

Общество с ограниченной ответственностью  
«Сибирский научно-исследовательский институт углеобогащения»

*На правах рукописи*



**ЛОГИНОВ Дмитрий Александрович**

**КОМБИНИРОВАННОЕ ПРОИЗВОДСТВО ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ И  
УГЛЕРОДНОЙ ПРОДУКЦИИ ИЗ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИХ УГЛЕЙ**

Специальность 05.14.04 – Промышленная теплоэнергетика

**ДИССЕРТАЦИЯ**

на соискание учёной степени  
доктора технических наук

Научный консультант:

доктор технических наук  
Исламов Сергей Романович

Красноярск 2022

## Оглавление

Введение .....	6
1 Анализ состояния работ в области технологий переработки угля .....	16
1.1 Проблемы развития твердотопливной энергетики и угледобывающей промышленности.....	16
1.2 Тенденции термической переработки угля .....	20
1.3 Переработка угля в кипящем слое .....	22
1.4 Технологии переработки угля при повышенном давлении.....	27
1.5 Термическая переработка угля в плотном слое при атмосферном давлении .....	36
1.6 Анализ рынка углеродсодержащих продуктов.....	48
1.6.1 Коксовая продукция.....	48
1.6.2 Специальные виды твердого топлива .....	51
1.6.3 Новые металлургические технологии.....	53
1.6.4 Экспорт.....	55
1.6.5 Перспективы рынка коксово–углеродной продукции .....	56
1.7 Выводы и постановка задач исследования.....	58
2 Совершенствование технологии энерготехнологической переработки угля в автотермическом кипящем слое.....	60
2.1 Анализ эксплуатационных показателей котлоагрегата, модифицированного в энерготехнологическую установку.....	63
2.2 Экспериментальное исследование влияния крупности угля на показатели теплотехнологического процесса .....	65
2.3 Влияние влажности угля на скорость термообработки угольных частиц .....	73
2.4 Исследование влияния управляющих параметров на показатели теплотехнологического процесса при работе на буром угле .....	84

2.5	Комбинированное производство тепловой энергии и буроугольного полукокса в кипящем слое.....	91
2.5.1	Предпосылки к дальнейшему совершенствованию технологии .....	91
2.5.2	Экспериментальное исследование энерготехнологического процесса получения буроугольного полукокса .....	94
2.5.3	Оценка воздействия на атмосферный воздух.....	100
2.6	Выводы по совершенствованию технологии «ТЕРМОКОКС–КС» .....	101
3	Комбинированное производство тепловой энергии и углеродного сорбента в модифицированном котлоагрегате .....	104
3.1	Предпосылки разработки технологии получения сорбента .....	104
3.2	Экспериментальное исследование влияния управляющих параметров на характеристики процесса производства сорбента в кипящем слое.....	116
3.3	Необходимость повышения качественных показателей сорбента .....	122
3.4	Технология получения сорбента с высоким показателем адсорбционной активности.....	125
3.5	Оценка воздействия на атмосферный воздух .....	133
3.6	Выводы.....	135
4	Разработка технологического процесса термической переработки энергетического угля под давлением.....	138
4.1	Требования к сырью и получаемой продукции .....	138
4.2	Исследование процесса термообработки угля под давлением.....	139
4.3	Технология полукоксования угля при повышенном давлении.....	163
4.4	Оценка выбросов загрязняющих веществ и углекислого газа .....	167
4.5	Выводы.....	169

5 Энерготехнологическая переработка угля в стационарном слое в двухзонном реакторе с разнонаправленным дутьем .....	171
5.1 Технологическая основа нового энерготехнологического процесса .....	171
5.2 Экспериментальное исследование влияния управляющих параметров на показатели технологического процесса в двухзонном реакторе .....	175
5.2.1 Экспериментальное исследование карбонизации в обратной тепловой волне .....	176
5.2.2 Расчет частичного сжигания генераторного газа .....	185
5.2.3 Пиролиз угля в прямой тепловой волне .....	195
5.3 Технология переработки угля в стационарном слое в двухзонном реакторе с разнонаправленным дутьем .....	204
5.4 Выводы.....	217
6 Итоги промышленного внедрения разработанных технологических процессов .....	219
6.1 Совершенствование технологии «ТЕРМОКОКС–КС».....	219
6.1.1 Производство мелкозернистого термококса марки МК-1 .....	219
6.1.2 Производство бездымного топлива.....	221
6.2 Производство сорбента в модифицированном котлоагрегате .....	230
6.3 Экономика тригенерационного производства продукции на основе процесса «ТЕРМОКОКС–КС».....	240
6.4 Энерготехнологическая переработка угля под давлением .....	248
6.5 Производство карбонизата из энергетического угля в двухзонном слоевом реакторе с разнонаправленным дутьем .....	259
7 Заключение .....	270
Список литературы .....	275

Приложение А (обязательное) Экспериментальное исследование процесса карбонизации бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») в реакторе с кипящим слоем .....	299
Приложение В (обязательное) Экспериментальное исследование нагрева угольной пластины бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») с различной влажностью .....	306
Приложение С (обязательное) Экспериментальное исследование процесса карбонизации бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») с пониженной влажностью в реакторе с кипящим слоем.....	309
Приложение D (обязательное) Экспериментальное исследование процесса получения сорбента для нефтепереработки из бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») в реакторе с кипящим слоем .....	338
Приложение Е (обязательное) Экспериментальное исследование процесса получения сорбента для процессов водоочистки из бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») в реакторе с кипящим слоем .....	346
Приложение F (обязательное) Экспериментальное исследование процесса полукоксования под давлением .....	359
Приложение G (обязательное) Экспериментальное исследование процесса получения карбонизата в реакторе с разнонаправленным дутьем .....	367
Приложение H (обязательное) Сферы использования термококса .....	382
Приложение I (обязательное) Результаты режимно–наладочных испытаний ОПУ по получению сорбента для нефтепереработки .....	402
Приложение J (обязательное) Акты внедрения .....	422

## Введение

### **Актуальность работы.**

В контексте ратифицированного Россией Парижского соглашения, а также в соответствии с Энергетической стратегией России до 2035 года переход экономики России к экологически чистой и ресурсосберегающей энергетике является приоритетной задачей государственной энергетической политики страны. В связи с этим к углю предъявляются все более высокие требования по качественным характеристикам и экологическим параметрам его использования.

**Актуальность работы** обусловлена необходимостью разработки и внедрения принципиально новых энерготехнологических процессов использования углей, обеспечивающих высокий уровень экологической безопасности и экономической эффективности. Современные реалии требуют инновационных методов подготовки энергетических углей перед сжиганием, а также разработки новых видов продукции для расширения сферы применения угля.

Энергетика. Непрерывно развивающиеся технологии производства электроэнергии требуют применения твердого топлива с высокими теплотехническими характеристиками. Это позволяет повысить КПД электростанции с одновременным снижением удельных выбросов вредных веществ. Применяемые в России традиционные технологии обогащения исчерпали свой потенциал и не могут обеспечить высоких теплотехнических показателей продукции с приемлемой экономической эффективностью.

Глубокая переработка нефти. Государственной программой РФ «Развитие энергетики» предусматривается повышение глубины переработки нефтяного сырья. Это неизбежно влечет за собой увеличение объема отходов процесса нефтепереработки, в том числе гудрона.

К настоящему моменту в российской компании ТАИФ внедрена технология гидрокрекинга гудрона, позволяющая радикально повысить степень переработки в

полезные продукты. Неотъемлемым компонентом технологии является углеродный сорбент для связывания вредных примесей. К нему предъявляются относительно невысокие требования, однако до настоящего времени такой сорбент завозится из-за границы.

Многие предприятия страны также испытывают дефицит углеродных сорбентов для очистки оборотных сточных вод и газовых выбросов.

Металлургия. Используемый в настоящее время в черной металлургии кокс, получаемый в коксовых батареях из смеси каменных углей различных марок, уже не является безальтернативным углеродистым восстановителем. Разрабатываемые ведущими металлургическими компаниями мира инновационные процессы выплавки чугуна и стали предусматривают использование высокорекреационного углеродистого сырья с высоким содержанием углерода при минимуме нежелательных примесей.

Городская экология. К настоящему времени во многих городах России обострилась экологическая ситуация в связи высоким содержанием вредных веществ в атмосферном воздухе. Влияние на атмосферный воздух автотранспорта и твердотопливных печей частного жилого сектора сопоставимо с крупными промышленными предприятиями. Особенно остро такая проблема стоит в крупных городах Сибири и Забайкалья. Целью федерального проекта «Чистый воздух» является кардинальное снижение уровня загрязнения атмосферного воздуха в крупных промышленных центрах, что может быть сделано в кратчайшие сроки путем перевода отопительных печей частных домовладений с угля на бездымное топливо.

В связи с новыми требованиями к угольной продукции Программой развития угольной промышленности России на период до 2035 года предусмотрены приоритетная разработка и внедрение инновационных технологий, в том числе создание территориальных кластеров по производству из угля термококса, бездымного топлива, брикетов и аналогичных продуктов.

Таким образом, для обеспечения возможности функционирования энергетической отрасли России на принципах экологической чистоты и ресурсосбережения необходимы совершенствование существующих, разработка и внедрение инновационных низкоэмиссионных процессов энерготехнологической переработки угля с целью производства высококалорийного топлива, высокореакционных углеродистых восстановителей для металлургии, углеродных сорбентов и бездымного бытового топлива с параллельным производством тепловой энергии. Такие технологии непременно должны обеспечивать энергетическую и экономическую эффективность, высокую производительность и экологическую безопасность.

**Степень разработанности темы.** Отечественными и зарубежными учеными Чухановым З.Ф., Гинзбургом Д.М., Грязновым Н.С., Джапаридзе П.Н., Ипатьевым В.Н., Гойхрахом И.М., A. Thau, H. Koppers, R. Heinze созданы научные основы различных процессов комбинированного получения из угля твердых и газообразных энергоносителей. При этом избыточное давление широко применяется в процессах переработки твердых топлив для получения только газообразных и жидких продуктов, таких как синтез-газ, СЖТ, метанол, аммиак и др.

В связи с этим отдельного изучения требует процесс термической переработки кускового угля при повышенном давлении, позволяющий производить кусковой углеродный продукт и газовое топливо из энергетических углей.

Разработанные д-рами техн. наук Исламовым С. Р. и Степановым С. Г. и внедренные к настоящему времени в России энерготехнологические процессы переработки угля серии «Термококс» безусловно обладают вышеперечисленными достоинствами. Однако вопросы влияния гранулометрического состава и влажности исходного угля на параметры процесса «Термококс-КС» и качественные, в том числе сорбционные, свойства получаемого твердого продукта изучены недостаточно. Технологический процесс «Термококс-С» позволяет



использовать крупнокусковой уголь, но переработка каменных энергетических углей с использованием этой технологии пока остается невостребованной ввиду сравнительно низкой удельной производительности, что также требует дополнительных исследований. Таким образом, потенциал этих технологий раскрыт не полностью и требуются дальнейшие исследования с целью их совершенствования.

В настоящей работе изложены новые научно обоснованные технические и технологические решения, внедрение которых значительно повышает экономическую эффективность существующих технологий с одновременным радикальным снижением углеродного следа производимой продукции. А также разработаны новые энерготехнологические процессы использования углей с высоким выходом летучих веществ, которые позволяют осуществлять экологически чистое комбинированное производство тепловой энергии, высококалорийного низкотемпературного топлива для современной энергетики и металлургии, а также сорбентов различного назначения, в первую очередь, для природоохранных технологий.

**Объектом исследования** являются процессы термической переработки углей с высоким выходом летучих веществ в тепловую энергию и твердые углеродсодержащие продукты.

**Предмет исследования** – характеристики теплотехнологических процессов глубокой переработки угля с комбинированным производством из угля твердых, газовых продуктов и тепловой энергии.

**Цель исследования** состоит в теоретическом обосновании и экспериментальной разработке энерготехнологических процессов переработки угля в углеродсодержащие продукты с высокой добавленной стоимостью и тепловую энергию.

**Задачи исследования:**

1. Выполнить анализ известных способов термической переработки твердых топлив и определить требования к созданию современных экономически эффективных и экологически безопасных процессов и аппаратов.

2. Оценить эффективность известного процесса автотермической переработки угля в кипящем слое с комбинированным производством энергоносителей, провести экспериментальные исследования и на основе полученных результатов усовершенствовать технологию.

3. Определить параметры процесса автотермической комбинированной переработки угля в кипящем слое, влияющие на сорбционные свойства получаемой углеродной продукции, и разработать новые процессы комбинированной переработки угля в кипящем слое с получением сорбентов.

4. Обосновать и разработать новый способ переработки угля под давлением, обеспечивающий получение кусковых углеродистых продуктов из энергетических углей с параллельным производством тепловой энергии.

5. Разработать автотермический технологический процесс для переработки угля в стационарном слое, обеспечивающий энергоэффективное и экологически безопасное комбинированное производство углеродистых продуктов и тепловой энергии.

6. На основе результатов выполненных экспериментальных исследований разработать практические рекомендации по реализации энерготехнологических процессов в промышленном масштабе.

**Научная новизна настоящей работы состоит в следующем:**

1. Разработаны научные основы, обеспечивающие интенсификацию и повышение экономической эффективности энерготехнологического процесса автотермической переработки угля в кипящем слое с комбинированным производством энергоносителей:

1.1. Установлены закономерности влияния влажности бурого угля на показатели процесса.

- 1.2. Выявлено влияние гранулометрического состава угля и распределения скоростей первичного воздуха в реакторе кипящего слоя на сорбционные свойства получаемых при энерготехнологической переработке углеродсодержащих продуктов и производство тепловой энергии.
2. На основе результатов экспериментальных исследований разработаны и запатентованы новые энерготехнологические процессы комбинированного производства тепловой энергии и сорбентов различного назначения.
  3. Установлена зависимость качественных показателей углеродсодержащих продуктов от давления в диапазоне 0,0-4,0 МПа при термической переработке энергетических углей. На основе полученных результатов разработан новый технологический процесс комбинированного получения тепловой энергии и высококалорийного карбонизата при повышенном давлении.
  4. Выполнены углубленные исследования процесса частичной газификации слоя угля с эффектом обратной тепловой волны в диапазоне температур 900-1100 °С, а также процесса пиролиза угля в прямой тепловой волне при частичном сжигании генераторного газа.
  5. На основе полученных результатов разработан новый энерготехнологический процесс комбинированного получения тепловой энергии и карбонизата в двухзонном реакторе с разнонаправленным дутьем

**Методология и методы исследования.** В работе использованы комплексные исследования, включающие научный анализ практики термической и термохимической переработки угля, экспериментальные методы исследования на специально созданных лабораторных, стендовых и опытно-промышленных установках, а также промышленное внедрение результатов исследований.

**На защиту выносятся:**

1. Результаты экспериментальных исследований энерготехнологического процесса комбинированного получения тепловой энергии и углеродсодержащих продуктов в реакторе с кипящим слоем.

2. Автотермическая технология комбинированного производства тепловой энергии и термококса в реакторе с кипящим слоем в модифицированных котельных агрегатах, отличающаяся повышенной производительностью по твердому продукту, в также результаты ее промышленного освоения.
3. Результаты экспериментальных исследований энерготехнологического процесса комбинированного получения тепловой энергии и сорбентов в реакторе с кипящим слоем и разработанная на их основе технология комбинированного производства тепловой энергии и высококачественных сорбентов различного назначения в реакторе с кипящим слоем в модифицированных котельных агрегатах и результаты ее внедрения в производство.
4. Результаты экспериментальных исследований энерготехнологического процесса получения тепловой энергии и металлургического восстановителя в стационарном слое при повышенном давлении.
5. Технология получения тепловой энергии и кускового металлургического восстановителя из бурых и каменных энергетических углей в плотном слое при повышенном давлении.
6. Автотермическая технология получения тепловой энергии и металлургического восстановителя в стационарном слое с разнонаправленным дутьем, отличающаяся повышенной производительностью.

**Теоретическая и практическая значимость и использование результатов работы:**

1. Применительно к проблематике диссертации результативно использован комплекс экспериментальных методик определения режимных параметров, материального и энергетического балансов технологического процесса автотермической переработки угля; полученные результаты экспериментальных исследований могут быть использованы для дальнейшего изучения вопросов глубокой переработки угля, разработки математических моделей процессов частичной газификации угля.

2. Режимные параметры энерготехнологических процессов термической переработки (расходы угля, воздуха, греющего агента, температура переработки, производительность реактора по твёрдому продукту) и характеристики получаемого металлургического восстановителя и высококалорийного топлива приняты для использования при проектировании промышленных теплотехнологических комплексов по переработке углей марок 2Б и Д проектно–конструкторскими организациями (ООО «Сибниинугобогащение», НИЦ ПО «Бийскэнергомаш» и др.).

3. На основе результатов исследований разработаны технологические регламенты комбинированного производства тепловой энергии и буроугольного кокса, которые внедрены на промышленном предприятии АО «Разрез Березовский» (получен акт о внедрении результатов диссертационной работы).

4. При проектировании завода карбонизации угля марки Д Черногорского месторождения использованы разработанные способ и устройство энерготехнологической переработки угля в плотном слое с разнонаправленным дутьем (получен акт о внедрении результатов диссертационной работы).

5. Режимные параметры процесса комбинированного производства углеродного сорбента и тепловой энергии приняты для использования в проекте перерабатывающего комплекса бурого угля марки 2Б на промышленном предприятии АО «Разрез Березовский» (получен акт о внедрении результатов диссертационной работы).

**Достоверность** полученных результатов обеспечена применением апробированных методик исследований, применением должным образом поверенных и калиброванных средств измерений, высокой корреляцией расчетных и экспериментальных данных, промышленным применением разработанных способов и устройств, удовлетворительной сходимостью полученных расчетных данных с результатами испытаний в промышленных установках.

**Личный вклад автора** состоит в постановке задач данного исследования, обосновании, разработке положений, определяющих научную новизну работы, разработке методики расчета процесса энерготехнологической переработки угля, анализ полученных теоретических и экспериментальных данных, участии в создании технологических процессов, способов и устройств, испытании промышленных установок.

Данные, полученные в результате исследований, были использованы при проектировании комплексов по термической переработке угля с целью комбинированного производства тепловой энергии, углеродсодержащих продуктов металлургического назначения, высококалорийного топлива, сорбентов.

**Автор выражает** благодарность научным работникам Гикалову С.Н., Деменчуку С.В., Черных А.П., принимавшим непосредственное участие в создании и запуске в эксплуатацию лабораторных, пилотных и опытно-промышленных установок и выполнении на них экспериментальных и режимно-наладочных работ. Автор благодарит доктора технических наук Исламова С.Р. за помощь в работе над диссертацией.

#### **Апробация результатов диссертационных исследований.**

Основные материалы диссертационной работы обсуждены и доложены на Всероссийской научно-технической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых «Молодежь и наука: начало XXI века» (Красноярск, 2006 г.), XII Международной научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых «Современные техника и технологии» (Томск, 2006 г.), Всероссийской научно-практической конференции «Теплофизические основы энергетических технологий» (Томск, 2010 г.), XIII Международной научно-практической конференции «Природные и интеллектуальные ресурсы Сибири: СИБРЕСУРС 2010» (Кемерово, 2010 г.), III Международной конференции «Теория и практика современной науки» (Пенза, 2020 г.), Международной научно-практической конференции «Научно-практические исследования: прикладные науки» (Омск, 2020 г.), X Международной научной конференции «Приоритетные

направления инновационной деятельности в промышленности» (Казань, 2020 г), X Международной научно-практической конференции «Современные технологии» (Петрозаводск, 2021 г), XXXVIII международной научно-практической конференции «Актуальность» (Москва, 2021), XLV Международной научно-практической конференции «Технические науки: проблемы и решения» (Москва, 2021), VIII международной научной конференции «Инновационные технологии, экономика и менеджмент в промышленности» (Волгоград, 2021), Круглый стол со всероссийским и международным участием «Инновационные решения социальных, экономических и технологических проблем» (Москва, 2021), Международная научно-практической конференция «Фундаментальные и прикладные научные исследования: актуальные вопросы, достижения и инновации» (Уфа, 2021), XXVI Международная научно-практической конференция «Наука и инновации в XXI веке: актуальные вопросы, открытия и достижения» (Пенза, 2021), XIV Всероссийская научно-практической конференция «Результаты современных научных исследований и разработок» (Пенза, 2021), Международная научная конференция «Приоритетные направления инновационной деятельности в промышленности» (Казань, 2021).

**Публикации.** По теме диссертации опубликовано 46 печатных работ, в том числе 36 статей, из них 11 в изданиях, рекомендованных Высшей Аттестационной Комиссией Министерства образования и науки Российской Федерации, 6 работ в изданиях, индексируемых в международной реферативной базе данных Scopus, кроме того 9 патентов на изобретения.

**Структура и объём диссертации.** Диссертационная работа состоит из введения, 6 разделов, заключения, списка литературы и 10 приложений. Работа содержит 424 страницы машинописного текста, в том числе 296 страниц основного текста диссертации и 128 страниц приложений, 141 рисунок и 58 таблиц. Список использованных источников включает 156 наименований.

# 1 Анализ состояния работ в области технологий переработки угля

## 1.1 Проблемы развития твердотопливной энергетики и угледобывающей промышленности

Угольная генерация на протяжении многих десятилетий была основой мировой электроэнергетики, обеспечивая экономический рост и индустриальное развитие. В начале XX века на уголь приходилось более 90% топливноэнергетического баланса мира (при неточном учете дров и «старых» ВИЭ). К 1971 г. эта доля снизилась до 25,8%, а к 2015 году даже несколько увеличилась — до 28,1%. На обозримое будущее доля угля в ТЭБ прогнозируется на уровне четверти мирового ТЭБ (до 2040 года) [1].

Положение угля как одного из ведущих источников энергии стало незавидным: от него отказываются инвестиционные банки, и действительно — уголь дает вдвое больше выбросов парниковых газов на кВт·ч электричества **(в стандартных технологиях)**.

Но многие страны еще не могут или не имеют средств отказаться от угля либо же выносят этот отказ далеко за 2030 год. Дешевизна угля в сравнении с другими энергоресурсами в период 2020–2021 годов опять дала ему шанс — МЭА ожидает в 2021 году рост потребления угля даже в ЕС, хотя это выглядит странным на фоне большого «Зеленого соглашения» [2]. В большинстве стран ужесточаются экологические требования к чистоте выбросов от энергогенерирующих предприятий. В ряде стран оказывается давление на угольную генерацию из-за её углеродного следа [3]. Поэтому сегодня перед угольной генерацией встают очень серьезные вызовы. Много будет зависеть от новых технологий улавливания CO<sub>2</sub>, более чистых технологий выработки электроэнергии на угле, а также доступности (дешевизны) этих технологий



для развивающихся стран. Снижение роли угля в угольной энергетике – это не просто действия разрозненных энергетических компаний, а важный элемент мировой стратегии развития.

Парижское соглашение 2015 года, ратифицированное Россией, предусматривает неуклонное сокращение странами–участниками выбросов углекислого газа в атмосферу. Угольная генерация в этом процессе является наиболее слабым звеном ввиду больших показателей удельных выбросов  $\text{CO}_2$  на единицу генерируемой энергии в сравнении с природным газом.

Необходимость повышения экономической эффективности выработки энергии из твердого топлива привела к созданию процессов электрогенерации на суперкритических параметрах пара. При их разработке учитывались и современные экологические требования. В результате в ряде стран азиатско–тихоокеанского региона (КНР, Корея, Индонезия и т.д.) планируется построить более 1000 угольных электростанций с использованием таких технологий класса HELE (high efficiency low emission) [4]. Создание современных угольных энергогенерирующих предприятий взамен устаревших позволит снизить удельные выбросы  $\text{CO}_2$  даже не смотря на применение твердого топлива. Чем выше КПД угольной станции, тем меньше угля необходимо для выработки единицы электроэнергии и, соответственно, ниже удельные выбросы  $\text{CO}_2$ , как показано на рисунке 1. На рынке уже имеются технологии с КПД выше 49 %, однако разработки продолжают и в ближайшем будущем КПД должен приблизиться к 55 % [5].

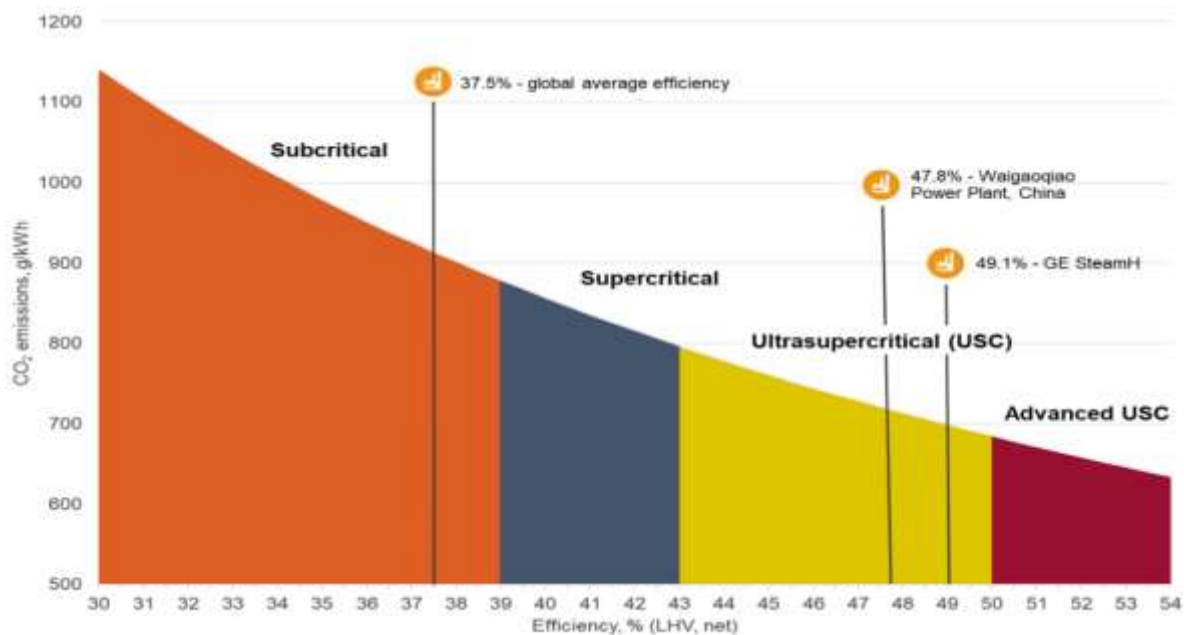


Рисунок 1 – Зависимость удельных выбросов углекислого газа от КПД угольной электростанции

Однако, такие высокоэффективные процессы получения электрической и тепловой энергии требуют использования высококачественного твердого топлива с высокой удельной теплотой сгорания и низким содержанием вредных примесей. В настоящее время требования к удельной теплоте сгорания экспортного каменного угля ограничиваются показателем 5500–5600 ккал/кг, а показатель 5900 ккал/кг является признаком топлива премиум-класса. В то же время для процессов HELE требуется топливо с теплотой сгорания более 6500 ккал/кг.

Современная угледобывающая промышленность России не в состоянии обеспечить поставки энергетического угля такого высокого качества. Практически все угли основных регионов добычи экспортных углей России: Кузбасса, Хакасии, Якутии, Забайкалья, – являются труднообогащаемыми. Используемые технологии тяжелосреднего обогащения не позволяют получить высококачественный уголь с приемлемыми экономическими показателями. А зачастую это и вовсе невозможно ввиду особенностей состава угля, высокого содержания неотделимой минеральной части.

Одним из вариантов повышения теплоты сгорания угля является его сушка. Однако такой способ для каменного угля малоэффективен ввиду изначально низкой влажности угля (10–15%) и экономически оправдан лишь при удалении поверхностной влаги. А при сушке бурых углей для достижения необходимой калорийности требуется более глубокая и, как следствие, более длительная сушка в связи с изначально большим содержанием влаги. Дополнительно к этому процесс сушки угля отличается высокой взрывопожароопасностью, что накладывает определенные требования по соблюдению безопасных условий эксплуатации как для персонала, так и для оборудования.

К тому же снижение влаги угля повышает пирофорность угля и резко снижает инкубационный период самовозгорания. Это исключает возможность его транспортировки на большие расстояния. Снижение пирофорности сухого угля требует введения дополнительных пассивирующих добавок, снижающих активность взаимодействия с кислородом воздуха.

Эти факторы являются причиной огромных капитальных и эксплуатационных затрат и делают этот вариант повышения теплоты сгорания экономически нецелесообразным.

Единственным способом вовлечения энергетического угля в современную глобальную твердотопливную энергетику является его термическая переработка (термическое обогащение), позволяющая радикально повысить характеристики топлива путем карбонизации. В результате из угля выводятся влага, являющаяся балластом, и летучие компоненты, имеющие сравнительно низкую теплоту сгорания. Одновременное удаление из состава угля влаги и связанного кислорода позволяет резко повысить удельную теплоту сгорания конечного продукта.

В получающемся карбонизате возрастает доля углерода, причем этот углерод находится в связанном состоянии (фиксированный углерод). Такой продукт является не только высококачественным топливом, но и ценным

металлургическим восстановителем. Кроме того, он может использоваться в быту в качестве бездымного топлива.

Попутный газ, получаемый в процессе частичной газификации, необходимо использовать для генерации тепловой и электрической энергии непосредственно на месте производства. Часть полученной тепловой энергии может быть использована для нужд подготовки угля для самого процесса газификации. При этом использование горючего газа в теплоэлектрогенерации снижает и удельные выбросы углекислого газа [6], так как большая часть углерода исходного угля остается в карбонизате, а в получившемся газовом топливе концентрация водорода в сравнении с углем выше.

## 1.2 Тенденции термической переработки угля

Анализ процессов карбонизации угля, реализованных в различное время в промышленном масштабе, позволяет выявить несколько тенденций в развитии технологий [7]:

- а. Переход от применения внешнего нагрева угля к внутреннему. Технологии с внешним нагревом были распространены до 30-х годов XX века. Максимальная достигнутая производительность составила 100 т/сут. (печи Гейзена, Германия). Благодаря внутреннему нагреву удалось повысить производительность печи до 450 т угля в сутки [8]1.
- б. Переход от крупнокускового угля или брикетов к низкосортному мелкозернистому углю. Впервые подобный процесс был реализован в Германии в 50-е годы – процесс *Lurgi-Ruhrgas* с твердым теплоносителем [9] 4. Промышленные установки на основе этой технологии в начале 60-х были построены в ФРГ (г. Боттроп, 350 т угля в сутки), в Югославии (г. Скопье, 1600 т угля в сутки) и в Англии (г. Сканторп, 700 т угля в сутки). В СССР в 60-е годы также были разработаны

процессы с использованием твердого теплоносителя: ЭТХ–технология [10] (в г. Красноярске, 6 т угля в час, и в г. Калинин на ТЭЦ–4, 4 т угля в час); термоконтантное коксование в кипящем слое [11] (в г. Свердловске установка ТККУ–4, 4 т в час); термообработка мелкодисперсного (до 15 мм) сланца во вращающейся барабанной печи с предварительным нагревом сланцевой золы [12] (Эстония, УТТ–500, УТТ–3000, производительностью 500 и 3000 т сланца в сутки).

в. Исключение выхода жидких продуктов. Падение спроса на жидкие продукты термической переработки угля в 60–е годы привело к сворачиванию многих углехимических производств и стимулировало разработку процессов термической переработки угля в полукокс. По этому принципу в США были разработаны два технологических процесса коксования: на движущейся колосниковой решетке (фирма Peabody Coal and Coke Corp.) и в кольцевой подовой печи (фирма Salem Corp.), в которых все летучие продукты пиролиза сжигаются в надслоевом пространстве [13,14]. В 1994 году в США (Gillette, штат Вайоминг) была запущена в эксплуатацию опытно–промышленная установка ENCOAL (разработчик – SGI International, процесс LFC) производительностью 300 тыс. т угля в год [15]. На установке Rheinbraun AG удельная производительность по полукоксу – 27,5 кг/м<sup>2</sup> в час, на установке ENCOAL – 14,0 кг/м<sup>2</sup> в час.

Однако, несмотря на общие установившиеся тенденции, целесообразность промышленной реализации каждой технологии необходимо оценивать в привязке к местным условиям и текущей экономической ситуации. Весьма перспективны энерготехнологические установки [16], в которых сочетается использование твердого топлива как химического сырья и как энергоносителя, что является одним из важнейших направлений технического прогресса в области переработки твердых горючих ископаемых. На основе принципов комплексной переработки топлива можно организовать снабжение крупных

промышленных объектов всеми необходимыми энергоносителями при одновременном расширении ресурсов химического сырья и ликвидации (или существенном сокращении) вредных выбросов [17,18,19].

### 1.3 Переработка угля в кипящем слое

**Газификация угля в процессе «Winkler».** Один из самых известных процессов газификации угля в кипящем слое – процесс «Winkler». В этом процессе газификации предполагается термическая переработка угля в кипящем слое при атмосферном давлении с применением водяного пара и кислорода [20, 21].

Из угольного бункера (рисунок 2) топливо непрерывно подается в реактор газогенератора с помощью шнекового транспортера, при этом бункер находится под небольшим давлением в целях предотвращения проскока пламени.

Для газификации части топлива, вынесенного из слоя пыли, на высоте 3–4 м от слоя угля предусмотрен подвод вторичного газифицирующего агента. Как функция возможна установка пылеугольной топки на выходе из реактора кипящего слоя. Без пылеугольной топки, пылевой унос, отделяемый в котле утилизаторе и циклоне, снова возвращается в кипящий слой. Зола переносится через водоохлаждаемый разгрузочный шнек в сборную емкость, которая периодически разгружается.

Конкурентные преимущества процесса газификации «Winkler» заключаются в следующем:

- незначительные требования к свойствам топлива (возможно использование мелких фракций);
- исключительная адаптация реактора к переменным нагрузкам;
- непрерывная подача топлива;

- интенсивное перемешивание в кипящем слое обеспечивает равномерное распределение температур по всему слою;
- хорошая управляемость процессом (регулирование температуры слоя);
- относительно простая конструкция реактора, низкие капиталовложения.

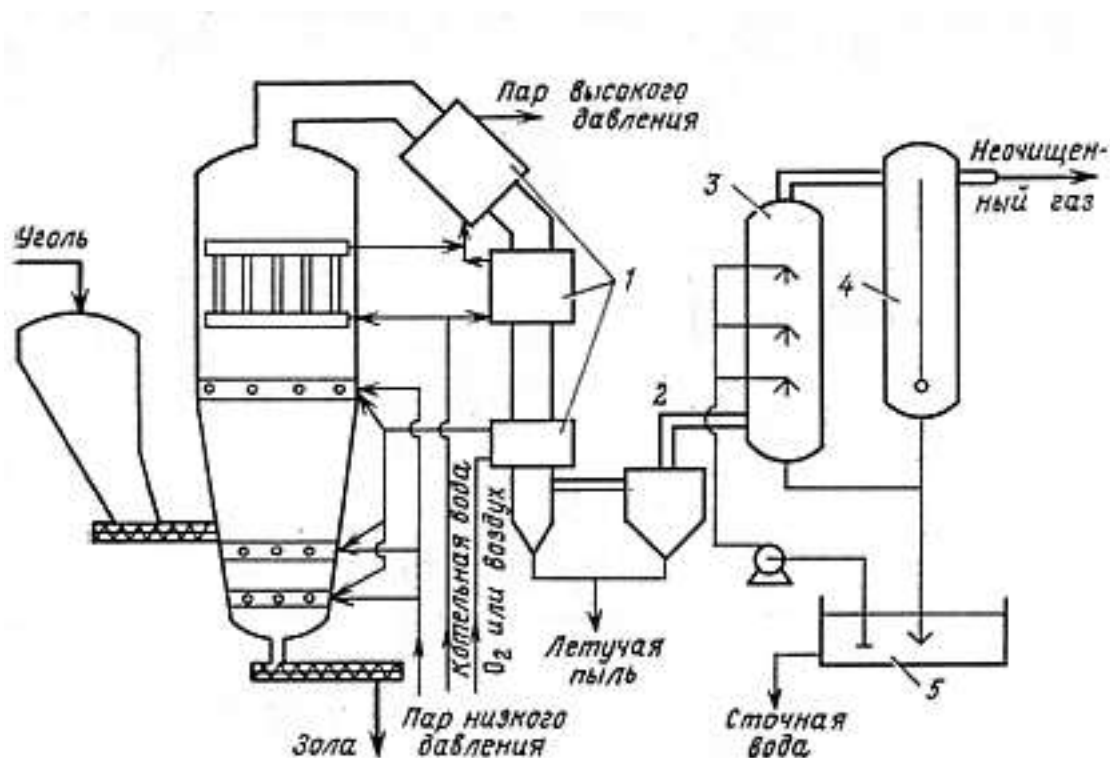


Рисунок 2 – Схема процесса «Winkler»

- 1 – теплообменник; 2 – циклон; 3 – охладитель; 4 – конденсатоотделитель;  
5 – водосборник

Несмотря на бесспорные плюсы широкого распространения технология не получила, что обусловлено следующими технологическими проблемами:

- большая часть уноса непрореагировавшего исходного угля;
- при увеличении производительности происходит увеличение количества непрореагировавшего уноса;

- максимально возможная температура реакции ограничена температурой плавления золы, содержащейся в исходном топливе;
- ограничения по используемому сырью: в основном используется только бурые угли; более старые каменные угли имеют склонность к спеканию при температуре реакции;
- необходимость очистки газа;
- возможно получение только одного продукта – «синтез-газа».

Основными преимуществами технологии являются высокая степень промышленного внедрения, возможность использования относительно дешевых мелких и высокозольных углей любых марок, отсутствие побочных продуктов (смола и углеводородов).

К недостаткам следует отнести то, что часть угля, подаваемого в газогенератор, сжигается для поддержания реакции газификации и, как следствие, выделяется большое содержание  $\text{CO}_2$  в полученном газе.

**Карбонизация угля по технологии «Circoschar».** Крупная металлургическая компания Outotec (Финляндия) в настоящее время продвигает на рынок технологию Circoschar, принципиальная схема которой представлена на рисунке 3 [22].

В технологии Circoschar используется техника циркулирующего кипящего слоя с заменой традиционной колпачковой решетки центральным соплом, окруженным кольцевым кипящим слоем. Тепло, требуемое для карбонизации угля, обеспечивается сжиганием части *предварительно высушенного* угля в основном потоке воздуха, подаваемом в реактор через центральное сопло. Около 25% воздуха подается в кольцевой кипящий слой с использованием традиционной колпачковой решетки.

Выносимые из слоя в режиме пневмотранспорта и сепарированные в циклоне горячие твердые частицы возвращаются в реактор с кипящим слоем, где смешиваются с исходным углем. Этот возврат помогает поддерживать



циркулирующий кипящий слой и обеспечивает стабильный процесс карбонизации угля.

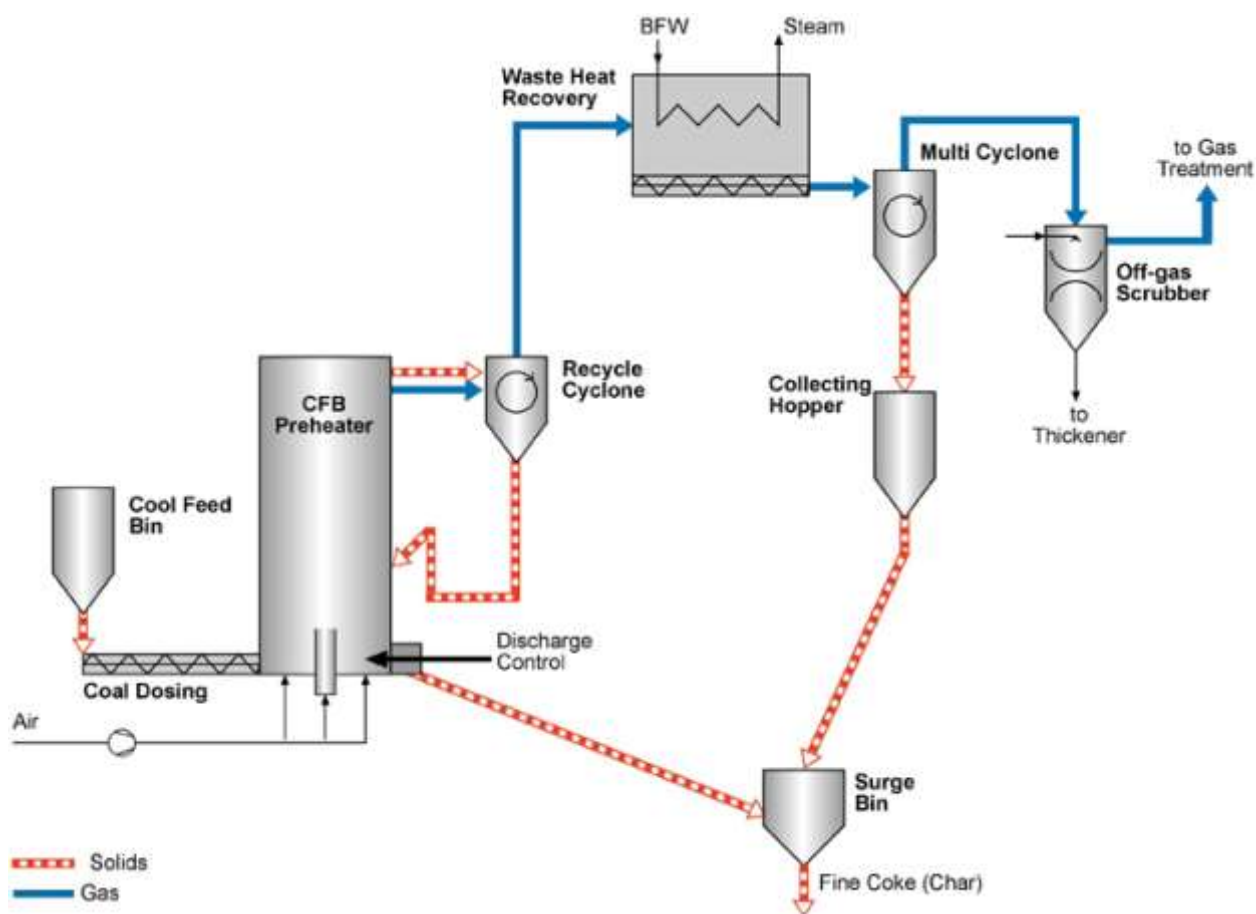


Рисунок 3 – Схема процесса карбонизации угля по технологии Circoschar

Горячий газ после циклона направляется в рекуперативный теплообменник для производства пара. Затем этот газ, содержащий значительное количество твердых примесей, может сжигаться в угольных котлах. Другой вариант использования газа предполагает очистку в мультициклонах и скрубберах для дальнейшей обработки.

К недостаткам этой технологии можно отнести использование предварительно подсушенного мелкого угля, сушка которого осуществляется в отдельном аппарате и является процессом с высокой степенью взрывопожароопасности. Необходимость очистки отходящего газа от твердых частиц, для возврата их в кипящий слой, дополнительно усложняет

аппаратурное оформление даже для прямого сжигания в котле–утилизаторе. В случае же дальнейшего использования газа встает необходимость еще большего усложнения аппаратного оформления для дополнительной очистки.

**Технология частичной газификации угля в кипящем слое ТЕРМОКОКС–КС.** Принципиальное отличие от технологии газификации Circoschar – процесс газификации и утилизации тепла осуществляется внутри типового котельного агрегата, что существенно упрощает техническое исполнение. В данном процессе происходит частичная газификация угля с применением технологии кипящего слоя. Продуктами переработки угля являются полукокс и тепловая энергия. На рисунке 4 приведена принципиальная схема процесса ТЕРМОКОКС–КС [23, 24].

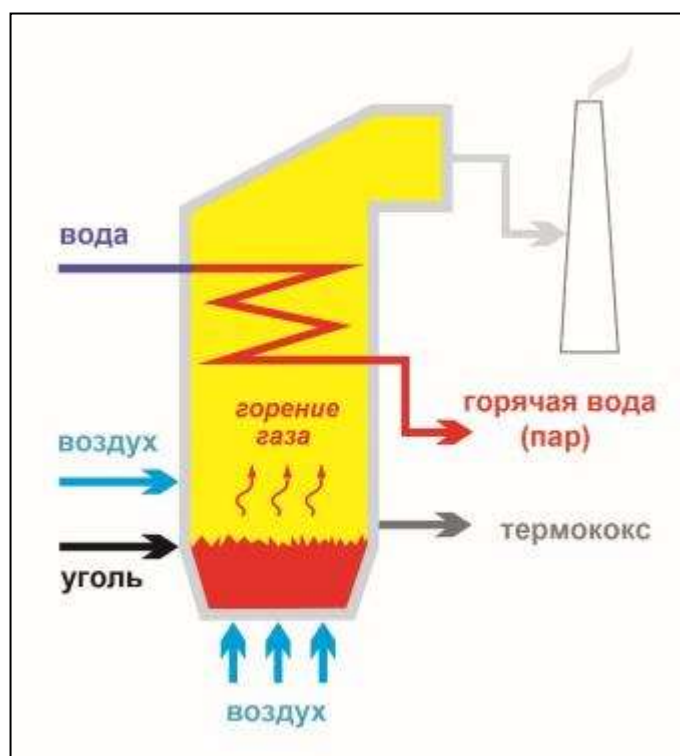


Рисунок 4 – Принципиальная схема процесса карбонизации угля в псевдоожиженном слое ТЕРМОКОКС–КС

В режиме карбонизации уголь перерабатывается в газовое топливо и высокореакционный коксовый остаток. Газовое топливо и небольшое количество пылевого уноса из кипящего слоя дожигаются в надслоевом пространстве топочного объёма за счёт вторичного дутья [25].

Технологический процесс ТЕРМОКОКС–КС обладает несомненными преимуществами, качественно выделяющими его как в линейке процессов серии ТЕРМОКОКС, так и среди других процессов – это высокая производительность и экологичность. Термококс, полученный в результате переработки, обладает также высокой теплотой сгорания 27,2–29,3 МДж/кг (6500–7000 ккал/кг). Однако в данном процессе пригодно для переработки только мелкозернистое угольное сырьё. Для расширения области применения полученного полукокса требуется применение стадии брикетирования для его формования в брикеты.

#### 1.4 Технологии переработки угля при повышенном давлении

На сегодняшний день основными промышленно освоенными технологиями газификации под давлением являются процессы «Lurgi» (плотный слой), «Winkler» (кипящий слой) [26].

«Lurgi». Классическим и в то же время одним из современных и технологичных является процесс газификации углей «Lurgi», которой и осуществляется на крупнейшем углеперерабатывающем предприятии «Sasol» в ЮАР. Процесс был разработан Lurgi еще в 1930–х гг. С тех пор техника и технология газификации по способу Lurgi были значительно усовершенствованы и получили ряд модификаций. Одной из наиболее современных модификаций является проведение процесса в газификаторах «Sasol Lurgi FBDB» (рисунок 5). Более 75% угля в мире перерабатываются по этой технологии. Отличительные особенности технологии S\_L FBDB

следующие: процесс ведется в плотном слое угля под давлением 30 бар (диапазон 20–100 бар), с противоточным вводом потока «пар + O<sub>2</sub>» и удалением сухой золы.

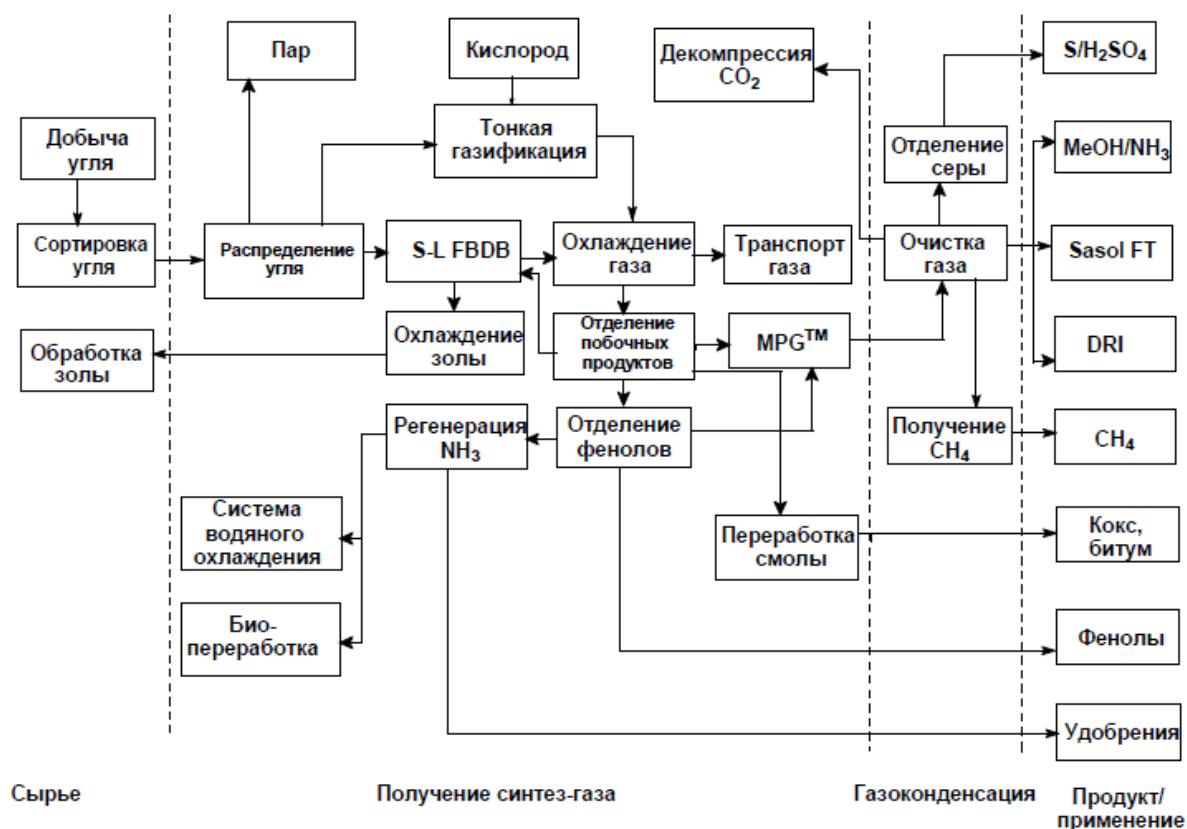


Рисунок 5 – Схема газификации угля по методу «Sasol\_Lurgi FBDB»

Основные преимущества процесса S\_L FBDB: стабильность и надежность; высокий КПД; низкое потребление кислорода; возможность переработки лигнита, низкосортных углей с высокой степенью зольности и влажности, удаление сухой золы. Выход газа составляет 65 000–100 000 нм<sup>3</sup>/ч. Состав газа: 38% H<sub>2</sub>, 22% CO, 28% CO<sub>2</sub>, 12% CH<sub>4</sub>. В мире насчитывается 101 установка газификации, работающая по технологии S\_L FBDB. Из них 80 установок работают в Южной Африке, 14 – в США и 7 – в Китае (таблица 1). Повышению экономической эффективности данной технологии способствует производство на предприятиях по переработке углей сопутствующих химических продуктов, таких как аммиак, фенолы, углеводороды, угольные электроды [27].

Таблица 1 – Предприятия, осуществляющие процесс Sasol\_Lurgi FBDB

Название предприятия	Место расположения	Мощность и продукция
Sasol Synfuels	Секунда, Южная Африка	$80 \cdot 10^6$ нм <sup>3</sup> /сут. синтез-газа для производства СЖТ и химических продуктов
Dakota Gasification Company (завод Great Plains Synfuels)	Северная Дакота, США	$1450 \cdot 10^6$ нм <sup>3</sup> /год заменителя природного газа
Shanxi–Tianji Coal Chemical Company	КНР, провинция Лученг–Шанхай	300 тыс. т/год аммиака, 540 тыс. т/год азотной кислоты, 900 тыс. т/год нитро-фосфата, 200 тыс. т/год нитрата аммония
Yima	КНР, Сити–Хенан	80 000 т/год метанола

Основные недостатки процесса Лурги:

1. Необходимость использования сортированного угля — всю мелочь приходится использовать в других процессах;
2. Наряду с газификацией происходит процесс пиролиза угля, продукты которого (смолы, влага и др.) уносятся с газом, что требует более сложной системы очистки и утилизации жидких продуктов.
3. Низкая степень конверсии пара, большое количество сточных вод и высокие затраты на их очистку.

### **Технология высокотемпературной газификации по Винклеру HTW.**

Технология газификации в кипящем слое была разработана Ф. Винклером в Германии в 1920–х годах. Коммерческие газогенераторы типа Винклера получили свое применение в более 40 установках по всему миру. В 70–х годах Thyssenkrupp Industrial Solutions совместно с Rheinische Braunkohlenwerke AG начала разработку газогенератора типа Винклера, работающего под давлением, т.е. технологию

высокотемпературной газификации по Винклеру (HTW™). Технология высокотемпературной газификации по Винклеру отличается сокращенным временем пребывания, повышенной скоростью реакции и высокой производительностью установки, улучшенным качеством синтез-газа. В 1978 году пилотная установка высокотемпературной газификации по Винклеру была запущена в эксплуатацию во Фрехене, Германия при давлении 10 бар. Накопленный на ней опыт эксплуатации, заложил основу для проекта и создания в г. Берренрат промышленной установки высокотемпературной газификации по Винклеру, которая была запущена в 1986 году для переработки рейнского бурого угля в метанол. Установка в Берренрате достигла степени эксплуатационной готовности для работы свыше 8000 часов в год. В 1988 году в эксплуатацию была запущена другая промышленная установка по данной технологии на площадке компании Kemira в г. Оулу, Финляндия. На данной установке биомасса (торф) перерабатывалась в аммиак. В рамках дальнейшего развития технологии высокотемпературной газификации по Винклеру для применения в электростанциях комбинированного цикла и последующего проекта электростанции комбинированного цикла "KoBra" в г. Хюрте, в 1989 году в г. Весселинг была запущена дополнительная установка высокотемпературной газификации по Винклеру. В середине 1990-х годов установка в Весселинге уже была переведена с кислорода на воздух в качестве окислителя. Удалось достичь степени конверсии углерода до 95 %. Примерно в это же время на установке в г. Берренрат была запущена программа добавления до 50 % пластмассовых отходов к сырью газогенератора. Благодаря полученным отличным результатам компания Sumitomo Heavy Industries выбрала высокотемпературную газификацию по Винклеру, как технологию для муниципальной установки газификации твердых органических отходов, которая была запущена в г. Ниихаме, Япония, в 2000 году.

В кипящем слое достигается высокий коэффициент массообмена и теплопередачи, что обеспечивает равномерную температуру по всему газогенератору. Температура поддерживается ниже точки размягчения золы.

Винтовые конвейеры или самотечные трубопроводы используются для загрузки сырья в высокотемпературный газогенератор Винклера. Из-за давления в газогенераторе, система подачи сырья, как и система выгрузки золы из куба аппарата должны быть выполнены как воронки-затворы. Окислители – пар и кислород (или воздух) подаются как в кипящий слой, так и в пространство над кипящим слоем, в так называемую зону пост-газификации для повышения качества газа и степени конверсии в результате повышения температуры.

Основные технологические показатели процесса:

- давление газификации: 1,5–30 бар;
- температура газификации: 700–1200°C (ниже температуры размягчения золы);
- степень конверсии углерода: выше 95 %.

Характеристики промышленных газогенераторов на основе указанных процессов представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Характеристики процессов газификации под давлением

Показатели	Значения	
	Lurgi	HTW
Процесс		
Характеристика угля: Тип	Все угли, кроме коксуемых	Лигниты и суббитуминозные угли
Размер частиц, мм	6 – 40	0,8 – 1
Содержание влаги, % мас	До 30	До 12
Состояние угля в реакторе	Стационарный слой	Псевдоожиженный слой
Рабочее давление, МПа	2,0 – 3,0	0,12 – 0,21
Максимальная температура в газогенераторе, °С	1200	1100
Вид дутья	Парокислородное	
Состояние золы	Сухая	
Время пребывания угля в газогенераторе	1 – 3 ч	20 – 40 мин
Степень конверсии углерода, %	99	60–90
Максимальная единичная мощность газогенератора		
По углю, т/ч	75	42,2

По газу, тыс. м <sup>3</sup> /ч	140	33
Расход, т/т		
Кислорода	0,50	0,50
Пара	1,90	0,88
Объемное отношение пар/кислород	5,9	3,1
Состав сырого газа, % об.		
СО	20	30–50
Н <sub>2</sub>	39	35–46
СО <sub>2</sub>	30	13–25
СН <sub>4</sub>	10	1–1,8
С <sub>n</sub> Н <sub>m</sub>	0,7	–
Среднее отношение Н <sub>2</sub> :СО в газе	2,0	1,0
Теплота сгорания газа (высшая), МДж/м <sup>3</sup>	11,5	9–13
Термический КПД газогенератора, %	75–85	45–75

**Процесс PRENFLO® (PReSSurized ENtrained FLOw)** протекает под давлением и может быть использован для газификации всех видов пылевидного топлива (уголь, нефтяной кокс и биомасса). Процесс является дальнейшим усовершенствованием процесса «Koppers–Totzek», разработанного в 1940–х годах, который работал при атмосферном давлении. Технология PRENFLO® существует уже более двух десятилетий, в ходе которых был накоплен богатый опыт эксплуатации, который несет в себе ценные практические выводы, создающие основу для дальнейших, успешных применений.

Сначала загружаемое пылевидное сырье готовят в узле подготовки сырья. Примерно 80 % угля имеет размер менее 0,1 мм. Это сырье затем подвергают газификации в газогенераторе (газификаторе) PRENFLO с помощью кислорода и пара в качестве газифицирующих агентов (окислителей). Температура газификации выше температуры плавления золы, что позволяет удалять угольную золу в виде шлака. Газогенератор охлаждаемого типа оснащен горизонтально расположенными горелками. В ходе процесса полученный сырой газ содержит в основном окись углерода и водород, который охлаждают в котле–утилизаторе при генерации пара. Газ затем обеспыливают в керамическом фильтре и дальше



очищают в скруббере Вентури. Шлак из газогенератора может быть использован как строительный материал, а летучая зола из керамического фильтра служит исходным материалом для цементной промышленности. Технология PRENFLO используется в крупнейшей в мире электростанции комбинированного цикла на базе твердого сырья в Пуэртольяно, Испания. Данная установка работает на смеси нефтяного кокса с углем.

Основные технологические показатели:

- давление газификации: 40 бар и выше;
- температура газификации: выше 2000 °С;
- температура газа на выходе газогенератора: 1350–1600°С;
- степень конверсии углерода: выше 99 %;
- типичный состав сырого газа:  $\text{CO} + \text{H}_2$  – более 85 % об.  $\text{CO}_2$  – 2–4 % об.  $\text{CH}_4$  – менее 0,1 % об.

**Технология LiMax™** (повышенное давление). Технология переработки угля под давлением LiMax™ также родом из Китая. Как заявляют авторы, их технология является наиболее продвинутой в мире в сфере переработки низкосортных углей в высококалорийное топливо.

Технология LiMax™ является самостоятельной разработкой корпорации «ГО БАН». Кроме того, в известном во всем мире адвокатском агентстве «Finnegan» выполнены формальности по защите прав на интеллектуальную собственность. В процессе термообработки по технологии LiMax™ удается полностью удалить влагу из низкосортного угля, в результате этого получается сушеный уголь с развитой пористой структурой. Летучие вещества, выделяющиеся во время пиролиза, используются в качестве топлива для выработки тепла и электроэнергии. Одновременно происходит так называемый процесс гравитационного сжатия, подобный тому, что происходит при естественном формировании угля в земле, в результате чего пористость угля уменьшается, поры закрываются. По окончании обработки сырья в аппарате высокого давления смолы и другие соединения,

находящиеся в угле, создают прочную структуру, предотвращающую уголь от повторного расширения. На рисунке 6 представлен процесс модификации угля по технологии LiMax™.

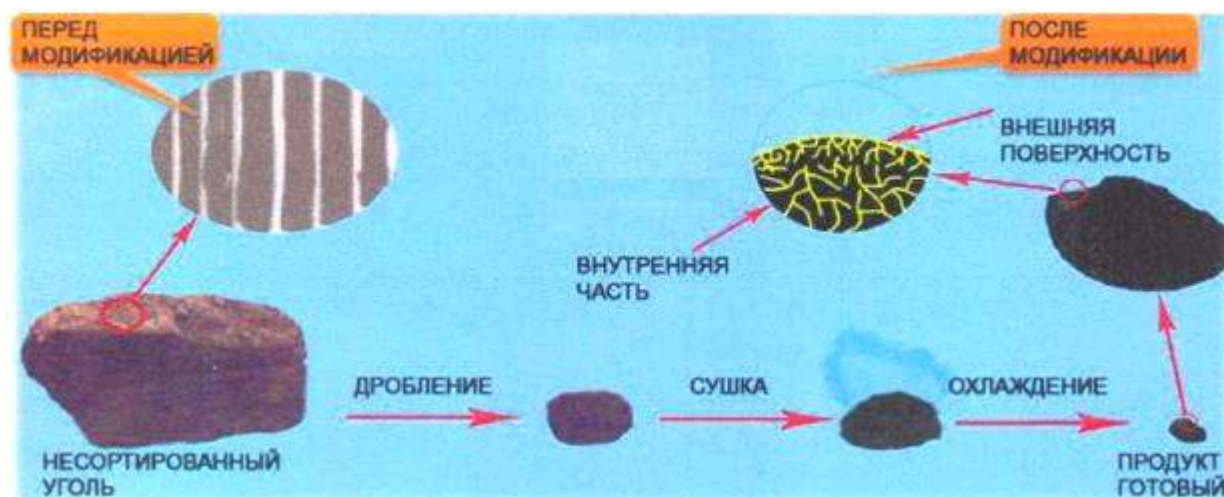


Рисунок 6 – Процесс модификации куска бурого угля по технологии LiMax™

После охлаждения материал становится более прочным и приобретает высокие гидрофобные характеристики. Единственными управляющими параметрами являются температура и скорость подачи угля. Технология является достаточно гибкой: из одного типа угля может производиться твердое топливо с широким диапазоном параметров.

Данная технология характеризуется низкими капитальными и эксплуатационными затратами. Себестоимость переработки составляет от 5 до 10 USD за тонну продукта. Стоимость завода мощностью 1 млн. тонн угля в год составляет примерно 25 – 30 млн. USD [32].

На рисунке 7 изображена принципиальная схема технологии полукоксования низкосортных углей LiMax™.

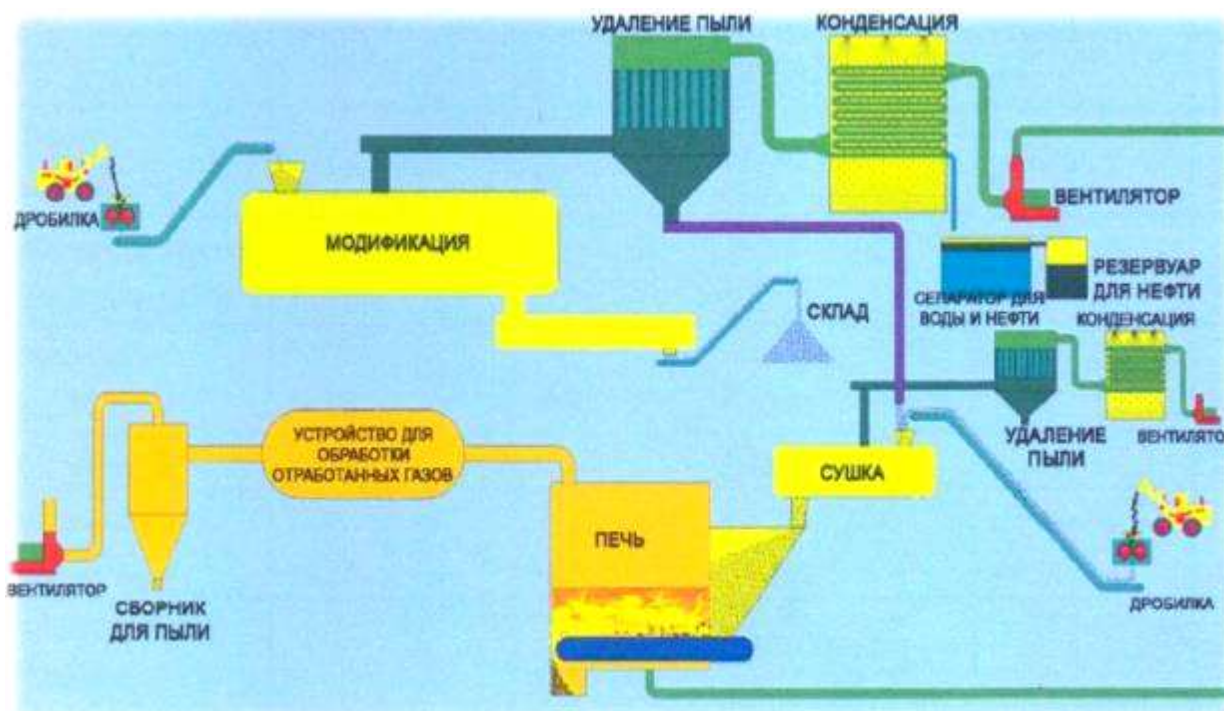


Рисунок 7 – Принципиальная схема процесса переработки углей LiMax™

Высококалорийное топливо не является единственным продуктом переработки, также попутно производится горючий газ и электроэнергия. Преимуществами технологии являются [33]:

- низкие капитальные затраты
- низкие эксплуатационные затраты;
- производство гидрофобизированного и транспортабельного топлива;
- возможность производства продуктов карбонизации с широким спектром характеристик;
- попутное производство электроэнергии.

На своём сайте разработчик отмечает, что обработка бурого угля по технологии LiMax™ аналогична его дальнейшей углефикации и переводит его в разряд углей более высокой степени метаморфизма. В то же время непонятно как предполагается использовать получаемое по технологии LiMax™ топливо (о нём говорится лишь как о «сырье для углехимической промышленности»).

Необходимо также отметить крайне малое количество информации об этой технологии в Интернете.

Таким образом, можно сделать вывод, что технология LiMax™ по описанию авторов является достаточно перспективной, поскольку в процессе переработки решается давняя проблема, препятствующая широкому использованию бурого угля. Однако в целом для полного понимания преимуществ и недостатков обсуждаемой технологии попросту не хватает данных.

Помимо перечисленных технологий, есть и другие, но получившие меньшее распространение. Среди них стоит отметить «British Gas/Lurgi» (стационарный слой), «U-Gas» (кипящий слой), «Kellog Rust Westinghouse» (кипящий слой), «Destec» (пылевой поток), «PReSSurised Entrained-FLOW» (пылевой поток) и «Shell SCGP» (пылевой поток).

### **1.5 Термическая переработка угля в плотном слое при атмосферном давлении**

**Печи Лурги для полукоксования.** Печь Лурги является самой распространенной печью с внутренним автотермическим обогревом. Эти печи широко применялись в промышленности разных странах мира. Печь Лурги предназначена для полукоксования кускового фракционированного угля. В процессе термообработки сырье проходит последовательно зоны сушки и полукоксования. В зоне сушки обогрев осуществляется смесью дымовых газов, получаемых при сжигании обратного газа в специальной топке с рециркулирующим газом этой же зоны. В зоне термического разложения обогрев обеспечивает смесь дымовых газов, полученных также в специальной топке, с газом, поступающим из зоны охлаждения. При этом температура газа-теплоносителя составляет 550–600 °С при обычном полукоксовании и 800–1000 °С — при среднетемпературном коксовании. В нижней зоне полукокк охлаждается обратным газом до 150–200 °С и далее передается в бункер охлаждения. В зависимости от параметров процесса производительность может варьироваться в

пределах 200–300 тонн угля в сутки [28]. Схема трехзонной печи Лурги для полукоксования приведена на рисунке 8.

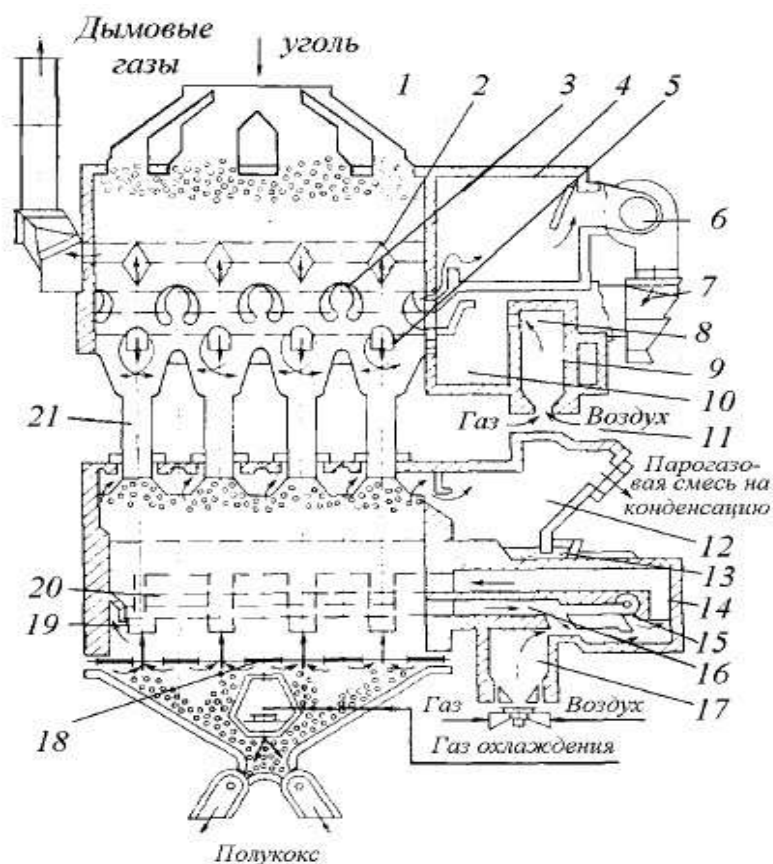


Рисунок 8 – Трехзонная печь Лурги для полукоксования

- 1 – распределительное устройство; 2 – коробка для отвода газов из камеры сушки;  
 3 – коробка для отсоса циркулирующего теплоносителя; 4 – отстойная камера циркулирующего теплоносителя; 5 – коробка для подачи теплоносителя;  
 6 – вентилятор–дымосос для отсоса циркулирующего газа; 7 – смесительная камера; 8 – окно топки камеры сушки; 9 – топка; 10 – смесительная камера;  
 11 – горелка; 12 – газосборный канал; 13 – гидрозатвор; 14 – камера смешения зоны полукоксования; 15 – инжектор; 16 – сборный канал газа охлаждения;  
 17 – топка камеры полукоксования, 18 – устройство для разгрузки полукокса;  
 19 – колосники для отвода газа охлаждения; 20 – колосники для подачи теплоносителя в зону полукоксования, 21 – переточные рукава.

Основным недостатком печей Лурги является невозможность использования в качестве сырья топлив мелкой фракции и углей с низкой термической прочностью. Этот факт обуславливается высокой скоростью движения газа–теплоносителя в засыпке. Промышленные эксперименты по возможности использования углей Канско–Ачинского угольного бассейна в качестве сырья в печах Лурги показали отрицательный результат [29].

В России печи Лурги использовались на заводе Ангарской нефтехимической компании (г. Ангарск, Иркутская область). В настоящее время на Ленинск–Кузнецком заводе полукоксования (ООО «Завод Углеродистых Материалов») эксплуатируются шахтные печи Пинча – более раннего прототипа печи Лурги.

**Переработка угля в печах типа SJ.** Одним из успешных примеров применения печей с внутренним обогревом можно отметить заводы полукоксования, оснащенные вертикальными печами типа SJ, разработанными в Китае [30]. На рисунке 9 приведена технологическая схема процесса переработки угля в печи SJ. Визуально печь похожа на параллелепипед сечением  $\sim 7 \times 4$  м. В качестве сырья для переработки применяется уголь крупностью 20–80 мм, который загружают сверху печи тележкой 1 в бункер 2. Имеются четыре таких бункера (по числу камер печи). Загрузка угля непосредственно в печь осуществляется периодически ( $\sim 5$ – $6$  т/ч) и синхронно связана с выгрузкой полукокса. Газ для нагрева загрузки вдувается через фурмы, установленные в стенах печи. Сгорая и частично сжигая выделившиеся при нагреве летучие компоненты угля, газ равномерно нагревает загрузку угля.

Выходящая из печи парогазовая смесь состоит из продуктов сушки угля и части летучих продуктов; газа от сгорания смеси газа и воздуха, вдуваемого в нижнюю часть печи, и сгорания летучих веществ; пара от тушения кокса. Этот газ отводится через трубу и далее очищается в скруббере Вентури 5 и вихревой колонке 6. Технологический газ с помощью вентилятора 7 возвращается в основной реактор для последующего сжигания. Камеру 3 можно условно разделить на три

зоны: верхняя – подсушка угля, средняя – непосредственно полукоксование; нижняя – охлаждение и выгрузка полукокса. В зоне полукоксования достигается температура 750–850°C. Для охлаждения полукокс подается в водяную ванну и далее сушится на конвейере 4. В процессе коксования образуется смола, которая поступает для дегидратации в осадочную емкость 8, откуда её насосом 9 направляют в смолоприемник 10 [31].

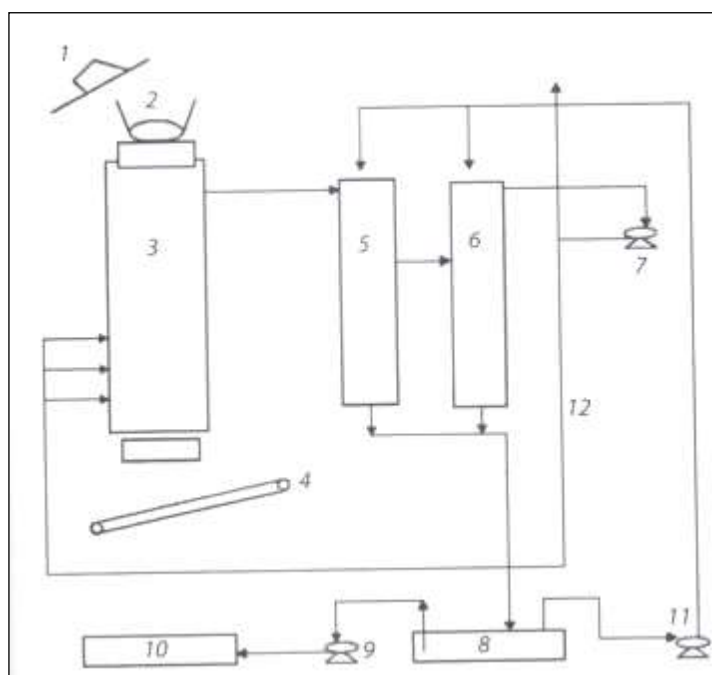


Рисунок 9 – Технологическая схема производства полукокса

1 – тележка для подачи угля; 2 – бункер для загрузки угля; 3 – печь полукоксования; 4 – ленточный конвейер для полукокса; 5 – скруббер Вентури; 6 – колонна вихревого потока; 7 – центробежно–нагревательная воздуходувка; 8 – емкость для оседания смолы и аммиачной воды; 9 – насос для выкачивания смолы; 10 – емкость для смолы; 11 – насос для разбрызгивания горячей аммиачной воды; 12 – труба для подачи в печь подогретого газа

На промышленной площадке АО «Шубарколь комир» (Казахстан) в 2006 году введен в эксплуатацию завод по производству каменноугольного карбонизата (спецкокса) в составе шести прямоугольных однокамерных



вертикальных печей типа SJ общей производственной мощностью 210 тыс. тонн валового продукта (рисунок 10).



Рисунок 10 – Внешний вид завода полукоксования АО «Шубарколькомир»

Основная цель введенного в эксплуатацию завода – диверсификация производства с получением новых продуктов из угля (спецкокс, активированный уголь, полифункциональные сорбенты, каменноугольная смола и продукты на основе ее переработки) с параллельным получением электрической энергии путем сжигания попутного коксового газа в газо–поршневых установках. По прошествии 10 лет с момента ввода в эксплуатацию завод так и не вышел на плановую производственную мощность, достигнутая производительность – 70% от проектной. Технологи завода отмечена плохая управляемость процессом, постоянные перекосы фронта полукоксования по сечению реактора. Это связано отчасти с низкой степенью автоматизации процесса, а точнее с практически полным ее отсутствием, в результате чего персоналу приходится вручную регулировать подачу газа и воздуха в каждое горелочное устройство реактора, что



неизбежно приводит дестабилизации процесса и ухудшению качества получаемого спецкокса.

Кроме того, технология обладает всеми недостатками, присущими процессам с прямоточным дутьем: необходимость использования только крупнокускового угля, образование канцерогенной каменноугольной смолы, необходимость очистки продуктового газа от смол перед подачей в газопоршневые машины.

Завод полукоксования углей (провинция Шаньси) также применяет вертикальные печи типа SJ с внутренним обогревом. В результате термической переработки каменных углей производят полукокс достаточно высокого качества, который используется при производствах ферросилиция, ферромарганца и карбида кальция, а также при производстве фосфора [33].

**Технология GEO-COAL.** Технология под названием GEO-COAL разработана в Индонезии. В процессе термической переработки из низкосортных углей удаляется влага и большая часть летучих веществ, в результате чего остается высококалорийный карбонизат. Технология позволяет получать из низкосортного угольного сырья несколько видов высококалорийных продуктов: GEO-LITE (20,1–23,9 МДж/кг или 4800–5700 ккал/кг), GEO-HI (23,9–28,5 МДж/кг или 5700–6800 ккал/кг), GEO-MET (более 27,5 МДж/кг или 6800 ккал/кг).

В первоисточнике [34] сообщается, что в качестве сырья для переработки может использоваться как уголь, так и другое органическое сырье, например, бамбук и древесина. Как и в технологии LiMax<sup>TM</sup>, по словам разработчиков, уголь после термообработки обладает повышенными гидрофобными характеристиками. На рисунке 11 представлена схема углеперерабатывающего предприятия с обозначением последовательности процессов.

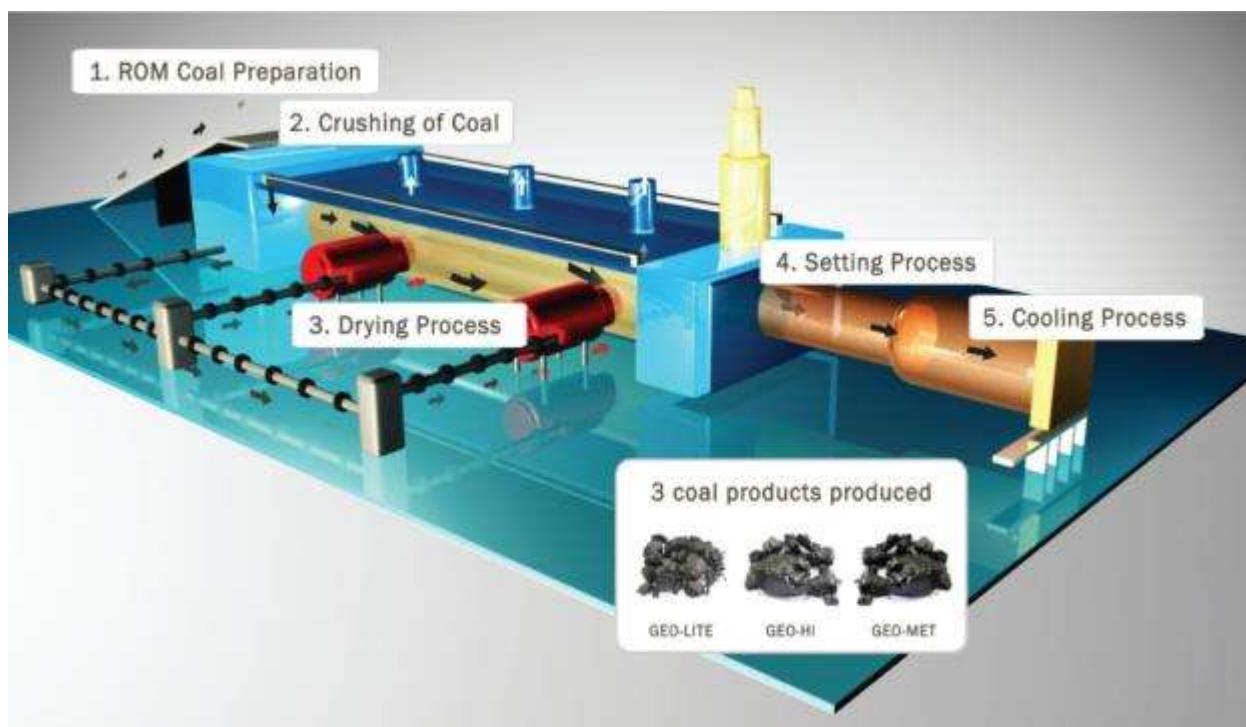


Рисунок 11 – Схема перерабатывающего предприятия по технологии GEO–COAL с возможностью получения 3–х видов топлива

Как видно из схемы, сначала уголь подается на дробилку и измельчается до крупности 5–50 мм. Далее уголь сушится и подается на термообработку, после чего охлаждается.

Принимая во внимание сравнительно низкие капитальные, эксплуатационные затраты, высокие тепловые характеристики получаемых видов топлив и широкий спектр перерабатываемого сырья эта технология переработки низкосортного органического сырья может получить широкое распространение в странах Азии.

Однако одной из отрицательных и очень существенных особенностей производимого карбонизата из молодых углей стоит отметить низкую структурную прочность продукта. Данная характеристика препятствует широкому применению данной технологии для переработки низкосортных углей.

**Полукоксование на цепных колосниковых решетках.** В России разработка технологии полукоксования на колосниковой решетке выполнялась

МХТИ им. Менделеева, а затем ВУХИНОм. За рубежом этот способ широко используется в Канаде, США, Германии, ЮАР, Индии [35].

Пиролиз угля осуществляется в окислительном режиме за счет сгорания над слоем топлива выделяющихся летучих веществ. В связи с этим процесс получил название «автотермический» или «аутогенный». Возможность широкой настройки и регулировки процесса позволяет производить различные виды кокса и полукокса. В данной технологии сырьем выступают угли марки Д класса крупности 25–80 мм. Использование бурых углей в качестве сырья для переработки представляется затруднительным в силу того, что в результате нагрева куски угля растрескиваются, и происходит вынос мелкой фракции с колосниковой решетки. Основным недостатком данной технологии является низкое качество получаемой продукции ввиду неравномерности обработки сырья по площади решетки.

В 2003 году в Казахстане была построена опытно–промышленная установка для получения углеродистых материалов для недоменных потребителей из углей марки Д Шубаркольского разреза [36, 37, 38]. Однако, по имеющимся данным, в ходе её эксплуатации так и не удалось добиться однородного по объему и качественного полукокса.

В России в промышленном масштабе эта технология не применяется. Исключение составляют малотоннажные производства полукокса из углей марок Д и СС на котельных Кузбасса и Алтайского края [39].

**Получение кусковых углеродистых восстановителей в печах вертикального типа.** В Московском горном институте проводились исследования по получению углеродистых восстановителей из кусковых бурых углей марки 2Б. Авторами был предложен двухстадийный процесс термообработки угля без доступа воздуха с низкой скоростью нагрева:

- первая стадия – сушка со скоростью нагрева 1–2°C/мин, обеспечивающая равномерное медленное удаление влаги;
- вторая стадия – нагрев до 850°C со скоростью 2–3°C/мин, обеспечивающий постепенное удаление летучих веществ.

Авторами было установлено, что в результате длительного процесса пиролиза с низкой скоростью нагрева молекулы бурого угля перестраиваются наиболее рационально, образуя прочный кусковой материал – буроугольный кокс [40].

Опытно–промышленные испытания были проведены в вертикальной прокалочной печи с электрообогревом. В результате термообработки кускового бурого угля Березовского месторождения Канско–Ачинского бассейна в вертикальной прокалочной печи, обеспечивающей низкую скорость подъема температуры, получен углеродистый материал (буроугольный кокс) по гранулометрическому составу и прочности пригодный для использования в электротермии и при выплавке фосфора.

Суммарный выход фракции 6–25 мм составил свыше 56 %, а класса 3–25, который может использоваться как углеродистый восстановитель в процессах выплавки фосфора – 89 %. Структурная прочность буроугольного кокса, определенная по ГОСТ 9531–74 составила сравнительно высокое значение – 70 %.

Проведенные авторами исследования показали возможность получения из кусковых бурых углей Березовского месторождения углеродистых восстановителей требуемого качества, а также возможность применения для этой цели вертикальных прокалочных печей. Однако предложенное авторами решение об использовании печей с внешним или внутренним обогревом обладает всеми преимуществами и недостатками данных аппаратов, а именно: скорость и равномерность обработки сырья, сложность конструкции печи и т.п.

**Технология термической переработки угля «ТЕРМОКОКС–С».** В начале 90–х в Красноярске специалистами компании «Сибтермо» была разработана автотермическая технология слоевой газификация угляс обращенным дутьем (технология «ТЕРМОКОКС–С») [41, 42, 43]. Технология радикально отличается от классических процессов пиролиза и коксования тем, что при переработке угля не

образуются побочные продукты в виде конденсированных вредных веществ (смолы, фусы, фенольные воды и т.п.) [44, 45, 46]. Принципиальная схема процесса представлена на рисунке 12.

Переработка угля в теплотехнологической установке на воздушном дутье (процесс «ТЕРМОКОКС–С») наиболее полно удовлетворяет принципам автотермических процессов. В рамках одной и той же технологии в зависимости от задаваемых условий возможно производство двух полезных продуктов: газообразного энергоносителя и среднетемпературного кокса. В случае работы газификатора в режиме, направленном на максимальное производство кокса, побочным продуктом является газообразный энергоноситель – горючий газ, – сжигание которого более экологически безопасно, чем сжигание исходного угля. При работе теплотехнологической установки в режиме, направленном на преобразование угля в газообразный энергоноситель (горючий газ), производимый газ не содержит продуктов термического разложения угля: сажи, смолистых веществ, канцерогенов, фенолов и других токсичных веществ. Вследствие низкой скорости фильтрации нет выноса летучей золы из слоя, поскольку аппарат работает как зернистый фильтр. Горючий газ без очистки может быть использован для сжигания в газовых котлах, газопоршневых машинах с целью производства тепловой и/или электрической энергии. Содержание твёрдых примесей, оксидов серы и азота в дымовых газах ниже, чем при сжигании эквивалентного по теплосодержанию количества угля.



Рисунок 12 – Схема процесса слоевой газификации с обращённым дутьём

По сравнению со схемой слоевой газификации с прямым дутьём в схеме с обращённым дутьём скорость волны ФХП и, соответственно, производительность газификатора при прочих равных условиях оказывается существенно (на порядок) более низкой [47, 48]. Именно это обстоятельство практически свело к нулю интерес к использованию обращённого дутья в первой половине XX века, когда технологии переработки угля развивались наиболее бурно. Среди недостатков процесса «ТЕРМОКОКС–С» следует отметить и характерные для всех методов слоевой газификации угля ограничения на размер частиц засыпки, связанные с сопротивлением слоя засыпки газовому потоку, ограничение по диаметру и высоте реактора из-за перекоса фронта с течением времени, цикличность протекания процесса.

Первое промышленное предприятие для производства буроугольного кокса и энергетического газа на основе этого процесса было построено компанией «Сибтермо» в 1996 году в г. Красноярске. Это – завод активированных углей ЗАО «Сорбентуголь» мощностью около 40 тыс. тонн угля в год (с 2000 года – ЗАО «Карбоника–Ф») [49, 50]. Получаемый на предприятии ЗАО «Карбоника–Ф» кокс

отличается высокой реакционной способностью, достаточной для его применения в качестве углеродистого восстановителя в электротермических процессах при производстве ферросплавов, карбида кальция, фосфора. Также он может быть использован как бездымное бытовое топливо, сорбент, углеродистый восстановитель и т.п. В 2008 году сдан в эксплуатацию завод по производству бытовых топливных брикетов из среднетемпературного кокса в Монголии; кроме того, на основе процесса «ТЕРМОКОКС–С» работают небольшие установки для сушки зерна в Красноярском крае.

Технология частичной газификации угля в слоевых аппаратах ТЕРМОКОКС–С с получением ценных углеродных материалов из молодых углей предельно проста по аппаратному исполнению, надежна в эксплуатации. Попутный газ не содержит органических продуктов пиролиза. Технология по существу безотходна, поскольку единственным выбросом в окружающую среду являются продукты сгорания попутного газа энергетического назначения. Однако, как и любая другая технология, она имеет свою ограниченную сферу применения, где достигается максимальный эффект от ее использования. Использование слоевой технологии со стационарным слоем угля, безусловно оправдано для варианта получения коксового ореха. Этот вариант обеспечивает минимальный выход мелочи по сравнению с любыми другими технологиями, допускающими активное перемещение твердой фазы и, соответственно, измельчение кокса, обладающего относительно невысокой прочностью. Однако при использовании бурого угля, более молодого по сравнению с длиннопламенным углем, в процессе его термической обработки происходит неизбежное измельчение исходной фракции до калибра коксовой мелочи даже в условиях аппарата с неподвижным слоем угля. В этом случае для повышения потребительской стоимости продукции требуется введение стадии брикетирования буроугольного кокса.

## 1.6 Анализ рынка углеродсодержащих продуктов

Вторым по объему сегментом потребления угля после энергетики является рынок металлургического сырья. Причем уровень цен за 1 т.у.т. в металлургии в несколько раз выше, чем в энергетике, а объем потребления кокса и специальных видов топлива с каждым годом возрастает, что наряду с исчерпанием запасов качественных коксующихся углей обостряет дефицит на рынке коксовой продукции и обеспечивает необратимый рост цен.

### 1.6.1 Коксовая продукция

В настоящее время черная металлургия базируется преимущественно на кусковом коксе, производимом из коксующихся марок углей по традиционной технологии в коксовых батареях.

Темпы роста цен на коксующийся уголь и, соответственно, на коксовую продукцию, опережают даже скорость роста цен на нефть и ПГ.

По оценкам Австралийского бюро сельского хозяйства и ресурсной экономики (ABARE), в 2007 году мировое потребление металлургического угля увеличилось на 10% – почти до 765 млн тонн, а в 2008 году ожидался прирост еще на 6% – до 810 млн тонн. При этом спрос на это сырье растет синхронно с увеличением глобального производства стали: по статистике Международного института чугуна и стали, мировые объемы производства в 2007 году составили 1,34 млрд тонн (годовой прирост 7%), а в 2008 году ожидался прирост еще на 6% – до 1,41 млрд тонн. Мировое потребление кокса в 2008 году оценивалось на уровне 600 млн тонн.

Лидирует, разумеется, Китай. По прогнозу Китайской ассоциации коксовой промышленности (China Coking Industry Association, CCIA), китайский спрос на кокс в 2008 году увеличится примерно до 360 млн тонн, что составит около 60%



мирового потребления. Исходя из этих предпосылок, в 2007 году отрасль ввела в эксплуатацию 20 млн тонн новых мощностей по производству кокса, а в 2008–2009 годах планирует ввести еще 50 млн тонн. Однако в стране продолжается кампания по закрытию мелких производителей кокса (в 2007 году было закрыто около 12 млн тонн таких мощностей). Поэтому ясности с перспективами китайского экспорта кокса пока нет, тем более, что рост объемов производства кокса будет сдерживаться дефицитом металлургического угля. При этом в июне прошлого года в Китае пошлины на экспорт кокса увеличились от 5% до 15%, что соответствующим образом сказалось на его цене.

В этой ситуации японские производители стали, включая Nippon Steel, в марте 2008 переключились на поставки угля из США, и платили за него по 350 долларов за тонну — втрое больше, чем в 2007 году. Еще труднее приходилось индийским потребителям, которые были вынуждены покупать импортный кокс уже по 600 долларов за тонну. При этом у индийцев, как и у японцев, просто нет другого выхода: Индия увеличила свой импорт кокса от 1,7 млн тонн в 2001 году до более 5 млн тонн в 2007 году и не собирается останавливаться на достигнутом.

При нормальной конъюнктуре рынка цена коксующегося угля составляет 25–30% в себестоимости стали. Этот вид сырья только за последние 5–6 лет возрос в цене в несколько раз. В первой половине 2021 года цена коксующегося угля на условиях FOB в разных портах мира была не ниже 200 долл./т, а цены на коксовую продукцию – около 400 долл./т (см. рисунки 13–14) [51].

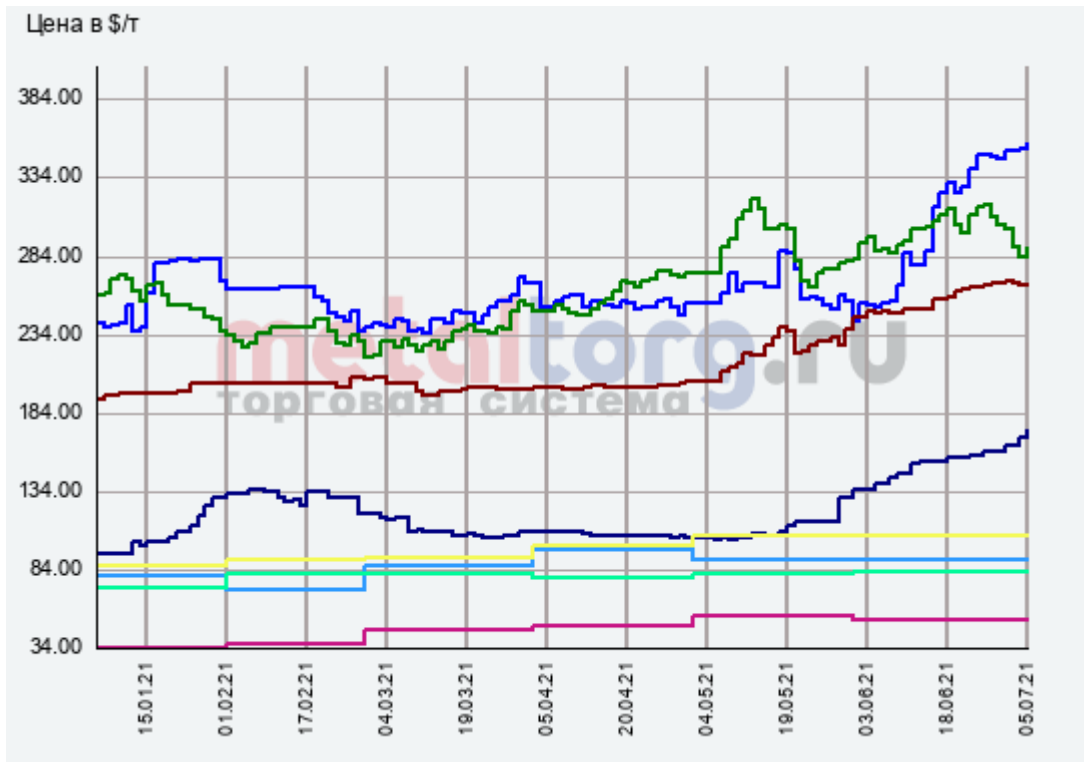


Рисунок 13 – Динамика мировых цен на коксующийся уголь

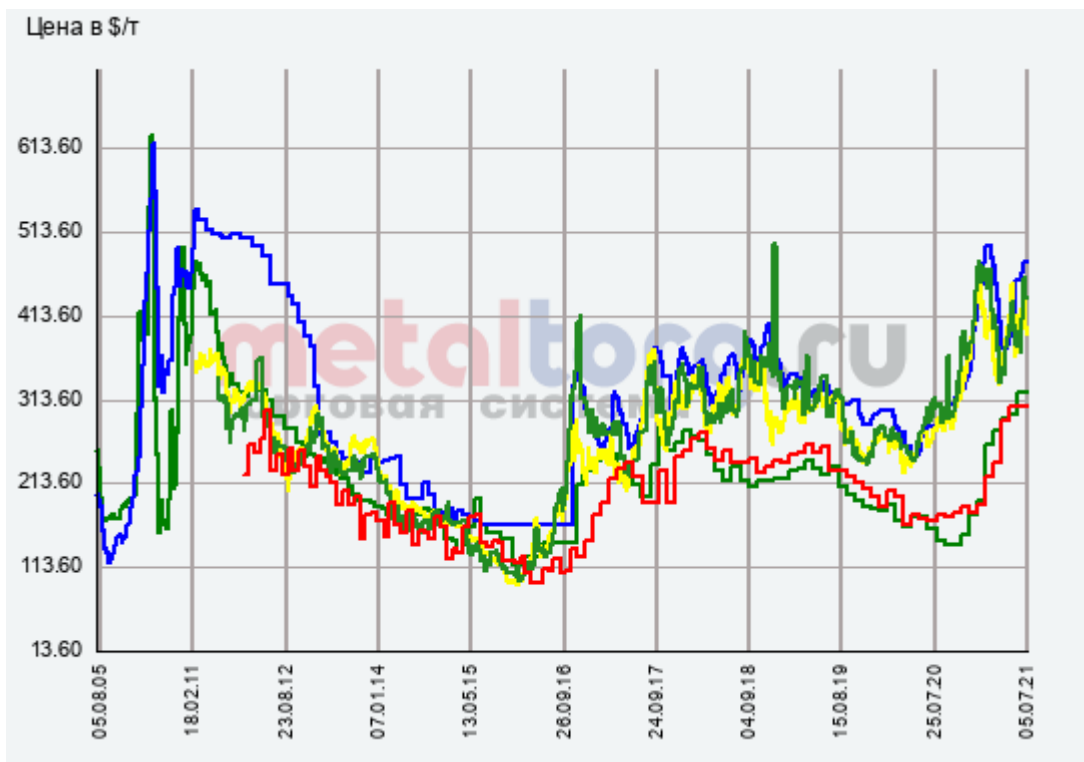


Рисунок 14 – Динамика мировых цен на металлургический кокс

В классической металлургии на протяжении веков сложился устойчивый стереотип, что кокс может производиться только из коксующихся марок углей. Однако, имеется целый ряд прецедентов успешного использования кокса, изготовленного из некоксующихся углей. По нашим оценкам, среднетемпературный кокс, изготовленный из бурого или длиннопламенного угля, имеет отличную перспективу как заменитель классического кокса в целом ряде металлургических процессов. Прежде всего, в электротермических технологиях и, в частности, в производстве ферросплавов, в качестве агломерационного топлива, в новейших металлургических процессах, изначально ориентированных на отказ от классического кокса и т.п. Потенциальный объем этого сегмента рынка в СНГ – более 5 млн т /год.

### **1.6.2 Специальные виды твердого топлива**

Большую перспективу для сбыта буроугольного кокса имеют цементные, глиноземные производства и другие крупные потребители технологического топлива, которые также нуждаются в замещении природного газа или дорогостоящего привозного угля высококалорийным топливом, полученным путем переработки местных низкосортных углей. Потенциальный объем потребления этого сегмента рынка в СНГ – более 30 млн т/ год.

В качестве примера можно рассмотреть ситуацию с Ачинским глиноземным комбинатом (АГК) и размещенным на этой же площадке цементным заводом. Сегодня АГК покупает тощие угли от полутора десятка поставщиков из Кузбасса. Цена с доставкой на склад АГК не ниже 2000 руб./т. Комбинат имеет проблемы из-за колебания качества поставляемого угля и транспортных задержек в зимнее время. Основные требования к качеству топлива: выход летучих веществ 15–20%, теплота сгорания – не менее 25 МДж/кг, а для цементного завода достаточно и 23 МДж/кг. Для сравнения: бурый уголь Березовского месторождения добывается в

150 км от АГК и имеет цену с доставкой примерно в пять раз ниже. Уголь имеет стабильные химические свойства и низкую зольность (4–5%). Безусловно, в результате термического обогащения его цена поднимется, однако очевидно, что она будет существенно ниже цены тощего угля.

В аналогичной ситуации находятся сегодня цементные заводы Сибири, которые в подавляющем большинстве работают на углях марки Т или СС. В европейской части России цементные заводы работают преимущественно на природном газе. Теперь уже ни у кого не возникает сомнений относительно того, что в ближайшей перспективе им придется переходить на твердое топливо. Однако предложение углей марок Т и СС на рынке крайне ограничено и выход на него новых крупных потребителей неизбежно приведет к подъему цен.

Сегодня, как и много лет тому назад, доменная технология лидирует в области производства стали и является основным потребителем металлургического кокса. В последние десятилетия активизировалось внедрение технологии PCI (pulverized coal injection), которая заключается во вдувании в горн доменной печи высокорекреационного твердого топлива. Этот прием позволяет сократить потребление дорого доменного кокса от 30 до 50%. Безусловно, у него большое будущее, по крайней мере, до тех пор, пока будет работать доменная технология. В период социалистической экономики в советской металлургии для этой цели использовали предельно дешевый природный газ. Сегодня Украина ускоренными темпами переходит на технологию PCI, но этот процесс сдерживается отсутствием качественных углей в этой стране. Простые расчеты показывают достаточно высокую эффективность поставки на Украину канско–ачинских углей с переработкой их на месте в среднетемпературный кокс, который, имея высокую реакционную способность и теплоту сгорания, является практически идеальным топливом для PCI.

Успешное тестирование бурогоугольного кокса в качестве топлива для вдувания в домну было выполнено еще в 70–х годах на Западно–Сибирском металлургическом комбинате [52]. Одна из ведущих российских компаний «Евраз–

холдинг» объявила о запуске в 2012 году первой установки PCI с последующим выходом на потребление 3,5 млн т/год твердого топлива. Причем интересно отметить, что в ее программе заложено топливо по цене 140 долл./т.

Потенциальный объем потребления пылеугольного топлива для вдувания в домны в странах СНГ (в основном Украина и Россия) составляет более 15 млн т/год [53]. Причем использование буроугольного кокса позволяет снизить на 30–50% потребление самой дорогого компонента сырья для производства чугуна – доменного кокса (мировая цена начала 2010 года – около 500 долл/т).

### **1.6.3 Новые металлургические технологии**

Производство стали с применением водородных технологий в ближайшие десятилетия станет ключевой задачей в металлургической промышленности [54]. Уже сейчас отрасль успешно ищет как производственные, так и финансовые возможности для декарбонизации процесса производства стали, то есть сокращения углеродного следа. Активно развивать эту технологию уже начали такие металлургические гиганты, как ArcelorMittal, VoestAlpine, SSAB, Dillinger и ряд других производителей. Японский Nippon Steel заявлял о своих намерениях к 2025 году отказаться от технологии использования углерода в пользу водорода. На данный момент такой промышленной установки нет, а когда она будет запущена, то какое-то время будет работать в малых масштабах. Тем не менее, эти разработки ведутся. Основанное на водороде решение для прямого восстановления, которое позволяет напрямую использовать любые виды железой руды, может практически исключить углеродный след при производстве железа.

**Но пока металлургия входит в тройку крупнейших продуцентов углекислого газа в мире.**

Буроугольный кокс уже имеет надежное обоснование использования в недоменных технологиях получения стали, в ферросплавном и агломерационном

производствах, а также в целом ряде других металлургических приложений [55]. Так, например, в 60–е годы на заводе «Сибэлектросталь» (г. Красноярск) с использованием полукокса из бординского угля было выплавлено около 80 тыс. тонн (!!!) стали отличного качества [56].

Непрерывный и необратимый рост цен на коксовую продукцию создает стимулы для разработки новых технологий, изначально ориентированных на другие виды восстановителей. Процесс развивается по нескольким направлениям. Уже многие десятилетия используется прямое восстановление металлических руд газообразными восстановителями, состоящими из оксида углерода и водорода. Как правило, это – продукты газификации угля. Разрабатываются самые разнообразные способы брикетирования руд с углеродными восстановителями для последующей термической обработки с получением металлизированных продуктов. Характерным примером является технология корпорации Kobe Steel по производству специального вида металлизированных окатышей – naggets. В качестве углеродного компонента японцы предлагают использовать энергетический уголь. Другое активно развивающееся направление – вдувание пылевидного углеродного восстановителя непосредственно в ванну с расплавом руды. Здесь характерным представителем является австралийская компания Ausmelt, которая внедряет по всему миру печи с погружными фурмами (для ввода пылевидного восстановителя). Ее оборудование имеет на сегодня самые высокие показатели по энергоэффективности и минимизации воздействия на окружающую среду. Здесь интересно отметить, что в начале 2010 года компания Ausmelt была куплена финской корпорацией Outotec, которая является поставщиком самых современных металлургических производств. Цель покупки заключается в интеграции одной из самых передовых технологий восстановления металлов с собственной технологией карбонизации молодых углей.

В настоящее время на рынке металлургического сырья широко представлен коксовый орешек, обладающий высокой горячей прочностью, но низкой реакционной способностью. Данный материал с физико–химической точки зрения

не является оптимальным углеродистым восстановителем, и новые разработки в отрасли направлены, в частности, на использование в доменных печах высокорекреационных углеродных материалов, для которых, однако, сохраняется требование по высокой горячей прочности.

Перспективной заменой коксового орешка в этом отношении могут стать продукты термической переработки энергетических углей: кусковой карбонизат и брикет на основе мелкозернистого термококса, прошедшие стадию высокотемпературной термообработки. Потенциальными потребителями такого брикета являются доменные производства в рамках новой концепции SuperCoke (добавка высокорекреационного кокса в шихту доменных печей), представленной и испытанной Arcelor Mittal.

Зарубежные ферросплавные заводы используют в своих технологиях классический кокс, однако он не устраивает их по показателю низкой реакционной способности. Очевидна заинтересованность этих предприятий в использовании высокорекреационного сырья при сохранении его высокой структурной прочности, сравнимой с прочностью классического кокса. Объем потребления такого сырья только одним заводом «Outkumri» составляет 400 тыс. т/год.

Таким образом, на металлургическом рынке сырья активно формируется новый сегмент, изначально ориентированный на отказ от классического кокса, однако требующий высокорекреационных углеродных материалов, и карбонизат из энергетических углей является одним из главных кандидатов на эту роль.

#### **1.6.4 Экспорт**

Среднетемпературный кокс имеет высокий экспортный потенциал. В 90-е годы после объединения Германии по экологическим причинам были закрыты заводы коксования бурого угля в Восточной Германии. Они были основными поставщиками углеродных восстановителей в Европе. Теперь металлургические

предприятия Германии, Швеции, Норвегии и Англии испытывают определенный дефицит в углеродных материалах с высокой реакционной способностью. Например, только потребность Норвегии в углеродных восстановителях – более 300 тыс. т в год. Большие объемы среднетемпературного кокса готовы покупать Китай и Южная Корея. К слову сказать, только одна Южная Корея импортирует более 110 млн. тонн в год угля и коксовой продукции.

Однако, принимая во внимание расстояния и дороговизну перевозок, выход в этот сегмент рынка пока что возможен только с формованным буроугольным коксом (брикет или гранулы фракции «орех»), который сможет составить конкуренцию классическому коксу в традиционных технологиях, или с крупным буроугольным полукоксом для применения в развивающихся недоменных технологиях производства стали.

### **1.6.5 Перспективы рынка коксово–углеродной продукции**

Производство коксовой продукции и специальных видов твердого топлива имеет наибольшую экономическую эффективность на ближайшую и среднесрочную перспективу. Речь идет о производстве термически обогащенных твердых топлив и углеродистых восстановителей для активно развивающегося рынка металлургического сырья и технологического топлива.

Именно в этом секторе рынка положительные свойства КАУ (низкая зольность, дешевизна, высокая реакционность и т.д.) обеспечивают достижение максимального экономического эффекта при продаже продуктов его переработки. Отрицательные свойства – высокая влажность и низкая калорийность, склонность к самовосгоранию – устраняются в процессе термической переработки. А повышенное содержание окиси кальция в минеральной части превращается в положительное свойство для всех потребителей этого сектора – металлургов, цементников, глиноземщиков.



Объем потенциального рынка сбыта буроугольного кокса в ближайшей перспективе будет формироваться за счет необходимости (таблица 3):

– **замещения дорогостоящего классического кокса** среднетемпературным коксом из недорогих и недефицитных марок угля, потенциальный объем потребления СНГ – более 5 млн т в год;

– **замещения природного газа** в доменном производстве высококалорийным пылеугольным топливом (ПУТ), потенциальный объем потребления СНГ – более 15 млн т в год.

Значительный потенциал расширения рынка сбыта буроугольного кокса сосредоточен в **цементных, глиноземных производствах** и других крупных потребителях технологического топлива, которые также нуждаются в замещении ПГ или дорогостоящего высококачественного привозного угля высококалорийным полукоксом из низкосортных углей. Потенциальный объем потребления этого сегмента рынка в СНГ – более 30 млн т в год.

И, наконец, активно развиваются **новые металлургические технологии**, которые в перспективе приведут практически к полному отказу от классического кокса. Объем потребления новых углеродных восстановителей в этом сегменте рынка будет непрерывно возрастать, постепенно замещая классический кокс.

Таблица 3 – Сферы потенциального использования буроугольного кокса

Производства и отрасли	Цель
Доменное производство	Замещение природного газа путем вдувания пылевидного топлива (технология PCI)
Электротермические производства металлов и сплавов (ферросплавов)	Замещение дорогостоящего кокса фракции орех
Агломерация руд	Замещение коксовой мелочи
Производство глинозема	Замещение мазута и дорогостоящих углей марки Т и СС
Более 70% цемзаводов СНГ работает на природном газе	Замещение природного газа или дефицитных углей марки Т и СС

Новые металлургические процессы	Использование в качестве дешевого углеродного восстановителя
Природоохранные технологии в различных отраслях	Сорбционная очистка воды и газовых выбросов с помощью бурого углеродного кокса

Стратегическая перспектива использования канско–ачинских углей заключается в комбинированном производстве коксовой продукции и специальных видов технологического топлива с попутным производством тепловой энергии.

### 1.7 Выводы и постановка задач исследования

На основании материалов раздела можно сделать следующие выводы:

1. В настоящее время в стране нарастает проблема получения твердого углеродсодержащего топлива для энергетики нового поколения (HELE). Используемые технологии обогащения угля не в состоянии обеспечить востребованные на мировом рынке теплотехнические показатели топлива с приемлемой себестоимостью.

2. Новые металлургические технологии требуют применения высокореакционных углеродистых восстановителей в кусковом виде для частичной замены коксового орешка и в порошкообразном виде в качестве пылеугольного топлива.

3. Интенсивно развивающиеся технологические процессы нефтепереработки, ужесточающиеся экологические требования к качеству выбросов и сбросов обуславливают необходимость наращивания объемов выпуска дешевых углеродных сорбентов.

4. Требуется разработка новых технологий переработки энергетических углей в высоколиквидные продукты с учетом организации крупномасштабного производства на базе существующих энергогенерирующих мощностей.

### **Постановка задач исследования**

На основе изложенного для достижения поставленной цели определены следующие задачи, решаемые в диссертационном исследовании:

1. Выполнить анализ известных способов термической переработки твердых топлив и определить требования к созданию современных экономически эффективных и экологически безопасных процессов и аппаратов.

2. Оценить эффективность известного процесса автотермической переработки угля в кипящем слое с комбинированным производством энергоносителей, провести экспериментальные исследования и на основе полученных результатов усовершенствовать технологию.

3. Определить параметры процесса автотермической комбинированной переработки угля в кипящем слое, влияющие на сорбционные свойства получаемой углеродной продукции, и разработать новые процессы комбинированной переработки угля в кипящем слое с получением сорбентов.

4. Обосновать и разработать новый способ переработки угля под давлением, обеспечивающий получение кусковых углеродистых продуктов из энергетических углей с параллельным производством тепловой энергии.

5. Разработать автотермический технологический процесс для переработки угля в стационарном слое, обеспечивающий энергоэффективное и экологически безопасное комбинированное производство углеродистых продуктов и тепловой энергии.

6. На основе результатов выполненных экспериментальных исследований разработать практические рекомендации по реализации энерготехнологических процессов в промышленном масштабе.

## 2 Совершенствование технологии энерготехнологической переработки угля в автотермическом кипящем слое

Концепция, объединяющая процессы частичной газификации угля (рисунок 15) серии ТЕРМОКОКС–КС и ТЕРМОКОКС–С, является на сегодняшний день одной из самых перспективных в плане переработки бурых углей в буроугольный кокс [57]. Суть концепции состоит в разделении органической массы угля с высоким выходом летучих веществ на два продукта – газовое топливо и коксовый остаток (полукокс, среднетемпературный кокс) [58]. В зависимости от выбора процесса для переработки угля и рабочих параметров основным продуктом термообработки угольного сырья может являться коксовый остаток или горючий газ [59 – 65].

На рисунке 16 представлена принципиальная схема энерготехнологической концепции ТЕРМОКОКС.

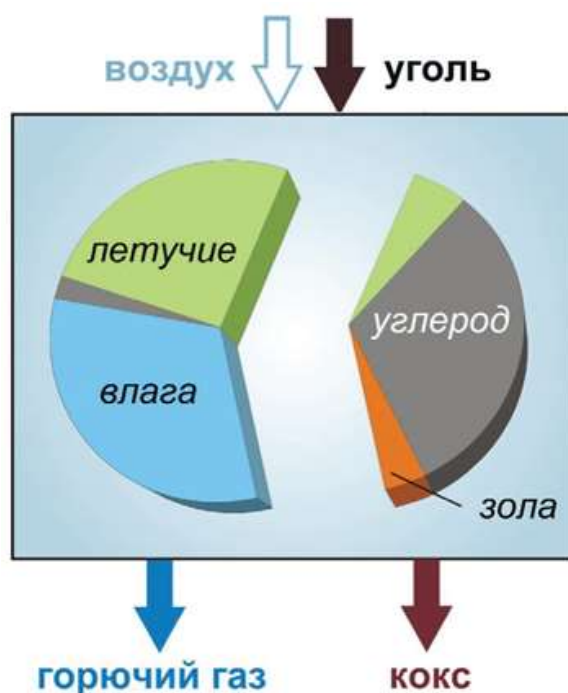


Рисунок 15 – Принцип частичной газификации угля



Рисунок 16 – Принципиальная схема энерготехнологической концепции  
ТЕРМОКОКС

Как видно из рисунка 16 для реализации возможностей данной концепции необходимо лишь угольное сырье и окислитель, в данном случае воздух [66].

