^3 или пиролиз с использованием рециркуляции генераторного газа. Тепло для процесса подводится твердым теплоносителем из реактора (котла) с ЦКС, в котором дожигается кокс. Пар из котла с ЦКС или котла-утилизатора тепла дымовых газов используется для ожижения в реакторе с КС. Тепло уходящих газов котла и тепло охлаждения генераторного газа используются для теплоснабжения. Очищенный генераторный газ поступает в газопоршневой агрегат, за которым устанавливается либо теплообменник системы теплоснабжения, либо водогрейный котел-утилизатор для генерации пара. Генераторный газ может также использоваться для получения моторных топлив (процесс Фишера-Тропша), так как отношение концентраций водорода и монооксида углерода близко к оптимальному (1,5 – 2,5). Не следует сравнивать эту технологию с внутрицикловой газификацией, так как она характеризуется частичной газификацией топлив с большой долей тепла кокса, используемого в обычном котле с ЦКС. Однако, за счет ее применения качество генераторного газа довольно высоко, кислород не используется, а в процессах получения моторных топлив не применяется водород.

Имеется множество модификаций полигенерирующих систем газификации и пиролиза угля, например, использованные ранее в СССР и сейчас в Эстонии установки для переработки сланцев и другие. Вопросы получения жидких топлив и побочных продуктов из угля в последнее время стоят более остро во многих

странах мира, например таких, как Китай, ряд европейских стран и США (программа Vision 21).

На рисунке 1.13 дана схема основных элементов полигенерирующей системы, которая считается наиболее приемлемой для установок небольшой и средней мощности с выработкой электроэнергии, тепла и побочных продуктов.

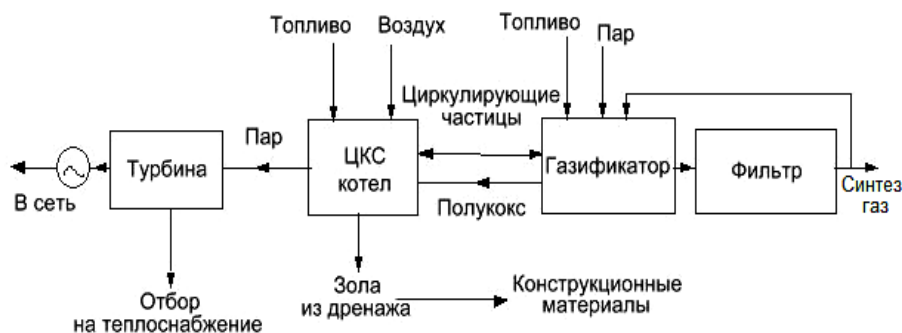


Рисунок 1.13 – Типичная схема полигенерирующей системы

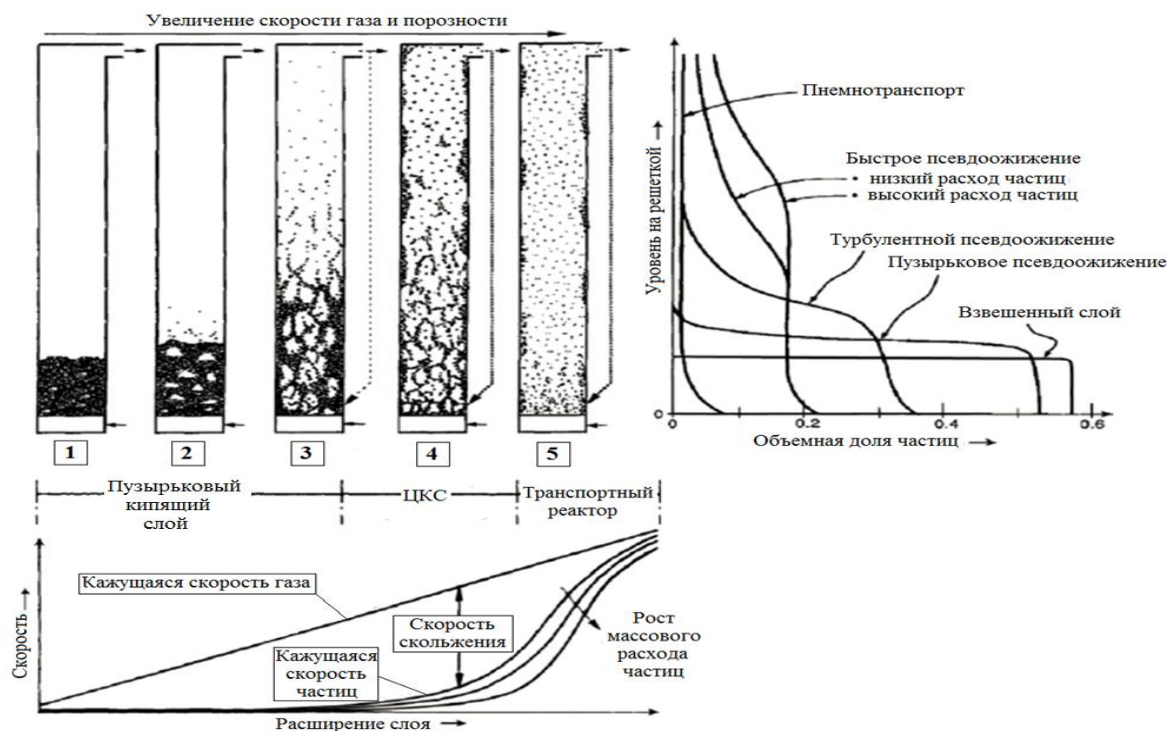
В Венском Технологическом университете разработана технология, реализованная в демонстрационной установке в Guessing (Австрия) тепловой мощностью 8 МВт (выработка электроэнергии 2 МВт, тепла 4,5 МВт. В основном она использует древесную щепу, но также может работать при совместной газификации с углем [57]. Газы после охлаждения очищаются в рукавном фильтре и в мокром скруббере и поступают в газопоршневую машину или на сжигание в водогрейный котел. Уловленные частицы и смола подаются в топку установки. Многолетний опыт работы установки показал ее надежность и экономичность.

Стратегия Китая в этой области развития технологий связана с недостатком продуктов для химических производств. Поэтому, наибольшие усилия направлены на разработку систем пиролиза при температурах около 600 °С с максимальным выходом смол [58]. В работе находятся несколько пилотных установок, уже создана установка на блоке 300 МВт, в которой 2 контура циркуляции котла с ЦКС подключены к пиролизерам.

Очень важным для систем связанных реакторов является поддержание большой кратности циркуляции материала и обеспечение надежной работы затворов и всех систем перетока частиц между реакторами.

1.4. Гидродинамика топки в режиме ЦКС

Современные представления о режимах псевдоожижения рассмотрены в ряде исследований. Одним из последних является работа [59], в которой в частности, рассматриваются диаграммы режимов псевдоожижения. На рисунке 1.14 показаны возможные режимы потоков газ – частицы для характерных плотностей газа и частиц по высоте реакторов по обобщенным данным [60 – 63]. Там же показано изменение скорости газов и частиц, разница между которыми определяет так называемую скорость скольжения.



1 – взвешенный слой; 2 – пузырьковое псевдоожижение; 3 – турбулентное псевдоожижение; 4 – быстрое псевдоожижение; 5 – пневмотранспорт.

Рисунок 1.14 – Типичные характеристики различных режимов псевдоожижения

Установки с ЦКС относятся к режимам с турбулентным и быстрым слоем. При этом в нижней части этих установок режим оживания характеризуется относительно высокой скоростью скольжения, а в верхней части – скорость скольжения ниже, и режим движения приближается к пневмотранспорту.

Для характеристики режимов используется безразмерные критерии: критерий Рейнольдса, модифицированный критерий Фруда, критерий Лященко и порозность слоя.

$$\text{Re} = \frac{U \cdot d}{\nu_2}, \quad (1.1)$$

$$\text{Ar} = \frac{g \cdot d^3}{\nu_2^2} \cdot \frac{(\rho_ч - \rho_2)}{\rho_2}, \quad (1.2)$$

$$\text{Fr}^* = \frac{3}{4} \cdot \frac{U^2 \rho_2}{dg(\rho_ч - \rho_2)}, \quad (1.3)$$

$$L_y = \frac{U^3 \cdot \rho_2}{\nu_2 \cdot g(\rho_ч - \rho_2)}, \quad (1.4)$$

где U – скорость газов на пустое сечение, м/с,

d – диаметр частиц, м,

ν_2 – кинематическая вязкость газов, м²/с,

ρ_2 – плотность газов, кг/м³,

$\rho_ч$ – истинная плотность частиц, кг/м³

g – ускорение свободного падения, м/с².

Используя как минимум два из этих критериев возможно определить точку реального режима на диаграмме режимов псевдооживления. Профессор Лотар Рее в 1961г. предложил диаграмму режимов, приведенную на рисунке 1.15. По вертикали отложен модифицированный критерий Фруда, а по горизонтальной оси – критерий Рейнольдса (по скорости скольжения).

Профессор Грейс в 1986 г предложил модифицированную диаграмму, в которой интегрированы значения скорости минимального псевдооживления и транспортной скорости [60]. В этой диаграмме по вертикальной оси отложена условная скорость, как отношение значения критерия Рейнольдса к корню кубическому из значения критерия Архимеда, а по горизонтальной оси – условный диаметр частиц, как корень кубический из числа Архимеда.

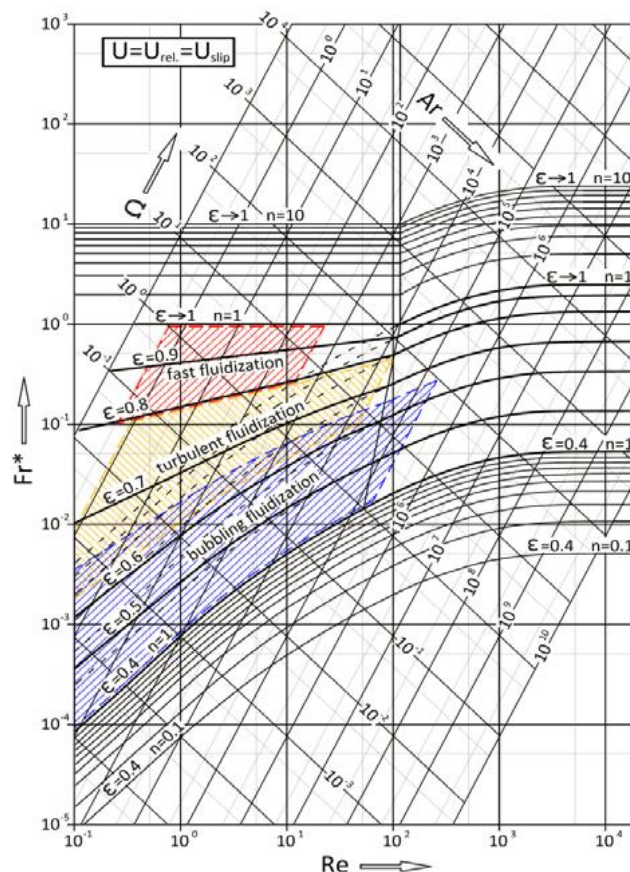


Рисунок 1.15 – Диаграмма режимов псевдоожижения по данным Рее [64]

Как видно из рисунка 1.15 границы между режимами довольно расплывчаты и определяют возможные характерные зоны для промышленных аппаратов с кипящим слоем. Из этих диаграмм следует, что для большинства режимов число Архимеда менее 10^4 . Мелкие частицы из «группы В» по Гелдарту [66] и особенно частицы «группы А» могут вести себя по разному по отношению к более крупным одиночным частицам.

В [64] показано, что этот эффект связан с распространением зоны изменения порозности кипящего слоя от 0,4 при минимальной скорости псевдоожижения до 1 при числе Фруда равном 1. В [67] считается, что граница режимов перехода от турбулентного оживлению к быстрому связана с началом существенного роста уноса частиц из слоя. Так как граничная скорость перехода может определяться разными методами (по абсолютному значению флуктуаций давления и по разностному методу), то на диаграммах следует дать две переходные линии [68]. Для очень мелких частиц при опытах на относительно

крупной установке в [69] зона турбулентного режима шире. Для диапазона значений отношения плотности частиц к плотности газа $400 < (\rho - \rho_z)/\rho_z < 9000$ классификация Гелдарта вполне подходит, более подробная информация дана в [70].

Важными факторами являются скорость скольжения и расход циркулирующих частиц. Они могут быть выражены через приведенные выше основные критерии, как это сделано в диаграмме Рее (рисунок 1.15). В [71] указывается, что для инженерных целей используется только скорость газа, приведенная к полному сечению реактора, а реальные скорости газа и частиц, а также скорость скольжения меняются для различных режимов.

Анализ приведенных данных по режимам псевдоожижения показывает важность использования критериальных зависимостей и для определения границ режимов ожижения, что особенно важно при проведении исследований на моделях. Автор считает, что важно правильно определить диапазон значений критериев Рейнольдса, Архимеда и Фруда для моделирования процессов гидродинамики топки с ЦКС. Важным также является выбор сечения установки и ее высоты.

Во всех случаях необходимо правильно рассчитать две характерные скорости газа: скорость начала псевдоожижения и скорость транспортировки (скорость витания). Анализ различных зависимостей для их оценки показал, что формулы, предложенные Тодесом [5], наиболее приемлемы. Расчет скорости минимального ожижения проводится по формулам:

$$U_{mf} = \frac{Re_{mf} \cdot v_z}{d}, \quad (1.5)$$

$$Re_{mf} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} \quad (1.6)$$

Для скорости витания можно использовать зависимость:

$$U_{\varepsilon} = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}} \quad (1.7)$$

Обычно все указанные критерии и характерные скорости для полидисперсных материалов рассчитываются по среднему по поверхности (с учетом коэффициента формы) диаметру частиц (d_c).

Анализ зависимостей показывает, что основное влияние (помимо характеристик газа и частиц) оказывает диаметр частиц. Этот диаметр является средним по поверхности и учитывает коэффициент формы. Следует отметить, что приведенные выше зависимости получены для значения порозности слоя 0,4, тогда как в реальности это значение зависит от коэффициента формы и размеров частиц. Для режимов кипящего слоя и, в особенности, для режимов течения при небольшом ожижении в стояках и пневмозатворах крайне важным является правильный расчет скорости начала псевдоожигения. Для режимов ЦКС более важен расчет скорости витания. Таким образом, одной из задач исследования является расчет этих скоростей при проведении исследований, в особенности при изучении движения в системах возврата частиц.

Анализ зависимостей для расчета порозности и расширения слоя в режиме пузырькового псевдоожигения, характерного для котлов с КС, показывает, что имеются хорошо апробированные зависимости. Для расчета порозности слоя ε используются два типа зависимостей: выведенные теоретически и полученные экспериментально для конкретных физических условий. Как отмечается в [5], наилучшее совпадение с экспериментальными данными из теоретических зависимостей дает формула Тодеса:

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \cdot Re + 0,36 \cdot Re^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (1.8)$$

Из эмпирических зависимостей наиболее предпочтительной является следующая [72]:

$$\varepsilon = (1 - \delta) \cdot \varepsilon_{mf} + \delta, \quad (1.9)$$

где ε_{mf} – порозность слоя в состоянии минимального псевдооживления,

δ – доля пузырей в кипящем слое, рассчитываемая по формуле:

$$\delta = \frac{1}{1 + \frac{1,3}{f} \cdot (U - U_{mf})^{-0,8}} \quad (1.10)$$

$$f = 0,24 \cdot (1,1 + 2,9 \cdot e^{-3,3 \cdot d_c}) \cdot (0,15 + (U - U_{mf})^{-0,33})$$

Эта зависимость получена после обработки экспериментальных данных котла с кипящим слоем тепловой мощностью 16 МВт (сечение топки – 3,4×2,9 м и высота – 5,7 м). Средний диаметр частиц в топке составил 560 мкм. Температура в топочной камере менялась от 800 до 900 °С. Скорость газа изменялась в диапазоне 1,2 – 2,3 м/с.

Для расчета высоты набухания кипящего слоя без размещенных в нем поверхностей нагрева в работе [73] предлагается следующая формула:

$$h_{сл} = h_0 \cdot \frac{1 - \varepsilon_0}{1 - \varepsilon}, \quad (1.11)$$

где ε_0 – порозность неподвижного слоя: $\varepsilon_0 = 1 - \frac{\rho_n}{\rho_ч}$, (ε_0 близки к ε_{mf}),

h_0 – высота неподвижного слоя, м,

ρ_n – насыпная плотность слоя, кг/м³.

Установка в слое горизонтальных труб способствует большему расширению слоя при той же скорости газов, что и в не загроможденном трубами слое. В [74] предлагается зависимость для расчета изменения высоты слоя ($h_{нас}$) в слое с насадкой из горизонтальных труб:

$$\frac{h_{нас} - h_{сл}}{h_{сл}} = 0,82 \cdot Fr^{0,55} \cdot \left[\frac{\rho_ч}{\rho_г} \right]^{-0,21} \cdot \left[\frac{s_г - d_{мп}}{d_{мп}} \right]^{-0,26} - 0,165 \cdot Fr^{0,55} \cdot \left[\frac{h}{h' - h''} \right]^{0,3}, \quad (1.12)$$

где Fr – критерий Фруда по относительной скорости газа: $Fr = \frac{[U \cdot (1 - \varepsilon_0) - U_{mf}]^2}{g \cdot s_g}$,
 s_2 и s_g – горизонтальный и вертикальный шаги труб, м,
 d_{mp} – наружный диаметр труб, м,
 h' и h'' – расстояние от решетки до верхнего и нижнего рядов труб в пучке,
 м.

Формула (1.12) была получена при следующих условиях:
 $0,1 \leq Fr \leq 60$; $900 \leq \rho/\rho_2 \leq 2200$; $2,5 \leq (s_2 - d_{mp})/d_{mp} \leq 46,6$; $0,2 \leq h_{cr}/(h' - h'') \leq 2,5$.

Эти условия охватывают практически весь диапазон параметров, характерных для котлов с кипящим слоем.

Для расчета удельного выноса мелких частиц из аппаратов кипящего слоя в работе [76] предложен ряд эмпирических зависимостей, полученных в различных условиях на лабораторных и промышленных установках. Анализ этих зависимостей показывает, что наиболее приемлемой для расчета выноса частиц диаметром d из котлов с кипящим слоем является следующая корреляция:

$$G_y(d) = \frac{K^* \cdot M(d)}{M}, \quad (1.13)$$

где $M(d)$ – масса частиц диаметром d , определяемая в соответствии с фракционным составом материала, кг,

M – масса материала в слое, кг,

K^* – модифицированная константа выноса, кг/м²·с:

$$K^* = \begin{cases} \frac{2,78 \cdot 10^{-3} \cdot Re_g^{0,56} \cdot \nu_2 \cdot \rho_q \cdot (U - U_g)}{d^2 \cdot g}; 0,16 \leq Re_g < 0,16 \\ \frac{0,01 \cdot Re_g^{1,156} \cdot \nu_2 \cdot \rho_q \cdot (U - U_g)}{d^2 \cdot g}; 0,16 \leq Re_g < 100 \end{cases}, \quad (1.14)$$

где Re_g – критерий Рейнольдса, рассчитанный по скорости витания частиц.

Концентрация мелких частиц диаметром d в надслоевом пространстве может быть оценена по следующей формуле:

$$C(d) = \frac{Gy}{U} \quad (1.15)$$

Анализ приведенных выше зависимостей для расхода мелких частиц показывает возможность их применения и для режимов ЦКС. При этом необходимо учитывать, что в турбулентном слое в процессе развития и взаимодействия пузырей образуются мощные локальные выбросы агломератов частиц (кластеров) на значительную высоту, периодически возникающие на фоне постоянного уноса мелких частиц, скорость витания которых меньше скорости газа. Агломераты, выносимые из слоя, состоят как из мелких, так и из крупных частиц, скорость витания которых больше скорости газа. Такие частицы после распада агломерата возвращаются обратно в слой.

Таким образом, можно заключить, что для расчета гидродинамики топок котлов с КС имеются достаточно надежные зависимости.

Гидродинамика реакторов с ЦКС существенно сложнее, чем реакторов с КС. Традиционно считается, что в нижней части топки плотность на определенной высоте близка к постоянной и составляет 400 – 700 кг/м³ в зависимости от скорости газа в этой зоне (чем выше скорость, тем ниже плотность). Далее наблюдается плавное снижение концентрации по высоте реактора по степенной или экспоненциальной зависимости. На выходе из реактора концентрация обычно составляет 5 – 20 кг/м³. При этом в надслоевом пространстве движутся как индивидуальные частицы, так и их группы – кластеры. Кластеры образуются и распадаются, частицы взаимодействуют друг с другом. При этом в центральной части потока наблюдается преимущественно направленный вверх поток частиц, а вблизи стен – опускной поток. Ширина пристенной зоны меняется по высоте реактора и зависит от ряда факторов. Опускной поток образуется уже в верхней части реактора за счет сепарации на потолке и при входе потока в сепаратор. Все эти обстоятельства необходимо учитывать при расчете важнейших показателей гидродинамики топки: профиля концентрации потока по высоте, расходе подъемного и опускного потоков, КПД

улавливания частиц в верхней части топки и расхода частиц, поступающих в сепаратор.

Одной из наиболее перспективных моделей для расчета профиля концентраций по высоте реактора является модель, представленная в [77]. Модель учитывает образование кластеров в надслоевом пространстве, внутритопочную циркуляцию и турбулентную диффузию. Основным допущением является то, что в топке существуют отдельные частицы и их агломераты – кластеры, при чем каждой из этих форм присуща своя конечная скорость. В модели делается предположение. Что в нижней части топки существуют в основном кластеры, а с увеличением высоты от решетки кластеры распадаются на одиночные частицы. Конечная скорость кластера принимается равной скорости транспортировки, рассчитанной по формуле:

$$U_{mp} = \sqrt{\frac{4}{3} \cdot \frac{\rho_4 - \rho_2}{\rho_2} \cdot dg \mathcal{E}_{mp}^{4,65}}, \quad (1.16)$$

где \mathcal{E}_{mp} – порозность турбулентного слоя (0,7 – 0,8).

Фактически зависимость (1.16) представляет собой связь между порозностью в нижней части топки и значением модифицированного критерия Фруда по скорости транспортировки. Далее автор [77] составляет уравнение материального баланса для одиночных частиц и кластеров по высоте установки и упрощает его в предположении, что процессы движения частиц к стенке и образования кластеров могут быть описаны с помощью турбулентной диффузии, где фактор длины пропорционален квадрату эквивалентного радиуса топки. Плотность потока (концентрация частиц) может быть представлена в виде степенной зависимости по высоте аппарата (h):

$$\rho_i = Ah^B, \quad (1.17)$$

где коэффициент A – определяется массой слоя в топке, а коэффициент B – зависит от скорости газа, скорости транспортировки (плотности газа и частиц, размеров частиц), размеров установки и при стенной зоны.

Подход, предложенный в [77] представляется достаточно перспективным и может быть использован в дальнейшем с учетом зависимостей для коэффициента турбулентной диффузии в критериальном виде, что позволяет обобщить данные, полученные на различных установках.

В ряде работ [78-81] рассмотрен профиль концентраций потока по высоте реактора с ЦКС и расход циркулирующего материала без учета влияния улавливания частиц в верхней части реактора. В более поздних работах [82-85] указывается на существенное влияние этого фактора. В одной из работ, посвященных расчету давлений в системе с ЦКС [86], учитывающей все компоненты контура циркуляции, включая также циклон и систему возврата, предлагается использовать экспоненциальную зависимость [87], связывающую относительную порозность и высоту реактора:

$$\frac{\mathcal{E}_s - \mathcal{E}_{mp}}{\mathcal{E}_0 - \mathcal{E}_{mp}} = \exp[-a(h_i - h_0)], \quad (1.18)$$

где $\mathcal{E}_s = \frac{G_y}{\rho_4(U - U_{mp})}$,

G_y – удельный расход частиц, кг/(м²·с),

\mathcal{E}_0 – порозность в плотном слое,

\mathcal{E}_{mp} – порозность в потоке при скорости скольжения U_{mp} ,

h_i – текущая высота, м,

h_0 – высота плотного слоя, м.

Величина фактора «а» рассчитывается по данным [81]:

$$aD_{\text{экв}} = 0,019 \left(\frac{U}{\sqrt{gD_{\text{экв}}}} \right)^{-0,32} \cdot \left(\frac{G_y}{\rho_2 U} \right)^{-0,22} \cdot \left(\frac{\rho_4 - \rho_2}{\rho_2} \right)^{0,41}, \quad (1.19)$$

где $D_{\text{экв}}$ – диаметр аппарата, м.

Для расчета порозности в надслоевом пространстве предлагается использовать зависимость, предложенную в [88]:

$$\frac{\mathcal{E}_0}{\mathcal{E}_s} = 1 + 0,00614 \left(\frac{U}{G_y / \rho} \right)^{-0,23} \cdot \left(\frac{\rho - \rho_z}{\rho_z} \right)^{1,21} \cdot \left(\frac{U}{\sqrt{g D_{\text{экв}}}} \right)^{-0,383} \quad (1.20)$$

Зависимости 1.18 – 1.20, строго говоря, пригодны только для условий плавного выхода из топки. В реальных установках с ЦКС поток газов и частиц в верхней части топки меняет свое направление на перпендикулярное на входе в циклон. К тому же сечение входа в циклон в 5 – 6 раз ниже, чем сечение топки. Частицы сепарируются, образуя мощные опускные топки. Для таких условий в [83, 85] предложена зависимость для расчета порозности на выходе из топки:

$$\Delta \mathcal{E}_s = C_e \cdot \mathcal{E}_s \cdot \exp[-a_e (H - h_i)], \quad (1.21)$$

где H – общая высота надслоевого пространства, м.

Для значений a_e и C_e в формуле (1.21) в работе [85] предложены сложные эмпирические зависимости.

В работе [89] на холодной модели с использованием критериев моделирования, предложенных в [90] рассмотрены данные по улавливанию частиц в верхней части топки для 9 конфигураций выходного окна. Показано, что конструкция выходного окна оказывает существенное влияние на улавливание частиц в верхней части топки и соотношение внутренней и внешней циркуляции (опускной поток). Наибольший опускной поток наблюдался при зауженном входе в циклон. В [91] считается, что КПД потолка топки зависит от массового потока частиц. Имеется еще целый ряд теоретических и экспериментальных работ, посвященных определению профиля концентраций по высоте реакторов с ЦКС, радиальному профилю концентраций и расходу частиц, включая опускной расход вблизи стен [92-97].

Исходя из выполненного анализа литературных источников по гидродинамике реакторов (топок) с ЦКС можно заключить, что:

- имеются хорошо апробированные расчетные рекомендации для режимов пузырькового оживления; их можно использовать для расчета зольных теплообменников, установок с ЦКС;
- установки с ЦКС работают в режимах турбулентного слоя и быстрого слоя, причем в их нижней части плотность слоя почти постоянна и зависит от скорости газов, далее по высоте топки плотность падает и достигает значений $4 - 20 \text{ кг/м}^3$ на входе в сепараторы. Профиль концентраций по сечению установок неравномерен с опускным движением частиц вблизи стен;
- имеются зависимости для расчета аксиального профиля концентраций и расхода циркулирующего материала, многие из них не учитывают сепарации частиц в зоне входа в циклон, которая зависит от конструкции и расхода частиц; перспективным представляется использование степенной зависимости для профиля концентраций по высоте топки с учетом коэффициента турбулентной диффузии;
- важным является проведение исследований влияния режимных и конструктивных факторов на профиль концентраций по ширине и высоте установок с определением подъемных и опускных потоков на базе которых необходимо разработать комплексную инженерную модель расчета гидродинамики топок с ЦКС.

1.5. Теплообмен к настенным экранам и погруженным в слой поверхностям нагрева

Теплообмен к настенным экранам и погруженным в слой поверхностям нагрева зависит от плотности (концентрации материала) потока. При этом теплообмен к поверхностям нагрева в слое в основном является конвективно-кондуктивным, т.е. зависит от плотности слоя, скорости псевдоожижения размеров частиц, теплофизических характеристик газа, расположения и

конструкции поверхности нагрева. В этой зоне настенные экраны могут быть футерованы и их вклад в тепловой баланс топки незначителен. В переходной зоне и особенно в надслоевом пространстве теплообмен происходит в основном излучением.

Теплоотдача погруженной в слой поверхности определяется единым процессом ее теплового взаимодействия с псевдоожижающим агентом и псевдоожижаемыми частицами. Поскольку роль газа и частиц в разных условиях различна, условно перенос теплоты конвекцией частиц, конвекцией газа и излучением рассматривают отдельно.

Конвекция частиц играет определяющую роль, когда диаметр частиц мал ($d < 0,5 - 1$ мм). От кипящего слоя таких частиц к погруженному в него телу (или от тела к слою) теплота передается на 2 порядка интенсивнее, чем к потоку чистого газа при той же скорости. В плотном продуваемом слое неподвижных мелких частиц теплота передается конвекцией газа, турбулизируемого прижатыми к теплообменной поверхности частицами, поэтому коэффициент теплоотдачи монотонно увеличивается с увеличением скорости газа и его давления (поскольку при этом растет плотность). Теплообмен имеет стационарный характер. В момент перехода слоя в псевдоожиженное состояние его порозность почти не меняется, но частицы начинают двигаться, и это резко увеличивает коэффициент теплоотдачи. Причина понятна: частица твердого материала, охлаждаясь у поверхности тела, отдает ей много больше теплоты, чем такой же объем газа, теплоемкость которого меньше на три порядка. Теплообмен частицами становится нестационарным: соприкасаясь в течение какого-то времени с поверхностью или двигаясь вдоль нее, частица охлаждается, разность температур между нею и поверхностью уменьшается, теплоотдача замедляется, но частицы сменяют друг друга, и процесс повторяется.

Процесс нагрева частиц в ядре слоя, где горит топливо, не влияет на интенсивность теплообмена: определяющими являются условия их охлаждения у поверхности.

В пузырьковом кипящем слое частицы подходят к поверхности не поодиночке, а в виде групп – пакетами. В результате мгновенное значение коэффициента теплоотдачи от стенки пульсирует с частотой несколько герц. Наибольшего значения оно достигает в момент подхода пакета к поверхности, уменьшается по мере его прогрева и резко падает (в слое мелких частиц), когда частицы у исследуемого участка поверхности сменяются пузырем.

Суммарный коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha = \alpha_{\text{конд}} + \alpha_{\text{конв}} + \alpha_{\text{л}}, \quad (1.22)$$

где $\alpha_{\text{конд}}$ – кондуктивный коэффициент теплоотдачи,

$\alpha_{\text{конв}}$ – конвективный коэффициент теплоотдачи,

$\alpha_{\text{л}}$ – коэффициент теплоотдачи излучением.

Поскольку частицы в конвективном переносе теплоты газом играют лишь роль турбулизаторов пограничного слоя, этот процесс аналогичен конвективному массопереносу. Конвективный коэффициент теплоотдачи $\alpha_{\text{конв}}$ считается по формуле, предложенной Баскаковым [74]:

$$\alpha_{\text{конв}} = (\lambda_2/d) \cdot 0,009 Pr^{0,33} \cdot Ar^{0,5}, \quad (1.23)$$

где λ_2 – теплопроводность газа, В/м·К,

Pr – число Прандтля газа,

Ar – число Архимеда.

Расчетная температура для кондуктивного и конвективного коэффициента теплоотдачи берется как средняя между температурой стенки и кипящего слоя.

Теплообмен излучением рассчитывается по хорошо известной зависимости Стефана-Больцмана. Трудность расчета заключается в оценке приведенной степени черноты, в основном считают, что она равна 0,7 – 0,8.

$$\alpha_{\text{л}} = \varepsilon_{\text{нр}} \sigma_0 (T^4 - T_{\text{см}}^4) / (T - T_{\text{см}}), \quad (1.24)$$

$$\text{где } \varepsilon_{np} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_{cl}} + \frac{1}{\varepsilon_{cm}} - 1}, \quad (1.25)$$

σ_0 – постоянная Стефана-Больцмана,

ε_{cl} – степень черноты слоя,

ε_{cm} – степень черноты стенки (принимается равным 0,8),

T – температура в топке, К,

T_{cm} – температура стенки, К.

Поскольку средняя температура частиц, с которыми поверхность тела обменивается лучистой энергией, отличается от температуры ядра слоя, вся сложность проблемы сводится к нахождению величины приведенного (эффективного) коэффициента излучения ε_{np} системы: кипящий слой – поверхность.

Степень черноты слоя рассчитывается по формулам для непрозрачного тела [98]:

$$\varepsilon_{cl} = \left[\frac{\varepsilon_{нов.ч}}{(1-\varepsilon_{нов.ч})B} \left(\frac{\varepsilon_{нов.ч}}{(1-\varepsilon_{нов.ч})B} + 2 \right) \right]^{0,5} - \frac{\varepsilon_{нов.ч}}{(1-\varepsilon_{нов.ч})B}, \quad (1.26)$$

где $\varepsilon_{нов.ч}$ – степень черноты частицы, для песка $\varepsilon_{нов.ч} = 0,6$,

B – коэффициент отражающей способности частиц, изотропная $B = 0,67$, диффузионная $B = 0,5$.

Важно определить расчетные значения площади поверхности нагрева. Если экран состоит из отдельных труб, теплообмен следует рассчитывать по их полной поверхности. Поверхность мембранных конструкций, у которых вертикальные трубы, сваренные друг с другом с помощью дистанционирующих плавников, образуют сплошную стенку, следует рассчитывать по ее геометрическому контуру (с учетом выпуклости труб), омываемому кипящим слоем (для экранов – с одной стороны, для ширм – с двух).

В заключение надо заметить, что условия работы любых поверхностей в кипящем слое приблизительно одинаковые. Поэтому использование

вышеизложенных методик в неспецифичных областях приведет к незначительному увеличению погрешности. Таким образом, имеются достаточно полное описание и зависимости для расчета теплообмена к трубным пучкам в режиме пузырькового кипящего слоя.

Технология ЦКС, характеризующаяся постоянством температуры по высоте топки при номинальной и частичной нагрузках, предусматривает возможность регулирования отвода тепла в топке за счет изменения конвективно-кондуктивной составляющей теплообмена. Эта составляющая теплообмена зависит от запыленности потока (концентрации частиц), размеров частиц, скорости и физических параметров газа. Таким образом, наибольший интерес представляет собой исследование и разработка метода расчета кондуктивного теплообмена. Этой проблеме посвящен ряд работ [98 – 108], часть из них активно обсуждалась на международной конференции по тепломассообмену в Минске [103 104, 106].

По результатам большинства исследований, проведенных в том числе и на крупных промышленных объектах, предлагаются простые эмпирические зависимости. Типичная зависимость такого рода для конвективно-кондуктивного теплообмена приведена ниже [102, 107]:

$$\alpha_{\text{конд}} + \alpha_{\text{конв}} = 25 \bar{\rho}_{\text{СМ}}^{0,58}, \quad (1.27)$$

где $\bar{\rho}_{\text{СМ}}$ - средняя плотность потока в топке, кг/м³.

Эта зависимость пригодна для узкого диапазона температур, размеров частиц и скорости газов, характерных для котлов с ЦКС. При этом основным фактором является средняя концентрация частиц. Для суммарного теплообмена предлагается следующая формула:

$$\alpha_1 = 110 \bar{\rho}_{\text{СМ}}^{0,21} \quad (1.28)$$

В работах [103 – 105] предлагается использование критериев подобия, эти зависимости очень сложны и также носят полуэмпирический характер. Для переноса данных с различных установок требуется обобщающий подход,

использующий теоретические модели. Одной из них является так называемая пакетная модель, в которой также используются эмпирические коэффициенты [100]. Предполагается, что слой состоит из кластеров и пузырей. Причем частота движения обоих одинакова, а суммарный коэффициент теплоотдачи равен:

$$\alpha_{конд} = \alpha_{кл} \cdot \delta_{кл} + \alpha_{дис}(1 - \delta_{кл}), \quad (1.29)$$

где $\delta_{кл}$ – доля кластеров,

$\alpha_{кл}$ – коэффициент теплоотдачи от кластеров,

$\alpha_{дис}$ – коэффициент теплоотдачи от дисперсной фазы.

Теплопроводность кластеров предполагается оценивать по методу Баскакова в интерпретации Гельперина и Айнштейна [4]. Делается допущение, что порозность кластеров равна 0,5. В [109] эта модель усовершенствована и даны эмпирические зависимости для доли и порозности кластеров.

В работах [104 – 106], а также разработках, сделанных при участии автора [110], предложен критериальный подход к расчету кондуктивно-конвективной составляющей теплообмена. Авторы считают, что условия подобия наблюдаются, если равны соответствующие комплексы:

$$Nu_{конв-конд} = K_1 \left(\frac{h}{H_0} \right)^{K_2} \cdot Ar^{K_3} \cdot Fr^{K_4} \cdot Re_d^{K_5} \left(\frac{d_c}{D_{экр}} \right)^{K_6} \left(\frac{\rho_ч}{\rho_г} \right)^{K_7} \left(\frac{H_n}{H_0} \right)^{K_8} \left(\frac{d_c}{l_{нов}} \right)^{K_9}, \quad (1.30)$$

где H_0 – полная высота установки, м,

$D_{экр}$ – эквивалентный диаметр установки, м,

H_n – высота надслоевого пространства, м,

$l_{нов}$ – характерный размер поверхности, м,

$K_{1...9}$ – коэффициенты определяемые опытным путём.

После обработки многочисленных экспериментов и дальнейшего упрощения получена следующая зависимость:

$$Nu = 55 \left(\frac{\bar{\rho}_{см}}{\rho} \right) \cdot Ar^{0,12} \left(\frac{d_c}{l_{нов}} \right)^{0,43} \quad (1.31)$$

В качестве одной из наиболее представительных теоретических моделей целесообразно рассмотреть газокINETическую модель, предложенную Мартином [111] и доработанную впоследствии Шлундером. Эта модель основана на аналогии с кинетической теорией газов для описания механизма переноса энергии движущимися частицами. Теплообмен зависит от физических свойств газа (теплопроводности) и частиц (теплоемкости). Используется аналитическое выражение для максимального возможного коэффициента теплоотдачи ($\alpha_{см.ч.маx}$) между прямой стенкой и жесткой сферической частицей, находящейся в точке контакта в течении короткого промежутка времени. Этот максимальный коэффициент зависит от теплопроводности газа, средней длины свободного пробега молекул газа и диаметра частиц и не зависит от физических свойств частиц:

$$\alpha_{конд} = \frac{\lambda_2}{d} \left(1 - \bar{\mathcal{E}}\right) \left(\frac{Nu_{см.ч.маx}}{C}\right) \left(\frac{1 - e^{-N}}{N}\right), \quad (1.32)$$

$$\text{где } N - \text{ безразмерное время: } N = \left[(\alpha_{см.ч.маx} / C) / \left(\frac{1}{6} \rho \cdot C_p \sqrt{gd_c F(\bar{\mathcal{E}}, \mathcal{E}_{mf})} \right) \right]; \quad (1.33)$$

C – параметр, зависящий от неравномерности концентрации по сечению,

$\bar{\mathcal{E}}$ – средняя порозность по сечению,

\mathcal{E}_{mf} – порозность минимального псевдооживления.

$$Nu_{см.ч.маx} = 4 \left[\left(1 + \frac{2\delta_2}{d_c} \right) \cdot \ln \left(1 + \frac{d_c}{2\delta_2} \right) - 1 \right], \quad (1.34)$$

где δ_2 – коэффициент, зависящий от длины пробега молекул газа с учетом коэффициента аккомодации.

$$F(\mathcal{E}, \mathcal{E}_{mf}) = \frac{\bar{\mathcal{E}} - \mathcal{E}_{mf}}{5(1 - \mathcal{E}_{mf})(1 - \bar{\mathcal{E}})} \quad (1.35)$$

В приведенных выше зависимостях важным является параметр «С», который зависит от неравномерности концентраций потока по сечению. Для

пузырькового слоя эта величина равна 2,8. Применительно к надслоевому пространству данных в литературе не имеется. По-видимому, значение параметра «С» будет меняться по высоте надслоевого пространства.

Как следует из описания процесса кондуктивного теплообмена, очень важным является взаимосвязь его с гидродинамикой движения в пристенной зоне. Этих исследований пока еще очень мало [112].

Таким образом, для расчета суммарного теплообмена к экранам топки котла с ЦКС наиболее важным является определение кондуктивной составляющей теплообмена. В качестве основы для разработки инженерной модели расчета может быть принята газокинетическая модель. Необходимо установить зависимость для определения влияния неравномерности концентраций потока по сечению в надслоевом пространстве. Определение взаимосвязи процессов теплообмена и гидродинамики является актуальным. Пока еще таких исследований явно недостаточно для получения точного математического описания процессов в пристенной зоне.

1.6. Сепарация частиц

Характерной чертой котлов с ЦКС является наличие устройств для улавливания циркулирующей золы и систем возврата материала в топку. Эффективность работы этих устройств оказывает существенное влияние на большинство показателей котла (стабилизация температуры в слое и надслоевом пространстве, отвод тепла к настенным экранам, уровень выбросов SO_2 и другие). Важным является наличие определенного количества циркулирующих частиц, которые могут выноситься из топки, улавливаться и возвращаться в слой. Фактически эффективность золоуловителя определяет кратность циркуляции и размер частиц. При высоком кпд уловителей (порядка 99,5 %) изменение кпд всего на 0,1 % увеличивает циркуляцию в 1,2 раза.

В схемах котлов ЦКС наибольшее распространение получили высокотемпературные циклоны. Для крупных котлов они имеют диаметр до 9,9 м (котлы ТЭС Туров в Польше для блоков 235 МВт снабжены двумя циклонами

диаметром 9,9 м) и выполняются футерованными. Некоторые котлы снабжены охлаждаемыми паром или водой циклонами, причем поверхность труб циклона защищена керамической обмазкой. В котлах по схеме «Циркофлюид» (башенная компоновка) циклоны размещены в низкотемпературной зоне (приблизительно 400 °С). Уловители ударно-инерционного типа (швеллерковые сепараторы) применяются в схемах котлов фирмы «Бабкок-Вилькокс» (США). Они устанавливаются в горизонтальном газоходе и отчасти непосредственно в топке. Кроме того, эти котлы снабжены мультициклонами, размещенными в конвективной шахте, как правило, после пакетов водяного экономайзера. Компания «Фостер-Уиллер» (первоначальная разработка фирмы «Альстрем», Финляндия) предложила, так называемый «компакт-дизайн», который предусматривает наличие восьмиугольного охлаждаемого циклона.

В настоящем разделе приведен краткий обзор известных представлений о физических процессах движения запыленного потока в вертикальных циклонах. Большинство этих представлений сложилось к началу шестидесятых годов прошлого века. Позже несколько уточнены особенности движения частиц при высоких тангенциальных скоростях потока, а также даны новые подходы к влиянию концентрации потока на эффективность улавливания. В наиболее ранних исследованиях [113, 114, 115] предполагалось, что движение между корпусом циклона и выхлопной трубой носит ламинарный характер. Такое положение является не верным, особенно при высоких скоростях потока и его концентрациях.

Тангенциальная скорость газа может быть выражена в виде:

$$U_T \cdot r^n = const \quad (1.36)$$

Показатель степени n в формуле (1.36) принимается равным от минус 1 до плюс 1, например, по данным [113] $n = 0$, по данным [116, 117] $n = 1$, в расчетах [118, 119] n принимается равным минус 1, по данным [120] $n = 0,5$, а по данным [121] $n = 0,52$. При $n = 1$ характер распределения тангенциальной скорости соответствует тангенциальному течению, при $n = -1$ – вращению потока по закону

твёрдого тела. В [118, 119] было показано, что в центробежных пылеотделителях с углубленной выхлопной трубой поток вращается с постоянной угловой скоростью $w=U/r=const$, а тангенциальная скорость возрастает пропорционально удалению от оси вращения. В работах [116, 117] экспериментально установлен потенциальный характер движения газа. Экспериментально подтвержден также закон распределения тангенциальной скорости вида:

$$U_T \sqrt{r} = const \quad (1.37)$$

Такой закон распределения скорости используется в выводах [123]. В [122] считается, что распределение тангенциальных скоростей ниже выхлопной трубы в наружной спирали (периферийное течение) может быть довольно точно отражено зависимостью из [115]:

$$U_T = \frac{U_y}{r} \sqrt{\frac{R_y}{r}}, \quad (1.38)$$

где U_y – скорость, приведенная к сечению циклона, м/с,

R_y – радиус циклона, м.

А.И. Парумов [124] принимает, что в периферийной части течения, которая представляет собой внешнее поле вихря, скорость изменяется по закону площадей ($Ur = const$). Внутренняя часть течения, или ядро вихря, по многочисленным наблюдениям вращается как твёрдое тело ($U/r = const$).

Важным является определение радиуса ядра вихря. Согласно [125] радиус ядра вихря R_B в циклоне равен радиусу выхлопной трубы R_I ; по данным [126] он составляет $1/2 \cdot R_I$, а по данным [121] – $2/3 \cdot R_I$. Как правило, в теоретических расчетах считается, что $R_B = R_I$.

Современные представления о движении в циклоне, изложенные в [127] и основанные на данных [128] свидетельствуют о распределении окружных скоростей, которые увеличиваются в направлении центральной зоны по закону:

$$U_T r^n = const, \text{ где } 0,4 < n < 0,7 \quad (1.39)$$

При этом точка перегиба профиля расположена на радиусе 0,4 – 0,6 от радиуса выхлопной трубы. В центральной зоне профили окружной скорости обладают подобием по высоте циклона, а максимальная скорость примерно в два раза выше скорости на входе.

Вид профилей осевой скорости указывает на существование сложного рециркуляционного течения между входной и выходной частями циклона. Между нисходящим и восходящим потоками обязательно возникает обратное течение, что также может привести к снижению эффективности улавливания вследствие воздействия массопереноса, вызываемого повышенным уровнем турбулентности. В [127] со ссылкой на исследования [129] указывается на существование длинной тонкой кольцевой зоны рециркуляции. В центральной части потока существует мертвая зона, характеризующаяся низкими осевыми скоростями, а также узкие области осевого обратного течения.

Обычно считается, что частицы, достигающие области $r > 0,6r_0$ не сепарируются. Сепарация наибольшей части пыли происходит на относительно коротком расстоянии от входа. Уловленные частицы стекают по спирали вдоль стенок циклона, оставшаяся пыль проходит в свободный вихревой поток. Каждая частица движется по спирали к радиусу равновесия, где она затем подвергается воздействию турбулентного выноса.

Для описания движения частиц по логарифмической спирали используются различные методы. В частности, широко применяются расчеты с помощью ЭВМ [130]. Зачастую используются более простые подходы, например в [131] считается, что скорости смещения V (под действием центробежных сил) противодействует направленная внутрь скорость V_2 , которая зависит от потока количества движения, направленного радиально внутрь. Таким образом, для каждой частицы имеется радиус, на котором скорость удаления частиц $\Delta V = 0$. Имеется также предельный радиус, определяющий минимальный размер частицы, которую можно удалить. В общем случае этот радиус соответствует пику профиля Рэнкина для окружной скорости (т.е. радиусу равен 0,4 – 0,6). Используя закон Стокса для скорости перемещения частицы, испытывающей сопротивление

потока, и считая, что наружная часть потока представляет свободный вихрь, можно вывести следующее выражение для минимального размера удаляемой частицы:

$$d_{\min} = \frac{1}{\Gamma} \left[\frac{36Q_r \pi \mu_z}{h(\rho_u - \rho_z)} \right]^{0,5} \cdot \frac{1}{wr_i}, \quad (1.40)$$

где $\Gamma = 2\pi r \cdot w$, w – угловая скорость, м/с.

Q_r – поток массы радиальном направлении, м³/с.

Таким образом, эффективность улавливания снижается при увеличении вязкости газа, диаметра циклона, выхлопного диаметра, снижении входной скорости, плотности частицы и высоты циклона. Следует отметить довольно сложное влияние температуры газа на характеристики циклона, которое связано с увеличением вязкости газа, что приводит к уменьшению времени релаксации τ . Снижается также показатель степени в зависимости для эффективности улавливания, однако для частиц с размерами менее 30 мкм это влияние не слишком существенно [127, 132, 133].

В некоторых работах [134] учитывается эффект упругого отскока. Скорость его можно оценить разными методами. В частности, считалось, что скольжение между частицами отсутствует, эффективным диаметром трубы является ширина входного патрубка, содержание частиц низкое, диаметр влияет таким образом, что скорость упругого отскока пропорциональна ширине входного патрубка в степени 0,4 (что довольно точно для сферических частиц).

В результате работ [132 – 134] удалось разработать подход к выбору оптимальной конструкции циклона. Полученные данные объясняют слабое влияние увеличения входной скорости газа на эффективность улавливания. При этом оптимальным является диапазон входных скоростей 16 – 30 м/с.

Оригинальный подход к анализу работы циклонов разработан в [135] на основе уравнения Энштейна – Фоккера, связывающего вероятность достижения пылевой частицей определенного радиуса (границы улавливания) с силовыми и

случайными факторами, действующими на частицу. Принимая ряд традиционных для других теоретических решений допущений, получена зависимость для фракционной эффективности улавливания. Анализ решения показывает, что на величину размера граничного зерна (минимального диаметра улавливания) наибольшее влияние оказывает (при прочих одинаковых свойствах частиц и газа) соотношение между максимальной скоростью вращения газа и радиальной скоростью стока. На основе анализа полученных соотношений автор [135] делает вывод о возможности существования оптимальных условий улавливания.

Помимо изложенного имеются и другие описания условий движения газа и частиц в циклонах, в целом укладывающиеся в рамки указанных выше основных положений.

Существуют многочисленные рекомендации по расчету фракционной эффективности. В настоящем разделе рассмотрены только наиболее подтвержденные экспериментальными исследованиями и теоретически обоснованные.

В нашей стране наиболее часто используются нормативные рекомендации [136], основанные на богатом экспериментальном материале, обработанном в виде зависимостей, использующих подход [135]. Расчет парциальной эффективности производится по формуле:

$$\eta_n = \int_{-\infty}^{\lg \frac{d_i}{d_{50}}} \frac{100}{\lg \sigma \eta \sqrt{2\pi}} \cdot \exp \left(-\frac{\lg \frac{2d_i}{d_{50}}}{\lg^2 \sigma \eta} \right) \cdot d \left(\lg \frac{d_i}{d_{50}} \right), \quad (1.41)$$

где $\lg \frac{d_i}{d_{50}}$ – логарифм отношения текущего диаметра частиц к диаметру частиц, осаждаемых с эффективностью 50 %,

$\lg \sigma \eta$ – стандартное отклонение в функции распределения парциальных коэффициентов частиц.

В [136] даны опытные значения d_{50} и $\lg \sigma \eta$ для определенных типов циклонов. По ним можно построить зависимость фракционной эффективности

улавливания от размеров частиц в нормально – логарифмических координатах в виде прямой. При этом значение d_{50} соответствует фракционному КПД 50 % , а диаметр частиц, улавливаемых с эффективностью 84,7 % рассчитывается так:

$$\lg 84,1 = \lg \sigma\eta + \lg d_{50} \quad (1.42)$$

Общий КПД очистки определяется по формуле:

$$\eta = \frac{1}{2} [1 + \varphi(x)] \cdot 100 \quad (1.43)$$

где $\varphi(x)$ - интеграл вероятности (табл. знач.) при:

$$x = \frac{\lg \frac{d_m}{d_{50}}}{\sqrt{\lg^2 \sigma\eta + \lg^2 \sigma_\psi}}, \quad (1.44)$$

где d_m – средний диаметр частиц на входе, м,

$\lg \sigma_\psi$ – стандартное отклонение в функции распределения частиц на входе в циклон.

Величины d_m и $\lg \sigma_\psi$ определяются построением в нормально-логарифмических координатах по известному фракционному составу частиц на входе в циклон. Для пересчета табличных параметров величин d_{50}^T , полученных при определенных температурных условиях, скоростях газа (U_ψ) и диаметре циклона (D_ψ), используется зависимость:

$$d_{50} = d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{D_\psi}{D_\psi^T} \cdot \frac{\rho_\psi^T}{\rho_\psi} \cdot \frac{\mu_\psi}{\mu_\psi^T} \cdot \frac{U_\psi^T}{U_\psi}}, \quad (1.45)$$

где индекс «Т» – табличные параметры,

μ_ψ – вязкость газа, Па·с.

Недостатком приведенного подхода является то обстоятельство, что значения d_{50}^T и $\lg \sigma_\psi$ даны для вполне определенных соотношений размеров циклонов и относительно узком диапазоне скоростей и физических параметров

газа. Поэтому, строго говоря, они не могут использоваться для других типов циклонов, помимо стандартных.

Теоретический подход [132 – 134], изложенный ранее, позволил предложить следующую расчетную зависимость:

$$\eta_{\text{фр}} = 1 - \exp \left\{ -2 \left[\frac{G \tau_i Q_r}{D_u} (n+1) \right]^{\frac{0.5}{n+1}} \right\}, \quad (1.46)$$

$$\text{где } n = 1 - \left[1 - 0,669 D_u^{0,14} \right] \cdot \left(\frac{t_2 + 273}{293} \right)^{0,3} \quad (1.47)$$

$$\tau_i = \frac{\rho d_i^2}{18 \mu_2} - \text{время релаксации, с}, \quad (1.48)$$

$$G = \frac{8 K_c}{K_a^2 \cdot K_6^2} - \text{показатель вихря}, \quad (1.49)$$

Показатель вихря зависит от геометрических параметров циклона $K_a = a/D_u$, $K_6 = \vartheta/D_u$, $K_c = (2V_s + V_{nl})/2D_u^3$, $V_s = [\pi(h_{mp} - \vartheta/2)(D_u - D_{mp})]/4$, где a и ϑ – ширина и высота входного патрубка циклона, м; h_{mp} и D_{mp} – высота и диаметр выхлопной трубы, м; V_{nl} – величина объема нижней части рассчитывается в зависимости от соотношения её реальной высоты и расчетной высоты радиального вихря.

Еще один подход к расчету фракционной эффективности изложен в работе [137] и получил свое развитие в [138] применительно к высокотемпературным циклонам. Рассматривая модель [134] автор [137] отмечает, что эта модель учитывает турбулентное перемешивание частиц и ближе соответствует опытным данным, однако требует уточнения в части распределения времени пребывания в отдельных зонах циклона, тогда как в [134] считается среднее время релаксации. Необходимо также учитывать турбулентный обмен частицами между подъемной и опускной зонами циклона. Автор [137] предлагает трехзонную модель циклона: зона входа, опускного потока и подъемного потока. Турбулентное смешение

определяется по профилю радиальных концентраций в каждой зоне с учетом обмена частиц. Таким образом, в анализ включается реальная геометрия циклона, добавляется обмен частиц между зонами 2 и 3, учитывается распределение времени релаксации. В зонах 1 и 2 газ и частицы движутся вниз, в зоне 3 скорость газа направлена преимущественно вверх.

Рабочая высота циклона принимается равной $H - \frac{b}{2}$ если она меньше высоты обратного вихря, рассчитанного по [139]. В противном случае считается, что она равна (l). Далее записываются дифференциальные уравнения для содержания частиц в каждой зоне, уравнения баланса сил инерции и лобового сопротивления, выражения для потоков частиц по зонам, радиальной, аксиальной и тангенциальной скоростей. Решение этих уравнений дает следующие зависимости для определения эффективности улавливания:

$$\eta_{\phi p} = 1 - \left[k_0 - (k_1^2 + k_2)^{0,5} \right] \cdot \exp \left[\frac{-2\pi R_0 U_{pw} l}{Q_g} \right], \quad (1.50)$$

$$\text{где } k_0 = \frac{R_u U_{pw} + R_{mp} U_{ru} + R_{mp} U_{p\vartheta}}{2R_{mp} U_{p\vartheta}}, \quad (1.51)$$

$$k_1 = \frac{R_{mp} U_{p\vartheta} - R_{mp} U_{ru} - R_u U_{pw}}{2R_{mp} U_{p\vartheta}}, \quad (1.52)$$

$$k_2 = \frac{R_u}{R_{mp}} \cdot \frac{U_{pw}}{U_{p\vartheta}}, \quad (1.53)$$

где R_u, R_{mp} – радиусы циклона и выхлопной трубы, м,

Q_g – объемный аксиальный расход газа, м³/с,

U_{pw} – тангенциальная скорость частиц на стенке, м/с,

$U_{p\vartheta}$ – аксиальная скорость частиц в зоне 3, м/с,

U_{ru} – радиальная скорость частиц в зоне 3, м/с.

Изложенная выше трехзонная модель процессов в циклонах может являться основой для дальнейшего анализа и сопоставления опытных данных с расчетом. Для такого сопоставления необходимо отобрать представительные экспериментальные работы прежде всего применительно к высокотемпературным аппаратам. К сожалению, такого рода данных явно недостаточно.

Сопротивление циклона может быть рассчитано по зависимости:

$$\Delta P_{\text{ц}} = \psi_{\text{ц}} \cdot \xi_{\text{ц}} \cdot \frac{U_{\text{ц}}^2 \rho_{\text{г}}}{2} \quad (1.54)$$

где $\psi_{\text{ц}}$ – поправка на влияние входной концентрации потока,

$\xi_{\text{ц}}$ – коэффициент сопротивления циклона, приведенный к скорости в нем ($U_{\text{ц}}$).

Величина коэффициента сопротивления циклона зависит от его геометрических характеристик. В отечественных материалах как правило даются значения коэффициентов сопротивления применительно к определенным типам циклонов, поэтому оценить сопротивление циклона с другими соотношениями размеров [136] довольно затруднительно. Наиболее близкими по конструкции к применяемым в котлах ЦКС циклонам являются циклоны ЦП 15У для которых $\xi_{\text{ц}} = 170$.

В соответствии с данными [128] коэффициент сопротивления равен:

$$\xi_{\text{ц}} = k \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot \left(\frac{D_{\text{ц}}^2}{ab} \right) \cdot \left(\frac{D_{\text{ц}}}{D_{\text{мп}}} \right)^2 \quad (1.55)$$

где значение коэффициента $k=16$.

В работах [78, 81] для расчета коэффициента сопротивления предлагается зависимость (в записи подобной формуле 1.62):

$$\xi_{\text{ц}} = k \cdot \left(\frac{\pi}{4} \right) \cdot \left(\frac{D_{\text{ц}}^2}{ab} \right)^2, \text{ где } k = 10 \quad (1.56)$$

В более поздних работах [140, 141] учитывается соотношение диаметров циклона и выхлопной трубы:

$$\xi_{\mu} = k \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot \frac{D_{\mu}^2}{ab} \left[11,3 \left(\frac{ab}{D_{mp}^2}\right)^2 + 2,33 \right] \quad (1.57)$$

Наиболее представительная и хорошо обоснованная зависимость приведена в [142], эмпирический коэффициент в которой получен на основе опытных данных по высокотемпературным циклонам и учитывает еще и отношение диаметра циклона и его высоты за вычетом высоты выхлопного патрубка внутри циклона:

$$\xi_{\mu} = 27,9 \cdot \frac{D_{\mu}^2}{a \cdot b} \cdot \left(\frac{D_{\mu}}{D_{mp}}\right)^2 \cdot \frac{D_{\mu}}{H_0 - h_{mp}} \quad (1.58)$$

Влияние концентрации рассмотрено в ряде работ. В [136] указано, что при концентрации $C > 150 \text{ г/м}^3$ величина $\psi_{\mu} = 0,87$, а в диапазоне $0 < C < 150 \text{ г/м}^3$ увеличивается примерно от 1. Уменьшение сопротивления при росте концентрации на входе связано со снижением крутки потока и перераспределением кинетических энергий газа и твердой фазы. В [143] зависимость от концентрации также рекомендуется как линейная. Очень сильное влияние концентрации следует из зависимостей [144], которые были подтверждены данными [142] при концентрации до 140 г/м^3

$$\psi_{\mu} = 1 - 0,02C^{0,7}, \quad (1.59)$$

где C – запыленность в г/м^3 .

В работе [145] предложена эмпирическая зависимость для расчета ψ_{μ} :

$$\psi_{\mu} = \frac{1}{3,1\mu^{0,7} + 1} + 0,67\mu, \quad (1.60)$$

где $\mu = \frac{G_u^{6x}}{G_u^{6x} + G_2}$ – массовая концентрация частиц на входе в циклон,

G_u^{6x} – расход частиц на входе в циклон.

Применительно к ударно-инерционным сепараторам имеется опыт использования жалюзийных сепараторов [136]. Для традиционных условий относительно низкой запыленности их применение оказалось не эффективным. Однако, при высокой концентрации частиц эффективность их улавливания достаточно велика. В работе [146] выполнено математическое моделирование течения и визуализация на лотках применительно к аэродинамической модели швеллеркового сепаратора. Показано, что увеличение ширины полки и боковых краин должно способствовать росту эффективности улавливания. Уменьшение шага между рядами увеличивает сопротивление при незначительном росте эффективности улавливания. Основная масса частиц улавливается на первых двух рядах, а для полного улавливания частиц с размерами приблизительно 100 мкм достаточно четырех рядов. Ряд опытных данных по суммарному КПД улавливания приведен в [147]. Однако, данных для расчета и оптимального проектирования таких сепарационных устройств пока еще слишком мало.

В результате анализа данных по сепарации частиц в системах с циркулирующим кипящим слоем можно заключить, что:

- эффективность улавливания оказывает решающее влияние на состав и расход циркулирующего материала;
- достаточно глубоко изучены процессы и разработаны теоретические модели течения в циклонах, однако, еще имеются ряд расхождений в толковании этих процессов, что делает необходимым использование эмпирических коэффициентов;
- в качестве основы для дальнейших расчетных разработок может быть использована трехзонная модель течения;
- отечественные рекомендации относятся к определенным конструкциям циклонов и не могут быть применены в полной мере к циклонам котлов с

ЦКС. Необходимо проведение моделирования характерных конструкций циклонов в стендовых условиях;

- сопротивление циклонов при высокой запыленности существенно зависит от концентрации частиц, вопросы влияния концентрации частиц на сопротивление циклона следует изучить в стендовых условиях;
- при высокой концентрации потока эффективность простых ударно-инерционных сепараторов существенно возрастает, что делает актуальным исследование таких конструкций сепараторов.

1.7. Работа систем возврата и пневмозатворов

Работа системы возврата уловленной в сепараторах золы во многом определяет надежность работы котла ЦКС. Обычно система возврата состоит из вертикального стояка, пневмозатвора и короткой течи возврата золы в топку. Важным является правильный выбор размеров (диаметр, высота) стояков и режимов псевдоожижения.

Пневматические клапаны имеют различную конструкцию. На рисунке 1.16 схематично показаны наиболее распространенные клапаны.

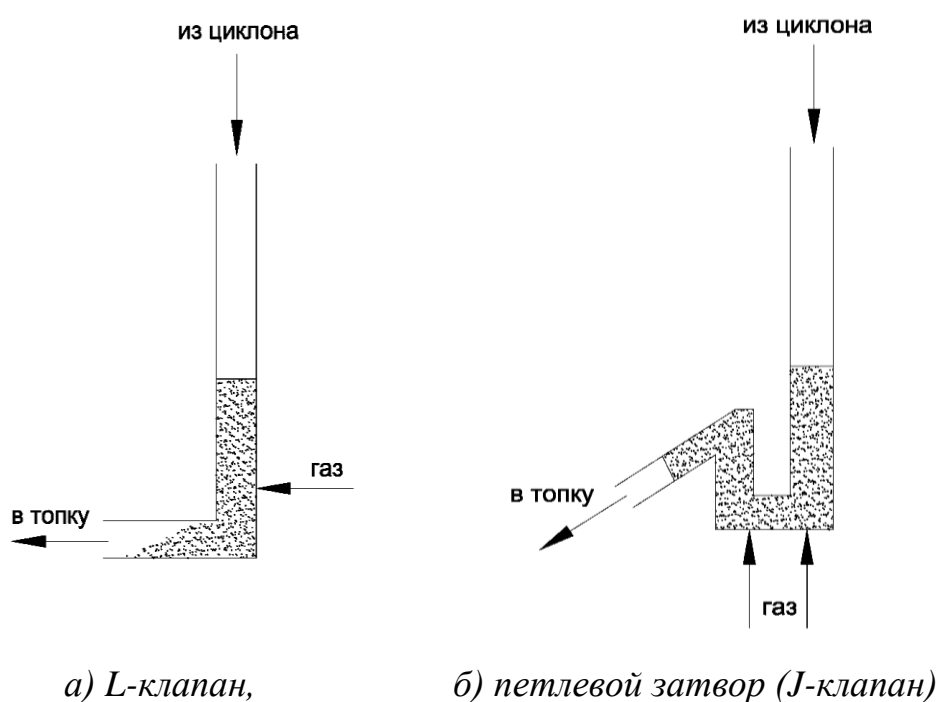


Рисунок 1.16 – Схемы пневмозатворов циркуляционных контуров:

Они работают по принципу псевдооживленных затворов, причем запирающую функцию выполняет подъемный участок с наклонной течкой возврата в топку (петлевой затвор или J-клапан) или горизонтальный участок, соединяющий стояк с топкой (L-клапан). Клапаны препятствуют проникновению газов из топки в стояк и циклон. При отсутствии подачи воздуха в клапан материал не движется. При достижении определенного расхода воздуха материал переходит в псевдожидкое состояние и движение его начинается.

Немеханические питатели лучше всего работают с материалами группы «В» на диаграмме Герлдарта. L-клапан не следует применять для материалов группы «С» и «А». В [148] указывается, что область размеров частиц при использовании L-клапанов составляет от 80 мкм до 8 мм. В [148] рекомендуется длина горизонтального участка L-клапана не менее 1,5 – 2 диаметров. При длине трубы более $L/D = 8$ может происходить забивание клапана. Ряд практических рекомендаций для различных типов пневматических клапанов дан в [149].

Важным является выбор места ввода аэрирующего воздуха в стояк. По результатам исследований [150] ввод газа на отметке менее 2 диаметров стояка (от оси горизонтального участка) является неэффективным, так как газ сразу же поступает в горизонтальный участок. Минимальная высота стояка определяется исходя из перепада по топке с учетом сопротивления золоуловителя.

Предполагая, что течение в нижней части стояка происходит в плотном слое, градиент давления может быть рассчитан по формуле Эргана в условиях минимального псевдооживления.

Скорость скольжения частиц (U_c) при опускном движении определяется как сумма скорости твердых частиц и газа:

$$U_c = U_q + U_z = \frac{G_q}{F_{cm}\rho_q(1-\varepsilon)} + \frac{G_z}{F_{cm}\rho_z\varepsilon}, \quad (1.61)$$

где U_q и U_z – скорости частиц и газа, м/с,

G_q и G_z – расход частиц и газа, кг/с,

F_{cm} – сечение стояка (L-клапана), м²,

ε – порозность движущегося слоя.

Вместе с тем, определить ее довольно трудно, если не знать долю воздуха, поступающего в стояк (стояк L-клапана в том числе), от общего расхода воздуха, поданного в нижнюю часть стояка. Известно, что значительная часть воздуха уходит с потоком материала в подъемную часть затвора или в горизонтальную часть L-клапана [148, 151, 152, 153]. Расход материала измеряется, а связь порозности, скорости скольжения и градиента давления определяется выражением Эргана:

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right) = \frac{150\mu_z}{d_c^2} \cdot U_c \cdot \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)^2 + \frac{1,75\rho_z}{d_c} \cdot U_c^2 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right) \quad \text{или}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = a_1 \cdot U_c \cdot \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)^2 + b_1 \cdot U_c^2 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right), \quad (1.62)$$

где $a_1 = \frac{150\mu_z}{d_c^2}$, а $b_1 = \frac{1,75\rho_z}{d_c}$.

Для порозности в режиме движения в опускном плотном слое Ноултоном [149] предложена простая линейная зависимость:

$$\varepsilon = \varepsilon_B + (\varepsilon_{mf} - \varepsilon_B) \frac{U_c}{U_{mf}/\varepsilon_{mf}}, \quad (1.63)$$

где ε_B – порозность вибрационного слоя.

Зависимости (1.62) и (1.63) приводят к кубическому уравнению между скоростью скольжения и градиентом давления.

Другой подход может быть связан с отношением градиентов давления при опускном движении и при минимальном ожижении:

$$\left(\frac{\bar{\Delta P}}{L}\right) = \frac{U_c}{U_{mf}} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right)^2 \cdot \left(\frac{\varepsilon_{mf}}{1-\varepsilon_{mf}}\right)^2, \quad (1.64)$$

где $\left(\frac{\bar{\Delta P}}{L}\right) = \left(\frac{\Delta P}{L}\right) / \left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf}$, который также приводит к кубическому уравнению.

Таким образом, важным является определение условий начала оживления в стояках и затворах и расчет скорости скольжения, определяющей режим движения в стояке.

Опускное движение в стояке может происходить в режиме движущегося вниз плотного слоя или в переходном режиме, при большом расходе воздуха в стояк возможен и режим с пузырьковым оживлением, который может приводить к проскоку воздуха в циклон. Границы режимов зависят от скорости скольжения (суммы скоростей материала и газа с разными знаками направления движения). Если скорость скольжения положительна (положительное направление – вниз), то движение происходит в плотном слое, если отрицательно – то в переходном режиме, а при большом значении этой скорости – в режиме пузырькового слоя. Для расчета и конструирования циркуляционных систем и пневматических клапанов очень важным является определение граничных режимов начала движения материала и начала поршневого движения (по западной терминологии – «слаггинг»). В таком режиме могут развиваться колебания давлений и уровня слоя в стояке, которые приводят к не стабильным процессам во всем контуре циркуляции. Ниже изложены теоретические подходы, определяющие рабочий диапазон режимных параметров.

Гидродинамика и условия начала движения в L-клапане рассмотрены в [154, 155]. При движении в нижней части стояка на повороте в горизонтальную часть L-клапана образуется зона неподвижных частиц. При этом с ростом расхода частиц эта зона сокращается, как это показано на рисунке 1.17 (по данным [156], приведенным в [155]).

В [154] рассмотрен баланс сил в нижней части стояка с учетом аксиального распределения вертикальных напряжений между частицами. В соответствии с законом моментов движения определена сила, действующая на дно клапана, ее вертикальная и горизонтальная составляющая, и дана зависимость для эффективного горизонтального напряжения между частицами в начале горизонтального участка.

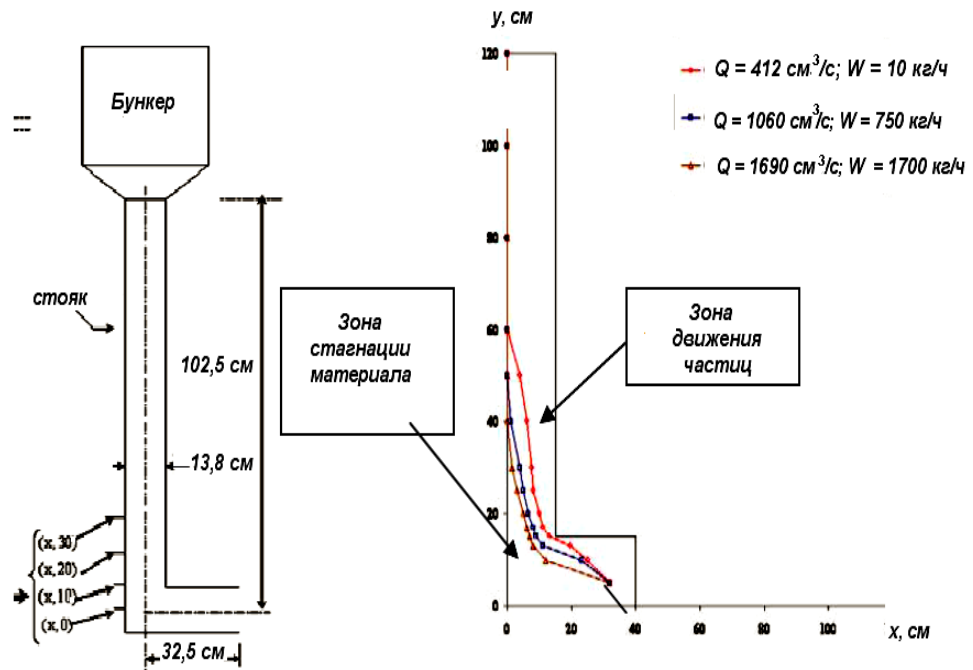


Рисунок 1.17 – Траектории частиц в нижней части модели L-клапана по данным [156]

Зависимости [154] довольно сложны и требуют учета угла действия сил, эффективных коэффициентов трения и так далее. Более простые выражения получены в [154] для расходов газа в стояк и горизонтальную часть клапана в зависимости от перепадов давлений между точкой ввода газа (P^*) и уровнем слоя в стояке (P_2) и давлением в реакторе ЦКС в месте входа L-клапана (P_1). Они записаны с учетом эмпирической зависимости [152] для коэффициента «К» (фактически – это первый член уравнения Эргана):

$$K_{гор} = 154 \frac{\mu_2}{d_c^2} \left(\frac{1 - \varepsilon_{гор}}{\varepsilon_{гор}} \right)^2; \quad K_{ст} = 154 \frac{\mu_2}{d_c^2} \left(\frac{1 - \varepsilon_{ст}}{\varepsilon_{ст}} \right)^2, \quad (1.65)$$

где $\varepsilon_{гор}$ и ε_c – порозность в горизонтальной части L-клапана и в стояке.

Условия начала движения материала в L-клапане рассмотрены в [155] на базе уравнения Эргана. При этом рассматривается только первый член этого уравнения, причем принимается, что скорость скольжения равна скорости газа. Автор [155] рассматривает условия движения, характерные для лабораторных установок с разомкнутым контуром, когда давление в месте ввода материала и

давление над уровнем слоя в стояке равны, то есть $P^* = P_1 = P_2$. Аэрация в начале движения частиц соответствует таковой, чтобы подъемная сила газа превысила трение между частицами и трение между частицами и стенкой. Считается, что в точке начала движения частиц имеется некое критическое относительное сечение для прохода воздуха f_0 .

Тогда выражение для критического (минимального) расхода воздуха при начале движения частиц в L-клапане равно:

$$Q_{кр} = f_0 \cdot F_{см} \frac{\varepsilon^3 \cdot d_c^2 (\rho_ч - \rho_г) g}{150(1 - \varepsilon)\mu_г} \cdot \frac{H_{см} + L_{гор}}{L_{гор}} \quad (1.66)$$

где $L_{гор}$ – длина горизонтальной части L-клапана, м,

$H_{см}$ – высота уровня слоя в стояке, м.

Выполненная в [155] обработка экспериментальных данных ряда широко известных исследований дала значение критического относительного сечения 0,07. В этом случае формула для относительной скорости газа становится простой, причем эта скорость зависит только от отношения высоты слоя в стояке и длины горизонтальной части L-клапана:

$$\bar{U} = \frac{U_{кр}}{U_{mf}} = 0,07 \frac{H_{см} + L_{гор}}{L_{гор}} \quad (1.67)$$

Упрощенный подход, предложенный в [155], не вполне пригоден для расчета начала движения в замкнутом контуре. Этот подход не учитывает, что давления в реальном контуре циркуляции взаимосвязаны, в точке возврата золы в реактор с ЦКС давление определяется с учетом перепада давлений в этом реакторе, а в верхней части стояка зависит и от сопротивления циклона.

Для систем с относительно небольшими линейными размерами предельные режимы могут происходить по причине начала поршневых режимов с образованием пузырей, перекрывающих сечение. Такие явления в зарубежной терминологии называют «слаггинг». В [153] дана широко известная формула для скорости начала поршневого режима:

$$U_{пор} = 0,35\sqrt{gD_{ст}}, \quad (1.68)$$

где $D_{ст}$ – диаметр стояка, м.

