

Федеральное государственное бюджетное учреждение науки Объединенный
институт высоких температур РАН

На правах рукописи

КУЗЬМИНА Юлия Сергеевна

Экспериментальное исследование процесса низкотемпературного пиролиза
(торрефикации) гранулированного биотоплива

05.14.01 – энергетические системы и комплексы

**Диссертация
на соискание ученой степени
кандидата технических наук**

Научный руководитель: д.т.н. Зайченко В.М.

Москва – 2016

ОГЛАВЛЕНИЕ

ВВЕДЕНИЕ.....	4
1 ИСПОЛЬЗОВАНИЕ БИОМАССЫ В ЭНЕРГЕТИКЕ	9
1.1 Биомасса и методы ее переработки для топливного использования.....	9
1.2 Процесс торрефикации биомассы	11
1.3 Схемы процесса торрефикации	17
1.4 Типы реакторов торрефикации.....	19
1.4.1 Шнековые реакторы.....	20
1.4.2 Тарельчатые реакторы	23
1.4.3 Реакторы с подвижным слоем	26
1.4.4 Реактор с псевдожизненным слоем.....	29
1.4.5 Сравнение реакторов торрефикации.....	30
1.5 Методы очистки парогазовой смеси торрефикации.....	32
1.6 Сферы применения торрефицированных пеллет.....	38
1.6.1 Совместное сжигание с углем.....	39
1.6.2 Сжигание в пеллетных котлах	42
1.6.3 Газификация торрефицированного сырья	43
Выводы по главе 1.....	44
2 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА ТОРРЕФИКАЦИИ ДРЕВЕСНЫХ ПЕЛЛЕТ	45
2.1 Экспериментальный стенд для исследования процесса торрефикации....	45
2.1 Определение характеристик торрефицированных пеллет.....	52
2.1.1 Элементный состав пеллет	54
2.1.2 Влияние торрефикации на выход летучих из пеллет	57
2.1.3 Изменение теплоты сгорания в процессе торрефикации.....	59
2.1.4 Плотность необработанного и торрефицированного топлива	61
2.1.5 Изменение гигроскопичности необработанных и торрефицированных пеллет.....	63
Выводы по главе 2.....	66

3 ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ КОМПЛЕКС С РЕАКТОРОМ ТОРРЕФИКАЦИИ	67
3.1 Принципиальная схема энерготехнологического комплекса.....	67
3.2 Секция реактора торрефикации.....	69
3.2.1 Конструкция секции реактора торрефикации.....	69
3.2.2 Проведение испытаний.....	70
3.3 Математическая модель реактора торрефикации.....	74
3.4 Результаты расчетов	79
Выводы по главе 3.....	84
4 Сферы практического применения результатов работы.....	86
4.1 Опытно-промышленный энерготехнологический комплекс.....	86
4.2 Оценка экономической эффективности когенерационного комплекса	88
4.3 Оценка эффективности топливного применения торрефицированных пеллет.....	93
4.3.1 Возможность совместного сжигания угля и торрефицированных пеллет.....	93
4.3.2 Расчет пеллетного котла.....	97
4.3.3 Расчет газогенератора на различных видах топлива.....	99
Выводы по главе 4.....	103
ЗАКЛЮЧЕНИЕ	104
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ	105
Приложение А – Письмо о внедрении	114
Приложение Б – Программа расчета экономической эффективности комплекса.....	116
Приложение В – Программа расчета котла КП-300	121
Приложение Г – Программа расчета газогенератора.....	130

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы

Высокий уровень цен на традиционные энергоносители и ужесточение экологических требований к энергетическим установкам обуславливают интерес к использованию биотоплива. Биотопливо – возобновляемый энергетический ресурс на основе биомассы растительного и животного происхождения. Общемировой ежегодный прирост биомассы в виде отходов составляет 220 млрд. тонн, при этом ее энергетический потенциал превышает потенциал ископаемого топлива [1]. Следует отметить, что сегодня за счет биомассы обеспечивается приблизительно 14 % общего энергопотребления в мире [2].

Ресурсы биомассы в России распределены крайне неравномерно, причем основные ее запасы сосредоточены в северных и восточных регионах с наименьшей плотностью населения и, соответственно, с меньшей потребностью в энергии по сравнению с центральными и южными регионами. При этом низкая плотность энергии биомассы делает ее транспортировку экономически невыгодной даже на незначительные расстояния. Этот недостаток может быть устранен за счет гранулирования биомассы, в результате чего получаются твердые топливные гранулы (пеллеты), широко используемые в энергетике, в особенности, в европейских странах.

Растущая популярность пеллет обусловлена рядом их преимуществ по сравнению с необработанной биомассой:

- уменьшение объема складов на 50 % за счет большего насыпного веса;
- снижение затрат на транспортировку;
- горение в топке котла происходит более эффективно;
- процесс сжигания может быть легко автоматизирован.

Сегодня в России действует около 200 предприятий с общим объемом производства более 1,5 млн. тонн пеллет в год. При этом спрос на пеллеты растет с каждым годом.

При всех своих достоинствах пеллеты обладают одним существенным недостатком – гигроскопичностью (способностью впитывать влагу на открытом воздухе). Эта проблема может быть решена за счет использования технологии низкотемпературного пиролиза (торрефикации). Биомасса нагревается до температур 200 – 300 °С в бескислородной среде, в результате чего приобретает гидрофобные свойства, также увеличивается ее удельная теплота сгорания.

Внедрение технологии торрефикации позволит получать топливные пеллеты из биомассы с повышенными теплотехническими характеристиками, использование которых в энергетических целях будет способствовать снижению потребления традиционных ископаемых топлив.

Хотя интерес к технологии торрефикации растет с каждым годом, и все больше компаний и институтов занимаются исследованиями и разработками в этой области, на сегодняшний день нет промышленной технологии производства торрефицированных пеллет.

Разработка технологии торрефикации позволит создать биотопливо, способное конкурировать с традиционными ископаемыми топливами (например, углем).

Часть исследований выполнена в рамках Соглашения о предоставлении государственной субсидии, заключенного между ОИВТ РАН и Минобрнауки РФ, № 14.607.21.0032 от 05.04.2016 г. по теме «Разработка и создание экспериментального многофункционального энерготехнологического комплекса для низкотемпературного пиролиза биомассы».

Цель работы

Исследование процесса торрефикации, свойств торрефицированных пеллет, определение основных параметров процесса торрефикации и

разработка принципиальной схемы когенерационного энерготехнологического комплекса с реактором торрефикации.

Для достижения поставленной цели решались следующие основные задачи:

1. Реализация процесса торрефикации с использованием продуктов сгорания газопоршневой энергоустановки.
2. Изучение влияния основных режимных параметров процесса торрефикации (температура и время процесса) на физико-химические свойства торрефицированных пеллет.
3. Разработка схемы когенерационного комплекса с реактором торрефикации.

Научная новизна работы

1. Предложена и исследована новая схема процесса торрефикации с прямым нагревом биомассы продуктами сгорания газопоршневой энергоустановки.
2. Разработана математическая модель реактора торрефикации для расчета основных параметров процесса.
3. Разработан когенерационный энерготехнологический комплекс, состоящий из реактора торрефикации, газопоршневой энергоустановки и теплообменного аппарата, для производства электрической и тепловой энергии и биотоплива (торрефицированных пеллет).

Практическая значимость работы

1. Экспериментально подтверждена возможность реализации процесса торрефикации в реакторе с прямым нагревом древесных пеллет продуктами сгорания газопоршневой энергоустановки.
2. Получены зависимости потери массы и удельной теплоты сгорания от температуры торрефикации и времени процесса.

3. Разработана принципиальная схема энерготехнологического когенерационного комплекса с реактором торрефикации производительностью 200 кг/ч по исходному сырью.

4. Результаты исследований использованы при создании энерготехнологического когенерационного комплекса на линии гранулирования биомассы завода ОАО «ПРОДМАШ», г. Ростов-на-Дону.

Положения, выносимые на защиту

1. Технология процесса торрефикации с использованием продуктов сгорания газопоршневой энергоустановки.

2. Результаты экспериментальных исследований свойств торрефицированных пеллет (элементный состав, выход летучих, зольность, влажность, плотность, теплота сгорания и гигроскопичность).

3. Математическая модель реактора торрефикации.

4. Принципиальная схема энерготехнологического комплекса с реактором торрефикации производительностью 200 кг/ч.

Личный вклад автора

Все положения, выносимые на защиту, получены лично автором или при его определяющем участии.

Апробация работы

Результаты исследований докладывались на российских и международных научных конференциях:

1. V Школа молодых ученых им. Э.Э. Шпильрайна «Актуальные проблемы освоения возобновляемых энергоресурсов, Махачкала, 2012.

2. 14th International Waste Management and Landfill Symposium, Sardinia, Italy, 2013.

3. VI Школа молодых ученых им. Э.Э. Шпильрайна «Актуальные проблемы освоения возобновляемых энергоресурсов», Махачкала, 2013.

4. XXIX International Conference on Equations of State for Matter, Эльбрус, 2014.
5. 2nd International Congress on Energy Efficiency and Energy Related Materials (ENEFM2014), Mugla, Turkey, 2014.
6. Международный конгресс «Возобновляемая энергетика XXI век: Энергетическая и экономическая эффективность» REENCON-2015, Москва, 2015.
7. IV Международная конференция «Возобновляемая энергетика: проблемы и перспективы» и VIII Школа молодых ученых «Актуальные проблемы освоения возобновляемых энергоресурсов» им. Э.Э.Шпильрайна, Махачкала, 2015.
8. XXXI Международная конференция «Уравнения состояния вещества», Эльбрус, 2016.
9. 2nd International Conference on BIOMASS «IConBM2016», Sicily, Italy, 2016.
10. Междисциплинарный молодежный научный форум с международным участием «Новые подходы в энергетике», Казань, 2016.

По материалам диссертации опубликовано 16 печатных работ, в том числе 3 статьи в журналах из перечня ВАК и 1 статья в журнале, входящем в реферативную базу данных Scopus. В процессе работы над диссертацией получено 2 патента на полезную модель и 1 свидетельство о регистрации программы для ЭВМ.

Структура и объем диссертационной работы

Диссертация включает введение, четыре главы, заключение и список литературы (82 наименования). Работа изложена на 147 страницах текста, содержит 50 рисунков, 21 таблицу и 4 приложения.

1 ИСПОЛЬЗОВАНИЕ БИОМАССЫ В ЭНЕРГЕТИКЕ

1.1 Биомасса и методы ее переработки для топливного использования

Понятие «биомасса» включает в себя все многообразие естественной растительной органики (древесину, торф, водоросли, листья); растительные отходы сельскохозяйственной деятельности (солому, шелуху подсолнечника, ботву, скорлупу орехов); отходы промышленных производств, прежде всего, лесозаготовительной и деревообрабатывающей промышленности, целлюлозно-бумажных комбинатов; специально выращенные на энергетических плантациях быстрорастущие растения (сорго, репс, тополь, осина, ива); органическая часть бытовых отходов. Запасы биомассы (прежде всего, древесины) в России огромны. Достаточно сказать, что 50 % территории Российской Федерации покрыто лесами [3], что составляет около 24 % лесов всей планеты.

Из биомассы могут быть получены три вида топлива: твердое, жидкое, газообразное. Основные процессы переработки биомассы для использования в качестве топлива:

- механическая обработка – твердое топливо (пеллеты, брикеты) и жидкие растительные масла (например, рапсовое масло), дальнейшая переработка которых позволяет получать биодизельное топливо;
- термохимическая конверсия (нагрев и переработка сырья при воздействии высоких температур и давлений), в результате которой получают жидкое (топочный мазут, легкое углеводородное топливо), газообразное и твердое (полукокс) топливо;
- биопереработка с получением жидкого (биоэтанол, фурфурол) и газообразного топлива (в основном метан).

Основное применение биомассы в энергетике – прямое сжигание. При всей доступности и широкому распространению биомасса как топлива для прямого сжигания имеет ряд недостатков: низкую плотность энергии,

высокую влажность и неоднородность геометрических форм, затрудняющую механизацию процесса сжигания. Часть недостатков устраняется за счет гранулирования биомассы, в результате чего получаются твердые топливные гранулы (пеллеты) [4].

Рынок пеллет в последнее время значительно увеличился. Так, в России с 2010 по 2015 г. средний годовой темп прироста производства пеллет составляет 35 %, и в 2015 году производство достигло 960 тыс. тонн [5].

По данным официальной статистики [6] почти весь объём производимых пеллет в России отправляется на экспорт: в 2014 году объём российского экспорта пеллет составил 879 тыс. тонн на общую сумму 126 млн долл. США (рисунки 1.1 и 1.2). Ключевыми странами-получателями в 2014 году стали Дания (43 %) и Швеция (25 %).

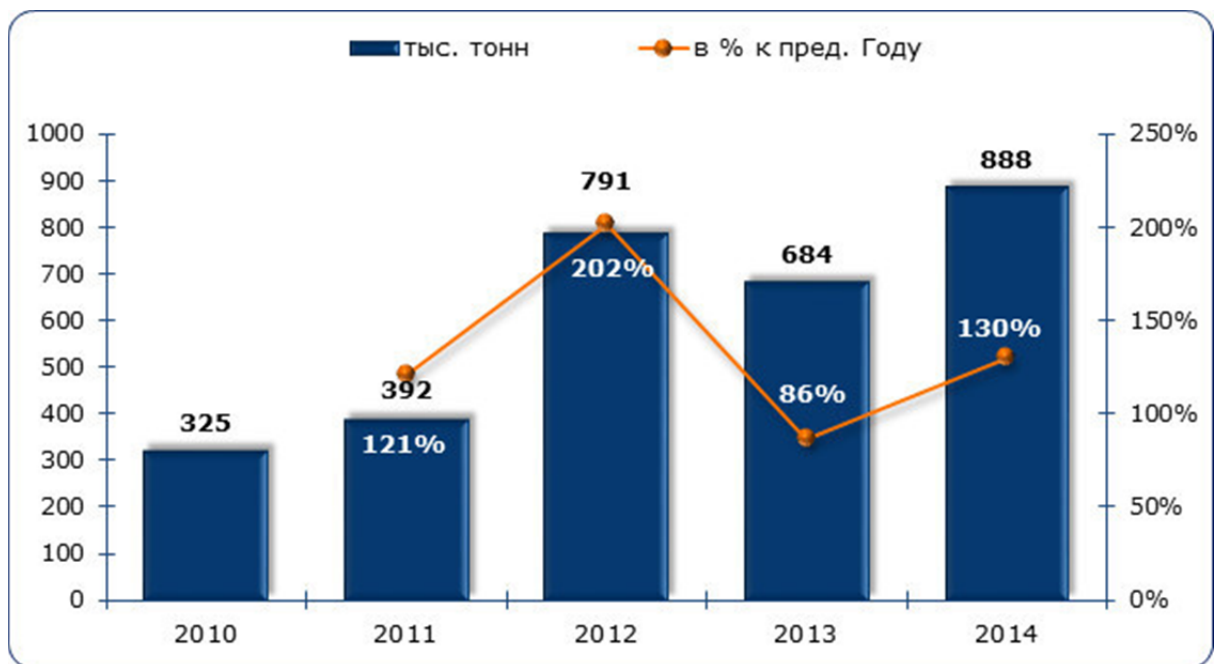


Рисунок 1.1 – Объем и динамика производства пеллет в России

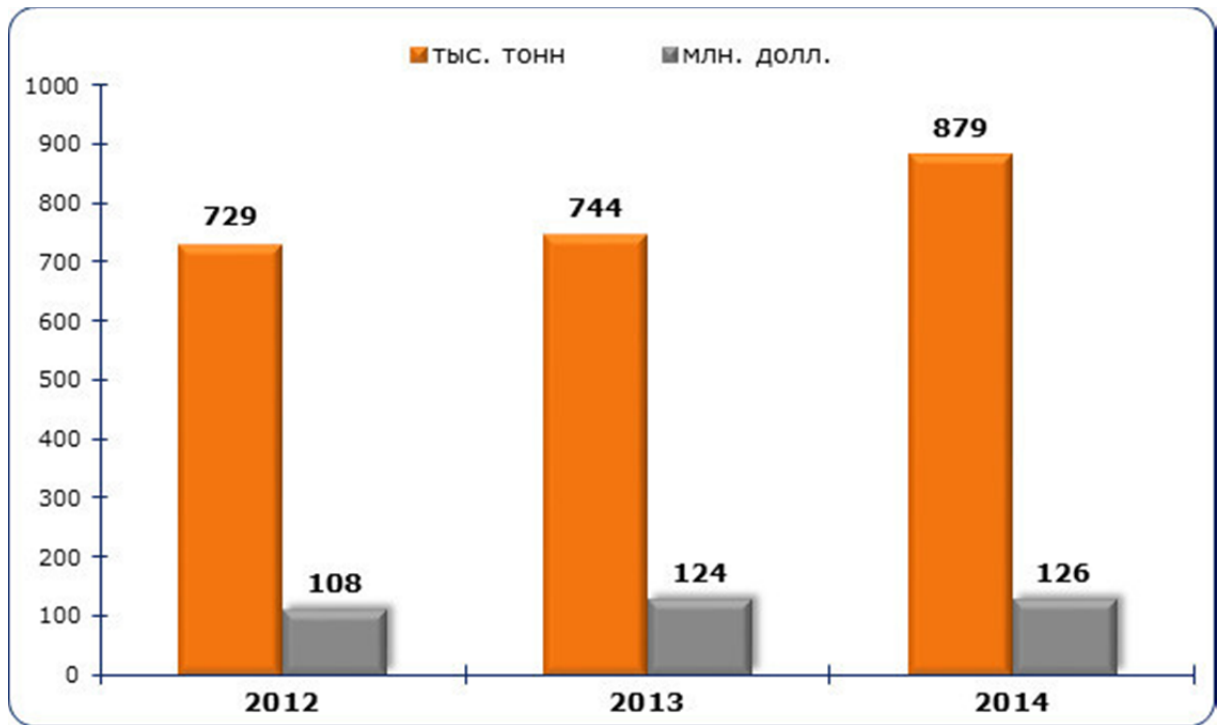


Рисунок 1.2 – Объем российского экспорта пеллет

Важным преимуществом пеллет или брикетов в сравнении с исходным сырьем является возможность автоматизации процесса сжигания. Основная проблема при транспортировке и хранении пеллет – их гигроскопичность, что приводит к особым условиям транспортировки и хранения.

1.2 Процесс торрефикации биомассы

Один из путей решения проблемы повышения потребительских свойств пеллет – торрефикация (низкотемпературный пиролиз). Процесс торрефикации заключается в нагреве исходного сырья в инертной газовой среде до температуры, называемой температурой торрефикации, и выдержке при этой температуре в течение заданного времени. При нагреве биомассы происходит ее термическое разложение, в результате которого образуются летучие продукты и твердый остаток с повышенным содержанием углерода. В состав летучих продуктов входят неконденсирующиеся газы – CO_2 , CO , H_2 , N_2 и C_nH_m (среди газообразных углеводородов основным является CH_4) и пары пирогенетической воды, различных кислот и смол, при нормальных

условиях формирующих жидкую фракцию. На рисунке 1.3 представлен примерный состав продуктов торрефикации [7]. Состав каждой из фракций и количественное соотношение между ними зависят от типа биомассы, температуры торрефикации и, в меньшей степени, от скорости нагрева.

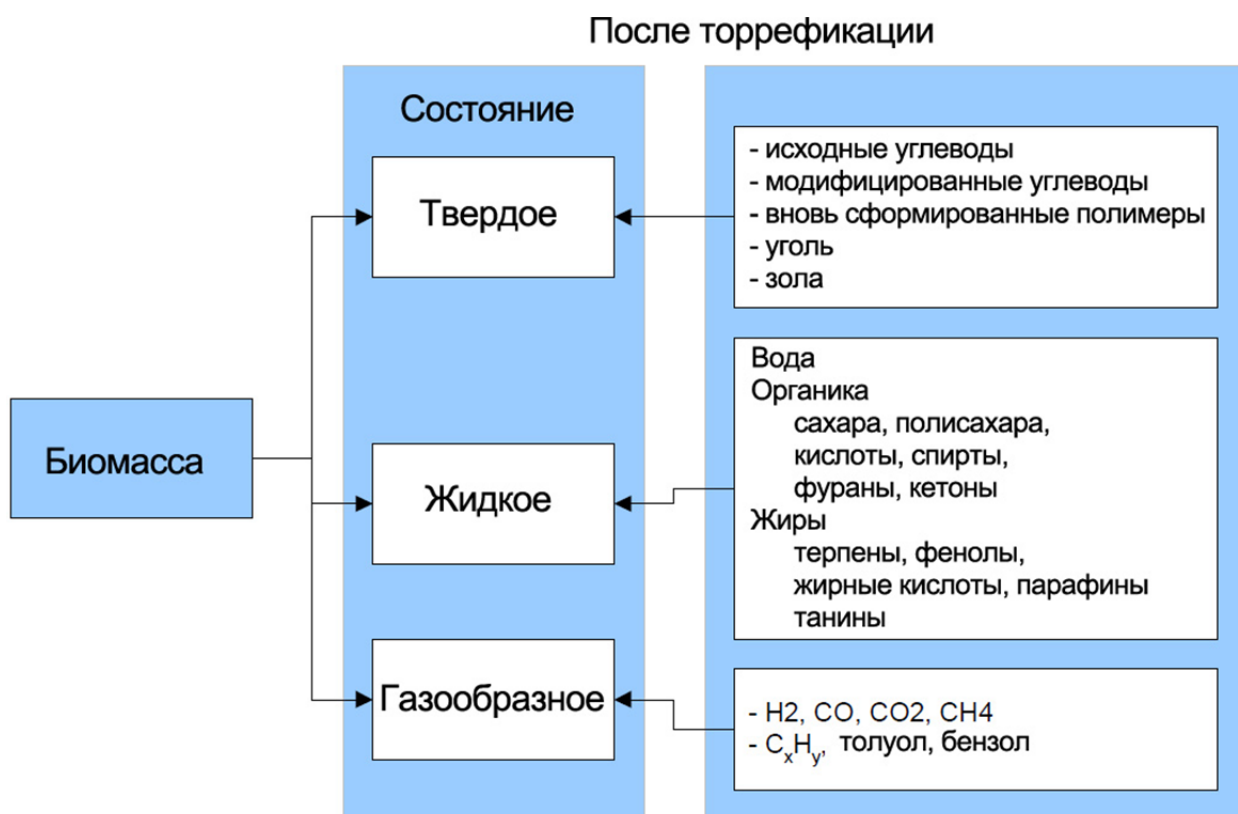


Рисунок 1.3 – Продукты торрефикации [7]

Горючей частью биомассы является ее органическая составляющая, в состав которой входят углерод (массовая доля $\sim 0,5$), водород ($\sim 0,06$), кислород ($\sim 0,4$), азот ($< 0,03$) и сера ($< 0,01$). Содержание углерода, водорода и кислорода в топливе определяет величину его теплоты сгорания, и различные виды топлива могут быть сгруппированы, исходя из величины отношений $[O]/[C]$ и $[H]/[C]$. Наглядное представление об элементном составе различных видов твердого топлива дает диаграмма Ван Кревелена [7], представленная на рисунке 1.4. На диаграмме приведены данные для необработанной древесины, торрефицированной древесины с указанием

температуры торрефикации (в скобках), древесного угля, каменного угля и торфа.

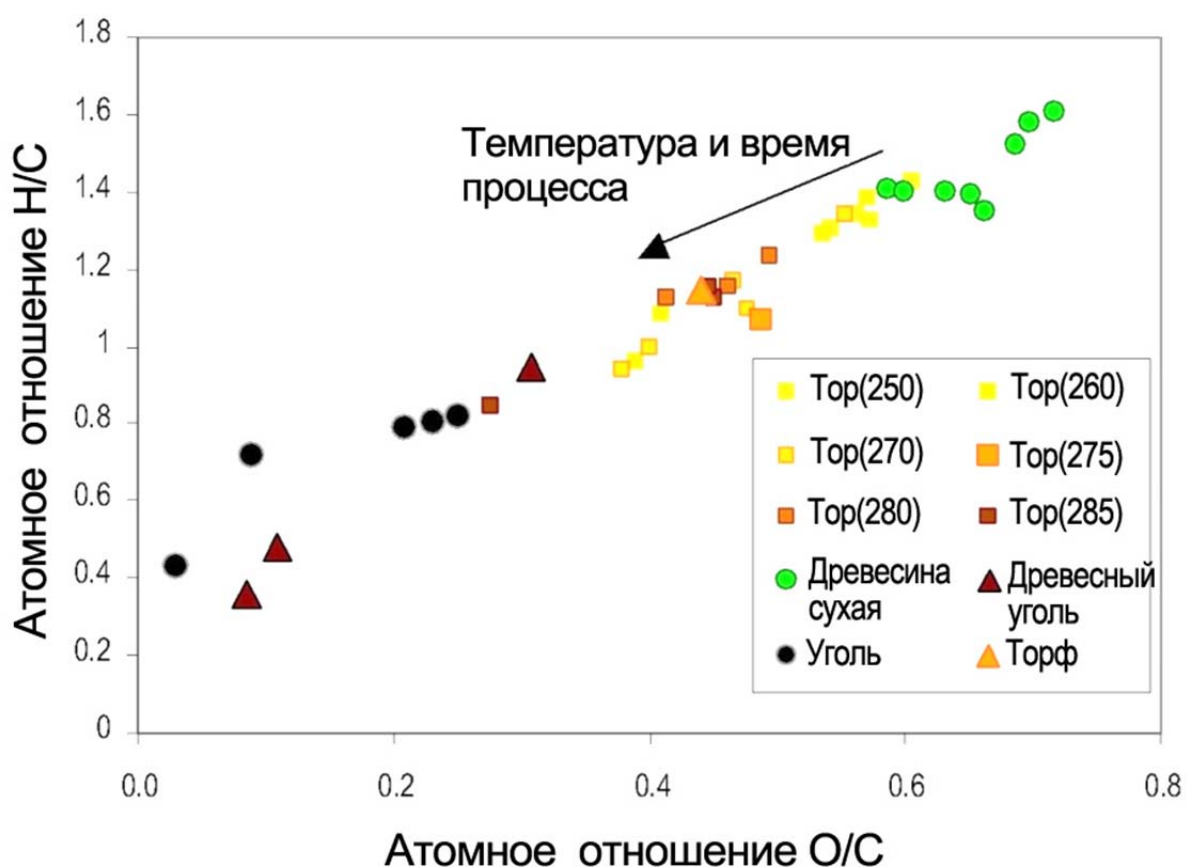


Рисунок 1.4 – Диаграмма Ван Кревелена для различного топлива [7] (в скобках указана температура торрефикации)

Согласно диаграмме Ван Кревелена торрефицированная биомасса приближается к твердым топливам, обладающим более высокими значениями теплоты сгорания. Эта тенденция сохраняется как при увеличении температуры торрефикации, так и времени выдержки. Стоит отметить, что тип биомассы также оказывает сильное влияние на режимные параметры и свойства конечного продукта процесса торрефикации. Так, при одинаковых условиях (температура торрефикации 290 °C, время 30 мин.) массовые потери соломы пшеницы (содержание гемицеллюлозы составляет 30,8 %) существенно превышают массовые потери древесины ивы (содержание гемицеллюлозы составляет 14,1 %) [8]. В то же время из трех

органических составляющих биомассы наименьшей калорийностью обладают гемицеллюлозы, а наибольшей – лигнин. Отсюда следует, что биомасса с более высоким содержанием лигнина, во-первых, имеет более высокую теплоту сгорания и, во-вторых, влияние процесса торрефикации на относительное изменение теплоты сгорания такой биомассы меньше. Последний вывод подтверждается сопоставлением литературных данных, представленных в [9], показывающих влияние торрефикации на теплоту сгорания различных видов древесины и различных видов сельскохозяйственных отходов, в которых содержание гемицеллюлозы обычно больше, а лигнина меньше, чем в древесине. Что касается такого показателя как энергетический выход, то из данных, приведенных в [9], следует, что при торрефикации, характеризующейся температурами до 300 °С и временем выдержки до 60 мин., для древесины разных пород он варьируется в пределах 60 – 98 %, а для разного рода сельскохозяйственных отходов – в пределах 29 – 98 %.

«Ужесточение» режимов торрефикации, с одной стороны, приводит к увеличению теплоты сгорания обрабатываемого сырья, а с другой стороны – к уменьшению энергетического выхода в процессе торрефикации. Поэтому, исходя из энергетических соображений, сделать однозначный выбор в пользу тех или иных режимных параметров процесса не представляется возможным. Для этого должны быть привлечены дополнительные критерии, учитывающие назначение конечного продукта, что и определит приоритет одних свойств перед другими.

В таблице 1.1 представлено сравнение основных видов топлив с торрефицированными пеллетами.

Таблица 1.1 – Сравнительные характеристики различных видов древесного топлива [10]

Характеристика	Щепа	Пеллеты	Торрефицированные пеллеты	Древесный уголь	Каменный уголь
Влажность, %	30 – 45	8 – 10	2 – 5	1 – 5	10 – 20
Теплота сгорания, МДж/кг	9 – 12	15 – 16	20 – 24	30 – 32	23 – 28
Выход летучих, %	70 – 75	70 – 75	55 – 65	10 – 12	15 – 30
Фиксированный углерод, %	20 – 25	20 – 25	28 – 35	85 – 87	50 – 55
Насыпная плотность, кг/л	0,20 – 0,25	0,55 – 0,75	0,75 – 0,85*	~ 0,20	0,8 – 0,85
Объемная плотность энергии, ГДж/м ³	2,0 – 3,0	7,5 – 10,4	15,0 – 18,7*	6 – 6,4	18,4 – 23,8
Зольность, %	0,7 – 1,2	0,9 – 1,4	< 3	< 5	10 – 40
Содержание пыли	среднее	допустимое	допустимое	высокое	допустимое
Гигроскопичность	высокая	пониженная	низкая	низкая	низкая
Склонность к биологической деградации	высокая	пониженная	нет	нет	нет
Требования к размолу	повышенные	повышенные	обычные	обычные	обычные
Требования к хранению	высокие	средние	низкие	низкие	низкие
Стоимость транспортировки	высокая	умеренная	низкая	низкая	низкая

* – процесс торрефикации предшествует процессу пеллетизации

В случае использования в качестве исходного сырья древесных отходов в зависимости от условий, при которых проводится торрефикация, низшая теплота сгорания может достигать 20 – 24 МДж/кг. Отметим, что теплота

сгорания сухой древесины и обычных древесных пеллет не превышает 16 МДж/кг (таблица 1.1).

Процесс торрефикации может использоваться как на стадии подготовки исходного сырья перед гранулированием [11, 12], так и для обработки твердого пеллетированного [13] или брикетированного [14] топлива из биомассы. При торрефикации пеллет необходимо учитывать их хрупкость и в качестве реактора использовать агрегат с минимальным количеством подвижных деталей. С другой стороны, при торрефикации негранулированного сырья (щепы, опилок, с/х отходов) возникают сложности в процессе гранулирования [15] (необходимость добавления связующих в процессе прессования торрефицированной биомассы и сильный износ матриц грануляторов). Так как одним из направлений использования торрефицированной биомассы является совместное сжигание с углем [7], то в этом случае последующее гранулирование не обязательно (для пылеугольных горелок). Поэтому организацию процесса торрефикации необходимо решать, исходя из конечной цели. Также при выборе схемы процесса необходимо учесть существующие оборудование и производственные мощности [16]. Например, в случае, если на предприятии имеется котел или другой источник тепла, часть которого можно использовать при организации процесса торрефикации, то вполне логичной является схема с использованием продуктов сгорания в качестве инертного теплоносителя (или воды / масла в случае нагрева через стенку).