Процесс ТЕРМОКОКС–КС разработан для производства буроугольного кокса (термококса) на базе типовых энергетических котлов и отличается высокой удельной производительностью и единичной мощностью установок [67, 68].

Типовой котел сохраняет свое первоначальное предназначение: он производит номинальный объем тепловой энергии (горячей воды или пара). В нижнюю часть топki встраивается реактор кипящего слоя для частичной газификации угля. Продукты газификации, а также унос мелкодисперсного угля частично сгорают в кипящем слое и окончательно дожигаются в надслоевом пространстве котла.

За счёт увеличения подачи топлива котел переводится в режим работы с максимальным механическим недожогом. Однако этот «недожог» представляет

собой высокореакционный среднетемпературный кокс (термококс™) с калорийностью 6500–7000 ккал/кг, который может использоваться в качестве технологического топлива в целом ряде металлургических переделов. Естественно, что в таком исполнении технология не имеет золошлаковых отходов, а запыленность дымовых газов существенно снижается.

Энергетический баланс производства выглядит следующим образом: около 60% теплоты сгорания исходного угля в виде горючего газа и угольной пыли используется в цикле производства тепловой энергии, остальная часть переходит в теплоту сгорания кокса. Таким образом, при переработке бурых углей для получения одной тонны кокса используется тепловой эквивалент немногим более двух тонн угля и еще столько же – для производства энергетической продукции (горячей воды или пара).

Продажа твёрдого продукта полностью компенсирует сырьевые затраты энерготехнологической установки в целом. Это эквивалентно производству тепловой продукции (горячей воды или пара) из топлива с нулевой ценой [69].

Ни один из известных способов генерации тепла из природных видов топлива не может составить конкуренции данной технологии в области малой и средней энергетики.

Безусловно, данная технология имеет локальную сферу применения, ограниченную использованием малозольных углей, что обусловлено требованиями к техническим характеристикам производимого металлургического кокса. В первую очередь, для переработки рекомендуются бурые угли Канско–Ачинского бассейна, а также ряд углей марок Д и Г, добываемых на Кузбассе.

Автотермическая технология производства буроугольного кокса в кипящем слое реализована в 2008 году на уровне опытно–промышленной установки на базе серийного водогрейного котла КВТС–20.

## 2.1 Анализ эксплуатационных показателей котлоагрегата, модифицированного в энерготехнологическую установку

В ранее выполненных работах [70 – 77] для производства термококса было рекомендовано применение угля класса крупности 0–15 мм. Однако в ходе промышленной эксплуатации по причинам некачественной углеподготовки крупность угля была увеличена до 25 мм. Повышенная крупность топлива вызвала необходимость увеличения расхода первичного воздуха для обеспечения псевдооживления крупных кусков угля. Это, в свою очередь, увеличило вынос из слоя мелких угольных частиц, содержащихся в полифракционном топливе и сгорающих в надслоевом пространстве. Большой вынос угля обусловил повышенную выработку тепловой энергии в котлоагрегате и снижение производительности по термококсу. Попытки уменьшения температуры кипящего слоя приводили к повышению выхода летучих веществ в термококсе и дестабилизации функционирования кипящего слоя ввиду недостаточной скорости псевдооживления. В таблице 4 приведены показатели работы энерготехнологической установки (ЭТУ).

Таблица 4 – Показатели работы ЭТУ в период 2008–2014 гг.

Основные показатели	Значение
Класс крупности угля, мм	0–25
Расход угля, т/час	9,0
Температура в секции термоокислительной обработки, °С	690–740
Теплосодержание угля, МВт	39,8
Производство энергетической продукции:	
Тепловой КПД котла, %	83
Горячая вода, МВт	24,3

Основные показатели	Значение
Расход угля на производство тепла, т/час	6,8
Удельный расход угля, тонн/МВт	0,27
Производство буроугольного кокса:	
Выход кокса, т/час	1,3
Удельная теплота сгорания кокса, МДж/кг	28,9
Теплосодержание производимого кокса, МВт	10,5
Расход угля на производство кокса, т/час	2,2
Удельный расход угля, тонн на 1 тонну кокса	3,6
Всего полезной продукции (100%), МВт	34,7
в том числе:	
горячая вода, МВт	24,3
теплосодержание кокса, МВт	10,5
Зольность кокса на сухую массу, %	10
Энергетический КПД процесса в целом, %	87,5

В результате многолетней промышленной эксплуатации ЭТУ на котельной АО «Разрез Березовский» были определены оптимальные показатели зольности и выхода летучих веществ. При  $A^d$  и  $V^{daf}$  менее 10% относительный выход получаемого среднетемпературного кокса с этими характеристиками составлял около 15% от расхода поступающего угля, а производство тепловой энергии – 67 ГДж (16 Гкал) на каждую тонну произведенного термококса. Термическая переработка угля в этом режиме производилась при температуре кипящего слоя 670–700 °С.

Промышленная эксплуатация показала также, что производство тепла в этом процессе значительно превышает потребности предприятия. Технология не позволяет регулировать производительность реактора ни по термококсу, ни по



тепловой энергии, поэтому часть получаемой тепловой энергии приходится сбрасывать в атмосферу, что снижает экономическую эффективность производства в целом.

Таким образом, назрела необходимость проведения дополнительных исследований с целью повышения эффективности технологии.

## **2.2 Экспериментальное исследование влияния крупности угля на показатели теплотехнологического процесса**

Экономическая эффективность технологии ТЕРМОКОКС–КС определяется возможностями коммерческой реализации двух получаемых продуктов: термококса и тепловой энергии. Потребление тепла сильно колеблется в течение года в зависимости от сезона и даже в пределах одних суток. С экономической точки зрения энерготехнологическая установка должна работать в постоянном режиме, выпуская дорогостоящий продукт – термококс. В этом случае избыточную тепловую энергию приходится сбрасывать в атмосферу, так как коммерческая реализация её оказывается невозможной. В связи с этим необходимо минимизировать производство тепловой энергии в расчете на единицу получаемого термококса.

Для решения этой задачи на экспериментальном стенде были проведены испытания по термической переработке Березовского угля с предварительным удалением мелкого класса частиц. В промышленных условиях удаление из потока угля мелочи менее 5 мм представляется затруднительным, поэтому в дальнейших испытаниях применялся уголь крупностью 5–15 мм. С точки зрения функционирования кипящего слоя, целесообразно применение именно узкого класса угля. Это позволяет достичь более равномерного ожигения слоя при более низких числах псевдоожигения. Снижение расхода первичного воздуха в свою очередь позволяет еще более уменьшить вынос частиц угля из кипящего слоя.

Типичные характеристики угля, использованного в экспериментах, приведены в таблице 5.

Таблица 5 – Технический и элементный анализ исходного угля

$W_t^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$O^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$S_t^d$	$Q_i^r$
%								МДж/кг
33,8	4,9	47,6	71,0	23,1	4,9	0,7	0,15	15,7

Экспериментальный стенд представляет собой вертикальную шахту прямоугольного сечения (рисунок 17). Зона кипящего слоя футерована шамотным кирпичом и имеет размеры в плане 520×55 мм. Для измерения температурного поля в объеме слоя размещено 5 хромель–алюмелевых термопар ТХА.

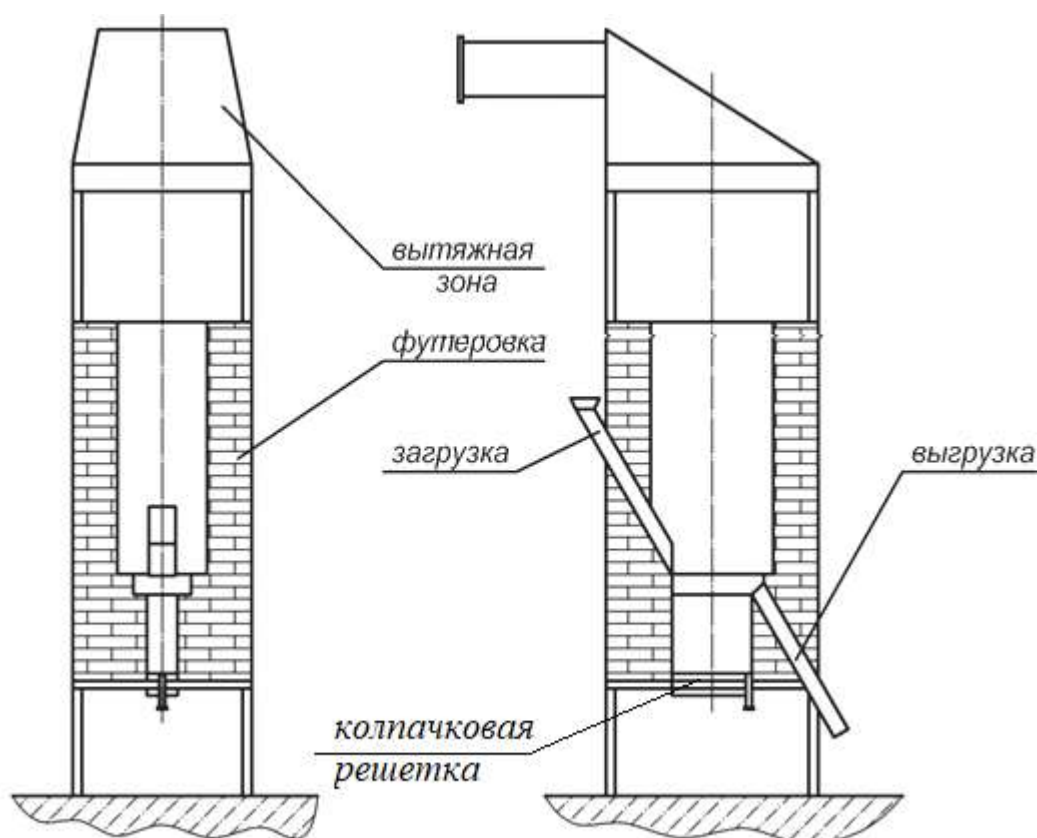


Рисунок 17 – Схема экспериментальной установки для переработки угля в кипящем слое

С одной стороны ванны кипящего слоя осуществляется загрузка угля питателем с регулируемым расходом, а с противоположной стороны – вывод твердого продукта. Газообразные продукты и пылевой унос дожигаются в верхней части шахты. Сжатый воздух от воздуходувки подается через решетку колпачкового типа с высоким сопротивлением, что обеспечивает равномерное распределение дутья по горизонтальному сечению слоя.

Предварительно футеровка установки прогревалась за счет сжигания дров. Растопка установки осуществлялась с помощью древесной щепы в течение 20–30 минут при небольшом поддуве воздухом. Затем начиналась подача угля и постепенно увеличивался расход дутьевого воздуха. Далее необходимая температура в слое достигалась путем регулировки подачи угля и воздуха. Для гарантированного обеспечения стационарного режима, достигнутые параметры управления процессом сохранялись неизменными не менее получаса. Затем осуществлялся отбор пробы термококса. Для предотвращения возгорания раскаленного термококса отбор проб производился в герметичную емкость, продуваемую инертным газом. После охлаждения кокс направлялся в топливную лабораторию для аналитических испытаний. Результаты данного этапа исследований приведены на рисунках 18–23, а также в Приложении А. Представленные на рисунках данные с достаточной точностью аппроксимируются линейной зависимостью (Приложении А) в исследованном диапазоне температур кипящего слоя.

В результате установлено (рисунки 18–21), что относительный выход термококса с требуемыми характеристиками при использовании угля 5–15 мм увеличился до 20%, а выработка тепловой энергии снизилась до 42 ГДж/т термококса (10 Гкал/т). При этом температурный интервал необходимой работы остался прежним – 670–700 °С, так как при снижении температуры наблюдалось нарушение стабильности кипения слоя. При использовании угля класса крупности 0–15 мм выход кокса составлял 20 кг/ГДж, а на угле крупностью 5–15 мм уже 23,8 кг/ГДж (рисунок 22). То есть удельная производительность возросла на 20 %.

Таким образом, в результате проведенных экспериментальных исследований установлена возможность увеличения производительности процесса по термококсу на единицу произведенной тепловой энергии. Применение угля 5–15 мм позволяет увеличить производительность ЭТУ по термококсу при ограниченной и заранее определенной конструктивными особенностями теплопроизводительности [78, 79, 80, 81].

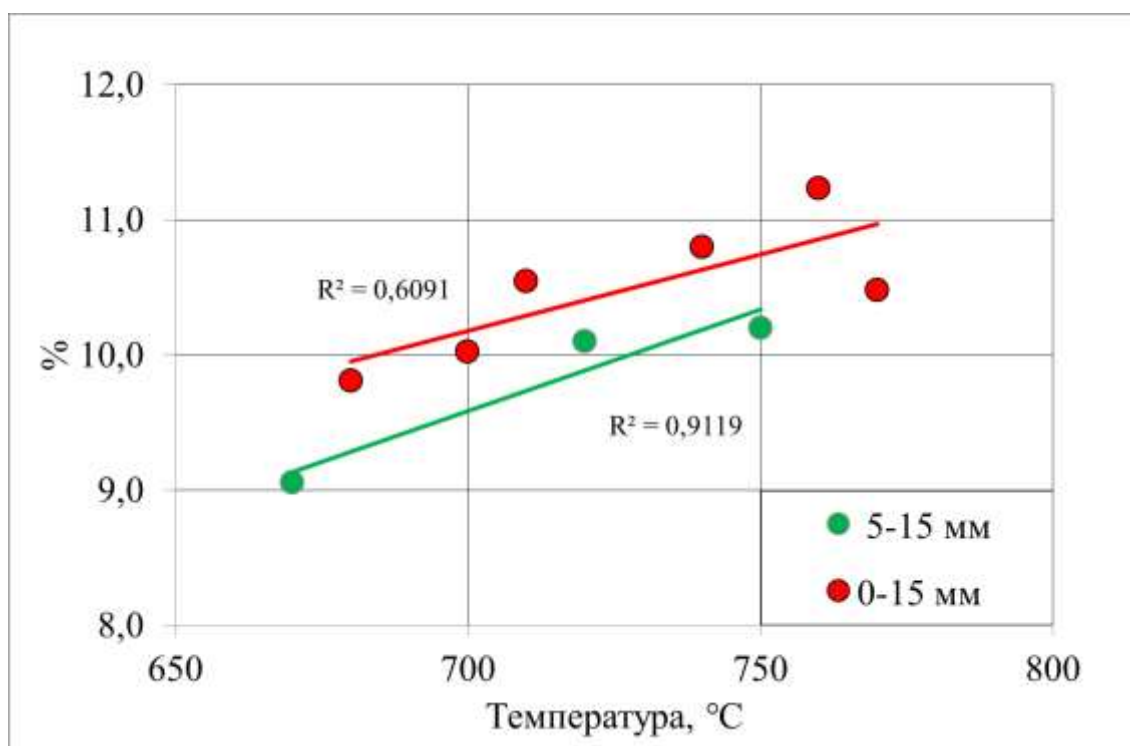


Рисунок 18 – Зависимость зольности кокса от температуры кипящего слоя

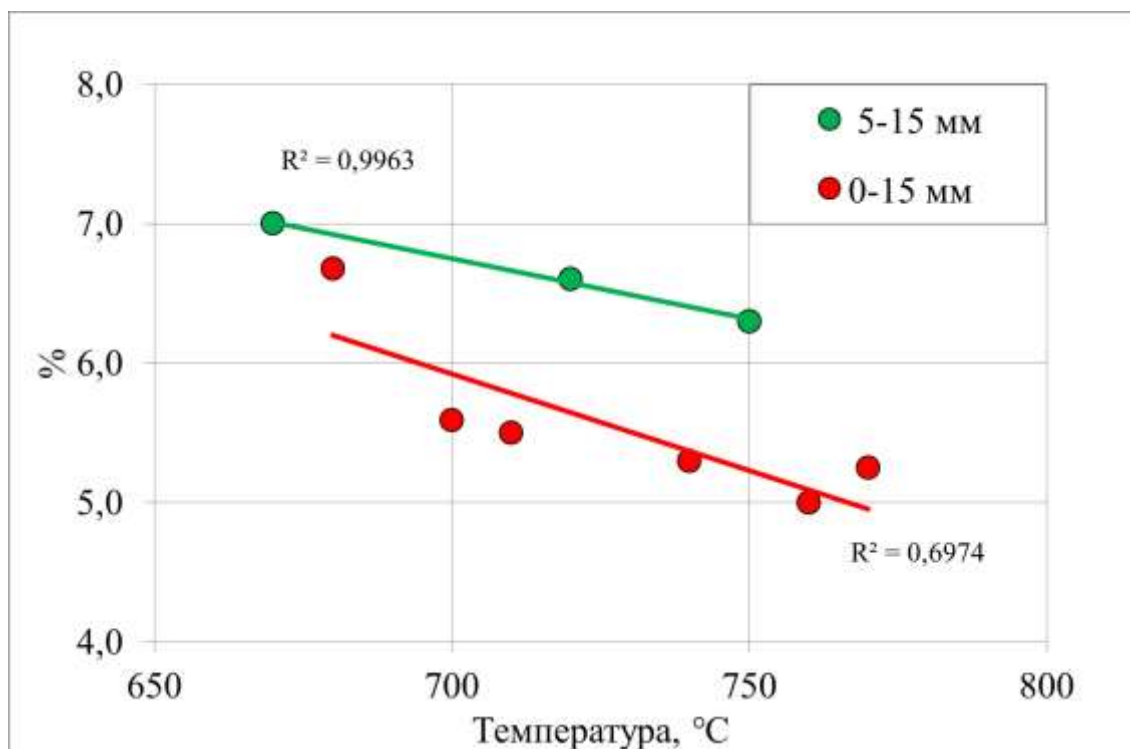


Рисунок 19 – Зависимость выхода летучих веществ от температуры кипящего слоя

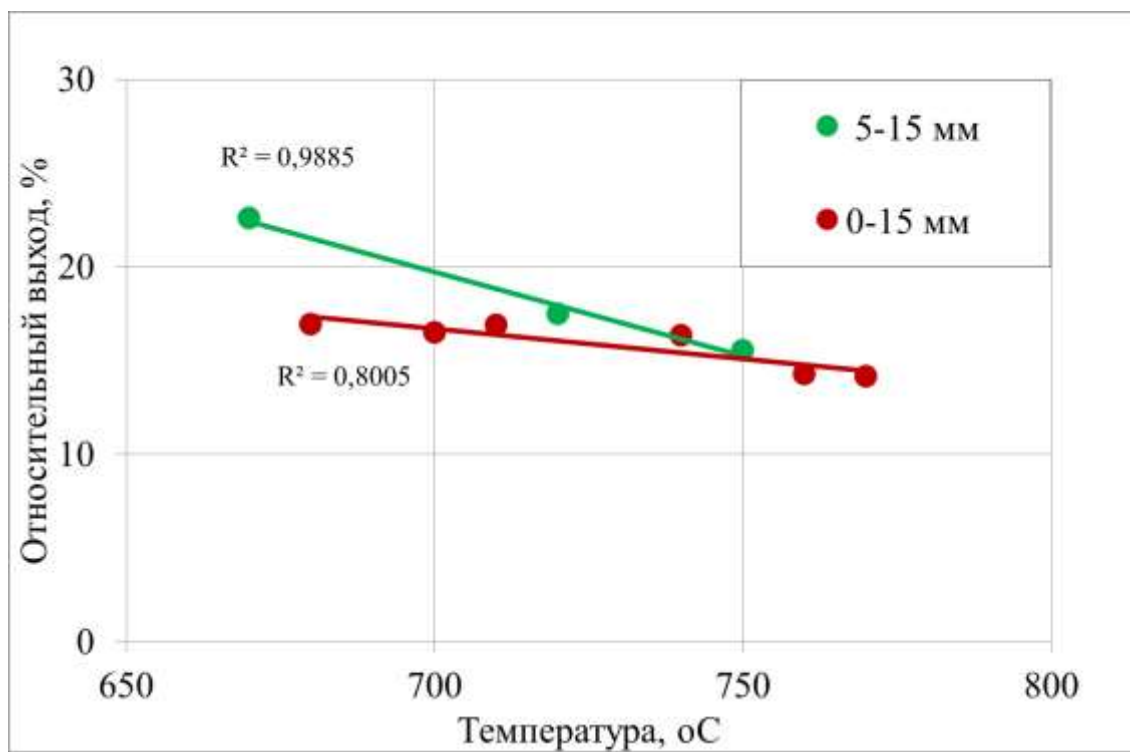


Рисунок 20 – Зависимость относительного выхода кокса от температуры кипящего слоя

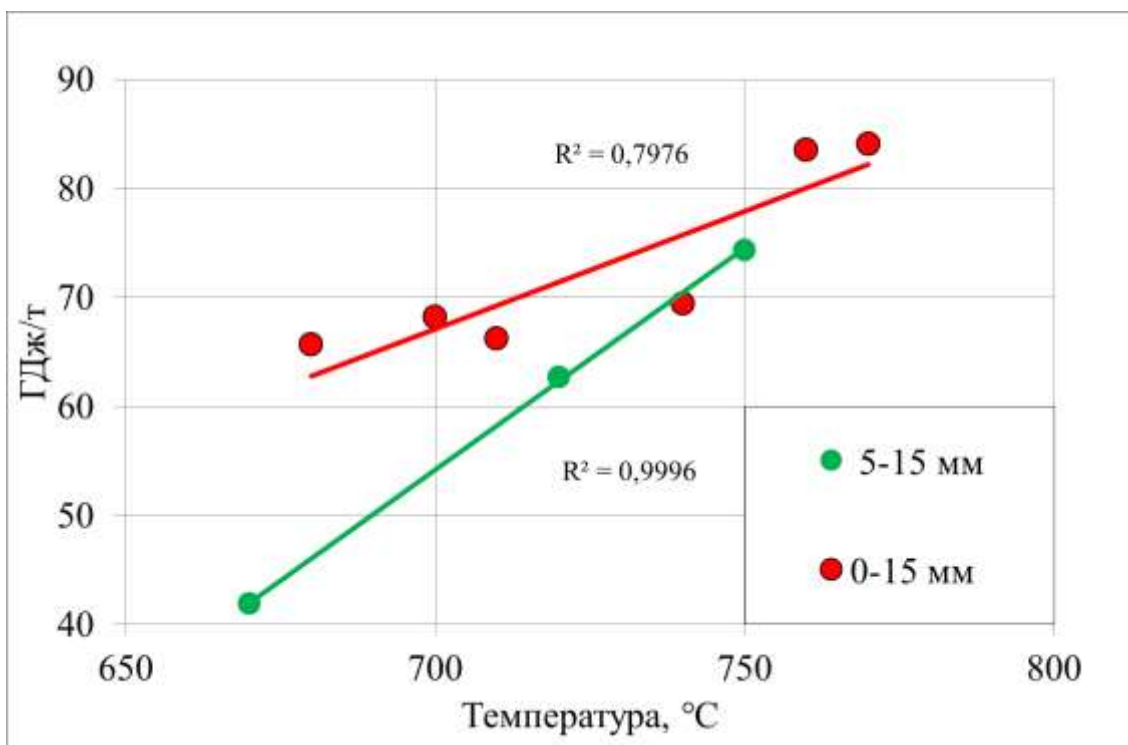


Рисунок 21 – Относительное производство тепловой энергии

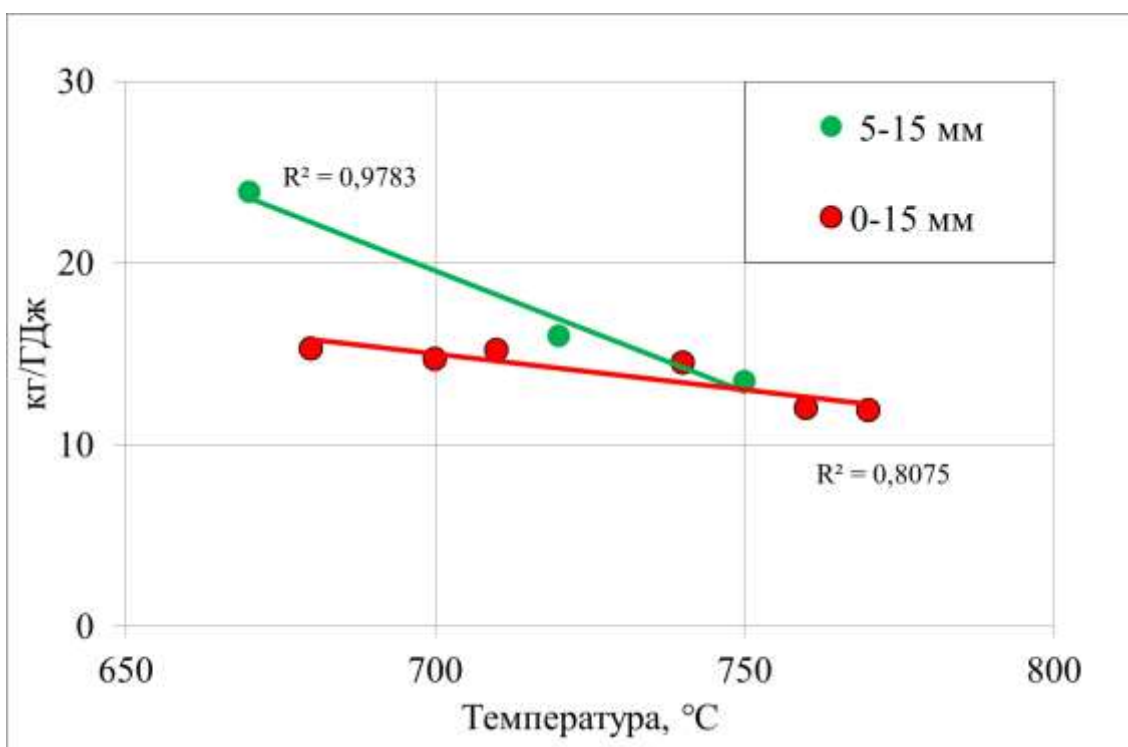


Рисунок 22 – Производительность по термококсу на единицу тепловой энергии

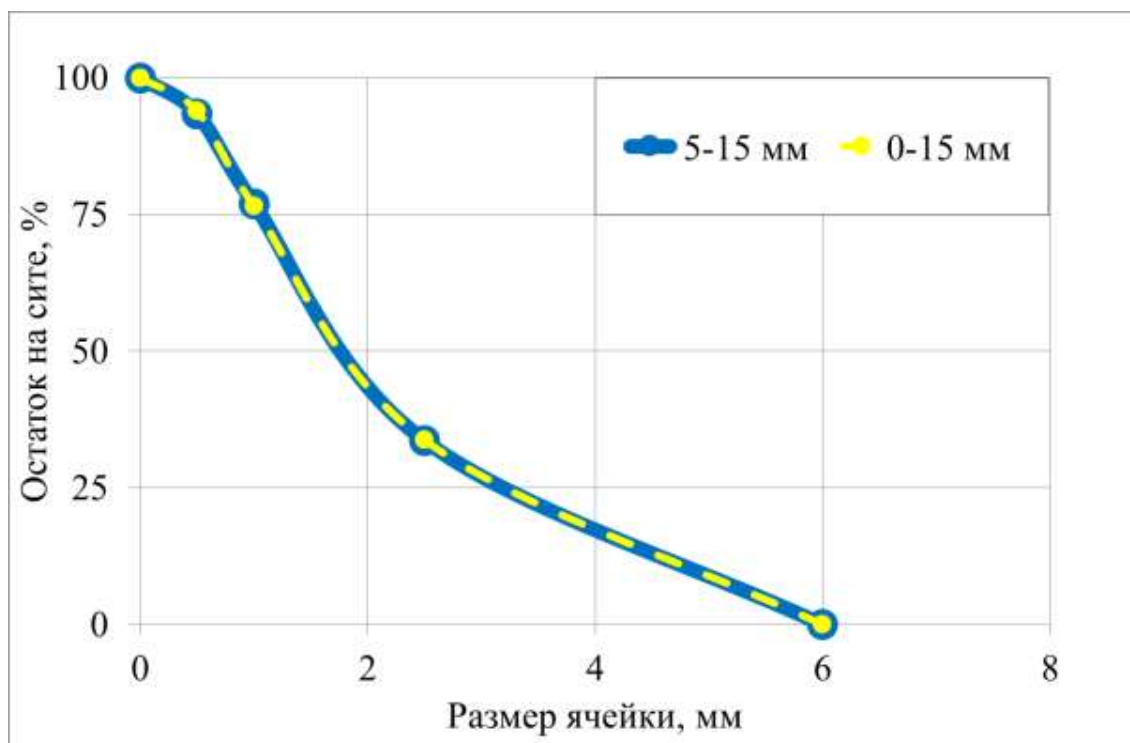


Рисунок 23 – Гранулометрический состав продуктового термококса

Также выявлено, что гранулометрический состав получаемого термококса в проведенных экспериментах не зависит от класса крупности применяемого угля (рисунок 23). Таким образом, даже удаление из угля мелких классов не позволяет получить в кипящем слое кокс с более крупным размером частиц. Эффект термодробления при попадании частиц топлива в зону высоких температур кипящего слоя оказывает на гранулометрический состав кокса определяющее влияние.

Рассмотрим изменение объемов эмиссии углекислого газа при переработке угля различной крупности. В связи со значительным повышением относительного выхода термококса с каждой тонны подаваемого в реактор угля при использовании более крупного угля повышается и доля углерода, выводимая из процесса с термококсом. В то время, как при использовании мелкого угля часть этого углерода сгорает в составе мелкофракционного угля.

Результаты оценки выбросов  $\text{CO}_2$  для двух оптимальных режимов на каждом классе крупности угля (Приложение А) приведены в таблице 6.

Таблица 6 - Эмиссия CO<sub>2</sub> при переработке угля разной крупности

Наименование показателя	Значение	
	0-15	5-15
Класс крупности угля, мм	0-15	5-15
Содержание углерода в 1 тонне угля, кг	445	
Относительный выход термококка, %	16,2	22,6
Содержание углерода в произведенном из 1 тонны угля термококсе, кг	130	190
Сгорает углерода в процессе переработки, кг	310	250
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг угля	1,13	0,93
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг термококка	6,97	4,11
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/ГДж	103	102

Видно, что использование в процессе «Термококк-КС» более крупного угля позволяет снизить эмиссию углекислого газа в атмосферу на 18 % в расчете на единицу поданного в процесс угля. Однако в расчете единицу производимой тепловой энергии эмиссия углекислого газа не снижается, так как при увеличении относительного выхода термококка и выводе из процесса в его составе углерода снижается и производство тепловой энергии. В результате удельные выбросы CO<sub>2</sub> при отнесении их на тепловую энергию остаются неизменными.

Оценим также уровень удельной эмиссии CO<sub>2</sub> при производстве тепловой энергии путем классического сжигания угля (таблица 7).

Таблица 7 - Эмиссия CO<sub>2</sub> при сжигании угля

Наименование параметра	Значение
Масса угля, т	1,0
Общая влага угля, %	33,2
Рабочая зольность угля, %	3,2
Углерода в 1 т угля, C <sub>г</sub> , кг	445
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании угля, т	1,639
Теплосодержание угля, ГДж	15,7
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании угля, кг/ГДж	103

Сравнивая приведенные данные можно видеть, что удельная эмиссия CO<sub>2</sub> при комбинированном производстве из угля тепловой энергии и термококка по



технологии «Термококк-КС» не превышает эмиссию  $\text{CO}_2$  при классическом сжигании угля.

*Полученные данные легли в основу нового технологического регламента производства среднетемпературного кокса под торговой маркой МК–1 на котельной АО «Разрез Березовский». В результате промышленного внедрения результатов работ обеспечено увеличение выпуска среднетемпературного кокса и снижены затраты на утилизацию избыточной тепловой энергии (приложение J).*

### **2.3 Влияние влажности угля на скорость термообработки угольных частиц**

Из данных ранее проведенных работ по нагреву угольной пластины можно видеть, что одним из факторов, влияющих на скорость прогрева частиц угля, является его влажность [82]. При этом в промышленном производстве термококса, как правило, имеется избыток тепловой энергии как в виде горячей воды (пара), так и в виде горячих дымовых газов. Этот потенциал возможно использовать для подсушивания угля с целью уменьшения времени термообработки и интенсификации процесса.

Для изучения степени влияния влажности угля на скорость термообработки проведена серия опытов по нагреву угольной пластины с различной исходной влажностью. В экспериментах осуществлялся двусторонний нагрев одиночных образцов монолитного угля размером  $50 \times 50 \times 30$  мм до температур  $600\text{--}900^\circ\text{C}$ , нагрев осуществлялся в инертной среде азота. Форма с пластиной вводилась в предварительно нагретую печь в вертикальном положении на подвесе электронных весов. Схема эксперимента приведена на рисунке 24.

В образец на расстояниях 0, 7 и 15 мм от нагреваемой поверхности вводились термопары, с помощью которых в блоке регистрации температур велась запись

термограммы прогрева частицы. Процесс нагрева продолжался до тех пор, пока температура в центре образца не достигала температуры в камере печи.

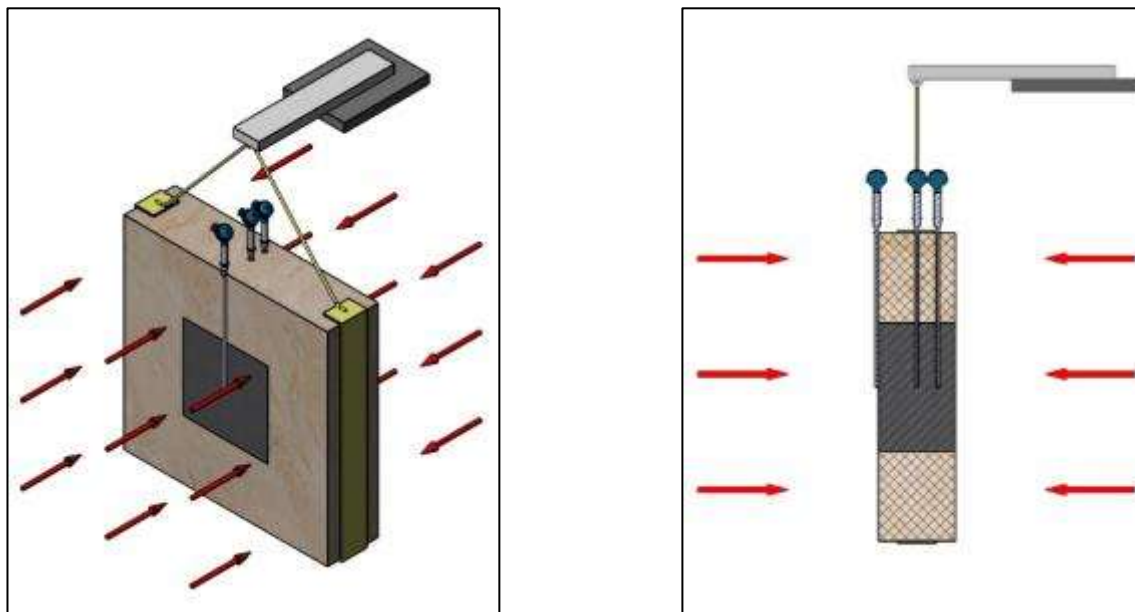


Рисунок 24 – Схема проведения эксперимента с двухсторонним нагревом пластины угля

Как видно из приведенных данных (рисунки 25–36), снижение влаги угля с 33% до 5% приводит к полуторакратному уменьшению необходимого времени прогрева частиц. Так, при температуре 600 °С время нагрева образца угля с влажностью 33% составило 45 минут, а при уменьшении влажности угля до 5% уже 27 минут. При температуре 900 °С длительность нагрева при такой же влажности угля составила 22 и 17 минут, соответственно.

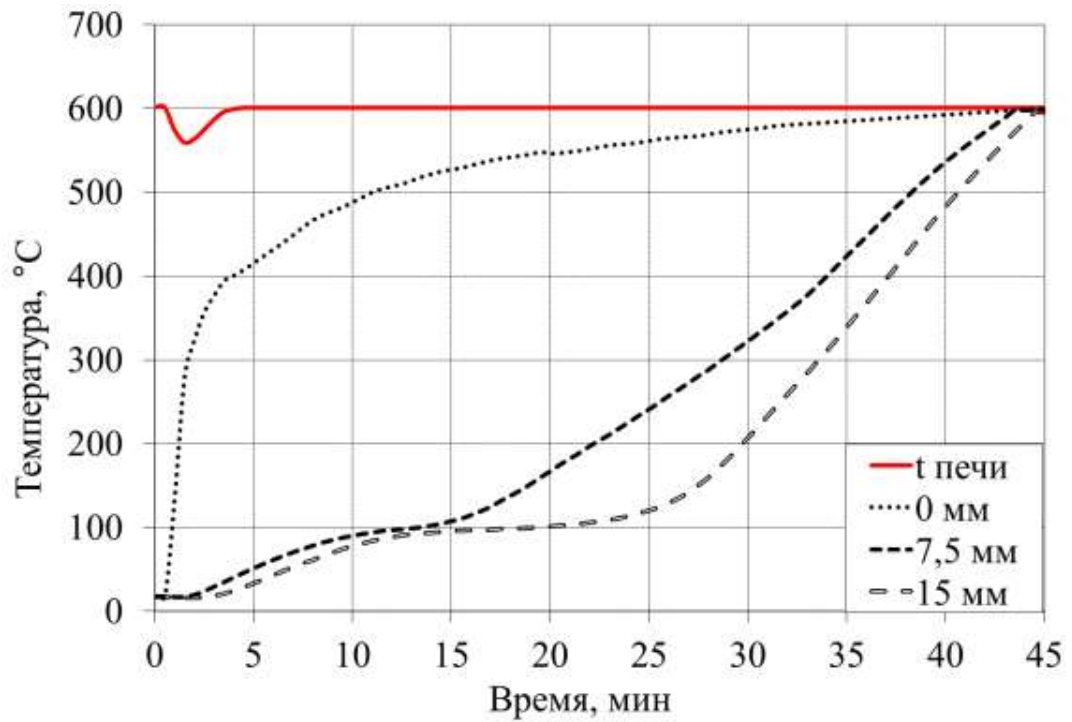


Рисунок 25 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 600°C ( $W^r=33\%$ )

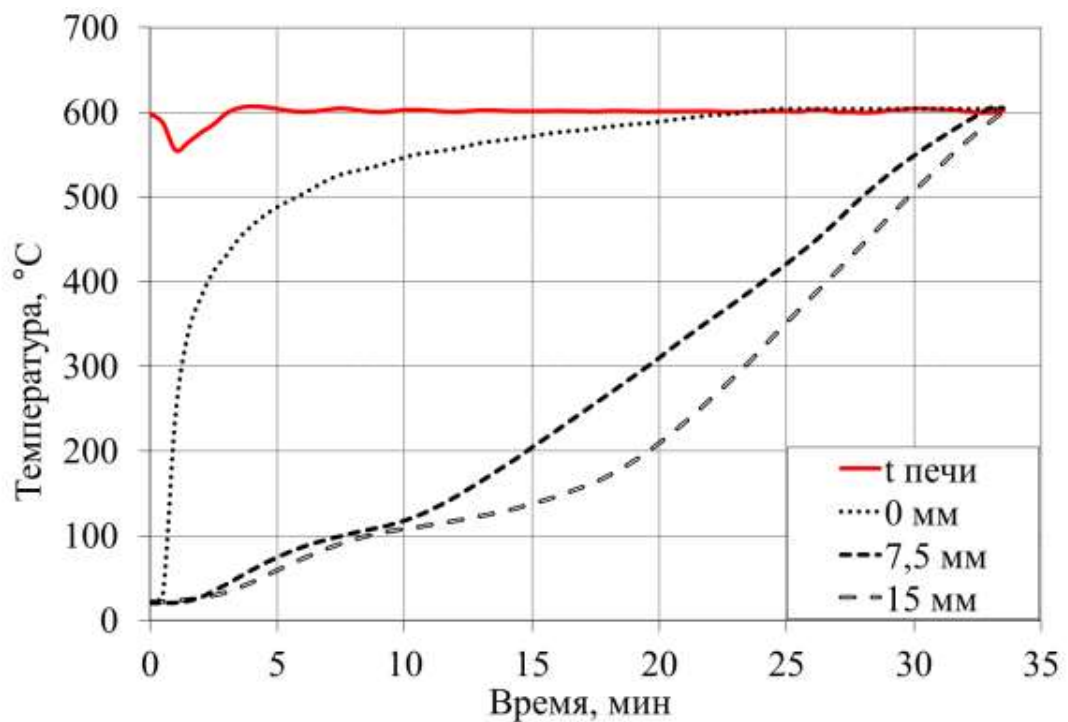


Рисунок 26 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 600°C ( $W^r=20\%$ )

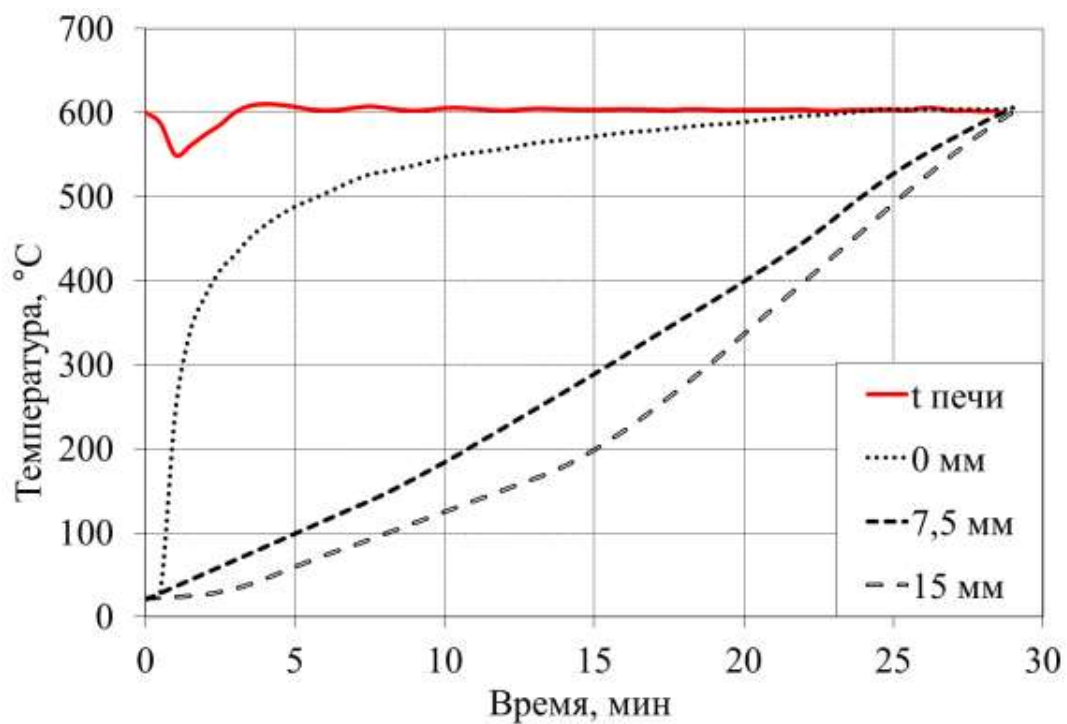


Рисунок 27 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 600°C ( $W^r=5\%$ )

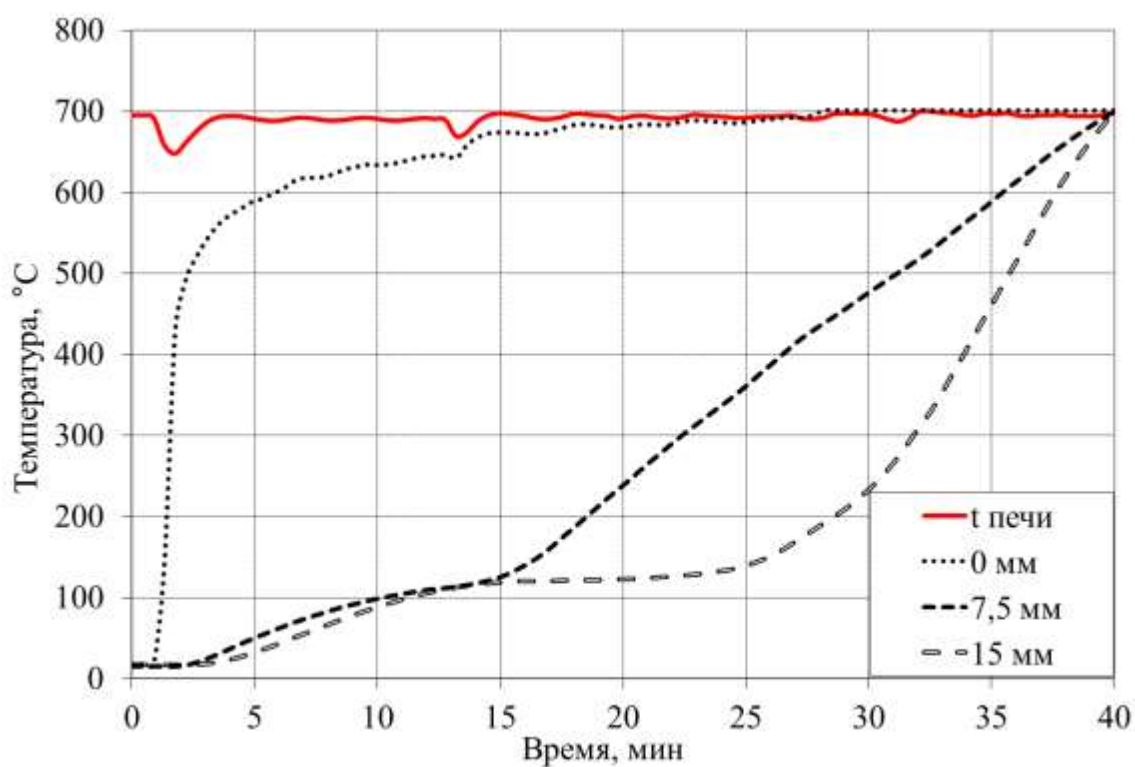


Рисунок 28 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 700°C ( $W^r=33\%$ )

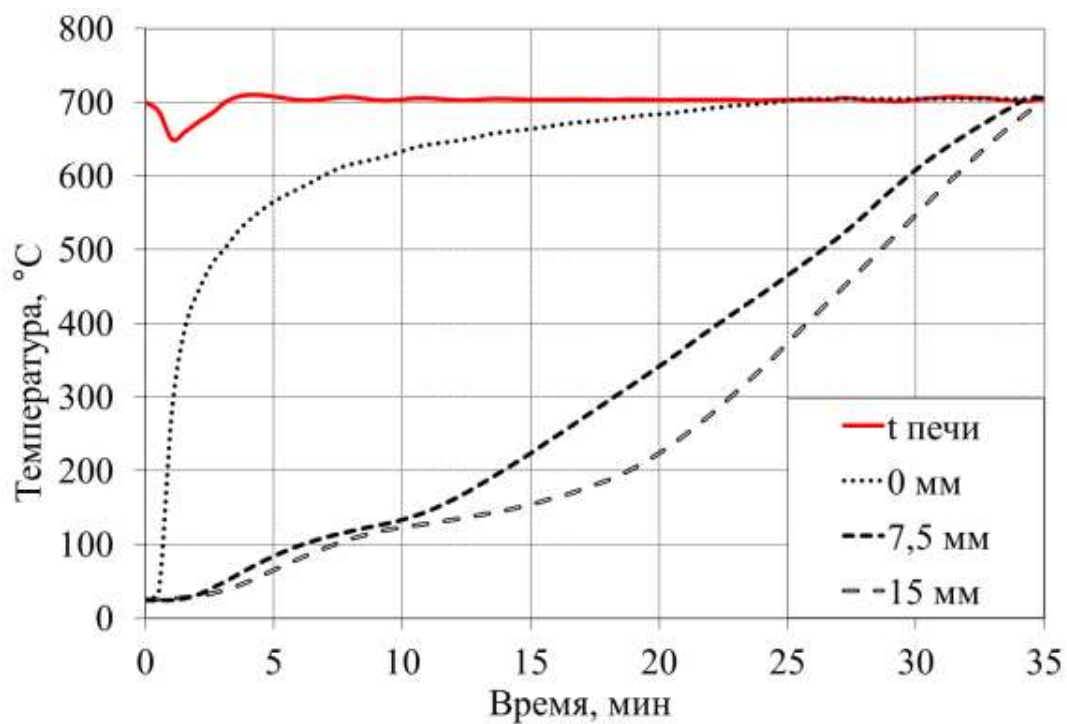


Рисунок 29 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 700°C ( $W^r=20\%$ )

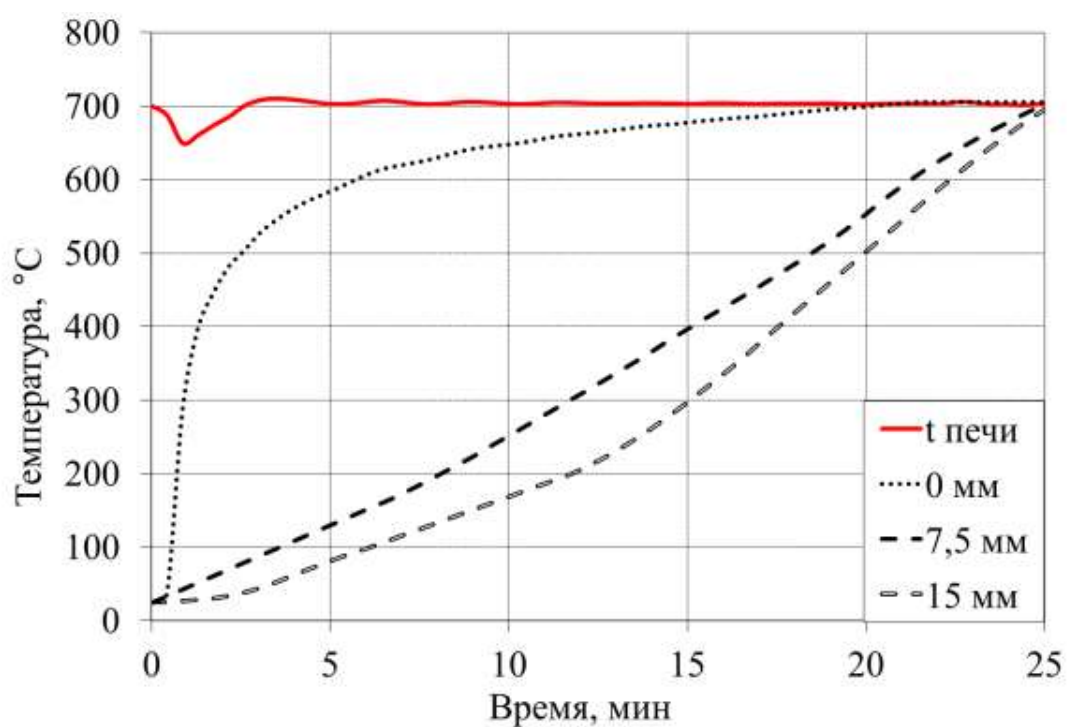


Рисунок 30 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 700°C ( $W^r=5\%$ )

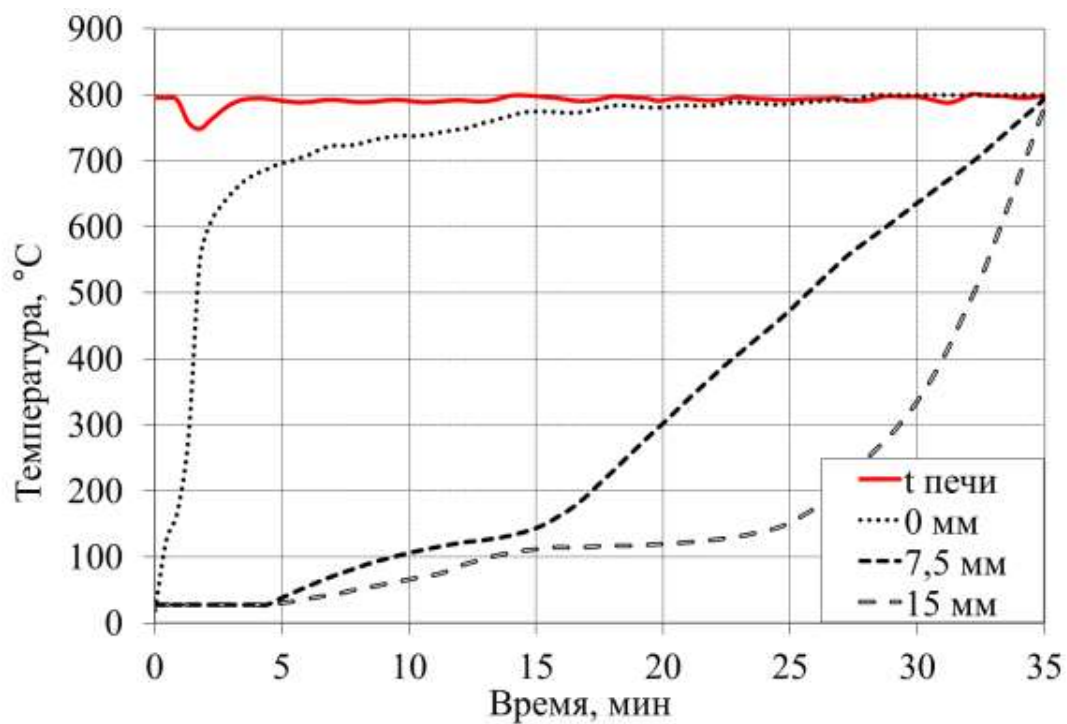


Рисунок 31 – Термограмма нагрева угля при температуре печи  $800^{\circ}\text{C}$  ( $W^r=33\%$ )

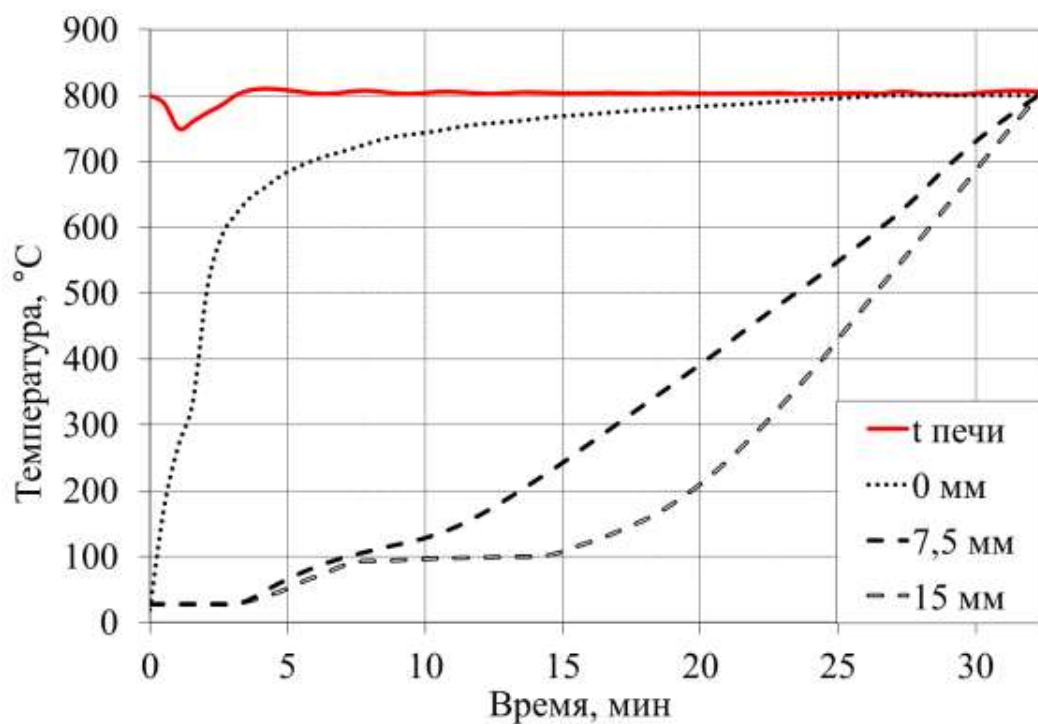


Рисунок 32 – Термограмма нагрева угля при температуре печи  $800^{\circ}\text{C}$  ( $W^r=20\%$ )

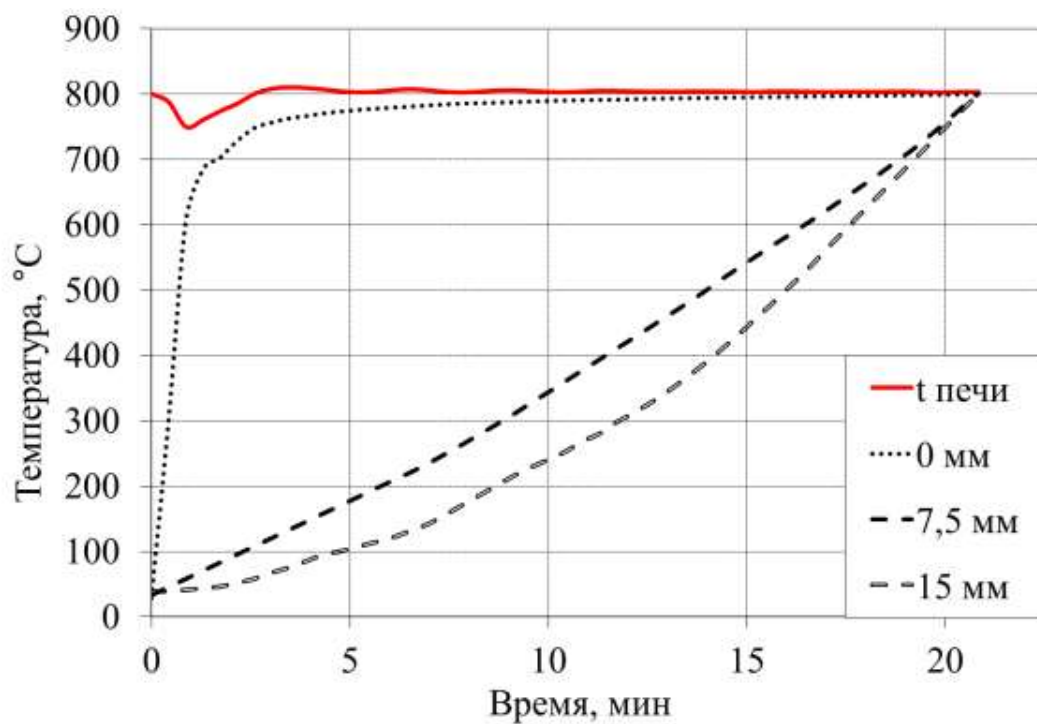


Рисунок 33 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 800°C ( $W^r=5\%$ )

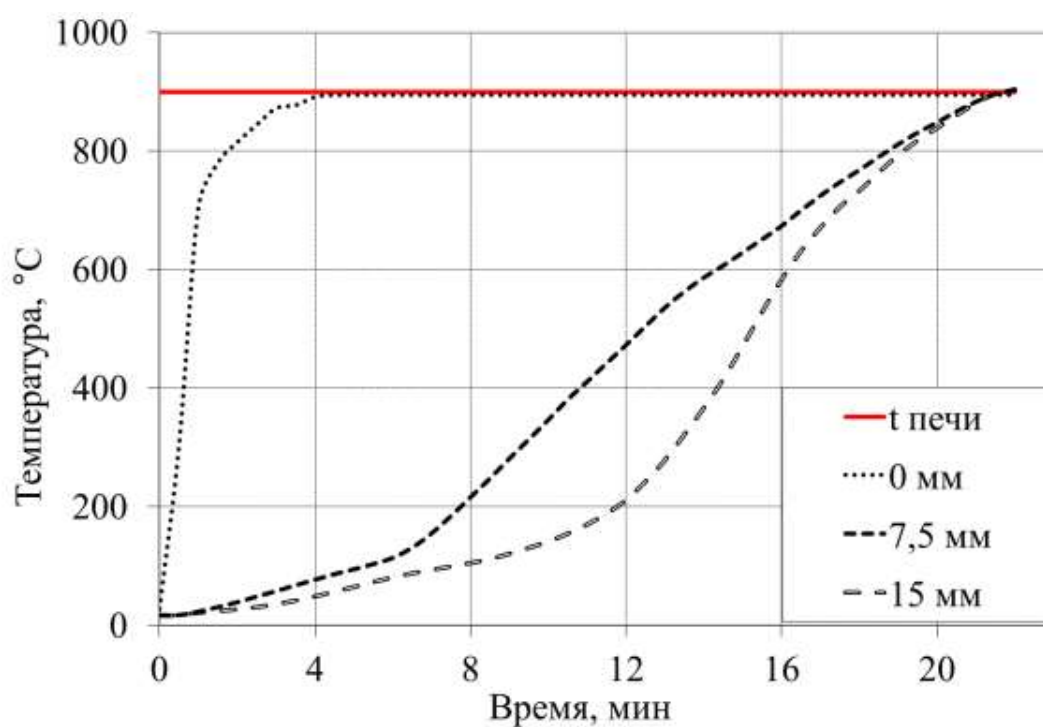


Рисунок 34 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 900 °C ( $W^r=33\%$ )



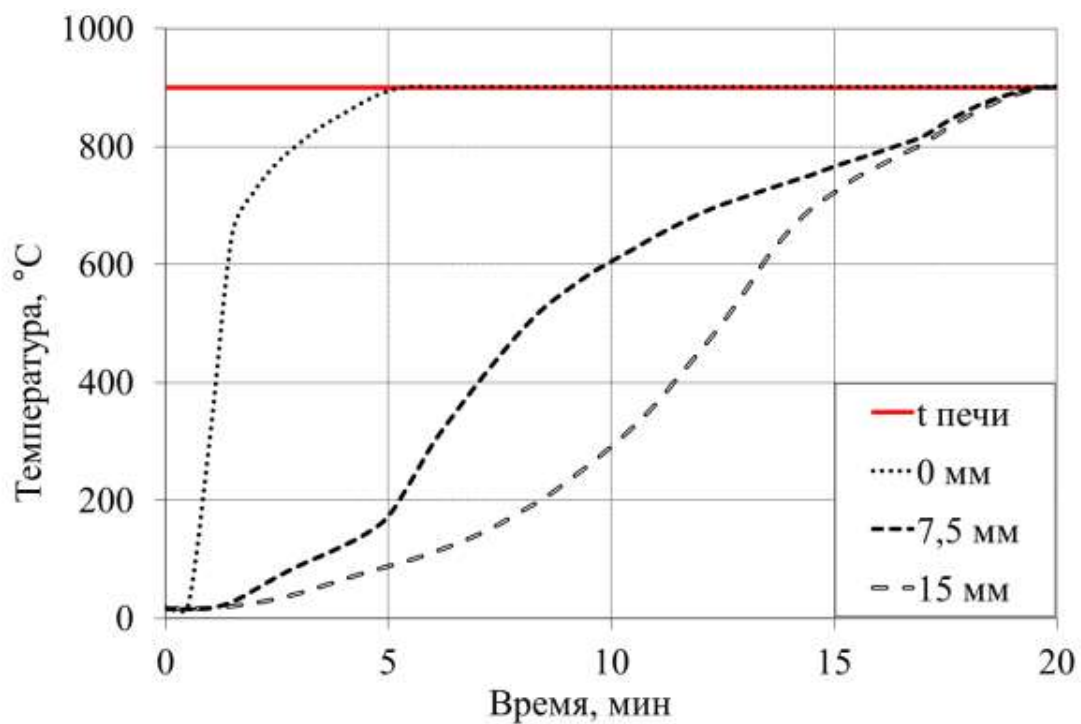


Рисунок 35 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 900 °С ( $W_r=20\%$ )

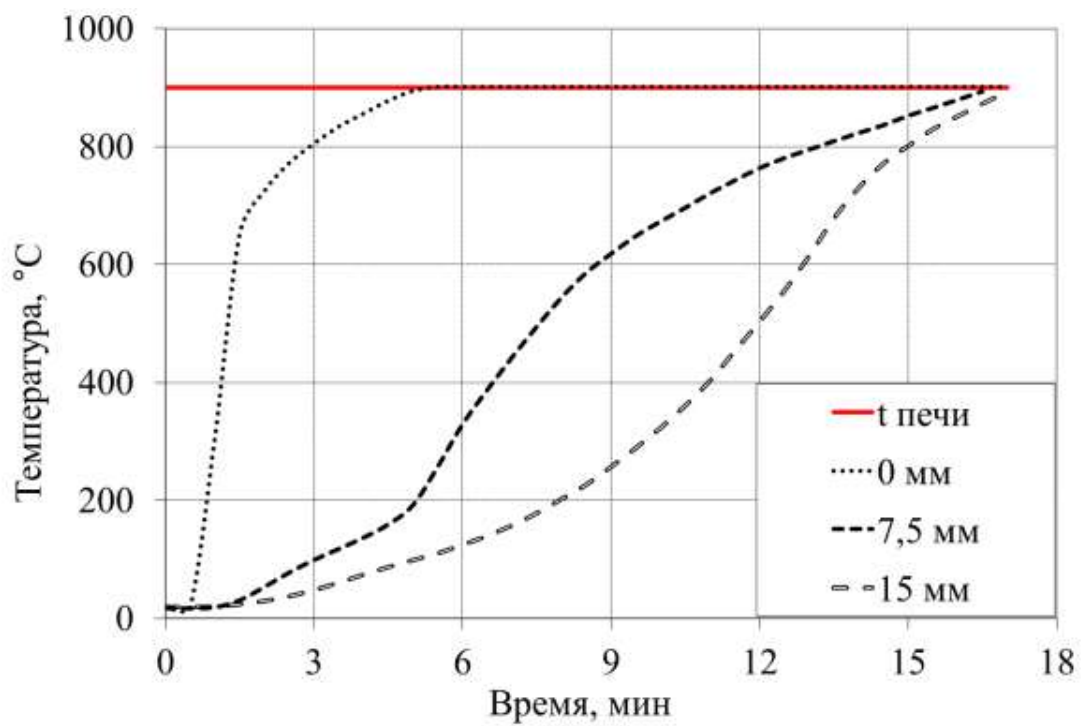


Рисунок 36 – Термограмма нагрева угля при температуре печи 900 °С ( $W_r=5\%$ )



На рисунках 37–40 приведены зависимости изменения относительной массы образцов угля различной влажности при нагреве до различных температур греющей среды. Видно, что относительная масса частиц угля изменяется практически линейно с течением времени. Скорость изменения массы не зависит от показателя общей влаги, но сильно зависит от температуры нагрева.

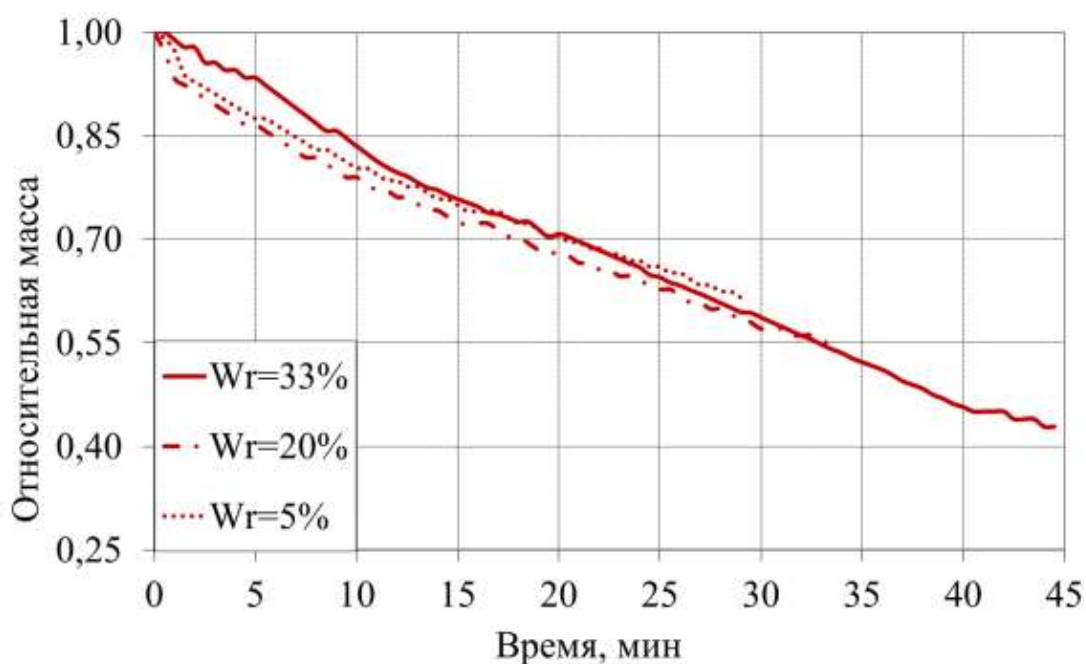


Рисунок 37 – Изменение относительной массы образца различной влажности при температуре среды  $600^\circ\text{C}$

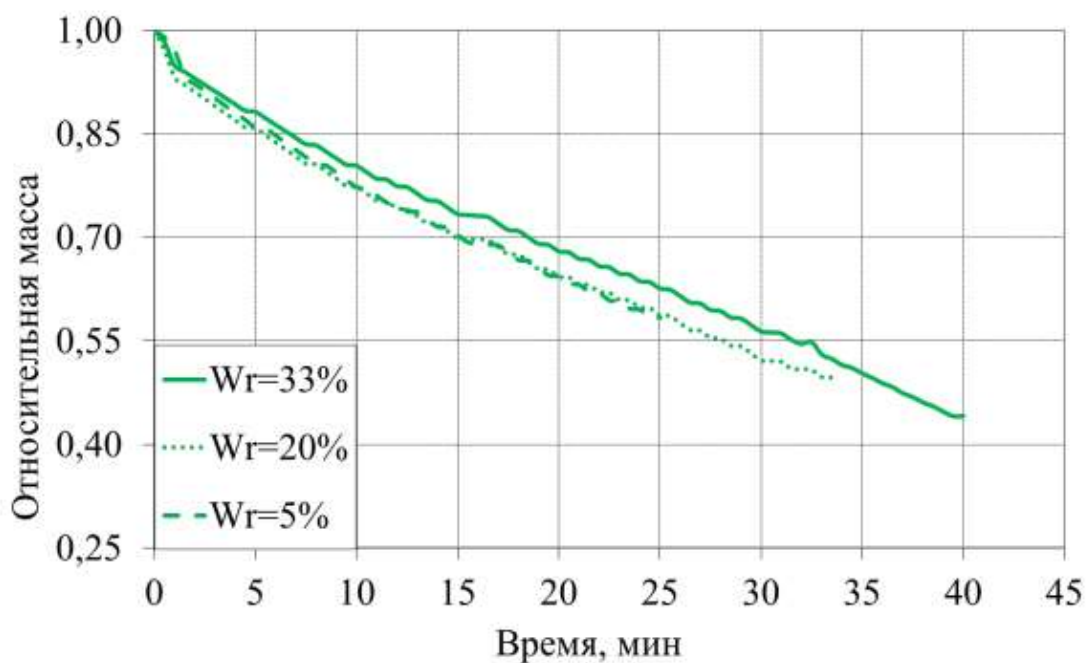


Рисунок 38 – Изменение относительной массы образца различной влажности при температуре среды 700°C

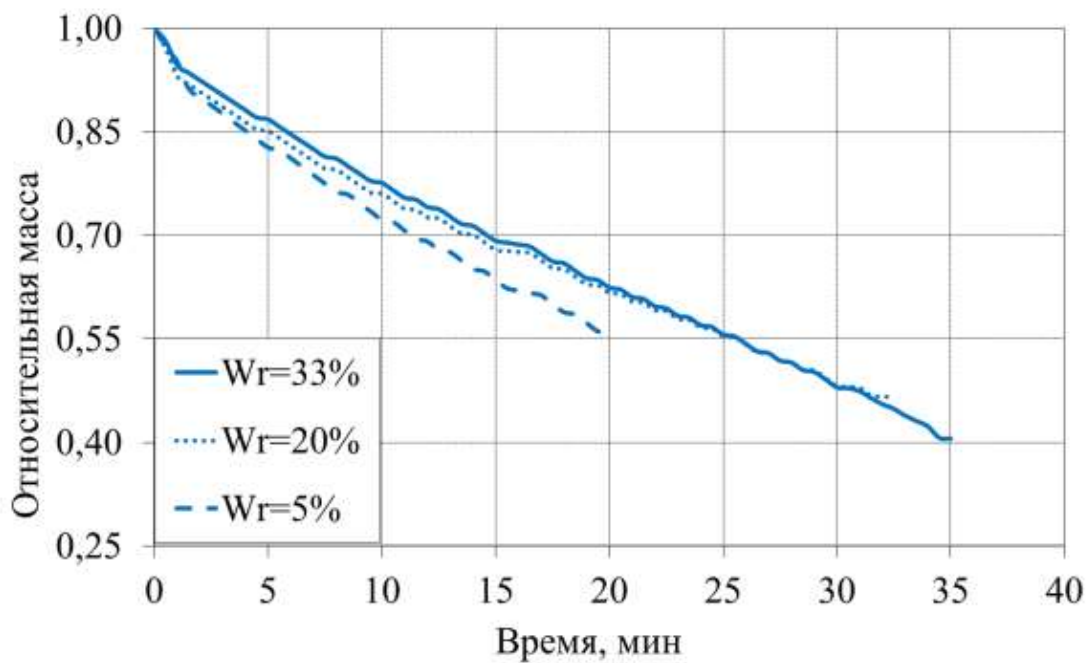


Рисунок 39 – Изменение относительной массы образца различной влажности при температуре среды 800°C

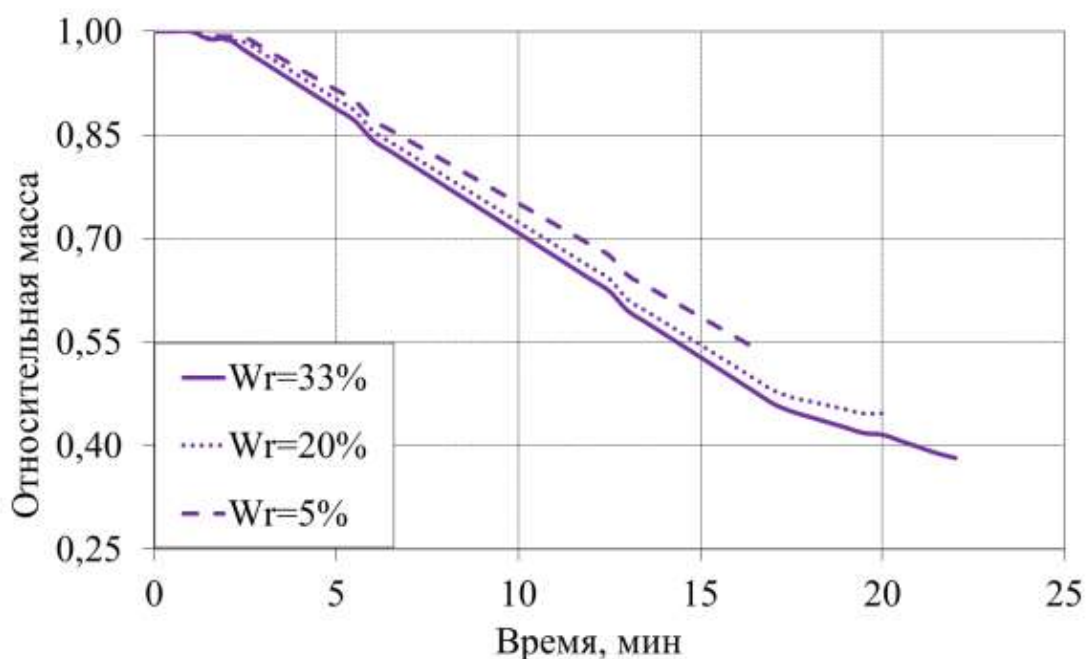


Рисунок 40 – Изменение относительной массы образца различной влажности при температуре среды 900°C

Так при температуре 600 °C скорость изменения относительной массы составляет 0,013 долей/мин, а при температуре 900 °C возрастает в 2,3 раза и составляет уже 0,03 долей/мин. При температуре 700 °C, определенной ранее в качестве оптимальной при термообработке у кипящем слое, скорость потери массы составляет 0,017 долей/мин.

Однако, как было показано выше, снижение влажности частиц угля существенно уменьшает общее время термообработки при получении коксового остатка с равными характеристиками (приложение В).

Таким образом, предварительное снижение влаги перед подачей угля в кипящий слой позволит интенсифицировать процесс термообработки и еще больше увеличить относительный выход термококса. С целью определения параметров энерготехнологической переработки подсушенного угля в кипящем слое далее были выполнены экспериментальные исследования на огневом стенде.

## 2.4 Исследование влияния управляющих параметров на показатели теплотехнологического процесса при работе на буром угле

На огневом стенде были проведены эксперименты по частичной газификации угля крупностью 5–15 мм в кипящем слое в рекомендованном ранее температурном диапазоне (приложение С). Используемый уголь предварительно подсушивался до различной влажности: 6, 15, 25, 33 %. На рисунках 41–43 приведены полученные данные в виде зависимости относительного выхода кокса, его зольности и выхода летучих веществ от температуры кипящего слоя. Аппроксимирующие линейные зависимости представлены в Приложении С.

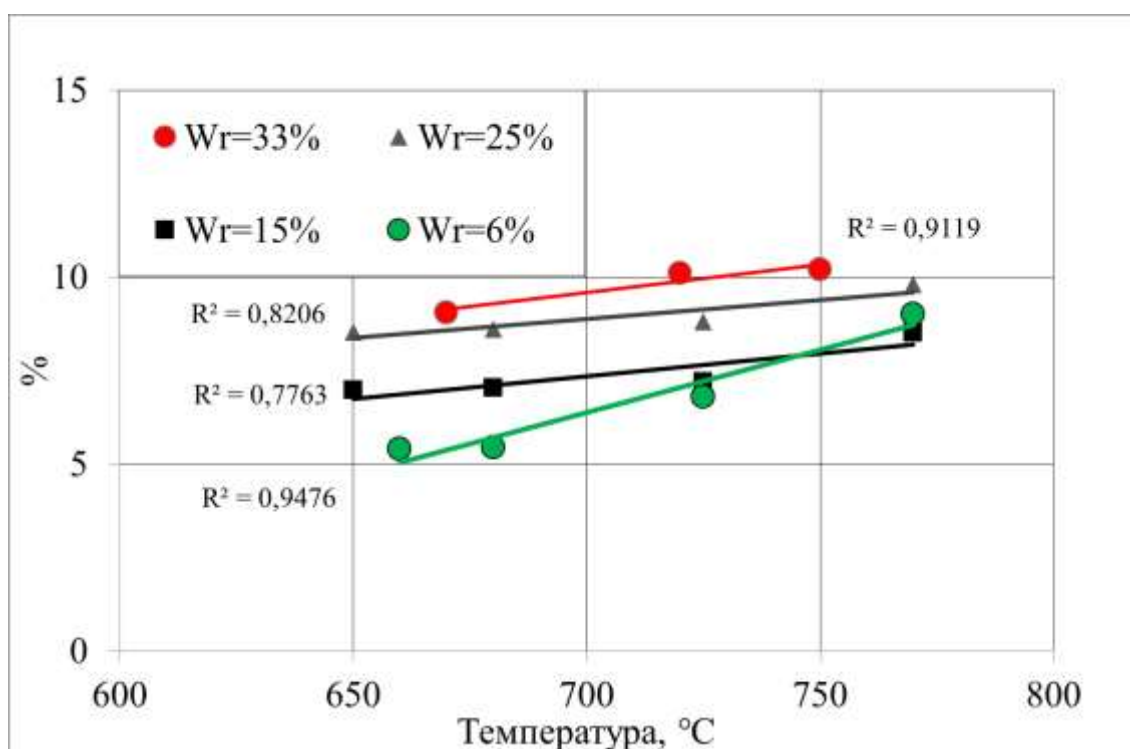


Рисунок 41 – Зависимость зольности термококса от температуры кипящего слоя

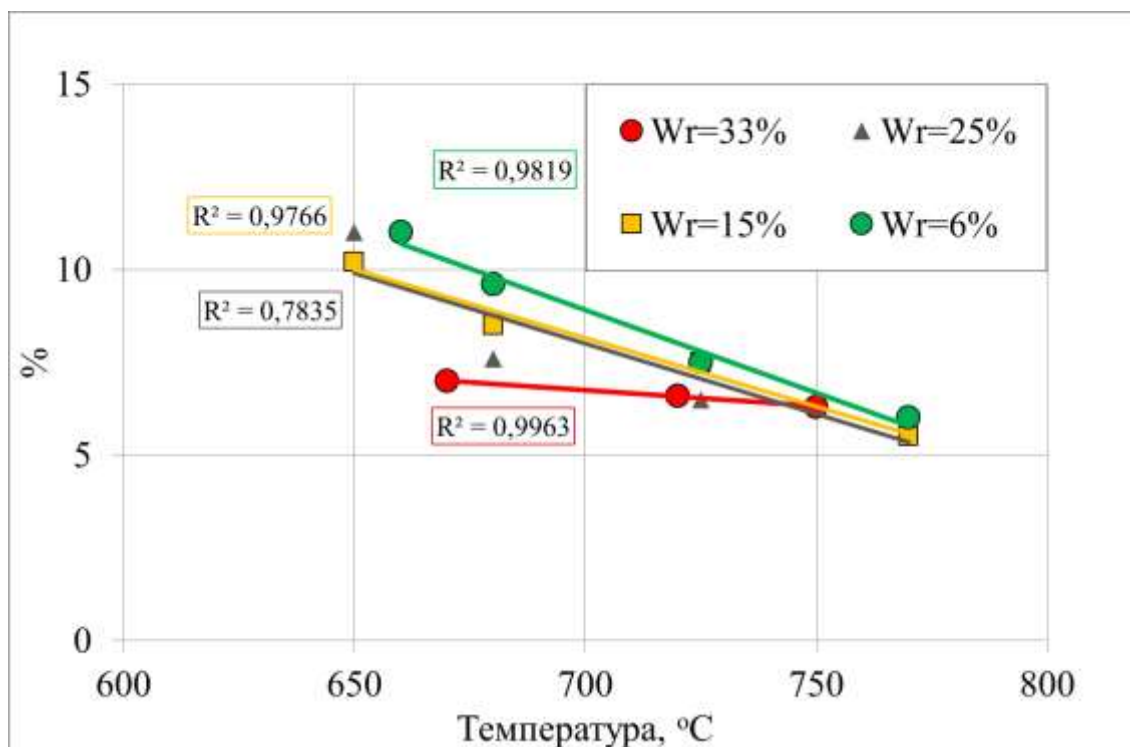


Рисунок 42 – Зависимость выхода летучих веществ термококса от температуры кипящего слоя

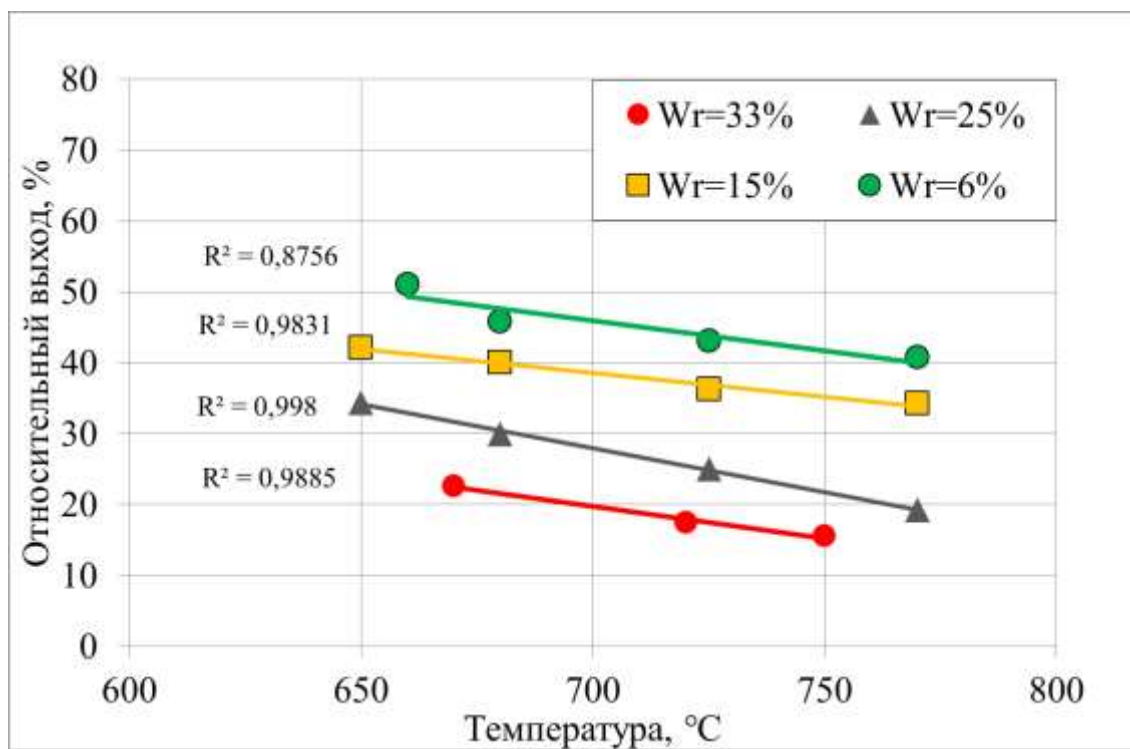


Рисунок 43 – Зависимость относительного выхода термококса от температуры кипящего слоя

При температуре кипящего слоя 700 °С получен термококс зольностью и выходом летучих веществ менее 10 %. С уменьшением влажности исходного угля наблюдается увеличение показателя относительного выхода. При влажности 33 % он составлял 20 %, а при влажности угля 25, 15, 6 % – 28, 40, 45 % соответственно.

В результате использования подсушенного угля изменился также и энергетический баланс процесса (рисунки 44 – 45).

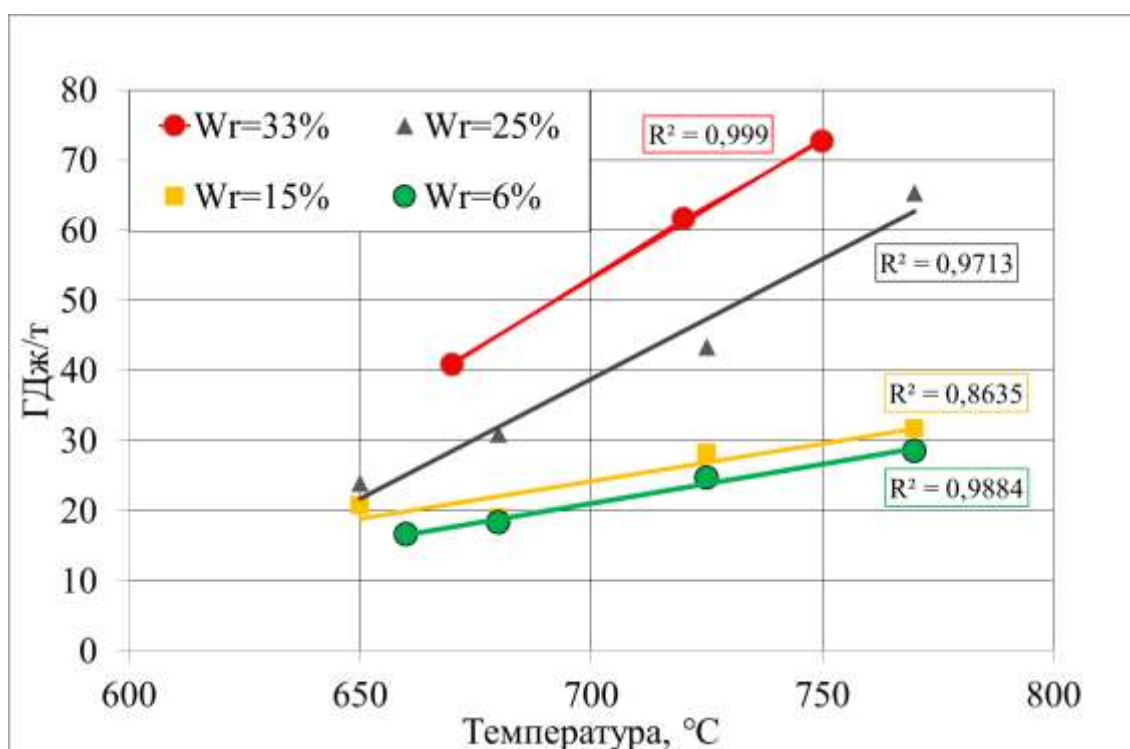


Рисунок 44 – Получение тепловой энергии на единицу произведенного термококса

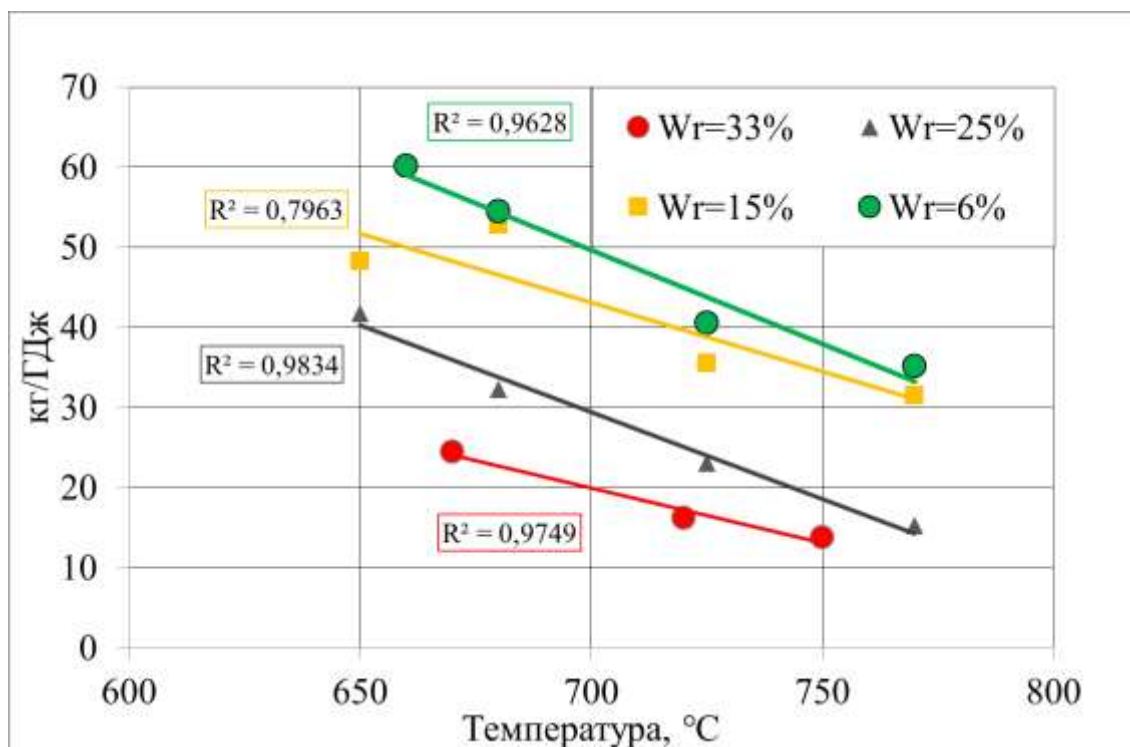


Рисунок 45 – Производство термококса на единицу получаемой тепловой энергии

При снижении влаги угля производство тепловой энергии при температуре кипящего слоя 700 °C снижается с 53 ГДж на каждую тонну получаемого термококса при общей влаге угля 33% до 21 ГДж при общей влаге угля 6%. Соответственно производительность процесса по термококсу на единицу тепловой энергии возрастает с 20 кг/ГДж до 46 кг/ГДж при снижении влаги с 33% до 6%. При оптимальной температуре кипящего слоя 700 °C рост удельной производительности с хорошей точностью аппроксимируется линейной зависимостью (рисунок 46). При промышленной реализации такого процесса нужно руководствоваться не только параметрами возможного теплосъема используемых котлоагрегатов, но и приемлемым с экономической точки зрения уровнем влажности подаваемого в процесс угля.

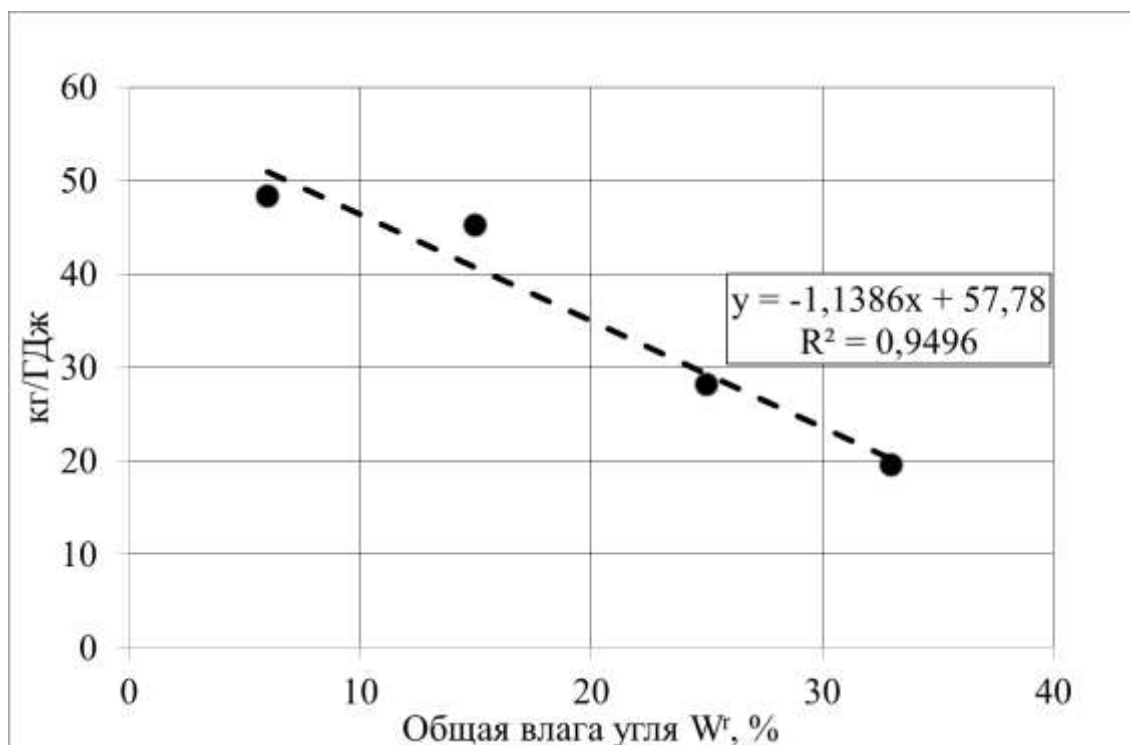


Рисунок 46 – Зависимость удельной производительности по термококсу от влажности угля при температуре слоя 700 °С

Гранулометрический состав термококса изменился в сторону укрупнения частиц (рисунок 47), так как эффект термодробления [83] теперь не оказывает столь значительного влияния на измельчение угля. При использовании угля даже с влажностью 6 % происходит измельчение частиц за счет активного выхода летучих веществ и истирания в кипящем слое. Однако содержание крупного класса плюс 6 мм в термококсе, полученном из сухого угля, составляет 35 % в то время, как в термококсе из исходного влажного угля частиц такой крупности нет вовсе.



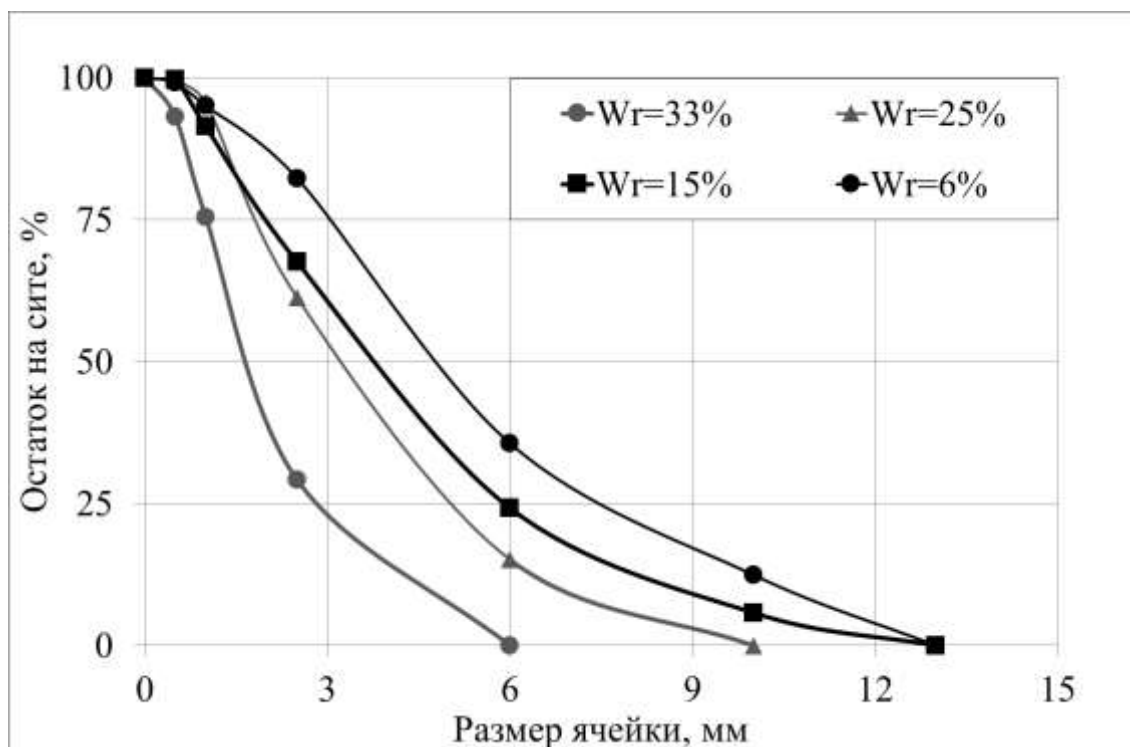


Рисунок 47 – Средний гранулометрический состав термококка из угля с различной влажностью в диапазоне температур 650–770 °С

Рассмотрим изменение объемов эмиссии углекислого газа при переработке угля различной влажности. Снижение влажности исходного угля значительно повышает относительный выход термококка, увеличивается также и доля углерода угля, выводимая в составе с термококка.

Результаты оценки выбросов CO<sub>2</sub> для оптимальных режимов переработки угля различной влажности приведены на рисунке 48 и в Приложении С. На этом же рисунке представлен уровень удельной эмиссии CO<sub>2</sub> при сжигании угля. Видно, удельная эмиссия CO<sub>2</sub> при комбинированной переработке угля по технологии «Термококк-КС» не превышает эмиссию CO<sub>2</sub> при классическом сжигании угля. Более того, предварительное подсушивание угля обеспечивает снижение удельной эмиссии углекислого газа в расчете на единицу производимой тепловой энергии на 10 % - со 102 кг/ГДж до 90 кг/ГДж.

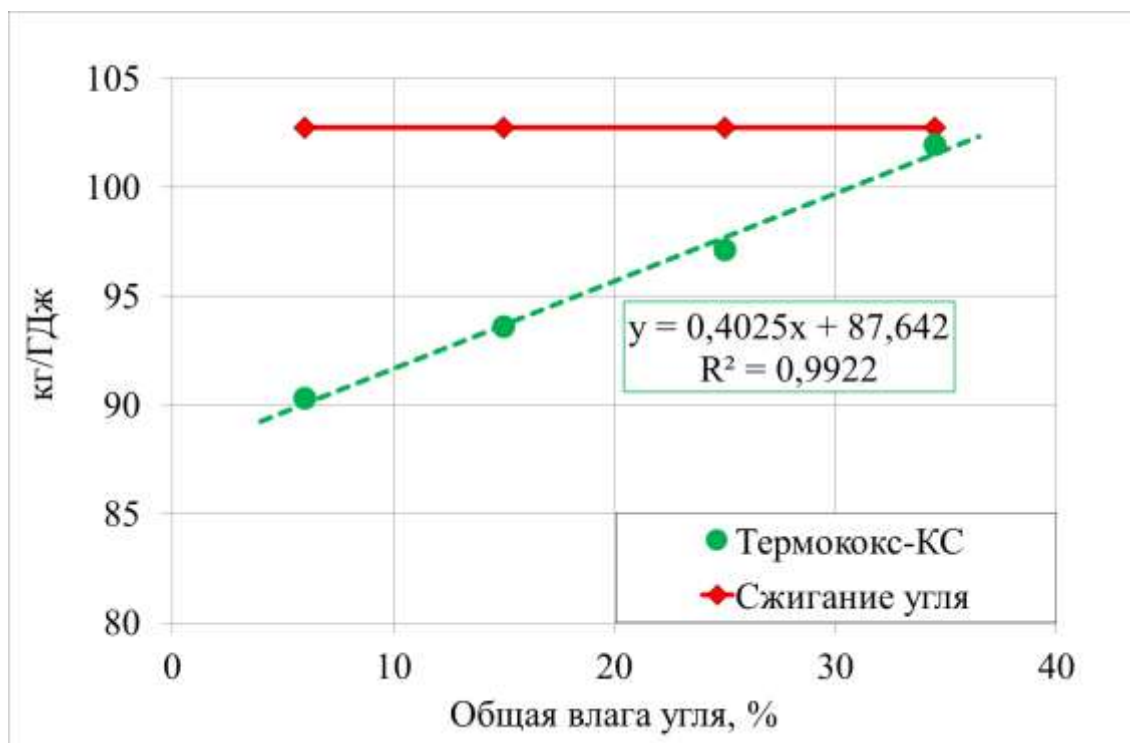


Рисунок 48 – Зависимость удельной эмиссии углекислого газа от влажности угля

Таким образом, предварительная сушка угля позволила более, чем вдвое увеличить относительный выход термококка – с 20 % до 45 % от массы поступающего в кипящий слой угля при сохранении качественных показателей по зольности  $A^d$  и выходу летучих  $V^{daf}$  ниже 10 %.

*В расчете на исходный уголь с общей влагой 33 % относительный выход кокса в процессе с предварительной сушкой угля до влажности 6 % составил 32 %, что более, чем в полтора раза превышает достигнутый ранее уровень производительности на влажном угле.*

*В результате проведенных исследований достигнуто значительное укрупнение частиц получаемого термококка, что существенно расширяет возможности его транспортировки и хранения на открытых складах.*

*Кроме того, предварительное подсушивание угля наряду с полуторакратным увеличением производительности технологии по дорогостоящему твердому продукту – термококсу – дополнительно*

*обеспечивает снижение эмиссии углекислого газа в атмосферу на 10 % на единицу произведенной тепловой энергии.*

## **2.5 Комбинированное производство тепловой энергии и буроугольного полукокса в кипящем слое**

### **2.5.1 Предпосылки к дальнейшему совершенствованию технологии**

Металлургическими предприятиями в производстве доменного чугуна для снижения потребления дорогостоящего кокса и достижения в зоне плавления необходимых температур применяется природный газ и/или пылеугольное топливо (ПУТ) [84].

Технология вдувания ПУТ предусматривает, как правило, совместную подачу в доменную печь природного газа и угольной пыли, что сокращает расход кокса. Замещение дорогого сырья более дешевым аналогом (коксующегося угля энергетическим) уменьшает себестоимость выплавки чугуна примерно на 5%. При использовании ПУТ в доменном процессе потребление дорогостоящего кокса снижается на 18 %, природного газа – в пределах 60 % [85, 86, 87]. Возможна полная замена природного газа ПУТ в случае экономической целесообразности такого режима. В качестве ПУТ используются высококалорийные угли марок СС и Т с типичными характеристиками, указанными в таблицах 8–9 [88, 89].

Марки углей Т (тощий) и СС (слабоспекающийся) относятся к дефицитным и высоко востребованным маркам, как на внутреннем российском рынке, так и за рубежом.

При высоком качестве уголь марки Т сходен по своим качественным характеристикам с антрацитом. Например, экспорт угля Т резко возрос в направлении Украины на замену выбывшему из-за военного конфликта донецкому

антрациту во второй половине 2014 г., а в начале 2015 г. ограниченными партиями поступал на антрацитовую Новочеркасскую ГРЭС (Ростовская обл.) ОГК–2.

Таблица 8 – Типичные характеристики угля марки СС

Сортомарка угля	Класс крупности	$W^r$ , %	$A^d$ , %	$V^{daf}$ , %	$Q$ , МДж/кг (не менее)
ССР (рядовой)	0–50	9	15		25,1
ССПК (плита, камень)	50–200	6	10	до 28	27,0
ССОМ (орех, мелкий)	25–50	8	14	до 28	26,4
ССМСШ (мелкий, семечка, штыб)	0–25	12	14	до 28	26,4
ССОМСШ (орех, мелкий, семечка, штыб)	0–50	12	20	до 28	22,6

Таблица 9 – Типичные характеристики угля марки Т

Сортомарка угля	Класс крупности	$W^r$ , %	$A^d$ , %	$V^{daf}$ , %	$Q$ , МДж/кг (не менее)
ТР (рядовой)	0–200	9	15	до 17	24,7
ТПК (плита, камень)	50–200	6	10	до 17	26,4
ТОМ (орех, мелкий)	25–50	8	14	до 17	26,0
ТКО (камень, орех)	25–70	8	14	до 17	26,0
ТОМСШ (орех, мелкий, семечка, штыб)	0–50	10	12	до 17	26,0
ТМСШ (мелкий, семечка, штыб)	0–25	10	12	до 17	26,0

При повышении выхода летучих веществ (с примерно 12–14% до 18–22%) марка Т сходна с маркой СС. На угольном рынке иногда используется термин «марка ТС» – фактически тощий уголь с повышенными летучими.

Объем внутренних ж-д. отгрузок угля марки Т составляет порядка 10 млн т/год. Экспорт – более 25 млн т/год. На экспорт отгружается в основном в виде отсевов для энергетики и промышленных предприятий (наиболее распространённая низшая теплота сгорания – 25 Мдж/кг), пылеугольного топлива для металлургов. Также отгружается сортовой уголь, в первую очередь на западном направлении (например, в Турцию).

Обе эти марки угля являются дефицитными, характеристики углей значительно изменяются как от месторождения к месторождению, так и в пределах одной шахты и даже пласта. В итоге потребители угля вынуждены получать уголь от множества различных поставщиков, а с учетом постоянно изменяющегося качества угля производить на своих площадках смесевое топливо необходимого состава. Зачастую приготовление ПУТ необходимого качества подготовить попросту невозможно ввиду отсутствия угля с необходимыми характеристиками. В результате металлурги вынуждены корректировать параметры основного процесса доменной плавки, что негативно сказывается на производительности и качестве чугуна. Ежегодное потребление ПУТ в России превышает 2 млн т. Металлургические компании выказывают заинтересованность в поставках заменителя угля для ПУТ. Непременным требованием является стабильность качественных характеристик при поставках значительного объема.

Ачинский глиноземный комбинат, расположенный в Красноярском крае, для отопления 12-ти вращающихся печей обжига глинозема использует около 1,5 млн т/год каменных углей марки Т от более чем десятка поставщиков из Кузбасса. Это также приводит к осложнению контроля за качеством шихты, ввиду получения углей разного качества, и к существенным проблемам поставок, связанным с удаленностью комбината от мест добычи угля.

Эти же марки угля используют предприятия цементной промышленности Сибири для обжига клинкера и также испытывают проблемы с качеством поставляемого топлива, сложностью организации поставок и заинтересованы в поставках подходящего топлива стабильного состава.

Уголь Березовского разреза, обладающий беспрецедентной стабильностью качественных характеристик, является перспективным сырьем для производства ПУТ, технологического топлива для спекания глинозема и обжига цементного клинкера.

Общепринята следующая классификация твердых продуктов термической переработки угля в зависимости от температуры обработки [90, 91]:

- низкотемпературный кокс (**полукокс**) – 500–650 °С;
- среднетемпературный кокс – 650–900 °С;
- высокотемпературный кокс – свыше 900°С.

**Получение полукокса из бурого угля Березовского разреза в кипящем слое в рамках концепции ТЕРМОКОКС является следующим этапом настоящего диссертационного исследования.**

### **2.5.2 Экспериментальное исследование энерготехнологического процесса получения буроугольного полукокса**

В описанном ранее технологическом процессе ТЕРМОКОКС–КС производится среднетемпературный кокс – рекомендованная температура 670–700 °С. При этом выход летучих веществ  $V^{\text{daf}}$  в получаемом термококсе составляет менее 10%. Для повышения  $V^{\text{daf}}$  до показателя 17–20 % необходимо снизить температуру кипящего слоя путем увеличения расхода угля или снижением расхода дутьевого воздуха. Однако при пониженной температуре уменьшается и вязкость ожижающего агента (смеси воздуха, дымовых газов и выходящих из угля

летучих веществ), что приводит к дестабилизации кипящего слоя и прекращению кипения с использованием угля исходной влажности.

Применение подсушенного угля позволило помимо увеличения производительности процесса получения термококса обеспечить стабильное функционирование кипящего слоя при пониженных температурах. Более легкие в результате первоначального подсушивания частицы угля хорошо ожижаются газовоздушным потоком и при более низких температурах кипящего слоя, что позволяет увеличить расход угля и, как следствие, резко повысить производительность процесса. С уменьшением влажности исходного угля температурный диапазон термообработки расширяется в сторону меньших температур. Нижний предел функционирования кипящего слоя при влажности угля 25 % составлял 620 °С, а при влажности 15, 6 % – 590 °С и 550 °С соответственно.

В результате термообработки при температуре в диапазоне 550–680 °С, соответствующей температурному режиму полукоксования, получен буроугольный полукокс с выходом летучих веществ в пределах 10–22 % (рисунки 49–51). Такой показатель соответствует характеристикам углей марок Т и СС, используемых для вдувания в доменные печи предприятий черной металлургии.

Относительный выход полукокса из подсушенного угля достигает 60 % при максимальном значении выхода летучих веществ 22 %. В расчете на исходный уголь с общей влагой 33 % относительный выход полукокса в процессе с предварительной сушкой угля до влажности 6 % составил 45 %. Приведенные на рисунках данные аппроксимированы линейными зависимостями, которые приведены в Приложении С.

