

Некоммерческое акционерное общество
«АЛМАТИНСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ЭНЕРГЕТИКИ И СВЯЗИ»

Кафедра Тепловые энергетические установки
Специальность 6М071700 - Теплоэнергетика

Допущен к защите
Зав. кафедрой

« » 2015 г.

МАГИСТЕРСКАЯ ДИССЕРТАЦИЯ
пояснительная записка

Тема Исследование автотермической газификации
при сжигании высокозольного топлива

Магистрант  Ахметов Банат Насибетовна
подпись (Ф.И.О.)

Руководитель диссертации  Борисова Н.Г.
подпись (Ф.И.О.)

Рецензент  Мискандаева М.Б.
подпись (Ф.И.О.)

Алматы, 2015 г.

Некоммерческое акционерное общество
«АЛМАТИНСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ ЭНЕРГЕТИКИ И СВЯЗИ»

Факультет Теплоэнергетика
Специальность 6М071700 - Теплоэнергетика
Кафедра Тепловые энергетические установки

ЗАДАНИЕ

на выполнение магистерской диссертации

Магистранту Аманжолу Канату Намидоловату
(фамилия, имя, отчество)

Тема диссертации Исследование автотермической газификация при сжигании высококалорийного топлива
утверждена Ученым советом университета № от « »
Срок сдачи законченной диссертации «25» июнь.

Цель исследования являются высокотемпературные термические и термохимические процессы превращение высококалорийного топлива низкой степени метаморфизма в газообразные и твердые углеродсодержащие продукты.

Перечень подлежащих разработке в магистерской диссертации вопросов или краткое содержание магистерской диссертации:

В диссертационной работе произведен анализ состояния угледобывающей отрасли в РК. Проведено описание автотермической газификации, преимущества и недостатки. Анализ проблем низкого уровня в стране. Разработана мат. модель пилеугольного газификатора. Выполнен расчет материального и теплового баланса и теплых потоков в газификаторе.

Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей)

Рекомендуемая основная литература

1. Постановление правительства РФ «Об утверждении развития газового сектора РФ до 2030 года»
2. Степанов С.Г. Моделирование процессов в теплообменнике при газификации угольной пыли. З. Стеранов С.Г. Газификация угля тенденция развития, инженерные решения, новый принцип

ГРАФИК
подготовки магистерской диссертации

Наименование разделов, перечень разрабатываемых вопросов	Сроки представления научному руководителю	Примечание
1. Библиографический обзор по теме диссертации	01.02.15.	
2. Анализ состояния угледобычи в РК. Проблемы и решения.	15.03.15.	
3. Анализ и рассмотрение сущности модели газификации в стране проведение расчетов и т.д.	04.04.15.	
4. Рассмотрение технологического процесса газификации. Проведение расчета теплового баланса и тепловых потоков	20.05.15.	
5. Написание Диссертационной работы	01.06.15.	
6. Подготовка к защите рецензента, аннотация и т.д.	15.06.-25.06.	

Дата выдачи задания 01.11.14

Заведующий кафедрой _____ (подпись) _____ (Ф.И.О.)

Руководитель диссертации (подпись) Борисов А.С. (Ф.И.О.)

Задание принял к исполнению магистрант (подпись) Антонков С.М. (Ф.И.О.)

АННОТАЦИЯ

Объектом исследования являются высокотемпературные термические и термохимические процессы превращения высокосолевого топлива низкой степени метаморфизма в газообразные и твердые углеродсодержащие продукты. Цель работы заключается в теоретическом обосновании и разработке автотермических технологий переработки угля в горючий газ, полукокс и углеродные сорбенты.

АНДАТПА

Зерттеу объектісі газ тәрізді және қатты көміртек бар өнімдер отын жоғары-төмен-сынып метаморфизма жоғары жылу және термохимиялық конверсия процестер болып табылады. Жұмыстың мақсаты жанғыш газ, жартылай кокс және көміртегі сорбенттер енген өңдеу автотермиялық көмір технологияның теориялық негіздеу және дамыту болып табылады.

ANNOTATION

The object of research is a high thermal and thermochemical conversion processes of high-low-grade metamorphism of fuel in gaseous and solid carbon-containing products. The purpose of the work is theoretical substantiation and development of autothermal technologies of processing coal into a combustible gas, char and carbon sorbents.

Содержание

Введение	
1. Термическая и термохимическое переработка угля	
1.1 Технологическое применение угля и отрицательно влияющие факторы на Развитие	5
1.2 Термическая переработка угля	7
1.3 Газификация угля	11
2 Автотермическая газификации высокозольного топлива в реакторе	
2.1 Системный анализ процесса газификации	22
2.2 Физическая модель процесса газификации	24
2.3 Математическая модель тепло- и массопереноса при газификации угольной пыли	27
2.4 Расчет технологического режима автотермической газификации Экибастузского угля	36
3 Технологический процесс газификации угля на кислородном дутье	
3.1 Процесс автотермической газификации и его преимущества	45
3.2 Технологические показатели процесса	47
3.3 Численное моделирование газификатора с защитой стенок испаряющейся пленочной завесой	48
Заключение	60
Список литературы	62
Приложение А Дополнительные формулы, использованные в расчетах	64

Введение

Актуальность диссертационной работы:

Конкурентоспособность получаемых продуктов из угля при помощи промышленных технологий очень важна, также предъявляются большие требования к угольным технологиям в плане экологии и эффективности; - Очень важна увеличения выпуска продуктов экологического назначения углеродных сорбентов, применяемых для очистки воды и газовых выбросов. Эти направления являются приоритетными задачами развития науки и техники в топливно-энергетическом комплексе Республики Казахстан.

Важной и *актуальной* проблемой была и остается повышения потребительских свойств и расширения рынка сбыта угля в Казахстане, транспортировка которых на большие расстояния от места добычи в рядовом виде как минимум неэффективна из-за завышенных транспортных тарифов.

Технологическая переработка Экибастузского угля (Экибастузского угольного бассейна) в целевые продукты – видится единственным рациональным решением и важным шагом для развития угледобывающих предприятий. Все технологии глубокой переработки угля по способу воздействия на органическую массу угля (ОМУ), можно разделить на термические и термохимические, а по способу подвода тепловой энергии, необходимой для расщепления ОМУ, на аллотермические и автотермические.

В технологии глубокой переработки угля подразделяются две основные группы аллотермически и автотермические по их способу воздействия на органическую массу угля (ОМУ). Газификация является основной промышленной технологией, проходящих автотермических аппаратах. Другие технологий, такие как ожижение и активация осуществляется в аллотермических. В виду своей сложности и низкой производительности Аллотермический способ газификации не так востребован.

Автотермические процессы являются предпочтительнее чем аллотермические в виду своих особенностей и преимуществ в экологичной безопасности. Появляющийся после аллотермической переработки угля побочные продукты очень сложны в утилизации и требуют очень сложной переработки. Поэтому выгоднее и дальновиднее создать и использовать автотермические способы переработки, которые не образуют побочных продуктов. При данном процессе происходят химические процессы, в которых идет расщепление продуктов на H_2 , H_2O , CO , CO_2 , CH_4 , H_2S и др.

Цель работы заключается в теоретическом обосновании и разработке *автотермических* технологий переработки угля в горючий газ, полукокс и углеродные сорбенты.

Для достижения поставленной решаются следующие **задачи**:

- выполнить анализ термических и термохимических способов переработки твердых топлив и определить технологические принципы создания эффективных и экологически безопасных процессов и аппаратов;
- провести вычислительные операции решения системы уравнения, описывающих процесс;
- определить параметры реакционного газообмена при газификации угля в диапазоне режимных условий пылеугольного газификатора;
- разработать математические модели тепло - и массопереноса в пылеугольном и слоевом газификаторах;
- выявить контролирующие механизмы, методы интенсификации тепло- и массопереноса, способы увеличения КПД газификации угля и определить режимные параметры автотермической газификации ЭУБ;
- обосновать и разработать новые способы и устройства для автотермической переработки угля, обеспечивающие энергоэффективное и экологически безопасное получение горючего газа, полукокса и углеродных сорбентов.

Объектом исследования в диссертационной работе являлись физико-технологические процессы сжигания энергетического топлива (низкосортный казахстанский уголь) в пылеугольном реакторе

Предмет исследований - тепловые и концентрационные характеристики реактора, потоки создаваемые при сжигании топлива.

Научная новизна проведенных в диссертационной работе исследований заключается в рассмотрении и применении математической модели, приведенной в [1] для расчета технологического режима газификации ЭУБ путем упрощения и допущения параметров.

В работе использован комплексный *метод исследований*, включающий научный анализ теории и практики термической и термохимической переработки угля, математическое моделирование и экспериментальные исследования в лабораторных и опытно-промышленных условиях, а также промышленное внедрение результатов исследований.

Личный вклад автора. Автор участвовал в постановке задач, выборе объекта исследования. Работал над анализом систематизации расчетов и возможности применения для поставленных задач путем адаптирования программного комплекса к выбранным условиям (казахстанский низкосортный уголь), провел расчет технологического режима газификации Экибастузского угля.

1 Термическое и термохимическое переработка угля

1.1 Технологическое применение угля и отрицательно влияющие факторы на развитие

На фоне роста цен на нефть и газ уголь в обозримом будущем останется привлекательным энергоносителем. Угледобывающая отрасль, пережив нелегкие времена, сегодня занимает ключевые позиции в экономике страны. В настоящее время этот сегмент промышленности обеспечивает выработку в республике 78% электроэнергии, практически 100%-ную загрузку коксохимического производства, полностью удовлетворяет потребности в топливе коммунально-бытового сектора и населения. Учитывая растущие цены на нефть и газ на мировых рынках, скорее всего, уголь еще долгое время будет оставаться привлекательным энергоносителем.

Согласно «Статистическому обзору мировой энергетики» (Statistical Review of World Energy), представленной британской компанией «BP», на начало 2013 года по запасам углей Казахстан входит в десятку стран-лидеров. Уступая лишь гигантам по добыче угля Китаю, США, России, Австралии, Индии, ЮАР и Украине, и имеет в недрах, по разным оценкам, от 3,3% до 4% общемирового объема запасов [2]. Лидерами являются: США - 237,2 млрд. тонн (27,6%), Россия - 157 млрд. тонн (18,2%) и Китай - 114,5 млрд. тонн (13,3%). Всего же в мире доказанные запасы угля составляют 860,9 млрд. тонн.

На сегодняшний день в Казахстане запасы углей составляют 33,6 млрд. тонн (каменные угли – 21,5 млрд. тонн, бурые угли – 12,1 млрд. тонн). Большинство угольных месторождений сосредоточено в Карагандинском, Экибастузском и Тургайском угольном бассейне, а также на месторождении Шубарколь. Запасы коксующихся углей приходятся на территорию Карагандинской области. Западные и Южные регионы имеют значительный промышленный потенциал, но, вместе с тем, испытывают острый дефицит угольного топлива. Однако все имеющиеся запасы твердого топлива позволяют полностью обеспечить внутренние потребности государства, а также позволяют экспортировать значительные объемы угольной продукции в другие страны.

Промышленная переработка угля - производство кокса и других твердых углеродсодержащих продуктов, а также производство жидких и газообразных продуктов различного назначения, имеет давнюю историю с периодами бурного развития и спадами.

К настоящему времени накоплен большой опыт (положительный и отрицательный) переработки углей. Существуют десятки технологических процессов, реализованных в различное время - от пилотных установок до крупномасштабных промышленных предприятий. В большинстве случаев целевые продукты переработки угля могут замещаться альтернативными видами продукции. Поэтому объемы переработки угля определяются не

технологической необходимостью, а сравнительной эффективностью производства и использования целевых продуктов.

Оценку и выбор технологий переработки угля производят по следующим критериям:

- себестоимость целевых продуктов, не выше получаемых из альтернативного сырья;
- наличие реального и прогнозируемого спроса на продукцию;
- возможность быстрой реализации в промышленных масштабах;
- экологическая безопасность;
- приемлемая величина капитальных вложений и привлекательность для потенциальных инвесторов;
- гибкость технологии и возможность расширения списка продуктов.

При оценке технологий переработки угля необходимо учесть следующее:

1. Простого решения проблемы глубокой технологической переработки углей не существует. Удельная производительность аппаратов для термохимических превращений твердых топлив всегда ниже, чем для переработки нефти и газа, а транспортирующие устройства, запорная и регулирующая арматура, автоматика и т.п., то есть то, что называют "обвязкой" аппаратов, сложнее в исполнении. В итоге для любых процессов термохимической переработки твердых топлив материалоемкость и, соответственно, удельные капитальные затраты на 1 МДж в 2-4 раза выше, чем при переработке нефти и газа.

2. Нет универсальной концепции переработки угля, так как различаются исходное сырье и, главным образом, требования реальных и потенциальных потребителей.

3. Высокие удельные капитальные затраты на реализацию технологий переработки угля предполагают, что эффективно решить эту задачу можно только поэтапно и комплексно, с использованием модульных производств, постепенно увеличивающих номенклатуру продукции и стоимость реализации целевых продуктов.

Необходимо подчеркнуть одно важное обстоятельство. Углекимические технологии зачисляются в разряд альтернативных нефтехимическим, что в принципе неверно. Анализ запасов нефти и газа не дает оснований всерьез рассуждать о глобальной замене нефтяного сырья углем в обозримом будущем. Речь может идти только о расширении сырьевой базы химической промышленности, то есть о дополнении нефти и газа углем, причем масштабы переработки угля будут определяться соотношением цен (уголь : природный газ нефть).

1.2 Термическая переработка угля

Термическая переработка угля применяется для получения обогащенных углеродсодержащих твердых материалов, жидких и газообразных продуктов. Есть несколько причин, стимулирующих развитие технологий термооблагораживания низкосортных углей:

1. Отсутствие достаточно дешевых качественных каменных углей в стране или регионе. Именно это послужило причиной развития технологий полукоксования и термооблагораживания углей в Германии, Польше и Австралии, где имеются большие запасы лигнитов с низкой калорийностью и высокой влажностью — 55 % и более в Германии, 60 % и более в Австралии

2. Наличие ряда производств, где применение буроугольного кокса и полукокса вызвано технологической необходимостью. Буроугольный полукокс и кокс широко используется в качестве:

- адсорбента при очистке газовых выбросов и сточных вод;
- восстановителя при производстве ферросплавов;
- карбюризатора в черной металлургии;
- сырья для производства карбида кальция, ацетилена и некоторых мало тоннажных продуктов органического синтеза.

3. Требования по охране окружающей среды. Использование термообогороженных топлив является эффективным способом снижения выбросов оксидов серы и азота, канцерогенов и других токсичных веществ. Это определило развитие технологий полукоксования и производства бездымного бытового топлива сначала в Англии, а затем в других странах Западной Европы. Для бытового использования широко применяются брикеты и крупнокусковые термообогороженные топлива, как правило, с выходом летучих веществ менее 20 % и зольностью менее 10 %. Для энергетического использования начинают применять зернистые и пылевидные термообогороженные топлива.

С начала 2000-х годов наблюдается устойчивая тенденция увеличения интереса к твердым продуктам термической переработки угля и снижения — к жидким продуктам. Это обусловлено следующими причинами:

1. Целевые продукты, производимые из компонентов термической переработки угля, за редким исключением, замещены аналогами из нефти и газа. Доля углехимии в производстве органического сырья уменьшилась с 55 до 5 % [18], а в настоящее время составляет менее 2 %.

2. Дефицит коксующихся углей и рост цен на них стимулируют замещение кокса продуктами термической переработки некоксующихся углей для производства классического и формованного кокса.

1.2.1 Твердые продукты термической переработки угля

Твердые продукты термической переработки углей - кокс, полукокс, термооблагороженное топливо и т.п., имеют высокую калорийность - 25 МДж/кг и выше на рабочую массу и пониженный выход летучих веществ - от 3 до 25 % на горючую массу в зависимости от температуры и способа обработки. Основные направления использования твердых продуктов термообработки углей:

- металлургическое пылевидное топливо, в т.ч. для прямого вдувания в домну;

- высококалорийное технологическое топливо для агломерации и различных процессов обжига (при производстве извести, цемента и т.п.);

- энергетическое топливо с пониженным выходом вредных веществ - оксидов азота, серы и др.;

- бездымное бытовое топливо или сырье для производства бездымных брикетов;

- компонент шихты для производства металлургического кокса, формованного кокса и рудоугольных окатышей;

- восстановитель при производстве ферросплавов и в порошковой металлургии;

- сырье для производства углеродных сорбентов;

- сырье для производства карбидов кальция и кремния;

- наполнитель при производстве резинотехнических изделий, пластмасс, формовочных смесей в металлургии;

- сырье для производства технологических газов (газ для синтеза аммиака, метанола, газ-восстановитель и т.п.), в 60-е годы - это направление оказалось неконкурентоспособным по отношению к природному газу и попутным газам нефтепереработки, но в 90-е годы вновь получило развитие.

1.2.2 Жидкие продукты термической переработки угля

Жидкие продукты термической переработки угля, как и жидкие продукты прямого его ожижения, включают широкий спектр органических соединений, содержащих, кроме углерода и водорода, значительное количество кислорода, серы, азота и других элементов, и поэтому не могут быть непосредственно использованы в качестве синтетического жидкого углеводородного топлива (СЖТ). Встречающийся в технической литературе термин "угольная нефть" носит жаргонный характер, не отражающий действительного положения вещей, и часто вводит в заблуждение неспециалистов. Термическая переработка угля не может рассматриваться как самостоятельный способ производства СЖТ.

Следует отметить экологическую опасность жидких продуктов переработки угля, так как они содержат аммиак, большое количество

канцерогенов, фенолов и других вредных веществ. Токсичность и мутагенная активность продуктов переработки угля в сотни раз превосходит токсичность нефтепродуктов.

Потенциально из жидких и газообразных компонентов переработки угля можно производить более 300 продуктов [7], если раньше основными поставщиками сырья для органического синтеза были углехимические производства то, сейчас подавляющая часть продуктов углехимии неконкурентоспособна и вытеснена аналогами, производимыми из нефти и природного газа.

В настоящее время в Казахстане жидкие продукты термической переработки углей используются в качестве сырья для производства низкокипящих и двухатомных фенолов (резорцина, пирокатехина и их гомологов), крезолов и антисептических смесей. Тяжелые фракции ограничено пригодны для приготовления дорожных битумов. Большая часть жидких продуктов переработки угля (93-95 % от общей массы) используется как котельное топливо.

1.2.3 Газообразные продукты термической переработки угля

Газообразные продукты состоят в той или иной пропорции из CO, H₂, CO₂, N₂, CH₄, H₂O, газообразных углеводородов, H₂S, NH₃ и используются как газообразное топливо. Калорийность газа колеблется в широких пределах в зависимости от организации процесса и разбавления газа продуктами горения. Горючий газ, количество которого в энергетическом балансе, как правило, невелико, используется в рамках технологического процесса. Избыток газа утилизируется для производства тепловой энергии.

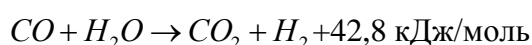
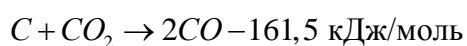
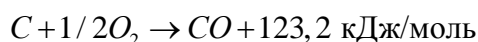
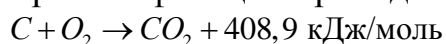
Проблема промышленности Республики Казахстан как много уже говорилось, это отсутствие высококачественного сырья(угля) для переработки, имея количеством, но не качеством приходится сталкиваться с большими проблемами. Одна из этих проблем конечно же, выбросы газообразных продуктов, парниковых газов и загрязнение окружающей среды. При сжигании высокозольного Экибастузского угля выделяются газообразные углеводороды и газы. Правительство Энергетики Республики Казахстана свою очередь, очень активно пытается быть важной частью в мировом движении по снижению выбросов парниковых газов, направленном на предотвращение глобального изменения климата. В этих целях республика в 1995 году ратифицировала Рамочную конвенцию ООН по изменению климата, в 1999 году подписала Киотский протокол к данной конвенции, в соответствии с которым приняла на себя добровольные обязательства по снижению выбросов в атмосферу парниковых газов, а в 2000 году подала заявку на включение ее в приложение №1 к Рамочной конвенции. То есть во избежание экономических потерь в виде экологических санкции за невыполнение взятых обязательств при подписании Киотского протокола, необходимо использовать экологически чистые технологии.

Потенциальный “запас” Казахстана по выбросам парниковых газов в 2005 году по сравнению с базовым 1990 годом составлял приблизительно 100 млн тонн в год и, возможно, к концу первого зачетного периода, то есть в 2012 году, еще не будет исчерпан. Отсюда можно предположить, что в период с 2007 по 2012 годы наша страна будет иметь в “запасе” около 250 млн тонн выбросов парниковых газов. При цене 1 тонны парниковых выбросов, которая будет составлять, по разным источникам, от \$7 до \$15 за тонну, теоретически Казахстан мог бы привлечь в ближайшие годы в рамках механизма чистого развития от \$1,7 млрд до \$3,7 млрд инвестиций из развитых стран в проекты, способствующие снижению выбросов парниковых газов. Эти возможности станут еще большими в случае получения права участвовать в механизмах совместного осуществления и торговли квотами.[3]

1.3 Газификация угля

Газификация угля это в высокотемпературном нагреве (1100-2400 К) превращение органической части горячего топлива в газообразные вещества (чаще всего CO, H₂, CO₂, N₂, CH₄, H₂O или в их смеси) при активном взаимодействии с кислородом (воздухом) ,водяным паром с недостатком окислителя, синтез-газом, водяным газом, воздушным газом или со смешанным газом.

