

ФГБУН «Федеральный исследовательский центр «Казанский научный центр
Российской академии наук»
ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет»

На правах рукописи



ГАЛЬКЕЕВА АЙГУЛЬ АХТАМОВНА

**РАЗРАБОТКА ЭНЕРГОЭФФЕКТИВНОГО И
РЕСУРСОСБЕРЕГАЮЩЕГО СПОСОБА ГАЗИФИКАЦИИ
ВОДОУГОЛЬНОГО ТОПЛИВА**

Специальность 05.14.04 – Промышленная теплоэнергетика

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук
Мингалеева Г.Р.

Казань – 2019

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ	4
ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ТЕХНОЛОГИЙ ПОЛУЧЕНИЯ СИНТЕЗ-ГАЗА	10
1.1. Опыт использования и перспективы применения технологии поточной газификации угля и водоугольного топлива для выработки энергии и продуктов химического синтеза по принципу полигенерации в России и за рубежом	10
1.2. Современные технологии получения синтез-газа	13
1.3 Технологии и оборудование газификации водоугольного топлива	17
1.4. Газификация в потоке	23
1.5. Методы математического моделирования газификации	34
1.6. Технологические основы получения химических продуктов из синтез-газа и требования к составу и режимным условиям	39
Выводы по главе 1	46
ГЛАВА 2. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ГАЗИФИКАЦИИ ВОДОУГОЛЬНОГО ТОПЛИВА	48
2.1. Термическое преобразование органической массы топлива	48
2.2. Результаты численных исследований состава и свойств генераторного газа	60
Выводы по главе 2	67
ГЛАВА 3. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ВОДОУГОЛЬНОГО ТОПЛИВА	68
3.1. Математическая модель бескислородной газификации водоугольного топлива	68
3.2. Результаты численных исследований	82
Выводы по главе 3	87
ГЛАВА 4. МЕТОДИКА КОНСТРУКТИВНОГО РАСЧЕТА ГАЗОГЕНЕРАТОРА	88
4.1 Конструкция газогенератора с поверхностями теплообмена	88

4.2. Методика расчета конструктивных элементов газогенератора	90
4.3. Техничко-экономическая эффективность	100
Выводы по главе 4	109
ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ И ВЫВОДЫ	111
ИТОГИ ВЫПОЛНЕННОГО ИССЛЕДОВАНИЯ, РЕКОМЕНДАЦИИ И ПЕРСПЕКТИВЫ ДАЛЬНЕЙШЕЙ РАЗРАБОТКИ ТЕМЫ	113
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ	114
Приложение №1	125
Приложение №2	140
Приложение №3	144
Приложение №4	150
Приложение №5	153
Приложение №6	155
Приложение №7	156
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ К ПРИЛОЖЕНИЮ	157

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы. В настоящее время основным документом, характеризующим развитие энергетической отрасли России, является Энергетическая стратегия на период до 2030 года. Согласно проекту формирование рационального топливно-энергетического баланса применительно к угольной промышленности будет осуществляться путем увеличения потребления угля на 8-9%, развития «чистых» угольных технологий и производства газообразных и жидких продуктов глубокой переработки угля, а также за счет роста межтопливной конкуренции на внутреннем рынке [1]. Замещение традиционных энергетических топлив синтез-газом, полученным на основе угля, является нецелесообразным ввиду его меньшей теплотворной способности, наличия больших запасов природного газа и нефти и сложившейся экономической ситуации. Перспективным направлением для России является использование угля в качестве исходного компонента для получения основных химических продуктов. Основными компонентами для производства многих химических продуктов являются водород и монооксид углерода, смесь которых представляет собой синтез-газ. Несмотря на то, что в настоящее время сырьем для производства таких крупнотоннажных продуктов как метанол и аммиак, является в основном природный газ, использование угля для этих целей имеет широкие перспективы. Таким образом, наибольшее значение приобретают технологии газификации, позволяющие получать синтез-газ с определенным соотношением монооксида углерода и водорода.

Однако, подписанное странами ООН в декабре 2015 года в Париже климатическое соглашение, подразумевает разработку долгосрочной стратегии низкоуглеродного развития, контроль объемов выбросов парниковых газов и меры по предотвращению изменения климата. Соглашение вступит в силу с 2020 года, до этого периода странам следует разработать методы внедрения наилучших доступных технологий по снижению выбросов и технологическому перевооружению [2,3].

Экологически чистые технологии использования твердого органического топлива для выработки энергии и химических продуктов позволяют значительно сократить количество отходов и вредных выбросов в атмосферу. Применение различных технологий термохимической переработки твердого топлива, в том числе газификации, позволяет повысить эффективность использования низкосортного твердого топлива и отходов углеобогащения, а также расширить область их применения [4].

Современной альтернативой традиционной технологии использования твердого топлива может служить процесс газификации угольной пыли или водоугольного топлива (ВУТ) с последующим использованием полученного генераторного газа в промышленной энергетике и производстве химических продуктов – метанола, аммиака, монооксида углерода и других. Технологии применения ВУТ развивались в нашей стране с 30-х годов прошлого века, были созданы научные основы приготовления водоугольной суспензии, разработан комплекс оборудования и методики его расчета, проведены крупномасштабные эксперименты. Однако в результате повсеместного применения природного газа в энергетической и химической промышленности и его низкой стоимости на внутреннем рынке, доля угля в топливно-энергетическом балансе постепенно снизилась до 10%. Прогнозируемое увеличение потребления угля и развитие «чистых» угольных технологий может быть достигнуто в результате внедрения технологий газификации водоугольного топлива.

Промышленное использование ВУТ в процессах газификации зависит, в том числе, от надежных методик расчета состава и свойств генераторного газа (или синтез-газа в случае его дальнейшей конверсии в химические продукты), тепломассообменных процессов в объеме газогенератора и его конструктивных параметров. Важным направлением при внедрении технологий газификации в нашей стране является разработка типоразмерного ряда газогенераторов. При этом важное значение имеет унифицированность реактора по виду топлива в зависимости от конечной цели процесса – производство энергии или химический синтез.

Степень разработанности темы. В настоящее время отечественными и зарубежными учеными созданы научные основы процесса газификации различных видов топлив: описаны физико-химические превращения топлива, предложены различные математические модели процессов, происходящих в объеме газогенератора. В 40-60 годах прошлого века изучением газификации занимались такие ученые как Б.В. Канторович, Г.Н. Делягин, З.Ф. Чуханов и др. В последние годы разработкой и усовершенствованием процессов газификации, получения и использования водоугольного топлива занимаются Б. Хигман, А.Ф. Рыжков, Г.Г. Ольховский, Ю.В. Овчинников и др. Промышленными компаниями разработано множество газогенераторов, работающих в широком диапазоне режимных параметров. Однако до сих пор не существует единой методики расчета процессов газификации и конструктивных параметров газогенератора. Кроме того, не разработана конструкция газогенератора, в котором осуществляется аллотермический процесс бескислородной газификации водоугольного топлива за счет теплоты сгорания части полученного синтез-газа.

Цель диссертационной работы – разработка энергоэффективного и ресурсосберегающего способа газификации водоугольного топлива на основе математической модели тепломассообменных процессов, происходящих с движущейся частицей топлива в объеме газогенератора при наиболее целесообразных режимных параметрах.

Для решения данной цели поставлены следующие задачи:

- 1) теоретическое исследование физико-химических закономерностей газификации ВУТ и определение наиболее целесообразных режимных параметров на основе рассчитанного состава синтез-газа;
- 2) разработка математической модели тепломассообменных процессов, происходящих с движущейся частицей топлива в объеме газогенератора;
- 3) разработка модели газогенератора, унифицированного по виду топлива, и методики конструктивного расчета;
- 4) экономическое обоснование практической реализации предложенного способа газификации водоугольного топлива.

Научная новизна работы. 1) В результате теоретического исследования термического преобразования коксового остатка выявлены химические реакции образования компонентов синтез-газа и определены их термодинамические функции.

2) На основании рассчитанного состава синтез-газа были определены наиболее целесообразные режимные параметры газификации водоугольного топлива, позволяющие получить газ заданного состава для использования в термохимическом каталитическом синтезе.

3) Разработана математическая модель теплообмена между каплей ВУТ и потоком греющего газа в объеме газогенератора для определения количества теплоты, необходимого для термического преобразования водоугольного топлива в синтез-газ, и времени пребывания капли ВУТ в газогенераторе.

Практическая значимость.

1) Разработана модель поточного газогенератора с вертикальными жаровыми трубами для обеспечения теплотой процесса газификации и рассчитаны его конструктивные параметры (Патент на полезную модель №172709 от 21.07.2017 г.).

2) Разработана методика конструктивного расчета газогенератора, основанная на результатах математического моделирования процесса газификации водоугольного топлива.

3) Получены результаты расчета себестоимости синтез-газа, полученного при газификации ВУТ.

4) Результаты работы реализованы в виде практического применения методики расчета состава газов и методики конструктивного расчета газогенератора на ООО НПФ «Промприбор» и ООО «Производственная компания «МАХИМ».

Теоретическая значимость.

Разработанная математическая модель теплообмена в объеме газогенератора позволяет выявить закономерности преобразования компонентов, входящих в органическую массу угля, в присутствии водяного пара, образующегося при термическом разложении водоугольного топлива, в компоненты синтез-газа; предложенная методика является теоретической основой для создания типоразмерного ряда газогенераторов, унифицированных по виду топлива.

Степень достоверности полученных результатов численных исследований подтверждается применением основных законов термодинамики, тепломассообмена, молекулярно-кинетической теории газов, актуальных сертифицированных программ и вычислительных алгоритмов, а также сравнением результатов расчета с известными экспериментальными данными.

Методология и методы исследования. С целью решения поставленных задач были применены методы математического моделирования тепломассообменных процессов при движении частицы топлива в потоке газа, нормативный метод расчета поверхностей нагрева, метод расчета температурной зависимости термодинамических функций углеводородов, а также прикладной программный комплекс Comsol Multiphysics.

Личный вклад автора. Автором определены наиболее целесообразные режимные параметры процесса для получения газа заданного состава; разработана математическая модель тепломассообмена при движении капли ВУТ в потоке газа; разработана модель газогенератора, предназначенного для обеспечения эффективного аллотермического процесса бескислородной газификации ВУТ, и предложена методика конструктивного расчета.

На защиту выносятся следующие положения.

1) Результаты определения режимных параметров процесса газификации водоугольного топлива в зависимости от рассчитанного состава синтез-газа.

2) Математическая модель тепломассообменных процессов, происходящих с движущейся каплей ВУТ в потоке греющего газа.

3) Результаты численного расчета по математической модели, полученные при различных входных параметрах.

4) Модель газогенератора с вертикальными дымогарными трубами, предназначенного для проведения аллотермического процесса газификации ВУТ и получения синтез-газа заданного состава.

5) Методика расчета конструктивных параметров поточного газогенератора для получения синтез-газа.

Апробация работы. Основные результаты работы докладывались на международных и общероссийских конференциях, в том числе: на IX и XIII Международной молодежной научной конференции «Тинчуринские чтения» (Казань, 2014 г. и 2018 г.); IX школе-семинаре молодых ученых и специалистов академика РАН В.Е. Алемасова (Казань, 2014); Национальном конгрессе по энергетике (Казань, 2014); XV Международном симпозиуме «Энергоресурсоэффективность и энергосбережение в Республике Татарстан» (Казань, 2015); Международной конференции: «IX Семинар ВУЗов по теплофизике и энергетике» (Казань, 2015); XIII Международной научно-практической конференции «Совершенствование энергетических систем и теплоэнергетических комплексов» (Саратов, 2016); ежегодных итоговых научных конференциях Казанского научного центра Российской академии наук (Казань, 2013-2014 г). Диссертационная работа выполнена в рамках гранта РФФИ №18-79-10136.

Публикации. Основное содержание работы изложено в 14 публикациях, в том числе 1 статья в журнале, индексируемом в международной базе данных Scopus и Web of Science, 4 статьи в журналах из перечня ВАК, 9 – в материалах всероссийских и международных конференций.

Соответствие паспорту специальности. Диссертация соответствует специальности 05.14.04 «Промышленная теплоэнергетика» и относится к следующим областям исследования:

1) разработанная методика расчета тепло- и массообменных процессов, происходящих в объеме газогенератора, соответствует п.3 «Теоретические и экспериментальные исследования процессов тепло- и массопереноса в тепловых системах и установках, использующих тепло»;

2) разработка новой конструкции газогенератора соответствует п.4 «Разработка новых конструкций теплопередающих и теплоиспользующих установок, обладающих улучшенными эксплуатационными и технико-экономическими характеристиками» и п.6 «Разработка и совершенствование аппаратов, использующих тепло, и создание оптимальных тепловых систем для защиты окружающей среды».

ГЛАВА 1. СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ТЕХНОЛОГИЙ ПОЛУЧЕНИЯ СИНТЕЗ-ГАЗА

1.1. Опыт использования и перспективы применения технологии поточной газификации угля и водоугольного топлива для выработки энергии и продуктов химического синтеза по принципу полигенерации в России и за рубежом

Термическая переработка твердых топлив известна с давних пор, однако только во второй половине XVIII века в связи с индустриальной революцией в Англии угольная промышленность приобрела крупные масштабы. Первоначально из угля производился кокс для металлургической промышленности с целью замены древесного угля. В конце XVIII столетия в более широком масштабе стал использоваться коксовый газ, полученный при пиролизе угля. С вводом в 1812 году в Лондоне светильного газа получение горючего газа из угля стало для угольных компаний коммерческим процессом. Наиболее широко используемым газообразным топливом в начале века индустриального развития был городской газ. Он производился в процессе пиролиза, при котором периодическим способом получают кокс и коксовый газ с относительно высокой теплотворной способностью (20 000-23 000 кДж/м³), а неполным окислением (газификацией) кокса – водяной газ (12 000 кДж/м³) [5].

В истории развития процесса газификации можно выделить две разработки, которые стали прототипами современных промышленных газогенераторов. В начале 1839 г. в Лаухгаммере инженером Бишофом был построен газогенератор, который должен был представлять собой пламенную печь с полугазовой топкой, с помощью которой предполагалось достичь экономии угля и кокса путем преобразования торфа в газ для применения в плавильном процессе. Из других источников известно, что в 1861 г. братья Вильгельм и Фридрих Сименс разработали газогенератор, который считается первым успешным образцом. Широкое развитие силовых газогенераторных установок началось после награждения золотой медалью газогенераторного двигателя немецкой фирмы «Отто Дейц» на Парижской всемирной выставке в 1867 г.

Следующий виток развития газификации в 1926 г. был связан с нехваткой в Германии нефтяных продуктов, в связи с чем возникла потребность переработки значительных запасов угля в жидкое топливо. Эта проблема была решена путем каталитического синтеза высших углеводородов из газа, в составе которого монооксид углерода (CO) и водород (H₂), который получил название синтез Фишера-Тропша по имени ученых, его реализовавших. Смесь CO и H₂ в различных соотношениях, называемая синтез-газом, может быть получена путем газификации угля, и любого другого углеродсодержащего сырья [6].

После коммерциализации Карлом фон Линдом криогенного разделения воздуха в 1920-х годах, стали доступны полностью непрерывные процессы газификации для производства синтез-газа. Это было началом развития процессов, которые являются прототипами современных газификационных технологий: процесс в псевдооживленном (кипящем) слое Winkler (1926), слоевой процесс Lurgi (1931), и поточный процесс Koppers-Totzek (1940-е).

Также в этот период началось развитие процессов газификации в ЮАР, известных сегодня как Sasol. Производство жидких синтетических топлив и других продуктов, характерных для нефтехимии, основано на совместном использовании процессов газификации угля и синтеза Фишера-Тропша.

Газификация твердого топлива решала проблемы повышения эффективности его использования, особенно это было актуально для районов с большими запасами угля (Восточная Сибирь и Казахстан), где газовая промышленность могла получить развитие путем производства технологических газов из дешевого угля для энергетической и химической промышленности.

Широкое применение нашли методы газификации твердого топлива на парокислородном дутье под давлением и газификации мелкозернистых твердых топлив в кипящем слое при атмосферном давлении на паровоздушном и парокислородном дутье с целью получения энергетических, бытовых и технологических газов.

Первый газогенератор с кипящим слоем был построен в Германии в 1927 г. В СССР разработкой газификации мелкозернистого твердого топлива в кипящем

слое впервые стал заниматься Государственный институт азотной промышленности (ГИАП) с целью получения технологического газа для синтеза аммиака. К 1939 году была создана конструкция реактора ГИАП-1, а в 1950 г. введена в промышленную эксплуатацию.

Газификация твердых топлив в стационарном слое под давлением применялась для получения бытового газа. Для исследований этого процесса были построены опытно-промышленные установки, где в промышленных условиях были получены экспериментальные данные по газификации различных твердых топлив при варьировании режимных параметров и состава дутья.

Однако оба этих метода имели как достоинства, так и недостатки. Поэтому дальнейшие исследования советских ученых были направлены на разработку конструкции газогенератора, сочетающего преимущества газификации в кипящем слое и при повышенном давлении с целью интенсификации процесса [7].

Получение синтез-газа предусматривает, в том числе использование в качестве сырья водоугольного топлива. Однако опыт его использования в нашей стране чаще всего связан с прямым сжиганием.

Примером крупномасштабного внедрения суспензионных технологий является построенный в 1989 году терминал опытно-промышленного углепровода Белово-Новосибирск производительностью до 3 млн. тонн сухого угля в год и протяженностью 260 км[8]. По проекту предполагалось приготавливаемое на месте добычи водоугольное топливо перекачивать по трубопроводу и сжигать в котлах Новосибирской ТЭЦ-5. В ходе работы был получен значительный опыт по приговлению и сжиганию ВУТ. Также были решены технические трудности, связанные с износом форсунок. Одной из основных причин прекращения эксплуатации стала невозможность функционирования трубопровода после 20-30 дней простоя ввиду замерзания одного из участков. Возобновления проекта не последовало в связи с убыточностью и низкой ценой на газ.

В последующие годы неоднократно проводились опыты по использованию водоугольных топлив в энергетике. В том числе промышленный опыт был реализован в поселке Ёнский Мурманской области в 2007 году. Работы по

внедрению водоугольного топлива выполнялись ЗАО «НПП «Сибэкотехника», ЗАО «Амальтеа» и другими российскими и зарубежными компаниями [9,10].

1.2. Современные технологии получения синтез-газа

В настоящее время в мировом топливно-энергетическом балансе отмечается рост доли газификации для производства энергии, тепла и различных продуктов химического синтеза по принципу полигенерации. На рис.1.1 представлен перечень продуктов, которые могут быть получены при газификации различного углеродсодержащего сырья.



Рисунок 1.1. Применение процесса газификации в производстве различных продуктов

В мире функционирует несколько сотен газификационных установок по переработке твердых и суспензионных топлив, предназначенных для получения широкого спектра химических продуктов и генераторного газа, (таблица 1.1) [11, 12]. Большинство установок находится в Китае, США, Западной Европе, ЮАР и других странах. По данным китайских ученых [13] химические продукты термохимической переработки угля практически полностью покрывают весь перечень продуктов, получаемых из нефти.

Таблица 1.1. Мировые газификационные технологии

Страна	Количество газификационных установок/ из них поточных	Мощность, ГВт	Производимые продукты	Технологии (компании)
Китай	133/108	113,88	Аммиак, метанол, уксусная кислота, топливный газ, водород, монооксид углерода и др.	General Electric (GE), Lurgi, U-Gas, Shell, Siemens Fuel Gasification (SFG), Kellog Brown and Root (KBR), Opposed Multi-Burner Gasifier (OMB), Combined hydrothermal liquefaction (HT-L), Multi-component slurry gasification (MSCG), Oxygen-staged gasification (OSG), Institute of Coal Chemistry (ICC), SEDIN, Choren, E-Gas
ЮАР	4/4	14,9	Жидкие синтетические топлива, топливный газ	Lurgi, USG, Sasol
Индия	7/2	10,1	Топливный газ, DRI-Gas, сингаз	Lurgi, E-Gas, Exxon
США	26	7,8	Энергетический газ – аналог природного, метанол, CO, аммиак, эл. энергия	Lurgi, General Electric (GE), E-Gas, BP, Samsung, Sinopec, Shell, Portucel, IndianoilCorp., AGIP
Корея	2/2	2,1	Энергетический газ – аналог природного, эл. энергия	Shell, E-Gas
Чехия	3	1,9	Метанол, аммиак, эл. и тепл. энергия	Nippon
Германия	20	5	Аммиак, эл. энергия, метанол, моторное топливо, химикаты	BASF, Mitsui
Италия	7	4,5	Эл. энергия	Exxon
Великобритания	2	0,3	Ацетилены	Shell, Sinopec
Япония	6/3	1,2	Аммиак, эл. энергия, метанол	General Electric (GE), MHI, EAGLE, Sunoco,

				NFL
Вьетнам	2/2	0,39	Аммиак	Shell

В настоящее время отечественными и зарубежными учеными проводятся многочисленные исследования, связанные с моделированием процесса газификации, влиянием режимных параметров на состав получаемого газа, а также повышением эффективности газификации различных топлив [14-17]. Наибольшее развитие получило применение парогазовых установок с внутрицикловой газификацией (IGCC). Данная технология позволяет увеличить КПД электростанции, работающей на угле до 45-55%, а при когенерации до 90%, снизить количество вредных выбросов в атмосферу до 10% от объема выбросов при традиционном сжигании угля, производить побочные продукты (например, товарную серу). Разработанные методы интеграции позволяют внедрить газификационную установку в существующую систему ТЭС [18]. IGCC установка может быть также дополнена системой улавливания и хранения углекислого газа (CCS), которая включает выделение, улавливание, утилизацию или транспортировку и хранение углекислого газа (CO_2), образующегося при использовании угля.

Важными достоинствами наиболее совершенных систем газификации являются: способность перерабатывать угли с различными технологическими свойствами – спекаемостью, зольностью, содержанием летучих компонентов и размером частиц; простота конструкции; большая производительность; автоматизированное управление; отсутствие конденсирующихся углеводородов в генераторном газе.

Самыми распространенными технологиями газификации угля являются: газификация в плотном слое, в кипящем (псевдооживленном) слое, в потоке.

При газификации в плотном слое уголь засыпается в реактор, а окислитель с водяным паром поступает снизу и проходит через слой угля. Процесс осуществляется в противотоке: температура газов на выходе из слоя снижается так, что в генераторном газе могут оставаться неразложившиеся

конденсирующиеся углеводороды, смолы и масла. В газогенераторе плотного слоя применяются неспекающиеся угли определенной крупности, для обеспечения газопроницаемости слоя.

Газификация в кипящем слое осуществляется при температуре ниже температуры плавления золы для обеспечения твердого шлакоудаления. Это влечет увеличение времени пребывания топлива в реакционном объеме и металлоемкости конструкции.

Реакционная способность угля и спекаемость золы являются наиболее важными характеристиками топлив, применяемых для газогенераторов с кипящим слоем. Они влияют на расход кислорода, преобразование углерода, рециркуляцию уноса и производительность. Высокая степень газификации при умеренной рабочей температуре может быть получена, при использовании высокореакционных углей. При регулировании нагрузки газогенераторов с псевдоожиженным слоем скорость дутья всегда должна быть больше минимальной скорости оживания.

При поточной газификации угольной пыли нет особых требований к качеству угля. Она протекает при высокой температуре и тепловых нагрузках на стены рабочей камеры. В качестве окислителя обычно используется кислород, обеспечивающий при коротком времени пребывания угля в аппарате необходимую для полной газификации углерода температуру. Вследствие высокой температуры газа на выходе из газификатора он не содержит смол и других конденсирующихся соединений [19].

Применение водоугольной суспензии в газогенераторах обеспечивает минимальные эксплуатационные затраты при приготовлении, транспортировании, сжигании или газификации [20]. Помимо преимуществ в возможности организации гидротранспорта ВУТ существуют особенности газификации суспензии, которые позволяют заранее задаваться его составом и свойствами. Существует множество разработок повышения эффективности газификации ВУТ, например, технология предварительного подогрева суспензии для полноты протекания процесса и снижения расхода кислорода [21].

1.3. Технологии и оборудование газификации водоугольного топлива

Водоугольное топливо представляет собой композиционную дисперсную систему, которая состоит из 40-70 % угля крупностью до 500мкм, 30-60 % воды и может содержать реагент-пластификатор. Технологические свойства ВУТ зависят от марки угля, зольности и влажности, дисперсного состава пыли. При транспортировании и хранении отсутствует пыление и окисление, что делает его взрыво- и пожаробезопасным, исключаются потери в размере 3-5 % от общего объема использования топлив и загрязнение местности и рабочей зоны. [22-23].

Суспензия имеет свойство расслаиваться, что предопределяет условия хранения в резервуарах, где необходимо обеспечить постоянное перемешивание. Основной эксплуатационной проблемой является высокая вязкость суспензии. На вязкость влияют степень гидрофобности угля и количество в нем минеральных примесей. Задача снижения вязкости решается путем увеличения массовой доли влаги в смеси, использованием различных присадок или подбором гранулометрического состава угольной пыли

Наиболее целесообразные параметры ВУТ, предназначенные для различных областей применения, приведены в таблице 1.2 [23].

Таблица 1.2. Наиболее целесообразные параметры ВУТ

Параметр	Угольные ТЭС	Мазутные ТЭС	Котельные	ДВС	Газогенераторы
Содержание угля, % (по массе)	60-70	60-70	62-65	48-54	50-65
Вязкость, Па·с, при 100 с ⁻¹ , не более	1,0	1,0	0,5	0,3	1,2
Содержание серы в сухом угле, % (по массе,) не более	1,2	1,2	0,8	0,6	1,0
Зольность угля, % (по массе)	>12	3-5	2-6	0,5-1,0	>12
Размер частиц, мкм, не более	250	150	45	25	200
Стабильность, сут., не менее	120	120	8-180	10	10

Прямое сжигание ВУТ в существующих котлах требует значительной модернизации оборудования ввиду высокой абразивности топлива, которая приводит к быстрому износу деталей котла, затрудненного воспламенения, дополнительных затрат энергии на испарение влаги и низкой скорости горения, что влечет за собой крупные капитальные затраты.

Таким образом, одним из наиболее рациональных способов применения водоугольного топлива является его газификация с последующим целевым использованием полученного синтез-газа путем сжигания в газотурбинных или парогазовых установках[24] или в качестве исходного продукта для термохимического каталитического синтеза.

Технология проведения газификации ВУТ обладает рядом преимуществ. При организации процесса в потоке топливо в газогенератор подается насосами, что обеспечивает непрерывность процесса. Влага ВУТ при взаимодействии с органической массой угля приводит к увеличению количества водорода и монооксида углерода, что способствует получению синтез-газа заданного состава с целью его дальнейшего использования в различных областях промышленности. Высокая температура процесса обеспечивает полноту конверсии в газ, очистка которого от частиц золы, оксидов серы и азота значительно упрощена по сравнению с очисткой продуктов сгорания. Недостаток окислителя в реакционной зоне способствует образованию сероводорода, конверсия которого в товарную серу – технологически отработанная операция. Количество полициклических ароматических углеводородов и других загрязнителей, образующихся при газификации водоугольного топлива и сжигании синтез-газа, значительно ниже нормативных [23, 25-26].

Условно весь процесс газификации можно разделить на этапы:

- нагрев и сушка топлива;
- пиролизное разложение топлива на газообразные продукты и коксовый остаток (выход летучих компонентов);
- термохимическое превращение компонентов смеси.

Состав летучих компонентов, образующихся на этапе термического разложения

органической массы топлива, зависит, в основном, от температуры процесса, вида топлива и скорости нагрева частиц. К примеру, при 550°C летучие компоненты представляют собой смесь паров воды, смол, кислот и неконденсирующихся газов (CO_2 , CO , H_2 , CH_4 , C_nH_m), а при температуре свыше 800°C – в основном, CO и H_2 [27].

Газификация топлив проводится в условиях недостатка окислителя, в качестве которого применяются воздух, чистый кислород, водяной пар, а также смесь пара и воздуха или пара и кислорода[28]. В зависимости от дутья получают синтез-газ различного состава и с определенными свойствами.

На рисунке 1.2 приведена классификация методов газификации, в зависимости от применяемого окислителя, свойства и области использования синтез-газа.

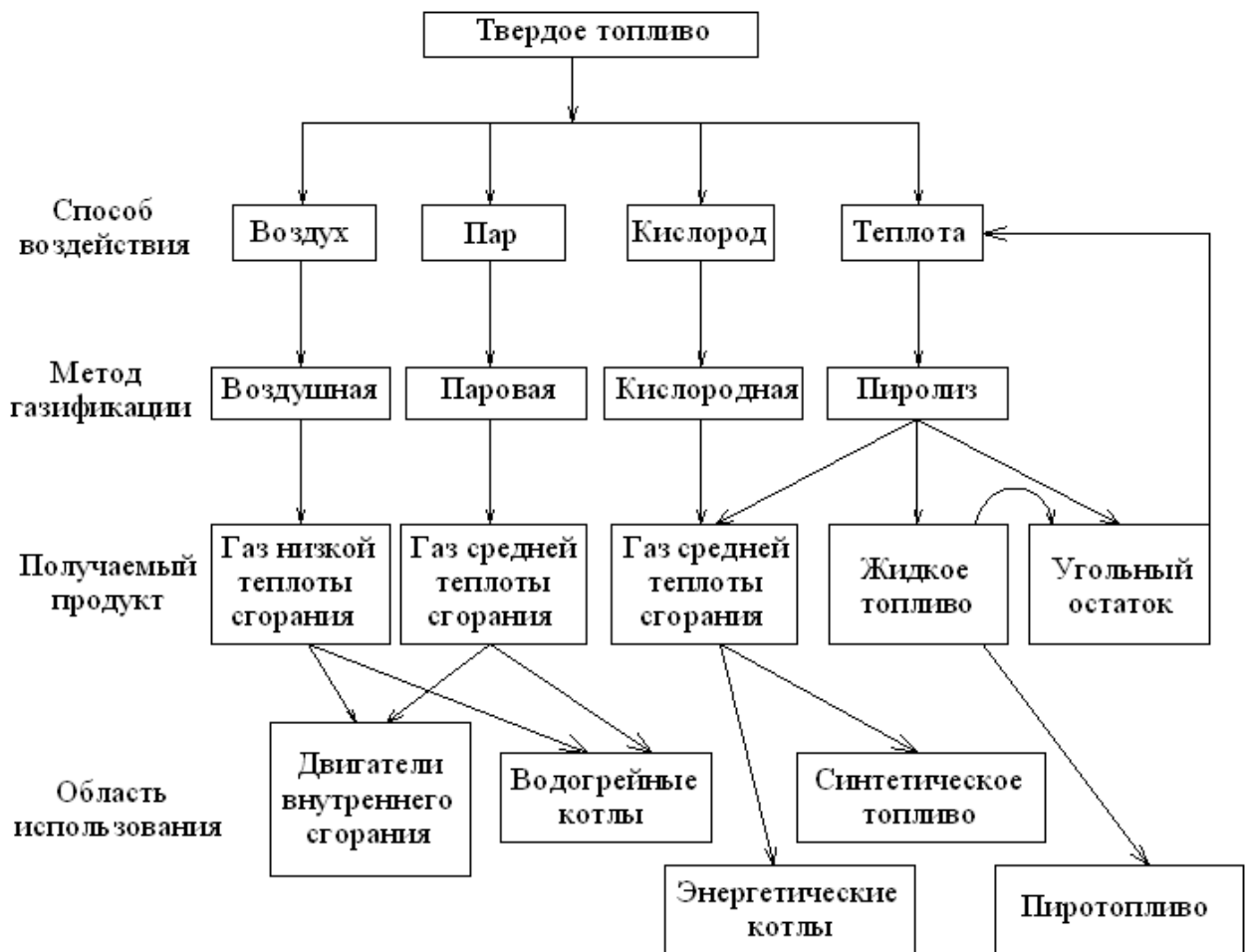


Рисунок 1.2. Классификация методов газификации

При воздушной газификации, где в качестве окислителя используется

кислород воздуха, получают воздушный генераторный газ с низкой теплотворной способностью, состоящий, в основном, из горючих компонентов – оксида углерода и водорода, разбавленных азотом воздуха и углекислым газом. Температура в реакторе определяется скоростью подачи воздуха и топлива. Низшая теплота сгорания воздушного генераторного газа составляет 3,5-4,8 МДж/м³, что делает возможным его использование в котлах и двигателях внутреннего сгорания.

При паровой газификации требуется подвод внешнего источника теплоты, если пар используется в качестве единственного газифицирующего агента. В состав получаемого водяного газа входит преимущественно водород, оксид и диоксид углерода, к которым примешивается водяной пар. Калорийность такого газа выше, чем воздушного за счет образования дополнительного количества водорода при взаимодействии компонентов топлива с паром.

Одновременное использование пара и воздуха в качестве газифицирующего агента позволяет получить смесь воздушного и водяного газов (окись углерода, водород, углекислота, азот и водяной пар), называемой смешанным газом. Оптимальное количество водяного пара, подаваемого в камеру сгорания газогенератора, зависит от количества теплоты, оставшейся после восстановительных реакций воздушного газа. Избыток водяного пара отрицательно сказывается на процессе газификации за счет снижения температуры в зоне восстановления.

При кислородной газификации генераторный газ не содержит балласта в виде азота, поэтому его можно транспортировать по трубопроводам, использовать для технологических процессов или в качестве исходного сырья для производства химических продуктов и синтетических топлив. Данный процесс требует наличия воздухоразделительной установки для производства чистого кислорода. С экономической точки зрения это повышает капитальные затраты. Однако при этом увеличивается теплота сгорания получаемого генераторного газа до уровня 10-15 МДж/м³.

В таблице 1.3 приведены наиболее распространенные методы газификации

твердого топлива и соответствующие им продукты.

Таблица 1.3. Методы газификации твердого топлива

Метод	Получаемые продукты
Воздушная газификация	CO, CO ₂ , H ₂ , CH ₄ , N ₂ , смолы. Теплотворная способность 3,5-4,8 МДж/м ³
Кислородная газификация	CO, CO ₂ , H ₂ , CH ₄ , смолы. Теплотворная способность 10-15 МДж/м ³
Паровая газификация	CO, CO ₂ , H ₂ , CH ₄ , смолы. Теплотворная способность 12-20 МДж/м ³

На рисунке 1.3 схематично представлены процессы, происходящие в газогенераторе при воздушной, паровоздушной, кислородной и парокислородной газификации[6]. В процессе бескислородной (в отсутствии подвода окислителя) газификации водоугольного топлива зона горения отсутствует.

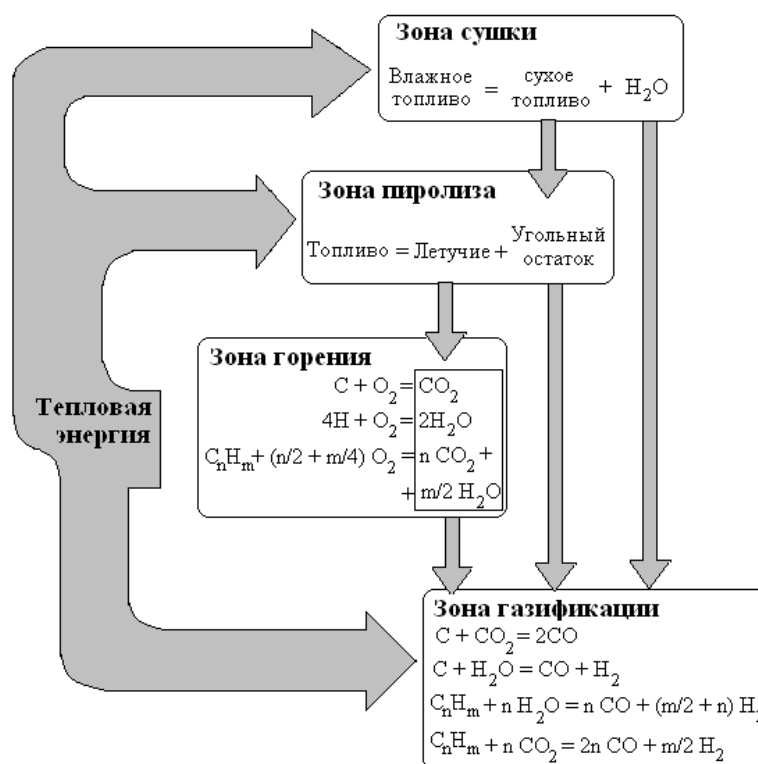
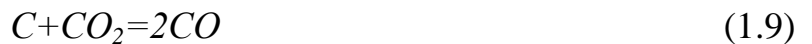
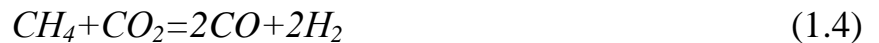


Рисунок 1.3. Схема процессов в газогенераторе

Термохимическая конверсия угольной пыли и водоугольного топлива в генераторный газ представляет собой испарение влаги, выход низкокипящих

летучих компонентов, а также реакции горения и взаимодействия летучих компонентов, образования и конверсии метана, окисления углерода водяным паром и газификации коксового остатка, которые представлены в виде следующих обобщенных формул [11]:



Реакции (1.1-1.5) протекают в газовой фазе и представляют собой окисление летучих компонентов и взаимодействие их между собой. Гомогенные и гетерогенные реакции взаимодействия летучих компонентов и коксового остатка с кислородом (реакции 1.1, 1.3, 1.10, 1.11) не протекают в случае газификации ВУТ без подвода окислителя. Ведущую роль в этом случае играют реакции взаимодействия компонентов топлива с водяным паром (реакции 1.2, 1.5, 1.7, 1.8).

Реакция (1.9) имеет важное значение для процесса газификации. Взаимодействие CO_2 с углеродом с получением CO является эндотермичным. В соответствии с принципом Ле-Шателье, повышение температуры сдвигает равновесие реакции в сторону образования продукта. При температуре свыше $700^\circ C$ реакция пойдет в сторону образования CO , а ниже – в сторону разложения. При $1000^\circ C$ возникают благоприятные условия, для полного восстановления CO_2 в CO . Уменьшение давления также способствует получению в большем количестве CO [6].

1.4. Газификация в потоке

В настоящее время поточные газогенераторы являются наиболее универсальными и широко распространенными в мире. Различные станции, основанные на таких газогенераторах, либо уже находятся в эксплуатации, либо находятся на этапе строительства.

Эти газогенераторы могут быть использованы для производства горючего газа, который в дальнейшем может являться топливом на станциях, работающих по IGCC циклу, для выработки электрической энергии, для производства чистого водорода и синтеза химических продуктов.

Уголь в газогенератор можно подавать в сухом виде или в виде водоугольной суспензии. Очень короткое время пребывания угольной пыли в газогенераторе требует, чтобы размеры частиц угля были менее 1 мм. Поточные газогенераторы работают в диапазоне температур 1000-2000 °С и давлении 2-8 МПа. Соответствующие режимные параметры обеспечивают максимальную эффективность процесса по сравнению с другими способами газификации. Высокая температура, выше температуры плавления золы, обеспечивает наиболее полную конверсию углерода, а получаемый газ не содержит фенолов и смол; при этом невозможность связывания серы из-за высоких температур компенсируется глубокой сероочисткой газа, который не содержит балласта в виде азота[29]. Однако высокая температура негативно сказывается на горелках и материалах газогенератора, уменьшая срок их службы, тем самым, увеличивая эксплуатационные расходы. Также требуются теплообменные аппараты, рассчитанные на высокую температуру эксплуатации. В поточных газогенераторах не рекомендуется использовать угли с высокой зольностью и температурой плавления.

Использование газогенераторов, где в качестве окислителя используется чистый кислород, затруднительно с экономической точки зрения в малых масштабах в связи с высокими капитальными затратами, связанными, в первую очередь, с необходимостью строительства станции получения чистого кислорода и использованием дорогих теплообменников.

На интенсивность газовыделения, а также на состав и количество образующихся газов существенное влияние оказывают размер и скорость нагрева частиц: чем меньше размер частиц топлива и чем быстрее они нагреваются, тем интенсивнее образуются продукты термического преобразования. Для реализации процесса разработаны несколько способов газификации, наиболее известными из которых являются «Koppers-Totzek» и «Техасо». По методу «Koppers-Totzek» пылевидное топливо подается встречными потоками вместе с кислородным дутьем, а метод «Техасо» заключается в подаче пылевидного топлива в виде водной суспензии в струю окислителя, обогащенного кислородом. Рассмотрим подробнее технологии и оборудование наиболее распространенных процессов газификации в потоке.

Технология «Koppers-Totzek»

Одним из наиболее эффективных современных способов газификации твердых топлив является метод Koppers-Totzek, заключающийся в проведении процесса в потоке пылевидного топлива. Схема газогенератора этого типа приведена на рисунке 1.4. Он представляет собой горизонтальную реакционную камеру, футерованную изнутри термостойким материалом, охлаждаемую снаружи водой с получением пара низкого давления. Форсунки ("горелочные головки") для подачи исходных веществ размещены в расположенных друг против друга реакционных камерах. Пылевидный уголь (с размером частиц $\sim 0,1$ мм) потоком азота подается в расходные бункера 1, откуда шнеком направляется в форсунки 3, захватывается потоком кислорода и водяного пара и распыляется в камеру 2. Используются следующие расходы компонентов окислителя: $0,05$ кг/м³ кислорода и $0,5$ кг/м³ пара. Зола отводится в жидком виде. Поэтому температура в камере 2 составляет $1500-1600$ °С. В реакционной камере достигается высокая степень превращения органической части угля с образованием смеси газов CO_2 , CO , H_2 , H_2O и H_2S с составом, близким к равновесному.

Газ охлаждается в котле-утилизаторе, при этом образуется пар давлением до 10 МПа. Газ при охлаждении промывается циркулирующей водой для удаления частиц пыли и направляется на следующие стадии очистки и переработки. При

охлаждении генераторного газа не выделяются органические вещества, поэтому упрощается очистка. Зола в жидком виде выводится из нижней части реакционной камеры, охлаждается и удаляется в виде гранулированного шлака [30-31].

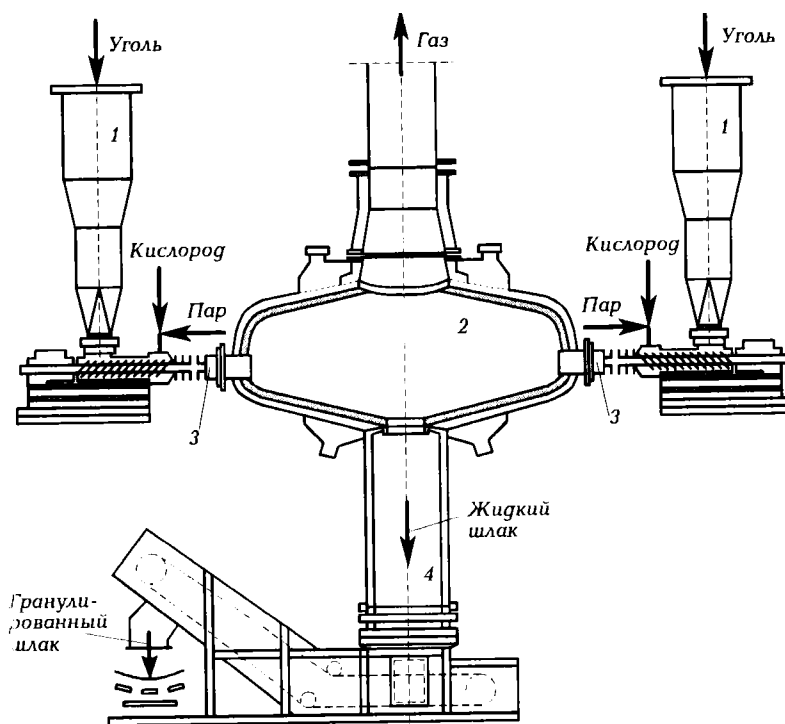


Рисунок 1.4. Газогенератор «Koppers-Totzek»

1 – бункеры-дозаторы, 2 – камера газогенератора, 3 – форсунки, 4 – узел отвода жидкого шлака и его грануляции

Технология «Техасо»

Процесс разработан американской компанией «Техасо» в 1950-е годы для переработки тяжелых нефтяных остатков. В 1970-е годы разработана модификация аппарата «Техасо» для газификации водоугольной суспензии, которая активно используется в установках малой и средней мощности.