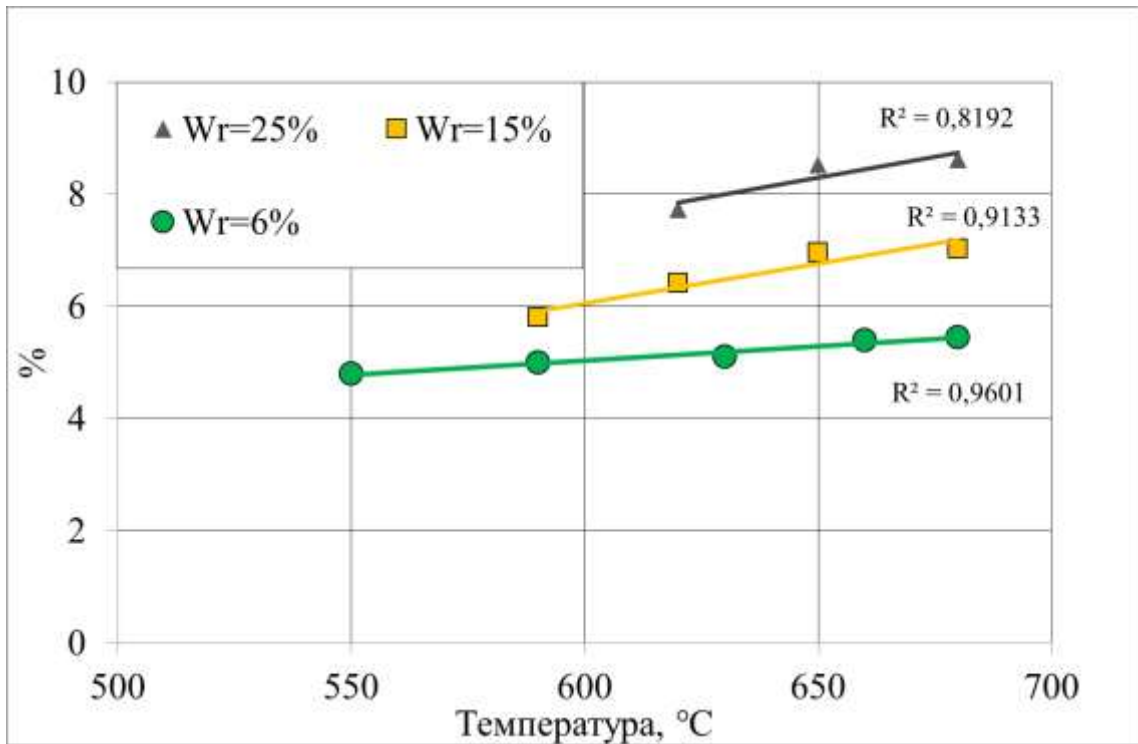


Рисунок 49 – Зависимость зольности полукокса от температуры кипящего слоя

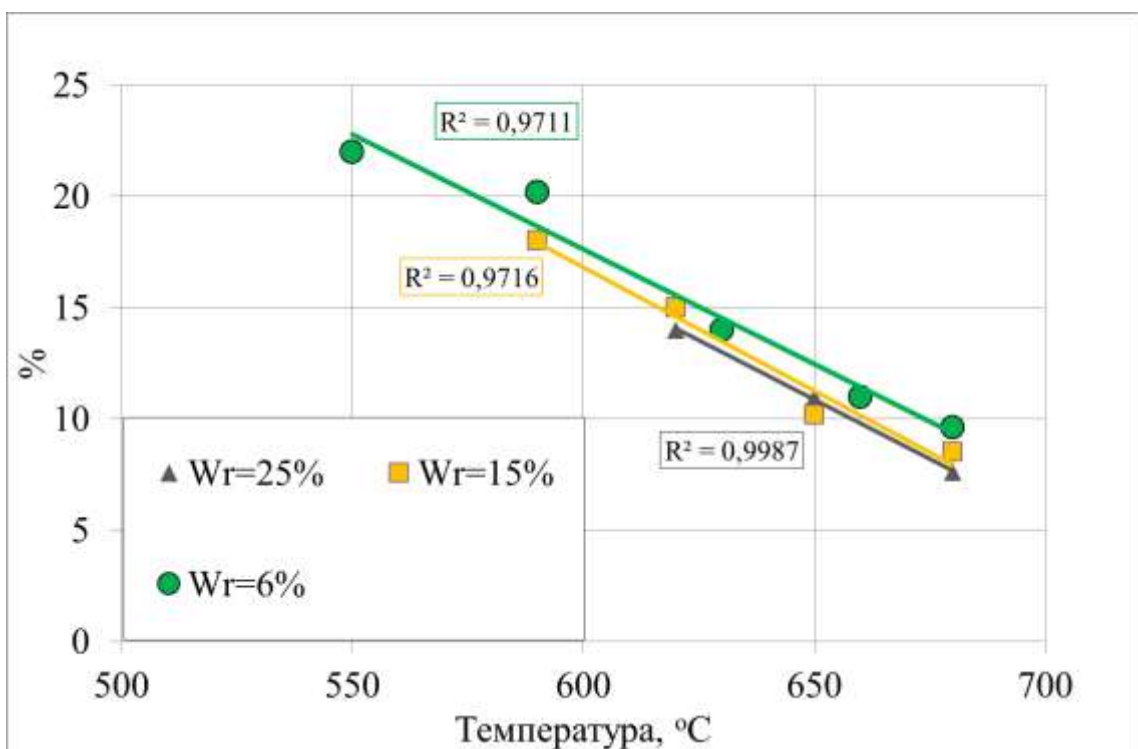


Рисунок 50– Зависимость выхода летучих веществ полукокса от температуры кипящего слоя



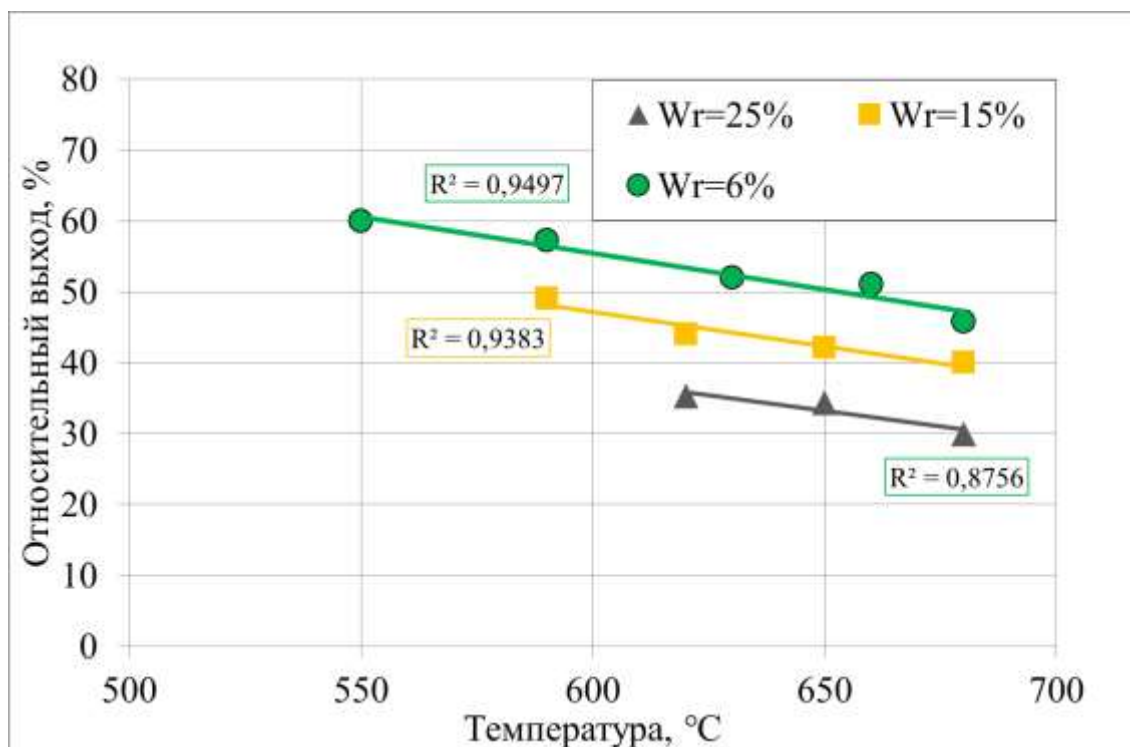


Рисунок 51 – Зависимость относительного выхода полукокса от температуры кипящего слоя

Энергетический баланс в этом случае еще больше сдвигается в сторону производства твердого продукта.

При снижении влаги угля производство тепловой энергии на тонну полукокса снижается как с уменьшением влажности угля, так и с уменьшением температуры кипящего слоя. При влажности угля 6 % и температуре слоя 550 °C удельное производство тепловой энергии составляет всего 10 ГДж/т, что в 5 раз ниже, чем при производстве термококса из влажного угля. Соответственно производительность процесса по полукоксу на единицу тепловой энергии возрастает и при снижении влаги угля, и при снижении температуры переработки угля со стабильной влажностью. При влажности угля 6 % и температуре слоя 550 °C удельная производительность по полукоксу составляет 100 кг/ГДж.

Крупность частиц полученного полукокса гораздо больше крупности среднетемпературного кокса (рисунок 54). Содержание класса крупности плюс 6 мм в полукоксе достигает 74 % при переработке угля с влажностью 6 %.

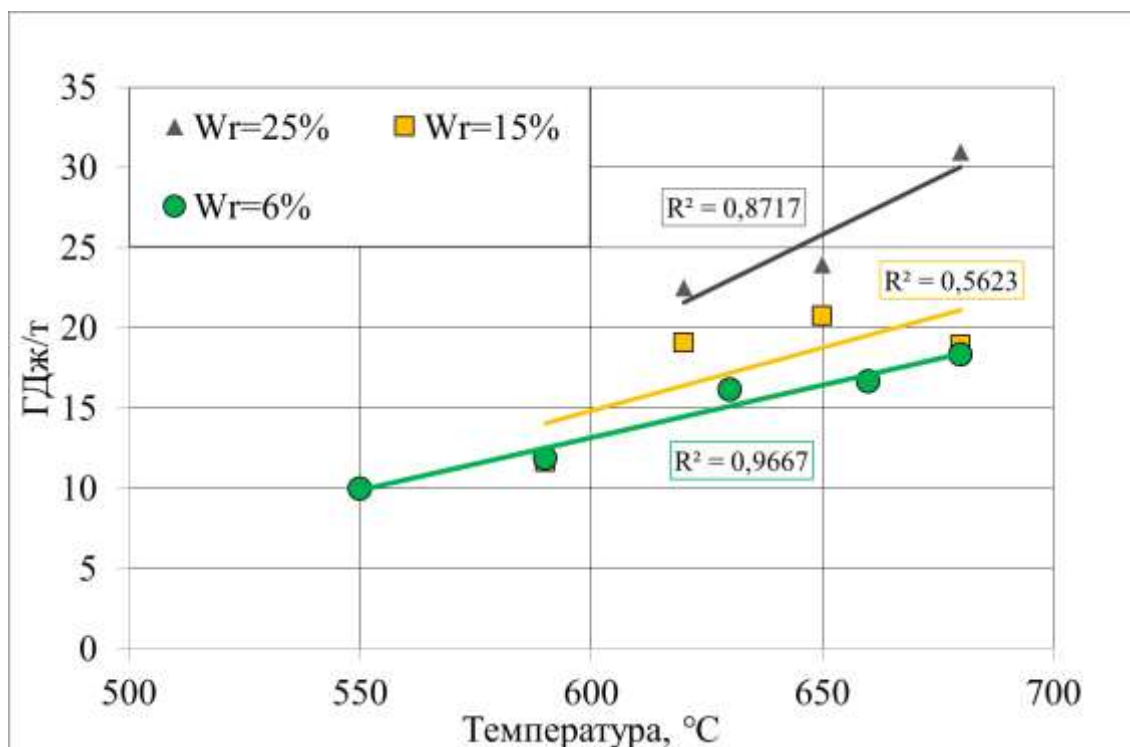


Рисунок 52 – Производство тепловой энергии на единицу произведенного термококка

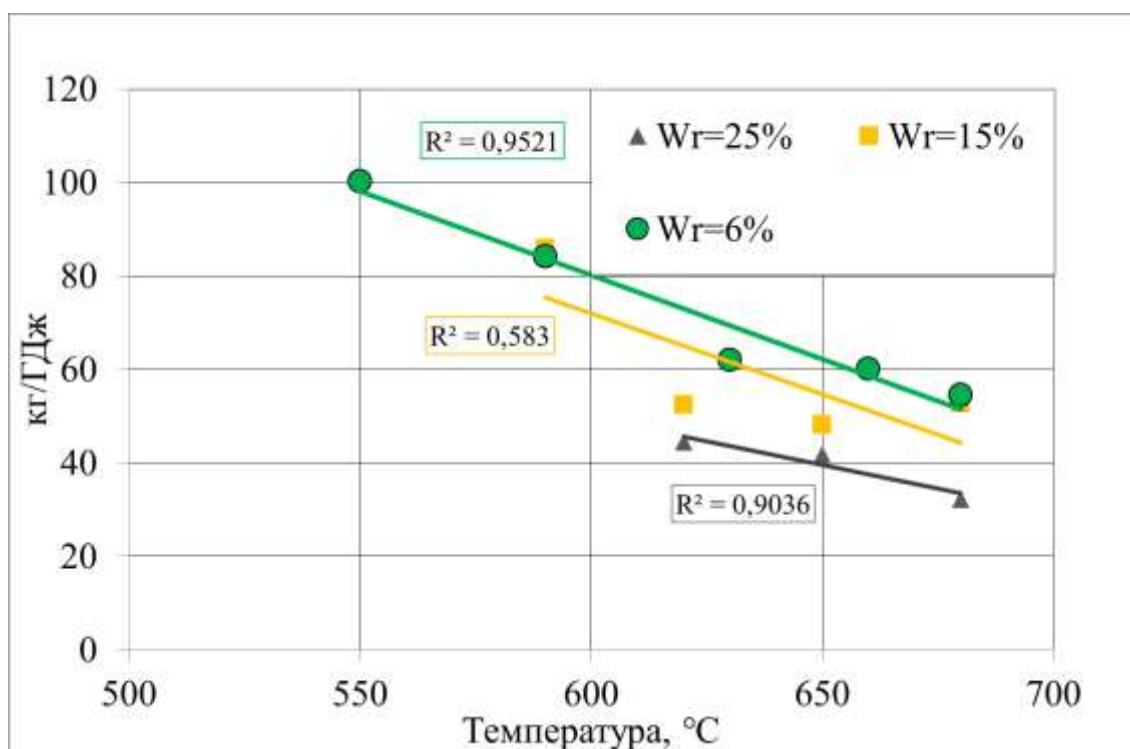


Рисунок 53 – Производство термококка на единицу получаемой тепловой энергии

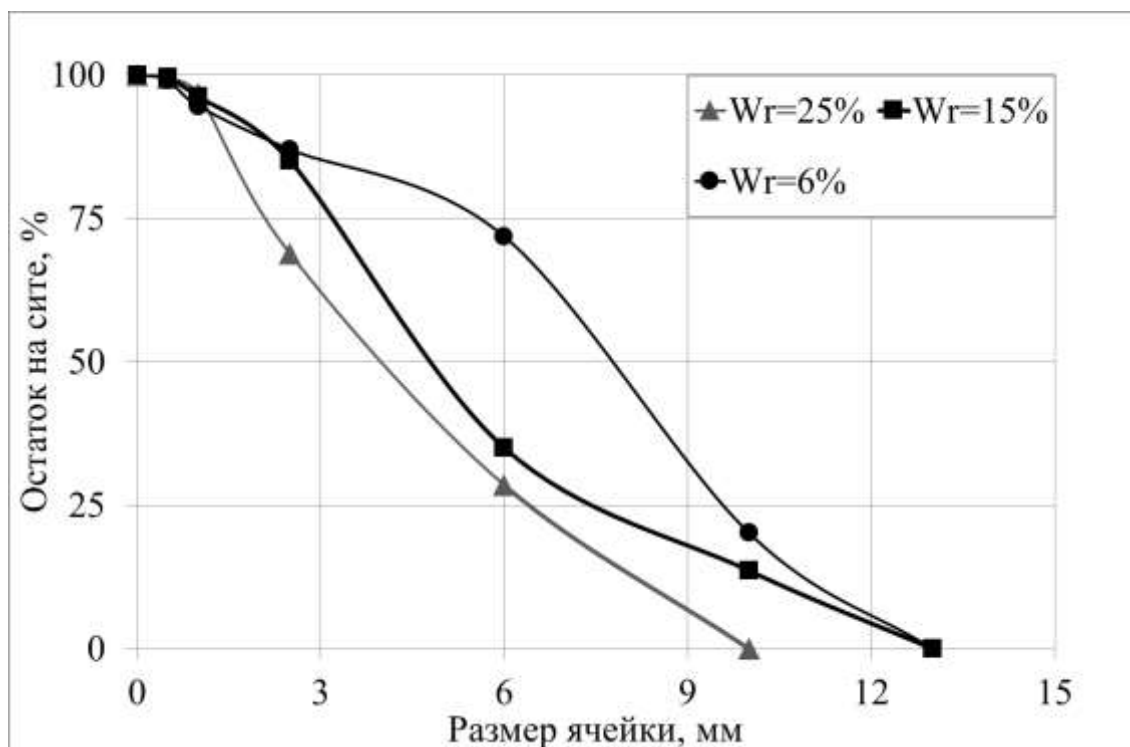


Рисунок 54 – Средний гранулометрический состав полукочка из угля с различной влажностью в диапазоне температур 550–650 °С

Предварительная сушка угля позволила более, чем вдвое увеличить относительный выход термококка – с 20 % до 45 % от массы поступающего в кипящий слой угля при сохранении качественных показателей по зольности  $A^d$  и выходу летучих  $V^{daf}$  ниже 10 %.

Таким образом, применение предварительной сушки угля перед подачей в кипящий слой позволяет реализовать режим автотермического полукочкования угля в кипящем слое [93 – 98]. В результате получен высококалорийный полукочек с выходом летучих веществ от 10 % до 22 %, что соответствует требованиям к высококачественным углям марок Т и СС.

### 2.5.3 Оценка воздействия на атмосферный воздух

В связи со значительным увеличением относительного выхода твердого продукта (полукокса) по мере снижения влажности угля эмиссия углекислого газа в атмосферу снижается еще больше.

Результаты оценки выбросов  $\text{CO}_2$  для режимов получения полукокса из угля различной влажности приведены на рисунке 55 и в Приложении С. Видно, предварительное подсушивание угля обеспечивает снижение удельной эмиссии углекислого газа в расчете на единицу производимой тепловой энергии на 20 % - со 102 кг/ГДж до 83 кг/ГДж.

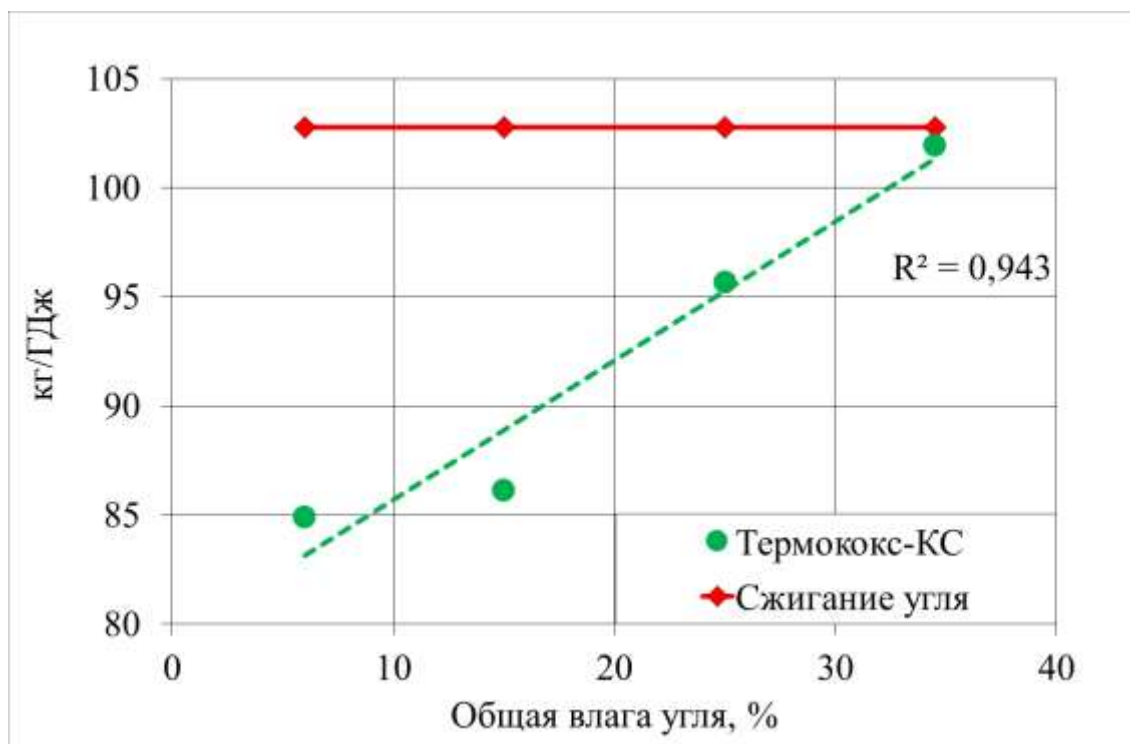


Рисунок 55 - Зависимость удельной эмиссии углекислого газа от влажности перерабатываемого угля

В таблице 10 приведены результаты расчета выбросы загрязняющих веществ для вариантов производства тепловой энергии путем сжигания Березовского угля в типовом котле КВТС-20 и путем переработки этого же угля с параллельным

производством полукокса в энерготехнологической установке. Тепловая мощность котла и установки при этом принималась равной друг другу. Расчет, произведен в соответствии с [91] и представлен в приложении С.

Таблица 10 – Выбросы загрязняющих веществ при выработке тепловой энергии

Наименование вещества	Значение, т/год	
	Сжигание угля	Производство тепла и полукокса по технологии «Термококк-КС»
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	143,75	98,93
Оксид азота, NO	23,44	16,13
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	125,6	86,3
Оксид углерода, CO	436,0	373,7
Бенз(а)пирен	0,001008	0,001055
Твёрдые частицы	406,5	547,9

*Эмиссия CO<sub>2</sub> при энерготехнологической переработке угля с комбинированным производством полукокса и тепловой энергии на 20 % ниже, чем производстве тепловой энергии путем сжигания угля в стандартных котельных агрегатах. Выбросы вредных (загрязняющих) веществ (оксидов азота, серы, углерода и т.д.) при энерготехнологической переработке угля в кипящем слое с комбинированным производством полукокса и тепловой энергии снижаются на 15-30 % в сравнении с вариантом классического сжигания этого же угля.*

Таким образом, *производство тепловой энергии осуществляется с уменьшением удельных выбросов вредных веществ и углекислого газа в среднем на 20 %, а полукокс производится и вовсе с нулевыми выбросами в атмосферу.*

## **2.6 Выводы по совершенствованию технологии «ТЕРМОКОКС–КС»**

Целью технологии «ТЕРМОКОКС–КС» является трансформация природного энергоносителя – угля с высоким содержанием летучих веществ, в тепловую энергию и буроугольный кокс на основе комбинированного

безотходного производства. В данном разделе экспериментально исследовано влияние гранулометрического состава и влажности бурого угля на характеристики процесса, в том числе на выбросы углекислого газа при отнесении их на производимую тепловую энергию. Выполненные исследования позволяют усовершенствовать технологический процесс с увеличением производительности по термококсу и, как следствие, повысить экономическую и экологическую эффективность производства.

Экспериментально подтверждено увеличение производительности процесса переработки угля в кипящем слое с получением среднетемпературного кокса (термококса) путем удаления из исходного угля мелких классов. Производительность по твердому продукту при этом повышается на 20% отн., снижается удельное производство тепловой энергии. Ввиду изначально меньшего содержания в угле мелких частиц значительно сокращается вынос мелкодисперсного кокса в топочный объем котла, что приводит к снижению нагрузки на пылеочистные устройства котельных.

Дополнительная предварительная сушка угля позволяет **достичь** дополнительного **полуторакратного увеличения производительности** по термококсу с одновременным снижением эмиссии углекислого газа даже с учетом уменьшения производительности по тепловой энергии. Реализация такого подхода позволяет организовать достаточно крупное и одновременно экологически безопасное производство термококса даже на малых котельных с ограниченным сбытом тепловой энергии.

В варианте энерготехнологической модификации типового котла в каждом конкретном случае необходимо учитывать возможности котлоагрегата по теплосъему и пропускной способности дымовых газов, однако такие расчеты являются типовыми при разработке котельного оборудования и не представляют какой-либо сложности [99, 100].

Подсушивание угля позволило также реализовать стабильный процесс термической переработки угля в кипящем слое при пониженных температурах с

получением бурого угольного полукокса с повышенным выходом летучих веществ и еще больше снизить выбросы углекислого газа. *Усовершенствованная с применением озвученного подхода технология «ТЕРМОКОКС–КС» обладает большей экономической эффективностью и позволяет производить продукцию с широким диапазоном качественных показателей с одновременным снижением антропогенного воздействия на окружающую среду путем снижения выбросов вредных веществ и углекислого газа в атмосферу.*

**В результате исследований, представленных в данном разделе:**

- 1) усовершенствован процесс комбинированного получения тепловой энергии и *среднетемпературного кокса* из углей низкой степени метаморфизма в реакторе с кипящим слоем;
- 2) разработан новый экологически чистый технологический процесс получения *бурого угольного полукокса* в кипящем слое с получением высококалорийного топлива повышенной крупности;
- 3) подтверждено существенное снижение удельных выбросов вредных веществ ( $NO_x$ ,  $SO_2$ ,  $CO$ , твердых частиц) и парникового углекислого газа в атмосферу при энерготехнологической переработке бурого угля по технологии «Термококс–КС»;
- 4) разработанные способы комбинированной переработки угля в процессе ТЕРМОКОКС–КС защищены патентами Российской Федерации [101 – 102].

### 3 Комбинированное производство тепловой энергии и углеродного сорбента в модифицированном котлоагрегате

#### 3.1 Предпосылки разработки технологии получения сорбента

Мировой рынок сорбентов, составляющий по оценкам экспертов в 2021 г. около 4,5 млрд долларов, в ближайшие годы будет расти со скоростью 7,1 % в год.

Основными драйверами рынка в настоящее время являются законодательное регулирование состояния сточных вод и исходящих газов, охрана окружающей среды, а также технологические усовершенствования производственных процессов.

Основными видами промышленных адсорбентов являются силикагель, активированный уголь, молекулярные сита (цеолиты), активированный глинозем, глины.

В течение последних лет средний ежегодный прирост мирового потребления активированного угля составлял порядка 5,5 % и в 2014 г. оценивался в 1,43 млн т.

В тройку крупнейших мировых производителей активированного угля входят Calgon Carbon Corporation, Cabot Norit и Jacobi Carbons, суммарно на долю этих компаний приходится 45 % мирового производства.

На долю крупнейшего мирового производителя – компании *Calgon Carbon Corporation* приходится около 16 % от всего объема, компания производит около 200 тыс. т/год активированного угля (415 млн долларов США).

Calgon Carbon Corporation в начале 2016 г. объявила о завершении сделки по приобретению бизнеса компании СЕСА по производству активированного угля и фильтрационных материалов на основе минерального сырья (the Activated Carbon and Filter Aid Business).

На втором месте по объемам производства активированного угля компания *Cabot Norit* с объемом производства 180 тыс. т (360 млн долларов США), из



которых около 10 тыс. т/год приходится на производство активированного угля на основе кокосовой скорлупы. Холдинг Norit Group (Нидерланды), основанный в 1918 г., является крупнейшим в Европе и одним из крупнейших в мире производителем активированного угля. В 2012 г. группа Norit была приобретена Cabot Corporation (ведущий мировой производитель химических и специальных материалов) и переименована в Cabot Norit Activated Carbon. Cabot Norit производит более 300 марок углей различного назначения, а также разрабатывает решения и специальные марки углей под специфические требования заказчиков.

Компания Norit использует в производстве активированного угля все известные виды сырья (торф, каменный уголь, дерево, кокосовую скорлупу, оливковые косточки), типы активирования и другие производственные процессы, такие, как экструдирование, дополнительная классификация, промывки, импрегнирование различными веществами.

*Jacobi Carbons* является крупнейшим в мире производителем активированного угля на основе кокосовой скорлупы, мощности компании по выпуску данной продукции, как минимум в 2 раза превышают мощности других производителей. В 2011 г. *Jacobi Carbons* приобрела французского производителя активированного угля – компанию PISA, таким образом, были увеличены производственные мощности и расширен ассортимент выпускаемой продукции.

Штаб–квартира *Jacobi Carbons* находится в Швеции, производственные мощности (20 заводов по производству и 5 по реактивации активированного угля) расположены во Франции, Германии, Италии, США, Вьетнаме, Шри–Ланке, Индии и Китае. Ежегодный объем производства активированного угля компанией составляет около 100 тыс. т. В 2014 г. компанию *Jacobi Carbons* приобрела Osaka Gas Chemicals Co., Ltd. (OGC), которая, в свою очередь, является подразделением Osaka Gas Co., Ltd. Ранее в состав Osaka Gas Chemicals Co. входила японская JEC (Japan EnviroChemicals) – крупнейший поставщик активированного угля на японский рынок с долей 20%. Объединение мощностей *Jacobi Carbons* и JEC увеличило долю компании на мировом рынке до 13 %. В 2015 г. *Jacobi Carbons*

открыла новый завод по производству активированного угля на Филиппинах мощностью 20 тыс. т/год.

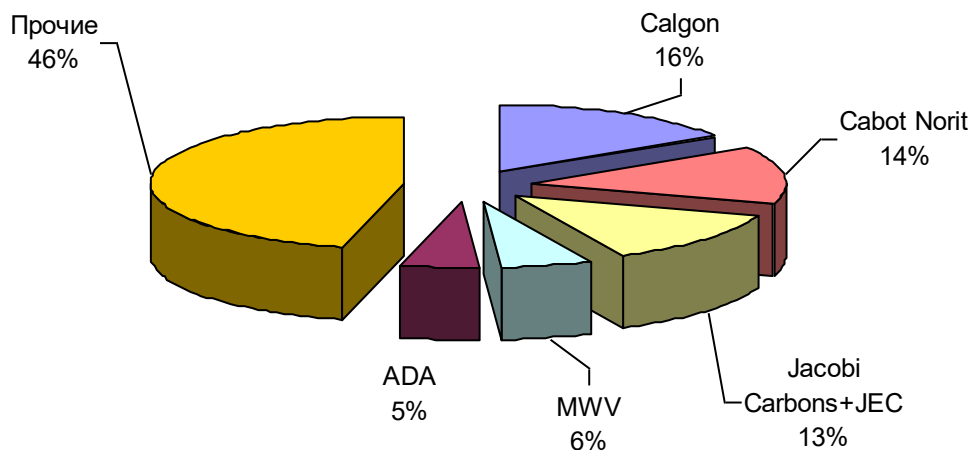


Рисунок 56 – Крупнейшие мировые производители активированного угля

Среди основных мировых импортеров активированного угля – Япония, США, Германия, Корея и Бельгия. Наиболее крупные партии данной продукции в течение 2011–2013 гг. закупала Япония – в страну ежегодно поступало более 95 тыс. т активированного угля. В последующие 3 года импорт Японии сократился до 80–84 тыс. т/год, а лидирующую позицию заняли США с показателями импорта активированного угля в объеме 90–94 тыс. т/год.

Одной из характеристик развития рынка активированного угля в течение последних 10 лет был стремительный рост объемов использования порошкообразного активированного угля для улавливания ртути. По оценке Roskill [103], в этой области применения ежегодный рост составлял 101 %. Этому способствует ужесточение законодательства в области охраны окружающей среды – в 2011 г. в США был принят Mercury and Air Toxics Standard (MATS),

направленный на сокращение выбросов ртути, других металлов, а также кислых газов из выбросов угольных и мазутных электростанций.

Основные мировые мощности по производству активированного угля сосредоточены в США, Японии, Франции, Китае, Филиппинах и некоторых других странах, богатых сырьем для производства данной продукции. При этом США, Япония и Франция ориентированы, в первую очередь, на производство активных углей среднего и высокого качества, в то время как Китай производит, преимущественно, продукцию среднего и низкого качества и, соответственно, более низкой ценовой категории.

Тем не менее, Китай является крупнейшим мировым производителем активированного угля – в натуральном выражении на эту страну приходится около 43% мировых производственных мощностей. Объем производства активированного угля в Китае в 2014 г. оценивался в 588,8 тыс. т, при этом около 65% от суммарного объема производства приходится на активированный уголь на древесной основе, остальную часть составляет продукция на каменноугольной основе.

В связи с ужесточением требований по охране окружающей среды и экологической безопасности темпы увеличения спроса на активированный уголь в Китае превышают средний мировой показатель.

По оценке Roskill, мировое потребление активированного угля в настоящее время составляет около *1,6 млн т/год*, в 2006 г. этот показатель был равен примерно 1 млн т.

Около 80 % от объема конечного потребления активированного угля приходится на использование в жидкой фазе, наибольшую часть в этом сегменте составляет очистка воды, это вообще крупнейшая область применения активированного угля. Около 20% от всего объема потребления активированного угля приходится на применения в газовой фазе, в течение ближайших 5 лет доля этого сегмента будет увеличиваться.

Следует отметить, что в разных географических точках структура конечного потребления активированного угля существенно отличается. К примеру, в Австралии до 65% всего объема потребления активированного угля приходится на золотодобывающую промышленность, в то время как в странах Европы доля этого применения ничтожна.

### ***Сырье и технология производства активированного угля***

Самая распространенная «современная» технология производства активированных или активных углей была запатентована еще в начале 20-го века. По этой технологии в 1909 г. была выпущена первая промышленная партия порошкового активированного угля.

Во время первой мировой войны был впервые применен активный уголь из скорлупы кокосового ореха в качестве адсорбента в противогазах. Благодаря этому опыту появилось много разработок и исследований в этой области, что привело к интенсивному росту производства и использования активированных углей во всех сферах жизни человека.

Активированные угли могут быть получены из разнообразного углеродсодержащего сырья – древесины, каменного и бурого угля, торфа, скорлупы кокосовых орехов, косточек плодовых культур и т.п.

Наилучшим по качеству очистки и сроку службы считается активированный уголь, изготовленный из скорлупы кокоса, а благодаря высокой прочности его можно многократно регенерировать. Россия, однако, не располагает сырьевыми ресурсами для его производства.

Для получения активированного угля сырье сначала подвергают карбонизации – обжигу при высокой температуре в инертной атмосфере без доступа воздуха. Однако полученный карбонизат обладает плохими адсорбционными свойствами, поскольку размеры его пор невелики и внутренняя площадь поверхности мала. Поэтому карбонизат подвергают активации для получения специфической структуры пор и улучшения адсорбционных свойств.

Активация углей осуществляется посредством обработки водяным паром, реже специальными химическими реагентами (соляной кислотой). Активация водяным паром проводится при температуре 800–1000 °С в строго контролируемых условиях. При этом на поверхности пор происходит химическая реакция между водяным паром и углем, в результате чего образуется развитая структура пор и увеличивается внутренняя поверхность угля. С помощью такого процесса можно получать угли, обладающие различными адсорбционными свойствами.

Процесс активации угля, а также выбор сырья являются ключевыми (но не единственными) факторами образования в корне разных поровых структур активированного угля.

Активация водяным паром позволяет получать угли с внутренней площадью поверхности до 1500 м<sup>2</sup> на грамм угля [104]. Благодаря этой огромной площади поверхности, активированные угли являются прекрасными адсорбентами. Тем не менее, не вся эта площадь может быть доступна для адсорбции, поскольку крупные молекулы адсорбируемых веществ не могут проникать в поры малого размера.

В соответствии с классификацией Международного союза теоретической и прикладной химии (IUPAC) по размеру пор различают субмикропоры с диаметром до 0,4 нм; микропоры – 0,4–2,0 нм; мезопоры – 2,0–50 нм; макропоры – более 50 нм (1 нм = 10<sup>-9</sup> м).

Микро- и мезопоры составляют большую часть поверхности активированных углей. Соответственно, именно они вносят наибольший вклад в их адсорбционные свойства. Микропоры особенно хорошо подходят для адсорбции молекул небольшого размера, а мезопоры – для адсорбции более крупных органических молекул. Удельная поверхность микропор достигает 800–1000 м<sup>2</sup>/г, мезопор – составляет 100–200 м<sup>2</sup>/г. Макропоры, удельная поверхность которых обычно не превышает 0,5–0,2 м<sup>2</sup>/г, в процессе адсорбции не заполняются, а выполняют роль транспортных каналов для доставки адсорбата к поверхности адсорбирующих пор.

Определяющее влияние на структуру пор активированных углей оказывают исходные материалы для их получения. Активные угли на основе скорлупы кокоса характеризуются большей долей микропор, а активированные угли на основе каменного угля характеризуются большей долей мезопор. Большая доля макропор характерна для активированных углей на основе древесины.

Эффективность активированного угля зависит от его достигаемой площади поверхности. В идеале, в угле должно быть большое число пор, которые по размеру сопоставимы с адсорбируемыми молекулами (лишь немного крупнее). Более мелкие поры недостижимы, а более крупные поры дают относительно небольшую площадь поверхности.

По сравнению с другими сорбционными материалами активированный уголь обладает большей сорбционной площадью поверхности [105], что определяет его уникальные сорбционные свойства (таблица 11).

Таблица 11 – Удельная площадь поверхности различных сорбентов

<b>Сорбент</b>	<b>Удельная площадь поверхности, м<sup>2</sup>/г</b>
Активированные угли СКТ	1200–1500
Активированные угли Лидеркарбон	1150–1300
Активированный уголь АГ, АР	800–1000
Активированные угли БАУ, ОУ	600–900
Силикагель	500–600
Белый уголь	400
Диоксид кремния высокодисперсионный	300
Энтеросгель	150
Сорбент МИУ–С	120
Смекта	100
Полифепан, лактофильтрум	18–20
Березовый древесный уголь	10–15

*Интересен опыт компании Norit по поставке активированных углей для очистки природного газа от примесей ртути.*

*Марки активированных углей Norit RBHG 3 и Norit RBHG 4 импрегнированы серой и разработаны для удаления элементарной ртути из потоков природного газа, воздуха и водорода. Ртуть может содержаться в природном газе в концентрациях от незначительных до нескольких десятков ppm. Ртуть является опасным для окружающей среды элементом. Кроме этого, ртуть оказывает вредное воздействие на эффективность технологического процесса, оборудования и здоровья человека. Когда концентрация ртути превышает максимально допустимые значения, газовый поток требует очистки.*

*Активированные угли Norit RBHG сочетают в себе оптимальную степень импрегнирования и идеальную поровую структуру для того что бы обеспечить низкое падение давления и высокую поглотительную способность. Импрегнирование серой обеспечивает химическое превращение ртути в сульфид ртути, что позволяет достигать эффективной адсорбционной емкости по ртути на уровне 15 % (масс.) и выше. Высокие адсорбционная емкость и кинетика адсорбции обеспечивают конкурентоспособность использования активированных углей Norit RBHG в сравнении с другими технологиями удаления ртути из различных газовых потоков. Кроме того, наряду с метаном, природный газ содержит высококипящие углеводороды – ароматические и др. Эти вещества физически адсорбируются активированным углем и конденсируются в его порах.*

### **Производство активированного угля в России**

В СССР максимальная производительность предприятий по активированному углю была достигнута в 1989 г. и составила 40 тыс. т, при этом основные производства были сосредоточены в России.

В течение следующего десятилетия суммарное производство активированных углей в России резко сократилось и в конце 1990–х гг. и не превышало 4–5 тыс. т/год.

С 2000 г. выпуск данной продукции начал расти и в 2001 г. достиг 7,1 тыс. т/год. Однако в последующие годы динамика производства носила волнообразный характер – периоды роста сменялись периодами снижения объемов производства в диапазоне 5,0–7,8 тыс. т/год. Заметный рост выпуска активированных углей – до **10 тыс. т** – произошел только в 2016 г., что было обусловлено увеличением спроса на данную продукцию со стороны одного из крупнейших потребителей (рисунок 57).

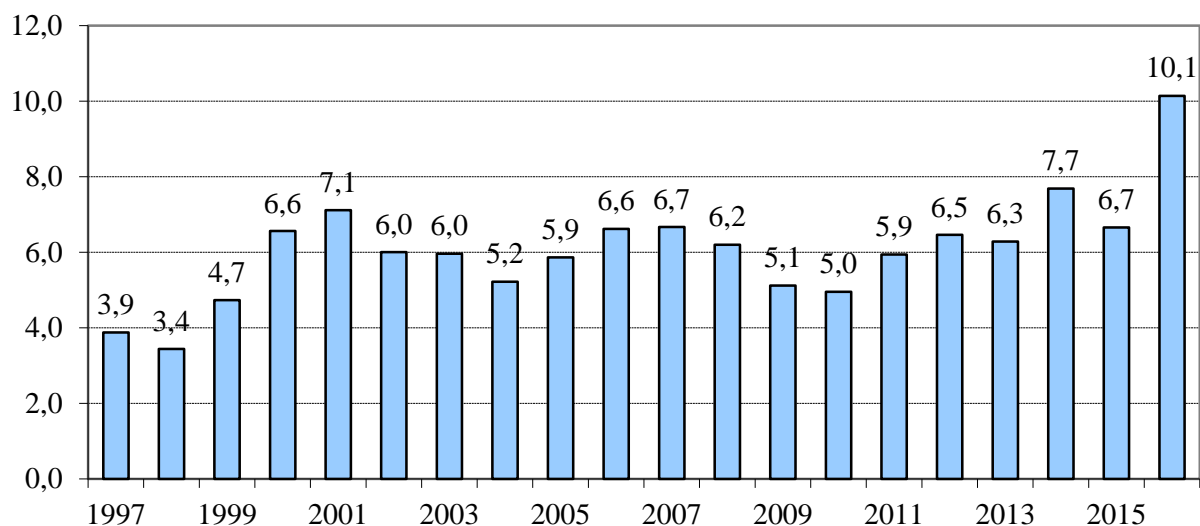


Рисунок 57 –Динамика производства активированных углей в России, тыс.т/год

Динамика производства активированного угля определяется, главным образом, динамикой выпуска данной продукции крупнейшим российским производителем – АО «Сорбент», на долю этого предприятия в последние годы приходилось 65–70 % от суммарного объема производства в России.



В 2016 г. данный показатель снизился до 49 % за счет увеличения объемов производства и, соответственно, доли другого крупного производителя – ООО «Карбоника–Ф».

Количество участников российского рынка невелико – среди ведущих производителей, кроме АО «Сорбент» и ООО «Карбоника–Ф», следует отметить АО «Электростальское НПО «Неорганика», которое является научно–исследовательским центром и головным предприятием в области разработки новых марок активных углей.

Также выпуск активированных углей ведут такие компании, как ОАО «ЭХМЗ им. Н.Д. Зелинского» (Электросталь, Московск. обл.), ЗАО «Экспериментальный химический завод» (Великий Новгород), ООО «Техносорб» (Пермь), ООО «Уралхимсорб» (Пермь) и некоторые другие.

Разработкой и выпуском сорбентов на основе активных углей занимаются также научно–исследовательские институты. Так, ОАО «НИИОГАЗ» (специализируется на разработке и внедрении современных технологий газоочистки) совместно с АО «Мосводоканал» решает проблему вентиляционных выбросов городских канализационных насосных станций (КНС). Ввиду малых концентраций соединений  $H_2S$  в очищаемом газе (воздухе) была выбрана технология адсорбционной очистки газа. В институте был разработан сорбент АУ–644 на основе импрегнированного активного угля, который в настоящее время эффективно используется на ряде московских КНС. Кроме сероводорода этот сорбент эффективно поглощает также меркаптаны и диоксид серы.

Также данный сорбент показал высокую эффективность в фильтрах очистки от сероводорода воздуха, подаваемого в помещения с контролируемой атмосферой на Аксарайском ГПЗ (Астраханская обл.), что позволило заменить используемые ранее импортные активные угли.

Основным сырьем для производства активированного угля в России являются каменный и бурый угли, а также древесный уголь. Кроме того,

российские предприятия освоили выпуск активных углей на основе торфа, скорлупы кокосового ореха, косточек плодовых деревьев и пр.

Крупнейшим производителем активных углей в России на протяжении последних десятилетий является АО «Сорбент», динамика производства активных углей на данном предприятии оказывает определяющее влияние на динамику суммарного производства данной продукции в России.

Среди крупнейших потребителей импортных активированных углей:

– **ЗАО «Электротехническая компания»** (Пермь) в 2013–2015 гг. импортировала 190–700 т/год активированного угля марки Н–2–14 производства UOP N.V. (Китай, Бельгия) для установок КЦА (модели SMR, ROG) для очистки водорода. Компания специализируется на реализации комплексных проектов в сфере электроэнергетики и нефтепереработки с использованием оборудования ведущих российских и мировых производителей. ЗАО «Электротехническая компания» является одним из крупнейших российских инжиниринговых предприятий, на рынке промышленного оборудования работает с 1992 г. Компания реализовала 20 проектов с ОАО «НК «Роснефть» по модернизации семи нефтеперерабатывающих заводов.

– **ОАО «ТАИФ–НК»** (Нижнекамск, Татарстан) – в 2016 г. компания импортировала 227 т активированного угля марки LAC552 (цена – более 2 000 руб./кг) производства Linde AG (Германия) для использования на установке короткоциклового адсорбции (КЦА) в качестве адсорбента для получения водорода высокой степени чистоты. ОАО «ТАИФ–НК» – крупный нефтеперерабатывающий комплекс Татарстана, объединяющий нефтеперерабатывающий завод, завод бензинов и производство по переработке газового конденсата. Немецкая компания Linde обеспечила проектирование и поставки оборудования для строящейся установки получения водорода, входящей в состав комплекса глубокой переработки тяжелых нефтяных остатков (КПТО) ОАО «ТАИФ–НК» по технологии Veba–Combi–Cracker (VCC).

В производстве углеродных сорбентов до недавнего времени наблюдалось два тренда: получение сорбентов с большой удельной поверхностью (по методу БЭТ 500 м<sup>2</sup>/г и более) для узкоспециального применения в небольших масштабах и получение дешевых сорбентов с меньшей удельной поверхностью (по методу БЭТ 300 м<sup>2</sup>/г и менее) для крупномасштабного применения в природоохранных мероприятиях.

С 80-х годов XX века начали активно применять именно недорогие углеродные сорбенты, производимые по одностадийной технологии без дополнительной активации. Они имеют относительно невысокую адсорбционную активность (удельная поверхность по методу БЭТ ~300 м<sup>2</sup>/г) и более низкую стоимость 600–800 долл./т. Лидером в области производства таких сорбентов является компания RWE (ранее Rheinbraun AG, Германия, 210 тыс. т/год), выпускающая буроугольный кокс для очистки сточных вод и газовых выбросов под торговой маркой НОК (Herdfenkoks, дословный перевод с немецкого – «кокс из подовой печи»). За основу конструкции принята кольцевая подовая печь для прокаливания нефтекокса. Уровень цен на сорбент – 450 Евро/т.

С 2016 г. ОАО «ТАИФ–НК» в рамках пусконаладочных работ КГПТО импортирует из Германии сорбент марки НОК. Проектное потребление такого сорбента – 27 тыс. т/год.

С внедрением в нефтепереработке технологии VCC появилась потребность в больших объемах дешевых углеродных сорбентов технологического применения, поставку которых отечественные производители обеспечить не в состоянии.

Решением проблемы повышения экономической и экологической эффективности теплогенерирующих установок на угле является энерготехнологическая переработка бурого угля в модифицированном угольном котлоагрегате с кипящим слоем – технология «ТЕРМОКОКС–КС» – с крупномасштабным производством дешевых углеродных сорбентов.

Основным параметром сорбционной емкости применяемого в технологии VCC сорбента является площадь удельной поверхности по методу Брунауэра,

Эммета, Теллера (БЭТ) и необходимый уровень составляет не менее 300 м<sup>2</sup>/г. Дополнительными требованиями предъявляются и к зольности и выходу летучих веществ – не более 10 %. Требуемая крупность сорбента – до 2 мм.

Проведенные аналитические испытания выпускаемой на АО «Разрез Березовский» мелочи коксовой МК–1 показали, что зольность и выход летучих веществ соответствуют предъявляемым требованиям. Получаемый класс крупности 0–3 мм позволяет подготовить сорбент требуемой крупности путем дополнительного измельчения либо отсева. Однако площадь по БЭТ МК–1 составляет 230–270 м<sup>2</sup>/г, что является недостаточным показателем.

В данном разделе на огневом стенде была проведена серия опытов по отработке режимов получения сорбента необходимого качества в кипящем слое. В результате разработан одностадийный автотермический технологический процесс комбинированного получения из бурого угля углеродного сорбента и тепловой энергии.

### **3.2 Экспериментальное исследование влияния управляющих параметров на характеристики процесса производства сорбента в кипящем слое**

Планируемым к промышленному использованию являлся класс крупности угля 0–15 мм, однако в связи с необходимостью достижения довольно высоких качественных показателей продукции в экспериментах использовались и более узкие классы: 0–5 мм и 5–15 мм [106]. Дополнительные затраты на подготовку такого угля экономически вполне оправданы ввиду высокой стоимости сорбента на рынке.

Типичные характеристики угля, использованного в экспериментах, приведены в таблице 12. Результаты исследований приведены на рисунках 58–61 и Приложении D. Приведенные данные достаточно точно аппроксимированы

линейными зависимостями в указанном диапазоне температуре и представлены в Приложении D.

Таблица 12 – Технический и элементный анализ исходного угля

$W_i^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$O^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$S_i^d$	$Q_i^r$
%								МДж/кг
33,8	4,9	47,6	71,0	23,1	4,9	0,7	0,15	15,7

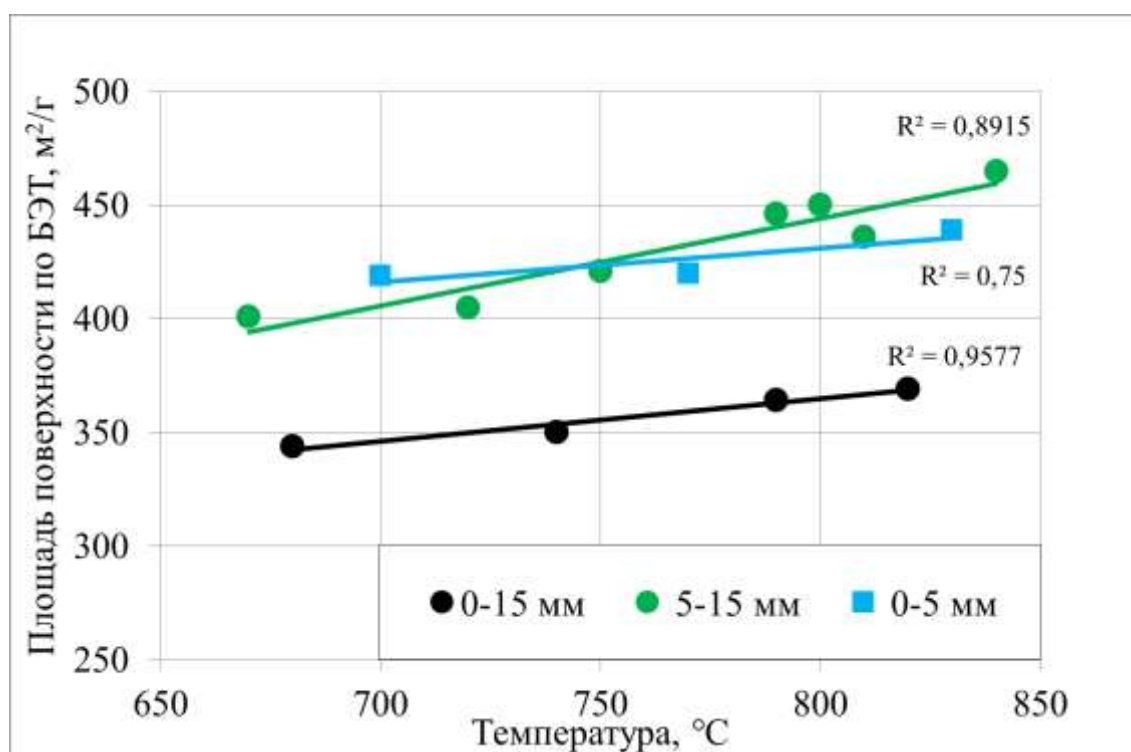


Рисунок 58 – Зависимость удельной поверхности по БЭТ от температуры

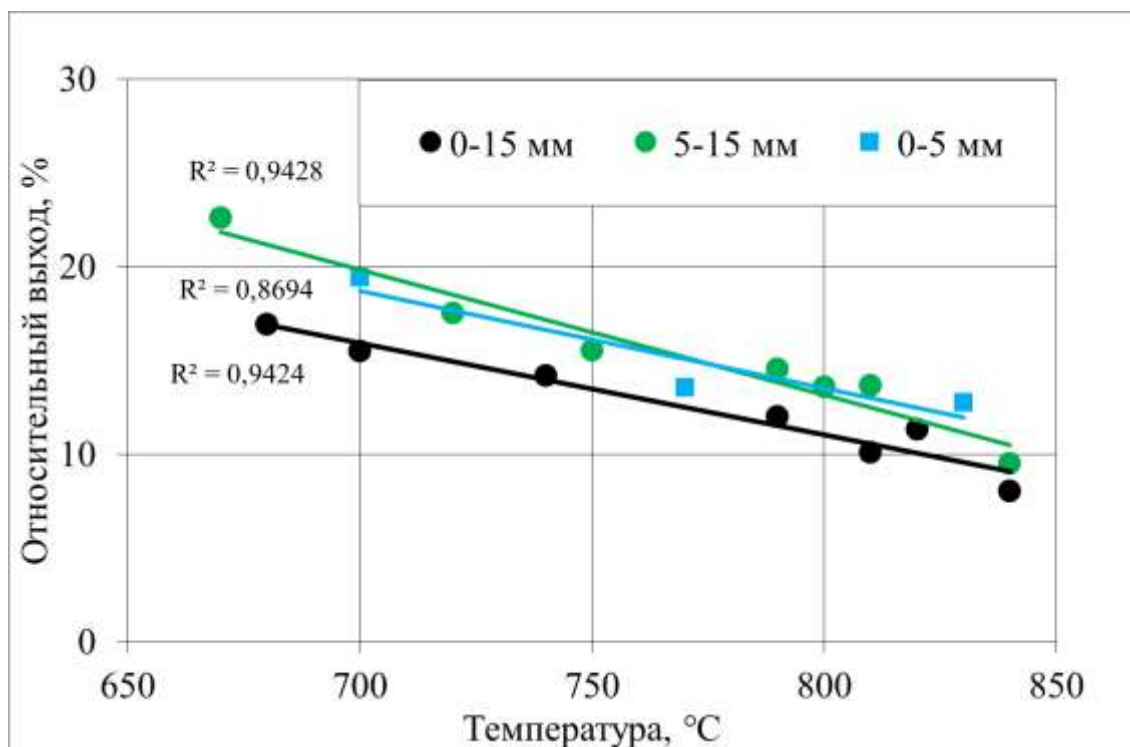


Рисунок 59 – Зависимость относительного выхода сорбента от температуры

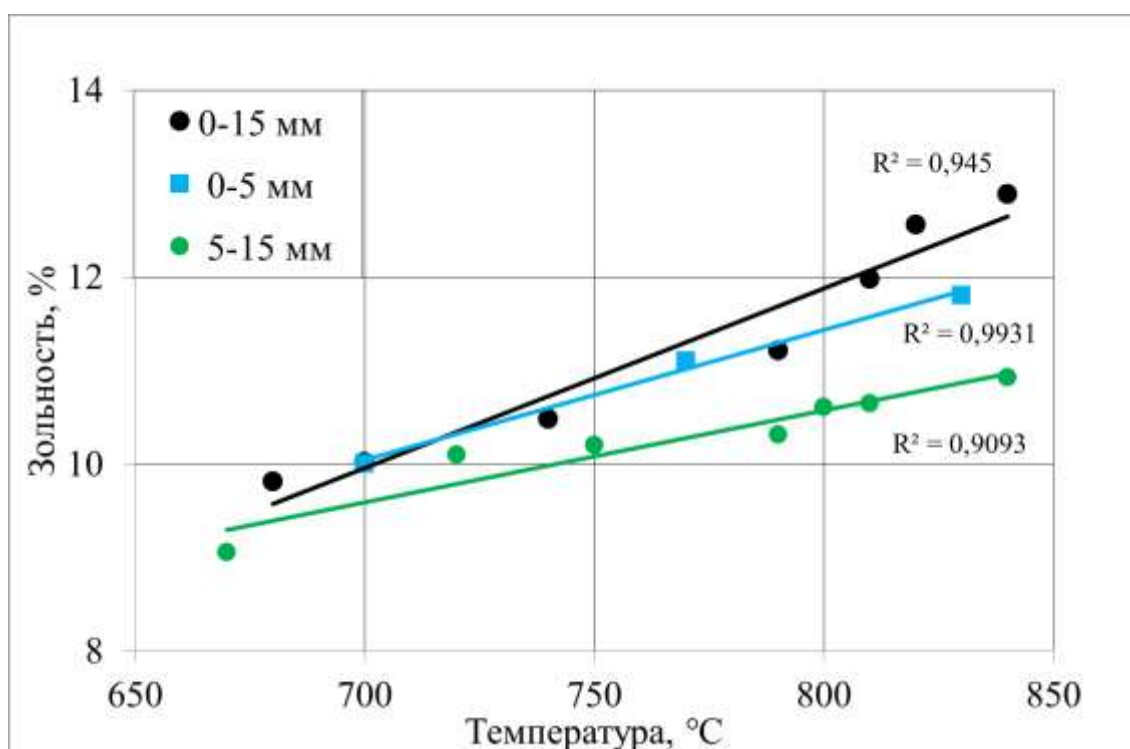


Рисунок 60 – Зависимость зольности сорбента от температуры

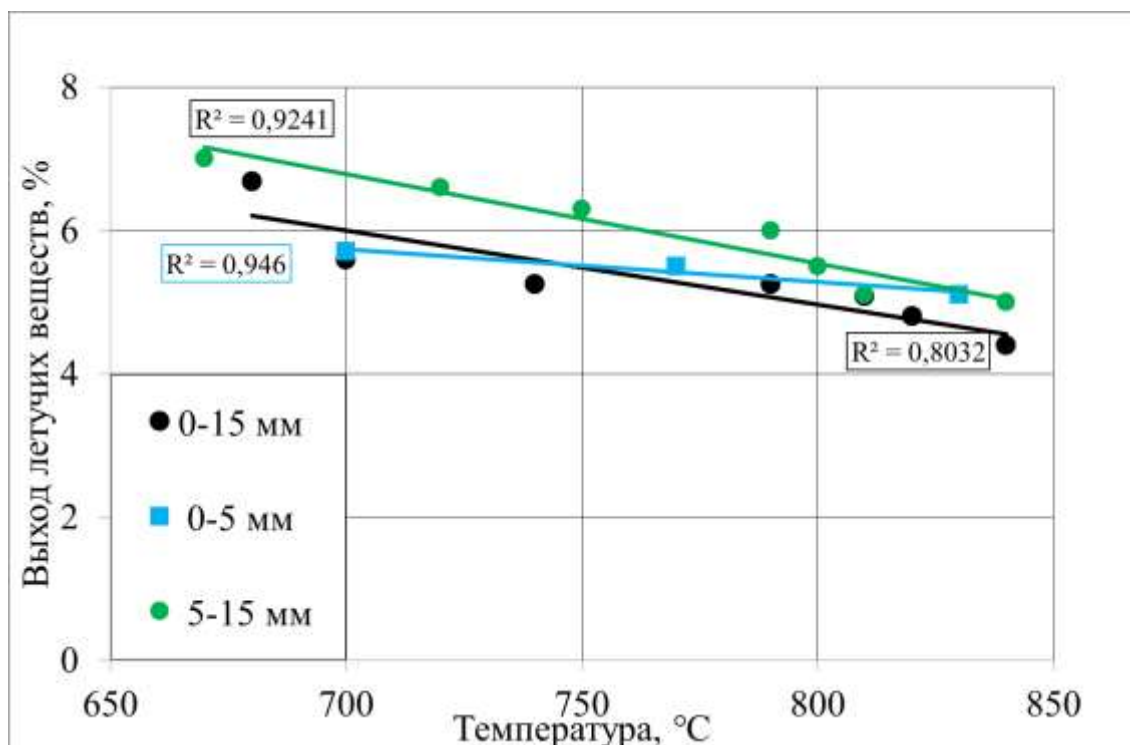


Рисунок 61 – Зависимость выхода летучих веществ от температуры

Из рисунков можно видеть, что необходимый показатель удельной поверхности по БЭТ достигается на любом классе крупности угля. Но на узких классах при одинаковой температуре этот показатель оказался выше. Так, на угле 0–15 мм удельная поверхность по БЭТ полученного сорбента увеличивалась от 340 до 420 м<sup>2</sup>/г с ростом температуры кипящего слоя от 670 до 840 °С. При использовании угля узких классов удельная поверхность с ростом температуры возрастала в диапазоне 400–470 м<sup>2</sup>/г, а в отдельных режимах на угле 5–15 мм даже достигала 500 м<sup>2</sup>/г.

В диапазоне температур 670–700 °С получаемый сорбент имеет зольность и выход летучих веществ менее 10 % при использовании угля любой крупности из испытанных. С повышением температуры возрастают сорбционные свойства сорбента, однако в то же время снижается относительный выход. На угле 0–15 мм относительный выход составляет 17 %, а на узких классах – около 20 %. Этого удается достичь благодаря отсутствию в угле 5–15 мм мелкого угля, изначально выносимого из кипящего слоя, а при использовании угля 0–5 мм путем снижения

расхода оживающего воздуха и минимизации таким образом выноса пылеватых частиц угля [107].

Различается также удельная производительность реактора (в расчете на единицу полезной площади) для углей различных классов крупности (рисунок 62). Наибольшей производительности удалось достичь на классе крупности угля 5–15 мм – 1000 кг/(м<sup>2</sup>·ч) при температуре кипящего слоя 680 °С.

Относительное производство тепловой энергии в расчете на единицу полученного сорбента приведено на рисунке 63. При температуре кипящего слоя 680 °С на угле 5–15 мм этот показатель составляет 40 ГДж/т, что соответствует показателям, полученным во втором разделе при использовании аналогичного угля. При расширении гранулометрического состава до 0–15 мм производство тепловой энергии возрастает до 60 ГДж/т термококса по причине сгорания мелкодисперсной угольной пыли в надслоевом пространстве.

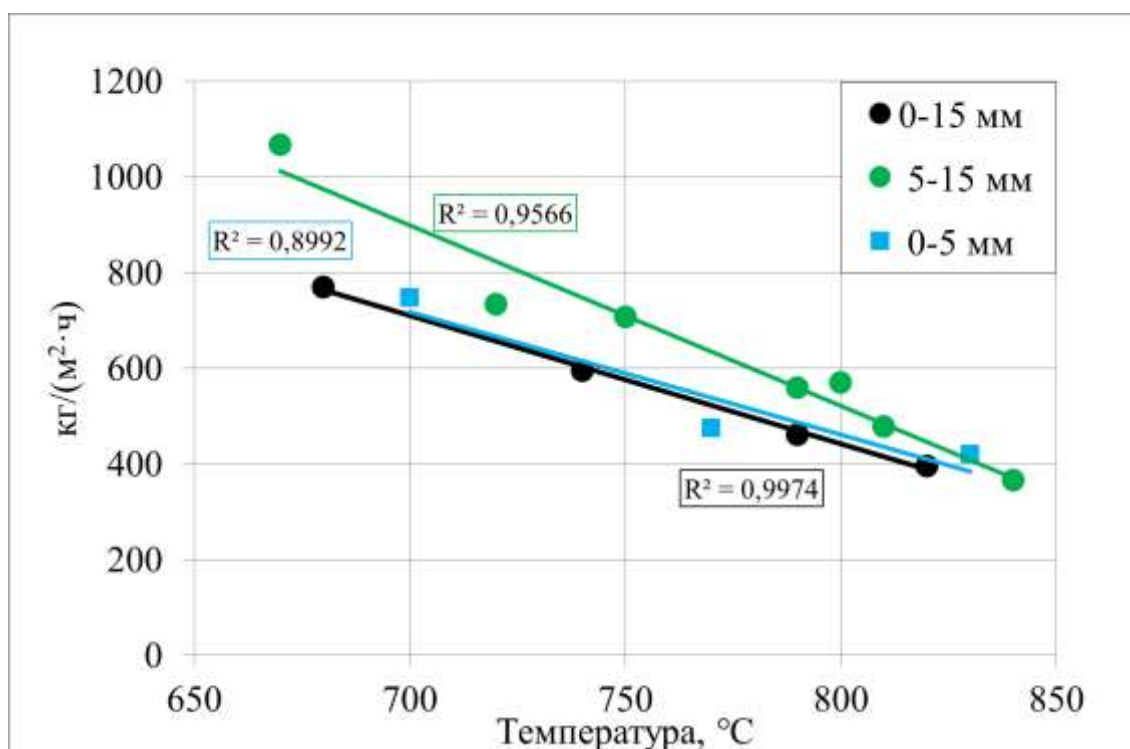


Рисунок 62 – Зависимость удельной производительности от температуры



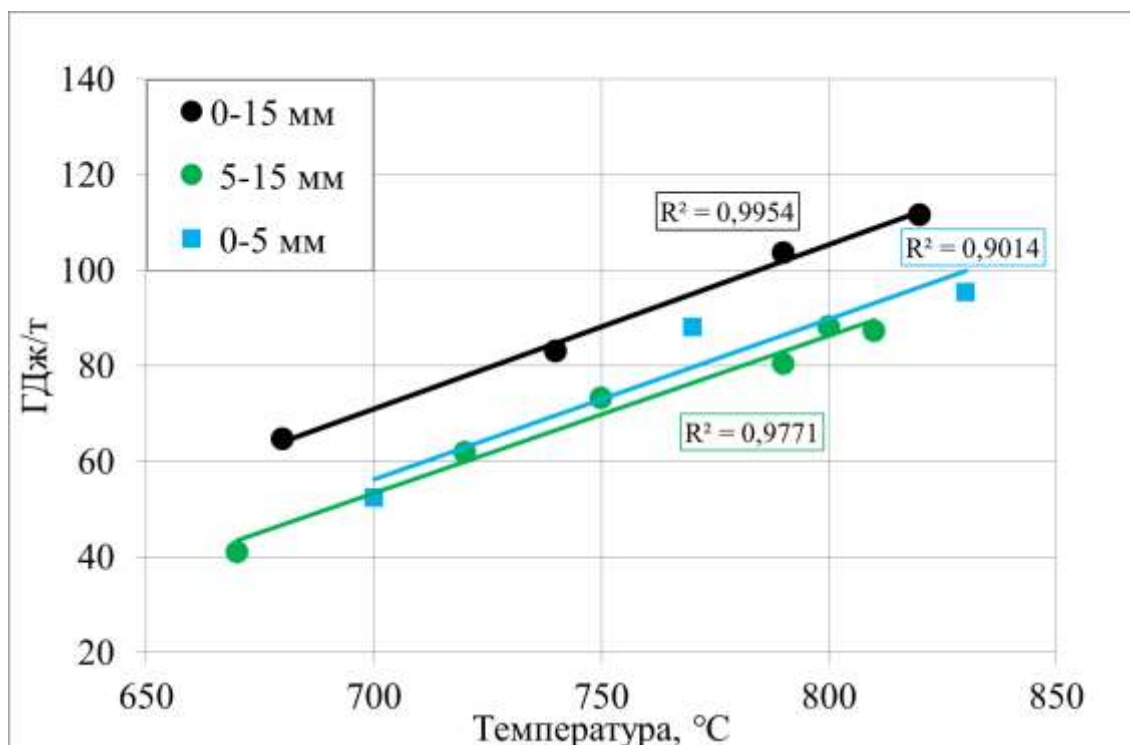


Рисунок 63 – Производство тепловой энергии при производстве сорбента

На основании проведенных исследований для промышленного производства сорбента рекомендован режим с применением угля класса крупности 5–15 мм. На таком угле в диапазоне температур 670–700 °C обеспечивается максимальный относительный выход и максимальная производительность, зольность и выход летучих веществ менее 10 % и одновременно высокая площадь поверхности БЭТ – более 400 м<sup>2</sup>/г.

Результаты оценки выбросов CO<sub>2</sub> для двух режимов получения сорбента приведены в таблице 13 и Приложении D.

Таблица 13 - Эмиссия CO<sub>2</sub> при производстве сорбента для нефтепереработки

Наименование параметра	Значение	
Номер опыта	8	11
Рабочая зольность сорбента, %	10,00	9,10
Углерода в 1 т сорбента, C <sub>r</sub> , т	0,84	0,83
Выход сорбента, т	0,194	0,226
Выводится углерода с сорбентом, т	0,16	0,19
Сгорает углерода, т	0,28	0,26
Эмиссия CO <sub>2</sub> , т	1,04	0,95
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг исходного угля	1,03	0,94
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг сорбента	5,37	4,19
Производительность по тепловой энергии, ГДж	10,20	9,32
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/ГДж	102,1	101,7

Из таблицы видно, что в расчете на единицу производимой тепловой энергии эмиссия углекислого газа в сравнении с вариантом получения тепловой энергии при сжигании угля не снижается, но и не возрастает. Таким образом, *производство* второго продукта – *сорбента* – *осуществляется с нулевым выбросом углекислого газа в атмосферу.*

*Полученные результаты внедрены на промышленной котельной АО «Разрез Березовский» (СУЭК–Красноярск, приложение J) и используются при производстве сорбента для нефтеперерабатывающей отрасли под торговым наименованием МК–А (мелочь коксовая активированная).*

### 3.3 Необходимость повышения качественных показателей сорбента

В настоящее время основные направления использования углеродных сорбентов связаны с технологическими процессами адсорбционной очистки, разделения, выделения и концентрирования в газовых и жидких средах. Постоянно возрастает роль углеродных сорбентов в решении экологических проблем: очистке

питьевой воды, стоков, отходящих газов предприятий промышленности и энергетики. Расширяются области использования углеродных сорбентов в медицине и фармацевтике. Так, например, углеродные гемосорбенты применяют для очистки крови у больных, а энтеросорбенты – внутрь в целях очистки организма от вредных веществ и микробов.

Пористые углеродные материалы вначале получали преимущественно термической обработкой древесины, затем – каменного угля. Сейчас их производят почти из всех видов углеродсодержащего сырья: древесины и целлюлозы, каменных и бурых углей, торфа, нефтяного и каменноугольного пеков, синтетических полимерных материалов, жидких и газообразных углеводородов, различных органических отходов.

Стоимость углеродных сорбентов является лимитирующим фактором в их крупномасштабном использовании для охраны окружающей среды. Для очистки газовых выбросов и стоков стремятся применять достаточно дешевые порошкообразные сорбенты, получаемые из доступного и недорогого сырья – ископаемых твердых топлив.

В ряде случаев использование циклического снабжения технологического процесса водой по оборотной схеме является предпочтительнее постоянного забора и сброса её в окружающую среду.

Вкратце, эти случаи можно охарактеризовать так:

- высокая степень загрязнения стоков, когда их невыгодно постоянно подвергать очистке;
- определенные требования к водоподготовке, которую сложно непрерывно производить.

В настоящее время металлургические обогатительные фабрики в наибольшей мере используют частичный замкнутый водооборот (от 35 % до 85 %). Это обусловлено тем, что остается необходимость использования чистой воды в отдельных операциях технологического процесса, таких как измельчение руды, приготовление реагентов. С другой стороны, неполный водооборот обусловлен

естественными потерями воды, происходящими вследствие дренирования и высыхания из хвостохранилища и очистных сооружений [108, 109, 110].

Для извлечения из сточных и природных вод ценных примесей применяют процесс сорбции [111, 112]. На предприятия цветной металлургии остается востребованным процесс сорбции из разбавленных пульп на ионитах [113]. Методы сорбции активированным углем весьма эффективны и используются для извлечения из сточных и оборотных вод катионов тяжелых металлов (в том числе золота, серебра, редкоземельных элементов) [114, 115, 116] и органических примесей [117, 118]

Углеродные сорбенты используют в различной форме: в виде порошка с размером частиц до 0,8 мм, гранул более крупного размера, блоков различной формы и величины, пленок, волокон тканей. Наиболее распространены порошкообразные сорбенты, которые достаточно просто получать из измельченного сырья [119].

Такой сорбент используется также для очистки сточных вод городских очистных сооружений, дымовых газов мусоросжигающих заводов. Качество сорбента оценивается по показателю адсорбционной активности по йоду и определяется по ГОСТ 6217–74 [120]. Этим ГОСТ для качественных активированных углей устанавливается показатель адсорбционной активности не менее 60 %.

Одним из крупнейших потребителей сорбента в России является Группа Компаний «Норильский никель», использующая сорбент для очистки оборотных вод. Компания закупает готовый сорбент, производимый на заводе в г. Красноярске. В технологии очистки применяется мелкодисперсный сорбент тониной помола менее 100 мкм и показателем адсорбционной активности не менее 55 %, поэтому в дальнейших исследованиях показатель адсорбции определялся для сорбента, предварительно измельченного до указанной крупности.

Показатели адсорбционной активности по йоду МК–А, получаемой в промышленных котлах с кипящим слоем, составляют 35–38 %. Для оценки

возможности получения в кипящем слое сорбента с высокими сорбционными свойствами и определения необходимых режимных параметров на огневом стенде была проведена серия экспериментальных испытаний.

### **3.4 Технология получения сорбента с высоким показателем адсорбционной активности**

На рекомендованном к использованию угле крупностью 5–15 мм в диапазоне температур кипящего слоя 670–840 °С получен кокс с адсорбционной активностью по йоду до 45 % (рисунок 64, приложение Е). С увеличением температуры обработки этот показатель сначала возрастает, а затем снижается за счет выгорания органической части сорбента и, соответственно, снижения относительного выхода G (рисунок 65). Таким образом, сорбционные свойства получаемого сорбента МК-А не достаточно высоки для применения в процессах водоочистки действующих производств. Очевидно, что пористая структура получаемого сорбента проработана недостаточно глубоко.

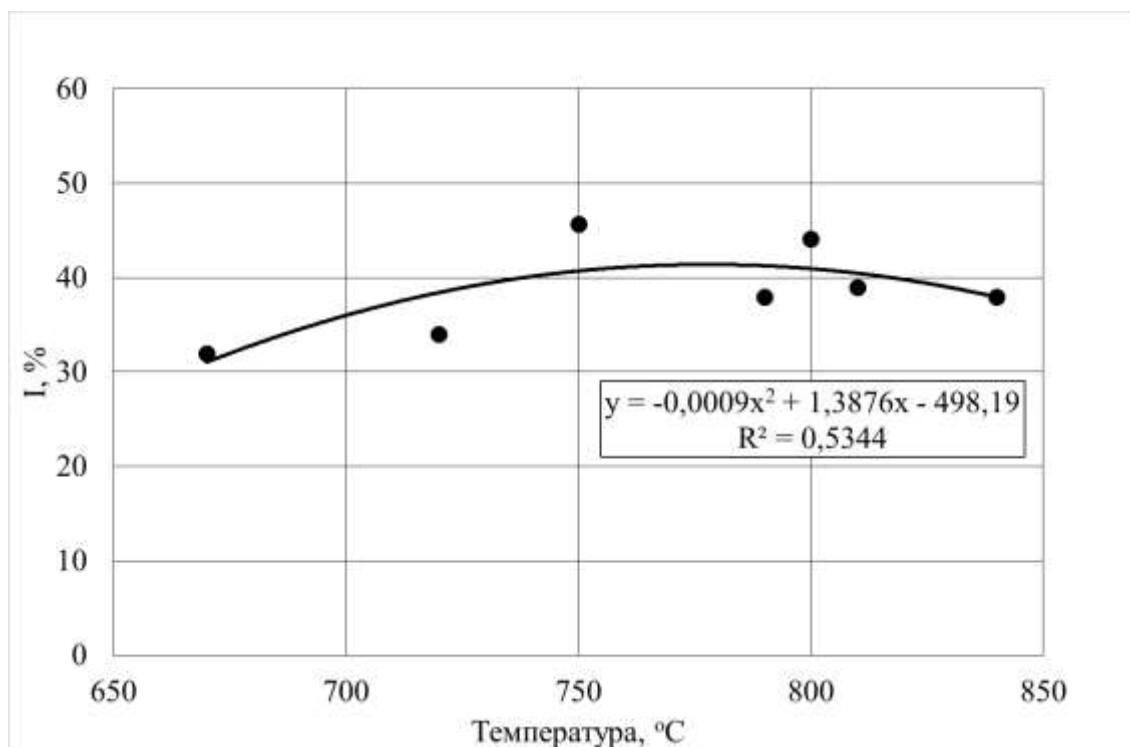


Рисунок 64– Адсорбционная активность МК–А по йоду

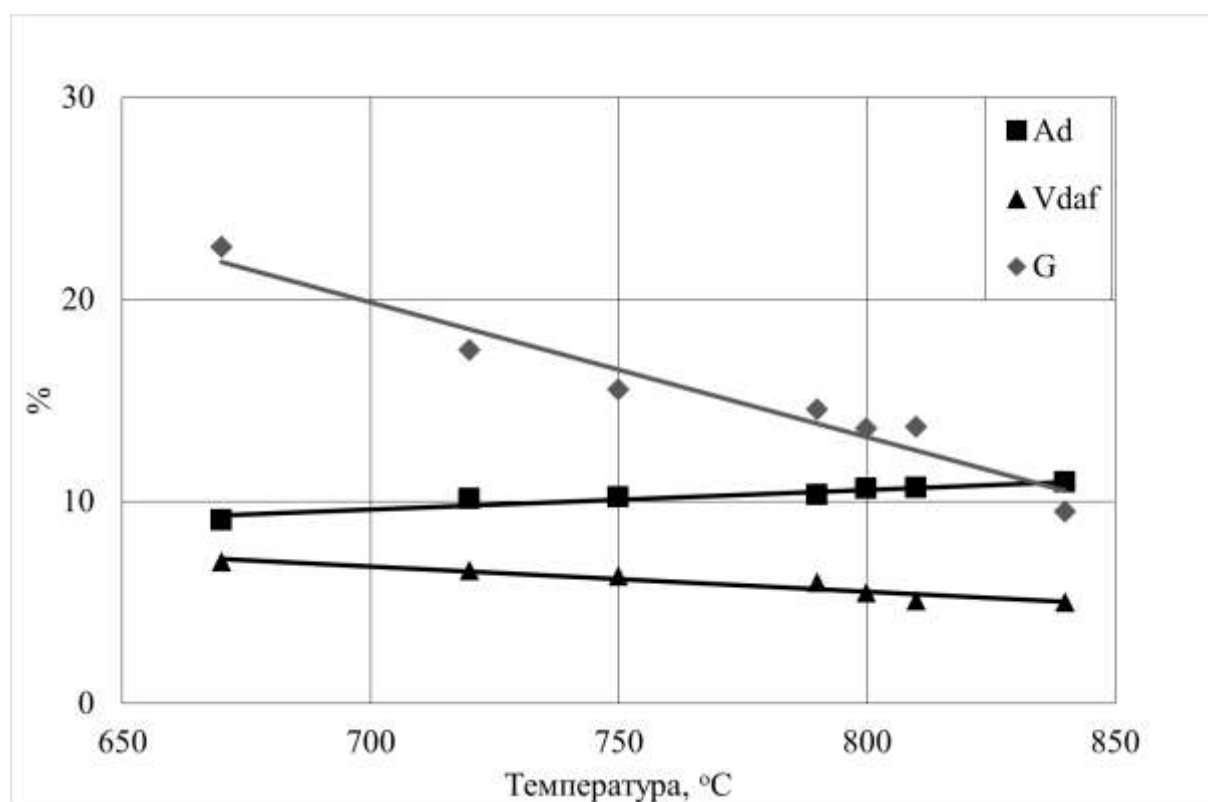


Рисунок 65 – Характеристики получаемого сорбента МК–А

Глубину проработки пор можно повысить путем увеличения времени пребывания частиц угля в среде с достаточно высокой температурой. Однако при этом необходимо контролировать развитие процесса, поскольку после определенного момента рост внутренней поверхности сменяется снижением за счет слияния пор.

В реакторе кипящего слоя в зоне загрузки угля температура обычно на 300 °С ниже, чем в рабочей зоне. Это обусловлено тем, что здесь происходит интенсивное выделение парогазовой смеси из массива угольной частицы.

Для снижения разности температур термообработки по длине реактора кипящего слоя стендовой установки было произведено перераспределение подачи дутьевого воздуха в колпачковой решетке. В зону загрузки угля подавался увеличенный расход воздуха, а в зону выгрузки – уменьшенный (рисунок 66). Такой прием позволил снизить разницу температур слоя по длине реактора до 150 °С (рисунок 67).

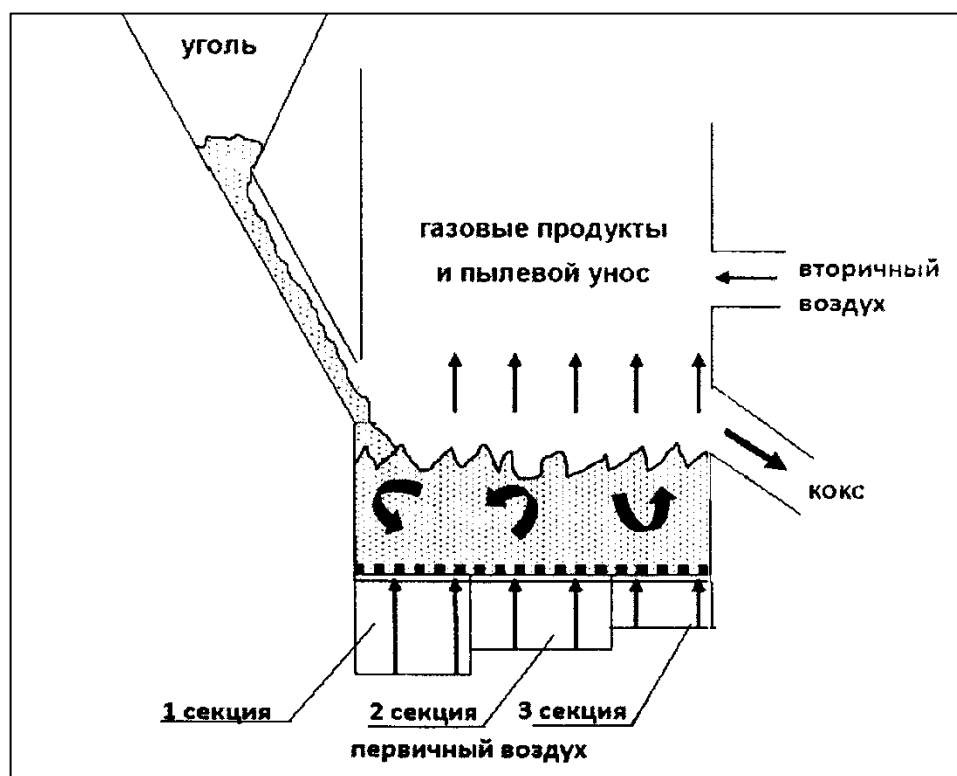


Рисунок 66 – Схема распределения первичного дутья зонах реактора

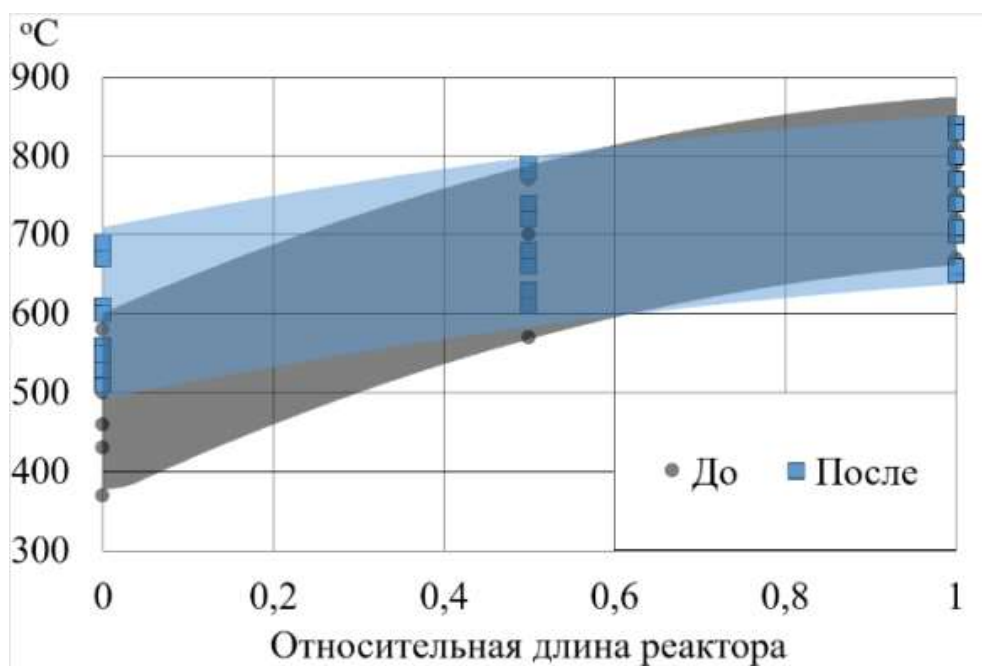


Рисунок 67 – Распределение температур по длине реактора до и после распределения первичного дутья

Благодаря выравниванию профиля температуры по длине реактора на экспериментальном стенде в диапазоне температур кипящего слоя 750–800 °C получен сорбент с адсорбционной активностью более 60 % (рисунок 68, данные аппроксимированы параболой). Относительный выход сорбента  $G$  закономерно снизился ввиду более длительного времени пребывания частиц угля при повышенной температуре и составил 15–16 %, зольность сорбента  $A^d$  также повысилась до уровня 17–20 %, выход летучих веществ  $V^{daf}$  – 8–9 %. (рисунок 69).



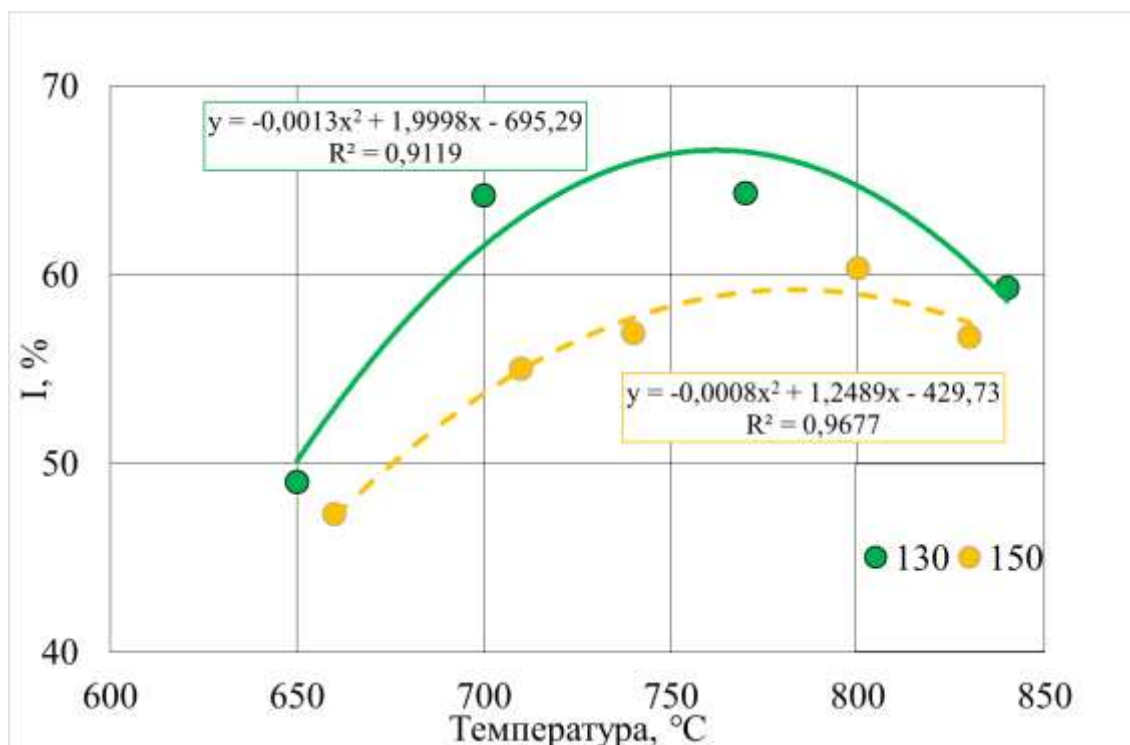


Рисунок 68 – Адсорбционная активность сорбента после модификации дутья для разных расходов первичного воздуха, м³/ч

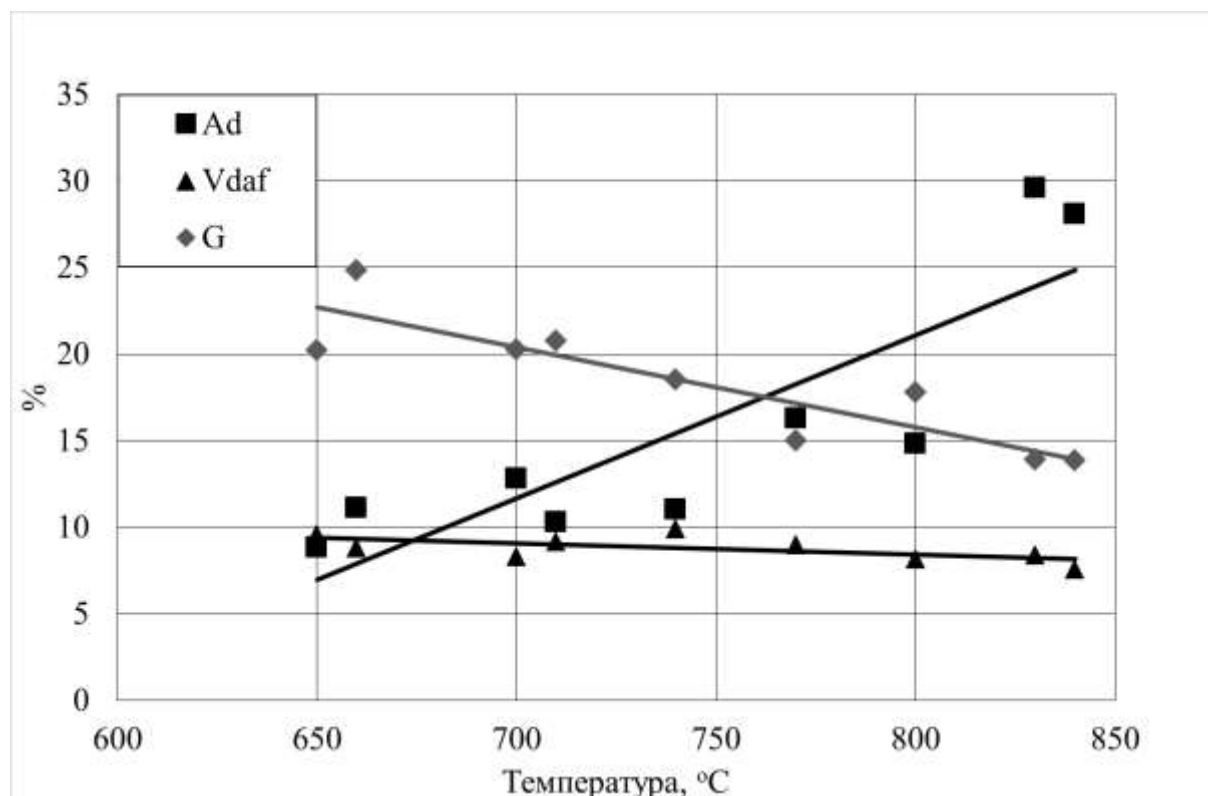


Рисунок 69 – Характеристики процесса и сорбента после модификации дутья

Следует отметить, что такая организация первичного дутья позволила увеличить адсорбционную активность сорбента даже получаемого в диапазоне температур 670–700 °С, в то время, как этот показатель для сорбента МК–А в том же диапазоне температур оказывался около 32 % (рисунок 70, параболическая аппроксимация).

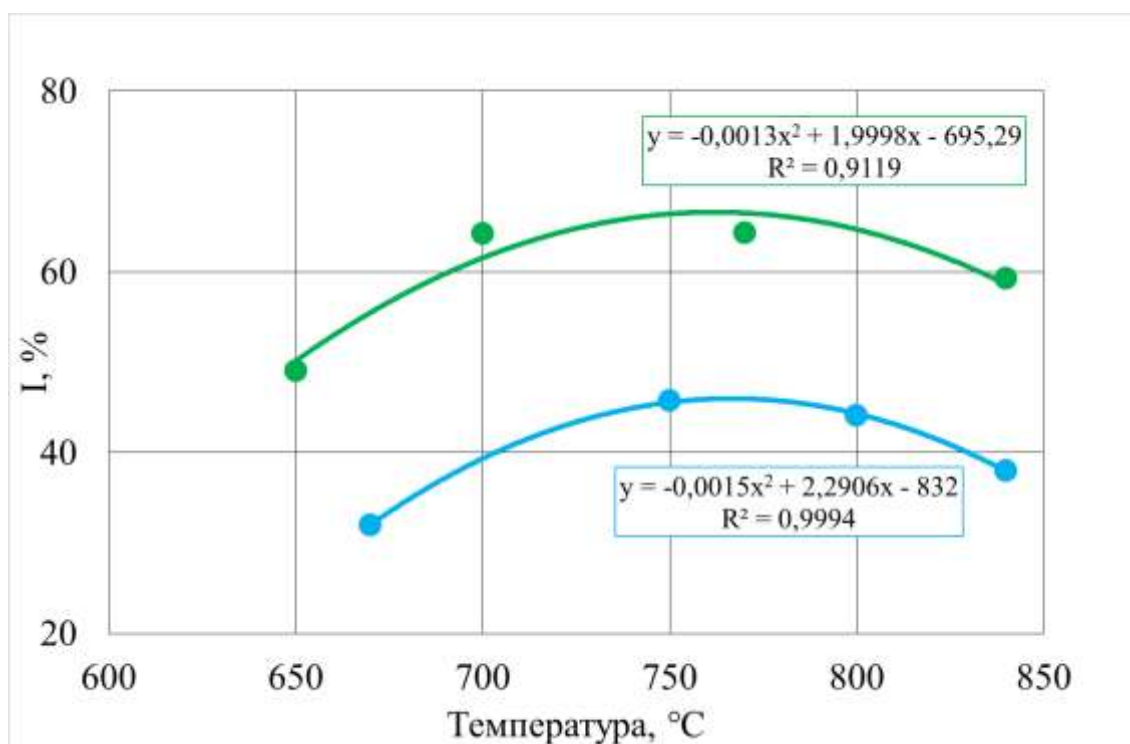


Рисунок 70 – Адсорбционная активность по йоду до и после перераспределения дутья для расхода первичного воздуха 130 м<sup>3</sup>/ч

Однако, наряду с увеличением сорбционной способности МК–А произошло и соответствующее снижение относительного выхода – с 20 % до 18 %, и увеличение зольности – с 10 % до 13 %. В то же время и увеличение зольности и снижение относительного выхода оказываются не настолько высокими, как увеличение адсорбционной способности – с 32 % до 55 %. Такой режим производства может быть реализован в случае необходимости поставок сорбента более низкого качества по отдельным запросам потребителей.

Как было показано во втором разделе сорбционные свойства сорбента возрастают при использовании угля более узкого класса крупности. Стабильный гранулометрический состав сырья позволяет организовать более спокойное кипение слоя и работать при сниженных числах псевдооживления, что приводит к увеличению времени пребывания частиц в кипящем слое и более глубокой проработке угольной матрицы. С целью еще большего увеличения адсорбционной способности сорбента был исследован процесс карбонизации более узкого класса крупности угля – 3–10 мм. Адсорбционная активность полученного сорбента оказалась немного ниже, чем при использовании угля 5–15 мм (рисунок 71) и составила 61 %, что также является высоким показателем и соответствует требованиям к качественным активным углям.

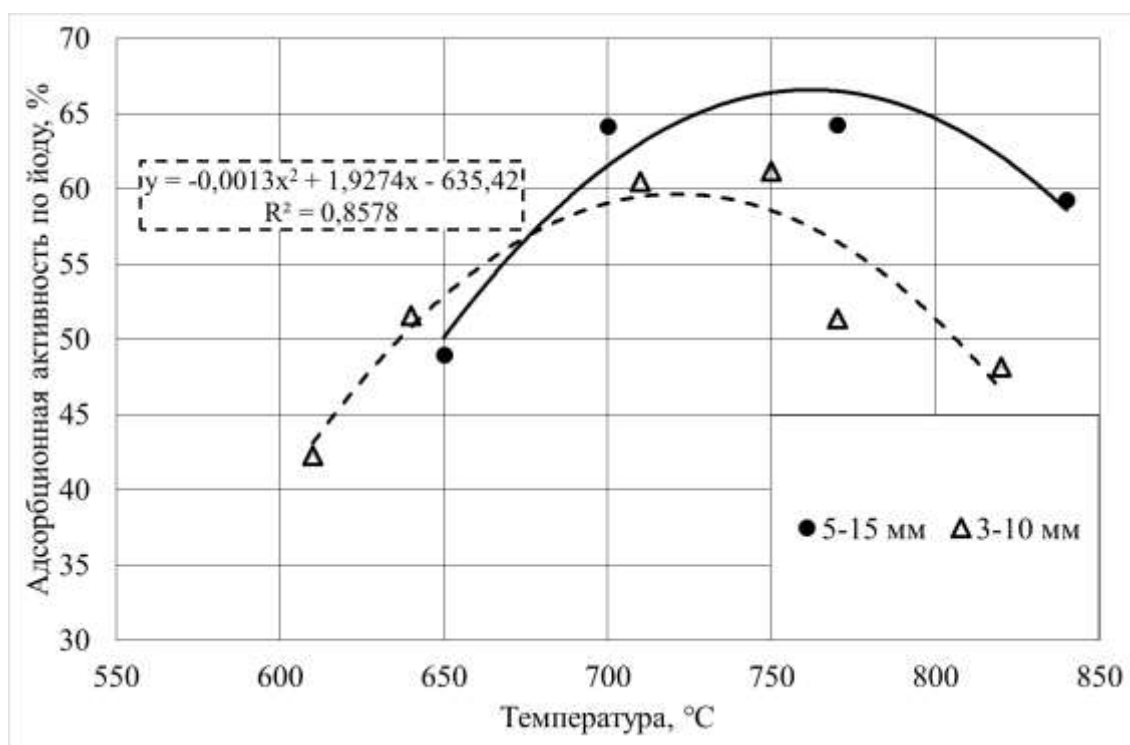


Рисунок 71 – Зависимость адсорбционной активности по йоду от температуры для различных классов крупности угля

Зависимости относительного выхода, зольности и выхода летучих веществ сорбента от температуры кипящего слоя представлены на рисунке 72 и приложении Е.

Зависимость получения тепловой энергии в расчете на единицу полученного сорбента приведено на рисунке 73.

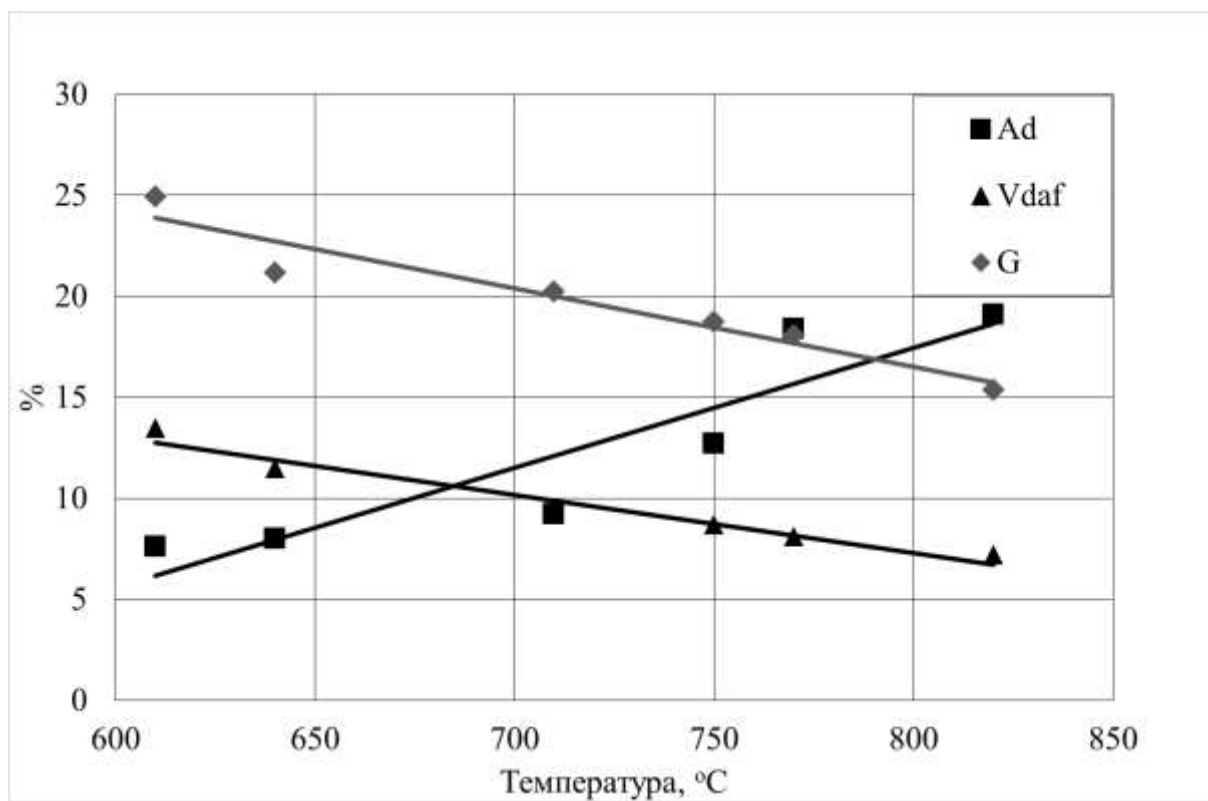


Рисунок 72 – Характеристики сорбента из угля класса крупности 3–10 мм

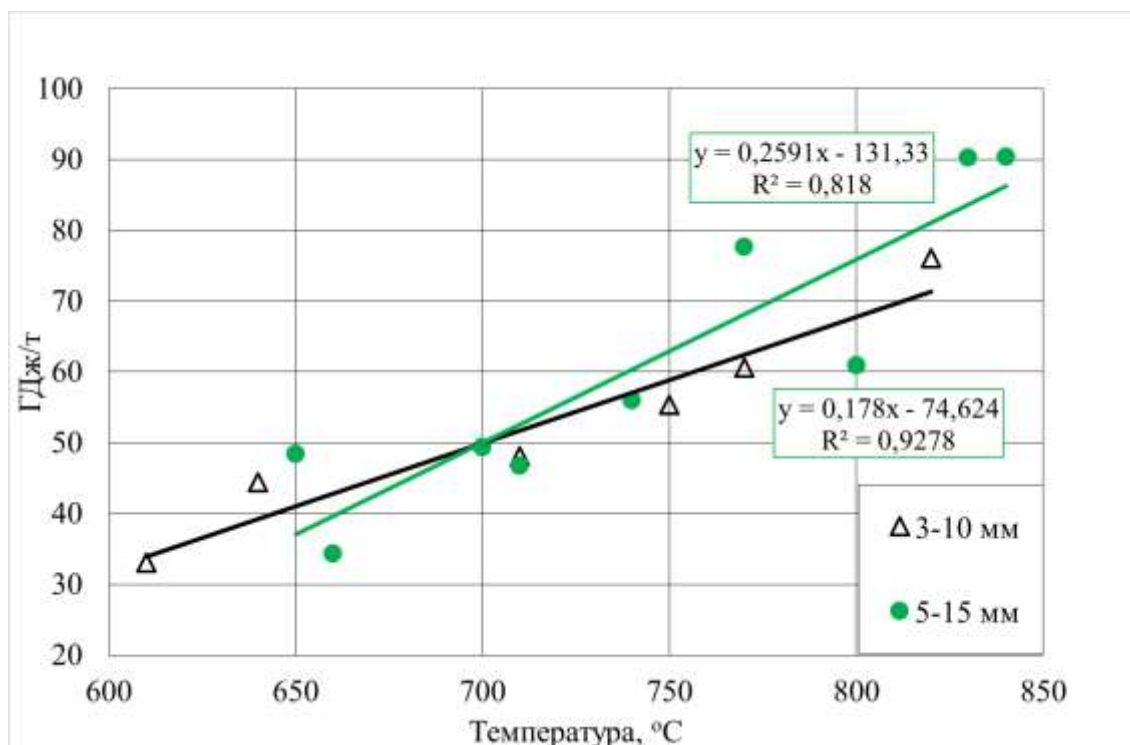


Рисунок 73 – Зависимость получения тепловой энергии от температуры кипящего слоя

Видно, что в диапазоне температур 700–750 °C с максимальными показателями адсорбционной активности по йоду получение тепловой энергии на единицу полученного сорбента практически не отличается. Таким образом, на основании анализа полученных данных для получения сорбента с высокими сорбционными свойствами рекомендован к применению уголь класса крупности 5–15 мм, так как подготовка такого класса в промышленных условиях осуществляется с меньшими затратами на дополнительное измельчение при меньшей площади сит используемых грохотов.

### 3.5 Оценка воздействия на атмосферный воздух

Произведем оценку выбросов CO<sub>2</sub> при производстве сорбента с высокой адсорбционной активностью (таблица 14 и Приложении Е).

Таблица 14 - Эмиссия CO<sub>2</sub> при производстве сорбента водоочистки

Наименование параметра	Значение	
	Номер опыта	16
Рабочая зольность сорбента, %	12,8	9,20
Углерода в 1 т сорбента, C <sub>r</sub> , т	0,81	0,84
Выход сорбента, т	0,204	0,202
Выводится углерода с сорбентом, т	0,17	0,17
Сгорает углерода, т	0,28	0,28
Эмиссия CO <sub>2</sub> , т	1,03	1,01
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг исходного угля	1,01	0,99
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг сорбента	5,03	5,01
Производительность по тепловой энергии, ГДж	10,00	9,80
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/ГДж	102,6	103,3

В расчете на единицу производимой тепловой энергии эмиссия углекислого газа в сравнении с вариантом получения тепловой энергии при сжигании угля не снижается, но и не возрастает. Таким образом, и в этом случае *производство сорбента осуществляется с нулевым выбросом углекислого газа в атмосферу.*

В таблице 10 приведены результаты расчета выбросы загрязняющих веществ для вариантов производства тепловой энергии путем сжигания Березовского угля в типовом котле КВТС-20 и путем переработки этого же угля с параллельным производством сорбента в энерготехнологической установке. Тепловая мощность котла и установки при этом принималась равной друг другу. Расчет выбросов вредных веществ, произведен в соответствии с [91] и представлен в приложении С для сжигания угля и приложении Е для производства сорбента.

Таблица 15 – Выбросы загрязняющих веществ при производстве сорбента и сжигании угля

Наименование вещества	Значение, т/год	
	Сжигание угля	Производство тепла и сорбента по технологии «Термококс-КС»
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	143,75	115,69
Оксид азота, NO	23,44	18,86
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	125,6	24,7
Оксид углерода, CO	436,0	436,0
Бенз(а)пирен	0,001008	0,000906
Твёрдые частицы	406,5	575,2

*Выбросы наиболее опасных загрязняющих веществ: оксидов азота, оксидов серы, бенз(а)пирена, – при энерготехнологической переработке угля в кипящем слое с комбинированным производством полукокса и тепловой энергии снижаются на 10-20 % в сравнении с вариантом классического сжигания этого же угля.*

Таким образом, *производство тепловой энергии осуществляется с уменьшением удельных выбросов вредных веществ в среднем на 15 %, а сорбент производится с нулевыми выбросами загрязняющих веществ в атмосферу.*

### 3.6 Выводы

В данном разделе экспериментально установлена возможность комбинированного получения из бурого угля в рамках технологического процесса «ТЕРМОКОКС–КС» тепловой энергии и сорбента для использования в процессах глубокой переработки нефтяных остатков, значительно превосходящего по своим качественным характеристикам зарубежные аналоги. Внедренные результаты исследования позволяют повысить экономическую эффективность производства путем получения новой высококорентабельной продукции.

Стоит отметить, что получить высокие сорбционные характеристики углеродного сорбента при сохранении производительности процесса удалось только благодаря строгому соблюдению требований к исходному углю – обеспечению гранулометрического состава (класс крупности 5–15 мм). При нарушении этого требования (повышенным содержанием мелких или крупных классов) необходимое качество продукции обеспечить не удастся. Таким образом, неременным требованием организации производства сорбента для использования в процессах глубокой переработки нефтяных остатков является неукоснительное соблюдение характеристик сырья.

Также установлена возможность одностадийного получения в кипящем слое сорбента с более высокими сорбционными характеристиками для использования его в процессах очистки оборотной технологической воды промышленных предприятий, сточных вод коммунальных предприятий. Повышенная сорбционная активность сорбента обеспечена более развитой пористой структурой вследствие увеличенного времени пребывания в зоне более высоких температур, которую удалось повысить путем перераспределения первичного дутья в воздухораспределительной решетке. При разработке новых промышленных энерготехнологических установок была разработана новая колпачковая решетка с зонированной подачей первичного дутья и обеспечена возможность независимой подачи воздуха в каждую зону.

**В итоге исследований, результаты которых приведены в данном разделе:**

- 1) разработан новый технологический процесс комбинированного получения тепловой энергии и сорбента для использования в процессах глубокой переработки нефтяных остатков из углей низкой степени метаморфизма в реакторе с кипящим слоем;



- 2) разработан способ одностадийного получения в кипящем слое сорбента с высокими сорбционными свойствами с параллельным производством тепловой энергии;
- 3) показано, что производство тепловой энергии в разработанных способах осуществляется со снижением удельных выбросов вредных веществ в атмосферу на 15 %, а сорбент, предназначенный для последующего применения в природоохранных технологиях, производится и вовсе с нулевыми выбросами в атмосферу;
- 4) подтверждено, что выбросы  $\text{CO}_2$  при комбинированном производстве тепловой энергии и сорбентов в кипящем слое не превышают удельные выбросы при производстве тепла путем сжигания угля, а производство сорбентов при этом осуществляется с нулевыми выбросами углекислого газа;
- 5) результаты исследований, технические и технологические решения, примененные при разработке способов получения сорбентов, учтены при разработке новых энерготехнологических установок и внедрены в промышленное производство;
- 6) разработанные способы комбинированного производства тепловой энергии и сорбентов в процессе «ТЕРМОКОКС–КС» защищены патентами Российской Федерации [122].

## **4 Разработка технологического процесса термической переработки энергетического угля под давлением**

### **4.1 Требования к сырью и получаемой продукции**

Современные металлургические процессы требуют применения кусковых углеродных материалов. Рядом разработок установлено, что при нагреве мелкодисперсного угля при повышенном давлении пористость получаемого твердого остатка оказывается очень низкой. Это свойственно, главным образом, для углей низкой степени метаморфизма. Это происходит в результате сжатия угольной матрицы, размягчаемой в процессе нагрева. Относительная дешевизна добычи энергетических углей, особенно бурых, добываемых открытым способом, делает их привлекательными для производства дорогостоящих кусковых металлургических углеродных восстановителей. Далее в работе исследован процесс получения кускового полукокса при повышенном давлении с параллельным получением тепловой энергии.

Очевидно, что для получения кускового продукта необходимо использовать и крупный исходный уголь. В то же время использование чрезмерно крупных классов угля не представляется перспективным, ввиду того, что направления использования целевого продукта, такие как специальные процессы подготовки и коксования, производство генераторного газа в генераторах стационарного типа, производство углеродистого наполнителя (термоантрацита) для электродных изделий, пылевидное сжигание в стационарных котельных установках, производство цемента и кирпича, производство активного угля предполагают его измельчение. Применение крупнокускового угля также накладывает ограничение на аппаратное исполнение технологического процесса и ведет к увеличению линейного размера (диаметра) реактора для исключения зависания в нем материала, что, в свою очередь, приводит к увеличению времени прогрева засыпки

и, соответственно, снижению производительности. В связи с вышесказанным наиболее целесообразным для производства кускового полукокса представляется использование угля класса крупности 10–50 мм, достаточно широкого для минимизации затрат на его подготовку и в то же время граничными размерами частиц, обеспечивающими минимизацию содержания мелочи в продукте и возможного размера реактора нагрева, при обеспечении достаточно большого содержания крупных кусков в продукте для обеспечения удобства его транспортировки навалом в открытых полувагонах.

В электрометаллургических процессах применяются углеродные восстановители с выходом летучих веществ не более 15 %. Такой уровень летучих веществ с одной стороны недостаточно высок для нарушения режима работы газоотводящих систем печи, а с другой обеспечивает довольно интенсивный поток газов в шихте, что снижает её спекаемость. Поэтому такой показатель в дальнейшем и являлся одним из целевых при определении оптимальных технологических режимов.

Другими важнейшими показателями получаемой продукции являются прочность на истирание и водопоглощение. Высокая прочность и низкое водопоглощение обеспечивают возможность транспортировки навалом в открытых полувагонах и позволяют хранить продукцию на открытых складах.

## **4.2 Исследование процесса термообработки угля под давлением**

Для выполнения данных задач была разработана и изготовлена лабораторная установка. Данная установка включает в себя реактор из нержавеющей стали, рассчитанный на давление до 50 бар (5 МПа), оснащенный системой автоматического выравнивания давления, отводчиком конденсата и термопарами, с возможностью визуализации процесса нагрева на персональном компьютере. Эксперименты проводили следующим образом: в реактор загружали уголь,

помещали реактор в электропечь, при помощи присоединенного баллона с инертным газом повышали давление внутри реактора и затем нагревали печь до необходимой температуры, значение которой в засыпке угля определяли встроенной в реактор термопарой типа ТХА. В целях обеспечения безопасности процесса была изготовлена бронекомната, в которую поместили установку. Схема установки изображена на рисунке 74.