При газификации проходят следующие реакции:



1.3.1 Динамика развития угольной промышленности и газификации в Казахстане и в мире

В последние годы бурное развитие получило энергетическое направление использования газификации угля - внутрицикловая газификация (IGCC - Integrated Gasification-Combined Cycle). Многие газогенераторы, разработанные для производства синтез-газа, успешно применяются в энергетике. Суть процесса заключается в использовании бинарного цикла производства электроэнергии. Горючий газ утилизируется в газовой турбине, а продукты сгорания газа используются при генерации пара для паровой турбины. ТЭС с внутри-цикловой газификацией позволяет существенно снизить удельные выбросы вредных веществ и повысить электрический КПД энергоблока с 32-35 до 46 %, а в перспективе - до 50 %. В теплоэнергетике данное направление считается одним из самых перспективных [8].

Повышенный интерес к внутрицикловой газификации угля в развитых странах объясняется двумя причинами:

- ТЭС с внутрицикловой газификацией экологически менее опасна. Благодаря предварительной очистке газа сокращаются выбросы оксидов серы, азота и твердых частиц;

- использование бинарного цикла позволяет существенно увеличить КПД электростанции и, следовательно, сократить удельный расход топлива.

В табл. 1 приведены характерные величины удельных выбросов и КПД для ТЭС с внутрицикловой газификацией и для ТЭС с традиционным сжиганием угля

Таблица 1 — Концентрация вредных веществ в дымовых газах

Параметр	Традиционная угольная ТЭС	ТЭС с внутрицикловой газификацией
SO ₂ , мг/м	130	10
NO _x , мг/м	150	30
Твердые частицы, мг/м	16	10
Электрический КПД, %	33-35	41-46

Необходимо отметить, что удельные капитальные затраты при использовании внутрицикловой газификации составляют ~ 1500 долл./кВт с перспективой снижения до 1000-1200 долл./кВт, в то время как для традиционной угольной ТЭС удельные капитальные затраты ~ 800-900 долл./кВт. Ясно, что ТЭС с внутрицикловой газификацией твердого топлива более привлекательна при наличии экологических ограничений в месте размещения и при использовании достаточно дорогого топлива, так как расход топлива на 1 кВт-ч сокращается. Эти условия характерны для развитых стран. В настоящее время внутрицикловая газификация твердого топлива считается одним из самых перспективных направлений в энергетике.

К настоящему времени суммарная производительность газогенераторных установок, эксплуатирующихся в мире, - 40000 МВт по газу (табл. 2, данные октября 2001 года). С 1989 по 1998 годы увеличение суммарной мощности газогенераторных установок было незначительным, но с 1999 года прирост превышает 10 % в год, а с 2010 года составляет более 14 % в год. В 2012 году суммарная мощность с учетом уже строящихся установок будет 60000 МВт по газу.

Таблица 2 -Динамика потребления газа из угля в мире

Целевое использование	Использование в 2004 году, МВт по газу	Доля в 2004 году, %	Введение в эксплуатацию до конца 2009 года, МВт по газу	Годовой прирост мощности в 2007-2009 годах, %
Химическое производство	130	10	5000	9,3
Внутрицикловая газификация (производство электроэнергии)	150	30	11200	31
Синтез по Фишера-Тропшу	16	10	0	0
ВСЕГО	33-35	41-46	17200	14,3

Анализ динамики развития технологий газификации в последние годы показывает, что наиболее перспективны две области использования газа: внутрицикловая газификация и химическое производство (главным образом синтез аммиака).

Развитие угольной отрасли на начальном этапе становления независимого Казахстана происходило в трудных условиях. Общий объем добычи угля в 1991 году в Казахстане составлял 130,4 млн. тонн, или 20,7% к общей добыче угля на территории СНГ. Уголь поставлялся, помимо Казахстана, во все страны бывшего Союза и ряд стран Восточной Европы.

Существенное изменение социально-политической обстановки в результате приобретения республикой суверенитета, функционирование экономики в рамках товарно-денежных отношений, спад угледобычи и необходимость обеспечения дальнейшей перспективы, вызвали необходимость поиска новых подходов в угольной промышленности.

В течение 1995-1998 годов в соответствии с государственными программами был проведен комплекс восстановительных мероприятий, направленных на приватизацию всех крупных угледобывающих предприятий Карагандинского и Экибастузского угольных бассейнов иностранными и отечественными инвесторами, с приходом которых повысился уровень менеджмента, более тщательно стала отслеживаться конъюнктура внутреннего угольного рынка и рынков зарубежных стран.

В настоящее время в угольной отрасли страны в целом завершен трудный период реструктуризации, наблюдается тенденция наращивания добычи угля, что позволило обеспечить плавный переход угольной отрасли на рыночные отношения, тем самым повысить экономический потенциал угольных компаний.

Угольная промышленность обеспечивает выработку в Казахстане около 80% электроэнергии. Кроме того, осуществлена возможность полностью удовлетворить потребности в энергетическом топливе коммунально-бытовой

сектор республики. За последние 20 лет в угольную промышленность было инвестировано более 5 млрд. долларов США. В сравнении с 2000 годом объем капиталовложений вырос в 7 раз и в 2013 году составил 428,7 млн. долларов.

В 2012-2013 году объем добычи угля в республике составлял 99-100 млн. тонн в год. Прогнозируемый объем добычи в 2014-2015 году составит 101 млн. тонн. В связи с этим, Министерством энергетики и минеральных ресурсов разработана Концепция развития угольной промышленности Казахстана до 2020 года, которая предусматривает увеличение объема добычи угля до 145,6 млн. тонн к 2020 году.

В целях реализации данной задачи Министерством индустрии и новых технологий разработана отраслевая программа по обеспечению перехода угольной отрасли на международные стандарты. Реализация этой программы позволит:

- обеспечить внедрение технических регламентов, повысить конкурентоспособность угольной продукции и выход ее на международный рынок;
- хозяйствующим субъектам разработать номенклатуру качественной и безопасной продукции, внедрить системы менеджмента качества и окружающей среды по международным стандартам.
- обеспечить теплоэлектростанции качественным топливом, соответствующим международным стандартам и снизить количество вредных выбросов в атмосферу.

Последнее, при современном уровне технологии производства энергии, является весьма актуальным, поскольку Казахстан занимает первое место в мире по удельному показателю выбросов парниковых газов в атмосферу на единицу ВВП (3,38 килограмма на доллар). Об этом говорится в стратегическом плане Министерства охраны окружающей среды республики на 2011 - 2015 годы. Наибольший вклад в объем выбросов диоксида углерода вносит энергетика, а из энергоносителей - уголь. При этом расчеты показывают, что доля угля в генерации выбросов будет возрастать. Ожидается, что к 2020 году этот показатель составит 66 % в объеме валовых выбросов, образующихся от сжигания топлива.

По данным Министерства экологии, согласно модели МАРКАЛ - 7 Казахстан, которая позволяет смоделировать сокращение эмиссий парниковых газов, их выбросы в энергетическом секторе могут достигнуть к 2012 - 2014 годам уровня 1992 года, который был определен для Казахстана конференцией сторон Рамочной конвенции ООН об изменении климата как базовый.

В этой связи стратегическим направлением определяется создание механизмов перехода Республики Казахстан к устойчивому развитию. В рамках данного направления Министерством планируется:

- 1) создать эффективные механизмы внедрения принципов и целевых показателей устойчивого развития во все сферы государственного управления,

по регионам страны и отраслям экономики;

2) снизить эмиссии промышленных предприятий в окружающую среду за счет установления целевых показателей и квот, повышения эффективности государственного контроля, внедрения эколого-экономического стимулирования;

3) активизировать роль Казахстана в обеспечении трансграничного и международного взаимодействия в вопросах экологии и сохранения климата.

В соответствии со статьей Экологического кодекса Республики Казахстан и Правилами распределения квот на выбросы парниковых газов, утвержденными постановлением Правительства Республики Казахстан от 7 мая 2012 года № 586, а также с учетом положений международных договоров

Республики Казахстан в области изменения климата, Правительством РК утвержден «Национальный план распределения квот на выбросы парниковых газов» на 2013 год. [2]

Согласно концепции, особое внимание на угледобывающих предприятиях республики будет уделено внедрению систем управления качеством и окружающей средой в соответствии со стандартами ИСО серий 9000 и 14 000. В целях реализации данной задачи Министерством энергетики и минеральных ресурсов на 2007-2010 годы разработана республиканская программа по обеспечению перехода угольной отрасли на международные стандарты. Ее реализация позволит обеспечить теплоэлектростанции качественным топливом, соответствующим международным стандартам и снизить количество вредных выбросов в атмосферу; ввести технические регламенты, повысить конкурентоспособность угольной продукции с выходом ее на международный рынок; хозяйствующим субъектам разработать номенклатуру качественной и безопасной продукции, внедрить системы менеджмента качества и окружающей среды по международным стандартам.

Таким образом, в связи со сказанным выше, особую значимость приобретают фундаментальные исследования, имеющие практическую значимость и направленные на повышение эффективности сжигания энергетического топлива, и минимизацию выбросов вредных пылегазовых выбросов в атмосферу Казахстана.

1.3.2 Целевые продукты

При газификации угля целевым продуктом является газ, включающий горючие компоненты (CO , H_2 и небольшое количество CH_4), балластные и вредные вещества (H_2O , CO_2 , N_2 , H_2S , NH_3). Состав и калорийность газа варьируются в зависимости от типа газогенератора, свойств угля и применяемого дутья. Побочные продукты - шлак (зола) и, в ряде процессов, смолистые вещества. Газ используется:

- как энергетическое и технологическое топливо;
- как сырье для производства метанола, высших спиртов, жидких моторных топлив, аммиака и т.д.

1.3.3 Типы современных промышленных газификаторов

По характеру движения газифицируемого угля газогенераторы можно классифицировать: в неподвижном слое, в кипящем слое, в пылевом слое. В схеме газификатора с кипящим слоем с газификацией водяным паром используется косвенный подвод теплоты, более того, данный пар применяется для псевдоожижения топлива.

В таблице 3 показано сравнение трех видов технологий газификаций по характеру движения газифицируемого угля.

Для современной химической промышленности и энергетики требуются газификаторы с единичной мощностью 100 т угля в час и более. К началу 70-х годов в промышленном масштабе было реализовано три типа газификаторов[5],[6]:

- Слойные газификаторы. В разное время действовало более 800 газификаторов, в том числе более 30 газификаторов Лурги с единичной мощностью до 45 т угля в час. –
- Газификаторы Винклера с кипящим слоем. Было сооружено более 40 аппаратов с единичной мощностью до 35 т угля в час.
- Пылеугольные газификаторы Копперса-Тотцека эксплуатировалось более 50 аппаратов с единичной мощностью до 28 т угля в час.

Представляется, что необходима не столько разведка и ввод в эксплуатацию новых.

Таблица 3. Технологии газификации угля

	Неподвижный слой	Кипящий слой	Пылевой слой
Система подачи угля	сухая	сухая	сухая суспензия
Размер частиц, мм	5 – 80	0,5 - 6	<1
Время пребывания угля в газогенераторе, с	900 – 1800	10 – 100	<5
Температура в газогенераторе, °С	1315 – 1760	760 - 1100	980 – 1900
Давление в реакторе, атм	1 – 100	1 – 30	20 – 80
Газифицирующий агент	O ₂ +пар или воздух + пар	O ₂ +пар или воздух+пар или пар	O ₂ +пар
Золоудаление	сухое, шлам	сухое	сухое, шлам
Теплотворная способность синтез-газа	низкая – средняя	средняя	средняя - высокая

В настоящее время особое внимание уделяется технологиям газификации, с помощью которых получается синтез-газ с высокой теплотворной способностью. Как видно из таблицы, к таким технологиям относятся кипящий слой и пылевой слой, а также комбинации данных технологий.

Проведенный анализ показывает, что в настоящее время имеется ряд высокоэкономичных и надежных хорошо освоенных технологий для получения и сжигания синтез-газа в паровых котлах ТЭС и в камерах сгорания ГТУ. Максимальная единичная производительность освоенных промышленных газогенераторов не удовлетворяет крупных потребителей газа. По технико-экономическим соображениям и перспективным масштабам как для химической промышленности, так и для энергетики требуются агрегаты с единичной мощностью в 3-5 раз больше достигнутой. Так, на современной теплоэлектростанции для питания энергоблока 100-200 МВт необходим газификатор производительностью 150-300 тыс. м³ газа в час (с теплотой сгорания 4,6-5 МДж/м³) или 50-100 т угля в час [8][9]. В перспективе потребуются агрегаты еще большей производительности для обеспечения энергоблоков 500-800 МВт и более.

Возможны два направления работ по созданию газогенераторов высокой производительности:

- увеличение габаритов реакторов, находящихся в эксплуатации в настоящее время;
- повышение удельной производительности за счет интенсификации процесса газификации.

По первому пути развивается значительная часть современных работ, что обусловлено исторически сложившейся методикой разработки технологии:

получение результата на лабораторном уровне и последующая попытка воспроизведения его в крупном реакторе. Как правило, за счет проявления масштабных эффектов промышленные показатели оказываются ниже лабораторных.

Второе направление пока что ограничено довольно небольшим набором технологических решений, все из которых в той или иной степени нашли отражение в современных разработках. Кратко охарактеризуем основные.

Повышение температуры. Ограничено конструкционными материалами, а в процессах с кипящим слоем - еще и температурой плавления золы. Кроме того, повышаются теплотери за счет увеличения температуры образующихся продуктов, увеличивается удельный объем производства пара в охлаждающих системах.

Повышение давления. Существенно усложняет конструкцию агрегата и эксплуатации установки при одновременном уменьшении габаритов и снижении затрат на компримирование продуктового газа. Здесь в каждом конкретном случае последнее слово остается за расчетами надежности оборудования и экономической эффективности технических решений.

Например, фирмой Combustion Engineering Inc. было проведено сравнение двух альтернативных вариантов автотермической газификации угольной пыли – при нормальном давлении и при давлении 1,0 МПа. Капиталовложения в установку под давлением оказались на 8 % ниже, но недостаточно проработанные системы подвода пылевидного топлива и выгрузки шлака, очистки газа под давлением, повышенная эрозия стенок за счет увеличения объемной концентрации пыли в потоке, повышенный выход метана, снижение надежности оборудования и другие трудности делают газификацию при атмосферном давлении экономичнее [15]. Анализируя вышеуказанное сравнение было обнаружено, что повышение давления снижает затраты на компримирование газа, делает возможным использование физических способов отмывки газа, не экономичные при атмосферном давлении, позволяет повысить калорийность газа за счет увеличения доли метана. Многие из разрабатываемых процессов газификации рассчитаны на повышенное давление. Экономическая эффективность, как правило, возрастает с увеличением единичной мощности газификатора.

Использование мелкозернистого топлива, то есть использование пылеугольных газогенераторов либо аппаратов с кипящим слоем. Преимущества и недостатки этого направления будут обсуждены ниже.

Использование катализаторов ограничено главным образом двумя причинами. При использовании наиболее активных, а, следовательно, и наиболее дорогих катализаторов возникает проблема их эффективной регенерации из бедного сырья. Кроме того, степень ускорения реагирования, полученная в известных к настоящему времени разработках, с меньшими затратами может быть достигнута увеличением давления и температуры. Как правило, использование каталитической газификации экономически оправданно при наличии объективных ограничений на температуру процесса, как, например, при использовании тепла ядерных реакторов [8].

Характерной особенностью современных методов разработки новых процессов газификации является широкое применение математического моделирования с целью проведения численных экспериментов как на стадии проектирования с целью сокращения сроков внедрения процессов, так и на стадии эксплуатации для оптимизации технологических режимов.

Все шире применяется системный анализ при разработке новых технологических схем. На сам газогенератор затрачивается около 15 % общих капиталовложений [10], а характер, размеры и стоимость всего производственного комплекса в значительной мере определяются компоновкой блоков вторичной переработки газа и вспомогательных производств.

1.3.4 Перспективные технологические принципы развития автотермической газификации угля

Анализ работ по созданию промышленных технологий автотермической газификации угля позволяет сделать вывод, что наиболее перспективен газификатор, в котором реализованы следующие технологические принципы:

1. Одноступенчатый автотермический реактор.
2. Использование мелкодисперсного топлива, как правило, до 100 мкм.
3. Применение повышенного давления - в большинстве случаев 3 МПа.

Попытки использовать более высокое давление оказались неэффективными, так как привели к усложнению конструкции и уменьшению надежности.

4. Газификация при высоких температурах - 1750-2500 К. Верхний предел ограничен жаропрочностью конструкционных материалов, а нижний температурой нормального жидкого шлакоудаления.

Пылеугольные газификаторы, в отличие от слоевых и с кипящим слоем, имеют существенно больший резерв для увеличения единичной мощности аппарата, так как менее громоздки и более просты в изготовлении. Основным недостатком пылеугольных газификаторов является относительно низкий КПД газификации (отношение теплоты сгорания охлажденного газа к теплоте сгорания исходного угля) - 70-72 %, в то время как в слоевом газификаторе Лурги -80 % [12]. Это объясняется тем, что в пылеугольных газификаторах необходимо поддерживать высокую температуру (1750-1850 К) на выходе из аппарата для обеспечения жидкого шлакоудаления. Реакции газификации достаточно интенсивно идут и в диапазоне температур 1250-1750 К, но необходимость удалять шлак в жидком виде требует повышения рабочей температуры до 1750-1850 К во избежание шлакования аппарата. Если бы удалось снизить температуру на выходе из пылеугольного газификатора до 1250-1350 К, его КПД увеличился бы до 80 % и достиг уровня КПД слоевых газификаторов.

Жидкое шлакоудаление приводит к повышенному удельному расходу кислорода, требует сооружения дополнительной ступени для утилизации тепла отходящих газов - радиационного теплообменника, а также применения специальных жаропрочных коррозионно-стойких материалов для футеровки реактора. Надежность пылеугольных газификаторов с жидким шлакоудалением во многом определяется именно работой футеровки. Обычный межремонтный срок службы футеровки - от нескольких месяцев до одного года.

Газификаторы имеют низкую степень конверсии угля, зашлаковывания аппаратов усложняет эксплуатацию газификатора и является очень сложной в управлении что приводило к полной остановке установки. И это требует усовершенствование технологического процесса. Разработчики и инженера пылеугольных газификаторов установили термодинамическое ограничение КПД газификации, который очень на низком уровне примерно 72%.

Разработка новых процессов газификации угольной пыли, подталкивает к развитию системы и обретение существенных преимуществ по сравнению с другими типами процессов:

- в пылеугольных газификаторах достигается наибольшая удельная производительность (до 4 т/м в час) и, как следствие, наименьшие габариты, капиталовложения, металлоемкость;

- меньшая стоимость мелкозернистого топлива, доля которого непрерывно повышается при росте механизации угледобычи, особенно при использовании низкосортных углей;

- можно применять все без исключения угли;

- нет побочных продуктов;

- можно заменять уголь жидкими и газообразными углеводородными топливами;

- простота конструкции благодаря применению пневмотранспорта угля и золы;

- повышение температуры ограничено только конструкционными материалами, и верхний предел постоянно отодвигается.

- благодаря высокой температуре в газе содержится мало метана и диоксида углерода;

- наличие огромного опыта сжигания пыли в топках тепловых электростанций, что может быть использовано при разработке процессов газификации пылевидного топлива.

Однако автотермическая газификация, как показала практика, имеет и ряд недостатков:

- в случае применения очень высоких температур затрудняется выбор материала для футеровки реакционной камеры и возрастают потери тепла в систему испарительного охлаждения. Высокая температура отходящих газов требует сооружения специального оборудования для утилизации физического тепла газов;

- не решены проблемы, связанные с непрерывным подводом пылевидного топлива и выгрузкой шлака через шлюз в газогенераторах, работающих под давлением;

- пылеугольные газогенераторы имеют высокую чувствительность к неравномерности подачи угля, что может приводить к резким колебаниям температуры факела, срыву пламени и другим нежелательным последствиям.

В ряде процессов вводят аварийную линию подачи газа в горелку, которая автоматически включается в случае прекращения подачи угля;

- по ходу потока дутья, несущего угольную пыль, снижаются концентрации углерода и газифицирующего агента, падает температура, что приводит к замедлению восстановительных реакций, снижению общей интенсивности процесса и повышенному, по сравнению с процессами в плотном слое, уносу. Это приводит к необходимости сооружения сложных и дорогостоящих пылеулавливающих устройств;

-повышенный, по сравнению с другими процессами, расход кислорода, но требуется меньше пара;

- необходимость помола и сушки угля.

Большинство разрабатываемых процессов рассчитаны на повышенное давление 1,5-4 МПа (до 8 МПа), жидкое шлакоудаление, тонкий помол угля (< 100 мкм) и кислородное или воздушное дутье с небольшими добавками пара [12]. Различия, как правило, заключаются в конструктивном оформлении процесса.