Работы в области торрефикации ведутся в ряде стран (преимущественно в Европе и США). Среди компаний, занимающихся этой проблематикой, можно выделить TopellEnergy (Нидерланды), Thermya (Франция), Atmosclear (Великобритания), IntegroEarthFuels (США) [10]. Несмотря на интерес к разработке технологического процесса и созданию реализующих его установок, в настоящее время большинство проектов находится в стадии создания пилотных образцов, хотя в ряде проектов

заложены достаточно крупные объемы производства торрефицированных пеллет.

Ниже рассмотрены основные схемы, применяемые для организации процесса торрефикации.

1.3 Схемы процесса торрефикации

Существует две основные схемы процесса торрефикации – прямой (рисунок 1.5) и непрямой нагрев (рисунок 1.6) [17].

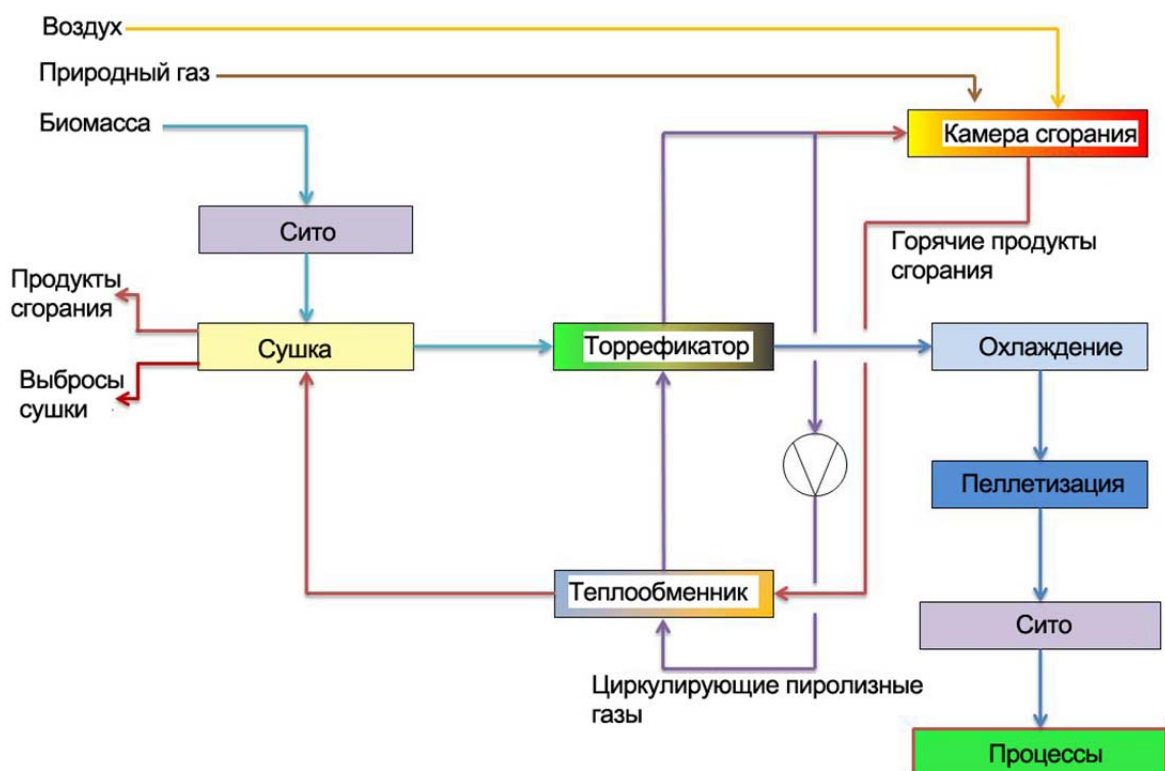


Рисунок 1.5 – Схема с прямым нагревом сырья [17]

При прямом нагреве (рисунок 1.5) биомасса непосредственно контактирует с нагревающей средой. В большинстве работ, представленных в обзоре технологий [10], в качестве инертного теплоносителя используются подогретые газы торрефикации. В схеме (рисунок 1.5) газообразная фаза после торрефикации направляется в камеру сгорания, где в качестве дополнительного топлива применяется природный газ (возможно

получить конкурентоспособное топливо. Стоит отметить, что эффективность нагрева через стенку существенно ниже, чем при прямом нагреве сырья.

При прямом нагреве сырья в качестве теплоносителя возможно использовать вторичные энергоресурсы, например, продукты сгорания, образующиеся при сжигании органического топлива в специальных горелках. В [18] предложен ряд когенерационных схем, в которых одновременно с торрефицированной биомассой производится электроэнергия или тепло. Эффективность эксплуатации таких установок значительно увеличивается за счет использования части избыточного тепла для производства нового товарного продукта – торрефицированных пеллет.

1.4 Типы реакторов торрефикации

Почти во всех исследованиях в качестве исходного сырья используют щепу, опилки, сельскохозяйственные отходы, которые впоследствии гранулируют. Это значительно снижает время прогрева сырья, но ведет к усложнению процесса грануляции (добавка связующих веществ, повышенный износ матриц пресс-гранулятора). С другой стороны, при использовании в качестве сырья готовых древесных пеллет повышаются требования к конструкции реактора. В этом случае необходимо учитывать хрупкость пеллет и минимизировать количество подвижных деталей в реакторе.

Производительность различных типов реакторов для торрефикации очень часто ограничивается низкой интенсивностью тепло- и массообменных процессов. Увеличение интенсивности тепло- и массообмена позволяет использовать реакторы меньших размеров с меньшей металлоемкостью при сохранении высокой производительности. По принципу нагрева реакторы делятся на реакторы с прямым и непрямым нагревом (через стенку). Наиболее эффективными с точки зрения коэффициентов теплоотдачи являются реакторы с движущимся или псевдоожигженным слоем.

К основным типам реакторов, применяемых при торрефикации, относятся: шнековый реактор, тарельчатый реактор, вихревой реактор, реактор с движущимся слоем.

1.4.1 Шнековые реакторы

Сырая биомасса засыпается в реактор через загрузочное устройство и продвигается с помощью шнекового механизма. Тепло в реактор может подводиться как через стенку (непрямой нагрев) (рисунок 1.7) [19], так и за счёт подачи горячего газообразного агента непосредственно в объём реактора (рисунок 1.8) [20]. Непрямой нагрев в этом случае позволяет разделять пространство реактора на зоны с различной температурой. Варьируя длину зон и температуру стенок, можно создавать реактор с оптимальным температурно-временным режимом, объединив в одном реакторе процессы сушки и многостадийного пиролиза с различными температурами. Некоторые недостатки шнековых реакторов могут быть решены за счет использования каскадной схемы расположения реакторов (рисунок 1.8). Для прямого нагрева возможно создать отдельные температурные зоны, а в случае реактора с непрямым нагревом достигается однородность конечного продукта [21].

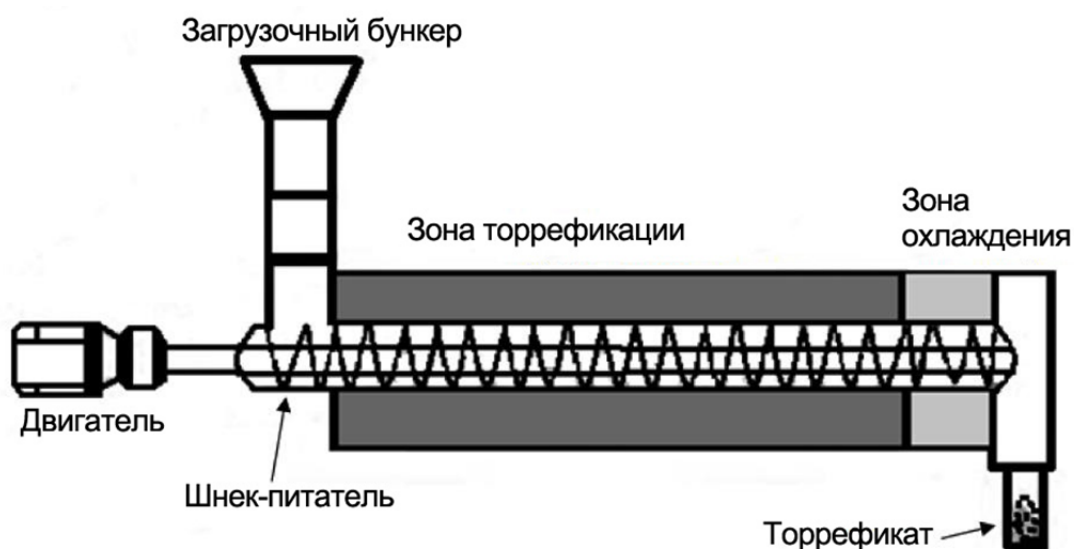


Рисунок 1.7 – Схема шнекового реактора с непрямым нагревом [19]

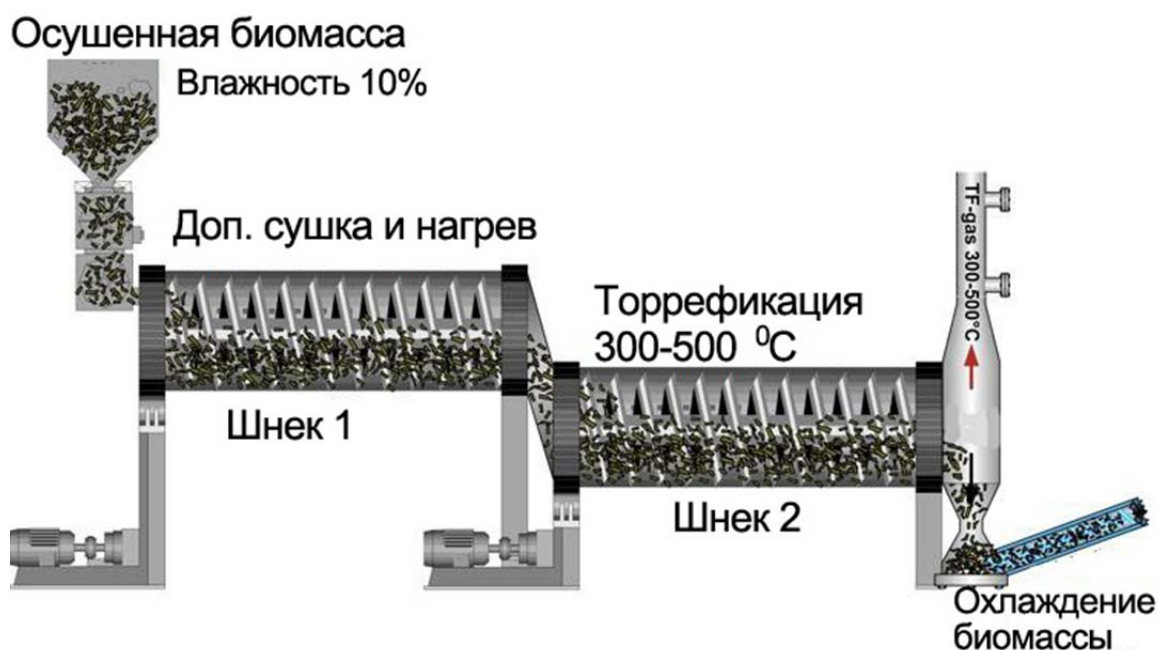


Рисунок 1.8 – Схема каскадного шнекового реактора с прямым нагревом [20]

Шнековые реакторы отличаются относительной простотой и позволяют организовать непрерывную подачу биомассы [22], однако обладают и рядом недостатков:

- интенсивность теплообмена невелика в связи с отсутствием активного перемешивания (горячий газ не проникает в объём биомассы, что приводит к уменьшению роли конвективного теплообмена), и относительно низкой плотностью слоя обрабатываемой биомассы;

- плохой теплообмен приводит также к неравномерности теплового воздействия и возможной неоднородности свойств конечного продукта. Для повышения качества продукта используют схемы с несколькими последовательно расположенными шнековыми реакторами, что приводит к увеличению стоимости установки;

- в случае прямого подвода тепла необходимо учитывать, что шнек создает большое газодинамическое сопротивление, в результате чего требуется относительно большое давление теплоносителя на входе в реактор;

- шнековые реакторы не позволяют использовать сырьё с высокой влажностью, низкой насыпной плотностью и характерным размером частиц более 10 мм;

- подвижные детали и узлы конструкции (сам шнек, подшипники) работают в достаточно напряженных условиях (механическая и тепловая нагрузка), поэтому подвержены сильному износу. За счёт этого надёжность установки относительно низка, а период безремонтной эксплуатации не велик;

- по причине неравномерности нагрева биомассы в реакторе качество получаемого продукта зависит от диаметра шнека (чем больше диаметр, тем больше неоднородность свойств конечного продукта). К тому же с увеличением габаритов шнека увеличиваются тепловые потери. Все это приводит к ограничениям возможности масштабирования реакторов шнекового типа без применения каскадной схемы.

Несмотря на вышеперечисленные недостатки, шнековые реакторы широко используются в торрефикационных установках. Примеры работающих установок, использующих реактор шнекового типа, приведены в таблице 1.2.

Таблица 1.2 – Установки с реакторами шнекового типа

Компания	Год создания	Производительность по продукту, [тонн/год]
ECN [23]	2008	500 – 800
NC State University [24]	2009	750
Biomass Technology Group [25]	2010 – 2012	850 – 1 250
BioLake [26]	2010	5 000 – 10 000
FoxCoal [10]	2012	35 000

1.4.2 Тарельчатые реакторы

Конструкции этого типа, именуемые также «многоуровневыми печами» и хорошо зарекомендовавшие себя применительно к сушке материалов, могут быть использованы и для целей торрефикации. Один из вариантов такой конструкции представлен на рисунке 1.9 [21]. Исходный материал подаётся в верхнюю часть реактора, затем механически перемещается между уровнями за счет специальных отверстий в тарелках каждого уровня. Подвод тепла в этих реакторах может быть как прямым, так и через стенку. В первом случае нагрев осуществляется с помощью потока горячего газа с низким содержанием кислорода. В случае нагрева через стенку тепло к сырью может подводиться или за счет ТЭНов, или за счет потока газообразного или жидкого теплоносителя, подаваемого во внутреннюю полость тарелок. Реактор этого типа позволяет осуществлять многостадийный процесс, регулируя температуру и время пребывания биомассы на каждом уровне. Кроме того, такая конструкция позволяет легко контролировать состояние биомассы и газовой среды в реакторе на каждом уровне, открывая широкие возможности по оптимизации процесса. Пересыпаясь с тарелки на тарелку, биомасса перемешивается, что также способствует ее равномерной обработке. В реакторе есть подвижные элементы, работающие при повышенных температурах, но они нагружены значительно меньше, чем в шнековом реакторе. Такая конструкция позволяет использовать биомассу как в виде опилок, так и в виде относительно крупных негабаритных кусков. Тарельчатый реактор легко поддается масштабированию и может иметь диаметр тарелок до 7 – 8 м.

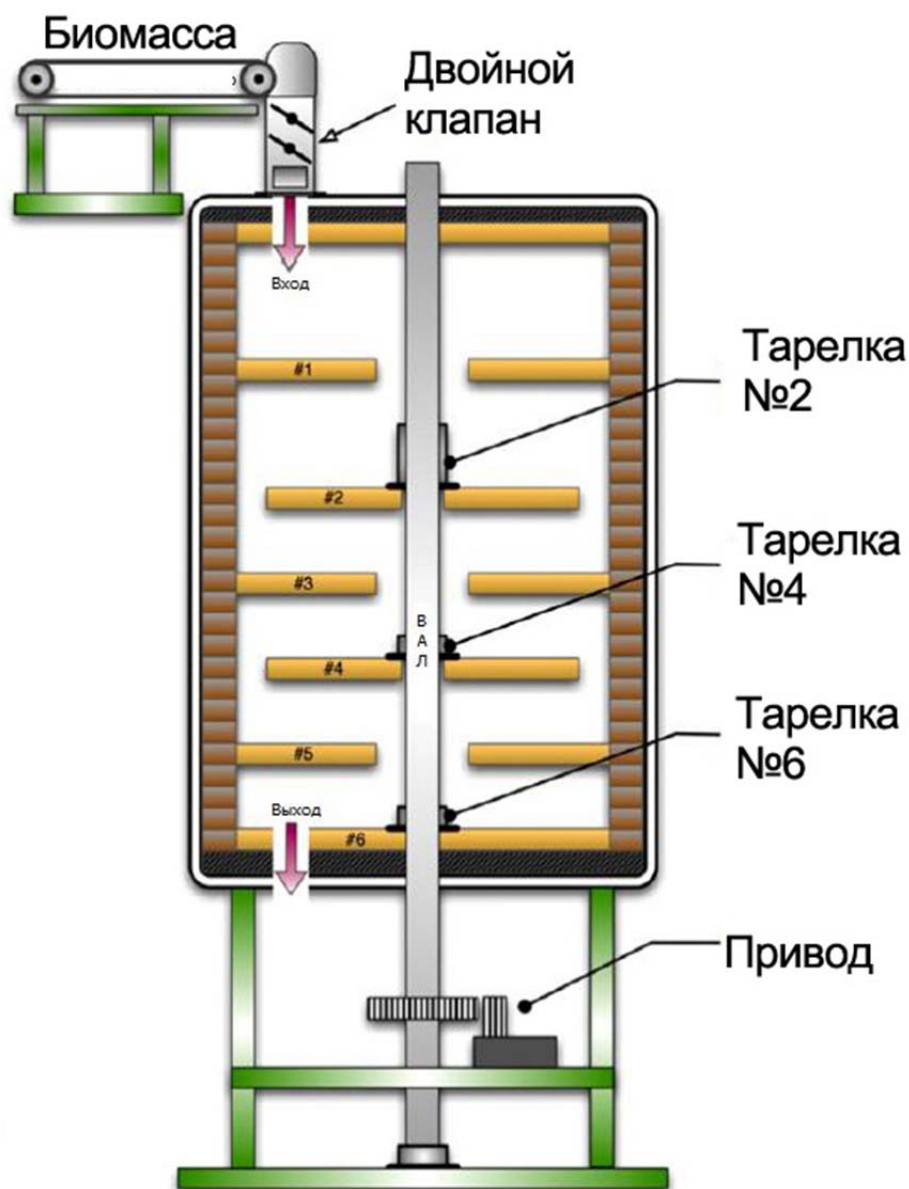


Рисунок 1.9 – Схема тарельчатого реактора

Среди отечественных разработок реакторов тарельчатого типа можно отметить разработку, защищенную европейским патентом EA 201200962 A1 [27]. Установка представляет собой три идентичных тарелки, расположенные друг над другом. В первых двух осуществляется двухстадийный процесс торрефикации. В качестве теплоносителя используется нагретое до температуры торрефикации высокотемпературное масло. Нагрев осуществляется через стенку. За счет двухстадийного процесса режимы могут меняться в зависимости от сырья [28] и требований к конечному продукту. В стенку нижнего отсека (третьего сверху по ходу движения биомассы)

подаётся вода для охлаждения обработанного сырья перед его выгрузкой из реактора. Схема реактора представлена на рисунке 1.10.



Рисунок 1.10 – Схема тарельчатого реактора [27]

Несмотря на явные преимущества, тарельчатый тип реакторов пока не нашел широкого применения. Это связано, в первую очередь, с усложнением конструкции за счет вращающихся деталей. Также в случае применения нагрева через стенку снижается эффективность теплообмена.

Примеры работающих установок, использующих тарельчатый реактор, приведены в таблице 1.3.

Таблица 1.3 – Установки с реакторами тарельчатого типа

Компания	Год создания	Производительность по продукту, [тонн/год]
NESA's pilotplant [29]	2011	350
Greenville [30]	2012	11 000

1.4.3 Реакторы с подвижным слоем

Реактор с подвижным слоем является конструктивно самым простым типом реакторов, поскольку в нём нет движущихся частей. В реактор (торрефикационную колонну) сверху подаётся биомасса, которая под действием силы тяжести продвигается в нижнюю часть реактора. Навстречу биомассе поднимается поток горячего газа, который и оказывает прямое тепловое воздействие на неё. Схема реактора с подвижным слоем показана на рисунке 1.11 [31].



Рисунок 1.11 – Принципиальная схема реактора с подвижным слоем

Весь объём реактора условно можно разделить на зоны, различающиеся по температуре и процессам, происходящим в них. Если следовать снизу вверх, то это зоны торрефикации, нагрева перед торрефикацией, сушки и нагрева перед сушкой.

Известны несколько функционирующих установок комбинированного типа. Так компания AndritzPulp&PaperInc [32] разработала ряд торрефикационных установок различных конструкций, в том числе установку, представленную на рисунке 1.12, с проектной производительностью до 700000 тонн/год. В 2012 году был создан прототип этой установки производительностью около 8000 тонн/год. В предлагаемой схеме объединены принципы тарельчатого реактора и реактора с подвижным слоем. В тарельчатом реакторе происходит сушка биомассы, а пиролиз осуществляется в реакторе подвижного слоя.

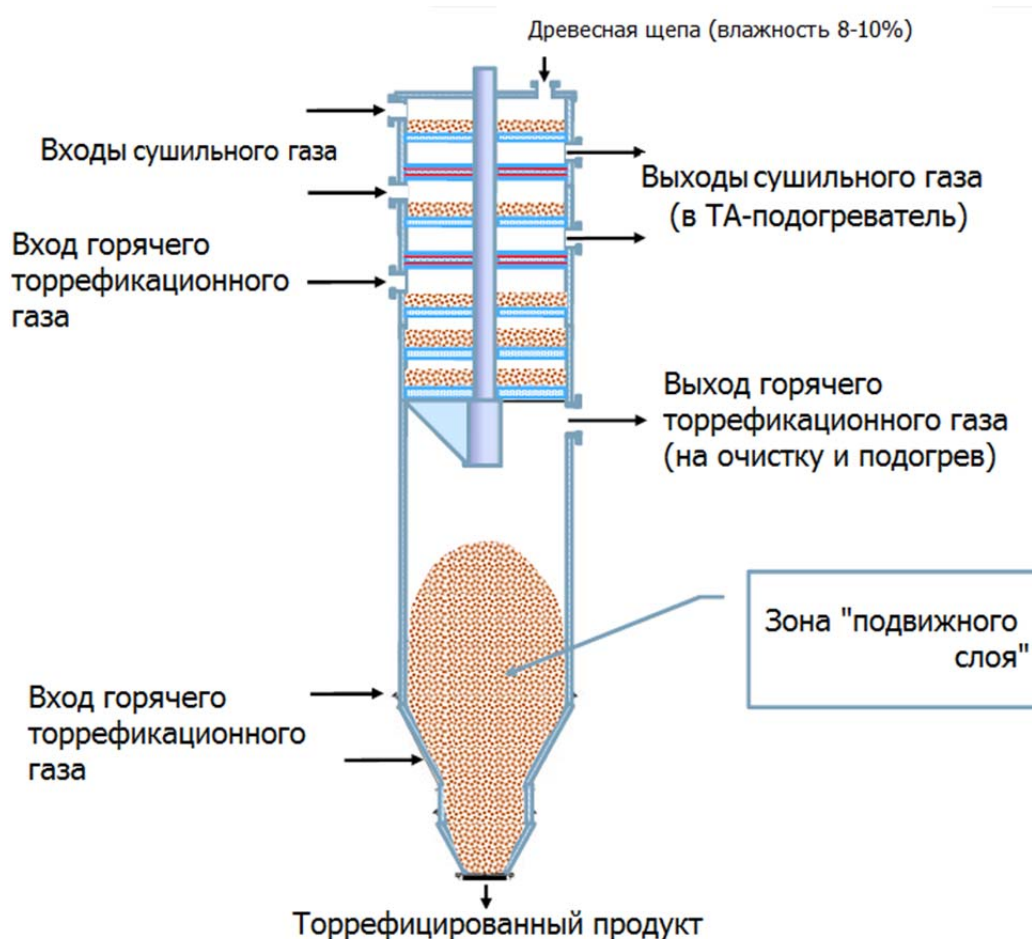


Рисунок 1.12 – Схема комбинированного реактора [32]

Как уже было отмечено, реактор с подвижным слоем отличается простотой конструкции. Кроме того, реакторы такого типа характеризуются весьма эффективным теплообменом. Реактор может быть использован для обработки различных видов сырья с широким диапазоном по гранулометрическому составу. К отрицательным свойствам реакторов подвижного слоя можно отнести следующие:

- низкая газопроницаемость, что приводит к повышенному аэродинамическому сопротивлению слоя;
- отсутствие перемешивания приводит к возможной неравномерности термообработки, а значит неоднородности свойств конечного продукта. Частицы разных размеров создают различное сопротивление потоку газа, в связи с этим в реактор должны засыпаться частицы примерно одного размера. У стенок реактора происходит измельчение частиц биомассы, и сопротивление этих областей увеличивается. Поэтому в нижней части реактора, где газопроницаемость минимальна, а давление и температура подводимого газа максимальны, неоднородность размера частиц может оказывать существенное влияние на равномерность термообработки;
- регулирование температуры по длине реактора представляется весьма затруднительным.

Перечень созданных установок с реактором подвижного слоя приведен в таблице 1.4.

Таблица 1.4 – Установки с реакторами подвижного слоя

Компания	Год создания	Производительность по продукту, [тонн/год]
Thermya [33]	2011	20 000
ECN [34]	2012	40 000
AndritzPulp&PaperInc [32]	2012	8 000

1.4.4 Реактор с псевдожиженным слоем

В реакторе с псевдожиженным слоем через биомассу снизу вверх подаётся газовый поток с давлением и скоростью, которые обеспечивают зависание частиц биомассы в потоке. Визуально создаётся впечатление кипящей жидкости. Такое состояние характеризуется весьма эффективным теплообменом между газом и частицами биомассы. Результаты исследования реактора с классическим псевдооживленным слоем приведены в [35]. Биомасса нагревалась горячим азотом, подаваемым со скоростью около 0,3 м/с. Температура азота варьировалась от 240 до 300 °С, а время процесса от 20 до 60 мин.

Установка TORBED компании «BlackwoodTechnology» (ранее «TopellEnergy») [36] несколько отличается от установок с классическим псевдооживленным слоем, однако именно эта установка получила широкую известность. Скорость подачи горячего газа в ней составляет 50 – 80 м/с, температура газа – до 380 °С, а время пребывания биомассы в установке – порядка 80 с. Конструкция внутренних стенок реактора и устройств подачи газа обеспечивают тороидальную траекторию движения частиц биомассы в реакторе. Схема установки представлена на рисунке 1.13.

Производительность установки в 2013 году достигла 55 000 тонн/год. Технология пригодна для масштабирования. К минусам установок такого типа можно отнести следующие моменты:

- в качестве сырья может использоваться биомасса с частицами одинакового и относительно небольшого размера;
- создание высокоскоростного газового потока требует дополнительных затрат энергии, а также дополнительного оборудования;
- под действием газового потока происходит активное механическое взаимодействие частиц биомассы и стенок реактора. Это приводит как к измельчению частиц, так и к износу стенок.

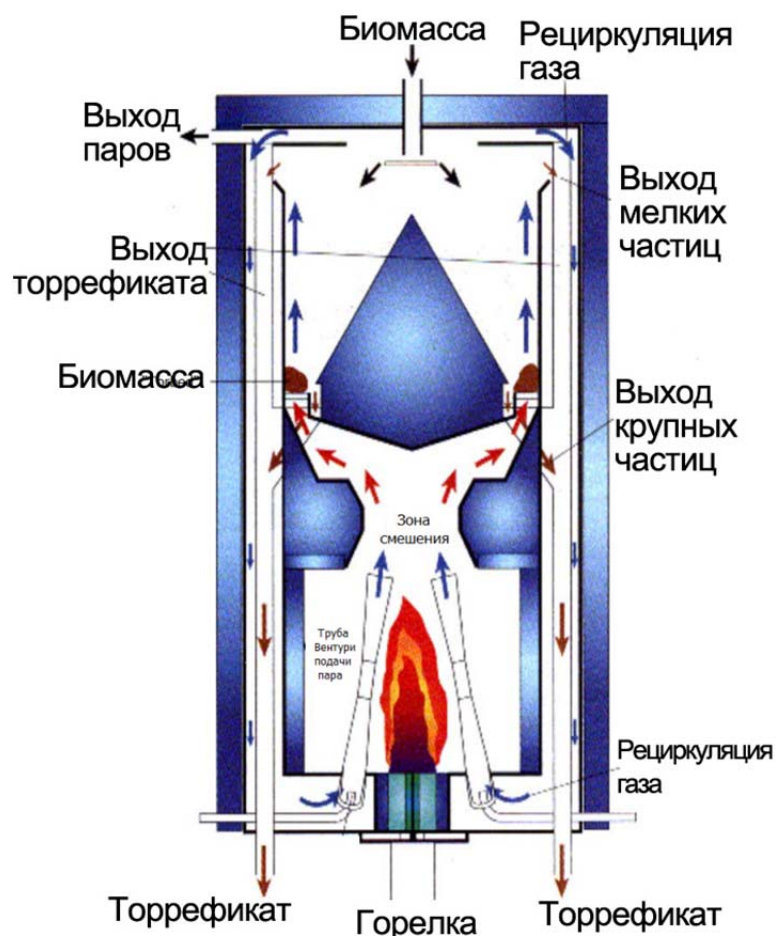


Рисунок 1.13 – Схема реактора фирмы «BlackwoodTechnology»

1.4.5 Сравнение реакторов торрефикации

Из представленного выше обзора конструкций реактора следует, что на сегодняшний день нет однозначной точки зрения на конструкцию реактора торрефикации. Каждый разработчик руководствуется собственным опытом и опирается на уже имеющееся оборудование и ресурсы. Однако существует ряд критериев, сформулированных в [37] и представленных в таблице 1.5.

В таблице 1.6 приведено сравнение основных реакторов для торрефикации по представленным критериям: шнековый реактор, тарельчатый реактор, вихревой реактор, реактор с движущимся слоем.

Таблица 1.5 – Критерии сравнения реакторов торрефикации

Критерий	Описание
Контроль процесса	Как управляется процесс во время торрефикации и как контролируется оптимальная температура при эндо- и экзотермических реакциях.
Смещение топлива	Как частицы перемешиваются в реакторе для обеспечения равномерного прогрева.
Проверенная технология	Степень освоенности технологии и ее надежность.
Образование смолы и ее утилизация	Возможность предотвращения образования смол либо минимальное ее производство с утилизацией без засорения труб в течение длительного срока эксплуатации.
Качество продукта	Равномерность торрефикации отдельных частиц и всего объема продукции.
Возможность обработки биомассы с низкой плотностью	Применение процесса для обработки биомассы с низкой плотностью (сельскохозяйственная травянистая биомасса, такая как солома, просо и т.д.).
Долговременная работа	Непрерывная эксплуатация.
Масштабируемость	Будущий технический потенциал, в плане увеличения общего объема продукции на единицу установки без увеличения количества реакторов.
Металлоёмкость	Отношение массы установки к её производительности.
Производительность	Производительность одного модуля/реактора.
Затраты на торрефикацию	Общая стоимость процесса, в том числе эксплуатационные расходы и капитальные затраты.

