#### Министерство образования и науки Российской Федерации Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования

# КУЗБАССКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ имени Т.Ф. Горбачева

УДК 662.7; 66-977; 536.66 № 01201064387 Инв. № 609к-2010

УТВЕРЖДАЮ Ректор КузГТУ д-р техн. наук В. А. Ковалев «\_\_\_\_»\_\_\_\_ 2012 г.

#### Государственный контракт от 08 сентября 2010 г. № 14.740.11.0101 Шифр «2010-1.1-229-093-003»

#### ОТЧЕТ О НАУЧНО-ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКОЙ РАБОТЕ

В рамках федеральной целевой программы «Научные и научно-педагогические кадры инновационной России» на 2009-2013 годы

по теме:

#### РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ПЕРЕРАБОТКИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ В СРЕДЕ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОГО ВОДЯНОГО ПАРА АТМОСФЕРНОГО ДАВЛЕНИЯ С ПОЛУЧЕНИЕМ ВЫСОКОКАЛОРИЙНОГО ГАЗООБРАЗНОГО ТОПЛИВА, СИНТЕЗ– ГАЗА ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ СИНТЕТИЧЕСКИХ ЖИДКИХ ТОПЛИВ И КОКСА (промежуточный, этап № 4)

Наименование этапа: «Исследование и обоснование механизмов увеличения выхода газообразного водорода, оксида углерода и метана с одновременным снижением диоксида углерода при конверсии органического сырья в среде высокотемпературного водяного пара»

Руководитель НИР, д-р техн. наук, ст.н.с.

А. Р. Богомолов

## СПИСОК ИСПОЛНИТЕЛЕЙ

Руководитель темы, д-р техн. наук, ст.н.с. ИТ СО РАН –	А. Р. Богомолов (введение, заключение)
Исполнители темы:	
Д-р техн. наук, гл.н.с. ИТ СО РАН	Н. А. Прибатурин (раздел 1,
Д-р хим. наук, профессор КузГТУ	заключение) Е. И. Кагакин (разделы 1, 3, 6. заключение)
Д-р физмат. наук, профессор НИ ТПУ –	В. С. Логинов (разделы 2, 4, 5)
Д-р физмат. наук, профессор НИ ТПУ –	А. Н. Субботин (разделы 2, 4, 5)
Канд. техн. наук, доцент КузГТУ	Ю. О. Афанасьев (раздел 3)
Канд. техн. наук, ст.н.с. ИТ СО РАН	М. В. Алексеев (раздел 2, 4)
Канд. техн. наук, доцент КузГТУ	С. С. Азиханов (раздел 1, 3)
Канд. техн. наук, доцент КузГТУ	Е. Ю. Темникова (раздел 1,3)
Канд. техн. наук, доцент КузГТУ	Т.С. Котельникова (раздел 1,
Канд. техн. наук, ст. препод. НИ ТПУ	3) Д. В. Феоктистов (разделы 2, 4)
Ст. препод. КузГТУ	Н. В. Тиунова (раздел 1)
Ст. препод. КузГТУ (аспирант)	Р. Н. Воронов (раздел 6)
Аспирант КузГТУ	С. А. Шевырев (разделы 1, 3)
Аспирант НИ ТПУ	О.С. Симонова (разделы 2, 4)
Магистрант НИ ТПУ	А. В. Казаков (раздел 2, 4)
Магистрант НГУ	И. С. Вожаков (раздел 2, 4)
Магистрант НИ ТПУ	А. А. Юнусов (разделы 2, 4)
Студент КузГТУ	М. А. Кривоносова (разделы
Нормоконтроллер	1, 5) А. Н. Гулев

УДК 001.891[047]:006.354 МКС 01.140.20 Т62 ОКСТУ 0007 Ключевые слова: научно-технический документ, отчет, научно-исследовательская работа, промежуточный отчет

#### ΡΕΦΕΡΑΤ

Отчет 135 с., 1 ч., 95 рис., 3 табл., 29 источника

РЕЖИМЫ ПРОЦЕССА КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНО-УГОЛЬНЫХ СМЕСЕЙ И УГЛЕЙ, АНАЛИЗ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА И КОКСА, СОСТАВ ПРОДУКТОВОГО ГАЗА, ФИЗИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ, МЕТОДИКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА, МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ.

Объектом исследования являются: процессы конверсии древесноугольных смесей и углей; закономерности влияния определяющих параметров водяного пара и состава органического сырья на кинетические закономерности образования газообразных веществ и твердого остатка; методика расчета технологического процесса газификации органического сырья в среде водяного пара; физическое и математическое описание процесса газификации твердого органического топлива.

Цель работы – исследование влияния определяющих параметров водяного пара на кинетические закономерности процесса конверсии древесно-угольных смесей и углей с образованием газообразных веществ и твердого остатка; экспериментальные исследования влияния состава углей, древесины, шламов на состав продуктового газа и характеристики коксового остатка; разработка математической модели и методики расчета технологического процесса конверсии органического сырья; установление оптимальных параметров процесса газификации органического сырья.

В процессе работы проводились: исследования кинетических закономерностей образования газообразных веществ и твердого остатка при газификации древесно-угольных смесей и углей на сырьевой базе отходов угледобычи И углеобогащения; построение методики расчета технологического процесса газификации органического сырья в среде водяного пара (в одномерном приближении); разработка математической методики технологического расчета процесса модели И конверсии органического сырья; определение оптимальных параметров процесса

газификации органического сырья; разработка программы внедрения результатов НИР в образовательный процесс

работ При выполнении экспериментальных использовались термодинамические методы измерения расхода водяного пара и водороднокислородной смеси на основе дифференциальных манометров, методы контактного и бесконтактного измерения температуры в перегревателе, проницаемом слое древесно-угольных смесей и углей, отработанные стандартные методики анализа продуктового газа на хроматографе и поточном газоанализаторе. При математическом моделировании использованы апробированные математические модели и проверенные надежные методы.

В результате исследования кинетических закономерностей образования газообразных И твердого остатка при газификации веществ карбонизированных древесно-угольных смесей (шихты), содержащих отходы угледобычи и деревопереработки, установлено влияние состава шихты на выход оксида и диоксида углерода, а также водорода и метана. Присутствие древесины в карбонизированной угольной массе до 30% (масс.) при паровой конверсии при одной и той же температуре повышает выход водорода по сравнению с конверсией карбонизированного угля, а при содержании в шихте древесины свыше 30% – количество водорода в составе продуктового газа остается постоянным и соответствует его выходу при газификации индивидуальной карбонизированной древесины. Присутствие древесины в шихте при прочих равных условиях оказывает снижающее действие на выход оксида углерода и повышающее – на долю диоксида углерода.

При разработке методики расчета технологического процесса паровой газификации отходов угольных предприятий предложен эскизный вариант шахтного противоточного газификатора непрерывного действия. При разработке модели технологического процесса за основу была принята модель автотермической слоевой газификации в одномерном приближении. Слой представляет собой монофракционную угольную засыпку, через

которую движется поток пара. Отличие от автотермической паровоздушной газификации состоит в отсутствии зоны окисления. Система уравнений модели включает уравнения переноса компонент газовой фазы, уравнение энергии газовой фазы, уравнения переноса компонент твердой фазы и уравнение энергии твердой фазы. Поставленная краевая задача решалась численно. Для проверки модели использовалось аналитическое решение при начальной температуре пара менее 300°C. В этом случае задача инертного нагрева имеет аналитическое решение.

При установлении оптимальных параметров процесса газификации выбор начальных параметров слоевого противоточного шахтного газификатора был обусловлен тепловой мощностью парового потока, который составляет 50 кВт. Выбор критериев оптимальности обусловлен: 1) выходом газифицируемого органического сырья из шахтного реактора с содержанием углерода не более 1% (масс.) от начального содержания на входе в реактор при варьировании геометрических размеров аппарата, расходных и термодинамических параметров паровой и твердой фаз; 2) максимальной теплотой сгорания продуктового газа. В результате численного расчета разработана методика определения оптимальных параметров для процесса газификации органического сырья на модели противоточного шахтного слоевого газификатора.

При исследовании кинетических закономерностей образования газообразных веществ И твердого остатка при газификации карбонизированных отходов угледобычи и углеобогащения полученные результаты показывают, что образование продуктов газификации в условиях проведения процесса начинается на поверхности частицы и по мере удаления углерода фронт газовыделения продвигается внутрь ee. обнажая минеральный каркас. На это указывает изменение рельефа и структуры поверхности частицы во время протекания процесса. Изучение твердого остатка газификации проводились методом растровой электронной

микроскопии на сканирующем электронном микроскопе JEOL JSM6390 SEM с приставкой для микроанализа JED 2300.

Разработана рабочая программа дисциплины «Общая химическая технология» для направления «240100 – химическая технология», в которую изучению процессов газификации включен раздел по углей И углеродсодержащих материалов, в частности паровой В конверсии. образовательном процессе материал излагается с учетом полученных результатов в данной научно-исследовательской работе.

С учетом опытных данных разработана физико-математическая модель процесса конверсии органического сырья в опытном горизонтальном реакторе на примерах шлама ЦОФ «Березовская» и отходов углей Березовского и Междуреченского месторождений.

Одной из основных областей применения результатов НИР может быть создание оригинальной технологии для переработки органического сырья (древесины, древесных отходов, угольных шламов и их смесей) в мобильных реакторах-газификаторах на высокотемпературном перегретом водяном паре атмосферного давления с целью получения высококалорийного топлива, синтез-газа, синтетических жидких топлив и кокса.

Выводы

1. При конверсии шихты карбонизированных древесно-угольных отходов с увеличением доли древесины при прочих равных параметрах происходит возрастание концентрации CO<sub>2</sub> и понижение CO. Доля H<sub>2</sub> в продуктовом газе растет с увеличением доли древесины в пределах 0-30% и далее не изменяется вплоть до ее содержания в шихте 100%.

2. Построена модель И разработана методика расчета паровой газификации технологического процесса отходов угольных предприятий на примере шахтного противоточного газификатора непрерывного действия. При начальной температуре пара менее 300°С задача инертного нагрева имеет аналитическое решение.

В 3. результате численного расчета разработана методика оптимальных определения параметров для процесса газификации органического сырья В модели противоточного шахтного слоевого газификатора мощностью 50 кВт по двум критериям оптимальности: наивысшая теплота сгорания продуктового газа и степень конверсии органической части не менее 99%.

4. Изменение рельефа и структуры поверхности частицы во время протекания процесса, результат анализа состава частиц после газификации позволяет утверждать, что при использовании предлагаемого способа переработки шламов может быть достигнуто практически полная конверсия углерода, трудно достижимая даже в процессах горения.

5. В образовательном процессе для студентов направления «240100 – химическая технология» раздел «Процессы газификации углей» излагается с учетом полученных результатов в данной научно-исследовательской работе.

6. Разработана физико-математическая модель процесса конверсии органического сырья в опытном горизонтальном реакторе на примерах шлама ЦОФ «Березовская» и отходов углей Березовского и Междуреченского месторождений.

# СОДЕРЖАНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	9
1. ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ОБРАЗОВАНИЯ ГАЗООБРАЗНЫХ, ЛЕТУЧИХ ВЕЩЕСТВ И ТВЕРДОГО ОСТАТКА ПРИ ГАЗИФИКАЦИИ ДРЕВЕСНО-УГОЛЬНЫХ СМЕСЕЙ	15
<ol> <li>Исследование влияния температуры на кинетику газообразования при газификации древесно-угольных смесей</li> </ol>	15
<ol> <li>Изучение изменений карбонизированной древесины при газификации древесно-угольных смесей</li> </ol>	23
2. РАЗРАБОТКА МЕТОДИКИ РАСЧЕТА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ В СРЕДЕ ВОДЯНОГО ПАРА (В ОДНОМЕРНОМ ПРИБЛИЖЕНИИ)	26
2.1. Постановка задачи	26
2.2. Модель технологического процесса противоточной слоевой газификации органического сырья в среде водяного пара в одномерном приближении	27
2.3. Описание программы для расчета газификатора непрерывного действия	34
3. ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ОБРАЗОВАНИЯ ГАЗООБРАЗНЫХ, ЛЕТУЧИХ ВЕЩЕСТВ И ТВЕРДОГО ОСТАТКА ПРИ КОНВЕРСИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ РАЗЛИЧНОГО ПРОИСХОЖДЕНИЯ	38
3.1. Исследование влияния температуры на кинетику газообразования при газификации отходов угледобычи и шлама углеобогащения	38
3.2. Изучение твердого остатка газификации шлама ЦОФ Березовская	49
4. РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ И МЕТОДИКИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ПРОЦЕССА КОНВЕРСИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ С УЧЕТОМ ОПЫТНЫХ ДАННЫХ	53
4.1. Физико-математическая модель	53
5. УСТАНОВЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНЫХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ	60
5.1. Начальные параметры для расчета	60
5.2. Данные численного эксперимента и анализ полученных результатов	61
5.3. Оптимизация процесса газификации органического сырья	64
6. РАЗРАБОТКА ПРОГРАММЫ ВНЕДРЕНИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ НИР В ОБРАЗОВАТЕЛЬНЫЙ ПРОЦЕСС	98
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	100
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	104
ПРИЛОЖЕНИЕ А	107
ПРИЛОЖЕНИЕ Б	
ПРИЛОЖЕНИЕ В	
ПРИЛОЖЕНИЕ Г	

#### ВВЕДЕНИЕ

В последнее десятилетие все более актуальной становится проблема энергетической независимости и безопасности производственных процессов и объектов жизнеобеспечения. Одним из основных приоритетов в развитии ТЭК на период до 2050 года является повышение доли угля в топливно-Необходимо энергетическом балансе России. также расширение нетопливного использования органической и минеральной части угля, а именно – создание индустрии глубокой комплексной его переработки в ценные продукты. Поэтому задачи увеличения добычи и разработка способов глубокой переработки твёрдого топлива в нашей стране приобретают исключительное народнохозяйственное значение. В связи с этим в последнее время возобновился и расширился интерес к применению нетрадиционных методов переработки углей и углеродсодержащих материалов. Одним из перспективных направлений такой переработки является газификация твердого топлива с получением в качестве продукта топливного газа или синтез-газа. В ряде развитых стран (США, Германия и др.) в рамках национальных программ уже разработаны высокоэффективные парогазовые установки с внутрицикловой газификацией угля.

Одним из преимуществ процессов газификации является возможности использования топлив, не пригодных для использования в энергетических установках (отходы угледобычи и углеобогащения, нефтяные остатки, битуминозные пески, торф, сланцы, биомасса).

Следует заметить, что сам по себе процесс газификации твердого топлива известен очень давно. Мэрдок (Murdock) Уильям (1754-1839), английский механик, впервые (1792) произвел сухую перегонку каменного угля, применил в 1803 году полученный газ для освещения (*светильный газ*). Итальянский профессор Фелиций Фонтан (1730-1805), пропуская воду через раскаленный уголь получил *водяной газ*, содержащий большое количество СО и H<sub>2</sub>, который в настоящее время принято называть синтез-газом.

Различными способами обработки угля при повышенных температурах в разное время получали *генераторный газ*, *масляный газ*, *колошниковый* и другие газы.

Несмотря на давность получения топливного газа из угля, первое и достаточно полное описание способов получения и использования продуктов газификации в качестве топлива в литературе относится к началу ХХ-го столетия [1]. Это может означать то, что к этому времени различные процессы и установки газификации твердых топлив достаточно широко применялись. Столь давняя история процессов газификации, однако, не означает, что в процессах газификации все известно и оптимизировано. И в настоящее время на этом поле остается много не решенных проблем, что часто ограничивает применение этих процессов для переработки твердого топлива и других углеродсодержащих материалов.

В настоящее время наиболее разработанными и широко применяемыми являются три типа газогенераторов: со стационарным слоем топлива, с кипящим слоем и с использованием потока пылевидного топлива, с паровоздушным или парокислородным дутьем. Несмотря на широкое распространение процессов с паровоздушным или парокислородным дутьем, не следует забывать об одном существенном недостатке, присущем этим способам газификации. Он заключается в том, что получаемые газообразные продукты содержат большое количество балластных веществ, прежде всего, азота и диоксида углерода. Если при использовании получаемого газа в качестве топлива для энергетических установок присутствием этого балласта можно пренебречь (это только снижает теплотворную способность), то при использовании его в качестве сырья для химической промышленности потребуется применение дорогостоящих систем очистки от этих примесей. Одним из перспективных способов газификации может рассматриваться паровая бескислородная газификация, заключающаяся в продувании через слой топлива перегретого водяного пара или водяного пара через раскаленный слой топлива [1]. При этом протекает реакция:

$$C + H_2O = CO + H_2 - 132,6$$
кДж. (1)

Согласно этой схеме процесса в результате может быть получен синтез-газ практически не содержащий примесей, что открывает возможность среднекалорийных топливных (10 - 15)МДж/нм3) производства или технологических газов с высоким содержанием водорода и оксида углерода, позволяющим интегрировать этот процесс в комбинированные парогазовые циклы для выработки электроэнергии с более высокой эффективностью, чем при прямом сжигании. Кондиционирование (очистка от смол и других нежелательных примесей) и повышение качества синтез-газа позволяют применять его в качестве сырья для производства метанола или жидкого топлива (по Фишеру – Тропшу) и водорода для топливных элементов или производства аммиака. При проведении неполной газификации угля или древесины возможно получение активных углей с большой удельной поверхностью – до 80-170 м<sup>2</sup>/г, т.к. пар при высокой температуре обеспечивает образование пор и активирование их поверхности [2].

Следует, однако, заметить, что однозначного мнения по вопросу о механизме процесса паровой газификации и составу получаемого газа нет. Например, в [3] приводится мнение, что в процессе паровой газификации протекают две независимые реакции – наряду с реакцией (1) реакция:

 $CO + H_2O = CO_2 + H_2 + 417,8 \ \kappa \ \mu \ x.$ (2)

В работе [4] утверждается, что реакция (2) протекает последовательно через пять элементарных стадий, значения констант скоростей которых, при температуре около  $800^{\circ}$ С близки к нулю. Поэтому вполне уверенно можно считать, что при паровой газификации образования CO<sub>2</sub> практически не происходит. Авторы же работы [5] предложили схему процесса получения CO и H<sub>2</sub> в две стадии в кипящем слое с циркулирующим дисперсным теплоносителем. На первой стадии при взаимодействии водяного пара и углерода образуются CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>. На второй CO<sub>2</sub> взаимодействует с углеродом с образованием CO. Согласно и модели, и приведенным экспериментальным результатам в составе получаемых газообразных продуктов содержится довольно много CO<sub>2</sub>, что снижает эффективность процесса. Этого недостатка, по нашему мнению, лишен способ обработки топлива (в стационарном или кипящем слое) водяным паром, предварительно нагретым до нужной температуры. Такая организация процесса к тому же позволит экономить до 20% угля, т.к. не требует сжигания части его для поддержания необходимой для протекания процесса газификации температуры, кроме того это приведет к снижению техногенной нагрузки на окружающую среду и уменьшению выбросов парниковых газов.

Что же касается моделирования процесса паровой газификации угля, то в обзорной работе [6] рассмотрены более десятка моделей, описывающих паровую газификацию. Такое обилие моделей, видимо, указывает на то, что на процесс газификации оказывают влияние множество факторов, например, конструкция аппарата, организация процесса (стационарный или кипящий слой), степень метаморфизма угля, состав его минеральной части, фракционный состав. Анализ публикаций однозначно позволяет только установить положительное влияние температуры (учитывая, что реакция газификации паровой эндотермическая, энергия активации процесса составляет 150 – 250 кДж/моль) и давления на скорость конверсии угля и качественно оценить их воздействие на степень, скорость конверсии сырья и на состав продуктов. Это подтверждается экспериментальными результатами разных исследователей, в том числе и авторов данной работы.

Преимущество газифицирующего агента в виде водяного пара подтверждается недавними зарубежными исследованиями, представленными, в частности, в работах [7-11].

Из-за отсутствия надежных методик расчета газогенераторов, основанных на физических процессах и математических моделях, не решены вопросы рационального выбора технологической схемы конверсии углеродсодержащих материалов.

Исследования направлены на реализацию программы по разработке технологий конверсии органического сырья на основе использования

перегретого водяного пара с целью получения высококалорийного продуктового газа или синтез-газа для химических производств.

Целью работы данного 4 этапа НИР является исследование и обоснование механизмов увеличения выхода газообразного водорода, оксида углерода и метана с одновременным снижением диоксида углерода при конверсии органического сырья в среде высокотемпературного водяного пара.

Для достижения цели были поставлены задачи:

исследование кинетических закономерностей образования
 газообразных, летучих веществ и твердого остатка при газификации
 древесно-угольных смесей;

 разработка методики расчета технологического процесса газификации органического сырья в среде водяного пара (в одномерном приближении);

исследование кинетических закономерностей образования
 газообразных, летучих веществ и твердого остатка при конверсии
 органического сырья различного происхождения;

 разработка математической модели и методики расчета технологического процесса конверсии органического сырья с учетом опытных данных;

 определение оптимальных параметров процесса газификации органического сырья;

 разработка программы внедрения результатов НИР в образовательный процесс.

Область использования результатов исследований определяется конкретными условиями ведения процесса конверсии в зависимости от вида сырья и параметров ведения процесса. Основу сырьевой базы составляют отходы угледобычи в виде штыба и углеобогащения в виде шламов. При частичной газификации в зависимости от вида сырья и условий процесса может быть получен газ для использования в качестве высококалорийного

топлива, либо как сырье для получения углеводородов, а также получения твердого углеродсодержащего остатка. Полная газификация направлена на получение газа различного состава для использования в производстве химических продуктов или энергии. Зольный мелкодисперсный остаток можно использовать, в частности, в строительном производстве.