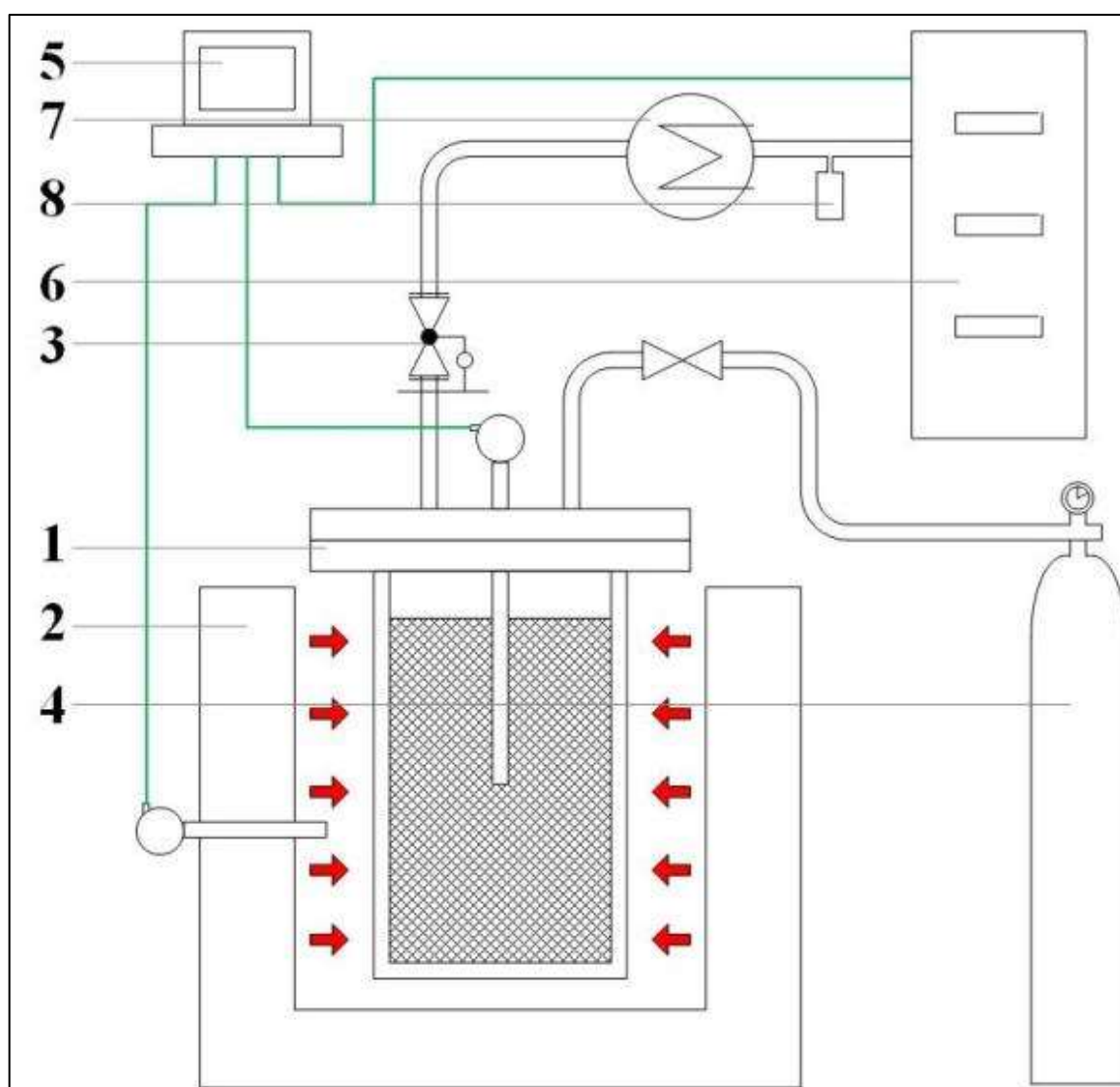


Рисунок 74 – Схема лабораторной установки

1 – реактор; 2 – электропечь; 3 – регулятор давления 4 – газовый баллон;  
5 – компьютер; 6 – газоанализатор; 7 – теплообменник; 8 – конденсатоотводчик.

Для поисковых опытов на лабораторной установке использовался уголь 2Б Бородинского разреза Красноярского края и уголь 1Б Новошахтинского разреза Приморского края с характеристиками, указанными в таблице 16 [123 – 126].

Таблица 16 – Технический и элементный состав исходного угля

Марка угля	Параметр								
	$W_t^r$ , %	$A^d$ , %	$V^{daf}$ , %	$C^{daf}$ , %	$H^{daf}$ , %	$N^{daf}$ , %	$O^{daf}$ , %	$S_t^d$ , %	$Q_i^r$ , МДж/кг
1Б	42,3	7,9	55,4	64,2	6,2	1,1	28,2	0,3	13,4
2Б	31,3	4,0	48,0	74,8	5,1	1,0	19,1	0,3	17,6

С целью определения температуры термообработки угля, необходимой для получения продукта с выходом летучих веществ  $V^{daf}$  не более 15 %, была проведена серия экспериментов с нагревом до различных температур при атмосферном давлении. Причем зависимость остаточного выхода летучих веществ от температуры нагрева для обоих марок испытуемых углей практически идентична, результаты приведены на рисунке 75.

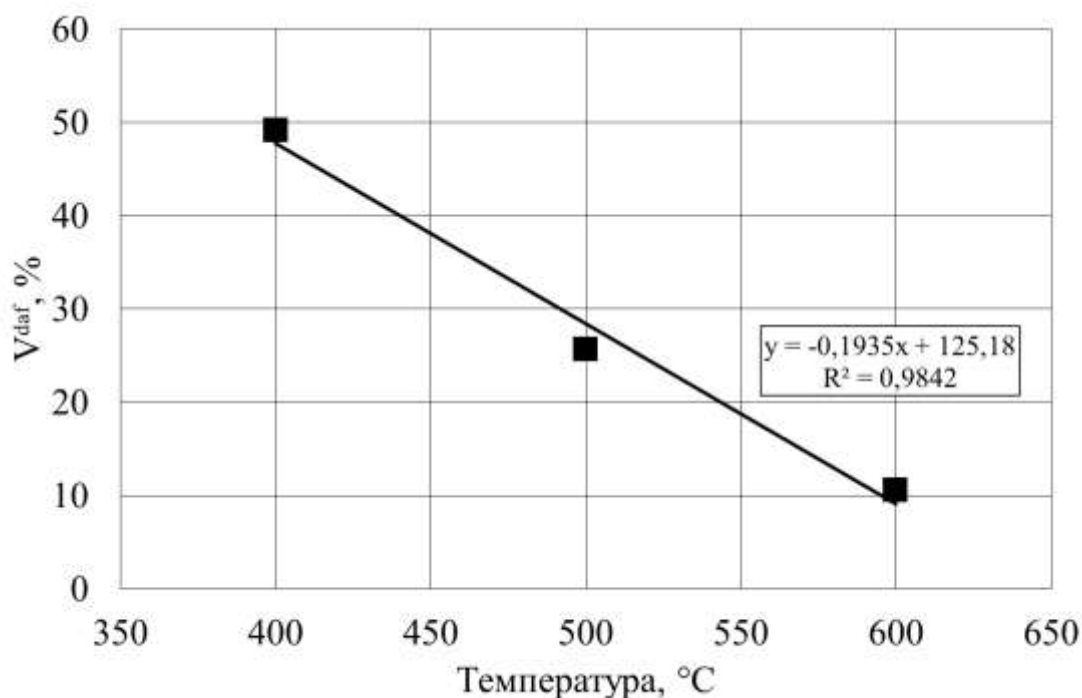


Рисунок 75 – Зависимость остаточного выхода летучих веществ от температуры нагрева

Как видно из приведенного графика, необходимая для достижения указанного уровня выхода летучих веществ составила 570 °C. Дальнейшие исследования велись с нагревом угля до этой температуры [127].

Как показано в работе [128] снижение скорости нагрева угля способствует упрочнению структуры получаемого карбонизата по причине планомерного упорядочивания его структуры при невысоких темпах усадки угольной матрицы. Поэтому на следующем этапе засыпка угля прогревалась до заданной температуры при разном избыточном давлении в течение различного времени, то есть с разной скоростью нагрева. Так как зольность полукокса зависит только от зольности исходного угля, а уровень выхода летучих веществ заранее определен, основными оценочными качественными показателями получаемого полукокса являются прочность на истирание и водопоглощение. Прочность измерялась путем истирания пробы полученного полукокса в барабане по ГОСТ 15490–70 и выражалась показателем  $M_{10}$  (масса пробы после испытания, оставшаяся на сите с

размером ячейки 10 мм). Водопоглощение определялось способом выдержки в воде в течение 2 часов по ГОСТ 21290–70. Для удобства представления результатов обозначим получаемые продукты следующим образом: ПКВД–1Б – полукокс высокого давления из угля 1Б, ПКВД–2Б – полукокс высокого давления из угля 2Б. Результаты этого этапа исследований приведены на рисунках 76–79.

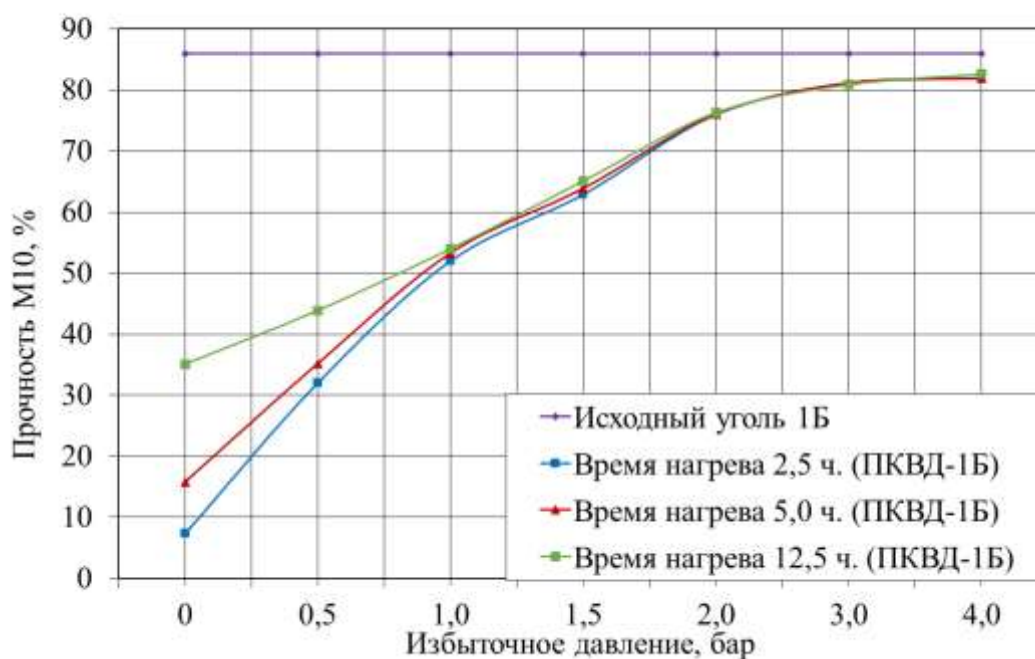


Рисунок 76 – Зависимость прочности полукокса из угля 1Б на истирание от давления при различном времени нагрева

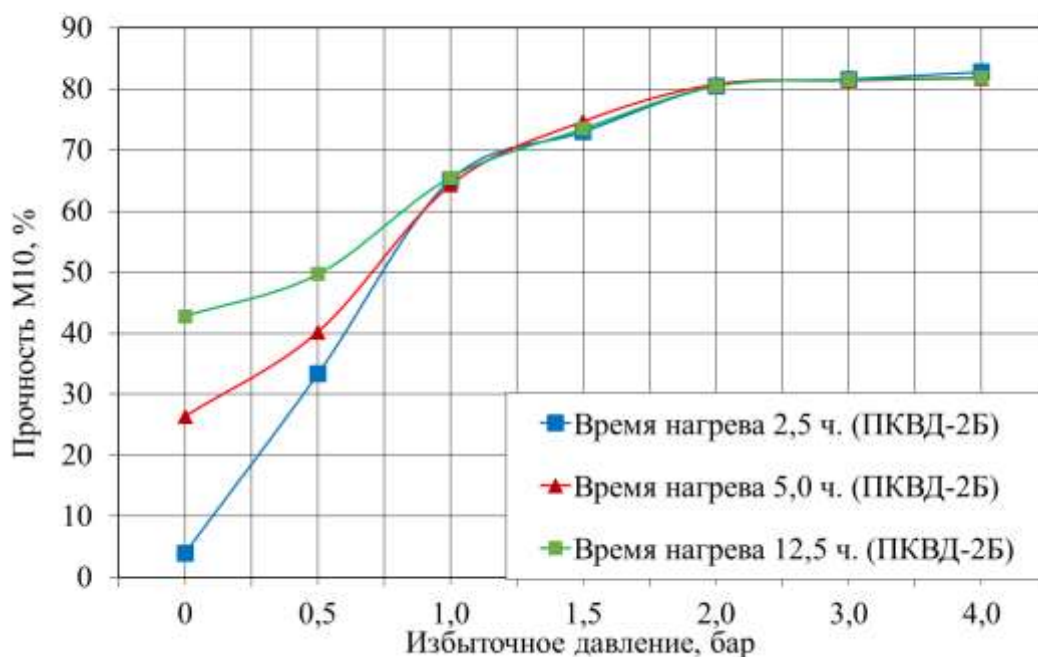


Рисунок 77 – Зависимость прочности полукокса из угля 2Б на истирание от давления при различном времени нагрева

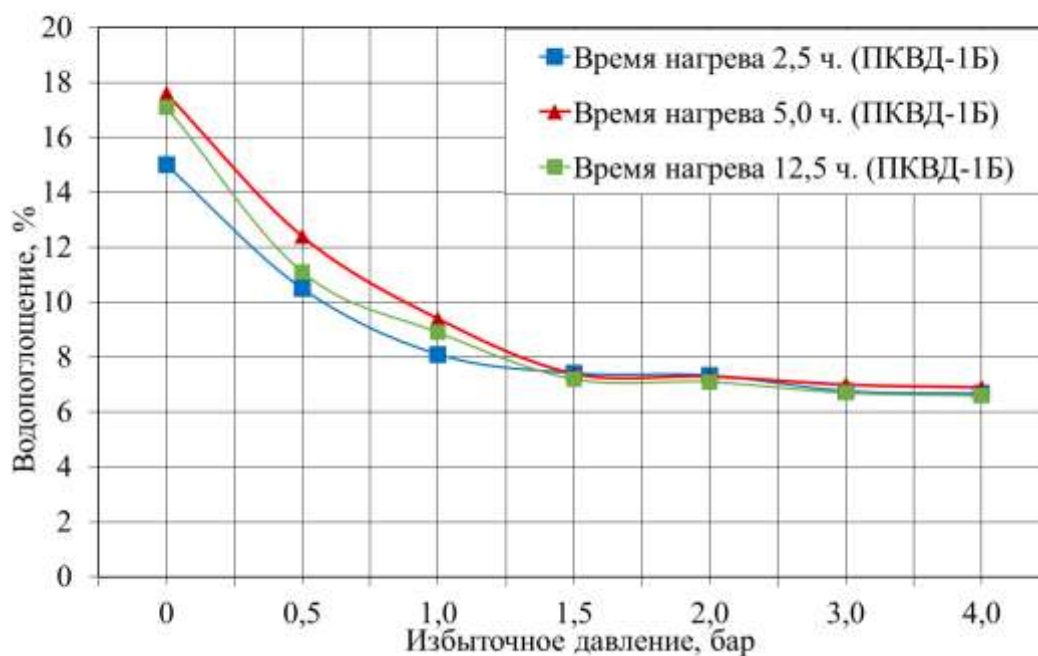


Рисунок 78 – Зависимость водопоглощения полукокса из угля 1Б от давления при различном времени нагрева



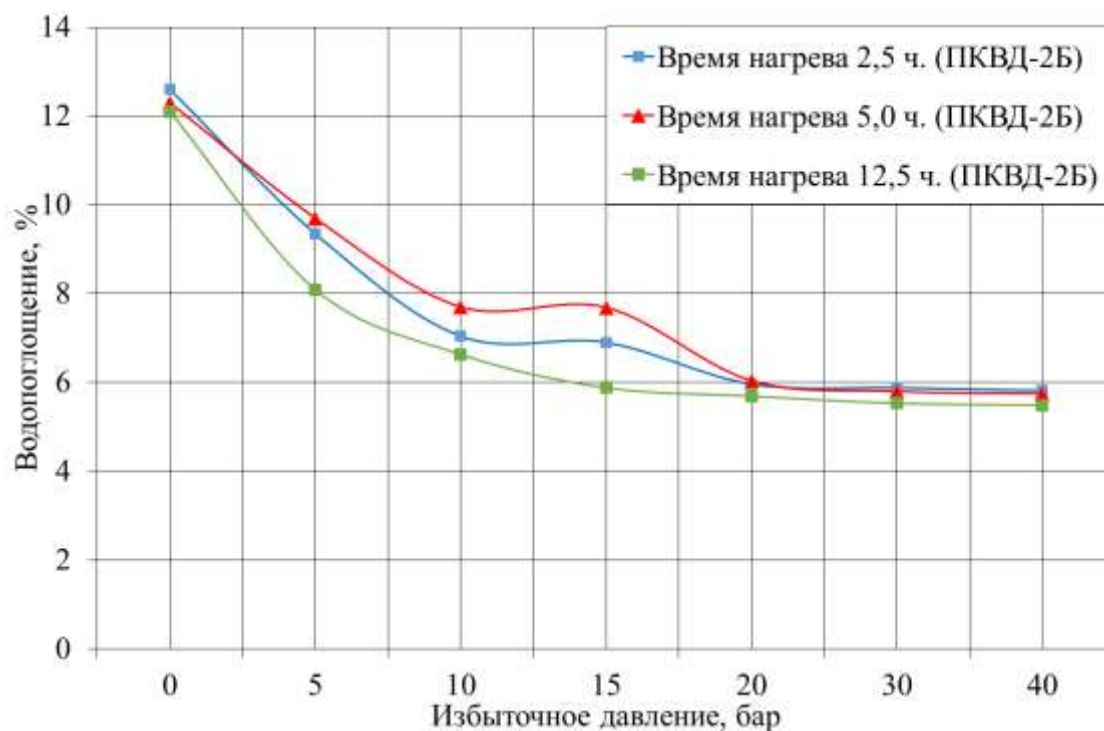


Рисунок 79 – Зависимость водопоглощения полукочка из угля 2Б от давления при различном времени нагрева

Как видно из рисунков, с повышением давления возрастает прочность получаемого полукочка. В диапазоне давлений 0–1,0 МПа прочность зависит также от времени прогрева засыпки. С уменьшением времени нагрева и, соответственно, увеличением скорости, прочность полукочка снижается. Однако в диапазоне давлений 1,0–4,0 МПа прочность уже не зависит от времени нагрева. Прочность полукочка из угля 2Б при заданной температуре достигает своего максимума при давлении 2 МПа и составляет 82%. Этот показатель практически равен прочности исходного угля 2Б. Для угля 1Б наблюдается схожая тенденция, но максимальная прочность 83% обеспечивается при давлении 3,0 МПа.

Водопоглощение полукочка также резко снижается с увеличением давления в диапазоне 0,0–1,0 МПа и практически достигает своего минимума при давлении 2,0 МПа для обеих марок угля. Также, как и прочность, водопоглощение зависит от времени нагрева только в диапазоне малых давлений, а при подъеме давления до 1,5 МПа такая зависимость исчезает.

Оптимальными режимами полукоксования угля 1Б и 2Б в исследованном процессе являются давления 3,0 МПа и 2,0 МПа соответственно при минимальном времени нагрева – 2,5 ч.

Таким образом видно, что приложение давления к угольной матрице в процессе ее нагрева позволяет резко увеличить скорость нагрева угля, увеличив таким образом производительность процесса в 5 раз и при этом достичь более высоких качественных показателей полукокса.

Низкие показатели водопоглощения – всего 6–7%, свидетельствуют о высокой атмосферной устойчивости полукокса. Такую продукцию, несомненно, можно перевозить в открытых полувагонах и хранить на открытых складах.

Приведем также термограмму нагрева угольной засыпки в реакторе (рисунок 80) в определенных ранее оптимальных режимах.

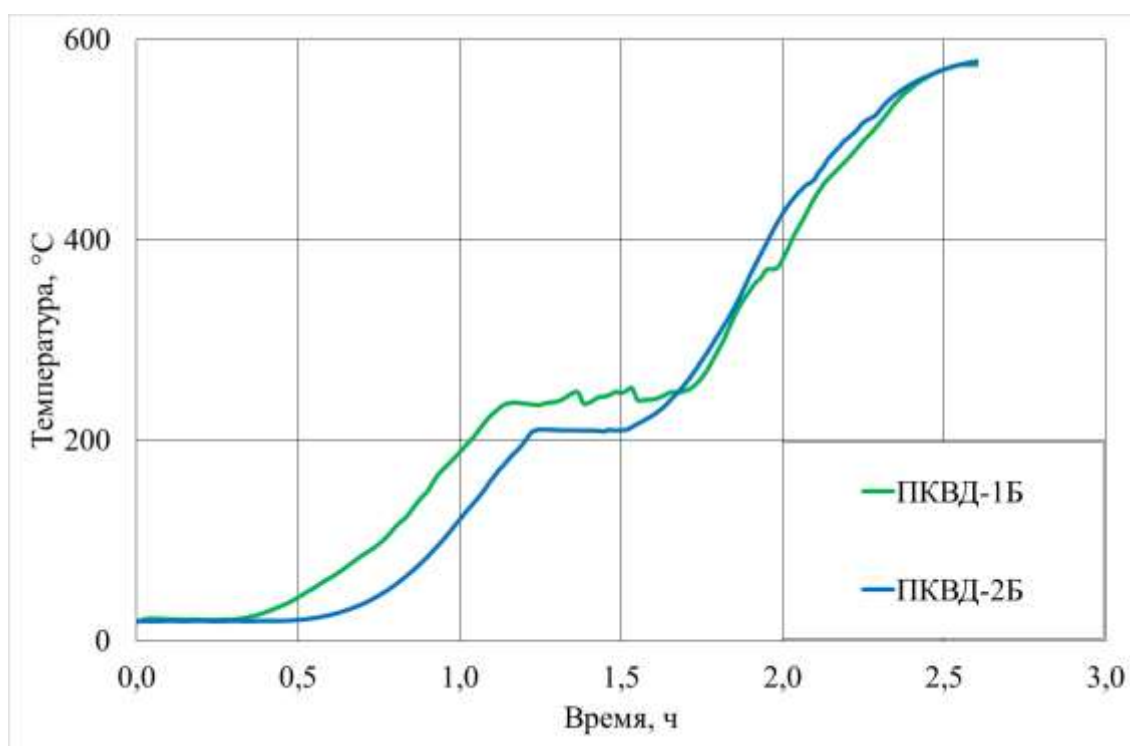


Рисунок 80 – Термограммы нагрева угля при повышенном давлении

На графиках представлена температура в центре реактора. При достижении засыпкой температуры, равной температуре кипения воды, нагрев останавливается до момента завершения процесса испарения влаги, содержащейся в угле, и только

после этого температура угля вновь начинает повышаться. При переработке угля 1Б температура кипения воды выше, так как процесс происходит при давлении 3 МПа, а для угля 2Б ниже ввиду более низкого давления – 2 МПа.

Для сравнения стойкости к атмосферным воздействиям получаемого полукокса в сравнении с бурым углем был проведен опыт по двухмесячной выдержке образцов этих материалов на воздухе без применения к ним механического воздействия (рисунок 81). Можно видеть, что куски угля частично разрушились, в то время, как куски полукокса остались целыми. Это является дополнительным подтверждением высокого качества полученного полукокса.

Итоговые характеристики полукокса, полученных из углей марок 1Б и 2Б на данной стадии исследований, приведены в таблице 17.



Рисунок 81 – Образцы ПКВД–2 (сверху) и угля марки 2Б (снизу) после выдержки на воздухе в течение двух месяцев

Таблица 17 – Характеристики полукокса, полученного в лабораторном реакторе

Параметр	Марка угля	
	1Б	2Б
Температура нагрева, °С	570	570
Избыточное давление, МПа	2,0	3,0
Относительный выход полукокса, %	35	50
Технический и элементный анализ полукокса, %		
$W^r$	3,0	1,1
$A^d$	16,1	7,0
$V^{daf}$	13,5	11,9
$C^{daf}$	88,3	90,7
$H^{daf}$	2,9	5,0
$N^{daf}$	1,1	1,3
$O^{daf}$	7,2	2,8
$S^d$	0,24	0,19
Низшая удельная теплота сгорания, МДж/кг	26,9	31,3
Насыпная плотность, кг/м <sup>3</sup>	500	500
Водопоглощение, %	7,0	6,0
Объем пор по воде, см <sup>3</sup> /г	0,19	0,19
Прочность $M_{10}$ , %	83	82
Удельное электросопротивление, Ом·см	40,5	41,0
Реакционная способность CRI, %	90,0	89,6

В продолжение серии экспериментальных исследований с бурым углем были также проведены испытания с каменным углем марки Д (таблица 18) Черногорского разреза [129, 130, 131]. На рисунках 82–83 приведены зависимости прочности и водопоглощения полукокса из Черногорского угля (ПКВД–Д) от давления при времени нагрева 2,5 часа. Данные достаточно точно аппроксимируются квадратичными зависимостями.

Таблица 18 – Характеристики угля Черногорского разреза

$W_f^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S_f^d$	$Q_i^r$ , МДж/кг,
13,6	10,5	41,5	76,70	5,74	20,4	12,02	0,46	24,1

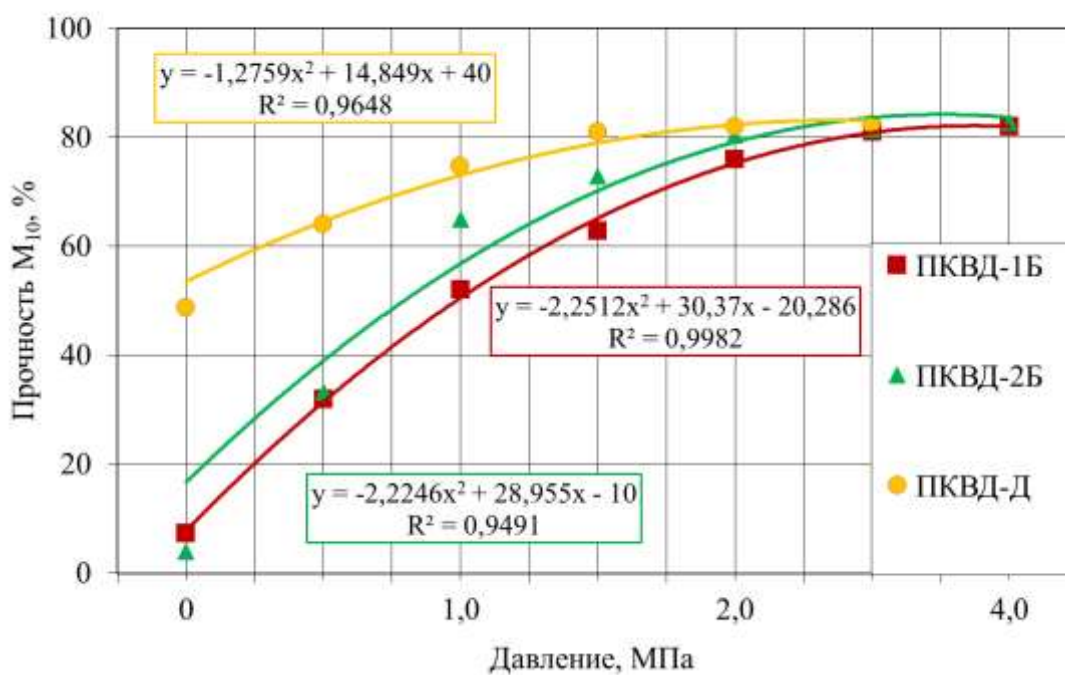


Рисунок 82 – Зависимость прочности полукокса от давления

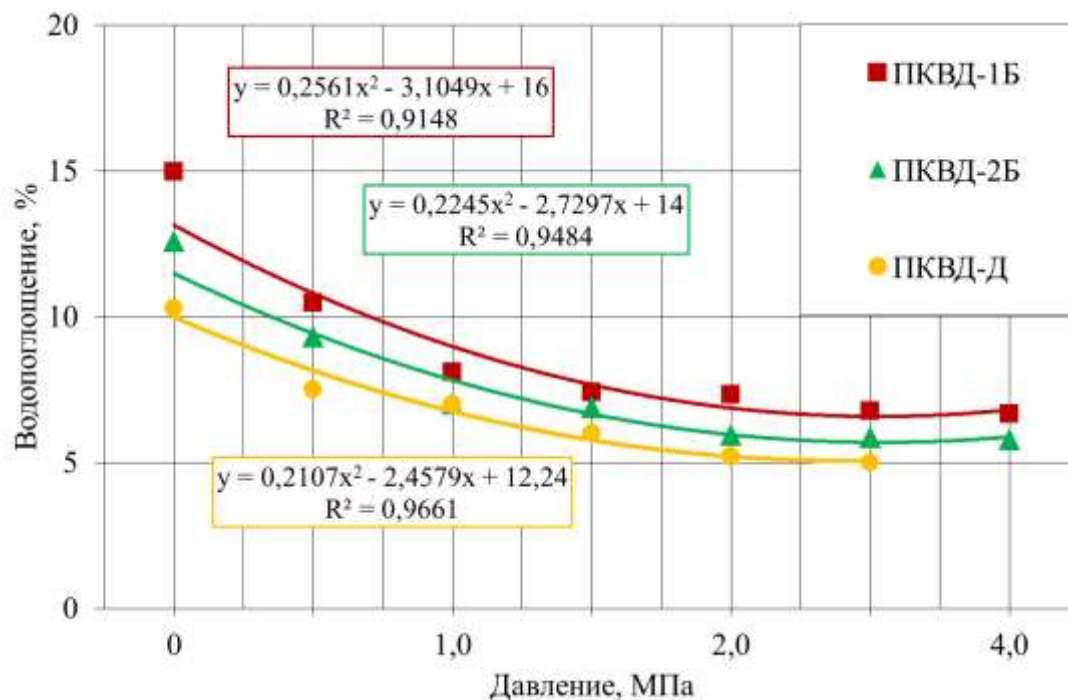


Рисунок 83 – Зависимость водопоглощения полукочка от давления

Здесь прослеживается та же качественная зависимость показателей, что и при исследовании полукочкования бурых углей. Но есть количественные отличия. Во-первых, прочность ПКВД–Д довольно высока даже при полукочковании без давления и составляет 50 %, в то время, как полукочек из бурых углей практически полностью истирается в барабане. Во–вторых, прочность при возрастании давления достигает своего максимума уже при давлении 1,5 МПа.

Показатель водопоглощения также достаточно мал даже без приложения давления – 10 %, в то время, как для полукочка ПКВД–1Б это показатель достигает 17 %. При возрастании давления водопоглощение уменьшается практически линейно и при давлении 1,5 МПа уже практически достигает своего минимума и составляет 6 %. Дальнейшее повышение давления при полукочковании угля марки Д не имеет практического смысла, так как прочность не возрастает, а водопоглощение уменьшается лишь до 5 %. Наоборот, при последующих экономических оценках стоимости реактора для переработки этого угля следует рассмотреть возможность ведения процесса при давлении в диапазоне 1,0–

1,5 МПа, так как прочность и водопоглощение полукокса при этих параметрах уже почти достигают своих наилучших значений.

На следующем этапе работы проведены исследования полукоксования бородинского угля 2Б под давлением на вновь созданной стендовой установке. С целью получения исходных данных для разработки конструкторской документации на промышленный реактор производства полукокса была создана стендовая установка (рисунок 84). Установка представляет собой трубчатый реактор с воздушной рубашкой. В рубашку вдувается горячий воздух с температурой 600–650 °С обогревающий стенку внутреннего реактора, в котором находится угольная засыпка под давлением. Давление предварительно нагнетается из баллона с азотом. А затем поддерживается автоматическим регулятором за счет нарастающего давления эндогенной атмосферы. Фотографии опытного реактора представлены на рисунке 85. Схема движения греющего агента (линия красного цвета) и расположение термопар с указанием высоты их расположения над колосником приведены на рисунке 86.



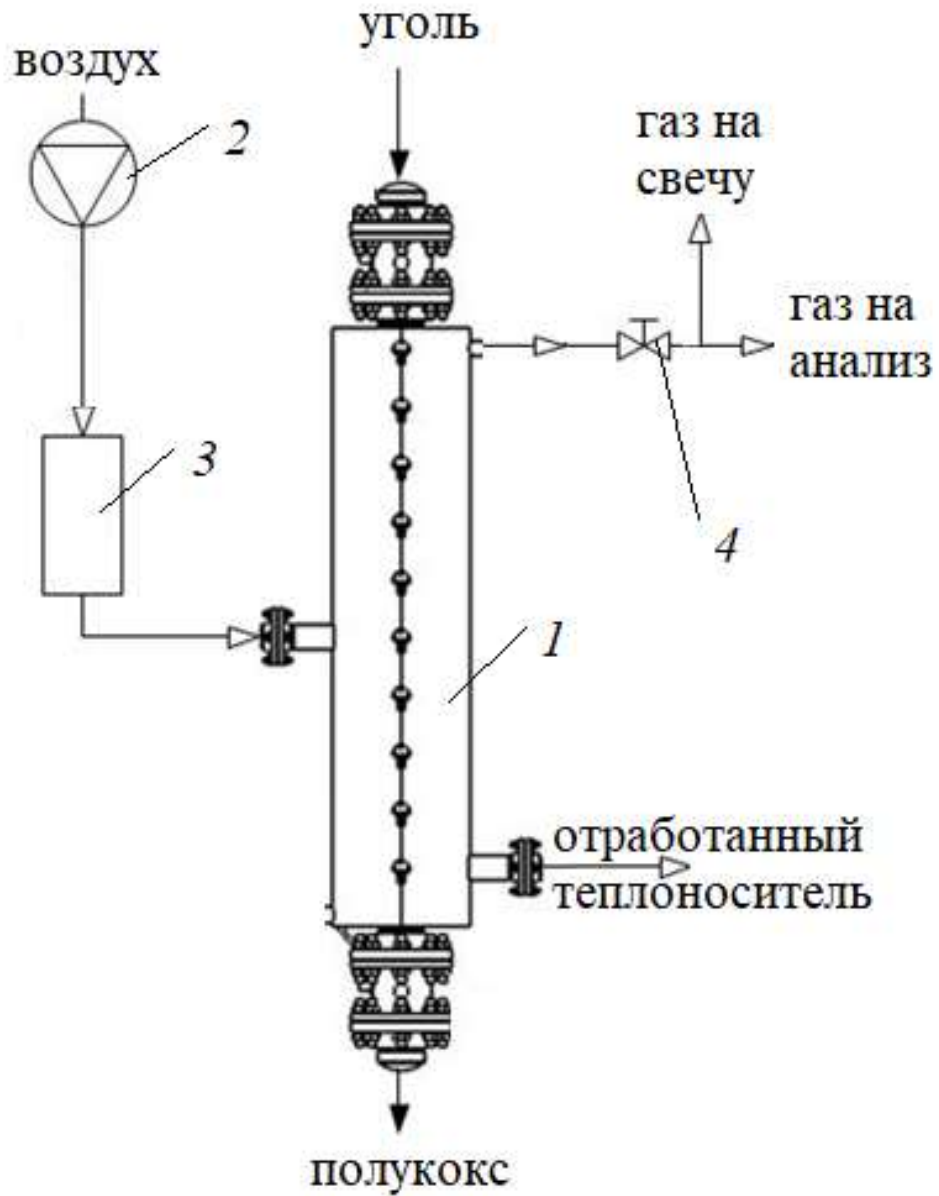


Рисунок 84 – Стендовая установка полукоксования под давлением

1 – реактор с воздушной рубашкой, 2 – компрессор, 3 – нагреватель, 4 – регулятор давления



Рисунок 85 – Общий вид опытного реактора

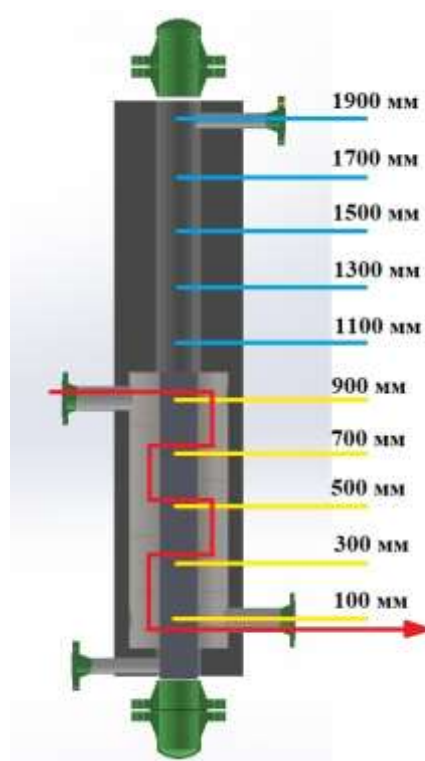


Рисунок 86 – Схема движения греющего агента

На смонтированной установке была проведена серия экспериментов с целью определения технологических параметров процесса, необходимых для получения продукта надлежащего качества. В первую очередь была предпринята попытка обеспечить условия, максимально приближенные к лабораторным опытам. Реактор полностью засыпали углем класса крупности 13 – 50 мм, закрывали загрузочное отверстие, после чего нагревали горячим воздухом с температурой 600 °С. Расчётное время эксперимента составило 4 часа по причине большего диаметра реактора, в сравнении с лабораторным.

Типичная термограмма процесса нагрева с указанными параметрами отображена на рисунке 87. Температура фиксировалась по оси засыпки по всей высоте реактора при помощи термопар типа ТХА. Также фиксировались температуры греющего воздуха на входе в реактор и на выходе из него.

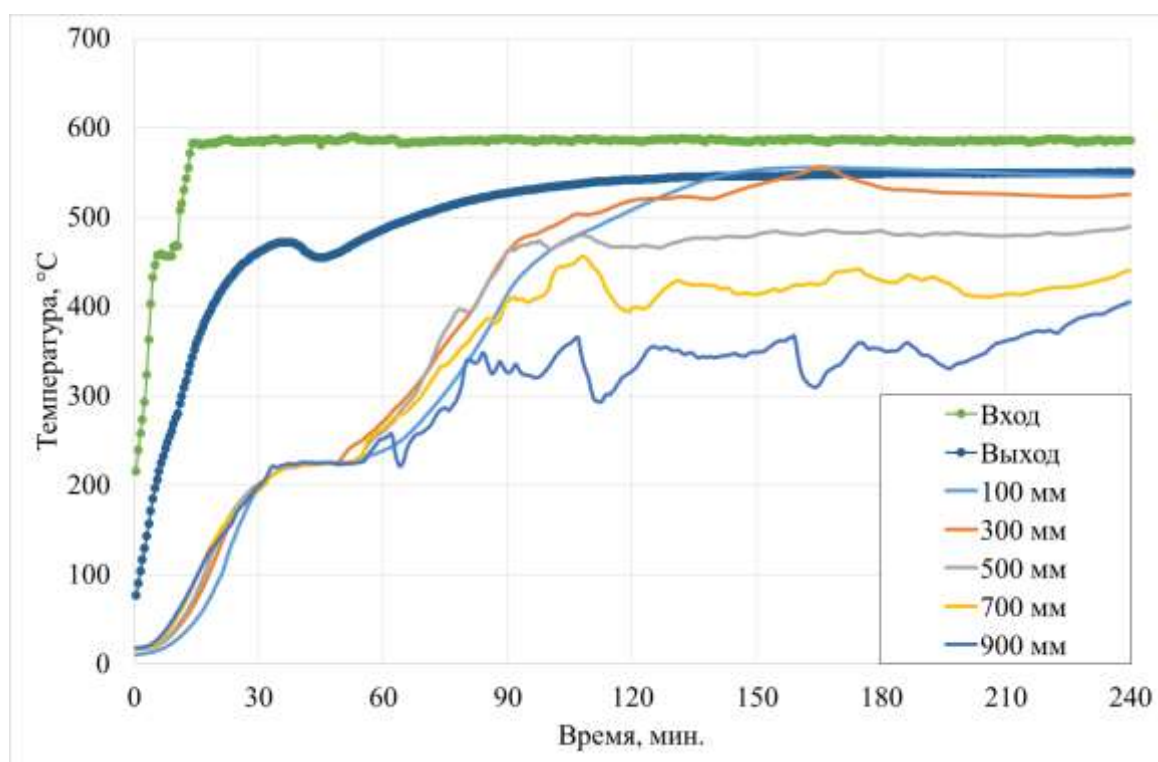


Рисунок 87 – Термограмма процесса полукоксования с температурой греющего агента 600 °С

Как видно из термограммы, по завершении процесса температура угля не достигла необходимого значения. Средняя температура по оси засыпки составила менее 500 °С. В результате этого характеристики полукокса оказались ниже, чем в лабораторных опытах. Так, выход летучих веществ  $V^{\text{daf}}$  составил 19,3 %, вместо полученных в лабораторном реакторе 13,0 %, а прочность на истирание – 58,3 %, вместо 80,0 %.

После доработки системы подачи греющего агента температура греющего агента была повышена до 650 °С. Термограмма процесса с повышенной температурой представлена на рисунке 88.

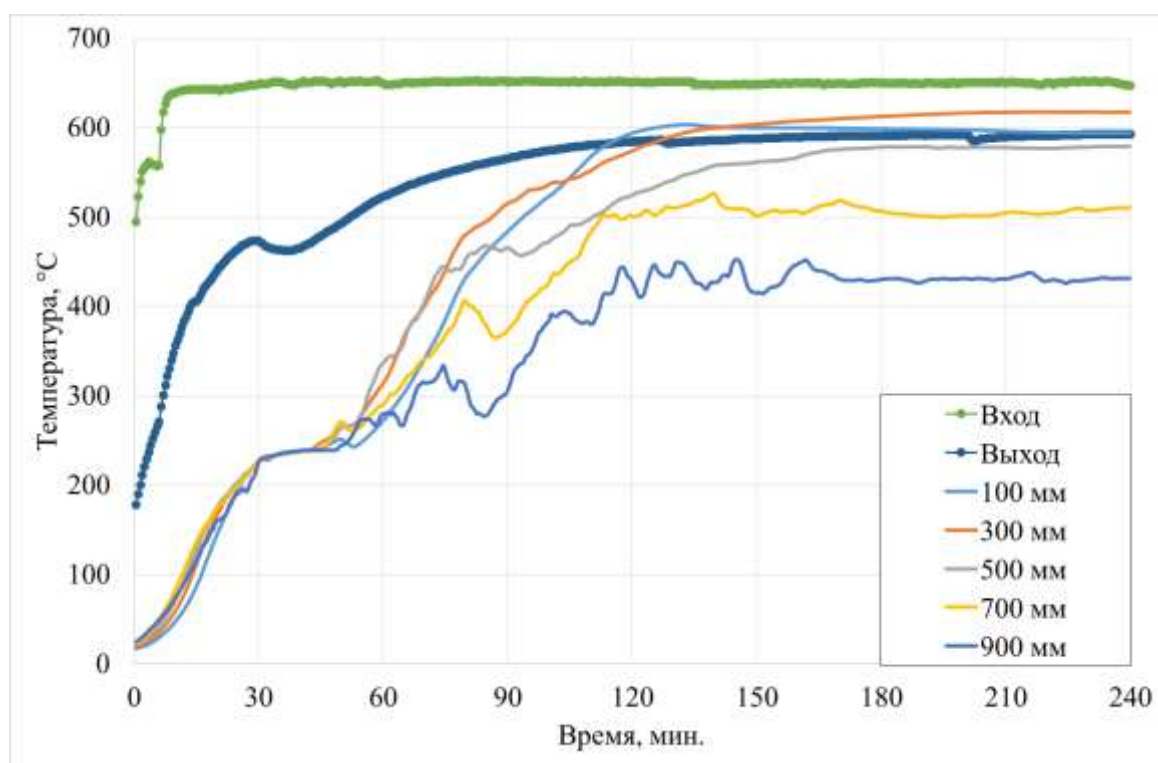


Рисунок 88 – Термограмма процесса полукоксования с температурой греющего агента 650 °С

Как видно из рисунка, в этом случае засыпка прогрелась гораздо лучше, однако средняя температура засыпки составила 550 °С, при этом разница температур в нижней и верхней части засыпки достигает 200 °С, что приводит к существенной неоднородности продукта, несмотря на то, что средние

характеристики продукта практически соответствуют требованиям: выход летучих веществ  $V^{\text{daf}}$  составил 14,2 %, а прочность на истирание – 69,0 %. Но при этом разница выхода летучих веществ в нижней и верхней частях засыпки составляет более 5 % абс.: в верхней части  $V^{\text{daf}}=17,3$  %, в нижней – 12,1 %. Это происходит потому, что верхняя часть столба полукокса нагревается гораздо меньшее время в сравнении с нижней по причине непрерывного поступления свежих порций угля в верхнюю часть зоны нагрева по мере усадки.

Для обеспечения равномерности прогрева засыпки по высоте реактора необходимо уменьшить высоту начальной загрузки таким образом, чтобы итоговый уровень полукокса после завершения нагрева оказался значительно ниже верхнего уровня зоны нагрева и, как следствие, прогревался более длительное время. Для определения оптимального объема загрузки была проведена серия опытов с различной начальной высотой засыпки. Уровень загрузки был таким, чтобы итоговый уровень полукокса учетом объемной усадки составлял 75 % и 50 % от высоты зоны нагрева. На рисунке 89 отображен начальный уровень угля (желтая линия) и конечный уровень полукокса (оранжевая линия). Красным цветом обозначены термопары, которые по окончании процесса находятся в засыпке полукокса, рядом с термопарами указаны температуры полукокса с после завершения нагрева.

Термограммы нагрева этих экспериментов представлены на рисунках 90–91.

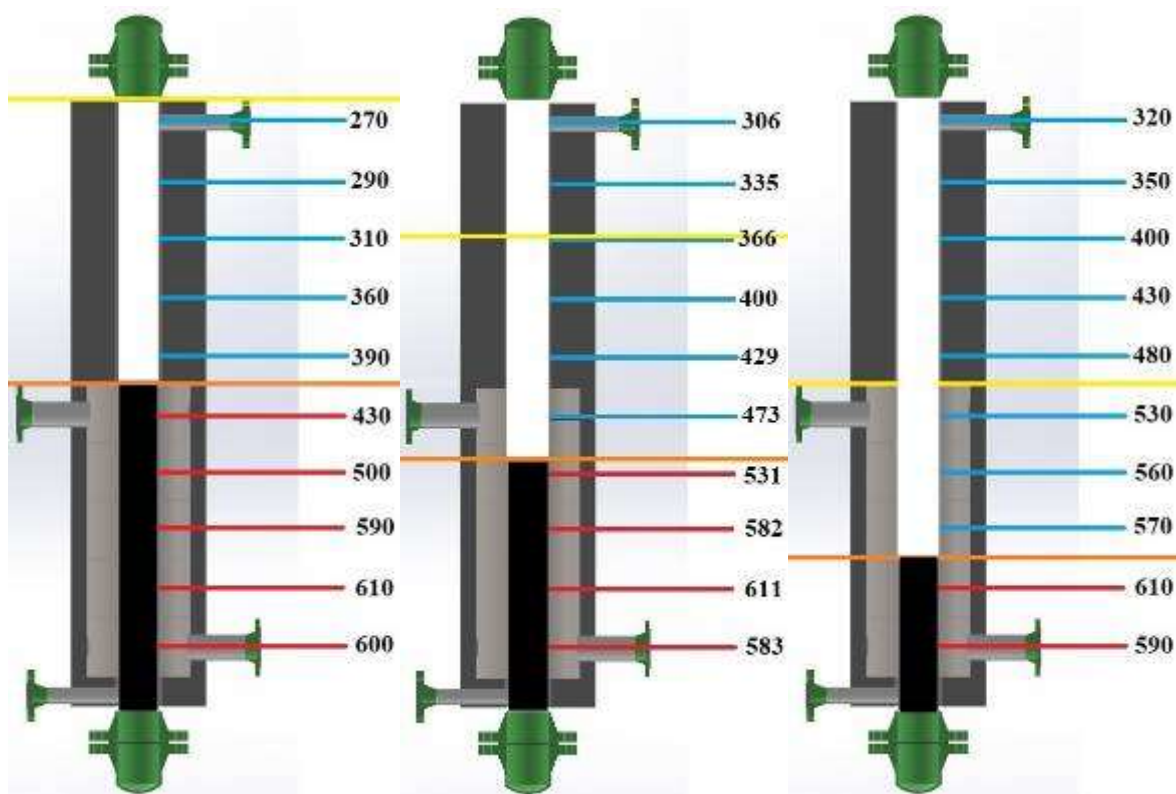


Рисунок 89 – Засыпка реактора углем (слева 100 %, середина – 75 %, справа 50 %)

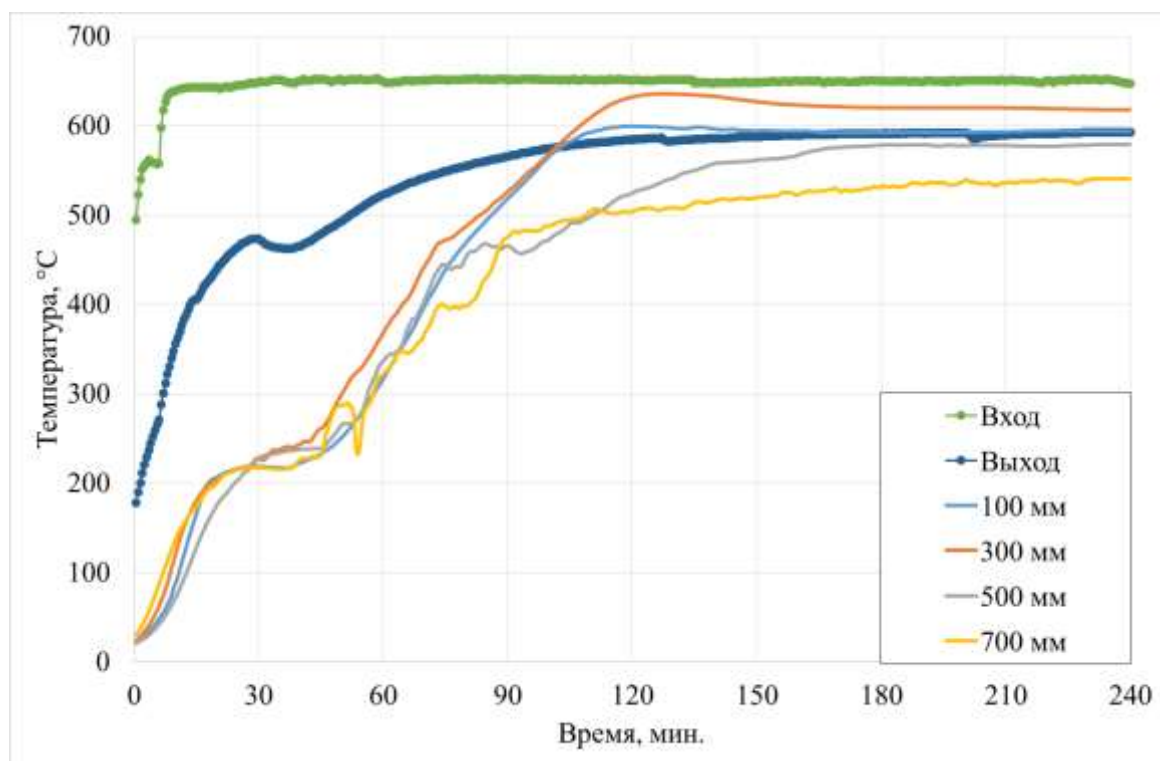


Рисунок 90 – Термограмма нагрева полукокса с 75 % заполнением реактора

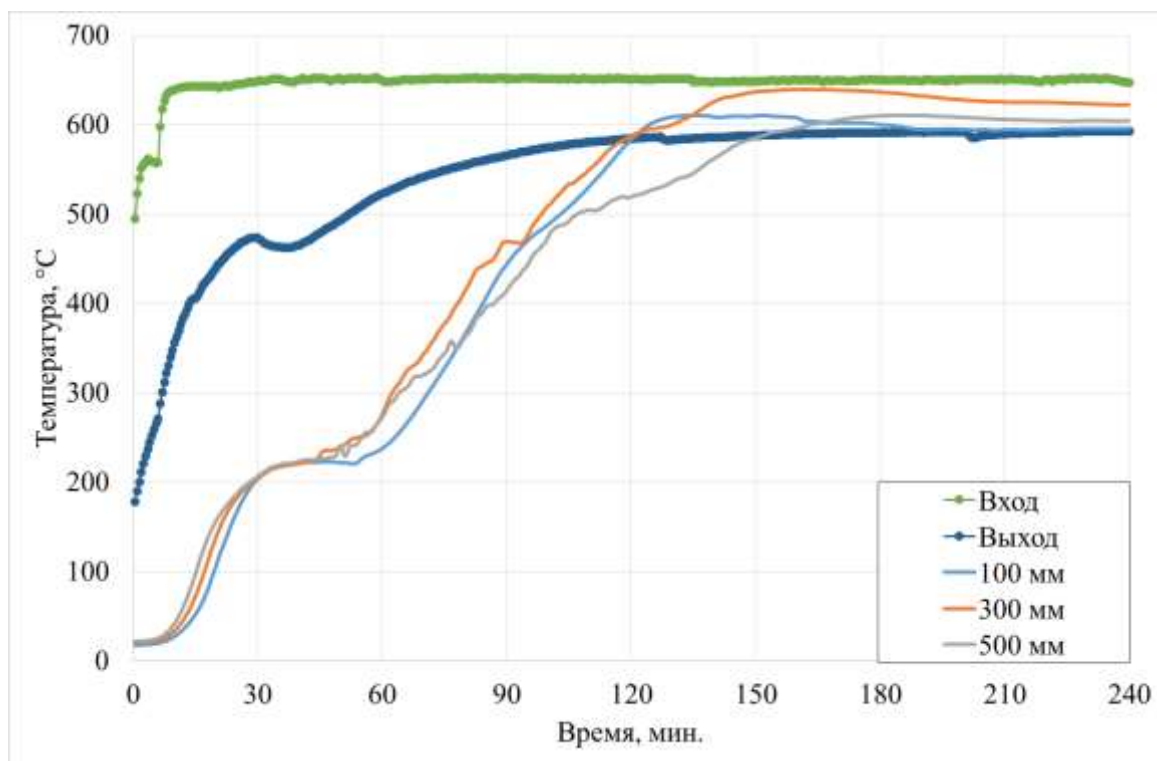


Рисунок 91 – Термограмма нагрева полукокса с 50 % заполнением реактора

Как видно из термограммы, необходимое время нагрева составляет 180 минут.

Характеристики полукокса, полученного при указанных режимах представлены в таблице 19.

Таблица 19 – Характеристики полукокса

Степень заполнения зоны нагрева, %	Влага $W^r$ , %	Зольность $A^d$ , %	Выход летучих веществ $V^{daf}$ , %	Прочность на истирание, $M_{10}$ , %
100	0,4	5,8	14,2	69,0
75	0,4	5,9	12,6	71,3
50	0,3	5,8	12,2	72,4

Как показали эксперименты, оптимальная высота засыпки составляет 75 %, поскольку характеристики полученного полукокса не имеют существенных различий по высоте засыпки, при этом чем меньше зона нагрева, тем дешевле в



итоге получится промышленный реактор. Исходя из полученных данных можно сделать вывод, что в промышленном реакторе зона нагрева должна составлять не 50 % от высоты, как в опытном, а 65 %. При такой высоте зоны нагрева объем реактора будет использован полностью, а разброс характеристик полукокса по высоте – минимальным.

После получения продукта надлежащего качества в части технического анализа и прочности была проведена серия экспериментов по определению зависимости характеристик конечного продукта от исходного класса крупности.

Исходный класс крупности разделили на две части: 13 – 25 мм и 25 – 50 мм. Чтобы более точно определить характер зависимости, термообработку проводили не только при выбранной оптимальной высоте засыпки (75 %), но и при 100 % и 50 %. Сводные данные характеристик продукта, полученного в описанных процессах представлены в таблице 20.

Таблица 20 – Характеристики полукокса из угля различных классов крупности

Степень заполнения, %	Класс крупности, мм	Выход летучих веществ $V^{daf}$ , %	Прочность на истирание, $M_{10}$ , %	Содержание класса крупности 0–10 мм
100	13 – 50	14,2	69,0	26,2
	13 – 25	15,0	69,3	52,4
	25 – 50	13,8	72,1	17,4
75	13 – 50	12,6	71,3	25,1
	13 – 25	12,7	69,7	50,4
	25 – 50	12,3	72,2	14,9
50	13 – 50	12,2	72,4	23,2
	13 – 25	12,3	72,3	45,6
	25 – 50	11,9	73,0	14,1

Как видно из таблицы 20, прочность полученного полукокса практически не зависит от класса крупности и ее значение около 70%. При этом наблюдается



высокое содержание класса крупности 0 – 10 мм, что является нежелательным. Однако стоит отметить, что класс крупности 0 – 10 мм представлен в основном частицами размером 6 – 10 мм, как показано в рисунке 92 и в приложении F. При использовании класса крупности 13 – 50 мм содержание частиц менее 6 мм составляет 5 – 7 %.

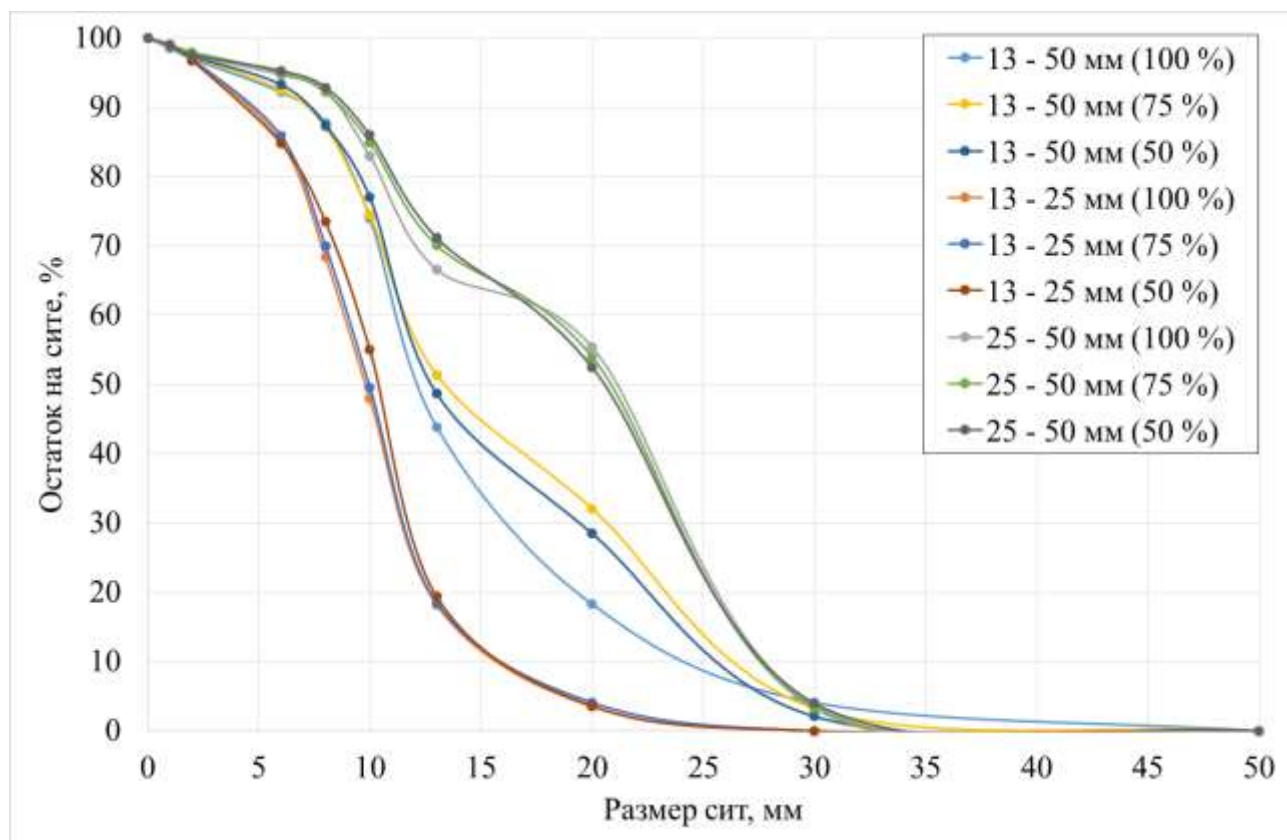


Рисунок 92 – Градулометрический состав полученного продукта

Градулометрический состав полученного полукокса позволяет отнести его к коксовому орешку марки КО–3 ГОСТ 8935–77 «Орешек коксовый. Технические условия» при использовании исходного угля класса крупности 13 – 50 мм, а при использовании класса крупности 25 – 50 мм к марке КО – 2. Стоит отметить, что для ООО «Сибниуглеобогащение» в начале 2020 года НИТУ «МИСиС» выполнило научно–исследовательскую работу «Оценка возможности использования углеродосодержащей продукции в производстве ферросплавов», в ходе которой было определено, что для используемых на сегодняшний день печей

для получения ферросплавов пригодным считается кокс класса крупности более 5 мм. Также отмечено, что уменьшению расхода электрической энергии и улучшению других технико–экономических показателей при получении ферросилиция способствует применение шихтовых материалов оптимального гранулометрического состава, в частности кокса крупностью 5 – 25 мм.

Исходя из вышесказанного можно сделать заключение, что гранулометрический состав полученного полукокса полностью соответствует современным требованиям к углеродистым восстановителям.

Материальный и тепловой балансы процесса получения полукокса в стендовой установке на 1 т исходного угля марки 2Б представлены в таблицах 21–22.

Таблица 21 – Материальный баланс процесса получения полукокса

Материальный баланс процесса	т
Уголь	1
<i>Итого приход</i>	1
Полукокс ПКВД–2	0,5
Газ	0,5
<i>Итого расход</i>	1

Таблица 22 – Тепловой баланс процесса получения полукокса

Тепловой баланс процесса	Гкал	%
Теплота сгорания угля	4,20	42,9
Теплоподвод	5,29	57,1
<i>Итого приход:</i>	9,78	100,00
Теплота сгорания полукокса	3,70	37,8
Теплота сгорания газа	0,64	6,5
Энтальпия влажного газа	0,18	1,8
Энтальпия полукокса при конечной температуре	0,15	1,5
Отработанный греющий агент	4,72	48,3
Теплопотери	0,40	4,1
<i>Итого расход:</i>	9,78	100,0

Таким образом, проведены экспериментальные исследования влияния управляющих параметров на количественные и качественные характеристики получаемого полукокса, выполнен анализ результатов экспериментов, определены оптимальные показатели процесса полукоксования энергетических углей при повышенном давлении на лабораторной установке. В ходе стендовых испытаний подтверждены полученные характеристики полукокса и основные показатели процесса, выявлены параметры нагрева плотного слоя угля под давлением в прототипе промышленного реактора.

#### **4.3 Технология полукоксования угля при повышенном давлении**

В результате проведенной на стендовой установке серии опытов получены необходимые характеристики греющего агента, определены параметры нагрева

плотного слоя полифракционного угля, выявлены проблемные факторы работы, связанные с конденсацией водяного пара в начальный момент нагрева. Это позволило сформировать требования к промышленному реактору полукоксования и энерготехнологическому комплексу переработки в целом.

Для минимизации стоимости промышленного реактора необходимо использовать стандартные детали и металлопрокат широкого применения – трубы, сферические и эллиптические днища, фланцы и т.п. Сравнительно невысокая температура полукоксования позволяет использовать недорогие материалы без специализированных легирующих добавок.

Для обеспечения высокого коэффициента теплоотдачи от газового греющего агента стенкам реактора целесообразно угольную засыпку размещать внутри трубы, а трубу нагревать с внешней стороны. Известно, что наиболее эффективным вариантом повышения теплоотдачи от движущегося газового потока является омывание им трубного шахматного пучка в поперечном направлении. По этому принципу, как правило, разрабатываются теплообменные аппараты, за исключением узкоспециализированных, со специальными требованиями. На основании этого в качестве основы промышленного реактора принято решение использовать шахматный трубный пучок с загруженным внутрь труб углем и омываемый горячим газовым теплоносителем.

Внутреннее устройство самого реактора также должно обеспечивать обязательное нахождение всей загрузки в зоне нагрева, то есть обеспечивать поддержку всего слоя угля внутри обогреваемых труб колосниковой решеткой. В зоне над трубами, как было показано в экспериментальных работах должно находиться 50% объема угля, засыпанного в трубы. Это позволит всему загруженному в аппарат объему угля пройти термообработку по мере уменьшения его объема в процессе полукоксования.

Очевидно, что для обеспечения максимальной производительности процесса перепад температур греющего агента на входе/выходе из реактора полукоксования должен быть минимальным. Это означает максимизацию расхода теплоносителя.

Во-вторых, очевидным также является вариант использования для нагрева угля тепловой энергии, получаемой в самом процессе полукоксования в виде горючего газа. Однако из приведенного ранее теплового баланса процесса видно, что этой энергии недостаточно для нагрева всего объема теплоносителя при довольно низком перепаде температур на входе/выходе из реактора полукоксования. Следовательно, поток греющего агента необходимо зациклить по контуру «реактор – вентилятор – нагреватель – реактор», а химическое и физическое тепло газа использовать только для подогрева остывшего греющего агента до необходимой температуры. При этом следует учитывать, что температура на выходе из реактора в этом случае должна находиться в диапазоне рабочих температур высокотемпературного вентилятора. В процессе циркуляции по такому контуру для сохранения расхода теплоносителя на одном уровне необходимо сбрасывать часть греющего агента после прохождения им реактора в котел–утилизатор, а получающиеся высокотемпературные дымовые газы от сжигания газа полукоксования подмешивать к оставшемуся в контуре теплоносителю для обеспечения необходимой температуры.

Тепловая энергия, образующаяся в котле–утилизаторе, используется на нужды предприятия или реализуется населению.

Схема комбинированного производства тепловой энергии и полукокса может быть представлена следующим образом (рисунок 93).



#### 4.4 Оценка выбросов загрязняющих веществ и углекислого газа

Оценка степени воздействия комплекса комбинированного производства кускового полукокса и тепловой энергии на окружающую среду произведена для отдельно стоящего объекта (таблица 23). Сравнение с прямым слоевым сжиганием угля выполняли по [91] в расчете на одинаковое количество производимой энергии.

Таблица 23 – Выбросы загрязняющих веществ

Выбросы загрязняющих веществ, г/МДж	Прямое сжигание	Термическая переработка под давлением
Оксид серы $SO_2$ , г/МДж	0,18	0,16
Оксид углерода, $CO$ , г/МДж	0,60	0,54
Диоксид азота, $NO_2$ , г/МДж	0,21	0,04
Оксид азота, $NO$ , г/МДж	0,03	0,01
Твёрдые частицы, г/МДж	0,06	-
Бенз/а/пирен, мкг/МДж	1,70	0,80

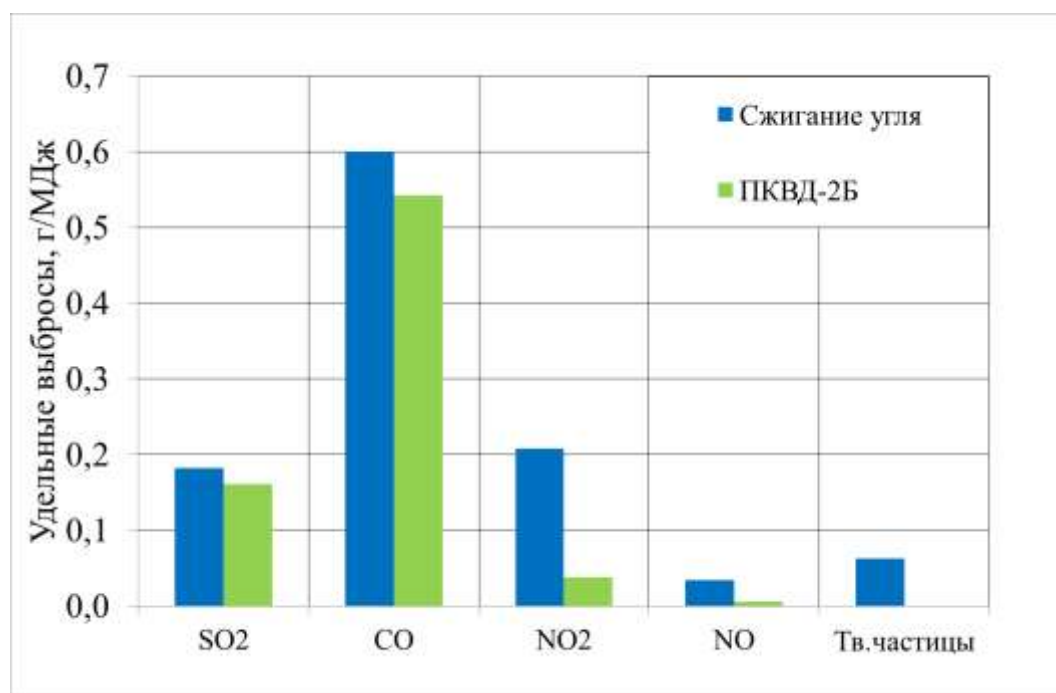


Рисунок 94 – Удельные выбросы загрязняющих веществ

Как видно из представленных результатов, количество выбросов вредных веществ атмосферу при термической переработке угля под давлением по разработанному технологическому процессу ниже, чем при прямом сжигании. Значительная часть серы остается в полукоксе, поэтому выбросы оксида серы снижаются, также снижаются выбросы оксидов азота, а главное, при сжигании газового топлива вместо твердого, практически отсутствуют выбросы твердых частиц.

Далее было выполнено сравнение эмиссии  $\text{CO}_2$  при производстве углеродистого восстановителя методом полукоксования под давлением из трех исследуемых углей и классического кокса (таблица 24) [121].

Таблица 24 – Эмиссия  $\text{CO}_2$

Вид восстановителя	Эмиссия $\text{CO}_2$ на 1 т готовой продукции
Полукоксы из бурого угля марки 1Б	0,942
Полукоксы из бурого угля марки 2Б	0,46
Полукоксы из каменного угля марки Д	0,46
Классический кокс	1,003

Снижение эмиссии  $\text{CO}_2$  при производстве углеродистого восстановителя разработанным способом обуславливается тем, что выделяющийся горючий газ после дожигания имеет температуру, достаточную для обеспечения тепловой энергии нагрева. Тем самым, процесс становится не только автотермическим, но и сопровождается получением дополнительной тепловой энергии. При производстве классического кокса для обеспечения процесса требуется сжигание дополнительного топлива, что и приводит к повышенной эмиссии парниковых газов.

Таким образом, разработанная технология при переработке углей марок 2Б и Д позволяет вдвое снизить эмиссию  $\text{CO}_2$  в сравнении с производством классического кокса на тонну продукции. При этом, все выбросы  $\text{CO}_2$  могут быть



отнесены на производство полукокса, тогда тепловая энергия производится с нулевыми выбросами углекислого газа и наоборот.

#### 4.5 Выводы

В настоящем разделе проведены экспериментальные исследования влияния управляющих параметров на количественные и качественные характеристики получаемого полукокса, выполнен анализ результатов экспериментов, определены оптимальные показатели процесса полукоксования энергетических углей при повышенном давлении на лабораторной установке. В ходе стендовых испытаний подтверждены полученные характеристики полукокса и основные показатели процесса, выявлены параметры нагрева плотного слоя угля под давлением в прототипе промышленного реактора.

Предложена новая схема процесса термической переработки угля с параллельным получением двух продуктов – тепловой энергии и карбонизата. Экспериментально подтверждена возможность реализации предложенной технологии. Определены материальный и энергетический балансы процесса в оптимальном режиме. Полученные характеристики карбонизата соответствуют требованиям, предъявляемым к углеродистым восстановителям, используемым в электрометаллургических процессах.

Карбонизацию угля предложено вести в трубчатом аппарате периодического действия. Для обеспечения теплоподвода при ведении процесса в промышленном исполнении предложено получаемый горючий газ сжигать, а получающиеся высокотемпературные дымовые газы подмешивать к отработанному греющему агенту для компенсации потерь тепла, затраченного на нагрев угля. Избыточный поток отработанного греющего агента необходимо направлять в котел–утилизатор для производства тепловой энергии на нужды самого предприятия и реализации сторонним потребителям.

**Полученные результаты использованы при разработке конструкторской документации на промышленный реактор полукоксования угля при повышенном давлении и при разработке инвестиционного проекта промышленного предприятия по энерготехнологической переработке угля мощностью 70 тыс. т в год.**

**По результатам материалов данного раздела, можно сделать следующие выводы:**

- 1) разработан новый энерготехнологический процесс комбинированного получения тепловой энергии и карбонизата в трубчатом аппарате периодического действия;
- 2) обосновано устройство трубчатого реактора для ведения нового процессе с учетом его специфики;
- 3) предложена и обоснована принципиальная технологическая схема ведения процесса, позволяющая обеспечить отсутствие необходимости во внешних источниках тепла;
- 4) результаты экспериментальных исследований и технические предложения использованы при разработке новых энерготехнологических установок;
- 5) способ получения из угля кускового карбонизата при повышенном давлении защищен патентом Российской Федерации [122].

## **5 Энерготехнологическая переработка угля в стационарном слое в двухзонном реакторе с разнонаправленным дутьем**

### **5.1 Технологическая основа нового энерготехнологического процесса**

В классической схеме термической переработки угля горячими дымовыми газами возникает необходимость сооружения отдельного генератора греющего агента. При этом теплота сгорания отработанного газа, содержащего горючие компоненты, оказывается сравнительно низкой. Как следствие, его огневое обезвреживание или утилизация невозможны без использования дополнительного топлива.

Как было показано в первом разделе, высокопроизводительный автотермический процесс SJ для полукоксования каменного угля в печах с внутренним обогревом, осуществляемый частичным сжиганием рециркулирующих газов, требует очистки получаемого в процессе горючего газа от влаги и каменноугольной смолы с целью возврата части очищенного газа в слой угля (рисунок 95). При этом блок очистки и рециркуляции горючего газа взрывобезопасными компрессорами составляет значительную часть стоимости предприятия.

Фактически единственным фактором, обуславливающим высокие капитальные затраты на реализацию такого высокопроизводительного процесса, является необходимость поддержания циркуляции внутри контура «реактор – охладитель газа – электрофильтр – компрессор – реактор» чистого горючего газа, используемого в качестве греющего агента. При этом сам газ образуется в процессе пиролиза угля в зоне высоких температур смеси горючего газа и дымовых газов.

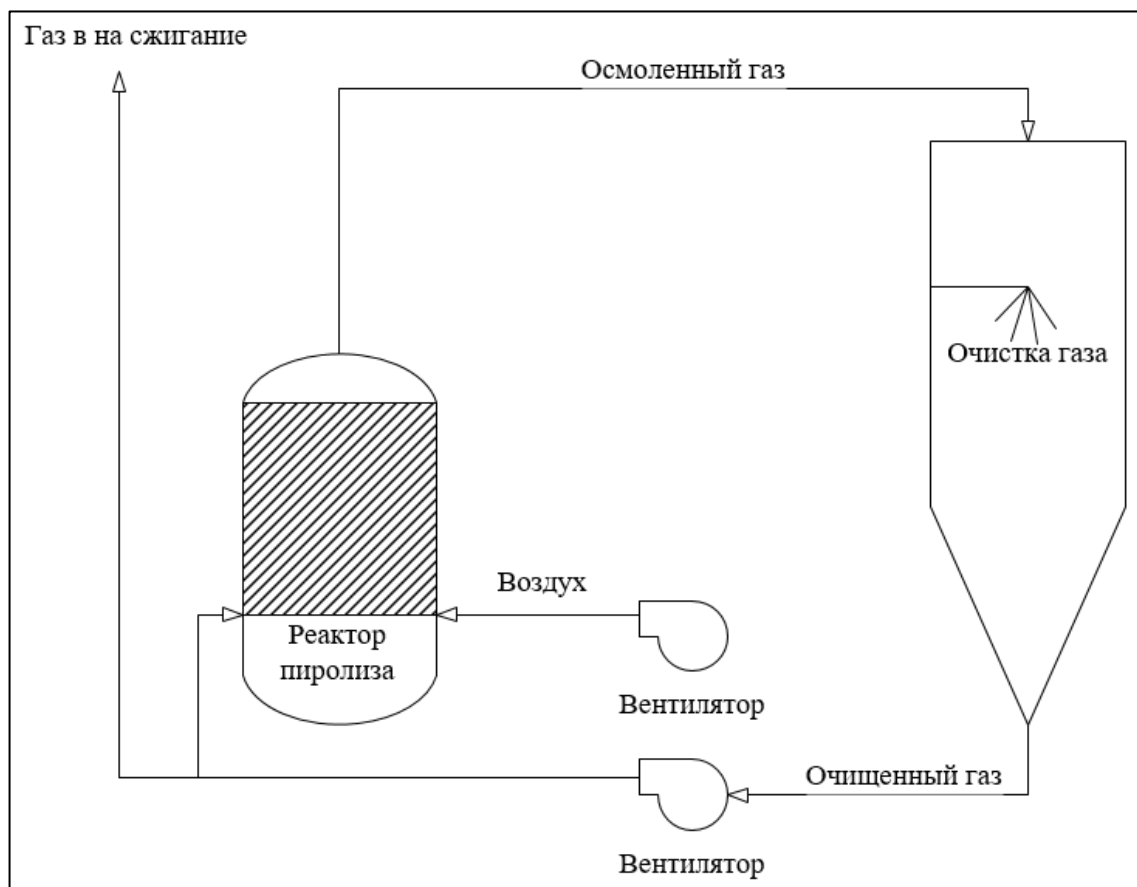


Рисунок 95 – Схема процесса пиролиза угля в печах SJ

С целью упрощения технологического процесса возможно организовать генерацию горючего газа в отдельном блоке газификации угля с последующей его транспортировкой в блок карбонизации газовым теплоносителем (рисунок 96). Для этой цели наиболее подходит технология частичной газификации угля «ТЕРМОКОКС–С» с использованием схемы обращенного дутья [133, 134]. Получающийся горючий газ возможно использовать для сжигания в верхней зоне печей SJ для пиролиза угля. В случае использования углей различных марок в разных блоках возможно получение продукции различного назначения (буроугольные сорбенты, мелкозернистый термококс, кусковой каменноугольный карбонизат из каменных углей марок Д, ДГ). При этом не требуется производить охлаждение и очистку получаемого газа, так как технология экологически безопасна и обеспечивает получение газа без смолистых примесей, а

транспортировка до места сжигания обеспечивается дутьевыми вентиляторами, подающими воздух в газификаторы.

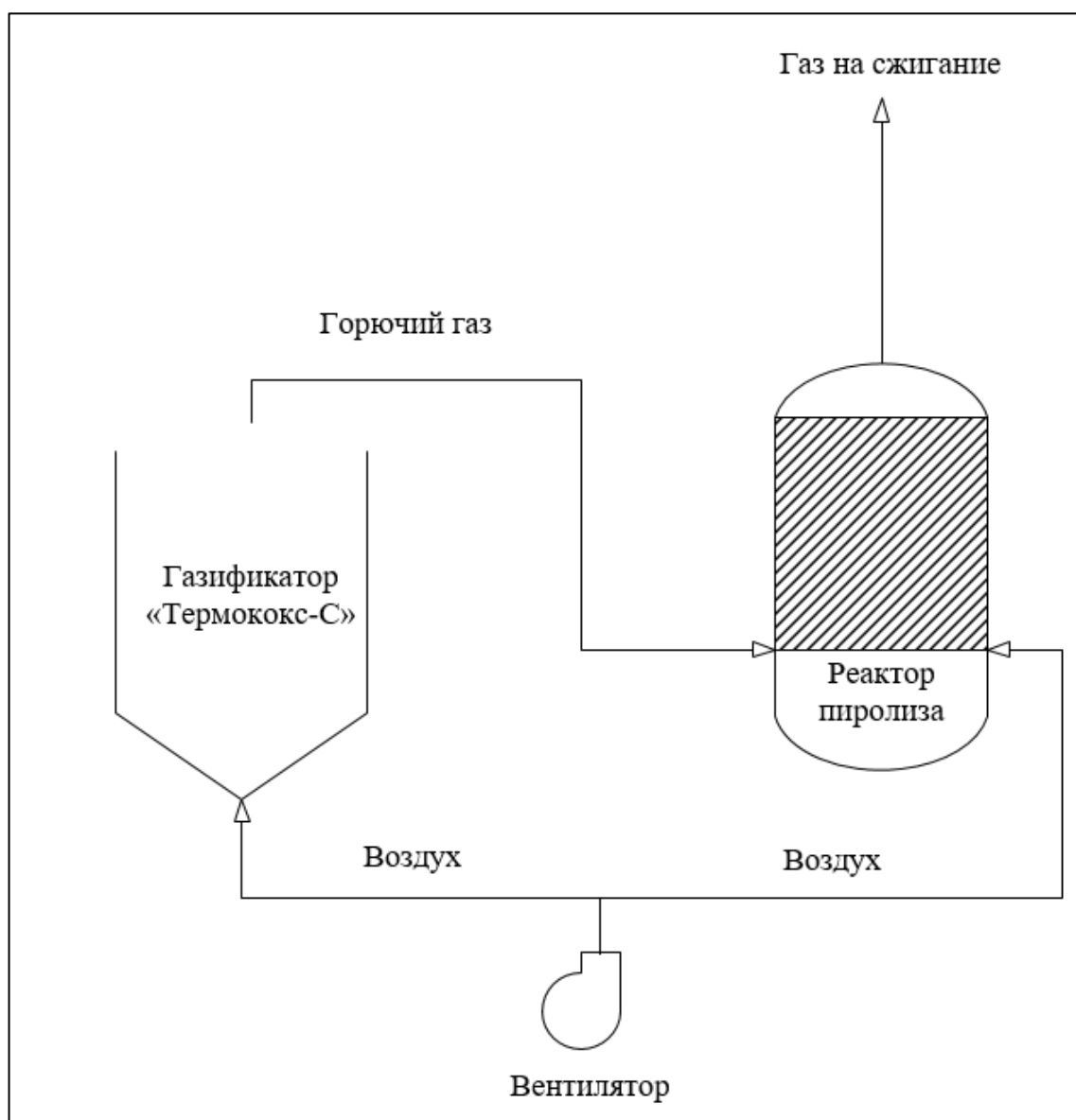


Рисунок 96 – Принципиальная схема процесса с газификатором «ТЕРМОКОКС-С»

Как правило, такие заводы размещаются в непосредственной близости от угледобывающих предприятий. Поэтому процессы углереработки ориентированы на использование какой-либо одной марки угля. Другой причиной применения единой марки угля является относительная простота ведения самого технологического процесса на одном угле, в то время, как при использовании

нескольких марок приходится настраивать каждый блок технологической цепочки под каждый конкретный уголь отдельно.

Однако, в случае применения одного угля во всех блоках углеперерабатывающего предприятия возможно совместить процессы карбонизации с прямым и обратным дутьем в одном аппарате (рисунок 97). При этом из схемы исключаются газопроводы для передачи газа–теплоносителя из одного блока в другой, а сжигание газа, полученного в зоне обратного дутья, может производиться непосредственно в засыпке угля над ней, что повышает эффективность теплообмена.

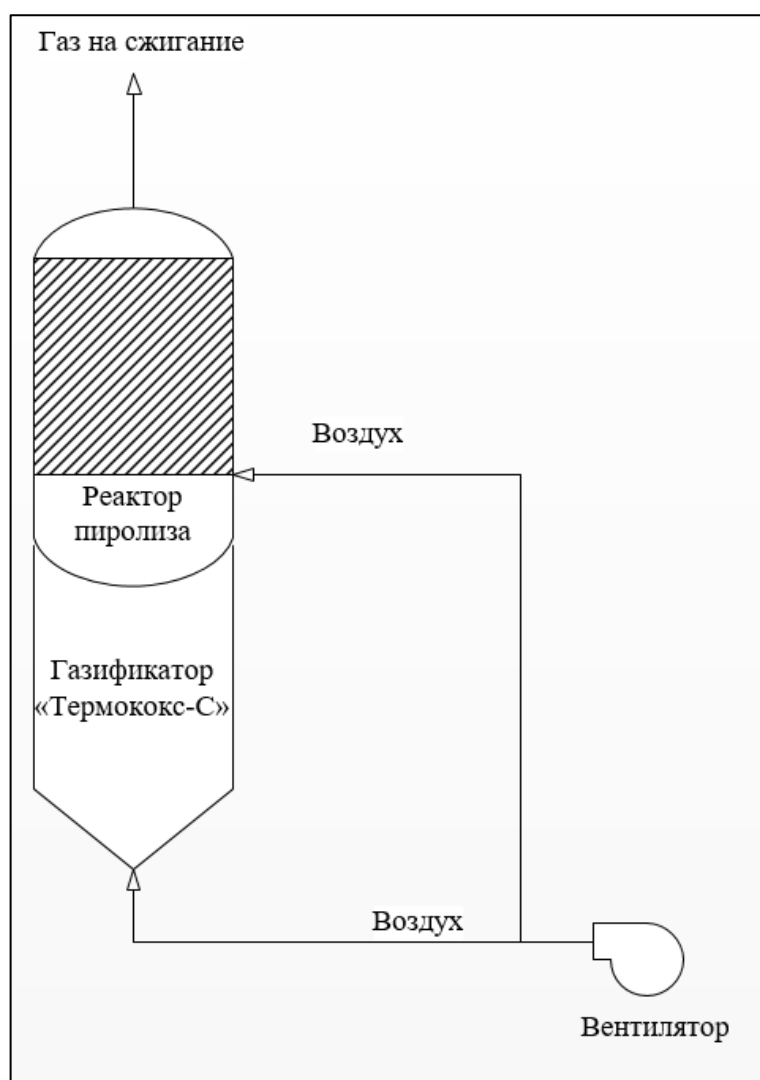


Рисунок 97 – Принципиальная схема аппаратного оформления совмещённого реактора

В данном разделе приведены результаты серии опытов на экспериментальном стенде по отработке режимов получения карбонизата и горючего газа в слоевом реакторе периодического действия по технологии «ТЕРМОКОКС-С». На основании полученных данных был произведен расчет частичного сжигания газа для получения требуемой температуры греющего агента в зоне прямого дутья. Затем полученные расчетные характеристики уточнены экспериментальным путем. В результате разработан одностадийный автотермический технологический процесс комбинированного получения из каменного угля горючего газа и карбонизата.

## **5.2 Экспериментальное исследование влияния управляющих параметров на показатели технологического процесса в двухзонном реакторе**

В настоящем разделе приведены результаты исследования процесса термической переработки энергетического каменного угля в реакторе с разнонаправленным дутьем (рисунок 98).

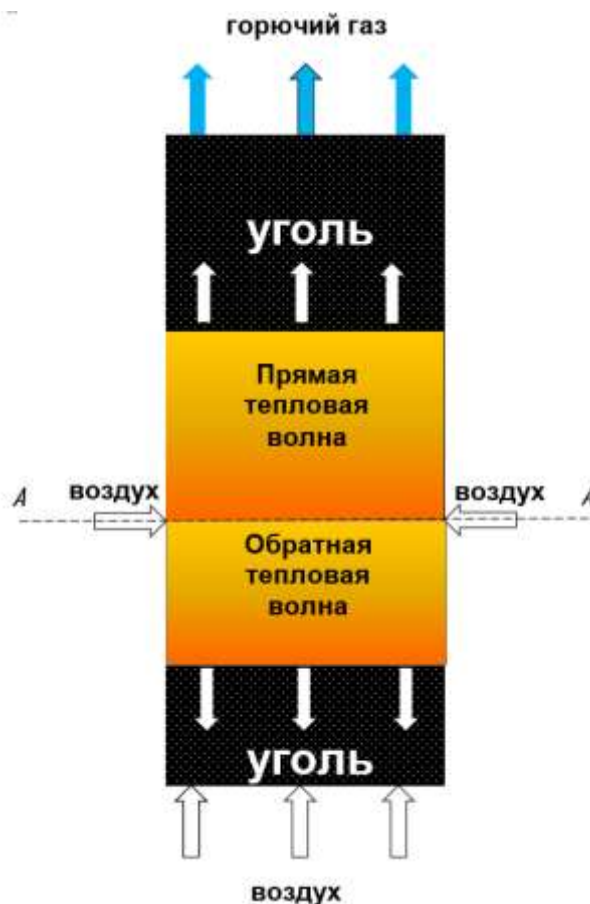


Рисунок 98 – Принцип работы двухзонного реактора

### 5.2.1 Экспериментальное исследование карбонизации в обратной тепловой волне

На первом этапе для исследований использовался экспериментальный стенд (рисунок 99), который представляет собой шахтный футерованный реактор циклического действия с верхней загрузкой угля. Коксовый продукт выгружается через нижний люк. Подача дутьевого воздуха осуществляется через колосниковую решетку в нижнем сечении аппарата (расходомер 2).

Во всех экспериментах из выходного патрубка производился отбор газа для анализа. Для контроля температуры засыпки на оси реактора по всей высоте были равномерно расположены термопары ТХА (хромель–алюмель).



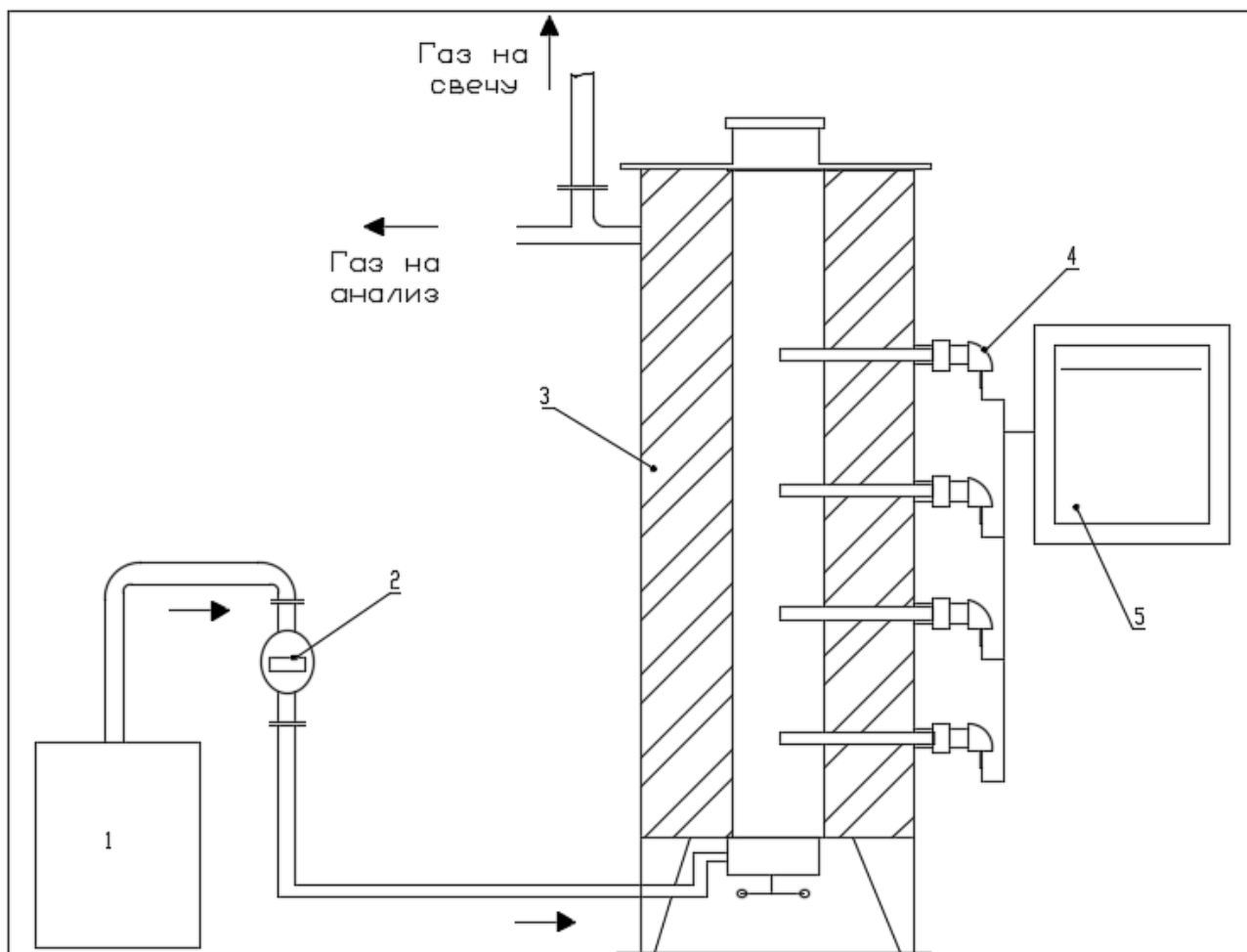


Рисунок 99 – Схема экспериментального стенда

1 – компрессор, 2 – расходомер, 3 – газификатор, 4 – термопары, 5 – регистратор температур.

В качестве сырья использовался каменный уголь марки Д разреза «Черногорский» Республики Хакасия, характеристики которого приведены в таблице 25.

Таблица 25 – Характеристики угля Черногорского разреза

$W_i^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S_t^d$	$Q_i^r$ , МДж/кг,
13,6	10,5	41,5	76,70	5,74	20,4	12,02	0,46	24,1

На первом этапе исследований была выполнена серия экспериментов по частичной газификации кускового угля в стационарном слое с обратной тепловой волной (с обращенным воздушным дутьем), которая моделирует работу нижней зоны реактора. Результаты представлены на рисунках 101–104 и приложении G.

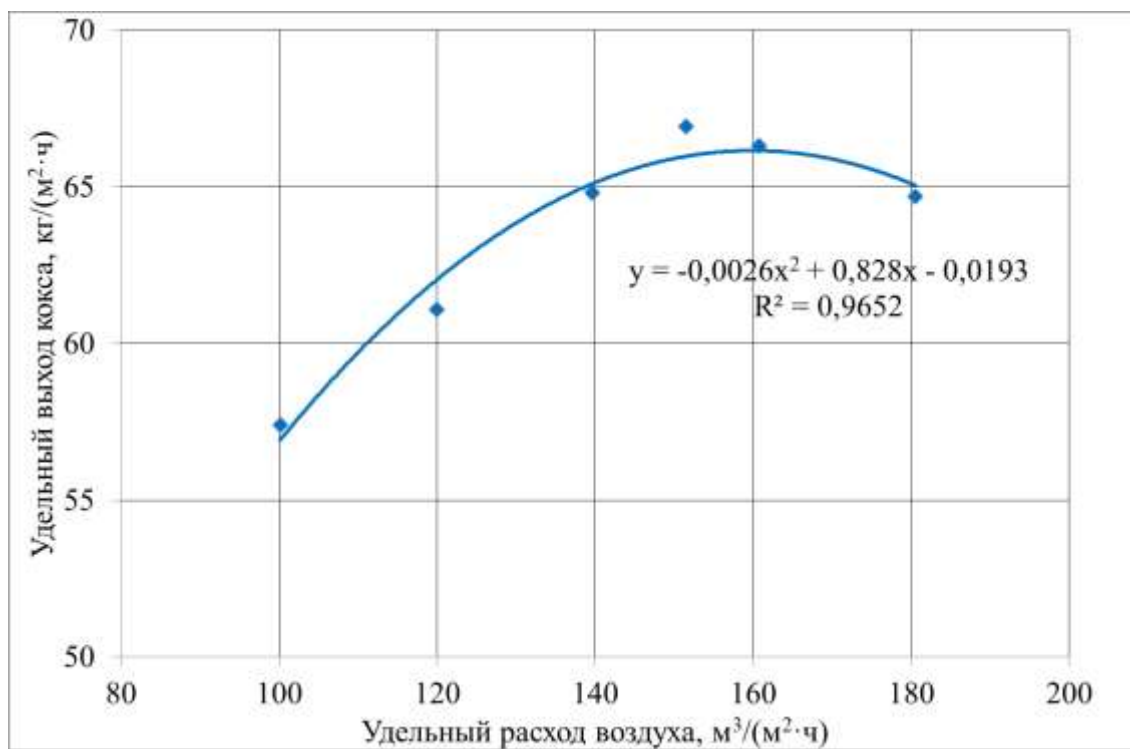


Рисунок 100 – Зависимость производительности процесса от удельного расхода воздуха

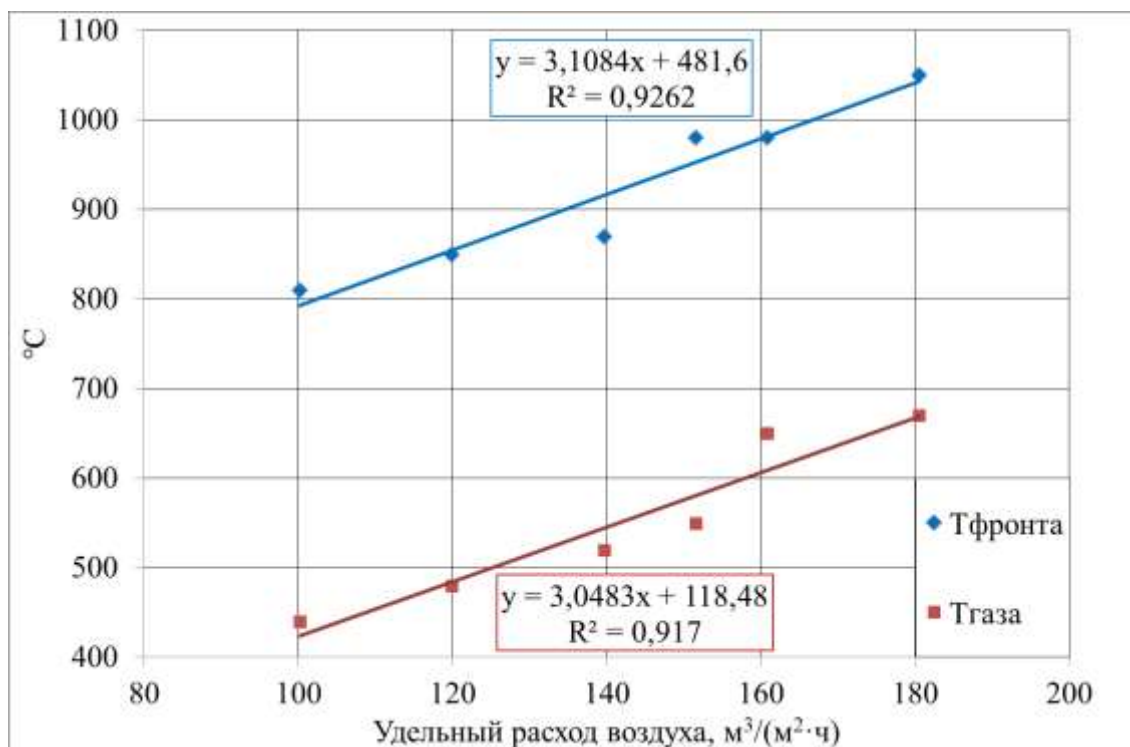


Рисунок 101 – Зависимость температур фронта и выходящего газа от удельного расхода воздуха

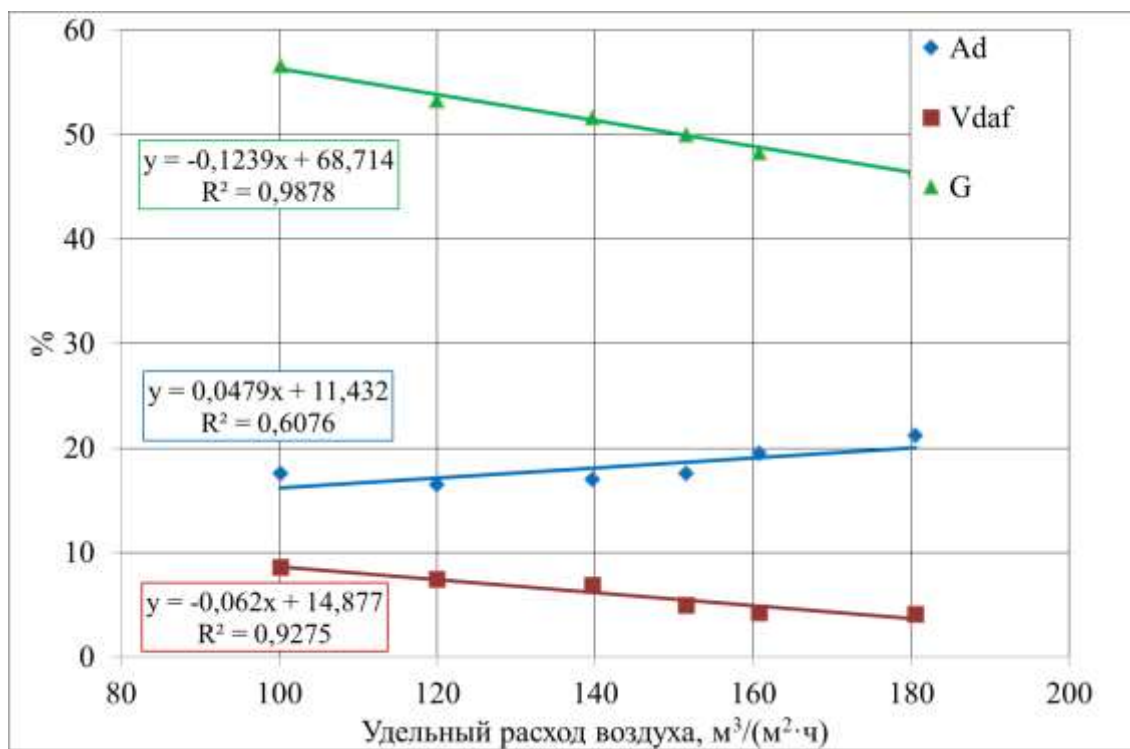


Рисунок 102 – Зависимость относительного выхода карбонизата и его характеристик от удельного расхода воздуха

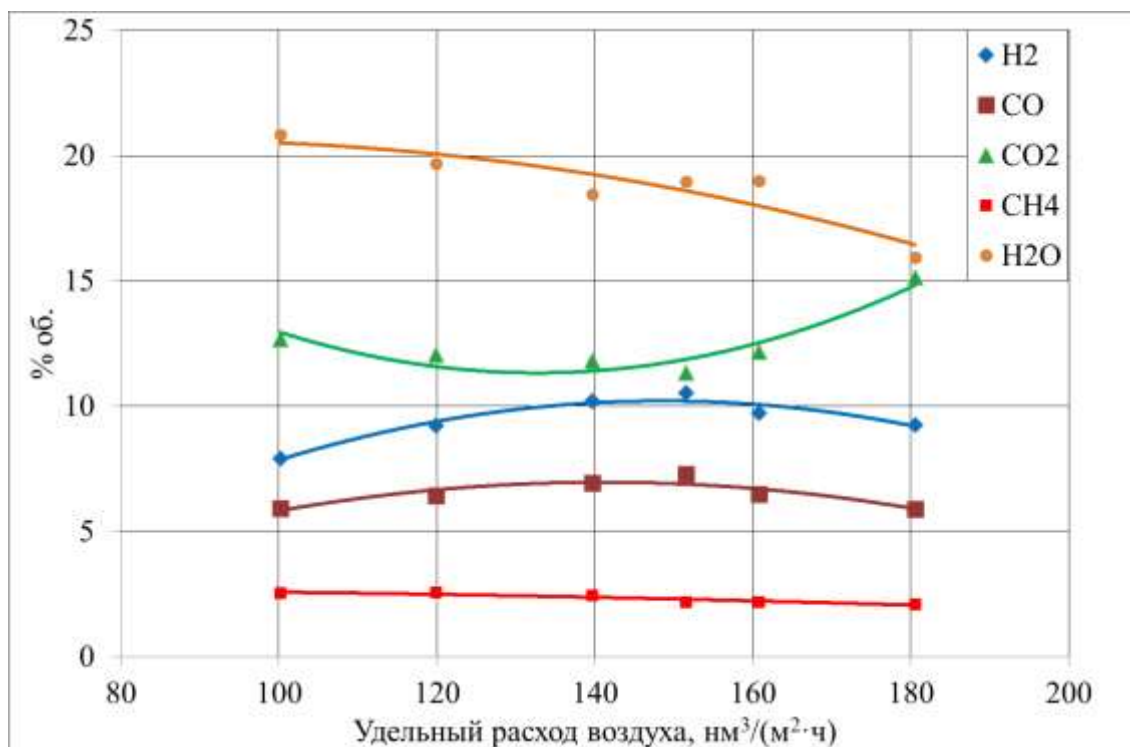


Рисунок 103 – Зависимость содержания компонентов в горючем газе от расхода дутья (остаток до 100% – N<sub>2</sub>)

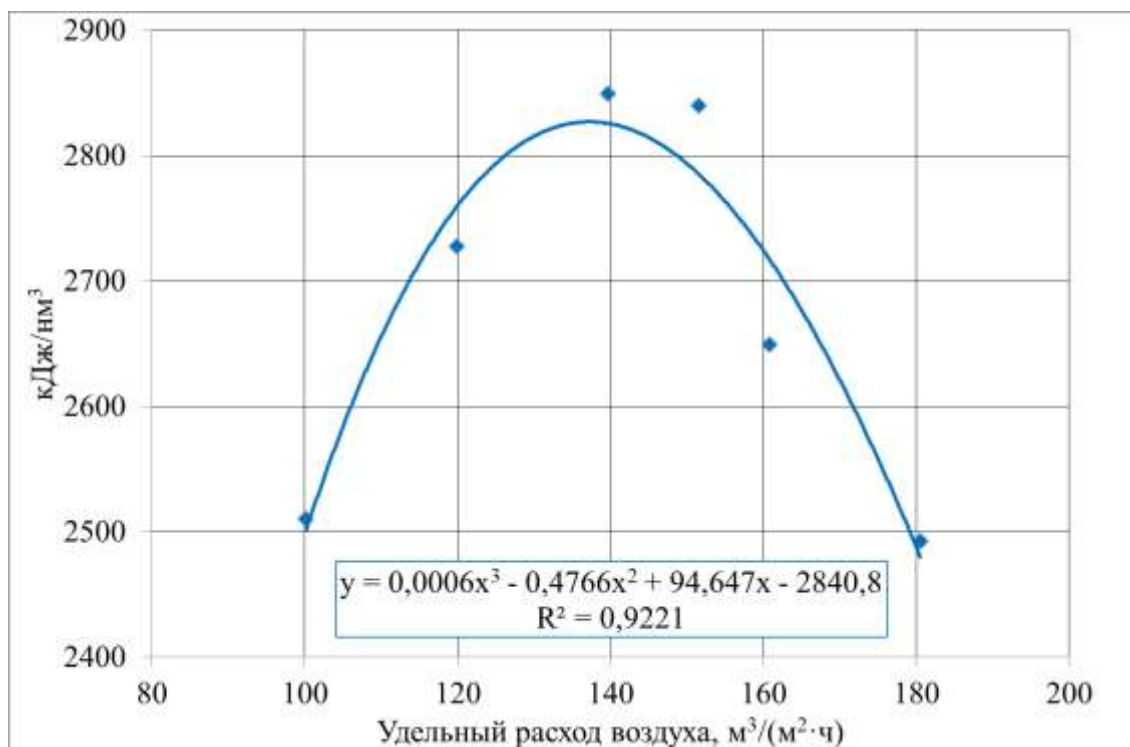


Рисунок 104 – Удельная теплота сгорания горючего газа

Из рисунка 100 видно, что максимальная производительность процесса частичной газификации возрастает с увеличением удельного расхода воздуха, достигает своего максимума при расходе  $151 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , а затем начинает снижаться ввиду уменьшения относительного выхода карбонизата при небольших темпах возрастания скорости обратной тепловой волны. При максимальной производительности температура фронта составляет  $920 \text{ }^\circ\text{C}$ , а температура газа на выходе из слоя получаемого карбонизата –  $550 \text{ }^\circ\text{C}$  (рисунок 101), относительный выход карбонизата – 50 %. Зольность  $A^d$  карбонизата – 17,6 %, а выход летучих веществ  $V^{\text{daf}}$  – 5 % (рисунок 102). Указанные характеристики полностью соответствуют требованиям к коксовому орешку, применяемому в ферросплавных производствах [135]. В ходе этих работ впервые определены характеристики процесса частичной газификации каменного угля в процессе с обращенным дутьем в диапазоне температур  $900\text{--}1100 \text{ }^\circ\text{C}$ , способ получения карбонизата в диапазоне указанных параметров защищен патентом РФ [136].

Зависимость состава газа и его удельной теплоты сгорания от расхода дутья приведены на рисунках 103–104. В режиме максимальной производительности по карбонизату определен состав газа и его температура, эти данные использованы для последующего расчета необходимого расхода воздуха для частичного сжигания этого газа с целью повышения температуры греющего агента (получившейся смеси горючего и дымовых газов) до уровня температуры фронта обратной тепловой волны –  $1000^\circ\text{C}$ . Достижение такой температуры необходимо для получения в зоне прямой волны карбонизата того же качества, что и в зоне обратной. Оптимальные характеристики процесса карбонизации в обратной тепловой волне приведены в таблице 26.

Таблица 26 – Характеристики технологического процесса

Параметр	Значение
<b>Характеристики твёрдого остатка</b>	
$W_r, \%$	0,00
$A^d, \%$	17,60
$V^{daf}, \%$	5,00
$C^{daf}, \%$	95,89
$H^{daf}, \%$	1,02
$N^{daf}, \%$	2,10
$O^{daf}, \%$	0,71
$S^d, \%$	0,23
$Q_r, \text{МДж/кг}$	27,61
<b>Показатели технологического процесса</b>	
Удельный расход воздуха, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	150
Температура фронта обратной тепловой волны, $^{\circ}\text{C}$	980
Температура фронта обратной тепловой волны, К	1253
Скорость движения фронта тепловой волны, $\text{см/час}$	18,30
Удельный расход угля, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	133,88
Удельный выход влажного газа, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	235,57
Удельный выход карбонизата, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	66,94
Относительный выход карбонизата, %	50,00
<i>Состав газа</i>	
$H_2$	10,54
$CO$	7,30
$CO_2$	11,35
$CH_4$	2,27
$N_2$	49,63
$H_2O$	18,91
Удельная теплота сгорания влажного газа, $\text{кДж}/\text{нм}^3$	2871
Температура газа на выходе из слоя карбонизата	550,00

Тепловой и материальный балансы процесса в оптимальном режиме приведены в таблицах 27–28.

Таблица 27 – Материальный баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 4

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
1. Уголь марки Д ( $W^p = 13,6 \%$ , $Q_H^p = 24,1$ МДж/кг)	1000	–
2. Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> )	1458	1214,9
Итого приход	2458	1214,9
Расход		
1. Карбонизат ( $Q_{нр} = 28,6$ МДж/кг)	500	–
2. Горючий газ ( $\rho = 1,113$ кг/нм <sup>3</sup> , $Q_{нр} = 2,87$ МДж/нм <sup>3</sup> )	1958	1759,5
Итого расход	2458	1759,5

Таблица 28 – Тепловой баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 4

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
1. Теплота сгорания угля	24,1	100
Расход		
1. Теплота сгорания карбонизата	13,8	57,2
2. Теплота сгорания газа	5,0	20,9
3. Энтальпия газа	2,7	11,5
4. Энтальпия карбонизата	0,9	3,7
5. Теплопотери	1,7	6,7
Итого расход	24,1	100,0

Зависимость удельной эмиссии углекислого газа от удельного расхода дутья при переработке угля в процессе с обращенным дутьем представлена на рисунке 105.

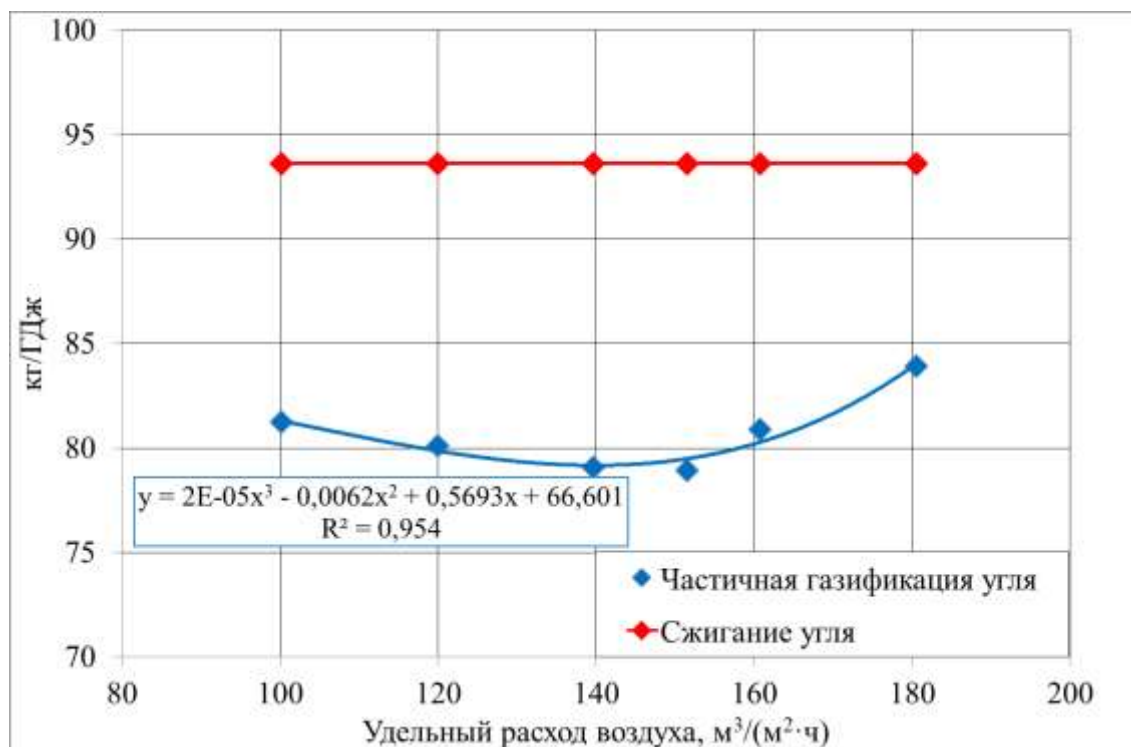


Рисунок 105 – Удельная эмиссия CO<sub>2</sub> при переработке угля в процессе с обращенным дутьем

Из рисунка видно, что удельная эмиссия CO<sub>2</sub> с ростом удельного расхода сначала снижается в связи с увеличением производительности по карбонизату и, как следствие, увеличением вывода из процесса доли углерода исходного угля в его составе. А далее, при снижении производительности, выбросы CO<sub>2</sub> начинают возрастать по причине большего выгорания содержащегося в угле углерода.

