

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение
высшего образования
«Казанский национальный исследовательский
технологический университет»

На правах рукописи



РОДИОНОВ АЛЕКСЕЙ СЕРГЕЕВИЧ

**РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИИ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ
ЛИГНИНОЦЕЛЛЮЛОЗНЫХ ОТХОДОВ В
АКТИВИРОВАННЫЙ УГОЛЬ**

4.3.1. Технологии, машины и оборудование для агропромышленного
комплекса

4.3.4. Технологии, машины и оборудование для лесного хозяйства и
переработки древесины

Диссертация на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель:
доктор технических наук, профессор
Тимербаев Наиль Фарирович

Казань – 2026

ОГЛАВЛЕНИЕ

Введение.....	5
ГЛАВА 1 СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЛИГНИНОЦЕЛЛЮЛОЗНЫХ ОТХОДОВ.....	12
1.1 Лигниноцеллюлозные отходы, классификация, состав и направления их переработки	12
1.2 Обзор методов пиролизной переработки растительного сырья.....	20
1.3 Сведения об активированном угле	27
1.3.1 Технологии производства активированного угля.....	27
1.3.2 Методы оценки качества активированного угля	29
1.4 Аппаратурное оформление процесса получения активированного угля из лигниноцеллюлозного сырья.....	31
ГЛАВА 2. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПОЛУЧЕНИЯ АКТИВИРОВАННОГО УГЛЯ	40
2.1 Физическая картина процесса производства активированного угля из лигниноцеллюлозного сырья	40
2.2. Формализация процессов переработки лигниноцеллюлозного сырья в активированный уголь	47
2.3 Математическое описание процесса переработки лигниноцеллюлозного сырья в активированный уголь	48
2.3.1 Математическое описание процесса конвективной сушки	49
2.3.2 Математическое описание процесса кондуктивного пиролиза отходов	52
2.3.3. Математическое описание парогазовой активации.....	61
ГЛАВА 3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ АКТИВИРОВАННОГО УГЛЯ	67
3.1. Описание экспериментального комплекса для исследования процесса получения активированного угля.....	68

3.2. Методики проведения экспериментов и обработки экспериментальных данных	71
3.2.1 Методика определения коэффициента влагопроводности	71
3.2.2 Методика исследования процесса конвективной сушки	73
3.2.3 Методика исследования процесса пиролизной переработки	75
3.2.4 Методика исследования процесса активации угля.....	77
3.3. Анализ результатов моделирования.....	79
3.3.1. Анализ результатов по определению коэффициента влагопроводности.....	79
3.3.2. Анализ результатов исследования конвективной сушки.....	83
3.3.3. Анализ результатов исследования кондуктивного пиролиза.....	85
3.3.4. Анализ результатов исследования парогазовой активации угля	90
ГЛАВА 4. ПРОМЫШЛЕННАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ ИССЛЕДОВАНИЯ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЛИГНИНОЦЕЛЛЮЛОЗНЫХ ОТХОДОВ В АКТИВИРОВАННЫЙ УГОЛЬ	
4.1. Описание установки для производства активированного угля.....	94
4.2 Инженерная методика расчета промышленной установки	96
4.2.1. Методика расчета аппарата конвективной сушки	96
4.2.2. Методика расчета аппарата кондуктивного пиролиза	108
4.2.3 Методика расчета шнекового транспортирования сыпучих материалов	120
4.3 Основные экономические показатели.....	128
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	131
СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ.....	133
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	149
Приложение А. Статистическая обработка результатов	150
Приложение Б. Оценка экономической эффективности внедрения	154

технологии	
Приложение В. Патенты.....	162
Приложение Г. Акт о принятии к внедрению	164

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы диссертационного исследования. Ежегодно на предприятиях лесопромышленного комплекса (ЛПК) и агропромышленного комплекса (АПК) образуется несколько десятков миллионов тонн лигниноцеллюлозных отходов, являющихся ценным вторичным сырьем, которое может быть реализовано в различных областях промышленности: при производстве жидкого и газообразного топлива, композиционных материалов, биологически активных веществ и т.д. Одним из наиболее перспективных и универсальных способов способом утилизации таких отходов является их термическая переработка в активированный уголь. Объем производства и применения активированного угля во всем мире непрерывно растет. В частности, мировое потребление активированного угля составляет около 1,1 млн. тонн в год.

Термическая переработка лигниноцеллюлозных отходов имеет высокую эффективность по сравнению с другими методами переработки, но сопряжена со сложностями при организации непрерывного производства, связанными с герметизацией отдельных стадий, различием свойств исходного сырья. В связи с этим исследование термического процесса переработки лигноцеллюлозного сырья и усовершенствование существующих установок является актуальным.

Работа выполнялась в рамках грантов и конкурсов:

1. Грант РФФИ «Проведение фундаментальных научных исследований и поисковых научных исследований малыми отдельными научными группами» на тему «Научные основы технологии термической переработки растительных отходов» (соглашение № 23-26-00036 от 27.01.2023 г.).

2. Грант РФФИ «Проведение фундаментальных научных исследований и поисковых научных исследований малыми отдельными научными группами» на тему «Научное обоснование процесса получения гранулированного активированного угля из отходов растительного происхождения с

применением модифицированной пиролизной смолы в качестве связующего» (соглашение № 25-26-00043 от 26.12.2024.).

3. Грант ФСИ «Студенческий стартап» по теме «Разработка ресурсо-энергосберегающей установки переработки вторичного сырья в активированный уголь, биомасло и биотопливо» (договор № 2740ГССС15-L/92921 от 03.07.2024).

4. Конкурс научно-исследовательских проектов «ТехноСтарт» на тему «Разработка аппарата конвективной сушки для установки термолизной переработки вторичного сырья в активированный уголь» (договор № 3-24 от 18.01.2024 г.).

Степень разработанности темы исследования. Методам проектирования технологий пиролитической переработки лигниноцеллюлозных отходов посвящены работы В. М. Зайченко [33, 34], Р.Г. Сафина [65, 116]. Вопросами переработки отходов агропромышленного комплекса занимались А.Ю. Брюханов [17, 18], Н.Л. Воропаева [84], В.Н. Клушин [73].

Вопросам термической переработки растительных отходов посвящены работы В.М. Мухина [43, 44], В.Н. Пиялкина [53, 54], Д.А. Пономарева [76], А.Н. Грачева [27], Д.В. Тунцева [83], F. Berruti [113], C. Briens [126], M.J. Antal [92], M. Gronli [103]. Изучению характеристик адсорбентов, полученных из лигниноцеллюлозных материалов, посвящены работы Н.И. Богдановича [14, 15], Ю.Л. Юрьева [89, 90], В.В. Самонина [62], Л.Г. Пьяновой [56], В.Ю. Морозовой [75].

Вопросы изучения механизмов термического разложения растительных материалов изложены в работах А. Broido [94], С.А. Koufopoulos [108]. Физическим и математическим моделированием тепло- и массообменных процессов разложения растительного сырья занимались W.C. Park [115], Di Blasi [97, 98].

Цель исследования заключается в разработке и научном обосновании технологии термической переработки лигниноцеллюлозных отходов в

активированный уголь с определением рациональных режимов процессов сушки, пиролиза и физической активации.

Для достижения указанной цели поставлены следующие **задачи**:

1) Определение температурной зависимости коэффициента влагопроводности лигноцеллюлозного сырья.

2) Разработка математической модели процесса получения активированного угля из лигноцеллюлозных отходов.

3) Проведение теоретических и экспериментальных исследований по получению активированного угля из лигноцеллюлозных отходов в лабораторных условиях.

4) Разработка методики расчёта аппаратного оформления процесса термической переработки лигноцеллюлозных отходов в активированный уголь.

5) Разработка технологии и аппаратного оформления процесса термической переработки лигноцеллюлозных отходов в активированный уголь.

Объект исследований: лигноцеллюлозные отходы – лузга подсолнечника, скорлупа грецкого ореха и сосновая щепа; термический процесс переработки лигноцеллюлозных отходов в активированный уголь.

Предмет исследований: закономерности формирования пористой структуры и адсорбционных свойств активированного угля в зависимости от параметров пиролиза и режимов активации.

Научная новизна результатов работы. Работа содержит результаты исследований по переработке лигноцеллюлозных отходов в активированный уголь:

1. Разработана методика определения коэффициента влагопроводности лигноцеллюлозных отходов.

2. Разработана математическая модель тепло-массообменных процессов переработки лигноцеллюлозных отходов в активированный уголь с применением модели диффузионных реакций, позволяющая рассчитать

изменение удельной поверхности и суммарного объема пор.

3. В результате моделирования выявлено, что:

– коэффициент влагопроводности для лигниноцеллюлозного сырья (лузга подсолнечника, скорлупа грецкого ореха и сосновая щепа) в зависимости от температуры (40 – 110°C) находится в диапазоне $3,5 - 10,9 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$;

– сушку лигниноцеллюлозных отходов следует проводить в высокотемпературном режиме при температуре топочного газа 235 °С в течение 15 минут, затем необходимо снижать температуру топочного газа до 150 °С;

– рациональная температура процесса пиролиза лигниноцеллюлозных отходов составляет 500 °С;

– толщина насыпного слоя при пиролизе должна находиться в диапазоне 0,15 – 0,3 м;

– оптимальная температура паровой активации составляет 900 °С при продолжительности активации 25 – 40 минут и расходе перегретого пара 2,5 кг/кг;

– активированный уголь, полученный из скорлупы грецкого ореха, имеет удельную поверхность 1370 м²/г, суммарный объем пор 1,7 см³/г и высокую адсорбционную активность по йоду 625 мг/г. Активированный уголь из лузги подсолнечника имеет удельную поверхность 1300 м²/г, суммарный объем пор 1,62 см³/г и высокую адсорбционную активность по метиленовому синему 474 мг/г.

4. Разработан способ переработки лигниноцеллюлозных отходов в активированный уголь. Научная новизна принятых решений подтверждается патентами (RU 2789699 C1, RU 2844881 C1).

Теоретическая значимость работы заключается в развитии теории термической переработки лигниноцеллюлозных отходов: установлены количественные закономерности формирования пористой структуры активированного угля в зависимости от режимных параметров физической активации (температуры, времени, расхода пара) и природы исходного

лигниноцеллюлозного сырья.

Практическая значимость работы заключается в решении задач, стоящих перед ЛПК и АПК, которые связаны с утилизацией лигниноцеллюлозных отходов:

1. Разработаны методы расчета аппаратного оформления процесса переработки лигниноцеллюлозных отходов в активированный уголь.

2. Разработано аппаратное оформление процесса получения активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов.

3. Результаты исследований приняты к внедрению в ООО «Реализация альтернативные решений» (г. Казань), а также применяются в учебном процессе по дисциплине «Технология и оборудование деревообработки» в ФГБОУ ВО «Казанский национальный исследовательский технологический университет».

Методы и методология исследования. В теоретических исследованиях использованы методы математического моделирования с применением ЭВМ. Экспериментальные исследования проводились на основе ГОСТов и регрессионного анализа полученных данных с применением программ EXCEL и языка программирования Python.

Достоверность результатов исследования обеспечивается применением сертифицированного оборудования и сходимостью результатов с работами других исследователей. Расхождение экспериментальных и расчетных данных, полученных при математическом моделировании, не превышает 17 %. Обоснованность выводов подтверждена созданием специализированного лабораторного комплекса, включающего установки для исследования конвективной сушки, пиролиза и физической активации, оснащенные поверенными контрольно-измерительными приборами.

Личное участие соискателя в получении результатов изложенных в диссертации, состоит в разработке технологии термической переработки лигниноцеллюлозных отходов в активированный уголь; решении задач теоретического, экспериментального и прикладного характера; разработке

математической модели; создании экспериментального комплекса; проведении математического моделирования и анализе полученных результатов. Соискателю принадлежат основные идеи работ, опубликованных в соавторстве.

Соответствие диссертации паспорту научной специальности.

Основные результаты диссертационной работы соответствуют паспорту специальности 4.3.1. Технологии, машины и оборудование для агропромышленного комплекса по п. 10 «Методы, технологии и технические средства обеспечения экологической безопасности, переработки и утилизации отходов сельскохозяйственного производства, эколого-реабилитационные процессы и технологии» (пункты 3, 4 научной новизны); паспорту специальности 4.3.4. Технологии, машины и оборудование для лесного хозяйства и переработки древесины по п. 4 «Технология и продукция в производствах: лесохозяйственном, лесозаготовительном, лесопильном, деревообрабатывающем, целлюлозно-бумажном, лесохимическом и сопутствующих им производствах» (пункты 1, 2 научной новизны).

Положения, выносимые на защиту:

1. Методика определения коэффициента влагопроводности лигниноцеллюлозных отходов.
2. Математическая модель процесса производства активированного угля.
3. Результаты физического и математического моделирования процесса переработки лигниноцеллюлозных отходов в активированный уголь с эксплуатационными режимами.
4. Методика расчета технологии и аппаратурного оформления производства активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов.
5. Технология и аппаратурное оформление процесса получения активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов.

Апробация работы. Основные положения диссертационной работы были представлены на всероссийских и международных форумах и конференциях: Международной научно-практической конференции

«Разработка и применение наукоемких технологий в эпоху глобальных трансформаций» (Уфа, 2022 г.), Международной научно-практической конференции молодых ученых и студентов «Перспективные ресурсосберегающие технологии развития лесопромышленного комплекса» (Воронеж, 2023 г.), XIV Международной научно-технической конференции «Эффективный ответ на современные вызовы с учетом взаимодействия человека и природы, человека и технологий: социально-экономические и экологические проблемы лесного комплекса» (Екатеринбург, 2023 г.), Всероссийской научно-практической конференции «Актуальные проблемы лесного хозяйства и деревопереработки» (Казань, 2023 г.), Всероссийской студенческой научно-практической конференции «Интенсификация тепломассообменных процессов, промышленная безопасность и экология» (Казань, 2024 г.), Российской студенческой научно-технической конференции «Вакуумная техника и технология» (Казань, 2025 г.).

Публикации. По теме диссертации опубликовано 17 работ, в том числе 5 статей в рецензируемых научных изданиях из Перечня ВАК Минобрнауки России, 1 статья в издании, входящем в реферативную базу Scopus, 2 патента на изобретение, 9 публикаций в прочих изданиях.

Структура и объем работы. Диссертационная работа состоит из введения, четырех глав, заключения, списка литературы и приложений. Работа изложена на 164 страницах, включает 59 рисунков и 24 таблицы. Список литературы включает 128 наименований цитируемых работ, из них 36 наименований работ на иностранных языках.

ГЛАВА 1 СОВРЕМЕННОЕ СОСТОЯНИЕ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЛИГНИНОЦЕЛЛЮЛОЗНЫЕ ОТХОДОВ

1.1 Лигниноцеллюлозные отходы, классификация, состав и направления их переработки

К лигниноцеллюлозным отходам относится широкая номенклатура вторичного сырья, объединенного общим признаком – наличием в химическом составе лигнина и целлюлозы. В контексте данного исследования данная группа отходов рассматривается как совокупность двух крупных потоков: отходов лесопромышленного комплекса (ЛПК) и отходов агропромышленного комплекса (АПК).

На рис 1.1 приведены кривые валовых сборов сельскохозяйственных культур по годам.

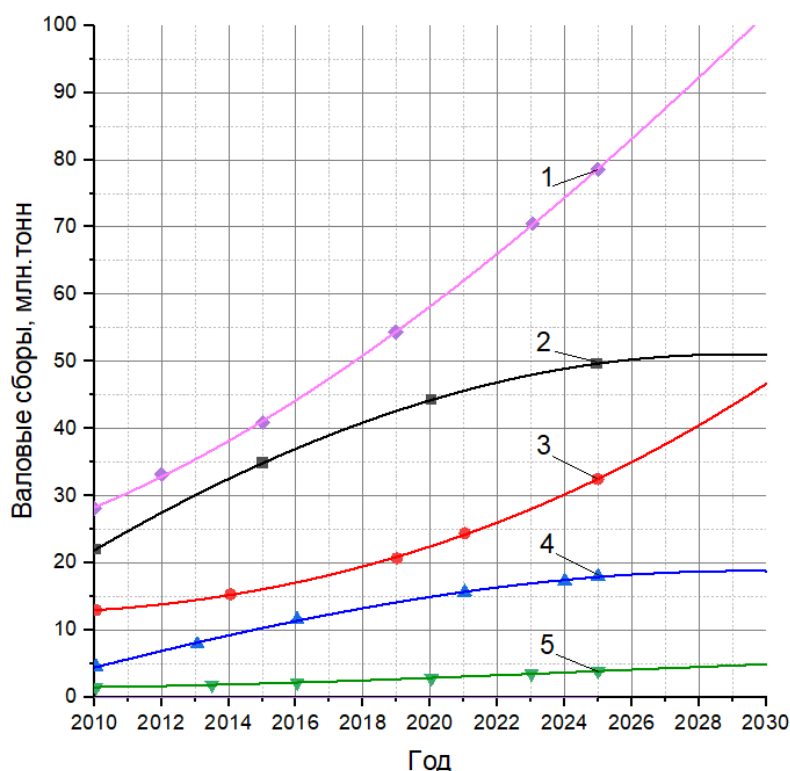


Рисунок 1.1 – Валовые сборы сельскохозяйственных культур в хозяйствах всех категорий в Российской Федерации: 1 – пшеница озимая; 2 – сахарная свекла; 3 – пшеница яровая; 4 – ячмень яровой, подсолнечник, кукуруза на зерно; 5 – соя, овес, рожь, ячмень озимые

Сельскохозяйственные лигниоцеллюлозные отходы образуются непосредственно на сельскохозяйственных полях. Они классифицируются на отходы зерновых, зернобобовых и технических культур, садоводства, овощеводства и тд. Количество лигниоцеллюлозные отходов растет пропорционально валовому сбору сельскохозяйственных культур.

Анализ приведённых кривых (рис. 1.1) показывает, что к 2027 году производство растительных культур в России ожидается на уровне 255,3 млн тонн в год.

Принимая во внимание, что при обработке зерновых культур образуется до 70 % отходов от общей массы сырья, то можно сделать вывод, что в настоящее время в России образуется в среднем 170 млн тонн лигниоцеллюлозных остатков в год [109].

Лигниоцеллюлозные отходы полностью включает в себя отходы лесопромышленного комплекса (ЛПК), образующиеся на всех этапах — от лесозаготовки до глубокой деревообработки. К таким отходам относятся как твердые фракции (сучья, ветви, вершины деревьев, пни, кусковые отходы лесопиления в виде горбылей и реек, технологическая щепа), так и мягкие отходы (опилки, стружка, древесная пыль). Динамика образования отходов ЛПК представлена на рисунке 1.2 (по данным Росстата).

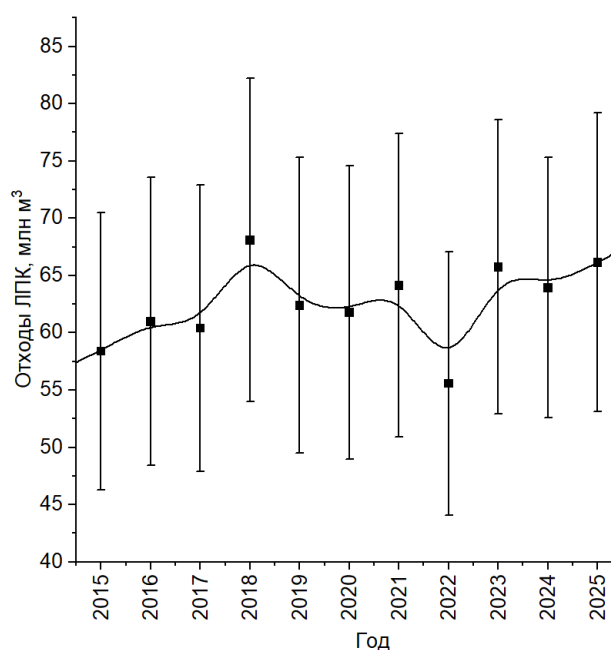


Рисунок 1.2 – Динамика образования отходов ЛПК

Из рис. 1.2 видно, что после существенного спада в 2022 году, произошел активный рост объемов производства, что, в свою очередь, повлекло за собой пропорциональное увеличение количества образующихся отходов.

Агропромышленные отходы – это еще одна категория лигноцеллюлозных отходов, которые представляют собой побочные продукты, образующиеся в пищевой промышленности. К ним относятся багасса сахарной промышленности, шелуха, кожура и выжимки овощей и фруктов (манго, яблок, апельсин, капусты, помидоры, салатов и т.д.).

На основе анализа литературных данных разработана классификация основных видов лигноцеллюлозных отходов, приведенная на рис. 1.3.

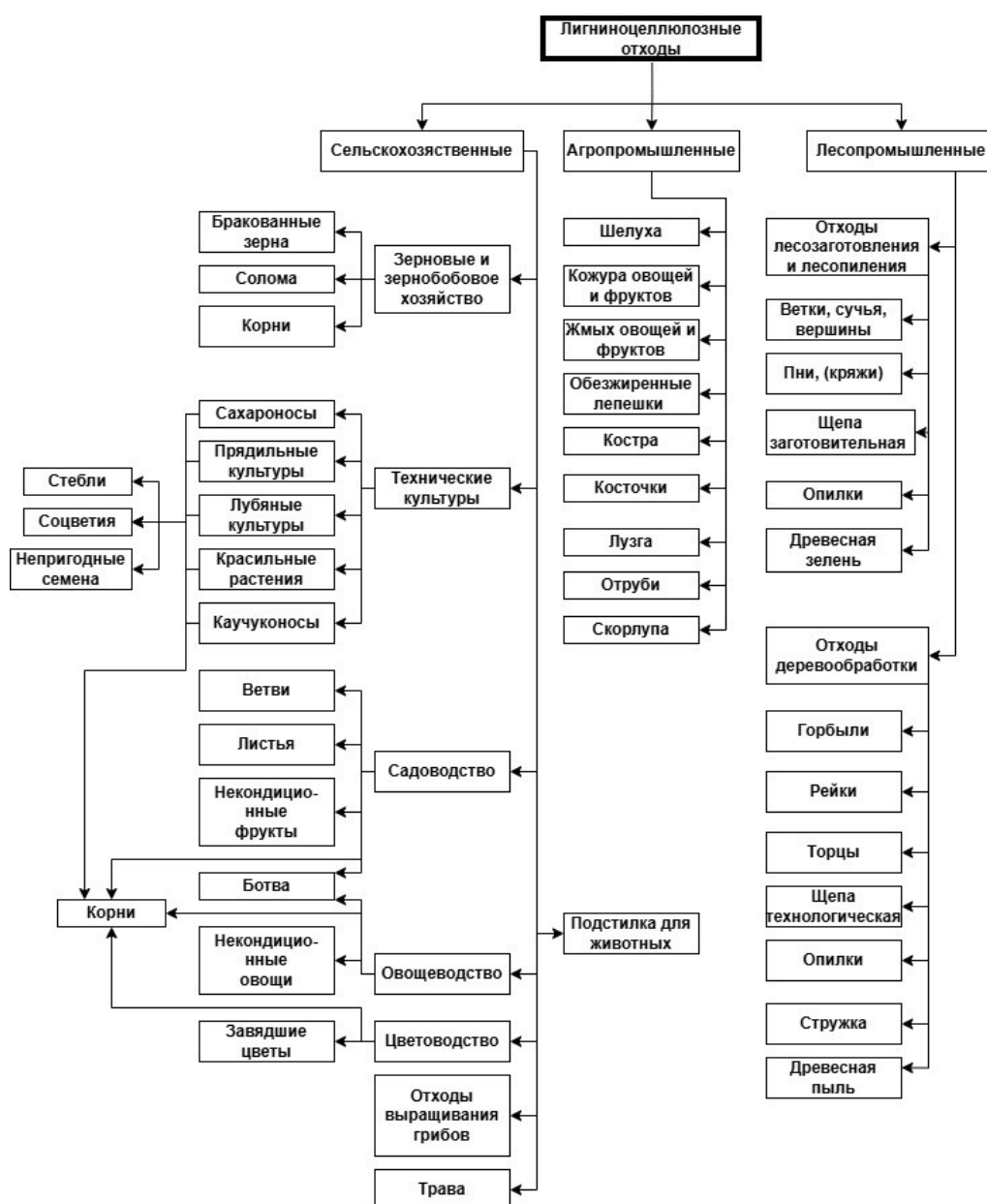


Рисунок 1.3 – Классификация основных видов лигноцеллюлозных отходов

Обилие видов лигниноцеллюлозных отходов требует применения различных способов переработки с получением новых продуктов сельскохозяйственного или прочего назначения.

Возможные способы переработки лигниноцеллюлозных отходов во вторичные отходы представлены на рис. 1.4.

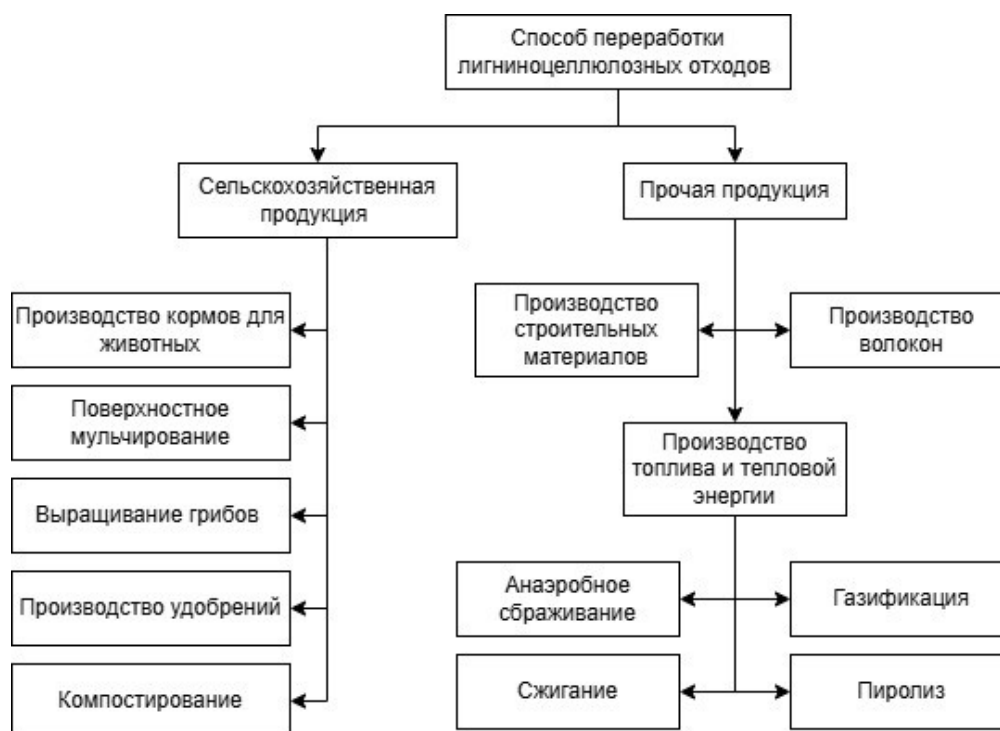


Рисунок 1.4 – Классификация способов переработки лигниноцеллюлозных отходов во вторичные продукты

К вторичным продуктам сельскохозяйственного назначения относятся: корма; растительные средства для мульчирования почвы; удобрения; отходы животноводства [120]. Для производства продуктов прочего назначения (строительные материалы, волокна и тепловая энергия) применяют в основном отходы агропромышленного комплекса. Из остальных невостребованных отходов получают газообразное [81], жидкое [69], твердое топливо [51] термохимической переработкой или анаэробным сбраживанием.

При невозможности получения вышеуказанных продуктов, когда отходы не являются вторичным сырьем, применяют:

- контейнерное захоронение;
- биологическая обработка;
- химическое обезвреживание;

– высокотемпературная деструкция.

Контейнерное захоронение предусматривает размещение опасных реагентов в защитных контейнерах, обеспечивающих герметичность на период до 20 лет. Ввиду высокой капиталоемкости метод требует значительных инвестиций, направленных на обустройство заглубленных бетонированных бункеров и сопутствующих инженерных инфраструктур.

Биологическая обработка основана на применении специально подобранных культур микроорганизмов, которые метаболизируют токсичные компоненты, переводя их в нейтральные соединения. Технология характеризуется высокой эффективностью в отношении большинства известных типов пестицидов, экологической чистотой и считается одним из наиболее перспективных направлений в области утилизации.

Химическое обезвреживание (детоксикация) достигается путем введения в среду химических агентов (в частности, активного хлора). Критическим ограничением метода является риск образования вторичных токсичных продуктов, что требует строгого контроля за полнотой протекания реакций.

Высокотемпературная деструкция применяется для уничтожения пестицидов путем их сжигания в специализированных печах (инсинераторах) при экстремально высоких температурах. Образовавшаяся зола и шлаки, как правило, относятся к категории малоопасных отходов и впоследствии либо утилизируются, либо вывозятся на полигоны [106].

В табл. 1.1 приведены различные способы использования лигниноцеллюлозных отходов с их достоинствами и недостатками [110].

Таблица 1.1 – Методы использования лигниноцеллюлозных отходов

Способы переработки	Достоинства	Недостатки
1	2	3
Производство кормов	Источник питательных веществ для животных	Ограниченность применимого сырья
Производство удобрений	Натуральные удобрения	Высокие эксплуатационные затраты

Продолжение таблицы 1.1

1	2	3
Сжигание	Доминирующая технология для выработки пара, механической и электрической энергии	Экологические проблемы, вызванные выбросом токсичных веществ в атмосферу
Газификация	Производство топлива с высокой теплотворной способностью, имеющего логистические и технологические преимущества, разлагаются токсичные компоненты и патогенные микроорганизмы при воздействии высокой температуры	Сложность аппаратного оформления, высокие капитальные затраты
Пиролиз		
Производство биотоплива		
Компостирование	На выходе получают, органические удобрения, уничтожаются патогенные микроорганизмы	Длительность процесса, экологическая проблема (запахи)
Производства волокон	Волокна в сочетании с другими материалами могут дополнять или заменять древесину	Высокие капитальные затраты
Поверхностное мульчирование	Предотвращает эрозию почвы, обеспечивает растения питательными веществами, повышают влагоудерживающую способность почвы	Мульча содержит семена, которые могут прорасти в сорняки
Производство строительных материалов	Экологически чистый строительный материал	Невысокие прочностные характеристики
Выращивание грибов	Повышает эффективность сельского хозяйства	Отсутствие доступного рынка

Достоинства и недостатки рассмотренных способов переработки вторичного сырья определяют целесообразность их применения для конкретного вида отходов (см табл. 1.2).

Таблица 1.2 – Карта возможного использования лигниноцеллюлозных отходов

Отходы \ Продукты и способы переработки	Корма для животных	Удобрения	Компостирование	Производство волокон	Мульчирование	Био кирпич	Выращивание грибов	Биотопливо	Термохимические методы		
									Пиролиз	Газификация	Сжигание
Растительные	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
Агропромышленные	+	+	+	-	-	-	-	+	+	+	+
Животные	-	+	+	-	-	-	-	+	+	+	+
Неприродные	-	-	-	-	-	-	-	-	+	+	+

Совместный анализ табл. 1.1, 1.2 показывает, что каждый способ переработки имеет свою область применения относительно лигниноцеллюлозных отходов. На данный момент не существует единой технологии переработки всех лигниноцеллюлозных отходов с непродолжительным временем обработки и минимальным воздействием на окружающую среду. Однако наиболее широким спектром перерабатываемых лигниноцеллюлозных отходов обладают термохимические процессы: пиролиз, газификация, сжигание. Пиролиз является более привлекательным методом переработки лигниноцеллюлозных отходов с точки зрения востребованности получаемых продуктов: активированного угля и биотоплива [60, 117].

Лигниноцеллюлозные отходы рассматриваются теперь не как проблема,

а как возможность. Исследования, направленные на рациональное использование отходов, значительно продвинулись в лабораторных масштабах и начали внедряться в промышленность.

По результатам аналитических исследований можно сделать вывод, что в мире существует множество направлений переработки лигниноцеллюлозных отходов с получением различной номенклатуры продукции. Однако на данный момент не имеется единой технологии переработки всего спектра лигниноцеллюлозных отходов.

Организация промышленного комплекса по переработке лигниноцеллюлозных отходов в России имеет значительный коммерческий потенциал из-за большего количества сырья.

Перспективным способом переработки широкого круга лигниноцеллюлозных отходов является пиролиз, продукты переработки которого широко востребованы в промышленности.

Исходя из проведённого анализа, в качестве основных видов сырья для производства активированного угля были выбраны скорлупа грецкого ореха и лузга подсолнечника, так как они обладают различным химическим составом и структурой (таблица 1.3), что позволяет получить уголь с разными

Таблица 1.3 – Состав исследуемого сырья

Лигниноцеллюлозное сырье	Структурные компоненты, %			Минеральные и экстрактивные вещества, %	Зольный остаток, %
	целлюлоза	гемицеллюлоза	лигнин		
Лузга семян подсолнечника	22,6	30,7	29,1	16,4	1,2
Скорлупа грецкого ореха	29,55	29,28	37,14	3,5	0,53
Древесная сосновая щепка	44	22,4	29	4,15	0,45

пористыми характеристиками, например, с высоко развитой микропористостью (скорлупа), или сбалансированными свойствами (лузга). Такой выбор обеспечивает возможность адаптации конечного продукта под разные задачи адсорбции – от очистки газов до удаления крупных органических молекул из воды – и позволяет исследовать влияние исходного сырья на структурно-функциональные свойства активированного угля.

1.2 Обзор методов пиролизной переработки лигниноцеллюлозного сырья

На сегодняшний день в мире разработано более 50 различных конструкций установок для пиролизической переработки отходов, что свидетельствует о высоком интересе к данному технологическому направлению. Эти аппараты различаются по принципу действия, конструктивным особенностям и режимам работы, что позволяет адаптировать процесс под конкретные виды сырья и требуемые конечные продукты. В зависимости от скорости нагрева исходного материала и температурного режима процесса, пиролиз подразделяют на три основных вида: быстрый, медленный и высокотемпературный. Каждый из этих видов пиролиза имеет свои особенности и отличается по массовому выходу конечных продуктов – биоугля, бионефти и горючего газа. В таблице 1.4. приведены характеристики основных видов пиролиза. Анализ этих данных позволяет выбрать оптимальный режим переработки в зависимости от целей – будь то производство энергоносителей, удобрений или химического сырья [25].

Таблица 1.4 – Характеристики основных видов пиролиза

Вид пиролиза	Параметры	Выход продуктов пиролиза, % масс		
		Жидкость	Уголь	Газ
1	2	3	4	5
Быстрый пиролиз	Температура 450 – 500 °С, время обработки не более 2 с	75 (воды до 25 %)	12	13

Продолжение таблицы 1.4

1	2	3	4	5
Медленный пиролиз	Температура 350 – 550 °С, длительная обработка	30	35	35
Высокотемпературный пиролиз	Температура более 600 °С	5 (смолы)	10	85

Пиролиз также можно классифицировать по способу нагрева: газовым агентом, твердым агентом, трением, микроволновым излучением, переменным магнитным полем, электрической плазмой [49].

Нагрев газовым агентом может осуществляться конвективно или кондуктивно.

Наиболее простым в реализации способом нагрева является кондуктивный нагрев реактора через его стенку (см. рис. 1.5). В этом случае горячий газ – побочный продукт различных технологических процессов – пропускается через рубашку 1, нагревая наружную поверхность реактора, которая, в свою очередь, передает тепло внутрь камеры.

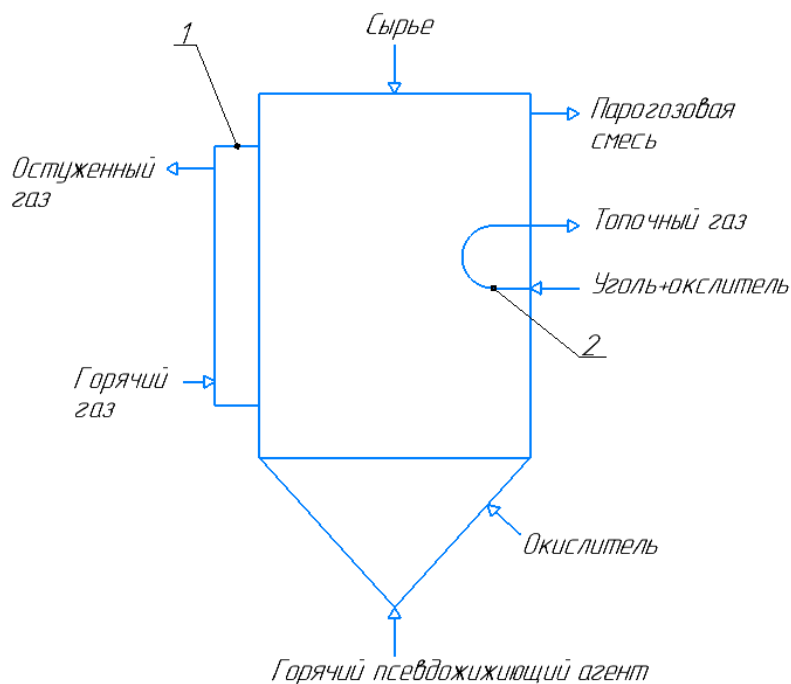


Рисунок 1.5 – Способы подачи тепла в камеру пиролиза от газового агента: 1 – через стенку; 2 – через трубчатую камеру сгорания

К преимуществам такого подхода относятся доступность источника тепла (горячего газа) и конструктивная простота схемы. Однако существенным ограничением является низкая скорость нагрева, обусловленная тепловым сопротивлением стенки реактора и ограниченной интенсивностью теплопередачи.

Схожим по принципу кондуктивного нагрева является метод подвода тепла за счет сжигания топлива в трубчатой камере сгорания 2, расположенной непосредственно внутри пиролизной камеры. В качестве топлива могут использоваться как газообразные, так и твердые виды топлива, что обеспечивает гибкость в выбор энергоносителя.

Такой способ подвода тепла имеет ограничения: риск локального перегрева материала, сложность регулирования температурного режима.

Конвективный нагрев сырья может быть организован при непосредственном контакте горячего газа с перерабатываемым сырьем, в псевдооживленном слое, или подачей окислителя непосредственно в камеру пиролиза [10].

Нагрев в псевдооживленном слое является эффективным способом передачи тепла, поскольку горячий газ непосредственно контактирует с частицами материала, но также имеет свои ограничения в виде сложности управления процессом, необходимости инертного газа для проведения процесса, сложности сепарации от пиролизного газа.

На рисунке 1.6 представлена схема пиролиза с псевдооживленным слоем, разделённым потоком теплоносителя и продуктов пиролиза. В этой схеме биомасса подается в пиролизный реактор совместно с горячим теплоносителем (песок, керамическая крошка, металлические частицы и др) и не горячим инертным газом, создающий псевдооживленный слой. Остывший теплоноситель удаляется из камеры пиролиза и нагревается в нагревателе после чего возвращается в камеру пиролиза, тем самым образуя замкнутый цикл.

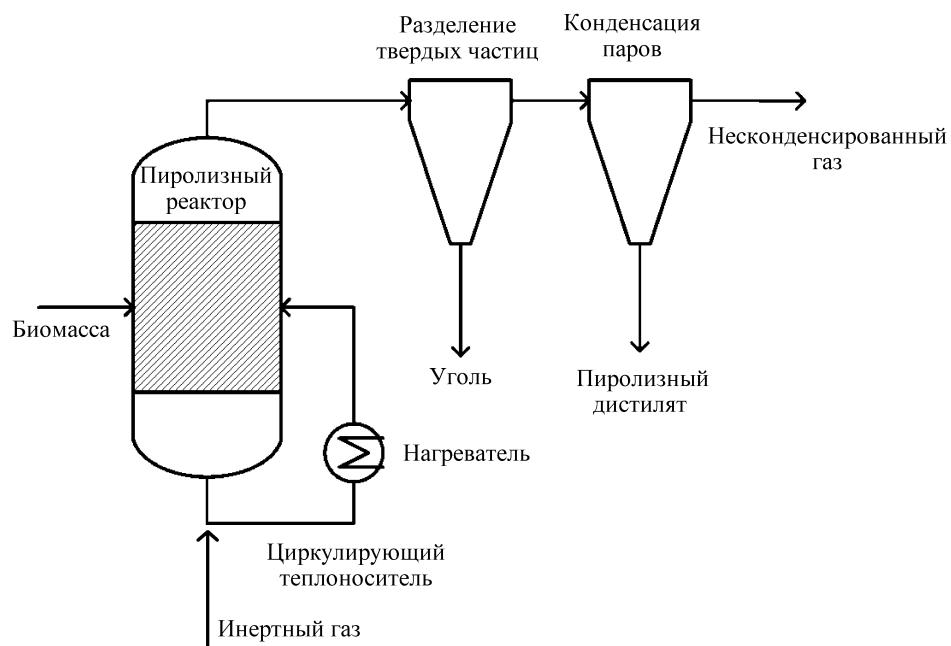


Рисунок 1.6 – Пиролиз с псевдоожиженным слоем с отдельным циклом теплоносителя и потока угля и пара

Для достижения высоких скоростей нагрева биомассы необходимы частицы небольшого размера, менее 2 – 3 мм. Регулирование длительности контакта компонентов в псевдоожиженном слое осуществляется посредством изменения скорости фильтрации газа. При этом для дисперсного материала (угля) характерно более длительное время пребывания в аппарате по сравнению с парогазовой фазой. Поскольку уголь действует как эффективный катализатор парового крекинга при высоких температурах реакции пиролиза, важно быстрое и эффективное отделение угля. Обычно это достигается путем уноса с последующим разделением в одном или нескольких циклонах. В этом случае важен тщательный расчет гидродинамики теплоносителя и биомассы [21].

Окислительный пиролиз является процессом частичного горения углеводородов, который заключается в том, что в зону реакции вводится кислород и необходимое для расщепления углеводородов тепло, которое получается в результате экзотермических реакций окисления.

Несмотря на некоторые преимущества (автотермичность процесса), такой подход имеет ряд существенных ограничений: снижение выхода твердого

остатка, сложность управления температурой, уменьшение удельной поверхности угля [9].

Абляционный пиролиз (пиролиз трением) относится к технологиям быстрого пиролиза для производства пиролизной жидкости с высоким выходом [72].

Графическая интерпретация принципа абляционного пиролиза приведена на рисунке 1.7.

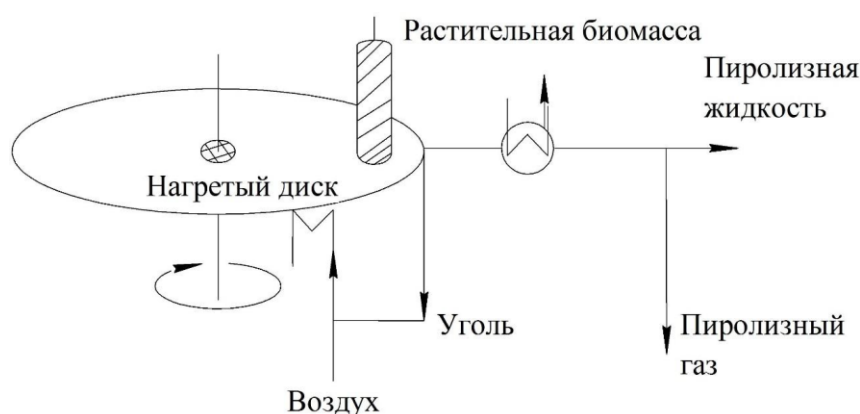


Рисунок 1.7 – Реактор абляционного пиролиза

Процесс осуществляется путем механического прижатия частиц растительной биомассы к вращающемуся нагретому диску. Это обеспечивает интенсивный тепловой контакт и способствует быстрой термической деструкции материала. При этом допускается использование сырья размером частиц до 20 мм, что снижает требования к предварительной подготовке сырья по сравнению с другими технологиями.

Специфика работы реактора абляционного пиролиза определяется тремя основными факторами:

1. созданием интенсивного контакта биомассы с нагретой стенкой под действием центробежных или механических сил;
2. значительной относительной скоростью движения обрабатываемого материала вдоль теплообменной поверхности;
3. фиксированной температурой стенки аппарата, составляющей 600 °С.

В абляционных пиролизных системах нагрев рабочего диска

осуществляется за счет энергии топочных газов, продуцируемых при сжигании углеродсодержащего остатка или газообразных продуктов пиролиза. Вращение диска обеспечивает механическое прижатие частиц растительной биомассы к его поверхности, температура которой поддерживается на уровне 600 °С.

К числу основных сдерживающих факторов рассматриваемой технологии относятся: конструктивная и механическая сложность аппаратного оформления; повышенный износ рабочих поверхностей, обусловленный высокими контактными нагрузками; ограниченная производительность по исходному сырью.

Микроволновый пиролиз – это разновидность термической переработки растительной биомассы, при которой нагрев материала осуществляется за счет поглощения энергии электромагнитного излучения в микроволновом диапазоне.

В отличие от традиционного пиролиза, где тепло передается от внешнего источника к поверхности сырья, а затем внутрь, микроволновый пиролиз обеспечивает объемный, селективный и быстрый нагрев всего объема материала при условии, что в сырье добавлены поглотители: уголь, графит, металлические оксиды, способные эффективно поглощать микроволновое излучение.

Сложности микроволнового пиролиза: низкая поглотительная способность свежей биомассы, трудность масштабирования, высокая стоимость оборудования [4].