Для небольших стояков с диаметром менее 0,1 м эта скорость может быть менее 0,35 м/с, что всего в 2 – 5 раз больше характерной для лабораторных установок скорости минимального псевдооживления. В [157] рассмотрены два типа «слаггинга» в зависимости от расхода (скорости) материала. Первый тип (тип А) подобен явлению в пузырьковом кипящем слое, когда поднимающийся пузырь близок по размерам к диаметру стояка. Второй тип (тип Б) возникает, когда газовый пузырь полностью перекрывает сечение и поднимает некую группу частиц над собой. При этом опускное движение частиц происходит в виде дождя, когда эта группа частиц разбивается. Этот режим возникает, когда частицы способны к сцеплению. Тип Б «слаггинга» опасен тем, что может приводить к выбросу частиц в циклон. Он происходил в опытах [156] при скоростях в реакторе ЦКС 3,6 – 4,3 м/с и скорости материала в стояке более 0,3 м/с. При скорости материала менее 0,025 м/с происходил «слаггинг» типа А. Иногда оба типа «слаггинга» отмечались, причем тип В в стояке, а тип А – в подъемной части затвора, так как его сечение было больше, чем сечение стояка. В [157] рекомендуется поддерживать скорость материала менее 0,025 м/с.

Важным является расчет всего контура циркуляции. Для этого разрабатываются так называемые балансовые модели распределения давлений [158, 159]. В [160] представлен подход и дан алгоритм компьютерного расчета баланса давлений в контуре циркуляции.

В [161] рассмотрены вопросы определения расхода циркуляции в системах со связанными между собой реакторами ЦКС и КС и определяется влияние работы систем возврата и перетоков между реакторами. Такие исследования очень важны для создания подобных систем. Очевидно, что вопросы гидродинамики соединенных между собой аппаратов с кипящим слоем крайне важны для организации процесса сжигания топлив с сепарацией CO_2 в химических циклах. Среди них важнейшими являются правильный выбор

режимов ожижения для заданных характеристик частиц, определение расхода циркулирующих частиц и времени их пребывания в реакционных зонах, определение потерь давления и характеристик движения частиц в стояках и затворах. При этом вопросы гидродинамики тесно связаны с кинетикой реакций [162 – 165].

Работа [166] посвящена исследованию гидродинамики связанных реакторов применительно к условиям работы полигенерирующих систем, в [167] подобные исследования выполнены для условий работы системы карбонатных циклов очистки дымовых газов от CO_2 .

Выполненный в разделе 1.7 анализ позволяет сделать следующие выводы:

- для разработки методики расчета систем возврата материала установок с ЦКС важным является определение условий начала ожижения в стояках и затворах и расчет скорости скольжения, определяющей режим движения в стояке;
- необходимо проведение экспериментальных исследований граничных режимов движения. Упрощенный подход, предложенный в [155], не вполне пригоден для расчета начала движения в замкнутом контуре. Этот подход не учитывает, что давления в реальном контуре циркуляции взаимосвязаны, в точке возврата золы в реактор с ЦКС давление определяется с учетом перепада давлений в этом реакторе, а в верхней части стояка зависит и от сопротивления циклона;
- важным является исследование режимов работы пневматических клапанов с определением требуемого расхода ожижающего агента при работе клапанов в контуре циркуляции с изменяющимся перепадом давления в реакторах и сопротивлением циклонов.
- вопросы гидродинамики соединенных между собой аппаратов с кипящим слоем крайне важны для организации процесса сжигания и газификации топлив с сепарацией CO_2 в химических циклах, а также полигенерирующих системах с пиролизом и дожиганием полукокса. Среди них важнейшими являются правильный выбор режимов ожижения для заданных характеристик частиц, определение расхода циркулирующих частиц и времени их пребывания в

реакционных зонах, определение потерь давления и характеристик движения частиц в стояках и затворах.

1.8. Методы расчета котлов с ЦКС

Зарубежные котлостроительные фирмы используют при проектировании оборудования собственные методика расчета, основанные на опыте данной фирмы. Эти методики являются «ноу-хау» каждой фирмы и, как правило, заключены в некий программный продукт, не позволяющий пользователю выходить за жесткие рамки определенных технических решений. В нашей стране существуют нормативные методы теплового [168], гидравлического и аэродинамического расчета котельных агрегатов. Котлостроительные заводы в основном используют эти общепринятые нормы и разработанные на их основе программы расчета с учетом особенностей производства и наличием собственных расчетных проработок. До настоящего времени в нормативном методе теплового расчета нет рекомендаций по расчету котлов с кипящим и циркулирующим кипящим слоем. Это связано с отсутствием отечественного опыта эксплуатации энергетических котлов с кипящим слоем и ограниченного опыта применения таких котлов в небольших по мощности установках. Имеющиеся данные носят разрозненный характер; из широко опубликованных материалов следует отметить [169]. Кроме того, имеется ряд рекомендаций представленных в отчетах и публикациях НПО ЦКТИ, ВТИ, в диссертационных работах, в особенности подготовленных в Уральском государственном техническом университете.

Большинство специалистов считают, что основой для расчета конвективных поверхностей нагрева котлов с ЦКС может служить нормативный метод [169]. Отличия заключаются в специфических особенностях режимов кипящего слоя, связанных с повышенной концентрацией частиц, что приводит к отличиям в тепловом и материальном балансе топочной камеры. Поэтому расчет гидродинамики и теплообмена в топке с КС и ЦКС является наиболее важным и существенно отличным от такового для традиционного пылеугольного котла. Другими специфическими элементами расчета являются расчет уловителей золы

и системы ее возврата в топку, а при наличии зольных теплообменников – расчет их гидродинамики и теплообмена.

Среди методик и программ расчета котлов с ЦКС следует отметить программу для экспертных оценок показателей котлов с ЦКС CFBCAD и разработанную в ОАО «ВТИ» математическая модель топочного контура котла с ЦКС.

Экспертная система CFBCAD [170] создана для оценки показателей котлов ЦКС. Для данного типа топлива, параметров пара и требований по выбросам CFBCAD позволяет выбрать нужную конструкцию и рассчитает оптимальную конфигурацию котла ЦКС. Хотя программа рассчитывает котел в целом, разработчики могут контролировать каждый шаг проектирования.

Основная структура программы показана на рисунке 1.18.

Для расчета основных параметров использованы рекомендации [171 – 174].

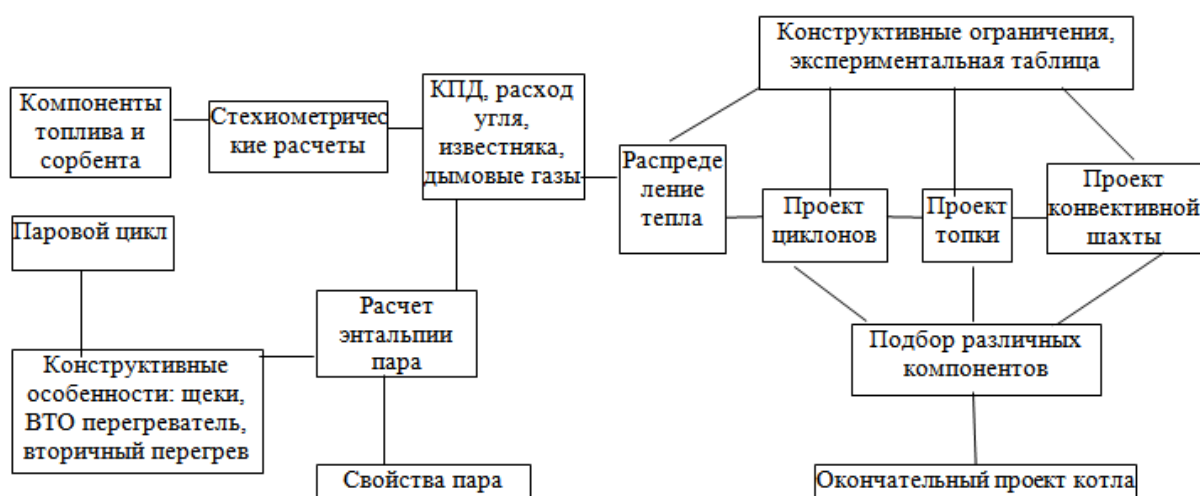
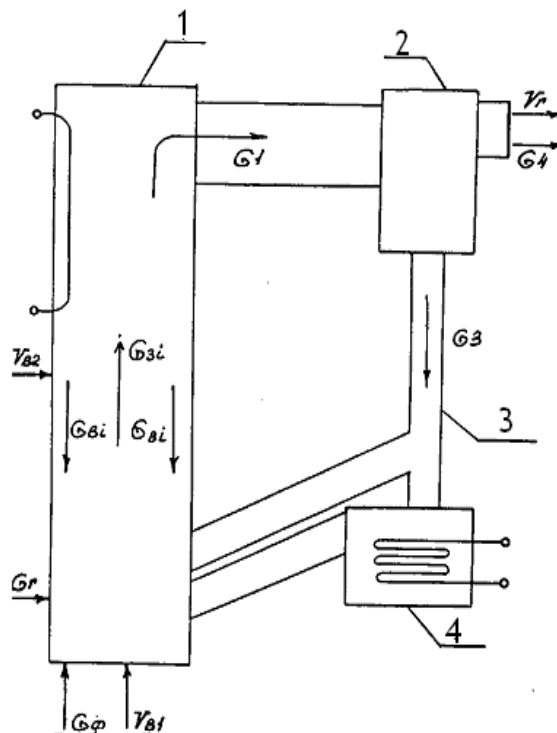


Рисунок 1.18 – Структура программы CFBCAD

Результаты расчета по экспертной программе сравнивались с двумя действующими крупными электростанциями: – Point Aconi в Канаде, 165 МВт с ширмами и без внешних теплообменников (ВТ) и E. Nuchet во Франции, 125 МВт с ВТ. Результаты, полученные с помощью Экспертной программы, оказались близки к значениям для реальной электростанции. В целом программа показала

хорошую сходимость результатов расчетов с реально действующими котлами, ее можно применять в основном для оценки показателей котлов ЦКС [175]. Использование ее для проведения конструкторского расчета котла с ЦКС проблематично.

В ОАО «ВТИ» разработана одномерная математическая модель расчета топочного контура, описанная в [176, 177]. Расчетная схема топочного контура представлена на рисунке 1.19. В топочном объеме выделяются две характерные зоны: турбулентный кипящий слой с высокой концентрацией твердой фазы ($400 - 700 \text{ кг/м}^3$) и надслоевое пространство, концентрация твердых частиц, в котором по высоте топочной камеры, меняется от параметров плотного слоя до значений порядка 10 кг/м^3 . В слой подается смесь топлива и известняка, для связывания образующегося SO_2 , с расходом V_T , состоящая из частиц различного размера.



1 – топочная камера; 2 – циклон; 3 – линия возврата; 4 – внешний теплообменник

Рисунок 1.19 – Расчетная схема топочного контура

Из турбулентного слоя выносятся некоторый расход твердой фазы и после прохождения надслоевого пространства дисперсный поток (газ+твердые частицы) с расходом G_1 поступает в циклон (2), где твердая фаза сепарируется от

газов. В объеме топочной камеры имеют место подъемные $G_{з1}$ и возвратные $G_{з2}$ (внутритопочная циркуляция) токи твердой фазы. Газы после циклона V_r и расход уноса частиц G_4 поступает в конвективную шахту, а отсепарированные частицы (с расходом возврата G_3) по линии возврата (3) направляется обратно в топочную камеру в зону плотного слоя. На линии возврата установлены внешние теплообменники (4). Весь расход или часть расхода возвратного материала проходит через ВТ, в которых организуется классический кипящий слой, и отдает часть тепла поверхностям нагрева. Из слоя на дне топочной камеры организуется слив части накапливающегося материала (расход G_2), состоящего в основном из частиц большого размера, не способных быть вынесенными газом из топочной камеры.

Контур ЦКС может рассматриваться как комплексная физико-химическая система и в ней могут быть выделены определенные группы процессов на основе соответствия технологическим узлам или качественному отличию. В частности, в особые группы могут быть выделены процессы определяющие тепло- и массоперенос в элементах контура, а именно: гидродинамика потоков дисперсной среды, теплообмен с трубными поверхностями, выгорание топлива с выделением тепла и изменением содержания углерода и кислорода.

Окончательное объединение всех субмоделей, исходя из одномерной постановки, происходит в «блок-модели», организующей их совместную работу. При этом при составлении расчетной схемы движения потоков золы в топочной камере упрощенно предполагалось, что подъемное и возвратное движение золы происходит в вертикальном направлении через все поперечное сечение камеры.

Особенностью является возможность независимого описания процессов массо- и теплопереноса. В этом случае используется переход к модели с сосредоточенными параметрами: «блок-модель». Принимается одномерное разбиение объема контура ЦКС, выделенные объемы - «блоки» рассматриваются как идеально перемешанные и определяются потоки массы и энергии между выделенными объемами через поверхности их разделяющие.

Достаточно удовлетворительный результат получается при разделении топки не менее чем на 10 блоков. В результате расчета с использованием «блок-модели» определяются профили температуры, концентрации кислорода и содержания углерода по высоте топки. В случае динамического моделирования рассчитываются кривые изменения внутритопочных параметров по времени.

На крупной установке мощностью до 5 МВт были выполнены специальные исследования динамики топки при различных возмущениях. Результаты исследований по одномерной модели в целом подтвердили, по крайней мере качественно, правильность разработанной математической модели.

Вместе с тем, как и упомянутую ранее программу CFBCAD эту модель нельзя применить для конструкторского расчета котла. В качестве основы для дальнейших разработок взяты основные положения нормативного метода расчета паровых котлов [168], структурная схема программы CFBCAD с использованием ряда положений математической модели. При этом расчет топочного контура должен выполняться по вновь разработанным зависимостям, должны быть сделаны новые рекомендации по выбору ряда конструктивных и режимных параметров в зависимости от качества топлива (по аналогии с [168]), а расчет поверхностей нагрева в конвективной шахте по рекомендациям [168].

1.9. Постановка задачи исследования

Вопросы гидродинамики топочного контура (контур циркуляции: топка, сепаратор, система возврата) и тесно связанные с ней вопросы теплообмена, улавливания и возврата частиц являются ключевыми для организации эффективного низкотемпературного сжигания различных топлив и условий образования и подавления вредных выбросов. При этом следует отметить, что процессы гидродинамики, по причине сложного характера движения двухфазного потока полидисперсных частиц, не описываются простыми математическими зависимостями. Имеющиеся корреляции носят в основном эмпирический характер и зачастую базируются на данных, полученных на

небольших установках. Поэтому комплексное исследование указанных вопросов безусловно актуально.

Анализ литературных данных по режимам псевдоожижения показывает важность использования критериальных зависимостей и для определения границ режимов ожижения, что особенно важно при проведении исследований на моделях. Важно правильно определить диапазон значений критериев Рейнольдса, Архимеда и Фруда для моделирования процессов гидродинамики топки с ЦКС. Важным также является выбор сечения установки и ее высоты.

Для режимов течения при небольшом ожижении в стояках и пневмозатворах крайне важным является правильный расчет скорости начала псевдоожижения. Для режимов ЦКС более важен расчет скорости витания. Одной из важных задач исследования, в особенности при изучении движения в системах возврата частиц является расчет этих скоростей.

Исходя из выполненного анализа литературных источников по гидродинамике реакторов (топок) с ЦКС можно заключить, что:

- имеются хорошо апробированные расчетные рекомендации для режимов пузырькового ожижения; их можно использовать для расчета зольных теплообменников, установок с ЦКС;

- установки с ЦКС работают в режимах турбулентного слоя и быстрого слоя, причем в их нижней части плотность слоя почти постоянна и зависит от скорости газов, далее по высоте топки плотность падает и достигает значений $4 - 20 \text{ кг/м}^3$ на входе в сепараторы. Профиль концентраций по сечению установок неравномерен с опускным движением частиц вблизи стен;

- имеются зависимости для расчета аксиального профиля концентраций и расхода циркулирующего материала, многие из них не учитывают сепарации частиц в зоне входа в циклон, которая зависит от конструкции и расхода частиц; перспективным представляется использование степенной зависимости для профиля концентраций по высоте топки с учетом коэффициента турбулентной диффузии;

- важным является проведение исследований влияния режимных и конструктивных факторов на профиль концентраций по ширине и высоте установок с определением подъемных и опускных потоков на базе которых необходимо разработать комплексную инженерную модель расчета гидродинамики топок с ЦКС.

Для расчета суммарного теплообмена к экранам топки котла с ЦКС наиболее важным является определение кондуктивной составляющей при теплообмене. В качестве основы для инженерной разработки может быть принята газокинетическая модель расчета. Необходимо установить зависимость для определения влияния неравномерности концентраций потока по сечению в надслоевом пространстве. Определение взаимосвязи процессов теплообмена и гидродинамики является актуальным. Пока еще таких исследований явно недостаточно для получения описания процессов в пристенной зоне.

В результате анализа данных по сепарации частиц в системах с циркулирующим кипящим слоем можно заключить, что:

- эффективность улавливания оказывает решающее влияние на состав и расход циркулирующего материала;

- достаточно глубоко изучены процессы и разработаны теоретические модели течения в циклонах, однако, еще имеются ряд расхождений в толковании этих процессов, что делает необходимым использование эмпирических коэффициентов;

- в качестве основы для дальнейших расчетных разработок может быть использована трехзонная модель течения;

- отечественные рекомендации относятся к определенным конструкциям циклонов и не могут быть применены в полной мере к циклонам котлов с ЦКС. Необходимо проведение моделирования характерных конструкций циклонов в стендовых условиях;

- сопротивление циклонов при высокой запыленности существенно зависит от концентрации частиц, вопросы влияния концентрации частиц на сопротивление циклона следует изучить в стендовых условиях;

- при высокой концентрации потока эффективность простых ударно-инерционных сепараторов существенно возрастает, что делает актуальным исследование таких конструкций сепараторов.

Выполненный анализ работы систем возврата золы позволяет сделать следующие выводы:

- для разработки методики расчета систем возврата материала установок с ЦКС важным является определение условий начала ожижения в стояках и затворах и расчет скорости скольжения, определяющей режим движения в стояке;

- необходимо проведение экспериментальных исследований граничных режимов движения. Упрощенный подход, предложенный в [155], не вполне пригоден для расчета начала движения в замкнутом контуре. Этот подход не учитывает, что давления в реальном контуре циркуляции взаимосвязаны, в точке возврата золы в реактор с ЦКС давление определяется с учетом перепада давлений в этом реакторе, а в верхней части стояка зависит и от сопротивления циклона;

- важным является исследование режимов работы пневматических клапанов с определением требуемого расхода ожижающего агента при работе клапанов в контуре циркуляции с изменяющимся перепадом давления в реакторах и сопротивлением циклонов.

- вопросы гидродинамики соединенных между собой аппаратов с кипящим слоем крайне важны для организации процесса сжигания и газификации топлив с сепарацией CO_2 в химических циклах, а также полигенерирующих системах с пиролизом и дожиганием полукокса. Среди них важнейшими являются правильный выбор режимов ожижения для заданных характеристик частиц, определение расхода циркулирующих частиц и времени их пребывания в реакционных зонах, определение потерь давления и характеристик движения частиц в стояках и затворах.

Для решения этих проблем требуется разработка новых методов моделирования и экспериментального контроля процессов в элементах топочного контура котлов с ЦКС: разработка методических подходов к моделированию

процессов на стендовых установках, разработка новых методик экспериментального контроля сложных процессов в аппаратах с ЦКС для измерения полей концентраций частиц по сечению и высоте установок, подъемных и опускных потоков, особенно в пристенных зонах, локальных датчиков теплообмена и методов контроля расхода циркулирующего материала.

Важной задачей являлись комплексные исследования всех элементов топчного контура, охватывающие гидродинамику пристенной зоны и конвективно-кондуктивный теплообмен, исследовании влияния массы слоя и скорости воздуха при различном уровне слоя в опускном стояке на гидродинамические показатели топки и системы возврата, влияние условий выхода потока из модели топки на внутреннюю циркуляцию частиц (эффективность улавливания в верхней части топки).

В России до сих пор не была разработана программа теплового расчета котлов с ЦКС. Использование известных программ расчета традиционных пылеугольных котлов («ТРАКР», «Бойлер-дизайнер»), основанных на рекомендациях Нормативного метода расчета паровых котлов, может давать ошибочные результаты. Разработка и обоснование достоверного метода расчета топчного контура совершенно необходимого для создания котлов с ЦКС на базе собственных исследований и обобщения литературных данных является основной задачей работы. При ее решении необходимо было также сравнить результаты расчетов с опытными данными по реальным котлам, то есть провести верификацию расчетных моделей.

Анализ современного состояния и развития конструкций котлов с ЦКС показал необходимость разработки и совершенствования основных элементов контура циркуляции (сепаратор, система возврата, зольные теплообменники). Особенно важными и перспективными являются такие разработки применительно к условиям сжигания отечественных топлив, а также к разработке новых мощных блоков на ультрасуперкритические параметры пара.

Задачей исследований являлось также изучение особенностей сжигания различных видов биомассы и отходов, прежде всего, агломерации слоя при наличии в золе биомассы щелочных компонентов.

Для создания предпосылок практического использования технологии необходимо выполнить проектные проработки ТЭС с котлами ЦКС, оценить их стоимость и показатели, провести технико-экономические сравнения с ТЭС на базе пылеугольных котлов, определить влияние различных факторов, включая качество топлива и требования к ограничению вредных выбросов на показатели энергоблоков и выявить условия наиболее эффективного применения технологии ЦКС в России.

Наконец, важной задачей являлось проведение первых в России исследований гидродинамики связанных между собой реакторов для передовых технологий улавливания и захоронения CO_2 с использованием сжигания и газификации топлив в химических циклах, а также полигенерирующих систем с получением электроэнергии, тепла и полезных продуктов.

Глава 2. Исследования процессов и разработка метода расчета гидродинамики топки с ЦКС

2.1. Моделирование процессов гидродинамики аппаратов с ЦКС

Большая часть известных работ по исследованию гидродинамики топок выполнена на «холодных» моделях. Указанные модели обладают рядом преимуществ, связанных с возможностью визуальных наблюдений, относительной простотой организации измерений и небольшими затратами на изучение влияния изменения конструктивных элементов на процессы в моделях котла. Вместе с тем, перенос полученных на таких установках опытных данных на промышленные объекты вызывают значительные затруднения.

Для получения представительных результатов при проведении исследований на изотермических моделях, необходимо корректно выбрать высоту и сечение модели, скорость оживающего воздуха и характеристики используемого материала (размер частиц и их плотность).

При выборе сечения экспериментальной установки следует учитывать, что в установках малого эквивалентного диаметра возможно чрезмерное влияние опускных токов материала вблизи стен на гидродинамику двухфазного потока, вызывающее уменьшение проходного сечения. В зависимости от диаметра и высоты установки зона опускных токов составляет от 20 мм до 70 мм, поэтому при недостаточном эквивалентном диаметре установки могут быть получены искаженные результаты.

При выборе высоты установки необходимо учитывать, что при недостаточной ее высоте может быть завышена величина выноса материала в контур циркуляции и искажен профиль объемной концентрации частиц по высоте модели. Необходимо, чтобы в верхней части установки имелась достаточно большая зона со слабым изменением концентрации в ней. Известно, что высота подброса частиц в реальных котлах составляет 3 – 5 м. Учитывая изложенное, минимальная высота установки должна быть не менее 5 м.

При определении размера и плотности частиц необходимо учитывать существенное влияние следующих комплексов: безразмерной порозности, критериев Рейнольдса, Архимеда и Фруда. Для реальных котлов с ЦКС характерны следующие значения указанных критериев: $Fr = 6500 - 20000$; $Re = 6 - 14$; $Ar = 30 - 200$. Получить вышеуказанные значения всех основных критериев на изотермических установках возможно лишь при использовании в качестве материала мелких металлических шариков ($d_c \approx 50$ мкм, $\rho \approx 7000$ кг/м³), но при этом трудно обеспечить необходимую полифракционность.

Вместе с тем, опираясь на данные по диаграммам режимов (смотри раздел 1.4) может быть определен необходимый диапазон параметров, характерных для реальных режимов котлов с ЦКС. На основе баланса сил и массовых потоков получено, что величина удельного градиента давления является функцией критерия Fr в степени 0,5 и критерия Ar , величины порозности минимального псевдооживления и комплекса, отражающего соотношение массовых потоков твердых частиц и газа.

Таким образом, можно заключить, что важным является поддержание близких значений порозности в верхней части модели, которая обеспечивает подобные значения отношения массовых потоков частиц и газа. При этом возможно использование близких скоростей газов и характерных размеров частиц и их плотности. Следует также использовать геометрические размеры моделей с ограничениями по минимальным диаметрам (площади) и высоте установки.

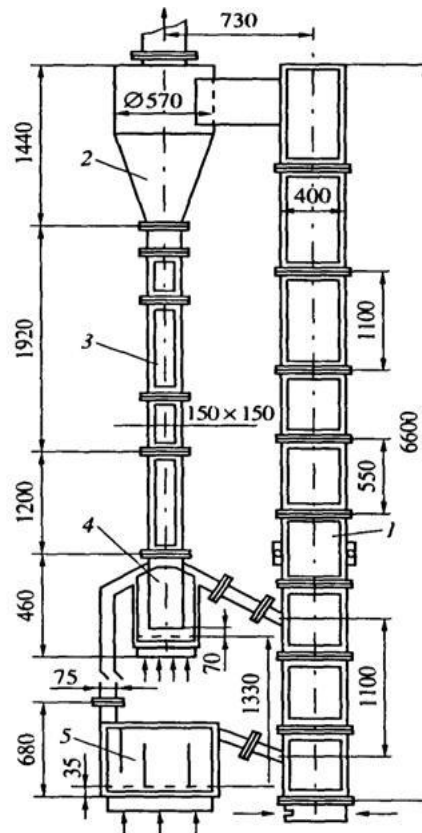
Материалом близким к золе топлива по плотности и полидисперсности является кварцевый песок, который и использовался в большинстве опытов при проведении экспериментальных исследований на изотермической установке. Для исследования влияния свойств материала (в частности, плотности и коэффициента формы) в экспериментах использовался также анионит, который, как зола и песок, относится к материалам группы «В» по диаграмме Гелдарта. При проведении исследований необходимо выполнять их в условиях материала разного среднего размера. Этот диапазон средних размеров при истинной

плотности около 2500 кг/м^3 составляет $0,1 - 0,3 \text{ мм}$. Для материалов с меньшей плотностью средний размер может быть выше.

Важным является определение влияния массы слоя и скорости газа. Характерная масса слоя для режимов ЦКС определяется первоначальной засыпкой, которая обычно составляет $0,4 - 1 \text{ м}$. В зависимости от насыпной плотности и размеров частиц перепад давлений в модели топки составляет от 4 до 15 кПа. Диапазон характерный скоростей газа находится на уровне $3 - 7 \text{ м/с}$.

2.2 Экспериментальные установки и методики исследования

Приведенные в разделе 2.1 подходы были использованы при разработке крупной аэродинамической установки и определении режимных характеристик проведения исследований. Аэродинамическая установка и применяемые на ней методы исследования подробно описаны в [178 – 183]. Первоначальная схема этой установки приведена на рисунке 2.1.



1 – модель топки; 2 – циклон; 3 – опускной стояк; 4 – пневмозатвор; 5 – модель теплообменника

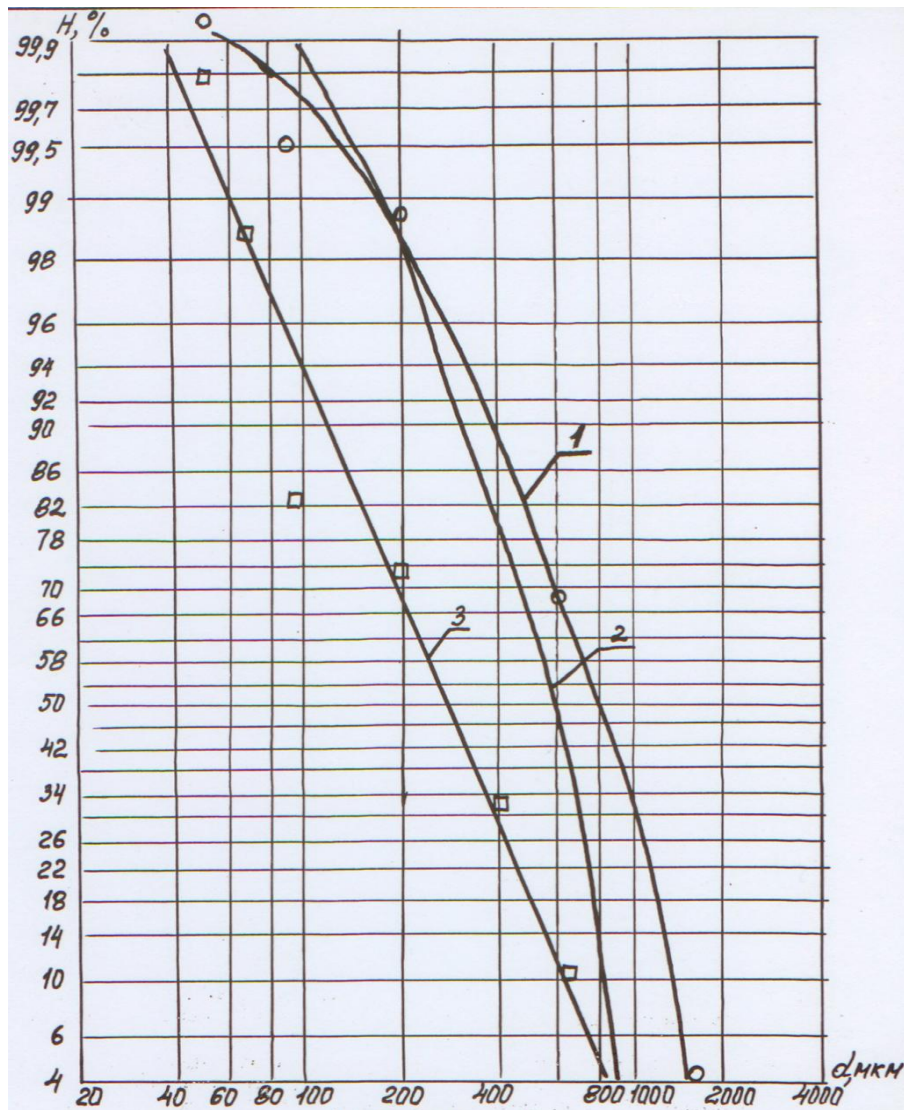
Рисунок 2.1 – Схема аэродинамической установки

Эта установка представляет собой вертикальную колонну высотой 6,6 м, собранную из шести секций сечением 400×400 мм, высотой 550 мм и трех секций того же сечения высотой 1100 мм. Под нижней секцией размещена колпачковая воздухораспределительная решетка с камерой для подвода первичного воздуха. К верхней части секции № 9 подсоединен патрубок циклона сечением 142×360 мм. Циклон расположен слева от топки на расстоянии 730 мм. Диаметр циклона 540 мм, высота сужающейся части 800 мм. К сужающейся части циклона присоединен стояк, состоящий из четырех секций, сечением 150×150 мм. Суммарная высота стояка 3120 мм. Нижняя часть стояка соединяется с опускной частью псевдоожиженного затвора. Подъемная часть затвора состоит из двух секций расположенных по сторонам опускной части. Одна из этих секций (высотой 450 мм) соединена с точкой возврата материала в модель топка, а другая с точкой подвода материала к модели теплообменника, которая в свою очередь соединена короткой точкой с нижней секцией установки.

В большинстве опытов материал в теплообменник не подавался, и весь возврат осуществлялся в третью по высоте секцию. Вторичный воздух не подавался.

В нижней части затвора установлены колпачковые воздухораспределительные решетки с отдельными камерами для подвода воздуха в опускную и подъемную части затвора. Воздух из циклона сбрасывается в осадительную камеру, в верхней части которой размещен тканевый фильтр.

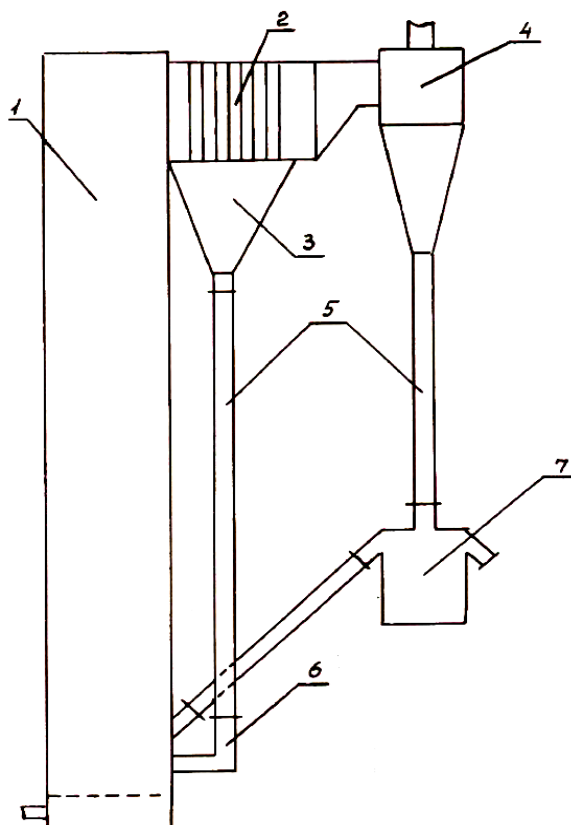
Опыты проводились в диапазоне скоростей воздуха от 3 м/с до 7 м/с при различной массе слоя. В качестве материала для загрузки стенда использовался песок (истинная плотность 1450 – 1580 кг/м³, средний размер по поверхности от 0,3 до 0,17 мм) и анионит (плотность 1240 кг/м³ и средние размеры 0,8 мм, 0,65 мм, 0,5 мм и 0,2 мм). Типичные характеристики фракционного состава представлены на рисунке 2.2.



1 – анионит $d - 0,65$ мм; 2 – анионит $d - 0,25$ мм; 3 – песок $d - 0,25$ мм

Рисунок 2.2 – Типичные характеристики фракционного состава

Установка неоднократно реконструировалась для решения конкретных задач, в частности, отдельно исследовались новые конструкции пневмозатворов, были проведены опыты с различным сечением входа в циклон, между топкой и циклоном устанавливался швеллерковый сепаратор с бункером и своим опускным стояком с L-клапаном (рисунке 2.3).

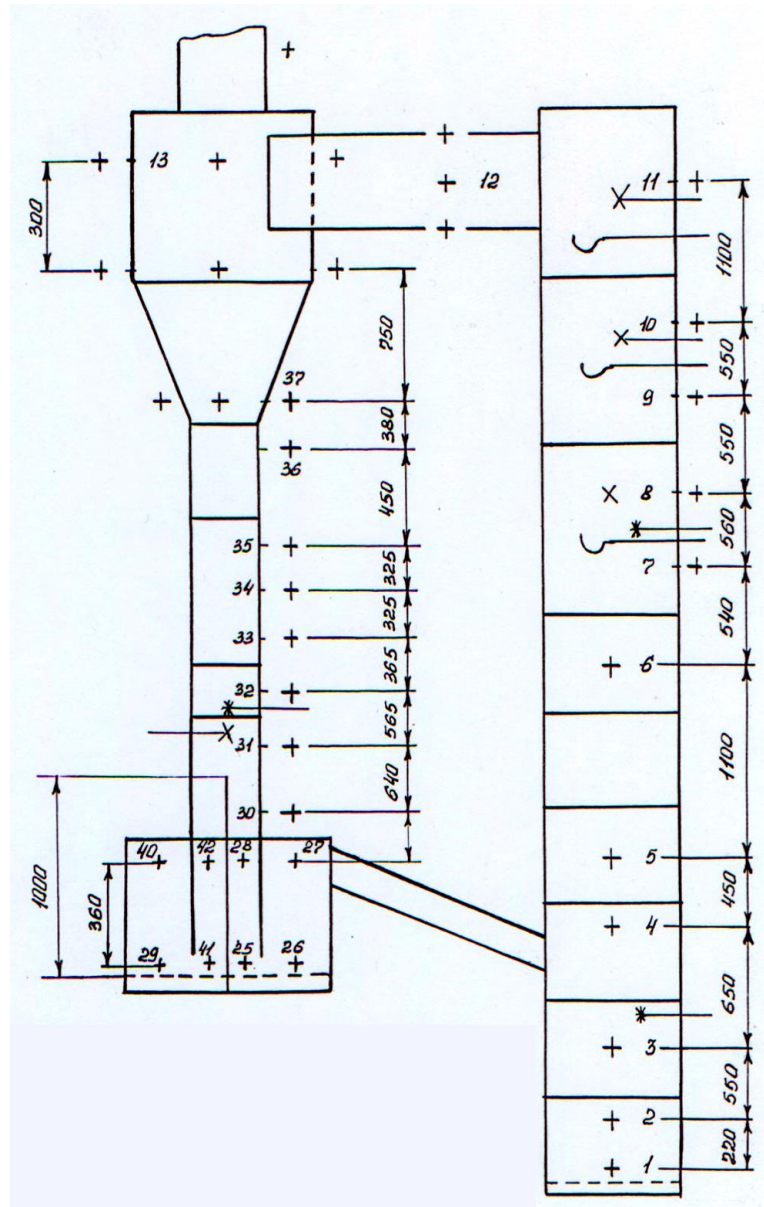


*1 – модель топки; 2 – швеллерковый сепаратор; 3 – бункер под сепаратором;
4 – циклон; 5 – опускные стояки 6 – L-клапан; 7 – пневмозатвор*

Рисунок 2.3 – Схема модернизированной аэродинамической установки с использованием швеллеркового сепаратора и L-клапана

Исследования также проводились на крупной установке ОАО «Белэнергомаш» [184, 185], отдельные опыты были проведены на огневых установках в Киеве и Алма-Ате.

Схема измерений представлена на рисунке 2.4, на котором даны места установки отборов давления, пробоотборных трубок и турбинных расходомеров. Последние не показали надежность и повторяемость расходов твердой фазы в опускном стояке, поэтому измерения расхода циркулирующего материала проводились с помощью поворотного шиберов по скорости наполнения стояка над ним после его закрытия.




+ - отбор давления; * - места установки опико-волоконных датчиков;
 - места установки пробоотборников

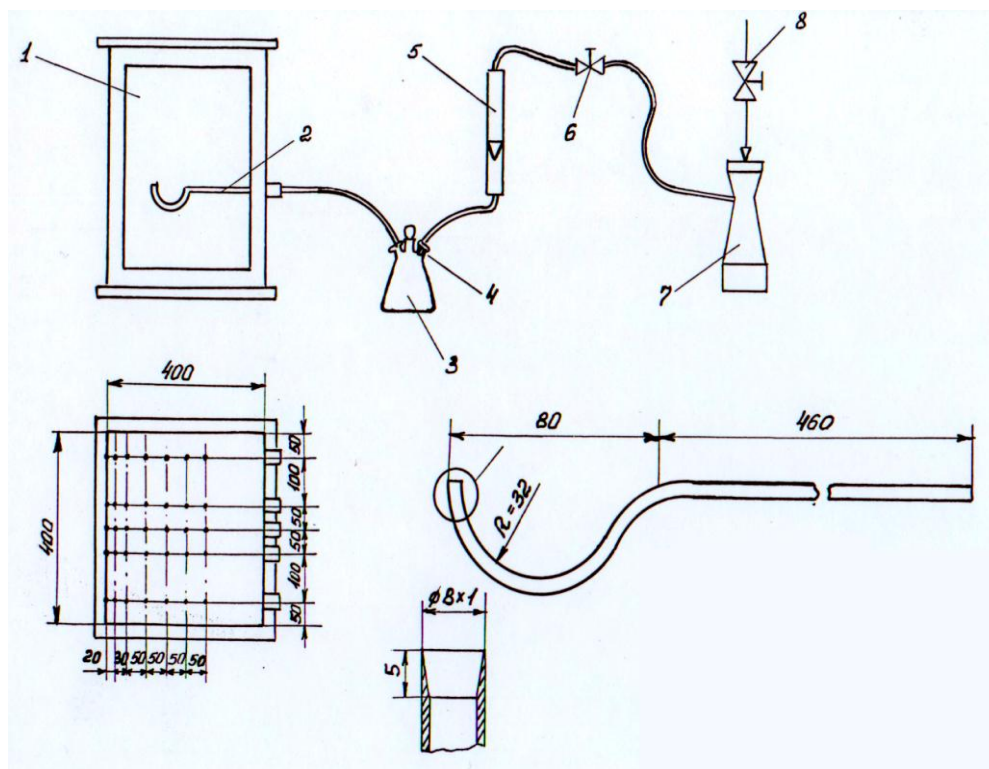
Рисунок 2.4 – Схема измерений на аэродинамической установке

Контрольный объем обычно составлял $(1 - 5)10^{-4} \text{ м}^3$. Объем и масса материала предварительно тарировалась с помощью контрольной засыпки на неработающем стенде. Кроме того, проводились замеры скорости перемещения меченых частиц в опускном стояке.

Помимо представленных измерений определялись все расходы воздуха с помощью стандартных или предварительно оттарированных расходомерных шайб и ротаметров. Измерялись температуры воздуха, меняющиеся в пределах

17 – 27 °С. Избыточные давления и перепады давлений измерялись с помощью U-образных трубок, заполненных водой или бромформом.

Для определения локальных массовых потоков частиц в восходящем и нисходящем потоках в модели топки использовалась система отбора проб (рисунок 2.5).

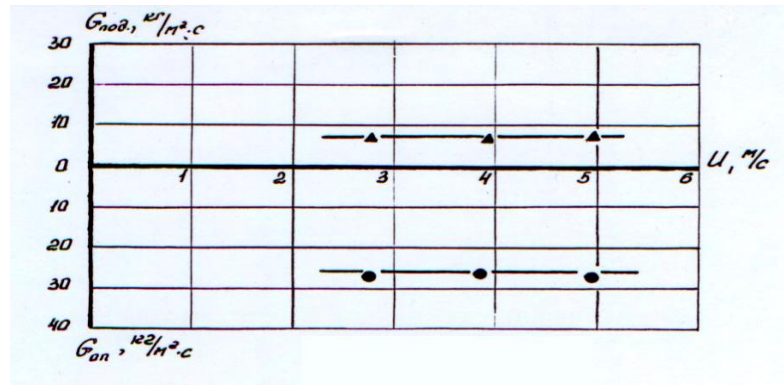


1 – секция модели топки; 2 – пробоотборник; 3 – осадительная камера;
4 – матерчатый фильтр; 5 – ротаметр; 6 – регулирующая арматура;
7 – эжектор; 8 – подвод воздуха высокого давления

Рисунок 2.5 – Схема определения локальных массовых потоков

Схема отбора проб подробно описана в [181, 186 - 188] и включает в себя «S»-образный пробоотборник, позволяющий отбирать пробу восходящего и нисходящего потоков в одной и той же точке, линию отвода потока с фильтром и сборной емкостью, подключенной на выходе из фильтра к эжектору. Расход отсасываемого воздуха измерялся с помощью ротаметра РС-3.

Предварительно выполнялись специальные опыты по влиянию расхода отсасываемого воздуха на величину измеренного потока для зондов, установленных на различном расстоянии от стенки (рисунке 2.6).



а)



б)



в)

а) зонд у стенки, б) на 50 мм от стенки, в) на 100 мм от стенки
Рисунок 2.6 – Влияние скорости отсоса на удельный расход материала для зондов, установленных на различном расстоянии от стенки

Скорость отсоса практически не оказывает влияния на опускной поток частиц. То же характерно и для подъемного потока частиц за исключением центральной части модели, в которой увеличение скорости отсоса приводило к небольшому росту подъемного потока частиц. В большинстве опытов скорость отсоса соответствовала средней скорости воздуха в данном сечении с точностью

около 30 %. Учитывая реальное повышение скорости воздуха в центре потока, возможно, некоторое (до 10 %) занижение расхода проб из подъемного потока.

В большинстве опытов пробы отбирались в семи точках по сечению установки, расположенных соответственно на расстоянии 0, 10, 30, 50, 100, 150, и 250 мм от стенки. В каждой точке определялся подъемный и опускной поток материала, для чего зонд поворачивался соответственно вниз или вверх наконечником. Отобранный за определенное время (30 – 60 с) материал затем взвешивался и определялся его расход (г/с) и удельный расход на площадь наконечника зонда ($\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{с}$).

Результаты измерений массовых потоков обрабатывались следующим образом. Для каждого зонда строились кривые подъемного и опускного потоков, и для каждой кривой определялась среднеинтегральная величина массового потока. Эти средние значения массовых потоков для каждого зонда наносились на график среднеинтегральных кривых распределения массового потока по ширине установки. Поскольку крайние зонды отстоят от стенок на 50 мм, то для получения значений массового потока вблизи стен к полученным кривым проводились касательные. Учитывая, что вблизи стен опускной поток наиболее интенсивен, а подъемный близок к нулю, можно считать, что опускной поток несколько занижен. После обработки данных по каждому пробоотборнику строились графики подъемного и опускного потоков для каждой из семи точек отбора по сечению установки. По полученным кривым определялись среднеинтегральные значения массовых потоков и строились кривые массовых потоков.

В некоторых опытах измерения проводились только по оси установки. Для определения средних значений потоков использовались опытные значения коэффициентов неравномерности потока по глубине установки, полученные в основных режимах. Указанное обстоятельство качественно не исказило полученные результаты, однако, могло привести к определенным количественным погрешностям (не более чем на 30 %).

Следует также отметить, что осредненные значения, строго говоря, характерны только для половины установки. Исследования, проведенные на

крупномасштабном стенде в г. Белгород и на новой установке со связанными реакторами, показали, что в основном поля скоростей симметричны относительно оси топки. Исключения составляют углы с повышенным опускным расходом и зона вблизи входа в сепаратор.

На установке ОАО «Белэнергомаш» также проводились исследования с отбором проб с помощью S-образных зондов. Общий вид установки (а) и схема точек отборов проб (б) приведены на рисунке 2.7.

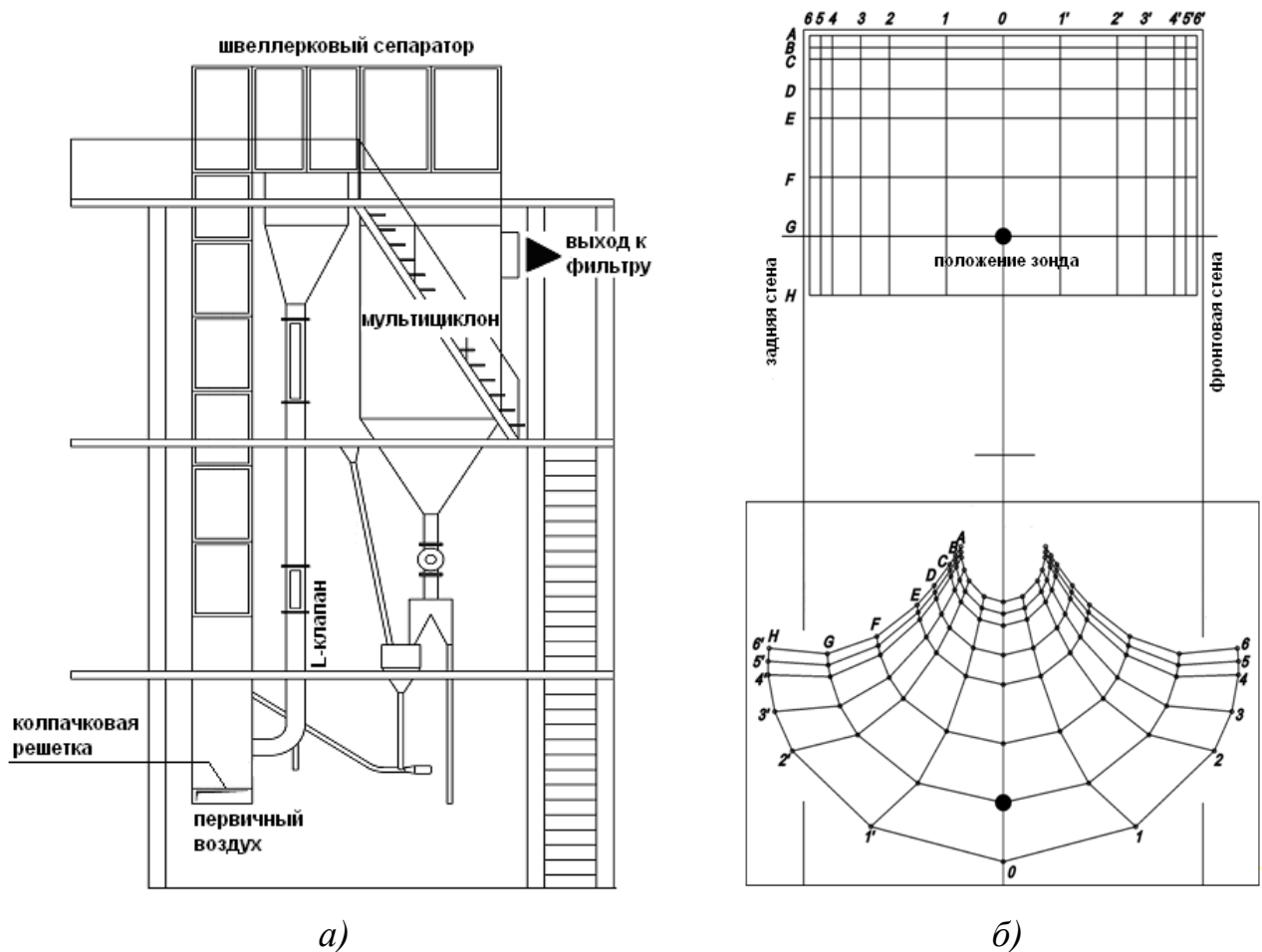
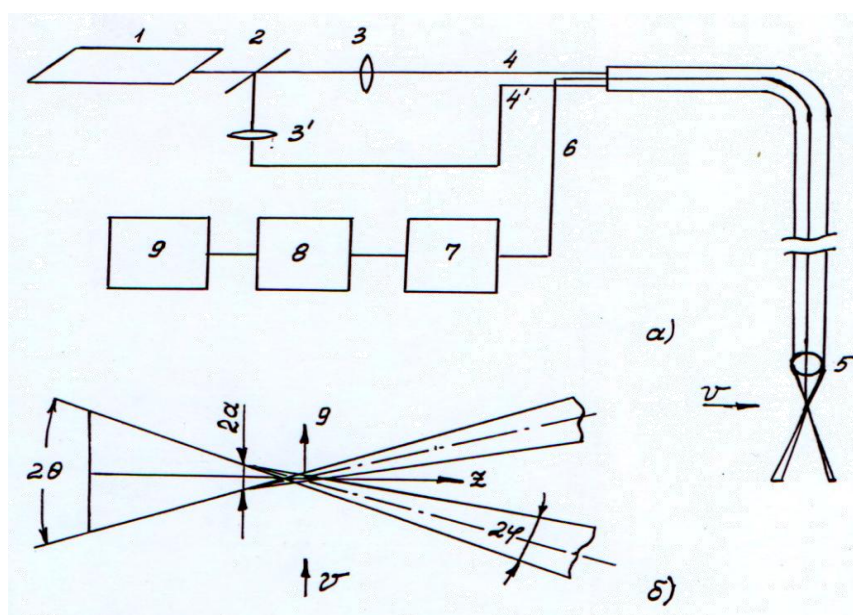


Рисунок 2.7 – Общий вид установки ОАО «Белэнергомаш» (а) и система отбора проб (б)

Методика проведения опытов приведена в [185]. Установка имела сечение модели топки $0,7 \times 0,7$ м, на выходе из которой устанавливался швеллерковый сепаратор (рисунок 2.7, а). Поле массовых потоков определялось на расстоянии $0,7$ м от входа в швеллерковый сепаратор. Система отбора проб с помощью

S-образного пробоотборника позволяла определять подъемные и опускающие потоки частиц в углах модели топки (рисунке 2.7, б).

В институте теплофизики СоРАН А. Л. Евсеевым разработан дифференциальный доплеровский анемометр с волоконными световодами (ЛДВА), предназначенный для измерения скорости и концентрации частиц в двухфазных потоках с высокой концентрацией дисперсной фазы [186, 189]. Принцип действия прибора основан на эффекте Доплера. Блок-схема прибора представлена на рисунке 2.8.



1 – лазер; 2 – ячейка Брэгга; 3, 3' – оптические разъемы; 4 – поворотная призма; 5 – приемный световод; 6 – волоконно-оптический датчик; 7 – фотоприемник; 8 – электронный процессор; 9 – спектроанализатор

Рисунок 2.8 – Блок схема измерений локальной скорости и концентрации потока с помощью ЛДВА

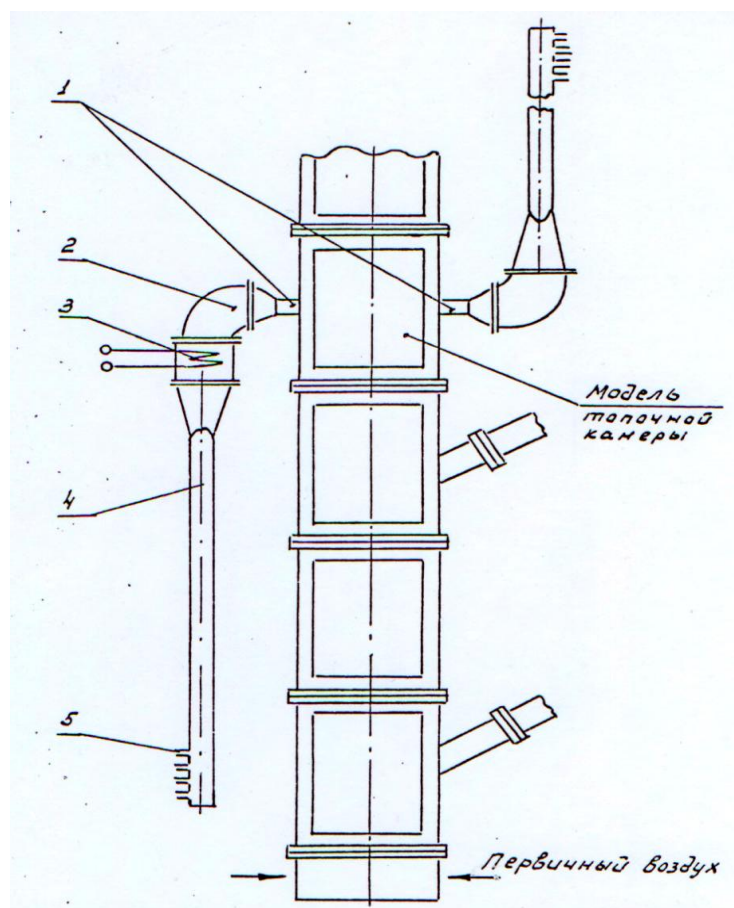
Луч He-Ne лазера (1) (15 МВт) с помощью ячейки Брэгга (2) (20 МГц) делится на два пучка равной интенсивности. В ряде опытов вместо лазера использовались лазерные указки. Микролинзы, согласованные с оптическими разъемами (3) вводят их в одножильные кварцевые световоды одномодового или многомодового типа. Поворотная призма (4) пространственно разделяет прямой и дифрагированный пучки. В соответствии с геометрией дифференциальной схемы ЛДВА на специальной тонкой пластинке, толщина которой равна диаметру

световодов, вырезаются канавки. В них жестко фиксируются концы формирующих световодов. Сверху и снизу тонкая пластинка со световодами закрывается обкладками, образуя наконечник волоконно-оптического датчика (6) толщиной от 1 мм до 2 – 3 мм (из условия прочности), шириной 10 – 12 мм и длиной 60 мм. Наконечник датчика закрепляется в трубке диаметром 12 мм, с помощью которой он вводится в исследуемую область двухфазного потока.

Пройдя через формирующие световоды, лазерные пучки пространственно совмещаются на расстоянии 0,2 – 0,5 мм от торца пластинки, образуя измерительный объем датчика величиной 0,0435 мм³. Угол между ними составляет 60°. Движущиеся в двухфазном потоке частицы пересекают интерференционное поле в измерительном объеме датчика, что приводит к амплитудной модуляции рассеянного ими излучения. Частота модуляции определяется пространственным периодом интерференционного поля и локальной скоростью частиц. Для передачи рассеянного излучения на фотоприемное устройство служит приемный световод (5), который расположен симметрично относительно двух формирующих световодов. Электронный сигнал с фотоприемника (7) направляется на электронный процессор следящего типа (8) высокого уровня и спектроанализатор (9), где происходит выделение доплеровской составляющей сигнала и ее измерение.

Концентрация частиц C в двухфазном потоке измеряется специальным блоком по времени их нахождения в измерительном объеме датчика за заданный период наблюдения T в соответствии с алгоритмом $C = \sum t_i / T$, где t_i – время нахождения i -той частицы в измерительном объеме датчика.

Совместно с МЭИ проводились исследования распространения струй вторичного воздуха в сносящем потоке с помощью метода термозондирования при слабом подогреве вторичного воздуха [190], разработанного А. Ф. Хринининым и В. А. Молчановым. Схема подачи вторичного воздуха в топку приведена на рисунке 2.9.



1 – сопла подачи вторичного воздуха; 2 – подводный короб; 3 – электрический нагреватель; 4 – коллектор; 5 – итуцер

Рисунок 2.9 – Схема подачи вторичного воздуха в модель топки

Вторичный воздух подогревался электронагревателем, причем начальный подогрев воздуха с левой стороны по отношению к соплам с правой стороны модели составлял 25 К.

Далее снималось поле температур с помощью термопар диаметром 0,3 мм в 36 точках через каждые 40 мм. Опыты проводились в диапазоне скоростей воздуха в модели топки 3,5 – 5,8 м/с, скоростей воздуха в соплах вторичного воздуха 12,4 – 38,9 м/с и массовых концентрациях в зоне подачи вторичного воздуха 3,7 – 46,1 кг/кг.

Проникновение струй вторичного воздуха в запыленный поток определялось по профилю безразмерных температур в сечениях ввода вторичного воздуха и на расстояниях 50, 200 и 300 мм выше этого сечения:

$$\Delta T = \frac{t - t_{\infty}}{t_0 - t_{\infty}}, \quad (2.1)$$

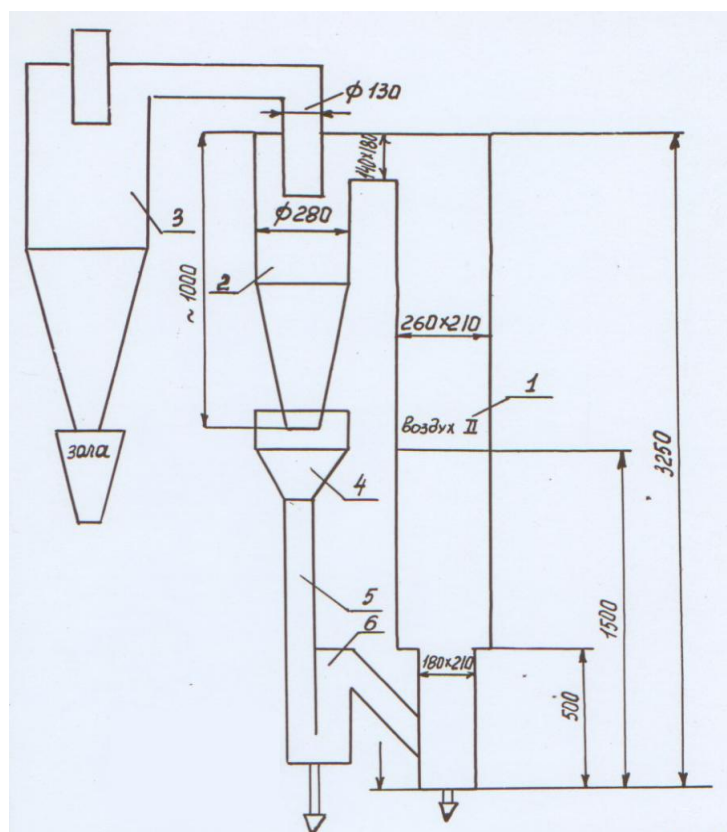
где t – измеренная температура, $^{\circ}\text{C}$,

t_0 – температура подаваемого вторичного воздуха, $^{\circ}\text{C}$,

t_{∞} – температура потока до смешения, $^{\circ}\text{C}$.

По результатам обработки данных строились изолинии безразмерной температуры, причем расположение оси струи соответствовало максимуму безразмерной температуры.

Отдельные эксперименты по гидродинамике топки проводились на огневой установке института «Казниэнергетика», г. Алма-ата. Схема установки представлена на рисунке 2.10. На этой установке были выполнены исследования полей скоростей и концентраций во входном патрубке циклона.

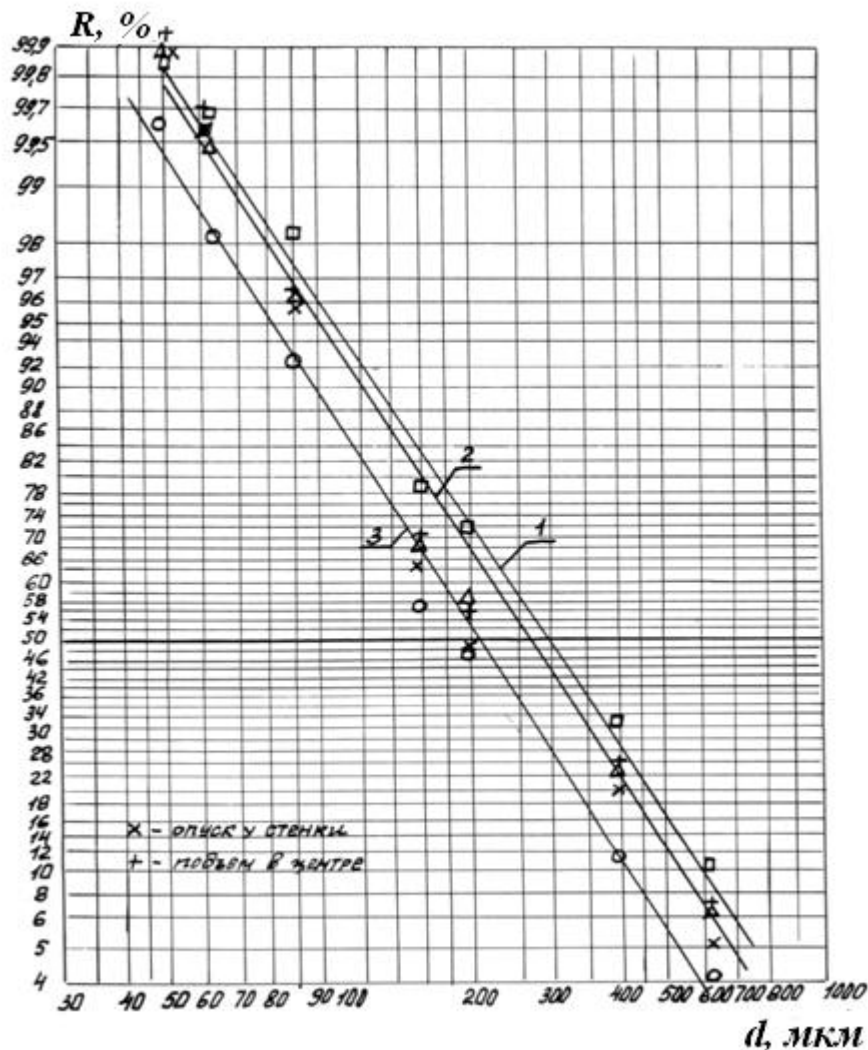


1 – модель топки; 2 – технологический циклон; 3 – санитарный циклон;
4 – промежуточный бункер; 5 – стояк; 6 – затвор

Рисунок 2.10 – Схема огневой установки института «Казниэнергетика»,
г. Алма-ата.

2.3 Характерные размеры частиц в режиме ЦКС и аксиальный профиль концентраций

Интерес представляют данные по характерным размерам частиц по сечению установки в надслоевом пространстве. Размер частиц определяет значения основных безразмерных критериев (Ar , Re , Fr), используемых для расчета гидродинамики и тепломассообмена. Данные по фракционному составу частиц в подъемном и опускном потоках по высоте и сечению установки были получены с помощью отбора проб S-образным зондом. На рисунке 2.11 приведены данные по фракционному составу песка, отобранного на отметке 4,87 м при различных скоростях воздуха.



1 – скорость 3 м/с; 2 – скорость 4,2 м/с; 3 – скорость 5,6 м/с

Рисунок 2.11 – Фракционный составу песка, отобранного на отметке 4,87 м при различных скоростях воздуха

Средний размер песка слегка растет с увеличением скорости воздуха. Оказалось, что изменение среднего размера частиц по ширине установки невелико. Например, при отборе проб на отметке 4,87 м от решетки при скорости воздуха 4,4 м/с и массе слоя 85 кг средние размеры частиц песка отличались всего на 5 %. В опускном потоке, как вблизи стен, так и в центральной зоне количество крупных фракций выше, чем в подъемном потоке.

Изменение средних размеров частиц по высоте установки приведено на рисунке 2.12.

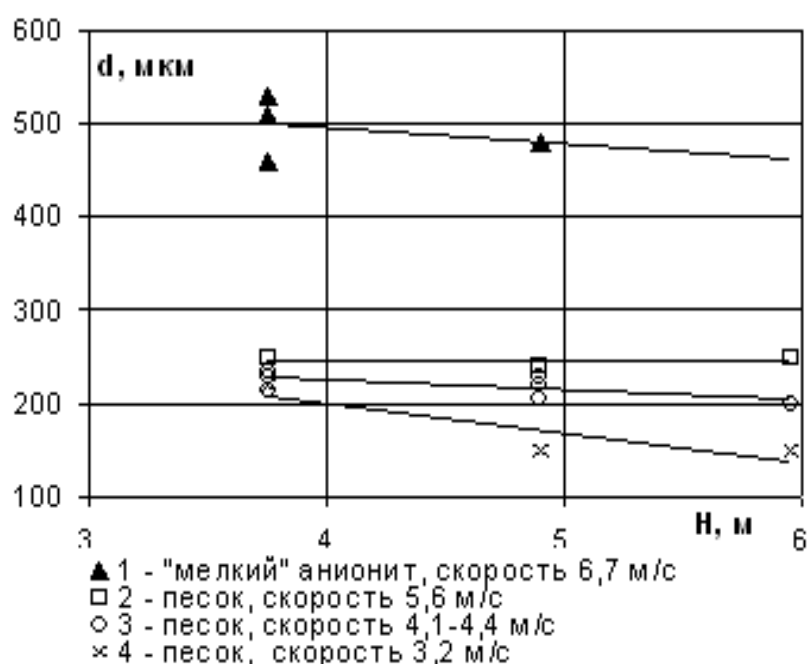


Рисунок 2.12 – Изменение среднего размера частиц по высоте установки

Для режима ЦКС характерной является слабая зависимость (небольшое снижение размеров или отсутствие зависимости) размеров частиц по высоте надслоевого пространства.

Влияние скорости воздуха на размер частиц, отобранных на отметке 3,76 м от решетки, показано на рисунке 2.13.

При скорости воздуха более 4 м/с для песка и 5 м/с для анионита размеры отобранных из потока частиц близки к размерам загруженных частиц. При этом

фракционный состав частиц, движущихся вверх в пристенной зоне и центре потока одинаков [186 - 188].

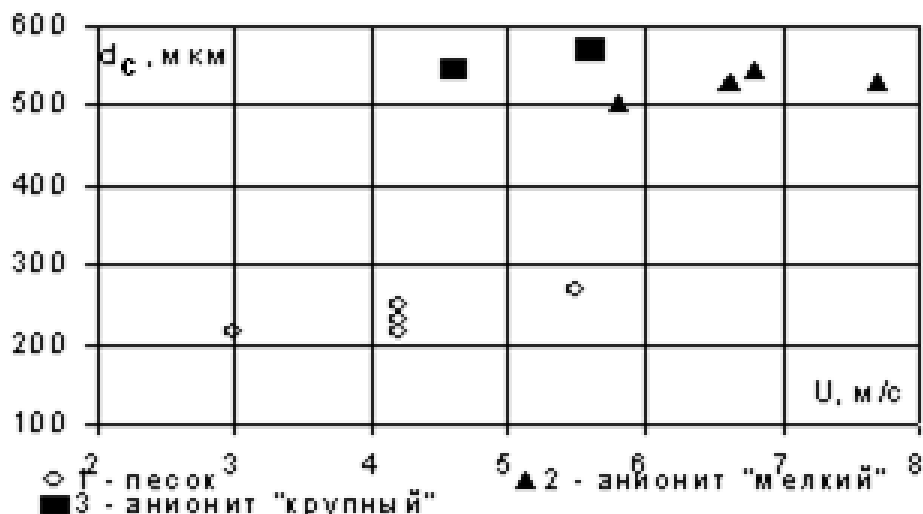
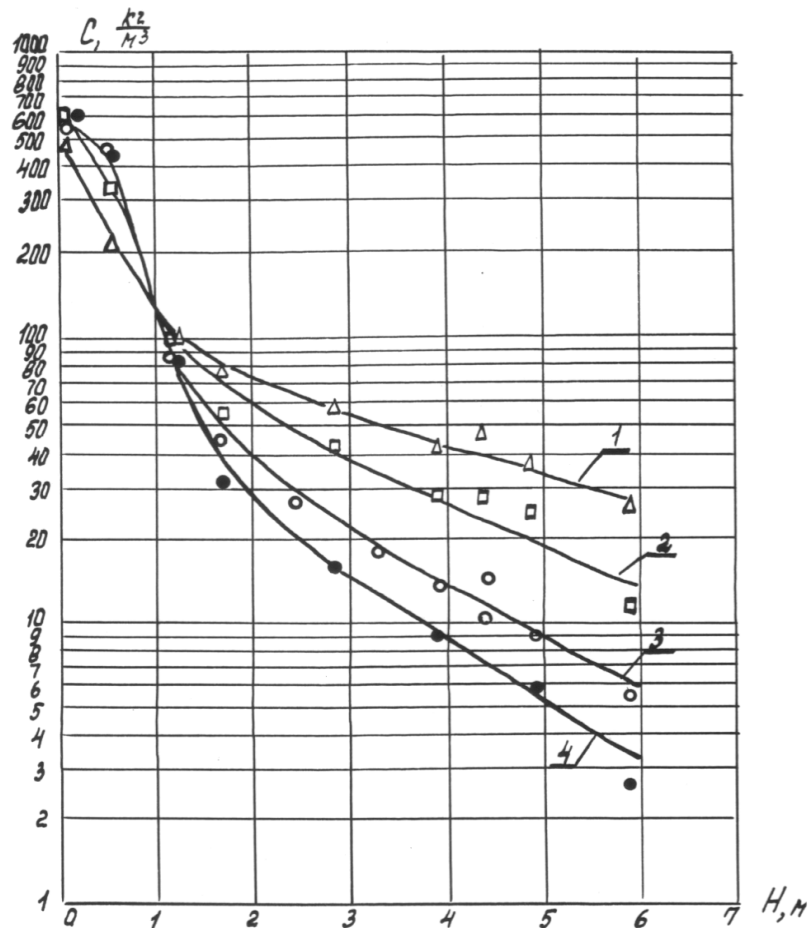


Рисунок 2.13 – Влияние скорости воздуха на средний размер частиц, отобранных на отметке 3,76 м

В опускном потоке вблизи стен движутся несколько более крупные частицы, чем падающие в центральной зоне. Данные, полученные при использовании анионита, хорошо согласуются с данными, полученными при загрузке установки песком. Таким образом, сложившееся представление о движении в опускном потоке более крупных частиц является неверным. В режиме ЦКС имеется примерное равенство средних размеров частиц в опускной зоне и в центре потока. При этом как в центре, так и у стенки, возможно, существуют агломераты частиц (кластеры). Однако при отборе частиц и их ситовом анализе кластеры распадаются.

Эти данные учитывались при обработке экспериментов по исследованию массовых потоков и теплообмена.

Аксиальный профиль концентраций потока определялся по перепадам давления по высоте модели топки. На рисунке 2.14 показано влияние скорости воздуха на аксиальный профиль концентраций в опытах с анионитом при массе слоя 75 – 80 кг.



1 – скорость 6,3 м/с; 2 – скорость 5,3 м/с; 3 – скорость 4,3 м/с;
4 – скорость 3,75 м/с

Рисунок 2.14 – Влияние скорости воздуха на аксиальный профиль концентраций

Типичный профиль концентраций по высоте установки при использовании песка и скорости воздуха около 5,5 м/с и различных массах слоя представлен на рисунке 2.15. При построении зависимости в логарифмических координатах легко выделить две зоны: зона турбулентного слоя в нижней части и зона надслоевого пространства. В нижней части модели концентрации составляют 1000 – 100 кг/м³, а на выходе из модели – 20 – 10 кг/м³. Увеличение массы слоя (перепада давлений в модели) приводит к росту концентраций, также как и увеличение скорости воздуха. Наши данные по профилю концентраций хорошо согласуются с зарубежными.