Газификация топлива производится в цилиндрическом аппарате в пылевом потоке на кислородном дутье под высоким давлением. Подаваемый кислород производится воздухоразделительной установкой.

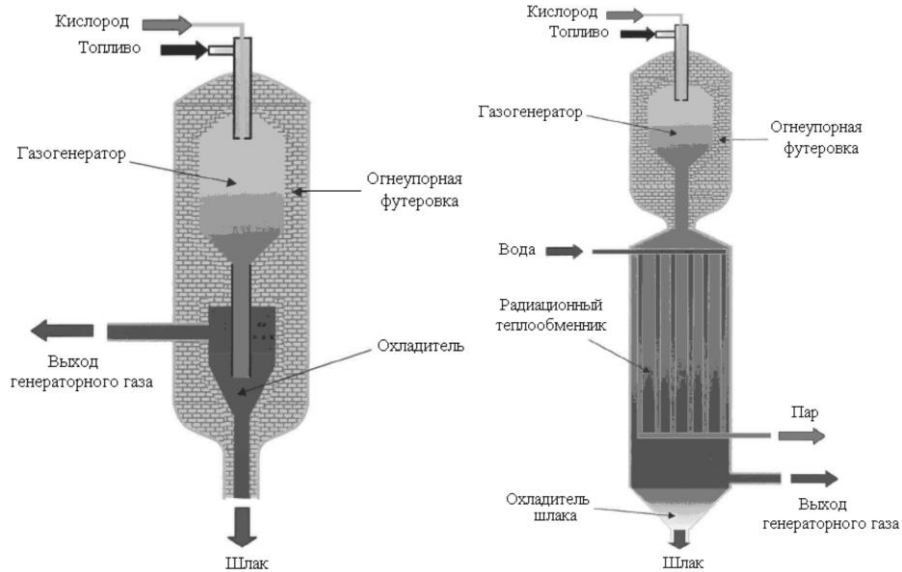
Газогенератор работает при температуре 1260-1430 °С, давлении 3-4 МПа. Подача водоугольного топлива и кислорода осуществляется в верхнюю часть реактора. Концентрация топлива в смеси должна составлять 60–70 %.

Время нахождения частиц топлива в реакторе – несколько секунд. Зола, удаляемая из газогенератора в виде расплавленного шлака, безопасна и поэтому может быть отправлена на захоронение. Параметры процесса газификации таковы, что сырой газ богат водородом и оксидом углерода, причем $\text{CO} > \text{H}_2$ (по массе).

Высокотемпературный среднекалорийный газ может быть охлажден двумя способами: прямым и косвенным.

При прямом методе (рис. 1.5а) генераторный газ быстро охлаждается водой. Сырой газ отбирается из нижней части реактора и проходит по трубке, погруженной в бассейн с водой. Далее, проходя через воду, газ охлаждается и очищается от содержащихся в нем шлака и частиц сажи. Затем газ выходит из сосуда через канал в боковой стенке и направляется на последующее охлаждение и очистку или для прямого использования. Большинство газогенераторов «Техасо» имеют такую систему очистки. Главные преимущества такой схемы дешевизна и надежность, но с другой стороны, низкая эффективность.

При схеме с полной утилизацией теплоты (рис. 1.5б), сырой газ из зоны газификации поступает в радиационный теплообменник, находящийся в газогенераторе, где охлаждается с 1400 °С до 700 °С. Выделившаяся при этом тепловая энергия используется для производства пара высокого давления. Частично охлажденный генераторный газ отбирается из нижней части газогенератора и поступает в два параллельных конвективных теплообменника, где его температура снижается до 430 °С, дополнительно вырабатывая пар высокого давления.



1.5а

1.5б

Рисунок 1.5. Газогенератор «Техасо»: 1.5а – с прямым способом охлаждения генераторного газа, 1.5б – с косвенным способом охлаждения генераторного газа

Содержащиеся в горючем газе пыль и соляная кислота удаляются в системе мокрой очистки. Очищенный генераторный газ подают для сжигания в камеру сгорания газотурбинной установки. Образующийся жидкий шлак стекает вниз на дно газогенератора, откуда удаляется в водяную ванну, где затвердевает, и далее может быть использован в строительной промышленности.

Поточные газогенераторы, в которых используется ВУТ, в том числе аппараты «Техасо», имеют больший расход кислорода, чем газогенераторы, использующие в качестве топлива угольную пыль.

После того, как водоугольное топливо попало в газогенератор, не возникает необходимости осуществлять впрыск дополнительного пара.

К преимуществам процесса «Техасо» можно отнести: возможность использования в качестве топлива относительно дешевых высокозольных углей различных марок; отсутствие побочных продуктов (смола, конденсирующихся углеводородов); утилизация значительной части вторичных энергоресурсов; небольшой объем образующихся сточных вод.

Но существуют и недостатки: необходимость применения систем автоматического регулирования с малым (доли секунды) временем срабатывания;

значительный унос частиц топлива с генераторных газом; относительно невысокая производительность реакторов; использование в качестве газифицирующего агента кислорода.

Газогенераторы «Koppers-Totzek» и «Техасо» используются как для получения синтез-газа с последующей переработкой в аммиак, метанол, этанол, жидкие синтетические топлива и другие химические продукты, так и для выработки топливного газа, сжигаемого в топках котлов и камерах сгорания газовых турбин крупных тепловых электростанций[31-32].

Газогенератор «Destec»

Процесс газификации угля «Destec» (рис. 1.6) изначально разрабатывался компанией Dow Chemical для расширения топливной базы посредством перехода с природного газа на уголь.

Основа установки—двухстадийный поточный газогенератор с жидким шлакоудалением. Топливо подается в реактор в виде водоугольной суспензии (уголь/вода = 60/40 %) под высоким давлением, создаваемым насосом. В качестве газифицирующего агента используется кислород (95 %-ной чистоты).

Газогенератор работает при давлении 2,75 МПа и температуре до 1370 °С. Но температура процесса зависит от типа используемого топлива.

Водоугольная суспензия подается в нижнюю часть газогенератора, одновременно смешиваясь с кислородом. Частичное окисление угля обеспечивает эндотермические реакции в зоне газификации тепловой энергией. Образующийся на первой стадии шлак удаляется в водяную ванну и затем используется в строительстве.

Неочищенный генераторный газ поступает в верхнюю футерованную часть реактора, куда дополнительно вводится ВУТ. В этой части происходит реагирование свежего топлива с полученным на первой стадии процесса генераторным газом. На второй стадии теплота сгорания генераторного газа увеличивается, а протекающие эндотермические реакции способствуют его охлаждению до температуры около 1040 °С.

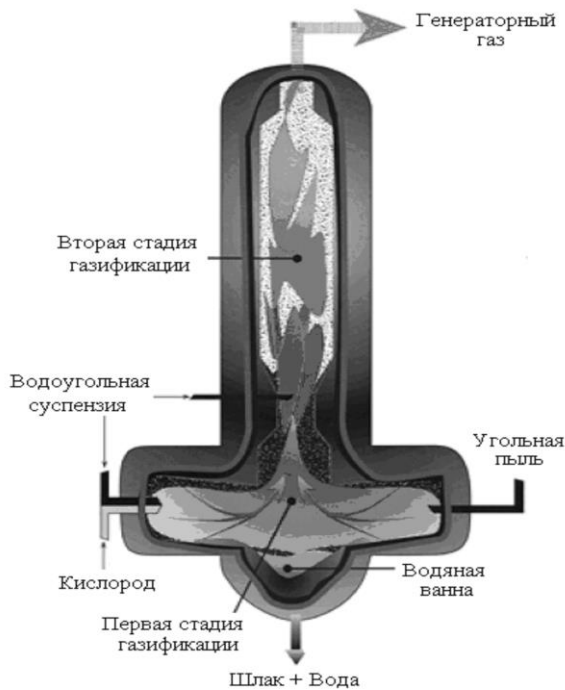


Рисунок 1.6. Газогенератор «Destec»

Наличие второй стадии для повышения теплоты сгорания и охлаждения сырого генераторного газа позволяет не устанавливать крупногабаритный радиационный теплообменник, присутствующий в газогенераторе по технологии «Техасо». После газогенератора газ поступает в теплообменник, где производится пар для паротурбинной установки, а далее

направляется в систему горячей очистки на основе керамического фильтра, откуда унесенные частицы топлива вновь возвращаются на первую стадию процесса. Произведенный генераторный газ, состоящий в основном из H_2 , CO , CO_2 , H_2O , N_2 , а также небольшого количества CH_4 , COS , H_2S и NH_3 , поступает в систему сероочистки. Перед удалением из газа H_2S его охлаждают до температуры $38\text{ }^\circ\text{C}$. В результате охлаждения газа в теплообменниках конденсируется вода. Этот конденсат, содержащий в NH_3 , CO_2 и H_2S , поступает в систему водоочистки.

Очищенный генераторный газ подогревается в теплообменнике, увлажняется паром, для снижения выбросов NO_x и поступает в камеру сгорания газотурбинной установки, где сжигается при температуре $1222\text{ }^\circ\text{C}$. Уходящие газы ГТУ поступают в котел-утилизатор, где производится пар высокого давления.

Электрическая мощность ПГУ с газогенератором «Destec» составляет 296 МВт (брутто), КПД процесса— около 39,7 % на угле и 40,2 % на нефтяном коксе. Производительность по углю 2544 т/сут. Выбросы NO_x составляют менее 64 мг/МДж, SO_2 —менее 43 мг/МДж.

Недостатками данного метода является использование в качестве газифицирующего агента кислорода высокой степени очистки и большое содержание CO_2 в получаемом генераторном газе [6, 31].

Процесс «PRENFLO» с генерацией пара (PSG)

Процесс «PRENFLO» (PReSSurised ENtrained-FLOw) реализуется при повышенном давлении на любом виде твердого топлива (уголь, нефтяной кокс, биомасса). Этот процесс широко используется для газификации высокосернистого нефтяного кокса и высокозольных углей. Процесс основан на технологии «Koppers-Totzek».

На рисунке 1.7а представлена схема газогенератора «PRENFLO» PSG.

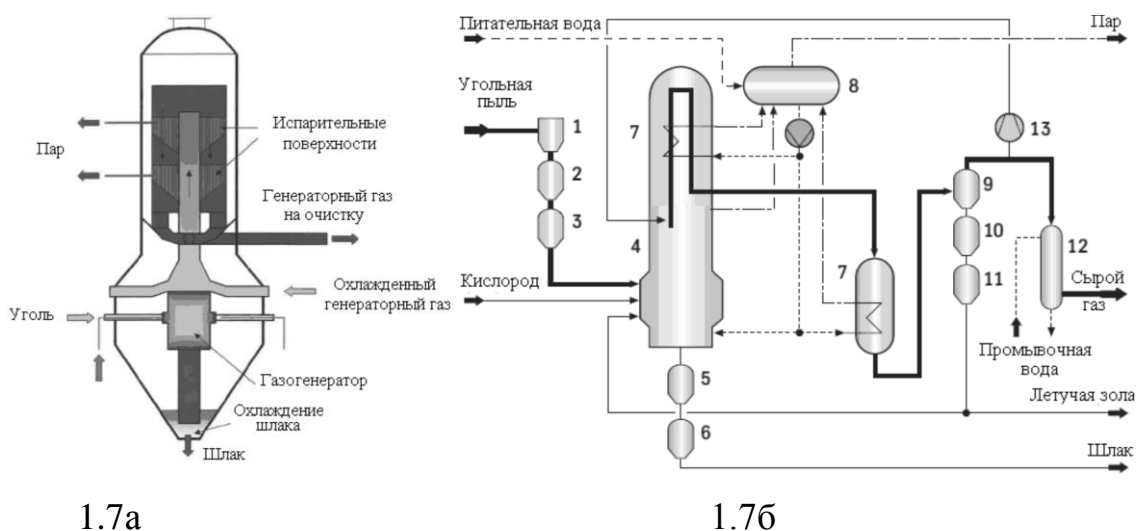


Рисунок 1.7а. Схема газогенератора «PRENFLO» PSG

Рисунок 1.7б. Схема включения газогенератора: 1 – циклон; 2 – дозатор; 3 – суточный запас топлива; 4 – газогенератор; 5, 6 – система удаления шлака; 7 – котел-утилизатор; 8 – барабан; 9, 10, 11 – система очистки газа от золы; 12 – скруббер Вентури; 13 – газовый компрессор.

Сначала уголь проходит систему топливоприготовления. Около 80 % угольной пыли должно быть размером менее 0,1 мм, влажностью 1-2 % для каменного и 8-10 % для бурого угля. Уголь подается вместе с кислородом и паром через четыре горелки, расположенные в одной горизонтальной плоскости в нижней части газогенератора. В аппарате подготовленное топливо газифицируется при давлении около 4 МПа. Температура газификации поддерживается выше температуры плавления золы, что позволяет осуществлять жидкое шлакоудаление. Степень конверсии углерода оценивается в 99 %.

Сырой генераторный газ состоит в основном из $\text{CO} + \text{H}_2$ (85 %), а также из небольшого количества CO_2 (2-4 %) и CH_4 (менее 0,1 %) и имеет температуру 1350-1600 °С. После реактора газ охлаждается в первом теплообменнике до температуры 800 °С, генерируя одновременно пар. Наличие этого теплообменника способствует повышению эффективности использования тепловой энергии газа. Движение генераторного газа в реакторе организовано таким образом, что газ поднимается вверх в центральной части реактора (вдоль его оси), а опускается через испарительные поверхности (мембранную стенку) первого теплообменника, затем, поступая во второй, охлаждаясь, таким образом, до температуры 380 °С. После этого газ проходит обеспыливание в двух керамических фильтрах. Часть газа направляют обратно в газогенератор. Завершается процесс очистки промыванием генераторного газа в скруббере Вентури.

Шлак, удаленный из газогенератора, может быть использован как строительный материал, а зола из фильтра – в качестве основного материала в цементной промышленности.

Процесс «PRENFLO» с системой быстрого охлаждения горячего генераторного газа (PDQ)

Этот газогенератор является усовершенствованным вариантом предыдущего реактора. Данная технология сочетает в себе преимущества процесса «PRENFLO» PSG такие, как сухая система подачи топлива, наличие нескольких горелок и мембранной стенки, с системой быстрого охлаждения горячего газа водой.

Газогенераторы «PRENFLO» PDQ предназначены для производства генераторного газа, используемого в химической промышленности (например, в производстве аммиака, метанола, синтетического топлива) и в установках комбинированной выработки IGCC, где не требуется газ, богатый водородом.

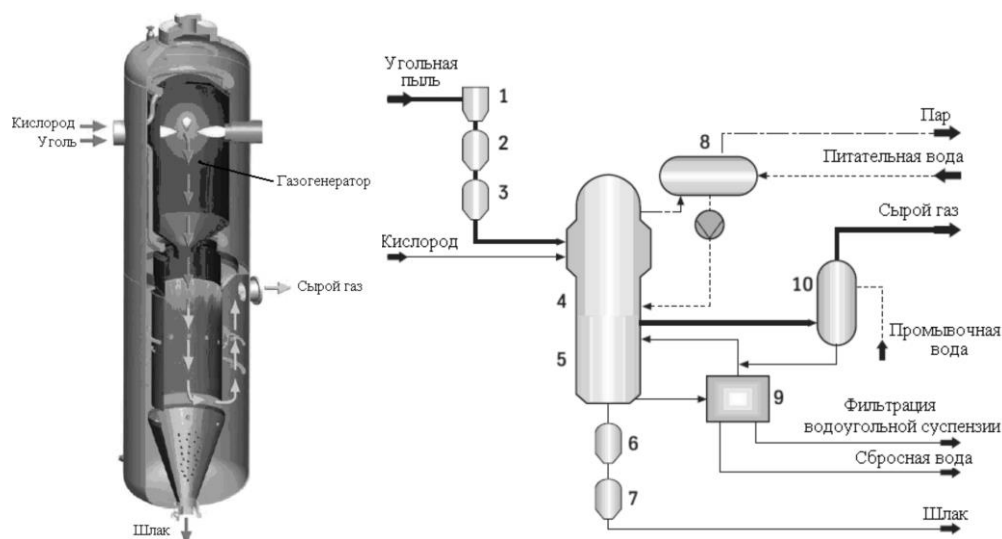
Зона газификации с горелками идентична газогенератору «PRENFLO» PSG, за исключением того, что горелки подняты от основания аппарата в его вершину. Газогенератор включает в себя собственно зону газификации, а также систему быстрого охлаждения горячего газа. Насыщенный сырой газ на выходе из

газогенератора (после системы быстрого охлаждения) имеет температуру 200-250 °С.

Твердые частицы, унесенные из газогенератора, улавливаются в системе очистки и, как правило, возвращаются в систему топливоприготовления. Шлак пригоден для использования в качестве строительных материалов.

Реализация этой технологии требует меньших затрат, т. к. не требуется котел-утилизатор, система сухой очистки от золы и газовый компрессор.

На рисунке 1.8а приведена схема газогенератора «PRENFLO» PDQ, а на рисунке 1.8б – схема его включения.



1.8а

1.8б

Рисунок 1.8а. Газогенератор «PRENFLO» PDQ188

Рисунок 1.8б. Схема включения газогенератора «PRENFLO» PDQ:

1 – циклон; 2 – дозатор; 3 – суточный запас топлива; 4 – газогенератор; 5 – система быстрого охлаждения; 6, 7 – система удаления шлака; 8 – барабан; 9 – фильтрация ВУТ; 10 – скруббер.

Газогенераторы «PRENFLO» PSG и «PRENFLO» PDQ имеют в своей основе одинаковую камеру газификации. Основное отличие заключается в расположении этой камеры и системы очистки газа. Также необходимо отметить, что газогенератор «PRENFLO» PDQ занимает почти в два раза меньший объем при идентичной мощности. Это обусловлено соединением камеры газификации и

системы очистки газа в один корпус, которое было достигнуто благодаря разработке системы быстрого охлаждения генераторного газа[31].

Газогенератор «Shell» (SCGP)

Компания «Shell» начала исследования в области технологии газификации в 1950-х г. Первая станция с использованием газификации угля была введена в эксплуатацию в 1993 г. в Нидерландах. В настоящее время компанией построено 27 станций во всем мире, включая Китай, Вьетнам, Великобританию, Австралию, Нидерланды и Южную Корею.

Газогенератор «Shell» (рис. 1.12) состоит из трех основных частей:

1. Зоны газификации, которая имеет огнеупорную футеровку, где топливо переходит в генераторный газ в присутствии кислорода и пара (газифицирующий агент).
2. Газоохладитель, в котором в результате охлаждения генераторного газа, выходящего из реактора, образуется пар высокого давления.
3. Двухступенчатая система очистки, в которой из газа удаляются остаточный углерод и зола.

Система топливоприготовления такая же, как и для других поточных газогенераторов. В газогенератор подается подсушенное и измельченное топливо под давлением. Транспортирующим веществом является, как правило, азот. Окислитель подогревается для того, чтобы сократить потребление чистого кислорода, и смешивается с водяным паром перед подачей в горелку. Уголь взаимодействует с окислителем при температуре около 1400 °С, в результате чего образуется CO и небольшое количество CO₂.

При таких температурах зола превращается в жидкий шлак, который стекает вниз по стенке реактора с водяным охлаждением. Далее шлак стекает в водяную ванну, где и затвердевает. Эксплуатация при высоких температурах ограничивает образование конденсирующихся углеводородов.

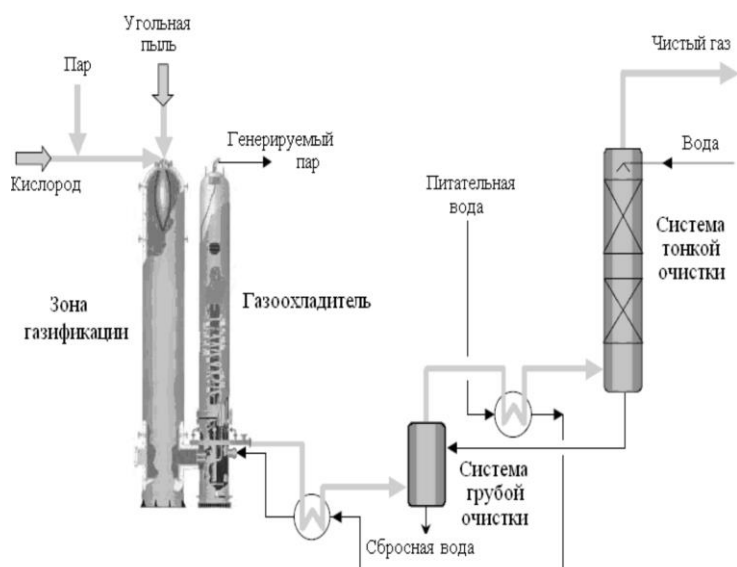


Рисунок 1.9. Газогенератор «Shell»

осуществляется в котле-утилизаторе, где одновременно генерируется пар высокого давления [6,33-34].

Сырой генераторный газ покидает реактор с температурой 1400-1600 °С. Горючий газ содержит небольшое количество непрореагировавших угольных частиц и смолы. Чтобы шлак не налипал в газовом тракте, на выходе газогенератора располагается система охлаждения газа. Дальнейшее охлаждение

1.5. Методы математического моделирования газификации

В настоящее время не предложены надежные инженерные методики расчета процесса газификации различных топлив, в том числе водоугольного топлива. Решение данной задачи может быть применено для определения режимных характеристик процесса, состава и свойств получаемого генераторного газа и конструктивных параметров газогенератора на этапе проектирования.

Математическое моделирование газификации и конструкции газогенераторов направлено на получение расчетных моделей, основанных на теоретических и экспериментальных данных, в которых учитываются физико-химические процессы, происходящие при газификации и характеристики сырья [12].

Существуют несколько моделей расчета физико-химических процессов, протекающих в газогенераторах различных типов: балансные, термодинамические, диффузионно-кинетические и их сочетания. Каждая из них обладает своими достоинствами и ограничениями [35-38]. Актуальным вопросом является создание методики, которая сохраняет структуру при изменении различных параметров, таких как состав топлива и дутья, расход и режимные

характеристики процесса и применима для широкого диапазона топлив и размеров реакторов.

Балансные методики расчета процесса газификации являются наиболее простыми. Они основаны на анализе большого количества экспериментальных данных и балансовых уравнениях. Расчет ведется из условий материального баланса между количеством исходных веществ (топлива и окислителя) и продуктов газификации (генераторного газа). В данном методе балансовые уравнения составляются отдельно по зонам реактора: испарение влаги топлива (сушка), выход летучих компонентов, горение летучих компонентов и газификация коксового остатка. Примером балансной методики расчета служит работа, представленная в [39], в которой для эмпирического расчета состава газов принимаются данные, полученные опытным путем. Предполагается, что в состав генераторного газа, полученного при горновом процессе, входят CO, CO₂, CH₄, H₂, H₂O, H₂S, N₂, пары смол.

На основе экспериментальных исследований горнового процесса получена численная зависимость углеродсодержащих компонентов от содержания летучих компонентов в топливе:

$$\begin{aligned} C_{CO} &= CO / (CO + CO_2 + CH_4); \quad C_{CO_2} = CO_2 / (CO + CO_2 + CH_4); \\ C_{CH_4} &= CH_4 / (CO + CO_2 + CH_4), \end{aligned} \quad (1.12)$$

где CO₂, CO, CH₄ – объемные концентрации компонентов генераторного газа, % об.

Таким образом, анализируя полученные практические и аналитические результаты, можно получить данные о составе газов.

Балансные методики расчета состава продуктов газификации могут быть применены для оценки степени полноты протекания процесса в условиях наиболее полного превращения реагентов в продукты реакции. Однако они не учитывают реальной специфики физико-химических процессов, происходящих в реакторе, а их применение ограничено диапазоном режимных параметров, в которых были проведены эксперименты.

При расчете процесса в широком диапазоне исходных данных, режимных параметров, получаемых продуктов и мощностей необходима методика, учитывающая все перечисленные параметры и физико-химические характеристики процесса газификации.

Диффузионно-кинетические модели различных процессов основаны на законе действующих масс (или поверхностей), а система дифференциальных уравнений, полученная при описании данной модели, достаточно полно описывает динамику процесса. Определение кинетической составляющей модели является сложной задачей ввиду широкого разброса данных о механизме гетерогенных реакций горения и газификации и взаимодействия между частицами топлива. Поэтому при описании кинетики процесса вводят упрощения, которые позволяют разработать методику расчета, основанную на диффузионно-кинетической природе процесса газификации [31].

В работах [40-41] предложено условное представление гетерогенных реакций газификации в виде последовательности элементарных процессов, протекающих как на поверхности, так и в порах частицы топлива:

- диффузия окислителя из газовой среды к поверхности частицы;
- диффузия окислителя с поверхности в пористый каркас реагирующей частицы;
- адсорбция молекул окислителя на поверхности частицы и образование промежуточных соединений;
- химическое реагирование промежуточных соединений;
- десорбция продуктов химического реагирования;
- диффузия продуктов реакций из пор частицы к поверхности;
- диффузия продуктов реакций от поверхности в газовую среду.

Данная схема элементарных процессов является условной, поскольку стадии протекания не имеют четких границ, при этом она имеет широкий диапазон применимости и ее часто используют при расчетах физико-химических процессов.

Элементарные стадии всего процесса могут иметь различные скорости протекания, при этом для всего процесса определяющее значение имеет самая медленная стадия. Диффузионно-кинетическая теория гетерогенного реагирования, развитая в работах советских и российских ученых [42-45] основывается на гипотезе, что скорость гетерогенных реакций горения и газификации твердого топлива в зависимости от условий контролируется скоростью переноса вещества, химического реагирования, температурой процесса и концентрацией исходных веществ, продуктов реакции и промежуточных соединений, а в ходе протекания процесса могут быть выявлены кинетический, внутри- и внешнедиффузионные режимы реакции.

Таким образом, для описания процессов горения и газификации в рамках диффузионно-кинетической теории необходимо знать характеристики структуры внешней и внутренней поверхности топливной частицы, кинетические параметры химического реагирования и пр. Определение этих данных в ходе экспериментальных исследований может дать различные результаты в зависимости от условий проведения эксперимента – лабораторная установка или реактор в реальных условиях работы. Широкий диапазон известных кинетических констант вызывает затруднения при моделировании процессов газификации.

Для описания термодинамической конверсии твердых топлив широко применяются термодинамические модели конечных равновесий.

Традиционные термодинамические модели конечных равновесий широко применяются для анализа термодинамической конверсии твердых топлив. Простота исходных предпосылок и вычислительных алгоритмов позволяет дать информацию о составе системы в равновесии без подробного анализа протекающих процессов, однако не позволяет получить режимные характеристики процессов, такие как скорость преобразования топлива, тепловые потоки в аппарате и т.д. Тем не менее, традиционные термодинамические модели могут дать достаточно надежные данные о составе системы при полном сжигании топлив, либо при неполном сжигании при высоких температурах. Кроме того, равновесные расчеты позволяют оценить степень приближения к полному

равновесию реальных систем, что может также дать полезную информацию о процессе и возможных путях его совершенствования [46].

Модели для расчета равновесного состава реагирующей смеси могут быть основаны либо на термодинамической формулировке закона действующих масс (ЗДМ), либо на экстремальных свойствах равновесного состояния. В первом случае решению подлежит система нелинейных алгебраических уравнений, выражающих отношение концентраций веществ в равновесии, во втором – задача на экстремум термодинамической функции этой системы (энтропии, свободной энергии). Уравнения ЗДМ являются следствием из экстремальной постановки задачи для системы с химическими реакциями. Поэтому экстремальные модели не требуют задания списка независимых реакций, на основе которого строятся уравнения ЗДМ.

Еще одним достоинством экстремальной модели является возможность исследовать промежуточные равновесия, которые имеют место при наложении дополнительных ограничений (кроме ограничений материального и энергетического балансов).

Для описания химических процессов в газификаторе используется модель экстремальных промежуточных состояний. Задача на поиск равновесия в газовой фазе записывается следующим образом:

Найти $\min G(x)$ при условиях:

$$\begin{aligned} G(x) &= \sum_j^{n_{gas}} \mu_j x_j \\ Ax &= b \\ x_j &\geq 0 \forall j \end{aligned} \quad (1.13)$$

где $G(x)$ - свободная энергия Гиббса газовой фазы Дж; x, x_j - вектор состава и количество j -го компонента, моль; μ_j - химический потенциал j -го компонента, Дж/моль; A - молекулярная матрица; b - вектор количеств элементов в системе, моль [35, 41, 47].

Классические термодинамические модели не учитывают структуру материальных и тепловых потоков, поэтому выводы, которые можно сделать на

основе термодинамических расчетов, в равной мере можно распространить на любую технологию термохимической конверсии при любой организации процесса.

Термодинамические модели, будучи основанными на надежных физических представлениях, позволяют исследовать физико-химические системы без информации о кинетике и механизмах элементарных процессов. Это обстоятельство дает возможность получать оценки для предельных характеристик в случаях, когда процессы изучены в недостаточной мере для построения кинетических моделей, или же когда расчеты на кинетических моделях трудноосуществимы. Выводы: термодинамические модели удобны для описания процессов газификации твердых топлив, однако они не учитывают информацию о кинетике и механизмах элементарных процессов и позволяют исследовать только состояние полного равновесия, которое в реальности достигается редко.

1.6. Технологические основы получения химических продуктов из синтез-газа и требования к составу и режимным условиям

Основные компоненты синтез-газа – монооксид углерода и водород являются исходными веществами для термохимического каталитического синтеза. При этом в зависимости от целевого продукта получаемый из угля газ должен иметь определенное соотношение исходных компонентов. Вариация режимных параметров газификации позволяет получить газ заданного состава. В связи с этим необходимо применять надежные методики расчета состава и теплотворной способности генераторного газа в зависимости от режимных параметров и исходного состава топлива и окислителя. Для получения различных продуктов из генераторного газа необходимо изучить характеристики исходного сырья и технологические особенности производства различных химических продуктов.

Объемы производства продуктов нефтехимического синтеза с каждым годом увеличиваются, что ведет к росту потребности в исходных соединениях, в том числе в синтез-газе (таблица 1.4)[48].

Таблица 1.4. Потребность в синтез-газе для мирового производства основных нефтехимических продуктов

Продукт	Требуемое соотношение H_2/CO , моль/моль	Объем производства, т/год	Потребность в синтез газе, м ³ /час (н.у.)
Метанол	2:1	160000-1275000	48000-1900000
Уксусная кислота	0:1	275000-545000	18000-36000
Уксусный ангидрид	0:1	90000	3500
Продукты оксосинтеза (спирты, альдегиды, кислоты)	2:1	115000-275000	12000-25000
Фосген	0:1	45000-160000	3500-12000
Муравьиная кислота	0:1	45000	3500
Метилформиат	0:1	9000	600
Пропионовая кислота	0:1	45000-68000	2400-3500
Метилметакрилат	1:1	45000	4700
1,4-Бутандиол	2:1	45000	4700

Метанол

Производство метанола является одним из крупнейших по масштабу и значению. Мировое производство метанола превышает 50 млн.т/год, а в России – порядка 4 млн.т/год. Основной промышленной технологией производства метанола является его синтез из монооксида углерода и водорода. Производство метанола на основе использования угля относится к наилучшим доступным технологиям производства крупнотоннажных органических веществ в РФ и ЕС [48-50].

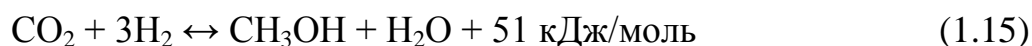
Существуют различные способы получения метанола: сухая перегонка древесины, термическое разложение формиатов, гидрирование метилформиата, омыление метилхлорида, каталитическое неполное окисление метана, каталитическое гидрирование монооксида и диоксида углерода

По техническим и экономическим причинам промышленностью был освоен метод синтеза метанола из монооксида и водорода, который впервые был

разработан в 1913 г. Позднее, в 1923 г., этот процесс был осуществлен в промышленном масштабе в Германии, где получил дальнейшее развитие и освоение [51-52].

Синтез-газ для получения метанола производится путем конверсии углеводородных топлив: природного газа, нефти, мазута, угля и сланцев.

Синтез метанола протекает по каталитическим реакциям взаимодействия водорода и монооксида углерода, а также водорода и диоксида углерода, которые могут идти как в прямом, так и в обратном направлениях, и являются эндотермичными:



Гетерогенный процесс синтеза метанола, протекает на границе раздела твердой (поверхность катализатора) и газообразной (смесь монооксида углерода с водородом и диоксида углерода с водородом) фаз. По этой причине скорость реакции будет определяться не только режимными параметрами и концентрацией реагирующих веществ, но и типом катализатора и состоянием его поверхности. На современных предприятиях имеет место синтез высокого давления (250-350 бар) при температуре 350-400°С на оксидных цинк-хромовых катализаторах и низкого давления (50-100 бар) при температуре 220-270°С на медьсодержащих метанольных катализаторах. Ввиду чувствительности меди к серосодержащим компонентам, необходима глубокая предварительная очистка синтез-газа, к примеру процессом Rectisol. Синтезы под высоким и низким давлением проводятся в двухфазной системе «газовая смесь – твердый катализатор» [53].

В исходном газе мольное соотношение монооксидауглерода к водороду должно составлять 2:1, то есть теоретически необходимо, чтобы газ содержал 33,33 % об. CO и 66,67 % об. H₂. В производственных условиях синтез метанола осуществляют по циркуляционной схеме при отношении CO:H₂ в цикле выше стехиометрического. Поэтому необходимо иметь избыток водорода в исходном газе, т. е. отношение CO:H₂ в нем обычно поддерживают в пределах 0,44-0,66 [54-55]. Количество CO₂ может быть различным в зависимости от метода

получения газа, условий синтеза (давление, температура, состав катализатора синтеза метанола) и изменяется от 1,0 до 15,0 об.%.

В 70-х годах фирмой ChemicalSystems, Inc. (США) разработан процесс получения метанола в трехфазной системе. Синтез осуществляется в суспензии из мелкоизмельченного катализатора и инертной жидкости, сквозь которую под давлением подается синтез-газ, т. е. синтез проводят в системе «газ – катализатор – инертная жидкость». Такая организация процесса способствует равномерному распределению газового потока по сечению реактора, поддержанию профиля температуры по высоте реактора, близкого к изотермическому, и повышению равновесной концентрации метанола в смеси с 5% до 15% [56].

Разработанный процесс предназначается в основном для производства метанола из синтез-газа, полученного газификацией угля, в котором отношение оксида углерода к водороду больше стехиометрического. Трехфазный синтез метанола характеризуется рядом преимуществ: простота конструкции реактора, достаточно равномерное распределение жидкости и газа по площади поперечного сечения реактора, возможность ввода и вывода из системы катализатора без ее остановки, сравнительно низкая осевая диффузия газа и эффективное использование тепла реакции с получением пара. Температурный профиль в реакторе приближается к изотермическому, что позволяет создать благоприятные условия для синтеза метанола. Вследствие высокой степени превращения исходных компонентов за проход реактора в трехфазной системе соотношение циркуляционного газа и исходного свежего составляет 1:1 против 3,5-5,0 в обычных схемах получения метанола при низком давлении. Это позволяет снизить расход электроэнергии на циркуляцию газа в трехфазной системе.

Около 9 % мирового производства метанола основано на газификации угля и тяжелых нефтяных остатков. Метанол является очень важным полупродуктом и исходным сырьем при получении формальдегида, метил-трет-бутилового эфира, уксусной кислоты, растворителей, монометиланилина, диметилтриптамина [51]. В нефтеперерабатывающей промышленности метанол используется в качестве селективного растворителя для очистки бензина от меркаптанов, а также при

выделении толуола. Кроме того, метанол применяется в качестве высокооктановой добавки к топливу, благодаря которой снижается токсичность выхлопных газов; для синтеза протеина (белково-витаминного концентрата), в производстве диметилтерефталата, ядохимикатов, химических средств защиты растений, для производства уксусной и муравьиной кислот. В последнее время метанол используется в качестве агента для переэтерификации рапсового масла в производстве биодизельного горючего [57]. Поскольку стоимость метанола определяется, в основном, стоимостью исходного сырья, то использование более дешевых и доступных его видов может стабилизировать рынок многих химических продуктов и товаров повседневного спроса.

Жидкие синтетические топлива

Первоначально фактически все процессы газификации угля были разработаны с целью преобразования генераторного газа в жидкие синтетические топлива. Синтетические топлива и масла могут быть получены по двум технологиям – «ARGE» и «Synthol». Процесс «ARGE» осуществляется в реакторе с неподвижным слоем, где используются трубки, наполненные кобальтсодержащим катализатором при температуре 230°С и давлении 25-40 бар. Продуктами синтеза являются олефины и парафины, которые в свою очередь используются для производства растворителей и восков, так как они не содержат серы, азота и ароматических углеводородов. Процесс «Synthol» осуществляется в реакторах с псевдооживленным слоем на железосодержащих катализаторах при температуре 320°С и давлении 22-40 бар. Продуктами данного процесса являются богатые ароматическими компонентами углеводороды, которые используются в производстве синтетического бензина и дизельного топлива. В настоящее время предприятия, производящие синтетические углеводороды из угля функционируют в ЮАР (компания Sasol), а из природного газа – в Малайзии (компания Shell)[5,58].

Взаимодействие оксида углерода с водородом в процессе Фишера-Тропша представляет собой комплекс сложных параллельных и последовательных

реакций. После хемосорбции CO и H₂ на катализаторе протекает реакция гидрирования, которая характеризует начало роста углеводородной цепи:



где $-\text{[CH}_2\text{]}-$ является основной структурной единицей роста углеводородной цепи.

Состав продуктов синтеза зависит от катализатора, режимных параметров процесса и состава синтез-газа.

Таблица 1.5. Характеристики процессов по методу Фишера-Тропша

Параметры процесса	«ARGE»	«Synthol»
Температура, °С	220-240	320-330
Давление, бар	25	22
Отношение CO/H ₂ (мольное)	0,6	0,4
Состав продуктов, % масс.		
C ₁	7,8	13,1
C ₂	3,2	10,2
C ₃	6,1	16,2
C ₄	4,9	13,2
C ₅ -C ₁₁	24,8	33,4
C ₁₂ -C ₂₀	14,7	5,1
C ₂₀₊	36,2	-
O-содержащие продукты	2,3	8,8

В таблице C₁ - C₂₀₊ – количество углерода в молекуле углеводорода.

В процессе каталитического гидрирования образуются как насыщенные, так и ненасыщенные углеводороды, преимущественно с прямой цепью. Из продуктов синтеза производят низшие углеводороды, бензин, дизельное топливо, парафины, спирты, кетоны, органические кислоты [59-60].

Монооксид углерода

Применение монооксида углерода не ограничивается использованием его в составе синтез-газа, он также необходим для получения уксусной кислоты, фосгена (промежуточный продукт при производстве полиуретана и муравьиной

кислоты)[5], в качестве восстановителя в металлургии, для получения разветвленных и ненасыщенных карбоновых кислот и в других областях химической промышленности[61]. Определенное место в применении СО занимает синтез оксоспиртов, низшие из которых (до C_5) используются в качестве растворителей, а высшие как пластификаторы и в производстве синтетических моющих средств. Для получения спиртов необходимым является соотношение $CO/H_2 = 1$. Монооксид не подлежит хранению и транспортированию ввиду его токсичности, поэтому предприятие по его производству должно находиться вблизи расположения его применения [62]. В промышленности СО получают отделением его от других газообразных продуктов газификации топлив. Добавление диоксида углерода в процессе термической переработки угля позволяет получить газ с высоким содержанием целевого продукта: $C + CO_2 \rightarrow 2CO$.

Выделение монооксида углерода из смеси газов осуществляется конденсацией при низкотемпературном разделении смеси в жидкой фазе или селективной абсорбцией. Каталитическим метанированием СО получают газ – заменитель природного[53].

Аммиак

Мировое производство аммиака составляет более 109 млн.т/год и входит в перечень наилучших доступных технологий крупнотоннажного производства неорганических веществ. Производство аммиака, основанное на газификации угля, составляет около 13,5% от всего объема, в основном его получают паровой конверсией природного газа – 77%, также частично его получают паровой конверсией попутного газа и неполным окислением тяжелых углеводородных фракций. [63]. Аммиак является сырьем для производства азотсодержащих удобрений и кислот. Генераторный газ для производства должен быть предварительно очищен от смол и взвешенных частиц и обессерен. Получение аммиака из синтез-газа основывается на каталитических процессах паровой конверсии оксида углерода с целью получения водорода, последующей отмывкой

смеси газов от диоксида углерода и метанирования азотом, полученным из атмосферного воздуха: $3\text{H}_2 + \text{N}_2 \rightarrow 2\text{NH}_3$. Необходимо обеспечить мольное соотношение $\text{N}_2/\text{H}_2 = 1/3$ [5].

Для производства аммиака в настоящее время используют 2 типа коммерциализированных газогенераторов, основанных на газификации угольного топлива в потоке и в псевдооживленном слое. Эти технологии применяются в диапазоне давлений 30-80 бар. Газификация в потоке в основном соответствует концепции частичного окисления тяжелых углеводородов и проводится в резервуаре под давлением. Отличие от технологии неполного окисления углеводородных фракций, где требуется 38 ГДж первичной энергии на тонну аммиака, главным образом в методе введения сырья в газогенератор. Уголь поступает в газогенератор или в виде сухой пыли с помощью воронок-затворов и роторных питателей или вводится в виде концентрированной водоугольной суспензии с помощью возвратно-поступательного насоса. Направление потока и использование котлов-утилизаторов и их степень интеграции в процесс могут отличаться в отдельных стадиях, таких как обеспечение сбора и удаления шлака из нижней части газификатора. Разделение сырого газа, содержащего некоторое количество взвешенных частиц очень похоже на удаление углерода при газификации тяжелых углеводородов. Температура реакции примерно 1500 °С. Сырой газ содержит небольшое количество метана, умеренное количество CO_2 и отношение CO/H_2 больше 1 [63].

Выводы по главе 1

На основе анализа известных методов газификации различных углеводородных топлив можно заключить:

- наиболее эффективным с точки зрения достижения высокой степени газификации и возможности изменения режимных параметров является поточный процесс, поскольку он позволяет обеспечить степень преобразования органической массы до 99% и отсутствие смол в продуктах газификации;

- для достижения заданного состава синтез-газа по содержанию монооксида углерода и водорода наиболее приемлемой является газификация водоугольного топлива;

- при большом разнообразии конструкций газогенераторов, которые разработаны на основе экспериментов и опытно-промышленных испытаний, отсутствует методика расчета поточного газогенератора, на основе которой может быть разработан типоразмерный ряд промышленных реакторов газификации для переработки различных видов углей;

В связи с вышеизложенным в данной работе необходимо разработать методику конструктивного расчета газогенератора на основе исследования физико-химических закономерностей образования синтез-газа из углей и ВУТ.