Если требуется газификация в небольшом масштабе, наиболее приемлемы слоевые газификаторы. Процессы в плотном слое отработаны в промышленном масштабе, а большая реакционная масса и длительное время пребывания делают реактор малочувствительным к неравномерности подачи реагентов, простым и надежным в управлении. Основным недостатком в том, что газ содержит продукты полукисления - смолу, подсмольную воду, фенолы и т.п.

В Казахстане значимая доля угля (из всего запаса страны) является высокозольной высокосернистые угли, практически неиспользуемые в энергетике из-за низкого качества и высокого уровня воздействия на окружающую среду.

В то же время, данные угли являются пригодными для использования методами подземной либо наземной газификации, основным продуктом которых является смесь угарного газа и водорода, называемая синтетическим (генераторным) газом. Данный газ может быть использован для выработки электрической и тепловой энергии, а также для последующего производства синтетических нефтепродуктов.

Следует отметить, что обе технологии газификации углей характеризуются низкой экономической привлекательностью, особенно в случае использования газа для выработки электроэнергии. Вместе с тем, с учетом ожидаемого дальнейшего истощения месторождений углеводородного сырья, технологии газификации угля в перспективе могут стать экономически эффективными при реализации схемы последующего синтеза нефтепродуктов.

В свою очередь, в период реализации настоящей Концепции Казахстану следует применять данные технологии для опытно-промышленной эксплуатации и в рамках проведения научных исследований. [2]

Выводы к разделу 1

1. Произведен анализ состояния угледобывающей отрасли Казахстана, тенденция развития углепереработки и газификации в стране и решения первоочередных проблем газификации (качество сырья, шлакоудаление, загрязнение окружающей среды).

2. Было рассмотрено классификация видов газификаторов по характеру движения газифицируемого топлива. Сделан вывод о том, что Казахстан обладает всеми необходимыми предпосылками для постепенного внедрения новых технологий газификации и приведет к улучшению экологических показателей на основе принятой концепции «развития газового сектора Республики Казахстан до 2030 года»

3. Рассмотрен процесс автотермической газификации его отличительные черты по сравнению с другими процессами. Преимущества и недостатки процесс. При рассмотрении пришел к выводу, что не смотря на недостатки и сложности, автотермическая газификация является наиболее перспективной для крупномасштабного промышленного использования

4. Выявлен основной недостаток пылеугольных газификаторов - пониженный

КПД газификации (до 72 % по охлажденному газу), так как температуру на выходе из аппарата необходимо поддерживать выше температуры нормального жидкого шлакоудаления - 1770-1870 К. Известные технические и технологические решения, положенные в конструкцию пылеугольных газификаторов, не позволяют снизить температуру на выходе из аппарата, хотя гетерогенные реакции газификации, особенно на высокорекреационных бурых углях, достаточно интенсивно идут и в диапазоне температур 1270-1770 К. Жидкое шлакоудаление приводит к повышенному удельному расходу кислорода, снижению надежности и увеличению стоимости блока газификации, так как требуется применение гарнисажной футеровки, жаропрочных материалов и сооружение дополнительной ступени утилизации тепла газарадиационного теплообменника.

5. Выполнен анализ термических и термохимических способов переработки твердых топлив и определены технологические принципы создания эффективных и экологически безопасных процессов и аппаратов

2 Автотермическая газификация высокосолевого топлива в реакторе

2.1 Системный анализ процесса газификации

С позиции системного анализа газифицируемый пылеугольный поток может быть определен как сложная физико-химическая система, представляющая собой многофазную многокомпонентную сплошную среду, распределенную в пространстве и переменную во времени, в каждой точке которой и на границе раздела фаз происходит перенос вещества, энергии и импульса при наличии источников (стоков) последних. Системный анализ определяет стратегию, подчиняющую общей цели все промежуточные стадии математического описания процесса газификации: качественный анализ синтез математической модели идентификация параметров и оценка адекватности модели.

Выделим в структуре математической модели процесса газификации пять уровней иерархии. На первом из них необходимо смоделировать микромеханизмы, управляющие динамикой химических превращений. Задача сводится к выбору базовых реакций и соответствующих уравнений формальной кинетики.

На втором уровне описывается газификация одиночной частицы угля. При этом частица с окружающей ее газовой оболочкой обычно рассматривается как замкнутая система, к границам которой подводится только тепловая энергия. Таким образом, вводится допущение, что соседние частицы в реакторе практически не оказывают влияние друг на друга.

Третий уровень включает общую модель газодисперсной реагирующей системы и ответственен за воспроизведение масштабных эффектов, возникающих при переходе от лабораторных установок к пилотным, а затем - к промышленным. Для формулирования замыкающих отношений требуется информация с нижних иерархических уровней. Эти соотношения самым непосредственным образом влияют на прогностическую способность модели и определяют ее информативную ценность. На этом уровне модель представляет собой краевую задачу для системы дифференциальных уравнений, описывающих двухфазное течение в аппарате с межфазным тепло и массообменом и химическими превращениями.

На четвертом уровне описывается динамика промышленного блока газификации угля, включающего подготовку топлива, производство кислорода и пара, непосредственно газификацию топлива, охлаждение, очистку и компримирование газа. Этот блок в свою очередь может быть включен в модель химикотехнологической системы энергохимического комбината по комплексной переработке угля (пятый уровень). Структура математического моделирования процесса газификации приведена на рис. 2.1 .

Таким образом, сущность системного подхода заключается в том, что сложная задача проектирования завода газификации путем декомпозиции на

блоки сводится к ряду задач меньшей размерности с меньшим числом взаимных связей, а информация, получаемая на лабораторных, опытных и промышленных установках, последовательно накапливается, обогащается и в максимально "сжатом" виде с нижних уровней иерархии поступает на верхние. Такая стратегия обеспечит оптимальное проектирование и станет основой для разработки автоматизированных систем проектирования и управления техно логического процесса газификации угля.

В настоящей работе рассматриваются вопросы, связанные только с первыми тремя уровнями системной иерархии, представленной на рисунке 2.1. Модель третьего уровня формулируется для одномерного реактора и поэтому не может быть непосредственно использована для целей оптимального проектирования крупномасштабного реактора. Область приложения одномерной модели ограничивается решением следующих задач: - проверка адекватности математического описания и идентификации его параметров для макроскопических механизмов процессов переноса и химического превращения;

Уровень 5. Моделирование энергохимического комбината

Энергохимический комбинат для комплексной переработки угля	Завод газификации
--	-------------------

Уровень 4. Моделирование завода Газификации

Подготовка топлива	Производство кислорода и пара	Охлаждение, очистка и компримирование газа	Реактор для газификации угля
--------------------	-------------------------------	--	------------------------------

Уровень 3. Моделирование реактора

Перенос в газодисперсной системе		Перенос к наружной поверхности		Наблюдаемая скорость реагирования
тепла	вещества	тепла	вещества	

Уровень 2. Моделирование одиночной частицы

Процессы переноса внутри и вокруг частицы		Скорость химического превращения
тепла	вещества	

Уровень 1. Кинетическое Уравнение

Отдельные стадии химического превращения		
Пиролиз	Гетерогенные реакции	Гомогенные реакции

Рисунок 2.1. Структура математического моделирования процесса автотермической газификации угольной пыли

- выявление лимитирующих стадий суммарного процесса и нахождение способов их интенсификации;
- разработка принципиальной схемы технологического процесса в промышленном реакторе, отвечающей ряду заданных критериев оптимальности.

2.2 Физическая модель процесса газификации

Попытаемся схематизировать основные физико-химические процессы, имеющие место при газификации угольной пыли, и примем ряд допущений, которые не окажут заметного влияния на результаты исследования, однако существенно упростят задачу.

1. Предположим, что реактор имеет цилиндрическую форму, и длина реактора значительно превышает его диаметр. Так как в топочных агрегатах уже на расстоянии одного-двух калибров от устья горелки профиля газового состава, температур и скоростей в значительной степени выровнены [14], можно допустить, что поток одномерный и газогенератор работает в режиме идеального вытеснения.

2. Твердая фаза полидисперсна и представлена конечным (N) числом дискретных фракций.

3. Все частицы сферические. известно, что скорость конверсии слабо зависит от геометрии частицы. Согласно данным Бабия и Куваева [16] несферические частицы выгорают быстрее в направлении наибольшего размера и в первую очередь реагируют острые части пылинок. Таким образом, происходит сглаживание поверхности, и частица приобретает округлую форму.

4. Гетерогенное реагирование сосредоточено на контурной поверхности, то есть частица реагирует с газами, изменяя только свой диаметр без изменения плотности. Правомерность этого допущения следует из работы [12].

5. Относительная скорость газа и частиц равна нулю, что справедливо для частиц меньше 100-200 мкм [12]. Время скоростной релаксации частицы

τ_p

можно определить по формуле, приведенной Бусройдом [19] для стоксова режима течения:

$$\tau_p = \frac{\rho_c d_c}{18\mu}$$

Например, для частицы плотностью $\rho_c = 1000$ кг/м³, движущейся в дымовых газах, при температуре 1500К (кинематический коэффициент вязкости $\mu = 53 \cdot 10^{-6}$ Па·с /122/) время скоростной релаксации равно:

для $d_c = 10$ мкм $\tau_p = 1,05 \cdot 10^{-4}$ с;

для $d_c = 100$ мкм $\tau_p = 1,05 \cdot 10^{-2}$ с.

Таким образом, в первые миллисекунды частицы приобретают скорость газа.

6. Процессы нагрева, пиролиза и гетерогенного реагирования для каждой фракции осуществляются стадийно. В период времени $0 \leq \tau \leq \tau_{инд}^j$ (период индукции) частицы подвергаются нагреву. В следующий период $\tau_{инд}^j \leq \tau \leq \tau_{инд}^j + \tau_{г.л}^j$, выходят летучие вещества, а при $\tau > \tau_{инд}^j + \tau_{г.л}^j$ происходит гетерогенное реагирование. Величины $\tau_{инд}^j$ и $\tau_{г.л}^j$ для каждой фракции определяются отдельно. Правомерность допущения стадийности процесса газификации подтверждается экспериментальными данными Бабия и Куваева [16]. Незначительным наложением процессов во времени, обнаруженном в их экспериментах, пренебрегаем. Поскольку период индукции существенно зависит от температуры окружающей среды /10/, в условиях неизотермического потока $\tau_{инд}^j$ в явном виде не определяется.

Примем допущение, что период индукции для каждой фракции равен времени нагрева частицы до температуры воспламенения $T_{воспл}$. Без существенной погрешности для мелких частиц бурых углей можно принять $T_{воспл} = 900$ К [16].

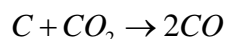
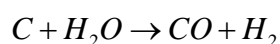
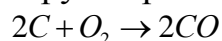
Основываясь на данных Бабия и Куваева [16] принимаем, что скорость выхода летучих веществ в период $\tau_{инд}^j \leq \tau \leq \tau_{инд}^j + \tau_{г.л}^j$ неизменна во времени и зависит только от размера частицы.

7. Частица изотермична. Экспериментальные и расчетные данные показывают [16], что для пылеугольных частиц $Bi < 1$.

8. Газовая фаза в каждый момент времени в данной расчетной ячейке идеально перемешана и находится в термодинамическом равновесии. Скорости гомогенных реакций стремятся к бесконечности. Последнее допущение для температур выше 1370-1400 К. В зоне горения, когда коэффициент избытка кислорода в газовой фазе больше единицы, газовая фаза состоит из O₂, H₂O, CO₂ и N₂, а в восстановительной зоне - из CO, H₂, CO₂, N₂ и H₂O. Содержанием метана пренебрегаем.

9. Коэффициент диффузии для газообразных реагентов {CO₂, H₂O, O₂} одинаков

10. Принимаем, что гетерогенное реагирование представлено системой следующих брутто-реакций:



11. Теплообмен между газом и частицами осуществляется молекулярной теплопроводностью и стефановским потоком. Тепловые эффекты гетерогенного реагирования локализованы в твердой фазе.

12. Твердая фаза состоит из углерода (кокса) и летучих веществ. Влага топлива испаряется мгновенно. Зола инертна и не оказывает влияния на выгорание частиц. Последнее допущение подтверждается тем, что при помолке значительная часть золы отделяется. Оставшаяся зола не смачивает поверхность частиц, а собирается в виде капелек [16].

13. Нагрев свежей смеси осуществляется конвекцией за счет рециркуляции продуктов реагирования. Для учета рециркуляции вводятся две величины: коэффициент рециркуляции (φ , равный отношению масс рециркулирующего и исходного потоков, X^φ - расстояние, на котором осуществляется эжекция газов к корню факела. Поскольку состав и температура рециркулирующего потока неизвестны, они определяются итерационным способом. Для первой итерации берутся расчетные данные, получаемые в предположении полного выхода летучих веществ и потребления кислорода

16. Как будет далее показано в параметрическом исследовании математической модели, на показатели процесса газификации существенно влияет величина теплотеря в газификаторе. Большинство исследователей не уделяют этому должного внимания и ограничиваются введением в уравнения сохранения энергии радиационной и конвективной составляющих, учитывающих теплообмен со стенкой. Температура стенки $T_{ст}$ при этом задается. Такой подход, верный по содержанию, не всегда приемлем для инженерных расчетов. Этот подход справедлив, когда стенка реактора изотермична или температура стенки регулируется и может быть точно определена, что было осуществлено на *некоторых* экспериментальных стендах. В большинстве газификаторов, в том числе во всех промышленных аппаратах, температура стенки сложным образом зависит от тепловых потоков и явным образом не может быть определена или измерена. В данной работе принята следующая методология учета теплообмена со стенкой:

а) при параметрическом исследовании варьируется величина теплотеря ΔH , задаваемая в виде доли от теплоты сгорания исходного угля. Так легче ориентироваться в удельном тепловом балансе газификатора;

б) при расчете оптимальных режимов промышленного газификатора в зоне, где температура газового потока выше температуры жидкоплавкого

состояния, температура стенки принимается равной температуре нормального ΔH жидкого шлакоудаления. После указанной зоны задается соотношение T_{cm}/T_2 . Величина ΔH задается в процентах от теплоты сгорания угля;

в) в расчетах, которые сравниваются с экспериментальными данными, полученными на стендовой установке, и используются для определения кинетических параметров, задается определяемая экспериментально величина теплопотерь по зонам. Тепловой поток, аккумулируемый футеровкой, и потери тепла в окружающую среду рассчитываются на основе данных контроля температуры стенок реактора термомпарами, размещенными в несколько ярусов по длине реактора на различном расстоянии от стенки в каждом ярусе;

г) при расчете газификатора с защитой стенок реактора испаряющейся пленочной завесой тепловой поток, воздействующий на стенку, определяется из теплового расчета. Учитывается теплообмен радиацией, включающий излучение и поглощение твердой фазой и трехатомными газами, и теплообмен конвекцией между пылегазовым потоком и пленочной завесой. Расчет газификатора при этом ведется поэтапно, и шаг интегрирования определяется из условий сходимости.

2.3 Математическая модель тепло- и массопереноса при газификации угольной пыли

На входе в реактор подаются: M_y^o угля при температуре T_y^o , $M_{H_2O}^o$ водяного пара при температуре $T_{H_2O}^o$, $M_{O_2}^o$ кислорода при температуре $T_{O_2}^o$ и $M_{N_2}^o$ азота при температуре $T_{N_2}^o$. Полная энтальпия потока H^{ex} , вводимого в реактор, определяется по формуле

$$H^{ex} = \sum_i [M_i^o \cdot h_i(T_i^o)], \quad i = O_2, H_2O, N_2, y \text{ (уголь)}. \quad (2.1)$$

где $h_i(T_i^o)$ - удельная полная энтальпия i -го компонента входного потока, Дж/кг, определяемая по формуле

$$h_i(T) = \int_{T_o}^T dh_i(T) + \Delta h_i^o(T_o), \quad (2.2)$$

где $\Delta h_i^o(T_o)$ - удельная стандартная теплота образования i -го вещества при температуре T_o , Дж/кг

В дальнейших расчетах для температурных частей полных энтальпий использованы табличные данные [31], аппроксимированные полиномами 2-й степени методом наименьших квадратов. В этом случае удельную полную энтальпию для i -го компонента можно представить формулой

$$h_i(T) = a_i + b_i \cdot T + c_i \cdot T^2 + \Delta h_i^o(T_o), \quad (2.3)$$

$$i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2.$$

Полиномы для вычисления температурной части полной удельной энтальпии и значения удельной стандартной теплоты образования для всех компонентов приведены в приложении А.

Удельная полная энтальпия исходного угля $h_y(T_y^o)$ может быть определена

$$\text{следующим образом: } h_y(T_y^o) = \frac{A^r}{100} \cdot h_{\text{зола}}(T_y^o) + \frac{W^r}{100} \cdot h_{H_2O}^{\text{жс}} + \left(\frac{100 - W^r - A^r}{100} \right) \cdot \left[h_k(T_y^o) \cdot \left(\frac{100 - V^{\text{daf}}}{100} \right) + h_{\text{лем}}(T_y^o) \cdot \frac{V^{\text{daf}}}{100} \right] \quad (2.4)$$

Формулы для вычисления полных удельных энтальпий золы $h_{\text{зола}}(T)$, воды $h_{H_2O}^{\text{жс}}(T)$ и коксового остатка $h_k(T)$ приведены в приложении А.

К исходному потоку добавляется поток рециркуляции $G_{\text{рец}}$, кг/с, равный

$$G_{\text{рец}} = \varphi \cdot \sum_i M_i^o, \quad i = O_2, H_2O, N_2, \quad (2.5)$$

состав которого определяется соотношением $\sum_i \gamma_i = 1$, $i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2$,

где γ_i - массовые доли газообразных компонентов в рециркулирующем потоке. Полная энтальпия рециркулирующего потока $H_{\text{рец}}$ определяется по формуле

$$H_{\text{рец}} = G_{\text{рец}} \cdot \sum_i \left[\gamma_i \cdot h_i(T_{\text{рец}}^o) \right], \quad (2.6)$$

$$i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2.$$

Таким образом, можно считать, что при $x = 0$ массовый поток включает:

$$g_{H_2O}^o = M_{H_2O}^o + G_{\text{рец}} \cdot \gamma_{H_2O} + M_y^o \cdot W^r \text{ водяного пара,}$$

$$g_{O_2}^o = M_{O_2}^o + G_{\text{рец}} \cdot \gamma_{O_2}, \text{ кислорода,}$$

$$g_{N_2}^o = M_{N_2}^o + G_{\text{рец}} \cdot \gamma_{N_2}, \text{ азота,}$$

$$g_{CO_2}^o = G_{\text{рец}} \cdot \gamma_{CO_2}, \text{ диоксид углерода,}$$

$$g_{CO}^o = G_{\text{рец}} \cdot \gamma_{CO} \text{ оксида углерода,}$$

$$g_{H_2}^o = G_{\text{рец}} \cdot \gamma_{H_2}, \text{ водорода,}$$

$$g_{\text{зола}}^o = M_y^o \cdot \frac{A^r}{100} \text{ з о л ы}$$

$$g_y^o = M_y^o \cdot \left(\frac{100 - W^r - A^r}{100} \right) \text{ горючей массы угля,}$$

и вносит поток полной энтальпии H_{ex} .

Начальная температура газовой фазы с учетом теплотерь на испарительное водоохлаждение ΔH определяется из соотношения

$$H_{\text{ex}} + H_{\text{рец}} - g_y^o \cdot h_y(T_y^o) - \Delta H = \sum_i \left[g_i^o \cdot h_i(T_y^o) \right], \quad (2.7)$$

$$i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2,$$

зола, которое подстановкой в него значений удельных полных энтальпий в виде уравнения (2.3) преобразуется в арифметическое квадратное уравнение с температурой T_z^o в качестве неизвестного.

Если в рециркулирующих газах содержатся горючие компоненты, то состав газа приводится к равновесному согласно приведенному далее алгоритму.