Индукционный пиролиз представляет собой метод термической переработки, основанный на использовании токов высокой частоты (ТВЧ). Воздействие высокочастотного поля вызывает нагрев металлических элементов реакторного узла (корпуса и дополнительных деталей), что обеспечивает поддержание заданного температурного режима обработки сырья.

Техническими характеристиками индукционного нагрева являются:

высокое быстродействие; высокая удельная мощность тепловыделения; возможность точной пространственной локализации индуктора; пригодность к интеграции в автоматизированные производственные комплексы.

На рисунке 1.8 представлена схема пиролиза с индукционным нагревом.

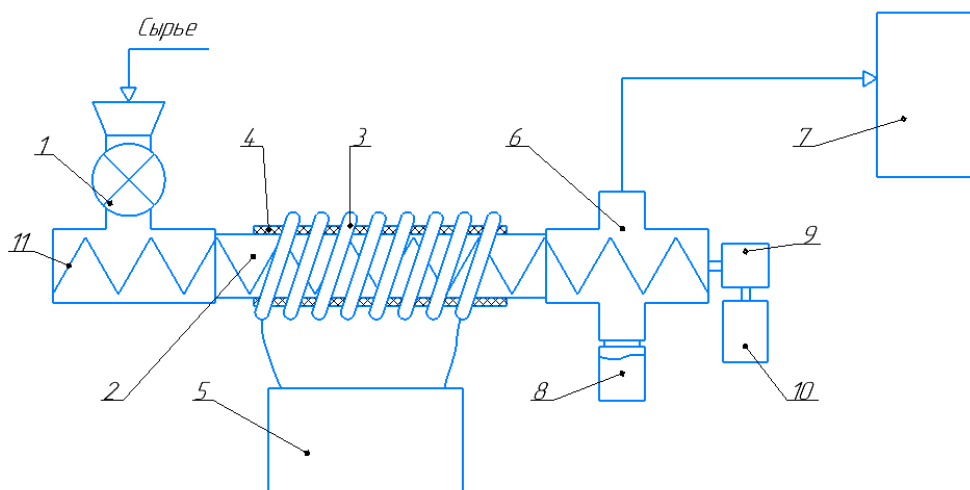


Рисунок 1.8 – Схема пиролиза с использованием индукционного нагрева: 1 – узел загрузки; 2 – зона пиролиза; 3 – индуктор; 4 – изолятор; 5 – источник питания; 6 – сепаратор продуктов пиролиза; 7 – конденсатор паров пиролизной жидкости; 8 – сборник угля; 9 – редуктор; 10 – привод; 11 – вал шнека

Работа установки осуществляется следующим образом: сырье через герметичный загрузочный узел 1 подается в зону пиролиза 2 шнеком 11 (привод 10, редуктор 9). Нагрев корпуса и шнека осуществляется индуктором 3 под воздействием токов высокой частоты. В сепараторе 6 происходит гравитационное разделение твердого и газообразного продуктов: уголь поступает в сборник 8, а газ конденсируется в конденсаторе 7 с выделением пиролизной жидкости. Изолятор 4 предотвращает замыкание индуктора 3 и теплоизолирует зону пиролиза. Питание индуктора обеспечивает источник 5.

Сдерживающие факторы схемы индукционного пиролиза: высокая стоимость оборудования; сильные электромагнитные поля, мешающие работе измерительных приборов; высокая стоимость эксплуатации и обслуживания [38].

Технология плазменного пиролиза заключается в воздействии на сырье высокотемпературного плазменного факела, создаваемого плазменной

горелкой. Такой метод позволяет перерабатывать все органическое сырье.

Ограничения в контексте получения активированного угля: чрезмерно высокая температура приводит к выгоранию углерода, разрушение пористой структуры, высокая энергоёмкость процесса и т.д. [58].

Выбор метода пиролиза с нагревом через стенку реактора обусловлен его технологической простотой, надёжностью и совместимостью с задачей получения углеродного остатка для последующей активации.

Медленный пиролиз предпочтителен для получения угля, поскольку при более низких температурах (350 – 600 °С) и длительной обработке обеспечивается максимальный выход твёрдого остатка – угля (до 35 % масс.), что значительно превышает показатели быстрого (12 %) и высокотемпературного пиролиза (10 %). Такой режим позволяет органическому сырью постепенно разлагаться с минимальной потерей углеродного скелета, формируя структурированный, пористый и высокоуглеродистый продукт – именно тот, который используется в качестве топлива или адсорбента. В отличие от быстрого пиролиза, ориентированного на жидкое топливо, или высокотемпературного – на газ и смолы, медленный пиролиз оптимизирован под производство угля как основного целевого продукта.

1.3 Сведения об активированном угле

1.3.1 Технологии производства активированного угля

Высокая адсорбционная способность активированного угля (АУ) определяется его физико-химическими свойствами, которые включают кристаллическую структуру, пористую структуру и химический состав.

Для приготовления АУ используются два метода: физическая и химическая активация. Физическая включает предварительную карбонизацию сырья (более 450 °С) с последующей контролируемой газификацией при высоких температурах в потоке окисляющего газа без присутствия катализатора при температуре 800 – 1000 °С.

При обработке углеродсодержащих веществ окисляющими газами, часть

углерода выгорает и удаляется с летучими компонентами, и внутренняя поверхность угля увеличивается. Основными окисляющими агентами выступают водяной пар, диоксид углерода и кислород (либо воздух). Кислород требует особого внимания при эксплуатации ввиду его высокой реакционной активности: скорость реакции кислорода с углеродом превосходит скорость взаимодействия диоксида углерода с углеродом в 100 раз.

Химическая активация осуществляется путем пропитки прекурсора химическим веществом, как показано в таблице 1.5. За этой процедурой следует термическая обработка при умеренных температурах (от 400 °С до 600 °С) с использованием обычного или микроволнового нагрева.

В отличие от физической активации, химическая активация – одностадийный процесс, в ходе которого активирующий реагент одновременно способствует деградации органической матрицы, подавляет образование смол, разрушает целлюлозные и лигниновые структуры, инициирует формирование пористой структуры уже на ранних стадиях пиролиза [23].

Таблица 1.5 – Распространенные методы активации и активирующие агенты для получения активированного угля.

Метод активации	Агент активации
Физическая активация	Водяной пар
	Предварительная обработка паром, H ₂ SO ₄
	Углекислый газ, CO ₂
	Водяной пар и углекислый газ
	CO ₂ + N ₂
Химическая активация	Фосфорная кислота, H ₃ PO ₄
	Гидроксид калия, KOH
	Карбонат калия, K ₂ CO ₃
	Гидроксид натрия, NaOH
	Хлорид цинка ZnCl ₂

Преимущества физической активации:

1. экологическая чистота;
2. отсутствие необходимости в промывке конечного продукта;
3. возможность регулирования пористости.

Ограничения:

1. высокие энергозатраты;
2. высокая температура в сочетании с окислительной средой приводит к разрушению стенок реактора, что требует применения жаропрочных и коррозионностойких материалов.

Преимущества химической активации:

1. более низкие температуры;
2. более высокий выход конечного продукта;
3. одностадийность процесса.

Ограничения:

1. необходимость использования агрессивных и токсичных реагентов;
2. обязательная многоступенчатая промывка угля для удаления остатков активатора;
3. образование химически загрязнённых сточных вод;
4. повышенные требования к коррозионной стойкости оборудования.

Несмотря на более высокие энергозатраты и снижение выхода продукта из-за частичного выгорания углерода, физическая активация остается предпочтительной при разработке устойчивых, масштабируемых и экологически чистых технологий переработки отходов в высокоэффективные сорбенты [8].

1.3.2 Методы оценки качества активированного угля

Сорбционная емкость активированного угля, являющаяся ключевым показателем его качества, определяется экспериментально путем измерения способности угля поглощать определенные вещества из газовой или жидкой

фазы. Наиболее распространенными методами оценки сорбционной емкости является определение йодного числа и адсорбции метиленового синего. Йодное число (по ГОСТ 6217–74) характеризует микропористость угля и определяется количеством йода, адсорбированного из водного раствора на 1 г угля, что позволяет судить о его эффективности в удалении мелких молекул. Адсорбция метиленового синего (по ГОСТ 32423–2013) отражает способность угля к поглощению более крупных молекул и используется для оценки развития мезопористой структуры. Дополнительно может применяться метод БЭТ – анализ адсорбции азота при 77 К, который позволяет рассчитать удельную поверхность и объем пор, предоставляя комплексную характеристику пористой структуры. Полученные данные позволяют оценить эффективность активированного угля в различных областях применения, таких как очистка воды, воздуха и технологических жидкостей.

Физические характеристики активированного угля определяются с использованием комплекса стандартных методов, позволяющих оценить его структурные и механические свойства. Насыпная плотность измеряется по ГОСТ 7098–73 как отношение массы угля к занимаемому им объёму в рыхлом состоянии. Прочность на истирание (абразивная прочность) определяется по ГОСТ 6217–74 путём испытания образца в барабане с контролируемым вращением, что позволяет оценить устойчивость гранул к разрушению при транспортировке и эксплуатации. Размер частиц и гранулометрический состав анализируются просевом через набор калиброванных сит [70].

Химический состав и чистота активированного угля определяются с целью оценки его пригодности для конкретных применений, особенно в пищевой, фармацевтической и экологически чувствительных отраслях. Ключевыми параметрами являются зольность (по ГОСТ 11022–95), которая характеризует содержание неорганических минеральных примесей и напрямую влияет на сорбционную способность; рН водной вытяжки (по ГОСТ 24550–81), отражающий кислотно-щелочной баланс поверхности угля и его взаимодействие с растворами; содержание тяжелых металлов (свинца, кадмия,

ртути, мышьяка и др.), определяемое методами атомно-абсорбционной спектроскопии (AAS) или индуктивно-связанной плазменной масс-спектрометрии (ICP-MS). Дополнительно анализируется элементный состав (C, H, N, S, O) с помощью элементного анализатора, что позволяет оценить степень обугливания и наличие азотсодержащих функциональных групп, влияющих на селективность адсорбции [19].

1.4 Аппаратурное оформление процесса получения активированного угля из лигниноцеллюлозного сырья

Настоящий раздел посвящен изложению и аргументации выбора технологических линий, предназначенных для получения активированного угля., отвечающие совокупности предпочтительных характеристик, выявленных в ходе комплексного анализа, выполненного в предыдущих разделах. Учтены такие критерия, как энергоэффективность, экологическая безопасность, простота конструктивного исполнения, доступность исходного сырья, а также возможность получения продукта с заданными сорбционными свойствами. Внимание акцентировано на интеграции карбонизации и активации в единую технологическую цепочку, обеспечивающую высокое качество активированного угля при минимальных эксплуатационных и капитальных затратах.

Линии по производству активированного угля STTS Group.

Технологическая линия по производству активированного (рис 1.9.) включает пять основных секций:

1. Секция подготовки сырья. Исходным сырьем является древесина естественной влажности, которая сначала подается в станок по обдирке коры, затем в древокол, после этого в измельчитель, где получают подходящие по размеру гранулы.

2. Секция сушки. Гранулы древесины с естественной влажностью (50 – 75 %) высушиваются в сушильном барабане до влажности не более 15 %; для сушки воздух нагревается горелкой на природном газе или дизтопливе.
3. Секция карбонизации. Этап получения из древесных гранул частиц угля путем обжига в газовой печи, который называется карбонизацией.
4. Секция активации – важная часть технологического процесса. Перед печью активации устанавливается вибрационный грохот, чтобы гранулы только подходящего размера попадали в печь активации. В печи активации гранулы угля подвергаются воздействию нагретого до 800 – 900 °С пара в течение нескольких часов, в результате чего на выходе получается активированный уголь в гранулах БАУ-А в соответствующий ГОСТ 6217–74.
5. Секция помола и экструдирования (опция). На данном этапе гранулы угля размалываются до порошка, который и является активированным углем ОУ-А, и из него возможно при помощи пеллетайзера (экструдера) произвести активированный уголь в пеллетах АГ-3.
6. Секция хранения и упаковки. Готовые продукты хранятся в специальных емкостях и могут быть расфасованы в мешки по 10 – 25 кг.



Рисунок 1.9 – Технологическая линия производства древесного активированного угля

Вращающаяся печь для активации угля.

Работа аппарата (рис. 1.10) осуществляется следующим образом.

Первоначальный запуск производится с использованием автоматической модульной газовой горелки 2 или горелки 3 на газах активации. После прогрева топки 1 до требуемой температуры начинается загрузка исходного угля из бункера через весовой дозатор, управляемый весовым контроллером. Материал ленточным конвейером подается к загрузочному устройству 5, проходя через управляемую заслонку-мигалку 6.

В межтрубное пространство загрузочного устройства 5 сверху подается перегретый пар из пароперегревателя 11. Пар поступает во вращающийся барабан 7, где контактирует с углем. Вращение барабана 7 с регулируемой скоростью обеспечивает перемешивание материала. Выделяющиеся из угля газы активации направляются в топку 1 и сжигаются на горелке 3. Для дожигания газов в барабан 7 через три устройства подачи воздуха 8 подается воздух.

Дымовые газы отводятся через выгрузочную камеру 9 в дымовой боров 10, проходят пароперегреватель 11 и парогенератор 12. Готовый активированный уголь выводится из барабана 7 через выгрузочную камеру 9. Движение материала и парогазовой среды организовано по прямоточной схеме. [50].

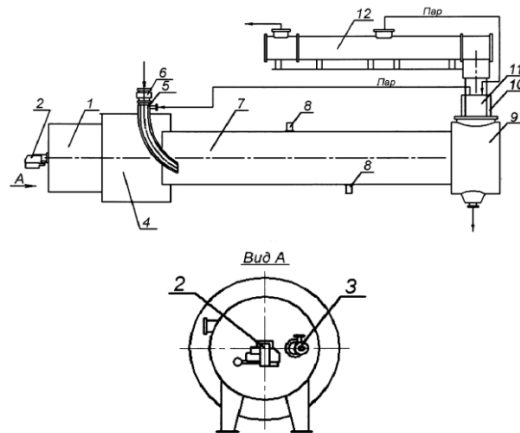


Рисунок 1.10 – Реактор для активации угля: 1 – топка; 2,3 – горелка; 4 – камера смешения; 5 – загрузочное устройство; 6 – заслонка-мигалка; 7 – вращающийся барабан; 8 – устройства подачи воздуха; 9 – выгрузочная камера; 10 – дымовой боров; 11 – пароперегреватель; 12 – парогенератор

Газификатор активатор углеродсодержащего сырья.

Реактор-активатор (рис. 1.11) включает цилиндрический корпус 1, камеру активации 2 и расположенную внутри нее камеру газификации 3 с

образованием кольцевого пространства между ними.

Верхние части камер соединены с камерой полукоксования 5 через газораспределительную решетку 6. Через решетку проходит генераторный газ ($>1000\text{ }^{\circ}\text{C}$), создающий кипящий слой угля. Летучие вещества отводятся через патрубок 7.

Угольная пыль и окислитель подаются в нижнюю часть камеры газификации 3 через устройство 8. Вода поступает через патрубок 9, нагревается в трубах 10, пар по коллектору 11 подается в камеру активации 2.

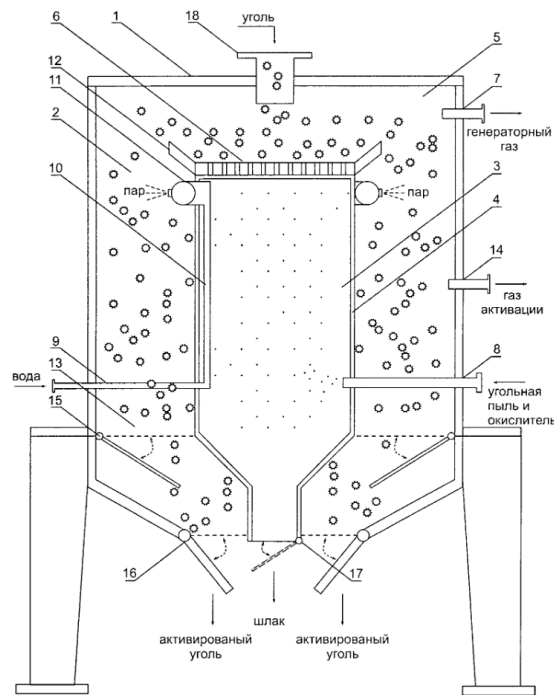


Рисунок 1.11 – Газификатор активатор углеродсодержащего сырья: 1 – цилиндрический корпус; 2 – камеру активации; 3 – камеру газификации; 4 – стенка; 5 – камера полукоксования; 6 – газораспределительная решетка; 7 – патрубок отвода газов; 8 – патрубок подачи угольной пыли и окислителя; 9 – патрубок подвода воды; 10 – трубки нагрева; 11 – коллектор; 12 – наклонная перегородка; 13 – решетка; 14 – устройство вывода газов активации; 15 – устройство отклонения решетки; 16 – патрубок выгрузки активированного угля; 17 – днище аппарата; 18 – патрубок загрузки угля

Полукоксы по кольцевой наклонной перегородке 12 перемещаются в камеру активации 2, где активируются теплом от стенки 4. Готовый уголь выгружается через решетку 13 (отклоняется устройством 15) и патрубок 16. Шлак удаляется через устройство 17 [46].

Установка производства активированного угля барабанного типа.

Сырьё загружается в бункерную секцию 1 (рис. 1.12) и подаётся в

вращающаяся печь 2 карбонизации, где подвергается термической обработке во внешнем обогревательном муфеле реторты 8. Летучие продукты карбонизации выводятся через выход 3 печи 2 и направляются в дожигательную камеру 4.

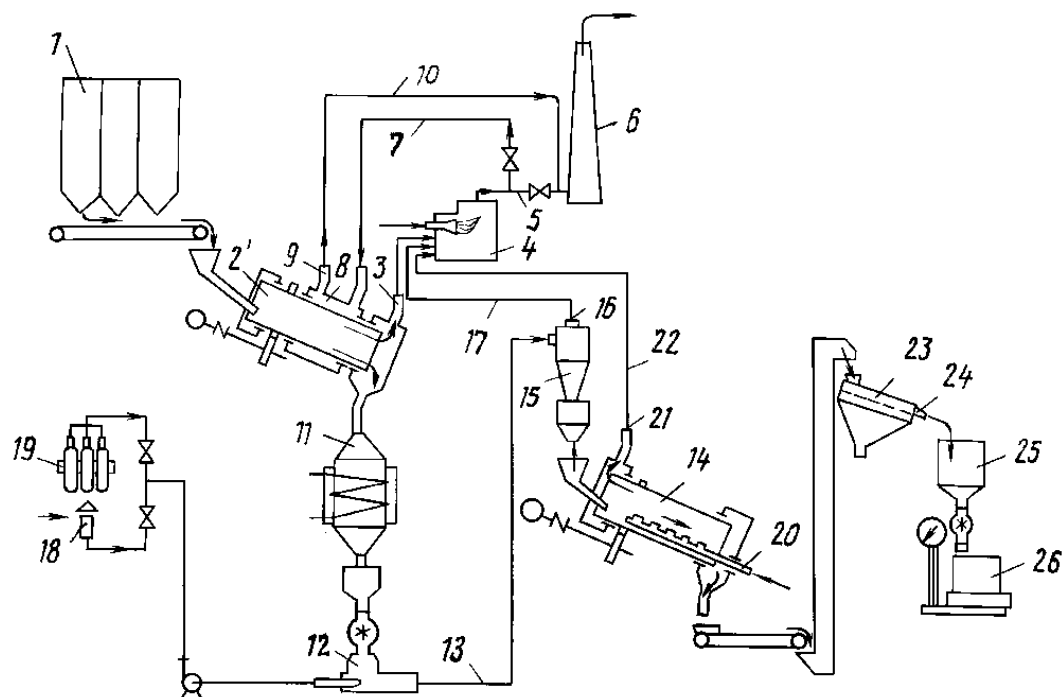


Рисунок 1.12 – Установка для производства активированного угля с кондуктивным подводом тепла: 1 – бункер; 2 – вращающаяся печь карбонизации; 3 – выход для летучих продуктов карбонизации; 4 – дожигательная камера; 5 – магистраль для подачи части дымовых газов в дымовую трубу; 6 – дымовая труба; 7 – магистраль для возврата дымовых газов во внешний обогревательный муфель; 8 – внешний обогреватель; 9 – выход из обогревателя; 10 – выбросная магистраль; 11 – холодильник сыпучего карбонизата; 12 – смесительная пневмокамера; 13 – пневмотранспортная магистраль; 14 – печь активации карбонизата; 15 – циклон; 16 – выход транспортирующего агента из циклона; 17 – магистраль от циклона к дожигательной камере; 18 – воздухозаборник; 19 – газобаллонная рампа с кислородом; 20 – система пронизывания слоя карбонизата парогазовым активирующим агентом; 21 – выход летучих продуктов активации; 22 – магистраль от выхода печи активации к дожигательной камере; 23 – ситовой сепаратор; 24 – выход целевой фракции из сепаратора; 25 – затаривающее устройство; 26 – транспортные контейнеры

Часть образовавшихся дымовых газов через магистраль 7 возвращается

для обогрева муфеля 8, а остальная часть через магистраль 5 и выбросную магистраль 10 отводится в дымовую трубу 6. Образовавшийся карбонизат поступает в холодильник 11, где охлаждается, а затем направляется в смесительную пневмокамеру 12. В пневмокамере 12 карбонизат насыщается кислородом из газобаллонной рампы 19 и далее транспортируется по пневмотранспортной магистрали 13, начинаясь от воздухозаборника 18, к циклону 15. Газовая фаза из циклона 15 через выход 16 и магистраль 17 возвращается в дожигательную камеру 4. Из циклона 15 полуфабрикат поступает в печь 14 активации, где слой карбонизата пронизывается парогазовым активирующим агентом через систему 20. Летучие продукты активации выводятся через выход 21 печи 14 и направляются по магистрали 22 в дожигательную камеру 4.

После активации готовый активированный уголь поступает в ситовой сепаратор 23, где разделяется на гранулометрические фракции. Целевая фракция выводится через выход 24 сепаратора 23 к затаривающему устройству 25 и упаковывается в транспортные контейнеры 26[47].

Лопастная установка производства активированного угля.

Технологическая линия (рис. 1.13) функционирует следующим образом. Биомасса через патрубок 43 шнекового дозатора 42 подается в винтовой канал 15 зоны нагрева 2, где разогревается до температуры карбонизации. Перемещение материала обеспечивается гравитацией и вращением внутренней оболочки 12. В зоне карбонизации 3 образуется карбонизат, который поступает в зону активации 4, где взаимодействует с перегретым паром. Горячий активированный уголь отводится в охладитель 8 через трубопровод 36.

Нагрев зон 2, 3, 4 осуществляется за счет теплопередачи от оболочек 11 и 12, нагреваемых теплоносителем из камеры сжигания 7. Теплоноситель по трубопроводу 27 направляется в котел-утилизатор 6 для генерации пара, который подается в зону активации 4 по трубопроводу 29. Затем

теплоноситель поступает в кольцевой 14 и цилиндрический 16 каналы реактора 1, нагревая оболочки 11 и 12, после чего по трубопроводу 31 отводится в теплообменник 9.

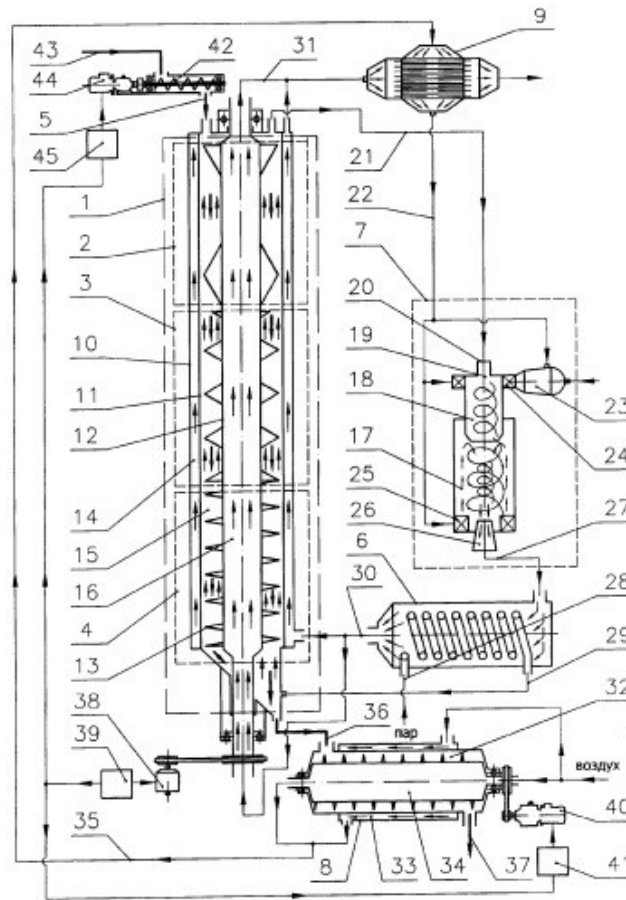


Рисунок 1.13. – Винтовая реакторная установка по производству активированного угля: 1 – реактор; 2 – зона нагрева; 3 – зона карбонизации; 4 – зона активации; 5 – трубопровод загрузки сырья; 6 – котел-утилизатор; 7 – камера сжигания топлива; 8 – охладитель активированного угля; 9 – теплообменник; 10 – цилиндрический корпус реактора; 11 – наружная оболочка; 12 – внутренняя оболочка; 13 – винтовые ребра; 14 – кольцевой канал; 15 – винтовой канал; 16 – цилиндрический канал; 17 – основная ступень камеры сжигания топлива; 18 – первая ступень камеры сжигания топлива; 19 – вихревой эжектор; 20 – канал пассивного потока; 21 – трубопровод; 22 – трубопровод; 23 – форкамера; 24 – выходные сопла; 25 – сопловой закручивающий аппарат; 26 – выходное отверстие; 27 – трубопровод; 28 – второй вход котла-утилизатора; 29 – трубопровод; 30 – трубопровод; 31 – трубопровод; 32 – шнек охладителя активированного угля; 33 – внешний кольцевой воздушный канал; 34 – внутренний цилиндрический воздушный канал; 35 – трубопровод; 36 – трубопровод; 37 – патрубок для выгрузки активированного угля; 38 – мотор-редуктор; 39 – частотный регулятор оборотов; 40 – мотор-редуктор; 41 – частотный регулятор оборотов; 42 – шнек-дозатор угля; 43 – входной патрубок; 44 – мотор-редуктор; 45 – частотный регулятор оборотов

Парогазовая смесь из зон карбонизации и активации движется по винтовому каналу 15 противотоком сырью и через трубопровод 21 направляется в камеру сжигания 7. В вихревом эжекторе 19 смесь эжектируется воздухом из теплообменника 9 (трубопровод 22) и/или продуктами сгорания из форкамер 23 через сопла 24. В основной ступени 17 закрученный поток от аппарата 25 формирует теплоноситель, который через отверстие 26 и трубопровод 27 поступает в котел-утилизатор 6.

В охладителе 8 уголь транспортируется шнеком 32 к патрубку 37. Воздух циркулирует по каналам 33 и 34 противотоком углю, нагревается и по трубопроводу 35 поступает в теплообменник 9, затем через трубопровод 22 – в камеру сжигания 7. Охлажденный уголь выводится через патрубок 37.

Приводы: мотор-редуктор 38 с регулятором 39 вращает внутреннюю оболочку 12; мотор-редуктор 40 с регулятором 41 – шнек 32; мотор-редуктор 44 с регулятором 45 — шнек-дозатор 42 [48].

Анализ современного состояния пиролизной переработки лигниноцеллюлозных отходов показал, что для производства активированного угля оптимальным является медленный пиролиз с кондуктивным нагревом (350 – 550 °С), обеспечивающий максимальный выход твёрдого остатка (до 35 %) с развитой пористой структурой, пригодной для последующей активации. Физическая (паровая) активация предпочтительнее химической благодаря экологической чистоте, отсутствию необходимости промывки продукта и возможности регулирования пористой структуры. Перспективными являются интегрированные реакторные системы с последовательными зонами нагрева, карбонизации и активации, противоточным движением потоков и утилизацией тепла парогазовых продуктов. В качестве сырья выбраны скорлупа грецкого ореха, лужга подсолнечника и сосновая щепа с различным содержанием лигнина, что позволяет получать активированные угли с заданными пористыми характеристиками для различных задач адсорбции. Таким образом, пиролиз с последующей паровой активацией представляет собой технологически обоснованный и экологически безопасный путь утилизации

лигниноцеллюлозных отходов.

В главе рассмотрены различные технологические линии производства активированного угля из лигниноцеллюлозного сырья, включая совмещенные и последовательные схемы организации процессов. Анализ существующих решений показывает, что предпочтительной остается последовательная схема «сушка – пиролиз – активация». Данный подход обеспечивает возможность независимого регулирования температурно-временных параметров на каждом этапе, что позволяет оптимизировать режимы под конкретный вид сырья и минимизировать нежелательные побочные реакции, такие как перегрев влажного материала на начальной стадии или преждевременное разрушение формирующейся пористой структуры. Кроме того, последовательная организация позволяет использовать промежуточный отвод парогазовых продуктов для энергетических нужд установки, упрощает контроль качества на каждой стадии и обеспечивает стабильность свойств конечного продукта.

ГЛАВА 2. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ПОЛУЧЕНИЯ АКТИВИРОВАННОГО УГЛЯ

2.1 Физическая картина процесса производства активированного угля из лигниноцеллюлозного сырья

Процесс производства активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов представляет собой интегрированную систему последовательно-параллельных технологических операций, обеспечивающих эффективную переработку исходного сырья в конечный продукт с заданными сорбционными характеристиками.

Технологическая цепочка включает следующие основные стадии: измельчение, сушку, пиролиз, сепарацию пиролизных газов, активацию угля, охлаждение активированного угля.

Все перечисленные операции функционируют в режиме технологической синхронизации, при котором часть энергетических и материальных потоков рециркулируется внутри системы, повышая общую энерго- и ресурсоэффективность процесса. Такая архитектура технологической линии позволяет не только получать активированный уголь высокого качества, но и реализовывать принципы замкнутого цикла переработки биомассы с минимальным воздействием на окружающую среду.

Физическая картина процесса производства активированного угля, предоставлена на рис 2.1 в виде блок-схемы. В ней рассматриваются ключевые процессы: конвективная сушка 1, пиролиз 2, водопаровая активация угля 3, охлаждение активированного угля 4. Дисперсное сырье поступает в узел конвективной сушки 1, высушенное сырье транспортируется в камеру пиролизной переработки 2, где происходит термическая деструкция лигниноцеллюлозного сырья. Источником тепла является энергия сгорания горючего газа и обезвоженного дистиллята. В качестве теплоносителя для

кондуктивного нагрева пиролизной камеры 2 используются топочные газы, образующиеся при сжигании пиролизных газов и газов активации. Подаваемый в зону активации 4 водяной пар служит сушильным агентом в узле конвективной сушки. В узле активации 4 под воздействием перегретого водяного пара карбонизат проходит процесс активации. Горячий активированный уголь транспортируется на стадию охлаждения, где его орошают водой. Выделяемый водяной пар служит реагентом для процесса активации угля.

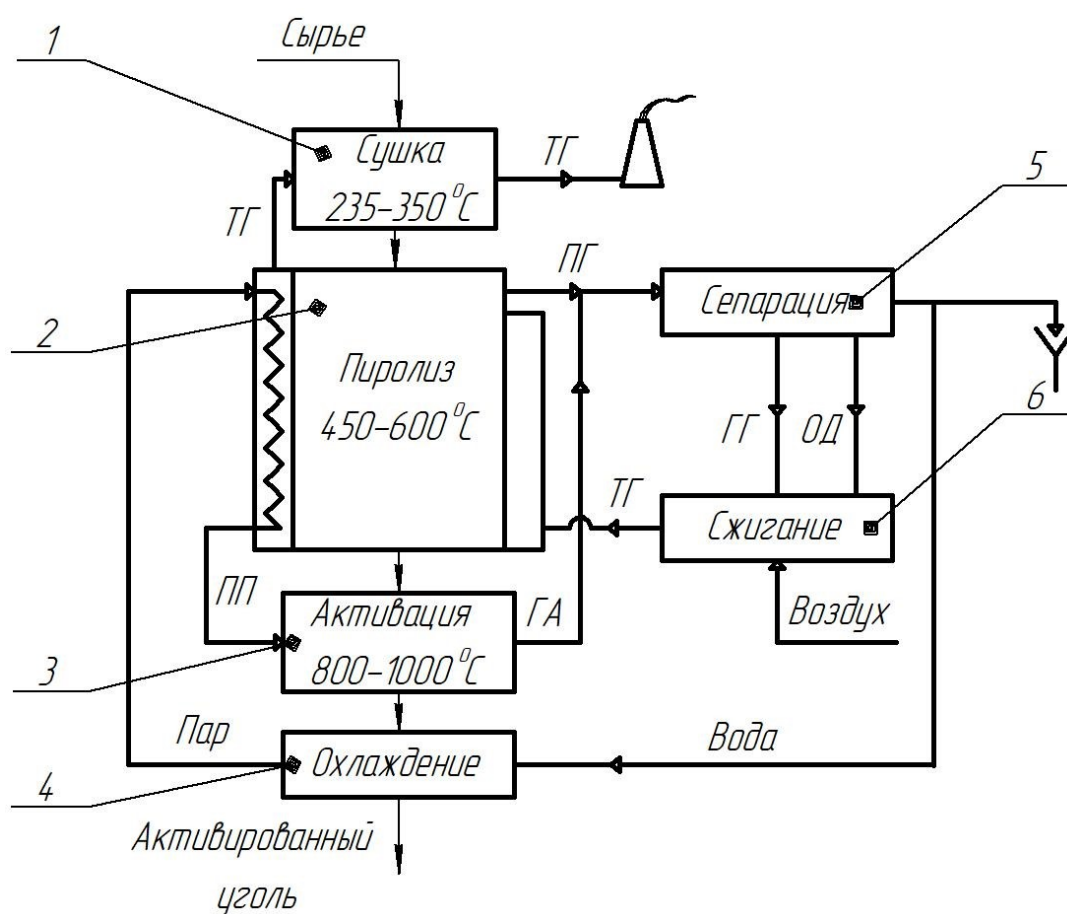


Рисунок 2.1 – Блок-схема физической картины процесса получения активированного угля: 1 – конвективная сушка; 2 – камера пиролиза; 3 – камера активации карбонизата; 4 – стадия охлаждения активированного угля; 5 – сепарация газов; 6 – стадия сжигания; ТГ – топочный газ; ПГ – пиролизный газ; ГГ – горючий газ; ГА – газы активации; ПП – перегретый пар; ОД – обезвоженный дистиллят

Конвективная сушка 1 проходит в сушилке, где сырье обдувается топочным газом. При этом происходит интенсивная потеря влаги за счёт

обтекания частицы высокотемпературным сушильным агентом. По экспериментальным и литературным данным процесс термохимического разложения начинается при температуре 180 °С, поэтому конструкция сушилки такова чтобы топочный газ охлаждался, отдавая тепло влажному сырью по мере продвижения по аппарату. Такое решение позволяет уменьшить время прогрева и не допустить перегрев сырья.

Взаимное проникновение газовых сред, между стадиями сушки и пиролиза, а также активации и двухстадийного охлаждения активированного угля недопустимо по двум основным причинам: во-первых, оно может привести к образованию взрывоопасных газовых смесей; во-вторых, нарушается технологическая изоляция процессов, что негативно сказывается на качестве карбонизата и конечного продукта.

Предотвращение межстадийного перетока газов обеспечивается изоляцией стадий с различными средами, при помощи гидравлического сопротивления слоя сырья, активированного угля находящиеся в шнековых транспортёрах.

Процесс пиролиза происходит за счет кондуктивного подвода тепла. Этапы прогрева и сушки отсутствуют, поскольку сырье уже поступает высушенным с температурой от 160 – 180 °С.

При пиролизе происходят: передача тепловой энергии от источника тепла, приводящая к повышению температуры внутри материала; инициирование реакций пиролиза из-за повышения температуры, приводящее к высвобождению летучих веществ и образованию угля; поток летучих веществ в реакторе, приводящий к теплообмену между горячими летучими веществами и более холодным непиролизированным материалом; конденсация части летучих веществ в более холодных зонах реактора с образованием смолы; реакции вторичного пиролиза, обусловленные этими взаимодействиями.

Продуктовый состав пиролиза формируется как комбинация веществ, образующихся при термической деструкции компонентов, входящих в состав лигниноцеллюлозного сырья. Термическое разложение каждого из этих

компонентов в отдельности представляет собой сложный многопараметрический процесс. Интеграция всех компонентов в единую систему приводит к существенному усложнению картины превращений вследствие наличия множества факторов, определяющих скорости параллельно-последовательных реакций и многообразие возможных продуктов. В последующих разделах приведены характеристики процессов пиролиза отдельных составляющих — целлюлозы, гемицеллюлозы и лигнина.

Целлюлоза представляет собой глюконовый полимер, состоящий из линейных цепочек В(1,4) d-глюкопиранозных единиц. Показатель средней молекулярной массы равен 162,14 г/моль. Объединение линейных цепей в микрофибриллы приводит к образованию кристаллической структуры, которая отличается инертностью и труднодоступностью для химического воздействия. Содержание целлюлозы в пересчете на сухую массу растительной биомассы составляет 45 – 50 %. Шафизаде [119] изучал пиролиз целлюлозы при повышении температуры. При температуре менее 300 °С наблюдается процесс снижения степени полимеризации. На втором этапе, при температуре выше 300 °С, происходит образование полукоксов, смол и газообразных продуктов. Основным компонентом смолы является левоглюкозан, который испаряется, а затем разлагается при повышении температуры.

В химическом отношении гемицеллюлоза представляет собой многокомпонентную полисахаридную систему, образованную остатками глюкозы, маннозы, галактозы, ксилозы, арабинозы, 4-0-метилглюкуроновой кислоты и галактуроновой кислоты. Как правило, она имеет гораздо меньшую молекулярную массу, чем целлюлоза, и в отличие от целлюлозы имеет аморфную структуру. Ее содержание варьируется от 20 до 40 %. По мнению Солтеса и Элдера [123], гемицеллюлоза термически наиболее чувствительна и разлагается в диапазоне температур от 200 °С до 260 °С. Это разложение может происходить в два этапа: разложение полимера на растворимые фрагменты и превращение в мономерные звенья, которые в дальнейшем разлагаются на

летучие продукты. По сравнению с целлюлозой гемицеллюлоза дает больше летучих веществ, меньше смол и угля. Компонентами смолы являются органические кислоты, такие как уксусная кислота, муравьиная кислота и некоторые производные фурфурола.

Лигнин характеризуется аморфным строением и представляет собой статистический полимер, образованный замещенными фенилпропановыми звеньями. Данный материал поддается переработке с целью получения ароматических соединений. В структуре биомассы лигнин выполняет функцию основного связующего агента, обеспечивающего агломерацию волокнистых компонентов. Массовая доля лигнина в лигниноцеллюлозном сырье варьируется в пределах 17 – 30 %. По данным Солтеса и Элдера [123] лигнин разлагается при нагревании от 280 °С до 500 °С. В процессе термического разложения образцов лигнина регистрируются два максимума скорости разложения: в области 250 – 311 °С и 364 – 407 °С. С учетом состава выделяющихся газообразных продуктов предположено, что первый из них соответствует распаду относительно термически неустойчивых кислородсодержащих связей, а второй – разрушению основной структуры лигнина с разрывом как кислородсодержащих, так и С–С связей. В спектре продуктов пиролитической конверсии лигнина преобладающей фракцией является твердый углеродный остаток, выход которого достигает 55 %. Жидкая фракция, обозначаемая как пиролигниева кислота, в пересчете на сухой лигнин включает 20 % водорастворимых компонентов и 15 % смолообразного остатка. Водная фаза представлена метанолом, уксусной кислотой, ацетоном и водой. Смолистый компонент преимущественно состоит из гомологичного ряда фенольных соединений. Газообразные продукты, образующиеся при пиролизе лигнина, составляют 10 % от общего выхода и включают метан, этан и оксид углерода.

На рисунке 2.2 приведены кинетические кривые термического разложения основных компонентов растительной биомассы. Обобщенная

схема пиролиза лигниноцеллюлозного сырья, может быть представлена следующим образом [115].

Температурная зависимость термохимической конверсии структурных составляющих биомассы описывается рядом характерных интервалов:

- обезвоживание: по достижении температурного порога около 160 °С процесс испарения влаги считается полностью завершённым;
- гемицеллюлоза: её деструкция протекает в диапазоне 200 – 280 °С, при этом преимущественно образуются летучие продукты – диоксид углерода, оксид углерода и конденсируемые пары;
- целлюлоза: разложение активируется в интервале 280 – 500 °С с максимальной интенсивностью при 320 °С. Выходящие продукты представлены главным образом летучими соединениями;
- лигнин: термическая деструкция лигнина резко интенсифицируется при температурах выше 320 °С, что сопровождается значительным увеличением доли углеродистого остатка.

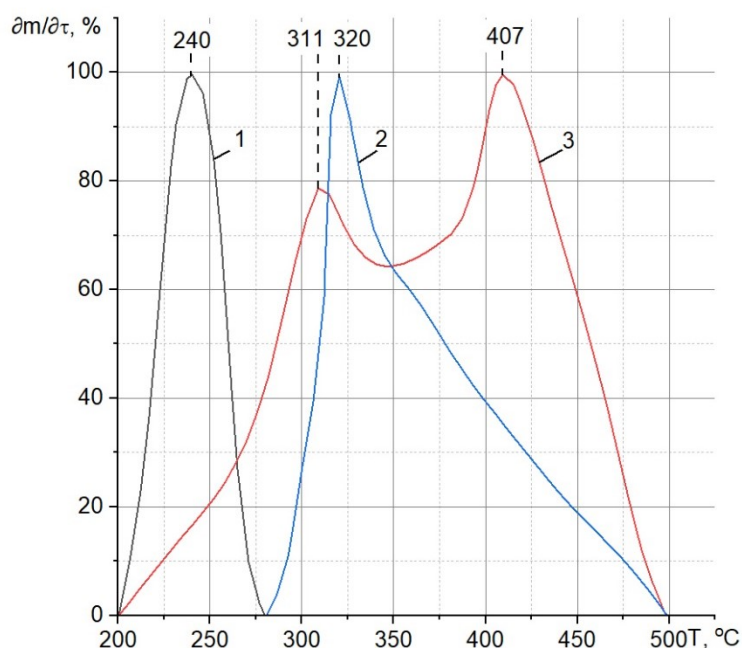


Рисунок 2.2 – Кривые скорости разложения основных компонентов лигниноцеллюлозного сырья: 1 – гемицеллюлоза; 2 – целлюлоза; 3 – лигнин

В процессе паровой активации углеродсодержащего сырья (рис. 2.3) перегретый водяной пар проникает в поры угля и вступает в реакцию с

углеродом на поверхности пор. Это приводит к изменению микроструктуры. На начальной стадии активации происходит увеличение как объема пор, так и удельной поверхности; однако в определенный момент достигается максимальная удельная поверхность. Это максимальное значение, в основном, определяется начальной микроструктурой используемого углеродсодержащего сырья. Поэтому знание механизма развития микроструктуры угля в процессе активации имеет фундаментальное значение для получения высококачественного активированного угля.

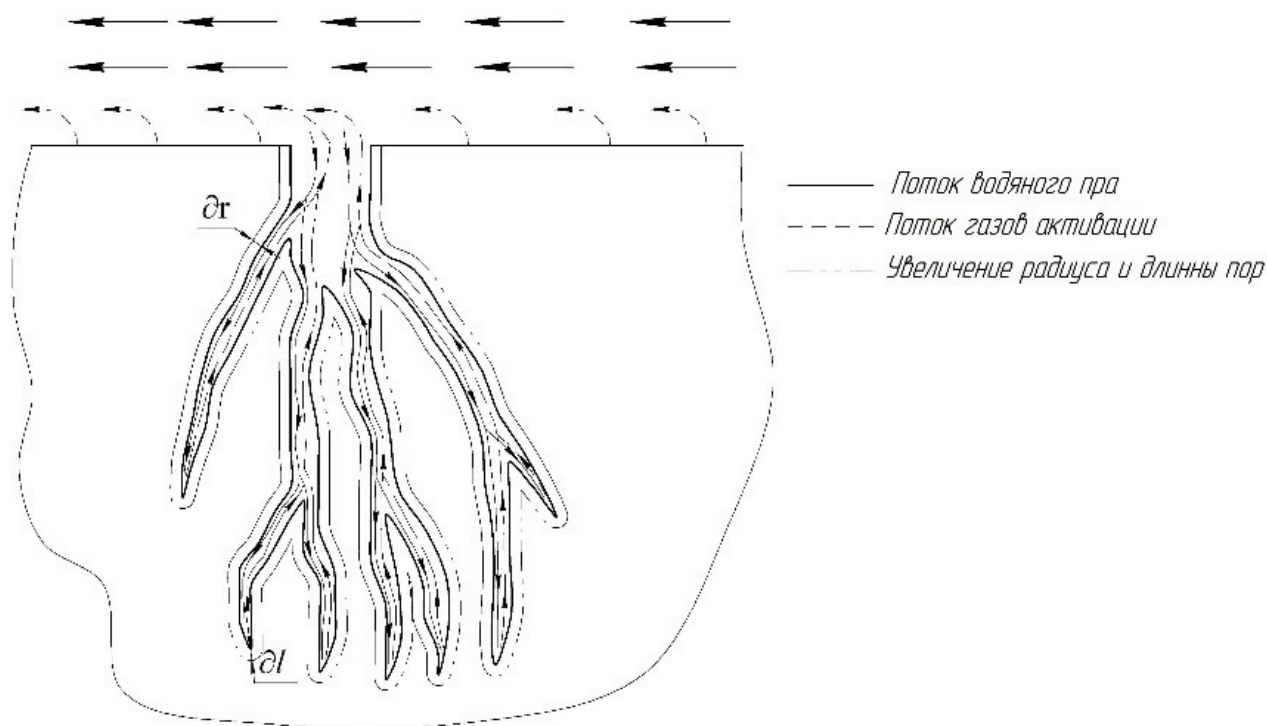


Рисунок 2.3 – Схема механизма паровой активации угля

Главной задачей при расчете водяного охлаждения активированного угля на первой стадии является определение: количества воды на единицу массы активированного угля, температуры воды, конечной влажности и температуры активированного угля.