ГЛАВА 2. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ ЗАКОНОМЕРНОСТИ ГАЗИФИКАЦИИ ВОДОУГОЛЬНОГО ТОПЛИВА

2.1. Термическое преобразование органической массы топлива

Начальный этап процесса газификации характеризуется выходом влаги и летучих компонентов топлива [31]. Для расчета количества летучих компонентов, которые представляют собой CO, CO₂, H₂, H₂O, CH₄, H₂S предложена система уравнений (2.1), которая включает балансовые уравнения по компонентам топлива – углероду, водороду и кислороду, а также массовые и количественные равенства:

$$\begin{aligned} \frac{g_m \cdot \omega^{H^2}}{M_{H_2}} &= v_{H_2} + v_{H_2O} + v_{CH_4}; \\ \frac{g_m \cdot \omega^{C^2} \cdot \omega^{C^{лет}}}{M_C} &= v_{CO} + v_{CO_2} + v_{CH_4}; \\ \frac{g_m \cdot \omega^{O^2}}{M_{O_2}} &= v_{CO} + v_{H_2O} + v_{CO_2}; \end{aligned} \quad (2.1)$$

$$M_{CO} \cdot v_{CO} + M_{H_2O} \cdot v_{H_2O} + M_{CO_2} \cdot v_{CO_2} + M_{H_2} \cdot v_{H_2} + M_{CH_4} \cdot v_{CH_4} = g_m \cdot V_{лет}^P;$$

$$v_{CO} + v_{H_2O} + v_{CO_2} + v_{H_2} + v_{CH_4} = v_{лет}$$

где g_m – расход топлива, кг/час; ω^{C^2} – доля углерода в горючей массе топлива; $\omega^{C^{лет}}$ – доля углерода в составе летучих компонентов; ω^{H^2} – доля водорода в горючей массе топлива; ω^{O^2} – доля кислорода в горючей массе топлива; M_C , M_{H_2} , M_{O_2} – молярные массы углерода, водорода, кислорода, соответственно, кг/моль; v_{CO} , v_{CO_2} , v_{H_2} , v_{H_2O} , v_{CH_4} – количества монооксида углерода, диоксида углерода, водорода, воды и метана, соответственно, моль; M_{CO} , M_{CO_2} , M_{H_2} , M_{H_2O} , M_{CH_4} – молярные массы монооксида углерода, диоксида углерода, водорода, воды и метана, соответственно, кг/моль; $V_{лет}^P$ – выход летучих компонентов на рабочую массу; $v_{лет}$ – количество летучих компонентов, моль.

Количество сероводорода, моль, определяется по выражению $\frac{g_m \cdot \omega^{S^2}}{M_S} = v_{H_2S}$

,где ω^{S^2} – доля серы в горючей массе топлива, M_{S_2} – молярная масса серы.

Решение системы уравнений было произведено методом последовательных приближений с заданием плотности смеси летучих веществ и ее последующей проверкой по уравнению Менделеева-Клапейрона с поправкой на реальный газ:

$$\rho = z \cdot \frac{P \cdot m}{\nu \cdot R \cdot T}, \quad (2.2)$$

где $z = \frac{P \cdot V_m}{R \cdot T}$, – коэффициент сжимаемости, ρ – плотность газовой смеси летучих компонентов, кг/м³, P – давление, Па, m – масса летучих компонентов, кг, ν – количество летучих компонентов, моль, $R = 8,314$ Дж/моль·К – универсальная газовая постоянная, T – температура, К, V_m – молярный объем газа, м³/моль.

Реакции газификации угля и водоугольного топлива представляют собой совокупность гомогенных и гетерогенных взаимодействий парогазовой фазы и коксового остатка [64-65]. Однако данное представление не учитывает механизм гетерогенного взаимодействия газообразных компонентов (влаги топлива и летучих компонентов, образовавшихся на начальных стадиях процесса газификации, а также окислителя) с коксовым остатком, в результате которого образуется синтез-газ

Органическая масса угля имеет сложную структуру и состоит из молекул различных групп соединений (кислородсодержащих, серосодержащих, азотсодержащих, углеводородов). В литературе представлены различные пространственные модели угольного вещества, наиболее реальной из которых является модель, предложенная Ван-Кревеленом (рис. 2.1) [66].

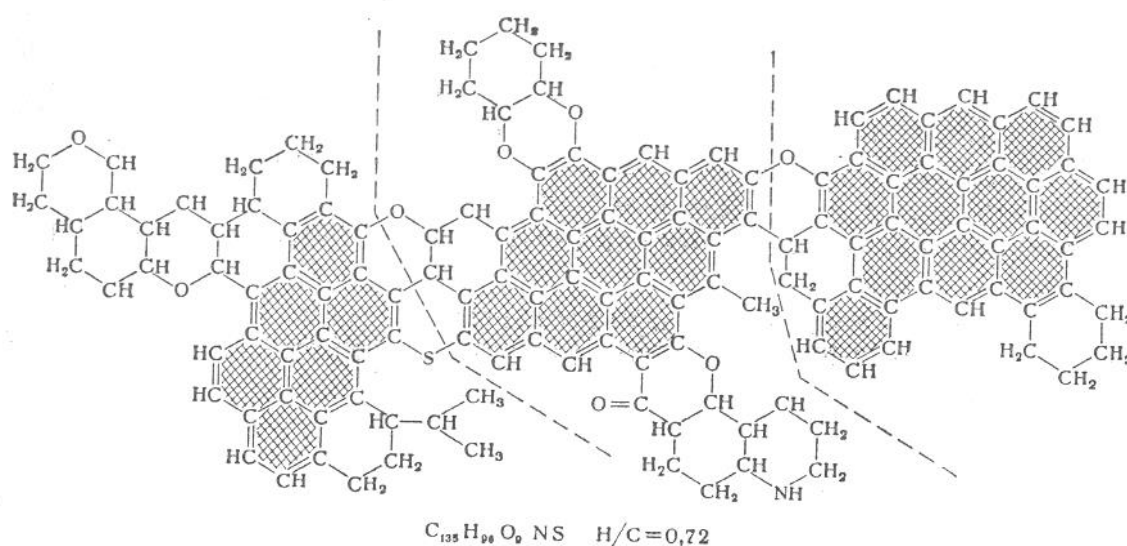


Рис. 2.1. Модель органической массы угля Ван Кревелена (1953г.)

По мнению Ван Кревелена, молекула угольного вещества не плоская и отдельные структурные единицы не являются точным подобием друг друга, как в обычных высокомолекулярных полимерах. Согласно его утверждению макромолекула угольного вещества построена из различных элементарных структурных единиц, которые на схеме разделены пунктирными линиями.

При термическом разложении разрыв молекулы происходит по наиболее слабым связям, обозначенным пунктирными линиями. Ван Кревелен предполагает, что в начальной стадии углеобразования витреновые вещества состоят из сравнительно малых по размерам конденсированных ароматических сеток, связанных между собой концевыми мостиковыми структурами, не имеющими ароматического характера. Подобная структура макромолекулы должна иметь три измерения. По мере углубления метаморфизма мостиковые структуры претерпевают глубокие превращения, которые приводят к увеличению степени конденсированности ароматических систем. Необходимо отметить, что витреновые вещества составляют основную часть органической массы угля в количественном соотношении – 74-83%, содержание экзинита – 0-4%, инертинита (суммарное содержание микринита, семифюзинита, фюзинита и склеротинита) – 8-13% [67]. Модель Ван Кревелена не лишена недостатков, тем не менее, она считается самой совершенной из всех предложенных до сих пор [68].

Использование данной модели позволяет обосновать структуру кокса, который образуется в процессе термической переработки угля.

Принято считать, что кокс практически полностью состоит из углерода и его содержание в горючей массе достигает 96 % [69]. Углерод входит в состав сложных органических соединений, определение состава которых будет способствовать формированию целостного представления о процессах термической переработки твердых ископаемых углеводородов.

Рассчитано, что в состав кокса, который образуется на стадии выхода летучих компонентов в процессе газификации, входят следующие вещества с соответствующим массовым содержанием: 1,3,5-трифенилбензол (8%), тетрафенилметан (9%), пентафенилэтан (11%), гексафенилэтан (13%), рубрен (15%) и бензохинолин (10%) [70]. Оставшиеся компоненты представляют собой конденсированные углеводороды, массовое содержание каждого из которых составляет менее 6%. Их термическое разложение протекает аналогично бензохинолину, поэтому в работе не рассматривается. Молекулярная структура перечисленных соединений представлена на рис. 2.2.

В зоне газификации благодаря высокой температуре многоядерные ароматические соединения, входящие в состав кокса, подвергаются разложению с образованием бензола, метана, а также тетрацена в случае разложения рубрена. Донором водорода могут служить ароматические молекулы, деструктурирующие в ходе термолиза, а также метан, образующийся на начальном этапе газификации (выход летучих компонентов), при взаимодействии с водяным паром.

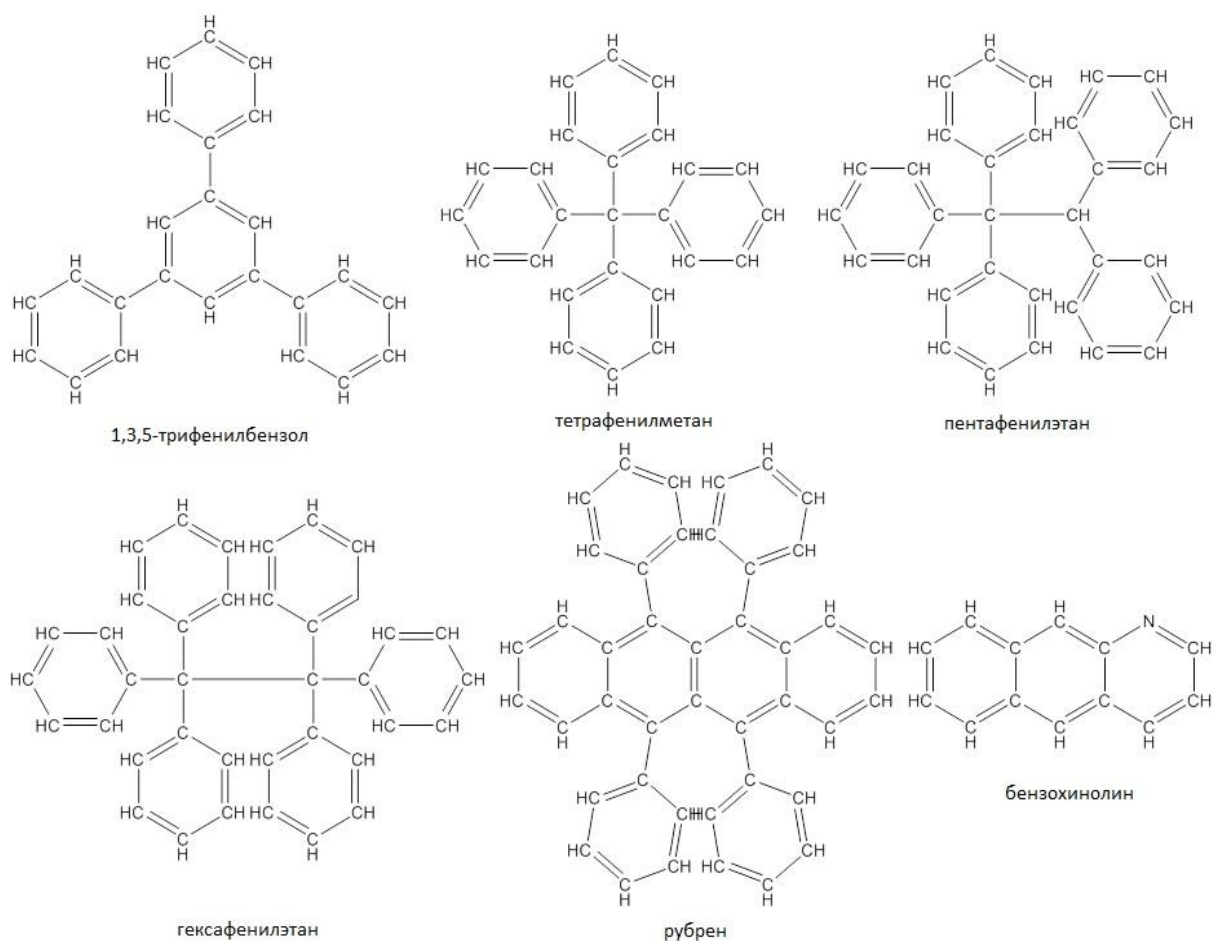


Рис. 2.2. Молекулярная структура веществ, моделирующих органическую массу кокса

Предложенный механизм разложения многоядерных ароматических соединений основывается на возможности разрыва определенной связи в молекуле, исходя из величин энергии разрыва связи, представленных в таблице 2.1 [71].

Таблица 2.1. Энергия разрыва связи в молекулах углеводородов

Вид связи	Тип соединения	Энергия разрыва связи, D_{298} , кДж/моль
$C_{ар}-C_{ар}$	$C_6H_5-CH_2C_6H_5$	383,7
$C_{ар}-C_{ал}$	$C_6H_5-CH_3$	427
$C_{ар}-C_{ал}$	$C_6H_5-(CH_2)_n-CH_3$	296
$C_{ар}-C_{ар}$	$C_6H_5-C_6H_5$	478
$C_{ар}-C_{ар}$	C_6-C_6	620

где $C_{ар}$ обозначает связь с фенильным радикалом, $C_{ал}$ – связь с алкильным радикалом.

Согласно этим данным, во всех представленных на рис. 2.2 веществах сначала разрывается наиболее слабая связь между углеродом и фенильным радикалом, как, например, в молекуле тетрафенилметана (рисунок 2.3).

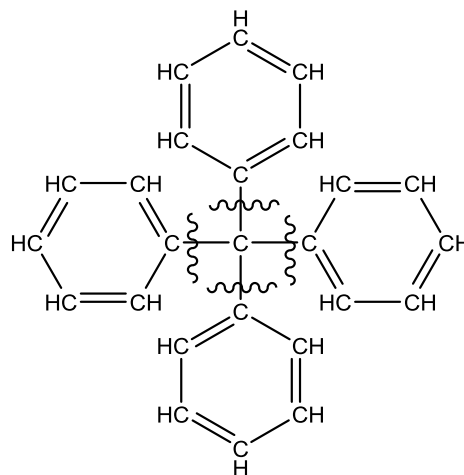
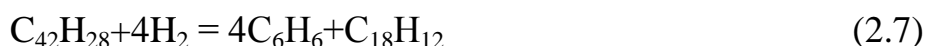
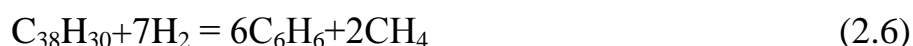


Рисунок 2.3. Разрыв связей в молекуле тетрафенилметана

В результате разложение соединений, входящих в состав кокса, идет по следующим реакциям с участием водорода:



Углеводороды, являющиеся продуктами реакций (2.3)-(2.7) затем реагируют с окислителем с образованием продуктов полного окисления. Дальнейшее термическое разложение и окисление бензола в процессе газификации может идти различными путями. Один из вариантов предполагает деструкцию бензола с образованием метана, водорода и конденсированного углерода, который затем газифицируется с получением оксидов углерода при кислородной газификации или монооксида углерода и водорода при паровой газификации.

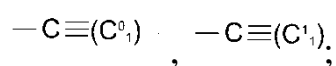
Однако, при использовании в качестве окислителя кислорода может быть реализован и другой вариант, связанный с наличием минеральной части,

содержащей определенное количество ванадия [72], который при взаимодействии с кислородом окисляется до оксида ванадия V_2O_5 , в результате чего имеет место каталитическое окисление образовавшегося бензола при температуре 350–400°C [73].

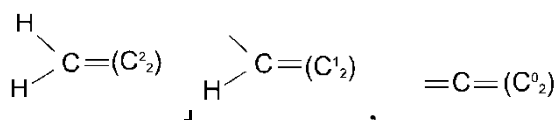
Расчет термодинамических функций соединений, входящих в состав кокса и образовавшихся в результате реакций (2.3)-(2.7) проводился по аддитивной методике, предложенной в работе [66] и опробованной ранее при расчете термодинамических и кинетических параметров процесса пиролиза и гидрогенолиза бурых углей [70].

Для расчета термодинамических функций углеводородов определялся набор параметров в зависимости от гибридных состояний углеродных атомов и числа атомов водорода, связанных с ними химической связью. Углеводороды произвольной структуры состоят из девяти типов структурных групп следующего вида:

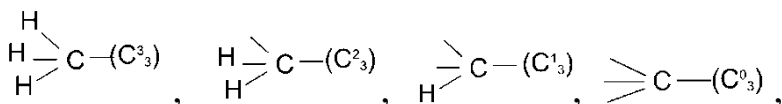
при C_{sp}



при C_{sp}^2



при C_{sp}^3



где С -углеродный атом, находящийся в i -м гибридном состоянии ($i= 1,2,3$), j -число атомов водорода, связанных с ним химической связью ($j=0, 1, 2, 3$). Гетероатомы рассматриваются при этом в составе функциональных групп.

На основе данной методики были рассчитаны термодинамические функции индивидуальных соединений, а затем на их основе были получены значения энергии Гиббса реакций разложения веществ, входящих в состав кокса в

диапазоне температур 800-1400°C, характеризующие возможность протекания процесса в прямом направлении.

Изменения энтальпии ΔH_M и энтропии ΔS_M молекулы в зависимости от температуры вычислялись по известным формулам [66]:

$$\begin{aligned}\Delta H(T) &= \Delta H_{298} + \alpha(T - 298) + \frac{\beta}{2}[T^2 - 298^2] + \frac{\chi}{3}[T^3 - 298^3] \\ \Delta S(T) &= \Delta S_{298} + \alpha \ln \frac{T}{298} + \beta(T - 298) + \frac{\chi}{2}[T^2 - 298^2]\end{aligned}\quad (2.8)$$

где ΔH_{298} – энтальпия вещества при стандартных условиях ($T=298$ К, $p=1$ атм);

$\Delta C_{p,M}$ – теплоемкость; ΔS_{298} – энтропия вещества при стандартных условиях;

$\alpha = \sum_{\mu} a_{\mu}$; $\beta = \sum_{\mu} b_{\mu}$ и $\chi = \sum_{\mu} c_{\mu}$ – коэффициенты, которые определяются по данным,

представленным в работе [11] для каждого структурного фрагмента, выделенного в соединениях, моделирующих органическую массу кокса.

Свободная энергия Гиббса ΔG вычислялась по формуле:

$$\Delta G(T) = \Delta H(T) - T\Delta S(T) \quad (2.9)$$

Таким образом, в результате предложенных реакций разложения соединений, входящих в состав кокса, для которых были выделены структурные фрагменты (табл. 2.2) и рассчитаны термодинамические параметры (табл. 2.3), а также выявлены пути образования компонентов генераторного газа.

Таблица 2.2. Структурные фрагменты веществ, моделирующих органическую массу угля

Исходное соединение	Структурные фрагменты			
	AC ₂ ⁰	AC ₂ ¹	C ₃ ⁰	C ₃ ¹
1,3,5-трифенилбензол	6	18	0	0
Тетрафенилметан	4	20	1	0
Пентафенилэтан	5	25	1	1
Гексафенилэтан	6	30	2	0
Рубрен	14	28	0	0

Таблица 2.3. Термодинамические характеристики термического разложения
кокса

Реакция	Энтальпия реакции, $\Delta H(T)$, кДж/моль	Энтропия реакции, $\Delta S(T)$, Дж/моль·К	Энергия Гиббса, ΔG , кДж/моль
$C_{24}H_{18} + 3H_2 = 4C_6H_6^*$	-38.3	-67.1	-4.75
$C_{25}H_{20} + 4H_2 = 4C_6H_6 + CH_4$	-104.7	25.49	-147.34
$C_{32}H_{26} + 6H_2 = 5C_6H_6 + 2CH_4$	-180.91	57.56	-277.21
$C_{38}H_{30} + 7H_2 = 6C_6H_6 + 2CH_4$	-196.64	73.28	-319.23
$C_{42}H_{28} + 4H_2 = 4C_6H_6 + C_{18}H_{12}^*$	-51.08	-89.6	-6.28

* Реакции разложения идут при 227°C

Общим моментом для реакций (2.3)-(2.7) является образование бензола, для которого предложены два варианта дальнейшего разложения – деструкция с образованием метана, водорода и конденсированного углерода и каталитическое окисление с получением в качестве промежуточных продуктов малеинового ангидрида, малеиновой и акриловой кислот. В процессе газификации создаются условия для реализации обоих вариантов, поэтому они могут рассматриваться в качестве равноценных в том случае, если минеральная часть угля содержит ванадий, который, окисляясь до оксида ванадия, служит катализатором процесса.

Отрицательное значение энергии Гиббса доказывает возможность протекания реакций при условиях, характерных для газификации в потоке – в диапазоне температур 800-1400°C и атмосферном давлении.

С целью определения равновесных концентраций продуктов реакций газификации, были определены скорости обратимых и необратимых реакций r , моль/(м³·с), как изменение концентраций компонентов по времени:

$$\frac{dc_i}{d\tau} = b_i r, \quad (2.10)$$

где c_i – молярная концентрация компонентов, моль/м³ b_i – стехиометрический коэффициент.

Для необратимых реакций в общем случае скорость реакции определяется как:

$$r_j = k_j^f \prod c_i^{-bij}, \quad (2.11)$$

Для обратимых реакций:

$$r_j = k_j^f \prod c_i^{-bij} - k_j^r \prod c_i^{bij}, \quad (2.12)$$

где k^f , k^r – константы скорости прямой и обратной реакции, соответственно.

При этом для обратимых реакций константа скорости обратной реакции определяется через константу равновесия K_{eq0} :

$$k^r = k^f / K_{eq0} \quad (2.13)$$

Температурная зависимость константы скорости реакции k описывается уравнением Аррениуса:

$$k_j = A_j \exp(-E_{aj} / RT) \quad (2.14)$$

где A_i – фактор столкновения (предэкспоненциальный множитель), s^{-1} , E_{ai} – энергия активации, Дж/моль.

Константа равновесия K_{eq0} определяется с учетом термодинамических параметров реакций по выражению:

$$K_{eq0j} = \exp(-H_j / (RT) + S_j / R) \quad (2.15)$$

Термодинамические параметры реакций определяются как разность с суммы термодинамических функций продуктов реакции и суммы термодинамических функций исходных компонентов реакции:

$$H_j = \sum b_{ij} h_i - \sum (-b_{ij}) h_i, \quad (2.16)$$

$$S_j = \sum b_{ij} s_i - \sum (-b_{ij}) s_i, \quad (2.17)$$

где H_j , h_i – энтальпия реакции и компонентов реакции, соответственно, Дж/моль; S_j , s_i – энтропия реакции и компонентов реакции, соответственно, Дж/(моль·К).

Термодинамические функции веществ – теплоемкость, энтальпия и энтропия, определяются по следующим температурным зависимостям:

$$C_{pi} = R(a_1 + a_2 T + a_3 T^2 + a_4 T^3 + a_5 T^4), \quad (2.18)$$

$$h_i = R(a_1 T + \frac{a_2}{2} T^2 + \frac{a_3}{3} T^3 + \frac{a_4}{4} T^4 + \frac{a_5}{5} T^5 + a_6), \quad (2.19)$$

$$s_i = R(a_1 \ln T + a_2 T + \frac{a_3}{2} T^2 + \frac{a_4}{3} T^3 + \frac{a_5}{4} T^4 + a_7), \quad (2.20)$$

где $a_1 \dots a_8$ – полиномы NASA, представленные в таблице 2.4 [74].

Таблица 2.4. Коэффициенты для расчета термодинамических функций

Компонент реакции	a_1	a_2	a_3	a_4	a_5	a_6	a_7
H_2	3,34	$-4,94 \cdot 10^{-5}$	$4,99 \cdot 10^{-7}$	$-1,79 \cdot 10^{-10}$	$2,00 \cdot 10^{-14}$	-950,16	-3,20
H_2O	3,03	0,002	$-1,64 \cdot 10^{-7}$	$-9,7 \cdot 10^{-11}$	$1,68 \cdot 10^{-14}$	-30004,29	4,96
CH_4	0,07	0,01	$-5,73 \cdot 10^{-6}$	$1,22 \cdot 10^{-9}$	$-1,02 \cdot 10^{-13}$	-9468,34	18,43
CO_2	3,86	0,004	$-2,21 \cdot 10^{-6}$	$5,23 \cdot 10^{-10}$	$-4,72 \cdot 10^{-14}$	-48759,16	2,27
CO	2,71	0,002	$-9,98 \cdot 10^{-7}$	$2,3 \cdot 10^{-10}$	$-2,03 \cdot 10^{-14}$	-14151,87	7,82
C	2,49	$4,79 \cdot 10^{-5}$	$7,24 \cdot 10^{-8}$	$3,74 \cdot 10^{-11}$	$-4,87 \cdot 10^{-15}$	85451,29	4,88

Для упрощения расчетов при использовании различных методов и прикладных программ реакции газификации представляют в виде упрощенных реакций, представленных в таблице 2.5.

Таблица 2.5. Химические реакции газификации и кинетические константы

№ п/п	Уравнения реакций, j	Энергия активации, E_{aj} , Дж/моль	Фактор столкновения, A_j , c^{-1}
1	$C + O_2 = CO_2$	113000	11000
2	$2C + O_2 = 2CO$	118000	12000
3	$C + H_2O = CO + H_2$	155226	$1,05 \cdot 10^6$
4	$C + 2H_2O = CO_2 + 2H_2$	181400	$1,6 \cdot 10^6$
5	$C + 2H_2 = CH_4$	113000	1000
6	$C + CO_2 = 2CO$	214000	790000
7	$2CO + O_2 = 2CO_2$	42700	222
8	$CO + H_2O = CO_2 + H_2$	138300	$4,2 \cdot 10^7$
9	$CH_4 + CO_2 = 2CO + 2H_2$	195300	100000
10	$CH_4 + H_2O = CO + 3H_2$	138300	$4,2 \cdot 10^7$

С целью определения режимных параметров, при которых образуется синтез-газ определенного состава (для дальнейшей его переработки в продукты термохимического каталитического синтеза), уголь рассматривается в качестве гетерогенной смеси коксового остатка и летучих компонентов, и не учитывается

содержание в топливе неосновных компонентов – азота и серы, которые в совокупности составляют не более 5%. Реакции, представленные в таблице 2.5, описывают взаимодействие твердых и газообразных компонентов топлива и окислителя в процессе газификации

Уравнения 1-6 описывают гетерогенные реакции образования газообразных компонентов синте-газа. Одновременно учитывается, что первичные продукты газификации, например CO_2 , могут в дальнейшем взаимодействовать с углеродом, еще находящимся в реакционном объеме.

Уравнения 7-10 представляют собой гомогенные превращения первоначально образовавшихся летучих компонентов топлива и реакции взаимодействия образующихся в процессе газификации газообразных веществ.

Уравнения 1-10 описывают процессы, происходящие в газогенераторе, с достаточной полнотой. Приведенные уравнения не учитывают образования углеводородов C_2 и выше. Однако это ограничение обосновано тем, что реакции газификации протекают со скоростью, достаточной для технических целей, и при таких высоких температурах, когда образование высших углеводородов практически исключается.

Для бескислородной газификации ВУТ характерно протекание реакций 3, 4, 5, 6, 8, 9, 10, представленные в таблице 2.5.

Таким образом, скорости данных реакций, определяются по следующим выражениям:

$$r_3 = A_3 \exp(-E_3 / RT) \cdot c_{\text{H}_2\text{O}} \cdot c_{\text{C}} \quad (2.21)$$

$$r_4 = A_4 \exp(-E_4 / RT) \cdot c_{\text{H}_2\text{O}}^2 \cdot c_{\text{C}} \quad (2.22)$$

$$r_5 = A_5 \exp(-E_5 / RT) \cdot c_{\text{H}_2}^2 \cdot c_{\text{C}} \quad (2.23)$$

$$r_6 = A_6 \exp(-E_6 / RT) \cdot c_{\text{CO}_2} \cdot c_{\text{C}} \quad (2.24)$$

$$r_8 = A_8 \exp(-E_8 / RT) \cdot c_{\text{H}_2\text{O}} \cdot c_{\text{CO}} - \frac{A_8 \exp(-E_8 / RT)}{K_{\text{eq8}}} \cdot c_{\text{CO}_2} \cdot c_{\text{H}_2} \quad (2.25)$$

$$r_9 = A_9 \exp(-E_9 / RT) \cdot c_{CH_4} \cdot c_{CO_2} - \frac{A_9 \exp(-E_9 / RT)}{K_{eq9}} \cdot c_{CO}^2 \cdot c_{H_2}^2 \quad (2.26)$$

$$r_{10} = A_{10} \exp(-E_{10} / RT) \cdot c_{CH_4} \cdot c_{H_2O} - \frac{A_{10} \exp(-E_{10} / RT)}{K_{eq10}} \cdot c_{CO} \cdot c_{H_2}^3 \quad (2.27)$$

Расчет скоростей реакций производится для 3-й условной зоны газогенератора – термохимического превращения компонентов парогазовой смеси. Молярные концентрации компонентов c_i определены по системе уравнений 2.1.

2.2. Результаты численных исследований состава и свойств синтез-газа

Состав и свойства синтез-газа были рассчитаны с использованием программного комплекса Comsol Multiphysics для различных марок углей и температурного диапазона с учетом вышеизложенных физико-химических закономерностей процесса.

В таблице 2.5 представлены состав и свойства углей различных марок, которые добываются на крупных действующих и перспективных с точки зрения разработки в ближайшее время месторождениях РФ [75].

Таблица 2.5. Состав и свойства углей различных марок

Угли	C _г , %	H _г , %	O _г , %	N _г , %	S _г , %	A _р , %	W _р , %	V _г , %
Соколовский ДГ	80,9	5,8	9,7	1,5	0,3	15,9	10	42,9
Бейский Д	80,2	5,35	11,8	2,2	0,71	14,4	13	41,4
Олонь-Шибирский Д	80	6,9	10	1,9	0,48	18,7	11	45
Ирша-Бородинский Б	72	5	20,8	1,3	0,9	10,2	32	49
Ургальский Г	79	6	14	0,9	0,4	31,6	8,4	42,5

Для различных углей и водоугольных топлив были рассчитаны состав синтез-газа, соотношение целевых компонентов (CO и H₂) для оценки возможности использования его в качестве исходного газа при термохимическом синтезе.

Состав сухого синтез-газа, полученного при кислородной газификации различных углей, рассчитанный с использованием предложенной математической модели и прикладного пакета Comsol Multiphysics представлен в таблице 2.6.

Таблица 2.6. Состав сухого синтез-газа, полученный при численных исследованиях, % об.

Состав синтез-газа	Марка угля				
	Бейский Д	Ирша-Бородинский Б	Соколовский ДГ	Олонь-Шибирский Д	Ургальский Г
CO	54,58	48,20	53,55	62,11	54,47
H ₂	41,60	49,80	43,76	34,50	41,63
CO ₂	3,82	2,00	2,69	3,39	3,90

Составы газов, полученных при реализации различных технологий газификации в потоке представлены в таблице 2.7.

Таблица 2.7. Состав сухого синтез-газа, полученный при реализации промышленных процессов, % об [31].

Состав синтез-газа	Технология газификации в потоке							
	Koppers-Totzek	Texaco	Prenflo	Shell	Siemens	E-Gas	Siemens (SFG)	INCI
CO	50-60	41	22	61	45-50	13,9	64	51,9
H ₂	29-34	29	60.5	29	35-39	41,3	27	31,1
CO ₂	10-11	11	3,9	1,1	10-12	28,2	3	12

Приведенные данные показывают, что при определении состава синтез-газа предложенным численным методом полученные результаты коррелируют с результатами, полученными при эксплуатации промышленных установок. Различие составов газов объясняется составом углей и окислителя и режимными параметрами процесса, что для многих зарубежных технологий является коммерческой тайной. Наиболее близкий состав синтез-газа по сравнению с расчетным получают по технологии Shell и Siemens (SFG) – в данных процессах,

как и в расчетном методе, синтез-газ получают путем кислородной газификации угольной пыли в потоке. Таким образом, определение состава синтез-газа с учетом предварительного расчета состава и количества летучих компонентов топлива, а также кинетических и термодинамических характеристик в зоне термохимического реагирования компонентов смеси является надежным методом, в котором расчетным путем определяется состав и количество синтез-газа, образовавшегося в результате химического взаимодействия компонентов гетерогенной топливно-окислительной смеси – коксового остатка, летучих компонентов и окислителя.

На рис. 2.4 представлено время превращения компонентов смеси в зависимости от температуры процесса. Поточный процесс целесообразно проводить при температуре выше 850°C ввиду того, что частица топлива пребывает в потоке незначительное время, что и подтверждает опыт промышленной реализации процесса. Температура процесса оказывает значительное влияние на время протекания процесса химического реагирования компонентов смеси. Повышение температуры в диапазоне от 800°C до 870°C ведет к значительному уменьшению времени протекания реакций газификации, а дальнейшее повышение температуры для случая газификации ВУТ приводит только к незначительному выигрышу по времени. Следует отметить, что при достижении температуры в объеме газогенератора порядка 877°C (1150K) в процессе газификации ВУТ, время превращения компонентов смеси становится приемлемым для промышленных процессов, а дальнейшее повышение температуры в рамках аллотермического процесса бескислородной газификации ВУТ является излишне энергозатратным.

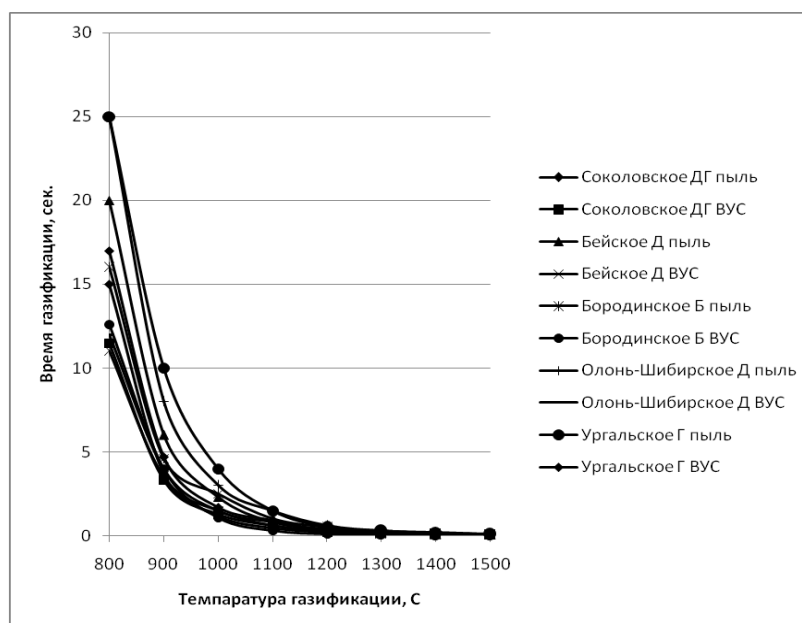


Рис. 2.4. Время превращения компонентов смеси

Для использования синтез-газа в качестве исходного сырья для производства широкого спектра химической продукции необходимым является значительное содержание смеси монооксида углерода и водорода в получаемом газе, а также их мольное соотношение в пределах 0,4-0,6.

На рис. 2.5 представлен график содержания водорода в синтез-газе, полученном при газификации различных углей и ВУТ. При бескислородной газификации ВУТ (в качестве окислителя выступает пар, образовавшийся на этапе испарения влаги ВУТ) водорода образуется больше вследствие протекания реакций паровой конверсии. При этом, максимальное содержание водорода достигается в диапазоне температур 800-1000°C.

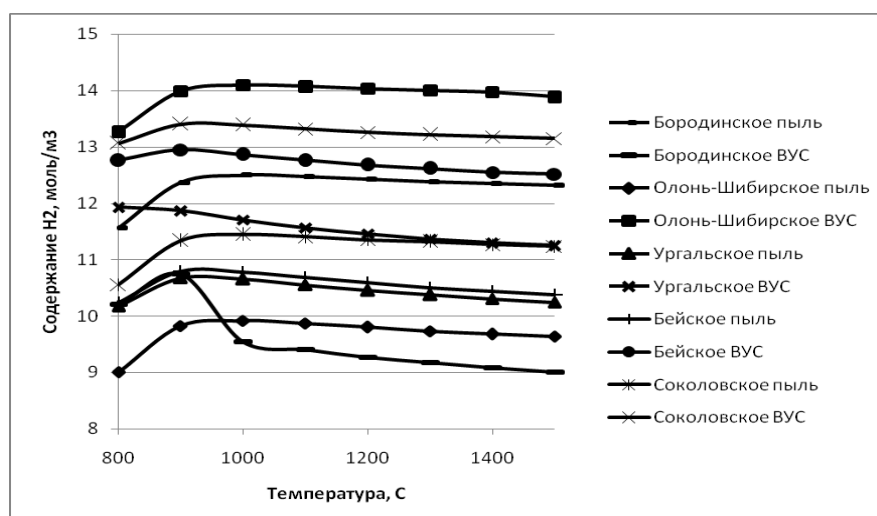


Рис. 2.5. Содержание водорода в синтез-газе

На рис.2.6 показано содержание монооксида углерода в генераторном газе в зависимости от температуры газификации. Как и в случае с содержанием водорода, температура не оказывает сильного влияния на содержание монооксида углерода в газе. При этом, при кислородной газификации угольной пыли, искомого компонента образуется больше, однако состав такого газа не удовлетворяет требованиям для дальнейшего термохимического преобразования генераторного газа (синтез-газа) в химические продукты.

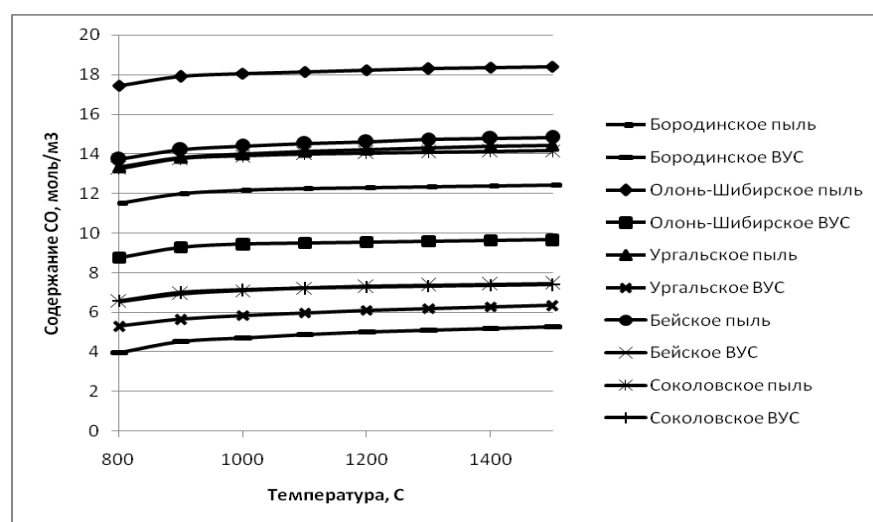


Рис. 2.6 Содержание монооксида углерода в синтез-газе

Как видно из рисунка 2.7, состав синтез-газа, полученного при газификации ВУТ, соответствует требованиям, предъявляемым к газу, который будет использоваться в качестве исходного сырья в термохимическом каталитическом синтезе широкого спектра химических продуктов, а синтез-газ, полученный при кислородной газификации угольной пыли имеет ограничения в использовании.

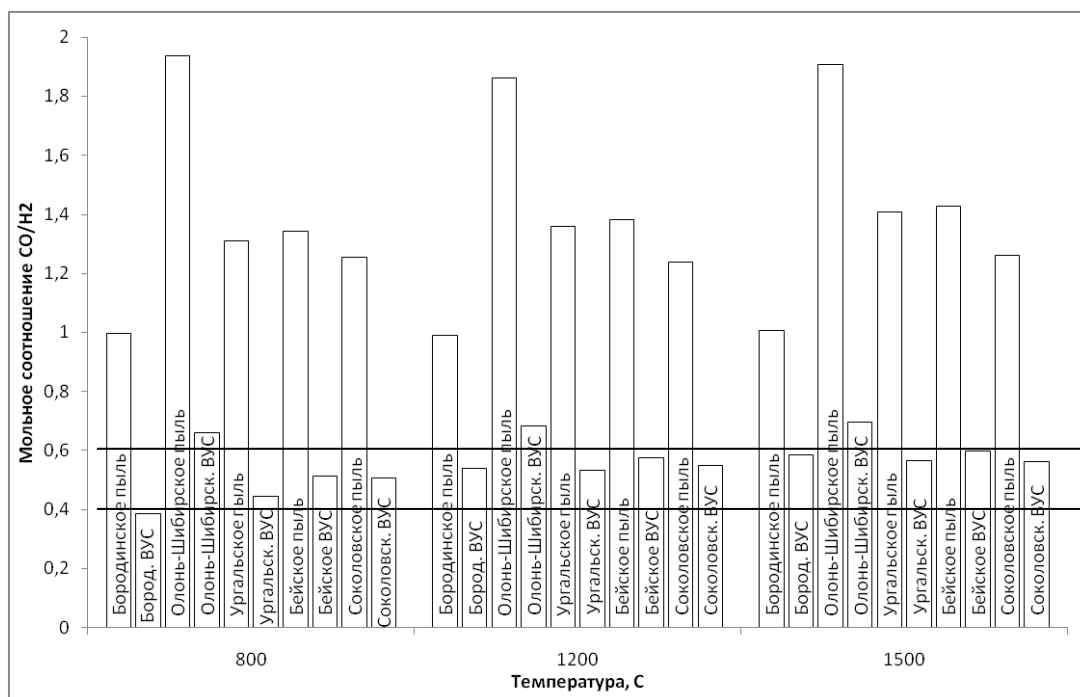


Рис. 2.7 Мольное соотношение CO/H₂ в генераторном газе

(Прим. выделенная область – зона наиболее целесообразного соотношения компонентов)

В отличие от кислородной газификации ВУТ при паровой (бескислородной) отсутствуют реакции полного и неполного горения углерода и водорода, которые являются экзотермическими и протекают с высокой скоростью. В случае кислородной газификации практически весь углерод топлива окисляется с образованием моно- и диоксида углерода (рис. 2.8). При этом пар недостаточно реагирует с компонентами угля и его содержание в газе достаточно велико. При бескислородной газификации водоугольного топлива вследствие протекания эндотермических реакций пара с компонентами угля образуется значительно большее количество водорода, при этом количество самого пара значительно сокращается в сравнении с исходным количеством его в ВУТ.