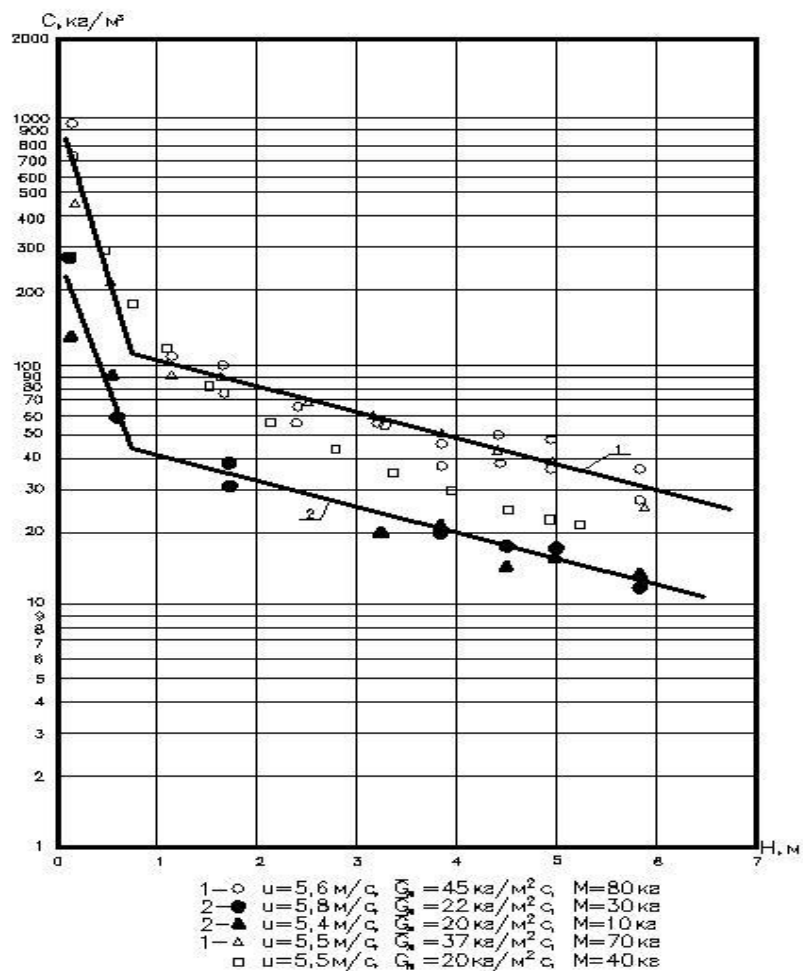


Рисунок 2.15 – Типичный профиль концентраций по высоте установки

Для обобщения была принята степенная зависимость изменения концентрации (ρ_i) по высоте (h_i) топки и определены опытные коэффициенты [179, 180, 181, 186]:

$$\rho_i = A \cdot k_d \cdot h_i^{k_d - 1}, \text{ кг/м}^3, \quad (2.2)$$

где A – коэффициент, учитывающего массу материала в топке:

$$A = \frac{M}{F_m \cdot (h_m^{k_d} - h_k^{k_d})}, \quad (2.3)$$

где h_m – высота топочной камеры, м,

h_k – высота от верха топки до оси отверстий колпачков, м,

F_m – сечение топки, м^2 ,

M – масса материала в топочной камере, кг, которая определяется по перепаду в топке,

k_d – коэффициент турбулентной диффузии, определяемой по зависимости:

$$k_d = - \frac{0,1 \cdot \sqrt{\pi} \cdot U \cdot (1 - 2,8 \cdot \text{Re}_D^{-0,125})}{(1 + \frac{St_D}{12}) \cdot (U - U_\epsilon)}, \quad (2.4)$$

где $\text{Re}_D = \frac{D_{\text{экв}} \cdot U}{\nu_2}$ - критерий Рейнольдса по диаметру топки, (2.5)

$$St_D = \frac{d_c^2 \cdot U}{18 \cdot \nu_2 \cdot D_{\text{экв}}} - \text{критерий Стокса по диаметру топки}, \quad (2.6)$$

$$U_\epsilon = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}} \cdot \frac{\nu_2}{d_c}, \text{ м/с} \quad (2.7)$$

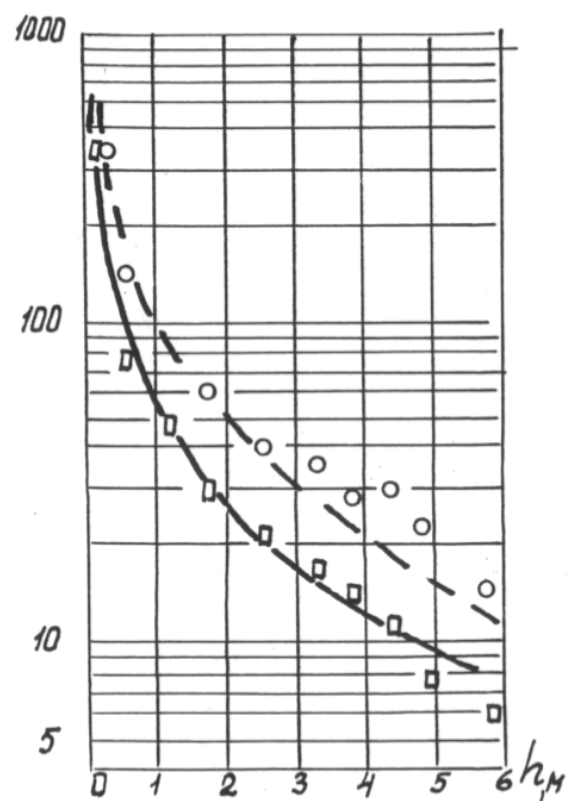
Применительно к котлу с ЦКС средняя плотность смеси в надслоевом пространстве определяется по формуле:

$$\bar{\rho} = A \cdot \left(\frac{h_m^{k_d} - h_n^{k_d}}{h_{\text{экр}}} \right), \text{ кг/м}^3 \quad (2.8)$$

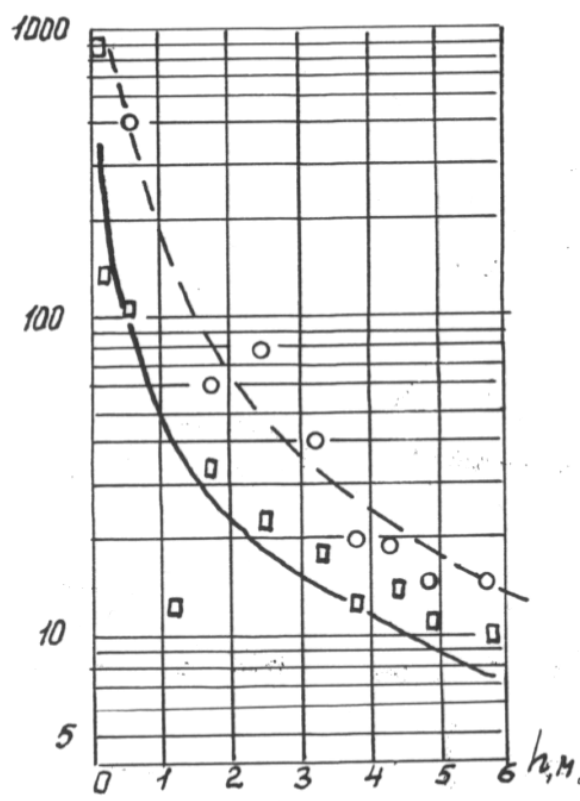
где h_n – высота нефутерованной части экранов, м,

$h_{\text{экр}}$ – высота экранов, м.

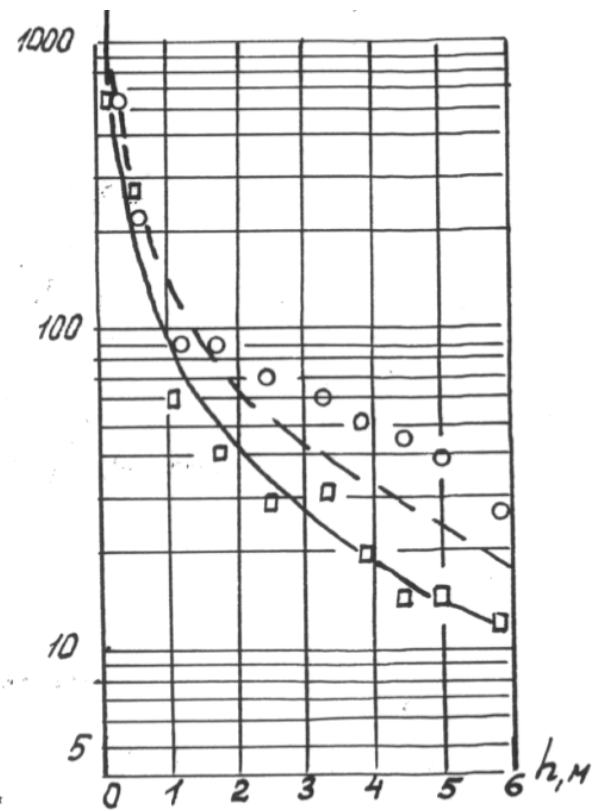
Результаты расчетов удовлетворительно соответствуют опытным данным (рисунок 2.16) и могут быть перенесены на реальные объекты с учетом широкого диапазона исследованных скоростей газа, масс слоя и физических характеристик частиц.



а)



б)



в)

а) – анионит, $d - 0,8$ мм, скорость 4,4 м/с, масса 35 кг; песок, $d - 0,22$ мм, скорость 4,2 м/с, масса 35 кг;
 б) – анионит, $d - 0,22$ мм, скорость 4,4 м/с, масса 28 кг; песок, $d - 0,22$ мм, скорость 4,3 м/с, масса 100 кг; в) – анионит,
 $d - 0,8$ мм, скорость 5,4 м/с, масса 60 кг; песок, $d - 0,22$ мм, скорость 5,5 м/с, масса 70 кг

Рисунок 2.16 – Сравнение опытных и расчетных данных по аксиальному профилю концентраций частиц (сплошная линия для анионита, пунктирная – для песка)

2.4. Расход частиц, влияние массы слоя и предельные режимы ЦКС. Профиль массовых потоков по сечению

Важной характеристикой котла с ЦКС является расход материала по внешнему контуру. Он зависит от эффективности улавливания в сепараторе, условий выхода из топки в сепаратор, скорости газа, размеров частиц и массы слоя (перепада давлений). Типичные зависимости удельного расхода частиц от скорости воздуха при различной массе слоя приведены на рисунке 2.17.

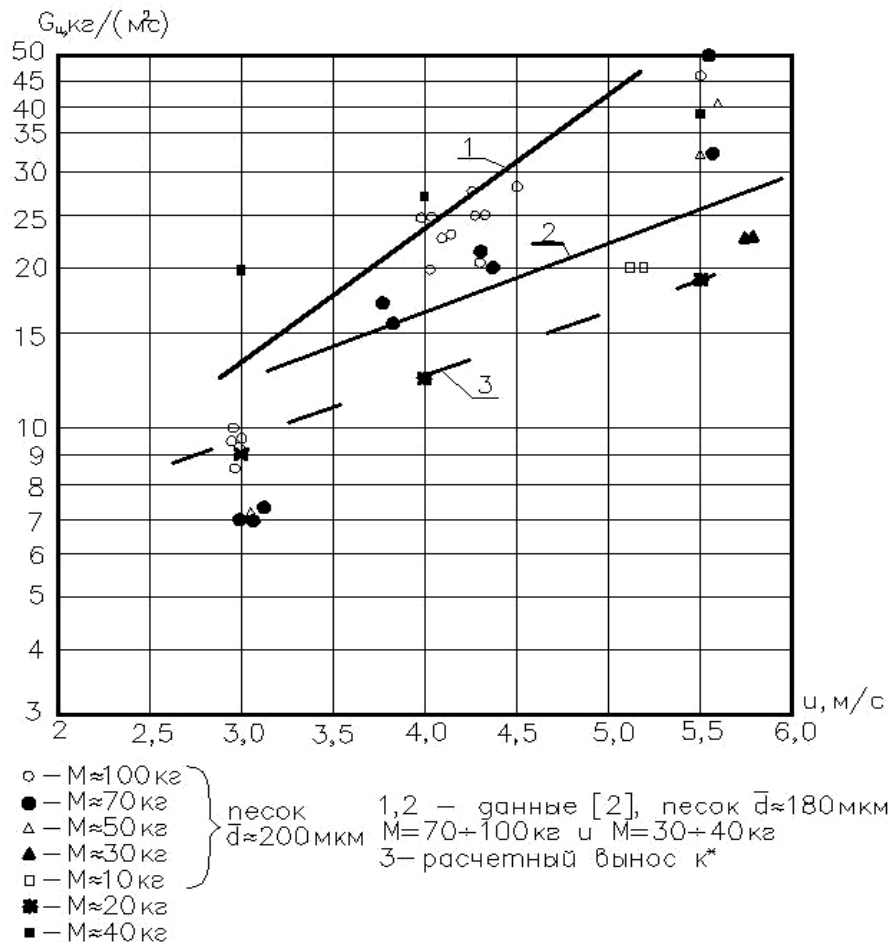
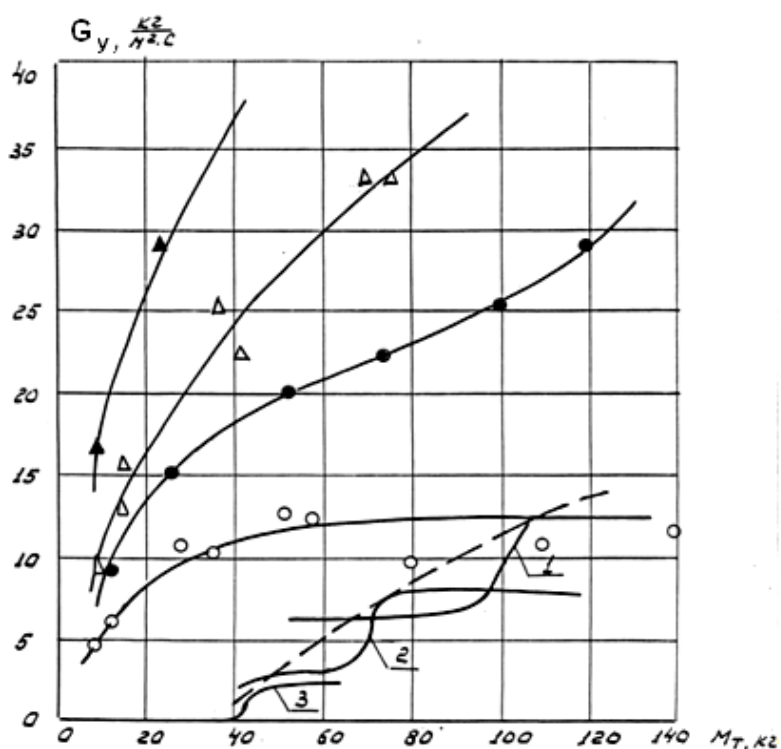


Рисунок 2.17 – Типичные зависимости изменения расхода циркулирующего материала от скорости и массы слоя

Влияние скорости газа близко к квадратичному (показатель степени около 1,8). Для материалов с одинаковой плотностью уменьшение среднего размера с 800 до 200 мкм при одинаковой скорости воздуха приводит к увеличению выноса

в 3 – 5 раз. Рост массы слоя приводит к увеличению выноса. Это связано с вовлечением большего абсолютного количества частиц в циркуляцию при той же относительной доле в слое в соответствии с фракционным составом.

Для изучения влияния массы слоя были поставлены специальные эксперименты. При постоянной начальной массе в модели топки и скорости воздуха массы материала перераспределялись между топкой и стояком системы возврата. Оказалось, что для песка при массе в топке 5 – 10 кг происходит качественное изменение картины движения, характеризующееся низкой плотностью потока в нижней части топки. Существенно падает расход циркулирующего материала, проведенные в этих режимах замеры теплоотдачи свидетельствовали о её резком снижении. Проведенные опыты показывают, что следует контролировать перепад в топке котла не только по всей ее высоте, но и в нижней части топки. На рисунке 2.18 показано влияние массы в топке на удельный вынос материала.



1, 2, 3 – анионит, $d_c = 0,8$ мм, скорости 5,0, 4,2 и 3,5 м/с;

песок $d_c = 0,18 - 0,2$ мм, скорости 2,7, 3,9, 4,6 и 6,0 м/с

Рисунок 2.18 – Влияние массы слоя на удельный вынос материала

Кривые 1, 2, 3 были получены в опытах с использованием анионита крупностью 0,8 мм и плотностью 1470 кг/м³. При достижении определенной массы засыпки первоначальный рост выноса с увеличением массы слоя прекращается. Дальнейший рост массы слоя не приводил к увеличению выноса материала. Граница перехода отмечена пунктирной линией на рисунке 2.18. В опытах на анионите, очевидно, достигался режим предельного выноса, который соответствовал несущей способности по удельному значению константы выноса (формула 1.25). В опытах на песке только при скорости воздуха около 2,6 м/с отмечалась зона отсутствия влияния массы слоя на вынос (расчетное значение константы выноса около 10 кг/м²с). При больших скоростях влияние массы очень существенно, причем, чем выше скорость, тем сильнее влияние массы слоя.

Важным понятием для оценки границ существования турбулентного слоя является транспортная скорость, при которой происходит снижение пульсация давления и начинается вынос частиц из слоя. Эта скорость больше скорости витания частиц среднего диаметра и меньше скорости витания крупных частиц. Расчет скорости витания может быть выполнен по зависимости (1.17), а транспортной скорости – по формуле (1.27). При скорости ниже транспортной существует пузырьковый или поршневой слой с четко выраженной границей фаз. Как показали наши исследования перепад давлений в нижней части топки, характеризующий плотность слоя ниже точки возврата частиц не зависит от массового расхода частиц. С увеличением расхода циркулирующих частиц эта плотность уменьшается. Другим важным понятием является величина предельной несшей способности (ПНС), которую можно определить через константу выноса (формула 1.25). При скорости больше скорости витания каждому значению расхода частиц соответствует своя высота слоя, при которой устанавливается динамическое равновесие. Если этот расход превышает ПНС, то высота слоя будет увеличиваться до достижения нового равновесного состояния. Если расход меньше ПНС, то теоретически слоя уже не должно быть, однако, на практике наблюдается слой в топке, который образуется из-за инерции частиц,

поступающих в топку под углом вниз из системы возврата циркулирующего материала.

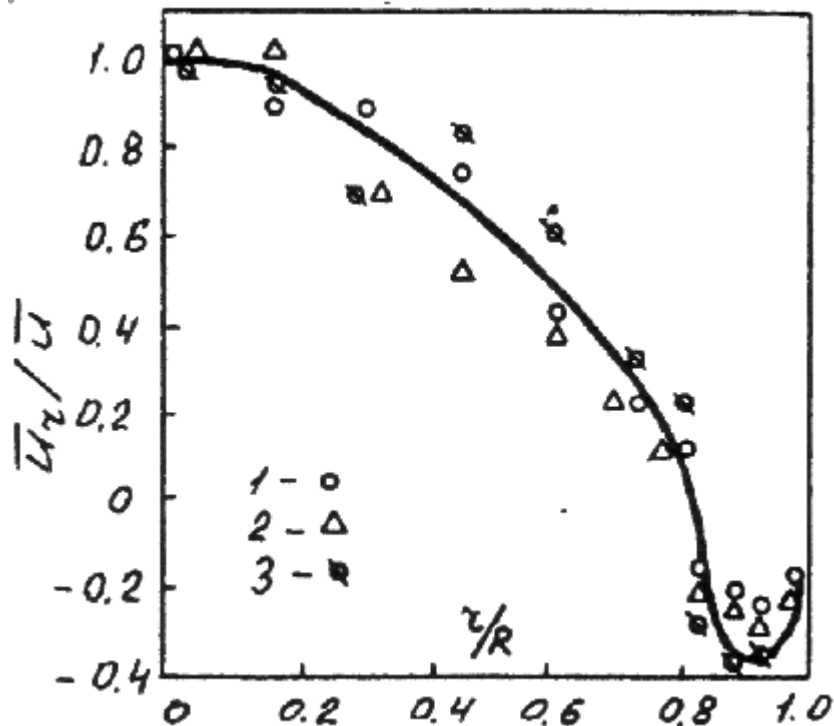
Достижение предельной несущей способности характеризуется зонами отсутствия влияния массы слоя на вынос (рисунок 2.18). Это явление возможно только когда скорость газа меньше транспортной (кривые 1, 2, 3 для анионита и кривая при скорости газа 2,7 м/с для песка). В нашем случае ПНС и константа выноса оказались несколько выше расчетных значений.

При скорости газа более транспортной концентрация внизу топки зависит как от скорости газа, так и от расхода материала. Если расход мал, то режим переходит в транспортный с движением в разбавленной фазе, когда частицы летят отдельно друг от друга по почти прямолинейным траекториям. При этом относительная скорость газа и частиц близка к скорости витания. По мере роста расхода материала плотность в нижней части топки растет, и при достаточно большой концентрации устанавливается режим форсированного псевдооживления, его иногда называют «быстрым псевдооживлением». Он характеризуется объединением частиц в кластеры в надслоевом пространстве, которые периодически разрушаются и образуются вновь. В результате относительная скорость между газом и частицами существенно возрастает до величин на порядок выше скорости витания частиц среднего размера.

Для практики важно знать предельные условия перехода к режиму резкого изменения плотности слоя. Этот неустойчивый режим в зарубежной практике называют «чокинг». Он отсутствует, когда относительная скорость больше, чем транспортная скорость. В наших опытах такой режим отмечался при малой массе слоя и низких скоростях газа. Минимальная масса слоя соответствует левой ветви граничной кривой «чокинга» по данным [94]. В наших опытах эта масса составляла около 20 кг, что эквивалентно перепаду давления в слое около 2 кПа. Для реального котла с ЦКС рекомендуется поддерживать перепад давлений в нижней части слоя не менее 4 кПа.

Наши данные в целом подтверждают положения [94, 191] о режимах существования турбулентного слоя.

Типичны е результаты исследований радиального профиля относительной скорости частиц, полученные с помощью оптико-волоконных датчиков по методу ЛДВА представлены на рисунке 2.19.

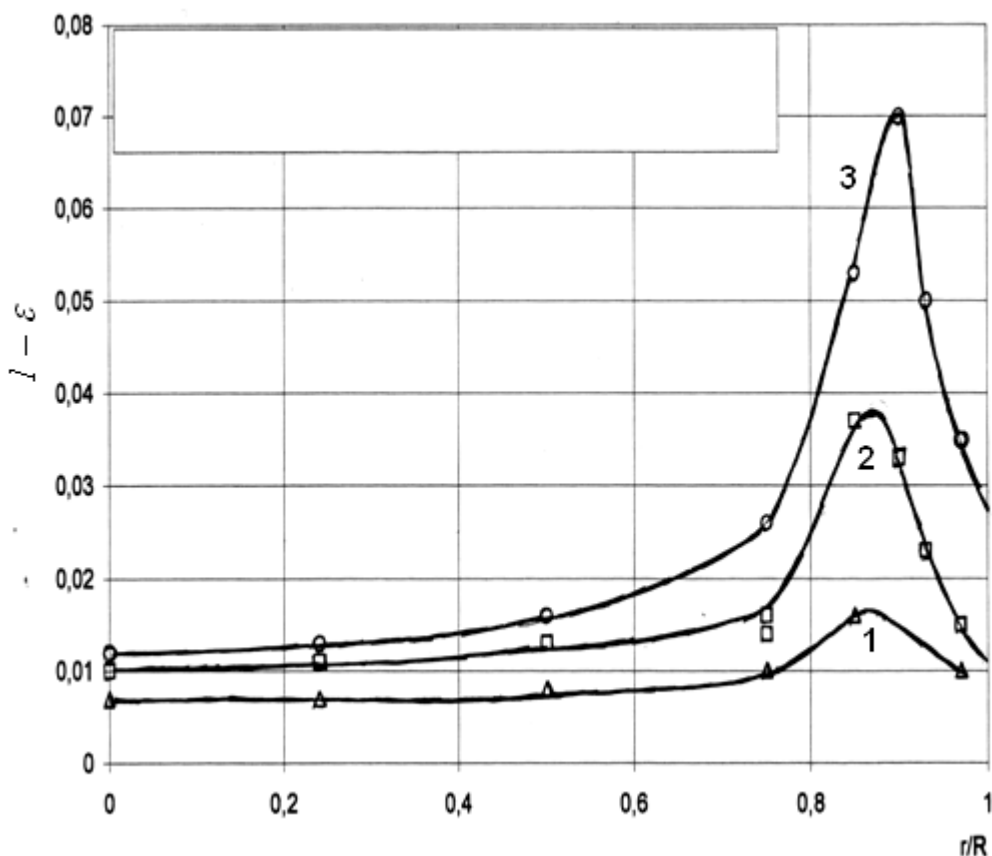


Материал – анионит, 1 – скорость воздуха 1,74 м/с; 2 – 2,1 м/с; 3 – 2,3 м/с

Рисунок 2.19 – Радиальный профиль относительной скорости частиц

В пристенной зоне ($r/R = 0,8 - 1,0$) отмечена область отрицательных скоростей, причем в узкой области вблизи стен отрицательная скорость несколько снижается. Радиальный профиль концентраций в виде величины $(1 - \varepsilon)$ полученный тем же методом, показан на рисунке 2.20.

В центре потока объемная концентрация частиц примерно постоянна. Вблизи стен она резко растет. Этот рост тем выше, чем больше скорость воздуха и удельный расход циркулирующего материала. Пик объемной концентрации приходится на зону около $r/R=0,9$. В самой близкой к стенке области объемная концентрация снова снижается и приближается к величине концентрации в центральной зоне модели топки.



1 – скорость воздуха 3,1 м/с, удельный поток циркулирующих частиц 3,4 кг/ м²с;
 2 – 4,1 м/с, 17,4 кг/м²с; 3 – 4,9 м/с, 28,8 кг/м²с

Рисунок 2.20 – Радиальный профиль относительной объемной концентрации частиц

На рисунке 2.21 (данные [181, 186, 186, 190]) показан типичный профиль подъемных массовых потоков частиц и потока нетто в зависимости от расстояния от стенки модели. Там же приведены данные об относительной объемной концентрации потока (отношение локальной концентрации к среднеинтегральной), полученные с помощью дифференциального лазерно-доплеровского анемометра с оптико-волоконными датчиками.

Исходя из этих данных можно заключить, что резкое увеличение концентрации соответствует зоне значительного снижения подъемного и возрастания опускного расхода материала.

Ширина пристенной зоны может быть определена исходя из условия: поток нетто равен нулю.

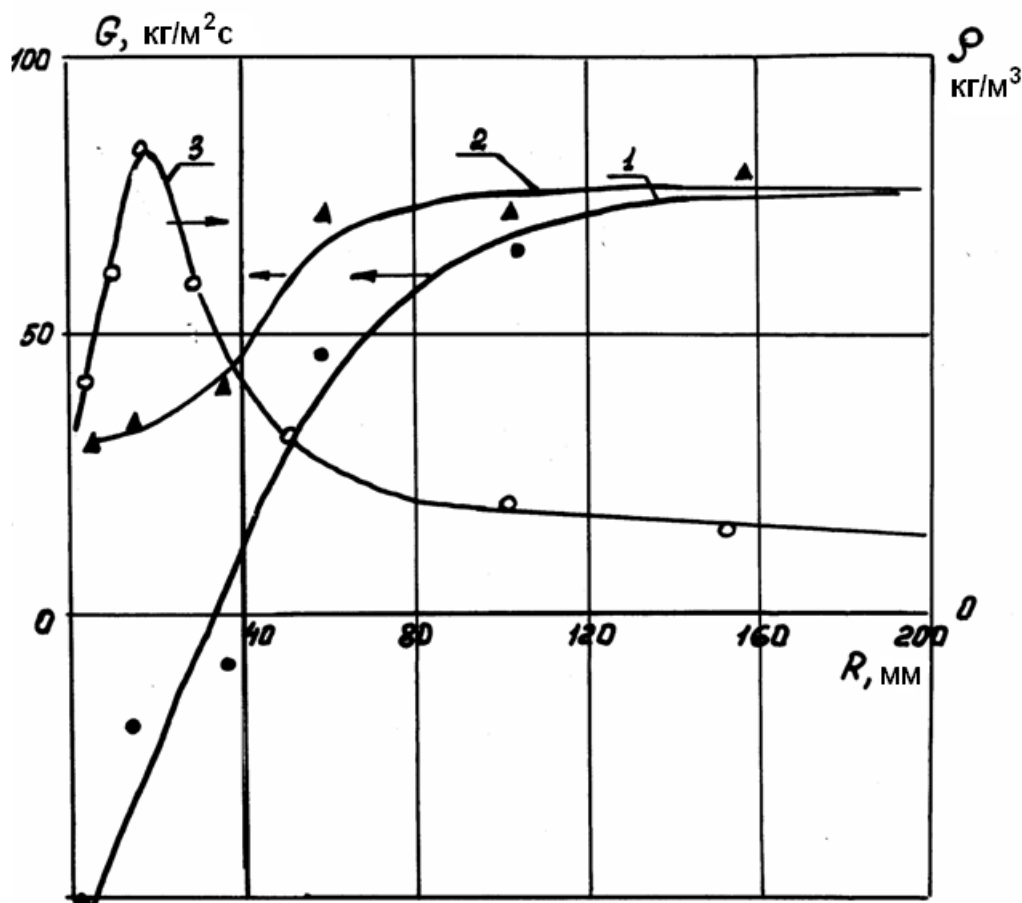
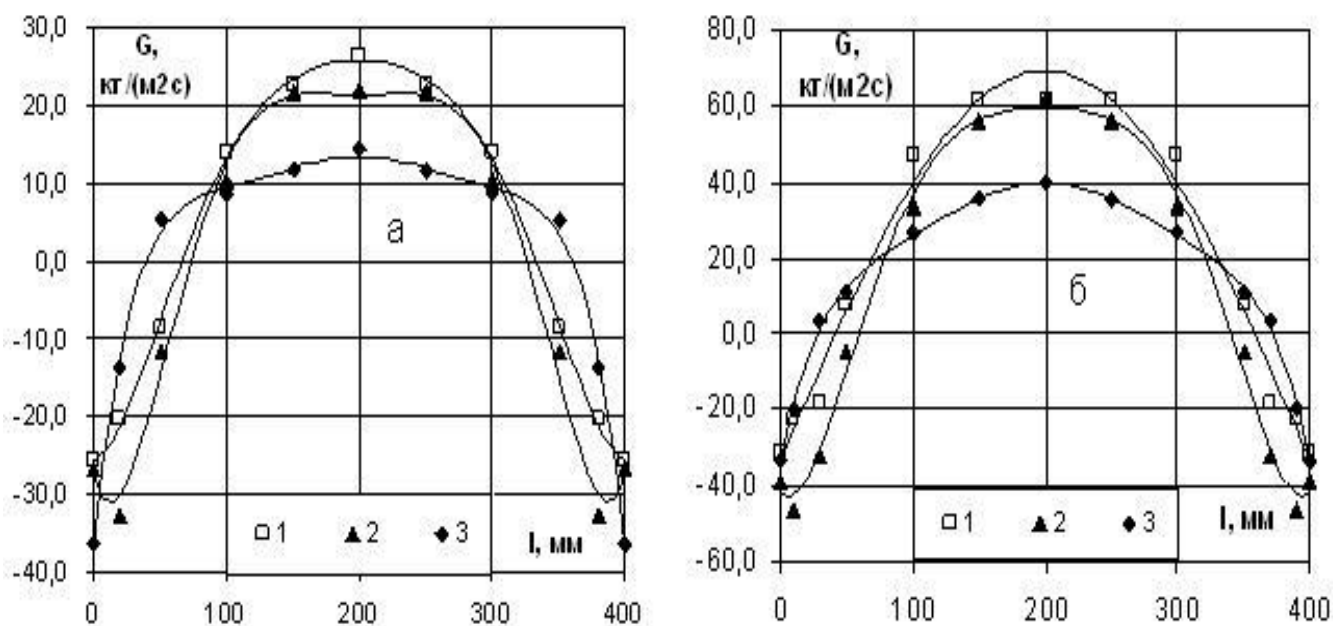


Рисунок 2.21 – Типичный профиль потока нетто (1), подъемных массовых потоков частиц (2) и концентрации (3) в зависимости от расстояния от стенки модели

Считается, что на границе опускной зоны концентрация потока соответствует средней по сечению. Ширина опускной зоны зависит от размера аппарата (увеличивается пропорционально диаметру в степени 0,37) и возрастает с ростом опускного расхода (степень – 0,375).

Характерные профили массовых потоков по ширине установки для анионита и песка приведены на рисунке 2.22, а) и б).

Анализ этих рисунков показывает, что по ширине установки имеются две зоны: подъемного и опускного движения частиц, причем опускные токи наблюдаются вблизи стен на расстоянии, не превышающем 30 – 70 мм, а подъемный поток увеличивается по мере удаления от стенок и достигает своего максимума в центральной части установки.



а – материал анионит, $U = 4,3$ м/с; *б* – материал песок, $U = 4,3$ м/с

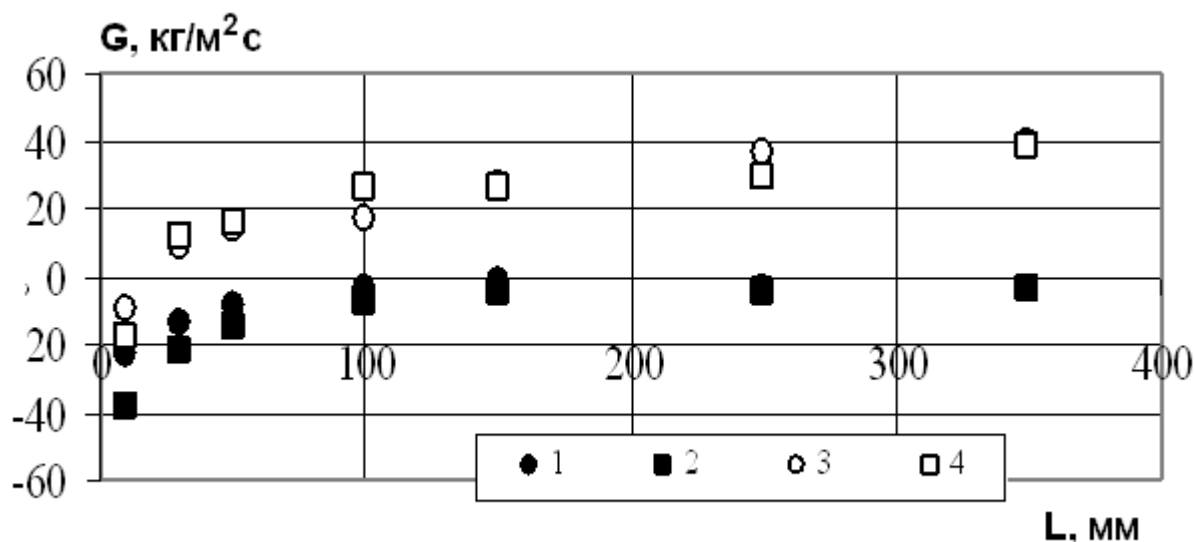
1 – сечение 1 (3,76 м от решетки), *2* – сечение 2 (4,8 м от решетки), *3* – сечение 3 (5,8 м от решетки)

Рисунок 2.22 – Профили массовых потоков (G) по ширине установки (l)

С увеличением высоты потоки частиц уменьшаются, и их профиль становится более равномерным. Увеличение скорости воздуха приводит к большей неравномерности профиля массовых потоков, что объясняется увеличением зоны динамических выбросов при данной высоте установки.

Интегрирование профилей массовых потоков дает значения среднего подъемного и опускного потоков, приведенных к полному сечению установки. Эти важные показатели определяют величину внешней и внутренней циркуляции частиц.

Аналогичная картина была получена и на установке ОАО «Белэнергомаш» (рисунке 2.23, [185]). Особенностью метода отбора проб на установке с размерами модели топки $0,7 \times 0,7$ м была возможность измерения потоков в углах модели топки. Оказалось, что в этих зонах опускные топки частиц особенно велики.



1 – опускной удельный поток по оси модели; 2 – опускной поток по диагонали модели; 3 – поток нетто по оси модели; 4 – поток нетто по диагонали модели

Рисунок 2.23 Профили массовых потоков по ширине установки

ОАО «Белэнергомаш» 0,7×0,7 м

Расход циркулирующих частиц всегда ниже, чем расход частиц, движущихся вверх в зоне выхода из топки, вследствие влияния сепарационного эффекта потолка топки и поворота на входе в циклон. Частицы, уловленные в верхней части топки, образуют внутреннюю циркуляцию, которая возрастает к нижней части топки за счет частиц, выпадающих из центральной зоны топки в пристенную зону опускного потока. Таким образом, зная подъемный (или опускной) поток частиц и КПД улавливания в верхней части топки, можно полностью рассчитывать все основные показатели гидродинамики топки.

Баланс массовых потоков в любом (i) сечении установки записывается следующим образом:

$$G_{ni} - G_{oni} = G_{ni+1} - G_{oni+1} = \dots = G_u, \quad (2.9)$$

где G_n и G_{on} – подъемный и опускной потоки, кг/м²·с,

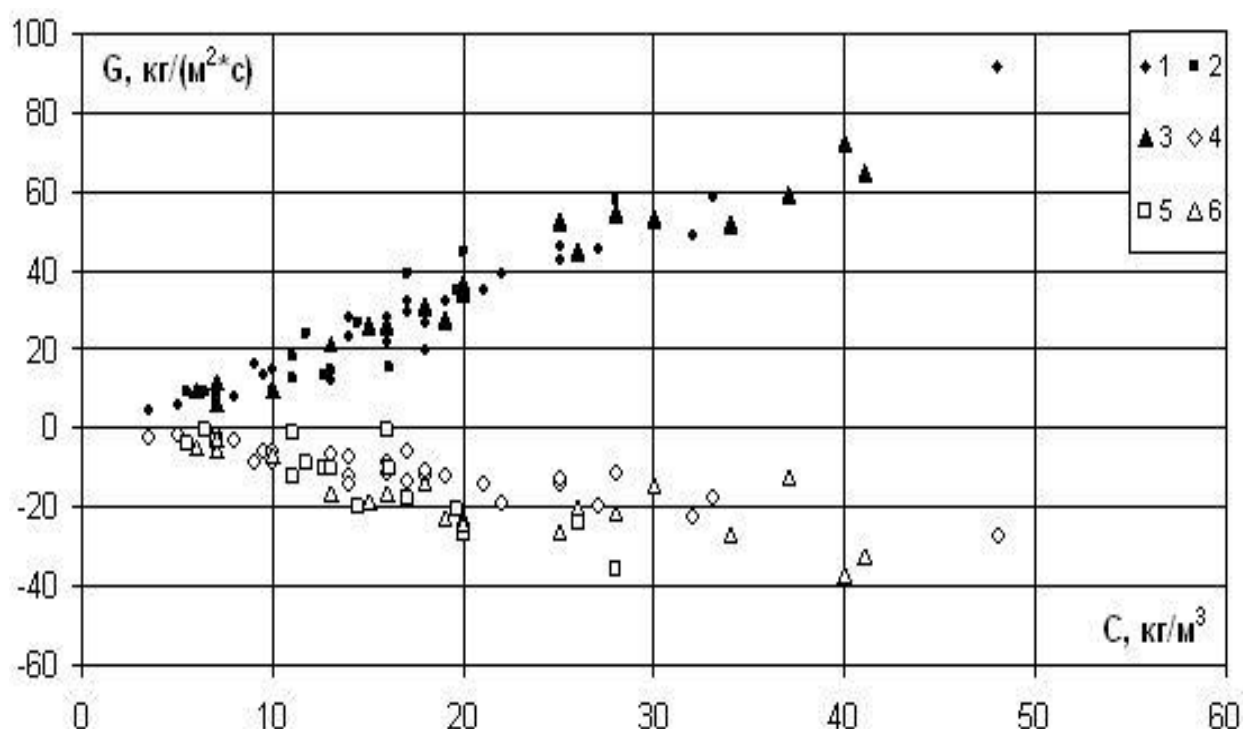
G_u – удельный расход частиц, покидающих топку, кг/м²·с.

Опускной расход частиц в сечении перед выходом из топки (G_{on}^{6blx}) в сепаратор определяет так называемый КПД улавливания в верхней части топки:

$$\eta_n = \frac{G_{on}^{6blx}}{G_n^{6blx}} = \frac{G_n^{6blx} - G_{\psi}}{G_n^{6blx}} \quad (2.10)$$

Значение η_n существенно зависит от геометрических характеристик зоны выхода из топки и может меняться в широких пределах. Для условий наших опытов при свободном входе в циклон это значение составляло 20 – 50 %. Для промышленных котлов оно равно 20 – 30 %.

На рисунке 2.24 приведена зависимость подъемного и опускного потоков от концентрации частиц.



1,4 – песок $d=230$ мкм, G_n и G_{on} ; 2,5 – анионит $d=700$ мкм, G_n и G_{on} ;

3,6 – анионит $d=550$ мкм, G_n и G_{on}

Рисунок 2.24 – Зависимость подъемного (G_n) и опускного потока (G_{on}) материала от концентрации частиц (C)

Несмотря на разброс точек можно констатировать, что подъемный и опускной потоки почти линейно увеличиваются с увеличением концентрации.

Обработка данных по подъемным потокам может быть выполнена с учетом простой зависимости, связывающей скорость частиц и их расход:

$$G_n = \rho_q \cdot U_q = \rho \frac{U}{\psi} \cdot \frac{1 - \bar{\varepsilon}}{\varepsilon}, \quad (2.11)$$

где ρ_q – плотность частиц, кг/м³,

U_q – скорость частиц,

U – скорость газа, приведенная к полному сечению, м/с,

$\bar{\varepsilon}$ – средняя порозность,

ψ – коэффициент скольжения ($\psi = U/\bar{\varepsilon} \cdot U_p$).

Определяя среднюю порозность через среднюю концентрацию частиц в потоке $\bar{\rho}$, окончательно получаем:

$$G_n = \frac{U (\bar{\rho} - \rho_g)}{\psi} \cdot \frac{\rho_q}{\rho_q - \rho_g} \quad (2.12)$$

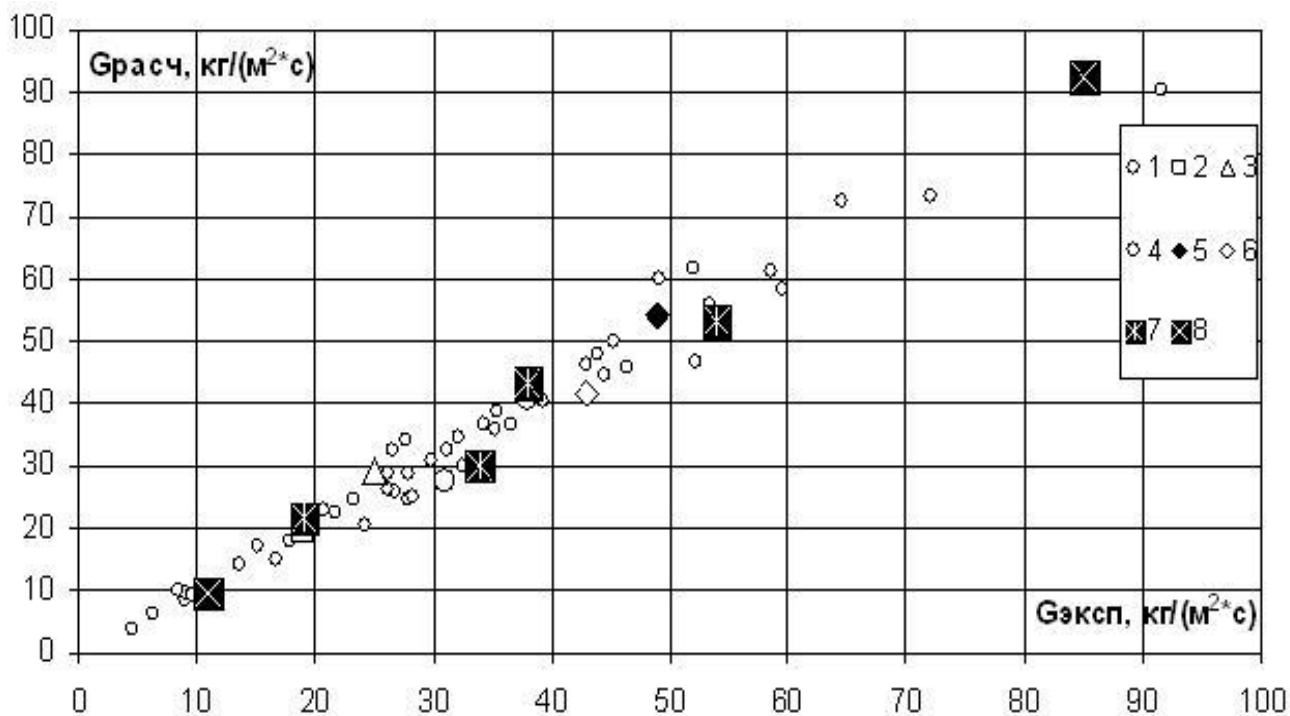
Коэффициент скольжения, может быть записан в виде функции от критериев Фруда по скорости воздуха и размеру установки и по скорости витания (транспортной скорости). Обработка наших опытных данных позволила получить следующую зависимость:

$$\psi = 1 + 0,057 Fr_d^{1,474} \cdot (1 - \bar{\varepsilon})^{-0,002} + 0,69 Fr_D^{0,051} \quad (2.13)$$

Зависимости (2.11 – 2.13) в сочетании с рекомендациями раздела 2.4 по расчету профиля концентраций по высоте позволяют определить расход подъемного потока частиц. Если известно КПД улавливания в верхней части топки, то система для расчета основных показателей аэродинамики ЦКС оказывается замкнутой.

На рисунке 2.25 дано сопоставление расчетных и опытных данных по подъемным расходам частиц. Там же приведены опытные данные, полученные на котле ТЭС Гарданэ во Франции, крупной пилотной установке в Швеции и еще двух промышленных котлах с ЦКС в г. Фленсбург и Дуйсбург (Германия), а также материалы диссертационной работы Ф. Джонсона (Швеция), полученные

на аэродинамическом стенде при нормальных условиях и на пилотной установке мощностью 12 МВт.



1 – данные автора, 2 – котел ЦКС в г. Фленсбург данные [192], 3 – котел ЦКС в г. Дуйсбург, [192], 4 – установка 12 МВт, [96], 5 – котел ЦКС ТЭС Гарданны, [96], 6 – котел ЦКС в г. Фленсбург, [96], 7 – холодная модель ЦКС, [72], 8 – пилотная установка ЦКС, [72]

Рисунок 2.25 – Сопоставление расчетных ($G_{расч}$) и экспериментальных данных ($G_{эсп}$) по подъемным расходам частиц

Обработка указанных данных производилась осреднением полей подъемных массовых потоков [192], расчетом по известному расходу материала и расходу опускающего потока вблизи стен [96], расчетом по известному профилю разницы подъемного и опускающего потоков [72].

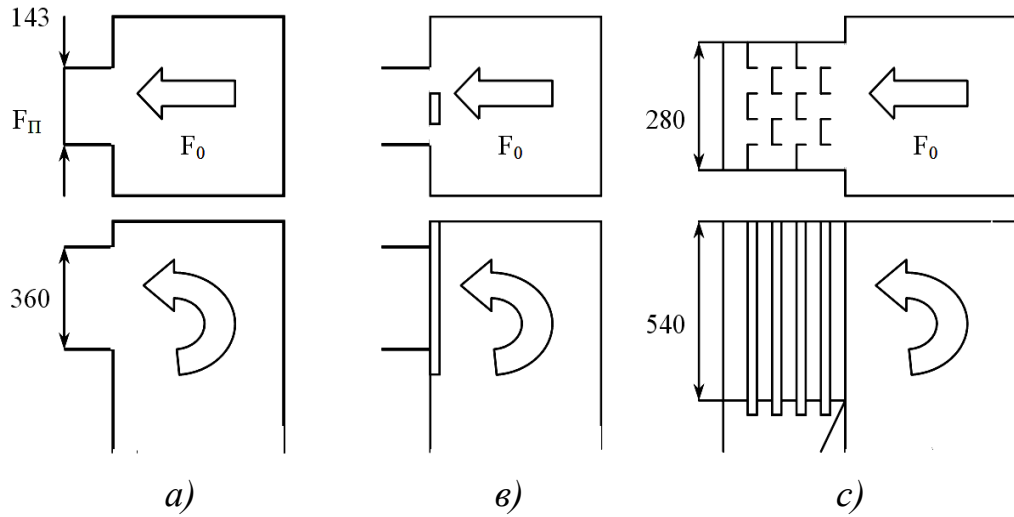
Очевидно, что точность имеющихся данных не велика, учитывая особенности обработки результатов, которых, по-видимому, приводили к занижению значений при обработке данных [96], [72]. Кроме того, влияние диаметра установки вряд ли будет существенным при линейном размере, на порядок превышающим ширину пристенных токов. Поэтому в расчетах по формулам (2.11 - 2.13) для промышленных котлов принимался эквивалентный

диаметр 1 м. Результаты сопоставления расчетных и опытных данных, приведенные на рисунке 2.25, свидетельствуют об их удовлетворительном соответствии (погрешность менее 20 %). Таким образом, разработанные зависимости могут использоваться для расчета подъемного расхода частиц в надслоевом пространстве опытных установок и котлов с ЦКС.

2.5. Сепарация частиц в верхней части реакторов с ЦКС

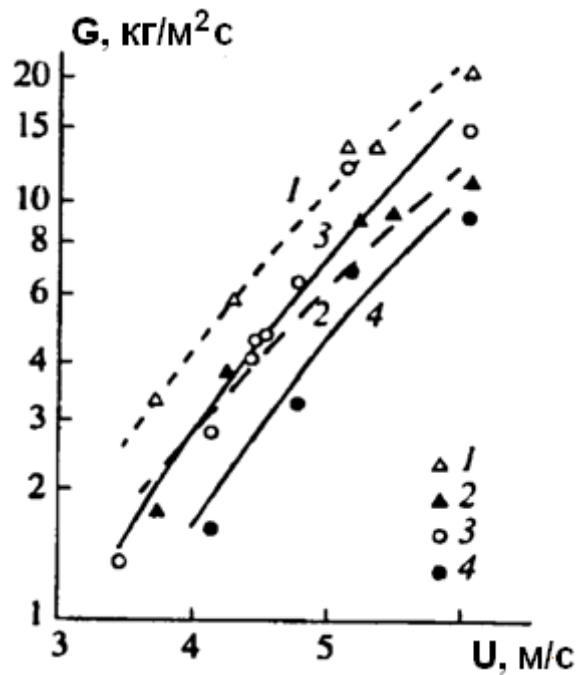
Как показано в предыдущем разделе, для определения расхода циркулирующих частиц достаточно знать эффективность улавливания частиц в верхней части топки и подъемный расход частиц в этой зоне. Исследованию условий движения в верхней части топки на входе в циклон или швеллерковый сепаратор были посвящены специальные опыты. Они были проведены путем сопоставления подъемного и опускного массовых потоков вблизи выходного окна и расхода циркулирующего материала, уловленного в сепараторе. Эти опыты были проведены в основном на модели с сечением $0,4 \times 0,4$ м при входе в циклон с соотношением сечения входа к сечению модели топки 0,36 и 0,7, с зауженным входом путем установки швеллерка в середине входного окна (отношение сечений – 0,18) с установкой группы швеллерков при отношении сечений около 0,9. Отдельный эксперимент проведен на модели $0,7 \times 0,7$ м при примерно равных сечениях входа в швеллерковый сепаратор и модели топки. Схемы условий входа в наших опытах показаны на рисунке 2.26. Показано, что конструкция выходного окна оказывает существенное влияние на улавливание частиц в верхней части топки и соотношение внутренней и внешней циркуляции.

На рисунке 2.27 приведены зависимости удельного расхода циркулирующих частиц (внешняя циркуляция) от скорости воздуха в модели топки при различных массах слоя и условиях входа в циклон. Расход заметно снижается при заужении входа в циклон.



а) вход в циклон; б) вход в циклон с установкой швеллера; в) вход в швеллерковый сепаратор

Рисунок 2.26 – Схемы условий входа в сепараторы

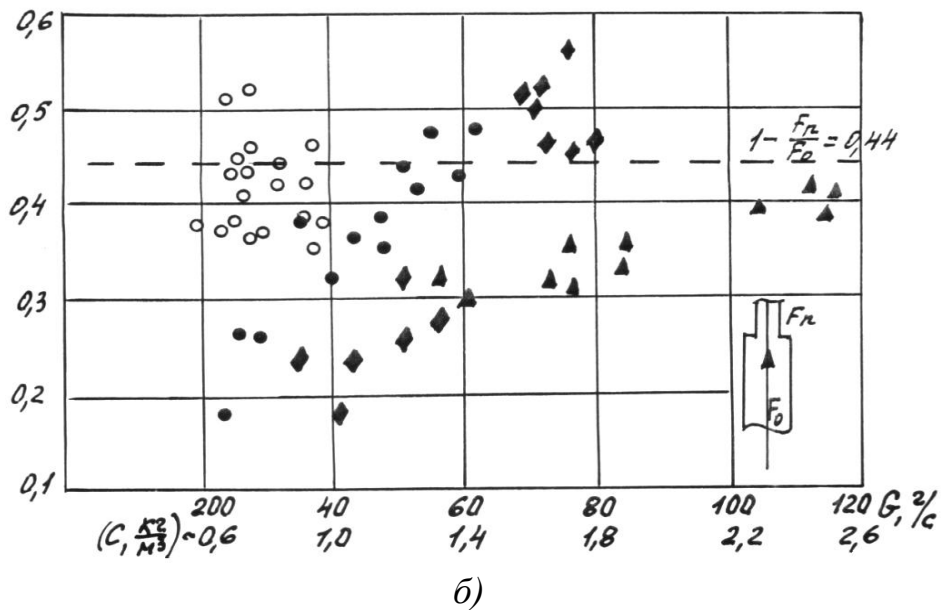
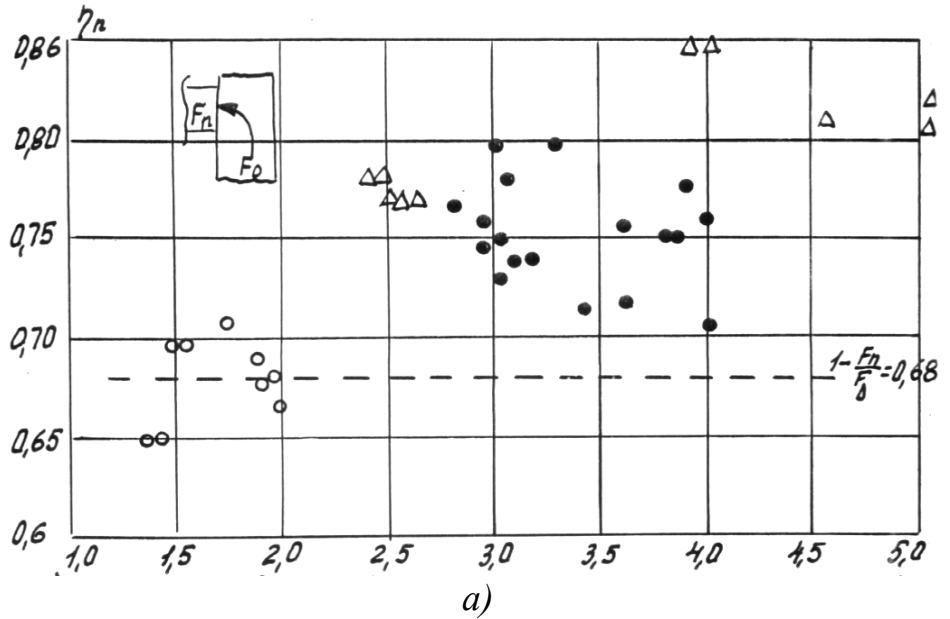


1, 2 - свободный вход, масса материала в точке 75 и 35 кг; 3, 4 - зауженный вход с установкой швеллерков, масса материала в точке 75 и 35 кг

Рисунок 2.27 – Влияние условий входа в циклон на удельный расход циркулирующего материала

На рисунке 2.28 приведены данные автора и данные [91] по КПД улавливания частиц в верхней части моделей. В наших опытах при входе в циклон

с поворотом потока КПД улавливания выше, чем величина $(1 - F_n/F_0)$, тогда как в условиях прямого отвода потока вверх [91] КПД в основном ниже этой величины.



а) \circ – скорость воздуха $U = 3,0$ м/с; \bullet – $4,2$ м/с; Δ - $U = 5,6$ м/с
песок d_c –средний диаметр частиц 220 мкм, ρ – истинная плотность 2470 кг/м³
б) \circ – скорость воздуха $1,81$ м/с; \bullet – $2,21$ м/с; \blacklozenge – $2,55$ м/с; \blacktriangle – $2,86$ м/с;
 d_c – средний диаметр частиц $0,2$ мм, ρ – истинная плотность 384 кг/м³
Рисунок 2.28 – Зависимость КПД улавливания частиц на выходе из модели топки от концентрации (а, данные автора) и расхода материала (б, данные [91])

В [185, 189,] предложена зависимость для оценки КПД улавливания частиц в зоне выхода (η_t) из топки. Обработка опытов при свободном входе в циклон

показала, что на КПД улавливания оказывает значение критерия Стокса (рисунке 2.29).

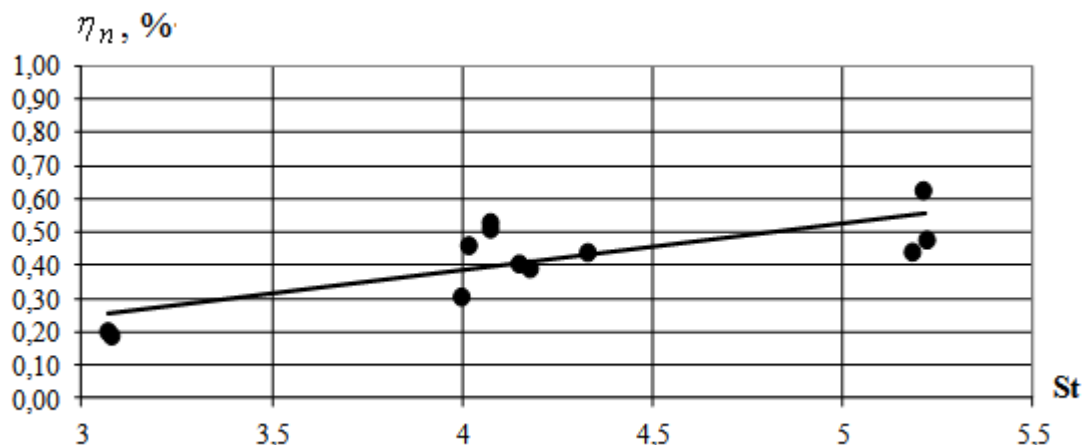


Рисунок 2.29 – Влияние величины критерия Стокса на КПД улавливания частиц на выходе из топки

Считалось, что η_n зависит от числа Стокса, концентрации частиц и геометрических характеристик зоны выхода из топки:

$$\eta_n = 100 \left[1 - A \cdot St^n (1 - \bar{\varepsilon}_{вых})^m \right], \% , \quad (2.14)$$

где коэффициент «А» определяется условиями выхода из топки,

$(1 - \bar{\varepsilon}_{вых})$ - средняя концентрация на выходе из топки,

$$St = \frac{U \cdot d_c \cdot \rho_c}{\mu_z \cdot D_{экв}} - \text{число Стокса,}$$

где U – скорость газа, м/с,

d_c – средний размер частиц, м,

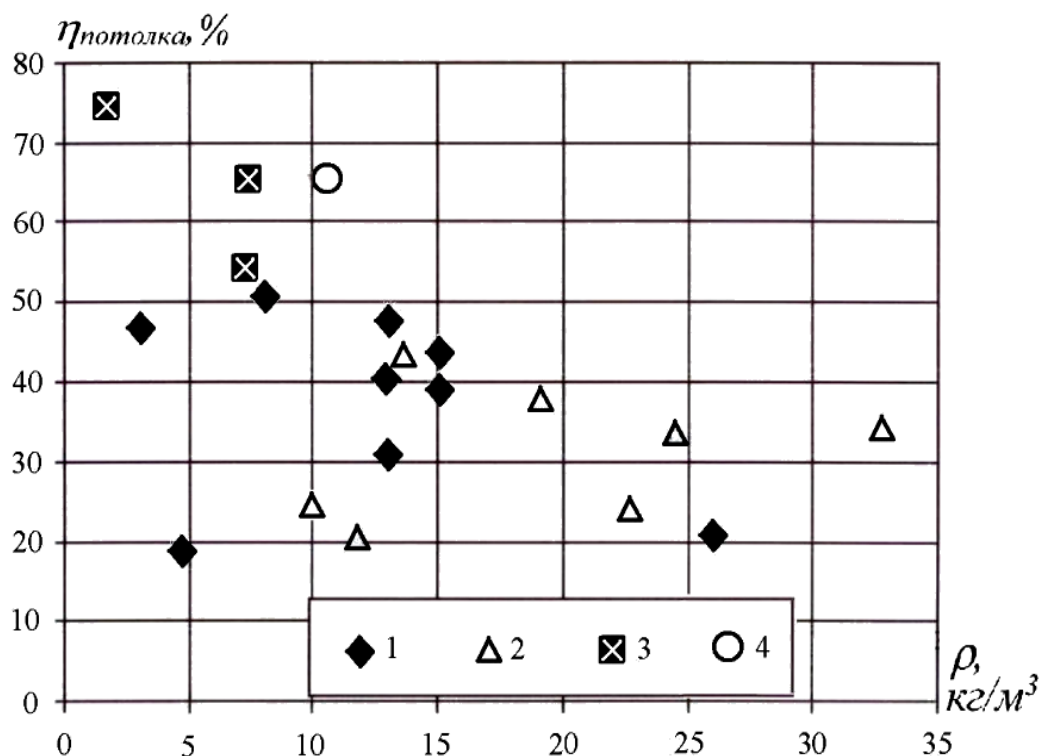
μ_z – вязкость газа, Па·с,

$D_{экв}$ – эквивалентный диаметр топки, м,

ρ_c – истинная плотность частиц, кг/м³.

На рисунке 2.30 приведены опытные данные по КПД потолка топки, полученные на трех установках (последние данные получены в 2014г. на

установке со связанными между собой реакторами, смотри главу б) с разными условиями входа в циклон или швеллерковый сепаратор.



1 – свободный вход в патрубок циклона, модель 0,4×0,4 м; 2 – вход в швеллерковый сепаратор, модель 0,4×0,4 м; 3 – узкий входной канал на модели 0,7×0,7 м; 4 – вход в циклон на модели связанных реакторов, топка 0,2×0,4 м

Рисунок 2.30 – КПД потолка топки в зависимости от концентрации частиц в верхней части топки

Разброс опытных значений КПД улавливания в верхней части топки связан с особенностями их определения (разность двух величин, близких друг к другу при погрешности определения каждой из них на уровне 20 %).

Наши опытные данные, полученные при трех проходных сечениях выходного окна, свидетельствуют, что КПД улавливания не превышает разницы в проходных сечениях топки и окна, отнесенных к сечению топки. При этом заметно влияние скорости газа, размеров частиц и концентрации потока. При низкой скорости газа и концентрации до 0,5 кг/м³ КПД увеличивается с ростом скорости газа и концентрации. Аналогичные данные получены при исследовании улавливания в швеллерковом сепараторе. С уменьшением размеров частиц КПД

снижается. Исходя из полученных данных, была сделана попытка экстраполяции их на условия работы промышленных котлов с ЦКС. Оценка улавливания частиц в верхней части топки промышленного котла в г. Дуйсбурге (Германия), снабженного двумя циклонами, дает значение КПД порядка 30 %.

2.6. Смешение струй вторичного воздуха с запыленным потоком

В котлах с ЦКС важным является корректная подача вторичного воздуха, доля которого составляет $0,3 \div 0,6$ от всего расхода воздуха. Независимо от вида схемы ввода вторичного воздуха в топках с ЦКС с аэродинамической точки зрения его взаимодействия с продуктами сгорания можно классифицировать как течение системы струй, распространяющейся в сносящем потоке. От классических и в известной степени хорошо изученных видов течения его отличает ряд характерных особенностей.

- значительная концентрация твёрдой фазы в газовом потоке на уровне ввода струй вторичного воздуха в топочный объём ($50 - 100 \text{ кг/м}^3$ и более);
- изменение по высоте топки таких параметров сносящего потока как плотность и скорость;
- неравномерность полей плотности и скорости сносящего потока по глубине топки в плоскости ввода струй вторичного воздуха;
- необходимость организации процесса смешения с учётом обеспечения условий для возможно более полного использования топлива, не прореагировавшего в плотном слое и доокисления продуктов неполного горения, образующихся как следствие химического реагирования горючего в турбулентном слое в условиях $\alpha_1 < 1$ (α_1 – избыток первичного воздуха), а также минимизации образования токсичных веществ, прежде всего оксидов азота;
- возможность при определённых условиях существенного влияния струй вторичного воздуха на процессы в турбулентном слое и даже

возникновения переменных во времени и пространстве полей скоростей и концентраций на участке до плоскости смешения.

Совместно с МЭИ проводились исследования распространения струй вторичного воздуха в сносящем потоке с помощью метода термозондирования при слабом подогреве вторичного воздуха [190]. Опыты проводились в диапазоне скоростей воздуха в модели топки 3,5 – 5,8 м/с, скоростей воздуха в соплах вторичного воздуха 12,4 – 38,9 м/с и массовых концентрациях в зоне подачи вторичного воздуха 3,7 – 46,1 кг/кг.

По результатам обработки данных строились изолинии безразмерной температуры, причем расположение оси струи соответствовало максимуму безразмерной температуры. Типичные изолинии избыточных температур приведены на рисунке 2.31.

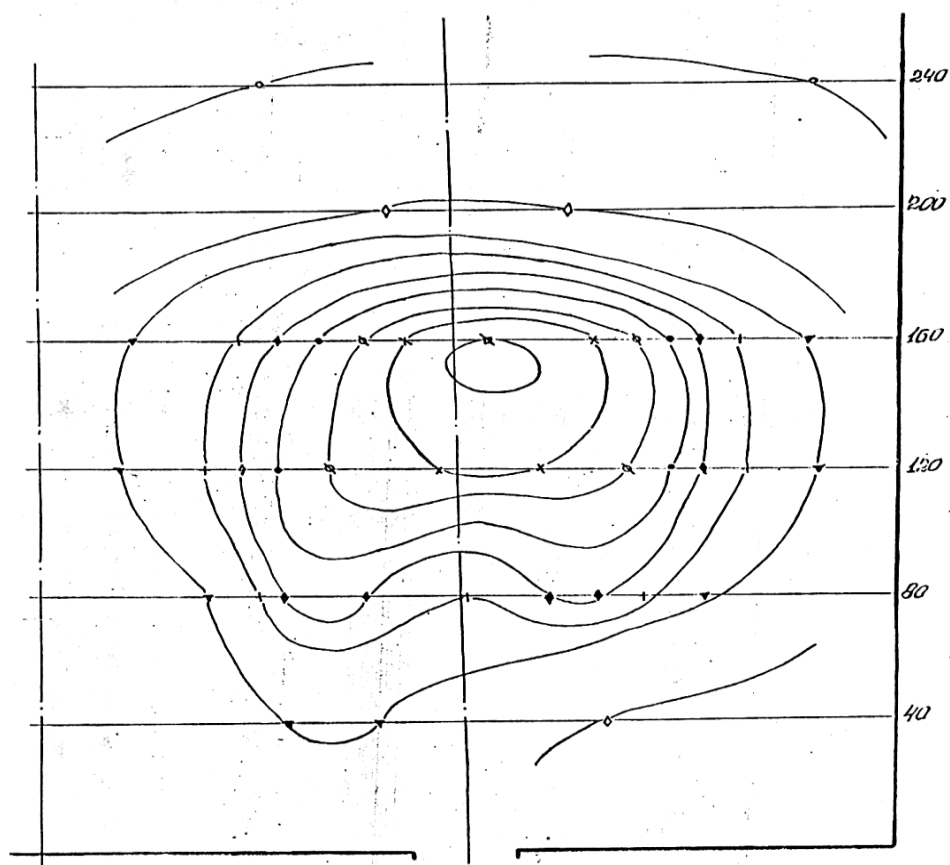


Рисунок 2.31 – Типичные изолинии избыточных температур

Предложено рассчитывать траекторию динамической оси струи воздуха в запылённом сносящем потоке для условий неравномерного распределения

концентрации твёрдой фазы по сечению с использованием эффективного динамического параметра $q_{эф}$, рассчитываемого по формуле:

$$q_{эф} = q \cdot K, \quad (2.15)$$

где K – поправка на запылённость потока (рисунке 2.32).

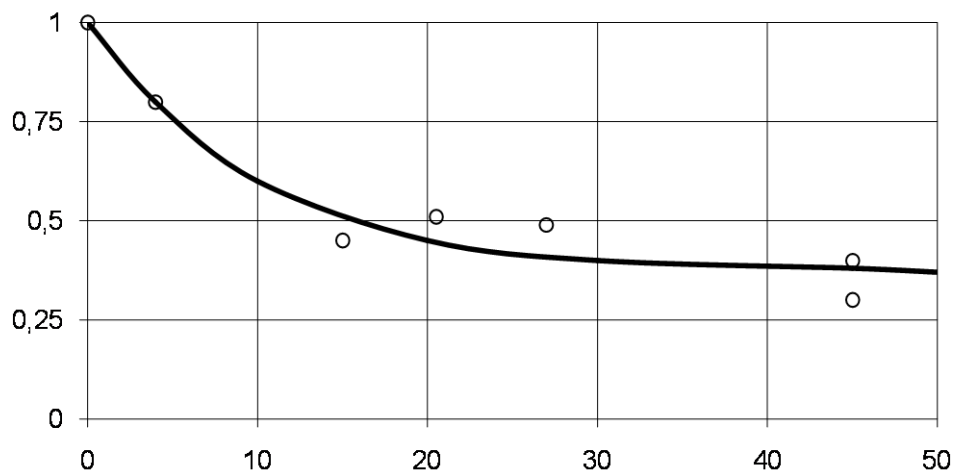


Рисунок 2.32 – Влияние массовой концентрации на параметр « K »

При высоких концентрациях ($\mu > 30$ кг/кг) значение « K » слабо меняется с изменением концентрации и составляет величину около 0,4. При снижении концентрации коэффициент « K » возрастает и стремится к 1,0 для незапыленного потока.

Расчётная зависимость для траектории оси струи имеет следующий вид:

$$y\sqrt{d_{cn}} = 0,826(x/d_{cn})^{0,23} q_{эф}^{0,53}, \quad (2.16)$$

где d_{cn} – диаметр сопла, м.

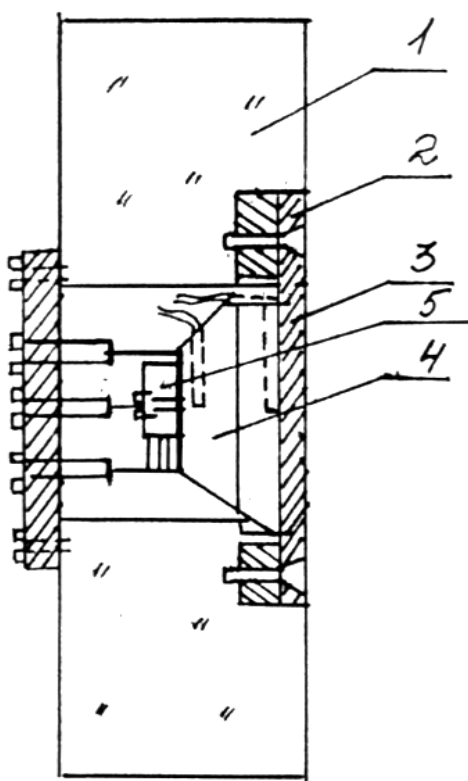
Особенностью разработанных рекомендаций является расчет траектории оси струи с помощью эффективного гидродинамического параметра, учитывающего запыленность потока. Характерно, что данные, полученные при существенно отличающихся по крупности и плотности материалов (анионит и песок), обобщаются единой зависимостью.

В результате комплекса выполненных экспериментальных и расчетных исследований разработана методика расчета основных показателей гидродинамики топок аппаратов с ЦКС. Для определения профиля концентраций по высоте установок рекомендованы зависимости 2.2 - 2.8. Подъемный расход частиц по в зависимости от концентрации потока рекомендуется определять по формулам 2.11 – 2.13. Для оценки улавливания частиц на выходе из топки предложена зависимость 2.14 и рекомендовано использовать опытные данные рисунка 2.30. Траектории оси струй вторичного воздуха могут быть рассчитаны по формулу 2.16. Предложенный комплекс зависимостей позволяет выполнить полный расчет показателей гидродинамики топки котла с ЦКС.

Глава 3. Теплообмен к настенным экранам. Взаимосвязь гидродинамики и теплообмена

3.1. Методика исследований теплообмена

Датчики теплообмена, схема измерений и методика обработки была разработана А.И. Курочкиным и подробно изложена в [180, 193, 194]. Конструкция датчика со встроенным нагревателем и электрическая схема его подключения приведены на рисунке 3.1.



*1 – фрагмент стенки модели топки; 2 – кольцо; 3 – мембрана; 4 – датчик;
5 – транзистор КТ 8102*

Рисунок 3.1 – Эскиз датчика теплообмена

Теплоотводящая поверхность датчика (мембрана) была изготовлена из фольгированного стеклотекстолита 0,2 мм. Она предназначена для отвода заданного количества тепла, крепления датчика в установке и его теплоизоляции. Рабочей частью мембраны является круг диаметром 55 мм. Между рабочей частью и остальной частью мембраны на зазоре в 2 мм фольга стравлена с двух

сторон для обеспечения минимальных тепловых потерь от датчика к стенке установки. Корпус датчика изготовлен из алюминия в форме усеченного конуса для распределения и подвода тепла и приклеен широким основанием к рабочей поверхности мембраны. В корпусе зачеканены две хромель-алюмеливые термопары для измерения его температуры. В качестве нагревателя используется кремниевый транзистор.

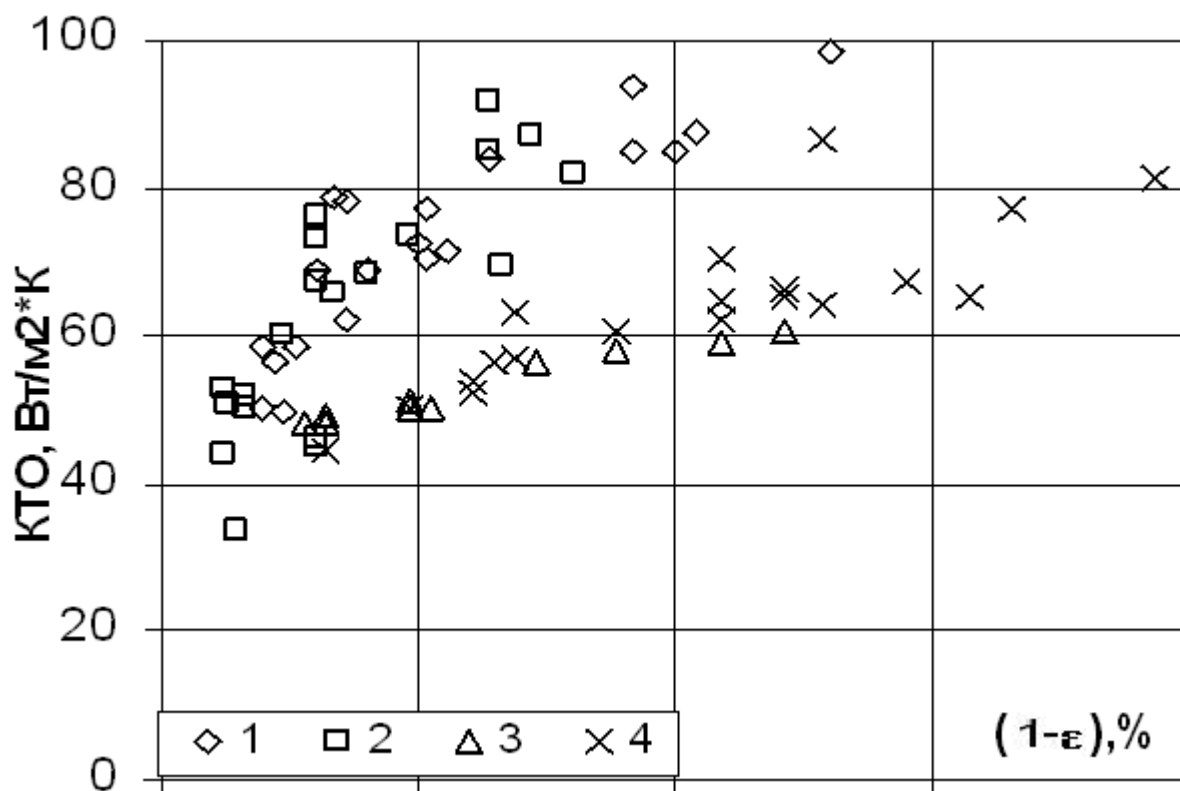
Анализ режима работы датчика и потерь в нем свидетельствует о том, что погрешность определения коэффициента теплоотдачи не превышает $\pm 10\%$. Тарировка датчиков проводилась в режиме естественной конвекции по известным зависимостям коэффициента теплоотдачи от вертикальной пластины. Были определены суммарные утечки тепла и показана хорошая воспроизводимость характеристик датчиков.

По своим характеристикам датчик является датчиком локального теплообмена (критерий $Fo < 10$). На аэродинамической установке (рисунок 2.1) датчики устанавливались на отметках 3,75 и 5,14 м от воздухораспределительной решетки. Опыты проводились с материалами различного среднего размера и плотности. При проведении опытов тщательно выдерживался стабильный режим с постоянными перепадами давлений в зонах установки датчиков, постоянными массами слоя и скоростями воздуха.

3.2. Результаты исследований теплообмена

Экспериментальные данные о локальном теплообмене свидетельствуют, о существенном влиянии плотности потока (объемной концентрации) и размеров частиц (рисунок 3.2). Расположение датчика по высоте установки в условиях постоянной объемной концентрации не влияет на теплоотдачу. Изменение скорости воздуха также не приводит к существенному изменению теплоотдачи. По-видимому, при увеличении скорости газа теплообмен конвекцией увеличивается. Однако, при большой концентрации в пристенной зоне характерная структура газового потока нарушается, при этом конвективная составляющая теплообмена становится близкой к расчетной для пузырькового

кипящего слоя. Последняя не зависит от скорости газа, а определяется размерами частиц. Это положение подтверждается опытными данными, полученными при использовании анионита в качестве материала слоя. Крупные частицы разрушают газовый подслоя и влияние скорости газа на теплообмен полностью прекращается.