При достижении координаты x_ϕ массовый поток уменьшается за счет рециркуляции части газов к корню факела на величину G_{rec} , причем величины γ_i

определяются по формуле,

$$\gamma_i = \frac{g_i}{\sum_i g_i}, \quad i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2, \quad (2.8)$$

Уравнение изменения расхода j -й фракции угля g_y^j , имеет вид,

$$\frac{dg_y^j}{dx} = -A \cdot (r_{лет}^j + r_{H_2O}^j + r_{O_2}^j + r_{CO_2}^j), \quad (2.9)$$

где $r_{лет}^j$ - скорость выхода летучих веществ из частиц j -й фракции, кг/(м³·с); $r_{H_2O}^j, r_{O_2}^j, r_{CO_2}^j$ - скорости гетерогенного реагирования коксового остатка j -й фракции с O_2, H_2O и, CO_2 кг/(м³·с), определяемые по формулам:

$$r_{лет}^j = \frac{g_y^{oj} \cdot V^{daf} \cdot \rho_z}{100 \sum_i g_i \cdot \tau_{z.л.}^j}, \quad \text{если } \tau_{инд}^j \leq \tau \leq \tau_{инд}^j + \tau_{z.л}^j$$

$$r_{лет}^j = 0, \quad \text{если } \tau > \tau_{инд}^j + \tau_{z.л}^j \quad (2.10)$$

$$r_i^j = S_j \cdot \left(\frac{C_i}{\frac{1}{a_i^j} + \frac{1}{a_{диф}^j}} \right), \quad i = O_2, H_2O, CO_2 \quad \text{если } \tau > \tau_{инд}^j + \tau_{z.л}^j$$

$$r_i^j = 0, \quad \text{если } \tau < \tau_{инд}^j + \tau_{z.л}^j \quad (2.11)$$

где время выхода и горения летучих веществ $\tau_{z.л}^j$ для j -й фракции по данным Бабия и Куваева [16] равно

$$\tau_{z.л}^j = k_{z.л} \cdot 0,5 \cdot 10^6 \cdot (d_j^o)^2, \quad (2.12)$$

где $k_{z.л}$ - эмпирический коэффициент, характерный для каждой марки угля (см. приложение А); g_y^{oj} - начальный расход j -й фракции угля, кг/с. Время воспламенения летучих веществ (период индукции) определяется для каждой фракции следующим образом:

$$\tau_{инд}^j = \tau, \quad \text{если } T_\phi^j = T_{воспл}, \quad (2.13)$$

где текущее время τ определяется в процессе интегрирования:

$$\tau = \int_0^x \frac{\rho_z \cdot A}{\sum_i g_i} \quad (2.14)$$

где ρ_z - плотность газового потока, кг/м³; $A = \pi \cdot D_p^2 / 4$ - площадь поперечного сечения реактора диаметра; D_p - диаметр реактора, м; T_q^j - температура частиц j-й фракции.

Коэффициент реакционного газообмена для частиц j-й фракции с i-м компонентом a_i^j , $i = O_2, H_2O, CO_2$, м/с; коэффициент диффузионного газообмена для j-й фракции $a_{диф}^j$ м/с; концентрации реагентов C_i , $i = O_2, H_2O, CO_2$, кг/м³ и удельная поверхность j-й фракции S_j , м / м , определяются по следующим формулам:

$$a_{диф}^j = \frac{Nu_{диф} \cdot D_j}{d_j}; i = O_2, H_2O, CO_2 \quad (2.15)$$

$$C_i = \frac{g_i}{u_z \cdot A}, i = O_2, H_2O, CO_2 \quad (2.16)$$

$$S_j = \frac{6\rho_z \cdot g_y^j}{d_j \cdot \rho_q^j \cdot \sum_i g_i}, i = O_2, H_2O, CO_2 \quad (2.17)$$

где k_i^o, E_i - кинетические константы, м/с и Дж/(моль · К), приведены в разд.

и приложении А; u_z - скорость газового потока, м/с; ρ_q^j - плотность частицу j-й фракции, кг/м³; D_j - коэффициент диффузии в пограничном слое частицы j-й фракции, м / с, определяемый по формуле, полученной для дымовых газов [16]:

$$D_j = 0,16 \cdot 10^{-4} \cdot \left[\frac{0,5 \cdot (T_q^j + T_z)}{273} \right]^{1,9} \cdot \left(\frac{P_o}{P} \right), \quad (2.18)$$

где P_o и P — общее давление газов и атмосферное (нормальное) давление, Па.

Уравнения сохранения расхода газообразных компонентов вдоль реактора:

$$\frac{d(g_{O_2})}{dx} = -\frac{32}{24} A \cdot \sum_j r_{O_2}^j, \quad (2.19)$$

$$\frac{d(g_{H_2O})}{dx} = -\frac{18}{12} A \cdot \sum_j r_{H_2O}^j + \frac{G_{nep}}{l_{nep}}, \quad (2.20)$$

$$\frac{d(g_{CO_2})}{dx} = -\frac{44}{12} A \cdot \sum_j r_{CO_2}^j, \quad (2.21)$$

$$\frac{d(g_{CO})}{dx} = \frac{28}{12} A \cdot \sum_j (r_{H_2O}^j + 2 \cdot r_{CO_2}^j + r_{O_2}^j), \quad (2.22)$$

$$\frac{d(g_{H_2})}{dx} = \frac{2}{12} A \cdot \sum_j r_{H_2O}^j, \quad (2.23)$$

где $G_{пер}$ и $l_{пер}$ - параметры испаряющейся пленочной завесы: массовый поток водяного пара из испаряющейся пленочной завесы, кг/с и длина участка перемешивания, м. Уравнение сохранения энергии для j-й фракции твердой фазы имеет вид:

$$\frac{d(g_y^j \cdot h_y^j)}{dx} = A \cdot (q_{конд}^j + q_{рад}^j - q_{гетер}^j - q_{лет}^j), \quad (2.24)$$

где $q_{конд}^j$ и $q_{рад}^j$ - плотность теплового потока от газа к частицам j-й фракции молекулярной теплопроводностью и от стенки к частицам радиацией, Вт/м³; $q_{гетер}^j$ и $q_{лет}^j$ плотность источников (стоков) тепла при гетерогенном реагировании и выходе летучих веществ для частиц j-й фракции, Вт/м³, определяемые по формулам:

$$q_{конд}^j = S_j \cdot \frac{Nu \cdot \lambda_c}{d_j} (T_{ч}^j - T_c), \quad (2.25)$$

$$q_{рад}^j = \sigma \cdot \varepsilon \cdot S_j \cdot [T_{ст}^4 - (T_{ч}^j)^4], \quad (2.26)$$

$$q_{гетер}^j = \sum_i \left[r_i^j \cdot Q_i(T_{ч}^j) \cdot \frac{\mu_i}{12} \right], \quad (2.27)$$

$$q_{лет}^j = r_{лет}^j \cdot h_{лет}(T_{ч}^j), \quad (2.28)$$

где $Q_i(T)$ - тепловые эффекты гетерогенного реагирования (разность теплоты образования продуктов реагирования и исходных веществ при температуре $(T_{ч}^j)$), Дж/кг, данные для которых приведены в приложении А.

Уравнение сохранения энергии для газового потока

$$\frac{d \left[\sum_i g_i \cdot h_i(T_c) \right]}{dx} = A \cdot \left(q_{ст} - \sum_j q_{конд}^j + \sum_j q_{гетер}^j + \sum_j q_{лет}^j \right) - \frac{G_3}{l_{исп}} \cdot Q_{исп} \quad (2.29)$$

где G_3 и $l_{исп}$ — параметры испаряющейся пленочной завесы: расход воды на завесу, кг/с, и длина участка испарения, м; $Q_{исп}$ - скрытая теплота парообразования для водяного пара, Дж/кг, $q_{ст}$ - плотность теплового потока от стенки к газу, Вт/м³, определяется либо из теплового расчета, либо, если задана температура стенки, по формуле

$$q_{ст} = q_{конв} = a_{конв} \cdot (T_{ст} - T_c), \quad (2.30)$$

где ($a_{\text{конв}}$ - коэффициент конвективного теплообмена "газ-стенка", определяемый по формуле

$$a_{\text{конв}} = \frac{Nu_{\text{ст}} \cdot \lambda_z}{D_p} \quad (2.31)$$

где $Nu_{\text{ст}}$ - критерий Нуссельта для теплообмена "газ-стенка", для турбулентного потока [20]:

$$Nu_{\text{ст}} = 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \quad (2.31a)$$

Температуру стенки $T_{\text{ст}}$ находим следующим образом:

$$T_{\text{ст}} = T_{\text{н.жс}} \text{ если } T_z < T_{\text{н.жс}} \text{ или если } T_z > T_{\text{н.жс}} \text{ и } g_{O_2} \neq 0,$$

$$T_{\text{ст}} = T_{\text{н.жс}} \text{ если } T_z < T_{\text{н.жс}} \text{ и } g_{O_2} = 0$$

где $T_{\text{н.жс}}$ - температура нормального жидкого шлакоудаления, К

Слагаемое $\sum_i q_{\text{гетер}}^j$ в уравнении (2.29) означает, что полная энтальпия газового потока изменяется на величину, равную разности теплоты образования

газообразных продуктов гетерогенного реагирования и исходных веществ. Изменение размера j -й фракции коксового остатка описывается уравнением

$$\frac{d_j}{d_j^o} = \left(\frac{g_y^j}{g_y^{j^o}} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (2.32)$$

Уравнение неразрывности для одномерного потока, если пренебречь объемом частиц, имеет простой вид:

$$\sum_i g_i = A \cdot u_z \cdot \rho_z, \quad i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2 \quad (2.33)$$

Плотность смеси газов определяется из состояния:

$$\rho_z = \frac{P}{R \cdot T_z \cdot \left[\frac{\sum_i (g_i / \mu_i)}{\sum_i g_i} \right]}, \quad i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2 \quad (2.34)$$

где μ_i - молекулярная масса i -го компонента, кг/моль.

Если долю летучих веществ в частицах j -й фракции обозначить $X_{\text{лет}}^j$, плотность частицы можно определить следующим образом:

$$\rho_c^j = \rho_k + \rho_{\text{лет}} \cdot \frac{X_{\text{лет}}^j}{V_{\text{def}}} \cdot 100 \quad (2.35)$$

где плотность коксового остатка ρ_k и плотность оставшихся в твердой фазе летучих веществ $\rho_{\text{лет}}$, кг/м, вычисляются по формулам:

$$\rho_k = \rho_y^o \left[\frac{100 - W^r - \frac{V^{daf}}{100} \cdot (100 - W^r - A^r)}{100} \right], \quad (2.36)$$

$$\rho_{лет} = \rho_y^o \cdot \frac{V^{daf}}{100} \cdot \left(\frac{100 - W^r - A^r}{100} \right), \quad (2.37)$$

где ρ_y^o - плотность исходного угля, кг/м.

Удельную полную энтальпию частицу j-фракции $h_q^j(T_q^j)$ определяем формуле:

$$h_q^j(T_q^j) = h_k(T_q^j) \cdot (1 - X_{лет}^j) + h_{лет}(T_q^j) \cdot X_{лет}^j. \quad (2.38)$$

Доля оставшихся в частицах j-й фракции летучих веществ вычисляется следующим образом:

$$\begin{cases} X_{лет}^j = \frac{V^{daf}}{100} \cdot \left(1 - \frac{\tau - \tau_{инд}^j}{\tau_{з.л}^j} \right) \\ \text{если } \tau_{инд}^j \leq \tau \leq \tau_{инд}^j + \tau_{з.л}^j; \\ X_{лет}^j = \frac{V^{daf}}{100}, \text{ если } \tau \leq \tau_{инд}^j; \\ X_{лет}^j = 0, \text{ если } \tau \geq \tau_{инд}^j + \tau_{з.л}^j; \end{cases} \quad (2.39)$$

На каждом шаге интегрирования состав и температура газовой фазы пересчитываются по условиям термодинамического равновесия. Летучие вещества можно представить в виде гипотетического вещества $C_k H_m O_n N_p$ где

$$k = \frac{V^{daf} - O^{daf} - H^{daf} - N^{daf}}{1200}; \quad m = \frac{H^{daf}}{100}; \quad n = \frac{O^{daf}}{1600}; \quad p = \frac{N^{daf}}{1400}$$

Тогда в газовом потоке атомарные доли углерода M_c , кислорода M_o , водорода M_H и азота M_N можно представить:

$$M_c = \frac{1}{\sum_i g_i} \cdot \left(\frac{g_{CO}}{28} + \frac{g_{CO_2}}{44} + A \cdot \sum_j r_{лет}^j \cdot \Delta x \cdot \frac{k}{12k + m + 16n + 14p} \right) = \frac{1}{\sum_i g_i^*} \cdot \left(\frac{g_{CO}^*}{28} + \frac{g_{CO_2}^*}{44} \right), \quad (2.40)$$

$$M_o = \frac{1}{\sum_i g_i} \cdot \left(\frac{2g_{O_2}}{32} + \frac{g_{H_2O}}{18} + \frac{g_{CO}}{28} + \frac{g_{CO_2}}{44} + A \cdot \sum_j r_{лет}^j \cdot \Delta x \cdot \frac{n}{12k + m + 16n + 14p} \right) =$$

$$\frac{1}{\sum_i g_i^*} \cdot \left(\frac{2g_{O_2}^*}{32} + \frac{g_{H_2O}^*}{15} + \frac{g_{CO}^*}{28} + \frac{g_{CO_2}^*}{44} \right); \quad (2.41)$$

$$M_{H_2} = \frac{1}{\sum_i g_i} \left(\frac{2g_{H_2}}{2} + \frac{g_{H_2O}}{18} + A \cdot \sum_j r_{лет}^j \cdot \Delta x \frac{m}{12k + m + 16n + 14p} \right) = \frac{1}{\sum_i g_i^*} \left(\frac{2g_{O_2}^*}{32} + \frac{g_{H_2O}^*}{18} \right) \quad (2.42)$$

$$M_N = \frac{1}{\sum_i g_i} \left(\frac{2g_{N_2}}{28} + A \cdot \sum_j r_{лет}^j \cdot \Delta x \frac{p}{12k + m + 16n + 14p} \right) = \frac{1}{\sum_i g_i^*} \cdot \frac{2g_{N_2}^*}{28}, \quad (2.43)$$

где g_i^* - расход компонентов газового потока в термодинамически равновесном состоянии, $i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2$, кг/с.

В исследуемом диапазоне температур одновременное присутствие заметных количеств горючих веществ и окислителя невозможно, поэтому реальны

два случая: коэффициент избытка кислорода a_o , определяемый по формуле

$$a_o = \frac{M_o}{0,5M_H + 2M_C}$$

может быть больше и меньше единицы $a_o \geq 1$. Если, тогда равновесные продукты содержат только негорючие элементы и решение системы уравнений 2.40-2.43 дает следующее:

$$g_{CO}^* = g_{H_2}^* = 0,$$

$$g_{CO_2}^* = M_C \cdot 44 \sum_i g_i^*,$$

$$g_{H_2O}^* = M_H \cdot \frac{18}{2} \sum_i g_i^*,$$

$$g_{O_2}^* = M_O \cdot 32 \sum_i g_i^* - \frac{16}{18} g_{H_2O}^* - \frac{32}{44} g_{CO_2}^*,$$

$$g_{N_2}^* = M_N \cdot 28 \sum_i g_i^*.$$

Если $a_o < 1$ тогда $g_{O_2}^* = 0$, а для замыкания системы уравнений (2.31-2.34) вводится дополнительное соотношение

$$K_p(T_c^*) = \frac{(g_{CO_2}^* / 44) \cdot (g_{H_2}^* / 2)}{(g_{CO}^* / 28) \cdot (g_{H_2O}^* / 18)}; \quad (2.44)$$

Где $K_p(T_c^*)$ - константа равновесия для реакции $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$, определяемая по формуле, приведенной в приложении А.

Решение полученной системы имеет вид:

$$g_{O_2}^* = 0$$

$$g_{CO_2}^* = 44 \sum_i g_i^* \cdot \left\{ \frac{0,5 \cdot M_H + M_C}{2 \cdot [1 - K_p(T_z^*)]} - \frac{M_O}{2} \right\} \times \left\{ \sqrt{1 - \frac{4 \cdot (M_C - M_O) \cdot M_C \cdot K_p(T_z^*)}{[1 - K_p(T_z^*)] \cdot \left\{ \frac{0,5 M_H + M_C}{1 - K_p(T_z^*)} - M_O \right\}}}} - 1 \right\}$$

$$g_{CO}^* = 28 \sum_i g_i^* \cdot \left(M_C - \frac{g_{CO_2}^*}{44 \sum_i g_i^*} \right);$$

$$g_{H_2O}^* = 18 \sum_i g_i^* \cdot \left(M_O - M_C - \frac{g_{CO_2}^*}{44 \sum_i g_i^*} \right);$$

$$g_{H_2}^* = 2 \sum_i g_i^* \cdot \left(0,5 \cdot M_H + M_C - M_O + \frac{g_{CO_2}^*}{44 \sum_i g_i^*} \right);$$

$$g_{N_2}^* = 28 \sum_i g_i^* \cdot M_N$$

Температура потока, приведенного к равновесному составу T_z^* , определяется из уравнения сохранения полной энтальпии системы

$$\sum_i (T_z^*) \cdot g_i^* = \sum_i (T_z) \cdot g_i \quad (2.45)$$

Поскольку в случае, когда $a_g < 1$, используется зависящая от температуры константа равновесия, T_z^* находят итерациями.

Удельная полная энтальпия сухой беззольной массы угля h_y^{daf} может быть представлена суммой удельных полных энтальпий коксового остатка (углерода) $h_k(T)$ и летучих веществ $h_{лем}(T)$

$$h_y^{daf}(T) = h_k(T) \cdot \left(\frac{100 - V^{daf}}{100} \right) + h_{лем}(T) \cdot \frac{V^{daf}}{100} \quad (2.46)$$

Согласно данным Касаточкина [21] температурную часть удельной полной энтальпии можно определить по формуле:

$$h_y^{daf}(T) - \Delta h_{лем}^o(T_o) \cdot \frac{V^{daf}}{100} = 10 \cdot T \cdot (100 - 0,8 \cdot V^{daf}) \quad (2.47)$$

Подставляя формулу (2.47) в (2.46), имеем

$$h_{лем}(T) = \left[\frac{1000 \cdot T - h_k(T)}{V^{daf} / 100} + h_k(T) + 800 \cdot T \right] + \Delta h_{лем}^o(T_o), \quad (2.48)$$

где выражение в квадратных скобках представляет температурную часть удельной полной энтальпии летучих веществ, а $\Delta h_{лем}^o(T_o)$ - теплота образования летучих веществ, определяемая таким образом, чтобы сбалансировать теплоту горения сухой беззольной массы угля Q_i^{daf} и углерода (коксового остатка) Q_c :

$$\Delta h_{лет}^o(T_o) = - \left[\frac{Q_i^{daf} - Q_c \cdot \left(\frac{100 - V^{daf}}{100} \right)}{V^{daf} / 100} \right] - 18m \cdot \Delta h_{H_2O}^o(T_o) - 44k \cdot \Delta h_{CO_2}^o(T_o). \quad (2.49)$$

Формула для расчета Q_c приведена в приложении А.

В результате имеем замкнутую систему из $(2N + 7)$ обыкновенных дифференциальных /уравнения (2.9), (2.14), (2.19) - (2.24), (2.29)/ и $(6N + 17)$ арифметических /уравнения (2.6) - (2.8), (2.12), (2.32) - (2.35), (2.38) - (2.46), (2.48)/

уравнений, содержащих $(8N + 24)$ неизвестных: $g_y^j(N), \tau, g_i(5), T_{\tau}^j, T_{\tau}, d_{j(N)}, H_{pec}, T_{\tau}^{pec}, \gamma_i(6), \tau_{\tau,л}^j(N), \tau_{инд}^j(N), u_{\tau}, \rho_{\tau}, h_{\tau}^j(N), X_{лет}^j(N), g_i^*(6), T_{\tau}^*$. Данная система уравнений решается на ЭВМ методом Рунге-Кутты-Фельдберга 4-5 порядка.

2.4 Расчет технологического режима автотермической газификации Экибастузского угля

В качестве критериев оптимальности технологического режима были приняты КПД газификации - отношение теплоты сгорания производимого газа к теплоте сгорания угля и выход горючих компонентов (СО и Н₂) на единицу массы сухого угля:

$$\eta = \frac{g_{CO} \cdot Q_{CO} + g_{H_2} \cdot Q_{H_2}}{M_y^o \cdot Q_i^{daf} \cdot \left[\frac{100 - W^r - A^d(100 - W^r) / 100}{100} \right]}, \quad (2.51)$$

$$V_{CO+H_2} = \frac{(28g_{CO} + 2g_{H_2}) / 22,4}{M_y^o \cdot (100 - W^a) / 100}. \quad (2.52)$$

Как следует из данных формул, η и V_{CO+H_2} жестко связаны между собой. Для определения оптимального режима газификации была произведена серия расчетов с различными исходными данными:

Отношение расходов кислород/уголь ($W^r = 5\%$) варьировалось в пределах 0,65-1, Водяной пар/уголь – от 0 до 0,4, Теплопотери ΔH - от 0 до 10 %.

На рис. 2.2-2.6 показана зависимость КПД газификации и выхода $CO+H_2$ от состава дутья и теплопотерь в газификаторе. Другие параметры приняты, как в базовом варианте. Из анализа результатов, приведенных на рис. 2.2-2.6, можно сделать заключение, что КПД газификации и выход $CO+H_2$ имеют максимум при определенном расходе кислорода. При теплопотерях 1 % этот максимум соответствует массовому соотношению кислород/уголь 0,72-0,73 (рис. 2.3), при теплопотерях 4 % - 0,76-0,78 (рис.2.4),

при тепловых потерях 10 % - 0,86-0,88 (рис. 2.5) соответственно, то есть при увеличении тепловых потерь наблюдается смещение максимума КПД газификации и выхода $CO+H_2$ в сторону увеличения подачи кислорода. Максимальный КПД для адиабатического реактора равен 81,5 % и достигается при соотношении расходов кислород/уголь, равном 0,72, а расходов водяной пар/уголь - 0 (рис. 2.8). Выход $CO+H_2$ при этом составляет 1,65 nm^3 кг (рис. 2.7). Следует отметить (рис. 2.2-2.8), что максимальный КПД газификации и максимальный выход ($CO + H_2$) соответствуют степени конверсии углерода 97-98 %. На рис. 2.9-2.11 показана зависимость содержания различных газообразных компонентов в продуктах газификации при различных режимных параметрах. Увеличивая долю кислорода в дутье выше соответствующей оптимальному режиму, мы можем достичь степени конверсии углерода 100 % (рис. 2.8), но при этом неизбежно возрастает содержание CO_2 и H_2O в продуктах (рис. 2.9-2.11). Максимальную степень конверсии углерода, таким образом, нельзя принять за критерий оптимальности.