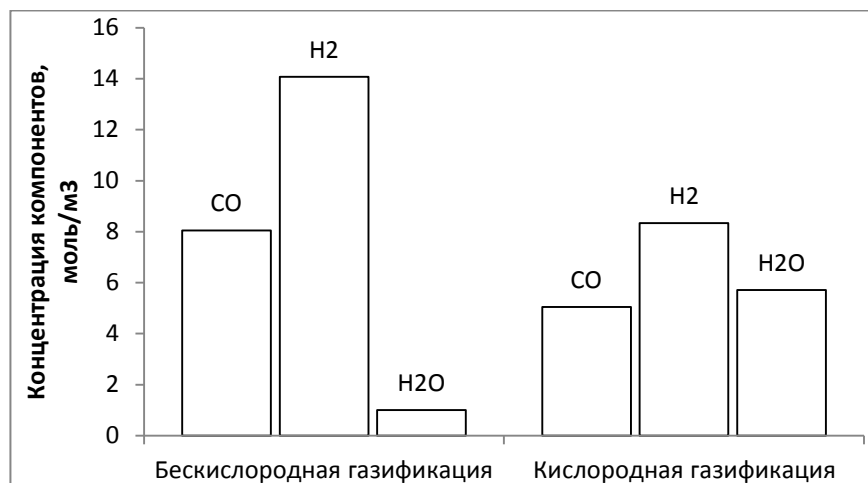


Рис. 2.8. Концентрация компонентов генераторного газа при бескислородной и кислородной газификации при 1150К

На рис. 2.9 представлен график изменения молярных концентраций компонентов генераторного газа по времени при температуре 1150К для ВУТ на основе угля марки ДГ Соколовского месторождения. Время превращения компонентов смеси составляет порядка 3 секунд, при этом при меньшей температуре оно значительно увеличивается, а при большей незначительно сокращается.

Результаты расчетов при других температурах и для различных углей и ВУТ представлены в Приложении 1.

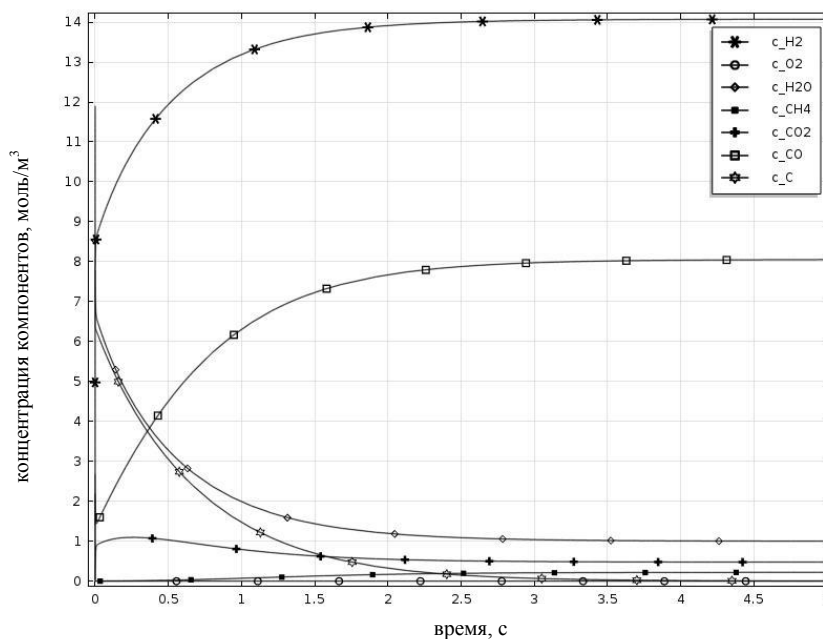


Рис. 2.9. Изменение концентрации исходных компонентов и продуктов газификации при 1150К

Выводы по главе 2

В соответствии с материальным балансом компонентов исходного топлива, летучих веществ и кокса была сформирована система уравнений для определения количества летучих компонентов, выделяющихся на начальном этапе процесса газификации.

С использованием ранее полученных данных об органической структуре кокса и термодинамических характеристиках разложения органических веществ, моделирующих структуру коксового остатка, были выявлены химические реакции образования компонентов синтез-газа и определены их термодинамические функции.

На основании кинетических и термодинамических характеристик реакций газификации и данных о составе летучих компонентов в программном комплексе Comsol Multiphysics был рассчитан состав синтез-газа, полученного при газификации различных углей и водоугольных топлив, а также о времени достижения равновесных концентраций в диапазоне температур 800-1500°C.

Проведенные численные исследования установили, что при повышении температуры в газогенераторе сокращается время протекания реакций газификации, однако температура процесса в диапазоне 800-1500°C не оказывает значительного влияния на содержание целевых компонентов – монооксида углерода и водорода. Стоит отметить, что ввиду необходимости охлаждения синтез-газа, процесс газификации следует проводить при наименьшей температуре.

При бескислородной газификации водоугольного топлива образуется синтез-газ с наиболее целесообразным соотношением CO/H_2 , что дает возможность его дальнейшего использования с целью получения химических продуктов.

Анализируя полученные результаты, можно сделать вывод, что бескислородная газификация ВУТ при температуре 877°C (1150K) обеспечивает получение синтез-газа заданного состава для различных углей и ВУТ, а также допустимое для промышленных процессов время газификации.

ГЛАВА 3. МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ВОДОУГОЛЬНОГО ТОПЛИВА

3.1. Математическая модель бескислородной газификации водоугольного топлива

Моделирование процесса газификации является одной из важнейших задач при проектировании газогенераторных установок и связанных с ними технологических схем получения и использования технологических газов. Результаты исследований в области газификации ВУТ показали, что влага в составе композиционного суспензионного топлива в процессе взаимодействия с низкокипящими летучими компонентами и углеродистым коксовым остатком приводит к образованию значительного количества CO и H_2 [76]. Причем мольное соотношение этих компонентов в генераторном газе, как и состав получаемого газа, зависят от состава исходного топлива и окислителя, способа осуществления технологического процесса и режимных условий.

Расчет состава генераторного газа, полученного при газификации ВУТ, может осуществляться на основании балансовых уравнений с заданием компонентов, входящих в газовую смесь [31], путем решения системы уравнений, определяющих константы равновесия химических реакций образования продуктов газификации [77-78], а также вследствие определения скорости химических реакций и изменения концентраций исходных веществ и продуктов реакции на основании кинетических констант и термодинамических характеристик.

Теоретическое исследование и моделирование процессов, происходящих в реакторе, позволит на этапе проектирования определить важнейшие характеристики процесса и конструктивные особенности оборудования. Анализ литературных источников показал отсутствие надежной методики расчета процесса газификации ВУТ, учитывающей все его особенности. Математическое описание должно быть основано на закономерностях процессов, протекающих в реакторе: теплопередача, массообмен, динамика капли ВУТ, кинетика химических реакций, а также учитывать физико-химические свойства топлива.

Физическая постановка задачи. Предположим, что капля водоугольного топлива после распыла механической форсункой попадает в среду горячего синтез-газа. Синтез-газ в объеме газогенератора нагревается за счет теплоотдачи от пучка жаровых труб, внутри которых циркулируют горячие продукты сгорания части образующегося в процессе газификации водоугольного топлива синтез-газа. Предварительные расчеты состава синтез-газа в программном комплексе показали, что наиболее рациональное время термохимического реагирования компонентов реакционной смеси и полная конверсия исходных реагентов в целевой продукт достигается при температуре 1150 К. Таким образом, необходимо обеспечить такую теплоотдачу от жаровых труб, при которой температура среды поддерживается на данном уровне. Расчет поверхности жаровых труб осуществляется по нормативному методу и представлен в главе 4.

Внутренний объем газогенератора условно разделен на 3 части, по трем реакционным зонам: испарение влаги (сушка), выход летучих веществ, реагирование компонентов смеси в газовой фазе и на поверхности коксовой частицы. На рис.3.1 представлена схема газификации водоугольного топлива в объеме газогенератора с условным разделением на зоны.

Расчет каждого этапа основан на определении необходимого количества теплоты, которое подводится от горячего синтез-газа для осуществления процессов испарения влаги ВУТ, выхода летучих компонентов из угольной частицы и эндотермического реагирования, а также потери массы и скорости на выходе из каждой зоны, времени пребывания топливной частицы в объеме газогенератора и длины реакционной зоны. При движении дисперсных систем в потоке присутствуют процессы взаимодействия частиц между собой, их дробление, слипание и воздействие дисперсной фазы на поток. Однако оценка их влияния усложнена гипотезами о возможности столкновения, которые носят вероятностный характер [79-80]. В связи с этим в модель вводится упрощение, и ведется расчет прямолинейного движения одиночной капли в потоке газа.

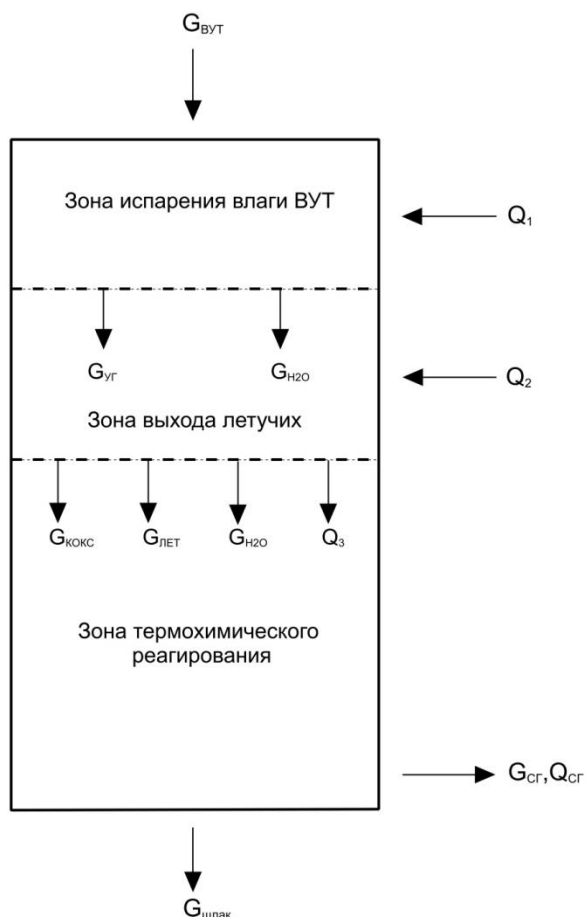


Рис. 3.1 Схема газификации водоугольного топлива

Математическая постановка задачи. Для определения количества теплоты, необходимого для термического преобразования водоугольного топлива в синтез-газ, и времени пребывания капли ВУТ в газогенераторе автором диссертации разработана математическая модель тепломассообмена между каплей ВУТ и потоком греющего газа в объеме газогенератора.

$$Q_{mp} = \sum_{i=1}^n (c_p m (T_0 - T_1))_i \quad (3.1)$$

$$\sum_{i=1}^b G_{i_вход} = \sum_{i=1}^k G_{i_выход} \quad (3.2)$$

$$\frac{dQ_{mp}}{d\tau} = \alpha S_{нов} (T_z - T_K) \quad (3.3)$$

$$\frac{dm}{d\tau} = \beta S_{нов} (C_{нов} - C_2) \quad (3.4)$$

$$m \frac{du}{d\tau} = \sum_{i=1}^l F_i + u \frac{dm}{d\tau} \quad (3.5)$$

$$L = u\tau + \frac{a\tau^2}{2} \quad (3.6)$$

где Q_{mp} – требуемое количество теплоты на испарение влаги ВУТ (выход летучих компонентов), Дж; n – количество расчетных зон газогенератора; T_0, T_1, T_k, T_z – температуры греющего газа на входе в расчетную зону, на выходе из расчетной зоны, капли ВУТ и газа, соответственно, К; c_p – удельная теплоемкость веществ в реакционных зонах, Дж/кг·К; m – масса компонентов, кг; G – расход компонентов смеси, кг/с; b – количество исходных веществ, k – количество продуктов; τ – время протекания определенных процессов (прогрева капли, потери массы, пребывания в зоне); α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К); $S_{нов}$ – площадь поверхности капли, м²; l – количество сил, действующих на каплю; β – коэффициент массоотдачи, м/с; $C_{нов}, C_z$ – концентрация испаряющихся веществ у поверхности испарения и в греющем газе, кг/м³; $\sum F$ – сумма сил, действующая на каплю ВУТ, Н, u – скорость капли ВУТ, м/с; a – ускорение капли ВУТ м/с²; L – длина зоны, м.

Уравнения 3.1 и 3.2 представляют собой тепловой и материальный баланс испарения влаги для первой зоны и выхода летучих компонентов для второй зоны и отображают законы сохранения энергии и массы. Уравнения 3.3 и 3.4 описывают величину теплового потока и скорость потери массы и представляют собой уравнения теплоотдачи и массоотдачи. Уравнение 3.5 является уравнением Мещерского и описывает изменение скорости капли с переменной массой. По уравнение 3.6 определяется расстояние, которое преодолевает капля с переменной массой при равнозамедленном движении.

Предложенная математическая модель процессов, происходящих с каплей водоугольного топлива при поточном способе газификации, рассматривает процесс с точки зрения того, что в процессе движения капли изменяется ее плотность и масса; на 1 этапе испаряется влага ВУТ, при этом диаметр капли не меняется, на выходе из 1 зоны частица ВУТ представляет собой угольный каркас;

на 2 этапе испаряются летучие компоненты угля, и угольный каркас превращается в каркас из коксового остатка и только на 3 этапе коксовый остаток разрушается и, реагируя с парогазовой смесью, превращается в синтез-газ.

На каждом этапе имеет место тепломассообмен между частицей топлива и окружающим газом, при этом процесс должен быть обеспечен необходимым количеством теплоты как для испарения влаги и летучих компонентов топлива, так и для осуществления эндотермических реакций газификации. Процесс массообмена между каплей топлива и газом характеризуется коэффициентом диффузии, который определяется с учетом изменения состава газа в каждой условной зоне газификации. Для определения геометрических размеров газогенератора определяется время пребывания частицы ВУТ в газогенераторе и скорость движения в каждой реакционной зоне.

Система уравнений 3.1-3.6 решается при следующих исходных данных:

- состав ВУТ (массовые доли угля и воды) $\omega_{\text{уг}}$, $\omega_{\text{в}}$, масс. доли;
- состав угля (C^p , H^p , O^p , N^p , S^p , W^p , A^p), %;
- диаметр капли ВУТ d , м;
- начальная скорость капли u_{k0} , м/с;
- скорость газового потока $u_{\text{сг}}$, м/с;
- состав синтез-газа (греющего газа) ω_{CO} , $\omega_{\text{H}_2\text{O}}$, ω_{CO_2} , ω_{CH_4} , ω_{H_2} , масс. доли;
- молярные массы газов, входящих в состав продуктов сгорания, M_{CO} , $M_{\text{H}_2\text{O}}$, M_{CO_2} , M_{CH_4} , M_{H_2} , кг/моль;
- плотность угля $\rho_{\text{уг}}$, кг/м³;
- плотность воды $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$, кг/м³;
- плотность синтез-газа $\rho_{\text{сг}}$, кг/м³;
- динамическая вязкость синтез-газа $\eta_{\text{сг}}$, Па·с;
- удельная теплоемкость газов, входящих в состав синтез-газа c_{CO} , $c_{\text{H}_2\text{O}}$, c_{CO_2} , c_{CH_4} , c_{H_2} , Дж/(кг·К);
- коэффициент теплопроводности синтез-газа $\lambda_{\text{сг}}$, Вт/(м·К);
- температура синтез-газа, нагретого от поверхностей жаровых труб $T_{\text{сг0}}$, К;
- доля синтез-газа для нагрева ВУТ x , масс. доля;

- удельная теплоемкость угля c_{y2} , Дж/(кг·К);
- удельная теплоемкость воды c_{H2O} , Дж/(кг·К);
- теплота парообразования воды r_{H2O} , Дж/кг;
- коэффициент диффузии пара в синтез-газ при н.у. D_0 , м²/с;
- масса летучих компонентов $m_{лет}$, кг;
- состав летучих компонентов ω'_{H2O} , ω'_{H2} , ω'_{CO} , ω'_{CO2} , ω'_{CH4} , масс. доли;
- теплота парообразования метана r_{CH4} , Дж/кг.

Начальные условия:

- начальная скорость капли в газогенераторе принимается равной скорости капли на выходе из форсунки $u_{\phi} = u_{\kappa 0}$;
- температура капли ВУТ на входе в газогенератор принимается равной температуре на выходе из форсунки $T_{\kappa 0} = T_{\phi}$;

Используемые допущения:

- монодисперсный состав капель ВУТ;
- температура газовой среды в 1 и 2 зоне газогенератора поддерживается на уровне 1150К;
- образующийся синтез-газ заполняет весь объем газогенератора;
- движение капли ВУТ по длине газогенератора прямолинейное;
- капля ВУТ движется равномерно в каждой расчетной зоне газогенератора, ускорение капли характеризуется скоростью диффузии газообразных компонентов в газовую среду;
- на выходе из 1 зоны пар прогревается до температуры в газогенераторе, а угольная частица достигает температуры испарения влаги ВУТ $T_{\kappa 1} = T_{исп}$;
- во 2 зоне угольная частица прогревается до температуры выхода летучих веществ, а на выходе из 2 зоны вся реакционная смесь достигает температуры греющего синтез-газа $T_{уч2} = T_{лет} = T_{CG}$;
- в 3 зоне скорость коксовой частицы сравнивается со скоростью газового потока $u_{кокс} = u_{CG}$;
- за счет теплоотдачи от жаровых труб температура синтез-газа на входе в каждую зону поддерживается постоянной $T_{CG} = const$.

Система уравнений 3.1-3.6 для каждой зоны соответствует тепломасообменным процессам, проходящим в процессах сушки и выхода летучих веществ. Расчет зоны термохимического реагирования основан на определении теплового эффекта химических реакций газификации и температуры синтез-газа на выходе.

1 зона

Первый этап расчета – зона испарения влаги, входящей в состав водоугольного топлива. Процесс осуществляется за счет теплоотдачи от горячего синтез-газа к капле ВУТ. На данном этапе теплота газа расходуется на испарение влаги ВУТ и нагрев угольной частицы до температуры испарения воды. Влага ВУТ испаряется за счет градиента концентраций и в виде пара диффундирует в ядро газовой фазы.

Уравнение теплового баланса процесса испарения влаги имеет вид:

$$Q_{мп1} = r m_{H_2O} + c_{к0} m_{к0} (T_{исп} - T_0) + c_{H_2O} m_{H_2O} (T_{сг} - T_{исп}), \quad (3.7)$$

где $m_{к0} = V_{к} \cdot \rho_{к}$ – масса капли ВУТ, кг; $V_{к} = \frac{\pi d^3}{6}$ – объем капли ВУТ, м³; диаметр капли d определен на основании экспериментальных данных по распыливанию водоугольных суспензий [81]; $\rho_{к} = \omega_{yz} \cdot \rho_{yz} + \omega_{H_2O} \cdot \rho_{H_2O}$ – плотность капли, кг/м³.

Величина теплового потока от газа к поверхности испаряющейся капли определяется уравнением Ньютона-Рихмана [82-85]:

$$\frac{dQ_{мп1}}{d\tau_{исп1}} = \alpha_{Т1} \cdot F \cdot (T_{сг0} - T_{к0}), \quad (3.8)$$

где $F = \pi d^2$ – площадь поверхности капли, м², $\alpha_{Т1}$ – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·К).

Для определения величины теплового потока и, соответственно, времени испарения влаги ВУТ из уравнения теплоотдачи необходимо определить значение коэффициента теплоотдачи $\alpha_{Т}$, который рассчитывается на основе теории подобия:

$$\alpha_{T1} = \frac{Nu_T \cdot \lambda_{CG}}{d} \quad (3.9)$$

В результате обработки многочисленных данных по тепло- и массообмену в процессе испарения жидкости А.В. Нестеренко вывел следующее соотношение:

$$Nu = 2 + A \cdot Pr^{0.33} \cdot Re^n \cdot Gu^m \quad (3.10)$$

где $Re = \frac{w_{к0} \cdot d}{\nu_{CG}}$ – число Рейнольдса; $Pr = \frac{\nu_{CG}}{a_{CG}}$ – число Прандтля; $Gu = \frac{T_{CG0} - T_{к1}}{T_{CG0}}$ –

число Гухмана; $\nu_{CG} = \frac{\eta_{CG}}{\rho_{CG}}$ – кинематическая вязкость синтез-газа, м²/с;

$\rho_{CG} = \omega_{CO2} \cdot \rho_{CO2} + \omega_{H2O} \cdot \rho_{H2O} + \omega_{CO} \cdot \rho_{CO} + \omega_{H2} \cdot \rho_{H2} + \omega_{CH4} \cdot \rho_{CH4}$ – плотность синтез-

газа, кг/м³; $c_{CG0} = \omega_{CO2} \cdot c_{CO2} + \omega_{H2O} \cdot c_{H2O} + \omega_{CO} \cdot c_{CO} + \omega_{H2} \cdot c_{H2} + \omega_{CH4} \cdot c_{CH4}$ – удельная

теплоемкость синтез-газа, Дж/(кг·К); $a_{CG} = \frac{\lambda_{CG}}{c_{CG} \rho_{CG}}$ – коэффициент

температуропроводности синтез-газа, м²/с; значения коэффициентов А, n, m в уравнении 3.10 представлены в таблице 3.1 [82,86-87].

Таблица 3.1. Значения постоянных в формуле (3.10)

Пределы изменения числа Re	A	n	m	A'	n'	m'
1 – 2·10 ²	1,07	0,48	0,175	0,83	0,53	0,135
3,15·10 ³ – 2,2·10 ⁴	0,51	0,61	0,175	0,49	0,61	0,135
2,2·10 ⁴ – 3,15·10 ⁵	0,027	0,9	0,175	0,0248	0,9	0,135

Прим. А, n, m – коэффициенты для теплообмена, а А', n', m' – коэффициенты для массообмена.

Испарение влаги с поверхности капли ВУТ является диффузионным процессом, движущей силой которого является разность концентраций пара у поверхности капли и в потоке горячего газа. Ввиду многофакторности процесса истинную поверхность испарения определить невозможно, поэтому скорость массопередачи относят к геометрической поверхности тела, условно считая ее поверхностью испарения. Плотность потока массы определяется уравнением массоотдачи (уравнение Щукарева) [88]:

$$\frac{dm_{H_2O}}{d\tau_{\text{дифл}}} = \beta \cdot S_{\text{нов}} \cdot (C_{H_2O} - C_{H_2OCT}) \quad (3.11)$$

где C_{H_2O} , C_{H_2OCT} – концентрация пара на поверхности испарения и в потоке горячего синтез-газа, кг/м³; β – коэффициент массоотдачи, м/с, определяется на основе теории подобия:

$$\beta = \frac{Nu_m \cdot D_1}{d} \quad (3.12)$$

где $D_1 = D_0 \cdot (T_{\text{вч1}} / T_{273})^m \cdot 10^{-5}$ – коэффициент диффузии пара в синтез-газ при температуре испарения, м²/с [89]; Nu_m определяется аналогично уравнению 3.10 и табл.3.1.

Движение капли водоугольного топлива в потоке горячего газа описывается уравнением Мещерского [90]:

$$m_k \cdot \frac{du_k}{d\tau} = \sum_{i=1}^l F_i + u_k \cdot \frac{dm_k}{d\tau} \quad (3.13)$$

где $\sum_{i=1}^l F_i$ – совокупность сил, действующих на каплю, Н.

Силы, действующие на каплю, движущуюся в потоке газа, можно представить в виде суммы сил лобового аэродинамического сопротивления, силы Архимеда и силы тяжести.

Сила аэродинамического сопротивления является основной силой, действующей на каплю, движущейся в потоке газа:

$$F_c = \frac{c \cdot S \cdot \rho_{CG} \cdot (u_{CG} - u_{k0}) \cdot |u_{CG} - u_{k0}|}{2} \quad (3.14)$$

где $S = \frac{\pi d^2}{4}$ – площадь поперечного сечения капли, м²; c – коэффициент аэродинамического сопротивления.

Для частицы сферической формы коэффициент сопротивления является функцией числа Рейнольдса: $c = f(Re)$. При первом приближении для определения Re задаемся справочным значением скорости капли ВУТ на выходе из форсунки.

Исходя из условий обтекания капли газом, различными авторами предложены эмпирические зависимости c от Re :

- при $Re > 500$, $c \approx 0,4$ и примерно постоянный (закон Ньютона); при $0,2 < Re < 500$, существенно зависит от Re ; при $Re < 0,2$, $c = 24/Re$;

- на основе многочисленных экспериментальных и теоретических данных различными авторами были предложены следующие зависимости $c = f(Re)$:

$c = 24/Re \cdot (1 + 0,158 \cdot Re^{2/3})$; $c = 24/Re + 4/Re^{1/2} + 0,4$; для промежуточного диапазона Re : $c = 0,63 + 4,8/Re^{1/2}$; $c = 24/Re + 4/Re^{1/3}$; для $3 < Re < 400$: $c = 24/Re \cdot (1 + 0,15 \cdot Re^{0,687})$; для $Re \leq 700$: $c = 24/Re \cdot (1 + 0,197 \cdot Re^{0,63} + 0,0026 \cdot Re^{1,38})$; для точных расчетов в диапазоне $1 < Re < 10^6$: $c = 24/Re \cdot (1 + 3/16 \cdot Re - 19/1280 \cdot Re^2 + 71/20480 \cdot Re^3)$; $c = 24/Re \cdot (1 + 3/16 \cdot Re + 9/169 \cdot Re^2 \cdot \lg Re)$; теоретическая зависимость для малых значений Re : $c = 0,48 \cdot 28/Re^{0,85}$; $c = 27/Re^{0,84}$;

- по результатам многочисленных экспериментов [91] со сферическими частицами был составлен график зависимости коэффициента сопротивления от числа Re для сферических частиц, движущихся с постоянной относительной скоростью:

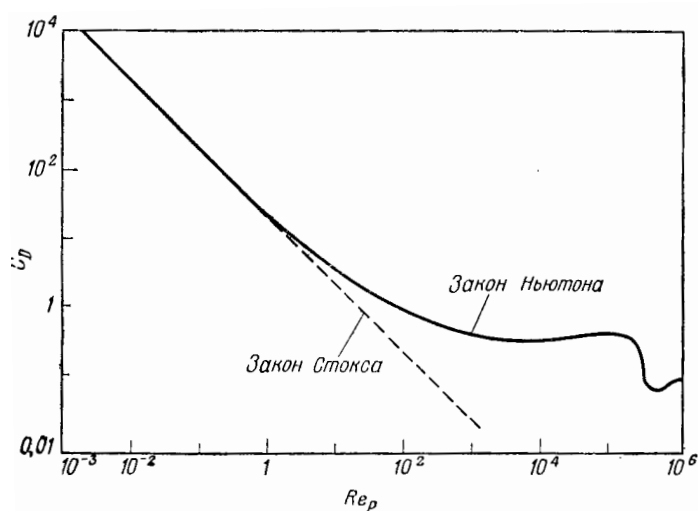


Рис.3.2. Зависимость коэффициента аэродинамического сопротивления от числа Рейнольдса.

По данным рис.3.1 были рассчитаны точные результаты зависимости $c = f(Re)$ [91].

Таблица 3.2. Значения $c(Re)$ для сферической частицы

<i>Re</i>	<i>c</i>	<i>Re</i>	<i>c</i>
0,05	480	20	2,55
0,1	240	50	1,5
0,2	120	100	1,07
0,5	4905	200	0,77
1	26,5	500	0,55
2	14,4	1000	0,46
5	6,9	2000	0,42
10	4,1	5000	0,385

- при установившейся скорости движения частицы (скорости витания) u_6 Шиллером был предложен метод расчета коэффициента c , который далее был развит в работах М.В. Кирпичева, С.Н. Сыркина, Д.Н. Ляховского и др.

Принимается, что: $c \cdot Re^2 = Ki^3$, где $Ki = \delta_u \cdot \sqrt[3]{\frac{4 \cdot g \cdot (\rho_k - \rho_r)}{3 \cdot \rho_r \cdot v_r^2}}$ – критерий

Кирпичева. При этом $\frac{Re}{c} = Sch$, где $Sch = u_6 \cdot \sqrt[3]{\frac{3 \rho_2}{4g \cdot (\rho_k - \rho_2) \cdot v_2}}$ – критерий

Шиллера. Полученные критерии объединяют параметры установившегося движения, в том числе и скорость витания. При $Ki \cdot Sch = Re$ задаются определенными значениями числа Рейнольдса и коэффициента аэродинамического сопротивления и получают критериальную зависимость $Sch=f(Ki)$:

$$\text{при } Re < 14 \text{ (} Ki < 8,5 \text{): } Sch = \frac{Ki^2}{24 \cdot (1 + 0,955 \cdot 10^{-3} \cdot Ki^4)^{0,375}};$$

$$\text{при } 14 \leq Re \leq 5 \cdot 10^3: Sch = \frac{Ki^2}{24 \cdot (1 + 0,57 \cdot 10^{-3} \cdot Ki^{1,15})^{1,3}};$$

- коэффициент c вычисляется исходя из условий обтекания частицы газом:

- 1) в условиях вязкого течения ($Re < 0$): $c = 24 / Re$
- 2) переходная область ($1 \leq Re \leq 10^3$): $c = 24 / Re + 4 / \sqrt{Re}$
- 3) автомодельная область ($2 \cdot 10^4 \leq Re \leq 2 \cdot 10^5$): $c = 0,48$.
- 4) закритическая область ($Re \geq 2 \cdot 10^6$): $c = 0,2$.

Искомые величины вычисляют путем последовательных приближений [86].

Сила тяжести, действующая на каплю:

$$F_T = g \cdot \left(\frac{\pi d^3 \rho_{\kappa 0}}{6} - \frac{\pi d^3 \rho_{CG0}}{6} \right) \quad (3.15)$$

Выталкивающая сила Архимеда:

$$F_A = \rho_{CG} \cdot g \cdot \left(\frac{\pi d^3}{6} \right) \quad (3.16)$$

Результирующая сила:

$$\sum_{i=1}^l F_i = F_c - F_T + F_A \quad (3.17)$$

Скорость капли ВУТ на выходе из 1 зоны (м/с) определяется из условий переменности массы капли ВУТ, движущейся в потоке горячего газа, и суммарного воздействия всех сил на каплю:

$$u_{\kappa 1} = u_{\kappa 0} - \frac{du_{\kappa}}{d\tau_{\text{дифл}}} \cdot \tau_{\text{дифл}} \quad (3.18)$$

Время прохождения частицей 1 зоны определяется как сумма времени испарения влаги топлива и диффузии паров в газ, с:

$$\tau_{\text{общ}} = \tau_{\text{исп}} + \tau_{\text{дифл}} \quad (3.19)$$

Среднее ускорение капли ВУТ, м/с²:

$$a_{\kappa 1} = \frac{u_{\kappa 1} - u_{\kappa 0}}{\tau_{\text{общ}}} \quad (3.20)$$

Длина 1 зоны определяется по закону равноускоренного движения, м:

$$L_1 = u_{\kappa 0} \cdot \tau_{\text{общ}} + \frac{a_{\kappa 1} \tau_{\text{общ}}^2}{2} \quad (3.21)$$

2 зона. Второй этап расчета – зона выхода летучих компонентов, входящих в состав угольной частицы. Состав и количество летучих компонентов рассчитывались на основании балансовых уравнений по компонентам топлива, представленных в главе 2. Процесс осуществляется за счет теплоотдачи от горячего газа к угольной частице. В таблице 3.3 представлены температурные диапазоны выхода летучих компонентов [45].

Таблица 3.3. Температурный диапазон выхода летучих компонентов

Летучий компонент	Средний интервал температур, °С
CO ₂	280-470
CO	280-530
H ₂	480-700
CH ₄	390-700
H ₂ S	220-380

На данном этапе теплота газа расходуется на испарение низкокипящих соединений угля и нагрев частицы до температуры окружающей среды. Масса и объем газа увеличиваются за счет пара, который диффундировал в газовую среду в 1 зоне реактора. Соответственно, изменяются теплоемкость и плотность газа.

При расчете теплового баланса учитывается состав летучих компонентов, полученных ранее. На основании этого, баланс составляется с учетом теплот парообразования компонентов, составляющих большую часть всей массы летучих компонентов. Принимаем допущение, что летучие вещества состоят из метана и водяного пара, так как на основании решения системы уравнений 2.1 содержание этих компонентов более 90%.

Уравнение теплового баланса процесса испарения летучих компонентов имеет вид:

$$Q_{\text{пр}2} = r_{\text{H}_2\text{O}} m_{\text{H}_2\text{Oлет}} + r_{\text{CH}_4} m_{\text{CH}_4\text{лет}} + c_{\text{кокс}} m_{\text{кокс}} (T_{\text{СГ}} - T_{\text{вых.л.}}) + c_{\text{лет}2} m_{\text{лет}2} (T_{\text{СГ}} - T_{\text{вых.л.}}) \quad (3.22)$$

Коэффициент теплоотдачи α_{m2} и время испарения летучих компонентов рассчитываются аналогично 3.8-3.10.

Движущей силой процесса диффузии летучих компонентов в газ является разность концентраций компонентов у поверхности угольной частицы и в потоке газа:

$$\frac{dm_{\text{лет}}}{d\tau_{\text{диф}2}} = \alpha_{m2} \cdot F \cdot (C_{\text{лет}} - C_{\text{летСГ}}) \quad (3.23)$$

Коэффициент массоотдачи определяется аналогично 3.12.

Скорость частицы на выходе из зоны выхода летучих компонентов и длина этой зоны определяются аналогично 3.13-3.21.

3 зона. В 3 зоне газогенератора рассчитывается тепловой эффект реакций газификации на 1 каплю ВУТ.

В таблице 3.4 представлены основные реакции паровой газификации ВУТ и их тепловые эффекты [64].

Таблица 3.4. Тепловой эффект реакций газификации

Уравнения реакций	Тепловой эффект, Дж/моль
$C+H_2O=CO+H_2$	-118500
$C+2H_2O=CO_2+2H_2$	-90170
$C+2H_2=CH_4$	76000
$C+CO_2=2CO$	-167200
$CO+H_2O=CO_2+H_2$	41170
$CH_4+CO_2=2CO+2H_2$	-40900
$CH_4+H_2O=CO+3H_2$	-205900

Тепловой эффект реакции определяется как разность между суммой теплот образования (ΔH^0) продуктов реакции и суммой теплот образования реагентов (следствие из закона Гесса), при том что теплота образования простых веществ равна нулю:

$$\Delta H_{реак}^0 = \sum \Delta H_{прод}^0 - \sum \Delta H_{реаг}^0 \quad (3.24)$$

Суммарный тепловой эффект всех реакций газификации определяется по аддитивной методике согласно массовым долям продуктов по каждой реакции:

$$\Delta H_{сумм}^0 = \sum_{i=1}^q \omega_i \cdot \Delta H_{реак}^0, \quad (3.25)$$

где ω – массовая доля продуктов по каждой реакции, q – количество реакций газификации.

Тепловой эффект реакций газификации на 1 каплю ВУТ, Дж:

$$Q_{x.p.1к} = \frac{m_k \cdot Q_{x.p.сумм.}}{m_{моляр.}} \quad (3.26)$$

где $m_{моляр}$ – масса всех молей реагентов (продуктов) реакций паровой газификации в соответствии со стехиометрическими коэффициентами, кг/моль.

Температура генераторного газа на выходе из газогенератора:

$$T_{ГГЗ} = \frac{c_{CG2} \cdot m_{CG2} \cdot T_{CG} + c_{лет2} \cdot m_{лет2} \cdot T_{CG} + c_{кокс} \cdot m_{кокс} \cdot T_{CG} + Q_{x.p.1к}}{c_{смеси} \cdot m_{смеси}} \quad (3.27)$$

Время протекания реакций газификации τ_3 предварительно рассчитано в программном комплексе с учетом кинетических и термодинамических характеристик процесса.

В 3 зоне газогенератора скорость коксовой частицы сравнивается со скоростью газового потока. Длина зоны химического реагирования рассчитывается аналогично 3.20-3.21.

3.3. Результаты численных исследований

В результате расчета теплообмена в процессе газификации по разработанной математической модели было определено следующее.

На длину всех реакционных зон, а, соответственно, и на длину всего газогенератора могут оказывать влияние различные факторы, как режимные, так и технологические.

Размеры капли ВУТ, распыливаемой форсункой, оказывают значительное влияние на длину зоны сушки и выхода летучих компонентов (рис. 3.3). Это объясняется необходимостью увеличения времени для протекания процессов, происходящих с движущейся каплей в соответствующих зонах.

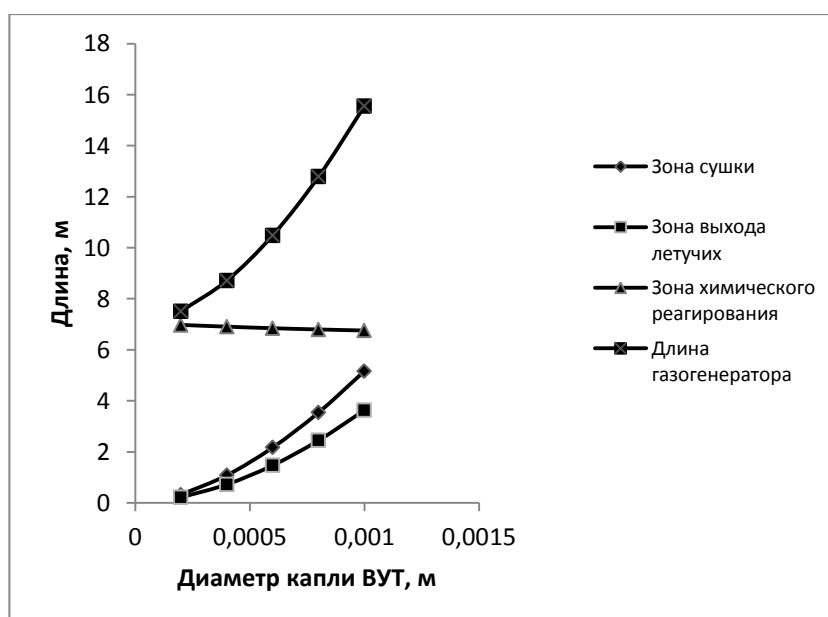


Рисунок 3.3. Зависимость длины условных зон газогенератора от размеров капли ВУТ на выходе из форсунки

При увеличении скорости капли на выходе из форсунки увеличивается длина пути, который преодолевает капля ВУТ в процессе своего превращения в синтез-газ, а соответственно и длина газогенератора (рис.3.4). При заданной температуре газификации необходимо обеспечить определенное время нахождения капли ВУТ в объеме газогенератора для осуществления ее термического преобразования в синтез-газ вне зависимости от скорости движения, поэтому в процессе математического моделирования необходимо выявить такую скорость капли на выходе из форсунки, при которой будет обеспечиваться необходимое время пребывания капли ВУТ в газогенераторе при приемлемых габаритных размерах реактора газификации. При невысокой скорости капли требуется мелкий распыл водоугольного топлива форсункой для обеспечения необходимого времени протекания соответствующих процессов в реакторе. Высокая скорость капли ВУТ на выходе из форсунки влечет увеличение длины реакционных зон, а, соответственно, и металлоемкости всей конструкции.

Пунктирной линией показано, что варьируя скорость капли ВУТ на выходе из форсунки, можно достичь определенного значения длины газогенератора вне зависимости от марки угля, тем самым решается задача унификации газогенератора по виду топлива.

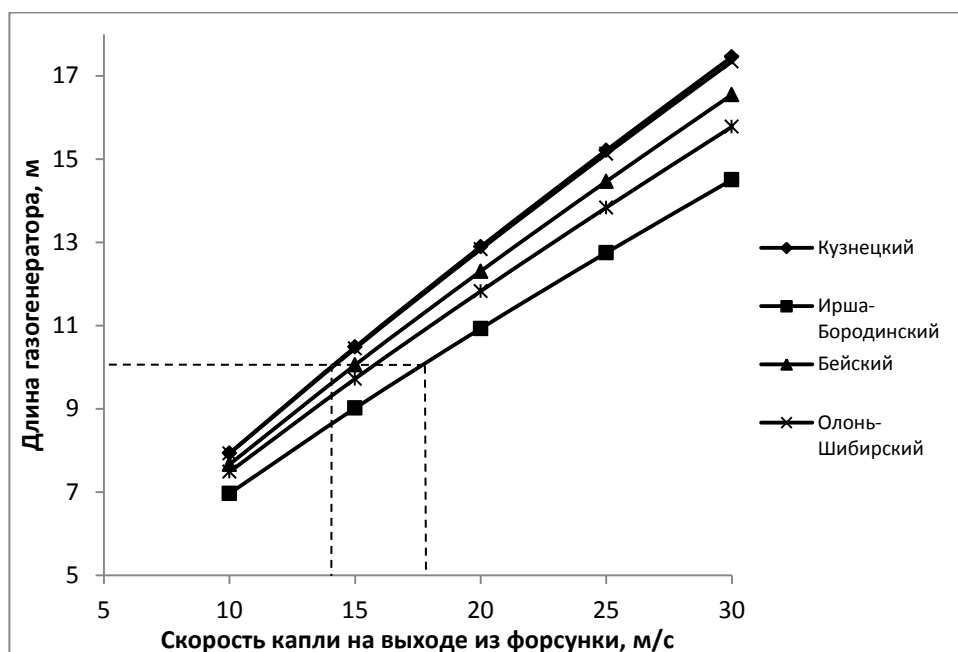


Рисунок 3.4. Зависимость длины газогенератора от скорости капли ВУТ на выходе из форсунки

Сопоставление графиков зависимости длины газогенератора от размеров капли ВУТ и скорости на выходе из форсунки показало, что при диаметре капли ВУТ $\sim 0,6$ мм (на что указывают данные, приведенные в научных трудах Делягина) для обеспечения расчетного времени протекания процессов испарения влаги, выхода летучих компонентов и термохимического реагирования компонентов смеси необходимо обеспечить скорость капли на выходе из форсунки 14-18 м/с.

В таблице 3.5 представлены расчетные данные по времени испарения влаги и выхода летучих компонентов при температуре 1150 К для водоугольных топлив из различных углей и экспериментальные данные для бурого и газового угля. Экспериментальные данные получены при влажности суспензии 41-60%.

Таблица 3.5. Расчетные и экспериментальные данные по времени испарения влаги и летучих компонентов ВУТ

	Расчетные данные					Экспериментальные данные	
	Бейский Д	Ирша-Бородинский Б	Соколовский ДГ	Олонь-Шибирский Д	Ургальский Г	Бурый уголь	Газовый уголь
Время, с	0,463	0,460	0,463	0,459	0,468	0,4-0,6	0,5-0,7

Таким образом, время протекания каждого этапа газификации подтверждается теоретическими и экспериментальными данными [81, 90, 101].

С целью систематизации полученных данных был разработан алгоритм методики расчета конструктивных параметров газогенератора (рис. 3.5), включающий пять последовательных связанных между собой этапов: расчет количества летучих компонентов; расчет состава синтез-газа и определение наиболее целесообразных режимных параметров с целью получения определенного соотношения целевых компонентов в составе газа; расчет тепломассообменных процессов, происходящих с движущейся частицей топлива в объеме газогенератора, и определение длины реакционной зоны и времени протекания процесса газификации; разработка конструкции газогенератора с вертикальными поверхностями теплообмена для обеспечения необходимым количеством теплоты всего процесса, и проведение конструктивного расчета; определение технико-экономических показателей процесса газификации ВУГ.

Предложенная методика расчета конструктивных параметров поточного газогенератора может быть использована в производственной деятельности ООО «ПК «МАХИМ» и ООО НПФ «Промприбор». Соответствующие документы представлены в приложении №5.

