

Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования Уральский федеральный университет имени первого
Президента России Б.Н. Ельцина
Уральский энергетический институт
Кафедра теплоэнергетики и теплотехники

На правах рукописи

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ И ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ МЕХАНИЗМА
И ПРОЦЕССА СУХОЙ СЕРООЧИСТКИ УГОЛЬНОГО СИНТЕЗ-ГАЗА В
ПАРОГАЗОВОЙ УСТАНОВКЕ

1.3.14. Теплофизика и теоретическая теплотехника

ДИССЕРТАЦИЯ

на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук, доцент
Тупоногов Владимир Геннадьевич

Екатеринбург – 2024

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
Глава 1. АНАЛИЗ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЙ ИНФОРМАЦИИ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧ ИССЛЕДОВАНИЯ.....	13
1.1 Особенности применения системы сухой сероочистки синтез-газа в составе ПГУ ВЦГ	13
1.2 Химические процессы сухой сероочистки синтез-газа	24
1.3 Обзор методов расчета систем с циркуляционным кипящим слоем	26
1.4 Подходы к объединению методов термодинамики, газодинамики многофазных потоков и кинетики	30
Выводы по главе	31
ГЛАВА 2. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ	33
2.1. Общая методика проведения экспериментов	33
2.2 Описание экспериментального оборудования.....	35
2.3. Определение параметров сорбентов.....	38
2.3 Погрешность определения всех экспериментальных параметров	41
Выводы по главе	42
ГЛАВА 3. РАСЧЕТНЫЕ МЕТОДЫ.....	43
3.5. Методика расчета температуры сухой сероочистки оптимальной для параметров цикла ПГУ ВЦГ	57
Выводы по главе	60
ГЛАВА 4. РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТНО-ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ	61
ИССЛЕДОВАНИЙ.....	61
4.1 Термоустойчивость сорбента в инертной среде.....	61
4.2 Динамика разложения сорбента в активной среде.....	63
4.3 Валидация расчетных методик.....	64
Выводы по главе	69
ГЛАВА 5. ПРОГНОЗИРОВАНИЕ РАБОТЫ ЭЛЕМЕНТОВ БЛОКА СЕРООЧИСТКИ.....	71

5.1. Описание технологии сероочистки, геометрических характеристик реактора и граничных условий	71
5.2. Результаты расчета заполнения реактора	90
5.3. Результаты расчета стабилизации циркуляционного слоя.....	92
5.5. Результаты кинетического расчета	96
5.6. Многофакторный анализ результатов кинетического расчета	102
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	107
СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ	111
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	114
ПРИЛОЖЕНИЕ 1. Справка о возможности реализации результатов диссертационной работы	131
ПРИЛОЖЕНИЕ 2. Результаты анализа пористости и удельной площади поверхности сорбента	132
ПРИЛОЖЕНИЕ 3. Объемная кинетическая модель.....	133
ПРИЛОЖЕНИЕ 4. Модель стягивающегося ядра	134
ПРИЛОЖЕНИЕ 5. Код подпрограммы.....	140
ПРИЛОЖЕНИЕ 6. Профили скоростей в сечениях подъемной шахты	141
ПРИЛОЖЕНИЕ 7. Технические характеристики реактора DOE.....	155

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы исследования

Уголь остается лидирующим источником энергии в мире, на его долю приходится 40 %. В некоторых регионах уголь является основным источником топлива (80 – 85 %) (Забайкальский край, Кемеровская область). В настоящее время ведется разработка новой стратегии до 2050 года, предусматривающая использование чистых угольных технологий.

Сжигание угля сопровождается высоким уровнем выбросов в атмосферу, это подтверждают экологические исследования. Статистические данные фиксируют повышенный уровень выбросов, негативно сказывающийся на здоровье населения в районах, где сжигается уголь.

За последние 10 лет ежегодный мировой прирост выработки электрической энергии составил 2,5 %, это еще сильнее обостряет экологическую проблему, связанную с углем.

Технология парогазовых установок с внутрицикловой газификацией твердого топлива (ПГУ ВЦГ) продолжает развиваться в мировой энергетике. В основе лежит принцип газификации угля, когда под воздействием высоких температур происходит процесс выхода летучих веществ, частичное окисление продуктов пиролиза и преобразование в синтез-газ. Сжигание синтез-газа чище прямого сжигания угля и чище чем сжигание бензина, дизеля, пропана и природного газа, в виду отсутствия в своем составе углеводородов, источников сажи и радикалов. Калорийный синтез-газ 4 - 40 МВт/кг используется в качестве топлива для газовой турбины на таких станциях, как *Polk Power*; *Kingsport*; *Wabash River*, *Kemper*, *Nakoso* и др. Так же синтез-газ используется, как полуфабрикат для ряда химических процессов, например, выработка водорода, метанола, оксосинтез, восстановление металлов из руды.

Одним из основных технологических элементов схемы ПГУ ВЦГ является сероочистка. Выделяют два основных направления очистки холодная мокрая и го-

рячая сухая. Использование второго способа позволяет ПГУ ВЦГ добиваться наибольшего КПД, за счет ухода от необходимости в промежуточном охлаждении синтез-газа.

Тема работы соответствует Перечню приоритетных направлений развития науки, технологии и техники РФ (п. 8), а также Перечню критических технологий РФ (п. 27).

Степень разработанности проблемы исследования

Исследования цикла ПГУ ВЦГ с воздушной газификацией угля проводили *Giuffrida A., Gangwal S.* Исследование сухой горячей сероочистки синтез-газа проводили Сучков С. И., Строков А. А., *Kobayashi M., Meng X., Girard V., Ko T., Sun J., Jun H., Fan H.*

Фундаментальные исследования реакций процесса сухой сероочистки проводили *Westmoreland P, Gibson J, Turton R, Ma Z* для реакции хемосорбции *Ranade P* для удельной площади поверхности сорбентов, *Guger C, Berman A, Steinfield A, Flytzani-Stephanopoulos M* для реакций восстановления оксида цинка в водороде, монооксиде углерода, метана и углерода. Прикладные исследования реакторов с циркуляционным кипящим слоем серопоглащающим сорбентом проводили *Gupta R, Turk B, Shiriwardane R, Shadle L, Monazam E.*

Не разработанными остаются следующие вопросы сухой сероочистки синтез-газа:

1) Кинетические константы восстановительных процессов не подходят для описания реакций в температурном диапазоне 300 - 1000 °С, так как были получены для температур свыше 1000 °С.

2) Физические свойства сорбентов (размер пор, удельная площадь поверхности, термоустойчивость) не универсальны и требуют дополнительных экспериментальных исследований.

3) Нет модели физико-химического механизма процесса сухой сероочистки, учитывающей одновременное протекание реакций хемосорбции и восстановления с учетом их взаимного подавления.

4) Анализ влияния технологии газификации на рабочий температурный диапазон сухой сероочистки синтез-газа не проводился.

5) Расположение блока сухой сероочистки в технологической цепочке ПГУ-ВЦГ относительно шифт-реактора не изучалось.

6) Вопросы в теории связного расчета концентрированного многофазного течения и гетерогенных химических реакций.

7) Поиск оптимальной температуры и давления сероочистки не проводился.

Цель

Разработка модели физико-химического механизма процесса сухой сероочистки синтез-газа путем объединения данных о кинетике процессов хемосорбции сероводорода и восстановления оксида цинка в единой математической модели (теоретическая цель).

Разработка процессов и составление численной модели системы сухой сероочистки угольного синтез-газа, расчет реактора, определение оптимальной температуры сероочистки (прикладная цель).

Задачи

1) Проведение термоаналитических исследований для уточнения динамики процесса хемосорбции и восстановительных процессов в температурном диапазоне 300 – 1000 °С.

2) Создание математических моделей газодинамической, термодинамической и кинетической для описания кинетики в ТГА реакторе, газодинамики двухфазного потока в холодном реакторе с ЦКС стенда ВТИ, кинетики в двухфазном потоке в реакторе стенда *DOE* (департамента энергетики США) и для расчета реактора сухой сероочистки синтез-газа перспективной ПГУ ВЦГ. Составление расчетной методики и вычислительной программы для расчета процесса сероочист-

ки. Проверка адекватности математической модели и программы путем сравнения результатов расчетов с экспериментальными и литературными данными.

3) Прогнозирование работы реактора сероочистки в температурном диапазоне от 300 до 1000 °С. Сравнение воздействия синтез-газов разных технологий на параметры сероочистки: степень улавливания сероводорода, компактность установки, пропускная способность. Обоснование расположения сероочистки в технологической цепочке аппаратов ПГУ ВЦГ относительно шифт-реактора¹. Поиск оптимальной температуры сероочистки в цикле ПГУ ВЦГ для КПД цикла, гидравлического сопротивления реактора, объема реактора, степени очистки синтез-газа, мощности и капитальных затрат.

Методология и методы исследования.

Экспериментальные

1) Для экспериментального определения динамики изменения массы сорбента при температурах до 1000 °С в среде компонентов синтез-газа использовался метод неизотермического термогравиметрического анализа.

2) Для определения элементного состава сорбента использовался метод сканирующей микроскопии.

3) Для определения элементарного состава газа на выходе из реактора применялся метод масс-спектрометрии.

4) Для определения удельной площади поверхности, размера пор использовался метод Брунауэра-Эммета-Теллера.

Расчетные

1) Обработка данных термогравиметрического анализа проводилась путем линеаризации функции зависимости константы скорости реакции от температуры.

¹ *Shift reactor* – реактор парового сдвига

2) Для проверки разработанной многокомпонентной модели физико-химических взаимодействий на соответствие эксперименту применялся метод решения прямой кинетической задачи.

3) Для расчета газодинамики многофазного потока в реакторе применялись методы компьютерного инженерного анализа: метод конечных объемов, многофазная модель Эйлера, закон трения Гидаспова, модель турбулентности к-эпсилон.

4) Для определения в динамике степени очистки синтез-газа, времени обработки сорбента, оценки оптимальной температуры и давления в реакторе сероочистки использовалась разработанная многокомпонентная модель физико-химических взаимодействий.

Научная новизна работы

1. Процесс сероочистки представлен единой моделью физико-химического механизма, состоящей из нескольких реакций: хемосорбция сероводорода, восстановление оксида цинка в водороде, монооксиде углерода, метане, углероде, учитывающим конкурентный вклад каждой реакции (селективность) в общий процесс за счет разработанной многокомпонентной (кинетической) модели физико-химических взаимодействий.

2. Определена экспериментально динамика хемосорбции и побочных восстановительных процессов в диапазоне температур 300 – 1000 °С методом неизотермического ТГ анализа. Определены кинетические константы исследованных реакций.

3. Количественно показана степень эффективности работы реактора сухой сероочистки при разных температурных режимах с учетом селективности целевых и побочных реакций. Спрогнозирована работа блока сероочистки при разных составах синтез-газа (технологии: *GE* (Дженерал Электрик), *KRW* (Келлог-Руст-Вестинхаус), *Texaco Air*, *Texaco O₂*; *Oxy-Fuel*). Обосновано расположение серо-

очистки в технологической схеме ПГУ ВЦГ относительно шифт-реактора. Проведен многофакторный анализ данных расчета термодинамического цикла ПГУ ВЦГ, определена температура сухой сероочистки для поддержания максимального произведения мощности, КПД и показателя снижения капитальных затрат цикла.

Положения, выносимые на защиту:

1) Разработанная модель физико-химического механизма процесса сухой сероочистки синтез-газа.

2) Результаты исследования компонентного состава сорбентов и их пористой структуры, их термоустойчивости в нейтральной среде (аргон), кинетики реакций хемосорбции сероводорода оксидом цинка и восстановления оксида цинка в водороде и монооксиде углерода.

3) Модели: кинетическая, газодинамическая и термодинамическая. Результаты валидации по ТГ-экспериментам и на стендах ЦКС ВТИ и *DOE* (департамент министерства энергетики США).

4) Обоснование расположения системы сероочистки синтез-газа в технологической цепочке аппаратов относительно шифт-реактора.

5) Результаты связного оптимизационного расчета системы сероочистки синтез-газа.

Теоретическая и практическая значимость работы:

Результаты экспериментальных исследований раскрывают механизм параллельных реакций сухой горячей сероочистки синтез-газа и являются основой для разработки расчетных моделей процессов сероочистки и конверсии состава синтез-газа.

Расчетная модель реактора сухой сероочистки позволяет с использованием результатов лабораторных исследований состава синтез-газа рассчитать режимные параметры реактора сухой сероочистки.

Полученные зависимости режимных параметров сероочистки могут быть использованы для определения снижающих потери сорбента температурных ин-

тервалов процессов горячей сероочистки, а также оптимизировать схемы сероочистки, совмещенные с конверсией состава синтез-газа, используемые в ПГУ, водородной энергетике, химико-термической переработке твердых топлив и металлургии.

Полученные результаты были рекомендованы для моделирования реакторов горячей сероочистки синтез-газа в рамках НИР, выполненной по гранту РФФИ №14-19-00524 «Решение проблемы применения бедных промышленных и синтез-газов для выработки электроэнергии в комбинированном цикле».

Результаты расчета реактора сероочистки и методика расчета нашли практическое применение в ходе конструкторской разработки системы очистки газа путевого топливного подогревателя (Приложение 1).

Исследование выполнено при финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования Российской Федерации в рамках Программы развития Уральского федерального университета имени первого Президента России Б.Н. Ельцина в соответствии с программой стратегического академического лидерства "Приоритет-2030".

Апробация работы. Основные результаты работы были представлены и доложены на: 15-ом международном форуме по тепломассообмену (г. Минск, 2016), «Энерго- и ресурсосбережение. Нетрадиционные и возобновляемые источники энергии», Международной молодежной научной конференции «Физика. Технологии. Инновации» (Екатеринбург, 2015, 2017, 2018, 2019, 2021), Современные проблемы теплофизики и энергетики (Москва, 2020), ФТИ-2020 (Екатеринбург, 2020), *5th International workshop on heat mass transfer advances for energy conservation and pollution control* (Новосибирск, 2019), Всероссийской научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых учёных «Теплотехника и информатика в образовании, науке и производстве» (Екатеринбург, 2017, 2018, 2019), III и IV Всероссийской научной конференции «Теплофизика и физическая гидродинамика», ТРН (Ялта, 2018), VII Всероссийской конференции с международным участием «Актуальные вопросы химической технологии и защи-

ты окружающей среды» (Чебоксары, 2018), конференции молодых ученых Уральского энергетического института (Екатеринбург, 2016, 2018), Седьмой российской национальной конференции по тепломассообмену РНКТ-7 (Москва, 2018), Перспективные энергетические технологии. Экология, экономика, безопасность и подготовка кадров (Екатеринбург, 2016), Всероссийской научной конференции молодых ученых «Наука. Технологии. Инновации» (Новосибирск, 2016), Интеллектуальные энергосистемы (Томск, 2016).

Достоверность результатов работы обеспечивается применением высокоточного современного оборудования с высокой чувствительностью изменения параметров процесса хемосорбции и восстановления частиц твердого сорбента, сопоставлением поисковых экспериментов с известными литературными данными и воспроизводимостью результатов экспериментальных исследований, использованием современного программного обеспечения.

Объем и структура диссертации. Диссертационная работа состоит из введения, пяти глав, заключения, списка литературы и приложений. Диссертация изложена на 103 страницах машинописного текста, содержит 31 рисунок и 27 таблиц. Список литературы включает 139 зарубежных и русскоязычных источников.

Личный вклад

Общее направление экспериментальных и теоретических работ задавалось научным руководителем проф., д.т.н. Тупоноговым В. Г. Совместно с сотрудниками кафедры ТЭС УрФУ под руководством проф., д.т.н. Рыжкова А. Ф. автор участвовал в научных исследованиях. Автор лично:

- 1) провел обзор литературы и сформулировал цели и задачи;
- 2) провел термогравиметрические эксперименты по термоустойчивости сорбентов на основе оксида цинка в среде сероводорода;
- 3) разработал и отладил газодинамическую и термодинамическую модель реактора сухой сероочистки синтез-газа. Разработал многокомпонентную модель гетерогенных реакций (кинетическую модель). Подготовил методику связного расчета реактора сухой сероочистки на базе трех моделей. Провел валидацию

расчетной методики по литературным и экспериментальным данным. Разработал методики проведения многофакторного анализа термодинамических данных ПГУ ВЦГ и результатов связанного расчета реактора сероочистки. Обобщил знания о физико-химических процессах при сухой сероочистке угольного синтез-газа;

4) применил расчетные методики при масштабировании гетерогенных процессов для узлов промышленных аппаратов технологической схемы ПГУ-ВЦГ. Обосновал расчетным путем расположения сероочистки в технологической схеме относительно шифт-реактора. Определил оптимальную температуру сероочистки ПГУ-ВЦГ двумя способами: обработкой термодинамических расчетов цикла и расчетом кинетики гетерогенной системы в реакторе сухой сероочистки с учетом состава синтез-газа (технологии газификации).

ГЛАВА 1. АНАЛИЗ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЙ ИНФОРМАЦИИ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧ ИССЛЕДОВАНИЯ

1.1 Особенности применения системы сухой сероочистки синтез-газа в составе ПГУ ВЦГ

Парогазовые установки с внутри цикловой газификацией топлива (ПГУ ВЦГ) являются одним из наиболее перспективных направлений в угольной энергетике. Подобные системы способны обеспечивать высокие показатели эффективности за счет сжигания синтез-газа в турбинах нового поколения и удовлетворять жестким экологическим стандартам.

Для повышения КПД ТЭС на 10% циклы Ренкина заменяют на парогазовые циклы. Парогазовый цикл предполагает сжигание газообразного топлива не в топке парового котла, а в камере сгорания газовой турбины. Рабочим телом в таком случае является не только пароводяная смесь, но и горячие продукты сгорания. Таким образом, температура рабочего тела возрастает более чем в 3 раза, приводя к росту КПД всего цикла. Угольное топливо в отличие от природного газа не может сжигаться в камере сгорания газовой турбины напрямую. Для преобразования угля в газ применяется технология газификации твердого топлива. На рис. 1.1 представлена концептуальная обобщающая схема ПГУ ВЦГ. В газификаторе Г происходит неполное окисление угольной пыли в воздушном потоке, твердые частицы угля преобразуются в газообразные продукты с калорийностью достаточно высокой для того чтобы сжигаться в камере сгорания газовой турбины. Топка газификатора выполнена таким образом, чтобы сохранять как можно больше тепла для поддержания автотермичности процесса газификации. Стенки изолированы огнеупорными материалами, кессонами для регулирования температур стенок. При газификации угля шлак застывает на стенках, образуя дополнительный защитный слой (гарнисаж). Турбинное топливо не должно иметь в своем составе частиц сажи и сернистых соединений (не более 20 ppmv) табл. 1.1, поэтому

продукты неполного сгорания сначала охлаждаются в газоохладителе ГО, очищаются от частиц сажи и шлака в фильтрах механической очистки, после чего газ очищается от сероводорода в системе сероочистки.

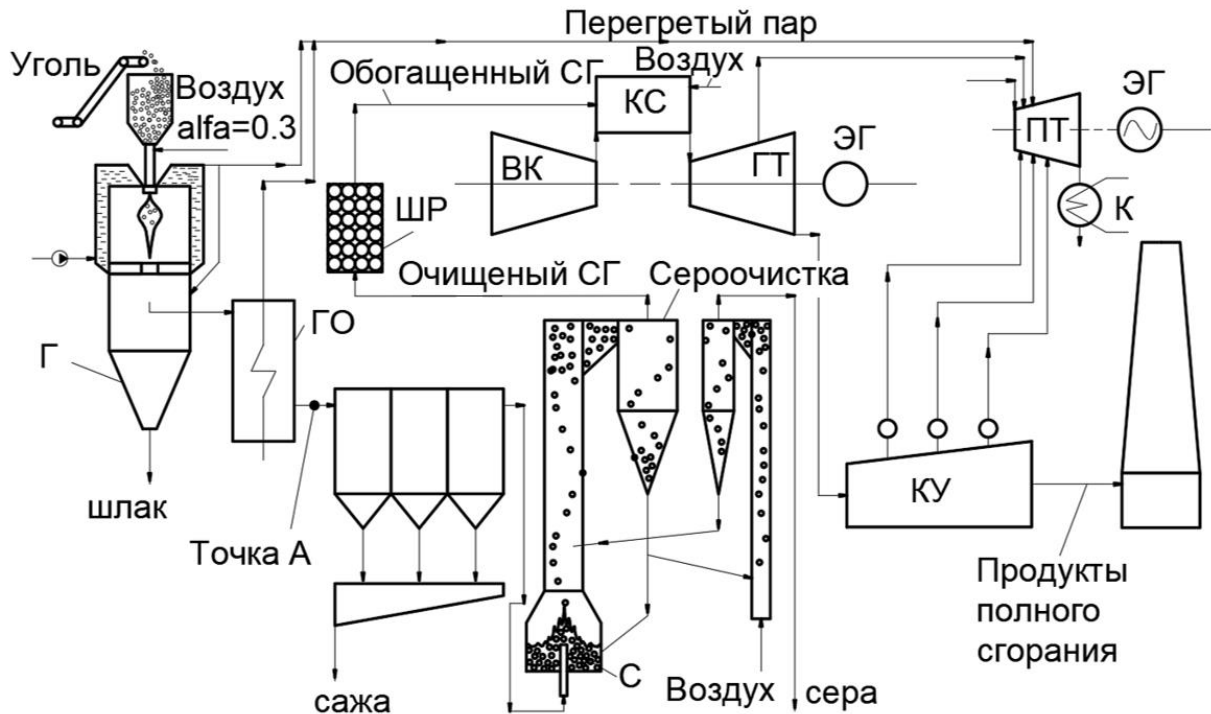


Рисунок 1.1 – Схема ПГУ-ВЦГ [1 – 4]. Г – газификатор, ГО – газоохладитель, С – сорбент, ШР – шифт-реактор, ВК – воздушный компрессор, КС – камера сгорания, ГТ – газовая турбина, ЭГ – электрогенератор, ПТ – паровая турбина, К – конденсатор, КУ – котел утилизатор, СГ – синтез-газ

Очищенный синтез-газ после сероочистки направляется в шифт-реактор для повышения содержания водорода в газе (рис. 1.1). Монооксид углерода и водяной пар вступают в реакцию водяного сдвига, на никелевых катализаторах, продуктами которой являются двуокись углерода и водород. Обогащенный синтез-газ имеет наибольшую калорийность.

Таблица 1.1 - Нормы чистоты синтез-газа для газовых турбин [1 - 4]

Вид загрязнения синтез-газа	Допустимые концентрации в синтез-газе для газовых турбин
$H_2S + COS$	< от 20 до 100 ppm
Твердые частицы	< 3 мг/м ³
Максимальный диаметр частиц	< 3 мкм
Азотосодержащие компоненты ($NH_3 + HCN$)	< 50 ppm
Щелочные металлы (Na+K)	< 0,01 мг/м ³
Хлориды (HCL)	1 ppm

Продукты полного сгорания из газовой турбины охлаждаются в паровом котле утилизаторе и выводятся в атмосферу по дымовой трубе, пар вращает лопатки турбины, подвергается фазовому переходу в конденсаторе и возвращается в пароводяной цикл. Электроэнергия генерируется в двух электродвигателях на валах газовой и паровой турбины.

Тонкая сероочистка проводится разными способами: абсорбционным, адсорбционным, хемосорбционным и каталитическим [5]. В настоящей работе рассматривается хемосорбционный способ очистки или сухая сероочистка [1]. Преимущество сухой сероочистки и воздушной газификации показано в цикле работ [6 - 9]. Сероочистка с сорбентами на основе оксида цинка функционировала в технологических цепочках ТЭС США: *Polk Power*; *Pinon Pine* и *Kingsport* в тестовых режимах. Согласно литературным данным сорбенты на основе оксида цинка наиболее активны при очистке газа от сероводорода и обладают наилучшей способностью к регенерации. Процесс сероочистки состоит из нескольких реакций (см. Табл. 1.2): основной – реакция хемосорбции сероводорода оксидом цинка (№ 1 табл. 1.2), и побочных: реакции восстановления оксида цинка в: водороде (№ 2 табл. 1.2, монооксиде углерода (№ 3 табл. 1.2), метане (№4 табл. 1.2) и углероде (№5 табл. 1.2).

Таблица 1.2 – Основные реакции процесса сероочистки

№	Схема реакции	№	Схема реакции	№	Схем реакции
1	$ZnO + H_2S = ZnS + H_2O$	2	$ZnO + H_2 = Zn + H_2O$	3	$ZnO + CO = Zn + CO_2$
4	$4ZnO + CH_4 = 4Zn + CO_2 + 2H_2O$	5	$2ZnO + C = 2Zn + CO_2$		

В ходе восстановительных процессов оксид цинка теряет атом кислорода, а цинк испаряется, таким образом происходит безвозвратная потеря сорбента, приводящая к увеличению пор, сокращению удельной площади поверхности, растрескиванию частиц и их уносу, потере активности и сероёмкости сорбента.

По типу газификации различают кислородные и воздушные системы. Технология газификации влияет на схему и компоновку системы сероочистки. Тех-

нология сероочистки для воздушной газификации показана на рис.1.2 и 1.4а. Кислородная – на рис.1.3 и 1.4б.

Побочным продуктом сухой сероочистки синтез-газа является двуокись серы. Для преобразования вредного выброса в продукт (твердую серу) используют два способа: для воздушной сероочистки – выжигание двуокиси серы синтез-газом; для кислородной – разложение в ходе гетерогенного взаимодействия с оксидом железа.

Первый способ выжигания серы (рис. 1.4а) приводит к потере синтез-газа и потере его калорийности (табл. 1.3).

На рис. 1.2 синтез-газ поступает в реактор сухой сероочистки *HGD* (на рис. 1.4а представлена компоновка данной системы), где очищается от сероводорода сорбентами на основе оксида цинка, в реакторе протекают реакции №1, 2 и 3 из табл. 1.2, в фильтре происходит сепарация сорбента от газа.

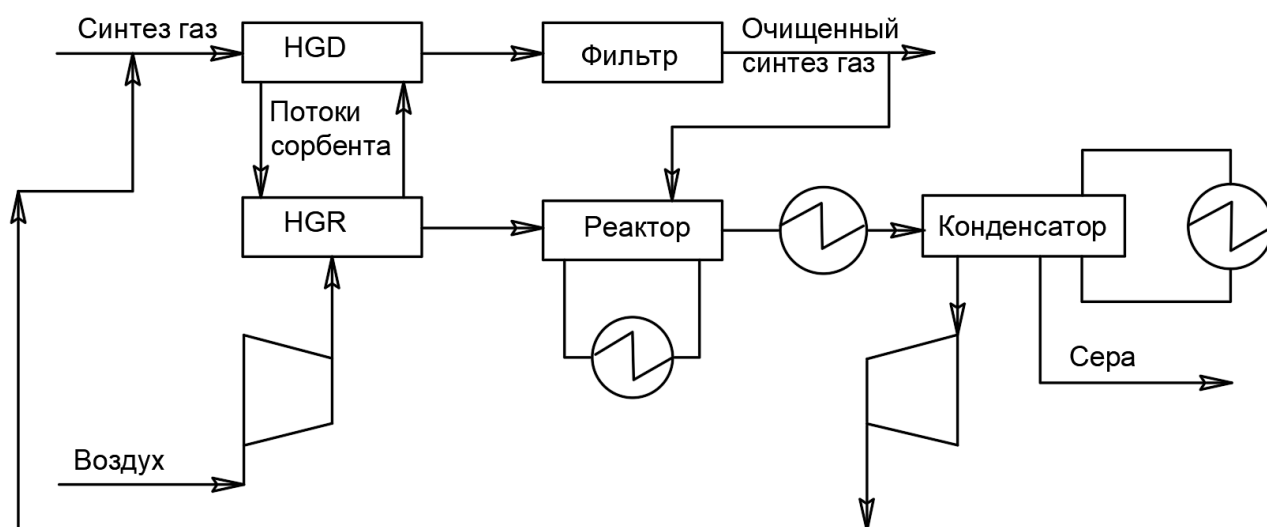


Рисунок 1.2 – Традиционная схема горячей сероочистки синтез-газа (воздушная) [10]

Отработанный сорбент из реактора *HGD* пересыпается в регенератор, в сорбентах содержится сульфид цинка, который забивает поры, уменьшает удельную площадь поверхности и сероёмкость. В регенераторе сульфид цинка взаимодействует с горячим сжатым воздухом. Сульфид цинка отдает серу и забирает атом кислорода, продуктами реакции являются оксид цинка и двуокись серы. Двуокись серы из регенератора *HGR* поступает в реактор (рис.1.2), куда подается часть

очищенного синтез-газа. Синтез газ сжигается в реакторе, тепла от сгорания синтез-газа хватает для разрушения двуокиси серы и получения твердой серы.

На рис. 1.3 показана схема сухой сероочистки синтез-газа с кислородной регенерацией сорбента. В этой схеме отбор очищенного синтез-газа после фильтра не производится. Отработанный сорбент из реактора *HGD* после нагрева в теплообменнике поступает в первую ступень регенерации *HGR* Ст.1.

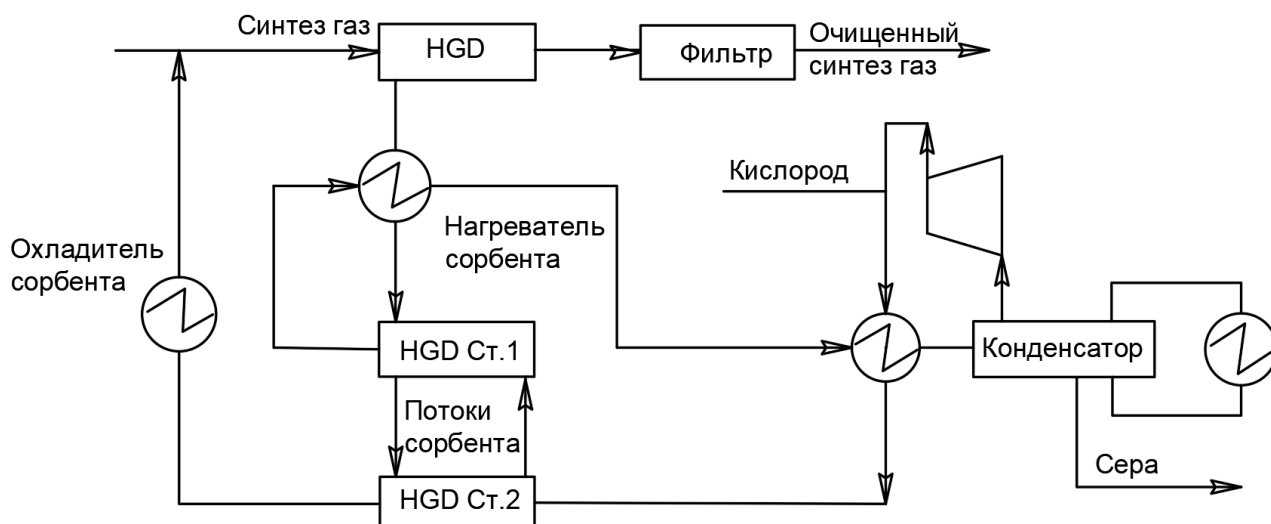
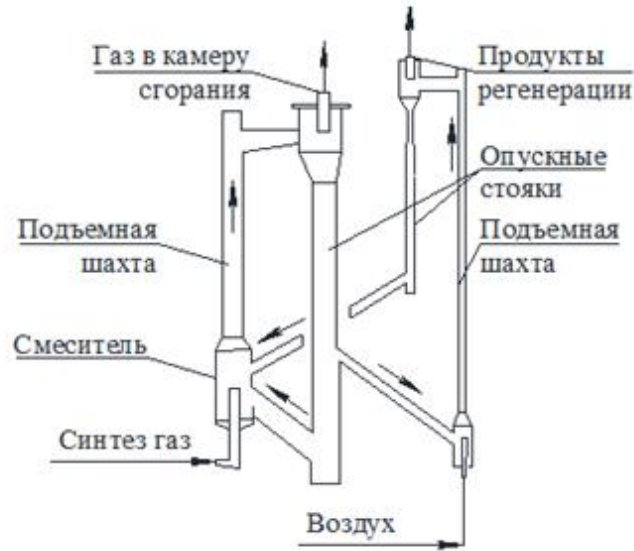


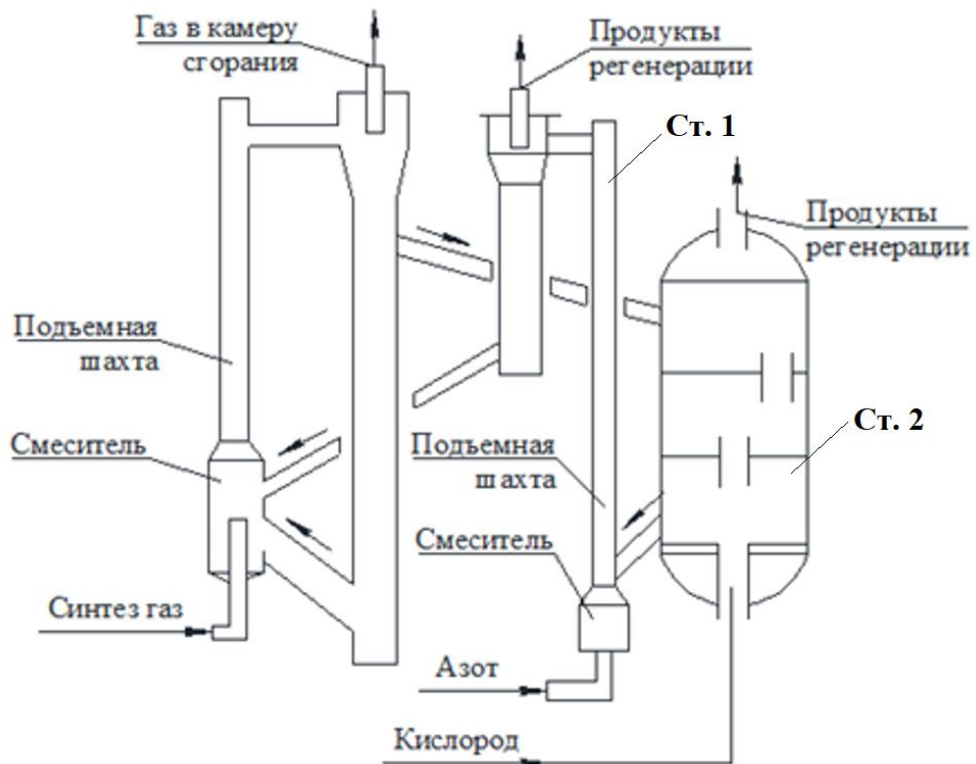
Рисунок 1.3 – Модифицированная схема горячей сероочистки синтез-газа (кислородная) [10]

На рис. 1.4б первая *HGR* Ст.1 и вторая *HGR* Ст.2 ступени регенерации находятся в едином корпусе реактора овальной формы. Первая ступень находится в нижней части реактора, отсюда по переточной трубе восстановленный сорбент поступает в подъемную шахту пневмотранспорта, в циклон, откуда по опускной трубе возвращается обратно в реактор сухой сероочистки.

При недостатке кислорода двуокись серы (полученная в нижней ступени *HGR* Ст.1 в ходе регенерации отработанного сорбента) взаимодействуя со вторым сорбентом на основе оксида железа преобразуется в твердую серу во второй ступени *HGR* Ст.2.



а)



б)

Рисунок 1.4 – Сравнение конструктивных особенностей систем горячей сероочистки синтез-газа [10]: а) воздушная б) кислородная

Плюсом первого способа является сравнительно низкие капитальные затраты, минусом – потеря синтез-газа и уменьшение его калорийности, увеличение эксплуатационных затрат. Реакция, проходящая во второй ступени регенерации *HGR* Ст.2 (рис. 1.3, 1.4б) медленная и требует сравнительно большего времени

пребывания газа в реакторе, что достигается увеличением габаритов реактора и увеличением металлоемкости и капитальных затрат. Но отсутствие необходимости в отборе синтез-газа приводит к уменьшению эксплуатационных затрат.

В работе [10] с использованием программы *Aspen Plus* проводилось моделирование и сравнение ПГУ с двумя типами сухой сероочистки синтез-газа воздушной и кислородной.

При воздушной газификации образуется более калорийный газ, что видно из состава (табл. 1.3).

Таблица 1.3 – Состав синтез-газа [10]

Компонент	Воздушная, кг/ч	Кислородная, кг/ч
H ₂ S	2,9	2,8
H ₂ O	32,4	31,7
H ₂	5,4	5,29
CO	100,4	98,2
CO ₂	54,0	52,8
N ₂	16,7	16,3
Итого	211,8	207,2

Рассматривались 5 режимов работы для каждого типа горячей сероочистки. Варьировались концентрации сероводорода в синтез-газе на входе в систему очистки, а также мощность парогазовой установки (таблицы 1.4–1.5).

Таблица 1.4 – Сравнение разновидностей горячей сероочистки [10]

Вариация	Концентрация H ₂ S на входе, мол., %	Мощность ПГУ, МВт
<i>DSRP, AHGP</i> (основной случай)	0,85	260
<i>DSRP-b, AHGP-b</i>	2,50	260
<i>DSRP-c, AHGP-c</i>	0,25	260
<i>DSRP-100, AHGP-100</i>	0,85	110
<i>DSRP-500, AHGP-500</i>	0,85	540
<i>DSRP</i> – традиционная схема (воздушная), <i>AHGP</i> – улучшенная схема (кислородная), 100, 500 – условная мощность ПГУ, <i>b, c</i> – концентрация сероводорода 2,5 и 0,25 мол. %, основной случай – мощность 260 МВт, концентрация сероводорода 0,85 мол. %		

Таблица 1.5 – Сравнение экономических характеристик разновидностей сероочистки [10]

Затраты	<i>DSRP-100</i>	<i>DSRP</i>	<i>DSRP-500</i>	<i>AHGP</i>	<i>AHGP-100</i>	<i>AHGP-500</i>
Кап. затраты, млн. долл.	2.00	3.00	6.00	4.00	2.90	12.0
Годовые эксплуатационные затраты, млн. долл.	2,00	4,00	8,50	1,60	0,80	2,13

Из результатов расчета [10] видно, что использование кислородной системы горячей сухой сероочистки требует больших капитальных затрат в сравнении с воздушной. Причем, с ростом мощности системы увеличивается и разрыв капитальных затрат. Таким образом, при мощности 500 МВт капитальные затраты на кислородную горячую сухую сероочистку в двое больше капитальных затрат на воздушную. Однако, кислородная система показывает значительное преимущество в ходе эксплуатации систем малой мощности (меньше 500 МВт). Потери на

электричество и сжигание угольного газа воздушной системы очистки превышают значения тех же параметров для кислородной горячей сероочистке в несколько раз.

Основной частью технологии сухой сероочистки является сорбент. В [11 - 14] рассматривается сорбент, состоящий из окиси цинка, диоксида титана, силикагеля, бентонита и сульфида кальция. Формообразующие материалы занимают порядка 20 % массы сорбента, в то время как оксид цинка не более 55 %. Диоксид титана занимает почти 30 %.

Сотрудниками ВТИ была проведена обширная практическая работа по изучению особенностей процессов сероочистки при помощи сорбентов на основе оксидов марганца. Оксиды марганца и меди значительно дешевле оксида цинка [15], особенно это касается Российского рынка. В [15] предлагается использовать оксиды марганца, полученные из аскизских руд. Регенерация оксида марганца освещается недостаточно полно. Приводятся два типа возможной регенерации сорбента: окисление, бактериальное окисление. В ходе обычного высокотемпературного окисления сульфида марганца происходит образование двуокиси марганца с выделением двуокиси серы. После первой регенерации сорбент восстанавливается на 88%, после второй регенерации на 72 %, после третьей сорбент практически не восстанавливается, но может быть использован в металлургии для получения марганца, так как становится близким по составу к природной руде [15; 16; 17]. Возможно бактериальное окисление сульфида марганца. В [18] кратко описан данный способ с использованием высших аэробных плесневых грибов аспергилл. Процесс можно охарактеризовать высокой эффективностью 93 %, низкой температурой 18 °С, а также низкой скоростью процесса, что является явным недостатком данной технологии.

В цикле работ [19 - 21] рассматривается вопрос снижения серосодержащих компонентов с применением извести. Разделение зон пиролиза и окисления, рассмотренное в работах [22 - 24] с использованием конструкции двух зонного газификатора способствует снижению выбросов сернистых соединений в составе син-

тез-газа. Повышение содержания пара, при сжигании водоугольного топлива приводит к снижению сернистых соединений в газе, что было рассмотрено в работах Г. В. Кузнецова [25, 26].

Сорбенты на основе оксида цинка, меди и хрома изучались в работах [27-35]. Разработаны и применяются для очистки природных и нефтяных газов сорбенты марок ГИАП-10 и ГИАП –ПС с удельной площадью поверхности 20-50 м²/г, сероёмкостью 25-32 %, диапазоном рабочих температур 350 – 410 °С и объёмной скоростью свыше 1300 ч⁻¹. В работах [36, 37] освещается опыт применения сорбента марки *ICI 75-1*, отличающегося особо развитой пористой структурой и высокой удельной площадью поверхности, на морских платформах. Результаты исследования показали эффективность применения этого сорбента при температурах ниже 300 °С.

В работах [38, 39] показаны методы приготовления сорбентов на основе оксида цинка и цинко феррита и результаты их применения при очистке угольного синтез-газа. В работах [40, 41] изучена структура сорбентов на основе оксида цинка и диоксида титана. Полученные сорбенты в ходе очистки менее подвержены разрушению чем те, что выполнены на базе цинко-ферритов. В работе [42] представлен сорбент на основе оксида цинка и корунда *RTI-3*, он же использовался на станции *Polk Power*, составными компонентами которого являлись оксид цинка и $ZnAl_2O_4$. По данным заключительного отчета [43] *RTI-3* способен выдерживать температуры близкие 650 °С, при этом быть устойчивым к восстановлению в водороде и монооксиде углерода. Лабораторных исследований, показывающих динамику разложения $ZnAl_2O_4$ в восстановительных средах в литературных данных обнаружено не было. Не ясно, каким образом *RTI-3* достигает устойчивости к восстановительным процессам, при этом сохраняя интенсивность хемосорбции.

Для ПГУ нового поколения, улавливающих двуокись углерода [44-46] актуальна установка шифт-реактора для изменения отношения $H_2:CO$ в синтез-газе. В разных теоретических работах расположение шифт-реактора в технологической

цепочке различается, так в работе [9] шифт-реактор расположен за системой сероочистки, в то время, как в [47], наоборот, перед. Расчетных обоснований в пользу первого и второго решения не приводится, что оставляет за собой неопределенность в выборе верного технического решения.

Ключевые эксплуатационные показатели работы тестовых и промышленных образцов сухой сероочистки синтез-газа в составе ПГУ ВЦГ обобщены в табл. 1.6.

Таблица 1.6 – Ключевые параметры промышленных ПГУ

	Polk Power	Pinon Pine	Eastman Chemical	Nakoso IGCC
Состав газа, об. %			н/д	
CO	35.9	23.9		25.6/25.8/26.4
H_2	26.9	14.6		10.4/8.5/8.4
H_2O	18.1	5.5		
CO_2	12.3	5.5		6.0/4.5/5.8
H_2S	8110 ppmv	300 ppmv		386/515/684
Температура, °C	<650	<650	<650	400
Тип сорбента	<i>RTI-3</i>	<i>US 5447702</i>	<i>RTI-3</i>	Оксид железа
Состав сорбента	$ZnO + Al_2O_3$	ZnO	$ZnO + Al_2O_3$	н/д
Объемная доля H_2S на выходе, ppmv	<10	н/д	<5	30-100
Расположение реактора сдвига	После горячей очистки	В схеме нет	н/д	В схеме нет
Мощность, МВт	50	107	0,3	200 т угля/день
Давление, МПа	2-8	2,5	4,3	2,7
Длина опытов, часов	1000	Менее 24	156	4700
Потеря сорбента, фунт/день	0-3500	н/д	н/д	н/д
Год проведения экспериментов	2015	2001	2005	1991

1.2 Химические процессы сухой сероочистки синтез-газа

Некаталитическая реакция поглощения сероводорода оксидом цинка применяется в процессах сухой сероочистки с начала прошлого века.



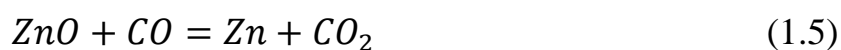
Фундаментальные исследования данной реакции проводились в [48]. Наиболее значимой современной работой считается [49], доказавшая явное превосходство данного материала перед другими оксидами щелочноземельных металлов, как с точки зрения термодинамики, так и в части регенерации сорбента. Первые исследования кинетики процесса проводились в работе [50], там же был описан запирающий эффект при высокотемпературном процессе, когда интенсивно образующаяся корка сульфида цинка препятствовала проникновению газа вглубь сорбента. В те же годы зародилось семейство зернистых моделей [51, 52], благодаря которым процесс был описан количественно. Известны и другие модели для описания макрокинетики в пористой частице описанные в работах [53 - 63], на основе которых были написаны программы расчета скорости реакции с учетом макрокинетических параметров [64 - 66].

В работах [67-69] говорится о негативном влиянии водорода на процесс сухой сероочистки.



В последней работе и в [70] изучена кинетика процесса при температурах выше 500°C в ряде изотермических экспериментов.

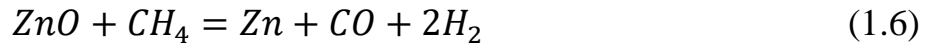
Процесс восстановления оксида металла в монооксиде углерода особенно актуален для металлургических процессов доменного производства, когда слои угля продуваясь воздухом из фурм преобразуются в угарный газ, далее взаимодействующий с оксидами металлов в слоях руды.



Та же самая реакция встречается в процессе сухой сероочистки синтез-газа, где она является побочной, приводящей к возгонке металла, безвозвратной потере

сорбента, изменения его структуры, приводящей к дальнейшему механическому износу растрескиванию и истиранию. Данные по кинетике процесса освещались в работах [71, 72], уточнялись и адаптировались под условия сероочистки в [73].

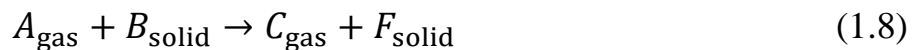
Менее значимые в связи низким содержанием в синтез-газе метана и углерода реакции восстановления оксида цинка:



Освещались в работах [74, 75] (метан) и в [76, 77] (уголь, углерод).

Методы расчета гетерогенных реакций хемосорбции сероводорода [78, 79] и восстановления оксида цинка в водороде [72, 73] были известны и раньше. В моделях учитывалось внутридиффузионное сопротивление пористых сорбентов при помощи зернистых моделей [51, 52], включающих в свой состав параметры: размер пор, удельную площадь сорбента, размер и количество зерен. До сих пор эти модели не применялись для описания параллельных реакций, свойственных для процесса сухой сероочистки, химический механизм которого включает в себя как минимум от трех до девяти параллельных реакций.

Прототипы создаваемой нами модели применялись в [80 - 83] для описания двух параллельных реакций



Для этого сорбент разбивался на зерна двух типов, состоящих из B_{solid} и D_{solid} . В нашем случае зерно едино, и, следовательно, должно разбиваться на участки, как сделано в работе [84]. Но, как и в предыдущих работах не рассматривались связки реакций



В которых один и тот же твердый компонент может одновременно вступать в две разные параллельные реакции, что важно для химического механизма процесса сероочистки, где, как и твердый, так и газовые компоненты делятся между

параллельными реакциями, пропорционально их конкурентному вкладу в процесс.

Подобные подходы встречались в коммерческих кодах *ANSYS Fluent* и *CHEMKIN-Pro*, но ввиду закрытости кодов, ряд фундаментальных вопросов, касающихся методики расчета остается не раскрытым.

1.3 Обзор методов расчета систем с циркуляционным кипящим слоем

Реакторы с циркуляционным кипящим слоем уже более 70-ти лет применяются на нефтеперерабатывающих предприятиях, но несмотря на обширный накопленный опыт в эксплуатации и расчете подобных систем открытые вопросы до сих пор остаются [85], особенно это касается недавно появившихся систем сухой тепловой сероочистки синтез-газа (*WGC*), благодаря которым эффективность парогазового цикла (*IGCC*) может существенно увеличиться, при одновременном уменьшении капитальных и эксплуатационных затрат [86].

Среди эксплуатационных проблем *CFB* можно выделить: термическую эрозию стенок циклонов и опускных стояков [87-89]; унос сорбента из циклонов [90]; коррозию металла [91], выбросы вредных веществ [92] и истирание сорбентов [93].

Разнообразие конструктивных решений для систем с циркуляционным кипящим слоем рассмотрено в [93], особый интерес для настоящей работы представляют установки с совмещенными адсорбером и регенератором. В проекте *Polk Power* планировалось использовать систему последовательно соединенных реакторов, выполненных в виде загрузочных воронок [94]. Процесс в реакторах проходил дискретно, системы адсорбции и регенерации были разделены задвижками периодического действия. Абсолютно другое, более смелое решение планировалось к запуску на станции *Pinon Pine* [95], два реактора с циркуляционным кипящим слоем и периодическим переключением между реактором и регенератором. В [96] рассмотрена система с двумя последовательно соединенными цикло-

нами, позволяющая лучше улавливать частицы сорбента. В [97] представлена точная схема, включающая в себя и адсорбер и регенератор. За счет гидрозатвора после циклона адсорбера поток кислорода в блок регенерации отсекается от адсорбера. В работе [98] описана еще более интересная система, преимуществом которой является нисходящая компоновка регенератора. Поток сорбента падает вниз и не требует лишних затрат энергии на подъем. Согласно [99] регенеративная реакция окисления сульфида цинка протекает интенсивнее, чем реакция поглощения сероводорода. Поэтому, регенератор, в *WGC*, как правило, меньше адсорбера. В случае поточной системы подъемная шахта и блок регенерации разделены дополнительным гидрозатвором [97].

Наличие гидрозатворов ставит вопрос о качестве разделения потоков. В виду того, что рабочим телом затвора является дисперсная среда и между частицами есть свободные пространства, могут возникнуть нежелательные течения кислорода из зоны регенерации в циклон адсорбера. В работе [100] приведены методы анализа подобных проблем.