Таблица 1.6 – Сравнение основных технологий по выбранным критериям

Критерий	Шнек	Тарельчатый реактор	Вихревой реактор	Движущийся слой
Контроль процесса	++	++	±	+
Смещение топлива	±	++	++	±
Проверенная технология	++	++	+	+
Образование смолы и ее утилизация	-	±	±	+
Качество продукта	±	++	±	+

Продолжение Таблицы 1.6

Возможность обработки биомассы с низкой плотностью	±	-	±	+
Долговременная работа	+	++	±	+
Масштабируемость	--	±	++	++
Занимаемая площадь	±	±	++	+
Производительность	-	-	++	+
Затраты на торрефикацию	-	--	+	++

++ – технология полностью удовлетворяет критерию

+ – технология частично удовлетворяет критерию

± – технология может быть применена

- – технология частично не удовлетворяет критерию

-- – технология полностью не удовлетворяет критерию

1.5 Методы очистки парогазовой смеси торрефикации

Основным целевым продуктом процесса торрефикации является твердое топливо – торрефицированная биомасса. Побочными продуктами торрефикации являются пиролизные газы и жидкая фракция, представляющая собой смесь пирогенетической воды и смол. Количество и состав конденсирующихся и неконденсирующихся продуктов пиролиза зависят как от свойств исходного сырья, так и от ряда технологических параметров: темпа нагрева, конечной температуры, характерного времени нахождения в реакционной зоне и т.п. Анализ продуктов торрефикации растительной биомассы [38] показывает, что диоксид и монооксид углерода являются основными неконденсирующимися продуктами, в то время как конденсирующиеся продукты состоят из уксусной кислоты, воды, метанола, муравьиной и молочной кислоты и фурфурола. Кроме того, несовершенство конструкции существующих реакторов торрефикации повышает риск появления так называемых «горячих точек» внутри реактора, температура в которых превышает 300 °С, в результате чего происходит выход смол. Все

эти продукты выходят из реактора торрефикации в газообразной фазе, что вызывает необходимость применения методов очистки дымовых газов перед их выбросом в атмосферу.

Анализ продуктов торрефикации, проведенный в [38], показывает, что газообразные и жидкие продукты торрефикации могут составлять до 20 % массы исходного сырья (рисунок 1.14).

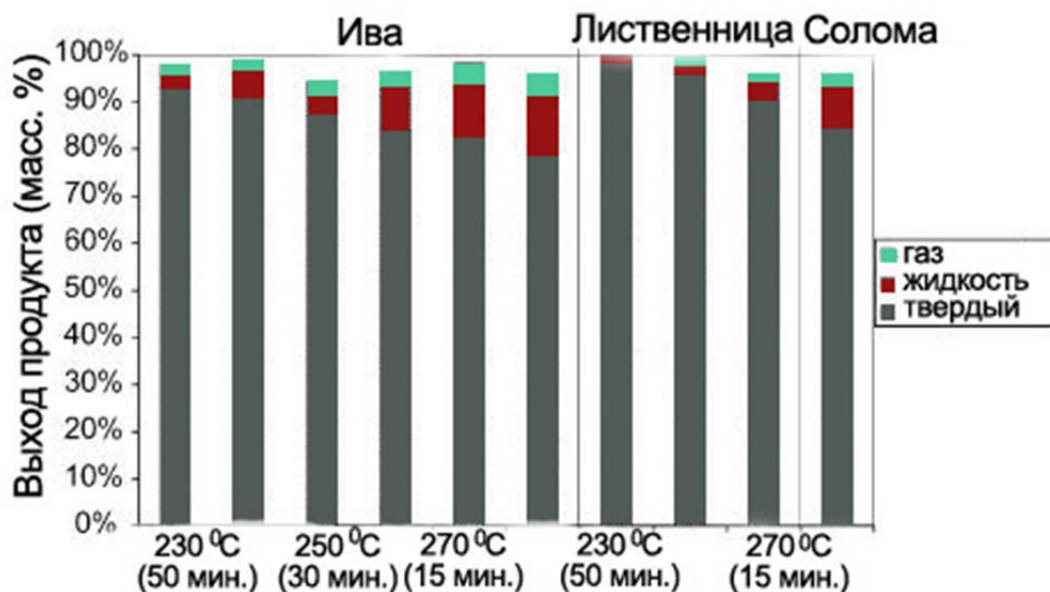


Рисунок 1.14 – Массовый баланс продуктов торрефикации ивы, лиственницы и соломы [38]

Данные на рисунке 1.14 показывают, что количество образующихся газообразных и жидких продуктов зависит от типа биомассы и растет с увеличением температуры торрефикации. Состав конденсирующихся продуктов торрефикации (на примере ивы) показан на рисунке 1.15.

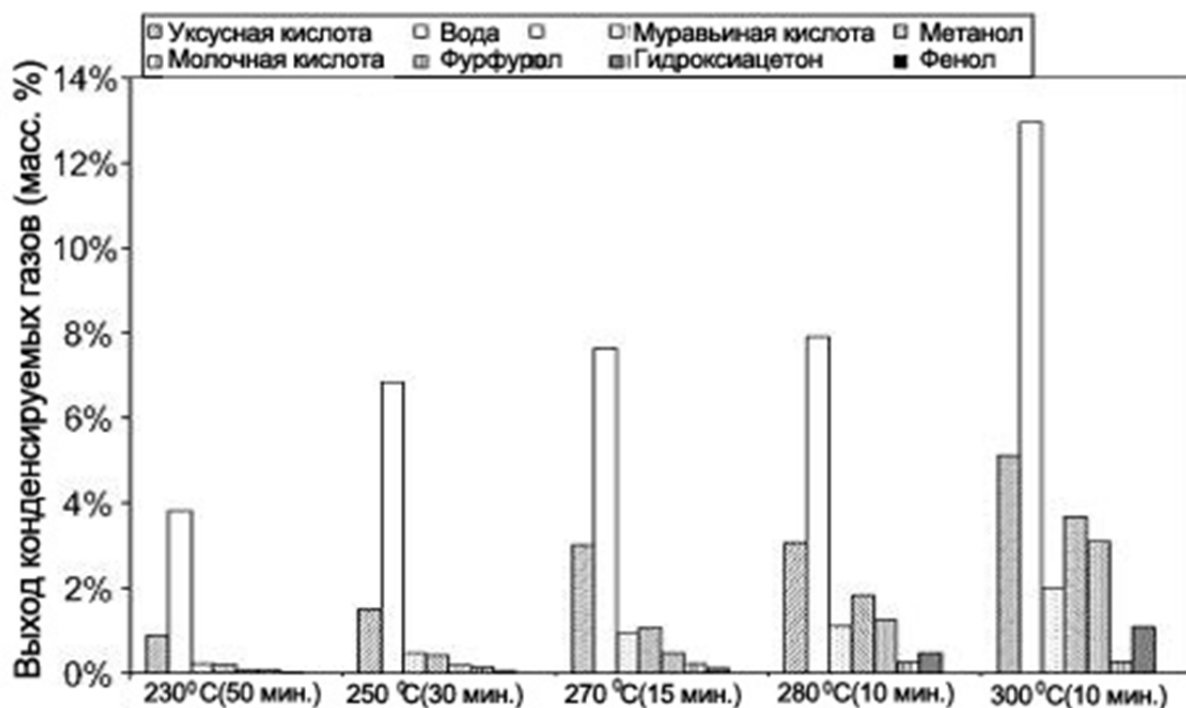


Рисунок 1.15 – Массовый выход конденсирующихся продуктов торрефикации ивы [38]

Если при низких температурах торрефикации основным жидким продуктом является вода, то при увеличении температуры до 300 °С в составе жидких продуктов появляются кислоты, метанол, ацетон и фенол, в количестве до 15 % по массе исходного сырья.

Состав неконденсирующихся продуктов торрефикации ивы показан на рисунке 1.16. Увеличение температуры торрефикации вызывает появление в составе газа монооксида углерода, количество которого растет с температурой процесса.

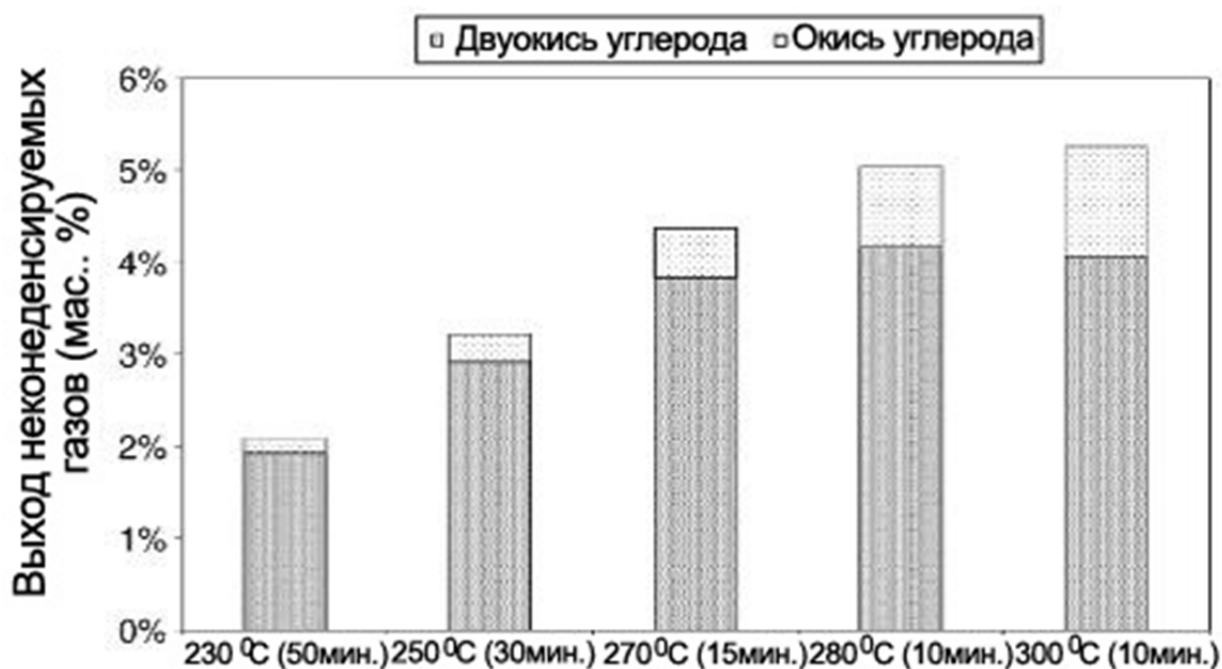


Рисунок 1.16 – Состав неконденсирующихся продуктов торрефикации ивы [38]

Образование диоксида углерода авторы объясняют декарбонизацией кислотных групп в древесине. Увеличение образование окиси углерода описано в литературе [39] как реакция диоксида углерода и водяного пара на поверхности угля. Минеральные вещества, содержащиеся в биомассе, могут служить катализатором такой реакции, что подтверждается экспериментами с соломой, содержащей большее количество минеральных веществ по сравнению с древесиной. Рост температуры торрефикации ожидаемо приводит к увеличению количества монооксида углерода в отходящих газах.

В случае торрефикации, когда основным продуктом пиролиза является твердое топливо, чаще всего предлагается возвращать жидкие и газообразные продукты пиролиза в камеру сгорания [11, 40]. Типичная схема торрефикации, предлагаемая голландской компанией ECN, с сжиганием и частичной рециркуляцией побочных продуктов приведена на рисунке 1.17.

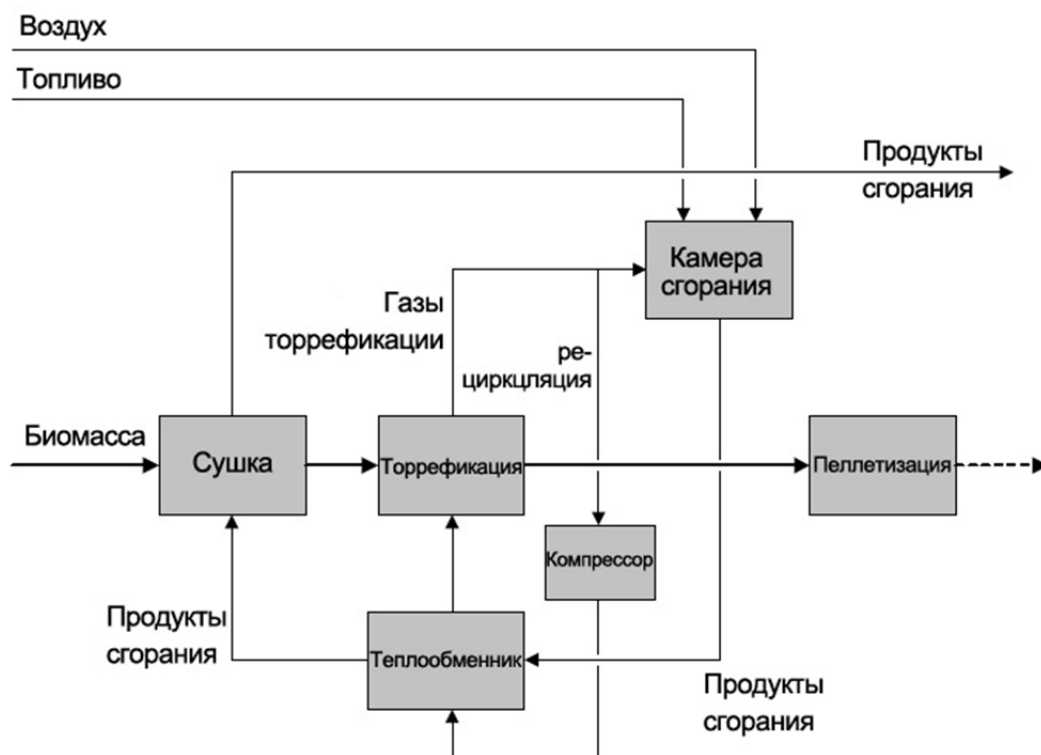


Рисунок 1.17 – Схема ТОО-процесса (торрефикация + пеллетизация) с рециклом и сжиганием пиролизных газов [11]

Пиролизные газы, образующиеся в процессе торрефикации, содержат до 10 % энергии исходной биомассы, поэтому их прямое сжигание повышает энергетическую эффективность процесса. Такая схема оправдана в случаях непрямого нагрева биомассы (через стенки реактора) или прямого нагрева рециркулирующими пиролизными газами. В тех случаях, когда для процесса торрефикации используется инертный газ (например, продукты сгорания), необходима его очистка от жидких продуктов пиролиза.

Анализ существующих в настоящее время методов очистки газа от примесей показывает, что практически все они могут быть применены для очистки газообразных и жидких продуктов торрефикации от вредных для окружающей среды примесей. В то же время, различные методы обеспечивают разную степень очистки от смол и твердых частиц (таблица 1.7).

Таблица 1.7 – Степень очистки газа от смол и твердых частиц разными методами [41]

Метод очистки	Степень очистки газа от твердых частиц (%)	Степень очистки газа от смол (%)
Башня орошения	60-95	10-25
Скруббер Вентури	95	50-90
Электростатический фильтр	>95	0-60
Тканевый фильтр	70-95	0-50
Каталитический крекинг	0	>95

Для максимально эффективной очистки газа необходима комбинация методов, наиболее подходящих для очистки загрязнителей аналогичного состава. Процесс торрефикации характерен низким содержанием смол в дымовых газах и высоким содержанием низкомолекулярных органических соединений, таких как кислоты, метанол, ацетон и фенол, а также паров воды. Неконденсируемые продукты торрефикации представлены в основном диоксидом углерода с небольшой примесью монооксида углерода. В зависимости от торрефицируемого материала в дымовых газах может присутствовать большее или меньшее количество пыли.

В связи с этим наиболее эффективным методом очистки дымовых газов торрефикации может считаться механическая очистка с использованием комбинации циклонов, рукавных или катриджных фильтров по схеме, аналогичной [42]. Однако в этом случае может возникнуть проблемы, связанные с регенерацией фильтров и утилизацией отсепарированных продуктов пиролиза.

Для полного разложения вредных компонентов дымовых газов торрефикации может быть применена схема с механической фильтрацией и термохимическим реактором [43], адаптированным для работы с жидкими и газообразными продуктами торрефикации.

Применение электростатических фильтров и каталитических методов очистки в случае торрефикации следует признать неэффективным, т.к.

компоненты газа, которые могут быть удалены с использованием этих методов, в дымовых газах торрефикации практически отсутствуют. Кроме того, присутствие в газе органических кислот может привести к повреждению электростатического фильтра и дезактивации катализатора.

В [44] для очистки уходящих газов предлагается применять крекинг. Крекинг – это процесс термического разложения углеводородов, с целью получения продуктов меньшей молекулярной массы. Существуют два основных типа крекинга: термический и каталитический. В первом случае это происходит при нагреве пиролизных газов и смол до высоких температур (~ 1200 °C), во втором применяются катализаторы, которые позволяют снизить температуру процесса до 800 °C.

Следует отметить, что процесс торрефикации является относительно новым, вследствие чего литература по методам очистки дымовых газов торрефикации практически отсутствует. Приведенные данные относятся к очистке газа, получаемого в газификаторах с параметрами работы, максимально близкими к низкотемпературному пиролизу. Тем не менее, состав газа, для очистки которого применялись указанные методы, существенно отличается от состава парогазовой смеси торрефикации, что требует дополнительных исследований, направленных на поиск оптимального метода очистки для процесса торрефикации.

1.6 Сферы применения торрефицированных пеллет

Торрефицированная биомасса имеет ряд применений. Наиболее перспективными являются: совместное сжигание с углем в пылеугольных горелках, сжигание в пеллетных котлах и газификация торрефицированной биомассы для получения газообразного топлива.

Потенциальные области применения и рыночный потенциал применения торрефицированных пеллет приведены в таблице 1.8.

Таблица 1.8 – Потенциальные области применения торрефицированных пеллет [45]

Сегмент рынка	Процесс	Оборудование	Преимущества торрефикации	Рыночный потенциал
Крупномасштабное производство электроэнергии	Совместное сжигание	Угольные котлы	Обработка совместно с углем; выше соотношение биомасса/уголь.	Высокий
	Газификация	Газогенератор	Измельчение; отношение С/Н/О; низкая влажность.	Ограниченный
	Сжигание в котлах (>20 МВт)	ЦКС котлы	Ограниченные из-за стоимости.	Небольшой
Промышленное отопление	Сжигание	Шахтная печь	Отношение С/Н/О; Энергоемкость.	Высокий
Бытовые котлы	Сжигание	Пеллетные котлы	Экономия на транспортировке.	Высокий

1.6.1 Совместное сжигание с углем

Применение торрефицированных гранул для совместного сжигания с углем является наиболее эффективным.

Первые работы по исследованию совместного сжигания были представлены в [7]. Эксперименты проводились на лабораторной установке. Была исследована реакционная способность необработанной биомассы, торрефицированной биомассы при различных режимах торрефикации, а также каменного угля с низким или высоким содержанием летучих. Результаты представлены на рисунке 1.18. Второй важный параметр, который необходимо учитывать при определении возможности совместного сжигания с углем, – затраты энергии на размол (рисунок 1.19).

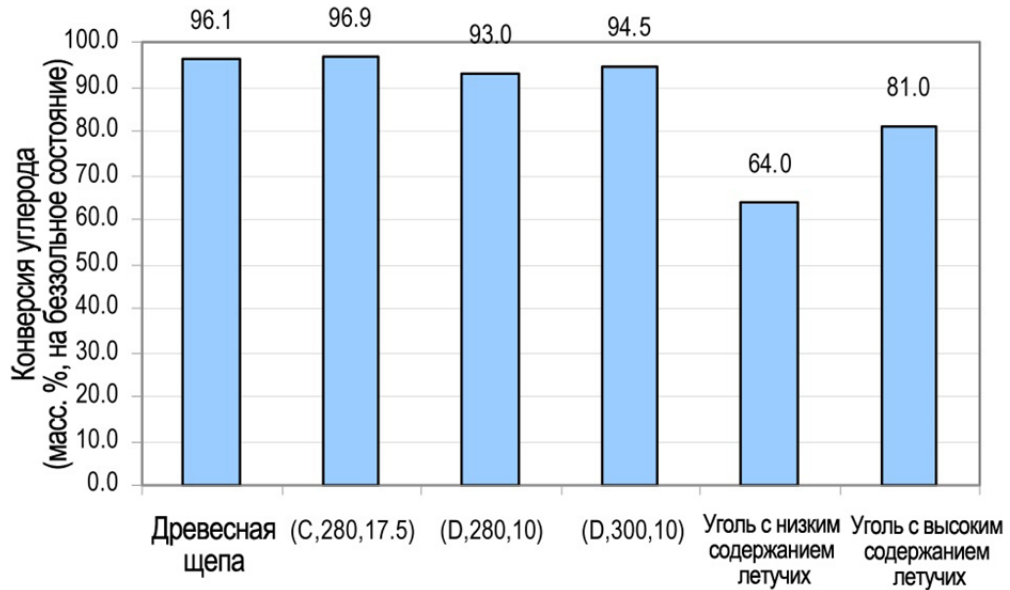


Рисунок 1.18 – Реакционная способность угля и биомассы после 1000 мс пребывания в условиях горения пылеугольного топлива [7]: в скобках указан тип биомассы С – древесная щепа, D – древесные отходы, температура торрефикации ($^{\circ}\text{C}$), время торрефикации (мин.)

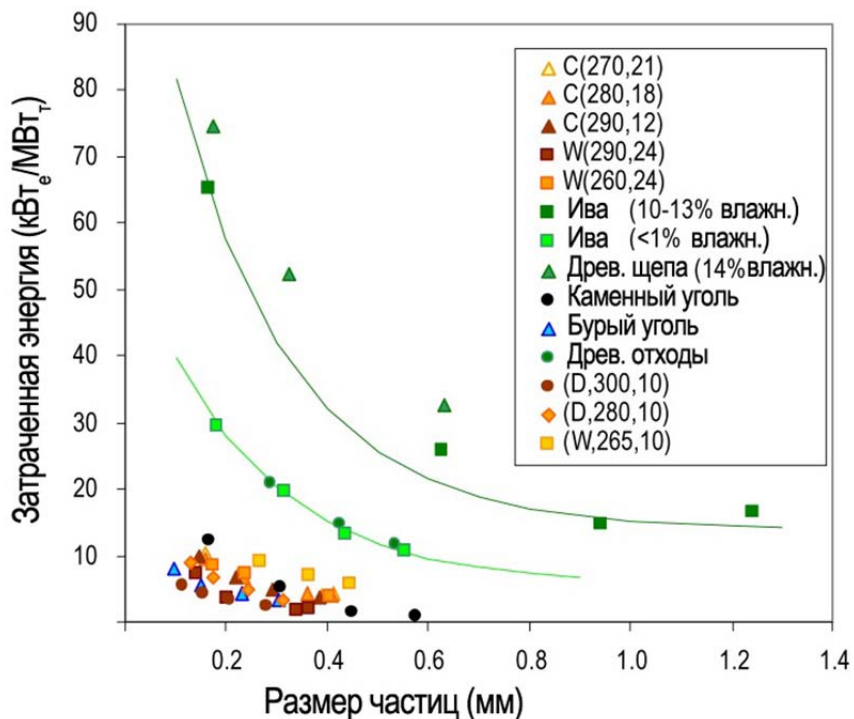


Рисунок 1.19 – Изменение расхода электроэнергии на размол угля, необработанной и торрефицированной биомассы [7]: в скобках указан тип биомассы С – древесная щепа, W – древесина кусковая, D – древесные отходы, температура торрефикации ($^{\circ}\text{C}$), время торрефикации (мин.)

Графики на рисунке 1.19 показывают, что для торрефицированных пеллет удельный расход электроэнергии на размол практически равен расходу в типовой системе углеподготовки и значительно ниже расхода при размоле необработанной древесины.

В [46] представлены результаты математического моделирования процесса совместного сжигания угля и торрефицированной биомассы. Рассмотрено 5 топливных режимов котла: сжигание только угля, 25%, 50% и 75% замещение угля торрефицированными пеллетами и сжигание только торрефицированной биомассы без снижения КПД котла. Показано, что торрефицированная биомасса может полностью заменить уголь в существующих котлах. При этом было отмечено снижение содержания CO_2 и NO_x в выбросах при увеличении доли биомассы в топливе.

Для проведения исследований совместного сжигания угля и торрефицированной биомассы авторы [47] разработали схему, представленную на рисунке 1.20.

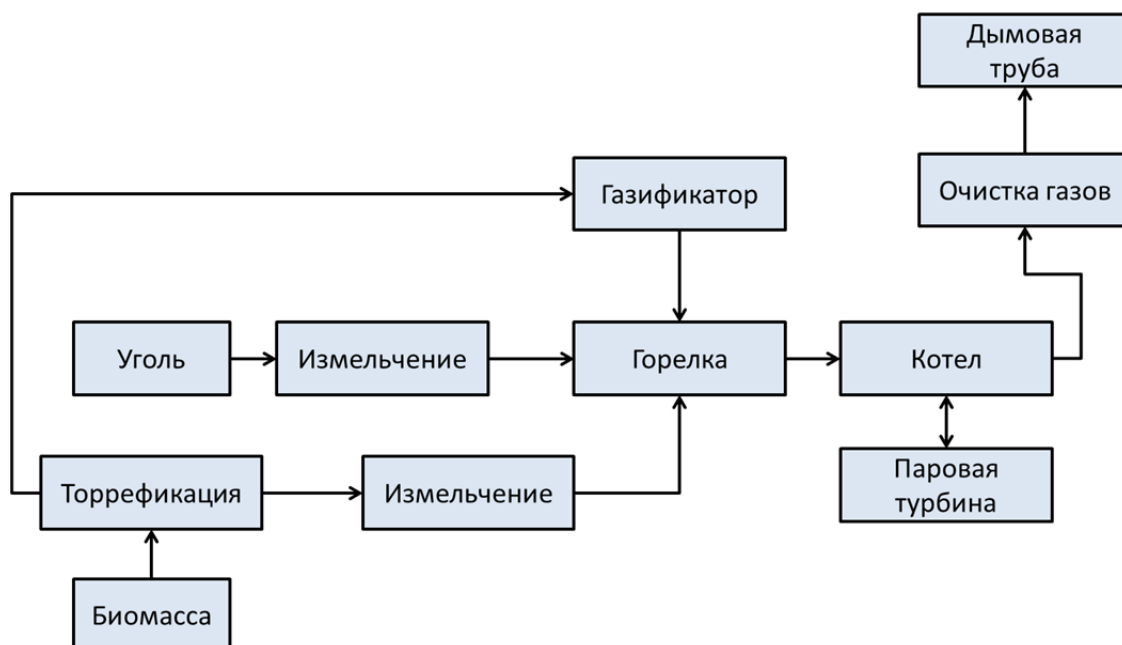


Рисунок 1.20 – Схема совместного сжигания угля и биомассы

Результаты экспериментов показали, что для снижения выбросов SO_x и NO_x до допустимых концентраций достаточна замена до 40% угля торрефицированной биомассой.

1.6.2 Сжигание в пеллетных котлах

В связи с увеличением теплоты сгорания в процессе торрефикации конечный продукт – торрефицированные пеллеты – может быть использован в существующих промышленных и бытовых пеллетных котлах.

Рост популяризации пеллетных котлов в странах ЕС может быть показан на примере Германии. По данным Немецкого пеллетного института (Deutsche Pelletinstitut DEPI) за 2013 год в ФРГ находилось в эксплуатации более 25 тыс. пеллетных котлов мощностью от 30 кВт и из них около 3 тыс. мощностью более 100 кВт, что составило 9% от 280 тыс. общего числа установленных в Германии на начало 2013 года пеллетных котлов и каминов (рисунок 1.21) [48]. Сегодня пеллетные котлы в несколько сотен киловатт все чаще устанавливаются в гостиницах, на спортивных объектах (на стадионах, в бассейнах и т. п.), в многоэтажных зданиях, на складах и промышленных объектах, в школах и детских садах для организации автономного теплоснабжения.



Рисунок 1.21 – Пеллетные котлы и камины в Германии [48]

Тенденция роста установленной мощности на древесных пеллетах приводит к увеличению спроса на гранулированное топливо и, как следствие, увеличивает потенциальный рынок сбыта торрефицированных пеллет.

1.6.3 Газификация торрефицированного сырья

Торрефицированные пеллеты имеют ряд преимуществ при использовании их в процессах газификации. Они легко поддаются размолу, содержат мало влаги и обладают оптимальными пропорциями компонентов С, Н, О, что делает торрефикацию привлекательной технологией предварительной обработки биомассы для газификации. Для газогенератора, который использует биомассу, содержание влаги и размер частиц являются решающими факторами для эффективной работы.

В [49] представлены исследования, в которых торрефикация применяется в качестве предварительной термической обработки биомассы для процесса газификации. В сырой биомассе высокое содержание кислорода приводит к её переокислению в процессе газификации увеличивая термодинамические потери. За счет низкой влажности и низкого содержания кислорода торрефицированная древесина позволяет снизить потери, поднять температуру газификации и, как следствие, повысить теплоту сгорания конечного продукта – генераторного газа. В статье показано, что наилучшие показатели процесса достигаются при вводе в газогенератор не только торрефицированной биомассы, но и парогазовой смеси, полученной в процессе торрефикации. Эффективность схемы может быть повышена за счет использования генераторного газа для проведения процесса торрефикации.

В работе [50] исследован процесс торрефикации и его влияние на процесс газификации и на качество и количество побочных продуктов газификации (жидкие углеводороды). Выявлено, что при использовании торрефицированных пеллет теплота сгорания генераторного газа увеличилась, однако выход жидких углеводородов снизился. При этом

жидкая фракция в основном состояла из кислот, в то время как при газификации необработанной биомассы – из фенолов, алифатических и ароматических кислородсодержащих соединений.

Выводы по главе 1

Процесс торрефикации является перспективным методом термической обработки топлива из биомассы. В результате топливные pellets становятся гидрофобными, а их теплота сгорания увеличивается по сравнению с исходным состоянием. Промышленные технологии процесса торрефикации гранулированной биомассы на мировом и российском рынках практически не представлены, и требуется разработка новых технических решений. Торрефицированная биомасса, как конечный продукт, может быть использована при совместном сжигании с углем в пылеугольных горелках, сжигании в pelletных котлах и газификации (получение газа с повышенными теплотехническими характеристиками).

Анализ конструкций реакторов торрефикации показал, что реакторы с неподвижным слоем и прямым нагревом являются наиболее эффективными с точки зрения тепло- и массопереноса. Также они являются более экономичными из-за низкой металлоемкости и простоты конструкции. Такой тип реактора позволит проводить процесс торрефикации готовых pellets без опасения их разрушения. Проблема больших потребляемых мощностей линией по гранулированию биомассы и комплекса торрефикации может быть решена за счет использования когенерационной схемы с газопоршневой энергоустановкой. Такая схема сможет не только обеспечить реактор торрефикации бескислородной газовой средой (продуктами сгорания), но и электрической энергией, необходимой для автономного энергоснабжения как самой линии, так и частично предприятия, на котором она установлена.