Математическое моделирование процесса охлаждения активированного угля не проводилось, поскольку на данном этапе исследования основное внимание уделялось термическим стадиям – пиролизу и активации, которые определяют ключевые физико-химические свойства конечного продукта (пористость, удельную поверхность, выход). Процесс охлаждения, будучи в

значительной степени пассивным и не влияющим напрямую на структуру или состав угля, рассматривался как вспомогательная операция, не требующая сложного моделирования. Кроме того, его тепловая динамика сравнительно проста и может быть адекватно описана эмпирическими или инженерными методами без привлечения детализированных математических моделей.

2.2. Формализация процессов переработки лигниноцеллюлозного сырья в активированный уголь

Анализ технологического процесса получения активированного угля свидетельствует о высокой степени сложности реальной картины явлений, протекающих в ходе термической конверсии лигниноцеллюлозного сырья. В связи с этим для построения конструктивной математической модели, сохраняющей необходимую степень адекватности натурному процессу, требуется введение ряда допущений и упрощающих ограничений.

Поэтому на этапе формализации механизма разложения принимаются следующие исходные предпосылки:

1. Длина частицы значительно превышает ее радиус. Данное обстоятельство позволяет рассматривать задачу в одномерной постановке в цилиндрической системе координат с осевой симметрией.
2. Начальные распределения температурного поля и влагосодержания в объеме исходного материала полагаются равномерными и независимыми от пространственных координат.
3. Все технологические стадии – сушка, пиролиз, активация и охлаждение – реализуются в режиме непрерывной подачи сырья, что обосновывает применение стационарных уравнений баланса.
4. Порозность слоя материала в зонах прогрева, сушки и пиролиза принимается неизменной.
5. Твердая фаза и парогазовая среда распределены равномерно по объему реакционного пространства. Газовая фаза в любой расчетной точке и в

произвольный момент времени считается идеально перемешанной и находящейся в состоянии термодинамического равновесия с твердой фазой.

6. Ввиду низкого давления и высоких температур образующаяся парогазовая смесь подчиняется уравнению состояния идеального газа.

7. Скорость перемещения материала под действием гравитационных сил по технологическим зонам принимается постоянной.

8. Влияние минеральных (зольных) компонентов исходного сырья на удельную поверхность и суммарный объем пор получаемого активированного угля в рамках математической модели не учитывается.

2.3 Математическое описание процесса переработки лигниноцеллюлозного сырья в активированный уголь

В рамках физической картины исследуемые процессы рассматриваются как автономные, однако параметры, характеризующие состояние промежуточного продукта на выходе из каждой стадии, определяют кинетику последующих этапов переработки. Математическая модель технологической линии производства активированного угля формируется как система взаимосвязанных математических описаний следующих стадий:

- стадия конвективной сушки;
- стадия пиролиза;
- стадия паровой активации.

Связь между моделями обеспечивается через начальные и граничные условия, что позволяет адекватно отразить сквозную динамику формирования свойств конечного продукта.

Для обеспечения устойчивости моделирования (конечноразностным методом) массообменных тепловых процессов необходимо соблюдать условия [13]:

$$\frac{K\Delta t}{(\Delta r)^2} \leq \frac{1}{2}; \quad (2.1)$$

$$\frac{a_T \Delta t}{(\Delta r)^2} \leq \frac{1}{2}, \quad (2.2)$$

Где K , a_T – коэффициенты влагопроводности и температуропроводности, $\text{м}^2/\text{с}$; Δt – шаг по времени, с; Δr – шаг по координате, м.

Для проверки математической модели на адекватность в качестве лигниноцеллюлозного сырья взят модельный материал – сосновая щепа, для которого в литературе имеются надежные экспериментальные данные.

2.3.1 Математическое описание процесса конвективной сушки

В рамках математического моделирования процесса конвективной сушки сыпучего вторичного материала решается задача расчета нестационарного поля влагосодержания в поперечном сечении частицы. Для этого используется система дифференциальных уравнений, описывающих тепломассоперенос в теле бесконечной цилиндрической формы [42]:

$$\frac{\partial U}{\partial \tau} = K \left(\frac{\partial^2 U}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial U}{\partial r} \right) + K \delta \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right); \quad (2.3)$$

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a_T \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right), \quad (2.4)$$

где T – температура высушиваемого сырья, $^{\circ}\text{C}$; U – влагосодержание высушиваемого материала, $\text{кг}/\text{кг}$; δ – термоградиентный коэффициент, $^{\circ}\text{C}^{-1}$; r – радиус цилиндрической частицы, м.

В качестве начальных условий при решении системы дифференциальных уравнений тепломассопереноса принимаются значения влагосодержания U_{M0} и температуры T_{M0} , характеризующие исходное состояние материала. [36]:

$$U(r; 0) = U_{M0}; \quad (2.5)$$

$$T(r; 0) = T_{M0}. \quad (2.6)$$

Условия на границе высушиваемой частицы можно записать граничным

условием 3-го рода и уравнением Фрейндлиха, соответственно:

$$-\lambda \frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=0} = \alpha(T_{\text{т.г}} - T_{\text{п}}); \quad (2.7)$$

$$U(\tau; 0) = U_{\text{п}} = a\varphi_{\text{г}}^n, \quad (2.8)$$

где λ – теплопроводность, Вт/(м·°С); α – коэффициент теплоотдачи, Вт/(м²·°С); $T_{\text{т.г}}$ – температура топочного газа, °С; $T_{\text{п}}$ – температура на поверхности сырья, °С; $U_{\text{п}}$ – влагосодержание на поверхности, %; a, n – экспериментальные коэффициенты; $\varphi_{\text{г}}$ – влагосодержание топочного газа.

Схематическое изображение краевых условий, используемых при решении системы дифференциальных уравнений тепломассопереноса, приведено на рис. 2.4.

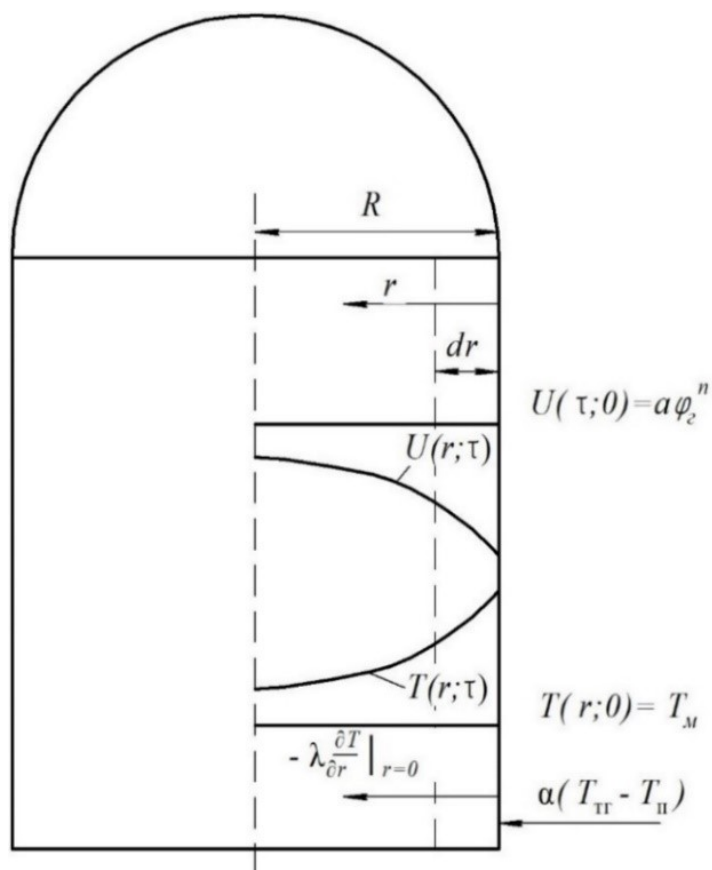


Рисунок 2.4 – Схема начальных и граничных условий конвективной сушки

Из краевых условий видно, что при конвективной сушке влага стремится к поверхности, а тепловой поток от сушильного агента – вглубь материала, оказывая сопротивление движению влаги.

Исходные данные для математического моделирования процесса сушки соснового шпона представлены в таблице 2.1 [16].

Таблица 2.1 – Исходные данные для математического моделирования процесса конвективной сушки шпона сосны

Исходные данные	Значения
Δr – шаг по координате, м	0,001
$\Delta \tau$ – шаг по времени, с	0,0001
α – коэффициент теплоотдачи, для ламинарного движения топочного газа через трубу круглого сечения со скоростью 3 – 6 м/с, Вт/м ² * °С.	30
δ – термоградиентный коэффициент, кг/(кг · К)	0,05
λ – теплопроводность, Вт/м · °С	0,15
a – коэффициент уравнения Фрейндлиха	1,35
n – коэффициент уравнения Фрейндлиха	1

Проведенный обзор литературных данных [88] позволяет установить, что величина коэффициента температуропроводности древесины определяется ее влажностью (рис. 2.5).

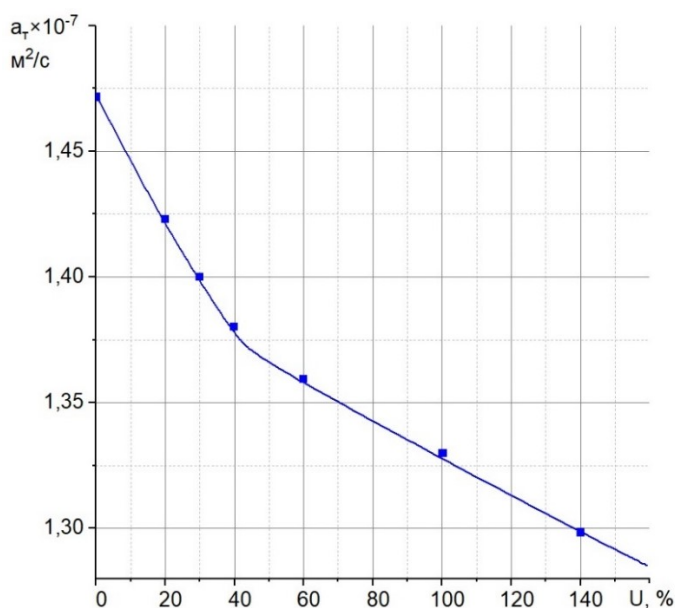


Рисунок 2.5 – Зависимость коэффициента температуропроводности древесины сосны от влагосодержания

Анализ графических данных (рис. 2.5) позволяет сделать следующие выводы: коэффициент температуропроводности древесины сосны находится в обратной зависимости от ее влажности, снижение влажности ведет к увеличению температуропроводности, что интенсифицирует прогрев материала.

Для количественного описания указанной зависимости методом наименьших квадратов [11] получено уравнение регрессии:

$$a_T = -6 \cdot 10^{-15} U^3 + 2 \cdot 10^{-12} U^2 - 2 \cdot 10^{-10} U + 1,46 \cdot 10^{-7}.$$

Полученные конечные средние значения температуры и влажности материала являются начальными условиями для моделирования процесса пиролиза.

2.3.2 Математическое описание процесса кондуктивного пиролиза отходов

В основе математического описания термической конверсии лигноцеллюлозных материалов лежит система дифференциальных уравнений теплопереноса, адаптированная для одномерной геометрии. Решение указанной системы позволяет установить кинетические зависимости распределения температур, теплоты химической реакции и значений плотности по глубине слоя в ходе реакции. [64].

Процесс теплопереноса, сопровождающий термохимическую деструкцию материала в слое (в виде бесконечной пластины), описывается дифференциальным уравнением теплопроводности, решение которого позволяет установить кинетические закономерности изменения температурного поля по толщине слоя. [81]:

$$\rho_{\text{сл}} \cdot c_{\text{сл}} \cdot \frac{\partial T_{\text{сл}}}{\partial \tau} = \frac{\partial T_{\text{сл}}}{\partial l} \cdot \left(\lambda_{\text{эф}} \frac{\partial T_{\text{сл}}}{\partial l} \right) + q_{\text{сл}}, \quad (2.9)$$

где $\rho_{\text{сл}}$ – насыпная плотность материала, зависящая от размера частиц, кг/м³; $c_{\text{сл}}$ – удельная теплоемкость насыпного слоя материала, Дж/кг·°С; $\lambda_{\text{эф}}$ –

эффективный коэффициент теплопроводности, Вт/м · °С; $q_{\text{сл}}$ – сток (приток) тепла слоя материала, определяется прогревом материала, испарением влаги при сушке и химическими реакциями при пиролизе: [82]:

$$q_{\text{сл}} = q_{\text{пр}} + q_{\text{исп}} + q_{\text{хр}}, \quad (2.10)$$

где $q_{\text{пр}}$ – сток тепла на прогрев материала; $q_{\text{исп}}$ – сток тепла на испарение влаги; $q_{\text{хр}}$ – сток (приток) тепла за счет химических реакций.

Решение дифференциального уравнения теплопереноса (2.11) осуществляется при начальном условии, соответствующем исходной температуре сырья $T_{\text{м.нач}}$ °С:

$$T_{\text{сл}}(l, 0) = T_{\text{м.нач}}. \quad (2.12)$$

На границах обрабатываемого слоя материала (рис. 2.6) задается граничное условие третьего рода:

$$-\lambda_{\text{эф}} \left. \frac{\partial T_{\text{сл}}}{\partial l} \right|_{l=0} = \alpha(T_{\text{тг}} - T_{\text{п}}), \quad (2.13)$$

где $T_{\text{п}}$ – температура поверхности насыпного слоя материала, °С

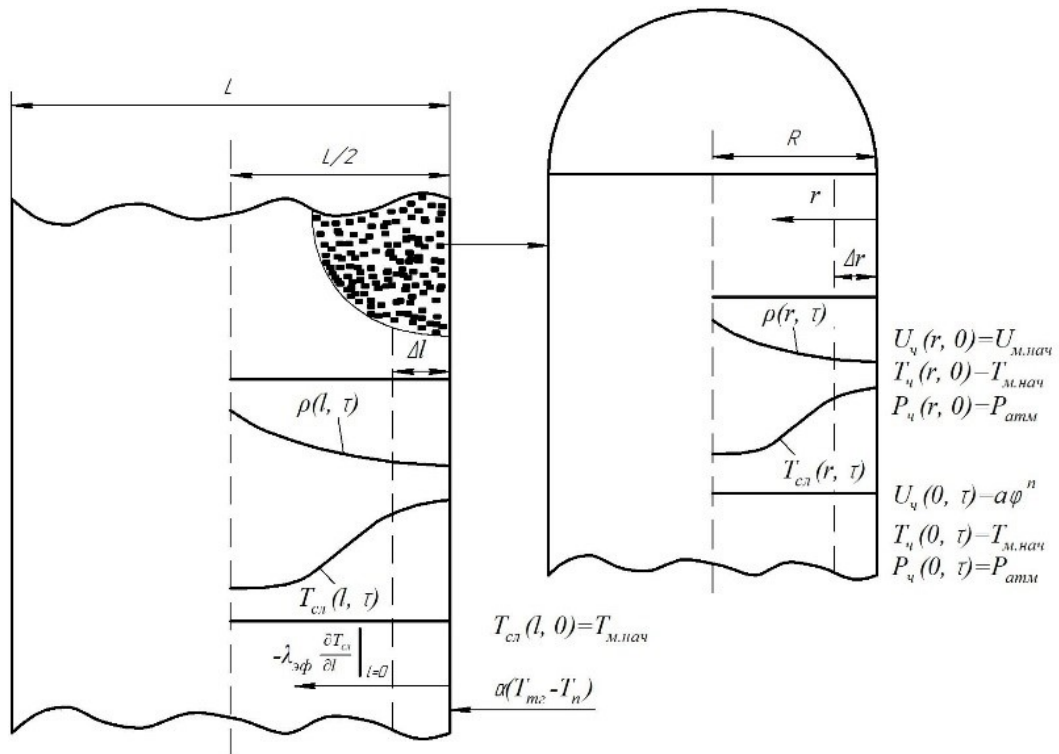


Рисунок 2.6 – Схема крайевых условий термохимической переработки

Сток тепла на испарение влаги определяется как:

$$q_{\text{исп}} = \rho_M \cdot r \cdot \varepsilon \cdot \left. \frac{\partial U_M}{\partial \tau} \right|_{x=0}. \quad (2.14)$$

где U_M – влагосодержание материала, кг/кг; ρ_M – плотность материала, кг/м³; r – удельная теплота парообразования воды, Дж/кг; ε – порозность материала, м³/м³.

Анализ изложенного материала позволяет заключить, что для вычисления распределения температуры по глубине слоя необходимо располагать данными о кинетике изменения температуры и влажности элементарной частицы, локализованной в данном слое. С целью математического моделирования указанных процессов введена в рассмотрение система дифференциальных уравнений тепломассопереноса [74]:

$$\frac{\partial U_{\text{ч}}}{\partial \tau} = \frac{k_p}{\rho_{\text{ч}}} \cdot \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial P_{\text{ч}}}{\partial r} \right); \quad (2.15)$$

$$\rho_{\text{ч}} \cdot c_{\text{ч}} \cdot \frac{\partial T_M}{\partial \tau} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \lambda_{\text{ч}} \frac{\partial T_M}{\partial r} \right) + \rho_{\text{ч}} \cdot r \cdot \varepsilon \cdot \frac{\partial U_{\text{ч}}}{\partial \tau}; \quad (2.16)$$

$$\frac{\partial P_{\text{ч}}}{\partial \tau} = \frac{RT_{\text{ч}}}{C_0 \mu_{\text{В}}} \left[k_p \cdot \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial P_{\text{ч}}}{\partial r} \right) + \varepsilon \cdot \rho_{\text{ч}} \cdot \frac{\partial U_{\text{ч}}}{\partial \tau} \right] + \frac{P_{\text{ч}}}{T_{\text{ч}}} \left(\frac{\partial T_{\text{ч}}}{\partial \tau} \right), \quad (2.17)$$

где k_p , $\lambda_{\text{ч}}$, $c_{\text{ч}}$, $\mu_{\text{В}}$, C_0 – коэффициенты молярного переноса влаги, теплопроводности, теплоёмкости, динамической вязкости парогазовой смеси и пористости частицы материала, соответственно, определяемые по эмпирическим выражениям:

$$k_p = 6,875 \cdot 10^{-14} \cdot T_M + 0,37; \quad (2.18)$$

$$\lambda_{\text{ч}} = \sqrt{0,0108 + 0,000773 \cdot T_{\text{ч}}^{0,349} + 1,083} \cdot U_M \times \\ \cdot 10^4 \cdot \exp \left[\frac{T_{\text{ч}}}{111,61} \right] \times \ln(U_M), \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{°C}; \quad (2.19)$$

$$c_{\text{ч}} = 1,173 \left[U_{\text{ч}} \left(1 + \frac{T_{\text{ч}}}{100} \right) \right] \cdot (0,222 - U_{\text{ч}} \cdot 10^{-4}), \text{ Дж/кг} \cdot \text{K}; \quad (2.20)$$

$$C_0 = 1 - \rho_{\text{В}} \cdot \left(\frac{1}{\rho_M} + \frac{U_{\text{ч}}}{100 \cdot \rho_{\text{Ж}}} \right), \quad (2.21)$$

где $\rho_v, \rho_{ж}$ – плотность воздуха и воды, соответственно, кг/м³.

Начальные условия по температуре, влажности и давлению для уравнений (2.15-2.17) примут следующий вид:

$$\begin{aligned} U_q(r, 0) &= U_{м.нач}; \\ T_q(r, 0) &= T_{м.нач}; \\ P_q(r, 0) &= P_{атм}; \end{aligned} \quad (2.22)$$

а граничные условия:

$$\begin{aligned} U_q(0, \tau) &= a \cdot \varphi^n; \\ T_q(0, \tau) &= T_{сл}; \\ P_q(0, \tau) &= P_{сл}. \end{aligned} \quad (2.23)$$

На этапе полной дегидратации частицы материала дифференциальное уравнение (2.15) перестает учитываться в вычислительном алгоритме, а последующие расчеты производятся на основе уравнения (2.16). Достижение температуры выше 180 °С активирует механизм термохимического разложения, характеризующийся потерей массы материала и генерацией парогазовой смеси [54].

Механизм химических реакции термического разложения лигниноцеллюлозных отходов показан на рис. 2.7.

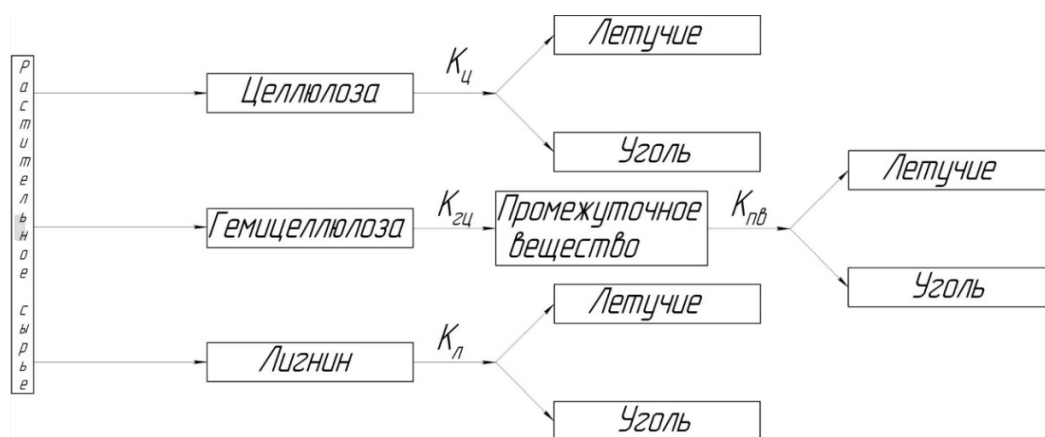


Рисунок 2.7 – Механизм термического разложения лигниноцеллюлозных отходов

Значения термодинамических констант термического разложения лигниноцеллюлозного сырья приведены в табл. 2.2 [99].

Таблица 2.2 – Термодинамические константы термического разложения лигниноцеллюлозного сырья

Реакция	E_{ai} – энергия активации, Дж/моль	k_{i0} – кинетическая константа реакции, с ⁻¹	Пиролизующийся компонент
$k_{ц}$	$352,4 \cdot 10^3$	$2,8 \cdot 10^{19}$	целлюлоза
$k_{гц}$	$302,4 \cdot 10^3$	$8,75 \cdot 10^{16}$	гемицеллюлоза
$k_{пв}$	$245,7 \cdot 10^3$	$2,6 \cdot 10^{11}$	промежуточное вещество
$k_{л}$	$201,7 \cdot 10^3$	$9,7 \cdot 10^4$	лигнин

Как показано на рисунке 2.7, механизм разложения лигниноцеллюлозного сырья базируется на представлении его в виде трехкомпонентной смеси, образованной целлюлозой, гемицеллюлозой и лигнином. Изменение удельной массы каждой из указанных фракций определяется с помощью следующих расчетных зависимостей:

- для целлюлозы:

$$\frac{\partial m_{ц}}{\partial \tau} = -k_{ц} \cdot m_{ц}; \quad (2.24)$$

- для гемицеллюлозы:

$$\frac{\partial m_{гц}}{\partial \tau} = -k_{гц} \cdot m_{гц}; \quad (2.25)$$

$$\frac{\partial m_{пв}}{\partial \tau} = Y_{гц} \cdot k_{гц} \cdot m_{гц} - k_{пв} \cdot m_{пв}; \quad (2.26)$$

- для лигнина:

$$\frac{\partial m_{л}}{\partial \tau} = -k_{л} \cdot m_{л}, \quad (2.27)$$

где k – константа скорости химической реакции, с⁻¹; Y – доля компонента.

Концентрация образующегося угля рассчитывается:

$$\frac{\partial m_y}{\partial \tau} = Y_{пв} \cdot k_{пв} \cdot m_{пв} + Y_{ц} \cdot (-k_{ц} \cdot m_{ц}) + Y_{л} \cdot (-k_{л} \cdot m_{л}). \quad (2.28)$$

Кинетика изменения удельной массы парогазовой фазы определяется совокупностью массовых потоков, формирующихся в результате конвективного переноса и протекания реакций термохимической деструкции [41]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial(\varepsilon \cdot m_{пс})}{\partial \tau} = & \frac{\partial(w_{пс} \cdot m_{пс})}{\partial l} + (1 - Y_{гц}) \cdot k_{гц} \cdot m_{гц} + \\ & + (1 - Y_{пв}) \cdot k_{пв} \cdot m_{пв} + (1 - Y_{ц}) \cdot k_{ц} \cdot m_{ц} + (1 - Y_{л}) \cdot k_{л} \cdot m_{л}, \end{aligned} \quad (2.29)$$

где порозность ε определяется выражением:

$$\varepsilon = \left(1 - \frac{m_c}{m_{c0}}\right) \cdot (1 - \varepsilon_M), \quad (2.30)$$

где m_c – текущая масса сырья в процессе термохимического разложения, кг;
 m_{c0} – начальная масса сырья, кг; ε_M – порозность частицы материала, м³/м³.

Скорость потока газа выражается законом Дарси:

$$w_{пс} = -\frac{K_{сл}}{\mu_{пс}} \cdot \frac{\Delta P_{пс}}{l}, \quad (2.31)$$

где $\mu_{пс}$ – динамическая вязкость парогазовой смеси, Па·с; l – текущая толщина слоя, м; $K_{сл}$ – газовая проницаемость слоя материала, рассчитываемая по формуле [68]:

$$K_{сл} = (1 - \eta) \cdot K_{ч} + \eta \cdot K_{у}, \text{ м}^2, \quad (2.32)$$

где $K_{ч}, K_{у}$ – газовая проницаемость частицы материала, угля; η – степень термохимического превращения, рассчитываемая по формуле:

$$\eta = \frac{m_{c0} - m_c}{m_{c0} - m_k}, \quad (2.33)$$

где m_k – масса сырья в конце пиролиза, кг.

Для определения давления парогазовой смеси в толще материала используется уравнение Менделеева-Клапейрона, описывающее поведение

идеального газа [77]:

$$P_{\text{пс}} = \frac{\rho_{\text{пс}} \cdot R \cdot T_{\text{пс}}}{M_{\text{пс}}}, \quad (2.34)$$

где $M_{\text{пс}}$ – молекулярный вес парогазовой смеси, кг/моль; R – универсальная газовая постоянная, Дж/моль · К; $\rho_{\text{пс}}$ – плотность парогазовой смеси, кг/м³.

Температуры частицы определяется температурой потока парогазовой смеси:

$$\left(\frac{c_{\text{гц}} m_{\text{гц}} + c_{\text{ц}} m_{\text{ц}} + c_{\text{л}} m_{\text{л}} + c_{\text{у}} m_{\text{у}}}{c_{\text{пс}} m_{\text{пс}}} \right) \frac{\partial T}{\partial \tau} = \quad (2.35)$$

$$= \frac{\partial T}{\partial x} \left(\lambda_{\text{ч}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) - m_{\text{пс}} c_{\text{пс}} w_{\text{пс}} \frac{\partial T}{\partial x} + q_{\text{хр}};$$

$$q_{\text{хр}} = q_{\text{гц}} \cdot \left(\begin{array}{l} -k_{\text{гц}} \cdot m_{\text{гц}} + Y_{\text{гц}} \cdot k_{\text{гц}} \\ \cdot m_{\text{гц}} - k_{\text{пв}} \cdot m_{\text{пв}} \end{array} \right) + q_{\text{ц}} \times \quad (2.36)$$

$$\times (-k_{\text{ц}} \cdot m_{\text{ц}}) + q_{\text{л}} \cdot (-k_{\text{л}} \cdot m_{\text{л}}),$$

где $\lambda_{\text{ч}}$ – коэффициент теплопроводности частицы материала, Вт/м² · °С; m_i – концентрация компонента, кг/кг; q_i – удельная энергия, выделяемая или поглощаемая химической реакцией единицей вещества, Дж/кг; k_i – константа скорости химической реакции, записываемая по закону Аррениуса с⁻¹:

$$k_i = k_{i0} \cdot \exp\left(-\frac{E_{ai}}{RT}\right), \quad (2.37)$$

где k_{i0} – кинетическая константа i -й реакции, с⁻¹; E_{ai} – энергия активации i -й реакции, Дж/моль.

Начальные условия для уравнений (2.24-2.29) и (2.35) имеют следующий вид:

$$\begin{array}{ll} m_{\text{гц}} = m_{\text{гц}0}; & m_{\text{пв}} = 0; \\ m_{\text{ц}} = m_{\text{ц}0}; & m_{\text{у}} = 0; \\ m_{\text{л}} = m_{\text{л}0}; & m_{\text{пс}} = 0; \end{array} \quad (2.38)$$

$$T = T_0.$$

Граничные условия для уравнения (2.35) будут аналогичны (2.23).

Ввиду трудоемкости расчетного определения эффективного коэффициента теплопроводности $\lambda_{\text{эф}}$, фигурирующего в уравнении (2.9), его значение принимается на основании экспериментальных данных.

В данном случае эффективный коэффициент теплопроводности частицы формируется из трех составляющих теплопроводности ($\lambda_{\text{ч0}}$, $\lambda_{\text{г}}$, $\lambda_{\text{пс}}$) и поправки на излучение, передающее тепло через поры:

$$\lambda_{\text{ч}} = (1 - \eta) \cdot \lambda_{\text{ч0}} + \eta \cdot \lambda_{\text{г}} + \varepsilon \cdot \lambda_{\text{пс}} + \frac{13,5 \cdot c_0 \cdot T^3 \cdot d_{\text{пор}}}{\psi}, \quad (2.39)$$

где c_0 – коэффициент излучения абсолютно черного тела; $\psi_{\text{г}}$ – степень черноты газового потока; $d_{\text{пор}}$ – размер пор, м, определяемый:

$$d_{\text{пор}} = 5 \cdot 10^{-5} \cdot (1 - \eta) + 10^4 \cdot \eta. \quad (2.40)$$

Значение коэффициента теплоотдачи в уравнении (2.13) выражается через критерий Нуссельта Nu , характеризующий интенсивность конвективного теплообмена [32]:

$$\alpha = \frac{Nu \cdot \lambda_{\text{тг}}}{d_{\text{э}}}, \quad (2.41)$$

где $d_{\text{э}}$ – эквивалентный диаметр вертикальной реторты, м; $\lambda_{\text{тг}}$ – теплопроводность топочного газа, Вт/м² · °С:

$$d_{\text{э}} = \frac{2 \cdot B \cdot L}{B + L}, \quad (2.42)$$

где B , L – длина и ширина вертикальной реторты, м.

Для вынужденного движения газовой фазы, реализующегося в ламинарном гидродинамическом режиме, значение критерия Нуссельта определяется по выражению [31]:

$$Nu = 0,023 \cdot \left(\frac{d_{\text{к}}}{d_{\text{к}} - d_{\text{э}}} \right)^{0.45} \cdot Re^{0.8}, \quad (2.43)$$

где d_k – эквивалентный диаметр спирального дымохода, м.

По окончании математического моделирования определяются время протекания процесса и оптимальные размеры камеры пиролиза.

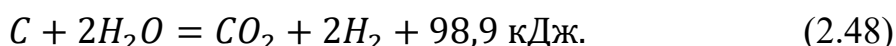
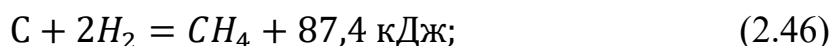
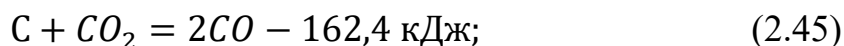
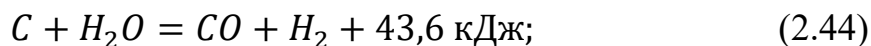
Таблица 2.3 – Исходные данные для математического моделирования процесса термохимической переработки модельного материала технологической щепы (сосны)

Исходные данные	Значение	Исходные данные	Значение
Δr – шаг по координате для частицы, мм	0,001	$\rho_{пг}$ – плотность парогазовой смеси, кг/м ³	2,95
Δl – шаг по координате для слоя, мм	0,0001	c_0 – коэффициент излучения абсолютно черного тела	1
$\Delta \tau$ – шаг по времени, с	10	ψ_r – степень черноты газового потока	0,55
r – теплота парообразования воды, Дж/кг	$2,3 \cdot 10^6$	$\lambda_{тг}$ – теплопроводность топочного газа, Вт/м ² · °С	88,8
ρ_m – плотность материала, кг/м ³	650	$\mu_{пг}$ – динамическая вязкость пиролизного газа, Па·с;	0,018
ε_m – порозность материала, %.	45	–	–

Длина l_y и радиус пор r_y угля определялись исходя из БЭТ анализа полученного угля. Эти данные являлись начальными условиями для моделирования процесса активации угля.

2.3.3. Математическое описание парогазовой активации

В процессе паровой активации угля протекают следующие химические реакции:



Механизм химических реакций паровой активации углеродсодержащего сырья показан на рис. 2.8.

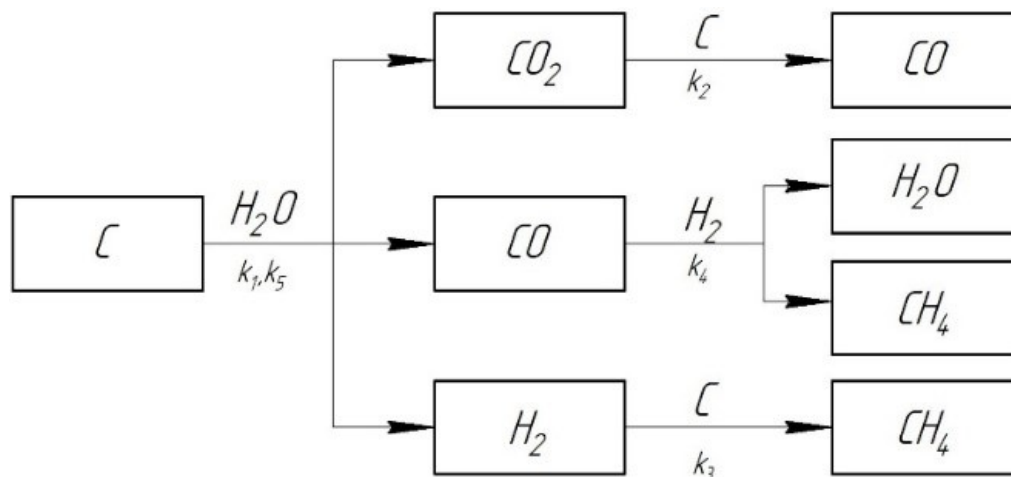


Рисунок 2.8 – Схема механизма химических реакций, протекающих при паровой активации углеродсодержащего сырья

В разрабатываемой модели частица описывается совокупностью цилиндрических пор с неоднородными начальными радиусами, которые растут в длину в соответствии с эндотермической реакцией, описанной уравнением 2.45, и в радиальном направлении в соответствии с экзотермическими реакциями парового обугливания, описываемые уравнениями 2.44, 2.46, 2.47, 2.48. Следовательно, собственные скорости реакций обугливания и парового обугливания могут быть выражены в

терминах изменения средней суммарной длины и радиуса пор, соответственно [122]:

$$\frac{\partial l}{\partial \tau} = \frac{k_2 \cdot C_{CO_2}}{\rho_m}, \quad (2.49)$$

$$\frac{\partial r}{\partial t} = \frac{(k_1 + k_3 + k_4 + k_5) \cdot C_{H_2O}}{\rho_m}, \quad (2.50)$$

где ρ_m – молярная плотность углеродсодержащего сырья, моль/м³; l – средняя длина пор, м; r – радиус пор, м; k_1, k_2, k_3, k_4, k_5 – кинетические константы химических реакций соответствующих уравнениям 1 – 5, м/с; C_{CO_2}, C_{H_2O} – концентрации углекислого газа и перегретого водяного пара, соответственно, моль/м³.

Исходя из уравнений 2.49, 2.50 можно определить изменение удельной поверхности (м²/г) и объема пор (см³/г):

$$\partial F = 2\pi l dr + 2\pi r dl; \quad (2.51)$$

$$\partial V = 2\pi r l dr + \pi r^2 dl. \quad (2.52)$$

Балансы масс частиц с учетом массопереноса путем диффузии и химической реакции приведены следующим образом [124]:

$$\varepsilon \frac{\partial C_i}{\partial \tau} = \frac{1}{R^2} \frac{\partial}{\partial R} \left(D_i R^2 \frac{\partial C_i}{\partial R} \right) - r_i, \quad (2.53)$$

где R – радиальная координата внутри частицы, м; C_i – концентрация, моль/м³; D_i – коэффициент диффузии, м²/с; r_i – объемная скорость реакции, моль/с·м³; i – компонент газовой фазы: CO_2, H_2O .

Начальные условия для уравнения (2.53) имеют вид:

$$C_i(R, 0) = 0. \quad (2.54)$$

Граничные условия для уравнения (2.53) описываются соотношением [105]:

$$\left. \frac{\partial C_i}{\partial \tau} \right|_{R=0} = \Delta j \cdot \frac{F}{V/10^6}, \quad (2.55)$$

Движущей силой процесса является разность потоков Δj (моль/м² · с) перегретого пара и газов активации [100]:

$$\Delta j = j_1 - j_2. \quad (2.56)$$

Поток газов из центра частицы к ее поверхности j_1 (моль/м² · с), описывается уравнением [128]:

$$j_1 = \varepsilon \cdot \rho_m \cdot a_m \cdot \frac{F}{V/10^6}, \quad (2.57)$$

где a_m – коэффициент массопроводности, м²/с.

Перенос газов активации с поверхности частицы в окружающее пространство (j_2 , моль/м² · с), описывается уравнением массоотдачи [107]:

$$j_2 = \beta \cdot (C_{\text{пов } i} - C_{\text{пар}}), \quad (2.58)$$

где β – коэффициент массоотдачи, м/с; $C_{\text{пов } i}$ – концентрация газов активации на поверхности частицы, моль/м³; $C_{\text{пар}}$ – концентрация газов активации в среде перегретого водяного пара, моль/м³.

Объемные скорости реакции r_i ($\frac{\text{моль}}{\text{с} \cdot \text{м}^3}$), как для CO₂, так и для пара H₂O, зависят от их собственных скоростей реакций и их удельных объемных поверхностей [93]:

$$r_{CO_2} = v_c \rho_m \frac{\partial l}{\partial \tau} S_{CO_2}; \quad (2.59)$$

$$r_{H_2O} = v_c \rho_m \frac{\partial r}{\partial \tau} S_{H_2O}, \quad (2.60)$$

где v_c – объемная доля углерода в частице, м³/м³; S_{CO_2} , S_{H_2O} – удельные объемные поверхности реакции обугливания CO₂ и обугливания паром, соответственно, м²/м³.

Локальная конверсия выражается как функция начальной и текущей пористости [95]:

$$X(R, \tau) = 1 - \frac{(1 - \varepsilon) - v_{\text{зола}}}{(1 - \varepsilon_0) - v_{\text{зола}}}, \quad (2.61)$$

где $v_{\text{зола}}$ – объемная доля золы, $\text{м}^3/\text{м}^3$.

Средняя конверсия рассчитывается путем интегрирования локальной конверсии по всему радиусу частиц следующим образом [111]:

$$\bar{X}(R, \tau) = \frac{3 \int_0^{R_p} 4\pi R^2 X(R, \tau) \partial R}{4\pi R_p^3}, \quad (2.62)$$

где R_p – максимальная радиальная координата частицы, м.

По мере увеличения длины и радиуса пор из-за реакции активации CO_2 /паром поры начинают перекрываться. Дифференциальное изменение совокупности объектов, случайно перекрывающихся в пространстве, пропорционально дробному дифференциальному изменению соответствующей неперекрывающейся системы [101]:

$$\partial F_e = (1 - F_e) \partial F, \quad (2.63)$$

где F_e и F представляют собой совокупную долю объема пор, занимаемую перекрывающимися и неперекрывающимися системами пор, соответственно.

Аналогичные выражения использовались при разработке модели паровой активации угля, которая предполагает радиальный рост пор. Однако концепция перекрытия пор также применима для систем с изменяющимися в продольном направлении порами. Таким образом, уравнение 2.61 определяется выражением [104].

$$F = 1 - \exp\left(-\int_0^{r_p} f_{\varepsilon,e}(r_p) \partial r_p\right). \quad (2.64)$$

Функция распределения пористости неперекрывающейся пористой системы рассчитывается как [121]:

$$f_{\varepsilon,e}(r_p) = \pi r^2 f(r_p) l, \quad (2.65)$$

где $f(r_p)$ – функция распределения пористости по радиусу пор, относящаяся к диапазону радиусов $r_p, r_p + \Delta r_p$.

На рис. 2.9 представлен алгоритм расчета удельной поверхности пор и суммарного объема пор в активированном угле.

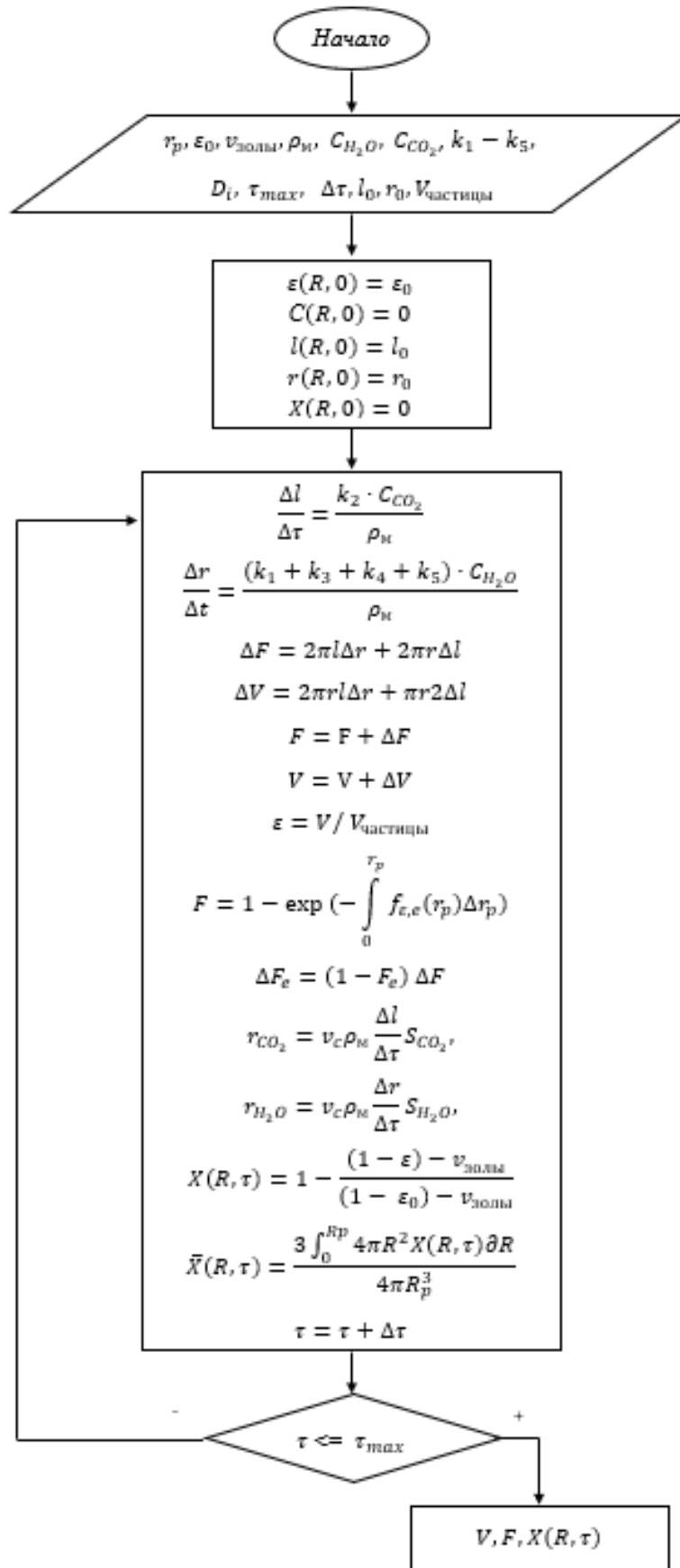


Рисунок 2.9 – Алгоритм расчета удельной поверхности пор и суммарного объема пор в активированном угле

Алгоритм реализует численное моделирование процесса активации пошагово во времени, используя дифференциальные уравнения, описывающие кинетику реакций, изменение геометрии пор и баланс массы. На каждом шаге вычисляются новые значения параметров, которые затем используются для следующего шага – до достижения максимального времени активации.