Но при любом расходе воздуха удельная эмиссия CO<sub>2</sub> гораздо ниже, чем в случае прямого сжигания угля для получения того же количества тепловой энергии. В определенном оптимальном режиме удельная эмиссия CO<sub>2</sub> составляет 78,9 кг/ГДж, а при сжигании угля – 93,6 кг/ГДж. Таким образом, частичная газификация угля в процессе с обращенным дутьем позволяет снизить удельные



выбросы углекислого газа на 16 % в сравнении с процессом прямого сжигания угля в энергетических котлах.

На втором этапе исследований воспроизводилась работа двухзонного реактора. Для эффективной карбонизации верхней части засыпки необходимо обеспечить безокислительную атмосферу путем частичного сжигания генераторного газа, то есть с дефицитом окислителя (воздуха). Предварительным расчетом был определен расход воздушного дутья для частичного сжигания генераторного газа с целью получения требуемой температуры греющего агента [137, 138]. Затем эта величина уточнялась экспериментально по результатам измерения температур в слое карбонизата.

### 5.2.2 Расчет частичного сжигания генераторного газа

В результате проведенных исследований в оптимальном режиме частичной газификации угля был определен состав генераторного газа в объемных и массовых долях на выходе из зоны обратной тепловой волны (таблица 29).

Таблица 29 – Состав генераторного газа

Компонент	Концентрация, об. %	Объемная доля $\varphi$ , $\text{нм}^3/\text{нм}^3$	Массовая доля $\omega$ , кг/кг
$H_2$	10,5	0,105	0,01
$CO$	7,3	0,073	0,08
$CO_2$	11,3	0,113	0,20
$CH_4$	2,3	0,023	0,01
$N_2$	49,7	0,497	0,56
$H_2O$	18,9	0,189	0,14

Адиабатическая температура горения газа рассчитывалась следующим образом.

Полное окисление горючих компонентов газа происходит в соответствии со следующими химическими реакциями:



В соответствии с уравнениями 5.1–5.3 объем кислорода на окисление каждого указанного компонента, содержащегося в одном  $\text{нм}^3$  горючего газа, составит:

$$V_{O21} = 0,5 \cdot 0,105 = 0,053 \text{ нм}^3; \quad (5.4)$$

$$V_{O22} = 0,5 \cdot 0,073 = 0,0363 \text{ нм}^3; \quad (5.5)$$

$$V_{O23} = 2 \cdot 0,023 = 0,046 \text{ нм}^3. \quad (5.6)$$

Таким образом, суммарный расход кислорода  $V_{O2}$  на сжигание  $1 \text{ нм}^3$  горючего газа составляет:

$$V_{O2} = V_{O21} + V_{O22} + V_{O23} = 0,135 \text{ нм}^3, \quad (5.7)$$

что при объемной концентрации кислорода в воздухе 21,1 % соответствует расходу воздуха

$$V_{\text{возд}} = 0,135 \text{ нм}^3 \cdot 100 / 21,1 = 0,638 \text{ нм}^3. \quad (5.8)$$

При объемной концентрации азота в воздухе равной 78,9 % содержание азота в потребляемом воздухе

$$V_{N2} = V_{\text{возд}} \cdot 78,9 / 100 = 0,503 \text{ нм}^3. \quad (5.9)$$

Объем продуктов сгорания по формулам 5.1–5.3 составляет:

$$V_{H2O1} = 1,5 \cdot 0,105 = 0,158 \text{ нм}^3; \quad (5.10)$$

$$V_{CO22} = 1,5 \cdot 0,073 = 0,109 \text{ нм}^3; \quad (5.11)$$

$$V_{CO23} = 0,023 \text{ нм}^3; \quad V_{H2O3} = 2 \cdot 0,023 = 0,046 \text{ нм}^3. \quad (5.12)$$

Объем дымовых газов, образующийся при сгорании горючих компонентов, содержащихся в одном  $\text{нм}^3$  генераторного газа составляет:

$$V_{\text{ДГ}} = V_{\text{H}_2\text{O}_1} + V_{\text{CO}_2} + V_{\text{CO}_3} + V_{\text{H}_2\text{O}_3} + V_{\text{N}_2} = 0,839 \text{ нм}^3. \quad (5.13)$$

Суммарный объем дымовых газов складывается из объема продуктов сгорания горючих компонентов  $V_{\text{ДГ}}$  и сумм объемов  $\text{N}_2$ ,  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ , содержащихся в генераторном газе изначально. Таким образом, суммарный объем дымовых газов при сжигании одного  $\text{нм}^3$  генераторного газа равен:

$$V_{\text{ДГсумм}} = V_{\text{ДГ}} + V_{\text{N}_2} + V_{\text{CO}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}} = 1,638 \text{ нм}^3. \quad (5.14)$$

Плотность дымовых газов при нормальных условиях рассчитывается по формуле:

$$\rho_{\text{ДГ}} = \varphi_{\text{CO}_2} \cdot \rho_{\text{CO}_2} + \varphi_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}} + \varphi_{\text{N}_2} \cdot \rho_{\text{N}_2}, \quad (5.15)$$

где:  $\varphi_{\text{CO}_2}$ ,  $\varphi_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $\varphi_{\text{N}_2}$  – объемная доли компонента;

$\rho_{\text{CO}_2}$ ,  $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $\rho_{\text{N}_2}$  – плотность компонента при нормальных условиях.

$\rho_{\text{CO}_2}$ ,  $\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $\rho_{\text{N}_2}$  при нормальных условиях равны 1,96; 0,8 и 1,25  $\text{кг}/\text{нм}^3$  соответственно [139]. Плотность дымовых газов, рассчитанная с учетом этих данных, составляет  $\rho_{\text{ДГ}} = 1,18 \text{ кг}/\text{нм}^3$ .

Массовые доли  $\omega$  компонентов дымовых газов рассчитаны по формулам:

$$\omega_{\text{CO}_2} = \varphi_{\text{CO}_2} \cdot \rho_{\text{CO}_2} / \rho_{\text{ДГ}}; \quad \omega_{\text{H}_2\text{O}} = \varphi_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}} / \rho_{\text{ДГ}}; \quad \omega_{\text{N}_2} = \varphi_{\text{N}_2} \cdot \rho_{\text{N}_2} / \rho_{\text{ДГ}}, \quad (5.16)$$

и приведены в таблице 30.

Итоговые концентрации и содержание компонентов в дымовых газах приведены в таблице 30.

Таблица 30 – Состав дымовых газов от сгорания генераторного газа

Компонент	Концентрация, об. %	Объемная доля $\varphi$ , $\text{нм}^3/\text{нм}^3$	Массовая доля $\omega$ , $\text{кг}/\text{кг}$
$\text{CO}_2$	12,8	0,128	0,21
$\text{H}_2\text{O}$	20,8	0,208	0,14
$\text{N}_2$	61,0	0,610	0,65

Удельные теплоёмкости ( $C_p$ ) компонентов генераторного газа и дымовых газов рассчитываются по формулам (5.17)–(5.22), Дж/(кг·К), интерполяция данных [140, 141, 142]:

$$c_{\text{CO}_2}(T) = -8 \cdot 10^{-11} \cdot T^4 + 5 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 - 1,3 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 1,592 \cdot T + 468,9; \quad (5.17)$$

$$c_{\text{N}_2}(T) = -5 \cdot 10^{-11} \cdot T^4 + 9 \cdot 10^{-9} \cdot T^3 - 7 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 + 0,3223 \cdot T + 904,75; \quad (5.18)$$

$$c_{\text{H}_2\text{O}}(T) = 8 \cdot 10^{-11} \cdot T^4 - 6 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + 1,5 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 0,8114 \cdot T + 1947 \quad (5.19)$$

$$c_{\text{H}_2}(T) = 3 \cdot 10^{-10} \cdot T^4 - 2 \cdot 10^{-6} \cdot T^3 + 6,5 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 - 5,226 \cdot T + 15813; \quad (5.20)$$

$$c_{\text{CO}}(T) = 5 \cdot 10^{-11} \cdot T^4 - 2 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + 0,3 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 0,1526 \cdot T + 942,92; \quad (5.21)$$

$$c_{\text{CH}_4}(T) = 1 \cdot 10^{-17} \cdot T^3 - 1,4 \cdot 10^{-3} \cdot T^2 + 5,2221 \cdot T + 625,98; \quad (5.22)$$

Суммарная теплота, поступающая в процесс сгорания одного  $\text{нм}^3$  генераторного газа, складывается из химической теплоты сгорания и физической теплоты каждого компонента генераторного газа, а также из энтальпии воздуха, участвующего в горении.

Удельная теплота сгорания генераторного газа (она же химическая теплота сгорания), как показано на рисунке 104, составляет  $Q_{\text{ГГ}} = 2871 \text{ кДж/нм}^3$ .

Суммарная энтальпия генераторного газа  $I_{\text{ГГ}}$  равна сумме энтальпий всех его компонентов, которые рассчитываются по формуле (5.23):

$$i_{\text{КОМП}} = c_{\text{КОМП}}(T) \cdot T \cdot \omega_{\text{ГГ}} \cdot \rho_{\text{ГГ}}, \quad (5.23)$$

где:  $c_{\text{КОМП}}(T)$  – удельная теплоемкость каждого компонента, Дж/(кг·К);

$T$  – температура генераторного газа, К;

$\omega_{\text{ГГ}}$  – массовая доля компонента генераторного газа, кг/кг;

$\rho_{\text{ГГ}}$  – плотность генераторного газа,  $\text{кг/нм}^3$ .

Далее адиабатическая температура сгорания рассчитывается методом последовательных итераций по алгоритму:

- 1) задается адиабатическая температура сгорания газа, К;
- 2) при заданной температуре рассчитываются удельные теплоемкости продуктов сгорания ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{N}_2$ ) по формулам (5.17)–(5.19), Дж/(кг·К);
- 3) рассчитывается массовая теплоемкость (кДж/К) полученных дымовых газов по формуле:

$$C_{\text{ДГ}} = (c_{\text{CO}_2}(T) \cdot \omega_{\text{CO}_2} + c_{\text{N}_2}(T) \cdot \omega_{\text{N}_2} + c_{\text{H}_2\text{O}}(T) \cdot \omega_{\text{H}_2\text{O}}) \cdot V_{\text{ДГсумм}} \cdot \rho_{\text{ДГ}}/1000, \quad (5.24)$$

где:  $c_{\text{N}_2}(T)$ ,  $c_{\text{CO}_2}(T)$ ,  $c_{\text{H}_2\text{O}}(T)$  – удельные теплоемкости продуктов сгорания, Дж/(кг·К);

$\omega_{\text{CO}_2}$ ,  $\omega_{\text{N}_2}$ ,  $\omega_{\text{H}_2\text{O}}$  – массовые доли компонентов в дымовых газах, кг/кг.

- 4) рассчитывается адиабатическая температура сгорания газа (К) по формуле:

$$T_{\text{ДГ}} = \frac{(Q_{\text{ГГ}} + I_{\text{ГГ}})}{C_{\text{ДГ}}} \quad (5.25)$$

- 5) рассчитанная по формуле (5.25) температура задается в качестве начальной в п.1 и далее производится расчет по алгоритму 1–5 до тех пор, пока разница между заданной температурой и расчетной не снизится менее определенного значения (в настоящей работе при использовании автоматизированных средств расчета MicrosoftExcel принималось значение – не более 1 К).

Результаты расчета адиабатической температуры сгорания генераторного газа приведены в таблице 31

Таблица 31 – Результаты расчета адиабатической температуры горения генераторного газа

Параметр	Значение
Температура генераторного газа, К	823
Удельная теплоемкость Н <sub>2</sub> , Дж/(кг·К)	14937,7
Удельная теплоемкость СО, Дж/(кг·К)	1183,2
Удельная теплоемкость СО <sub>2</sub> , Дж/(кг·К)	1140,5
Удельная теплоемкость N <sub>2</sub> , Дж/(кг·К)	1125,3
Удельная теплоемкость Н <sub>2</sub> О, Дж/(кг·К)	1997,5
Удельная теплоемкость СН <sub>4</sub> , Дж/(кг·К)	3975,9
Энтальпия Н <sub>2</sub> , кДж	116,6
Энтальпия СО, кДж	88,9
Энтальпия СО <sub>2</sub> , кДж	209,4
Энтальпия N <sub>2</sub> , кДж	574,8
Энтальпия Н <sub>2</sub> О, кДж	250,1
Энтальпия СН <sub>4</sub> , кДж	53,2
Энтальпия воздуха для сжигания 1 нм <sup>3</sup> генераторного газа, кДж [143]	225,1
Суммарная теплота, кДж	4389
Предполагаемая адиабатная температура сгорания, К	1594
Удельная теплоёмкость СО <sub>2</sub> при Тпредполаг., Дж/(кг·К)	1211,9
Удельная теплоёмкость Н <sub>2</sub> О при Тпредполаг., Дж/(кг·К)	2551,3
Удельная теплоёмкость N <sub>2</sub> при Тпредполаг., Дж/(кг·К)	1244,8
Теплоёмкость продуктов сгорания, кДж/К	2,752
<b>Адиабатическая температура сгорания, К</b>	<b>1594,90</b>

Таким образом, для дальнейших расчетов примем адиабатную температуру сгорания генераторного газа – 1594 К.

Для достижения в зоне прямого дутья таких же качественных характеристик карбонизата, какие были получены в зоне обращенного дутья, необходимо обеспечение температуры греющего агента равной температуре фронта обратной тепловой волны – 980°C (1253 К). При этом для компенсации снижения температуры в результате теплопотерь это значение необходимо также увеличить. Величину теплопотерь в зоне прямого дутья примем на уровне теплопотерь в зоне обращенного дутья – 6,7 %. Для наших целей предварительного расчета, а также с учетом протекания процесса в одном и том же реакторе, такой подход вполне оправдан. Таким образом, определим требуемую температуру греющего агента, как:

$$T_a = 1253 \cdot \frac{100}{(100-6,7)} = 1343 \text{ К} \quad (5.26)$$

Расходы воздуха, генераторного газа и дымовых газов принимаем в расчете на площадь поперечного сечения реактор равной 1 м<sup>2</sup>. Таким образом, определим удельный расход вторичного воздуха.

Расчет произведен итерационным средствами Microsoft Excel по следующему алгоритму:

1. Принимаем общий объем генераторного газа  $V_{\text{ГГ}}^{\text{об}}$  равным удельному выходу генераторного газа из таблицы 26;
2. Рассчитываем массу генераторного газа (кг) для частичного сжигания по формуле:

$$m_{\text{ГГ}}^{\text{об}} = \rho_{\text{ГГ}} \cdot V_{\text{ГГ}}^{\text{об}}; \quad (5.27)$$

3. Задаем объемный расход  $V_{\text{ГГ}}^{\text{дГ}}$  (нм<sup>3</sup>) генераторного газа для частичного сжигания;
4. Рассчитываем массу генераторного газа (кг) для частичного сжигания по формуле:

$$m_{\text{ГГ}}^{\text{дГ}} = \rho_{\text{ГГ}} \cdot V_{\text{ГГ}}^{\text{дГ}}; \quad (5.28)$$

5. Рассчитываем объем воздуха ( $\text{нм}^3$ ) для сгорания заданного объема генераторного газа по формуле:

$$V_{\text{возд}}^{\text{дг}} = V_{\text{возд}} \cdot V_{\text{гг}}^{\text{дг}}; \quad (5.29)$$

6. Находим массу воздуха (кг) по формуле:

$$m_{\text{возд}}^{\text{дг}} = \rho_{\text{возд}} \cdot V_{\text{возд}}^{\text{дг}}; \quad (5.30)$$

7. Рассчитываем объем ( $\text{нм}^3$ ) получившихся дымовых газов:

$$V_{\text{дг}} = V_{\text{дгсумм}} \cdot V_{\text{гг}}^{\text{дг}}; \quad (5.31)$$

8. Находим массу дымовых газов (кг) по формуле:

$$m_{\text{дг}} = \rho_{\text{дг}} \cdot V_{\text{дг}} \quad (5.32)$$

9. Удельные теплоемкости продуктов сгорания при адиабатической температуре сгорания генераторного газа принимаем по таблице 31.

10. Удельные теплоемкости компонентов генераторного газа при температуре генераторного газа принимаем по таблице 31.

11. Вычисляем энтальпию (Дж) дымовых газов  $I_{\text{дг}}$ , равную сумме энтальпий всех его компонентов, которые рассчитываются по формуле (5.33):

$$i_{\text{комп}} = c_{\text{комп}}(T) \cdot T_{\text{дг}} \cdot \omega_{\text{гг}} \cdot m_{\text{дг}}; \quad (5.33)$$

12. Вычисляем энтальпию (Дж) генераторного газа, не участвующего в процессе сжигания,  $I_{\text{гг}}$ , равную сумме энтальпий всех его компонентов, которые рассчитываются по формуле (5.34):

$$i_{\text{комп}} = c_{\text{комп}}(T) \cdot T_{\text{гг}} \cdot \omega_{\text{гг}} \cdot (m_{\text{гг}}^{\text{об}} - m_{\text{гг}}^{\text{дг}}); \quad (5.34)$$

13. Вычисляем суммарную энтальпию (Дж) смеси:

$$I_{\text{см}} = I_{\text{см}} + I_{\text{дг}}; \quad (5.35)$$

14. Рассчитывается массовая теплоемкость ( $\text{кДж/К}$ ) полученных дымовых газов по формуле:

$$C_{\text{дг}} = (c_{\text{CO}_2}^{\text{дг}}(T) \cdot \omega_{\text{CO}_2}^{\text{дг}} + c_{\text{N}_2}^{\text{дг}}(T) \cdot \omega_{\text{N}_2}^{\text{дг}} + c_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{дг}}(T) \cdot \omega_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{дг}}) \cdot m_{\text{дг}}/1000, \quad (5.36)$$



где:  $c^{дг}_{CO_2}(T), c^{дг}_{N_2}(T), c^{дг}_{H_2O}(T)$  – удельные теплоемкости продуктов сгорания, Дж/(кг·К) (таблица 31);

$\omega^{дг}_{CO_2}, \omega^{дг}_{N_2}, \omega^{дг}_{H_2O}$  – массовые доли компонентов в дымовых газах (таблица 30), кг/кг;

15. Рассчитывается массовая теплоемкость (кДж/К) не сгоревшего генераторного газа по формуле:

$$C_{гг} = (c^{гг}_{CO_2}(T) \cdot \omega^{гг}_{CO_2} + c^{гг}_{N_2}(T) \cdot \omega^{гг}_{N_2} + c^{гг}_{H_2O}(T) \cdot \omega^{гг}_{H_2O} + c^{гг}_{H_2}(T) \cdot \omega^{гг}_{H_2} + c^{гг}_{CO}(T) \cdot \omega^{гг}_{CO} + c^{гг}_{CH_4}(T) \cdot \omega^{гг}_{CH_4}) \cdot (m_{гг}^{об} - m_{гг}^{дг})/1000, \quad (5.37)$$

где:  $c^{дг}_{CO_2}(T), c^{дг}_{N_2}(T), c^{дг}_{H_2O}(T), c^{гг}_{H_2}(T), c^{гг}_{CO}(T), c^{гг}_{CH_4}(T)$  – удельные теплоемкости компонентов генераторного газа, Дж/(кг·К) (таблица 31);

$\omega^{дг}_{CO_2}, \omega^{дг}_{N_2}, \omega^{дг}_{H_2O}, \omega^{гг}_{H_2}, \omega^{гг}_{CO}, \omega^{гг}_{CH_4}$  – массовые доли компонентов в генераторном газе (таблица 29), кг/кг.

16. Рассчитывается температура смеси (К) по формуле:

$$T_{см} = \frac{I_{дг} + I_{гг}}{C_{дг} + C_{гг}} \quad (5.38)$$

17. Если  $T_{см} < T_a$ , то объемный расход газа для сжигания в следующей итерации необходимо увеличить, если  $T_{см} > T_a$ , то уменьшить.

18. Расчет по п.1–17 осуществляется до тех пор, пока относительная погрешность в расчетах температуры не станет менее 1%. Для наших целей такой погрешности вполне достаточно.

При задании на первой итерации расхода газа на сжигание равного всему объему генераторного газа и последующем подборе расхода методом последовательной дихотомии расчет быстро сходится за 4 итерации (приложение Г). Результат расчета приведен в таблице 32.

Таблица 32 – Результаты расчета расхода вторичного воздуха

Параметр	Значение
Объем генераторного газа на сжигание, нм <sup>3</sup>	147,2
Масса генераторного газа на сжигание, кг	163,8
<b>Объем воздуха на сжигание</b>	<b>93,9</b>
<b>Масса воздуха на сжигание</b>	<b>121,0</b>
Объем дымовых газов	241,2
Масса дымовых газов	284,8
<b>Дымовые газы</b>	
Удельная теплоёмкость CO <sub>2</sub> при T <sub>ад.</sub> , Дж/(кг·К)	1212
Удельная теплоёмкость H <sub>2</sub> O при T <sub>ад.</sub> , Дж/(кг·К)	2551
Удельная теплоёмкость N <sub>2</sub> при T <sub>ад.</sub> , Дж/(кг·К)	1245
Энтальпия CO <sub>2</sub> , кДж	116967
Энтальпия H <sub>2</sub> O, кДж	246244
Энтальпия N <sub>2</sub> , кДж	120146
Энтальпия дымовых газов, кДж	483357
Массовая теплоемкость CO <sub>2</sub> , Дж/К	73338
Массовая теплоемкость H <sub>2</sub> O, Дж/К	154394
Массовая теплоемкость N <sub>2</sub> , Дж/К	75331
Массовая теплоемкость дымовых газов, Дж/К	303064
<b>Генераторный газ</b>	
Удельная теплоемкость H <sub>2</sub> , кДж/кг	14938
Удельная теплоемкость CO, кДж/кг	1183
Удельная теплоемкость CO <sub>2</sub> , кДж/кг	1141
Удельная теплоемкость CH <sub>4</sub> , кДж/кг	3976
Удельная теплоемкость N <sub>2</sub> , кДж/кг	1125
Удельная теплоемкость H <sub>2</sub> O, кДж/кг	1997
Энтальпия H <sub>2</sub> , кДж	10302
Энтальпия CO, кДж	7850
Энтальпия CO <sub>2</sub> , кДж	18494
Энтальпия CH <sub>4</sub> , кДж	4700
Энтальпия N <sub>2</sub> , кДж	50774
Энтальпия H <sub>2</sub> O, кДж	22089
Энтальпия генераторного газа, кДж	114210
Массовая теплоемкость H <sub>2</sub> , кДж/К	12518
Массовая теплоемкость CO, кДж/К	9538
Массовая теплоемкость CO <sub>2</sub> , кДж/К	22472
Массовая теплоемкость CH <sub>4</sub> , кДж/К	5711
Массовая теплоемкость N <sub>2</sub> , кДж/К	61694
Массовая теплоемкость H <sub>2</sub> O, кДж/К	26840
Массовая теплоемкость генераторного газа, Дж/К	138773
Температура смеси, К	1352,5
Относительная погрешность, %	0,7

Таким образом, расчетным путем определен расход вторичного воздуха для обеспечения требуемой температуры греющего агента –  $93,9 \text{ нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ . Далее на опытном стенде проведена серия опытов для уточнения этого расхода, определения характеристик процесса пиролиза угля в прямой тепловой волне и качественных показателей получаемого карбонизата.

### **5.2.3 Пиролиз угля в прямой тепловой волне**

Для воспроизведения работы двухзонного реактора был модифицирован испытательный стенд: добавлен дополнительный расходомер б, через который воздух подавался в среднюю часть реактора. Розжиг слоя угля производится в среднем сечении аппарата, и в это же сечение осуществляется контролируемая подача дополнительного воздуха (рисунок 106). Таким образом, обеспечивается частичное сжигание генераторного газа, поступающего из нижней зоны, и подача греющего агента в верхнюю зону засыпки угля. Процесс переработки угля развивается в двух направлениях от сечения А–А.

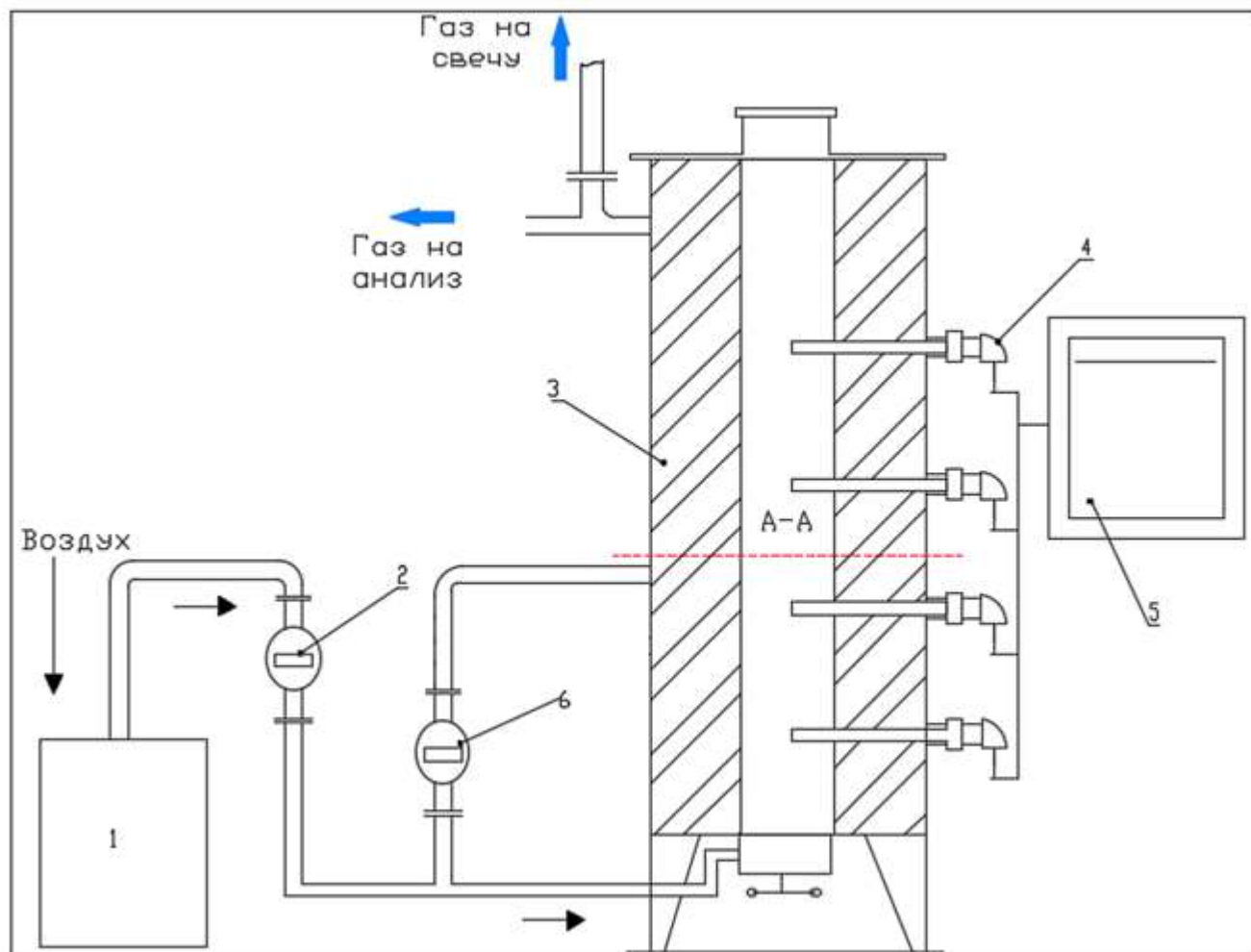


Рисунок 106 – Схема модифицированного экспериментального стенда

1 – компрессор, 2 – расходомер, 3 – газификатор, 4 – термопары, 5 – регистратор температур, 6 – дополнительный расходомер

Стенд заранее оборудован системой разделения слоев карбонизата в зонах прямого и обращенного дутья, поэтому после завершения процесса и охлаждения засыпки пробы карбонизата из зоны прямого дутья отбирались отдельно от остального карбонизата и анализировались в лаборатории.

На рисунке 107 приведена зависимость температуры в зоне подачи вторичного дутья от расхода подаваемого воздуха. Видно, что при рассчитанном ранее расходе воздуха температура греющего агента оказалась равной  $1080^{\circ}\text{C}$ , что даже больше планируемого значения и уже приближается к температуре

размягчения золы таких углей (около 1100°C). Поэтому далее для были проведены опыты с уменьшенным расходом вторичного воздуха.

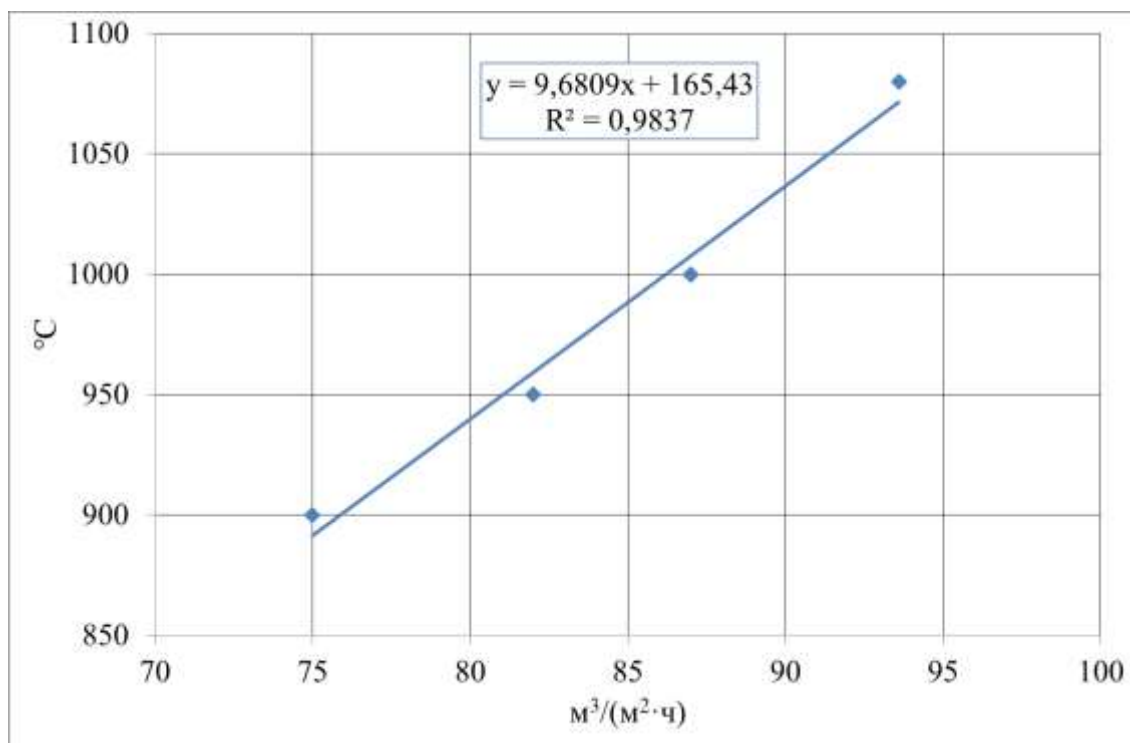


Рисунок 107 – Зависимость температуры греющего агента в сечении А–А от удельного расхода вторичного воздуха

Из рисунка 108 видно, что максимальная производительность процесса частичной газификации возрастает с уменьшением удельного расхода вторичного воздуха, достигает своего максимума при расходе 82  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$ , а затем начинает снижаться ввиду уменьшения скорости прямой волны даже несмотря на увеличение относительного выхода карбонизата. При максимальной производительности температура фронта составляет 950°C (рисунок 107), относительный выход карбонизата – 60 %. Зольность  $A^d$  карбонизата – 15,0 %, а выход летучих веществ  $V^{\text{daf}}$  – 5,2 % (рисунок 109). Качество полученного в зоне прямого дутья карбонизата оказалось лучше, чем в опытах с обращенным дутьем, так как в составе греющего агента отсутствует кислород и частичной газификации углерода в составе угля не происходит. За счет этого относительный выход карбонизата также оказался выше, чем в зоне обращенного дутья.

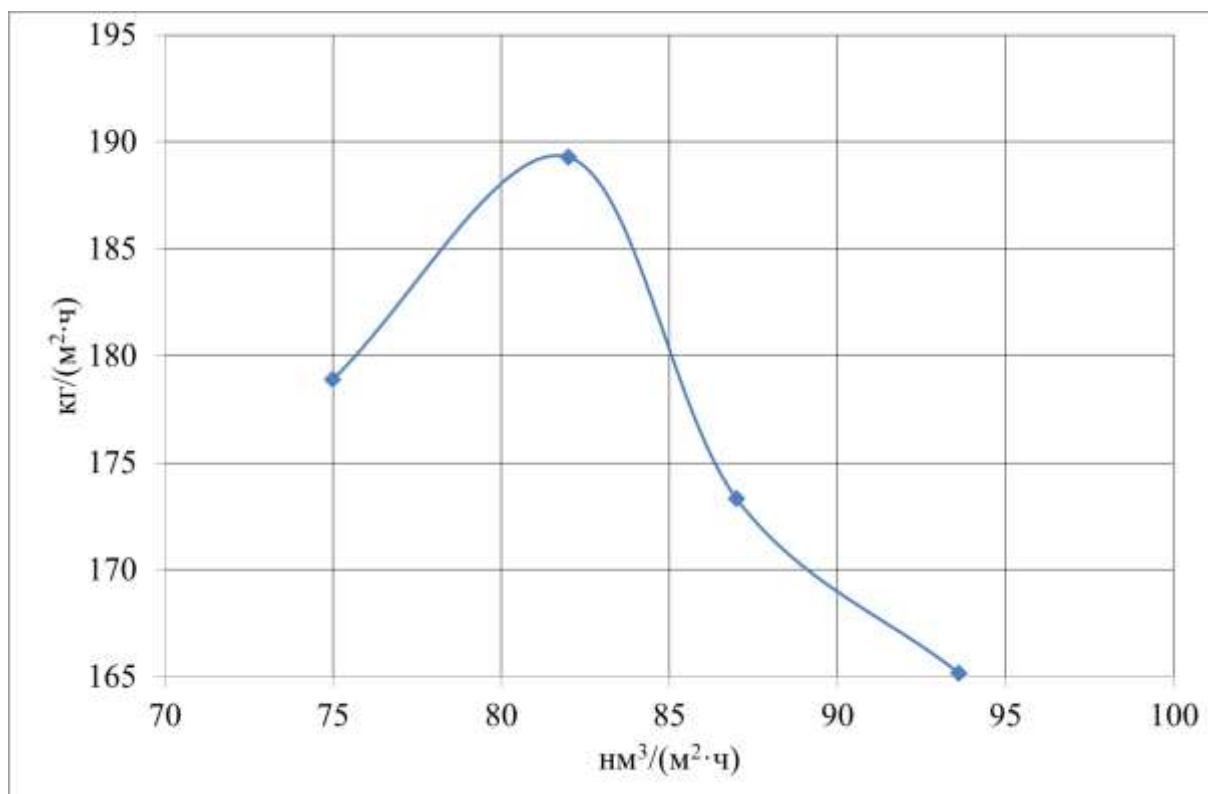


Рисунок 108 – Зависимость производительности процесса от удельного расхода вторичного воздуха

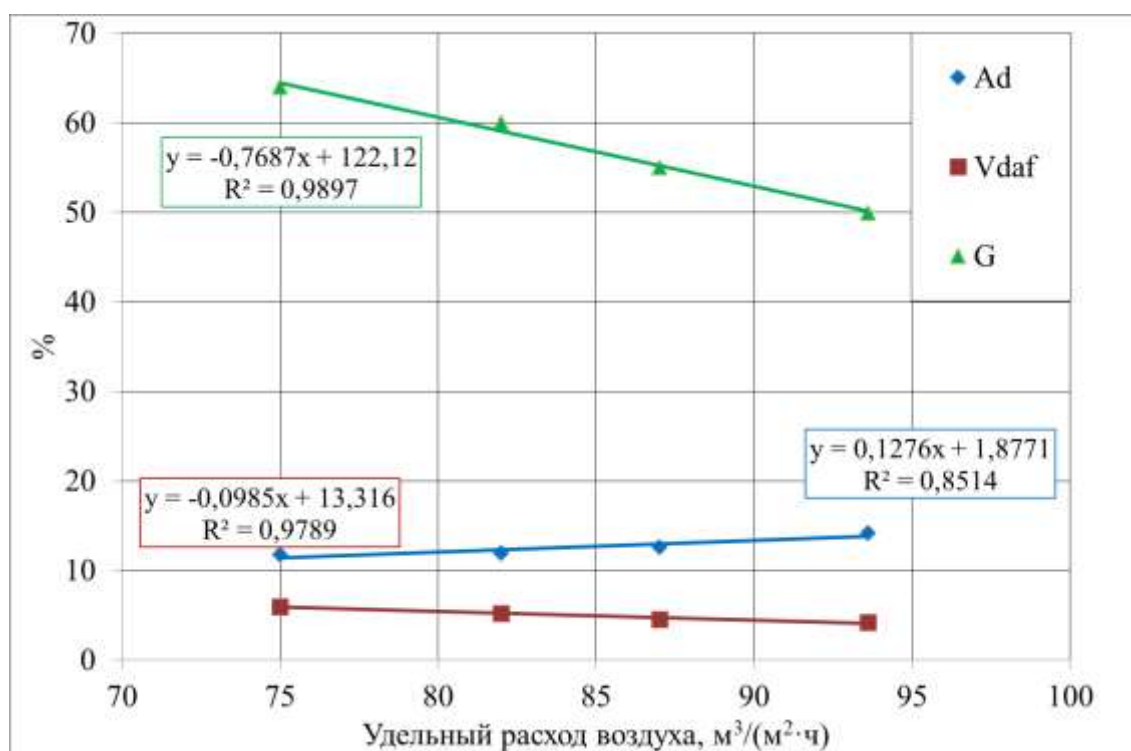


Рисунок 109 – Зависимость относительного выхода и характеристик получаемого карбонизата от расхода вторичного воздуха

Зависимость состава газа и его удельной теплоты сгорания от расхода дутья приведены на рисунках 110–112. В режиме максимальной производительности по карбонизату определен интегральный состав газа. Оптимальные характеристики процесса карбонизации в прямой тепловой волне приведены в таблице 33 и приложении G.

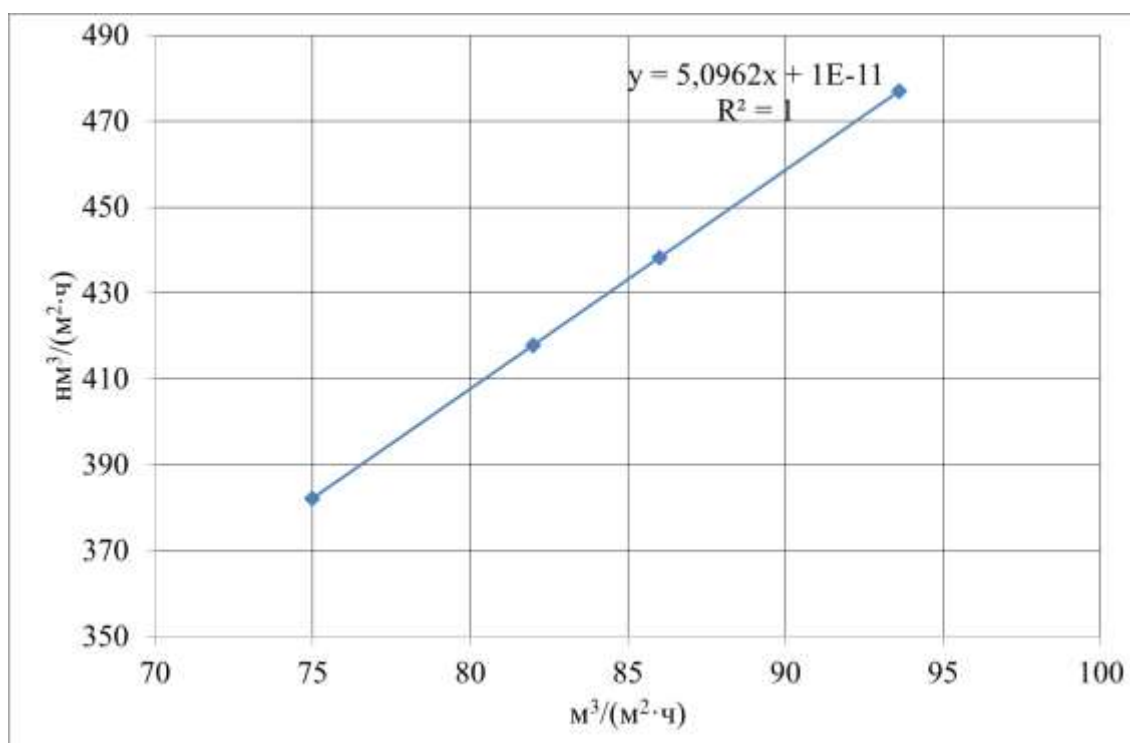


Рисунок 110 – Зависимость удельного выхода горючего газа от удельного расхода вторичного воздуха

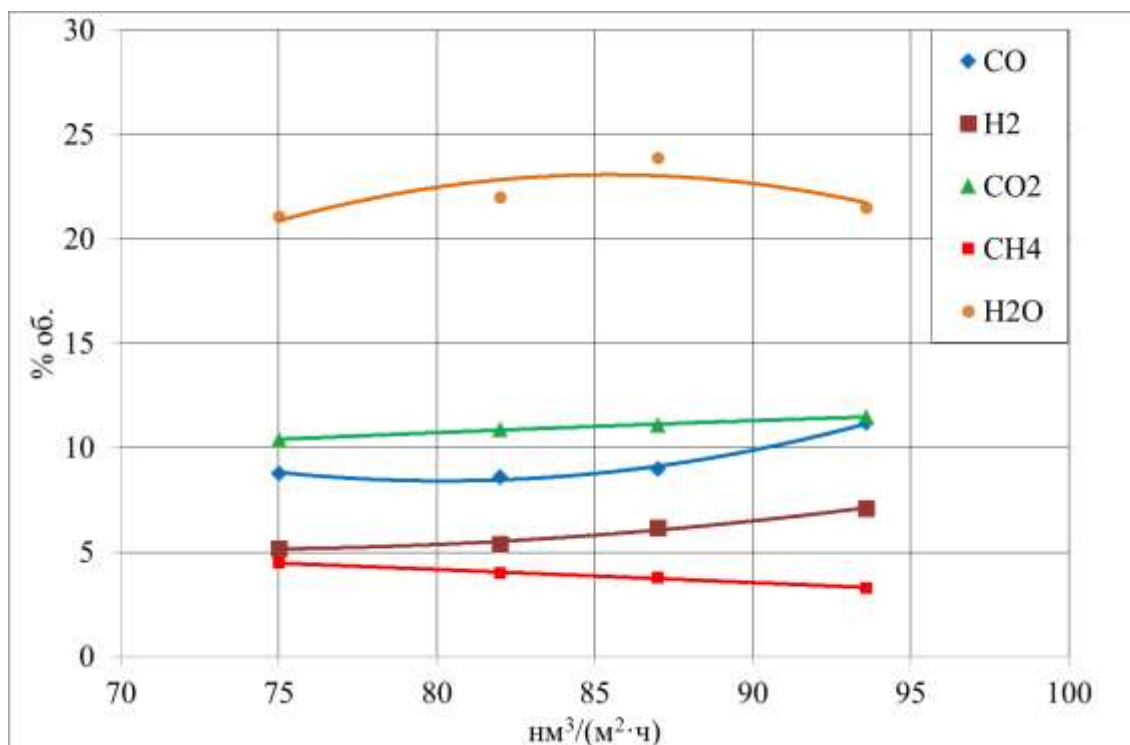


Рисунок 111 – Зависимость содержания компонентов в горючем газе от расхода вторичного воздуха (остаток до 100% – N<sub>2</sub>)

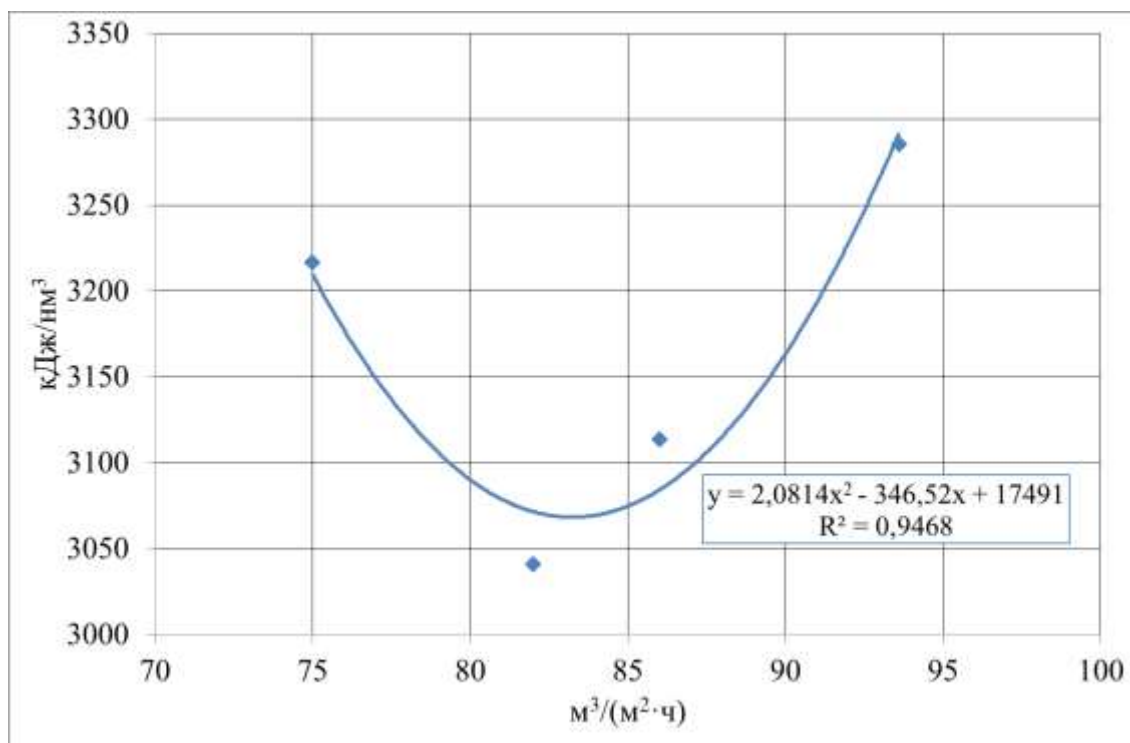


Рисунок 112 – Удельная теплота сгорания горючего газа



Таблица 33 – Характеристики технологического процесса в зоне прямого дутья

Параметр	Значение
<b>Характеристики карбонизата</b>	
$W_r, \%$	0,00
$A^d, \%$	15,0
$V^{daf}, \%$	5,20
$C^{daf}, \%$	94,99
$H^{daf}, \%$	1,50
$N^{daf}, \%$	2,10
$O^{daf}, \%$	1,00
$S^d, \%$	0,36
$Q_r, \text{МДж/кг}$	29,63
<b>Показатели технологического процесса</b>	
Удельный расход горючего газа (из зоны обращенного дутья), $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	235,6
Температура горючего газа (из зоны обращенного дутья), $^{\circ}\text{C}$	550
Удельный расход вторичного воздуха, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	82,0
Температура в зоне подачи вторичного дутья, $^{\circ}\text{C}$	950
Скорость движения фронта тепловой волны, $\text{см/час}$	36,2
Удельный расход угля, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	315,5
Удельный выход влажного газа, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	417,9
Удельный выход карбонизата, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	189,3
Относительный выход карбонизата, $\%$	60,0
<b>Состав газа</b>	
$H_2$	5,4
$CO$	8,6
$CO_2$	10,9
$CH_4$	4,0
$N_2$	49,1
$H_2O$	22,0
Удельная теплота сгорания влажного газа, $\text{кДж}/\text{нм}^3$	3041

Тепловой и материальный балансы процесса в оптимальном режиме приведены в таблицах 34–35.

Таблица 34 – Материальный баланс эксперимента по пиролизу угля в прямой волне

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
1 Уголь марки Д ( $W^p = 13,6\%$ , $Q_{H^p} = 24,1$ МДж/кг)	1000	–
2 Генераторный газ ( $\rho = 1,113$ кг/нм <sup>3</sup> , $Q_{H^p} = 2,87$ МДж/нм <sup>3</sup> )	850	763,4
3 Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> )	335	259,9
Итого приход	2 185	1214,9
Расход		
1 Карбонизат ( $Q_{H^p} = 29,6$ МДж/кг)	600	–
2 Горючий газ ( $\rho = 1,109$ кг/нм <sup>3</sup> , $Q_{H^p} = 3,04$ МДж/нм <sup>3</sup> )	1585	1429,2
Итого расход	2 185	1759,5

Таблица 35 – Тепловой баланс эксперимента по пиролизу угля в прямой волне

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
1 Теплота сгорания угля	24,1	91,2
2 Энтальпия греющего агента	2,3	8,8
Итого приход	26,4	100,0
Расход		
1 Теплота сгорания карбонизата	17,8	67,2
2 Теплота сгорания газа	4,0	15,2
3 Энтальпия газа	1,2	4,4
4 Энтальпия карбонизата	1,0	3,9
5 Теплотери	2,4	9,3
Итого расход	26,4	100,0

Рассмотрим выбросы углекислого газа при пиролизе угля в прямой тепловой волне при сжигании части генераторного газа. На рисунке 113 приведена зависимость удельной эмиссии  $\text{CO}_2$  от расхода вторичного воздуха в рассматриваемом процессе.

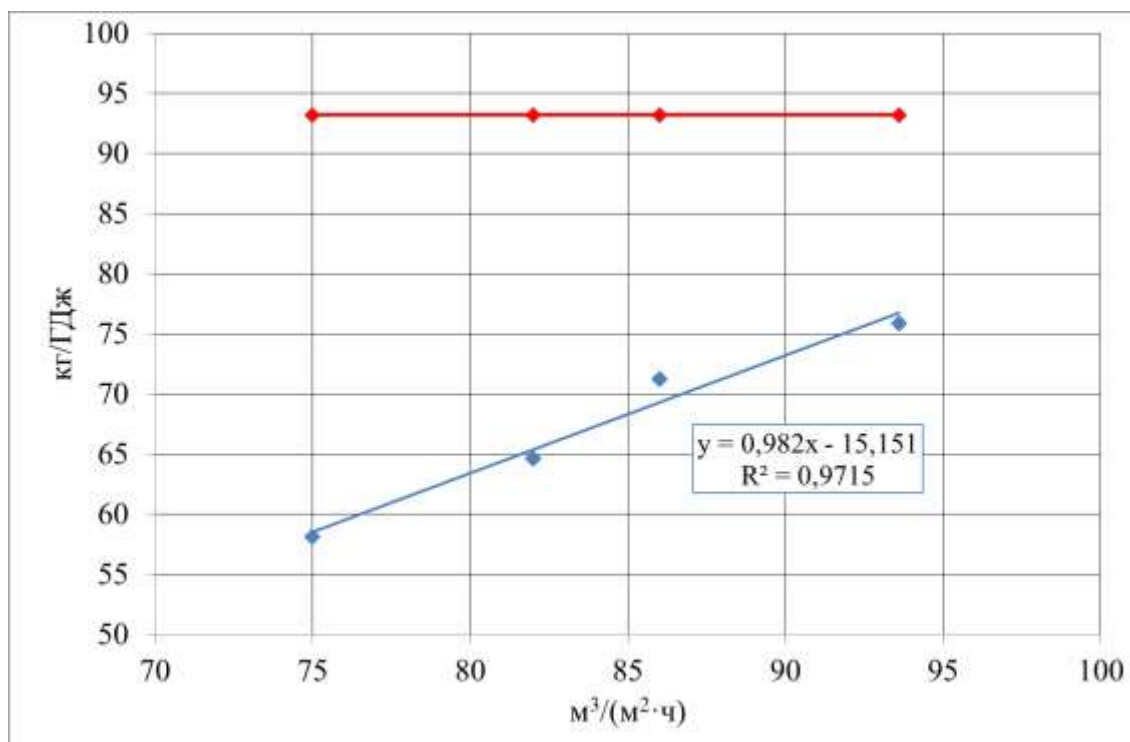


Рисунок 113 – Зависимость эмиссии  $\text{CO}_2$  от удельного расхода вторичного воздуха

Видно, что при сжигании горючего газа, образующегося в процессе пиролиза угля в прямой тепловой волне, удельная эмиссия углекислого газа для определенного оптимального режима составляет  $64,7 \text{ кг}/\text{ГДж}$ , что на  $30\%$  ниже уровня образования  $\text{CO}_2$  при сжигании угля. Однако, для комплексной оценки снижения уровня выбросов углекислого газа необходимо далее определить эти выбросы в интегральном процессе, объединяющем в себе и частичную газификацию в процессе с обращенным дутьем и пиролиз угля в процессе с прямым дутьем.

### 5.3 Технология переработки угля в стационарном слое в двухзонном реакторе с разнонаправленным дутьем

В разработанном технологическом процессе термическая переработка угля осуществляется в двухзонном шахтном реакторе периодического действия, условно разделенном на две зоны сечением А–А. В нижней зоне реактора организуется процесс частичной газификации угля с обращенным дутьем. Генераторный газ с температурой около 600 °С поступает в сечение А–А (рисунок 114), где происходит его *частичное сжигание* за счет дополнительного воздушного дутья. При этом образуется горячая смесь дымовых газов и генераторного газа, которая далее выполняет роль греющего агента для верхней зоны реактора. На рисунке 115 показаны профили температур по высоте реактора, соответствующие стадиям процесса, представленным на рисунке 114.

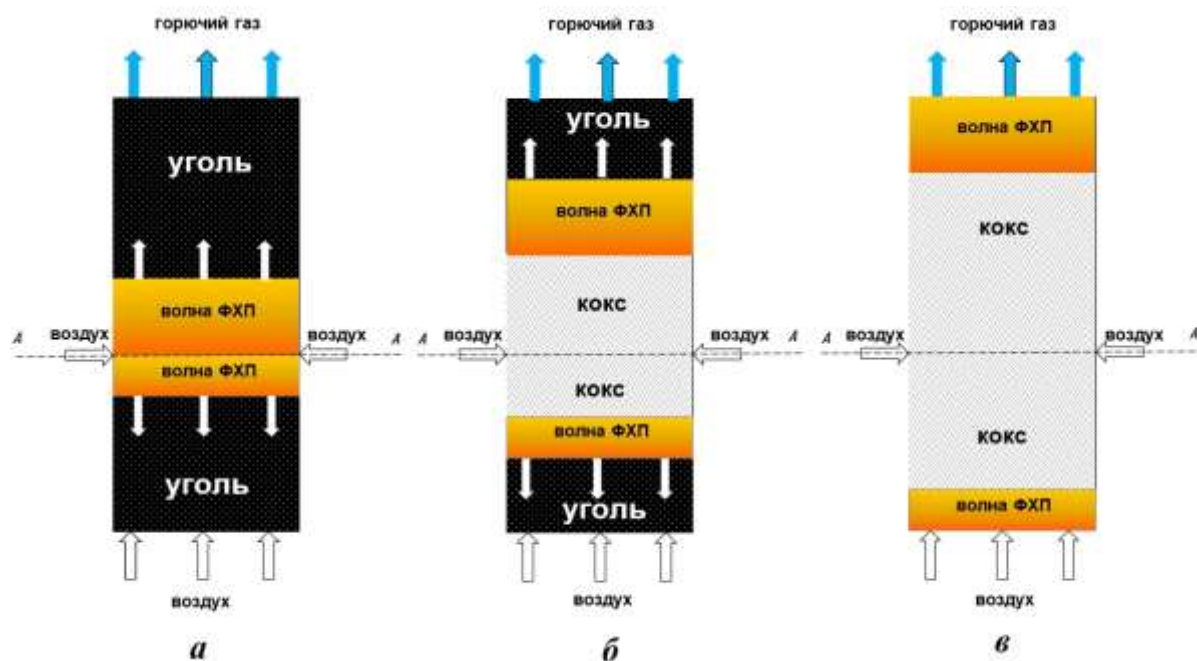


Рисунок 114 – Схема двухзонного процесса термической переработки угля (волна ФХП – волна физико–химических превращений)

а) начало процесса, б) развитие процесса, в) завершение процесса

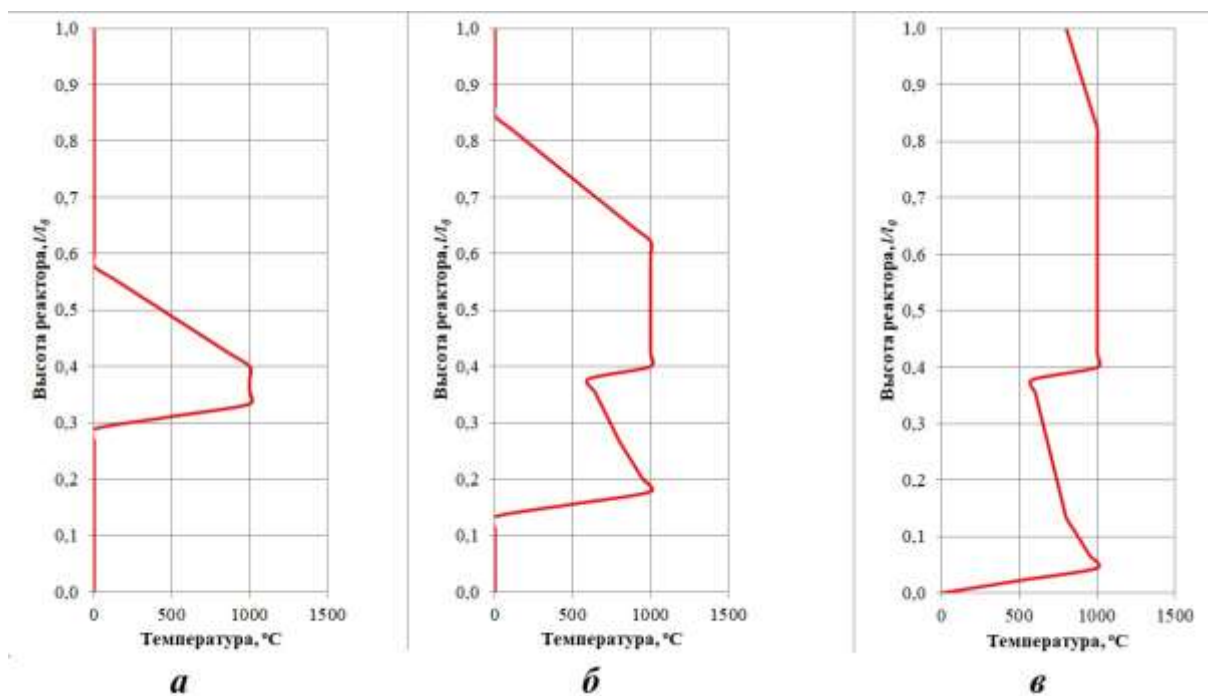


Рисунок 115 – Профили температур слоя в различных стадиях процесса  
 а) начало процесса, б) развитие процесса, в) завершение процесса

В таблице 36 приведены интегральные характеристики процесса карбонизации угля в реакторе в разнонаправленном дутьем, откуда можно видеть, что производительность процесса по карбонизату превышает производительность процесса с обращенным дутьем в 2,35 раза, а удельная теплопроизводительность почти вдвое – в 1,9 раза.

Таблица 36 – Характеристики совмещенного процесса частичной газификации и пиролиза

Показатели	Значение		
	Нижняя зона	Верхняя зона	Интегральные характеристики
Температура, °С	980–1000	980–1000	1000
Скорость движения волны, см/ч	18,3	36,2	–
Удельный расход угля, кг/(м <sup>2</sup> ·час)	137,2	315,5	268,9
Удельный выход карбонизата, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	66,9	189,3	157,3
Удельный выход влажного газа, нм <sup>3</sup> /(м <sup>2</sup> ·ч)	235,6	417,9	417,9
Технический и элементный состав кокса, %:			
$W_i^r$	–	–	–
$A^d$	17,6	15,0	15,7
$V^{daf}$	4,8	5,0	4,9
$C^{daf}$	95,89	94,99	95,23
$H^{daf}$	1,02	1,50	1,37
$N^{daf}$	2,10	2,10	2,10
$O^{daf}$	0,71	1,00	0,92
$S^d$	0,23	0,36	0,33
Низшая теплота сгорания кокса $Q_i^r$ , МДж/кг	27,6	28,6	28,3
Относительный выход кокса, %	50,0	60,0	57,4
Состав влажного газа, об. %			
$H_2$	10,5	8,6	8,6
$CO$	7,3	5,4	5,4
$CO_2$	11,3	10,9	10,9
$CH_4$	2,3	4,0	4,0
$N_2$	49,7	49,1	49,1
$H_2O$	18,9	22,0	22,0
Температура горючего газа, °С	550–600	70–950	70–950
Удельная теплота сгорания влажного газа, МДж/нм <sup>3</sup>	2,86	3,04	3,04
Удельная теплопроизводительность, МДж/(м <sup>2</sup> ·ч)	673,8	1270,4	1270,4

На основе интегральных характеристик оптимизированного процесса можно оценить уровень эмиссии образующегося при переработке угля углекислого газа (таблица 37).

Таблица 37 – Оценка эмиссии CO<sub>2</sub> в процессе с разнонаправленным дутьем

Наименование параметра	Значение
Исходного угля, кг	1000
Рабочая зольность угля	9,4
Углерода в 1 т угля, C <sub>r</sub> , кг	614
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании угля, кг	2250
Теплосодержание угля, ГДж	24,13
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании исходного угля, кг/ГДж	93,2
Углерода в 1 т карбонизата, C <sub>r</sub> , кг	803
Масса карбонизата при переработке 1000 кг угля, кг	574
Выводится углерода с карбонизатом, кг	461
Сгорает углерода в составе горючих газов, кг	153
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг	560
Теплосодержание газа, ГДж	7,86
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании горючего газа, кг/ГДж	71,3

Как видно из таблицы, при сжигании горючего газа, образующегося в процессе переработки угля в процессе с совмещенным дутьем удельная эмиссия углекислого газа составляет 71,3 кг/ГДж, что *на 23,5 % ниже уровня образования CO<sub>2</sub> при сжигании угля.*

Безусловно, итоговый уровень эмиссии углекислого газа обуславливается и параметрами топливосжигающей установки, обеспечивающей высокий КПД процесса и полноту сгорания, и общей технологической схемой предприятия, предусматривающей необходимый уровень энергоэффективности. Но уже на этапе производства энергоносителя – горючего газа – обеспечено существенное снижение эмиссии углекислого газа в атмосферу в производстве тепловой энергии при его сжигании.

Приведем также результаты инструментальных измерений выбросов в атмосферу загрязняющих веществ при ведении разработанного процесса на созданной стендовой установке (таблица 38).

Таблица 38 – Результаты инструментальных измерений выбросов загрязняющих веществ

Наименование вещества	Значение, г/с
Запыленность	0,0031
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	0,0043
Оксид азота, NO	0,000706
Диоксид серы, SO <sub>2</sub>	0,00906
Оксид углерода, CO	0,0131
Бенз(а)пирен	0,000000020
Ксилол	0,0013

Очевидно, что показатели массовых выбросов веществ промышленного реактора будут прямо пропорциональны отношению площади его поперечного сечения к площади поперечного сечения экспериментального стенда. Таким образом, произведенные измерения позволили определить экологические показатели промышленного производства в части воздействия на атмосферный воздух основного технологического процесса на этапе проектирования. Такой подход в последующем позволил пройти Государственную экологическую экспертизу проекта без существенных замечаний со стороны экспертов.

После определения характеристик процесса встал вопрос об аппаратном оформлении технологии. Так как технологический процесс разработан на базе технологии «ТЕРМОКОКС–С», то очевидным выбором в качестве прототипа при рассмотрении стал и шахтный аппарат, применяемый в этой технологии [144, 145]. Он состоит из верхнего, среднего и нижнего поясов (рисунок 116), включающих загрузочный люк 1, выпускной патрубок газа 2 с гидрозатвором 3 и электротермическое устройство 4 для розжига угля, цилиндрический корпус 5 с водяной рубашкой 6, выгрузочное устройство 7, колосниковую решетку 8, устройство подвода воздуха и/или охлаждающего газа 9 и термоэлектрические датчики 10. Управление процессом осуществляют подачей дутья.



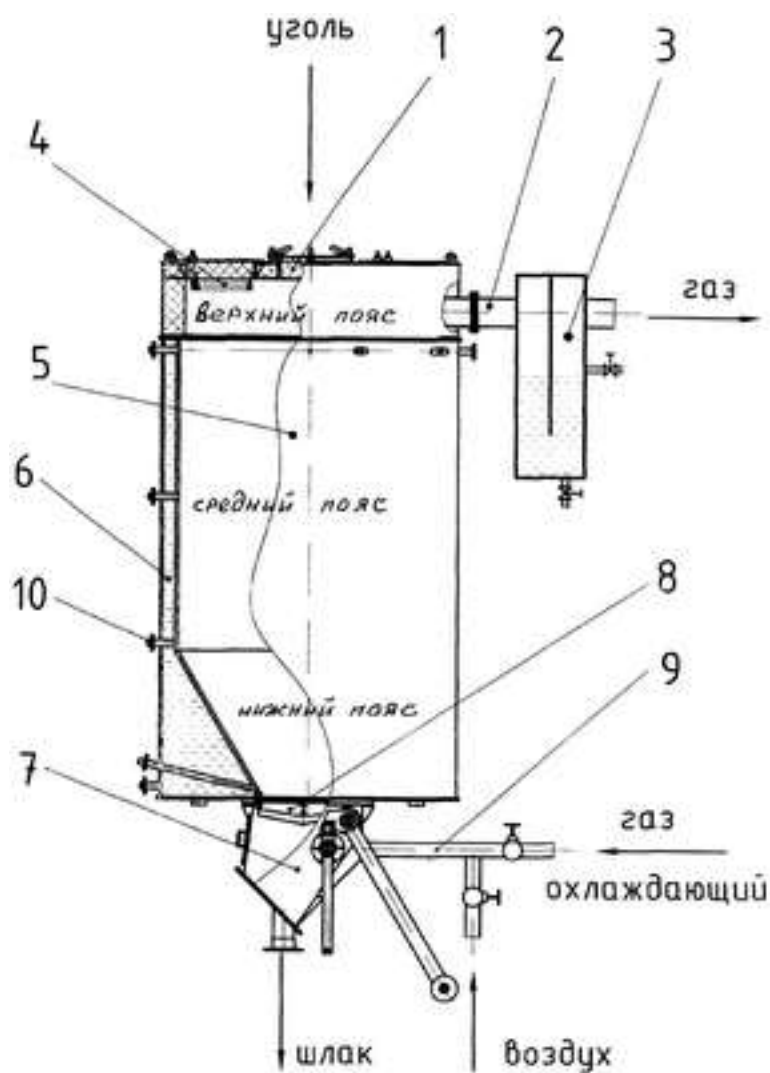


Рисунок 116 – Схема устройства для переработки твердого топлива по технологии «ТЕРМОКОКС–С»

Однако, в связи с необходимостью розжига угольной засыпки в среднем сечении аппарата электротермическое устройство необходимо модифицировать таким образом, чтобы оно позволяло пропускать через себя уголь при загрузке аппарата. В качестве такого устройства предложены подвесные нагревательные радиационные трубы (рисунок 117), широко используемые в цветной металлургии в миксерах для приготовления сплавов [146, 147]. Такое устройство, трубы которого защищены сверху от механического воздействия падающего угля, способно надежно работать при высоких температурах в восстановительной среде генераторного газа. Еще одним фактором, обеспечивающим долгое время жизни

предложенного устройства, является отсутствие необходимости в непрерывной работе непосредственно проволочных нагревателей, расположенных внутри труб, так как они работают только в период розжига угля (20–30 минут), а затем выключаются.



Рисунок 117 – Внешний вид нагревательных элементов

Это устройство розжига следует располагать на высоте  $\frac{1}{3}$  общей высоты засыпки от колосниковой решетки, так как скорость движения фронта обратной тепловой волны вдвое ниже скорости движения прямой (таблица 3б). За время достижения фронтом ФХП колосниковой решетки в зоне с обращенным дутьем, в зоне пиролиза с прямым дутьем успеет прореагировать засыпка вдвое большей высоты.

Другим элементом конструкции шахтного аппарата, подлежащим изменению, является опоясывающая активную зону ФХП водяная рубашка. Избыточное охлаждение генераторного газа, получаемого в нижней зоне с

обращенным дутьем, приведет к необходимости сжигания дополнительного количества газа для обеспечения требуемой температуры греющего агента. Это, в свою очередь, снизит удельную теплоту сгорания выходящего горючего газа, что может затруднить его последующее сжигание и потребует использования дополнительного подсветочного топлива в котельных агрегатах.

Водяная рубашка в верхней зоне аппарата с прямым дутьем также негативно скажется на ведении процесса. Охлаждение греющего агента в пристеночной зоне приведет как к снижению интегральных качественных показателей карбонизата в результате недостаточно глубокого прогрева угля, так и к снижению скорости движения прямой тепловой волны, то есть к снижению производительности. Поэтому применение водяной рубашки в разработанном аппарате не предусматривается. Для защиты ограждающих конструкций была разработана многослойная термотеплоизоляция с применением шамотомагнезитового ограждения внутренней зоны и легковесных материалов внешнего слоя теплоизоляции.

Принцип работы разработанного и запатентованного устройства для переработки угля в плотном слое приведен на рисунке 118, стадии развития процесса в привязке к устройству представлены на рисунке 119.

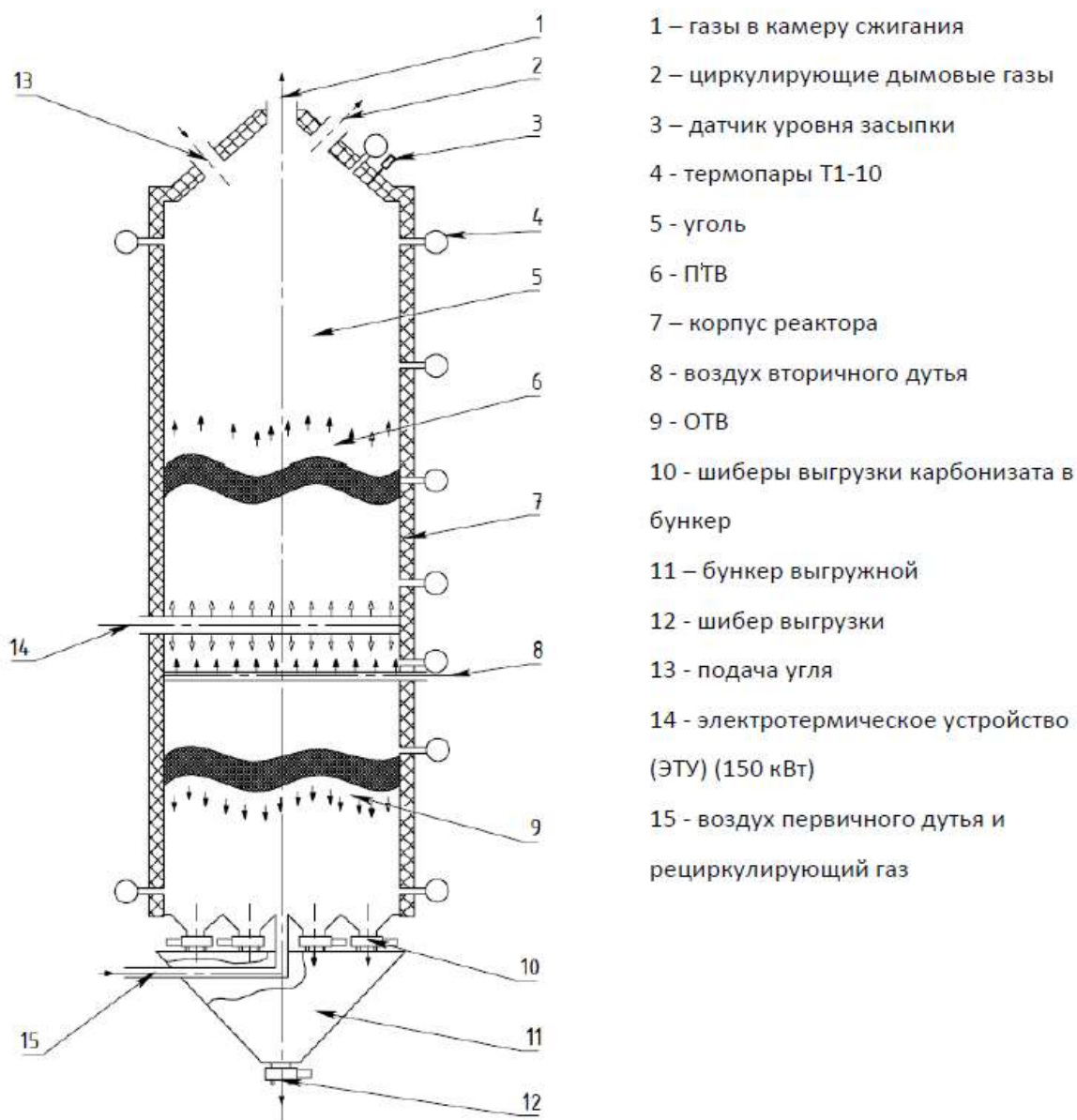


Рисунок 118 – Принцип работы устройства

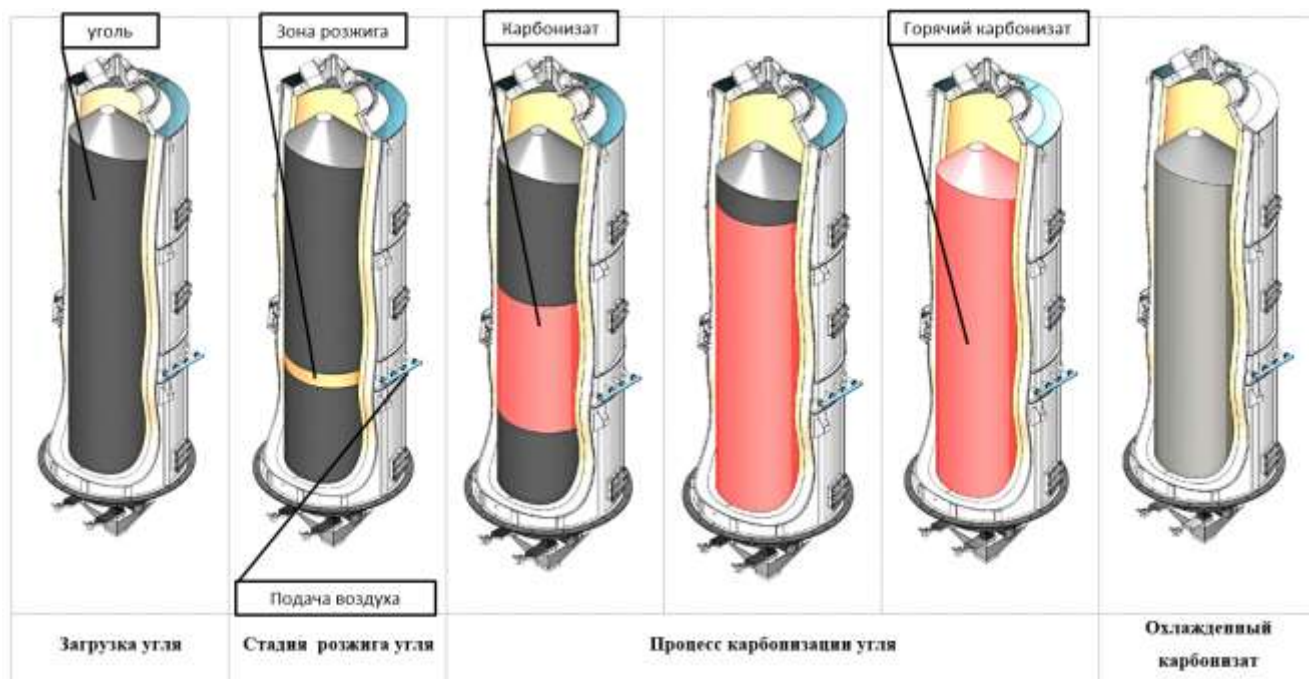


Рисунок 119 – Стадии развития процесса переработки угля

Необходимо помнить, что получаемый горючий газ забалластирован смолами, образующимися в процессе пиролиза угля в прямой тепловой волне. Высококипящие фракции смолы, несомненно, конденсируется на вышележащих холодных слоях угля и затем повторно закоксовываются в карбонизате в результате довольно медленного роста температуры в сечении аппарата. Таким образом происходит некоторая очистка газа от смолы на зернистом фильтре из холодного угля. Однако низкокипящие фракции непрерывно выходят из слоя угля в составе газа и при движении по газоходу неизбежно приводят к осмоляемости стенок. В результате повышается аэродинамическое сопротивление газоходов и горелочных устройств, что впоследствии приводит к нарушению технологического процесса, чистке, а зачастую и полной замене газоходов. Высококипящие фракции, выходящие в газоход в конце процесса при постепенном повышении температуры газа (рисунок 115), еще больше усугубляют ситуацию и ускоряют выход из строя газоходов. Эта проблема является хрестоматийной для всех высокопроизводительных аллотермических процессов переработки угля. Вспомним, что для ее решения применяются многоступенчатые и дорогостоящие

системы очистки, в результате которой образуются жидкие вещества высших классов опасности как по воздействию на организм человека, так и на окружающую среду.

В нашем случае нет необходимости очистки газа, так как целевое направление его использования – выработка тепловой энергии. Очевидным решением получения тепловой энергии при утилизации получаемого горючего газа является сжигание его в газовом котле с модифицированным горелочным устройством. И с экономической точки зрения оправдано использование одного котла большой единичной мощности для целого комплекса реакторов карбонизации. Но это снова возвращает к проблеме протяженных газоходов и сложности их обслуживания. Поэтому было предложено сжигать горючий газ непосредственно на выходе из каждого аппарата в отдельном топливосжигающем устройстве (рисунок 120).



Рис.2 Схема работы КС.

Рисунок 120 – Камера сжигания горючего газа

Этот подход обеспечивает отсутствие в технологической цепочке протяженных газоходов. Получающиеся дымовые газы сбрасываются в котел–утилизатор, тепловая энергия используется на нужды предприятия и реализуется населению. При этом все операционные затраты могут быть отнесены на

производство карбонизата, таким образом получаемая тепловая энергия имеет условно нулевую себестоимость.

Схема комбинированного производства тепловой энергии и карбонизата представлена на рисунке 121.

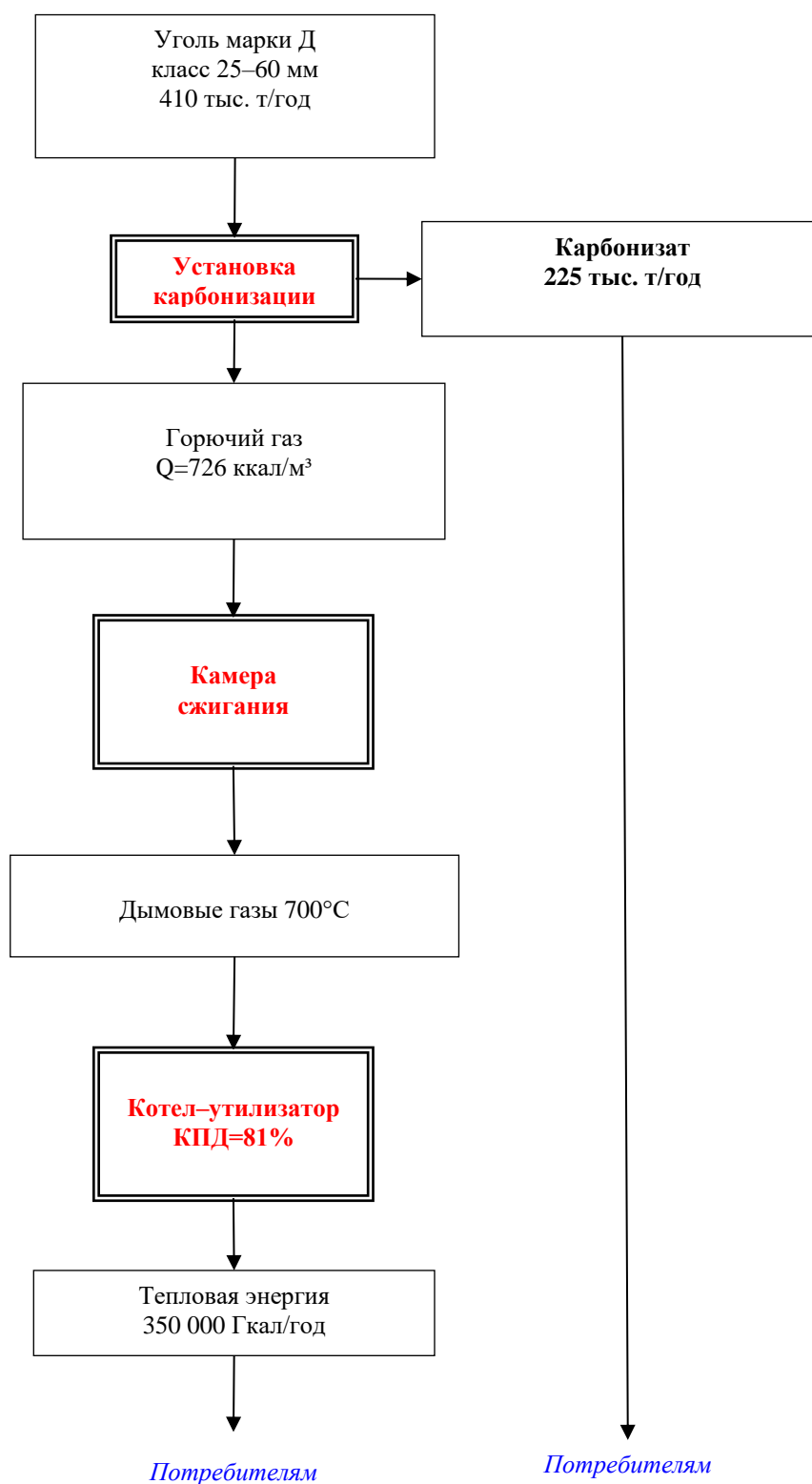


Рисунок 121 – Принципиальная схема комбинированного производства тепловой энергии и карбонизата в процессе с разнонаправленным дутьем



## 5.4 Выводы

В данном разделе разработана технология термической переработки угля с параллельным производством двух продуктов – тепловой энергии и карбонизата – на базе совмещенного процесса частичной газификации и пиролиза, которые одновременно реализуются в одном двухзонном реакторе. Исследована каждая стадия протекания процесса, рассчитаны параметры частичного сжигания генераторного газа, экспериментально подтверждена возможность реализации предложенной технологии. Определены материальный и энергетический балансы процесса в оптимальном режиме.

Полученные характеристики карбонизата соответствуют требованиям, предъявляемым к углеродистым восстановителям, используемым в электрометаллургических процессах. Более того, высокая реакционная способность получаемого из энергетических углей восстановителя и его высокое электросопротивление являются дополнительными преимуществами при использовании в процессах производства ферросплавов.

Карбонизацию угля предложено вести в шахтном аппарате периодического действия. В качестве прототипа аппарата рассмотрен шахтный реактор, используемый для частичной газификации угля по технологии «Термококк–С», обоснованы изменения в его конструкции и составляющих его узлах с учетом специфики нового процесса.

Для обеспечения стабильного долговременного ведения процесса в промышленном исполнении предложено получаемый горючий газ сжигать непосредственно на выходе из аппарата карбонизации, а полученные высокотемпературные дымовые газы направлять в котел–утилизатор для производства тепловой энергии на нужды самого предприятия и реализации сторонним потребителям.

**Полученные результаты использованы при разработке конструкторской документации на промышленный реактор карбонизации**

угля, а также при проектировании промышленного предприятия по энерготехнологической переработке угля мощностью 410 тыс. т в год.

**По результатам материалов данного раздела можно сделать следующие выводы:**

- 1) на основе критического обзора существующих технологий предложена и научно обоснована новая схема термической переработки угля с разнонаправленным дутьем;
- 2) на основе проведенных экспериментальных исследований разработан новый энерготехнологический процесс комбинированного получения тепловой энергии и карбонизата в шахтном аппарате с разнонаправленным дутьем;
- 3) разработана конструкция шахтного реактора для ведения нового процесса с учетом его специфики;
- 4) предложено решение утилизации получаемого горючего газа непосредственно на выходе из основного реактора;
- 5) результаты экспериментальных исследований и технические предложения использованы при разработке новых энерготехнологических установок и проектировании промышленного предприятия;
- 6) способ и устройство комбинированного производства тепловой энергии и карбонизата защищены патентом Российской Федерации [148].

## 6 Итоги промышленного внедрения разработанных технологических процессов

### 6.1 Совершенствование технологии «ТЕРМОКОКС–КС»

#### 6.1.1 Производство мелкозернистого термококса марки МК-1

По итогам проведенных экспериментальных работ на ЭТУ на базе водогрейного котла КВТС–20 котельной Березовского разреза в 2015 году были проведены режимно–наладочные работы с целью повышения технико–экономических параметров работы. Тепловой и материальный баланс процесса приведен в таблице 39.

Таблица 39 – Результаты режимно–наладочных испытаний модифицированного котла

Основные показатели модифицированного котла КВТС–20	До РНИ	После РНИ
Класс крупности угля, мм	0–25	5–15
Расход угля, т/час	9,0	9,0
Температура в секции термоокислительной обработки, °С	690–740	650–700
Теплосодержание угля, МВт	39,7	39,7
Производство энергетической продукции:		
Тепловой КПД котла, %	83	83
Горячая вода, МВт	24,3	20,7
Расход угля на производство тепла, т/час	6,8	5,8

Основные показатели модифицированного котла КВТС–20	До РНИ	После РНИ
Удельный расход угля, тонн/МВт	0,28	0,28
Производство буроугольного кокса:		
Выход кокса, т/час	1,3	1,8
Удельная теплота сгорания кокса, МДж/кг	28,9	29,5
Теплосодержание производимого кокса, МВт	10,4	14,8
Расход угля на производство кокса, т/час	4,7	4,8
Удельный расход угля, тонн на 1 тонну кокса	3,6	2,6
Всего полезной продукции (100%), МВт	34,7	35,4
в том числе:		
горячая вода, МВт	24,3	20,7
теплосодержание кокса, МВт	10,4	14,8
Зольность кокса на сухую массу, %	10	8,2
Энергетический КПД процесса в целом, %	87,5	89,3

Изменение класса крупности используемого угля с 0–25 мм на 5–15 мм позволило обеспечить стабильную работу реактора кипящего слоя, снизить производство тепловой энергии с одновременным увеличением производительности по термококсу, повысить суммарный энергетический КПД процесса. Последующая бесперебойная эксплуатация котла доказала правильность принятых технических решений.

На основе исходных данных, полученных как в результате экспериментальных исследований, так и в ходе промышленной эксплуатации котлоагрегата котельной Березовского разреза была разработана проектная документация по созданию комплекса глубокой переработки угля на базе Березовского разреза Красноярского края. В 2018–2020 годах этот проект был

реализован путем строительства двух новых энерготехнологических водогрейных установок КВ-23,26-150-Р-ФКС и капитального ремонта уже действовавшей ранее ЭТУ. Годовая мощность комплекса составляет до 45 тыс. т термококса (полукокса, сорбента) и до 500 тыс. Гкал тепловой энергии. В составе комплекса предусмотрена линия брикетирования получаемого термококса в металлургический брикет и кусковое бездымное топливо.

В таблице 40 и Приложении I приведены результаты инструментальных измерений выбросов загрязняющих веществ при производстве МК-1 на действующей энерготехнологической установке на базе котла КВ-23,26-150-ФКС.

Таблица 40 – Выбросы загрязняющих веществ действующей промышленной установки мощностью 23,26 МВт

Наименование вещества	Значение, г/с	
	Инструментальные показатели	Расчетные показатели
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	4,29	4,59
Оксид азота, NO	0,694	0,75
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	0,82	0,98
Оксид углерода, CO	11,9	17,30
Бенз(а)пирен	–	0,000036
Твёрдые частицы (зола и сажа)	20,29	22,83

*Видно, что фактические показатели выбросов загрязняющих веществ оказались даже ниже определенных ранее расчетным методом.*

### 6.1.2 Производство бездымного топлива

Далее необходимо остановиться на вопросе использования получаемого термококса.

В таблице 41 представлены основные физико–химические свойства термококса, изготовленного из березовского бурого угля.

Таблица 41 – Характеристики термококкса

Наименование и обозначение показателя	Единица измер.	Метод испытания	Результат
Влага общая, $W_t$	%	ГОСТ 27314–91	не более 5
Зола, сухое состояние, $A^{dry}$	%	ГОСТ 11022–95	9–10
Выход летучих веществ, $V^{daf}$	%	ГОСТ 6382–91	8–10
Содержание углерода, $C^{daf}$	%	ГОСТ 2408.1–95	92,8
Содержание кислорода, $O^{daf}$	%	ГОСТ 2408.3–95	4,45
Содержание водорода, $H^{daf}$	%	ГОСТ 2408.1–95	1,52
Азот, $N^{daf}$	%	ГОСТ 28743–93	0,97
Содержание серы, $S^{dry}$	%	ГОСТ 8606–93	0,24
Содержание фосфора, $P^{dry}$	%	ГОСТ 1932–93	0,0026
Высшая теплота сгорания, $Q_s^{daf}$	МДж/кг	ГОСТ 147–95	33
Низшая теплота сгорания, рабочее состояние, $Q_i^r$	МДж/кг	ГОСТ 147–95	28–29
Адсорбционная активность по йоду	%		не менее 42
Пористость	%		47,3
Общий объем пор	см <sup>3</sup> /г		0,47
Плотность: – действительная	кг/м <sup>3</sup>		1880
– кажущаяся			974
Насыпная плотность	кг/м <sup>3</sup>		550
Коэффициент размолоспособности по шкале Хардгрова, HGI		ГОСТ 15489.1–93	68,5

Термококс рекомендуется для использования как углеродный восстановитель или специальное технологическое топливо в различных процессах:

- 1) высокореакционный восстановитель (пылевидный и брикетированный) в металлургических процессах [150];
- 2) компонент твердого топлива для вдувания в домы;
- 3) технологическое топливо для цементных и глиноземных печей;
- 4) сырье для производства бездымного бытового топлива (брикеты).

Обоснование возможности применения мелкозернистого кокса, получаемого в кипящем слое, в первых трех направлениях приведено в [150, 151] и кратко представлено в приложении Н.

#### **Остановимся подробнее на использовании термококса в качестве бездымного топлива.**

Раньше, чем в других странах использованием бездымного топлива озаботились в Англии. Там очень давно в качестве каминного топлива начали применять кокс газовых заводов. Позже были разработаны специальные методы получения печного бездымного топлива. При этом было установлено, что для бытового отопления предпочтительнее использовать кокс из молодых углей, как более реакционноспособный [152].

Впервые Закон «О чистом воздухе» был принят в Англии в 1956 г. [153]. Закон был принят в результате анализа последствий масштабного экологического бедствия – Великого лондонского смога, произошедшего в декабре 1952 г. В результате большого скопления тумана над городом резко ухудшилось рассеивание вредных веществ, поступающих из отопительных каминов домов, использующих для отопления уголь. Из собранной в течение последующих месяцев медицинской статистики стало известно, что по причине резкого обострения респираторных заболеваний в результате вдыхания продуктов сжигания угля погибли около 12 000, а заболели более 100 000 человек. Принятый Закон «О чистом воздухе» ввел прямой запрет на черный дым из труб печей и

каминов. Топка углем в Лондоне была поставлена вне закона. Это дало толчок развитию рынка нового товара – бездымного бытового топлива (smokeless domestic fuel).

Примечателен в этом плане опыт монгольской столицы Улан–Батора. В начале 2000–х годов за короткое время город оказался окруженным кольцом юрт, в которых живут переселенцы из отдаленных районов, по сути, не имеющие постоянной работы. Естественно во время суровой монгольской зимы для них не стоит вопрос о выборе вида топлива – кроме угля сжигают все, что может гореть, вплоть до автомобильных покрышек. Как следствие, в течение всего отопительного сезона столица погружена в очень плотный смог. В 2007 году парламент принял национальную программу оздоровления городской атмосферы и при муниципалитете было организовано специальное агентство по контролю за качеством воздуха. Первоочередной мерой в решении экологической проблемы должно стать производство бездымного топлива на основе местного бурого угля. В рамках выполнения этой программы в 2008 году недалеко от Улан–Батора была построена первая очередь завода бездымного топлива. Проект был выполнен красноярским филиалом института ВНИИПИЭТ на основе технологического регламента, разработанного компанией «Сибтермо». На этом предприятии в слоевых аппаратах (технология «ТЕРМОКОКС–С») местный бурый уголь перерабатывается в среднетемпературный кокс, из которого затем изготавливаются бездымные брикеты. Однако этот проект не получил развития по внутриполитическим причинам. Впоследствии, правительство Монголии пошло по пути организации производства для отопительных нужд высококачественного угля – концентрата обогатительных фабрик. Этот концентрат содержит меньше минеральной части, обладает более высокой теплотворной способностью. Соответственно и для отопления его требуется меньшее количество, что способствовало значительному снижению потребления угля в Улан–Баторе с одновременным снижением удельных выбросов в атмосферный воздух твердых



частиц при более низкой зольности топлива. В результате, по заявлениям властей города, в зимний период в городе значительно снизилась концентрация смога.

В России по историческим и экономическим причинам производство бездымного топлива имеет достаточно короткую историю и, можно сказать, что находится еще в зачаточном состоянии. До последнего времени, несмотря на более чем полувековой опыт зарубежных стран, считалось, что отопительные печи частного сектора городов не приносят существенных загрязнений в воздух. В 2018 г. была завершена очередная плановая (раз в пять лет) корректировка сводного тома предельно допустимых выбросов (ПДВ) города Красноярск. Работа выполнялась Санкт–Петербургским Институтом проектирования экологии и гигиены (ИПЭГ) по государственному контракту с Министерством экологии и рационального природопользования Красноярского края (Минэкологии края). *Впервые в сводный том ПДВ были включены автономные источники теплоснабжения (АИТ): печи и котлы частного сектора. Учет АИТ в сводном томе ПДВ радикально изменил расстановку стационарных источников выбросов по значимости, выведя (неожиданно для многих) печи и котлы частного сектора в лидеры по загрязнению атмосферного воздуха Красноярска.*

Рынок бездымного топлива в Европе оценивается приблизительно в 12 млн т в год, в США – в 3–4 млн т в год [154]. В Англии производится более 30 видов бездымного бытового топлива, отличающегося составом сырья (используют антрацит, каменные угли, коксовую мелочь, полукокс) и способом производства. Уровень розничных цен – 400–600 Евро/т. Объемы потребления бытового бездымного топлива в последние годы достаточно стабильны, и наблюдается тенденция увеличения экспорта данного вида топлива при сокращении собственного производства.

Традиционно в мире бездымное топливо получают путём термической переработки (коксование, полукоксование) твёрдых топлив, в процессе которой из исходного топлива (в частности, угля) удаляются влага и бóльшая часть летучих веществ. В случае получения мелкозернистого продукта термообработки его

брикетируют на валковых и штемпельных прессах, либо окусковывают путем экструдирования. Производимый из бурого угля термококс является превосходным сырьем для получения бездымных брикетов. В ООО «Сибниинуглеобогащение» с участием автора был разработан, а в дальнейшем и усовершенствован способ брикетирования термококса с целью получения экологически безопасного бытового топлива. [155,156]. Характеристики бездымного топлива, изготовленного из буроугольного кокса, представлены в таблице 42.

Таблица 42 – Характеристики бездымного топлива

Наименование и обозначение показателя	Единица измер.	Метод испытания	Результат
Размер	мм		35–40
Влага общая, $W_t$	%	ГОСТ 27314–91	не более 10
Зольность, сухое состояние, $A^d$	%	ГОСТ 11022–95	8–9
Выход летучих веществ, $V^{daf}$	%	ГОСТ 6382–91	15–17
Низшая теплота сгорания, рабочее состояние, $Q_i^r$	МДж/кг	ГОСТ 147–95	26,5
Насыпная плотность	кг/м <sup>3</sup>		600

Для сравнительного тестирования твердого топлива в Экспериментальном центре филиала ООО «Сибниинуглеобогащение» в г. Красноярске был создан специальный испытательный стенд, который представляет собой набор обычных бытовых котлов для сжигания твердого топлива на колосниковой решетке (рисунок 122), оснащенных датчиками и приборами для определения концентраций ЗВ в дымовых газах. Котлы и печи такого типа используются в большинстве домов частного сектора. Инструментальные измерения концентраций загрязняющих веществ в дымовых газах при сравнительном сжигании угля и бездымных брикетов были выполнены специалистами аккредитованных лабораторий: Экологической лаборатории филиала АО «СУЭК–Красноярск» «Разрез Бородинский имени М.И. Щадова» и лаборатории Минэкологии Красноярского края.



Рисунок 122 – Внешний вид котла испытательного стенда

Результаты измерений показали, что при сжигании бездымных брикетов удельные выбросы на единицу полезной тепловой энергии по оксидам азота и серы снижаются на порядок, по оксиду углерода – в 1,5–2 раза, по взвешенным веществам – на два порядка, а по бенз(а)пирену – более чем в 40 раз по сравнению со сжиганием бурых углей 2Б и 3Б, типично поставляемых частным домовладениям Красноярска.

На рисунках 123–124 приведены некоторые результаты численного моделирования, выполненного специалистами Кафедры геоинформационных систем СФУ: расчетные приземные концентрации бенз(а)пирена на территории Красноярска без учета других источников. Эти данные также свидетельствуют в

пользу того, что существует реальная техническая возможность радикально снизить негативное воздействие АИТ частного сектора на атмосферу города.

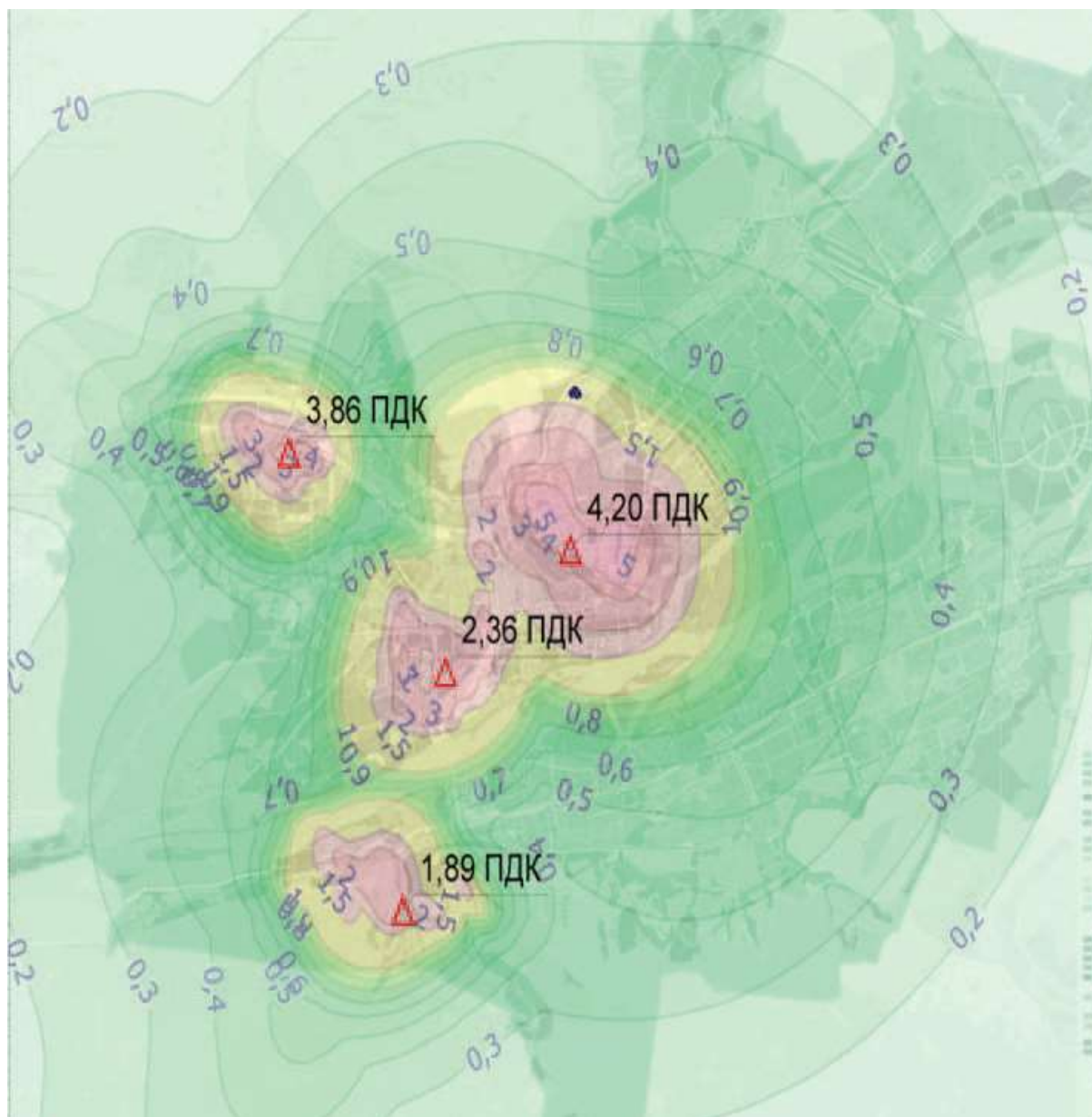


Рисунок 123 – Концентрации полей бенз(а)пирена в г. Красноярске при отоплении углем



Рисунок 124 – Концентрации полей бенз(а)пирена в г. Красноярске при отоплении бездымным топливом

В России до недавнего времени бездымное топливо производили только из древесного угля: для отопления оно дорого, применяют его только для мангалов. Сибирская угольная энергетическая компания (СУЭК) первой начала производить бездымные брикеты из термококса для коммунально–бытовых нужд.

В составе **комплекса глубокой переработки угля на АО «Разрез Березовский»** был введен в эксплуатацию цех брикетирования термококса мощностью до 45 тыс. т брикетов в год. Комплекс ориентирован в первую очередь

на производство металлургических брикетов, опционально в проекте изначально предусмотрена возможность производства коммунального брикета.

Применение термококса в качестве сырья для бездымного топлива носит ограниченный экономический потенциал ввиду, прежде всего, социальной направленности такого проекта. Однако к настоящему времени это производство является жизненно важной и насущной необходимостью, признанной и ведущими учеными и властью, как на региональном, так и на федеральном уровнях.

В рамках национального проекта «Чистый воздух» в г. Улан-Удэ (Республика Бурятия) и в г. Кызыл (Республика Тыва) планируется строительство комплексов по переработке угля по технологии «ТЕРМОКОКС–КС» с последующим производством из него бездымного бытового топлива. Прогнозируемые объемы потребления бездымного топлива в г. Улан-Удэ – до 300 тыс. т в год, в г. Кызыл – до 100 тыс. т в год. Таким образом, необходимый объем угля для переработки при удовлетворении потребности в экологически безопасном топливе только этих двух городов составит около 1,5 млн т в год каменных углей. Объемы потребления бездымного топлива в городах Красноярского края оцениваются в 400 тыс. т в год. Для обеспечения таких объемов потребуется увеличение добычи Березовского угля на 2 млн т в год.

## **6.2 Производство сорбента в модифицированном котлоагрегате**

С целью отработки режимов производства сорбента для нефтепереработки в 2016 году на опытно-промышленной установке (ОПУ) Березовского разреза (модифицированном котле КВТС–20ЭТ) проведена режимная наладка. Для обеспечения необходимых показателей сорбента, как было определено в ходе экспериментальных работ, крайне важно соблюдение гранулометрического состава угля. Во-вторых, необходимо было убедиться в сохранении необходимых сорбционных свойств сорбента в течение длительного времени выпуска –



нескольких суток. В то же время мощность углеподготовки не позволяла обеспечивать непрерывную подготовку запланированного расхода угля в этот период. Поэтому было решено сузить реактор кипящего слоя (рисунок 125) и провести наладку с вдвое уменьшенным расходом угля.

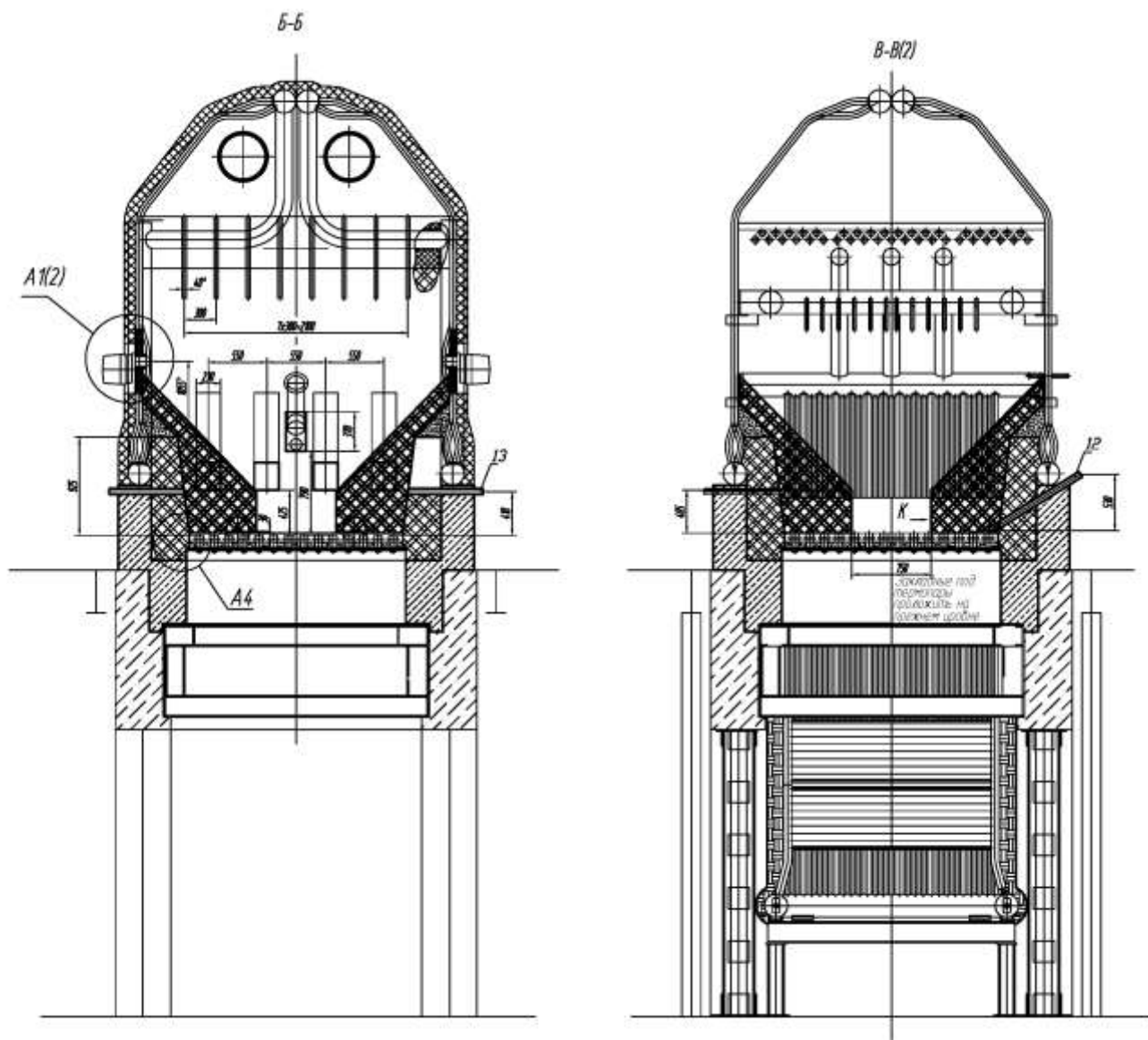


Рисунок 125 – Модификация (сужение) реактора кипящего слоя КВТС–20ЭТ

Были опробованы несколько режимов работы ОПУ в диапазоне температур кипящего слоя от 620 °С до 700 °С. Результаты приведены в таблице 43. Характеристики полученного сорбента в различных режимах представлены на рисунке 126 в таблицах 43–44 и приложении I.

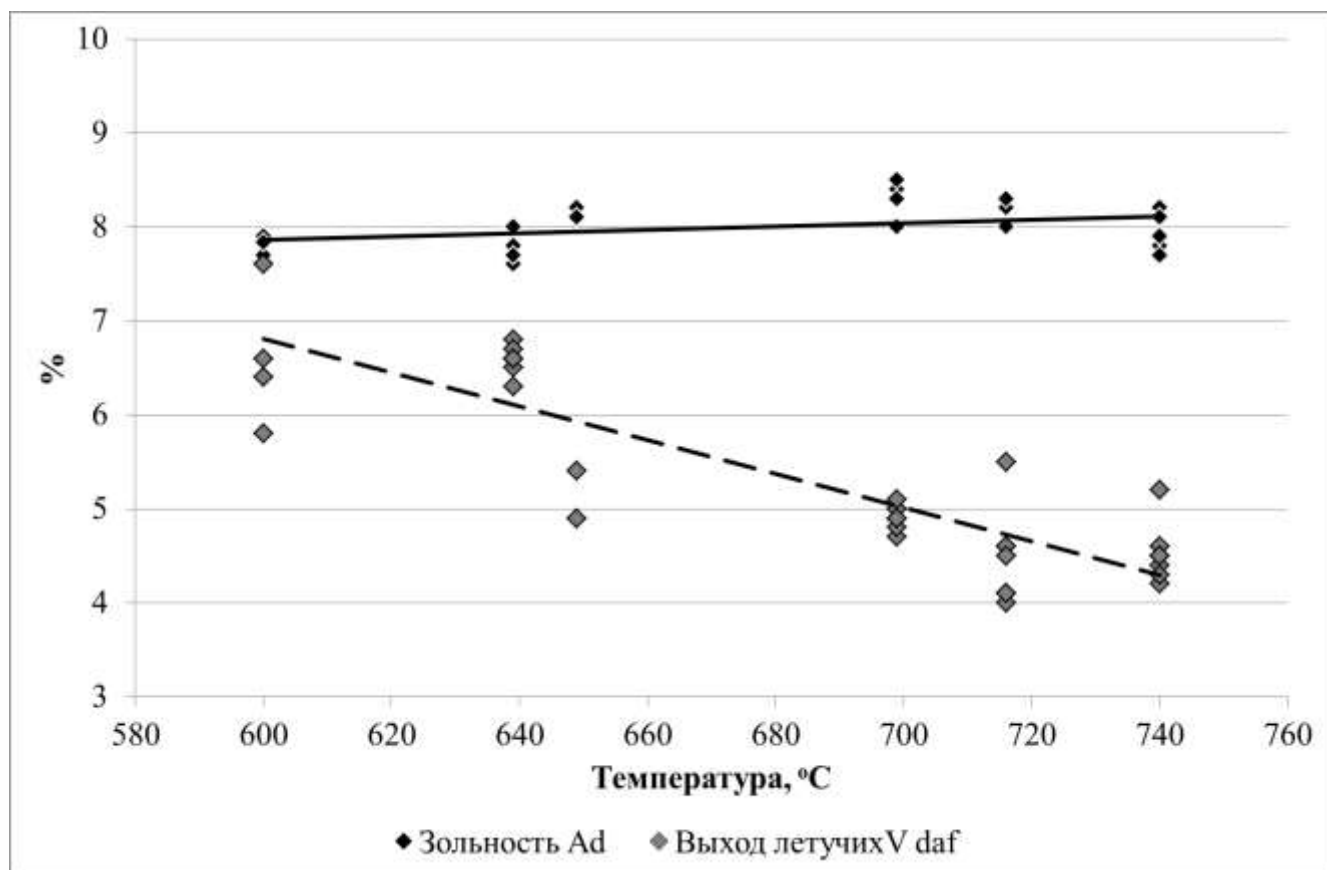


Рисунок 126 – Показатели зольности и выхода летучих при расходе угля 4,5 т/ч



Таблица 43 – Показатели работы ОПУ в ходе РНИ

Наименование показателей	Единица измер.	Значение			
		Режим 1	Режим 2	Режим 3	Режим 4
Частота питателя №1	Гц	22			
Частота питателя №2	Гц	37			
Расход топлива (по приборам)	кг/ч	4500			
Расход воды	м <sup>3</sup> /ч	246	247	247	247
Температура воды на выходе из установки	°С	107	114	117	114
Температура воды на входе в установку	°С	68	71	71	69
Тепловая нагрузка установки (расчетн.)	Гкал/ч	9,8	10,6	11,2	11,1
Темпер. МК–1 в нижней зоне коксоохладителя	°С	117	118	118	137
Положение НА вентилятора первичного	%	7,8	17,1	23,5	28,3
Давление первичного воздуха	кПа	2,8	4,4	6,7	7,8
Положение шиберов первичного воздуха:					
– 1 зона;	%	40	40	25	
– 2 и 3 зона;	%	35	30	25	
Положение направляющего аппарата дымососа	%	20,8	20,8	20,8	20,8
Разряжение в топке	Па	165	100	106	103
Температура кипящего слоя (справа/слева)					
1 зона	°С	403	409	343	307
2 зона	°С	499/473	543/515	470/478	327/406
3 зона	°С	629/649	696/702	702/730	690/790
Тепловая энергия в виде горячей воды (по теплосчетчику)	Гкал/ч (%)	9,2	9,8	10,5	10,4
Выход МК–1	т/ч	1,0	0,95	0,9	0,85

Таблица 44 – Характеристики полученного сорбента

Наименование показателей		Режим 1	Режим 2	Режим 3	Режим 4
Показатели технического анализа МК–А	<b>Лаборатория котельной</b>				
	Влажность $W_t^f, \%$	0,2	0,5	0,6	0,6
	Зольность $A^d, \%$	8,3	7,9	7,9	7,9
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	5,2	4,6	4,7	4,7
	<b>Лаборатория ООО «Сибниуглеобогащение»</b>				
	Влажность $W_t^f, \%$	1,0	1,0	1,2	1,2
	Зольность $A^d, \%$	8,3	8,1	8,2	8,2
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	3,4	2,5	2,4	2,4
	<b>Лаборатория АО «Разрез Березовский»</b>				
	Влажность $W_t^f, \%$	0,1	0,1	0,1	0,1
	Зольность $A^d, \%$	9,6	10,1	8,7	8,7
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	4,9	4,5	4,5	4,5
	Удельная поверхность по БЭТ, $\text{м}^2/\text{г}$	400	399	475	463
Объем микропор, $\text{см}^3/\text{г}$	0,144	0,143	0,162	0,160	
Адсорбционная активность по йоду, %	28,7	35,5	37,8	39,3	
Суммарный объем пор по воде, $\text{см}^3/\text{г}$	0,6	0,6	0,6	0,60	
Гранулометрический состав					
+2 мм, %	2,4	3,7	6,5	8,5	
1–2 мм, %	38,4	59,9	71,0	69,4	
0,5–1 мм, %	40,6	23,3	15,9	15,4	
0,3–0,5, %	13,4	9,4	4,2	4,0	
0,2–0,3, %	3,4	2,2	1,1	1,1	
0,094–0,2, %	1,5	1,0	0,7	0,8	
0–0,094, %	0,3	0,6	0,8	0,8	

При проведении длительной работы ОПУ был реализован режим работы с расходом угля 4,5 т/ч и температурой в третьей зоне около 650°C, так как в этом режиме обеспечивается максимальный выход продукции. В ходе этого пуска данные работы установки фиксировались ежечасно. Пробы сорбента отбирались каждые 6 часов на выходе из коксоохладителя. Аналитические исследования проб проводились в испытательной лаборатории АО «Разрез Березовский». Результаты этой работы в графическом виде представлены на рисунках 127–129.