Отдельного внимания заслуживают трудности в области математического моделирования и методов интеграции с программами экономического анализа технологических схем.

1.3.1. Подходы к расчету термодинамики циклов

Экономическое обоснование *IGCC* выполняется в таких программах нульмерного моделирования, как *Termoflex* [90] и *Aspen Plus* [101]. Программы представляют собой библиотеки готовых элементов, т.е., например, газификатор рассматривается, как таблица его режимных параметров, определенных в ходе его натуральных либо численных испытаний. В работе [9] для детального описания процессов в газификаторе вводился пользовательский код *GS*, на базе ранних разработок [102]. Системы сухой тепловой сероочистки вводятся в эксплуатацию сравнительно недавно [43], режимные таблицы для *Termoflex* и аналогичных программ не распространены на сегодняшний день и являются предметом исследований.

Численное описание основных химических реакций поглощения сероводорода оксидом цинка в плотном слое для нужд системы сероочистки рассматривались в [103]. Похожие расчеты, но уже для подъемной шахты реактора с циркуляционным кипящим слоем освещались в [104, 105]. Методики опирались на результаты распределения порозности в подъемной шахте [105], определенные методами компьютерной газодинамики. Таким образом, с целью оптимизации затрат на вычислительные ресурсы задача расчета реактора была разбита на две подзадачи: расчет газодинамики многофазного потока (получение распределения порозностей твердой фазы в объеме подъемной шахты в установившемся режиме) и расчет гетерогенных реакций с учетом диффузионного сопротивления пористых сорбентов.

В работе [106] говорится о том, что реактор с циркуляционным кипящим слоем сложная пульсирующая система, требующая особого рассмотрения ввиду сложности восходящих и нисходящих потоков твердой фазы. В работе [107] экспериментально определялись расходы восходящих и нисходящих потоков твердой фазы при разных режимах работы установки.

1.3.2. Сеточные подходы к решению задач многофазной газодинамики

На сегодняшний день есть широкий выбор между программами для численного моделирования газодинамики многофазных потоков. В работе [108] производилось двумерное моделирование размера и формы пузырей при продувании газа через слой. Сравнение результатов моделирования в программе *OpenFOAM* и *ANSYS Fluent* проводилось на геометрии подъемной шахты и циклона системы с циркуляционным кипящим слоем [109]. В [110] рассчитывались поля скоростей и распределения порозностей в объеме подъемной шахты *CFB* системы.

1.3.3. Обзор подходов к решению кинетических задач

Особого внимания заслуживает продукт компании *Reaction Design* ныне модуль *ANSYS* программа *CHEMKIN*, позволяющая рассчитывать детальные химические механизмы, состоящие из более чем ста параллельных реакций. В [111, 112] функционал этой программы был соединен с дискретной моделью описыва-

ющую движение капель. По данным [113] математические модели, заложенные в *CHEMKIN* не учитывают макрокинетику частиц (диффузионное сопротивление пористого тела). В работе [114] производился одномерный расчет параллельных гетерогенных реакций в условном объеме пористой пластины, омываемой набегающим потоком, расчеты производились в программе *DETCHEM*, более подробно описанной в [115].

1.3.4. Бессеточные подходы к решению задач многофазной газодинамики

Все подходы относились к сеточным методам, которые широко применяются при моделировании процессов тепломассобмена многофазных и сжимающихся потоков. Суть сеточных методов заключается в предварительно искусственной дискретизации пространства с целью возможности преобразования дифференциальных уравнений в алгебраическую форму. Процесс разбиения расчетной области на элементы, объемы или отрезки требует предварительной проверки, чистки либо полного перестроения геометрии изделия, что может привести к разрыву автоматизированной цепочки связывающую конструктив (конструкторская документация, модель изделия) и среду расчета [116]. Для обхода этого недостатка прибегают к использованию бессеточных методов при решении относительно узкого круга задач. По мере решения проблем бессеточных методов область решаемых задач расширяется.

В работе [117] ЦКС реактор с двумя последовательно соединенными циклонами моделировался с использованием дискретной модели *EMMS-DPM*, аналогичный реактор моделировался в работе [118] средствами программы *MFiX*, которая является одной из пионеров в области применения бессеточных методов для решения многофазных задач с учетом теплообмена и поверхностных реакций. Среди дискретных методов особняком стоит *CPFD* модель, встроенная программу *Barracuda*, в работе [118] проводился поверочный нестационарный расчет котла с циркуляционным кипящим слоем. В основе работы обеих программ лежит

MP-PIC (Multiphase-particle in cell) метод [119]. По данным [120] результаты, полученные в программах *MFiX* и *ANSYS Fluent* схожи.

1.4 Подходы к объединению методов термодинамики, газодинамики многофазных потоков и кинетики

Расчеты технологической схемы ПГУ с ВЦГ в нульмерных моделях (например, программа *Aspen Plus*) не дают достоверной информации о геометрических характеристиках аппаратов, потоках внутри застойных зон и о прочих параметрах, и эффектах, которые рассчитываются средствами вычислительной газодинамики. Например, блок сухой сероочистки в программе *Termflex* для пользователя представляет собой «черный» ящик», нет информации о конструктиве системы и особенностях процесса внутри блока сероочистки. Таким образом, возникает разрыв между расчетами аппаратов, детальной химией, технологической цепочкой и экономическими расчетами. Чтобы исключить такой разрыв, предлагается проводить трехуровневую интеграцию моделей:

- 1) фундаментальных основ (молекулярная динамика, модели химических механизмов, детальная химия);
- 2) вычислительной газодинамики (масштаб аппаратов, установок, узлов);
- 3) и технологии (масштаб технологической цепочки аппаратов).

Интеграция производится при помощи программ *ROM* и *Twin builder*. *ROM* преобразует модели и режимные расчеты в базу данных (модели пониженного порядка), а *Twin builder* отвечает за соединение баз данных каждого аппарата в единой схеме (нульмерное моделирование).

Интеграция первого уровня предполагает анализ результатов экспериментов либо результатов моделирования “из первых принципов” (например, определение списка химических реакций, кинетических констант, стехиометрии и порядков, разработка модели физико-химического механизма процесса).

Интеграция второго уровня упрощает модель физико-химического механизма для узкого диапазона параметров: сокращение списка химических реакций,

и встраивает ее в расчетное ядро программы вычислительной газодинамики. В ходе интеграции второго уровня производится параметрический расчет узла технологической цепочки для определенного диапазона режимных параметров. Результаты расчета сводятся в единую базу данных, где преобразуются в модель пониженного порядка.

В ходе интеграции третьего уровня из моделей (блоков) пониженного порядка строится технологическая цепочка аппаратов ПГУ ВЦГ, способная в реальном времени давать отклик на изменение входных параметров схемы. Благодаря трехуровневой интеграции, пользователь может рассмотреть каждый блок технологической схемы изнутри (геометрические особенности аппарата, потки, застойные зоны, локальные скорости, коэффициенты теплоотдачи, пути протекания химического процесса и пр.) и получить полное представление о физике процессов происходящих в каждом блоке.

В настоящей работе была разработана модель физико-химического механизма процесса сухой сероочистки синтез-газа; она была интегрирована с модулем вычислительной газодинамики (*CFD*); результаты *CFD* расчета реактора сероочистки были сведены в базу данных, преобразованы в модель пониженного порядка и интегрированы с нульмерным решателем технологической цепочки аппаратов.

Выводы по главе

1. Технологии ПГУ с ВЦГ с кислородной, и особенно с воздушной газификацией, представляются крайне перспективными, при использовании горячей сероочистки синтез-газа. Практика показывает применимость данной технологии. Для проектирования в будущем подобных установок требуется надежная методика расчета всех элементов системы.

2. Сорбенты постоянно совершенствуются, изменяются их структурные характеристики, применяются другие материалы с возможным содержанием катализаторов целевых реакций и ингибиторами побочных. Поэтому, должны проводиться дополнительные эксперименты для уточнения кинетических констант, а также актуализация расчетных методик.

3. Несмотря на богатый выбор программного обеспечения, задача поиска программы, содержащей в своем составе весь массив параметров, требуемых для объяснения процесса оказалась невыполнимой. В ходе подготовки данной работы использовались: *ANSYS Fluent*, *CFX*, *CHEMKIN*, *Aspen Plus*, *MFiX*, *OpenFOAM*, *Baraccuda*. Каждая программа была по-своему интересна, но полный список интересных параметров не представлен ни в одной.

4. В литературных источниках нет данных о поверочных расчетах систем сухой сероочистки с одновременным учетом и целевых и побочных реакций. Метод оценки конкурентного вклада реакций механизма в процесс не проводился.

5. В литературных источниках отсутствуют решения связанных задач (газодинамика многофазных потоков + гетерогенная химия) поверочного расчета реактора сухой сероочистки синтез-газа.

6. В литературных источниках разнятся данные о расположении шифт реактора в технологической цепочке аппаратов. Также отсутствуют достоверные обоснования того или иного решения.

7. Теоретическое представление о влиянии состава синтез-газа, давления и температуры в реакторе, концентрации сероводорода на эффективность процесса очистки в литературе не освещены.

С помощью представленного анализа научно-технической информации сформулированы основные цели и задачи исследования.

ГЛАВА 2. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ

2.1. Общая методика проведения экспериментов

Эксперименты с сорбентами сероочистки были разбиты на два этапа: определение параметров сорбентов и термоаналитический. В ходе первого этапа определялись: компонентный состав сорбентов; удельная площадь поверхности и средний диаметр пор. В ходе термоаналитического этапа проверялась термическая устойчивость сорбентов в инертной среде (аргон) и динамика процессов сульфидирования и восстановления оксида цинка в среде компонентов синтез-газа (реакции №1, 2, 3 табл. 1.2). В таблице 2.1 представлено описание параметров экспериментов.

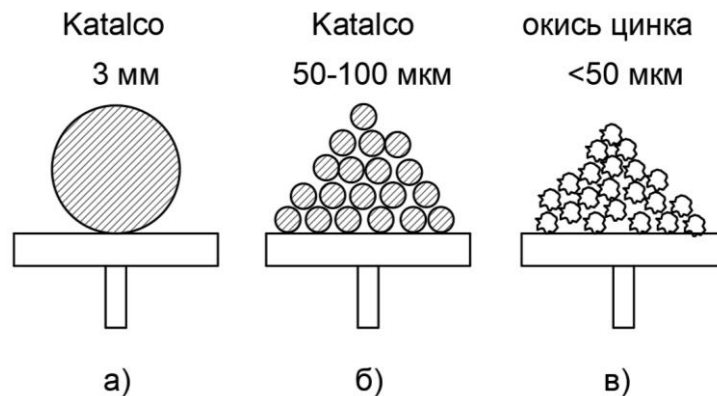


Рисунок 2.1 – Дисперсность частиц сорбентов: а) гранулированный б) дроблёный в) порошок

Нумерация опытов состоит из трех частей (чисел). Первое число – номер опыта, второе число – дисперсность (1 - порошок, 2 - дробленка, 3 - гранулы), третье число – (1 – прокаленный, 2 - непрокаленный).

Таблица 2.1 – Параметры экспериментов

№ опыта	Состав газа	Масса навески, мг	Температурный диапазон, °С	Скорость нагрева, К/мин	Расход газа, л/мин
0.1.1	аргон (100%)	17	300-1000	15	0,2
1.1.2	аргон (100%)	17	300-1000	15	0,2
2.2.2	аргон (100%)	20	300-1000	15	0,2
3.3.2	аргон (100%)	92	300-1000	15	0,2
4.1.2	H ₂ S:Ar (1:99%)	17	300-1000	20	0,2
5.3.2	H ₂ S:Ar (1:99%)	92	300-1000	20	0,2
6.2.1	H ₂ :Ar (9,55:90,45%)	21.5	300-1000	20	0,2
7.2.1	H ₂ :Ar (10:90%)	25.69	300-1000	15	0,2
8.2.1	H ₂ (100%)	25.69	300-1000	15	0,2
9.2.1	CO:N ₂ (70:30%)	25.69	300-1000	15	0,2
10.2.1	CH ₄ :Ar (4,8:95,2%)	20	300-1000	20	0,2
11.1.2	C (20 мг)	20	300-1000	20	0,2
12.2.2	C (20 мг)	20	300-1000	20	0,2
13.2.1	CO ₂ (100%)	20	300-1000	20	0,2
14.2.2	CO ₂ (100%)	20	300-1000	20	0,2

Рассматривались три типа навесок: порошок окиси цинка (рис.2.1в), дробленка Каталко (рис.2.1б) и гранула Каталко (рис.2.1а). Предварительное прока-

ливание некоторых сорбентов проводилось для исключения из термоаналитического анализа внутренних физико-химических процессов (испарение влаги, выход летучих, разложение карбонатов). Образец на рис. 2.2 использовался в опыте 4.1.2. Гранула из навески рис.2.2в использовалась в опыте 5.3.2. Прокаленная дробленка из навески на рис.2.2б использовалась в опыте 6.2.1.

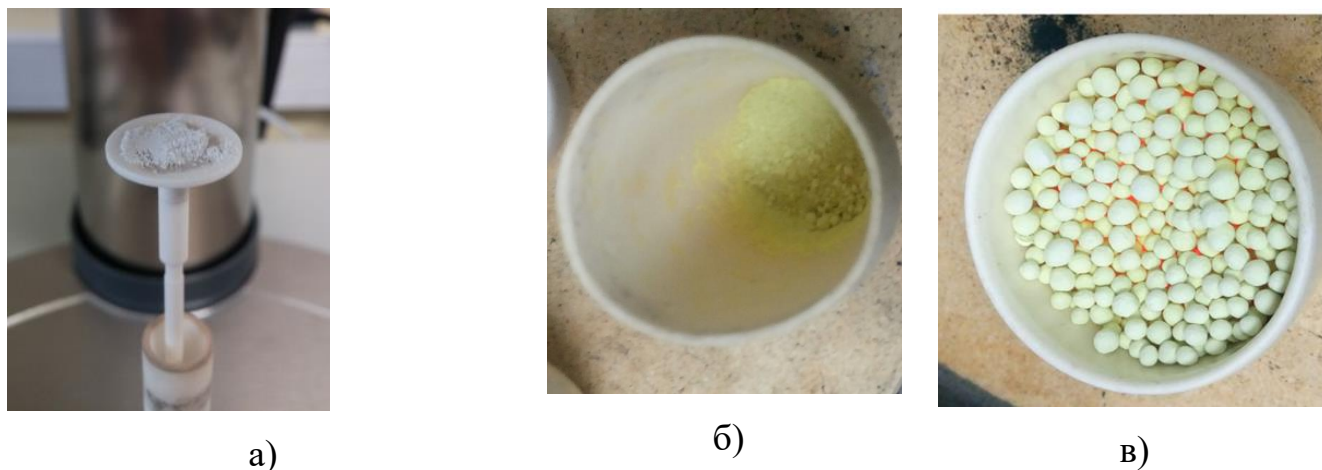


Рисунок 2.2 – Фотографии твердых образцов сорбентов:
а) порошок окиси цинка на ТГА держателе; б) и в) прокаленные дробленка и гранулы перед загрузкой в ТГА реактор

2.2 Описание экспериментального оборудования

Термогравиметрические эксперименты проводились на приборе *NETZSCH STA 449F3* со стандартным ТГ-ДСК держателем. Получаемая в эксперименте кривая изменения массы образца в зависимости от времени дает возможность определить скорость реагирования твердого сорбента в процессе конверсии при разных температурах, заданной скорости нагрева, подаваемом газовом агенте, а также рассчитать эффективные значения кинетических параметров путем соответствующей математической обработки. Основным рабочим элементом являлся прибор синхронного термогравиметрического анализа *NETZSCH STA 449 F3* (рисунок 2.3). Характеристики прибора представлены в таблице 2.2.

Прибор ТГА служит для одновременного определения изменения массы и calorimetric effects. Прибор внесен в Государственный реестр средств измерений под регистрационным номером 54911-13.



Рисунок 2.3 – внешний вид термогравиметрического анализатора²

1 – компьютер, обеспечивающий сбор и обработку информации; 2 – масс-спектрометр; 3 – печь с блоком измерения и управления; 4 – установка подачи и смешивания газов

Таблица 2.2 – Характеристики термогравиметрического анализатора

Характеристика	Значение
Технические характеристики	<i>STA 449 F3 Jupiter, Netzsch</i>
Конструкция	Вертикальная (обеспечивает симметрию температурного поля)
Точность измерения температуры, %	<0.3
Тип термопары	Термопары различной чувствительности и температурного диапазона <i>E, K, P, S, B, W</i>
Скорость нагрева, °C/мин	0,001-50
Максимальный вес образца, г	35
Внутреннее разрешение весов, мкг	1

² Подготовка и проведение экспериментов на термогравиметрическом анализаторе кафедры ТЭС выполнялись совместно с Осиповым П. В. и Никитиным А. Д.

Характеристика	Значение
Дрейф весов, мкг/ч	<7
Диапазон измерений энтальпии, кДж/кг	1...1000
Точность измерения энтальпии, %	±2
Потоки газов	от 5 мл/мин до 250 мл/мин с разрешением 1 мл/мин для N ₂
Автоматическая смена газов	3 газа

Качественный и фазовый состав сорбентов определялся методом электронной микроскопии на приборе *EVO LS 10* (Рис.2.4) в лаборатории УЦКП «Современные нанотехнологии», а параметры прибора приведены в табл. 2.3.



Рисунок 2.4 – Сканирующий электронный микроскоп *EVO LS 10*

Таблица 2.3 – Метрологические характеристики микроскопа *EVO LS 10*

Наименования характеристик	Значения
Пределы допускаемой абсолютной погрешности измерения линейных размеров, нм	$\pm(4+0,05L^*)$
Среднее значение шага (t) шаговой структуры, нм	номинальное: 2001 погрешность: ±2
Значение ширины (bu) верхнего основания выступа (8 выступ) в шаговой структуре, нм	номинальное: 597 погрешность: ±2

Изотермы сорбции/десорбции, диаметр пор, удельная площадь поверхности изучались на приборе *TriStar 3000* (Рис.2.5) в лаборатории УЦКП «Современные нанотехнологии».



Рисунок 2.5 – Анализатор удельной поверхности TriStar 3000

Анализатор представляет собой автоматический прибор (параметры приведены в табл. 2.4), состоящий из измерительного блока с криостатом, три порта которого позволяют анализировать до трех образцов одновременно; системы измерения давления и температуры газа; станции подготовки образцов (дегазации); вакуумного насоса и блока электроники со встроенным микропроцессором (рисунок 2.4).

Таблица 2.4 – Параметры анализатора удельной поверхности *TriStar 3000*

Наименования характеристик	Значения
диапазон измерения удельной площади поверхности, м ² /г	0,01 – 4000
Пределы допускаемой относительной погрешности измерения удельной площади поверхности, %	±5,0
Диапазон измерения диаметра пор, нм	2 – 100

2.3. Определение параметров сорбентов

Для гранулы сорбента (рис.2.1а) пробы брались в двух различных точках поверхности сорбента (рисунок 2.6а) спектр 1 и спектр 2 (показаны квадратными точками). В каждой точке замерялся компонентный состав образца в виде первичных диаграмм (рисунок 2.6в). Аналогичная процедура повторялась для порошка (рис.2.1в, рис.2.6б, 2.6в).

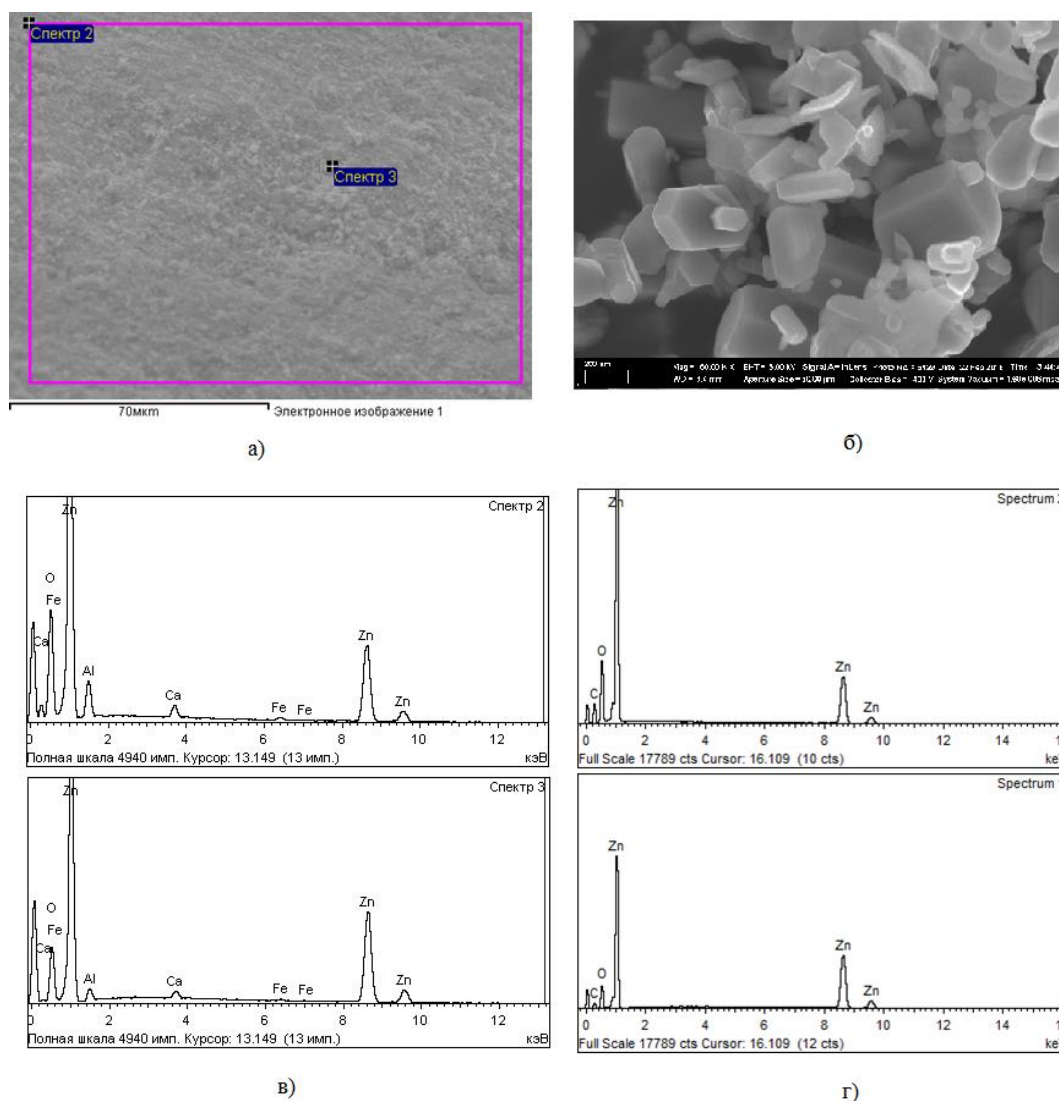


Рисунок 2.6 – Первичные результаты электронной микроскопии сорбента: а) фотография гранулированного сорбента в масштабе 70 мкм, б) фотография порошка окиси цинка в масштабе 10 нм, в) спектрограмма гранулированного сорбента, г) спектрограмма порошка окиси цинка

Анализы сканирующей микроскопии показали зернистую структуру порошка (рис.2.6б) и цельную структуру гранулированного сорбента (рис.2.6а). Первичные диаграммы показывают, что порошок имеет в своем составе только цинк и кислород (Рис.2.6г), тогда как в гранулах содержатся следы железа, кальция и алюминия (рис.2.6в).

Таблица 2.5 – Компонентный состав порошка окиси цинка и гранулированного сорбента Каталько

Порошок окиси цинка					
Спектрограмма проба 1 (точка 1, "Спектр 2")			Спектрограмма проба 2 (точка2, "Спектр 3")		
Элемент	Массовый %	Атомный%	Элемент	Массовый %	Атомный%
O	16,81	45,23	O	34,29	68,07
Zn	83,19	54,77	Zn	65,71	31,93
Итого	100,00	100,00	Итого	100,00	100,00
Гранулированный сорбент					
Спектрограмма проба 1 (точка 1, "Сpectrum 2")			Спектрограмма проба 2 (точка2, "Сpectrum 1")		
Элемент	Массовый %	Атомный%	Элемент	Массовый %	Атомный%
O	34,41	65,18	O	21,01	50,76
Al	5,95	6,68	Al	2,53	3,62
Ca	1,51	1,14	Ca	0,99	0,96
Fe	0,70	0,38	Fe	0,44	0,30
Zn	57,43	26,62	Zn	75,03	44,36
Итого	100,00	100,00	Итого	100,00	100,00

Предположительно алюминий, кальций и железо образовывали двуокиси алюминия и железа, и оксид кальция, расчетным путем данные компонентного состава из таблицы 2.5 были преобразованы в фазовый состав гранулированного сорбента (таблица 2.6). Результаты БЭТ анализа сведены в табл. 2.7 (первичные данные см. в Приложении 2).

Таблица 2.6 – Фазовый состав гранулированного сорбента

Соединение	Массовый %	Элемент	Массовый %
Al ₂ O ₃	13.1	Al ₂ O ₃	4.76
CaO	2.46	CaO	1.38
Fe ₂ O ₃	1.16	Fe ₂ O ₃	0.62
ZnO	83.2	ZnO	93.2
Итого	100	Итоги	100

Таблица 2.7 – Свойства структуры сорбента

Тип сорбента	Размер частиц, мкм	Удельная площадь поверхности, г/м ²	Размер пор, нм
ZnO порошок	50	21	9,5
<i>Katalco</i> дробленый	50	21	9,5
<i>Katalco</i> гранулированный	3000	21	9,5

2.3 Погрешность определения всех экспериментальных параметров

При проведении экспериментов были предприняты меры по сведению к минимуму факторов, влияющих на величину систематической погрешности ТГА.

Относительная погрешность определения убыли массы для рабочего диапазона температур не превышала 4%.

В данной работе прямыми экспериментальными измерениями определялись следующие основные величины (таблица 2.8).

Таблица 2.8 – Перечень измеряемых параметров

Измеряемый параметр	прибор	Цена деления	
		Цена деления	шкала
Температура	<i>NETZSCH STA 449 F3 JUPITER</i> ТЕРМОПАРА ПП	Разрешающая способность 0,3 °С	25-1250 °С
Время	Персональный компьютер	0,00001 с	0-360000 с
Масса навески	<i>NETZSCH STA 449 F3 JUPITER</i>	0,1 мг	0-210 г
Изменение массы образца	<i>NETZSCH STA 449 F3 JUPITER</i>	1 мкг	0-35г
Линейный размер	штангенциркуль	0,05 мм	0-300 мм

Замеры пористости образцов проводились в специализированной лаборатории Уральского центра коллективного пользования «Современные нанотехнологии» Уральского федерального университета. Систематическая погрешность измерений не превышает 8%.

Систематические погрешности обусловлены классом точности прибора, а случайные – точностью повторной установки режимного параметра, ненулевой вариацией массы и других характеристик навески, точностью определения момента начала и завершения периода конверсии. Случайная погрешность минимизировалась путем проведения уточняющих экспериментов.

Таблица 2.9 – Погрешность основных измеряемых параметров

Измеряемый параметр	Предел допускаемой относительной погрешности
Масса навески	$\leq 1 \%$
Линейный размер	$\leq 1 \%$
Температура	$\leq 3 \%$
Время	$\leq 0,001 \%$
Скорость убыли массы	$350 \div 400 \text{ }^\circ\text{C} - 14 \%$ $400 \div 600 \text{ }^\circ\text{C} - 4 \%$ $600 \div 900 \text{ }^\circ\text{C} - 2 \%$ $> 900 \text{ }^\circ\text{C} - \leq 1 \%$

Выводы по главе

1) Первый этап экспериментов показал, что в отличие от порошка оксида цинка, состоящего на 99% из окиси цинка дробленый и гранулированный сорбенты, имеют более сложный компонентный состав. Содержание оксида цинка в гранулах и дробленке 83 %. Методом электронной микроскопии была зафиксирована неоднородность компонентного состава. Содержание оксида цинка в разных участках поверхности сорбента различался на 10%.

2) Электронная микроскопия зафиксировала развитую пористую структуру, состоящую из микроскопических зерен и пор между ними. Эксперименты выявили, что удельная площадь поверхности сорбентов и порошка близки и равны $21 \text{ м}^2/\text{г}$, средний по объему диаметр пор составил $9 \cdot 10^{-9} \text{ м}$.

3) Методика термоаналитической части экспериментов предполагает раздельное изучение физических и химических процессов: термоустойчивость сорбентов в инертной среде (аргон) и отдельно в окислительной среде (двуокись углерода); динамика сульфидирования оксида цинка в среде сероводорода; динамика восстановления оксида цинка в: водороде, монооксиде углерода, метане и углероде (уголь).

ГЛАВА 3. РАСЧЕТНЫЕ МЕТОДЫ

3.1. Обзор и взаимодействие разработанных моделей

В настоящей главе представлен физико-математический аппарат, составляющий основу численного анализа навески термогравиметрического реактора, стенда ВТИ с циркуляционным кипящим слоем, стенда *DOE* (департамента энергетики США) и промышленного реактора с ЦКС очистки синтез-газа для перспективной ПГУ-ВЦГ.

Для расчета реактора сухой сероочистки использовались три модели: газодинамическая, термодинамическая и кинетическая. Обработка результатов кинетических расчетов проводилась по методике многофакторного анализа, изложенной в настоящей главе. Газодинамическая и термодинамическая модель были реализованы в программе *ANSYS Fluent*.

3.2. Газодинамическая модель

Газодинамическая модель построена на базе двухфазной гранулярной модели Эйлера. Для каждой фазы записаны система уравнений движения: уравнение неразрывности и уравнение Навье-Стокса; и модель турбулентности *k-epsilon*.

3.3. Термодинамическая модель

В состав термодинамической модели входили закон сохранения энергии, закон Фурье и закон Гесса.

3.4. Кинетическая модель

Кинетическая модель состояла из одиннадцати уравнений транспорта для следующих компонентов: H_2S ; H_2 ; CO ; H_2O ; CO_2 ; ZnO ; ZnS ; Zn ; N_2 ; Ar ; Al_2O_3 и шести кинетических уравнений для прямых и обратных реакций №1, №2 и №3 (табл. 1.2).

Уравнение транспорта [121] для i -го компонента в программе *ANSYS Fluent* записывается, как

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \vec{v} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i^* + S_i \quad (3.1)$$

Y_i – мольная концентрация компонента, моль/м³;

ρ – плотность, кг/м³;

τ – время, с;

S_i – источник либо сток компонента, моль/с;

Диффузионный поток для ламинарного и турбулентного режима

$$\vec{J}_i = -\rho D_{i,m} \nabla Y_i \quad (3.2)$$

T – температура, К;

$D_{i,m}$ – коэффициент массовой диффузии, м²/с;

$$\vec{J}_i = -\left(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{Sc_t}\right) \nabla Y_i \quad (3.3)$$

R_i^* – итоговая скорость реакции, моль/с;

$Sc_t = 0,7$ – турбулентное число Шмитда;

μ_t – турбулентная вязкость, Па·с.

В моей программе расчета кинетических уравнений итоговая скорость реакции рассчитывается с учетом взаимного подавления [122], как

$$R_i^* = r f_i \cdot R_i \quad (3.4)$$

В случае параллельного течения реакции могут конкурировать друг с другом, с взаимным ослаблением. Доля конкурентного вклада в процесс (коэффициент селективности) в кинетической модели представлено следующей формулой

$$r f_i = \frac{R_i}{\sum_{i=1}^N R_i} \quad (3.5)$$

Размер частиц, объемная доля твердой фазы, используемые для расчета газодинамики многофазного потока являются входными параметрами для кинетической модели. В программе рассчитывается изменение структуры частиц, их состав, объем и диаметр.

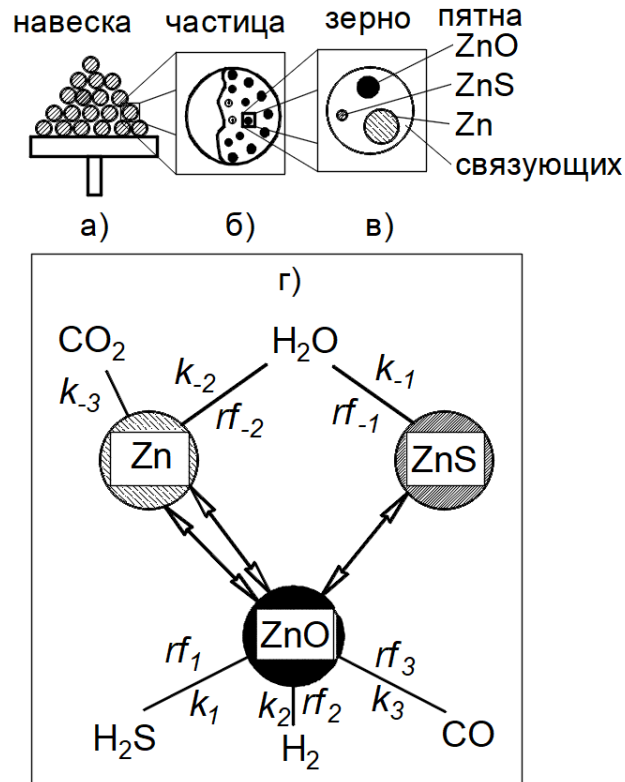


Рисунок 3.1 – Многокомпонентная модель гетерогенных реакций (кинетическая модель). Навеска состоит из частиц, частицы из зерен, зерна из пятен, на пятнах идут конкурирующие реакции хемосорбции и восстановления №1, 2 и 3 из табл. 1.2 [123]

На рис. 3.1 представлена схема кинетической модели и пути протекания реакций. На рис. 3.1а показан первый масштаб модели, оперирующий такими параметрами, как масса навески, объемная доля твердой фазы, диаметр частиц. На рис. 3.1б показан второй масштаб, показывающий структурные особенности частицы: удельная площадь поверхности, размер зерен и пор и их количество. Третий масштаб на рис. 3.1в отвечает за распределение твердых компонентов в зерне: массовая доля оксида цинка, объемная доля сульфида цинка, коэффициенты селективности. На рис. 3.1г показаны возможные пути протекания процесса сухой сероочистки. Оксид цинка может одновременно вступать в реакции с сероводородом, водородом, монооксидом углерода. Оксид цинка восполняется за счет обратных реакций. Константы скоростей обратных реакций записаны, как k_{-1} , k_{-2} , k_{-3} . Реакции с константами k_{-1} и k_{-2} имеют общий реагент, водяной пар, поэто-

му являются конкурирующими, коэффициенты селективности этих реакций rf_{-1} и rf_{-2} определяются по формуле (3.5). Оксид цинка является общим реагентом для реакций хемосорбции и восстановления №1, 2 и 3 табл.1.1. Многокомпонентная модель рассчитывает скорость реакций в два этапа: в первый раз скорость реакции рассчитывается по закону действующих масс без учета других реакций (3.6), таким образом определяется абсолютная скорость реакции. В ходе второго этапа проводится сравнение абсолютных скоростей реакций и их доля конкурентного вклада в общий процесс (селективность) (3.5). Перемножение абсолютной скорости реакции на ее селективность (3.4) уменьшает абсолютную скорость реакции, учитывая тем самым феномен взаимного подавления параллельных реакций в ходе их конкурирования.

Независимая скорость реакции (моль/с) рассчитывается в соответствии с законом действующих масс [124]

$$R_i = k_i C_c^n A(T, \tau) m_s \quad (3.6)$$

m_s – масса сорбента, кг.

Удельная площадь поверхности сорбента (m^2/kg) представлена эмпирической функцией [52] от времени и температуры (аппроксимация литературных данных)

$$A(T, \tau) = \begin{cases} \text{если } t < 300 \text{ C, то } A_o \\ \text{если } 300 < t < 500 \text{ C, то } -1.333\tau^3 + 60\tau^2 - 1066.7\tau + A_o \\ \text{если } 500 < t < 600 \text{ C, то } -4\tau^3 + 180\tau^2 - 1583.3\tau + A_o \end{cases} \quad (3.7)$$

При $600 < t < 1000 \text{ }^\circ\text{C}$

$$A(T, \tau) = -4\tau^3 + 180\tau^2 - 3000\tau + A_o \quad (3.8)$$

$$k_i = k_{so} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (3.9)$$

C_c^n – концентрация газа, возведенная в степень порядка реакции, моль/ m^3 ;

A_o – удельная площадь поверхности до начала процесса, m^2/kg .

Для расчета скорости реакции рассматривалась возможность использования следующих моделей: объемная (Приложение 3), стягивающегося ядра (Приложение 4). Однако, объемная модель не учитывает изменение удельной площади по-

верхности, должна проходить дополнительную калибровку при изменении сорбента, либо его структурных характеристик в ходе процесса. Модели стягивающегося ядра и стягивающейся частицы не подходят для описания изменения структуры сорбента и его удельной площади поверхности в ходе одновременного восстановления и сульфидирования, когда одновременно происходит и уменьшение диаметра зерна при восстановлении и потере цинка и одновременное его набухание при сульфидировании за счет образования корки сульфида цинка. Поэтому, для учета изменения структурных параметров сорбента использовались аппроксимации эмпирических данных (3.7), (3.8).

Альтернативный способ учета макрокинетических параметров при отсутствии данных (3.7) - (3.8) представлен далее.

Площадь, занимаемая компонентом, зависит от его объемной доли в зерне и вычисляется, как

$$S_b = S_g \cdot m f_b \frac{\rho_g}{\rho_b} \quad (3.10)$$

Площадь напрямую влияет на скорость реакции, для компонента b в составе реакции a

$$R_a = k_a \cdot \left(\prod_{b=1}^{N_b} C_b^{n_b} \right) \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{\Phi_1} \quad (3.11)$$

Задача решалась в нестационарной постановке, для которой материальный баланс записывался в виде:

$$N_{ab}(\tau + \Delta\tau) = N_{ab}(\tau) + \xi_{ab} \cdot \min \left[\min_{\forall b} (R_a \cdot |v_{ab}|) \cdot \Delta\tau; \min_{\forall b} (\Phi_{ab0} \cdot N_{ab}) \right] \quad (3.12)$$

Количество вещества компонента b в реакции a в следующем временном шаге равна сумме того же параметра в предыдущем временном шаге за вычетом (либо наоборот в зависимости от знака стехиометрического коэффициента) комплекса, который представляет собой минимальное значение среди: массой компонента, a , которую можно перенести в течение временного шага и массой компонента, a , которая доступна для такого переноса. Похожее выражение освещалось в мануалах для *ANSYS Fluent* и [125], но не учитывало вторую составляющую в комплексе ($\min_{\forall b} (\Phi_{ab0} \cdot N_{ab})$). Таким образом, при расчетах в *ANSYS Fluent* итог

решения зависит от размера временного шага. В том случае, если временной шаг слишком велик, возникает расхождение. Учет массы компонента доступной для переноса массы стабилизирует решение при неизменном временном шаге.

Чтобы не учитывать компоненты из матрицы компонентов и реакций в расчете, был введен фильтр³, вычеркивающий неактивные компоненты из расчета.

$$\Phi_{ab0} = \begin{cases} +\infty, & \text{если } v_{ab} \geq 0 \\ 1, & \text{если } v_{ab} < 0 \end{cases} \quad (3.13)$$

То есть, если стехиометрический коэффициент компонента 0 (компонент не относится к рассматриваемой реакции), либо больше нуля (компонент является продуктом реакции), он сводится к бесконечно большому числу, в результате чего комплекс определяется скоростью реакции, которая для данного компонента равна нулю.

Коэффициент направления массопереноса зависит от знака стехиометрического коэффициента: если это продукт, то знак плюс, и реакция сопровождается увеличением массы продукта, если минус, то – наоборот.

$$\xi_{ab} = \begin{cases} +1, & \text{если } v_{ab} \geq 0 \\ -1, & \text{если } v_{ab} < 0 \end{cases} \quad (3.14)$$

Решение выражения (3.12) возможно только с использованием численных методов (например, метод последовательных приближений), поскольку искомые параметры не могут быть выражены через известные в явном виде. Чтобы ускорить расчет и стабилизировать его, необходимо перейти к аналитическим методам решения уравнения, для чего к уравнению (3.11) было применено правило: «в уравнении реакции не может быть больше одного реагента», таким образом знак произведения n -го количества множителей был заменен на два множителя, относящихся к первому и второму газовому компоненту реакции (b_1 и b_2) (см. ур. (3.15)).

$$R_a = k_a \cdot C_{b1}^{n_{b1}} \cdot C_{b2}^{n_{b2}} \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{\Phi_1} \quad (3.15)$$

В настоящей модели были внесены упрощения (рис. 3.2):

³ Программа выполнения операции вычеркивания компонентов показана в приложении 5

- Однородность зерен в объеме частицы.
- Концентрация газа постоянна по глубине частицы.
- Концентрация газа на поверхности ядра равна концентрации средней по объему частицы.

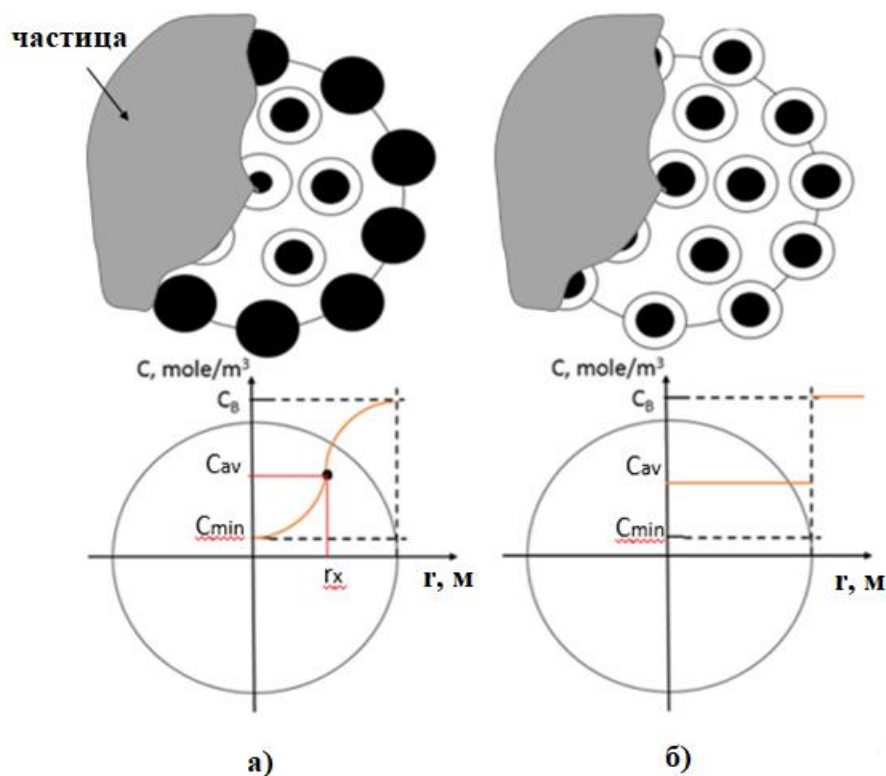


Рисунок 3.2 – Конверсия зерна

а) модель [80] б) настоящая модель

Средняя концентрация газа в пористой частице подчиняется закону Фика и зависит от размера частицы, размера пор, коэффициента молекулярной, или Кнудсеновской диффузии (в зависимости от режима).

$$C_b = C_{Bb} - R \cdot O_{pb} \quad (3.16)$$

Диффузионное сопротивление частицы записывается, как

$$\frac{1}{O_{pb}} = D_{pb} \frac{4\pi}{\frac{1}{r_x} - \frac{1}{r_p}} N_p \quad (3.17^{4*})$$

Коэффициент диффузии через пористое тело:

⁴ Вывод формулы представлен в приложении 4.

$$D_p = \begin{cases} \frac{1}{3} \langle \lambda \rangle \langle v \rangle, & \text{если } \frac{\langle \lambda \rangle}{\delta_g} < 1 \\ \frac{1}{3} \delta_g \langle v \rangle, & \text{если } \frac{\langle \lambda \rangle}{\delta_g} > 1 \end{cases} \quad (3.18)$$

При помощи закона Фика концентрации на поверхности ядра могут быть исключены из уравнения и заменены на известные из расчета газодинамики реактора концентрации газовых компонентов в открытом объеме за пределами частицы, тогда выражение (3.15) преобразуется к виду (3.19).

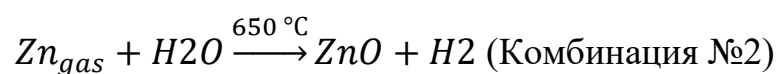
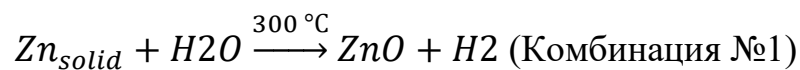
$$R_a = k_a \cdot [C_{Bb1} - R_a \cdot |v_{ab1}| \cdot O_{p1}]^{n_{b1}} \cdot [C_{Bb2} - R_a \cdot |v_{ab2}| \cdot O_{p2}]^{n_{b2}} \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{\Phi_1} \quad (3.19)$$

Данный химический механизм предполагает несколько комбинаций порядков реакций (табл. 3.1), поэтому выражение (3.19) имеет однозначные аналитические решения приведенные в общем виде в Табл. 3.2.

Таблица 3.1 – Комбинации порядков реакций

#	Комбинация	Φ_1	#	Комбинация	Φ_1
№1	$n_{b1} = 1; n_{b2} = 0$	1	№2	$n_{b1} = 0.5; n_{b2} = 0$	1
№3	$n_{b1} = 1; n_{b2} = 1$	0	№4	$n_{b1} = 0.5; n_{b2} = 0.5$	0

Некоторые реакции могут в течение одного процесса описываться разными частными решениями, поскольку реагент может менять свое агрегатное состояние. Например, обратная реакция восстановления оксида цинка в водороде. При температуре до 400 °С металлический цинк в твердой фазе, и его порядок реакции равен нулю (комбинация №1). После 400 °С, часть цинка возгоняется, в результате часть цинка находится в газообразной фазе и порядок реакции для этого компонента 1 (комбинация №2).



Описанная выше модель используется в двух расчетных методиках: прямой и обратной кинетической задачи. Процедура решения прямой кинетической зада-

чи следующая. Прямая кинетическая задача (ПКЗ) предполагает численное воспроизведение процессов, происходящих в термогравиметрическом реакторе. Результаты ПКЗ – это: ТГ-кривые; зависимости изменения температуры, компонентного состава газа и твердого образца, скорости реакций, размера частиц, зерен, пор, удельной площади поверхности в зависимости от времени. Результаты ПКЗ сравниваются с аналогичными параметрами, полученными из экспериментальных, либо литературных данных. Например, если пред-экспоненциальный множитель завышен, то скорость реакции будет так же завышена, что повлечет за собой более стремительное падение массы на ТГ-кривой, таким образом модель и опытные данные разойдутся. Учитывая, что все остальные входные параметры, кроме пред-экспоненциального множителя, а именно: масса навески, компонентный состав сорбента и газа, температура, температурный режим, удельная площадь поверхности, закон изменения площади поверхности сорбента от степени конверсии и времени его пребывания в реакторе, размер пор, размер зерен, размер частиц, энергия активации; определены, то пред-экспоненциальный множитель – искомый параметр, уточняется путем подбора, многократного решения одной и той же задачи, до тех пор пока линии ТГ-кривых эксперимента и расчета не сойдутся.

Основными искомыми функциями в выходных параметрах являются:

- 1) $m_s = f_1(\tau)$ and $X = f_2(\tau)$ (ТГ-профили)
- 2) $N_{ZnO} = f_3(\tau)$; $N_{ZnS} = f_4(\tau)$; $N_{Zn} = f_5(\tau)$ (количество вещества компонентов)
- 3) $R_a^* = f_6(\tau)$ (скорость реакции с учетом конкурентного вклада)
- 4) $r_g = f_7(\tau)$; $\delta_g = f_9(\tau)$; $A = f_{10}(\tau)$ (радиус зерна, диаметр пор, удельная площадь поверхности сорбента)
- 5) $N_{Zn}/N_{H_2S} = f_{11}(\tau)$ (расход испаряемого цинка приведенный к расходу сероводорода)

1) Расчет массы навески. Масса навески складывается из масс: оксида цинка, цинка, сульфида цинка, корунда.

$$m_s = m_{ZnO} + m_{ZnS} + m_{Zn} + m_{Al_2O_3} \quad (3.20)$$

Оксид алюминия в расчете представлен как инертное связующее, поэтому его масса в составе сорбента неизменна во всем рассматриваемом температурном диапазоне (300 – 1000 °С).