ГЛАВА 3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ АКТИВИРОВАННОГО УГЛЯ

Для проверки математической модели создан лабораторный комплекс (рис. 3.1), включающий:

- оборудование для подготовки сырья;
- три специализированные установки для исследования процессов сушки, пиролиза и активации в контролируемых условиях;
- оборудование для проведения анализа.

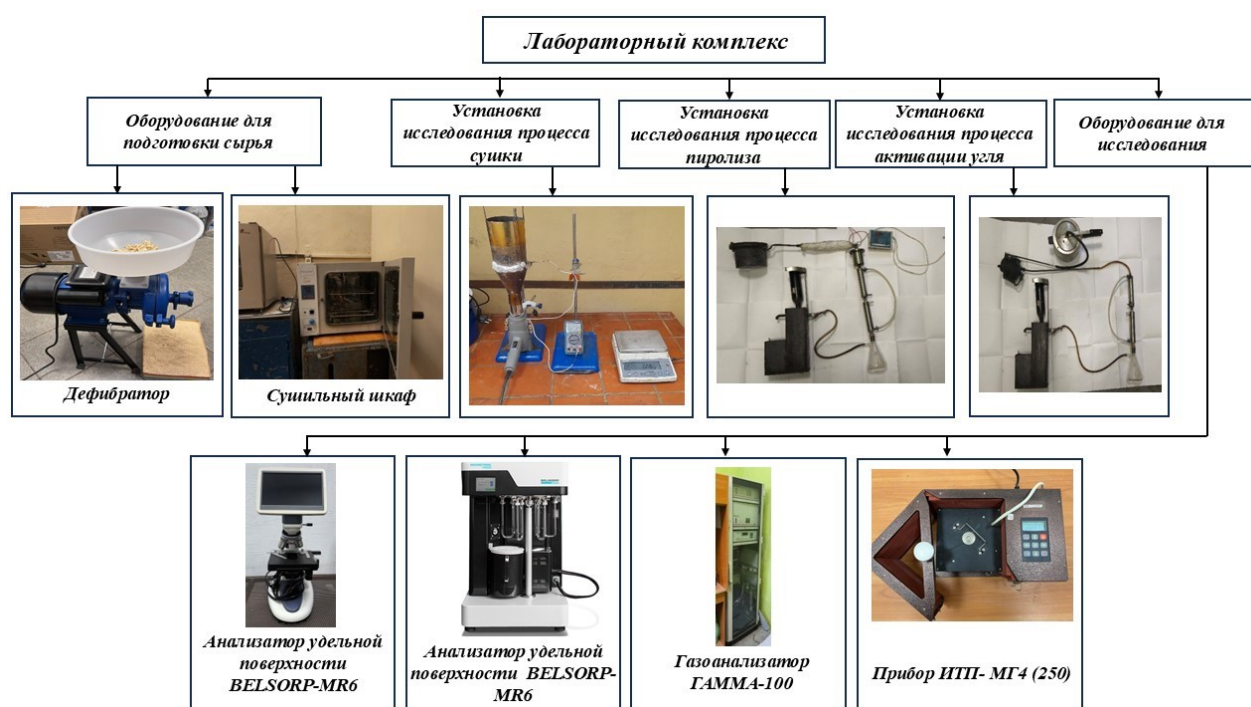


Рисунок 3.1 – Лабораторный комплекс по получению активированного угля

Это позволило получить верифицированные экспериментальные данные, необходимые для валидации математических моделей и выбора оптимальных режимов работы.

При проведении экспериментальных исследований необходимо учитывать погрешности контрольно-измерительных приборов. Для измерения температуры применялись термопары типа ТХА класса 2, имеющие в диапазоне до 800 °С погрешность $\pm 6,0$ °С. Расход воды измерялся вихревыми

расходомерами «ЭМИС-ВИХРЬ 200» с относительной погрешностью $\pm 0,5\%$. Для контроля массы сырья и готового продукта использовались электронные весы CAS MWP-300H с погрешностью нелинейности $\pm 0,03$ г.

3.1. Описание экспериментального комплекса для исследования процесса получения активированного угля

С целью исследования процесса конвективной сушки и верификации разработанной математической модели спроектирована экспериментальная установка, принципиальная схема которой представлена на рисунке 3.2.

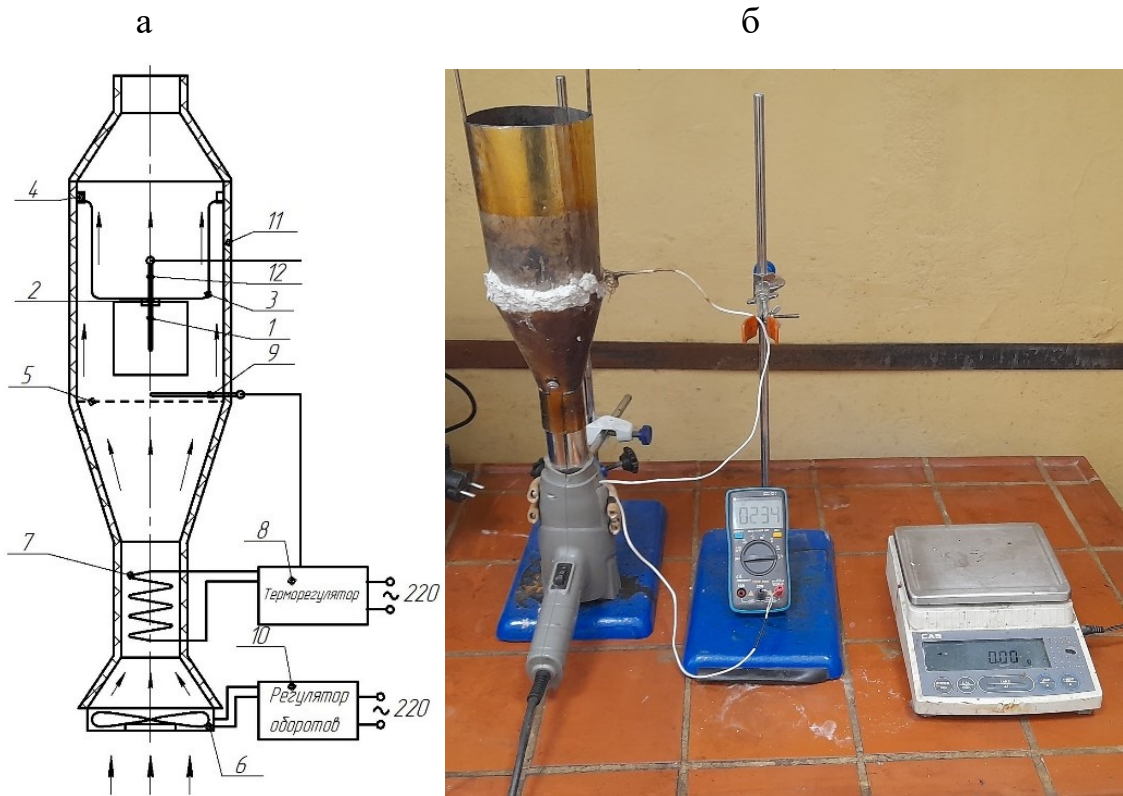


Рисунок 3.2 – Экспериментальная установка для исследования процесса конвективной сушки: а) схема; б) внешний вид: 1 – высушиваемый материал; 2 – держатель; 3 – пруток; 4 – захваты; 5 – перфорированное дно; 6 – вентилятор; 7 – электронагреватель; 8 – терморегулятор; 9, 12 – термопара; 10 – регулятор оборотов лопастей вентилятора; 11 – теплоизоляция

Образцы 1, подвергаемые сушке, фиксируются в держателе 2, жестко связанном с прутком 3, и подвешиваются на захватах 4 с зазором 10 мм

относительно перфорированного дна 5. Указанное расстояние обеспечивает равномерность протекания процесса обезвоживания образцов. В качестве теплоносителя используется воздух, нагнетаемый вентилятором 6 и нагреваемый электронагревателем 7. Поддержание заданной температуры сушильного агента осуществляется терморегулятором 8 совместно с термопарой 9. Регулирование скорости потока теплоносителя производится посредством регулятора оборотов 10. Для минимизации тепловых потерь наружная поверхность сушильной камеры оснащена теплоизоляционным покрытием 11 [78].

Установка пирогенетической переработки лигниноцеллюлозных отходов представлена рисунке 3.3.

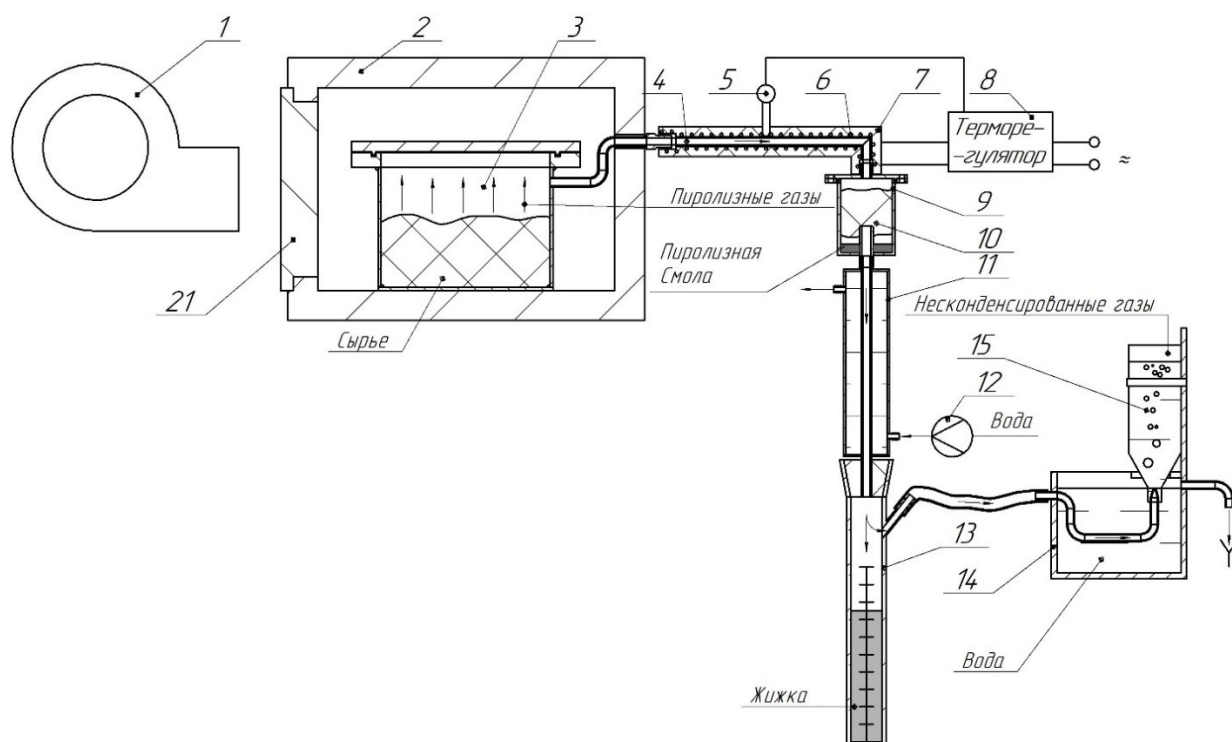


Рисунок 3.3 – Схема экспериментальной установки пиролиза: 1 – вентилятор; 2 – муфельная печь; 3 – камера пиролиза; 4 – обогреваемая трубка; 5 – термопара; 6 – нагревательный элемент; 7 – теплоизоляция; 8 – терморегулятор; 9 – смолоуловитель; 10 – металлическая стружка; 11 – конденсатор; 12 – расходомер; 13 – мерник жижки; 14 – гидрозатвор; 15 – емкость для сбора газа

Экспериментальная установка (рис. 3.3) включает: пиролизную камеру 3, муфельную печь 2, обогреваемую газовую линию 4, смолоуловитель 9,

конденсатор 11, мерник жидких продуктов 13, газосборник 15 и гидравлический затвор 14.

Пиролизная камера 3, выполненная из стали 15Х25Т в форме цилиндра, подвергается нагреву муфельной печью 2. Газоотводящий патрубок камеры соединен с обогреваемой трубкой 4, оснащенной электронагревателем 6. Такая схема позволяет поддерживать высококипящие пары пиролизной смолы в транспортабельном газообразном состоянии. Электронагреватель 6 снабжен асбестовой изоляцией 7, снижающей диссипацию тепла в окружающую среду. Управление температурным режимом линии осуществляется терморегулятором 8 по сигналу хромель-копелевой термопары 5.

Охлаждение и выделение смолистых продуктов реализовано в смолоуловителе 9, внутри которого для повышения эффективности конденсации размещена металлическая стружка 10. Далее поток поступает в конденсатор 11, работающий по противоточной схеме с использованием проточной воды, расход которой фиксируется расходомером 12. Сконденсированная жижка накапливается в мернике 13.

Несконденсированная фракция проходит через гидрозатвор 14 и аккумулируется в газосборнике 15. С целью удаления кислорода воздуха из реакционного объема перед началом эксперимента камера пиролиза 3 продувается углекислым газом [71].

Для физического моделирования процесса паровой активации собрана экспериментальная установка, представленная на рис. 3.4.

Работа установки осуществляется в следующем порядке. Из парогенератора 1 водяной пар подается в пароперегреватель 2, где нагревается до 800-1000 °С. После этого перегретый пар поступает в камеру активации 3, фильтруется через перфорированный сосуд 4 и вступает в химическое взаимодействие с углем, инициируя образование газов активации. Образовавшаяся парогазовая смесь отходит через патрубок 5. В конденсаторе 6 происходит выделение водяного пара из смеси с его последующим сбором в

емкости 7, а остаточные несконденсированные газы активации направляются в газосборник 8 [65].

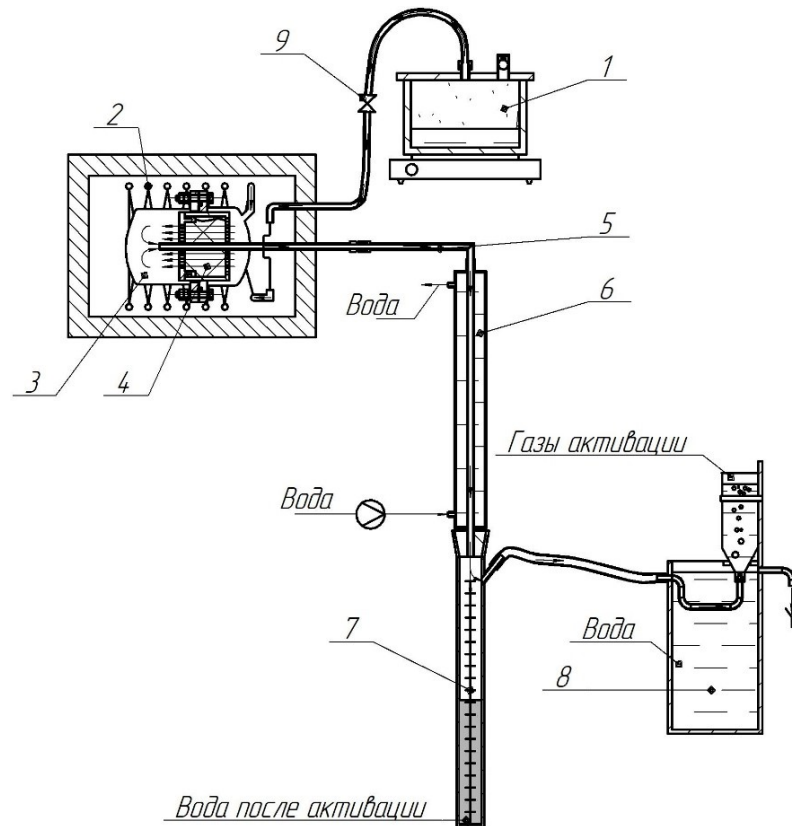


Рисунок 3.4 – Схема экспериментальной установки активации угля: 1 – парогенератор; 2 – пароперегреватель; 3 – камера активации; 4 – перфорированный сосуд; 5 – патрубок отвода газов активации; 6 – конденсатор; 7 – ёмкость; 8 – сборник газа; 9 – клапан

3.2. Методики проведения экспериментов и обработки экспериментальных данных

3.2.1 Методика определения коэффициента влагопроводности

Коэффициент влагопроводности определяется решением обратной задачи дифференциального уравнения массопроводности. Процесс влагопереноса при нестационарном режиме описывается дифференциальными уравнениями Лыкова А.В., которые для бесконечной пластины имеют вид:

$$\frac{\partial U}{\partial \tau} = K \frac{\partial^2 U}{\partial x^2} + a_m \beta \frac{\partial^2 T}{\partial x^2}; \quad (3.1)$$

$$\frac{\partial T}{\partial \tau} = a_T \frac{\partial^2 T}{\partial x^2}. \quad (3.2)$$

При создании краевых условиях первого рода, начальные и граничные условия записываются соотношениями:

$$U(x, 0) = U_n; \quad (3.3)$$

$$U(0, \tau) = U_p; \quad (3.4)$$

$$T(x, 0) = T_n; \quad (3.5)$$

$$T(0, \tau) = T_c, \quad (3.6)$$

где T, T_n, T_c – локальная, начальная температура высушиваемого материала и температура сушильного агента, соответственно °С; U, U_n, U_p – локальное, начальное влагосодержание высушиваемого материала и равновесное влагосодержание поверхности, соответственно кг/кг; a_T – коэффициент температуропроводности, м²/с; β – термоградиентный коэффициент, °С⁻¹ [66].

Если создать условия минимального grad(T), то приведенную систему уравнений 3.1, 3.2 можно свести к второму закону Фика:

$$\frac{\partial U}{\partial \tau} = K \frac{\partial^2 U}{\partial x^2}. \quad (3.7)$$

Используя теорию подобия и метод конечных разностей из дифференциального уравнения 3.7, можно выразить коэффициент влагопроводности:

$$K = \frac{(U_x^\tau - U_x^{\tau-1}) * \Delta x^2}{(U_{x=0}^{\tau-1} - 2 * U_x^{\tau-1} + U_{x=b}^{\tau-1}) * \Delta \tau}. \quad (3.8)$$

Для вычисления коэффициента влагопроводности K предлагаемым методом необходимо знать влагосодержание материала в трёх точках на поверхности материала $U_{x=0}^{\tau-1}$, в глубине $U_x^{\tau-1}$, и в центре материала $U_{x=b}^{\tau-1}$, где x – текущая координата, а τ – текущее время. Эти значения вычисляются при аналитической обработке кривых сушки, построенных по результатам экспериментальных исследований на опытной установке (см. рис 3.2).

Построив на основе кинетических кривых сушки динамические кривые, решая обратную задачу, можно рассчитать коэффициент влагопроводности при нестационарном потоке влаги [57].

Образцы для исследования получены прессованием лигноцеллюлозных отходов при давлении 52,5 МПа. В результате прессования получены образцы диаметром 60 мм и толщиной 2 и 0,5 мм. Размещением образцов на длительное время в 100 % влажной среде, определяли их максимальное гигроскопичное влагосодержание, которое составило ~ 60 %. Определение коэффициента влагопроводности происходило при температурах 50, 75, 95 °С [5].

Для обеспечения статистической достоверности результатов и оценки воспроизводимости измерений при определении коэффициента влагопроводности все эксперименты проводились в трехкратной повторности.

3.2.2 Методика исследования процесса конвективной сушки

В рамках подготовки к эксперименту были подготовлены образцы исследуемого материала, представляющие собой пластины квадратной геометрии (50×50 мм) с толщиной 0,5; 2,0; 4,0 и 6,0 мм. Для определения начальной влажности в качестве эталонного использовался образец, высушенный в вакуумной сушилке до постоянной массы. Последующий расчет влажности для всех остальных образцов выполнялся по соотношению:

$$U_{M0} = \frac{m_{BM} - m_{CM}}{m_{BM}}, \quad (3.9)$$

где m_{BM} – масса влажного материала, г; m_{CM} – масса сухого материала, г.

Зная начальную массу всех образцов, можно вычислить ожидаемую конечную массу образцов без досушки до постоянной массы и определить текущее влагосодержание образцов в процессе сушки [66]:

$$m_{CMi} = m_{Bmi} - m_{Bmi} * U_{M0}. \quad (3.10)$$

Для измерения профилей влажности и температуры по толщине материала были сформированы три серии образцов, различающиеся геометрическими параметрами и включающие по четыре экземпляра каждая.

Первая серия образцов (толщина 12,5 мм) представлена на рисунке 3.5 и состоит из четырех сборных элементов, каждый из которых образован двумя пластинами 2 (50×50×6 мм) и промежуточным слоем из строганого шпона 3 толщиной 0,5 мм. В шпоне выполнено центральное углубление для установки горячего спая хромель-копелевой термопары 1. Термопарные провода размещаются в межслойном пространстве между шпоном и пластиной. По аналогичной схеме изготавливаются две дополнительные серии образцов, в которых используются пластины толщиной 2 и 4 мм.

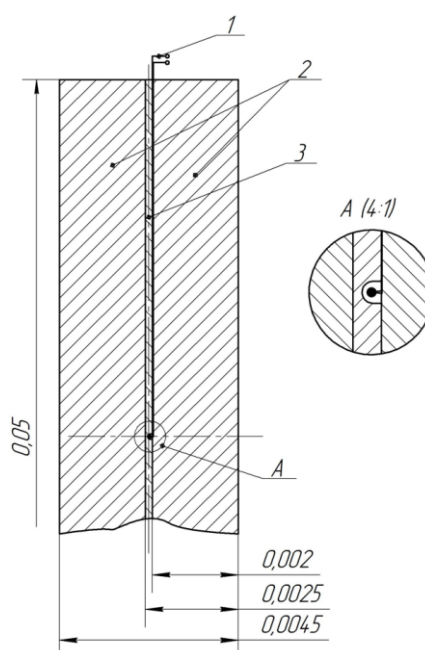


Рисунок 3.5 – Образец для исследования процесса сушки

Подготовленные 12 образцов, изготовленные из вышеуказанных пластин, скреплялись заклепками с использованием прессового оборудования, после чего производилась герметизация торцевых поверхностей путем окрашивания. Образцы в составе комплектов помещались в экспериментальную установку, предварительно выведенную на рабочий режим (рис. 3.2а), и обрабатывались сушильным агентом с температурой 235 °С и скоростью потока 2 м/с. В ходе эксперимента фиксировалась температура в центре сечения образцов. Для определения влажности внутри материала образцы извлекались из каждого комплекта поочередно с интервалом 5 минут, после чего производилось взвешивание контрольного шпона.

Отработанные топочные газы, выходящие из пиролизной зоны, имеют температуру 250 °С и используются в качестве транспортного агента для пневматического перемещения влажного вторичного сырья (начальная влажность 60 %) от измельчителя в сушильную камеру. В процессе пневмотранспортирования вследствие тепловых потерь температура топочного газа снижается до 235 °С. Таким образом, в ходе экспериментальных исследований температура сушильного агента принималась равной 235 °С. Значение скорости теплоносителя 2 м/с было установлено на основе априорных данных с учетом расхода топочного газа и геометрических параметров поперечного сечения сушильной камеры.

3.2.3 Методика исследования процесса пиролизной переработки

Процедура подготовки установки к работе (см. рис. 3.6) включает следующие этапы. В пазовое уплотнение 1 фланца устанавливается термостойкая прокладка 2 толщиной порядка 1 мм, в качестве которой используется паронит или термостойкий герметик. Затем в реакционную камеру загружается исходное сырье, после чего камера герметизируется крышкой. Собранный узел (камера 3, рис. 3.3) помещается в муфельную печь 2, и к нему в заданной последовательности подсоединяются обогреваемая трубка 4, смолоуловитель 9, конденсатор 11, мерник жидких продуктов 13 и газосборник (поз. 14, 15) [61, 64].

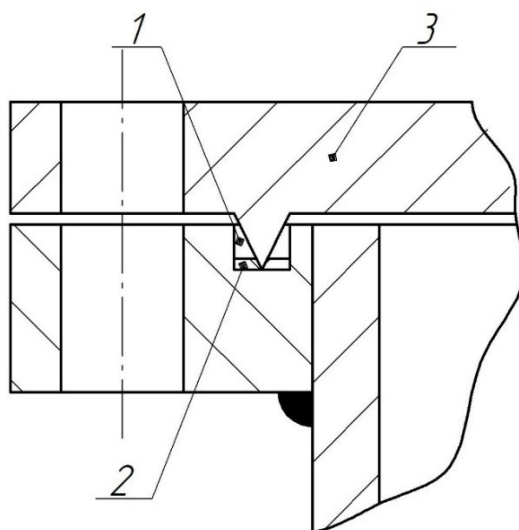


Рисунок 3.6 – Герметизация пиролизной камеры

Режимные параметры экспериментальных исследований задавались следующими значениями. Температурный режим муфельной печи устанавливался в интервале 450 – 600 °С, при этом температура внутри обогреваемой трубки поддерживалась на уровне 350 °С. Процесс пиролиза осуществлялся при атмосферном давлении. Масса единичной загрузки сырья составляла 180 г. Критерием окончания эксперимента служило прекращение выделения конденсируемых (жизка) и неконденсируемых газообразных продуктов. Расход охлаждающей воды, подаваемой в конденсатор, составлял 0,5 м³/ч. В качестве сырья использовались высушенные скорлупа грецкого ореха, лузга подсолнечника и сосновая щепа.

Экспериментальные исследования на установке (рис. 3.3) сопровождаются регистрацией следующих контролируемых параметров: общая продолжительность эксперимента; временные точки начала и окончания выделения жижки и неконденсированного газа; интервал времени заполнения газосборной емкости 15; текущие значения объема жидких продуктов в мерной колбе 13 и объема смолы в смолоуловителе 9.

При нагреве пиролизной камеры воздух, первоначально присутствующий в ее объеме, расширяется и поступает в газосборную емкость 15, что вносит дополнительную погрешность в расчет массы образующихся пиролизных газов. Для устранения этого фактора измерение объема газа инициируется с момента начала конденсации жижки.

Завершение эксперимента сопровождается выполнением следующей последовательности операций. Муфельная печь отключается, и открывается дверца 21. С целью ускорения охлаждения оборудования приводится в действие вентилятор 19. При достижении температуры внутри муфельной печи значения 300 °С подача охлаждающей воды в конденсатор 2 прекращается, а накопившаяся жижка сливается из мерника 3. После полного остывания установка разбирается: пиролизная камера 1 извлекается из муфельной печи 5, ее крышка снимается. Полученный углеродистый остаток взвешивается и передается на аналитические исследования.

В процессе экспериментального исследования фиксируются начальная $m_{\text{сн}}^*$ и конечная $m_{\text{ск}}^*$ масса сырья, текущая масса жижки $m_{\text{ж}}^*$ (τ) и текущий

объем несконденсированного газа $V_{\Gamma}^*(\tau)$. Для составления материального баланса продуктов пиролиза рассчитывается средняя плотность несконденсированного газа:

$$\rho_{\text{ср}} = \sum_{i=1}^n (y_i * \rho_i), \quad (3.11)$$

где y_i – доля i компонента несконденсированных газов, определяемая газоанализатором ГАММА 100; ρ_i – плотность i газового компонента, кг/м³.

По значениям текущего объема и средней плотности несконденсированных газов определяется текущая масса несконденсированных газов:

$$m_{\Gamma}(\tau) = V_{\Gamma}^*(\tau) * \rho_{\text{ср}}. \quad (3.12)$$

По значениям текущих масс жижки и несконденсированного газа определялась текущая масса сырья в процессе пиролиза:

$$m_{\text{с}}(\tau) = m_{\text{сн}}^* - m_{\text{ж}}^*(\tau) - m_{\text{нг}}(\tau). \quad (3.13)$$

По расхождению расчетных значений конечной массы сырья с экспериментальными значениями оценивается относительная погрешность экспериментального исследования процесса в разработанной экспериментальной установке [71]:

$$\delta_{\text{а}} = \frac{m_{\text{СК}} - m_{\text{СК}}^*}{m_{\text{СК}}^*}. \quad (3.14)$$

3.2.4 Методика исследования процесса активации угля

Подготовка установки (рис. 3.7) к проведению эксперимента. В перфорированный корпус 1 сосуда активации 2 помещают предварительно взвешенный уголь, полученный на опытной установке, представленной на рис 3.2. Крышку 3 сосуда активации 2 закрывают. Сосуд активации устанавливают в полукорпус 4 камеры активации. В паз 5 фланцевого соединения 6 укладывают термостойкую прокладку из асбеста. Стягивают два полукорпуса 4,7 болтами. Присоединяют пароперегреватель 6. Камеру активации помещают в муфельную печь (рис. 3.4). Присоединяют парогенератор 1,

конденсатор 6, емкость для сбора сконденсированной воды 7, сборник газа 8 [7].

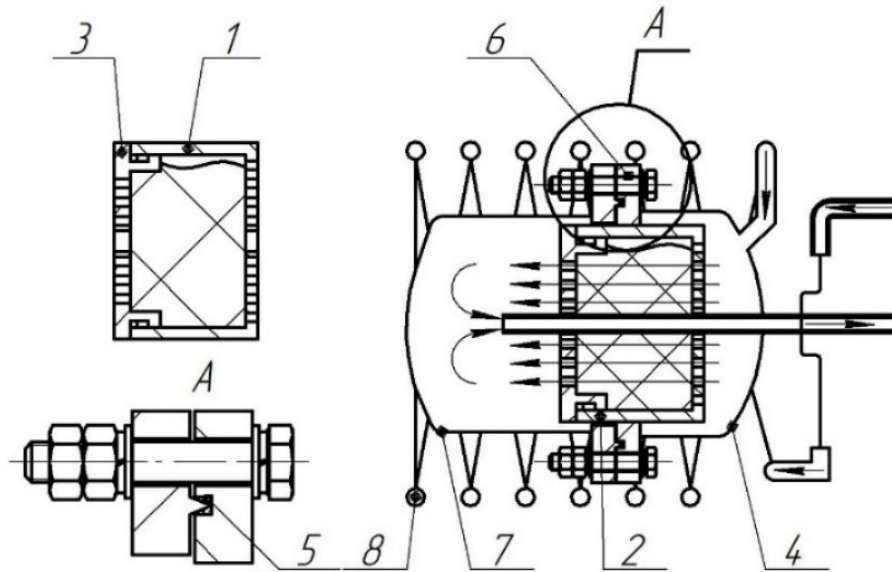


Рисунок 3.7 – Камера активации

Порядок проведения эксперимента. Сначала запускают муфельную печь, выставив требуемую температуру. Когда муфельная печь нагревается до заданной температуры, запускают парогенератор 1 и включают подачу воды в конденсатор 7. С появлением первых капель воды в емкости для сбора сконденсированной воды, начинают отчет времени и фиксируют объем выделяющихся газов активации. По истечении заданного времени процесса отключают парогенератор 1, закрывают клапан 9, отключают нагрев муфельной печи, прекращают подачу воды в конденсатор 1. Дождавшись полного остывания муфельной печи, установку разбирают в обратном порядке сборки. Полученный образец активированного угля взвешивают, на основании полученных данных рассчитывают массовой баланс процесса.

В план исследования входит проведение двухфакторного эксперимента. Варьируемыми факторами являются температура и продолжительность активации, число уровней варьирования соответственно 3 и 5. После каждого эксперимента установка охлаждалась, выгружалась полученная проба активированного угля. Каждую полученную пробу активированного угля исследовали на суммарный объем пор по

методике, описанной в ГОСТ 17219-71, удельную поверхность по методу Брунауэра-Эммета-Теллера, адсорбционную активность по йоду и метиленовому синему [24].

3.3. Анализ результатов моделирования

3.3.1. Анализ результатов по определению коэффициента влагопроводности

В таблице 3.1 приведены результаты расчета коэффициента влагопроводности в зависимости от температуры, полученные стационарным методом.

Таблица 3.1 – Коэффициенты влагопроводности сосны, определенные стационарным методом

Температура образца, °С	50	75	90
Коэффициент влагопроводности, м ² /с	$5,28 \cdot 10^{-9}$	$5,84 \cdot 10^{-9}$	$8,04 \cdot 10^{-9}$

Анализ табл. 3.1 показывает, что коэффициент влагопроводности прямо пропорционально зависит от температуры. Это связано со скоростью фазовых превращения на поверхности материала в верхней зоне и увеличением кинетической энергии молекул воды.

На рис. 3.8 приведены экспериментальные кривые сушки образцов при температурах теплоносителя 50, 75, 95 °С.

Анализируя рис. 3.8, можно выделить периоды постоянной и падающей скорости сушки. Соответственно для каждого из этих участков коэффициент влагопроводности будет отличаться.

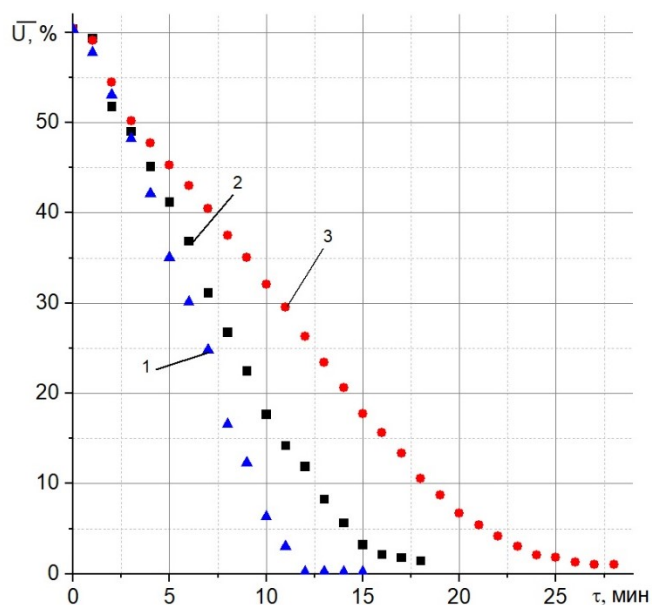


Рисунок 3.8 – Экспериментальные кривые сушки высушиваемых образцов при температурах: 1 – $T_c = 95\text{ }^\circ\text{C}$; 2 – $T_c = 75\text{ }^\circ\text{C}$; 3 – $T_c = 50\text{ }^\circ\text{C}$

На рис. 3.9 приведены кинетические данные процесса сушки контрольных слоев, отражающие локальные влагосодержания в центре образца $U_{x=b}$. Влагосодержание на поверхности $U_{x=0}$ принимаем равной нулю. Для построения динамических кривых мы имеем локальные значения влагосодержания $U_{x=0}$, $U_{x=b}$ и среднее влагосодержание в любой момент времени.

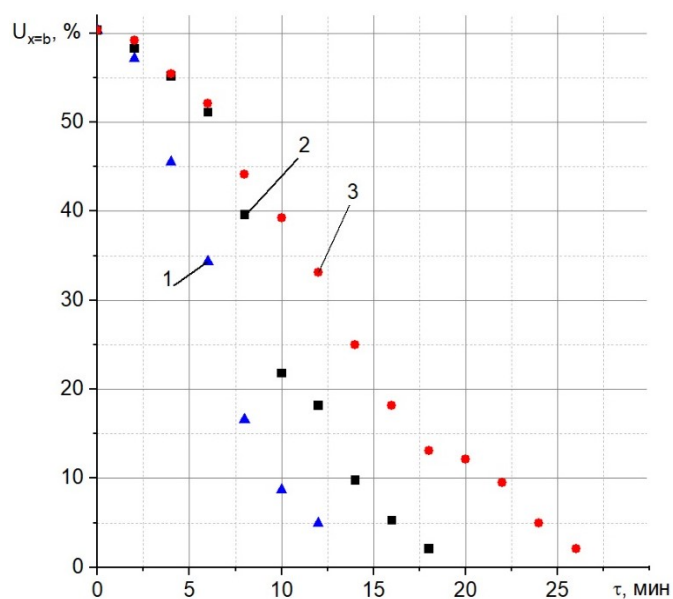


Рисунок 3.9 – Кинетические данные по влагосодержанию контрольных образцов при температурах: 1 – $T_c = 95\text{ }^\circ\text{C}$; 2 – $T_c = 75\text{ }^\circ\text{C}$; 3 – $T_c = 50\text{ }^\circ\text{C}$

Путем аналитической обработки полученных экспериментальных данных в языковой среде программирования Python с поддержкой модуля matplotlib, были получены динамические кривые сушки (рис. 3.10) отражающие локальное влагосодержание по толщине в каждый момент времени.

Значения влагосодержания, представленные на рис. 3.9, подставлялись как влагосодержание в центре моделируемой частицы в каждый момент времени (см. рис. 3.5).

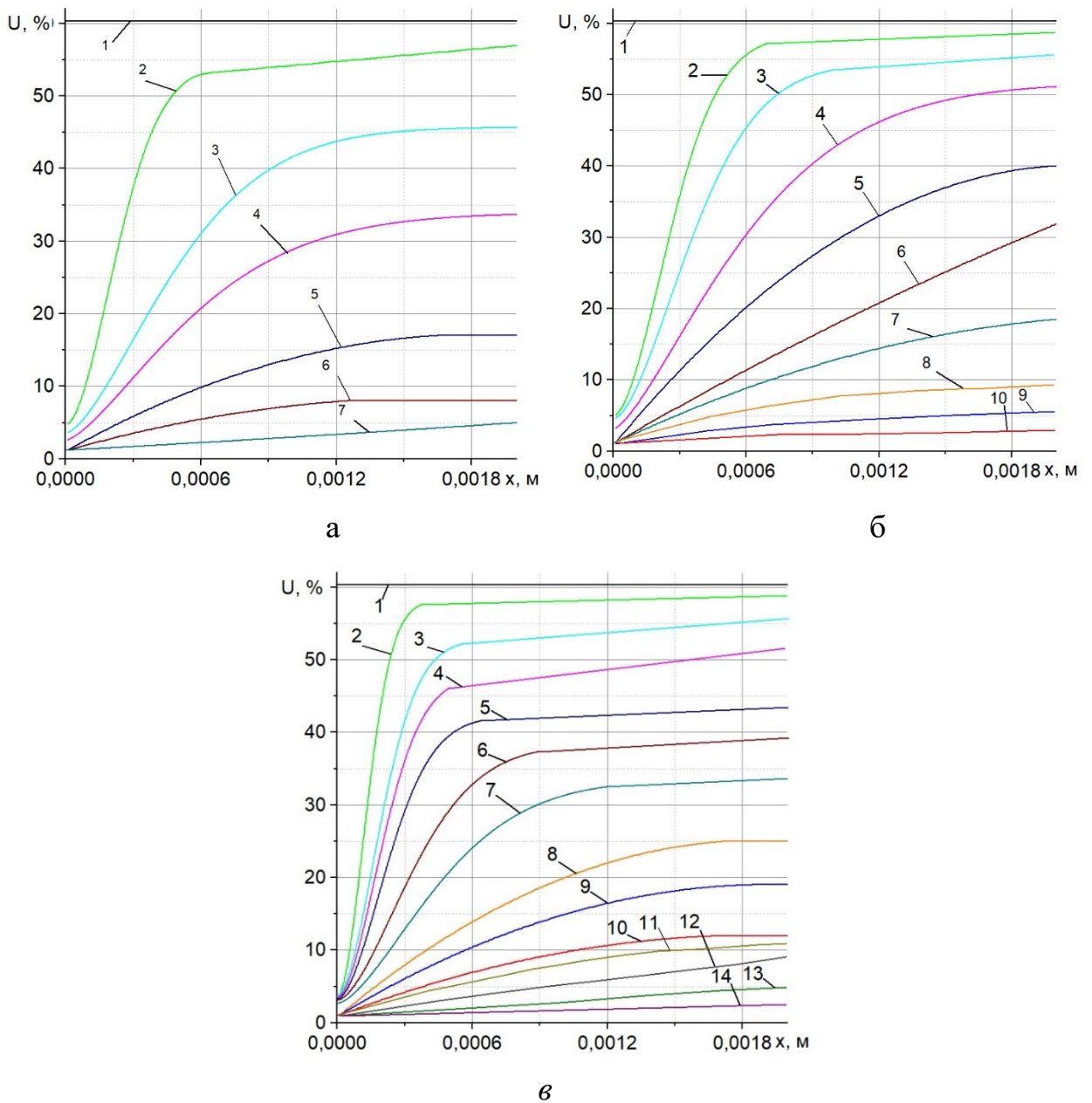


Рисунок 3.10 – Динамическая кривая сушки по глубине, при температуре сушильного агента T_c : а – 95 °С; б – 75 °С; в – 50 °С. Текущее время (мин): 1 – $\tau = 0$; 2 – $\tau = 2$; 3 – $\tau = 4$; 4 – $\tau = 6$; 5 – $\tau = 8$; 6 – $\tau = 10$; 7 – $\tau = 12$; 8 – $\tau = 14$; 9 – $\tau = 16$; 10 – $\tau = 18$; 11 – $\tau = 20$; 12 – $\tau = 22$; 13 – $\tau = 24$; 14 – $\tau = 26$

Обработкой динамических кривых (рис. 3.10) при различных температурах, получены зависимости коэффициента влагопроводности от температуры при различных значениях среднего влагосодержания (рис. 3.11) [63].

На рис. 3.11 линиями показаны значения коэффициента влагопроводности, рассчитанные исследуемым методом решения обратной задачи дифференциального уравнения массопроводности а точками – экспериментальные данные из таблицы 3.1, полученные стационарным методом. Результаты расходятся не более чем на 15 %.

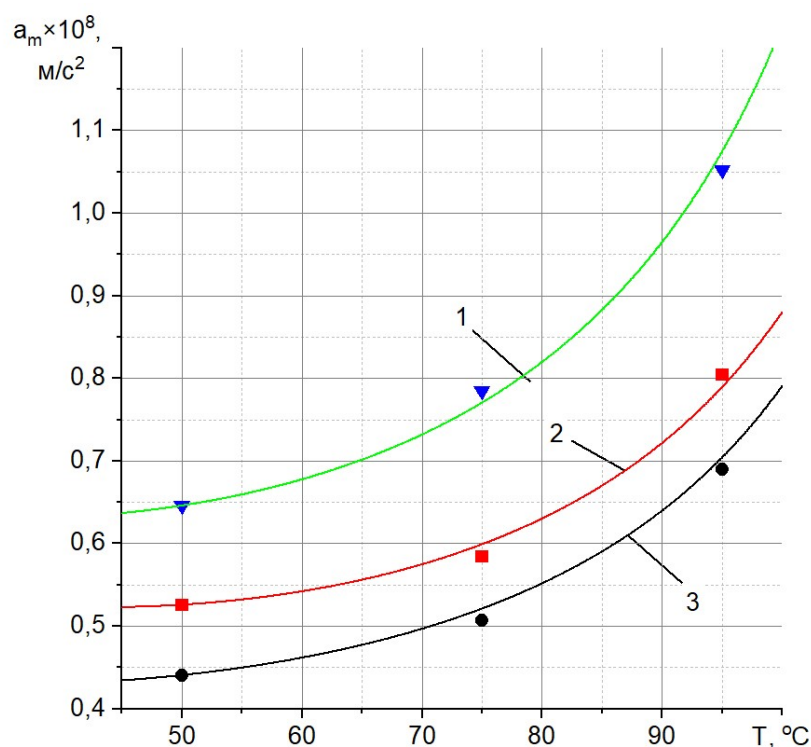


Рисунок 3.11 – Зависимость коэффициента влагопроводности от температуры: 1 – лузга подсолнечника; 2 – сосна; 3 – скорлупа грецкого ореха

На графике (рис. 3.11) отчетливо видно, что на коэффициент влагопроводности существенно влияет природа самого материала. При одинаковых температурных условиях разные материалы демонстрируют различные значения коэффициента: лузга подсолнечника имеет наибольшие показатели, сосна – средние, а скорлупа грецкого ореха – наименьшие. Это различие обусловлено особенностями внутренней структуры материалов,

таких как пористость, плотность, химический состав и морфологические характеристики.

3.3.2. Анализ результатов исследования конвективной сушки

На рис. 3.12 представлены расчетные и экспериментальные кривые температуры и влажности древесины сосны с начальной влажностью 60 % при сушке теплоносителем с температурой 235 °С и влажностью 5,3 % при скорости обтекания 2 м/с.

Расчетные значения получены методом конечных разностей с использованием языка визуального и объектно-ориентированного программирования Visual Basic for Applications.

Для проверки адекватности модели на установке (см. рис. 3.2) были получены экспериментальные данные сушки соснового шпона с влажностью 60 % при толщине 4, 8, 12 мм.