Диссертационная работа направлена на создание комплекса, который позволит реализовать эффективный процесс торрефикации биомассы.

2 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА ТОРРЕФИКАЦИИ ДРЕВЕСНЫХ ПЕЛЛЕТ

Целью исследований являлось экспериментальное подтверждение возможности использования продуктов сгорания газопоршневой энергоустановки для проведения процесса торрефикации и определение теплотехнических свойств торрефицированных пеллет.

2.1 Экспериментальный стенд для исследования процесса торрефикации

Для исследования процесса торрефикации был разработан цилиндрический вертикальный реактор, который интегрирован в схему экспериментального комплекса ОИВТ РАН (рисунок 2.1).

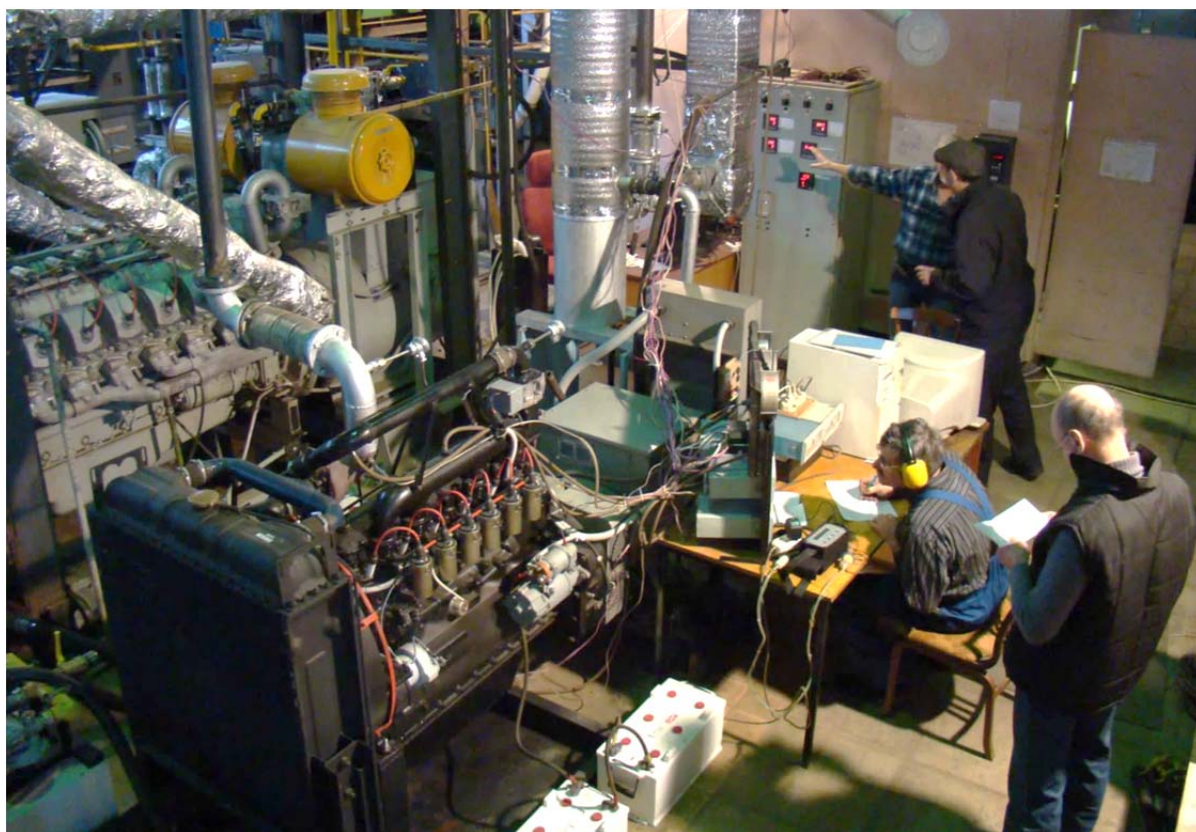


Рисунок 2.1 – Экспериментальный комплекс ОИВТ РАН

Схема экспериментального стенда приведена на рисунке 2.2. Для прямого нагрева пеллет в реакторе торрефикации (Р) в качестве газа-теплоносителя (бескислородной среды) использовались высокотемпературные продукты сгорания (ПС) газопоршневой установки (ГПУ). Для обеспечения температуры торрефикации и охлаждения торрефицированных пеллет часть ПС охлаждалась в кожухотрубном газо-водяном теплообменном аппарате (ТО). Смешение горячих и холодных газов для получения заданной температуры торрефикации осуществлялось в смесителе (С).

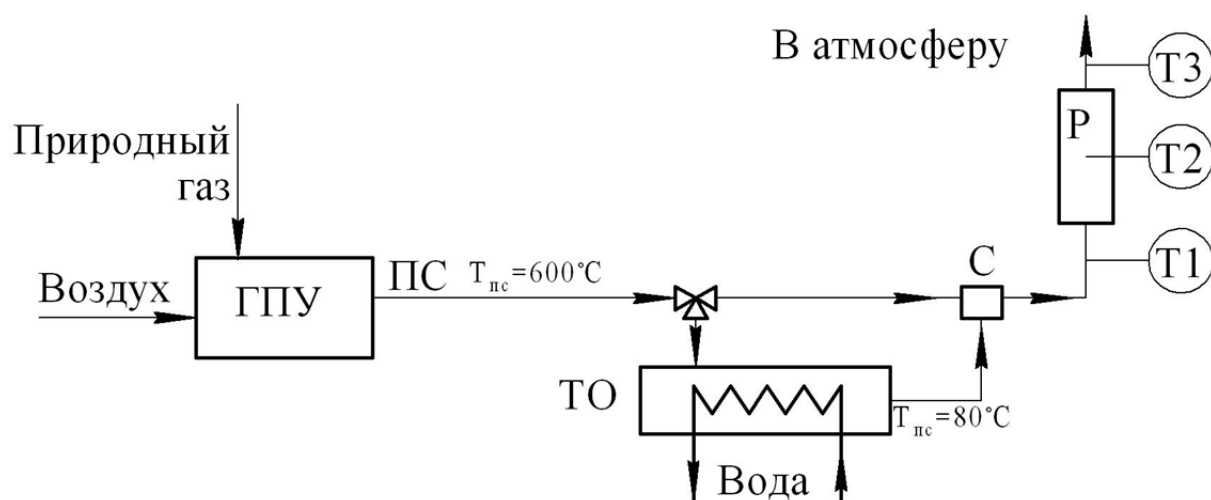


Рисунок 2.2 – Схема экспериментального стенда, Т1...Т3 –термопары

В экспериментах использовалась стендовая газопоршневая энергоустановка мощностью 75 кВт серии АД-75 на базе дизельного двигателя Д266.4, конвертированного для работы на газовом топливе. В связи с требованием отсутствия кислорода в газе-теплоносителе газопоршневая установка работала на стехиометрической смеси «топливо-воздух». Это приводило к незначительному снижению КПД двигателя (на 5 %) [51]. Фотографии оборудования стенда представлены на рисунке 2.3.



ГПУ



Смеситель



Реактор



Теплообменный аппарат

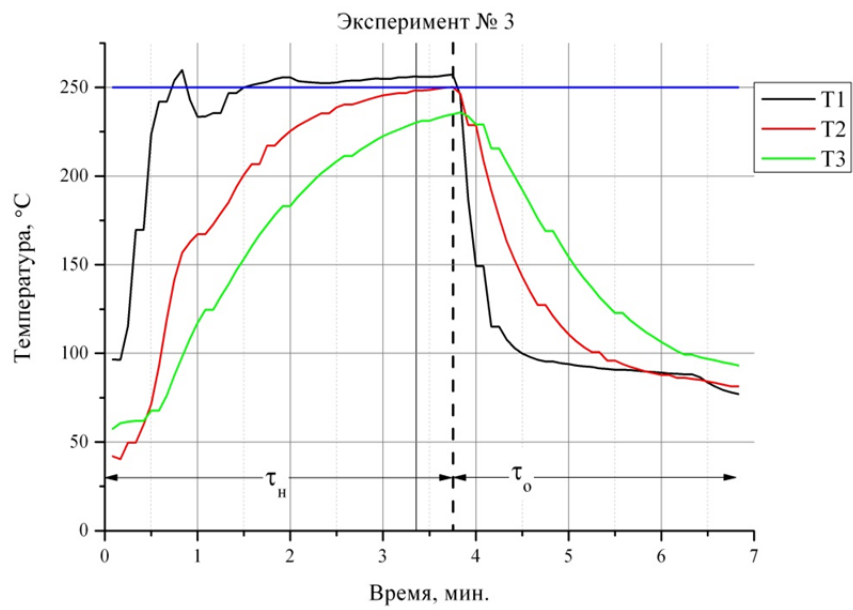
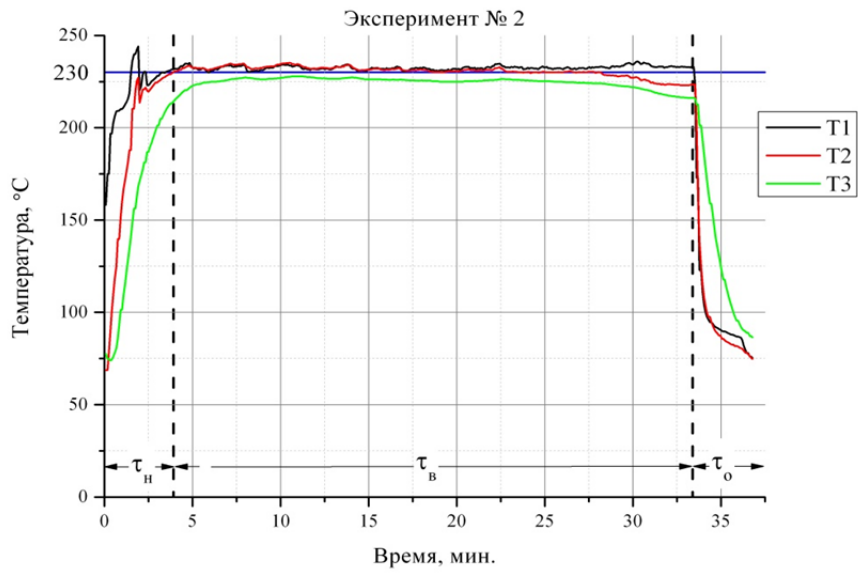
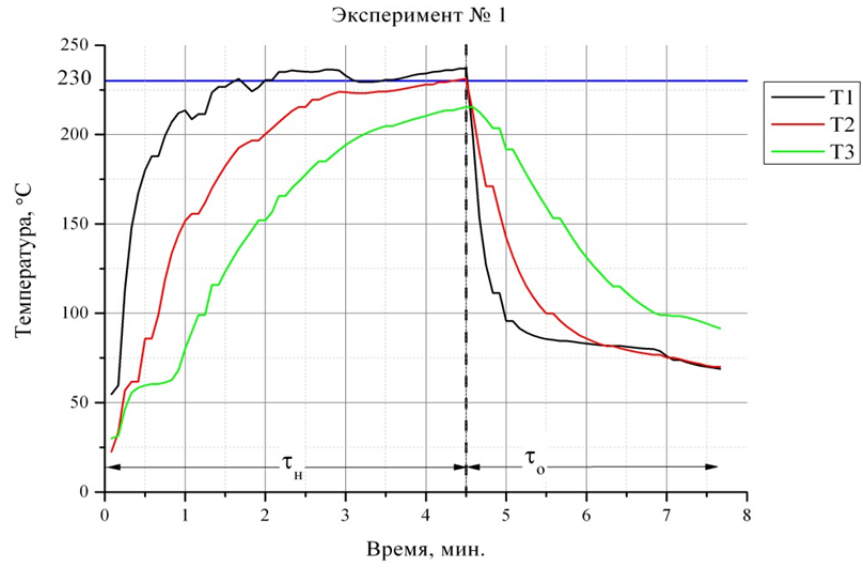
Рисунок 2.3 – Фотографии основных компонентов экспериментального стенда

Процесс торрефикации осуществлялся в вертикальном цилиндрическом реакторе внутренним диаметром 50 мм и длиной 300 мм. Газ-теплоноситель (продукты сгорания) подавался в нижнюю часть реактора, где была установлена стальная сетка с ячейками размером 2 мм, на которую помещались пеллеты. Для предотвращения уноса биомассы выше уровня пеллет размещена вторая сетка. Температура измерялась с помощью хромель-алюмелевых термопар ТХА (Т1, Т2 и Т3, рис. 2.1) и многоканального термометра ТМ5103 производства ООО НММ «Элемер». Термопары Т1 и Т3 располагались по газовому тракту перед и за реактором, соответственно. Термопара Т2 была установлена в центре реактора в слое пеллет в среднем сечении реактора.

Для проведения исследований использовались pellets диаметром 8 мм и длиной от 10 до 15 мм качества *ENplus* (европейская система сертификации качества pellets) из хвойных пород деревьев. Масса pellets, загружаемых в реактор, составляла 260 ± 10 г.

Продукты сгорания, выходящие из ГПУ, разделялись на два потока. Первый направлялся в теплообменный аппарат, охлаждался до температуры 80°C и поступал в смеситель, где смешивался со вторым потоком горячего газа для обеспечения заданной температуры торрефикации. После прохождения реактора продукты сгорания выбрасывались в атмосферу.

Эксперименты проводились следующим образом. Реактор заполнялся pellets, затем устанавливалась верхняя сетка. После запуска ГПУ на выходе из смесителя задавалась температура продуктов сгорания, соответствующая выбранному режиму торрефикации. Зависимость температур T_1 , T_2 и T_3 от времени приведена на рисунке 2.4. Диапазон рабочих режимов торрефикации составляет от 200°C до 300°C и время обработки до 1 ч [52]. При этом типичными параметрами являются температуры в диапазоне от 230°C до 270°C и время торрефикации в пределах 30 мин. В экспериментах были исследованы три температурных режима торрефикации: 230 , 250 и 270°C . Прогрев реактора осуществлялся до момента, когда температура в слое pellets T_2 достигала значения T_1 . Темп нагрева составлял 50 град./мин., время нагрева $\tau_{\text{н}}$ – около 5 мин. В зависимости от режима эксперимента весь поток продуктов сгорания направлялся в реактор или через теплообменный аппарат для охлаждения pellets, или через смеситель для обеспечения процесса торрефикации с выдержкой pellets в реакторе при температуре торрефикации в течение $\tau_{\text{н}}=30$ мин. В связи с тем, что при температуре $180 - 200^{\circ}\text{C}$ в кислородсодержащей среде происходит процесс саморазогрева древесины [53], режим охлаждения pellets продолжался до тех пор, пока температура газа на выходе из реактора T_3 не опускалась ниже 100°C .



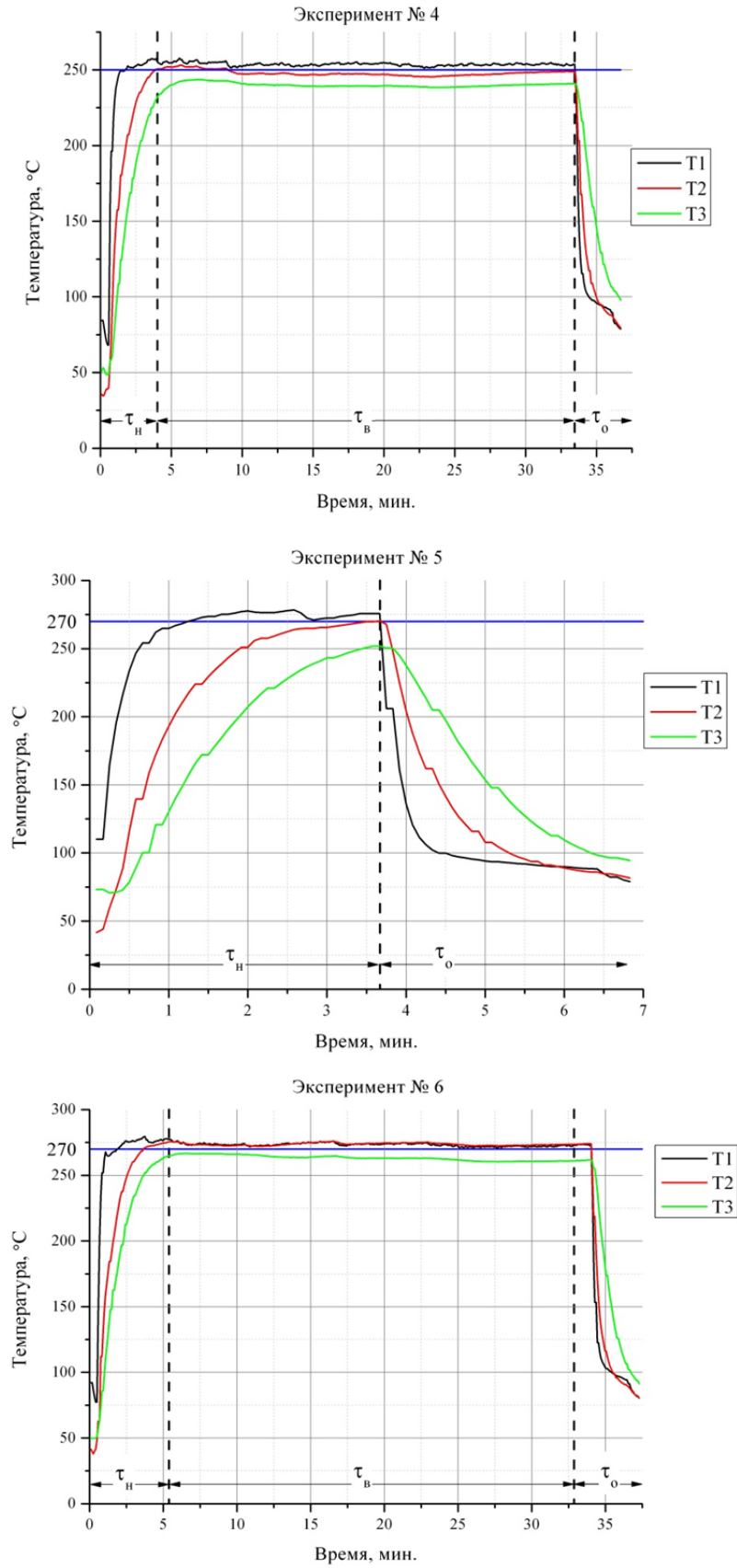


Рисунок 2.4 – Зависимость температуры от времени:
 τ_n – время нагрева; τ_b – время выдержки; τ_o – время охлаждения

Эксперименты № 1, 3 и 5 проводились без выдержки при температуре торрефикации ($\tau_{\text{в}} \approx 0$ мин.).

Фотографии торрефицированных пеллет, полученных в результате испытаний, показаны на рисунке 2.5.



Эксперимент №1

Эксперимент №2



Эксперимент №3

Эксперимент №4



Эксперимент №5

Эксперимент №6

Рисунок 2.5 – Торрефицированные пеллеты

Результаты экспериментов показали принципиальную возможность использования продуктов сгорания ГПУ в качестве газа-теплоносителя для проведения процесса торрефикации. Торрефицированные пеллеты, взятые из разных сечений реактора, имели одинаковый цвет, что косвенно свидетельствует о равномерном прогреве пеллет в реакторе.

2.1 Определение характеристик торрефицированных пеллет

В процессе исследования определялись влажность, зольность, выход летучих, теплота сгорания, насыпная и кажущаяся (с учетом пористости) плотность, предел гигроскопичности, а также элементный состав образцов.

В связи с тем, что технологии торрефикации находятся на стадии освоения, стандартов, регламентирующих качество торрефицированного топлива, пока не разработано. Поэтому при оценке качества торрефицированных пеллет можно ориентироваться на требования, предъявляемые к топливным пеллетам из биомассы. Технические характеристики пеллет, определяемые международным стандартом ISO 238 [54] и российским ГОСТ Р 54220 – 2010 [55], представлены в таблице 2.1.

Таблица 2.1 – Технические характеристики топливных пеллет

Параметр	ISO 238	ГОСТ Р 54220 – 2010
Влажность, %	≤ 5	≤ 10
Зольность, %	≤ 1	≤ 1
Насыпная плотность, кг/м ³	≥ 300	≥ 550
Высшая теплота сгорания на сухое состояние, МДж/кг	≥ 19	-
Содержание углерода, %	≥ 40	-

В процессе торрефикации пеллеты становятся гидрофобными, их удельная теплота сгорания увеличивается. При этом происходит снижение массы пеллет. Поэтому при выборе оптимальных параметров процесса необходимо учитывать конечную цель торрефикации. Для потребителя

важна высокая теплота сгорания, в то время как производителю достаточно снижения гигроскопичности пеллет. Зависимость выхода энергии от потери массы пеллет в процессе торрефикации представлена на рисунке 2.6 [56].

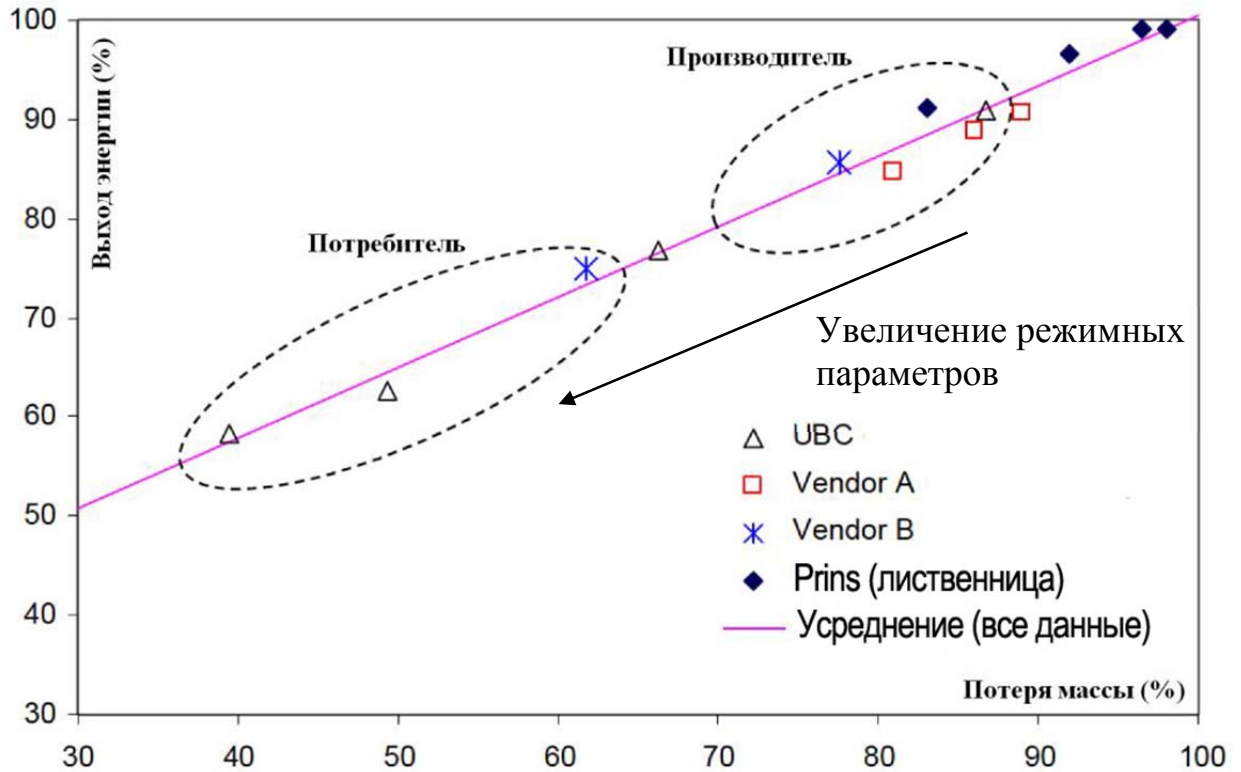


Рисунок 2.6 – Зависимость выхода энергии от потери массы пеллет в процессе торрефикации

Точка, соответствующая минимальному значению режимных параметров торрефикации (температура и время выдержки), лежит в правом верхнем углу графика.

В соответствии с оценками UBS Biomass Pelletization Workshop [56] крупные потребители считают оптимальной величину высшей теплоты сгорания торрефицированных пеллет на уровне 23-26 МДж/кг. Эта область соответствует максимальной потере энергии с летучими и максимальной потере массы. Но этот режим может привести к трудностям в эксплуатации установки, так как при увеличении температуры до 300 °С возможен саморазогрев биомассы и в результате процесс может перейти в зону «углежжения» (получение древесного угля при температуре 400 – 500 °С).

Поэтому производители пеллет ограничиваются минимальными параметрами (температура, время), при которых торрефицированные пеллеты уже приобрели свойство устойчивости к атмосферным и биологическим воздействиям, стали пригодными для транспортировки и длительного хранения на открытом воздухе.

Анализ литературных данных показывает, что почти все исследования в области торрефикации в основном лежат именно в этой зоне. Данные этих работ были использованы при оценке качества пеллет, полученных в наших экспериментах. Сводные данные представлены в таблице 2.2.

Таблица 2.2 – Характеристики торрефицированных пеллет

Вид древесины	Ива (Bridgeman) [8]			Ива (Prins) [49]	Сосна (Wilén) [57]
	230/30	250/30	270/30	250/30	255/30
Температура, °С/время, мин.	230/30	250/30	270/30	250/30	255/30
Углерод, %	50,7	51,7	53,4	51,3	53,3
Водород, %	6,2	6,1	6,1	5,9	6,4
Азот, %	0,2	0,2	0,2	0,3	0,09
Кислород, %	39,9	38,7	37,2	40,9	43,6
Влажность, %	0,5	0,1	0,1	-	0,1
Высшая теплота сгорания, МДж/кг	20,0	20,6	21,4	20,6	21,2
Выход летучих, %	82,1	79,8	79,3	-	78,8
Зольность, %	1,8	1,9	2,1	1,5	0,3

- данные не представлены.

2.1.1 Элементный состав пеллет

Элементный состав необработанных и торрефицированных пеллет определялся с помощью анализатора элементного состава Vario MACRO cube немецкой компании «Elementar».

Принцип действия анализатора основан на каталитическом сжигании анализируемой пробы при температуре до 1200 °С, адсорбционном разделении продуктов сгорания и последующим детектировании детектором по теплопроводности. Продукты сгорания переносятся газом-носителем (гелий) в дополнительную трубку восстановления, наполненную медью, где оксид азота восстанавливается до азота и поступает в детектор. Газообразная смесь CO₂, H₂O, и SO₂ предварительно разделяется на колонках с селективными адсорбентами, после чего все компоненты анализируются. Кислород (O, % масс.) рассчитывается по разности на сухое состояние топлива по формуле:

$$O = 100 - (C + H + N + S). \quad (2.1)$$

Среднеквадратичное отклонение результатов измерений не превышало паспортной характеристики прибора (0,2 % [58]).

Результаты измерений представлены в таблице 2.3.

Таблица 2.3 – Элементный анализ пеллет (условия экспериментов см. рис. 2.4)

Наименование показателя	Необработанные пеллеты	№ эксперимента					
		1	2	3	4	5	6
Сера в пересчете на сухое состояние, %	0,02	0,01	0,01	0,02	0,01	0,02	0,01
Азот в пересчете на сухое состояние, %	0,04	0,01	0,05	0,06	0,11	0,05	0,05
Углерод в пересчете на сухое состояние, %	53,35	53,82	54,38	53,84	55,08	54,42	56,55
Водород в пересчете на сухое состояние, %	6,34	6,45	6,56	6,33	6,41	6,37	6,05
Кислород в пересчете на сухое состояние, %	40,25	40,21	39,49	40,27	38,92	39,72	37,91

Температура и время выдержки практически не влияют на содержание серы, азота и водорода в образцах. Содержание углерода в образце, полученном в эксперименте №6, увеличилось на 6 % по сравнению с необработанным состоянием. При этом содержание кислорода снизилось. Данные, представленные в таблице 2.3, нанесены на диаграмму Ван Кревелена (Van Krevelen diagram), которая описывает зависимость атомного отношения Н/С к О/С в топливе (рисунок 2.7). На диаграмме также нанесены значения из таблицы 2.2.

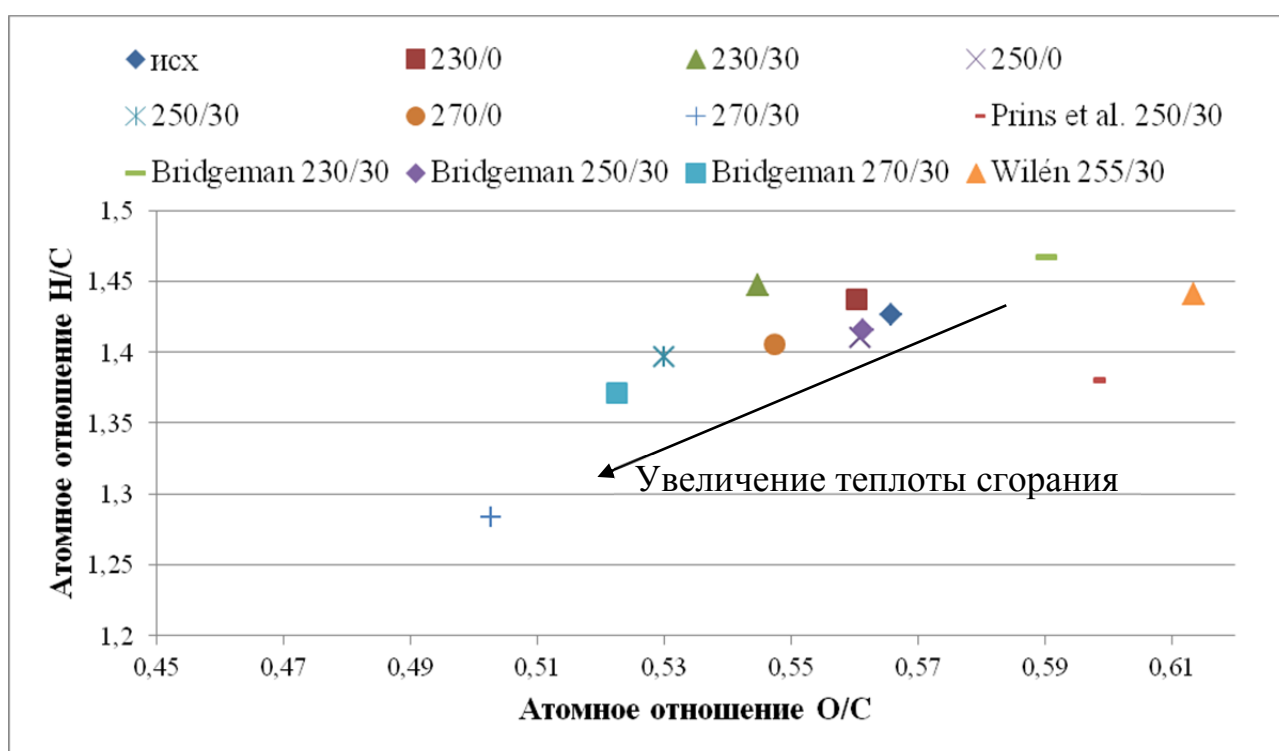


Рисунок 2.7 – Диаграмма Ван Кревелена для необработанных и торрефицированных пеллет

В связи с удалением воды и частично углекислого газа состав торрефицированных пеллет имеет более низкое соотношение О/С и Н/С, что приводит к увеличению удельной теплоты сгорания. Следует отметить, что как для наших экспериментальных данных, так и для значений, полученных в исследованиях других авторов, с увеличением температуры и времени процесса торрефикации наблюдается смещение точек в сторону увеличения теплоты сгорания.