### 1 ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ОБРАЗОВАНИЯ ГАЗООБРАЗНЫХ, ЛЕТУЧИХ ВЕЩЕСТВ И ТВЕРДОГО ОСТАТКА ПРИ ГАЗИФИКАЦИИ ДРЕВЕСНО-УГОЛЬНЫХ СМЕСЕЙ

1.1 Исследование влияния температуры на кинетику газообразования при газификации древесно-угольных смесей

В ближайшем будущем человечеству грозит проблема исчерпаемости нефте-газовых ресурсов, что в свою очередь негативно отразится на отраслях промышленности, а также на мировой экономике вцелом. Поэтому во всем мире ведутся поиски альтернативных источников энергии и ресурсов, способных заменить нефть и газ. Одним из таких источников в обозримой перспективе является уголь, которого в России 53% от мировых запасов. Поэтому задачи увеличения добычи и разработки способов глубокой переработки твёрдого топлива в нашей стране приобретают исключительное народнохозяйственное значение. Одним из направлений такой переработки является газификация твердого топлива с получением в качестве продукта топливного газа или синтез-газа. Наиболее разработанными и довольно широко применяемыми являются три типа газогенераторов: со стационарным слоем топлива, с кипящим слоем и с использованием потока пылевидного топлива при паровоздушном или парокислородном дутье. Перспективным способом газификации может рассматриваться паровая бескислородная газификация, заключающаяся в продувании перегретого водяного пара или водяного пара через раскаленный слой топлива, в результате чего может быть получен синтез-газ практически не содержащий примесей. При обсуждении перспективных направлений процессов газификации следует учитывать, что в качестве газифицируемого сырья могут использоваться нефтяные битуминозные торф, остатки, пески, сланцы, другие органосодержащие вещества, например отходы лесопереработки, которых в России значительное количество. Они могут быть подвергнуты газификации как индивидуально, так и в смесях.

Нами были исследованы процессы совместной газификации каменного угля и древесных опилок в разных массовых соотношениях (от 10 до 50%). Контроль основных параметров: температуры в разных местах реактора, расход пара, концентрации продуктов – проводился автоматизировано. Эксперименты выполнялись на модернизированном лабораторном стенде, схема которого приведена на рисунке 1.1.



Рисунок 1.1 – Схема экспериментального стенда:
I – вход низкотемпературного пара; II – вход высокотемпературного пара; III – выход паро-газовой смеси; IV – выход конденсата; V – выход влажного газа; VI – выход сухого газа; VII – охлаждающая вода
1 – парогенератор; 2 – генератор горючей смеси; 3 - зона смешения рабочегоучастка; 4 – реакционная зона рабочего участка;
5 – конденсатор; 6–емкость разделения; 7 – емкость сбора конденсата; 8 – емкость осушения газа; 9 – газоанализатор; *T*<sub>1</sub>, *T*<sub>2</sub>, *T*<sub>3</sub> – соответственно измерение температуры перед реакционной зоной, в реакционной зоне и после нее

В результате экспериментальных исследований были получены зависимости выхода основных продуктов реакции от времени для угля шахты «Березовская» и древесины, а также их некоторых смесей при температуре в слое материала 810-845°С, представленные на рисунках 1.2-1.6.



Рисунок 1.2 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для угля шахты «Березовская», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=830°С



Рисунок 1.3 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для смеси угля шахты «Березовская» и древесины (10% масс.), температура в слое материала  $T_2=810^{\circ}$ С



Рисунок 1.4 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для смеси угля шахты «Березовская» и древесины (30% масс.), температура в слое материала  $T_2=810^{\circ}\mathrm{C}$ 



Рисунок 1.5 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для смеси угля шахты «Березовская» и древесины (50% масс.), температура в слое материала  $T_2=845^{\circ}\mathrm{C}$ 



Рисунок 1.6 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для древесины, температура в слое материала T<sub>2</sub>=830°C

При анализе представленных экспериментальных результатов следует учитывать следующие химические реакции:

$$2C + O_2 = 2CO$$
 (1.1)

$$C + H_2O = CO + H_2$$
 (1.2)

$$2H_2 + O_2 = 2H_2O (1.3)$$

$$CO + H_2O = CO_2 + H_2$$
 (1.4)

$$\mathrm{CO}_{2} \stackrel{k_{i}}{=} \mathrm{C} + \mathrm{O}_{2} \tag{1.5}$$

В начале процесса протекает реакция (1.1) из-за наличия в реакторе воздуха, который попал до размещения в нем газифицируемого образца. После исчерпания данного запаса кислорода этот канал получения СО прекращает действовать и основным каналом получения СО и H<sub>2</sub> становится реакция (1.2).

При рассмотрении зависимостей на рис.1.2 обращает на себя внимание следующее. В процессе происходит снижение концентрации водорода при одновременном увеличении содержания в смеси кислорода. При этом соотношение концентраций СО и СО<sub>2</sub> практически не изменяется на всем

протяжении процесса. Уменьшение количества водорода в продуктах реакции происходит вследствие окисления его кислородом по реакции (1.3) при этом используется кислород, получаемый по реакции (1.5). Сама же эта реакция становится возможной, с одной стороны, благодаря окислению СО перегретым водяным паром, с другой, наличию в угле минеральных примесей, вероятно обладающих каталитической активностью в отношении реакции (1.5) [24]. Более подробно вопрос о каталитических свойствах минеральной части углей обсужден в разделе 3. В данном же разделе при обсуждении результатов мы будем использовать изложенные выше положения.

При добавлении в уголь 10 % древесных опилок тенденции в целом сохраняются, однако наблюдается менее резкое снижение концентрации водорода при пониженном содержании кислорода, увеличение концентрации СО<sub>2</sub> и уменьшение концентрации СО. Стоит отметить, что при такой незначительной добавке древесины в уголь существенных различий в протекании процесса газификации согласно предложенной схеме процесса не будет. Однако процессы, протекающие по реакциям (1.3) и (1.5) начинают подавляться, а реакция (1.3) получает предпочтение. При дальнейшем увеличении доли древесины эта тенденция превращается в характеристику влияния состава шихты на состав продуктового газа и косвенно указывает на роль минеральных компонентов углей. На рисунках 1.7-1.9 более отчетливо видны эти взаимосвязи. Особенно следует обратить внимание на то, что изменение одного параметра, воздействующего на протекание одной из комплекса реакций, приводит к изменению соотношений концентраций всех компонентов в зоне реакции. В конечном итоге на выходе из реактора получается продуктовый газ иного состава. Представленные результаты (в рамках предложенной концепции) указывают на то, что уменьшение минеральной части, приводит к ингибированию реакции (1.5). Что проявляется в увеличении концентрации CO<sub>2</sub> и уменьшении концентрации О<sub>2</sub>. Следствием таких изменений в составе реакционной смеси является

резкое замедление реакции (1.3), что сразу сказывается ростом концентрации водорода. Реакция же (1.4) продолжает генерировать CO<sub>2</sub>.



Рисунок 1.7 – Зависимость выхода H<sub>2</sub> от доли древесины в смеси угля шахты «Березовская» и древесины (0 % - уголь без древесины, 100% - древесина без угля), время 1000с от начала эксперимента



Рисунок 1.8 – Зависимость выхода СО от доли древесины в смеси угля шахты «Березовская» и древесины (0 % - уголь без древесины, 100% - древесина без угля), время 1000с от начала эксперимента



Рисунок 1.9 – Зависимость выхода CO<sub>2</sub> от доли древесины в смеси угля шахты «Березовская» и древесины (0 % - уголь без древесины, 100% - древесина без угля), время 1000с от начала эксперимента

По полученным экспериментальным результатам были рассчитаны константы скорости процессов газификации для индивидуальных компонентов и их смесей при близких температурах процесса. Результаты этих расчетов приведены в таблице 1.1.

Температура, °С	Доля древесины в смеси уголь-древесина	$k \cdot 10^5$ , 1/c
830	0%	22,73
820	10%	17,82
810	30%	19,78
845	50%	13,69
830	100%	105,11

Таблица 1.1 Энергия активации в смесях уголь - древесина

Выше мы говорили о влиянии состава шихты на состав получаемого газа, не касаясь скорости протекания процесса газификации. В таблице 1.1 представлены значения констант скорости брутто-процесса и при

рассмотрении соотношений между ними и концентрационными зависимостями можно уверенно полагать, что взаимоотношения между химическими процессами в реакторе-газификаторе весьма не просты.

# 1.2 Изучение изменений карбонизированной древесины при газификации древесно-угольных смесей

Изучение изменений древесины, происходящих при газификации древесно-угольных смесей с разным соотношением угля и древесины, проводили методом растровой электронной микроскопии на сканирующем электронном микроскопе JEOL JSM6390 SEM в центре коллективного пользования кемеровского научного центра СОРАН. Результаты этого исследования приведены на рисунках 1.10 – 1.13.



Рисунок 1.10 – Электронно-микроскопический снимок поверхности образца древесины после процесса газификации

Электронно-микроскопические исследования изменений поверхности карбонизированной древесины при совместной газификации с карбонизированным углем позволяют полагать, что конверсия компонентов древесно-угольной смеси протекает самостоятельно и независимо друг от друга.



Рисунок 1.11 – Электронно-микроскопический снимок поверхности образца древесины после процесса газификации смеси: уголь «Березовская» (50%)древесина (50%)



Рисунок 1.12 – Электронно-микроскопический снимок поверхности образца древесины после процесса газификации смеси: уголь «Березовская» (70%)-древесина (30%)

Состав газа зависит от результатов взаимодействия продуктов различных реакций. Результаты же проведенного исследования

подтверждают отсутствие в древесине макрокристаллического каркаса, что, тем не менее не является препятствием для использования ее как сырья для процессов газификации, лучше в смесях с достаточно высоким содержанием некоторых минеральных компонентов.

#### Вывод.

Анализ и сопоставление представленных результатов позволяет говорить, что процессы, протекающие при взаимодействии перегретого высокотемпературного водяного пара с углеродсодержащими материалами очень сложны и их, скорее всего не удастся однозначно объяснить используя простые модели. Это, скорее всего, вызвано неоднозначностью состава объекта исследования. Чтобы минимизировать влияние состава шихты на результаты процесса необходимо целенаправленное расширение исследований.



Рисунок 1.13 – Электронно-микроскопический снимок поверхности образца древесины после процесса газификации смеси: уголь «Березовская» (90%)-древесина (10%)

### 2 РАЗРАБОТКА МЕТОДИКИ РАСЧЕТА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ В СРЕДЕ ВОДЯНОГО ПАРА (ОДНОМЕРНОЕ ПРИБЛИЖЕНИЕ)

2.1 Постановка задачи

Одним из возможных технических вариантов реализации бескислородной газификации углеродсодержащих материалов в среде водяного пара является шахтный противоточный газификатор непрерывного действия, эскиз которого приведен на рисунке 2.1.

 $\mathbf{G}_{\alpha}$ 

### Рисунок 2.1 - Эскиз промышленного шахтного противоточного газификатора непрерывного действия

Рассмотрим схему работы шахтного противоточного газификатора непрерывного действия. Поток углеродсодержащего материала  $G_{\rm T}$  с температурой  $T_{\rm T}$  подается шнеком сверху шахты и движется вниз под действием собственного веса. Снизу шахты подается поток перегретого пара  $G_{\rm V}$  температурой  $T_{\rm V}$ , который, проходя через слой материала, постепенно охлаждается, нагревая материал, смешивается с продуктами пиролиза и выходит вверху шахты. В верхней части газификатора происходит сушка и

карбонизация подаваемого материала, и затем при более высокой температуре – конверсия углерода перегретым паром. Зольный остаток потока материала удаляется шнеком внизу шахты. Как можно заметить в технологическом процессе зона сушки, карбонизации и паровой конверсии могут накладываться или следовать одна из другой. Кроме этого, на процесс также влияют свойства газифицируемого топлива, такие как диаметр зерна, массовая концентрация влаги, летучих, коксового остатка.

В связи, с этим возникла задача разработки методики расчета технологического процесса противоточной слоевой газификации органического сырья в среде водяного пара в одномерном приближении.

# 2.2 Модель технологического процесса противоточной слоевой газификации органического сырья в среде водяного пара в одномерном приближении

При разработке модели 3a основу была принята модель автотермической слоевой газификации, разработанная в [12]. Угольное вещество состоит из углерода C, влаги W, летучих веществ V и инертного зольного остатка А. Угольные частицы – сферические тела с жестким зольным скелетом, поры которого равномерно заполнены углеродом и собой летучими веществами. Слой представляет монофракционную угольную засыпку, через которую движется поток газа. В слое выделены твердая и газовая фазы. Система газ-угольные частицы представляет собой гетерогенную смесь, в объёме которой газ имеет долю є (порозность). Угольная засыпка подается в газификатор шахтного типа и движется под собственным весом сверху вниз со скоростью w (скорость скольжения), противотоком ей происходит фильтрационное движение газовой фазы со скоростью *и* (рисунок 2.2). Моделирование процессов, протекающих в твердой фазе – пиролиза, гетерогенного взаимодействия, а также описание теплопроводности твердой фазы осуществляется в рамках континуального подхода [13]. В отличие от автотермической газификации в данном случае отсутствует зона окисления. Расположение зон следующее: зона сушки, зона

пиролиза, зона конверсии. Газифицирующим агентом (и одновременно теплоносителем) является высокотемпературный пар. Температура твердой фазы в фиксированной точке – это осредненная по сечению аппарата температура поверхности частиц. Температурными и концентрационными градиентами в частице пренебрегаем. Гидродинамические (сопротивление фильтрующемуся потоку газа) и теплофизические (теплопроводность, теплоемкость) свойства твердой фазы равномерно распределены по высоте слоя и не изменяются в радиальном направлении. Газовая фаза включает компоненты, содержащиеся в дутье (газифицирующем агенте), газообразные продукты пиролиза и продукты гетерогенного и гомогенного химического взаимодействия, представляющие собой однородную смесь идеальных газов, подчиняющихся уравнению состоянию Клапейрона-Менделеева. Детальный химический состав газа при этом не принимается во внимание. Для описания межфазного взаимодействия используется модель взаимопроникающих континуумов [13]. Процесс термического разложения угольных частиц рассматривается как переход влаги и летучих компонентов из твердой фазы в газовую. Углерод коксового остатка вступает во взаимодействие с газовыми реагентами в эндо- и экзотермических реакциях. В объеме газа протекают гомогенные химические реакции с выделением и поглощением тепла. Действием силы тяжести пренебрегаем, так как большие перепады высоты отсутствуют. Давление принято постоянным.



Рисунок 2.2 - Схема расчета

Основные подходы к моделированию процессов в неподвижном слое изложены в [14, 15]. В общем случае математическая модель термохимического реагирования в слое угля должна включать следующее:

- уравнения неразрывности потока и баланса масс его компонентов с учетом фазовых и химических превращений (гомогенных реакций);

- уравнения сохранения энергии потока с учетом межфазного теплообмена, тепловых эффектов химического реагирования и теплообмена со стенками аппарата;

- уравнения сохранения компонентов твердой фазы (описание сушки, пиролиза, и гетерогенных реакций);

- уравнения энергии слоя для описания механизма переноса тепла вдоль слоя;

- уравнения энергии и переноса газообразных компонентов (продуктов пиролиза и газификации) в частице;

- уравнения деформации угольного вещества для определения разрушения угольных частиц и усадки слоя;

- уравнения сохранения импульса для газовой фазы.

При описании слоя угля в масштабах газификатора выделяют твердую и газовую фазу. Свойства угольных частиц осредняют и записывают уравнения для сплошной среды – твердой фазы (континуальный подход [16]), которая характеризуется удельной поверхностью частиц, температурой, теплопроводностью, теплоотдачей, кинетическими константами, насыпной плотностью.

Взаимодействие углерода с компонентами газовой смеси описывается следующими брутто-реакциями, протекающими только в прямом направлении:

 $C + O_2 \rightarrow CO_2$ ,  $C + CO_2 \rightarrow 2CO$ ,  $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$ 

Химическое взаимодействие между компонентами газовой смеси и летучими описываются реакциями:

$$2\text{CO} + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{CO}_2, \qquad 2\text{H}_2 + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{H}_2\text{O},$$

$$C_x H_y O_n N_p + H_2 O \rightarrow x CO + (1 - y/2) H_2 + p/2 N_2 + (1 + x - n)/2 O_2$$

Последней реакцией моделируется превращение летучих в газовой фазе. Здесь *x*, *y*, *p*, *n* – массовые концентрации элементов в летучих.

При бескислородной газификации окислитель отсутствует, поэтому модель [12] была модифицирована применительно к рассматриваемой задаче. Взаимодействие углерода с компонентами газовой смеси описывалось только реакцией С + H<sub>2</sub>O  $\rightarrow$  CO + H<sub>2</sub>, так как выход летучих, содержащих O<sub>2</sub>, происходит вне зоны взаимодействия углерода с потоком перегретого пара. Учитывалось только взаимодействие летучих с H<sub>2</sub>O, так как скорость реакций 2CO + O<sub>2</sub>  $\rightarrow$  2CO<sub>2</sub> и 2H<sub>2</sub>+O<sub>2</sub>  $\rightarrow$  2 H<sub>2</sub>O в зоне выхода летучих пренебрежимо мала из-за низкой температуры и малой концентрации O<sub>2</sub>.

Выход влаги и летучих описывается уравнениями

$$\frac{D\overline{m}_{W}}{Dt} = -r_{V}\overline{m}_{W} \qquad \qquad \frac{D\overline{m}_{V}}{Dt} = -r_{V}\overline{m}_{V}$$

где  $r_V = 10^5 \exp(15000/T); \overline{m}_W, \overline{m}_V$  – массовая концентрация влаги и летучих в твердой фазе [17, 18].

Гетерогенное реагирование коксового остатка протекает в диффузионно-кинетическом режиме [19]. Расходование углерода описывается моделью «сжимающегося углеродного ядра». Изменение концентрации углерода в твердой фазе происходит с уменьшением радиуса

углеродного ядра  $\rho_C = \left(\frac{d}{d_0}\right)^3 \rho_C^0$ , где  $\rho_C^0$ ,  $\rho_C$  – начальная и текущая

концентрации углерода в твердой фазе,  $d_0$ , d – начальный и текущий диаметр частицы. Скорость гетерогенного реагирования коксового остатка  $r_{H_2O} = S_d k'_{H_2O} (\rho m_{H_2O})$ , где  $\rho$  – плотность газовой смеси,  $m_{H_2O}$  – массовая

концентрация H<sub>2</sub>O в смеси,  $S_d = \left(\frac{d}{d_0}\right)^2 S$  – удельная площадь реагирующей

поверхности,  $S = \frac{\varepsilon}{\xi d_0}$  – удельная контурная поверхность частиц,  $\varepsilon$  – порозность, ξ = 0,1 – эмпирический коэффициент. Величина  $\frac{1}{k'_{H_2O}} = \frac{1}{k_{H_2O}} + \frac{d}{2D'} \left( 1 - \frac{d}{d_0} \right) + \frac{1}{\alpha_D} \left( \frac{d}{d_0} \right)^2$  выражает общее сопротивление реагированию. Учитывается диффузионное сопротивление погранслоя частицы  $\frac{1}{\alpha_{D}} \left( \frac{d}{d_{0}} \right)^{2}$ , зольного скелета  $\frac{d}{2D'} \left( 1 - \frac{d}{d_{0}} \right)$  и химическое сопротивление  $\frac{1}{k_{\rm H O}}$ . Здесь  $\alpha_D = \frac{\text{Nu}D}{d_0}$  – коэффициент массообмена частиц с газом, Nu =  $\frac{0.3}{Sd_a}$  Re<sup>0.8</sup> $\epsilon^{0.75}$  – критерий Нуссельта [17], Re =  $\frac{ud_0}{v_a}$  – критерий Рейнольдса, u – скорость потока смеси,  $v_g = \frac{1}{0} 1,58 \cdot 10^{-6} \left(\frac{T}{273}\right)^{0.75}$  – вязкость смеси [20],  $D = 0.16 \cdot 10^{-4} \left( \frac{T}{273} \right)^{1.9}$  – коэффициент диффузии [21],  $D' = \varepsilon_c D$  – коэффициент диффузии в пористом скелете частиц,  $\varepsilon_c = 0,4$  – пористость частиц,  $T = (T_g + T_s)/2$  – полусумма температур смеси и частиц,  $k_{\rm H_{2}O} = 2,06 \cdot 10^5 \exp(12740/T)$  – химическое сопротивление реагированию. Скорость протекающей в газовой фазе реакции

$$C_x H_y O_n N_p + H_2 O \rightarrow x CO + (1 - y/2) H_2 + p/2 N_2 + (1 + x - n)/2 O_2$$

определяется уравнением  $\frac{Dm_V}{Dt} = -r_{hV}m_V$ , где  $r_{hV} = -10^{5,41} V \exp(25430/T)$ , где  $m_V$  – массовая концентрация летучих в газовой фазе [22].