1 – песок 230 мкм нижний датчик, 2 – песок 230 мкм верхний датчик,
3 – анионит 700 мкм, 4 – анионит 550 мкм

Рисунок 3.2 – Влияние объемной концентрации $(1-\epsilon)$ на коэффициент теплообмена (КТО)

На рисунке 3.3 приведено сравнение данных ВТИ с результатами ряда зарубежных исследований, выполненных на аэродинамических и огневых установках (Стремберг, [195], Субарао, [100], Кобро, [196], Сектхира, [197]).

Теплообмен к настенным экранам тесно связан с гидродинамикой топки, в особенности с движением потока вблизи стен топки. Полное описание и вывод расчетных зависимостей для конвективно-кондуктивного теплообмена приведены в [180, 193, 194, 197].

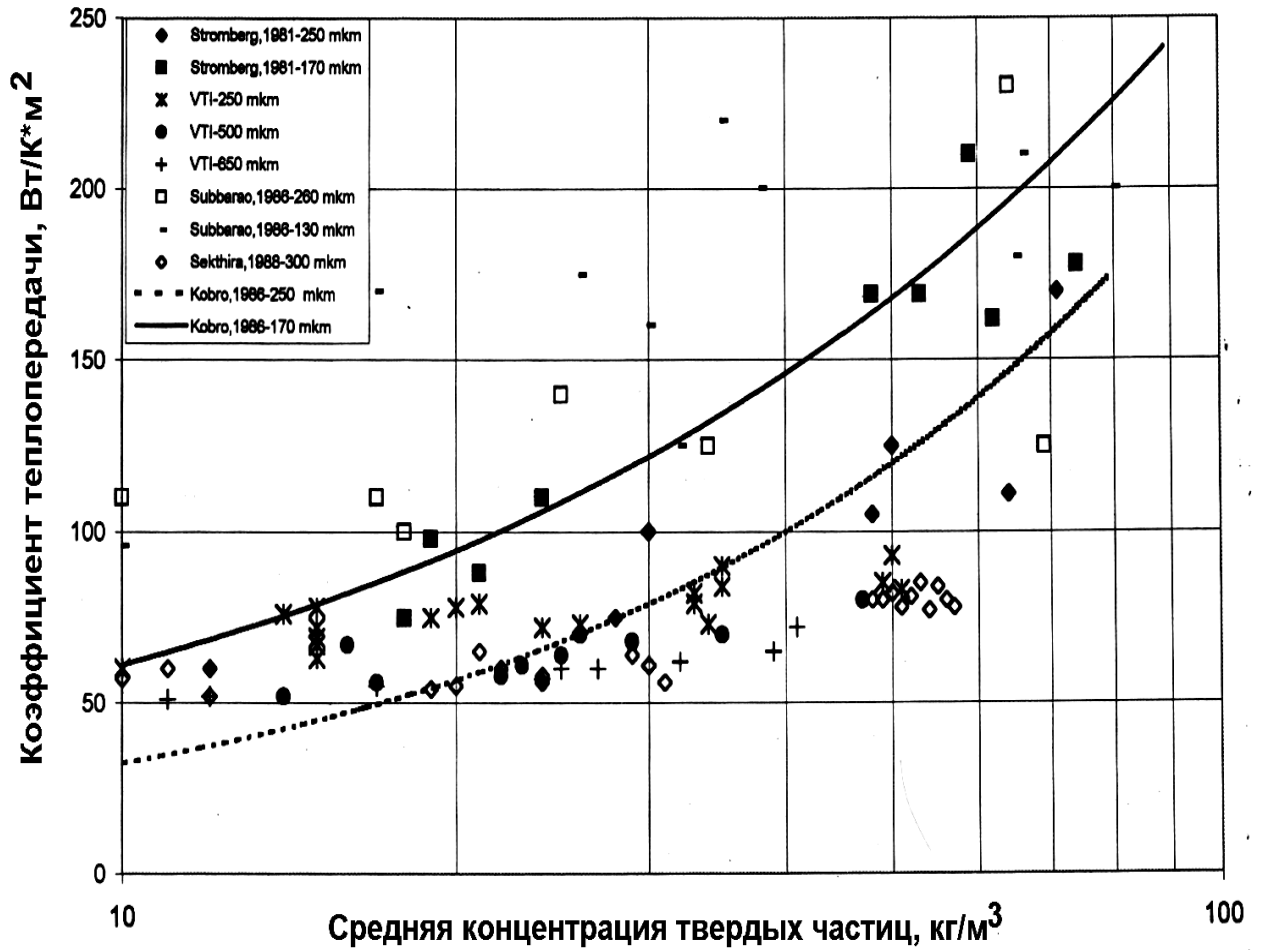


Рисунок 3.3 – Сравнение данных ВТИ по коэффициенту теплоотдачи с результатами зарубежных исследований

Новым подходом в предложенных моделях является расчет контактного теплообмена по объемной концентрации в пристенной зоне.

Полуэмпирическая модель расчета кондуктивной составляющей теплообмена к настенным экранам наиболее полно представлена в [197]; она базируется на газокINETИЧЕСКОЙ модели Мартина (формулы 1.32 – 1.35). В предложенных зависимостях вводится ряд упрощений. В первую очередь рассматривается не средняя по сечению порозность, а порозность в пристенном слое.

$$\alpha_{\text{конд}} = \frac{\lambda_2}{d_c} (1 - \varepsilon_{\text{СК}}) Nu_{Sh} \frac{\sqrt[3]{1 - \varepsilon_{\text{СК}}}}{0,807}, \quad (3.1)$$

где λ_2 – теплопроводность газа, В/м·К,

$\varepsilon_{ск}$ – порозность у стен,

l – длина поверхности стен, м,

Nu_{Sh} – число Нуссельта, рассчитанное по модифицированной формуле Шлундера.

Конвективная теплоотдача рассчитывается по обычным зависимостям, учитывающим снижение скорости газа у стен. Для датчиков локального теплообмена выражение для конвективной теплоотдачи записывается следующим образом:

$$\alpha_{конв} = 0,033 * \frac{\lambda_2}{l} \left(\frac{U \cdot l}{\nu_2} \right)^{0,8} Pr^{0,43}, \quad (3.2)$$

где ν_2 – кинематическая вязкость газа, м²·с,

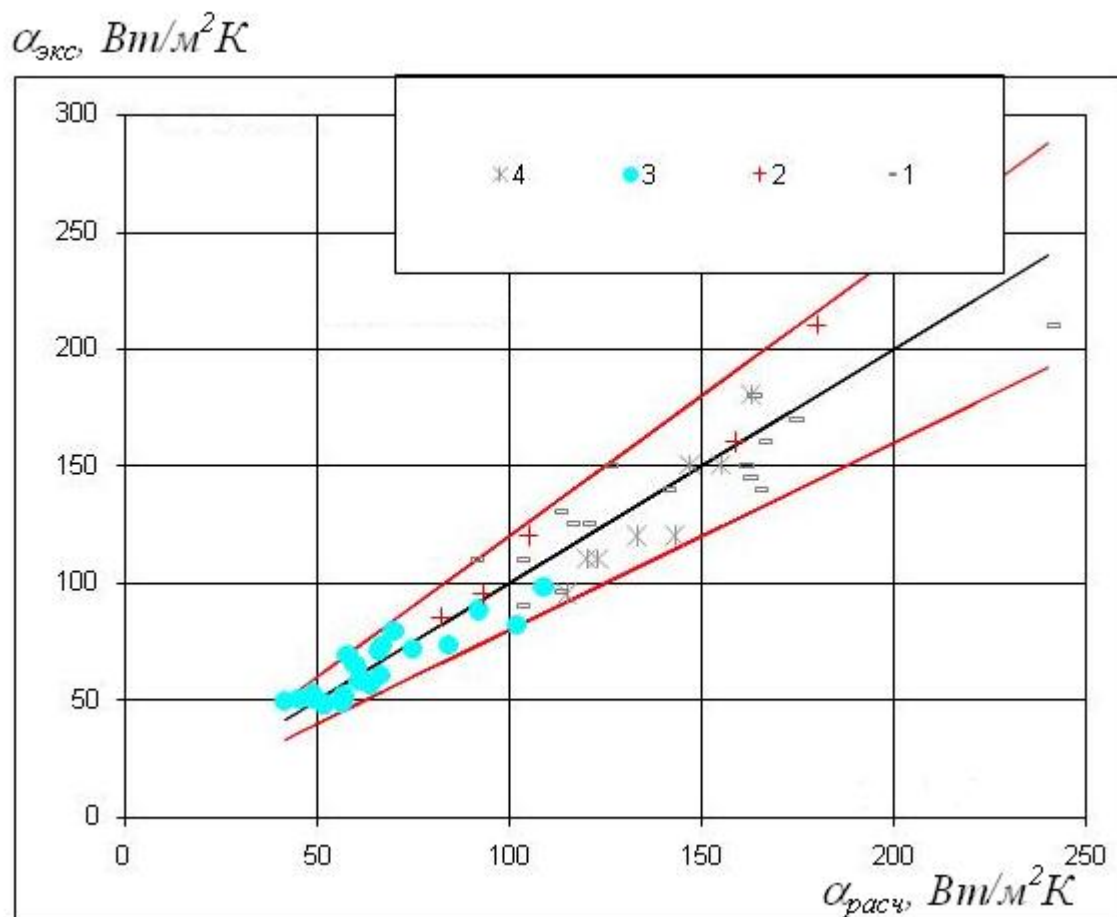
U – средняя скорость газа, м/с.

Объемная концентрация частиц в пристенной зоне была определена на основе данных по теплообмену.

Обработка их дала следующую эмпирическую зависимость:

$$\frac{1 - \varepsilon_{ск}}{1 - \varepsilon} = 1 + 0,188 \cdot (1 - \bar{\varepsilon})^{-0,61} \quad (3.3)$$

На рисунке 3.4 представлено сравнение расчетных по формулам 3.1 – 3.3 и опытных данных ряда исследований, полученных как на холодных моделях, так и на огневых установках. Можно констатировать, что их соответствие вполне удовлетворительное с погрешностью не более 20 %.



1 – данные Субарао и Базу, [100], 1986г; 2 – данные автора; 3 – данные Андерсона (холодная модель), [98], 1987г, 4 – данные Андерсона (горячая модель), [101], 1998г.

Рисунок 3.4 – Сравнение опытных и расчетных данных по кондуктивной теплоотдаче в режиме ЦКС

На рисунке 3.5 дано сравнение расчетных и опытных данных по кондуктивному теплообмену к настенным экранам в режиме пузырькового кипящего слоя. Оказалось, что предложенные зависимости хорошо совпадают с опытными данными и в области высоких концентраций потока ($100 - 1000 \text{ кг/м}^3$), которые характерны для режима пузырькового слоя и турбулентного слоя в нижней части топки.

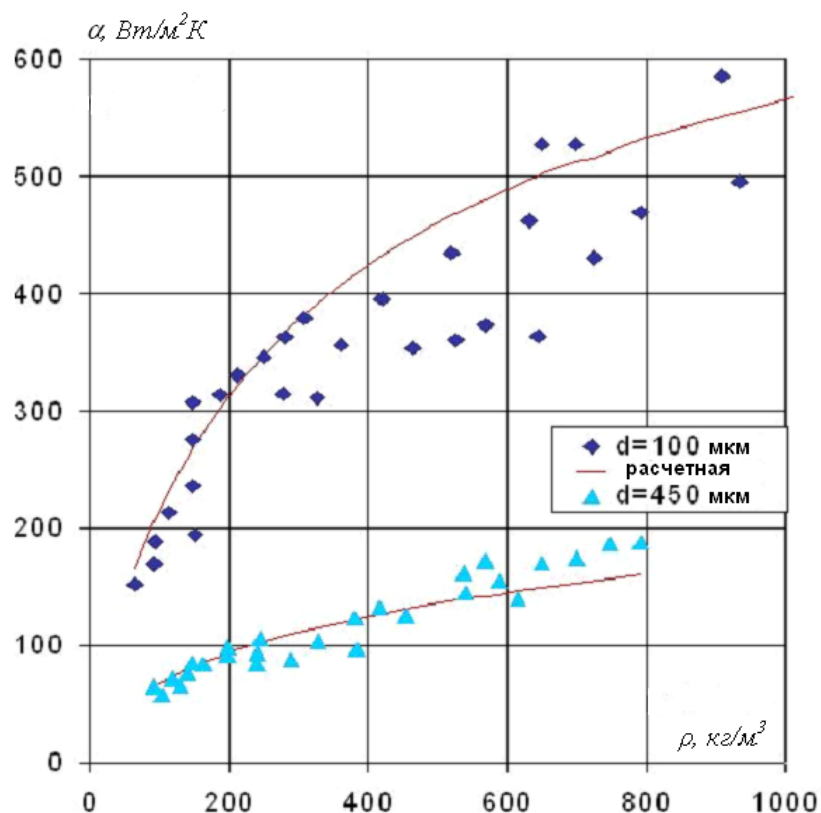
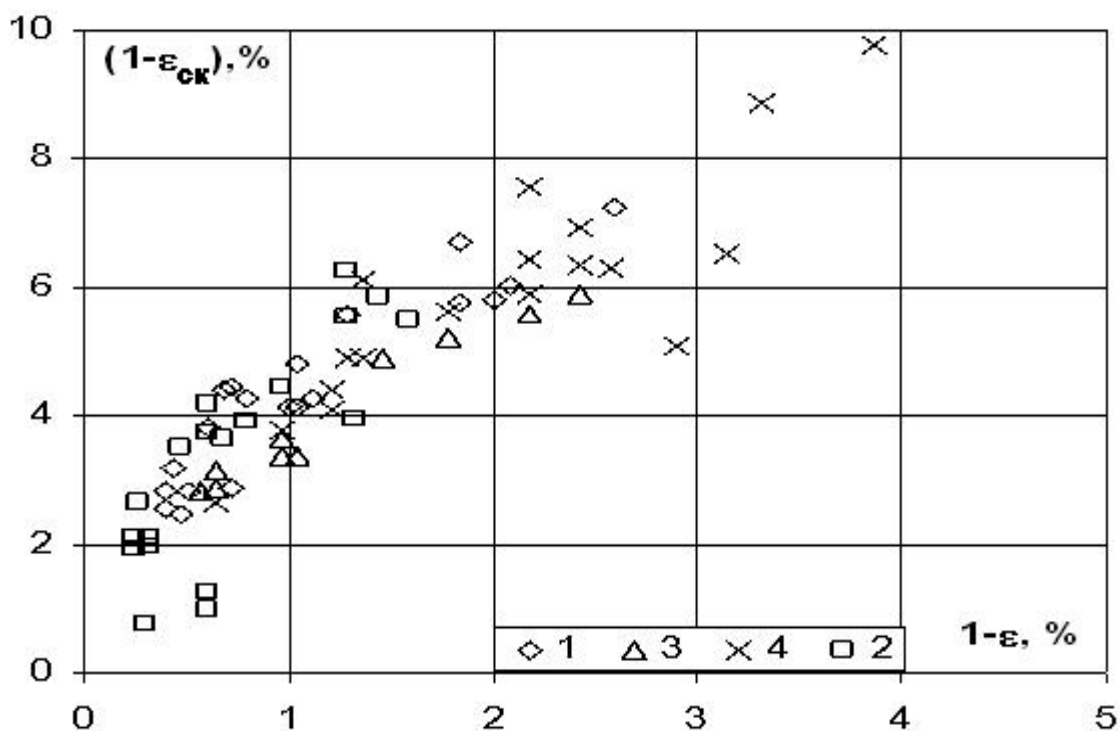


Рисунок 3.5 – Сравнение расчетных и опытных данных по кондуктивному теплообмену в режиме кипящего слоя [202]

3.3. Взаимосвязь гидродинамики пристенной зоны и теплообмена

Для подтверждения положений разработанной модели были определены значения концентраций в пристенной зоне на основе опытных данных о локальном теплообмене при значениях объемных концентраций, характерных для надслоевого пространства котлов ЦКС. Результаты этих расчетов в виде зависимости объемной концентрации в пристенной зоне от средней концентрации приведены на рисунке 3.6.

Исходя из анализа структуры потока в пристенной зоне можно считать, что при высоких объемных концентрациях (переходная зона и турбулентный кипящий слой) концентрация в пристенной зоне близка к средней по сечению. При уменьшении средней концентрации уменьшается ширина пристенной зоны, ухудшается перемешивание по сечению и концентрация в пристенной зоне возрастает по отношению к средней.



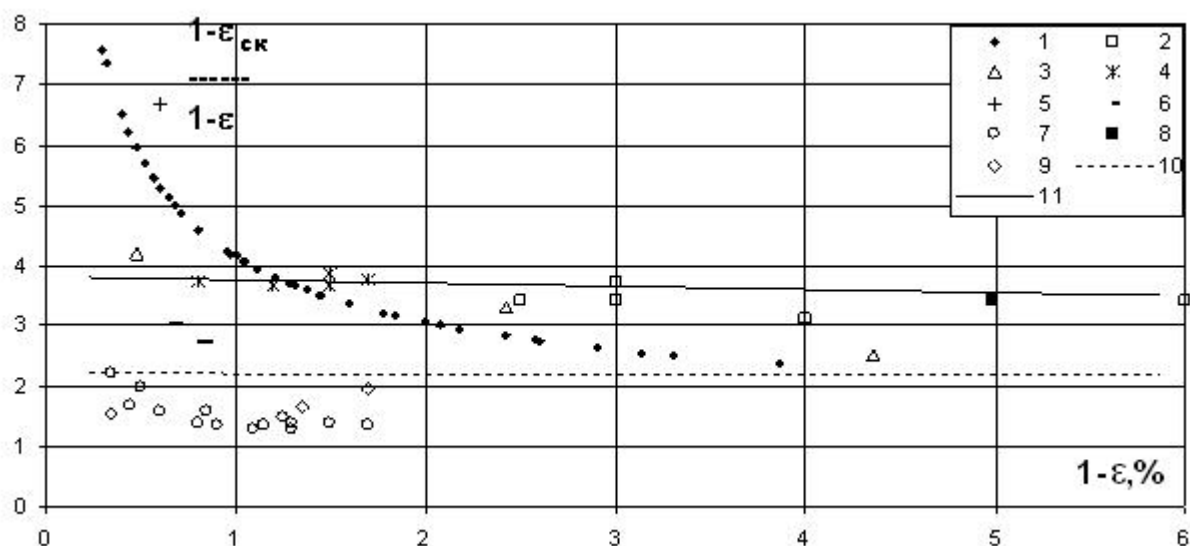
1 – песок 230 мкм нижний датчик, 2 – песок 230 мкм верхний датчик,
3 – анионит 700 мкм, 4 – анионит 550 мкм

Рисунок 3.6 – Результаты расчета объемной концентрации $(1-\varepsilon_{ск})$ в пристенной зоне по данным исследований теплообмена

Полученную по результатам исследований теплообмена зависимость необходимо сравнить с данными прямых измерений. К сожалению, такие данные крайне ограничены; в ряде случаев не вполне ясно, какая из концентраций (максимальная, у стен, средняя по пристенной зоне) считается концентрацией в пристенной зоне. Для снижения погрешности при использовании опытных данных, полученных различными методами (оптико-волоконные датчики, резистивные датчики, γ -просвечивание, отборы проб), целесообразно анализировать их в виде отношения концентрации в пристенной зоне к средней. При обработке опытных данных автора по массовым потокам учитывались только результаты экспериментов с полным определением профиля массовых потоков по сечению. Исходя из известной ширины пристенной зоны, средней концентрации потока, подъемного расхода частиц определялась средняя по сечению пристенной зоны концентрация. Эта концентрация по различным оценкам может быть в

1,5 – 3 раза ниже максимальной в пристенной зоне. Кроме того, использовались данные, полученные с помощью лазерно-доплеровского анемометра [181, 186, 189]. Были проанализированы литературные данные, полученные на аэродинамическом стенде (сечение $0,25 \times 1$ м, высота 7 м) и огневой установке (сечение $0,65 \times 0,65$ м, высота 13 м), данные аэродинамического стенда диаметром 0,19 м и высотой 15 м, данные аэродинамического стенда диаметром 0,102 м, высотой 0,32 м, а также результаты экспериментов на мощном котле ЦКС ТЭС Гарданэ.

Результаты сопоставления данных о концентрациях в пристенной зоне, рассчитанных по зависимостям для теплоотдачи и определенных опытным путем представлены на рисунке 3.7.



1 – расчет по данным автора о теплообмене (формула 3.3), 2 – данные «холодной» модели [92], 3 – данные «холодной» модели [93], 4 – данные «горячей» модели [203], 5 – данные «холодной» модели [112], 6 – котел ТЭС Гарданэ [192], 7 – данные ОАО «ВТИ» по средней концентрации в пристенной зоне, 8 – данные «холодной» модели [99], 9 – данные по средней концентрации в пристенной зоне [189], 10 – расчет по формуле (3.6), 11 – расчет по формуле (3.4)

Рисунок 3.7 – Сравнение экспериментальных данных и расчетных зависимостей по объемной концентрации в пристенной зоне

Там же даны результаты расчетов по двум зависимостям (3.4) и (3.6), полученным по формулам (3.5) и (3.7), представленным китайскими учеными на конференции CFB6 в 1999г и полученные из зависимости для профиля порозности ($\varepsilon(r)$) по радиусу установки (r):

$$\frac{1 - \varepsilon_{СК}}{1 - \varepsilon} = \frac{1 - \varepsilon^{-3,811}}{1 - \varepsilon}, \quad (3.4)$$

$$\text{из } \varepsilon_{СК} = \varepsilon^{-3,811} \quad (3.5)$$

$$\frac{1 - \varepsilon_{СК}}{1 - \varepsilon} = \frac{1 - \varepsilon^{-0,4} \left[1 - (1 - \varepsilon)^{0,6} \times 3 \right]}{1 - \varepsilon}, \quad (3.6)$$

$$\text{из } \frac{\varepsilon^{-0,4} - \varepsilon(r)}{\varepsilon^{-0,4} - \varepsilon} = 3 \left(\frac{r}{R} \right)^4 \quad (3.7).$$

Расчетные значения отношения объемных концентраций потока в пристенной зоне к средним слабо меняются с изменением концентрации и составляют около 3,7 по формуле (3.4) и 2,2 по формуле (3.6). Их распространение на область малых концентраций (менее 0,5 %) и высоких концентраций (более 5 %) вряд ли целесообразно, учитывая сделанные выше замечания о качественном характере изменения этого отношения для турбулентного слоя и режима пневмотранспорта.

Результаты наших экспериментов по массовым потокам и полю концентраций удовлетворительно соответствуют данным промышленного котла с учетом необходимой поправки на отношение максимальной плотности к средней в пристенной зоне (1,5 – 3). В целом имеется качественное и отчасти количественное совпадение опытных данных по объемной концентрации в пристенной зоне с расчетом по предложенным зависимостям для теплообмена.

Таким образом, подтверждено положение о зависимости кондуктивно-конвективной составляющей теплообмена от объемной концентрации в пристенной зоне, позволяющее обобщить данные, полученные на различных

установках с использованием отличающихся по диаметру и плотности частиц. В результате комплекса экспериментальных и расчетных исследований рекомендованы зависимости 3.1 – 3.3 для расчета кондуктивной составляющей теплообмена к настенным экранам котла с ЦКС, основанные на газокинетической модели с учетом эмпирических зависимостей по связи концентрации в пристенной зоне и средней концентрации потока. Для расчета лучистого теплообмена рекомендованы формулы 1.24 – 1.26, а для конвективной составляющей теплообмена – зависимость 1.23.

Глава 4. Сепарация частиц в циклонах и швеллерковых сепараторах

Как показано в разделе 1.6, эффективность работы сепараторов частиц оказывает определяющее влияние на большинство показателей котла (стабилизация температуры в слое и надслоевом пространстве, отвод тепла к настенным экранам, уровень выбросов SO_2 и другие). Размеры циркулирующих частиц существенно зависят от работы сепарационных устройств. Результаты последних совершенствований конструкций циклонов показали, что при повышении эффективности улавливания снижается средний размер частиц, увеличивается расход циркулирующих частиц. Это приводит к росту теплоотдачи и выравниванию температур слоя и надслоевого пространства. При высоком КПД уловителей (порядка 99,5 %) изменение КПД всего на 0,1 % увеличивает циркуляцию в 1,2 раза.

В схемах котлов с ЦКС наибольшее распространение получили высокотемпературные циклоны. Поэтому, основная часть исследований касалась определения общей и фракционной эффективности и сопротивления циклонов. Уловители ударно-инерционного типа (швеллерковые сепараторы) применяются в схемах котлов фирмы «Бабкок-Вилькокс» (США). В связи с разработкой котла с ЦКС подобного типа для Несветай ГРЭС были выполнены эксперименты на двух установках, оснащенных швеллерковыми сепараторами.

4.1. Экспериментальные установки и методики исследований

Основная часть исследований проведена на аэродинамической установке, снабженной циклоном диаметром 0,54 м и высотой 1,44 м (рисунок 2.1), их результаты изложены в публикациях автора [178, 184]. Отвод материала осуществляется с помощью стояка сечением 0,15×0,15 м и пневматического клапана. В процессе длительных опытов в стационарных режимах определялась масса частиц, уловленных в рукавном фильтре и расход этих частиц (расход унесенных из циклона частиц) и расход циркулирующего материала (расход уловленных частиц). По этим данным рассчитывалось значение КПД циклона.

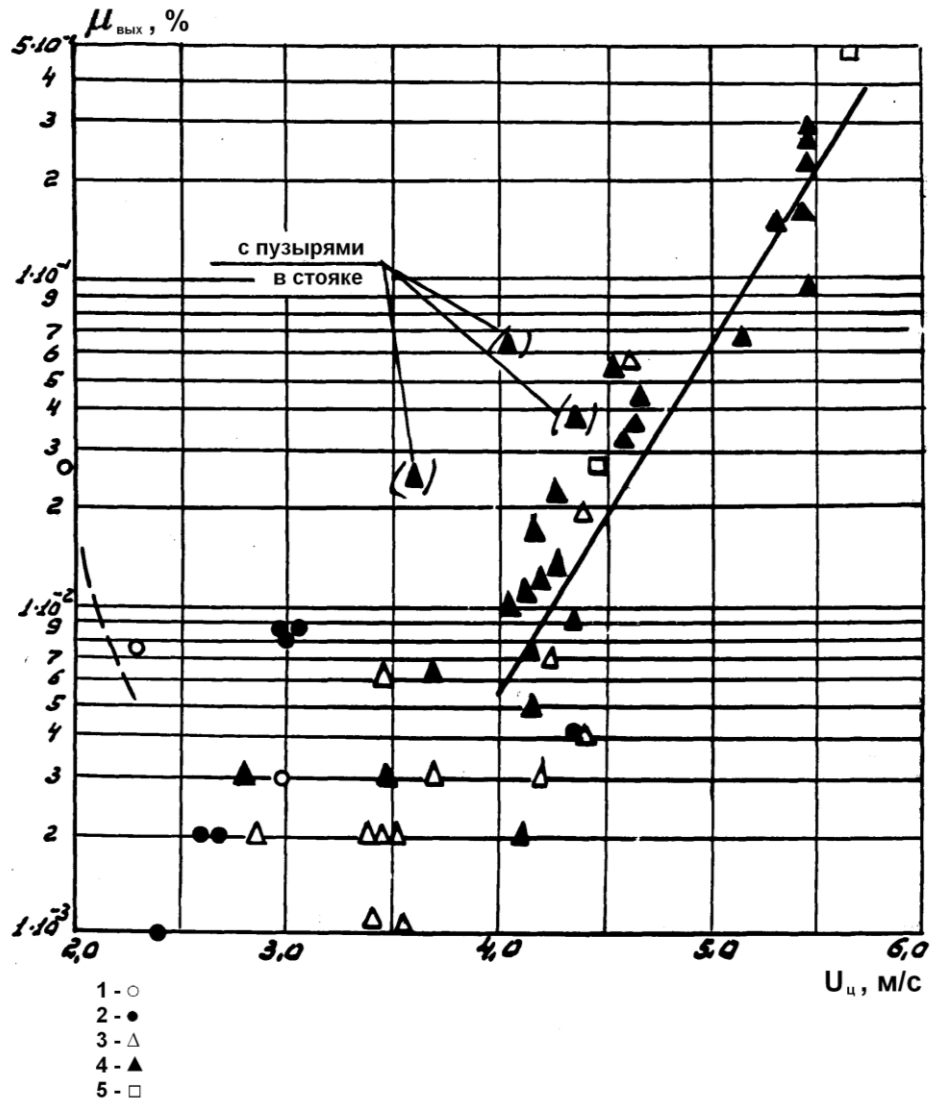
Кроме того производился фракционный анализ уловленных и унесенных частиц для определения фракционного КПД. Исследование эффективности улавливания в швеллерковом сепараторе были проведены на этой же реконструированной установке (рисунок 2.3). Сепаратор был снабжен собственным бункером, стояком и L-клапаном. Швеллерки с шириной полки и боковых закраин 70 мм, высотой 640 мм устанавливались в 4 ряда с шагом 70 мм и занимали 50 % живого сечения выходного окна, имеющего размеры 280 на 540 мм. Расчетная скорость в свободном сечении швеллеркового сепаратора равнялась 8 м/с, что соответствовало скорости в верхней части модели 4,5 м/с. Суммируя расходы частиц, уловленных швеллерковым сепаратором (измеренный расход в стояке L-клапана) и циклоном (измеренный расход в стояке J-клапана), а также зная расход уловленных в рукавном фильтре частиц, можно определить интегральный КПД улавливания.

Фракционный КПД определялся путем анализа фракционного состава циркулирующего материала (отбор проб из L-клапана или J-клапана в качестве проб уловленного в аппаратах материала) и анализа фракционного состава унесенного из сепараторов материала, уловленного в фильтре тонкой очистки. Анализ большей части циркулирующего материала выполнялся стандартным методом ситового анализа. Для мелких частиц уноса применялся прибор «Культер» фирмы «Культроник Франс» или прибор Fritsch Particle Sizer.

4.2. Исследование сепарации частиц в циклонах

Характерное значение КПД циклона составляло 99,95 % (диапазон скорости в циклоне 2,0 – 5,7 м/с при концентрации на входе 0,1 – 4,0 кг/м³). В зоне низких концентраций (до 0,5 кг/м³) наблюдался рост КПД с увеличением концентрации. Уменьшение или увеличение скорости в циклоне за пределами указанного диапазона приводило к снижению КПД. Учитывая очень высокую эффективность улавливания сильнозапыленного потока относительно крупных частиц, для работы котла важным является не собственно величина КПД, а расход уносимых частиц, который должен быть ниже, чем поступающее количество золы топлива и

известняка. Данные по относительной величине уноса из циклона ($\mu_{\text{вых}}$) приведены на рисунке 4.1.



Концентрация на входе в циклон: 1 – 10-100 г/м³; 2 – 200-500 г/м³; 3 – 800-1000 г/м³; 4 – 1500-2000 г/м³; 5 – 2500-3500 г/м³; (в скобках точки при подъемном движении воздуха в стояке).

Рисунок 4.1 – Влияние скорости воздуха на запыленность потока на выходе из циклона

Как следует из рассмотрения этого рисунка, при превышении скорости воздуха более 4,1 м/с унос начинает резко увеличиваться с величин порядка 0,05 до 0,5 % при скорости 5,5 м/с. Указанное обстоятельство характерно для многих сепарационных систем и хорошо изучено применительно к пароводяным смесям.

Для возможности обобщения данных и их переноса на реальные объекты необходима разработка методики расчета фракционного КПД циклонов. Проверенные многолетним опытом отечественные рекомендации [136], основанные на вероятностном подходе к процессу осаждения пыли, не могут быть использованы в полной мере. Эти рекомендации даны для определенных соотношений размеров циклонов и диапазона температур и запыленности.

Анализ многочисленных отечественных и зарубежных зависимостей для расчета фракционного КПД показал, что одной из наиболее общих моделей является трехзонная модель движения, предложенная Дитцем в [137] и получившая свое развитие в работе Абрахамсона и Аллена [138] для высокотемпературных циклонов. В этой модели рассматривается три зоны: зона входа, опускного потока и подъемного потока. Турбулентное смешение определяется по профилю радиальных концентраций в каждой зоне с учетом обмена частиц.

При этом в анализ включаются реальная геометрия циклона, учитывается обмен частиц между зонами 2 и 3, распределение времени релаксации. При этом в зонах 1 и 2 газ и частицы движутся вниз, а в зоне 3 вектор скорости газа направлен преимущественно вверх. Рабочая высота циклона принимается равной высоте циклона (H) за вычетом половины высоты входного патрубка ($b/2$), если она меньше высоты обратного вихря (l), рассчитанной по формуле:

$$l = 2,3 \cdot D_{mp} \cdot \left(\frac{D_{\psi}^2}{a \cdot b} \right)^{\frac{1}{3}}, \quad (4.1)$$

где: D_{mp} и D_{ψ} – диаметры выхлопной трубы и циклона, м,
 a и b – ширина и высота входного патрубка, м.

В противном случае считается, что высота равна l .

Предложенная система уравнений для каждой зоны при соответствующих допущениях и преобразованиях, выполненных автором, приводит к следующему комплексу зависимостей для расчета фракционного КПД:

$$\eta_{\phi p} = 1 - (k_0 - \sqrt{k_1^2 + k_2}) \cdot \exp(-f(d)), \quad (4.2)$$

$$k_0 = \frac{1 - \left(\frac{D_{mp}}{D_{\psi}}\right)^{1,4}}{2} + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{D_{mp}}{D_{\psi}}\right)^{1,4} \cdot \frac{1}{f(d)}, \quad (4.3)$$

$$k_1 = \frac{1 - \left(\frac{D_{mp}}{D_{\psi}}\right)^{1,4}}{2} - \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{D_{mp}}{D_{\psi}}\right)^{1,4} \cdot \frac{1}{f(d)}, \quad (4.4)$$

$$k_2 = \left(\frac{D_{mp}}{D_{\psi}}\right)^{1,4}, \quad (4.5)$$

Функция от диаметра частиц $f(d)$ определялась на основе обобщения данных по высокотемпературным циклонам, а также расчетных данных по КПД циклонов типа ЦН и собственным экспериментальным данным. В результате обработки большого комплекса опытных данных, полученных на холодных и огневых установках, была получена следующая зависимость:

$$f(d) = 0,565 \cdot \left(\frac{h_{mp} - \frac{a}{2}}{l}\right)^{0,44} \cdot \left(\frac{t_g + 273}{293}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{d_i}{d_p}\right)^{1,04} \quad (4.6)$$

где h_{mp} – высота выхлопной трубы, м,

t_g – температура газов, $^{\circ}\text{C}$,

d_i и d_p – текущий и расчетный размеры частиц, м.

Расчетный размер частиц определяется по формуле:

$$d_p = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu_g \cdot a \cdot b}{\pi \cdot H_{\psi} \cdot \rho_{\psi} \cdot U_{\psi}}}, \quad (4.7)$$

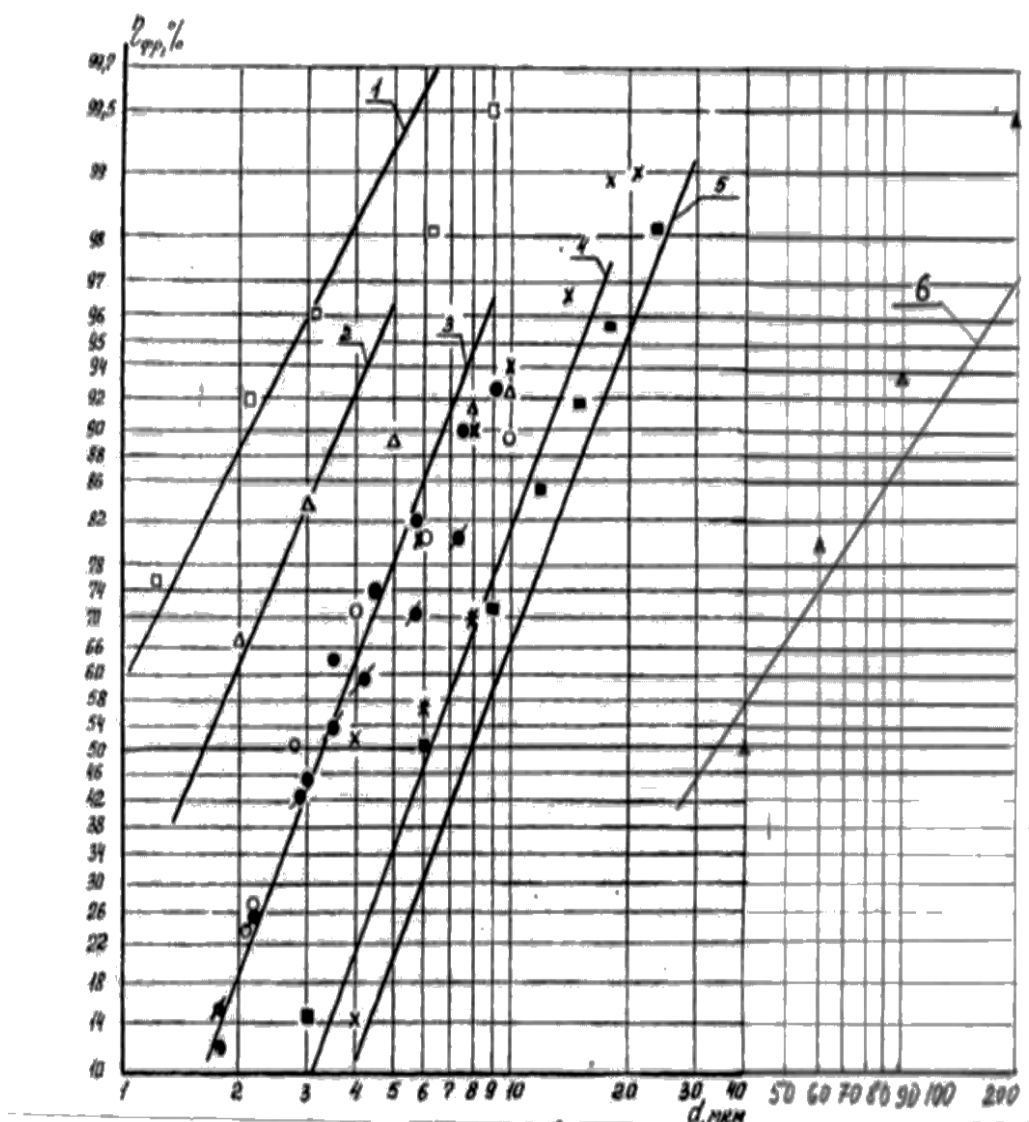
где μ_g – динамическая вязкость газа, Па·с,

H_{ψ} – высота цилиндрической части циклона, м,

ρ_{ψ} – плотность частиц, кг/м^3 ,

U_{ex} – скорость газа на входе в циклон, м/с.

На рисунке 4.2 представлено сопоставление опытных и расчетных данных. Там же приведены данные котла ТЭС г. Дуйсбург (Германия).



1 - данные Шмидта [204]; 2 - данные Старманда [205]; 3 - данные исследователей США для различных температур газа [206]; 4 - циклоны ЦН 15 У диаметром 0,6 м; 5 - данные Велдона [142] соответственно для второй и первой ступеней улавливания; 6 - котел с ЦКС в г. Дуйсбург (Германия)

Рисунок 4.2 – Сопоставление опытных и расчетных данных по фракционной эффективности улавливания

В целом, имеется удовлетворительное совпадение опытных и расчетных данных. При этом расчетные значения дают несколько заниженный результат по сравнению с промышленным котлом, что, по-видимому, связано с влиянием

высокой концентрации частиц в циклоне. Данных для учета этого влияния пока еще недостаточно. Необходимо отметить, что на реальных котлах могут появиться причины (дефекты изготовления крупногабаритных циклонов, дефекты обмуровки, возникающие при эксплуатации и т.п.), снижающие эффективность улавливания. Таким образом, в расчетах циклонов реальных котлов можно не учитывать положительное влияние высокой концентрации потока, которое может нивелироваться указанными выше факторами.

Для расчета сопротивления циклонов рекомендуется использовать формулу:

$$\Delta P_{\text{ц}} = \psi_c \cdot \xi_{\text{ц}} \cdot \frac{U_{\text{ц}}^2 \cdot \rho_2}{2}, \quad (4.8)$$

где ψ_c – поправка на запыленность потока,

$U_{\text{ц}}$ – скорость газов, приведенная к сечению циклона, м/с,

ρ_2 – плотность газа, кг/м³.

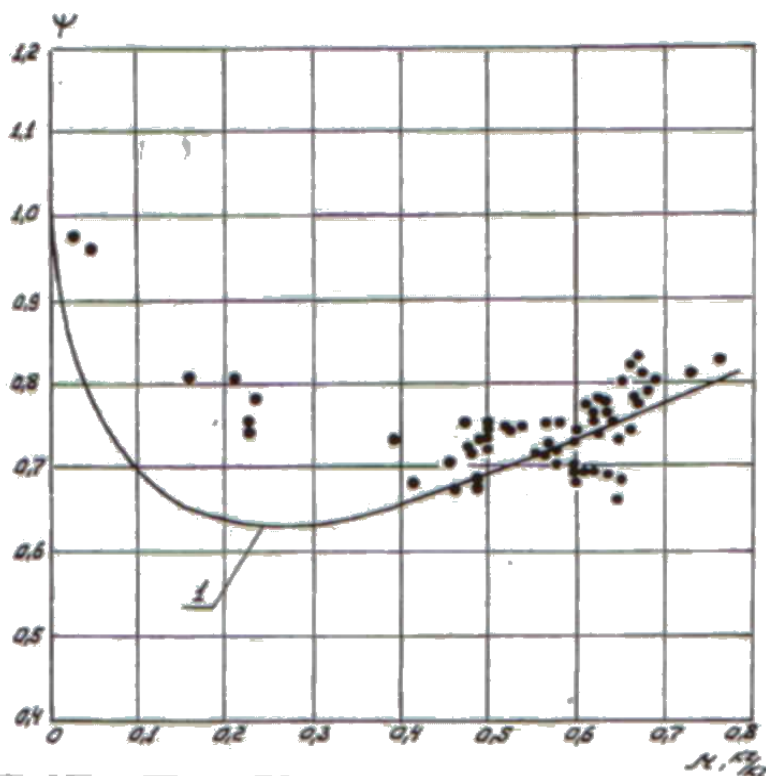
Коэффициент сопротивления $\xi_{\text{ц}}$ может быть определен по зависимости, предложенной Велдоном [142], которая хорошо согласуется с нашими опытными данными, полученными при аэродинамических продувках без материала:

$$\xi_{\text{ц}} = 27,9 \cdot \frac{D_{\text{ц}}^2}{a \cdot b} \cdot \left(\frac{D_{\text{ц}}}{D_{\text{мп}}} \right)^2 \cdot \frac{D_{\text{ц}}}{H - h_{\text{мп}}} \quad (4.9)$$

На рисунке 4.3 приведены наши опытные данные по зависимости поправки на запыленность потока (ψ_c) от относительной массовой концентрации (μ). При концентрациях 0,3 – 0,5 кг/кг наблюдается минимальное значение величины ψ_c . На этом же рисунке представлены расчетные данные по величине ψ_c по формуле, предложенной в диссертационной работе Долгова [145]:

$$\psi_c = \frac{1}{3,1 \cdot \mu_2^{0,7} + 1} + 0,67 \cdot \mu_2 \quad (4.10)$$

Удовлетворительное соответствие опытных и расчетных данных позволяет рекомендовать эту формулу для использования.



1 – расчет по формуле (4.10); • - опытные данные.

Рисунок 4.3 – Зависимость поправки к сопротивлению циклона на запыленность потока от массовой концентрации материала на входе

Эксперименты, выполненные на огневой установке института КазНИИЭнергетика (г. Алма-Ата), подтвердили расчетные значения сопротивления. В указанных опытах впервые была сделана попытка определения поля концентрации потока во входном патрубке циклона при реальных режимах сжигания топлив в ЦКС. Опыты проводились на установке, схема которой приведена на рисунке 2.10. Во входном патрубке циклона со стороны топки (сечение 0,14×0,14 м) были установлены водоохлаждаемые зонды (диаметром устья 8 мм) с возможностью отбора проб по высоте и ширине патрубка. Расход газа устанавливался на основе предварительной тарировки поля скорости в патрубке на незапыленном потоке, что обеспечивало изокINETичность отбора проб. Расход газов через пробоотборник поддерживался с помощью вакуумного насоса и контролировался ротаметром. В непосредственной близости от зонда на линии отсоса газов устанавливался фильтр с емкостью для сбора золы.

Максимум концентраций во всех опытах смещен от оси к «прямой» стенке патрубка, выходящей по касательной к цилиндрической части циклона. Интегрируя поле концентраций можно определить величину расхода циркулирующей золы и общий КПД улавливания в циклоне (при известном количестве золы, уловленной в санитарном золоуловителе). Наибольший расход золы и кратность циркуляции достигались при увеличении высоты слоя и скорости газов.

Анализ фракционного состава золы по сечению входного патрубка свидетельствовал о том, что наиболее крупные частицы движутся вдоль «прямой» стенки, а средний размер частиц составлял около 150 мкм. Определенные по опытным данным значения фракционных КПД улавливания сравнивались с расчетными по приведенной ранее методике. Наклон прямых опытных и расчетных зависимостей КПД от размера частиц в нормально-логарифмических координатах оказался одинаковым. Расчетные значения КПД для частиц среднего размера неплохо совпадают с опытными (соответственно 99,99 % и 99,94 %). Однако для мелких фракций (менее 50 мкм) расхождение между расчетом и опытом достигают 10 %. По-видимому, это объясняется вторичным уносом мелких частиц из короткого опускного стояка с псевдооживлением воздуха обратно в циклон. Удовлетворительно соответствуют друг другу расчетные и опытные значения коэффициентов сопротивления с учетом запыленности потока (соответственно 380 по расчету и 360÷415 в процессе опытов). Таким образом, исследования на огневой установке подтвердили возможность использования разработанной методики расчета.

4.3. Исследование сепарации частиц в швеллерковых сепараторах

Исследование эффективности улавливания в швеллерковом сепараторе были проведены на аэродинамическом стенде ВТИ (рис. 2.3). Швеллерки с шириной полки и боковых закраин 70 мм, высотой 640 мм устанавливались в 4 ряда с шагом 70 мм и занимали 50 % живого сечения выходного окна, имеющего размеры 280×540 мм. Расчетная скорость в свободном сечении швеллеркового

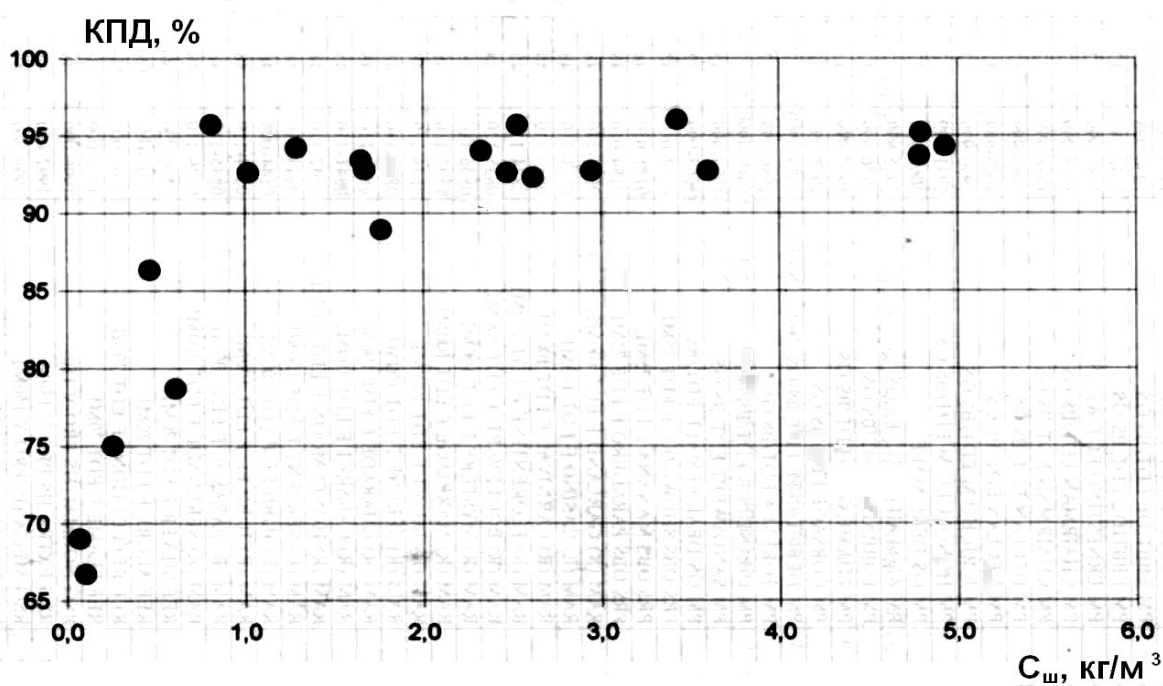
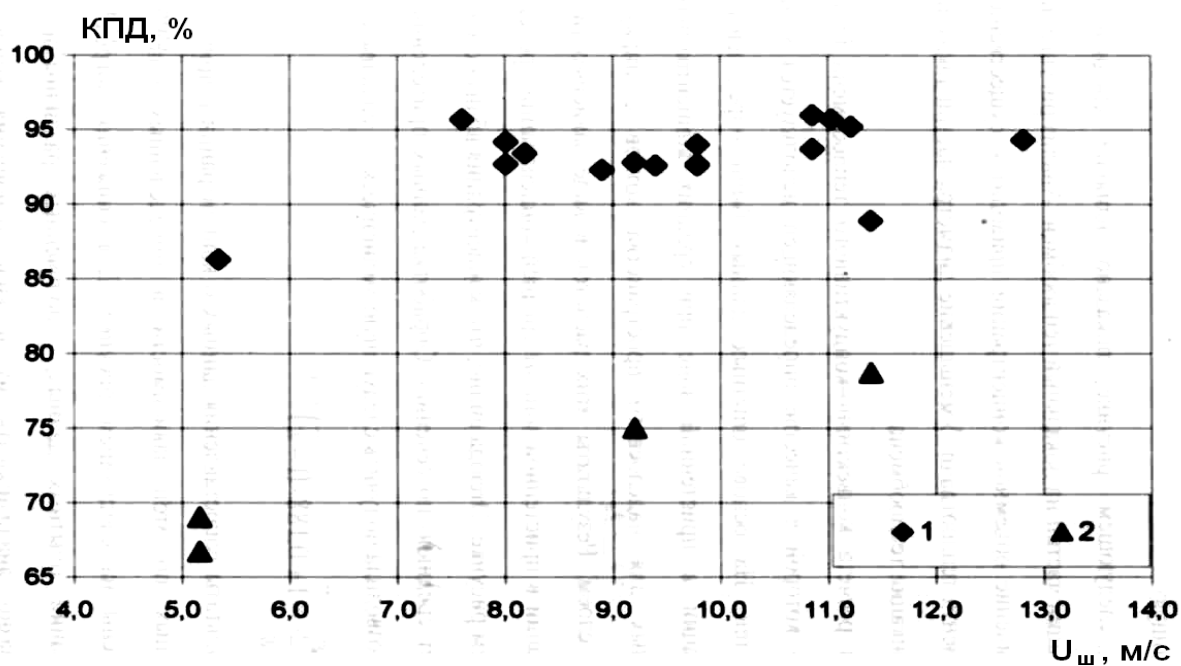
сепаратора равнялась 8 м/с, что соответствовало скорости в верхней части модели 4,5 м/с. Суммируя расходы частиц, уловленных швеллерковым сепаратором (измеренный расход в стояке L-клапана) и циклоном (измеренный расход в стояке J-клапана), а также зная расход уловленных в рукавном фильтре частиц, можно определить интегральный КПД улавливания.

При моделировании использовались результаты работы [146], в которой исследовались процессы течения запыленного потока с помощью математического моделирования течения и визуального на лотках. Исходя из этих данных можно заключить, что скорость воздуха в свободном сечении аэродинамической модели должна составлять около 8 м/с, а живое сечение должно быть близко к 50 %. Увеличение ширины полки и боковых закраин должно способствовать росту эффективности улавливания. Уменьшение шага между рядами увеличивает сопротивление при незначительном росте эффективности улавливания. Основная масса частиц улавливается на первых двух рядах, а для полного улавливания частиц с размерами ≈ 100 мкм достаточно четырех рядов.

На рисунке 4.4 дана зависимость КПД сепаратора от скорости воздуха между швеллерками $U_{ш}$ (а) и концентрации материала $C_{ш}$ (б).

В пределах диапазона скорости 7 – 11 м/с КПД сепаратора не меняется и снижается, как при уменьшении, так и при увеличении скорости газа. При низких концентрациях потока (менее $0,5 \text{ кг/м}^3$) эффективность улавливания резко снижается. Этот факт хорошо согласуется с известными данными по установке подобных золоуловителей в котлах с кипящим слоем, когда их эффективность улавливания была на уровне 50 % при концентрации порядка $0,1 \text{ кг/м}^3$. Характер влияния скорости газов аналогичен указанному в материалах фирмы "Бабкок-Вилькокс" (США), например [147].

a)

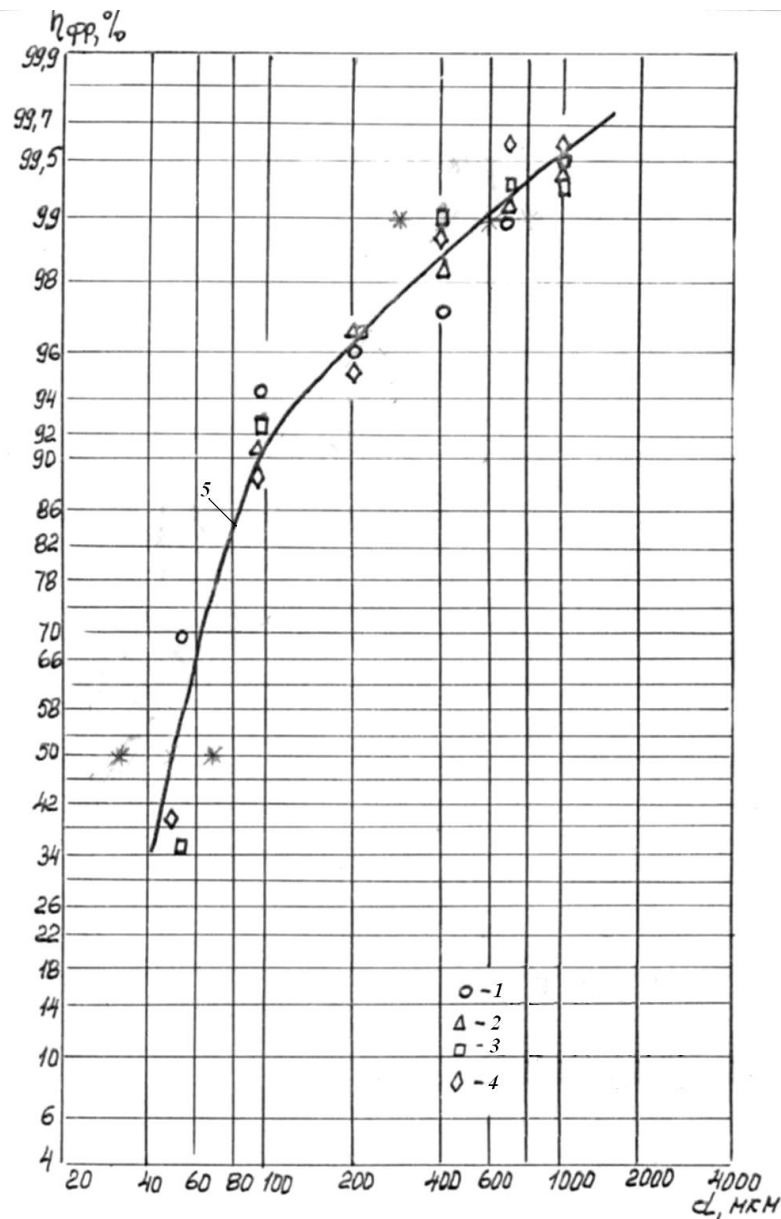


б)

1 – концентрация 0,5 – 3 кг/м³; 2 – концентрация 0,1 – 0,3 кг/м³

Рисунок 4.4 – Зависимость КПД швеллеркового сепаратора от скорости воздуха между швеллерами (а) и концентрации материала (б)

Данные о фракционном КПД улавливания приведены на рисунке 4.5. Наклон кривой КПД меняется при диаметре частиц около 90 мкм, что свидетельствует о снижении эффективности улавливания мелких частиц.



1 – скорость в модели точки $U_m=6,1$ м/с, масса материала $M_m=57$ кг;
 2 - $U_m=6,1$ м/с, $M_m=120$ кг; 3 - $U_m=5,0$ м/с, $M_m=134$ кг; 4 - $U_m=4,6$ м/с,
 $M_m=147$ кг; 5- расчетные оценки по опытам на пилотной установке и котле с
 ЦКС

Рисунок 4.5 – Фракционный КПД улавливания швеллеркового сепаратора

На этом же графике (кривая 5) приведен оценочный диапазон значений КПД по результатам исследований [147], проведенных на крупной пилотной установке

и промышленном котле. Соответствие этих данных результатам настоящей работы свидетельствует о правильности принятых условий моделирования.

Таким образом, можно заключить, что на основании собственных экспериментальных исследований и обобщения литературных данных разработаны рекомендации для расчета общего и фракционного КПД циклонов (формулы 4.1 – 4.7) и сопротивления циклонов с учетом концентрации потока частиц (формулы 4.8 – 4.10). Для оценки фракционного КПД швеллерковых сепараторов рекомендовано использовать данные рисунка 4.5 при оптимальном диапазоне скоростей в швеллерках 7 – 11 м/с.

Глава 5. Исследования систем возврата частиц в топку

Опускное движение в стояке может происходить в режиме движущегося вниз плотного слоя или в переходном режиме, при большом расходе оживающего агента (газ, пар, воздух) в стояк возможен и режим с пузырьковым оживением, который может приводить к проскоку воздуха в циклон. Границы режимов зависят от скорости скольжения (суммы скоростей материала и газа с разными знаками направления движения, см. раздел 1.7). Если скорость скольжения положительна (положительное направление – вниз), то движение происходит в плотном слое, если отрицательно – то в переходном режиме, а при большом значении этой скорости – в режиме пузырькового слоя.

5.1. Экспериментальные установки

Значительная часть исследований была выполнена применительно к работе петлевого затвора на установке, описанной в разделе 2.2 (рисунке 2.1 и 2.3). В связи с разработкой систем со связанными между собой реакторами исследования были проведены на другой установке, подробно описанной в главе 6, и по большей части относились к режимам начала оживения и начала движения в L-клапане.

5.2. Исследование режимов начала оживения и граничных режимов движения материала в стояках и затворах

В связи со сложностью проведения исследований гидродинамики опускных потоков на огневых установках эти исследования проводятся на аэродинамических установках с возможностью переноса полученных данных на реальные объекты. Анализ результатов исследования гидродинамики связанных реакторов требует определения основных показателей псевдооживения: скорости начала псевдооживения, порозности вибрационного слоя (минимальная порозность материала, слой с плотностью после утряски) и порозности слоя при

минимальном псевдоожигении, которые зависят от физических характеристик газа и частиц.

Ниже приведены методические подходы к определению основных показателей псевдоожигения (минимальная скорость ожигения, скорость скольжения и порозность при опускном движении и в подъемной части пневматических клапанов, граничные режимы начала движения через пневматические клапаны и перехода к поршневому движению в стояках основанные на данных автора [207 – 210].

5.2.1. Определение минимальной скорости псевдоожигения

На аэродинамических установках параметры газа (плотность, динамическая и кинематическая вязкость) меняются в узких пределах, так как температура (20 – 27 °С) и избыточное давление (до 4 кПа) почти постоянны. Вместе с тем, их влияние на параметры ожигения должны учитываться с помощью расчета по известным критериальным зависимостям.

Физические параметры частиц песка определяются путем периодического (как правило, при новой загрузке) отбора представительных проб и их анализа по стандартным методикам определения насыпной плотности, плотности при утряске, истинной плотности и удельной поверхности. В наших исследованиях фракционный состав определялся путем ситового анализа и на специальном приборе (Fritsch Particle Sizer) для мелких фракций. По этим данным рассчитываются значения среднего размера частиц по массе и по поверхности. Определяется так же порозность (объемная доля газа – аналог объемного паросодержания пароводяной смеси) насыпного слоя и порозность вибрационного слоя. В таблице 5.1 приведены данные по физическим характеристикам песка. Важным является коэффициент формы (отношение поверхности сферической частицы и частицы неправильной формы), который необходимо учитывать для определения среднего размера полидисперсных частиц (произведение среднего размера по массе на коэффициент формы) по литературным данным для песка он находится в диапазоне 0,7 – 0,8. Его можно

также определить через значение удельной поверхности по простой зависимости $6/(d \times S)$, где d - средний размер по массе, м, S – удельная поверхность, $\text{м}^2/\text{м}^3$.

Таблица 5.1 - Физические характеристики материала в исследованиях ВТИ

Показатель	Дата отбора			
	28.06.12	09.07.12	22.07.13	17.09.13
Истинная плотность, ρ , $\text{кг}/\text{м}^3$	2550	2580	-	2620
Насыпная плотность, ρ_n , $\text{кг}/\text{м}^3$	1570	1520	-	1520
Плотность с утряской, ρ_v , $\text{кг}/\text{м}^3$	1690	1640	-	1670
Средний диаметр по массе, d_m , мм	0,444	0,380	0,429	0,220
Средний диаметр по поверхности, $d_{п.}$, мм	0,323	0,299	0,294	0,17
Удельная поверхность, S , $\text{см}^2/\text{г}$	200*	215*	-	145
Коэффициент формы, Φ	0,5*	0,48*	0,75**	0,78
Расчетный средний диаметр, d_c , мм (с коэфф. формы)	0,333 (0,222*)	0,285 (0,18*)	0,322	0,172
Порозность насыпного слоя, ϵ_n	0,384	0,410	0,4	0,42
Порозность вибрационного слоя ϵ_v	0,337	0,365	0,36	0,363

Примечание *- определено для мелкой фракции (менее 0,315 мм);

** - средняя оценка по литературным данным.

Как следует из данных таблицы 5.1, плотности отличаются незначительно (в пределах погрешности измерений). Наибольший разброс данных относится к размерам частиц. Следует отметить, что обычно средний размер по поверхности несколько меньше расчетного с учетом коэффициента формы.

Для уточнения параметров псевдооживления был проведен специальный опыт с крупной фракцией песка непосредственно на вертикальном участке L-клапана с визуальными наблюдениями начала оживления, высоты набухания и измерением перепада давлений с последующим расчетом градиента давлений. Результаты опыта в виде зависимости градиента давлений и высоты набухания от скорости воздуха при постоянной температуре 26 °С и атмосферном давлении приведены на рисунке 5.1.

В соответствии с данными рисунка 5.1 опытные значения скорости начала псевдооживления и градиента давлений при минимальном псевдооживлении равны 0,1 м/с и 12 кПа/м. При этом значение порозности при минимальном

псевдоожигении равно 0,4, исходя из данных о высоте набухшего слоя в этом режиме ($0,42 \times 510 / 525 = 0,4$).

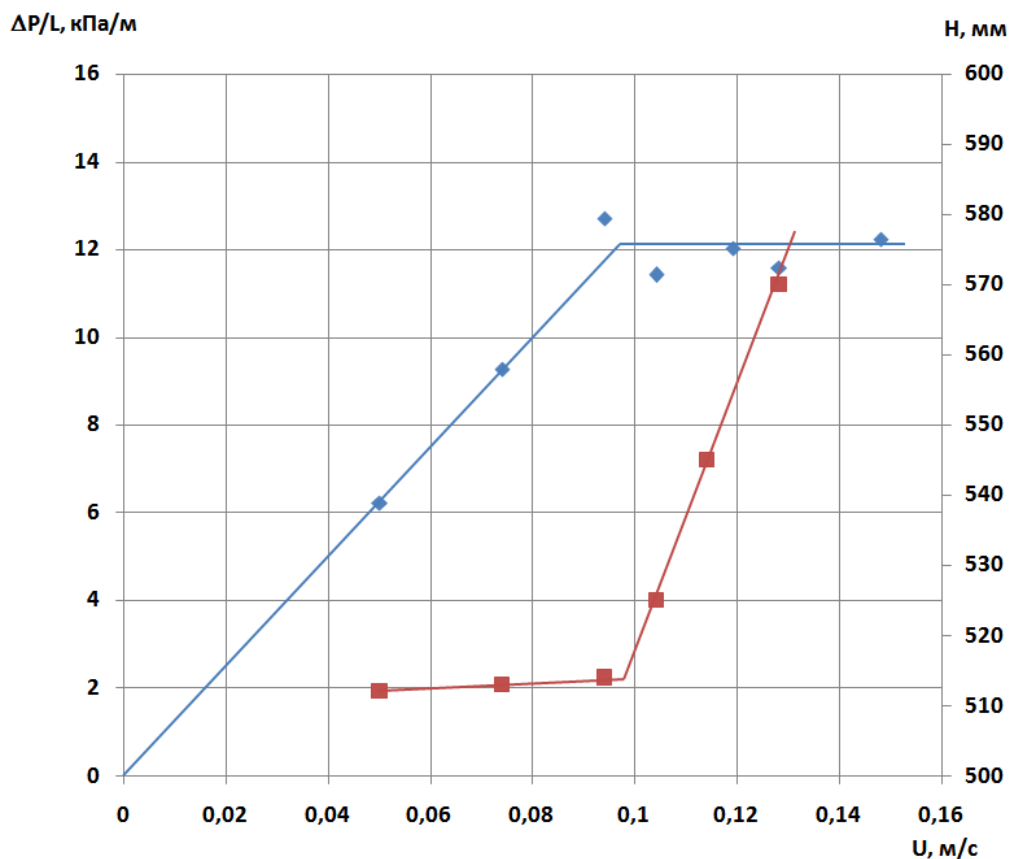


Рисунок 5.1 – Зависимости градиента давлений и высоты набухания от скорости воздуха при постоянной температуре 26 °С и атмосферном давлении

Необходимо было сопоставить эти данные с расчетными зависимостями для того, чтобы уточнить расчетный размер частиц и использовать его для дальнейшей обработки опытных данных, полученных в других условиях. Для этого использовались обобщенная критериальная зависимость [3] для определения скорости минимального псевдоожигения (1.16) и зависимость Эргана (1.62) для расчета градиента давления в условиях начала псевдоожигения.

Из уравнения (1.16) следует, что:

$$U_{mf} = \frac{g \cdot d_c^2 \cdot \rho_v \cdot v_z}{v_z^2 \cdot \rho_z [1400 + 5,22 \sqrt{Ar}]} \quad (5.1)$$

Обозначим комплекс $\frac{g \cdot \rho_4}{v_2^2 \cdot \rho_2} = C$, тогда

$$U_{mf} = \frac{C \cdot v_2 \cdot d_c^2}{1400 + 5,22\sqrt{Cd_c^3}} \quad (5.2)$$

Формула (1.62) может быть преобразована в виде:

$$\frac{a \cdot U_{mf}}{d_c^2} + \frac{bU_{mf}^2}{d_c} = \left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf} \quad (5.3)$$

где $a = \frac{150\mu_2}{\varepsilon_{mf}} \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}}\right)^2$; $b = \frac{1,75\rho_2}{\varepsilon_{mf}^2} \cdot \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}}$.

Подставим выражение (5.2) в формулу (5.3):

$$\frac{a \cdot C \cdot v_2}{1400 + 5,22\sqrt{Cd_c^3}} + \frac{b \cdot C^2 \cdot v_2^2 \cdot d_c^3}{\left[1400 + 5,22\sqrt{Cd_c^3}\right]^2} = \left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf} \quad (5.4)$$

Обозначим $\sqrt{Cd_c^3} = x$, тогда для определения величины (x) получим простое квадратное уравнение:

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf} [1400 + 5,22x]^2 = a \cdot C \cdot v_2 [1400 + 5,22x] + b \cdot C \cdot v_2^2 \cdot x^2 \quad (5.5)$$

Решение квадратного уравнения для наших условий в опытах с крупным песком дает значение $d_c = 0,343$ мм (коэффициент формы 0,77), причем порозность минимального ожижения составляет 0,4, а скорость 0,1 м/с, что точно отвечает условиям опытов.

Аналогичные опыты по определению скорости минимального псевдоожижения были выполнены и для мелкого песка. Значение скорости минимального псевдоожижения для мелкого песка равно 0,027 м/с, причем расчетное значение $d_c = 0,172$ мм (коэффициент формы 0,78), а порозность минимального ожижения – 0,429. Эти значения хорошо согласуются с опытными

данными по градиенту давления 10,3 кПа/м и порозности минимального ожижения 0,427 при измеренной скорости 0,027 м/с.

Таким образом, используя полученные значения, данные опытов легко могут быть перенесены на другие условия с помощью зависимостей (5.1 – 5.5).

5.2.2. Расчет скорости скольжения и порозности в режиме опускного движения в плотном слое

Скорость скольжения частиц при опускном движении определяется как сумма скорости твердых частиц и газа (формула 1.61). Однако, следует учесть, что разница между порозностью минимального ожижения и порозностью вибрационного слоя мала, поэтому, членом с разностью порозностей можно в первом приближении пренебречь, а для малых значений U_c пренебречь вторым членом формулы Эргана. Тогда упрощенная зависимость приводит к линейному уравнению:

$$U_c = \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \cdot \frac{\varepsilon_B^2}{a_1(1 - \varepsilon_B)^2} \quad (5.6)$$

Более точно может быть выполнен расчет по среднеквадратичному значению порозности. Тогда уравнению может быть сведено к квадратному, а скорость скольжения будет равна:

$$U_c = \frac{-a_1 \left(\frac{1 - \varepsilon_B}{\varepsilon_B} \right) \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \right) + \sqrt{a_1^2 \left(\frac{1 - \varepsilon_B}{\varepsilon_B} \right)^2 \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \right)^2 + 4b_1 \left(\frac{1 - \varepsilon_B}{\varepsilon_B} \right) \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \right) \left(\frac{\Delta P}{L} \right)}{2b_1 \left(\frac{1 - \varepsilon_B}{\varepsilon_B} \right) \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}} \right)} \quad (5.7)$$

Для упрощения расчетов по относительному градиенту давления легко получить зависимость:

$$U_c = U_{mf} \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \cdot \left(\frac{\varepsilon_B}{1 - \varepsilon_B} \right)^2 \left(\frac{\varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon_{mf}} \right)^2 \quad (5.8)$$

В таблице 5.2 приведены данные для различных значений градиентов давления, рассчитанные по приведенным выше зависимостям для крупного песка. Таблица 5.2 - Результаты расчетов для песка с определенными в разделе 1 показателями

<i>Скорость скольжения, м/с</i>				
<i>Градиент давлений, кПа</i>	<i>Кубическое уравнение (1.96)</i>	<i>Упрощенное решение по формуле (5.6)</i>	<i>Решение по формуле (5.7)</i>	<i>Упрощенное решение по формуле (5.8)</i>
3	0,037	0,033	0,043	0,019
6	0,077	0,066	0,087	0,038
9	0,130	0,099	0,127	0,057
12	0,180	0,130	0,169	0,077

Исходя из данных таблицы 5.2 можно заключить, что предпочтительным расчетом является расчет по формуле (5.7) квадратного уравнения относительно скорости скольжения, дающий наиболее близкие значения к точному решению уравнения (1.98).

Зная расчетную скорость скольжения, по измеренному градиенту давления легко рассчитать по формуле (1.97) порозность в слое, и далее оценить по формуле (1.95) расход воздуха, поступающего в стояк, и долю его от общего воздуха, подведенного в опускную часть затвора или в L-клапан. Этот подход дает возможность оценок доли газа, поступающего в стояк в режиме движения в плотном опускном слое, без использования метода газовых трассеров, предложенного в [152].

5.2.3. Определение порозности и расхода газа в подъемной части петлевого затвора

В петлевом затворе, схема которого представлена на рисунке 5.2, воздух может подаваться как под стояк (в опускную часть затвора), так и в подъемную часть затвора.

Как показано в [184], подача даже относительно большого количества воздуха в подъемную часть затвора не приводит к сильному изменению расхода материала и уровня слоя в стояке. Поэтому, целесообразным представляется

режим работы, когда небольшой расход воздуха постоянно подается в стояк, а функции «тонкого» регулирования режима осуществляются за счет изменения подачи воздуха в затвор.

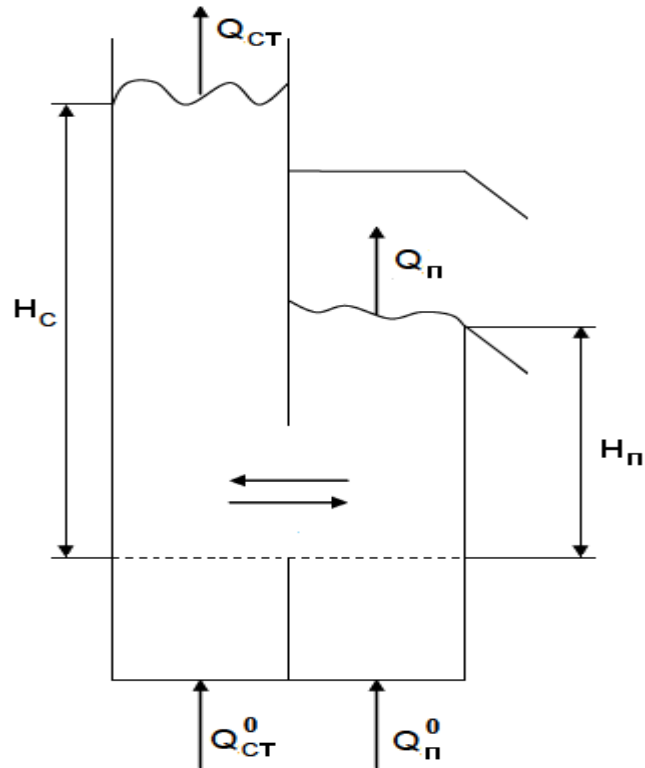


Рисунок 5.2 – Схема потоков воздуха в петлевом затворе

Расходы воздуха непосредственно в стояк и затвор с учетом перетока воздуха из стояка в затвор могут быть определены следующим образом. По известному перепаду давлений в подъемной части затвора определялась порозность в режиме пузырькового кипящего слоя (ε_n) по зависимости:

$$\Delta P_{II} = g(1 - \varepsilon_n) \cdot \rho \cdot H_{II} \quad (5.9)$$

где H_{II} – высота подъемной части затвора (рисунок 5.2), м

Связь между порозностью в подъемной части затвора (ε_{II}) и скоростью газа (U_{II}) определяется по зависимости, предложенной в [3]:

$$\text{Re} = \frac{U_{II} \cdot d_c}{\nu_z} = \frac{Ar \cdot \varepsilon_{II}^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar \cdot \varepsilon_{II}^{4,75}}} \quad (5.10)$$

Для оценки расхода газа, поступившего в затвор, должен быть учтен также воздух, содержащийся в исходном потоке частиц по формуле:

$$Q'_{\Pi} = U_{\Pi} \cdot F_{\Pi} - \frac{G_{\text{ч}}}{\rho} \left(\frac{\varepsilon_{mf}}{1 - \varepsilon_{mf}} \right) \quad (5.11)$$

где F_{Π} – сечение подъемной части затвора, м².

Далее определяется доля воздуха в затвор и в стояк от общего:

$$\bar{Q}_3 = \frac{Q'_{\Pi}}{Q_{cm}^0} \text{ и } \bar{Q}_{cm} = 1 - \frac{Q'_{\Pi}}{Q_{cm}^0} \quad (5.12)$$

Применительно к петлевому затвору при подаче воздуха в стояк и затвор в зависимостях учитывается расход воздуха, поданный в подъемную часть затвора. Зная расход воздуха, поступившего в стояк, легко определить скорость скольжения (формула 1.61) и сравнить ее с расчетной по формуле (5.8).