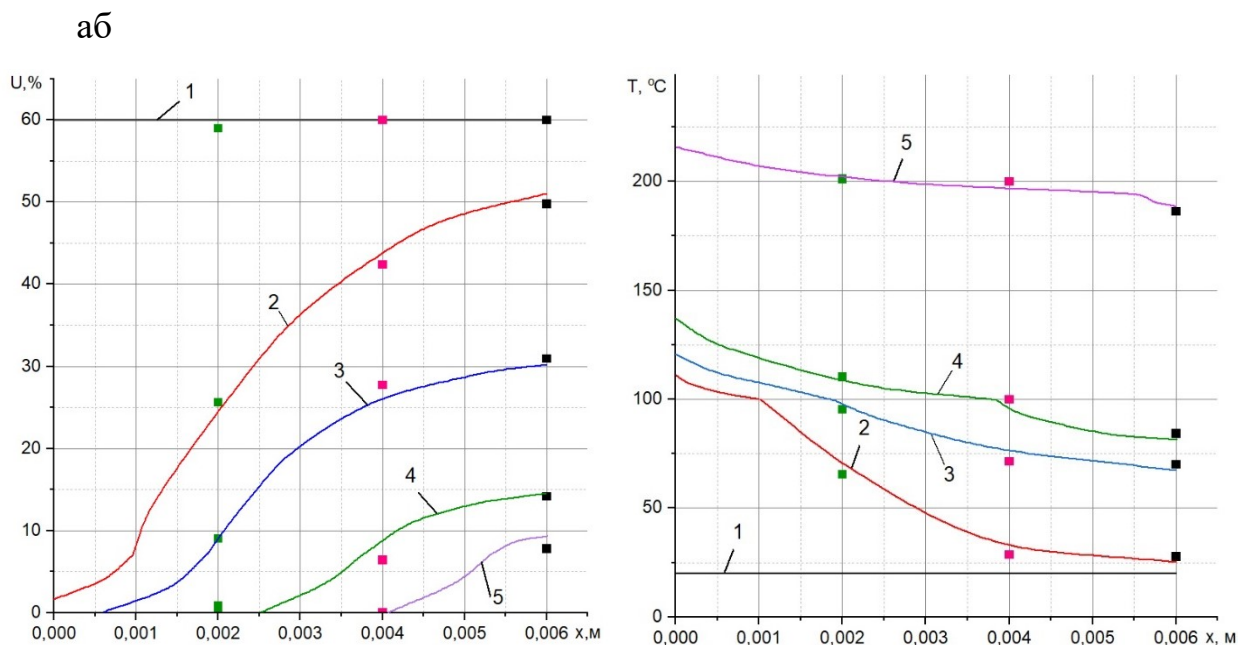


Рисунок 3.12 – Диаграмма влагосодержания (а) и температуры (б) шпона: сосны 1 – $\tau = 0$ мин; 2 – $\tau = 5$ мин; 3 – $\tau = 10$ мин; 4 – $\tau = 15$ мин; 5 – $\tau = 20$ мин

Анализ температурных зависимостей (рис. 3.12 б) показывает, что через 15 минут температура поверхности приближается к 150 °С и начинается

переход от процесса сушки к процессу термомодификации с выделением горючих газов. В связи с этим через 15 минут для сокращения выбросов продуктов разложения древесины следует понизить температуру теплоносителя до 150 °С. То есть, сырье с влажностью 60 % на верхней тарелке не может находиться более 15 минут. Это приведет, в дальнейшем, к снижению градиента температуры, препятствующего движению влаги, и повышению скорости локального изменения влажности материала [6].

На рис. 3.13. представлена зависимость продолжительности сушки древесины сосны от геометрических размеров вторичного сырья.

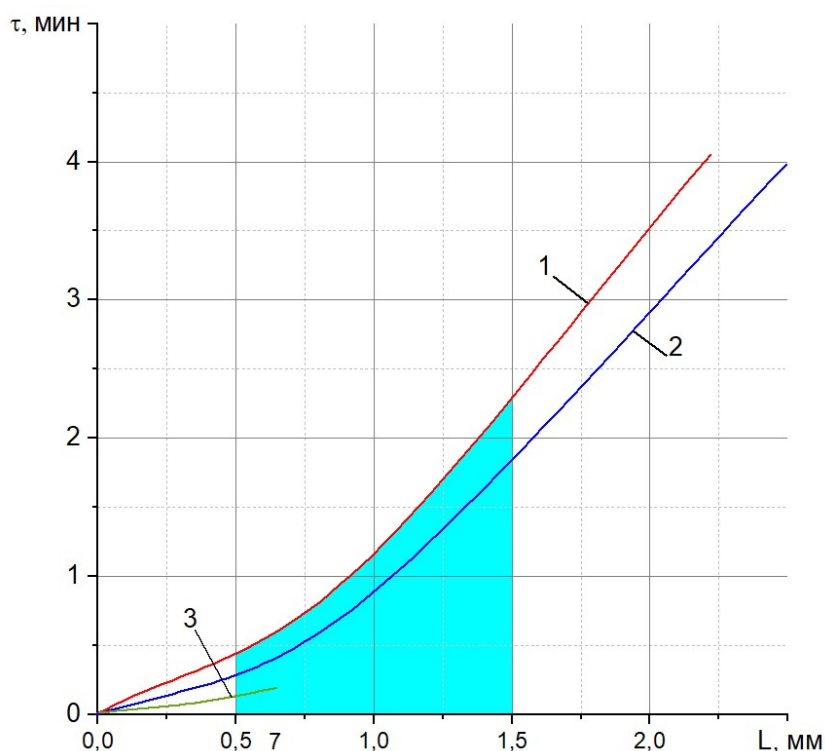


Рисунок 3.13 – Зависимость продолжительности процесса сушки от геометрических размеров частиц материала: 1 – скорлупа грецкого ореха; 2 – сосновая щепа; 3 – лузга подсолнечника

Данная зависимость позволяет определить рациональное время нахождения древесных отходов в зоне сушки и рекомендовать режимы сушки.

Анализ кривой показывает, что при размере частиц, превышающих 1,5 мм, заметно увеличивается требуемое время сушки. Поэтому удаление влаги в предлагаемой тарельчатой сушилке целесообразно проводить при размерах вторичного сырья в пределах 0,5 – 1,5 мм.

Результаты моделирования позволяют рекомендовать режимы сушки вторичного сырья в технологической линии по производству активированного угля и конструктивные размеры аппаратного оформления зоны сушки. Установлено, что при сушке древесных отходов размером менее 0,5 мм можно использовать высокотемпературный режим удаления влаги с температурой сушильного агента более 250 °С. При размерах вторичного сырья более 1,5 мм целесообразно применять сушильный агент с температурой менее 250 °С [45].

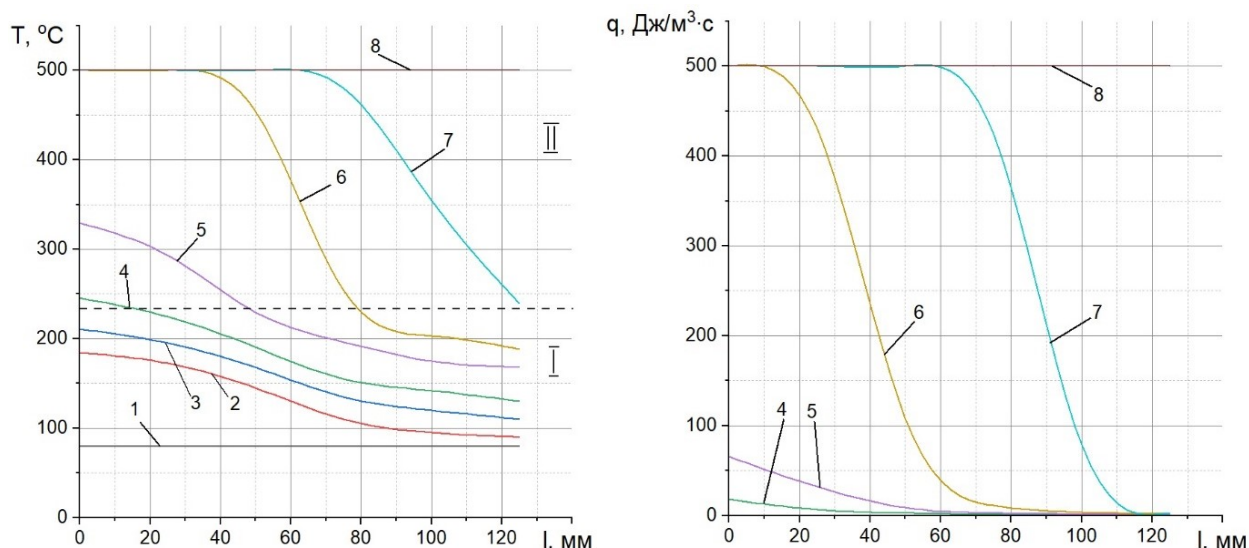
3.3.3. Анализ результатов исследования кондуктивного пиролиза

На рис 3.14 представлены расчетные кривые температуры, теплоты химической реакции и плотности слоя материала в процессе пиролиза технологической сосновой щепы толщиной $b = 7$ мм с начальной влажностью $U_{\text{м.нач}} = 5 - 7\%$ с начальной температурой $T_{\text{м.нач}} = 80$ °С и толщиной насыпного слой $L = 0,25$ м. Температура топочного газа 500 °С.

Расчетные значения получены методом конечных разностей с использованием языка визуального и объектно-ориентированного программирования Visual Basic for Applications.

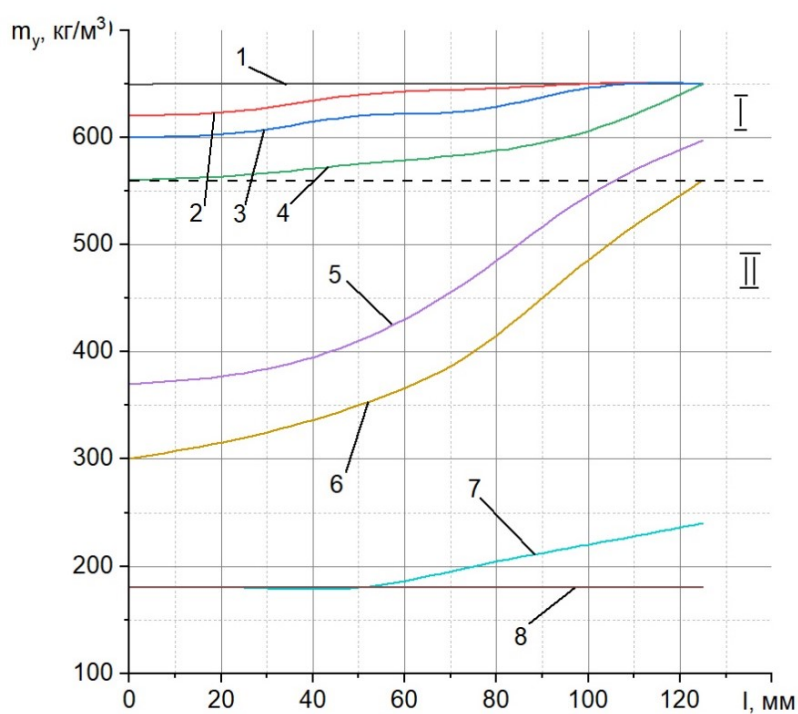
На рис. 3.14а, 3.14б можно выделить зону прогрева и досушки I и зону термохимического разложения II. В рассматриваемом варианте прогрев и досушка (зона I) завершаются по достижении материалом температуры 240 °С при продолжительности теплового воздействия в 40 минут, при этом из материала удаляется вся свободная и связанная влага и происходит уменьшение плотности материала (см. рис 3.14в). С дальнейшим ростом температуры начинается процесс термохимического разложения (зона II), сопровождаемый обильной убылью массы (рис. 3.14в) и выделением тепловой энергии (рис. 3.14б) экзотермических реакций разложения целлюлозы, лигнина и гемицеллюлозы. Процесс термохимического разложения завершается вместе с наступлением температурной релаксации материала при

продолжительности термохимической переработки 140 минут (см. 3.14в), после чего начинается процесс прокалки угля. Оптимальная продолжительность прокалки угля составляет 30 минут. Прокалка необходима для удаления остаточных органических соединений из угля.



а

б



в

Рисунок 3.14 – Динамические кривые: температуры (а); теплоты химической реакции (б); плотности материала (в); 1 – $\tau = 0$ мин; 2 – $\tau = 5$ мин; 3 – $\tau = 10$ мин; 4 – $\tau = 30$ мин; 5 – $\tau = 50$ мин; 6 – $\tau = 70$ мин; 7 – $\tau = 90$ мин; 8 – $\tau = 110$ мин

На рис. 3.15 приведена кинетическая кривая изменения удельной массы сырья в процессе термохимической обработки.

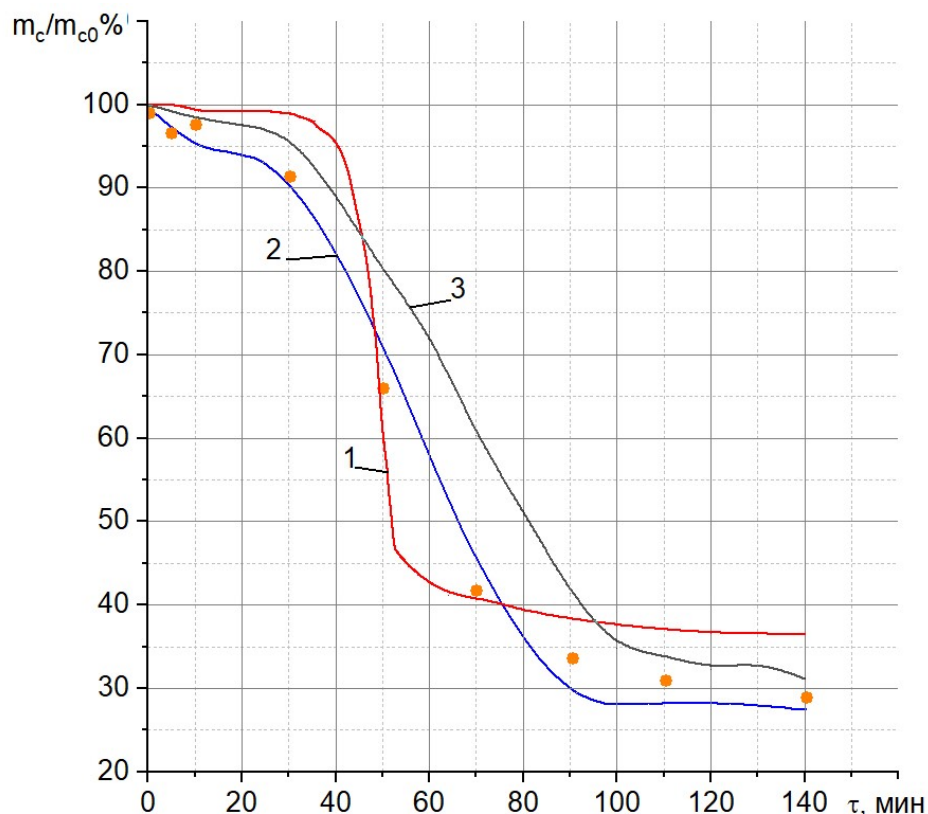


Рисунок 3.15 – Кинетическая кривая изменения удельной массы сырья в процессе термохимической обработки: 1 – скорлупа грецкого ореха; 2 – сосновая щепа; 3 – лузга подсолнечника

Экспериментальные значения удельной массы сырья в процессе термохимического разложения получены согласно представленной методике (рис. 3.3).

Математическим моделированием процесса термохимической переработки сырья при различной толщине насыпного слоя получена зависимость, представленная на рис. 3.16 [71].

При ширине вертикальной реторты L , имеющей прямоугольное сечение, менее 0,15 м значительно увеличивается высота камеры пиролиза H , а при ширине более 0,3 м увеличивается необходимая продолжительность температурного воздействия, поэтому толщина насыпного слоя должна находиться в диапазоне 0,15 – 0,3.

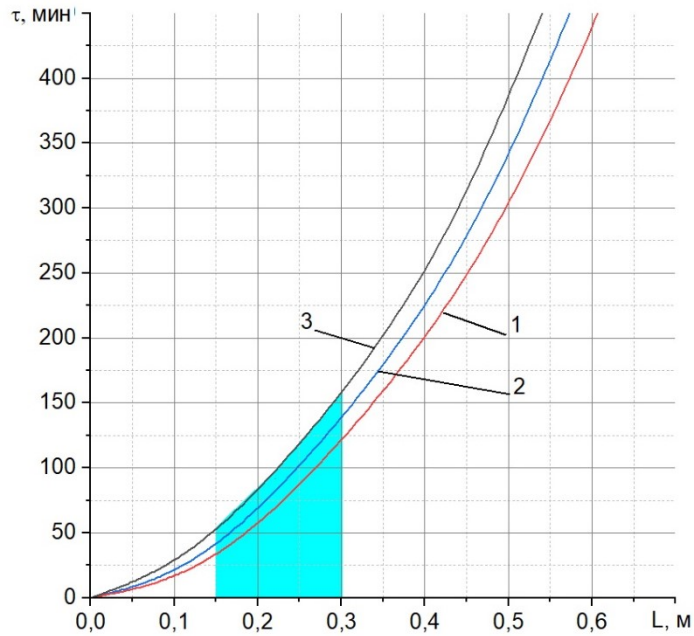


Рисунок 3.16 – Зависимость продолжительности процесса пиролиза от толщины насыпного слоя: 1 – скорлупа грецкого ореха; 2 – сосновая щепка; 3 – лузга подсолнечника

Зависимость, представленная на рис 3.17, характеризует продолжительность процесса пиролиза в зависимости от толщины технологической сырья при термохимическом разложении при толщине насыпного слоя 0,25 м.

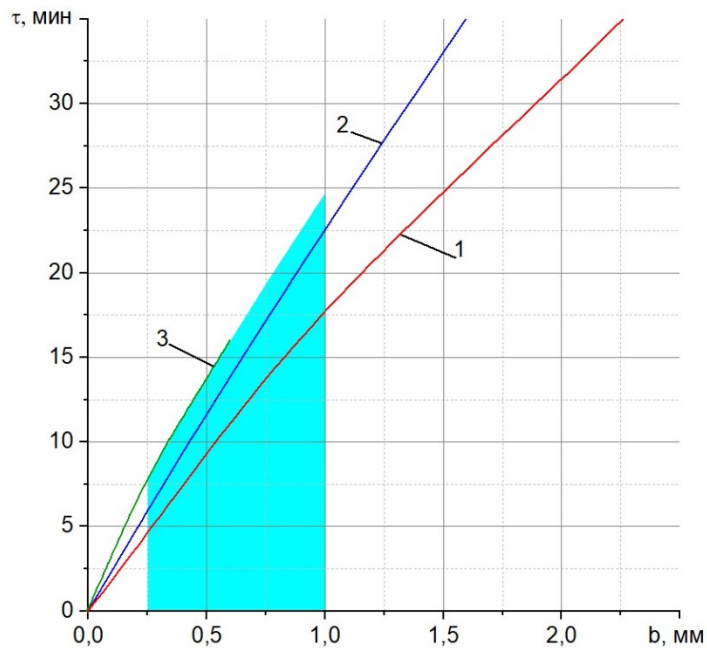


Рисунок 3.17 – Зависимость продолжительности процесса пиролиза в зависимости от толщины частиц: 1 – скорлупа грецкого ореха; 2 – сосновая щепка; 3 – лузга подсолнечника

Данная зависимость позволяет рекомендовать рациональный размер частиц (0,25 – 1 мм), подвергаемых термохимической переработке. Так, при размере частиц меньше 0,25 мм возникает вероятность уноса материала из реакционной зоны. При размере больше 1 мм частиц продолжительность процесса пиролиза значительно увеличивается. Из чего можно сделать вывод, что для термической переработки в данной установке рационально использовать частицы размером $b = 0,25 - 1$ мм.

В результате моделирования процесса термического разложения лигниноцеллюлозного сырья в технологической линии производства активированного угля установлены рациональные режимы: ширина вертикальной реторты L в диапазоне 0,15 – 0,3 м, размер частиц b перерабатываемого сырья 0,5 – 1,5 мм.

Таблица 3.2 – Выход угля и содержание углерода (в скобках) в зависимости от температуры и вида лигниноцеллюлозного сырья

Температура, °С	450	500	600
Сырье			
Скорлупа грецкого ореха	37,5 (76,3)	36,5 (81,2)	32,7 (86,4)
Лузга подсолнечника	33,4 (72,6)	31,2 (76,4)	30,5 (82,4)
Сосновая щепа	31,1 (70,4)	27,4 (75,4)	26,3 (79,2)

Анализ таблицы 3.2 показывает, что с повышением температуры пиролиза с 450 до 600°C выход карбонизата снижается для всех видов сырья, тогда как содержание углерода возрастает, что свидетельствует о более глубокой карбонизации. Среди исследованных видов сырья скорлупа грецкого ореха демонстрирует наилучшие показатели: максимальный выход продукта (37,5 % при 450 °С) и наивысшее содержание углерода (86,4 % при 600 °С).

На основании представленных данных температура пиролиза 500 °С является наиболее рациональной, поскольку она обеспечивает баланс между

выходом продукта и его качеством (содержанием углерода), при этом достигается наилучшая пористость угля, что является важным фактором для последующей активации.

3.3.4. Анализ результатов исследования парогазовой активации угля

Вводные данные для математического моделирования процесса активации углеродсодержащего сырья следующие: частицы шарообразной формы, получены в результате пиролиза древесины сосны размером $0,75 \times 0,75 \times 0,75$ мм, зольностью 5,2 %, пористостью 55,3 %.

На рис. 3.18 представлены расчетные и экспериментальные данные суммарного объема и удельной поверхности пор угля, полученного из сосновой щепы в процессе его активации.

На рис 3.19. показана кинетическая зависимость изменения удельной массы угля и газов активации по времени активации.

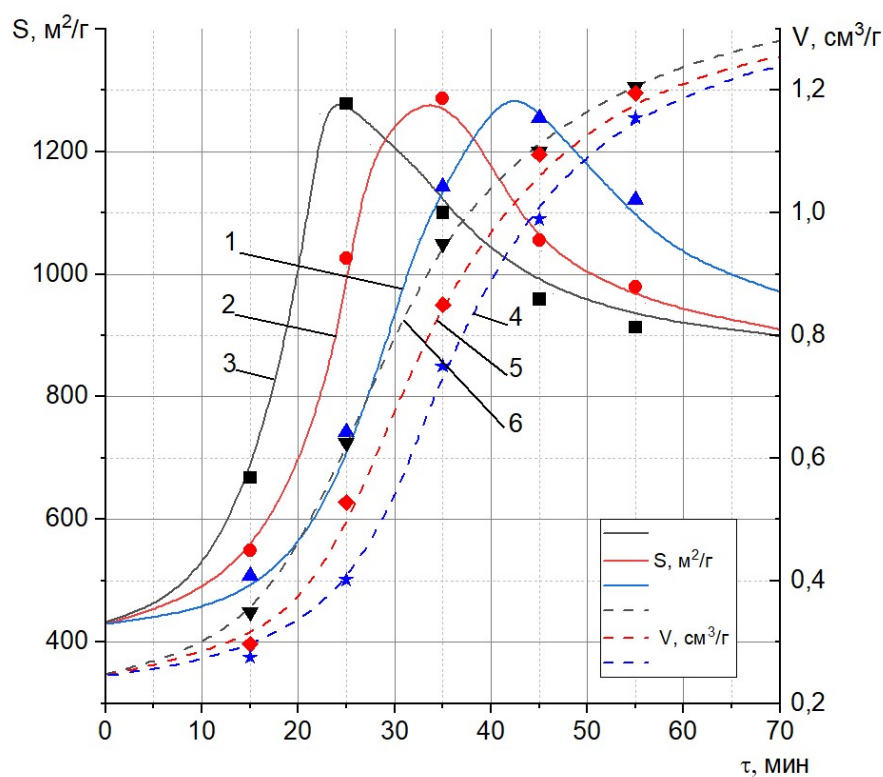


Рисунок 3.18 – Зависимость удельной поверхности и суммарного объема пор угля в процессе активации при различных температурах: 1,4 – 800 °C; 2,5 – 900 °C; 3,6 – 1000 °C

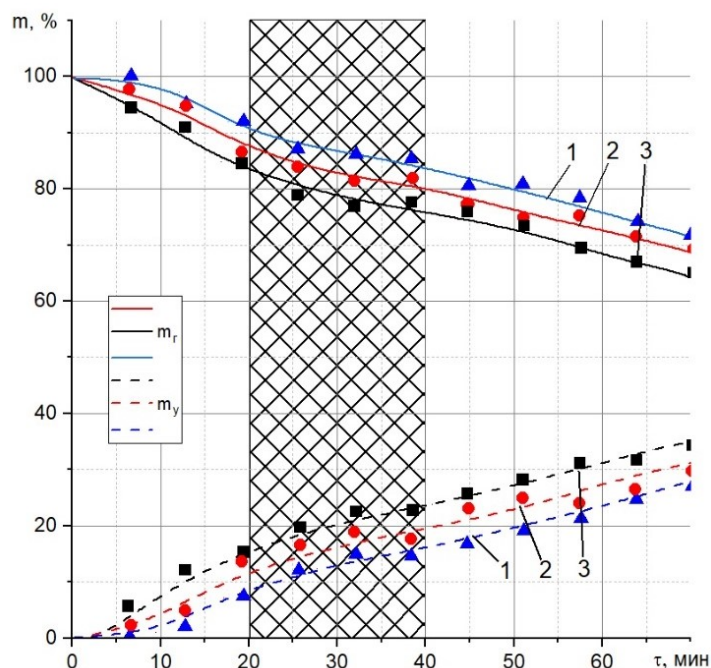


Рисунок 3.19 – Кинетическая зависимость изменения удельной массы карбонизата и газов активации при температуре активации: 1 – 800 °C; 2 – 900 °C; 3 – 1000 °C

Анализ кинетических зависимостей рис. 3.18, 3.19 показывает, что продолжительность процесса активации угля является важным показателем, поскольку при недостаточной продолжительности процесса пористая структура развивается не полностью, при увеличении времени обработки удельная поверхность значительно снижается из-за перекрытия пор. Увеличение температуры процесса сокращает необходимое время теплового воздействия для достижения максимальной удельной поверхности. На основании проведенных исследований выявлено, что оптимальная температура процесса активации составляет 900 °C, при которой достигается наилучшее развитие пористой структуры без чрезмерного выгорания углеродного материала.

На основании уравнений (2.43-2.47) и уравнений химической кинетики (2.48-2.49) была рассчитана зависимость расхода перегретого водяного пара от производительности по активированному углю (рис. 3.20).

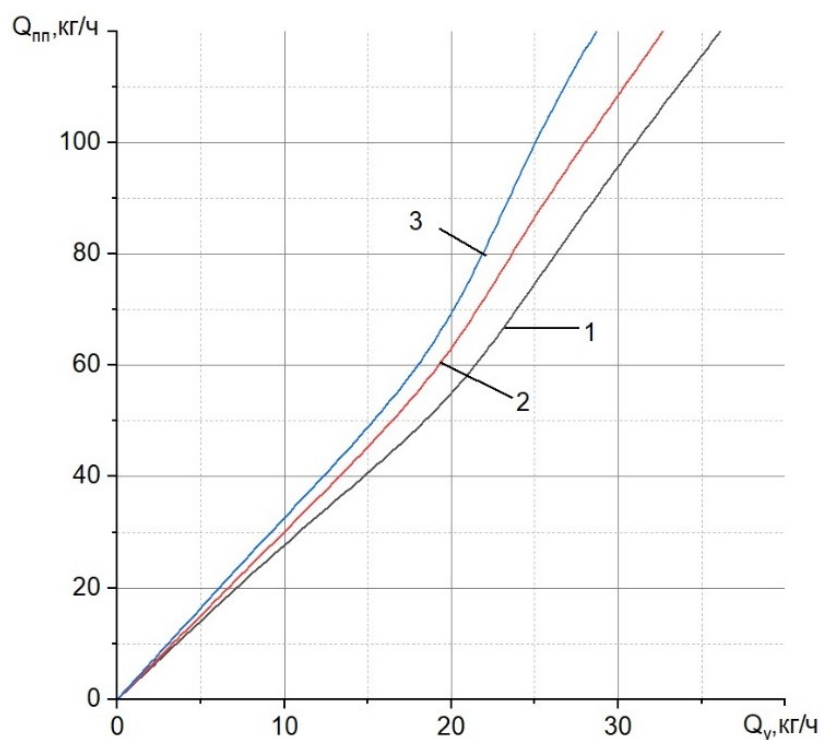


Рисунок 3.20 – Зависимость расхода перегретого водяного пара от производительности по активированному углю при температуре активации: 1 – 1000 °С; 2 – 900 °С; 3 – 800 °С

Анализ зависимостей показывает, что до значения производительности по активированному углю 20 кг/ч наблюдается линейный характер, после чего экспоненциально растет вверх. Это связано с тем, что при высокой производительности по активированному углю в камере образуется большее количество газов активации, которые замедляют процесс активации, и его надо продувать.

На основании проведенных исследований установлены оптимальные параметры процесса активации: температура 900 °С, продолжительность 25 – 40 минут, расход перегретого пара 2,5 кг/кг, при которых достигается наилучшее развитие пористой структуры без чрезмерного выгорания углеродного материала [65].

В таблице 3.3 представлен сравнительный анализ суммарного объема, удельной поверхности, выхода, адсорбционной активности по йоду и метиленовому синему полученного активированного угля.

Таблица 3.3 – Сравнительный анализ полученных активированных углей

Показатель Сырье	Суммарный пор объем по воде, см³/г	Удельная площадь, м²/г	Выход относительно сухого сырья, %	Адсорбционная активность по йоду, мг/г, не менее	Адсорбционная активность по метиленовому синему, мг/г
Скорлупа грецкого ореха	1,7	1370	22,3	625	330
Лузга подсолнечника	1,62	1300	18,1	459	474
Сосновая щепка	1,5	1250	20,5	514	343
БАУ-А ГОСТ 6217-74	1,6	1100	–	600	290
БАУ-Ац ГОСТ 6217-74	1,7	1300	–	600	290

Анализ таблицы 3.3 показывает, что активированные угли, полученные из лигниноцеллюлозных отходов, превосходят или не уступают стандартным маркам БАУ по основным физико-химическим показателям. Активированный уголь из скорлупы грецкого ореха демонстрирует наилучшие результаты: удельная поверхность составляет 1370 м²/г, суммарный объем пор – 1,7 см³/г, адсорбционная активность по йоду – 625 мг/г, по метиленовому синему – 330 мг/г, выход продукта – 22,3 %, что делает его наиболее перспективным сырьём. Уголь из лузги подсолнечника также показывает высокие характеристики: удельная поверхность – 1300 м²/г, объем пор – 1,62 см³/г, адсорбционная активность по йоду – 459 мг/г, по метиленовому синему – 474 мг/г, выход – 18,1 %, при этом по сорбционной емкости метиленового синего он превосходит все остальные образцы. Активированный уголь из сосновой щепки характеризуется удельной поверхностью 1250 м²/г, суммарным объемом пор 1,5 см³/г, адсорбционной активностью по йоду 514 мг/г, по метиленовому синему 343 мг/г и выходом 20,5 %, что сопоставимо с показателями стандартных марок БАУ. Все полученные угли перспективны для практического применения, а выбор сырья зависит от целевого назначения: скорлупа грецкого ореха и лузга подсолнечника, соответственно, оптимальны для сорбции низкомолекулярных и крупномолекулярных соединений.

ГЛАВА 4. ПРОМЫШЛЕННАЯ РЕАЛИЗАЦИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ ИССЛЕДОВАНИЯ ТЕРМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ЛИГНИНОЦЕЛЛЮЛОЗНЫХ ОТХОДОВ В АКТИВИРОВАННЫЙ УГОЛЬ

4.1. Описание установки для производства активированного угля

Для реализации процесса термохимической переработки углеводородного сырья была разработана промышленная установка (рис. 4.1) для получения активированного угля.

Установка для производства активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов работает следующим образом: сырьё измельчают на стадии измельчения 1, сушат топочными газами при температуре 235 °С на стадии конвективной сушки 2, затем подвергают пиролизу при 500 °С в камере пиролиза 3 с получением угля и пиролизных газов. Уголь активируют перегретым водяным паром при 900 °С в камере активации 4 с образованием газов активации, после чего активированный уголь охлаждают до 90 – 100 °С на первой стадии охлаждения активированного угля 5 путем орошения сепарированной водой с образованием водяных паров. На второй стадии 6 активированный уголь охлаждают понижением давления в камере до 3 – 6 кПа. Образующиеся пиролизные газы и газы активации разделяют в сепараторе 7 на сепарированную воду, горючую жидкость и горючие газы. Горючие газы и горючая жидкость, соответственно, аккумулируются в газгольдере 8 и буферной емкости 9. Часть горючей жидкости смешивается с горючими газами в конфузоре-диффузорном смесителе 10, образуя топливную смесь. Топливная смесь подается в горелку 16 для получения необходимого тепла для запуска каталитического процесса окисления. При достижении температуры 500 °С в топочном пространстве 14 подача топливной смеси переключается в распределитель топлива 16, расположенный в зоне каталитического окисления 15. В зоне каталитического окисления 15

происходит беспламенное окисление топливной смеси с образованием в топочном пространстве 14 топочных газов с температурой 1000 – 1050 °С. В змеевиковом теплообменнике, расположенном в топочном пространстве, нагревают насыщенный водяной пар с первой стадии охлаждения активированного угля 5 до температуры 900 – 950 °С. Требуемый для проведения процесса активация угля, расход пара обеспечивается дополнительным вводом пара через регулятор подачи пара 23, получающий сигнал от датчика расхода перегретого водяного пара 22. Выходящий из топочного пространства газ разделяют на два потока. Шибберная задвижка 23 регулирует соотношение расходов двух потоков топочного газа. Первая часть поступает в рубашку пиролизной камеры 3 и используется в качестве теплового агента для кондуктивного пиролиза и конвективной сушки 2. Вторая часть топочных газов из топочного пространства 14 нагревает воздух в воздухонагревателе 13 до температуры 450 – 500 °С. Затем топочные газы нагревают топливную смесь в топливонагревателе 12 до температуры 150 – 200 °С. Разделение технологических стадий сушки-пиролиза и активации-охлаждения активированного угля осуществляется посредством шнековых транспортеров, выполняющих функцию газовой изоляции. Применение шнековых питателей позволяет предотвратить переток парогазовой среды между зонами с различными температурно-кинетическими параметрами, исключить смешение продуктов термодеструкции и активирующих агентов, а также минимизировать потери тепловой энергии. Конструктивное исполнение транспортеров обеспечивает непрерывность материального потока при поддержании требуемого перепада давления и герметичности межступенчатых переходов [52, 53].

Внедрение установки для термической переработки лигниноцеллюлозного сырья позволит увеличить эффективность процесса получения активированного угля и уменьшить выброс газовых токсичных веществ в атмосферу.

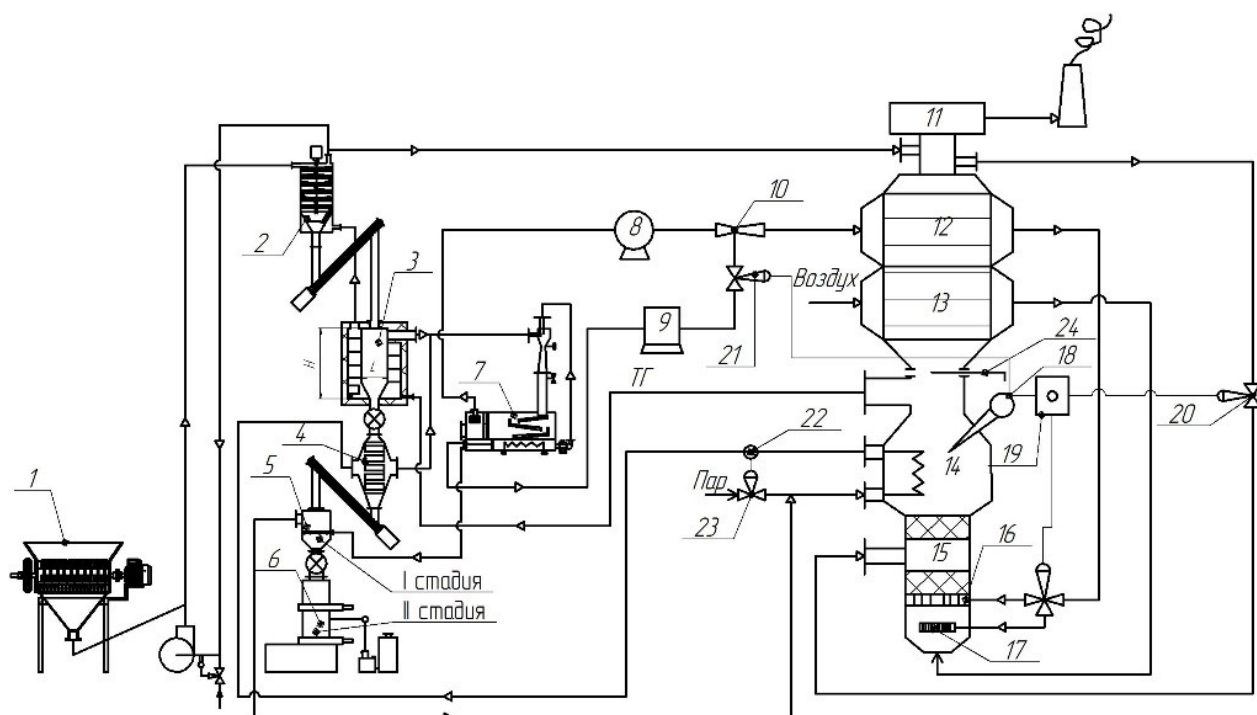


Рисунок 4.1 – Схема установки по получению активированного угля: 1 – стадия измельчения; 2 – стадия конвективной сушки; 3 – камера пиролиза; 4 – камера активации; 5 – первая стадия охлаждения активированного угля; 6 – вторая стадия охлаждения; 7 – сепаратор; 8 – газгольдер; 9 – буферная ёмкость; 10 – конфузтор-диффузорный смеситель; 11 – скруббер; 12 – топливонагреватель; 13 – воздушнонагреватель; 14 – топочное пространство котла; 15 – зона каталитического окисления; 16 – распределитель топлива; 17 – горелка; 18 – датчик температуры; 19 – блок управления; 20, 21 – вентиль; 22 – датчик расхода перегретого водяного пара; 23 – регулятор подачи пара; 24 – шиберная задвижка.

4.2 Инженерная методика расчета промышленной установки

Основными элементами промышленной установки, обеспечивающими ее научную новизну, являются секции сушки, пиролиза и герметизация отдельных секций.

4.2.1. Методика расчета аппарата конвективной сушки

Для конвективной сушки сырья выбрана лопастная сушилка с радиальным движением материала, представленная на рис. 4.2, в которой сыпучее сырье с температурой, влажностью и массовым расходом $T_{м0}$,

$U_{м0}, B_{м0}$ перемещается пневмотранспортом 1 влажными топочными газами с температурой, влажностью и массовым расходом $T_{ГК}, \varphi_{ГК}, B_{ГК1}$ в лопастную сушилку 2, где сырье радиально перемещается вращением S-образных лопастей 3,4 по перфорированным тарелкам 5, 6 с выгрузочными отверстиями в центре и на периферии 5,1; 6,1. S-образные лопасти жестко соединены с валом 7, вращаемым приводом 8.

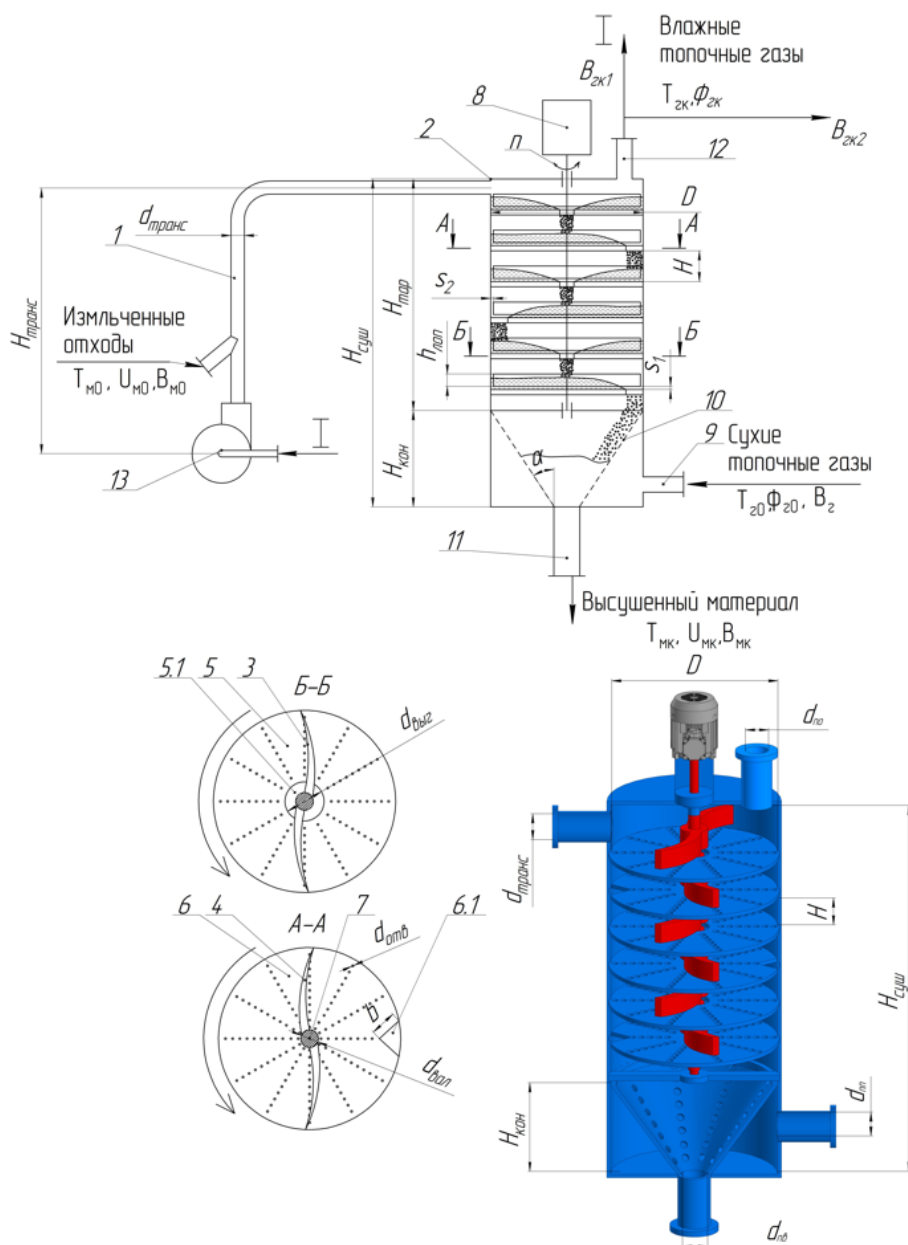


Рисунок 4.2 – Схема и внешний вид лопастной сушилки с радиальным движением материала: 1 - пневмотраспорт; 2 – камера сушки; 3,4 – S-образные лопасти; 5,6 – перфорированные тарелки; 5.1,6.1 – выгрузочные отверстия; 7 – вал; 8 – привод; 9 – патрубок подачи топочного газа; 10 – перфорированный конус; 11 – патрубок выгрузки высушенного сырья; 12 – патрубок отвода топочного газа; 13 – газодувка

За счет постоянного перемешивания высушиваемое сырье равномерно прогревается и высушивается. Горячие сухие топочные газы с температурой, влажностью и массовым расходом $T_{Г0}$, $\varphi_{Г0}$, $B_{Г}$ из рубашки пиролизной камеры 8 поступают в камеру сушки через патрубок 9, двигаясь в дальнейшем в режиме противотока. Это обеспечивает минимальную конечную влажность сырья. Перфорированный конус 10 позволяет равномерно распределить топочные газы по сечению сушилki. Высушенное сырье с температурой, влажностью и массовым расходом $T_{МК}$, $U_{МК}$, $B_{МК}$ выгружается через патрубок 11. Влажный топочный газ отводят через патрубок 12, после чего разделяется на два потока: один $B_{ГК1}$ – нагнетается газодувкой 13 в пневмотранспорт 1, а второй $B_{ГК2}$ – направляется в систему отчистки 10,11,12 [66].

Конструктивный расчет сушилki начинается с определения необходимой массовой производительности влажного сырья $B_{М0}$ исходя из заданной производительности по сухому сырью $B_{МК}$ [кг/ч]:

$$B_{М0} = B_{МК}(1 + \Delta U), \quad (4.1)$$

где ΔU – величина влагосъема, определяется как разность начальной $U_{М0}$ и конечной $U_{МК}$ влажности материала, %.

Массовый расход удаляемой влаги рассчитывается из материального баланса:

$$B_{Вл} = B_{М0} - B_{МК}. \quad (4.2)$$

Теплота, необходимая для осуществления процесса сушки $Q_{с}$, представляет сумму теплот для прогрева сырья $Q_{п}$, испарения влаги $Q_{исп}$ и теплопотерь камеры сушки $Q_{пот}$ [20]:

$$Q_{с} = Q_{п} + Q_{исп} + Q_{пот}, \quad (4.3)$$

где:

$$Q_{п} = c_{м} B_{М0} (T_{МК} - T_{М0}); \quad (4.4)$$

$$Q_{исп} = r B_{Вл}; \quad (4.5)$$

$$Q_{пот} = 0,03 * (Q_{п} + Q_{исп}), \quad (4.6)$$

где $c_{м}$ – средняя теплоёмкость материала, кДж/кг*°С; r – удельная теплота парообразования воды, кДж/кг. Согласно нормам технологического проектирования и справочным данным, для аппаратов с наружной

теплоизоляцией из минераловатных или базальтовых материалов толщиной 50 – 100 мм потери тепла в окружающую среду через ограждающие конструкции обычно не превышают 3 – 5 %

Массовый расход топочного газа определяется из выражения:

$$B_{\Gamma} = \frac{Q_c}{c_{\Gamma}(T_{\Gamma 0} - T_{\Gamma K})}, \quad (4.7)$$

где c_{Γ} – теплоемкость топочного газа, кДж/кг[°]С.