При добавлении водяного пара в дутье КПД газификации и выход $CO+H_2$ несколько снижаются (рис. 2.2-2.6, 2.9-2.11). Уменьшается и степень конверсии углерода (рис. 2.10), однако существенного изменения динамики процесса не происходит. При автотермической газификации угля с применением кислородного дутья основная роль водяного пара сводится к регулированию температуры в зоне горения, которая ограничена эксплуатационными свойствами материала реактора.

Так, например, при массовом соотношении кислород/уголь, равном 0,75 и тепловых потерях 4 %, расчетная температура в зоне горения без добавления водяного пара равна 2320 К (рис. 2.12), а с добавлением пара в количестве 0,3 от массы угля температура снижается до 1974 К. Таким образом, если расход кислорода практически однозначно определяется уровнем тепловых потерь в окружающую среду и систему охлаждения реактора, то расход водяного пара должен выбираться для конкретного аппарата исходя из условий работы материала стенок газификатора.

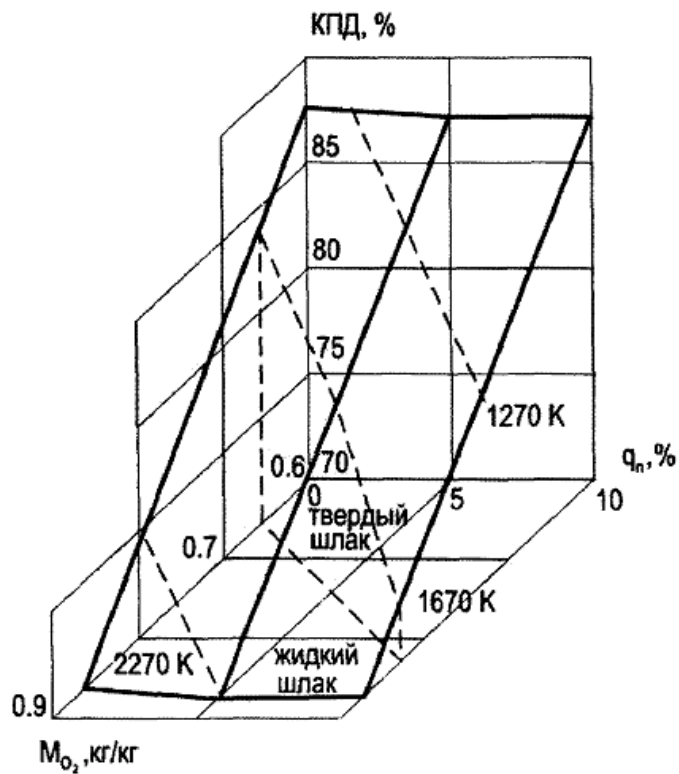


Рисунок 2.2 — Влияние подачи кислорода и уровня теплотерь в газификаторе на КПД газификации ЭУБ (на охлажденный газ)

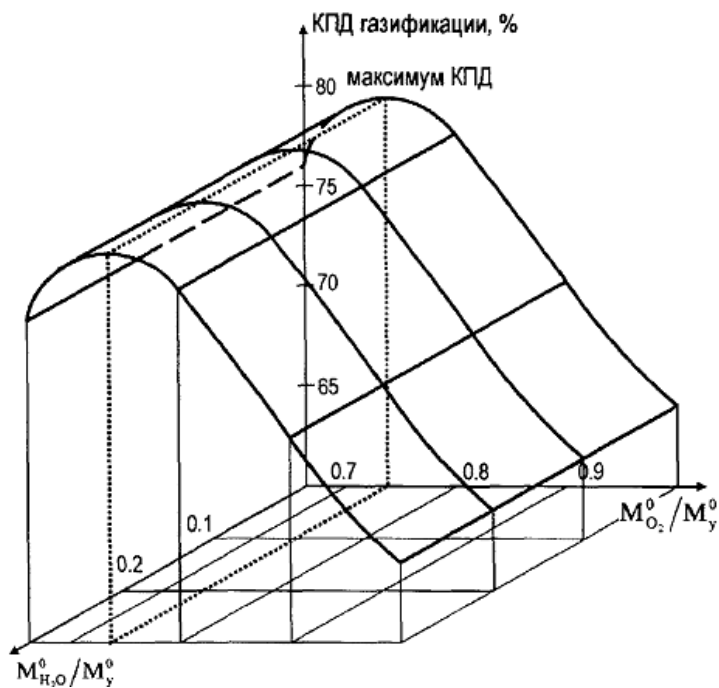


Рисунок 2.3 - Влияние состава дутья на КПД газификации при уровне теплотерь в зоне испарительного водоохлаждения $\Delta H = 1\%$

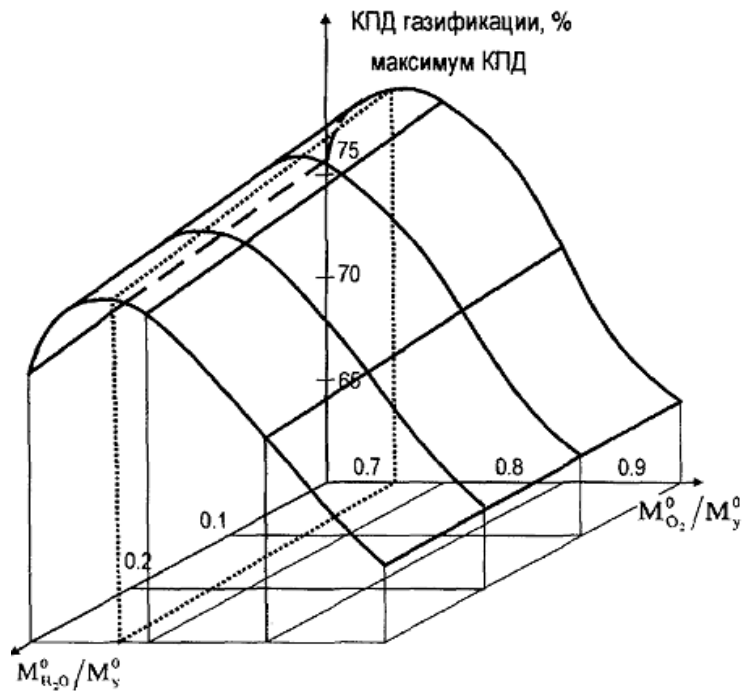


Рисунок 2.4 — Влияние состава дутья на КПД газификации при уровне теплотерь в зоне испарительного водоохлаждения $\Delta H = 4 \%$

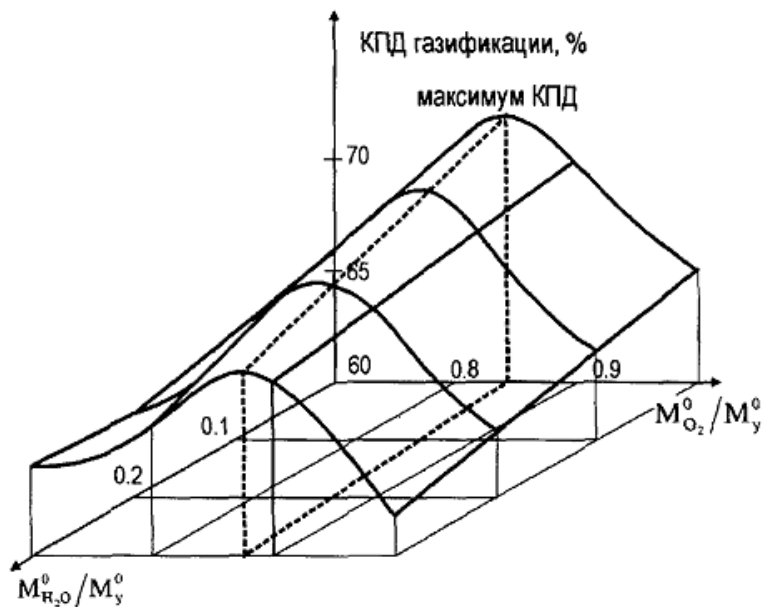


Рисунок 2.5 - Влияние состава дутья на КПД газификации при уровне теплотерь в зоне испарительного водоохлаждения $\Delta H = 10 \%$

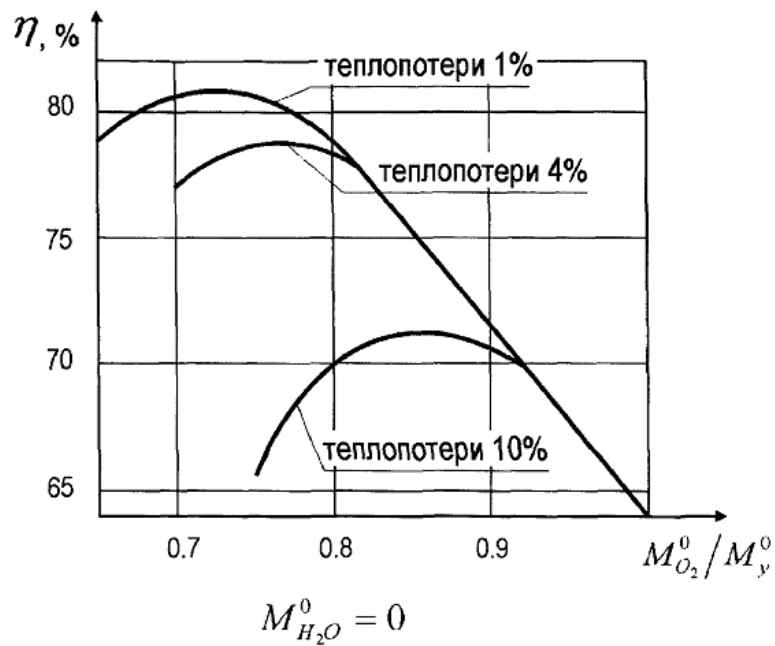


Рисунок 2.6— Влияние удельной подачи кислорода на КПД газификации

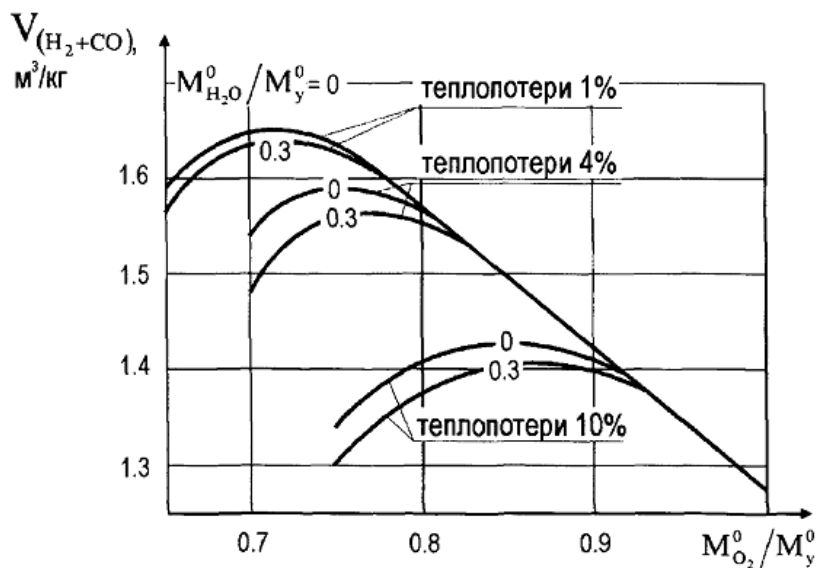


Рисунок 2.7 — Влияние подачи и состава дутья на удельный выход $CO + H_2$

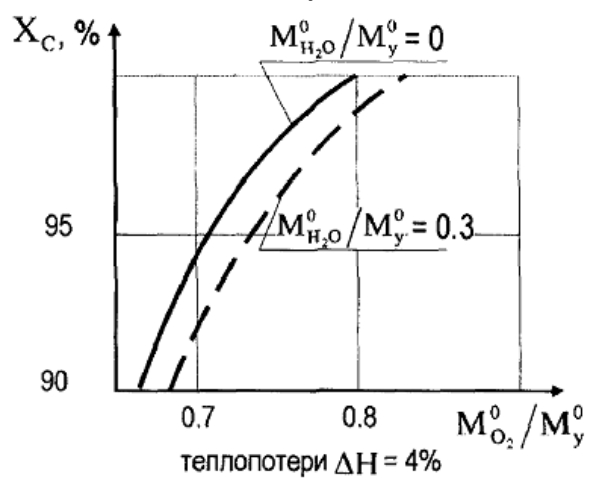
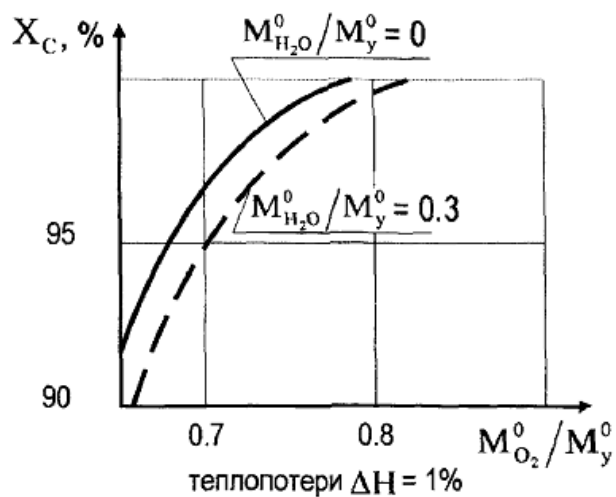


Рисунок 2.8 — Влияние состава и подачи дутья на степень конверсии углерода

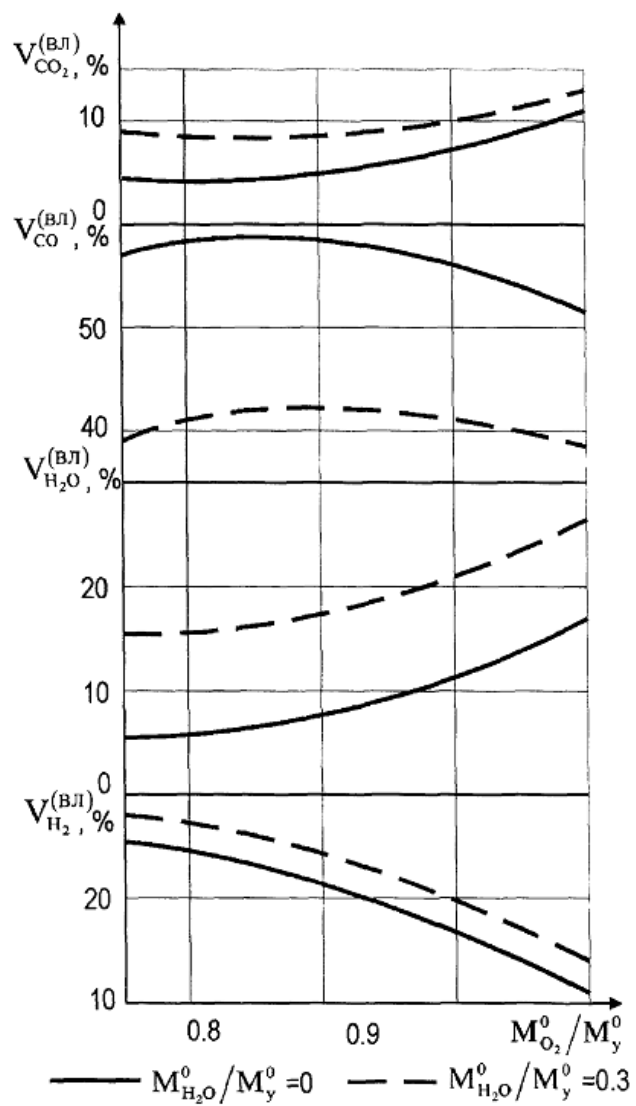


Рисунок 2.9- Влияние состава и подачи дутья на состав газа.
 Теплотери $\Delta H = 1 \%$

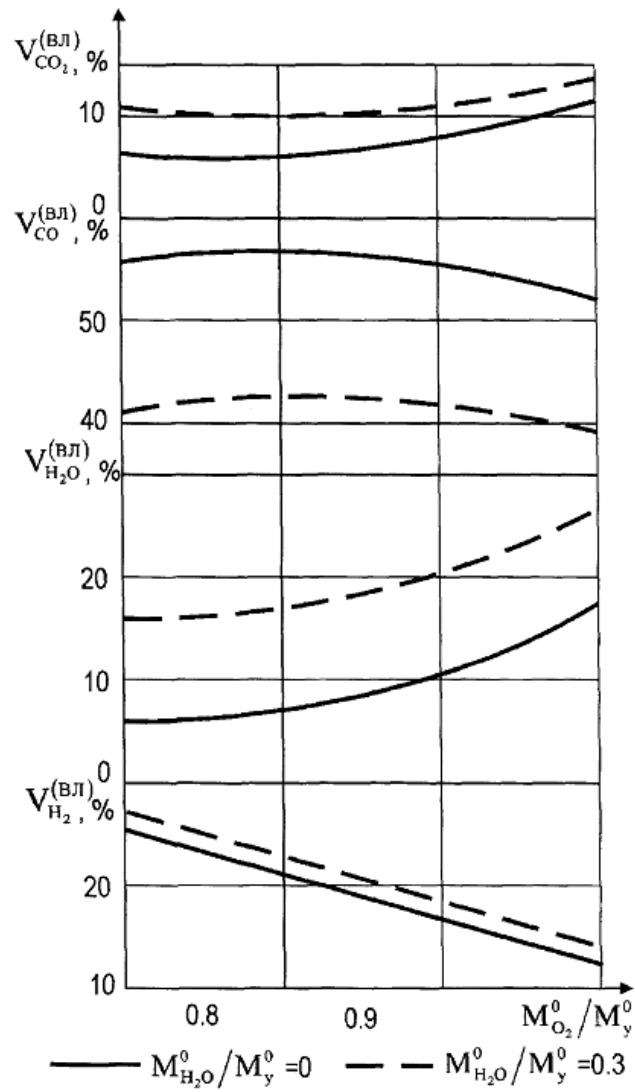


Рисунок 2.10 — Влияние состава и подачи дутья на состав газа.
 Теплотери $\Delta H = 4 \%$

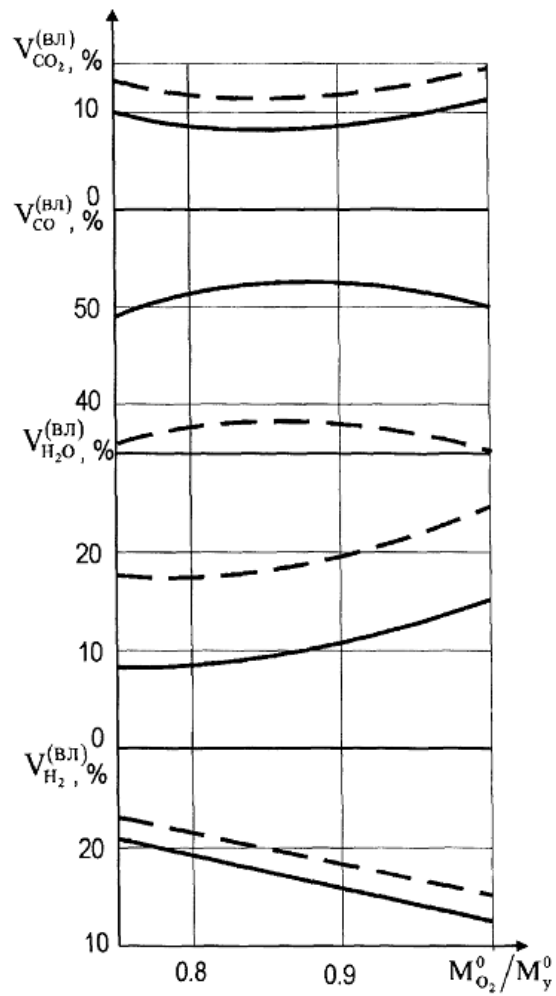
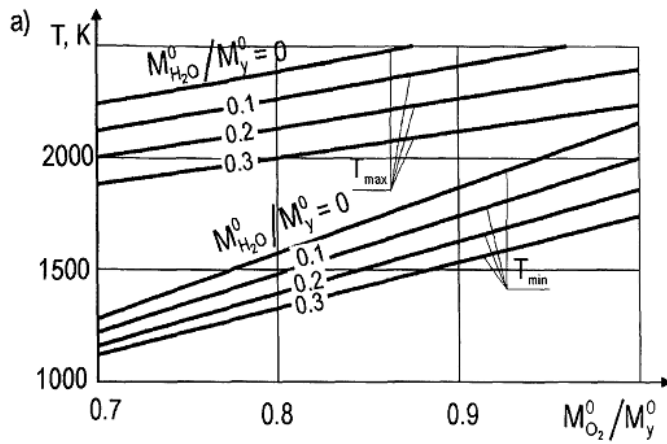


Рисунок 2.11 — Влияние состава и подачи дутья на состав газа. Теплотери $\Delta H = 10\%$



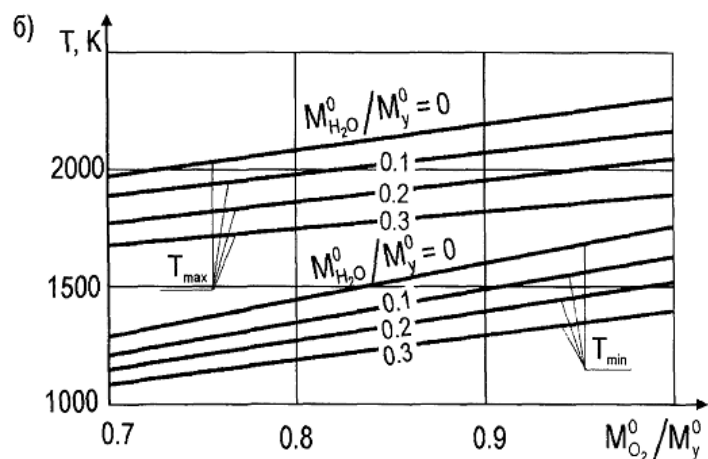


Рисунок 2.12 — Влияние состава и подачи дутья на уровень температур в газификаторе:

- а) теплотери $\Delta H = 4\%$;
- б) теплотери $\Delta H = 10\%$

Выводы к разделу 2

1. С позиций системного анализа определена стратегия математического моделирования газификации угля, выделены уровни иерархии моделей.