Система уравнений модели включает уравнения переноса компонент газовой фазы

$$\frac{\mathrm{d}g_{\mathrm{O}_2}}{\mathrm{d}x} = \frac{1+x-n}{2} r_{hV} m_V; \qquad (2.1)$$

$$\frac{\mathrm{d}g_{\mathrm{H}_{2}\mathrm{O}}}{\mathrm{d}x} = -r_{\mathrm{H}_{2}\mathrm{O}} + (1 - \varepsilon)r_{V}m_{W} - r_{hV}m_{V}; \qquad (2.2)$$

$$\frac{\mathrm{d}g_{\rm CO}}{\mathrm{d}x} = \frac{\mu_{\rm CO}}{\mu_{\rm H_2O}} r_{\rm H_2O} + x r_{hV} m_V; \qquad (2.3)$$

$$\frac{\mathrm{d}g_{\mathrm{H}_2}}{\mathrm{d}x} = \frac{\mu_{\mathrm{H}_2}}{\mu_{\mathrm{H}_2\mathrm{O}}} r_{\mathrm{H}_2\mathrm{O}} + \left(1 - \frac{y}{2}\right) r_{hv} m_v ; \qquad (2.4)$$

$$\frac{\mathrm{d}g_{V}}{\mathrm{d}x} = (1 - \varepsilon) r_{V} \overline{m}_{V} - r_{hV} m_{V}; \qquad (2.5)$$

$$\frac{\mathrm{d}g_{g}}{\mathrm{d}x} = (1 - \varepsilon) \Big( r_{V} \overline{m}_{V} + r_{W} \overline{m}_{W} + r_{\mathrm{H}_{2}\mathrm{O}} \overline{m}_{C} \Big); \qquad (2.6)$$

уравнение энергии газовой фазы

$$\frac{\mathrm{d}\left(g_{g}C_{pg}T_{g}\right)}{\mathrm{d}x} = -\alpha\left(T_{g}-T_{s}\right) + q_{g}; \qquad (2.7)$$

уравнения переноса компонент твердой фазы

$$\frac{\mathrm{d}\overline{g}_{W}}{\mathrm{d}x} = -r_{W}\overline{m}_{W}; \qquad (2.8)$$

$$\frac{\mathrm{d}\overline{g}_{V}}{\mathrm{d}x} = -r_{V}\overline{m}_{V}; \qquad (2.9)$$

$$\frac{\mathrm{d}\overline{g}_{C}}{\mathrm{d}x} = -r_{\mathrm{H}_{2}\mathrm{O}}\overline{m}_{C}; \qquad (2.10)$$

уравнение энергии твердой фазы

$$\frac{\mathrm{d}\left(\left(\overline{g}_{C}+\overline{g}_{W}+\overline{g}_{W}+\overline{g}_{A}\right)C_{s}T_{s}\right)}{\mathrm{d}x}=\alpha\left(T_{g}-T_{s}\right)+q_{s}.$$
(2.11)

В этих уравнениях  $g_i = \rho u m_i$ ,  $\mu_i$  – плотность массовых потоков и молекулярный вес компонентов газовой фазы, соответственно; u – скорость потока газовой фазы,  $m_i$  – массовая концентрация *i*-го компонента газовой фазы;  $C_{pg} = \sum_i m_i C_{pi}$  – теплоемкость газовой фазы;  $C_{pi}$  – теплоемкость компонента газовой фазы;  $\overline{g}_i = \rho v \overline{m}_i$  – плотность массовых потоков

компонент твердой фазы; v – скорость потока твердой фазы;  $\overline{m}_i$  – массовая концентрация *i*-го компонента твердой фазы;  $C_s$  – теплоемкость твердой

фазы;  $\alpha = \frac{\text{Nu}\lambda_g}{d_0}$  – коэффициент теплообмена частиц с газом;

$$\lambda_g = 2,52 \cdot 10^{-2} \left(\frac{T}{273}\right)^{0,75}$$
 [23].

В уравнениях энергии источниковые члены  $q_g$  и  $q_s$  определяются формулами:

$$q_{g} = (1-\varepsilon)C_{pg}(T_{g} - T_{s})(r_{V}\overline{m}_{V} + r_{W}\overline{m}_{W} + r_{H_{2}O}\overline{m}_{C}) + L_{hV}r_{hV}m_{V};$$

$$q_{s} = Lr_{W}\overline{m}_{W} + L_{V}r_{V}\overline{m}_{V} + L_{C}r_{H_{2}O}\overline{m}_{C};$$

где L = 2260 кДж/кг – теплота парообразования;  $L_V = 3101$  кДж/кг – энтальпия образования летучих;  $L_C = 10990$  кДж/кг – энтальпия реакции водяного пара с углеродом;  $L_{hV} = -65,36$  кДж/кг энтальпия реакции летучих с водяным паром. Плотность газовой фазы рассчитывалась по уравнению состояния идеального газа  $\rho = \frac{P}{RT}\mu_g$ ,  $\mu_g = \left[\sum_i \frac{m_i}{\mu_i}\right]^{-1}$  – средняя молярная масса смеси.

Граничные условия для уравнений газовой фазы (2.1-2.7) задавались при x = 0. Плотность массового расхода смеси и пара вычислялись по заданному расходу пара и площади поперечного сечения газификатора  $g_g = g_{H_2O} = G_V/S$ , массовые расходы остальных компонент смеси  $g_{CO} = 0$ ,  $g_{H_2} = 0$ ,  $g_{O_2} = 0$ ,  $g_V = 0$ . Температура смеси приравнивалась температуре перегретого пара  $T_g = T_V$ . Для уравнений твердой фазы (2.8-2.11) граничные условия задавались при x = h. Плотность массовых расходов влаги, летучих, углерода и золы вычислялись для исходного угля по его составу и площади поперечного сечения газификатора  $\overline{g}_W = WG_T/S$ ,  $\overline{g}_V = VG_T/S$ ,  $\overline{g}_C = CG_T/S$ ,  $\overline{g}_A = AG_T/S$ , где W, V, C, A – массовое содержание влаги, летучих, углерода и золы в угле. Температура твердой фазы приравнивалась температуре подаваемого угля  $T_s = T_T$ .

Система уравнений (2.1-2.11) с описанными выше граничными условиями и замыкающими соотношениями образует двухточечную краевую задачу для системы обыкновенных дифференциальных уравнений, которая решается численно.

Для проверки модели использовалась аналитическое решение при начальной температуре пара менее 300 °С. В этом случае допускаем, что теплоемкость не зависит от температуры и пренебрегаем тепловыми эффектами химических реакций. Тогда задача инертного нагрева имеет аналитическое решение:

$$T_{g}(x) = T_{g}^{0} - \frac{a(T_{g}^{0} - T_{s}^{0})(1 - \exp(-cx))}{a + b\exp(-ch)};$$
  
$$T_{s}(x) = T_{s}^{0} - \frac{b(T_{g}^{0} - T_{s}^{0})(\exp(-ch) - \exp(-cx))}{a + b\exp(-ch)};$$

где  $a = \frac{\alpha S}{G_g C p_g}, b = \frac{\alpha S}{G_s C p_s}, c = a + b, G_g, G_s$  – расходы пара и твердой фазы,  $T_g^0, T_s^0$  – начальные температуры пара и твердой фазы, S – площадь поперечного сечения, h – высота.

#### 2.3 Описание программы для расчета газификатора непрерывного действия

Программа для расчета газификатора непрерывного действия была реализована на языке Matlab. Листинг программы представлен в приложении А. Программа состоит из нескольких блоков таких как: основная программа, функция ввода начальных данных, функция для задания краевых условий, функция для задания начального приближения, функция, моделирующая систему дифференциальных уравнений, функция вводавывода рассчитанных данных и вспомогательные функции для расчета физических параметров газообразной и твердой фазы. Решение дифференциальных уравнений описывающих модель слоевого, противоточного газификатора производилось с помощью стандартных функции Matlab - bvp5c для решения системы дифференциальных уравнений с краевыми условиями.

В функции In\_data1 реализовано задание начальных данных в виде списка из следующих переменных: Tg\_0 – температура входящего газа в координате 0, K; Ts\_H – температура входящей твердой фазы в координате H, K; H – высота слоя газификатора, м; NN – количество точек для расчета; Pg\_0 – статическое давление, Па; epsil – порозность твердой фазы; epsil\_s – пористость твердой частички; lam\_s – теплопроводность твердой фазы, Bt/(м·K); lam\_g – теплопроводность пара, Bt/(м·K); Cps – теплоемкость твердой фазы, Дж/(кг·K); mu\_g – динамическая вязкость пара, Па·c; d0 – диаметр частиц, м; L – теплота парообразования, Дж/кг.

Характеристики газифицируемого топлива задавались следующими переменными: Wr – массовая доля влаги в твердой фазе; Cr – массовая доля углерода в твердой фазе; Hr – массовая доля водорода в твердой фазе; Or – массовая доля кислорода в твердой фазе; Nr – массовая доля азота в твердой фазе; Vr – массовая доля летучих в твердой фазе; CrV– массовая доля углерода в летучих в твердой фазе; CrC – массовая доля не летучего углерода в твердой фазе; x\_V – молярное количество водорода в летучих; y\_V – молярное количество водорода в летучих; p\_V – молярное количество азота в летучих; Mu\_V – молярная масса летучих.

Энтальпии образования веществ задаются через следующие переменные: QQC – теплота сгорания углерода, Дж/кг; QQH2 – теплота сгорания водорода; Дж/кг; QQCO – теплота сгорания оксида углерода, Дж/кг; QQs – теплота сгорания твердого вещества, Дж/кг; Lv – энтальпия образования летучих, Дж/кг; Lc – энтальпия реакции водяного пара на углерод, Дж/кг; Lv1 – энтальпия реакции летучих и водяного пара, Дж/кг.

Расходные и геометрические переменные: S – площадь сечения газификатора,  $M^2$ ; RR2 – радиус газификатора, м; Ks\_g – массовое отношение расхода твердой фазы к расходу пара; G\_g\_0 – начальный расход пара в координате 0, кг/с; rho\_g\_0 – плотность газообразной фазы, кг/м<sup>3</sup>; u\_g\_0 – скорость газообразной фазы, м/с; G\_s\_H – массовый расход твердой фазы, кг/с; w\_H – скорость твердой фазы в координате H, м/с; Ws\_H – начальная концентрация влаги в твердой фазе в координате H; Vs\_H – начальная концентрация влаги в твердой фазе в координате H; Cs\_H – начальная концентрация углерода в твердой фазе в координате H. Переменные управления ввода-вывода: F1 – префикс названия файлов для записи; F2 – префикс названия файлов для начального решения, InitFile – переменная запуска начального решения.

В функции mat4ode2(x,y) записана система дифференциальных уравнений, описанных в теоретической части. При этом переменная у является вектором значений следующих переменных: y(1) – температура газа, y(2) – температура твердой фазы, y(3) – массовая концентрация влаги в твердой фазе, y(4) – массовая концентрация летучих в твердой фазе; y(5) – массовая концентрация углерода в твердой фазе; y(6) – массовый расход твердой фазы; y(8) – концентрация воды в газовой фазе; y(9) – массовая концентрация летучих в газовой фазе; y(10) – массовая концентрация H<sub>2</sub> в газовой фазе; y(11) – массовая концентрация CO<sub>2</sub> в газовой фазе; y(13) – массовая концентрация O<sub>2</sub> в газовой фазе; y(14) – массовая концентрация N2 в газовой фазе. Выходной параметр функции mat4ode2(x,y) реализуется в виде вектора дифференциалов соответственно входному вектору переменных.

Задание граничных условий реализуются в функции mat4bc2(ya,yb), где вектор условий на правой - уа и левой - уb границе. На правой границе задаются параметры связанные с газовой фазой такие как: ya(1) = Tg\_0; ya(6) = G\_g\_0; ya(8) = G\_g\_0; ya(9) = 0; ya(10) = 0; ya(11) = 0; ya(12) = 0;
уа(13) = 0; уа(14) = 0. На левой границе задаются параметры связанные с твердой фазой: yb(2) = Ts\_H; yb(3) = Ws\_H; yb(4) = Vs\_H; yb(5) = Cs\_H; yb(7) = G\_s\_H. Детальная реализация функции граничных условий хорошо описано в системе помощи Matlab для функции решателя bvp5c.

Для задания начального приближения используется функция mat4bc2 с начальным линейным приближением либо решение, полученное ранее этим же решателем bvp5c при других условиях.

Запуск функции решателя bvp5c проводился в цикле, при этом полученное промежуточное решение в цикле становилось начальным приближением для последующего решения. Прежде чем промежуточное начальным приближением, решение становилось производилась корректировка участков с не физическими решениями (запрет на отрицательные концентрации). Для этой цели использовалась функция CorrectSol. В цикле осуществлялось проверка ошибки интегрирования, при уменьшении ошибки меньше достаточного уровня происходил выход из цикла и запись параметров решения. Реализация ввода-вывода данных производилось стандартными средствами языка Matlab.

# З ИССЛЕДОВАНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ ЗАКОНОМЕРНОСТЕЙ ОБРАЗОВАНИЯ ГАЗООБРАЗНЫХ, ЛЕТУЧИХ ВЕЩЩЕСТВ И ТВЕРДОГО ОСТАТКА ПРИ КОНВЕРСИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ РАЗЛИЧНОГО ПРОИСХОЖДЕНИЯ

# 3.1 Исследование влияния температуры на кинетику газообразования при газификации отходов угледобычи и шлама углеобогащения

Известно, газификации могут ЧТО подвергаться различные Однако, эффективность углеродсодержащие продукты. процесса газификации может зависеть и зависит, от того, в виде каких соединений и в какой форме в них содержится углерод, какие соединения и элементы, кроме углеродсодержащих соединений присутствуют в сырье. Если говорить об углях, то их свойства, важные для процесса газификации – углеводородный состав, состав и количество минеральных примесей, зависят от стадии литогенеза и района залегания.

Для исследований нами были выбраны угли Кузбасса из разных районов залегания – юг Кузбасса (разрез «Междуреченский») и север Кузбасса (шахта «Березовская»). Газификация часто позиционируется как способ, позволяющий утилизировать углеродсодержащие отходы, в частности отходы углеобогащения. Мы исследовали процесс газификации шламов углеобогатительной фабрики ЦОФ «Березовская».

Исследования проводились на стенде, представленном в главе 1 на рисунке 1.1.

Контролировались следующие параметры:

- температура пара на входе в реактор;

- температура в зоне реакции;

- температура выходящих из реактора газов;

- расход пара;

- концентрации компонентов получаемого газа (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, O<sub>2</sub>).

Кроме того для некоторых исследованных образцов были выполнены электронно-микроскопические исследования поверхности и определен элементный состав минеральной части.

На рисунках 3.1-3.4 приведены результаты исследования динамики выделения газообразных продуктов при газификации карбонизированных образцов угля разреза «Междуреченский» при разных температурах в реакционной зоне.



Рисунок 3.1 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для угля разреза «Междуреченский», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=760°C



Рис. 3.2 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для угля разреза «Междуреченский», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=860°С



Рисунок 3.3 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для угля разреза «Междуреченский», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=900°C



Рисунок 3.4 – Зависимость выхода основных продуктов реакций от времени для угля разреза «Междуреченский», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=1000°C

Прежде всего обращает на себя внимание изменение соотношения CO/CO<sub>2</sub> – оно увеличивается с увеличением температуры в зоне реакции, причем концентрация CO при повышении температуры постоянно увеличивается, в то время как концентрация CO<sub>2</sub> остается практически неизменной. Концентрация H<sub>2</sub> с повышением температуры имеет тенденцию

к снижению. На рисунке 3.5 приведены сводные данные по влиянию температуры на концентрацию основных компонентов получаемого газового продукта.

На рисунке 3.5 явно просматриваются тенденции изменения состава газа при изменении температуры в зоне реакции.



Рисунок 3.5 – Влияние температуры в зоне реакции на состав газового продукта при газификации угля разреза «Междуреченский».



Рисунок 3.6 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для угля шахты «Березовская», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=735°C

На следующем этапе были проведены исследования процесса газификации угля шахты «Березовская». Результаты этих исследований продемонстрированы зависимостями, представленными на рисунках 3.6-3.10



Рисунок 3.7 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для угля шахты «Березовская», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=800°C



Рисунок 3.8 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для угля шахты «Березовская», температура в слое материала *T*<sub>2</sub>=880°C

Как и в предыдущей серии экспериментов соотношение СО/СО2 увеличивается С увеличением температуры в зоне реакции, причем CO концентрация при повышении температуры увеличивается, a концентрация CO<sub>2</sub> имеет тенденцию к снижению. Концентрация H<sub>2</sub> с повышением температуры так же несколько снижается. Особенностью исследованного угля является то, что при его газификации при повышении температуры в получаемом газе заметно увеличивается концентрация кислорода. На рисунке 3.10 приведены сводные данные по влиянию температуры на концентрацию основных компонентов получаемого газового продукта.



Рисунок 3.9 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для угля шахты «Березовская», температура в слое материала T<sub>2</sub>=1000°C



Рисунок 3.10 – Влияние температуры в зоне реакции на состав газового продукта при газификации угля шахты «Березовская»



Рисунок 3.11 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для

шлама ЦОФ «Березовская», температура в слое материала  $T_2=710^{\circ}$ С



Рисунок 3.12 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для шлама ЦОФ «Березовская», температура в слое материала  $T_2 = 850^{\circ}$ С

Шламы углеобогащения в отличие от угля имеют значительно большее количество минеральных примесей, что может сказаться как на качестве получаемого газа, так и на кинетике процесса газификации. Результаты исследования процесса газификации угольного шлама ЦОФ «Березовская» представлены зависимостями динамики изменения концентраций газообразных продуктов газификации на рисунках 3.11-3.14.

При анализе приведенных выше результатов, следует отметить, что как и в предыдущей серии экспериментов соотношение CO/CO<sub>2</sub> увеличивается с увеличением температуры в зоне реакции, причем концентрация СО при повышении температуры увеличивается, что же касается концентрации  $CO_{2,}$  то уже можно говорить не о тенденции к снижению, а о явном снижении. Кроме того концентрация  $CO_2$  в газе уменьшается со временем. Концентрация  $H_2$  с повышением температуры так же несколько снижается.



Рисунок 3.13 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для шлама ЦОФ «Березовская», температура в слое материала *T*<sub>2</sub> = 900°C



Рисунок 3.14 – Зависимость выхода основных продуктов газификации от времени для шлама ЦОФ «Березовская», температура в слое материала *T*<sub>2</sub> = 1000°C

При газификации шлама, также как и в случае газификации березовского угля, отмечено повышение концентрации кислорода, однако, более ярко выраженное. На рисунке 3.15 приведены сводные данные по влиянию температуры на концентрацию основных компонентов получаемого газового продукта.



Рисунок 3.15 – Влияние температуры в зоне реакции на состав газового продукта при газификации шлама ЦОФ «Березовская»

При сопоставлении результатов, представленных на рисунках 3.5, 3.10, можно вполне правомерно говорить о том, что процессы газификации углей юга и севера Кузбасса вполне заметно отличаются. Особенно это отличие заметно во взаимосвязи изменения концентраций кислорода и диоксида углерода. Если же в этом отношении сравнить рисунки 3.10 и 3.15, то можно сделать вполне однозначный вывод о значительном влиянии минеральной части углей на протекание процесса его газификации и правомерности предложенной химической схемы процесса, представленной реакциями (1.1)-(1.5), учитывая, что реакция (1.5) предполагает наличие катализатора. На возможность катализа процесса газификации указывали и результаты некоторых исследований [24].

Во-первых, было решено использовать в качестве катализатора шлак угольного шлама после газификации. Шлак добавили в уголь разреза «Междуреченский» в количестве 10% и провели газификацию этой смеси. Результат представлен на рисунке 3.16.



Рисунок 3.16 – Выход продуктов газификации смеси междуреченского угля и 10% шлака газификации угольного шлама, температура в слое *T*<sub>2</sub> = 1000°C

Далее, учитывая, что в состав минеральной части и междуреченского и березовского углей входит калий, скорее всего в виде мусковита [3], но в разных количествах (в березовском угле его в два раза больше) приготовили и прогазифицировали образец междуреченского угля с добавкой 2,5% мусковита (слюда). Полученный результат представлен на рисунке 3.17.

Полученные результаты показывают, что каталитическое действие введенных добавок хоть и в незначительной, но все-таки заметной степени проявляется – в заметном увеличении концентраций водорода и кислорода. Эти результаты, конечно, нельзя рассматривать как вполне однозначные, однако они указывают на перспективность проведения исследований в этом направлении.

По результатам проведенных исследований были рассчитаны константы скорости и энергии активации процессов газификации использованного в данной работе сырья. Эти данные приведены в таблицах 3.1 и 3.2.

Приведенные данные вполне подтверждают справедливость высказанных предположений о физико-химической модели газификации



Рисунок 3.17 – Выход продуктов газификации смеси междуреченского угля и 2,5% мусковита, температура в слое  $T_2 = 950^{\circ}$ C

углей и углеродсодержащих материалов и значительном влиянии на эти процессы минеральной части углей.

Температура °С	$k, 10^{-5}, 1/c$												
reiniepurypu, c	700	710	735	760	780	790	800	800 830	850	860	880	900	1000
Междуреченский	4,93	-	-	7,73	-	-	-	-	-	16,1	20,1	27,9	42,8
Березовская	-	-	8,58	-	-	8,4	14,2	22,7	-	-	22,7	-	58,1
Шлам	-	6,68	-	-	7,97	-	-	-	16,4	-	-	21,4	27

Таблица 3.1 – Константы скорости реакции газификации углей и шлама

	$E_{\mathrm{a}}$ , Дж/моль				
Температура, °С	700	900			
Междуреченский	45367,24206				
Температура, С	735	880			
Березовская	36127,18998				
Температура, С	710	900			
Шлам	32576,46058				

Таблица 3.2 – Энергия активации процессов газификации углей и шлама

## 3.2 Изучение твердого остатка газификации шлама ЦОФ Березовская»

Изучение твердого остатка газификации проводились методом растровой электронной микроскопии на сканирующем электронном микроскопе JEOL JSM6390 SEM с приставкой для микроанализа JED 2300 в центре коллективного пользования кемеровского научного центра СОРАН. Результаты этого исследования приведены на рисунках 3.18 – 3.21.