Из массового расхода топочного газа определяется объемный расход:

$$V_{\Gamma} = \frac{B_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma\Gamma}}, \quad (4.8)$$

где $\rho_{\Gamma\Gamma}$ – плотность топочного газа, кг/м³.

Теплоемкость c_{Γ} и плотность $\rho_{\Gamma\Gamma}$ топочного газа рассчитываются по соотношениям:

$$c_{\Gamma} = \sum_{i=1}^n C_i c_i = C_{\text{CO}_2} c_{\text{CO}_2} + C_{\text{H}_2\text{O}} c_{\text{H}_2\text{O}} + C_{\text{O}_2} c_{\text{O}_2} + C_{\text{N}_2} c_{\text{N}_2}; \quad (4.9)$$

$$\rho_{\Gamma\Gamma} = \sum_{i=1}^n C_i \rho_i = C_{\text{CO}_2} \rho_{\text{CO}_2} + C_{\text{H}_2\text{O}} \rho_{\text{H}_2\text{O}} + C_{\text{O}_2} \rho_{\text{O}_2} + C_{\text{N}_2} \rho_{\text{N}_2}, \quad (4.10)$$

где C_i – массовая доля i -го компонента, %; ρ_i – плотность i -го компонента, кг/м³; c_i – массовая теплоёмкость i -го компонента, кДж/кг[°]С. [28]

В табл. 4.1 предоставлены термодинамические параметры топочного газа, полученного в результате сжигания пиролизного газа и обезвоженного дистиллята [86, 118].

Таблица 4.1 – Термодинамические показатели топочного газа, полученного при сжигании горючего пиролизного газа и обезвоженного пиролизного дистиллята

	$C_{\Gamma\Gamma i}$, %масс	$C_{\text{пд}i}$, %масс	c_i кДж/кг [°] С	ρ_i кг/м ³	M_i кг/моль
CO ₂	0,33	0,1610	0,978	1,192	0,044
H ₂ O	0,0375	0,0524	2,57	0,487	0,018
O ₂	0,0571	0,0711	0,956	0,866	0,032
N ₂	0,574	0,7155	1,049	0,758	0,028

По данным таблицы 4.1 также можно рассчитать влагосодержание топочного газа на входе [80]:

$$X_{\Gamma 0} = \frac{C_{H_2O}}{C_{CO_2} + C_{O_2} + C_{N_2}}. \quad (4.11)$$

Относительная влажность топочного газа, определяющая конечную влажность сырья $U_{\text{МК}}$, рассчитывается по формуле [91]:

$$\varphi_{\Gamma 0} = \frac{p_{w0}}{p_{\text{нас}0}}, \quad (4.12)$$

где p_{w0} – парциальное давление пара, Па; $p_{\text{нас}0}$ – давление насыщения, Па.

Парциальное давление пара в топочном газе рассчитывается из соотношения [40]:

$$p_{w0} = \frac{X_{\Gamma 0} P}{\frac{M_{H_2O}}{M_{\text{сух}}} + X_{\Gamma 0}}, \quad (4.13)$$

где P – общее давление топочного газа, Па; $M_{\text{воды}}$ – молярная масса воды, г/моль; $M_{\text{сух}}$ – молярная масса сухого топочного газа, г/моль.

Молярная масса сухих топочных газов зависит от молярных масс компонентов газа и их массовой концентрации:

$$M_{\text{сух}} = \frac{1}{\sum \frac{m_i}{M_i}} = \frac{1}{\frac{C_{CO_2}}{M_{CO_2}} + \frac{C_{O_2}}{M_{O_2}} + \frac{C_{N_2}}{M_{N_2}}}. \quad (4.14)$$

Давление насыщения определяется из уравнения Антуана:

$$p_{\text{нас}0} = 10^{\left(A - \left(\frac{B}{C + T_{\Gamma 0}} \right) \right)}. \quad (4.15)$$

Влагосодержание топочного газа и парциальное давление водяного пара на выходе сушилки составит:

$$X_{\Gamma \text{К}} = \frac{m_{\Gamma} C_{H_2O} + W}{m_{\Gamma} (C_{CO_2} + C_{O_2} + C_{N_2})}; \quad (4.16)$$

$$p_{w\text{К}} = \frac{X_{\Gamma \text{К}} P}{\frac{M_{H_2O}}{M_{\text{сух}}} + X_{\Gamma \text{К}}}. \quad (4.17)$$

При относительной влажности топочного газа больше 100 % наблюдается

конденсация водяного пара, поэтому $p_{\text{вк}} < p_{\text{нас.к}}$ из данного соотношения по уравнению Антуана можно выделить температуру мокрого термометра:

$$T_{\text{мт}} = \frac{B}{A - \lg p_{\text{вк}}} - C. \quad (4.18)$$

Объем материала, находящегося на одной тарелке, зависит от числа тарелок и продолжительности процесса сушки:

$$V_{\text{тар}} = \frac{B_{\text{м0}} t}{n_{\text{тар}} \rho_{\text{нас}}}, \quad (4.19)$$

где $n_{\text{тар}}$ – количество тарелок, принимаемое равным 5; $\rho_{\text{нас}}$ – насыпная плотность материала, кг/м³; t – время сушки, определяемое физическим и математическим моделированием, ч [66].

При высоте слоя h диаметр сушильной камеры рассчитывается:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{тар}}}{\pi h}}. \quad (4.20)$$

Скорость топочного газа не должна превышать скорость витания частиц [39]:

$$w_s = 0,14 \sqrt{\frac{\rho_{\text{м}}}{\left(0,02 + \frac{a}{c}\right) \rho_{\text{тг}}}}, \quad (4.21)$$

где $\rho_{\text{м}}$ – плотность материала транспортируемых частиц, кг/м³; $\rho_{\text{тг}}$ – плотность топочного газа, кг/м³; a – коэффициент формы тела; c – толщина частицы, м.

Высота ворошимого слоя сыпучего материала определяется исходя из гидравлического сопротивления слоя сыпучего материала и перфорированных решеток. Большое сопротивление может нарушить отток топочного газа из рубашки пиролизной камеры 8 (см. рис. 4.1) [35]:

$$h = \frac{\Delta P - \zeta \frac{\rho_{\text{тг}} 0,5 w_s^2 n_{\text{тар}}}{2}}{K n_{\text{тар}} \left(\frac{150 \mu 0,5 w_s (1 - \varepsilon)^2}{F^2 d_3^2 \varepsilon^2} + \frac{1,75 \rho_{\text{тг}} 0,5 w_s^2 (1 - \varepsilon)}{F d_3 \varepsilon^3} \right)}, \quad (4.22)$$

где ΔP – гидравлическое сопротивление, Па (для фильтрации газа через слой материала принимается равным 500 – 2000 Па); K – поправочный

коэффициент, учитывающий ворошение материала; μ – динамическая вязкость, Па*с; ε – пористость материала; F – коэффициент фактора формы; d_3 – эквивалентный диаметр, м, рассчитываемый по формуле:

$$d_3 = \sqrt[3]{\frac{6V_q}{\pi}}, \quad (4.23)$$

где V_q – объем частицы, м³.

Коэффициент фактора формы – это отношение площади поверхности эквивалентного шара к площади поверхности частицы [87]:

$$F = \frac{\pi d_3^2}{2(ab + ac + bc)}, \quad (4.24)$$

где a, b, c – размеры частицы, м.

Площадь перфорации диска составит [59]:

$$S_{\text{перф}} = \frac{V_r}{0,5w_s 3600}. \quad (4.25)$$

Количество отверстий перфорации:

$$y = \frac{\pi D^2 j}{4}, \quad (4.26)$$

где j – количество отверстий на единицу площади.

Тогда диаметр отверстий составит:

$$d_{\text{отв}} = \sqrt{\frac{4S_{\text{перф}}}{\pi y}}. \quad (4.27)$$

Площадь выгрузочного отверстия тарелок определяется соотношением:

$$S_{\text{отв}} = \frac{B_{\text{МК}}}{\rho_{\text{нас}} w * 3600}, \quad (4.28)$$

где w – скорость падения частиц, м/с.

Диаметр выгрузочного отверстия нечетной тарелки рассчитывается по соотношению:

$$d_{\text{выг}} = \sqrt{\frac{4S_{\text{отв}}}{\pi} + d_{\text{вал}}^2}, \quad (4.29)$$

где $d_{\text{вал}}$ – диаметр вала, м.

Отверстие в четной тарелке представляет собой сектор окружности радиусом b с центральным углом 60° , тогда:

$$b = \sqrt{\frac{6S_{\text{отв}}}{\pi}}. \quad (4.30)$$

Расчет количества оборотов лопастей для обеспечения необходимой производительности [26]:

$$n = \frac{B_{\text{м0}}}{60kV_{\text{захвата}}z\rho_{\text{нас}}}, \quad (4.31)$$

где k – коэффициент, учитывающий конструктивные особенности сушилки и свойства материала (0,6 – 0,8); z – количество лопаток; $V_{\text{захвата}}$ – объем захвата материала одной лопастью, м³/об:

$$V_{\text{захвата}} = \frac{\pi(D - d_{\text{выг}})^2}{4} h. \quad (4.32)$$

Диаметр патрубка выгрузки сушилки рассчитывается по формуле:

$$d_{\text{пв}} = \sqrt{\frac{4B_{\text{м0}}}{3600\pi w\rho_{\text{нас}}}}. \quad (4.33)$$

Для исключения сводообразования, диаметр патрубка выгрузки необходимо проверить по формуле Алферова К.В. [22]:

$$d_{\text{пв}}^* = k'(x + 80)tg(\varphi), \quad (4.34)$$

где k' – опытный коэффициент (2,4-2,6); x – наибольший размер частицы, м; φ – угол внутреннего трения, характеризующий сопротивление слоя частиц сдвигу под действием внешних сил (для высушенной щепы его значение находится в пределе $35 - 45^\circ$).

Высота перфорированного конуса равняется:

$$H_{\text{кон}} = \frac{D - d_{\text{отв}}}{2tg(\alpha^\circ)}. \quad (4.35)$$

Высота сушилки составит:

$$H_{\text{суш}} = H_{\text{тар}} + H_{\text{кон}}, \quad (4.36)$$

где $H_{\text{тар}}$ – высота тарельчатой зоны, м:

$$H_{\text{тар}} = 2hn_{\text{тар}}. \quad (4.37)$$

Расход транспортировочного газа $m_{\text{ГК1}}$ рассчитывается исходя из концентрации воздушной смеси [39]:

$$m_{\text{ГК1}} = \frac{B_{\text{М0}}}{\mu}, \quad (4.38)$$

где μ – концентрация воздушной смеси.

Маленькие значения концентрации воздушной смеси увеличивают диаметр трубопровода, а большие увеличивают энергозатраты пневмотранспортировки, по литературным данным значение μ необходимо держать в диапазоне 1 – 1,5.

Оптимальная скорость топочного газа при пневмотранспортировании определяется из соотношения [39]:

$$W_{\text{опт}} = Kw_s, \quad (4.39)$$

где K – коэффициент запаса (1,5 – 2).

Диаметр трубопровода пневмотранспорта будет равен [91]:

$$d_{\text{транс}} = 1,88 * 10^{-2} \sqrt{\frac{m_{\text{ГК1}}}{3600\rho_{\text{ГТ}}W_{\text{опт}}}}. \quad (4.40)$$

Диаметр патрубка подачи топочного газа рассчитывается по формуле:

$$d_{\text{пп}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{Г}}}{3600\pi w_{\text{тр}}}}, \quad (4.41)$$

где $w_{\text{тр}}$ – скорость топочного газа в трубопроводе, м/с, (находится в диапазоне 6 – 8 м/с).

Диаметр патрубка отвода $d_{\text{по}}$ приравняем к диаметру патрубка подачи топочного газа.

Высоту лопатки $h_{\text{лоп}}$ принимаем равной 1,5h. Такое соотношение позволит эффективно перемещать материал по тарелкам. Величину зазоров s_1

и s_2 принимаем равными наименьшему размеру высушиваемых частиц.

По разработанной методике производился расчет лопастной сушилки с радиальным движением материала при сушке лузги подсолнечника с насыпной плотностью $\rho_{\text{нас}} = 135 \text{ кг/м}^3$, плотностью материала $\rho_{\text{м}} = 420 \text{ кг/м}^3$, пористостью $\varepsilon = 0,74$, при производительности по сухому сырью $B_{\text{МК}} = 100 \text{ кг/ч}$ топочными газами, разбавленными до температуры $235 \text{ }^\circ\text{C}$, полученными при сжигании горючего пиролизного газа и обезвоженного пиролизного дистиллята. По лабораторным данным при пиролизе лузги подсолнечника при температуре $500 \text{ }^\circ\text{C}$ и скорости нагрева $3 \text{ }^\circ\text{C/мин}$, выход газа и обезвоженного дистиллята, соответственно, составляет $24,2 \%$ и $6,9 \%$; при количестве тарелок $n_{\text{тар}} = 5$ и скорости вращения лопастей 11 об/мин гидравлическое сопротивление сушилки составляет 2000 Па .

На рис. 4.3 показана зависимость удельной теплоты для достижения необходимого значения влагосъема.

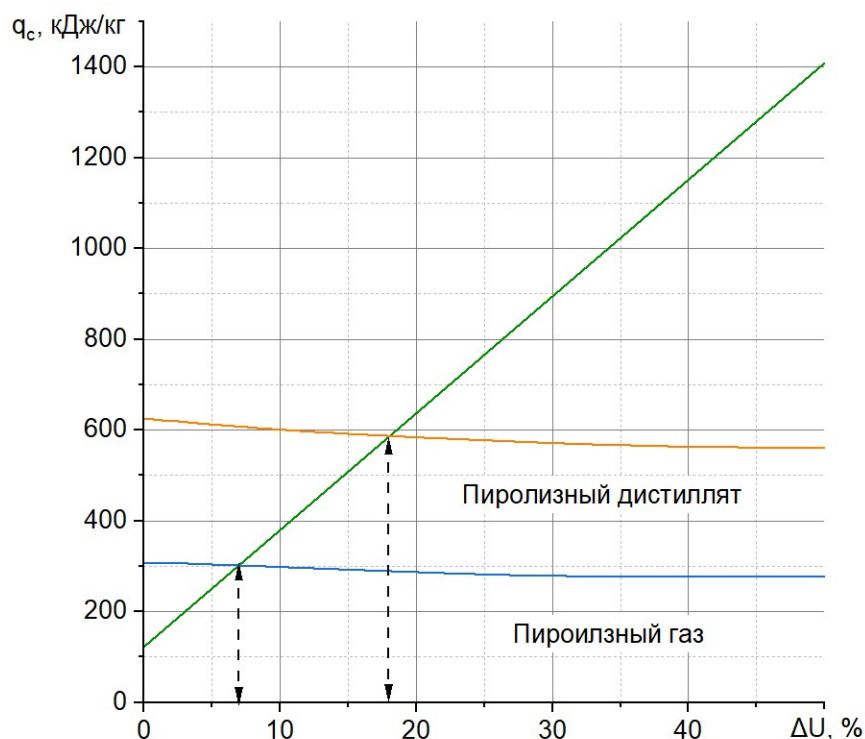
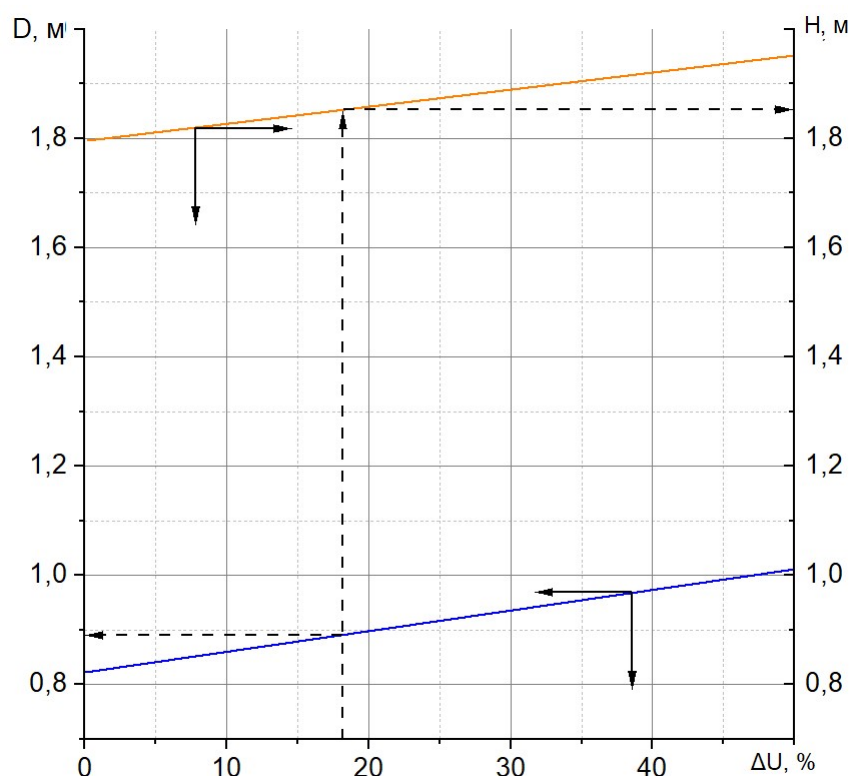


Рисунок 4.3 – Зависимость удельной теплоты от величины влагосъема

Приведенная зависимость показывает, что требуемая удельная теплота

для проведения процесса сушки прямо пропорциональна величине влагосъема и возрастает линейно. При использовании энергии сжигания пиролизных газов максимальная величина влагосъема составляет 6,8 %, добавка обезвоженного дистиллята к горючему пиролизному газу позволит увеличить влагосъем до 18 %.

На рис. 4.4 показана зависимость диаметра и высоты сушилки от величины влагосъема.



Рисунке 4.4 – Зависимость диаметра и высоты сушильной камеры от влагосъема

Анализ зависимостей показывает, что при увеличении влагосъема диаметр и высота сушилки изменяются линейно. Это связано с увеличением количества материала, одновременно находящегося в сушилке. Данные зависимости учитывают время нахождения материала в сушилке, производительность по сухому сырью и гидравлическое сопротивление слоя материала в сушилке. Так при величине влагосъема 18 %, диаметр и высота лопастной сушилки, соответственно, составят $D = 0,9$ м, $H = 1,82$ м.

На рис. 4.5 приведены зависимости диаметра сушилки и высоты

сушильного аппарата от производительности при начальной влажности сырья 23 %.

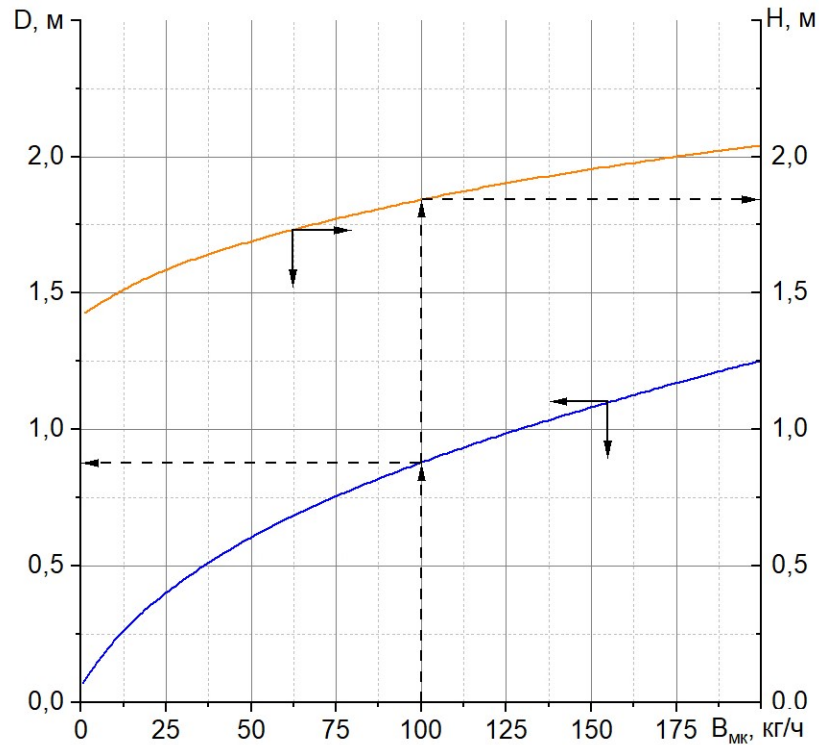


Рисунок 4.5 – Зависимость диаметра сушилки и высоты сушильного аппарата от производительности

Анализ зависимостей показывает, что при увеличении производительности форма сушилки приближается к равностороннему цилиндру. Это связано с тем, что высота слоя материала фиксированная, так как ее увеличение ведет к росту гидравлического сопротивления (см. формулу 4.22). Высота сушилки в данном случае зависит исключительно от высоты конусной части, которая, в свою очередь, зависит от диаметра. Из чего можно сделать вывод, что производительность лопастной сушилки в данном случае зависит от диаметра. Большую производительность при наименьшем диаметре можно получить путем увеличения числа тарелок с соответствующим увеличением напора (см. рис 4.1), обеспечивающей движение топочного газа через слой высушиваемого материала. При производительности по сухому сырью $B_{МК}=100$ кг/ч, диаметр и высота лопастной сушилки, соответственно, составят $D = 0,9$ м, $H = 1,82$ м.

На рис. 4.6 показана зависимость гидравлического сопротивления

сушилки от высоты тарельчатой зоны при различных эквивалентных диаметрах частиц.

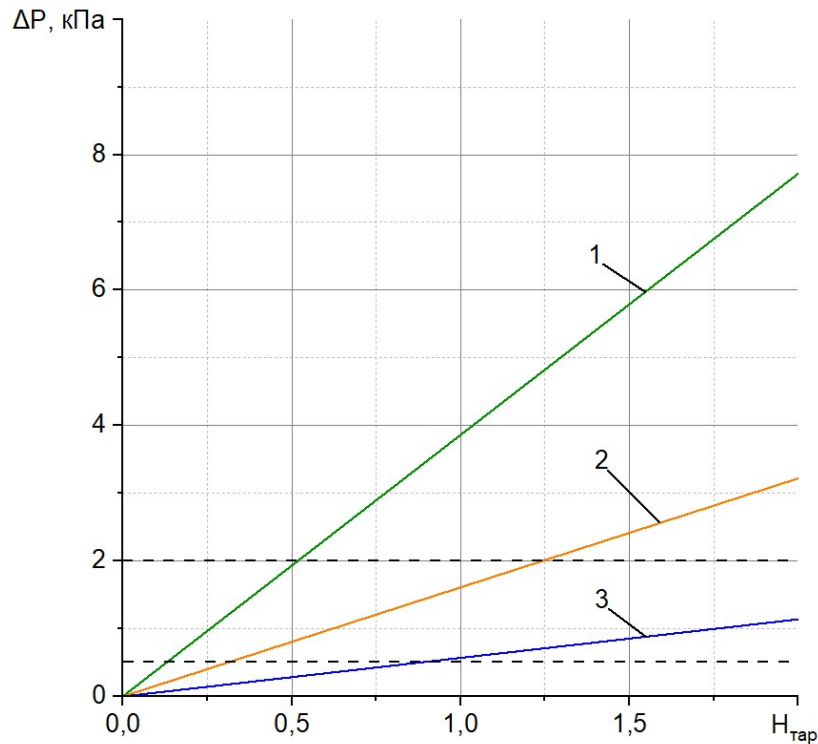


Рисунок 4.6 – Зависимость гидравлического сопротивления сушилки от высоты тарельчатой части сушилки при различных диаметрах частиц d_3 : 1 – 0,007 м; 2 – 0,015 м; 3 – 0,028 м

Анализ зависимостей показывает, что гидравлическое сопротивление сушилки растет с увеличением высоты тарельчатой зоны сушилки и с уменьшением эквивалентного диаметра частиц. Пунктирными линиями выделен рекомендуемый диапазон гидравлического сопротивления. Для сушки лузги подсолнечника не требуется применение дополнительных газодувных установок. В остальных случаях необходимо увеличивать напор топочного газа.

4.2.2. Методика расчета аппарата кондуктивного пиролиза

Конструкция камеры пиролиза более подробно показана на рис. 4.7. В ней высушенное сырье с температурой T_c , влажностью U_c , массовым расходом B_c подается шнековым транспортёром 1 в реакционную камеру 2, которая

нагревается топочными газами, проходящими по спиральному дымоходу 3, образованному спиральными направляющими 4, расположенными в рубашке 5, которая окутана теплоизоляцией 6.

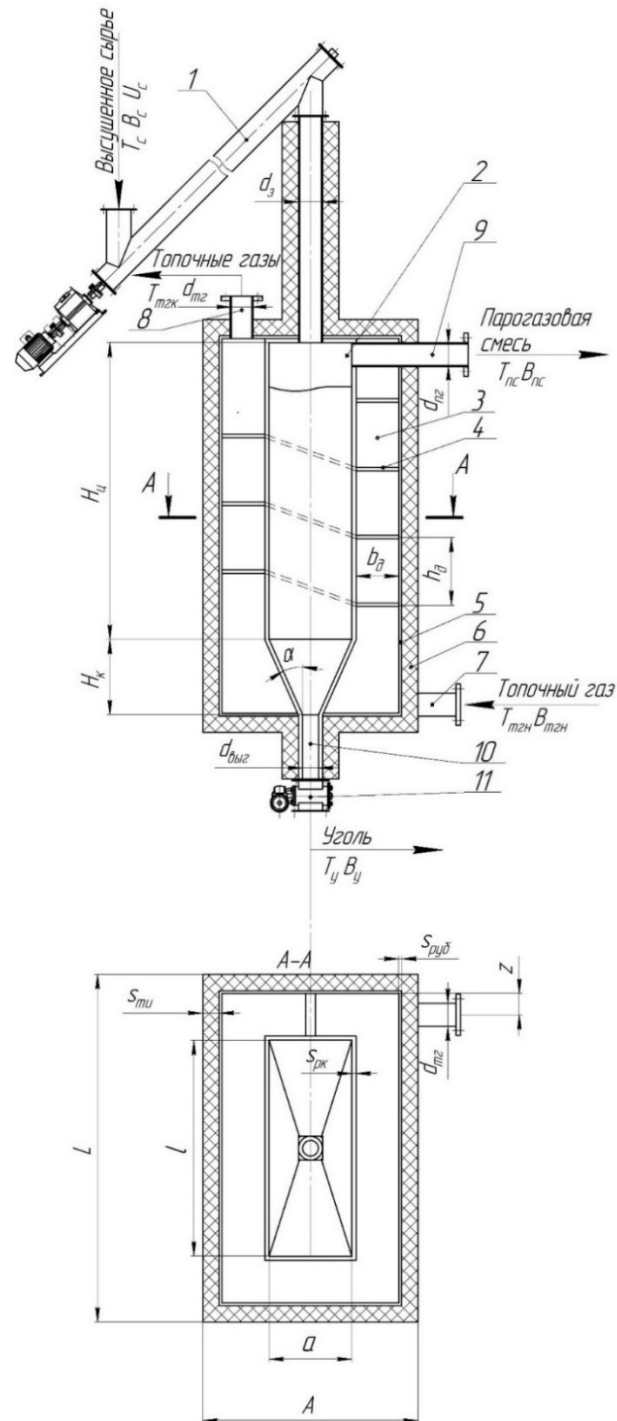


Рисунок 4.7 – Схема камеры пиролиза: 1 – шнековый транспортёр; 2 – реакционная камера; 3 – спиральный дымоход; 4 – спиральные направляющие; 5 – рубашка; 6 – теплоизоляция; 7 – патрубок подачи топочного газа в рубашку; 8 – патрубок отвода топочного газа из рубашки; 9 – патрубок удаления пиролизного газа; 10 – патрубок выгрузки угля; 11 – шлюзовый питатель

Топочный газ с температурой $T_{\text{ГКН}}$ и массовым расходом $B_{\text{ТГН}}$, полученный в результате сжигания составляющих пиролизного газа, подается в рубашку через патрубок 7 и отводится через патрубок 8. Образованный в реакционной камере 2 пиролизный газ с температурой $T_{\text{пс}}$ и массовым расходом $B_{\text{пс}}$, удаляется через патрубок 9. Произведённый уголь с температурой $T_{\text{у}}$ и массовым расходом $B_{\text{у}}$ выгружается через патрубок 10, через шлюзовый питатель 11, обеспечивающий герметичность в узле выгрузки. Загрузка сырья через наклонный шнековый транспортёр 1 обеспечивает герметичность в узле загрузки [52].

Методика расчета основывается на уравнении материального баланса:

$$B_{\text{с}} = B_{\text{у}} + B_{\text{д}} + B_{\text{г}}, \quad (4.42)$$

где $B_{\text{с}}$ – массовый расход сырья, кч/ч; $B_{\text{у}}$ – массовый расход угля, кч/ч; $B_{\text{д}}$ – массовый расход дистиллята, кч/ч; $B_{\text{г}}$ – массовый расход неконденсирующегося газа, кч/ч.

Чтобы определить массовые расходы продуктов пиролиза, важно располагать данными об удельных выходах продуктов пиролиза. Эти показатели зависят от типа сырья, температуры, времени пребывания в реакторе и других параметров процесса.

В таблице 4.2 представлен выход продуктов медленного пиролиза, протекающего при температуре 500 °С при скорости нагрева 3 °С/с [86].

Таблица 4.2 – Выход продуктов медленного пиролиза лигниноцеллюлозных отходов

Продукт	$u_{\text{у}}$, уголь, %	$u_{\text{д}}$, дистиллят, %	$u_{\text{г}}$, газ, %
Сырье			
Скорлупа грецкого ореха	36,5	52,6	10,9
Лузга подсолнечника	31,2	44,6	24,2
Сосна	27,4	55,5	17,1

Удельная теплота, необходимая для проведения процесса пиролиза, рассчитывается на основе соотношения, учитывающего энергетические потребности реакции, физико-химические свойства исходного материала и условия проведения процесса:

$$q_{\text{пир}} = q_{\text{пр}} + q_{\text{хр}} + q_{\text{исп}} + q_{\text{потерь}}, \quad (4.43)$$

где $q_{\text{пр}}$ – удельная теплота, необходимая для прогрева материала до заданной температуры процесса, кДж/кг; $q_{\text{хр}}$ – удельная теплота химических реакций, кДж/кг; $q_{\text{исп}}$ – удельная теплота, затрачиваемая на испарение влаги, кДж/кг; $q_{\text{пгс}}$ – удельная теплота, затрачиваемая на испарение компонентов парогазовой смеси, кДж/кг; $q_{\text{потерь}}$ – удельные тепловые потери, кДж/кг.

Изменение удельной теплоты, необходимой для прогрева материала, определяется уравнение Ньютона – Рихмана [29]:

$$dq_{\text{пр}} = \frac{m_c}{m_0} (T) c_m(T) dT. \quad (4.44)$$

В интегральной форме уравнение 4.46 примет вид:

$$q_{\text{пр}} = \int_{T_c}^{T_y} \frac{m_c}{m_0} (T) C_m(T) dT, \quad (4.45)$$

где $C_m(T)$ – теплоемкость сырья, зависящая от температуры, кДж/(кг/°С); $\frac{m_c}{m_0}$ – удельная масса сырья, %.

В процессе пиролиза температура в реакторе изменяется во времени, и может быть описана как функция $T=f(t)$:

$$T_m = 0,14 + 14,06t - 0,069t^2 - 0,00116t^3 + 9,63 \cdot 10^{-4}t^4.$$

Данное уравнение было получено на основе анализа экспериментальных данных.

На рис. 4.8 приведены термические кривые теплоемкости сырья и удельной массы сырья [79].

Математической обработкой приведенных данных были получены зависимости теплоемкости и удельной массы от температуры:

$$\frac{m_c}{m_0} = 0,302 + \frac{0,686}{1 - 0,016 * 10^{324,77-T}}; \quad (4.46)$$

$$C_m = 70,54 - 3,238T_m + 0,064T_m^2 - 7,006T_m^3 + 4,637T_m^4 - 1,935T_m^5 + 5,106T_m^6 - 8,252T_m^7 + 7,448T_m^8 - 2,874T_m^9. \quad (4.47)$$

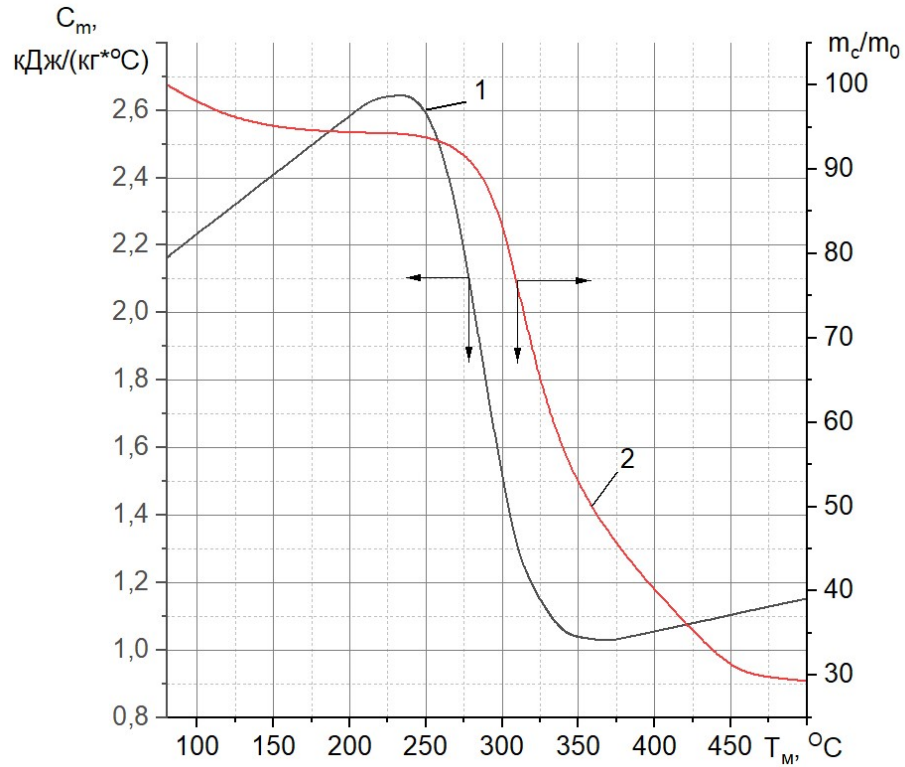


Рисунок 4.8 – Термические кривые теплоемкости и удельной массы сырья (сосновой щепы): 1 – теплоемкость сырья; 2 – удельная масса сырья

Удельная теплота химических реакций пиролиза рассчитывается в соответствии с механизмом химических реакций термического разложения лигниноцеллюлозных отходов, показанного на рис 2.7:

$$q_{xp} = q_{гц} \cdot \left(\frac{-k_{гц} \cdot m_{гц} + Y_{гц} \cdot k_{гц}}{m_{гц} - k_{пв} \cdot m_{пв}} \right) + q_{ц} \times (-k_{ц} \cdot m_{ц}) + q_{л} \cdot (-k_{л} \cdot m_{л}). \quad (4.48)$$

где q_i – удельная энергия, выделяемая или поглощаемая химической реакцией единицей вещества, Дж/кг; m_i – концентрация компонента, кг/кг; Y – доля компонента, %; k_i – константа скорости химической реакции, записываемая по закону Аррениуса, c^{-1}] [67]

$$k_i = k_{i0} \cdot \exp\left(-\frac{E_{ai}}{RT}\right), \quad (4.49)$$

где k_{i0} – кинетическая константа реакции, с^{-1} ; E_{ai} – энергия активации реакции, Дж/моль.

Удельное количество теплоты, необходимое для испарения воды, определяется:

$$q_{\text{исп}} = rU_c, \quad (4.50)$$

где r – скрытая теплота парообразования, кДж/кг; U_c – начальная влажность сырья, %.

Теплопотери определяем как 3 % от суммарной удельной теплоты:

$$q_{\text{пот}} = 0,03 * (Q_{\text{пр}} + Q_{\text{исп}}). \quad (4.51)$$

Расчет тепловой мощности, необходимой для проведения процесса пиролиза с заданной производительностью, выполняется по соотношению:

$$N_{\text{пир}} = \frac{q_{\text{пир}} B_c}{3600}. \quad (4.52)$$

Парогазовая смесь представляет собой комбинацию, состоящую из паров дистиллята и горючих газов. Эти компоненты объединяются в газообразной фазе, формируя однородную среду, которая обладает высокой энергетической плотностью.

Расчет удельной теплоты сгорания обезвоженного дистиллята и горючего газа выполняется на основе детального анализа элементарного состава компонентов, входящих в смесь дистиллята. Этот процесс требует учета химического состава каждого компонента, их массовых долей, а также удельной теплоты сгорания отдельных веществ:

$$q_{\text{сгор.д}} = y_d(1 - y_{\text{д.в}}) \sum c_i q_i = y_d(1 - y_{\text{д.в}})(c_C q_C + c_{H_2} q_{H_2}), \quad (4.53)$$

где c_i – массовая концентрация горючей составляющей в дистилляте, %; q_i – удельная теплота сгорания отдельных компонентов, кДж/кг:

$$q_{\text{сгор.г}} = y_g \sum c_i q_i; \quad (4.54)$$

$$q_{\text{сгор.г}} = y_g(c_{H_2} q_{H_2} + c_{CO} q_{CO} + c_{CH_4} q_{CH_4} + c_{C_2H_4} q_{C_2H_4} + c_{C_3H_8} q_{C_3H_8}), \quad (4.55)$$

где c_i – концентрация компонента газовой смеси, %; q_i – удельная теплота сгорания компонента газовой смеси, кДж/кг; $u_{д.в}$ – концентрация воды в дистилляте, % [37].

Тепловая мощность сгорания парогазовой смеси рассчитывается:

$$N_{сг} = \frac{(Q_{сгор.д} + Q_{сгор.г})B_c}{3600}. \quad (4.56)$$

По уравнениям химической кинетики было установлено, что при коэффициенте избытка воздуха 1,05 при сжигании горючего газа и обезвоженного дистиллята можно получить расход топочного газа [12]:

$$B_{тгн} = B_c(x_{гг} + x_{од}), \quad (4.57)$$

где $x_{гг}$, $x_{од}$ – удельный выход топочного газа, образующегося при сжигании продуктов пиролиза (горючего газа и обезвоженного дистиллята), составляет 0,73 и 0,68 кг топочного газа на 1 кг исходного сырья, соответственно.

Ширина реакционной камеры пиролиза «а» определяется на основе тепловых характеристик процесса. При математическом моделировании процесса пиролиза была выявлена корреляция (рис. 3.17) между шириной реакционной камеры пиролиза и продолжительностью термической обработки [67].

Значение длины реакционной камеры пропорционально зависит от ее ширины с учетом коэффициента пропорциональности, который обеспечивает оптимальные условия для протекания процесса, таких как время пребывания, и интенсивность химической реакции, и определяется на основании экспериментальных исследований:

$$l = ka, \quad (4.58)$$

где k – коэффициент пропорциональности (2,5 – 2,7).

Диаметр патрубка выгрузки угля рассчитывается по формуле:

$$d_{выг} = \sqrt{\frac{4B_c u_y}{3600\pi w_c \rho_{нас.у}}}, \quad (4.59)$$

где w_c – скорость движения угля под действием силы тяжести, м/с; $\rho_{нас.у}$ – насыпная плотность угля, кг/м³.

Для исключения сводообразования, диаметр патрубка выгрузки необходимо проверить по формуле Алферова К.В. [22]:

$$d_{\text{выг}} = k'(x + 80)tg(\varphi), \quad (4.60)$$

где k' – опытный коэффициент (2,4 – 2,6); x – наибольший размер частицы, м; φ – угол внутреннего трения, характеризующий сопротивление слоя частиц сдвигу под действием внешних сил, для высушенной щепы его значение находится в пределе 35 – 45°.

Угол наклона конусной части α рекомендуется выбирать в пределах 40 – 45°. Этот диапазон обеспечивает эффективное и равномерное движение сыпучего материала вниз под действием силы тяжести, минимизируя риск образования застоев или сводов.

Высота конической части реакционной камеры определяется на основе заданного угла α :

$$H_{\text{к}} = \frac{a - d_{\text{выг}}}{tg\alpha}. \quad (4.61)$$

Высота центральной части пиролизного реактора рассчитывается на основе геометрических законов и пропорциональных соотношений, обеспечивающих оптимальную форму конструкции, равномерное распределение нагрузок и соответствие технологическим требованиям:

$$H_{\text{ц}} = k \left(\frac{V_{\text{с}}}{al} - \frac{H_{\text{к}}(d_{\text{выг}}^2 + al + \sqrt{d_{\text{выг}}^2 al})}{3al} \right), \quad (4.62)$$

где k – коэффициент запаса (1,17); $V_{\text{с}}$ – объем сырья, находящийся в реакционной камере, м³, рассчитывается по уравнению:

$$V_{\text{с}} = \frac{B_{\text{с}}t}{\rho_{\text{нас.с}}}, \quad (4.63)$$

где t – время обработки, ч; $\rho_{\text{нас.с}}$ – насыпная плотность сырья, кг/м³.

Диаметр патрубка загрузки сырья рассчитывается по формуле:

$$d_3 = \sqrt{\frac{4B_c}{3600\pi w_c \rho_{\text{нас.с}}}}, \quad (4.64)$$

где w_c – скорость движения материала по патрубку, м/с.

Для выполнения начального расчета рубашки необходимо определить ключевые параметры, такие как условный диаметр спирального газохода и скорость топочного газа. Эти параметры играют важную роль в обеспечении эффективной теплопередачи и достижении требуемого турбулентного режима течения топочного газа:

$$d_{\min} = \frac{4\rho_{\text{ТГ}}^2 B_{\text{ТГН}}}{\text{Re}\pi\mu}; \quad (4.65)$$

$$w_{\text{ТГ}} = \frac{4B_{\text{ТГН}}\rho_{\text{ТГ}}}{\pi d_{\min}^2}, \quad (4.66)$$

где $\rho_{\text{ТГ}}$ – плотность топочного газа, кг/м³; μ – динамическая вязкость топочного газа, Па*с; Re – критерий Рейнолдса, равный 10⁴.

Высота витка спирального дымохода составит:

$$h_d = \frac{H_{\text{ц}}(2b + 2l)}{w_{\text{ТГ}}t_{\text{ТГ}}}. \quad (4.67)$$

Находим ширину b_d спирального канала с диаметром d_{\min} :

$$b_d = \frac{\pi d_{\min}^2}{4h_d}. \quad (4.68)$$

Диаметр патрубка подвода и отвода топочного газа определяется:

$$d_{\text{ТГ}} = \sqrt{\frac{4B_{\text{ТГ}}}{3600\pi w_{\text{ТГ}}\rho_{\text{ТГ}}}}, \quad (4.69)$$

где $w_{\text{ТГ}}$ – скорость топочного газа, м/с; $\rho_{\text{ТГ}}$ – плотность топочного газа, кг/м³.

Диаметр патрубка отвода парогазовой смеси рассчитывается:

$$d_{\text{ПГ}} = \sqrt{\frac{4B_c(y_{\text{Д}} + y_{\text{Г}})}{3600\pi w_{\text{ПГ}}\rho_{\text{ПГ}}}}, \quad (4.70)$$

где $w_{\text{ПГ}}$ – скорость парогазовой смеси, м/с; $\rho_{\text{ПГ}}$ – плотность парогазовой смеси,

кг/м³.

Толщина стенок реакционной камер $s_{рк}$ и рубашки пиролизной камеры $s_{руб}$ определяется согласно ГОСТ14249-89.

Толщина теплоизоляции $s_{ти}$ определяется согласно СП 41-103-2000 [30].

Общая ширина камеры пиролиза рассчитывается:

$$A = a + 2(b_d + s_{рк} + s_{руб} + s_{ти}). \quad (4.71)$$

Значение длины камеры пиролиза L рассчитывается по аналогии с шириной камеры пиролиза A .

По разработанной методике производился расчет реактора пиролиза с кондуктивным подводом тепла. В качестве исследуемого сырья выступает высушенная сосновая щепа с насыпной плотностью $\rho_{нас} = 135$ кг/м³, плотностью материала $\rho_m = 420$ кг/м³, пористостью $\varepsilon = 0,74$, при производительности по сухому сырью $B_c = 100$ кг/ч, начальная влажность сырья $U_c = 5$ %.

На рис. 4.9 представлена зависимость удельной теплоты, прогрева сырья и химической реакции пиролиза от температуры.

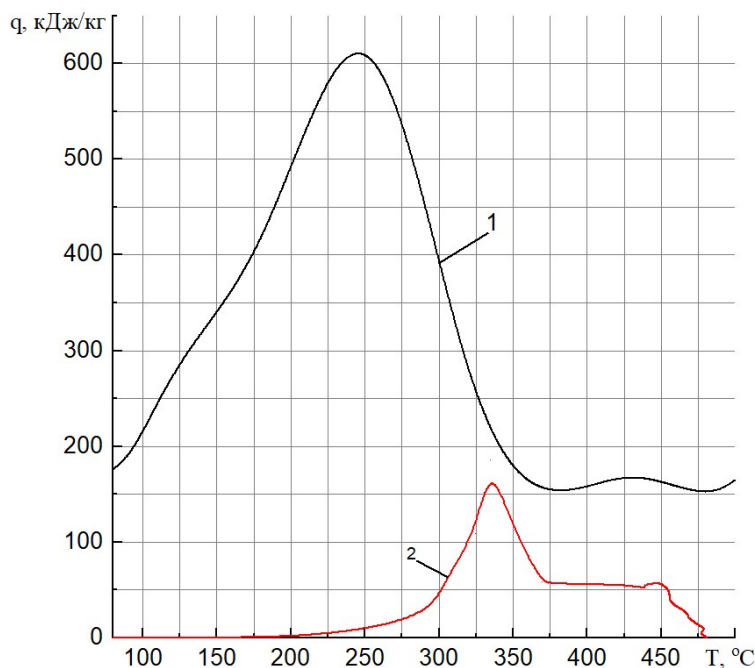


Рисунок 4.9 – Энергетический баланс процесса пиролиза: 1 – теплота, затрачиваемая на нагрев; 2 – теплота, выделяемая в ходе химических реакций разложения

Таким образом, график иллюстрирует энергетический баланс процесса пиролиза, демонстрируя динамику взаимодействия между затратами энергии на нагрев сырья и выделением тепла в результате химических превращений. На начальной стадии при температурах от 100 до 250 – 260 °С основной составляющей является эндотермическая фаза – подвод энергии необходим для повышения температуры материала и преодоления энергетического барьера, необходимого для начала разложения.