Перевод массы из количества вещества осуществляется через выражение

$$m_{ZnO} = \frac{N_{ZnO}}{M_{ZnO}} \quad (3.21)$$

В модели учитывается фазовый переход цинка, как

$$m_{Zn}^*(\tau) = m_{Zn}(\tau) - \min(G \cdot \Delta\tau; m_{Zn}(\tau)) \quad (3.22)$$

Массовый расход испаряющегося цинка определяется интенсивностью испарения и площадью поверхности цинка (W_o^* , S_{Zn}).

$$W_o^* = \frac{28.3}{6} \frac{p_o}{T^{0.5}} \quad (3.23)$$

где p_o и T давление и температура в реакторе

$$S_{Zn} = A(\tau) \cdot m_s(\tau) \cdot mf_{Zn}(\tau) \quad (3.24)$$

Масса цинка определяется количеством вещества:

$$m_{Zn}(\tau) = \frac{N_{Zn}(\tau)}{M_{Zn}} \quad (3.25)$$

Конверсия сорбента рассчитывается через количество вещества оксида цинка

$$X = \frac{N_{ZnO}(\tau=0) - N_{ZnO}(\tau)}{N_{ZnO}(\tau=0)} \quad (3.26)$$

2) Расчет количества вещества компонентов. В начальный момент времени количество вещества в сорбенте определяется массой навески и компонентным составом, определенным в ходе опытов ($mf_{ZnO}(\tau = 0)$)

$$N_{ZnO}(\tau = 0) = \frac{m_{ZnO}(\tau=0)}{M_{ZnO}} \quad (3.27)$$

$$m_{ZnO}(\tau = 0) = mf_{ZnO}(\tau = 0) \cdot m_s(\tau = 0) \quad (3.28)$$

Поскольку оксид цинка одновременно принимает участие в нескольких реакциях содержание оксида цинка в зерне равно сумме, где N_a число параллельных реакций

$$N_{ZnO}(\tau \neq 0) = \sum_{a=1}^{N_a} N_{ZnO}^a(\tau) \quad (3.29)$$

Количество вещества, остающееся после реакции а $N_{ZnO}^a(\tau)$ находится в соответствии с выражением (3.11), которое может быть представлено в более подробной форме

$$N_{ZnO}^a(\tau + \Delta\tau) = N_{ZnO}^a(\tau) + \xi_{ab} \cdot \min(\alpha_1; \beta_1) \quad (3.30)$$

$$\alpha_1 = If(v_{ab} < 0; N_{ab} \cdot v_{ab} \cdot \xi_{ab}; 10^{60}) \quad (3.31)$$

$$\beta_1 = If(\beta_2 = 0; 10^{60}; \beta_2) \quad (3.32)$$

$$\beta_2 = r f_a^b \cdot R_a^b \cdot \Delta\tau \quad (3.33)$$

$$r f_{ab} = \frac{R_a^b}{\sum_{a=1}^{N_a} R_a^b} \quad (3.34)$$

$$R_a^b = v_a^b \cdot R_a \quad (3.35)$$

Фигурирующая в результатах скорость реакции, ограниченная конкурентным вкладом, рассчитывается, как

$$R_a^* = \min(\alpha_1; \beta_1) / \Delta\tau \quad (3.36)$$

3) Расчет скорости реакции

Скорость реакции рассчитывается по обобщенной формуле, учитывающей тип реакции:

$$R_a = \text{Если}(K_{64} = 1; Q_{64}; \text{Если}(K_{64}; R_{64}; \text{Если}(K_{64}; S_{64}; \text{Если}(K_{64}; T_{64}; 0))))), \quad (3.37)$$

где K_{64} – номер комбинации (Таблица 3.2). $Q_{64}; R_{64}; S_{64}; T_{64}$ – это скорости реакций $R_1; R_2; R_3; R_4$ рассчитанные по аналитическим формулам табл. 3.2.

Рассмотрим расчет скоростей реакции на примере первой R_1

$$R_1 = \frac{C_{Bb1}}{\frac{1}{k_a \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{\Phi_1} + |v_{ab1}| \cdot O_{p1}}} \quad (3.38)$$

Константа скорости реакции подчиняется уравнению Аррениуса

$$k_a = k_{so} \exp\left(-\frac{E}{R \cdot T}\right) \quad (3.39)$$

k_{so} и E эмпирические константы; R универсальная газовая постоянная.

4) Расчет параметров структуры пористого материала. Количество зерен в сорбенте

$$N_{gs} = N_g \cdot N_p \quad (3.40)$$

Количество зерен в частице

$$N_g = 3.14 \frac{4}{3} r_p^3 \frac{1}{(2 \cdot r_g + \delta_g)^3} \quad (3.41)$$

Количество частиц в навеске

$$N_p = \frac{m_s}{m_p} \quad (3.42)$$

Масса частицы

$$m_p = N_g \cdot m_g \quad (3.43)$$

В начальный момент времени объем зерна

$$V_g = \frac{4}{3} \pi \cdot r_g^3 \quad (3.44)$$

Плотность зерна

$$\rho_g = \frac{1}{\frac{mf_{ZnO}}{\rho_{ZnO}} + \frac{mf_{ZnS}}{\rho_{ZnS}} + \frac{mf_{Zn}}{\rho_{Zn}} + \frac{mf_{Al_2O_3}}{\rho_{Al_2O_3}}} \quad (3.45)$$

Площадь контакта компонента b

$$S_b = 4\pi \cdot r_g^2 \cdot v f_b \quad (3.46)$$

$v f_b$ – объемная доля компонента b в сорбенте

Радиус зерна в ненулевой момент времени определяется исходя из оставшейся массы компонентов и выражается из выражения (3.41). Диффузионное сопротивление частиц O_{p1} рассчитывается из выражения (3.17).

В ходе процесса размер пор, рассчитывается, как

$$\delta_g(\tau) = \frac{r_p(\tau=0)}{N_{gLR}} - 2 \cdot r_g(\tau) \quad (3.47)$$

Так как было введено правило о наличии в реагентах реакции не более двух газовых компонентов, и были введены порядковые номера для концентраций, необходима подпрограмма, которая определяет этот порядковый номер для участвующих в реакции компонентов. Код программы описан в приложении 5.

Молярная концентрация газового компонента в объеме реактора V

$$C_b = \frac{N_b(\tau)}{V} \quad (3.48)$$

Последний параметр определяемый в ходе расчета – удельная площадь поверхности сорбента

$$A(\tau) = 4\pi \cdot r_g^2(\tau) \cdot \frac{N_{gs}}{m_s(\tau)} \quad (3.49)$$

5) Эффективность использования сорбента. В данной работе под эффективностью понимается отношение расхода безвозвратно теряемого сорбента к расходу загрязнителя (сероводорода)

$$E_f = \frac{N_{Zn}}{N_{H_2S}} \quad (3.50)$$

Таблица 3.2 – Частные решения кинетического уравнения (3.17)

№ комбинации	Частное решение
1	$R_c = \frac{C_{Bb1}}{\frac{1}{k_a \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{\Phi_1}} + v_{ab1} \cdot O_{p1}}$
Для всех вышеприведенных скоростей реакции $R_c = \frac{-B + \sqrt{B^2 - 4 \cdot A \cdot C}}{2 \cdot A}$	
2	$A = \frac{1}{(k_a \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{2\Phi_1})^2}$ $B = v_{ab1} \cdot O_{p1}$ $C = -C_{Bb1}$
3	$A = v_{ab1} \cdot v_{ab2} \cdot O_{p1} \cdot O_{p2}$ $B = -C_{Bb1} \cdot v_{ab2} \cdot O_{p2} - C_{Bb2} \cdot v_{ab1} \cdot O_{p1} - \frac{1}{k_a \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{\Phi_1}}$ $C = C_{Bb1} \cdot C_{Bb2}$
4	$A = \frac{1}{(k_a \cdot (S_b \cdot N_{gs})^{2\Phi_1})^2} - v_{ab1} \cdot v_{ab2} \cdot O_{p1} \cdot O_{p2}$ $B = C_{Bb1} \cdot v_{ab2} \cdot O_{p2} + C_{Bb2} \cdot v_{ab1} \cdot O_{p1}$ $C = -C_{Bb1} \cdot C_{Bb2}$

Основные исходные данные и выходные параметры расчета представлены в табл. 3.3.

Таблица 3.3 – Входные и выходные параметры

№	Параметр	Обозначение	Ед. изм.	Входной	Выходной
1	Длина	L	м	+	
2	Диаметр	D	м	+	
3	Расход сорбента	G_s	кг/с	+	
4	Расход газа	G_g	кг/с	+	
5	Количество реакций	N_a		+	
6	Стехиометрические коэффициенты	ν_{ab}		+	
7	Порядки реакций	n		+	
8	Пред-экспоненциальные множители	k_{so}		+	
9	Энергии активации	E	Дж/моль	+	
10	Диаметр частиц	dp	м	+	
11	Плотность	ρ	кг/м ³	+	
12	Вязкость	ν	м ² /с	+	
13	Теплоемкость	C_p	Дж/(кг•К)	+	
14	Молярные массы	M	кг/моль	+	
15	Скорость на выходе из реактора	ν_g	м/с		+
16	Температура на выходе	t	°С		+
17	Объемная доля сероводорода на выходе	$\nu_{f_{H_2S}}$			+

3.5. Методика расчета температуры сухой сероочистки оптимальной для параметров цикла ПГУ ВЦГ

Для расчета оптимальной температуры цикла в точке А (рис. 1.1) использовалась методика многофакторного анализа. Результаты термодинамического расчета взяты из [126]. Обработка результатов проводилась методом многофакторного анализа, который разработан в рамках настоящей работы и описан в текущей главе. В табл. 3.4 представлены значения основных термодинамических параметров цикла: КПД, мощность и капитальные затраты, взятые из литературы для: ПГУ ВЦГ с воздушным газификатором *MHI*, газовой турбиной *Siemens SGT5-4000F*, трехконтурным котлом утилизатором, кузнецкий каменный уголь марки Д, исходные данные и методика расчета изложены в [126]. В табл. 3.4, 3.5 представлена база данных термодинамических параметров и их обработка. Элемент базы данных записывается, как $\eta_{i,a}$, где η – это КПД (%). Вместо η могут стоять: $Q_{i,a}$ – мощность (МВт), $\mathcal{E}_{i,a}$ – экономичность (МВт/млн. евро 2010 г.). Индексы: i – номер точки; a – это свойство элемента базы данных. Если $i = 0$, то этот элемент относится не к точке, а ко всему диапазону; $i = 1$ – значение соответствует первой точке. Если $a=0$, то рассматривается текущее значение в точке, если $a=1$, то – минимальное из диапазона, $a=2$ – максимальное, $a=3$ соответствует абсолютной разнице максимального и минимального значения; $a=4$ – относительная разница, т.е. отношение разницы текущего значения и минимального к разнице между максимальным и минимальным (3.55).

Таблица 3.4 – Исходные данные МФА⁵. Абсолютные минимумы, максимумы и разности

$t, ^\circ\text{C}$	250	350	450	550	650	750	850				W
КПД, %	49,42	49,87	50,3	50,77	51,21	51,59	51,95	39,536	51,95	12,414	0,8
Q , МВт	231,55	220,16	209,06	198,97	189,03	179,16	169,57	152,613	231,55	78,937	0,9
K^6	1,2	1,19	1,18	1,17	1,17	1,16	1,15				
\mathcal{E}	0,83	0,84	0,85	0,85	0,85	0,86	0,87	0,8051	0,87	0,0649	0,97
i	1	2	3	4	5	6	7	0	0	0	
a	0	0	0	0	0	0	0	1	2	3	

КПД в первой точке (табл. 3.4) записывается, как

⁵ МФА – многофакторный анализ

⁶ млн. евро 2010 г./МВт

$$\eta_{1,0} = 49,4 \quad (3.51)$$

Минимально допустимое критическое значение КПД, при котором функционирование ПГУ нецелесообразно вне зависимости от мощности и экономичности является входным параметром и записывается, как

$$\eta_{0,1} = 39,52 \quad (3.52)$$

Максимальное значение КПД

$$\eta_{0,2} = 52,0 \quad (3.53)$$

Абсолютная разница для КПД определяется, как

$$\eta_{0,3} = \eta_{0,2} - \eta_{0,1} = 52 - 39,2 = 12,4 \quad (3.54)$$

Относительная разница КПД определяется, как

$$\eta_{i,4} = \begin{cases} \text{если } \eta_{i,0} < \eta_{0,1}, \text{ то } \eta_{i,4} = 0 \\ \text{если } \eta_{i,0} > \eta_{0,2}, \text{ то } \eta_{i,4} = 1 \\ \text{если } \eta_{0,1} < \eta_{i,0} < \eta_{0,2}, \text{ то } \frac{\eta_{i,0} - \eta_{0,1}}{\eta_{0,3}} \end{cases} \quad (3.55)$$

Таблица 3.5 – Результаты МФА в точке А рис. 1.1

$t, ^\circ\text{C}$	250	350	450	550	650	750	850
КПД	0,8	0,83	0,87	0,9	0,94	0,97	1
Q	1	0,86	0,72	0,59	0,46	0,34	0,21
Ξ	0,38	0,54	0,69	0,69	0,69	0,85	1
i	1	2	3	4	5	6	7
a	4	4	4	4	4	4	4
$f(t)^*$	0,3	0,39	0,43	0,37	0,3	0,28	0,21

Обобщающая функция $f(t)$ определяется, как

$$f(t) = \eta_{i,4} \cdot Q_{i,4} \cdot \Xi_{i,4} \quad (3.56)$$

Наибольшее значение обобщающая функция $f(t)$ достигает при температуре в точке А 450 °С (табл. 3.5).

Для определения оптимальной температуры в реакторе сероочистки использовалась методика многофакторного анализа результатов расчетов реактора. Тем-

пература сероочистки одновременно влияет на параметры с различными единицами измерения: объем (компактность установки), гидравлическое сопротивление (пропускная способность), глубина очистки и время безвозвратного разрушения слоя сорбента (экономичность использования сорбента).

Обобщающая функция $g(t)$ определяется аналогично $f(t)$, как

$$g(t) = C_{i,4} \cdot F_{i,4} \cdot X_{i,4} \cdot SE_{1,4} \quad (3.57a)$$

где $C_{1,4}$ – компактность реактора (м^3); $F_{1,4}$ – пропускная способность реактора (Па^{-1}); $X_{1,4}$ – глубина очистки синтез-газа от сероводорода; $SE_{1,4}$ – экономичность использования сорбента ($\frac{\text{кг синтез-газа} \cdot \text{кг слоя}}{\text{моль Zn}}$). Индексы 1 и 4 соответствуют буквам i и a , описанным ранее. Элементы базы данных многофакторного анализа результатов кинетических расчетов реактора определяются формулами (3.51) – (3.56). Если конструкция реактора не варьируется, то формула (3.57a) преобразуется в (3.57б):

$$g(t) = F_{i,4} \cdot X_{i,4} \cdot SE_{1,4} \quad (3.57б)$$

Компактность реактора определяется, как

$$C = \frac{1}{V} \quad (3.58)$$

где V – объем реактора (м^3).

Пропускная способность реактора определяется, как

$$F = \frac{1}{\Delta p} \quad (3.59)$$

где Δp – газодинамическое сопротивление реактора (Па).

Глубина очистки определяется, как

$$X = \frac{vf_{H_2S.НГКИ}}{vf_{H_2S.ВЫХ}} \quad (3.60)$$

где $vf_{H_2S.НГКИ}$ – нижняя граница контрольного интервала, в расчетах принята 500 ppm; $vf_{H_2S.ВЫХ}$ – расчетное значение объемной доли сероводорода на выходе из реактора сероочистки.

Экономичность использования сорбента определяется, как

$$SE = \frac{\Delta \tau \cdot m_B}{N_{Zn}^{Sum} \cdot M_{Zn}} \quad (3.61)$$

где $\Delta\tau$ – время пребывания (с); N_{Zn}^{Sum} – количество вещества металлического цинка (моль) на выходе из реактора; m_B – масса слоя (кг); M_{Zn} – молярная масса цинка (кг/моль).

Выводы по главе

1) Методика расчета реакторов (ТГА, ЦКС ВТИ, *DOE*, сухой сероочистки перспективной ПГУ ВЦГ) основана на трех моделях: газодинамической, термодинамической и кинетической. Первые две модели реализованы в программе *ANSYS Fluent* и включают в себя уравнения: неразрывности, Навье-Стокса, модель турбулентности *k-epsilon*, законы сохранения фаз, законы сохранения компонентов, уравнение теплового баланса, уравнение теплопередачи, закон Гесса, закон Фика.

2) Многокомпонентная модель гетерогенных реакций (кинетическая модель) представляет собой отдельную программу, в которой определяется итоговая скорость реакции с учетом взаимного подавления реакций в ходе конкуренции, учетом изменения структурных параметров сорбента по эмпирическим данным, связи структурных параметров с кинетикой.

3) Для определения оптимальной температуры в точке А (рис. 1.1) с целью достижения максимального КПД, мощности и экономичности цикла, была разработана методика многофакторного анализа термодинамических данных перспективной ПГУ с внутрицикловой газификацией кузнецкого угля. Методика представлена в данной главе.

4) Описана методика определения температуры сухой сероочистки для достижения оптимальной пропускной способности, металлоемкости, глубины очистки и экономичности использования сорбента в реакторе сухой сероочистки синтез-газа.

ГЛАВА 4. РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТНО-ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

В главе рассмотрены результаты экспериментального анализа термоустойчивости оксида цинка в нейтральной и окислительной среде. Опытные данные хемосорбции сероводорода оксидом цинка. Восстановление оксида цинка в водороде, монооксиде углерода, метане и углероде (угле) (реакции №1, 2, 3 табл.1.2).

В главе представлены результаты валидации кинетической, газодинамической, термодинамической и связанной модели, описанных в главе 3. Валидация кинетической и термодинамической модели выполнялась по литературным и экспериментальным данным. Рассматривалась навеска стенда ТГА, изучалось изменение массы навески и конверсии сорбента в потоке бинарных газовых смесей. По отдельности изучалась кинетика реакций №1, 2, 3 из табл. 1.2.

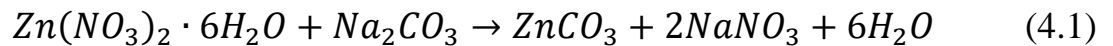
4.1 Термоустойчивость сорбента в инертной среде

Согласно диаграмме Элингема чистый оксид цинка может быть термически устойчивым до температур порядка 2000 К. Но в сорбенте оксид цинка находится в смеси с другими материалами. Чтобы проверить степень влияния связующих на термическую стойкость сорбента были проведены эксперименты в инертной среде, с целью исключения фактора температуры на процесс разложения сорбента (опыты 0.1.1; 1.1.2; 2.2.2; 3.3.2 Табл. 2.1).

Предварительно прокаленный сорбент (линия 1 рисунка 4.1) формирует горизонтальный ТГ профиль, что говорит о стабильности прокаленного сорбента в диапазоне температур от комнатной до 1000 °С. Не прокаленный порошок оксида цинка теряет порядка 2-3 % массы (линия 2 рисунка 4.1) в окрестности температуры 200 °С, спад сопровождается резким выбросом двуокиси углерода (область 5 рисунка 4.1). Гранулированный и дробленый сорбенты показали близкие ТГ профили (линии 3, 4 рисунка 4.1). В обоих случаях наблюдались резкие спады массы при температурах 200 и 600 °С. Оба спада сопровождались выбросами двуокиси

углерода (области 6, 7 рисунка 4.1), второй пик был почти в два раза больше предыдущего.

Аналогичные эффекты наблюдались в работе [127]. При подготовке сорбентов преследуются следующие цели: увеличение удельной площади поверхности, пористости, прочности. Желаемые значения параметров достигаются несколькими методами: сол-гель процесс [128], гидротермический метод, оседание частиц из пара, гомогенная преципитация [127] и электрозамещение:



В предпоследнем случае для получения нано пленок оксида цинка на пористой поверхности инертной матрицы применяют жидкие растворы типа $\text{Zn(NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, которые при взаимодействии с солями (4.1) образуют соли цинка, разлагающиеся на оксид цинка и двуокись углерода (4.2).

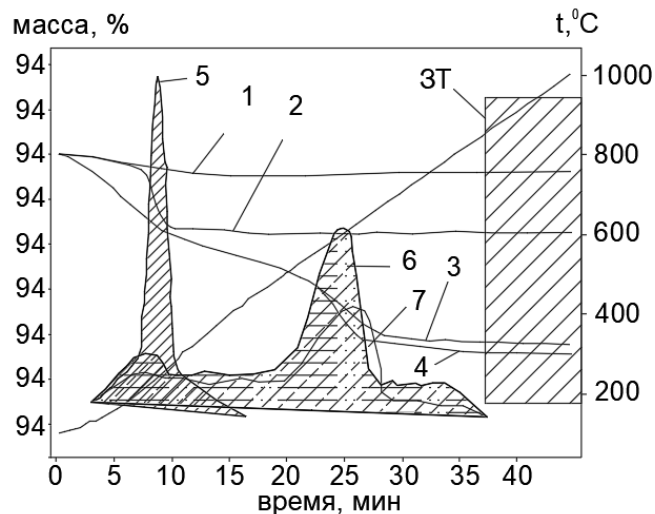


Рисунок 4.1 – Термоустойчивость сорбента на основе оксида цинка в аргоне. 1, 2, 3, 4 – ТГ-кривые прокаленного и непрокаленного порошка оксида цинка, дробленки и гранулы Katalco; 5, 6, 7 – области выбросов CO_2 из порошка, дробленки и гранулы; 8 – линия температуры; ЗТ – зона термоустойчивости [129]

В предпоследнем случае для получения нано пленок оксида цинка на пористой поверхности инертной матрицы применяют жидкие растворы типа $\text{Zn(NO}_3)_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, которые при взаимодействии с солями (4.1) образуют соли цинка, разлагающиеся на оксид цинка и двуокись углерода (4.2). Даже после отжига, который проводится при подготовке сорбентов в порах остаются следы неразло-

жившихся гидратов и солей цинка. При нагреве до температур близких 600 °С начинается интенсивное разложение солей цинка на оксид цинка и двуокись углерода (рисунок 4.1, области 6, 7).

По истечении 35 минут все ТГ -профили (линии 1, 2, 3 и 4 рис. 4.1) стали горизонтальными, образовав общую зону термоустойчивости для всех сорбентов при температуре 900 °С. При температурах 200 °С и 600 °С наблюдались разовые выбросы двуокиси углерода (области 5, 6, 7 рис. 4.1), обусловленные сушкой и разложением связующих.

4.2 Динамика разложения сорбента в активной среде

Хемосорбция сероводорода (реакция №1 табл. 1.2) оксидом цинка стабильно протекает при температуре 350 °С и выше (рис. 4.2 линия 1). Восстановление оксида цинка в водороде (реакция №2 табл. 1.2) начинается при 450 °С и экспоненциально растет (рис. 4.2 линия 2), в монооксиде углерода (реакция № 3 табл. 1.2) начинается при 600 °С (рис. 4.2 линия 3), в углероде – при 800 °С в метане при 900 °С (рис. 4.2 линии 4 и 5).

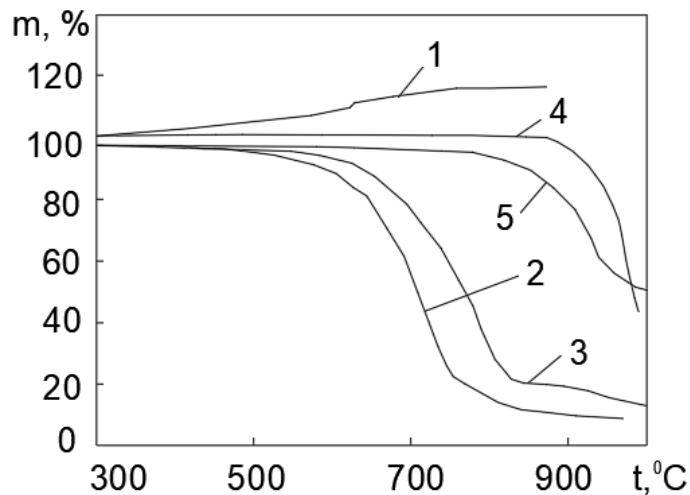


Рисунок 4.2 – Исходные экспериментальные ТГ-профили. 1 – хемосорбция сероводорода (реакция №1 табл. 1.2), 2, 3, 4, 5 восстановление оксида цинка в водороде, монооксиде углерода, метане и углероде (реакции 2, 3, 4, 5 табл. 1.2) [130-132]

Скорость реакции, приведенная к массе сорбента у гранулы в 4,5 раза меньше чем у дробленки (таблица 4.1). У порошка и дробленки удельные скорости равны. При диаметре меньше 100 мкм реакция идет в кинетическом режиме.

Таблица 4.1 – Скорость реакции в навесках разной дисперсности⁷

	М, мг	ПМ, мг/(6 мин)	УПМ, 1/(6 мин)		М, мг	ПМ, мг/(6 мин)	УПМ, 1/(6 мин)
Г	20	0,3	0,003	П	20	0,3	0,003
Д	92	0,3	0,015				

4.3 Валидация расчетных методик

Валидация кинетических констант

Пред-экспоненциальные множители, полученные методом линеаризации и сверенные с литературными данными калибровались в условиях использования кинетической модели, описанной в предыдущей главе п.3.4, путем сопоставления результатов расчета с первичными данными ТГ анализа. На рис. 4.3а показана расчетная область стенда ТГА. На рис. 4.3б показаны ТГ профили реакций №1, 2, 3 табл. 1.2. В качестве входных параметров задавались: геометрические характеристики ТГА реактора, форма навески, диаметр частиц, температура газа, кинетические константы и стехиометрия реакций.

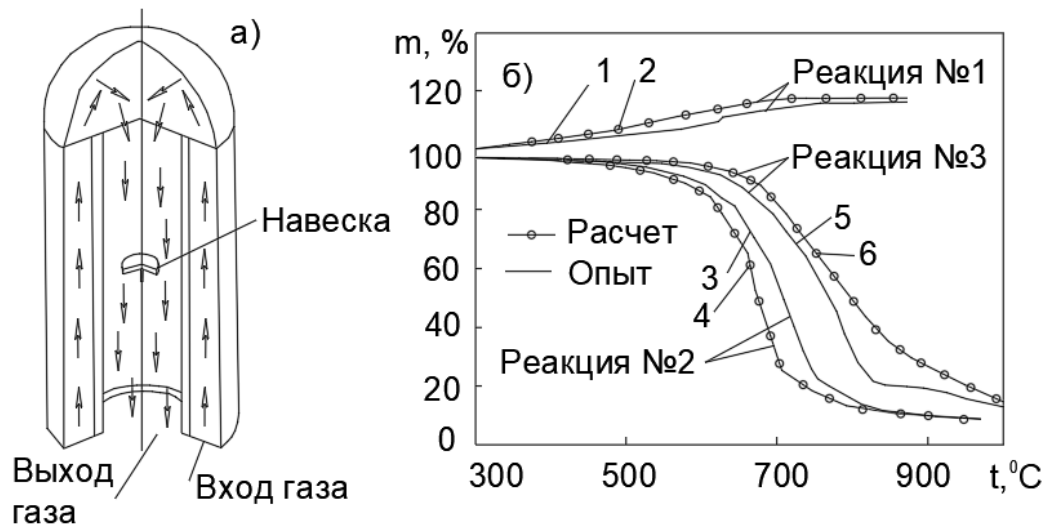


Рисунок 4.3 – Валидация кинетической модели для реакций 1 – 3 из табл. 1.

а) модель ТГ реактора б) ТГ-профили опытные и расчетные [130, 133]

⁷ Г, Д, П – гранула, дробленка, порошок; М – масса навески в мг, ПМ – падение массы в мг/(6 мин); УПМ – удельное падение массы в 1/(6 мин)

Пред-экспоненциальный множитель подбирался таким образом, чтобы линии 1 и 2, 3 и 4, 5 и 6 (рис. 4.3б) не отличались друг от друга более чем на 10 % в своих конечных точках. Выходным параметром была динамика изменения степени конверсии сорбента по времени.

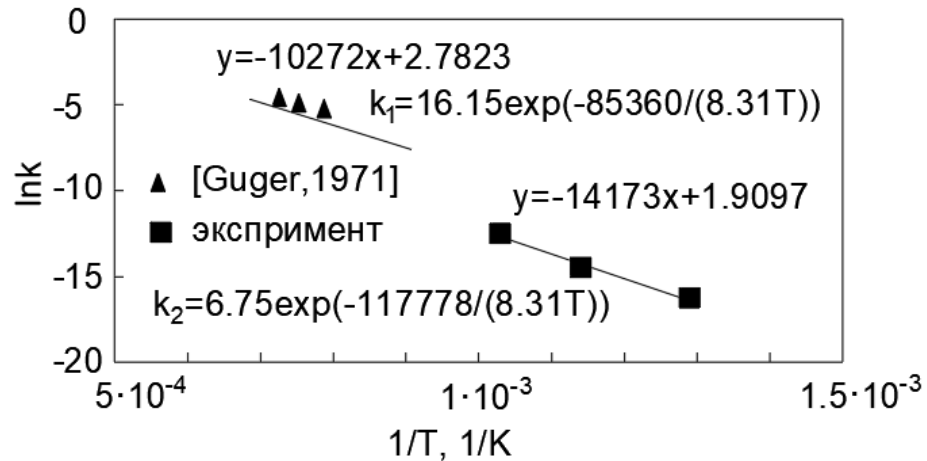


Рисунок 4.4 – Новые кинетические константы реакции № 3 [134, 135]

Проведенные эксперименты позволили расширить аппроксимацию кинетических констант реакции № 3 табл. 1.2 для ранее не изученного температурного диапазона 300 – 1000 °С (рис. 4.4).

Пред-экспоненциальные множители, при которых расчетные и экспериментальные кривые (рис. 4.3) сошлись, были собраны в таблице 4.2.

Таблица 4.2⁸ – Кинетические константы для многокомпонентной модели гетерогенных реакций

№ Реакции	$k_{so}, \frac{M_{p.э}^3}{M_c^2 \cdot c}$	$E, \text{кДж/моль}$	n	№ Реакции	$k_{so}, \frac{M_{p.э}^3}{M_c^2 \cdot c}$	$E, \text{кДж/моль}$	n
1	$8,3 \cdot 10^{-5}$	32	1	3	0,28	100	1
2	0,56	100	0,5				

⁸ $M_{p.э}$, M_c – метры расчетной области и поверхности сорбента соответственно

Валидация газодинамической модели

Валидация газодинамической модели п.3.2 проводилась по литературным данным на холодном стенде (рис. 4.5а) с циркуляционным кипящим слоем (реактор с ЦКС) Всероссийского теплотехнического института (ВТИ) - прототипе реактора сухой сероочистки синтез-газа перспективной ПГУ ВЦГ.

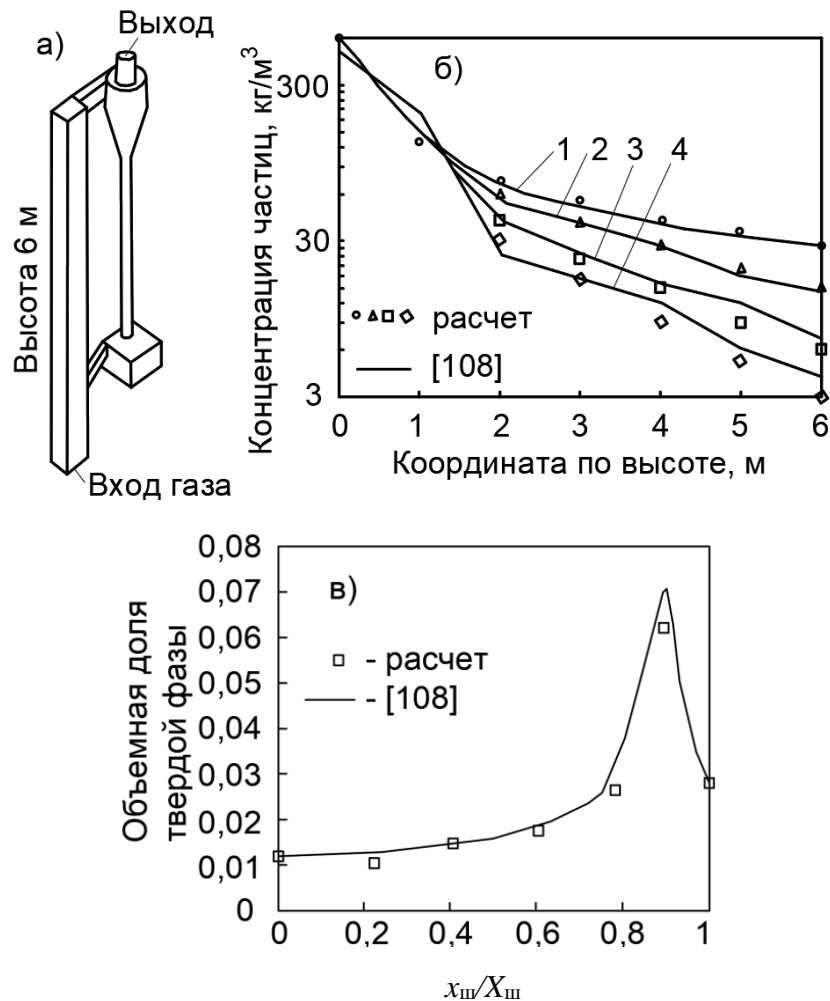


Рисунок 4.5 – Результаты валидации газодинамической модели. а) Реактор ЦКС ВТИ б) профили концентрации твердой фазы по высоте реактора. Линии 1, 2, 3, 4 соответствуют скоростям потока воздуха в подъемной шахте 6,3; 5,3; 4,3; 3,75 м/с. Масса слоя 80 кг. Материал частиц: анионит. Плотность частиц 1240 кг/м³. Диаметр частиц 0,3 мм; в) радиальный профиль объемной доли твердой фазы в подъемной шахте (соответствует линии 3 рис. 4.5б) [136 - 141]⁹

⁹ Результаты расчета в табличном виде показаны в приложении 6

Входными параметрами для проверки были: геометрические характеристики реактора с ЦКС, расход воздуха, диаметр частиц, материал частиц, высота засыпки плотного слоя. Выходными параметрами были: поля скоростей, давлений, объемная доля твердой фазы. По объемной доле твердой фазы и плотности частиц высчитывалась концентрация твердой фазы, показанная на рис. 4.5б.

Подъемная шахта состоит из шести секций высотой 550 мм и трех секций высотой 1100 мм, сечением 400x400 мм, общая высота колонны 6,6 м. Диаметр циклона 570 мм, высота циклона 1,4 м. Сечение опускной системы 150x150 мм.

На рисунке 4.5б представлено сравнение экспериментального и расчетного профиля концентраций частиц по высоте подъемной шахты. Рассмотрены 9 расчетных случаев. При фиксированной массе слоя изменялась скорость дутья. Закон межфазного трения Гидаспова в отличие от стандартной надстройки Шиллера-Ньюмана позволил зафиксировать сепарацию частиц в циклоне и приблизить результаты моделирования к экспериментальным.

Для валидации процесса прилипания струи к стенке, в результате эффекта Коанда, возникающего в камере смешения и в месте соединения подъемной шахты и обратного клапана реактора ЦКС, использовались результаты работ [142 - 151]. На рис. 4.6 представлено сравнение результатов расчета с литературными данными.

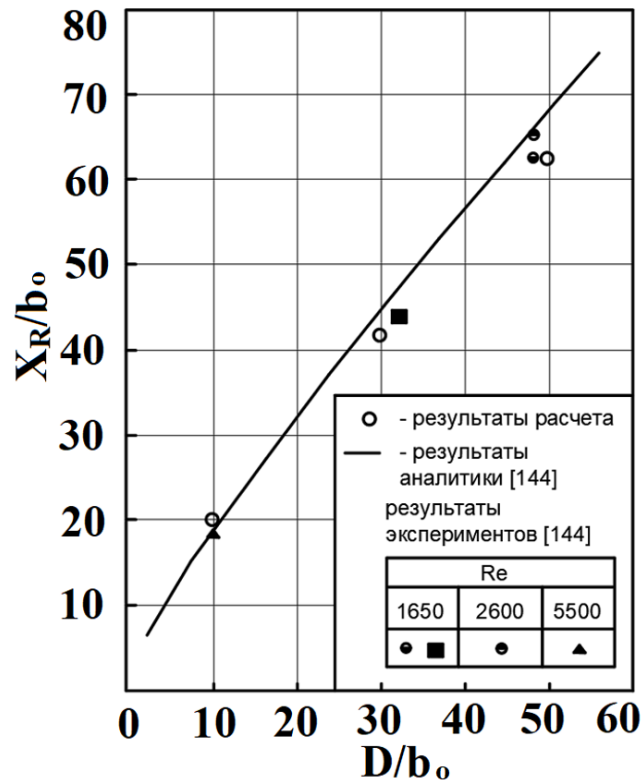


Рисунок 4.6 – Зависимость длины зоны рециркуляции от удаленности сопла от параллельной стенки

Валидация связанной модели

Для валидации связанной модели (одновременное рассмотрение газодинамики, термодинамики и кинетики) использовались литературные данные горячего стенда с циркуляционным кипящим слоем (рис. 4.6а) департамента энергетики США (DOE). Реактор состоит из подъемной шахты, опускного стояка, двух циклонов-сепараторов, двух гидрозатворов (рис. 4.6а). Высота подъемной шахты 15,3 м, диаметр 0,3 м. На рисунке 4.6б представлено сравнение экспериментальных и расчетных профилей объемной доли сероводорода в газе по высоте реактора. Решалась прямая кинетическая задача, константы были взяты из таблицы 4.2. Настройки многофазной модели Эйлера, взятые при ее тестировании на холодном стенде ВТИ были учтены при расчете течения. С увеличением плотности потока увеличивается концентрация частиц в подъемной шахте реактора, ускоряется очистка инертного газа от сероводорода. Расчет коррелирует с экспериментом во всех трех режимах.

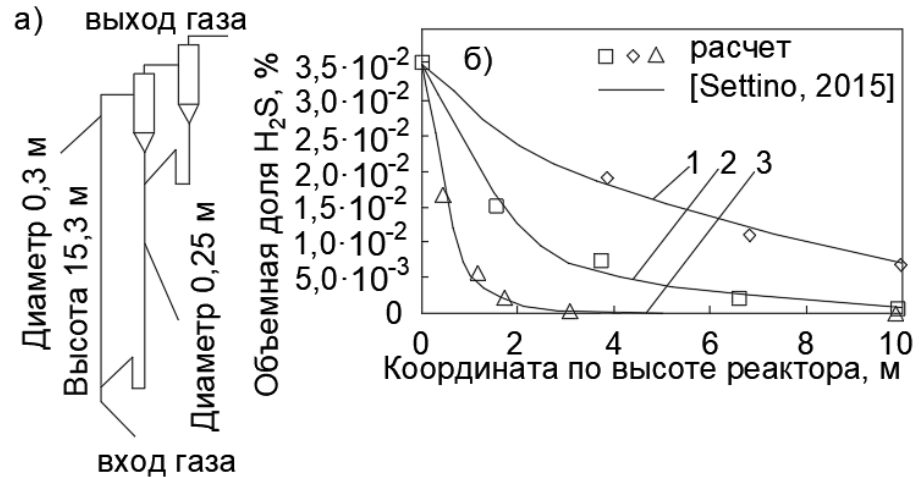


Рисунок 4.6 – Результаты валидации связанной модели. а) Реактор с ЦКС DOE б) профили объемной доли сероводорода по высоте реактора линии 1, 2, 3 соответствуют удельным расходам сорбента 45, 125, 540 кг/(м²·с) [136 - 141]¹⁰

Входные параметры: габаритные характеристики и размеры реактора с ЦКС, расход синтез-газа, масса изначально засыпанного плотного слоя, кинетические константы, состав газа, удельная площадь поверхности, диаметр частиц. Выходные параметры: удельный расход твердых частиц, поля скоростей, давления, температур, концентраций компонентов, степень конверсии сорбента.

Выводы по главе

1) Экспериментально была подтверждена термическая устойчивость выбранных сорбентов в нейтральной и окислительной среде в рассматриваемом диапазоне температур (300 – 1000 °С). Зафиксированы выбросы CO₂ при 200 °С и 600 °С. Первый выброс вызван расширением пор и испарением влаги, второй – химическим разложением остатков солей цинка.

2) получены экспериментальные данные нестационарного ТГ анализа для реакций хемосорбции сероводорода оксидом цинка и восстановления оксида цинка в водороде, монооксиде углерода, метане и углероде. Активность побочных реакций была зафиксирована после преодоления температуры в 500 °С. Наибольший диапазон негативного воздействия имеет реакция восстановления в водороде. Реакция восстановления в монооксиде углерода имела более пологий характер

¹⁰ Геометрические характеристики стенда DOE подробнее представлены в Приложении 7

и начиналась на 10°C позже чем процесс восстановления в водороде. Пик скорости реакции для водорода был зафиксирован при 700°C , в то время как аналогичный параметр для монооксида углерода имел максимум при 800°C . Реакции восстановления оксида цинка в метане и углероде оказались малоактивными при температурах $300 - 650^{\circ}\text{C}$. Максимумы скоростей реакций были зафиксированы на отметках 950 и 1000°C для метана и угля.

3) Найдены кинетические константы для многокомпонентной модели для всех реакций процесса сероочистки табл. 1.2. Для реакции №3 кинетические константы были найдены для ранее не изученного температурного диапазона, продолжив тренд.

4) Обработка экспериментов показала, что при диаметре частиц меньше $100\ \mu\text{m}$ реакция сульфидирования проходит в кинетическом режиме.

5) Проведена валидация газ

одинамической модели, описывающей течение двухфазного потока в реакторе с циркуляционным кипящим слоем по литературным данным стенда ЦКС ВТИ.

6) Проведена валидация связной модели по литературным данным стенда DOE сухой сероочистки синтез-газа.

ГЛАВА 5. ПРОГНОЗИРОВАНИЕ РАБОТЫ ЭЛЕМЕНТОВ БЛОКА СЕРООЧИСТКИ

5.1. Описание технологии сероочистки, геометрических характеристик реактора и граничных условий

Для очистки газа от сероводорода применяется система сухой сероочистки [43, 94, 95]. На рис. 5.1 более подробно показана схема системы сероочистки, ранее обозначенная на рис. 1.1. Поток неочищенного синтез-газа I поступает в камеру смешения 1. Поток II сорбента С возвращается из циклона, проходит через гидрозатвор и подсасывается потоком I в подъемную шахту 2, где протекает процесс сероочистки синтез-газа. В циклоне 3 происходит отделение сорбента от потока очищенного газа IV. Часть потока II отбирается на регенерацию в блок 5. Поток газа VI окисляет отработанный сорбент. Поток окисленного сорбента III возвращается обратно в подъемную шахту реактора. Поток продуктов регенерации V сепарируется от потока III в циклоне регенератора и подается на производство серы.

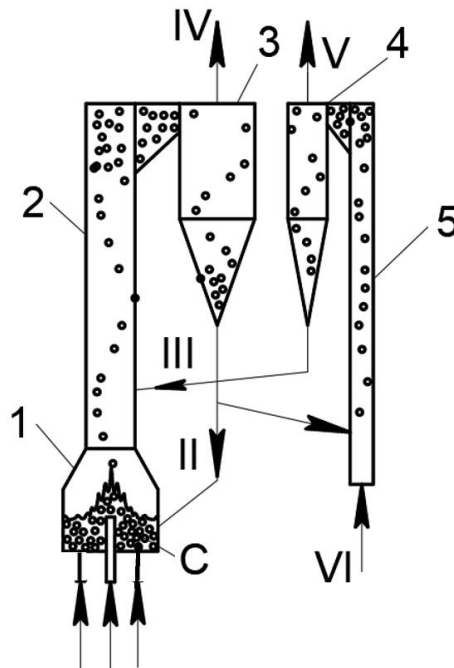


Рисунок 5.1 – Схема блока сероочистки синтез-газа [43, 94, 95]. Потoki: I – неочищенный синтез-газ, II – сорбент из циклона, III – сорбент из регенератора, IV – очищенный газ, V – газообразные продукты регенерации, VI – кисло-

род/воздух. Элементы: 1 – камера смешения, 2 – подъемная шахта, 3 – циклон адсорбера, 4 – циклон регенератора, 5 – регенератор, С - сорбент.

Более подробно конструктивные элементы схемы блока сероочистки показаны на рис. 5.2. В реактор газ поступает через распределительную решетку рис. 5.2в, состоящую из колпачков 5.2а. Колпачок состоит из шести сопел [152]. Нижняя часть реактора в зоне соединения с гидрозатвором типа L-valve [86] называется зоной смешения, она переходит в подъемную шахту. В подъемной шахте происходят реакции между газом и сорбентом. Очистка должна успевать происходить за один проход газа через подъемную шахту, чтобы обеспечить требуемые параметры газа по содержанию сероводорода на выходе из циклона. Сорбент должен циркулировать в реакторе.

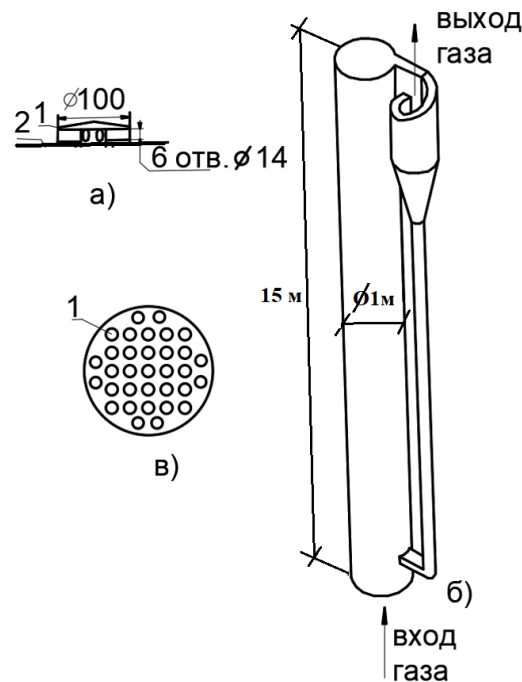


Рисунок 5.2 – Эскиз конструкции адсорбера: а) сопловой аппарат, б) реактор, в) распределительная решетка. 1 – колпачок, 2 – плита решетки

Для уточнения зависимости КПД цикла ПГУ, его мощности и экономичности от температуры сероочистки проводился ряд термодинамических расчетов цикла ПГУ и многофакторный анализ результатов. Многофакторный анализ, опи-

санный в пункте 3.2, результатов термодинамического расчета ПГУ ВЦГ показывает, что функция $f(t)$, характеризующая КПД, мощность и экономичность цикла ПГУ, максимальна при температуре в узле сероочистки равной 450 °С (рис. 5.3).

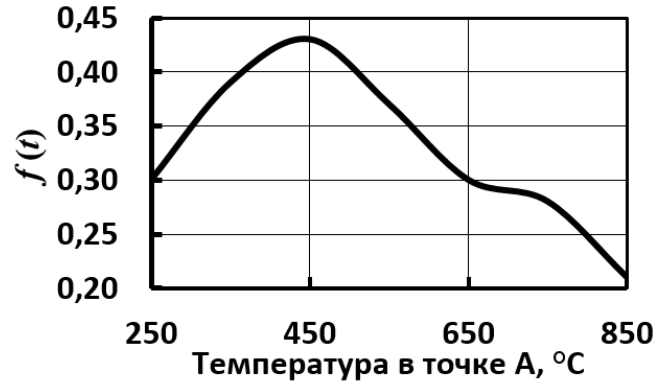


Рисунок 5.3 – Результаты многофакторного анализа термодинамических данных цикла ПГУ ВЦГ из литературных источников

В настоящей главе с использованием кинетической и газодинамической моделей изучаются конструктивные особенности системы сероочистки синтез-газа: геометрические характеристики камеры смешения, соплового аппарата, подъемной шахты, напорные характеристики элементов, и оценивается возможность функционирования системы при заданной температуре 450 °С. Освещаются причины невозможности достижения требуемого состава газа на выходе из блока сероочистки при такой температуре. Проводятся параметрические расчеты в диапазоне температур 250 - 550 °С для нескольких типов газов, проводится многофакторный анализ результатов расчета и определяется температура сероочистки, при которой достигается максимальное значение функции $g(t)$, характеризующей компактность реактора C , пропускную способность F , глубину очистки X и экономичность использования сорбента SE . Список исходных данных расчетных случаев приведен в табл. 5.2. Одним из входных параметров является состав синтез-газа.

Состав синтез-газа зависит от технологии газификации и расположения блока сероочистки в технологической цепочке аппаратов ПГУ ВЦГ. Газы технологий *GE* и *Texaso Air* отличаются высоким содержанием водяного пара 25 - 30 % (табл. 5.1). Газы *KRW*, *Texaso Oxugen* и ГП – сухие с низким содержанием водяно-

го пара 3 – 12 %. В синтез-газе после шифт-реактора содержание водяного пара достигает 30 %.

Таблица 5.1 – Составы синтез-газов¹¹ [47, 67]

№	Т	H ₂	CO	H ₂ O	CO ₂	N ₂	H ₂ S	M	№	Т	H ₂	CO	H ₂ O	CO ₂	N ₂	H ₂ S	M
1	GE	15	8	30	11	36	0,25	23	4	ТехО	31	42	12	14	1	0,05	21
2	KRW	10	15	5	15	55	0,25	27	5	ПШ	28	7	30	25	10	0,03	22
3	ТехА	12	13	25	4	46	0,05	23	6	ДШ	7	17	6	19	51	0,03	29
									7	ГП	27	11	3	3	56	0,03	21

Для качественного изучения влияния температуры и состава синтез-газа на процесс сероочистки предложена функция $g(t)$ (3.57), обобщающая информацию о пропускной способности реактора (3.59), глубине очистки (3.60) и экономичности использования сорбента (3.61). Для определения пропускной способности необходимо проведение численного газодинамического расчета реактора сероочистки. Для определения глубины сероочистки и экономичности использования сорбента необходимы результаты кинетического расчета реактора. Проведение кинетического расчета строится по результатам газодинамического расчета реактора.

Блок схема расчетов реактора (численного эксперимента) представлена на рис. 5.4. Сначала проводятся аналитические расчеты для предварительной оценки размеров конструктивных элементов реактора сероочистки: диаметр патрубка подвода газа, диаметр подъемной шахты, габариты циклона сепаратора. По результатам аналитических расчетов строятся геометрические модели расчетных областей с использованием CAD программы *ANSYS Design Modeler*). На следующем этапе геометрия разбивается на конечные объемы в специализированных программах сеткопостроителях: *ANSYS Mesh* и *ANSYS Fluent Mesh*. Заранее подготавливаются сетки разного качества, для предварительного проведения исследования сеточной сходимости. Перед проведением численного исследования всего реактора отдельно изучались его конструктивные элементы: подводящий патру-

¹¹ Т – технология газификации; GE – General Electric; KRW – Kellogg Rust Westinhouse; ТехА, ТехО – Техасо воздушная и кислородная; ПШ – обогащенный синтез-газ; ДШ – необогащенный синтез-газ; ГП – газ перспективной ПГУ ВЦГ, M – молярная масса смеси, г/моль

бок, подъемная шахта и циклон. В задаче с патрубком подвода газа уточнялись скорости на срезе сопла и параметры турбулентности.