5.2.4. Условия начала движения материала в L-клапане

Исходя из определения скорости скольжения расход воздуха в горизонтальную часть L-клапана равен:

$$Q_{гор} = \frac{(P^* - P_1)}{L_{гор} \cdot K_{гор}} \varepsilon_{гор} F_{гор} + \frac{G_{\text{ч}}}{\rho_{\text{ч}}} \cdot \left(\frac{\varepsilon_{гор}}{1 - \varepsilon_{гор}} \right), \quad (5.13)$$

а в стояк:

$$Q_{\text{с}} = \frac{(P^* - P_2)}{(H_{\text{см}} - H_{\text{г}}) \cdot K_{\text{с}}} \varepsilon_{\text{см}} F_{\text{см}} - \frac{G_{\text{ч}}}{\rho_{\text{ч}}} \cdot \left(\frac{\varepsilon_{\text{см}}}{1 - \varepsilon_{\text{см}}} \right), \quad (5.14)$$

где $F_{гор}$ – сечение горизонтальной части L-клапана, м²,

$L_{гор}$ – длина горизонтальной части L-клапана, м,

$H_{\text{см}}$ – уровень слоя в стояке до горизонтальной части, м,

$H_{\text{г}}$ – расстояние от места ввода газа в стояк до горизонтальной части L-клапана, м,

$\rho_{\text{ч}}$ – истинная плотность частиц, кг/м³,

$G_{\text{ч}}$ – расход частиц, кг/с,

$F_{\text{см}}$ – сечение стояка, м².

Считается, что средняя порозность в стояке равна средней арифметической между порозностью минимального ожигения и порозностью вибрационного слоя, а средняя порозность в горизонтальной части затвора равна порозности минимального ожигения. Действительно, порозность в стояке под уровнем слоя меняется слабо, ее расчет может быть выполнен по зависимостям [3] для связи скорости скольжения, порозности и градиента давления. Однако, в горизонтальной части порозность может быть заметно выше порозности минимального ожигения. Движение в горизонтальной части L-клапана зачастую происходит в расслоенном режиме – часть воздуха проходит по верхней зоне, а в нижней материал движется в ожигенном состоянии. Если обозначить долю сечения трубы, занятую воздухом (f), то средняя порозность в горизонтальной части будет равна:

$$\varepsilon_{\text{зоп}} = \varepsilon_{\text{mf}} \cdot f + f \quad (5.15)$$

Как показано в разделе 1.7, упрощенный подход, предложенный в [155], не вполне пригоден для расчета начала движения в замкнутом контуре. Давление на уровне слоя в стояке меньше давления в реакторе с ЦКС в зоне выхода материала из L-клапана на величину перепада давлений в реакторе (ΔP_T) и сопротивление циклона ($\Delta P_{\text{ц}}$):

$$P_2 = P_1 - \Delta P_T - \Delta P_{\text{ц}} \quad (5.16)$$

Тогда уравнение для расчета минимального расхода воздуха в L-клапан, аналогичное (1.66) при условии, что $H_{\text{см}} \gg H_{\text{в}}$ и $F_{\text{см}} = F_{\text{зоп}}$, выглядит следующим образом:

$$Q_{\text{кр}} = f_0 \cdot F_{\text{см}} \left\{ H_{\text{см}} \rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon_{\text{см}}) g \left[\frac{\varepsilon_{\text{зоп}}}{L_{\text{зоп}} \cdot K_{\text{зоп}}} + \frac{\varepsilon_{\text{см}}}{H_{\text{см}} K_{\text{см}}} \right] - \frac{(\Delta P_T + \Delta P_{\text{ц}}) \varepsilon_{\text{зоп}}}{L_{\text{зоп}} K_{\text{зоп}}} + \frac{G_{\text{ч}}}{\rho_{\text{ч}}} \left[\frac{\varepsilon_{\text{зоп}}}{1 - \varepsilon_{\text{зоп}}} - \frac{\varepsilon_{\text{см}}}{1 - \varepsilon_{\text{см}}} \right] \right\} \quad (5.17)$$

Более правильным является запись этого уравнения с подстановкой вместо веса столба слоя в стояке сопротивления горизонтальной части L-клапана. В условиях, когда расход частиц еще очень мал, так же как и сопротивление циклона и стояка минимальный расход зависит от начального сопротивления горизонтального участка, физических параметров газа и частиц (через значения «K»), длины горизонтального участка и высоты слоя в стояке и может быть определен по зависимости:

$$Q_{кр} = \left[\frac{\varepsilon_{гор}}{L_{гор} \cdot K_{гор}} + \frac{\varepsilon_{ст}}{H_{ст} K_{ст}} \right] \Delta P_{гор}^0 \quad (5.18)$$

Значение начального сопротивления горизонтального участка L-клапана ($\Delta P_{гор}^0$) определяется экспериментально.

Если следовать зависимости (1.67), то скорость газа, соответствующая началу движения материала, увеличивается с ростом уровня слоя в стояке и снижается с увеличением длины горизонтальной части. Последнее не отражает условий движения в горизонтальной части; получается, что при очень малой длине горизонтальной части нужен очень большой расход воздуха, то есть запирающая способность клапана растет с уменьшением длины горизонтальной части. Зависимость (5.18) показывает, что скорость газа, соответствующая началу движения материала, уменьшается с ростом уровня слоя в стояке. Если сумма перепада давлений в реакторе ЦКС и сопротивления циклона равна или меньше веса столба слоя в стояке, то с ростом длины горизонтальной части L-клапана указанная скорость газа также растет.

Указанное условие является важным для работы клапанов, если оно не соблюдается, то воздух пойдет в основном вверх стояка и циркуляция будет нарушена. Это нарушение будет продолжаться до тех пор, пока поступающий из реактора материал не заполнит стояк до необходимого уровня.

Для условий истечения над уровнем неподвижного слоя ($P_1 = P_2$) в первом приближении при начале движения и примерном равенстве порозностей в вертикальной и горизонтальной частях L-клапана сопротивление определяется

коэффициентом трения о стенку, длиной горизонтального участка и насыпной плотностью. По нашему мнению, необходимо также учесть сопротивление выхода из горизонтальной части клапана в реактор с ЦКС.

В такой постановке при равенстве порозностей в вертикальном и горизонтальном участках клапана на скорость воздуха при начале движения материала наибольшее влияние оказывает высота слоя в вертикальной части, причем скорость пропорциональна значению $(1 + L_{гор}/H_{см})$. Для условий работы стендовой установки необходимо определить величину начального сопротивления горизонтального участка экспериментально.

5.2.5. Оценка граничных условий работы петлевых затворов. Переход к поршневому движению в стояке («слаггинг»)

Для петлевых затворов аналогом сопротивления в горизонтальной части L-клапана является перепад давлений в подъемной части затвора, который зависит от высоты до кромки перелива и скорости газа. Очевидно, что порозность в подъемной части должна быть выше порозности при минимальном ожижении. Используя зависимости [3] можно оценить критический расход газа для условий начала движения в петлевом затворе. В первом приближении можно считать, что этот расход соответствует расходу при скорости примерно 1,5 скорости минимального псевдоожижения.

Как указано в разделе 5.2.4, для L-клапанов минимальный уровень слоя в стояке должен быть выше, чем сумма перепада давлений в реакторе ЦКС и сопротивления циклона. Для петлевого затвора эта критическая величина должна быть уменьшена на перепад давлений в подъемной части затвора (в условиях минимального ожижения).

В наших исследованиях [184] отмечалось, что при скорости газа, подаваемого в стояк петлевого затвора более 6 скоростей минимального псевдоожижения пузыри воздуха двигаются вверх и относительная высота слоя в стояке растет с ростом скорости газа. По-видимому, указанная скорость и рассчитанный по ней расход газа в стояк в первом приближении может дать граничные условия надежной работы затворов. При этом необходимо учитывать и

5.2.6. Результаты экспериментальных исследований и рекомендации по режимам работы

Первые отечественные исследования систем возврата начались еще в 1992г. [178], затем были выполнены исследования работы стояков и затворов [184], заложившие основы методов их расчета. Наконец, в последние 5 лет были выполнены новые экспериментальные исследования условий опускного движения материала в системах возврата котлов с ЦКС и системах со связанными между собой реакторами (глава 6). В настоящем разделе приведены в основном экспериментальные данные, касающиеся работы петлевого затвора и начала движения в L-клапане, а также сравнение опытных и расчетных данных по режимам движения и скорости скольжения.

Визуальные наблюдения за движением материала в стояке свидетельствуют о том, что в его нижней части оно происходит в плотной фазе, а выше уровня слоя в разбавленной фазе. В ряде опытов на песке (при низком уровне слоя в стояке и большой массе песка в топке) наблюдается скачкообразный режим движения с возникновением пузырей и проскоком газа вверх. Амплитуда колебаний уровня слоя достигала 1 м, а их частота имела порядок 0,1 Гц. Границы предельных режимов, при которых возникают крупномасштабные пульсации, могут быть оценены с помощью уравнений движения по контуру циркуляции:

$$\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf} \cdot H_{cm} \approx H_3 \cdot (1 - \varepsilon_3) \cdot \rho \cdot g + \Delta P_{BT} + \Delta P_{Ц}, \quad (5.19)$$

где $\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf}$ – градиент давления в стояке при параметрах минимального ожигения, Па/м,

H_{cm} и H_3 – высота уровня в стояке и высота затвора до кромки перелива, м,

ΔP_{BT} и $\Delta P_{Ц}$ – перепад давлений в верхней части топки (над точкой возврата золы) и сопротивление циклона, Па.

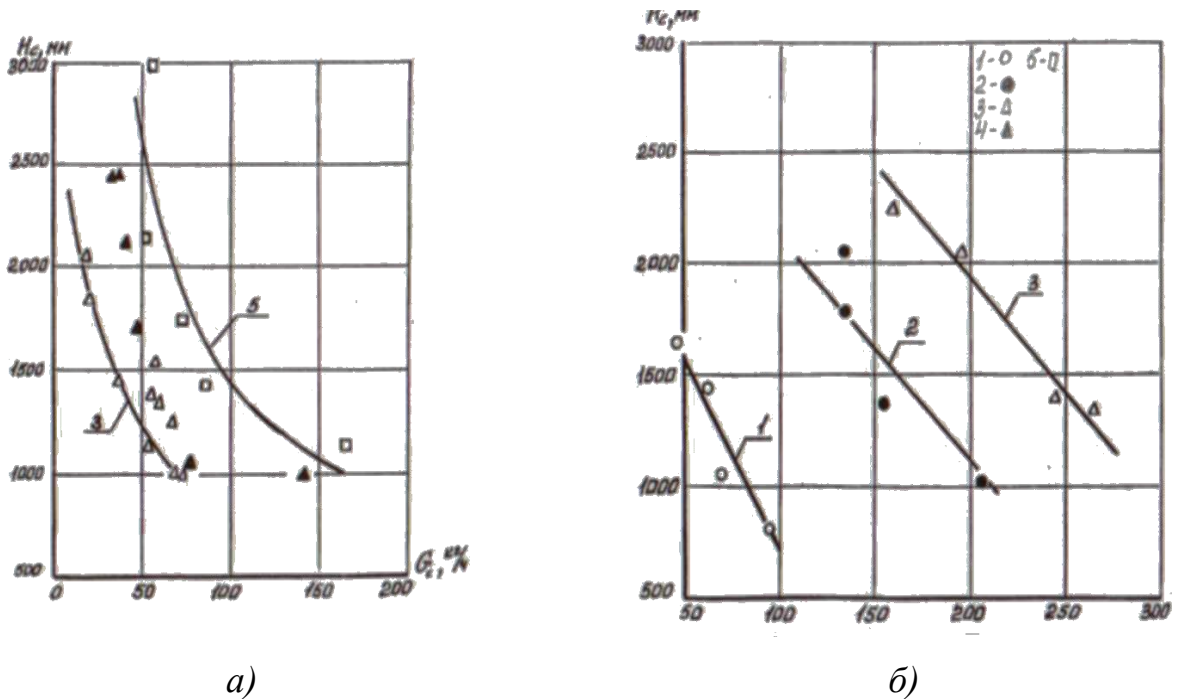
Нормальным считается течение при котором вес столба материала в затворе $H_3 \cdot (1 - \varepsilon_3) \cdot \rho \cdot g$ равен или несколько превышает перепад давлений в нижней части

топки $\Delta P_H = \Delta P_T - \Delta P_{BT}$, что обеспечивает отсутствия прорыва газа из топки в затвор и стояк. В результате предельный уровень слоя в стояке определяется по формуле:

$$(H_{cm})_{np} = \frac{\Delta P_m + \Delta P_{ц}}{\left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf}} \quad (5.20)$$

Для условий работы стенда эта величина составляла от 0,15 м до 0,5 м (увеличивается с ростом массы слоя и снижением размера частиц). Для промышленных котлов с ЦКС предельный уровень равен 2 – 3 м. Целесообразно, однако, иметь, по крайней мере, двукратный запас высоты стояка.

Анализ уравнения (5.19) показывает, что снижение уровня слоя при постоянных ΔP_{BT} и $\Delta P_{ц}$ может быть достигнуто путем увеличения аэрации, что приводит к росту $\frac{\Delta P}{L}$. На рисунке 5.4 приведена зависимость уровня в стояке от расхода воздуха при постоянном расходе материала.



1 – приведенная к полному сечению скорость материала $U_q = 0,013$ м/с;

2 – $U_q = 0,02$ м/с; 3 – $U_q = 0,05$ м/с; 4 – $U_q = 0,1$ м/с; 5 – $U_q = 0,15$ м/с

Рисунок 5.4 – Зависимость уровня слоя в стояке от расхода воздуха в стояк (а) и затвор (б)

Небольшое изменение расхода воздуха в стояк приводит к существенному изменению уровня в стояке (рисунок 5.4,а), тогда как влияние подачи воздуха в затвор на уровень слоя в стояке не столь значительно (рисунок 5.4, б).

Данные рисунка 5.4 определяют характеристики регулирования работы систем возврата. Целесообразным представляется режим работы, когда небольшой расход воздуха постоянно подается в стояк, а функции «тонкого» регулирования режима осуществляются за счет изменения подачи воздуха в затвор. На рисунке 5.5 приведена обработка опытных данных наших исследований при использовании петлевого затвора с материалом слоя средним диаметром около 0,8 мм и истинной плотностью 1420 кг/м³ (скорость минимального псевдоожижения 0,175 м/с).

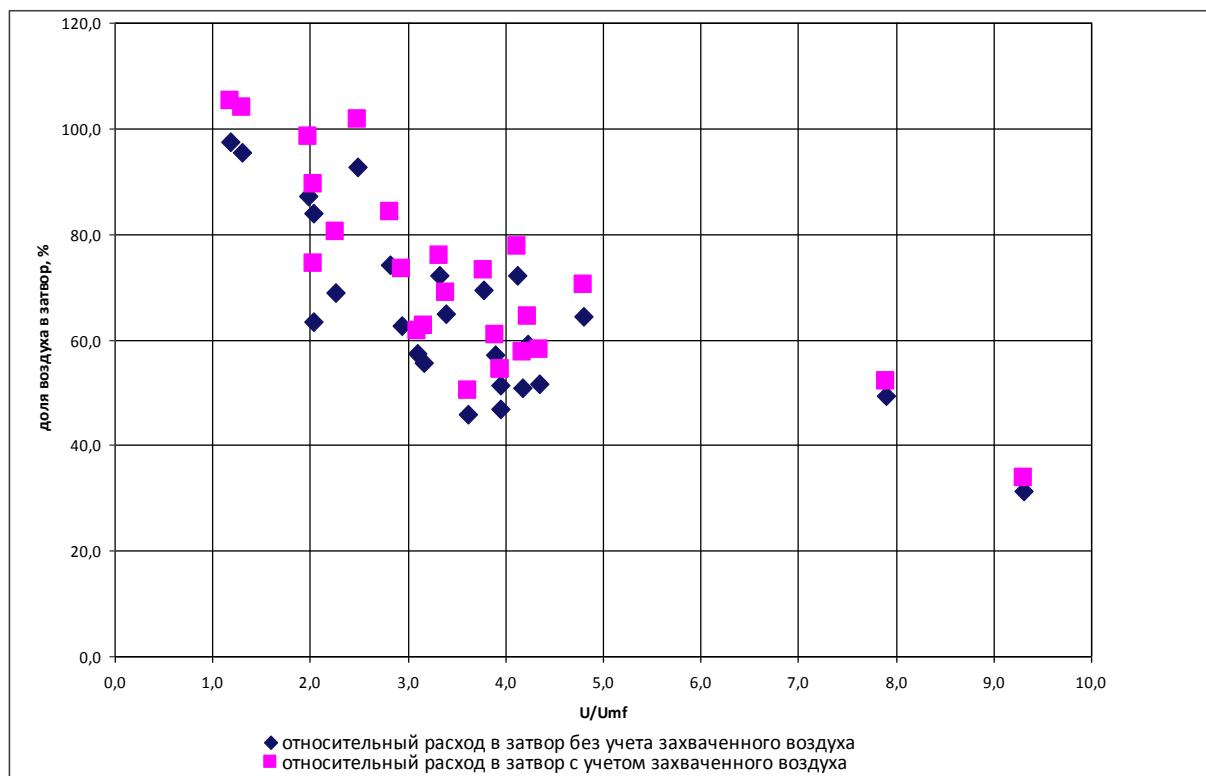


Рисунок 5.5 – Зависимость доли воздуха, поступающей в петлевой затвор от отношения скорости воздуха, поданного под стояк к скорости минимального псевдоожижения

При подаче воздуха под стояк петлевого затвора со скоростью менее 2 скоростей минимального ожижения в подъемную часть петлевого затвора

поступает почти весь воздух. При скорости более четырех скоростей минимального ожижения уже почти половина воздуха поступает в стояк.

На рисунке 5.6 эти данные представлены в виде зависимости расчетной скорости скольжения (положительное направление – вниз) от относительной скорости подачи воздуха в стояк петлевого затвора.

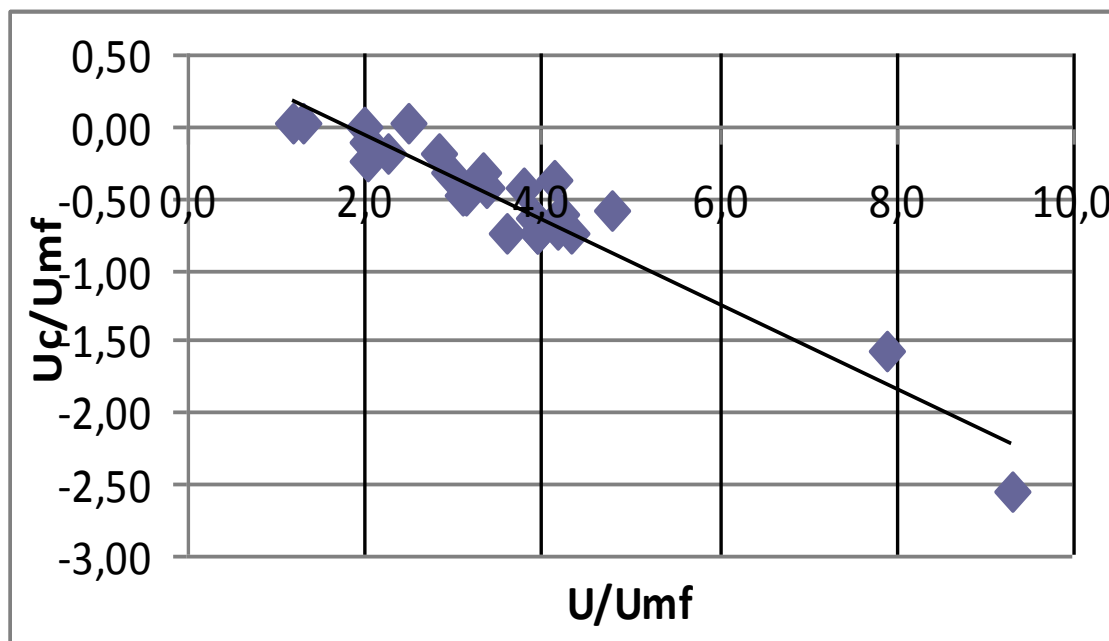
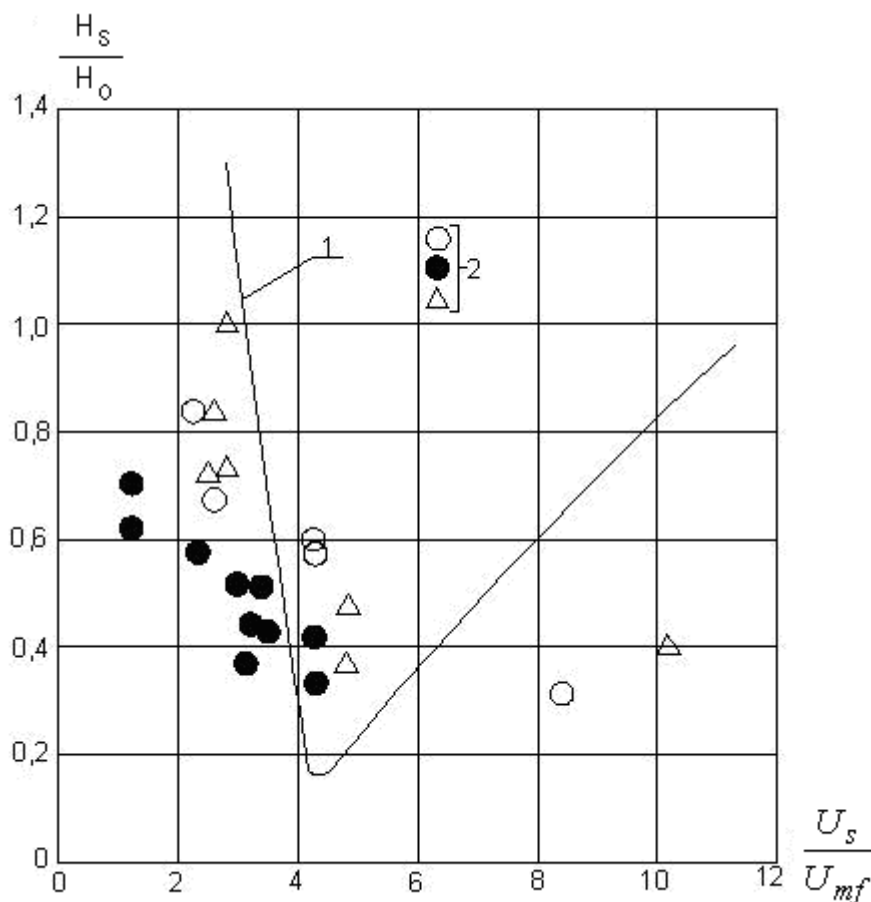


Рисунок 5.6 – Зависимость относительной скорости скольжения в стояке от относительной скорости по общему расходу воздуха в стояк

Из этих данных следует, что режим движения в плотном слое в стояке происходит при подаче воздуха до примерно двух скоростей псевдоожигения, переходному режиму соответствует подача воздуха в стояк со скоростью 2 – 5 скоростей минимального псевдоожигения, далее наступает режим движения в полностью ожигенном состоянии. Эти результаты объясняют отмеченный в [184] факт изменения характера зависимости относительного уровня слоя в стояке от относительной скорости воздуха, приведенной на рисунке 5.7. При малых относительных скоростях ожигения (1,5 – 2,5) относительный уровень слоя в стояке резко снижается с увеличением скорости ожигения, затем это падение замедляется, а при относительной скорости более 5 наблюдается рост относительного уровня слоя в стояке с ростом ожигения.



1 – данные [150], 2 – опытные данные ВТИ при различной крупности частиц

Рисунок 5.7 – Зависимость относительного уровня слоя в стояке от относительной скорости оживления

Это иллюстрирует факт смены режимов течения, а именно, при низких скоростях – опускное движение в плотной фазе с пузырями воздуха, движущимися вниз, а при высоких скоростях – опускное движение псевдооживленных частиц с пузырями воздуха, движущимися вверх.

Исходя из рисунка 5.7 можно сделать важный практический вывод о необходимости поддержания уровня слоя в стояке не более 0,4 от его высоты при ограничении скорости воздуха на псевдооживление в стояке порядка 3 – 6 U_{mf} . В рекомендуемых режимах пропускная способность стояка достигала 1800 т/ч·м² (большие значения не были получены по причине перегрузки циклона). Для расчета диаметра стояка можно рекомендовать значение опускной скорости материала около 0,1 м/с и давать двукратный запас по площади его сечения.

Исследования начала движения в L-клапане были выполнены для мелкой фракции песка на установке со связанными между собой реакторами с ЦКС и КС, описанной в разделе 6.1. Они проводились при отводе песка в не заполненный реактор с КС при нескольких уровнях слоя в стояке L-клапана – высоких (от 0,67 до 1,16 м над низом горизонтальной части клапана) и низком (указанное расстояние - 0,34 м). Давления над слоем в L-клапане и в реакторе с КС были одинаковыми и равнялись атмосферному. Воздух подавался на высоте 0,14 м от оси горизонтальной части клапана. Опыты проводились с увеличением расхода воздуха в L-клапан вплоть до момента начала движения материала. Затем расход воздуха снижался, и фиксировалось его значение, при котором движение прекращалось.

На рисунке 5.8 приведены опытные данные по началу и прекращению движения через L-клапан в виде зависимости скорости воздуха от отношение длины горизонтальной части L-клапана к высоте слоя в стояке L-клапана.

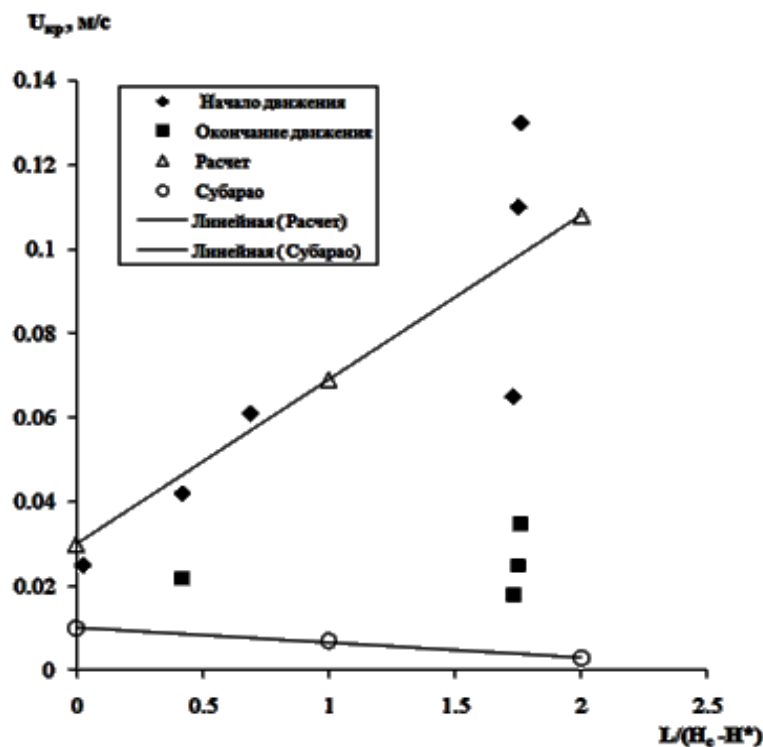


Рисунок 5.8 – Влияние отношения длины горизонтальной части L-клапана к высоте слоя в нем на скорость воздуха при начале и прекращении движения материала

Оказалось, что скорость воздуха, при которой начинается движение материала, заметно выше, чем скорость, при которой оно прекращается. При этом скорость воздуха при прекращении движения материала близка к скорости минимального псевдооживления. С увеличением начального уровня слоя в стояке скорость воздуха при начале движения снижается довольно существенно.

Обнаружено, что при минимальном уровне слоя изменение расхода воздуха в L-клапан не приводит к изменению уровня в нем. Это означает, что перепад давлений в вертикальной части ниже или равен сопротивлению горизонтальной части клапана в условиях начала движения материала. Опытные данные свидетельствуют о существенном влиянии высоты слоя в L-клапане. Причем указанное влияние противоположно зависимости (1.61), предложенной в [155]. Кроме того, сами значения скорости существенно выше. В целом они согласовываются с полученной в настоящей работе зависимостью (5.18), хотя и разброс данных при больших значениях отношения длины горизонтального участка L-клапана к высоте слоя (малый уровень слоя) в нем довольно велик.

Значение начального сопротивления L-клапана в формуле (5.18) оказалось равным 4,2 кПа, что соответствует весу столба материала в стояке L-клапана, при котором изменение расхода оживающего воздуха не приводит к изменению уровня слоя в стояке. Начальное сопротивление зависит от ряда факторов, прежде всего от геометрических характеристик L-клапана и физических параметров частиц (размеры и плотность) и газа.

В результате можно заключить, что разработана модель расчета параметров оживления при опускном движении материала в системах рециркуляции аппаратов с циркулирующим кипящим слоем. Эта расчетная модель подтверждена рядом опытных данных, полученных на экспериментальных установках в широком изменении размеров частиц и скоростей оживающего агента (воздуха). Определены граничные условия режимов движения в плотном слое, переходном режиме и режиме полного оживления для систем со стояками и петлевыми затворами. Полученные зависимости позволяют переносить экспериментальные данные, полученные на аэродинамических установках на

реальные промышленные контуры циркуляции с пневматическими затворами. Выполнено экспериментальное исследование условия начала и прекращения движения материала в L-клапане. Показано, что скорость воздуха, при которой начинается движение заметно меньше, чем скорость, при которой движение прекращается. Определены границы перехода к поршневому режиму (по зарубежной терминологии – «слаггинг»). Для расчета начала движения материала в L-клапанах рекомендована зависимость (5.18), а для перехода к поршневому движению – зависимость (1.68). Результаты работы могут быть использованы для проектирования и наладки аппаратов с циркулирующим кипящим слоем, включая системы со связанными реакторами для полигенерирующих систем и химических циклов сжигания и газификации топлив.

Глава 6. Исследование гидродинамики связанных между собой реакторов

Связанные между собой реакторы с кипящим (КС) и циркулирующим кипящим слое (ЦКС) применяются в полигенерирующих системах (энерготехнологических комплексах) с получением электроэнергии, тепла и полезных продуктов и установках с химическими циклами для улавливания CO_2 (высокотемпературные циклы с оксидами металлов, карбонатные циклы и циклы с получением водорода). Для расчета и конструирования новых систем со связанными между собой реакторами ЦКС и КС крайне важным является расчет контура циркуляции частиц: топка – циклон – система возврата материала в топку (для систем со связанными реакторами: реактор с ЦКС – циклон – переток в реактор с кипящим слое – реактор с кипящим слое – возврат материала в реактор с ЦКС). Этот расчет заключается в определении расхода материала в системе, перепадов давлений в реакторах и системе возврата уловленных частиц, сопротивления циклонов и уровня слоя в стояках под циклонами в зависимости от скоростей газов в реакторах и подаче газа в пневматические клапаны. При этом необходимо учитывать материальный баланс в элементах системы при примерно постоянной массе материала в контуре циркуляции, особенности гидродинамики элементов системы (подъемное движение в турбулентном слое и разбавленной фазе в реакторе с ЦКС, опускное движение в плотном и переходном к ожиженному режимам движения в стояках и перетоках и движение в режиме пузырькового слоя в реакторе с КС) и режимы работы пневматических затворов.

Ниже приведены результаты теоретических и экспериментальных исследований в обоснование расчета контуров циркуляции котлов с ЦКС и связанных между собой реакторов. Они опубликованы в работах автора [209 - 217].

6.1. Расчет контура циркуляции частиц

Для расчета контура циркуляции частиц важным является установление связи между расходом циркулирующего материала, полученным из расчета

реактора с ЦКС по характеристикам материала и газа при определенном перепаде давлений в реакторе (массе слоя в реакторе с ЦКС), и аэрацией в затворе и уровнем слоя в стояке затвора. При этом соблюдается материальный баланс, изменение уровня слоя в стояке приводит к изменению массы слоя в реакторе с ЦКС, а сумма масс материала в реакторе (M_T) и системе возврата (M_{cm} , в основном в стояке) остается постоянной:

$$M = M_T + M_{cm} = Const \quad (6.1)$$

Методика расчета гидродинамики аппаратов с ЦКС заключается в определении аксиального профиля концентраций по ее высоте и определении удельного расхода материала с учетом внутренней циркуляции за счет сепарации части материала в зоне потолка топки. Она подробно изложена в главе 2. Расчет аксиального профиля концентраций (ρ_i) по высоте реактора с ЦКС (H_i) дает зависимость этого профиля от массы слоя в реакторе, скорости газа и физических параметров газа и частиц в зависимости от температуры и давления. По этим же рекомендациям проводится определение удельного расхода материала в реакторе от указанных параметров. Для оценки улавливания частиц в зоне выхода из топки предложен экспериментальный график.

Сопротивления циклонов (ΔP_{ψ}) определяется по зависимостям главы 4 с учетом запыленности на входе в циклон. Для контура циркуляции правильной было бы учитывать только часть сопротивления циклона без учета сопротивления выхлопного патрубка, однако, предлагается полный расчет по формулам, предложенным автором в [209, 218] с некоторым запасом.

Можно несколько упростить задачу, считая в первом приближении, что перепад давлений в реакторе ЦКС определяется через уровень первоначальной засыпки материала ($H_{нас}$) и порозность насыпного слоя ($\varepsilon_{нас}$), близкую к порозности минимального ожижения. Тогда масса материала в реакторе с ЦКС равна:

$$M_T = H_{нас} \cdot F_T \rho_{\psi} (1 - \varepsilon_{нас}), \quad (6.2)$$

где $\rho_{\text{ч}}$ – истинная плотность частиц, кг/м³,

F_T – сечение реактора с ЦКС, м²,

$$\Delta P_T = \frac{M_T g}{F_T} \text{ – перепад давлений в реакторе ЦКС} \quad (6.3)$$

Расход материала по внешнему контуру в первом приближении определяется по заданной массе слоя и скорости газа в реакторе при плотности потока в верхней части реактора (в формулы из работ автора [218, 184] подставляется полная высота реактора) и КПД потолка 50 %. Сопротивление циклона принимается в диапазоне 1 – 2 кПа.

Для того, чтобы замкнуть контур циркуляции необходимо составить уравнения связи между расходом материала, уровнем слоя в стояке и подачей газа в затвор. Эту связь можно установить, используя подходы [154] и [155]. Применительно к работе L-клапана в условиях равенства сечений стояка и горизонтальной части затвора и существенно большей высоте слоя в стояке по сравнению с высотой ввода воздуха от низа стояка в соответствии с [154] после преобразований получаем:

$$Q_L = \frac{(\Delta P_T + \Delta P_{\text{ц}}) \cdot \varepsilon_{\text{ст}} F_{\text{ст}}}{H_{\text{ст}} \cdot K_{\text{ст}}} + \frac{G_{\text{ч}}}{\rho_{\text{ч}}} \left[\frac{\varepsilon_{\text{гор}}}{1 - \varepsilon_{\text{гор}}} - \frac{\varepsilon_{\text{ст}}}{1 - \varepsilon_{\text{ст}}} \right] + \Delta P_{\text{гор}} \cdot F_{\text{ст}} \left[\frac{\varepsilon_{\text{гор}}}{L_{\text{гор}} \cdot K_{\text{гор}}} + \frac{\varepsilon_{\text{ст}}}{H_{\text{ст}} \cdot K_{\text{ст}}} \right] \quad (6.4)$$

$$\text{где } K_{\text{гор}} = 154 \frac{\mu_2}{d_c^2} \left(\frac{1 - \varepsilon_{\text{гор}}}{\varepsilon_{\text{гор}}} \right)^2 \text{ и } K_{\text{ст}} = 154 \frac{\mu_2}{d_c^2} \left(\frac{1 - \varepsilon_{\text{ст}}}{\varepsilon_{\text{ст}}} \right)^2 \quad (6.5)$$

$\varepsilon_{\text{гор}}$ и $\varepsilon_{\text{ст}}$ – порозность в горизонтальной части L-клапана и в стояке,

d_c – средний диаметр частиц с учетом коэффициента формы, м,

μ_2 – динамическая вязкость газа, (Н·с)/м²,

$L_{\text{гор}}$ – длина горизонтальной части L-клапана, м,

$H_{\text{ст}}$ – уровень слоя в стояке до горизонтальной части, м,

$\rho_{\text{ч}}$ – истинная плотность частиц, кг/м³,

$G_{\text{ч}}$ – расход частиц, кг/с;

$F_{\text{ст}}$ – сечение стояка, м².

Сопротивление горизонтальной части стояка можно рассчитать по данным [154], зависимости которых можно упростить с использованием значения начального сопротивления горизонтальной части L-клапана ($\Delta P_{\text{зоп}}^0$, [209]):

$$\Delta P_{\text{зоп}} = 0,762 \cdot g^{0,89} \cdot D_{\text{зоп}}^{-0,11} \cdot \rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon_{\text{зоп}}) \cdot \left(\frac{G_{\text{ч}}}{\rho_{\text{ч}} F_{\text{зоп}}} \right)^{0,22} \cdot L_{\text{зоп}} + \Delta P_{\text{зоп}}^0, \quad (6.6)$$

где $D_{\text{зоп}}$ – диаметр горизонтальной части L-клапана, м,
 g – ускорение свободного падения, м/с².

По-видимому, реальные значения сопротивления будут несколько выше из-за сопротивления выхода материала из горизонтальной части L-клапана в объем реактора.

Таким образом, формула для оценки связи расхода воздуха в L-клапан, сопротивления реактора и циклона и расхода материала слоя во внешнем контуре циркуляции может быть записана как:

$$Q_L = \frac{(\Delta P_T + \Delta P_{\text{ч}}) \cdot \varepsilon_{\text{см}} F_{\text{см}}}{H_{\text{см}} \cdot K_{\text{см}}} + \frac{G_{\text{ч}}}{\rho_{\text{ч}}} \left[\frac{\varepsilon_{\text{зоп}}}{1 - \varepsilon_{\text{зоп}}} - \frac{\varepsilon_{\text{см}}}{1 - \varepsilon_{\text{см}}} \right] + \Delta P_{\text{зоп}} \cdot F_{\text{см}} \left[\frac{\varepsilon_{\text{зоп}}}{L_{\text{зоп}} \cdot K_{\text{зоп}}} + \frac{\varepsilon_{\text{см}}}{H_{\text{см}} \cdot K_{\text{см}}} \right] \quad (6.7)$$

В этой формуле при умеренных расходах материала значительный вклад дает сопротивление реактора и циклона. При больших расходах материала именно он оказывает наибольшее влияние на требуемый расход газа в затвор, что связано не только с собственно увеличением расхода, но и с увеличением порозности в горизонтальной части L-клапана. Исходя из зависимости (6.7) следует, что при увеличении подачи газа в реактор растет как перепад в нем, так и сопротивление циклона, одновременно увеличивается и расход материала и порозность в горизонтальной части L-клапана, что необходимо компенсировать существенным ростом расхода газа в L-клапан. В противном случае рост уровня слоя в стояке может превысить геометрическую высоту стояка.

В конечном итоге необходимо установить материальный баланс. Масса материала в затворе определяется как:

$$M_{cm} = H_{cm} \rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon_{cm}) F_{cm} \quad (6.8)$$

Масса материала в реакторе с ЦКС связана с перепадом в реакторе по зависимостям (6.2) и (6.3). Сумма этих масс равна первоначальной загрузке материала.

В результате последовательного расчета с рядом приближений для каждого режима работы может быть установлены все показатели каждого стабильного режима при изменении расхода воздуха в реактор, уровня слоя в стояке L-клапана и подачи в него воздуха.

Применительно к работе петлевого затвора аналогом сопротивления горизонтального участка L-клапана является перепад давлений в подъемной части петлевого затвора. Однако, применить полностью подходы [154, 155] нельзя. Можно было бы использовать зависимости, приведенные в [3], с модификацией полной формулы Эргана и формулой для расчета скорости скольжения и порозности. Это точный, но довольно сложный путь, причем решение будет определяться методом последовательных приближений.

Предлагается упрощенный вариант расчета. Расход газа в стояк рассчитывается по аналогии с [154]. Разница давлений ($P^* - P_1$) определяется столбом материала в подъемной части петлевого затвора:

$$P^* - P_1 = \rho H_{\Pi} (1 - \varepsilon_{\Pi}) \cdot g, \quad (6.9)$$

где H_{Π} – высота подъемной части до перелива,

ε_{Π} – порозность в подъемной части затвора.

Учитывая, что

$$P^* - P_2 = (P^* - P_1) + \Delta P_T + \Delta P_{\text{ч}} \quad (6.10)$$

получаем, что расход газа в стояк равен:

$$Q_{cm} = \frac{(\Delta P_T + \Delta P_{\text{ч}}) \varepsilon_{cm} F_{cm}}{H_{cm} K_{cm}} - \frac{G_{\text{ч}} \varepsilon_{cm}}{\rho_{\text{ч}} (1 - \varepsilon_{cm})} + \frac{\rho H_{\Pi} (1 - \varepsilon_{\Pi}) g \varepsilon_{cm} F_{cm}}{H_{cm} K_{cm}} \quad (6.11)$$

В этой формуле необходимо оценить значение порозности в подъемной части затвора (ε_{II}). Обработка опытных данных и расчетных значений в виде отношения скорости к скорости минимального псевдооживления показала, что в первом приближении может быть использована простая корреляционная зависимость:

$$(\varepsilon_{II} - \varepsilon_{mf}) = 0,03 \frac{U_{II}}{U_{mf}} \quad (6.12)$$

Тогда расход газа в подъемную часть затвора равен:

$$Q_{II} = 33,3(\varepsilon_{II} - \varepsilon_{mf})U_{mf}F_{II} \quad (6.13)$$

Суммарный расход газа в петлевой затвор (Q_3) составляет:

$$Q_3 = \frac{(\Delta P_T + \Delta P_u)\varepsilon_{cm}F_{cm}}{H_{cm}K_{cm}} - \frac{G_u\varepsilon_{cm}}{\rho_u(1 - \varepsilon_{cm})} + \frac{\rho_u H_{II}(1 - \varepsilon_{II})g\varepsilon_{cm}F_{cm}}{H_{cm}K_{cm}} + 3,33(\varepsilon_{II} - \varepsilon_{mf})U_{mf}F_{II} \quad (6.14)$$

При начале движения скорость газа в подъемной части затвора должна быть не менее скорости минимального оживления, а в формулу (6.14) необходимо подставить:

$$\varepsilon_{II} = \varepsilon_{mf} \quad \varepsilon_c = \frac{\varepsilon_s + \varepsilon_{нов}}{2} \quad (6.15)$$

Как показывают варианты расчеты, принятые подходы к оценке дают максимальную относительную погрешность не более 7 %, что вполне приемлемо для расчетных оценок и сравнения с опытными данными, имеющими тот же порядок погрешностей измерений.

Сравнивая расходы газа, требуемые для начала движения в L-клапане и петлевом затворе легко установить, что расход газа в петлевой затвор заметно выше, так как требуемая скорость газа всегда превышает скорость минимального псевдооживления, тогда как в L-клапане она может быть ниже скорости минимального псевдооживления.

Другой вывод из полученных зависимостей находит свое подтверждение в наших данных [184, 207], которые свидетельствуют о значительно большем воздействии подачи воздуха под стояк петлевого затвора на уровень слоя в стояке, чем подача воздуха в подъемную часть затвора. Подача воздуха только в подъемную часть затвора меняет в основном только порозность в этой части затвора, имеющей малую высоту и вносящую существенно меньший вклад в общий баланс перепадов давлений в контуре циркуляции.

Предложенные зависимости применительно к петлевому затвору позволяют связать все показатели стабильного режима работы реактора и контура циркуляции частиц. Например, задавая первоначальные массы слоя в реакторе и системе возврата, определяются расходы циркулирующего материала и перепады давлений в реакторе и циклоне. Задавая расход газа в затвор, можно рассчитать уровень слоя и его массу в стояке, порозность в подъемной части затвора. Далее, с помощью итерационного процесса, исходя из постоянства общей массы материала, скорректировать режим работы.

Применительно к системам со связанными реакторами принцип расчета такой же, но с учетом перепадов давлений в реакторе с кипящим слоем и сопротивление перетока из реактора с кипящим слоем в реактор с ЦКС. Если этот переток организован с помощью петлевого затвора со стояком, то используется аналогичный описанному выше подход. Для сложных систем со связанными реакторами упрощенная схема давлений приведена на рисунке 6.1.

В этом случае вес столба слоя в стояке должен быть больше суммы перепадов давлений в реакторе ЦКС, сопротивления циклона, перепада давлений в реакторе КС между уровнями подвода материала и его отвода и сопротивления нижнего клапана перепуска материала из реактора КС в реактор ЦКС.

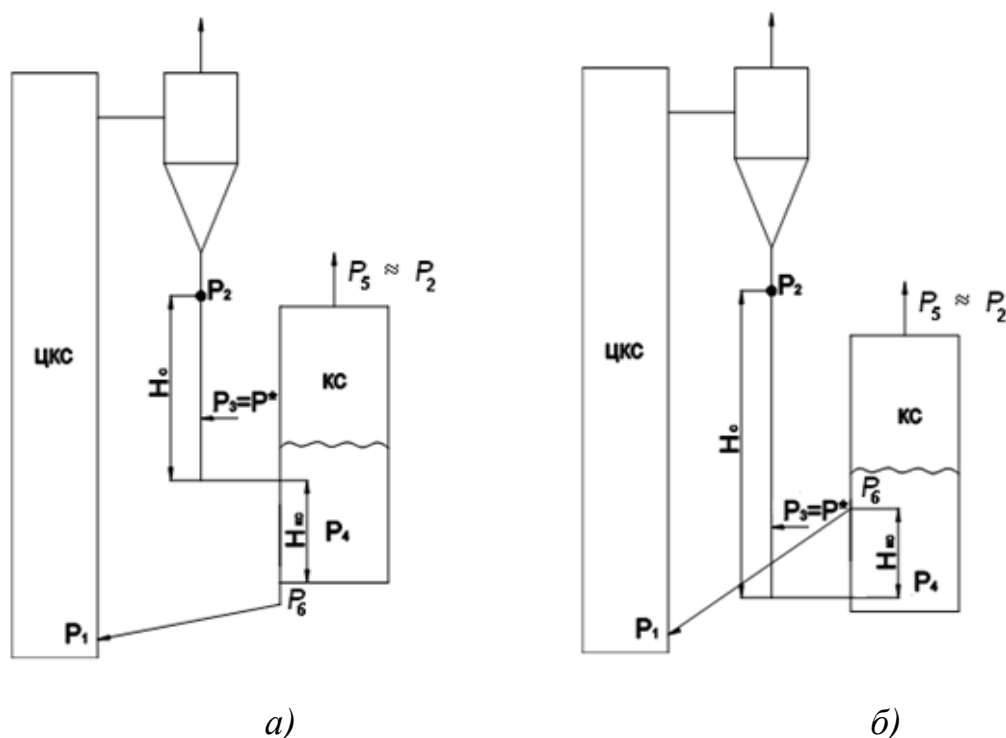


Рисунок 6.1 – Упрощенная схема давлений

$$P^* - P_2 = \Delta P_r + \Delta P_c + \Delta P_{v2} + H_{FB} \cdot \rho_{6-4} g \quad (\text{а}),$$

$$\text{где } \Delta P_{v2} = P_6 - P_1,$$

(6.16)

$$P^* - P_2 = \Delta P_r + \Delta P_c + \Delta P_{v2} - H_{FB} \cdot \rho_{6-4} g \quad (\text{б})$$

6.2. Экспериментальная установка и методика исследований

Основными элементами экспериментальной установки являются реактор с ЦКС и связанный с ними системой перетоков реактор с кипящим слоем (КС). Вариант установки реакторов и перетоков показан на рисунке 6.2.

Схема установки с указанием мест отборов давления приведена на рисунке 6.3. Реактор с ЦКС представляет собой вертикальную колонну сечением 0,2×0,3 м высотой 5,4 м, к верхней части которой присоединён патрубок циклона сечением. Воздух из циклона сбрасывается в осадительную камеру, в верхней части которой установлен съёмный рукавный фильтр.

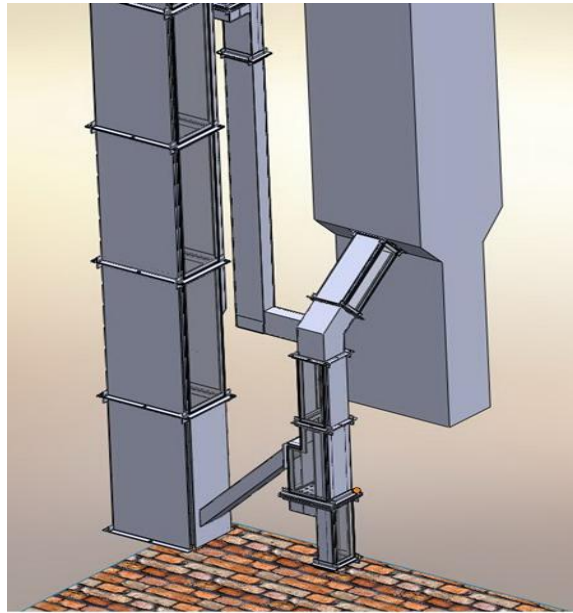


Рисунок 6.2 – Размещение реакторов с ЦКС (слева) и КС (справа) и перегородок между ними

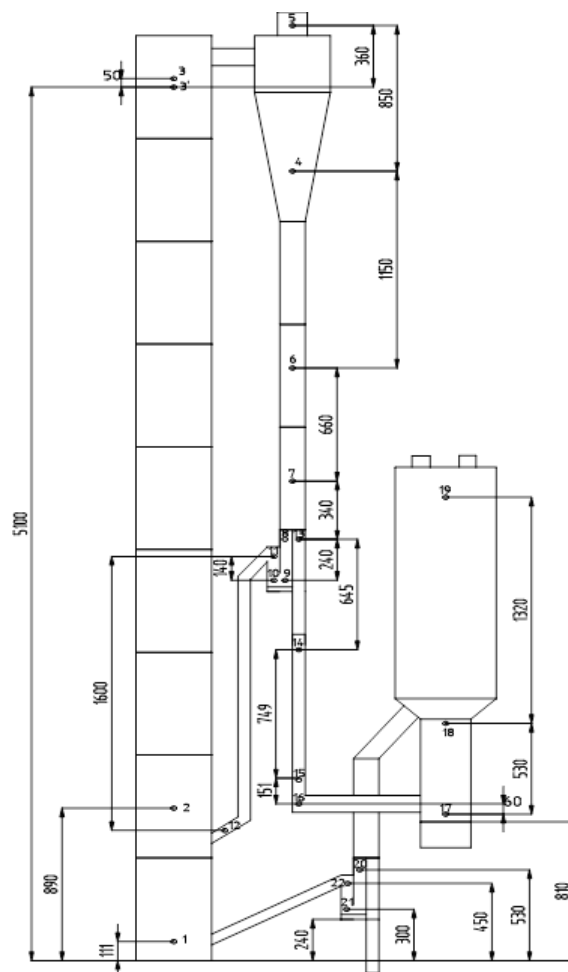


Рисунок 6.3 – Схема установки с размещением отборов давления

К конусной части циклона присоединен опускной стояк сечением $0,1 \times 0,1$ м. В средней части стояка установлен отсечной поворотный шибер, который используется для определения расхода материала по циркуляционному контуру.

Нижняя часть стояка соединяется с верхним пневматическим затвором. Конструкция затвора позволяет направлять часть материала в реактор с ЦКС, а другую часть – через стояк с L-клапаном сечением 44×94 мм с длиной горизонтальной части 420 мм в нижнюю часть реактора с КС.

Реактор с КС имеет нижнюю секцию сечением $0,28 \times 0,2$ м и высотой 0,5 м, переходный конус и верхнюю секцию сечением $0,4 \times 0,4$ м и высотой 1,5 м. Он соединен точкой, размещенной в конусной части реактора с петлевым затвором, направляющим поток материала в нижнюю секцию реактора с ЦКС.

При проведении исследований измерялись расходы материала в опускном стояке под циклоном с помощью отсечного шибера и скорости движения частиц на вертикальных участках L-клапана и перетока к нижнему петлевому затвору. Расходы всех потоков воздуха измерялись с помощью предварительно оттарированных расходомерных шайб и ротаметров. Основная часть экспериментов проводилась с использованием песка в качестве наполнителя слоя (средний диаметр 0,172 мм, насыпной вес 1520 кг/м^3 , порозность минимального ожижения 0,42, вибрационного слоя 0,36. Общая масса материала в системе составляла 178 – 185 кг. Скорости воздуха в реакторе с ЦКС менялись от 3 до 4,1 м/с. Опыты проводились при двух скоростях воздуха в реакторе с КС – 0,3 и 1,5 м/с. Скорость воздуха, подаваемого в L-клапан, составляла 0,05 – 0,1 м/с (2 – 4 скорости минимального ожижения).

В основном, определялись перепады давлений по участкам (кроме т.т. 3, 4, 5, 19). В ряде опытов производились непосредственные измерения избыточных давлений в т.т. 1, 20, 21, 22, 16.

6.3. Результаты опытов и их анализ

Опыты проводились так, что при постоянной скорости воздуха в реакторе с ЦКС и КС менялась масса материала в реакторах путем изменения потоков

подводимого в реактор с КС и отводимого из него материала. При этом фиксировался также уровень материала в реакторе с КС. Масса в реакторе с ЦКС менялась примерно от 10 до 65 кг, соответственно в реакторе с КС она составляла 80 – 145 кг (с учетом изменения массы в стояке под циклоном при изменении уровня от оси горизонтальной части L-клапана в пределах 1,2 – 2,4 м).

6.3.1. Сопротивление горизонтального участка L-клапана

Сопоставление опытных данных по сопротивлению горизонтального участка L-клапана (перепад между точками 16 и 17 с учетом разницы высот и плотности потока в КС на этом участке) с расчетными данными по формуле (6.6) приведено на рисунке 6.4.

Несмотря на три выпадающие точки, тенденция влияния расхода материала вполне удовлетворительно соответствует предложенной расчетной зависимости. Начальное сопротивление зависит от ряда факторов, прежде всего от геометрических характеристик L-клапана и физических параметров частиц (размеры и плотность) и газа. Необходимо выполнить специальные исследования, в первом приближении можно использовать зависимость (6.7) без учета расхода материала.

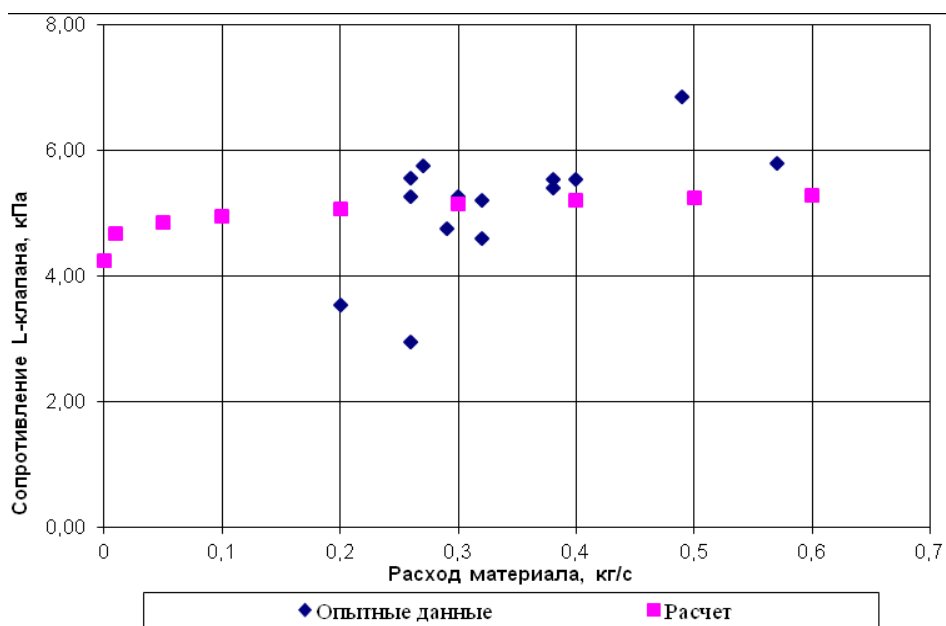


Рисунок 6.4 – Сопоставление опытных и расчетных данных (формула 6.6) по сопротивлению горизонтального участка L-клапана в зависимости от расхода материала

6.3.2. Баланс масс и давлений в характерных точках установки

Во всех опытах определялись значения масс материала во всех элементах установки. В реакторах с ЦКС и КС – по перепадам давлений в нижней и верхней частях, в стояке под циклоном и L-клапане – по уровню слоя в нем и перепадам давлений. В системе возврата от реактора с КС в реактор с ЦКС принималась плотность среды 1500 кг/м^3 . В начале и конце каждой серии опытов определялась масса неподвижного материала в системе, которая составляла 185 – 178 кг. В результате опытов оказалось, что сумма масса в процессе проведения опытов в среднем составила 178 кг с отклонением от средней величины в пределах 10 %.

Важным было подтвердить правильность полученных результатов определением давлений в характерных точках установки при суммировании перепадов давлений со стороны реактора с КС и со стороны реактора с ЦКС. На рисунке 6.5 дано такое сопоставление для точек 1 (низ реактора с ЦКС) и 17 (низ реактора с КС) определенных со стороны избыточного давления в реакторе с КС (ось ординат) и со стороны избыточного давления в реакторе с ЦКС (ось абсцисс).

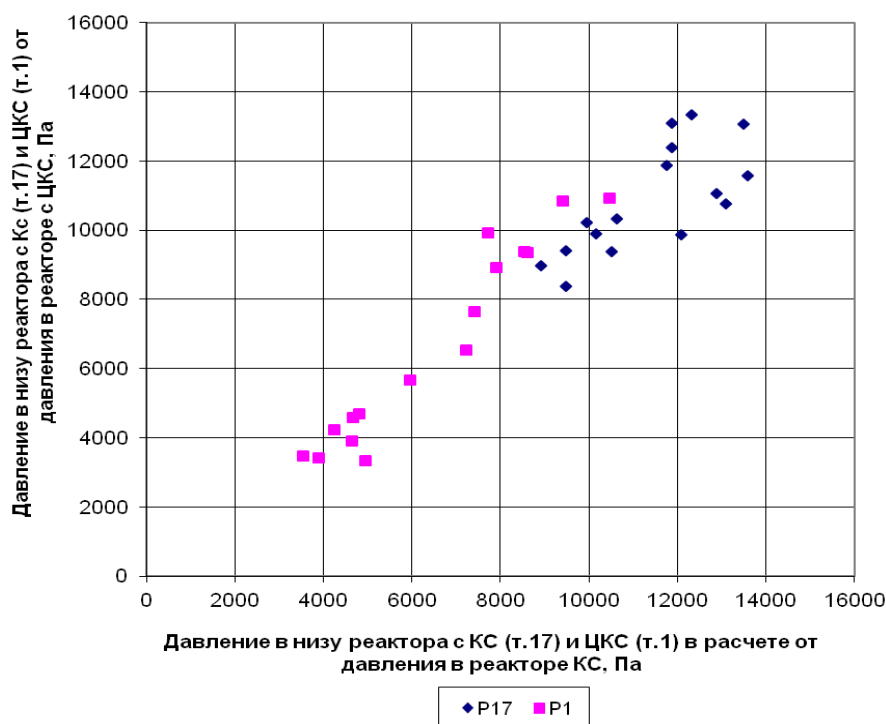


Рисунок 6.5 – Сопоставление значений давлений в низу реакторов с КС (т.17) и ЦКС (т.1), определенных из давления со стороны реакторов с КС (ось ординат) и ЦКС (ось абсцисс)

Из рассмотрения рисунка 6.5 следует, что данные вполне удовлетворительно совпадают.

Наибольшие давления в системе наблюдаются к точке ввода воздуха в L-клапан (т. 15) и точке подвода воздуха в петлевой затвор (т. 21). Данные по изменению этих давлений в зависимости от суммы перепада давлений в топке и сопротивления циклона приведены на рисунке 6.6.

С ростом этой суммы (ростом массы слоя в реакторе с ЦКС) давление в т. 15 снижается, а в т. 21 – увеличивается. Несмотря на значительный разброс опытных точек, характер изменения близок к линейному.

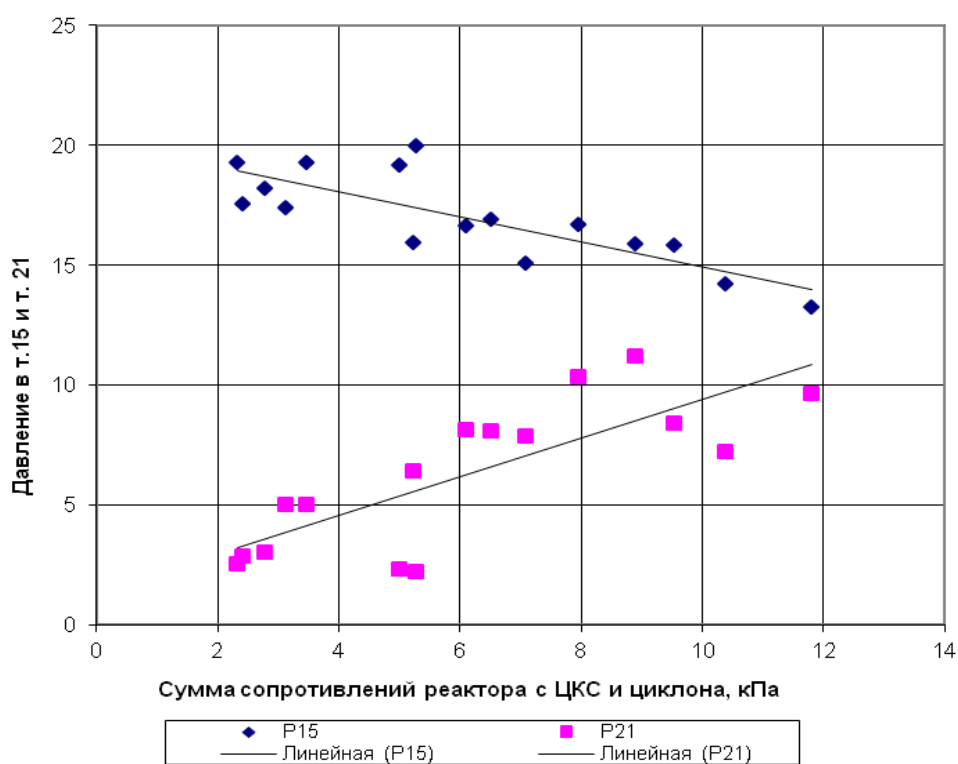


Рисунок 6.6 – Зависимости давлений в точках подвода воздуха в L-клапан (т. 15) и затвор реактора с КС (т. 21) от суммы перепада давлений в реакторе с ЦКС и сопротивления циклона

Оказалось, что сумма давлений в т. 15 и т. 21 практически не меняется во всех режимах. Эта величина (около 23 кПа), по-видимому, характеризует работу всего контура со связанными между собой реакторами в условиях постоянной массы и физических характеристик материала и газа.

6.3.3. Особенности работ системы возврата из реактора с КС в реактор с ЦКС

Наблюдение за движением материала в системе возврата из реактора с КС в реактор с ЦКС показало, что при больших массах слоя в реакторе с КС в верхней части трубы возврата материал движется практически без ожигения, в плотном слое. При этом движение достаточно равномерное. В условиях низкой массы слоя в реакторе с КС, движение в этой трубе происходит в переходном режиме, иногда скачкообразно. Эти наблюдения подтверждаются характером изменений перепада давлений между т. 18 (верх узкой части реактора с КС) и т. 20 (средняя часть вертикального участка перепускной трубы). На рисунке 6.7 показана зависимость изменения указанного перепада давлений в зависимости от давления в реакторе с КС (т. 18).

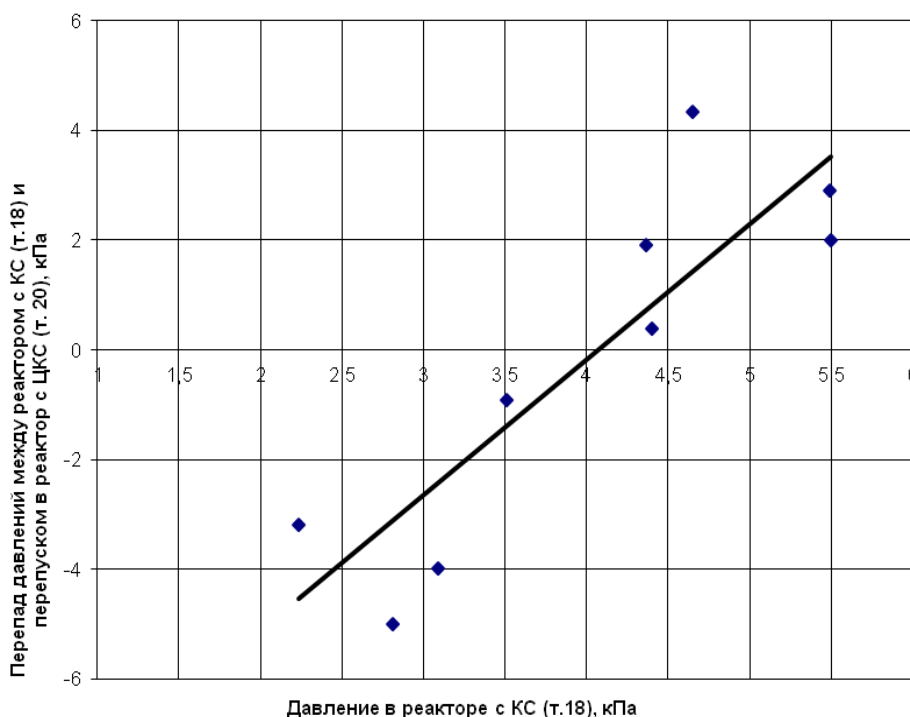


Рисунок 6.7 – Влияние давления в реакторе с КС (т. 18) на перепад давлений между т.18 и т.20 (точка между реактором с КС и затвором этого реактора)

В режимах движения в плотном слое давление в т. 18 выше, чем в т. 20. В переходном режиме – наоборот, давление в т. 18 ниже давления в т. 20. Аналогичные данные были получены и в работе [152].

6.3.4. Сопоставление опытных и расчетных данных по условиям работы L-клапана

Опытные данные всех режимов при различных параметрах работы L-клапана (расход воздуха, перепад давлений в топке, сопротивление циклона, уровень слоя в стояке, расход материала, сопротивление горизонтального участка) были сравнены с расчетной зависимостью (6.6). Учитывая, что порозности в L-клапане экспериментально не определялись, значение порозности в вертикальной части L-клапана было принято равным 0,4, а в горизонтальной части – 0,5. Сопоставление данных по измеренной (ось ординат) и расчетной (ось абсцисс) скорости воздуха в L-клапане при различных параметрах работы установки приведено на рисунке 6.8.

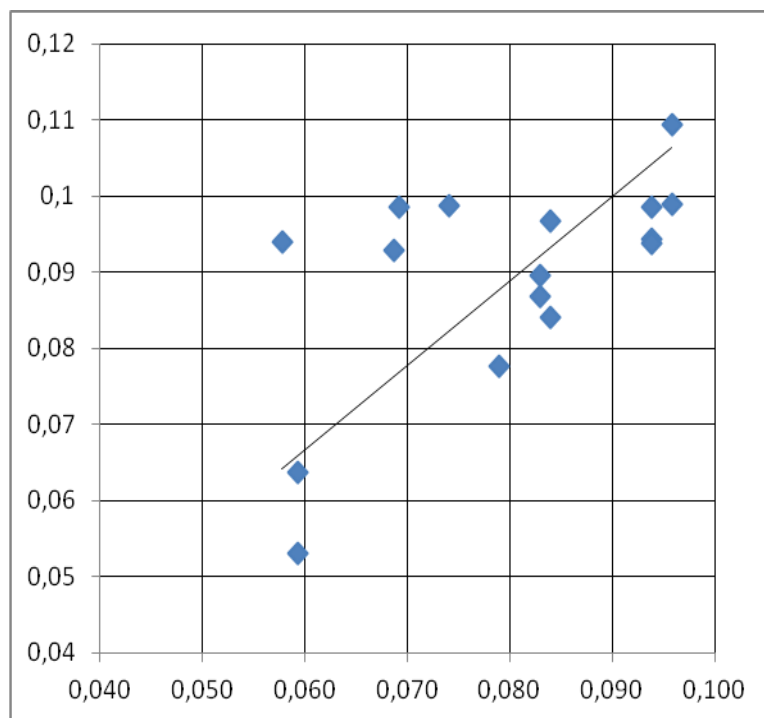


Рисунок 6.8 – Сопоставление данных по измеренной (ось ординат) и расчетной (ось абсцисс) скорости воздуха в L-клапане при различных параметрах работы установки

Исходя из рисунка 6.8 следует удовлетворительное качественное совпадение опытных и расчетных данных. Повышенный разброс точек по-видимому определяется принятыми постоянными значениями порозности в L-клапане.

6.3.5. Профиль давлений в контуре циркуляции

На рисунке 6.9 приведены три диаграммы изменения давлений по высоте установки. При низких массах в реакторе с ЦКС (рисунок 6.9, а) перепад давлений в этом реакторе мал (т.т. 1, 2, 3). С ростом массы в реакторе с ЦКС этот перепад существенно увеличивается (рисунок 6.9, б, с).

Соппротивление циклона (перепад давлений в т. 3 и т. 4) в наибольшей мере зависит от скорости воздуха в реакторе с ЦКС, он возрастает с ростом скорости (последовательно, рисунок 6.9 а, с, б).

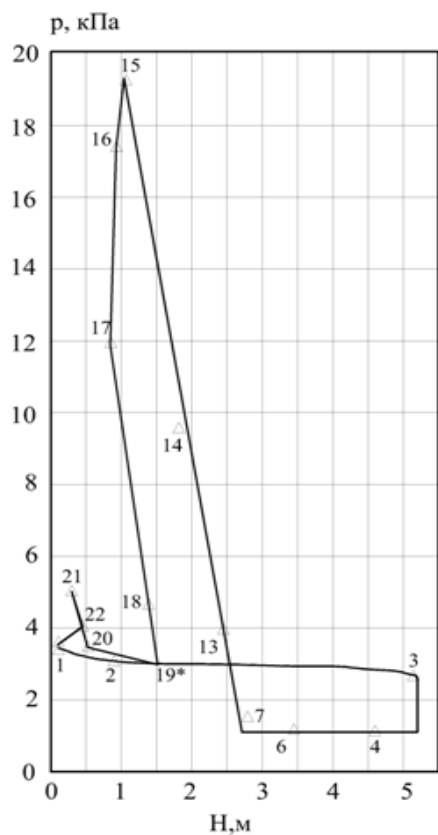
Давление на участке ниже уровня слоя в стояке под циклоном меняется слабо, а точка начало его существенного роста соответствует видимому росту давления в стояке. Наклон кривых изменения давления на участке стояка ниже уровня слоя в нем примерно одинаков для всех режимов, а градиент давлений составляет около 10 кПа/м.

Максимальное давление в точке ввода воздуха в L-клапан относится к режиму с минимальной массой в реакторе с ЦКС (рисунок 6.9, а), а минимальное – к режиму с максимальной массой в реакторе с ЦКС (рисунок 6.9, с).

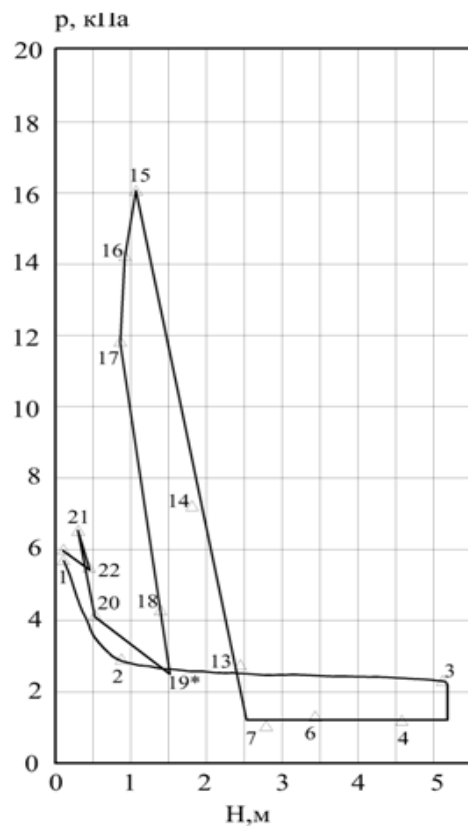
Изменение давления в реакторе с КС вполне соответствует изменению давления в аппаратах с кипящим слоем при плотности потока близкой к расчетной по скорости минимального ожижения. Интересно, что перепад давлений в т. 18 и т. 20 меняет знак, что описано в разделе 6.3.3.

Далее давление растет к т. 21 (низ петлевого затвора) причем с увеличением массы слоя в реакторе с ЦКС давление в т. 21 заметно увеличивается. На подъемном участке петлевого затвора давление снижается (т. 21 и т. 22).

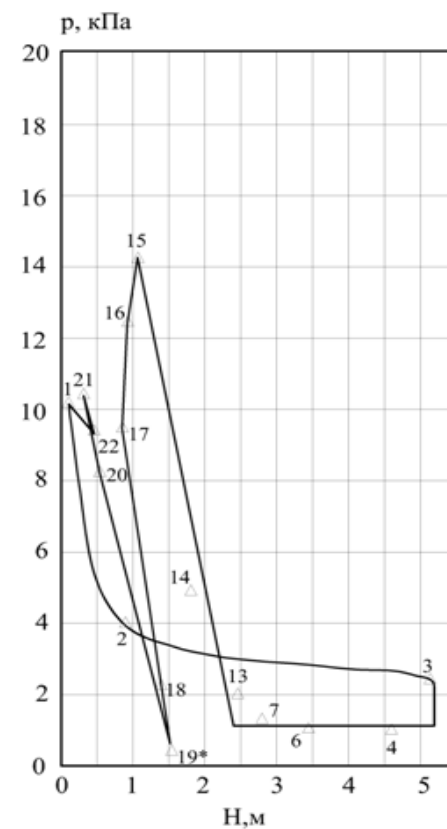
Оказалось, что при малых массах слоя в реакторе с ЦКС скорость воздуха в реакторе с ЦКС и расход циркулирующего материала не влияют существенно на профиль концентраций по высоте установки. Некоторые отличия относятся лишь к нижней зоне перетока между реакторами с КС и ЦКС.



a)



b)



c)

a) масса в ЦКС (M_c) – 8,2 кг, скорость воздуха в ЦКС (U_c) 3,66 м/с, уровень слоя в L-клапане (H_l) – 1,9 м, расход частиц (G) – 0,25 кг/с; b) M_c – 26,4 кг, U_c – 3,15 м/с, H_l – 1,8 м – 1,8 м, G – 0,26 кг/с; c) M_c – 60,8 кг, U_c – 3,32 м/с, H_l – 1,2 м, G – 0,32 м/с

Рисунок 6.9 – Профили давлений в элементах установки по ее высоте в различных режимах

При одинаковых скоростях воздуха в реакторе с ЦКС решающую роль в изменении профиля давлений играет масса слоя в реакторе с ЦКС. При этом трудно выделить отдельное влияние расхода материала, так как он растет с ростом массы слоя в реакторе с ЦКС.

6.4. Компьютерный алгоритм расчета баланса давлений в связанных между собой реакторах

Был разработан компьютерный алгоритм и программа расчета баланса давлений в системе связанных между собой реакторов. Программа состоит из отдельных блоков, которые моделируют соответствующие элементы контура циркуляции. Расчетная процедура происходит с помощью итераций. Каждая итерация производит расчет всех элементов с достижением баланса по трем уравнениям. Два уравнения являются балансовыми уравнениями давлений по верху и низу системы: «верхний» баланс через стояк под циклоном, L-клапан и верхнюю часть реактора с КС, а «нижний» баланс: от реактора с КС через петлевой затвор и далее через реактор с ЦКС к циклону. Третье уравнение представляет собой баланс масс в установке в целом.