Представленные результаты показывают, что образование продуктов газификации в условиях проведения процесса, скорее всего, начинается на поверхности частицы и по мере удаления углерода фронт газовыделения продвигается внутрь ее, обнажая минеральный каркас. На это указывает изменение рельефа и структуры поверхности частицы во время протекания процесса. Результат анализа состава частиц после газификации позволяет утверждать, что при использовании предлагаемого способа переработки шламов может быть достигнуто практически полная конверсия углерода, трудно достижимая даже в процессах горения (6% определяемого методом РФлА углерода, скорее всего, представлено карбонат-анионом).

#### Вывод

Результаты исследований, представленные в этой главе, показывают, что газификация перегретым водяным паром является эффективным способом переработки отходов угледобычи и угольных шламов углеобогащения, позволяющим получать продуктовый газ с минимальным

количеством примесей. Кроме того, в первом приближении, выявлена роль минеральной части углей в бескислородных процессах газификации.



Рисунок 3.18 – Рельеф поверхности и состав карбонизированного шлама до проведения газификации



Рисунок 3.19 – Поверхность шлама после 5 минут газификации



Рисунок 3.20 – Поверхность шлама после 15 минут газификации



Рисунок 3.21 – Рельеф поверхности и состав карбонизированного шлама после газификации (время проведения процесса 25 минут)

# 4 РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ И МЕТОДИКИ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО РАСЧЕТА ПРОЦЕССА КОНВЕРСИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ С УЧЕТОМ ОПЫТНЫХ ДАННЫХ

В данной работе рассматриваются процессы конверсии органического сырья на примерах шлама Березовского и отходов углей Березовского и Междуреченского месторождений с учетом опытных данных полученных на горизонтальном экспериментальном стенде в КузГТУ.

#### 4.1 Физико-математическая модель

К настоящему времени достигнуты определенные успехи в понимании процессов конверсии органических топлив и в то же время теория этих процессов с учетом высокоэнтальпийных потоков газов, водяных паров развита недостаточно полно, а существующие методы расчетов не обладают достаточной для практики точностью. Причины существующего положения хорошо известны [25] и мы не будем на них останавливаться.

Предположим, что твердое пористое топливо помещено в горизонтальную трубу и соприкасается с внутренней стенкой радиуса  $r_0$ . Обозначим длину слоя топлива  $l_0$ . После загрузки топлива предварительно оно прогревается, а затем проводится продувка высокоэнтальпийным водяным паром атмосферного давления.

Полагаем, что в процессе сушки и термического разложения (пиролиза) выполняется известный закон действующих масс

$$\mathbf{v}_{A1}A_1 + \mathbf{v}_{A2}A_2 + \dots \Leftrightarrow \mathbf{v}_{B1}B_1 + \mathbf{v}_{B2}B_2 + \dots,$$

где  $A_1, A_2..., B_1, B_2... - химические символы исходных веществ и продуктов реакции; <math>v_{A1}, v_{A2}..., v_{B1}, v_{B2}... -$  стехиометрические коэффициенты или применительно к нашей задаче с учетом принятых обозначений в литературе [25, 26] процессы описываются уравнениями вида:

$$\mathbf{v}_2 M_2 \rightarrow \mathbf{v}_2' M_2' - q_L, \ \mathbf{v}_1 M_1 \rightarrow \mathbf{v}_3' M_3' + \mathbf{v}_{4'}' M_4 + \sum_{\alpha=2}^6 \mathbf{v}_{5\alpha}' M_{5\alpha} + q_P,$$

Здесь  $v_1M_1$  – масса органического сырья,  $v_2M_2$  – воды,  $v'_2M'_2$ водяного пара;  $v'_3M'_3$  – кокса,  $v'_4M'_4$  – золы,  $v'_{5\alpha}M_{5\alpha}$  -  $\alpha$  -компоненты газовой фазы, образующейся при пиролизе топлива.

Будем учитывать гомогенные реакции с тепловыми эффектами окисления оксида углерода, водорода, метана, диссоциацию водяного пара, а также гетерогенная реакция с выходом золы и летучих газов:

$$\begin{split} \mathrm{CO} + \frac{1}{2}\mathrm{O}_2 &\Leftrightarrow \mathrm{CO}_2 + q_{\mathrm{co}}k, \qquad \mathrm{C} + \frac{1}{2}\mathrm{O}_2 \Leftrightarrow \mathrm{CO} + q_{\mathrm{C}}, \qquad 2\mathrm{H}_2 + \mathrm{O}_2 = 2\mathrm{H}_2 \,\mathrm{O} + q_{\mathrm{H}2}, \\ &\qquad \mathrm{C} + 2\mathrm{H}_2\mathrm{O} = \mathrm{CO} + 2\mathrm{H}_2 + q_3 \overset{``}{,} \\ &\qquad \mathrm{C} + \mathrm{O}_2 = \mathrm{CO}_2 + 395 \,\mathrm{K}\mathrm{Д}\mathrm{ж}/\mathrm{MOЛb}, \left(q_{\mathrm{c}} \overset{''}{,}\right) \\ &\qquad 2\mathrm{C} + \mathrm{O}_2 = 2\mathrm{CO} + 219 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOЛb}, \left(q_{\mathrm{c}} \overset{''}{,}\right) \\ &\qquad \mathrm{C} + \mathrm{CO}_2 = 2\mathrm{CO} - 175,5 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOЛb}, \\ &\qquad 2\mathrm{CO} + \mathrm{O}_2 = 2\mathrm{CO}_2 + 571 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOЛb}, \\ &\qquad 2\mathrm{CO} + \mathrm{O}_2 = 2\mathrm{CO}_2 + 571 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOЛb}, \\ &\qquad \mathrm{CH}_4 + \mathrm{O}_2 = \mathrm{CO} + \mathrm{H}_2 + \mathrm{H}_2\mathrm{O} + 491 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOЛb}, \\ &\qquad \mathrm{CH}_4 + \mathrm{O}_2 = \mathrm{CO}_2 + 2\mathrm{H}_2\mathrm{O} - 891,6 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOЛb}, \\ &\qquad \mathrm{CH}_4 + \mathrm{O}_2 = 2\mathrm{H}_2\mathrm{O} + 231 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOJb}. \\ &\qquad \mathrm{CH}_4 + \mathrm{O}_2 = \mathrm{CO} + \mathrm{H}_2 - 130,5 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOJb}. \\ &\qquad \mathrm{C} + \mathrm{H}_2\mathrm{O} = \mathrm{CO} + \mathrm{H}_2 - 130,5 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOJb}. \\ &\qquad \mathrm{C} + 2\mathrm{H}_2 = \mathrm{CH}_4 - 74,9 \,\mathrm{K}\mathrm{J}\mathrm{x}/\mathrm{MOJb} \,(q_3 \overset{''}{)}. \end{split}$$

Если продувается кокс высокотемпературным водяным паром, то имеют место 2 выделенные реакции.

Три последние реакции происходят за счет водяного пара.

Химические реакции сопровождаются следующими тепловыми эффектами [25, 28, 29]:

 $q_{\rm co} = 136,2$  ккал/моль,  $q_{\rm C} = 94,25$  ккал/моль,  $q_{\rm CH4} = 212,8$  ккал/моль,

 $q_{\rm H2}=55,3$  ккал/моль,  $q_3=-31,140$  ккал/моль, q3=-17,87 ккал/моль.

Физически задача симметрична в цилиндрической системе координат. Это учтем в математической модели. Полагаем, что основное изменение параметров происходит вдоль слоя топлива и значительно меньше по радиусу. Теплообмен на входном и выходном участке происходит при граничных условиях третьего рода. С целью использования опытных данных для корректировки математической модели в исследуемом образце топлива установлены три датчика температуры на определенных расстояниях друг от друга ( $\Delta 1, \Delta 2, \Delta 3$ ). Ставится задача найти: выход газов, их состав, расходы, нестационарное температурное поле с оценками тепловых потерь, теплофизических и кинетических характеристик.

Запишем систему уравнений исходя из физической постановки задачи: Процесс конверсии (на основе опытных данных) состоит из двух стадийнестационарного и стационарного режимов.

- 1) Для нестационарного режима
- сохранение массы кокса

$$\rho_3 \frac{\partial \varphi_1}{\partial \tau} = -R_C, \quad R_C = R_{C1} + R_{C2}$$
(4.1)

где 
$$R_{C1} = s \rho_4 \phi_4 c_1 k_{s1} \phi_1 \exp(-E_{C1}/RT), R_{C2} = s \rho_4 \phi_4 c_2 k_{s2} \phi_1 \exp\left(-\frac{E_{C2}}{RT}\right);$$

• сохранение массы испаряющейся и конденсированной воды

$$\rho_2 \frac{\partial \varphi_2}{\partial \tau} = R_L, \qquad \qquad R_L = R_{LI + R_{L2}}, \qquad (4.2)$$

$$R_{L1} = s\rho_4 c_1 k_{L1} \exp\left(-\frac{E_{L1}}{RT_s}\right); \qquad R_{L2} = -s\rho_2 k_{L2} \phi_2 \exp\left(-\frac{E_{L2}}{RT_s}\right),$$

• неразрывности газовой фазы

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (\rho_4 \phi_4) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_4 \phi_4 \nu) = R_L + R_C \quad , \tag{4.3}$$

• неразрывности а – компонента газовой фазы

$$\frac{\partial}{\partial \tau} (\rho_4 \varphi_4 c_\alpha) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_4 \varphi_4 c_\alpha \nu) = R_\alpha, \ \alpha = \overline{1, 4}$$
(4.3)

• сохранения энергии газовой фазы и кокса

$$\rho_{4}\varphi_{4}c_{\alpha}\left(\frac{\partial T_{4}}{\partial \tau}+\nu\frac{\partial T_{4}}{\partial z}\right) =$$

$$=\frac{\partial}{\partial z}\left(\left(\lambda_{4}\varphi_{4}+\lambda_{R}\right)\frac{\partial T_{4}}{\partial z}\right)-A_{s}(T_{4}-T_{s})-\frac{2}{r_{0}}\alpha_{1}\varphi_{4}(T_{4}-T_{s}),$$

$$(4.4)$$

$$\lambda_{R} = \frac{16\sigma T_{4}^{3}}{s},$$

$$\sum_{i=1}^{4} \rho_{i} \phi_{i} c_{i} \frac{\partial T_{s}}{\partial \tau} =$$

$$= \frac{\partial}{\partial z} \left( \lambda_{s} \frac{\partial T_{s}}{\partial z} \right) + q_{c} R_{c} + q_{L} R_{L} + A_{s} \left( T - T_{s} \right) + \frac{2}{r_{0}} \alpha_{1} \phi_{4} \left( T - T_{s} \right) - \frac{2r_{1}}{r_{0}^{2}} \alpha_{3} (T_{s} - T_{E}) + q_{R},$$

$$\lambda_{s} = \sum_{i=1}^{2} \lambda_{i} \phi_{i}, \quad c_{p4} = \sum_{\alpha=1}^{4} c_{p\alpha} c_{\alpha},$$

$$(4.5)$$

движение газа в порах (в форме квадратичного закона фильтрации) и уравнение состояния

$$v = \frac{k}{\mu + k\beta\rho 4[\nu]} \left( \left( \frac{\partial p}{\partial z} \right) + \rho_4 g \right), \quad p = \frac{\rho_4 RT}{M_4}, \quad M_4 = 1/\sum_{\alpha=1}^4 \frac{c_\alpha}{M_{5\alpha}}.$$
 (4.6)

Система уравнений (4.1) – (4.6) решается при краевых условиях:

$$\tau = 0: \ \left\{ \phi_i = \phi_{iH} \ , \ i = 1, \overline{4} \ , \ c_{\alpha} = c_{\alpha H} \ , \ \alpha = 1, \overline{4} \ , T = T_s = T_H, \ p = p_H \ , \ (4.7) \right\}$$

$$z := 0 : T_4 = T_{pw}, \ (\rho v)_w = const, \quad \lambda_s \frac{\partial T_s}{\partial z} = \alpha_1 (T_s - T_{pw}), \ c_\alpha = c_{\alpha w},$$

$$z = h: \frac{\partial c_{\alpha}}{\partial z} = \frac{\partial T_4}{\partial z} = 0, \quad p = p_H, \quad \lambda_s \frac{\partial T_s}{\partial z} = \alpha_2 \left( T_s - T_{p_4} \right).$$
(4.8)

В уравнениях (4.4) – (4.6) введены краткие обозначения скоростей химических реакций

Здесь v – скорость фильтрации;  $M_4$  – молекулярная масса газовой фазы; индекс 4 приписывается величинам, характеризующим газовую, а s – конденсированную фазу; k – коэффициент проницаемости пористого слоя;  $T_s, T_4, T_E$  – температуры конденсированной фазы, газа в порах и внешней среды;  $E_{L1}, E_{L2}, E_{C1}, E_{C2}, k_{L1}, k_{L2}, k_{C1}, k_{C2}$  – энергии активации и предэкспоненциальные множители реакций испарения и конденсации воды, гетерогенных реакций окисления кокса; R – универсальная газовая постоянная;  $D_{4\alpha}, \lambda_{4\alpha}, c_{4\alpha}, M_{4\alpha}$  – коэффициент молекулярной диффузии, теплопроводности, массовая концентрация и молекулярная масса  $\alpha$  – компоненты, параметр с индексом  $\alpha = 1$  соответствует водяному пару (H<sub>2</sub>O)

 $\alpha = 2 - CO, \alpha = 3 - H_2, \alpha = 4 - CH_4$  *р* – давление газообразных продуктов в порах;  $P = p / p_H$  – безразмерное давление;  $p_H$  – характерное давление;  $A_s = \alpha_1 s$  – объемный коэффициент теплоотдачи; s – удельная поверхность пор;  $q_R = \varepsilon_s \sigma T_s^4$  – радиационный поток от внешней стенки трубы в окружающую среду;  $\varepsilon_s$  – степень черноты;  $\tau$  – время;  $Y = z/l_*$  – безразмерная пространственная координата; z – размерная пространственная координата, направленная по оси трубы;  $\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3$  – коэффициенты теплоотдачи, характеризующие конвективный теплообмен во входном, выходном сечении и на внешней стенке трубы;  $l_*$  – масштаб длины;  $T_*$  – характерная температура;  $\phi_0 = (r_1^2 - r_0^2) / r_0^2$ ,  $r_1$  – наружный,  $r_0$  м внутренний радиусы трубы;  $\rho_0, c_{p0}, \lambda_0, \phi_i$  – плотность, теплоемкость, коэффициент теплопроводности и объемная доля: кокса (i=1), воды (i=2), золы (i=3) и газовой фазы (*i*=4);  $\lambda_4, \lambda_8, \lambda_5$  – коэффициенты молекулярной и лучистой теплопроводности газовой фазы и коэффициент теплопроводности коэффициент динамической вязкости; В - константа в квадратичном законе фильтрации; g – ускорение свободного падения; u = v/v \* - 6езразмерная скорость,  $V_*$  – масштаб скорости,  $l_*$  – масштаб длины;  $R_1 = -\frac{M_{H_2O}}{M_{e_1}}R_{C1}$ ,

$$R_{2} = \frac{M_{CO}}{M_{C}} R_{C1}, R_{3} = \frac{M_{H_{2}}}{M_{C}} R_{C1} - \frac{2M_{H_{2}}}{M_{C}} R_{C2}, R_{4} = \frac{M_{CH_{4}}}{M_{C}} R_{C2}.$$

Краевая задача (4.1) – (4.8) решается численно с использованием итерационно-интерполяционного метода [27].

2) Стационарный тепловой режим 
$$\left(\frac{\partial F}{\partial \tau} = 0\right)$$

• сохранение массы кокса

$$\rho_1 \omega \frac{\partial \varphi_1}{\partial \overline{z}} = R_C , \qquad (4.1')$$

сохранение массы водяного пара в связанном состоянии

$$\rho_2 \omega \frac{\partial \varphi_2}{\partial \overline{z}} = R_L, \qquad (4.2')$$

неразрывности газовой фазы

$$\frac{\partial}{\partial \overline{z}} \left( \rho_4 \varphi_4 (\nu - \omega) \right) = R_L + R_C \quad , \tag{4.3'}$$

• сохранения энергии газовой фазы и кокса

$$\rho_{4}\varphi_{4}c_{\alpha}\left((\vee-\omega)\frac{\partial T_{4}}{\partial \overline{z}}\right) =$$

$$= \frac{\partial}{\partial \overline{z}}\left((\lambda_{4}\varphi_{4} + \lambda_{R})\frac{\partial T_{4}}{\partial \overline{z}}\right) - A_{s}(T_{4} - T_{s}) - \frac{2}{r_{0}}\alpha_{1}\varphi_{4}(T_{4} - T_{s}),$$

$$= \frac{\partial}{\partial z}\left(\lambda_{s}\frac{\partial T_{s}}{\partial z}\right) + q_{c}R_{c} + q_{L}R_{L} + q_{R} + A_{s}\left(T - T_{s}\right) + \frac{2}{r_{0}}\alpha_{1}\varphi_{4}\left(T - T_{s}\right) - \frac{2r_{1}}{r_{0}^{2}}\alpha_{2}(T_{s} - T_{E}) = 0$$

$$\lambda_{s} = \sum_{i=1}^{2}\lambda_{i}\varphi_{i}, \ c_{p4} = \sum_{\alpha=1}^{4}c_{p\alpha}c_{\alpha}, \ \lambda_{R} = \frac{16\sigma T_{4}^{3}}{s}$$

$$(4.4)$$

• движение газа в порах (в форме квадратичного закона фильтрации) и уравнение состояния

$$v = -\frac{k}{\mu + k\beta\rho_4[v]} (\frac{\partial p}{\partial \overline{z}} + \rho_4 g), \quad p = \frac{\rho_4 RT}{M_4}, \quad M_4 = 1/\sum_{\alpha=1}^4 \frac{c_4}{M_{4\alpha}} \qquad (4.6)$$

Система уравнений (4.4.1) – (4.4.6) решается при краевых условиях:

$$\overline{z} := 0: T = T_E, \quad p = p_E, \quad \lambda_s \frac{\partial T_s}{\partial \overline{z}} = \alpha_1 (T_s - T_E), \quad c_\alpha = c_{\alpha E},$$

$$\overline{z} = h: \quad \frac{\partial c_\alpha}{\partial \overline{z}} = \frac{\partial T_4}{\partial \overline{z}} = 0, \quad p = p_H, \quad \lambda_s \frac{\partial T_s}{\partial \overline{z}} = \alpha_1 (T_s - T_E) \quad (4.8')$$

Здесь  $\omega = \frac{ds}{d\tau}$  – скорость перемещения координаты, в которой произошло полное гетерогенное термическое разложение кокса с выходом горючих газов (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>),  $\overline{z} = z - s(\tau)$  – приведенная координата,  $s(\tau)$  –

координата точки, в которой произошло полное гетерогенное термическое разложение кокса;  $s(\tau)$  определяется из условия  $\phi_1|_{z=s(\tau)} = 0$ .

Примечание. На основе опытных данных первое уравнение в (4.6<sup>'</sup>) можно не учитывать, т.к. скорость фильтрации можно считать постоянной величиной. Она известна из экспериментов.

## 5 УСТАНОВЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНЫХ ПАРАМЕТРОВ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ОРГАНИЧЕСКОГО СЫРЬЯ

#### 5.1 Начальные параметры для расчета

В главе 2 приведено описание методики расчета технологического процесса газификации органического сырья в среде водяного пара в противоточном слоевом шахтном газификаторе в одномерном приближении.

Выбор начальных параметров слоевого противоточного шахтного газификатора был обусловлен тепловой мощностью парового потока. В экспериментальном исследовании плотность теплового потока пара при температуре пара  $T_g = 1000$  °C составляет 11280000 Вт/м<sup>2</sup>. Для установления оптимальных параметров процесса газификации органического сырья была выбрана установка с тепловой мощностью потока пара 50 кВт. При данной мощности и температуре пара  $T_g$ =1000°C площадь сечения газификатора соответствует  $S = 4,4\cdot10^{-3}$  м<sup>2</sup>, радиус установки R = 0,0375 м. Расход пара, поступающего в газификатор при данной мощности, равен  $G_g = 0,0189$  кг/с.

В качестве твердого топлива для газификации был выбран уголь разреза «Березовский» со следующими параметрами: массовая доля влаги  $W^r = 35$  %, массовая доля углерода  $C^r = 42,6$  %, массовая доля водорода  $H^r = 2,9$  %, массовая доля кислорода  $O^r = 13,9$  %; массовая доля азота  $N^r = 0,4$  %; массовая доля летучих  $V^r = 28,8$  %. Расчетные молярные коэффициенты для летучих  $C_x H_y O_n N_p$  составляют x = 2,0374, y = 6,0695, n = 1,8328, p = 0,0602, при этом молярная масса летучих составляет 0,0608 кг/моль. Диаметр зерна твердой фазы составляет d = 0,004 м.