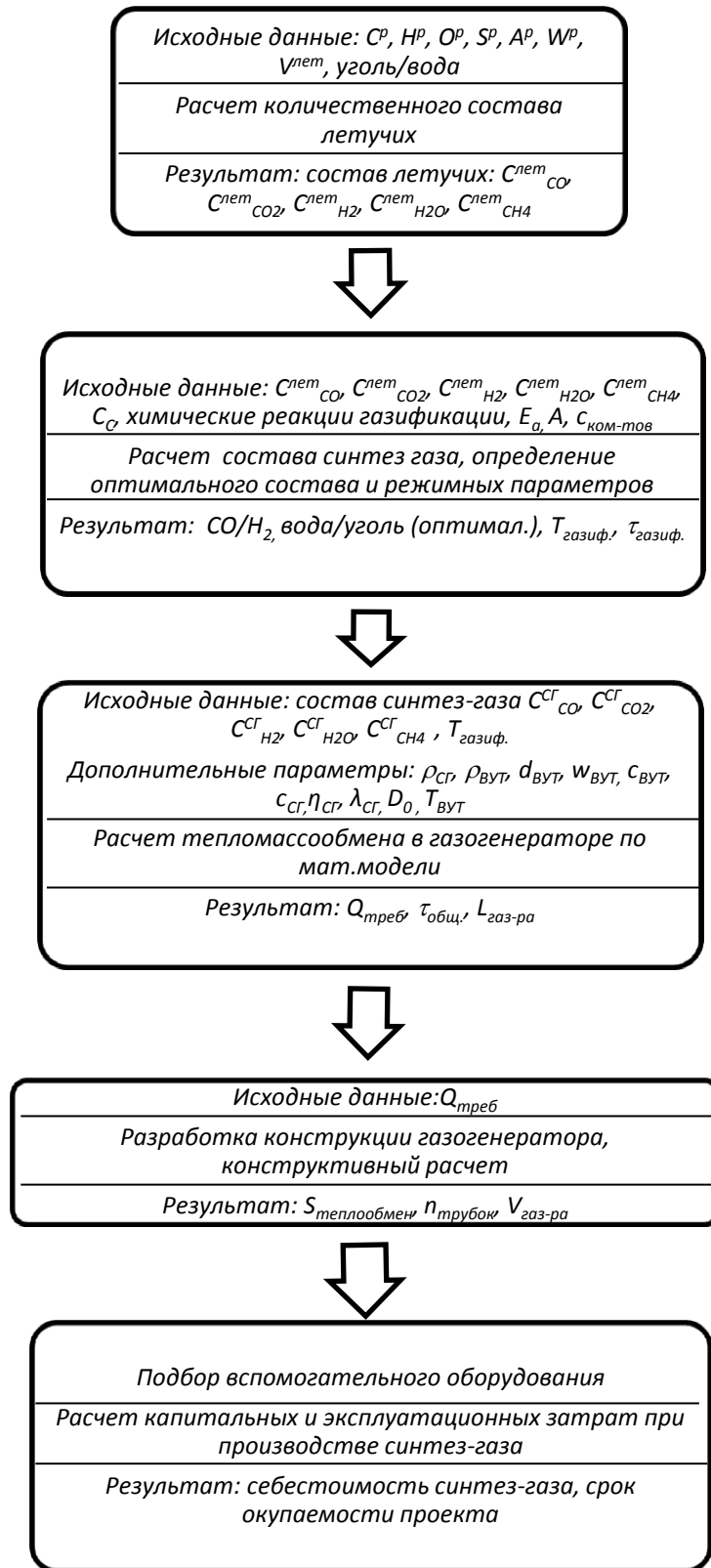


Рисунок 3.5. Алгоритм методики конструктивного расчета газогенератора

Выводы по главе 3

Полученная математическая модель газификации водоугольного топлива включает описание процессов тепло- и массообмена между каплей ВУТ и потоком горячего синтез-газа и движения частицы переменной массы.

В результате численного решения данной математической модели определяются количество теплоты, переданное от горячего газа к капле ВУТ, необходимое для осуществления процессов испарения влаги, выхода летучих веществ и протекания эндотермических реакций reagирования компонентов смеси; время на осуществление каждого этапа процесса газификации; скорость частицы на выходе из каждой условной зоны с учетом потери массы в результате термического разложения и длина каждой условной зоны, а соответственно и длина всего газогенератора, которая, в конечном счете, определяет его размер с учетом всех особенностей процесса.

Таким образом, математическое моделирование процесса газификации позволяет на этапе проектирования газогенератора определить его наиболее целесообразные конструктивные параметры в зависимости от режимных характеристик и исходного состава топлива для получения синтез-газа заданного состава.

ГЛАВА 4. КОНСТРУКТИВНЫЙ РАСЧЕТ ГАЗОГЕНЕРАТОРА

4.1. Конструкция газогенератора с поверхностями теплообмена

Газификация различных видов природных топлив представляет собой высокотемпературный процесс неполного окисления углеводородов, протекающий с большой скоростью. Специфика этого процесса обуславливает конструктивные особенности аппаратуры, в которой он осуществляется. Правильное конструктивное решение газогенератора и форсунки в соответствии с требованиями, предъявляемыми к ним, является важнейшим условием проведения процесса газификации [92].

Газификация ВУТ без подвода окислителя является эндотермическим процессом ввиду отсутствия реакций горения. Для обеспечения требуемой теплотой каждой зоны реактора автором была предложена конструкция газогенератора с вертикальными дымогарными трубами (рис. 4.1) (Патент на полезную модель №172709 от 21.07.2017 г., Приложение №6).

Прототипом является поточный газогенератор ТЕХАСО для газификации водоугольного топлива с косвенным способом охлаждения газа, состоящий из корпуса, в верхней части которого расположены подводы дутья и ВУТ, а в нижней отводы генераторного газа и шлака, а также камеры газификации и радиационного теплообменника в нижней части корпуса. В данном газогенераторе теплообменник служит для отвода теплоты, ввиду использования кислородного дутья и, как следствие, протекания экзотермических реакций.

Недостатком прототипа является необходимость использования в качестве окислителя кислорода, что приводит к увеличению стоимости генераторного газа, а также к протеканию реакций горения углерода топлива с образованием диоксида углерода, который является балластным для синтез-газа.

Конструкции трубчатых реакторов широко используются в химии и нефтехимии для проведения процессов пиролиза газообразных и жидких углеводородов при температурах до 1000°C. Современные сплавы металлов, из

которых изготавливаются трубки реакторов (например, 3X13H7C2 и 4X9C2) способны длительное время использоваться при температурах до 1200°C [93, 94].

При изготовлении жаровой и дымогарных трубок из жаропрочных сплавов в предложенном газогенераторе будет обеспечиваться необходимый температурный уровень для проведения процесса бескислородной газификации ВУТ.

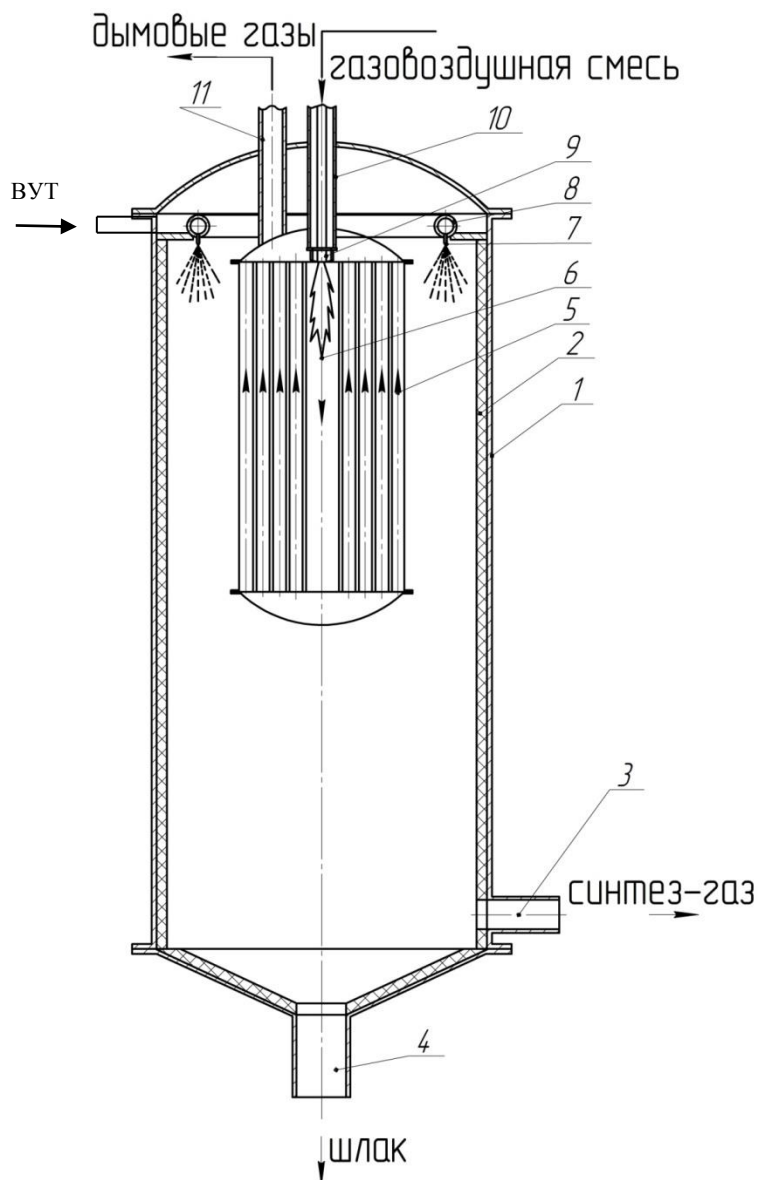


Рис. 4.1. Поточный газогенератор

1 – корпус; 2 – футеровка; 3 – патрубок для отвода синтез-газа; 4 – патрубок для отвода шлака; 5 – дымогарные трубы; 6 – жаровая труба; 7 – форсунки ВУТ; 8

– кольцевой коллектор; 9 – горелка; 10 – подвод газовой смеси; 11 – отвод дымовых газов.

Газогенератор состоит из корпуса 1, футерованного изнутри жаропрочным материалом 2, в верхней части корпуса 1 расположены кольцевой коллектор 8 с форсунками 7 для подачи ВУТ в газогенератор и теплообменник, состоящий из жаровой трубы 6 и дымогарных труб 5, а в нижней части – отводы синтез-газа 3 и шлака 4.

Газогенератор работает следующим образом. ВУТ подводится по трубопроводу (условно на чертеже не показан) в кольцевой коллектор 8 и распыляется форсунками 7 в среду синтез-газа, находящегося при температуре 1150 К. Часть синтез-газа отводится из патрубка 3, очищается и вместе с воздухом направляется через подвод 10 на сжигание в жаровую трубу 6. С помощью горелки 9 осуществляется стабильная подача газовой смеси и ее горение в жаровой трубе 6. Образующиеся дымовые газы поднимаются вверх по дымогарным трубам 5 и отводятся через отвод 11. Синтез-газ, заполняющий газогенератор, нагревается посредством теплопередачи от горячих дымовых газов, проходящих в трубах 5. В результате температура в газогенераторе становится достаточной для проведения газификации ВУТ, где в качестве окислителя выступает влага, содержащаяся в ВУТ. Образующийся в процессе газификации синтез-газ отводится через патрубок 3, а шлак через патрубок 4 поступает в систему золошлакоудаления.

4.2. Методика расчета конструктивных элементов газогенератора

Расчет поверхностей дымогарных труб

Общая методика расчета конвективных поверхностей нагрева следующая. При установившемся тепловом режиме количество теплоты, отданной первичным теплоносителем, равно количеству теплоты, полученной вторичным теплоносителем с учетом теплопотерь.

Количество теплоты Q , Дж, переданной от продуктов сгорания вторичному теплоносителю (парогазовой смеси, заполняющей объем газогенератора), можно определить уравнением теплопередачи:

$$Q = kF \Delta T \tau \quad (4.1)$$

где k —коэффициент теплопередачи, Вт/(м²К); ΔT —температурный напор или разность температур между первичным и вторичным теплоносителями, К; F —площадь поверхности нагрева, м², рассчитываемого элемента агрегата, τ - время, с.

Площадь поверхности теплообмена из уравнения (4.1) определяется исходя из требуемого для термического преобразования ВУТ количество теплоты, рассчитанного в предыдущей главе, с выбранной производительности газогенератора по газу.

Средняя температура стенки $T_{ст.сред}$, К определяется исходя из плотности теплового потока и соответствующих коэффициентов теплоотдачи.

Коэффициент теплопередачи, Вт/(м² К), от горячего газа к вторичному теплоносителю в гладких трубах поверхностей нагрева при малой толщине стенки трубы (0,002—0,004 м) определяют как для плоской многослойной стенки, что не вносит в расчет больших погрешностей:

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \frac{\delta_M}{\lambda_M} + \frac{1}{\alpha_2}} \quad (4.2)$$

где α_1 , α_2 —коэффициент теплоотдачи от горячего газа к стенке и от стенки к вторичному теплоносителю, соответственно, Вт/(м²·К); δ_3 , δ_M , — соответственно толщины слоя загрязнений (зола, сажи) на наружной поверхности труб, металлической стенки трубы, м; λ_3 , λ_M — соответственно теплопроводности слоя загрязнения, металлической стенки, Вт/(м·К).

Сопротивлением металла стенки δ_M/λ_M обычно пренебрегают из-за его малого значения [95].

Тепловое сопротивление слоя наружных отложений на поверхности нагрева δ_3/λ_3 зависит от большого числа факторов: рода топлива, скорости газов, диаметра

труб и их расположения и др. Коэффициент загрязнения при сжигании газа равен $0,0015 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{Вт}$

Коэффициент теплоотдачи от газов к стенке трубы, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$:

$$\alpha_1 = \xi(\alpha_k + \alpha_l) \quad (4.3)$$

где ξ – коэффициент использования, α_k – коэффициент теплоотдачи конвекцией, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, α_l – коэффициент теплоотдачи излучением, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Значение коэффициента использования поверхности нагрева ξ принимается в зависимости от полноты омывания ее газами. В случае, если обеспечивается поперечное обтекание всей теплообменной поверхности, принимается $\xi=1$, при смешанном обтекании труб $\xi=0,95$.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией зависит от скорости и температуры газового потока, определяющего линейного размера канала, вида поверхности, расположения труб в пучке и характера омывания и физических свойств омывающей среды.

Расчетная скорость газов в дымогарных трубах, $\text{м}/\text{с}$:

$$w_{дг} = \frac{B_p V_{дг}^H T_{дг}}{F_{жс} 273} \quad (4.4)$$

где B_p – расчетный расход топлива, $\text{кг}/\text{с}$ ($\text{м}^3/\text{с}$), $V_{дг}^H$ – объем газов на 1 кг (1 м^3) топлива, $\text{м}^3/\text{кг}$ ($\text{м}^3/\text{м}^3$), $F_{жс}$ – площадь живого сечения для прохода газов, м^2 , $T_{дг}$ – температура потока газов, К .

Коэффициент теплоотдачи конвекцией при продольном омывании пучков труб:

$$\alpha_k = 0,023 \frac{\lambda_{дг}}{d_3} \left(\frac{w d_3}{\nu_{дг}} \right)^{0,8} \text{Pr}^{0,4} C_1 C_l \quad (4.5)$$

где $\lambda_{дг}$ – коэффициент теплопроводности дымовых газов, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$, d_3 – эквивалентный диаметр, м , $\nu_{дг}$ – коэффициент кинематической вязкости дымовых газов, $\text{м}^2/\text{с}$, Pr – критерий Прандтля, C_l – поправка, зависящая от температуры потока газа и стенки, C_l – поправка на относительную длину.

Коэффициент теплоотдачи излучением продуктов сгорания для незапыленного потока, Вт/(м²·К):

$$\alpha_{\text{л}} = 5,67 \cdot 10^{-8} \frac{a_3 + 1}{2} a T^3 \frac{1 - \left(\frac{T_3}{T}\right)^{3,6}}{1 - \frac{T_3}{T}} \quad (4.6)$$

где a_3 – степень черноты загрязненных стенок лучевоспринимающих поверхностей, a – степень черноты потока газов при температуре T , определяется по формуле для изотермического объема:

$$a = 1 - e^{-kps} \quad (4.7)$$

где kps – суммарная оптическая толщина продуктов сгорания, которая определяется в зависимости от суммарной доли трехатомных газов в продуктах сгорания, их парциального давления и эффективной толщины излучающего слоя [96, 97].

Площадь поверхности нагрева $F_{\text{поверх}}, \text{м}^2$, входящую в уравнение теплоотдачи при движении продуктов сгорания внутри труб:

$$F_{\text{поверх}} = \pi d_{\text{вн}} l_{\text{ср}} n \quad (4.8)$$

где $d_{\text{вн}}$ – внутренний диаметры трубы, м; $l_{\text{ср}}$ – средняя длина труб в пучке или секции, м; n – число труб.

Длина труб в пучке соответствует суммарной длине 1 и 2 зон газогенератора, для обеспечения требуемого количества теплоты при газификации водоугольного топлива.

В практике производства газотрубных котлов применяют дымогарные трубы определенных диаметров и толщин в зависимости от расхода отходящих газов и их характеристик: 50х3 и 32х3 мм.

Суммарная площадь поперечного сечения, м², всех дымогарных труб по их наружному диаметру определяют по выражению:

$$\sum f_{\text{non}} = 0,785 d_{\text{н}}^2 n \quad (4.9)$$

где $d_{\text{н}}$ – наружный диаметр трубы.

Площадь внутреннего сечения газогенератора, м²:

$$F_{\text{газ}} = \frac{\sum f_{\text{non}}}{\xi} \quad (4.10)$$

где ξ – коэффициент загромождения внутреннего сечения газогенератора, равный 0,15-0,22.[95, 98]

Объем газогенератора, включающий жаровые трубы, м³:

$$V_{\text{газ}} = F_{\text{газ}} l_{\text{общ}} \quad (4.11)$$

Поточный газогенератор может быть представлен в виде реактора идеального вытеснения. В таком реакторе все частицы движутся в заданном направлении, не перемешиваясь друг с другом, и вытесняя находящееся впереди частицы потока. Принимаем, что время пребывания всех частиц в реакторе одинаково:

$$\tau' = \tau = \frac{V}{G} \quad (4.12)$$

где τ' – время пребывания элементарного объема (частицы) в реакторе, с; τ – среднее время пребывания, с; V – реакционный объем, м³; G – расход смеси (объемная скорость), м³/с.

Объемная скорость потока характеризует объемное количество вещества, проходящее через поперечное сечение потока в единицу времени.

Выражение 4.12 представляет собой характеристическое уравнение реактора идеального вытеснения. При известном времени пребывания частиц в реакторе и заданном расходе оно позволяет определить размеры реактора (без учета объема, занимаемого жаровыми трубами) [99, 100].

Расход смеси представляет собой суммарный расход ВУТ и греющего газа (синтез-газа), который определяется с учетом заданной производительности по газу. Объемный расход ВУТ определяется с учетом плотности газа и зольности исходного угля:

$$G_{\text{ВУТ}} = \frac{P_{\text{СГ}}}{(1 - A_{\text{уг}} \omega_{\text{уг}}) \rho_{\text{СГ}}} \quad (4.13)$$

где $P_{\text{СГ}}$ – производительность по синтез-газу, кг/с, $A_{\text{уг}}$ – зольность угля, масс.доля, $\omega_{\text{уг}}$ – содержание угля в ВУТ, масс.доля.

Объем каждой реакционной зоны может быть рассчитан на основании времени пребывания частицы по зонам газогенератора, которое было рассчитано по предложенной математической модели (уравнения 3.1-3.6), а также с учетом уменьшения плотности частицы при испарении влаги и летучих компонентов с сохранением объема углеродистого каркаса [101] и увеличения объема газа, окружающего частицу, в 1 зоне – на объем пара, во 2 зоне – на объем летучих компонентов.

Таким образом, можно определить необходимый для осуществления процесса газификации реакционный объем, величина которого значительно меньше объема газогенератора, рассчитанного по 4.11 с учетом загромождения внутреннего пространства жаровыми трубами.

При газификации водоугольного топлива с увеличением времени пребывания содержание смолистых веществ, образующихся в процессе газификации, снижается и может быть доведено практически до нуля. Наличие смолистых веществ в газе крайне нежелательно, так как, оседая на поверхностях аппаратов, они коксуются при высоких температурах, что ухудшает условия теплопередачи и течения газа.

В промышленной практике огневые процессы в котельных установках, огневых подогревателях и другой аналогичной аппаратуре чаще всего характеризуются теплонапряжением. Теплонапряжение – количество тепла, выделяемое в единицу времени на единицу объема реакционной зоны, выражается в кДж/(м³·ч).

Теплонапряжение газогенератора, в отличие от теплонапряжения топочных объемов в теплотехнике, следует вычислять не по теплу полного сгорания газифицируемого топлива, а по физическому теплу на входе и на выходе из газогенератора, определяемому по уравнению:

$$q = \frac{Q_{СГ} + Q_{ВУТ} + Q_{Х.Р.} - Q_{ИСП} - Q_{H_2O} - Q_{УЧ} - Q_{ЛЕТ} - Q_{ЛЕТнагрев}}{V_{общ}} \quad (4.14)$$

где Q_{CG} – тепло, вносимое в газогенератор с горячим синтез-газом, $Q_{ВУТ}$ – тепло, вносимое с водоугольным топливом, $Q_{ИСП}$ – тепло, затрачиваемое на испарение влаги вут, Q_{H_2O} – тепло, затрачиваемое на нагрев пара до температуры окружающих газов, $Q_{УЧ}$ – тепло, затрачиваемое на нагрев угольной частицы до температуры окружающих газов, $Q_{ЛЕТ}$ – тепло, затрачиваемое на выход летучих компонентов, $Q_{ЛЕТ.нагрев}$ – тепло, затрачиваемое на нагрев летучих компонентов до температуры окружающего газа, $Q_{Х.Р.}$ – тепло, затрачиваемое или выделяемое в процессе химических реакций, $V_{общ}$ – общий объем реактора.

На практике для огневых топок котельных установок теплонапряжение топочного объема принимают $0,84 \cdot 10^6 - 1,25 \cdot 10^6$ кДж/(м³·ч). На опытных установках газификации мазута под давлением процесс осуществляли с теплонапряжением до $12,5 \cdot 10^6 - 21 \cdot 10^6$ кДж/(м³·ч). Такое высокое теплонапряжение ведет к сокращению габаритов газогенератора, экономии металла и футеровочных материалов.

Однако в промышленной практике величина теплонапряжения принимается, как правило, $2 \cdot 10^6 - 3 \cdot 10^6$ кДж/(м³·ч). Это обусловлено главным образом тем, что для завершения процесса газификации до наступления равновесия реакции водяного газа необходимы соответствующие реакционный объем и время пребывания продуктов реакции, причем чем больше этот объем, тем ближе состав получаемого газа к равновесному. При этом имеется в виду, что возможная экономия от уменьшения габаритов газогенератора относительно невелика, так как расход металла на газогенератор по сравнению с общим расходом металла на всю аппаратуру ничтожно мал. Для газификации мазута «без давления» величину теплонапряжения принимают в пределах $0,84 \cdot 10^6 - 2 \cdot 10^6$ кДж/(м³·ч). Чаще всего отношение высоты реакционного канала газогенератора к его диаметру принимают 5-7 [92].

При температуре продуктов сгорания синтез-газа 1200°C (1473 К) необходимо обеспечить достаточную площадь поверхности теплообмена для поддержания температуры газовой среды в объеме газогенератора на уровне 877°C (1150 К)

В результате конструктивного расчета газогенератора по аналогии с газотрубным котлом были определены основные параметры теплообмена и размеры теплопередающих поверхностей и самого газогенератора для ВУТ из углей различных марок при производительности по газу 500 м³/час, представленные в таблице 4.1.

Таблица 4.1. Результаты конструктивного расчета газогенератора

Месторождение и марка угля	Соколовское ДГ	Бейское Д	Бородинское Б	Олонь-Шибирское Д	Ургальское Г
Производительность по газу, м ³ /ч	500	500	500	500	500
$G_{ВУТ}$, кг/ч	213,45	214,31	218,67	208,36	260,48
$Q_{СГ}$, кДж/кг	19757,12	17296,73	13833,92	18398,54	15368,74
$G_{СГ}$, кг/ч	125,42	141,74	170,06	127,89	176,64
$Q_{треб}$, Дж/с	270495,56	270901,03	276956,90	262967,37	330799,35
CO , % об.	33,78	31,5	25,62	36,88	25,40
CO_2 , % об.	2,01	2,66	6,89	2,34	5,60
CH_4 , % об.	0,92	0	0,09	0,92	0
H_2 , % об.	59,07	55,67	50,94	55,61	54,58
H_2O , % об.	4,19	10,16	16,43	4,24	14,39
$V_{ДГ}$, м ³	2,85	2,59	2,39	2,84	2,46
$T_{ДГ}$, К	1473	1473	1473	1473	1473
$d_{вн}$, м	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
$d_{н}$, м	0,056	0,056	0,056	0,056	0,056
$w_{ДГ}$, м/с	21,47	19,75	18,04	21,42	18,53

$\alpha_k, \text{BT}/(\text{M}^2 \cdot \text{K})$	37,74	35,3	32,83	37,67	33,54
$\alpha_l, \text{BT}/(\text{M}^2 \cdot \text{K})$	23,38	23,38	23,38	23,38	23,38
$\alpha_1, \text{BT}/(\text{M}^2 \cdot \text{K})$	61,12	58,68	56,21	61,05	56,92
$\alpha_2, \text{BT}/(\text{M}^2 \cdot \text{K})$	4,19	4,12	4,24	4,13	4,26
$k, \text{BT}/(\text{M}^2 \cdot \text{K})$	3,73	3,67	3,76	3,68	3,77
$F_{\text{поверх.}}, \text{M}^2$	223,55	217,62	217,2	210,44	258,08
$n, \text{шт}$	365	365	365	365	365
$l_{\text{труб}}, \text{M}$	3,72	3,79	3,79	3,67	4,5
$d_{\text{пучка}}, \text{M}$	1,07	1,07	1,07	1,07	1,07
$F_{\text{газ}}, \text{M}^2$	4,08	4,08	4,08	4,08	4,08
$D_{\text{газ}}, \text{M}$	2,28	2,28	2,28	2,28	2,28
$L_{\text{общ}}, \text{M}$	13,44	13,07	13,16	15,3	14,27
$V_{\text{газ}}, \text{M}^3$	54,91	53,4	54,9	62,51	58,23
$T_{\text{ст.сред.}}, \text{K}$	1445,63	1445,27	1443,72	1445,96	1443,84

Результаты конструктивного расчета показывают, что для обеспечения необходимого времени пребывания частицы ВУТ в объеме газогенератора необходимо обеспечить определенную длину реактора вне зависимости от производительности по газу. В таблице 4.2. представлены результаты конструктивного расчета газогенератора при различной производительности по газу. Увеличение производительности достигается путем увеличения числа жаровых трубок, а, соответственно, и объема реактора. При этом длина его остается неизменной.

Таблица 4.2. Результаты конструктивного расчета при различной производительности по газу

Производительность по газу, м ³ /час	Объем газогенератора, м ³	Количество трубок, шт.	Диаметр газогенератора, м
500	54,91	365	2,28
1000	112,83	750	3,27
1500	171,5	1140	4,03

Таким образом, расчет процесса газификации на этапе проектирования конструктивных параметров газогенератора позволяют добиться унификации по виду топлива при регулировании режимных параметров. Расчетами охвачены наиболее крупные разрабатываемые и перспективные угольные бассейны, которые обеспечивают более 90% угледобычи.

В таблице 4.3. представлены конструктивные параметры промышленных поточных газогенераторов и рассчитанных по предложенной методике для бескислородной газификации водоугольной суспензии.

Таблица 4.3. Конструктивные параметры поточных газогенераторов

Процесс	Техасо	Shell	Prenflo	Расчетные данные
Топливо	БУТ	уголь	уголь	БУТ
Высота, м	7-10	7-10	7-10	13-15,3
Диаметр, м	3,6-4,3	2,5-3	2,5-3	2,8-4
Объем газогенератора, м ³	71,25-145,22	34,36-70,68	34,36-70,68	80,04-192,26

Приведенные расчетные конструктивные параметры газогенератора коррелируют с реальными размерами промышленных установок газификации. Расхождение составляет 11-25%.

Объемная доля ε дисперсной фазы (БУТ) в объеме газогенератора определяет характер взаимодействия капель друг с другом. Так при $\varepsilon < 10\%$ капли движутся свободно, не взаимодействуя друг с другом. Расчетные данные показывают, что в первой зоне газогенератора $\varepsilon = 5,31\%$, а во второй – $6,08\%$, что определяет

возможность на этапе проектирования газогенератора моделировать процесс газификации ВУТ для единичной капли топлива с целью получения данных о времени пребывания капли в объеме аппарата и его длины.

Рассчитанные коэффициенты теплоотдачи и теплопередачи, а также конструктивные параметры газогенератора – количество дымогарных трубок, площадь поверхности теплообмена, длина и диаметр газогенератора позволяют на этапе проектирования подобрать наиболее целесообразные режимные параметры для получения заданных результатов газификации и выполнения задачи унификации газогенератора по виду топлива.

При достаточно высокой температуре стенок дымогарных трубок (около 1200°С) необходимо обеспечить изготовление трубок из жаростойкого сплава, способного выдержать данную температуру. Основными жаростойкими материалами, работающими в различных высокотемпературных установках с рабочей температурой до 1350°С являются сплавы на основе железа и никеля. Высокое сопротивление окислению сталей и сплавов связано в первую очередь с большим количеством хрома, входящего в состав сплавов. Например, максимальное содержание хрома (по массе) в количестве 26-29 % имеет сплав на основе никеля ХН70Ю. Также при высоких рабочих температурах могут использоваться сплавы ХН78Т, ХН60ВТ, ХН65МВ, ХН65МВУ, 15Х25, 15Х25Т, 15Х28 [102, 103].

4.3. Техничко-экономическая эффективность

Оценка технико-экономической эффективности разрабатываемого газогенератора позволяет определить экономическую выгоду при использовании предлагаемого способа газификации ВУТ.

Выбор оптимального технологического решения при проектировании нового газогенератора производится на основе дисконтированных затрат при выполнении требований сопоставимости. В экономическом плане это означает одинаковость потока поступлений для всех сравниваемых вариантов, что позволяет перейти от максимизации прибыли к минимизации затрат.

Дисконтированием денежных потоков называется приведение их

разновременных (относящихся к разным шагам расчетного периода) значений к их ценности на определенный момент времени, который называется моментом приведения. Момент приведения, обозначаемый далее через t , может не совпадать с началом отсчета времени (т.е. не обязательно $t = 0$). Дисконтирование применяется к денежным потокам, выраженным в фиксированных или дефлированных ценах и в единой валюте. Основным экономическим нормативом, используемым при дисконтировании, является норма дисконта E , выражаемая в долях единицы или в процентах в год, которая олицетворяет собой приемлемый для инвестора процент возврата на инвестируемый капитал за определенный период начисления. Дисконтирование притока, оттока или чистого притока денежных средств в момент времени t осуществляется путем умножения его значения $\varphi(t)$ на коэффициент дисконтирования $\alpha(t)$, рассчитываемый по формуле:

$$\alpha(t) = \frac{1}{(1 + E)^t} \quad (4.15)$$

Для энергоблоков в условиях стабильной экономики E , как правило, не превышает 0,1...0,12 (10...12 %).

Важнейшим показателем эффективности проекта является чистый дисконтированный доход — накопленный дисконтированный эффект за расчетный период.

Значение ЧДД выражается, прежде всего, в фиксированных или дефлированных ценах.

ЧДД характеризуют превышение суммарных денежных поступлений над суммарными затратами для данного проекта с учетом неравноценности затрат и результатов, относящихся к различным моментам времени.

Проект признается эффективным с точки зрения участника проекта (инвестора), только если он имеет неотрицательный ЧДД. При сравнении альтернативных проектов предпочтение должно отдаваться проекту с бóльшим значением ЧДД.

$$ЧДД = \sum_{t=0}^T R_t - Z_t \cdot \frac{1}{(1+E)^t} - K_E \quad (4.16)$$

где R – доход, Z – затраты (без учета капитальных), K – общие капиталовложения с учетом дисконтирования, T – продолжительность расчетного периода (расчетный период эксплуатации соответствующих агрегатов, который обычно принимают 25-30 лет)[104].

Капиталовложения с учетом дисконтирования определяются по формуле:

$$K_E = \sum_{t=0}^T K_t \cdot \alpha_t \quad (4.17)$$

Для сравнения экономической эффективности предложенного способа бескислородной газификации водоугольного топлива использовался способ газификации угольной пыли на кислородном дутье – при данном варианте обеспечивается максимальная эффективность процесса газификации, а получаемый синтез-газ не содержит балласта в виде оксидов азота, как при использовании воздушного дутья [105-107].

Расход ВУТ (50% угольной пыли и 50% воды) для бескислородной газификации составляет 214 кг/ч (0,182 м³/ч), соответственно расход угольной пыли для производства ВУТ составляет 107 кг/ч (0,14 м³/ч) расход угольной пыли для кислородной газификации – 144,55 кг/ч (0,19 м³/ч), расход кислорода – 119,71 кг/ч (81,43 м³/ч).

При расчете себестоимости синтез-газа, полученного при бескислородной газификации водоугольного топлива и кислородной газификации учитываются капитальные затраты на производство самого топлива (ВУТ или угольной пыли), включающие стоимость оборудования на производство топлива, а также капитальные затраты на производство синтез-газа, включающие базовые капиталовложения в газогенератор и параметры, учитывающие характеристики топлива, дутья, регион строительства, наличие золо-, серо- и азотоочистки, демонтаж и компенсацию аварий и вид шлакоудаления. При расчете газогенератора для бескислородной газификации учитываются капиталовложения в дымогарные трубки из жаростойкой стали. Эксплуатационные затраты

включают затраты на оплату труда работников, на электроэнергию, на топливо, на техническое обслуживание и амортизационные отчисления. На основании полученных данных определяют себестоимость синтез-газа, полученного при бескислородной газификации ВУТ и кислородной газификации угля, а также срок окупаемости проекта бескислородной газификации ВУТ при реализации синтез-газа по рыночной стоимости природного газа.

Капитальные затраты на производство синтез-газа складываются из затрат на оборудование $K_{об}$, транспортировку $K_{тр}$, монтаж $K_{м}$ и пуско-наладочные работы $K_{п-н}$:

$$K = K_{об} + K_{тр} + K_{м} + K_{п-н}, \quad (4.18)$$

при этом $K_{м} = 0,1 \cdot K_{об}$, $K_{п-н} = 0,1 \cdot K_{об}$.

Схема производства синтез-газа из водоугольного топлива включает в себя приготовление угольной пыли, смешивание и гомогенизацию ее с водой для производства водоугольного топлива и газификация в газогенераторе:

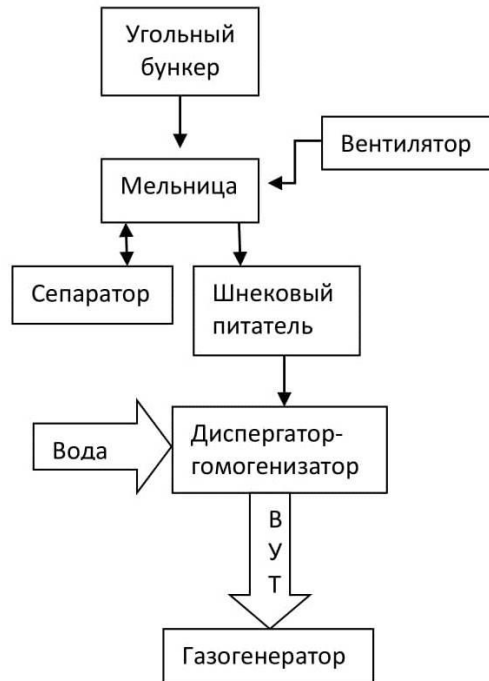


Рис. 4.1

Схема производства синтез-газа из угольной пыли топлива включает в себя приготовление угольной пыли, получение чистого кислорода в воздухоразделительной установке (ВРУ) и газификацию в газогенераторе:

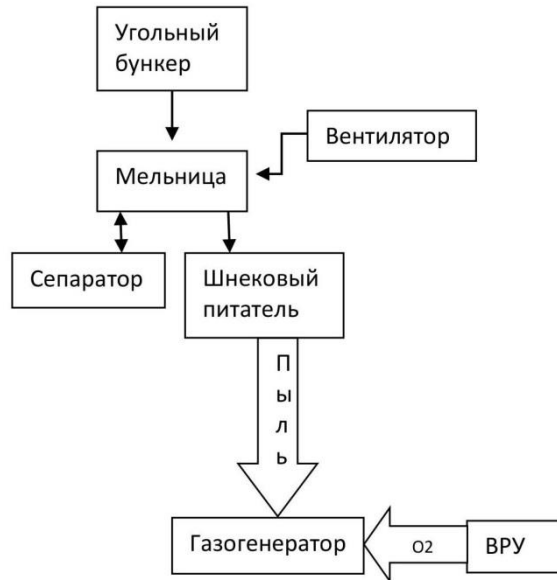


Рис.4.2

Капиталовложения в газогенератор определяются по методике Ларионова [105]:

$$K_R = K_R^0 \left(\prod_{i=1}^7 c_i \right) \left[\prod_j^4 \left(\frac{x_j}{x_j^0} \right)^{n_j} \right] \quad (4.19)$$

где K_R^0 – базовые капиталовложения ($K_R^0 = 2,8 \cdot 10^6$ \$), c_i – коэффициенты приведения, определяемые по таблице 4.3, x_i, x_i^0 – определяющие параметры и их базовые значения, определяемые по таблицам 4.3, 4.4.

Таблица 4.3. Коэффициенты приведения

Влияющие факторы	Характеристики факторов	Обозначения	Значения
Топливо	Каменный уголь	c_1	1,30
	Бурый уголь		1,35
	ВУТ		0,9
Дутье	Воздушное	c_2	1,0
	Паровое		1,20
	Паровоздушное		1,15
	Кислородное		1,30

	Парокислородное		1,25
Регион строительства	Урал, Зап. Сибирь	c_3	1,05
	Д. Восток, Вост. Сибирь		1,15
Вид природо-охранных систем	Золоочистка (з/о)	c_4	1,0
	З/о серо- или азотоочистка		1,05
	З/о серо- и азотоочистка		1,1
Демонтаж и компенсация аварий	Демонтаж после выработки срока эксплуатации	c_5	1,3
Тип реактора	С неподвижным слоем	c_6	0,9
	Прямоточный		1,0
	С кипящим слоем		1,1
Вид шлакоудаления	Твердое	c_7	1,0
	Жидкое		1,2

Таблица 4.4. Базовые параметры

Наименование	Параметры		Показатели степени в уравнении 4.27	
	Обозначения	Значения	Обозначения	Значения
Расход условного топлива, т/ч	x_1^0	10	n_1	0,8
Температура реакции, °С	x_2^0	1000	n_2	0,9
Давление в реакционной зоне, МПа	x_3^0	0,1	n_3	0,1
Число часов использования установленной мощности, ч/год	x_4^0	6000	n_4	0,2

Капиталовложения в систему золошлакоудаления (включая золоотвал) рассчитываются по соотношению [107]:

$$K_{зш} = K_{зш}^0 c \left(\frac{B}{B^0} \right)^{0,8} \left(\frac{A^P}{A^{P0}} \right), \quad (4.20)$$

где $K_{зш}^0$ - базовые капиталовложения ($K_{зш}^0 = 0,3 \cdot 10^6$ \$); c - коэффициент приведения: $c=1$; B , B^0 - определяющие параметры и их базовые значения; A^P - зольность топлива на рабочую массу ($A^{P0} = 10\%$).

Эксплуатационные затраты на приготовление синтез-газа включают: затраты на оплату труда с учетом ЕСН; затраты на электроэнергию; затраты на топливо; затраты на техническое обслуживание, амортизационные отчисления, руб/год:

$$\mathcal{E} = \mathcal{E}_{\text{ФОТ}} + \mathcal{E}_{\text{э/э}} + \mathcal{E}_{\text{топлива}} + \mathcal{E}_{\text{м.о.}} + \mathcal{E}_a \quad (4.21)$$

Затраты на оплату труда $\mathcal{E}_{\text{ФОТ}}$ с учетом ЕСН, составляют руб./год:

$$\mathcal{E}_{\text{ФОТ}} = 12 \cdot L \cdot N \cdot 1,302 \quad (4.22)$$

где L - численность эксплуатационного и привлеченного персонала для обслуживания системы, $L=5$ чел.; N - средняя заработная плата одного работающего с ЕСН (30,2%). Принималось среднее значение заработной платы по региону.

Затраты на электроэнергию $\mathcal{E}_{\text{э/э}}$, руб./год определяются по формуле исходя из действующих тарифов на электроэнергию и суммарной мощности электрического оборудования:

$$\mathcal{E}_{\text{э/э}} = 8760 \cdot \tau \cdot N_{\text{э/э}}, \quad (4.23)$$

где τ – тариф, руб./кВт·ч; $N_{\text{э/э}}$ – общая мощность системы, кВт.

Затраты на топливо $\mathcal{E}_{\text{топливо}}$, руб./год, определяются по формуле:

$$\mathcal{E}_{\text{топливо}} = 8760 \cdot (G_{\text{вода}} \cdot P_{\text{вода}} + G_{\text{уголь}} \cdot P_{\text{уголь}}), \quad (4.24)$$

где $G_{\text{вода}}$ - расход воды, т/ч; $P_{\text{вода}}$ - цена воды, руб./т, $G_{\text{уголь}}$ – расход угля, т/ч, $P_{\text{уголь}}$ – цена угля, руб./т.

Затраты на техническое обслуживание $\mathcal{E}_{\text{м.о.}}$, руб./год, определяются по формуле с учетом капиталовложений в оборудование:

$$\mathcal{E}_{\text{м.о.}} = 0,02 \cdot K_{\text{об}}, \quad (4.25)$$

Амортизационные отчисления, \mathcal{E}_a , руб./год, представляют собой:

$$\mathcal{E}_a = a \cdot K_{\text{об}} \cdot 10^{-2}, \quad (4.26)$$

где a - норма амортизационных отчислений, $a=8,5\%$.

Годовое производство синтез-газа $G_{\text{СГ}}^{\text{год}}$ (т/год) определяется по следующей формуле с учетом количества часов году:

$$G_{\text{СГ}}^{\text{год}} = 8760 \cdot D_{\text{СГ}} \quad (4.27)$$

где $D_{\text{СГ}}$ - производительность по газу, м³/ч.

Себестоимость синтез-газа $P_{\text{СГ}}$, руб./т, определяется по формуле:

$$P_{\text{СГ}} = \frac{\mathcal{E}}{G_{\text{СГ}}^{\text{год}}}, \quad (4.28)$$

$P_{\text{СГ}}$ из ВУТ 3,18 руб/м³, из угольной пыли 5,07руб/м³.

Годовая стоимость синтез-газа F , руб/год, определяется с учетом годового производства синтез газа:

$$F = G_{CF}^{zod} \cdot P_{CF}, \quad (4.29)$$

$$F_{ВУТ} = 13\,928\,400 \text{ руб/год}, F_{\text{угол.пыль}} = 22\,206\,600 \text{ руб/год}$$

Чистая годовая прибыль D , руб/год, рассчитывается с учетом платежей по кредиту:

$$D = F \cdot m - S, \quad (4.30)$$

где m – маржа, %; S – платежи по кредиту, руб./год.