2. Разработана математическая модель пылеугольного газификатора с распределенными параметрами, учитывающая межфазный тепло- и массоперенос, теплообмен со стенкой, выход летучих веществ, гомогенное и гетерогенное реагирование, рециркуляцию пылегазового потока, а также величину теплотерь по зонам, определяемую из тепловых потоков в стенку

3. Выявлено, что для Экибастузского угля максимальный КПД газификации и выход горючих компонентов на единицу массы топлива можно получить при использовании чисто кислородного дутья. Добавка водяного пара в дутье несколько снижает указанные параметры, но позволяет существенно снизить температуру в реакторе. Оптимальное соотношение массовых расходов кислород/уголь ($W^{\wedge} = 5\%$) составляет 0,72-0,86 при уровне теплотерь в зоне испарительного водоохлаждения 1-10 % от теплоты сгорания угля, причем с увеличением теплотерь указанное оптимальное соотношение смещается в сторону увеличения расхода кислорода. Для пылеугольного процесса выход горючих компонентов зависит только от перепада температур в реакторе, а самый существенный резерв увеличения КПД газификации - снижение температуры газа на выходе из реактора ниже температуры жидкого шлакоудаления, но существующие конструкции газификаторов не позволяют это осуществить без шлакования стенок реактора.

3 Технологический процесс газификации угля на кислородном дутье

3.1 Процесс автотермической газификации и его преимущества

Анализ тенденций развития современных процессов парокислородной газификации угля указывает на преимущественное развитие пылеугольных (включая водоугольные суспензии) технологий для получения газа в коммерческих масштабах, что обусловлено гетерогенным характером химических и тепломассообменных процессов при газификации угля [11],[12]. Дополнительное требование к технологическому оформлению процесса предъявляют свойства угля. В нашем случае сырье - бурый высокорекреационный высокозольный уголь Экибастузского Угольного бассейна. В традиционных процессах парокислородной газификации угольной пыли химическое взаимодействие углерода с газовой смесью искусственно прекращается при температуре несколько выше точки плавления минеральной составляющей угля. Это необходимо, чтобы обеспечить жидкое шлакоудаление. Далее газ последовательно охлаждается в радиационном и конвективном теплообменниках, очищается от пыли и нежелательных газовых примесей

Процесс автотермической газификации угля условно можно представить в виде непрерывной последовательности технологических стадий

1) смешение пыли с газовыми реагентами, ее подогрев, сушка и начало выхода летучих;

2) зажигание, завершение выхода летучих, полное исчерпание кислорода в результате реакций горения;

3) собственно газификация коксовых частиц;

4) охлаждение пылегазового потока.

Таким образом, часть органической массы угля сжигается в кислороде с целью получения высокопотенциальной тепловой энергии, которая затем расходуется на осуществление эндотермических реакций стадии газификации. В базовом варианте для целевой стадии (3) используется температурный перепад примерно от 2300 К до 1800 К, то есть всего около 500 К.

Исходя из оценок реальных скоростей химического взаимодействия "газ коксовые частицы" на стадии собственно газификации (3), а также термодинамического анализа [26] можно утверждать, что прекращение стадии газификации при температуре около 1800 К в традиционных процессах связано только с используемой конструкцией реактора, которая не позволяет осуществить фазовый переход (жидкость - твердое) для минеральных компонентов угля без нарушения нормального эксплуатационного режима.

Процесс осуществляется в реакторе, который позволяет решить указанную выше проблему. Стадия газификации продолжается вплоть до температуры 1300-1350 К. Предложенное решение снижает удельный расход кислорода примерно на 18-20 % по сравнению с базовым вариантом. КПД (для холодного газа) процесса газификации повышается на 7-9 %.

Последующее охлаждение газового потока с начальной температурой 1300-1350 К и твердыми остеклованными частицами шлака может быть произведено в более компактном теплообменнике с развитой поверхностью теплообмена.

Надежность конструкции реактора и теплообменника повышается в связи со смягчением условий эксплуатации металла. Техническая сущность процесса заключается в подаче топлива в виде пыли на кислородном дутье в прямоточный реактор вертикального типа под давлением и в подаче воды в жидком состоянии отдельно от угольного потока. Вода, подаваемая отдельными струями через тангенциально расположенные на стенке реактора сопла, образует на стенках испаряющуюся пленочную завесу. Пленочная завеса позволяет эксплуатировать реактор с водоохлаждаемыми металлическими стенками без футеровки, что приводит к упрощению конструкции.

Испаряющаяся пленочная завеса препятствует набросу частиц расплавленного шлака на стенку реактора и обеспечивает безаварийное затвердевание шлака при понижении температуры потока ниже температуры жидкого шлакоудаления, а также уменьшает теплопотери через стенки реактора. Поскольку температура выходящего потока 1279-1373 К, не требуется радиационный теплообменник.

В газификаторе корпус дополнительно снабжен тангенциально расположенными соплами, установленными на одном уровне в несколько ярусов по высоте реактора. Газификатор содержит корпус реакционной камеры, горелку для ввода топлива и кислорода или парокислородной смеси, патрубки отвода шлака и газа. Корпус реакционной камеры имеет металлические двухслойные охлаждаемые стенки и снабжен тангенциально расположенными соплами, установленными на одном уровне в несколько ярусов по высоте реактора. Конструктивно реакционная камера выполнена из отдельных секций на фланцевых соединениях. Подача воды в сопла на пленочную завесу и на охлаждение стенок осуществляется независимо. Число ярусов сопел может быть от 3 до 10, а расстояние между ярусами может варьироваться от 0,5 до 5 диаметров реактора. При наличии менее трех ярусов сопел или при расстоянии между ярусами более 5 диаметров аппарата возрастает опасность полного испарения пленочной завесы и прогара стенки.

Нецелесообразно делать более 10 ярусов или расстояние между ярусами менее 0,5 диаметра аппарата, так как это усложняет конструкцию газификатора. В одном ярусе может быть не менее двух сопел. Одно сопло не обеспечит симметричную пленочную завесу, в результате чего возрастает вероятность прогара стенки. Температура по высоте газификатора изменяется от 2173-2473 К в верхней зоне до 1273-1373 К - в нижней зоне, соответственно изменяется удельная теплонапряженность в реакционной камере и длина зоны испарения пленочной завесы. Ярусы сопел для впрыска воды могут быть расположены по высоте равномерно, и температурный профиль в реакционной камере регулируется подачей различного количества воды в

ярусы. Можно разместить ярусы неравномерно, причем расстояние между нижерасположенными ярусами можно сделать в 1,2-2 раза больше расстояния между вышерасположенными, и подавать в ярусы одинаковый расход воды. Главное условие - расстояние между ярусами должно быть меньше длины участка испарения пленочной завесы

3.2 Технологические показатели процесса

Давление в реакторе - 3 МПа. Расход технического кислорода - 0,656 т/т исходного угля. Расход воды - 0,06-0,1 т/т исходного угля

Бурый уголь

(Экибастузский Угольный
Бассейн)

Состав угля (daf), %

C = 82

O = 11

H = 5

N = 1,5

4 %

S = 0,4-0,7

$A^d = 40-43$

$W^r = 4-6$

$V^{dat} = 24-28$

$Q_i^r = 3900-4100$ Ккал/кг

Расход кислорода технического

0,76 т/т исходного угля

Расход водяного пара

0,2 т/т исходного угля

Удельные расходы (на 1 кг угля)

Выход сырого газа = 1,77 нм³/кг

Выход синтез-газа = 1,47 нм³/кг

Теплота сгорания газа $Q_i^r = 9,95$ МДж/нм

Температура газов и шлака на выходе = 1290 К

Шлак (всего) = 0,063 кг/кг

Остаточный углерод = 0,012 кг/кг

Уд. расход кислорода = 0,446 кг/нм³ (CO + H₂)

Состав сырого газа, об. %

CO = 53,2

H₂ = 29,8

CO₂ = 8,1

H₂O = 7,7

N₂ = 0,9

H₂S = 0,1

CH₄ = 0,2

Всего = 100,0

Потери тепла в систему охлаждения
реактора и окружающую среду

от приходных статей теплового
баланса газификатора

Тепловой баланс газификатора

Теплота сгорания угля	98,1 %
Энтальпия кислорода	1,4 %
Энтальпия водяного пара	0,5 %
Приход тепловой энергии	100,0 %
Теплота сгорания газа	77,7 %
Потери тепла с газами	16,0 %
Потери тепла со шлаком	0,4 %
Отвод тепла через стенку	4,0 %
Потери от недожога углерода	1,8%
Расход тепловой энергии	100,0 %
КПД газификации (холодный газ)	77,7 %

При анализе технологических показателей обсуждаемого процесса можно увидеть, что варьировании температуры газового потока на выходе из реактора в пределах 1273-1373 К, а также расхода воды на завесу от 20 до 100 кг/т угля, удельный расход кислорода на 1 т угля ($W' = 10 \%$) изменяется в пределах от 430 до 480 кг/тыс. м³ (СО+Н₂), по сравнению с другими видами газификации, то есть мы видим снижение на 16-25%. КПД газификации возрастает до 80%.

3.3 Численное моделирование газификатора с защитой стенок испаряющейся пленочной завесой

3.3.1 Методика расчета

Расчет прямоточного пылеугольного газификатора с защитой стенок от высокотемпературных воздействий и жидкого шлака испаряющейся пленочной завесой основан на прямом численном моделировании с использованием математической модели, приведенной в разд. 2.3 и работах [10], [11], [12]. В формуле (2.20) учтен приток массы Н₂О в газовую фазу за счет испарения пленки воды и перемешивания ее с газовым потоком, а в формуле (2.29) - изменение полной энтальпии газового потока за счет скрытой теплоты парообразования при испарении завесы и теплового потока в стенки газификатора. Далее в разд. 3.3.2 - 3.3.3 приведены способы расчета теплового потока в стенку и длины участков испарения и перемешивания пленочной завесы, а в разд. 3.3.5 — расчет теплового режима работы стенок газификатора. Традиционная методика требует до начала расчета задать либо определить величину теплопотерь в реакторе. При расчете крупномасштабного газификатора (10-100 т угля в час) уровень теплопотерь варьируется в узких пределах - 3-5 % от теплоты сгорания угля, и расчет по традиционной методике имеет приемлемую точность. С уменьшением масштаба реактора точность априорного определения уровня теплопотерь уменьшается, и погрешность расчета

растет, а, как показано в разд., именно уровень теплотерь определяюще влияет на степень конверсии углерода и другие показатели процесса. Кроме того, традиционная методика не позволяет с приемлемой точностью провести оптимизацию пленочной завесы (подаваемого количества теплоносителя по зонам).

Учитывая вышеизложенное, в расчете использована зонная модель пылеугольного газификатора, в которой предполагается, что в пределах каждой зоны расчет теплообмена со стенкой производится по средним для данной зоны параметрам согласно методике, изложенной в разд. 3.3.2 - 3.3.3. Подобная модель позволяет корректно рассчитать тепловой баланс реактора с учетом теплотерь в охлаждаемую рубашку реактора и на испарение завесы и учесть в материальном балансе влияние завесы.

Последовательность расчета следующая:

1. После задания исходных данных и начальных условий на входе в газификатор - расходов и температур кислорода, угля, водорода или другого топлива на дежурный факел, свойств угля, размеров реактора и отдельных зон, расхода и параметров (температура, давление) воды на завесу по зонам и давления в реакторе - выполняется расчет температурных и концентрационных профилей в первой зоне по модели, приведенной в разд. 2.3.

2. Поскольку температура и состав пылегазового потока зависят от величины теплотерь, процедура расчета организована итерационно - теплотери определяются из расчета теплообмена в зоне и расчет по п. 1 повторяется. Критерием сходимости итерационной процедуры является относительная разница теплотерь в текущей и предыдущей итерации. Для первой итерации величина теплотерь задается. По величине теплотерь определяется q_{cm} - тепловой поток в стенку реактора (см. формулу 2.29), предполагаемый постоянным в пределах зоны.

3. Процедура расчета параметров пылегазового потока и теплового расчета в последующих зонах аналогична. В качестве начальных условий используются параметры пылегазового потока и величина q_{cm} из предыдущей зоны.

4. Далее, если необходимо, выполняется оптимизация подачи воды на завесу. Если длина зоны испарения в зоне меньше расстояния до следующего яруса сопел, через которые подается вода на завесу, расход воды на завесу в данной зоне увеличивается, и наоборот, если длина зоны испарения существенно превышает расстояние до следующего яруса сопел, то расход воды на завесу уменьшается. После оптимизации подачи воды на завесу расчет по п. 1-3 повторяется. Как правило, третьей итерации не требуется.

5. На заключительной стадии выполняется расчет температуры стенок реактора по зонам (см. разд. 3.3.5) для определения возможности эксплуатации материала стенок в данных условиях.

В результате расчета газификатора определяем выход, состав и удельную теплоту сгорания газа, степень конверсии углерода, температуру

пылегазового потока, параметры завесы (подачу воды и длины участков испарения и перемешивания по зонам), тепловые потоки и другие параметры теплообмена по зонам, материальный и тепловой баланс реактора, КПД газификации, термический КПД и т.д.

3.3.2 Тепловые потоки в газификаторе

Рубашки охлаждения стенок реактора каждой секции и форсуночного участка выполнены в виде двух концентрических цилиндров. Внутренний диаметр внешнего цилиндра - 0,161 м, внешний и внутренний диаметры внутреннего цилиндра - 0,157 и 0,147 м. Толщина стенок реактора - 0,005 м. Гидравлический диаметр тракта рубашки охлаждения - 0,004 м, а площадь проходного сечения рубашки охлаждения - 0,001 м².

В каждой секции предусмотрен впрыск воды для организации пленочного завесного охлаждения. В начале участка на расстоянии $l_{\text{учп}}$ (длина участка испарения) со стенкой соприкасается жидкость, которая, двигаясь по стенке, постепенно прогревается и испаряется в результате теплообменных процессов.

Тепловой поток к стенке реактора включает две составляющие - лучистую и конвективную. Известно, что на лучистый поток завеса не оказывает существенного влияния. Наибольшее воздействие завеса оказывает на конвективную составляющую теплового потока, которая на участке испарения стремится к нулю. Пленочная завеса также должна исключить контакт расплавленных частиц со стенкой реактора. Таким образом, на головку блока и стенки реактора при пленочной завесе воздействует только лучистый тепловой поток, а конвективный отсекается пленочной завесой и расходуется на ее испарение.

Величина теплового потока, воздействующего на головку блока Q_z и стенки реактора Q_i , определяется по формулам:

$$Q_z = q_{\text{рад}} \cdot \frac{\pi \cdot D_p^2}{4} \quad (3.1)$$

$$Q_i = q_{\text{рад}} \cdot \pi \cdot D_p \cdot l_i \quad (3.2)$$

где $q_{\text{рад}}$ - удельный лучистый тепловой поток в данной зоне, Вт/м²; D_p - 0,147 м - внутренний диаметр реактора, м; l_i - длина i -й секции, м.

Расчет лучистого теплообмена в камере газификатора представляет определенную трудность, так как поток включает излучающие и поглощающие трехатомные газы (H₂O и CO₂) и твердую фазу (зола и непрореагировавшие частицы угля). Величина удельного лучистого теплового потока определяется по формуле [24]

$$q_{\text{рад}} = \varepsilon_{\text{cm}} \cdot \varepsilon_{\text{ф}} \cdot \sigma \cdot (T_{\text{ф}}^4 - T_{\text{cm}}^4) \text{ Вт/м}^2 \quad (3.3)$$

где ε_{cm} - эффективная степень черноты стенки -

$$\varepsilon_{\text{cm}} = \frac{1 + \varepsilon_{\text{м}}}{2} \quad (3.4)$$

где $\varepsilon_m = 0,8$ - степень черноты окисленной поверхности стали в диапазоне температур 500-800 К $\sigma_0 = 5,67 \cdot 10^{-8}$ Вт/м²К⁴ - постоянная Стефана-Больцмана; ε_ϕ - эффективная степень черноты факела, определяемая до формуле [24]

$$\varepsilon_\phi = 1 - \varepsilon^{-\tau} \quad (3.5)$$

где τ - оптическая толщина факела по поглощению, складывающаяся из оптических толщин газов и твердой дисперсной фазы (частиц золы и непрореагировавшего кокса)

$$\tau = \tau_z + \tau_{zl} + \tau_k \quad (3.6)$$

Оптическую толщину слоя газа по поглощению τ можно определить, зная степень черноты слоя газа ε_z .

$$\mu_{zl} = \frac{10 \cdot A^r \cdot P}{V_z (T_\phi / 273)} \quad (3.7)$$

которую в свою очередь определяют по номограммам либо по формуле

$$\varepsilon_z = \frac{q_{H_2O} + q_{CO_2}}{\sigma \cdot T_\phi^4} \quad (3.8)$$

где (q_{H_2O} и q_{CO_2} ~ тепловые потоки излучения трехатомных газов, содержащихся в потоке, определяемые по эмпирическим формулам:

$$q_{H_2O} = 4,07 \cdot p_{H_2O}^{0,8} \cdot l_{\phi}^{0,6} \cdot (T_\phi / 100)^3 \quad (3.9)$$

$$q_{CO_2} = 4,07 \cdot (p_{CO_2} \cdot l_{\phi})^{0,33} \cdot (T_\phi / 100)^{3,5} \quad (3.10)$$

где $p_{H_2O}^{0,8}$ и p_{CO_2} - парциальное давление H₂O и CO₂, бар; $l_{\phi} = 3,6 \cdot V/F$ - эффективная длина луча, в цилиндрическом канале $l_{\phi} = 0,9 D_p$ [24].

Оптическая толщина слоя частиц золы τ_{zl} определяется по эмпирической формуле (при $\mu_{zl} l_{\phi} < 120$ г/м²) [24]

$$\tau_{zl} = \frac{4.1}{(x_{zl} \cdot T_\phi)} \cdot \left[1 - \frac{b_2}{1 + 10^3 (\mu_{zl} \cdot l_{\phi})^{-2}} \right] \cdot \mu_{zl} \cdot l_{\phi} \quad (3.11)$$

где x_{zl} - средний диаметр частиц золы, мкм, приближенно определяемый по формуле

$$x_{zl} = 10 + 0,1 \cdot R_{90}$$

где R_{90} - остаток на сите 90 мкм, % $b_2 = 0,6-0,7$ - эмпирический коэффициент, зависящий от типа угля, примем $b_2 = 0,65$; μ_{zl} - содержание золы в газовом потоке, г/м³, определяемое по формуле

$$\mu_{zl} = \frac{10 \cdot A^r \cdot P}{V_z (T_\phi / 273)}$$

где A^r - зольность угля на рабочую массу, %; P - давление в реакторе, бар; V_z - удельный выход сырого газа, нм³/кг угля.

Оптическая толщина слоя кокса по поглощению определяется по эмпирической формуле [24]

$$\tau_k = \frac{10}{(x_k \cdot T_\phi)^{2/3}} \cdot \mu_k \cdot l_{\phi} \quad (3.13)$$

где μ_{κ} - содержание кокса в газовом потоке, г/м³, определяемое по формуле

$$\mu_{\kappa} = \frac{10^{-3} \cdot P \cdot (100 - X_C) \cdot (100 - A^r - W^r) \cdot C^{def}}{V_z \cdot (T_{\phi} / 273)}$$

где \bar{d}_{κ} - средний размер частиц кокса, мкм, определяемый по формуле [25]

$$\bar{d}_{\kappa} = d_k^o \cdot \left(\frac{100 - X_C}{100} \right)^{1/3} \quad (3.15)$$

где d_k^o - средняя крупность частиц, определяемая усреднением по закону Розина-Рамлера [25]

$$d_k^o = \frac{90}{\left(l_n \cdot \frac{100}{R_{90}} \right)^{1/n}} \quad (3.16)$$

где n - эмпирический коэффициент для бурого угля, измельчаемого на молотковой мельнице n = 1,2.