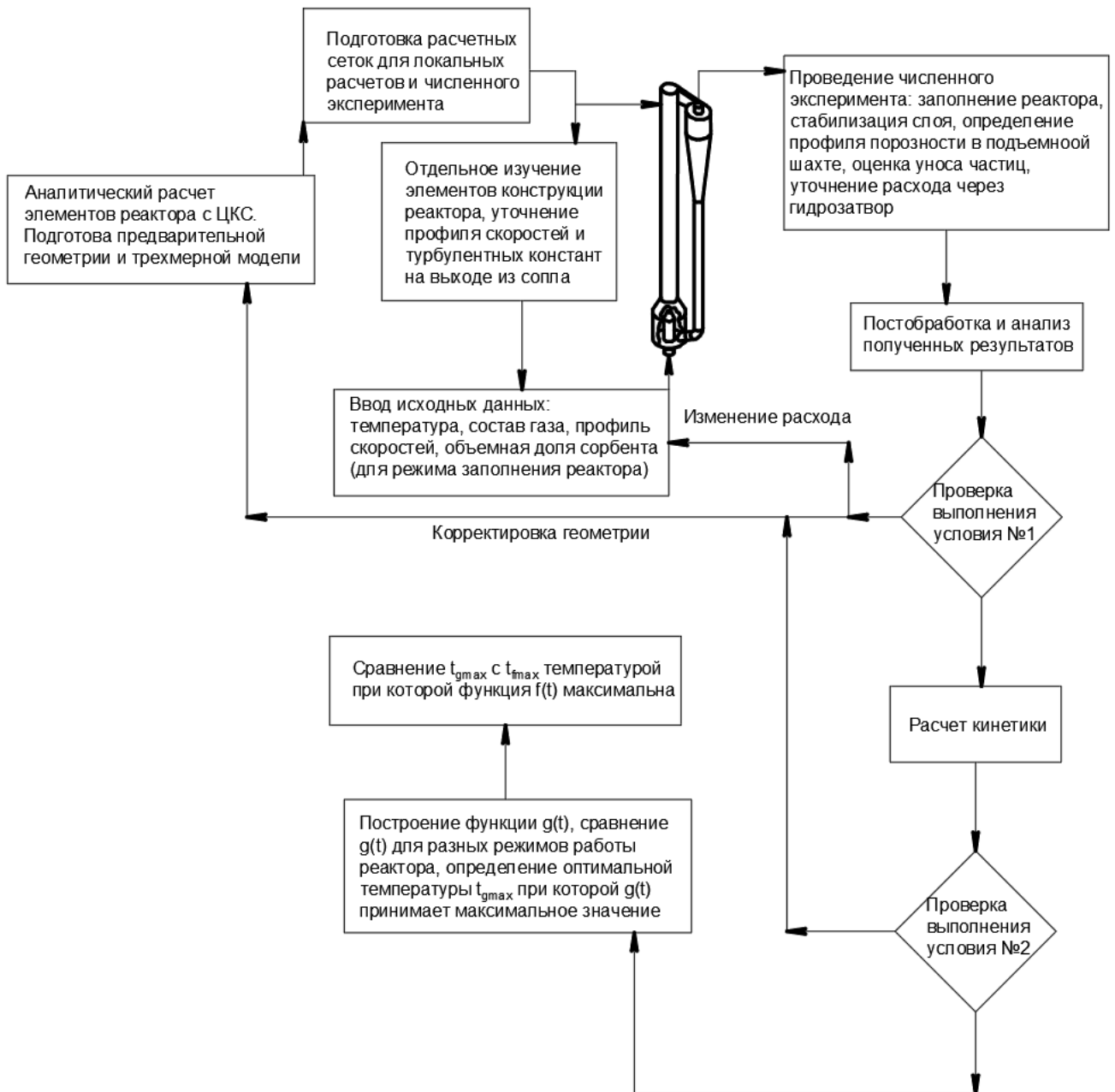


Рисунок 5.4 – Блок схема расчета реактора сероочистки синтез-газа

Расчет реактора сероочистки проводился в два этапа: заполнение расчетной области сорбентом и стабилизация циркуляции слоя. Расчет проводится в нестационарном режиме (наличие производной по времени): масса слоя в реакторе и все параметры, связанные с ней, такие как профиль объемной твердой фазы по

высоте подъемной шахты, унос частиц, меняются с течением времени. Расчет в полной постановке: без отделения подъемной шахты от циклона, циклона от гидрозатвора, а гидрозатвора от камеры смешения позволяет минимизировать систематическую ошибку в определении параметров потока в местах соединений элементов. Численный эксперимент позволяет увидеть динамику изменения контрольных параметров во времени. Ключевые параметры: сопротивление и профиль объемной доли твердой фазы в подъемной шахте. Сопротивление нужно для определения пропускной способности, профиль порозности используется в качестве входного параметра для кинетического расчета. Перед проведением кинетического расчета проводится проверка на условие №1. Условие №1 требует, чтобы профиль объемной доли твердой фазы не принимал значений меньших 0,01; чтобы скорость в подъемной шахте не превышала 2 м/с; чтобы средняя по площади выхода объемная доля твердой фазы не превышала 10^{-4} . Невыполнение условия №1 предполагает, что в ходе кинетического расчета очистка не сможет снизить содержание сероводорода до близких к требуемым значениям. При несоблюдении условия №1 изменяется геометрия расчетной области и входные параметры: в ходе расчета пришлось увеличить диаметр циклона. После выполнения условия №1 проводится кинетический расчет. Результаты кинетического расчета должны были удовлетворять условию №2: объемная доля сероводорода на выходе не более ПДК. Условие №2 действует только для проведения конструкторского расчета, для поискового расчета: определения $g(t)$ для разных типов газов оно не действовало. Например, при температуре 500 °С газ до значений близких ПДК не очищается, результаты такого режима нужны для поискового сравнительного расчета, но не подходят для функционирования технологии. В ходе последних двух этапов сравниваются $g(t)$ семи газов при температурах 250, 300, 350, 400, 450, 500 и 550 °С и температуры при которых достигаются максимальные значения функций f и g . Расчет заполнения реактора необходим для корректировки геометрии и входных параметров. Расчет стабилизации циркуляционного слоя – это параметрический расчет на откорректированной геометрии с адекватными входными па-

раметрами. Расчет стабилизации циркуляционного слоя проводился для 49 режимов, номера и варьируемые параметры: составы газов и температуры газа на входе, которых сведены в табл. 5.2.

Таблица 5.2 – Режимы проведения расчетов заполнения реактора и стабилизации слоя

<i>t</i> , °С	250	300	350	400	450	500	550
<i>GE</i>	1	2	3	4	5	6	7
<i>KRW</i>	8	9	10	11	12	13	14
<i>TexA</i>	15	16	17	18	19	20	21
<i>TexO</i>	22	23	24	25	26	27	28
ДШ	29	30	31	32	33	34	35
ПШ	36	37	38	39	40	41	42
ГП	43	44	45	46	47	48	49

Например, согласно табл. 5.2 расчету №1 соответствует состав синтез-газа технологии GE и температура газа на входе 250 °С.

Для уточнения результатов расчета и локальной модернизации конструкции проводятся сопутствующие расчеты элементов реактора в соответствии с табл. 5.3.

Таблица 5.3 – Классификация локальных задач

	Узел подачи газа	Сборка камеры смешения и подъемной шахты
Исследование сеточной сходимости	+	+
Модернизация конструкции	+	-
Уточнение профилей скорости и турбулентных констант	+	-

Согласно табл. 5.3 для узла подачи газа проводятся исследование сеточной сходимости, модернизация конструкции и уточнение профилей и турбулентных констант для расчетных случаев из табл. 5.2. Для сборки камеры смешения проводилось отдельное исследование на сеточную сходимость.

5.1. Разработка конструкции узла смешения

Уменьшение количества колпачков рис. 5.2 в камере смешения приводит к уменьшению металлоемкости реактора, но при сохранении конструкции колпачка, местное газодинамическое сопротивление возрастает. Для определения оптимального количества колпачков применялась методика МФА, описанная в главе 3. В табл. 5.4 показаны результаты расчета, показывающие, что 108 сопел, что эквивалентно 18 колпачкам – оптимальное значение. Аналогичное количество колпачков использовалось в работе [152].

Таблица 5.4 – Оптимальное количество колпачков¹²

i	Δp , Па	V , м ³	p' $1-p_i/p_{\max}$	V' V_i/V_{\max}	$p' * V'$
360	6462	0,085	0,99	0,00	0,00
252	13188	0,059	0,98	0,31	0,30
180	25849	0,042	0,96	0,51	0,49
108	71801	0,026	0,89	0,69	0,62
36	646213	0,0085	0,00	0,90	0,00

Для обеспечения равномерного распределения сорбента на выходе из камеры смешения проводилось численное исследование влияния высоты камеры (H_k) смешения и отметки расположения штуцера питателя¹³ ($H_{\text{п}}$) на поля скоростей, давлений и контуров объемной доли твердой фазы в контрольных сечениях рис. 5.5. Задачи были разбиты на две группы: однофазная и двухфазная. В каждой группе рассматривались четыре расчетных случая для газа с молярной массой 23 г/моль, расходом 25 кг/с и температурами 250, 350, 450 и 550 °С. Двухфазная

¹² Δp , Па – сопротивление распределительной решетки; V , м³ – металлоемкость; p_i , Па – сопротивление распределительной решетки для текущей расчетной точки; p_{\max} , Па – сопротивление распределительной решетки максимальное в выборке; $p' = 1-p_i/p_{\max}$; $V' = V_i/V_{\max}$.

¹³ Питатель предназначен для начального заполнения реактора. После заполнения реактора питатель прекращает работу.

задача решалась для двух геометрий высотой $H_{п}$: 0,5 и 2,5 м, рис. 5.10. Вход сорбента задавался по скорости потока в питателе 2 м/с.

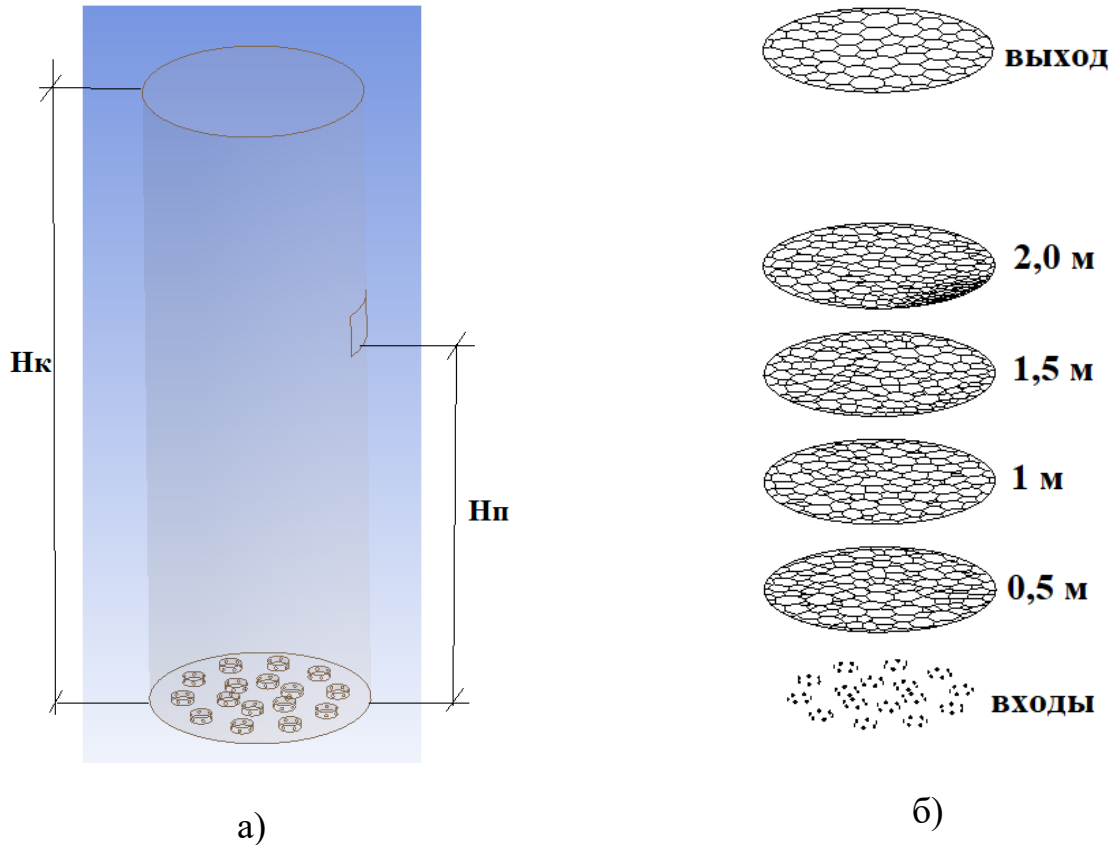


Рисунок 5.5 – Расчетная область камеры смешения: а) высота камеры и отметка входа сорбента, б) расположение контрольных плоскостей

На рис.5.6, 5.7 показаны изолинии скоростей однофазного потока при температурах 250 и 550 °С. Скорости в сечениях при температурах 150 и 550 °С представлены на рис. 5.8, 5.9. Результаты расчета показали нестационарность потока, результаты показанные на рисунках описывают осредненную картину по времени. Степень неравномерности, обобщенная в табл. 5.5 незначительно меняется от температуры и растет с увеличением отметки контрольного сечения.

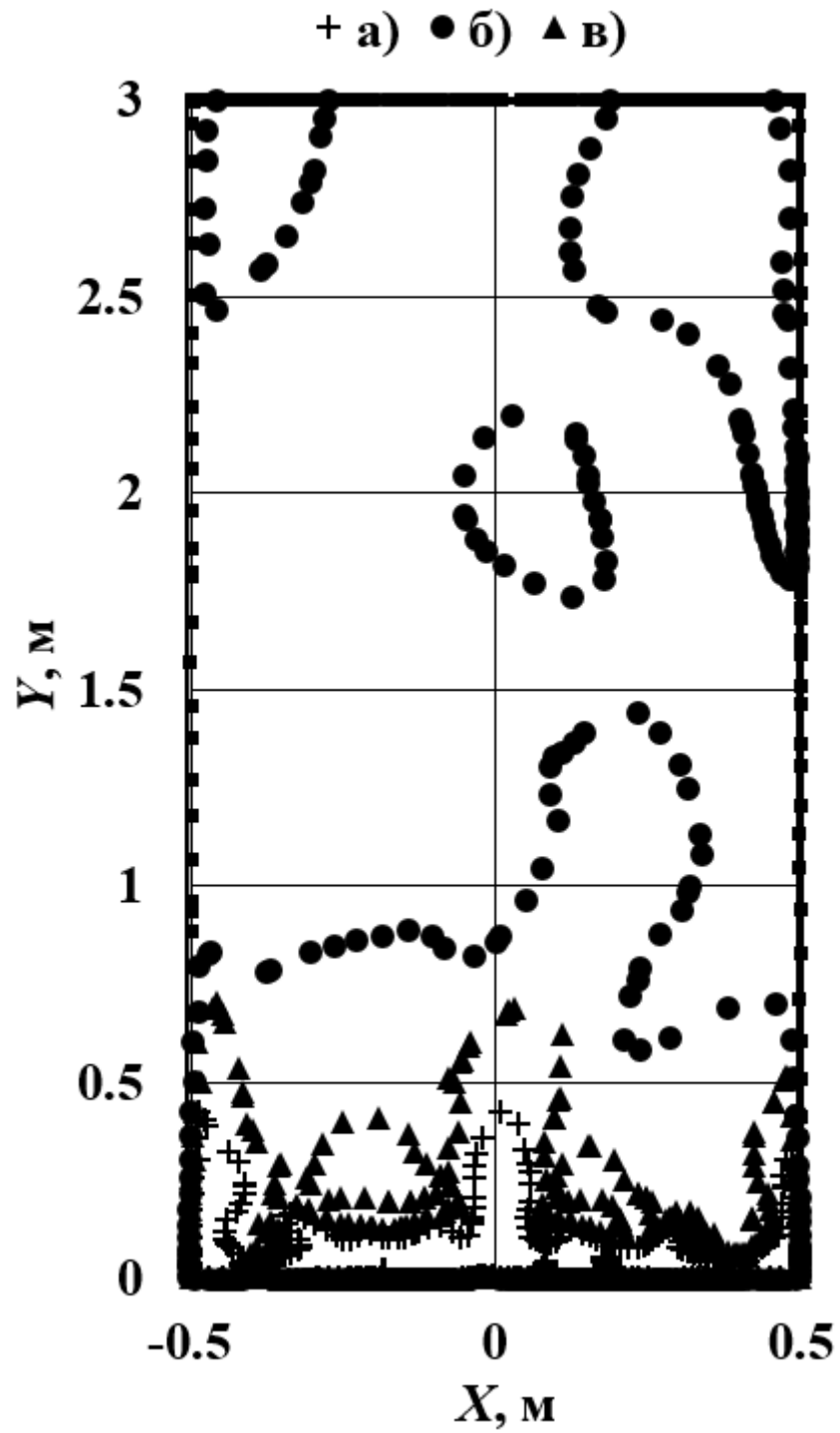


Рисунок 5.6 – Поле скорости при температуре 250 °С: а), б), в) – изолинии скоростей 10, 5 и 2 м/с

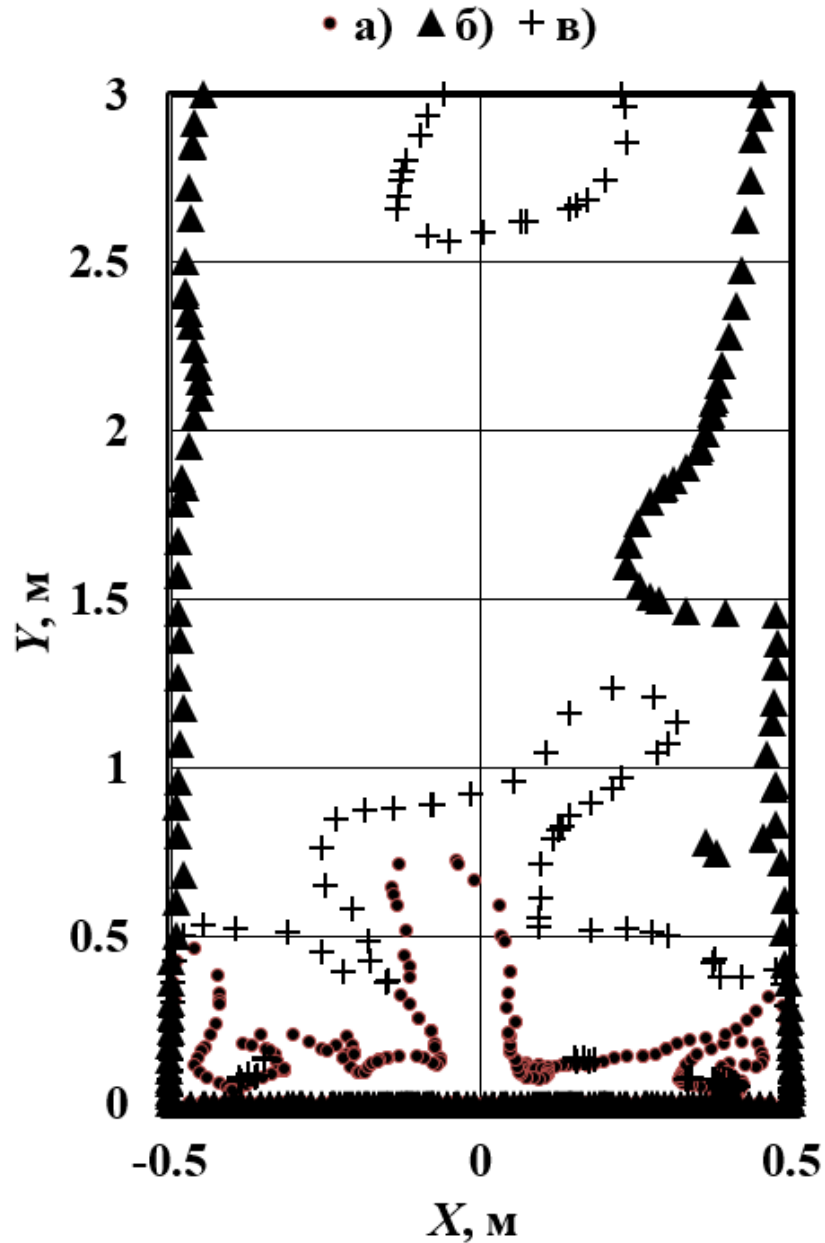
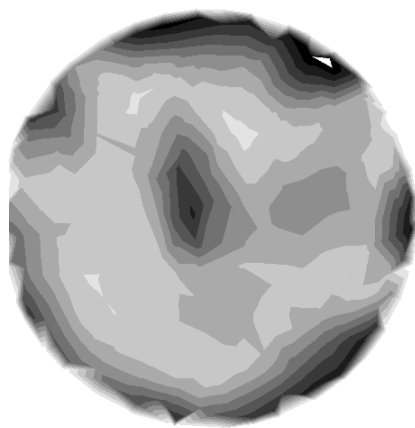
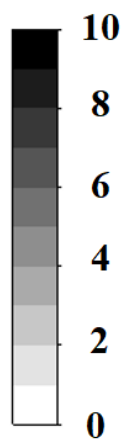


Рисунок 5.7 – Поля скоростей при температуре 550 °С: а), б), в) – изолинии скоростей 10, 5 и 2 м/с

На рис. 5.11, 5.12, 5.13 рассмотрены распределения объемной доли твердой фазы. Низкое расположение штуцера обеспечивает более равномерное распределение сорбента на выходе из камеры смешения. Высоты камеры достаточно для достижения индекса неравномерности выше 95 %, табл. 5.6. На рис. 5.12 зафиксирован процесс прибивания струи к стенке камеры.

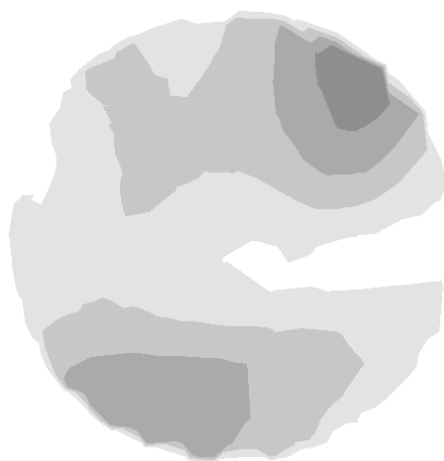
Скорость, м/с



а)



б)



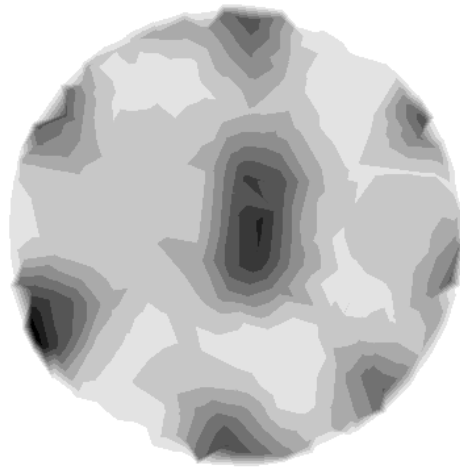
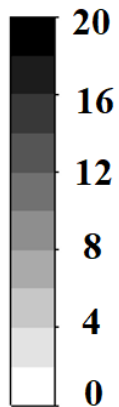
в)



г)

Рисунок 5.8 – Поля скоростей в сечениях на отметках при температуре 250 °С: а), б), в), г) 0,5, 1, 1,5, 2 м

Скорость, м/с



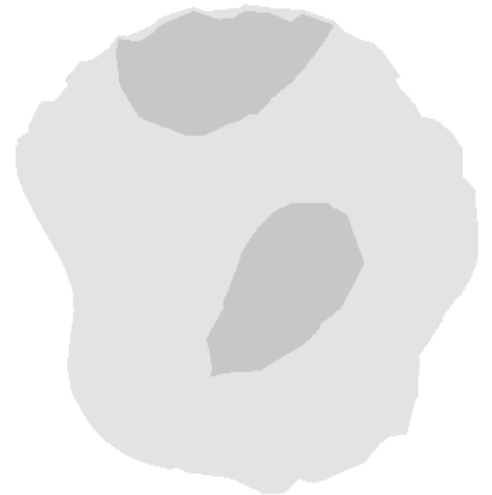
а)



б)



в)



г)

Рисунок 5.9 – Поля скоростей в сечениях на отметках при температуре 550 °С: а), б), в), г) 0,5, 1, 1,5, 2 м

Таблица 5.5 – Распределение индексов неравномерности скорости

№	Отметка сечения, м			
	0,5	1	1,5	2
1	0,78	0,74	0,81	0,85
2	0,77	0,75	0,82	0,86
3	0,77	0,80	0,82	0,87
4	0,76	0,82	0,83	0,87

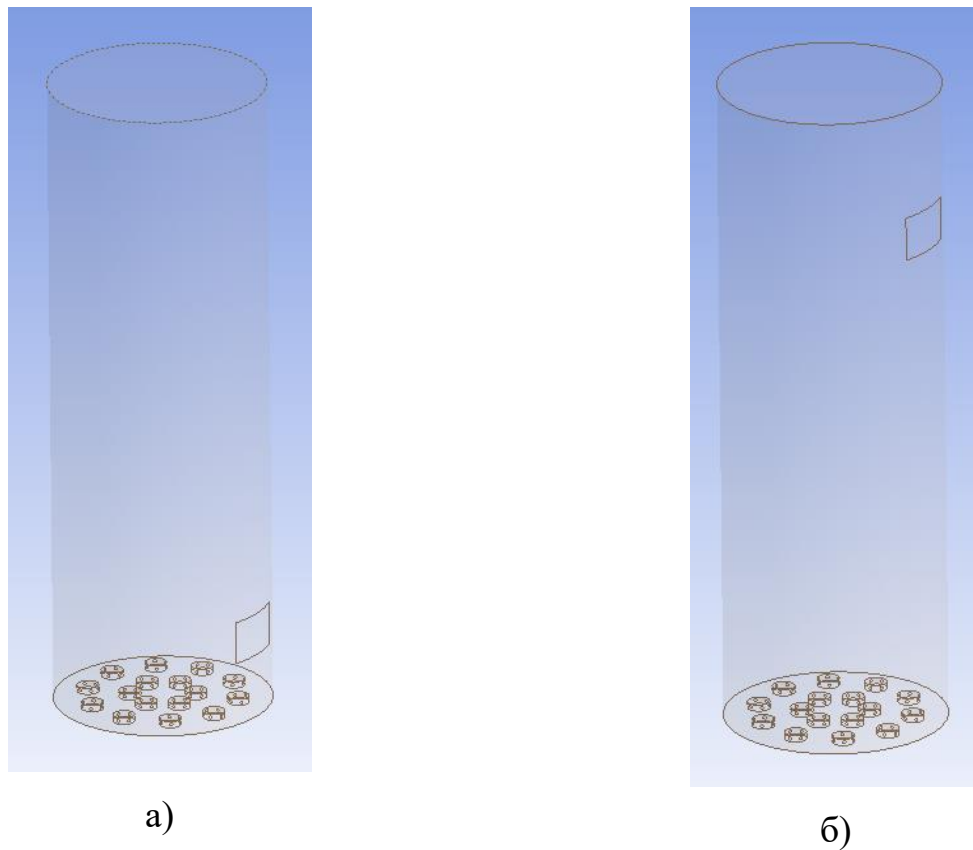


Рисунок 5.10 – Расчетные области для двухфазной задачи с уровнем расположения штуцера подпитки: а) 0,5 м и б) 2,5 м

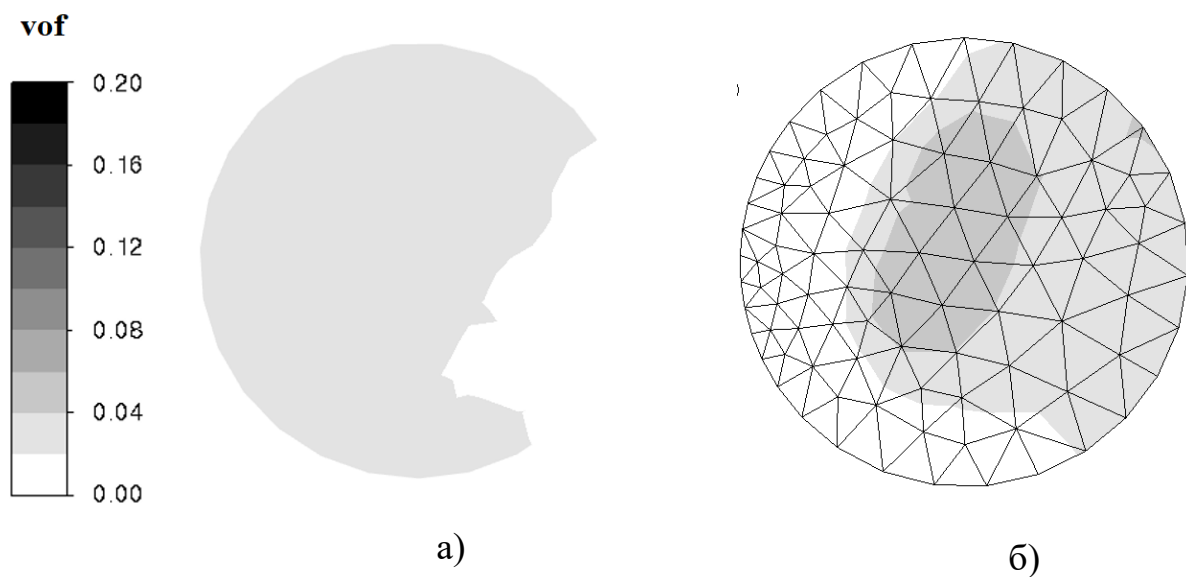


Рисунок 5.11 – Поле объемной доли твердой фазы на выходе из камеры смешения (случай №3 табл. 5.2): а) $H_{\text{п}}=0,5$ м, б) $H_{\text{п}}=2,5$ м

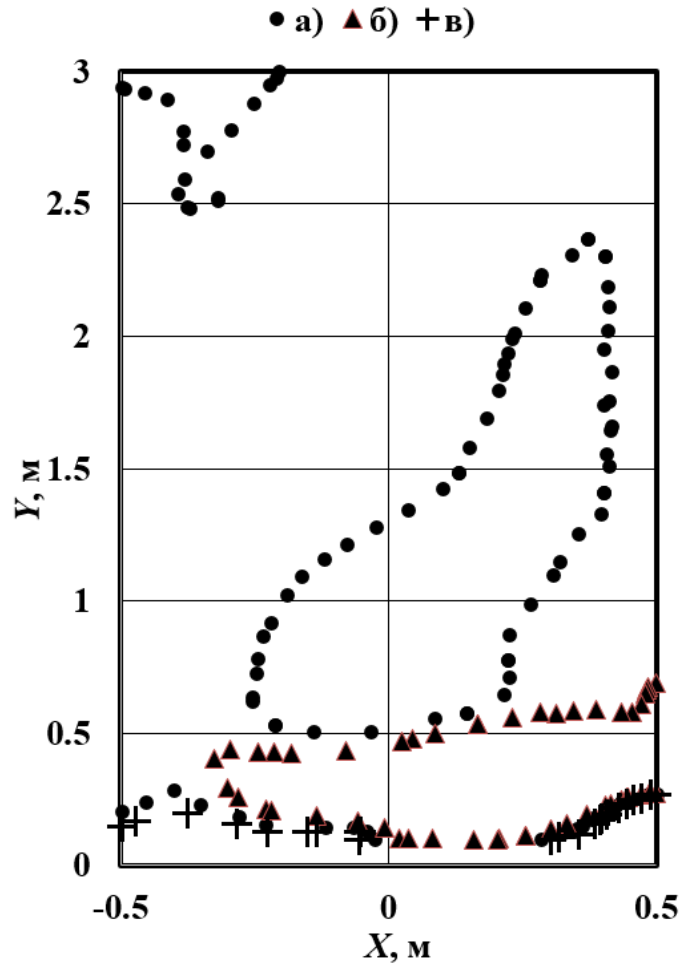


Рисунок 5.12 – Объемные доли твердой фазы в продольном сечении при H_n 0,5 м. Изолинии объемных долей твердой фазы: а) 0,02, б) 0,05, в) 0,01

На рис. 5.15 показаны поля распределения скорости газа и частиц на выходе из камеры смешения. Процесс прибавления струи не прекращается с добавлением второй фазы, что видно из рис. 5.15а, б, где профиль скорости сравнительно выше у стенки.

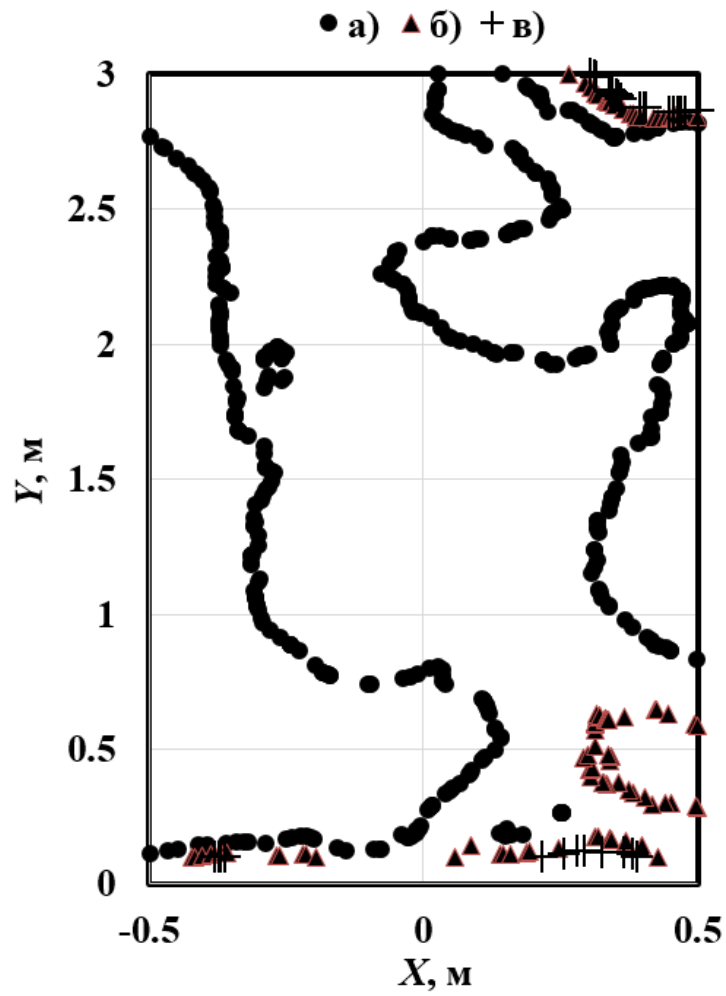


Рисунок 5.13 – Объемные доли твердой фазы в продольном сечении при $H_{\text{п}}$ 2,5 м. Изолинии объемных долей твердой фазы: а) 0,02, б) 0,05, в) 0,01

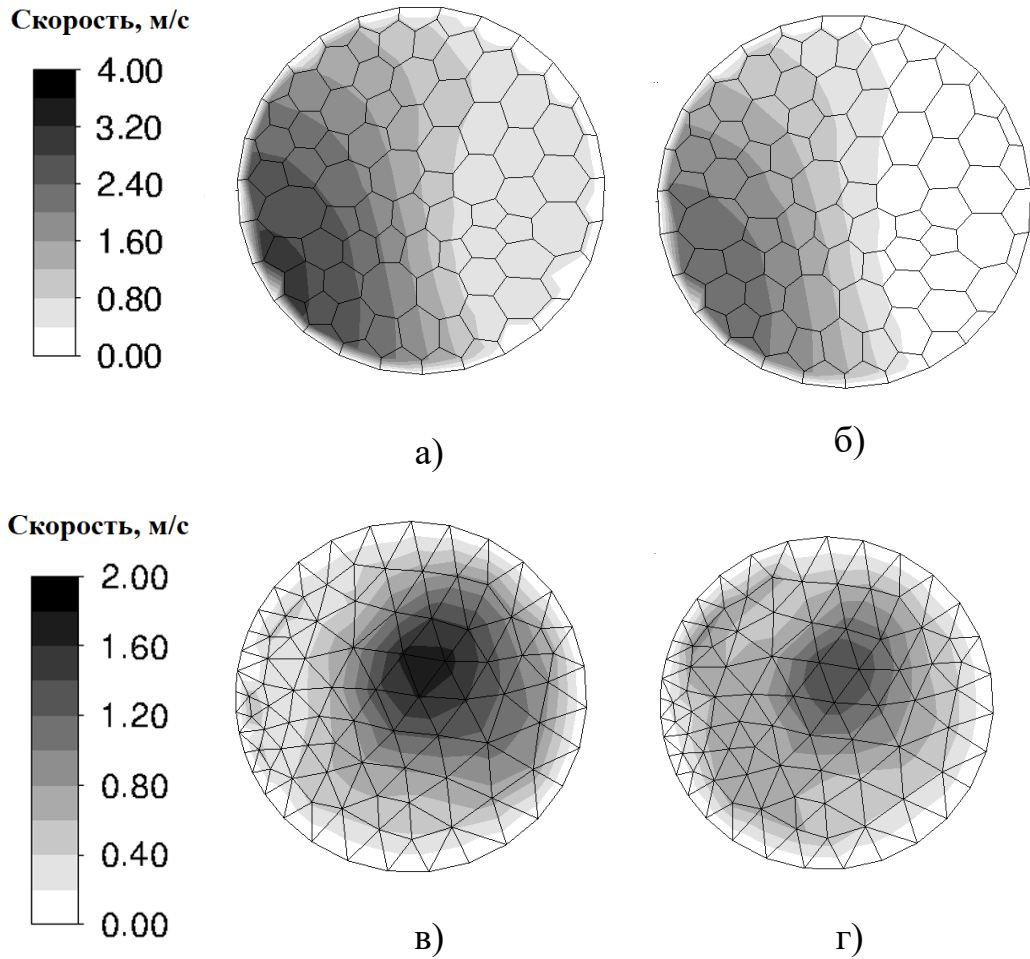


Рисунок 5.14– Поля скоростей на выходе из камеры смешения: а) $H_{\text{п}}=0,5$ м, скорость газа, б) $H_{\text{п}}=0,5$ м, скорость частиц, в) $H_{\text{п}}=2,5$ м, скорость газа, г) $H_{\text{п}}=2,5$ м, скорость частиц

Расположение питателя на отм. 0,5 м обеспечивает меньшие амплитуды колебаний концентрации частиц на выходе из камеры, рис. 5.15.

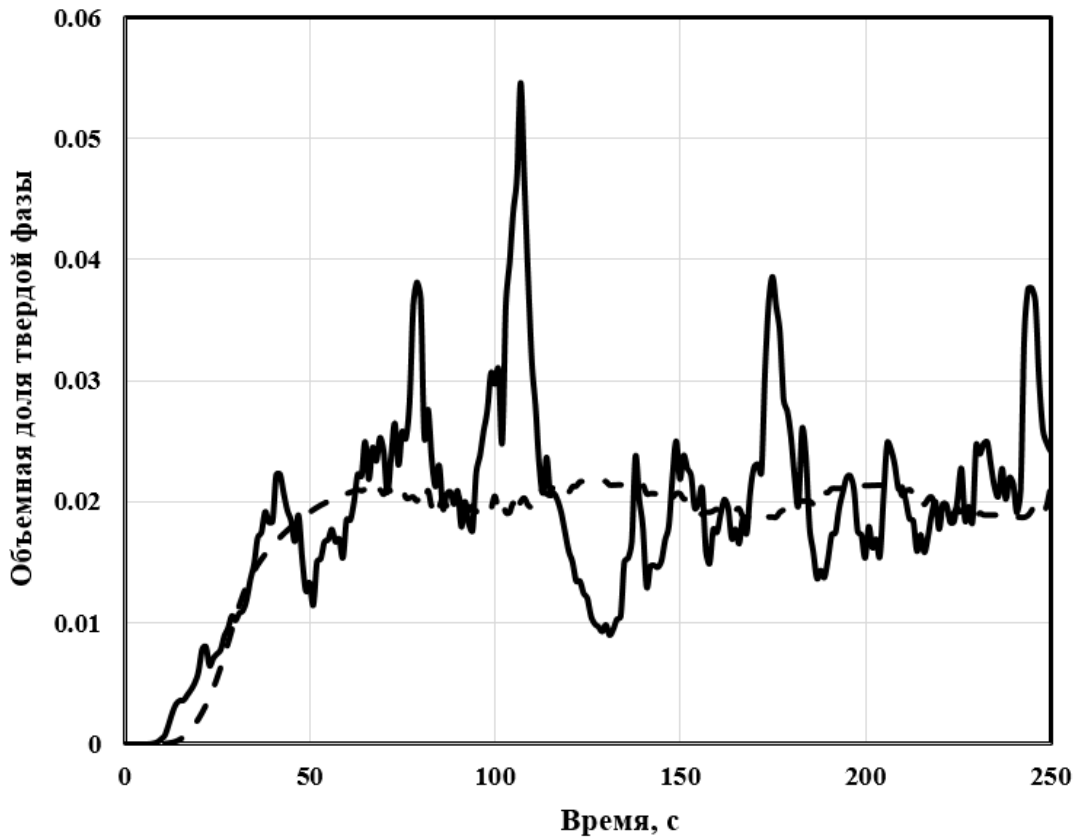


Рисунок 5.15 – Пульсации объемной доли твердой фазы на выходе из камеры смешения при $H_{п}$: а) 0,5 м, б) 2,5 м

Осредненные по площади значения объемной доли твердой фазы, индекса неравномерности, скоростей газа и частиц для расчетного случая №3 из табл. 5.2 показаны в табл. 5.6.

Таблица 5.6 – Осредненная по времени объемная доля твердой фазы на выходе из камеры смешения

	$H_{п}$, м	
	0,5	2,5
Объемная доля твердой фазы	0,02	0,019
Индекс неравномерности объемной доли твердой фазы	0,96	0,64
Скорость газа, м/с	1,37	0,75
Скорость частиц, м/с	0,93	0,66

5.1. Постановка задачи

На рис. 5.16а представлена геометрия реактора сухой сероочистки синтез-газа. Центр окружности основания реактора соответствует началу координат, вертикальная ось – ось ординат. Координаты контрольной точки (1,5, -3, 0). На рис. 5.16б показано разбиение расчетной области реактора на полиэдрические сеточные элементы, на рис. 5.13в уточнен участок сгущения сетки в области циклона. Рассчитывались случаи из табл. 5.2 с соответствующими составами газа и температурой на входе. Для случая №3 табл. 5.2 использовались профили скоростей и объемной доли твердой фазы, показанные на рис.5.11, 5.14. Расчет останавливается при заполнении реактора до среднего значения объемной доли твердой фазы 0,02 – 0,05. Марка циклона ЦН-24-1000.

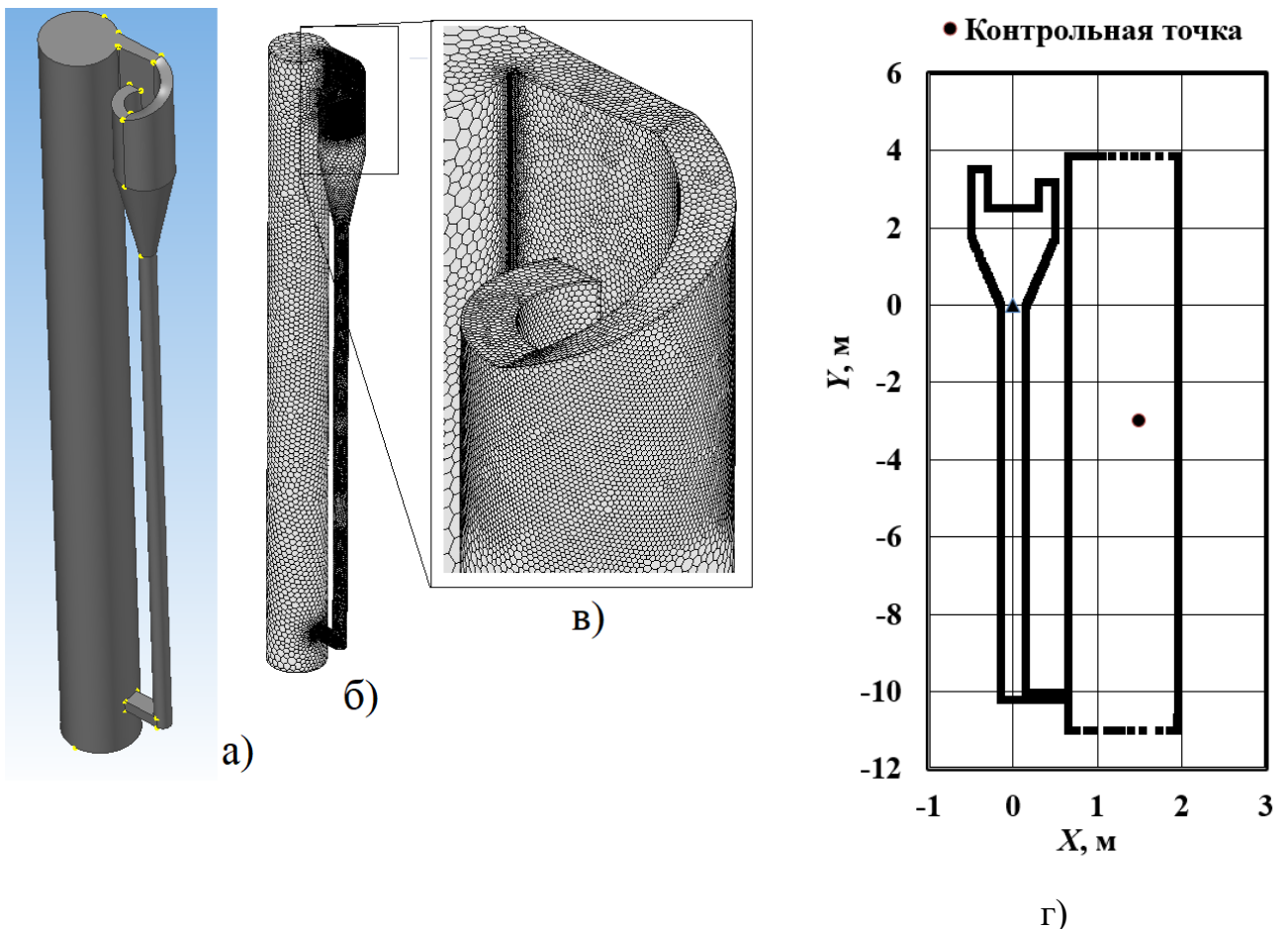


Рисунок 5.16 – Постановка численного эксперимента: а) геометрическая модель, б) расчетная область с именованным набором в) расчетная сетка, г) расположение контрольной точки

5.2. Результаты расчета заполнения реактора

Заполнение реактора завершилось в течение 2354 итераций. В окрестностях пятисотой итерации наблюдался скачек объемной доли сорбента на выходе из циклона рис.5.17. Скачек можно объяснить наличием скоростного напора направленного в вдоль оси Y из опускной трубы. По мере заполнения опускной трубы рис. 5.18 возрастут газодинамическое сопротивление в опускной трубе, рис. 5.19б, скорость тока уменьшается и объемная доля сорбента на выходе из циклона падает до значений близких 0,001.