В этот период удельная теплота нагрева (кривая 1) достигает своего максимума, что свидетельствует о наиболее интенсивном потреблении энергии. С ростом температуры выше 250 °С начинается снижение тепловых затрат на нагрев, поскольку материал уже частично теряет свою массу и теплоёмкость, а также происходит переход к активным химическим реакциям. Приблизительно с 300 °С начинает проявляться экзотермическая составляющая – тепловыделение в результате разложения лигниноцеллюлозного материала (кривая 2), которое достигает своего пика при 330 – 340 °С. Это указывает на то, что в этой температурной зоне происходят наиболее интенсивные процессы деструкции молекул, сопровождающиеся выделением энергии. Наличие вторичных пиков теплоты реакции в области 420 – 450 °С может быть связано с разложением более устойчивых фракций или образованием побочных продуктов, таких как твёрдый остаток или конденсированные соединения. Важно отметить, что хотя выделение тепла от реакции не компенсирует полностью затраты на нагрев, особенно в начале процесса, оно способно существенно снизить общую потребность во внешнем энергоподводе, особенно при оптимальном управлении температурным режимом.

На рис. 4.10 показана теплота, получаемая при сжигании продуктов пиролиза.

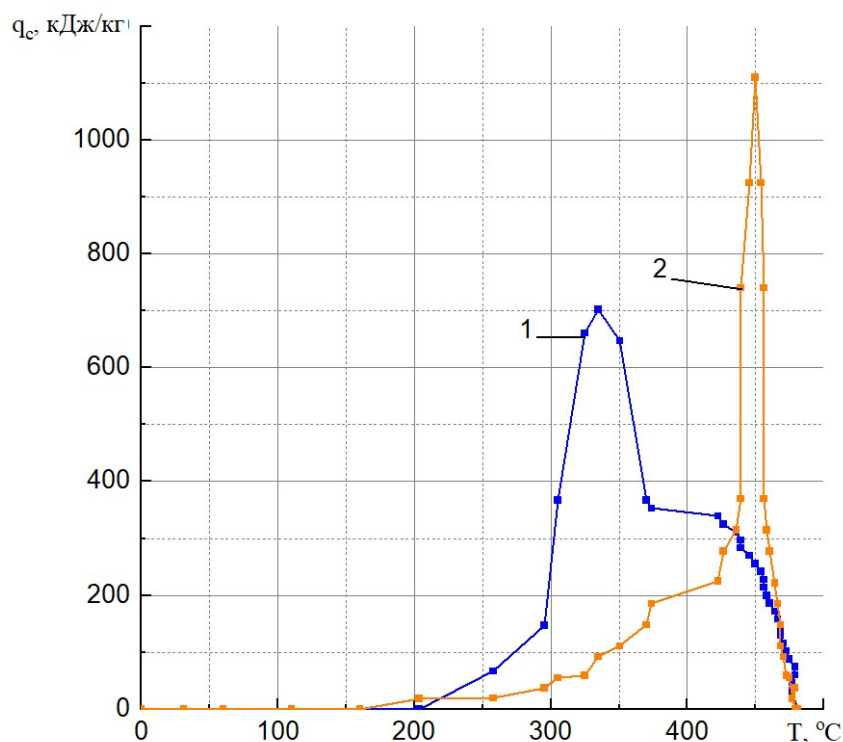


Рисунок 4.10 – Зависимость теплоты сжигания продуктов пиролиза от температуры пиролиза: 1 – теплота, полученная при сжигании обезвоженного дистиллята; 2 – теплота, полученная при сжигании горючего газа

График демонстрирует различный характер образования и энергетической ценности продуктов пиролиза в зависимости от температуры сырья в ходе пиролиза. Жидкая фракция (дистиллят) эффективно образуется в диапазоне 250 – 350 °C и имеет среднюю теплоту сгорания, тогда как газовая фракция становится основным источником энергии при более высоких температурах (400 – 480 °C), особенно в районе 450 °C, где её теплота сгорания значительно превосходит теплоту сгорания жидкого продукта. Это указывает на возможность регулирования выхода и качества энергетических продуктов путём выбора режима пиролиза: при более низких температурах можно получить преимущественно жидкое топливо, а при высоких – газообразное топливо с высокой калорийностью. Таким образом, данный график является важным инструментом для оптимизации процесса пиролиза с целью получения наиболее ценного энергетического продукта в зависимости от целей переработки сырья.

Проинтегрировав кривые, представленные на рисунках 4 и 5, можно определить общие удельные теплоты, связанные с различными стадиями процесса пиролиза и последующего сжигания продуктов. При этом $q_{\text{пр}} = 83,034 \text{ МДж}$; $q_{\text{хр}} = -13,889 \frac{\text{МДж}}{\text{кг}}$; $q_{\text{исп}} = 113 \text{ МДж/кг}$; $q_{\text{пот}} = 2,49 \text{ МДж/кг}$; $q_{\text{сгор.д}} = -61,491 \text{ МДж/кг}$; $q_{\text{сгор.г}} = -43,824 \text{ МДж/кг}$. Положительные значения теплоты указывают на эндотермический процессы, а отрицательные на экзотермические. Сложив все значения, получим теплоту всего процесса $q_{\text{пир}} = -33,567 \text{ МДж}$.

4.2.3 Методика расчета шнекового транспортирования сыпучих материалов

На рис. 4.11 представлена схема шнекового транспортера, установленного в рассматриваемой установке. Конструктивно он состоит из вала 1, на котором находятся лопасти 2, образуя винт, транспортирующий сырье. Винт находится внутри корпуса 3 с входным 4 и выходным 5 патрубком. Вал приводится в движение приводом 6.

Геометрические параметры шнека задаются исходя из производительности по измельченному сырью. Производительность Q (кг/ч), мощность транспортирования N_1 (Вт) шнека рассчитываются по формулам [112, 127]:

$$Q = \frac{D \cdot E \cdot n \cdot \psi \cdot \rho \cdot R_b}{0,275}; \quad (4.72)$$

$$N_1 = \frac{Q(l \cdot a + H)}{367}, \quad (4.73)$$

где D – диаметр короба, м; E – отношение шага винта к диаметру винта (для абразивных материалов 0,8; для неабразивных 1,0); n – частота вращения шнека, об/мин; ψ – коэффициент заполнения поперечного сечения шнека конвейера, зависящий от вида перемещаемого материала; ρ – плотность транспортируемого сырья, кг/м³; R_b – коэффициент поправки на угол наклона

шнека α ; l – горизонтальная проекция пути перемещения материала, м; H – высота подъема материала, м; a – коэффициент, учитывающий сопротивление передвижению массы.

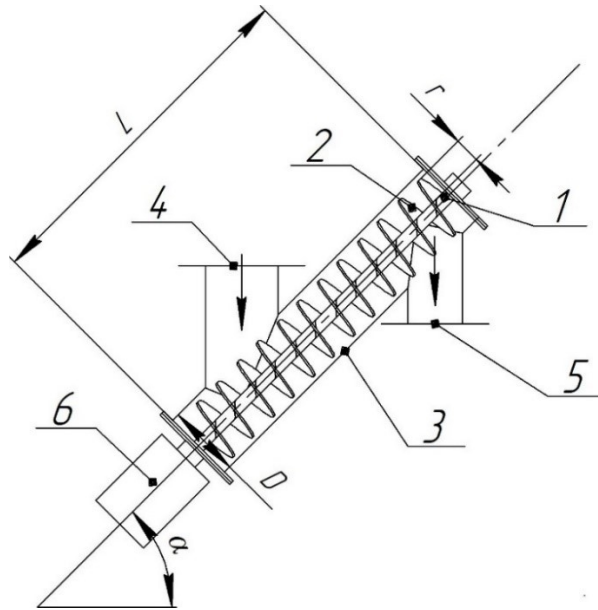


Рисунок 4.11 – Схема шнекового транспортер: 1 – вал; 2 – лопасти; 3 – корпус; 4,5 – входной и выходной патрубок; 6 – привод

На рис. 4.12 проиллюстрирован график зависимости коэффициента поправки R_b от угла наклона шнека α .

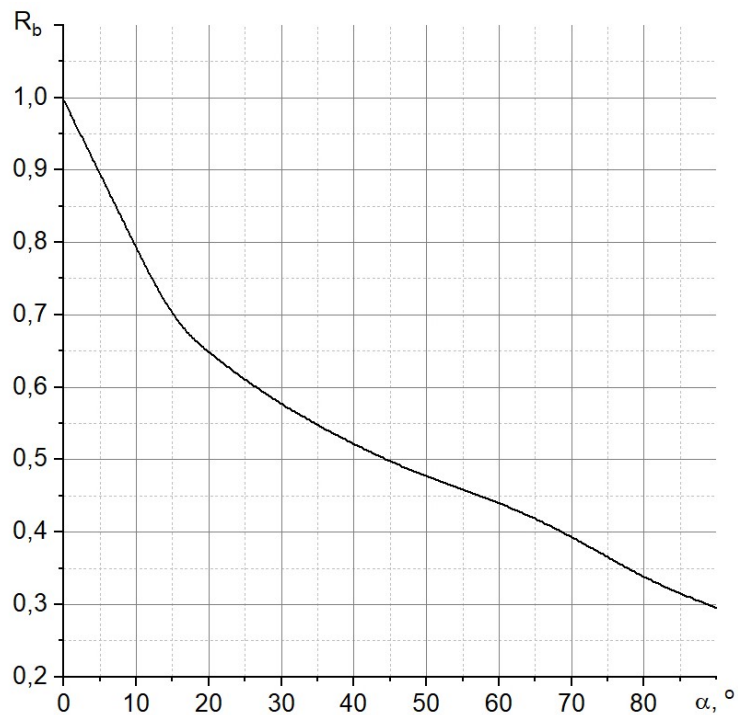


Рисунок 4.12 – Зависимость коэффициента поправки R_b от угла наклона шнека

Методом наименьших квадратов [125] было получено уравнение регрессии, установившее эту зависимость:

$$R_b = 3 \cdot 10^{-8} \alpha^4 - 6,85 \cdot 10^{-6} \alpha^3 + 5,95 \cdot 10^{-3} \alpha^2 - 2,71 \cdot 10^{-2} \alpha + 1. \quad (4.74)$$

Применение формул (4.74, 4.75) позволяет рассчитать лишь примерные геометрические размеры шнека и потребляемую мощность.

При наклонном транспортировании в слое сырья возникает гидравлическое сопротивление ΔP (Па), которое можно найти по соотношению [114]:

$$\Delta P = \left(\frac{A}{\frac{W_k d_{\text{п}} \rho_{\Gamma}}{\mu}} + B \right) \cdot 1,5 \rho_{\Gamma} \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \cdot \frac{L \cdot \sin \alpha + D}{d} \cdot 0,5 W_k^2, \quad (4.75)$$

где W_k – скорость потока среды в поровых каналах м/с; А и В – коэффициенты взаимодействия газового потока и твердых частиц; μ – динамическая вязкость газовой среды, Па·с; d – эквивалентный диаметр частицы, м; $d_{\text{п}}$ – эквивалентный диаметр поровых каналов, м; ρ_{Γ} – плотность газового потока, кг/м³; L – длина шнека, м; ε – порозность сырья.

Скорость потока среды в поровых каналах W_k (м/с) можно определить через скорость потока среды W , рассчитанную на полное сечение слоя (скорость фильтрации):

$$W_k = \frac{W}{\varepsilon}. \quad (4.76)$$

Конструкция лопасти винта оказывает влияние на транспортирование сыпучих грузов, поэтому при расчётах также следует учитывать угол наклона винтовой линии φ , который рассчитывается по выражению [102]:

$$\varphi = \arcsin \frac{\omega_{\text{ш}} \cdot \operatorname{tg} \beta}{(\omega_{\text{ш}} - \omega_{\text{м}})^2 + (\omega_{\text{ш}} \cdot \operatorname{tg} \beta)^2}, \quad (4.77)$$

где $\omega_{\text{м}}$ – угловая скорость материала относительно шнека рад/с; $\omega_{\text{ш}}$ – угловая скорость шнека, рад/с; β – угол наклона шнековой лопасти, град.

На рис. 4.13 представлена кинематическая схема движения частицы по винту шнека, включающая абсолютную скорость v_a , осевую скорость v_z , скорость материала относительно шнека $v_{\text{м}}$, радиальную скорость шнека $v_{\text{ш}}$,

скорость трения v_r , м/с.

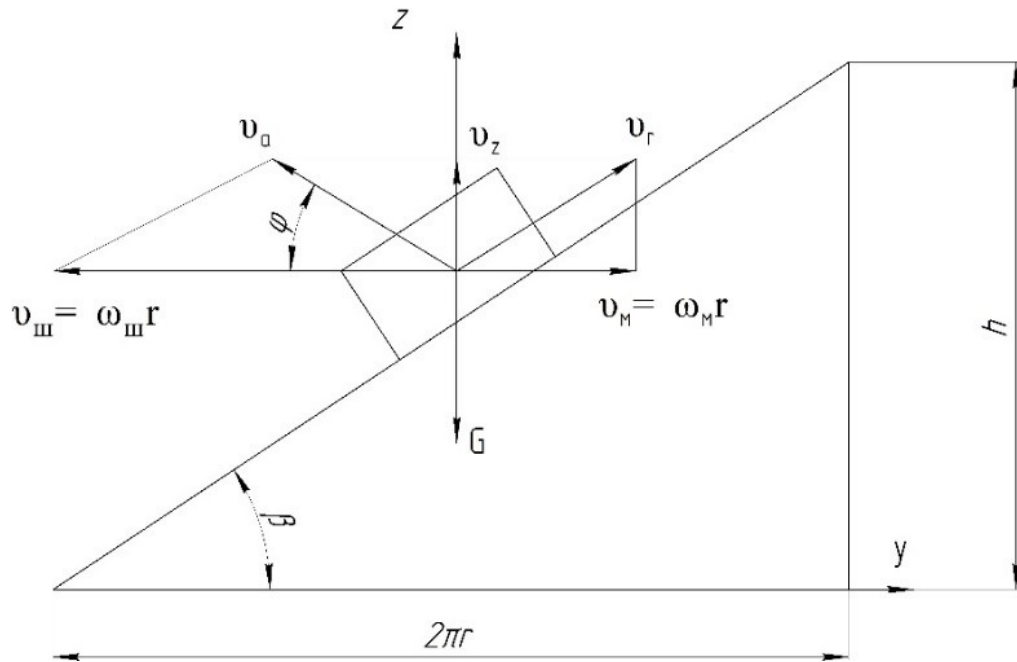


Рисунок 4.13 – Кинематическая схема движения частицы по винту шнека

Из схемы видно, что абсолютная скорость v_a , полученная через составляющие v_{sh} , v_r , образует угол φ с радиальной скоростью шнека v_{sh} . Соответственно, чем больше угол φ , тем больше будет скорость транспортировки материала по винту.

Абсолютная и осевая скорости перемещения материала v_a , v_z рассчитываются по формулам [96]:

$$v_a = r\sqrt{(\omega_{sh} - \omega_m)^2 + (\omega_m \cdot \operatorname{tg} \beta)^2}; \quad (4.78)$$

$$v_z = v_a \cdot \sin \varphi. \quad (4.79)$$

Энергоемкость шнекового транспортирования определяется его потребляемой мощностью N_2 (Вт), которая рассчитывается по формуле [3]:

$$N_2 = G \cdot v_z \left(1 + f_{sh} \cdot \operatorname{ctg} \varphi + \frac{r(\omega_{sh} - \omega_m)^2 f_k}{g \sin \alpha} \right), \quad (4.80)$$

где G – вес материал на шнеке, Н; f_{sh} – коэффициент трения материала о шнек; r – радиус лопасти винта, м; f_k – коэффициент трения материала о корпус шнека; g – ускорение свободного падения, м/с².

Для увеличения гидравлического сопротивления шнека, коэффициент

заполнения поперечного сечения шнека конвейера ψ принимаем равным 1. Тогда вес материала в шнеке будет рассчитываться по формуле [1]:

$$G = \left(\frac{3,14 \cdot D^2}{4} \cdot L \cdot \rho - m_{\text{ш}} \right) \cdot g, \quad (4.81)$$

где $m_{\text{ш}}$ – масса вала с лопастями, кг.

Основной фактор при расчёте мощности – это насыпная плотность ρ перемещаемого сырья, но существенное влияние также оказывают углы наклона винта и шнековой лопасти. Без учета этих критериев рассчитанная мощность будет недостаточной, вследствие чего возможно заклинивание шнека и дальнейший его вывод из эксплуатации [85].

На рис. 4.14 представлен алгоритм расчета мощности и гидравлического сопротивления шнекового транспортирования.

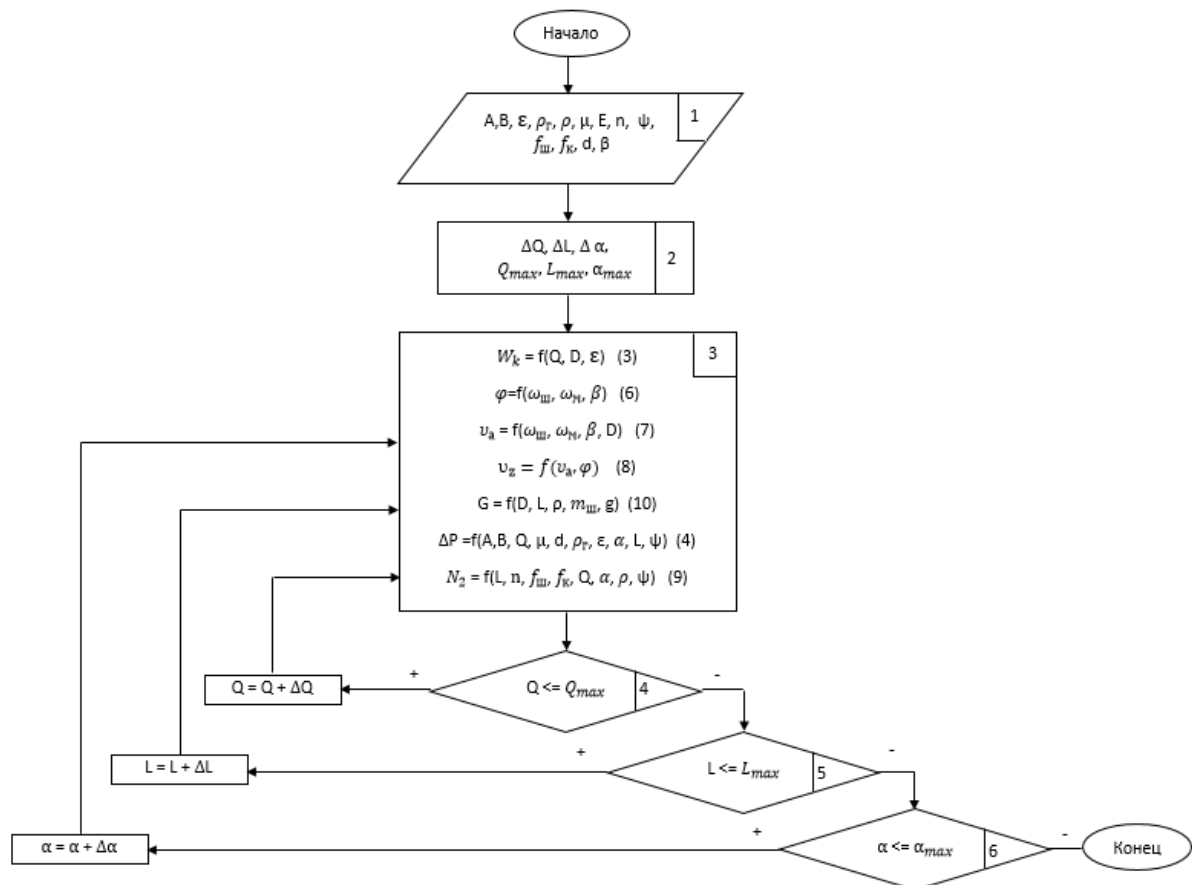


Рисунок 4.14 – Алгоритм расчета гидравлического сопротивления и мощности шнекового транспортирования

В блоке 1 задаются постоянные параметры. В блоке 2 задаются

варьируемые параметры. В блоке 3 производится расчет гидравлического сопротивления шнека и мощности шнекового транспортирования. В блоках 4, 5, 6 задаются условия окончания циклов расчета мощности и гидравлического сопротивления шнекового транспортера, соответственно, по производительности, длине и углу наклона шнека [2].

В качестве транспортируемого материала использовалась древесная щепа с размерами 0,75*0,75*0,75 мм, с порозностью 0,6 и насыпной плотностью 420 кг/м³. Так как рассматривается шнековый транспортер, разделяющий газовые среды камеры сушки и пиролиза, то параметры газовой среды соответствуют параметрам пиролизных газов $\rho_r = 1,03 \text{ кг/м}^3$, $\mu = 2,75 \cdot 10^{-4} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Для моделирования использовался шнековый транспортер с конструктивными параметрами $\beta = 25^\circ$, $E = 1,0$.

На рис. 4.18 представлена зависимость изменения гидравлического сопротивления слоя сырья от длины шнека при его различных диаметрах и углах наклона.

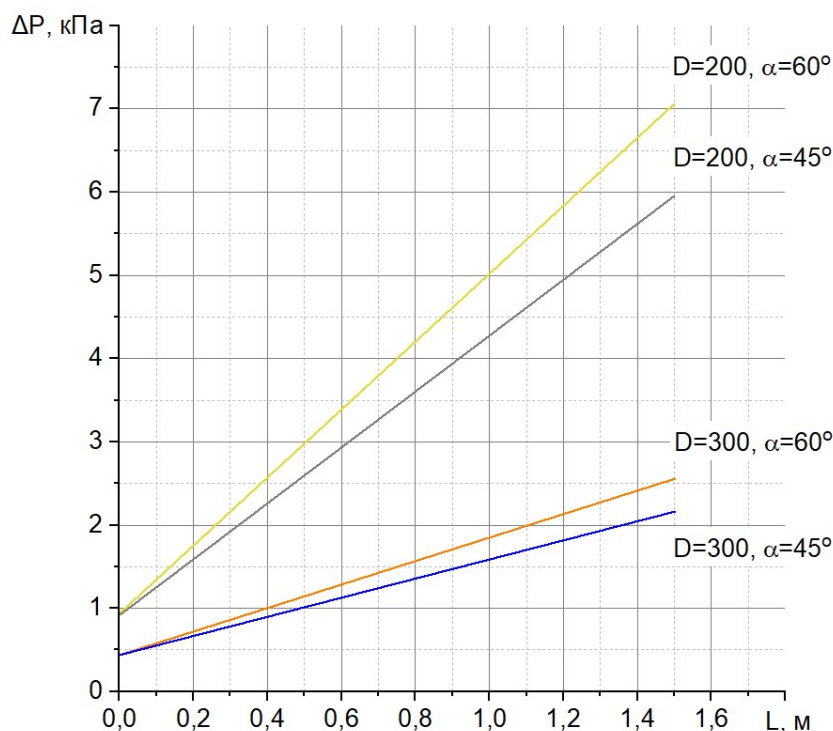


Рисунок 4.15 – Зависимость гидравлического сопротивления слоя сырья от длины шнека

Анализ кривых рис. 4.15 показывает, что увеличение диаметра шнека отрицательно сказывается на работе установки производства активированного угля, в тоже время прирост угла наклона и длины шнека положительно сказывается на работе установки, так как увеличивается гидравлическое сопротивление шнекового транспортера.

На рис. 4.16 показаны зависимости изменения гидравлического сопротивления от угла наклона шнека при различной его длине при диаметре шнека $D = 0,2$ м.

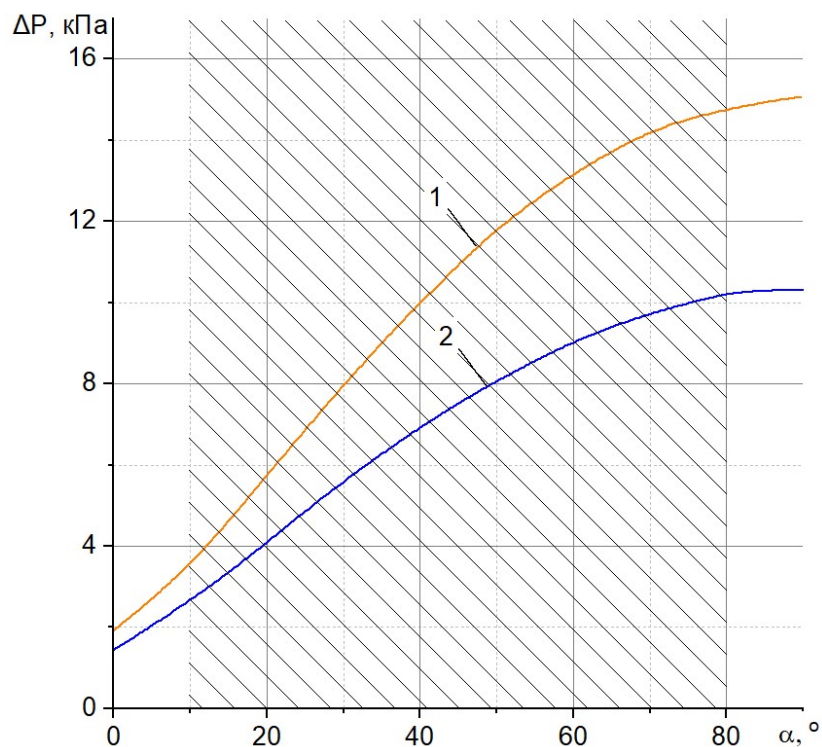


Рисунок 4.16 – Зависимость изменения гидравлического сопротивления от угла наклона шнека: 1 – $L = 2$ м; 2 – $L = 3$ м

Из анализа зависимостей, изображенных на рис. 4.16 видно, что влияние угла наклона шнека на гидравлическое сопротивление слоя внутри шнека в значительной степени становится заметно при угле наклона более 10° . Максимум достигается при 90° наклона, т.е. при вертикальном транспортировании сырья. Штриховой областью обозначен интервал значительного прироста гидравлического сопротивления. Увеличение длины шнека ведет к более интенсивному приросту гидравлического сопротивления.

Выявлено, что для достижения необходимого гидравлического сопротивления необходимо использовать шнековый транспортер длиной более 3 метров.

На рис. 4.17 представлены две кривые изменения мощности от массовой производительности. Кривая 1 рассчитывается по формуле (4.73), кривая 2 рассчитывается в соответствии с уравнением (4.80), в котором дополнительно учитываются осевая скорость u_z , угол наклона шнека α , угловая скорость шнека $\omega_{ш}$, угловая скорость материала ω_m , коэффициенты трения $f_{ш}$, f_k , угол наклона винтовой линии φ . Для моделирования был выбран шнековый транспортёр с длиной $L = 3$ м, диаметром $D = 0,2$ м и углом наклона $\alpha = 45^\circ$.

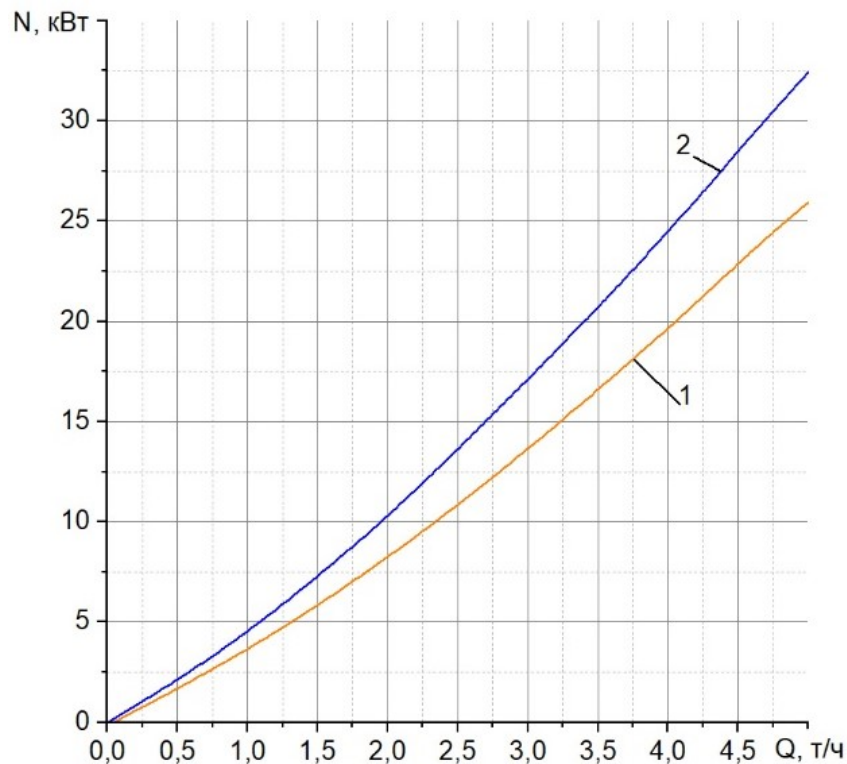


Рисунок 4.17 – Зависимость изменения мощности для перемещения сыпучего слоя лигниноцеллюлозного отходов от массовой производительности: 1 – N_1 ; 2 – N_2

Анализ приведенных зависимостей показывает, что учет дополнительных критериев дает существенный прирост требуемой мощности порядка 20 %. Существенное расхождение в данных говорит о том, что учет дополнительных

параметров при расчете мощности шнекового транспортирования оказывает сильное влияние на выходные данные.

4.3 Основные экономические показатели

Себестоимость активированного угля (таблица 4.3), полученного путем переработки лигниноцеллюлозных отходов, включает в себя (см. Приложение Б):

1. Стоимость материалов и покупных изделий:

- листовая сталь, трубы, фланцы, подшипники, каолиновая вата и др;
- готовое оборудование: измельчитель, сушилка, дымососы, насосы, фильтры, питатели и т.д.

2. Транспортно-заготовительные расходы:

- 2 % от стоимости материалов и покупных изделий.

3. Затраты на изготовление:

- сварочные, слесарные, сборочные и пусконаладочные работы по узлам установки и несущему каркасу.

4. Затраты на сборку:

- приняты в размере 25 % от стоимости материалов и покупных изделий.

5. Накладные расходы:

- 30 % от суммы затрат на изготовление и сборку (включают административные, управленческие, общехозяйственные расходы).

6. Сырьё:

- лигниноцеллюлозные отходы (лузга подсолнечника, скорлупа ореха и др.) по средней цене 1 366,6 руб/т;
- годовой расход: 1 011 т → 1 381 700 руб/год.

7. Электроэнергия:

- фактическое потребление: 381,36 кВт·ч/сут;
- стоимость: 5,5 руб./кВт·ч → 679 584 руб/год.

8. Амортизационные отчисления:

– 14 % от стоимости установки (42 049 818,76руб.) → 5 886 974,626 руб/год.

9.Заработная плата персонала:

– операторы (3 чел.) и технолог (1 чел.) → 3 660 000 руб/год.

Таким образом, при оптовой цене реализации активированного угля по 100 руб. за кг чистая прибыль от реализации активированного угля, полученного на предложенной установке, с годовой производительностью 212,2 т составит 6 000 000 руб. Срок окупаемости внедрения данной установки в производство составит 4 года 2 месяца.

Таблица 4.3 – Техничко-экономические показатели установки получения активированного угля

Наименование параметра	Установка получения активированного угля
Общая стоимость установки млн. руб.	42,05
Амортизация, 5 лет	5,89
Заработная плата с отчислениями по ЕСН в год, млн руб.	3,66
Электроэнергия, млн руб.	0,68
Годовой выпуск активированного угля, т	212,2
Себестоимость активированного угля, руб/кг.	108
Цена оптовая активированного угля, руб/кг.	136
Средняя прибыль с 1 кг продукции, руб.	28
Годовая прибыль, млн руб.	6
Рентабельность, %	20,59
Срок окупаемости, год	4,2

Предложенная установка для получения активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов демонстрирует высокую экономическую эффективность:

- годовой выпуск продукции составляет 212,2 т при себестоимости 108 руб/кг и оптовой цене реализации 136 руб/кг;
- проект обеспечивает годовую прибыль 6 млн руб. при рентабельности 20,59 %;
- срок окупаемости капитальных вложений (общая стоимость установки 42,05 млн руб.) составляет 4 года 2 месяца.

Использование недорогих лигноцеллюлозных отходов в сочетании с энергоэффективной технологией (утилизация тепла парогазовых потоков, рекуперация теплоты охлаждения угля) позволяет обеспечить конкурентоспособную себестоимость продукции. Проект является инвестиционно привлекательным благодаря относительно короткому сроку окупаемости и стабильной маржинальности, что подтверждает целесообразность его внедрения в производство.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

1. Для определения температурной зависимости коэффициента влагопроводности лигниноцеллюлозного сырья в диапазоне температур 40 – 110 °С разработан нестационарный метод, основанный на решении обратной задачи дифференциального уравнения массопроводности (второй закон Фика). Апробация разработанного метода выполнена путём сопоставления с результатами, полученными стационарным способом; расхождение результатов не превышает 15 %. Выявлено, что помимо температуры, величина коэффициента влагопроводности в значительной степени определяется природой сырья, обусловленной различиями в его пористости, плотности, химическом составе и морфологических характеристиках.

2. Разработана математическая модель, описывающая совокупность взаимосвязанных процессов – конвективной сушки, кондуктивного пиролиза и парогазовой активации с применением модели диффузионных реакций. Модель учитывает нестационарный тепло- и массоперенос, кинетику термического разложения основных компонентов биомассы (целлюлозы, гемицеллюлозы, лигнина), а также гидродинамические особенности транспортирования сыпучих материалов. Адекватность модели подтверждена экспериментально: расхождение расчетных и опытных данных не превышает 17 %.

3. Проведены теоретические и экспериментальные исследования по получению активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов (лузга подсолнечника, скорлупа грецкого ореха, сосновая щепка) в лабораторных условиях. На основе физико-математического моделирования определен коэффициент влагопроводности сырья ($3,5 - 10,9 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$) и обоснованы рациональные режимные параметры технологических пределов: сушка (235 °С, 15 мин с последующим снижением до 150 °С), пиролиз (температура 500 °С, толщина слоя 0,15 – 0,3 м), паровая активация (температура 900 °С, время 25 – 40 мин, расход пара 2,5 кг/кг). Экспериментально подтверждено высокое

качество целевого продукта: активированный уголь из скорлупы грецкого ореха имеет удельную поверхность 1370 м²/г, суммарный объём пор 1,7 см³/г и адсорбционную активность по йоду 625 мг/г, из лузги подсолнечника – 1300 м²/г, объём пор 1,62 см³/г и адсорбцию по метиленовому синему 474 мг/г.

4. Создана инженерная методика расчёта аппаратного оформления технологической линии, включающая алгоритмы проектирования сушильного аппарата, камеры кондуктивного пиролиза, камеры активации и шнековых транспортеров. Методика позволяет определять геометрические, тепловые и гидравлические параметры оборудования на основе заданной производительности и свойств исходного сырья, обеспечивая энергоэффективность и надежность работы установки.

5. Разработаны технология и конструкция промышленной установки для термической переработки лигниноцеллюлозных отходов в активированный уголь. Технологическая схема обеспечивает полную газодинамическую изоляцию зон с различными средами, автономность за счёт утилизации пиролизных газов и газов активации, а также соответствие экологическим требованиям. Качество полученного угля соответствует требованиям ГОСТ, что подтверждено стандартными методами оценки.

Перспективы дальнейшей разработки темы связаны с применением представленных результатов исследований для получения активированного угля из прочих растительных отходов, включая отходы зернопереработки (солома злаковых культур, шелуха риса, лузга гречихи), отходы лесопереработки (кора, сучья, опилки хвойных и лиственных пород) и другие лигниноцеллюлозные материалы, накопление которых представляет существенную экологическую проблему для регионов с развитым агропромышленным и лесопромышленным комплексом.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Адигамов К.А. Влияние угла подъёма ребра кожуха на производительность вертикального шнекового конвейера / К.А. Адигамов, Г.В. Черненко, А.В. Зеленщиков // *Фундаментальные и прикладные проблемы техники и технологии*. – 2010. – № 2/3 (280). – С. 20-22.
2. Адигамов К.А. Критическая частота вращения вертикального шнека / К.А. Адигамов, С.Н. Байбара, Г.В. Черненко // *Вестник Восточно-Украинского национального университета им. В. Даля*. – 2009. – № 2 (132). – С. 9-10.
3. Адигамов К.А. Совершенствование конструкции вертикального шнекового конвейера / К.А. Адигамов, Г.В. Черненко // *Известия высших учебных заведений. Северо-Кавказский регион. Технические науки*. – 2009. – № 3. – С. 65-67.
4. Алыева А.Б. Микроволновый пиролиз древесины дуба: исследование процесса и характеристика продуктов / А.Б. Алыева, С.А. Ананичева, Т.О. Крапивницкая [и др.] // *Известия вузов. Прикладная химия и биотехнология*. – 2025. – Т. 15, № 4. – С. 573-581.
5. Альмяшева О.В. Поверхностные явления: учеб. пособие / О.В. Альмяшева, В.В. Гусаров, О.А. Лебедев. – СПб.: Изд-во СПбГЭТУ «ЛЭТИ», 2004. – 28 с.
6. Ампилогов В.А. Математическое моделирование процессов тепломассопереноса при сушке древесины / В.А. Ампилогов // *Технические науки: проблемы и решения: сб. ст. по матер. LX Междунар. науч.-практ. конф. (Москва, 17 мая 2022 г.)*. – М.: ООО «Интернаука», 2022. – Т. 5 (55). – С. 33-43.
7. Анурова Т.В. Разработка технологии активных углей из растительных отходов и их использование для защиты воздушных бассейнов от паров углеводородов: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Анурова Т.В. М.: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2003. – 173 с.
8. Арапова О.В. Лигнин – возобновляемый ресурс углеводородных продуктов и энергоносителей (обзор) / О.В. Арапова, А.В. Чистяков,

М.В. Цодиков [и др.] // Нефтехимия. – 2020. – Т. 60, № 3. – С. 251-269.

9. Арутюнов В.С. Газофазный оксипиролиз легких алканов / В.С. Арутюнов, Р.Н. Магомедов // Успехи химии. – 2012. – Т. 81, № 9. – С. 790-822.

10. Батенин В.М. Пиролитическая конверсия биомассы в газообразное топливо / В.М. Батенин, В.М. Зайченко, В.Ф. Косов [и др.] // Доклады Академии наук. – 2012. – Т. 446, № 2. – С. 179-183.

11. Башкинова Е. В. Численные методы и их реализация в Microsoft Excel. Ч. 1: лабораторный практикум по информатике / Е.В. Башкинова, Г.Ф. Егорова, А.А. Заусаева. – Самара: Самарский государственный технический университет, 2009. – 44 с.

12. Белов А.А. Моделирование химической кинетики в газах / А.А. Белов, Н.Н. Калиткин, Л.В. Кузьмина // Математическое моделирование. – 2016. – Т. 28, № 8. – С. 46-64.

13. Бирюков А.Б. Совершенствование теплотехнических параметров систем производства непрерывнолитой заготовки и её тепловой обработки: монография / А.Б. Бирюков. – Донецк: Ноулидж (донецкое отделение), 2013. – 472 с.

14. Богданович Н.И. Пиролиз технических лигнинов с получением углеродных адсорбентов и регенерацией химикатов / Н.И. Богданович, С.А. Цаплина, Л.Н. Кузнецова // Лесохимия и органический синтез. Тез. докл. II Российского совещания. – Сыктывкар. – 1996. – С. 115.

15. Богданович Н.И. Термохимический синтез новых углеродных материалов на основе технических лигнинов / Н.И. Богданович, Г.В. Добеле, Л.Н. Кузнецова [и др.] // Физикохимия лигнинов. Мат-лы междунар. конференции. – 2005. – С. 105.

16. Брагин Д.М. Особенности процесса сушки древесины для организации высокоэнтальпийного горения / Д.М. Брагин, А.П. Позолотин, А.Г. Будин // Общество. Наука. Инновации (НПК-2018): сборник статей XVIII Всероссийской научно-практической конференции (Киров, 2–28 апреля 2018 г.): в 3 т. / Вятский государственный университет. – Киров, 2018. – Т. 2. –

С. 1173-1176.

17. Брюханов А.Ю. Концепция управления экологической безопасностью агроэкосистем / А.Ю. Брюханов, В.Д. Попов, Э.В. Васильев [и др.] // АгроЭкоИнженерия. – 2022. – № 4 (113). – С. 4-18.

18. Брюханов А.Ю. Методы решения экологических проблем в сельскохозяйственном производстве / А.Ю. Брюханов, В.Д. Попов, Э.В. Васильев // Известия Международной академии аграрного образования. – 2023. – № 65. – С. 167-171.

19. Будаева А.Д. Структура азотсодержащего активированного угля / А.Д. Будаева, Е.В. Золтоев // Научные труды Восточно-Сибирского государственного университета технологий и управления. – 2013. – С. 43-47.

20. Верете А.Г. Судовые паровые и газовые энергетические установки : учебник для мореходных училищ / А.Г. Верете, А.К. Дельвинг. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Транспорт, 1990. – 240 с.

21. Волженцев А.В. Сушка зерна пшеницы в псевдооживленном слое / А.В. Волженцев, И.В. Коношин, Р.А. Булавинцев [и др.] // Агротехника и энергообеспечение. – 2020. – № 4(29). – С. 42-48.

22. Воробьёв А.А. Анализ и выбор геометрических параметров бункера для изучения процесса выгрузки сыпучих материалов / А.А. Воробьёв, А.А. Мигров // Известия Петербургского университета путей сообщения. – 2022. – № 1. – С. 97-104.

23. Ворсина Е.В. Экспериментальные исследования процесса получения сорбентов парогазовой активацией Харанорского бурого угля / Е.В. Ворсина, Т. В. Москаленко, В. А. Михеев // Горный информационно-аналитический бюллетень (научно-технический журнал). – 2019. – № 11. – С. 152-159.

24. Вячеславов А.С. Определение площади поверхности и пористости материалов методом сорбции газов / А.С. Вячеславов, М. Ефремова // М.: МГУ, 2011. – С. 65.

25. Габитов Р.Н. Разработка конструкции печи для утилизации твердых отходов и оценка эффективности ее работы / Р.Н. Габитов, О.Б. Колибаба, А.И. Сокольский [и др.] // Вестник Ивановского государственного

энергетического университета. – 2019. – № 5. – С. 23-30.

26. Гайсин И.А. Расчёт основных параметров машин для объёмного дозирования сыпучих продуктов: метод. указания / И.А. Гайсин, Д.А. Башмаков, М.Л. Хазиев. – Набережные Челны: Издательско-полиграфический центр Набережночелнинского института К(П)ФУ, 2018. – 26 с.

27. Грачев А.Н. Исследование свойств жидкого продукта быстрого пиролиза отходов деревообработки / А.Н. Грачев, Р.Г. Сафин, М.А. Таймаров [и др.] // Известия высших учебных заведений. Проблемы энергетики. – 2009. – № 11-12. – С. 80-83.

28. Гришин Ю.М. О расчете теплоемкостей химически реагирующих газов / Ю.М. Гришин // Вестник МГТУ им. Н. Э. Баумана. Серия «Естественные науки». – 2006. – № 3. – С. 93-98.

29. Давидзон М.И. О законе охлаждения Ньютона - Рихмана / М.И. Давидзон // Вестник Ивановского государственного университета. Серия: Естественные, общественные науки. – 2010. – № 2. – С. 70-75.

30. Девяткин Е.В. К расчёту тепловых потерь двухтрубных тепловых сетей при бесканальной прокладке / Е.В. Девяткин, И.А. Гвоздев, А.Ю. Илларионов // Полимерные трубы. – 2012. – № 4. – С. 52-55.

31. Дульнев Г.Н. Теория тепло- и массообмена / Г.Н. Дульнев. – СПб.: НИУ ИТМО, 2012. – 195 с.

32. Дьяконов В.Г. Основы теплопередачи и массообмена: учебное пособие / В.Г. Дьяконов, О.А. Лонцаков; Министерство образования и науки Российской Федерации, Казанский национальный исследовательский технологический университет. – Казань: Издательство КНИТУ, 2015. – 244 с.

33. Зайченко В. М. Направления развития энергетики / В.М. Зайченко, А.А. Чернявский, В.В. Кувшинов, Е.Г. Какушина, С.А. Абейдулин // Энергетические установки и технологии. – 2019. – Т. 5, № 3. – С. 53-61.