Заметные отличия от литературных данных связаны в первую очередь с разными породами древесины (в работах Bridgeman [8] и Prins [49] в качестве сырья используется ива, а в работе Wilén [57] сосна). Однако на состав сырья влияет и регион произрастания дерева, и часть дерева (кора или ствол). Отличия также связаны с методами проведения процесса торрефикации. В работах [8] и [57] процесс торрефикации проводился в термоанализаторе в среде азота, масса навески составляла 25 мг. Эксперименты в работе [49] были проведены в лабораторной установке (образец массой 5 – 10 г) с нагревом через стенку. Проведенные нами эксперименты были выполнены с прямым нагревом горячими продуктами сгорания, масса образцов составляла 300 г.

2.1.2 Влияние торрефикации на выход летучих из пеллет

Помимо выхода паров воды основным процессом, определяющим потерю массы пеллет и соответствующее увеличение удельной теплоты сгорания, является выход летучих продуктов пиролиза.

Выход летучих, а также зольность и влажность определялись с помощью термоанализатора SDT Q600 (производство американской фирмы TA Instruments). Прибор позволяет одновременно проводить дифференциальный сканирующий калориметрический и термогравиметрический анализ. Термоанализатор измеряет тепловой поток и изменение массы, сопровождающие энергетические переходы и реакции в материалах. Точность измерения температуры ± 1 °C, массы ± 1 %.

Навеска образца массой 30 ± 5 мг помещалась на весы прибора и нагревалась до температуры 1000 °C с темпом 10 град./мин. Для определения выхода летучих и влажности образца нагрев происходил в инертной среде (азот). Определение зольности проводилось при тех же условия, но в атмосфере синтетического воздуха (газовая смесь N_2 и O_2). Так как перед проведением исследований пеллеты находились на открытом воздухе,

влажность торрефицированных образцов отлична от нуля. Результаты измерений приведены в таблице 2.4.

Таблица 2.4 – Влажность, зольность и выход летучих для необработанных и торрефицированных пеллет (условия экспериментов – рис. 2.4)

Наименование показателя	Необработанные пеллеты	№ эксперимента					
		1	2	3	4	5	6
Влага в аналитической пробе, %	4,69	1,88	1,72	1,58	1,19	1,57	1,14
Зольность в пересчете на сухое состояние, %	0,67	0,31	0,38	0,48	0,41	0,44	0,39
Выход летучих веществ в пересчете на сухое беззольное состояние, %	85,19	84,94	83,72	84,88	82,90	84,78	79,53

Из приведенных данных видно, что зольность пеллет уменьшилась по сравнению с необработанными пеллетами, при этом режимные параметры торрефикации не влияют на зольность и влажность торрефицированных пеллет. С ростом температуры и времени торрефикации снижается выход летучих.

В литературе [49] как пример применения торрефицированной биомассы приведено ее использование в качестве исходного сырья для получения газообразного топлива (газификация или высокотемпературный пиролиз). В результате удаления в процессе термообработки влаги и части негорючих летучих возможно получение более калорийного газообразного топлива из торрефицированной биомассы. При этом соотношение С, Н и О в газе можно регулировать, меняя параметры торрефикации.

2.1.3 Изменение теплоты сгорания в процессе торрефикации

Теплота сгорания торрефицированных пеллет определялась калориметрическим методом [59] с помощью калориметра БКС-2Х, обеспечивающего максимальную погрешность измерений ($\pm 0,2\%$). Весы для предварительного взвешивания образцов имели точность измерений $\pm 0,001$ г.

Исследуемые образцы массой 500 ± 10 мг помещались в калориметрическую бомбу, которая затем заполнялась кислородом. После предварительного нагрева производился «поджиг» образца. Система измерений калориметра фиксирует электрический сигнал, пропорциональный тепловому потоку, идущему от калориметрической бомбы с образцом. Величина измеренного теплового потока является мерой количества теплоты сгорания вещества.

Результат измерений представлен в виде:

$$X = X_{\text{cp}} \pm \varepsilon_X, \quad (2.2)$$

где X_{cp} – среднеарифметическое значение результатов 8-ми измерений, округленных до ближайшего значения, кратного 10 кДж/кг; ε_X – относительная погрешность, $\varepsilon_X = \frac{\Delta X}{X} \cdot 100\%$.

Полная абсолютная погрешность ΔX рассчитывалась по формуле:

$$\Delta X = 2,365 \cdot \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^N (\Delta X_i)^2}{N \cdot (N-1)}} + \Delta X_{\text{приб}}, \quad (2.3)$$

где N – количество измерений; ΔX_i – абсолютная случайная погрешность каждого i -го измерения, $\Delta X_i = X_{\text{cp}} - X_i$; $\Delta X_{\text{приб}}$ – погрешность весов и прибора.

Значения высшей теплоты сгорания необработанных и торрефицированных пеллет представлены в таблице 2.5.

Таблица 2.5 – Теплота сгорания необработанных и торрефицированных пеллет (условия экспериментов см. рис. 2.4)

Образец		Высшая теплота сгорания в пересчете на сухое состояние топлива, МДж/кг
Необработанные пеллеты		$20,2 \pm 0,9\%$
№ эксперимента	1	$20,5 \pm 0,8\%$
	2	$20,9 \pm 1,3\%$
	3	$20,8 \pm 1,8\%$
	4	$21,4 \pm 1,2\%$
	5	$21,7 \pm 2\%$
	6	$22,1 \pm 2,6\%$

На рисунке 2.8 графически показаны результаты, представленные в таблице 2.5. Также на графике указаны значения высшей теплоты сгорания торрефицированной биомассы из таблицы 2.2. Для сравнения с параметрами угля на графике нанесены прямые, соответствующие теплоте сгорания бурого и каменного углей.

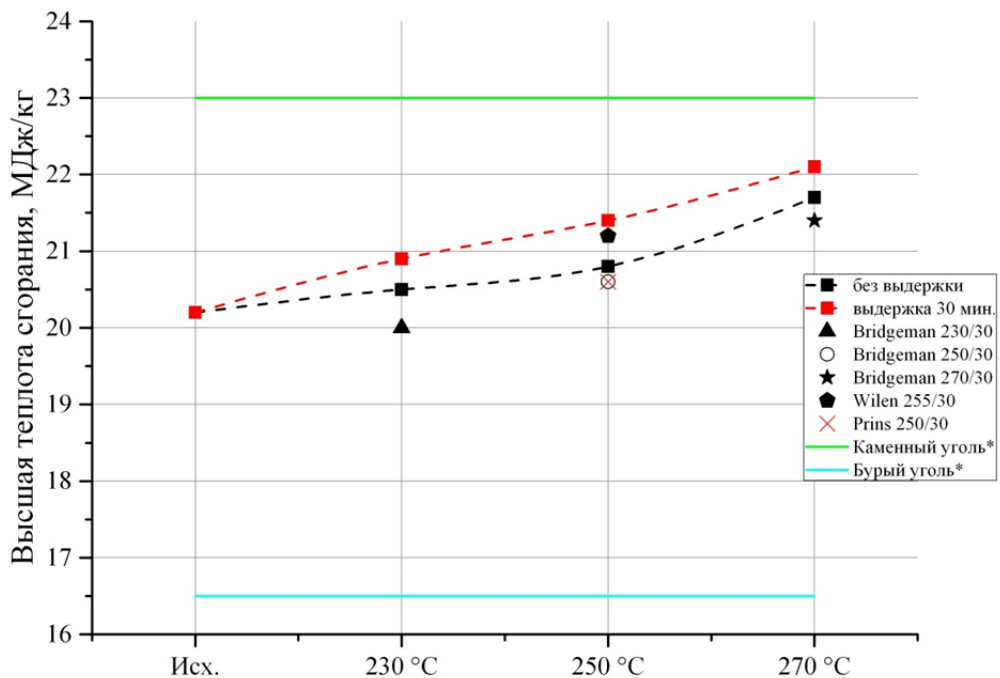


Рисунок 2.8 – Изменение относительной высшей теплоты сгорания в зависимости от режима торрефикации, * – данные [60]

При «ужесточении» режима торрефикации (увеличении температуры и времени выдержки) можно получить pellets с энергетическими характеристиками, близкими к каменным углям, что позволит использовать их для частичной или полной замены угля в угольных котлах без существенной их доработки.

Экспериментальные данные по теплоте сгорания торрефицированных pellets превышают литературные данные. Как указано выше, это связано с различным исходным сырьем и режимами торрефикации. Однако стоит отметить, что тенденция увеличения теплоты сгорания с увеличением температуры повторяет данные, полученные в аналогичных исследованиях.

2.1.4 Плотность необработанного и торрефицированного топлива

Была исследована кажущаяся (отношение массы материала ко всему занимаемому им объёму) и насыпная плотность pellets. Насыпная плотность важна при определении целесообразности транспортировки pellets на большие расстояния.

Насыпная плотность определялась по методике, описанной в [61]. Пробу помещали в стандартный контейнер заданного размера и формы и затем взвешивали. Насыпную плотность рассчитывали по весу нетто стандартного объема с учетом содержания влаги.

Кажущуюся плотность образца определяли как отношение его массы к объему. Производились измерения геометрических размеров и массы pellets.

Было проведено по 10 измерений каждого образца. Значения средней насыпной и кажущейся плотности вычислялись как среднеарифметическое значение, округленное до 10 кг/м^3 , с учетом точности весов ($\pm 0,02 \text{ г}$) и цифрового штангенциркуля ($\pm 0,03 \text{ мм}$). Погрешность измерений рассчитывалась аналогично п. 2.2.3.

Результаты представлены в таблице 2.6 и на рисунке 2.9.

Таблица 2.6 – Плотность необработанных и торрефицированных пеллет (условия экспериментов см. рис. 2.4)

Образец		Кажущаяся плотность пеллет, кг/м ³	Плотность насыпная, кг/м ³
Необработанные пеллеты		1190 ±6%	680 ±5%
№ эксперимента	1	1150 ±7%	630 ±2%
	2	1120 ±7%	600 ±2%
	3	1130 ±7%	620 ±1%
	4	1100 ±5%	590 ±2%
	5	1110 ±10%	600 ±1%
	6	1020 ±5%	540 ±2%

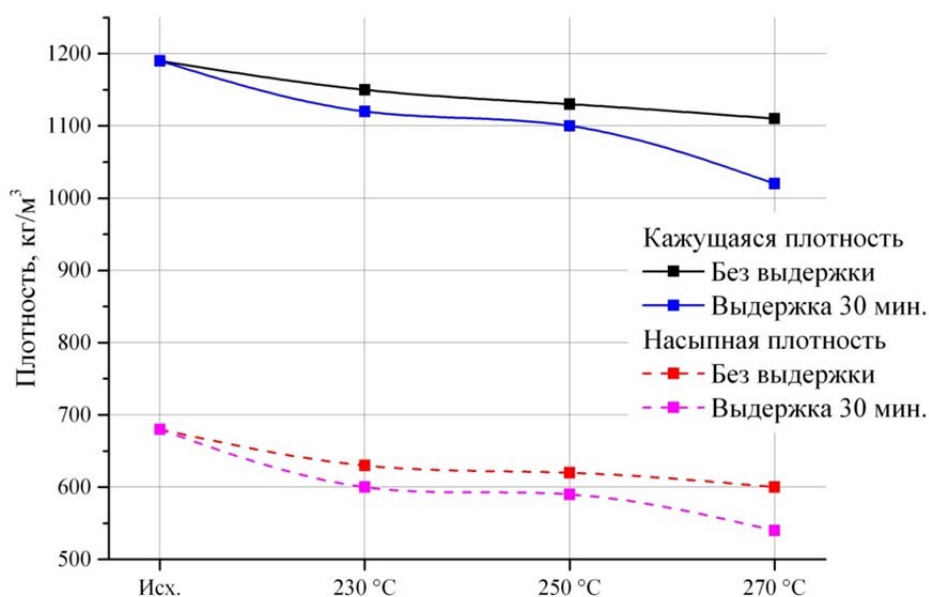


Рисунок 2.9 – Изменение насыпной и кажущейся плотности в зависимости от режима торрефикации

Анализ данных показал, что с увеличением температуры и времени торрефикации снижается кажущаяся и насыпная плотность пеллет.

Снижение плотности пеллет в процессе торрефикации с увеличением удельной теплоты сгорания приводит к снижению затрат на перевозку

топлива, так как удельное теплосодержание торрефицированных пеллет выше, чем у необработанных. С учетом данных, представленных на рисунке 2.4, может возникнуть ситуация, когда перевозка торрефицированных пеллет (в объеме) становится невыгодной из-за значительного снижения насыпной плотности.

2.1.5 Изменение гигроскопичности необработанных и торрефицированных пеллет

Как уже отмечалось, одним из основных недостатков топливных гранул является их высокая гигроскопичность, предъявляющая повышенные требования к их транспортировке и хранению. В связи с этим показатель гигроскопичности торрефицированных пеллет играет первостепенное значение.

Гигроскопичность пеллет определялась в соответствии с методикой, приведенной в [62]. Навеска исследуемого материала весом 10 ± 2 г помещалась в бюксу, которая (со снятой крышкой) устанавливалась в сушильный шкаф и выдерживалась при температуре 106 ± 5 °С в течение 2-х часов. Затем, не вынимая из сушильного шкафа, бюкса закрывалась крышкой, охлаждалась и взвешивалась. Эксикатор заполнялся дистиллированной водой в таком количестве, чтобы высота слоя составляла около 3 см. Бюксы с материалом помещались в эксикатор, крышки с бюкс снимались, после чего эксикатор закрывался крышкой. Бюксы выдерживались в эксикаторе заданное время при температуре 26 °С, после чего закрывались крышками, извлекались из эксикатора и взвешивались. Максимальное время выдержки в эксикаторе составляло 26 часов. Предел гигроскопичности вычислялся согласно выражению

$$W_{\Gamma} = \frac{m_1 - m_2}{m_2 - m} \cdot 100\%, \quad (2.4)$$

где m – масса бюксы; m_1 – масса бюксы с образцом после выдержки в эксикаторе; m_2 – масса бюксы с образцом после высушивания.

В таблице 2.7 представлены результаты измерения массы пеллет в процессе исследования гигроскопичности. Для этого исследования были выбраны образцы из экспериментов № 2, 4 и 6 (торрефицированные пеллеты с выдержкой 30 мин.) и необработанные пеллеты. Относительная погрешность измерения массы составила $\pm 0,2\%$ (точность весов $\pm 0,02$ г). Изменение предела гигроскопичности W_r пеллет при трех температурах торрефикации представлено на рисунке 2.10.

Таблица 2.7 – Изменение массы (г) торрефицированных пеллет в процессе исследования гигроскопичности (условия экспериментов см. рис. 2.4)

Время выдержки в эксикаторе, ч	№ эксперимента		
	2	4	6
0	9,78	9,92	9,82
5	10,04	10,18	10,1
22	10,44	10,54	10,4
24	10,46	10,56	10,42
26	10,46	10,56	10,42

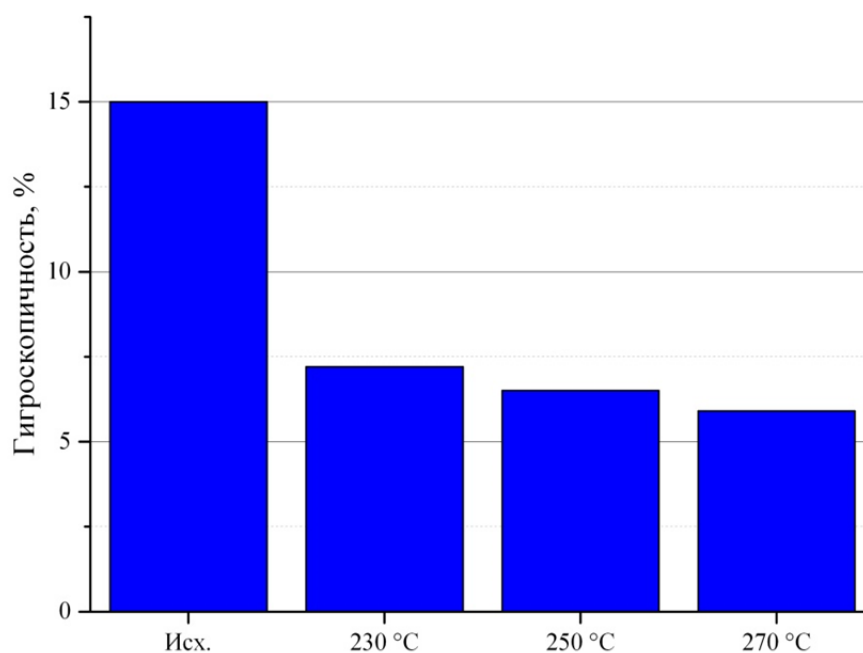


Рисунок 2.10 – Изменение предела гигроскопичности W_r

Из представленных данных видно, что торрефикация позволяет существенно повысить гидрофобные свойства гранулированного твердого топлива. Предел гигроскопичности пеллет, прошедших термическую обработку при температуре торрефикации 270 °С, уменьшается более чем в два раза по сравнению с аналогичным параметром для исходного сырья. Это позволит хранить и транспортировать торрефицированные пеллеты без дополнительных затрат.

Отметим, что согласно данным, приведенным в [63], равновесная влажность древесины при температуре 26 °С и относительной влажности воздуха 0,95 составляет 26 %. Необработанные пеллеты при достижении влажности 15% и времени выдержки 5 часов разбухали и разваливались. Торрефицированные пеллеты в процессе исследования сохраняли свою форму (рисунок 2.11).

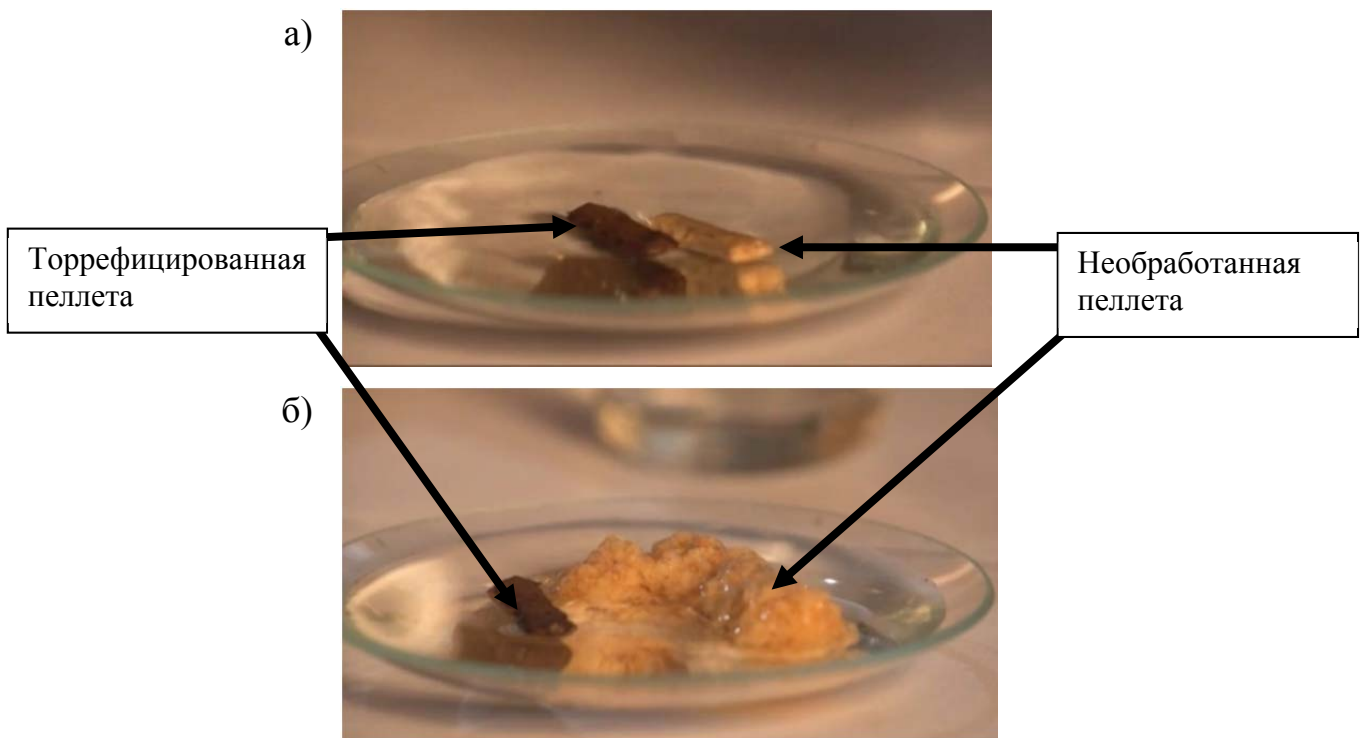


Рисунок 2.11 – Торрефицированные и необработанные пеллеты в начале эксперимента (а) и через 5 ч проведения исследования (б)

Выводы по главе 2

Для исследования процесса торрефикации разработан реактор торрефикации, установленный в экспериментальном комплексе ОИВТ РАН. Экспериментально подтверждена возможность использования в качестве газа-теплоносителя продуктов сгорания газопоршневой энергоустановки.

Выполнены исследования основных характеристик торрефицированных пеллет: теплоты сгорания, плотности и предела гигроскопичности и их зависимости от основных параметров процесса торрефикации. Максимальная теплота сгорания торрефицированных пеллет составила 22,1 МДж/кг, что на 10 % выше, чем необработанных. При этом предел гигроскопичности уменьшился вдвое.

Из условий эффективности и безопасности технологии для дальнейших разработок температура торрефикации принята 250 °С, время выдержки 30 минут. Данные, полученные в процессе исследования, легли в основу разработки энерготехнологического когенерационного комплекса с реактором торрефикации.

3 ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКИЙ КОМПЛЕКС С РЕАКТОРОМ ТОРРЕФИКАЦИИ

На основании полученных экспериментальных данных (глава 2) разработана принципиальная схема когенерационного энерготехнологического комплекса с реактором торрефикации. Товарная продукция комплекса – торрефицированное гранулированное топливо, электроэнергия и тепловая энергия. Применение такой «тригенерационной» схемы энергетически более выгодно, чем отдельное производство продукции. Разработана математическая модель реактора торрефикации и выполнены расчеты основных характеристик процесса торрефикации.

3.1 Принципиальная схема энерготехнологического комплекса

Принципиальная схема энерготехнологического комплекса представлена на рисунке 3.1.

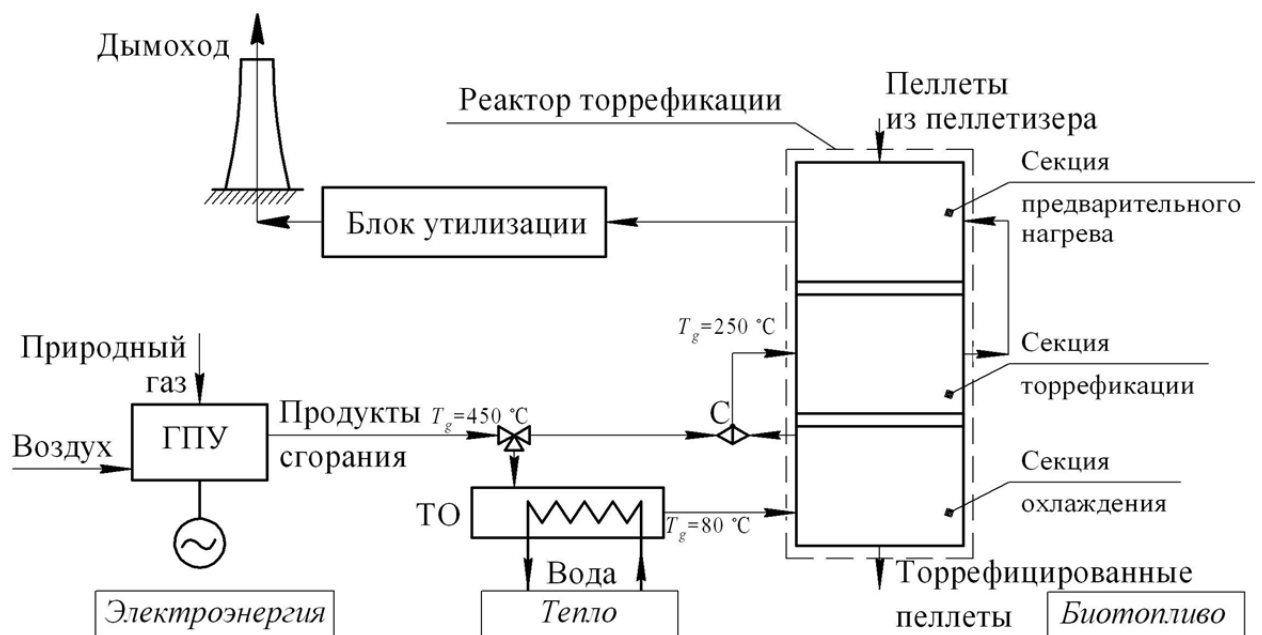


Рисунок 3.1 – Принципиальная схема энерготехнологического комплекса

В состав комплекса входят: газопоршневая энергоустановка (ГПУ), газо-водяной теплообменный аппарат (ТО), модульный реактор торрефикации и блок утилизации парогазовой смеси торрефикации.

Температурный режим реактора обеспечивается за счет непосредственного нагрева биосырья (пеллет) продуктами сгорания ГПУ с минимальным содержанием кислорода. Теплообменный аппарат предназначен для охлаждения части продуктов сгорания, направляемых в секцию охлаждения пеллет. При работе комплекса в когенерационном режиме (производство тепла и электроэнергии) тепловая энергия обеспечивает нужды потребителя.

Комплекс работает следующим образом. Древесные пеллеты с температурой около 100 °С после гранулятора поступают в загрузочный бункер и последовательно проходят три секции реактора: секцию предварительного нагрева, секцию торрефикации и секцию охлаждения пеллет (рис. 3.1). Конструкция секций идентична, время нахождения биомассы в каждой секции одинаково. Секция реактора представляет собой шахту, поперечно продуваемую газом-теплоносителем. После окончания рабочего цикла пеллеты через межсекционную заслонку поступают в следующую секцию, после полной выгрузки секции происходит ее заполнение пеллетами из предыдущей секции. Таким образом осуществляется псевдонепрерывный технологический процесс. Температура пеллет на выходе из секции торрефикации должна быть не выше 150 °С: при этой температуре пеллеты можно выгружать из реактора без опасения их возгорания на воздухе.

Часть продуктов сгорания ГПУ проходит через газо-водяной теплообменник ТО, на выходе из которого поддерживается заданная температура газа, и направляется в секцию охлаждения пеллет. Из секции охлаждения «холодные» продукты сгорания поступают в смеситель (С), где смешиваются с горячим газом. Соотношение расходов горячего и холодного газов регулируется таким образом, чтобы температура продуктов сгорания на входе в секцию торрефикации сохраняла заданное значение. Далее смесь продуктов сгорания, пиролизных газов и паров, образующихся в процессе термической деструкции биомассы, проходит через секцию торрефикации и

поступает в секцию предварительного нагрева пеллет, а затем направляется в блок утилизации парогазовой смеси торрефикации. Блок утилизации может представлять собой котел-утилизатор либо конденсационную установку для сбора конденсирующихся газов торрефикации, при этом газообразная фаза выбрасывается в дымовую трубу.

3.2 Секция реактора торрефикации

3.2.1 Конструкция секции реактора торрефикации

Так как конструкция реактора модульного типа (см. рис. 3.1) и все секции реактора идентичны, для определения основных характеристик реактора была разработана и изготовлена типовая секция, представленная на рисунке 3.2.

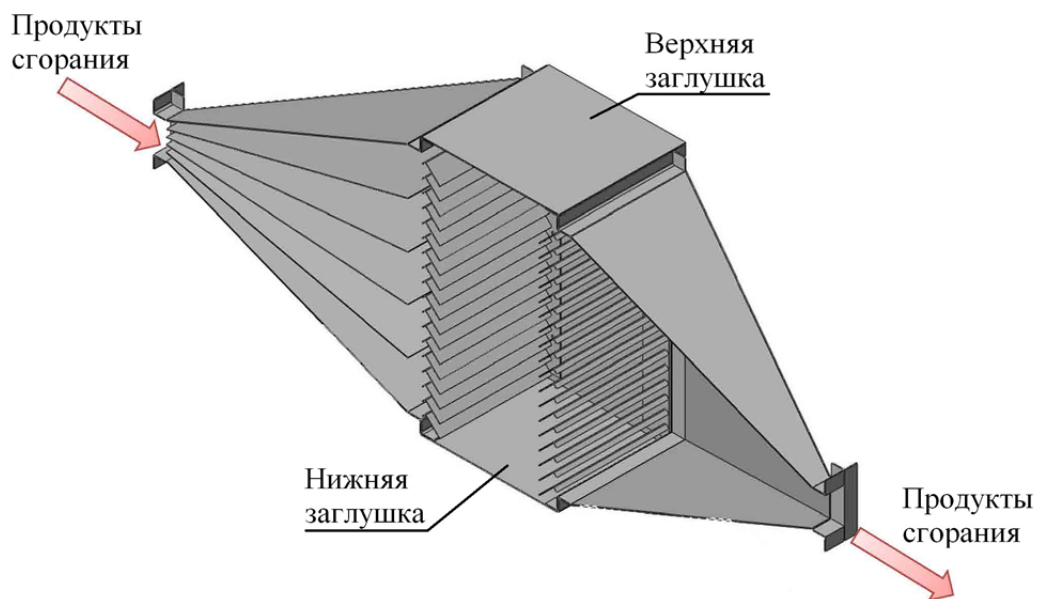


Рисунок 3.2 – Секция реактора торрефикации в разрезе

Секция реактора торрефикации представляет собой камеру прямоугольного сечения с размерами рабочего объема 0,7x0,7x0,3 м. Торцы камеры закрыты решетками с наклонными полками. На торцевых сечениях камеры установлены диффузоры, причем для организации равномерного потока газа-теплоносителя входной диффузор имеет направляющие. Для

проведения испытаний внизу секции устанавливается заглушка. После заполнения секции пеллетами она закрывается верхней заглушкой. Входной диффузор соединен трубопроводом с узлом смешения потоков, выходной – с коллектором выхлопных газов и с дымовой трубой.

3.2.2 Проведение испытаний

Для проведения испытаний секция реактора торрефикации устанавливалась на стендовом комплексе ОИВТ РАН, принципиальная схема которого описана в разделе 3.1. В качестве источника газа-теплоносителя использовалась стендовая газопоршневая установка АГ-200, а для охлаждения продуктов сгорания применялся специально разработанный кожухотрубный теплообменный аппарат. В ходе испытаний на одной секции моделировались все процессы, протекающие в модульном реакторе торрефикации: предварительный нагрев, торрефикация и охлаждение.