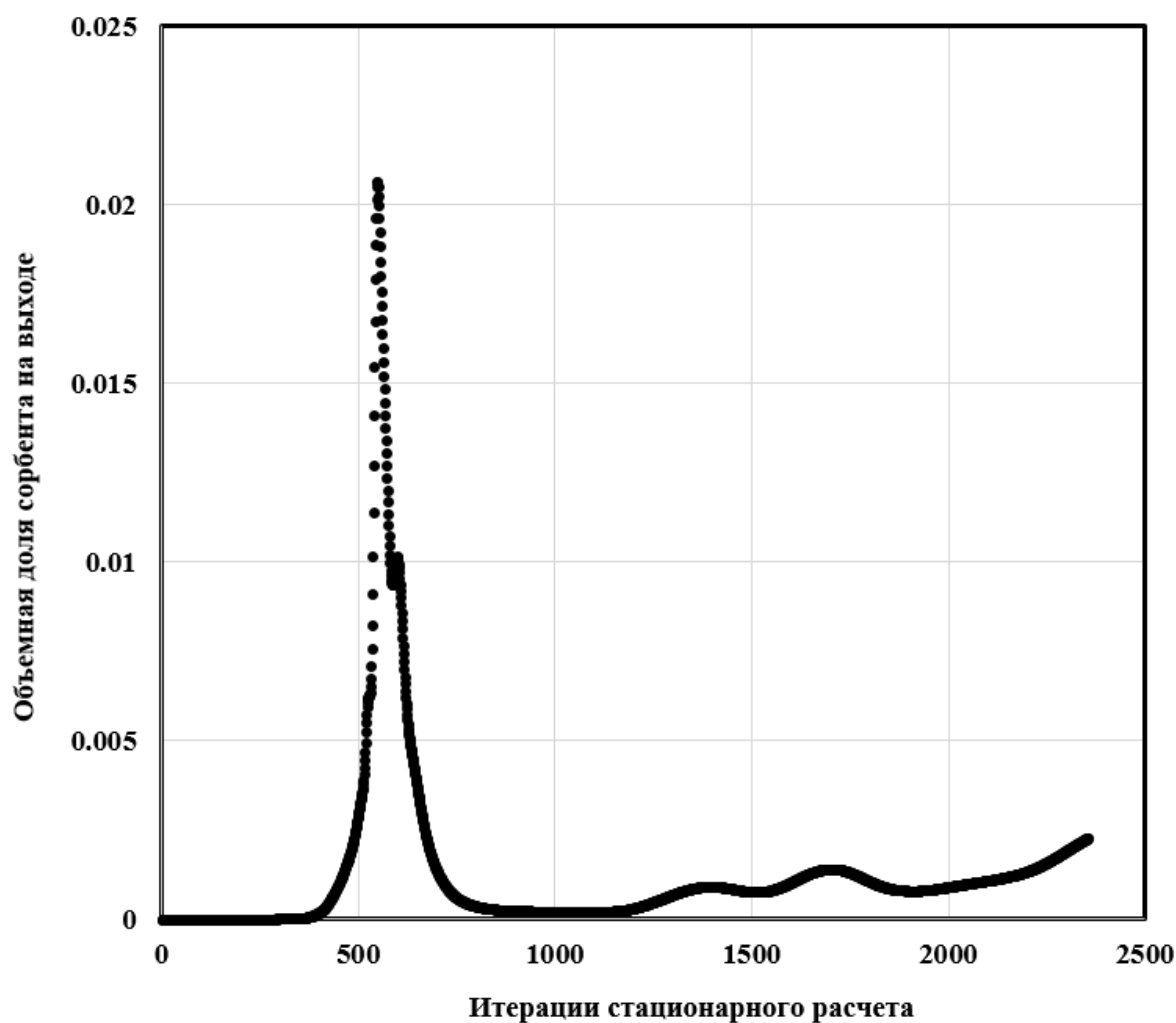


Рисунок 5.17 – Динамика изменения объемной доли сорбента на выходе из ЦКС

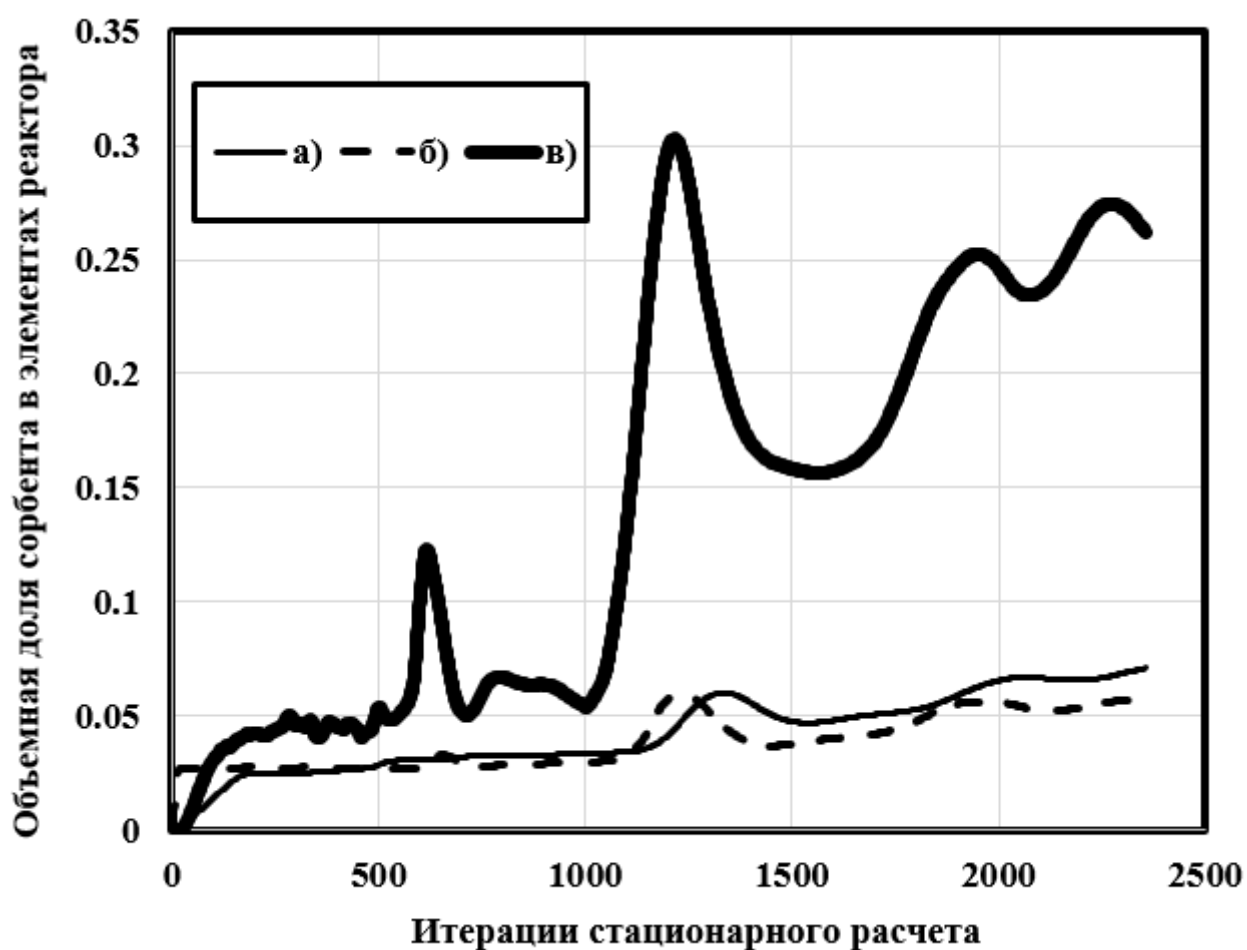


Рисунок 5.18 - Динамика изменения объемной доли сорбента в элементах реактора с ЦКС: а) циклон, б) подъемная шахта, в) опускная система

Сорбент равномерно заполняет подъемную шахту, рис. 5.19а. В опускной системе значения объемной доли выходят за пределы диапазона значений от 0 до 0,05 и находятся в окрестности 0,4.

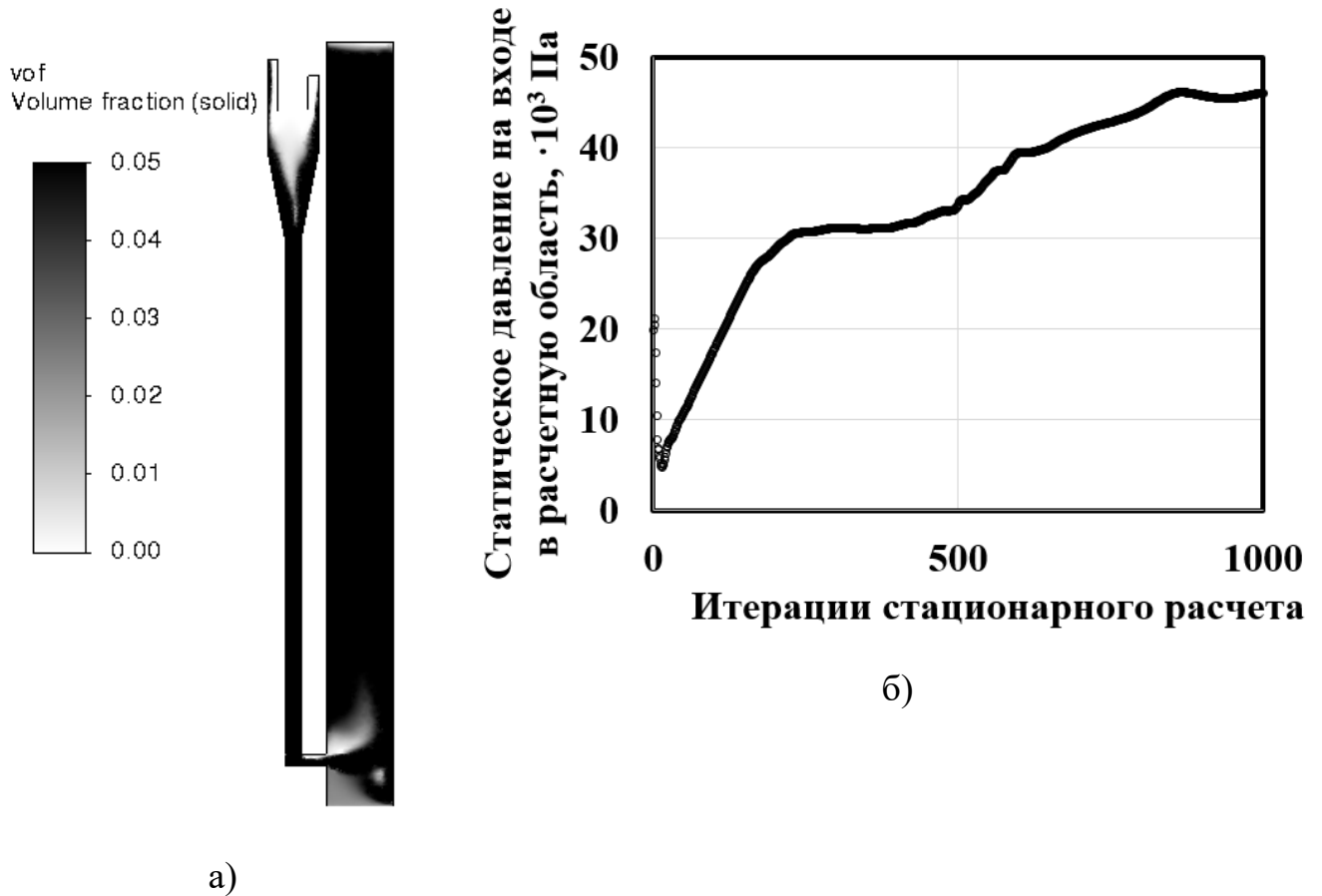


Рисунок 5.19 – Результаты газодинамического расчета реактора сухой сероочистки: а) поле объемной доли твердой фазы, б) динамика изменения статического давления на входе в расчетную область

5.3. Результаты расчета стабилизации циркуляционного слоя

На рис.5.20 показаны результаты расчета для газа *GE* при температуре 350 °С. Процесс условно разбивается на три этапа: заполнение, стабилизация слоя и постепенный вынос. Для первого и второго этапов характерны большие амплитуды скачков основных параметров: сопротивления и объемной доли твердой фазы, последний этап более плавный. Расчеты показывают, что за время 10 тыс. секунд масса слоя в реакторе снижается на 1 т, в гидрозатворе – на 2 т из-за несо-

вершенства работы циклона сепаратора. Таким образом, расход уносимого материала составляет $(1+2)/10=0,3$ кг/с. Если масса слоя составляет 5000 кг, то полное опустошение реактора потребует 5 часов. Для снижения потерь сорбента в результате уноса, рекомендуется поставить последовательно еще один циклон, аналогично тому, как это организовано в реакторе *DOE*.

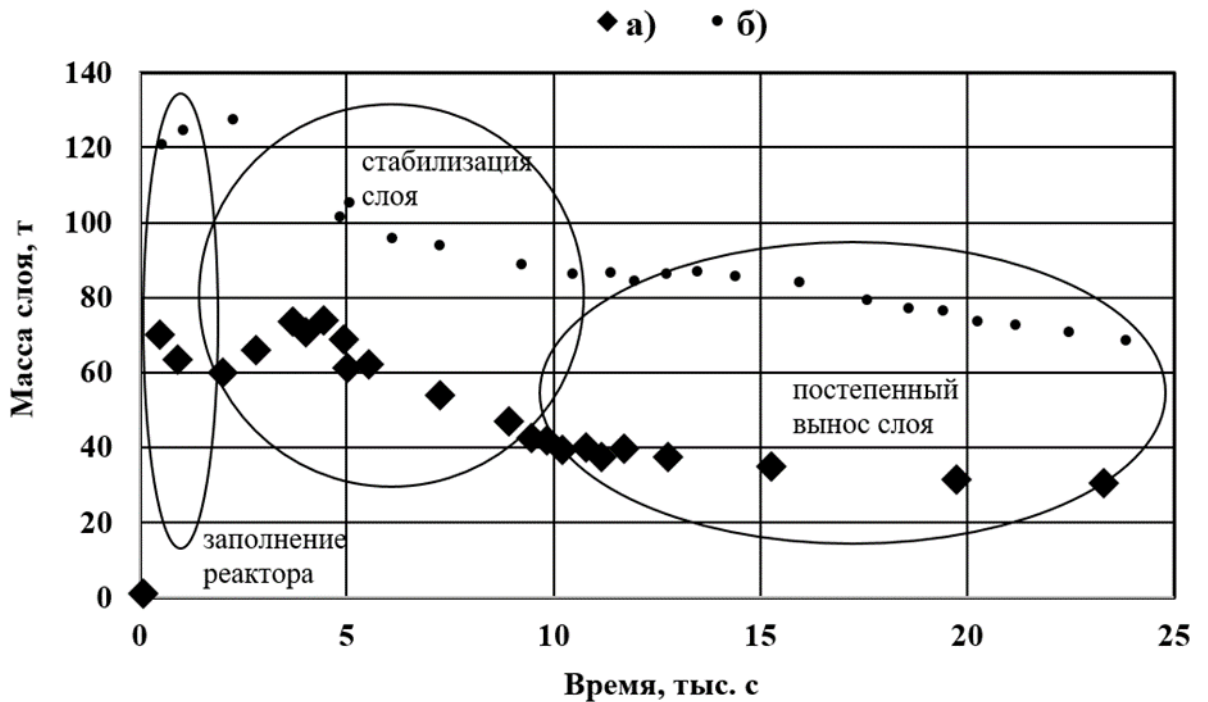


Рисунок 5.20 – Динамика заполнения реактора сорбентом: а) реактор б) гидрозатвор

Анализ значений объемной доли в контрольной точке рис.5.21 и зависимости профилей того же параметра от времени рис. 5.21 показывает, что после 10 тыс. секунд работы реактора условие №1 выполняться перестает: массы слоя не хватает для обеспечения объемной доли твердой фазы на уровне не ниже 0,01.

На этапе стабилизации слоя в точке 5 тыс. секунд наблюдаются кратковременные выбросы слоя из выходного патрубка, объемная доля при которых превышает 10^{-4} рис.5.22.

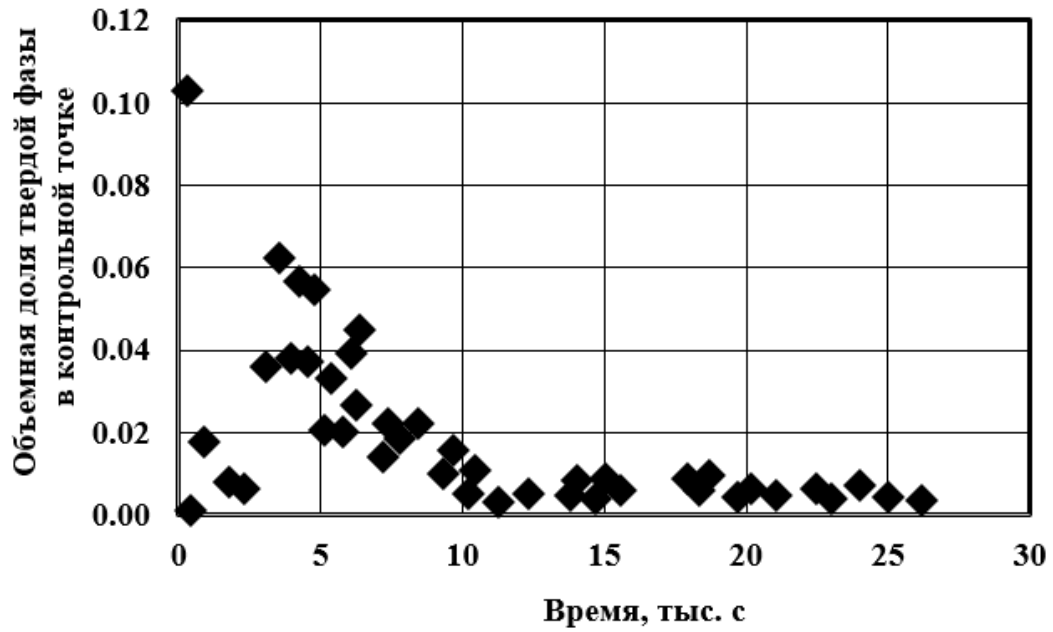


Рисунок 5.21 – Динамика изменения объемной доли твердой фазы в контрольной точке

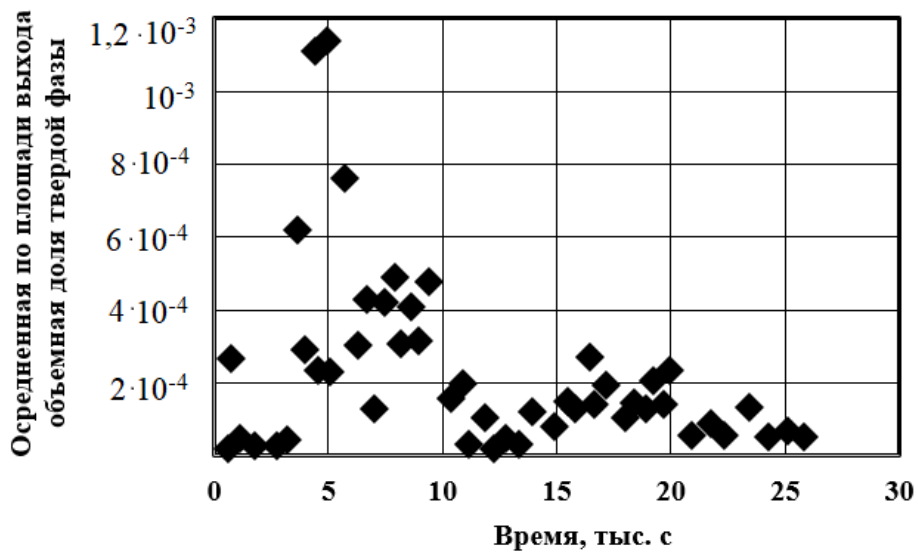


Рисунок 5.22 – Динамика изменения объемной доли твердой фазы на выходе

При анализе зависимости профиля объемной доли твердой фазы от температуры строгой закономерности зафиксировано не было рис.5.23, 24.

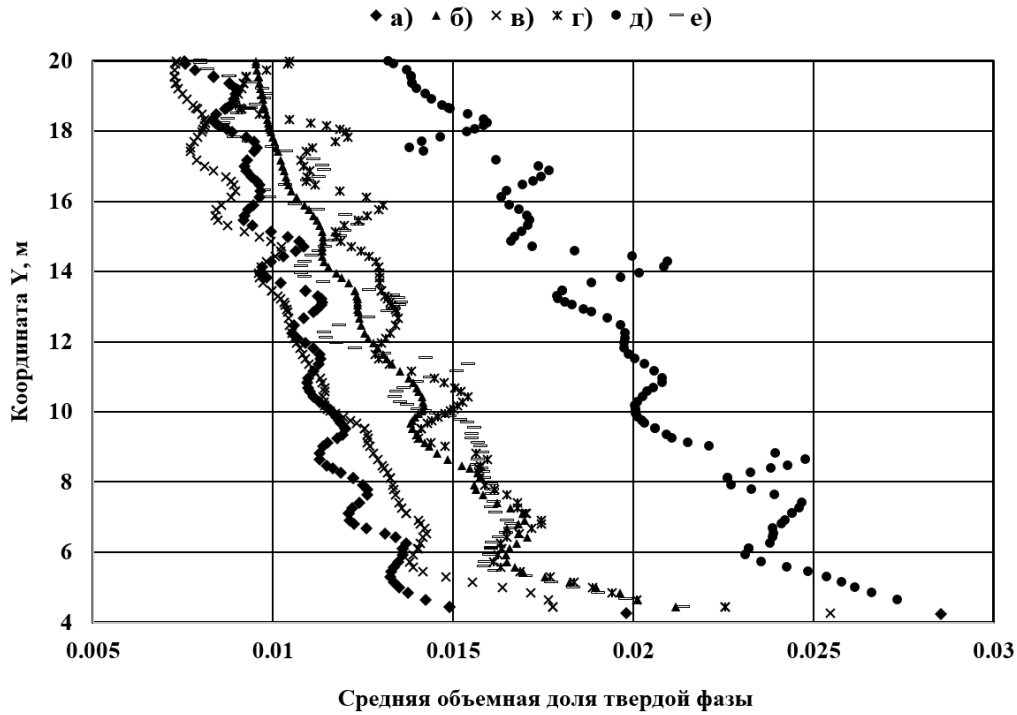


Рисунок 5.23 – Зависимость профиля объемной доли твердой фазы в подъемной шахте от температуры для газа технологии GE: а) б) в) г) д) е) – температуры 250, 300, 350, 400, 450, 500 °С

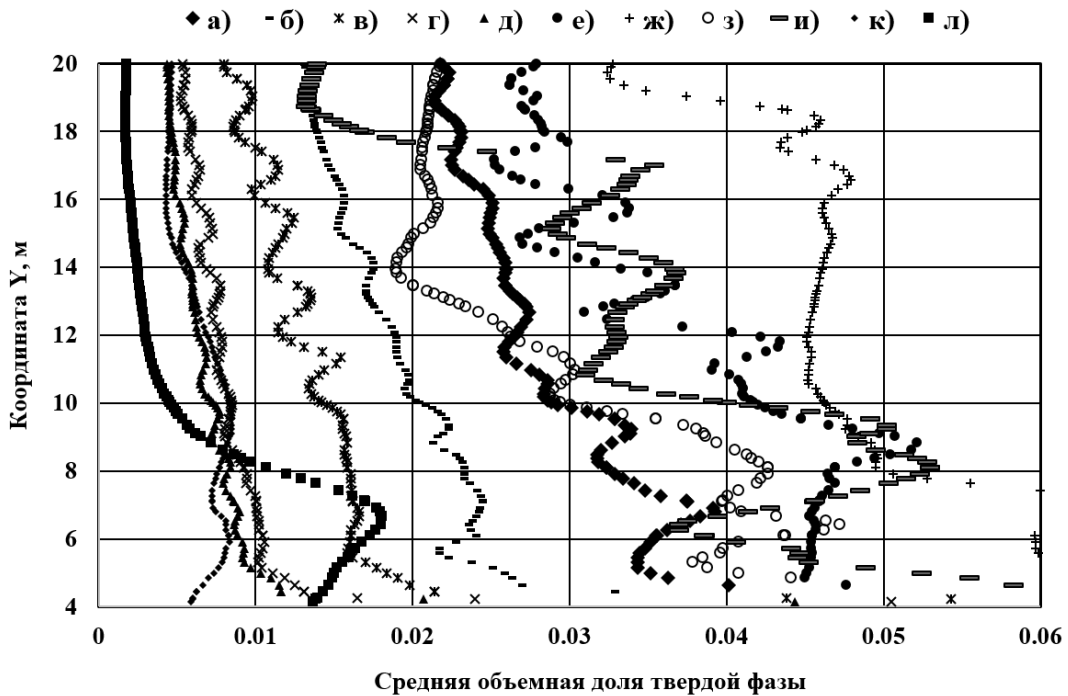


Рисунок 5.24 – Зависимость профиля объемной доли твердой фазы в подъемной шахте от времени для газа технологии GE: а) б) в) г) д) е) ж) з) и) к) л) – 600, 900, 1200, 1800, 2100, 3100, 4100, 5100, 6100, 16100, 26100 секунд

В табл. 5.6 приведены сопротивления и пропускная способность реактора в зависимости от температуры. Пропускная способность $F_{i,0}$ нужна для определения по формуле (3.55) удельной пропускной способности $F_{i,4}$ и функции $g(t)$ по формуле (3.57б).

Таблица 5.6 – Газодинамическое сопротивление в реакторе с учетом сопла и пропускная способность ($F_{i,0}$)¹⁴

$t, ^\circ\text{C}$	250	300	350	400	450	500	550
все газы	$\frac{40192}{2,50 \cdot 10^{-5}}$	$\frac{44140}{2,27 \cdot 10^{-5}}$	$\frac{40804}{2,45 \cdot 10^{-5}}$	$\frac{41657}{2,40 \cdot 10^{-5}}$	$\frac{49122}{2,04 \cdot 10^{-5}}$	$\frac{44965}{2,22 \cdot 10^{-5}}$	$\frac{52454}{1,91 \cdot 10^{-5}}$

5.5. Результаты кинетического расчета

Для определения содержания сероводорода на выходе из реактора проводился кинетический расчет. Полученные профили объемной доли твердой фазы рис. 5.23 и кинетические константы табл. 4.2 были использованы при проведении кинетического расчета. В ходе расчета были получены профили объемной доли сероводорода по высоте реактора рис. 5.25, 5.26 для температур 250, 300, 400, 450 °С для газов технологий *GE*, *KRW*, *TexA*, *TexO*, ДШ и ПШ. При температуре 250 °С содержание сероводорода ни в одном из газов не опускается ниже 100 ppm. При температуре 300 °С содержание сероводорода опускается ниже 100 ppm во всех газах, кроме *TexO*, отличающимся большим содержанием водорода и монооксида углерода табл. 5.7. При температуре 350 °С во всех газах содержание сероводорода на выходе из реактора опускается ниже 100 ppm. При температуре 400 °С содержание сероводорода в газах *TexO* и ПШ начинает превышать 100 ppm. При температуре 450 °С ни один из газов не очищается до уровня 100 ppm. Необходимые для расчета функции $g(t)$ $X_{i,0}$ и $SE_{i,0}$, определенные кинетическим расчетом, сведены в табл. 5.7.

¹⁴ числитель - сопротивление, Па; знаменатель - $F_{i,0}$

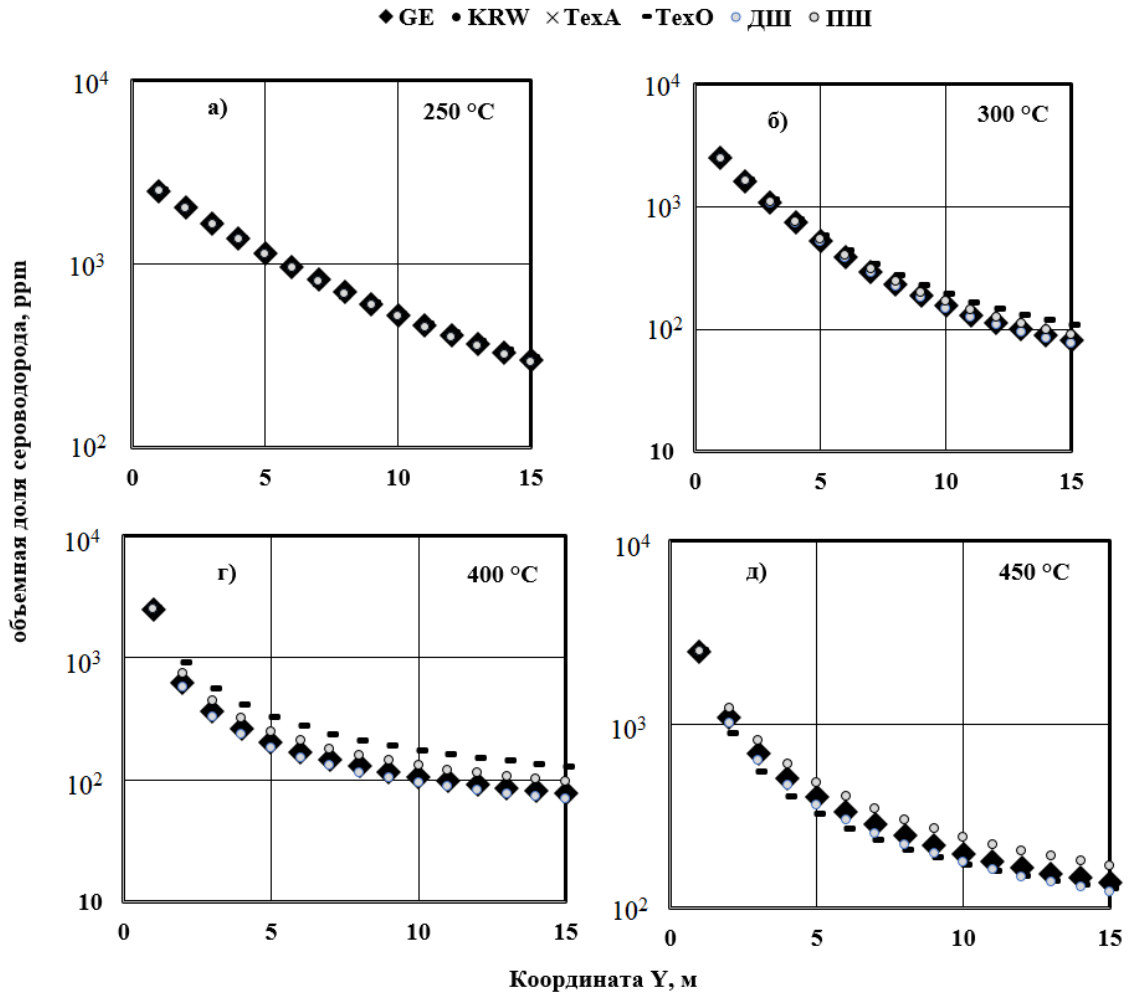


Рисунок 5.25 – Профили объемной доли сероводорода: а) б) в) г) д) 250, 300, 400, 450 °C

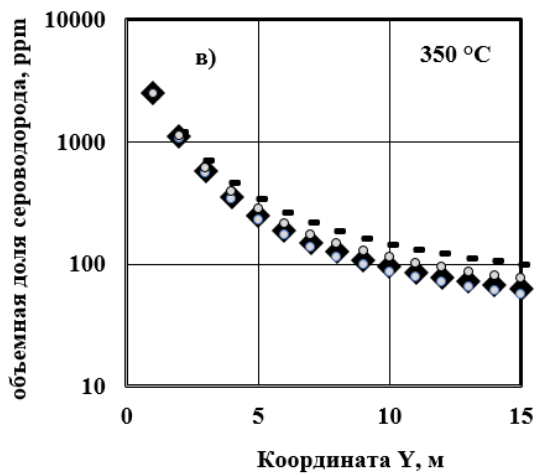


Рисунок 5.26– Профили объемной доли сероводорода для температуры 350 °C

Таблица 5.7 – Расчетные значения $X_{i,0}$ и $SE_{i,0}$ ¹⁵

	250	300	350	400	450	500	550
<i>GE</i>	$\frac{1,66}{7,94 \cdot 10^7}$	$\frac{6,19}{1,36 \cdot 10^6}$	$\frac{7,93}{1,14 \cdot 10^5}$	$\frac{6,44}{2,10 \cdot 10^4}$	$\frac{3,62}{5,91 \cdot 10^3}$	$\frac{1,87}{2,00 \cdot 10^3}$	$\frac{1,03}{7,35 \cdot 10^2}$
<i>KRW</i>	$\frac{1,69}{9,63 \cdot 10^7}$	$\frac{6,31}{1,65 \cdot 10^6}$	$\frac{8,18}{1,36 \cdot 10^5}$	$\frac{6,68}{2,51 \cdot 10^4}$	$\frac{3,75}{7,03 \cdot 10^3}$	$\frac{1,93}{2,36 \cdot 10^3}$	$\frac{1,06}{9,19 \cdot 10^2}$
<i>TexA</i>	$\frac{1,69}{8,70 \cdot 10^7}$	$\frac{6,20}{1,22 \cdot 10^6}$	$\frac{7,96}{8,13 \cdot 10^4}$	$\frac{6,48}{1,39 \cdot 10^4}$	$\frac{3,65}{3,90 \cdot 10^3}$	$\frac{1,89}{1,31 \cdot 10^3}$	
<i>TexO</i>	$\frac{1,62}{3,35 \cdot 10^7}$	$\frac{4,67}{7,49 \cdot 10^5}$	$\frac{5,15}{7,22 \cdot 10^4}$	$\frac{3,96}{1,39 \cdot 10^4}$	$\frac{2,24}{3,86 \cdot 10^3}$		
ДШ	$\frac{1,70}{1,17 \cdot 10^8}$	$\frac{6,57}{1,93 \cdot 10^6}$	$\frac{8,75}{1,56 \cdot 10^5}$	$\frac{7,21}{2,84 \cdot 10^4}$	$\frac{4,05}{7,97 \cdot 10^3}$	$\frac{2,08}{2,66 \cdot 10^3}$	
ПШ	$\frac{1,70}{4,54 \cdot 10^7}$	$\frac{5,49}{8,82 \cdot 10^5}$	$\frac{6,56}{7,88 \cdot 10^4}$	$\frac{5,19}{1,48 \cdot 10^4}$	$\frac{2,92}{4,16 \cdot 10^3}$	$\frac{1,51}{1,41 \cdot 10^3}$	

Температура при которой достигается максимальная глубина очистки одинакова для всех рассмотренных газов и составляет 350 °С рис. 5.27. Экономичность использования сорбента падает с ростом температуры рис. 5.28. Нелинейность глубины очистки объясняется результатами, приведенными на рис. 5.29, 5.30 и 5.31.

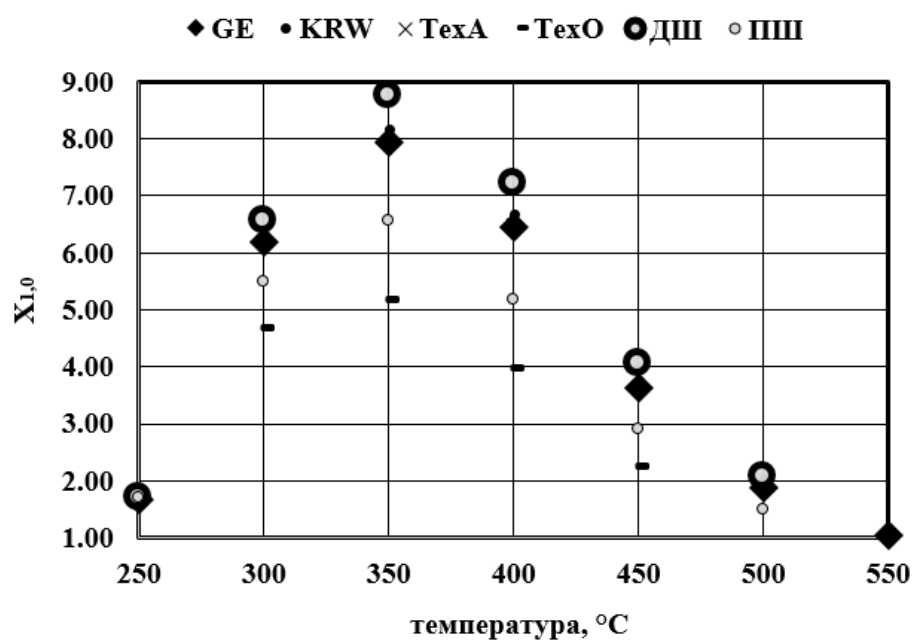


Рисунок 5.27– Зависимость глубины очистки от температуры

¹⁵ числитель – $X_{i,0}$, знаменатель – $SE_{i,0}$. Значения X получены в пересчете на ПДК 500 ppm.

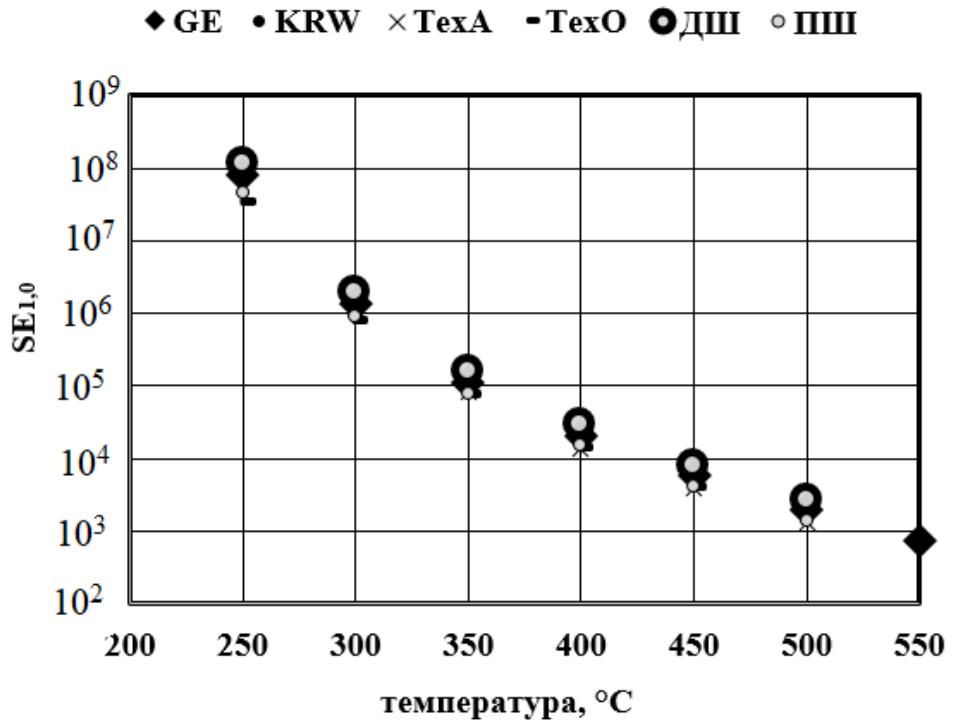


Рисунок 5.28– Зависимость экономичности сорбента от температуры

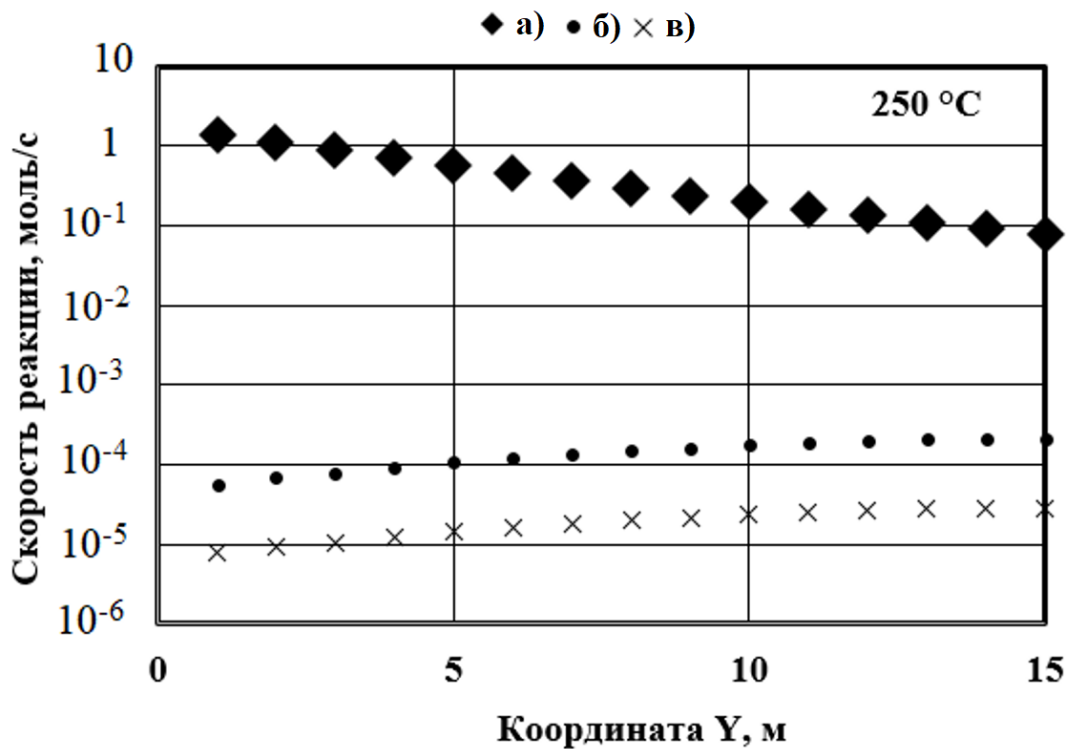


Рисунок 5.29– Профили скорости реакции при температуре 250 °C: а) б) в)

№ 1, 2, 3 (табл. 1.2)

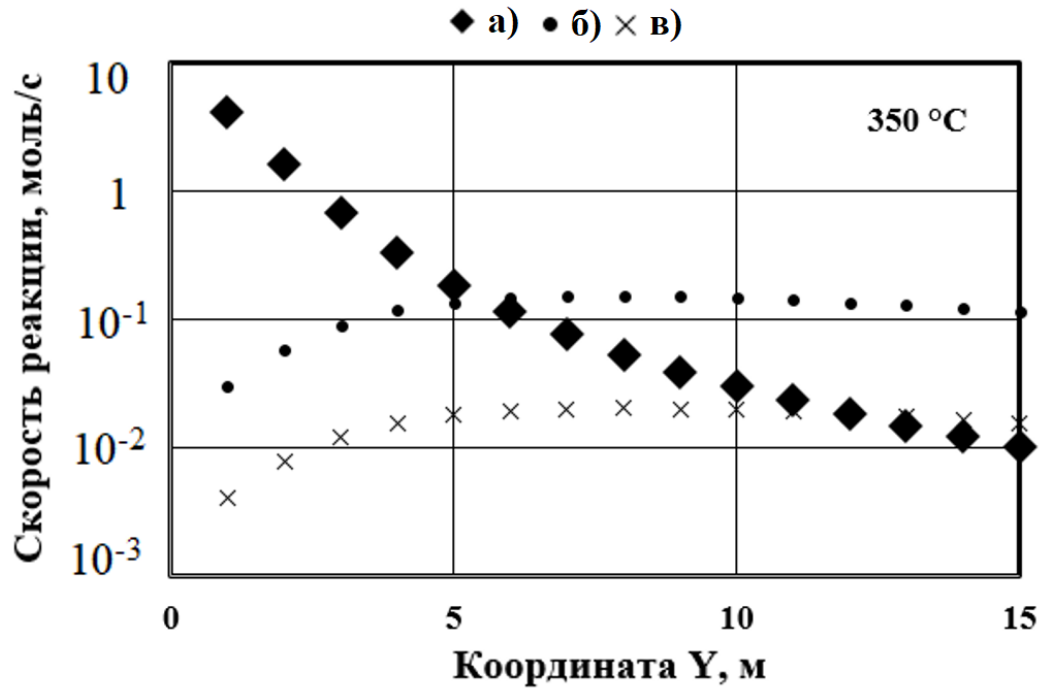


Рисунок 5.30 – Профили скорости реакции при температуре 350 °C: а) б) в)
№ 1, 2, 3 (табл. 1.2)

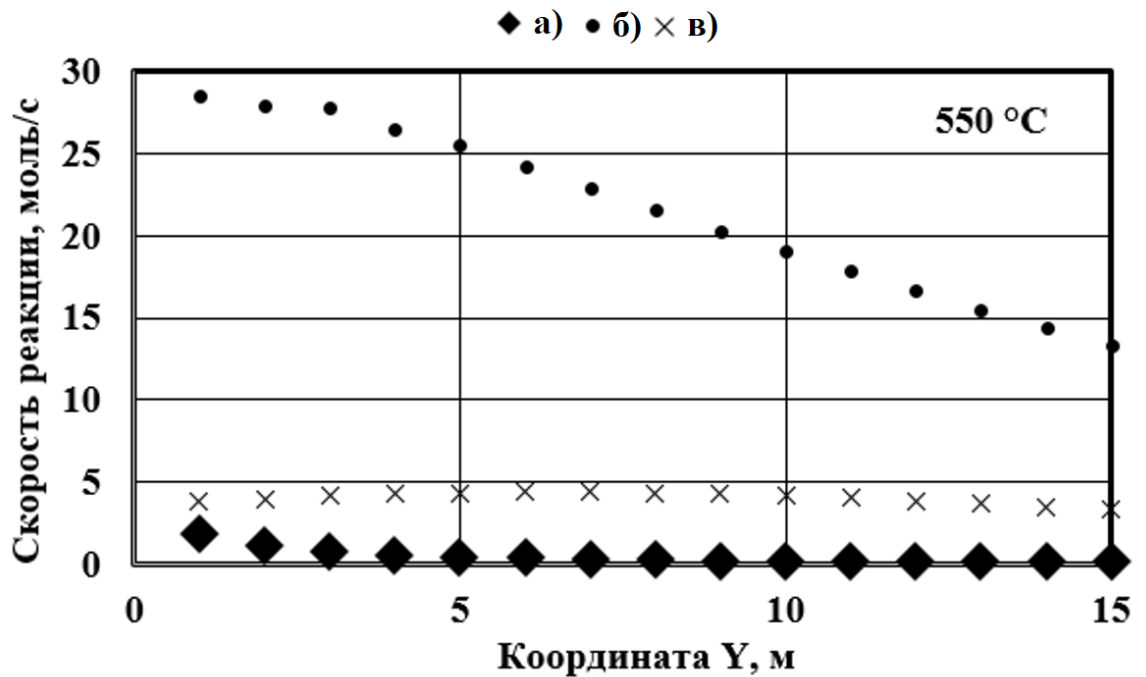


Рисунок 5.31 – Профили скорости реакции при температуре 550 °C: а) б) в)
№ 1, 2, 3 (табл. 1.2)

Согласно рис. 5.29 при температуре 250 °С скорость реакции №1 на несколько порядков выше чем у реакций №2 и №3, ее конкурентный вклад в процесс близок единице рис. 5.32. При температуре 350 °С скорость реакции №1 на порядок выше чем при 250 °С, реакция №1 проходит быстрее, а селективность ее остается на высоком уровне 0,5 – 1 в диапазоне значений высоты Y от 0 до 5 м рис. 5.32, соответственно препятствие от побочных реакций не критично и для всех газов объемная доля сероводорода на выходе оказывается меньше 100 ppm. При температуре 550 °С скорость реакции №1 на несколько порядков ниже скорости побочных реакций №2 и 3, ее селективность мала, составляет менее 10% по всей высоте реактора. Поэтому зависимость глубины очистки от температуры нелинейна и имеет максимум в точке 350 °С рис.5.27.

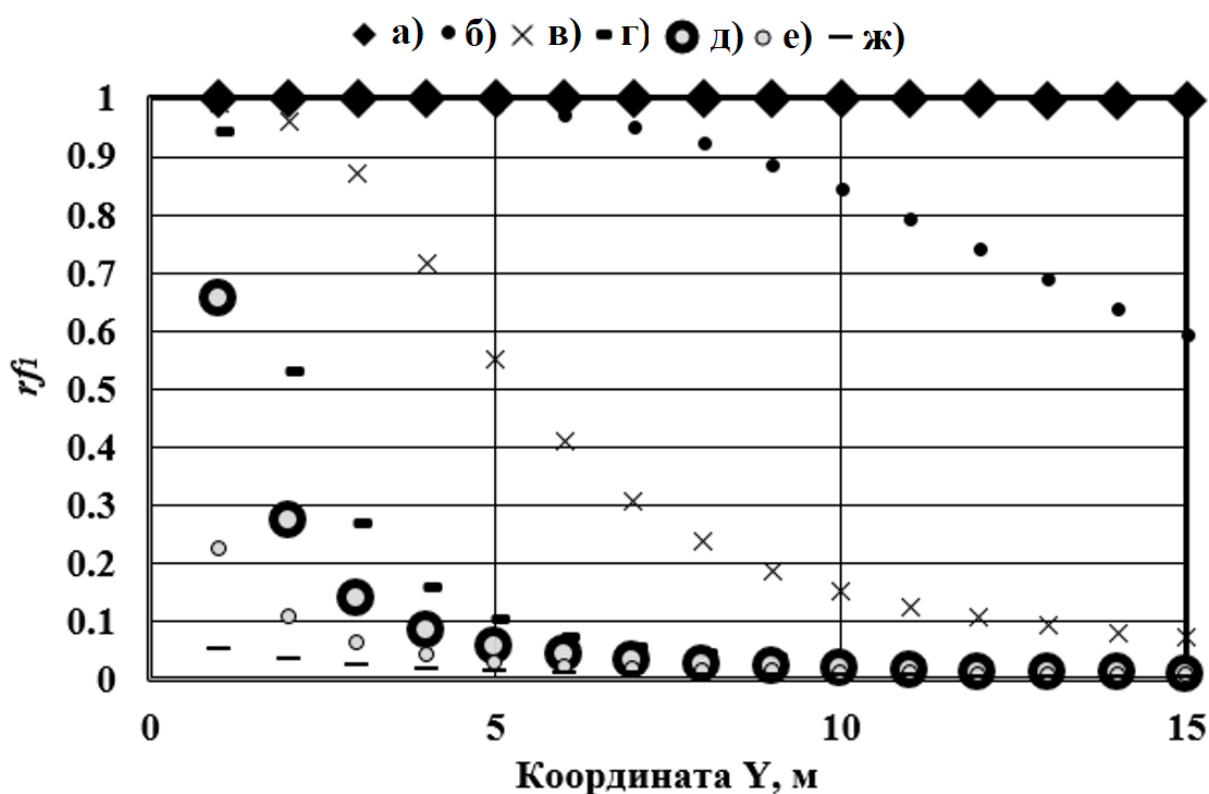


Рисунок 5.32 – Профили селективности реакции №1 для температур: а) б) в) г) д) е) ж) 250, 300, 350, 400, 450, 500, 550 °С, газ технологии GE

5.6. Многофакторный анализ результатов кинетического расчета

В табл. 5.8 представлены результаты многофакторного анализа для газа технологии *GE*. Параметры $X_{i,0}$, $F_{i,0}$, $SE_{i,0}$ получены из газодинамического и кинетического расчета табл. 5.6, 5.7. По формуле (3.55) были определены $X_{i,4}$, $F_{i,4}$, $SE_{i,4}$ и сведены в табл. 5.8. Пропускная способность значительно не меняется в зависимости от температуры рис. 5.33, удельная глубина очистки имеет максимум в точке 350 °С рис. 5.34. Наихудшую экономичность использования сорбента при температуре 350 °С показал газ *TexO* рис.5.35, из-за чего функция $g(t)$ для этого газа достигла максимума при 300 °С рис.5.37.

Таблица 5.8 – Результаты многофакторного анализа для газа *GE*

<i>t</i>	250	300	350	400	450	500	550			
<i>i</i>	1	2	3	4	5	6	7	0	0	0
<i>a</i>	0	0	0	0	0	0	0	1	2	3
<i>X</i>	1.66	6.19	7.93	6.44	3.62	1.87	1.03	1.00	10.00	9.00
<i>SE</i>	$7.94 \cdot 10^7$	$1.36 \cdot 10^6$	$1.14 \cdot 10^5$	$2.10 \cdot 10^4$	$5.91 \cdot 10^3$	$2.00 \cdot 10^3$	$7.35 \cdot 10^2$	$3.60 \cdot 10^3$	$8.64 \cdot 10^4$	$8.28 \cdot 10^4$
<i>F</i>	$1.21 \cdot 10^{-5}$	$1.20 \cdot 10^{-5}$	$1.23 \cdot 10^{-5}$	$1.12 \cdot 10^{-5}$	$1.08 \cdot 10^{-5}$	$1.04 \cdot 10^{-5}$	$1.93 \cdot 10^{-5}$	$3.33 \cdot 10^{-6}$	$1.00 \cdot 10^{-4}$	$9.67 \cdot 10^{-5}$
<i>i</i>	1	2	3	4	5	6	7			
<i>a</i>	4	4	4	4	4	4	4			
<i>X</i>	0.073	0.576	0.770	0.605	0.291	0.096	0.003			
<i>SE</i>	1.000	1.000	1.000	0.210	0.028	0.000	0.000			
<i>F</i>	0.091	0.090	0.093	0.081	0.077	0.073	0.165			
<i>g(t)</i>	0.007	0.052	0.072	0.010	0.001	0.000	0.000			

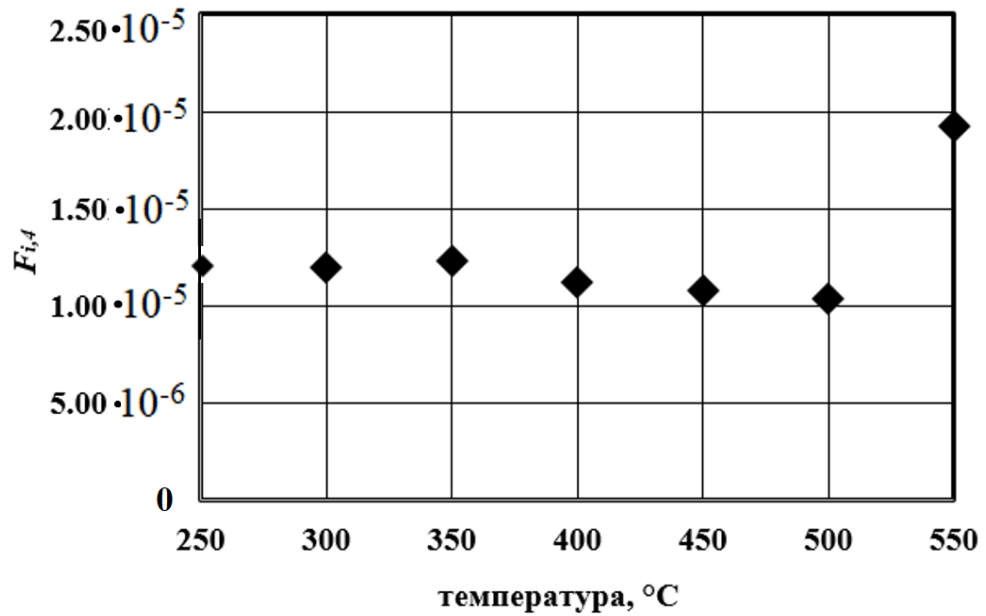


Рисунок 5.33 – Зависимость удельной пропускной способности от температуры для газа GE

Зависимости $g(t)$ газов GE и KRW от температуры близки рис.5.36. У газа $TexA$ $g(t)$ достигает в два раза больших значений, чем у газа $TexO$ рис.5.37, оптимальная температура $t_{g,max}$ у газа $TexA$ на 50 °C выше, и составляет 350 °C.