Температура факела T_{ϕ} определяется как интегральная температура пылегазового потока

$$T_{\phi} = \frac{\sum_j (T_y^j \cdot g_y^j) + T_z \cdot \sum_i g_i}{\sum_j g_y^j + \sum_i g_i} \quad (3.17)$$

Конвективный тепловой поток, расходуемый на испарение пленочной за весы, определяется по формуле

$$q_{\text{конв}} = a_{\text{конв}} \cdot (T_{\phi} - T_n) \quad (3.18)$$

где $T_n = 0,5(T_n^o + T_{\text{кип}})$ - начальная температура воды, $T_n^o = 300$ К, $T_{\text{кип}}$ - температура кипения воды (при P = 3 МПа $T_{\text{кип}} = 506$ К); $a_{\text{конв}}$ - коэффициент теплообмена, Вт/(м²К), определяемый по формуле/59/

$$a_{\text{конв}} = \frac{\lambda_z \cdot Nu_{cm}}{D_p} \quad (3.19)$$

Nu_{cm} - критерий Нуссельта, для развитого турбулентного течения в цилиндрической трубе [20]

$$Nu = \xi \cdot 0,021 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \quad (3.20)$$

где Pr = 0,86 - критерий Прандтля для турбулентного течения газа; ξ - эмпирический поправочный коэффициент для коротких труб ($L_p / D_p < 50$), в нашем случае для $L_p / D_p = 20$ при $Re \sim (30-60)10^3$ $\xi = 1,05$.

3.3.3 Расчет длины участков испарения и перемешивания

Длину участка испарения пленки завесы определяют исходя из простого баланса теплоты, передаваемого конвективной теплопередачей на прогрев пленки до температуры испарения и далее на теплоту испарения [27]

$$l_{исп} = k_p \cdot \frac{G}{\pi \cdot D_p} \cdot \left[\frac{c_{жс} \cdot (T_{кин} - T_n)}{a_{конв} \cdot (T_{ф} - T_{ср})} + \frac{Q_{исп}}{T_{ф} - T_{кин}} \right], \quad (3.21)$$

где k_p - коэффициент разбрызгивания, являющийся функцией Re_3 - критерия Рейнольдса для завесы:

$$Re_3 = \frac{G_3}{\pi \cdot D_p \cdot \mu_{жс}}$$

где $\mu_{жс}$ - коэффициент вязкости для пленки, кг/(м·с), при $T = 506$ К (температура кипения воды при 3 МПа) $\mu_{жс} = 1,2 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с) [28] и для $G_3 = 0,005-0,01$ кг/с $Re_3 = 90-180$. При столь умеренных значениях Re_3 $k_p = 0,95$ [27]; G_3 - расход воды в завесу, кг/с; $c_{жс} = 4,2$ кДж/(кг·К) - теплоемкость воды; $Q_{исп}$ - теплота испарения воды (при $P = 3$ МПа $Q_{исп} = 1,8$ МДж/кг).

Учитывая, что $a_{конв}$ по длине канала изменяется незначительно (-15 %), например, при расходе угля 600 кг/ч и $O_2 / \text{уголь} = 0,9$ величина $a_{конв}$ изменяется от 74 Вт/(м·К) в секции V до 65 Вт/(м·К) в секции I, длина участка испарения имеет обратную зависимость от температуры факела.

Расчет процесса перемешивания водяного пара завесы с основным потоком определяется многими малоизученными факторами. Используем известный подход - введение эмпирического коэффициента полноты турбулентного перемешивания ξ_m [29]:

$$\xi_m = 1 - e^{-M \cdot X^{-2}},$$

где $X = \frac{x}{(D_p / 2)}$ характерный размер, м; M - величина, зависящая от соотношения между расходами потока и завесы

$$M = K \cdot \frac{\sum_i g_i}{G_3} \quad (3.24)$$

где $\sum_i g_i$ - полный расход компонентов потока в данном сечении, кг/с; K - эмпирический коэффициент, $K = 0,00050 \div 0,020$.

Формулу 3.23 можно преобразовать

$$x = \frac{D_p}{2} \cdot \sqrt{\frac{-\ln(1 - \xi) \cdot G_3}{K \cdot \sum_i g_i}} \quad (3.25)$$

Если за характерную величину длины перемешивания принять $x_{0,9}$ - величину x при ($\xi_m = 0,9$ приближенно можно считать, что $x = 0 + x_{0,9}$ от конца

участка испарения, и масса водяного пара, смешивающегося с основным потоком, равна $G_3(x/x_{0,9})$

3.3.4 Расчет материального и теплового баланса и тепловых потоков для газификатора производительностью 0,5 т/ч по углю

В табл. 3.1 приведены результаты расчета тепловых потоков в газификаторе при следующих исходных данных:

- расход угля (бородинский Б2) - 500 кг/ч;
- расход кислорода - 500 кг/ч;
- расход водорода на дежурный факел - 10 кг/ч;
- расход азота на пневмотранспорт - 35 кг/ч;
- расход воды на завесу - 234 кг/ч;
- давление - 3 МПа;

Состав угля: $W^r = 11\%$

$$A^d = 6,75\%$$

$$C^{daf} = 71,5\%$$

$$H^{daf} = 5,0\%$$

$$N^{daf} = 1,0\%$$

$$O^{daf} = 22,5\%$$

$$R_{90} = 10\%$$

В табл. 5-6 даны материальный и тепловой балансы для данного газификатора.

Таблица 4 - Результаты расчета тепловых и материальных потоков в газификаторе

Наименование	Участок					
	Форсуночный	I	II	III	IV	V
1	2	3	4	5	6	7
Подача воды на завесу Gз, кг/ч	18	72	48	36	36	24
Степень конверсии углерода Xс, %	25	60	80	90	95	97
Температура пылегазового потока Т _ф , К	2264	2683	1960	1692	1479	1364
Состав газа, об.%						
CO	0	13,7	26,6	28,2	27,2	25,2
H ₂	0	8,6	13,4	17,6	20,5	22,1
CO ₂	14	27,9	7,8	16,5	17,1	18
H ₂ O	41,7	45,9	39,1	34,9	32,5	33,15
O ₂	38	0	0	0	0	0
N ₂	6,3	3,9	3,1	2,8	2,6	2,5
Теплота сгорания влажного газа Q _i ^r МДж/м ²	0	2,66	4,81	5,47	5,65	5,57
то же сухого газа Q _i ^d , МДж/м ²	0	4,92	7,9	8,4	8,38	8,2
Скорость потока u _z , м/с	4,49	4,34	3,97	3,82	3,56	3,44
Число Re	24930	25090	36310	43560	50350	55420
Число Nu	68,02	68,3	91,9	106,3	119,4	128,9
Коэффициент теплоотдачи a _{конв} Вт/(мК)	56,47	65,07	69,11	71,6	72,7	73,9
Степень черноты факела, ξ _ф	0,55	0,44	0,43	0,4	0,39	0,39
Длина зоны испарения l _{исп}	0,28	0,76	0,71	0,63	0,75	0,56
Длина зоны перемешивания l _{пер}	0,3-0,6	0,8- 1,6	0,55-1,1	0,44- 088	0,42- 0,85	0,34- 0,68
Плотность радиационного потока q _{рад} кВт/м	706,8	1172	321,6	165,1	94,4	68,1
Плотность конвектив ного потока q _{конв} -, кВт/м ²	97,7	324,6	100,5	84,9	70,8	63,4

Окончание таблицы 4

1	2	3	4	5	6	7
Конвективный тепловой поток $Q_{конв}$, кВт	9,02	39,2	27,9	23,5	19,6	17,5
Теплота на испарение завесы, кВт	13,3	53,3	35,5	25,6	26,6	17,7
Теплота на испарение завесы, в % от теплоты сгорания угля и водорода	0,36	1,45	0,97	0,72	0,72	0,48
Тепловой поток в охлаждаемую рубашку, кВт	77,2	324,6	89,05	45,7	26,1	18,9
Тепловой поток в охлаждаемую рубашку, в % от теплоты сгорания угля и водорода	2,1	8,82	2,42	1,24	0,7	0,5
Теплота сгорания газа, кВт	0	599	1353	1715	1887	1950
Теплота сгорания газа, в % от теплоты сгорания угля и водорода	0	16,30	36,8	46,6	51,3	53
Суммарные теплопотери (в стенку и на испарение завесы), кВт	90,5	378	124,5	72,3	52,7	37,1
Суммарные теплопотери, в % от теплоты сгорания угля и водорода	2,46	10,3	3,4	1,96	1,42	0,98

Таблица 5 — Показатели процесса газификации в реакторе D— 0,147 м производительностью 0,5 т угля в час

Наименование	Единица измерения	Величина
Выход газа	Нм ³ /ч	1260
в т.ч (CO + H ₂)	Нм ³ /ч	596
Удельный выход газа V ₂	Нм ³ /ч	2,51
Температура газа	К	1381
Состав влажного газа:		
CO	об. %	25,4
CO ₂	об. %	17,8
H ₂	об. %	21,9
H ₂ O	об. %	32,4
N ₂	об. %	2,5
Состав сухого газа		
CO	об. %	37,6
CO ₂	об. %	26,3
H ₂	об. %	32,4
N ₂	об. %	3,7
Теплота сгорания влажного газа Q _i ^r	МДж/нм ³	5,46
Теплота сгорания сухого газа Q _i ^d	МДж/нм ³	8,1
КПД газификации η	%	56,1
Термический КПД η _{терм}	%	81,2

Таблица 6 - Тепловой баланс газификатора диаметром 0,147 м производительностью 0,5 т угля в час

Наименование статей прихода и расхода тепла	кВт	%
Приход:		
Теплота сгорания угля	3068,307	85,79
Теплота сгорания водорода	335,962	9,39
Энтальпия реагентов	172,387	4,82
Общий приход тепла	3576,656	100,00
Расход:		
Теплота сгорания газа	1909,797	54,40
Теплопотери через стенку	578,360	16,17
Потери на испарение завесы	173,238	4,84
Потери с уходящими газами	820,786	22,95
Потери со шлаком	12,792	0,36
Потери с недожогом углерода	81,767	2,29
Общий расход тепла	3576,656	100,00

В результате расчета имеем КПД газификации 53 % при уровне теплопотерь 20,5 %. Существенное снижение теплопотерь возможно теплоизоляцией стенок от радиационного теплового потока либо увеличением габаритов реактора.

3.3.5 Тепловой режим работы стенок камеры газификатора

Коэффициент теплоотдачи в тракте рубашки охлаждения определяется по формуле [27],[20]

$$a_p = \frac{\lambda_{жс} \cdot Nu_p}{d_z} \quad (3.26)$$

где $\lambda_{жс} = 0,63$ Вт/(м·К) - коэффициент теплопроводности воды, Вт/(м·К); d_z - гидравлический диаметр тракта охлаждения, м, в головке блока $d_e = 0,0036$ м, в

рубашке $d_z = 0,004$ м; Nu_p - критерий Нуссельта для теплообмена в тракте охлаждения, определяемый по формуле

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \quad (3.27)$$

где Pr - критерий Прандтля для воды равен 4,3 [20], а критерий Рейнольдса определяется по формуле

$$Re = \frac{G_6 \cdot d_z}{F \cdot \mu_{жс}} \quad (3.28)$$

где G_6 - расход воды в тракте охлаждения, кг/с (G_6 — 1 кг/с в каждой секции); F - сечение тракта охлаждения, м² ($F = 4 \cdot 10^{-5}$ м² для головки блока и 0,001 м² для рубашки охлаждения); $\mu_{жс}$ - вязкость воды, кг/(м·с) (при 373 К $\mu = 2,9 \cdot 10^{-4}$ кг/(м·с)). Перепад температур между охлаждающим теплоносителем и стенкой головки блока (или рубашкой) равен

$$\Delta T_{мс} = Q_{конв} / (a_{конв} \cdot F), \quad (3.29)$$

а перепад на стенке головки блока (или реактора)

$$\Delta T_{мс} = Q_{конв} \cdot \delta / (\lambda_c \cdot F), \quad (3.30)$$

где δ - толщина стенки, м; λ_c - коэффициент теплопроводности материала стенки, для стали 12X18 Н ЮТ при $t = 373-573$ КК = 16-20 Вт/(м·К); F_m - площадь головки блока (стенки реактора), м².

Подогрев воды при прохождении по тракту охлаждения вычисляется по формуле

$$\Delta T_6 = Q_{конв} / (G_6 \cdot C_{жс}) \quad (3.31)$$

Средняя температура внутренней стенки реактора будет определена следующим образом:

$$q_{рад} = \varepsilon_{ст} \cdot \varepsilon_{ф} \cdot \sigma \cdot (T_{ф}^4 - T_{ст}^4), \quad (3.32)$$

где T_n^0 - начальная температура теплоносителя.

В табл. 7 приведены результаты расчета температуры стенки камеры газификатора на каждом расчетном участке. Расчет показывает удовлетворительную работоспособность материала стенок.

Перепад давлений в тракте охлаждения [27] равен

$$\Delta P = \xi \cdot G_g^2 / (2 \cdot \rho_g \cdot F)^2, \% \quad (3.33)$$

$$\xi = \lambda_{cn} \cdot l / d_z + \xi_m \quad (3.34)$$

где $\lambda_{cn} = 0,02$ - удельный коэффициент сопротивления; $l = 0,5$ м - длина тракта охлаждения; $\lambda_m = 3$ - местный коэффициент сопротивления; $\rho_g = 1000$ кг/м³ - плотность воды. При $G = 1$ кг/с $\Delta P = 0,01$ МПа.

Таблица 7— Результаты расчета температуры стенки

Показатель	Голов ка блока	Участок					
		форсу ночный	I	II	III	IV	V
Коэффициент теплоотдачи $a_{конв}$, кВт/(м ² К)	15,6	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3	13,3
Тепловой поток в стенку, кВт	12,3	65,7	324,6	89,05	45,7	26,15	18,9
ΔT_{mc} , К	43	52	87	23	12,5	6	5
ΔT_c , К	152	148	291	79	39	23	16
ΔT_g , К	27	15	77	19	10,5	5	4,3
Температура стенки $T_{ст}$, К	506	504	713	408	351	404	317

Заключение

Произведен анализ состояния угледобывающей отрасли Казахстана, тенденция развития углепереработки и газификации в стране и решения первоочередных проблем газификации (качество сырья, шлакоудаление, загрязнение окружающей среды).

Было рассмотрено классификация видов газификаторов по характеру движения газифицируемого топлива. Сделан вывод о том, что Казахстан обладает всеми необходимыми предпосылками для постепенного внедрения новых технологий газификации и приведет к улучшению экологических показателей на основе принятой концепции «развития газового сектора Республики Казахстан до 2030 года»

Рассмотрен процесс автотермической газификации его отличительные черты по сравнению с другими процессами. Преимущества и недостатки процесс. При рассмотрении пришел к выводу, что, не смотря на недостатки и сложности, автотермическая газификация является наиболее перспективной для крупномасштабного промышленного использования

Выявлен основной недостаток пылеугольных газификаторов - пониженный КПД газификации (до 72 % по охлажденному газу). Так как температуру на выходе из аппарата необходимо поддерживать выше температуры нормального жидкого шлакоудаления - 1770-1870 К. Известные технические и технологические решения, положенные в конструкцию пылеугольных газификаторов, не позволяют снизить температуру на выходе из аппарата, хотя гетерогенные реакции газификации, особенно на высокорекреационных бурых углях, достаточно интенсивно идут и в диапазоне температур 1270-1770 К. Жидкое шлакоудаление приводит к повышенному удельному расходу кислорода, снижению надежности и увеличению стоимости блока газификации, так как требуется применение гарнисажной футеровки, жаропрочных материалов и сооружение дополнительной ступени утилизации тепла газарадиационного теплообменника.

Выполнен анализ энергоэффективности и экологической безопасности существующих термических и термохимических способов переработки угля, позволивший определить наиболее перспективный технологический принцип создания новых производств - автотермический процесс с полной утилизацией побочных продуктов для генерации электрической и тепловой энергии.

Проведено исследование динамики газообразования при газификации ЭУБ в прамоточном пылеугольном реакторе. По экспериментально полученным профилям температуры, степени конверсии углерода и состава газа определены коэффициенты реакционного газообмена при реагировании бородинского бурого угля с диоксидом углерода и водяным паром в диапазоне температур 1500-2000 К.

С позиций системного анализа определена стратегия математического моделирования газификации угля, выделены уровни иерархии моделей.

Разработана математическая модель пылеугольного газификатора с распределенными параметрами, учитывающая межфазный тепло- и массоперенос, теплообмен со стенкой, выход летучих веществ, гомогенное и гетерогенное реагирование, рециркуляцию пылегазового потока, а также величину теплотерь по зонам, определяемую из тепловых потоков в стенку

Выявлено, что для Экибастузского угля максимальный КПД газификации и выход горючих компонентов на единицу массы топлива можно получить при использовании чисто кислородного дутья. Добавка водяного пара в дутье несколько снижает указанные параметры, но позволяет существенно снизить температуру в реакторе. Оптимальное соотношение массовых расходов кислород/уголь ($W^{\wedge} = 5\%$) составляет 0,72-0,86 при уровне теплотерь в зоне испарительного водоохлаждения 1-10 % от теплоты сгорания угля, причем с увеличением теплотерь указанное оптимальное соотношение смещается в сторону увеличения расхода кислорода. Для пылеугольного процесса выход горючих компонентов зависит только от перепада температур в реакторе, а самый существенный резерв увеличения КПД газификации - снижение температуры газа на выходе из реактора ниже температуры жидкого шлакоудаления, но существующие конструкции газификаторов не позволяют это осуществить без шлакования стенок реактора.

Представлена математическая модель пылеугольного газификатора с распределенными параметрами учитывающая межфазный тепло- и массоперенос, теплообмен со стенкой, выход летучих веществ, гомогенное и гетерогенное реагирование, рециркуляцию пылегазового потока, а так же величину теплотерь по зонам, определяемую с учетом экспериментальных данных. Представлена методика расчета материальных и тепловых потоков в газификаторе с пленочной завесой и теплового режима работы реактора, учитывающая тепло- и массообмен при испарении завесы. Произведена прогнозная оценка работоспособности элементов газификатора.

Выполнен расчет материального и теплового баланса и тепловых потоков для газификатора мощностью 50 т угля в час. Получены исходные данные для проектирования промышленного газификатора.