Первым шагом расчетов является ввод данных, включая геометрические характеристики установки, режимные параметры (расходы воздуха на аэрацию в стояке и затворах, общую массу материала в установке, давление в циклоне и на выходе из реактора с КС, давление и температуру окружающей среды) и параметры дисперсной фазы (истинную плотность, средний диаметр частиц, сферичность, порозность минимального ожижения и вибрационная порозность). Далее задается масса материала в реакторе с ЦКС и скорости газов в реакторах ЦКС и КС. После этого последовательность расчета следующая:

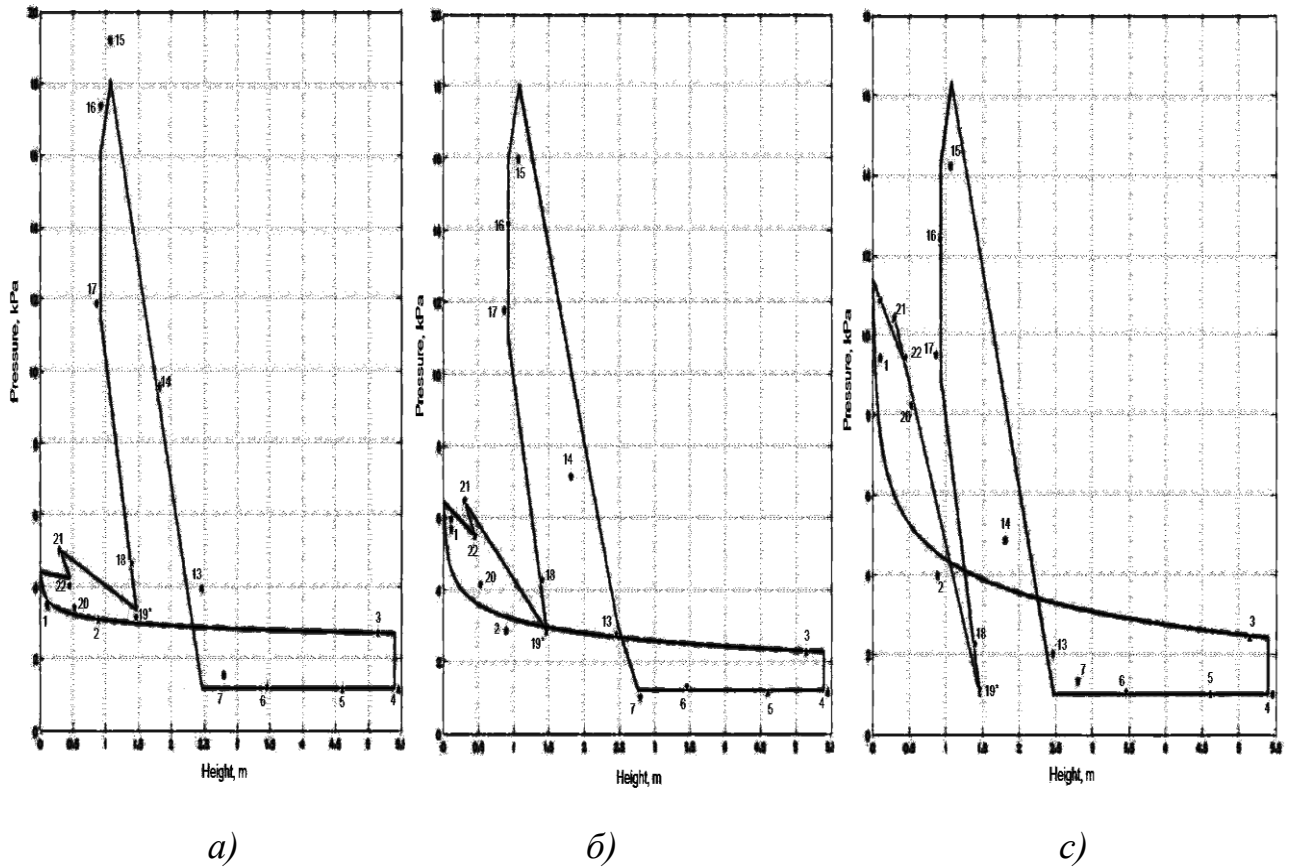
- рассчитываются основные показатели гидродинамики реактора с ЦКС, включая профиль концентраций и давлений по высоте и расход циркулирующего материала);

- рассчитывается гидродинамика системы возврата материала из реактора с КС в реактор с ЦКС, включая градиент давлений и массу материала на этом участке;
- определяется баланс давлений по «нижней» части контура циркуляции;
- рассчитывается гидродинамика реактора с КС, включая массу материала и давление в зоне подвода материала в реактор с КС из L-клапана;
- определяется баланс давлений по «верхней» части контура циркуляции, включая градиент давлений в L-клапане;
- определяется гидродинамика стояка и L-клапана, включая профиль давлений по высоте, уровень слоя и массу материала;
- определяется баланс масс в установке в целом и устанавливается новая величина массы слоя в реакторе с ЦКС.

Обычно расчет сходится после двух – трех итераций.

Расчетные и опытные данные по балансу масс и распределению масс материала в элементах установки хорошо совпадают (отклонения не превышает 2 кг при средней массе материала в установке 180 кг). Расчетное значение расхода циркулирующего материала так же хорошо соответствует опытному за исключением данных с крайне низкой массой слоя в реакторе с ЦКС. Как правило, расчетные данные по высоте слоя в стояке были несколько ниже экспериментальных, а расчетная высота слоя в реакторе с ЦКС была выше экспериментальной. Причиной этому являлось принятый упрощенный подход о постоянстве скорости скольжения и порозности по высоте стояка.

Расчетные данные по максимальным давлениям в точках подвода воздуха хорошо совпадают с экспериментальными. Наибольшие давления в системе относятся к точке подвода воздуха в L-клапан (р. 15) и в петлевой затвор (р. 21). На рисунке 6.10 показано изменение этих давлений в зависимости от суммы перепада давлений в реакторе ЦКС и сопротивления циклона. С увеличением



а) масса в ЦКС (M_c) – 8,2 кг, скорость воздуха в ЦКС (U_c) – 3,66 м/с, уровень слоя в стояке (H_l) – 1,9 м, расход циркулирующего материала (G) 0,25 кг/с;
 б) M_c – 26,4 кг, U_c – 3,15 м/с, H_l – 1,8 м, G – 0,26 кг/с; в) M_c – 60,8 кг,
 U_c – 3,32 м/с, H_l – 1,2 м, G – 0,32 м/с

Рисунок 6.11 – Профили давлений по высоте установки

Разработана методика расчета контура циркуляции частиц применительно к котлам с ЦКС и системам со связанными между собой реакторами с КС и ЦКС. Важными элементами этой методики являются новые зависимости для связи расхода ожигающего агента с показателями работы реакторов и системы в целом (расход материала, сопротивление топки и циклона, уровень слоя в стояке). Выполнены экспериментальные исследования гидродинамики контура циркуляции на аэродинамической установке, которые удовлетворительно соответствует разработанной расчетной зависимости. Предложен новый метод расчета давлений во всех элементах контура циркуляции связанных между собой реакторов. Результаты расчетных исследований подтверждены опытными данными.

Глава 7. Разработка метода конструкторского расчета топочного контура котла с ЦКС

Выполненные автором и под его руководством разработки методик расчета гидродинамики топки, теплообмена к экранным поверхностям и основных элементов котлов ЦКС (циклонов, зольных теплообменников, системы возврата), в условиях сжигания различных топлив положены в основу первых в России компьютерных программ расчета топочного контура котла с ЦКС и математической модели топки с ЦКС, включающей также оценку экологических показателей [176, 199, 10, 13].

В 2010 – 11г.г. методика конструкторского расчета котлов с ЦКС была доработана и создана программа конструкторского расчета котла [201, 218]. Основные особенности методики изложены ниже.

7.1. Тепловой баланс котла и топочного контура

В тепловом балансе котла при определении потерь тепла необходимо учитывать потери тепла от реакций с известняком. Они рассчитываются по теплотам эндотермических и экзотермических реакций. После преобразований зависимость можно выразить в виде:

$$q_{изв} = \frac{1314 \cdot S_p \cdot k_{смex}}{Q_p}, \quad (7.1)$$

где S_p – содержание серы в топливе, %,

$k_{сме}$ – стехиометрическое соотношение Са/S,

Q_p – располагаемое тепло на 1 кг топлива, кДж/кг.

Потери тепла с химическим недожогом q_3 в котлах с циркулирующим кипящим слоем принимаются равными 0,01 % исходя из предельного значения концентрации СО 100 мг/м³. При сжигании низкорекреационных топлив из древесины и торфа эти значения могут увеличиться в 2 раза.

Ориентировочные значения потерь тепла с механическим недожогом даны в таблице 7.1 по результатам опытного сжигания с участием автора и обобщения литературных данных и рекомендаций зарубежных компаний – изготовителей котлов с ЦКС. Эти потери зависят от реакционной способности топлив (отношение связанного углерода к выходу летучих) и от времени пребывания в реакционной зоне, то есть от гидродинамики конура циркуляции частиц. Кроме того, на потери тепла с механическим недожогом влияет зольность (прежде всего соотношение внешней и внутренней золы). Для низкорекреационных высокозольных топлив потери тепла с механическим недожогом увеличиваются. Для высокорекреационных и среднезольных топлив они минимальны, и могут слегка расти для низкокзольных высокорекреационных топлив за счет повышения содержания горючих в уносе.

Таблица 7.1 - Задаваемые параметры для различных углей

<i>Топливо</i>	<i>Избыток на выходе из топки</i>	<i>Температура на выходе из топки, °С</i>	<i>Доля уноса золы</i>	<i>Скорость газов, м/с</i>	<i>Максимальный размер куска, мм</i>	<i>q₄, %</i>	<i>Доля первичного воздуха</i>
1 Антрацитовый штыб	1,2 - 1,25	850 - 900	0,5 - 0,6	5 - 5,7	3 - 6	3 - 5	0,5 - 0,7
2 Тощие угли	1,2 - 1,25	850 - 900	0,6 - 0,7	5 - 5,7	6	2 - 4	0,5 - 0,7
3 Каменные угли с $V^{daf} \geq 25\%$	1,15 - 1,2	830 - 870	0,5 - 0,8	5 - 6	12	1 - 2	0,5 - 0,6
4 Отходы углеобогащения	1,15 - 1,2	830 - 870	0,5 - 0,6	5 - 6	6 - 12	2 - 3	0,5 - 0,6
5 Бурые угли: 5.1 Малозольные с $A_{np}^r \leq 1 \frac{кг \cdot \%}{МДж}$	1,15 - 1,2	800 - 850	0,9	5 - 5,5	25	2 - 3	0,4 - 0,5
5.2 Средней зольности с $A_{np}^r \geq 1 \frac{кг \cdot \%}{МДж}$	1,15 - 1,2	800 - 850	0,7 - 0,8	5,5 - 6	25	0,5 - 1	0,4 - 0,6
5.3 Высокозольные с $Q_{лет} \leq 20$ МДж/кг	1,15 - 1,2	830 - 870	0,5 - 0,6	5,5 - 6,5	12	1 - 2	0,5 - 0,6
6 Фрезерный торф	1,2	800 - 850	0,9	4,5 - 5,5	25	1 ÷ 2	0,4 - 0,5
7 Сланцы	1,15 - 1,2	800 - 850	0,5 - 0,7	4,5 - 5,5	25	1 - 2	0,4 - 0,6

Потери тепла q_6 со шлаком (донной золой) определяются по температуре в нижней части топки. Если охлаждение донной золы происходит с возвратом тепла в котел (золыные охладители с кипящим слоем или барабанные охладители донной золы с охлаждением питательной водой), то потери рассчитываются по расходу донной золы при температуре на выходе из этих охладителей. Ориентировочные значения долей уноса и шлака приведены в таблице 7.1. Для малозольных бурых углей, торфа, древесных отходов доля уноса может достигать 0,9.

Остальные потери определяются традиционными способами. КПД котельного агрегата (брутто) учитывает дополнительные потери на реакциях известняка:

$$100 - q_2 - q_3 - q_4 - q_5 - q_6 - q_{изв}, \% \quad (7.2)$$

Для котлов с ЦКС полезное тепло топочного контура в общем случае состоит из тепла, воспринятого настенными экранами, ширмами в топке, двухсветными экранами, поверхностями нагрева в золыных теплообменниках и ограждением циклонов. При этом важно, что только тепло этих элементов пароводяного тракта определяет температуру газов на выходе из топки (из циклона). Таким образом, задавая температуру газов на выходе из топки, расчетчик знает весь теплосъем топочного контура, и можно не учитывать расход циркулирующего материала. Облегчает задачу теплового баланса топочного контура котлов с естественной циркуляцией традиционный прием размещения всех испарительных поверхностей в экранах ограждения. При этом, если высота топки становится слишком большой, то приходится использовать двухсветные экраны. Вместе с тем, в особенности для крупных энергетических котлов необходимо после расчета гидродинамики топки выполнить расчет охлаждения золы в контуре циркуляции, чтобы исключить излишнюю разницу температур между возвращаемой золой и золой слоя.

7.2. Рекомендации по выбору основных параметров топок котлов с ЦКС в зависимости от характеристик топлив

Рекомендации основаны на рассмотренных в работе исследованиях условий сжигания характерных отечественных топлив и моделировании процессов в топках с ЦКС и учитывают также доступный международный опыт. Они касаются выбора скорости газов в призматической части топки, температуры газов и избытка воздуха на выходе из топки, фракционного состава подаваемого топлива, потерь тепла с механическим недожогом, доли уноса золы и известняка, доли первичного воздуха при номинальной нагрузке и ориентировочном значении среднего размера частиц циркулирующего материала (таблица 7.1, стр. 194).

В расчетах принимается, что доля уноса известняка составляет 0,8. При определении расхода уноса суммируется расход уноса золы и известняка. Соответственно, расход удаляемой донной золы также представляет собой сумму золы и известняка.

Средний размер циркулирующих частиц зависит от эффективности улавливания в циклонах (меньше при высокой эффективности) и специфических свойств золы топлив. Также он зависит и от крупности подаваемого топлива. Обычно система подготовки топлива учитывает его свойства. Поэтому, для низкорекционных топлив и высокочольных топлив рекомендуется ограничивать максимальный размер частиц подаваемого топлива до 6 мм. Для бурых углей, древесины и торфа максимальный размер частиц может достигать 25 мм. Кроме того, для низкорекционных топлив ограничивают и долю мелочи менее 0,15 мм.

Для бурых углей, торфа и древесины средний размер циркулирующих частиц меньше, чем для высокочольных углей. По опыту эксплуатации котлов с ЦКС средний размер циркулирующих частиц находится в диапазоне значений 0,17 – 0,22 мм. В первом приближении рекомендуется принимать его значение 0,2 мм.

Габариты топочной камеры определяются по заданным значениям температуры, избытка воздуха и скорости газов. Температура в топке задается в диапазоне 800 – 900 °С. Она зависит от реакционной способности и плавкостных

характеристик золы. В некоторых случаях, например при сжигании АШ, эта температура может быть увеличена до 920 °С.

Избыток воздуха принимается на уровне 1,15 – 1,25 (большие значения для низкорреакционных топлив). Скорость дымовых газов, приведенная к верхнему сечению топки находится в диапазоне 4,5 – 6 м/с при принятой температуре на выходе из топки. В последнее время отмечена тенденция к снижению этой скорости, так в котлах компании «Фостер-Уиллер с теплообменниками INTREX и восьмиугольными циклонами для сжигания АШ она составляет всего 4,5 м/с. Выбор повышенной скорости приводит для одного и того же топлива к росту высоты топки. Соответственно, несколько снижается концентрация частиц на выходе из топки и расход циркулирующего материала. Рекомендуется выполнить расчет по крайней мере для двух значений скорости газов из указанного в таблице 7.1 диапазона и выбрать наиболее предпочтительный вариант.

Ширина топочной камеры задается после конструкторской проработки, исходя из размеров котельной ячейки, конструкции и размеров настенных экранов. При этом возникает задача выбора количества и оптимального размещения циклонов. Размеры циклонов, установленных вдоль задней стенки котла не должны существенно выходить за габариты топочной камеры.

Нижняя часть топки котла с ЦКС всегда выполняется зауженной, чтобы обеспечить относительно высокие скорости газов (не менее, чем в верхней части топки) при подаче первичного воздуха. Доля первичного воздуха составляет 0,4 – 0,7 (большие значения для низкорреакционных топлив). Условно скорость газов на воздухораспределительной решетке считается по расходу первичного воздуха при температуре слоя (в первом приближении принимается равной температуре на выходе из топки). Зона зауженной части топки выполняется футерованной для предотвращения износа труб и коррозии в условиях недостатка кислорода. Высота нижней части топочной камеры определяется путем конструкторских проработок, исходя из необходимости размещения в ней течек подвода топлива, золы и известняка, а также сопел вторичного воздуха. Рекомендуется высота 3 – 10 м в зависимости от мощности (высоты топки) котла.

Теплообмен к экранам в этой зоне может быть рассчитан через теплопроводность футеровки с учетом ее толщины.

7.3. Специфические расчеты теплообмена и гидродинамики топки

Профиль концентраций по высоте топки определяется по рекомендациям главы 2:

$$\rho_i = A \cdot k_d \cdot h_i^{k_d - 1}, \text{ кг/м}^3, \quad (7.3)$$

где A - коэффициент, учитывающего массу материала в топке:

$$A = \frac{M}{F_m \cdot (h_m^{k_d} - h_k^{k_d})}, \quad (7.4)$$

где h_m - высота топочной камеры, м,

h_k - высота от верха топки до оси отверстий колпачков, м,

M - масса материала в топочной камере, кг, которая определяется по перепаду в топке,

k_d - коэффициент турбулентной диффузии, определяемой по зависимости:

$$k_d = - \frac{0,1 \cdot \sqrt{\pi} \cdot U \cdot (1 - 2,8 \cdot \text{Re}_D^{-0,125})}{(1 + \frac{St_D}{12}) \cdot (U - U_\epsilon)}, \quad (7.5)$$

где $\text{Re}_D = \frac{D_{\text{экв}} \cdot U}{\nu_\tau}$ - критерий Рейнольдса по диаметру топки, (7.6)

$St_D = \frac{d_q^2 \cdot U}{18 \cdot \nu_\tau \cdot D_{\text{экв}}}$ - критерий Стокса по диаметру топки, (7.7)

$U_\epsilon = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot \sqrt{Ar}} \cdot \frac{\nu_\tau}{d_c}$, м/с (7.8)

Применительно к котлу с ЦКС средняя плотность смеси в надслоевом пространстве определяется по формуле:

$$\bar{\rho}_c = A \cdot \left(\frac{h_m^{k_d} - h_n^{k_d}}{h_{\text{экp}}} \right), \text{ кг/м}^3 \quad (7.9)$$

где h_n – высота нефутерованной части экранов, м.

При выполнении расчетов важно задать необходимый перепад в топке (массу слоя). Как показано в главе 2 минимальный перепад давлений в слое составляет 4 кПа. Эта величина соответствует уровню лежащего слоя около 300 мм на отверстиями колпачковой решетки. В последних проектах котлов с ЦКС в Китае (технология низкого слоя) рекомендуется перепад в топке 5 – 6 кПа. По нашему мнению в зависимости от характеристик топлива и принятой скорости газов перепад должен составлять около 8 – 10 кПа (600 – 700 мм лежащего слоя). Зачастую, измерения давления в слое производится на уровне 100 – 200 мм от верха колпачков. Тогда измеряемый перепад должен быть ниже на 1,5 – 3 кПа.

Расчет теплообмена выполняется в соответствии с рекомендациями главы 3. Расчет кондуктивной составляющей теплообмена к экранам проводится по следующим зависимостям:

$$\alpha_{\text{конд}} = \frac{\lambda_g}{d_c} (1 - \varepsilon_{\text{ск}}) Nu_{Sh} \frac{\sqrt[3]{1 - \varepsilon_{\text{ск}}}}{0,807}, \quad (7.10)$$

где λ_g – теплопроводность газа, В/м·К,

$\varepsilon_{\text{ск}}$ – порозность у стен,

Nu_{Sh} – число Нуссельта, рассчитанное по модифицированной формуле Шлундера:

$$Nu_{\text{max}} = 4 \cdot \left(\left(1 + \frac{2 \cdot \sigma}{d_c} \right) \cdot \ln \left(1 + \frac{d_c}{2 \cdot \sigma} \right) - 1 \right) \quad (7.11)$$

Определение коэффициента, зависящего от длины пробега молекулы газа и коэффициента аккомодации выполняется по зависимости:

$$\sigma = 43,2 \frac{\mu_g}{P} \sqrt{t + 273} \left(1 + 1,439 \cdot 10^{-5} \frac{357}{t + 273} \right), \text{ м} \quad (7.12)$$

где P – давление в топочной камере, Па,

Определение коэффициента теплоотдачи излучением производится с учетом характерной для условий ЦКС приведенной степени черноты:

$$\alpha_n = \frac{0,796 \cdot \sigma_0 \cdot ((t + 273)^4 - (t_{cm} + 273)^4)}{(t - t_{cm})}, \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}, \quad (7.13)$$

где σ_0 – постоянная Стефана-Больцмана, $\sigma_0 = 5,7 \cdot 10^{-8}$ Вт/м²К⁴.

Коэффициента конвективного теплообмена определяется по традиционной зависимости:

$$\alpha_{конв} = 0,02 \cdot \frac{\lambda_2}{d_{mp}} \cdot Pr^{0,4} \cdot \left(\frac{U \cdot d_{mp}}{\nu_2} \right)^{0,8}, \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}, \quad (7.14)$$

где λ_2 – коэффициент теплопроводности, Вт/м·°С,

Pr – число Прандтля,

d_{mp} – диаметр труб экранов.

Для расчета расхода циркулирующего материала определяются подъемный поток частиц на выходе из топки по формуле:

$$G_n = \frac{U(\rho_{вых} - \rho_2)}{\psi} \cdot \frac{\rho}{\rho - \rho_2}, \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}, \quad (7.15)$$

где $\rho_{вых}$ – концентрация (плотность) в потоке на выходе из топки, кг/м³,

ψ – коэффициент скольжения, рассчитанный по формуле:

$$\psi = 1 + 0,057 Fr_d^{1,474} \cdot (1 - \varepsilon)^{-0,002} + 0,69 Fr_D^{0,051} \quad (7.16)$$

Определение потока золы покидающего топочную камеру (G_{yn}) производится с учетом улавливания частиц в верхней части топки:

$$G_{yn} = G_n \cdot \left(1 - \frac{\eta_c'}{100} \right), \text{ кг/м}^2 \cdot \text{с}, \quad (7.17)$$

где η_c' – КПД внутритопочного (потолок, первый ряды швеллерков) сепарирующего устройства. Для условия входа в циклон принимается равным 30 %.

На основе экспериментальных исследований, выполненных совместно с МЭИ на описанной ранее установке, были разработаны рекомендации по расчету и проектированию сопел подачи вторичного воздуха в топку с ЦКС, приведенные в главе 2. Необходимо обеспечить хорошее смешение вторичного воздуха с основным потоком. Это особенно важно для сжигания топлив с большим выходом летучих, для крупных энергетических котлов и с позиции обеспечения низких выбросов оксидов азота.

Для оценки качества смешения вторичного воздуха с остальным потоком необходимо оценить распространение струй. Предложено рассчитывать траекторию динамической оси струи воздуха в запылённом сносящем потоке для условий неравномерного распределения концентрации твёрдой фазы по сечению с использованием эффективного динамического параметра $q_{эф}$, с учетом поправки на запыленность потока по рис. 2.15. При этом расчётная зависимость для траектории оси струи имеет следующий вид:

$$y/d_{II} = 0,826(x/d_{II})^{0,23} q_{эф}^{0,53} \quad (7.18)$$

Анализ некоторых типичных схем ввода вторичного воздуха показывает, что помимо собственно хорошего смешения вторичного воздуха с основным потоком важным фактором в организации процесса является влияние смешения вторичного воздуха на процессы, протекающие в самом слое.

Не способствует созданию оптимальных условий для догорания топлива несимметричный по сторонам или по периметру топки ввод вторичного воздуха.

Представляется, что организация смешения должна удовлетворять следующим требованиям:

- ввод окислителя осуществляется по встречной схеме со стороны больших стен топки;
- распространение струй вторичного воздуха не должно оказывать влияние на процессы, протекающие непосредственно в плотной части слоя (турбулентный слой);

- компоновка сопел вторичного воздуха, величина параметра q должны выбираться с расчётом, чтобы соприкосновение внешних границ зоны смешения струй, обращённых к слою, происходило по касательной;
- для снижения образования оксидов азота целесообразен распределённый по высоте (ярусный) ввод вторичного воздуха.

7.4. Рекомендации по выбору конструктивных характеристик уловителей и системы возврата

Рекомендации по выбору основных конструктивных размеров уловителей (циклонов, швеллерковых сепараторов) и системы возврата базируются на экспериментальных данных и методах, приведенных в главах 4 и 5. Выбор размеров циклонов определяют скорость газов, приведенную к сечению цилиндрической части. Она должна находиться на уровне 5,5 м/с. Скорость во входном патрубке должна составлять 25 – 30 м/с, а в выхлопном патрубке – 18 – 25 м/с. При проектировании циклонов необходимо выполнить варианты расчеты по зависимостям главы 4 с тем, чтобы добиться требуемой эффективности улавливания или необходимого расхода циркулирующих частиц при умеренном сопротивлении, которое выбирается по условиям работы газового тракта. Для крупных блоков рекомендованы два варианта компоновок циклонов относительно топки: по два циклона с фронтальной и задней стенкой топкой близкой в плане к квадрату и три – четыре циклона с задней стенкой топкой вытянутой вдоль фронта.

Расчет эффективности улавливания частиц в циклонах рекомендуется проводить по зависимостям главы 4. Фракционный КПД улавливания определяется как:

$$\eta_{фр} = 1 - (k_0 - \sqrt{k_1^2 + k_2}) \cdot \exp(-f(d)), \quad (7.19)$$

$$k_0 = \frac{1 - \left(\frac{D_{mp}}{D_u}\right)^{1,4}}{2} + \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{D_{mp}}{D_u}\right)^{1,4} \cdot \frac{1}{f(d)}, \quad (7.20)$$

$$k_1 = \frac{1 - \left(\frac{D_{mp}}{D_u}\right)^{1,4}}{2} - \frac{1}{2} \cdot \left(\frac{D_{mp}}{D_u}\right)^{1,4} \cdot \frac{1}{f(d)}, \quad (7.21)$$

$$k_2 = \left(\frac{D_{mp}}{D_u}\right)^{1,4}, \quad (7.22)$$

Рабочая высота циклона принимается равной высоте циклона (H) за вычетом половины высоты входного патрубка ($b/2$), если она меньше высоты обратного вихря (l), рассчитанной по формуле:

$$l = 2,3 \cdot D_{mp} \cdot \left(\frac{D_u^2}{a \cdot b}\right)^{1/3}, \quad (7.23)$$

В противном случае считается, что высота равна l .

Функция от диаметра частиц $f(d)$ определяется по зависимости:

$$f(d) = 0,565 \cdot \left(\frac{h_{mp} - \frac{a}{2}}{l}\right)^{0,44} \cdot \left(\frac{t_2 + 273}{293}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{d_i}{d_p}\right)^{1,04} \quad (7.24)$$

Расчетный размер частиц равен:

$$d_p = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu_2 \cdot a \cdot b}{\pi \cdot H_u \cdot \rho_u \cdot U_{vx}}}, \quad (7.25)$$

Для расчета сопротивления циклонов рекомендуется использовать формулу:

$$\Delta P_u = \psi_c \cdot \xi_u \cdot \frac{U_u^2 \cdot \rho_2}{2}, \quad (7.26)$$

Коэффициент сопротивления ξ_u может быть определен по зависимости, предложенной Велдоном [142], которая хорошо согласуется с нашими опытными данными, полученными при аэродинамических продувках без материала:

$$\xi_{\psi} = 27,9 \cdot \frac{D_{\psi}^2}{a \cdot b} \cdot \left(\frac{D_{\psi}}{D_{mp}} \right)^2 \cdot \frac{D_{\psi}}{H - h_{mp}} \quad (7.27)$$

Коэффициент ψ_c рекомендуется рассчитывать по формуле, предложенной в диссертационной работе Долгова [145]:

$$\psi_c = \frac{1}{3,1 \cdot \mu_2^{0,7} + 1} + 0,67 \cdot \mu_2 \quad (7.28)$$

При проектировании систем с ударно-инерционными сепараторами следует ориентироваться на скорость в узком сечении между швеллерками на уровне 10 – 16 м/с. При этом высота швеллерков не должна быть более 7 м. Для оценки фракционного КПД швеллерковых сепараторов рекомендовано использовать данные рисунка 4.5 при оптимальном диапазоне скоростей в швеллерках 7 – 11 м/с.

Системы возврата проектируются с запасом не менее 2. Диаметр опускного стояка рекомендуется выбирать по скорости материала 0,1 м/с (расчет объемного расхода по насыпному весу, расход – как расход уловленных частиц). Расходы воздуха в стояк и затвор должны обеспечить уверенное опускное движение материала без образования крупных пузырей воздуха, движущихся вверх. Рекомендуемый диапазон скорости оживления в стояке - 3 – 5 скоростей минимального оживления. Для подъемного участка затвора скорость должна быть порядка 10 скоростей минимального оживления. Эти рекомендации дают возможность выбрать сечения всех элементов системы возврата.

Высота стояка должна быть достаточно большой – на уровне 10 диаметров. Такая высота необходима для надежного поддержания уровня в стояке, так как при больших расходах золы и колебаниях режима по расходу топлива, его качеству, давлению в системе может происходить быстрое изменение уровня слоя в стояке со скоростью более 1,0 м/мин. Автором разработаны предложения по контролю за работой системы возврата путем измерения перепадов давления по участкам стояка.

Сделанные выше рекомендации по проектированию и эксплуатации систем возврата были использованы в проектах отечественных котлов с ЦКС, а также при анализе эксплуатации и ее совершенствованию для блока № 4 с котлом ЦКС Старобешевской ТЭС (Украина).

В главах 5 и 6 обоснована разработанная методика расчета контура циркуляции частиц применительно к котлам с ЦКС и системам со связанными между собой реакторами с КС и ЦКС. Важными элементами этой методики являются новые зависимости для связи расхода ожижающего агента с показателями работы реакторов и системы в целом (расход материала, сопротивление топки и циклона, уровень слоя в стояке). Предложен новый метод расчета давлений во всех элементах контура циркуляции связанных между собой реакторов. Эти зависимости могут быть использованы при проектировании систем возврата и режимной наладке котлов с ЦКС.

7.5. Оценка значений вредных выбросов

Эмиссия NO_x зависит от вида топлива, температуры слоя, доли первичного воздуха, избытка воздуха на выходе из топки и мольного соотношения Ca/S . На рисунках 7.1 и 7.2 приведены опытные данные отечественных исследований при сжигании АШ, кузнецких углей и Подмосковского бурого угля. Работы, выполненные на установках ИПЭ АН Украины и КазНИИЭнергетики при участии и под руководством автора показали, что возможность ограничения выбросов NO_x в котлах с ЦКС при сжигании АШ на уровне не более 300 мг/м^3 , каменных углей со средним выходом летучих $\leq 200 \text{ мг/м}^3$, бурых углей $\leq 250 \text{ мг/м}^3$ (при избытке воздуха $\alpha_{yx} = 1,4$).

Наиболее важными факторами, определяющими концентрацию NO_x являются температура слоя (ее увеличение приводит к росту концентрации NO_x) доля первичного воздуха (уменьшение его доли по крайней мере до 50 % способствует снижению выбросов NO_x), избыток воздуха на выходе из топки (его рост увеличивает концентрацию NO_x).

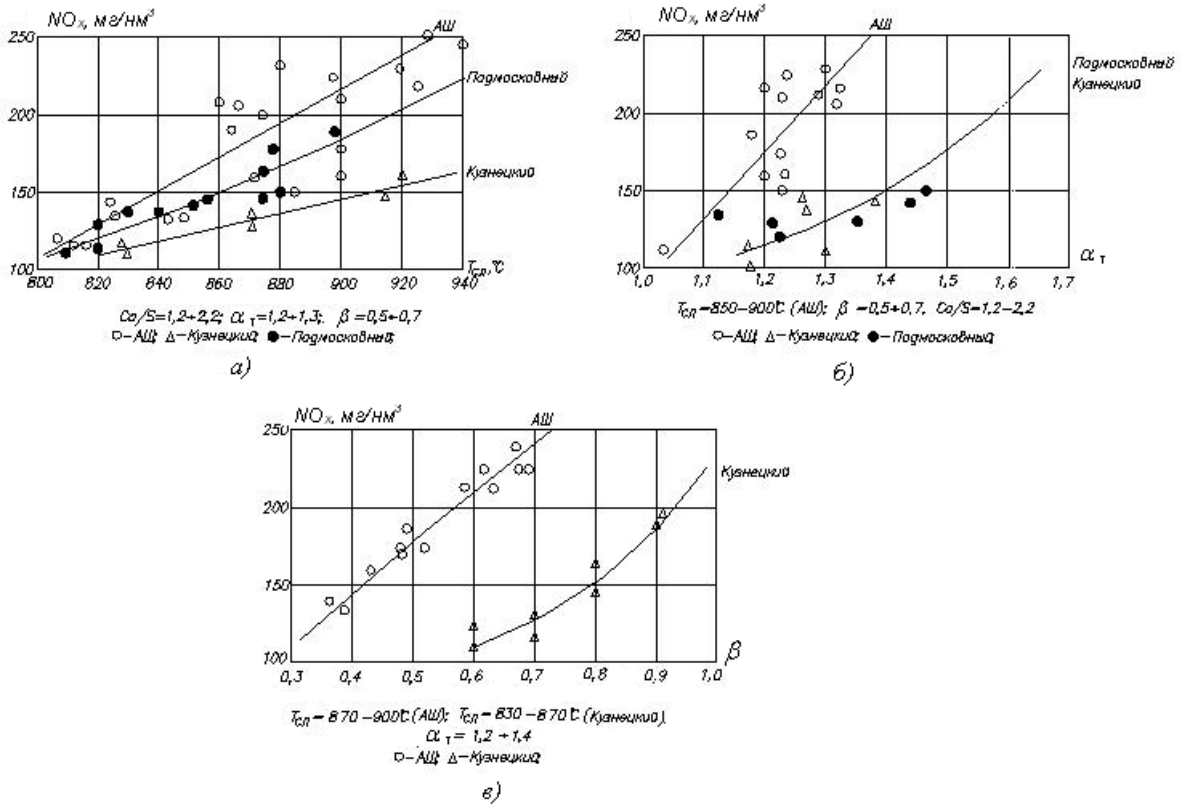


Рисунок 7.1 – Влияние температуры слоя (а), избытка воздуха (б), и доли первичного воздуха (в) на выбросы

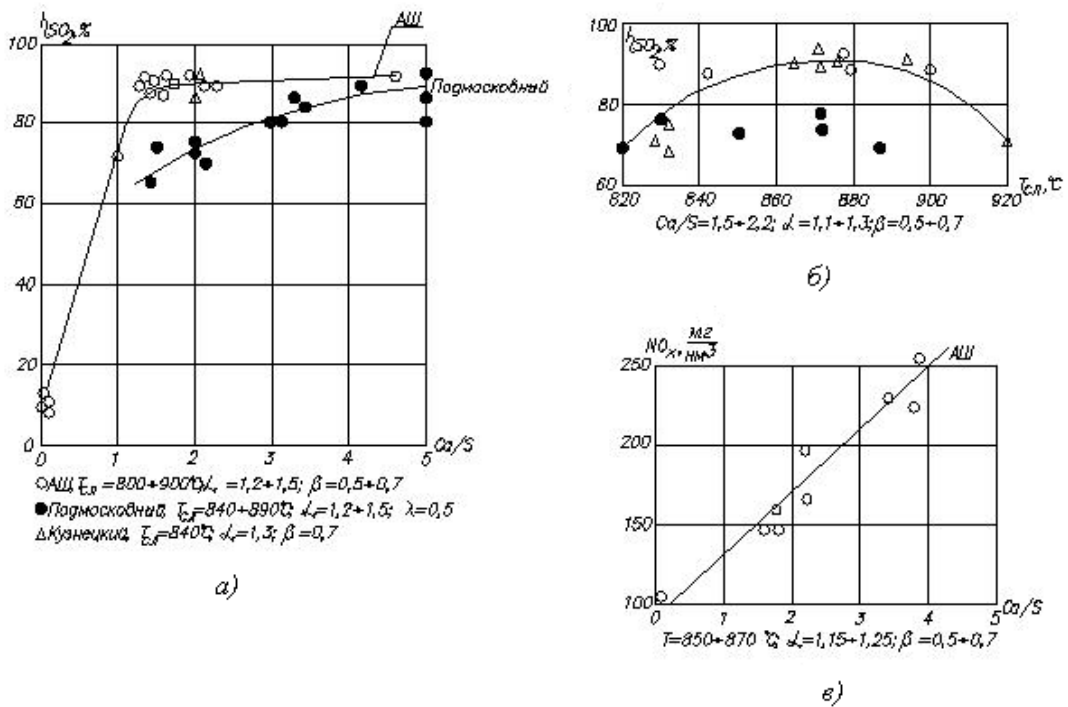


Рисунок 7.2 – Влияние мольного отношения Ca/S (а) и температуры слоя (б) на эффективность связывания SO₂ и влияние мольного отношения Ca/S на концентрацию NO_x (в)

Увеличение содержания азота в топливе должно приводить к росту NO_x , однако более сильное влияние оказывает выход летучих. Для топлив с большим выходом летучих концентрация NO_x возрастает. Оказалось также, что и для низкорекционных топлив наблюдается рост концентраций NO_x .

Увеличение доли вторичного воздуха и оптимизации условий его подвода, как показал опыт наладки промышленных котлов с кипящим слое (котел Архангельского ЦБК, топки мусоросжигательного завода в Руднево [219, 220]) позволяют заметно снизить выбросы оксидов азота. В энергетических котлах с ЦКС необходимо стремиться к наилучшему перемешиванию вторичного воздуха с основным потоком и снижению доли выгорания в верхней части топки с целью максимального подавления выбросов оксидов азота.

Одним из основных достоинств сжигания в кипящем слое является возможность эффективного улавливания диоксида серы SO_2 путем подачи в слой известняка. Условия в топке с кипящим слоем (температура и время пребывания частиц известняка в реакционной зоне) оказываются весьма благоприятными для абсорбции диоксида серы известняком и собственными щелочными компонентами золы.

Поэтому при сжигании в кипящем слое сера улавливается гораздо эффективнее, чем при впрыскивании извести в топку с пылеугольным сжиганием. Наиболее важными факторами, определяющими эффективность улавливания серы, являются:

- температура в слое и надслоевом пространстве. Оптимальная температура слоя составляет $840 - 880$ °С, причем связывание серы уменьшается как при повышении, так и при понижении температуры;
- качество известняков и распределение частиц по размерам;
- содержание серы в топливе. Обычно, чем больше содержится серы, тем эффективнее она связывается;
- условия подачи воздуха в топку. Чем больше доля первичного воздуха, тем выше связывание серы. Указанное обстоятельство свидетельствует о

тесной взаимосвязи выбросов SO_2 и NO_x из котлов с топками с кипящим слоем;

- рециркуляция золы и известняка. Увеличение степени рециркуляции по крайней мере до 30 % повышает эффективность связывания серы.

На рисунке 7.2 приведены некоторые результаты исследований, выполненных при участии автора работы [7, 10, 13, 221, 222] на небольших пилотных установках. Недостаточное время пребывания частиц в этих установках не позволяло обеспечить высокий уровень связывания серы. Обращает на себя внимание увеличение выбросов оксидов азота при излишней подаче известняка, служащего катализатором процесса образования «топливного» NO_x .

Выбросы оксида серы определяются по следующей формуле:

$$C_{\text{SO}_2} = \frac{2 \cdot S^p \cdot 10^4 \cdot (1 - \eta_s)}{V_2^{yx} \cdot (1 - \alpha_{yx})}, \text{ мг/м}^3. \quad (7.29)$$

где η_s – КПД улавливания серы.

V_2^{yx} – объем уходящих газов, $\text{м}^3/\text{кг}$,

α_{yx} – избыток воздуха в уходящих газах,

S^p – содержание серы в топливе, %.

При мольном соотношении Ca/S 1,8 – 2,5 η_s составляет 90 – 95 %. При использовании обычного промышленного известняка и отношении Ca/S на уровне 2 обеспечивается эффективность связывания серы на уровне 90 % и более. Обращает на себя внимание то обстоятельство, что ряд факторов (доля первичного воздуха, подача известняка) в разные стороны изменяет выбросы NO_x и SO_2 . Например, добавка известняка приводит к росту генерации NO_x (рисунок 7.2, стр. 206), так как известняк является катализатором процесса образования топливных NO_x .

Глава 8. Проблемы сжигания биомассы в кипящем слое. Агломерация слоя

Использование отходов производства, прежде всего различных видов биомассы, с выработкой тепла и электроэнергии является важной задачей энергосбережения. При этом замещается ископаемое топливо, в большинстве случаев удается снизить вредные выбросы в атмосферу. Выбросы CO_2 при сжигании биомассы не учитываются в соответствии с Киотским протоколом. При росте биомассы под воздействием фотосинтеза из атмосферы поглощается столько же углекислого газа, сколько позднее выбрасывается обратно при сжигании. Следует отметить, что отходы рубок, сучья, ветки, поваленные деревья, солома отходы на свалках выделяют огромное количество парниковых газов. Поэтому утилизация отходов и биомассы с производством тепла и энергии является одной из главных мер борьбы с выбросами парниковых газов.

В последнее время в Западной Европе, особенно в Скандинавских странах все более активно используются различные виды биомассы для получения тепла и энергии. Для стимулирования применения возобновляемых источников энергии, прежде всего – биомассы, Государства – члены ЕЭС приняли ряд директив по налогообложению использования ископаемых топлив и биомассы (энергия из биомассы не облагается налогом). Все больше объектов теплоснабжения используют древесное топливо. Очень популярным является использование топливных гранул – пеллет. Они имеют высокую теплоту сгорания (около 15 – 18 Мдж/кг), низкую зольность (менее 1 %) и удобны при перевозке. Стоимость таких пеллет находится на уровне 150 дол. США/т. Для условий России при относительно низких ценах на энергоресурсы (особенно на природный газ) использование специального древесного топлива для производства тепла и энергии пока не находит широкого применения. Построенные в последнее время фабрики по производству пеллет из древесины работают в основном на импортном оборудовании, имеют высокую себестоимость производства и производят пеллеты на экспорт.

Автор выполнил технологический и технико-экономический анализ использования биомассы для различных объектов на основе обобщения данных по теплотехническим свойствам различных видов биомассы [219, 223 - 227]. Рассмотрены условия предприятий деревообработки (в основном сухие отходы в небольших количествах), крупных леспромхозов ((отходы рубки, кроны, щепа и так далее), целлюлозно-бумажных комбинатов (влажная кора и щепа), маслоэкстракционных заводов (шелуха подсолнечника) и другие.

Для крупных леспромхозов и предприятий с большим количеством собственных органосодержащих отходов при эквивалентной тепловой мощности 20 МВт и более может быть выгодным применение паросилового цикла с турбинами 3 – 6 МВт. Результаты сравнительного анализа вариантов эффективности сооружения Мини-ТЭЦ [225] показали, что наиболее эффективны мини-ТЭЦ малой (0,6 МВт) и большой (6 МВт) мощности. Условиям наибольшей привлекательности отвечает относительно большая доля тепловой выработки и низкая цена (собственные отходы) топлива. Оптимальным вариантом энергоиспользования древесных отходов деревообрабатывающих комбинатов является их сжигание в водогрейных котлах мощностью до 2 МВт с использованием тепла для обогрева помещений и для технологических нужд предприятия. Расчетные исследования показали, что:

- инвестиции по сооружению установок малой мощности для сжигания древесных отходов с получением горячей воды являются эффективными, имеют короткий срок окупаемости и повышают рентабельность основного производства;
- сооружение мини-ТЭЦ является выгодным только при использовании собственных отходов;
- широкое внедрение мини- ТЭЦ на древесном топливе в настоящее время в России не целесообразно из-за низкой стоимости электроэнергии и высокой цены древесного топлива. Дальнейшие перспективы могут быть благоприятными при условии получения прибыли путём продажи квот на выбросы парниковых газов.

Важными проблемами при сжигании биотоплив являются проблемы загрязнений поверхностей нагрева и их коррозии, а также вопросы работы слоя. Эти проблемы обусловлены свойствами золы биотоплив [228], содержащей значительное количество щелочных металлов оксидов, хлора и фосфора. При участии автора были изучены условия образования отложений, их свойств и влияния на работу пароперегревателей котлов на биотопливе и котлов-утилизаторов заводов по термической переработке твердых коммунальных отходов (ТКО). Помимо загрязнений этих поверхностей нагрева имеется возможность интенсивной коррозии. В частности, работа по исследованию свойств отложений проводилась на котлах-утилизаторах МСЗ № 4 в Руднево [229, 230].

Сжигание биотоплив в кипящем слое является универсальной технологией для многочисленных видов этих топлив в особенности на крупных установках. Эта технология является наиболее эффективной для переработки высоковлажных отходов различной крупности и сложных по составу топлив (например, илы и стоки), способных генерировать диоксины и фураны. Для крупных энергетических установок более целесообразно применение технологии ЦКС.

Ключевыми для надежной и эффективной работы таких котлов являются процессы в слое и надслоевом пространстве. В качестве материала слоя в котлах с кипящим слоем, как правило, используется песок определенной фракции. Некоторые компоненты золы древесных отходов приводят к укрупнению частиц слоя, наблюдавшемуся, например, на ТЭС-3 Архангельского ЦБК, где был внедрен котел с кипящим слоем отечественного производства (ЗАО СП «Энергософин») для сжигания коро-древесных отходов различного качества. Опыт наладки и освоения котла выявил ряд недостатков и особенностей режимов слоевого сжигания биотоплив, наиболее важной из которых является агломерация материала слоя ([219, 231 - 234]).

Выполненные автором исследования физико-химических свойств топлива и золы выявили природу и негативные последствия процессов агломерации частиц слоя и позволили рекомендовать мероприятия по минимизации агломерации слоя

и интенсификации смешения топлива и продуктов горения и газификации с вторичным воздухом. С помощью предложенных мероприятий удалось обеспечить длительную и надежную эксплуатацию котла с высокой эффективностью.

Загруженный песок имел средний по поверхности размер частиц около 0,7 мм. Донная зола после недели работы имела средний размер частиц близкий к исходному песку, однако появились как крупные фракции (более 1,6 мм - 1,24 %), так и мелкие фракции (<0,5 мм), содержание которых возросло с 8 до 11 %. Это свидетельствует об одновременно идущих процессах истирания и агломерации частиц. Насыпной вес этой золы (1437 кг/м^3) близок к весу исходного песка (1575 кг/м^3). Зола, выгруженная перед ремонтом, в основном состояла из агломерированных частиц со средним размером 1,3 мм, причем доля крупных фракций более 1,6 мм составляет уже 45 %, доля мелких (менее 0,5 мм) – всего 2 %. Насыпной вес этой золы равен 950 кг/м^3 . Таким образом, в процессе длительной эксплуатации агломерация становится более существенной, чем истирание.

Был выполнен комплекс физико-химических анализов исходного топлива, его золы и материала слоя. Полуколичественный элементный анализ донной золы и песка был выполнен с помощью рентгенофлуорисцентного метода на VRA-30 и показал заметный рост соединений кальция, калия и магния в донной золе в процессе работы. Определение плавкостных характеристик было выполнено на нагревательном микроскопе в полувосстановительной среде и обнаружило снижение температуры начала размягчения агломератов по сравнению с исходным песком. Рентгенофазовый анализ материала слоя, проведенный на дифрактометре ДРОН-2,0 (рисунок 8.1), показал, что агломераты донной золы являются аморфным стекловидным веществом, в котором в небольшом количестве присутствует кристаллическая структура, состоящая из кварца и силиката кальция, который образуется при температуре порядка $1000 \text{ }^\circ\text{C}$.

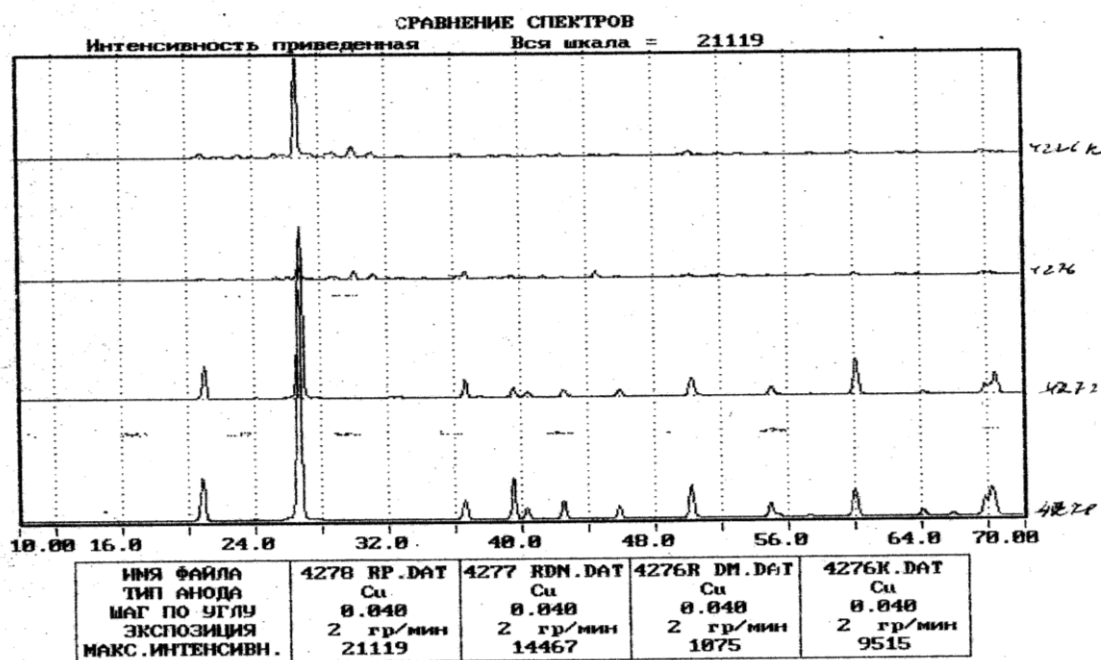


Рисунок 8.1 – Сравнение спектров рентгенограмм проб

Структура песка также исследовалась под микроскопом с 16-кратным увеличением. Дополнительное увеличение получено с помощью цифровой фотокамеры. В пробе материала слоя после недели работы имеются мелкие песчинки (менее 0,2 мм) и до 20 % агломерированных частиц серого и черного цвета (рисунок 8.2).



Рисунок 8.2 – Донная зола после недели работы котла

Частицы донной золы после 1,5 месяцев работы имеют скругленную форму, цвет частиц – темно-серый с белыми вкраплениями (рисунок 8.3). При раздавливании такой частицы можно видеть, что их внутренняя структура неоднородна.



Рисунок 8.3 – Донная зола через 1,5 месяца с начала работы котла

В [231 – 233] впервые в России сделан анализ собственных данных и обобщение ряда зарубежных исследований для составления рекомендаций по предотвращению агломерации слоя.

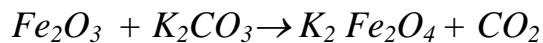
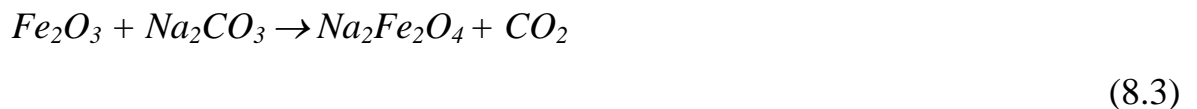
Известно, что на скорость образования агломератов влияет содержание калия и натрия в золе, температурный режим слоя и скорость ожижения. Не исключено также образование эвтектик с температурой плавления в тройной системе $SiO_2-CaO-FeO$. В [235] отмечается, что при температуре менее $750\text{ }^{\circ}C$ процессы агломерации резко снижаются. Увеличение скорости ожижения также снижает интенсивность агломерации. При этом песок – как материал слоя, является наихудшим материалом в отношении агломерации частиц слоя.

Взаимодействие компонентов золы с кварцевым песком приводит к образованию легкоплавких эвтектик. Наиболее вероятными являются следующие реакции:





При этом температуры плавления продуктов реакций (8.1) и (8.2) соответственно составляют 874 и 764 °С, что существенно ниже, чем у индивидуальных компонентов. Еще ниже температуры плавления наиболее легкоплавких эвтектик. В системе $Na_2O \cdot 2SiO_2 - SiO_2$ $t_{пл}$ равна 790 °С ($Na_2O - 26 \%$; $SiO_2 - 74 \%$), в системе $K_2O \cdot 2SiO_2 - K_2O \cdot 4SiO_2$ $t_{пл}$ равна 760 °С ($K_2O - 33 \%$; $SiO_2 - 67 \%$). Соединения железа, содержащиеся в золе, также активно реагируют с щелочными соединениями:



Однако температура размягчения образующихся по реакциям (8.3) материалов составляет уже 1135 °С. При наличии большого количества Fe_2O_3 в золе углей щелочные компоненты могут реагировать прежде всего с Fe_2O_3 , не образуя легкоплавких соединений. Зола углей имеет существенно большее мольное отношение соединений железа к щелочным элементам по сравнению с золой биомасс. Перспективным является использование дробленого шлака пылеугольных котлов. Например, в золе интинского угля содержится около 13 % Fe_2O_3 , а в золе подмосковного угля до 21,5 %. Такой уголь целесообразно использовать для совместного сжигания с биомассой.

Для снижения негативного влияния агломерации слоя при сжигании биотоплив часть слоя регулярно заменяют свежим инертным материалом. По литературным данным отмечены случаи с добавкой песка 7 – 20 т в день. При этом используется схема регенерации донной золы, которая заключается в ее отсеивании, удалении крупной фракции и возврате мелкой фракции в топку. С практической точки зрения важным является оценка требуемого расхода удаляемой золы и добавки свежего материала.

Для такой оценки можно записать уравнения материального баланса и баланса соединений натрия и калия.

$$G_{dc} + G_{yn} = G_z + G_{dn}, \quad (8.4)$$

$$G_{dc} \cdot S_c + G_{yn} \cdot S_{yn} = G_z \cdot S_z + G_{dn} \cdot S_{dn} \quad (8.5)$$

где G_{dc} , G_{yn} , G_z , G_{dn} - расходы дренажа слоя, уноса, поступающей золы, добавленного песка, соответственно, кг/ч,

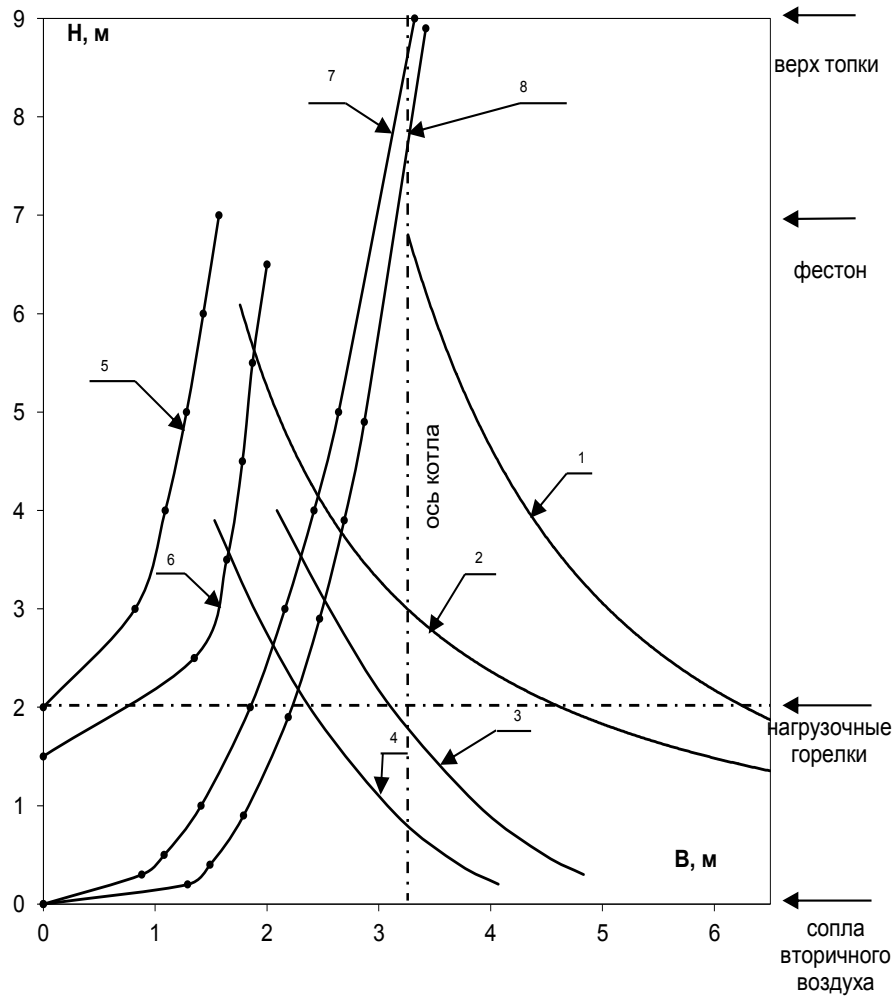
S_c , S_y , S_z , S_{dn} - концентрации $Na + K$ в слое, уносе, поступающей золе и добавленном песке, %.

Если предположить, что в добавленном песке не содержится соединений Na и K , а доля уноса, как это принято в расчете котла составляет 0,95 (причем песок слоя не выносятся), тогда отношение расхода добавленного материала к расходу золы составляет:

$$\frac{G_{dn}}{G_z} \approx 0,05 \frac{S_z - S_{yn}}{S_c} \quad (8.6)$$

Исходя из критической концентрации $Na + K$ в слое равной 1 %, (по данным [236, 237]) относительный расход добавленного песка для котла КС ТЭС 3 составит 0,31 от расхода поступающей золы, т.е. около 2,6 т в сутки, а расход дренажа примерно 3,0 т в сутки.

В [231] показано, что процессы агломерации слоя, гидродинамики слоя влияют на КПД котла и вредные выбросы. Для котлов с кипящим слоем имеется необходимость поддержания достаточного расхода вторичного воздуха, что хорошо подтвердилась опытом эксплуатации котла. При его расходе на уровне 0,5 от общего существенно интенсифицируется горение и теплосъем в топке. Снижение доли вторичного воздуха, вызванное необходимостью роста расхода первичного воздуха при агломерации слоя, приводит к затягиванию горения, что иллюстрируется данными рисунка 8.4. На нем нанесены траектории струй воздуха, определенные по методике МЭИ-ВТИ (глава 2) по опытными данным аэродинамического стенда [190].



1,3-ось струй , доля втор. В.-ха - 0.5
 2,4 -передняя граница струй , доля втор. в.-ха - 0.5
 5,7 - ось струй, доля втор. В.-ха - 0.2-0,3
 6,8 -передняя граница струй,доля втор. В.-ха 0,2-0.3

Рисунок 8.4 – Траектории струй вторичного воздуха котла KM75
 Архангельской ТЭЦ 3

В диссертации обосновано использование технологии совместного сжигания ископаемых топлив и биомассы в котлах с кипящим и циркулирующим кипящем слое [226, 238 - 240]. При этом высокая зольность и сернистость углей компенсируется малым содержанием золы и серы в биомассе. Соединения кальция в биомассе способствуют связыванию серы. Низкое содержание азота в биомассе при совместном сжигании приводит к снижению выбросов оксидов азота по сравнению со сжиганием углей. При наличии большого количества Fe_2O_3

в золе углей щелочные компоненты могут реагировать прежде всего с Fe_2O_3 , не образуя легкоплавких соединений, вызывающих агломерацию слоя.

Для выбора эффективного варианта технического перевооружения ТЭЦ и реконструкции оборудования был выполнен анализ эксплуатационных и экономических показателей ТЭЦ, оценены резервы их улучшения и перспективы использования технологий снижения вредных выбросов. Также был выполнен выбор основных технических решений по повышению энергоэффективности эксплуатирующегося теплотехнического оборудования ТЭЦ, в том числе оценка топливной базы и параметров пара и расчетный анализ показателей котельных установок при сжигании различных топлив. Далее аспирантом И. А. Долгушиным были усовершенствованы программы расчетов и выполнен расчетный анализ. Некоторые результаты анализа применения технологии совместного сжигания приведены ниже. Расчетный анализ эффективности котлов с ЦКС для совместного сжигания угля и биомассы на ТЭЦ проводился с помощью программы «CFB Designer» (ОАО «ВТИ»).

В расчетах варьировался состав топливной смеси – от 100 % угля до 100 % биомассы. Теплотехнические показатели биомассы приняты, как показатели дров с влажностью 40 %. При добавке к углю дополнительного топлива производился пересчет теплотворной способности, элементарного состава топливной смеси и количества CaO и MgO в слое. Пересчет проводился пропорционально доле каждого вида топлива в смеси.

На рисунке 8.5 показаны расчетные значения КПД котла для трех видов углей в зависимости от состава топливной смеси.

КПД котла в большей степени определяется видом топлива, а именно влажностью и зольностью топлива. Добавка биомассы всегда приводит к снижению КПД котла, причем для бурых углей это снижение мало. Чем больше зольность и влажность угля, тем КПД котла ниже. Наибольшее значение КПД наблюдается при сжигании с дровами кузнецкого угля. Даже при доле биомассы в смеси 70 - 80 % КПД находится на уровне 91,2 - 91,4 %.

Дополнительные расчеты, проведенные для условий сжигания биомассы и челябинского угля, показали, что при увеличении доли биомассы с 10 до 50 % температура уходящих газов растет на 6 °С.

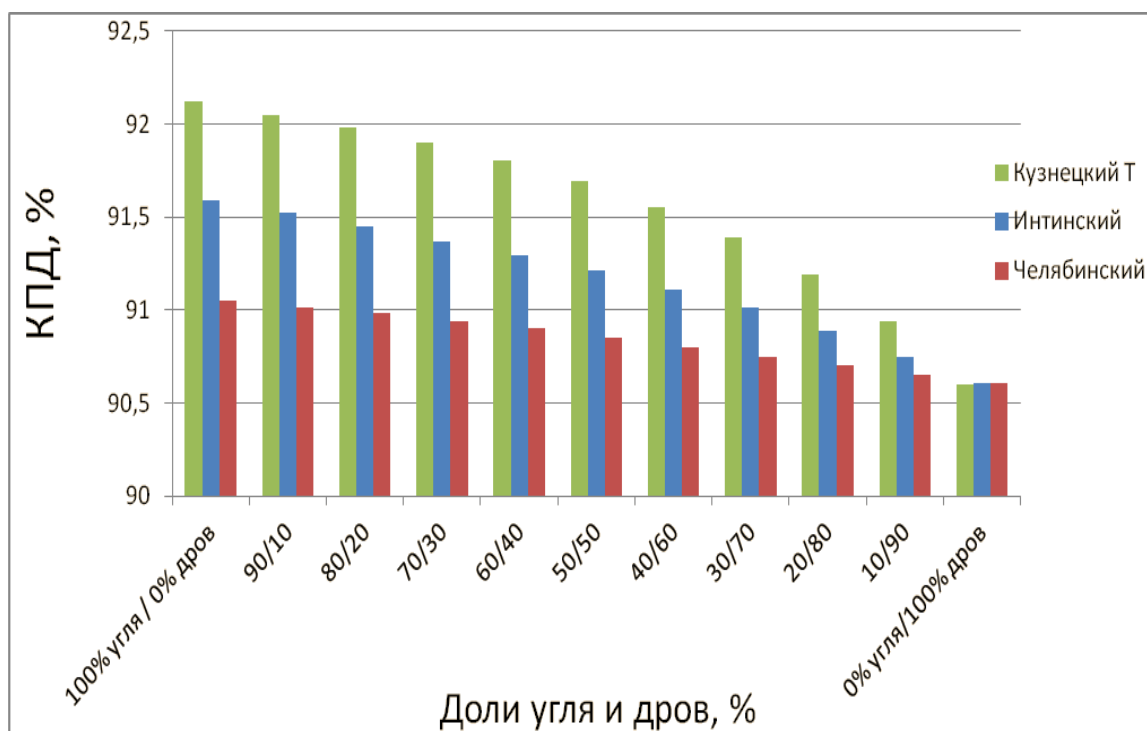


Рисунок 8.5 – Изменение КПД котла в зависимости от состава топливной смеси

При снижении доли биомассы, происходит уменьшение объема продуктов сгорания, т.к. сжигается меньше высоковлажного топлива, при постоянном сечении конвективного газохода это приведет к снижению скорости потока газов. Тепловая нагрузка поверхности и коэффициент теплопередачи также снизятся, тогда температура уходящих газов должна возрасти, но так как снизился объемный расход продуктов сгорания, они будут охлаждаться сильнее.

Зарубежный опыт показывает что, строить энергоблок мощностью более 100 МВт на расстоянии от источника биотоплива более 150 км не целесообразно. Если, к примеру, вблизи ТЭЦ располагается предприятие и отходы его технологического процесса годны для сжигания в ЦКС (целлюлозно-бумажные комбинаты, крупные пилорамы и мебельные фабрики), то стоимость этих отходов должна быть значительно ниже стоимости привозного угля. При этом небольшое снижение КПД котла при добавке высоковлажных древесных отходов, будет с

лихвой компенсироваться тем, что сократятся общие затраты ТЭЦ на топливо. Для предварительных оценок было рассмотрено два варианта. В первом варианте источник биомассы находится на расстоянии от ТЭЦ 150 км, во втором в непосредственной близости от ТЭЦ. В обоих вариантах биомасса транспортировалась самосвалами. В расчетах стоимость биомассы принималась равной 500 руб./т. В первом варианте оценка стоимости как условного топлива дала значение порядка 3000 руб./т у.т. на складе ТЭЦ, а во втором – 1500 руб./т у.т. Для сравнения, стоимость привозного интинского угля с учетом затрат на железнодорожную перевозку составит 1400 руб./т (в ценах на 2010 год по данным Агентства прогнозирования балансов), в переводе на условное топливо это составит примерно 2500 руб./т у.т. Таким образом, использование близко расположенных источников биомассы дает существенный эффект в затратах на топливо. С другой стороны, если в топливном балансе ТЭЦ доля биомассы будет составлять большой процент (50 % и более), а доставка осуществляться автотранспортом будут иметь место значительные затраты. В этом случае эффект от совместного сжигания будет проявляться в большей части за счет снижения вредных выбросов и платы за них.

Снижение выбросов оксидов серы происходит благодаря меньшему содержанию серы в биомассе (S^p), чем в угле, так же зола различных биомасс может содержать CaO и MgO , которые также участвуют в процессе связывания SO_2 . Все эти факторы приводят к тому, что при совместном сжигании общее потребление известняка снижается. Снижение выбросов оксидов серы при совместном сжигании рассчитывалось на примере сжигания дров с интинским, челябинским и кузнецким (Т) углями. Ввиду большего разброса значений массовых выбросов SO_2 для различных углей, для того что бы более наглядно показать влияния доли дров, на рисунке 8.6 показано изменение $M_{SO_2}^{omn}$, отнесенное к M_{SO_2} , образовавшимся при сжигании 100 % угля.

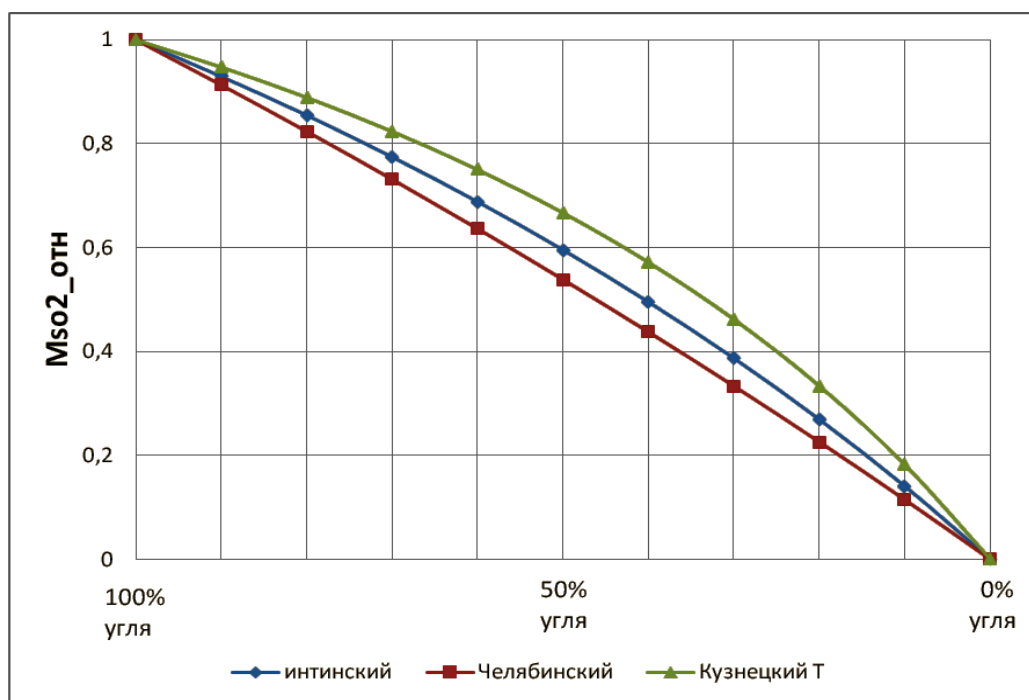


Рисунок 8.6 – Влияние доли угля при совместном сжигании с биомассой на относительное снижение выбросов SO_2 .

На рисунке 8.7 показано влияние мольного соотношения Ca/S на выбросы оксидов серы при сжигании челябинского угля и биомассы. Так как серы в биомассе очень мало, то увеличение ее доли в топливной смеси приводит к снижению массовых выбросов оксидов серы.

Меньшее содержание серы в топливной смеси подразумевает, что для удовлетворения норм на выбросы оксидов серы потребуется меньшее количество известняка. Так при сжигании 100 % Челябинского угля при $\text{Ca/S} = 2$, $M_{\text{SO}_2} = 200 \text{ мг/нм}^3$, а при сжигании 30 - 20 % угля и 70 - 80 % дров уровень выбросов можно ожидать таким же, однако мольное соотношение Ca/S потребуется уже 1,3.

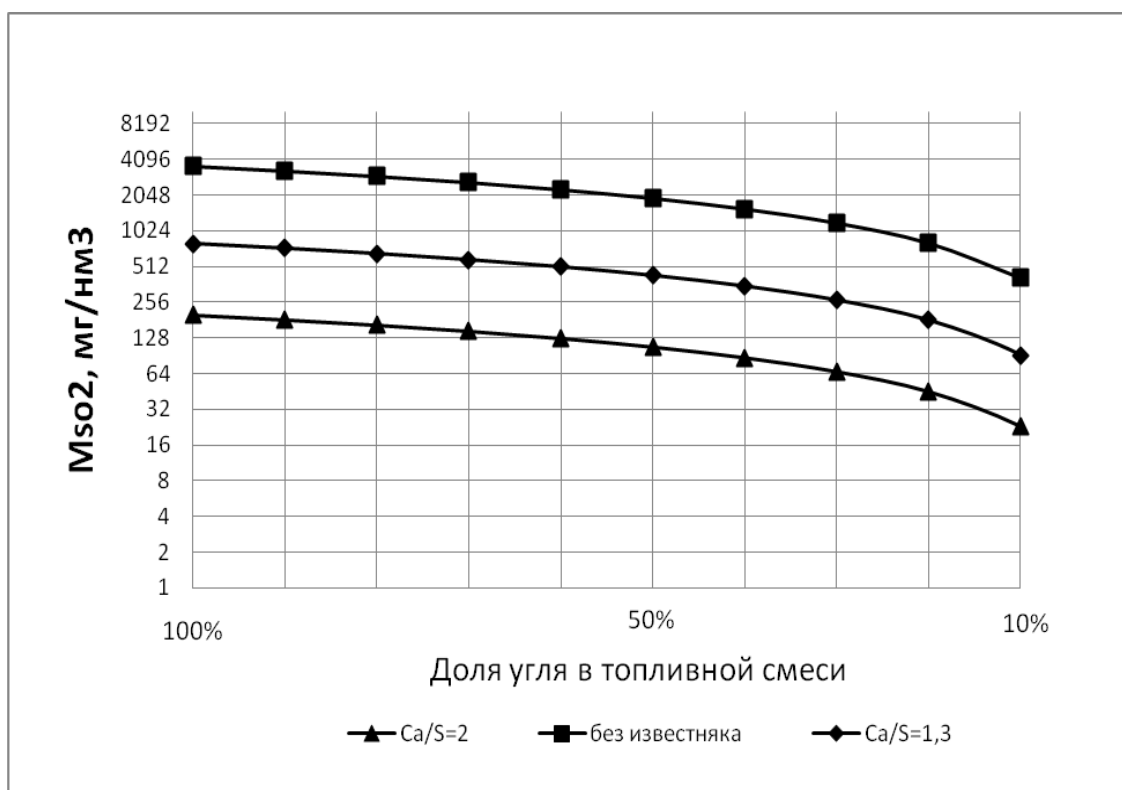


Рисунок 8.7 – Влияние мольного соотношения Ca/S на выбросы SO₂ при сжигании челябинского угля и биомассы

Важным является снижение учитываемых выбросов CO₂. Замещение небольшой доли угля биомассой, позволяет снизить валовые выбросы CO₂ и улучшить экологические показатели работы ТЭЦ. Замещенный уголь может быть использован как резервное топливо, для сжигания в случае отсутствия биомассы. Расчетные оценки снижения выбросов CO₂ от теплофикационного энергоблока мощность 110 МВт при доле угля 50 % эмиссия учитываемых выбросов снижается примерно на 530 - 540 тысяч тонн CO₂ в год. То есть уровень выбросов CO₂ снижается в 2 раза.

Наибольшие перспективы для совместного сжигания углей и биомассы в условиях России относятся к Северо-Западному региону, Южному Уралу и Сибири при условии низкой стоимости биомассы (отходы или топливо из биомассы по цене основного топлива). Первоочередными объектами совместного сжигания могут являться ТЭЦ на высокосернистых углях, расположенные вблизи мест переработки древесины. Реконструкция ТЭС при пылеугольном сжигании с

раздельным вводом топлива и добавкой биомассы до 20 % по теплу даст снижение выбросов окислов серы и учитываемых выбросов парниковых газов по крайней мере на 30 %. Реконструкция ТЭС с использованием технологии КС и ЦКС обеспечит снижение выбросов окислов серы и учитываемых выбросов парниковых газов более чем на 5 %.

Глава 9. Использование технологии ЦКС в системах улавливания углекислого газа и полигенерирующих системах

В последние несколько лет в развитых странах, а также рядом международных организаций и крупнейших корпораций развернуты программы исследований возможностей снижения эмиссии CO_2 путем улавливания диоксида углерода, образующегося при использовании органических топлив и его последующего захоронения (или утилизации).

В ОАО «ВТИ» под руководством автора работы начаты первые в России исследования в этой области [17, 213, 241 - 247], касающиеся сжигания и газификации топлив в химическом цикле с последующим захоронением CO_2 .

Автором разработана расчетная модель такой системы сжигания, сооружена стендовая установка, разработаны требования к оксидам металлов – носителям кислорода, по которым в НИФХИ им. Л. Я. Карпова изготовлены две опытные партии композитных оксидов на базе оксидов алюминия, железа и никеля. В качестве активного компонента композита был выбран оксид никеля, который является более активным, по сравнению с оксидом железа, хотя и относительно более дорогим. Была изготовлена также партия композита из оксида никеля и оксида железа. В качестве носителя активного компонента использован оксид алюминия, который является достаточно доступным веществом, промышленный выпуск которого налажен. Была изготовлена так же партия композита, в которой в качестве активного компонента использовали оксид железа, а в качестве носителя применяли тот же микросферический оксид алюминия ИКТ-02-6М. Композит, содержащий 15 % масс Fe_2O_3 , готовили методом пропитки носителя водным раствором соли $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$ с последующей термообработкой. Отработаны температурный режим и длительность термообработки, максимальная температура прокали и т.д. На основании проведенных исследований предложена также и методика приготовления композита $\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{Al}_2\text{O}_3$.