Срок окупаемости проекта t , лет, определяется по формуле как отношение капиталовложений к чистой прибыли от продажи синтез-газа:

$$t = \frac{K}{D}. \quad (4.31)$$

Результаты технико-экономической оценки производства синтез-газа из ВУТ и угольной пыли представлены в таблицах 4.5.

Таблица 4.5. Технико-экономические показатели производства синтез-газа

Технико-экономический параметр	Синтез-газ		
	Из ВУТ	Из угольной пыли	Из ВУТ (Тексако)
Капитальные затраты, руб., включая:	15 796 865,4	21 702 481	19 582 862
- газогенератор	10 187 796,6	9 875 161	7 973 793,4
- вспомогательное оборудование	5 609 069	11 827 320	11 609 069
Эксплуатационные затраты, руб/год, включая:	13 954 651,1	22 207 552	20 045 305
- оплата труда	2 343 600	2 343 600	2 343 600
- электроэнергия	3 841,391,2	9 534 515,4	9 534 515,4
- затраты на топливо	6 110 989	8 230 677	6 110 989
- техническое обслуживание	315 937,3	434 049,6	391 657,25
- амортизация	1 342 733,6	1 844 710,9	1 664 543,3
Годовое производство синтез-газа, м ³ /год	4 380 000	4 380 000	4 380 000
Себестоимость	3,18	5,07	4,58

синтез-газа, руб/м ³			
Годовая стоимость синтез-газа, руб/год	13 928 400	22 206 600	20 060 400

Расчеты показывают, что производство синтез-газа из ВУТ является экономически выгодным, а также решает вопросы ресурсосбережения ввиду экономии как самого угля, так и природного газа при производстве химических продуктов. Энергоэффективность предложенного способа газификации водоугольного топлива достигается путем экономии электроэнергии на привод оборудования в первую очередь ввиду отсутствия стадии получения кислорода из воздуха, что является энергозатратным и дорогостоящим процессом. А как показал опыт промышленной реализации процесса газификации, воздушная газификация угля, а тем более водоугольного топлива является малоэффективным процессом ввиду наличия значительного количества балластного азота в составе синтез-газа, а следовательно низкой калорийности и непригодности к дальнейшей переработке.

При реализации синтез-газа по стоимости природного газа для предприятий (4,53 руб/м³) и ставке по кредиту 11% годовых срок окупаемости проекта составит 3,48 лет. Чистая годовая прибыль при реализации синтез-газа из ВУТ по 4,53 руб/м³ составит 5 913 000 руб/год.

При этом следует учесть, что дальнейшая термохимическая переработка синтез-газа, полученного при газификации ВУТ, с целью получения широкого спектра химической продукции может быть упрощена по сравнению с использованием в качестве исходного сырья природного газа ввиду отсутствия стадии конверсии метана в синтез-газ.

При производстве различных химических продуктов, главным образом метанола, следует учитывать, что синтез-газ, полученный при бескислородной газификации ВУТ, имеет мольное соотношение CO/H₂=1/2, что соответствует требованиям, предъявляемым к сырью для производства метанола. При этом при производстве метанола из природного газа более 60% затрат приходится на

конверсию в синтез-газ [108]. Стоит отметить, что углехимия — второй после энергетики по ресурсоемкости способ экономически эффективной утилизации угля. В настоящее время из угля можно вырабатывать более 130 видов химической продукции, которую значительно выгоднее реализовывать по сравнению с самим углем. Так в мире четверть аммиака и метанола производятся из угля. Для России такой технологичный способ реализации угля является приоритетным направлением ввиду его больших запасов.

Эксперты «Кузбасского технопарка» рассчитали себестоимость производства метанола и олефинов в России и сравнили эти показатели с данными КНР и США. В анализе учитывались все необходимые затраты на сырье и операционные расходы, включая амортизацию оборудования и ФОТ (за основу была принята финансово-экономическая модель DeutscheBank). В расчетах учитывалось, что уголь передается на собственное метанольное производство по себестоимости добычи, равной в среднем 800 руб. за тонну. За счет такой низкой стоимости сырья себестоимость угольного метанола составляет около \$140 за тонну. Внутренняя рыночная цена — \$231 за тонну, экспортная цена — \$255 за тонну. Таким образом, российский угольный метанол конкурентоспособен в глобальном масштабе, у него хорошие рентабельность и экспортный потенциал [109].

Выводы по главе 4

В результате расчета определены габаритные размеры газогенератора и его отдельных элементов на основе результатов математического моделирования, представленного в главе 3.

Расчет теплоотдающей поверхности дымогарных труб и их количества велся исходя из количества тепла, требуемого на проведение всех этапов процесса, которое было определено в результате численных исследований в предыдущей главе. Определено, что длина жаровых труб должна быть равной сумме длин 1 и 2 зоны газогенератора. При производительности газогенератора по газу 500 м³/ч количество труб составляет 85 шт.

В зависимости от требуемой производительности по газу, варьируя числом дымогарных труб и общим объемом газогенератора, определяются соответствующие конструктивные параметры при неизменной длине реактора, при прохождении которой частица водоугольного топлива претерпевает все термохимические превращения и образуется синтез-газ заданного состава.

В результате проведенной технико-экономической оценки доказана экономическая эффективность бескислородной газификации ВУТ в сравнении с кислородной газификацией угля – себестоимость полученного газа составляет 2,38 руб/м³, а срок окупаемости с учетом переплат по кредиту – 4 года при реализации полученного синтез-газа цене природного газа для внутренних потребителей.

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ И ВЫВОДЫ

В результате работы:

- проведен анализ современного состояния технологии газификации в России и за рубежом; определены наиболее перспективные направления использования синтез-газа, полученного из угля, – в качестве исходного сырья в термохимическом каталитическом синтезе;

- в результате теоретического исследования физико-химических закономерностей термического преобразования коксового остатка выявлены химические реакции образования компонентов синтез-газа и определены их термодинамические функции;

- предложен способ бескислородной газификации ВУТ, включающий разработку модели газогенератора и методики его расчета, который обеспечивает получение синтез-газа с заданным составом и свойствами, необходимыми для дальнейшей переработки – соотношение монооксида углерода к водороду в газе составляет 0,4-0,6;

- обоснованы наиболее целесообразные режимные условия проведения процесса для обеспечения его эффективности и экономичности – проведение процесса газификации ВУТ без подвода окислителя и поддержание температуры в объеме газогенератора на уровне 1150К;

- разработана математическая модель теплообмена между каплей ВУТ и потоком греющего газа в объеме газогенератора, позволяющая определить количество теплоты, необходимое для термического преобразования водоугольного топлива в синтез-газ, время пребывания капли ВУТ в реакционном объеме и длину газогенератора.

- получены зависимости, доказывающие, что при вариации определенных исходных параметров достигается унификация процесса по виду топлива;

- разработана новая конструкция газогенератора, оснащенная вертикальными поверхностями теплообмена, для обеспечения необходимым количеством теплоты всех стадий газификации, и проведен конструктивный расчет газогенератора при различной производительности по синтез-газу;

- в результате проведенной технико-экономической оценки доказана экономическая эффективность бескислородной газификации ВУТ в сравнении с кислородной газификацией угля – себестоимость полученного газа составляет 3,18 руб/м³, а срок окупаемости с учетом переплат по кредиту – 3,48 лет, что позволяет решить задачи энерго- и ресурсосбережения в результате экономии топлива для получения синтез-газа, природного газа при производстве химических продуктов, а также экономии электроэнергии на привод оборудования ввиду отсутствия стадий получения кислорода и конверсии метана.

ИТОГИ ВЫПОЛНЕННОГО ИССЛЕДОВАНИЯ, РЕКОМЕНДАЦИИ И ПЕРСПЕКТИВЫ ДАЛЬНЕЙШЕЙ РАЗРАБОТКИ ТЕМЫ

Результаты выполненной работы могут быть использованы для дальнейшего развития тематики газификации различных видов природных топлив и техногенных отходов с целью получения синтез-газа.

В частности становится возможной разработка типоразмерного ряда газогенераторов, унифицированных по виду топлива, на основе предложенной конструкции, включающей вертикальные теплообменные поверхности.

Задача унификации газогенераторов по виду используемого топлива состоит в определении технологических, режимных характеристик процесса и конструктивных параметров газогенератора при использовании различных видов топлив – композиционных суспензионных: мазутоугольных, водомазутных, мазуторфяных и др, твердых – горючие сланцы, природные битумы, торф, нефтяные коксы и др.

Полученная методика расчета процессов, происходящих с частицей (каплей) топлива при термохимической переработке, может быть применена для определения конструктивных параметров газогенератора и создание Нормативного метода расчета газогенераторов поточного типа.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

1. Энергетическая стратегия России на период до 2035[Электронный ресурс]. URL:<http://minenergo.gov.ru/node/1026>(дата обращения 20.02.2015).
2. Новый парижский климат [Электронный ресурс].URL: <http://www.kommersant.ru/doc/2876937> (дата обращения 20.02.2015).
3. Новое климатическое соглашение ООН принято в Париже 195 странами[Электронный ресурс].URL:<http://ria.ru/world/20151212/1341001859.html>
4. Афанасьев, В.В. Технологические характеристики электротермической газификации различных видов твердого топлива / В.В.Афанасьев, В.А. Тарасов, В.Г. Ковалев // Вестник Чувашского Университета. – 2011. – № 3. – С.33-39.
5. Higman, C. Gasification / С. Higman, М. Burt. – Houston (USA): Elsevier science, 2003. – Vol. 391
6. Алешина, А.С. Газификация твердого топлива: учеб. пособие / А.С.Алешина, В.В.Сергеев. – СПб.: Изд-во Политехн. ун-та, 2010. – 202 с.
7. Альтшулер, В.С. Процессы в кипящем слое под давлением / В.С.Альтшулер, Г.П. Сеченов. – М.: Наука, 1963. – 214 с.
8. Основные результаты исследований водоугольного топлива и перспективы его использования / А.М. Хидиятов [и др.] // Развитие технологий подготовки и сжигания топлива на электростанциях. Сб. ст.: под ред. А.Г. Тумановского, В. Котляра. – М.: ВТИ, 1996.
9. Галькеева, А.А. Эффективность использования водоугольного топлива в промышленной теплоэнергетике / А.А.Галькеева, Г.Р. Мингалеева // Национальный конгресс по энергетике (Казань, 8-12 сентября 2014 г.): сборник материалов докладов. – Казань: Казан. гос. энерг. ун-т, 2014. – Т.1. – С. 244-253.
10. Петрова, А. Водоугольное топливо в России: опыт внедрения / А. Петрова // Промышленный вестник Карелии. – 2013. – №105. – С.18-19.
11. Галькеева, А.А., Мингалеева Г.Р. Возможности промышленного использования генераторного газа / А.А.Галькеева, Г.Р. Мингалеева // Известия вузов. Проблемы энергетике. – 2014. – №11-12. – С. 22-31.

12. Ольховский, Г.Г. Газификация твердых топлив в мировой энергетике (обзор) / Г.Г. Ольховский // Теплоэнергетика. – 2015. - №7. – С. 3-11.
13. Wang, J.Coal to liquid fuels by gasification and the associated hot gas cleanup challenges/ J. Wang, Y.Li //Chinese journal of catalysis. – 2009. – Vol.30. – No.8. – P.770-775.
14. Wu, X.Modelling on effects of operation parameters on entrained flow coal gasification. Model prediction and analysis /X.Wu[and others] // Journal of Zhejiang University (Engineering science). – 2004. – Vol.38. – No.11. –P. 1483-1489.
15. Guo, R.Evaluation approach of operating status for Texaco coal gasification process based on extension and fluzzy theory / R.Guo[and others] // Journal of chemical Engineering of Chinese Universities. 2005. –Vol. 19. –No.1 –P. 77-83.
16. Zhou, H.Experimental study of coal partial gasification in a fluidized bed // H. Zhou, Z.Zhong,// Journal of Engineering for thermal energy and power. –2004. – Vol.19. –No.3. –P. 252-255.
17. Николаева, С.В. Современные процессы переработки угля / С.В. Николаева, Ф.Н. Латыпова, С.Ю. Шавшукова // Башкирский химический журнал. – 2009.– №3. – С.123-132.
18. Загруддинов,Р.Ш. Внедрение газотурбинных технологий с внутрицикловой газификацией угля в технологические схемы ТЭС/ Р.Ш. Загруддинов//Известия Самарского научного центра Российской академии наук. – 2011. – № 1-2. – С.440-445.
19. Котлер, В.Р., Рябов Г.А.Газификация твердого топлива[Электронный ресурс] / В.Р. Котлер, Г.А.Рябов // Раздел первый.Охрана воздушного бассейна от выбросов энергопредприятий. – Режим доступа: <http://osi.ecopower.ru/ru/2010-10-18-10-35-22.html>(01.03.2015).
20. Мингалеева, Г.Р. Определение оптимальных характеристик водоугольного топлива по условиям транспортирования и газификации / Г.Р. Мингалеева // VIII Всерос. конф. с междунар. участием«Горение твердого топлива» (Новосибирск, 13-16 ноября 2012 г.):сборник материалов докладов. –Новосибирск: Изд-воИн-татеплофизикиСОРАН, 2012. –С. 65.1-65.4.

21. Jianyun, Z. Efficiency of wet feed IGCC system with coal-water slurry preheating vaporization technology/ Z. Jianyun, Z. Zhe// Energy. –2013. –P.1-9.
22. Журавлева, Н.В. Вихревая технология сжигания водоугольного топлива / Н.В. Журавлева [и др.] // Экология и промышленность России. – 2009. – № 1. – С. 6-9.
23. Ходаков, Г.С., Водоугольные суспензии / Г.С.Ходаков // Энергетика. – 2000. – № 2. – С. 104-119.
24. Сучков, С.И. Эффективный способ модернизации устаревших угольных ТЭЦ / С.И. Сучков, В.Р. Котлер, В.А. Баторшин // Теплоэнергетика. – 2016. – №12. – С. 23-34.
25. Пинчук В.А. Экологическая характеристика процесса газификации ВУТ / В.А. Пинчук [и др.] // Metallurgical engineering. – 2009. – №1(16). – С. 144-149.
26. Пинчук В.А., Шарабура Т.А., Шевченко Г.Л. Исследование и разработка режимов газификации водоугольного топлива // Сборник научных статей современная наука. – 2010. – №3 (5)
27. Каупельсон, Б.Д. Слоевые методы энергохимического использования топлива / Б.Д. Каупельсон. –М.:Л., 1962. –188 с.
28. Канторович, Б.В. Введение в теорию горения и газификация твердого топлива / Б.В.Канторович. – М.: Metallurgizdat, 1961.– 355 с.
29. Лужковой, Д.С. Перспективы применения парогазовых установок на базе газификации угля / Д.С. Лужковой// Ресурсоэффективным технологиям - энергию и энтузиазм молодых: сборник научных трудов VI Всероссийской конференции. – Томск: Изд-во ТПУ, 2015. – С. 108-119.
30. Ахметов С.А. Физико-химическая технология глубокой переработки нефти и газа: Учебное пособие. Ч.2. Уфа: Изд-во УГНТУ, 1997. 304 с.
31. Газогенераторные технологии в энергетике / Под ред. А.Ф. Рыжкова. – Екатеринбург: Сократ, 2010. – 610 с.

32. Guo, R. Evaluation approach of operating status for Texaco coal gasification process based on extension and fluzzy theory / R. Guo // Journal of chemical Engineering of Chinese Universities. – 2005. – Vol. 19. – No.1.– P. 77-83
33. Горлов,Е.Г. Прямоточная газификация водоугольных суспензий с сухим шлакообразованием высокозольных углей / Е.Г.Горлов,В.Г. Андриенко, К.Е. Нефедов// Химия твердого топлива. – 2009. – №2.– С. 37 – 42.
34. Breault, R.W. Gasification Processes Old and New: A Basic Review of the Major Technologies /BreaultR.W.// Energies. – 2010. – No3. – P. 216-240.
35. Донской, И.Г. Численное исследование процесса газификации угля и влияния режимных параметров на его интенсивность / И.Г. Донской, В.А. Шаманский // VIII Всерос. конф. с междунар. участием «Горение твердого топлива» (Новосибирск, 13-16 ноября 2012 г.): сборник материалов докладов. – Новосибирск: Изд-во Ин-та теплофизики СО РАН, 2012. – С. 1-7.
36. Zhang, B. Modeling of entrained bed coal gasifiers with Aspen Plus / B. Zhang, [and others] // Journal of Chemical Industry and Engineering (China) . – 2003. – Vol.54. – No 8. – p.1179-1182.
37. Yu, H. Numerical simulation analysis on the effects of O/C ratio and coal concentration in coal water slurry on gasification process / H.Yu,[and others] // Journal of fuel chemistry and technology. – 2004. – Vol. 32. – No.4. – p.390-394.
38. Wu, X .Modelling on effects of operation parameters on entrained flow coal gasification. Model prediction and analysis / X. Wu, [and others]// Journal of Zhejiang University (Engineering science). – 2004. – Vol.38. – No.11. – p. 1483-1489
39. Сучков, С.И. Разработка методики расчета газификации топлива в горновом газогенераторе // Горение твердого топлива: Материалы докладов VIII всероссийской конференций с международным участием. Новосибирск, Изд-во Ин-та теплофизики СО РАН, 2012. С.97.1-97.11
40. Слинько, М.Г. Моделирование химических реакторов /М.Г. Слинько. – Новосибирск: Наука, 1968. – 96 с.

41. Донской, И.Г. Моделирование и оптимизация режимов работы газогенератора плотного слоя для парогазовой мини-ТЭС: дис. ... канд. техн. наук. – Иркутск, 2014. – 148 с.
42. Предводителей, А.С. Горение углерода /А.С. Предводителей [и др.]. – М.-Л.: Изд-во АН СССР, 1949. – 407 с.
43. Чуханов, З.Ф. Некоторые проблемы топлива и энергетики / З.Ф. Чуханов. – М.: Изд-во АН СССР, 1961. – 480 с.
44. Зельдович, Я.Б. К теории реакции на пористом или порошкообразном материале / Зельдович, Я.Б. // Журнал физической химии. – 1939. – Т.13. – №2. – С. 161-168
45. Бойко, Е.А., Пачковский С.В. Диффузионно-кинетическая модель горения и тепломассообмена пылеугольных частиц в газовом потоке / Е.А.Бойко, С.В. Пачковский // Химия твердого топлива. – 2008. – №6. – С. 3-13.
46. Синярев, Г.Б. Применение ЭВМ для термодинамических расчетов металлургических процессов/ Г.Б. Синярев[и др.]. – М.: Наука, 1982. – 264 с.
47. Свищев, Д.А., Кейко А.В. Термодинамический анализ режимов газификации водоугольного топлива в потоке / Д.А. Свищев, А.В. Кейко // Теплоэнергетика. – 2010. – №6. – С.33-36.
48. Оостеркамп, П. Достижения в производстве синтез-газа / Оостеркамп, ПЭ. Вагнер, Дж. Росс.// Российский Химический Журнал. – 2000. – Том XLIV. – С. 34-42.
49. Информационно-технический справочник по наилучшим доступным технологиям ИТС 18-2016 «Производство основных органических химических веществ». – М.: Бюро НДТ, 2016. – 337 с.
50. Best Available Techniques (BAT) Reference Document in the Large Volume Organic Chemical Industry. –Seville, Spain: European Union, 2015. – 906 p.
51. Кутёпов, А.М. Общая химическая технология / А.М. Кутёпов, Т.И. Бондарёва, М.Г. Беренгартен. М.: Высшая школа, 1990. –180 с.
52. Carapellucci, R. Impianti IGCC con produzioe e accumulo di methanolo /R. Carapellucci, G. Cau, D. Cocco // Termotecnica. –1999. –No 7. –P. 103-112.

53. Химические вещества из угля / Пер. с нем. / Под ред. И.В. Калечица. М.: Химия, 1980. – 660 с.
54. Розовский, А.Я. Каталитический синтез метанола / А.Я. Розовский, Г.И. Лиин. – М.: Кинетика и катализ, 1999. – Том 40. – № 6. – С. 854-878.
55. Стариков, А.П. Перспективы глубокой переработки углей России газификацией с получением продуктов высокой добавленной стоимости / А.П. Стариков, В.Г. Харитонов, А.И. Гордиенко // Уголь. – 2012. – №3. – С. 52-54.
56. Вольфкович, С.И. Общая химическая технология / С.И. Вольфкович, А.П. Егоров, Д.А. Эпштейн. – Л.: Гос. науч. тех. изд-во хим. лит-ры, 1973. – 632 с.
57. Караваяев, М.М. Технология синтетического метанола / М.М. Караваяев, В.Е. Леонов, И.Г. Попов. – М.:Химия, 1984. – 240 с.
58. Крапчин, И.П.Перспективы производства синтетического жидкого топлива из углей /И.П.Крапчин, Е.Ю.Потапенко // Химия твердого топлива. – 2004. – №5. – С. 59-65.
59. Новый справочник химика и технолога. Сырье и продукты промышленности органических и неорганических веществ. – СПб.: АНО НПО «Профессионал», 2005. – Ч.II. – 1142 с.
60. Лapidус,А.Л. О механизме образования жидких углеводородов из СО и Н₂на кобальтовых катализаторах / А.Л.Лapidус, , А.Ю. Крылова// Российский Химический Журнал. – 2000. – Том XLIV. – № 1. – С 43-56
61. Патраков, Ю.Ф. Механохимические методы в углепереработке / Ю.Ф.Патраков, Н.И.Федорова, О.С. Гладкова // Горный информационно-аналитический бюллетень. – 2008. – №12. – С. 95-100.
62. Mantripragada, H.C.Techno-economic evaluation of coal-to-liquids (CTL) plants with carbon capture and sequestration / H.C. Mantripragada, E.S.Rubin // Energy Policy. – 2011. – No39. – P. 2808-2816.
63. ReferenceDocumentonBestAvailableTechniquesfortheManufactureofLargeVolumeInorganicChemicals - Ammonia, AcidsandFertilisers. [Электронный ресурс]. – Режим доступа: http://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/BREF/lvic_aaf.pdf (15.09.2015).

64. Канторович, Б.В. Основы горения и газификации твердого топлива / Б.В. Канторович. – М.: Изд-во АН СССР, 1958. – 600 с.
65. Кейко, А.В., Ширкалин И.А., Свищев Д.А. Перспективные режимы газификации низкосортного твердого топлива / А.В. Кейко, И.А. Ширкалин, Д.А. Свищев // Известия АН. Энергетика. – 2006. – №3. – С. 55-63.
66. Гюльмалиев, А.М. Теоретические основы химии угля / А.М. Гюльмалиев, Г.С. Головин, Т.Г. Гладун. – М: Изд-во МГГУ, 2003. – 556 с.
67. Штах, Э. Петрология углей / Э. Штах [и др.]. – М.: Мир, 1978. – 554 с.
68. Русчев, Д.Д. Химия твердого топлива / Д.Д. Русчев, Л.: Химия, 1976. – 255с.
69. Галькеева, А.А. Термодинамические характеристики термического разложения коксового остатка при газификации/ А.А. Галькеева, Г.Р. Мингалеева // Химия в интересах устойчивого развития. – 2015. – №24. – С. 1-6.
70. Пятыгина, М.В. Повышение эффективности процесса термохимической переработки твердого топлива: дис. ...канд. техн. наук: 05.14.04 / Пятыгина Мария Валерьевна. – Казань, 2013. – 234 с.
71. Luo, Y. Comprehensive Handbook of Chemical Bond Energies / Y. Luo. – Florida, USA: CRC Press, 2007. – 1657 p.
72. Угольная база России. Том II. Угольные бассейны и месторождения Западной Сибири (Кузнецкий, Горловский, Западно-Сибирский бассейны; месторождения Алтайского края и Республики Алтай). – М.: ООО «Геоинформцентр», 2003. – 604 с.
73. Справочник химика и технолога. В 7 кн. / Под ред. Б.П. Никольского. Кн. 6. Сырье и продукты промышленности органических веществ. – Л.: Химия, 1967. – 1012 с.
74. Perry, R. Perry's chemical engineers' handbook / R. Perry, D. Green, J. Maloney. – The McGraw Hill Companies, Inc., 1997. – Vol. 2641.
75. Итоги работы угольной промышленности России за 2013 год (аналитический обзор) // Уголь. – 2014. – №3. – С. 53-66.

76. Долинский, А.А. Водугольное топливо: перспективы использования в теплоэнергетике и жилищно-коммунальном секторе / А.А. Долинский, А.А. Халатов // Пром. теплотехника. – 2007. – Т.29. – №5. – С.70-79.
77. Белосельский, Б. С. Технология топлива и энергетических масел: Учебник для вузов / Б. С. Белосельский. – М.: Издательство МЭИ, 2003. – 340 с.
78. Дешалит, Г. И. Расчет процессов газификации топлива. Учебное пособие для химико-технологических, металлургических и энергетических специальностей вузов УССР / Г. И. Дешалит. – Харьков: издательство Харьковского университета, 1959. – 170 с.
79. Подвысоцкий, А.М. Расчет неравновесного двухфазного течения с коагуляцией и дроблением частиц конденсата при произвольном распределении вторичных капель по массам и скоростям / А.М. Подвысоцкий // Изв. АН СССР. Механика жидкости и газа. – 1975. – №2. – С. 71-79.
80. Бабуха, Г.Л. Взаимодействие частиц полидисперсного материала в двухфазных потоках / Г.Л. Бабуха, А.А. Шрайбер. – Киев: Наукова думка, 1972. – 176 с.
81. Делягин, Г.Н. Вопросы теории воспламенения и горения распыленной водугольной суспензии / Г.Н. Делягин // «Кинетика и аэродинамика процессов горения топлива» Сб. научных трудов. М.: Наука, 1969. – С. 111-127
82. Нестеренко, А.В. Основы термодинамических расчетов / А.В.Нестеренко. – М.: Изд-во «Высшая школа», 1971. – 460 с.
83. Михеев М.А., Михеева И.М. Основы теплопередачи / М.А.Михеев, И.М.Михеева. – М.: Энергия, 1977. – 344 с.
84. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 400 с.: ил.
85. Справочник по теплопередаче / С.С.Кутателадзе, В.М.Боришанский. – М.: ГЭИ, 1958. – 415 с.

86. Лебедев, П.Д. Расчет и проектирование сушильных установок / П.Д. Лебедев. – М.–Л.: Госэнергоиздат, 1962. – 320 с.
87. Лыков, А.В. Тепло-и массообмен в процессах сушки / Лыков А.В. – М.: Госэнергоиздат, 1956. – 464 с.
88. Муштаев, В.И. Сушка дисперсных материалов / В.И.Муштаев, В.М.Ульянов М.: Химия, 1988. – 352 с.
89. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик. М.: Наука, 1972. – 720 с.
90. Померанцев, В.В. Основы практической теории горения: Учебное пособие для вузов / В.В. Померанцев, К.М. Арефьев, Д.Б. Ахмедов и др.; Под ред. В.В. Померанцева. – 2-е изд., перераб и доп. – Л.: Энергоатомиздат. Ленингр. отд-ние, 1986. – 312 с.
91. Бусройд, Р. Течение газа со взвешенными частицами / Р. Бусройд; перевод с англ. под ред. З. Р. Горбиса. – М.: Мир, 1975. – 380 с.
92. Рябцев, И.И., Волков А.Е. Производство газа из жидких топлив для синтеза аммиака и спиртов / И.И. Рябцев, А.Е. Волков. – М.: Химия, 1968. – 208 с.
93. Pechenegov Yury Y. Application of a tubular flow reactor for oil shale pyrogasification / Yury Y.Pechenegov [and others] // Oil Shale. 2014. Vol. 31. No. 4. pp. 238-249.
94. Pechenegov Yury Y. Oxidative pyrolysis of oil shale in tubular flow reactors with external heating / Yury Y.Pechenegov [and others] // Solid fuel chemistry. 2017. Vol. 51. No. 1. pp. 40-43.
95. Воинов, А.П. Котлы-утилизаторы и энерготехнологические агрегаты / А.П. Воинов, В.А. Зайцев, Л.И. Куперман, Л.Н. Сидельковский; под ред. Л.Н. Сидельковского. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 272 с.
96. Тепловой расчет конвективных поверхностей нагрева парогенераторов: методические указания к курсовому и дипломному проектированию для студентов дневного и заочного отделения специальности 290700. – Ростов н/Д: Рост. гос. строит. ун-т, 2011. – 42с

97. Тепловой расчет котлов(Нормативный метод). –3-е изд., перераб и доп. – Спб.: Изд-во НПО ЦКТИ, 1998. – 256 с.
98. Равич, М.Б. Топливо и эффективность его использования / М.Б. Равич. – М.: Наука, 1971. – 358 с.
99. Мухленов И.П.Общая химическая технология: Учеб. для химико-техн. спец. вузов. В 2 т. Т.1. Теоретические основы химической технологии / И.П. Мухленов, А.Я. Авербух, Е.С. Тумаркина и др.; Под ред. И.П. Мухленова. – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Высш. шк., 1984. – 256 с.
100. Дытнерский, Ю.И.Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 368 с.: ил.
101. Делягин, Г.Н. Экспериментальное исследование процесса горения капли водоугольной суспензии из бурого и газового углей / Г.Н. Делягин, А.И. Кулинич, В.И. Кирсанов // «Горение дисперсных топливных систем». Сб. научных трудов. – М.: Наука, 1969. – С. 55-68.
102. Жаростойкие и жаропрочные сплавы [Электронный ресурс]<http://www.metotech.ru/garsplavy-opisanie.htm> (дата обращения 01.02.2018 г.)
103. Жаростойкие стали: состав и марки жаропрочных сплавов [Электронный ресурс]<http://met-all.org/stal/zharoprochnaya-zharostojkaya-stal-splavy-marki.html> (дата обращения 01.02.2018 г.)
104. Методические рекомендации по оценке эффективности инвестиционных проектов и их отбору для финансирования. М.: Информэлектро, 1994. 81 с. (в редакции, утв. Министерством экономики РФ, Министерством финансов РФ, Государственным комитетом РФ по строительной, архитектурной и жилищной политике 21.06.1999 № ВК 477)
105. Ноздренко, Г.В. Эффективность применения в энергетике КАТЭЖа экологически перспективных энерготехнологических блоков электростанций с новыми технологиями использования угля / Г.В. Ноздренко. – Новосибирск: НЭТИ, 1992. – 261 с.

106. Домбровская, Г.П. Методические указания по выполнению экономической части выпускной работы. Образовательно-квалификационный уровень-бакалавр. Для студентов специальностей: 7.01.01.04.01. / Г.П. Домбровская, А.В. Кропотов. – Харьков: УИПА, 2007. – 17 с.
107. Ларионов, В.С. Технико-экономическая эффективность энергоблоков ТЭС: Учеб. пособие / В.С. Ларионов [и др.]. – Новосибирск: Изд-во НГТУ, 1998. – 31 с.
108. Себестоимость метанола, получаемого из различного сырья[Электронный ресурс]<https://e-him.ru/?page=dynamic§ion=50&article=814> (дата обращения 01.02.2018 г.)
109. Как угольщики справляются с падением спроса [Электронный ресурс]<https://www.rbc.ru/society/19/01/2016/56bc84429a794713b417134c> (дата обращения 01.02.2018 г.)

Результаты расчета зависимости концентрации компонентов синтез-газа по времени при различных температурах