34. Зайченко В.М. Экзотермические эффекты низкотемпературного пиролиза биомассы / В.М. Зайченко, Г.А. Сычев, А.Л. Шевченко // Экологическая, промышленная и энергетическая безопасность – 2017: сб. ст.

- по материалам науч.-практ. конф. с междунар. участием. – 2017. – С. 494-497.
35. Исмагилова А.Р. Моделирование пневмотранспорта сыпучих материалов / А.Р. Исмагилова, Е.Ю. Туманова // Современные технологии в нефтегазовом деле – 2019: сборник трудов международной научно-технической конференции: в 2-х томах, Уфа, 29 марта 2019 года. Том 2. – Уфа: Уфимский государственный нефтяной технический университет, 2019. – С. 141-143.
36. Кантышев А.В. Продолжительность и скорость конвективной сушки древесины осины / А.В. Кантышев, Г.Н. Колесников // Повышение эффективности лесного комплекса: материалы Пятой Всероссийской национальной научно-практической конференции с международным участием, Петрозаводск, 22 мая 2019 года. – Петрозаводск: Петрозаводский государственный университет, 2019. – С. 45-47.
37. Козлов А.Н. Экспериментальное определение теплофизических характеристик и кинетико-термодинамический анализ гетерогенных систем на примере твердых топлив: дис. ... канд. техн. наук: 01.04.14 / Козлов Александр Николаевич. — Екатеринбург, 2016. – 152 с.
38. Козырь Д.А. Аспекты термической утилизации органических отходов птицеводства / Д.А. Козырь // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2024. – Т. 335, № 8. – С. 187-196.
39. Кузнецов В.С. Пневматический транспорт на деревообрабатывающих предприятиях. Внешние пневмотранспортные установки: учеб. пособие / В.С. Кузнецов, С.В. Денисов. – Братск: БрГУ, 2007. – 67 с.
40. Лакомкин В.Ю. Тепломассообменное оборудование предприятий (Сушильные установки): учеб. пособие / В.Ю. Лакомкин, С.Н. Смородин, Е.Н. Громова. – СПб.: ВШТЭ СПбГУПТД, 2016. – 142 с.: ил.
41. Леонтьев Н.Е. Основы теории фильтрации / Н.Е. Леонтьев. – М.: Издательство Центра педагогического института при механико-математическом факультете МГУ, 2009. – 88 с.
42. Максименко В.А. Разработка метода низкотемпературной сушки древесины / В.А. Максименко, В.С. Евдокимов, В.С. Калита // Техника и

технология нефтехимического и нефтегазового производства : материалы 10-й Международной научно-технической конференции (Омск, 26–29 февраля 2020 г.) / редкол.: В. А. Лихолобов [и др.]. – Омск : Омский государственный технический университет, 2020. – С. 176-177.

43. Мухин В.М. Активные угли. Эластичные сорбенты, катализаторы, осушители и химические поглотители на их основе / В.М. Мухин ; под общ. ред. д-ра техн. наук В. М. Мухина. – М. : Издательский дом «Руда и металлы», 2003. – 278 с.

44. Мухин В.М. Производство и применение углеродных адсорбентов: учеб. пособие / В.М. Мухин, В.Н. Клушин // М.: Российский химико-технологический университет им. М.В. Менделеева, 2012. – 308 с.

45. Панова Т.В. Теоретическое обоснование температурного поля в сушилке шахтного типа / Т.В. Панова, М.В. Панов // Вклад науки и практики в обеспечение продовольственной безопасности страны при техногенном её развитии : сб. науч. тр. Междунар. науч.-практ. конф. (Брянск, 18–19 марта 2021 г.). – Брянск : Брянский государственный аграрный университет, 2021. – С. 148-152.

46. Патент на полезную модель № 157959 U1 Российская Федерация, МПК С01В 31/08. Реактор-активатор для производства активированного угля на мини-ТЭС : № 2015106271/05 : заявл. 24.02.2015 : опубл. 20.12.2015 / О. В. Афанасьева, Г. Р. Мингалеева ; заявитель Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Казанский научный центр Российской академии наук.

47. Патент № 2030358 С1 Российская Федерация, МПК С01В 31/08. Установка для производства активированного угля : № 4863514/26 : заявл. 09.07.1990 : опубл. 10.03.1995 / К. М. Кулагин, В. Г. Левинсон, С. Л. Глушанков, В. Ф. Олонцев ; заявитель Центральное проектно-конструкторское и технологическое бюро химического машиностроения.

48. Патент № 2321612 С1 Российская Федерация, МПК С10В 49/04, С01В 31/08. Способ и установка для получения активированного угля : № 2006132610/15 : заявл. 11.09.2006 : опубл. 10.04.2008 / Н. Н. Новиков,

В. И. Ребрищев; заявитель Общество с ограниченной ответственностью "Научно-технический центр «Альтернатива».

49. Патент № 2544635 С1 Российская Федерация, МПК В09В 3/00. Способ и устройство для осуществления флэш-пиролиза углеродсодержащего сырья с использованием индукционного нагрева: № 2013146241/13: заявл. 17.10.2013: опубл. 20.03.2015 / С. Д. Варфоломеев, Е. В. Коверзанова, С. М. Ломакин [и др.]; заявитель Открытое акционерное общество "Нефтяная компания «Роснефть».

50. Патент № 2555892 С1 Российская Федерация, МПК С01В 31/08. Аппарат для проведения активации и регенерации: № 2014122681/05: заявл. 03.06.2014: опубл. 10.07.2015 / Е. И. Зорина, Е. А. Фарберова; заявитель Открытое Акционерное Общество «Сорбент».

51. Патент № 2671204 С1 Российская Федерация, МПК С10L 5/04, С10L 5/00, С10L 3/00. способ получения твердого топлива и установка для получения твердого топлива: № 2017119665: заявл. 09.11.2015: опубл. 30.10.2018 / С. Киносита, Й. Такахаси; заявитель Кабусики Кайся Кобе Сейко се (Кобе Стил, лтд.).

52. Патент № 2789699 С1 Российская Федерация, МПК С01В 32/324, С10В 53/00. Способ получения активированного угля: № 2021135547: заявл. 03.12.2021: опубл. 07.02.2023 / Р. Г. Сафин, В. Г. Сотников, А. С. Родионов [и др.]; заявитель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет».

53. Патент № 2844881 С1 Российская Федерация, МПК С01В 32/318. Способ получения активированного угля, преимущественно из высоковлажного органического сырья: заявл. 21.04.2025: опубл. 08.08.2025 / Р. Г. Сафин, А. С. Родионов, В. Г. Сотников, А. Н. Загиров; заявитель Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования «Казанский национальный исследовательский технологический университет».

54. Пиялкин В.Н. Интенсификация процесса пиролиза измельченной

древесины при повышенной температуре Текст. / В.Н. Пиялкин // Лесохимия и подсочка. – 1975. – № 910. – С. 13-14.

55. Пиялкин В.Н. Роль температурно-временных факторов при ультрапиролизе древесного сырья Текст. / В.Н. Пиялкин, А.Я. Киповский, С.А. Прокопьев [и др.] // Известия ВУЗов: Лесной журнал. –Архангельск, 2004. №24. – С. 85-92.

56. Пьянова Л.Г. Научно-теоретические основы синтеза углерод-углеродных адсорбентов медицинского назначения / Л.Г. Пьянова, А.В. Лавренов, Н.Н. Леонтьева [и др.] // Успехи в химии и химической технологии. – 2021. – Т. 35, № 13. – С. 58-60.

57. Равшанов Н. Математическая модель и эффективный численный алгоритм для исследования процессов тепло-влажнопереноса в неоднородных пористых средах / Н. Равшанов, И.У. Шадманов // Проблемы вычислительной и прикладной математики. – 2021. – № S6/1(37). – С. 75-89.

58. Ребров С.Г. Плазменный пиролиз метана с использованием плазмотрона постоянного тока / С. Г. Ребров, В. В. Кошлаков, А. Н. Голиков [и др.] // Прикладная физика. – 2024. – № 5. – С. 26-32.

59. Рекач Ф.В. Определение оптимальной площади отверстий перфорации в колпаке при гидроударе в напорных водоводах / Ф.В. Рекач, Е.К. Синиченко // Вестник Российского университета дружбы народов. Серия: Инженерные исследования. – 2010. – № 2. – С. 64-69.

60. Родионов А.С. Разработка технологии термической переработки растительного сырья в активированный уголь / А.С. Родионов, Р.Г. Сафин, В.Г. Сотников. – Казань : ООО «Редакционно-издательский центр «Школа», 2023. – 96 с.

61. Родионов А.С. Установка пиролиза шахтного типа / А.С. Родионов // Традиционная и инновационная наука: история, современное состояние, перспективы : сборник статей Национальной (Всероссийской) научно-практической конференции, Самара, 22 сентября 2021 года. – Уфа: Общество с ограниченной ответственностью "Омега сайнс", 2021. – С. 7-11.

62. Самонин В.В. Получение активированных углей из гидролизного

лигнина с использованием отходов стадии карбонизации / В.В. Самонин, Е.А. Спиридонова, М.Л. Подвязников [и др.] // Экология и промышленность России. – 2022. – № 9. – С. 4-9.

63. Сапожников И.В. Определение коэффициентов влагопроводности при низкотемпературной сушке древесины / И.В. Сапожников, Н.В. Скуратов, И.И. Алексеева [и др.] // Вестник Московского государственного университета леса – Лесной вестник. – 2016. – № 4. – С. 136-141.

64. Сафин Р.Г. Методика расчета пиролизной зоны в установке производства активированного угля / Р.Г. Сафин, Р.Р. Зиятдинов, В.Г. Сотников [и др.] // Вестник Ижевского государственного технического университета имени М. Т. Калашникова. – 2021. – Т. 24, № 3. – С. 26-35.

65. Сафин Р.Г. Моделирование процесса паровой активации углеродсодержащего сырья в технологической линии производства активированного угля / Р.Г. Сафин, А.С. Родионов, В.Г. Сотников [и др.] // Вестник технологического университета. – 2023. – Т. 26, № 12. – С. 114-119.

66. Сафин Р.Г. Моделирование процесса сушки вторичного сырья в технологической линии производства активированного угля / Р.Г. Сафин, А.С. Родионов, В.Г. Сотников [и др.] // Лесной вестник. Forestry Bulletin. – 2023. – Т. 27, № 4. – С. 117-127.

67. Сафин, Р. Г. Моделирование процесса термохимического разложения растительных отходов в технологической линии производства активированного угля / Р.Г. Сафин, А.С. Родионов, В.Г. Сотников [и др.] // Вестник технологического университета. – 2023. – Т. 26, № 6. – С. 50-56.

68. Сафин Р.Г. Переработка органических отходов в пиролизное топливо / Р.Г. Сафин, В.Г. Сотников, А.Н. Загиров [и др.] // Системы. Методы. Технологии. – 2022. – № 4(56). – С. 116-125.

69. Сафин Р.Г. Пирогенетическая переработка органических отходов : монография / Р.Г. Сафин, А.С. Родионов, В.Г. Сотников // Казанский национальный исследовательский технологический университет. – Казань : Отечество, 2022. – 102, [2] с. : ил. – Библиогр.: с. 85–102 (161 назв.).

70. Сафин Р. Г. Характеристики гранулированного активированного угля

из смеси отходов растительного сырья / Р.Г. Сафин, В.Г. Сотников // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2024. – Т. 335, № 7. – С. 196-205.

71. Сафин Р.Г. Экспериментальная установка для исследования пирогаenetической переработки органических отходов / Р.Г. Сафин, А.С. Родионов, Д.Ф. Зиятдинова [и др.] // Системы. Методы. Технологии. – 2022. – № 1(53). – С. 180-186.

72. Ситдыкова К.Н. Быстрый абляционный пиролиз / К.Н. Ситдыкова, Р.М. Хазиахмедова, А. Н. Грачев [и др.] // Актуальные проблемы науки о полимерах-2018: сборник трудов Всероссийской научной конференции, посвящённой 60-летию кафедры «Технология пластических масс», Казань, 19–20 ноября 2018 г. / отв. ред. О. Ю. Емелина. – Казань : Казанский национальный исследовательский технологический университет, 2018. – С. 25.

73. Со В.М. Поглочительные свойства активных углей, полученных из кожуры плодов тамаринда и скорлупы кокосовых орехов Мьянмы, при адсорбции паров летучих растворителей / В.М. Со, А.В. Нистратов, В.Н. Клушин // Успехи в химии и химической технологии. – 2021. – Т. 35. – №. 12 (247). – С. 142-145.

74. Сороковая Н. Н. Математическая модель и метод расчета динамики сушки и термодеструкции биомассы / Н.Н. Сороковая, Д.Н. Коринчук // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій. – 2018. – № 82, Вип. 1. – С. 66-72.

75. Спиридонова Е.А. Влияние диспергирования фуллерена на сорбционные свойства модифицированных фуллеренами активных углей / Е.А. Спиридонова, В.Ю. Морозова, М.Л. Подвязников, [и др.] // Известия высших учебных заведений. Серия: Химия и химическая технология. – 2021. – Т. 64, № 10. – С. 125-131.

76. Спицын А.А. Получение и физико-химические свойства активированного угля из стеблей бамбука / А.А. Спицын, К.Н. Чу, Д.А. Пономарев [и др.] // Деревообрабатывающая промышленность. – 2020. –

№ 1. – С. 80-87.

77. Стромберг А.Г. Физическая химия: учебник для химических специальностей вузов / А.Г. Стромберг, Д.П. Семченко // под ред. А.Г. Стромберга. – 7-е изд., стер. – М. : Высшая школа, 2009. – 527 с.

78. Сушка в химической промышленности / М.В. Лыков – М. ; Химия, 1970. – 423 с.

79. Табакаев Р.Б. Изменение теплофизических характеристик биомассы с различной долей минерализации в процессе медленного пиролиза / Р.Б. Табакаев, А.В. Астафьев, А.С. Ивашутенко [и др.] // Известия Томского политехнического университета. Инжиниринг георесурсов. – 2021. – Т. 332, № 3. – С. 74-84.

80. Тиллоева Ш.Ф. Влагосодержание газов и осушка их цеолитами / Ш.Ф. Тиллоева // Аллея науки. – 2022. – Т. 1, № 12(75). – С. 616-620.

81. Тимербаев Н.Ф. Комплексная энерготехнологическая переработка древесных отходов с применением прямоточной газификации / Н.Ф. Тимербаев // Казанский национальный исследовательский технологический университет. – Казань : КНИТУ, 2011. – 252 с.

82. Тимербаев Н.Ф. Моделирование процесса прямоточной газификации древесных отходов / Н.Ф. Тимербаев, Р.Г. Сафин, А.Р. Садртдинов [и др.] // Вестник Казанского технологического университета. – 2011. – № 7. – С. 75-79.

83. Тунцев Д.В. Промышленная установка двухэтапной термической переработки отходов лесного комплекса / Д.В. Тунцев, Р.Г. Сафин, А.М. Касимов [и др.] // Вестник Технологического университета. – 2015. – Т. 18, № 15. – С. 132-134.

84. Хвиюзова К.А. Активные угли, полученные методом термохимической активации соломы рапса / К.А. Хвиюзова, Н.И. Богданович, Н.Л. Воропаева [и др.] // Химия растительного сырья. – 2020. – № 1. – С. 337-346.

85. Черненко Г.В. Определение скорости перемещения материала вертикальным шнековым конвейером / Г.В. Черненко // Теория, методы и средства измерений, контроля и диагностики : материалы X Междунар. науч.-

практ. конф. – Новочеркасск : ЮРГТУ (НПИ), 2009. – С. 35-37.

86. Чесноков Н.В. Особенности пиролиза древесины лиственницы и свойства получаемых углей / Н.В. Чесноков, Б.Н. Кузнецов, Ф. Лоро [и др.] // Хвойные бореальной зоны. – 2003. – Т. 21, № 1. – С. 91-96.

87. Швыдкий В.С. Очистка газов : справ. изд. / В.С. Швыдкий, М.Г. Ладыгичев. – М. : Теплоэнергетик, 2002. – 640 с.

88. Шепель Г.А. О коэффициенте температуропроводности древесины / Г.А. Шепель, В.Ф. Надеин, Н.Б. Баланцева // Известия высших учебных заведений. Лесной журнал. – 2007. – № 2. – С. 132-134.

89. Юрьев Ю.Л. Получение древесного угля из отходов деревообрабатывающей промышленности / Ю.Л. Юрьев, В.И. Матюхин, Ю.С. Жуков [и др.] // «Экологические проблемы промышленных регионов». Тезисы докл. межд. выставки «Уралэкология. Техноген. Металлургия-2000», Екатеринбург. – С. 74-75.

90. Юрьев Ю.Л. Термохимическая переработка древесины в условиях лесопромышленного предприятия / Ю.Л. Юрьев, А.В. Солдатов // Лесной журнал. – 2005. – С. 113-118.

91. Яновский, А. А. Теплотехника : учеб. пособие / А.А. Яновский. – Ставрополь : Секвойя, 2020. – 128 с.

92. Antal M.J. The Art, Science, and Technology of Charcoal Production / M.J. Antal, M. Grønli // Industrial & Engineering Chemistry Research. – 2003. – Vol. 42. – P. 1619-1640.

93. Arenas E. The effect of the activating agent and temperature on the porosity development of physically activated coal chars / E. Arenas, F. Chejne // Carbon. – 2004. – Vol. 42, No. 12-13. – P. 2451-2455.

94. Broido A.A simple, sensitive graphical method of treating thermogravimetric analysis data / A.A Broido // Journal of Polymer Science. Part A-2: Polymer Physics. – 1969. – Vol. 7. – P. 1761-1773.

95. Coetzee G.H. Pore development during gasification of South African inertinite-rich chars evaluated using small angle X-ray scattering / G.H. Coetzee, R. Sakurovs, H. Neomagus [et al.] // Carbon. – 2015. – Vol. 95. – P. 250-260.

96. Cybulak M. The influence of biochar on the content of carbon and the chemical transformations of fallow and grassland humic acids / M. Cybulak, Z. Sokołowska, P. Boguta // *Scientific Reports*. – 2021. – Vol. 11, No. 1. – Art. no. 5698.
97. Di Blasi .C. Heat, momentum and mass transport through a shrinking biomass particle exposed to thermal radiation / C. Di Blasi // *Chemical Engineering Science*. – 1996. – Vol. 51, No. 7. – P. 1121-1132.
98. Di Blasi .C. Heat transfer mechanisms and multi-step kinetics in the ablative pyrolysis of cellulose / C. Di Blasi // *Chemical Engineering Science*. – 1996. – Vol. 51, No. 10. – P. 2211–2220.
99. Ebrahimi-Kahrizsangi R. Evaluation of reliability of Coats-Redfern method for kinetic analysis of non-isothermal TGA / R. Ebrahimi-Kahrizsangi, M.H. Abbasi // *Transactions of Nonferrous Metals Society of China*. – 2008. – Vol. 18, No. 1. – P. 217-221.
100. Everson R.C. Reaction kinetics of pulverized coal-chars derived from inertinite-rich coal discards: Gasification with carbon dioxide and steam / R.C. Everson, H. Neomagus, H. Kasaini [et al.] // *Fuel*. – 2006. – Vol. 85, No. 7-8. – P. 1076-1082.
101. Fatehi H. Structural evolution of biomass char and its effect on the gasification rate / H. Fatehi, X.S. Bai // *Applied Energy*. – 2017. – Vol. 185. – P. 998-1006.
102. Filho A.V. Optimization of cationic dye removal using a high surface area-activated carbon from water treatment sludge / A.V. Filho, R.X. Kulman, N.N. Janner [et al.] // *Bulletin of Materials Science*. – 2021. – Vol. 44, No. 1. – Art. no. 41.
103. Gronli M.G. Mathematical model for wood pyrolysis – comparison of experimental measurements with model predictions / M.G. Gronli, M.C. Melaaen // *Energy and Fuels*. – 2000. – Vol. 14, No. 4. – P. 791-800.
104. Hashimoto K. Gasification: Part I. Isothermal, kinetic control model for a solid with a pore size distribution / K. Hashimoto, P.L. Silveston // *AIChE Journal*. – 1973. – Vol. 19, No. 2. – P. 259-268.

105. Huang Z. Kinetic studies of char gasification by steam and CO₂ in the presence of H₂ and CO / Z. Huang, R. Khalil, G. Várhegyi [et al.] // *Fuel Processing Technology*. – 2010. – Vol. 91, No. 8. – P. 843-847.

106. Intanakul, P. Enhancement of enzymatic hydrolysis of lignocellulosic wastes by microwave pretreatment under atmospheric pressure / P. Intanakul, M. Krairiksh, P. Kitchaiya // *Journal of Wood Chemistry and Technology*. – 2003. – Vol. 23, No. 2. – P. 217-225.

107. Jayaraman K. Effect of char generation method on steam, CO₂ and blended mixture gasification of high ash Turkish coals / K. Jayaraman, I. Gokalp // *Fuel*. – 2015. – Vol. 153. – P. 320-327.

108. Koufopoulos C.A. Modelling of the pyrolysis of biomass particles. Studies on kinetics, thermal and heat transfer effects / C.A. Koufopoulos, N. Papayannakos, G. Maschio [et al.] // *The Canadian Journal of Chemical Engineering*. – 1991. – Vol. 69. – P. 907-915.

109. Kumar A.A review on biomass energy resources, potential, conversion and policy in India / A.A. Kumar, N. Kumar, P. Baredar [et al.] // *Renew. Sustain. Energy Rev.* – 2015. – Vol. 45. – P. 530-539.

110. Kumar G. Biomass based hydrogen production by dark fermentation: recent trends and opportunities for greener processes / G. Kumar, S. Shobana, D. Nagarajan [et al.] // *Current Opinion in Biotechnology*. – 2018. – Vol. 50. – P. 136-145.

111. Liu Q. Characteristics and kinetics of coal char steam gasification under microwave heating / Q. Liu, H. He, H. Li [et al.] // *Fuel*. – 2019. – Vol. 256. – Art. no. 115899.

112. Mo L. Visible-light excitable thermally activated delayed fluorescence in aqueous solution from F, N-doped carbon dots confined in silica nanoparticle / L. Mo, X. Xu, Z. Liu [et al.] // *Chemical Engineering Journal*. – 2021. – Vol. 426. – P. 256-268.

113. Nanda S. Biochar as an Exceptional Bioresource for Energy, Agronomy, Carbon Sequestration, Activated Carbon and Specialty Materials / S. Nanda, A.K. Dalai, F. Berruti [et al.] // *Waste and Biomass Valorization*. – 2016. – Vol. 7. –

P. 201-235.

114. Nizam N.U.M. The removal of anionic and cationic dyes from an aqueous solution using biomass-based activated carbon / N.U.M. Nizam, M.M. Hanafiah, E. Mahmoudi [et al.] // *Scientific Reports*. – 2021. – Vol. 11, No. 1. – P. 205-220.

115. Park W.C. Experimental and theoretical investigation of heat and mass transfer processes during wood pyrolysis / W.C. Park, A. Atreya, H.R. Baum // *Combustion and Flame*. – 2010. – Vol. 157, No. 3. – P. 481-494.

116. Safin R.G. A mathematical model of thermal decomposition of wood in conditions of fluidized bed / Safin R.G., Barcik S., Tuntsev D.V., [et al.] // *Acta Facultatis Xylogologiae*, 58(2). – 2016. – P. 141-148.

117. Safin R.G. Installation for the Processing of Plant Waste into Activated Carbon / R.G. Safin, V.G. Sotnikov, D.F. Ziatdinova // *Lecture Notes in Mechanical Engineering*. – 2023. – P. 809-818.

118. Safin R.G. Modeling of the Process of Thermochemical Decomposition of Plant Waste in the Activated Carbon Production Line / R.G. Safin, A.S. Rodionov, D.F. Ziatdinova // *Theoretical Foundations of Chemical Engineering*. – 2024. – Vol. 58, No. 3. – P. 811-817.

119. Shafizadeh F. Introduction to pyrolysis of biomass / F. Shafizadeh // *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. – 1982. – Vol. 3. – P. 283-305.

120. Shaji H. Organic fertilizers as a route to controlled release of nutrients / H. Shaji, V. Chandran, L. Mathew // *Controlled Release Fertilizers for Sustainable Agriculture*. – London: Academic Press, 2021. – P. 231-245.

121. Simons G.A. The structure of coal char: Part I–pore branching / G.A. Simons, M.L. Finson // *Combustion Science and Technology*. – 1979. – Vol. 19, No. 5-6. – P. 217-225.

122. Slezak R. Steam gasification of pyrolysis char from spent mushroom substrate / R. Slezak, L. Krzystek, S. Ledakowicz // *Biomass and Bioenergy*. – 2019. – Vol. 122. – P. 336-342.

123. Soltes E.J. Pyrolysis / E.J. Soltes, T.J. Elder // *Organic Chemicals from Biomass*. – Boca Raton: CRC Press, 1981. – P. 63-95.

124. Umemoto S. Modeling of coal char gasification in coexistence of CO₂ and

H₂O considering sharing of active sites / S. Umemoto, S. Kajitani, S. Hara // *Fuel*. – 2013. – Vol. 103. – P. 14-21.

125. Woo H.C. Adsorptive removal of nitro- or sulfonate-containing dyes by a functional metal-organic framework. Quantitative contribution of hydrogen bonding / H.C. Woo, S.H. Jung // *Chemical Engineering Journal*. – 2021. – Vol. 425. – P. 728-737.

126. Xu R. Thermal self-sustainability of biochar production by pyrolysis / R. Xu, L. Ferrante, K.A. Hall [et al.] // *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*. – 2011. – Vol. 91. – P. 55-66.

127. Zhang B. Magnetic sulfur-doped carbons for mercury adsorption / B. Zhang, S. Petcher, H. Gao // *Journal of Colloid and Interface Science*. – 2021. – Vol. 603. – P. 728-737.

128. Zhang S. Effects of volatile–char interactions on the evolution of char structure during the gasification of Victorian brown coal in steam / S. Zhang, Z. Min, H.L. Tay [et al.] // *Fuel*. – 2011. – Vol. 90, No. 4. – P. 1529-1535.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Статистическая обработка результатов

Для количественной оценки расхождений между расчетными и экспериментальными значениями по известным методикам рассчитаны:

- среднее арифметическое отклонение:

$$\delta' = \frac{\sum_{i=1}^n |\bar{y}_{эi} - \bar{y}_{рi}|}{n};$$

- среднее арифметическое относительное отклонение:

$$\delta'_0 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n \left| \frac{\bar{y}_{эi} - \bar{y}_{рi}}{y_{эi \max} - y_{эi \min}} \right| 10^2;$$

- среднее квадратичное отклонение:

$$\sigma' = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (\bar{y}_{эi} - \bar{y}_{рi})^2}{n}};$$

- среднее квадратичное отклонение среднего арифметического:

$$\sigma'_0 = \frac{\sqrt{\sum_{i=1}^n (\bar{y}_{эi} - \bar{y}_{рi})^2}}{n(n-1)};$$

где $\bar{y}_{эi}, \bar{y}_{рi}$ – среднее значение выходной величины полученные соответственно экспериментальным и расчетным путем, n – количество проведенных опытов.

Таблица 1 – Результаты статистической обработки кинетики процесса сушки

№	t, мин	$y_{эi}$	y_{pi}	$ \overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}} $	δ	$\left \frac{\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}}}{y_{эi \max} - y_{эi \min}} \right $	δ_0	$(\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}})^2$	σ	σ_0
1	0	60,00	59,67	0,33	0,40	0,59	0,71	0,11	0,30	0,06
2	5	40,35	39,60	0,75		1,32		0,57		
3	10	22,17	23,05	0,89		1,56		0,79		
4	15	7,67	7,67	0,01		0,01		0,00		
5	20	3,10	3,07	0,03		0,06		0,00		

Таблица 2 – Результаты статистической обработки кинетики процесса пиролиза сосновой щепы

№	t, мин	$y_{эi}$	y_{pi}	$ \overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}} $	δ	$\left \frac{\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}}}{y_{эi \max} - y_{эi \min}} \right $	δ_0	$(\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}})^2$	σ	σ_0
1	0	98,98	99,98	1,00	2,39	1,38	3,30	1,00	1,03	0,11
2	5	96,71	98,21	1,50		2,07		2,25		
3	10	98,05	96,05	2,00		2,77		4,00		
4	30	91,80	90,80	1,00		1,38		1,00		
5	50	66,12	71,12	5,00		6,92		25,00		
6	70	42,00	45,00	3,00		4,15		9,00		
7	90	34,00	30,00	4,00		5,53		16,00		
8	110	31,62	28,62	3,00		4,15		9,00		
9	140	28,69	27,69	1,00		1,38		1,00		

Таблица 3 – Результаты статистической обработки исследования коэффициента влагопроводности лузги подсолнечника

№	T, °C	$y_{эi}$	y_{pi}	$ \overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}} $	δ	$\left \frac{\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}}}{y_{эi \max} - y_{эi \min}} \right $	δ_0	$(\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}})^2$	σ	σ_0
1	50	$6,46 \cdot 10^{-9}$	$6,29 \cdot 10^{-9}$	$1,7 \cdot 10^{-10}$	$3,08 \cdot 10^{-10}$	$6,14 \cdot 10^{-10}$	$1,11 \cdot 10^{-9}$	$2,89 \cdot 10^{-20}$	$3,09 \cdot 10^{-10}$	$1,03 \cdot 10^{-10}$
2	75	$7,71 \cdot 10^{-9}$	$7,52 \cdot 10^{-9}$	$1,9 \cdot 10^{-10}$		$6,86 \cdot 10^{-10}$		$3,61 \cdot 10^{-20}$		
3	95	$1,08 \cdot 10^{-8}$	$1,13 \cdot 10^{-9}$	$5,63 \cdot 10^{-10}$		$2,03 \cdot 10^{-10}$		$3,17 \cdot 10^{-19}$		

Таблица 4 – Результаты статистической обработки зависимости удельной поверхности активированного угля от времени активации при 900 °C

№	t, мин	$y_{эi}$	y_{pi}	$ \overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}} $	δ	$\left \frac{\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}}}{y_{эi \max} - y_{эi \min}} \right $	δ_0	$(\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}})^2$	σ	σ_0
1	15	549,79	552,40	2,61	11,26	0,35	1,53	6,82	6,88	1,38
2	25	1026,09	1015,70	10,39		1,41		108,02		
3	35	1286,74	1275,20	11,54		1,57		133,22		
4	45	1054,80	1072,30	17,50		2,38		306,41		
5	55	979,55	965,30	14,25		1,93		203,02		

Таблица 5 – Результаты статистической обработки зависимости суммарного объема пор активированного угля от времени активации при 900 °С

№	t, мин	$y_{эi}$	y_{pi}	$ \overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}} $	δ'	$\left \frac{\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}}}{y_{эi \max} - y_{эi \min}} \right $	δ_0	$(\overline{y_{эi}} - \overline{y_{pi}})^2$	σ'	σ_0
1	15	0,30	0,35	0,05	0,02	5,92	2,11	0,00282	0,01	0,00294
2	25	0,53	0,55	0,02		2,43		0,00048		
3	35	0,85	0,86	0,01		1,11		0,00010		
4	45	1,10	1,09	0,00		0,56		0,00002		
5	55	1,20	1,19	0,01		0,56		0,00003		

Оценка экономической эффективности внедрения технологии

Для оценки конкурентоспособности разрабатываемого оборудования проведён расчёт себестоимости производства активированного угля. Технико-экономические показатели процесса в значительной степени определяются стоимостью исходного сырья.

Срок окупаемости оборудования рассчитывался на основе его проектной производительности и среднерыночной стоимости лигниноцеллюлозных отходов. Учитывая широкую доступность и разнообразие потенциальной сырьевой базы, в качестве расчётной единицы принята усреднённая цена лигниноцеллюлозных отходов за тонну.

Расчет затрат на изготовление установки

Конструктивно установка выполнена в виде вертикальной реторты, состоящей из сварных модульных камер, комплектуется стандартными промышленными узлами – питателями, газодувками, насосами и другим вспомогательным оборудованием. Для обеспечения устойчивости и надёжной эксплуатации в производственных условиях, установка смонтирована на несущем стальном каркасе.

В себестоимость изготовления установки включены затраты на основные материалы, приобретение стандартных изделий, механическую обработку и изготовление нестандартных деталей, сборочно-монтажные работы, а также накладные расходы. Расчётные затраты на сборку одной установки производительностью 100 кг/ч (по сухим лигниноцеллюлозным отходам) приведены в таблице 1.

Таблица 1 – Затраты на комплектующие для изготовления установки по производству активированного угля

Наименование изделия	Наименование материала, узла(покупное)	Ед.	Количество	Цена за ед	Сумма руб.
1	2	3	4	5	6
Двухосевой измельчитель	Лист 3 * 2000*2000 Ст3	шт	3	6898	20694
	Круг горячекатаный Ст45 d=60 мм	м	2	3536	7072
	Лист сталь 45 10*2000*2000	шт	2	25120	50240
	Уголок Ст3 40*4	м	5	280	1400
	Фланец DN 200 сталь45	шт	1	1560	1560
Тарельчатая сушилка	Лист 5x1000x2000 Сталь 09Г2С	шт	12	170000	2040000
	Лист 10x1000x1000 Сталь 09Г2С	шт	1	170000	170000
	Фланец DN 200 Сталь 09Г2С	шт	1	1560	1560
	труба d - 200 Сталь 09Г2С	м	1	12915	12915
	Круг горячекатаный Сталь 09Г2С d=60 мм	м	5	11500	57500
	Муфта МУВП 2000-60-2-80-3 УХЛ	шт	1	2400	2400
	Высокотемпературный подшипник 6212 ВНТS ZZ	шт	2	8068	16136
	Каалиновая вата	кг	30	23	690
Камера пиролиза	Лист5x1000x2000 Сталь 12Х18Н10Т	шт	20	170000	3400000
	Фланец DN 200	шт	1	1560	1560
	Фланец DN 120	шт	4	1258	5032
	Фланец DN 80	шт	1	986	986
	труба d - 200 Сталь 12Х18Н10Т	м	2	16000	32000
	труба d - 120 Сталь 12Х18Н10Т	м	15	12000	180000
	труба d - 80 Сталь 12Х18Н10Т	м	2	9563	19126

Продолжение таблицы 1

1	2	3	4	5	6
	Каалиновая вата	кг	38	23	874
Камера активации	Лист 5x1000x2000 Сталь 12X18H10T	шт	12	170000	2040000
	Треугольная труба 80*80*80 Сталь 12X18H10T	м	11	3900	42900
	Фланец DN 120	шт	4	1258	5032
	труба d - 120 Сталь 12X18H10T	м	15	12000	180000
	Каалиновая вата	кг	22	23	506
Камера орошительного охлаждения	Лист 5x1000x2000 Сталь 12X18H10T	кг	8	170000	1360000
	Фланец DN 120	шт	3	1258	3774
	Фланец DN 80	шт	1	986	986
	труба d - 120 Сталь 12X18H10T	м	2	12000	24000
	труба d - 80 Сталь 12X18H10T	м	8	9563	76504
Камера вакуумного охлаждения	Лист 8x1000x2000 Сталь 09Г2С	шт	11	7560	83160
	Затвор вакуумный	шт	2	77800	155600
	Фланец DN 120	шт	1	1258	1258
	Фланец DN 80	шт	1	986	986
	труба d - 120 Сталь 09Г2С	м	2	852	1704
	труба d - 80 Сталь 09Г2С	м	2	750	1500
Сепаратор пиролизных газов	Лист 5x1000x2000 Сталь 09Г2С	шт	9	170000	1530000
	труба d - 200 Сталь 09Г2С	м	3	2600	7800
	труба d - 80 Сталь 12X18H10T	м	2	9563	19126
	Фланец DN 200	шт	1	1560	1560
	Фланец DN 80	шт	3	986	2958
Каталитическая горелка	Лист 5x1000x2000 Сталь 12X18H10T	шт	8	170000	1360000

Продолжение таблицы 1

1	2	3	4	5	6
	Фланец DN 200	шт	1	1560	1560
	Фланец DN 120	шт	4	1258	5032
	Фланец DN 80	шт	4	986	3944
	труба d - 200 Сталь 12X18H10T	м	6	16000	96000
	труба d - 120 Сталь 12X18H10T	м	15	12000	180000
	труба d - 80 Сталь 12X18H10T	м	2	9563	19126
	Каолиновая вата	кг	38	23	874
Дымосос	покупное изделие	шт	2	182823	365646
Центробежный насос	покупное изделие	шт	1	60000	60000
Шнековый питатель	покупное изделие	шт	2	25689	51378
Шлюзовый питатель	покупное изделие	шт	2	45000	90000
Технологические трубы		м	20	1896	37920
Датчики для контроля за процессом получения активированного угля					1000000
З_м				14832579	

Транспортно-заготовительные расходы принимаются в размере 2 – 3 % от стоимости материалов и приобретённых изделий:

$$З_{тр} = 0,02 \cdot З_{м} = 14832579 \cdot 0,02 = 296651,58 \text{ руб.}$$

В таблице 2 приведён перечень основных работ, выполняемых при изготовлении и сборке установки для производства активированного угля производительностью 100 кг/ч.

Затраты на окончательную сборку установки по производству активированного угля, размещённой в сварном каркасе и оснащённой блочной автоматизированной системой управления (БАПС), принимаются в размере

25 % от общей суммы затрат на материалы, покупные изделия и полуфабрикаты, что соответствует среднеотраслевому уровню затрат на сборку и монтаж подобного оборудования:

$$Z_{сб}=0,25 \cdot Z_{м}= 0,25 \cdot 14832579 = 3708144,75 \text{ руб.}$$

Таблица 2 – Затраты на изготовление установки получения активированного угля

Наименование узла	Вид работы	Трудоемкость н/ч	Сумма, руб.
Установка производства активированного угля	Сварочная	Сдельная	4000000
	Слесарная	Сдельная	700000
	Слесарно-сборочная	Сдельная	200000
	Пусконаладочные	Сдельная	400000
Каркас установки производства активированного угля	Сварочная	Сдельная	6000000
	Слесарно-сборочная	Сдельная	100000
БАПС	Монтажные	Сдельная	2000000
	Пусконаладочные	Сдельная	350000
Всего Zi			17000000

Накладные расходы.

Накладные расходы составляют 30 % от суммы на изготовление и сборку установки:

$$Z_{н}=0,3 \cdot (Z_{сб}+ Z_{и})=0,3 \cdot (3708144,75+17000000) = 6212443,42 \text{ руб.}$$

Общие затраты на изготовление установки:

$$Z_{о}= Z_{м}+ Z_{тр}+ Z_{и}+ Z_{сб}+ Z_{н}=42049818,76 \text{ руб.}$$

Затраты на производство активированного угля из лигниноцеллюлозных отходов включают в себя затраты на основные и вспомогательные материалы, энергозатраты, амортизационные отчисления по оборудованию, заработную плату, общепроизводственные расходы.

После запуска установка производства активированного угля эксплуатируется непрерывно, и ее производственный цикл рассчитывается

исходя из того, что установка работает 324 дня в году 24 часа в сутки. Влажность отходов берется 30 %. Исходя из этого находим годовой расход сырья в тоннах:

$$P_c = B \cdot (1+U) \cdot 24 \cdot 324 = 0,1 \cdot 1,3 \cdot 24 \cdot 324 = 1011 \text{ тонн/год.}$$

Для производства активированного угля в установке могут использоваться различные виды отходов без ее технологической перенастройки, поэтому в качестве ценового показателя сырья берется усредненная цена по видам используемых отходов. Ценовые показатели отходов представлены в таблице 3.

Таблица 3 – Затраты на сырье

№	Наименование материала	Единица измерения	Средняя цена за единицу измерения, руб.
1	Некондиционная древесина	Тонна	400
2	Солома (пшеницы, ржи, ячменя, овса)		1100
3	Лузга подсолнечника		2800
4	Скорлупа грецкого ореха		400
5	Жом свекличный		2000
6	Костра льна		1500
Средняя цена Ц_с			1366,6

Расходы на сырье в годовом выражении составят:

$$Z_c = C_c \cdot P_c = 1381700 \text{ руб.}$$

При определении теоретической потребляемой мощности учитывают установленную мощность электрического оборудования и время, необходимое для производства активированного угля за смену. Теоретический расход электроэнергии установки производства активированного угля при полной комплектации представлен в таблице 4.

Таблица 4 – Затраты энергии на работу установки получения активированного угля

Наименование оборудования	Мощность, кВт	Количество, шт	Рабочая смена, ч	Потребляемая электроэнергия, кВт·ч
1	2	3	4	5
Двухосевой измельчитель	7	1	24	168
Дымосос	2	2	24	96
Водокольцевой вакуумный насос	3,5	1	24	84
Шнековый транспортер жаропрочный	3	2	24	144
Шлюзовый питатель жаропрочный	0,7	2	24	33,6
Вакуумный затвор D-400	0,4	2	24	19,2
Всего Этеор				544,8

Фактический расход электроэнергии рассчитывается с учетом коэффициента использования мощности ($K_U = 0,7$):

$$\mathcal{E}_{\text{факт}} = \mathcal{E}_{\text{теор}} \cdot K_U = 544,8 \cdot 0,7 = 381,36 \text{ кВт}\cdot\text{ч.}$$

Суточная стоимость электроэнергии определяется умножением фактического потребления электроэнергии на стоимость одного киловатта:

$$Z_{\mathcal{E}} = \mathcal{E}_{\text{факт}} \cdot \Pi_{\mathcal{E}} = 381,36 \cdot 5,5 = 2097,48 \text{ руб.}$$

С учетом годового фонда рабочего времени (324 дня), годовые затраты электроэнергии для одной установки производительностью в 100 кг/ч по сухим отходам составят 679583,52 рубля.

Сумма амортизационных отчислений рассчитывается на основании стоимости оборудования, установки и годовых норм амортизации, которая

составляет 14 %. Для установки производства активированного угля сумма амортизации составит 5886974,62 рубля.

Расчет затрат на выплату заработной платы

Процесс производства активированного угля в разрабатываемой установке автоматизирован и необходимости в большом штате работников нет. Затраты на зарплатный фонд представлены в таблице 5.

Таблица 5 – Фонд заработной платы

Штат	Списочная численность работников	Оклад, руб./мес.	З/п общая, руб./мес.	Годовой фонд з/п, руб.
Оператор	3	70000	210000	2520000
Технолог	1	95000	95000	1140000
Всего Ззп				3660000

Патенты

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ

**ПАТЕНТ**

НА ИЗОБРЕТЕНИЕ

№ 2844881

**Способ получения активированного угля,
преимущественно из высоковлажного органического
сырья**

Патентообладатель: *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Казанский национальный исследовательский технологический университет" (ФГБОУ ВО "КНИТУ") (RU)*

Авторы: *Сафин Рушан Гареевич (RU), Родионов Алексей Сергеевич (RU), Сотников Виктор Георгиевич (RU), Загиров Айдар Ниязович (RU)*

Заявка № 2025109994

Приоритет изобретения 21 апреля 2025 г.

Дата государственной регистрации
в Государственном реестре изобретений
Российской Федерации 08 августа 2025 г.

Срок действия исключительного права
на изобретение истекает 21 апреля 2045 г.

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности*

документ подписан электронной подписью
Сертификат: 649267360.УС.С.51604106.7b5e2026
Владелец: **Зубов Юрий Сергеевич**
Действителен с 10.07.2024 по 07.10.2025

Ю.С. Зубов



РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ



ПАТЕНТ

НА ИЗОБРЕТЕНИЕ

№ 2789699

Способ получения активированного угля

Патентообладатель: *Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования "Казанский национальный исследовательский технологический университет" (ФГБОУ ВО "КНИТУ") (RU)*

Авторы: *Сафин Рушан Гареевич (RU), Сотников Виктор Георгиевич (RU), Родионов Алексей Сергеевич (RU), Хайруллин Ильдар Фаритович (RU), Загиров Айдар Ниязович (RU)*

Заявка № 2021135547

Приоритет изобретения 03 декабря 2021 г.

Дата государственной регистрации
в Государственном реестре изобретений
Российской Федерации 07 февраля 2023 г.

Срок действия исключительного права
на изобретение истекает 03 декабря 2041 г.

*Руководитель Федеральной службы
по интеллектуальной собственности*

документ подписан электронной подписью
Сертификат 68b80077c14e40f0a94edbd24145d5c7
Владелец **Зубов Юрий Сергеевич**
Действителен с 20.05.2022 по 26.05.2025

Ю.С. Зубов



Приложение Г

«УТВЕРЖДАЮ»

Генеральный директор

ООО «Реализация Альтернативных решений»

Хакимов Р.Ф.

«26» января 2026 г.



АКТ

о принятии к внедрению

Настоящим актом подтверждается, что «26» января 2026 г. в ООО «Реализация Альтернативных решений» были рассмотрены результаты исследований аспиранта Родионова А.С. под руководством д.т.н., профессора Тимербаева Н.Ф. рамках договора № 3-24 от 23.01.2024 по теме «Разработка аппарата конвективной сушки для установки термолизной переработки вторичного сырья в активированный уголь».

В результате принято решение о внедрении предложенной технологии пиролизной переработки сельскохозяйственных отходов в активированный уголь в производственный процесс.

Заместитель генерального
директора
ООО «Реализация
Альтернативных решений»
главный инженер:



Д.В. Ключкин

Представители
ФГБОУ ВО «КНИТУ»:

Н.Ф. Тимербаев


 А.С. Родионов