Фотографии испытательного стенда и секции реактора приведены на рисунке 3.3.

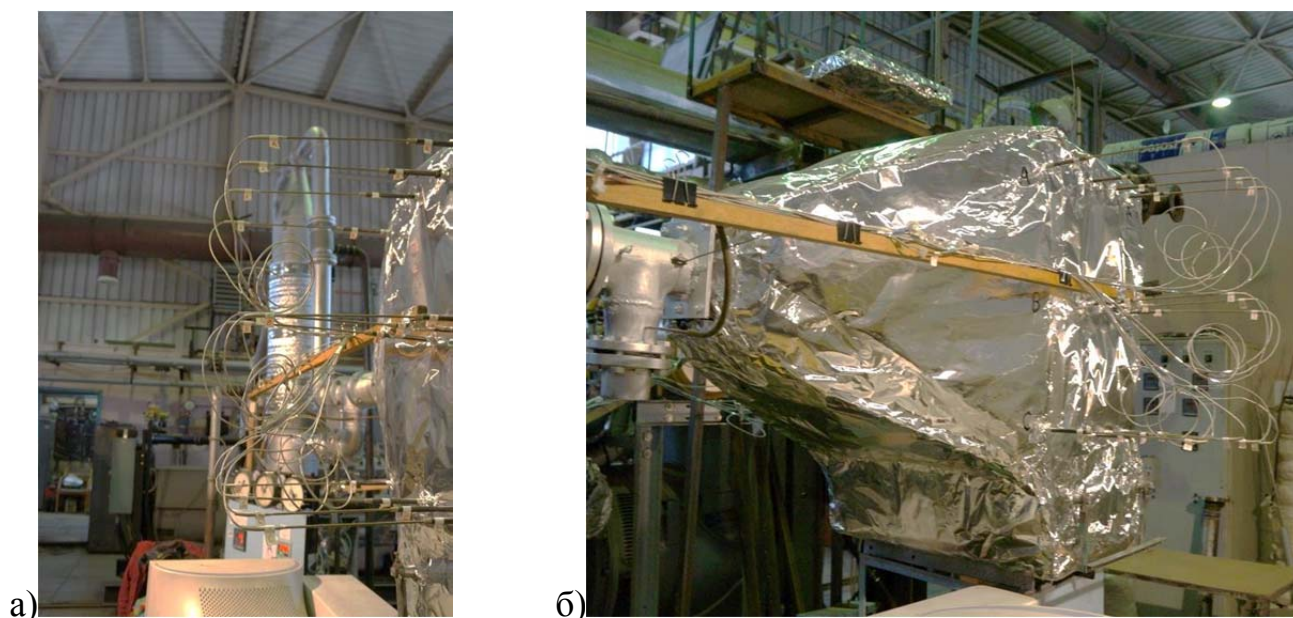


Рисунок 3.3 – Фотография стенда (а) и реактора (б)

Перед началом экспериментов в секцию реактора загружались необработанные пеллеты массой 120 кг при плотности 1200 кг/м^3 и в течение часа прогревались тепловой пушкой до температуры $100\text{-}110 \text{ }^\circ\text{C}$. В течение всего эксперимента мощность ГПУ составляла 155 кВт, что при стехиометрическом соотношении газ/воздух соответствовало расходу продуктов сгорания $660 \text{ м}^3/\text{ч}$. Значение температуры продуктов сгорания на входе в секцию устанавливалось в зависимости от того, какая зона реактора моделировалась – предварительного нагрева, торрефикации или охлаждения. Время каждого режима составляло 40 мин.

Датчики температуры располагались в трех сечениях секции (рисунок 3.4): первое сечение – на расстоянии 50 мм от входа в секцию, второе сечение – в центре секции, третье сечение – на расстоянии 250 мм от входа в секцию. В каждом сечении установлено 6 термопар (рисунок 3.4).

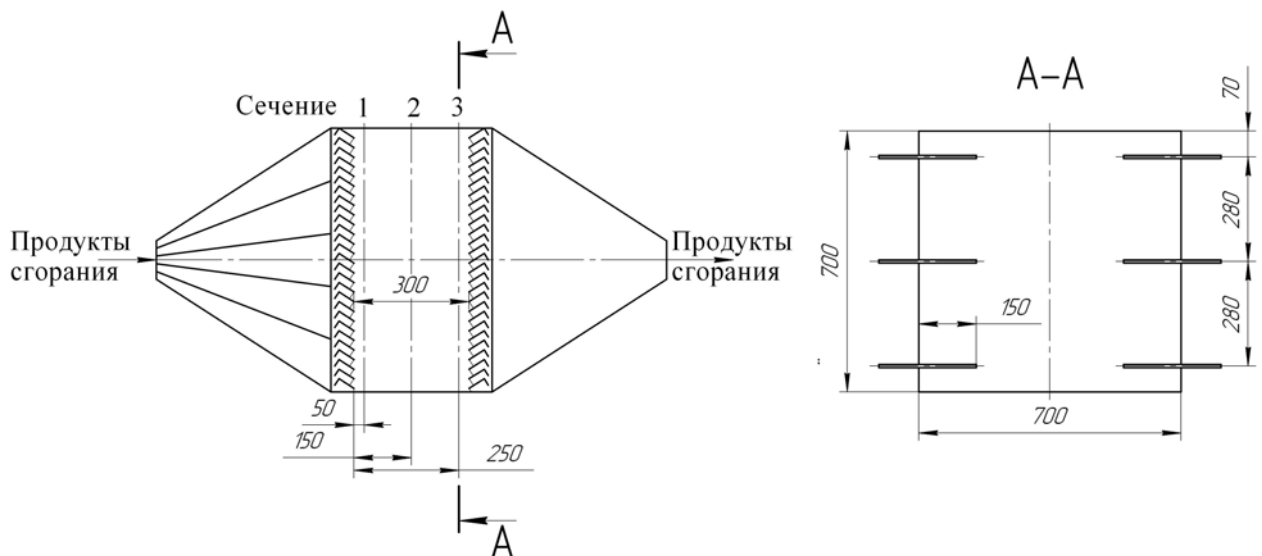


Рисунок 3.4 – Расположение сечений секции и термопар в каждом сечении

Температура измерялась с помощью 19-ти хромель-алюмелевых термопар ТХА и трех многоканальных термометров ТМ5103 производства ООО НММ «Элемер». Считывание и обработка данных была выполнена с применением специально разработанной программы для ЭВМ [64]. Усредненные значения температур по сечениям секции и на входе в нее

представлены на рисунке 3.5. На графиках I – режим предварительного нагрева, II – режим торрефикации, III – режим охлаждения.

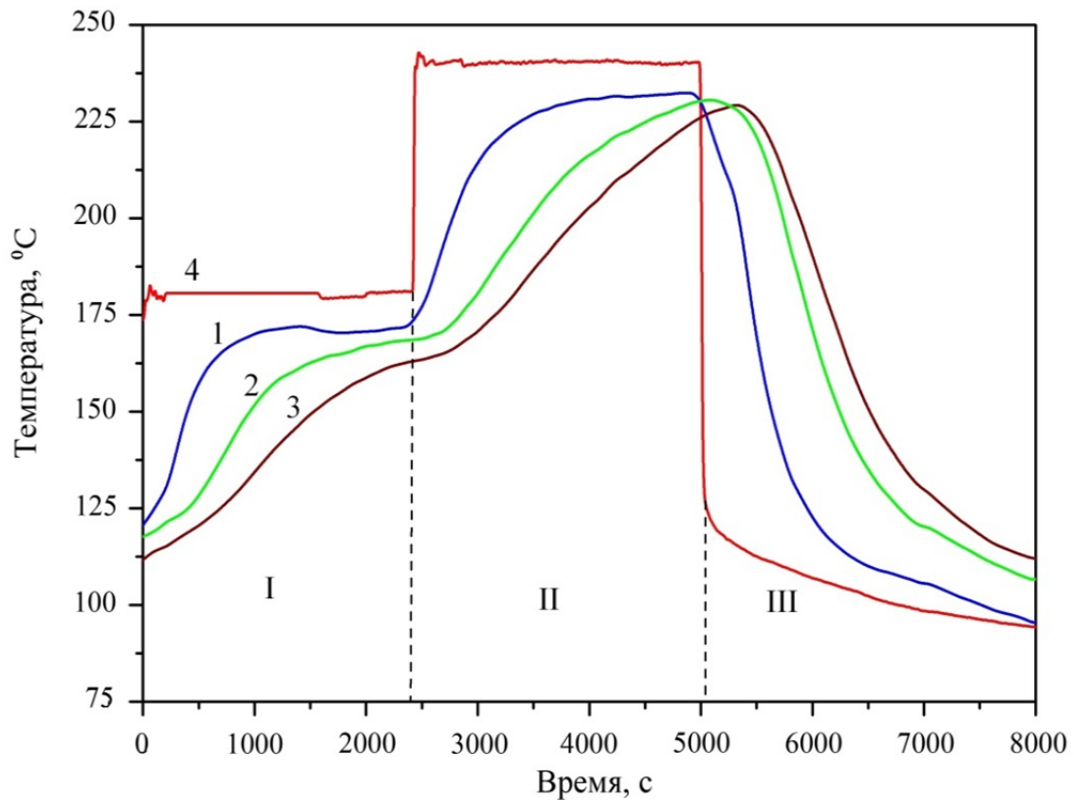


Рисунок 3.5 – Зависимость температуры от времени: 1 – в первом сечении секции; 2 – во втором сечении; 3 – в третьем сечении; 4 – температура продуктов сгорания на входе в секцию

Температурное поле в процессе эксперимента выравнивается постепенно с прогревом пеллет и металлоконструкции. В процессе охлаждения время, соответствующее времени торрефикации, было достаточным для охлаждения пеллет до температуры ниже 150 °C и выгрузки пеллет из реактора.

При заданной мощности ГПУ теплосодержание продуктов сгорания обеспечивает режимы работы секций предварительного нагрева и торрефикации. Тепловая мощность газо-водяного теплообменника ТО (рис. 3.1) обеспечивает охлаждение пеллет за время цикла до нужной температуры.

Фотография торрефицированных пеллет, полученных в процессе испытаний, показана на рисунке 3.6. Основные характеристики пеллет представлены в таблице 3.1.



Рисунок 3.6 – Торрефицированные пеллеты

Таблица 3.1 – Основные характеристики торрефицированных пеллет

Элементный состав, % на сухое беззольное состояние					Удельная теплота сгорания, МДж/кг		Предел grosкопичности, %	Насыпная плотность, кг/м ³
N	C	H	S	O	низшая	высшая		
0,09	52,75	5,92	0,01	41,23	19,7	21,1	10	540

Теплота сгорания полученных пеллет соответствует теплоте сгорания пеллет, полученных при проведении экспериментальных исследований (глава 2) при режиме 250 °С и температуре выдержке 30 минут.

3.3 Математическая модель реактора торрефикации

Для расчета основных параметров процесса торрефикации была разработана математическая модель реактора [65]. Схема потоков в реакторе торрефикации приведена на рисунке 3.7.

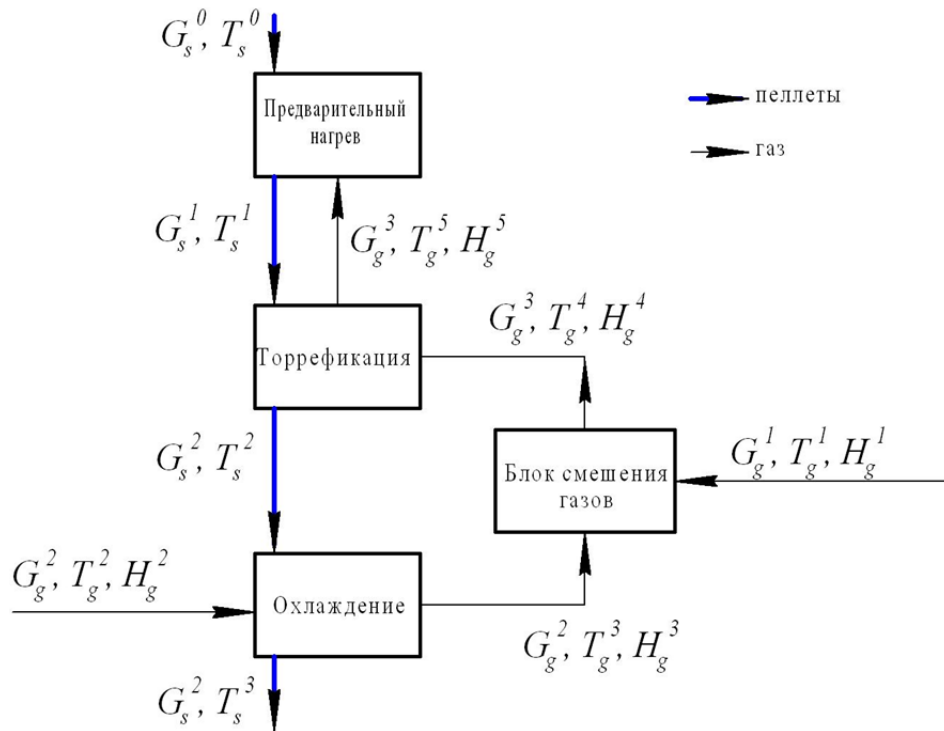


Рисунок 3.7 – Схема потоков газового теплоносителя и пеллет в реакторе торрефикации: G_s, T_s – расход и температура пеллет; G_g, H_g, T_g – расход, энтальпия и температура продуктов сгорания, соответственно

Пеллеты с температурой T_s^0 поступают в секцию предварительного нагрева, где нагреваются до температуры T_s^1 , которая лежит в диапазоне 170 – 210 °С. При этих температурах начинается процесс деструкции биомассы и масса пеллет уменьшается за счет выхода летучих. Затем пеллеты поступают в секцию торрефикации, где продолжается процесс нагрева и деструкции при температуре торрефикации. После окончания процесса торрефикации пеллеты охлаждаются в последней секции до температуры $T_s^3 \leq 150$ °С и выгружаются из реактора.

Продукты сгорания после ГПУ разделяются на два потока G_s^1 и G_s^2 , первый идет в блок смесителя, а второй через теплообменный аппарат направляется в секцию охлаждения и затем поступает в смеситель. Из смесителя продукты сгорания направляются в секцию торрефикации и оттуда вместе с парогазовой смесью, образовавшейся при торрефикации, поступают в секцию предварительного нагрева, после чего они удаляются из реактора.

Математическая модель реактора торрефикации основана на уравнениях сохранения, описывающих процесс фильтрации газообразных продуктов сгорания через пористую среду, образованную слоем пеллет. Для средних по сечению реактора параметров теплообмен описывается нестационарными одномерными дифференциальными уравнениями в частных производных. Поскольку перенос тепла в газе за счет теплопроводности значительно меньше, чем за счет конвекции, кондуктивным членом в уравнении энергии для газа можно пренебречь. Диаметр сфер, моделирующих слой пеллет, в процессе нагрева не меняется. Также будем считать, что в рабочем диапазоне изменения температуры теплопроводность и теплоемкость материала пеллет изменяется незначительно. Тогда уравнения сохранения для газа и слоя пеллет запишутся следующим образом:

для газа:

уравнение неразрывности

$$f \frac{\partial \rho_g}{\partial t} = -\frac{\partial \rho_g u}{\partial x} + V, \quad (3.1)$$

уравнение энергии

$$f \frac{\partial (\rho_g c_g T_g)}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial x} (\rho_g u c_g T_g) = \alpha (T_s - T_g), \quad (3.2)$$

для твердой фазы:

уравнение сохранения массы

$$(1-f) \frac{\partial \rho_s}{\partial t} = -V, \quad (3.3)$$

уравнение энергии

$$(1-f)c_s\rho_s \frac{\partial T_s}{\partial t} = \lambda_s \frac{\partial^2 T_s}{\partial x^2} - \alpha(T_g - T_s), \quad (3.4)$$

В уравнениях (3.1) – (3.4) ρ_g , c_g , T_g – плотность, теплоемкость и температура продуктов сгорания; u – скорость продуктов сгорания; α – коэффициент теплоотдачи; f – пористость слоя пеллет; ρ_s , c_s , T_s – плотность, теплоемкость и температура пеллет; λ_s – теплопроводность пеллет; t – время; x – координата; V – источниковый член.

Поскольку массовый расход газа-теплоносителя постоянный и много больше массового расхода газообразных продуктов пиролиза, источниковым членом в уравнении (3.1) можно пренебречь и для определения плотности газа достаточно уравнения состояния.

Так как реактор работает в периодическом режиме, то можно считать слой пеллет неподвижным.

Источниковый член в уравнении (3.3) определяется, как скорость потери массы пеллеты в процессе нагрева. В математической модели использована простейшая схема из одной брутто-реакции, ответственной за распад исходного биосырья [66]. Изменение относительной массы пеллеты в процессе нагрева, связанное с выходом летучих, можно записать в виде

$$\frac{dX}{dt} = -k_0 \exp(-E/RT)X^\gamma, \quad (3.5)$$

где $X = \frac{m(t) - m_c}{m_0 - m_c}$; $m(t)$ – текущая масса пеллеты; m_0 – начальная масса сухой пеллеты; m_c – масса угольного остатка; E – энергия активации; k_0 – предэкспоненциальный множитель; R – универсальная газовая постоянная; γ – показатель степени.

С учетом (3.7) для источникового члена в уравнении (3.3) можно записать

$$V = -\rho_s^0 \left(1 - \frac{m_c}{m_0}\right) k_0 \exp(-E/RT) X^\gamma. \quad (3.6)$$

Система уравнений (3.1) – (3.6) дополняется соотношениями для теплофизических свойств газа и пеллет, граничными и начальными условиями.

Для коэффициента теплоотдачи использовалось эмпирическое соотношение вида [67]

$$\alpha = \frac{2.74 \cdot \lambda_s \cdot \left(\frac{1-f}{f}\right)^{1.36} \cdot \text{Re}^{0.64} \text{Pr}^{1/3}}{4 \cdot r^2}, \quad (3.7)$$

где r – радиус сферы эквивалентного объема; Re – число Рейнольдса; Pr – число Прандтля.

Пористость слоя пеллет f задается в зависимости от выбранной модели структуры пористой среды.

Начальные условия:

- начальная плотность пеллет: $\rho_s(x, t = 0) = \rho_s^0$;
- начальная температура слоя пеллет: $T_s(x, t = 0) = T_s^0$;
- начальная температура газа: $T_g(x, t = 0) = T_g^0 = T_s^0$.

Граничные условия для блоков, моделирующих реактор торрефикации, определяются постоянными температурой, энтальпией, расходом и плотностью греющей среды – продуктов сгорания ГПУ и температурой и плотностью пеллет, загружаемых в секцию реактора.

Для численного решения уравнений (3.1) – (3.6) использован их дискретный аналог, полученный путем интегрирования дифференциальных уравнений по контрольному объёму, заключенному между двумя единичными площадками, ориентированными перпендикулярно оси x и отстоящими друг от друга на расстояние шага интегрирования Δx по длине [68]. Шаг на всём отрезке интегрирования постоянный.

Для расчета процесса в секциях предварительного нагрева и торрефикации к системе уравнений добавляются уравнения, описывающие кинетику потери массы пеллет. Поскольку обмен массой пеллет между расчетными ячейками отсутствует и массовым потоком пиролизных газов можно пренебречь по сравнению с потоком газа-теплоносителя, дискретный аналог кинетического уравнения запишется в виде

$$\frac{\partial X_i}{\partial t} = -k_0 \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) X_i^\gamma, \quad (3.8)$$

$$X_i = \frac{m_i(t) - m_c}{m_0 - m_c}. \quad (3.9)$$

Плотность пеллет в i -той ячейке в момент времени t рассчитывалась по соотношению

$$\rho_{s,i}(t) = X_i(t) \rho_{s,0} \left(1 - \frac{m_c}{m_0}\right) + \rho_{s,0} \frac{m_c}{m_0}, \quad (3.10)$$

где $\rho_{s,0}$ – начальная плотность пеллет.

Для расчета относительной удельной теплоты сгорания торрефицированных пеллет использовались данные работ [69, 70], которые аппроксимировались линейными зависимостями

$$\begin{aligned} \frac{q_t}{q_0} &= 1.51 - 0.51 \frac{m_t}{m_0}, \text{ при } \frac{m_t}{m_0} = 0.6 \div 1.0 \\ \frac{q_t}{q_0} &= 1.744 - 0.9 \frac{m_t}{m_0}, \text{ при } \frac{m_t}{m_0} = 0.25 \div 0.6 \end{aligned}, \quad (3.11)$$

где q_t , q_0 – удельная теплота сгорания торрефицированных и исходных (сухих) пеллет, соответственно.

Для численного решения системы уравнений (3.8) – (3.11) использовался многошаговый метод Адамса с автоматическим выбором шага по времени [71].

Значения теплофизических свойств продуктов сгорания среднего состава в зависимости от температуры приведены в таблице 3.2 [72]. В

таблице: λ_g – теплопроводность продуктов сгорания, ν_g – вязкость продуктов сгорания.

Таблица 3.2 – Теплофизические свойства продуктов сгорания среднего состава

$t, ^\circ\text{C}$	$\lambda_g, \text{Вт}/(\text{м К})$	$\nu_g * 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
100	0,0313	21,54	0,69
200	0,0401	32,8	0,67
300	0,0484	45,81	0,65
400	0,570	60,38	0,64
500	0,0656	76,30	0,63
600	0,0742	93,61	0,62

Энтальпия продуктов сгорания рассчитывалась в приближении термодинамического равновесия с использованием программы IVTAN-Thermo [73].

3.4 Результаты расчетов

Исходные данные для расчета:

- активная мощность ГПУ;
- состав природного газа;
- коэффициент избытка воздуха;
- температура охлаждающей воды на входе в ТО;
- температура продуктов сгорания на входе в секцию охлаждения;
- температура продуктов сгорания на входе в секцию торрефикации;
- температура исходных пеллет;
- степень потери массы в блоке торрефикации;
- температура пеллет в блоке охлаждения перед выгрузкой;
- параметры структуры пористой среды.

Результаты расчета:

- продолжительность одного цикла и производительность реактора (или при достижении заданной температуры в блоке охлаждения, или при достижении заданной степени потери массы в блоке торрефикации);
- расход охлаждающей воды в контуре ТО в зависимости от времени;
- температура охлаждающей воды на выходе ТО в зависимости от времени;
- тепловая мощность ТО в зависимости от времени;
- коэффициент смешения потоков газа-теплоносителя в зависимости от времени;

Состав природного газа, подаваемого в ГПУ, приведен в таблице 3.3.

При расчетах коэффициент избытка воздуха принимался равным 1.

Таблица 3.3 – Объемный состав природного газа, %

H ₂	CO	H ₂ O	CO ₂	N ₂	CH ₄	C	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂
0	0	0	0,8	7,8	84,5	0	3,8	1,9	0,9	0,3

Сравнение результатов измерений и расчетов приведено на рисунках 3.8 и 3.9.

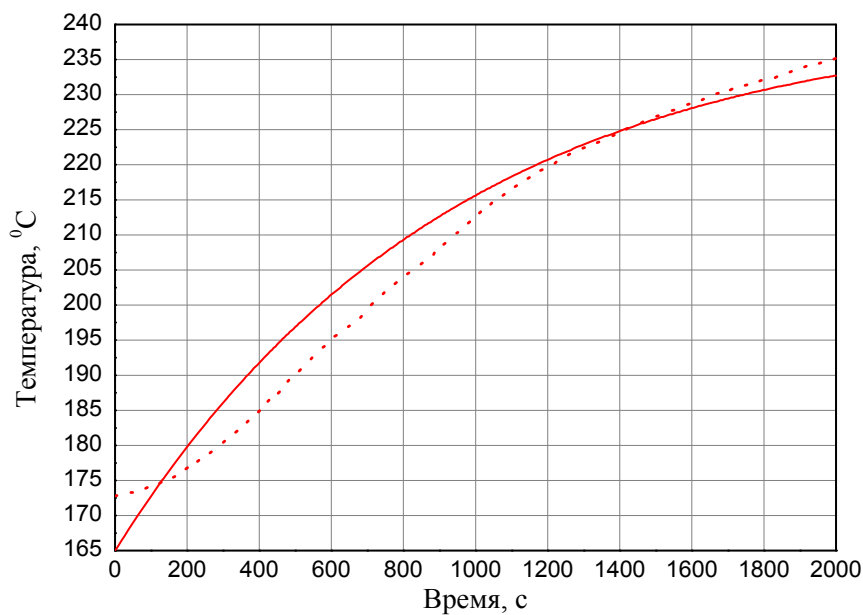


Рисунок 3.8 – Зависимость температуры пеллет в центре секции торрефикации от времени в третьем сечении (рис. 3.4): кривая – расчет, точки – эксперимент (п. 3.2)

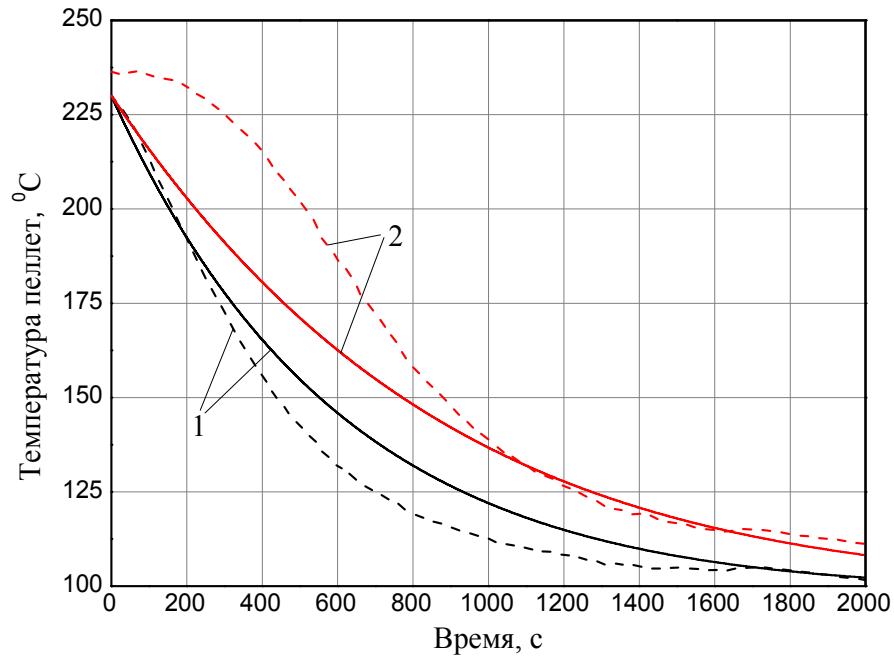


Рисунок 3.9 – Сравнение расчетных и экспериментальных зависимостей температуры пеллет от времени в секции охлаждения пеллет (сплошные линии – расчет, пунктирные линии – эксперимент (п. 3.2)): 1 – второе сечение, 2 – третье сечение (см. рис. 3.4)

Наблюдается вполне удовлетворительное соответствие расчетной и экспериментальной кривых. Из графиков видно, что совпадение основной характеристики процесса – времени охлаждения пеллет до заданной температуры – вполне удовлетворительное. Различие поведения температуры пеллет в начале процесса охлаждения (кривые 2) можно объяснить большой инерционностью конструкций секции охлаждения (предварительный нагрев пеллет осуществлялся в той же секции, что и охлаждение), что в математической модели не учитывалось.

Результаты расчетов относительной потери массы, удельной теплоты сгорания и относительного теплосодержания торрефицированных пеллет в диапазоне температур торрефикации 230 – 270 °C представлены на рис. 3.10 – 3.12. Время на графиках соответствует времени нахождения пеллет в одной секции.

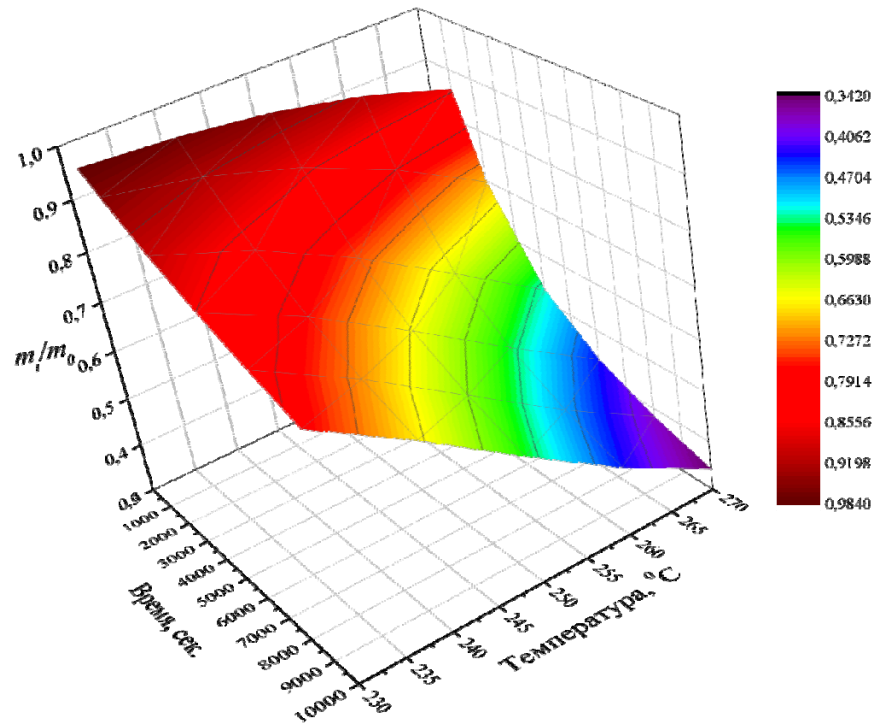


Рисунок 3.10 – Расчетная зависимость степени потери массы торрефицированных пеллет от температуры торрефикации и от времени

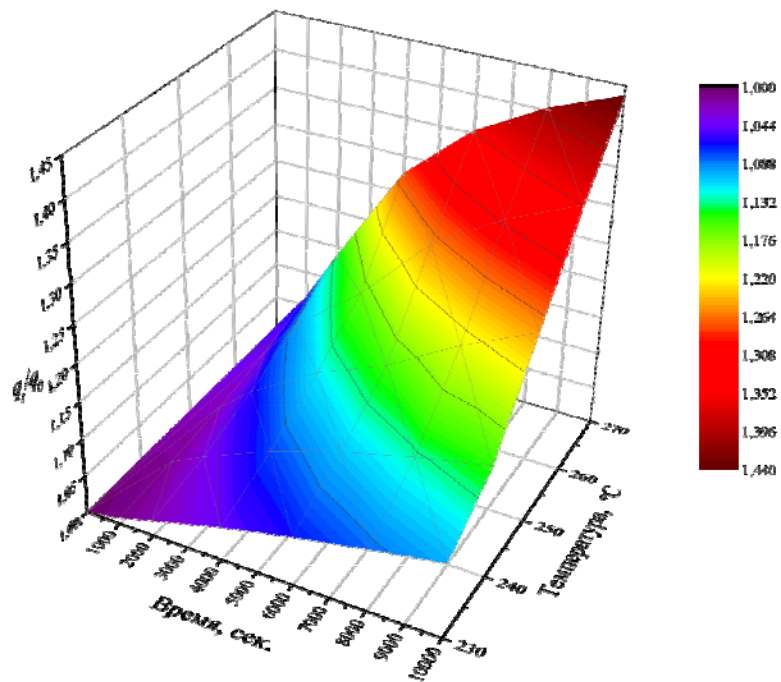


Рисунок 3.11 – Расчетная зависимость относительной удельной теплоты сгорания торрефицированных пеллет от температуры торрефикации и от времени

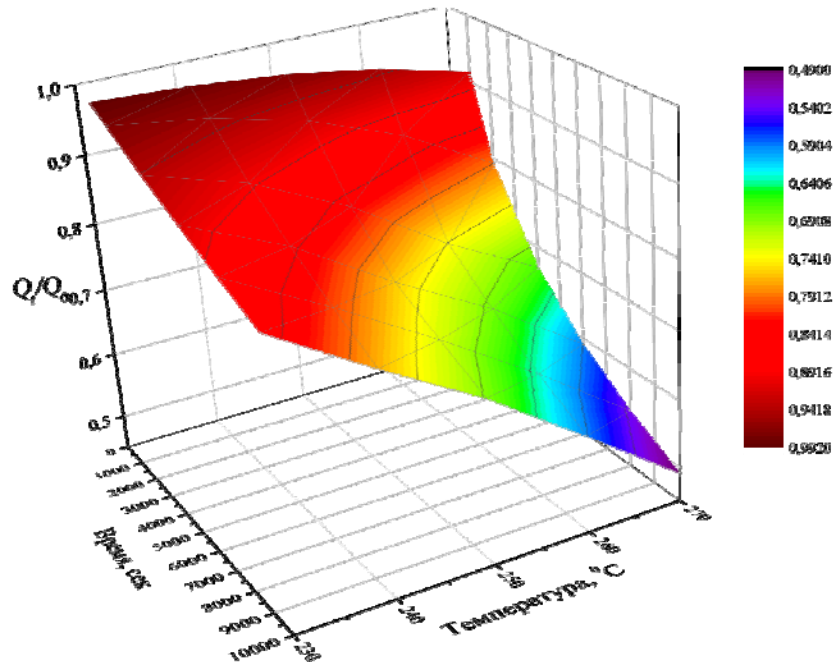


Рисунок 3.12 – Расчетная зависимость относительного теплосодержания торрефицированных пеллет от температуры торрефикации и от времени

Представленные графики позволяют, не прибегая к дополнительным расчетам, при задании двух параметров (температуры торрефикации и времени процесса) оценить основные характеристики процесса торрефикации. В результате могут быть определены потеря массы, теплота сгорания и теплосодержание пеллет. Эти параметры являются ключевыми в оценке эффективности процесса торрефикации и рентабельности конкретной установки.