Функция $g(t)$ газов ДШ и ПШ достигает максимальное значение при одной и той же температуре 350 °C рис.5.38. Значение $g(t)$ газа ДШ при этой температуре в $1,6$ раза выше, чем у газа ПШ. Это говорит о том, что работа системы серочистки предпочтительнее на газе, не прошедшем шифтование.

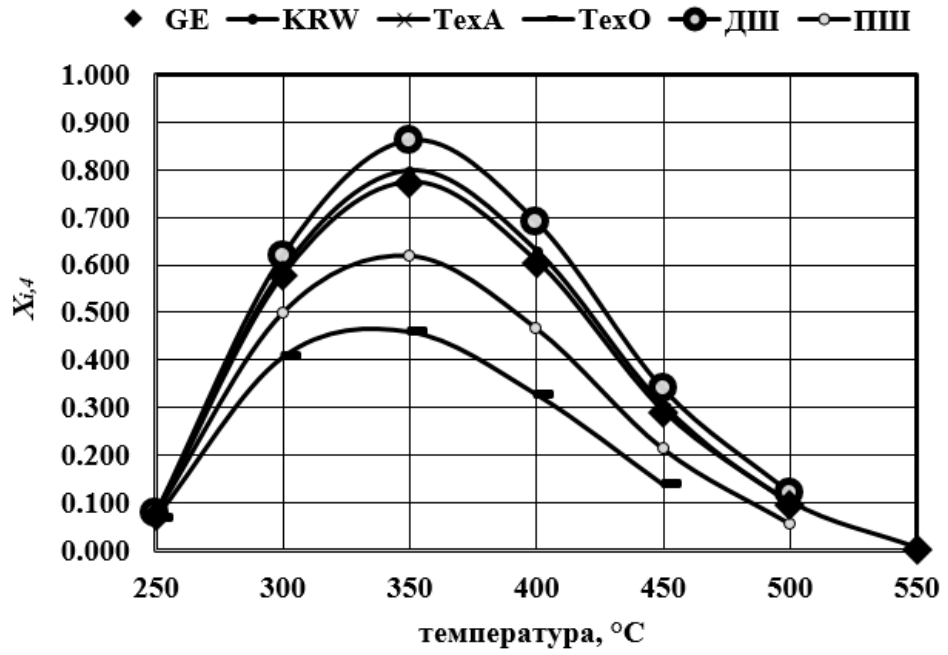


Рисунок 5.34 – Зависимость удельной глубины очистки от температуры

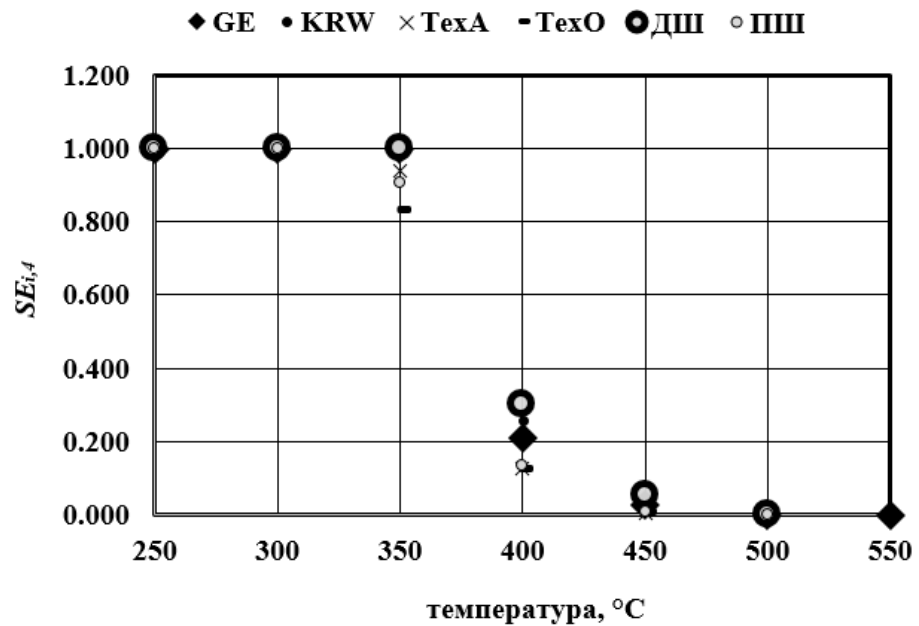


Рисунок 5.35 – Зависимость удельной экономичности использования сорбента от температуры

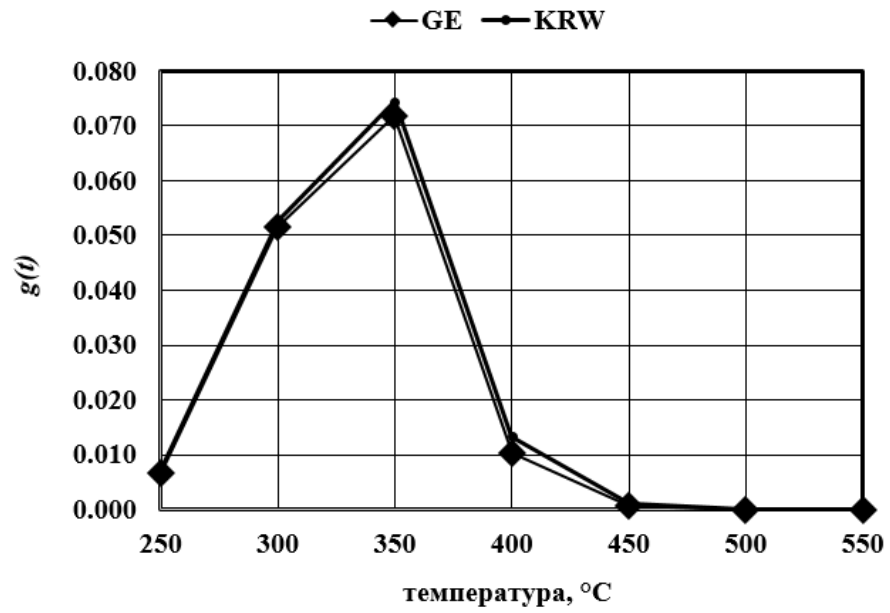


Рисунок 5.36 – Зависимость функции $g(t)$ от температуры для газов GE и KRW

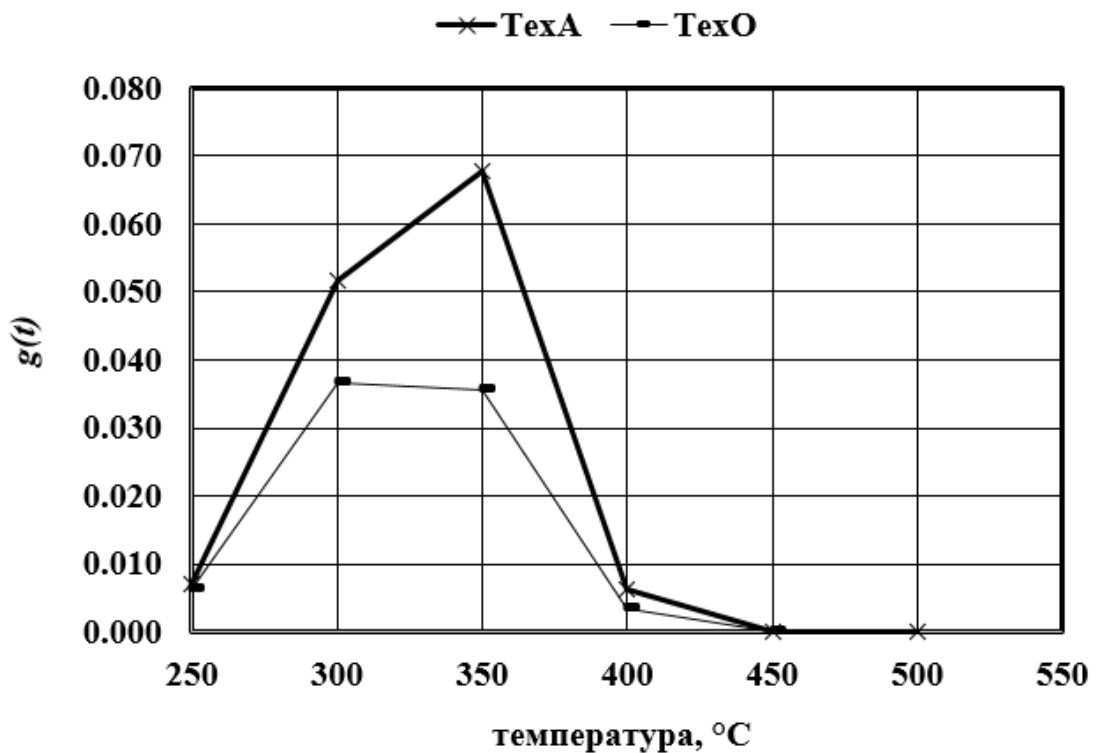


Рисунок 5.37 – Зависимость функции $g(t)$ от температуры для газов процессов Техасо

На рис.5.39 приводится сравнение пиков функций $f(t)$ и $g(t)$ для состава газа ГП: кинетический расчет показал, что реакции №2 и 3 не позволяют достичь желаемой температуры $t_{f,max}=450$ °С. При такой температуре $g(t)$ для всех рассмотренных газов близок нулю, условие №2¹⁶ не выполняется. Если проводить сероочистку при температуре 350 °С, то $f(t)$ упадет на 21%, что все равно будет на 19% выше чем $f(t=250$ °С), соответственно применение сухой сероочистки остается выгоднее традиционной мокрой холодной сероочистки.

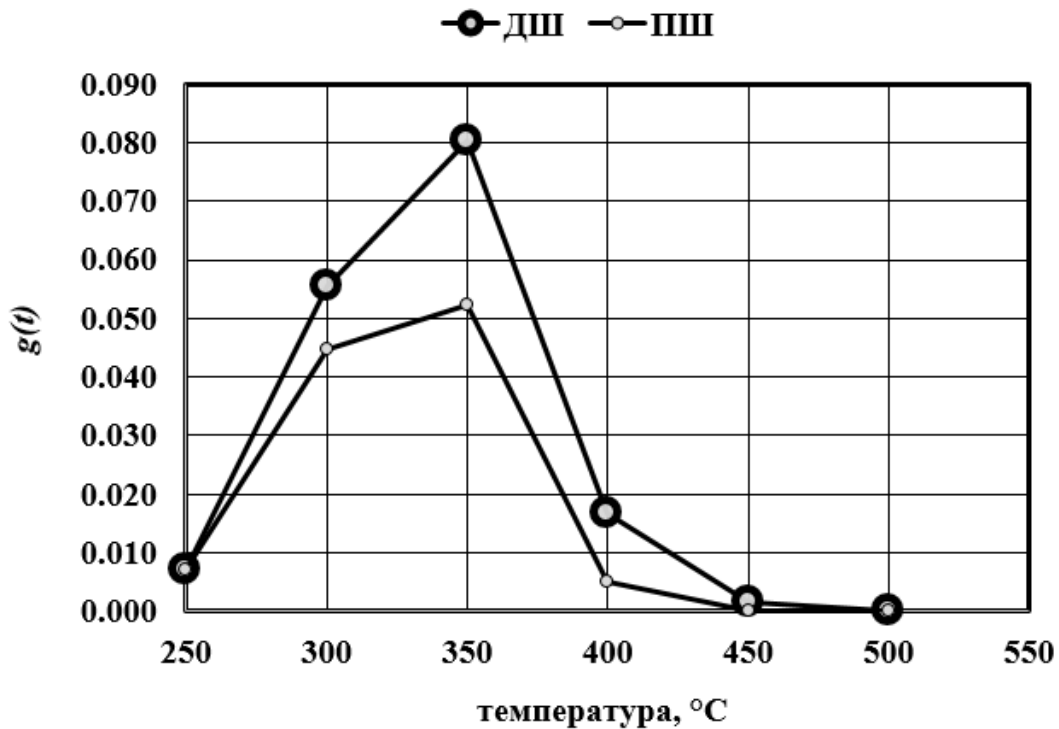


Рисунок 5.38 – Зависимость функции $g(t)$ от температуры для газов ДШ и ПШ

¹⁶ Условие №2 рассмотрено в начале главы, оно разделяет результаты кинетического расчета на те, в которых расчетная объемная доля сероводорода выше ПДК (табл. 1.1) и на те, в которых этот параметр ниже ПДК.

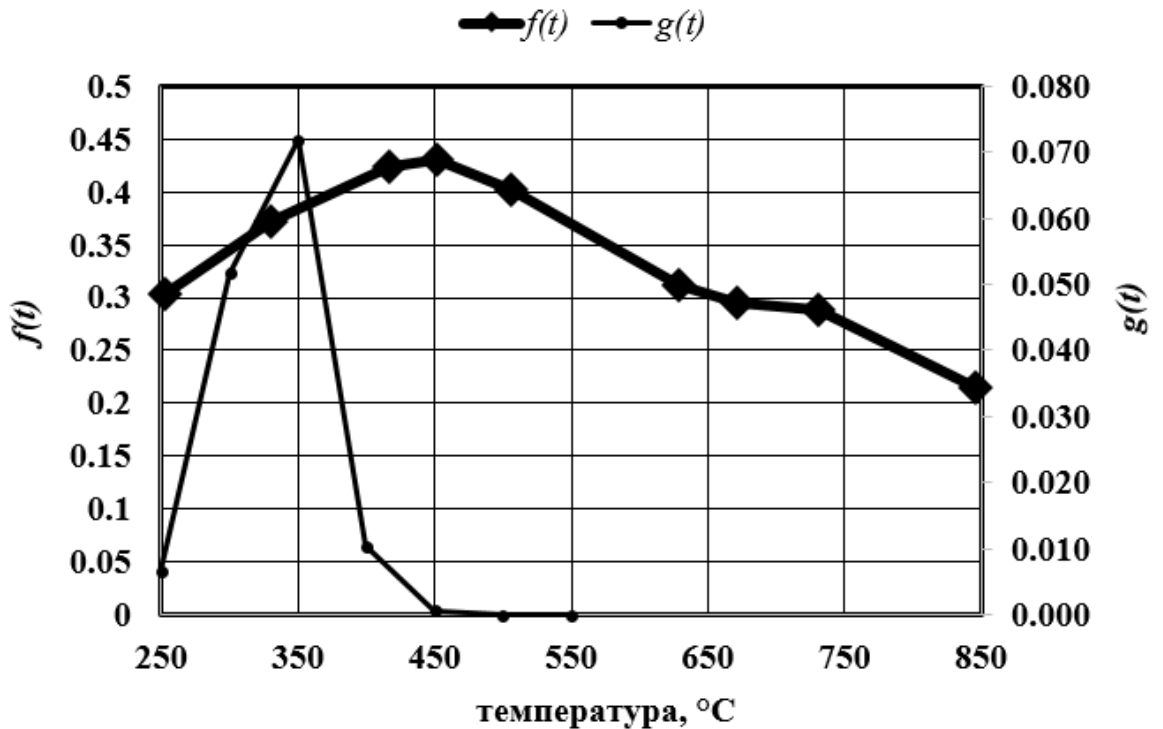


Рисунок 5.39 – Сравнение пиков функций $f(t)$ и $g(t)$

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В ходе настоящей работы были достигнуты две цели: теоретическая и прикладная. Теоретическая цель включала в себя разработку модели физико-химического механизма процесса сухой сероочистки синтез-газа путем объединения данных о газодинамике многофазных потоков, термодинамике и кинетике процессов хемосорбции сероводорода и восстановления оксида цинка в единой математической модели. Прикладная цель была посвящена разработке процессов и составлению численной модели системы сухой сероочистки угольного синтез-газа, расчету реактора, определению оптимальной температуры сероочистки.

1) Проведение измерений компонентного состава и пористой структуры образцов сорбента, и термо-аналитических исследований процессов хемосорбции сероводорода оксидом цинка и восстановления оксида цинка в средах водорода, монооксида углерода, метана и углерода позволило экспериментально определить кинетические константы: энергию активации и пред-экспоненциальный множи-

тель, для температурного диапазона 300 – 1000 °С. Полученные результаты хорошо соотносятся с литературными данными, и экспериментально подтверждают теоретические прогнозы, описанные в литературе для данного температурного диапазона.

2) Для описания работы реактора сухой сероочистки, состоящего из камеры смешения, подъемной шахты, циклона-сепаратора, опускной системы и гидрозатвора была разработана газодинамическая модель, включающая в себя двухфазную гранулярную модель Эйлера и модель турбулентности *k-epsilon*.

Для учета теплообмена в ходе химических реакций, а также сопряженного теплообмена была разработана термодинамическая модель, включающая в себя закон сохранения тепловой энергии, закон Гесса и закон Фурье.

Для учета изменения компонентного состава газа и сорбента в ходе процесса сухой сероочистки была разработана кинетическая многокомпонентная модель гетерогенных реакций, позволяющая с использованием, полученных в п.1 кинетических констант рассчитывать скорости химических реакций, пути протекания и взаимное конкурирование, и подавление химических реакций.

Для анализа литературных данных термодинамических расчетов цикла перспективной ПГУ с внутрицикловой газификацией кузнецкого угля с целью поиска оптимальной температуры блока сероочистки, при которой достигаются в совокупности максимальные значения КПД цикла, мощность и экономичность; а также, для анализа результатов кинетических расчетов реактора сухой сероочистки, с целью определения оптимальной температуры, при которой достигаются в совокупности максимальные значения глубины очистки, пропускной способности и экономичности использования сорбента; была разработана методика многофакторного анализа.

3) Для проверки адекватности результатов, получаемых в ходе использования газодинамической модели были проведены расчеты холодного стенда ЦКС ВТИ, по входным данным, описанным в литературных источниках. В ходе расчета сопоставлялись профили скоростей и концентраций частиц в подъемной шахте

стенда. Корректировка закона сопротивления частиц позволила добиться хорошей сходимости.

Для проверки адекватности результатов, получаемых в ходе совместного использования газодинамической, термодинамической и кинетической модели были проведены расчеты экспериментального стенда ТГ-анализатора кафедры ТЭС и стенда с ЦКС *DOE*. В ходе расчетов ТГ-анализатора производилась дополнительная калибровка пред-экспоненциального множителя для сопоставления первичных данных ТГ экспериментов. В ходе калибровки была достигнута хорошая сходимость с экспериментальными данными. При расчете ЦКС *DOE* использовались константы, откалиброванные на стенде ТГ-анализатора кафедры ТЭС. Результаты расчета ЦКС *DOE* показали хорошую сходимость с литературными данными.

4) Использование откалиброванных моделей позволило произвести расчеты и спрогнозировать условия протекания процесса в реакторе сухой сероочистки синтез-газа. Благодаря, разработанной методике многофакторного анализа удалось произвести сопоставление результатов многочисленных расчетных случаев.

Газодинамический расчет реактора сухой сероочистки показал, что эффективность работы циклона при выбранной компоновке составит 97 – 99 % при диаметре гранул сорбента 100 мкм. Рекомендуется последовательно установить еще один циклон для лучшего улавливания частиц, аналогично тому, как это организовано на стенде ЦКС *DOE*, это позволит снизить унос слоя из реактора.

По результатам многофакторного анализа было установлено, что обобщающая функция $g(t)$ при пропускании через реактор газов технологий *GE*, *KRW*, *TexA* и ДШ принимает значения в пределах от 0,07 до 0,08; а технологий *TexO* и ПШ в пределах от 0,04 до 0,05. Максимум обобщающей функции $g(t)$ для газа технологии *TexO* наблюдается при температуре 300 °С в то время, как для всех остальных газов эта температура составляет 350 °С. Наибольшее значение функции $g(t)$ получено при работе с газом технологии ДШ, наименьшие при работе с газом технологии *TexO* и ПШ. Исходя из полученных данных в состав технологи-

ческой схемы перспективной ПГУ с внутрицикловой газификации кузнецкого угля рекомендуется включать технологию ДШ.

МФА результатов кинетического расчета сероочистки перспективной ПГУ ВЦГ показал, что обобщающая функция $g(t)$ принимает максимальное значение при температуре 350 °С. МФА литературных данных о термодинамике цикла ПГУ ВЦГ показывает, что обобщающая функция $f(t)$ достигает своего максимума при температуре 450 °С.

Перспективы дальнейшей разработки темы исследования заключаются в совершенствовании физико-химической модели процесса сероочистки синтез-газа и основанной на ней методики расчета; углублении интеграции кинетической модели с методами вычислительной газодинамики; в разработке конструкций узлов системы сухой сероочистки синтез-газа, отработки модели на новых разрабатываемых сорбентах.

СПИСОК СОКРАЩЕНИЙ И УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ

$A(t, \tau, mf_{ZnO})$ – функция удельной площади поверхности ($\text{м}^2/\text{кг}$);

b_0 – размер щели стенда для изучения эффекта Коанда (м);

$C_{H_2S}^n$ – концентрация сероводорода ($\text{моль}/\text{м}^3$);

$C_b^{n_b}$ – концентрация компонента b в пористой частице ($\text{моль}/\text{м}^3$);

C_{b1}, C_{b2} – концентрации первого и второго компонента в реакции ($\text{моль}/\text{м}^3$);

C_{Bb} – концентрация компонента b в газе ($\text{моль}/\text{м}^3$);

D_s – диаметр навески (м);

D_{sh} – коэффициент диффузии пористой корки ($\text{м}^2/\text{с}$);

D – расстояние от отверстия сопла до стенки (м);

D_{pb} – коэффициент диффузии частицы для компонента b ($\text{м}^2/\text{с}$);

E_a – энергия активации ($\text{Дж}/\text{моль}$);

$f(t)$ – функция обобщающая результаты МФА термодинамики цикла ПГУ ВЦГ;

$F_{i,0}, X_{i,0}, SE_{i,0}$ – абсолютные значения пропускной способности ($1/\text{Па}$), глубины очистки и экономичности использования сорбента (с);

$F_{i,4}, X_{i,4}, SE_{i,4}$ – относительные значения пропускной способности, глубины очистки и экономичности использования сорбента;

$g(t)$ – функция обобщающая результаты кинетических расчетов реактора сухой сероочистки;

G – массовый расход ($\text{кг}/\text{с}$);

H_s – высота навески (м);

H_n – высотная отметка питателя (м);

k – константа скорости реакции ($\frac{\text{моль}^{1-n_M} \text{м}^{3n-2}}{\text{с}}$);

k_{so} – пред-экспоненциальный множитель ($\frac{\text{моль}^{1-n_M} \text{м}^{3n-2}}{\text{с}}$);

k_a – константа скорости реакции a ($\frac{\text{м}^{(2n_{b1}+3n_{b2}-2\Phi_1)}}{\text{моль}^{(n_{b1}+n_{b2}-1)} \cdot \text{ШТ}^{\Phi_1}}$);

M – молярная масса ($\text{кг}/\text{моль}$);

m – масса навески (кг);

m_p, m_g – масса частицы и масса зерна (кг);

mf_{ZnO} – массовая доля оксида цинка;

N_{gs} – количество зерен в навеске (шт.);

N_{gLR} – количество зерен вдоль радиуса частицы (шт.);

n_b – порядок реакции для компонента b ;

N_p – количество частиц (шт.);

N_{ab} – количество вещества компонента, участвующего в реакции a (моль);

O_{sh} – диффузионное сопротивление корки ($\text{м}^3/\text{с}$);

- O_{pb} – диффузионное сопротивление частицы для компонента b ($\text{м}^3/\text{с}$);
 p_o – давление в реакторе (Па);
 R_v – скорость реакции по объемной модели (моль/с);
 R_s – скорость реакции по поверхностной модели (моль/с);
 R_a – скорость реакции a (моль/с);
 r_p – радиус частицы (м);
 r_c – радиус ядра (м);
 r_c – радиус корки (м);
 r_x – координата радиуса частицы (м);
 S_l – площадь поверхности раздела фаз (м^2);
 S_b – площадь зерна, занимаемая компонентом b (м^2);
 S_g – площадь поверхности зерна (м^2);
 T – температура (К);
 t – температура ($^{\circ}\text{C}$);
 $t_{g.\text{max}}$ – температура, при которой достигается максимум функции g ($^{\circ}\text{C}$);
 $t_{f.\text{max}}$ – температура, при которой достигается максимум функции f ($^{\circ}\text{C}$);
 V_g – объем зерна (м^3);
 V_{cell} – объем расчетного элемента (м^3);
 ν_{of} – объемная доля твердой фазы;
 W_o – массовый расход испарения цинка ($\text{кг}/\text{с}$);
 X – степень конверсии;
 X_R – диаметр вихря в стенде изучения эффекта Коанда (м);
 $X_{\text{ш, м}}$ – ширина установки ЦКС ВТИ;
 $x_{\text{ш, м}}$ – координата по ширине установки ЦКС ВТИ;
 $\alpha_1, \beta_1, \beta_2$ – условные функции;
 δ_g – диаметр пор (м);
 ρ_g, ρ_b – плотность газа и истинная плотность компонента b ($\text{кг}/\text{м}^3$);
 ξ_{ab} – направление реакции a относительно компонента b : -1 – прямая реакция, 1 – обратная реакция;
 $\langle \lambda \rangle$ – длина свободного пробега молекулы (м);
 $\langle v \rangle$ – скорость молекулы (м/с);
 ν_{ab} – стехиометрический коэффициент перед компонентом b в реакции a ;
 τ – время (с);
 $\Delta\tau$ – временной шаг, с;
 Φ_1 – булево условие типа реакции: 0 для гомогенной, 1 – для гетерогенной;
 Φ_{ab0} – фильтр, вычеркивающий неактивный компонент b из реакции a ;

CFB – циркуляционный кипящий слой;
CFD – вычислительная газодинамика;
DOE – департамент министерства энергетики США;
GE – Дженерал электрик;
HGD – реактор сероочистки;
HGR – регенератор сорбента;
KRW – Келлог-Руст-Вестинхаус;
RTI – Research Triangle Institute (технопарк в Северной Каролине, США);
ВТИ – Всероссийский теплотехнический институт;
ГССО – горячая сухая сероочистка;
ПГУ-ВЦГ – парогазовая установка с внутрицикловой газификацией;
ТГА – термогравиметрический анализатор;
ХМСО – холодная мокрая сероочистка;
ЦКС – циркуляционный кипящий слой.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Woolcock P. J. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas / P. J. Woolcock, R. C. Brown // *Biomass and Bioenergy*. – 2013. – Vol. 52. – P. 54–84.
2. Muller M. Integration of hot gas cleaning at temperatures above the ash melting point in IGCC // *Fuel*. – 2013. – Vol. 108. – P. 37–41.
3. Тупоногов В.Г., Каграманов Ю.А., Лабинцев Е. С. Система очистки синтез-газа // Анализ технологических решений для ПГУ с внутрицикловой газификацией угля / под ред. А. Ф. Рыжкова. – Екатеринбург. - 2016. С. 416-461; 2,25 п.л. / 0,75 п.л.
4. Descamps, C. Efficiency of an Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) power plant including CO₂ removal / C. Descamps, C. Bouallou, M. Kanniche // *Energy*. – 2008. – Vol. 33, № 6. – P. 874 - 881.
5. Гартман В. Л. Динамика хемосорбции серы твердым поглотителем и ее применение для оптимизации промышленной сероочистки: дис. ... канд. техн. наук. – Москва, ОАО «Новомосковский институт азотной промышленности», 2000. – 111 с.
6. Giuffrida, A. CO₂ capture from air-blown gasification-based combined cycles / A. Giuffrida, M. C. Romano, G. Lozza // *Turbo Expo: Power for Land, Sea, and Air*. – American Society of Mechanical Engineers, 2012. – Vol. 44694. – P. 395 - 404.
7. Giuffrida, A.; Bonalumi, D.; Lozza, G. Amine-based post-combustion CO₂ capture in air-blown IGCC systems with cold and hot gas clean-up // *Applied Energy* – 2013. - №110. – P. 44 - 54.
8. Giuffrida, A. Thermodynamic assessment of IGCC power plants with hot fuel gas desulfurization / A. Giuffrida, M. C. Romano, G. G. Lozza // *Applied energy*. – 2010. – Vol. 87, № 11. – P. 3374 - 3383.
9. Giuffrida, A. Thermodynamic analysis of air-blown gasification for IGCC applications / A. Giuffrida, M. C. Romano, G. Lozza // *Applied energy*. – 2011. – Vol. 88, № 11. – P. 3949-3958.

10. Gangwal, S. K. Engineering evaluation of hot-gas desulfurization with sulfur recovery / S. K. Gangwal // Research Triangle Park. – North Carolina State University Raleigh, 1998. – 161 p.
11. Siriwardane R. 50-kWth methane/air chemical looping combustion tests with commercially prepared CuO-Fe₂O₃-alumina oxygen carrier with two different techniques / R. Siriwardane // Applied energy. – 2018. – Vol. 213. – P. 92 - 99.
12. Siriwardane, R. Durable zinc oxide-based regenerable sorbents for desulfurization of syngas in a fixed-bed reactor / R. Siriwardane. – National Energy Technology Laboratory, Morgantown, WV; Research Triangle Institute, PO Box 12194, Research Triangle Park, NC (US), 1998. – 13 p.
13. Frilund, C. Desulfurization of Biomass Syngas Using ZnO-Based Adsorbents: Long-Term Hydro-gen Sulfide Breakthrough Experiments / C. Frilund, P. Simell, N. Kaisalo, E. Kurkela, M.-L. Koskinen-Soivi // Energy Fuels. - 2020. - №34. - P. 3316–3325.
14. Kołodziejczak-Radzimska, A. Zinc Oxide—From Synthesis to Application / A. Kołodziejczak-Radzimska, T. Jesionowski // Materials . - 2014. - №7. - P. 2833 – 2881.
15. Stokov, A. A. Improving the efficiency of coal-gasification combined-cycle power plants by using natural chemisorbent for high-temperature desulfurization of the producer gas / A. A. Stokov, A. N. Epikhin, K. V. Timashkov, I. O. Krylov // Power Technology and Engineering. – 2016. – Vol. 4, № 50. – P. 419-423.
16. Ko, T.-H. High temperature removal of hydrogen sulfide using an N-150 sorbent / T. Ko, H. Chu, L. Chaung, T. Tseng // J. Hazard. Mater. - 2004. - №114. - P. 145–152.
17. Ko, T.-H. A study of Zn–Mn based sorbent for the high-temperature removal of H₂S from coal-derived gas / T.-H. Ko, H. Chu, Y.-J. Liou // J. Hazard. Mater. - 2007. - №147. - P. 334–341.
18. Krylov, O. Extending the range of manganese-containing raw materials by using oxide ores in heat-power generation and nanomaterial production / O. Krylov, T. I. Yushina, A. N. Epikhin // Gornyi Zh. – 2014. – Vol. 12. – P. 70-74.

19. Fenouil L.A. Removal of H₂S from coal gas using limestone: kinetic considerations / L. A. Fenouil, G. P. Towler, S. Linn // *II Ind. Eng. Chem. Res.* - 1994. - Т. 33, № 2 - С. 265-272.
20. Fenouil L.A. Study of calcium-based sorbents for high-temperature H₂S removal. 1. Kinetics of H₂S sorption by uncalcined limestone / L. A. Fenouil, S. Linn // *II Ind. Eng. Chem. Res.* - 1995. - Т. 34, № 7 - С.2324-2333.
21. Fenouil L.A. Study of calcium-based sorbents for high-temperature H₂S removal. 2. Kinetics of H₂S sorption by calcined limestone / L. A. Fenouil, S. Linn // *II Ind. Eng. Chem. Res.* - 1995. - Т. 34, № 7 - С. 2334-2342.
22. Dubinin, A. M. Two-zone air blow gas generator with fluidized bed / A. M. Dubinin, V. G. Tuponogov, A. F. Ryzhkov, Y. A. Kagramanov, E. S. Labintsev // *Bulletin of the Tomsk Polytechnic University, Geo Assets Engineering.* - 2015. - №326 (3). - Pp. 50-57; 1,08 п.л. / 0,54 п.л.
23. Dubinin, A. M. Air-based coal gasification in a two-chamber gas reactor with circulating fluidized bed / A. M. Dubinin, V. G. Tuponogov, Y. A. Kagramanov // *Thermal Engineering.* – 2017. – Vol. 64, № 1. – Pp. 46-52; 0,8 п.л. / 0,44 п.л.
24. Патент на полезную модель RU 167567 U1 Российская Федерация, МПК С10J 3/56. Газогенератор с псевдоожиженным слоем для воздушной газификации твердых топлив / В. Г. Тупоногов, А. М. Дубинин, Ю. А. Каграманов, С. А. Грицук, Е. С. Лабинцев; заявитель и патентообладатель Федеральное государственное автономное образовательное учреждение высшего образования «Уральский федеральный университет». – № 2015147131; заявл. 2.11.2015; опубл. 10.01.2017.
25. Nyashina G.S. Effects of plant additives on the concentration of sulfur and nitrogen oxides in the combustion products of coal-water slurries containing petrochemicals / G.S. Nyashina , G.V. Kuznetsov , P.A. Strizhak // *Environmental Pollution.* – 2020. – Vol. 258. – 113682.
26. Kuznetsov G.V. The ignition of the bio water-coal fuel particles based on coals of different degree metamorphism / G.V. Kuznetsov , D.Yu Malyshev , Zh.A. Kostoreva, S.V. Syrodoy, N. Yu. Gutareva // *Energy.* – 2020. – Vol. 201. –117701.

27. Зельвенский Я.Д. Очистка газов от органических сернистых соединений поглотителями на основе окиси цинка (Сообщение первое) / Я. Д. Зельвенский, С. Ю. Герчикова // Тр. ГИАП, вып. 2. - ГНТИХЛ-М.- Л., 1953. - С. 132-159.
28. Данциг Г.А. Получение и свойства активной окиси цинка для процессов очистки газов от сернистых соединений / Г. А. Данциг, З. М. Мосолова, М. Л. Данциг, Н. Ф. Воронцова, Г. А. Шаркин, Е. А. Боевская, Т. А. Кондрайденко, Ю. В. Фурмер // Ж. прикл. химии. - 1976 - №5 - С.965-969.
29. Данциг М.Л. Разработка промышленной технологии получения активной окиси цинка для производства сероочистных масс / М. Л. Данциг, Е. В. Турченинова, Г. А. Данциг, В. С. Соболевский, В. Н. Меньшов, В. В. Жаворонков, Т. А. Кондращенко, З. Е. Ермина // Хим. пром. -1980. - №8 - С.30-32.
30. Иконников В.Е. Опыт приготовления и промышленной эксплуатации окисноцинковых формованных поглотителей сернистых соединений / В. Е. Иконников, Л. И. Тительман, Г. А. Данциг, А. В. Обысов, М. Л. Данциг // Хим. пром. - 1983. - №9-С.25-28.
31. Данциг М.Л. Использование окисноцинковых отходов различных производств с повышенным содержанием сернистых веществ для получения сероочистных масс / М. Л. Данциг, Т. А. Кондращенко, Г. А. Данциг, З. Е. Ермина, Л. А. Глебова, И. В. Рыскина // Каталитические методы глубокого обессеривания газов с утилизацией серы и ее соединений: Тез. докл. Всес. совещания -Баку, 1984. - С.61-62.
32. Данциг Г.А., Греченко А. Н., Кондращенко Т. А., Данциг М. Л., Ермина З.Е. Термическая стабилизация активности цинксодержащих сероочистных масс / Г. А. Данциг, А. Н. Греченко, Т. А. Кондращенко, М. Л. Данциг, З. Е. Ермина // Ж. прикл. химии - 1988. - №7 - С. 1599-1602.
33. Кипнис М.А. Катализаторы сероочистки и паровой конверсии установок производства водорода / М. А. Кипнис, А. Ю. Калиневич, С. Н. Гончарук, В. Ф. Довганюк, Л. Г. Данилова // Нефтепереработка и нефтехимия - 1994. - № 5 - С. 12-15.
34. Данилова Л.Г. Опыт промышленного освоения производства серопоглотителя на основе оксида цинка / Л. Г. Данилова, М. А. Кипнис, А. Ю. Калиневич, В. Ф.

Довганюк, Ю. Н. Зеленцов, М. А. Порублев, Е. И. Бирюков // Нефтепереработка и нефтехимия - 1994. - № 5 - С. 17-19.

35. Бесков В.С. Моделирование процесса сероочистки на оксидоцикинковых поглотителях в производстве аммиака / В. С. Бесков, А. И. Кандыбин, Ю. В. Фурмер, О. И. Бруй, Ф. К. Жармаханбетов // Хим. пром. -1989 - № 3 - С.54- 56.

36. Carnell P.J.H. New fixed-bed absorbent for gas sweetening // Oil Gas J. - 1986. - № 84(33)-С. 59-62.

37. Carnell P.J.H. Gas sweetening with a new fixed-bed absorbent // Proc. Laurance Reid Gas Cond. 36th Conf. - 1986.- С.В1-В15.

38. United States Patent US005494.880A. Durable Zinc Oxide- Containing Sorbents for Coal Gas Desulfurization / R. V. Shiriwardane. The United States of America as represented by the United States Department of Energy. – Feb. 27, 1996.

39. United States Patent US005703003A. Durable Regenerable Sorbent Pellets For Removal of Hydrogen Sulfide from Coal Gas / R. V. Shiriwardane. The United States of America as represented by the United States Department of Energy. – Dec 30, 1997.

40. United States Patent US00525456A. Fluidizable Zinc Titanate Materials with High Chemical Reactivity and Attrition Resistance / R. P. Gupta, S. K. Gangwal, S. C. Jain. Research Triangle Institute, Research Triangle Park, N. C. – Oct. 19, 1993.

41. United States Patent US005972835A. Fluidizable Particulate Materials and Methods of Making Same / R. P. Gupta. Research Triangle Institute, Research Triangle Park, N. C. – Appl. No.: 08/711.877. Filed: Sep. 19, 1993. Date of Patent: Oct. 16, 1999.

42. United States Patent US006951635B2. Zinc Oxide-Based Sorbents and Processes for Preparing and Using Same/ S. K. Gangwal, B. S. Turk, R. P. Gupta. Research Triangle Institute, Research Triangle Park, N. C. – Appl. No.: 10/670.206. Filed: Sep. 26, 2003. Date of Patent: Oct. 4, 2005.

43. RTI Warm Syngas Cleanup Operational Testing at Tampa Electric Company's Polk 1 IGCC Site: Final Scientific: Technical Report / G. Howe [et al.]. – Pitts-burgh, PA, 2018. – 197 p.

44. Oki, Y. Development of high-efficiency oxy-fuel IGCC system / Y. Oki [et al.] // *Energy Procedia*. – 2014. – Vol. 63. – P. 471-475.
45. Zang, G. A Comparative Study of Biomass Integrated Gasification Com-bined Cycles with and without CO₂ capture / G. Zang, S. Tejasvi, A. Ratner // *International Journal of Greenhouse Gas Control*. – 2018. – Vol. 78. – P. 73-84.
46. Xia, Y. Simulating flame response to acoustic excitation for an industrial gas turbine combustor / Y. Xia [et al.] // *Proc. 24th Int. Congress Sound Vib.* – London, 2017. – P. 2241-2248.
47. Moioli, S. Pre-combustion CO₂ removal in IGCC plant by MDEA scrubbing: modifications to the process flowsheet for energy saving / S. Moioli [et al.] // *Energy Procedia*. – 2017. – Vol. 114. – P. 2136-2145.
48. Bodenstein, M. The mechanism of the metallurgical production of zinc / M. Bodenstein // *Trans. Am. Electrochem.* 1927. – Sot. 51. – P. 365-376.
49. Westmoreland, P. R. Comparative kinetics of high-temperature reaction between hydrogen sulfide and selected metal oxides / P. R. Westmoreland, J. B. Gibson, D. P. Harrison // *Environmental Science & Technology*. – 1977. – Vol. 11, № 5. – P. 488-491.
50. Gibson, J. B. reaction between hydrogen sulfide and spherical pellets of zinc oxide / J. B. Gibson, D. P. Harrison // *Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development*. – 1980. – Vol. 19, № 2. – P. 231-237.
51. Szekely J. A structural model for gas—solid reactions with a moving boundary / J. Szekely, J. W. Evans // *Chemical Engineering Science*. – 1970. – Vol. 25, № 6. – P. 1091-1107.
52. Ranade, P. V. The variable property grain model applied to the zinc oxide-hydrogen sulfide reaction / P. V. Ranade, D. P. Harrison // *Chemical Engineering Science*. – 1981. – Vol. 36, № 6. – P. 1079-1089.
53. Предводителей А.С. Горение углерода / А.С. Предводителей, Л.Н. Хитрин, О.А. Цуханова, Х.И. Колодцев, М.К. Гроздовский. – М.-Л.: Изд. АН СССР. – 1949. – 407 с.

54. Канторович Б.В. Основы теории горения и газификации твердого топлива / Б.В. Канторович. – М.: Издательство АН СССР, 1958. – 598 с.
55. Хитрин Л.Н. Физика горения и взрыва / Л.Н. Хитрин. – М.: Изд-во Московского ун-та, 1957. – 452 с.
56. Лавров Н.В. Физико-химические основы процесса горения топлива / Н.В. Лавров. – М.: Наука, 1971. – 275 с.
57. Кнорре Г.Ф. Теория топочных процессов / Г.Ф. Кнорре [и др.] – М.: Энергия, 1966. – 491 с.
58. Бабий В.И. Горение угольной пыли и расчет пылеугольного факела / В.И. Бабий, Ю.Ф. Куваев. – М.: Энергоатомиздат, 1986. – 208 с.
59. Виленский Т.Ф. Динамика горения пылевидного топлива / Т.Ф. Виленский, Д.М. Хзмалян. – М.: Энергия, 1977. – 248 с.
60. Основы практической теории горения: учебное пособие для вузов / В.В. Померанцев, К.М. Арефьев, Д.Б. Ахмедов и др.; под ред. В.В. Померанцева. – Л.: Энергоатомиздат, Ленингр. отд-ние, 1986. – 312 с.
61. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике / Д.А. Франк-Каменецкий. 3-е изд. – М.: Наука, 1987. – 502 с.
62. Зельдович Я.Б. К теории реакции на пористом или порошкообразном материале / Я.Б. Зельдович // Журнал физической химии. – 1939. – Т. 13. – Вып. 2. – С. 163–168.
63. Оренбах М.С. Реакционная поверхность при гетерогенном горении / М.С. Оренбах. – Новосибирск: Наука, 1973. – 201 с.
64. Швыдкий В.С. Математическая модель процесса обжига рудугольных окатышей на конвейерной машине / В.С. Швыдкий, Ю.Г. Ярошенко, Н.А. Спирин, В.В. Лавров // Известия высших учебных заведений. Черная металлургия. – 2017. – Т. 60. – № 4. – С. 329–335.
65. Швыдкий В.С. Моделирование процесса обжига металлизированных окатышей с учетом происходящих в них физико-химических превращений / В.С. Швыдкий,

- Ю.Г. Ярошенко, Н.А. Спирин, В.В. Лавров // Вестник Сибирского государственного индустриального университета. – 2018. – № 4. – С. 36–40.
66. Швыдкий В.С. Моделирование процесса обжига рудугольных окатышей на конвейерной машине / В.С. Швыдкий, Ю.Г. Ярошенко, Н.А. Спирин, В.В. Лавров // Вестник горно-металлургической секции российской академии естественных наук. Отделение металлургии. – 2018. – № 41. – С. 39–46.
67. Woods, M. C. Reaction kinetics and simulation models for novel high-temperature desulfurization sorbents / M. C. Woods. – Research Triangle Inst., Research Triangle Park, NC (USA); Louisiana State Univ., Baton Rouge (USA), 1989. – №. DOE/MC/24160-2671.
68. Lew, S. High temperature sulfidation and reduction of zinc titanate and zinc oxide sorbents / S. Lew. – Massachusetts Institute of Technology, 1990. – 263 p.
69. Hatunoglu, A. Deactivation Model Study of High Temperature H₂S Wet-Desulfurization by Using ZnO / A. Hatungolu, A. Dell’Era, L. Del Zotto, A. Di Carlo // Energies. - 2021. - №14. - С. 8019.
70. Gioia, F. Experimental study of the direct reduction of sinterized zinc oxide by hydrogen / F. Gioia, G. Mura, A. Viola // Chemical Engineering Science. – 1977. – Vol. 32, № 11. – P. 1401-1409.
71. Grunze, M. Vacuum microbalance investigations on heterogeneous surface reaction mechanisms / M. Grunze, W. Hirschwald // Journal of Vacuum Science and Technology. – 1974. – Vol. 11, № 1. – P. 424-428.
72. Guger, C. E. Kinetics of zinc oxide reduction with carbon monoxide / C. E. Guger, F. S. Manning // Metallurgical and materials transactions B. – 1971. – Vol. 2, № 11. – P. 3083-3090.
73. Lew, S. The reduction of zinc titanate and zinc oxide solids / S. Lew, A. F. Sarofim, M. Flytzani-Stephanopoulos // Chemical engineering science. – 1992. – Vol. 47, № 6. – P. 1421-1431.

74. Steinfeld, A. Solar thermal production of zinc and syngas via combined ZnO-reduction and CH₄-reforming processes / A. Steinfeld [et al.] // International Journal of Hydrogen Energy. – 1995. – Vol. 20, № 10. – P. 793-804.
75. Ebrahim, H. A. Kinetic study of zinc oxide reduction by methane / H. A. Ebrahim, E. Jamshidi // Chemical Engineering Research and Design. – 2001. – Vol. 79, № 1. – P. 62-70.
76. Kim, B. S. A kinetic study of the carbothermic reduction of zinc oxide with various additives / B. S. Kim [et al.] // Materials transactions. – 2006. – Vol. 47, № 9. – P. 2421-2426.
77. Berman, A. The kinetic model for carboreduction of zinc oxide / A. Berman, M. Epstein // Le Journal de Physique IV. – 1999. – Vol. 9, № 3. – P. 3-319.
78. Stephanopoulos, M. F. High-Temperature H₂S Removal from Fuel Gases by Regenerable Zinc Oxide-Titanium Dioxide Sorbents / M. F. Stephanopoulos [et al.] // Ind. Eng. Chem. Res. – 1989. – Vol. 28. – P. 535-541.
79. Turton, R. Evaluation of zinc oxide sorbents in a pilot-scale transport reactor: sulfidation kinetics and reactor modeling / R. Turton [et al.] // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2004. – Vol. 43, № 5. – P. 1235-1243.
80. Sohn, H. Y. Successive gas-solid reactions in a porous pellet: Application to the reaction of metal sulfides in the presence of lime / H. Y. Sohn, K. Rajamani // Chemical Engineering Science. – 1977. – Vol. 32, № 9. – P. 1093-1101.
81. Rajamani, K. and sulfur fixation in the reduction or oxidation of metal sulfides mixed with lime / K. Rajamani, H. Y. Sohn // Metallurgical Transactions B. – 1983. – Vol. 14, № 2. – P. 175-180.
82. Sohn, H. Y. Successive gas-solid reaction model for the hydrogen reduction of cuprous sulfide in the presence of lime / H. Y. Sohn, S. Won // Metallurgical Transactions B. – 1985. – Vol. 16, № 3. – P. 645-661.
83. Bin Chung, J. Desulfurization of H₂S using cobalt-containing sorbents at low temperatures / J. S. Chung // Chem. Eng. Sci. - 2005. - №60. - P. 1515–1523

84. Fahim, M. A. Gas-solid reactions I: A grain-cell model for complex reactions / M. A. Fahim, N. Wakao, J. D. Ford // *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. – 1978. – Vol. 56, № 6. – P. 725-729.
85. International Conference on Circulating Fluidized Beds and Fluidization Technology – CFB-10 / T. M. Knowlton. – Sunriver Resort Sunriver, Oregon, USA, 2011. – 832 p.
86. Monazam, E. R. Fuel gas clean-up in a transport reactor: Model development and analysis / E. R. Monazam, L. J. Shadle // *International Conference on Fluidized Bed Combustion*. – 2005. – Vol. 41839. – P. 409-416.
87. Wijayanto, R. M. CFD simulation of circulating fluidized bed boiler 30 MW: Effect of primary and secondary air distribution on fluidization behavior / R. M. Wijayanto [et al.] // *AIP Conference Proceedings*. – AIP Publishing LLC, 2018. – Vol. 1983, № 1. – P. 020018.
88. Koksharev, O. 3D CFD simulation of aerodynamics of a 406 MW [t] CFB boiler / O. Koksharev, A. V. Gil, V. M. Lebedev // *MATEC Web of Conferences*. Vol. 110: Heat and Mass Transfer in the Thermal Control System of Technical and Technological Energy Equipment (HMTTSC 2017). – 2017. – Vol. 1102017. – P. 1041.
89. Parvaz, F. Numerical investigation of effects of inner cone on flow field, performance and erosion rate of cyclone separators / F. Parvaz [et al.] // *Separation and Purification Technology*. – 2018. – Vol. 201. – P. 223-237.
90. Wang, Q. Application of CPFD method in the simulation of a circulating fluidized bed with a loop seal Part II–Investigation of solids circulation / Q Wang. [et al.] // *Powder technology*. – 2014. – Vol. 253. – P. 822-828.
91. Gong, Y. Corrosion evaluation of one dry desulfurization equipment–Circulating fluidized bed boiler / Y. Gong, Z. G. Yang // *Materials & Design*. – 2011. – Vol. 32, № 2. – P. 671-681.
92. Yang, C. Study on Powder Coke Combustion and Pollution Emission Characteristics of Fluidized Bed Boilers / C. Yang [et al.] // *Energies*. – 2019. – Vol. 12, № 8. – P. 1424-1441.