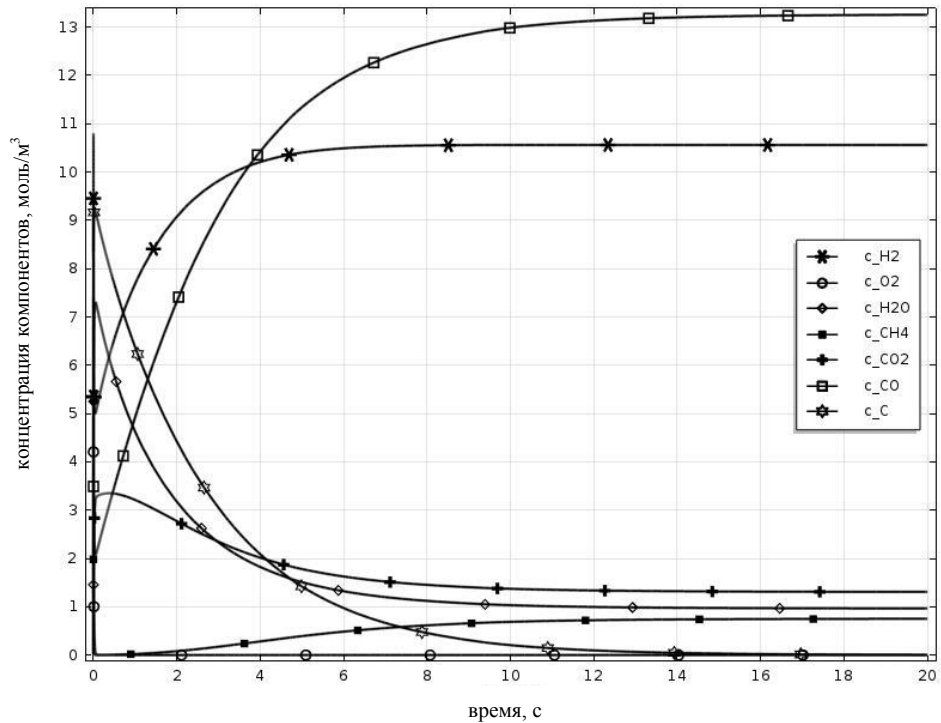


Рис.1. Угольная пыль Соколовского месторождения при 1073К

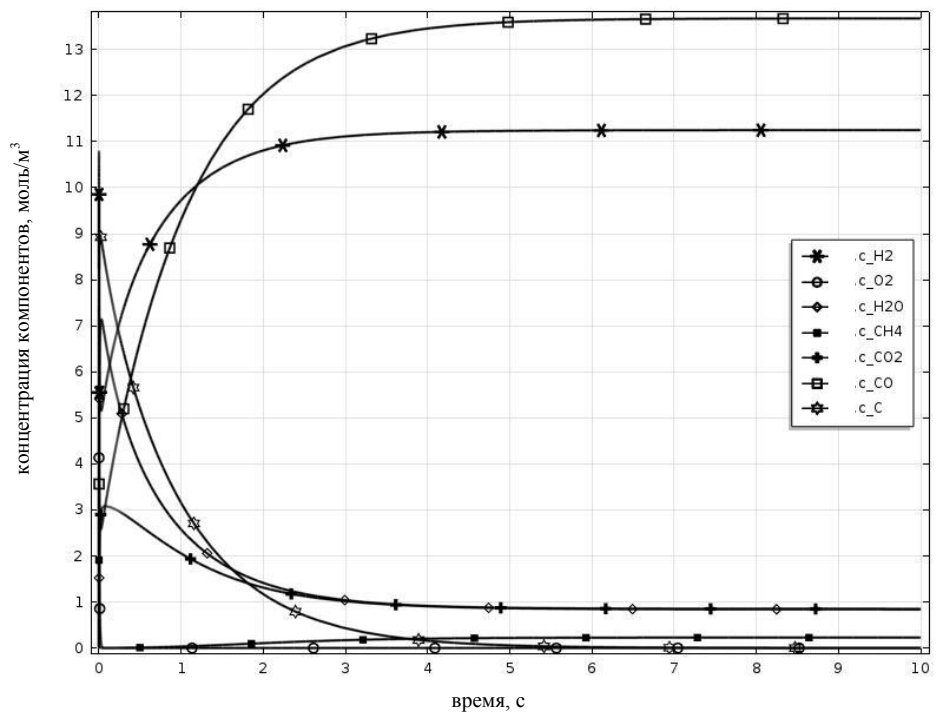


Рис.2. Угольная пыль Соколовского месторождения при 1150К

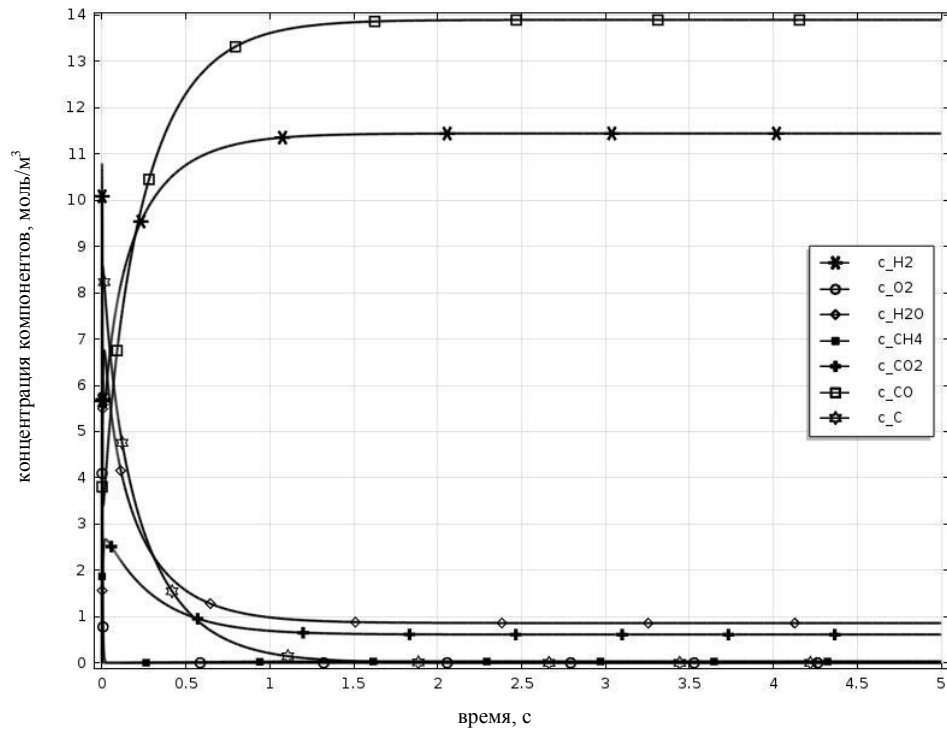


Рис.3. Угольная пыль Соколовского месторождения при 1273К

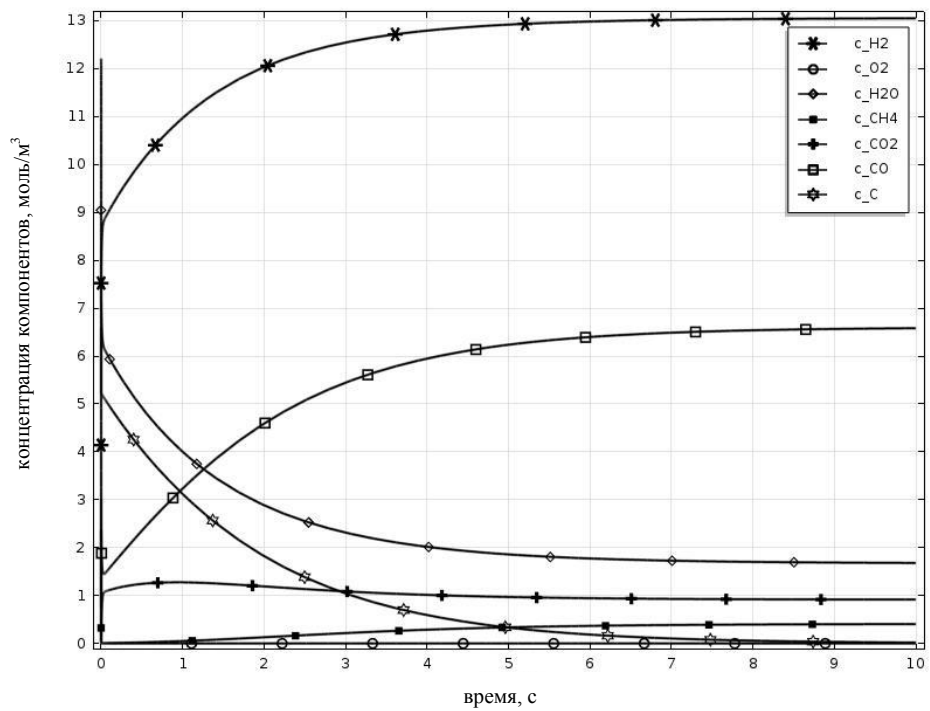


Рис.4. ВУТ из угля Соколовского месторождения при 1073К

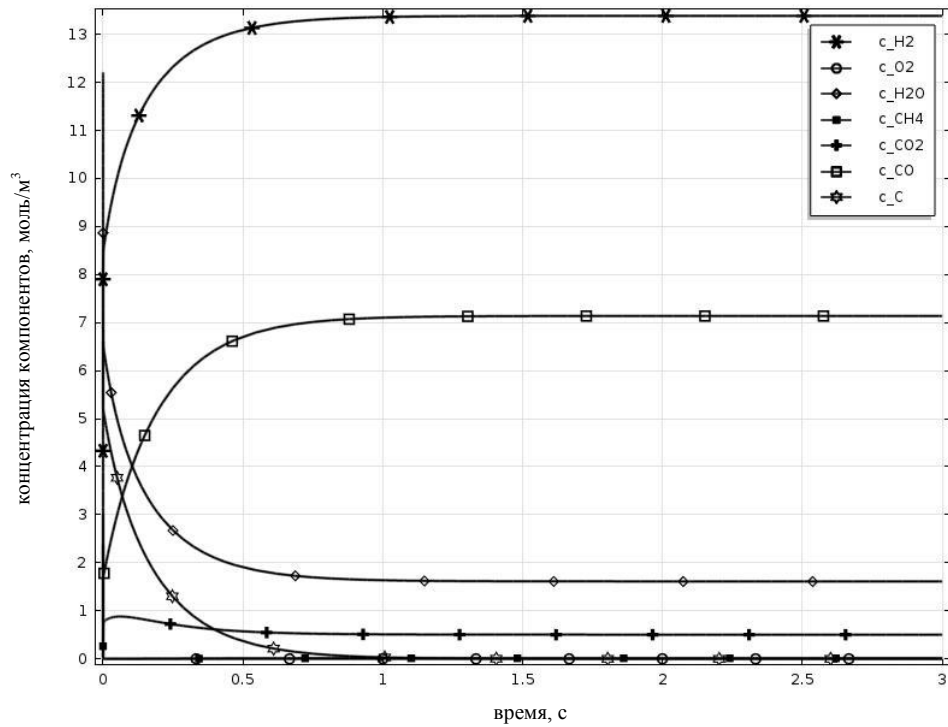


Рис.5. ВУТ из угля Соколовского месторождения при 1273К

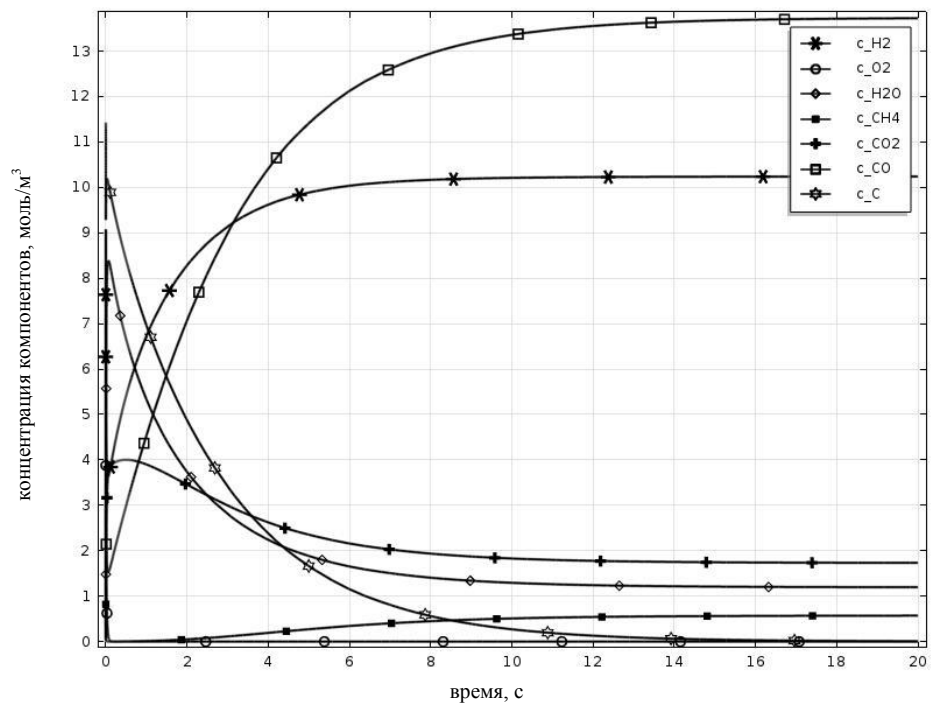


Рис.6. Угольная пыль Бейского месторождения при 1073К

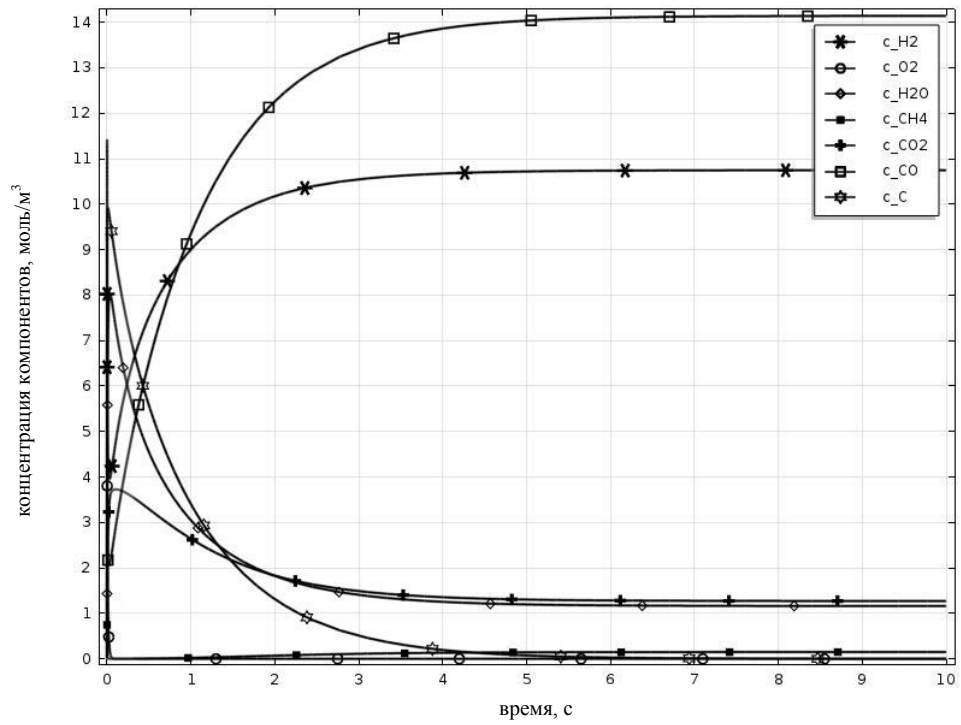


Рис.7. Угольная пыль Бейского месторождения при 1150К

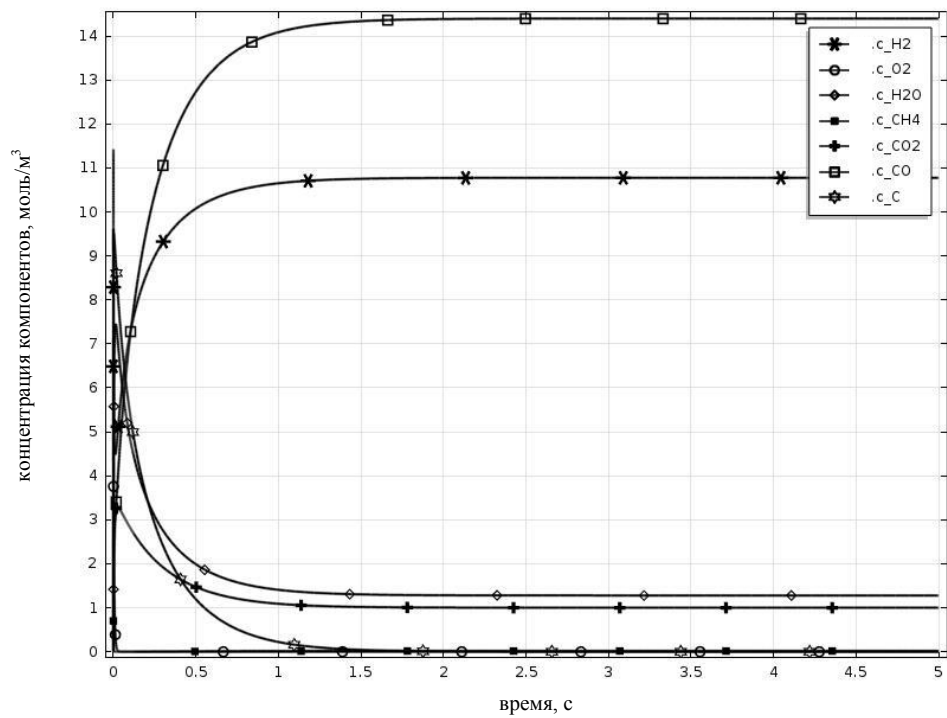


Рис.8. Угольная пыль Бейского месторождения при 1273К

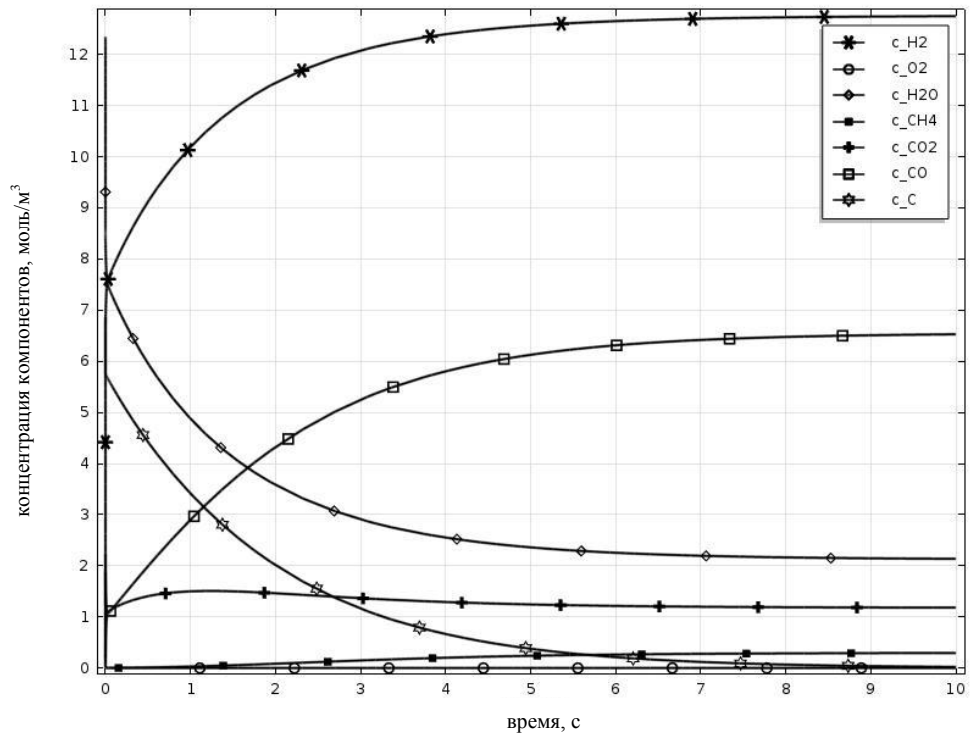


Рис.9. ВУТ из угляБейского месторождения при 1073К

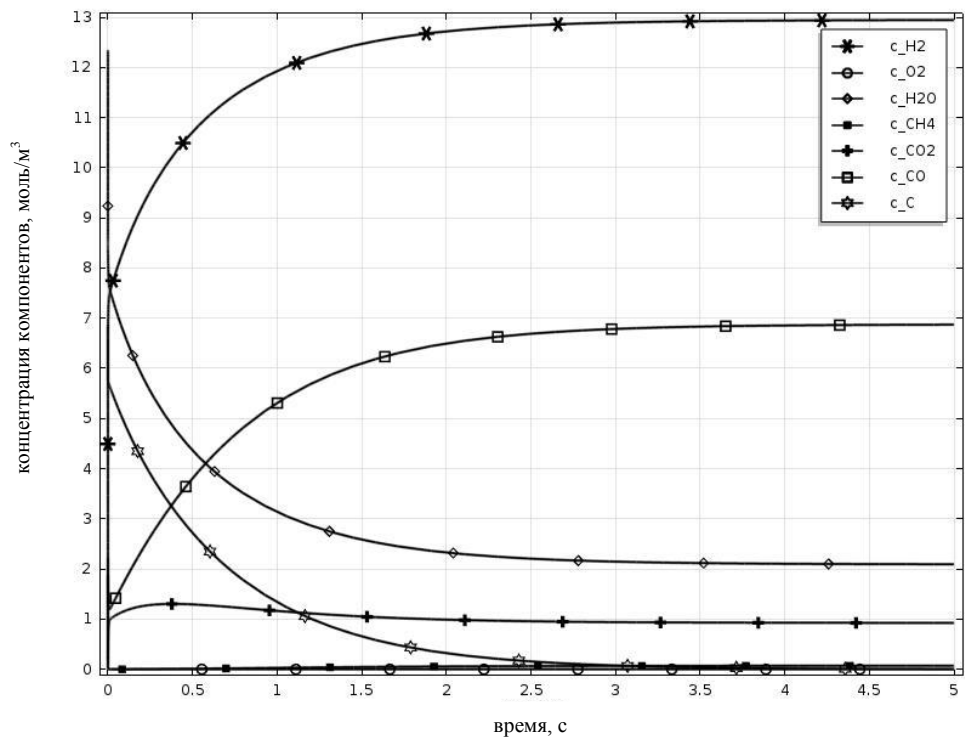


Рис.10. ВУТ из угляБейского месторождения при 1150К

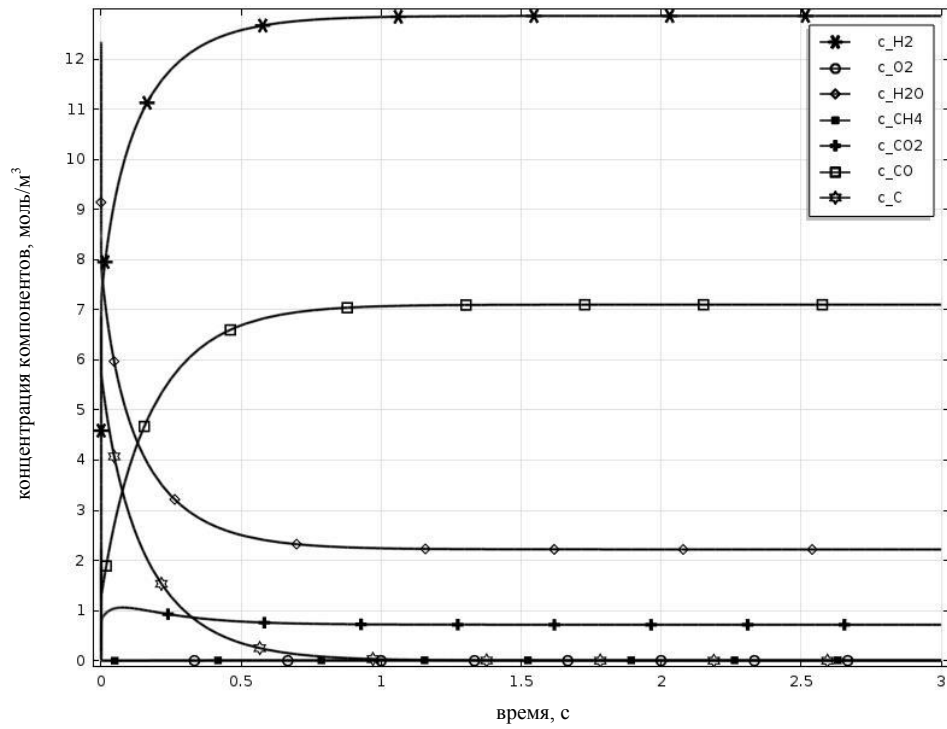


Рис.11. ВУТ из угляБейского месторождения при 1273К

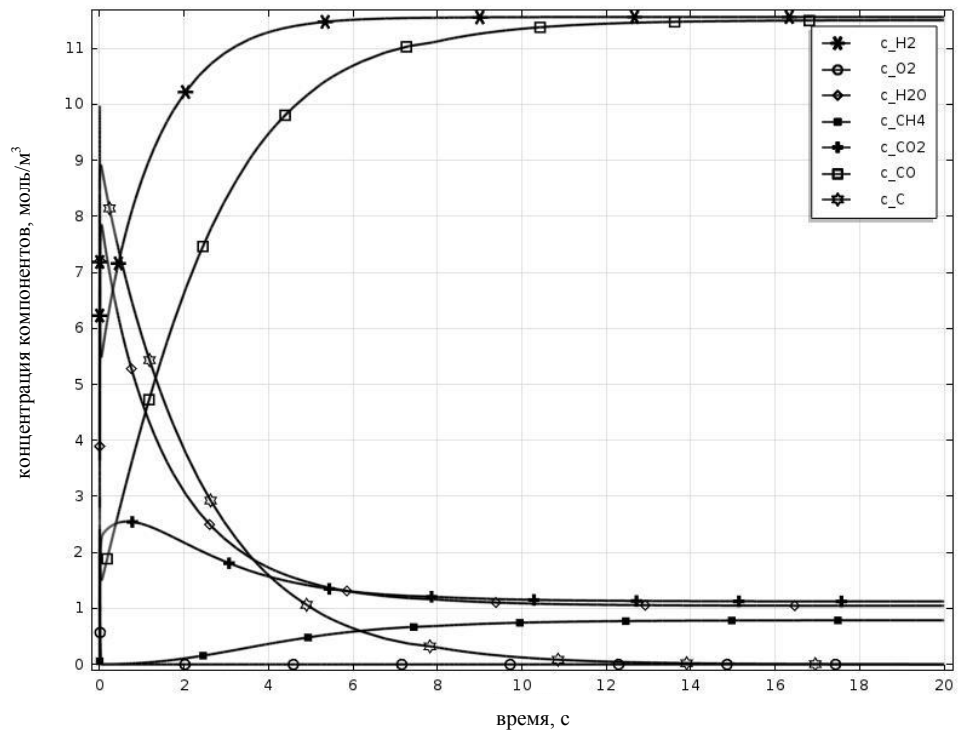


Рис.12. Угольная пыль Ирша-Бородинского месторождения при 1073К

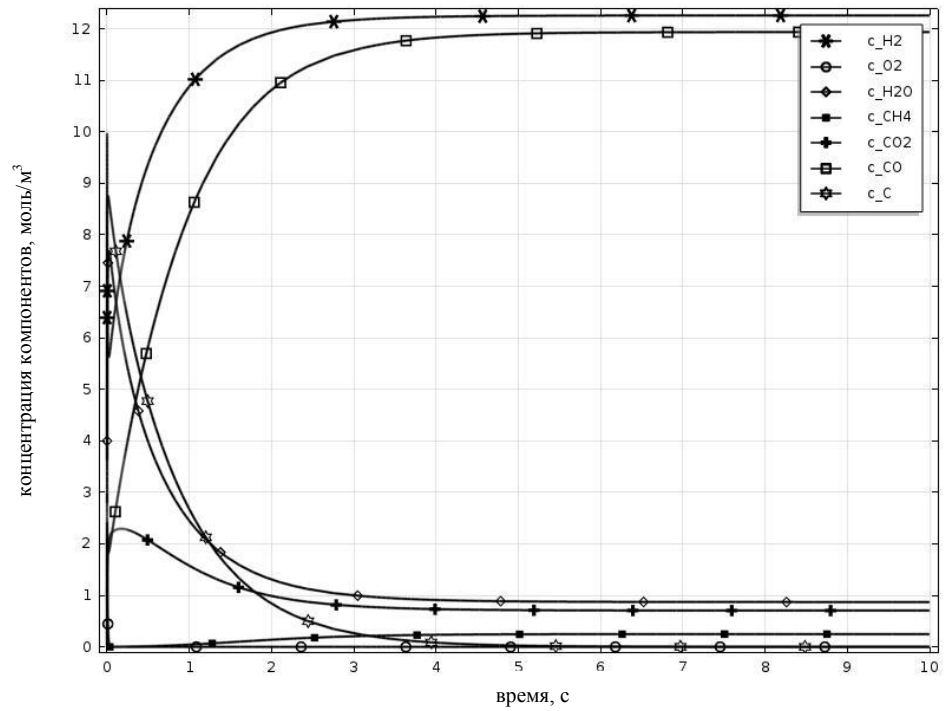


Рис.13. Угольная пыль Ирша-Бородинского месторождения при 1150К

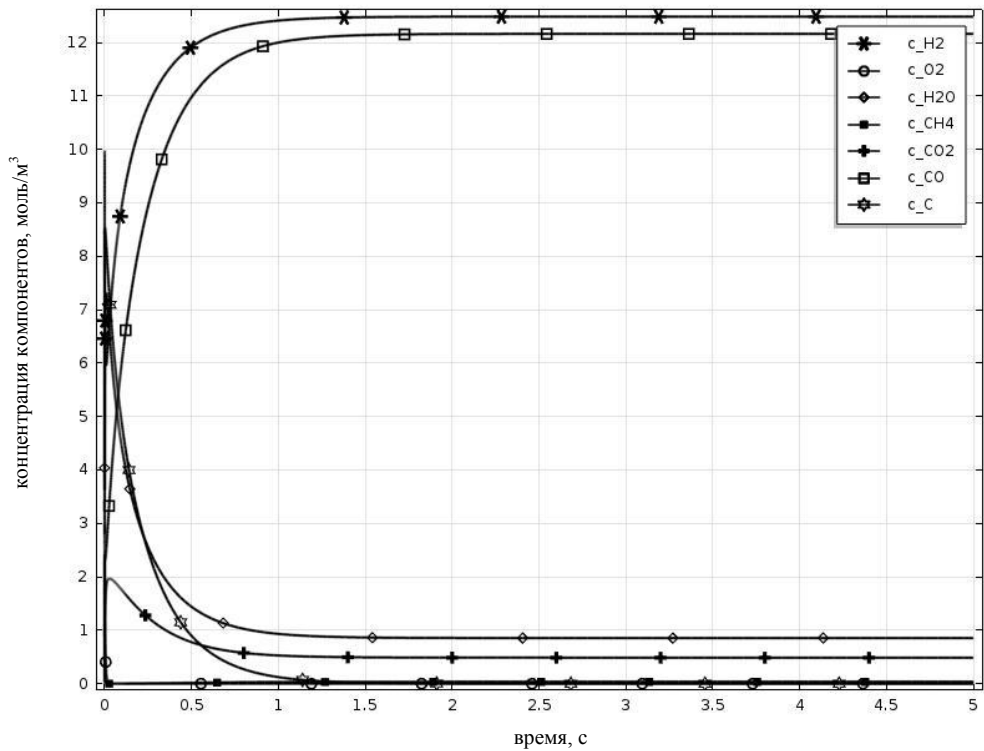


Рис.14. Угольная пыль Ирша-Бородинского месторождения при 1273К

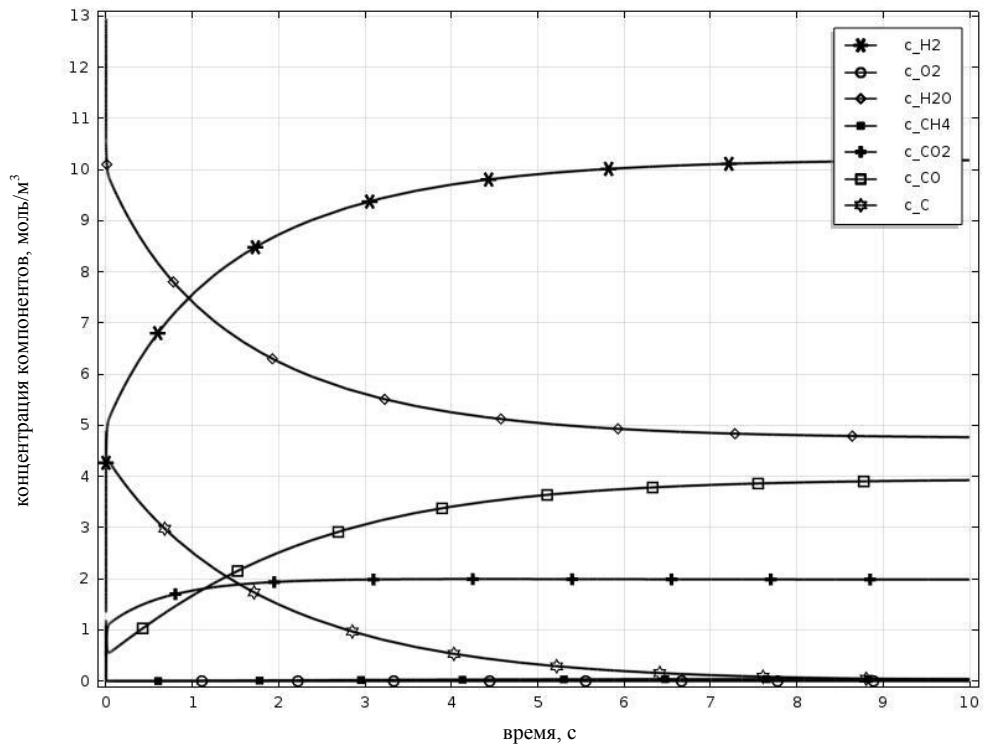


Рис.15. ВУТ из угля Ирша-Бородинского месторождения при 1073К

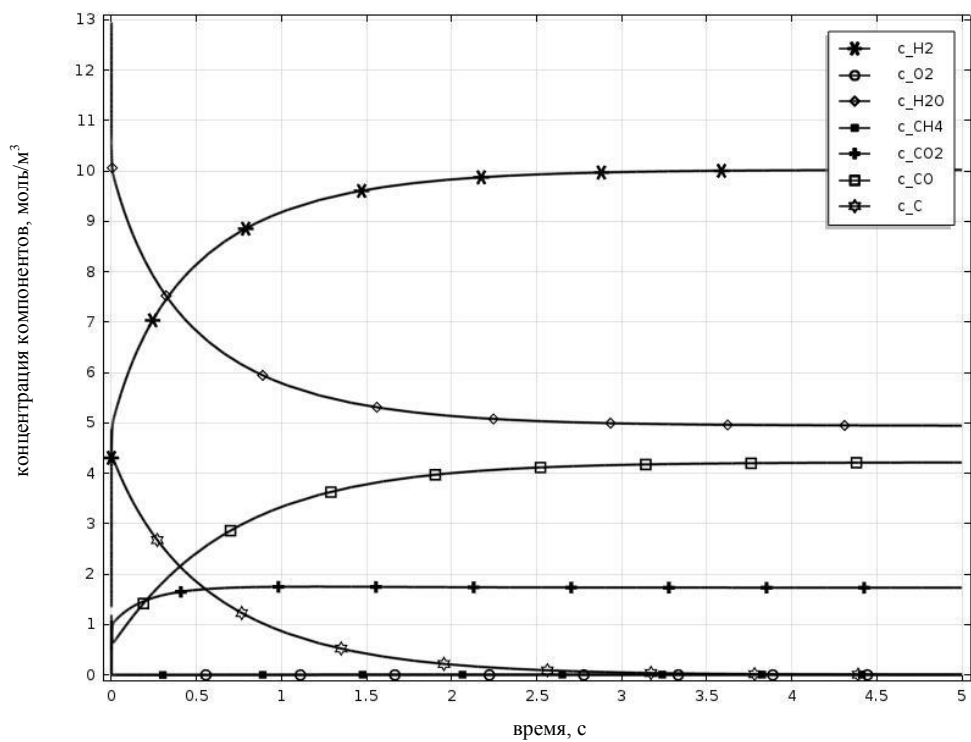


Рис.16. ВУТ из угля Ирша-Бородинского месторождения при 1150К

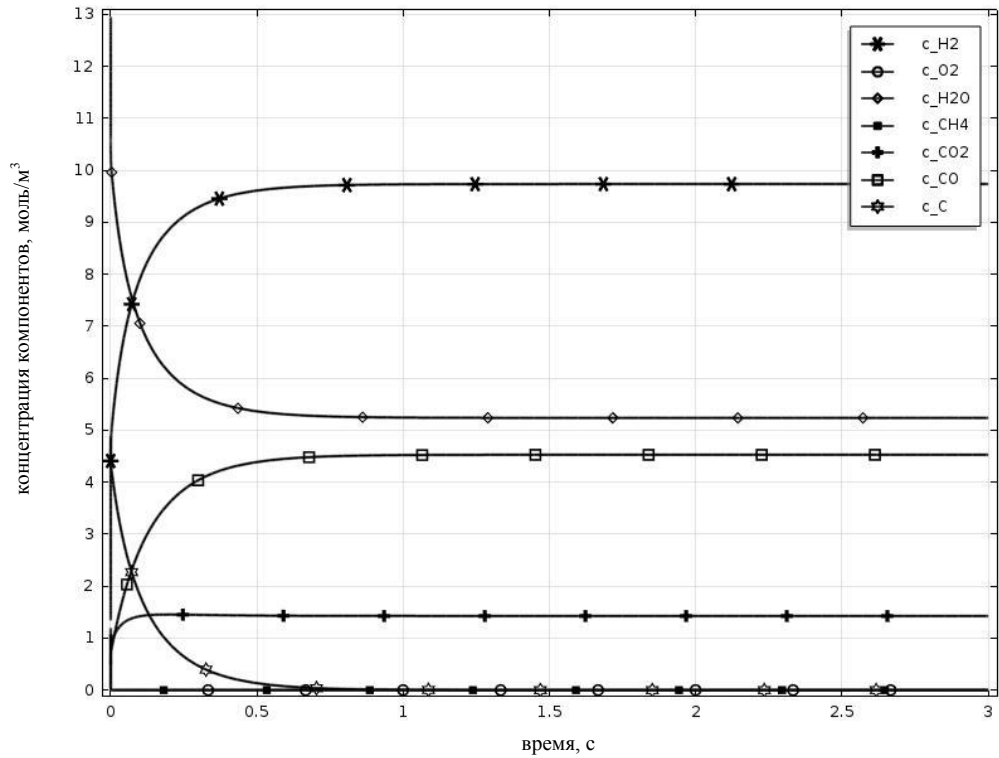


Рис.17. ВУТ из угля Ирша-Бородинского месторождения при 1273К

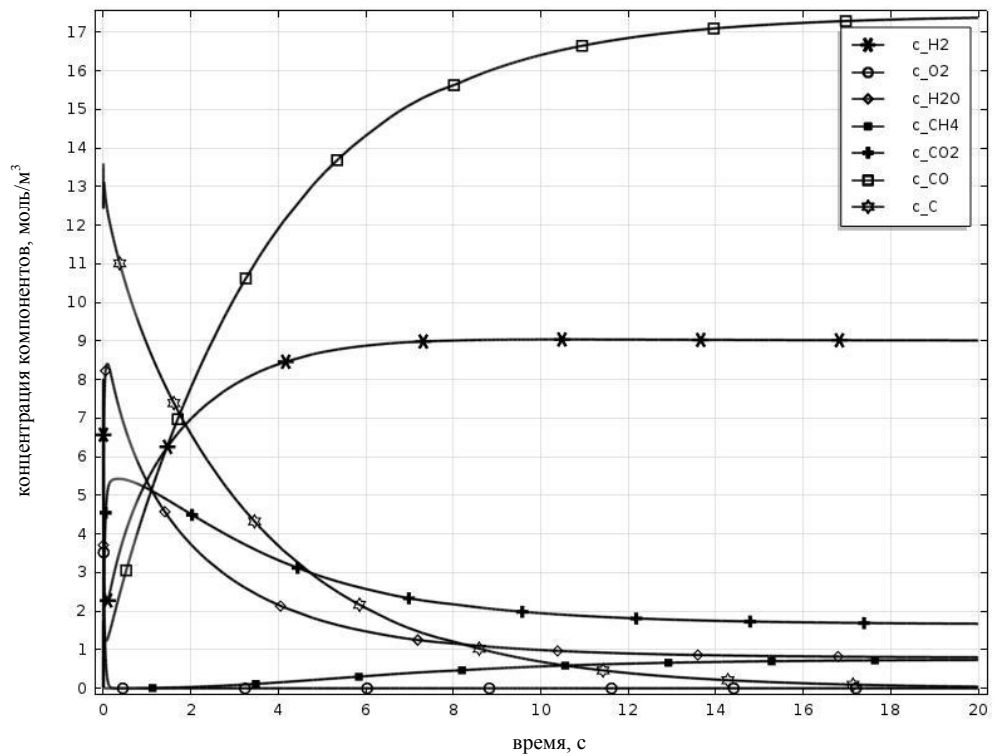


Рис.18. Угольная пыль Олонь-Шибирского месторождения при 1073К

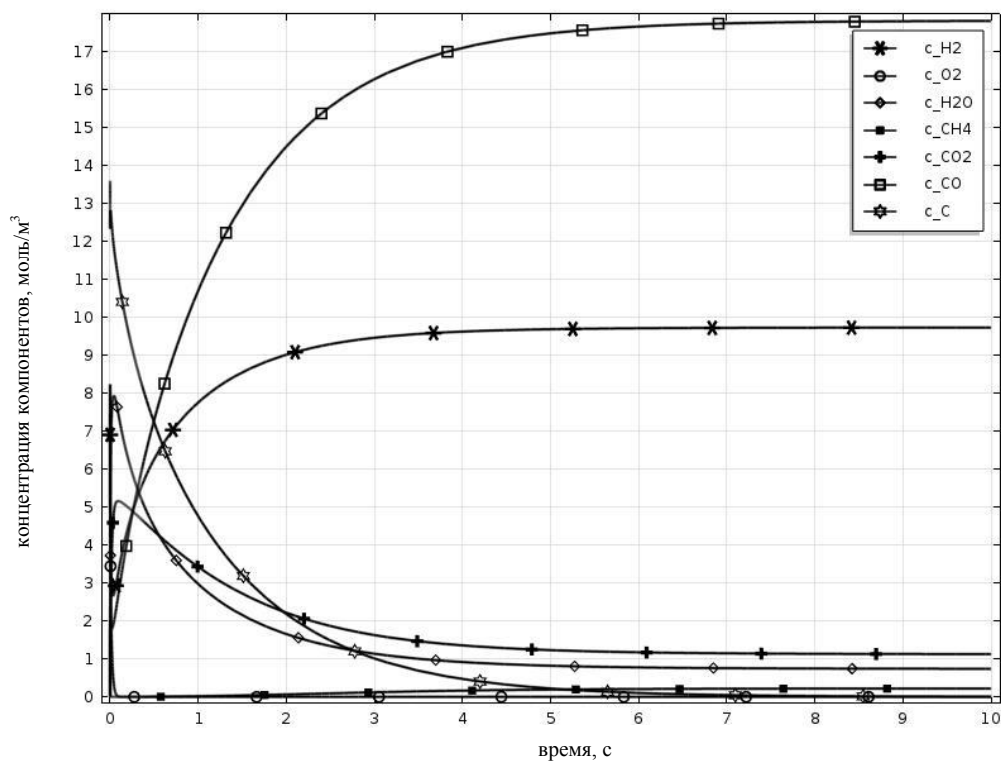


Рис.19. Угольная пыль Олонь-Шибирского месторождения при 1150К

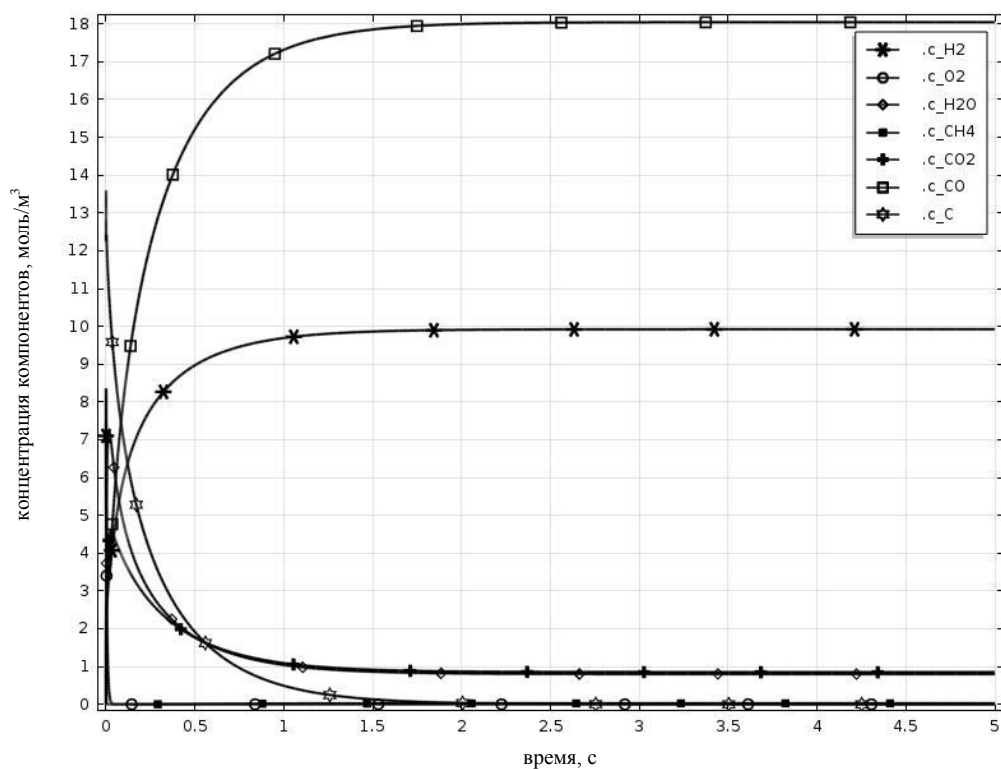


Рис.20. Угольная пыль Олонь-Шибирского месторождения при 1273К

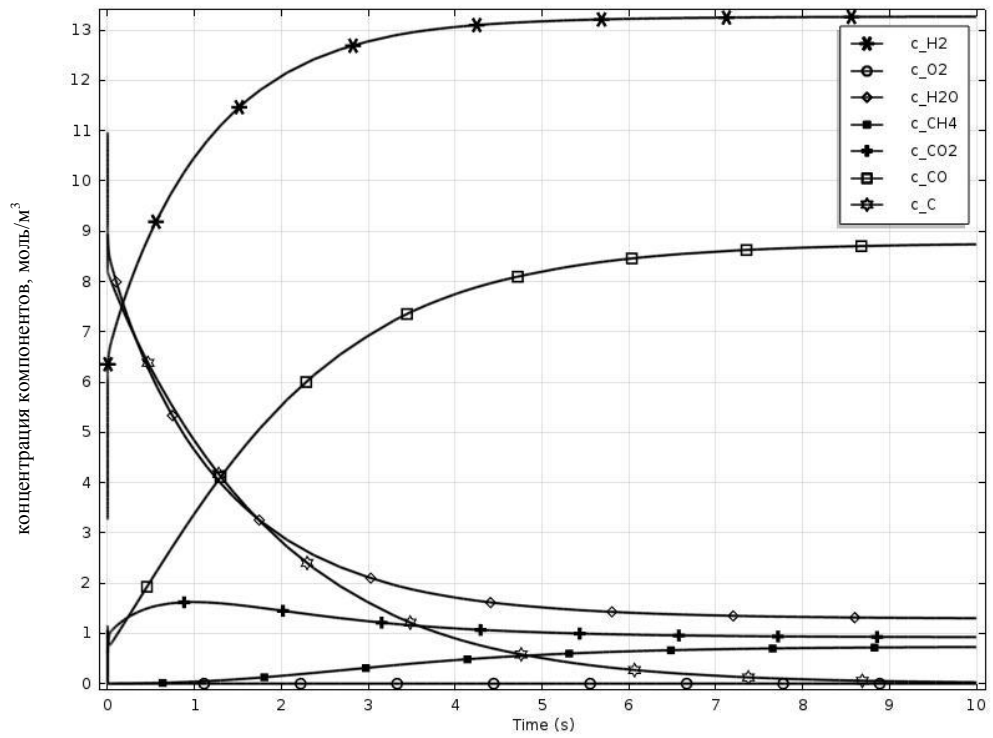


Рис.21. ВУТ из угляОлонь-Шибирского месторождения при 1073К

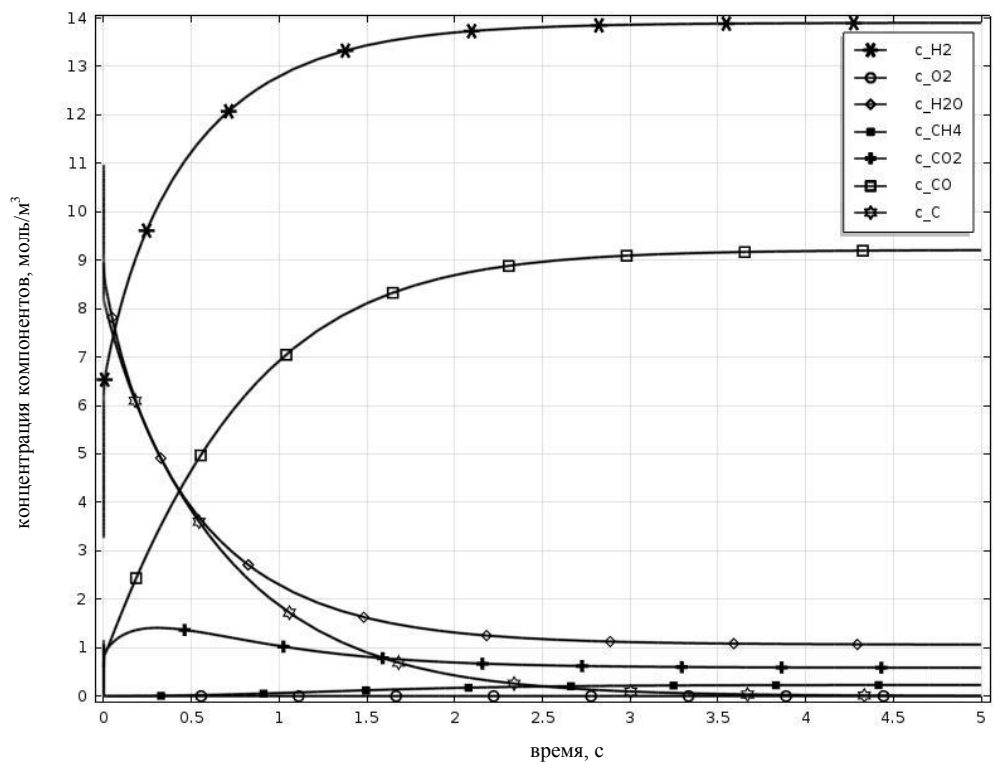


Рис.22. ВУТ из угляОлонь-Шибирского месторождения при 1150К

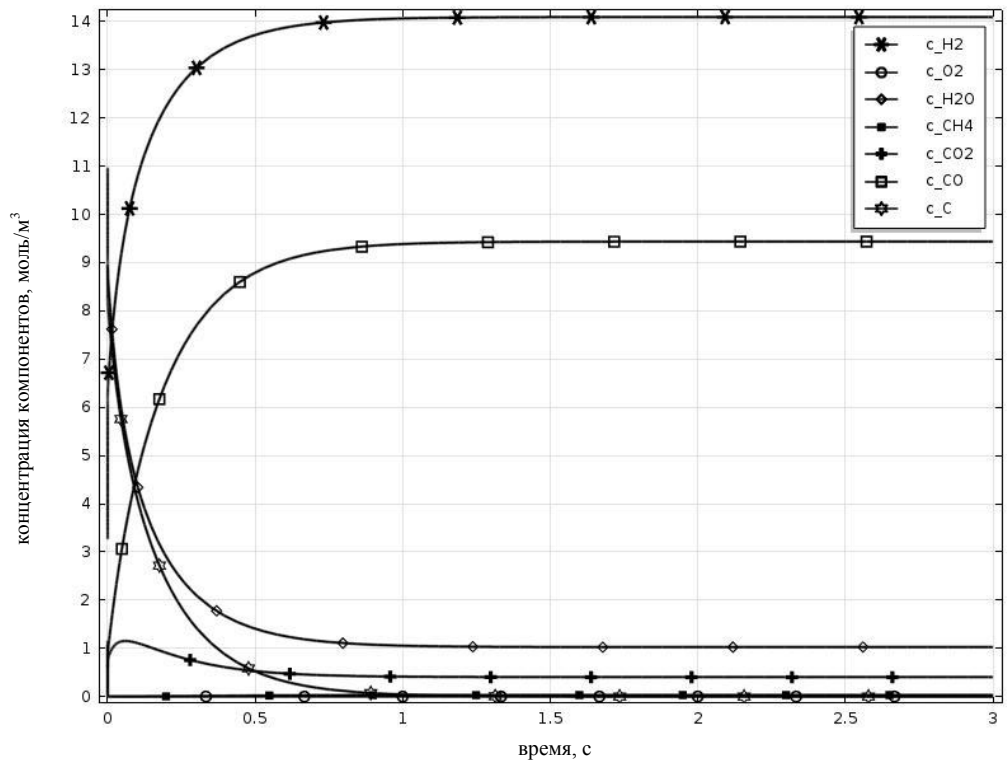


Рис.23. ВУТ из угляОлонь-Шибирского месторождения при 1273К

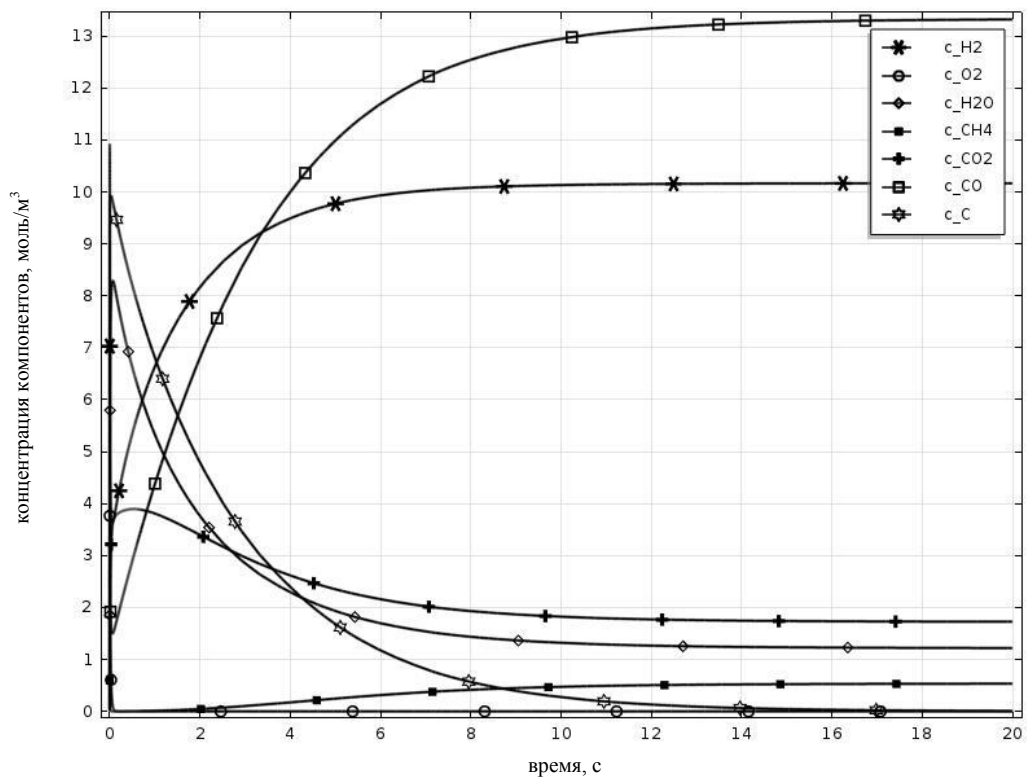


Рис.24. Угольная пыль Ургальского месторожденияпри 1073К

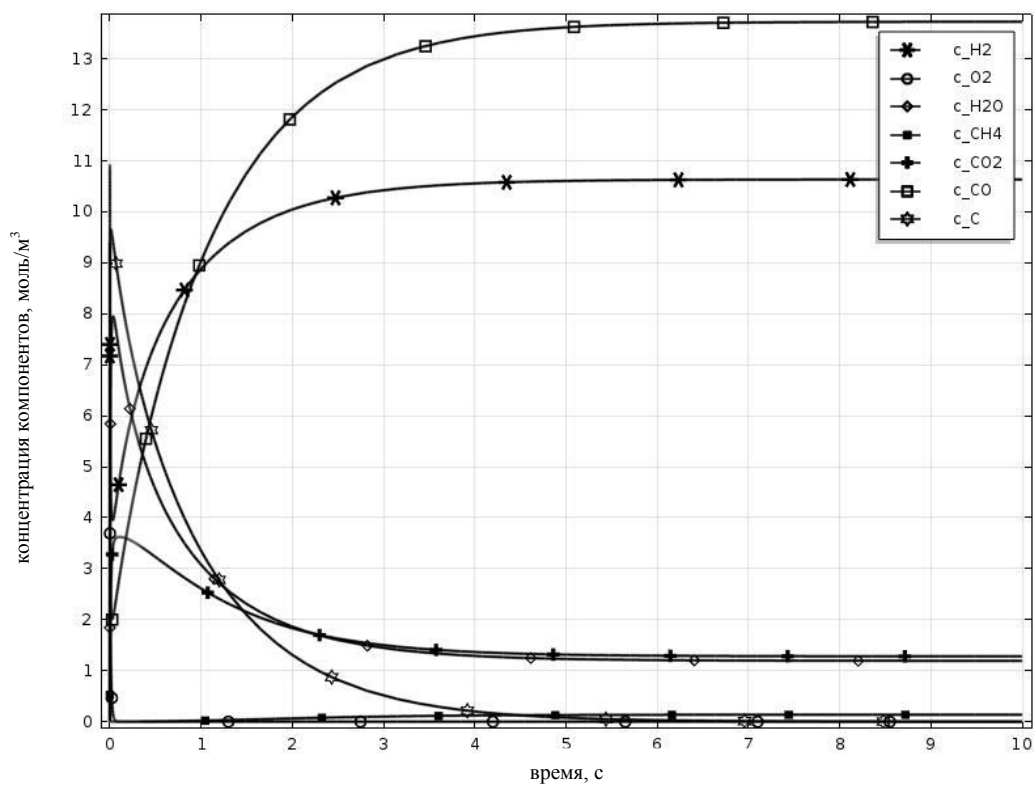


Рис.25. Угольная пыль Ургальского месторождения при 1150К

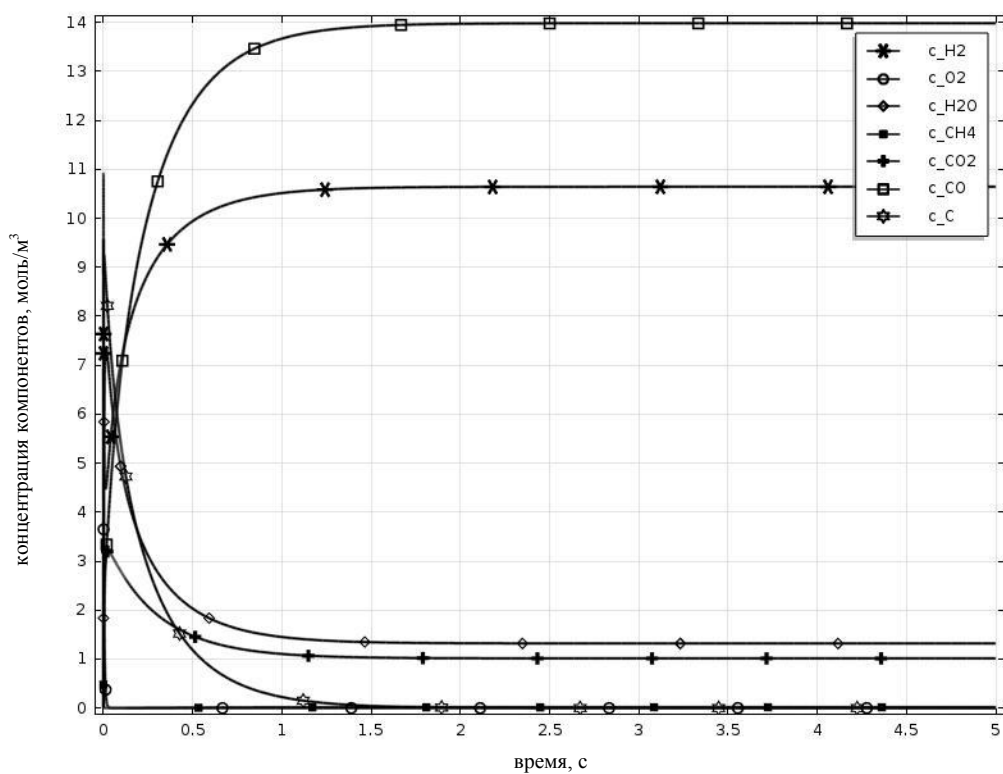


Рис.26. Угольная пыль Ургальского месторождения при 1273К

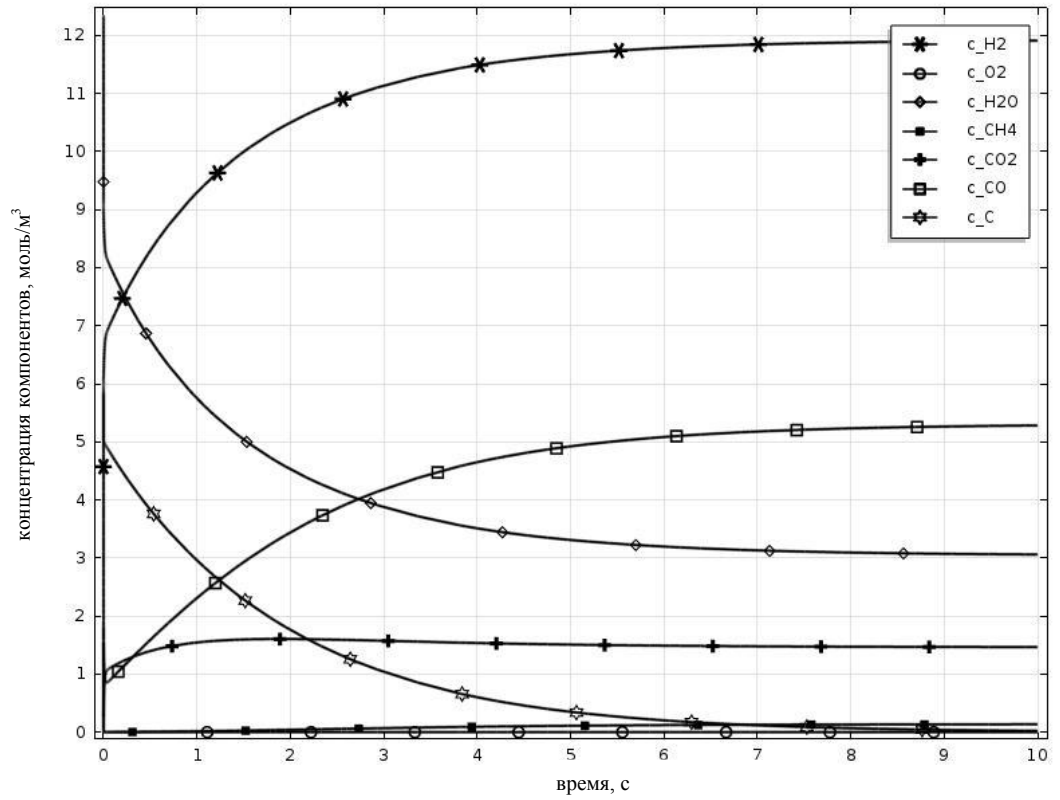


Рис.27. ВУТ из угля Ургальского месторождения при 1073К

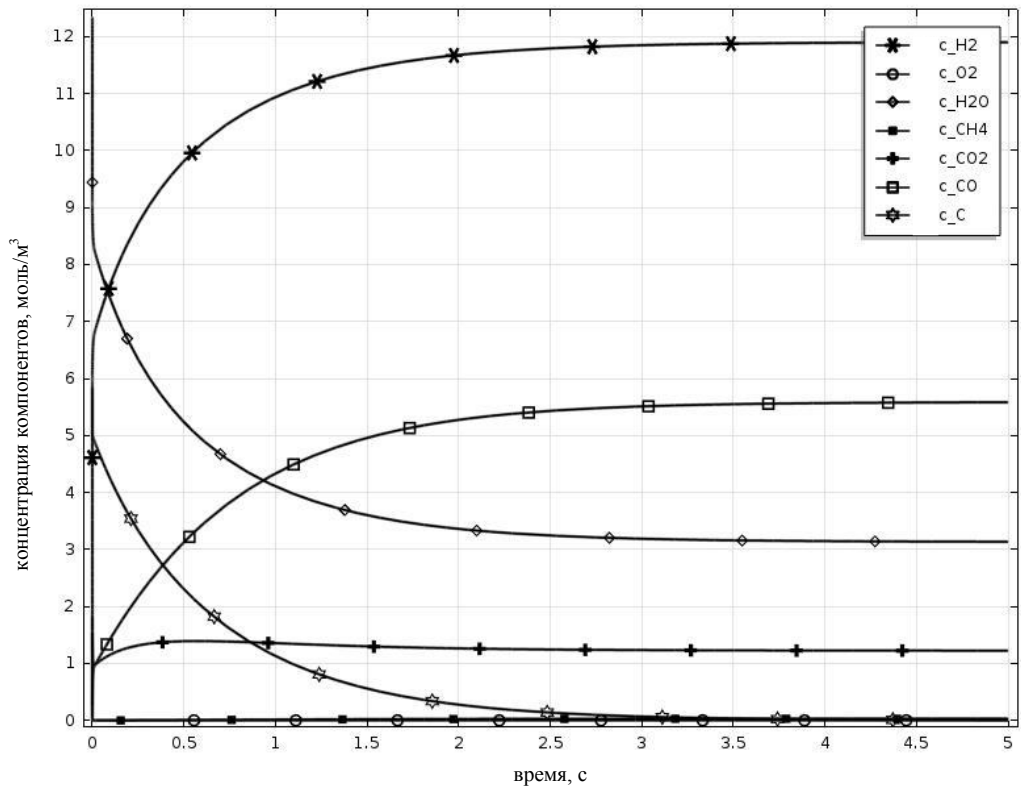


Рис.28. ВУТ из угля Ургальского месторождения при 1150К

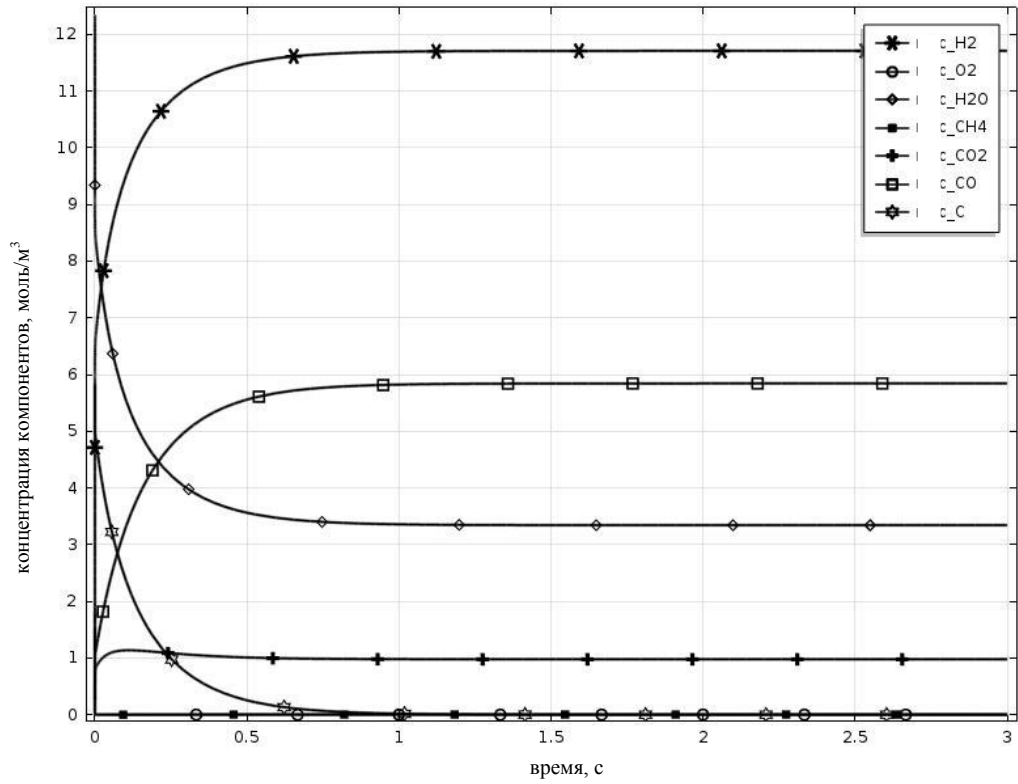


Рис.29. ВУГ из угля Ургальского месторождения при 1273К

Результаты расчета системы уравнений (2.1) для определения состава летучих
КОМПОНЕНТОВ

Месторождение и марка угля	Соколовское ДГ		Бейское Д		Бородинское Б		Олонь- Шибирское Д		Ургальское Г	
	Пыль	ВУТ	Пыль	ВУТ	Пыль	ВУТ	Пыль	ВУТ	Пыль	ВУТ
СО	0,01	0,005	0,068	0,034	0,080	0,005	0,064	0,006	0,026	0,004
СО ₂	0,30	0,15	1,24	0,62	3,18	1,58	3,49	1,74	1,54	0,77
СН ₄	15,5	7,76	11,57	5,78	6,79	3,44	6,118	3,09	8,93	4,47
Н ₂	3,91	1,96	6,33	3,17	7,87	3,85	17,52	8,7	7,9	3,93
Н ₂ O	7,48	31,52	8,6	32,1	18,88	37,25	2,92	29,26	5,75	30,66

Результаты расчета параметров в 1 зоне газификации на 1 каплю ВУТ

Месторождение и марка угля	Соколовское ДГ	Бейское Д	Бородинское Б	Олонь- Шибирское Д	Ургальское Г
Параметры процесса газификации					
$m_{сг}, \text{ кг}$	$1,18 \cdot 10^{-7}$	$1,13 \cdot 10^{-7}$	$1,19 \cdot 10^{-7}$	$1,23 \cdot 10^{-7}$	$9,08 \cdot 10^{-8}$
$c_{сг}, \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$	2470,1	2402,44	2280,18	2307,13	2405,77
$Q_{треб}, \text{ Дж}$	0,26	0,26	0,26	0,26	0,26
$\rho_{сг}, \text{ кг}/\text{м}^3$	0,275	0,273	0,291	0,279	0,285
Re	60,94	60,59	64,48	61,93	63,14

Pr_T	1,238	1,204	1,143	1,156	1,206
Gu	0,675	0,675	0,675	0,675	0,675
Nu_T	11,272	11,242	11,44	11,303	11,386
$\alpha_T, \text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$	1521,8	1517,67	1544,43	1525,88	1537,11
$\tau_{\text{учн}}, \text{с}$	0,176	0,177	0,174	0,176	0,174
Pr_M	2,25	3,81	3,58	3,73	3,66
Nu_M	2,874	3,036	3,049	3,041	3,045
$\alpha_M, \text{м}/\text{с}$	0,313	0,197	0,198	0,1974	0,197
$\tau_{\text{оуф}}, \text{с}$	0,000312	0,00051	0,00051	0,00051	0,000505917
c	0,906	0,91	0,87	0,895	0,883
$F_c, \text{Н}$	$6,89 \cdot 10^{-6}$	$6,88 \cdot 10^{-6}$	$7,01 \cdot 10^{-6}$	$6,93 \cdot 10^{-6}$	$6,96 \cdot 10^{-6}$
$F_A, \text{Н}$	$1,16 \cdot 10^{-6}$	$1,11 \cdot 10^{-6}$	$1,17 \cdot 10^{-6}$	$1,21 \cdot 10^{-6}$	$8,9 \cdot 10^{-7}$
$F_T, \text{Н}$	$1,3 \cdot 10^{-6}$	$1,3 \cdot 10^{-6}$	$1,3 \cdot 10^{-6}$	$1,3 \cdot 10^{-6}$	$1,3 \cdot 10^{-6}$
$\sum F, \text{Н}$	$6,75 \cdot 10^{-6}$	$6,7 \cdot 10^{-6}$	$6,88 \cdot 10^{-6}$	$6,84 \cdot 10^{-6}$	$6,55 \cdot 10^{-6}$
$w_l, \text{м}/\text{с}$	7,483	7,474	7,473	7,473	7,475
$L_l, \text{м}$	1,989	1,996	1,961	1,985	1,971

Результаты расчета параметров во 2 зоне газификации на 1 каплю ВУТ

Месторождение и марка угля	Соколовское ДГ	Бейское Д	Бородинское Б	Олонь- Шибирское Д	Ургальское Г
Параметры процесса газификации					
$c_{сг\ II}$, Дж/(кг·К)	2342,88	2286,82	2211,76	2230,86	2271,95
$Q_{треб\ II}$, Дж	0,108	0,106	0,107	0,105	0,109
Re	27,29	26,82	28,17	27,43	27,07
Pr_T	1,17	1,14	1,11	1,12	1,13
Nu_T	4,69	4,64	4,68	4,65	4,64
α_T , Вт/(м ² ·К).	633,31	626,66	632,61	628,2	627,74
$\tau_{исп}$, с	0,286	0,285	0,285	0,282	0,292
Pr_M	0,373	0,379	0,36	0,37	0,375
Gu	0,458	0,458	0,4582	0,458	0,4582
Nu_M	2,213	2,213	2,215	2,214	2,213
α_M , м/с	1,627	1,626	1,628	1,627	1,626
$\tau_{диф}$, с	0,0001	0,00013	0,00031	0,00021	0,00014
c	1,644	1,666	1,605	1,638	1,655
F_c , Н	$2,41 \cdot 10^{-6}$	$2,39 \cdot 10^{-6}$	$2,42 \cdot 10^{-6}$	$2,41 \cdot 10^{-6}$	$2,4 \cdot 10^{-6}$
F_A , Н	$1,81 \cdot 10^{-6}$	$1,76 \cdot 10^{-6}$	$1,82 \cdot 10^{-6}$	$1,86 \cdot 10^{-6}$	$1,54 \cdot 10^{-6}$
F_T , Н	$6,5 \cdot 10^{-7}$	$6,5 \cdot 10^{-7}$	$6,5 \cdot 10^{-7}$	$6,5 \cdot 10^{-7}$	$6,5 \cdot 10^{-7}$
$\sum F$, Н	3,57159E-06	3,51236E-06	3,59432E-06	3,62208E-06	3,29387E-06
w_{II} , м/с	4,559	4,365	3,794	4,794	4,291
L_{II} , м	1,725	1,69	1,612	1,732	1,721

Результаты расчета параметров в 3 зоне газификации на 1 каплю ВУТ

Месторождение и марка угля	Соколовское ДГ	Бейское Д	Бородинское Б	Олонь- Шибирское Д	Ургальское Г
Параметры процесса газификации					
$Q_{x.p.ш}, \text{ Дж}$	-0,237	-0,237	-0,237	-0,237	-0,237
$Q_{\text{смеси ш}}, \text{ Дж}$	0,661	0,637	0,636	0,651	0,574
$Q_{\text{общ. ш}}, \text{ Дж}$	0,424	0,4	0,398	0,414	0,337
$T_{\text{сгш}}$	804,58	790,26	789,42	798,65	746,79
$\text{CO}, \% \text{ масс.}$	75,6	68,19	50,52	77,18	53,62
$\text{CO}_2, \% \text{ масс.}$	7,4	9,05	21,35	7,69	18,6
$\text{CH}_4, \% \text{ масс.}$	1,39	0	0,11	1,1	0
$\text{H}_2, \% \text{ масс.}$	9,44	8,6	7,17	8,31	8,23
$\text{H}_2\text{O}, \% \text{ масс.}$	6,14	14,14	20,83	5,7	19,53
$\tau_{\text{реакт ш}}, \text{ с}$	3,5	3,5	4	4	4
$L_{\text{ш}}, \text{ м}$	9,72	9,38	9,58	11,58	10,58
$L_{\text{общ}}, \text{ м}$	13,44	13,07	13,16	15,3	14,27

Расчет футеровки

Газогенератор представляет собой полый цилиндрический, чаще всего вертикальный аппарат, футерованный изнутри термостойкими материалами, защищающими стальной корпус от воздействия высоких температур и позволяет изготовить его корпус из обычной котельной стали марки 15X1М1Ф.

Для нормальной работы газогенератора очень важны правильный выбор футеровочных материалов и качество их кладки. Футеровка имеет вид многослойной стенки, которая составляется в соответствии с физико-механическими свойствами огнеупорных материалов и заданным температурным режимом газогенератора.

На рис. 1 показана зависимость теплопроводности материалов от температуры.

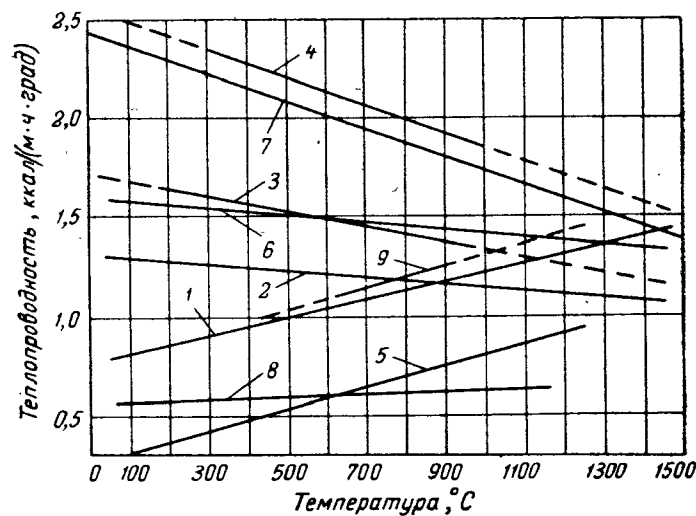


Рис.1. Зависимость теплопроводности огнеупорных материалов от температуры по данным различных исследователей:

1 – шамот; 2, 3, 4 – высокоглиноземистые огнеупорные материалы соответственно классов ВГ-45, ВГ-62, ВГ-72; 5, 9 – двуокись циркония; 6 – хромомagnesит; 7 – магнезитохромит; 8 – высокоглиноземистый легковес.

Приведенные основные свойства материалов футеровки и требования к условиям их применения позволяют выбрать огнеупорные и теплоизоляционные материалы, определить последовательность их расположения в кладке и рассчитать толщину каждого слоя в зависимости от рабочей температуры процесса. Первый слой футеровки со стороны реакционного канала рассчитывают, принимая температуру в канале 1500-1600 °С.

На основе свойств огнеупорных материалов и результатов их применения в опытно-промышленных установках может быть рекомендована приводимая ниже последовательность их расположения в футеровке газогенератора (со стороны реакционной зоны):

- первый слой – двуокись циркония, магнезитохромит, высокоглиноземистые огнеупоры классов ВГ-95 и ВГ-72, хромомагнезит;
- второй слой – шамот класса А, высокоглиноземистый огнеупор класса ВГ-62, высокоглиноземистый огнеупорный легковес;
- третий слой – шамотный легковес классов БЛ-0,8 и БЛ-1,0, пеношамот, ультралегковес[1].

Характеристики форсунок

Конструкция газогенератора в значительной мере зависит от расположения форсунок. Поскольку в промышленности чаще всего применяют вертикальные газогенераторы, форсунки могут быть расположены в верхней или нижней частях аппарата. Каждый из этих вариантов имеет свои достоинства и недостатки.

При расположении форсунок в верхней части газогенератор удобно комплектуется с теплообменником через находящийся внизу короткий газопровод горячего газа, а в случае прекращения процесса обеспечивается полное удаление топлива из форсунки. Правда, при таком расположении верхняя часть газогенератора, выполненная в виде купола для большей устойчивости и удобства размещения форсунок, пронизана отверстиями, что снижает ее механическую прочность (особенно при нескольких форсунках). Кроме того, купол подвержен

воздействию высоких температур газа и реакционной зоны. Указанные недостатки затрудняют эксплуатацию аппарата.

При расположении форсунок в нижней части газогенератора представляется возможным вместо тяжелого, сложного в изготовлении и эксплуатации куполообразного верха газогенератора принять простой конический. Существенным недостатком этого варианта (при осевом расположении форсунок) является также необходимость в длинном горячем газоходе между газогенератором и теплообменником. Кроме того, газогенератор должен быть поднят на соответствующую высоту для обеспечения подвода сырья к форсунке или, наоборот, ввод сырья должен быть заглублен. В промышленных установках наиболее распространены газогенераторы с расположением форсунок по первому варианту.

Форсунки предназначены для тонкого однородного распыления топлива с целью равномерного распределения его в среде окислителя (распылителя, или дутья) и, в конечном итоге, для приготовления активно реагирующей горючей смеси.

Для работы газогенератора с устойчивыми технико-экономическими показателями в заданном диапазоне нагрузок форсунки должны обеспечивать:

- тонкое распыление топлива;
- короткий устойчивый факел с геометрической формой, соответствующей внутреннему профилю газогенератора;
- возможность плавного регулирования потока жидкого топлива;
- простоту конструкции, обеспечивающую удобство эксплуатации, позволяющую проводить осмотр, текущий ремонт форсунки и замену деталей.

К форсункам, применяемым для распыления ВУТ, предъявляются дополнительные требования: отсутствие узких каналов во избежание их запыления и избежание больших скоростей движения вблизи стенок, так как ВУТ является высокоэрозионным продуктом [2].

По принципу действия форсунки могут быть разделены на четыре крупных класса:

- с механическим, или непосредственным распылением;
- с распылением жидкого топлива воздухом, паром или их смесью (пневматические);
- комбинированные, в которых совмещены механическое и пневматическое распыление жидкого топлива;
- с предварительной газификацией жидкого топлива.

Форсунки с механическим распылением можно разделить на:

- прямоструйные, или форсунки прямого действия;
- вихревые с винтовыми или тангенциальными каналами (завихрителями);
- центробежные с тангенциальным подводом жидкого топлива и распылением под действием возникающих при этом центробежных сил;
- ротационные, оборудованные распылителем, вращающимся от электродвигателя или воздушной турбины.

Для осуществления процесса газификации ВУТ без окислителя необходимо обеспечить распыл топлива за счет кинетической энергии его струи, без подвода дополнительного пара или сжатого воздуха, которые способствуют протеканию нежелательных окислительных реакций и изменению состава генераторного газа. Вышеперечисленным требованиям соответствует использование для распыла ВУТ механической форсунки. Проведенные ранее аналитические исследования показали, что наиболее целесообразный состав синтез-газа обеспечивает газификацию ВУТ без подвода окислителя за счет реакций взаимодействия пара с летучими компонентами и коксовым остатком.

Механическая форсунка для распыливания ВУТ состоит из корпуса, трубы и распылителя. ВУТ под давлением 14-15 атм проходит через ряд распыливающих шайб, в которых потенциальная энергия давления переходит в кинетическую энергию струи. Кроме того, струя ВУТ в распылителе получает вращательное движение, а на выходе распадается на отдельные капли