Высота газификатора составляла H = 1 м. Начальная температура твердой фазы составляла  $T_s = 20$  °C. Расход твердой фазы выбирался из отношения расходов  $K_g = 1$ ; 0,5; 0,25; 0,16-0,176, где  $K_g = G_s / G_g$  – отношение начального расхода твердой фазы к расходу пара. Первая вариация оптимальных параметров газификации производилась по вариации отношения расхода твердой фазы к расходу пара. Последующая вариация

проводилась по изменению диаметра зерна в твердой фазе d = 0,004 м, d = 0,010 м, d = 0,015 м. При увеличении диаметра зерна твердого топлива возрастало сечение газификатора так, что отношение радиуса газификатора к диаметру зерна сохранялось. Для диаметров зерна d = 0,004 м, d = 0,010 м, d = 0,015 м радиус газификатора составлял R = 0,0375 м, R = 0,0939 м, R = 0,1408 м, соответственно, при этом площадь сечения была  $S = 4,4 \ 10^{-3} \text{m}^2$ ,  $S = 27,7 \ 10^{-3} \text{m}^2$ ,  $S = 62,3 \ 10^{-3} \text{m}^2$ , соответственно.

#### 5.2 Данные численного эксперимента и анализ полученных результатов

Ha рисунках 5.1.1-5.4.14 представлены данные численного эксперимента. Данные разделены на 4 серии. Серии 1 соответствуют рисунки 5.1.х, которые выполнены при диаметре частиц d = 0,004 м и сечении газификатора  $S = 4.4 \ 10^{-3} \text{м}^2$  при вариации отношения расходов Kg=1; 0,5; 0,25; 0,16. Расход пара был постоянен. На рисунках 5.1.1 и 5.1.2 показаны профиль температуры газовой фазы *T*<sub>g</sub> и профиль температуры твердой фазы T<sub>s</sub> соответственно. Температура газовой фазы уменьшается с 1000 °C на входе в газификатор до температуры на выходе 500-250 °C в зависимости от расхода твердой фазы. Аналогично изменяется профиль температуры твердой фазы T<sub>s</sub>. При движении твердой фазы происходит повышение температуры  $T_{\rm s}$  от координаты H к координате 0. На выходе рабочего участка температура твердой фазы изменяется в пределах от 700 до 900 °C. При уменьшении расхода твердой фазы происходит повышение средней температуры газовой фазы и температуры твердой фазы. На рисунках 5.1.3 и 5.1.4 показано изменение расхода газовой Gg и твердой фазы Gs по длине рабочего участка, соответственно. Можно заметить, что понижение расхода твердой фазы G<sub>s</sub> не всегда приводит понижению расхода газовой фазы G<sub>s</sub>. Например, при уменьшении расхода твердой фазы с  $K_{\rm g} = 1$  до  $K_{\rm g} = 0,5$  расход газовой фазы увеличивается. Для объяснения этого факта рассмотрим данные массовых концентраций влаги W<sub>s</sub>, летучих V<sub>s</sub> и углерода C<sub>s</sub> в твердой фазе

(рисунки 5.1.5-5.1.7). Профиль массовой концентрации влаги W<sub>s</sub> в твердой фазе аналогичен профилю массовой концентрации летучих V<sub>s</sub>. Это объясняется тем, что в математической модели (глава 2) скорость выхода влаги и летучих определяются одинаковой зависимостью от температуры твердой фазы. Следовательно, в данной модели зона сушки и зона карбонизации совпадают. Полный выход влаги W<sub>s</sub> и летучих V<sub>s</sub> на всей высоте газификатора происходит при отношении расходов около  $K_{\rm g} = 0.25$ . При последующем уменьшении расхода твердой фазы зона сушки и зона выхода летучих уходит в глубь газификатора. Рассмотрим профиль концентрации углерода C<sub>s</sub> на рисунке 5.1.7. Существенное изменение профиля концентрации возникает только при снижении расходного значения  $K_{\rm g} \leq 0.25$ . Это объясняется низкой температурой конверсии углерода из-за выхода влаги и летучих. Предельный расход  $K_{\rm g} = 0,16$  получен при уменьшении массовой концентрации углерода  $C_{\rm s}$  до 10%. На рисунках 5.1.8-5.4.13 представлены профили массовых концентраций воды *m*<sub>H2O</sub>, летучих  $m_V$ , водорода  $m_{\rm H2}$ , оксида углерода  $m_{\rm CO}$ , кислорода  $m_{\rm O2}$  и азота  $m_{\rm N2}$ , соответственно. Массовая концентрация воды *т*<sub>H2O</sub> падает одновременно с увеличением массовой концентрации летучих  $m_V$ , водорода  $m_{\rm H2}$ , оксида углерода  $m_{CO}$ , кислорода  $m_{O2}$  и азота  $m_{N2}$ . При рассмотрении профиля массовой концентрации водорода *m*<sub>H2</sub> и оксида углерода *m*<sub>CO</sub> прослеживается их корреляция с изменением массовой концентрации углерода в твердой фазе. Таким образом, главным фактором В изменении массовой концентрации водорода  $m_{\rm H2}$  и оксида углерода  $m_{\rm CO}$  является процесс паровой конверсии углерода. Оценка вклада в массовую концентрацию водорода и оксида углерода от процесса разложения летучих можно провести по массовой концентрации кислорода и массовой концентрации азота. Данные газы являются признаком процесса конверсии летучих в газовом потоке.  $10^{-11}$ . имеет порядок массовая Массовая концентрация кислорода концентрация азота имеет порядок 10<sup>-13</sup>.

Кроме рассмотренной серии 1 численных экспериментов была проведена серия 2 расчетов для диаметров частиц d = 0,010 м и сечения газификатора  $S = 27,7 \ 10^{-3} \text{m}^2$  и для отношений расходов  $K_g = 1; 0,5; 0,25; 0,16$ . В серии 2 (рисунки 5.2.х) порядковые номера графиков отражают те же величины, как и в серии 1.

Серия 3 численных экспериментов (рисунки 5.3.х) была выполнена при диаметре частиц d = 0,015 м и сечении газификатора  $S = 62,3 \ 10^{-3} \text{m}^2$ . Распределение температур, расходов и массовых концентраций аналогичны серии 1.

Для оценки влияния соотношения размера диаметра зерна к радиусу установки на выходные параметры газификации рассмотрим данные зависимости при одинаковом относительном расходе  $K_g = 0,2$ . Выбор данного массового расхода обусловлен тем, что при нем можно получить объединенную зону конверсии углерода с зонами сушки и карбонизации.

На рисунках серии 4 (рисунки 5.4.х) представлены выходные зависимости в том же порядке, что для серии 1. Видно, что температура газа меняется несущественно при увеличении диаметра зерна (рисунок 5.4.1). Температура твердой фазы уменьшается, при этом перепад температуры между твердой и газообразной фазой растет (рисунок 5.4.2). Стоит отметить, что при увеличении диаметра зерна на профиле температуры появляется перегиб, связанный с увеличением зоны конверсии углерода. Увеличение степени перегиба при возрастании диаметра зерна наблюдается и на графике изменения расхода газообразной и твердой фазы (рисунки 5.4.3 и 5.4.4). Из рисунков 5.4.5 и 5.4.6 можно видеть, что зона сушки и зона карбонизации уменьшается при повышении диаметра зерна, при этом зона конверсии углерода увеличивается (рисунок 5.4.7).

Из выше сказанного можно сделать следующие выводы.

Анализ профиля массовой концентрации влаги и летучих в твердой фазе выявил объединение зоны сушки и зоны карбонизации, что обусловлено свойствами описания выхода летучих и влаги в математической модели.

Основной вклад в увеличение массовой концентрации водорода  $m_{\rm H2}$  и оксида углерода  $m_{\rm CO}$  в газовой фазе вносит изменение массовой концентрации углерода  $C_{\rm s}$  в твердой фазе при паровой конверсии.

При снижении расхода твердой фазы в случае неизменности начального расхода газовой фазы зона конверсии углерода растет, зона сушки и карбонизации уменьшается.

Вклад процесса паровой конверсии летучих в массовую концентрацию водорода  $m_{\rm H2}$  и окиси углерода  $m_{\rm CO}$  в газовой фазе пренебрежимо мал.

Увеличение диаметра зерна совместно с увеличением диаметра установки приводит к росту зоны конверсии углерода и уменьшению зоны сушки и карбонизации.

## 5.3 Оптимизация процесса газификации органического сырья

Определим оптимальные параметры режима газификации из данных, полученных при численном эксперименте. Рассчитаем отношения массового расхода водорода, оксида углерода и летучих к массовому потоку пара, входящего в газификатор, обозначим как  $m_{1H2}$ ,  $m_{1CO}$  и  $m_{1V}$ , соответственно. Сумма величин  $m_{1H2}$ ,  $m_{1CO}$  и  $m_{1V}$  является отношением массового потока сгенерированного газа к единице потока пара, поступающего в газификатор. Так как, массовый поток пара постоянен и характеризует мощность газификатора при начальной температуре пара 1000 °C, то сумма величин  $m_{1H2}$ ,  $m_{1CO}$  и  $m_{1V}$  представляет собой производительность газификатора при На рисунках 5.5.1-5.5.3 разных параметрах. представлены профили суммарной величины ( $m_{1H2} + m_{1CO} + m_{1V}$ ) для диаметров зерна твердой фазы d = 0,004 м; d = 0,01 м; d = 0,015 м, соответственно, при вариации отношений расходов  $K_g = 1; 0,5; 0,25; 0,16-0,176$ , соответственно.

Для выбора оптимальных параметров максимального производства продуктового газа рассмотрим сумму величин  $m_{1H2}$ ,  $m_{1CO}$  и  $m_{1V}$  на выходе

газификатора при разных относительных расходах  $K_{\rm g}$  и диаметрах зерна (рисунок 5.5.4).

Видно, что максимальный расход продуктового газа, отнесенного к расходу пара, составляет 0,1075, при этом относительный расхода равен  $K_g = 0,2$  при диаметре зерна твердой фазы d = 0,015 м.

Выберем оптимальные параметры процесса по максимальной теплоте сгорания продуктового газа. Так как, состав газа меняется, то нужно рассматривать сумму произведений массового расхода каждого компонента продуктового газа на теплоту сгорания каждого из газов, отнесенную к массовому расходу продуктового газа. На рисунках 5.5.5-5.5.7 представлены профили изменения удельной теплоты сгорания продуктового газа по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , для диаметров зерен твердой фазы d = 0,004 м, d = 0,010 м, d = 0,015 м, соответственно. На рисунке 5.5.8 изображена зависимость теплоты сгорания продуктового газа на выходе из рабочего участка от относительного расхода  $K_g$  для разных диаметров зерна. Можно заметить, что максимальная теплотворная способность продуктового газа составляет около 2,47  $10^7$  Дж/кг, при этом  $K_g = 0,5$  при диаметре зерна твердой фазы d = 0,01 м.

Таким образом, для модели противоточного шахтного слоевого газификатора мощностью 50 кВт установлены оптимальные параметры процесса газификации органического сырья.



Рисунок 5.1.1 – Профиль температуры газовой фазы  $T_{\rm g}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.1.2 – Профиль температуры твердой фазы  $T_s$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.1.3 – Изменение расхода газовой фазы  $G_{\rm g}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.1.4 – Изменение расхода твердой фазы  $G_{\rm s}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.1.5 – Профиль массовой концентрации влаги в твердой фазе  $W_{\rm s}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы



Рисунок 5.1.6 – Профиль массовой концентрации летучих в твердой фазе  $V_s$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой



Рисунок 5.1.7 – Профиль массовой концентрации углерода в твердой фазе C<sub>s</sub> по длине рабочего участка при разном значении K<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой

фазы *d* = 0,004 м



Рисунок 5.1.8 – Профиль массовой концентрации воды в газовой фазе  $m_{\rm H2O}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.1.9 – Профиль массовой концентрации летучих в газовой фазе *m*<sub>H2O</sub> по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна

твердой фазы *d* = 0,004 м



Рисунок 5.1.10 – Профиль массовой концентрации  $H_2$  в газовой фазе  $m_{H2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.1.11 – Профиль массовой концентрации СО в газовой фазе *m*<sub>CO</sub> по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой фазы

*d* = 0,004 м



Рисунок 5.1.12 – Профиль массовой концентрации O<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{O2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.1.13 – Профиль массовой концентрации N<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{N2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м


Рисунок 5.2.1 – Профиль температуры газовой фазы  $T_{\rm g}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.2 – Профиль температуры твердой фазы  $T_{\rm s}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.3 – Изменение расхода газовой фазы  $G_{\rm g}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.4 – Изменение расхода твердой фазы  $G_s$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.5 – Профиль массовой концентрации влаги в твердой фазе  $W_s$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы

*d* = 0,01 м



Рисунок 5.2.6 – Профиль массовой концентрации летучих в твердой фазе  $V_s$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.7 – Профиль массовой концентрации углерода в твердой фазе C<sub>s</sub> по длине рабочего участка при разном значении K<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой

фазы *d* = 0,01 м



Рисунок 5.2.8 – Профиль массовой концентрации воды в газовой фазе  $m_{\rm H2O}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.9 – Профиль массовой концентрации летучих в газовой фазе *m<sub>V</sub>* по длине рабочего участка при разном значении *K<sub>g</sub>*, диаметр зерна твердой

фазы *d* = 0,01 м



Рисунок 5.2.10 – Профиль массовой концентрации  $H_2$  в газовой фазе  $m_{H2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.11 – Профиль массовой концентрации СО в газовой фазе *m*<sub>CO</sub> по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой фазы

*d* = 0,01 м



Рисунок 5.2.12 – Профиль массовой концентрации  $O_2$  в газовой фазе  $m_{O2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,01 м



Рисунок 5.2.13 – Профиль массовой концентрации N<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{\rm N2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d=0,01 м



Рисунок 5.3.1 – Профиль температуры газовой фазы  $T_{\rm g}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.2 – Профиль температуры твердой фазы  $T_{\rm s}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.3 – Изменение расхода газовой фазы  $G_{\rm g}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.4 – Изменение расхода твердой фазы  $G_{\rm s}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.5 – Профиль массовой концентрации влаги в твердой фазе  $W_{\rm s}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы

*d* = 0,015 м



Рисунок 5.3.6 – Профиль массовой концентрации летучих в твердой фазе  $V_{\rm s}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.7 – Профиль массовой концентрации углерода в твердой фазе *C*<sub>s</sub> по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой

фазы *d* = 0,015 м



Рисунок 5.3.8 – Профиль массовой концентрации воды в газовой фазе  $m_{\rm H2O}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.9 – Профиль массовой концентрации летучих в газовой фазе *m<sub>V</sub>* по длине рабочего участка при разном значении *K<sub>g</sub>*, диаметр зерна твердой

фазы *d* = 0,015 м



Рисунок 5.3.10 – Профиль массовой концентрации H<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{\rm H2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.11 – Профиль массовой концентрации СО в газовой фазе *m*<sub>CO</sub> по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой фазы

*d* = 0,015 м



Рисунок 5.3.12 – Профиль массовой концентрации O<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{O2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_g$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.3.13 – Профиль массовой концентрации N<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{\rm N2}$  по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.4.1 – Профиль температуры газовой фазы  $T_{\rm g}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.4.2 – Профиль температуры твердой фазы  $T_{\rm s}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.4.3 – Изменение расхода газовой фазы  $G_{\rm g}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.4.4 – Изменение расхода твердой фазы  $G_{\rm s}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.4.5 – Профиль массовой концентрации влаги в твердой фазе *W*<sub>s</sub> по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы *d* при



Рисунок 5.4.6 – Профиль массовой концентрации летучих в твердой фазе  $V_{\rm s}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.4.7 – Профиль массовой концентрации углерода в твердой фазе C<sub>s</sub> по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы *d* при



Рисунок 5.4.8 – Профиль массовой концентрации воды в газовой фазе *m*<sub>H2O</sub> по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы *d* при значении *K*<sub>g</sub> =0,2



Рисунок 5.4.9 – Профиль массовой концентрации летучих в газовой фазе *m<sub>V</sub>* по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы *d* при

значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.4.10 – Профиль массовой концентрации  $H_2$  в газовой фазе  $m_{H2}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_g = 0,2$ 



Рисунок 5.4.11 – Профиль массовой концентрации СО в газовой фазе *m*<sub>CO</sub> по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы *d* при



Рисунок 5.4.12 – Профиль массовой концентрации О<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{O2}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.4.13 – Профиль массовой концентрации N<sub>2</sub> в газовой фазе  $m_{\rm N2}$  по длине рабочего участка для разных диаметров зерна твердой фазы d при значении  $K_{\rm g}$  =0,2



Рисунок 5.5.1 – Профиль относительной массовой концентрации продуктового газа по длине рабочего участка при разном значении  $K_{g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,004 м



Рисунок 5.5.2 – Профиль относительной массовой концентрации продуктового газа по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой фазы *d* = 0,010 м



Рисунок 5.5.3 – Профиль относительной массовой концентрации продуктового газа по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой фазы *d* = 0,015 м



Рисунок 5.5.4 – Вариация относительной массовой концентрации продуктового газа на выходе из рабочего участка для разных значении K<sub>g</sub> и диаметров зерна твердой фазы *d* 



Рисунок 5.5.5 – Профиль удельной теплоты сгорания продуктового газа по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой фазы

*d* = 0,004 м



Рисунок 5.5.6 – Профиль удельной теплоты сгорания продуктового газа по длине рабочего участка при разном значении *K*<sub>g</sub>, диаметр зерна твердой фазы

*d* = 0,010 м



Рисунок 5.4.7 – Профиль удельной теплоты сгорания продуктового газа по длине рабочего участка при разном значении  $K_{\rm g}$ , диаметр зерна твердой фазы d = 0,015 м



Рисунок 5.5.8 – Вариация удельной теплоты сгорания продуктового газа на выходе из рабочего участка для разных значении *K*<sub>g</sub> и диаметров зерна твердой фазы *d* 

## 6 РАЗРАБОТКА ПРОГРАММЫ ВНЕДРЕНИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ НИР В ОБРАЗОВАТЕЛЬНЫЙ ПРОЦЕСС

Для современного этапа развития науки, техники и технологий характерны инновационная направленность не только прикладных, но и фундаментальных исследований, а так же сокращение сроков между получением результата научного исследования и использования его в промышленности. Это с неизбежностью приводит к необходимости изменения подхода к взаимоотношениям науки и инженерного образования. Современный инженер должен не только владеть профессиональными узкопрофессиональной области, навыками И знаниями В но И ориентироваться в перспективах развития профессионально определенной и смежных областей техники. Для формирования из выпускника вуза инженера такого типа в идеальном случае необходимо привлечение студентов к научным исследованиям. Реалии же современного высшего образования таковы, что привлечь всех студентов к научной работе не представляется возможным по разным причинам. В связи с этим представляется необходимым внедрение результатов научных исследований, проводимых (чаше учеными BV30B всего являющимися преподавателями) непосредственно в учебный процесс.

такую Учитывая потребность, нами было предложено внести дополнения в программу обучения бакалавров по направлению «240100 -Химическая технология», профили «240103 – Химическая технология неорганических веществ», «240106 – Химическая технология органических веществ», «240108 – Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов», «240111 – технология и переработка полимеров». Эти дополнения направлены не только на информирование студентов о научном направлении и достигнутых результатах исследовательского коллектива, но, в первую очередь на формирование интереса к перспективам в области глубокой переработки углей и углеродсодержащего сырья.

Руководство КузГТУ поддержало внесение таких дополнений в рабочую программу дисциплины «Общая химическая технология» направления «240100 - Химическая технология». Рабочая программа представлена в Приложении Б.

В Приложении В представлен перечень подготовленных и опубликованных статей в высокорейтинговых российских журналах, докладов на всероссийских и международных конференциях по результатам выполнения НИР.

В Приложении Г представлены уведомления, в которых КузГТУ уведомляет Министерство образования и науки Российской Федерации, что при выполнении НИР получены результаты интеллектуальной деятельности, способные к правовой охране.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате исследования конверсии шихты, состоящей из карбонизированных отходов древесины и угля, выявлено влияние ее состава на состав продуктового газа, что косвенно указывает на роль минеральных компонентов углей.

Разработана методика расчета технологического процесса паровой газификации отходов угольных предприятий предложен эскизный вариант шахтного противоточного газификатора непрерывного действия. Система уравнений модели включает уравнения переноса компонент газовой фазы, уравнение энергии газовой фазы, уравнения переноса компонент твердой фазы и уравнение энергии твердой фазы. Поставленная краевая задача решалась численно. Для проверки модели использовалось аналитическое решение при начальной температуре пара менее 300°С. В этом случае задача инертного нагрева имеет аналитическое решение.

Произведен расчет оптимальных параметров процесса газификации на примере шахтного противоточного газификатора непрерывного действия. Выбор начальных параметров слоевого противоточного шахтного газификатора был обусловлен тепловой мощностью парового потока. В экспериментальном исследовании плотность теплового потока пара при  $MBT/M^2$ . 11.28 1000°C составляет Критериями температуре пара оптимальности являются: 1) выход газифицируемого органического сырья из шахтного реактора с содержанием углерода не более 1% (масс.) от начального содержания на входе в реактор при варьировании геометрических размеров аппарата, расходных и термодинамических параметров паровой и твердой фаз; 2) максимальная теплота сгорания продуктового газа. В разработана численного расчета методика установления результате оптимальных параметров для процесса газификации органического сырья в модели противоточного шахтного слоевого газификатора мощностью 50 кВт.