Список использованной литературы

1. Форсайт, Д. Машинные методы математических вычислений / Д. Форсайт, М. Малькольм, К. Моулер. - М.: Мир, 1980. - 280 с.
2. Максимов В.Ю Исследование тепловых процессов и аэродинамических характеристик угольных теплостанций
3. К. Масимов ПОСТАНОВЛЕН ПРАВИТЕЛЬСТВА РЕСПУБЛИКИ Казахстан «Об утверждении Концепции развития газового сектора Республики Казахстан до 2030 года» № исх: 1275 от:05.12.2014
4. Химические вещества из угля: Пер. с нем. / Под ред. И.В. Калечица - М.: Химия, 1980.-616 с.
5. Альтшулер, В.С. Новые процессы газификации твердого топлива /В.С. Альтшулер. - М.: Недра, 1976. - 279 с.
6. Шиллинг, Г.-Д. Газификация угля / Г.-Д. Шиллинг, Б. Бори, У. Краус. - М.: Недра, 1986.-175 с.
7. Химические вещества из угля: Пер. с нем. / Под ред. И.В. Калечица - М.: Химия, 1980.-616 с
8. Шпильрайн, Э.Э. Газификация угля: проблемы и перспективы /Э.Э. Шпильрайн // Российский химический журнал. - 1994. - Т. 38, № 3. -С. 27-34.
9. Березинец, П.А. Перспективные парогазовые установки с газификацией канско-ачинского угля для экологически чистой Березовской ГРЭС-2 / П.А. Березинец, В.И. Горин, Ю.В. Нестеров и др. // Теплоэнергетика. - 1991.-№ 6.-С. 18-24.
10. Исламов, СР. Экономический анализ крупномасштабного производства синтез-газа из канско-ачинского угля /СР. Исламов // Химия твердого топлива. - 1991. -№ 2.- С. 59-64.
11. Степанов, С.Г. Моделирование процессов тепломассообмена при газификации угольной пыли / С.Г. Степанов // Молодежь и научно-технический прогресс: Тез. докл. краевой конф. - Красноярск, 1984. - С. 67-69
12. Степанов, С.Г. Аналитический обзор современного состояния и основных тенденций развития крупномасштабной технологии газификации угля С.Г. Степанов, СР. Исламов; Научн.-исслед. и проект.-конструкт. ин-т по 295 пробл. развития Канско-Ачин. угол, бассейна. - Красноярск, 1986. - 26 с. -Деп. в ЦНИИЭуголь 11.03.86, № 3652-уп.
13. Степанов, С.Г. Газификация угля. Тенденции развития, инженерные решения, новый принцип / С.Г. Степанов // Ресурсы России, - 2002. - № 4. -С.34-43
14. Померанцев, Б.В. Основы практической теории горения / Б.В. Померанцев, К.И. Арефьев, Д.Б. Ахмедов. - Л.: Энергоатомиздат, 1986. - 312 с

15. Яворский, И.А. Физико-химические основы горения твердых ископаемых топлив и графитов / И.А. Яворский. - Новосибирск: Наука, 1973. - 251 с
16. Бабий, В.И. Газогенератор горнового типа для парогазовой установки мощностью 250 МВт / В.И. Бабий, С.Н. Сушков, Е.В. Щукин и др. // Процессы горения и газификации твердого топлива: Сб. научн. тр. ЭНИН им. Г.М. Кржижановского. - М., 1983. - С. 107-113.
17. Кулев, В.Н. К учету аномальности в реагировании углерода с газами / В.Н. Кулев // Физика горения и взрыва. - 1988. - Т. 24, № 4. - С. 80-83.
18. Розен, А.М. Масштабный переход в химической технологии. Разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / А.М. Розен. - М.: Химия, 1980. - 320 с.
19. Бусройд, Р. Течение газа со взвешенными частицами / Р. Бусройд. - М.: Мир, 1976. - 384 с
20. Исаченко, В.Н., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача / В.Н. Исаченко, В.А. Осипова, А.С. Сукомел. - М.: Энергоиздат, 1981. - 416 с.
21. Касаточкин, В.И. Строение и свойства природных углей / В.И. Касаточкин, Н.К. Ларина. - М.: Недра, 1985. - 381 с.
22. Бродский, С.Я. Системный анализ процессов получения синтетических жидких топлив / С.Я. Бродский, В.А. Евстафьев, В.В. Кафаров. - М.: Химия, 1994. - 272 с.
23. Виленский, Т.В. Динамика горения пылевидного топлива / Т.В. Виленский, Д.М. ХЗМШ1ЯН. - М.: Энергия, 1977. - 248 с.
24. Блох, А.Г. Теплообмен в топках паровых котлов / А.Г. Блох. - Д.: Энергоатомиздат, 1984. - 240 с.
25. Тепловой расчет котельных агрегатов: Нормативный метод / Под ред. Б.Н. Кузнецова. - М.: Энергия, 1973. - 273 с.
26. Канторович, Б.В. Введение в теорию горения и газификации твердого топлива / Б.В. Канторович. - М.: Metallurgizdat, 1962. - 335 с.
27. Васильев, А.П. Основы теории и расчета жидкостных расчетных двигателей / А.П. Васильев, В.М. Кудрявцев, В.А. Кузнецов. - М.: Высшая школа, 1983. - 703 с.
28. Варгафтик, Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н.Б. Варгафтик. - М.: ГИФМЛ, 1963. - 708 с.
29. Васильев, А.П. Основы теории и расчета жидкостных расчетных двигателей / А.П. Васильев, В.М. Кудрявцев, В.А. Кузнецов. - М.: Высшая школа, 1983. - 703 с.
30. Берд, Р. Процессы переноса / Р. Берд, В. Лайтфут, Е. Стюарт. - М.: Химия, 1974. - 688 с.
31. Термодинамические свойства индивидуальных веществ: Справочное издание: В 4 т. / Под ред. Л.В. Гурвича. - М.: Наука, 1978. - Т. 1, Кн. 2. - 328 с; Т. 2, Кн. 1. - 440 с.
32. Лавров, Н.В. Физико-химические основы горения топлива / Н.В. Лавров. - М.: Наука, 1971. - 350 с.

ПРИЛОЖЕНИЕ А

Дополнительные формулы, использованные в расчетах

1. Удельные полные энтальпии газообразных компонентов, водяного пара, углерода и золы аппроксимированы полиномами 2-й степени по табличным данным в диапазоне температур 300-2700 К, Дж/кг:

$$h_{O_2}(T) = \frac{1}{32}(-1,0557 \cdot 10^6 + 30,896 \cdot 10^3 \cdot T + 1,1466 \cdot T^2), \quad (\text{A.1})$$

$$h_{H_2O}(T) = \frac{1}{18}(-0,25778 \cdot 10^6 + 31,551 \cdot 10^3 \cdot T + 4,9612 \cdot T^2) + \Delta h_{H_2O}^o(0),$$

$$\text{где } \Delta h_{H_2O}^o = -13,237 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг} \quad (\text{A.2})$$

$$h_{CO_2}(T) = \frac{1}{28}(-5,7952 \cdot 10^6 + 29,548 \cdot 10^3 \cdot T + 3,7479 \cdot T^2) + \Delta h_{CO_2}^o(0)$$

$$\text{где } \Delta h_{CO_2}^o = -8,935 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг} \quad (\text{A.3})$$

$$h_{CO}(T) = \frac{1}{28}(-0,54658 \cdot 10^6 + 29,548 \cdot 10^3 \cdot T + 1,6707 \cdot T^2) + \Delta h_{CO}^o(0)$$

$$\text{где } \Delta h_{CO}^o = -4,0647 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг} \quad (\text{A.4})$$

$$h_{H_2}(T) = \frac{1}{2}(0,40751 \cdot 10^6 + 26,894 \cdot 10^3 \cdot T + 1,8067 \cdot T^2), \quad (\text{A.5})$$

$$h_{N_2}(T) = \frac{1}{28}(0,438 \cdot 10^6 + 29,101 \cdot 10^3 \cdot T + 1,707 \cdot T^2), \quad (\text{A.6})$$

$$h_C(T) = \frac{1}{12}(-4,8798 \cdot 10^6 + 15,889 \cdot 10^3 \cdot T + 2,333 \cdot T^2) \quad (\text{A.7})$$

$$h_{\text{зола}}(T) = 574 \cdot T + 0,2512 \cdot T^2 \quad (\text{A.8})$$

$$h_{H_2O}^{жс} = 4189 \cdot (T - 273) - h_{H_2O}^{исп}(273) - h_{H_2O}^o(273),$$

$$\text{где } h_{H_2O}^{исп}(273) = 2,253 \cdot 10^6 \quad (\text{A.9})$$

2. Тепловые эффекты гетерогенных реакций вычисляются по формулам, представляющим собой разность полных энтальпий продуктов и исходных веществ с привлечением компонентов, аппроксимирующих табличные данные в [31]:

- для $C + CO_2 \rightarrow CO$

$$Q_{CO_2}(T) = \frac{1}{44}(1,683055 \cdot 10^8 + 4,47 \cdot 10^3 \cdot T - 2,555 \cdot T^2 + 16,4 \cdot 10^8 / T) \text{ Дж/(кг } CO_2), \quad (\text{A.10})$$

-для $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$.

$$Q_{H_2O}(T) = \frac{1}{18} (1,262243 \cdot 10^8 + 8,45 \cdot 10^3 \cdot T - 3,81 \cdot T^2 + 8,502 \cdot 10^8 / T) \text{ Дж}/(\text{кг } H_2O), \quad (\text{A. 11})$$

-для $2C + O_2 \rightarrow 2CO$

$$Q_{O_2}(T) = -\frac{1}{32} (2,25086 \cdot 10^8 + 8,94 \cdot 10^3 \cdot T + 1,865 \cdot T^2 - 20,43 \cdot 10^8 / T) \text{ Дж}/(\text{кг } O_2); \quad (\text{A. 12})$$

3. Теплоты сгорания углерода, оксида углерода и водорода, используемые в

расчетах, определяются по формулам, полученным аналогично п. 2:

-для $2C + O_2 \rightarrow 2CO_2$

$$Q_{CO}(T) = \frac{1}{28} (2,81045 \cdot 10^8 + 1,6225 \cdot T^2 - 6,195 \cdot 10^8 / T) \text{ Дж}/(\text{кг } CO); \quad (\text{A. 13})$$

-для $2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$

$$Q_{H_2}(T) = \frac{1}{2} (2,38767 \cdot 10^8 + 13,01 \cdot 10^3 \cdot T - 2,878 \cdot T^2 - 1,713 \cdot 10^8 / T) \text{ Дж}/(\text{кг}/H_2); \quad (\text{A. 14})$$

-для $C + O_2 \rightarrow CO_2$

$$Q_C(T) = \frac{1}{12} (3,93652 \cdot 10^8 + 4,47 \cdot 10^3 \cdot T - 1,38 \cdot T^2 - 4,04 \cdot 10^8 / T) \text{ Дж}/(\text{кг}/C). \quad (\text{A. 15})$$

4. Коэффициент реакционного газообмена для реакции $2C + O_2 \rightarrow 2CO$ согласно данным, приведенным Померанцевым /112/, принят равным

$$a_{O_2} = 1,35 \cdot 10^4 \cdot \exp\left(\frac{-12740}{T}\right), \text{ м/с}. \quad (\text{A. 16})$$

5. Эмпирические коэффициент $\kappa_{z.l.}$ для Экибастузского угля равен: $\kappa_{z.l.} = 1,1$

6. Теплофизические свойства газов определяются по формулам, полученным для близких по составу и свойствам дымовых газов: коэффициент теплопроводности /27/

$$\lambda_z = 2,52 \cdot 10^{-2} \left(\frac{T^*}{273}\right)^{0,75} \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}) \quad (\text{A. 17})$$

коэффициент диффузии /10/

$$D = 0,16 \cdot 10^{-4} \left(\frac{T^*}{273}\right)^{1,9} \left(\frac{P_o}{P}\right), \text{ М}^2/\text{с}; \quad (\text{A. 18})$$

- динамический коэффициент вязкости [30]

$$v_2 = \frac{1}{\rho_2} \cdot 15,810^{-2} \left(\frac{T^*}{273} \right)^{0,75}, \text{ м}^2 / \text{с}, \quad (\text{А. 19})$$

где $T^* = \frac{T_u^j + T_2}{2}$ - полусумма температур газа и частицы.

$A = \frac{\pi \cdot D_p^2}{4}$ - площадь поперечного сечения газификатора, м² ;

A^r - зольность угля на рабочую массу, %;

A^d - зольность угля на сухую массу, %;

C_i - концентрация i -го газообразного компонента в газовом потоке, $i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2$, кг/м²;

C^{daf} - содержание углерода на сухую массу угля, %;

D_p - диаметр реактора, м;

D_j - коэффициент диффузии в пограничном слое частицы j -фракции, м²/с ;

$D_{эф}, D'_{эф}$ - коэффициент диффузии в пористом углеродсодержащем ядре и зольной оболочке коксовой частицы, м²/с;

d_j - диаметр частицы, м;

d^o_j, d_j - начальный и текущий размер частицу j -й фракции, м;

E_i - энергия активации для реакции угля с i -м компонентом

$i = O_2, H_2O, CO_2$, Дж/моль;

G_6 - расход воды в тракте охлаждения газификатора, кг/с;

$G_{рец}$ - расход рециркулирующих газов, кг/с;

G_3 - расход воды на испаряющуюся пленочную завесу, кг/с;

$G_{пер}$ - масса водяного пара из пленочной тепловой завесы, смешивающегося с пылегазовым потоком, кг/с;

$G_{об}^{возд}$ - подача воздуха в газификатор, нм³/ч;

$G_{об}^{(CG)}, G_{об}^{(BG)}$ - производительность газификатора по сухому и влажному газу, нм³/ч;

g_c - расход непрореагировавшего углерода, кг/с;

g_i^o, g_i, g_i^* - начальный, текущий и текущий термодинамически равновесный расход i -го газообразного

компонента, $i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2$, кг/с;

g_y^{oj}, g_y^j - начальный и текущий расход j -й фракции угля, кг/с; $g_y^o, g_{зола}^o$ - начальный расход горючей части угля и зольного остатка кг/с;

H^{daf} - содержание водорода на сухую беззольную массу угля, %;

H^{ex} - полная энтальпия потока на выходе в реактор, Вт;

$H_{рец}$ - полная энтальпия рециркулирующего потока, Вт;

ΔH - теплотери в зоне испарительного водоохлаждения, в долях от теплоты сгорания угля;

$h_i(T), h_q(T)$ - удельная полная энтальпия i -го газообразного компонента ($i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2$) и частицы, Дж/кг;

$h_q^j(T)$ - удельная полная энтальпия частицы j -й фракции, Дж/кг;

$h_{лет}(T), h_y(T)$ - удельная полная энтальпия летучих веществ и угля, Дж/кг;

$h_{зола}(T), h_k(T)$ - удельная полная энтальпия золы и кокса, Дж/кг;

$h_y^{daf}(T)$ - удельная полная энтальпия сухой беззольной массы угля, Дж/кг;

$h_{H_2O}^{ж}(T)$ - удельная полная энтальпия воды, Дж/кг;

$\Delta h_i^o(T_o)$ - удельная стандартная теплота образования i -го компонента ($i = O_2, H_2O, CO_2, CO, H_2, N_2$) при температуре T_o , Дж/кг;

$\Delta h_{лет}^o(T_o)$ - удельная стандартная теплота образования летучих веществ при температуре T_o , Дж/кг;

K_x - коэффициент чувствительности;

$K_p(T)$ - константа равновесия для реакции $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$

k_i - константа скорости реакции коксового остатка угля с i -м газообразным компонентом, $i = O_2, H_2O, CO_2$, м/с;

k_i^o - предэкспоненциальный член в уравнении скорости реакции коксового остатка угля с i -м газообразным компонентом, $i = O_2, H_2O, CO_2$, м/с;

$k_{2,л}$ - эмпирический коэффициент времени выхода летучих веществ;

L_p - длина реактора, м;

$l_{исп}$ - длина участка испарения, м;

M_n - производительность газификатора по полукоксу, кг/ч;

M_i^o - начальный расход реагентов на входе в реактор,

$i = O_2, H_2O, CO_2$, у (уголь), возд (воздух) кг/с;

M_i - расход i -го компонента по результатам газового анализа,
 $i = O_2, H_2O, CO_3, CO, H_2, N_2$, кг/с;

M_C, M_O - атомарные доли углерода и кислорода в газовом потоке кг-атом/кг;

M_H, M_N - атомарные доли водорода и азота в газовом потоке,
кг · атом/кг;

N - число фракций в полидисперсном потоке;

N^{daf} - содержание азота на сухую беззольную массу угля, %;

O^{daf} - содержание кислорода на сухую беззольную массу угля, %;

P, P_o - общее давление газа и атмосферное (нормальное) давление. Па;

$Q_{исп}$ - Скрытая теплота парообразования для водяного пара,
Дж/моль;

Q_{CO}, Q_{H_2}, Q_C - удельная теплота сгорания CO, H₂ и углерода, Дж/кг;

$Q_{CO_2}, Q_{H_2O}, Q_{O_2}$ - тепловые эффекты реагирования углерода с CO₂, H₂O и O₂,
Дж/кг;

$Q_2^{(CG)}, Q_2^{(BG)}$ - удельная теплота сгорания сухого и влажного газа, МДж/нм²;

$Q_i(T)$ - тепловой эффект реагирования угля с i -м компонентом, $i = O_2, H_2O, CO_2$,
Дж/(кг газообразного реагента);

$Q_i^{daf}(T)$ - низшая теплота сгорания горючей массы угля, Дж/кг;

$q_{конд}^j, q_{лет}^j$ - плотность теплового потока к частицам j -й фракции от газа.

теплопроводностью и от стенки радиацией, Вт/м³;

$q_{гетер}^j, q_{лет}^j$ - тепловыделение (теплопоглощение) при гетерогенном реагировании и плотность теплового потока с выходящими летучими для частиц j -й фракции, Вт/м³;

$q_{рад}$ - лучистый тепловой поток, Вт/м²;

$q_{ст}$ - плотность теплового потока от стенки к газу, Вт/м³;

$q_{H_2O} \cdot q_{CO_2}$ - плотность теплового потока излучения трехатомных газов, Вт/м³;

R - универсальная газовая постоянная, $R = 8314$ Дж/(моль·К); r_i^j - скорость реагирования частиц j -й фракции с i -м

газообразным компонентом, $i = O_2, H_2O, CO_2$, кг/(м³·с);

$r_{лет}^j$ - скорость выхода летучих веществ из частицы j -й фракции, кг/(м³·с);

S_k, S_j - контурная поверхность частицы и удельная поверхность

Частицы j -й фракции, м² и м²/м³;

S_n - удельная внутренняя (пористая) поверхность частиц м²/кг;

T - температура, К;

T_z, T_z^* - температура газового потока и термодинамически равновесного газового потока, К;

T_z^o - начальная температура газового потока после смешения с рециркулирующими газами, К;

T_i^o - температура i -го реагента на входе в реактор, $i = O_2, H_2O, N_2$ (уголь). К;

T_z^{pec} - температура рециркулирующего потока, К;

$T_{кип}$ - температура кипения воды, К;

T_n^o - температура воды, подаваемой в контур охлаждения газификатора и на завесу, К;

T_ϕ - температура факела (пылегазового потока), К;

T_ψ^j - температура частицы j -й фракции, К;

$T_{ст}$ - температура стенки, К;

$T_{воспл}$ - температура воспламенения летучих веществ, К;

$T_{н.ж}$ - температура нормального жидкого шлакоудаления, К;

u_z - скорость газового потока, м/с;

V^{daf} - выход летучих веществ на сухую беззольную массу, %;

V_i, V_i^* - содержание газообразных компонентов в "чистой"
 (с вычетом подсосов воздуха) и в "загрязненной" (с подсосами воздуха)
 пробах сухого газа, об. %, $i = O_2, H_2O, CO_3, CO, H_2, N_2$

$V_i^{(BП)}$ - содержание газообразных компонентов во влажном газе,
 об. %;

V_{CO+H_2} - выход горючих компонентов ($CO + H_2$) на единицу массы
 сухого угля, кг/кг;

$W^{(BГ)}$ - влажность газа, %;

W^r - влажность угля на рабочую массу, %;

X_C - степень конверсии углерода;

X_ϕ - расстояние от начала реактора, на котором осуществляется
 рециркуляция, м;

$X_{лет}^j$ - доля оставшихся летучих веществ в частицах j-й фракции;

x - координата вдоль оси реактора, м;

a_ϵ - коэффициент избытка кислорода;

a_p - коэффициент теплопередачи в тракте охлаждения реактора
 Вт/(м²-К);

$a_{рад}$ - коэффициент радиационного теплообмена, Вт/(м²К);

$a_{конв}$ - коэффициент конвективного теплообмена, Вт/(м²К);

a_i^j - коэффициент реакционного газообмена для частиц j-й
 фракции с i-м компонентом, $i = O_2, H_2O, CO_2$, м/с;

$a_{диф}^j$ - коэффициент диффузионного газообмена для частицу j-й
 фракции, м/с;

β - отношение суммы мольных долей O_2 и аргона к мольной γ_i доле N_2 в
 воздухе;

γ_i - массовые доли компонентов в рециркулирующем потоке,
 $i = O_2, H_2O, CO_3, CO, H_2, N_2$

$\eta, \eta_{терм}$ - КПД газификации и термический КПД;
 φ - коэффициент рециркуляции;
 η_i^j - степень использования пористого пространства частиц j -й фракции коксового остатка с i -м газообразным компонентом,
 $i = O_2, H_2O, CO_2$, м/с;
 λ_g, λ_p - коэффициент теплопроводности газа и частицы, Вт/(м·К);
 μ - динамический коэффициент вязкости, Па·с;
 M - молекулярная масса, кг/кмоль; M_i - молекулярная масса i -го газообразного компонента, кг/кмоль;
 ν_g - кинетический коэффициент вязкости газа, м²/с;
 Φ_i^j - модуль Тиле для реагирования частицу-й фракции коксового остатка с j -й газообразным компонентом, $i = O_2, H_2O, CO_2$, м/с;
 ρ_g - плотность газового потока, кг/м³;
 ρ_p - плотность частицы, кг/м³;
 ρ_p^j - плотность частицу-й фракции, кг/м³;
 ρ_k - плотность коксового остатка, кг/м³;
 $\rho_{лет}$ - плотность летучих веществ в твердой фазе, кг/м³;
 ρ_y^o - плотность исходного угля, кг/м³;
 $\rho_y^{ист}$ - истинная плотность коксового остатка, кг/м³;
 σ_o - постоянная Стефана-Больцмана, $\sigma_o = 5,67 \cdot 10^{-8}$ Вт/(м·К⁴);
 τ - время, с;
 τ_p - время скоростной релаксации частицы, с;
 τ_ϕ - оптическая толщина факела (пылегазового потока), м;
 $\tau_g, \tau_{зл}, \tau_k$ - оптическая толщина газа, зольных и коксовых частиц, м;
 $\tau_{инд}^j$ - время воспламенения летучих веществ в частицах угля j -й фракции, с;
 $\tau_{з.л.}^j$ - время выхода (горения) летучих веществ из частиц угля j -й фракции, с;
 ω - порозность слоя;

ω_3, ω_y - пористость зольного скелета и углеродсодержащего ядра коксовой частицы;

$Bi = a \cdot d_c / \lambda_c$ - критерий Био;

$Nu = a \cdot d_c / \lambda_2$ - тепловой критерий Нуссельта;

$Nu_{диф} = a_{диф} \cdot d_c / D$ - диффузионный критерий Нуссельта;

$Nu_{ст} = a \cdot D_p / \lambda_2$ - критерий Нуссельта для теплообмена газового потока со стенкой;

$Re = \mu_2 \cdot D_p / \lambda_2$ - критерий Рейнольдса;

$Pr = \nu_2 / D$ - тепловой критерий Прандтля.