93. Yang, W. C. Particle characterization and dynamics / W. C. Yang // Handbook of Fluidization and fluid-particle systems. – Marcel Dekker, Inc., 2003. – P. 12-38.
94. Tampa Electric Company Polk Power Station Unit No. 1 Preliminary Public Design Report: Topical Report for U.S. Department of Energy. – Tampa, Florida, 1994. – 146 p.
95. Pinon Pine IGCC Power Project A DOE Assessment: Topical Report for U.S. Department of Energy. – Morgantown, WV, 2003. – 39 p.
96. Li, T. MFIX simulation of NETL/PSRI challenge problem of circulating fluidized bed / T. Li, J. F. Dietiker, M. Shahnam // Chemical engineering science. – 2012. – Vol. 84. – P. 746-760.
97. Breault, R.W. Handbook of Chemical Looping Technology / R.W. Breault. – Wiley & Sons, 2019. – 475 p.
98. Ghadirian, E. CFD simulation of gas and particle flow and a carbon capture process using a circulating fluidized bed (CFB) reacting loop / E. Ghadirian, J. Abbasian, H. Arastoopour // Powder Technology. – 2019. – Vol. 344. – P. 27-35.
99. Sofekun, O. A. High-temperature oxidation of zinc sulfide: Kinetic modeling under conditions of strict kinetic control / O. A. Sofekun, L. K. Doraiswamy // Industrial & engineering chemistry research. – 1996. – Vol. 35, № 9. – P. 3163-3170.
100. Basu, P. An analysis of loop seal operations in a circulating fluidized bed / P. Basu, L. Cheng // Chemical Engineering Research and Design. – 2000. – Vol. 78, № 7. – P. 991-998.
101. Ng, K. S. Decarbonised coal energy system advancement through CO₂ utilization and polygeneration / K. S. Ng, N. Zhang, J. Sadhukhan // Clean Technologies and Environmental Policy. – 2012. – Vol. 14, № 3. – P. 443-451.
102. Chiesa P. Predicting the ultimate performance of advanced power cycles based on very high temperature gas turbine engines / P. Chiesa [et al.] // Turbo Expo: Power for Land, Sea, and Air. – American Society of Mechanical Engineers, 1993. – Vol. 78903. – P. V03AT15A074.

103. Konttinen, J. T. Modeling of sulfided zinc titanate regeneration in a fluidized bed reactor. 2. Scale-up of the solid conversion model / J. T. Konttinen, C. A. P. Zevenhoven, M. M. Hupa // *Industrial & engineering chemistry research*. – 1997. – Vol. 36, № 12. – P. 5439-5446.
104. Settino, J. Model of a Chemical Looping Process for Hot Gas Desulfurization in Power Plants / J. Settino // *Energy Procedia*. – 2015. – Vol. 82. – P. 908-914.
105. Monazam, E. R. Analysis of the acceleration region in a CFB riser operating above fast fluidization velocities / E. R. Monazam, L. J. Shadle // *Industrial & Engineering Chemistry Research*. – 2008. – Vol. 48, № 21.
106. Monazam, E. R. Modeling and analysis of S-sorption with ZnO in a transport reactor / E. R. Monazam, L. J. Shadle, D. A. Berry // *Chemical engineering science*. – 2008. – Vol. 63, № 10. – P. 2614-2623.
107. Cai, R. Experimental research on the unstable performances of parallel external loops in the circulating fluidized bed / R. Cai [et al.] // *Chemical Engineering Research and Design*. – 2018. – Vol. 139. – P. 1-11.
108. Рябов, Г. А. Научное обоснование использования технологии сжигания твёрдых топлив в циркулирующем кипящем слое: дис. ... доктора технических наук: 05.14.14 / Рябов Георгий Александрович; [Место защиты: Всерос. теплотехн. науч.-исслед. ин-т (ВТИ)]. – Москва, 2016. – 291 с.
109. Liu, Y. CFD modeling of bubbling fluidized beds using OpenFOAM®: Model validation and comparison of TVD differencing schemes / Y. Liu, O. Hinrichsen // *Computers & chemical engineering*. – 2014. – Vol. 69. – P. 75-88.
110. Nikku, M. Comparison of solid phase closure models in Eulerian-Eulerian simulations of a circulating fluidized bed riser / M. [Nikku et al.] // *12th International Conference on Fluidized Bed Technology*. – Poland, 2018. – P. 337-344.
111. Chen, C. CPFD simulation of circulating fluidized bed risers / C. Chen [et al.] // *Powder technology*. – 2013. – Vol. 235. – P. 238-247.

112. Irfan, M. A front tracking method for particle-resolved simulation of evaporation and combustion of a fuel droplet / M. Irfan, M. Muradoglu // *Computers & Fluids*. – 2018. – Vol. 174. – P. 283-299.
113. Mohammadi, N.; Khani, H.; Gupta, V.K.; Amereh, E.; Agarwal, S. Adsorption process of methyl orange dye onto mesoporous carbon material–kinetic and thermodynamic studies // *J. Colloid Interface Sci.* - 2011. - №362. - C. 457-562.
114. Diehm, C. Spatial resolution of species and temperature profiles in catalytic reactors: in situ sampling techniques and CFD modeling / C. Diehm [et al.] // *Advances in Chemical Engineering*. – Academic Press, 2014. – Vol. 45. – P. 41-95.
115. Karadeniz, H. Numerical modeling of stagnation-flows on porous catalytic surfaces: CO oxidation on Rh/Al₂O₃ / H. Karadeniz [et al.] // *Chemical Engineering Science*. – 2013. – Vol. 104. – P. 899-907.
116. Karakaya, C. Surface reaction kinetics of the oxidation and reforming of propane over Rh/Al₂O₃ catalysts / C. Karakaya, H. Karadeniz, L. Maier, O. Deutschmann // *Chem. Cat. Chem.* - Vol. 9, №4. – P. 685-695.
117. Liu, G. R. Meshfree methods: moving beyond the finite element method / G. R. Liu. – Taylor & Francis, 2009. – 693 p.
118. Xu, J. Virtual process engineering on a three-dimensional circulating fluidized bed with multiscale parallel computation / J. Xu [et al.] // *Journal of Advanced Manufacturing and Processing*. – 2019. – Vol. 1, № 1-2. – P. e10014.
119. Wang, L. Lattice Boltzmann based discrete simulation for gas–solid fluidization / L. Wang [et al.] // *Chemical engineering science*. – 2013. – Vol. 101. – P. 228-239.
120. Andrews, M. J. The multiphase particle-in-cell (MP-PIC) method for dense particulate flows / M. J. Andrews, P. J. O'Rourke // *International Journal of Multiphase Flow*. – 1996. – Vol. 22, № 2. – P. 379-402.
121. Khan, M. J. H. CFD simulation of fluidized bed reactors for polyolefin production–A review / M. J. H. Khan [et al.] // *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*. – 2014. – Vol. 20, № 6. – P. 3919-3946.

122. Каграманов Ю.А. Оценка концентрации оксидов азота на выходе из камеры сгорания модельной газовой турбины / Ю. А. Каграманов, В. Г. Тупоногов, А. Ф. Рыжков, У. В. Жижина, В. В. Назарова // Вестник Южно-Уральского государственного университета. Серия: Энергетика - 2020. - №3. - С. 17-25; 0,8 п.л. / 0,7 п.л.
123. Kagramanov, Y. A. Multiple Gas-Solid Reactions in a Porous Sorbent Applied to Warm Gas Desulfurization / Y. A. Kagramanov, V. G. Tuponogov, A. F. Ryzhkov, A. D. Nikitin // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2020. – Pp. 12943 – 12954; 0,95 п.л. / 0,85 п.л.
124. Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов / О. Левеншпиль. пер. с англ. – М.: Химия, 1969. – 624 с.
125. Matsson, J. E. An Introduction to SolidWorks Flow Simulation 2019 / J. E. Matsson. – SDC publications, 2019. – 331 p.
126. Никитин А.Д. Влияние водяного пара на физико-химические процессы в парогазовой установке с внутрицикловой газификацией твердого топлива: дисс. канд. техн. наук. – Екатеринбург, ФГАОУ «Уральский федеральный университет им. первого Президента России Б. Н. Ельцина», 2021. – 196 с.
127. Rezende, C. P. Influence of drying on the characteristics of zinc oxide nanoparticles / C. P. Rezende, J. B. Da Silva, N. D. S. Mohallem // Brazilian Journal of Physics. – 2009. – Vol. 39, № 1A. – P. 248-251.
128. Gao, H. Growth of novel ZnO nanohelices modified by SiO₂-sheathed ZnO discs / H. Gao [et al.] // Nanotechnology. – 2007. – Vol. 18, № 6. – P. 065601-065605.
129. Kagramanov, Y. A. Influence of the coal-derived synthesis gas composition on the thermal stability of ZnO sorbents in the desulfurization process / Y. A. Kagramanov, A. F. Ryzhkov, V. G. Tuponogov, A. D. Nikitin // Journal of Physics: Conference Series. – 2019. – Vol. 1369, № 1. – 012030; 0,37 п.л. / 0,28 п.л.
130. Каграманов Ю. А. Исследование кинетических характеристик сорбента для горячей сероочистки синтез-газов / Ю. А. Каграманов, А. Ф. Рыжков, В. Г. Тупо-

ногов // Наука. Технологии. Инновации. - Новосибирск: НГТУ, 2016. - С. 233-235; 0,6 п.л. / 0,5 п.л.

131. Kagramanov, Y. A. Syngas clean-up system kinetics investigation / Y. A. Kagramanov, V. G. Tuponogov, P. V. Osipov, A. F. Ryzhkov // Thermal Science. – 2018. – Vol. 22, № 1 Part B. – Pp. 699 – 707; 0.73 п.л. / 0.7 п.л.

132. Kagramanov, Y. A. Analytical modeling of hot gas clean up reactor / Y. A. Kagramanov, V. G. Tuponogov, A. F. Ryzhkov, P. V. Osipov // Journal of Physics: Conference series. 3rd All Russian Scientific Conference Thermophysics and Physical Hydrodynamics with the School of Young Scientists: ТРН. – 2018. – Vol. 1128. – 012066; 0,32 п.л. / 0,28 п.л.

133. Каграманов Ю.А. Моделирование мультиреакционной горячей сероочистки синтез-газа / Ю. А. Каграманов, В. Г. Тупоногов, А. Ф. Рыжков, Я. О. Морозов // Современные проблемы теплофизики и энергетики. Материалы III международной конференции. - Москва: 2020. - С. 560-561; 0.5 п.л. / 0,27 п.л.

134. Kagramanov, Y. A. Determining kinetic constants for reactions of zinc oxide sorbents with syngas components / Y. A. Kagramanov, A. F. Ryzhkov, V. G. Tuponogov, A. D. Nikitin // Journal of Physics: Conference Series. – 2019. – Vol. 1359, № 1 – 012091; 0.35 п.л. / 0,3 п.л. (*Scopus*).

135. Каграманов Ю.А. Моделирование поглощения сероводорода оксидом цинка / Ю. А. Каграманов, В. Г. Тупоногов, А. Ф. Рыжков, Е. В. Черепанова, Е. С. Лабинцев, М. И. Ершов // Сборник тезисов докладов и сообщений XV Минского международного форума по тепло- и массообмену, 23-26 мая 2016 г., Минск: изд. НАН Беларуси, т.2 с. 83-87; 0,7 п.л. / 0,6 п.л.

136. Morozov I. O. Modeling of a syngas solid-sorbent desulfurization reactor / U. V. Zhizhina, Y. A. Kagramanov, V. G. Tuponogov, A. F. Ryzhkov // AIP Conference Proceedings 2466. - American Institute of Physics, 2022. - Pp. 25-30; 0,45 п.л. / 0,23 п.л. (*Scopus*).

137. Каграманов Ю.А. Кинетика взаимодействия сорбентов на основе оксида цинка с компонентами синтез-газа / Ю. А. Каграманов, Я. О. Морозов, У. В. Жи-

- жина, В. Г. Тупоногов, А. Ф. Рыжков // Физика. Технологии. Инновации. ФТИ-2020. тезисы докладов VII Международной молодежной научной конференции, посвященной 100-летию Уральского федерального университета. - Екатеринбург: 2020. - С. 698-699; 0,53 п.л. / 0,27 п.л.
138. Каграманов Ю.А. Разработка системы глубокой сероочистки синтез-газов / Ю. А. Каграманов, В. Г. Тупоногов, А. Ф. Рыжков // Вестник Южно-Уральского государственного университета. Серия: Энергетика. - 2016. - №4. - С. 5-11; 0,75 п.л. / 0,48 п.л.
139. Каграманов Ю.А. Численное исследование работы системы горячей сероочистки синтез-газа / Ю. А. Каграманов, Е. К. Киктев, В. Г. Тупоногов, А. Ф. Рыжков // Теплотехника и информатика в образовании, науке и производстве. Сборник докладов VII Всероссийской научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых учёных (ТИМ'2018) с международным участием. - Екатеринбург: УрФУ, 2018. - С. 127-132; 0,49 п.л. / 0,4 п.л.
140. Елькин А. Б. Выбор и расчет средств очистки газов: Методические указания для практических работ по дисциплине "Экология" / А. Б. Елькин. – НГТУ, 2005. – 12 с.
141. Busch, A. Influence of drying on the characteristics of zinc oxide nanoparticles / A. Busch, S. T. Johansen // Powder Technology – 2020. – № 364 – P. 429 – 456.
142. Schaeffer, D. Instability in the Evolution Equations Describing Incompressible Granular Flow / D. G. Schaeffer // J. Diff. Eq. – 1987. – № 66. – P. 19–50.
143. Cross, M. Rheology of non-Newtonian fluids: a new flow equation for pseudo-plastic systems / M. M. Cross // J. Colloid Sci. – 1965. – № 20 (5). – P. 417–437.
144. Bourque, C. Reattachment of a two-dimensional, incompressible jet to an adjacent flat plate / C. Bourque // Aeronautical quarterly. – 1960. – № 11. – P. 201 – 232.
145. Созонов Н. А. Горизонтальные факельные установки ООО ТюменНИИгипрогаз / Н. А. Созонов, А. В. Белобородов, Д. В. Теньковский // Экология. – 2014. – №1. – С. 90 – 91.

146. Abaimov, N. Investigation of hydrodynamic features in two-stage steamair blown entrained flow gasifier / N. A. Abaimov, E. B. Butakov, A. P. Burdukov, A. F. Ryzhkov // IOP Conf. Series: Journal of Physics: Conf. Series. – 2019. – №1261. – 012091.
147. Ohmura, T. Flow Characteristics of Two-Dimensional Supersonic Under-Expanded Coanda-Reattached Jet / T. Ohmura, T. Shakouchi, S. Fukushima, K. Tsujimoto // Journal of Flow Control, Measurement & Visualization. – 2021. – № 9. – P. 1 – 14.
148. Чжен, П. Отрывные течения / П. К. Чжен. пер. с англ. – М.: Мир, 1972. – 300 с.
149. Войтенко, Д. М. Обтекание цилиндрического препятствия на пластине сверхзвуковым потоком газа / Д. М. Войтенко, А. И. Зубков, Ю. А. Панов // Известия Российской академии наук. Механика жидкости и газа. – 1966. – №1. – с. 121.
150. Тетерин М. П. Исследование течения газа в области падения скачка уплотнения на цилиндр, обтекаемый потоком большой сверхзвуковой скорости / М. П. Тетерин // Изв. АН СССР МЖГ. – 1967. – №2.
151. Дергунов И. М. Результаты тестирования программы FlowVision на десяти валидационных примерах // И. М. Дергунов / ООО КАЕ Эксперт – М.: 2022, 39 с.
152. Тупоногов В. Г. Равномерность псевдооживления и пульсации давления в аппаратах с колпачковыми решетками: дис. ... канд. техн. наук. – Свердловск, Уральский Ордена Трудового Красного Знамени Политехнический Институт им. С. М. Кирова, 1983. – 195 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ 1. СПРАВКА О ВОЗМОЖНОСТИ РЕАЛИЗАЦИИ РЕЗУЛЬТАТОВ ДИССЕРТАЦИОННОЙ РАБОТЫ



юридический адрес: 620144 Российская Федерация, г. Екатеринбург, ул. Фурманова, д. 109-507
 почтовый адрес: 620144 Российская Федерация, г. Екатеринбург, ул. Фурманова, д. 109-507
 тел. /343/ 243 59 18; ИНН 6673246746; КПП 667301001; БИК 046577674
 р/счет 40702810216300078934 в Уральский банк СБ РФ г. Екатеринбург ; к/счет 30101810500000000674

«07» ноября 2017г. № 6

СПРАВКА

о возможности реализации результатов диссертационной работы Каграманова Ю.А.

«Разработка системы сухой высокотемпературной сероочистки синтез газа»

В диссертационной работе Каграманова Юрия Александровича, посвященной компьютерному моделированию гидродинамических режимов химических реакторов горячей сероочистки синтез-газа, рассмотрена задача исследования поглощения сероводорода оксидом цинка в многофазном дисперсном потоке с выделением характерных режимов и определением кинетических характеристик процесса. Автором на основе экспериментальных исследований, проведенных методом термогравиметрического анализа, разработана методика реактора и регенератора системы сухой сероочистки синтез-газа. В работе показано влияние расходов очищаемого газа, концентрации сероводорода в очищаемом газе, размеров частиц сорбентов, типов сорбентов и БЕТ площади поверхности сорбентов на рабочие характеристики системы очистки: концентрацию сероводорода на выходе из реактора, концентрацию двуокиси серы на выходе из регенератора, температуры в реакционных зонах адсорбера и регенератора, температуры стенок, температуры охлаждающего теплоносителя, расход сорбента, градиенты температур, давлений, скоростей в объеме реактора.

Результаты диссертации расширяют область научных знаний, касающихся систем горячей сероочистки синтез-газов. Полученные данные могут послужить основой для уточнения инженерных методик расчета и проектирования тепломассообменного оборудования и моделирования таких устройств с помощью специализированных пакетов, на основании полученных автором данных.

Основные результаты диссертационной работы Каграманова Ю.А. планируется использовать при разработке блока горячей сухой сероочистки топливного газа путевого топливного подогревателя.

Генеральный директор



С.Г. Бабин

ПРИЛОЖЕНИЕ 2. Результаты анализа пористости и удельной площади поверхности сорбента

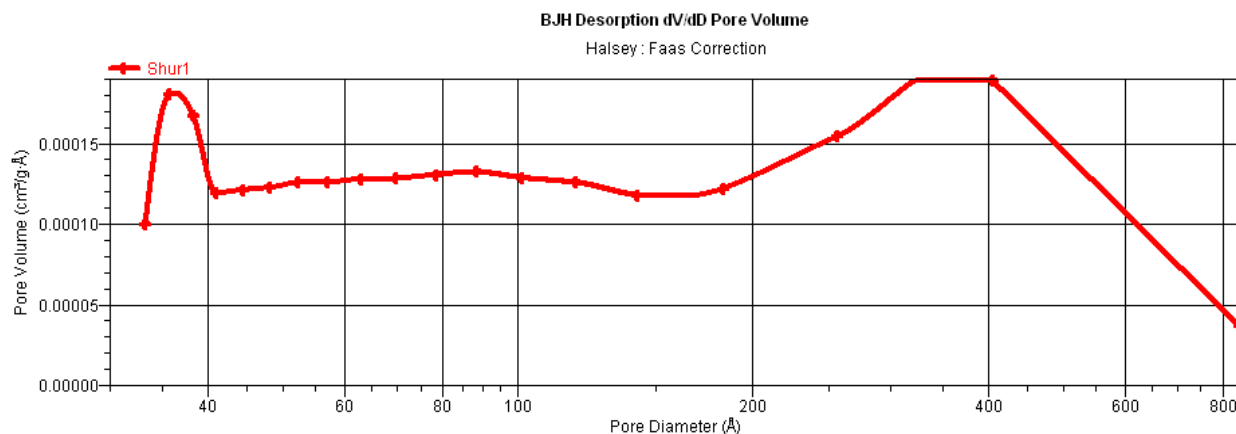


Рисунок П2.1 – ДКР пор по размерам

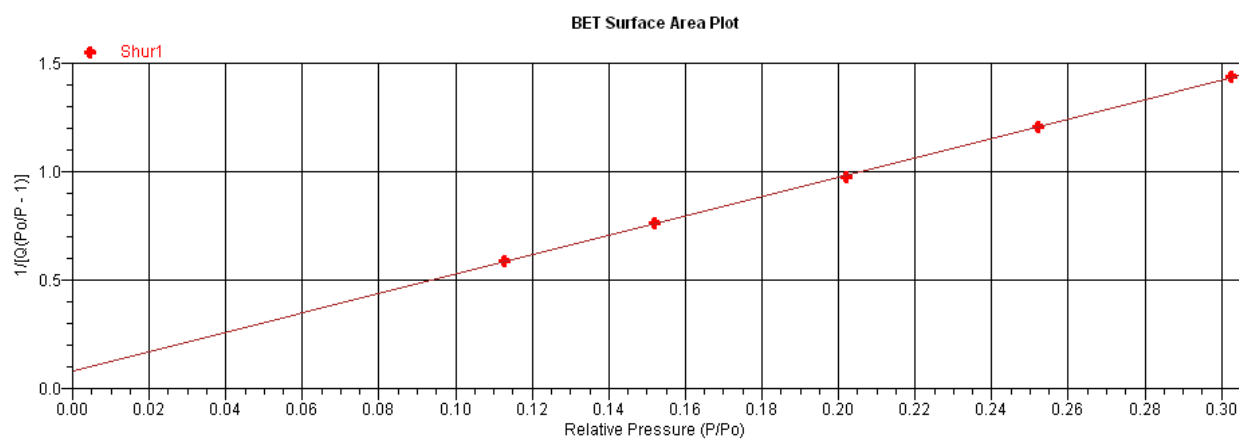


Рис. П2.2 – Изотерма БЭТ

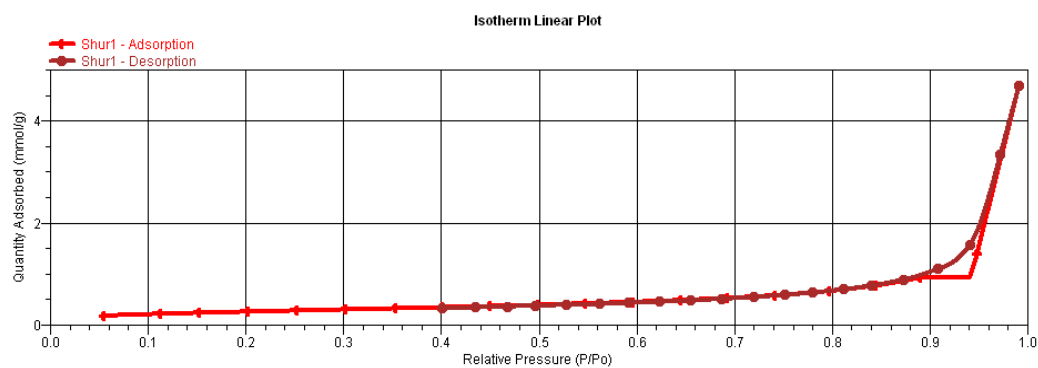


Рис. П2.3 – Изотерма сорбции

ПРИЛОЖЕНИЕ 3. ОБЪЕМНАЯ КИНЕТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ

В приложении описана объемная модель для расчета скорости реакций. Процесс конверсии частицы сорбента на основе оксида цинка представлялся одноступенчатым, в виде гетерогенной реакции поглощения сероводорода оксидом цинка, в результате которой образуется водяной пар и сульфид цинка:



Реакция происходит во всем объеме цилиндрической навески и продолжается до тех пор, пока весь оксид цинка не преобразуется в сульфид (сопротивление сульфида цинка проникновению сероводорода в зону оксида цинка не учитывается). В этом случае уравнение Аррениуса записывается в виде:

$$R_V = \frac{dm}{d\tau \cdot C_{\text{H}_2\text{S}}^n \cdot \text{vol} \cdot \frac{\pi}{4} D_S^2 H_S} = \frac{1}{1-X} \cdot \frac{dX}{d\tau} = k_{so} \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{R \cdot T}\right) \quad (\text{П3.2})$$

или

$$k = \frac{R_V}{C_{\text{H}_2\text{S}}^n} \quad (\text{П3.3})$$

Выражение (3.2) представляет собой закон действующих масс для гетерогенной системы, без учета площади поверхности раздела фаз.

Определение констант производится путем линеаризации уравнения Аррениуса для константы скорости реакции, в ходе которой уравнение приводится к виду

$$\ln(k) = \ln(k_{so}) + \left(-\frac{E_a}{R}\right) \frac{1}{T} \quad (\text{П3.4})$$

откуда частотный фактор и энергия активации могут быть выражены через коэффициенты аппроксимационной прямой ($y = ax + b$) a и b

$$k_{so} = \exp(b) \quad (\text{П3.5})$$

$$E_a = -a \cdot R \quad (\text{П3.6})$$

ПРИЛОЖЕНИЕ 4. МОДЕЛЬ СЯГИВАЮЩЕГОСЯ ЯДРА

В приложении представлен вывод модели стягивающегося ядра. При использовании методов компьютерного моделирования поток частиц можно задать в виде объема (в Лагранжевых координатах) неопределенной формы, который способен меняться в каждый момент времени в зависимости от связанных параметров, таких как скорости, давления, плотности и пр.

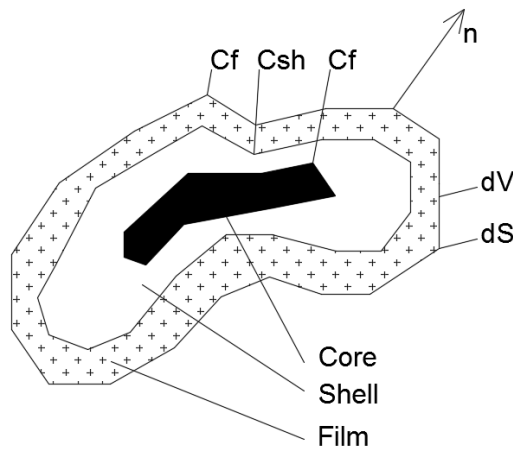


Рисунок П3.1 – Схема модели стягивающегося ядра для объема неопределенной формы

Для описания модели стягивающегося ядра для объема неопределенной формы представим элементарный объем dV пространства (в Эйлеровых координатах) с внешней нормалью \vec{n} , объем ограничивается от остального пространства элементарной поверхностью dS .

Введем вектор $d\vec{f} = \vec{n}dS$

Поток количества вещества через слой продуктов (Film) описывается, как

$$R_{Diff}^g = \oint D_g grad(C) d\vec{f} = \int D_g div(grad(C)) dV \quad (\text{П4.1})$$

Поток количества вещества через пористый слой (Shell) описывается, как

$$R_{Diff}^{sh} = \oint D_{sh} grad(C) d\vec{f} = \int D_{sh} div(grad(C)) dV \quad (\text{П4.2})$$

Поток количества вещества при химическом взаимодействии с поверхностью ядра (Core) описывается, как

$$R_{Diff}^c = k \cdot [C_c] \quad (\text{П4.3})$$

Поток количества вещества за счет адвекции

$$R_{adv} = \frac{1}{M_{H_2S}} \oint \rho \cdot \vec{v} d\vec{f} = \frac{1}{M_{H_2S}} \int \text{div}(\rho \cdot \vec{v}) dV \quad (\text{П4.4})$$

Общий поток вещества, уносимый из расчетного объема

$$R_o = -\frac{\partial}{\partial \tau} \int \rho dV \quad (\text{П4.5})$$

Учитывая, что

$$R_{Diff}^g = R_{Diff}^{sh} = R^c, \text{ и } R_{Diff}^g + R_{adv} = R_o$$

получаем систему уравнений

$$\begin{cases} \frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{1}{M_{H_2S}} \text{div}(\rho \cdot \vec{v}) + D_g \cdot \text{div}(\text{grad}(c)) = 0 \\ \frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{1}{M_{H_2S}} \text{div}(\rho \cdot \vec{v}) + D_{sh} \cdot \text{div}(\text{grad}(c)) = 0 \\ \frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \frac{1}{M_{H_2S}} \text{div}(\rho \cdot \vec{v}) + k \cdot [C_c] = 0 \end{cases} \quad (\text{П4.6})$$

описывающую закон сохранения массы с учетом адвекции, кинетики и диффузионных сопротивлений пористого тела и пленки продуктов реакции.

Следует отметить, что

$$\rho = \rho_n = vof \cdot \rho_o = vof(1 - \varepsilon_n)\rho_n \quad (\text{П4.7})$$

ρ_n -насыпная плотность

vof – объемная доля твердой фазы

ε_n - пористость

ρ_n - истинная плотность

Система (Г.6) может быть введена в состав системы уравнений движения сжимаемой вязкой жидкости при компьютерном моделировании реакторов серочистки и регенерации сорбента.

Теперь рассмотрим более частный случай, тело шарообразной формы.

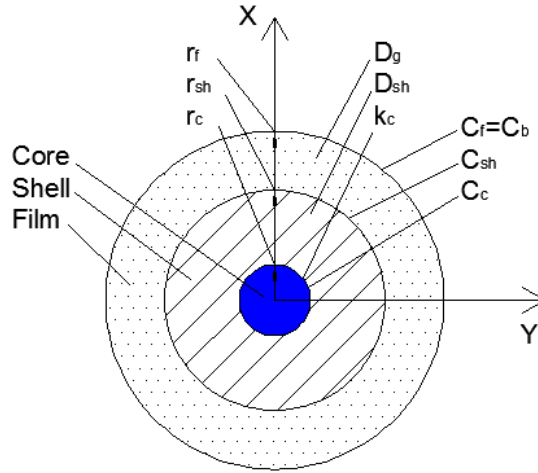


Рисунок В.2 – Схема модели стягивающегося ядра для сферы

Для тела шарообразной формы поток количества вещества при малом изменении концентрации и при малой толщине пленки продуктов реакции может быть записан, как

$$dR = \frac{1}{dV} D_g \frac{d[C]}{dx} 4\pi \cdot X^2$$

преобразуя

$$dR dV \frac{dx}{4\pi \cdot X^2} = D_g d[C]$$

получаем зависимость в алгебраической форме

$$R = D_g \frac{4\pi}{\frac{1}{r_{sh}} - \frac{1}{r_f}} ([C_f] - [C_{sh}]) \frac{1}{(V_f - V_{sh})}$$

$$= 4\pi D_g \frac{r_{sh}(r_{sh} + \delta_f)}{\delta_f} \frac{3}{4\pi} \frac{1}{((r_{sh} + \delta_f)^3 - r_{sh}^3)} ([C_f] - [C_{sh}]) \quad (\text{П4.8})$$

Запишем (П.8) в иной форме:

$$R = \frac{1}{R_f} ([C_f] - [C_{sh}]) \quad (\text{П4.9a})$$

$$R_f = \frac{1}{3 \cdot D_g} \left((r_{sh} + \delta_f)^3 - r_{sh}^3 \right) \frac{\delta_f}{r_{sh}(r_{sh} + \delta_f)} \quad (\text{П4.9б})$$

где R_f – сопротивление пленки газообразных продуктов реакции, аналогично можно записать поток количества вещества через слой пористого продукта реакции

$$R = \frac{1}{R_{sh}} ([C_{sh}] - [C_c]) \quad (\text{П4.10a})$$

$$R_{sh} = \frac{1}{3 \cdot D_{sh}} ((r_c + \delta_{sh})^3 - r_c^3) \frac{\delta_{sh}}{r_c (r_c + \delta_{sh})} \quad (\text{П4.10б})$$

поток количества вещества на поверхности ядра описывается, как

$$R = k \cdot [C_c] \quad (\text{П4.11a})$$

либо

$$R = \frac{1}{R_c} [C_c] \quad (\text{П4.11б})$$

исключая из системы уравнений (Г.9а) – (Г.11б) количество вещества получим

$$R = \frac{[C_f]}{R_f + R_{sh} + R_c} = \frac{4}{3} \pi \frac{C_b}{R_f + R_{sh} + R_c} ((r_{sh} + \delta_f)^3 - r_{sh}^3) \quad (\text{П4.12})$$

где C_b – концентрация газа реагента в реакторе.

Из системы уравнений (В.9а) – (В.12) наглядно видно, что при $\delta_{sh} = 0$ поток количества вещества выражается через константу скорости реакции и коэффициент молекулярной диффузии газов.

$$R = \frac{4}{3} \pi \frac{C_b}{R_f + 0 + \frac{1}{k}} ((r_{sh} + \delta_f)^3 - r_{sh}^3) \quad (\text{П4.13})$$

В общем случае, нельзя говорить, что $\delta_f = \delta_{sh} = 0$, пленка продуктов реакции существует, так же как и слой пористых продуктов реакции.

В ходе термогравиметрического анализа можно определить R . Если провести неизотермический опыт, либо несколько изотермических опытов, то можно определить $R = f(t)$.

Зная R можно определить δ_f (ведь, зная R можно оценить, количество газа выделяющегося в ходе реакции, и следовательно приблизительно оценить толщину

ну слоя, который будет формироваться вокруг сферы). D_g – табличная величина для газов, либо она может быть вычислена по законам молекулярно кинетической теории идеальных газов. r_{sh} – размер гранулы.

Концентрация газа C_b определяется из известного расхода подаваемого газа и объемной скорости газа в реакторе.

С r_c несколько сложнее, но этот параметр возможно определить в ходе исследований под сканирующим электронным микроскопом, либо оценочно из ТГА по степени конверсии. Зная r_c и r_{sh} , $\delta_{sh} = r_{sh} - r_c$.

Неизвестными остаются D_{sh} и k .

Константа скорости реакции может быть найдена в чистом виде, только если $\delta_{sh} = 0$. Известно, что $\delta_{sh} = r_{sh} - r_c$, поэтому

- 1) $\delta_{sh} \rightarrow 0$ при $r_{sh} \rightarrow 0$ и $r_c \rightarrow 0$ одновременно, либо
- 2) $\delta_{sh} \rightarrow 0$ при $r_c \rightarrow r_{sh}$.

Из пп.1 и 2 следует, что макроскопические опыты ТГА не дают точного представления о чистой кинетике процесса, поскольку $\delta_{sh} \neq 0$.

Рассмотрим еще один частный случай, таблетку цилиндрической формы:

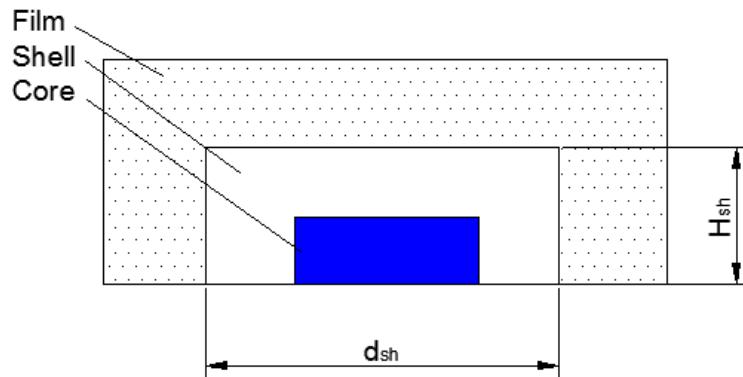


Рисунок В.3 – Схема модели стягивающегося ядра для цилиндра

В этот раз поток количества вещества опишется, как

$$dR = \frac{1}{dV} D_g \frac{d[C]}{dx} \left(\pi \cdot n + \frac{\pi}{4} \right) \cdot X^2 \quad (\text{П4.14a})$$

где

$$n = \frac{H_{sh}}{d_{sh}} \quad (\text{П4.146})$$

после интегрирования получим

$$R = D_g \frac{1}{\pi \cdot n + \frac{\pi}{4}} \frac{1}{(V_f - V_{sh})} \frac{d_{sh}(d_{sh} + 2\delta_f)}{2\delta_f} ([C_f] - [C_{sh}]) \quad (\text{П4.15a})$$

где

$$V_f - V_{sh} = \frac{\pi}{4} d_f^2 H_f - \frac{\pi}{4} d_{sh}^2 H_{sh} = \frac{\pi}{4} \left((H_{sh} + \delta_{sh})(d_{sh} + 2\delta_f)^2 \right) - \frac{\pi}{4} d_{sh}^2 H_{sh} \quad (\text{П4.156})$$

или

$$R = \frac{1}{R_f} ([C_f] - [C_{sh}]) \quad (\text{П4.16a})$$

где

$$R_f = \frac{2\delta_f(V_f - V_{sh}) \left(\pi \cdot n + \frac{\pi}{4} \right)}{D_g \cdot d_{sh}(d_{sh} + 2\delta_f)} \quad (\text{П4.166})$$

аналогично

$$R = \frac{1}{R_{sh}} ([C_{sh}] - [C_c]) \quad (\text{П4.17a})$$

где

$$R_{sh} = \frac{2\delta_{sh}(V_{sh} - V_c) \left(\pi \cdot n + \frac{\pi}{4} \right)}{D_{sh} \cdot d_c(d_c + 2\delta_{sh})} \quad (\text{П4.176})$$

и

$$V_{sh} - V_c = \frac{\pi}{4} d_{sh}^2 H_{sh} - \frac{\pi}{4} \left((H_{sh} - \delta_{sh})(d_{sh} - 2\delta_{sh})^2 \right) \quad (\text{П4.17b})$$

Поток количества вещества на поверхности ядра неизменен и описывается формулой (В.11а).

Учитывая, что

$$[C_f] = C_b(V_f - V_{sh}) \quad (\text{П4.18})$$

Уравнение массопередачи запишется, как

$$R = \frac{1}{R_f + R_{sh} + R_c} C_b(V_f - V_{sh}) \quad (\text{П4.19})$$

ПРИЛОЖЕНИЕ 5. КОД ПОДПРОГРАММЫ

Таблица П4.1 – Код подпрограммы

```

' Concentration extraction

    Dim g As Long
    g = CLng(2000) * 365
    Dim h As Long
    h = CLng(2000) * 365

    For g = 14 To 23
        For h = 2 To 14

            If Cells(g, h).Value < 0 Or Cells(g, h).Value > 0 Then

                If Cells(g + 50, 7).Value = 0 Then
                    Range(Cells(27, h), Cells(27, h)).Select
                    Selection.Copy
                    Range(Cells(g + 50, 7), Cells(g + 50, 7)).Select
                    Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues, Opera-
                        tion:=xlNone, SkipBlanks _
                            :=False, Transpose:=False
                Else
                    Range(Cells(27, h), Cells(27, h)).Select
                    Selection.Copy
                    Range(Cells(g + 50, 8), Cells(g + 50, 8)).Select
                    Selection.PasteSpecial Paste:=xlPasteValues, Opera-
                        tion:=xlNone, SkipBlanks _
                            :=False, Transpose:=False
                End If
            Else
            End If
        Next h
    Next g

```

ПРИЛОЖЕНИЕ 6. ПРОФИЛИ СКОРОСТЕЙ В СЕЧЕНИЯХ ПОДЪЕМНОЙ ШАХТЫ

Таблица Пб.1 – Профили скорости в сечении на уровне 50 мм для случаев №16б, 17б, 18б и 19б

X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с
-0.11207	0	-0.11207	0	-0.11207	0	-0.11207	0
-0.11182	0.000428	-0.11182	0.002262	-0.11182	0.003888	-0.11182	0.005216
-0.11151	0.00092	-0.11151	0.004853	-0.11151	0.008329	-0.11151	0.011162
-0.11114	0.00148	-0.11114	0.007792	-0.11114	0.013348	-0.11114	0.017866
-0.1107	0.002113	-0.1107	0.011088	-0.1107	0.01895	-0.1107	0.025322
-0.11018	0.002806	-0.11018	0.014673	-0.11018	0.024999	-0.11018	0.033333
-0.10926	0.00393	-0.10926	0.020324	-0.10926	0.034329	-0.10926	0.045499
-0.10674	0.006307	-0.10674	0.031913	-0.10674	0.052896	-0.10674	0.069195
-0.10449	0.007714	-0.10449	0.038416	-0.10449	0.062839	-0.10449	0.081512
-0.10226	0.008689	-0.10226	0.042584	-0.10226	0.068785	-0.10226	0.088572
-0.09984	0.009446	-0.09984	0.045632	-0.09984	0.072811	-0.09984	0.093148
-0.09747	0.009807	-0.09747	0.047045	-0.09747	0.074491	-0.09747	0.094948
-0.09474	0.010067	-0.09474	0.048185	-0.09474	0.075801	-0.09474	0.096349
-0.09251	0.010078	-0.09251	0.048658	-0.09251	0.076305	-0.09251	0.096878
-0.09183	0.01005	-0.09183	0.048816	-0.09183	0.076499	-0.09183	0.097101
-0.08893	0.009754	-0.08893	0.049217	-0.08893	0.076993	-0.08893	0.097683
-0.0882	0.009615	-0.0882	0.049205	-0.0882	0.076966	-0.0882	0.097654
-0.08754	0.009469	-0.08754	0.049228	-0.08754	0.076991	-0.08754	0.097686
-0.08445	0.008657	-0.08445	0.050035	-0.08445	0.078064	-0.08445	0.098953
-0.08373	0.008389	-0.08373	0.050091	-0.08373	0.078137	-0.08373	0.099043
-0.0815	0.007119	-0.0815	0.049971	-0.0815	0.077966	-0.0815	0.098851
-0.07804	0.00423	-0.07804	0.049885	-0.07804	0.07783	-0.07804	0.098696
-0.07685	0.002997	-0.07685	0.050041	-0.07685	0.078045	-0.07685	0.098951
-0.07568	0.002387	-0.07568	0.050148	-0.07568	0.078189	-0.07568	0.099117
-0.07346	0.003735	-0.07346	0.050024	-0.07346	0.078019	-0.07346	0.098912
-0.07257	0.005281	-0.07257	0.050049	-0.07257	0.078058	-0.07257	0.098957
-0.06906	0.016043	-0.06906	0.050684	-0.06906	0.078936	-0.06906	0.099973
-0.06897	0.01638	-0.06897	0.050709	-0.06897	0.078971	-0.06897	0.100014
-0.06532	0.03278	-0.06532	0.050745	-0.06532	0.079016	-0.06532	0.10004
-0.06423	0.03931	-0.06423	0.050864	-0.06423	0.079168	-0.06423	0.100202
-0.06361	0.042965	-0.06361	0.05083	-0.06361	0.079112	-0.06361	0.100125
-0.06022	0.067713	-0.06022	0.050649	-0.06022	0.07885	-0.06022	0.099759
-0.05741	0.093736	-0.05741	0.050886	-0.05741	0.079182	-0.05741	0.10012
-0.05372	0.13053	-0.05372	0.050706	-0.05372	0.078975	-0.05372	0.099836
-0.05175	0.152731	-0.05175	0.051001	-0.05175	0.079414	-0.05175	0.10033
-0.04789	0.197852	-0.04789	0.051455	-0.04789	0.080114	-0.04789	0.101073
-0.04409	0.233554	-0.04409	0.051221	-0.04409	0.080197	-0.04409	0.101089
-0.04086	0.256555	-0.04086	0.049557	-0.04086	0.080259	-0.04086	0.101076
-0.03949	0.264945	-0.03949	0.048288	-0.03949	0.080349	-0.03949	0.101152
-0.03679	0.275249	-0.03679	0.04086	-0.03679	0.080195	-0.03679	0.101054
-0.0347	0.281232	-0.0347	0.027427	-0.0347	0.07963	-0.0347	0.101091

X, m	v, m/c	X, m	v, m/c	X, m	v, m/c	X, m	v, m/c
-0.03344	0.284316	-0.03344	0.020882	-0.03344	0.078719	-0.03344	0.100947
-0.03156	0.289771	-0.03156	0.0201	-0.03156	0.07547	-0.03156	0.10046
-0.02947	0.291663	-0.02947	0.042316	-0.02947	0.063971	-0.02947	0.094609
-0.02757	0.292681	-0.02757	0.075404	-0.02757	0.046774	-0.02757	0.084228
-0.02503	0.295678	-0.02503	0.130476	-0.02503	0.031897	-0.02503	0.056003
-0.02271	0.2978	-0.02271	0.190063	-0.02271	0.054197	-0.02271	0.040019
-0.02148	0.29876	-0.02148	0.223794	-0.02148	0.073749	-0.02148	0.040854
-0.02046	0.299549	-0.02046	0.25677	-0.02046	0.101246	-0.02046	0.061866
-0.0185	0.299378	-0.0185	0.321162	-0.0185	0.156186	-0.0185	0.10872
-0.01477	0.300412	-0.01477	0.465684	-0.01477	0.284464	-0.01477	0.239304
-0.01402	0.29985	-0.01402	0.504593	-0.01402	0.321028	-0.01402	0.276793
-0.01034	0.303522	-0.01034	0.666866	-0.01034	0.488667	-0.01034	0.447906
-0.00627	0.302813	-0.00627	0.82561	-0.00627	0.730063	-0.00627	0.70025
-0.00272	0.302819	-0.00272	0.925744	-0.00272	0.968751	-0.00272	0.96701
0.000901	0.300661	0.000901	0.972874	0.000901	1.21117	0.000901	1.2777
0.003779	0.301374	0.003779	0.991986	0.003779	1.38816	0.003779	1.53994
0.004385	0.302563	0.004385	0.996348	0.004385	1.41703	0.004385	1.58569
0.008366	0.302479	0.008366	1.00582	0.008366	1.55972	0.008366	1.86663
0.00844	0.302385	0.00844	1.00583	0.00844	1.56136	0.00844	1.87049
0.010319	0.298046	0.010319	1.00184	0.010319	1.58099	0.010319	1.94055
0.013381	0.298572	0.013381	1.00853	0.013381	1.60892	0.013381	2.02668
0.015032	0.29778	0.015032	1.01029	0.015032	1.61425	0.015032	2.04683
0.017108	0.294255	0.017108	1.00818	0.017108	1.61386	0.017108	2.05741
0.020567	0.293512	0.020567	1.01278	0.020567	1.61981	0.020567	2.06812
0.021325	0.293573	0.021325	1.01443	0.021325	1.62178	0.021325	2.07042
0.023756	0.289823	0.023756	1.01362	0.023756	1.62106	0.023756	2.06967
0.02466	0.288043	0.02466	1.01275	0.02466	1.62012	0.02466	2.06856
0.027697	0.283014	0.027697	1.01254	0.027697	1.62058	0.027697	2.0686
0.029865	0.277416	0.029865	1.01107	0.029865	1.61956	0.029865	2.06728
0.032955	0.268724	0.032955	1.01106	0.032955	1.62084	0.032955	2.06876
0.036614	0.246417	0.036614	1.00589	0.036614	1.61645	0.036614	2.06405
0.037135	0.242149	0.037135	1.00497	0.037135	1.61566	0.037135	2.06322
0.039164	0.221435	0.039164	0.997953	0.039164	1.60881	0.039164	2.05572
0.039485	0.218499	0.039485	0.99751	0.039485	1.60856	0.039485	2.05549
0.041971	0.194692	0.041971	0.993917	0.041971	1.60729	0.041971	2.05466
0.042073	0.193463	0.042073	0.993434	0.042073	1.60691	0.042073	2.05426
0.045493	0.153039	0.045493	0.974941	0.045493	1.59563	0.045493	2.04335
0.048548	0.118184	0.048548	0.941659	0.048548	1.5768	0.048548	2.02656
0.051538	0.086177	0.051538	0.880535	0.051538	1.53225	0.051538	1.98504
0.052112	0.080038	0.052112	0.865461	0.052112	1.52046	0.052112	1.97397
0.054725	0.058201	0.054725	0.791521	0.054725	1.44869	0.054725	1.90128
0.056211	0.046376	0.056211	0.74041	0.056211	1.39206	0.056211	1.84131
0.056799	0.042026	0.056799	0.718598	0.056799	1.36575	0.056799	1.81244
0.058662	0.030732	0.058662	0.651808	0.058662	1.27837	0.058662	1.71314
0.061436	0.01806	0.061436	0.554086	0.061436	1.13635	0.061436	1.54426
0.062668	0.012606	0.062668	0.508549	0.062668	1.06848	0.062668	1.46278