При исследовании кинетических закономерностей образования газообразных веществ И твердого остатка при газификации карбонизированных отходов угледобычи и углеобогащения полученные результаты показывают, что образование продуктов газификации в условиях проведения процесса начинается на поверхности частицы и по мере удаления обнажая углерода фронт газовыделения продвигается внутрь ee. минеральный каркас. На это указывает изменение рельефа и структуры поверхности частицы во время протекания процесса. Изучение твердого газификации проводились методом растровой остатка электронной микроскопии на сканирующем электронном микроскопе JEOL JSM6390 SEM с приставкой для микроанализа JED 2300.

Разработана рабочая программа дисциплины «Общая химическая технология» для направления «240100 – химическая технология», в которую включен раздел по изучению процессов газификации углей и углеродсодержащих материалов, в частности паровой конверсии, В образовательном процессе материал излагается с учетом полученных результатов в данной научно-исследовательской работе.

С учетом опытных данных разработана физико-математическая модель процесса конверсии органического сырья в опытном горизонтальном реакторе на примерах шлама Березовского и отходов углей Березовского и Междуреченского месторождений.

На основании проведенных исследований можно сделать выводы.

1. При конверсии шихты карбонизированных отходов уголь/древесина с увеличением доли древесины при прочих равных параметрах происходит возрастание концентрации  $CO_2$  и понижение CO. Доля  $H_2$  в продуктовом газе растет с увеличением доли древесины в пределах 0-30% и далее не изменяется вплоть до ее содержания в шихте 100%.

2. Построена И разработана модель методика расчета отходов технологического процесса паровой газификации угольных предприятий газификатора примере шахтного противоточного на

непрерывного действия. При начальной температуре пара менее 300°С задача инертного нагрева имеет аналитическое решение.

3. В результате численного расчета разработана методика установления оптимальных параметров для процесса газификации органического сырья модели противоточного шахтного слоевого В газификатора мощностью 50 кВт по двум критериям оптимальности: наивысшая теплота сгорания продуктового газа и степень конверсии органической части не менее 99%.

4. Изменение рельефа и структуры поверхности частицы во время протекания процесса, результат анализа состава частиц после газификации позволяет утверждать, что при использовании предлагаемого способа переработки шламов может быть достигнуто практически полная конверсия углерода, трудно достижимая даже в процессах горения.

5. В образовательном процессе для студентов направления «240100 – химическая технология» раздел «Процессы газификации углей» излагается с учетом полученных результатов в данной научно-исследовательской работе.

6. Разработана физико-математическая модель процесса конверсии органического сырья в опытном горизонтальном реакторе на примерах шлама Березовского и отходов углей Березовского и Междуреченского месторождений.

На четвертом этапе НИР в результате проведения экспериментальных, теоретических и численных исследований достигнута полнота решения поставленных задач техническим заданием и календарным планом.

Область использования результатов исследований определяется конкретными условиями ведения процесса конверсии в зависимости от вида сырья и параметров ведения процесса. При частичной газификации в зависимости от условий процесса может быть получен газ для использования в качестве высококалорийного топлива, либо как сырье для получения углеводородов, а также получения твердого углеродсодержащего остатка. Полная газификация направлена на получение газа различного состава для

использования в производстве химических продуктов или энергии. Зольный мелкодисперсный остаток используют, в частности, в строительном производстве.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

 Дуббель, Г. Справочная книга по машиностроению, в 2-х Т, Т. 1 / Г. Дуббель. – М.: Государственное техническое изд-во, 1929 – 768 с.

 Seo, M. W. Gasification Characteristics of Coal/Biomass Blend in a Dual Circulating Fluidized Bed Reactor / M.W. Seo [*et al.*] // Energy and Fuels. – 2010. – V. 24. – P. 3108-3118.

3. Глущенко, И. М. Теоретические основы технологии горючих ископаемых / И.М. Глущенко. – М.: Металлургия, 1990. – 296 с.

4. Баскаков, А. П. О механизме паровой газификации / А.П. Баскаков, А.М. Дубинин, В.Г. Тупоногов, Д.В. Филиппов // Промышленная теплоэнергетика. – 2008, № 4. – С. 40-42.

 Дубинин, А. М. Паровая бескислородная газификация углей /
 А.М. Дубинин // Промышленная теплотехника. – 1990, Т. 12, № 2. – С. 97-100.

6. Sharma, D. K. Modeling the Steam Gasification Reactions for Reactor Design / D.K. Sharma // Energy Sources. – 2011, Part. A., 33. – P. 57-71.

7. Ji, K. H. Steam Gasification of Low Rank Fuel-Biomass Coal and Sludge Mixture in a Small Scale Fluidized Bed / K.H. Ji [*et al.*] // Proc. Of the European Combustion Meeting, 2009. – P. 1-5.

8. Zhang, L. Gasification reactivity and kinetics of typical Chinese anthracite chars with steam and CO2 / L. Zhang [*et al.*] // Energy and Fuels. – 2006. – V. 20. – P. 1201-1210.

9. Liu, H. High-temperature gasification reactivity with steam of coal chars derived under various pyrolysis conditions in a fluidized-bed / H. Liu [*et al.*] // Energy and Fuels. – 2010, V. 24. – P. 68-75.

10. Chaudhari, S. T. Steam gasification of biomass-derived char for the production of carbon monoxide-rich synthesis gas / S.T. Chaudhari [*et al.*] // Energy and Fuels. -2001, V. 15. -P. 736-742.

11. Chaudhari, S. T. Production of hydrogen and/or syngas (H<sub>2</sub>+CO) via steam gasification of biomass-derived chars / S.T. Chaudhari [*et al.*] // Energy and Fuels. -2003, V. 17. -P. 1062-1067.

12. Гроо, А. А. Численное решение системы обыкновенных дифференциальных уравнений, описывающих тепло- и массообмен с химическими реакциями в слоевом газификаторе / А.А. Гроо, И.А. Кузоватов, С.Г. Степанов // Математические методы и моделирование. – 2004. - Вып. 33. – С. 71-78.

13. Нигматулин, Р. И. Основы механики гетерогенных сред / Р. И. Нигматуллин. - М.: Наука, 1978. - 336 с.

14. Матрос, Ю. Ш. Нестационарные процессы в каталитических реакторах / Ю. Ш. Матрос. - Новосибирск: Наука, 1982. – 258 с.

15. Китаев, Б. И. Тепло- и массообмен в плотном слое / Б.И. Китаев,
В.Н. Тимофеев, Б.А. Боковиков и др. – М.: Металлургия, 1972. – 432 с.

16. Канторович, Б. В. Введение в теорию горения и газификации твердого топлива / Б.В. Канторович. – М.: Металлургиздат, 1962. – 335 с.

17. Виленский, Т. В. Динамика горения пылевидного топлива /Т.В. Виленский, Д.М. Хзмалян. – М.: Энергия, 1977. – 248 с.

18. Волков, Э. П. Моделирование горения твердого топлива / Э.П. Волков, Л.И. Зайчик, В.А. Перушков. – М.: Наука, 1994. м 320 с.

19. Ворончихина, Т. С. Компьютерная модель нестационарных процессов при слоевой газификации угля / Т.С. Ворончихина, В.С. Славин, СР. Исламов // Сиб. физ.-техн. журнал. – 1993, No 3. – С. 85-89.

20. Берд, Р. Процессы переноса / Р. Берд, В. Лайтфут, Е. Стюарт. – М.: Химия, 1974. –688 с.

21. Бабий, В.И. Горение угольной пыли и расчет пылеугольного факела / В.И. Бабий, Ю.Ф. Куваев. – М.: Энергоатомиздат, 1986. – 208 с.

22. Батенин, В. М. Пилотная установка газификации угля в кипящем слое ТФР-300. Ч. І. Описание и экспериментальные возможности / В.М.

Батенин, Э.Э. Шпильрайн, Ю.А. Выскубенко и др. // Теплоэнергетика. – 1995, No 7. – С. 39-45.

23. Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик. – М.: ГИФМЛ, 1963. – 708 с.

24. Balat, M. Hydrogen-Rich Gas Production from Biomass via Pyrolysis and Gasification Processes and Effects of Catalyst on Hydrogen Yield / M. Balat // Energy Sources. – 2008, Part. A., 30. – P. 552-554.

25. Померанцев, В. В. Основы практической теории горения / В.В. Померанцев, К.М. [и др.]. – Л.: Энергия, 1973. – 264 с.

26. Исаков, Г. Н. Воспламенение и горение пористого продуваемого слоя отходов деревообработки при различных условиях теплообмена / Г.Н. Исаков, А.Н. Субботин // Известия Томского политехнического университета. – 2006, Т. 309, № 5. – С. 130-135.

27. Щетинков, Е. С. Физика горения газов / Е.С. Щетинков. – М.: Наука, 1965. – 739 с.

28. Теплотехнический справочник. Т. 2 / Под ред. В.Н. Юренева, Н.Л. Лебедева. – М.: Энергия, 1976. – 896 с.

29. Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик. – М.: Наука, 1972. – 720 с.

## ПРИЛОЖЕНИЕ А

Программа расчета газификатора непрерывного действия на языке Matlab

```
function gasifikator
clear all
K=In_data1(1);
Κ
save([K.F1 '_K.mat'],'K' );
e_W=0.1; e_V=0.1; e_C=1; e_WG=1; e_VG=1;
e L=1;e Lv=1; e Lc=1;e Lv1=1; e V1=1;
save([K.F1 '_eee.mat'],'e_W','e_V','e_C','e_WG','e_VG','e_L','e_Lv',...
  'e_Lc','e_Lv1','e_V1');
xx=linspace(0,K.H,K.NN);
options = bvpset('Vectorized','on','Stats','on');
if K.InitFile
  load([K.F2 '.mat']);
  solinit =sol;
sol=CorrectSol(sol,K);
SaveParam(K,sol,xx);
else
solinit = bvpinit(xx,@mat4init);
end:
sol = bvp5c(@mat4ode2,@mat4bc2,solinit,options);
save([K.F1 '.mat'],'sol');
PlotSaveData(K,sol,xx);
solinit =sol;
sol=CorrectSol(sol,K);
PlotSaveData(K,sol,xx);
save([K.F1 '.mat'],'sol');
while sol.max_res>sol.rtol
sol=CorrectSol(sol,K);
solinit =sol;
sol = bvp5c(@mat4ode2,@mat4bc2,solinit,options);
PlotSaveData(K,sol,xx);
save([K.F1 '.mat'],'sol');
pause(10);
solinit =sol;
if sol.max_res<=sol.rtol
  break
end
end
SaveParam(K,sol,xx);
end
function dydx = mat4ode2(x,y)
K = In_data1(1);
load([K.F1 '_eee.mat']);
Tg=y(1,:);
Ts=y(2,:);
W_{s=y(3,:)};
Vs=y(4,:);
```

```
Cs=y(5,:);
Gg=y(6,:);
Gs=y(7,:);
GWg=y(8,:);
GVg=y(9,:);
GH2g=y(10,:);
GCOg=y(11,:);
GCO2g=y(12,:);
GO2g=y(13,:);
GN2g=y(14,:);
dWsdx= e_WG.*(-Ws.*10^5.*exp(-15000./Ts)./K.w_H./(1-K.epsil));
for ii=1:size(Ws,2);
if Ws(ii)<0
Ws(ii)=0;
dWsdx(ii)=0;
end
end;
dVsdx = e_VG.*(-Vs.*10^5.*exp(-15000./Ts)./K.w_H./(1-K.epsil));\%
for ii=1:size(Vs,2);
if Vs(ii)<0
Vs(ii)=0;
dVsdx(ii)=0;
end
end:
dd = (abs(Cs)./K.Cs_H).^{(1./3)*K.d0};
rr_H2O=ALP_H2O_sum(Tg,Ts,K.Pg_0,Gg,K.S,K.d0,dd,K.mu_g,K.epsil,K.epsil_s)...
  .*Sd(K.d0,dd,K.epsil).*rhoG(K.Pg_0,Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g)...
  .*GWg./Gg;
dCsdx= e_C.*(-rr_H2O).*Mu('C')./Mu('H2O')./K.w_H./(1-
K.epsil);%.*(abs(Cs)./K.Cs_H).^1.5;%.*Cs./K.Cs_H-временно
for ii=1:size(Cs,2);
if Cs(ii)<0
Cs(ii)=0;
dCsdx(ii)=0;
end
end;
dGsWdx=(dWsdx).*K.S.*K.w H.*(1-K.epsil);
dGsVdx=(dVsdx).*K.S.*K.w_H.*(1-K.epsil);
dGsCdx=(dCsdx).*K.S.*K.w_H.*(1-K.epsil);
dGsdx=dGsWdx+dGsVdx+dGsCdx;
dVgdx1=e_V1.*rhoG(K.Pg_0,Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g)...
.*GVg./Gg./(K.epsil)./u_G(K.Pg_0,Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g,K.S,K.
epsil)...
  .*(10.^(5.41)).*exp(-25430./Tg);%
dGVgdx1=(dVgdx1).*K.S.*u_G(K.Pg_0,Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g,
K.S,K.epsil).*(K.epsil);
dGVgdx=-dGsVdx+dGVgdx1; %
for ii=1:size(GVg,2);
if GVg(ii)<0
GVg(ii)=0;
```
```
dGVgdx(ii)=0;
dGVgdx1(ii)=0;
end
end:
dGH2gdx=-dGsCdx.*Mu('H2')./Mu('C')+dGVgdx1.*(1+K.y_V./2)*Mu('H2')./K.Mu_V;
dGCOgdx=-dGsCdx.*Mu('CO')./Mu('C')+dGVgdx1.*K.x_V*Mu('CO')./K.Mu_V;
dGCO2gdx=0;
dGO2gdx=dGVgdx1.*(1+K.n V-K.x V)./2.*Mu('O2')./K.Mu V;
dGN2gdx=dGVgdx1.*K.p_V./2*Mu('N2')./K.Mu_V;
for ii=1:size(GH2g,2);
if GH2g(ii)<0
GH2g(ii)=0;
dGH2gdx(ii)=0;
end
end;
for ii=1:size(GCOg,2);
if GCOg(ii)<0
GCOg(ii)=0;
dGCOgdx(ii)=0;
end
end:
for ii=1:size(GO2g,2);
if GO2g(ii)<0
GO2g(ii)=0;
dGO2gdx(ii)=0;
end
end:
for ii=1:size(GN2g,2);
if GN2g(ii)<0
GN2g(ii)=0;
dGN2gdx(ii)=0;
end
end:
dGWgdx = -dGsWdx...
    +dGsCdx.*Mu('H2O')./Mu('C')+dGVgdx1*Mu('H2O')./K.Mu V;%
dGgdx=(dGWgdx+dGVgdx+dGH2gdx+dGCOgdx+dGO2gdx+dGO2gdx+dGN2gdx);
dTgdx=alpha(Gg,K.S,K.d0,K.mu_g,K.epsil,K.lam_g)./Gg./Cp_g(K.Tg_0,Gg,GWg,GVg,GH2g,
GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g)./K.epsil.*(Ts-Tg)...
h_g(Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g).*dGgdx./Gg./Cp_g(K.Tg_0,Gg,GWg
,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g)...
  +dGgdx./Gg.*(Ts-Tg)./K.epsil...
+e_Lv1*K.Lv1.*dGVgdx1./Gg./Cp_g(K.Tg_0,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2
g)./K.epsil;
dTsdx=alpha(Gg,K.S,K.d0,K.mu_g,K.epsil,K.lam_g)./Gs./K.Cps./(1-K.epsil).*(Tg-Ts)...
   -h s(Ts,K.Cps).*dGsdx./Gs./K.Cps...
   +e_L*K.L.*dGsWdx./Gs./K.Cps./(1-K.epsil)...
   +e_Lv*K.Lv.*dGsVdx./Gs./K.Cps./(1-K.epsil)...
   +e_Lc*K.Lc.*dGsCdx./Gs./K.Cps./(1-K.epsil);
dydx(1,:) = dTgdx(:);
dydx(2,:) = dTsdx(:);
```

```
dydx(3,:) = dWsdx(:);
dydx(4,:) = dVsdx(:);
dydx(5,:) = dCsdx(:);
dydx(6,:) = dGgdx(:);
dydx(7,:) = dGsdx(:);
dydx(8,:) = dGWgdx(:);
dydx(9,:) = dGVgdx(:);
dydx(10,:) = dGH2gdx(:);
dydx(11,:) = dGCOgdx(:);
dydx(12,:) = dGCO2gdx(:);
dydx(13,:) =dGO2gdx(:);
dydx(14,:) = dGN2gdx(:);
end
function PlotSaveData(K,sol,xx)
Sxint = deval(sol,xx);
h1=figure(1);
plot(xx,Sxint(1,:)-273.15,'-',xx,Sxint(2,:)-273.15,'--');
legend('Tg','Ts');
xlabel('x, m');
ylabel('T, C');
h2=figure(2);
plot(xx,Sxint(6,:),'-',xx,-Sxint(7,:),'--');
legend('Gg','Gs');
xlabel('x, m');
ylabel('G, kg/s');
h3=figure(3);
plot(xx,Sxint(3,:),'-',xx,Sxint(4,:),'--',xx,Sxint(5,:),'-.');
legend('Ws','Vs','Cs');
xlabel('x, m');
ylabel(' kg/m3');
h4=figure(4);
plot(xx,Sxint(8,:),'-',xx,Sxint(9,:),'--');
legend('GWg','GVs');
xlabel('x, m');
ylabel('G, kg/s')
h5=figure(5);
plot(xx,Sxint(10,:),'-',xx,Sxint(11,:),'--');
legend('GH2','GCO');
xlabel('x, m');
ylabel('G, kg/s')
h6=figure(6);
plot(xx,Sxint(13,:),'--',xx,Sxint(14,:));
legend('GO2','GN2');
xlabel('x, m');
ylabel('G, kg/s')
saveas(h1,[K.F1 '_TgTs.eps']);
saveas(h2,[K.F1 '_GgGs.eps'])
saveas(h3,[K.F1 '_WsVsCs.eps'])
saveas(h4,[K.F1 '_GWgGVs.eps'])
saveas(h5,[K.F1 '_GH2GCO.eps'])
saveas(h6,[K.F1 '_GO2GN2.eps'])
end
```

```
function SaveParam(K,sol,xx)
Sxint = deval(sol, xx);
Sxint1=[xx' Sxint'];
save([K.F1 '.dat'],'Sxint1','-ascii');
end
function sol=CorrectSol(sol,K)
for ii=1:size(sol.x,2);
if sol.y(1,ii)>K.Tg_0
  sol.y(1,ii)=K.Tg_0;
end
end
for ii=1:size(sol.x,2);
if sol.y(2,ii)>K.Tg_0
  sol.y(2,ii)=K.Tg_0;
end
end
for ii=1:size(sol.x,2);
if sol.y(3,ii) \leq 0
sol.y(3,ii)=0;
end
if sol.y(4,ii) \leq 0
sol.y(4,ii)=0;
end
if sol.y(5,ii) \leq 0
sol.y(5,ii)=0;
end
if sol.y(8,ii) \leq 0
sol.y(8,ii)=0;
end
if sol.y(9,ii) \leq 0
sol.y(9,ii)=0;
end
if sol.y(10,ii)<=0
sol.y(10,ii)=0;
end
if sol.y(11,ii) \leq 0
sol.y(11,ii)=0;
end
if sol.y(12,ii) \leq 0
sol.y(12,ii)=0;
end
if sol.y(13,ii) \leq 0
sol.y(13,ii)=0;
end
if sol.y(14,ii) \leq 0
sol.y(14,ii)=0;
end
end;
end
function res = rhoG(Pg,Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g)
Ru=8.31451;
K = In_data1(1);
```

```
Mu V=Mu('C')*K.x V+Mu('H')*K.y V+Mu('O')*K.n V+Mu('N')*K.p V;
res = Pg./Ru./Tg./(GWg./Mu('H2O')+GVg./Mu_V+GH2g./Mu('H2')+GCOg./Mu('CO') ...
+GCO2g./Mu('CO2')+GO2g./Mu('O2')+GN2g./Mu('N2')).*Gg;
end
function res = u_G(Pg,Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g,S,epsil)
res =Gg./rhoG(Pg,Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g)./S./epsil;
end
function res = h g(Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g)
res=Cp_g(Tg,Gg,GWg,GVg,GH2g,GCOg,GCO2g,GO2g,GN2g).*Tg;
end
function res = h_s(T_s,Cps)
res =Cps.*T_s;
end
function res = Cp_g(Tg, Gg, GWg, GVg, GH2g, GCOg, GCO2g, GO2g, GN2g)
res = (CP_H2O(Tg).*GWg+CP_H2O(Tg).*GVg+CP_H2(Tg).*GH2g+CP_CO(Tg).*GCOg+...
CP_CO2(Tg).*GCO2g+CP_O2(Tg).*GO2g+CP_N2(Tg).*GN2g)./Gg;
end
function res = mat4bc2(ya,yb)
K = In_data1(1);
res = [ya(1)-K.Tg_0]
    yb(2)-K.Ts_H
    yb(3)-K.Ws_H
    yb(4)-K.Vs_H
    yb(5)-K.Cs_H
    ya(6)-K.G_g_0
    yb(7)-K.G_s_H
    ya(8)-K.G_g_0
    ya(9)
    ya(10)
    ya(11)
    ya(12)
    ya(13)
    ya(14)
    ];
end
function yinit = mat4init(x)
K = In_data1(1);
yinit = [((K.Tg \ 0-K.Ts \ H)*(1-x/K.H)+K.Ts \ H)*1.1;
    ((K.Tg_0-K.Ts_H)*(1-x/K.H)+K.Ts_H)*0.9;
    (K.Ws_H*0.1-K.Ws_H)*(1-x/K.H)+K.Ws_H;
    (K.Vs_H*0.1-K.Vs_H)*(1-x/K.H)+K.Vs_H;
    (K.Cs H*0.1-K.Cs H)*(1-x/K.H)+K.Cs H;
    K.G g 0;
    K.G_s_H;
    K.G_g_0;
    0.01
    0.01
    0.01
    0.01
    0.01
    0.01];
```

```
end
```

function res= In data1(y) Тд\_0=300+273.15;% К, Температура входящего газа Ts\_H=20+273.15;% К, Температура входящей твердой фазы Н=1:% м, Высота слоя NN=1000;% Количество расчетных точек Pg\_0=103000;%Па, Давление WW=50000;%Вт, Мощность установки epsil=0.4;% порозность твердой фазы epsil\_s=0.4;% порозность твердой частички ksi=0.1: rho\_s\_H=1200 ;% кг/м3, Плотность твердой фазы lam s=1:% Вт/(м К), Максимальная теплопроводность твердой фазы lam g=0.03;% Вт/(м К), Характерная теплопроводность пара Cps=1100;% Дж/(кг К), Теплоемкость твердой фазы mu\_g=3e-05;%Па с, Динамическая вязкость пара d0=0.004;%м, Диаметр частиц L=2260000; %Дж.кг, Теплота паробразования %Свойство топлива % Уголь Березовский Wr=0.35; % Влажность твердой фазы Cr=0.426: Hr=0.029: Or=0.139: Nr=0.004: Vr=0.288; CrV=Vr-Hr-Or-Nr; CrC=Cr-CrV; CdafV=CrV/(CrV+Hr+Or+Nr); HdafV=Hr/(CrV+Hr+Or+Nr); OdafV=Or/(CrV+Hr+Or+Nr); NdafV=Nr/(CrV+Hr+Or+Nr); x V=CdafV/Mu('C'); y\_V=HdafV/Mu('H'); n\_V=OdafV/Mu('O'); p V=NdafV/Mu('N'); norm=x\_V+y\_V+n\_V+p\_V; x\_V=10\*x\_V/norm; y V=10\*y V/norm; n\_V=10\*n\_V/norm; p\_V=10\*p\_V/norm; QQC=34.1e6;%Дж/кг ООН2=121.1е6;%Дж/кг QQCO=283000/Mu('CO');%Дж/кг%Дж/кг QQs=15.16e6;%Дж/кг %Энтальпия образования летучих Lv=CrV\*OOC+Hr\*OOH2-OOs\*Vr; %Энтальпия реакции водяного пара с углеродом Lc=132000/Mu('C');%Дж/кг %Энтальпия реакции летучих и водяного пара на массу летучих Mu V=Mu('C')\*x V+Mu('H')\*y V+Mu('O')\*n V+Mu('N')\*p V; Lv1=Vr\*(Mu('CO')/Mu\_V\*x\_V\*QQCO+Mu('H2')/Mu\_V\*(1+y\_V/2)\*QQH2) -(CrV\*QQC+Hr\*QQH2);