Качество распыливания жидкого топлива определяется фракционным составом капель и характером распределения их в поперечном сечении струи.

Распыливание потока жидкости определяется взаимодействием закрученной струи с объемом окружающего газа. Жидкая струя в результате взаимодействия с газовой средой начинает пульсировать и распадаться на отдельные капли. Характер пульсации струи зависит от скорости ее истечения. Можно полагать, что распад струи происходит вследствие нарушения равновесия свободной поверхности струи под действием сил поверхностного натяжения. В результате этого на поверхности жидкости образуются волны с самопроизвольно увеличивающейся амплитудой, что приводит к распаду струи на отдельные капли.

Отдельные капли в свою очередь взаимодействуют с газовой средой и при скоростях движения, превышающих некоторый предел, дробятся на капли еще меньшего размера.

Из уравнения следует, что для достижения тонкого распыла необходимо обеспечить меньший диаметр проходного отверстия и высокую скорость капли [3].

Площадь сечения f_ϕ и диаметр d_ϕ круглого выходного отверстия определяют из следующих выражений:

$$f_\phi = 0.625 \frac{G_{BVT}}{\mu \sqrt{P \rho_{BVT}}}, \quad (1)$$

$$d_\phi = \sqrt{\frac{G_{BVT}}{1,25 \mu \sqrt{P \rho_{BVT}}}}, \quad (2)$$

где μ – коэффициент расхода, зависящий от геометрической характеристики форсунки; P – давления жидкого топлива, кгс/см².

Значение μ для большинства форсунок рекомендуется принимать равным 0,2.

Диаметр трубопровода для подвода жидкого топлива к форсунке рассчитывают по формуле:

$$d_m = 18,8 \sqrt{\frac{G_{BVT}}{\rho_{BVT} w_m}}, \quad (3)$$

где w_m – скорость течения топлива в трубопроводе, м/с.

При работе с ВУТ по аналогии тяжелыми нефтяными остатками и малом их расходе принимают скорость течения менее 0,1 м/с, так как при более высокой скорости и, следовательно, малом диаметре возможно засорение трубопровода и прекращение подачи топлива. При этом даже в случае очень малых форсунок диаметр трубопровода должен быть не менее 10—12 мм.

Скорость капли на выходе из форсунки w_ϕ определяется на основании уравнения неразрывности потока[4]:

$$w_m f_m = w_\phi f_\phi, \quad (4)$$

где f_m – площадь поперечного сечения трубопровода для подвода топлива.

В таблице 2 представлены значения длины факела для различных форсунок.

Таблица 1. Характеристики факела форсунок

Форсунки	Длина факела, м	Угол раскрытия факела, град.
Механические:		
вихревые	2—6	50—80
центробежные	1—3	70—120
Высокого давления:		
прямоструйные	2,5—8	15—35
с внутренним двойным распылением	2—6	30—45
турбулентные	1—2,5	45—75
Низкого давления:		
прямоструйные	1,2—3	20—30
с внутренним двойным распылением	0,8—2	25—40
с встречными потоками и вихревые	0,7—1,5	30-40
турбулентные	0,3—0,7	60—90

Технико-экономическая оценка производства синтез-газа

Расход ВУТ (50% угольной пыли и 50% воды) для бескислородной газификации составляет 214 кг/ч (0,182 м³/ч), соответственно расход угольной пыли для производства ВУТ составляет 107 кг/ч (0,14 м³/ч) расход угольной пыли для кислородной газификации – 144,55 кг/ч (0,19 м³/ч), расход кислорода – 119,71 кг/ч (81,43 м³/ч).

Технико-экономическая оценка производства топлива.

Капитальные затраты на производство водоугольного топлива и угольной пыли рассчитываются по уравнению 4.18.

Транспортные расходы оцениваются на основе прайс-листа транспортных компаний с учетом массы оборудования и удаленности. В среднем доставка 1 единицы оборудования обойдется в 30000 руб.

При производстве водоугольного топлива может использоваться следующее оборудование:

1. Угольный бункер, стоимость 35 000 руб.
2. Вентилятор промышленный ВГДН-15, тип двигателя 5A280S6, производительность 50 тыс. м³/ч, Т 200-400⁰С, мощность 55 кВт, частота вращения рабочего колеса 1000 об./мин. Цена 498 100 руб.
3. Мельница центробежно-ударная серии «ТРИБОКИНЕТИКА» ТУ 3618-001-92992044-2012 модель «3050», производительность 1-4.6 м³/ч, установленная мощность 60.2 (64.1) кВт, габаритные размеры (L×B×H) 5810×5476×3894 (4880) мм, масса 3990 (4330) кг, напряжение питания 380 В, Крупность питания не более 20 мм, Влажность сырья, не более 1%, выходящая фракция < 45 мкм. Цена 2 400 000 руб.
4. Шнековый питатель ПШ-2/100В. Диаметр шнека 100 мм, производительность 0,023-0,3 м³/ч, потребляемая мощность 2,2-3 кВт, номинальное напряжение 380 В, номинальная частота, 50 Гц, наработка на отказ, не менее 150 ч, срок службы, 6 лет. Количество 1 шт. Цена 153 000 руб.

5. Сепаратор типа СПЦВ 2200/500. Расход сушильного вентилирующего агента 7-16 тыс.м³/ч, объем сепаратора 4,7 м³, электропривод 7,5 кВт. Количество 1 шт. Цена 620 000 руб.

6. Диспергатор-гомогенизатор TRGA-10, производительность – 2-12 т/ч, Количество 1 шт. Цена 600 000 руб.

7. Героторный насос ГН-200, производительность – 2,4-3,6 м³/ч, дальность подачи по вертикали до 40 м, дальность подачи по горизонтали, до 150 м, диаметр сопла 64 мм, диаметр загрузного патрубка 89 мм, напряжение питающей сети 380 в, мощность двигателя 3 кВт, длина/ширина/высота 1300*840*700 мм, вес 190 кг. Количество 2 шт. цена 193 116 руб.

8. Воздухоразделительная установка АКДС-70М, объемный расход перерабатываемого воздуха 440 м³/ч, производительность: по жидкому кислороду или азоту 70 кг/ч, по газообразному кислороду 70 м³/ч, по газообразному азоту 100 м³/ч, чистота продуктов разделения воздуха: кислорода 99,98%, азота 99,2%. Потребляемая мощность 200 кВт/ч. Количество 1 шт. цена 6 000 000 руб.

При производстве угольной пыли может использоваться то же оборудование, что и при производстве водоугольного топлива, за исключением диспергатора-гомогенизатора и насоса, однако необходимо также применение дорогостоящей воздухоразделительной установки для получения чистого кислорода, который используется в качестве дутья при газификации угольной пыли.

Капитальные затраты на производство синтез-газа из ВУТ с учетом стоимости дымогарных трубок из жаростойкого сплава составляют 10 187 796,4 руб, а из угольной пыли с учетом ВРУ 9 875 161 руб.

Эксплуатационные затраты на приготовление водоугольного топлива рассчитываются по уравнению 4.21.

Затраты на оплату труда, рассчитанные по уравнению 4.22, при численности персонала 5 человек и средней заработной плате одного сотрудника 30000 руб./мес. составляют 2 343 600 руб/год.

Затраты на электроэнергию, рассчитанные по уравнению 4.23, при тарифе 3,35 кВт/ч, составляют 3 841 391,2 руб/год на производство ВУТ, 9 534 515,4 руб/год на производство угольной пыли (с учетом работы ВРУ).

Затраты на топливо, рассчитанные по уравнению 4.24, при производстве синтез-газа из ВУТ составляют 6 110 989 руб/год, а из угольной пыли 8 230 677 руб/год.

Затраты на техническое обслуживание при производстве синтез-газа из ВУТ, рассчитанные по уравнению 4.25, составляют 315 937,3 руб/год, а из угольной пыли 434 049, 62 руб/год.

Амортизационные отчисления, рассчитанные по уравнению 4.26, составляют 1 142 733, 6 руб/год для производства из ВУТ, 1 844 710, 9 руб/год для производства из угольной пыли.

Таким образом, суммарные эксплуатационные затраты на производство синтез-газа из ВУТ составляют 13 954 651, 1 руб/год, из угольной пыли 22 207 552 руб/год.

Годовое производство синтез-газа, рассчитанное по уравнению 4.27, составляет 4380000 м³/год.

Себестоимость синтез-газа, рассчитанная по уравнению 4.28, составляет 3,18 руб/м³ при производстве из ВУТ, 5,07 руб/м³ из угольной пыли.

Годовая стоимость синтез-газа, рассчитанная по уравнению 4.29, составляет 13 928 400 руб/год при производстве из ВУТ, 22 206 600 руб/год из угольной пыли.

Чистая годовая прибыль D при реализации синтез-газа из ВУТ по 4,53 руб/м³ составит 5 913 000 руб/год. Переплата по кредиту составит 4 806 277 за 5 лет при процентной ставке 11% годовых, ежемесячный платеж 343, 462 руб. Срок окупаемости проекта 3, 48 лет.

ООО «Производственная компания «Махим»
Адрес: 420095, г. Казань, ул. Восстания, 100
ИНН/КПП 1658110075/165801001,
р/с 40702810000010001901, к/с 30101810100000000844
в ООО КБЭР «Банк Казани» БИК 049205844
тел. (843) 212-51-83, факс (843) 212-50-96, e-mail: v04@mail.ru



г. Казань от «25» ноября 2017 года

СПРАВКА

о возможности внедрения результатов диссертационной работы

Галькеевой Айгуль Ахтамовны

Результаты диссертационного исследования Галькеевой А.А. на тему «Разработка энергоэффективного и ресурсосберегающего способа газификации водоугольного топлива», представленного на соискание степени кандидата технических наук могут быть использованы в производственной деятельности ООО «ПК «МАХИМ» в виде:

1) практического применения методики расчета состава технологических газов, получаемых при термической переработке различного углеводородного сырья и промышленных отходов, которые могут служить исходным компонентом при производстве широкого спектра химической продукции, а также в качестве топлива;

2) практического применения методики конструктивного расчета газогенератора, предназначенного для термической переработки различного сырья.

Представленные в диссертационной работе результаты могут быть применены для расширения сырьевой базы и номенклатуры выпускаемой продукции предприятия.

Генеральный директор
ООО «ПК «МАХИМ»

П.А. Егорушкин

ООО НПФ «ПРОМПРИБОР»

420100, РТ, г.Казань, Проспект Победы, 130, к.40

ИНН 1657020340, КПП 166001001

р/с 40702810562190101095 в отделении «Банк Татарстан» №8610 г.Казани, БИК 049205603,
корр/с 30101810600000000603**АКТ**

об использовании результатов диссертационной работы

Галькеевой Айгуль Ахтамовны

Результаты диссертационного исследования Галькеевой А.А. на тему «Разработка энергоэффективного и ресурсосберегающего способа газификации водоугольного топлива», представленного на соискание степени кандидата технических наук используются в исследовательской и производственной деятельности Научно-производственной фирмы «Промприбор» в виде:

1) практического применения методики расчета состава технологических газов, получаемых при термической переработке различного углеводородного сырья и промышленных отходов, которые могут служить исходным компонентом при производстве широкого спектра химической продукции, а также в качестве топлива;

2) практического применения методики конструктивного расчета газогенератора, предназначенного для термической переработки различного сырья.

Представленные в диссертационной работе результаты могут быть применены для расширения спектра исследуемых материалов и сред, применяемых в энергетике, химической и нефтеперерабатывающей промышленности.

Заместитель директора,
доцент, к.т.н.



Мезиков В.К.



КГЭУ

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
 Федеральное государственное бюджетное образовательное
 учреждение высшего образования
 «КАЗАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»
 (ФГБОУ ВО «КГЭУ»)



УТВЕРЖДАЮ
 Первый проректор – проректор
 по учебной работе

А.В. Леонтьев
 «24» мая 2018 г.

Акт об использовании результатов диссертационной работы
 Галькеевой Айгуль Ахтамовны
 «Разработка энергоэффективного и ресурсосберегающего способа газификации
 водоугольного топлива»

Научно-техническая комиссия кафедры «Энергетическое машиностроение» ФГБОУ ВО «Казанский государственный энергетический университет» в составе: зав. каф., д.т.н., Мингалеевой Гузель Рашидовны, д.ф.-м.н., профессора Москаленко Николая Ивановича, к.т.н., профессора Титова Александра Вячеславовича составила настоящий акт о том, что результаты диссертационной работы Галькеевой А.А., посвященной моделированию тепломассообменных процессов, происходящих с движущейся каплей водоугольного топлива в потоке, и разработке модели газогенератора для бескислородной газификации ВУТ, используются в учебном процессе в рамках дисциплины «Теплообменные аппараты», реализуемой по образовательной программе направления подготовки магистров 13.04.03 «Энергетическое машиностроение», а именно:

- методика расчета площади поверхности теплообмена для передачи теплоты горячих дымовых газов газовой среде, заполняющей объем газогенератора, необходимой для осуществления процессов испарения влаги, выхода летучих и термохимического преобразования компонентов смеси.

Решение рассмотрено на заседании кафедры ЭМС, протокол № 13 от 23.05.2018 г.

Заведующий кафедрой ЭМС, д.т.н.

Г.Р. Мингалеева

Профессор кафедры ЭМС, д.ф.-м.н.

Н.И. Москаленко

Профессор кафедры ЭМС, к.т.н.

А.В. Титов

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ПОЛЕЗНУЮ МОДЕЛЬ

№ 172709

**ГАЗОГЕНЕРАТОР ДЛЯ БЕСКИСЛОРОДНОЙ
ГАЗИФИКАЦИИ ВОДОУГОЛЬНОГО ТОПЛИВА**

Патентообладатель: *Федеральное государственное бюджетное
образовательное учреждение высшего образования
"Казанский государственный энергетический университет"*
(RU)

Авторы: *Галькеева Айгуль Ахтамовна (RU),
Мингалеева Гузель Рашидовна (RU)*

Заявка № 2017104062

Приоритет полезной модели 07 февраля 2017 г.

Дата государственной регистрации в

Государственном реестре полезных

моделей Российской Федерации 21 июля 2017 г.

Срок действия исключительного права

на полезную модель истекает 07 февраля 2027 г.

Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности

Г.П. Ивлиев



СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ К ПРИЛОЖЕНИЮ

1. Рябцев, И.И., Волков А.Е. Производство газа из жидких топлив для синтеза аммиака и спиртов /И.И. Рябцев, А.Е. Волков. –М.: Химия, 1968. – 208 с.
2. Пневматическая форсунка: пат. 2346756 Рос. Федерация / Мальцев Л.И. – № 2007118139/12; заявл. 15.05.2007; опубл. 20.02.2009 Бюл. №5 (II ч.). –6 с.
3. Баранова, М.П., Кулагин В.А.Физико-химические основы получения топливных водоугольных суспензий / М.П.Баранова, В.А.Кулагин. – Красноярск: СФУ, 2011. –160 с.
4. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 368 с.: ил.