X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с
0.063524	0.010096	0.063524	0.480676	0.063524	1.024	0.063524	1.40808
0.06613	0.003298	0.06613	0.392152	0.06613	0.878271	0.06613	1.22656
0.066376	0.003086	0.066376	0.38471	0.066376	0.865028	0.066376	1.20953
0.06995	0.003895	0.06995	0.279703	0.06995	0.673113	0.06995	0.959731
0.07309	0.006829	0.07309	0.199998	0.07309	0.520433	0.07309	0.755219
0.076673	0.008932	0.076673	0.127506	0.076673	0.377023	0.076673	0.559054
0.079367	0.009641	0.079367	0.078334	0.079367	0.279799	0.079367	0.426094
0.082135	0.010378	0.082135	0.036189	0.082135	0.193785	0.082135	0.30703
0.084336	0.010528	0.084336	0.017931	0.084336	0.131215	0.084336	0.220688
0.086968	0.010702	0.086968	0.027303	0.086968	0.072117	0.086968	0.131525
0.088786	0.010794	0.088786	0.044465	0.088786	0.032946	0.088786	0.072652
0.092166	0.010639	0.092166	0.070547	0.092166	0.048589	0.092166	0.038695
0.094023	0.010513	0.094023	0.078851	0.094023	0.0821	0.094023	0.073102
0.097049	0.01014	0.097049	0.086432	0.097049	0.13326	0.097049	0.145926
0.097593	0.010075	0.097593	0.087257	0.097593	0.141315	0.097593	0.157766
0.09797	0.010019	0.09797	0.087703	0.09797	0.146708	0.09797	0.165829
0.102005	0.008971	0.102005	0.086727	0.102005	0.182387	0.102005	0.232375
0.102899	0.008533	0.102899	0.08437	0.102899	0.183822	0.102899	0.239616
0.105007	0.00744	0.105007	0.077494	0.105007	0.183329	0.105007	0.250456
0.106636	0.006468	0.106636	0.069533	0.106636	0.17741	0.106636	0.250946
0.107923	0.005335	0.107923	0.058704	0.107923	0.16022	0.107923	0.238726
0.109622	0.003519	0.109622	0.040125	0.109622	0.119841	0.109622	0.195828
0.110145	0.002865	0.110145	0.0329	0.110145	0.099433	0.110145	0.165073
0.11066	0.00217	0.11066	0.025069	0.11066	0.076343	0.11066	0.128168
0.111101	0.001536	0.111101	0.017824	0.111101	0.054515	0.111101	0.092111
0.111186	0.001407	0.111186	0.016332	0.111186	0.049976	0.111186	0.084503
0.111187	0.001405	0.111187	0.016316	0.111187	0.049926	0.111187	0.084418
0.111479	0.000962	0.111479	0.011207	0.111479	0.034381	0.111479	0.058354
0.111801	0.000451	0.111801	0.005262	0.111801	0.016179	0.111801	0.027552
0.112074	0	0.112074	0	0.112074	0	0.112074	0

Таблица П6.2 – Профили скорости в сечении на уровне 250 мм для случаев №166, 176, 186 и 196

X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с
0.181734	0	0.181734	0	0.181734	0	0.181734	0
0.181478	5.24E-05	0.181478	0.003696	0.181478	0.009948	0.181478	0.013246
0.181173	0.000109	0.181173	0.007884	0.181173	0.020733	0.181173	0.027018
0.180811	0.000175	0.180811	0.012568	0.180811	0.032058	0.180811	0.04055
0.180381	0.000248	0.180381	0.017721	0.180381	0.043399	0.180381	0.052602
0.179871	0.000328	0.179871	0.023273	0.179871	0.053849	0.179871	0.06125
0.178963	0.000457	0.178963	0.031654	0.178963	0.064141	0.178963	0.064522
0.177663	0.000605	0.177663	0.040495	0.177663	0.068036	0.177663	0.057876
0.176375	0.000722	0.176375	0.046096	0.176375	0.062965	0.176375	0.044304
0.175071	0.000824	0.175071	0.049681	0.175071	0.054043	0.175071	0.030214
0.174683	0.000846	0.174683	0.050339	0.174683	0.051323	0.174683	0.026923

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
0.172438	0.000946	0.172438	0.050637	0.172438	0.031855	0.172438	0.029503
0.171064	0.001002	0.171064	0.049725	0.171064	0.022481	0.171064	0.043527
0.168317	0.001083	0.168317	0.043789	0.168317	0.033308	0.168317	0.092932
0.165012	0.001154	0.165012	0.032614	0.165012	0.07481	0.165012	0.164047
0.162739	0.001174	0.162739	0.023108	0.162739	0.107978	0.162739	0.215206
0.16148	0.001196	0.16148	0.017801	0.16148	0.127958	0.16148	0.24562
0.158355	0.001269	0.158355	0.010902	0.158355	0.181663	0.158355	0.326472
0.155712	0.001335	0.155712	0.019729	0.155712	0.230378	0.155712	0.399304
0.153959	0.001386	0.153959	0.030828	0.153959	0.265336	0.153959	0.451066
0.15094	0.001456	0.15094	0.051251	0.15094	0.325229	0.15094	0.540187
0.148064	0.001565	0.148064	0.075395	0.148064	0.390715	0.148064	0.635604
0.14475	0.001666	0.14475	0.104139	0.14475	0.466675	0.14475	0.74608
0.142225	0.00175	0.142225	0.128434	0.142225	0.52816	0.142225	0.834366
0.139452	0.0019	0.139452	0.161879	0.139452	0.60745	0.139452	0.945413
0.138901	0.001927	0.138901	0.168211	0.138901	0.622363	0.138901	0.966222
0.135374	0.002057	0.135374	0.210024	0.135374	0.71976	0.135374	1.10072
0.132682	0.00214	0.132682	0.242383	0.132682	0.792547	0.132682	1.19893
0.129979	0.002294	0.129979	0.283596	0.129979	0.879381	0.129979	1.31202
0.12856	0.002356	0.12856	0.304402	0.12856	0.92208	0.12856	1.36645
0.126138	0.002461	0.126138	0.341062	0.126138	0.995061	0.126138	1.45702
0.122075	0.002698	0.122075	0.411373	0.122075	1.12441	0.122075	1.60623
0.119135	0.002882	0.119135	0.464572	0.119135	1.21114	0.119135	1.69349
0.117678	0.002976	0.117678	0.490786	0.117678	1.24976	0.117678	1.72842
0.115925	0.003121	0.115925	0.524305	0.115925	1.29306	0.115925	1.76279
0.115035	0.003217	0.115035	0.542579	0.115035	1.3128	0.115035	1.77692
0.113249	0.003396	0.113249	0.577476	0.113249	1.34711	0.113249	1.79976
0.11122	0.003601	0.11122	0.616023	0.11122	1.37967	0.11122	1.81894
0.107671	0.004175	0.107671	0.685786	0.107671	1.41017	0.107671	1.83547
0.105714	0.004605	0.105714	0.722581	0.105714	1.42084	0.105714	1.84269
0.102718	0.005541	0.102718	0.777192	0.102718	1.43463	0.102718	1.85424
0.102146	0.005707	0.102146	0.783281	0.102146	1.43367	0.102146	1.85269
0.099397	0.006762	0.099397	0.81593	0.099397	1.43719	0.099397	1.85566
0.09605	0.008799	0.09605	0.849315	0.09605	1.44638	0.09605	1.86628
0.092543	0.011305	0.092543	0.864673	0.092543	1.4488	0.092543	1.86927
0.090664	0.013358	0.090664	0.869648	0.090664	1.44969	0.090664	1.87006
0.088858	0.015326	0.088858	0.870483	0.088858	1.4483	0.088858	1.86786
0.087225	0.017594	0.087225	0.8744	0.087225	1.4513	0.087225	1.87018
0.085724	0.019519	0.085724	0.874196	0.085724	1.44971	0.085724	1.8668
0.082483	0.024975	0.082483	0.877209	0.082483	1.45111	0.082483	1.86281
0.079228	0.031513	0.079228	0.878701	0.079228	1.45051	0.079228	1.84901
0.077106	0.036996	0.077106	0.879558	0.077106	1.44836	0.077106	1.82303
0.074112	0.045516	0.074112	0.879797	0.074112	1.44054	0.074112	1.75782
0.071912	0.051844	0.071912	0.878398	0.071912	1.42991	0.071912	1.69455
0.071858	0.052002	0.071858	0.878344	0.071858	1.4296	0.071858	1.69287
0.069144	0.063919	0.069144	0.881429	0.069144	1.40816	0.069144	1.58494
0.066386	0.074682	0.066386	0.880306	0.066386	1.35867	0.066386	1.45049

X, m	v, m/c	X, m	v, m/c	X, m	v, m/c	X, m	v, m/c
0.066345	0.074853	0.066345	0.880289	0.066345	1.35772	0.066345	1.44839
0.064591	0.081886	0.064591	0.877835	0.064591	1.30598	0.064591	1.35337
0.062855	0.088607	0.062855	0.874156	0.062855	1.2486	0.062855	1.2567
0.060047	0.104386	0.060047	0.876838	0.060047	1.15497	0.060047	1.1115
0.058936	0.110824	0.058936	0.877395	0.058936	1.11312	0.058936	1.05418
0.058346	0.113759	0.058346	0.876836	0.058346	1.08956	0.058346	1.02399
0.057285	0.118719	0.057285	0.875275	0.057285	1.04615	0.057285	0.969213
0.056089	0.123765	0.056089	0.872105	0.056089	0.99286	0.056089	0.907216
0.0534	0.136102	0.0534	0.865763	0.0534	0.878191	0.0534	0.775096
0.050374	0.151261	0.050374	0.860122	0.050374	0.755871	0.050374	0.642826
0.049597	0.153868	0.049597	0.855866	0.049597	0.727533	0.049597	0.613893
0.046671	0.163173	0.046671	0.837976	0.046671	0.620125	0.046671	0.504649
0.046576	0.163517	0.046576	0.837045	0.046576	0.615838	0.046576	0.500353
0.044627	0.170496	0.044627	0.816165	0.044627	0.537669	0.044627	0.422641
0.04322	0.174885	0.04322	0.799242	0.04322	0.489746	0.04322	0.375418
0.039762	0.179025	0.039762	0.730049	0.039762	0.378115	0.039762	0.268298
0.037807	0.182817	0.037807	0.687557	0.037807	0.322856	0.037807	0.215754
0.034442	0.187016	0.034442	0.602861	0.034442	0.237274	0.034442	0.13634
0.031034	0.192391	0.031034	0.517499	0.031034	0.16267	0.031034	0.069026
0.027683	0.193078	0.027683	0.428695	0.027683	0.097745	0.027683	0.028201
0.025009	0.194999	0.025009	0.364104	0.025009	0.053358	0.025009	0.024592
0.022056	0.197319	0.022056	0.298026	0.022056	0.018481	0.022056	0.044761
0.020282	0.198341	0.020282	0.260669	0.020282	0.014382	0.020282	0.051933
0.0198	0.198637	0.0198	0.250902	0.0198	0.015525	0.0198	0.053297
0.017584	0.199317	0.017584	0.208011	0.017584	0.028392	0.017584	0.056395
0.015713	0.200498	0.015713	0.175054	0.015713	0.036828	0.015713	0.05755
0.014856	0.200952	0.014856	0.161053	0.014856	0.039408	0.014856	0.057879
0.013201	0.201266	0.013201	0.134557	0.013201	0.042501	0.013201	0.058103
0.010143	0.200317	0.010143	0.089151	0.010143	0.044916	0.010143	0.057812
0.007467	0.202332	0.007467	0.055962	0.007467	0.045837	0.007467	0.058182
0.00394	0.203276	0.00394	0.020202	0.00394	0.04607	0.00394	0.058106
0.002528	0.203548	0.002528	0.012068	0.002528	0.046046	0.002528	0.058036
-0.00117	0.204953	-0.00117	0.012261	-0.00117	0.046249	-0.00117	0.058245
-0.00178	0.205007	-0.00178	0.014161	-0.00178	0.046264	-0.00178	0.058261
-0.00433	0.204516	-0.00433	0.021441	-0.00433	0.046147	-0.00433	0.058123
-0.00734	0.205221	-0.00734	0.025472	-0.00734	0.046337	-0.00734	0.058377
-0.00767	0.205003	-0.00767	0.025745	-0.00767	0.046282	-0.00767	0.058315
-0.01136	0.205197	-0.01136	0.027573	-0.01136	0.046362	-0.01136	0.058446
-0.01208	0.205092	-0.01208	0.027824	-0.01208	0.04634	-0.01208	0.058429
-0.01617	0.203874	-0.01617	0.028231	-0.01617	0.046025	-0.01617	0.058119
-0.01736	0.203298	-0.01736	0.028234	-0.01736	0.045903	-0.01736	0.057984
-0.02162	0.204126	-0.02162	0.028609	-0.02162	0.046176	-0.02162	0.058362
-0.02267	0.203809	-0.02267	0.028588	-0.02267	0.046105	-0.02267	0.058293
-0.02621	0.202598	-0.02621	0.028449	-0.02621	0.045828	-0.02621	0.058002
-0.02657	0.20266	-0.02657	0.028469	-0.02657	0.045851	-0.02657	0.058032
-0.02946	0.201901	-0.02946	0.0284	-0.02946	0.045729	-0.02946	0.057928

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
-0.03136	0.201103	-0.03136	0.028336	-0.03136	0.04563	-0.03136	0.057835
-0.03415	0.197567	-0.03415	0.027853	-0.03415	0.044896	-0.03415	0.056985
-0.03563	0.200773	-0.03563	0.028474	-0.03563	0.045819	-0.03563	0.05812
-0.0364	0.200152	-0.0364	0.028411	-0.0364	0.045737	-0.0364	0.05804
-0.03958	0.197863	-0.03958	0.028166	-0.03958	0.045417	-0.03958	0.057726
-0.0434	0.197579	-0.0434	0.028228	-0.0434	0.045558	-0.0434	0.057972
-0.04708	0.194698	-0.04708	0.028117	-0.04708	0.045392	-0.04708	0.057815
-0.04784	0.195838	-0.04784	0.028339	-0.04784	0.045731	-0.04784	0.058239
-0.05029	0.193586	-0.05029	0.028176	-0.05029	0.045529	-0.05029	0.058058
-0.05271	0.191605	-0.05271	0.028159	-0.05271	0.045539	-0.05271	0.058135
-0.05644	0.187893	-0.05644	0.028206	-0.05644	0.045632	-0.05644	0.058317
-0.05838	0.183962	-0.05838	0.028048	-0.05838	0.045405	-0.05838	0.058074
-0.06251	0.176957	-0.06251	0.028288	-0.06251	0.04577	-0.06251	0.05858
-0.06321	0.17442	-0.06321	0.028156	-0.06321	0.045578	-0.06321	0.058358
-0.06734	0.161422	-0.06734	0.027959	-0.06734	0.045308	-0.06734	0.058114
-0.07054	0.148249	-0.07054	0.027846	-0.07054	0.045189	-0.07054	0.058057
-0.07276	0.139562	-0.07276	0.027886	-0.07276	0.045272	-0.07276	0.05821
-0.07607	0.124586	-0.07607	0.027765	-0.07607	0.045119	-0.07607	0.058104
-0.07869	0.11205	-0.07869	0.027703	-0.07869	0.045064	-0.07869	0.05811
-0.08181	0.099778	-0.08181	0.027855	-0.08181	0.045294	-0.08181	0.058454
-0.08185	0.099622	-0.08185	0.027854	-0.08185	0.045293	-0.08185	0.058453
-0.08526	0.084353	-0.08526	0.027643	-0.08526	0.04499	-0.08526	0.058172
-0.08603	0.080696	-0.08603	0.027465	-0.08603	0.044719	-0.08603	0.057851
-0.09014	0.065772	-0.09014	0.027496	-0.09014	0.044785	-0.09014	0.058029
-0.09071	0.063955	-0.09071	0.027497	-0.09071	0.044786	-0.09071	0.058041
-0.09365	0.053004	-0.09365	0.027031	-0.09365	0.044102	-0.09365	0.057273
-0.09627	0.04681	-0.09627	0.027393	-0.09627	0.044639	-0.09627	0.057986
-0.0987	0.040558	-0.0987	0.027345	-0.0987	0.044615	-0.0987	0.058047
-0.10258	0.032074	-0.10258	0.027337	-0.10258	0.044643	-0.10258	0.058194
-0.1048	0.026638	-0.1048	0.026523	-0.1048	0.043438	-0.1048	0.056769
-0.10743	0.023395	-0.10743	0.027111	-0.10743	0.044339	-0.10743	0.057965
-0.11048	0.019402	-0.11048	0.027131	-0.11048	0.044382	-0.11048	0.05809
-0.11348	0.016246	-0.11348	0.027222	-0.11348	0.044544	-0.11348	0.058359
-0.11349	0.016234	-0.11349	0.027222	-0.11349	0.044543	-0.11349	0.058359
-0.11662	0.013137	-0.11662	0.026752	-0.11662	0.04385	-0.11662	0.057555
-0.11867	0.011731	-0.11867	0.026765	-0.11867	0.043886	-0.11867	0.057652
-0.12066	0.010367	-0.12066	0.026407	-0.12066	0.043345	-0.12066	0.057008
-0.12315	0.009108	-0.12315	0.026455	-0.12315	0.043425	-0.12315	0.057153
-0.12333	0.009042	-0.12333	0.026474	-0.12333	0.043454	-0.12333	0.057193
-0.12581	0.008187	-0.12581	0.026662	-0.12581	0.043749	-0.12581	0.057601
-0.12958	0.007088	-0.12958	0.026682	-0.12958	0.043803	-0.12958	0.057721
-0.12985	0.00702	-0.12985	0.026699	-0.12985	0.043832	-0.12985	0.05776
-0.13401	0.006091	-0.13401	0.026731	-0.13401	0.043892	-0.13401	0.057859
-0.13693	0.005556	-0.13693	0.026498	-0.13693	0.043547	-0.13693	0.057435
-0.13741	0.005474	-0.13741	0.026468	-0.13741	0.043506	-0.13741	0.057386
-0.14048	0.005121	-0.14048	0.026476	-0.14048	0.043555	-0.14048	0.057458

X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с
-0.14056	0.00511	-0.14056	0.026467	-0.14056	0.043542	-0.14056	0.057443
-0.14195	0.004964	-0.14195	0.02646	-0.14195	0.043541	-0.14195	0.05744
-0.14349	0.004839	-0.14349	0.026471	-0.14349	0.043559	-0.14349	0.05744
-0.14506	0.004681	-0.14506	0.026245	-0.14506	0.043215	-0.14506	0.056977
-0.14884	0.00448	-0.14884	0.026191	-0.14884	0.043163	-0.14884	0.056863
-0.15124	0.004402	-0.15124	0.02625	-0.15124	0.043267	-0.15124	0.056968
-0.15476	0.004227	-0.15476	0.025957	-0.15476	0.042855	-0.15476	0.05638
-0.15535	0.004211	-0.15535	0.025949	-0.15535	0.042847	-0.15535	0.056355
-0.15792	0.004152	-0.15792	0.025731	-0.15792	0.04257	-0.15792	0.055968
-0.16082	0.004122	-0.16082	0.025638	-0.16082	0.042501	-0.16082	0.055852
-0.16135	0.004104	-0.16135	0.025519	-0.16135	0.042336	-0.16135	0.055641
-0.16332	0.004063	-0.16332	0.025197	-0.16332	0.041925	-0.16332	0.055123
-0.16588	0.003949	-0.16588	0.024379	-0.16588	0.040793	-0.16588	0.053707
-0.16767	0.003815	-0.16767	0.023671	-0.16767	0.039769	-0.16767	0.05242
-0.16871	0.003754	-0.16871	0.023255	-0.16871	0.039167	-0.16871	0.05167
-0.16897	0.00374	-0.16897	0.023137	-0.16897	0.038996	-0.16897	0.051457
-0.16918	0.003725	-0.16918	0.023018	-0.16918	0.038817	-0.16918	0.051232
-0.17254	0.003336	-0.17254	0.020351	-0.17254	0.034678	-0.17254	0.045979
-0.17466	0.003011	-0.17466	0.018201	-0.17466	0.031186	-0.17466	0.041464
-0.17588	0.002683	-0.17588	0.016118	-0.17588	0.027714	-0.17588	0.036922
-0.17735	0.002247	-0.17735	0.013409	-0.17735	0.023168	-0.17735	0.030953
-0.17822	0.001922	-0.17822	0.011417	-0.17822	0.019789	-0.17822	0.026492
-0.1792	0.001502	-0.1792	0.00889	-0.1792	0.015475	-0.1792	0.020777
-0.17975	0.001211	-0.17975	0.007151	-0.17975	0.012472	-0.17975	0.016767
-0.18029	0.000919	-0.18029	0.005405	-0.18029	0.009438	-0.18029	0.012697
-0.18074	0.00065	-0.18074	0.003812	-0.18074	0.006662	-0.18074	0.008967
-0.18113	0.000407	-0.18113	0.002381	-0.18113	0.004164	-0.18113	0.005607
-0.18146	0.000191	-0.18146	0.001113	-0.18146	0.001948	-0.18146	0.002624
-0.18173	0	-0.18173	0	-0.18173	0	-0.18173	0

Таблица П6.3 – Профили скорости в сечении на уровне 450 мм для случаев №166, 176, 186 и 196

X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с
-0.04241	0	-0.04241	0	-0.04241	0	-0.04241	0
-0.04215	0.001449	-0.04215	0.015969	-0.04215	0.02802	-0.04215	0.037419
-0.04183	0.002532	-0.04183	0.033172	-0.04183	0.057952	-0.04183	0.077038
-0.04146	0.002845	-0.04146	0.051142	-0.04146	0.088984	-0.04146	0.117689
-0.04101	0.002025	-0.04101	0.069001	-0.04101	0.11977	-0.04101	0.157607
-0.04049	0.00267	-0.04049	0.084987	-0.04049	0.147408	-0.04049	0.192935
-0.03968	0.00976	-0.03968	0.098825	-0.03968	0.171727	-0.03968	0.223603
-0.03879	0.029024	-0.03879	0.097012	-0.03879	0.174809	-0.03879	0.228775
-0.03685	0.081459	-0.03685	0.071053	-0.03685	0.152267	-0.03685	0.207307
-0.03635	0.096557	-0.03635	0.063994	-0.03635	0.141233	-0.03635	0.195708
-0.03319	0.20456	-0.03319	0.145166	-0.03319	0.123834	-0.03319	0.136336
-0.03246	0.228827	-0.03246	0.195719	-0.03246	0.144817	-0.03246	0.14428

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
-0.03203	0.24138	-0.03203	0.236801	-0.03203	0.185268	-0.03203	0.184683
-0.02973	0.301901	-0.02973	0.490129	-0.02973	0.524747	-0.02973	0.566257
-0.02916	0.313404	-0.02916	0.551267	-0.02916	0.621158	-0.02916	0.684726
-0.02749	0.34441	-0.02749	0.726127	-0.02749	0.904398	-0.02749	1.03591
-0.02435	0.372477	-0.02435	0.942924	-0.02435	1.3475	-0.02435	1.63528
-0.02171	0.384768	-0.02171	1.02763	-0.02171	1.54977	-0.02171	1.92954
-0.01955	0.391092	-0.01955	1.05851	-0.01955	1.62421	-0.01955	2.04094
-0.01736	0.395944	-0.01736	1.07912	-0.01736	1.67027	-0.01736	2.10897
-0.01515	0.399841	-0.01515	1.09142	-0.01515	1.69177	-0.01515	2.1379
-0.01215	0.404299	-0.01215	1.10374	-0.01215	1.71091	-0.01215	2.16219
-0.00914	0.407876	-0.00914	1.11343	-0.00914	1.72478	-0.00914	2.17868
-0.00597	0.409831	-0.00597	1.12013	-0.00597	1.73475	-0.00597	2.19044
-0.00297	0.410723	-0.00297	1.12391	-0.00297	1.74052	-0.00297	2.19729
-1.9E-05	0.411378	-1.9E-05	1.12517	-1.9E-05	1.74198	-1.9E-05	2.19879
0.002444	0.410966	0.002444	1.12466	0.002444	1.74123	0.002444	2.19786
0.005779	0.409943	0.005779	1.12151	0.005779	1.73593	0.005779	2.19114
0.008644	0.407441	0.008644	1.11785	0.008644	1.73087	0.008644	2.18494
0.009655	0.406171	0.009655	1.11594	0.009655	1.72829	0.009655	2.18181
0.012977	0.402369	0.012977	1.10541	0.012977	1.71316	0.012977	2.16317
0.016344	0.396561	0.016344	1.09095	0.016344	1.69216	0.016344	2.13734
0.017616	0.394773	0.017616	1.08352	0.017616	1.68057	0.017616	2.12289
0.020066	0.389212	0.020066	1.06791	0.020066	1.65627	0.020066	2.09241
0.020524	0.387614	0.020524	1.06339	0.020524	1.64818	0.020524	2.08165
0.023015	0.377925	0.023015	1.03601	0.023015	1.59852	0.023015	2.01519
0.025725	0.36046	0.025725	0.976423	0.025725	1.4864	0.025725	1.86345
0.027635	0.334431	0.027635	0.881942	0.027635	1.31289	0.027635	1.63104
0.030441	0.278687	0.030441	0.683347	0.030441	0.963443	0.030441	1.16969
0.031579	0.247347	0.031579	0.568124	0.031579	0.772287	0.031579	0.92465
0.032815	0.206356	0.032815	0.429435	0.032815	0.554401	0.032815	0.650837
0.033885	0.17005	0.033885	0.316804	0.033885	0.387946	0.033885	0.446508
0.036256	0.091106	0.036256	0.105768	0.036256	0.112204	0.036256	0.125045
0.038163	0.03531	0.038163	0.046419	0.038163	0.074446	0.038163	0.097786
0.039486	0.009685	0.039486	0.070358	0.039486	0.129966	0.039486	0.167651
0.040363	0.002878	0.040363	0.078558	0.040363	0.151537	0.040363	0.198657
0.040496	0.002427	0.040496	0.078963	0.040496	0.153877	0.040496	0.202554
0.041017	0.003454	0.041017	0.070755	0.041017	0.146824	0.041017	0.200479
0.041459	0.003877	0.041459	0.055705	0.041459	0.121033	0.041459	0.171238
0.041833	0.003116	0.041833	0.037566	0.041833	0.083939	0.041833	0.121452
0.042149	0.00171	0.042149	0.01857	0.042149	0.042273	0.042149	0.061984
0.042415	0	0.042415	0	0.042415	0	0.042415	0

Таблица Пб.4 – Профили скорости в сечении на уровне 630 мм для случаев №166, 176, 186 и 196

X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с	X, м	v, м/с
0.244427	0	0.244427	0	0.244427	0	0.244427	0
0.244153	0.01349	0.244153	0.160762	0.244153	0.187992	0.244153	0.19028
0.243828	0.024995	0.243828	0.275809	0.243828	0.28304	0.243828	0.276037
0.243443	0.034192	0.243443	0.342468	0.243443	0.318442	0.243443	0.317623
0.242988	0.040534	0.242988	0.367424	0.242988	0.34012	0.242988	0.364748
0.242558	0.041677	0.242558	0.367033	0.242558	0.36391	0.242558	0.417526
0.242451	0.04202	0.242451	0.367239	0.242451	0.371481	0.242451	0.432681
0.241431	0.067134	0.241431	0.349021	0.241431	0.441631	0.241431	0.566128
0.239328	0.095125	0.239328	0.318329	0.239328	0.550841	0.239328	0.753081
0.237341	0.153388	0.237341	0.291686	0.237341	0.586501	0.237341	0.822522
0.234655	0.210258	0.234655	0.265298	0.234655	0.587824	0.234655	0.836895
0.232036	0.243841	0.232036	0.244979	0.232036	0.57383	0.232036	0.828495
0.228573	0.266111	0.228573	0.220641	0.228573	0.574229	0.228573	0.839743
0.227424	0.269173	0.227424	0.216579	0.227424	0.582554	0.227424	0.853347
0.226004	0.273644	0.226004	0.211607	0.226004	0.591185	0.226004	0.86876
0.224356	0.279027	0.224356	0.206526	0.224356	0.5997	0.224356	0.886067
0.220969	0.282441	0.220969	0.208034	0.220969	0.639944	0.220969	0.947776
0.218057	0.28319	0.218057	0.21731	0.218057	0.685507	0.218057	1.01496
0.215268	0.283154	0.215268	0.227734	0.215268	0.728437	0.215268	1.07739
0.213339	0.282668	0.213339	0.238658	0.213339	0.764335	0.213339	1.12729
0.211035	0.282349	0.211035	0.254769	0.211035	0.807829	0.211035	1.1859
0.210015	0.281606	0.210015	0.260628	0.210015	0.8249	0.210015	1.20858
0.207607	0.279225	0.207607	0.274056	0.207607	0.864625	0.207607	1.25917
0.206534	0.278105	0.206534	0.283915	0.206534	0.887991	0.206534	1.28773
0.203531	0.274657	0.203531	0.313021	0.203531	0.953535	0.203531	1.3631
0.200358	0.267983	0.200358	0.348457	0.200358	1.02509	0.200358	1.43749
0.198261	0.261006	0.198261	0.372068	0.198261	1.06728	0.198261	1.47762
0.197207	0.25648	0.197207	0.382083	0.197207	1.08373	0.197207	1.49218
0.194543	0.239937	0.194543	0.412126	0.194543	1.12575	0.194543	1.52837
0.193791	0.234928	0.193791	0.421108	0.193791	1.1367	0.193791	1.53768
0.193036	0.229448	0.193036	0.42938	0.193036	1.14502	0.193036	1.54438
0.190817	0.211844	0.190817	0.454788	0.190817	1.16954	0.190817	1.56433
0.189911	0.202257	0.189911	0.467074	0.189911	1.17911	0.189911	1.57252
0.188456	0.186767	0.188456	0.486974	0.188456	1.19443	0.188456	1.58567
0.185604	0.151831	0.185604	0.516627	0.185604	1.20697	0.185604	1.595
0.184117	0.137025	0.184117	0.540015	0.184117	1.22026	0.184117	1.60771
0.18138	0.105183	0.18138	0.576147	0.18138	1.23512	0.18138	1.62134
0.178252	0.074372	0.178252	0.617701	0.178252	1.24798	0.178252	1.63394
0.176042	0.049834	0.176042	0.644063	0.176042	1.25658	0.176042	1.64275
0.17586	0.047921	0.17586	0.645788	0.17586	1.25692	0.17586	1.64308
0.172913	0.026877	0.172913	0.670145	0.172913	1.25999	0.172913	1.64551
0.170319	0.018199	0.170319	0.693837	0.170319	1.26659	0.170319	1.65171
0.167254	0.009096	0.167254	0.715885	0.167254	1.27494	0.167254	1.65871

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
0.164134	0.006724	0.164134	0.7276	0.164134	1.27753	0.164134	1.65772
0.162244	0.006393	0.162244	0.729831	0.162244	1.2752	0.162244	1.65178
0.158781	0.006878	0.158781	0.740516	0.158781	1.27965	0.158781	1.6464
0.155279	0.007353	0.155279	0.74788	0.155279	1.28098	0.155279	1.62717
0.152389	0.007665	0.152389	0.75024	0.152389	1.27641	0.152389	1.58971
0.150917	0.007874	0.150917	0.75229	0.150917	1.27457	0.150917	1.56562
0.149597	0.008071	0.149597	0.753999	0.149597	1.27209	0.149597	1.54032
0.149192	0.008129	0.149192	0.754286	0.149192	1.27044	0.149192	1.53002
0.147279	0.008362	0.147279	0.753556	0.147279	1.25652	0.147279	1.47171
0.14425	0.008872	0.14425	0.754827	0.14425	1.23145	0.14425	1.37883
0.142199	0.009249	0.142199	0.755016	0.142199	1.20498	0.142199	1.3079
0.139808	0.009667	0.139808	0.75263	0.139808	1.16031	0.139808	1.21693
0.136181	0.01058	0.136181	0.752017	0.136181	1.08271	0.136181	1.08266
0.132723	0.011694	0.132723	0.753332	0.132723	0.997263	0.132723	0.958358
0.129954	0.012777	0.129954	0.754273	0.129954	0.922052	0.129954	0.86123
0.127668	0.013805	0.127668	0.754778	0.127668	0.858556	0.127668	0.784757
0.125719	0.014641	0.125719	0.753687	0.125719	0.801311	0.125719	0.718797
0.123182	0.0159	0.123182	0.752148	0.123182	0.725799	0.123182	0.636132
0.119529	0.017835	0.119529	0.745216	0.119529	0.623751	0.119529	0.527705
0.116685	0.019319	0.116685	0.733469	0.116685	0.54384	0.116685	0.446132
0.113394	0.022096	0.113394	0.729381	0.113394	0.46642	0.113394	0.36618
0.111756	0.023632	0.111756	0.723775	0.111756	0.429522	0.111756	0.32917
0.109297	0.025813	0.109297	0.708659	0.109297	0.374217	0.109297	0.274642
0.106244	0.028725	0.106244	0.687325	0.106244	0.315217	0.106244	0.217196
0.105361	0.029786	0.105361	0.675236	0.105361	0.293178	0.105361	0.196244
0.104433	0.030754	0.104433	0.663969	0.104433	0.275151	0.104433	0.17925
0.10064	0.035952	0.10064	0.618341	0.10064	0.209396	0.10064	0.117715
0.097134	0.04018	0.097134	0.558954	0.097134	0.152508	0.097134	0.067091
0.094196	0.045031	0.094196	0.510818	0.094196	0.112151	0.094196	0.032961
0.093854	0.045581	0.093854	0.504826	0.093854	0.107752	0.093854	0.02978
0.093122	0.046444	0.093122	0.489839	0.093122	0.098214	0.093122	0.023675
0.091796	0.047534	0.091796	0.460115	0.091796	0.080401	0.091796	0.012429
0.089304	0.052818	0.089304	0.421177	0.089304	0.053962	0.089304	0.01063
0.088004	0.055035	0.088004	0.398419	0.088004	0.041237	0.088004	0.016729
0.085251	0.059352	0.085251	0.348809	0.085251	0.016978	0.085251	0.026955
0.082466	0.065617	0.082466	0.30644	0.082466	0.007789	0.082466	0.032203
0.078832	0.072136	0.078832	0.249607	0.078832	0.016051	0.078832	0.035083
0.0755	0.078927	0.0755	0.204095	0.0755	0.022965	0.0755	0.036306
0.074548	0.080166	0.074548	0.190399	0.074548	0.024156	0.074548	0.036324
0.07309	0.083094	0.07309	0.171641	0.07309	0.025709	0.07309	0.036616
0.06981	0.088656	0.06981	0.132222	0.06981	0.027419	0.06981	0.036942
0.067401	0.092953	0.067401	0.106651	0.067401	0.028311	0.067401	0.03735
0.066836	0.093709	0.066836	0.100506	0.066836	0.02845	0.066836	0.037375
0.063989	0.097856	0.063989	0.073818	0.063989	0.029014	0.063989	0.037664
0.061028	0.101061	0.061028	0.049893	0.061028	0.029287	0.061028	0.03779
0.058858	0.104023	0.058858	0.034836	0.058858	0.029601	0.058858	0.038068

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
0.056485	0.105245	0.056485	0.020949	0.056485	0.029515	0.056485	0.037885
0.055065	0.107889	0.055065	0.014871	0.055065	0.029965	0.055065	0.038395
0.054253	0.108706	0.054253	0.011317	0.054253	0.030043	0.054253	0.03847
0.050107	0.110641	0.050107	0.004064	0.050107	0.029946	0.050107	0.038296
0.047406	0.113436	0.047406	0.007727	0.047406	0.030373	0.047406	0.0388
0.043513	0.11615	0.043513	0.012587	0.043513	0.030636	0.043513	0.039107
0.040123	0.116732	0.040123	0.015011	0.040123	0.03049	0.040123	0.038929
0.037755	0.117681	0.037755	0.016146	0.037755	0.030608	0.037755	0.039075
0.035341	0.119521	0.035341	0.017094	0.035341	0.030921	0.035341	0.039452
0.032612	0.120914	0.032612	0.017735	0.032612	0.031086	0.032612	0.039653
0.030698	0.121513	0.030698	0.018026	0.030698	0.031125	0.030698	0.039703
0.029027	0.12114	0.029027	0.018028	0.029027	0.030915	0.029027	0.039456
0.027722	0.120669	0.027722	0.017999	0.027722	0.030711	0.027722	0.03921
0.026188	0.122785	0.026188	0.018364	0.026188	0.031131	0.026188	0.039732
0.024907	0.12297	0.024907	0.018409	0.024907	0.031109	0.024907	0.039716
0.024609	0.122974	0.024609	0.018413	0.024609	0.031096	0.024609	0.039703
0.02274	0.122786	0.02274	0.018411	0.02274	0.030994	0.02274	0.039584
0.019765	0.123879	0.019765	0.018578	0.019765	0.031164	0.019765	0.039814
0.017279	0.125052	0.017279	0.018711	0.017279	0.031342	0.017279	0.04005
0.015049	0.126016	0.015049	0.018832	0.015049	0.031498	0.015049	0.040251
0.014563	0.12591	0.014563	0.018796	0.014563	0.031441	0.014563	0.040186
0.012835	0.125916	0.012835	0.018734	0.012835	0.031342	0.012835	0.040079
0.011723	0.12663	0.011723	0.018815	0.011723	0.031463	0.011723	0.040232
0.011285	0.126945	0.011285	0.018854	0.011285	0.031523	0.011285	0.040306
0.010966	0.127051	0.010966	0.018862	0.010966	0.031535	0.010966	0.040323
0.006981	0.127675	0.006981	0.018859	0.006981	0.031548	0.006981	0.040371
0.004924	0.128346	0.004924	0.018896	0.004924	0.031636	0.004924	0.040504
0.003853	0.128488	0.003853	0.01888	0.003853	0.031633	0.003853	0.040515
0.001229	0.127519	0.001229	0.018677	0.001229	0.031345	0.001229	0.040188
5.64E-05	0.127673	5.64E-05	0.018703	5.64E-05	0.031389	5.64E-05	0.040249
-0.0013	0.129035	-0.0013	0.018898	-0.0013	0.031707	-0.0013	0.040646
-0.00366	0.130005	-0.00366	0.01904	-0.00366	0.031954	-0.00366	0.040965
-0.00653	0.130156	-0.00653	0.01902	-0.00653	0.031945	-0.00653	0.04097
-0.00932	0.129149	-0.00932	0.018817	-0.00932	0.031654	-0.00932	0.040636
-0.01224	0.129898	-0.01224	0.018887	-0.01224	0.031788	-0.01224	0.040817
-0.0144	0.129786	-0.0144	0.018833	-0.0144	0.031719	-0.0144	0.040749
-0.0167	0.1299	-0.0167	0.018858	-0.0167	0.031765	-0.0167	0.04082
-0.0201	0.130208	-0.0201	0.018888	-0.0201	0.031851	-0.0201	0.040957
-0.0213	0.130608	-0.0213	0.018949	-0.0213	0.031965	-0.0213	0.04111
-0.02332	0.130594	-0.02332	0.018943	-0.02332	0.031979	-0.02332	0.041148
-0.02477	0.130472	-0.02477	0.018906	-0.02477	0.031937	-0.02477	0.041113
-0.02513	0.129927	-0.02513	0.018809	-0.02513	0.031788	-0.02513	0.040932
-0.02897	0.130456	-0.02897	0.018867	-0.02897	0.03193	-0.02897	0.04115
-0.03213	0.129542	-0.03213	0.018732	-0.03213	0.031746	-0.03213	0.040955
-0.03457	0.129928	-0.03457	0.018761	-0.03457	0.031822	-0.03457	0.041083
-0.03599	0.129923	-0.03599	0.01877	-0.03599	0.031855	-0.03599	0.041141

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
-0.03841	0.130045	-0.03841	0.018808	-0.03841	0.031946	-0.03841	0.041285
-0.0385	0.129957	-0.0385	0.018792	-0.0385	0.031922	-0.0385	0.041256
-0.04013	0.130087	-0.04013	0.018813	-0.04013	0.031979	-0.04013	0.041346
-0.04256	0.130175	-0.04256	0.018807	-0.04256	0.032004	-0.04256	0.041409
-0.04611	0.129857	-0.04611	0.01882	-0.04611	0.032051	-0.04611	0.041498
-0.04887	0.129889	-0.04887	0.01886	-0.04887	0.032131	-0.04887	0.04162
-0.05117	0.128507	-0.05117	0.018627	-0.05117	0.031782	-0.05117	0.041214
-0.05427	0.128952	-0.05427	0.018713	-0.05427	0.031939	-0.05427	0.041437
-0.05691	0.127453	-0.05691	0.018503	-0.05691	0.03165	-0.05691	0.041118
-0.0581	0.126247	-0.0581	0.018356	-0.0581	0.031429	-0.0581	0.04086
-0.06022	0.127536	-0.06022	0.01862	-0.06022	0.031871	-0.06022	0.041432
-0.06144	0.127855	-0.06144	0.018695	-0.06144	0.031996	-0.06144	0.041597
-0.065	0.127319	-0.065	0.018667	-0.065	0.031976	-0.065	0.041617
-0.06516	0.127348	-0.06516	0.018674	-0.06516	0.03199	-0.06516	0.041638
-0.06788	0.125614	-0.06788	0.018469	-0.06788	0.031691	-0.06788	0.041305
-0.07064	0.125598	-0.07064	0.018553	-0.07064	0.031849	-0.07064	0.041535
-0.07253	0.124772	-0.07253	0.018502	-0.07253	0.031782	-0.07253	0.04148
-0.07259	0.124741	-0.07259	0.0185	-0.07259	0.031779	-0.07259	0.041476
-0.07584	0.123891	-0.07584	0.018449	-0.07584	0.031738	-0.07584	0.041479
-0.07851	0.122463	-0.07851	0.018288	-0.07851	0.031531	-0.07851	0.04127
-0.07956	0.122976	-0.07956	0.018399	-0.07956	0.031724	-0.07956	0.041526
-0.07997	0.122707	-0.07997	0.018373	-0.07997	0.031681	-0.07997	0.041475
-0.0821	0.122776	-0.0821	0.018446	-0.0821	0.0318	-0.0821	0.041643
-0.08316	0.12202	-0.08316	0.018357	-0.08316	0.031665	-0.08316	0.041488
-0.08464	0.121371	-0.08464	0.018332	-0.08464	0.031636	-0.08464	0.041471
-0.08711	0.11998	-0.08711	0.018202	-0.08711	0.031487	-0.08711	0.04134
-0.08821	0.119407	-0.08821	0.018231	-0.08821	0.031532	-0.08821	0.041409
-0.09128	0.117609	-0.09128	0.018194	-0.09128	0.031493	-0.09128	0.0414
-0.09507	0.115265	-0.09507	0.018166	-0.09507	0.031467	-0.09507	0.041418
-0.09608	0.115387	-0.09608	0.018316	-0.09608	0.031712	-0.09608	0.041739
-0.09724	0.113937	-0.09724	0.018212	-0.09724	0.031558	-0.09724	0.041565
-0.09768	0.11351	-0.09768	0.018196	-0.09768	0.031538	-0.09768	0.041547
-0.09995	0.111264	-0.09995	0.018145	-0.09995	0.031482	-0.09995	0.041516
-0.09996	0.111253	-0.09996	0.018144	-0.09996	0.031482	-0.09996	0.041516
-0.10395	0.105813	-0.10395	0.017891	-0.10395	0.0311	-0.10395	0.041106
-0.1044	0.105494	-0.1044	0.017927	-0.1044	0.031161	-0.1044	0.041192
-0.10824	0.099887	-0.10824	0.017843	-0.10824	0.031072	-0.10824	0.041158
-0.11038	0.097383	-0.11038	0.017901	-0.11038	0.031187	-0.11038	0.04134
-0.11189	0.095349	-0.11189	0.017919	-0.11189	0.031225	-0.11189	0.041407
-0.11329	0.093122	-0.11329	0.017885	-0.11329	0.031178	-0.11329	0.041363
-0.11602	0.088308	-0.11602	0.017772	-0.11602	0.031005	-0.11602	0.041183
-0.11915	0.084816	-0.11915	0.017999	-0.11915	0.031388	-0.11915	0.041717
-0.12088	0.081646	-0.12088	0.017893	-0.12088	0.031232	-0.12088	0.041552
-0.12158	0.08013	-0.12158	0.017823	-0.12158	0.03113	-0.12158	0.041437
-0.12468	0.07476	-0.12468	0.017726	-0.12468	0.030988	-0.12468	0.041308
-0.12674	0.071621	-0.12674	0.017731	-0.12674	0.031013	-0.12674	0.041378

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
-0.128	0.069704	-0.128	0.017718	-0.128	0.031021	-0.128	0.041424
-0.1309	0.065361	-0.1309	0.017723	-0.1309	0.031049	-0.1309	0.041519
-0.13464	0.059584	-0.13464	0.017571	-0.13464	0.030832	-0.13464	0.041319
-0.13549	0.057986	-0.13549	0.017516	-0.13549	0.03075	-0.13549	0.04123
-0.13554	0.057898	-0.13554	0.017513	-0.13554	0.030745	-0.13554	0.041224
-0.13921	0.053273	-0.13921	0.017445	-0.13921	0.030661	-0.13921	0.041187
-0.14046	0.051727	-0.14046	0.017435	-0.14046	0.030652	-0.14046	0.041199
-0.14244	0.049119	-0.14244	0.017368	-0.14244	0.030557	-0.14244	0.04112
-0.14294	0.048471	-0.14294	0.017343	-0.14294	0.030518	-0.14294	0.041081
-0.14575	0.044409	-0.14575	0.017037	-0.14575	0.030029	-0.14575	0.040507
-0.14896	0.041926	-0.14896	0.017247	-0.14896	0.030376	-0.14896	0.041008
-0.1516	0.039249	-0.1516	0.01716	-0.1516	0.030258	-0.1516	0.040925
-0.15394	0.037169	-0.15394	0.017132	-0.15394	0.030224	-0.15394	0.040933
-0.1548	0.036388	-0.1548	0.017096	-0.1548	0.030173	-0.1548	0.040889
-0.15654	0.034909	-0.15654	0.017031	-0.15654	0.030076	-0.15654	0.040803
-0.15929	0.032577	-0.15929	0.016849	-0.15929	0.029772	-0.15929	0.040469
-0.16203	0.030871	-0.16203	0.016839	-0.16203	0.029766	-0.16203	0.040527
-0.16516	0.029173	-0.16516	0.016819	-0.16516	0.029749	-0.16516	0.040584
-0.16803	0.027569	-0.16803	0.01673	-0.16803	0.029626	-0.16803	0.04051
-0.16932	0.026314	-0.16932	0.016369	-0.16932	0.029028	-0.16932	0.039753
-0.17213	0.025008	-0.17213	0.016241	-0.17213	0.028812	-0.17213	0.039523
-0.17531	0.023973	-0.17531	0.016221	-0.17531	0.028788	-0.17531	0.039568
-0.1763	0.023855	-0.1763	0.016315	-0.1763	0.028954	-0.1763	0.039815
-0.1801	0.022979	-0.1801	0.016379	-0.1801	0.029083	-0.1801	0.040067
-0.18205	0.022491	-0.18205	0.016369	-0.18205	0.02907	-0.18205	0.040076
-0.18313	0.022211	-0.18313	0.016324	-0.18313	0.028993	-0.18313	0.039992
-0.18495	0.021577	-0.18495	0.016113	-0.18495	0.028643	-0.18495	0.039564
-0.18648	0.021296	-0.18648	0.016071	-0.18648	0.028576	-0.18648	0.039505
-0.18923	0.020865	-0.18923	0.016022	-0.18923	0.028507	-0.18923	0.039464
-0.19113	0.020432	-0.19113	0.015859	-0.19113	0.028242	-0.19113	0.039141
-0.19296	0.020377	-0.19296	0.015972	-0.19296	0.028428	-0.19296	0.039406
-0.19386	0.020374	-0.19386	0.016023	-0.19386	0.028509	-0.19386	0.03952
-0.19488	0.020235	-0.19488	0.015961	-0.19488	0.028401	-0.19488	0.039382
-0.1982	0.019668	-0.1982	0.015673	-0.1982	0.027919	-0.1982	0.038757
-0.19869	0.019673	-0.19869	0.01569	-0.19869	0.027947	-0.19869	0.038792
-0.20248	0.019221	-0.20248	0.015454	-0.20248	0.027551	-0.20248	0.038262
-0.20529	0.019168	-0.20529	0.015426	-0.20529	0.027513	-0.20529	0.038201
-0.20606	0.019131	-0.20606	0.015399	-0.20606	0.02747	-0.20606	0.038135
-0.20938	0.018813	-0.20938	0.015113	-0.20938	0.027002	-0.20938	0.037454
-0.21007	0.018722	-0.21007	0.01504	-0.21007	0.026867	-0.21007	0.037248
-0.21084	0.018592	-0.21084	0.014933	-0.21084	0.026673	-0.21084	0.036956
-0.21438	0.018484	-0.21438	0.01478	-0.21438	0.026362	-0.21438	0.036392
-0.21473	0.018476	-0.21473	0.014766	-0.21473	0.026332	-0.21473	0.036335
-0.21613	0.018352	-0.21613	0.014638	-0.21613	0.026103	-0.21613	0.035955
-0.21781	0.018261	-0.21781	0.01453	-0.21781	0.025912	-0.21781	0.035615
-0.22126	0.018156	-0.22126	0.014316	-0.22126	0.02551	-0.22126	0.034865

$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$	$X, \text{ m}$	$v, \text{ m/c}$
-0.2238	0.017709	-0.2238	0.013845	-0.2238	0.024671	-0.2238	0.033537
-0.22475	0.01752	-0.22475	0.013653	-0.22475	0.024328	-0.22475	0.032997
-0.22823	0.017005	-0.22823	0.013147	-0.22823	0.023384	-0.22823	0.031453
-0.22986	0.016681	-0.22986	0.012869	-0.22986	0.022891	-0.22986	0.03068
-0.2339	0.014726	-0.2339	0.011347	-0.2339	0.020231	-0.2339	0.026898
-0.23494	0.014076	-0.23494	0.010859	-0.23494	0.019392	-0.23494	0.025757
-0.23724	0.012151	-0.23724	0.009448	-0.23724	0.01695	-0.23724	0.022487
-0.2381	0.011301	-0.2381	0.008826	-0.2381	0.015872	-0.2381	0.021056
-0.23959	0.009351	-0.23959	0.007345	-0.23959	0.01328	-0.23959	0.017654
-0.24022	0.008513	-0.24022	0.006709	-0.24022	0.012167	-0.24022	0.016193
-0.24193	0.005629	-0.24193	0.004486	-0.24193	0.008202	-0.24193	0.010967
-0.2421	0.005309	-0.2421	0.004235	-0.2421	0.007748	-0.2421	0.010364
-0.24255	0.004369	-0.24255	0.003497	-0.24255	0.00641	-0.24255	0.008583
-0.24306	0.003277	-0.24306	0.002633	-0.24306	0.004837	-0.24306	0.006485
-0.24349	0.002297	-0.24349	0.001851	-0.24349	0.003406	-0.24349	0.004572
-0.24386	0.001428	-0.24386	0.001154	-0.24386	0.002125	-0.24386	0.002855
-0.24417	0.000665	-0.24417	0.000538	-0.24417	0.000992	-0.24417	0.001334
-0.24443	0	-0.24443	0	-0.24443	0	-0.24443	0