% Вычисление из мощности установки площадь сечения

h\_g\_0=h\_H2O(Tg\_0);% Дж/кг Энтальпия пара при заданной температуре

RR=0.01;% м, радиус пароперегревателяя экспериментального

SS1=pi\*RR^2;% м^2, площадь сечения пароперегревателяя экспериментального WW1=h\_H2O(1273.15)\*100\*Mu('H2O')/22.4/60;%Вт, мощность экспериментального пароперегревателя

WW1\_SS1=WW1/SS1;%Вт/м^2 Плотность теплового потока для экспериментального пароперегревателя

S=WW/WW1\_SS1;% м2 Площадь сечения для расчетного пароперегревателя

RR2=sqrt( S/pi); % м Радиус для расчетного пароперегревателя

% Вариация диаметра и пропорционально радиуса и сечения

d0=0.004;%м, Диаметр частиц

d1=0.004;%м

 $K_D=d1/d0;$ 

RR3=K\_D\*RR2;

S=pi\*RR3^2;

d0 = d1;

RR2=RR3;

Ks\_g=1; %Отношение расхода твердой фазы к расходу пара

F1='sol1\_d4\_K1\_testT300';% Префикс названия файлов для записи

```
F2='sol1_d4_K1';% Префикс названия файлов для для инициализации
```

InitFile=false;

%Вычисление

G\_g\_0=WW/h\_g\_0; % кг/с, Расход газообразной фазы

rho\_g\_0=Pg\_0/(R('H2O')\*Tg\_0);%кг/м^3, плотность газообразной фазы

u\_g\_0=G\_g\_0/rho\_g\_0/S/epsil;%м/с, скорость газообразной фазы

G\_s\_H=-Ks\_g\*G\_g\_0;% кг/с, Расход твердой фазы

w\_H=G\_s\_H/(1-epsil)/S/rho\_s\_H;%м/с, скорость твердой фазы

Ws\_H=rho\_s\_H\*Wr\*(1-epsil); % Начальная плотность влаги в твердой фазе

Vs\_H=rho\_s\_H\*Vr\*(1-epsil);

```
vs_H=Hio_s_H vr (repsil);
Cs_H=rho_s_H*CrC*(1-epsil);
res.H=H;
res.NN=NN;
res.S=S;
res.d0=d0;
res.epsil=epsil;
res.Tg_0= Tg_0;
res.Ts_H= Ts_H;
res.G_g_0= G_g_0;
res.G_s_H= G_s_H;
res.mu_g = mu_g;
res.lam_g= lam_g;
res.Cps= Cps;
res.Ws_H= Ws_H;
res.Vs_H = Vs_H;
```

res.vs\_H = vs\_H; res.u\_g\_0 = u\_g\_0; res.w H = w H;

res.L = L; res.x V= x V;

res.y\_V = y\_V;

res.n V = n V;

res.p V = p V; res.Pg\_0 = Pg\_0; res.epsil\_s =epsil\_s; res.Lv=Lv; res.Lc=Lc; res.Lv1=Lv1; res.Mu\_V=Mu\_V; res.F1=F1; res.F2=F2: res.InitFile=InitFile; res.WW=WW; res.Ks\_g=Ks\_g; res.Wr=Wr; res.Cr=Cr; res.Hr=Hr; res.Or=Or: res.Nr=Nr; res.Vr=Vr; res.CrV=CrV; res.CrC=CrC; res.RR2=RR2; end function res = RE(G g 0, S, d0, mu g, epsil)res = $(G_g_0./S.*d0./mu_g)./epsil;$ end function res =  $NU(G_g_0,S,d0,mu_g,epsil)$  $Re_g=RE(G_g_0,S,d0,mu_g,epsil);$ ksi=0.1; res =0.3.\*ksi.\*Re\_g.^0.8.\*epsil.^-0.25; end function res =  $alpha(G_g_0,S,d0,mu_g,epsil,lam_g)$ ksi=0.1: res =NU( $G_g_0$ ,S,d0,mu\_g,epsil).\*lam\_g./d0.^2./ksi.\*S.\*epsil; end function res =  $K_s(G_g_0,S,d0,mu_g,epsil,lam_g,G_s_H,Cps)$ res =alpha(G\_g\_0,S,d0,mu\_g,epsil,lam\_g)./G\_s\_H./Cps./(1-epsil); end function res = K g(G g 0.S,d0,mu g,epsil,lam g,T g) res =alpha(G\_g\_0,S,d0,mu\_g,epsil,lam\_g)./G\_g\_0./CP\_H2O(T\_g)./epsil; end function res =  $ALP_H2O(T)\% m/c$ res =2.06e5.\*exp(-19024./T); end function res =Dg(Tg,Ts,P)% M2/cTT=(Tg+Ts)./2;res =0.16e-4.\*(TT./273).^(1.9).\*(103000./P); end function res =Tsr(Tg,Ts) res =(Tg+Ts)./2;end function res =ALP\_Dg(Tg,Ts,P0,G\_g\_0,S,d0,d,mu\_g,epsil)% M/c res =NU(G\_g\_0,S,d0,mu\_g,epsil).\*Dg(Tg,Ts,P0)./d0.\*d0.^2./d.^2;

end function res =ALP\_Ds(Tg,Ts,P0,d0,d,epsil\_s)%M/c Ds=epsil\_s.\*Dg(Tg,Ts,P0); res =2.\*Ds./d.\*d0./(d0-d); end function res =ALP\_H2O\_sum(Tg,Ts,P0,G\_g\_0,S,d0,d,mu\_g,epsil,epsil\_s)%M/c aaa =1./ALP\_H2O(Tsr(Tg,Ts)) +1./ALP\_Dg(Tg,Ts,P0,G\_g\_0,S,d0,d,mu\_g,epsil)...%ALP\_H2O(Tg) +1./ALP\_Ds(Tg,Ts,P0,d0,d,epsil\_s); res=1./aaa; end function res =Sd(d0,d,epsil)%M2/M3 ksi=0.1; res=(d./d0).^2.\*epsil./ksi./d0; end

## ПРИЛОЖЕНИЕ Б

Министерство образования и науки Российской Федерации Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Кузбасский государственный технический университет» имени Т.Ф. Горбачева

Кафедра химической технологии твердого топлива и экологии

#### УТВЕРЖДАЮ

Начальник управления реализации основных образовательных программ

7В. М. Юрченко Ø· 2012 г.

#### Рабочая программа дисциплины

#### Общая химическая технология

Направление «240100 - Химическая технология»

Профили «240103 – Химическая технология неорганических веществ» «240106 – Химическая технология органических веществ» «240108 – Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов»

«240111 - технология и переработка полимеров»

#### Трудоемкость дисциплины 4 ЗЕ

Форма обучения	Очная	Заочная
Курс	3	3
Семестр	5	5
Bcero, 4	144	144
Лекции, ч	34	6
Практические занятия, ч	17	4
Лабораторные занятия, ч	17	4
Курсовая работа, ч	7	7.
Контрольная работа, ч	-	6
Самостоятельная работа, ч	76	130
Форма промежуточной аттестации Экзамен	6	6

Кемерово 2012

Рабочая программа составлена на основании Федерального государственного образовательного стандарта высшего профессионального образования и с учетом рекомендаций Примерной основной образовательной программы по направлению подготовки бакалавров «240100 – Химическая технология»,

Профили «240103 - Химическая технология неорганических веществ»

«240106 - Химическая технология органических веществ»

«240108 – Химическая технология природных энергоносителей и углеродных материалов»

«240111 - Технология и переработка полимеров»

Рабочую программу составил профессор кафедры XTTTиЭ

Е.И. Кагакин

Рабочая программа обсуждена на заседании кафедры ХТТТиЭ

Протокол № 25 от 17.09 2012 г.

и.о. зав. кафедрой

З.Р. Исмагилов

Согласовано учебно-методической комиссией направления «240100 – Химическая технология»

Протокол №<u>16</u> от <u>18.0</u> *У.* 2012 г.

Председатель УМК направления «240100 – Химическая технология»

Л. Перкель

Химическая технология представляет собой науку и отрасль промышленности которые изучают и осуществляют химико-технологические процессы превращения сырья в продукты потребления посредством проведения химических реакций. Химическая технология – наука о закономерностях создания оптимальных вариантов химических производств.

В курсе общей химической технологии изучаются принципы создания химических производств и осуществления химико-технологических процессов получения важнейших химических продуктов. В данном курсе изучаются методы количественного описания физико-химических свойств систем, положенных в основу химического производства, принципы классификации химико-технологических процессов и основы выбора аппаратуры для проведения этих процессов.

В курсе общей химической технологии будущему бакалавру прививаются навыки применения знаний о закономерностях протекания физических и химических процессов для выбора оптимального варианта технологического режима, конструкции реактора, наиболее эффективного варианта технологической схемы и всего химического производства.

## 2. Место дисциплины в структуре ООП

Дисциплина «История химии и химической технологии» относится к базовой части гуманитарного, социального и экономического цикла Б1 и опирается на знания, полученные при изучении дисциплин согласно таблице.

Название дисциплины	Разделы
Общая и неорганическая химия	
Органическая химия	
Физика	все разделы
Термодинамика	
Физическая химия	

Она является дисциплиной, формирующей у студентов общее представление о различных аспектах химии и химической технологии, понимание неразрывной связи прошлого и настоящего химической науки и практической ценности предмета. При ее изучении студент знакомится с широким спектром научных и технологических задач, стоящих перед химической наукой и технологией.

# 3. Компетенции обучающегося, формируемые в результате освоения дисциплины

Освоение дисциплины направлено на формирование следующих компетенций: **ОК-1** владеть культурой мышления, способностью к обобщению, анализу,

восприятию информации, постановке цели и выбору путей её достижения владеть культурой мышления, способностью к обобщению, анализу, восприятию информации. Знать методы обработки информации, в т.ч. с использованием средств

знать методы обработки информации, в т.ч. с использованием средств вычислительной техники; уметь ставить цели работ и выбирать пути их достижения ;

**ОК-2** обладать умением логически верно, аргументировано и ясно строить устную и письменную речь, способностью в письменной и устной речи правильно и логично оформить результаты мышления.

Знать общенаучную и специальную терминологию; уметь аргументировано излагать профессионально важную информацию.

**ОК-14** понимать роль охраны окружающей среды и рационального природопользования для развития и сохранения цивилизации.

**ПК-1** обладать способностью и готовностью использовать основные законы естественнонаучных дисциплин в профессиональной деятельности, применять методы

математического анализа и моделирования, теоретического и экспериментального исследования.

Знать основные законы естественнонаучных дисциплин; уметь применять методы математического анализа и моделирования, теоретического и экспериментального исследования в профессиональной деятельности; владеть методами анализа и моделирования, теоретического и экспериментального исследования измерительных систем.

**ПК-2** использовать знания о современной физической картине мира, пространственно-временных закономерностях, строении вещества для понимания окружающего мира и явлений природы.

Знать современные представления о физической картине мира, пространственновременных закономерностях, строении вещества; уметь использовать современные научные представления для понимания окружающего мира и явлений природы; владеть методологией использования современных научных представлений в профессиональной деятельности.

**ПК-11** обосновывать принятие конкретного технического решения при разработке технологических процессов, выбирать технические средства и технологии с учетом экологических последствий их применения;

Знать основы проектирования технологических процессов и основы общей экологии и промышленной экологии; уметь обоснованно выбирать технические средства и технологии при разработке проектов технологических процессов; владеть правилами и методами проектирования технологических процессов и методами оценки экологического ущерба.

ПК-27 использовать информационные технологии при разработке проектов.

Знать основы архитектуры компьютера и программное обеспечение, используемое при проектировании; уметь пользоваться программным обеспечением, используемым при проектировании; владеть методами компьютерного моделирования технологических процессов.

## 4. Структура и содержание дисциплины

Общая трудоемкость дисциплины составляет 4 зачетных единицы 144 ч.

Неделя		Объем в	Объем в
семестра	Темы лекций и их солержание		часах за-
	темы лекции и их содержание	очная	очная
		форма	форма
1	Введение. Химическая технология как наука. Краткие сведения об истории развития химической технологии и химического машиностроения. Роль химической технологии в создании материально-технической базы общества. Основные тенденции развития современной химической промышленности. Иерархическая организация процессов в химическом производстве	2	0
2-3	Общие закономерности протекания химических процессов. Основные определения химической технологии – производительность, интенсивность, расходный коэффициент, степень превращения, выход продукта, селективность, скорость химической реакции, химическое равновесие. Движущая сила процесса. Влияние температуры, концентрации вещества и давлении на скорость химической реакции, равновесие химических	3	2

## 4.1. Лекционные занятия

	реакций. Влияние основных технологических параметров				
	на состояние равновесия.				
	Промышленный катализ. Сущность и виды катализа.				
	Технологические характеристики катализаторов.				
3-4	Основные стадии и кинетические особенности	2	0		
	каталитических процессов. Оборудование для проведения				
	каталитических процессов.				
	Химические реакторы. Классификация химических				
	реакторов. Уравнение материального баланса. Основные				
	математические модели процессов в химических				
15	реакторах. Тепловые режимы реакторов. Уравнение	3	2		
4-3	теплового баланса для изотермических и	5	2		
	неизотермических режимов работы химических				
	реакторов. Выбор типа реактора с учетом теплового				
	режима. Промышленные химические реакторы.				
	Химико-технологические системы (ХТС). Понятие ХТС,				
	структуры и описание XTC. Оценка свойств XTC.				
6-7	Типовые залачи анализа. синтеза и оптимизации XTC.	4	0		
0 /	Чувствительность. належность ХТС.		Ŭ		
	Сырыс и эпергия в лимическом производстве. Уарактеристика и запаси сирия Вознух и рода как сириё				
	Характеристика и запасы сырья. Воздух и вода как сырье				
	химической промышленности. Комплексное				
8-9	использование сырья. Подготовка сырья. Принципы	4	0		
	ооогащения сырья. Промышленная водоподготовка.				
	Энергия в химическом производстве. Виды и источники				
	энергии. Рациональное использование энергии и				
	химическая энерготехнология.				
	Синтез аммиака. Проблема связанного азота. Свойства и				
10	применение аммиака. Физико-химические основы	2	0		
	производства, технологическая схема. Технико-		-		
	экономические показатели синтеза аммиака.				
	Производство азотной кислоты. Физико-химические				
	основы азотной кислоты. Технологическая схема				
11-12	получения слабой и концентрированной азотной кислоты.	3	0		
	Способы концентрирования азотной кислоты. Технико-				
	экономические показатели производства азотной кислоты.				
	Производство минеральных солей и удобрений. Роль				
12 13	минеральных удобрений. Виды и применение	3	0		
12-13	минеральных солей. Производство аммиачной селитры и	5	0		
	карбамида. Фосфорные удобрения.				
1.4	Органический синтез. Производство органических кислот	2			
14	и спиртов. Производство капролактама.	Z			
	Химия и технология переработки твердого топлива –				
	история, современное стояние и перспективы. Уголь как				
15	топливо и сырье для химической промышленности.	2	2		
	Процессы коксования углей, продукты коксования и их				
	использование.				
	Перспективы развития переработки углей. Пронессы				
1	газификации углей и углеролсолержания материалов:	<u> </u>	C		
16-17	возлушная. паровозлушная. паровая. Использование	3	0		
	продуктов газификации как топлива и сырья для	R			

17	химия и проолемы экологии. Современные генденции развития химии и химической технологии – перспективы существования шивилизации Есть пи выход из	1	0
всего	существования цивилизации. Есть ли выход из лабиринта?	34	6

4.2.	Практические занятия
------	----------------------

-

Неделя семестра	Тема	Объем в часах
2, 4	Принципы составления материального баланса	4
6, 8	Принципы составления теплового баланса	5
10, 12	Кинетика химико-технологических процессов	4
14, 16	Расчет химических реакторов	4
Всего		17

Неделя семестра	Тема	Объем в часах
1	Правила ТБ и ПБ при выполнении лабораторных работ.	2
_	Техника лабораторных работ	_
3,5	Технология и контроль водоподготовки	4
7,9	Исследование процесса получения серосодержащих кислот	4
11,13	Производство аммиачной селитры	4
15,17	Окисление аммиака	3
Всего		17

## 4.4. Самостоятельная работа студента

Раздел дисциплины	№ недели	Вид СРС	Трудоемкость, ЗЕ
1-5	1-5	Подготовка к лекционным занятиям [1,6]	0,055
6-8	6-9	Подготовка к лекционным занятиям [1,5,6]	0,055
9-10	10-13	Подготовка к лекционным занятиям [1,5,6]	0,055
11,12	14-17	Подготовка к лекционным занятиям.	0,055
1-12	1-16	Подготовка к практическим занятиям по темам, соответствующим п. 4.2 программы. [2,2(7.2)]	0,56
1-12	1-17	Подготовка к лабораторным занятиям по темам, соответствующим п. 4.3 программы	0,39
1-12	1-17	Подготовка к защите лабораторных и курсовой работ [1,2,5,6]	0,25
		ИТОГО	1,42

	Виды учебной работы					
Нелепи семества	аудиторная				самостоятельная	
педели семестра	Лк		Пз и Лр		Вилолиение	
	Посещ.	ТК	Посещ.	ТК	Быполнснис	
1	*)	0,0524	*)	0,0555	0,339	
2	*)	0,0524	*)	0,0555	Подготовка к лекциям и	
3	*)	0,0524	*)	0,0555	практическим работам.	
4	*)	0,0524	*)	0,0555	Выполнение лаб. работы	
5 Текущий контроль	*)	0,21	*)	0,2775	№ 1. Предст. отчета. Защита работы	
6	*)	0,0524	*)	0,0555	0,339	
7	*)	0,0524	*)	0,0555	Подготовка к лекциям и	
8	*)	0,0524	*)	0,0555	практическим работам	
9 Текущий контроль	*)	0,157	*)	0,222.	Выполнение лаб. работ № 2. Предст. Отчета. Защита работы	
10	*)	0,0524	*)	0,0555	0,491	
11	*)	0,0524	*)	0,0555	Подготовка к лекциям и	
12	*)	0,0524	*)	0,0555	практическим работам	
13 Текущий контроль	*)	0,157	*)	0,222.	Выполнение лаб. работ № 3. Предст. Отчета. Защита работы	
14	*)	0,0524	*)	0,0555	0,448	
15	*)	0,0524	*)	0,0555	Подготовка к лекциям и	
16	*)	0,0524	*)	0,0555	практическим работам	
17. Текущий контроль	*)	0,157	*)	0,222.	выполнение лаб. работ № 4. Предст. Отчета. Защита работы	
ИТОГО		0.681		0,944	1,617	
Промежуточный контроль (экзамен)				1		

#### 4.5. Распределение трудоемкости изучения дисциплин по видам учебной аудиторной и самостоятельной работы студента

\*) - проставляется в строке «неделя семестра» при отсутствии пропуска занятий

## 5. Образовательные технологии

Учебная работа проводится с использованием как традиционных технологий, так и современных интерактивных. Лекции проводятся в традиционной форме. Практические занятия позволяют преподавателю реализовать элементы индивидуального подхода в обучении и использовать интерактивные методы обучения. В практических занятиях применяются следующие интерактивные методы:

- собеседование с приглашенным специалистом (4 ч);

– разбор конкретных примеров (8ч);

– мультимедийная презентация (8 ч).