Материалы Al_2O_3 и $NiO + Al_2O_3$ имеют ярко выраженную округлую или продолговатую форму в отличие от материала $Fe_2O_3 + Al_2O_3$, который значительно мельче, причем частица этого материала склонны к разрушению. Материал Al_2O_3 и $NiO + Al_2O_3$ не очень пористый в отличии от материала $Fe_2O_3 + Al_2O_3$, который имеет развитую пористую структуру. Средний размер материала Al_2O_3 составляет 40 мкм, $NiO + Al_2O_3$ – 45 и 115 мкм, $Fe_2O_3 + Al_2O_3$ – 55 мкм. По результатам исследований удельная поверхность без учета внутренних пор материала Al_2O_3 составила 0,2463 м²/г, а материала $NiO + Al_2O_3$ – 0,2165 м²/г.

Под руководством автора сотрудником ВТИ Литуном Д. С. разработан общий алгоритм расчета установок с химическими циклами. Расчёт ведётся методом последовательных приближений и включает в себя основной итерационный цикл определения разности степеней конверсии окислительного и восстановительного реакторов, с последующим расчётом поверхности охлаждения окислительного реактора на основе уравнения теплового баланса и теплопередачи, а также встроенные итерационные циклы расчёта степени конверсии оксида-носителя окислительного реактора, а также температуры, степени конверсии и состава газа на выходе из восстановительного реактора. Общий алгоритм расчёта в виде блок-схемы представлен на рисунке 9.1 и, помимо перечисленных циклов, состоит из следующих основных блоков (модулей):

- исходные данные;
- геометрические характеристики реакторов;
- расчёт критериев установки;
- расчёт гидродинамических параметров окислительного реактора;
- расчёт времени пребывания частиц в окислительном реакторе, скорости полуконверсии, времени и степени конверсии частиц в окислительном реакторе;
- расчёт степени конверсии и состава газа на выходе из восстановительного реактора;

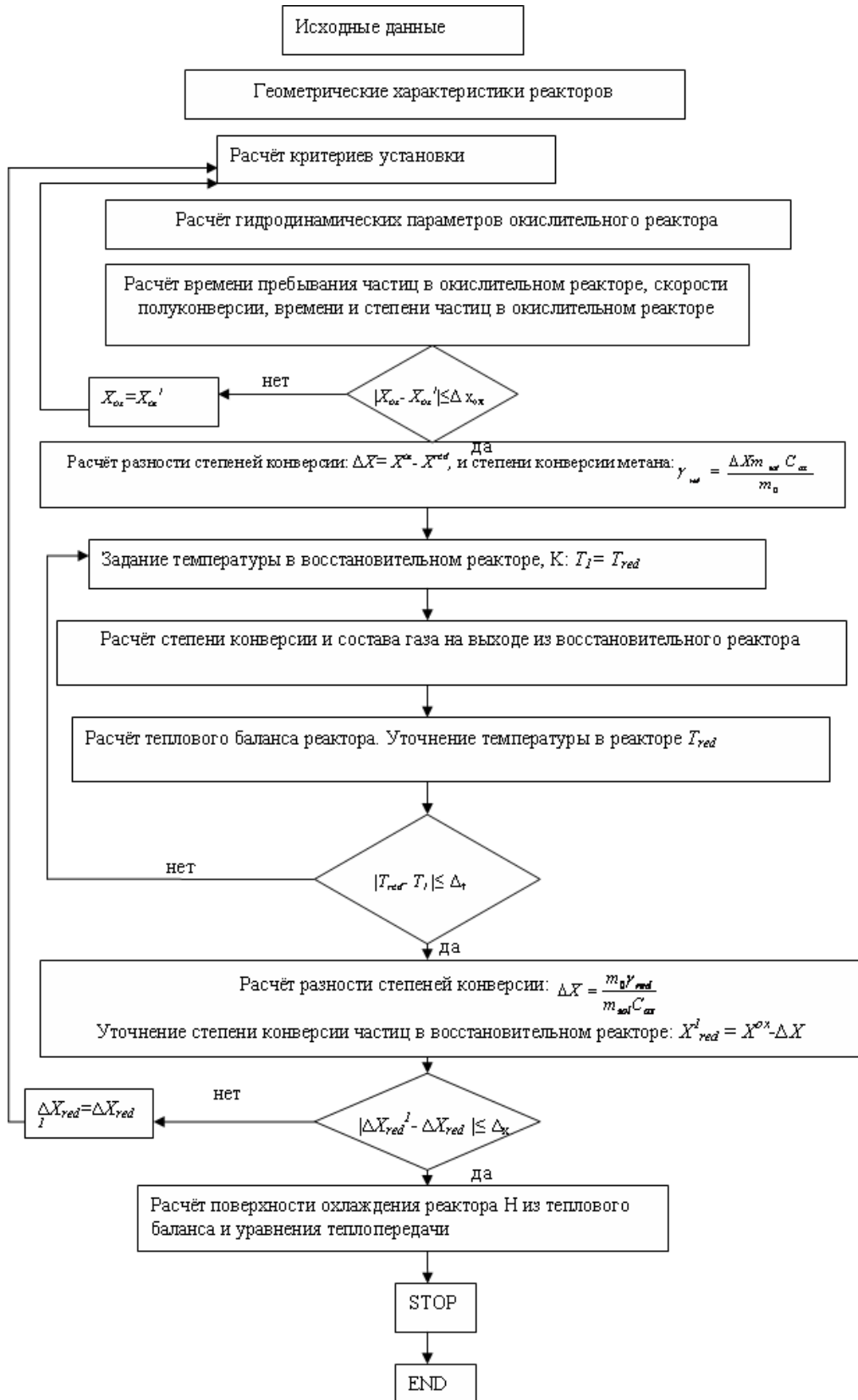


Рисунок 9.1 – Общий алгоритм расчёта установки с химическими циклами

Были выполнены тепловые расчеты и определены все размеры поверхностей нагрева при условии выработки пара для собственных нужд применительно к параметрам ТЭЦ ВТИ. По результатам расчетов поверхностей нагрева и других элементов установки, включая газоходы и трубопроводы, была выполнена оценка массы металла и футеровки, которая использовалась при расчете капитальных затрат.

Автор предложил схему промышленной установки для сжигания природного газа (продуктов газификации) в химических циклах под давлением. Был выполнен сопоставительный анализ тепловой эффективности ПГУ с газовой турбиной мощностью около 6 МВт, у которой камера сгорания по сути дела замещена установкой с сжиганием газа в химическом циклом. В качестве прототипа газовой турбины взяты турбины ГТУ-6П и ГТУ-12П, разработанные ОАО «Авиадвигатель». Оказалось, что снижение КПД блока достигает 13 %. При условии оптимизации схемы и использовании эффективных и мощных газовых турбин, можно добиться высокого КПД установки на уровне 51 – 52 % и почти 100 % сепарации CO_2 . При этом важным является выбор температурного режима работы установок (повышение температуры до 1000 – 1050 °С).

Для сжигания твердого топлива предложена схема установки, приведенная на рисунке 9.3.

При этом в отличие, от схем со сжиганием газа система реакторов должна быть снабжена дополнительными устройствами, такими как дожигатель кокса, системы впрыска кислорода, и система повышения эффективности сепарации частиц, для того чтобы достичь высокой эффективности работы системы. Разработки в этой области, особенно при использовании природных минералов находятся пока еще на начальной стадии фундаментальных исследований.

Тем не менее, сжигание твердых топлив обладает потенциалом улавливания CO_2 с существенно меньшими энергетическими затратами, по сравнению с системами улавливания CO_2 из дымовых газов или технологиями с применением кислородного сжигания.

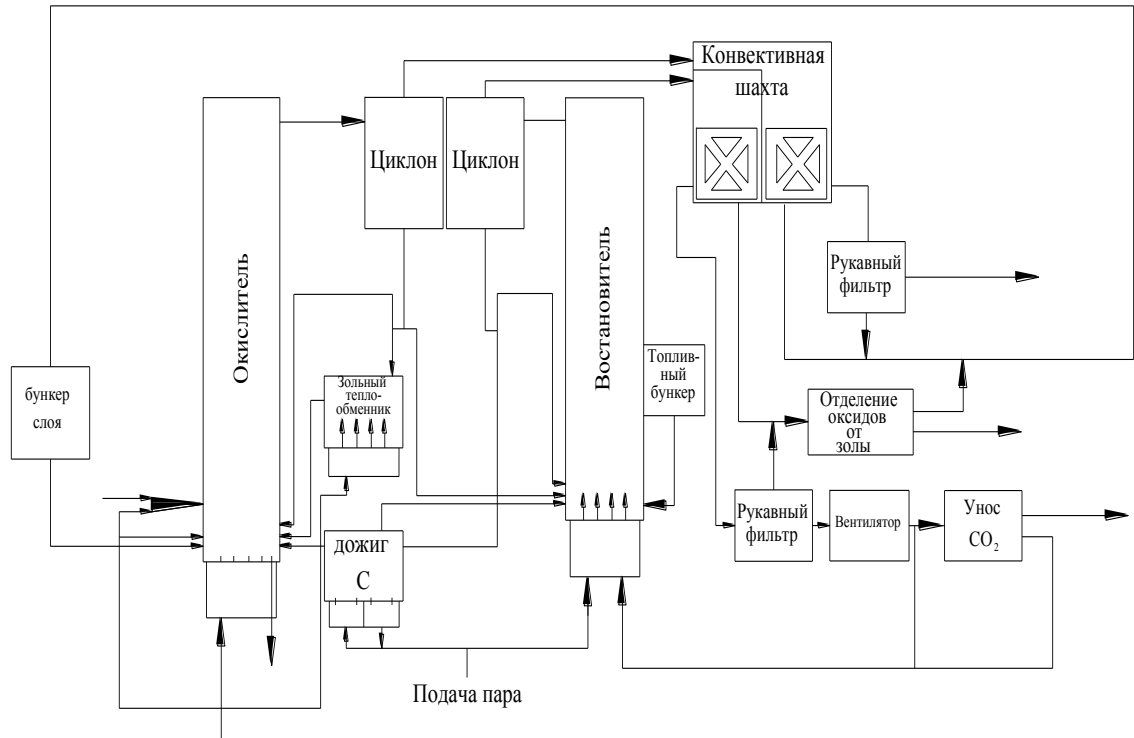


Рисунок 9.3 – Схема установки с химическим циклом удаления CO_2 при сжигании твердых топлив

Особенностью установки является использование реактора с ЦКС в качестве восстановителя оксидов металлов. В этот реактор подается твердое топливо. Для ожигения используется пар и CO_2 . Унесенные из него частицы золы и оксидов металлов вместе с потоком газов, содержащих CO_2 и H_2O поступают в сепаратор (циклон). Газы отделяются от частиц и направляются в свою конвективную шахту, рукавный фильтр и на удаление CO_2 . Частицы возвращаются в реактор или поступают в регенератор для удаления углерода с ожигением паром. Далее частицы восстановленных оксидов поступают на окисление в воздушный реактор с ЦКС (обычный котел с ЦКС), в котором отводится тепло реакции окисления к экранам топки. Газы из котла (в основном азот) после циклона направляются в свою конвективную шахту, рукавный фильтр и дымовую трубу. Окисленные частицы, уловленные в циклоне, могут поступать в восстановительный (топливный) реактор или возвращаться в

окислительный (воздушный) реактор через зольный теплообменник или напрямую.

Была выполнена оценка капитальных затрат на сооружение установок тепловой мощностью 10 МВт и примерно 100 МВт. Эти затраты оценены по проектам – аналогам сооружения блоков с использованием технологии ЦКС. Они носят предварительный характер и дают представление о стоимости их сооружения и об увеличении удельных капитальных затрат по сравнению с установками без улавливания CO_2 . Установки с химическими циклами отличаются от традиционных с котельными установками или камерами сгорания и котлами утилизаторами тем, что дополнительно присутствует реактор восстановитель оксидов металлов (топливный реактор) и система циркуляции материала. Фактически они очень похожи на установки с котлами ЦКС, так как тепло в них отводится в окислительном реакторе, который является аппаратом с ЦКС.

В результате расчетов всех элементов установки и их металлоемкости, суммарные капитальные затраты на установку мощностью 10 МВт дополнительные капитальные затраты на сепарацию CO_2 не превышают 50 млн. руб. Аналогичным образом определялись капитальные затраты для установки мощностью 100 МВт. Увеличение капитальных затрат составляет примерно 30 – 40 %. Для крупных блоков с оптимизированными параметрами можно ожидать снижения этой разницы в затратах примерно в 1,5 раза.

Себестоимость электроэнергии на демонстрационной установке тепловой мощностью около 100 МВт с улавливанием CO_2 возрастает примерно в 1,7 раза. Увеличение мощности, переход к промышленным установкам с оптимальными параметрами значительно улучшает показатели эффективности блоков с улавливанием CO_2 в химических циклах; по нашим оценкам себестоимость выработки электроэнергии на них будет выше, чем на установках без улавливания примерно в 1,3 раза.

Оценки затрат на улавливание, транспорт и захоронение тонны CO₂ представлены в таблице 9.1. Традиционно, значения приведены в евро за тонну CO₂.

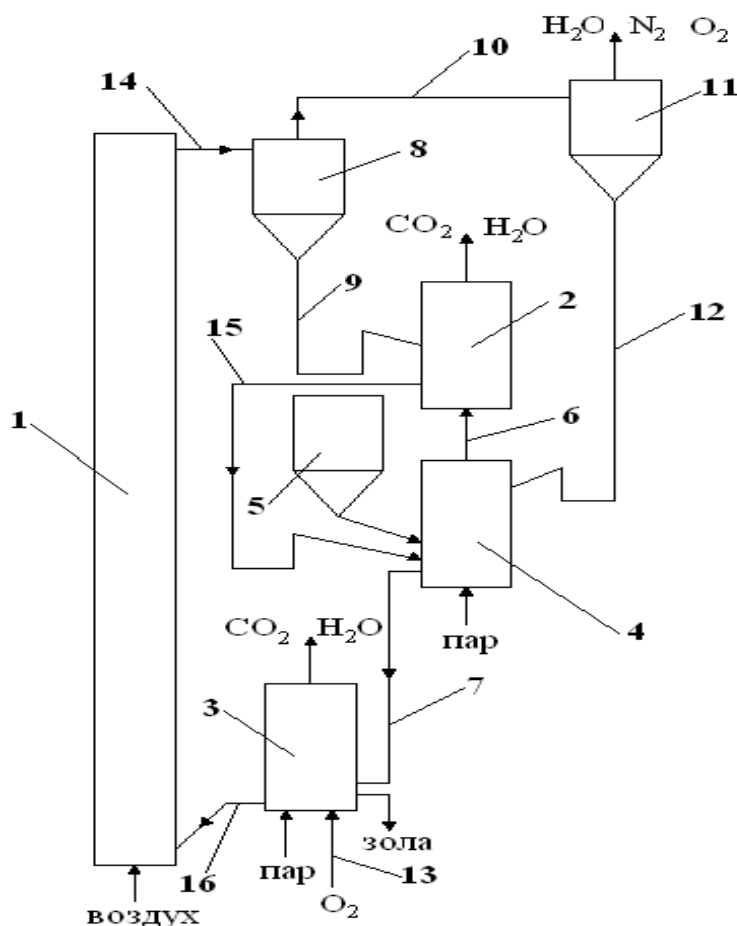
Таблица 9.1 - Оценки затрат на улавливание, транспорт и захоронение тонны CO₂

<i>Установки</i>	<i>Затраты на улавливание CO₂, евро/т</i>	<i>Затраты на транспорт CO₂, евро/т</i>	<i>Затраты на захоронение CO₂, евро/т</i>	<i>Суммарные затраты, евро/т</i>
Пилотная установка 100 МВт	20	5 - 7	3 - 5	28 - 32
Промышленная установка	12 - 15	3 - 5	0,7 - 3	15,7 - 23

Показано, что для разрабатываемых систем со сжиганием топлив в химических циклах с ПГУ КПД снижается с 57 до 52 %, а при сжигании угля – с 45 до 41,5 %. Такое сравнительно небольшое снижение КПД связано с отсутствием затрат на получение кислорода и потерь на рециркуляцию CO₂ при сжигании в среде кислорода или потерь в системах очистки газов после сжигания топлив. Увеличение капитальных затрат будет меньше, чем при ряде других методов сепарации CO₂, что позволяет оптимистично смотреть на дальнейшее развитие технологии сжигания топлив в химических циклах. Наши оценки показывают, что при использовании химических циклов сжигания топлив удастся достигнуть удельных затрат на уровне 10 евро за 1 тонну CO₂. Эта величина в два раза ниже, чем предполагаемые для других способов сепарации CO₂.

Получены 3 патента на конструкции установок для сжигания и газификации топлив в химических циклах [249 - 251], в том числе – с получением водорода. Схема такой установки приведена на рисунке 9.4.

Первые в России работы в части подземного захоронения CO₂ выполненные под руководством автора в РГУ нефти и газа и ОАО ПОДЗЕМГАЗПРОМ показали широкие возможности подземного захоронения и перспективы увеличения добычи трудноизвлекаемых запасов нефти при закачке в пласты CO₂.



1 – окислительный реактор; 2 – восстановительный реактор;
 3 – дожигатель; 4 – газификатор; 5 – топливный бункер; 6 – линия отвода синтез газа; 7 – линия отвода твердых продуктов газификации; 8 – сепаратор первой ступени; 9 – линия отвода из сепаратора 8 тяжелых частиц;
 10 – линия соединения сепараторов первой и второй ступеней; 11 – сепаратор второй ступени; 12 – линия отвода отсепарированных частиц из сепаратора 11;
 13 – линия подвода кислорода; 14 – линия отвода продуктов реакции окисления;
 15, 16 – линии отвода восстановленных частиц соответственно из реактора 2 и дожигателя

Рисунок 9.4 – Установка для сжигания твердого топлива в химическом цикле с газификацией и при использовании циркулирующих частиц оксидов металла в качестве переносчиков кислорода

На примере Московского региона (около 10 % всех выбросов CO_2 от ТЭС) даны перспективные геологические структуры, выполнена оценка возможных объемов захоронения и затрат на захоронение. РГУ нефти и газа имени И. М. Губкина проведено исследование возможностей использования CO_2 для

повышения нефтеотдачи. Анализ полученных результатов показывает, что максимальная эффективность вытеснения нефти достигается в случае применения водогазового воздействия. Применение данного метода на месторождении позволяет получать дополнительную экономическую выгоду (полезный эффект от технологии добычи нефти), что может компенсировать существенную часть затрат на секвестр техногенного диоксида углерода.

Другим перспективным направлением исследования является сжигание топлив в среде кислорода с рециркуляцией CO_2 . В работах под руководством автора [58, 245, 252 - 255] были рассмотрены схемные вопросы и технико-экономические аспекты кислородного сжигания. Первоначально в рамках работ, финансируемых РАО «ЕЭС России», были проведены предварительные расчеты опытно-промышленной установки тепловой мощностью 56 МВт для сжигания Кузнецкого угля марки ДШ в среде с концентрацией кислорода 40 % и с использованием рециркуляции дымовых газов. Было также проведено сравнение установки с кислородным сжиганием угля с установкой такой же мощности с использованием воздушного дутья. Результаты этого сопоставления представлены в таблице 9.2.

Таблица 9.2 – Сравнение показателей установок кислородного и воздушного сжигания

<i>Наименование показателя</i>	<i>Размерность</i>	<i>Установка с кислородным дутьем</i>	<i>Установка с воздушным дутьем</i>
КПД котла	%	96,18	93,03
Расчетный расход топлива	т/ч	9,7	10,1
Расход известняка	т/ч	0,4	0,4
Сечение топочной камеры	м ²	12,5	15,3
Высота топочной камеры	м	22,0	25,4

Как видно из рассмотрения таблицы 9.2 применение кислородного дутья и рециркуляции дымовых газов приводит к увеличению эффективности работы установки и уменьшению ее габаритов.

ОАО «ВТИ» выполнил ряд расчетных исследований сжигания в среде кислорода с рециркуляцией CO_2 для пылеугольных котлов и котлов с ЦКС.

Д. А. Мельниковым под руководством автора дана оценка возможности и целесообразности перевода котла Пп-1000-25-585 с ЦКС на кислородное сжигание в предположении о неизменности конструкции поверхностей нагрева, тепловой мощности и параметров назначения котла. Установлено, что в такой постановке возможно обеспечить работу котла с концентрациями кислорода в окислителе (кислород + газы рециркуляции) в диапазоне 15 - 32 %об., а в качестве оптимальных предложены значения 24 - 32 %об.

В 2014г. начаты исследования кинетики выгорания топлив в условиях сжигания в среде кислорода и двуокси углерода, выполняемые совместно ОАО «ВТИ» и Институтом угольных энерготехнологий НАНУ (г. Киев) «Исследование процессов гидродинамики, кинетики химических превращений, образования и подавления вредных выбросов, включая парниковые газы при использовании новых технологий циркулирующего кипящего слоя», финансируемых с российской стороны РФФИ по гранту НК-14-08-90440/14. Часть результатов этих исследований опубликована в [252– 255].

Как показано в разделе 1.3, привлекательным является использование полигенерирующих систем с получением электроэнергии, тепла и полезных продуктов. В таких системах с пиролизом или газификацией с твердым теплоносителем используются связанные между собой ректоры с кипящим и циркулирующим кипящим слоем. В публикациях автора показаны преимущества этих систем и основные проблемы их работы [56, 236, 256, 257]. Их применение возможно в распределенной энергетике, особенно при утилизации биомассы и отходов производств [257].

Для продвижения подобных систем в России были разработаны и доложены на НТС Минэнерго предложения АНО ИЦЭМ, Института катализа им. Борескова СО РАН и ОАО «ВТИ» по разработке подобных систем. Показано, что исходя из соотношения H_2/CO для наиболее эффективного процесса Фишера-Тропша топлива с высоким выходом летучих выглядят предпочтительными для использования в ЭТК по сравнению с относительно низкорреакционными углями (рисунок 9.5).

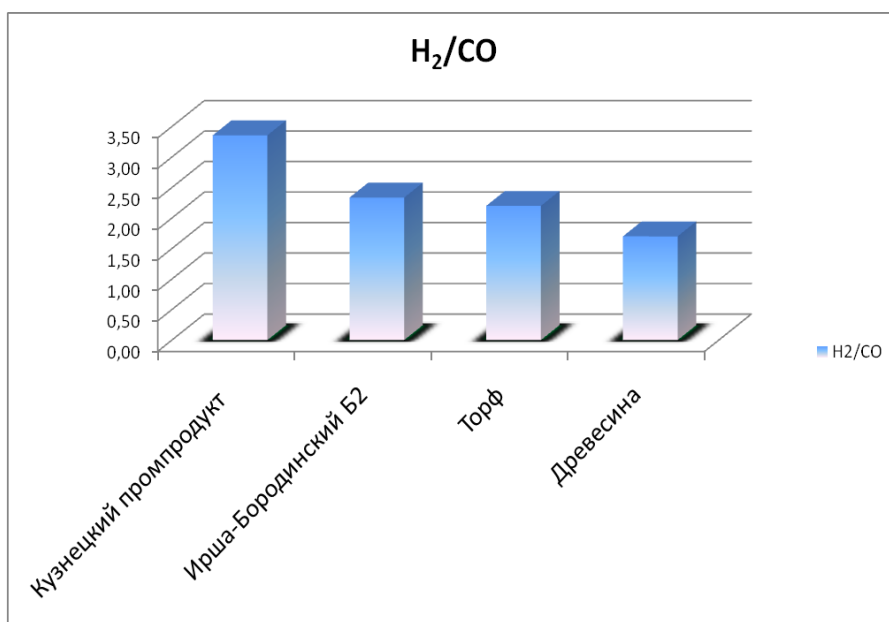
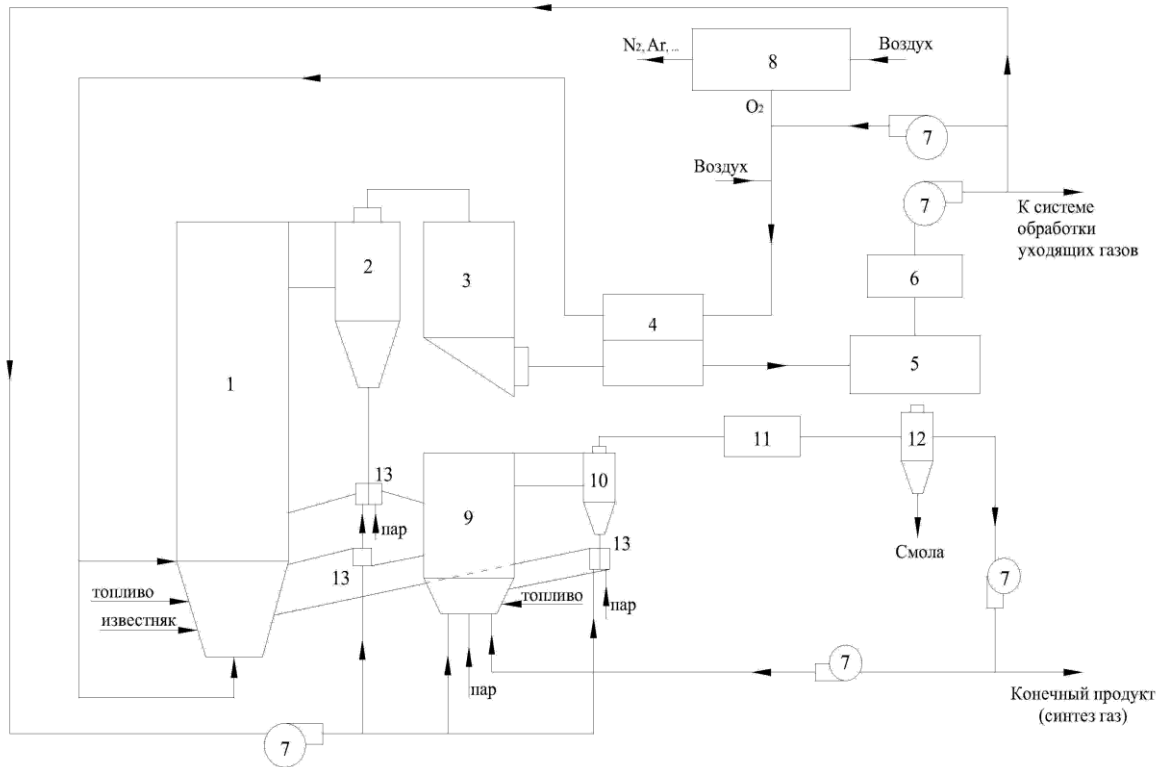


Рисунок 9.5 – Отношение H₂/CO для различных видов топлива

Ключевым вопросам надежной работы таких систем является обеспечение высокой циркуляции материала между реакторами. Эти вопросы подробно рассмотрены в главе 6.

В результате разработок был получен патент [258] на полигенерирующую систему переработки твердого топлива (рисунок 9.6).

Достижимым техническим результатом полезной модели является повышение ее экономической эффективности путем обеспечения взаимосвязанного регулирования работы ее отдельных элементов. Взаимосвязанное регулирование при этом обеспечивается за счет возможности перераспределения с помощью двухотводных пневмозатворов потоков циркулирующих частиц между газификатором и топочным устройством.



- 1 – топка; 2 – циклон котла; 3 – конвективная шахта; 4 – воздухоподогреватель;
 5 – золоуловитель; 6 – охладитель уходящих газов; 7 – дымосос, газодувка;
 8 – установка воздухоразделения; 9 – газификатор; 10 – циклон газификатора;
 11 – охладитель генераторного газа; 12 – фильтр генераторного газа;
 13 – затвор

Рисунок 9.6 – Полигенерирующая система переработки твердого топлива

Глава 10. Разработки проектов котлов с ЦКС для технического перевооружения ТЭС России и технико-экономический анализ условий наиболее эффективного использования технологии сжигания топлив в ЦКС

Автором выполнен ряд проектных разработок вариантов котлов с ЦКС [8, 259 – 270] и технико-экономических обоснования возможности применения технологии ЦКС с определением оптимальных условий применения технологии ЦКС при техническом перевооружении ТЭС России [271 - 276]. Первая из таких проектных разработок относилась к котлу с ЦКС паропроизводительностью 500 т/ч для сжигания антрацитового штыба (АШ) на Кураховской ГРЭС [8, 259]. В проекте котла использовались собственные наработки по топке и зольным теплообменникам. Была применена схема с круглыми футерованными циклонами и зольными теплообменниками кипящего слоя. Основой для разработки котла служили экспериментальные исследования, изложенные в главах диссертации. В [260] рассмотрены возможности внедрения котлов с ЦКС в России.

В рамках программы создания экологически чистых угольных ТЭС была выполнена разработка котла с ЦКС блока 300 МВт Ростовской ГРЭС. Этот котел также предназначался для сжигания АШ и тощих углей [221, 222]. В случае реализации этого проекта в России был бы построен передовой блок в мире.

Многочисленные работы были выполнены при разработке котла паропроизводительностью 230 т/ч применительно к сжиганию АШ и отходов для Несвятой ГРЭС [222, 262, 263]. Этот котел разрабатывался на основе лицензии компании Бабкок-Вилкокс, купленной ОАО «Белэнергомаш» и Украиной (в то время ХФ ЦКБ Энергоремонт). Котел был снабжен швеллерковыми сепараторами и считался прототипом для замены более чем 100 котлов подобных параметров. Были выполнены многочисленные экспериментальные исследования, некоторые результаты которых изложены в главах 2, 3 диссертации. Были выполнены также разработки подобных котлов для сжигания ряда углей России.

На рисунке 10.1 схематично показаны конструкции котлов для сжигания АШ, подмосковного бурого угля и торфа.

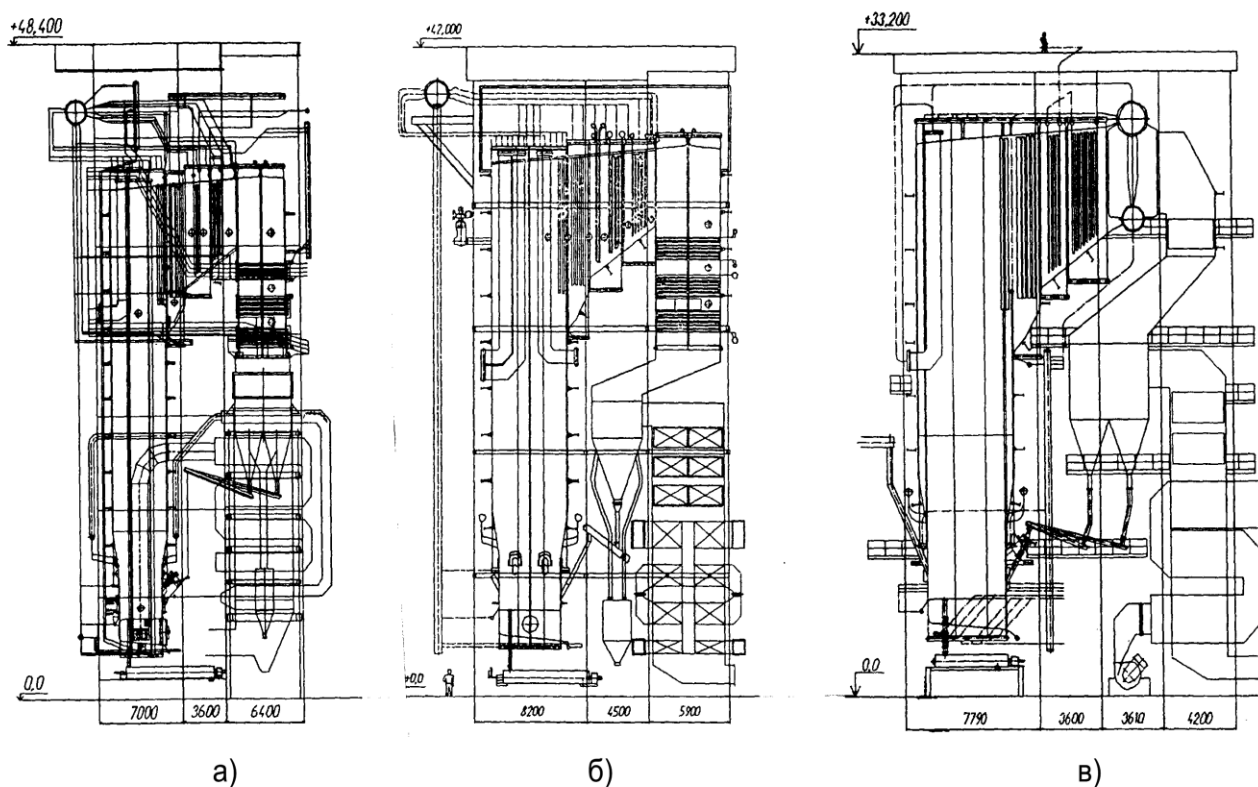


Рисунок 10.1 – Конструктивные характеристики котлов паропроизводительностью 230 т/ч для сжигания АШ (а), подмосковного бурого угля (б) и торфа (в)

При подготовке предложений по модернизации блоков Шатурской ГРЭС [263] рассмотрен вариант котла с ЦКС по технологии компании «Фостер – Уиллер». Котел рассчитан на сжигание торфа и (при необходимости) различных марок угля. Он выполнен однокорпусным и размещается в плане в существующей котельной ячейке. Высота котла больше, чем пылеугольного котла, что потребует отказа от применения мостового крана. КПД котла с ЦКС и пылеугольного котла практически равны друг другу при сжигании одинаковых топлив. Котел с ЦКС не требует подачи природного газа за исключением пусков из холодного состояния. В рамках программы разработки отечественных котлов с ЦКС по теме «Создание основ серийного производства паровых котлов паропроизводительностью 670 т/ч и 1000 т/ч с топкой ЦКС для энергоблоков мощностью 225 МВт на докритические параметры пара и 330 МВт на сверхкритические параметры пара» были выполнены многочисленные проектно-конструкторские разработки [264].

Предварительно был обоснован типоразмерный ряд таких котлов и разработана компьютерная программы теплового расчета. При выборе прототипа котлов рассмотрены все известные модификации технологии ЦКС. При этом необходимо учитывать стоимость котла и вспомогательного оборудования, возможность их размещения на имеющихся площадях, эксплуатационные затраты, связанные с различным напором вентиляторов, затратами энергии на перемещение материалов, затратами вспомогательного топлива при пуске. Считалось, что каждая из модификаций может обеспечить примерно одинаковые значения КПД котла и удельных выбросов вредных веществ. В таблице 10.1 сделана попытка оценить по пятибалльной системе ряд важнейших показателей трех модификаций технологии сжигания твердых топлив в ЦКС.

Таблица 10.1 - Качественная оценка основных показателей котлов с ЦКС

<i>Показатели</i>	<i>Фостер-Уиллер (компакт-дизайн с теплообмен- никами INTREX)</i>	<i>АЛЬСТОМ (Лурги с регули- руемыми тепло- обменниками)</i>	<i>Бабкок-Вилькокк (швеллерковые сепараторы и холодные циклоны)</i>
Опыт использования	5	5	3
Эффективность сжигания различных топлив	5	5	5
Экологические показатели	5	5	5
Надежность	4	4	5
Работа в переменных режимах	5	4	5
Высокие параметры пара	5	5	3
Возможность создания блоков большой мощности	5	5	3
Компактность	4	3	5
Металлоемкость	4	4	5
Эксплуатационные затраты	4	3	4

Исходя из данных качественной оценки можно заключить, что для крупных блоков в качестве прототипа для дальнейших проработок целесообразно принять технологию компании «Фостер-Уиллер» с компактными сепараторами и зольными теплообменниками типа INTREX. Для котлов с паропроизводительностью до 400 т/ч в основном без промежуточного перегрева на давление острого пара 14 МПа при температуре 545 °С применительно к условиям ТЭС с поперечными связями может быть использована технологии

компании «Бабкок-Вилькокс» с швеллерковыми сепараторами и холодными циклонами.

Было показано, что технология ЦКС вполне применима для замены более чем 200 котлов на ТЭС с поперечными связями. ОГК и ТГК обращались к этой технологии в связи с техническим перевооружением ряда электростанций (Черепетская ГРЭС – блоки 225 МВт, Верхнетагильская ГРЭС – блоки 330 МВт, Серовская ГРЭС – блоки 330 МВт, Дубровская ТЭС – блоки 330 МВт, Череповецкая ГРЭС – блоки 330 МВт, Новоростовская ГРЭС (новая) – блоки 330 МВт, Щекинская ГРЭС – блоки 225 МВт, Южно-Уральская ГРЭС – блоки 225 МВт, Ижевская ТЭЦ-2 – котлы с паропроизводительностью 500 т/час, Улан-Уденская ТЭЦ-2 – котла с паропроизводительностью 500 т/час, Мурманская ТЭЦ – котлы с паропроизводительностью 670, 500 и 400 т/час, Несвятай ГРЭС, ТЭЦ в Копейске и ряд других ТЭС – котлы с паропроизводительностью 230 т/час и менее.

Рядом документов высокого уровня (Инвестиционная программа тепловых генерирующих компаний Холдинга РАО «ЕЭС России» на 2006-2010г.г., утвержденная Правлением ОАО РАО «ЕЭС России» 29.01.2007г., Энергетическая стратегия России на период до 2020 года, Генеральная схема размещения объектов электроэнергетики до 2020г., одобренная распоряжением Правительства Российской Федерации от 22.02.08г. № 215-Р, и другие) предусматривается внедрение технологии ЦКС и разработка отечественных котлов с ЦКС. Разработка отечественных котлов с ЦКС паропроизводительностью 670 и 1000 т/час начата в рамках работы «Разработка технологических и расчетных мероприятий освоения производства основного оборудования котлов с циркулирующим кипящим слоем и труб для ССКП», финансируемой Министерством промышленности и торговли РФ.

Выполнен ряд расчетов по собственным методикам и программам применительно к разработке ряда инвестиционных проектов для условий ТЭС в различных регионах России. Для северо-запада рассмотрена широкая гамма топлив, включая сланцы Ленинградской области, торф, кузнецкие угли марок

Д и Г, Ирша-Бородинский бурый уголь, интинские и воркутинские угли и смеси различных топлив. Для этого региона выбор топливной базы наиболее сложен, учитывая большое плечо доставки энергетических углей. Перспективным является использование смесей привозных и местных топлив (торфа, сланца). В этом отношении, особенно при сжигании интинских углей в качестве основного топлива, технология ЦКС имеет высокую конкурентоспособность.

Для Юга России характерно использование АШ, тощих углей и отходов углеобогащения. Эти топлива имеют низкий выход летучих, высокую зольность и содержание серы. В ряде работ показано, что только технология ЦКС может в комплексе решить проблему сжигания таких топлив при минимальных вредных выбросах в окружающую среду.

Для Урала рассмотрены Экибастузский и Кузнецкие угли с возможностью использования местных топлив (например, богословского угля). Использование технологии ЦКС в этом регионе позволяет диверсифицировать поставки топлив и вовлечь местные ресурсы, которые могут в перспективе дополниться углями приполярного Урала.

Варианты котлов (паропроизводительность 630 т/ч) для блоков 225 МВт и котлов для турбин типа Т-185 (паропроизводительность 670 т/ч) рассмотрены для условий сжигания широкой гаммы топлив (8 топлив) в центральной части России (на примере Черепетской ГРЭС) и для привозных углей в северо-западном регионе, а также для Шатурской ГРЭС, Южнокузбасской и Южноуральской ГРЭС с блоками 225 МВт. Эти предложения включали в себя не только техническую часть, но и оценку капитальных затрат, сроков окупаемости и финансовых показателей.

Как указывалось ранее, прототипом технических решений для разработки отечественного прямоточного котла блока 330 МВт и котла докритического давления блока 225 МВт может быть схема, предложенная компанией «Фостер-Уиллер» с зольными теплообменниками, потоки золы в которых регулируются без механических устройств. Имеется много возможностей совершенствования технологии ЦКС: конструкции сепараторов, зольных теплообменников, систем

возврата золы и других элементов. В частности, автором предложено использование зольных теплообменников плотного слоя, которые могут обеспечить высокий коэффициент теплоотдачи и низкий расход воздуха высокого давления. Для увеличения эффективности улавливания в особенности мелких фракций автором предложена специальная конструкция отводящего патрубка охлаждаемого паром циклона [265]. На рисунке 10.2 показана изометрическая схема системы возврата материала с зольными теплообменниками, а на рисунке 10.3 схема охлаждаемого циклона.

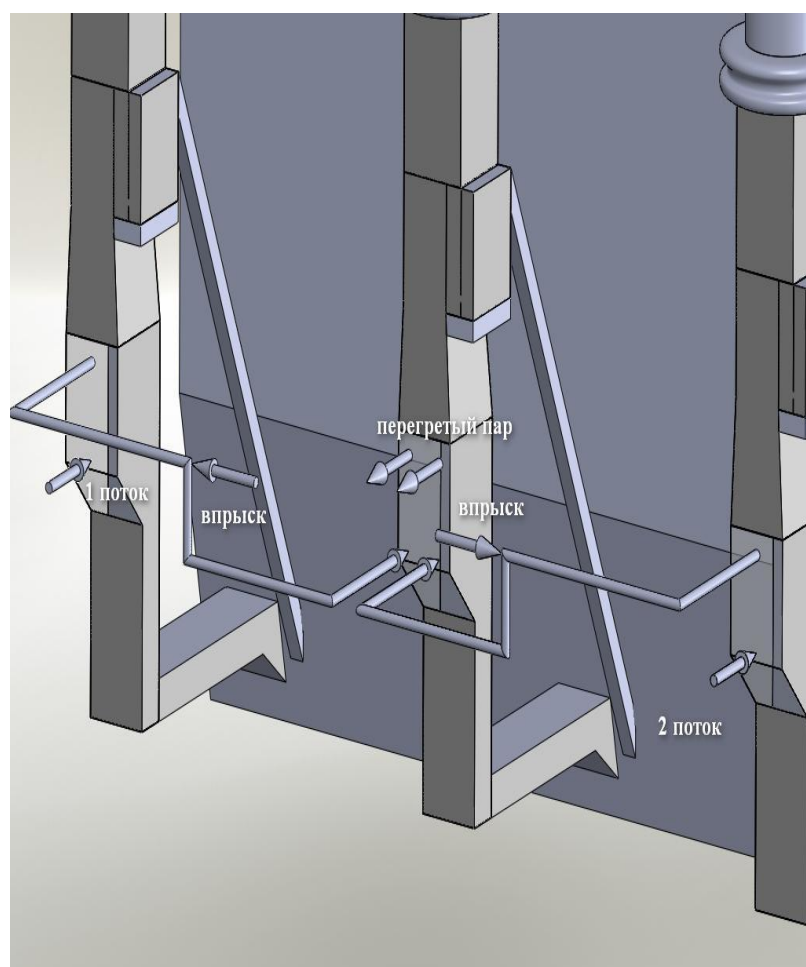


Рисунок 10.2 – Изометрическая схема системы возврата материала с зольными теплообменниками

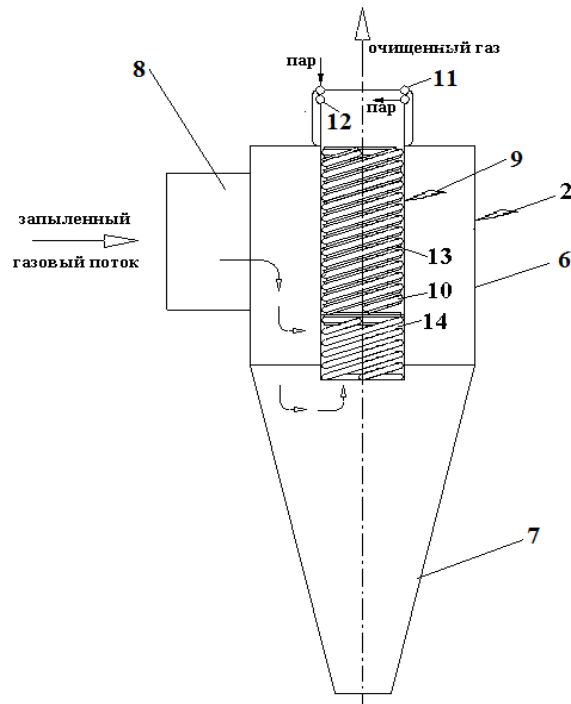


Рисунок 10.3 – Схема охлаждаемого циклона по ПМ № 12037, от 20.09.2011г.

Сепаратор согласно полезной модели работает следующим образом. Из топочной камеры котла с ЦКС во входной патрубке (8) сепаратора (2) поступает поток газообразных продуктов сгорания с частицами золы и недогоревшего кокса. За счет закрутки потока внутри цилиндрического корпуса (6) сепаратора (2) в зоне входного патрубка (8) образуется тангенциально направленный поток с преимущественным движением частиц у стен по спирали вниз. Внутри корпуса 6 на высоте входного патрубка (8) газовый поток также движется по спирали вниз и его поступление в выхлопной патрубке (9) невозможно, так как он выполнен в виде газоплотного цилиндра из труб (10) с проставками (13). При дальнейшем движении вниз очищенный от твердых частиц газовый поток проходит в проходы (14) между трубами (10) или в необозначенные на чертеже окна в проставках (13) в нижней части длиной L выхлопного патрубка 9 и к нижнему открытому его торцу. В результате равномерного прохода газов в выхлопной патрубке (9) не образуется значительной зоны обратного потока у его открытого торца. При этом скорости в проходах (14) между трубами (10) или в указанных окнах в проставках (13) нижней части длиной L выхлопного патрубка (9) равны скорости в открытом его торце. Это приводит к снижению вторичного уноса частиц и, как

следствие, к повышению эффективности их улавливания при снижении сопротивления сепаратора (2). Уловленные частицы, двигаясь вниз в конусообразной части (7) сепаратора (2), через опускной стояк (3) со слоевым затвором (4) и возвратную течку (5) поступают в топочную камеру котла с ЦКС.

В настоящее время исследование таких устройств начинается на аэродинамической установке.

ОАО «ВТИ» совместно с ОАО «ЭМАльянс», ЗАО УК «Теплоэнегосервис», ОАО «Институт Теплоэлектропроект» и НИУ МЭИ по договору с фондом «Энергия без границ» выполнили работу по теме «Разработка угольных энергоблоков ТЭЦ нового поколения мощностью 100 - 120 МВт с повышенными технико-экономическими параметрами для перспективного замещения действующего оборудования или нового строительства». Были рассмотрены варианты использования котлов с ЦКС и пылеугольных котлов, оснащенных средствами азото- и сероочистки. Результаты разработки представлены в [266 – 269].

Прототипом для котла с ЦКС паропроизводительностью 500 т/час являются котлы с ЦКС, ТЭЦ в Элхо (Польша), которая является одной из наиболее передовых в Европе. Расчеты выполнялись по разработанной ОАО «ВТИ» программе конструкторского расчета. В базовом варианте рассмотрено сжигание экибастузского угля при температуре перегрева 585°C и температуре уходящих газов 130°C .

Были выполнены также расчеты котла с ЦКС при различных температурах пара (560 и 605°C) и температурах уходящих газов (105 и 85°C) при сжигании экибастузского угля. При снижении температуры уходящих газов с 130°C КПД котла увеличивается с $92,39$ до $93,6\%$ при температуре 105°C и $94,6\%$ при температуре 85°C . Это дает экономию натурального топлива $1,0$ и $1,78$ т/ч соответственно ($1,3$ и $2,3\%$). Рост параметров пара при постоянном его расходе приводит к увеличению расхода топлива с $74,39$ до $77,92$ т/ч (на $4,7\%$). При этом поверхность пароперегревателя увеличивается на 27% . Учитывая соотношение весовых характеристик котлов, а также некоторое удорожание за счет применения

дорогостоящих жаропрочных сталей в выходных пакетах пароперегревателей и в паропроводах, удорожание котла может составить около 5 %.

На рисунках 10.4 и 10.5 представлены эскизы котлов с ЦКС для блоков ТЭЦ с турбиной Т-100-130.

Топочная камера котла имеет прямоугольное сечение, ее ширина 16,8 м, глубина 5,6 м. Высота топочной камеры 40 м. Она сформирована подовым плавниковым экраном, в проставках которого смонтированы колпачки беспровального типа с ножкой, поворотом воздуха (поворот через отверстия в ножке или через зазор между шляпкой и ножкой) и шляпкой со свободным зазором между шляпкой и ножкой.

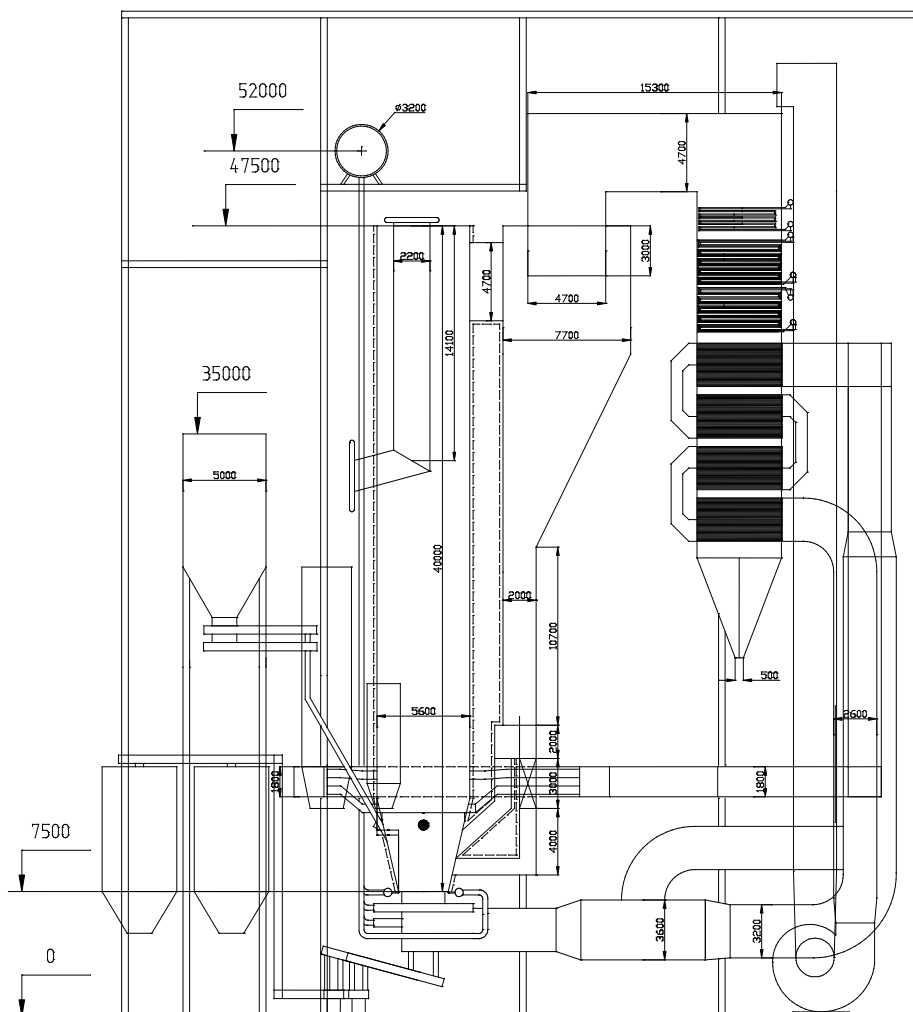


Рисунок 10.4 – Продольный разрез котла с ЦКС

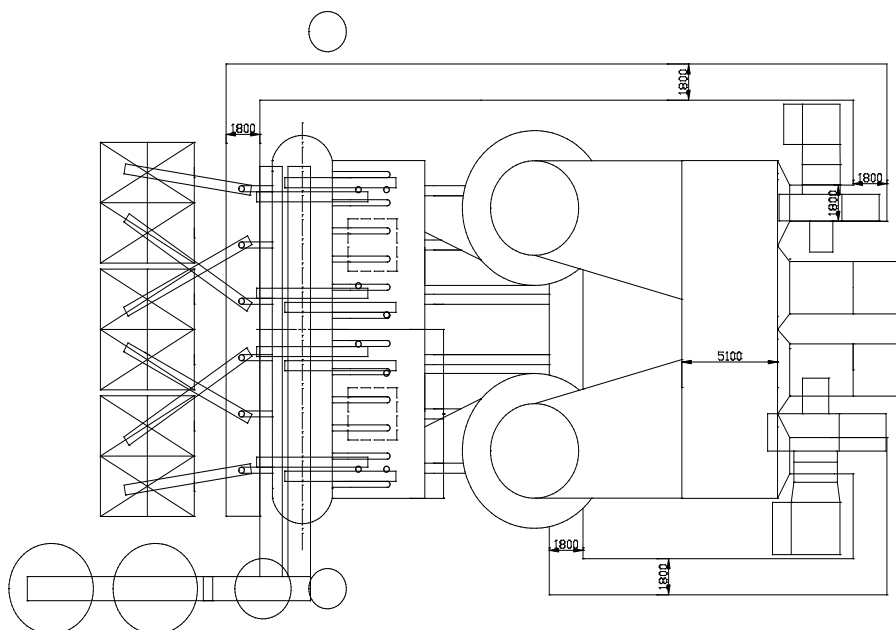


Рисунок 10.5 – Поперечный разрез котла с ЦКС

Циклоны имеют диаметр 7,7 м и высоту 19,3 м. Пылегазовый поток из топочной камеры поступает во входной наклонный патрубок (угол наклона патрубка относительно горизонтальной оси составляет $8 - 10^\circ$), благодаря которому дымовые газы, закручиваясь, попадают из топки в цилиндрическую часть циклона с закруткой и движением вниз. Патрубок имеет прямоугольное сечение, уменьшающееся по ходу движения газов, что позволяет разогнать поток до необходимых скоростей непосредственно на входе в сам циклон. За счет воздействия центробежных и гравитационных сил на твердые частицы, содержащиеся в дымовых газах, в цилиндрической части циклона происходит сепарация.

Зола, уловленная в циклонах, далее поступает в систему возврата, состоящую из опускного стояка, псевдоожиженного затвора с течкой возврата материала в топку, вертикальной течки (части опускного стояка) подвода материала к зольному теплообменнику, зольного теплообменника плотного слоя с L-клапаном для возврата материала в топку. Поступившая в систему возврата зола делится на два потока, и часть ее сразу поступает в топку через псевдоожиженный затвор, а оставшаяся зола поступает в теплообменник

плотного слоя с размещенным в нем пароперегревателем, охлаждается в нем и затем при помощи L-клапана возвращается в топочную камеру.

Псевдоожиженный затвор состоит из опускной (нижняя часть стояка) и подъемной частей, разделенных перегородкой. Подъемная часть затвора соединена с точкой возврата материала в топку. Подвод воздуха на ожижение осуществляется индивидуально в каждую из частей затвора. Важным элементом системы возврата золы являются зольные теплообменники плотного слоя. Они предназначены для утилизации части тепла топочного контура и регулирования температуры слоя. В этих теплообменниках размещены выходные ступени пароперегревателя.

Была разработана также система утилизации тепла без конденсации влаги из дымовых газов. В качестве теплоносителя в теплообменнике используется циркулирующая в замкнутом контуре вода из конденсатного тракта. В зависимости от режима работы турбины энергоблока (теплофикационного или конденсационного), тепло, утилизированное в теплообменнике, используется для подогрева сетевой воды линии возврата в подогревателе сетевой воды (ПСВ), либо первичного воздуха котла в воздушном теплообменнике (ВТО) соответственно. Полная тепловая мощность системы (при работе в теплофикационном режиме) составила порядка 6,14 Гкал/ч.

Развитие угольных тепловых электростанций страны с учётом в перспективе возрастания потребления угля и требований сокращения выбросов CO₂ определяет актуальность повышения КПД паросиловых энергоблоков в первую очередь за счет повышения параметров пара. С конца прошлого века в Европе была начата работа по созданию угольного энергоблока на ультрасуперкритические параметры пара (УСКП). В России такие разработки также ведутся, в частности в соответствии с соглашением с Министерством образования и науки России (уникальный идентификационный номер проекта RFMEFI57614X0048) ОАО «ВТИ» разрабатывает научно-технические решения для создания оборудования угольных энергоблоков с УСКП с минимизацией стоимости оборудования при КПД блока 50 - 51 %.

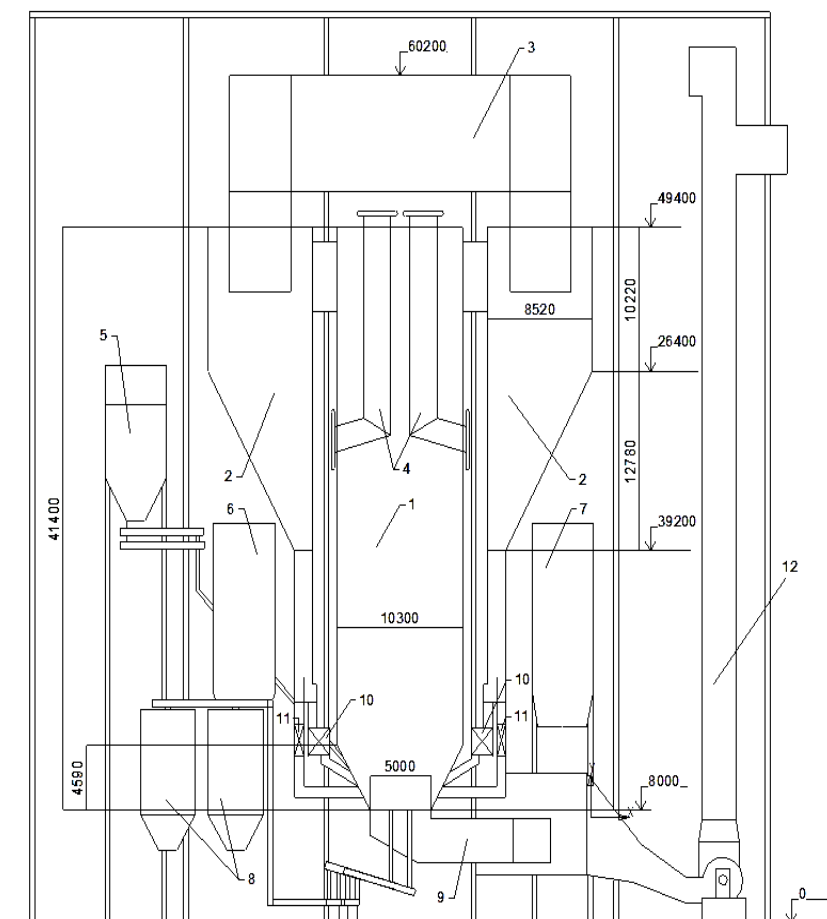
На основе анализа разработок котлов с ЦКС на ультрасверхкритические параметры пара для мощных энергоблоков определены принципиальные технические решения, составлена теплогидравлическая схема котла с ЦКС, установлены оптимальные условия организации процессов гидродинамики и теплообмена в топочном контуре [270].

Основными принципиальными техническими решениями являются:

- топка вытянута вдоль фронта, Т-образная компоновка, циклоны располагаются с фронта и тыла топки;
- в верхней части топки установлены ширмы, двусветных экранов нет;
- в топке организуется максимальный расход циркуляции, что приводит к снижению ее высоты в условиях заданного теплосъема;
- практически все поверхности нагрева тракта свежего пара располагаются в топочном контуре;
- зольные теплообменники с выходными пакетами промежуточного пароперегревателя устанавливаются с примыканием к нижней части топки для использования внутренней циркуляции золы, особенно при пониженных нагрузках.
- выходные пакеты пароперегревателей свежего пара размещены в зольных теплообменниках с целью минимизации длины паропроводов к турбине;
- для регулирования температуры пара промпрегрева при частичных нагрузках конвективная шахта выполнена раздвоенной с установкой шибера.

С использованием собственных методов и программы расчета котлов с ЦКС выполнен конструкторский расчет котла с определением геометрии топки, компоновки и размеров циклонов, зольных теплообменников и поверхностей нагрева конвективной шахты.

Профиль котла с ЦКС показан на рисунке 10.6.



1 – топка, 2 – циклоны, 3 – газоход к конвективной шахте, 4 – ширмы, 5 – бункеры угля, 6 - бункер известняка, 7 – бункер инертного материала; 8 – бункеры донной золы; 9 – подача первичного воздуха с форкамерой, 10 – зольные теплообменники кипящего слоя, 11 – зольные теплообменники плотного слоя, 12 – воздуховод первичного воздуха.

Рисунок 10.6 – Профиль котла с ЦКС для блока 800 МВт

Топка котла прямоугольного сечения с размерами $41 \times 10,3$ м. В нижней части выполнена в виде конуса для обеспечения достаточных скоростей по первичному воздуху (доля первичного воздуха 60 - 70 %) и мощных токов внутренней циркуляции. В этой зоне трубы ограждения покрыты слоем износостойкой футеровки. В этой зоне осуществляется подвод топлива по 16 точкам, размещенным равномерно по фронтальной и задней стенкам, от 8 бункеров угля, установленных со стороны фронта котла. Известняк подается из бункеров (б) с помощью пневмотранспорта равномерно по 32 трубам.

Для заполнения котла инертным материалом (песком, собственной золой) предусмотрены бункеры (7) с подачей песка с помощью пневмотранспорта. Отвод донной золы осуществляется с помощью водоохлаждаемых шнеков (всего 16 шнеков под течками отвода золы, размещённых равномерно по площади воздухораспределительной решетки) в бункеры (8). Первичный воздух подается под решетку с забором в верхней части котельного отделения (12) через установленную в коробе подачи воздуха форкамеру разогрева первичного воздуха (9).

Вторичный воздух подаётся на двух уровнях от воздухораспределительной решетки (7 и 9 м) по 32 соплам. В верхней части топки размещены ширмовые пароперегреватели с возможностью их дренирования (32 ширмы). Запыленный поток газов с концентрацией около 5 кг/м^3 поступает во входные патрубки циклонов со скоростью около 25 м/с. Циклоны выполнены с охлаждением паром, причем на поверхность мембранных труб ограждения нанесен тонкий слой (20 мм) противозерозионной футеровки. Внутренний диаметр циклонов 8,53 м. Циклон выполнен скошенным, а выхлопной патрубков может быть выполнен с охлаждением по патенту (рисунок 10.3, стр. 242). Система возврата золы состоит из стояков с верхним двойным пневматическим клапаном, один из каналов которого подсоединен к вертикальному стояку с L-клапаном, в котором установлен зольный теплообменник плотного слоя (11). Другой канал подает золу к зольному теплообменнику кипящего слоя (10), соединенному каналом с топкой для организации внутренней циркуляции частиц. Оба канала отводят охлажденную золу в нижнюю часть топки.

Очищенные от частиц газы поступают в конвективную шахту по газоходу (3). Конвективная шахта разделена на 2 канала с установленным между ними шибером для регулирования расхода газов. В одном из каналов установлены пакеты промежуточного пароперегревателя, а в другом - первичного пароперегревателя и экономайзера. Далее по ходу газов каналы объединяются и в них размещается входной пакет экономайзера. После этого газы поступают в

регенеративный воздухоподогреватель и далее отводятся в электрофильтр и к дымососам.

Результаты расчёта основных показателей котла с ЦКС приведены в таблице 10.2.

Таблица 10.2– Результат расчета основных показателей котла с ЦКС

<i>Параметр</i>	<i>Обозначение</i>	<i>Размерность</i>	<i>Значение</i>
Температура свежего пара	t_o	°С	702
Давление свежего пара	p_o	МПа	36
Расход свежего пара	D_o	т/ч	1890
Температура пара промежуточного перегрева	$t_{пп}$	°С	721
Давление пара промежуточного перегрева	$p_{пп}$	МПа	6,7
Расход пара промежуточного перегрева	$D_{пп}$	т/ч	1600
Расчетный расход топлива	B_p	т/ч	240,04
Расчетный расход известняка	B_u	т/ч	7,94
КПД котла брутто	$\eta_{ка}$	%	94,29
Расход первичного воздуха на входе в котел	$V_{пв}$	нм ³ /с	321,1
Расход вторичного воздуха на входе в котел	$V_{вв}$	нм ³ /с	217,7
Расход третичного воздуха на входе в котел	$V_{тв}$	нм ³ /с	5,00
Температура первичного воздуха	$t_{твв}$	°С	300
Расход продуктов сгорания	$V_{г}$	нм ³ /с	570,5
Температура уходящих газов	$\vartheta_{ух}$	°С	125,2

С целью определения оптимальных условий для внедрения котлов с ЦКС на крупных энергетических блоках с повышенными параметрами пара были выполнены тепловые и конструкторские расчеты котлов ЦКС для сжигания различных топлив: от низкокалорийных, влажных и высокозольных бурых углей – до высококалорийных, малозольных каменных. Расчеты проводились по методике разработанной автором, которая основывается на математической модели расчета топчного контура и компьютерных программах расчета отдельных элементов котлов ЦКС. Они были выполнены для 16 топлив применительно к блоку 225 МВт с турбиной К-225-12,8-3Р (температура

перегрева 565/565 °С и блоку 330 МВт с прямоточным котлом на закритические параметры пара (температура перегрева от 565 до 605 °С).

На рисунке 10.7 представлены зависимости высоты, площади поперечного сечения и металлоемкости топочной камеры от приведенной влажности топлива, как основной величины определяющей расход дымовых газов.

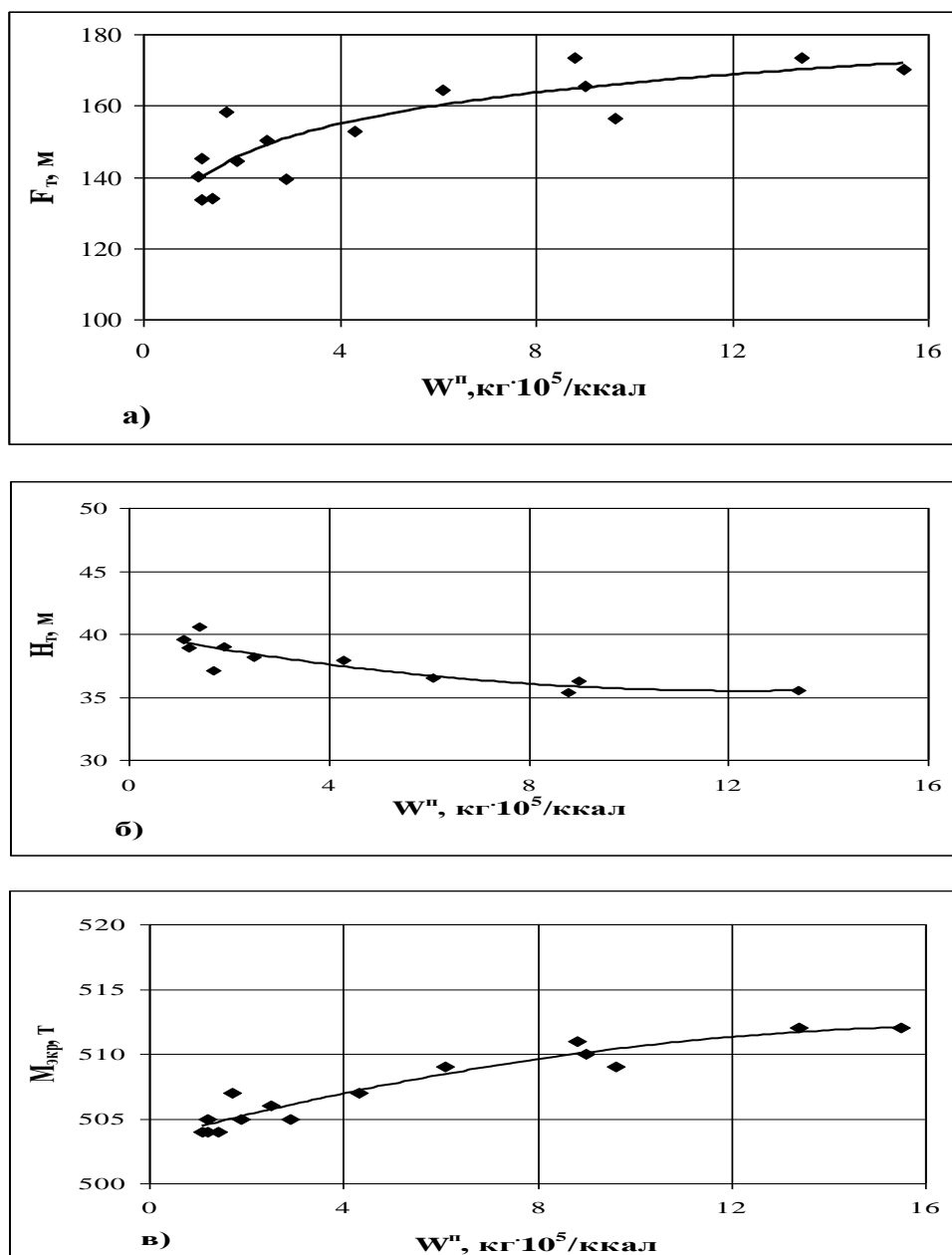


Рисунок 10.7 – Влияние приведенной влажности топлива (W^{II}) на сечение (а), высоту (б) и массу экранов (в) топочной камеры

Из анализа рисунка 10.7 видно, что с ростом приведенной влажности, вследствие роста объема газов, происходит увеличение сечения топочной камеры

и одновременно с этим уменьшение высоты котла. При этом рост высоты топочной камеры является все же определяющим в увеличении металлоемкости котла, хотя это увеличение не столь значительно и укладывается в пределах 10 % .

С увеличением калорийности топлива доля тепла снимаемого в топочном контуре увеличивается до 15 %, что, казалось бы, должно было привести к существенному увеличению металлоемкости топочного контура. Однако, металлоемкость топочного контура в основном определяется необходимостью размещения испарительных экранов. Оставшееся тепло снимается в пароперегревательных ширмах и основная часть его в зольных теплообменниках, коэффициент теплопередачи в которых в 3,5 - 4 раза выше, чем в конвективной шахте. Поэтому увеличение доли тепла, снимаемого поверхностями нагрева, расположенными в топочном контуре, не приводит к существенному увеличению его металлоемкости.

Результаты расчетов и технико-экономические сравнения вариантов [271 - 276] показали, что многие перспективные виды отечественных топлив вполне можно сжигать с высокими эффективностью и экологическими показателями в одном и том же котле с ЦКС.

Для проектирования котла калорийность самого топлива является менее важной, чем отношение нормального объема дымовых газов к низшей теплоте сгорания топлива. Относительное различие между самым низким и самым высоким значением нормального объема продуктов сгорания равно, приблизительно, 18 %, что приводит к различиям в адиабатической температуре. Важным является то обстоятельство, что скорость псевдоожигения в топке не меняется с увеличением мощности котла. Увеличивается время пребывания частиц в топке и, таким образом, высота топки не зависит от размеров топки в плане.

Очевидно, что многотопливный котел с ЦКС не будет оптимальным по габаритам и металлоемкости. Наши исследования показали, что металлоемкость многотопливного котла (например, для котла 630 т/ч блока 225 МВт для сжигания Интинского, Кузнецких углей, Ирша-Бородинского угля и Подмосковного угля)

увеличивается примерно на 12 – 16 % по сравнению с оптимальными однотопливным даже для сжигания наихудшего угля. Кроме того, возможно увеличение затрат на вспомогательное оборудование. В результате, удорожание котельного агрегата становится значительным и может превышать 20 % от стоимости котельной установки для одного (не самого худшего) топлива.

Для групп топлив в случае относительно близких показателей по теплоте сгорания и расходу газов котлы с ЦКС вполне могут быть созданы без существенного удорожания. При этом использование закритических параметров пара при температуре перегрева 565 и 585 °С не дает изменения в стоимости котла. Дальнейший рост температуры перегрева и давления может приводить к увеличению стоимости котла по причине большой доли дорогостоящих труб.

Для котлов с ЦКС вполне допустимо глубокое снижение температуры уходящих газов в связи с тем, что дымовые газы очищены от оксидов серы. При этом снижение температуры уходящих газов до 105 °С заметно улучшает показатели электрофильтров.

Обобщение результатов разработок угольных энергоблоков мощностью 225 и 330 МВт позволило сравнить технико-экономические показатели вариантов с котлами ЦКС и пылеугольными котлами при использовании различных углей для действующих и перспективных (Европейских) норм на выбросы частиц, оксидов азота и серы. Удельные капитальные затраты по котельному острову при сжигании Экибастузских, Кузнецких и Ирша-Бородинских углей для двух блоков по 330 МВт приведены на рисунках 10.8 и 10.9.

Сравнение капитальных затрат по вариантам свидетельствуют о небольшом преимуществе использования пылеугольных котлов для сжигания Кузнецких углей. Максимальные капитальные затраты относятся к пылеугольным котлам для сжигания Интинских углей. Капитальные затраты на котельный остров с ЦКС ниже, чем на пылеугольные котлы при сжигании Интинских углей и выше, чем на пылеугольные котлы при сжигании кузнецких углей.