Рассчитаны численные значения энергетических и массовых потоков когенерационного комплекса.

Рабочая мощность ГПУ составила 155 кВт, производительность установки – 200 кг/ч по исходным пеллетам, теплота сгорания неторрефицированных пеллет 20,2 МДж/кг, потеря массы пеллет (расчетная) 12,35 %, теплота сгорания торрефицированных пеллет 21,3 МДж/кг.

Расчетные значения потоков массы и энергии (мощности) для режима с температурой торрефикации 250 °С и продолжительностью одного цикла работы в 1 ч показаны на схеме (рисунок 3.13).

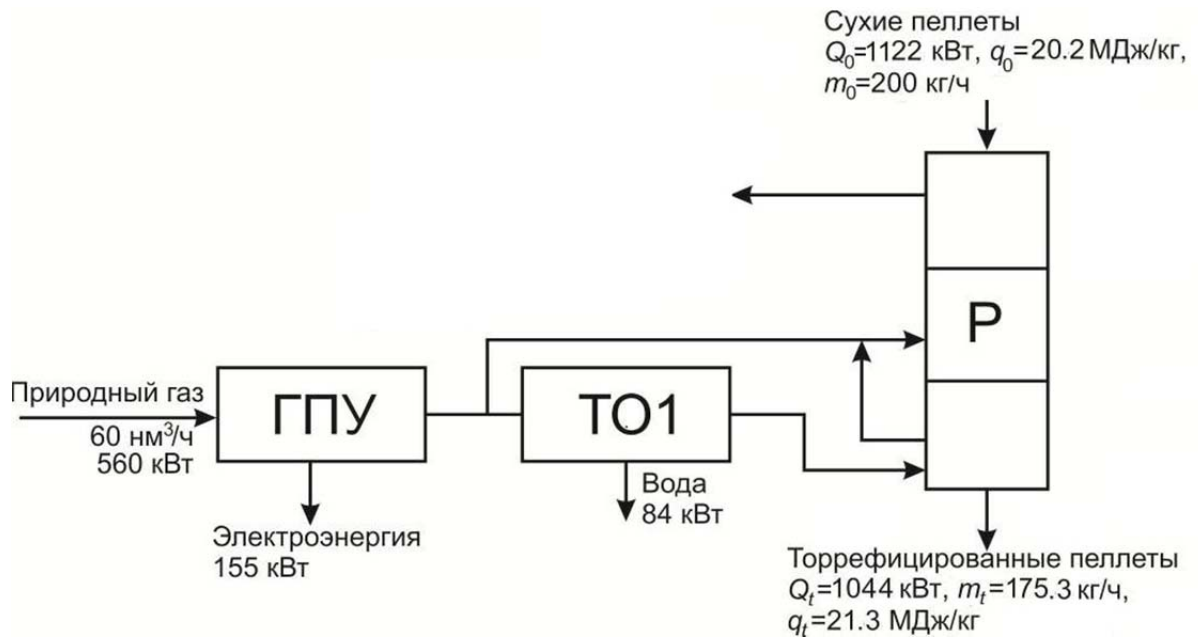


Рисунок 3.13 – Расчетные значения потоков массы и энергии: Р – реактор торрефикации

В расчетах не учитывались остальные составляющие тепловой энергии: тепло охлаждающей жидкости блока цилиндров ГПУ, энтальпия продуктов на выходе из реактора, тепло охлаждающей воды на выходе из теплообменника. Однако в связи с низким температурным потенциалом эти потоки вряд ли можно использовать эффективно. Схема может быть дополнена блоком утилизации парогазовой смеси.

При эксплуатации установки в «тригенерационном» режиме при электрической мощности 155 кВт тепловая мощность составит 84 кВт , а теплота сгорания торрефицированных пеллет 1044 кВт при производительности 200 кг/ч по исходным пеллетам.

Выводы по главе 3

Разработана принципиальная схема и математическая модель когенерационного энерготехнологического комплекса с модульным реактором торрефикации. Результаты испытаний типовой секции реактора торрефикации показали ее работоспособность и подтвердили проектные показатели. Полученные расчетные зависимости относительной потери

массы, удельной теплоты сгорания и относительного теплосодержания торрефицированных пеллет позволяют при задании двух параметров (температуры торрефикации и времени процесса) оценить основные характеристики процесса. Данные, полученные в ходе расчетов и экспериментов, являются исходными для оценки экономической и энергетической эффективности энерготехнологического комплекса.

4 СФЕРЫ ПРАКТИЧЕСКОГО ПРИМЕНЕНИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ РАБОТЫ

В главе описана реализация опытно-промышленного энерготехнологического когенерационного комплекса на существующем предприятии, приведены результаты предварительных оценок экономической и энергетической эффективности комплекса. Рассмотрены сферы применения торрефицированных пеллет.

4.1 Опытно-промышленный энерготехнологический комплекс

Результаты диссертационной работы использованы при разработке опытно-промышленного энерготехнологического когенерационного комплекса, выполненной в соответствии с Соглашением о предоставлении субсидии №14.607.21.0032 от 05.04.2014 г. с Минобрнауки РФ по теме «Разработка и создание экспериментального многофункционального энерготехнологического комплекса для низкотемпературного пиролиза биомассы».

В состав опытно-промышленного комплекса входят: газопоршневая энергоустановка, теплообменный аппарат и модульный реактор торрефикации производительностью 200 кг/ч по исходным пеллетам. В соответствии с проектом комплекс должен быть интегрирован в существующую линию по гранулированию на заводе ОАО «Продмаш», г. Ростов-на Дону. ОАО «Продмаш» является индустриальным партнером в рамках Соглашения и специализируется на производстве линий по гранулированию биомассы.

Подготовка агрегатов опытно-промышленного энерготехнологического комплекса в стендовом корпусе ОИВТ РАН к транспортировке на предприятие показана на рисунке 4.1. Комплекс монтируется на территории ОАО «Продмаш» непосредственно на линии гранулированию биомассы.

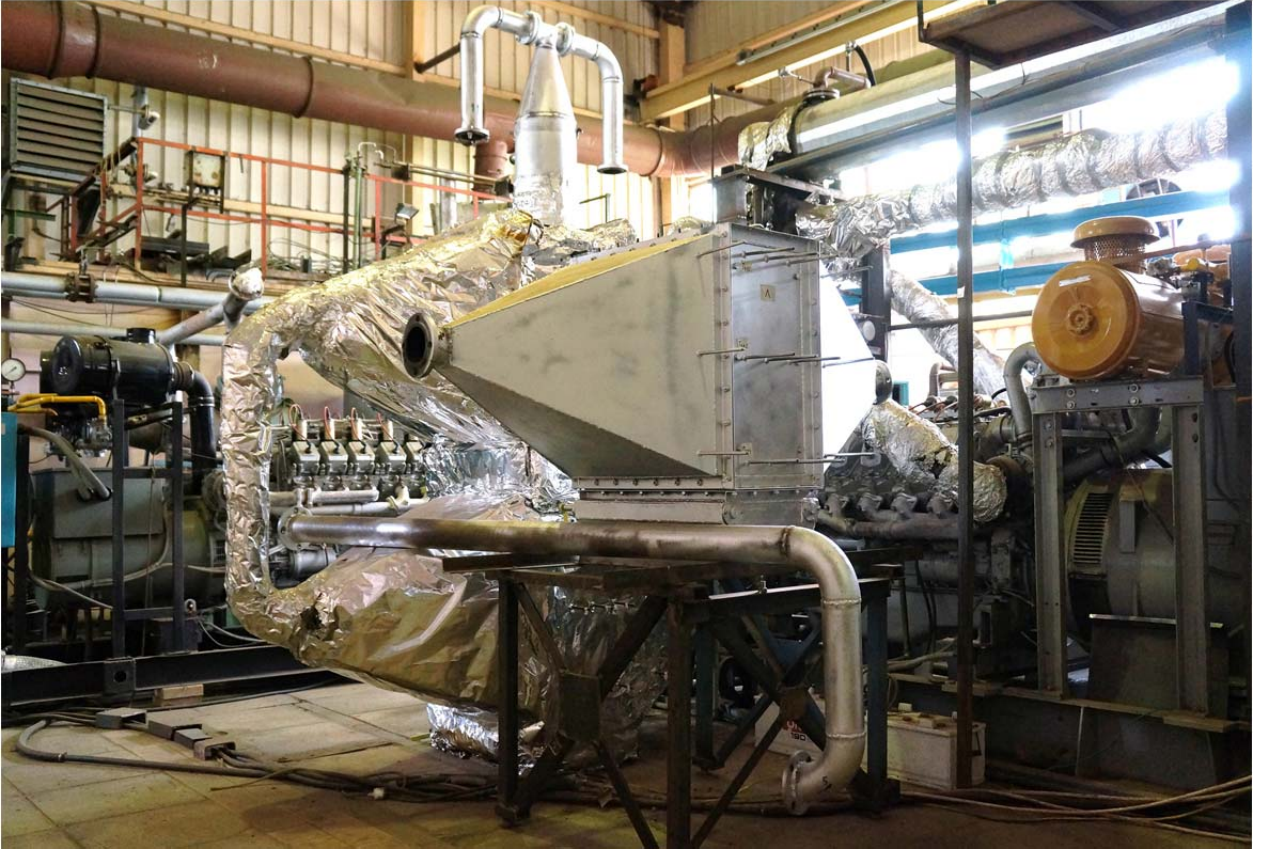


Рисунок 4.1 – Опытно-промышленный энерготехнологический комплекс

Это позволит подавать в реактор пеллеты с температурой 100 °С тем самым отпадет необходимость в предварительной сушке сырья для процесса торрефикации. Из реактора торрефикации охлаждённые пеллеты будут поступать в бункер готовых пеллет 4, а затем на упаковку. Предварительные испытания линии по гранулированию показали, что потребляемая мощность линии при производительности 200 кг пеллет в час составляет 15 кВт. Агрегаты блока торрефикации (насосы, силовые приводы, вентиляторы) потребляют примерно 10 кВт. Проектная мощность газопоршневой установки – 155 кВт (75% номинальной мощности), соответственно излишки электроэнергии будут направлены на собственные нужды предприятия.

«Тригенерационная» схема комплекса позволяет обеспечивать электроэнергией и теплом не только собственно блок торрефикации, но и линию по гранулированию. Согласно данным ОАО «Продмаш» доля

стоимости электроэнергии в цене производимых пеллет может достигать 20%.

Письмо генерального директора ОАО «Продмаш» о внедрении результатов работы и заинтересованности в разработанном комплексе представлено в Приложении А.

4.2 Оценка экономической эффективности когенерационного комплекса

В разделе приведены предварительные оценки экономической эффективности опытно-промышленного комплекса, встраиваемого в линию по гранулированию ОАО «Продмаш».

В качестве базы для расчетов приняты показатели существующей линии по гранулированию. Предприятие работает в две 8-ми часовые смены, количество рабочих в смену для обслуживания линии по гранулированию и когенерационного комплекса – 2 человека.

Для определения эффективности комплекса с реактором торрефикации были рассмотрены два режима работы:

Режим №1. Предприятие в течение года производит только торрефицированные пеллеты. Произведенная электроэнергия полностью покрывает собственные нужды линии, а «лишняя» энергия используется предприятием для других производственных целей.

Режим №2. В течение «летнего» сезона (0,5 года) предприятие производит торрефицированные пеллеты, а в «зимний» сезон – необработанные древесные пеллеты. При этом тепловая энергия комплекса используется предприятием для собственных нужд. Электрическая энергия вырабатывается в течение всего года и используется предприятием аналогично режиму № 1.

Для оценки экономической эффективности комплекса был рассчитан его срок окупаемости:

$$T_{\text{ок}} = \frac{S_{\text{к}}}{\text{ЧП} + A}, \quad (4.1)$$

где $S_{\text{к}}$ – стоимость комплекса, ЧП – чистая прибыль, А – амортизационные отчисления.

По данным института «Ростовтеплоэлектропроект» ориентировочная удельная стоимость реактора пиролиза составляет 1 млн. руб. в расчете на 1 т используемого исходного биосырья в сутки. При производительности установки 200 кг/ч (4,8 т/сутки) стоимость реактора можно оценить в 4,8 млн. руб. Стоимость газопоршневой мини-ТЭЦ номинальной мощностью 200 кВт принята 6,2 млн. руб. [74].

Чистая прибыль рассчитывалась как разница между выручкой и расходами предприятия за конкретный период времени.

Амортизационные отчисления рассчитывались как произведение первоначальной стоимости агрегата на процент амортизационного отчисления (величина, обратная сроку службы). Срок службы комплекса принят 15 лет.

Расходы предприятия в расчетах включали расходы на оплату труда, затраты на техническое обслуживание, сырье (опилки) и оплату электроэнергии (в расчетах работы комплекса в режимах №1 и №2 последняя статья расходов заменялась на оплату природного газа, потребляемого газопоршневой энергоустановкой). Амортизационные отчисления учитываются только для вновь приобретенного энерготехнологического комплекса.

Выручка предприятия для базовой работы линии по гранулированию принималась равной произведению объема продаж на цену реализации необработанных пеллет. Для расчетов с когенерационным комплексом выручка предприятия включала в себя стоимость торрефицированных пеллет, «лишней» электроэнергии (согласно установленному тарифу), а в

случае работы в режиме №2 в «зимний» период учитывалась тепловая энергия (согласно тарифам) и стоимость древесных пеллет.

Принятые для расчетов тарифы на энергоносители (2015 г., г. Ростов-на-Дону) приведены в таблице 4.1.

Таблица 4.1 – Тарифы на энергоносители

Энергоноситель	Ед. измерения	Тариф
Природный газ	руб./1000 м ³	5500
Электроэнергия	руб./кВтч	4,5
Тепловая энергия	руб./Гкал	2300
Опилки	руб./т	2500
Древесные пеллеты	руб./т	6500

Стоимость торрефицированных пеллет рассчитывалась исходя из энергетического эквивалента и стоимости необработанных древесных пеллет по формуле:

$$S_r = S_n \frac{Q_r}{Q_n}, \quad (4.2)$$

где S_n – стоимость необработанных древесных пеллет, руб./т; Q_n , Q_r – низшая теплота сгорания необработанных и торрефицированных пеллет, соответственно, МДж/кг.

Результаты расчета приведены на рисунке 4.2

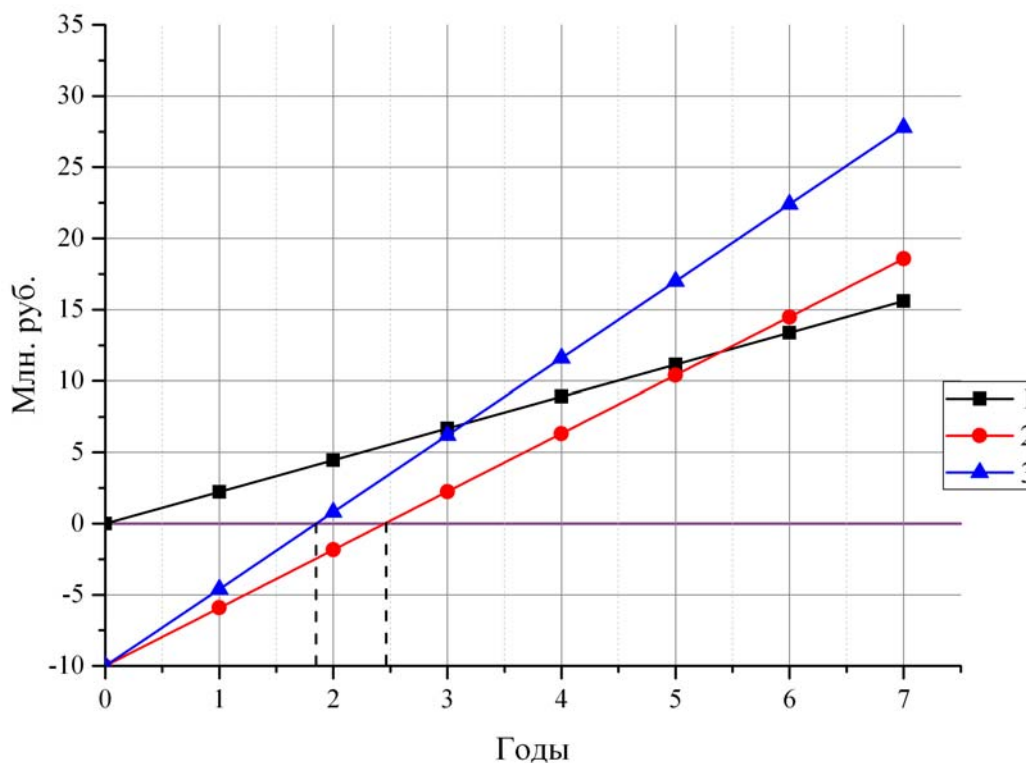


Рисунок 4.2 – Прибыль предприятия: 1 – существующая линия по гранулированию; 2 – линия по гранулированию с комплексом, работающим в режиме №1; 3 – комплекс работает в режиме № 2.

Срок окупаемости комплекса при работе в режиме №1 составил 2,45 года, а в режиме №2 – 1,85 года. Из результатов расчетов следует, что использование когенерационного комплекса с реактором торрефикации в режиме, когда в летний период вся тепловая энергия используется на производство торрефицированных пеллет, а в зимний – на собственные нужды позволяет снизить срок окупаемости почти вдвое.

При этом расчётный срок окупаемости комплекса не превышает нормативный срок окупаемости капитальных затрат в машиностроении (7 – 10 лет [75]) в обоих вариантах эксплуатации.

Расчеты экономической эффективности выполнены в среде MathCAD v. 14.0.0.163 (Приложение Б).

В расчетах не учитывались затраты на доставку торрефицированного топлива до потребителя. В работах [21, 76] представлены расчеты себестоимости необработанных и торрефицированных пеллет с учетом

доставки их до потребителя. Показано, что торрефикацию целесообразно применять при значительном удалении производства от потребителя и при включении стоимости транспортировки в стоимость пеллет. В работе [21] на конкретном примере показано, что хотя затраты на производство торрефицированного топлива выше, чем на производство необработанных пеллет, при включении в стоимость пеллет затрат на доставку топлива технология торрефикации становится рентабельной. Кроме того, дополнительная выгода может быть получена потребителем, например, электростанцией, за счет снижения затрат на подготовку топлива.

Для определения энергетической эффективности разработанного комплекса был использован коэффициент использования топлива k_T [77], рассчитанный как отношение произведенной электрической энергии и использованной в технологическом процессе тепловой энергии продуктов сгорания ГПУ к теплосодержанию израсходованного природного газа. Результаты расчета представлены на рисунке 4.3.

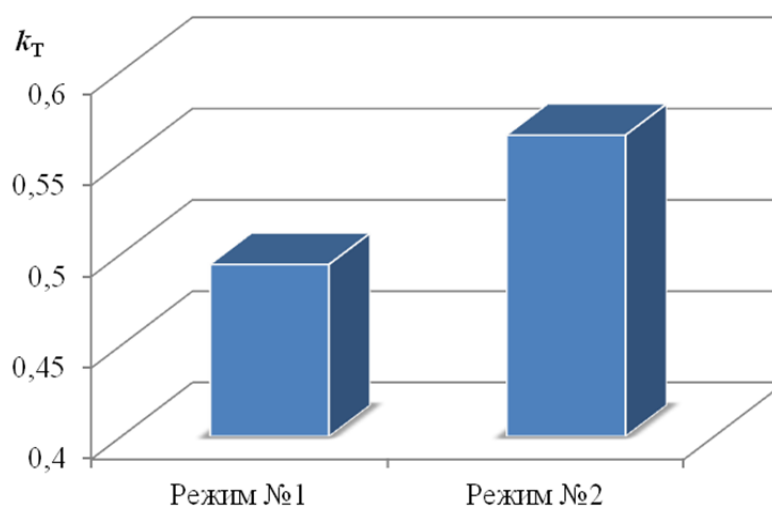


Рисунок 4.3 – Сравнение эффективности работы комплекса

Коэффициент использования топлива для режима №1 составил 49%, для режима №2 – 55%.

Анализ показал, что наиболее эффективной с точки зрения использования топлива и срока окупаемости является схема с производством

древесных пеллет и торрефицированных пеллет (по 0,5 года), при которой потребитель получает круглый год электрическую и сезонную (в «зимний» сезон) тепловую энергии.

4.3 Оценка эффективности топливного применения торрефицированных пеллет

Оценка эффективности выполнена для основных сфер применения торрефицированных пеллет: совместное сжигание с углем, использование в пеллетных котлах и в газогенераторах в качестве исходного сырья (см. п. 1.6).

4.3.1 Возможность совместного сжигания угля и торрефицированных пеллет

Расчет совместного сжигания угля и торрефицированных пеллет был выполнен для котла КП-300 (КВ-300) российского производства в соответствии с методикой [78]. Характеристики угля и торрефицированных пеллет представлены в таблице 4.2. Для расчета взяты характеристики угля Кузнецкого бассейна марки Д [78].

Таблица 4.2 – Свойства угля и торрефицированных пеллет

Параметр	Уголь	Торрефицированные древесные пеллеты
Углерод в пересчете на сухое состояние, %	56,4	56,55
Водород в пересчете на сухое состояние, %	4,0	6,05
Сера в пересчете на сухое состояние, %	0,4	0,01
Азот в пересчете на сухое состояние, %	1,9	0,05
Кислород в пересчете на сухое состояние, %	9,9	37,91
Влажность пеллет, %	11,5	1,14
Зольность в пересчете на сухое состояние, %	15,9	0,39

Был выполнен расчет КПД и производительности котла для трёх видов топлив: уголь, торрефицированные пеллеты и смесь угля и торрефицированных пеллет (соотношение 1:1).

Коэффициент полезного действия котла характеризует степень его экономичности и определяется по формуле:

$$\eta_k = 1 - q_{\text{общ}}, \quad (4.3)$$

где $q_{\text{общ}}$ – общие потери теплоты в котле.

Общие потери включают в себя механическую и химическую неполноту сгорания топлива, потери теплоты с уходящими дымовыми газами и физической теплотой шлака, а также потери теплоты в окружающую среду.

Потери теплоты от механической неполноты сгорания топлива:

$$q_{\text{мех}} = (327 A^p / Q_H^p) \cdot \{a_{\text{шл}} [C_{\text{шл}} / (100 - C_{\text{шл}})] + a_{\text{ун}} [C_{\text{ун}} / (100 - C_{\text{ун}})]\}, \quad (4.4)$$

где A^p – содержание золы в топливе; Q_H^p – низшая теплота сгорания топлива; $a_{\text{шл}}$, $a_{\text{ун}}$ – доли золы в шлаке и уносе от общего количества золы, введённого в топку с топливом; $C_{\text{шл}}$, $C_{\text{ун}}$ – содержание горючих в шлаке и уносе.

Потери теплоты с уходящими дымовыми газами:

$$q_{\text{дым}} = (H_{\text{yx}} - \alpha_{\text{yx}} H_{\text{x.в}}^0) (100 - q_{\text{мех}}) / Q_P^p, \quad (4.5)$$

где H_{yx} , $H_{\text{x.в}}^0$ – энтальпии продуктов сгорания и холодного воздуха, кДж/кг;

α_{yx} – коэффициент избытка воздуха за котлоагрегатом.

Потери теплоты от химической неполноты сгорания были приняты $q_{\text{хим}} = 0,5 \%$. Потери теплоты выбранного котла в окружающую среду, согласно паспортным данным котла, составили $q_{\text{окр}} = 1,2 \%$.

Потери теплоты с физической теплотой шлака определялись с помощью формулы

$$q_{\text{шл}} = a_{\text{шл}} c_{\text{шл}} t_{\text{шл}} A^p / 100, \quad (4.6)$$

где $c_{\text{шл}}$ – теплоёмкость шлака; $t_{\text{шл}}$ – температура шлака.

Зная КПД котла, было определено количество теплоты, полезно использованной в установке:

$$Q_{\text{пол}} = \eta_{\text{к}} Q_{\text{н}}^{\text{р}} \quad (4.7)$$

Низшая теплота сгорания торрефицированных пеллет определялась по формуле Менделеева:

$$Q_{\text{н}}^{\text{р}} = 339C^{\text{р}} + 1256H^{\text{р}} - 109(O^{\text{р}} - S^{\text{р}}) - 25,14(9H^{\text{р}} + W^{\text{р}}), \quad (4.8)$$

где $C^{\text{р}}$, $H^{\text{р}}$, $O^{\text{р}}$, $S^{\text{р}}$, $W^{\text{р}}$ – содержание углерода, водорода, кислорода, серы и влажность в пересчете на рабочее состояние топлива, соответственно.

Часовой расход топлива, необходимый для обеспечения номинальной мощности котла, определялся по формуле:

$$B = \frac{Q_{\text{ном}}}{Q_{\text{пол}}} \quad (4.9)$$

Результаты расчета представлены в таблице 4.3.

Таблица 4.3 – Результаты расчета параметров

Параметр	Топливо		
	Уголь	Торрефицированные древесные пеллеты	Смесь угля и пеллет
$\eta_{\text{к}}$, %	86,4	93,1	89,8
$Q_{\text{н}}^{\text{р}}$, МДж/кг	21,9	21,0	21,5
$Q_{\text{пол}}$, МДж/кг	18,9	18,2	19,3
B , кг/ч	54,2	59,3	54,5

В результате расчета получено, что максимальный КПД достигается при использовании торрефицированных пеллет. Это связано с меньшей влажностью и зольностью древесного топлива. Однако низкая теплота сгорания приводит к снижению полезно использованного тепла в котле. Расчеты показали, что при замене 50 % (по массе) угля в котле на торрефицированные пеллеты КПД котла увеличивается, при этом полезно использованная теплота увеличивается. Однако основные преимущества

использования торрефицированного сырья для совместного сжигания с ископаемым топливом (углем) – это снижение выбросов окислов серы, азота и использование CO₂-нейтрального (условно) топлива.

Расчеты количества выбросов газообразных загрязняющих веществ были выполнены по методике [79] по следующим формулам:

для выбросов оксидов азота

$$M_{NO_x} = BQ_H^p K_{NO}^T, \quad (4.10)$$

$$M_{NO_2} = 0,8M_{NO_x}; M_{NO} = (1-0,8)M_{NO_x}, \quad (4.11)$$

для выбросов оксидов серы

$$M_{SO_2} = 0,02BS^p (1 - \eta_{SO_2}), \quad (4.12)$$

для выбросов оксидов углерода

$$M_{CO} = q_{хим} Q_H^p B(1 - q_{мех} / 100), \quad (4.13)$$

где K_{NO}^T – удельный выброс оксидов азота при слоевом сжигании твердого топлива; 0,8 – коэффициент трансформации оксида азота в диоксид; η_{SO_2} – доля оксидов серы, связываемых летучей золой в котле (для угля – 0,2; для древесины – 0,1).

Результаты расчета графически представлены на рисунке 4.4. Данные показывают, что использование торрефицированных древесных пеллет позволит на порядок снизить выбросы оксидов серы. Даже частичная замена угля торрефицированными пеллетами позволяет значительно снизить выбросы оксидов азота. Использование торрефицированных пеллет, количество выбросов газообразных загрязняющих веществ в дымовых газах, выбрасываемых в окружающую среду.

Расчеты были выполнены в среде MathCAD (Приложение В).