Температуры кипящего слоя в течение всего периода работы стабильно держались на заданном уровне (рисунок 127). В третьей зоне обеспечивалась температура  $\sim 650^{\circ}\text{C}$ . Температура при постоянном расходе угля обеспечивается расходом воздуха, который напрямую зависит его давления под воздухо-распределительной решеткой, которое также оставалось стабильным на протяжении всей работы. Показатели зольности и выхода летучих веществ отобранных образцов за время работы не превысили требуемые показатели: зольность – не более 10%, выход летучих – не более 7% (рисунок 128). Средняя тепловая нагрузка ОПУ (рисунок 129) за время работы составила 10,5 Гкал/ч (12,2 МВт), а средняя производительность по сорбенту 1,1 т/ч.

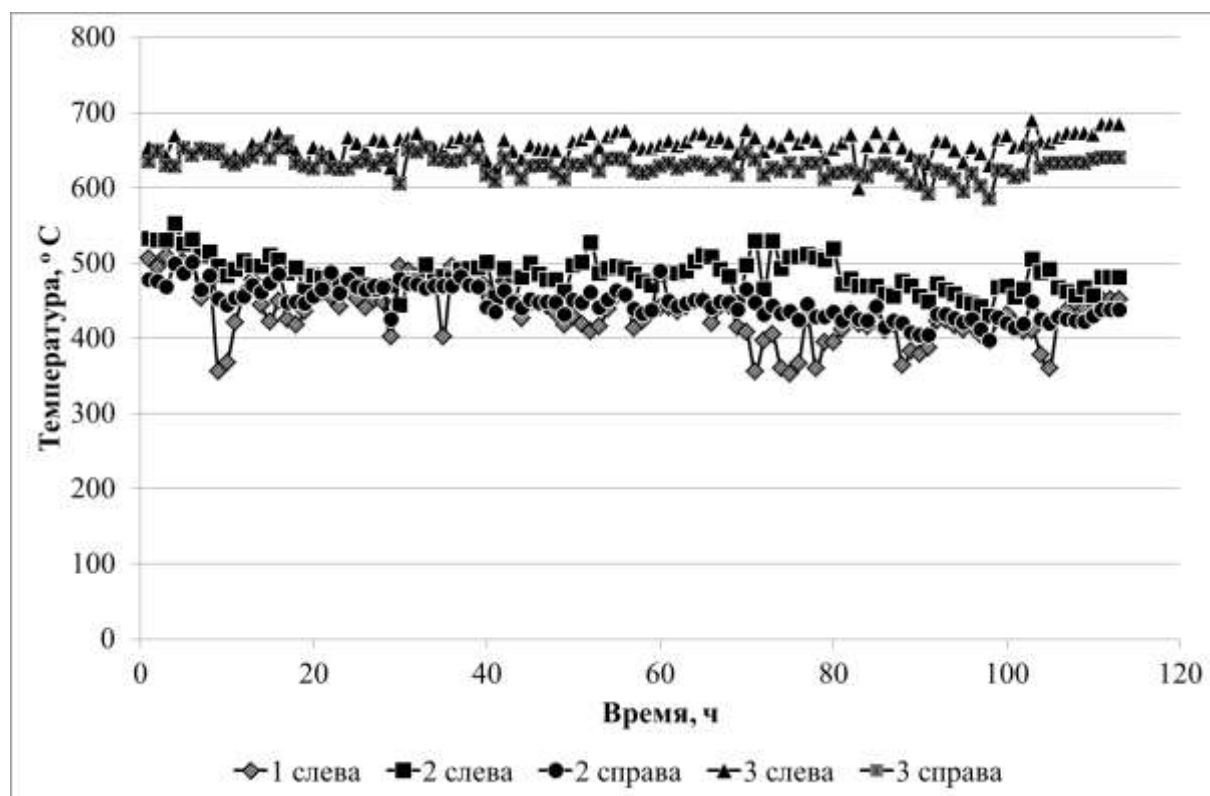


Рисунок 127 – Термограмма работы ОПУ (температура в зонах реактора кипящего слоя)

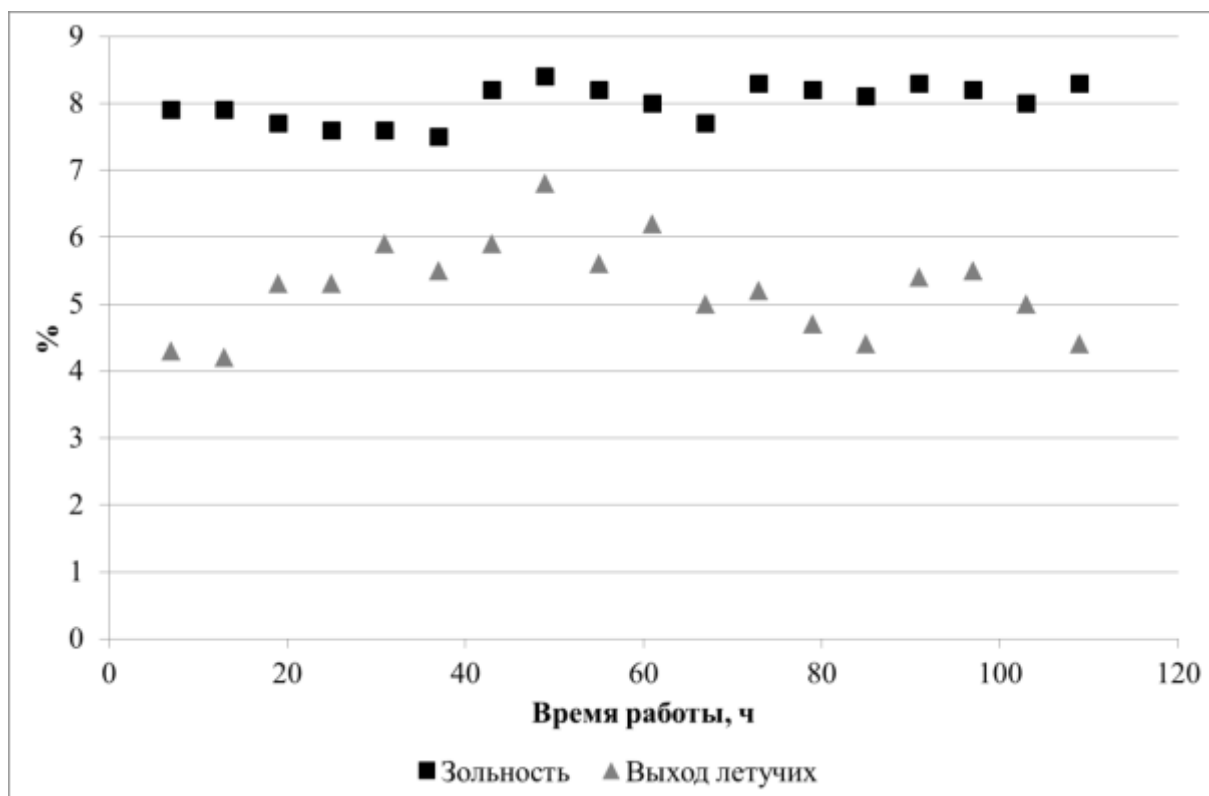


Рисунок 128 – Качественные характеристики сорбента

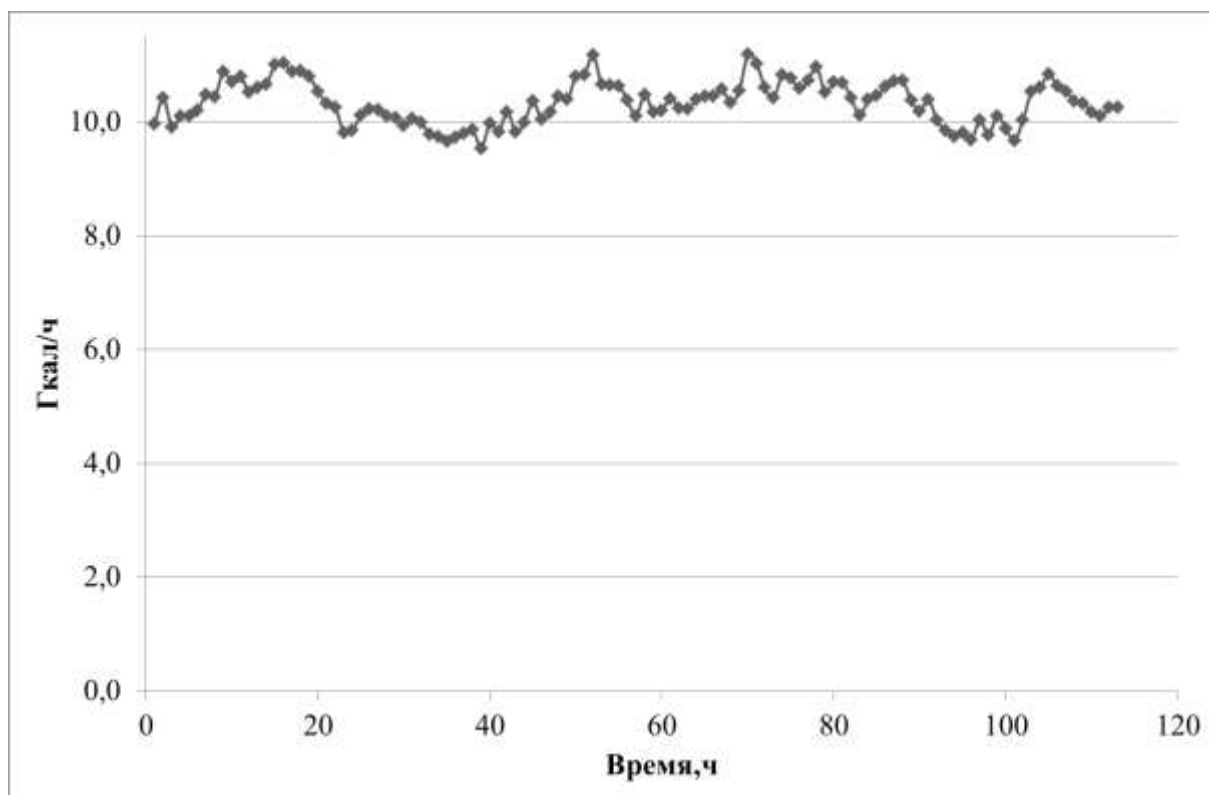


Рисунок 129 – Тепловая нагрузка ОПУ

Таким образом, убедительно показано что на опытно–промышленной установке возможно организовать выпуск сорбента требуемого качества при продолжительном периоде работы.

На этой ОПУ получен сорбент МК–А для нефтепереработки, превышающий по своим характеристикам дорогостоящие зарубежные аналоги (НОК RWE). Сводные результаты оптимального режима получения сорбента приведены в таблицах 45–46.

В условиях промышленного производства класс крупности получаемого сорбента составил 0–2 мм ввиду повышенного истирания частиц сорбента в кипящем слое, что позволяет не производить его дополнительное измельчение.

Таблица 45 – Показатели работы КВТС–20ЭТ после модификации реактора

Показатель	Значение
Класс крупности угля, мм	
Расход угля, т/час	4,5
Температура в секции термоокислительной обработки, °С	650–690
Теплосодержание угля, МВт	19,8
Производство энергетической продукции:	
Тепловой КПД котла, %	83
Горячая вода, МВт	9,6
Расход угля на производство тепла, т/час	2,7
Удельный расход угля, тонн/МВт	0,28
Производство буроугольного кокса:	
Выход сорбента, т/час	1,0
Удельная теплота сгорания сорбента, МДж/кг	29,6
Теплосодержание производимого сорбента, МВт	8,2

Показатель	Значение
Расход угля на производство сорбента, т/час	2,4
Удельный расход угля, тонн на 1 тонну сорбента	2,4
Всего полезной продукции (100%), МВт	17,9
в том числе:	
горячая вода, МВт	9,6
теплосодержание сорбента, МВт	8,2
Зольность сорбента на сухую массу, %	8
Энергетический КПД процесса в целом, %	90,0

Таблица 46 – Показатели полученного сорбента МК-А

Наименование показателей	Значение	
	МК-А	RWE
Общая влага $W_t^r, \%$	н/об	6,8
Зольность $A^d, \%$	8,0	8,5
Выход летучих веществ $V^{daf}, \%$	5,2	5,9
Удельная поверхность по БЭТ, $\text{м}^2/\text{г}$	410	320
Объем микропор, $\text{см}^3/\text{г}$	0,112	0,035
Суммарный объем пор по воде, $\text{см}^3/\text{г}$	0,52	0,42
Гранулометрический состав		
+2 мм, %	6,6	–
1–2 мм, %	52,4	27,0
0,5–1 мм, %	31,25	37,2
0,3–0,5, %	7,6	11,1
0,2–0,3, %	1,4	5,8
0,094–0,2, %	0,45	4,7
0–0,094, %	0,3	14,2

В результате длительных испытаний выявлена также проблема выпадения на колпачковой решетке породы, присутствующей в угле в незначительном количестве. Содержание породы в количестве всего 0,005% от массы поступающего в реактор кипящего слоя угля приводило к нарушению воздухораспределения и останову котла каждые 7–10 суток. Для обеспечения вывода породы была разработана колпачковая решетка с распределенно–направленным дутьем, позволяющая выводить породу из реактора (патент РФ № 2687411) [102].

### **6.3 Экономика тригенерационного производства продукции на основе процесса «ТЕРМОКОКС–КС»**

С целью дальнейшего увеличения объема глубокой переработки угля на основе обобщения результатов научно-исследовательских работ и накопленного опыта промышленного производства разработан инвестиционный проект по переводу котельной ООО «ИнвестЭнерго» (бывшая котельная КРАМЗа, г. Красноярск) на производство тепловой энергии, углеродного сорбента и термококса по технологии «ТЕРМОКОКС–КС» с последующим производством из термококса бездымного топлива. Мощности котельной позволяют полностью перекрыть дефицит тепловой энергии, образовавшийся на левобережье Красноярска в результате активного развития жилого массива.

#### **Техническая осуществимость проекта**

Данным проектом предусматривается размещение производства сорбентов из бурого угля в г. Красноярске, в бывшей котельной ООО «Инвест–энерго» (в настоящее время – подразделение ТЭЦ–3, СГК–Красноярск).

Котельная расположена в промышленной зоне г. Красноярска, в нескольких километрах от ТЭЦ–3, на левом берегу р. Енисей.

В котельной эксплуатируются четыре паровых котлоагрегата марки БКЗ–75/39ФБ и три водогрейных котлоагрегата марки ЭЧМ–60–2. Суммарная установленная мощность составляет 373 Гкал/ч. Объектами теплоснабжения являются жилые массивы, а также производственные предприятия промышленной площадки левобережья г. Красноярска.

***Обязательным условием для достижения предельно высокой экономической эффективности данного проекта является продажа параллельно производимой тепловой энергии.***



На рисунке 130 представлена примерная схема модернизации котла БКЗ–75 с целью перевода его в режим комбинированного производства сорбента и тепловой энергии.

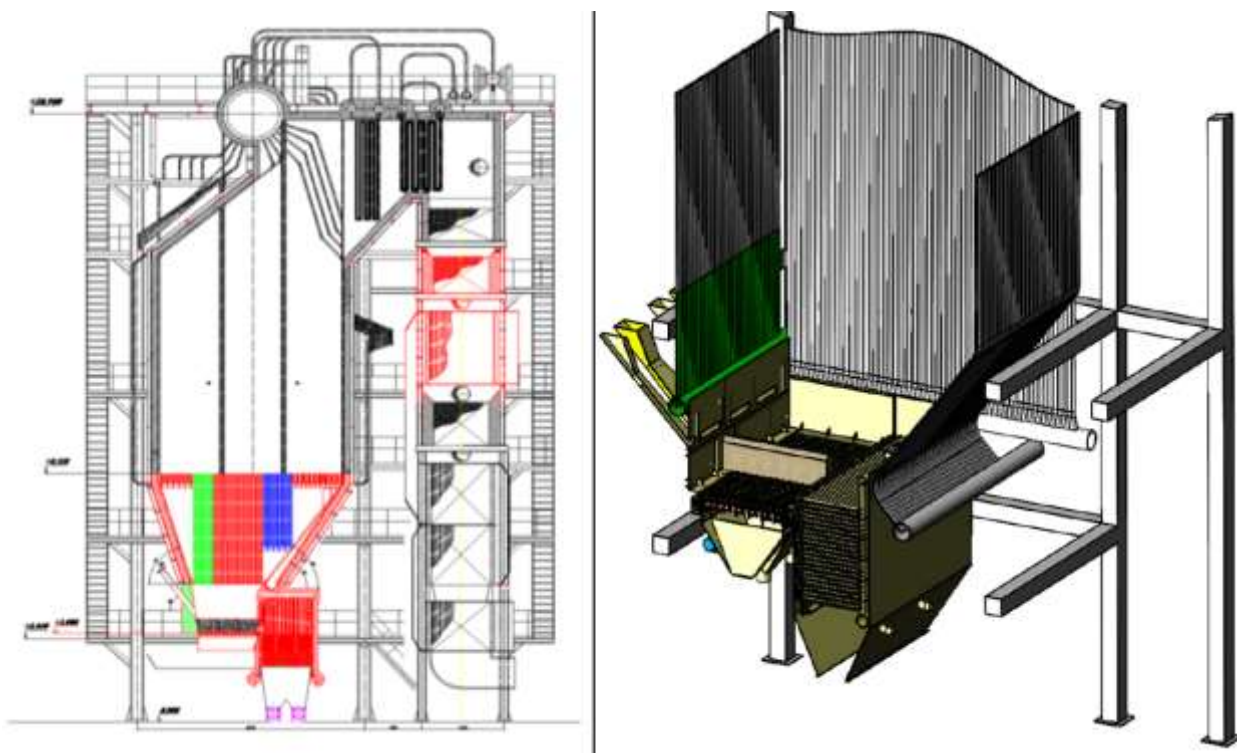


Рисунок 130 – Примерная схема модификации котла БКЗ–75

Таблица 47 – Технические характеристики одной ЭТУ на базе котла БКЗ–75 (ЭЧМ–60)

№	Наименование показателя	Ед. изм.	Значение
1	Расход бородинского угля (2Б, класс 5–15 мм)	т/ч	20
		т/год	120 000
2	Выход сорбента	т/ч	5
		т/год	30 000
3	Тепловая мощность	Гкал/ч	40

Режим работы комплекса следующий:

- количество смен в сутки – 2;

- количество часов в смене – 12;
- количество часов работы в году – 6 000.

### Номенклатура выпускаемой продукции

На данном комплексе глубокой переработки угля предполагается производство следующей продукции:

- 45 тыс. т/год сорбента;
- 145 тыс. т/год бездымного топлива;
- 1440 тыс. Гкал тепловой энергии.

Таблица 48 – Показатели качества выпускаемой продукции

Наименование продукции	Марка	Крупность, мм	Зольность ( $A^d$ ), %	Влага общая ( $W^r_t$ ), % (не более)	Выход летучих веществ, ( $V^{daf}$ ), %	Теплота сгорания низшая ( $Q_i^r$ ), ккал/кг, (средняя)
Сорбент	МК-А, NN	0–2 мм 0–100 мкм	10–17	1,0	5,0–7,0	–
Бездымное топливо	КБН	30–40 мм	8–10	8,0	17,0–20,0	6000

Для получения 1 т сорбента (термококса) предварительно определены следующие расходы сырья и электроэнергии:

- уголь 2Б – 4 т;
- электроэнергия – 66,7 кВт·ч.

Цены на сырьё и электроэнергию:

- уголь 2Б с учетом доставки – 540 руб./т;
- электроэнергия – 2,252 руб./кВт·ч.

Для получения 1 т бездымного топлива определены следующие расходы сырья и электроэнергии:

- термококс – 0,93 т;

- связующее – 0,07 т;
- электроэнергия – 33,3 кВт·ч.

Цены на сырьё и электроэнергию:

- связующее с учетом доставки – 14 500 руб./т;
- электроэнергия – 2,252 руб./кВт·ч.

Себестоимость производства тепловой энергии при планируемых объемах выпуска по данным эксплуатирующей организации оценивается в 41 руб./Гкал (затраты на уголь относятся на производство сорбента и термококса).

Годовая потребность в угле 2Б после выхода комплекса на полную мощность составит 720 000 т/год. Суммарное потребление электроэнергии составляет 16 839 828 кВт·ч в год.

### **Оценка капитальных затрат**

Оценка (экспертная) капитальных затрат на строительство комплекса производства приведена в таблице 49.

Таблица 49 – Оценка капитальных затрат на строительство комплекса

№	Наименование	Стоимость, с НДС, тыс. руб.
1	Реконструкция узла углеподготовки	288 000
2	Модернизация котлов	648 000
3	Линия транспортировки МК	432 000
4	Силосный склад МК	216 000
5	Участок рассева и помола сорбента	280 800
6	Участок хранения и отгрузки сорбента и брикета	64 800
7	Строительство ЖД тупика	108 000
8	Цех брикетирования	2 563 200
9	Линия транспорта брикетов	54 000
10	Силосный склад брикетов	84 000
11	Сети, дороги, благоустройство	84 000
12	Колесный транспорт	150 000
Итого оборудование и СМР		4 972 800
13	ПИР	471 421
14	Управление проектом, проектный офис	544 422
15	Непредвиденные расходы	600 664
Всего CAPEX, с НДС		6 589 308
Всего CAPEX, без НДС		5 491 090

### Затраты на оплату труда

Затраты на оплату труда рассчитаны на основании определённой дополнительной численности персонала производственного комплекса и в сумме с начислениями на ФОТ составляют 31,5 млн руб./год. Расчёт фонда оплаты труда представлен в таблице 50.

Таблица 50 – Расчёт фонда оплаты труда (ФОТ)

Наименование	Значение
Численность персонала, чел.	40
Средняя зарплата в месяц, руб.	50 000
ФОТ в год, руб.	24 000 000,0
Начисления на ФОТ (30+1,31 %), руб.	7 514 400
Итого ФОТ с начислениями в год, руб.	31 514 400

### **Прочие расходы**

В прочие расходы включены все затраты предприятия, не учтённые в цеховой себестоимости в составе прямых затрат:

- затраты на техническое обслуживание и текущий ремонт оборудования (приобретение запасных частей, привлечение сторонних организаций для ведения ремонтных работ);
- затраты на страхование имущества;
- затраты на охрану труда;
- оплату работ и услуг, выполняемых для производственного комплекса сторонними организациями и вспомогательными цехами, и т.п.

Размер прочих расходов принят как 2 % от величины капитальных затрат.

### **Отпускные цены**

Принимаются следующие отпускные цены на произведенную продукцию **без НДС на базисе FCA:**

- сорбент – 30 000 руб./т;
- бездымное топливо – 3000 руб./т;
- тепловая энергия – 1054 руб./Гкал.

На рисунке 131 показана динамика возрастания чистого дисконтированного дохода за период инвестирования и эксплуатации равным 15 годам. В таблице 51 приведены экономические показатели проекта.

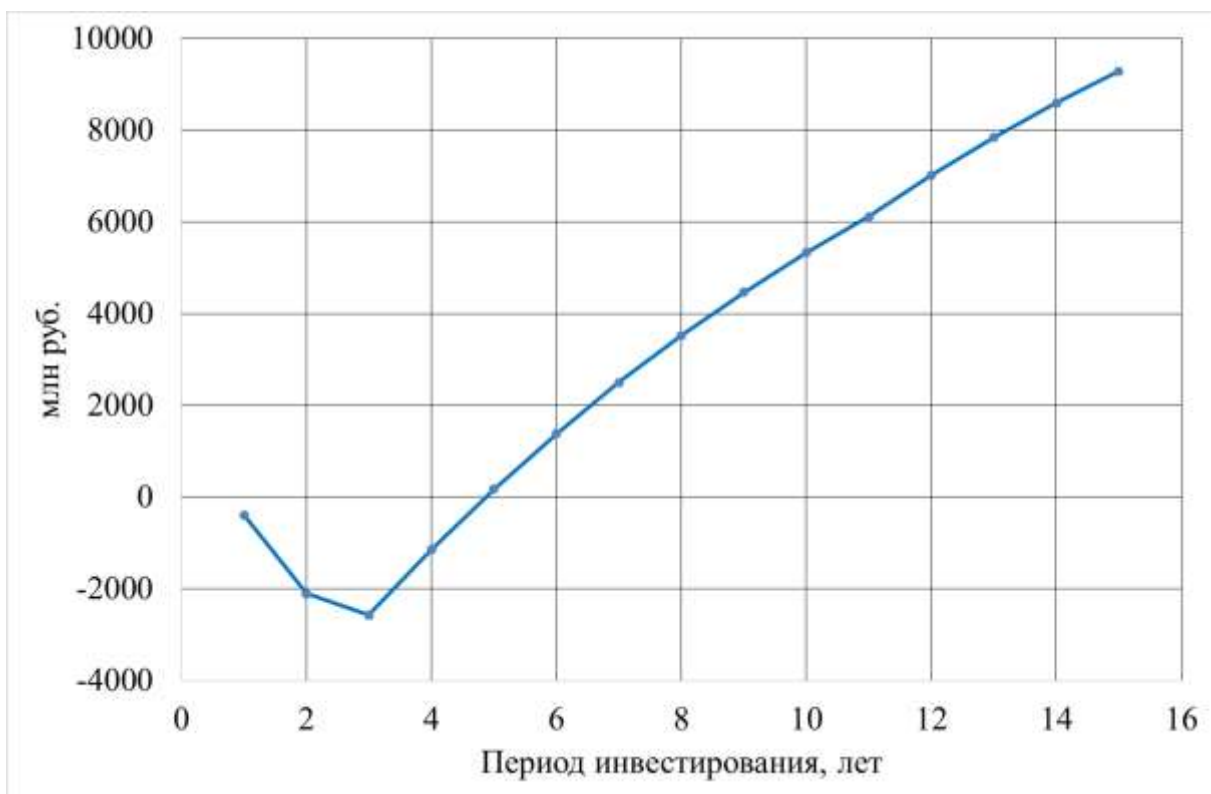


Рисунок 131 – Чистый дисконтированный доход по проекту (NPV) накопленным  
ИТОГОМ

Таблица 51 – Экономические показатели проекта модернизации котельной

№ п/п	Показатели	Ед.изм.	Значения
1	Начало реализации проекта		2022
2	Продолжительность инвестиционной стадии проекта	мес.	24
3	Продолжительность эксплуатационного периода проекта	мес.	156
4	Период расчета	мес.	180
5	Общий объем инвестиций с НДС	тыс.руб.	6 589 308
6	в т.ч. инвестиции в 2022 году	тыс.руб.	471 421
7	Увеличение объема продаж (в денежном выражении с НДС)	тыс.руб.	74 326 195
9	Чистый дисконтированный доход (NPV)	тыс.руб.	9 285 901
10	Внутренняя норма доходности (IRR), в год	%	52%
11	Модифицированная норма доходности (MIRR), в год	%	26%
12	Индекс доходности инвестиций (PI)		3,27
13	Ставка дисконтирования, в год	%	13,3%
	Срок окупаемости инвестиций		
12	– с начала инвестирования	лет	4,37
13	– с начала эксплуатации	лет	2,37
	Дисконтированный срок окупаемости		
14	– с начала инвестирования	лет	4,87
15	– с начала эксплуатации	лет	2,87

За пятнадцать лет расчетного периода NPV инвестиционного проекта достигнет значения 9 285 901 тыс. руб., с учетом 6 589 308 тыс. руб. инвестиционных вложений.

Дисконтированный срок окупаемости составит 4,37 года с начала инвестирования и 2,87 года с начала эксплуатации.

**Высокие значения основных технико-экономических показателей подтверждают целесообразность реализации данного инвестиционного проекта.**

#### 6.4 Энерготехнологическая переработка угля под давлением

С учетом принципов, сформулированных в четвертом разделе настоящего исследования, разработан реактор для переработки угля под избыточным давлением. Понятно, что с увеличением диаметра аппарата увеличивается и его производительность. Однако, при этом возникают также и дополнительные сложности. Во-первых, общеизвестно, что с увеличением диаметра обечайки (трубы) для обеспечения прочности на разрыв при одинаковом внутреннем давлении необходимо увеличивать и толщину стенки. Во-вторых, при увеличении диаметра возрастает трудоемкость и, соответственно, стоимость изготовления деталей. В-третьих, необходимость эксплуатации металла при высоких температурах вызывает нелинейную зависимость толщины стенки от диаметра. Кроме этого нужно также учитывать как стоимость сопутствующего оборудования, входящего в состав реактора (затворы, клапаны и т.д.), так и стоимость «обвязки», также изменяющейся в зависимости от размеров и производительности реактора. Таким образом, перед нами стояла задача оптимизации конструкции, исходя из необходимой производительности, стоимости материалов и сложности изготовления деталей.

В ходе разработки рабочей конструкторской документации была выполнена оценка различных вариантов конструкции и определен оптимальный типоразмер основного блока. Благодаря технико-экономическому исследованию удалось разработать реактор без применения редких марок сталей, но в то же время обеспечивающих работу при необходимых температурах греющего агента. На рисунках 132–133 представлена 3D-модель реактора и его принципиальное устройство, а в таблице 52 основные рабочие характеристики.



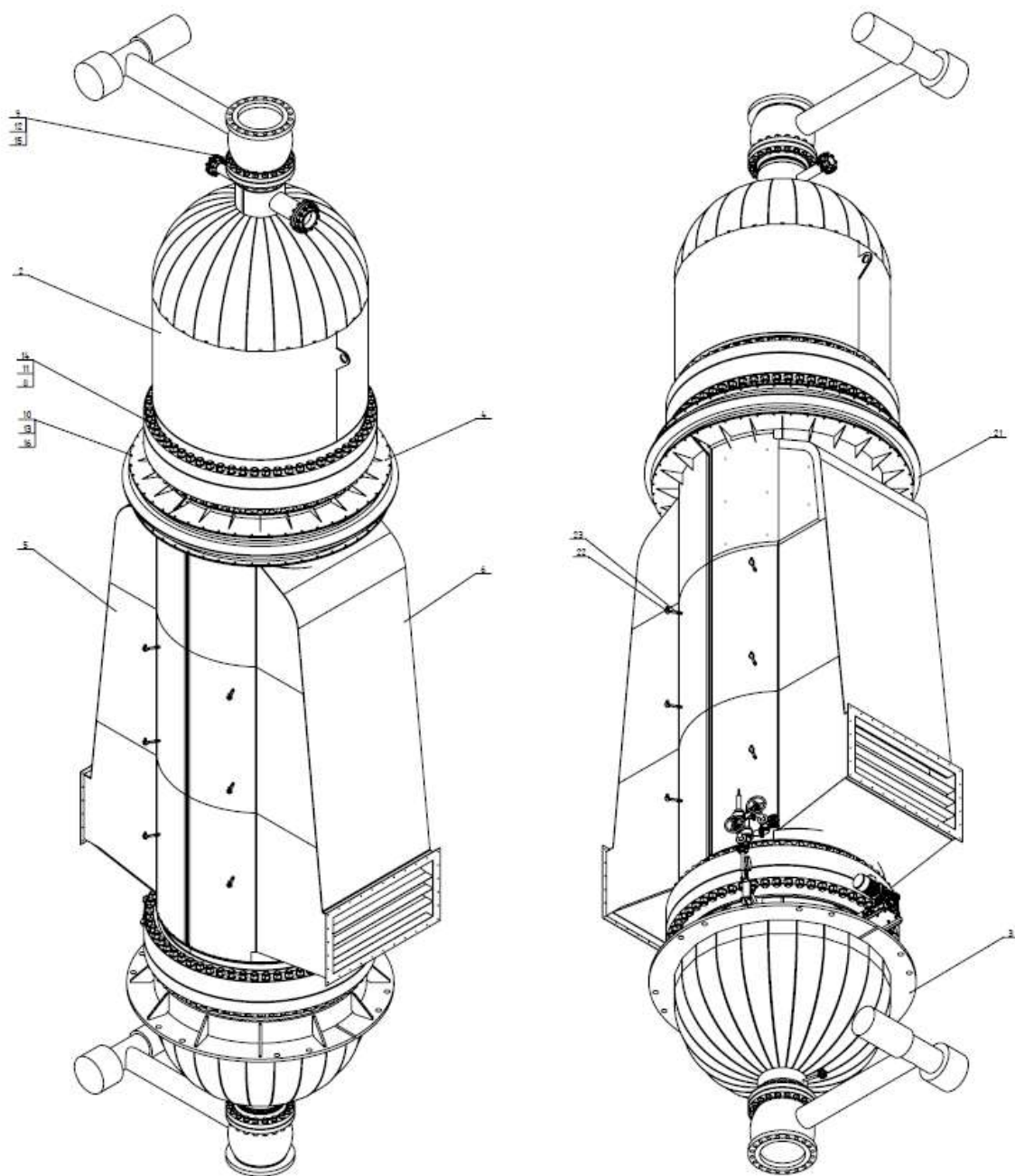


Рисунок 132 – 3D-модель реактора карбонизации под давлением

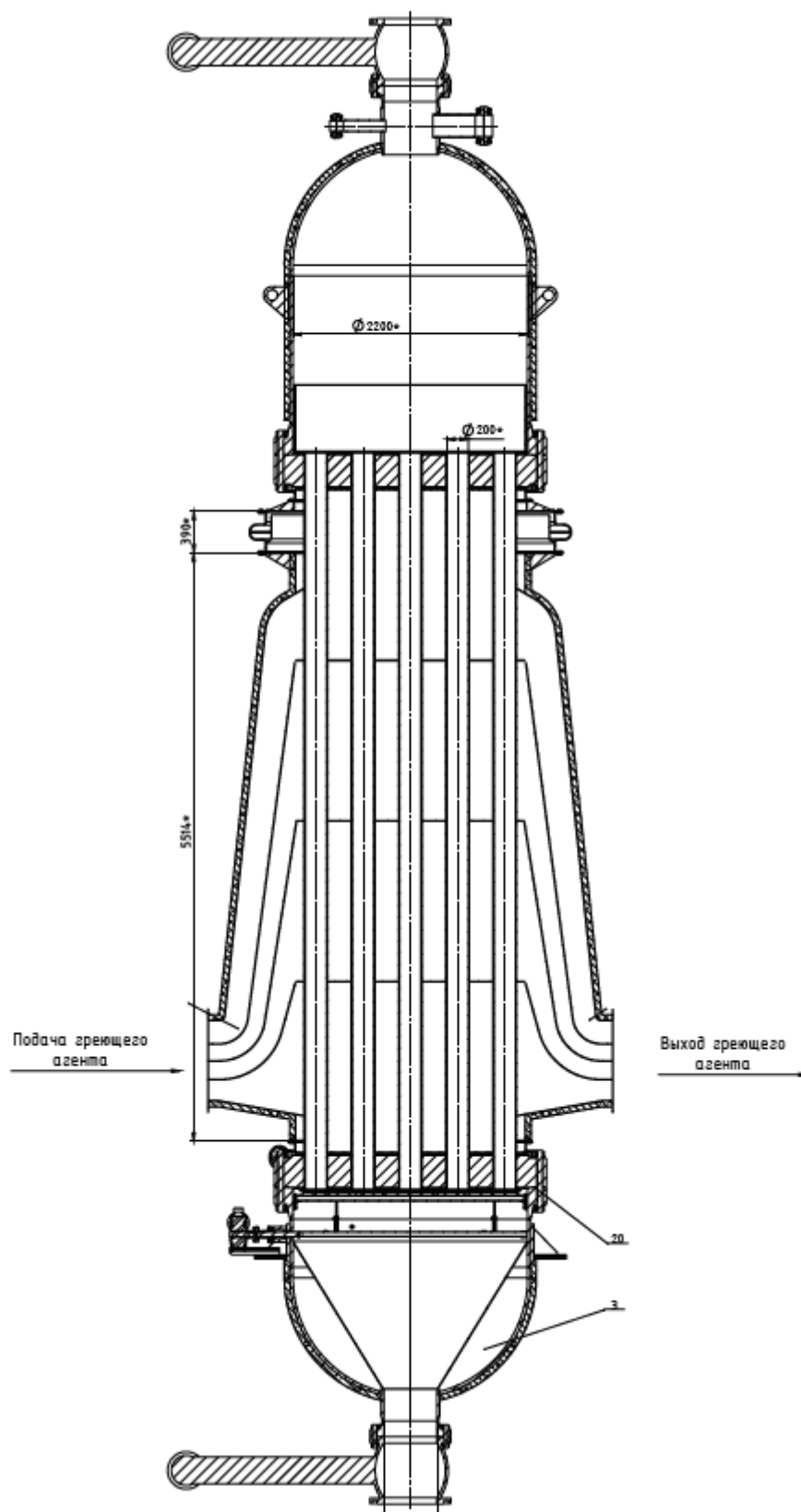


Рисунок 133 – Принципиальное устройство реактора карбонизации под давлением

Таблица 52 – Основные характеристики работы реактора

Наименование характеристики		Значение
Рабочее давление, МПа		3,0
Расчетное давление, МПа		3,0
Пробное давление гидравлического испытания, при температуре 20°C, МПа		5,4 МПа
Рабочая температура стенок труб реактора, °C		650
Расчетная температура стенок труб реактора, °C		650
Рабочая температура стенки верхнего корпуса реактора, °C		500
Расчетная температура стенки верхнего корпуса реактора, °C		500
Расчетная температура стенки нижнего корпуса реактора, °C		400
Наименование рабочей среды		дымовые газы
Характеристика рабочей среды	Класс опасности по ГОСТ 12.1.007–76	4
	взрывоопасность	нет
	пожароопасность	нет
Исходный продукт: уголь класса крупности, мм		13...50
Объем загрузки исходного продукта, м <sup>3</sup>		9,8
Конечный продукт: кусковой полукокс крупности, мм		0...50
Объем выгрузки конечного продукта, м <sup>3</sup>		4,9
Греющий/охлаждающий агент		воздух кл. 11 ГОСТ 17433–80
Температура греющего агента, °C		650
Температура охлаждающего агента, °C		20
Расход греющего агента, м <sup>3</sup> /ч		35000
Расход охлаждающего агента, м <sup>3</sup> /ч		4500
Длительность процесса термообработки, ч		5.3
Мах расход сухого газа, м <sup>3</sup> /ч		525
Мах температура сухого газа, °C		400
Температура эксплуатации реактора, °C		–40...+40
Назначенный срок службы, лет		10
Группа аппарата по таблице 1 ГОСТ 34347–2017		2
Группа рабочей среды по ТР ТС 032/2013		2
Масса реактора, т		31,1
Масса реактора с полной загрузкой, т		37,0
Габаритные размеры, мм:		
длина		3935
высота		12474
ширина		2768

Так как выход пиролизного горючего газа из реактора довольно мал, целесообразно предусмотреть один блок сжигания для нескольких реакторов. Для сжигания газа возможно использовать один из серийных газовых теплогенераторов прямого действия с небольшой модификацией горелки, позволяющей применять низкокалорийный газ, что не представляет сложности для теплотехнических организаций, осуществляющих разработку и поставку подобного оборудования.

С учетом проведенных разработок на основании результатов стендовых испытаний переработки угля под давлением разработан технологический регламент производства кускового полукокса из бурого угля марки 1Б и принципиальная технологическая схема завода (раздел 4).

**Технологические решения.** Технологическая схема процесса производства полукокса высокого давления (ПКВД) представлена на рисунке 134.

**Склад сырья.** Склад сырья представляет собой бункер, снабжённый пандусом для возможности подъезда и разгрузки автомобиля.

В бункер **01** происходит загрузка угля фронтальным погрузчиком либо автосамосвалом. Ленточным питателем **02** и ленточным транспортером **03** уголь подается на грохот **04**. После рассеивания по классам крупности уголь распределяется при помощи ленточных транспортеров **05–07**. Уголь класса 50–300 мм додрабливается в дробилке **28**, после чего повторно рассеивается на грохоте **04**. Уголь класса крупности 0–13 мм подаётся в воздушнонагревательную установку **08**. Уголь класса крупности 13–50 мм подаётся в накопительный бункер **09**.

**Блок полукоксования.** Из накопительного бункера **09** ленточным питателем **10** уголь подаётся на крутонаклонный ленточный транспортер **11**, с которого перегружается на ленточный транспортер **12**. Ленточный транспортер **12** оборудован плужковыми сбрасывателями, при помощи которых уголь может подаваться в любой из реакторов **13**. По окончании загрузки в реакторе компрессором **14** нагнетается избыточное давление 30 бар и начинается процесс нагрева.

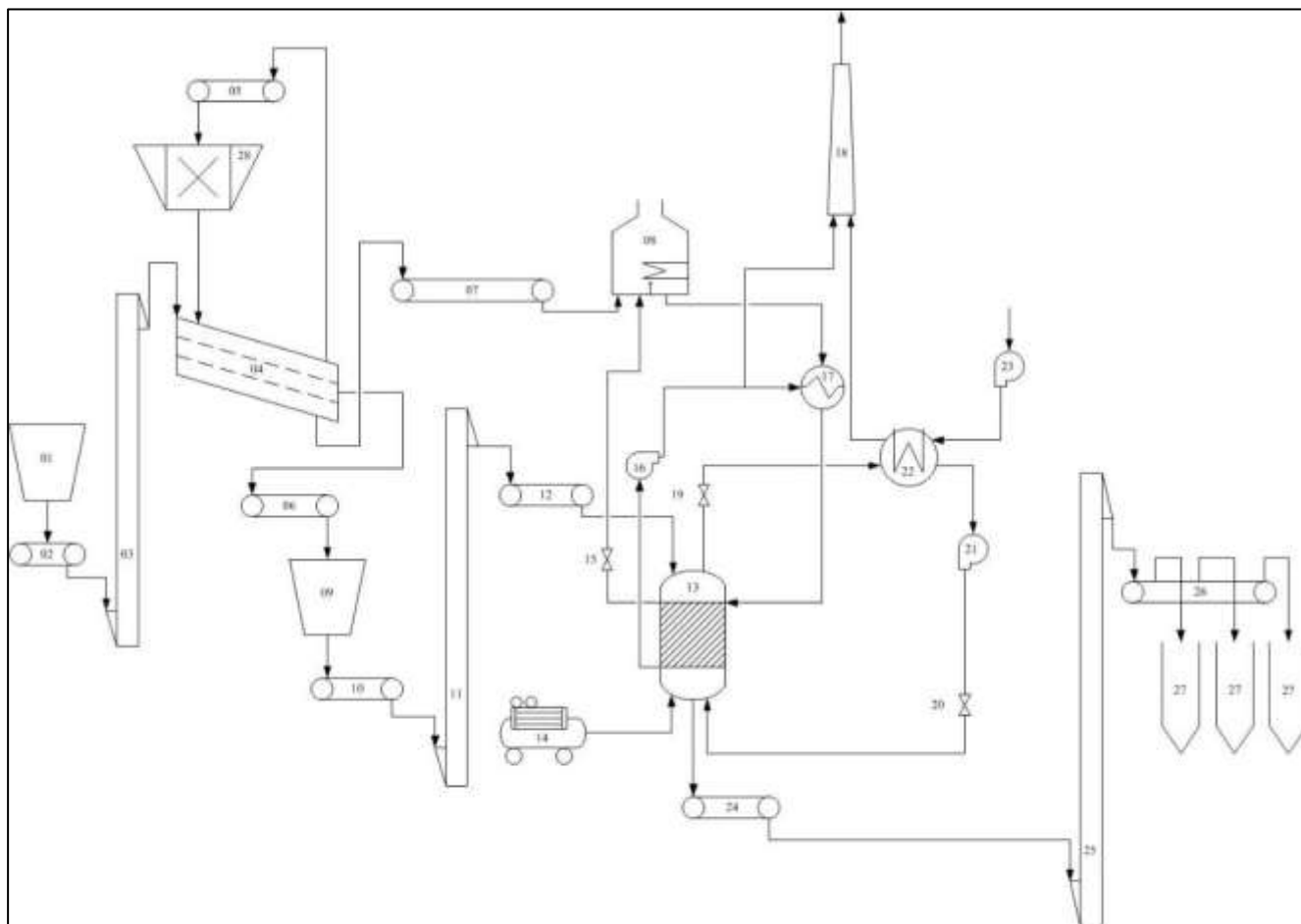


Рисунок 134 – Технологическая схема процесса производства полукокса ВД.

**Блок генерации и передачи тепла.** На выходе из воздухонагревательной установки *08* образуются дымовые газы с температурой  $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ , которые при помощи эксгаустера *16* подаются в узел смешивания газов *17*.

Каждый из реакторов оборудован эксгаустером и узлом смешивания газов. Газ, проходя через теплообменный контур реактора, остывает до  $565\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Часть этого газа сбрасывается в дымовую трубу *18*, а оставшаяся часть смешивается с горячими дымовыми газами, и на входе в реакторы газовая смесь имеет температуру  $605\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Избыточное давление в реакторе поддерживается на постоянном уровне при помощи регулятора *15*, прежде всего, в целях компенсации повышения давления за счёт выхода пара и летучих веществ из угля в процессе его нагрева.

По окончании процесса нагрева давление в реакторе сбрасывается, открываются клапаны *19* и *20* и начинается процесс охлаждения.

По замкнутому контуру «турбокомпрессор газовый **21** – реактор **13** – теплообменник **22**» прокачивается воздух до тех пор, пока температура засыпки не снизится до 70 °С. По второму контуру теплообменника воздух прокачивается при помощи вентилятора **23**, после чего выбрасывается через дымовую трубу. По окончании процесса охлаждения закрываются клапаны **19** и **20**, после чего полученный полукокс ВД выгружается на ленточный транспортёр **24**.

**Силосный склад готовой продукции.** С ленточного транспортёра **24** полукокс ВД пересыпается на крутонаклонный ленточный транспортёр **25**, а с него – на ленточный транспортёр **26** с установленными на нём плужковыми сбрасывателями, с помощью которых полукокс ВД загружается в накопительные силосы **27** (предусмотрено 3 силоса).

Полученные данные использованы при разработке инвестиционного проекта комплекса переработки угля ООО «Приморскуголь» (рисунок 135) мощностью 24 тыс. т в год по готовому продукту (70 тыс. т в год по углю).

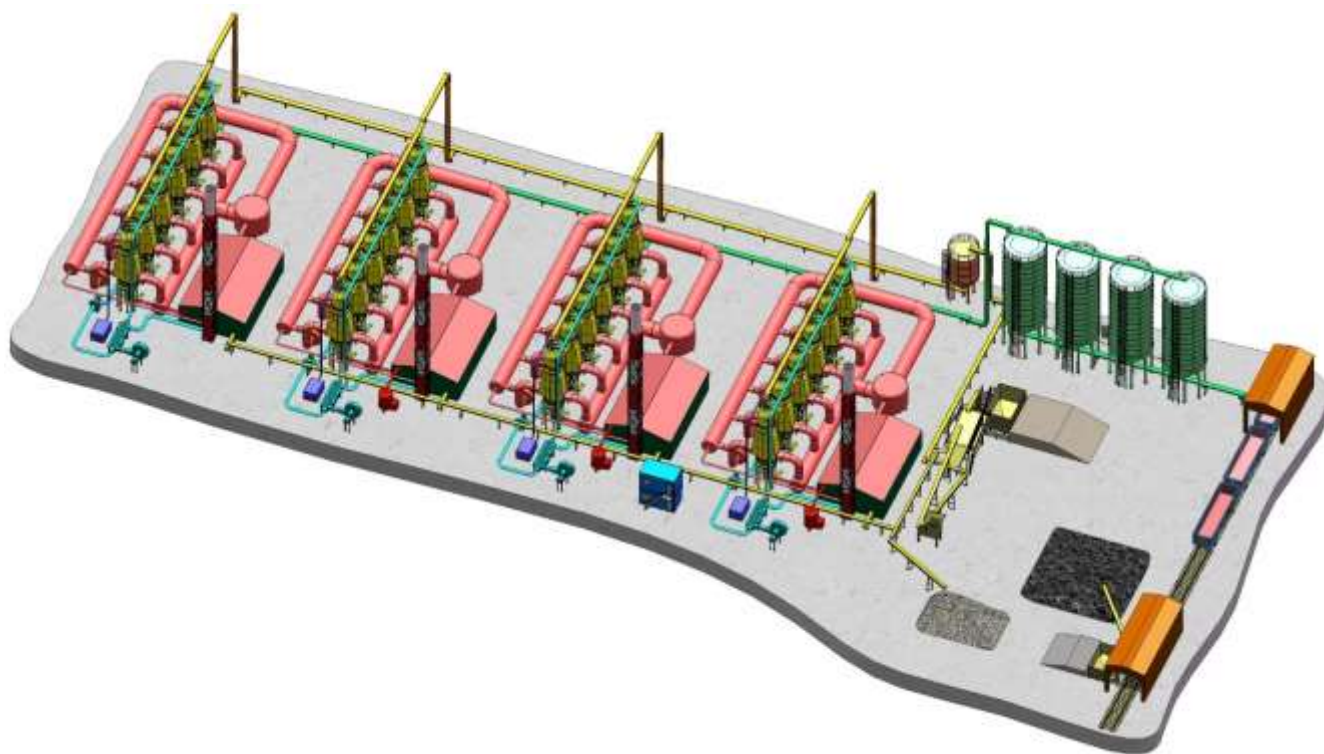


Рисунок 135 – 3D–визуализация комплекса производства кускового полукокса

Получаемый продукт – полукокс ВД – по своим характеристикам близок к полукоксу П-2, выпускаемому Ленинск–Кузнецким заводом полукоксования. Рекомендуется к использованию в качестве углеродистого восстановителя в металлургических процессах производства ферросплавов, высокотемпературного обжига руд и нерудных материалов, а также в других приложениях, требующих использования твердого топлива с высокой теплотой сгорания.

Направление сбыта получаемого полукокса – близлежащие металлургические заводы Китая. Близость предприятия к границе КНР обеспечивает стратегическое преимущество комплекса переработки ввиду отсутствия транспортного плеча и, соответственно, кардинально низких транспортных затрат при поставках. Экономические показатели проекта приведены в таблице 53.

Таблица 53 – Показатели эффективности проекта производства полукокса

Показатель	Ед. изм.	Значение
Начало реализации проекта		2 020
Продолжительность инвестиционной стадии проекта	мес.	24
Продолжительность эксплуатационного периода проекта	мес.	96
Период расчёта	мес.	120
Цена полукокса ВД, без НДС	руб./т	15 000
Общий объем инвестиций без НДС	тыс. руб.	574 622
Чистый дисконтированный доход (NPV)	тыс. руб.	379 188
Внутренняя норма доходности (IRR), в год	%	36
Модифицированная норма доходности (MIRR), в год	%	25
Индекс доходности инвестиций (PI)		2,1
Ставка дисконтирования, в год	%	13,3
Срок окупаемости инвестиций:		
– с начала инвестирования	лет	4,1
– с начала эксплуатации	лет	2,1
Дисконтированный срок окупаемости:		
– с начала инвестирования	лет	5,2
– с начала эксплуатации	лет	3,2

Получаемая тепловая энергия используется для подсушивания товарного угля марки 1Б для повышения его калорийности.

За десять лет расчетного периода NPV инвестиционного проекта достигнет значения 379 188 тыс. руб., с учетом 574 622 тыс. руб. инвестиционных вложений.



Дисконтированный срок окупаемости составит 5,2 года с начала инвестирования и 3,2 года с начала эксплуатации.

***Высокие значения основных технико–экономических показателей подтверждают целесообразность реализации данного инвестиционного проекта.***

Оценим степень воздействия комплекса производства кускового полукокса на окружающую среду.

В период работы комплекса производства кускового полукокса основными источниками загрязнения атмосферного воздуха являются: дымовые трубы воздухонагревательных установок, аспирационные установки, работа ж.–д. транспорта, погрузчиков, проезд транспорта, загрузка вагонов, пыление на площадке приема угля, пыление при хранении угля на складе угля. При реализации комплекса производства кускового полукокса в выбросах загрязняющих веществ не содержится специфических загрязняющих веществ, требующих дорогостоящей, высокотехнологичной очистки, не образуются производственные сточные воды и специфические отходы производства, как следствие, не требуется специфическая очистка сточных вод и специальные способы обращения с отходами.

Основным источником загрязнения атмосферного воздуха данным предприятием являются дымовые трубы воздухонагревательных установок, в которых сжигается пиролизный газ, а загрязнителем, соответственно, дымовые газы. Приведем расчетные концентрации вредных веществ в дымовых газах предлагаемого комплекса (таблица 54).

Таблица 54 – Концентрации загрязняющих веществ в дымовых газах при эксплуатации завода полукоксования под давлением

Наименование	Значение, г/м <sup>3</sup>
Оксиды азота, NO <sub>x</sub>	0,016
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	1,2
Оксид углерода, CO	1,1
Бенз(а)пирен	0,0000022
Твёрдые частицы	н/обн.

Как видно, выбросов твердых частиц в атмосферу не происходит вовсе, так как слой перерабатываемого угля не продувается ни воздухом, ни дымовыми газами.

Для сравнения приведем показатели традиционной технологии переработки угля в многозонных шахтных печах, эксплуатирующихся на Ленинск–Кузнецком заводе полукоксования. В атмосферу выбрасываются дымовые газы, содержащие: SO<sub>x</sub> – 1,8 г/м<sup>3</sup>; H<sub>2</sub>S – 0,24 г/м<sup>3</sup>; фенолы – 0,07 г/м<sup>3</sup>; смола – 0,04 г/м<sup>3</sup>; CO – 52 г/м<sup>3</sup>; CH<sub>4</sub> – 2,5 г/м<sup>3</sup>.

При производстве тепловой энергии в угольном котле с тепловым КПД = 90 % в атмосферу с дымовыми газами поступает 0,66 г/м<sup>3</sup> NO<sub>x</sub> и 0,2 г/м<sup>3</sup> неорганической пыли.

***Таким образом, показано, что новая технология комбинированной переработки угля в тепловую энергию и полукокс обладает низким показателем эмиссии вредных веществ в атмосферу и является экологически безопасной для окружающей среды.***

### 6.5 Производство карбонизата из энергетического угля в двухзонном слоевом реакторе с разнонаправленным дутьем

На основании результатов разработки процесса автотермической переработки угля с разнонаправленным дутьем разработан инвестиционный проект создания комплекса глубокой переработки угля в Республике Хакасия и утвержден Компанией СУЭК. Краткие экономические показатели проекта приведены в таблице 55.

Таблица 55 – Экономические показатели проекта строительства завода

Наименование показателя	Единица измерения	Базовый вариант
Начало реализации проекта	год	2021
Период расчета	лет	10
CAPEX (Общий объем инвестиций)	тыс. руб.	309 095
Годовой объем потребляемого сырья (уголь)	тыс. т/год	68,3
Годовой объем производства товарной продукции	тыс. т/год	37,6
NPV (Чистый дисконтированный доход)	тыс. руб.	663 533
IRR (Внутренняя норма доходности)	%	67,3
PI (Индекс доходности инвестиций)	д.ед.	3,5
Ставка дисконтирования	%	13,3
Срок окупаемости инвестиций		
– с начала инвестирования	лет	2,5
– с начала эксплуатации	лет	1,5
Дисконтированный срок окупаемости		
– с начала инвестирования	лет	2,9
– с начала эксплуатации	лет	1,9

В ходе реализации инвестпроекта на основе стендовых испытаний разработана рабочая конструкторская документация реактора карбонизации угля.

Результаты исследований внедрены при проектировании комплекса. Разработанный технологический процесс переработки угля в слоевом процессе с разнонаправленным дутьем лег в основу нового спроектированного предприятия по термической переработке угля с комбинированным получением тепловой энергии и высококалорийного карбонизата. Базовым блоком завода стал реактор карбонизации угля (рисунки 136–137), сконструированный с учетом сформулированных в разделе 5 принципов. Вновь разработанным устройством также является камера сжигания (рисунок 138) для утилизации горючего газа непосредственно на выходе из реактора.



Рисунок 136 – 3D–модель реактора карбонизации угля



Рисунок 137 – Устройство реактора карбонизации угля

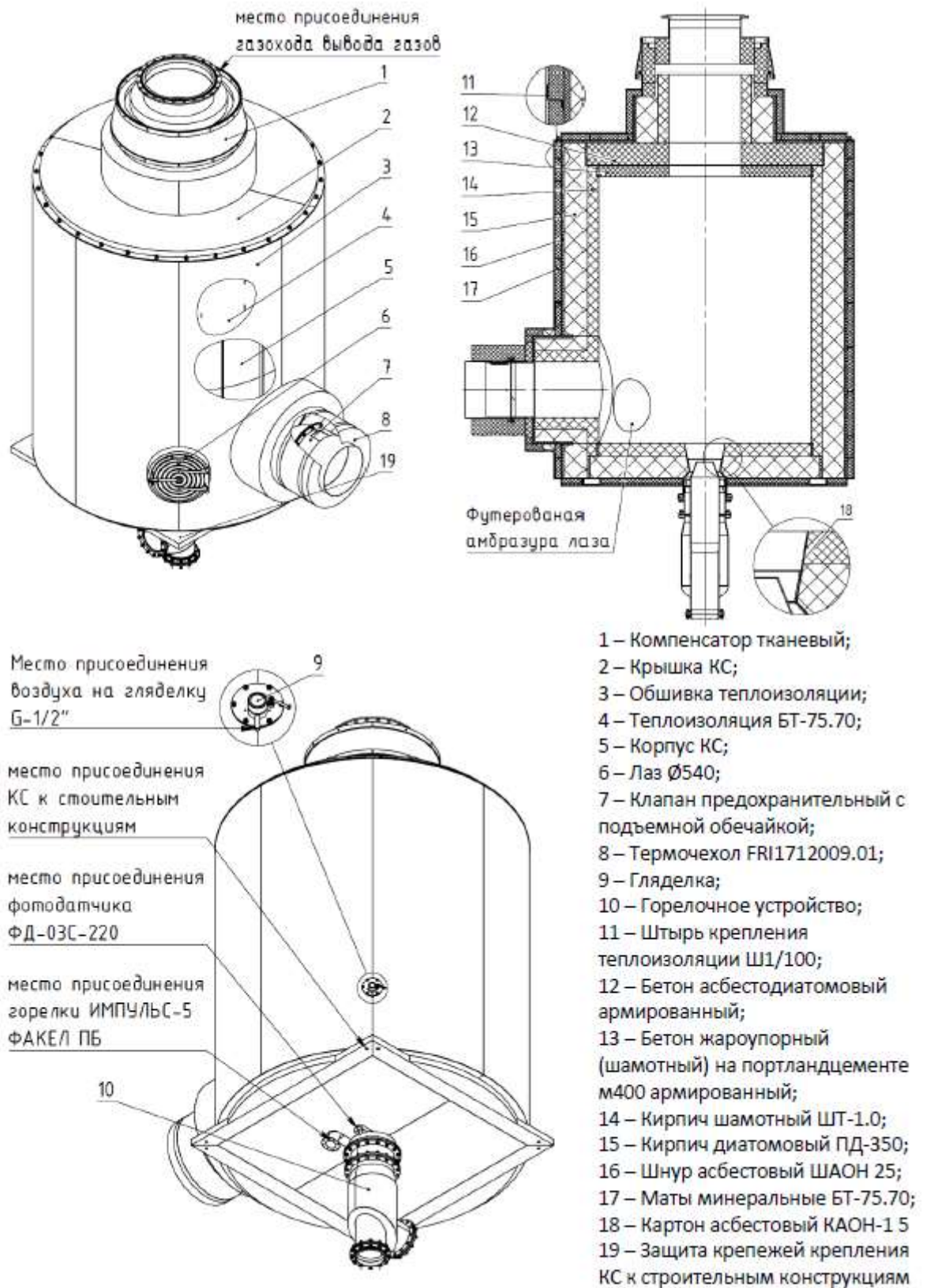


Рисунок 138 – Камера сжигания генераторного газа

Таблица 56 – Характеристики работы реактора

№ п/п	Наименование	Размерность	Величина
1	Расход угля при загрузке реактора	т/ч	155
		м <sup>3</sup> /ч	194
2	Расход воздуха первичного дутья	нм <sup>3</sup> /час	1150
3	Расход воздуха вторичного дутья	нм <sup>3</sup> /час	560
4	Максимальная температура в слое «обратной тепловой волны»	°С	1000
5	Максимальная температура в слое «прямой тепловой волны»	°С	950
6	Скорость движения фронта «обратной тепловой волны»	см/ч	18,3
7	Скорость движения фронта «прямой тепловой волны»	см/ч	36,2
8	Выход газа карбонизации, тах	нм <sup>3</sup> /час	1176
		кг/час	1305
9	Тепловая мощность реактора при воздушном дутье	Гкал/час	2,31
10	в т.ч. тепловые потери	Гкал/час	0,055
11	Класс крупности исходного сырья	мм	20–60
12	Класс крупности готового продукта (карбонизата)	мм	0–60
13	Полезный объем реактора	м <sup>3</sup>	97
14	Производительность реактора за 1 цикл (карбонизата)	т	42,7
15	Потребление угля за 1 цикл работы реактора	т	77,6
16	Удельный расход угля для получения 1 т карбонизата	т	1,82

Таблица 57 – Продолжительность стадий одного цикла карбонизации

Наименование величин	Размерность	Величина
1 Загрузка реактора	час	1
2 Розжиг	час	1
3 Карбонизация	час	16
4 Охлаждение карбонизата	час	5
5 Выгрузка карбонизата	час	1
6 Всего продолжительность цикла	час	24

Общий вид завода карбонизации представлен на рисунке 139. Можно видеть, что основное оборудование – реакторы карбонизации и камеры сжигания



газа, расположены на открытых строительных конструкциях ферменного типа, оборудование не нуждается в защите от атмосферных осадков и отоплении, так как само выделяет тепло в процессе работы. Прочее технологическое оборудование (вентиляторы, компрессоры, теплообменники и др.) заключены в защищенный от атмосферного воздействия корпус. Внешнее тепло для отопления корпуса не требуется, используется избыточное тепло, образующееся в процессе работы завода. Здесь необходимо отметить, что в связи с местными технологическими условиями вырабатываемая тепловая энергия потребителю не реализуется, а сбрасывается в атмосферу в виде горячих дымовых газов. Этот факт учитывался в экономических расчетах инвестиционного проекта, но даже несмотря на отсутствие дополнительной выручки от продаж тепловой энергии проект в целом оказался экономически целесообразным для дальнейшей реализации. Помимо использования тепловой энергии для отопления возможно его технологическое использование в сопутствующих технологических процессах предприятия, например, в подсушивании угольного концентрата рядом располагающейся обогатительной фабрики.



Рисунок 139 – Общий вид завода карбонизации угля

Основное направление сбыта получаемого карбонизата – металлургические предприятия Кузбасса. Получаемый карбонизат также возможно использовать в качестве бездымного топлива в городах Хакасии (Черногорск, Абакан) и близлежащих городах Красноярского края (Минусинск), выделяющихся своей экологически неблагоприятной обстановкой.

**Рассмотрим экологическую составляющую функционирования завода.**

В результате деятельности предприятия основным негативным фактором воздействия на окружающую среду являются выбросы загрязняющих веществ в составе дымовых газов от сгорания генераторного газа.

На основании замеров, произведенных на стендовой установке, осуществлен расчет выбросов загрязняющих веществ (таблица 58). Из таблицы видно, что наибольший валовый выброс наблюдается по диоксиду серы – 22,6 т/год. Ниже приведем результат расчета концентраций диоксида серы в приземном слое атмосферного воздуха в результате рассеивания вредных веществ, а также результат расчета концентраций бенз(а)пирена, как наиболее опасного в составе выбросов вещества (рисунки 140–141).

Таблица 58 – Выбросы загрязняющих веществ от реактора карбонизации угля

Загрязняющее вещество	Максимальный разовый выброс, г/с	Валовый выброс, т/год
диАлюминий триоксид	0,00386	0,09629928
Ванадия пятиоксись	0,0000117	0,000291892
Медь оксид	0,000035	0,00087318
Никель оксид	0,000126	0,003143448
Цинк оксид	0,00086	0,02145528
Азота диоксид	0,43	10,72764
Азота оксид	0,0706	1,7613288
Мышьяк	0,00144	0,03592512
Сера диоксид	0,906	22,602888
Углерод оксид	1,31	32,68188
Ксилол	0,13	3,24324
Бенз(а)пирен	0,000002	0,000049896
Пыль неорганическая: 70–20 % SiO <sub>2</sub>	0,31	7,73388

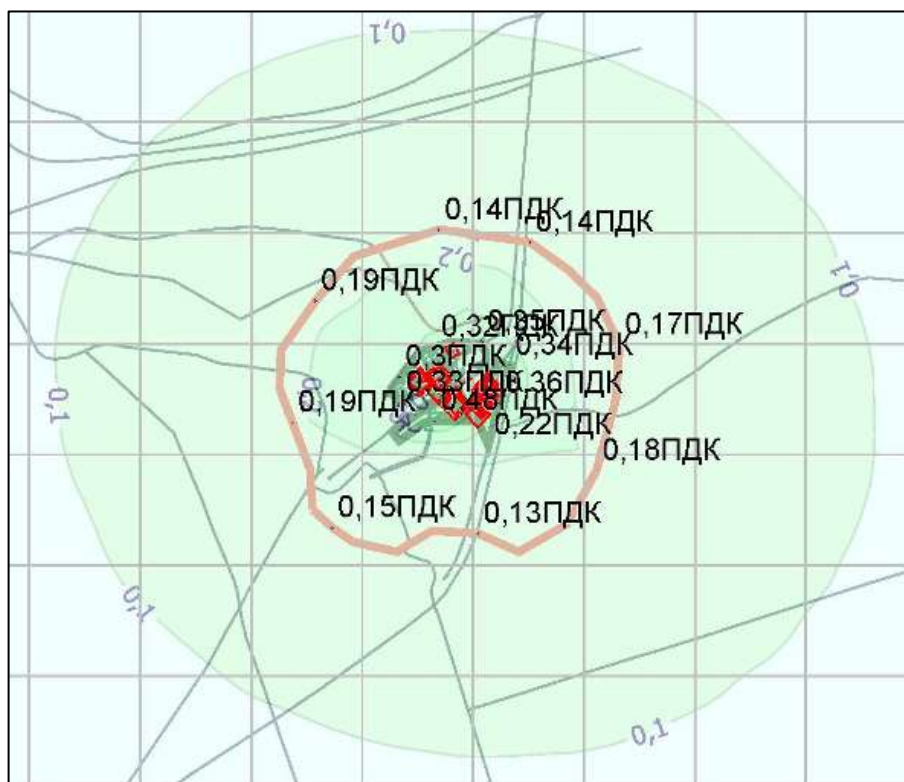


Рисунок 140 – Концентрации диоксида серы в атмосферном воздухе при полном развитии завода (в долях ПДК)



Рисунок 141 – Концентрации бенз(а)пирена в атмосферном воздухе при полном развитии завода (в долях ПДК)

Видно, что максимальная концентрация диоксида серы на территории предприятия не превышает 0,48 долей предельно–допустимой концентрации (ПДК), а максимальная концентрация бенз(а)пирена в воздухе составляет 0,04 долей ПДК. **Это подтверждает беспрецедентно высокий уровень экологической безопасности новой технологии переработки угля.**

*Благодаря низким показателям экологической опасности государственная экологическая экспертиза проектной документации на новое предприятие пройдена практически без замечаний со стороны надзорных органов.*

## 7 Заключение

К настоящему времени в мировой твердотопливной энергетике назрел кризис, связанный с высокой эмиссией углекислого газа и загрязняющих веществ в атмосферу. Непрерывный прессинг со стороны экологических организаций и поддерживаемых ими политических сил усугубляет сложившуюся ситуацию и приводит к значительному свертыванию угольных энергетических мощностей. Однако в настоящий момент угольная энергетика, как и в течение предыдущих столетий, остается основным драйвером развития мировой экономики и будет оставаться таковой еще долгие годы. По всему миру строятся сотни высокоэффективных угольных электростанций, для которых требуется высококачественное и экологически чистое топливо. В России же на текущий момент сформировалась проблема производства твердого качественного топлива с высокими теплотехническими характеристиками. Современные средства и технологии добычи и обогащения угля не в состоянии обеспечить потребности мировой энергетике в высококлассном высококалорийном топливе.

Непрерывно развивающиеся металлургические технологии в стремлении удовлетворения растущей потребности в стали при необходимости снижения ее себестоимости требуют применения высокорекреационных углеродистых восстановителей в кусковом виде для частичной замены коксового орешка и в порошкообразном виде в качестве пылеугольного топлива. Классический низкорекреационный кокс уже не годится для современных технологий, а его высокая стоимость является основной статьей затрат в производстве стали.

Жесткие экологические требования к качеству очистки газовых выбросов в атмосферу и сбросов в водные источники, технологические процессы глубокой переработки нефти, требуют широкомасштабного применения углеродных сорбентов, что влечет необходимость наращивания объемов их производства. В настоящее время в России отсутствует масштабное производство дешевых сорбентов такого класса, а действующие предприятия в силу специфики

используемых технологий не могут обеспечить требуемые объемы при умеренной стоимости.

Сложная экологическая обстановка в городах Сибири и Забайкалья, связанная в основном с применением в частном секторе угля для отопления, также требует скорейшего решения. Решением радикального снижения загрязнения атмосферного воздуха может стать замена в частном секторе угля бездымным топливом. По этому пути давно пошли в европейских странах, по этому же пути, по-видимому, предстоит пойти и России.

Всех перечисленных задач возможно достичь на основе глубокой термической переработки угля в рамках концепции «ТЕРМОКОКС» как на базе имеющихся теплогенерирующих мощностей, так при создании новой генерации с учетом имеющихся требований экономики и потребностей общества. Получаемый в разработанных новых технологических процессах карбонизат может быть использован в качестве углеродистого восстановителя и в пылевом и в кусковом виде, мелкозернистый буроугольный кокс применяется в качестве сорбента и дополнительно окусковывается для применения в металлургии и в бытовом отоплении.

В настоящее время на различных этапах предпроектной проработки, проектирования и строительства находятся следующие объекты на основе разработанных процессов:

- завод глубокой переработки при повышенном давлении угля Новошахтинского разреза в Приморском крае;
- энерготехнологический комплекс на базе типовых котлов БКЗ-75 и ЭЧМ-60 для параллельного производства сорбентов, бездымного бытового топлива и тепловой энергии, г. Красноярск, Красноярский край;
- энерготехнологический комплекс производства брикетированного бездымного бытового топлива и тепловой энергии мощностью до 100 тыс. т в год по брикетам, г. Улан-Удэ, Республика Бурятия;

- комплекс производства сорбентов и тепловой энергии на базе типовой котельной, г. Новосибирск, Новосибирская область.

### **Основные результаты и выводы:**

1. Выполнен анализ известных способов термической переработки твердых топлив и определены требования к созданию современных экономически эффективных и экологически безопасных процессов и аппаратов.
2. Проведена оценка эффективности процесса автотермической переработки угля в кипящем слое с комбинированным производством энергоносителей, предложены и обоснованы направления развития технологии. Выполнена серия исследований с целью повышения производительности технологии «Термококк-КС». Удаление из исходного угля мелких классов и подсушивание сырья позволяют увеличить производительность процесса более, чем в 1,5 раза. Показано, что применение сухого угля позволяет снизить температурный предел стабильной работы кипящего слоя, расширить номенклатуру выпускаемой продукции и производить буроугольный полукокк с повышенным выходом летучих веществ (патент РФ № 2518624).
3. Определены параметры процесса автотермической комбинированной переработки угля в кипящем слое, влияющие на сорбционные свойства получаемой углеродной продукции. Разработана технология комбинированного производства в автотермическом кипящем слое тепловой энергии и высококачественных углеродных сорбентов для различных отраслей промышленности.
4. Исследован технологический процесс термообработки угля при повышенном давлении, определены управляющие параметры процесса. На основании полученных данных разработана промышленная технология комбинированного производства тепловой энергии и кускового полукокса из энергетического угля (патент РФ № 2725792).



5. На основе результатов исследования частичной газификации угля в процессе с обращенным дутьем разработана технология карбонизации угля в плотном слое с разнонаправленным дутьем (патент РФ № 2673052), позволяющая организовать производство кускового кокса и тепловой энергии без применения дорогостоящего и промышленно опасного компрессорного оборудования. На базе разработанной технологии спроектировано промышленное предприятие по переработке угля на шахте «Хакасская» (г. Черногорск, Республика Хакасия).
6. На основе результатов выполненных экспериментальных исследований разработать практические рекомендации по реализации энерготехнологических процессов в промышленном масштабе.
7. Обобщены результаты промышленного применения разработанных технологий, определены технико-экономические и экологические показатели работы промышленного предприятия. Внедрение результатов работы в производство обеспечивает как снижение себестоимости производства текущей продукции, так и производство новой высокомаржинальной продукции при достижении высоких показателей экологической безопасности.
8. Производство тепловой энергии в рамках разработанных технологических процессов осуществляется с существенным снижением удельной эмиссии углекислого газа и загрязняющих веществ в атмосферу, при этом углеродсодержащая продукция производится с полным отсутствием выбросов, так как все выбросы отнесены на производство тепловой энергии.

**Рекомендации и перспективы дальнейшей разработки темы диссертационного исследования.** За рамками данного исследования остался вопрос влияния влажности угля на сорбционные свойства получаемых в кипящем слое углеродистых материалов. Также снижение влажности исходного угля в процессе получения полукокса при повышенном давлении может способствовать интенсификации процесса полукоксования и более эффективному использованию

тепловой энергии, образующейся в результате сжигания горючего газа. Особенно перспективно это направление исследований в рамках энерготехнологического использования низкомарочных углей с высоким содержанием влаги.

Получаемый в разработанных новых технологических процессах карбонизат может быть использован в качестве углеродистого восстановителя и в пылевом и в кусковом виде, мелкозернистый буроугольный кокс применяется в качестве сорбента и дополнительно окусковывается для применения в металлургии и в бытовом отоплении. Оптимизация представленных в настоящей работе процессов и разработка новых энерготехнологических угольных технологий имеют важное научно-практическое значение и позволят обеспечить возможность функционирования энергетической отрасли России на принципах экологической чистоты и ресурсосбережения.

## Список литературы

1. Перспективы мирового угольного рынка : энергетический бюллетень / Аналитический центр при правительстве Российской Федерации. – 2021. – № 96, май 2021. – URL: [https://ac.gov.ru/uploads/2-Publications/energo/2021/%D0%B1%D1%8E%D0%BB%D0%BB%D0%B5%D1%82%D0%B5%D0%BD%D1%8C\\_%E2%84%96\\_96.pdf](https://ac.gov.ru/uploads/2-Publications/energo/2021/%D0%B1%D1%8E%D0%BB%D0%BB%D0%B5%D1%82%D0%B5%D0%BD%D1%8C_%E2%84%96_96.pdf) (дата обращения: 16.11.2021). – Текст : электронный.
2. Европейское «Зеленое соглашение» и его последствия для России. – URL: <https://renen.ru/the-european-green-deal-and-its-implications-for-russia/> (дата обращения: 16.11.2021). – Текст : электронный.
3. Хохлов, А. Угольная генерация : новые вызовы и возможности / А. Хохлов, Ю. Мельников. – URL: [https://energy.skolkovo.ru/downloads/documents/SEneC/Research/SKOLKOVO\\_EneC\\_Coal\\_generation\\_2019.01.01\\_Rus.pdf](https://energy.skolkovo.ru/downloads/documents/SEneC/Research/SKOLKOVO_EneC_Coal_generation_2019.01.01_Rus.pdf) (дата обращения: 16.11.2021). – Текст : электронный.
4. Яновский, А. Какое будущее ожидает российский уголь: беседа с заместителем министра энергетики Анатолием Яновским / А. Яновский; беседу вел С. Тихонов. – URL: <https://rg.ru/2021/01/07/kakoe-budushchee-ozhidaet-rossijskij-ugol.html> (дата обращения: 16.11.2021). – Текст : электронный.
5. [Минченер, Э.](#) Взаимодействие технологий, в том числе технологий гибкого и экологически чистого производства энергии на основе угля, природного газа и возобновляемых источников : [записка](#) Эндрю Минченера, кавалера ордена Британской империи, генерального директора Центра чистого угля МЭА : Шестнадцатая сессия Женева, 23-24 ноября 2020 года / Э. Минченер ; Европейская экономическая комиссия, Комитет по устойчивой энергетике, Группа экспертов по экологически более чистым электроэнергетическим системам. – URL:

[https://unece.org/fileadmin/DAM/energy/se/pdfs/CES/ge16\\_2020/ECE\\_ENERGY\\_GE.5\\_2020\\_4\\_r.pdf](https://unece.org/fileadmin/DAM/energy/se/pdfs/CES/ge16_2020/ECE_ENERGY_GE.5_2020_4_r.pdf) (дата обращения: 17.11.2021). – Текст : электронный.

6. Степанов, С. Г. Экологическая оценка энерготехнологического использования угля / С. Г. Степанов, А. Б. Морозов, А. А. Гроо. – Текст : непосредственный // Современные технологии освоения минеральных ресурсов : сборник научных трудов Всероссийской научно-практической конференции. – Красноярск : КГАЦМиЗ, 2003. – С. 186–189.

7. Печуро, Н. С. Химия и технология синтетического жидкого топлива и газа / Н. С. Печуро, В. Д. Капкин, О. Ю. Песочин. – Москва : Химия, 1986. – 352 с. – Текст : непосредственный.

8. Химические вещества из угля : пер. с нем. / под ред. И. В. Калечица. – Москва: Химия, 1980. – 616 с. – Текст : непосредственный.

9. Хоффман, Е. Энерготехнологическое использование угля / Е. Хоффман. – Москва : Энергоатомиздат, 1983. – 328 с. – Текст : непосредственный.

10. Волков, Э. П. Энерготехнологическое использование канско-ачинских углей (КАУ) / Э. П. Волков, Ф. Е. Кенеман, А. И. Блохин. – Текст : непосредственный // Новые технологии сжигания твердого топлива: их текущее состояние и использование в будущем : сборник докладов Всероссийского научно-технического семинара. – Москва, 2001. – С. 92–98.

11. Сиденова, Т. А. Оценка экономической эффективности производства буроугольного полукокса-сорбента на опытно-промышленной установке типа ТККУ–4 / Т. А. Сиденова, Ф. Е. Кенеман. – Текст : непосредственный // Новые способы использования низкосортных топлив в энергетике. – Москва : ЭНИН им. Г.М. Кржижановского, 1989. – С. 144–150.

12. Школлер, М. Б. Полукоксование каменных и бурых углей / М. Б. Школлер. – Новокузнецк : Инженерная академия России. Кузбасский филиал, 2001. – 232 с. – Текст : непосредственный.

13. Сысков, К. И. Термоокислительное коксование углей / К. И. Сысков, О. Н. Мощенков. – Москва : Metallurgy, 1973. – 176 с. – Текст : непосредственный.
14. Тайц, Е. М. Окускованное топливо и адсорбенты на основе бурых углей / Е. М. Тайц, И. А. Андреева, Л. И. Антонова. – Москва : Недра, 1985. – 160 с. – Текст : непосредственный.
15. Miura, K. Mild conversion of coal for producing valuable chemicals / K. Miura // Fuel Processing Technology. – 2000. – Vol. 62, Nr. 2. – P. 119–135.
16. Химическая технология твердых горючих ископаемых : учебное пособие для вузов / Г. Н. Макаров, Г. Д. Харлампович, Ю. Г. Королев [и др.]. – Москва: Химия, 1986. – 496 с.: ил. – Текст : непосредственный.
17. Гроо, А. А. Комплексная переработка ископаемых углей / А. А. Гроо, С. Р. Исламов, С. Г. Степанов. – Текст : непосредственный // Энергоэффективность: достижения и перспективы : материалы V Всероссийской научно-практической конференции. – Красноярск, 2004. – С. 106–110.
18. Степанов, С. Г. Автотермическая технология переработки некоксующихся углей в полукокс и горючий газ / С. Г. Степанов, С. Р. Исламов, А. А. Гроо. – Текст : непосредственный // Вестник ТЭК Кузбасса. – 2004. – № 7. – С. 39–44.
19. Степанов, С. Г. Среднетемпературное коксование кузнецких длиннопламенных углей в автотермическом слоевом газификаторе / С. Г. Степанов, А. Б. Морозов, А. А. Гроо [и др.] . – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2003. – № 9. – С.35–38.
20. Пегуро, Н. С. Химия и технология синтетического жидкого топлива и газа / Н. С. Пегуро, В. Д. Канкин, А. Ю. Песин. – Москва: Химия, 1986. – 350 с. – Текст : непосредственный.
21. Зысин, Л. В. Нетрадиционные и возобновляемые источники энергии. Ч. 1. Возобновляемые источники энергии : учебное пособие /

Л. В. Зысин, В. В. Сергеев. – Санкт-Петербург: Изд-во Политехнического университета, 2008. – 192 с. – Текст : непосредственный.

22. Metso: Outotec : сайт компании «Outotec». – Финляндия, 2020. – URL:<http://www.outotec.com/pages/Page.aspx?id=39135&epslanguage=EN> (дата обращения: 17.11.2021). – Текст : электронный.

23. Евразийский патент № 007801, МПК С10В 49/10. Способ получения металлургического среднетемпературного кокса : № 200801917 : заявл. 25.10.2005 : опубл. 27.02.2007 / Исламов С. Р., Степанов С. Г. (РФ). – Бюл. ЕАПО 1. – Текст : непосредственный.

24. Патент № 2359006 Российская Федерация, МПК С10В 49/10. Способ переработки угля : № 2008117266 : заявл. 05.05.2008 : опубл. 20.06.2009 / Исламов С. Р., Степанов С. Г. – Бюл. 17. – Текст : непосредственный.

25. Михалев, И. О. Энерготехнологическое производство на основе частичной газификации углей низкой степени метаморфизма / И. О. Михалев, С. Р. Исламов : материалы VIII Всероссийской конференции с международным участием «Горение твердого топлива», 13-16 ноября 2012 г. / Институт теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН. – URL: <http://www.itp.nsc.ru/conferences/gtt8/files/66Mikhalev.pdf> (дата обращения: 18.11.2021). – Текст : электронный.

26. Николаева, С. В. Современные процессы переработки угля / С. В. Николаева, Ф. Н. Латыпова, С. Ю. Шавшукова. – Текст : непосредственный // Башкирский химический журнал. – 2009. – Т. 16, № 3. – С. 122–132.

27. Гинзбург, Д. М. Газификация топлива и генераторные установки. – Москва, 1938. – 386 с. – Текст : непосредственный.

28. Липович, В. Г. Химия и переработка угля / В. Г. Липович, Г. А. Калабин, И. В. Калечиц. – Москва : Химия, 1988. – 336 с. – Текст : непосредственный.

29. Тайц, Е. М. Получение окускованного бездымного топлива и кокса / Е. М. Тайц, Б. М. Равич, Е. А. Андреева. – Москва : Недра, 1971. – 120 с. – Текст : непосредственный.

30. Куликова, М. П. Состояние технологий коксования углей / М. П. Куликова. – Текст : непосредственный // Природные ресурсы, среда и общество. – 2020. – № 2 (6). – С. 70–76.

31. Страхов, В. М. Технология производства и качество полукокса из вертикальных печей типа SJ Китая / В. М. Страхов, И. В. Суровцева, А. В. Дьяченко, В. М. Меньшенин. – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2007. – N 5. – С. 17–24.

32. Интернет-ресурс – 2020 URL: 32.  
[http://gbce.com/en/technology\\_process.php](http://gbce.com/en/technology_process.php) (дата обращения: 17.10.2021). – Текст : электронный.

33. Страхов В. М., Суровцева И. В., Дьяченко А. В., Меньшенин В. М. Технология производства и качество полукокса из вертикальных печей типа SJ Китая // Кокс и химия. – 2007. – № 5. – С. 17–24.

34. Сайт компании Geo-Coal – 2020 URL: <https://www.geo-coal.com/the-technology> (дата обращения: 17.10.2021). – Текст : электронный.

35. Жумагулов, М. Г. Разработка тепловых режимов энерготехнологической установки по производству углеродистого восстановителя : специальность 05.14.04 «Промышленная теплоэнергетика» : автореферат диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук / Жумагулов Михаил Григорьевич ; Инновационный Евразийский Университет. – Омск, 2010. – 17 с. : Библиогр.: с. 16–17. – Место защиты: Омский государственный технический университет. – Текст: непосредственный.

36. Страхов, В. М. Научные и производственные аспекты получения специальных видов кокса для электротермических производств /

В. М. Страхов. – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2008. – № 9. – С. 44–49.

37. Технология производства кокса из углей Шубаркольского разреза. Оценка его качества как оценка его качества как углеродистого восстановителя для выплавки ферросплавов / В. М. Страхов, Б. А. Святлов, Н. П. Головачев [и др.] . – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2004. – № 10. – С. 16–20.

38. Глезин, И. Л. Полукоксование длиннопламенных углей Шубаркольского месторождения в газогенераторах / И. Л. Глезин, А. Г. Шампаров, В. М. Страхов. – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2009. – № 8. – С. 25–29.

39. Страхов, В. М. Научные и производственные аспекты получения специальных видов кокса для электротермических производств / В. М. Страхов. – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2008. – № 9. – С. 44–49.

40. Новик, Г. Я. Получение кусковых углеродистых восстановителей в печи вертикального типа / Г. Я. Новик, И. М. Борисова. – Текст : непосредственный // Комплексное использование углей Канско-Ачинского бассейна : межвузовский сборник научных трудов. – Ленинград, 1990.

41. Патент № 2288937 Российская Федерация, МПК С10В 47/04, С10В 53/08, С10J 3/20 Способ получения металлургического среднетемпературного кокса : № 2005132548 : заявл. 24.10.2005 : опубл. 10.12.2006 / Исламов С. Р., Степанов С. Г. – Бюл. 34. – Текст : непосредственный.

42. Патент № 2287011 Российская Федерация, МКИ С10J 3/68. Способ слоевой газификации угля : № 2005124137/04 : заявл. 29.07.2005 : опубл. 10.11.2006 / Исламов С. Р., Степанов С. Г., Морозов А. Б. – Бюл. 31. – Текст : непосредственный.



43. Степанов, С. Г. Технология совмещенного производства полукокса и горючего газа из угля / С. Г. Степанов, С. Р. Исламов, А. Б. Морозов. – Текст : непосредственный // Уголь. – 2002. – № 6. – С. 27–29.

44. Степанов, С. Г. Экологическая оценка энерготехнологического использования угля / С. Г. Степанов, А. Б. Морозов, А. А. Гроо. – Текст : непосредственный // Современные технологии освоения минеральных ресурсов : сборник научных трудов Красноярской государственной академической цветных металлов и золота. – Красноярск, 2003. – С. 186–189.

45. Исламов, С. Р. Экологические аспекты современных технологий энерготехнологической переработки угля / С. Р. Исламов, С. Г. Баякин, И. О. Михалев. – Текст : непосредственный // Вестник Международной академии наук экологии и безопасности. – 2009. – Т. 14, № 6. – С. 185–189.

46. Михалев, И. О. О способах повышения экологической безопасности использования углеводородных топлив / И. О. Михалев. – Текст : непосредственный // Вестник Ассоциации выпускников Красноярского государственного технического университета. – 2008. – Вып. 17. – С. 148–152.

47. Гроо, А. А. Интенсификация процессов тепломассообмена при слоевой газификации угля с использованием обратного дутья / А. А. Гроо, Д. А. Логинов. – Текст : непосредственный // Горение твердого топлива : сборник докладов VI Всероссийской конференции, Новосибирск, 8-10 ноября 2006 г. / ИТ СО РАН. – Новосибирск, 2006. – Ч. 3. – С. 29–35.

48. Гроо, А. А. Методы интенсификации процессов тепло- и массообмена при слоевой газификации с обратным дутьем / А. А. Гроо, Д. А. Логинов. – Текст : непосредственный // Проблемы газодинамики и тепломассообмена в энергетических установках : сборник докладов XVI Школы-семинара молодых ученых и специалистов. – Санкт-Петербург, 2007. – С. 395–400.

49. Патент № 2014883 Российская Федерация, МКИ В01 J20/20. Способ получения углеродного адсорбента : № 93039409/26 : заявл. 16.08.93 :

опубл. 30.06.94 / Исламов С. Р., Степанов С. Г., Морозов А. Б. – Бюл. 12. – Текст : непосредственный.

50. Патент № 2014882 Российская Федерация, МКИ В01 J20/20, С01 В31/08. Способ получения адсорбента : № 92004035/26 : заявл. 11.11.92 : опубл. 30.06.94 / Исламов С. Р., Степанов С. Г., Морозов А. Б., Славин В. С. – Бюл. 12. – Текст : непосредственный.

51. Metallurgical Bulletin : информационно-аналитический журнал : сайт. – Москва, 2012. – URL: <http://www.metalbulletin.ru/allprices/188/914/> (дата обращения: 18.11.2021). – Текст : электронный.

52. Слепцов, Ж. Е. Опыт вдувания в доменную печь полукокса из бурых углей / Ж. Е. Слепцов, А. К. Гусаров, Б. И. Ашпин [и др.]. – Текст : непосредственный // Черная металлургия. – № 2. – С. 37–40.

53. Исламов, С. Р. Использование буроугольного полукокса в качестве пылеугольного топлива в доменной плавке / С. Р. Исламов, С. Л. Ярошевский, А. В. Кузин, З. К. Афанасьева. – Донецк: УНИТЕХ, 2008. – 68 с. – Текст : непосредственный.

54. Сайт компании Метинвест – 2020 URL: <https://metinvestholding.com/ru/media/news/sovremennii-tehnologii-v-metallurgii-i-mirovii-tendencii> (дата обращения: 17.10.2021). – Текст : электронный.

55. Кричко, А. А. Нетопливное использование углей / А. А. Кричко, В. В. Лебедев, И. Л. Фарберов. – Москва : Недра, 1978. – 215 с. – Текст : непосредственный.

56. Критерии и принципиальная схема использования твердых продуктов канско–ачинских углей с испытанием опытных образцов : отчёт о НИР. – Москва : ЭНИН, 1977. – 64 с. – Текст : непосредственный.

57. Исламов, С. Р. Энергоэффективное использование бурых углей на основе концепции «Термококс» : специальность 05.14.04 «Промышленная

теплоэнергетика» : автореферат диссертации на соискание ученой степени доктора технических наук / Исламов Сергей Романович ; ООО «Сибтермо». – Красноярск, 2010. – 37 с. : Библиогр.: с. 34–37. – Место защиты: Сибирский Федеральный университет. – Текст: непосредственный.

58. Аникин, А. Е. Буроугольный полукокс Березовского месторождения Канско-Ачинского бассейна: производство, свойства, применение / А. Е. Аникин, Г. В. Галевский. – Текст : непосредственный // Вестник Сибирского государственного индустриального университета. – 2014. – № 3(9). – С. 52–59.

59. Исламов, С. Р. Глубокая переработка угля: введение в проблему выбора технологии / С. Р. Исламов, С. Г. Степанов. – Текст : непосредственный // Уголь. – 2007. – № 10. – С. 55–58.

60. Исламов, С. Р. Переработка бурого угля по схеме энерготехнологического кластера / С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Уголь. – 2009. – № 3. – С. 65–67.

61. Гринько, Н. К. Использование чистых угольных технологий в России / Н. К. Гринько. – Текст : непосредственный // Уголь. – 2006. – № 1. – С. 6–8.

62. Исламов, С. Р. О новой концепции использования угля / С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Уголь. – 2007. – № 5. – С. 67–69.

63. Исламов, С. Р. Энергоэффективное использование бурых углей на основе концепции «ТЕРМОКОКС» : автореферат диссертации доктора технических наук / С. Р. Исламов. – Красноярск, 2010. – 37 с. – Текст : непосредственный.

64. Исламов, С. Р. Переработка низкосортных углей в высококалорийное топливо / С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Уголь. – 2012. – № 3. – С. 64–66.

65. Исламов, С. Р. Экономический кризис как побуждение к глубокой переработке угля / С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Уголь. – 2013. – № 2. – С. 46–48.

66. Исламов, С. Р. Энерготехнологическая переработка угля. – Красноярск : Поликор, 2010. – 224 с. – Текст : непосредственный.

67. Исламов, С. Р. Энерготехнологическая переработка бурого угля в типовом котельном агрегате / С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Промышленная энергетика. – 2008. – № 2. – С. 25–28.

68. Исламов, С. Р. О новом решении проблемы энерготехнологического комбинирования на базе угольного энергетического котла / С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // EuroHeat&Power Russia. – 2009. – № 11. – С. 10–12.

69. Концепция теплоснабжения жилищно-коммунального сектора по схеме энерготехнологического кластера. – Текст : непосредственный // Новости теплоснабжения. – 2009. – № 2. – С. 24–26.

70. Логинов, Д. А. Экспериментальное исследование карбонизации бурого угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2010. – № 5. – С. 20–23.

71. Логинов, Д. А. Развитие комбинированной технологии переработки угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Промышленная энергетика. – 2011. – № 3. – С. 12–15.

72. Логинов, Д. А. Экспериментальное исследование пиролиза бурого угля в кипящем слое / Д. А. Логинов. – Текст : непосредственный // Современные техника и технологии : сборник докладов XII Международной научно-практической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых, 27-31 марта 2006 г. – Томск : Изд-во Томского политехнического университета, 2006 г. – Т. 2. – С. 377–379.

73. Логинов, Д. А. Исследование карбонизации бурого угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный //

Теплофизические основы энергетических технологий : сборник научных трудов Всероссийской научно-практической конференции с международным участием / Национальный исследовательский Томский политехнический университет. – Томск, 2010. – С.167–171.

74. Логинов, Д. А. Технология комбинированной переработки угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Инновационная энергетика 2010 : материалы второй научно-практической конференции с международным участием. – Новосибирск, 2010. – С.112–115.

75. Логинов, Д. А. Экспериментальное исследование карбонизации бурого угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Молодежь и наука : сборник материалов VI-й Всероссийской научно-технической конференции студентов, аспирантов и молодых ученых. – Красноярск, 2011.

76. Логинов, Д. А. Гравитационное обогащение при карбонизации угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Наука и современность : сборник материалов IV-й Международной научно-практической конференции. – Новосибирск, 2010. – С. 384–388.

77. Логинов, Д. А. Комбинированное производство буроугольного кокса и тепловой энергии в модернизированном котельном агрегате / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов. – Текст : непосредственный // Энергетика и энергоэффективные технологии : сборник материалов IV-й Международной научно-практической конференции. – Липецк, 2010. – С. 167–171.

78. Логинов, Д. А. Новые возможности технологии карбонизации угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. В. Деменчук, С. Р. Исламов // Кокс и химия. 2020. № 11. С. 9–11.

79. Логинов, Д. А. Результаты исследования полукоксования бурого угля в кипящем слое / Логинов Д. А., Деменчук С. В., Исламов С. Р. //Приоритетные направления инновационной деятельности в

промышленности: сборник статей по итогам десятой международной научной конференции. – Казань. – 2020. – С.80.

80. Логинов, Д. А. Экспериментальное исследование полукоксования бурого угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. В. Деменчук, С. Р. Исламов // Теория и практика современной науки: сборник статей 3–ей международной конференции. – 2020. – С. 41.

81. Логинов, Д. А. Исследование полукоксования бурого угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. В. Деменчук // Научно–практические исследования. – 2020. – №33. – С.13.

82. Логинов, Д. А. Автотермическая переработка угля в кипящем слое с комбинированным производством энергоносителей : специальность 05.14.04 «Промышленная теплоэнергетика» : автореферат диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук / Логинов Дмитрий Александрович ; ООО «Сибтермо». – Красноярск, 2012. – 20 с. : Библиогр.: с. 19-20. – Место защиты: Сибирский Федеральный университет. – Текст: непосредственный.

83. Плесовских, М. В. Исследование процессов терморазмола при нагреве частиц бурого угля / М. В. Плесовских, Г. Н. Лихачева. – Текст : непосредственный // Научное творчество студентов и сотрудников : материалы 61-й научно–технической конференции студентов, аспирантов и профессорско–преподавательского состава. Часть 11. Энергетический факультет / Алтайский государственный технический университет им. И. И. Ползунова. – Барнаул : Изд-во АлтГТУ, 2003. – С.11.

84. Использование буроугольного полукокса в качестве пылеугольного топлива в доменной плавке / С. Р. Исламов, С. Л. Ярошевский, А. В. Кузин, З. К. Афанасьева. – Донецк : УНИТЕХ, 2008. – 68 с. – Текст : непосредственный.

85. Филатов, С. В. Опыт применения пуд на доменной печи с конусным загрузочным устройством / С. В. Филатов, В. И. Басов, И. Ф. Курунов. – Текст : непосредственный // Сталь. – 2015. – № 7. – С. 6–9.

86. Установки вдувания ПУТ в доменном цехе № 2 НЛМК вышли на проектные показатели // НЛМК : сайт. – URL: <https://nlmk.com/ru/media-center/news-groups/nlmc-ramps-up-pci-in-bf-shop-no-2/> (дата обращения: 18.11.2021). – Текст : электронный.

87. Опыт вдувания в доменную печь полукокса из бурых углей / Ж. Е. Слепцов, А. К. Гусаров, Б. И. Ашпин [и др.]. – Текст : непосредственный // Черная металлургия. – № 2. – С. 37–40.

88. Уголь марки СС // ООО «ПРОМИНВЕСТ» : сайт. – URL: <https://prominvest19.ru/ugolkameni/folder/ugol-sspk> (дата обращения: 18.11.2021). – Текст : электронный.

89. Уголь марки Т (тощий) // ООО «ПРОМИНВЕСТ» : сайт. – URL: <https://prominvest19.ru/ugolkameni/folder/ugol-marki-tr-tpk-tom> (дата обращения: 18.11.2021). – Текст : электронный.

90. Грязнов, Н. С. Пиролиз углей в процессе коксования / Н. С. Грязнов. – Москва : Металлургия, 1983. – 184 с. – Текст : непосредственный.

91. «Методика определения выбросов загрязняющих веществ в атмосферу при сжигании топлива в котлах производительностью менее 30 тонн пара в час или менее 20 Гкал в час».

92. Школлер, М. Б. Полукоксование каменных и бурых углей / М. Б. Школлер. – Новокузнецк : Инженерная академия России. Кузбасский филиал, 2001. – 232 с. – Текст : непосредственный.

93. Логинов, Д. А. Повышение эффективности процесса автотермической переработки угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С. В. Деменчук, С. Р. Исламов // Журн. Сиб. федер. ун-та. Техника и технологии, 2021, 14(4). С. 408–415.

94. Логинов, Д. А. Влияние влажности на процесс частичной газификации в кипящем слое «Термококс–КС» / С.В. Деменчук, Д. А. Логинов, С. Р. Исламов // Результаты современных научных исследований и разработок: сборник статей XIV Всероссийской научно–практической конференции. – Пенза, – 2021. – С. 34–36.

95. Логинов, Д. А. Экспериментальное исследование полукоксования угля в кипящем слое с параллельным получением тепловой энергии / С.В. Деменчук, Д. А. Логинов, С. Р. Исламов // Наука и инновации в XXI веке: актуальные вопросы, открытия и достижения: сборник статей XXVI Международной научно–практической конференции. – Пенза, – 2021. – С. 47–49. Деменчук

96. Логинов, Д. А. Повышение эффективности процесса частичной газификации угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С.В. Деменчук, С. Р. Исламов // Фундаментальные и прикладные научные исследования: актуальные вопросы, достижения и инновации: сборник статей Международной научно–практической конференции. – Уфа, – 2021. – С. 37–41.

97. Логинов, Д. А. Интенсификация процессе комбинированной переработки угля в кипящем слое / Д. А. Логинов, С.В. Деменчук, С. Р. Исламов // Инновационные решения социальных, экономических и технологических проблем: сборник статей научных статей по итогам круглого стола со всероссийским и международным участием. – Москва, – 2021. – С. 30–32.

98. Логинов, Д. А. Комбинированное производство тепловой энергии и полукокса в кипящем слое / Д. А. Логинов, С.В. Деменчук, С. Р. Исламов // Инновационные технологии, экономика и менеджмент в промышленности: сборник научных статей VIII международной научной конференции. – Волгоград, – 2021. – С. 75–79.



99. Сидоров, А. М. Исследование и разработка топок и котлов с низкотемпературным кипящим слоем : специальность 01.04.14 «Теплофизика и теоретическая теплотехника» : автореферат диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук / Сидоров Александр Михайлович ; Алтайский государственный технический университет имени И.И. Ползунова. – Барнаул, 2002. – 18 с. Ил. – Библиогр.: с. 16-18. – Текст : непосредственный.

100. Опыт внедрения котлов малой мощности с топками форсированного низкотемпературного кипящего слоя / А. М. Сидоров, А. А. Скрыбин, А. И. Медведев [и др.]. – Текст : электронный // Новости теплоснабжения. – 2009. – № 1 (101). – URL: [https://www.rosteplo.ru/Tech\\_stat/stat\\_shablon.php?id=2649](https://www.rosteplo.ru/Tech_stat/stat_shablon.php?id=2649) (дата обращения: 18.11.2021).

101. Патент № 2518624 Российская Федерация, МПК С10В 49/10 (2006.01). Способ термического обогащения угля и устройство для осуществления способа : № 20121323920 : заявл. 27.07.2012 : опубл. 10.06.2014 / Исламов С.Р., Михалев И.О., Степанов С.Г., Логинов Д.А., Гикалов С.Н. – 8 с. : ил. – Текст : непосредственный.

102. Патент № 2687411 Российская Федерация, МПК С10В 49/10 (2006.01). Способ получения среднетемпературного кокса : № 2018138321 : заявл. 31.10.2018 : опубл. 13.05.2019 / Исламов С.Р., Логинов Д.А. ; заявитель ООО Сибниинуглеобогащение». – 6 с. : ил. – Текст: непосредственный.

103. Уголь и химические вещества: 2016 год – обзор активированного угля : опубликовано 21 декабря 2016 г. в [пресс-релизах](#) // ROSKILL : сайт – URL: <https://roskill.com/news/carbon-chemicals-2016-year-review-activated-carbon/> (дата обращения: 19.11.2021). – Текст : электронный.

104. ГОСТ 23401–90. Порошки металлические катализаторы и носители. Определение удельной поверхности = Metal powders. Catalysts and carriers. Determination of specific area : утвержден и введен в действие

Постановлением Государственного комитета СССР по управлению качеством продукции и стандартам от 27.12.90 N 3376 : дата введения 1992-01-01 / разработан и внесен Академией наук УССР. – URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200010913/titles> (дата обращения: 19.11.2021). – Текст : электронный.

105. Сайт ЗАО «Экспериментальный химический завод». – Россия, 2013. – URL: <http://лидеркарбон.рф/poleznaya-informaciya.html> (дата обращения: 17.11.2021). – Текст : электронный.

106. Степанов, С. Г., Термическое обогащение угля как инструмент повышения эффективности угольного бизнеса / С. Г. Степанов, Д. А. Логинов, В. Н. Кочетков. – Текст : непосредственный // Горный информационно-аналитический бюллетень : (научно-технический журнал). – 2015. – № S1–2. – С. 7–14.

107. Логинов, Д. А. Получение сорбента из низкозольного бурого угля / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов, С. Г. Степанов, В. Н. Кочетков. – Текст : непосредственный // Химия твердого топлива. – 2016. – № 2. – С. 46.

108. Авдохин, В. М. Окисление сульфидных минералов в процессах обогащения / В. М. Авдохин, А. А. Абрамов. – Москва : Недра, 1989. – 232 с. – Текст : непосредственный.

109. Медяник, Н. Л. Изучение возможности селективного извлечения меди методом известкования / Н. Л. Медяник, Н. Л. Калугина, И. А. Варламова. – Текст : непосредственный // Вестник Магнитогорского государственного технического университета. – 2010. – № 2 (42). – С. 188–193.

110. Патент № 2294316 Российская Федерация, МПК C02F1/62. Способ очистки кислых сточных вод от цинка : № 2005117671/15 : заявл. 07.06.2005 : опубл. 27.02.2007 / Куценко С. А., Хрулева Ж. В. – БИ. – 2007. – № 6. – Текст : непосредственный.

111. Совершенствование схемы и реагентного режима медно-молибденовой флотации в цикле доводки черного концентрата на

обогащательной фабрике Эрдэнэт / Р. Дэлгэр, Ж. Баатархуу, Ц. Туяа [и др.]. – Текст : непосредственный // Цветные металлы. – 2012. – № 2. – С. 21–24.

112. Патент № 2260565 Российская Федерация, МПК C02F1/28. Способ очистки шахтных вод : № 2016147246 : заявл. 01.12.2016 : опубл. 12.09.2018 / Ю. В. Шувалов, Д. Н. Кузьмин, А. Е. Грищенко, С. Г. Волковская. – БИ. – 2005. – № 26. – Текст : непосредственный.

113. Применение ионообменных смол для очистки сточных вод от хрома, меди, никеля, кобальта, свинца, цинка и кадмия / В. П. Порубаев, К. Б. Лебедев, Л. Ф. Пятигорец, А. А. Салин. – Текст : непосредственный // Синтез и применение ионообменных материалов и сорбентов в цветной металлургии. – Алма-Ата : Камеханобр, 1970. – С.161–178.

114. Адрышев, А. К. Очистка сточных вод и оборотное водоснабжение обогащательных фабрик цветной металлургии / А. К. Адрышев, Ж. К. Узденбаева. – Текст : непосредственный // Вестник ВКГТУ. – 2006. – № 1. – С. 74–77.

115. Баймаханов, М. Т. Комплексная переработка минерального сырья / М. Т. Баймаханов. – Текст : непосредственный // Опыт перевода обогащательных фабрик на оборотную систему водоснабжения. – Астана, 2003. – Т. 8. – С. 88–102.

116. Зубарева, Г. И. Методы очистки кислотно-щелочных сточных вод гальванического производства от ионов тяжелых металлов / Г. И. Зубарева. – Текст : непосредственный // Известия вузов. Цветная металлургия. – 2002. – № 1. – С. 4–7.

117. Применение новых углеродуглеродных сорбентов для очистки технологических растворов от органических примесей в гидрометаллургии кобальта / Ю. В. Суровикин, В. А. Лихолобов, В. В. Сергеев, И. В. Макаров. – Текст : непосредственный // Химия твердого топлива. – 2014. – № 6. – С.47–56.

118. Кинле, Х. Активные угли и их промышленное применение / Х. Кинле, Э. Бадер. – Ленинград : Химия, 1984. – 226 с. – Текст : непосредственный.

119. Кузнецов, Б. Н. Синтез и применение углеродных сорбентов / Б. Н. Кузнецов – Текст : непосредственный // Соросовский образовательный журнал. – 1999 – №12. – с.29–34.

120. ГОСТ 6217-74. Уголь активный древесный дробленый. Технические условия = Wood crushed activated carbon. Specifications : утвержден и введен в действие Постановлением Государственного комитета стандартов Совета Министров СССР от 21.05.74 N 1249 : дата введения 1976-01-01 / разработан и внесен Министерством химической промышленности СССР. – URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200017213> (дата обращения: 19.11.2021). – Текст : электронный.

121. Отчет по мониторингу сокращения выбросов парниковых газов по проекту совместного осуществления: «Внедрение электросталеплавильного способа производства стали на ОАО «ММК», дата подготовки отчета 05 апреля 2012 года; – URL: [http://www.carbonunitsregistry.ru/reports/%D0%9C%D0%9C%D0%9A\\_Monitoring%20Report\\_01.01.2011-31.12.2011\\_rus.pdf](http://www.carbonunitsregistry.ru/reports/%D0%9C%D0%9C%D0%9A_Monitoring%20Report_01.01.2011-31.12.2011_rus.pdf). – (дата обращения: 03.04.2022). – Текст : электронный.

122. Патент № 2665409 Российская Федерация, МПК C10B 49/10 (2006.01). Способ получения металлургического среднетемпературного кокса в кипящем слое : № 2016131940 заявл. 02.08.2016 : опубл. 29.08.2019 / Логинов Д. А., Исламов С. Р., Степанов С. Г. ; заявитель ООО «Сибнииуголобогащение». – 7 с. : ил. – Текст: непосредственный.

123. Логинов, Д. А. Экспериментальное исследование влияния давления на процесс полукоксования бурого угля / Д. А. Логинов, А. П. Черных, С. Р. Исламов – Текст: непосредственный // Химия твердого топлива. – 2021. – № 2. – С. 67-70.

124. Логинов, Д. А. Влияние избыточного давления процесса термической переработки бурого угля на водопоглощение полученного полукокса / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов, А. П. Черных – Текст: непосредственный // Научный форум: Технические и физико-математические науки: сб. ст. по материалам XLII Международной научно-практической конференции. – М., Изд. «МЦНО». – 2021. – № 2(42).

125. Логинов, Д. А. Влияние давления на прочность полукокса из бурого угля различных марок/ Д. А. Логинов, С. Р. Исламов, А. П. Черных – Текст: непосредственный // Процесс обмена знаниями в условиях научно-технического прогресса: сборник научных трудов Материалы Международных научно-практических мероприятий Общества Науки и Творчества. – Казань. – 2021. – С. 81–83.

126. Логинов, Д. А. Экспериментальное исследование влияния давления на прочность полукокса из бурого угля / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов, А. П. Черных – Текст: непосредственный // Приоритетные направления инновационной деятельности в промышленности: сб. ст. международной научной конференции. 30–31 января 2021 г. – Казань: ООО «Конверт». – 2021. – С. 90–91.

127. Логинов, Д. А. Влияние избыточного давления процесса термической переработки бурого угля на водопоглощение полученного полукокса / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов, А. П. Черных – Текст: непосредственный // Научный форум: Технические и физико-математические науки: сб. ст. по материалам XLII Международной научно-практической конференции. – М., Изд. «МЦНО». – 2021. – № 2(42).

128. Новик, Г. Я. Получение кусковых углеродистых восстановителей в печи вертикального типа / Г. Я. Новик, И. М. Борисова. – Текст : непосредственный // Комплексное использование углей Канско-Ачинского бассейна : межвузовский сборник научных трудов. – Ленинград, 1990.

129. Логинов, Д. А. Термическая переработка энергетического угля под давлением / А. П. Черных, Д. А. Логинов, С. Р. Исламов – Текст: непосредственный // Современные технологии: проблемы инновационного развития и внедрения результатов: сб. ст. X Международной научно-практической конференции (5 августа 2021 г.). – Петрозаводск : МЦНП «Новая наука». – 2021. – С. 10–15.

130. Логинов, Д. А. Снижение водопоглощения бурогоугольного полукокса повышением давления при термической переработке / Д. А. Логинов, С. Р. Исламов, А. П. Черных – Текст: непосредственный // Сборник статей XXXVIII международной научно-практической конференции. – Москва: «Научно-издательский центр «Актуальность.РФ». – 2021. – С. 32–34.

131. Логинов, Д. А. Термическая переработка энергетического угля под давлением с получением полукокса и тепловой энергии / Д. А. Логинов, А. П. Черных, С. Р. Исламов // Журн. Сиб. федер. ун-та. Техника и технологии, 2021, 14(4). С. 399–407.