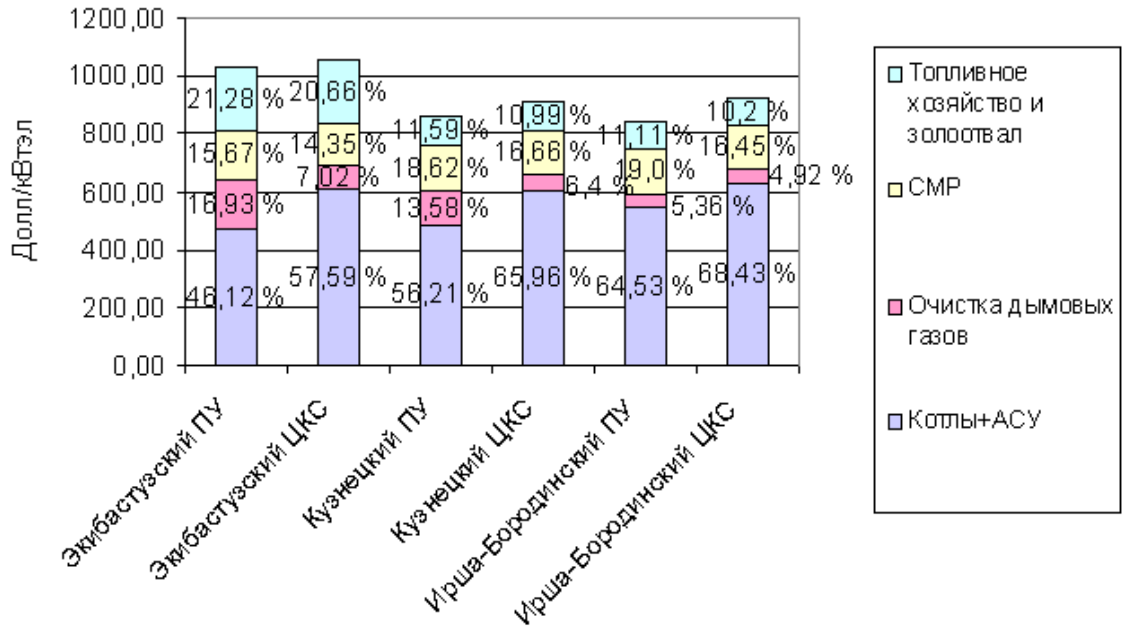


Рисунок 10.8 – Удельные капитальные затраты на котлы и АСУ, очистку дымовых газов, СМР, топливное хозяйство и золоотвал для блока 330 МВт (существующие нормы)

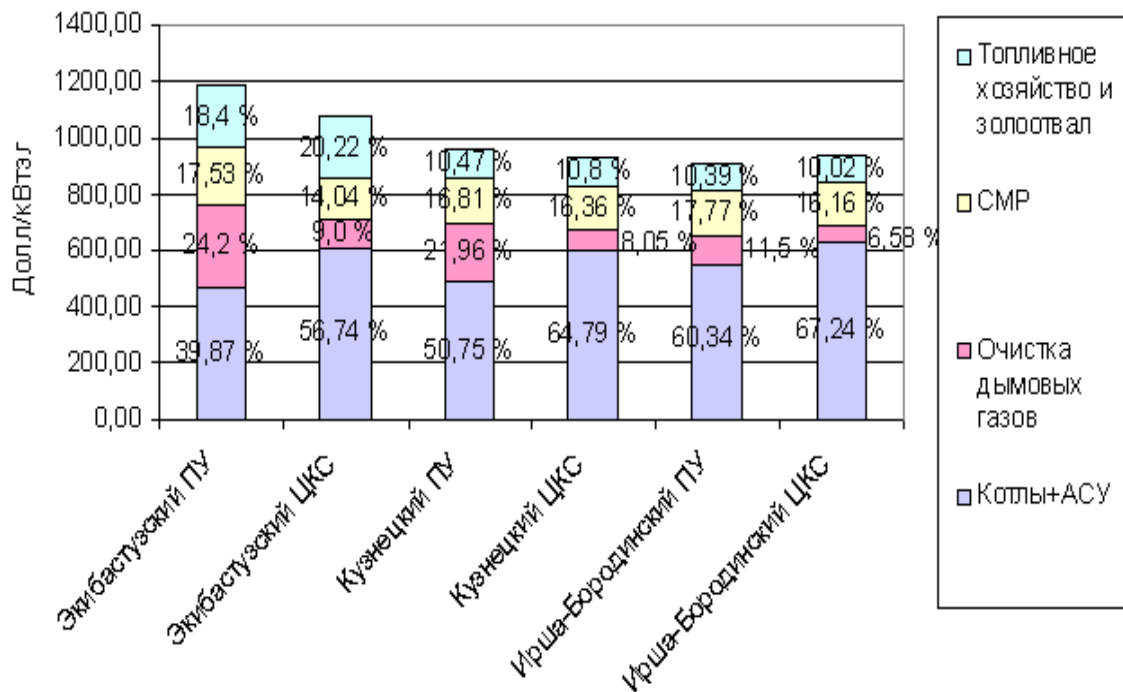


Рисунок 10.9 – Удельные капитальные затраты на котлы и АСУ, очистку дымовых газов, СМР, топливное хозяйство и золоотвал для блока 330 МВт (перспективные нормы)

Результаты сравнения котлов с ЦКС и пылеугольных с азото- и сероочисткой для блока 460 МВт в Польше показали, что котел с ЦКС на 6 % дороже пылеугольного, установка селективной каталитической очистки от оксидов азота (СКВ) увеличивает затраты на пылеугольный вариант на 6 %, а установка сероочистки – еще на 21 %.

Дополнительные эксплуатационные затраты применительно к вариантам котельных установок блоков 330 МВт Череповецкой ГРЭС приведены на рисунке 10.10.

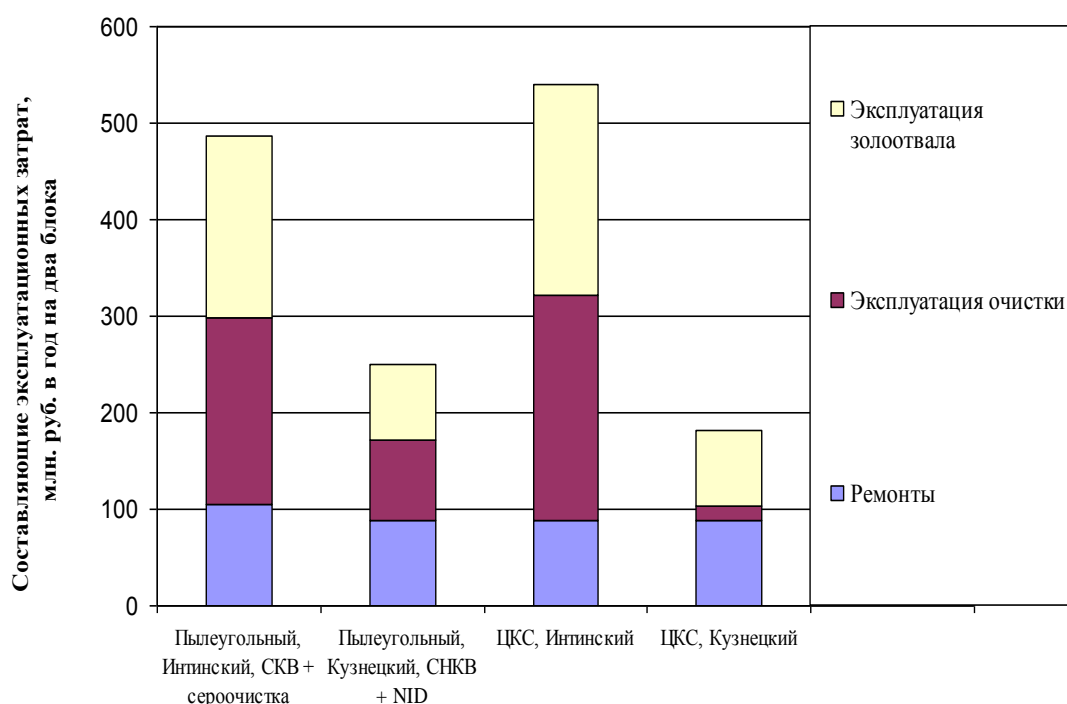


Рисунок 10.10 – Сравнение годовых эксплуатационных затрат на котельные установки двух блоков 330 МВт Череповецкой ГРЭС

Следует отметить, что на рисунке 10.10 приведены только дополнительные затраты без учета затрат на топливо. Топливная составляющая оценена на уровне 2000 млн. руб. в год. При этом необходимо учитывать повышенные затраты на собственные нужды в варианте пылеугольного сжигания с установкой мокрой известняковой сероочистки (примерно на 4 г у. т.).

Из рассмотрения этих данных следует, что дополнительные эксплуатационные расходы максимальны для вариантов котлов, сжигающих

Интинские угли – в 2,5 раза выше, чем для Кузнецких углей. При этом наиболее существенная доля этих расходов приходится на эксплуатацию сероочистки и золоотвал.

Котлы с ЦКС имеют несколько меньшие или равные (вариант СКВ и сероочистка) дополнительные эксплуатационные расходы. Эти положения удовлетворительно совпадают с литературными данными по действующим блокам с котлами ЦКС, в которых считается, что при прочих равных условиях котлы с ЦКС имеют на 3 – 5 % меньшие дополнительные эксплуатационные расходы по сравнению с пылеугольными, оснащенными средствами азото- и сероочистки. Дополнительное преимущество этих котлов связано с возможностью более глубокой разгрузки без вспомогательного топлива.

Исходя из приведенных данных по сопоставлению технических показателей котлов с ЦКС и пылеугольных для блоков 225 и 330 МВт следует, что в большинстве случаев данные по капитальным и эксплуатационным затратам вполне сопоставимы. Поэтому, выбор предпочтительных решений во многом определяется конкретными условиями сооружения новых блоков и требованиями по вредным выбросам.

Важным достоинством технологии ЦКС является достижение не только действующих в РФ норм на вредные выбросы, но и перспективных норм без использования установок сероочистки и азотоочистки. Другим существенным преимуществом является диверсификация поставок топлива.

Таким образом, можно заключить, что выполненные автором расчетные, и технико-экономические исследования, конструкторские и проектные разработки показали возможности и условия оптимального применения технологии сжигания топлив в ЦКС в энергетике России.

Заключение

1 Выполненный в диссертации комплекс расчетно-аналитических и экспериментальных исследований, обеспечивающих научное обоснование использования технологии кипящего и циркулирующего кипящего слоя для эффективного и экологически чистого сжигания различных твердых топлив, позволил решить научную проблему, имеющую важное народнохозяйственное значение.

Созданы и обоснованы новые методики расчета топчного контура котлов с ЦКС. Определены условия эффективного применения технологии ЦКС при техническом перевооружении угольных ТЭС России. Рассмотрены применения этой технологии для сжигания биомассы и отходов, а также для сепарации CO_2 .

2 Разработаны методы моделирования процессов в аппаратах с ЦКС. Спроектированы и построены стенды, и разработаны методики исследований гидродинамики, теплообмена и сепарации частиц. С их использованием получены новые экспериментальные данные по гидродинамике топок с ЦКС (профиль концентраций по высоте топки, профиль массовых потоков по ширине топки, закономерности улавливания частиц после топки в зависимости от скорости газов, массы и размеров частиц).

3 На основе собственных и обобщения литературных материалов установлены закономерности гидродинамики топки, предложены полуэмпирические зависимости для определения профиля концентраций по высоте топок с ЦКС, расчета подъемного и опускного удельного расхода частиц, улавливания частиц в зоне выхода из топки, объединенные в единую методику расчета гидродинамических показателей топок с ЦКС.

4 Получены новые данные по локальному теплообмену к настенным экранам в зависимости от режимных факторов и характеристик частиц. Показана взаимосвязь кондуктивного теплообмена с гидродинамикой топки и концентрацией частиц в пристенной зоне. На базе газокинетической модели предложена методика расчета теплообмена к настенным экранам топки котла с ЦКС, особенностью которой является учет профиля концентраций по ширине

топки и использование расчетной пристенной концентрации, в качестве определяющей для кондуктивной составляющей теплообмена.

5 Проведены на различных установках экспериментальные исследования сепарации частиц в циклонах и швеллерковых сепараторах, подтвердившие возможность улавливания более 99,9 % частиц для условий сильно запыленных потоков. На их основе разработаны рекомендации по оптимизации конструктивных размеров циклонов (размеры входного и выходного патрубков, диаметр и высота циклона и выходного патрубка в зависимости от производительности циклона по газу) и швеллерковых сепараторов (шаг и размеры швеллерков), определению фракционного и общего КПД улавливания при заданных размерах и характеристиках потока на входе (скорость газа, диаметр и плотность частиц) и сопротивления циклонов с учетом начальной запыленности.

6 Исследованы условия движения потока в опускных стояках и пневмозатворах. Получены опытные закономерности влияния подачи воздуха в стояк и пневмозатвор на режим течения и уровень материала в стояке, которые позволили обосновать условия и методы обеспечения режимов работы опускной системы без прорыва воздуха в циклон и переполнения стояка.

Определены режимы перехода от нисходящего движения частиц в плотном слое к движению в оживленном слое.

Разработаны рекомендации по расчету систем возврата частиц, с определением конструктивных характеристик и требуемых для надежного обеспечения пропускной способности расходов и давлений воздуха.

7 Выполнены теоретические и экспериментальные исследования гидродинамики систем со связанными реакторами с КС и ЦКС и установлены закономерности, необходимые для обеспечения надежности и эффективности работы установок с использованием топлив в химических циклах и полигенерирующих системах с получением электроэнергии, тепла и полезных продуктов. Впервые в РФ дано описание режимов движения в этих системах и разработана программа расчета их показателей, в частности, определения профиля давлений по высоте аппаратов в них.

8 На базе комплексных исследований гидродинамики и теплообмена в топке, улавливания и возврата частиц с учетом данных по условиям горения различных топлив, генерации и подавления вредных выбросов впервые в России разработана методика конструкторского расчета топочного контура котлов с ЦКС. Эта методика использована при разработке компьютерной программы расчета и применена при разработке отечественных котлов с ЦКС различной паропроизводительности, включая прямоточные котлы на суперкритические параметры пара для блоков 330 МВт и для блока 800 МВт на ультрасуперкритические параметры пара.

9 Впервые изучены вопросы агломерации слоя при сжигании кородеревесных отходов в котлах с кипящим слоем и разработаны рекомендации по её предотвращению и повышению надежности работы таких котлов. Изучены вопросы совместного сжигания биомассы и ископаемых топлив и показана перспектива её использования. Выполнено технико-экономическое обоснование использования различных видов биомассы для получения тепла и электроэнергии.

10 Впервые в РФ исследованы возможности сепарации CO_2 с использованием передовых технологий сжигания и газификации топлив в химических циклах. Разработаны схемы пилотных и опытно-промышленных установок, предложены новые технические решения, защищенные патентами. Показана возможность существенного снижения затрат на улавливание CO_2 при сжигании и газификации топлив в химических циклах. Разработаны предложения по использованию полигенерирующих систем с получением электроэнергии, тепла и полезных продуктов, которые могут быть использованы в том числе и в распределенной энергетике.

11 Для оценки перспектив и масштабов применения энергоблоков с котлами ЦКС в отечественной электроэнергетике исследованы их экономические и эксплуатационные показатели, а также воздействие на окружающую среду. Разработаны технические решения по котлам с ЦКС для технического перевооружения ТЭС и ТЭЦ мощностью до 330 МВт. Выполнены расчетные обоснования и предложены новые конструктивные решения для котлов с ЦКС

перспективной угольной ТЭЦ котлов с ЦКС на ультрасуперкритические параметры пара для блока 800 МВт.

12 Проведены проектные проработки котлов с ЦКС для условий сжигания различных топлив и технико-экономические обоснования применения блоков с котлами ЦКС при различных требованиях к ограничению вредных выбросах. Определены условия наиболее эффективного применения этой технологии сжигания для технического перевооружения ТЭС России.

Список сокращений и обозначений

АШ -	антрацитовый штыб;
ВИЭ -	возобновляемые источники энергии;
ВТ -	внешние теплообменники;
ВТО -	воздушный теплообменник;
ГРЭС -	государственная районная электростанция;
КВСП -	критическая высота сепарационного пространства;
КПД -	коэффициент полезного действия;
КС -	кипящий слой;
КТО -	коэффициент теплообмена;
ЛДВА -	дифференциальный доплеровский анемометр с волоконными световодами;
МЭИ -	Научный Исследовательский Университет МЭИ;
ПГУ -	парогазовая установка;
ПНС -	предельная несущая способность;
ПСВ -	подогревателе сетевой воды;
ТКО -	твердые коммунальные отходы;
ТЭБ -	топливно-энергетический баланс;
ТЭС -	тепловая электростанция;
УСКП -	ультрасуперкритические параметры пара;
ЦБК -	целлюлозно- бумажный комбинат;
ЦКС -	циркулирующий кипящий слой;
INTREX -	зольный теплообменник котлов с ЦКС компании «Фостер-Уиллер»;
CFBCAD -	программа расчета котла с ЦКС;
Ar -	критерий Архимеда;
Fr -	критерий Фруда;
Nu -	число Нуссельта;
Re -	критерий Рейнольдса;
St -	критерий Стокса.

Список литературы

- 1 Гидродинамика и теплообмен в псевдооживленном слое/С. С. Забродский. – М.: Госэнергоиздат, 1963. – 488 с.
- 2 Высокотемпературные установки с псевдооживленным слоем/С. С. Забродский. – М.: «Энергия», 1971. – 328 с.
- 3 Гидравлические и тепловые основы работы аппаратов с стационарным и кипящим слоем/ М. Э. Аэров, О. М. Тодес. – Л.: Химия, 1968. – 512 с.
- 4 Основы техники псевдооживления/Н. И. Гальперин, В. Г. Айнштейн, В. Б. Кваша. – М.: Химия, 1967. – 664 с.
- 5 Аппараты с кипящим зернистым слоем/ О. М. Тодес, О. Б. Цитович. – Л.: Химия, 1981. – 296 с.
- 6 Процессы тепло– и массопереноса в кипящем слое/Под ред. А. П. Баскакова. – М.: Металлургия, 1978. – 247 с.
- 7 Рябов Г.А., Надыров И. И. Сжигание угля в кипящем слое// Сборник научных статей «Развитие технологий подготовки и сжигания топлив на электростанциях». – М.: ВТИ, 1996.
- 8 Рябов Г. А., Надыров И. И., Кадников Б. Л., Годик И. Б. Техническое перевооружение ТЭС с использованием технологии сжигания углей в циркулирующем кипящем слое// Электрические станции. – 1996. – № 8. – С. 58 – 61.
- 9 Тумановский А. Г., Котлер В. Р., Надыров И. И., Енякин Ю. П., Рябов Г. А., Пронин М. С., Бабий В. И. Развитие технологии сжигания топлив // Теплоэнергетика. – 1996г. – № 7. – С. 30 – 39.
- 10 Современные природоохранные технологии в электроэнергетике// Информационный сборник под общ. ред. В. Я. Путилова (разделы 1.5.1. и 1.5.2). – М.: Издательский дом МЭИ, 2007. – 387 с.
- 11 Рябов Г.А., Толчинский Е.Н., Надыров И.И., Фоломеев О.М., Трухачев С.Н., Шапошник Д.А. Применение котлов с циркулирующим кипящим слоем для замены устаревших пылеугольных котлов // Теплоэнергетика. – 2000. – № 8. – С. 14 – 19.

12 Теплоэнергетическое оборудование ТЭС// Выпуск 1. Сборник публикаций под общ. ред. А. Н. Алехновича (раздел 1). – Челябинск: ЧФПЭиК, 2009. – С. 5 – 50.

13 Учебное пособие МЭИ – ТЭС, раздел Котельные установки, использующие технологию кипящего и циркулирующего кипящего слоя, 2009.

14 Рябов Г.А., Шапошник Д.А. Проблемы создания котлов с циркулирующим кипящим слоем для крупных энергоблоков // Электрические станции. – 2000. – №9. – С. 18 – 23.

15 Рябов Г. А. Энергетические котлы с циркулирующим кипящим слоем. Увеличение единичной мощности и параметров пара // Электрические станции. – 2005. – № 9. – С. 8 – 13.

16 Рябов Г. А., Ханеев К. В. Опыт эксплуатации котлов с ЦКС в Китае// В сб. научных статей «Современная наука», 2012. – № 3 (11).

17 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Мельников Д. А. Современное состояние и развитие технологии циркулирующего кипящего слоя в энергетике и ее применение для снижения выбросов парниковых газов// Сборник трудов 8 – ой Всероссийской конференции с международным участием «Горение твердого топлива», 13 – 16 ноября. – Новосибирск, 2012.

18 Рябов Г. А., Ханеев К. В. Совершенствование технологии ЦКС в Китае// Энергохозяйство за рубежом. – 2013. – № 5 (270), – С. 18 – 22.

19 Рябов Г. А. Котлы с циркулирующим кипящим слоем на сверхкритические параметры пара// Электрические станции. – 2013. – № 9. – С. 14 – 22.

20 Рябов Г. А. Применение технологии ЦКС для крупных энергетических блоков// Сборник докладов II Международной научно – технической конференции «Использование твердых топлив для эффективного и экологически чистого производства электроэнергии и тепла», 28 – 29 октября. – М.: ОАО «ВТИ», 2014.

21 Li J. F., Hao J. Y. 6 Statistics and Analysis of Circulating Fluidizes Bed Boiler in China// Power Nechnology. – 2009. – 10. – P. 70 – 74.

22 Cheng L., Zhang J., Luo Z. and Cen K. Problems with circulating fluidized bed (CFB) boilers in China and their solutions//VGB PowerTech. –2011. – 10. – P. 60 – 69.

23 Yang H., Yue G., Zhang H. and Lu J. Update design and operating experience of CFB boilers with energy saving process in China// VGB PowerTech. – 2011. – 7. – P. 49 – 53.

24 Yang H., Zhang H., Yue G. The Influence of the New Emission Standard on the CFB Boiler in China and the Solutions// 64 – th IEA FBC Meeting, June, 3, 2012. – Naples, Italy. – 2012.

25 Nowak W., Bis Z., Laskawiec J. et al. Design and operation experience of 230 MWe CFB boiler at Turow Power Plant in Poland //Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27 1999. – Wurzburg, Germany, 1999. – P. 1003 – 1008.

26 Nowak W., Bis Z., Jablonski J., Walkowiak R. Operating experience with the 235 MWe lignite – fired CFB boilers at the Turow Power Plant// VGB Power Tech. – 2003. – 6. – P. 77 – 81.

27 Nowak W., Walkowiak R., Ozimowski T., Jablonski J., Wyszynski J. Ten Years of Experience of BOT Turow Power Plant S. A. In the Operation of High – Power Fluidized Bed Boilers// Proc. of Int. Conf. CFB9, 13 – 16 May, 2008. – Hamburg, Germany, 2008.

28 Goral A. D. Łagisza 460 MWe Supercritical CFB – Design, Start – up and Initial Operation Experience, Foster Wheeler Energia Polska// Presentation on Coal – Gen – Europe. September 2009. – Katowice, Poland, 2009.

29 Adamczyk Frank Integration of flue gas heat recovery system in the worldwide largest fluidized bed boiler Lagisza 460 MWe: Efficiency increase and CO₂ Reduction// VGB PowerTech. – 2008. – 12.

30 Paloranta M., Kettunen A., Kovacs J. Dynamic Simulations of the World First Supercritical CFB – OTU Boiler// Proc. of Int. Conf. on CFB, 13 – 16 May 2008. – Hamburg, Germany, 2008.

31 Ruud Meij, Henk te Winkeland, Angelo Sarabè The environmental effects of co – combustion of biomass in coal – fired power stations in the Netherlands// POWER – GEN Europe, 25 – 27 May 2004. – Barcelona, Spain, 2004.

32 Nuortimo K., Lampenius H., Khryashcheva A., Halikka E. Advanced CFB Technology for Repowering projects and for Utilization of Refinery Residues// Russia Power – 2014, 4 – 6 Mart, Moscow. 2014.

33 Ari Kokko Is Coal a Short Term Solution – CFB Is a Safe Solution in Uncertain Energy Policy Situation// Power – Gen Europe. 3 – 5 June, 2014. – Cologne, Germany, 2014.

34 Parkkonen R., Nuortimo K., Jantti T. Initial Operation Experience of the 135 MWe Kladno Ligite Fired Power Plant// Power – Gen Europe, 3 – 5 June, 2014. – Cologne, Germany, 2014.

35 Goidich S. J., Fan Z., Sippu O., Bose A. C. Integration of ultra – supercritical OUT and CFB boiler technologies// Proc. of 19 – th Int. Conf. on FBC. May 21 – 23, 2006. – Vienna, Austria, 2006.

36 Loosaar J., Arro H., Neshumayev D., Plamus K., Ots A., Parve T., Pihu T, Prikk A., Rushelyuk P. Firing Estonian oil shale fuel in CFB boilers// Proc of Int. Conf. CFB9, 13 – 16 May, 2008. – Hamburg, Germany, 2008. – P. 601 – 606.

37 Топал А. И., Голенко И. Л., Лаварько А. В. Опыт реализации технологии сжигания угля в циркулирующем кипящем слое на котлоагрегате высокой паропроизводительности// Сборник докладов II Международной научно – технической конференции «Использование твердых топлив для эффективного и экологически чистого производства электроэнергии и тепла», 28 – 29 октября, М.: ОАО «ВТИ», 2014.

38 Gong B., Liu G., Smith B. Coal – to – biomass conversion: CFD evaluation on furnace combustion, heat transfer and NOx formation// Power – Gen Europe, June 3 – 5, 2014. – Cologne, Germany, 2014.

39 Lundqvist R. G. Designing large – scale circulating fluidized bed boilers// VGB Power Tech. – 2003. – 10. – P. 41 – 46.

40 Natunen M., Jantti T., Goral D., Nuortimo K. First operating experiences of 55 MWe Konin and 205 MWe Polaniec CFB Boilers firing 100 % biomass// Power – Gen Europe, 4 – 6 June, 2013. – Vienna, Austria, 2013.

41 Stromberg Mats Advanced steam parameters in large scale CFB application operating on REF and biofuels – background and experiences// Soderenergi AB, Sweden, 2011.

42 Raskin N., Palonen J., Nieminen J. Biomass& Bioenergy. – 2000. – 20. – P. 471 – 481.

43 Leckner Bo Progress in Energy and Combustion Science. – 1998. – 24. – P. 31 – 61.

44 Leckner Bo The role of CFB in co – combustion// Proc. the 9 – th Inf. Conf. on CFB. May 13 – 16, 2008. – Hamburg, Germany, 2008. – P. 827 – 832.

45 Griffin R. D. Chemosphere – 1986. – 15. – P. 1987 – 1990.

46 Amand L. – E. Personal communication, 2006.

47 Elled A. – L., Amand L. – E., Leckner Bo, Andersson B. – A., 2006. – Fuel 85. – P. 1671 – 1678.

48 Varonen M., Hyytiäinen I., Palonen M., Ylä – Outinen V. Results of Oxyfuel Combustion Tests in 4 MWth CFB Pilot Boiler// Proc. of Int. Conf. FBC 21, June 4 – 6, 2012. – Naples, Italy, 2012. – P. 325 – 332.

49 ALSTOM Power: Greenhouse Gas Emissions Control by Oxygen Firing in Circulating Fluidized Bed Boilers. Phase I A Preliminary Systems Evaluation// Final Report. – 2003. – Volume 1.

50 Hotta Arto, Nuortimo Kalle, Eriksson Timo, Palonen Juha, Kokki Sami CFB technology provides solutions to combat climate change, Foster Wheeler Energia Oy, Finland// Plenary lecture at Proc. the 9 – th Inf. Conf. on CFB. – 2008. – P. 11 – 17.

51 Lyngfelt A., Johansson M., Mattisson T. Chemical looping combustion – Status of development// Proc. the 9 – th Inf. Conf. on CFB. May 13 – 16, 2008. – Hamburg, Germany, 2008. – P. 39 – 53.

52 Markström P., Lyngfelt A., Linderholm C. Chemical Looping Combustion in a 100 KW Unit for Solid Fuels// Proc. of Int. Conf. FBC – 21, June 4 – 6, 2012. – Naples, Italy, 2012. – P. 285 – 292.

53 Adánez Juan Chemical – Looping Combustion of Coal: Recent Developments and Technology Challenges, plenary lecture// Proc. of Int. Conf. FBC – 21, June 4 – 6, 2012. – Naples, Italy, 2012. – P. 12 – 27.

54 Материалы международного семинара по программам ENCAP и CASTOR, 15 – 16 марта, 2006. – Дания, г. Биллунд, 2006 (ENCAP – CASTOR Training Seminare/Workshop, March 16, 2006. – Bilund, Denmark, 2006).

55 Fan L. – S., Li Fanxing, Valazquer – Vargas Luis G. Shwetha Ramkumar, Chemical looping gasification// Proc. the 9 – th Inf. Conf. on CFB. May 13 – 16, 2008. – Hamburg, Germany, 2008. – P. 801 – 806.

56 Рябов Г.А., Ханеев К.В. Применение полигенерирующих систем для повышения эффективности использования твердых топлив // Энергетик. – 2010. – № 11. – С. 35 – 38.

57 Pfeifer C., Aiger I., Hofbauer H. Co – gasification of biomass and coal in a 8 MW dual fluidized bed steam gasifier// Proc. of the 10 – th Int. Conf. on CFB and Fluidization Technology. May 1 – 5, 2001. – Synriver, Oregon, USA, 2011.

58 Fang M., Cen J., Wang Q., Cen K., Cao Z., Zhang X., Shu J., Rao X., Dong G., Wang J., Wang Y. Study on Coal Combustion and Pyrolysis Gas Tar and Steam Polygeneration System// Proc. the 9 – th Inf. Conf. on CFB. May, 2008. – Hamburg, Germany, 2008.

59 Schmid J. C., Proll T., Pfeifer C., Rauch R., Hofbauer H. Cold flow model investigation on a modified riser with enhanced gas – solid contact – locating the regions of operation in a fluidization regime map// Proc. of Int. Conf. FBC – 21, June 4 – 6, – 2012. Naples, Italy, 2012.

60 Grace J. R. //The Canadian Journal of Chem. Eng. – 1986. – Vol.64. – P.353 – 363.

61 Lim K. S., Zhu J. X., Grace J. R.// Int. J. Multiphase Flow. – 1995. – Vol.21. – P. 141 – 193.

- 62 Kunii D., Levenspiel O.// *Chemical Engineering Science*. – 1997. – Vol.52. – №15. –P .2471 – 2482.
- 63 Reh L.// *Erdol Kohle Erdgas Petrochem*. – 1979. – 32 (12). – P. 560 – 566.
- 64 Reh L. *Dissertation, Technische Hochschule Karlsruhe*. – 1961.
- 65 Grace J.R.// *The Canadian Journal of Chem. Eng.* – 1986. – Vol.64. – P.353 – 363.
- 66 Geldart D.// *Powder Technology*. – 1973. – 7. – P.285 – 292.
- 67 Bi H.T., Grace J.R. *Int. J.// Multiphase Flow*. – 1995a. – Vol.21. – № 6. – P. 1229 – 1236.
- 68 Bi H.T., Grace J.R.// *The Chemical Engineering Journal*. – 1995b. – 57. – P. 261 – 271.
- 69 Ellis N., Bi H.T., Lim C. J., Grace J. R.// *Powder Technology*. – 2004. – 141. – P.124 – 136.
- 70 Yang, W. – C.// *Powder Technology*. – 2007. – 171. – P. 69 – 74.
- 71 Basu P. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*// CRC Press. – Taylor & Francis Group, Boca Raton, FL. – 2006.
- 72 Johnsson F. *Fluid dynamics and heat transfer in fluidized beds with application to boiler*. – Geteborg, – 1991.
- 73 Сжигание твердого топлива в псевдоожигенном слое/ Бородуля В. А., Виноградов Л. М. – Мн.: Наука и техника, 1980. – 192 с.
- 74 Котлы и топки с кипящим слоем/ А. П. Баскаков, В. В. Мацнев, И. В. Распопов. – М.: Энергоатомиздат, 1996. – 352 с.
- 75 Сороко В. Е., Михалев М. Ф., Мухленов И. П.// *Химическая промышленность*. – 1968. – №7. – С. 545.
- 76 Расчеты аппаратов кипящего слоя. *Справочник*/ Под ред. И. П. Мухленова, Б. С. Сажина, В. Ф. Фролова. – Л.: Химия, 1986. – 352 с.
- 77 Gierse M. *Bulk suspensions density profiles: a model and its predictions quality*. – Preprint, 1988.

78 Yang W. C. A Model for the Dynamics of a Circulating Fluidized Bed Loop //in «Circulating Fluidized bed Technology 2»/ P. Basu, J. F. Large Eds. – Oxford, England: Pergamon Press, 1988. – P. 181 – 191.

79 Mori S., Yan Y., Kato K., Marubara K. and Liu D. Hydrodynamics of Circulating Fluidized Bed// in «Circulating Fluidized bed Technology 2»/ P. Basu, J. F. Large Eds. – Oxford, England: Pergamon Press, 1988. – P. 113 – 118.

80 Bi H. and Zhu J. Static Instability Analysis of Circulating Fluidized Beds and Concept of High – Density Risers// AIChE J. – 1999. – 39. –P. 1272 – 1280.

81 Lei H. and Horio M. A Comprehensive Pressure Balance Model of Circulating Fluidized Beds// J. Chem. Eng., Japan, 1998. – 31. – P. 83 – 94.

82 Grace J. R. Influence of Riser Geometry on Particle and Fluid Dynamics in Circulating Fluidized Bed Risers// in «Circulating Fluidized bed Technology 5»/ M. Kwauk and J. Li Eds. – Beijing: Science Press, 1997. – P. 16 – 28.

83 Kunii D. and Levenspiel O. Effect of Exit Geometry on the Vertical Distribution of Solids in Circulating Fluidized Beds: Part 1: «Solution of Fundamental Equations», Part 2: «Analysis of Reported Data and Prediction»// Powder Technologies. – 1995. – 84. P. 83 – 90.

84 Pugsley T., Lapointe D., Hirschberg B. and Werther J. Exit Effects in Circulating Fluidized Bed Reactors// AIChE J. – 1996. – 42. –P. 1875 – 1888.

85 Gupta S. K. and Berruti F. Evaluation of the Gas – Solid Suspension Density in CFB Risers with Exit Effects// Powder Technologies. – 2000. – 108. – P. 21 – 32.

86 Kim S. W., Lee D. H. and Kim S. D. Pressure Balance Model for Circulating Fluidized Bed with Loop Seal/ Proc. of the 7 – th Int. Conf. on CFB, May 5 – 8, 2002. – Niagara Falls, Ontario, Canada, 2002. – P. 521 – 528.

87 Zenz F. A. and Weil N. A. A Theoretical Empirical Approach to the Mechanism of Particle Entrainment from Fluidized beds// AIChE J. – 1958. – 4. – P. 472 – 47.

88 Bai D. and Kato K. Quantitative Estimation of Solids Holdups at Dense and Dilute Region of Circulating Fluidized Beds// Powder Technologies. – 1999. – 101. – P. 183 – 190.

89 Johnsson F., Vragar A., B. Leckner Solid Flow Pattern in the Exit region of a CFB Furnace – Influence of Exit Geometry// Proc. 15 – th Int. Conf. on FBC/ R.B. Reuther, Ed. – New York: ASME, 1999. – Paper №.FBC99 – 0018.

90 Gliksman L. R., Hyre M., Woloshun K. Simplified Scaling Relationships for Fluidized Beds/ Powder Tech. – 1993. – 77. – P. 177 – 199.

91 Bolton L. W. and Davidson J.F. Recirculation of Particles in Fast Fluidized Risers// in Proc. of 2nd Int. Conf. on CFB/ Pergamon Press. – 1988. – P. 139 – 146.

92 Grassler T., Wirth K. – E. Radial and axial profiles of solids concentration in a high – loaded riser reactor/ Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27, 1999. – Wurzburg, Germany, 1999. – P. 65 – 70.

93 Jiang P., Fan L. – S. On the turbulent radial transfer of particles in a CFB riser/ Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 28, 1999. – Wurzburg, Germany, 1999. – P. 83 – 88.

94 Tung Y., Li J., Kwauk M. Radial voidage profile in a fast fluidized bed //in : «Fluidization 88»/ M. Kwauk, D. Kunii Eds. – Beijing: Science Press, 1988. – PP. 139 – 145.

95 Schlichthaerle P., Werther J. Axial Pressure Profiles and solids concentration distributions in the CFB bottom zone// Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27, 1999. – Wurzburg, Germany, 1999. – P. 185 – 190.

96 W. Ge, K.Luecke, E. – U. Hartge, L. Yang, J. Werther Prediction of 3 – d flow structure in circulating fluidized bed boilers// Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27, 1999. – Wurzburg, Germany, 1999. –P. 303 – 308.

97 Gupta S. K., Pugsley T., Berruti. F. A Process simulator for circulating fluidized bed chemical reactors// Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27, 1999. – Wurzburg, Germany, 1999.

98 Andersson D. A., Johnson F., Leckne B. Heat Flow Measurements in Fluidized Bed Boilers// Proc. 9 – th Int. Conf. on Fluid. Bed Comb. – 1987. – P. 592 – 598.

99 Shi D., Reh L. Wall – to – Bed Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed// Proc. of the 5 – th Int. Conf. on CFB, China, 1997.

100 Subbarao D., Basu P. Heat Transfer in circulating fluidized bed. *Circulating Fluidized Beds Technology*// Pergamon Press, London. – 1986. – P. 281 – 286

101 Andersson B. A., Brink, K. E. Gustafsson L. Effect of Furnace size on CFB Wall Heat Transfer// *Proc. of the 5 – th Int. Conf. on CFB, China, 1997.*

102 Breitholtz C. Wall average heat transfer in CFB boilers// *3 European Conference on Fluidization, May 29 – 31, 2000. – Toulouse, France, 2000.*

103 C. Breitholz, B. Lecner Translation of Heat Transfer measurements from Laboratory CFBs to the Conditions of CFB – Boilers // *MIF – 2000, Heat/ Mass Transfer. – 2000. – v6. – P. 12 – 23.*

104 Теплицкий Ю. С. Кондуктивно – конвективный теплообмен в дисперсных системах со взвешенными частицами. *ЦКС // ММФ – 2000/ Тепломассообмен. – 2000. – т.6. – С. 125 – 130.*

105 Теплицкий Ю. С. // *ИФЖ. – 1998. – т. 71. – № 5. – С. 799 – 804.*

106 Бородуля В. А., Теплицкий Ю. С. и др. // *ИФЖ. – 1990. – т. 58. – № 4. – С. 597 – 604.*

107 Пальченко Г.И., Бородуля В.А., Брейтхольц К., Лекнер Б. Интенсификация теплообмена в надслоевом объеме псевдооживленного и циркулирующего псевдооживленного слоев: влияние турбулентности // *ММФ – 2000/ Тепломассообмен. – 2000. – т. 6. – С. 105 – 114.*

108 Wen C. N., Miller F. N Heat transfer in solid – gas transport lines// *Ind. Eng. Chem. – 1961. – 53, 51.*

109 Bucak O., Dogan O. M., Uysal B. Z. Heat Transfer in Circulating Fluidized Bed Combustor// *Proc. of 15 – th Int. Conf. on Fluid. bed Comb., May 16 – 19, 1999. – Savannah, USA. – 1999.*

110 Teplitskiy Y. S., Ryabov G. A. Scaling in a circulating fluidized bed: particle concentration and heat transfer coefficient in a transport zone// *Int. Journal of Heat and Mass Transfer. – 1999. – Vol. 42. – P. 4065 – 4075.*

111 Martin H. // *Chem. Eng. Pross. – 1984. – V. 18. – P. 157 – 238.*

112 Zevenhoven R., Kohlmann, J., Laukkanen T. et al. Near – wall particle velocity and concentration measurements in circulating fluidized beds in relation to heat

transfer// Proc. of 15 – th Int. Conf. on Fluid. bed Comb., May 16 – 19, 1999. – Savannah, USA. – 1999.

113 Rosin P., Rammler E., Intelman W., Ver Z. // Deutsch. Ind., 76, 433. – 1931.

114 Lissmann M.// Chem. Met. Eng., 37, 630. – 1930.

115 Shepherd C., Lapple C.// Ind. Eng., Chem., 31, 971. – 1939.

116 Muhlard W.// Genie civile, 124, 152. – 1947

117 Davies C. H.// Proc . Inst. Mech. Eng., – 1952. – №5

118 Центробежные пылеотделители – циклоны/ П. М. Смухнин, П. А. Коузов. – М. – Л.: ОНТИ, 1935. – 119 с.

119 Очистка воздуха от пыли в циклонах/ П. А. Коузов. – М.: ЛИОТ, 1938. – 88 с.

120 Аэродинамика систем промышленной вентиляции/ С. Е. Бутаков. – Профиздат, 1949. – 180 с.

121 Ter – Linden A. I.// Trans. of the ASME, – 1953. – v. 3. – № 3, 75.

122 Механика аэрозолей/ Н. А. Фукс. – М.: АН СССР, 1955. – 353 с.

123 Пылеприготовление/ В. П. Ромадин. – М – Л.: ГЭИ, 1953. – 335с.

124 Обеспыливание воздуха/ А. И. Пирумов. – М.: Стройиздат, 1974. – 207 с.

125 Клячко Л.С. Уравнение движения пылевых частиц// Отопление и вентиляция. – 1934. – № 4. – С. 12 – 18.

126 Barth W. / ВВК. – 1956. – 148.

127 Закрученные потоки / А. Гупта, Д. Лилли, Н. Сайрод. – М.: «Мир», 1987. – 588 с.

128 Ter – Linden A. I.// Proc. Inst. Mech. Eng. London, 1960. – 130. – P. 233.

129 Najim S. E.// Ph. D. Thesis University of Wales, – 1979.

130 Хренов И. Г., Левина Т. А. Применение математических методов для исследования сепарирующей способности вихревого золоуловителя на опытно – промышленной установке// В сб. Аэродинамика и теплообмен дисперсных потоков. – М.: Наука, 1967.

- 131 Batele W. Dust Extraction Technology// Technicopy Ltd. Colos. England, 1976.
- 132 Zeith D., Deicht W.// AIChE Symposium Series, 68, 126, 1972.
- 133 Koch W. H., Zeith D.// Chem. Enh., 7, November, 1977. – P. 87.
- 134 Kalen B., Zenz F.A. //AIChE Symposium Series, 976, 70, 137.– P. 388.
- 135 Падва В. Ю. Оптимальные условия улавливания пыли циклонами// Водоснабжение и санитарная техника. – 1965. – №4. – С. 6 – 10.
- 136 Справочник по пыли и золоулавливанию/ Под. ред. А.А. Русанова. – М.: Энергия, 1975. – 296 с.
- 137 Dietz P. W. Collection Efficiency of Cyclone Separators// AJChE Journal, November, 1981. – V.27. – № 6. – P. 888 – 892.
- 138 Abrahamson J., Allen R. W. K. The Efficiency of Conventional Return – flow Cyclone at High Temperatures// Int. Chem. Eng. Symposium Series/ Pergamon Press. – 1987. – № 99. P. 31 – 43.
- 139 Alexander R. Fundamentals of Cyclones Design and Operation// proc. of Aust. Inst. Mining and Met., 1949. – PP.152 – 153. –P.203.
- 140 Yang S., Yang H., Zhang H., Li S., Yue G. A Transient method to study the pressure drop characteristics of the cyclone in CFB system// Powder Technology. – 2009. – 192. – P. 105 – 109.
- 141 Gil A., Romeo L., Cortes C. Effect of solid loading on a pressurized fluidized bed combustors cyclone with pneumatic extraction of solids// Chem. Tng. Tech. – 2002. – 25. – P. 407 – 415.
- 142 Wheldon J.H., Burnard G.K., Snow G.C. and Svarovsky L. The performance of cyclones in the off – gas of a pressurized fluidized bed combustor// Inst. Chem. Ing., Symposium Series/ Pergamon Press. – 1987. – № 99
- 143 Очистка промышленных газов от пыли/ В. Н. Ужов и др. – М.: Химия, 1981. – 344 с.
- 144 Smolik I., Chapter D. // in «Air Pollutions abatement», Technical University of Prague, 1975. – 55 P.

145 Долгов В.Н. Аэродинамика и теплообмен циклона – утилизатора теплоты запыленных газов: автореф. дис. ... кан. техн. наук: 14.01.04/ Долгов Валений Николаевич.– Свердловск: УПИ, 1988. – 16 с.

146 Starchenko A. V. and Baskakov A. P. A Three – dimensional numerical modeling of a gas – particle suspension flow through U – beam separator// Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27, 1999. – Wurzburg, Germany, – 1999. – P. 231 – 236.

147 Flinn T.J., Moriss F.A., Belin F. Performance Comparison of Babcock&Wilcox Commercial Circulating Fluidized Boilers// Technical paper presented at the 2 – nd Int. Symp. on Coal., Oct. 7 – 10, 1992. – Beijing, China, 1992.

148 Knowlton T. M. Non – mechanical solid feed and recycle devices circulating fluidized beds// 3 – rd Int. Conf. on CFB Technology/ Pergamon Press. – 1988.

149 Chong Y. O., O'Dea D. E., Leung L.S., Nicklin D. J., Lottes J. Design of standpipe and non – mechanical V – valves for a circulating fluidized bed// 3 – rd Int. Conf. on CFB Technology/ Pergamon Press. – 1988.

150 Knowlton T. M., Hirsan I. and Leung L. S./ in Davidson J. F. and Keairns D. L. (eds.), Fluidization. – Cambridge Univ. Press. – 1978. – 128.

151 Yao X., Wang T., Yang H., Zhang H., Liu Q., Lu J., Yue G. Investigation on the hydrodynamic properties in the external loop of circulating fluidized bed with loop seal// Proc. of the 10 – th Int. Conf. CFB Technology, May 1 – 5, 2011. – Sunriver, Oregon, USA, 2011.

152 Yazdanpanah M., Hoteit A, Forret A., Gauthier T., Delebarre A. Gas tracer study in a non mechanical L – valve// Proc. of the 10 – th Int. Conf. CFB Technology, May 1 – 5, 2011. – Sunriver, Oregon, USA, 2011.

153 Bidwe A. R., Chariots A., Dieter H., Wei An, Zieba M., Scheffknecht G. A study of standpipe and loop seal behavior in circulating fluidized bed for Geldart B particles// Proc. of the 10 – th Int. Conf. CFB Technology, May 1 – 5, 2011. – Sunriver, Oregon, USA, 2011.

- 154 Li H., Lu X., Tong H., Liu H., Zheng Q. Hydrodynamics of the L – valve// Proc of the 7 – th Int. Conf. CFB Technology, Niagara Falls, May 5 – 8, 2002. – Ontario, Canada, 2002.
- 155 Subbarao D. Flow rate of solids in L – valves// Proc. of the 10 – th Int. Conf. CFB Technology, May 1 – 5, 2011. – Sunriver, Oregon, USA, 2011.
- 156 Agarwal Amit Solid flow in a 2 D Lvalve// M.Tech Thesis IIT Delhi, 2004.
- 157 Lewis K. W., Gilliland E. R. and Bauer W. C. Characteristics of fluidized particles/ Ind. Eng. Chem. – 1949. – 41. – 1104.
- 158 Rhodes M. J. and Laussman P. A study of pressure balance around the loop of CFB// Can. J. Chem. Eng. – 1992. – 70. – P.625 – 630.
- 159 Schoenfelder H., Kruse M. and Werther J. Two Dimensional Model for Circulating Fluidized Bed Reactors// AIChE J. – 1996. – 42. –P. 1875 – 1888.
- 160 Kim S. W., Lee D. H. and Kim S. D. Pressure Balance Model for Circulating Fluidized Bed with Loop – Sea// Proc. of the 7th Int. Conf. on CFB, Niagara Falls, May 5 – 8, 2002. – Ontario, Canada, 2002.
- 161 Kaiser S., Löffler G., Bosch K., Hofbauer H. Hydrodynamics of a Dual Fluidized Bed Gasifier. Part II: Simulation of Solid Circulation Rate, Pressure Loop and Stability// Chem. Eng. Sci., 2003. – 58. – P. 4215 – 4223.
- 162 Lyngfelt A., Leckner Bo, Mattison T. A Fluidized – bed Combustion Process with Inherent CO₂ Separation; Application of Chemical – Looping Combustion// Chem. Eng. Sci., 2001. – 56. – P. 3101 – 3113.
- 163 Kronberger B., Johansson E., Loffler G., Mattisson T., Lyngfelt A., Hofbauer H. A Two – Compartment Fluidized Bed Reactor for CO₂ capture by Chemical – looping combustion// Chem. Eng. Technol. – 2004. – 27. – № 12. –P. 1318 – 1326.
- 164 Kronberger B., Lyngfelt A., Loffler G., Hofbauer H. Design and Fluid Dynamic Analysis of a Bench – Scale Combustion System with CO₂ Separation – Chemical – Looping Combustion// Ind. Eng. Chem. Res. – 2005. – 44. – P.546 – 556.

165. Son S. R and Kim S. D. Chemical – looping combustion with inherent CO₂ separation in a circulating fluidized bed reactor// Proc. of the 8 – th Int. Conf. on CFB, May 10 – 13, 2005. – Hangzhou, China, 2005. – P.623 – 629.

166 Sung. Y. K., Song. J. H., Bang. B. R., Yu T. U and Lee U. D. A significant article attached to theme of hydrodynamics of polygeneration systems // Report of Korea Institute of Industrial Technology, 2008.

167 Fang F., Li Z. S, Ca N. S. Design and cold mode experiment of dual bubbling bed reactors for multiple CCR cycles // Report of Key Laboratory for Thermal Science and power Engineering of Ministry of Education. Dep. of Thermal Engineering Tsinghua University, Beijind, 100084, China, 2007.

168 Тепловой расчёт котельных агрегатов (Нормативный метод): Издание 2 – е переработанное. – Москва: Энергия, 1973. – 296 с.

169 Мунц В. А., Баскаков А. П. Тепловой расчёт топок со стационарным и циркуляционным кипящим слоем (Ч. 1)// Теплоэнергетика. – 1990. – №1. – С. 74 – 77.

170 Lafanechere L., Basu P., Jastin L. The effect of fuel parameters on the size on the size and configuration of CFB boiler,// Journal of The Institute of Energy. – December 1995. – 68. –P. 184 – 192.

171 Basu P. and Fraser S. Design and Operation of Circulating Fluidized Bed Boilers// Butterworth – Heimann. – Stoneham USA, 1991.

172 Lafanechere L., Basu P., Jastin L. The effect of steam parameters on the size and configuration of CFB boiler// Proc 13th Int Conf on FBC, Asme. – Orlando, Florida, 1995.

173 Lafanechere L., Jastin L. Study of CFB furnace behavior in order to scale it up to 600 MWe// Proc 13th Int Conf on FBC, Asme. – Orlando, Florida, 1995b.

174 Lewnard L., Herb B E, TSAO TR and Zenz J. Effect of Design and Operating Parameters on cyclone performance for circulating fluidized bed boiler (ed Avidan)// Proc 4 th int Conf on CFB, AIChE. – Somerset, Pennsylvania, USA, 1993.

175 Talukdar N., Basu P. The effect of fuel on the performance of a CFB boiler// Int. Conf. CFB Technology – 5, 1996. – P. CSS1 – 6.

176 Кадников Б.Л., Давыдов Н. И., Шмуклер Б. И., Рябов Г. А. Моделирование физико – химических процессов в котлах с циркулирующим кипящим слоем// Теплоэнергетика. – 1994. – № 5. – С. 64 – 70.

177 Кадников Б.Л. Переменные режимы работы котла с ЦКС: дис. ... канд. техн. наук: 05.14.14/ Кадников Борис Леонидович – М., 1995. – 22 с.

178 Рябов Г. А., Фоломеев О. М. Исследование работы системы возврата материала применительно к котлам ЦКС// Тезисы докладов семинара «Проблемы преобразования энергии и рационального использования топлива в энергетике», 1 – 3 сентября, г. Киев, 1992.

179 Рябов Г. А., Фоломеев О. М. Исследование гидродинамики топки на аэродинамических моделях и огневых установках// Тезисы докладов семинара «Проблемы преобразования энергии и рационального использования органического топлива в энергетике», 21 – 22 сентября, г. Киев, 1993.

180 Ryabov G.A., Folomeev O.M., Trukhachev S.N. An Experimental Study of Hydrodynamics and Heat Mass Transfer in CFB Model// Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27, 1999. – Wurzburg, Germany, 1999. –P. 373 – 378.

181 Рябов Г. А., Фоломеев О. М. Исследование массообмена и гидродинамики на модели котла с циркулирующим кипящим слоем// Тепломассообмен ММФ – 96, Минск . – 1996. – том 10, часть 2. – С. 33 – 37.

182 Рябов Г. А., Курочкин А. И. Исследование теплообмена к настенным экранам на аэродинамической модели котла ЦКС// Тепломассообмен ММФ – 96, Минск . – 1996. – том 10, часть 2. – С. 38 – 42.

183 Рябов Г. А., Молчанов В. А., Хритинин А. Ф. Исследование процессов смешения вторичного воздуха с запыленным потоком применительно к условиям работы котлов ЦКС// Тепломассообмен ММФ – 96, Минск . – 1996. – том 10, часть 2. – С. 43 – 47.

184 Рябов Г.А., Фоломеев О.М., Шапошник Д.А. Исследование систем улавливания и возврата на установках с циркулирующим кипящим слоем// Теплоэнергетика. – 2002. – № 8. – С. 18 – 24.

185 Ryabov G. A., Folomeev O. M., Shaposhnik D. A. Solid separation in upper part of CFB riser// Proc. of the 8 – th Int. Conf. on CFB, May 10 – 13, 2005. – Hangzhou, China, 2005.

186 Рябов Г. А., Фоломеев О. М. Исследование гидродинамики и массообмена на экспериментальной установке с циркулирующим кипящим слоем// Теплоэнергетика. – 1998. – № 6. – С. 8 – 12.

187 Фоломеев О.М., Трухачев С.Н., Рябов Г.А. Исследование гидродинамики и тепломассообмена применительно к условиям работы надслоевого пространства котлов с циркулирующим кипящим слоем// Теплоэнергетика. – 2000. – №10. – С. 27 – 32.

188 Ryabov G.A., Folomeev O.M., Trukhachev S.N., Shapochnik D.A. Solid mass fluxes in the exit region of CFB furnace// Proc. of 7th Int. Conf. on CFB, Niagara Falls, Ontario, Canada, 2002.

189 Evseev A. R., Ryabov G. A., Orlov V. A. Measurement of velocity and concentration of particles in circulating fluidized bed by different Doppler anemometer with fiber optics// 7 – th Conf. on Laser anemometry, Sept. 8 – 11, 1997. – Karlsruhe, Germany, 1997.

190 Ryabov G. A., Folomeev O.M., Molchanov V. A. and Khritinin A. F., Profile of secondary air stream in CFB model, Proc. of 7th Int. Conf. on CFB, Niagara Falls, Ontario, Canada, 2002.

191 Rodes M. J., Lansmann P., Villian F. and Geldart D. Measurement of radial and axial solid flux variations in the riser of circulating fluidized beds// CFB Technology 2, Pergamon Press. – 1988. – P. 155 – 164.

192 Leretaille P. – Y., Werther J., Briand P., Montat D. Modeling of hydrodynamics of large scale atmospheric circulating fluidized bed coal combustion// 15 – th Int. Conf. on Fluid Bed Comb. May 16 – 19, 1999. – Savannah, USA, 1999.

193 Рябов Г. А., Курочкин А. И., Фоломеев О. М. Исследование теплообмена к настенным экранам на аэродинамической модели котла с ЦКС// Теплоэнергетика. – 1999. – № 8. – С. 53 – 58.

194 Рябов Г.А., Фоломеев О.М., Трухачев С.Н. Экспериментальное исследование процессов теплообмена и гидродинамики на аэродинамической модели котла с ЦКС// Минский международный форум по тепломассообмену, ММФ – 4, май, Минск, 2000.

195 Stromberg L.// *Archvum Combustion.* – 1981. – vol.1.

196 Kobro H., Bureton C. Control and Fuel Flexibility of Circulating Fluidized Beds// 1 – nt Int. Conf. on Circulating Fluidized Bed Technology, Pergamon Press. – 1986.

197 Sekthira A., Lee Y. Y., Genetti W. E. Yeat Transfer in Circulating Fluidized Bed// Proc. of 25 – th National Heat Transfer Conference, 1988.

198 Трухачев С.Н., Рябов Г.А. Инженерная методика расчета теплообмена к настенным поверхностям нагрева в топке с ЦКС// Минский международный форум по тепломассообмену, ММФ – 4, май, Минск, 2000.

199 Рябов Г.А., Надыров И.И., Фоломеев О.М., Трухачев С.Н. Научное обоснование использования технологии сжигания отечественных твердых топлив в циркулирующем кипящем слое// Теплоэнергетика. – 2001. – №6. – С. 38 – 43.

200 Рябов Г. А., Надыров И. И., Фоломеев О. М., Литун Д. С Научные проблемы использования технологии кипящего слоя для технического перевооружения электростанций и энергосбережения при сжигании местных топлив и отходов// Екатеринбург: Вестник УГТУ – УПИ. – 2003. – № 8 (28). – С. 21 – 29.

201 Рябов Г.А., Фоломеев О. М. Научное обоснование и методика расчета топочного контура котлов с циркулирующим кипящим слоем// Сб. научных статей «Современная наука», Киев, Украина. – 2010. – № 2(4).

202 Mickley H.S., Fairbanks D. – F. *AIChE jonen.* – 1955. – V.1. – №.9. –P. 374 – 384.

203.Zevenhoven R, Kohlman J. Suspension – to – wall Heat Transfer in CFB Combustion: Near – wall Particles Velocity and Concentration Measurements a Low and High Temperatures// Proc. of the 6 – th Int. Conf. on CFB, August 22 – 27, 1999. – Wurzburg, Germany, 1999.

204. Shmidt P. New Results in cyclone design especially for high – pressure and temperature application, Inst. Chem. Ing.// Symposium Series/ Pergamon Press. – 1987. – № 99. – P. 67 – 72.

205. Stairmand C., Kesley R.// Chem. and Ind. – 1995. – № 10, 1342.

206. Advanced Cleanup Device Performance Design. Report VA: Cyclone Theory and Data Correlation. General Electric, FE – 2357 – 70, PFB Coal Fired Combined Cycle Development Program. Prepared for DOE USA, contract № DE – AC – 21 – 76 ET 10377, 1980.

207 Ryabov G. A., Folomeev O. M., Sankin D. A., Chaneev K. V. Cold Model Study on Interconnected Fluidized Bed Reactors for Multi – Generation Systems and Chemical Looping processes// Proc. of the 10 – th Int. Conf. on CFB and Fluidization Technology, May 1 – 5, 2011. – Synriver, Oregon, USA, 2011. – P. 169 – 176.

208 Рябов Г. А., Фоломеев О. М. Методика расчета показателей псевдооживления в системах возврата материала аппаратов с циркулирующим кипящим слоем// Известия РАН Энергетика. – 2014. – № 5.

209 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Мельников Д. А. Исследование граничных режимов движения твердых материалов в циркуляционных контурах энергоустановок// Теплоэнергетика. – 2014. – № 11. – С. 1 – 10.

210 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Мельников Д. А. Результаты расчетных и экспериментальных исследований гидродинамики циркуляционных контуров в аппаратах с циркулирующим кипящим слоем и системах со связанными реакторами// Теплоэнергетика. – 2015. – № 2. – С. 33 – 40.

211 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Мельников Д. А., Санкин Д. А. Исследование гидродинамики систем с кипящим и циркулирующим кипящим слоем для энерготехнологических установок (полигенерирующих систем)// Современная наука, сб. научных статей. – 2013. – № 3 (11).

212 Ryabov G. A., Folomeev O. M., Sankin D. A., Melnikov D. A. Investigation on hydrodynamics of interconnected reactors and loop seal behavior for Multi –

generation systems //Proc. of 11 – th Int. Conf. on CFB and Fluidization Technology, May 14 – 17, 2014. – Beijing, China, 2014.

213 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Мельников Д. А., Топал А. И., Чернявский Н. В. Использование технологии сжигания в циркулирующем кипящем слое для снижения вредных выбросов, включая парниковые газы // Сборник тезисов докладов 10 – я международная научно – практической конференция «Угольная теплоэнергетика. Проблемы реабилитации и развития», 18 – 22 сентября, Киев, Украина, 2014.

214 Рябов Г. А., Литун Д. С., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Мельников Д. А. Гидродинамика связанных между собой реакторов полигенерирующих систем с пиролизом и газификацией// Международный Российско – Казахстанский Симпозиум «Углекислота и экология Кузбасса», 5 – 8 октября, Кемерово, 2014.

215 Ryabov G. A., Folomeev O. M., Sankin D. A., Melnikov D. A. Pressure Balance model for Dual CFB – FB Reactors Systems// Proc. of the 22nd Int. Conf on Fluidized Bed Conversion, 12 – 14 June, 2015. – Turkey, Finland, 2015.

216 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. С., Мельников Д. А. Гидродинамика циркуляционных контуров связанных между собой реакторов с кипящим и циркулирующим кипящим слоем// сборник докладов 9 – ой Всероссийской конференции с международным участием «Горение топлив: теория, эксперимент, приложения», 16.11 – 18.11, Новосибирск, Россия, 2015.

217 Ryabov G. A., Folomeev O. M., Sankin D. A. and Melnikov D. A. Hydrodynamics of Interconnected Reactors for Polygeneration Systems and Chemical Looping Combustion and Gasification// JP Journal of Heat and Mass Transfer. – 2016. – V 13. – № 1.

218 Рябов Г. А., Фоломеев О. М. Обоснование расчета топочного контура котлов с циркулирующим кипящим слоем// Теплоэнергетика. – 2011. – № 6. – С. 12 – 18.

219 Денисов В. М., Бердин С. В., Корнев В. С., Дик Э. П., Рябов Г. А. Опыт пуска и освоения мощности котла с кипящим слоем ТЭС – 3 Архангельского ЦБК// Промышленная энергетика. – 2002. – № 9. – С. 26 – 32.

220 Tugov A. N., Ryabov G. A., Dik E. P., Litoun D. S., Folomeev O. M., Shtalman S. G. Operating experience of fluidized bed furnaces of municipal wastes incineration at Rudnevo plant in Russia// Proc. of the 9th Int. Conf. on CFB, May 13 – 16, 2008. – Hamburg, Germany, 2008. – P. 1063 – 1068.

221 Надыров И. И., Рябов Г. А., Дик Э. П., Афанасьев Б. П., Скрыль, В. М. Шукин Е. М., Дьяченко В. Ф. Экологически чистая Ростовская ГРЭС мощностью 2,4 млн. кВт с восемью паротурбинными энергоблоками по 300 т/ч для сжигания АШ ухудшенного качества в циркулирующем кипящем слое// Сборник научных статей «Природоохранные технологии ТЭС». – М.: ВТИ, 1996.

222 Ryabov G. A., Nadirov I. I., Godik I. B., Kadnikov B. L. A Retrofit of the boiler equipment with CFB Technology in Russia: Effective combustion of low – grade fuels with minimal Impact to the Environment// Czech Flame Day`s 97 Int. Conf. on the Combustion and the Environment, May 28 – 29, 1997. – Brno, 1997.

223 Рябов Г. А., Литун, Д. С. Водогрейные котлы для сжигания древесных отходов// Новости теплоснабжения. – 2002. – № 11 и 12.

224 Рябов Г. А. Актуальные направления исследований в области использования биомассы и отходов// Сб. докладов Международного семинара «Биоэнергетика 2005» Устойчивое развитие биоэнергетики в соответствии с требованиями Киотского протокола, 16 – 17 июня, 2005. – г. Великий Новгород, 2005.

225 Рябов Г. А., Литун Д. С. Экономический анализ эффективности использования отходов предприятий лесопромышленного комплекса// Сб. докладов Международного семинара «Биоэнергетика 2005» Устойчивое развитие биоэнергетики в соответствии с требованиями Киотского протокола, 16 – 17 июня, 2005. – г. Великий Новгород, 2005.

226 Рябов Г. А. Использование биомассы и отходов производства для решения проблем энергосбережения// Электрические станции. – 2005. – № 7. С. 33 – 38.

227 Рябов Г. А. Различные аспекты использования технологии сжигания топлив и отходов в кипящем слое. Результаты исследований и новые научные

направления// Сб. докладов Международной конференции «Угольная теплоэнергетика: проблемы реабилитации и развития», 14 – 18 сентября, 2006. – Алушта, АР Крым, Украина, 2006.

228 Дик Э. П., Рябов Г. А., Тугов А. Н., Соболева А. Н. Сравнение свойств золы от сжигания нетрадиционных видов топлива// Теплоэнергетика. – 2007. – № 3. – С. 60 – 64.

229 Tugov A. N., Ryabov G. A., Dik E. P., Litoun D. S., Folomeev O. M., Shtalman S. G. Operating experience of fluidized bed furnaces of municipal wastes incineration at Rudnevo plant in Russia// Proc. of the 9th Int. Conf. on CFB, May 13 – 16, 2008. – Hamburg, Germany, 2008. – P. 1063 – 1068.

230 Zelikov E. N., Dik E. P., Ryabov G. A. and Tugov A. N. Ash properties, deposit formation and corrosion of superheater tubes of municipal solid waste firing in swirl fluidized bed furnaces// Proc. of the 9 – th Int. Conf. on CFB, May 13 – 16, 2008. – Hamburg, Germany, 2008. – P. 887 – 892.

231 Ryabov G. A., Litoun D. S., Dik E. P. Agglomeration of Bed Material: Influence on Efficiency of Biofuel Fluidized Bed Boiler// Proc. of 17th Int. Conf. on FBC, May 18 – 23, 2003. – Jacksonville, Florida, 2003.

232 Ryabov G. A., Litoun D. S. and Dik E. P. Problems in Combustion of Bark – Wood Waste and Biological Silt in Fluidized – Bed Boilers// Proc. of 2 – nd Int. Conf. «Energy from Biomass», Sept, 20 – 22, 2004. – Kiev, Ukraine, 2004.

233 Рябов Г. А., Дик Э. П., Соболева А. Н., Соловьева Т. Е. Особенности процессов в слое и надслоевом пространстве при сжигании биотоплив в котлах с кипящим слоем// Теплоэнергетика. – 2005. – № 9. – С. 54 – 60.

234 Рябов Г.А., Литун Д.С., Дик Э. П., Земсков К. А. Перспективы и проблемы использования биомассы и отходов для производства тепла и электроэнергии// Теплоэнергетика. – 2006. – № 7. – С. 61 – 66.

235 Lin W., Dam – Johansen K. Agglomeration in fluidized bed combustion of biomass – mechanisms and co – firing with coal.// 15 – th Int. Conf. of Fluidized Bed Combustion, May 16 – 19, 1999. – Savannah, USA, 1999.

236. Grubor B.G, Oka S.N., Ilic M.S. et al. Biomass FBC Combustion – Bed agglomeration problems// Proc. of 13 th.Conf on Fluid.Bed Comb., May 7 – 10, 1995. – Orlando, Florida, 1995. – V1. – P. 515 – 522.

237 Grubor B., Ilic M., Dakic D. Hematite – A Definite Solution for FB Combustion of Biomass// Heat and Mass Transfer MIF – 96, 20 – 24 May, 1996. – Minsk, 1996. – P. 227 – 234.

238 Рябов Г. А., Долгушин И. А. Использование технологии циркулирующего кипящего слоя при совместном сжигании биомассы и ископаемых топлив на ТЭЦ// Электрические станции. – 2012. – № 10. – С. 4 – 9.

239 Долгушин И. А., Рябов Г. А., Бородуля В. А. Совместное сжигание угля и биомассы// Сборник докладов II Международной научно – технической конференции «Использование твердых топлив для эффективного и экологически чистого производства электроэнергии и тепла», 28 – 29 октября, 2014. – Москва: ОАО «ВТИ», 2014.

240 Рябов Г. А., Литун Д. С., Пицуха Е. А., Теплицкий Ю. С., Бородуля В. А. Опыт сжигания различных видов биомассы в России и Белоруссии// Электрические станции. – 2015. – № 9. – С. 9 – 17.

241 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Литун Д. С., Санкин Д. А. Использование технологии кипящего слоя для улавливания CO₂// Сб. докладов Международной конференции «Угольная теплоэнергетика: проблемы реабилитации и развития», 18 – 21 сентября 2008. – Украина: Алушта, АР Крым, 2008.

242 Рябов Г.А., Санкин Д. А., Ханеев К. В. Сжигание топлив в химических циклах с сепарацией CO₂// Энергетик. – 2009. – № 2. – С. 14 – 17.

243 Рябов Г.А., Фоломеев О. М., Литун Д. С., Санкин Д. А. Сепарация CO₂ с использованием химических циклов сжигания и газификации топлив// Теплоэнергетика. – 2009. – № 6. – С. 39 – 49.

244 Ryabov G. A., Folomeev O. M., Sankin D. A. Investigations of the CO₂ Capture and Storage in Russia// Proc. of the Int. Conf. Coal Gen Europe, Katowice, September, 1 – 3, 2009.

245 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Ханеев К. В., Дмитриюкова И. Г. Применение технологии ЦКС для крупных энергетических блоков и улавливания CO₂// Сборник докладов международной конференции «Технологии эффективного и экологически чистого использования угля», октябрь 2009, М.: ОАО «ВТИ», 2009. – С. 158 – 175.

246 Рябов Г. А. Технология циркулирующего кипящего слоя: использование в энергетических установках и новые приложения// Сб. докладов минского международного форума по тепломассообмену ММФ 2012.

247 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Мельников Д. А. Новые приложения технологии циркулирующего кипящего слоя для решения задач снижения выбросов парниковых газов// Сборник трудов 8 – ой Всероссийской конференции с международным участием «Горение твердого топлива», 13 – 16 ноября, 2012. –Новосибирск, 2012.

248 Рябов Г. А., Санкин Д. А., Фоломеев О. М. Использование технологии циркулирующего кипящего слоя для улавливания CO₂. Сжигание и газификация в химических циклах// Известия РАН Энергетика. – 2014. – № 4.

249 SU 56559 RU, 8 F23C10/00. Установка для сжигания газообразного топлива в химическом цикле с сепарацией диоксида углерода при использовании частиц оксидов металла – носителей кислорода// Рябов Г. А., Фоломеев О. М. (ОАО «ВТИ»). – №2005139888; Заявл. 21.12.2005; Оpubл. 27.06.2006.

250 U1 72041 RU, 8 F23C10/00. Установка для сжигания газообразного топлива в химическом цикле с сепарацией диоксида углерода при регулируемой циркуляции переносчиков кислорода/ Рябов Г. А., Фоломеев О. М. (ОАО «ВТИ»). – № 2007146014/22; Заявл. 13.12.2007; Оpubл. 27.03.2008; Бюл. № 9.

251 U1 79977 RU, 8 F23C10/00. Установка для сжигания твердого топлива в химическом цикле с газификацией и при использовании циркулирующих частиц оксидов металла в качестве переносчиков кислорода// Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А. (ОАО «ВТИ»). – № 2008140055; Заявл. 10.10.2008; Оpubл. 02.01.2009; Бюл. № 2.

252 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Ханеев К. В., Курочкин Ю. П. Сжигание топлив в среде кислорода с рециркуляцией CO₂// Энергетика зарубежом. – 2009, – № 3. – С. 18 – 26.

253 Мельников Д. А., Рябов Г. А. Сжигание топлив в среде кислорода с рециркуляцией CO₂// Сб. научных статей «Современная наука». – Украина: Киев, 2010. – № 2(4). – С. 211 – 215.

254 Мельников Д. А., Рябов Г. А. Особенности сжигания твердых топлив в среде кислорода с рециркуляцией CO₂//Сб. докладов Международного Российско – Казахстанского Симпозиума «Углекислотная химия и экология Кузбасса», 5 – 8 октября, 2014. – Кемерово, 2014.

255 Мельников Д. А., Рябов Г. А., Санкин Д. А., Чернявский Н. В. Сжигание топлив в среде кислорода и в химических циклах// Сборник докладов II Международной научно – технической конференции «Использование твердых топлив для эффективного и экологически чистого производства электроэнергии и тепла», 28 – 29 октября, 2014. – Москва: ОАО «ВТИ», 2014.

256 Рябов Г. А., Литун Д. С., Фоломеев О. М., Санкин Д. А. Применение полигенерирующих систем для эффективного использования твердых топлив// Сборник тезисов (печатный) и трудов (электронный) конференции «8 – ой Всероссийский семинар ВУЗов по теплофизике и энергетике», 12 – 14 ноября, 2013. – Екатеринбург, 2013.

257 Рябов Г. А., Литун Д. С., Долгушин И. А. Использование технологии кипящего слоя для нужд распределенной энергетики, сборник докладов международной конференции// «9 – ый семинар ВУЗов по теплофизике и энергетике», 21 – 24 октября, 2015. – Россия: Казань, 2015.

258 U1 101035 RU, C10J3/86. Полигенерирующая система переработки твердого топлива// Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Ханеев К. В., Санкин Д. С. (ОАО «ВТИ»). – № 2010128463; Заявл. 12.07.2010; Опубл. 10.01.2011; Бюл. №1.

259 Ryabov G. A., Afanasev B. P., Petrosian R. A., Nadirov I. I., Maistrenko A. U. Coal – fired power plant designed with circulating fluidized bed boilers – a

scientific assessmen// Symposium of New coal Technologies, 10 – 13 May, 1993. – Espoo – Finland, 1993.

260 Ryabov G. A., Nadirov I. I., Godik I. B. A Retrofit of the Boiler Equipment with CFB Technology in Russi// VDIBERICHTE – 1314, Wirbelschicht Fenerungen; Erfahrungen und perspektiven, Feb,1997. – Berlin, 1997. – 18.

261 Ryabov G. A. and Nadirov I. I. The Implication of CFB Technology for Repowering of Old Pulverized Coal Boilers in Russia// Proc. of 15 – th Int. Conf. on FBC, May 16 – 19, 1999. – Savannah, Georgia, USA, 1999.

262 Рябов Г.А., Втюрин Ю.Н., Зыков А.М. и др. Основные технические решения по реконструкции Несветай ГРЭС с установкой нового котла с ЦКС в качестве прототипа для технического перевооружения угольных ТЭС// Электрические станции. – 2001. – №7. – С. 18 – 25.

263 Рябов Г. А., Березинец П. А., Авруцкий Г. Д., Котлер В. Р. Техническое перевооружение тепловых электростанций, сжигающих твердые топлива и природный газ, по разработкам ВТИ для второй очереди Шатурской ГРЭС// Энергетик. – 2006. – № 6. –С. 14 – 18.

264 Рябов Г.А., Фоломеев О. М., Мельников Д. А., Санкин Д. А., Дмитрюкова И Г., Фирсов Б. Н., Жуков Г. И, Иваненко В. В., Балакин В. В., Кузнецов А. В. Разработка типовых котлов с ЦКС для технического перевооружения ТЭС// Электрические станции. – 2011. – № 6. – С. 18 – 26.

265 12037. Охлаждаемый сепаратор циклонного типа для отделения твердых частиц из высокотемпературного газового потока// Рябов Г. А. (ОАО «ВТИ»). – № 2012123423. Заяв.20.09.2011; Опубл. 07.06.12.

266 Рябов Г. А., Авруцкий Г. Д., Зыков А. М., Шмиголь И. Н., Лазарев, И. А, Долгушин М. В., Щелоков В. И., Кудрявцев А, Н., Жученко Л. А. Разработка угольной ТЭС нового поколения// Сборник докладов II Международной научно – технической конференции «Использование твердых топлив для эффективного и экологически чистого производства электроэнергии и тепла», 28 – 29 октября, М.:, ОАО «ВТИ», 2014.

267 Рябов Г. А., Долгушин И. А., Гуторов В. Ф. Разработки в обоснование создания угольных ТЭЦ нового поколения// Современная наука, сб. научных статей, 2012. – № 3 (11).

268 Рябов Г. А., Авруцкий Г. Д., Зыков А. М. и др. Разработка энергоблока угольной ТЭЦ нового поколения// Сборник тезисов (печатный) и трудов (электронный) конференции «8 – ой Всероссийский семинар ВУЗов по теплофизике и энергетике», 12 – 14 ноября, 2013. – Екатеринбург, 2013.

269 Рябов Г. А., Авруцкий Г. Д., Зыков А. М. и др. Профиль энергоблока угольной ТЭЦ нового поколения// Известия РАН Энергетика, 2014. – № 1. – С. 16 – 26.

270 Рябов Г. А., Мельников Д. А., Долгушин И. А. Разработка научно – технических решений для создания котла с ЦКС на ультрасверхкритические параметры пара для энергоблока 800 МВт// Сборник тезисов докладов 9 – ой Всероссийской конференции с международным участием «Горение топлив: теория, эксперимент, приложения», ноябрь 2015. –Новосибирск, 2015.

271 Buchsov A. M., Ryabov G. A. Repowering of old pulverized coal boilers – CFB boiler on Nesvetay TPP// Proc. of the 8 – th Int. Conf. on CFB, May 10 – 13, 2005. – Hangzhou, China, 2005.

272 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Литун Д. С., Санкин Д. А., Дмитриюкова И. Г. Перспективы использования технологии ЦКС при техническом перевооружении ТЭС России// Теплоэнергетика. – 2009. – № 1. – С. 28 – 36.

273 Ryabov G. A. Economical Comparison PC and CFB Boilers for Retrofit and New Power Plants in Russia// Proc. of the 20 – th Int. Conf. on FBC, May 18 – 21, 2009. – Xian, China, 2009. – P. 282 – 291.

274 Ryabov G. A, Folomeev O.M., Dmitryukova I. G. Implementation of Clean Coal Technology in Russia: Economical Comparison PC and CFB Boilers// Proc. of the Int. Conf. CoalGenEurope, Katowice, September, 1 – 3, 2009.

275 Рябов Г. А., Фоломеев О. М., Санкин Д. А., Ханеев К. В., Бондаренко И. Г., Мельников Д. А. Применение технологии ЦКС для крупных энергетических блоков и улавливания CO₂// Электрические станции. – 2010. – № 2. –С. 2 – 11.

276 Рябов Г.А., Фоломеев О. М., Ханеев К. В., Санкин Д. А., Мельников Д. А. Зарубежный опыт и перспективы использования технологии ЦКС в России// Сб. трудов научно – практической конференции «Повышение надежности и эффективности эксплуатации электрических станций и электрических систем», М.: МЭИ, 2012.