В целом интерактивные формы занимают 20 ч, т. е. 30 % от общего числа аудиторных занятий, что соответствует требованиям ΦГОС.

## 6. Оценочные средства для текущего контроля успеваемости, промежуточной аттестации по итогам освоения дисциплины и учебно-методическое обеспечение самостоятельной работы студентов

Оценочными средствами для текущего контроля являются результаты выполнения и защиты лабораторных работ и домашних заданий

## Вопросы к экзамену по курсу ОХТ

1. В чем заключается рациональное использование водных ресурсов в химической промышленности?

2. Что такое водооборот и с какой целью он используется?

3. На чем основан процесс умягчения воды методом ионного обмена?

4. Что такое материальный баланс химического производства? Расшифруйте его структуру на примере одного из производств.

5. Что определяется на основе теплового баланса процесса?

6. Каково значение энергосберегающих технологий для химического производства?

7. Дайте определение понятия «химико-технологический процесс».

8. Что называется технологическим режимом и параметрами этого режима?

9. По каким признакам классифицируются реакции, лежащие в основе ХТП?

10. Какие явления протекают в химическом реакторе?

11. Что такое движущая сила процесса? Приведите выражения для движущей силы в случаях обратимых и необратимых реакций.

12. Чем определяется общая скорость химического процесса в реакторе?

13. Какие факторы влияют на скорость и равновесие химического процесса?

14. Что такое кинетическая и диффузионная области скорости процесса?

15. Что характеризует равновесная степень превращения в хим. процессе?

16. По каким признакам классифицируют процессы хим. производства?

17. Чем отличаются непрерывные процессы от периодических и в чем их преимущества?

18. Какие процессы называются гидромеханическими, тепловыми, массообменными? Приведите примеры процессов каждого вида.

19. В чем преимущества процессов, протекающих в режиме «кипящего слоя»?

20. Какой аппарат называется химическим реактором? Приведите классификацию химических реакторов.

21. Как изменяются концентрация реагентов, скорость и движущая сила процесса в реакторах непрерывного действия различного типа?

22. Что изучает химическая технология?

23. В чем отличие химической технологии как науки от теоретической химии?

24. Перечислите основные технико-экономические показатели (ТЭП) химического производства и дайте им определение.

25. Чем отличается интенсивность аппарата от его производительности?

25. Что такое материальный баланс химического производства? Расшифруйте его структуру на примере одного из производств.

26. Что определяется на основе теплового баланса процесса?

27. В чем значение энергосберегающих технологий для химического производства?

28. Дайте определение понятия « химико-технологический процесс ».

29. Что называется технологическим режимом и параметрами этого режима?

30. По каким признакам классифицируются реакции, лежащие в основе ХТП?

31. Какие явления протекают в химическом реакторе?

32. Что такое движущая сила процесса? Приведите выражения для движущей силы в случае обратимых и необратимых реакций.

33. Чем определяется общая скорость химического процесса в реакторе?

34. Какие факторы влияют на скорость и равновесие химической реакции?

35. Что такое кинетическая и диффузионная области скорости процесса?

36. Что характеризует равновесная степень превращения в хим. процессе?

37. По каким признакам классифицируют процессы химического производства?

38. Влияние температуры на интенсивность ХТП.

39. Чем ограничивается повышение температуры ХТП?

40. Что представляют собой печи? Классификация печей.

41. Сущность катализа, характеристики катализаторов и каталитических процессов.

42. Аппаратурное оформление каталитических процессов.

43. В чем заключается проблема «связанного» азота?

44. Укажите промышленные методы « связывания » атмосферного азота и сравните их энергоемкость и эффективность.

45. Перечислите основные области использования аммиака и его растворов.

46. Почему аммиачно-воздушные смеси с содержанием аммиака от 0,155 до 0,270 об. дол. не используются в производстве?

47. Как и почему изменилась структура сырья аммиачного производства в последние годы?

48. Что такое метанирование (предкатализ) в производстве аммиака?

49. Почему в производстве аммиака используется циклическая схема?

50. Как получают контактную массу для производства аммиака? Для чего в нее вводятся оксиды алюминия, калия и кальция?

51. Почему в производстве аммиака наиболее распространены системы так называемого «среднего» давления?

52. Чем обеспечивается оптимальный температурный режим в колонне синтеза аммиака?

53. Укажите основные технологические свойства и области применения разбавленной и концентрированной азотной кислоты.

54. Приведите химическую схему производства азотной кислоты из аммиака и укажите условия протекания каждой ее стадии.

55. Окисление аммиака воздухом протекает по трем направлениям. За счет чего достигается высокая селективность процесса окисления до оксида азота (П)?

56. Как влияют температура и давление на реакцию окисления оксида азота (II) до оксида азота (IV) и димеризацию последнего?

57. Почему скорость окисления оксида азота (II) аномально понижается с увеличением температуры?

58. Объясните, почему в обычных условиях синтеза может быть получена только «разбавленная» азотная кислота, концентрацией не выше 0,6 дол. ед.

59. Почему в производстве азотной кислоты степень абсорбции не превышает 0,98 дол. ед.? Как это связано с абсорбционным объемом?

60. В чем преимущества комбинированной схемы производства азотной разбавленной кислоты?

61. Почему концентрированная азотная кислота не может быть получена прямым упариванием разбавленной кислоты? Какую роль в процессе концентрирования играют концентрированная серная кислота или нитрат магния?

62. Сформулируйте основные принципы прямого синтеза концентрированной азотной кислоты.

63. Что такое нитроолеум? Какова его роль в процессе синтеза?

64. Охарактеризуйте основные виды азотных минеральных удобрений.

65. Чем объясняется слеживаемость нитрата аммония и какие меры принимаются для ее уменьшения?

66. В каких технологических схемах производства нитрата аммония используется теплота нейтрализации полностью? частично? Как влияет на это концентрация азотной кислоты?

67. В чем заключаются особенности и преимущества безупарочного метода производства нитрата аммония?

68. Что представляет собой карбамид (мочевина) по химической природе?

69. Как влияет температура, давление и избыток аммиака на выход карбамида?

70. Что такое рецикл в производстве карбамида? В каком виде продукты разложения промежуточного продукта — карбамата возвращаются в цикл?

71. В чем преимущества полного жидкостного рецикла?

72. Какой процесс синтеза карбамида называется стриппинг-процессом?

## 7. Учебно-методическое и информационное обеспечение дисциплины

#### 7.1. Основная литература

1. Бесков В.С. Общая химическая технология: учебник для вузов. – М.: Академкнига, 2005. – 452 с.

2. Игнатенков В.И., Бесков В.С. Примеры и задачи по общей химической технологии. – М.: ИКЦ «Академкнига», 2006. – 198 с.

3. Технология и контроль водоподготовки. Методические указания к лабораторной работе по дисциплине «Общая химическая технология». Кемерово, 2007.

4. Получение серосодержащих кислот. Методические указания к лабораторной работе по дисциплине «Общая химическая технология». Кемерово, 2005.

5. Получение аммиачной селитры. Методические указания к лабораторной работе по дисциплине «Общая химическая технология». Кемерово, 2005.

6. Контактное окисление аммиака. Методические указания к лабораторной работе по дисциплине «Общая химическая технология». Кемерово, 2007.

## 7.2. Дополнительная литература

1. Общая химическая технология / под ред. А. Г. Амелина, – М. : Химия, 1990. – 400 с.

2. Расчеты химико-технологических процессов / под ред. И. П. Мухленова. – 2-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия, 2004. – 248 с.

3. Химическая технология неорганических веществ. В 2 кн. / под ред. Т.Г. Ахметова, - М.: Высшая школа, 2002. Кн. 1,2 – 688с., - 533 с.

4. Кутепов А. М., Бондарева Т. Н., Беренгартен М. Р. Общая химическая технология. – М. : Высшая школа, 2005. – 520 с.

5. Общая химическая технология. / под ред. И.П. Мухленова. – 4-е изд., перераб. и доп. – М. : Высшая школа, 2002. ч. 1, 2 – 256 с., – 264 с.

6. Соколов Р.С. Химическая технология. В 2 т. – М.: Гуманит. Изд. Центр ВЛАДОС, 2003. Т 1,2 – 368с., - 448с.

## 7.3. Программное обеспечение и Интернет-ресурсы

1. http:// www. library.kuzstu.ru

2. http://www.rushim.ru

3. <u>http://www.newlibrary.ru</u>

4. <u>http://www.nehudlit.ru</u>

5. http:// www.engenegr.ru

6. <u>http://www.librus.ru</u>

7. <u>http://www.krelib.com</u>

ГУ КузГТУ обеспечен необходимым комплектом лицензионного программного обеспечения.

## 8. Материально-техническое обеспечение дисциплины

а) Аудитории: 5216, 1 лекц. – оборудованы мультимедийными средствами;

б) Компьютерные классы: 5203, 5106 – по 11 ПК;

в) Лаборатория 5222 обеспечена всем необходимым лабораторным оборудованием

## ПРИЛОЖЕНИЕ В

1. Прибатурин, Н. А. Изучение горения водород-кислородной смеси в потоке водяного пара низкой температуры / Н.А. Прибатурин, В.А. Федоров, М.В. Алексеев, А.Л. Сорокин // Тепловые процессы в технике (принята в печать).

2. Алексеев, М. В. Исследование водородно-кислородного перегрева пара в процессе высокотемпературной паровой газификации твердого топлива / М.В. Алексеев, А.Л. Сорокин, С.А. Шевырёв, А.Н. Гулев // Вестник КузГТУ. – 2012, № 1. – С. 102-105.

3. Логинов, В. С. Приближенное обобщенное решение теплового состояния тела при малых числах Фурье (Fo<0,01) / В. С. Логинов, О. С. Симонова // Известия Томского политехнического университета (принята в печать).

4. Богомолов, А. Р. Перспективы высокотемпературной газификации угля и шлама / А.Р. Богомолов, С.А. Шевырев, М.В. Алексеев // Теплоэнергетика. – 2012, № 8. – С. 1-4.

5. Феоктистов, Д. В. Энергоресурсосбережение в технологиях простой перегонки водных бинарных растворов: дис. ... канд. техн. наук: 05.14.04: защищена 25.01.12: утв. ... / Феоктистов Дмитрий Владимирович. – Красноярск, 2012. – 142 с.

6. Шевырев, С.А. Газификация отходов угольной промышленности / С.А. Шевырев, С.С. Азиханов, М.В. Алексеев, А.Л. Сорокин // 14-й Минский международный форум по тепломассообмену, 10-13 сент. 2012 г. – Минск, 2012.

7. Шевырев, С.А. Получение синтез-газа из органических отходов угледобычи и углепереработки / С.А. Шевырев, С.С. Азиханов // Актуальные вопросы углехимии и химического материаловедения: конф. молодых ученых, 17-18 мая 2012 г. – Кемерово, 2012.

8. Alekseenko, S. V. Investigation of hydrogen-oxygen mixture combustion and detonation in the flow of steam / S.V. Alekseenko, N.A. Pribaturin, V.A. Fedorov, M.V. Alekseev, A.L. Sorokin // 7-th International Seminar on Flame Structure, July 11-19, 2011, Novosibirsk, Russia. – Novosibirsk: ICKC SB RAS. – P. 60.

127

# ПРИЛОЖЕНИЕ Г

Директору Департамента государственной научнотехнической политики и инноваций Наумову А.В. 125009, г. Москва ул. Тверская, д. 11, стр. 1

## УВЕДОМЛЕНИЕ

В	co	ответствии	с	разделом	4	государственного	контракта
от <u>08.09</u>	.2010	№ <u>14.740.1</u>	1.010	I Федерал	вное а	государственное	
бюджет	пное с	образовател	ьное ј	чреждение	выси	чего профессионально	020
образов	ания	"Кузбасский	rocyd	арственны	ŭ mex	нический университе	п имени
Τ.Φ. <i>Γο</i> ρ	бачее	sa"		74			

уведомляет Министерство образования и науки Российской Федерации, что при выполнении этапа № \_\_\_\_ получен результат интеллектуальной деятельности, способный к правовой охране:

Наименование результата	Низкоэмиссионный циклонный реактор
Краткое описание результата	Низкоэмиссионный циклонный реактор, содержащий вертикальный корпус, включающий, по меньшей мере, четыре ступени разделения топлива на фракции, первая коническая ступень имеет кольцевой канал перемешивания топлива и окислителя с прямоугольными соплами, а третья цилиндрическая ступень - кольцевой канал подвода вторичного воздуха с заслонками, отличающийся тем, что первая ступень выполнена конической, причем угол наклона стенки конуса и прямоугольных сопел 2,5 градуса. Также отличающийся тем, что заслонки выполнены с фиксированным углом поворота 78 - 88 градусов. Техническим результатом является повышение эффективности сжигания измельченного топлива, расширение диапазона фракционного состава, повышение качества и простоты регулирования топочного процесса, а также снижение содержания окислов азота в дымовых газов.
Список действительных авторов	Афанасьев Юрий Олегович Богомолов Александр Романович

8

<sup>© 🖗</sup> ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 020893

Состав потенциальных правообладателей	Российской Федерации принадлежат права на безвозмездное использование объекта учета для федеральных государственных нужд
Предложения по порядку его использования	Разработка установок производства тепловой энергии
Планируемая форма правовой охраны	Патент от 27.03.2012 № 2446350, ФГБОУ ВПО "КузГТУ"

ректор		Provide the second
" 17"	04	20

Ковалев В. А.

© @ ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 16.04.2012 0020893 20120417

Директору Департамента государственной научнотехнической политики и инноваций Наумову А.В. 125009, г. Москва ул. Тверская, д. 11, стр. 1

#### УВЕДОМЛЕНИЕ

В соответствии с разделом 4 государственного контракта от <u>08.09.2010</u> № <u>14.740.11.0101</u> <u>Федеральное государственное</u> <u>бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального</u> <u>образования "Кузбасский государственный технический университет имени</u> <u>Т.Ф. Горбачева</u>"

уведомляет Министерство образования и науки Российской Федерации, что при выполнении этапа № \_\_\_\_ получен результат интеллектуальной деятельности, способный к правовой охране:

Наименование результата	Парогенератор и способ получения высокотемпературного водяного пара
Краткое описание результата	Парогенератор, содержащий корпус, запальное устройство, узел подвода низкоэнтальпийного водяного пара, выходную часть, отличающийся тем, что по оси корпуса установлен патрубок подвода смеси водорода и кислорода, а узел подвода низкоэнтальпийного водяного пара имеет патрубок подвода низкоэнтальпийного водяного пара, торцевую стенку, кольцевой канал, перегородку с отверстиями, расположенными по концентрической окружности относительно оси корпуса и находится относительно патрубка подвода смеси водорода и кислорода так, что корпус парогенератора является одноврсменно камерой сгорания и смешения. Способ получения высокотемпературного водяного пара, заключающийся в сгорании смеси водорода и кислорода в стехиометрическом соотношении и смешении продуктов сгорания с балластировочным компонентом, отличающийся тем, что на сгорание подают смесь водорода и кислорода, в качестве балластировочным компонента применяют низкоэнтальпийный водяной пар, подвод смеси водорода и кислорода осуществляют по оси корпуса, подвод низкоэнтальпийного водяного нара, отраното компонента применяют низкоэнтальпийный водяной пар, подвод смеси водорода и кислорода осуществляют по оси корпуса, подвод низкоэнтальпийного водяного нара.

© ⊕ ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 020895

10

	концентрической окружности относительно оси корпуса, сгорание смеси водорода и кислорода осуществляют одновременно со смешением в потоке низкоэнтальпийного водяного пара. Технический результат заключается в упрощении конструкции устройства и способа, что приводит к простоте изготовления и эксплуатации, к снижению массы и габаритов устройства, к снижению гидравлического сопротивления процесса.
Список действительных авторов	Прибатурин Николай Алексеевич Богомолов Александр Романович Федоров Владимир Алексеевич Алексеев Максим Валерьевич Кагакин Евгений Иванович Темникова Елена Юрьевна
Состав потенциальных правообладателей	Российской Федерации принадлежат права на безвозмездное использование объекта учета для федеральных государственных нужд
Предложения по порядку его использования	Разработка устройства и способа для получения высокотемпературного водяного пара
Планируемая форма правовой охраны	Заявка на патент от 22.08.2011 № 2011135150, ФГБОУ ВПО "КузГТУ"

ректор

20 12r. " 17" 04



Ковалев В. А.

© 🛞 ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 17.04.2012 0020895 20120417

Директору Департамента государственной научнотехнической политики и инноваций Наумову А.В. 125009, г. Москва ул. Тверская, д. 11, стр. 1

#### УВЕДОМЛЕНИЕ

В соответствии с разделом 4 государственного контракта от <u>08.09.2010</u> № <u>14.740.11.0101</u> Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Кузбасский государственный технический университет имени <u>Т.Ф. Горбачева</u>"

уведомляет Министерство образования и науки Российской Федерации, что при выполнении этапа № \_\_\_\_ получен результат интеллектуальной деятельности, способный к правовой охране:

Наименование результата	Способ паровой газификации углеродсодержащих твердых материалов
Краткое описание результата	Способ паровой газификации углеродсодержащего твердого материала, включающий нагрев газифицируемого сырья и газификацию, отличающийся тем, что одновременно осуществляют процесс нагрева газифицируемого сырья и газификацию при помощи газифицирующего агента при температуре 800 - 1200 град. С, газифицируемое сырье представляет собой углеродсодержащий твердый материал в виде проницаемого слоя, в качестве газифицирующего агента применяют высокотемпературный водяной пар с температурой 800 - 1200 град. С атмосферного давления, на выходе получают синтез - газ и твердый остаток. Технический результат заявляемого изобретения заключается в расширении технологических возможностей за счет использования газифицируемого сырья различной природы и степени метаморфизма, регулирования температуры газификации и, соответственно, управления составом получаемого продуктового газа.
Список действительных авторов	Богомолов Александр Романович Шевырев Сергей Александрович Прибатурин Николай Алексеевич

© 🗑 ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 020900

	Кагакин Евгений Иванович Темникова Елена Юрьевна
Состав потенциальных правообладателей	Российской Федерации принадлежат права на безвозмездное использование объекта учета для федеральных государственных нужд
Предложения по порядку его использования	
Планируемая форма правовой охраны	Патент. Заявка на патент находится в стадии оформления.

ректор

рх. \_20<u>1/2</u>г. " 17"

Ковалев В. А.

© ⊕ ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 17.04.2012 0020900 20120417

Директору Департамента государственной научнотехнической политики и инноваций Наумову А.В. 125009, г. Москва ул. Тверская, д. 11, стр. 1

#### УВЕДОМЛЕНИЕ

В соответствии с разделом 4 государственного контракта от 08.09.2010 № 14.740.11.0101 Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего профессионального образования "Кузбасский государственный технический университет имени <u>Т.Ф. Горбачева</u>"

уведомляет Министерство образования и науки Российской Федерации, что при выполнении этапа № \_\_\_\_ получен результат интеллектуальной деятельности, способный к правовой охране:

Наименование результата	Устройство выгрузки полукокса
Краткое описание результата	Устройство выгрузки полукокса содержит корпус и бункер, отличающееся тем, что бункер соединен с корпусом посредством наклонной шахты, в которой расположены трубы для подвода водяного пара, а в корпусе выполнен канал, в котором установлен прямоугольный поршень, передняя стенка прямоугольного поршня расположена под углом 10 - 20º. Также отличающееся тем, что отношение сторон поперечного сечения прямоугольного поршня составляет а/в = 0,3 - 0,35, что угол наклона наклонной шахты равен углу наклона передней стенки прямоугольного поршня, что длина наклонной шахты обеспечивает гидродинамическое сопротивление слоем полукокса, выраженное через перепад давлений, больше на 30 - 50 Па, чем давление в камере полукоксования. Техническим результатом изобретения является упрощение устройства выгрузки полукокса из камеры полукоксования, повышение надежности устройства в процессе длительной эксплуатации, снижение негативного воздействия циркуляционного газа на окружающую среду и человека, а также повышение качества полукокса.
Список действительных авторов	Корнев Валерий Семенович Богомолов Александр Романович

© 🕲 ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 020902

	Афанасьев Юрий Олегович Медяник Валентина Сергеевна
Состав потенциальных правообладателей	Российской Федерации принадлежат права на безвозмездное использование объекта учета для федеральных государственных нужд
Предложения по порядку его использования	
Планируемая форма правовой охраны	Заявка на патент от 23.06.2011 № 2011125885, ФГБОУ ВПО "КузГТУ"

ректор

20 12r.  $\sim 10$ 



© ⊚ ФГБНУ НИИ РИНКЦЭ 17.04.2012 0020902 20120417