132. Патент № 2725792 Российская Федерация, МПК С10В 49/00 (2006.01). Способ получения кускового карбонизата : № 2019139394 заявл. 04.12.2019 : опубл. 06.07.2020 / Исламов С. Р., Логинов Д. А., Черных А. П. ; заявитель АО «СУЭК-Красноярск». – 5 с. : ил. – Текст: непосредственный.

133. Степанов, С. Г. Среднетемпературное коксование кузнецких длиннопламенных углей в автотермическом слоевом газификаторе / С. Г. Степанов, А. Б. Морозов, А. А. Гроо [и др.] . – Текст : непосредственный // Кокс и химия. – 2003. – № 9. – С.35–38.

134. Степанов, С. Г. Технология «Карбоника» – прорыв в комплексном использовании угля / С. Г. Степанов, А. А. Гроо, А. С. Овсянкин. – Текст : непосредственный // Химия – XXI век: новые технологии, новые продукты : материалы Всероссийской научн-практической конференции. – Кемерово, 2004. – С. 55–57.

135. ГОСТ 8935– 2020 Орешек коксовый. Технические условия = Coke nut. Specifications : принят Межгосударственным советом по стандартизации, метрологии и сертификации (протокол от 29 мая 2020 г. N 130-П) : Дата введения 2021-03-01 / разработан Акционерным обществом «Восточный научно-исследовательский углехимический институт» (АО «ВУХИН»), Техническим комитетом по стандартизации ТК 395 «Кокс и продукты коксохимии». – URL: <https://docs.cntd.ru/document/1200173943> (дата обращения: 19.11.2021). – Текст : электронный.

136. Патент № 2722557 Российская Федерация, МПК C10B 49/10 (2006.01) Способ переработки угля : № 2018113213 : заявл. 11.04.2018 : опубл.01.06.2020 / Степанов С. Г., Исламов С. Р., Логинов Д. А., Деменчук С. В., Концевой А. А. ; заявитель Степанов С.Г. – 8 с. : ил. – Текст: непосредственный.

137. Андросов, А. С. Примеры и задачи по курсу «Теория горения и взрыва» : учебное пособие / А. С. Андросов, Е. П. Салеев. – Москва : АГППС МЧС России, 2005. – 86 с. – Текст : непосредственный.

138. Портола, В. А. Расчет процессов горения и взрыва : учебное пособие / В. А. Портола, Н. Ю. Луговцова, Е. С. Торосян; Юргинский технологический институт. – Томск : Изд-во Томского политехнического университета, 2012. – 108 с. – Текст : непосредственный.

139. Варгафтик, Н. Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей / Н. Б. Варгафчик. – Москва : Наука, 1972. – 720 с. – Текст : непосредственный.

140. Теплофизические свойства топлив и шихтовых материалов : справочник / В. М. Бабошин, Е. А. Кричевцов, В. М. Абзалов [и др.]. – Москва : Metallurgia, 1982. – 152 с. – Текст : непосредственный.

141. Ривкин, С. Л. Термодинамические свойства газов : справочник / С. Л. Ривкин. – Москва : Энергоатомиздат, 1987. – 288 с. – Текст : непосредственный.

142. Александров, А. Таблицы теплофизических свойств воды и водяного пара / А. Александров, Б. М. Григорьев. – Москва : Издательство МЭИ, 1999. – 168 с. – Текст : непосредственный.

143. Vasserman, A. A. Thermophysical Properties of Air and Air Components / Вассерман А. А. [и др.]. – Текст : непосредственный // Теплофизические свойства жидкого воздуха и его компонентов. – Moscow : Izdatel'stvo Nauka, 1966.

144. Евразийский патент № 008111, МПК С10В 47/04, С10В 53/08, С10J 3/20. Устройство для переработки твердого топлива : № 200501921 : заявл. 25.10.2005 : опубл. 27.04.2007 / Исламов С. Р., Степанов С. Г., Морозов А. Б. (РФ). – Бюл. ЕАПО 2. – Текст : непосредственный.

145. Патент № 2278817С1 Российская Федерация, МПК С01В31/08 С10В49/02. Способ получения полукокса и углеродного адсорбента и устройство для осуществления способа / Степанов С. Г., Морозов А. Б., Исламов С. Р., Гроо А. А.. – Текст : непосредственный.

146. Патент № 38915 Российская Федерация, МПК7 F 27D1/02. Электрический миксер для приготовления алюминия и его сплавов : № 2004106958/20 : заявл. 09.03.2004 : опубл. 10.07.2004 / Темеров А. А., Тимофеев В. Н., Хоменков П. А., Богданчиков А. В. – Бюл. № 19. – Текст : непосредственный.

147. Investigation of KANTHAL Tubothal: Investigation report/«Kanthal AB». Reg. no. E07032. – Hallstahammar, Sweden, February 28, 2007. – 9 p.

148. Патент № 2673052 Российская Федерация, МПК С10В 49/10 (2006.01). Способ переработки угля и устройство для его осуществления : № 2017143099 : заявл. 11.12.2017 : опубл. 21.11.2018 / Логинов Д. А., Исламов С. Р., Узких А. Ю., Гикалов С. Н. ; заявитель ООО «Сибнииуголбогащение». – 12 с. : ил. – Текст: непосредственный.

149. Патент № 2655175 Российская Федерация, МПК С10В 49/10 (2006.01). Способ получения металлургического брикета : № 2018109074 :



заявл. 14.03.2018 : опубл. 24.05.2018 / Исламов С. Р., Михалев И. О., Черных А. П., Логинов Д. А. ; заявитель ООО «Сибниииуглеобогащение». – 6 с. : ил. – Текст : непосредственный.

150. Логинов, Д. А. Автотермическая переработка угля в кипящем слое с комбинированным производством энергоносителей : специальность 05.14.04 «Промышленная теплоэнергетика» : диссертация на соискание ученой степени кандидата технических наук / Логинов Дмитрий Александрович ; ООО «Сибтермо». – Красноярск, 2012. – 194 с. : Библиогр.: с. 134-140. – Текст: непосредственный.

151. Исламов, С.Р. Энергоэффективное использование бурых углей на основе концепции «Термококкс» : специальность 05.14.04 «Промышленная теплоэнергетика» : диссертация на соискание ученой степени доктора технических наук / Исламов Сергей Романович ; ООО «Сибтермо». – Красноярск, 2010. – 338 с. : Библиогр.: с. 327–338. – Текст: непосредственный.

152. Тайц, Е. М. Получение окускованного бездымного топлива и кокса / Е. М. Тайц, Б. М. Равич, Е. А. Андреева. – Москва : Недра, 1971. – 120 с. – Текст : непосредственный.

153. The Clean Air Act, 1956. [Electronic resource]. Available at: <http://www.legislation.gov.uk/ukpga/Eliz2/4-5/52/enacted> (дата обращения: 15.11.2020).

154. Малолетнев, А. С. Получение гранулированного бытового топлива из мелких классов углей Подмосковного и Канско–Ачинского бассейнов / А. С. Малолетнев, О. А. Мазнева, К. И. Наумов. – Текст : непосредственный // Химия твердого топлива. – 2012. – № 2. – С. 47–54.

155. Патент № 2747049 Российская Федерация, МПК С10В 49/10 (2006.01) Способ получения бездымного бытового топлива : № 2020132449 заявл. 01.10.2020 : опубл. 23.04.2021 / Исламов С. Р., Логинов Д. А., Михалев И. О., Черных А. П. ; заявитель ООО «Сибниииуглеобогащение». – 6 с. : ил. – Текст: непосредственный.

156. Патент № 2673794 Российская Федерация, МПК C10B 49/10 (2006.01). Способ получения бездымного бытового топлива : № 2018112960 : заявл. 10.04.2018 : опубл. 30.11.2018 / Исламов С. Р., Логинов Д. А., Михалев И. О., Черных А. П. ; заявитель АО «СУЭК». – 5 с. : ил. – Текст : непосредственный.

**Приложение А**  
**(обязательное)**

**Экспериментальное исследование процесса карбонизации  
бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») в реакторе с  
кипящим слоем**

Таблица А.1 – Оборудование, использованное в экспериментах

<b>Функция</b>	<b>Оборудование</b>
Подача дутьевого воздуха	Газодувка 1124304А (расход 78 л/с) с регулировочной системой
Измерение расхода воздуха	Ротаметр РМФ ГУЗ – 100 Ротаметр РМФ ГУЗ – 65
Измерение температур в реакторе	Преобразователи термоэлектрические ТХА–9425–08 (НПП «Эталон»)
Измерение массы	Весы ВТ 8908–150
Преобразование сигналов температурных датчиков	Аналого–цифровые преобразователи АДАМ–4018 с преобразователем интерфейса АДАМ–4520
Обработка и отображение информации с измерительного оборудования	1 desktop PC

Таблица А.2 – Пределы и погрешности измерений в экспериментах

<b>Величина</b>	<b>Пределы и погрешности измерения</b>	
Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	10–200; погрешность 2,5% от измеряемой величины	
Расход угля, кг/ч	0,1÷100, класс точности 3	
Температура, °С	–40÷ +900 (кратковременно до 1000), инерционность: ТХА–9425–08 – 15 с	
Технический и элементный состав твёрдой фазы (согласно протоколам топливной лаборатории ОАО «СибЭНТЦ»)	$W^r$	н/у
	$A^d$	±0,2
	$V^{daf}$	±1,8
	$C^{daf}$	±0,25
	$H^{daf}$	±0,15
	$N^{daf}$	±0,05
	$O^{daf}$	н/у

Таблица А.3 – Управляющие параметры, показатели процесса карбонизации

Номер опыта	Класс крупности, мм	Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	Расход угля, кг/ч	Относительный выход термококка, %	Температура слоя, °С
1	0–15	115	130	16,2	680
2	0–15	100	100	15,5	700
<b>3</b>	<b>0–15</b>	<b>125</b>	<b>160</b>	<b>16,9</b>	<b>710</b>
4	0–15	115	120	14,2	740
5	0–15	125	150	16,3	740
6	0–15	125	140	14,3	760
<b>7</b>	<b>5–15</b>	<b>125</b>	<b>135</b>	<b>22,6</b>	<b>670</b>
8	5–15	115	120	17,5	720
9	5–15	125	130	15,5	750

В таблице А.4 приведены данные технического и элементного анализа полученных образцов термококка.

Таблица А.4 – Технический и элементный анализ термококка

Номер опыта	Технический и элементный анализ термококка, %								$Q_i^r$ МДж/кг
	$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	
1	н/об	9,8	6,7	91,9	1,51	0,82	5,6	0,12	29,2
2	н/об	10,0	5,6	92,8	1,38	0,86	4,8	0,13	29,4
<b>3</b>	<b>н/об</b>	<b>10,5</b>	<b>5,5</b>	<b>92,1</b>	<b>1,47</b>	<b>0,82</b>	<b>5,4</b>	<b>0,12</b>	<b>29,5</b>
4	н/об	10,5	5,3	93,4	1,31	0,86	4,3	0,12	29,4
5	н/об	10,8	5,3	93,4	1,29	0,86	4,3	0,13	29,3
6	н/об	11,2	5,0	93,6	1,3	0,87	4,1	0,12	29,2
<b>7</b>	<b>н/об</b>	<b>9,1</b>	<b>7,0</b>	<b>91,9</b>	<b>1,51</b>	<b>0,82</b>	<b>5,6</b>	<b>0,12</b>	<b>29,4</b>
8	н/об	10,1	6,6	92,4	1,42	0,8	5,2	0,12	29,2
9	н/об	10,2	6,3	93,4	1,37	0,92	4,1	0,16	29,6

В таблицах А.5 – А.6 представлены исходные данные и экспериментальные данные.

Таблица А.5 – Характеристики исходного угля

$W_t^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$O^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$S_t^d$	$Q_i^r$
%								МДж/кг
33,8	4,9	47,6	71,0	23,1	4,9	0,7	0,15	15,7

Таблица А.6 – Параметры технологического процесса

Параметр	Значение								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Удельный расход воздуха в ванну кипящего слоя, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	4021	3497	4371	4021	4371	4371	4371	4021	4371
Температура в ванне кипящего слоя, $^{\circ}\text{C}$	680	700	710	740	740	760	670	720	750
Удельный расход угля на поперечное сечение реактора, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	4545	3497	5594	4196	5245	4895	4720	4196	4545
Удельный выход термококса, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	734	542	944	594	857	699	1066	734	706
Выход термококса, %	16,2	15,5	16,9	14,2	16,4	14,3	22,6	17,5	15,6

В таблицах А.7 – А.8 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 3

Таблица А.7 – Материальный баланс процесса получения термококкса в кипящем слое, опыт № 3

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 34,5 \%$ , $Q_{н^p} = 15,7$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	4,102	3180,1
– непосредственно в ванну кипящего слоя	1,141	884,6
– на сжигание летучих в верхней части реактора	2,961	2295,5
Итого приход	5,102	3180,1
Расход		
Термококкс ( $Q_{н^p} = 29,0$ МДж/кг)	0,162	–
ДЫМОВЫЕ газы	4,940	3878,5
Итого расход	5,102	3878,5

Таблица А.8 – Тепловой баланс процесса получения термококкса в кипящем слое, опыт № 3

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 15,7$ МДж/кг)	15,7	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококкса ( $0,162 \times 29,0$ МДж/кг)	4,7	29,9
Тепловая энергия от сгорания летучих	9,2	58,8
Энтальпия термококкса	0,2	1,2
Теплопотери	1,6	10,1
Итого расход	15,7	100,0

В таблицах А.9 – А.10 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 7

Таблица А.9 – Материальный баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 7

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 34,5 \%$ , $Q_{н^p} = 15,7$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	3,409	2642,4
– непосредственно в ванну кипящего слоя	1,194	925,9
– на сжигание летучих в верхней части реактора	2,215	1716,5
Итого приход	4,409	3180,1
Расход		
Термококс ( $Q_{н^p} = 29,2$ МДж/кг)	0,226	–
ДЫМОВЫЕ газы	4,183	3330,5
Итого расход	4,409	3330,5

Таблица А.10 – Тепловой баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 7

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 15,7$ МДж/кг)	15,7	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококса ( $0,226 \times 29,2$ МДж/кг)	6,6	42,1
Тепловая энергия от сгорания летучих	7,6	48,6
Энтальпия термококса	0,3	1,7
Теплопотери	1,2	7,6
Итого расход	15,7	100,0

В таблице А.11 приведен гранулометрический состав образцов термококка, полученного в опытах № 1–6

Таблица А.11 – Гранулометрический состав термококка, опыты № 1–6

Класс крупности, мм	Выход классов, %						Ср. значение
	Опыт №1	Опыт №2	Опыт №3	Опыт №4	Опыт №5	Опыт №6	
0–0,5	7,6	5,8	6,3	5,9	5,4	6,4	6,2
0,5–1	15,1	15,1	15,4	16,8	19,6	22,3	17,4
1–2,5	53,8	35,6	36,6	41,6	65,5	57,3	48,4
+2,5	23,5	43,6	41,7	35,6	9,5	14,0	28,0
Всего:	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0	100,0

В таблице А.12 приведен гранулометрический состав образцов термококка, полученного в опытах № 7–9

Таблица А.12 – Гранулометрический состав термококка, опыты №7–9

Класс крупности, мм	Выход классов, %			Ср. значение
	Опыт №7	Опыт №8	Опыт №9	
0–0,5	7,0	5,9	6,9	6,6
0,5–1	16,2	15,6	17,7	16,5
1–2,5	43,7	40,0	46,3	43,3
+2,5	33,2	38,5	29,2	33,6
Всего:	100,0	100,0	100,0	100,0



В таблице А.13 приведены уравнения зависимости зольности, выхода летучих веществ, относительного и удельного выхода термококса, удельного производства тепловой энергии, полученные линейной аппроксимацией данных.

Таблица А.13 – Зависимость показателей от температуры кипящего слоя

Показатель	Класс крупности угля, мм	
	0–15	5–15
Зольность $A^d(t)$ , %	$0,0113 \cdot t + 2,2684$	$0,015 \cdot t - 0,9193$
Выход летучих веществ $V^{daf}(t)$ , %	$-0,0138 \cdot t + 15,592$	$-0,0087 \cdot t + 12,82$
Относительный выход $G(t)$ , %	$-0,0321 \cdot t + 39,155$	$-0,0896 \cdot t + 82,438$
Удельный выход $G_{уд}(t)$ , кг/ГДж	$-0,0395 \cdot t + 42,656$	$-0,1329 \cdot t + 112,57$
Удельное производство тепловой энергии, ГДж/кг	$0,2155 \cdot t - 83,766$	$0,4061 \cdot t - 230,07$

**Приложение В**  
**(обязательное)**

**Экспериментальное исследование нагрева угольной пластины  
бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») с различной  
влажностью**

Таблица В.1 – Оборудование, использованное в экспериментах

<b>Функция</b>	<b>Оборудование</b>
Измерение температур в реакторе	Преобразователи термоэлектрические ТХА–1902 (НПП «Эталон»)
Измерение массы	Весы CAS SWN–03
Преобразование сигналов температурных датчиков	Аналого–цифровые преобразователи ADAM–4018 с преобразователем интерфейса ADAM–4520
Обработка и отображение информации с измерительного оборудования	1 desktop PC

Таблица В.2 – Пределы и погрешности измерений в экспериментах

<b>Величина</b>	<b>Пределы и погрешности измерения</b>	
Масса	0–1000 г, погрешность 0,5% от измеряемой величины	
Температура, °С	–40÷ +900 (кратковременно до 1300), инерционность: ТХА–1902 – 2,5 с	
Технический и элементный состав твёрдой фазы	$W^r$	н/у
	$A^d$	±0,2
	$V^{daf}$	±1,8
	$C^{daf}$	±0,25
	$H^{daf}$	±0,15
	$N^{daf}$	±0,05
	$O^{daf}$	н/у

Таблица В.3 – Результаты экспериментальных исследований

<b>Номер опыта</b>	<b>Температура печи, °С</b>	<b>Общая влага угля <math>W^r</math>, %</b>	<b>Время нагрева, мин</b>	<b>Время нагрева, сек.</b>	<b>Остаточная относительная масса</b>
1	600	33,0	45	2700	0,43
2		20,0	33	1980	0,55
3		5,1	29	1740	0,60
4	700	33,0	40	2400	0,44
5		20,0	37	2220	0,49
6		5,1	25	1500	0,58
7	800	33,0	35	2100	0,41
8		20,0	32	1920	0,46
9		5,1	21	1260	0,56
10	900	33,0	22	1320	0,38
11		20,0	20	1200	0,45
12		5,1	17	1020	0,53

В таблицах В.4–В.5 приведены данные технического и элементного анализа исходного угля и полученных образцов карбонизата.

Таблица В.4 – Характеристики исходного угля

$W_t^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$O^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$S_t^d$	$Q_i^r$
%								МДж/кг
33,0	4,9	47,6	71,0	23,1	4,9	0,7	0,15	15,7
20,0								19,5
5,1								23,9

Таблица В.5 – Технический и элементный анализ карбонизата

Номер опыта	Технический и элементный анализ, %								$Q_i^r$
	$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	МДж/кг
1	н/об	8,2	12,2	87,8	2,31	1,26	8,54	0,14	28,5
2	н/об	8,1	12,1	88,6	2,15	1,21	7,87	0,14	28,7
3	н/об	8,3	12,4	89,9	2,13	1,43	6,36	0,18	29,2
4	н/об	8,7	9,1	87,6	2,05	0,72	9,45	0,14	28,0
5	н/об	8,9	9,5	89,4	1,47	0,81	8,20	0,14	28,1
6	н/об	8,7	9,4	91,3	1,51	0,91	6,11	0,14	29,0
7	н/об	9,2	6,2	94,5	0,68	0,70	3,96	0,15	29,3
8	н/об	9,2	6,2	94,4	0,87	0,68	3,88	0,14	29,5
9	н/об	9,1	6,7	89,2	1,37	0,37	8,83	0,20	27,9
10	н/об	9,8	3,7	94,8	0,63	0,23	4,19	0,17	29,2
11	н/об	9,5	4,1	95,0	0,67	0,27	3,91	0,15	29,4
12	н/об	9,7	4,2	96,2	0,79	0,46	2,38	0,19	30,0

**Приложение С**  
**(обязательное)**

**Экспериментальное исследование процесса карбонизации  
бурого угля марки 2Б (АО «Разрез Березовский») с пониженной  
влажностью в реакторе с кипящим слоем**

Таблица С.1 – Оборудование, использованное в экспериментах

<b>Функция</b>	<b>Оборудование</b>
Подача дутьевого воздуха	Газодувка 1124304А (расход 78 л/с) с регулировочной системой
Измерение расхода воздуха	Ротаметр РМФ ГУЗ – 100 Ротаметр РМФ ГУЗ – 65
Измерение температур в реакторе	Преобразователи термоэлектрические ТХА–9425–08 (НПП «Эталон»)
Измерение массы	Весы ВТ 8908–150
Преобразование сигналов температурных датчиков	Аналого–цифровые преобразователи АДАМ–4018 с преобразователем интерфейса АДАМ–4520
Обработка и отображение информации с измерительного оборудования	1 desktop PC

Таблица С.2 – Пределы и погрешности измерений в экспериментах

<b>Величина</b>	<b>Пределы и погрешности измерения</b>	
Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	10–200; погрешность 2,5% от измеряемой величины	
Расход угля, кг/ч	0,1÷100, класс точности 3	
Температура, °С	–40÷ +900 (кратковременно до 1000), инерционность: ТХА–9425–08 – 15 с	
Технический и элементный состав твёрдой фазы	$W^r$	н/у
	$A^d$	±0,2
	$V^{daf}$	±1,8
	$C^{daf}$	±0,25
	$H^{daf}$	±0,15
	$N^{daf}$	±0,05
	$O^{daf}$	н/у

Таблица С.3 – Управляющие параметры, показатели процесса карбонизации

Номер опыта	Класс крупности угля, мм	Общая влага угля $W^r$ , %	Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	Расход угля, кг/ч	Отн. выход термококса, %	Температура слоя, °С	
7	5–15	34,5	<i>125</i>	<i>135</i>	<i>22,6</i>	<i>670</i>	
8			115	120	17,5	720	
9			125	130	15,5	750	
<b>10</b>		25,2		<i>130</i>	<i>170</i>	<i>38,2</i>	<i>620</i>
11				130	160	34,4	650
12				<b>130</b>	<b>150</b>	<b>30,0</b>	<b>680</b>
13				130	140	25,0	725
14				130	130	19,2	770
<b>15</b>		15,1		<i>150</i>	<i>220</i>	<i>50,0</i>	<i>590</i>
16				130	200	45,0	620
17				150	185	43,2	650
18				<b>130</b>	<b>170</b>	<b>41,2</b>	<b>680</b>
19				150	160	37,5	725
20				130	140	35,7	770
<b>21</b>		6,0		<i>150</i>	<i>270</i>	<i>60,0</i>	<i>550</i>
22				130	262	57,3	590
23				150	250	52,0	630
24				130	235	51,1	660
25				<b>150</b>	<b>240</b>	<b>45,8</b>	<b>680</b>
26				130	215	43,1	725
27				150	188	40,7	770

В таблице С.4 приведены данные технического и элементного анализа полученных образцов термококка.

Таблица С.4 – Технический и элементный анализ термококка

Номер опыта	Технический и элементный анализ термококка, %								$Q_i^r$ МДж/кг
	$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	
7	<b>н/об</b>	<b>9,1</b>	<b>7,0</b>	<b>91,9</b>	<b>1,51</b>	<b>0,82</b>	<b>5,6</b>	<b>0,12</b>	<b>29,4</b>
8	н/об	10,1	6,6	92,4	1,42	0,8	5,2	0,12	29,2
9	н/об	10,2	6,3	93,4	1,37	0,92	4,1	0,16	29,6
<b>10</b>	<b>н/об</b>	<b>7,7</b>	<b>14</b>	<b>89,1</b>	<b>1,8</b>	<b>0,63</b>	<b>8,3</b>	<b>0,12</b>	<b>29,0</b>
11	н/об	8,5	11,0	91	1,23	0,68	6,9	0,12	28,9
<b>12</b>	<b>н/об</b>	<b>8,6</b>	<b>7,6</b>	<b>92,6</b>	<b>1,28</b>	<b>0,77</b>	<b>5,2</b>	<b>0,12</b>	<b>29,6</b>
13	н/об	8,2	6,5	93	0,87	0,90	5,1	0,13	29,5
14	н/об	9,8	6,0	92,8	1,12	0,87	5,0	0,12	29,2
<b>15</b>	<b>н/об</b>	<b>5,8</b>	<b>18,0</b>	<b>87,2</b>	<b>1,63</b>	<b>0,43</b>	<b>10,54</b>	<b>0,18</b>	<b>28,6</b>
16	н/об	6,4	15,1	88,9	1,35	0,48	9,05	0,15	28,8
17	н/об	7,0	10,2	90,4	1,30	0,52	7,62	0,13	29,2
<b>18</b>	<b>н/об</b>	<b>7,0</b>	<b>8,5</b>	<b>92,9</b>	<b>1,50</b>	<b>0,87</b>	<b>4,52</b>	<b>0,17</b>	<b>30,5</b>
19	н/об	7,2	7,5	92	1,40	0,83	5,5	0,18	30,0
20	н/об	8,5	5,5	92,9	1,30	0,67	5,0	0,12	29,8
<b>21</b>	<b>н/об</b>	<b>4,8</b>	<b>22,0</b>	<b>86,4</b>	<b>2,44</b>	<b>0,4</b>	<b>10,51</b>	<b>0,18</b>	<b>29,4</b>
22	н/об	5,0	20,2	86,7	2,36	0,5	10,22	0,17	29,4
23	н/об	5,1	14,1	87,6	2,00	0,42	9,84	0,12	29,4
24	н/об	5,4	11,2	89	1,82	0,43	8,61	0,12	29,7
<b>25</b>	<b>н/об</b>	<b>5,4</b>	<b>9,6</b>	<b>91,1</b>	<b>1,73</b>	<b>0,48</b>	<b>6,52</b>	<b>0,13</b>	<b>30,4</b>
26	н/об	6,8	7,5	92,3	1,50	0,44	5,54	0,16	30,3
27	н/об	9,0	6,1	92,9	1,30	0,51	5,1	0,14	29,6

В таблицах С.5–С.6 представлены исходные данные и экспериментальные данные для опытов с предварительно подсушенным углем.

Таблица С.5 – Характеристики исходного угля

Технический и элементный анализ исходного угля, %								$Q_i^r$ МДж/кг
$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	
25,2	4,9	47,6	71,0	4,9	0,7	23,1	0,15	18,3

Таблица С.6 – Параметры технологического процесса

№ опыта	Удельный расход воздуха в ванну кипящего слоя, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Температура в ванне кипящего слоя, °С	Удельный расход угля на поперечное сечение реактора, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Удельный выход термококка, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	Выход термококка, %
<b>10</b>	<b>4545</b>	<b>620</b>	<b>5944</b>	<b>2273</b>	<b>38,2</b>
11	4545	650	5594	1923	34,4
<b>12</b>	<b>4545</b>	<b>680</b>	<b>5245</b>	<b>1573</b>	<b>30,0</b>
13	4545	725	4895	1224	25,0
14	4545	770	4545	874	19,2



В таблицах С.7–С.8 представлены исходные данные и экспериментальные данные для опытов с предварительно подсушенным углем.

Таблица С.7 – Характеристики исходного угля

Технический и элементный анализ исходного угля, %								$Q_i^r$ МДж/кг
$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	
15,1	4,9	47,6	71,0	4,9	0,7	23,1	0,15	21,1

Таблица С.8 – Параметры технологического процесса

№ опыта	Удельный расход воздуха в ванну кипящего слоя, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Температура в ванне кипящего слоя, °С	Удельный расход угля на поперечное сечение реактора, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Удельный выход термококка, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	Выход термококка, %
<b>15</b>	<b>5245</b>	<b>590</b>	<b>7692</b>	<b>3846</b>	<b>50,0</b>
16	4545	620	6993	3147	45,0
17	5245	650	6469	2797	43,2
18	4545	680	5944	2448	41,2
19	5245	725	5594	2098	37,5
20	4545	770	4895	1748	35,7

В таблицах С.9 – С.10 представлены исходные данные и экспериментальные данные для опытов с предварительно подсушенным углем.

Таблица С.9 – Характеристики исходного угля

Технический и элементный анализ исходного угля, %								$Q_i^r$ МДж/кг
$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	
6,0	4,9	47,6	71,0	4,9	0,7	23,1	0,15	23,6

Таблица С.10 – Параметры технологического процесса

№ опыта	Удельный расход воздуха в ванну кипящего слоя, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Температура в ванне кипящего слоя, °С	Удельный расход угля на поперечное сечение реактора, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Удельный выход термококса, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	Выход термококса, %
<b>21</b>	<b>5245</b>	<b>550</b>	<b>9441</b>	<b>5664</b>	<b>60,0</b>
22	4545	590	9161	5245	57,3
23	5245	630	8741	4545	52,0
24	4545	660	8217	4196	51,1
25	5245	680	8392	3846	45,8
26	4545	725	7517	3238	43,1

В таблицах С.11–С.12 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 10

Таблица С.11 – Материальный баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 10

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 25,25 \%$ , $Q_{н^p} = 18,3$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	2,689	2084,2
– непосредственно в ванну кипящего слоя	0,986	764,7
– на сжигание летучих в верхней части реактора	1,703	1319,5
Итого приход	3,689	2084,2
Расход		
Термококс ( $Q_{н^p} = 29,0$ МДж/кг)	0,382	–
Дымовые газы	3,307	2659,9
Итого расход	3,689	2659,9

Таблица С.12 – Тепловой баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 10

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 18,3$ МДж/кг)	18,3	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококса ( $0,382 \times 29,0$ МДж/кг)	11,1	60,3
Тепловая энергия от сгорания летучих	6,1	33,3
Энтальпия термококса	0,5	2,5
Теплопотери	0,7	3,9
Итого расход	18,3	100,0

В таблицах С.13–С.14 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 15

Таблица С.13 – Материальный баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 15

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 15,1 \%$ , $Q_{н^p} = 21,1$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	2,511	1946,4
– непосредственно в ванну кипящего слоя	0,880	681,8
– на сжигание летучих в верхней части реактора	1,631	1264,6
Итого приход	3,511	1946,4
Расход		
Термококс ( $Q_{н^p} = 28,4$ МДж/кг)	0,500	–
Дымовые газы	3,010	2419,3
Итого расход	3,511	2419,3

Таблица С.14 – Тепловой баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 15

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 21,1$ МДж/кг)	21,1	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококса ( $0,5 \times 28,4$ МДж/кг)	14,2	67,1
Тепловая энергия от сгорания летучих	5,8	27,6
Энтальпия термококса	0,6	2,8
Теплопотери	0,5	2,5
Итого расход	21,1	100,0

В таблицах С.15–С.16 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 21

Таблица С.15 – Материальный баланс процесса получения термококкса в кипящем слое, опыт № 21

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p=6,0\%$ , $Q_{н^p} = 23,6$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	2,184	1693,3
– непосредственно в ванну кипящего слоя	0,717	555,6
– на сжигание летучих в верхней части реактора	1,467	1137,8
Итого приход	3,184	1693,3
Расход		
Термококкс ( $Q_{н^p} = 29,2$ МДж/кг)	0,600	–
Дымовые газы	2,584	2051,1
Итого расход	3,184	2051,1

Таблица С.16 – Тепловой баланс процесса получения термококкса в кипящем слое, опыт № 21

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 23,6$ МДж/кг)	23,6	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококкса ( $0,6 \times 29,2$ МДж/кг)	17,5	74,1
Тепловая энергия от сгорания летучих	5,1	21,7
Энтальпия термококкса	0,7	3,0
Теплопотери	0,3	1,2
Итого расход	23,6	100,0

В таблице С.17 приведены результаты рассева образцов термококкса, полученного в опытах № 7–27

Таблица С.17 – Результаты рассева полученных термококсов

№ опыта	Содержание класса крупности, %					
	10–13 мм	6–10 мм	2,5–6 мм	1–2,5 мм	0,5–1 мм	0–0,5 мм
7	0,0	0,0	33,2	43,7	16,1	7,0
8	0,0	0,0	38,5	40,0	15,6	5,9
9	0,0	0,0	29,2	46,3	17,6	6,9
Среднее по 7–9	0,0	0,0	33,6	43,3	16,4	6,6
10	0,0	32,0	40,2	25,2	2,1	0,5
11	0,0	25,0	40,4	30,5	3,4	0,7
Среднее по 10–11	0,0	28,5	40,3	27,9	2,8	0,6
12	0,0	18,3	45,2	32,1	3,2	1,2
13	0,0	15,1	45,1	36,2	3,3	0,3
14	0,0	12,0	48,3	34,5	5,0	0,2
Среднее по 12–14	0,0	15,1	46,2	34,3	3,8	0,6
15	15,4	21,0	51,0	11,0	1,2	0,4
16	14,2	24,0	50,0	10,0	1,2	0,6
17	11,2	19,2	49,0	12,5	7,6	0,5
Среднее по 15–17	13,6	21,4	50,0	11,2	3,3	0,5
18	8,0	19,0	45,1	23,4	4,4	0,1
19	5,1	19,1	44,1	25,0	6,3	0,4
20	4,2	17,2	41,0	23,0	14,1	0,5
Среднее по 18–20	5,8	18,4	43,4	23,8	8,3	0,3
21	22,1	60,1	8,2	6,2	2,4	1,0
22	20,1	60,2	10,2	5,3	3,1	1,1
23	20,2	51,2	15,2	8,6	4,0	0,8
24	18,4	35,0	27,0	10,2	8,5	0,9
Среднее по 21–24	20,2	51,6	15,2	7,6	4,5	1,0
25	13,4	24,0	42,0	13,0	6,5	1,1
26	12,7	23,5	47,1	12,0	3,7	1,0
27	11,2	22	51,1	13,2	2,0	0,5
Среднее по 25–27	12,4	23,2	46,7	12,7	4,1	0,9

В таблице С.18 приведен гранулометрический состав образцов термококса, полученного в опытах № 7–27

Таблица С.18 – Гранулометрический состав полученных термококсов

№ опыта	Остаток на сите, % с размером ячейки						
	13 мм	10 мм	6 мм	2,5 мм	1 мм	0,5 мм	Дно
7	0,0	0,0	0,0	33,2	76,9	93,0	100,0
8	0,0	0,0	0,0	38,5	78,5	94,1	100,0
9	0,0	0,0	0,0	29,2	75,5	93,1	100,0
Среднее по 7–9	0,0	0,0	0,0	33,6	77,0	93,4	100,0
10	0,0	0,0	32,0	72,2	97,4	99,5	100,0
11	0,0	0,0	25,0	65,4	95,9	99,3	100,0
Среднее по 10–11	0,0	0,0	28,5	68,8	96,7	99,4	100,0
12	0,0	0,0	18,3	63,5	95,6	98,8	100,0
13	0,0	0,0	15,1	60,2	96,4	99,7	100,0
14	0,0	0,0	12,0	60,3	94,8	99,8	100,0
Среднее по 12–14	0,0	0,0	15,1	61,3	95,6	99,4	100,0
15	0,0	15,4	36,4	87,4	98,4	99,6	100,0
16	0,0	14,2	38,2	88,2	98,2	99,4	100,0
17	0,0	11,2	30,4	79,4	91,9	99,5	100,0
Среднее по 15–17	0,0	13,6	35,0	85,0	96,2	99,5	100,0
18	0,0	8,0	27,0	72,1	95,5	99,9	100,0
19	0,0	5,1	24,2	68,3	93,3	99,6	100,0
20	0,0	4,2	21,4	62,4	85,4	99,5	100,0
Среднее по 18–20	0,0	5,8	24,2	67,6	91,4	99,7	100,0
21	0,0	22,1	82,2	90,4	96,6	99,0	100,0
22	0,0	20,1	80,3	90,5	95,8	98,9	100,0
23	0,0	20,2	71,4	86,6	95,2	99,2	100,0
24	0,0	18,4	53,4	80,4	90,6	99,1	100,0
Среднее по 21–24	0,0	20,2	71,8	87,0	94,6	99,1	100,0
25	0,0	13,4	37,4	79,4	92,4	98,9	100,0
26	0,0	12,7	36,2	83,3	95,3	99,0	100,0
27	0,0	11,2	33,2	84,3	97,5	99,5	100,0
Среднее по 25–27	0,0	12,4	35,6	82,3	95,1	99,1	100,0

В таблицах С.19–С.20 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 12

Таблица С.19 – Материальный баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 12

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 25,25 \%$ , $Q_{н^p} = 18,3$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> )	3,455	2679,2
Итого приход	4,455	3283,5
Расход		
Термококс ( $Q_{н^p} = 29,0$ МДж/кг)	0,300	-
ДЫМОВЫЕ ГАЗЫ	4,155	3283,5
Итого расход	4,455	3283,5

Таблица С.20 – Тепловой баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 12

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 18,3$ МДж/кг)	18,3	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококса (29,4 МДж/кг)	8,8	48,0
Тепловая энергия от сгорания летучих	8,0	43,6
Энтальпия термококса	0,4	2,0
Теплопотери	1,1	6,4
Итого расход	18,3	100,0



В таблицах С.21–С.22 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 18

Таблица С.21 – Материальный баланс процесса получения термококкса в кипящем слое, опыт № 18

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 15,1 \%$ , $Q_{н^p} = 21,1$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> )	3,423	2653,8
Итого приход	4,423	2653,8
Расход		
Термококкс ( $Q_{н^p} = 30,3$ МДж/кг)	0,380	-
Дымовые газы	4,043	3165,3
Итого расход	4,423	2653,8

Таблица С.22 – Тепловой баланс процесса получения термококкса в кипящем слое, опыт № 18

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 21,1$ МДж/кг)	21,1	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококкса (30,3 МДж/кг)	11,5	54,5
Тепловая энергия от сгорания летучих	8,1	38,2
Энтальпия термококкса	0,5	2,2
Теплопотери	1,0	5,1
Итого расход	21,1	100,0

В таблицах С.23–С.24 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 25

Таблица С.23 – Материальный баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 25

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p=6,0\%$ , $Q_{H^p} = 23,6$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> )	3,538	2742,3
Итого приход	4,538	2742,3
Расход		
Термококс ( $Q_{H^p} = 30,2$ МДж/кг)	0,450	-
ДЫМОВЫЕ ГАЗЫ	4,088	3163,8
Итого расход	4,538	3163,8

Таблица С.24 – Тепловой баланс процесса получения термококса в кипящем слое, опыт № 25

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{H^p} = 23,6$ МДж/кг)	23,6	100,0
Расход		
Теплота сгорания термококса ( $0,56 \times 29,2$ МДж/кг)	13,6	57,6
Тепловая энергия от сгорания летучих	8,4	35,6
Энтальпия термококса	0,5	2,3
Теплопотери	1,1	4,5
Итого расход	23,6	100,0

Таблица С.25 – Результаты расчета эмиссии углекислого газа при производстве термококса из угля с различной влажностью (диапазон температур 680-700 °С)

Наименование параметра	Значение			
	25	18	12	7
Номер опыта	25	18	12	7
Общая влага угля, %	6,0	15,0	25,0	34,5
Рабочая зольность кокса, %	5,40	7,00	8,60	9,10
Рабочая зольность угля, %	4,61	4,17	3,68	3,21
Углерода в 1 т угля, С <sub>г</sub> , т	0,63	0,57	0,51	0,44
Эмиссия СО <sub>2</sub> при сжигании угля, т	2,33	2,10	1,86	1,62
Углерода в 1 т термококса, С <sub>г</sub> , т	0,86	0,86	0,85	0,84
Выход термококса, т	0,45	0,38	0,30	0,23
Выводится углерода с термококсом, т	0,39	0,33	0,25	0,19
Остается углерода, т	0,25	0,25	0,25	0,25
Эмиссия СО <sub>2</sub> , т	0,91	0,90	0,93	0,93
Эмиссия СО <sub>2</sub> , кг/кг исходного угля	0,63	0,69	0,81	0,93
Эмиссия СО <sub>2</sub> , кг/кг термококса	2,01	2,37	3,09	4,11
Производительность по тепловой энергии, ГДж	10,02	9,62	9,53	9,10
Эмиссия СО <sub>2</sub> , кг/ГДж	90,31	93,60	97,12	101,94
Эмиссия СО <sub>2</sub> при сжигании угля исходной влажности (необходимого для подготовки 1 т угля требуемой влажности), кг/ГДж	102,7	102,7	102,7	102,7

Таблица С.26 – Результаты расчета эмиссии углекислого газа при производстве полукокса из угля с различной влажностью (диапазон температур 550-680 °С)

Наименование параметра	Значение			
	21	15	10	7
Номер опыта	21	15	10	7
Общая влага угля, %	6,0	15,0	25,0	34,5
Рабочая зольность полукокса, %	4,80	5,80	7,00	9,10
Рабочая зольность угля, %	4,61	4,17	3,68	3,21
Углерода в 1 т угля, С <sub>г</sub> , т	0,63	0,57	0,51	0,44
Эмиссия СО <sub>2</sub> при сжигании угля, т	2,33	2,10	1,86	1,62
Углерода в 1 т полукокса, С <sub>г</sub> , т	0,82	0,82	0,83	0,84
Выход полукокса, т	0,60	0,50	0,38	0,23
Выводится углерода с полукоksom, т	0,49	0,41	0,32	0,19
Остается углерода, т	0,14	0,16	0,19	0,25
Эмиссия СО <sub>2</sub> , т	0,52	0,60	0,70	0,93
Эмиссия СО <sub>2</sub> , кг/кг исходного угля	0,36	0,46	0,61	0,93
Эмиссия СО <sub>2</sub> , кг/кг полукокса	0,86	1,20	1,82	4,11
Производительность по тепловой энергии, ГДж	6,11	6,95	7,28	9,10
Эмиссия СО <sub>2</sub> , кг/ГДж	84,70	86,14	95,66	101,94
Эмиссия СО <sub>2</sub> при сжигании угля исходной влажности (необходимого для подготовки 1 т угля требуемой влажности), кг/ГДж	102,7	102,7	102,7	102,7

В таблице С.27 приведены уравнения зависимости зольности, выхода летучих веществ, относительного и удельного выхода термококса, удельного производства тепловой энергии, полученные линейной аппроксимацией данных.

Таблица С.27 – Зависимость показателей от температуры кипящего слоя

Показатель	Общая влага угля, %			
	6	15	25	33
Зольность $A^d(t)$ , %	$0,0335 \cdot t - 17,092$	$0,0121 \cdot t - 1,155$	$0,0101 \cdot t + 1,7969$	$0,015 \cdot t - 0,9193$
Выход летучих веществ $V^{daf}(t)$ , %	$-0,0447 \cdot t + 40,225$	$-0,037 \cdot t + 34,029$	$-0,038 \cdot t + 34,584$	$-0,0087 \cdot t + 12,82$
Относительный выход $G(t)$ , %	$-0,0847 \cdot t + 105,22$	$-0,0673 \cdot t + 85,682$	$-0,1241 \cdot t + 114,82$	$-0,0896 \cdot t + 82,438$
Удельный выход $G_{уд}(t)$ , кг/ГДж	$-0,2339 \cdot t + 213,34$	$-0,172 \cdot t + 163,5$	$-0,2167 \cdot t + 181,12$	$-0,1329 \cdot t + 112,57$
Удельное производство тепловой энергии, ГДж/т	$0,1117 \cdot t - 57,162$	$0,107 \cdot t - 50,668$	$0,3413 \cdot t - 200,13$	$0,4061 \cdot t - 230,07$

В таблице С.28 приведены уравнения зависимости зольности, выхода летучих веществ, относительного и удельного выхода *полукокса*, удельного производства тепловой энергии, полученные линейной аппроксимацией данных.

Таблица С.28 – Зависимость показателей от температуры кипящего слоя

Показатель	Общая влага угля, %		
	6	15	25
Зольность $A^d(t)$ , %	$0,0051 \cdot t + 1,9908$	$0,0141 \cdot t - 2,4223$	$0,0147 \cdot t - 1,235$
Выход летучих веществ $V^{daf}(t)$ , %	$-0,1032 \cdot t + 79,558$	$-0,111 \cdot t + 83,41$	$-0,1067 \cdot t + 80,2$
Относительный выход $G(t)$ , %	$-0,1026 \cdot t + 117,07$	$-0,097 \cdot t + 105,43$	$-0,0882 \cdot t + 90,576$
Удельный выход $G_{уд}(t)$ , кг/ГДж	$0,0656 \cdot t - 26,214$	$0,0783 \cdot t - 32,153$	$0,1412 \cdot t - 65,959$
Удельное производство тепловой энергии, ГДж/т	$-0,3585 \cdot t + 295,19$	$-0,3442 \cdot t + 278,44$	$-0,2025 \cdot t + 171,16$

## Определение выбросов загрязняющих веществ расчетными методами

### Определение выбросов загрязняющих веществ при сжигании Березовского угля в котле КВТС-20

Расчёт выбросов загрязняющих веществ осуществляется согласно «Методике определения выбросов загрязняющих веществ в атмосферу при сжигании топлива в котлах производительностью менее 30 тонн пара в час или менее 20 Гкал в час», утвержденной Государственным комитетом Российской Федерации по охране окружающей среды 9 июля 1999 г.

**Тепловая мощность котла КВТС-20 – 20 Гкал/ч (23,23 МВт).**

**Расчёт выбросов оксидов азота** осуществляется по формуле:

$$M_{NO_x} = V_p \times Q_i^r \times K_{NO_2}^T \times \beta_r \times k_{\Pi}, \quad (1)$$

где  $V_p$  – расчётный расход топлива, определяемый по формуле (2), кг/с (т/год);  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания угля, составляющая 15,91 МДж/кг;  $K_{NO_2}^T$  – удельный выброс оксидов азота при слоевом сжигании твёрдого топлива, г/МДж;  $\beta_r$  – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рециркуляции дымовых газов, подаваемых в смеси с дутьевым воздухом под колосниковую решетку, на образование оксидов азота;  $k_{\Pi}$  – коэффициент пересчёта (при определении выбросов в тоннах в год  $k_{\Pi} = 10^{-3}$ ).

$$V_p = V \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (2)$$

где  $V$  – фактический расход топлива, составляющий 41 866 т/год;  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, %. В рассматриваемом случае  $q_4$  принята равной 6,50 %.

Из формулы (2) следует, что  $V_p = 41\,866 \times \left(1 - \frac{6,50}{100}\right) = 39\,145$  т/год или 1,55 кг/с (7000 ч/год).

Величина  $K_{NO_2}^T$  определяется по формуле:

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times \alpha_T \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100-R_6}{100}\right) \times \sqrt[4]{Q_i^r \times q_R}, \quad (3)$$

где  $\alpha_T$  – коэффициент избытка воздуха в топке, определяемый по формуле (4);  $R_6$  – характеристика гранулометрического состава угля: остаток на сите с размером ячеек 6 мм, %, – которая принимается по данным сертификата на уголь (в рассматриваемом случае  $R_6 = 30,0$  %);  $q_R$  – тепловое напряжение зеркала горения, МВт/м<sup>2</sup>.

$$\alpha_T = \frac{21}{21-O_2}, \quad (4)$$

где  $O_2$  – концентрация кислорода в дымовых газах на выходе из устройства для сжигания, %. В отсутствие информации о концентрации кислорода в дымовых газах на выходе из устройства для сжигания, как в рассматриваемом случае,  $\alpha_T$  принимается равным 2,5.

Величина  $q_R$  рассчитывается по формуле:

$$q_R = Q_T/F, \quad (5)$$

где  $Q_T$  – фактическая тепловая мощность устройства для сжигания по введённой в топку тепловой энергии, МВт;  $F$  – зеркало горения (определяется по паспортным данным котла КВТС-20), м<sup>2</sup>.

$Q_T$  определяется по формуле:

$$Q_T = V_p \times Q_i^r. \quad (6)$$

Тогда  $Q_T = 1,55 \times 15,91 = 24,71$  МВт.

$F$  принята равной 17,55 м<sup>2</sup> (2,70 м × 6,50 м) на основе характеристик устройства для сжигания идентичной мощности. Тогда в соответствии с

формулой (5)

$$q_R = \frac{24,71}{17,55} = 1,41 \text{ МВт/м}^2.$$

Результат подстановки полученных значений в формулу (3):

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times 2,5 \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100-30,0}{100}\right) \times \sqrt[4]{15,91 \times 1,41} = 0,289.$$



$$\beta_r = 1 - 0,075 * \sqrt{r}, \quad (7)$$

где  $r$  – степень рециркуляции дымовых газов, %. В рассматриваемом случае  $r = 0$ , поскольку рециркуляция отсутствует. Следовательно,  $\beta_r = 1$ .

Результат подстановки полученных значений в формулу (1):

$$M_{NO_x} = 39\,145 \times 15,91 \times 0,289 \times 1 \times 10^{-3} = 179,68 \text{ т/год.}$$

В связи с установленными отдельными ПДК для оксида и диоксида азота и с учётом трансформации оксида азота в атмосферном воздухе суммарные выбросы оксидов азота разделяются на следующие составляющие (с учётом различия молекулярных масс этих веществ):

$$M_{NO_2} = 0,8 \times M_{NO_x} \quad (8)$$

$$M_{NO} = (1 - 0,8) \times M_{NO_x} \times \frac{\mu_{NO}}{\mu_{NO_2}} \quad (9)$$

Из формул (8) и (9) следует, что  $M_{NO_2} = 125,6$  т/год,  $M_{NO} = 436,0$  т/год.

**Суммарное количество оксидов серы ( $M_{SO_2}$ ), выбрасываемых в атмосферу с дымовыми газами (г/с, т/год), рассчитывается по формуле:**

$$M_{SO_2} = 0,02 \times B \times S^r \times (1 - \eta'_{SO_2}) \times (1 - \eta''_{SO_2}), \quad (10)$$

где  $B$  – расход натурального топлива за рассматриваемый период, составляющий 41 866 т/год;  $S^r$  – содержание серы в топливе на рабочую массу, составляющее 0,15 %;  $\eta'_{SO_2}$  – доля оксидов серы, связываемых летучей золой в устройстве для сжигания (в рассматриваемом случае равна нулю);  $\eta''_{SO_2}$  – доля оксидов серы, улавливаемых в мокром золоуловителе попутно с улавливанием твёрдых частиц (в рассматриваемом случае её значение равно нулю по причине отсутствия мокрого золоуловителя). Результат подстановки полученных значений в формулу (11):

$$M_{SO_2} = 0,02 \times 41\,866 \times 0,15 \times (1 - 0) \times (1 - 0) = 125,6 \text{ т/год.}$$

**Оценка суммарного количества выбросов оксида углерода  $CO$ , т/год:**

$$M_{CO} = 10^{-3} \times B \times Q_i^r \times K_{CO} \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (11)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания, МДж/кг;  $K_{CO}$  – количество оксида углерода, образующееся на единицу тепла, выделяющегося при горении топлива, кг/ГДж (для бурых углей равно 0,70);  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, % (определены в (3)).

Результат подстановки полученных значений в формулу (13):

$$M_{CO} = 10^{-3} \times 41\,866 \times 15,91 \times 0,70 \times \left(1 - \frac{6,50}{100}\right) = 436,0 \text{ т/год.}$$

**Концентрацию бенз(а)пирена** в сухих дымовых газах устройств для сжигания малой мощности при слоевом сжигании твёрдых топлив  $c_{бп}$  (мг/нм<sup>3</sup>), приведённую к избытку воздуха в дымовых газах  $\alpha=1,4$ , рассчитывают по формуле:

$$c_{бп} = 10^{-3} \times \left(\frac{A \times Q_i^r}{e^{2,5 \times \alpha}} + \frac{R}{t_H}\right) \times K_d \times K_{зy}, \quad (12)$$

где  $A$  – коэффициент, характеризующий тип колосниковой решетки и вид топлива, который для углей принимают равным 2,5;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания топлива, равная 15,91 МДж/кг;  $t_H$  – температура насыщения при давлении в барабане паровых котлов или на выходе из котла для водогрейных котлов (принята для наихудшего возможного варианта равной 150 °С);  $R$  – коэффициент, характеризующий температурный уровень экранов, значение которого при указанной  $t_H$  составляет 350;  $K_d$  – коэффициент, учитывающий нагрузку устройства для сжигания, при соответствии номинальной и фактической нагрузки равный 1;  $K_{зy}$  – коэффициент, учитывающий степень улавливания бенз(а)пирена золоуловителем, при отсутствии золоуловителя равный 1.

Результат подстановки полученных значений в формулу (12):

$$c_{бп} = 10^{-3} \times \left(\frac{2,5 \times 15,91}{e^{2,5 \times 1,4}} + \frac{350}{150}\right) \times 1 \times 1 = 0,00431 \text{ мг/нм}^3.$$

**Суммарное количество бенз(а)пирена ( $M_{бп}$ )**, поступающего в атмосферу с дымовыми газами, т/год:

$$M_{\text{бп}} = c_{\text{бп}} \times V_{\text{дг}} \times B_p \times k_{\text{п}}, \quad (13)$$

где  $V_{\text{дг}}$  – объём дымовых газов, рассчитываемый по формуле (14),  $\text{м}^3$ ;  $k_{\text{п}}$  – поправочный коэффициент, значение которого составляет  $10^{-6}$  при определении выбросов в т/год.

$$V_{\text{дг}} = K \times Q_i^r, \quad (14)$$

где  $K$  для бурых углей равен 0,375. Следовательно,  $V_{\text{дг}} = 6,0 \text{ нм}^3/\text{кг}$ ,

Результат подстановки полученных значений в формулу (15):

$$M_{\text{бп}} = 0,00431 \times 6,0 \times 39\,145 \times 10^{-6} = 0,00101 \text{ т/год.}$$

**Суммарное количество твёрдых частиц** (летучей золы и несгоревшего топлива:  $M_{\text{ТВ}}$ ), поступающих в атмосферу с дымовыми газами, т/год:

$$M_{\text{ТВ}} = 0,01 \times B \times \left( a_{\text{yh}} \times A^r + q_{\text{н}} \times \frac{Q_i^r}{32,68} \right) \times (1 - \eta_3), \quad (15)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год; с учетом того, что значительная часть золы выводится из котла вместе с мелочью коксовой,  $a_{\text{yh}}$  – доля золы, уносимая газами из котла (по опытным данным принята как 0,5);  $A^r$  – зольность топлива на рабочую массу, равная 4,3 %;  $\eta_3$  – доля твердых частиц, улавливаемых в золоуловителях (по опытным данным принята как 0,8).

Таким образом,  $M_{\text{ТВ}} = 406,5 \text{ т/год.}$

Наименование вещества	Значение	
	т/год	г/с
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	143,75	5,70
Оксид азота, NO	23,44	0,93
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	125,6	4,98
Оксид углерода, CO	436,0	17,30
Бенз(а)пирен	0,001008	0,000039985
Твёрдые частицы	406,5	16,1

**Определение выбросов загрязняющих веществ при производстве  
полукокса по технологии «Термококк-КС»**

*Тепловая мощность энерготехнологической установки – 20 Гкал/ч  
(23,23 МВт).*

Расчёт выбросов загрязняющих веществ осуществляется согласно «Методике определения выбросов загрязняющих веществ в атмосферу при сжигании топлива в котлах производительностью менее 30 тонн пара в час или менее 20 Гкал в час», утвержденной Государственным комитетом Российской Федерации по охране окружающей среды 9 июля 1999 г.

**Расчёт выбросов оксидов азота** осуществляется по формуле:

$$M_{NO_x} = V_p \times Q_i^r \times K_{NO_2}^T \times \beta_r \times k_{\Pi}, \quad (1)$$

где  $V_p$  – расчётный расход топлива, определяемый по формуле (2), кг/с (т/год);  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания подсушенного угля, составляющая 23,57 МДж/кг;  $K_{NO_2}^T$  – удельный выброс оксидов азота при слоевом сжигании твёрдого топлива, г/МДж;  $\beta_r$  – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рециркуляции дымовых газов, подаваемых в смеси с дутьевым воздухом под колосниковую решетку, на образование оксидов азота;  $k_{\Pi}$  – коэффициент пересчёта (при определении выбросов в тоннах в год  $k_{\Pi} = 10^{-3}$ ).

$$V_p = B \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (2)$$

где  $B$  – фактический расход топлива, составляющий 102 728 т/год;  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, %. В рассматриваемом случае  $q_4$  определяется следующим образом:

$$q_4 = \frac{Q_{\Pi}^r \times B_{\Pi}}{Q_i^r \times B} \times 100\%, \quad (3)$$

где  $Q_{\Pi}^r$  – низшая теплота сгорания полукокса, составляющая 29,18 МДж/кг;  $B_{\Pi}$  – фактический выход полукокса, составляющий 61 637 т/год. Подставив значения в (3), получим:  $q_4 = \frac{29,18 \times 61\,637}{23,57 \times 102\,728} \times 100 = 74,28\%$ .

Из формулы (2) следует, что  $V_p = 102\,728 \times \left(1 - \frac{74,28}{100}\right) = 26\,421$  т/год или 1,05 кг/с.

Величина  $K_{NO_2}^T$  определяется по формуле:

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times \alpha_T \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100 - R_6}{100}\right) \times \sqrt[4]{Q_i^r \times q_R}, \quad (4)$$

где  $\alpha_T$  – коэффициент избытка воздуха в топке, определяемый по формуле (5);  $R_6$  – характеристика гранулометрического состава угля: остаток на сите с размером ячеек 6 мм, %, – которая принимается по данным сертификата на уголь (в рассматриваемом случае, при гранулометрическом составе исходного угля 5–15 мм, а полукокса, присутствующего в реакторе кипящего слоя, – 0-10 мм, пример  $R_6 = 50,0$  %);  $q_R$  – тепловое напряжение зеркала горения, МВт/м<sup>2</sup>.

$$\alpha_T = \frac{21}{21 - O_2}, \quad (5)$$

где  $O_2$  – концентрация кислорода в дымовых газах на выходе из устройства для сжигания, равная 4,8 % по данным инструментальных замеров.

Величина  $q_R$  рассчитывается по формуле:

$$q_R = Q_T / F, \quad (6)$$

где  $Q_T$  – фактическая тепловая мощность устройства для сжигания по введённой в топку тепловой энергии, МВт;  $F$  – зеркало горения (определяется по паспортным данным установки для сжигания), м<sup>2</sup>.

$Q_T$  определяется по формуле:

$$Q_T = V_p \times Q_i^r. \quad (7)$$

Тогда  $Q_T = 1,05 \times 23,57 = 24,71$  МВт.

$F$  принята равной 3,0 м<sup>2</sup> (1,0 м × 3,0 м – реальные размеры реактора кипящего слоя). Тогда в соответствии с формулой (6)

$$q_R = 24,71 / 3,0 = 8,24 \text{ МВт/м}^2.$$

Результат подстановки полученных значений в формулу (4):

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times 2,5 \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100-50,0}{100}\right) \times \sqrt[4]{23,57 \times 8,24} = 0,199.$$

$$\beta_r = 1 - 0,075 * \sqrt{r}, \quad (8)$$

где  $r$  – степень рециркуляции дымовых газов, %. В рассматриваемом случае  $r = 0$ , поскольку рециркуляция отсутствует. Следовательно,  $\beta_r = 1$ .

Результат подстановки полученных значений в формулу (1):

$$M_{NO_x} = 26\,421 \times 23,57 \times 0,199 \times 1 \times 10^{-3} = 123,66 \text{ т/год.}$$

В связи с установленными отдельными ПДК для оксида и диоксида азота и с учётом трансформации оксида азота в атмосферном воздухе суммарные выбросы оксидов азота разделяются на следующие составляющие (с учётом различия молекулярных масс этих веществ):

$$M_{NO_2} = 0,8 \times M_{NO_x} \quad (9)$$

$$M_{NO} = (1 - 0,8) \times M_{NO_x} \times \frac{\mu_{NO}}{\mu_{NO_2}} \quad (10)$$

Из формул (8) и (9) следует, что  $M_{NO_2} = 86,3$  т/год,  $M_{NO} = 373,7$  т/год.

**Суммарное количество оксидов серы ( $M_{SO_2}$ ), выбрасываемых в атмосферу с дымовыми газами (г/с, т/год), рассчитывается по формуле:**

$$M_{SO_2} = 0,02 \times B \times S^r \times (1 - \eta'_{SO_2}) \times (1 - \eta''_{SO_2}), \quad (11)$$

где  $B$  – расход натурального топлива за рассматриваемый период, составляющий 102 728 т/год;  $S^r$  – содержание серы в топливе на рабочую массу, составляющее 0,15 %;  $\eta'_{SO_2}$  – доля оксидов серы, связываемых летучей золой в устройстве для сжигания (в рассматриваемом случае – та часть серы, которая остаётся в полукоксе);  $\eta''_{SO_2}$  – доля оксидов серы, улавливаемых в мокром золоуловителе попутно с улавливанием твёрдых частиц (в рассматриваемом случае её значение равно нулю по причине отсутствия мокрого золоуловителя).  $\eta'_{SO_2}$  рассчитывается по формуле:

$$\eta'_{SO_2} = \frac{B_{\Pi} \times S_{\Pi}^r}{B_y \times S_y^r}, \quad (12)$$

где  $B_y$ ,  $B_{\text{п}}$  – расход исходного угля и расход полукокса соответственно, т/год;  $S_y^r$ ,  $S_{\text{п}}^r$  – содержание серы на рабочую массу в угле и в полукоксе соответственно, %.

Подставляем значения в (12), получаем

$$\eta'_{SO_2} = \frac{61\,637 \times 0,18}{102\,728 \times 0,15} = 0,72$$

Результат подстановки полученных значений в формулу (11):

$$M_{SO_2} = 0,02 \times 102\,728 \times 0,2 \times (1 - 0,72) \times (1 - 0) = 86,3 \text{ т/год.}$$

**Оценка суммарного количества выбросов оксида углерода CO,**  
т/год:

$$M_{CO} = 10^{-3} \times B \times Q_i^r \times K_{CO} \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (13)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания, МДж/кг;  $K_{CO}$  – количество оксида углерода, образующееся на единицу тепла, выделяющегося при горении топлива, кг/ГДж (для каменных углей ( в связи с высокой теплотой сгорания сухого угля) равно 0,60);  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, % (определены в (3)).

Результат подстановки полученных значений в формулу (13):

$$M_{CO} = 10^{-3} \times 102\,728 \times 23,57 \times 0,60 \times \left(1 - \frac{74,28}{100}\right) = 373,7 \text{ т/год.}$$

**Концентрацию бенз(а)пирена** в сухих дымовых газах устройств для сжигания малой мощности при слоевом сжигании твёрдых топлив  $c_{\text{бп}}$  (мг/нм<sup>3</sup>), приведённую к избытку воздуха в дымовых газах  $\alpha=1,4$ , рассчитывают по формуле:

$$c_{\text{бп}} = 10^{-3} \times \left(\frac{A \times Q_i^r}{e^{2,5 \times \alpha}} + \frac{R}{t_{\text{н}}}\right) \times K_{\text{д}} \times K_{\text{зу}}, \quad (14)$$

где  $A$  – коэффициент, характеризующий тип колосниковой решетки и вид топлива, который для углей принимают равным 2,5;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания топлива, равная 23,57 МДж/кг;  $t_{\text{н}}$  – температура насыщения при давлении в барабане паровых котлов или на выходе из котла для водогрейных котлов (принята для наихудшего возможного варианта равной 150 °С);  $R$  –

коэффициент, характеризующий температурный уровень экранов, значение которого при указанной  $t_n$  составляет 350;  $K_d$  – коэффициент, учитывающий нагрузку устройства для сжигания, при соответствии номинальной и фактической нагрузки равный 1;  $K_{zy}$  – коэффициент, учитывающий степень улавливания бенз(а)пирена золоуловителем, при отсутствии золоуловителя равный 1.

Результат подстановки полученных значений в формулу (14):

$$c_{бп} = 10^{-3} \times \left( \frac{2,5 \times 23,57}{e^{2,5 \times 1,4}} + \frac{350}{150} \right) \times 1 \times 1 = 0,00464 \text{ мг/нм}^3.$$

**Суммарное количество бенз(а)пирена ( $M_{бп}$ ), поступающего в атмосферу с дымовыми газами, т/год:**

$$M_{бп} = c_{бп} \times V_{дг} \times B_p \times k_{п}, \quad (15)$$

где  $V_{дг}$  – объём дымовых газов, рассчитываемый по формуле (16),  $\text{м}^3$ ;  $k_{п}$  – поправочный коэффициент, значение которого составляет  $10^{-6}$  при определении выбросов в т/год.

$$V_{дг} = K \times Q_i^r, \quad (16)$$

где  $K$  для каменных углей (в связи с высокой удельной теплотой сгорания исходного топлива) равен 0,365. Следовательно,  $V_{дг} = 8,6 \text{ нм}^3/\text{кг}$ ,

Результат подстановки полученных значений в формулу (15):

$$M_{бп} = 0,00464 \times 8,6 \times 26\,421 \times 10^{-6} = 0,00105 \text{ т/год}.$$

**Суммарное количество твёрдых частиц (летучей золы и несгоревшего топлива:  $M_{ТВ}$ ), поступающих в атмосферу с дымовыми газами, т/год:**

$$M_{ТВ} = 0,01 \times B \times \left( a_{yh} \times A^r + q_n \times \frac{q_i^r}{32,68} \right) \times (1 - \eta_z), \quad (17)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год; с учетом того, что значительная часть золы выводится из котла вместе с мелочью коксовой,  $a_{yh}$  – доля золы, уносимая газами из котла (по опытным данным принята как 0,15);  $A^r$  – зольность



топлива на рабочую массу, равная 4,3 %;  $\eta_z$  – доля твердых частиц, улавливаемых в золоуловителях (по опытным данным принята как 0,8).

Таким образом,  $M_{ТВ} = 547,9$  т/год.

Наименование вещества	Значение	
	т/год	г/с
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	98,93	3,93
Оксид азота, NO	16,13	0,64
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	86,3	3,42
Оксид углерода, CO	373,7	14,83
Бенз(а)пирен	0,001055	0,000042
Твёрдые частицы	547,9	21,74

**Приложение D**  
**(обязательное)**

**Экспериментальное исследование процесса получения сорбента  
для нефтепереработки из бурого угля марки 2Б (АО «Разрез  
Березовский») в реакторе с кипящим слоем**

Таблица D.1 – Оборудование, использованное в экспериментах

Функция	Оборудование
Подача дутьевого воздуха	Газодувка 1124304А (расход 78 л/с) с регулировочной системой
Измерение расхода воздуха	Ротаметр РМФ ГУЗ – 100 Ротаметр РМФ ГУЗ – 65
Измерение температур в реакторе	Преобразователи термоэлектрические ТХА–9425–08 (НПП «Эталон»)
Измерение массы	Весы ВТ 8908–150
Преобразование сигналов температурных датчиков	Аналого–цифровые преобразователи ADAM–4018 с преобразователем интерфейса ADAM–4520
Обработка и отображение информации с измерительного оборудования	1 desktop PC

Таблица D.2 – Пределы и погрешности измерений в экспериментах

Величина	Пределы и погрешности измерения	
Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	10–200; погрешность 2,5% от измеряемой величины	
Расход угля, кг/ч	0,1÷100, класс точности 3	
Температура, °С	–40÷ +900 (кратковременно до 1000), инерционность: ТХА–9425–08 – 15 с	
Технический и элементный состав твёрдой фазы	$W^r$	н/у
	$A^d$	±0,2
	$V^{daf}$	±1,8
	$C^{daf}$	±0,25
	$H^{daf}$	±0,15
	$N^{daf}$	±0,05
	$O^{daf}$	н/у

Таблица D.3 – Управляющие параметры, показатели процесса карбонизации

Номер опыта	Класс крупности угля, мм	Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	Расход угля, кг/ч	Отн. выход термококса, %	Удельная производительность, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	Температура слоя, °С
1	0–15	100	80	8,0	117	840
2		100	90	10,1	224	810
3		100	100	15,5	317	700
4		115	100	11,3	542	820
5		115	110	12,0	396	790
6		115	120	14,2	462	740
7		115	130	16,9	594	680
8	0–5	100	110	19,4	747	700
9		100	100	13,6	474	770
10		100	94	12,8	420	830
11	5–15	125	135	22,6	1066	670
12		115	120	17,5	734	720
13		125	130	15,5	706	750
14		115	110	14,5	559	790
15		125	120	13,6	571	800
16		115	100	13,7	478	810
17		125	110	9,5	365	840
18		125	130	14,2	646	790
19		125	140	14,3	699	760
20		125	150	16,3	857	740
21		125	160	16,9	944	710

В таблице D.4 приведены данные технического и элементного анализа полученных образцов сорбента, а также удельная площадь поверхности по БЭТ и удельная теплота сгорания.

Таблица D.4 – Технический и элементный анализ сорбента

Номер опыта	Технический и элементный анализ термококса, %								S по БЭТ, м <sup>2</sup> /г	$Q_i^r$ МДж/кг
	$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$		
1	н/об	12,9	4,4	93,4	1,4	0,84	4,2	0,12	420	28,7
2	н/об	12,0	5,1	93,1	1,46	0,78	4,5	0,14	356	28,9
3	н/об	10,0	5,6	93,2	1,48	0,75	4,4	0,15	363	29,6
4	н/об	12,6	4,8	93,5	1,37	0,82	4,1	0,14	369	28,8
5	н/об	11,2	5,2	92,9	1,3	0,86	4,8	0,12	364	28,9
6	н/об	10,5	5,3	93	1,3	0,79	4,7	0,13	350	29,2
7	н/об	9,8	6,7	92,8	1,35	0,81	4,9	0,14	344	29,4
<b>8</b>	<b>н/об</b>	<b>10,0</b>	<b>5,7</b>	<b>93,4</b>	<b>1,4</b>	<b>0,82</b>	<b>4,2</b>	<b>0,12</b>	<b>419</b>	<b>29,4</b>
9	н/об	11,1	5,5	93,8	1,2	0,81	4	0,14	420	29,2
10	н/об	11,8	5,1	93,8	1,4	0,8	3,8	0,12	439	29,2
<b>11</b>	<b>н/об</b>	<b>9,1</b>	<b>7,0</b>	<b>91,8</b>	<b>1,5</b>	<b>0,82</b>	<b>5,7</b>	<b>0,12</b>	<b>405</b>	<b>29,1</b>
12	н/об	10,1	6,6	92	1,45	0,74	5,6	0,14	401	29,1
13	н/об	10,2	6,3	92,1	1,47	0,75	5,5	0,14	446	29,1
14	н/об	10,3	6,0	92,1	1,44	0,78	5,5	0,15	421	29,0
15	н/об	10,6	5,5	92	1,32	0,84	5,6	0,16	450	28,8
16	н/об	10,6	5,1	92,3	1,4	0,82	5,3	0,14	436	29,0
17	н/об	10,9	5,0	92,7	1,5	0,8	4,8	0,12	465	29,1
18	н/об	11,5	4,8	92,7	1,4	0,76	5	0,14	500	28,8
19	н/об	11,2	5	92,8	1,42	0,79	4,8	0,12	491	29,0
20	н/об	10,8	5,3	92,9	1,48	0,71	4,7	0,16	482	29,2
21	н/об	10,5	5,5	92,7	1,38	0,7	5	0,16	428	29,1

В таблицах D.5 – D.6 представлены исходные данные и экспериментальные данные.

Таблица D.5 – Характеристики исходного угля

Технический и элементный анализ исходного угля, %								$Q_i^r$ МДж/кг
$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	
33,8	4,9	47,6	71,0	23,1	4,9	0,7	0,15	15,9

Таблица D.6 – Параметры технологического процесса

№ опыта	Удельный расход воздуха в ванну кипящего слоя, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Температура в ванне кипящего слоя, °С	Удельный расход угля на поперечное сечение реактора, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Удельный выход сорбента, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	Относительный выход сорбента, %
1	3497	840	2797	224	8,0
2	3497	810	3147	317	10,1
3	3497	700	3497	542	15,5
4	4021	820	3497	396	11,3
5	4021	790	3846	462	12,0
6	4021	740	4196	594	14,2
7	4021	680	4545	769	16,9
8	3497	700	3846	747	19,4
9	3497	770	3497	474	13,6
10	3497	830	3287	420	12,8
11	4371	670	4720	1066	22,6
12	4021	720	4196	734	17,5
13	4371	750	4545	706	15,5
14	4021	790	3846	559	14,5
15	4371	800	4196	571	13,6
16	4021	810	3497	478	13,7
17	4371	840	3846	365	9,5
18	4371	790	4545	646	14,2
19	4371	760	4895	699	14,3
20	4371	740	5245	857	16,3
21	4371	710	5594	944	16,9

В таблицах D.7 – D.8 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 8

Таблица D.7 – Материальный баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 8

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 33,8 \%$ , $Q_{н^p} = 15,9$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	3,788	2936,3
– непосредственно в ванну кипящего слоя	1,173	909,1
– на сжигание летучих в верхней части реактора	2,615	2027,2
Итого приход	4,788	2936,3
Расход		
Сорбент ( $Q_{н^p} = 29,4$ МДж/кг)	0,194	–
Дымовые газы	4,594	3626,6
Итого расход	4,788	3626,6

Таблица D.8 – Тепловой баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 8

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 15,9$ МДж/кг)	15,9	100,0
Расход		
Теплота сгорания сорбента ( $0,194 \times 29,4$ МДж/кг)	5,7	35,9
Тепловая энергия от сгорания летучих	8,6	53,9
Энтальпия сорбента	0,2	1,5
Теплопотери	1,4	8,7
Итого расход	15,9	100,0

В таблицах D.9 – D.10 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 11

Таблица D.9 – Материальный баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 11

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 33,8 \%$ , $Q_{н^p} = 15,9$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	3,479	2696,8
– непосредственно в ванну кипящего слоя	1,194	925,9
– на сжигание летучих в верхней части реактора	2,285	1770,8
Итого приход	4,479	2696,8
Расход		
Сорбент ( $Q_{н^p} = 29,4$ МДж/кг)	0,226	–
Дымовые газы	4,253	3378,6
Итого расход	4,479	3378,6

Таблица D.10 – Тепловой баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 11

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 15,9$ МДж/кг)	21,1	100,0
Расход		
Теплота сгорания сорбента ( $0,226 \times 29,1$ МДж/кг)	14,2	67,1
Тепловая энергия от сгорания летучих	5,8	27,6
Энтальпия сорбента	0,6	2,8
Теплопотери	0,5	2,5
Итого расход	21,1	100,0

Таблица D.11 – Результаты расчета эмиссии углекислого газа при производстве сорбента для нефтепереработки из бурого угля

Наименование параметра	Значение	
	8	11
Номер опыта	8	11
Масса угля, т	1,0	1,0
Общая влага угля, %	33,8	33,8
Рабочая зольность угля, %	3,2	3,2
Углерода в 1 т угля, C <sub>r</sub> , т	0,45	0,45
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании угля, т	1,639	1,639
Теплосодержание угля, ГДж	15,9	15,9
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании угля, кг/ГДж	102,7	102,7
Рабочая зольность сорбента, %	10,00	9,10
Углерода в 1 т сорбента, C <sub>r</sub> , т	0,84	0,83
Выход сорбента, т	0,194	0,226
Выводится углерода с сорбентом, т	0,16	0,19
Сгорает углерода, т	0,28	0,26
Эмиссия CO <sub>2</sub> , т	1,04	0,95
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг исходного угля	1,03	0,94
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг сорбента	5,37	4,19
Производительность по тепловой энергии, ГДж	10,20	9,32
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/ГДж	102,1	101,7



В таблице D.12 приведены уравнения зависимости зольности, выхода летучих веществ, относительного и удельного выхода сорбента для нефтепереработки, удельного производства тепловой энергии, полученные линейной аппроксимацией данных.

Таблица D.12 – Зависимость показателей от температуры кипящего слоя

Показатель	Класс крупности угля, мм		
	0–15	5–15	0-5
Зольность $A^d(t)$ , %	$0,0192 \cdot t - 3,487$	$0,0098 \cdot t + 2,7036$	$0,0139 \cdot t + 0,3118$
Выход летучих веществ $V^{daf}(t)$ , %	$-0,0103 \cdot t + 13,236$	$-0,0125 \cdot t + 15,504$	$-0,0046 \cdot t + 8,9346$
Относительный выход $G(t)$ , %	$-0,0488 \cdot t + 50,055$	$-0,0668 \cdot t + 66,618$	$= -0,0521 \cdot t + 55,166$
Удельная площадь поверхности по БЭТ $S_{уд}(t)$ , м <sup>2</sup> /г	$0,1878 \cdot t + 214,58$	$0,3848 \cdot t + 136,25$	$0,15 \cdot t + 311$
Удельная производительность, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	$-2,6836 \cdot t + 2588,2$	$-3,775 \cdot t + 3541,4$	$-2,5555 \cdot t + 2506,1$
Удельное производство тепловой энергии, ГДж/т	$0,3443 \cdot t - 170,06$	$0,3289 \cdot t - 176,82$	$0,3366 \cdot t - 179,43$

**Приложение Е**  
**(обязательное)**

**Экспериментальное исследование процесса получения сорбента  
для процессов водоочистки из бурого угля марки 2Б  
(АО «Разрез Березовский») в реакторе с кипящим слоем**

Таблица ЕЕ.1 – Оборудование, использованное в экспериментах

Функция	Оборудование
Подача дутьевого воздуха	Газодувка 1124304А (расход 78 л/с) с регулировочной системой
Измерение расхода воздуха	Ротаметр РМФ ГУЗ – 100 Ротаметр РМФ ГУЗ – 65
Измерение температур в реакторе	Преобразователи термоэлектрические ТХА–9425–08 (НПП «Эталон»)
Измерение массы	Весы ВТ 8908–150
Преобразование сигналов температурных датчиков	Аналого–цифровые преобразователи ADAM–4018 с преобразователем интерфейса ADAM–4520
Обработка и отображение информации с измерительного оборудования	1 desktop PC

Таблица Е.2 – Пределы и погрешности измерений в экспериментах

Величина	Пределы и погрешности измерения	
Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	10–200; погрешность 2,5% от измеряемой величины	
Расход угля, кг/ч	0,1÷100, класс точности 3	
Температура, °С	–40÷ +900 (кратковременно до 1000), инерционность: ТХА–9425–08 – 15 с	
Технический и элементный состав твёрдой фазы	$W^r$	н/у
	$A^d$	±0,2
	$V^{daf}$	±1,8
	$C^{daf}$	±0,25
	$H^{daf}$	±0,15
	$N^{daf}$	±0,05
	$O^{daf}$	н/у
Адсорбционная активность по йоду, %	$I$	±3

Таблица Е.3 – Управляющие параметры, показатели процесса карбонизации (1–7 – до изменения первичного дутья, 8–21 – после изменения первичного дутья)

Номер опыта	Класс крупности и угля, мм	Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	Расход угля, кг/ч	Отн. выход термококса, %	Удельная производительность, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	Температура слоя, °С
1	5–15	125	135	22,6	1066	670
2		115	120	17,5	734	720
3		125	130	15,5	706	750
4		115	110	14,5	559	790
5		125	120	13,6	571	800
6		115	100	13,7	478	810
7		125	110	9,5	365	840
8	3–10	130	65	15,4	350	820
9		130	72	18,1	455	770
10		130	80	18,8	524	750
11		130	101	20,2	713	710
12		130	120	21,2	888	640
13		130	130	24,9	1129	610
14	5–15	130	62,4	13,8	302	840
15		130	81,6	15,0	428	770
16		130	100,8	20,2	713	700
17		130	116,4	20,2	822	650
18		150	82,8	13,9	403	830
19		150	98,4	17,8	613	800
20		150	114,0	18,5	738	740
21		150	122,4	20,8	890	710
22		150	136,8	24,8	1188	660

В таблице Е.4 приведены данные технического и элементного анализа полученных образцов сорбента, а также адсорбционная активность по йоду и удельная теплота сгорания.

Таблица Е.4 – Технический и элементный анализ сорбента

Номер опыта	Технический и элементный анализ термококса, %								I, %	$Q_i^r$ МДж/кг
	$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$		
1	н/об	9,1	7,0	92,2	1,6	0,84	5,2	0,12	32,0	29,6
2	н/об	10,1	6,6	92,6	1,5	0,82	4,9	0,12	34,0	29,4
3	н/об	10,2	6,3	92,9	1,4	0,74	4,8	0,12	45,7	29,4
4	н/об	10,3	6,0	93,1	1,4	0,78	4,6	0,12	38,0	29,4
5	н/об	10,6	5,5	93,1	1,3	0,75	4,7	0,12	44,1	29,2
6	н/об	10,6	5,1	93,6	1,2	0,72	4,3	0,12	39,0	29,3
7	н/об	10,9	5,0	94,0	1,1	0,69	4,0	0,12	38,0	29,2
8	н/об	19,1	7,2	93,8	1,2	0,84	4,0	0,12	48,2	26,6
9	н/об	18,4	8,1	93,3	1,5	0,82	4,2	0,14	51,4	26,9
10	н/об	12,7	8,7	93	1,7	0,8	4,3	0,12	61,2	28,9
<b>11</b>	<b>н/об</b>	<b>9,2</b>	<b>9,2</b>	<b>92,3</b>	<b>1,9</b>	<b>0,78</b>	<b>4,8</b>	<b>0,13</b>	<b>60,5</b>	<b>29,7</b>
12	н/об	8,0	13,6	92,2	1,8	0,84	5,0	0,15	51,6	30,2
13	н/об	7,6	11,5	91,3	2,2	0,87	5,5	0,12	42,3	30,4
14	н/об	28,1	7,6	93,4	1,4	0,84	4,2	0,12	59,3	23,7
15	н/об	16,3	9,0	93,1	1,6	0,8	4,3	0,13	64,3	27,6
<b>16</b>	<b>н/об</b>	<b>12,8</b>	<b>8,3</b>	<b>93,1</b>	<b>1,5</b>	<b>0,74</b>	<b>4,5</b>	<b>0,14</b>	<b>64,2</b>	<b>28,5</b>
17	н/об	8,8	9,6	92,2	1,7	0,72	5,2	0,12	49,0	29,8
18	н/об	29,6	8,4	93,7	1,3	0,84	4,0	0,15	56,7	23,2
19	н/об	14,8	8,2	92,8	1,4	0,82	4,8	0,13	60,3	27,8
20	н/об	11,0	9,9	92,9	1,6	0,75	4,5	0,16	56,9	29,3
21	н/об	10,3	9,2	92,1	1,7	0,87	5,1	0,14	55,0	29,3
22	н/об	11,1	8,8	92,1	1,9	0,79	5,0	0,12	47,3	29,3

В таблицах Е.5 – Е.6 представлены исходные данные и экспериментальные данные.

Таблица Е.5 – Характеристики исходного угля

Технический и элементный анализ исходного угля, %								$Q_i^r$ МДж/кг
$W^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$O^{daf}$	$S^d$	
33,2	4,8	47,6	70,04	24,2	4,9	0,7	0,15	15,8

Таблица Е.6 – Параметры технологического процесса

№ опыта	Удельный расход воздуха в ванну кипящего слоя, $\text{нм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Температура в ванне кипящего слоя, °С	Удельный расход угля на поперечное сечение реактора, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$	Удельный выход сорбента, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{час})$	Относительный выход сорбента, %
1	4371	670	4720	1066	22,6
2	4021	720	4196	734	17,5
3	4371	750	4545	706	15,5
4	4021	790	3846	559	14,5
5	4371	800	4196	571	13,6
6	4021	810	3497	478	13,7
7	4371	840	3846	365	9,5
8	4545	820	2273	350	15,4
9	4545	770	2517	455	18,1
10	4545	750	2797	524	18,8
<b>11</b>	<b>4545</b>	<b>710</b>	<b>3524</b>	<b>713</b>	<b>20,2</b>
12	4545	640	4196	888	21,2
13	4545	610	4531	1129	24,9
14	4545	840	2182	302	13,8
15	4545	770	2853	428	15,0
<b>16</b>	<b>4545</b>	<b>700</b>	<b>3524</b>	<b>713</b>	<b>20,2</b>
17	4545	650	4070	822	20,2
18	5245	830	2895	403	13,9
19	5245	800	3441	613	17,8
20	5245	740	3986	738	18,5
21	5245	710	4280	890	20,8

В таблицах Е.7 – Е.8 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 11

Таблица Е.7 – Материальный баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 11

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 33,2 \%$ , $Q_{н^p} = 15,8$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	3,644	2824,7
– непосредственно в ванну кипящего слоя	1,660	1287,1
– на сжигание летучих в верхней части реактора	1,984	1537,6
Итого приход	4,644	2824,7
Расход		
Сорбент ( $Q_{н^p} = 29,4$ МДж/кг)	0,204	–
Дымовые газы	4,442	3507,9
Итого расход	4,644	3507,9

Таблица Е.8 – Тепловой баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 11

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 15,8$ МДж/кг)	15,8	100,0
Расход		
Теплота сгорания сорбента ( $0,204 \times 29,4$ МДж/кг)	6,0	38,0
Тепловая энергия от сгорания летучих	8,2	52,1
Энтальпия сорбента	0,2	1,5
Теплопотери	1,4	8,4
Итого расход	15,8	100,0

В таблицах Е.9–Е.10 представлены материальный и тепловой балансы опыта № 16

Таблица Е.9 – Материальный баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 16

Наименование статей прихода и расхода	т	м <sup>3</sup>
Приход		
Уголь ( $W^p = 33,2 \%$ , $Q_{н^p} = 15,8$ МДж/кг)	1	–
Воздух ( $\rho = 1,29$ кг/м <sup>3</sup> ), в том числе:	3,645	2825,7
– непосредственно в ванну кипящего слоя	1,660	1287,1
– на сжигание летучих в верхней части реактора	1,985	1538,6
Итого приход	4,645	2825,7
Расход		
Сорбент ( $Q_{н^p} = 29,4$ МДж/кг)	0,204	–
ДЫМОВЫЕ ГАЗЫ	4,441	3510,7
Итого расход	4,645	3510,7

Таблица Е.10 – Тепловой баланс процесса получения сорбента в кипящем слое, опыт № 16

Наименование статей прихода–расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля ( $Q_{н^p} = 15,8$ МДж/кг)	15,8	100,0
Расход		
Теплота сгорания сорбента ( $0,204 \times 29,4$ МДж/кг)	5,8	36,7
Тепловая энергия от сгорания летучих	8,4	53,2
Энтальпия сорбента	0,2	1,5
Теплопотери	1,4	8,6
Итого расход	15,8	100,0

Таблица Е.11 – Результаты расчета эмиссии углекислого газа при производстве сорбента для водоочистки из бурого угля

Наименование параметра	Значение	
	Номер опыта	16
Масса угля, т	1,0	
Общая влага угля, %	33,2	
Рабочая зольность угля, %	3,2	
Углерода в 1 т угля, C <sub>r</sub> , т	0,45	
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании угля, т	1,639	
Теплосодержание угля, ГДж	15,7	
Эмиссия CO <sub>2</sub> при сжигании угля, кг/ГДж	102,7	
Рабочая зольность сорбента, %	12,80	9,20
Углерода в 1 т сорбента, C <sub>r</sub> , т	0,81	0,84
Выход сорбента, т	0,204	0,202
Выводится углерода с сорбентом, т	0,17	0,17
Сгорает углерода, т	0,28	0,28
Эмиссия CO <sub>2</sub> , т	1,03	1,01
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг исходного угля	1,01	0,99
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/кг сорбента	5,03	5,01
Производительность по тепловой энергии, ГДж	10,00	9,80
Эмиссия CO <sub>2</sub> , кг/ГДж	102,6	103,3



**Определение выбросов загрязняющих веществ при производстве сорбента по технологии «Термококкс-КС»**

*Тепловая мощность энерготехнологической установки – 20 Гкал/ч (23,23 МВт).*

Расчёт выбросов загрязняющих веществ осуществляется согласно «Методике определения выбросов загрязняющих веществ в атмосферу при сжигании топлива в котлах производительностью менее 30 тонн пара в час или менее 20 Гкал в час», утвержденной Государственным комитетом Российской Федерации по охране окружающей среды 9 июля 1999 г.

**Расчёт выбросов оксидов азота** осуществляется по формуле:

$$M_{NO_x} = V_p \times Q_i^r \times K_{NO_2}^T \times \beta_r \times k_{\Pi}, \quad (1)$$

где  $V_p$  – расчётный расход топлива, определяемый по формуле (2), кг/с (т/год);  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания подсушенного угля, составляющая 15,78 МДж/кг;  $K_{NO_2}^T$  – удельный выброс оксидов азота при слоевом сжигании твёрдого топлива, г/МДж;  $\beta_r$  – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рециркуляции дымовых газов, подаваемых в смеси с дутьевым воздухом под колосниковую решетку, на образование оксидов азота;  $k_{\Pi}$  – коэффициент пересчёта (при определении выбросов в тоннах в год  $k_{\Pi} = 10^{-3}$ ).

$$V_p = B \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (2)$$

где  $B$  – фактический расход топлива, составляющий 63 084 т/год;  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, %. В рассматриваемом случае  $q_4$  определяется следующим образом:

$$q_4 = \frac{Q_{\Pi}^r \times B_{\Pi}}{Q_i^r \times B} \times 100\%, \quad (3)$$

где  $Q_{\Pi}^r$  – низшая теплота сгорания сорбента, составляющая 29,41 МДж/кг;  $B_{\Pi}$  – фактический выход полукоккса, составляющий 12 680 т/год. Подставив значения в (3), получим:  $q_4 = \frac{29,41 \times 12\ 680}{15,78 \times 63\ 084} * 100 = 37,45\ %$ .

Из формулы (2) следует, что  $V_p = 63\,084 \times \left(1 - \frac{37,45}{100}\right) = 39\,456$  т/год или 1,57 кг/с.

Величина  $K_{NO_2}^T$  определяется по формуле:

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times \alpha_T \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100-R_6}{100}\right) \times \sqrt[4]{Q_i^r \times q_R}, \quad (4)$$

где  $\alpha_T$  – коэффициент избытка воздуха в топке, определяемый по формуле (5);  $R_6$  – характеристика гранулометрического состава угля: остаток на сите с размером ячеек 6 мм, %, – которая принимается по данным сертификата на уголь (в рассматриваемом случае, при гранулометрическом составе исходного угля 5–15 мм, а сорбюента, присутствующего в реакторе кипящего слоя, – 0-3 мм, пример  $R_6 = 50,0$  %);  $q_R$  – тепловое напряжение зеркала горения, МВт/м<sup>2</sup>.

$$\alpha_T = \frac{21}{21-O_2}, \quad (5)$$

где  $O_2$  – концентрация кислорода в дымовых газах на выходе из устройства для сжигания, равная 4,8 % по данным инструментальных замеров.

Величина  $q_R$  рассчитывается по формуле:

$$q_R = Q_T/F, \quad (6)$$

где  $Q_T$  – фактическая тепловая мощность устройства для сжигания по введённой в топку тепловой энергии, МВт;  $F$  – зеркало горения (определяется по паспортным данным установки для сжигания), м<sup>2</sup>.

$Q_T$  определяется по формуле:

$$Q_T = V_p \times Q_i^r. \quad (7)$$

Тогда  $Q_T = 1,57 \times 15,78 = 24,7$  МВт.

$F$  принята равной 3,0 м<sup>2</sup> (1,0 м × 3,0 м – реальные размеры реактора кипящего слоя). Тогда в соответствии с формулой (6)

$$q_R = 24,7/3,0 = 8,2 \text{ МВт/м}^2.$$

Результат подстановки полученных значений в формулу (4):

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times 2,5 \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100-30,0}{100}\right) \times \sqrt[4]{15,78 \times 8,2} = 0,232.$$

$$\beta_r = 1 - 0,075 * \sqrt{r}, \quad (8)$$

где  $r$  – степень рециркуляции дымовых газов, %. В рассматриваемом случае  $r = 0$ , поскольку рециркуляция отсутствует. Следовательно,  $\beta_r = 1$ .

Результат подстановки полученных значений в формулу (1):

$$M_{NO_x} = 39\,456 \times 15,78 \times 0,232 \times 1 \times 10^{-3} = 144,61 \text{ т/год.}$$

В связи с установленными отдельными ПДК для оксида и диоксида азота и с учётом трансформации оксида азота в атмосферном воздухе суммарные выбросы оксидов азота разделяются на следующие составляющие (с учётом различия молекулярных масс этих веществ):

$$M_{NO_2} = 0,8 \times M_{NO_x} \quad (9)$$

$$M_{NO} = (1 - 0,8) \times M_{NO_x} \times \frac{\mu_{NO}}{\mu_{NO_2}} \quad (10)$$

Из формул (8) и (9) следует, что  $M_{NO_2} = 115,69$  т/год,  $M_{NO} = 18,86$  т/год.

**Суммарное количество оксидов серы ( $M_{SO_2}$ ), выбрасываемых в атмосферу с дымовыми газами (г/с, т/год), рассчитывается по формуле:**

$$M_{SO_2} = 0,02 \times B \times S^r \times (1 - \eta'_{SO_2}) \times (1 - \eta''_{SO_2}), \quad (11)$$

где  $B$  – расход натурального топлива за рассматриваемый период, составляющий 63 084 т/год;  $S^r$  – содержание серы в топливе на рабочую массу, составляющее 0,15 %;  $\eta'_{SO_2}$  – доля оксидов серы, связываемых летучей золой в устройстве для сжигания (в рассматриваемом случае – та часть серы, которая остаётся в сорбенте);  $\eta''_{SO_2}$  – доля оксидов серы, улавливаемых в мокром золоуловителе попутно с улавливанием твёрдых частиц (в рассматриваемом случае её значение равно нулю по причине отсутствия мокрого золоуловителя).  $\eta'_{SO_2}$  рассчитывается по формуле:

$$\eta'_{SO_2} = \frac{B_{\Pi} \times S_{\Pi}^r}{B_y \times S_y^r}, \quad (12)$$

где  $B_y$ ,  $B_{\Pi}$  – расход исходного угля и расход полукокса соответственно, т/год;  $S_y^r$ ,  $S_{\Pi}^r$  – содержание серы на рабочую массу в угле и в полукоксе соответственно, %.

Подставляем значения в (12), получаем

$$\eta'_{SO_2} = \frac{12\,680 \times 0,40}{63\,084 \times 0,10} = 0,804$$

Результат подстановки полученных значений в формулу (11):

$$M_{SO_2} = 0,02 \times 63\,084 \times 0,2 \times (1 - 0,804) \times (1 - 0) = 24,7 \text{ т/год.}$$

**Оценка суммарного количества выбросов оксида углерода CO,**  
т/год:

$$M_{CO} = 10^{-3} \times B \times Q_i^r \times K_{CO} \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (13)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания, МДж/кг;  $K_{CO}$  – количество оксида углерода, образующееся на единицу тепла, выделяющегося при горении топлива, кг/ГДж (для бурых равно 0,70);  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, % (определены в (3)).

Результат подстановки полученных значений в формулу (13):

$$M_{CO} = 10^{-3} \times 63\,084 \times 15,78 \times 0,60 \times \left(1 - \frac{37,45}{100}\right) = 436,0 \text{ т/год.}$$

**Концентрацию бенз(а)пирена** в сухих дымовых газах устройств для сжигания малой мощности при слоевом сжигании твёрдых топлив  $c_{\text{бп}}$  (мг/нм<sup>3</sup>), приведённую к избытку воздуха в дымовых газах  $\alpha=1,4$ , рассчитывают по формуле:

$$c_{\text{бп}} = 10^{-3} \times \left(\frac{A \times Q_i^r}{e^{2,5 \times \alpha}} + \frac{R}{t_{\text{н}}}\right) \times K_{\text{д}} \times K_{\text{зп}}, \quad (14)$$

где  $A$  – коэффициент, характеризующий тип колосниковой решетки и вид топлива, который для углей принимают равным 2,5;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания топлива, равная 15,78 МДж/кг;  $t_{\text{н}}$  – температура насыщения при давлении в барабане паровых котлов или на выходе из котла

для водогрейных котлов (принята для наихудшего возможного варианта равной 150 °С);  $R$  – коэффициент, характеризующий температурный уровень экранов, значение которого при указанной  $t_n$  составляет 350;  $K_d$  – коэффициент, учитывающий нагрузку устройства для сжигания, при соответствии номинальной и фактической нагрузки равный 1;  $K_{3y}$  – коэффициент, учитывающий степень улавливания бенз(а)пирена золоуловителем, при отсутствии золоуловителя равный 1.

Результат подстановки полученных значений в формулу (14):

$$c_{6n} = 10^{-3} \times \left( \frac{2,5 \times 15,78}{e^{2,5 \times 1,296}} + \frac{350}{150} \right) \times 1 \times 1 = 0,00388 \text{ мг/нм}^3 .$$

**Суммарное количество бенз(а)пирена ( $M_{6n}$ ), поступающего в атмосферу с дымовыми газами, т/год:**

$$M_{6n} = c_{6n} \times V_{дг} \times B_p \times k_n, \quad (15)$$

где  $V_{дг}$  – объём дымовых газов, рассчитываемый по формуле (16), м<sup>3</sup>;  $k_n$  – поправочный коэффициент, значение которого составляет  $10^{-6}$  при определении выбросов в т/год.

$$V_{дг} = K \times Q_i^r, \quad (16)$$

где  $K$  для бурых углей равен 0,375. Следовательно,  $V_{дг} = 5,9 \text{ нм}^3/\text{кг}$ ,

Результат подстановки полученных значений в формулу (15):

$$M_{6n} = 0,00388 \times 5,9 \times 39\,456 \times 10^{-6} = 0,00091 \text{ т/год}.$$

**Суммарное количество твёрдых частиц (летучей золы и несгоревшего топлива:  $M_{тв}$ ), поступающих в атмосферу с дымовыми газами, т/год:**

$$M_{тв} = 0,01 \times B \times \left( a_{yn} \times A^r + q_n \times \frac{Q_i^r}{32,68} \right) \times (1 - \eta_3), \quad (17)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год; с учетом того, что значительная часть золы выводится из котла вместе с мелочью коксовой,  $a_{yn}$  – доля золы, уносимая газами из котла (по опытным данным принята как 0,42);  $A^r$  –

зольность топлива на рабочую массу, равная 3,38 %;  $\eta_3$  – доля твердых частиц, улавливаемых в золоуловителях (по опытным данным принята как 0,8).

Таким образом,  $M_{ТВ} = 575,2$  т/год.

Наименование вещества	Значение	
	т/год	г/с
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	115,69	4,59
Оксид азота, NO	18,86	0,75
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	24,7	0,98
Оксид углерода, CO	436,0	17,30
Бенз(а)пирен	0,000906	0,000036
Твёрдые частицы	575,2	22,83

**Приложение F**  
**(обязательное)**

**Экспериментальное исследование процесса полукоксования**  
**под давлением**

Таблица F.1 – Оборудование, использованное в экспериментах

Функция	Оборудование
Подача дутьевого воздуха	Газодувка 1124304А (расход 78 л/с) с регулировочной системой
Измерение расхода воздуха	Ротаметр РМФ ГУЗ – 100 Ротаметр РМФ ГУЗ – 65
Измерение температур в реакторе	Преобразователи термоэлектрические ТХА–9425–08 (НПП «Эталон»)
Измерение массы	Весы ВТ 8908–150
Преобразование сигналов температурных датчиков	Аналого–цифровые преобразователи АДАМ–4018 с преобразователем интерфейса АДАМ–4520
Обработка и отображение информации с измерительного оборудования	1 desktop PC

Таблица F.2 – Пределы и погрешности измерений в экспериментах

Величина	Пределы и погрешности измерения	
Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	10–200; погрешность 2,5% от измеряемой величины	
Температура, °С	–40÷ +900 (кратковременно до 1000), инерционность: ТХА–9425–08 – 15 с	
Технический и элементный состав твёрдой фазы	$W^r$	н/у
	$A^d$	±0,2
	$V^{daf}$	±1,8
	$C^{daf}$	±0,25
	$H^{daf}$	±0,15
	$N^{daf}$	±0,05
	$O^{daf}$	н/у

Таблица F.3 – Гранулометрический состав продукта при различной степени заполнения реактора и с использованием различных классов крупности исходного угля

Степень заполнения, %	Класс крупности угля, мм	Содержание класса крупности, %								
		0 – 1	1 – 2	2 – 6	6 – 8	8 – 10	10 – 13	13 – 20	20 – 30	30 – 50
100	13 – 50	1,4	1,6	4,8	4,5	13,7	30,1	25,6	14,2	4,1
	13 – 25	1,1	2,0	11,8	16,7	20,4	29,8	14,7	3,5	0,0
	25 – 50	0,9	1,5	2,9	2,2	9,5	16,4	11,2	51,7	3,7
75	13 – 50	1,1	1,6	4,8	5,3	12,7	23,1	19,3	28,8	3,3
	13 – 25	1,0	2,0	11,1	15,9	20,4	31,1	14,4	4,1	0,0
	25 – 50	0,9	1,1	3,0	2,8	7,2	14,9	16,1	50,7	3,3
50	13 – 50	0,9	1,7	4,1	5,9	10,4	28,3	20,2	26,4	2,1
	13 – 25	1,1	2,1	12,0	11,3	18,5	35,6	15,8	3,6	0,0
	25 – 50	1,0	1,4	2,3	2,4	6,9	14,8	18,7	48,5	4,0



### Определение выбросов загрязняющих веществ расчетными методами

Расчёт выбросов загрязняющих веществ осуществляется согласно «Методике определения выбросов загрязняющих веществ в атмосферу при сжигании топлива в котлах производительностью менее 30 тонн пара в час или менее 20 Гкал в час», утвержденной Государственным комитетом Российской Федерации по охране окружающей среды 9 июля 1999 г.

**Расчёт выбросов оксидов азота** осуществляется по формуле:

$$M_{NO_x} = B_p \times Q_i^r \times K_{NO_2}^T \times \beta_r \times k_{\Pi}, \quad (1)$$

где  $B_p$  – расчётный расход топлива, определяемый по формуле (2), кг/с (т/год);  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания угля, составляющая 17,59 МДж/кг;  $K_{NO_2}^T$  – удельный выброс оксидов азота при слоевом сжигании твёрдого топлива, г/МДж;  $\beta_r$  – безразмерный коэффициент, учитывающий влияние рециркуляции дымовых газов, подаваемых в смеси с дутьевым воздухом под колосниковую решетку, на образование оксидов азота;  $k_{\Pi}$  – коэффициент пересчёта (при определении выбросов в тоннах в год  $k_{\Pi} = 10^{-3}$ ).

$$B_p = B \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (2)$$

где  $B$  – фактический расход топлива, составляющий 220 800 т/год;  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, %. В рассматриваемом случае  $q_4$  определяется следующим образом:

$$q_4 = \frac{Q_{\Pi}^r \times B_{\Pi}}{Q_i^r \times B} \times 100\%, \quad (3)$$

где  $Q_{\Pi}^r$  – низшая теплота сгорания полукокса, составляющая 31,82 МДж/кг;  $B_{\Pi}$  – фактический выход полукокса, составляющий 110 400 т/год. Подставив значения в (3), получим:  $q_4 = \frac{31,82 \times 110400}{17,59 \times 220800} = 90,4$ .

Из формулы (2) следует, что  $V_p = 220800 \times \left(1 - \frac{90,4}{100}\right) = 21\,088$  т/год.

Величина  $K_{NO_2}^T$  определяется по формуле:

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times \alpha_T \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100 - R_6}{100}\right) \times \sqrt[4]{Q_i^r \times q_R}, \quad (4)$$

где  $\alpha_T$  – коэффициент избытка воздуха в топке, определяемый по формуле (5);  $R_6$  – характеристика гранулометрического состава угля: остаток на сите с размером ячеек 6 мм, %, – которая принимается по данным сертификата на уголь (в рассматриваемом случае, при гранулометрическом составе исходного угля 13–50 мм,  $R_6 = 100$  %);  $q_R$  – тепловое напряжение зеркала горения, МВт/м<sup>2</sup>.

$$\alpha_T = \frac{21}{21 - O_2}, \quad (5)$$

где  $O_2$  – концентрация кислорода в дымовых газах на выходе из устройства для сжигания, %. В отсутствие информации о концентрации кислорода в дымовых газах на выходе из устройства для сжигания, как в рассматриваемом случае,  $\alpha_T$  принимается равным 2,5.

Величина  $q_R$  рассчитывается по формуле:

$$q_R = Q_T / F, \quad (6)$$

где  $Q_T$  – фактическая тепловая мощность устройства для сжигания по введённой в топку тепловой энергии, МВт;  $F$  – зеркало горения (определяется по паспортным данным установки для сжигания), м<sup>2</sup>.

$Q_T$  определяется по формуле:

$$Q_T = V_p \times Q_i^r. \quad (7)$$

Тогда  $Q_T = 21088 \times 17,59 = 370\,944$  МВт.

$F$  принята равной 17,55 м<sup>2</sup> (2,7 м × 6,5 м) на основе характеристик устройства для сжигания идентичной мощности. Тогда в соответствии с

формулой (6)

$$q_R = 370\,944/17,55 = 21\,136 \text{ МВт/м}^2.$$

Результат подстановки полученных значений в формулу (4):

$$K_{NO_2}^T = 0,35 \times 10^{-3} \times 2,5 \times \left(1 + 5,46 \times \frac{100-100}{100}\right) \times$$

$$\sqrt[4]{17,59 \times 21\,136} = 0,011.$$

$$\beta_r = 1 - 0,075 * \sqrt{r}, \quad (8)$$

где  $r$  – степень рециркуляции дымовых газов, %. В рассматриваемом случае  $r = 0$ , поскольку рециркуляция отсутствует. Следовательно,  $\beta_r = 1$ .

Результат подстановки полученных значений в формулу (1):

$$M_{NO_x} = 21\,088 \times 17,59 \times 0,011 \times 1 \times 10^{-3} = 3,91 \text{ т/год.}$$

В связи с установленными отдельными ПДК для оксида и диоксида азота и с учётом трансформации оксида азота в атмосферном воздухе суммарные выбросы оксидов азота разделяются на следующие составляющие (с учётом различия молекулярных масс этих веществ):

$$M_{NO_2} = 0,8 \times M_{NO_x} \quad (9)$$

$$M_{NO} = (1 - 0,8) \times M_{NO_x} \times \frac{\mu_{NO}}{\mu_{NO_2}} \quad (10)$$

Из формул (8) и (9) следует, что  $M_{NO_2} = 3,13$  т/год,  $M_{NO} = 0,51$  т/год.

**Суммарное количество оксидов серы ( $M_{SO_2}$ ), выбрасываемых в атмосферу с дымовыми газами (г/с, т/год), рассчитывается по формуле:**

$$M_{SO_2} = 0,02 \times B \times S^r \times (1 - \eta'_{SO_2}) \times (1 - \eta''_{SO_2}), \quad (11)$$

где  $B$  – расход натурального топлива за рассматриваемый период, составляющий 220 800 т/год;  $S^r$  – содержание серы в топливе на рабочую массу, составляющее 0,2 %;  $\eta'_{SO_2}$  – доля оксидов серы, связываемых летучей золой в устройстве для сжигания (в рассматриваемом случае – та часть серы, которая остаётся в полукоксе);  $\eta''_{SO_2}$  – доля оксидов серы, улавливаемых в мокром золоуловителе попутно с улавливанием твёрдых частиц (в

рассматриваемом случае её значение равно нулю по причине отсутствия мокрого золоуловителя).  $\eta'_{SO_2}$  рассчитывается по формуле:

$$\eta'_{SO_2} = \frac{B_{\Pi} \times S_{\Pi}^r}{B_y \times S_y^r}, \quad (12)$$

где  $B_y$ ,  $B_{\Pi}$  – расход исходного угля и расход полукокса соответственно, т/год;  $S_y^r$ ,  $S_{\Pi}^r$  – содержание серы на рабочую массу в угле и в полукоксе соответственно, %.

Подставляем значения в (12), получаем

$$\eta'_{SO_2} = \frac{110400 \times 0,27}{220800 \times 0,2} = 0,675$$

Результат подстановки полученных значений в формулу (11):

$$M_{SO_2} = 0,02 \times 220800 \times 0,2 \times (1 - 0,675) \times (1 - 0) = 287,0 \text{ т/год.}$$

**Оценка суммарного количества выбросов оксида углерода CO,**  
т/год:

$$M_{CO} = 10^{-3} \times B \times Q_i^r \times K_{CO} \times \left(1 - \frac{q_4}{100}\right), \quad (13)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания, МДж/кг;  $K_{CO}$  – количество оксида углерода, образующееся на единицу тепла, выделяющегося при горении топлива, кг/ГДж (для бурых углей равно 0,7);  $q_4$  – потери тепла от механической неполноты сгорания, % (определены в (3)).

Результат подстановки полученных значений в формулу (13):

$$M_{CO} = 10^{-3} \times 220800 \times 17,59 \times 0,7 \times \left(1 - \frac{90,4}{100}\right) = 261 \text{ т/год.}$$

**Концентрацию бенз(а)пирена** в сухих дымовых газах устройств для сжигания малой мощности при слоевом сжигании твёрдых топлив  $C_{\text{бп}}$  (мг/нм<sup>3</sup>), приведённую к избытку воздуха в дымовых газах  $\alpha=1,4$ , рассчитывают по формуле:

$$C_{\text{бп}} = 10^{-3} \times \left(\frac{A \times Q_i^r}{e^{2,5 \times \alpha}} + \frac{R}{t_{\text{н}}}\right) \times K_{\text{д}} \times K_{\text{зу}}, \quad (14)$$

где  $A$  – коэффициент, характеризующий тип колосниковой решетки и вид топлива, который для углей принимают равным 2,5;  $Q_i^r$  – низшая теплота сгорания топлива, равная 17,59 МДж/кг;  $t_n$  – температура насыщения при давлении в барабане паровых котлов или на выходе из котла для водогрейных котлов (принята для наихудшего возможного варианта равной 150 °С);  $R$  – коэффициент, характеризующий температурный уровень экранов, значение которого при указанной  $t_n$  составляет 350;  $K_d$  – коэффициент, учитывающий нагрузку устройства для сжигания, при соответствии номинальной и фактической нагрузки равный 1;  $K_{3y}$  – коэффициент, учитывающий степень улавливания бенз(а)пирена золоуловителем, при отсутствии золоуловителя равный 1.

Результат подстановки полученных значений в формулу (14):

$$c_{6п} = 10^{-3} \times \left( \frac{2,5 \times 17,59}{e^{2,5 \times 1,4}} + \frac{350}{150} \right) \times 1 \times 1 = 3,66 \times 10^{-3} \text{ мг/нм}^3.$$

**Суммарное количество бенз(а)пирена ( $M_{6п}$ ), поступающего в атмосферу с дымовыми газами, т/год:**

$$M_{6п} = c_{6п} \times V_{дг} \times V_p \times k_{п}, \quad (15)$$

где  $V_{дг}$  – объём дымовых газов, рассчитываемый по формуле (16), м<sup>3</sup>;  $k_{п}$  – поправочный коэффициент, значение которого составляет  $10^{-6}$  при определении выбросов в т/год.

$$V_{дг} = K \times Q_i^r, \quad (16)$$

где  $K$  для бурых углей равен 0,375. Следовательно,  $V_{дг} = 6,6 \text{ нм}^3/\text{кг}$ ,

Результат подстановки полученных значений в формулу (15):

$M_{6п} = 3,66 \times 10^{-3} \times 6,6 \times 21088 \times 10^{-6} = 0,509 \times 10^{-3} \text{ т/год}$ , или 0,51 кг/год.

**Суммарное количество твёрдых частиц (летучей золы и несгоревшего топлива:  $M_{ТВ}$ ), поступающих в атмосферу с дымовыми газами, т/год:**

$$M_{\text{ТВ}} = B \times \frac{A^r}{100 - \Gamma_{\text{УН}}} \times a_{\text{УН}} \times (1 - \eta_z), \quad (17)$$

где  $B$  – расход топлива, т/год;  $A^r$  – зольность топлива на рабочую массу;  $\Gamma_{\text{УН}}$  – содержание горючих в уносе;  $\eta_z$  – доля твердых частиц, улавливаемых в золоуловителях, в нашем случае равная 0, по причине отсутствия золоуловителей;  $a_{\text{УН}}$  – доля золы, уносимой газами из устройства для сжигания (в рассматриваемом случае равна нулю, так как весь твёрдый остаток приходится на полукокс).

Так как  $a_{\text{УН}} = 0$ , то  $M_{\text{ТВ}} = 0$ .

Таблица 1 – Выбросы загрязняющих веществ

Наименование	Значение, т/год	Значение, г/с
Оксид азота, NO	0,51	0,024
Диоксид азота, NO <sub>2</sub>	3,13	0,145
Оксид серы, SO <sub>2</sub>	287	13,287
Оксид углерода, CO	261	12,083
Бенз(а)пирен	0,00051	0,000023611
Твёрдые частицы	0,0	0,0

**Приложение G**  
**(обязательное)**

**Экспериментальное исследование процесса получения  
карбонизата в реакторе с разнонаправленным дутьем**

Таблица G.1 – Оборудование, использованное в экспериментах

<b>Функция</b>	<b>Оборудование</b>
Подача дутьевого воздуха	Газодувка 1124304А (расход 78 л/с) с регулировочной системой
Измерение расхода воздуха	Ротаметр РМФ ГУЗ – 100 Ротаметр РМФ ГУЗ – 65 Ротаметр РМФ ГУЗ – 16
Измерение температур в реакторе	Преобразователи термоэлектрические ТХА–9425–08 (НПП «Эталон»)
Измерение температуры газа на выходе из реактора	Преобразователь термоэлектрический ТХА–9608–10 (НПП «Эталон»)
Измерение массы твёрдой фазы	Весы ВТ 8908–100
Преобразование сигналов температурных датчиков	Аналого–цифровые преобразователи АДАМ–4018 с преобразователем интерфейса АДАМ–4520
Измерение состава продуктового газа	Комплект газоаналитического оборудования (КГО) по КР–677С с трёхканальным газоанализатором ГАММА–100.00.01 ИБЯЛ.413251.001–00 («Аналитприбор»)
Обработка и отображение информации с измерительного оборудования	2 desktop PC

Таблица G.2 – Пределы и погрешности измерений в экспериментах

Величина	Пределы и погрешности измерения	
Расход воздуха, м <sup>3</sup> /ч	2% от измеряемой величины	
Содержание Н <sub>2</sub> , СО, СО <sub>2</sub> СН <sub>4</sub> в сухом газе, % об.д.	0÷100, погрешность 5% от измеряемой величины по каждому компоненту	
Масса твёрдой фазы, кг	0,1÷100, класс точности 3	
Время, с	максимальное запаздывание 4 с (частота обработки сигналов датчиков преобразующими системами СИРВ-1 и КГО)	
Температура, °С	0÷900 (кратковременно до 1000), инерционность: ТХА-9425-08 – 15 с, ТХА-9608-10 – 3 с	
Технический и элементный состав твёрдой фазы (согласно протоколам топливной лаборатории ОАО «СибЭНТЦ»)	$W^r$ $A^d$ $V^{daf}$ $C^{daf}$ $H^{daf}$ $N^{daf}$ $O^{daf}$	н/у ±0,2 ±1,8 ±0,25 ±0,15 ±0,05 н/у

Таблица G.3 – Характеристики исходного угля

$W_t^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$O^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$S_t^d$	$Q_i^r$
%								МДж/кг
13,6	10,5	41,5	76,70	5,74	20,4	12,02	0,46	24,1

Таблица G.4 – Характеристики карбонизата в опытах с обращенным дутьем

Параметр	Значение					
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4	Опыт 5	Опыт 6
$W_r$ , %	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
$A^d$	17,60	16,50	17,00	17,60	19,50	21,20
$V^{daf}$	8,60	7,50	6,90	5,00	4,30	4,10
$C^{daf}$ , %	90,83	92,54	94,13	95,89	95,30	95,20
$H^{daf}$ , %	2,60	2,00	1,50	1,02	1,20	1,70
$N^{daf}$ , %	2,90	3,00	2,40	2,10	2,00	2,10
$O^{daf}$ , %	3,40	2,20	1,70	0,71	1,20	0,71
$S^d$ , %	0,22	0,22	0,22	0,23	0,24	0,23
$Q_r$ , МДж/кг	27,29	27,73	27,63	27,61	26,92	26,92



Таблица G.5 – Показатели технологического процесса в опытах с обращенным дутьем

Параметр	Значение					
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4	Опыт 5	Опыт 6
Удельный расход дутья, м <sup>3</sup> /(м <sup>2</sup> ·ч)	100,16	119,93	139,70	151,53	160,79	180,55
T <sub>фронта</sub> , °С	810	850	870	980	980	1050
Скорость движения фронта тепловой волны, см/ч	13,85	15,65	17,14	18,30	18,75	18,95
Удельный расход угля, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	101,32	114,53	125,44	133,88	137,20	138,65
Удельный выход влажного газа, м <sup>3</sup> /(м <sup>2</sup> ·ч)	151,34	184,36	214,57	235,57	246,44	262,22
Удельный выход влажного газа на 1 т угля, м <sup>3</sup> /т	1493,66	1609,62	1710,50	1759,51	1796,18	1891,27
Удельный выход карбонизата, кг/(м <sup>2</sup> ·ч)	57,41	61,09	64,81	66,94	66,31	64,70
Относительный выход карбонизата, %	56,67	53,33	51,67	50,00	48,33	46,67

Таблица G.6 – Состав генераторного газа в опытах с обращенным дутьем

Параметр	Значение					
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4	Опыт 5	Опыт 6
H <sub>2</sub>	7,92	9,24	10,19	10,54	9,72	9,25
CO	5,94	6,43	6,93	7,30	6,48	5,88
CO <sub>2</sub>	12,67	12,05	11,82	11,35	12,15	15,13
CH <sub>4</sub>	2,53	2,57	2,45	2,27	2,19	2,10
N <sub>2</sub>	50,12	50,05	50,14	49,63	50,47	51,70
H <sub>2</sub> O	20,83	19,67	18,47	18,91	19,00	15,94

Таблица G.7 – Параметры генераторного газа в опытах с обращенным дутьем

Параметр	Значение					
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4	Опыт 5	Опыт 6
Удельная теплота сгорания сухого газа, ккал/ нм <sup>3</sup>	757,25	810,99	834,73	845,57	781,13	708,14
Удельная теплота сгорания влажного газа, ккал/ нм <sup>3</sup>	599,54	651,48	680,58	685,65	632,76	595,28
Удельная теплота сгорания влажного газа, кДж/ нм <sup>3</sup>	2510,26	2727,77	2849,58	2870,80	2649,35	2492,45
Температура газа, °С	440,00	480,00	520,00	550,00	650,00	670,00
Адиабатная температура горения газа, °С	1103,07	1162,37	1206,78	1321,90	1251,27	1236,02
Расход воздуха на сжигание 1 нм <sup>3</sup> сырого газа, нм <sup>3</sup>	0,57	0,61	0,64	0,64	0,59	0,56
Объём дымовых газов при сжигании 1 нм <sup>3</sup> сырого газа, нм <sup>3</sup>	1,53	1,57	1,59	1,64	1,54	1,51
<i>Состав дымовых газов</i>						
СО <sub>2</sub> , % об.д.	13,81	13,40	13,36	12,77	13,49	15,28
Н <sub>2</sub> О, % об.д.	22,09	21,68	21,14	20,75	21,45	19,43
Н <sub>2</sub> , % об.д.	64,10	64,92	0,65	61,03	65,06	65,29

Таблица G.8 – Материальный баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 1

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
Уголь марки Д	1000	–
Воздух	1273,4	1061,2
Итого приход	2273,4	1061,2
Расход		
Карбонизат	566,7	–
Горючий газ	1706,8	1493,7
Итого расход	2273,4	1493,7

Таблица G.9 – Тепловой баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 1

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля	24,1	100,00
Расход		
Теплота сгорания карбонизата	15,5	64,08
Теплота сгорания газа	3,7	15,54
Энтальпия газа	2,1	8,85
Энтальпия карбонизата	0,8	3,29
Теплопотери	2,0	8,25
Итого расход	24,1	100,00

Таблица G.10 – Материальный баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 2

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
Уголь марки Д	1000	–
Воздух	1348,8	1124,0
Итого приход	2348,8	1124,0
Расход		
Карбонизат	533,3	–
Горючий газ	1815,5	1609,6
Итого расход	2348,8	1609,6

Таблица G.11 – Тепловой баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 2

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля	24,1	100,00
Расход		
Теплота сгорания карбонизата	14,8	61,28
Теплота сгорания газа	4,4	18,19
Энтальпия газа	2,4	9,86
Энтальпия карбонизата	0,8	3,29
Теплопотери	1,8	7,37
Итого расход	24,1	100,00

Таблица G.12 – Материальный баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 3

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
Уголь марки Д	1000	–
Воздух	1434,5	1195,4
Итого приход	2434,5	1195,4
Расход		
Карбонизат	516,6	–
Горючий газ	1917,9	1710,5
Итого расход	2434,5	1710,5

Таблица G.13 – Тепловой баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 3

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля	24,1	100,00
Расход		
Теплота сгорания карбонизата	14,3	59,15
Теплота сгорания газа	4,9	20,19
Энтальпия газа	2,6	10,82
Энтальпия карбонизата	0,8	3,29
Теплопотери	1,6	6,54
Итого расход	24,1	100,00

Таблица G.14 – Материальный баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 4

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
Уголь марки Д	1000	–
Воздух	1457,9	1214,9
Итого приход	2457,9	1214,9
Расход		
Карбонизат	500,0	–
Горючий газ	1957,9	1759,5
Итого расход	2457,9	1759,5

Таблица G.15 – Тепловой баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 4

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля	24,1	100,00
Расход		
Теплота сгорания карбонизата	13,8	57,2
Теплота сгорания газа	5,1	20,9
Энтальпия газа	2,8	11,5
Энтальпия карбонизата	0,9	3,7
Теплопотери	1,6	6,7
Итого расход	24,1	100,00

Таблица G.16 – Материальный баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 5

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
Уголь марки Д	1000	–
Воздух	1509,5	1258,0
Итого приход	2509,5	1258,0
Расход		
Карбонизат	483,3	–
Горючий газ	2026,2	1796,2
Итого расход	2509,5	1796,2

Таблица G.17 – Тепловой баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 5

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля	24,1	100,00
Расход		
Теплота сгорания карбонизата	13,0	53,91
Теплота сгорания газа	4,8	19,72
Энтальпия газа	3,2	13,22
Энтальпия карбонизата	0,9	3,58
Теплопотери	2,3	9,57
Итого расход	24,1	100,00

Таблица G.18 – Материальный баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 6

Наименование статей прихода и расхода	кг	нм <sup>3</sup>
Приход		
Уголь марки Д	1000,0	–
Воздух	1677,5	1397,9
Итого приход	2677,5	1397,9
Расход		
Карбонизат	466,7	–
Горючий газ	2210,8	1891,3
Итого расход	2677,5	1891,3

Таблица G.19 – Тепловой баланс эксперимента по частичной газификации угля, опыт № 6

Наименование статей прихода и расхода	ГДж	%
Приход		
Теплота сгорания угля	24,1	100,00
Расход		
Теплота сгорания карбонизата	12,4	51,20
Теплота сгорания газа	4,7	19,53
Энтальпия газа	3,4	13,99
Энтальпия карбонизата	0,9	3,77
Теплопотери	2,8	11,52
Итого расход	24,1	100,00



Таблица G.20 – Расчет расхода вторичного воздуха

Параметр	Значение			
	Итерация 1	Итерация 2	Итерация 3	Итерация 4
Объем генераторного газа на сжигание, нм <sup>3</sup>	235,6	117,8	176,7	147,2
Масса генераторного газа на сжигание, кг	262,1	131,1	196,6	163,8
<b>Объем воздуха на сжигание</b>	150,3	75,1	112,7	<b>93,9</b>
<b>Масса воздуха на сжигание</b>	193,6	96,8	145,2	<b>121,0</b>
Объем дымовых газов	385,8	192,9	289,4	241,2
Масса дымовых газов	455,7	227,9	341,8	284,8
<b>Дымовые газы</b>				
Удельная теплоёмкость CO <sub>2</sub> при T <sub>ад.</sub> , Дж/(кг·К)	1212	1212	1212	1212
Удельная теплоёмкость H <sub>2</sub> O при T <sub>ад.</sub> , Дж/(кг·К)	2551	2551	2551	2551
Удельная теплоёмкость N <sub>2</sub> при T <sub>ад.</sub> , Дж/(кг·К)	1245	1245	1245	1245
Энтальпия CO <sub>2</sub> , кДж	187148	93574	140361	116967
Энтальпия H <sub>2</sub> O, кДж	262073	196995	295493	246244
Энтальпия N <sub>2</sub> , кДж	584645	96116	144175	120146
Энтальпия дымовых газов, кДж	1033866	386685	580028	483357
Массовая теплоемкость CO <sub>2</sub> , Дж/К	117341	58671	88006	73338
Массовая теплоемкость H <sub>2</sub> O, Дж/К	164319	123516	185273	154394
Массовая теплоемкость N <sub>2</sub> , Дж/К	366571	60265	90397	75331
Массовая теплоемкость дымовых газов, Дж/К	648232	242451	363676	303064
<b>Генераторный газ</b>				
Удельная теплоемкость H <sub>2</sub> , кДж/кг	14938	14938	14938	14938
Удельная теплоемкость CO, кДж/кг	1183	1183	1183	1183
Удельная теплоемкость CO <sub>2</sub> , кДж/кг	1141	1141	1141	1141
Удельная теплоемкость CH <sub>4</sub> , кДж/кг	3976	3976	3976	3976
Удельная теплоемкость N <sub>2</sub> , кДж/кг	1125	1125	1125	1125
Удельная теплоемкость H <sub>2</sub> O, кДж/кг	1997	1997	1997	1997
Энтальпия H <sub>2</sub> , кДж	0	13736	6868	10302
Энтальпия CO, кДж	0	10467	5233	7850
Энтальпия CO <sub>2</sub> , кДж	0	24659	12329	18494
Энтальпия CH <sub>4</sub> , кДж	0	6267	3134	4700
Энтальпия N <sub>2</sub> , кДж	0	67699	33850	50774
Энтальпия H <sub>2</sub> O, кДж	0	29452	14726	22089
Энтальпия генераторного газа, кДж	0	152280	76140	114210
Массовая теплоемкость H <sub>2</sub> , кДж/К	0	16690	8345	12518
Массовая теплоемкость CO, кДж/К	0	12718	6359	9538
Массовая теплоемкость CO <sub>2</sub> , кДж/К	0	29962	14981	22472
Массовая теплоемкость CH <sub>4</sub> , кДж/К	0	7615	3807	5711
Массовая теплоемкость N <sub>2</sub> , кДж/К	0	82259	41129	61694
Массовая теплоемкость H <sub>2</sub> O, кДж/К	0	35786	17893	26840
Массовая теплоемкость генераторного газа, Дж/К	0	185031	92515	138773
Температура смеси, К	1594,9	1260,8	1438,4	1352,5
Относительная погрешность, %	15,8	6,5	6,6	0,7

Таблица G.21 – Характеристики исходного угля

$W_t^r$	$A^d$	$V^{daf}$	$C^{daf}$	$O^{daf}$	$H^{daf}$	$N^{daf}$	$S_t^d$	$Q_i^r$
%								МДж/кг
13,6	10,5	41,5	76,70	5,74	20,4	12,02	0,46	24,1

Таблица G.22 – Характеристики карбонизата в опытах с прямым дутьем

Параметр	Значение			
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4
$W_r$ , %	0,00	0,00	0,00	0,00
$A^d$ , %	17,20	15,60	15,00	14,20
$V^{daf}$ , %	4,20	4,60	5,20	6,00
$C^{daf}$ , %	96,46	95,61	94,99	94,28
$H^{daf}$ , %	1,07	1,33	1,50	1,73
$N^{daf}$ , %	1,50	1,86	2,10	2,42
$O^{daf}$ , %	0,71	0,88	1,00	1,15
$S^d$ , %	0,26	0,32	0,36	0,42
$Q_r$ , МДж/кг	28,96	29,46	29,63	29,68

Таблица G.23 – Показатели технологического процесса в опытах с прямым дутьем

Параметр	Значение			
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4
Удельный расход вторичного дутья, $m^3/(m^2 \cdot ч)$	93,6	87,0	82,0	75,0
$T_{фронта}$ , °С	1080,0	1000,0	950,0	900,0
Скорость движения фронта тепловой волны, см/ч	39,00	38,00	37,24	33,00
Удельный расход угля, кг/( $m^2 \cdot ч$ )	330,4	321,9	315,5	279,6
Удельный выход влажного газа, $m^3/(m^2 \cdot ч)$	477,0	443,4	417,9	382,2
Удельный выход влажного газа на 1 т угля, $m^3/т$	1131,2	1051,4	1324,6	906,4
Удельный выход карбонизата, кг/( $m^2 \cdot ч$ )	165,2	177,1	189,3	178,9
Относительный выход карбонизата, %	50,00	55,00	60,00	64,00

Таблица G.24 – Состав генераторного газа в опытах с прямым дутьем

Параметр	Значение			
	Опыт 1	Опыт 2	Опыт 3	Опыт 4
H <sub>2</sub>	7,1	6,2	5,4	5,2
CO	11,2	9,0	8,6	8,8
CO <sub>2</sub>	11,5	11,1	10,9	10,4
CH <sub>4</sub>	3,3	3,8	4,0	4,5
N <sub>2</sub>	45,4	46,0	49,1	50,0
H <sub>2</sub> O	21,5	23,9	22,0	21,1
Удельная теплота сгорания влажного газа, кДж/м <sup>3</sup>	3285,6	3113,6	3041,2	3216,6

## Копия протокола инструментальных измерений выбросов стендовой установки в процессе карбонизации в разнонаправленным дутием

с. 1 из 2 протокола анализа № 263с-ПВ  
экз. № 1

**ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА ПО НАДЗОРУ В СФЕРЕ ПРИРОДОПОЛЬЗОВАНИЯ**  
Федеральное государственное бюджетное учреждение  
«Центр лабораторного анализа и технических измерений по Сибирскому федеральному округу»  
**Филиал «ЦЛАТИ по Енисейскому региону» ФГБУ «ЦЛАТИ по СФО» - г. Красноярск**  
Испытательный центр ЦЛАТИ по Енисейскому региону

Адрес: 660055, Россия, Красноярский край,  
г. Красноярск, ул. Дзямбульская, д.10  
тел. (391) 265 71 56, факс (391) 224 23 97  
Аттестат аккредитации  
№ РОСС RU.0001.511557  
Дата начала действия 30.09.2014

УТВЕРЖАЮ  
Заместитель директора филиала  
ЦЛАТИ по Енисейскому региону  
И.И. Пирваненко  
« 15 » ноября 2017 г.  
г. Красноярск

### ПРОТОКОЛ АНАЛИЗА № 263с-ПВ от 16.11.2017

Проб промышленных выбросов № 2183с-пв – № 2205с-пв  
Наименование и адрес заказчика *Общество с ограниченной ответственностью «Сибирский научно-исследовательский институт углеобогащения» (ООО «Сибниуглеобогащение»), 115054, г. Москва, ул. Дубининская, д. 53, стр. 6*  
Наименование и адрес предприятия *Филиал ООО «Сибниуглеобогащение» в г. Красноярске, г. Красноярск, ул. Лебедевой, 64 А*  
Место отбора проб *Экспериментальный центр, ул. Ломоносова, 83, стр. 12*  
Протокол отбора проб № 266с-ПВ от 08.11.2017  
Дата отбора проб 08.11.2017  
Дата доставки проб 08.11.2017  
Процедура пробоподготовки согласно *ИД на методики измерений*  
Дата и время начала анализа 09.11.2017 08<sup>00</sup>  
Дата выполнения расчетов 15.11.2017  
Время отбора проб 15<sup>00</sup> – 17<sup>00</sup>  
Время доставки проб 18<sup>00</sup>  
Дата окончания анализа 14.11.2017

Таблица 1 – Параметры газопылевого потока

Номер пробы	Температура газопылевых потоков, °С, $t_r \pm \Delta$ , $P = 0,95$	Давление, разрежение газопылевых потоков, кПа, $P_r \pm \Delta$ , $P = 0,95$	Скорость газопылевых потоков, м/с, $V \pm \Delta$ , $P = 0,95$	Объемный расход газопылевых потоков, м <sup>3</sup> /с, $Q_v \pm \Delta$ , $P = 0,95$	Методика (шифр ИД)
<b>Дымовая труба</b>					
2183с-пв	48,4 ± 0,5	-0,2946 ± 0,0017	11,4 ± 0,7	0,333 ± 0,027	ГОСТ 17.2.4.06-90 ГОСТ 17.2.4.07-90

Таблица 2 – Результаты анализа

Номер пробы	Наименование загрязняющих веществ	Массовая концентрация		Массовый выброс загрязняющих веществ, г/с, $M \pm \Delta$ , $P = 0,95$	Методика (шифр ИД)
		Ед. изм.	Результат анализа, $C \pm \Delta$ , $P = 0,95$		
1	2	3	4	5	6
<b>Дымовая труба</b>					
2184с-пв	Запыленность газопылевых потоков (содержание взвешенных частиц, пыль)	г/м <sup>3</sup>	0,0093 ± 0,0007	0,0031 ± 0,0004	ГОСТ 33007-2014
2185с-пв	Бенз(а)пирен	мкг/м <sup>3</sup>	0,060 ± 0,015	0,000000020 ± 0,000000005	ПНД Ф 13.1.76-15 (М 06-09-2015, ФР 1.31.2015.20718)
2186с-пв	Сажа	мг/м <sup>3</sup>	менее 1,0	-	ФР 1.31.2001.00384
2187с-пв	Алюминий	мг/м <sup>3</sup>	0,116 ± 0,029	0,0000386 ± 0,0000104	ПНД Ф 13.1.2.3.71-11 (ФР 1.31.2015.21767)
2188с-пв	Ванадий	мг/м <sup>3</sup>	0,000351 ± 0,000088	0,000000117 ± 0,000000032	ПНД Ф 13.1.2.3.71-11 (ФР 1.31.2015.21767)

Продолжение таблицы 2

1	2	3	4	5	6
2189с-пв	Кадмий	мг/м <sup>3</sup>	менее 0,0002	-	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
2190с-пв	Медь	мг/м <sup>3</sup>	0,00105 ± 0,00026	0,000000350 ± 0,000000095	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
2191с-пв	Мышьяк	мг/м <sup>3</sup>	0,0433 ± 0,0108	0,0000144 ± 0,0000039	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
2192с-пв	Никель	мг/м <sup>3</sup>	0,00377 ± 0,00094	0,00000126 ± 0,00000034	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
2193с-пв	Олово	мг/м <sup>3</sup>	менее 0,001	-	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
2194с-пв	Ртуть	мг/м <sup>3</sup>	менее 0,00017	-	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
2195с-пв	Свинец	мг/м <sup>3</sup>	менее 0,0005	-	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
2196с-пв	Цинк	мг/м <sup>3</sup>	0,0258 ± 0,0065	0,0000086 ± 0,0000023	ПНД Ф 13.1:2.3.71-11 (ФР.1.31.2015.21767)
-	Сумма оксидов азота в пересчете на диоксид азота	мг/м <sup>3</sup>	16,3 ± 4,1	-	Руководство по эксплуатации газоанализаторов химических и трубок индикаторных Методическое пособие по расчету, нормированию и контролю выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух, п.2.2.4
2197с-пв	Азота диоксид (азот(IV)оксид)	мг/м <sup>3</sup>	13,0	0,0043 ± 0,0012	
2198с-пв	Азота оксид (азот(II)оксид)	мг/м <sup>3</sup>	2,12	0,000706 ± 0,000191	
2199с-пв	Сера диоксид (ангидрид сернистый)	мг/м <sup>3</sup>	27,2 ± 6,8	0,00906 ± 0,00245	Руководство по эксплуатации газоанализаторов химических и трубок индикаторных
2200с-пв	Углерод оксид	мг/м <sup>3</sup>	39,6 ± 9,9	0,0131 ± 0,0035	Руководство по эксплуатации газоанализаторов химических и трубок индикаторных
2201с-пв	Сероводород (дигидросульфид)	мг/м <sup>3</sup>	менее 20	-	Руководство по эксплуатации газоанализатора «Полар Эк Т» ПЛЦК.41341.1.001.РЭ
2202с-пв	Аммиак	мг/м <sup>3</sup>	менее 0,2	-	М-11
2203с-пв	Бензол	мг/м <sup>3</sup>	менее 0,01	-	ПНД Ф 13.1:3.68-09
2204с-пв	Толуол (метилбензол)	мг/м <sup>3</sup>	менее 0,01	-	ПНД Ф 13.1:3.68-09
2205с-пв	Ксилол (диметилбензол, смесь изомеров о-, м-, п-)	мг/м <sup>3</sup>	4,0 ± 1,0	0,0013 ± 0,0004	ПНД Ф 13.1:3.68-09

Таблица 3 – Средства измерений, применяемые для проведения анализа

Наименование средств измерения	Запасной номер	Дата следующей поверки
Весы лабораторные электронные ME 215S	15703591	27.06.2018
Хроматограф жидкостный Лионахром	054	21.04.2018
Спектрометр эмиссионный с индуктивно связанной плазмой ICP 6300 Duo	ICP-20084613	17.05.2018
Газоанализаторы химические и трубки индикаторные ГХ-Е NO+NO2-0,005	3-30	24.08.2018
Газоанализаторы химические и трубки индикаторные ГХ-Е CO-0,25	1-23	17.04.2020
Газоанализаторы химические и трубки индикаторные ГХ-Е SO2-0,007	4-02	12.02.2018
Спектрофотометр серии ПЭ, мод. ПЭ-5400В	54000055	13.06.2018
Газоанализатор многокомпонентный «Полар», модели «Полар Универсал»	0626-17	26.07.2018
Хроматограф газовый GC-2014AF	C11484533045 US	23.03.2018

И.о. главного химика

Начальник ОЛА

Отпечатано в 2-х экз.

Экз. № 1 – ООО «Сибирьугольбогатение»

Экз. № 2 – Испытательный центр ЦЛАТИ по Енисейскому региону

Протокол анализа не может быть частично воспроизведен без письменного разрешения ЦЛАТИ по Енисейскому региону

Е.Н. Толочина

З.И. Сулейманова

## Приложение Н

(обязательное)

### Сферы использования термококса

Далее будут кратко рассмотрены наиболее крупные и перспективные сферы потенциального использования термококса.

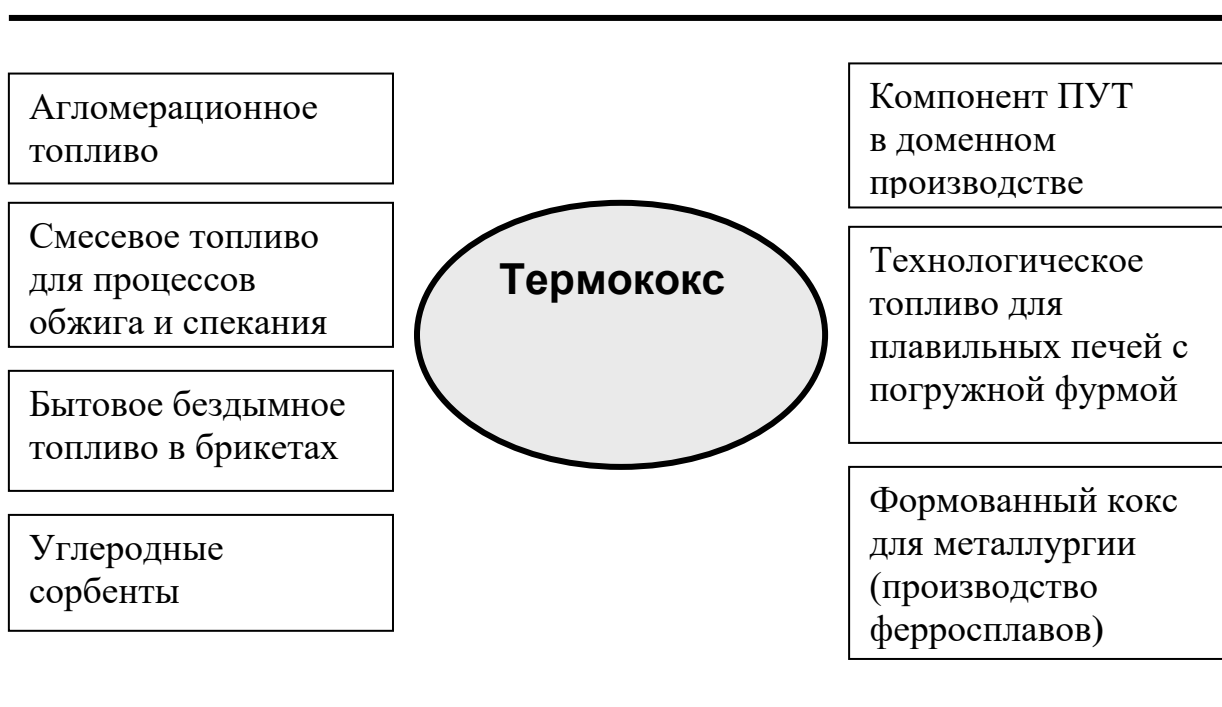


Рисунок Н.1 – Основные сферы использования термококса

#### Смесевое технологическое топливо на основе буроугольного кокса

В данном разделе обсуждается одно из возможных решений задачи производства стандартизованного твердого топлива технологического назначения.

*«Существующие в настоящее время системы приемки, хранения, подготовки угольного топлива и золоудаления являются наиболее затратными элементами угольной электро– и теплогенерации.*

*Приготовление стандартизованного угольного топлива в местах добычи угля минимизирует затраты ТЭС, связанные с углеподготовкой и увеличивает конкурентоспособность угольной генерации электроэнергии и тепла в Европейской части РФ». Это – позиция Института конъюнктуры рынка угля, представленная на конференции «Вторая угольная волна, рынок газа и реформа тепловой электроэнергетики» (декабрь, 2006 г., г. Москва). И многие зарубежные страны уже достаточно далеко продвинулись в направлении производства стандартизованных топлив.*

Технологи цементных и глиноземных заводов считают, что теплотехнические характеристики новых видов твердого топлива, не должны значительно отличаться от сжигаемого сейчас на заводах так называемого форсуночного топлива (высушенной и размолотой угольной шихты). Многолетний опыт работы отечественных предприятий выработал следующие усредненные требования к качественным характеристикам «форсуночного» топлива:

- выход летучих – 20–25%;
- зольность – до 15% (20)%;
- калорийность – 24–25 МДж/кг;
- влага – 1–3% (не более 10–12% в шихте).

Считается, что эти характеристики оптимальны для получения факела с нужными геометрическими формами и теплонапряженностью при использовании существующих на заводах простых однотрубных форсунок с сопловым наконечником.

Естественно, что с теплотехнической точки зрения сжигание буроугольного кокса (БК) во вращающихся печах для обжига клинкера или спекания глинозема не имеет объективных препятствий. Приведенные выше ограничения в первую очередь продиктованы традиционным консерватизмом, присущим всем отраслям тяжелой индустрии. В немалой степени он обусловлен экономическими причинами, поскольку перевод печей на использование нового вида топлива требует времени, а также

существенных затрат на отработку новых режимов сжигания, модернизацию системы приготовления топлива, а также горелочных устройств. Гораздо проще выставлять требования к поставщикам топлива, по крайней мере, до тех пор, пока они в состоянии эти требования удовлетворять.

В частности, особое опасение у технологов вызывает низкое содержание летучих в БК, которое, по их мнению, должно затруднить зажигание и замедлить выгорание топлива. Однако ответ на эти вопросы был дан еще более тридцати лет назад. В отчете института ЭНИН от 1977 года приведен обширный обзор исследований по опытному сжиганию буроугольного кокса, полученного из бородинского бурого угля на различных опытно–промышленных установках, действовавших в то время. Кратко резюмируем основные выводы этих работ.

Эксперименты по сжиганию отдельных частиц буроугольного кокса (размер 50–700 мкм) показали, что одинаковых условиях коксовые частицы воспламеняются на 15–20% позже, чем частицы исходного бурого угля. Однако полное выгорание коксовых частиц происходит в 1,5 раза быстрее, чем угольных. Это обусловлено высокой реакционностью БК. Более высокая калорийность кокса и сокращенный период выделения теплоты сгорания обуславливают достижение более высокой температуры горения в действующих топочных устройствах – до 2000–2200°C при подогреве дутьевого воздуха до 300°C. Полученные результаты «позволяют сократить размеры и улучшить энергетические характеристики топочных устройств».

Таким образом, высокие теплотехнические показатели БК как твердого топлива в определенной степени даже избыточны в сравнении с используемым в настоящее время топливом для вращающихся печей обжига. С целью нахождения своеобразного компромисса с приведенными выше требованиями к традиционному технологическому топливу сотрудники компании «Сибтермо» под руководством проф. Школлера М.Б. разработали способ приготовления смесового топлива на основе термококса. Требуемые



показатели технологического топлива (калорийность, выход летучих, влажность и т.п.) достигаются смешением в определенной пропорции кокса и бурого угля. За счет высокой адсорбционной активности сухого БК ( $W^t = 0,1-1\%$ ) обеспечивается физическое выравнивание влажности между ингредиентами смеси.

Показатели, близкие к оптимуму (с точки зрения цементников), достигаются при смешении примерно 40% угля и 60% термококс. Ниже в таблице Н.1 приведены характеристики исходного угля, буроугольного кокса и получаемого на их основе технологического смесевоего топлива.

Таблица Н.1 – Характеристика смесевоего топлива и его компонентов

Наименование	$Q_i^r$ , МДж/кг	$A^{dry}$ , %	$W^t$ , %	$V^{daf}$ , %
Бурый уголь	15–16	6–7	33–35	48
Буроугольный кокс	28–29,3	12	0,5–2	8–10
<b>Технологическое смесевое топливо (40% уголь + 60% кокс)</b>	<b>23,9–24,3</b>	<b>8–10</b>	<b>13–15</b>	<b>17–20</b>

После стадии дозирования и смешения компонентов окончательная гомогенизация смеси осуществляется в процессе пылеприготовления топлива перед подачей в горелку. Данный способ получения топлива снижает капитальные затраты на переработку бурого угля с целью приведения его теплотехнических характеристик к уровню существующих требований в производстве цемента и глинозема.

## Использование смесового топлива на глиноземных заводах

Безусловно, при использовании бурого угля как цементными, так и глиноземными заводами, не может быть технических решений универсального характера. Поэтому в качестве одного из конкретных примеров рассмотрим Ачинский глиноземный комбинат (АГК), расположенный в Красноярском крае, который для отопления 12-ти вращающихся печей обжига глинозема использует около 1,5 млн. т каменных углей марки Т от более чем десятка поставщиков из Кузбасса. Существующая система топливоснабжения имеет следующие недостатки: а) получение углей разного качества (особенно по минеральной части) от многих поставщиков осложняет задачу непрерывного управления составом шихты; б) сравнительно длинное транспортное плечо с проблемами, присущими любым железнодорожным поставкам.

В компании РУСАЛ еще в начале 2002 года была разработана программа «Бурый уголь», цель которой заключалась в переводе АГК на бурый уголь разреза «Березовский-1», расположенного в 150 км от комбината.

Положительные факторы использования угля Березовского разреза:

- короткое транспортное плечо;
- стабильное качество угля, в т.ч. минеральной части;
- низкая зольность;
- высокое содержание окиси кальция в минеральной части угля (около 45%), что позволит сократить закупку извести.

Однако бурый уголь не отвечает двум основным требованиям, которые выдвигают технологи АГК – выход летучих должен быть не более 20%, калорийность – на уровне 24,3–25,1 МДж/кг. Соответствующие показатели березовского угля:  $V^{daf} = 46\%$ ;  $Q_i^f = 15,9$  МДж/кг.

Вариант использования зарубежных технологий для строительства завода по обогащению бурого угля из-за дороговизны был отклонен после посещения специалистами РУСАЛА ряда профильных зарубежных фирм. После этого на рассмотрении осталось два варианта: использование технологии сушки бурого угля и вариант переработки по технологии ТЕРМОКОКС–КС. Прежде всего, для сушки необходимо использование значительного количества сушильного агента, сопоставимого по массе с количеством перерабатываемого угля. Эта стадия, помимо значительных инвестиций, сопряжена с большим расходом дополнительного топлива, а также с необходимостью обезвреживания отработанного сушильного агента перед выбросом в атмосферу. Кроме того, сушка бурого угля относится к классу взрывоопасных технологий.

В варианте ТЕРМОКОКС–КС переработка угля осуществляется на энерготехнологическом комплексе (ЭТК), который, кроме буроугольного кокса, производит электроэнергию и тепло в виде горячей воды или пара. Комбинированное производство нескольких продуктов радикально снижает себестоимость термококса. Кроме того, АГК мог бы закупать в полном объеме производимую на ЭТК электроэнергию и пар для технологических целей. Для обеспечения такой возможности желательно размещение ЭТК вблизи промплощадки АГК. В этом случае решается еще одна проблема. АГК не располагает свободными площадями для размещения участка приготовления смесового топлива. Поэтому топливоприготовление можно осуществлять на территории нового ЭТК, а потребителю поставлять готовую смесь по пневмопроводу с последующей разводкой по печам спекания (предложение специалистов АГК)

### **Использование смесового топлива на цементных заводах**

Основную долю затрат в производстве цемента занимают энергоносители. В целом по России в качестве топлива для вращающихся печей используется в основном природный газ. С учетом того, что примерный удельный расход топлива на обжиг клинкера составляет 220–250 кг угля/т, то для завода производительностью в 1 млн. т/год цемента требуется 250 тыс. тонн смесового топлива в год (суточный расход около 700 т.). При этом главная проблема это – транспортировка мелкозернистого топлива от производителя до цементного завода и хранение его у потребителя. Очевидно, что традиционный открытый угольный склад с вагоноопрокидывателем для данного топлива не применим. Задачи внутривозводской транспортировки и дозирования решаются довольно просто.

Для цементных заводов, работающих на мазуте, вариант перевода на смесовое топливо сопоставим с вариантом строительства нового пылезавода. В ряде случаев два проекта могут быть совмещены в один, практически без увеличения затрат на реконструкцию. Для «мазутных» заводов в перспективе переход на твердое топливо является безальтернативным, хотя, при высоком уровне цен на цемент перед началом кризиса 2008 года многим заводам удавалось работать прибыльно и на мазуте.

В связи с необратимой тенденцией к удорожанию природного газа (продекларировано повышение в течение 5 лет цен на газ для промышленных предприятий до уровня европейских) и, соответственно, к уменьшению рентабельности производства, все более актуальным становится вопрос использования других источников энергии, в частности, различных видов твердого топлива. Для цементных заводов необходимы угли преимущественно марки Т. Однако сегодняшний объем их добычи несоизмерим с масштабом энергопотребления всех «газовых» заводов страны. Кроме того, предлагаемые угли нестабильны по качеству и достаточно дороги с учетом железнодорожной доставки от места добычи в

район потребления. Эти факторы также оказывают определенное влияние на принятие решения о замене топлива. Одними из первых на постсоветском пространстве начали переводить заводы на угольное топливо цементники Украины, для которых импортный природный газ уже давно не обеспечивает приемлемой себестоимости цемента. И главная проблема, с которой они столкнулись это – дефицит качественных углей, удовлетворяющих технологическим требованиям.

По мнению специалистов цементной промышленности, «газовые» заводы могут использовать буроугольный кокс в качестве дополнительного (замещающего) топлива, наряду с основным. В этом случае не требуется строительство пылезаводов форсуночного топлива. БК без переработки может вдуваться в газовый факел через дополнительный канал комбинированной форсунки. Энергетическая доля БК в факеле может достигать до 50–60%. Для реализации этой схемы достаточно решить проблему доставки на завод БК и разместить в районе горячей головки печи расходный бункер БК с питателем и эжектором для подачи его в форсунку. Обязательным условием является наличие современной комбинированной форсунки.

Для цементных заводов, работающих на твердом топливе, возможны варианты использования, как смесового топлива, так и непосредственно БК с подшихтовкой каменного угля.

Безусловно, экономическая целесообразность перехода на использование БК (или смесового топлива на его основе) для различных заводов совершенно неоднозначна.

1) Для заводов, работающих на мазуте, значительная экономия может быть получена непосредственно после перехода завода на использование БК – за счет разницы цен энергоносителей.

2) Для российских заводов, работающих на газе, реальный экономический эффект может быть получен только в будущих периодах, после задекларированного подъема цен на газ;

3) Для заводов, работающих на угле – экономический эффект зависит от степени необходимой реконструкции топливоприготовительного отделения, а также от соотношения цен на твердое топливо.

### **Использование термококса в агломерационных процессах**

В процессе агломерации мелких руд в качестве топлива используется коксовая мелочь крупностью 0–10 мм, являющаяся отсевом от валового кокса коксохимических производств. Ввиду малого выхода коксовой мелочи от валового кокса (5–7%) постоянно ощущается ее нехватка для агломерационных производств. Для восполнения ее дефицита на аглофабриках используют кокс более крупных классов, имеющий соответственно более высокую цену.

Перед использованием в производстве агломерата исходный кокс дробится до технологической крупности 3–0 мм. Отсюда явно следует нецелесообразность использования дорогостоящих крупных классов кокса и необходимость поиска его заменителей. Наиболее перспективным направлением в повышении технико–экономических показателей аглопроизводств является использование буроугольного кокса или мелкозернистого кокса, полученного из углей марки Д.

В 2006–2007 гг. Кузнецким центром ВУХИНа совместно с СибГИУ для условий Абагурской аглофабрики ОАО «Евразруда» выполнены исследования по частичной замене коксовой мелочи буроугольным коксом, полученным по технологии ТЕРМОКОКС–КС.

Основные выводы, полученные в результате введения термококса в аглошихту:

1. Интенсификация процесса агломерации. С повышением доли термококса линейно повышается вертикальная скорость спекания, сужается зона горения по высоте слоя.

2. Производительность процесса спекания изменяется по кривой с максимумом при замещении коксовой мелочи на 40–50%. При этом

производительность повышается на 15–20%. При увеличении замены более 50% производительность снижается и при полной (100%) замене уменьшается до исходного уровня при работе на коксовой мелочи.

3. Крупность использованного в опытах БК (1–5, 0–3, 0,5–3 мм) существенного влияния на показатели процесса не оказывает. Однако, учитывая отдельные положительные моменты процесса, а также высокую реакционную способность БПК, для агломерации целесообразно использовать класс 1–5 мм.

4. Для улучшения количественных показателей аглопроцесса и сохранения качества агломерата на производственном уровне рекомендуется замена коксовой мелочи в топливе на БК в количестве 40–50%.

Результаты проведенных опытов для условий Абагурской аглофабрики ОАО «Евразруда» позволяют рассматривать термококс как перспективное топливо для агломерации железных руд.

Уникальной и благоприятной особенностью кокса из Березовского бурого угля является химический состав золы, который характеризуется большим содержанием основных окислов CaO и MgO – соответственно 46,6 и 5,4%. Его естественная основность (CaO/SiO<sub>2</sub>) составляет 2,45 против 0,10 у коксовой мелочи и 1,6 у агломерата. Поэтому использование буроугольного кокса в аглопроцессе позволяет уменьшить количество флюсующих добавок (известь, плавиковый шпат).

По данным института «ГИПРОНИКЕЛЬ» положительные результаты по использованию буроугольного кокса в качестве аглотоплива получены также в цветной металлургии. Однако ввиду незначительного потенциального объема потребления и жесткого требования о поставке кокса по цене энергетического угля дальнейшие работы по этому направлению были прекращены.

В Российской Федерации действуют 12 агломерационных производств по спеканию железных руд. Наиболее крупные производства агломерата

сосредоточены на Урале с объемом потребления аглотоплива около 1290 тыс. т/год. Из них наибольшая потребность в аглотопливе у следующих предприятий:

- ОАО «Магнитогорский металлургический комбинат»,
- ОАО «Мечел»,
- ОАО «Нижнетагильский металлургический комбинат»,
- ОАО «Уральская сталь».

В центральной части России потребление топлива для агломерации составляет около 1070 тыс. т/год (ОАО «Новолипецкий металлургический комбинат», ОАО «Северсталь», ОАО «Тулачермет»). На аглофабриках Кузбасса расходуется около 440 тыс. т/год аглотоплива.

Таким образом, общая потребность в топливе для агломерации железных руд составляет 2800 тыс. т/год.

При общей потребности в топливе агломерационных производств РФ 2800 тыс. т/год и рекомендуемой доле участия буроугольного кокса в аглошихте до 40–50%, потенциальная потребность БК составляет примерно 1100–1400 тыс. т/год.

В таблице Н.2 приведены требования к агломерационному топливу. Они сформулированы на основе стандартных требований к коксовой мелочи класса 10–0 мм как основному агломерационному топливу, литературных данных об использовании различных топлив в агломерации железных руд, результатов исследований в этом процессе коксов и полукоксов из слабо-спекающихся и бурых углей. В этой же таблице приведены средние характеристики качества термококса, полученного по технологии ТЕРМОКОКС–КС.

По влажности и зольности термококс имеет большой запас качества по сравнению с коксовой мелочью. Допустимый выход летучих веществ топлива ограничен их составом – содержание смолистых продуктов в них должно быть минимальным, а в идеальном случае смолистые вещества



должны отсутствовать. Термококс также полностью удовлетворяет этому требованию. Температура воспламенения топлива в токе газов с содержанием до 10–12% кислорода должна быть в пределах 500–700°C. Крупность топлива должна быть 0–3 мм при его реакционной способности по  $\text{CO}_2$  при 1000°C на уровне 2,5–5,0  $\text{см}^3/\text{г}\cdot\text{с}$  или 0–5 мм при реакционной способности более 5  $\text{см}^3/\text{г}\cdot\text{с}$ . Средняя величина реакционной способности термококса в углекислом газе составляет около 6  $\text{см}^3/\text{г}\cdot\text{с}$  против 0,5–0,7  $\text{см}^3/\text{г}\cdot\text{с}$  у классической коксовой мелочи. Теплота сгорания термококса равна 27,6–29 МДж/кг и по этому показателю он не уступает коксовой мелочи.

Таблица Н.2 – Требования к агломерационному топливу

Показатели	Требования к аглотопливу	Качество термококса
Крупность	3–0 мм – 100%, содержание класса 0,5–0мм – минимальное	класс 5–0 мм 100%
Влажность, $W^r$ , %	до 20	до 5
Зольность, $A^d$ , %	до 18	8–9
Выход летучих веществ, $V^{daf}$ , %	до 10	до 9
В составе летучих веществ не должно быть смолистых продуктов или минимальное их содержание	отсутствуют	отсутст–вуют
Температура воспламенения, °С	500	около 400
Теплота сгорания низшая, $Q^r_i$ , МДж/кг (ккал/кг)	не менее 27 (6500)	28 (6690)
Реакционная способность по $\text{CO}_2$ при 1000°C, $\text{см}^3/\text{г}\cdot\text{с}$	0,5–0,7	до 6

Одним из главных требований к заменителям кокса в агломерационном производстве является сохранение, а в оптимальном варианте повышение производительности агломашин и качества агломерата. Как было показано

выше, это условие обеспечивается на производственном уровне при доле термококса в шихте до 40–50%.

Таким образом, среднетемпературный кокс, изготовленный из углей марок Б и Д, является эффективным заменителем традиционного для агломерации топлива – коксовой мелочи.

### **Буроугольный кокс – компонент пылеугольного топлива в доменном производстве**

Более глубоко и всесторонне этот вариант использования буроугольного кокса изложен в книге, подготовленной коллективом авторов под руководством профессора С.Л. Ярошевского (Донецкий национальный технический университет, Украина).

Термококс полностью удовлетворяет основным требованиям к пылеугольному топливу: а) высокая теплота сгорания, которая обеспечивает высокий коэффициент замены доменного кокса; б) высокая реакционность, которая обеспечивает полное сгорание пыли за время пролета через ограниченное пространство горна. Впервые буроугольный кокс, изготовленный из бородинского угля, был успешно использован в промышленном масштабе для вдувания в горн доменной печи в середине 70-х годов на Западно-Сибирском металлургическом комбинате

Потребность в мировой металлургии в коксе и в XXI столетии остается достаточно высокой (порядка 500 млн т к 2010 году) в связи с преобладанием коксодоменной технологии при производстве металла. При этом сохраняется устойчивая тенденция к сокращению удельного расхода кокса при получении чугуна за счет вдувания в горн доменных печей пылеугольного топлива (ПУТ). По зарубежным данным ПУТ может обеспечить замещение в доменной печи до 100% природного газа и 20–40% кокса. В то же время стоимость строительства установки вдувания в 4 раза меньше, чем

строительство коксовой батареи эквивалентной мощности. При этом производительность доменной печи возрастает, а также появляется возможность оперативного влияния на температурное состояние горна.

Снижение удельного расхода кокса на выплавку чугуна – одно из важнейших направлений уменьшения затрат при производстве металла и улучшения качества окружающей среды на металлургических предприятиях.

В настоящее время более 120 мощных доменных печей за рубежом работают с вдуванием в горн ПУТ в количестве от 100 до 260 кг/т чугуна, обеспечивая замену до 30–50% кокса. В 1999 г. все 30 действующих доменных печей Японии использовали ПУТ как единственный заменитель кокса: на одной из мощных доменных печей проведены промышленные плавки с расходом ПУТ 289 кг/т и заменой 50% кокса. Расчетным и опытным путем показано наличие значительных резервов технологии с применением ПУТ. Считается возможным увеличить расход пылевидного угля при обеспечении отсутствия азота в горне и до 400 кг/т.

На металлургических предприятиях, расположенных на территории бывшего СССР, исторически со времен социализма снижение расхода кокса на выплавку чугуна обеспечивается за счет вдувания в горн печи природного газа. Хотя такое решение мало оправданно, как с теплотехнической, так и с термодинамической точки зрения. В условиях высоких температур и недостатка кислорода в горне печи происходит существенная потеря энтальпии природного газа, вследствие развития реакции диссоциации метана, являющейся к тому же чрезвычайно эндотермической.

Внедрение технологии доменной плавки с использованием ПУТ сдерживается главным образом из-за специфического для нашей страны диспаритета цен на уголь и природный газ. Только в последние предкризисные годы в связи с обозначенной правительством перспективой повышения внутренних цен на природный газ собственники

металлургических предприятий начали проявлять реальный интерес к этому направлению.

В Украине по данным ПХО «Металлургпром», в 2006–2010 годах на доменных печах метзаводов страны предполагается ввести восемь установок для вдувания ПУТ. Планируемые затраты на это составляют 400–500 млн \$. Стоимость модернизации одной доменной печи, примерно, оценивается в 60–65 млн \$ при среднем сроке окупаемости менее двух лет. Эксперты подсчитали, что ПУТ на Украине выгодно использовать уже при цене газа в 130–140 \$/тыс.м<sup>3</sup>. ОАО «ММК им. Ильича» в июне 2007 г. заключило контракт с китайской корпорацией Minmetals на поставку оборудования, монтаж и наладку установки стоимостью около 25 млн \$. Строительство должно было завершиться за 2,5 года. Такая инновация позволит экономить комбинату более 70 тыс. м<sup>3</sup> природного газа в час. Группа предприятий (ЕМЗ), в которую входят ОАО «Енакиевский металлургический завод» и совместное украинско–швейцарское предприятие ООО «Метален», собирается приобрести подобную установку за 50 млн Евро и начать строительство пылеугольного комплекса ориентировочно в 2008 году.

До начала кризиса металлургии Украины рассчитывали, что в 2010–2011 гг. с использованием ПУТ будет произведено 25–28 млн т чугуна (80–85% годового объема производства). Для этой цели предполагалось израсходовать **3,0–3,4 млн т** угля и соответственно сэкономить 1,3–1,4 млрд м<sup>3</sup> природного газа, т.е. ~ 60% его потребления в доменных цехах Украины.

Однако в Украине отсутствует сырьевая база для обеспечения годового производства ПУТ в таком количестве. Кроме того, базовые угли в Украине преимущественно высокосернистые – более 1,5–2%. В связи с этим, очевидно, что массовое промышленное применение ПУТ в Украине изначально должно быть ориентировано на использование угольных смесей, содержащих в качестве добавки низкосернистые угли, включая бурогольный кокс.

В начале 2008 года практически все российские крупные производители металла вели переговоры с зарубежными фирмами (Kuttner, Thyssen, Paul Wurt, Claudius Peters и др) о покупке технологических разработок и оборудования по использованию ПУТ. Однако к тому времени только ОАО «НЛМК» принял решение о промышленном внедрении ПУТ-технологии.

Согласно докризисным оценкам ожидалось, что производство чугуна в России к 2020 года достигнет уровня около 49–50 млн т/год, в том числе:

- ОАО «Северсталь» (Череповец) – 8,9 млн т/год;
- ЗАО «Русская металлургическая компания» (Магнитогорск) – 9,2 млн т/год;
- ОАО «НЛМК» (Липецк) – 8,8 млн т/год;
- ОАО «ЗСМК», «Евразхолдинг» (Новокузнецк) – 6,3 млн т/год;
- ОАО «НТМК», «Евразхолдинг» (Нижний Тагил) – 5,5 млн т/год;
- ОАО «Мечел» (Челябинск) – 3,2 млн т/год;
- ОАО «ОХМК», «Уральская сталь» (Новотроицк) – 2,9 млн т/год;
- ОАО «Тулачермет» (Тула) – 2,5 млн/год;
- ОАО «НКМК», «Евразхолдинг» (Новокузнецк) – 2,2 млн т год.

Все перечисленные предприятия за исключением ОАО «НКМК» планировали к 2010–2012 году перейти на технологию получения чугуна с применением ПУТ. Однако ни у кого не вызывает сомнения необратимость процесса замещения природного газа твердым топливом.

На сегодняшнем этапе развития доменной технологии металлургами сформулированы следующие требования к ПУТ, подаваемому в фурмы доменной печи:

- тонина помола 70–80% – до 0,09 мм (90 мкм);
- влажность – не более 2%;
- зольность – не более 13%;
- содержание летучих веществ – не более 40%, оптимальное – 10–20%;
- содержание серы – не более 1,0%;
- содержание хлоридов – не более 0,2%;
- индекс Хардгров – не менее 50;

- высокая реакционная способность (по  $\text{CO}_2$  при  $1000^\circ\text{C}$  – не менее  $5 \text{ см}^3/\text{г}\cdot\text{с}$ ), обеспечивающая полную газификацию ПУТ в фурменных зонах при подаче ПУТ в количестве до  $200 \text{ кг/т}$  чугуна.

Из этих данных следует, что показатели качества кокса, получаемого из канско–ачинских бурых углей по технологии ТЕРМОКОКС–КС, полностью соответствуют требованиям к качеству ПУТ, которые сложились в мировой практике на основе опыта его применения для снижения расхода кокса на выплавку чугуна в доменных печах. Более того, по своим структурным и физико–химическим свойствам буроугольный кокс существенно превосходит традиционные виды сырья по возможности быть эффективно использованным в нижней зоне доменной печи.

### **Производство формованного кокса для металлургии**

Наиболее привлекательными свойствами буроугольного кокса для металлургии являются его высокая реакционная способность и относительная дешевизна. Однако целый ряд металлургических процессов предъявляет дополнительные требования: крупный размер кусков кокса, начиная от фракции «орех» и выше, а также высокая прочность куска. Для удовлетворения этим требованиям мелкозернистый кокс гранулируют или брикетируют. Все известные и апробированные способы брикетирования мелкозернистого кокса по температурному признаку можно подразделить на методы «горячего» и «холодного» брикетирования.

«Горячее» брикетирование сводится к прессованию брикетов из смеси, состоящей примерно на  $75\%$  из горячего кокса ( $t \approx 750^\circ\text{C}$ ) и  $25\%$  из спекающегося угля при температуре  $400\text{--}500^\circ\text{C}$  (например, с помощью вальцевого пресса). Полученные брикеты рекомендуется подвергать дополнительной термообработке при температуре  $750\text{--}850^\circ\text{C}$ . Достоинством метода «горячего брикетирования» является отказ от применения

специальных связующих веществ, наилучшими из которых являются каменноугольные пеки и нефтяные битумы. В то же время, аппаратное оформление этого метода существенно сложнее методов «холодного» брикетирования, что является одной из основных причин, в силу которых технология «горячего» брикетирования до сих пор не реализована в России в промышленном масштабе.

Технология так называемого «холодного» брикетирования достаточно широко распространена во многих странах и применяется для получения брикетов различного назначения из углей и угольных шламов, коксов и полукоксов, пылеватых руд, пылей и шламов газоочистных установок и т.д. Суть технологии «холодного» брикетирования кокса сводится к использованию жидких, пластично-вязких или расплавленных связующих при давлении 25–100 МПа и температуре 25–150°C. Полученные брикеты могут использоваться как без дальнейшей обработки (топливные брикеты), так и после дополнительной термоокислительной или термической обработки (металлургические брикеты).

Технологическим проблемам производства формованного кокса для металлургии посвящено достаточно большое количество специальной литературы и поэтому здесь не имеет смысла углубляться в специфику этого предмета.

Формованный кокс используется как заменитель классического кокса в технологических процессах, где, как правило, нет жестких требований по прочности:

- в литейном производстве;
- в электротермических процессах – производство ферросплавов, фосфора, карбидов кремния и кальция;
- в агломерационных процессах;
- как технологическое топливо в цветной металлургии и при обжиге известняка.

Использование сравнительно дешевых углеродсодержащих материалов, таких как буроугольный кокс, всегда привлекало внимание металлургов. При этом во многих случаях усилия исследователей были направлены на получение доменного кокса, как наиболее дорогого продукта. Однако получение доменного кокса, имеющего высокую прочность, является крайне сложной задачей. Поэтому наиболее отработанной является схема использования так называемых пластических формовок (брикетов) на основе буроугольного кокса, как компонента шихты для классического производства кокса. В числе прочих задач при этом решается и проблема транспортировки легкого термококса до коксохимических предприятий.

В результате совершенствования технологии производства чугуна металлурги предельно сократили расход доменного кокса, в первую очередь, за счет вдува пылевидного твердого топлива в горн доменной печи. При этом для регулирования теплового режима печи было предложено повысить реакционную способность доменного кокса. В частности, для этой цели в Японии было предложено вводить в шихту компоненты, обогащенные соединениями кальция. В 70-х годах прошлого века российские специалисты предложили использовать буроугольный кокс, как очень эффективный регулятор реакционной способности доменного кокса. Кроме того, как оказалось, он одновременно является катализатором спекания угольной шихты.

Разработкой технологических процессов формования кокса в разное время занимались практически все ведущие институты нашей страны, имеющие отношение к угольным материалам: Восточный научно-исследовательский углехимический институт (ВУХИН), Украинский научно-исследовательский углехимический институт (УХИН), Институт горючих ископаемых (ИГИ), Гипрококс и другие. В большинстве случаев в качестве сырья предлагается использовать смеси углей различной степени спекаемости с добавкой буроугольного кокса вплоть до 50–60%. Как



правило, схема производства включает в себя смешение горячего термококса со спекающимся углем для нагрева смеси до предпластического состояния, формование пластической угольной массы и различные варианты последующей термообработки для достижения требуемой прочности брикета.

По мнению профессора Школлера М.Б., который приложил много усилий для разработки различных способов использования буроугольного кокса в металлургии, продукт, полученный по технологии ТЕРМОКОКС из бурого угля разреза «Березовский», по техническим показателям в полной мере соответствует требованиям, предъявляемым к отошающим добавкам в угольные шихты для коксования.

В конкуренции с классическим коксом в этом сегменте рынка у буроугольного кокса имеется целый ряд неоспоримых преимуществ, среди которых главным аргументом является низкая цена. При наличии соответствующего объема производства годовое потребление термококса для производства высокорекреационных углеродистых восстановителей в ближайшие годы могло бы составлять от 3 до 6 млн т. Кроме того, к использованию буроугольного кокса для производства высокорекреационного доменного кокса и углеродистых восстановителей могут проявить интерес и металлургические предприятия ближнего и дальнего зарубежья.



Таблица I.3 – Результаты аналитических испытаний проб Режим 2

Наименование показателей		Проба 305	Проба 306	Проба 307	Проба 308	Проба 309	Проба 310	Ср. знач.
Показатели технического анализа МК-1	<b>Лаборатория котельной</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,4	0,2
	Зольность $A^d, \%$	8,0	8,3	8,5	8,4	8,5	8,3	8,3
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	5,0	5,0	5,2	5,2	5,4	5,5	5,2
	<b>Лаборатория ООО «Сибниуглеобогатение»</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	0,7	1,1	1,0	1,0	1,1	0,8	1,0
	Зольность $A^d, \%$	8,1	8,3	8,3	8,4	8,3	8,2	8,3
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	3,5	3,1	3,4	3,1	3,4	3,9	3,4
	<b>ИЛ АО «Разрез Березовский»</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
	Зольность $A^d, \%$	8,3	8,4	9,3	10,2	10,3	10,8	9,6
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	5,0	4,7	4,8	4,9	5,0	5,1	4,9
Удельная поверхность по БЭТ, $m^2/g$	409	394	387	436	382	387	399	
Объем микропор, $cm^3/g$	0,148	0,136	0,142	0,156	0,138	0,137	0,143	
Адсорбционная активность по йоду, %	–	–	–	–	–	–	–	35,5
Суммарный объем пор по воде, $cm^3/g$	0,58	0,54	0,58	0,60	0,72	0,49	0,6	
Гранулометрический состав								
+2 мм, %	4,8	4,8	4,3	2,8	2,7	2,6	3,7	
1–2 мм, %	66,7	66,7	61,5	56,1	52,7	55,8	59,9	
0,5–1 мм, %	17,6	17,6	15,8	28,9	31,0	29,1	23,3	
0,3–0,5, %	7,6	7,6	15,0	8,0	9,3	8,6	9,4	
0,2–0,3, %	1,9	1,9	2,0	2,4	2,7	2,2	2,2	
0,094–0,2, %	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0	1,0	1,0	
0–0,094, %	0,5	0,5	0,6	0,7	0,7	0,6	0,6	

Таблица I.4 – Результаты аналитических испытаний проб Режим 3

Наименование показателей		Проба 312	Проба 313	Проба 314	Проба 315	Проба 316	Проба 317	Ср. знач.
Показатели технического анализа МК-1	<b>Лаборатория котельной</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	0,5	0,4	0,5	0,4	0,4	0,5	0,5
	Зольность $A^d, \%$	7,9	8,0	7,8	8,0	7,9	7,9	7,9
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	4,7	4,8	4,6	4,5	4,5	4,5	4,6
	<b>Лаборатория ООО «Сибниуглеобогачение»</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	1,1	1,1	0,7	1,2	1,0	1,1	1,0
	Зольность $A^d, \%$	8,0	8,2	8,0	8,2	8,0	8,3	8,1
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	2,9	2,8	3,5	1,9	2,1	2,0	2,5
	<b>ИЛ АО «Разрез Березовский»</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
	Зольность $A^d, \%$	10,8	10,3	10,4	10,0	9,3	9,9	10,1
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	5,5	4,6	4,6	4,1	4,0	4,1	4,5
Удельная поверхность по БЭТ, $\text{м}^2/\text{г}$	466	465	480	470	483	488	475	
Объем микропор, $\text{см}^3/\text{г}$	0,159	0,160	0,166	0,158	0,165	0,161	0,162	
Адсорбционная активность по йоду, %	–	–	–	–	–	–	37,8	
Суммарный объем пор по воде, $\text{см}^3/\text{г}$	0,59	0,61	0,50	0,62	0,61	0,51	0,6	
Гранулометрический состав								
+2 мм, %	4,9	5,3	5,8	5,7	8,9	8,6	6,5	
1–2 мм, %	76,5	70,9	69,0	69,9	70,4	69,0	71,0	
0,5–1 мм, %	12,8	16,9	17,6	17,4	15,0	15,7	15,9	
0,3–0,5, %	3,5	4,3	4,8	4,6	3,6	4,1	4,2	
0,2–0,3, %	1,2	1,0	1,3	1,1	0,7	1,1	1,1	
0,094–0,2, %	0,6	0,7	0,6	0,7	0,7	0,7	0,7	
0–0,094, %	0,6	1,0	1,0	0,7	0,7	0,7	0,8	

Таблица I.5 – Результаты аналитических испытаний проб Режим 4

Наименование показателей		Проба 319	Проба 320	Проба 321	Проба 322	Проба 323	Проба 324	Ср. знач.
Показатели технического анализа МК–1	<b>Лаборатория котельной</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	0,6	0,6	0,6	0,6	0,5	0,6	0,6
	Зольность $A^d, \%$	7,8	7,8	7,9	7,7	8,2	8,1	7,9
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	4,9	4,7	4,8	4,5	4,6	4,6	4,7
	<b>Лаборатория ООО «Сибниуглеобогашение»</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	1,2	1,2	1,1	1,3	1,2	1,1	1,2
	Зольность $A^d, \%$	8,1	8,1	7,9	8,1	8,2	8,5	8,2
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	2,6	2,3	2,5	2,3	2,5	2,2	2,4
	<b>ИЛ АО «Разрез Березовский»</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
	Зольность $A^d, \%$	8,5	8,5	7,7	8,1	10,1	9,3	8,7
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	4,2	4,6	4,5	5,2	4,4	4,3	4,5
	Удельная поверхность по БЭТ, м <sup>2</sup> /г	472	465	462	460	460	460	463
Объем микропор, см <sup>3</sup> /г	0,161	0,154	0,165	0,161	0,162	0,157	0,160	
Адсорбционная активность по йоду, %	–	–	–	–	–	–	39,3	
Суммарный объем пор по воде, см <sup>3</sup> /г	0,48	0,63	0,56	0,59	0,73	0,56	0,60	
Гранулометрический состав								
+2 мм, %	7,6	8,3	11,6	9,1	7,7	7,0	8,5	
1–2 мм, %	71,6	71,6	67,1	68,3	70,8	66,7	69,4	
0,5–1 мм, %	15,1	14,1	14,7	15,6	15,0	18,6	15,4	
0,3–0,5, %	3,6	3,5	3,9	4,1	3,6	5,0	4,0	
0,2–0,3, %	0,7	0,9	1,2	1,2	1,2	1,2	1,1	
0,094–0,2, %	0,7	0,9	0,8	0,8	0,8	0,7	0,8	
0–0,094, %	0,7	0,9	0,8	0,8	0,8	0,7	0,8	

Тепловая нагрузка ОПУ установки составила 9,2–10,5 Гкал/ч.

Полученная МК–1 в пробах, отобранных на КВ–320, имеет низкую зольность (менее 10%), низкий выход летучих веществ (менее 7%). Содержание общей влаги в этих образцах практически равно нулю.

Следует отметить, результат зольности образцов, полученный в испытательной лаборатории АО «Разрез Березовский» превышает аналогичные показатели, полученные в других лабораториях. Впоследствии причина расхождений была выявлена и устранена. Поэтому в последующих результатах такие расхождения отсутствуют и анализ в лаборатории ООО «ЭТК «Термококс» не выполнялся.

Относительный выход МК–1 на каждом режиме точно определить не удалось ввиду непрерывности работы, однако по потреблению угля и результатам взвешивания вывозимой на упаковку МК–1 можно сказать, что относительный выход составил ~20%.

Результаты измерений удельной поверхности по БЭТ показали, что все полученные образцы обладают удельной поверхностью выше 300 м<sup>2</sup>/г. С ростом температуры кипящего слоя удельная поверхность возрастает вплоть до 488 м<sup>2</sup>/г. При этом минимальный показатель удельной поверхности по БЭТ составил 379 м<sup>2</sup>/г, что превышает требуемый уровень более, чем на 25%.

Результаты определения суммарного объема пор по воде показали колебания от 0,46 см<sup>3</sup>/г до 0,85 см<sup>3</sup>/г. Адсорбционная активность по йоду увеличивается с ростом температуры от 28,7% до 39,3%.

Второй этап пусконаладочных работ с расширенным диапазоном режимных параметров, произведенных в феврале 2015 года, позволил определить границы рабочих температур ОПУ, в которых может быть получена МК–1 требуемого качества. Показатели работы ОПУ и результаты лабораторных испытаний образцов, полученных в этот период, представлены в таблицах I.6–I.10. Результаты объединенных с двух этапов данных приведены на рисунках I.1–I.6.

Таблица I.6 – Показатели работы ОПУ в режимах 5–12

Наименование показателей	Ед. измер.	Значение							
		5	6	7	8	9	10	11	12
Частота питателя №1	Гц	17			21			24	
Частота питателя №2	Гц	28			33			37	
Расход топлива (по приборам)	кг/ч	3,4			4			4,5	
Расход воды	м <sup>3</sup> /ч	250,5	251,6	251,8	250,2	250,7	250,8	247,7	262,7
Температура воды на входе в установку	°С	59,8	61,7	62,2	61,9	64,2	66,9	67,4	69,0
Температура воды на выходе из установки	°С	90,3	93,3	98,3	99,1	105,7	109,8	105,8	105,8
Тепловая нагрузка установки (расчетн.)	Гкал/ч	7,6	8,0	9,1	9,3	10,5	10,8	9,5	9,8
Темпер. МК–1 в нижней зоне коксоохладителя	°С	230	170	130	131	124	124	200	180
Положение НА вентилятора первичного	%	0,6	3,3	15	7,5	11,9	17,5	8,8	15,0
Давление первичного воздуха	кПа	3,05	3,4	4,2	3,4	3,8	5,0	3,1	4,0
Положение шиберов первичного воздуха:									
– 1 зона;	%	20			25			40	40
– 2 и 3 зона;	%	20			25			35	30
Давление воздуха в первой зоне	кПа	2,1	2,1	2,5	2,4	2,6	3,0	2,6	3,3
Давление воздуха во второй зоне	кПа	1,6	1,75	2,0	2,0	2,2	2,5	2,3	2,4
Разряжение в топке	Па	120	100	100	120	110	110	150	130
Температура кипящего слоя (слева/справа)									
1 зона	°С	434/–	503/–	711/–	466/–	540/–	540/–	384/–	349/–
2 зона	°С	501/514	553/574	669/638	527/567	580/608	595/583	454/442	475/467
3 зона	°С	644/636	732/715	818/786	686/678	754/746	805/773	598/602	657/641
Тепловая энергия в виде горячей воды (по теплосчетчику)	Гкал/ч (%)	8,2	8,7	9,3	9,3	10,2	10,4	9,6	10,4
Выход МК–1	т/ч	0,7	0,65	0,6	0,65	0,65	0,6	1,2	1,0

Таблица I.7 – Результаты аналитических испытаний проб на режимах 5–6

		Режим 5				Режим 6			
Наименование показателей		№ 186	№ 187	№ 188	Ср. знач.	№ 190	№ 191	№ 192	Ср. знач.
Показатели технического анализа МК-1	<b>Лаборатория котельной</b>								
	Влажность $W_f, \%$	0,6	0,3	0,3	0,4	0,6	0,5	0,6	0,6
	Зольность $A^d, \%$	8,4	8,3	8,5	8,4	8,7	8,6	8,6	8,6
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	5,9	6,0	5,9	5,9	5,9	5,9	5,8	5,9
	<b>ИЛ АО «Разрез Березовский»</b>								
	Влажность $W_f, \%$	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об
	Зольность $A^d, \%$	8,5	8,6	8,4	8,5	8,8	8,8	8,9	8,8
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	6,4	5,8	6,0	6,1	6,7	6,2	6,1	6,3
Удельная поверхность по БЭТ, м <sup>2</sup> /г					345				403
Объем микропор, см <sup>3</sup> /г					0,120				0,133
Суммарный объем пор по воде, см <sup>3</sup> /г		0,62	0,59	0,65	0,62	0,59	0,73	0,66	0,66
Гранулометрический состав									
+2 мм, %		5,0	5,0	4,5	4,8	2,2	3,4	4,3	3,3
1–2 мм, %		51,7	46,6	37,5	45,3	48,2	64,5	59,1	57,3
0,5–1 мм, %		32,3	35,8	41,7	36,6	36,4	21,3	27,1	28,3
0,3–0,5, %		8,5	9,7	12,8	10,3	10,3	8,1	6,7	8,4
0,2–0,3, %		1,8	1,4	2,7	2,0	2,2	1,9	1,5	1,9
0,094–0,2, %		0,6	1,4	0,6	0,9	0,6	0,6	0,9	0,7
0–0,094, %		0,2	0,2	0,2	0,2	0,1	0,1	0,3	0,2



Таблица I.8 – Результаты аналитических испытаний проб на режимах 7–8

		Режим 7				Режим 8			
Наименование показателей		№ 210	№ 195	№ 196	Ср. знач.	№ 198	№ 199	№ 200	Ср. знач.
Показатели технического анализа МК-1	<b>Лаборатория котельной</b>								
	Влажность $W_t, \%$	0,3	0,4	0,4	0,4	0,5	0,5	0,5	0,5
	Зольность $A^d, \%$	9,4	9,9	9,4	9,6	8,1	8,1	8,0	8,1
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	5,6	5,6	5,3	5,5	6,0	5,8	5,7	5,8
	<b>ИЛ АО «Разрез Березовский»</b>								
	Влажность $W_t, \%$	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об
	Зольность $A^d, \%$	9,3	9,2	9,2	9,2	8,2	8,0	8,0	8,1
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	4,8	4,9	5,1	4,9	6,0	5,7	5,4	5,7
Удельная поверхность по БЭТ, $m^2/g$					481				440
Объем микропор, $cm^3/g$					0,156				0,145
Суммарный объем пор по воде, $cm^3/g$		0,62	0,89	0,62	0,71	0,59	0,5	0,52	0,54
Гранулометрический состав									
+2 мм, %		1,6	3,4	2,4	2,5	4,1	4,2	4,1	4,1
1–2 мм, %		57,3	62,6	62,3	60,7	49,1	46,1	45,3	46,8
0,5–1 мм, %		29,7	26,1	24,5	26,8	33,8	35,9	37,5	35,7
0,3–0,5, %		8,2	5,6	5,9	6,6	9,7	10,5	9,7	10,0
0,2–0,3, %		2,1	1,4	1,6	1,7	2,2	2,2	2,4	2,3
0,094–0,2, %		0,8	0,6	0,5	0,6	0,7	0,7	0,7	0,7
0–0,094, %		0,3	0,3	2,7	1,1	0,2	0,2	0,2	0,2

Таблица I.9 – Результаты аналитических испытаний проб на режимах 9–10

		Режим 9				Режим 10			
Наименование показателей		№ 202	№ 203	№ 204	Ср. знач.	№ 206	№ 207	№ 208	Ср. знач.
Показатели технического анализа МК-1	<b>Лаборатория котельной</b>								
	Влажность $W_t, \%$	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
	Зольность $A^d, \%$	8,5	8,5	8,5	8,5	9,2	9,2	9,3	9,2
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	6,1	5,9	6,2	6,1	5,5	5,7	5,5	5,6
	<b>ИЛ АО «Разрез Березовский»</b>								
	Влажность $W_t, \%$	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об
	Зольность $A^d, \%$	8,5	8,4	8,4	8,4	9,5	9,0	9,8	9,4
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	5,5	5,2	5,3	5,3	5,2	5,5	5,1	5,3
Удельная поверхность по БЭТ, $m^2/g$					455				507
Объем микропор, $cm^3/g$					0,132				0,161
Суммарный объем пор по воде, $cm^3/g$		0,59	0,58	0,62	0,60	0,6	0,56	0,66	0,61
Гранулометрический состав									
+2 мм, %		1,5	1,3	1,5	1,4	0,3	0,7	0,3	0,4
1–2 мм, %		50,6	45,0	48,8	48,1	50,0	48,2	52,4	50,2
0,5–1 мм, %		34,2	39,4	36,8	36,8	36,7	35,8	34,8	35,8
0,3–0,5, %		10,0	10,6	9,5	10,0	9,5	12,0	9,0	10,2
0,2–0,3, %		2,3	2,3	2,2	2,3	2,3	2,1	2,3	2,2
0,094–0,2, %		1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,9	1,0	1,0
0–0,094, %		0,3	0,5	0,2	0,3	0,3	0,2	0,3	0,3

Таблица I.10 – Результаты аналитических испытаний проб на режимах 11–12

Наименование показателей		Режим 11				Режим 12		
		№ 212	№ 213	№ 214	Ср. знач.	№ 215	№ 216	Ср. знач.
Показатели технического анализа МК-1	<b>Лаборатория котельной</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	н/об.	н/об.	н/об.	н/об.	0,5	0,4	0,45
	Зольность $A^d, \%$	7,6	7,7	7,7	7,7	8,0	7,9	7,95
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	7,1	7,3	6,0	6,8	5,2	5,0	5,1
	<b>ИЛ АО «Разрез Березовский»</b>							
	Влажность $W_t^r, \%$	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об	н/об
	Зольность $A^d, \%$	7,7	7,9	7,9	7,8	8,2	8,1	8,2
	Выход летучих $V^{daf}, \%$	6,4	7,6	5,8	6,6	4,9	5,4	5,2
Удельная поверхность по БЭТ, м <sup>2</sup> /г					348			338
Объем микропор, см <sup>3</sup> /г					0,115			0,112
Суммарный объем пор по воде, см <sup>3</sup> /г		0,51	0,5	0,5	0,50	0,56	0,5	0,52
Гранулометрический состав								
+2 мм, %		6,1	5,9	4,4	5,5	5,5	7,7	6,6
1–2 мм, %		47,8	46,2	35,6	43,2	47,6	57,2	52,4
0,5–1 мм, %		31,9	35,4	38,9	35,4	39,5	23,0	31,25
0,3–0,5, %		11,4	9,4	16,4	12,4	5,5	9,7	7,6
0,2–0,3, %		1,7	2,1	3,3	2,4	1,3	1,5	1,4
0,094–0,2, %		0,8	0,7	1,1	0,9	0,3	0,6	0,45
0–0,094, %		0,3	0,3	0,4	0,3	0,3	0,3	0,3

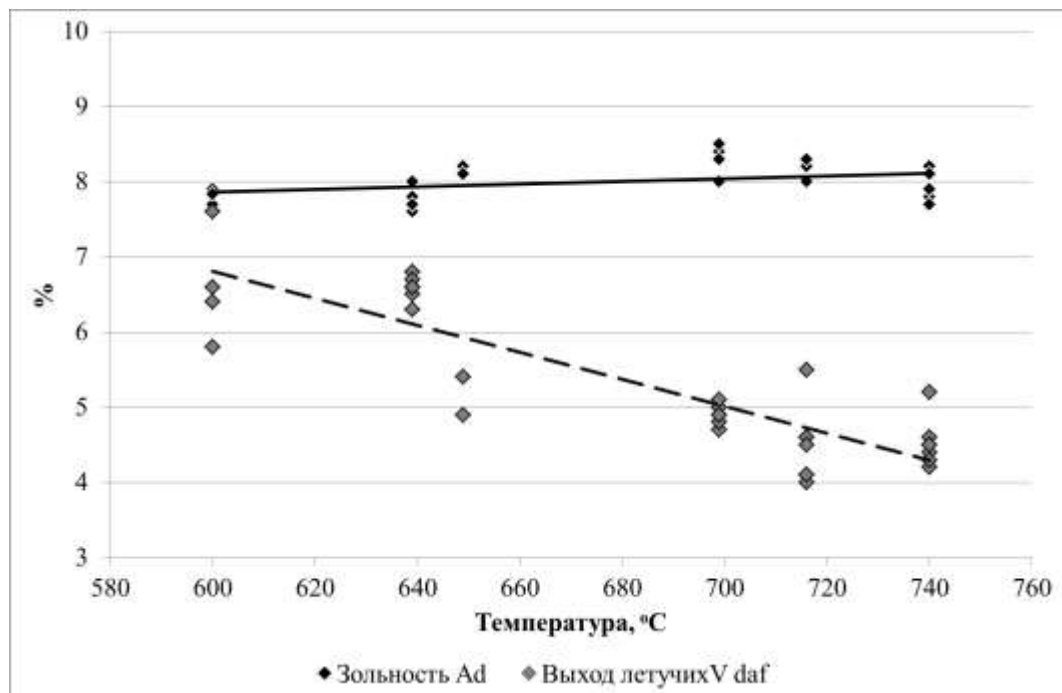


Рисунок I.1 – Показатели зольности и выхода летучих для расхода угля  
4,5 т/ч

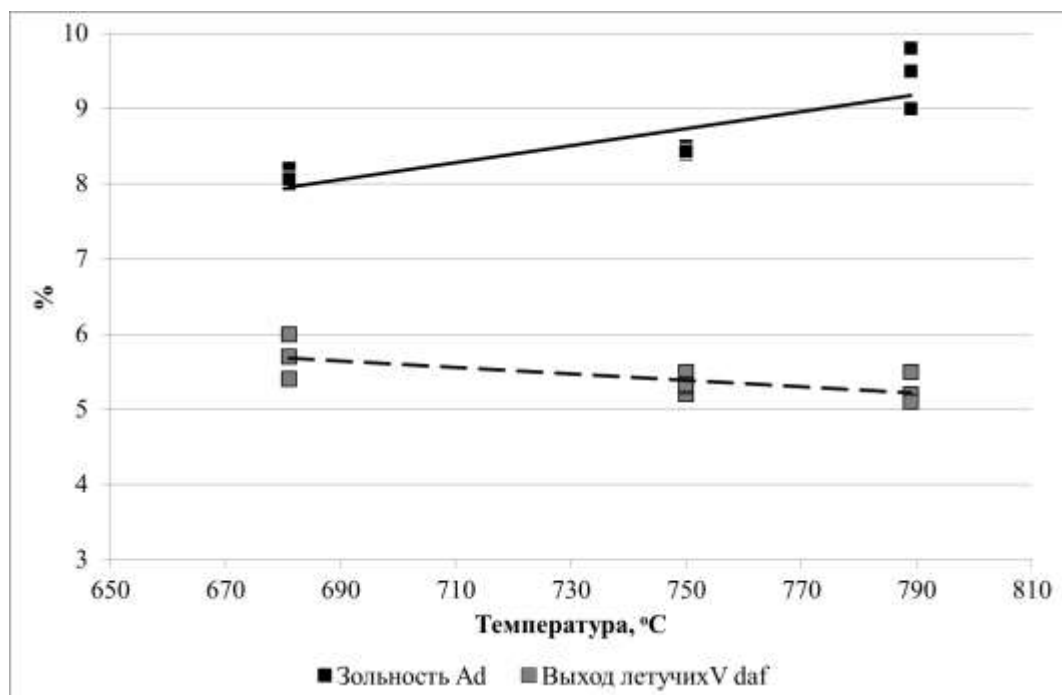


Рисунок I.2 – Показатели зольности и выхода летучих для расхода угля  
4,0 т/ч

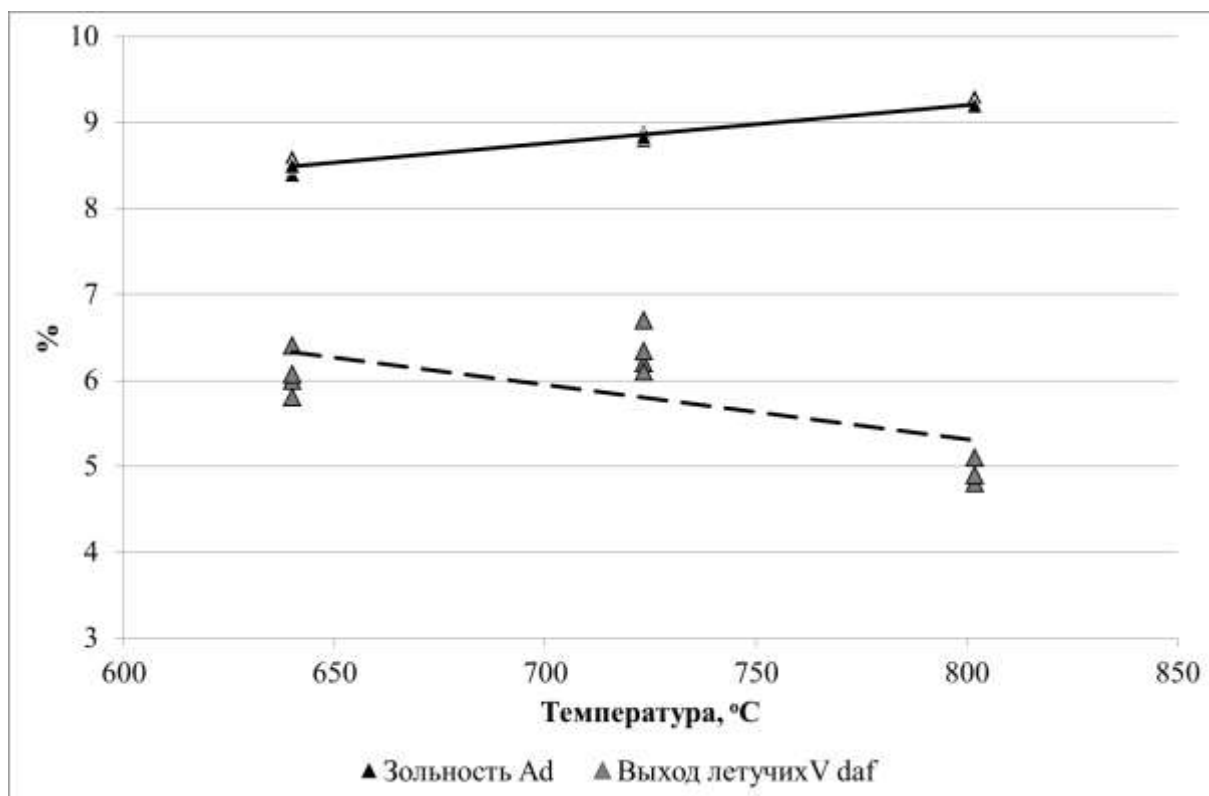


Рисунок I.3 – Показатели зольности и выхода летучих для расхода угля 3,4 т/ч

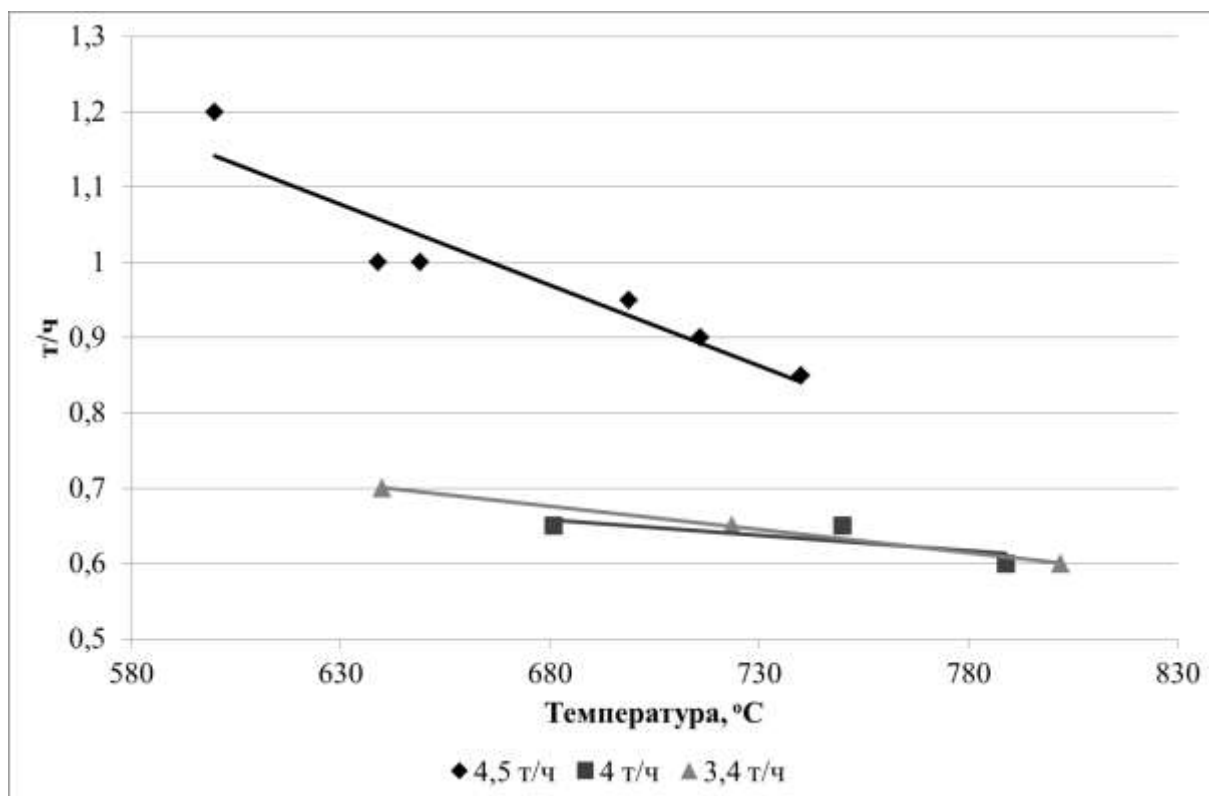


Рисунок I.4 – Массовый выход МК-1 при различных расходах угля

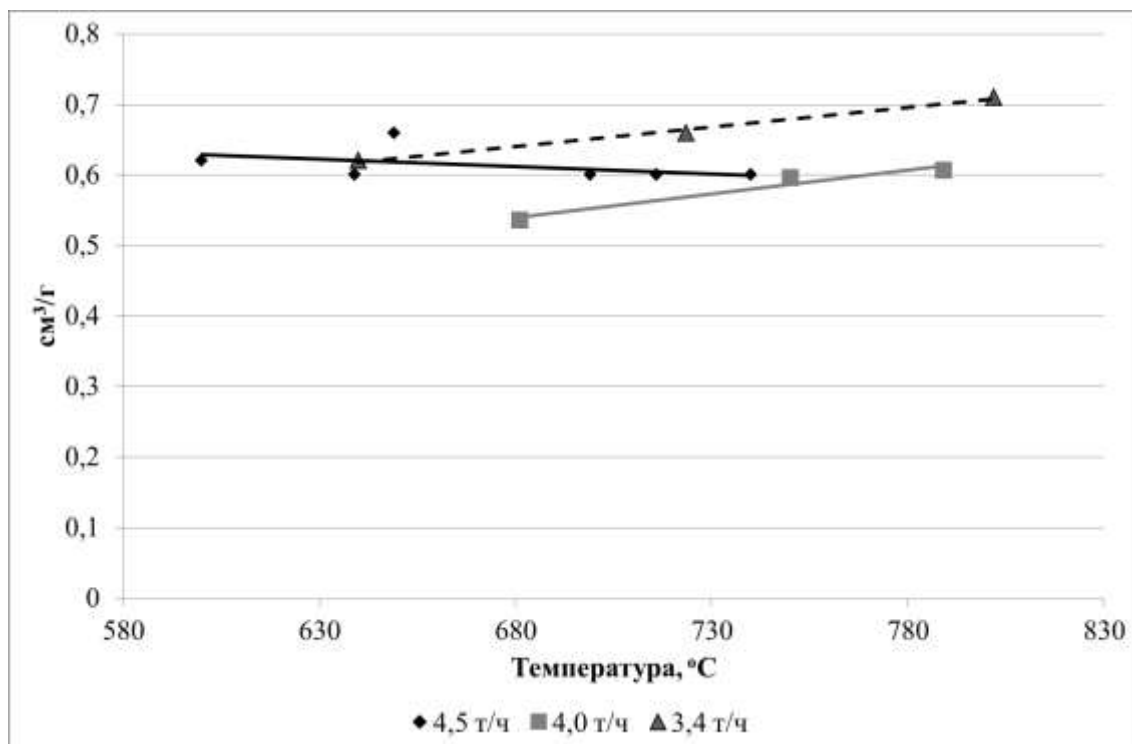


Рисунок I.5 – Суммарный объем пор по воде

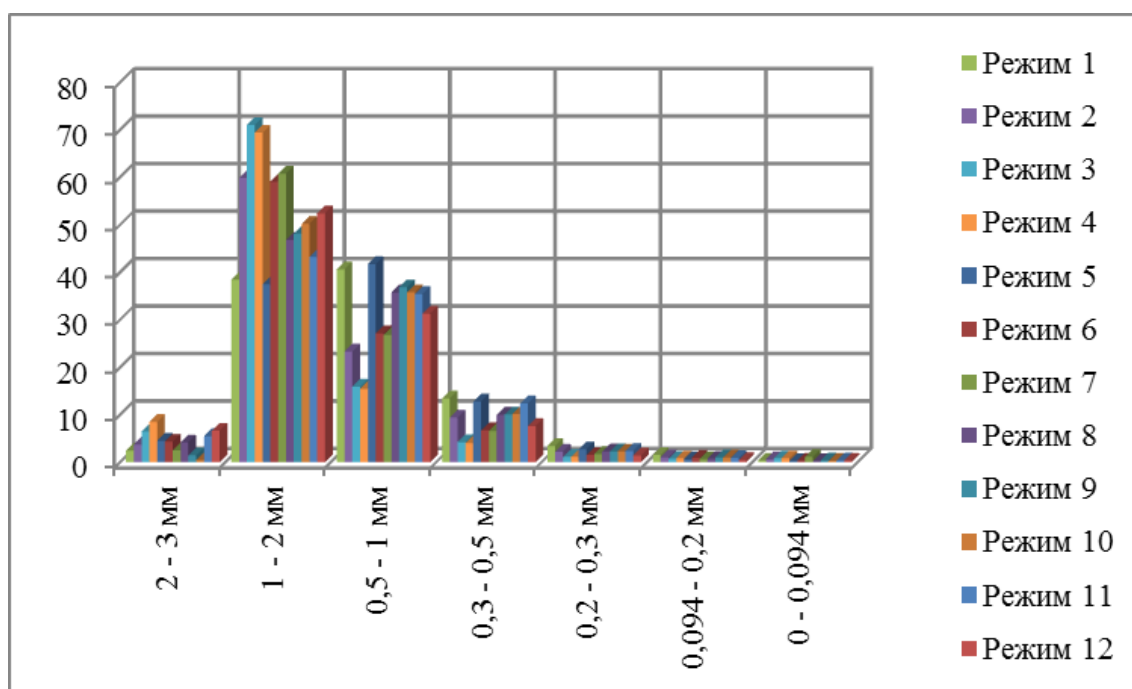


Рисунок I.6 – Гранулометрический состав полученных образцов МК-1

Тепловая нагрузка ОПУ на режимах 5–12 составила 8,2–10,4 Гкал/ч.

Полученная МК–1 имеет низкую зольность (менее 10%), низкий выход летучих веществ (менее 7%). Содержание общей влаги в этих образцах практически равно нулю.

Относительный выход МК–1 определялся по приборам по результатам проведенной ранее тарировке скребкового транспортера СК–1. С увеличением расхода угля увеличивается массовый выход МК–1 и на предельных режимах работы достигает 1,2 т/ч, на режимах с малым расходом угля при выходе МК–1 до 0,75 т/ч возможно получение продукта без использования системы орошения, благодаря чему МК–1 поступает в бункер ЗОС с нулевой влажностью. И даже с использованием орошения возможно получение МК–1 с влажностью до 1%.

На рисунке I.5 приведены графики изменения суммарного объема пор по воде, построенные по средним значениям для каждого образца. Видно, что средние значения этого показателя не опускаются ниже уровня 0,5 см<sup>3</sup>/г.

Из рисунка I.5 видно, что до 90% массы МК–1 составляет класс крупности 0,5–2,0 мм, что позволит производить необходимое для дальнейшей реализации количество класса 0,1–1,6 мм.

Результаты измерений удельной поверхности по БЭТ показали, что все полученные образцы обладают удельной поверхностью выше 300 м<sup>2</sup>/г. С ростом температуры кипящего слоя удельная поверхность возрастает вплоть до 507 м<sup>2</sup>/г. При этом минимальный показатель удельной поверхности по БЭТ составил 338 м<sup>2</sup>/г.

Максимальная производительность ОПУ по МК–1 составила 1,2 т/ч.

Следует отметить режимы работы №10 и №11. В первом при температуре кипящего слоя 600°С получен один образец МК–1 с выходом летучих 7,6%, в втором при температуре 800°С показатели зольности полученных образцов близки к 10%. Поэтому дальнейшая работа ОПУ с целью наработки МК–1 с требуемыми характеристиками рекомендуется в диапазоне температур 650–800°С.

На основании вышесказанного можно определить следующие параметры работы ОПУ для наработки МК-1:

1. Расход угля – 3,4–4,5 т/ч;
2. Средняя температура в первой зоне – не менее 300°C;
3. Средняя температура во второй зоне – не менее 400°C;
4. Средняя температура в третьей зоне – 650–800°C.



## Копия протокола инструментальных измерений выбросов котла КВ-23,26-150-ФКС

с. 1 из 5 протокола испытаний № А 14с-ПВ  
экз. № 1

ФЕДЕРАЛЬНАЯ СЛУЖБА ПО НАДЗОРУ В СФЕРЕ ПРИРОДОПОЛЬЗОВАНИЯ  
Федеральное государственное бюджетное учреждение  
«Центр лабораторного анализа и технических измерений по Сибирскому федеральному округу»  
**Филиал «ЦЛАТИ по Енисейскому региону» ФГБУ «ЦЛАТИ по СФО» - г. Красноярск**  
Испытательный центр ЦЛАТИ по Енисейскому региону  
Испытательный центр ЦЛАТИ по Енисейскому региону, номер в реестре аккредитованных лиц  
РОСС RU.0001.511557

Адрес: 662100, Красноярский край,  
г. Ачинск, мкр. 3-й, д. 21, пом. 3,  
тел: (39151) 7 53 54  
e-mail: achinsk@clati-er.ru

УТВЕРЖДАЮ

Заместитель начальника  
Ачинского МОЛАТИ

*Е.Н. Арсентьев*  
« 05 » *марта* 2021 г.



### ПРОТОКОЛ ИСПЫТАНИЙ № А 14с-ПВ от 05.03.2021

Наименование объекта	Промышленные выбросы
Номера проб	№ 20с-пв - № 25с-пв
Наименование, адрес и контактные данные заказчика	Акционерное общество «Разрез Березовский» (АО «Разрез Березовский»), 662330, РФ, Красноярский край, Шарыповский район, с. Родники, разрез «Березовский-1», территория промплощадки, строение № 1, тел. (39153) 65-2-91, факс (39153) 65-1-11, e-mail: SekretariatSB@suek.ru
Основание проведения испытаний	договор от 22.07.2020 № 78/00/А/БЕР-20/435А
Наименование и адрес предприятия	Акционерное общество «Разрез Березовский» (АО «Разрез Березовский»), 662305, РФ, Красноярский край, Шарыповский район, п. Дубинино, разрез «Березовский-1»
Место отбора проб	Котельная теплоцеха
Протокол отбора проб	№ А 8с-ПВ от 25.02.2021
Дата и время отбора проб	25.02.2021, 11:00 – 18:40
Дата и время доставки проб	25.02.2021, 21:00
Место осуществления деятельности	Ачинский МОЛАТИ, Россия, Красноярский край, г. Ачинск, мкр. 3-й, д. 21, пом. 3
Процедура пробоподготовки согласно	НД на методики измерений
Дата и время начала испытаний	26.02.2021, 08:20
Дата окончания испытаний	04.03.2021

Таблица 1 – Условия окружающей среды при отборе проб

Температура, °С, $t \pm \Delta^D$ , $P = 0,95$	Относительная влажность, %, $RH \pm \Delta^D$ , $P = 0,95$	Атмосферное давление, мм.рт.ст., $P \pm \Delta^D$ , $P = 0,95$	Методика измерений (шифр НД)
1	2	3	4
24,2 ± 0,2	33,0 ± 3,0	732 ± 1	Руководство по эксплуатации измерительных приборов микроклимата «Метеоскан-М»
24,2 ± 0,2	33,0 ± 3,0	732 ± 1	
28,4 ± 0,2	23,0 ± 3,0	732 ± 1	
21,4 ± 0,2	37,0 ± 3,0	732 ± 1	

Продолжение таблицы 1

1	2	3	4
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – газоход 2	21,4 ± 0,2	37,0 ± 3,0	732 ± 1
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Выход из ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – ИЗА № 0001	19,3 ± 0,2	41,0 ± 3,0	732 ± 1

\* – пределы допускаемой абсолютной погрешности средств измерений

Таблица 2 – Параметры газопылевых потоков

Номер пробы	Температура газопылевых потоков, °С, $t \pm \Delta^{2)}$ , $P = 0,95$	Давление, разрежение газопылевых потоков, кПа, $P \pm \Delta^{2)}$ , $P = 0,95$	Скорость газопылевых потоков, м/с, $V \pm \Delta^{2)}$ , $P = 0,95$	Объемный расход газопылевых потоков, м <sup>3</sup> /с, $Q_n \pm \Delta$ , $P = 0,95$	Методика отбора, измерений (шифр ИД)
Котлоагрегат КВТСВ-20 № 5. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-2-7*(5+3)) – газоход 1					
20с-пв	137,6 ± 1,4	-0,4659 ± 0,0013	10,0 ± 0,9	5,86 ± 0,57	ГОСТ 17.2.4.06-90 ГОСТ 17.2.4.07-90 ГОСТ 17.2.4.08-90
Котлоагрегат КВТСВ-20 № 5. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-2-7*(5+3)) – газоход 2					
21с-пв	141,6 ± 1,4	-0,4564 ± 0,0012	8,0 ± 0,7	4,64 ± 0,46	
Котлоагрегат КВТСВ-20 № 5. Выход из ГОУ (Батарейный циклон БЦ-2-7*(5+3)) – ИЗА № 0001					
22с-пв	111,3 ± 1,3	-0,0341 ± 0,0014	10,8 ± 0,9	10,8 ± 1,0	
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – газоход 1					
23с-пв	179,2 ± 1,5	-1,1787 ± 0,0011	5,8 ± 0,5	6,7 ± 0,6	
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – газоход 2					
24с-пв	186,5 ± 1,6	-1,4653 ± 0,0011	6,3 ± 0,5	7,1 ± 0,6	
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Выход из ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – ИЗА № 0001					
25с-пв	167,3 ± 1,5	-2,3765 ± 0,0013	11,7 ± 1,0	12,4 ± 1,2	
Выход в дымовую трубу – ИЗА № 0001					
22с-пв	–	–	–	23,2 ± 2,2	
25с-пв	–	–	–	–	

\* – пределы допускаемой погрешности средств измерений

Таблица 3 – Результаты испытаний

Номер пробы	Наименование загрязняющих веществ	Массовая концентрация			Методика (шифр ИД)
		Ед. изм.	С	± Δ, P = 0,95 (U, k = 2)	
1	2	3	4	5	6
Котлоагрегат КВТСВ-20 № 5. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-2-7*(5+3)) – газоход 1					
20с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/м <sup>3</sup>	5,0	0,4	ГОСТ 33007-2014
Котлоагрегат КВТСВ-20 № 5. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-2-7*(5+3)) – газоход 2					
21с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/м <sup>3</sup>	4,8	0,4	ГОСТ 33007-2014

Продолжение таблицы 3

1	2	3	4	5	6
Котлоагрегат КВТСВ-20 № 5. Выход из ГОУ (Батарейный циклон БЦ-2-7*(5+3)) – ИЗА № 0001					
22с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/м <sup>3</sup>	0,59	0,05	ГОСТ 33007-2014
	Эффективность работы газоочистных установок: - степень очистки	%	87,6	—	«Руководство по измерению основных параметров и определению запыленности пылегазовых потоков на источниках выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ФГУП «МНИИЭКО ТЭК», Пермь, 2002 г.
	Сумма оксидов азота в пересчете на диоксид азота	мг/м <sup>3</sup>	71	8	Руководство по эксплуатации газонализатора «Толар Ех Ть ПЦДК.413411.001 Р9»
	Азота диоксид (азот (IV) оксид)	мг/м <sup>3</sup>	57	—	Методическое пособие по расчету, нормированию и контролю выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух, п.2.2.4 ОАО «НИИ Атмосфера», Санкт-Петербург, 2012 г.
	Азота оксид (азот (II) оксид)	мг/м <sup>3</sup>	9	—	
	Сера диоксид (ангидрид сернистый) <sup>3с</sup>	мг/м <sup>3</sup>	менее 5,3	—	Руководства по эксплуатации газоопределителей химических и трубчатых индикаторных.
	Углерод оксид	мг/м <sup>3</sup>	2603	130	Руководство по эксплуатации газонализатора «Толар Ех Ть ПЦДК.413411.001 Р9»
Сажа	мг/м <sup>3</sup>	48	12	ФР.1.31.2001.00384	
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – газоход 1					
23с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/м <sup>3</sup>	4,1	0,3	ГОСТ 33007-2014
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Вход в ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – газоход 2					
24с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/м <sup>3</sup>	3,42	0,27	ГОСТ 33007-2014
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Выход из ГОУ (Батарейный циклон БЦ-512-Р-1(4+6)) – ИЗА № 0001					
25с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/м <sup>3</sup>	0,63	0,05	ГОСТ 33007-2014
	Эффективность работы газоочистных установок: - степень очистки	%	84,9	—	«Руководство по измерению основных параметров и определению запыленности пылегазовых потоков на источниках выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ФГУП «МНИИЭКО ТЭК», Пермь, 2002 г.

Продолжение таблицы 3

1	2	3	4	5	6
25с-пв	Сумма оксидов азота в пересчете на диоксид азота	мг/м <sup>3</sup>	432	22	Руководство по эксплуатации газоанализатора «Полар Экс» ПЛЦК.413411.001 РЭ
	Азота диоксид (азот (IV) оксид)	мг/м <sup>3</sup>	346	—	Методическое пособие по расчету, нормированию и контролю выбросов загрязняющих веществ в атмосферный воздух, п.2.2.4 ОАО «НИИ Атмосфера», Санкт-Петербург, 2012 г.
	Азота оксид (азот (II) оксид)	мг/м <sup>3</sup>	56	—	
	Сера диоксид (ангидрид сернистый)	мг/м <sup>3</sup>	66	15	Руководство по эксплуатации газоанализатора «Полар Экс» ПЛЦК.413411.001 РЭ
	Углерод оксид	мг/м <sup>3</sup>	962	48	
	Сажа	мг/м <sup>3</sup>	1007	252	ФР.1.31.2001.00384

\* – результат испытаний представлен как среднее арифметическое результатов трех последовательно отобранных проб;

Примечание: 1. Результаты испытаний относятся только к данным пробам, прошедшим испытания.

2. Отклонения, дополнения или исключения от методик измерений отсутствуют.

3. Информация об особых условиях испытаний (условия окружающей среды) зафиксированы в специальных журналах Испытательного центра.

Таблица 4 – Массовый выброс загрязняющих веществ

Номер пробы	Наименование загрязняющих веществ	Массовый выброс загрязняющих веществ			Методика (шифр ИД)
		Ед. изм.	М	± Δ, P = 0,95	
1	2	3	4	5	6
Котлоагрегат КВТСВ-20 № 5. Выход из ГОУ (Батарейный циклон БЦ-2-7*(5+3)) – ИЗА № 0001					
22с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/с	6,4	0,8	«Руководство по измерению основных параметров и определению запыленности пылегазовых потоков на источниках выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ФГУП «МНИИЭКО ТЭК», Пермь, 2002 г.
	Азота диоксид (азот (IV) оксид)	г/с	0,62	0,09	«Методическое пособие по аналитическому контролю выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ОАО «НИИ АТМОСФЕРА», Санкт-Петербург, 2012 г.
	Азота оксид (азот (II) оксид)	г/с	0,097	0,015	
	Сера диоксид (ангидрид сернистый)	г/с	—	—	
	Углерод оксид	г/с	28,1	3,1	
	Сажа	г/с	0,52	0,14	
Котлоагрегат КВ-23,26-150 ФКС № 2. Выход из ГОУ (Батарейный циклон БЦ-312-Р-1(4+6)) – ИЗА № 0001					
25с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/с	7,8	0,9	«Руководство по измерению основных параметров и определению запыленности пылегазовых потоков на источниках выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ФГУП «МНИИЭКО ТЭК», Пермь, 2002 г.

Продолжение таблицы 4

1	2	3	4	5	6
25с-пв	Азота диоксид (азот (IV) оксид)	г/с	4,29	0,47	«Методическое пособие по аналитическому контролю выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ОАО «НИИ АТМОСФЕРА», Санкт-Петербург, 2012 г.
	Азота оксид (азот (II) оксид)	г/с	0,694	0,076	
	Сера диоксид (ангидрид сернистый)	г/с	0,82	0,21	
	Углерод оксид	г/с	11,9	1,3	
	Сажа	г/с	12,49	3,37	
Выход в дымовую трубу – ИЗА № 0001					«Руководство по измерению основных параметров и определению запыленности пылегазовых потоков на источниках выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ФГУП «МВНИЭКОТЭК», Пермь, 2002 г.
22с-пв 25с-пв	Запыленность газопылевых потоков (массовое содержание взвешенных частиц, пыль)	г/с	14,2	1,7	
	Азота диоксид (азот (IV) оксид)	г/с	4,9	0,6	«Методическое пособие по аналитическому контролю выбросов загрязняющих веществ в атмосферу», ОАО «НИИ АТМОСФЕРА», Санкт-Петербург, 2012 г.
	Азота оксид (азот (II) оксид)	г/с	0,79	0,09	
	Сера диоксид (ангидрид сернистый)	г/с	0,82	0,21	
	Углерод оксид	г/с	40	4	
	Сажа	г/с	13	4	

Таблица 5 – Средства измерений, применяемые для проведения испытаний

Наименование средства измерения	Заводской номер	Дата следующей поверки
Измеритель параметров микроклимата «МЕТЕОСКОП-М»	186516	09.07.2022
Весы электронные лабораторные, мод. ME215S	15703591	22.06.2021
Весы лабораторные электронные GH, мод. GH-200	15103130	23.03.2021
Газоанализатор микрокомпонентный «Полар», модификация «Полар Ex T»	0390-15	29.11.2021
Газопредельные химические и трубчатые индикаторные ГХ-Е SO2-0,007	партия 4-08	до 12.08.2021

Ведущий инженер



И.В. Семёнов

Окончание протокола.

Отпечатано в 2-х экз.

экз. № 1 – АО «Разрез Березовский»  
экз. № 2 – ИЦ, Ачинский МОЛАТИ

Протокол испытаний не может быть частично воспроизведен без письменного разрешения ЦЛАТИ по Енисейскому региону



**Приложение J**  
**(обязательное)**  
**Акты внедрения**



**Акционерное общество**  
**«Разрез Березовский»**

**УТВЕРЖДАЮ**

Первый заместитель  
Генерального директора

АО «Разрез Березовский»

А.И. Буйницкий

«10» ноября 2021 г.

**АКТ**



*об использовании результатов диссертации на соискание ученой степени  
доктора технических наук Логинова Дмитрия Александровича  
«Комбинированное производство тепловой энергии и углеродной продукции  
из энергетических углей»*

Настоящий акт составлен о том, что результаты диссертационной работы Д.А. Логинова использованы: при проведении режимно-наладочных испытаний энерготехнологической установки (ЭТУ) КВТС–20ЭТ на базе модифицированного котлоагрегата КВТС–20; в качестве исходных данных для модернизации промышленной котельной с целью комбинированного получения тепловой энергии и среднетемпературного буроугольного кокса (термококса).

В результате использования полученных в диссертационном исследовании данных на энерготехнологической установке КВТС–20ЭТ был организован стабильный процесс производства термококса.

На модернизированной путем установки двух новых ЭТУ на базе водогрейных котлов КВ–23,26–150–Р–ФКС котельной среднетемпературный кокс выпускается под торговой маркой МК-1 (Мелочь коксовая-1). Сырьевая база – бурый уголь марки 2Б АО «Разрез Березовский». Параллельно производимая тепловая энергия используется для теплоснабжения промышленной площадки предприятия.

Показатели процесса карбонизации, химические и теплотехнические характеристики среднетемпературного кокса (термококса), а также материальный и тепловой балансы процесса карбонизации угля в кипящем слое полностью соответствуют результатам, полученным в диссертационной работе Д.А. Логинова.



РОССИЯ, 660049, Г. КРАСНОЯРСК,  
УЛ. ЛЕНИНА, Д. 35, СТР. 2,  
ТЕЛ: (391) 226-60-01, 226-60-02,  
ФАКС: (391) 227-15-00,  
E-MAIL: SUEK-KRASNOYARSK@SUEK.RU  
WWW.SUEK.RU



**УТВЕРЖДАЮ**

Генеральный директор  
АО «СУЭК-Красноярск»

А.В. Федоров

«15» ноября 2021 г.

**АКТ**

*об использовании результатов диссертации  
на соискание ученой степени доктора технических наук  
ЛОГИНОВА Дмитрия Александровича «Комбинированное производство  
тепловой энергии и углеродной продукции из энергетических углей»*

Настоящий акт составлен о том, что результаты диссертационной работы Д.А. ЛОГИНОВА внедрены в промышленное производство при модернизации действующей опытно-промышленной установки и создании новых энерготехнологических установок с целью комбинированного получения из бурого угля марки 2Б Березовского разреза тепловой энергии и углеродного сорбента для переработки нефти. Высокое качество получаемого сорбента подтверждено опытно-промышленными испытаниями на действующем комплексе глубокой переработки тяжелых нефтяных остатков (гудрона) в Республике Татарстан.

Показатели процесса термической переработки, физические и адсорбционные свойства производимого продукта, материальный и тепловой балансы процесса получения сорбента в кипящем слое полностью соответствуют результатам, полученным в диссертационной работе Д.А. Логинова.

Степанов Сергей Григорьевич,  
начальник Управления инновационных  
технологий переработки угля, доктор технических наук

## УТВЕРЖДАЮ



Управляющий филиалом  
ООО «Сибнииуголебогащение»  
в г. Красноярске  
В.Ю. Иншаков  
«13» апреля 2022 г.

**АКТ**

**об использовании результатов диссертационного исследования  
на соискание ученой степени доктора технических наук  
Логинава Дмитрия Александровича  
«Комбинированное производство тепловой энергии и углеродной продукции  
из энергетических углей»**

Настоящий акт составлен о том, что результаты диссертационной работы Д.А. Логинава использованы ООО «Сибнииуголебогащение» при разработке конструкторской документации на безотходный промышленный реактор карбонизации угля в процессе с разнонаправленным дутьём, а также на промышленный реактор энерготехнологической переработки угля при повышенном давлении.

Теоретические основы, изложенные в диссертационной работе Д.А. Логинава, и приведенные в ней экспериментальные данные использованы при разработке проектной документации «Завод карбонизации угля» шифр НАК154.17 промышленного комплекса энерготехнологической переработки угля на площадке мощностью до 500 тыс. т в год по исходному углю. Проектная документация прошла Главную Государственную экспертизу и Государственную Экологическую экспертизу без замечаний со стороны Экспертных комиссий, что подтверждает высокое качество представленных в диссертации результатов исследования и показателей нового технологического процесса.