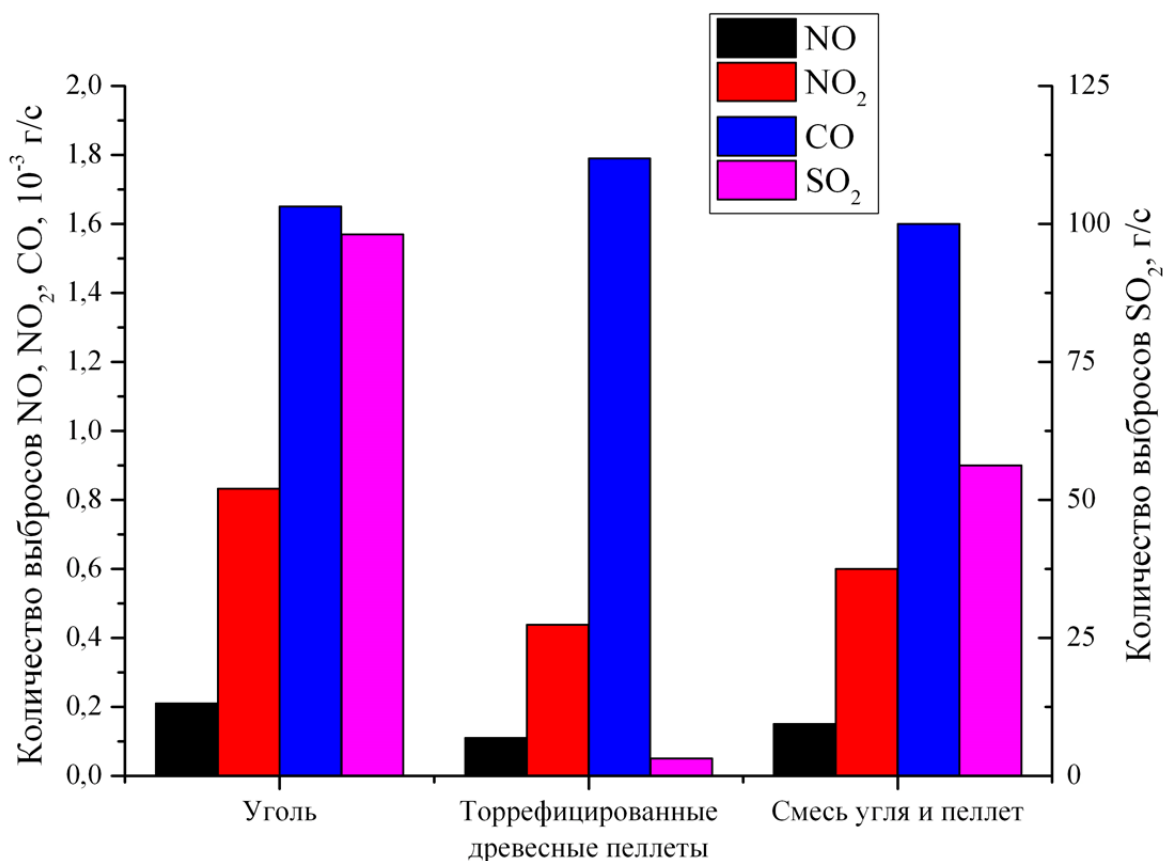


Рисунок 4.4 – Количество выбросов газообразных загрязняющих веществ при сжигании угля, торрефицированных древесных pellets и смеси угля и pellets

4.3.2 Расчет pelletного котла

Расчет проводился для бытового pelletного котла АОТВ-35 производства научно-конструкторского центра “Бийскэнергопроект”. Основные характеристики котла представлены в таблице 4.4. Характеристики торрефицированных pellets (глава 2) приведены в таблице 4.5. При расчете характеристик котла при работе на торрефицированных pellets принималось, что КПД котла остается постоянным.

Таблица 4.4 – Технические характеристики котла АОТВ-35

Наименование	Размерность	Значение
Марка топлива	-	пеллеты
Низшая теплота сгорания топлива	МДж/кг	16,96
Теплопроизводительность котла	кВт	35
Коэффициент избытка воздуха	-	1,4
Температура продуктов сгорания на выходе	°С	146
КПД	%	92
Расход топлива	кг/ч	8

Таблица 4.5– Свойства торрефицированных пеллет

Параметр	Торрефицированные древесные пеллеты
Углерод в пересчете на сухое состояние, %	56,55
Водород в пересчете на сухое состояние, %	6,05
Сера в пересчете на сухое состояние, %	0,01
Азот в пересчете на сухое состояние, %	0,05
Кислород в пересчете на сухое состояние, %	37,91
Влажность пеллет, %	1,14
Зольность в пересчете на сухое состояние, %	0,39

Зная КПД котла, было определено количество теплоты, полезно использованной в установке, и часовой расход топлив согласно формулам (4.7) и (4.9), соответственно. Результаты расчета представлены в таблице 4.6.

Таблица 4.6 – Результаты расчета котла

	Паспортные данные котла	Расчетные данные
Топливо	Древесные пеллеты	Торрефицированные древесные пеллеты
η_k , %	92	92
Q_H^p , МДж/кг	16,96	21,9
$Q_{пол}$, МДж/кг	15,6	20,3
B , кг/ч	8,0	6,3

Из результатов расчетов следует, что при использовании торрефицированных пеллет количество топлива, необходимого для обеспечения номинальной мощности котла (при том же КПД), может быть снижено более чем на 20%. Это приведет к снижению затрат на транспортировку и хранение топлива, что является немаловажным фактором для владельцев бытовых пеллетных котлов мощностью до 100 кВт.

4.3.3 Расчет газогенератора на различных видах топлива

Для расчета был выбран газогенератор прямого действия [80]. Газогенератор представляет собой цилиндрическую шахту, в которую сверху загружается топливо, а снизу подается окислитель. Расчет производился по методике, описанной в [81]. Топливо в газогенераторе последовательно проходит три стадии: сушку, сухую перегонку, в процессе которой образуется горючий газ и кокс, поступающие на следующую стадию – газификацию. Расчеты проводились для трех типов биосырья: древесной щепы, торфа и торрефицированных пеллет, свойства которых приведены в таблице 4.7.

Таблица 4.7 – Свойства биосырья для газификации

Параметр	Древесная щепа	Торф	Торрефицированные древесные пеллеты
Углерод в пересчете на сухое состояние, %	50,57	54,33	56,55
Водород в пересчете на сухое состояние, %	6,00	5,64	6,05
Сера в пересчете на сухое состояние, %	0,02	0,30	0,01
Азот в пересчете на сухое состояние, %	0,4	2,35	0,05
Кислород в пересчете на сухое состояние, %	41,86	31,40	37,91
Влажность пеллет, %	30,00	40,00	1,14
Зольность в пересчете на сухое состояние, %	1,00	6,00	0,39

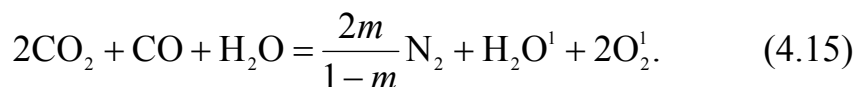
Состав и выход продуктов сухой перегонки (газ и кокс) рассчитывался по данным [81].

Состав и выход газа в зоне газификации определялся на основе материальных балансов углерода, водорода и кислорода и теплового баланса.

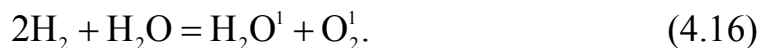
Баланс углерода:



Баланс кислорода:



Баланс водорода:



Соотношение K :

$$K = \frac{\text{CO} \cdot \text{H}_2\text{O}}{\text{H}_2 \cdot \text{CO}_2} \quad (4.17)$$

принято равным 2 [82].

Тепловой баланс:

$$\begin{aligned}
Q_{\text{н}}^{\text{к}} + G^{\text{к}} \cdot H^{\text{к}} + H^{\text{к}} \cdot 22,4 \cdot \frac{N_2^{\text{В}}}{1-m} = 67636 \cdot \text{CO} + 57798 \cdot \text{H}_2 + \\
+ 22,4 \cdot (\text{CO} \cdot H_{\text{CO}} + \text{H}_2 \cdot H_{\text{H}_2} + \text{CO}_2 \cdot H_{\text{CO}_2} + \text{H}_2\text{O} \cdot H_{\text{H}_2\text{O}} + \text{N}_2 \cdot H_{\text{N}_2}) + \\
+ q_{\text{ок}} + G^{\text{ок}} \cdot H^{\text{ок}} + Q^{\text{ок}}.
\end{aligned} \quad (4.18)$$

В уравнениях (4.14) – (4.18) С – газифицируемый углерод, мол/кг; CO_2 , CO , H_2 , N_2 , H_2O – количества соответствующих газов, получаемых в зоне газификации, мол/кг; H_2O^1 , H_2^1 , CO_2^1 , O_2^1 – количество влаги, водорода, двуокиси углерода и кислорода, поступающих с коксом в зону газификации, мол/кг; m – содержание O_2 в дутье в долях единицы; $Q_{\text{н}}^{\text{к}}$, $Q^{\text{ок}}$ – потенциальное тепло кокса, поступающего в зону газификации, и остатка после газификации, ккал/кг; $G_{\text{н}}^{\text{к}}$, $G^{\text{ок}}$ – расход кокса и остатка, кг/кг; $H^{\text{к}}$, $H^{\text{В}}$, H_{CO} , H_{H_2} , H_{CO_2} , $H_{\text{H}_2\text{O}}$, H_{N_2} , $H^{\text{ок}}$ – энтальпия кокса, воздушного дутья, оксида углерода, водорода, двуокиси углерода, пара, азота и остатков соответственно, ккал/м³; $q_{\text{ок}}$ – потеря тепла в окружающую среду, ккал/кг.

Состав генераторного газа рассчитывался как смесь продуктов газификации и сухой перегонки и представлен в таблице 4.8.

Таблица 4.8 – Результат расчета состава генераторного газа

Параметр	Древесная щепка	Торф	Торрефицированные древесные пеллеты
CO_2 , %	6,66	5,91	3,48
CO , %	18,92	17,87	31,12
H_2 , %	9,55	9,98	10,85
N_2 , %	37,88	38,55	43,47
H_2O , %	24,96	26,10	8,77
CH_4 , %	1,76	1,35	2,02
C_2H_4 , %	0,26	0,2	0,3
H_2S , %	0,003	0,036	0,002
Объем генераторного газа нм ³ /кг исходного сырья	2,00	2,09	2,48
Низшая теплота сгорания газа, МДж/нм ³	4,21	3,95	6,00

Коэффициентом полезного действия газификации называется отношение потенциального тепла генераторного газа к потенциальному теплу исходного биосырья и рассчитывается по формуле:

$$\eta_{\text{газ}} = \frac{Q^{\text{г}} \cdot V^{\text{г}}}{Q^{\text{т}} \cdot B} 100\%, \quad (4.19)$$

где $Q^{\text{г}}$ – теплота сгорания газа, МДж/м³; $V^{\text{г}}$ – объем выработанного газа, м³; $Q^{\text{т}}$ – теплота сгорания исходного сырья, МДж/кг; B – масса исходного сырья, кг.

Сравнение эффективности использования различных видов топлив для получения генераторного газа показано на рисунке 4.5.

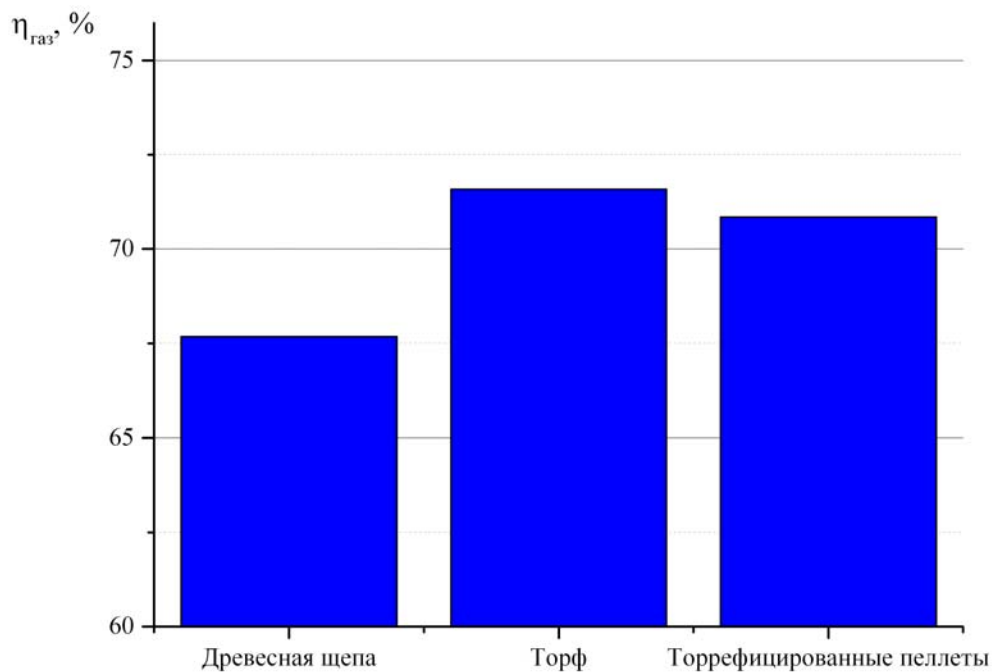


Рисунок 4.5 – Коэффициент полезного действия газификации для различного исходного сырья

Расчеты показали, что при использовании торрефицированных pellets в качестве исходного сырья в процессе газификации выход газа выше, чем при использовании древесной щепы и торфа. При этом низшая теплота сгорания генераторного газа из торрефицированных pellets составила 6,00 МДж/м³,

что в полтора раза превышает теплоту сгорания генераторного газа из древесины и торфа.

Согласно полученным данным коэффициент полезного действия газификации при использовании торрефицированных пеллет на 5 % превышает этот показатель для древесной щепы и почти совпадает с КПД для торфа.

Расчеты выполнены в среде MathCAD (Приложение Г).

Выводы по главе 4

Часть теоретических и экспериментальных результатов диссертационной работы использованы при создании опытно-промышленного когенерационного комплекса на площадке ОАО «Продмаш» в рамках выполнения работ по Соглашению между ОИВТ РАН и Минобрнауки. Опытно-промышленный комплекс проходит пусконаладочные и промышленные испытания совместно с линией по гранулированию биомассы производительностью 200 кг/ч.

Рассмотрены две схемы эффективности эксплуатации данного комплекса. Расчеты показали, что использование когенерационного комплекса с реактором торрефикации в режиме, когда в летний период вся тепловая энергия используется на производство торрефицированных пеллет, а в зимний на собственные нужды, позволяет достичь минимального значения срока окупаемости и максимального коэффициента использования топлива (природного газа).

Оценки возможности применения торрефицированных пеллет в теплоэнергетике (сжигание и получение газообразного топлива) показали, что применение торрефицированных пеллет позволит не только способствовать решению экологических проблем, связанных с сжиганием ископаемых топлив, но и позволит улучшить теплотехнические показатели установок.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

В результате проведенных в настоящей диссертационной работе исследований можно сделать следующие выводы:

1. Проведен анализ состояния исследований и разработок в области технологий низкотемпературного пиролиза (торрефикации).
2. Экспериментально обоснован способ торрефикации биомассы с использованием в качестве газа-теплоносителя продуктов сгорания газопоршневого электроагрегата.
3. Получены экспериментальные данные по влиянию режимных параметров торрефикации на основные характеристики конечного продукта: влажность, зольность, выход летучих, теплоту сгорания, насыпную и кажущуюся плотность, предел гигроскопичности, а также на элементный состав.
4. Разработана принципиальная схема энерготехнологического комплекса с модульным реактором торрефикации для производства торрефицированных пеллет, электрической и тепловой энергии.
5. Разработана математическая модель модульного реактора торрефикации и рассчитаны основные зависимости параметров торрефицированных пеллет от температуры и времени процесса.
6. Разработан и изготовлен типовой модуль реактора торрефикации и проведены испытания этого модуля.
7. Выполнены расчеты экономической и энергетической эффективности разработанного комплекса.
8. Результаты исследований использовались при разработке опытно-промышленного когенерационного комплекса, установленного на площадке ОАО «Продмаш» (IV квартал 2016 г.) на линии по гранулированию биомассы в рамках выполнения работ по Соглашению о предоставлении субсидии № 14.607.21.0032.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. World Energy Resources: Bioenergy [Электронный ресурс] / World Energy Council. London. ISBN: 978-0-946121-29-8. 2013. Режим доступа: https://www.worldenergy.org/wp-content/uploads/2013/09/Complete_WER_2013_Survey.pdf.
2. Renewables 2016 Global status report [Электронный ресурс] / Renewable Energy Policy Network for the 21st Century (REN21). ISBN 978-3-9818107-0-7. 2016. Режим доступа: http://www.ren21.net/wpcontent/uploads/2016/06/GSR_2016_Full_Report_REN21.pdf.
3. Российский статистический ежегодник. 2015: Стат. сб. / Росстат. -М., 2015. - 728 с.
4. Соловьев, А. И. Пеллеты в мировой энергетике / Энергосбережение и водоподготовка. - 2010. - № 6. - С. 68-70.
5. Информация о социально-экономическом положении России. 2015 год (предварительные данные) / Росстат. - М., 2016. - 110 с.
6. Российский рынок пеллет: экспорт за два года вырос на 20% [Электронный ресурс] / Сделано у нас. Свид. о рег. СМИ Эл. №ФС77-46789. М., 2010-2015. URL: <http://sdelanounas.ru/blogs/65321/> (дата обращения: 04.09.2016).
7. Bergman, P.C.A., Voersma, A.R., Zwart, R.W.R., Kiel, J.H.A. Torrefaction for biomass co-firing in existing coal-fired power stations / ECN Report. ECN-C-05-013. - 2005. - 71 p.
8. Chew, J.J., Doshi, V. Recent advances in biomass pretreatment – Torrefaction fundamentals and Technology / Renewable and Sustainable Energy Reviews. - 2011. - V.15. - P. 4212-4222.
9. Bridgeman, T.G., Jones, J.M., Shield, I., Williams, P.T. Torrefaction of reed canary grass, wheat straw and willow to enhance solid fuel qualities and combustion properties / Fuel. - 2008. - V. 87. - P. 844-856.

10. Kleinschmidt, C.P. Overview of international developments in torrefaction / Torrefaction Workshop. -2011. - 9 p.
11. Bergman, P.C.A. Combined torrefaction and pelletisation – the TOP process / ECN Report. ECN-C-05-0731. - 2005. - 29 p.
12. Bergman, P.C.A., Kiel, J.H.A. Torrefaction for biomass upgrading / ECN Report. ECN -RX-05-180. - 2005. - 8 p.
13. Ferro, D.T., Vigouroux, V., Grimm, A., Zanzi, R. Torrefaction of agricultural and forest residues / Conference publication 4. Cubasolar, 2004, April 12–16 Guantánamo, Cuba. - 2004.
14. Felfi, F.F., Luengo, C.A., Suarez, J.A., Beaton, P.A. Wood briquette torrefaction / Energy for Sustainable Development. - 2005. V.IX, №3. - P. 19-22.
15. Li, H., Liu, X., Legros, R., Bi, X.T., Lim, C. J., Sokhansanj, S. Pelletization of torrefied sawdust and properties of torrefied pellets / Applied Energy. - 2012. - V. 93. - P. 680-685.
16. Wilen, C. et.al. Wood torrefaction – market prospects and integration with the forest and energy industry / VTT Technology 163. - 2014. - 55 p.
17. Schorr, C., Muinonen, M., Nurminen, F. Torrefaction of biomass / Miktech Oy. - 2012. - 55 p.
18. Demenchenok, T. Integration of biofuel production. How pyrolysis and torrefaction can be integrated: Master's thesis. Lappeenranta University of Technology, LUT School of Energy Systems. Department of Bioenergy Technology. - 2015. - 76 p.
19. Worason Junsatien, Nitipong Soponpongpipat, Sivapong Phetsong. Torrefaction Reactors / J. Sci Technol. MSU. - 2013. - V.32, № 1. - P. 84-91.
20. Anders Nordin et al. Förädlingavskogsråvara via torrifiering / Energy Technology & Thermal Process chemistry, Umeå University. - 2012.
21. Status overview of torrefaction technologies [Электронный ресурс] / IEA Bioenergy Task 32 report. Final report. 2012. Режим доступа: http://www.ieabcc.nl/publications/IEA_Bioenergy_T32_Torrefaction_review.pdf.

22. Nhuchhen, D.R., Basu, P., Acharya, B. A Comprehensive Review on Biomass Torrefaction / International Journal of Renewable Energy & Biofuels. - 2014. - V.2014. Article ID 506376. - 56 p. doi: 10.5171/2014.506376.

23. Kiel, J.H.A., Verhoeff, F., Gerhauser, H., Meuleman, B. BO2-technology for biomass upgrading into solid fuel – pilot-scale testing and market implementation / 16th European Biomass Conference & Exhibition, Valencia, Spain. - 2008. - 7 p.

24. Hopkins, C., Hazel, D. Torrefaction for Biomass Energy Applications Making “Green Coal” from Biomass [Электронный ресурс] / NC Cooperative Extension. 2013. Режим доступа:<https://content.ces.ncsu.edu/torrefaction-for-biomass-energy-applications>.

25. Biomass technology group. Torrefaction [Электронный ресурс] / 2016. URL: <http://www.btgworld.com/en/rtd/technologies/torrefaction> (дата обращения: 04.09.2016).

26. Biolake BV [Электронный ресурс] / - 2016. URL: http://www.biolake.nl/documents/leaflet_biolake.pdf (дата обращения: 04.09.2016).

27. Патент ЕА 201200962, 16.07.2012. 2012.07.16. Исьемин Р.Л., Кузьмин С.Н., Коняхин В.В., Вирясов Д.М., Милованов О.Ю., Михалёв А.В. Способ низкотемпературного пиролиза (отжига) биомассы / Евразийский патент № 023153. 29.04.2016. Бюл. № 4.

28. Кузьмин, С.Н. Милованов, О.Ю. О результатах испытания и методике расчета вновь разработанного реактора для предпиролиза соломенных гранул / Вопросы современной науки и практики. Университет им. В.И. Вернадского. - 2013. - №2(46). - С. 273-279.

29. CMI Industry Environment. The Nesa Solution [Электронный ресурс] / - 2016. URL: http://www.cmigroupe.com/upload/downloads/Thermal_Processes/Presentation_NESA.pdf (дата обращения: 04.09.2016).

30. Integro Earth Fuels, Inc. Greenville [Электронный ресурс] / - 2016. URL: <http://www.integrofuels.com/company/greenville-facility/> (дата обращения: 04.09.2016).
31. Tumuluru, J. S., Sokhansanj, S., Wright, C. T., Boardman, R. D., Hess, J. R. Review on Biomass Torrefaction Process and Product Properties and Design of Moving Bed Torrefaction System Model Development / An ASABE Meeting Presentation Paper Number: 1110459. - 2011. - 40 p.
32. Eyer, A. Torrefaction Demonstration Plants // WPAC Conference / AGM Quebec City. - 2012.
33. David, M. Thermya SA. Presentation TORSPYD [Электронный ресурс] / - 2012. URL: http://rapsodee.mines-albi.fr/IWBTE/res/IWBTE_Keynote_Thermya_Mateos.pdf (дата обращения: 04.09.2016).
34. Verhoeff, F., Kiel, J.H.A., Zwart, R.W.R. ECNs moving bed torrefaction technology in light of desired product qualities / ECN Report. ECN-L-12-079. - 2012. - 27p.
35. Li, H., Liu, X.H., Legros, R., Bi, X.T., Lim, C.J., Sokhansanj, S. Torrefaction of sawdust in a fluidized bed reactor / Bioresource Technology. - 2012. - V.103, №1. - P. 453-458.
36. Blackwood technology BV [Электронный ресурс] / - 2016. URL: <http://www.blackwood-technology.com/> (дата обращения: 04.09.2016).
37. Wild, M. et al. Possible effects of torrefaction on biomass trade / IEA Bioenergy Task 40. - 2016. - 68 p.
38. Prins, M.J., Ptasinski, K.J., Janssen, F.J.J.G. Torrefaction of wood: Part 2. Analysis of products / Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. - 2006. - V.77, №1. - P. 35-40.
39. Buschow, K.H.J., Cahn, R.W., Flemings, M.C., Ilshner, B., Kramer, E.J., Mahajan, S., Veyssi re, P. The Encyclopedia of Materials: Science and Technology / Elsevier. Amsterdam. ISBN: 978-0-08-043152-9. - 2001. - 434 p.

40. Kiel, J. Prospects of Torrefaction to Optimize Bioenergy Value Chains / ECN, Energy Delta Convention 2011. Groningen. - 2011.
41. Hasler, P., Nussbaumer, Th. Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification / Biomass and Bioenergy. - 1999. - V.16. - P. 385-395.
42. Hindsgaul, C. Low Temperature Particle Filtration of Producer Gas with Low Tar Content / Technological University of Denmark. Report ET-ES 2000-05. - 2000. - 30 p.
43. Zwart, R., Van der Heijden, S., Emmen, R., Dall Bentzen, J., Ahrenfeldt, J., Stoholm, P., Krogh, J. Tar removal from low-temperature gasifiers / ECN Report. ECN-E-10-008. - 2010. - 73 p.
44. Basu, P. Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory / Academic Press, Boston. ISBN: 978-0-12-396488-5. - 2013. - 530 p.
45. Kleinschmidt, C.P. Status overzicht en impact analyse van torrefaction in Nederland / KEMA Nederland B.V. - 2010. - 48 p.
46. Li, J., Brzdekiewicz, A., Yang, W., Blasiak, W. Co-firing based on biomass torrefaction in a pulverized coal boiler with aim of 100% fuel switching / Applied Energy. - 2012. - V.99. - P. 344-354.
47. Canadian Clean Power Coalition: Appendix C – Biomass Co-firing / In A Final Phase III report. CCPC Technical Committee. - 2011. - 30 p.
48. Передерей, С.. Пеллеты в энергобалансе Германии: уверенный рост объемов / ЛесПромИнформ. - 2015. - №7 (113). - С. 132-135.
49. Prins, M.J., Ptasinski, K.J., Janssen, F.J.J.G. More efficient biomass gasification via torrefaction / Energy. -2006. -V.31, №15. - P. 3458-3470.
50. Dudyński, M., van Dyk, J.C., Kwiatkowski, K., Sosnowska, M. Biomass gasification: Influence of torrefaction on syngas production and tar formation / Fuel Processing Technology. - 2015. - V.131. - P. 203-212.

51. Директор, Л.Б., Зайченко, В.М., Косов, В.Ф., Кузьмина, Ю.С. Демонстрационный энерготехнологический комплекс с реактором торрефикации модульного типа / Промышленная энергетика. - 2016. - №2. - С. 58-62.
52. Bergman, P.C.A., Voersma, A.R., Kiel, J.H.A., Prins, M.J., Ptasinski, K.J., Janssen, F.G.G.J. Torrefied biomass for entrained-flow gasification of biomass / ECN Report. ECN-C-05-067. - 2005. - 50 p.
53. Козлов, В.Н., Нимвицкий, А.А. Технология пирогазификации переработки древесины // М.-Л.: Гослесбумиздат. 1954. - 620 с.
54. ISO/TC 238 - Твердое биотопливо [Электронный ресурс]. 2007. URL: http://www.iso.org/iso/ru/home/standards_development/list_of_iso_technical_committees/iso_technical_committee.htm?commid=554401 (дата обращения: 04.09.2016).
55. ГОСТ Р 54220–2010 Биотопливо твердое. Технические характеристики и классы топлива. Часть 1. Общие требования. - М.: Стандартинформ, 2010. - 55 с.
56. Boyd, T., de Vries, D., Kempthorne, H. Wearing, J., Wolff, I. Mass & Energy Balance for Torrefied Pellet Production / UBC Biomass Pelletization Workshop. - 2011.
57. Wilén, C., Jukola, P., Järvinen, T., Sipilä, K. Wood torrefaction – pilot tests and utilisation prospects / VTT Technology 122. - 2013. - 80 p.
58. Краткая инструкция Vario MACRO cube / Перевод ООО «Спектроника» - 2014. - 23 p.
59. ГОСТ 147–2013 Топливо твердое минеральное. Определение высшей теплоты сгорания и расчет низшей теплоты сгорания. - М.: Стандартинформ, 2014. - 43 с.
60. Физическая энциклопедия / Под общ. ред. А. М. Прохорова; Д. М. Алексеев и др. - М.: Советская энциклопедия, 1999. - Т. 5. - С. 81. - 692 с.

61. ГОСТ Р 54191–2010 Биотопливо твердое. Определение насыпной плотности. - М.: Стандартинформ, 2012. - 12 с.
62. ГОСТ 16483.32–77 Древесина. Метод определения предела гигроскопичности. М.: ИПК Издательство стандартов, 1999. - 7с.
63. Уголев Б.Н. Древесиноведение и лесное товароведение. - М.: АСАДЕМА. 2004. - 272 с.
64. Программа сбора и обработки теплотехнических параметров энерготехнологического когенерационного комплекса. Молчанов Д.А., Кузьмина Ю.С. / Свидетельство о регистрации программы для ЭВМ № 2016616737 от 20.06.2016.
65. Director, L., Kuzmina J. Mathematical simulation of energy-technological complex / Book of abstracts International Conference on Thermophysical and Mechanical Properties of Advanced Materials – THERMAM 2015, Baku, Azerbaijan. -2015, - P. 28.
66. Майков, И.Л., Синельщиков, В.А., Федюхин, В.Ф. Исследование термического распада органического сырья растительного происхождения / Труды Пятой Российской национальной конференции по теплообмену. В 8 томах. Т. 3. Свободная конвекция. Теплообмен при химических превращениях. М.: Изд. МЭИ, 2010. - С. 262.
67. Kosov V, Maikov I, Medvetskaya N, Stonyk O. The Theoretical Research of Torrefaction Process in a Flow Reactor / Proceedings of The Fourth International Conference on Bioenvironment, Biodiversity and Renewable Energies BIONATURE 2013. - P. 33.
68. Патанкар С. Численные методы решения задач теплообмена и динамики жидкости. М.: Энергоатомиздат, 1984. - 152 с.
69. Anders Nordin, Linda Pommer, Martin Nordwaeger & Ingemar Olofsson. Biomass conversion through torrefaction / In book Technologies for converting biomass to useful energy – combustion, gasification, pyrolysis,

torrefaction and fermentation/ Editor Erik Dahlquist. Taylor&Francis Group. - 2013. - P. 217.

70. Jianghong Peng, Jingsong Wang, Xiaotao T. Bi, C. JimLima, Shahab Sokhansanj, Hanchao Peng, Dening Jia. Effects of thermal treatment on energy density and hardness of torrefied wood pellets / Fuel Processing Technology. - 2015. -№ 129. - P. 168.

71. Gear G.W. The Automatic Integration of Ordinary Differential Equations / Communications of the ACM. - 1971. V.14, №3. - P. 176.

72. Асланян Г.С., Иванов П.П., Мунвез С.С. Программа расчета состава, термодинамических и переносных свойств многокомпонентных химически реагирующих гетерогенных систем. Препринт ИВТАН №2-374. – М., 1994.

73. Расчет состава термодинамических и переносных свойств продуктов сгорания органических топлив. Сравнение методов и результатов. Научно-технический отчет (СССР–СФРЮ–ЧССР). –М.: ИВТАН, 1989.–85 с.

74. Региональная энергосервисная компания «ЭКО-Т-ЭКО» [Электронный ресурс] / URL: <http://www.eco-t-eco.ru/powers> (дата обращения: 04.09.2016).

75. Методика определения экономической эффективности внедрения новой техники, механизации и автоматизации производственных процессов в промышленности / Госплан СССР и АН СССР. Изд-во АН СССР, 1977.

76. Овсянко, А.Д. Экономический анализ экспортно-ориентированного производства древесного биотоплива в России. Рыночные перспективы торрефицированной биомассы / Биотопливный портал wood pellets.com. 2015. Режим доступа: http://www.infobio.ru/sites/default/files/ovsyanko_0.pdf.

77. Директор Л.Б., Зайченко В.М., Майков И.Л. Метод оптимизации нестандартных схем энергокомплексов с когенерационными энергетическими установками / Изв. РАН. Энергетика, 2010. № 6. С. 104-114.

78. Тепловой расчет котлов (нормативный метод) / Под редакцией Н.В. Кузнецова и др., М.: Энергия, 1973. - 296 с.

79. Методика определения выбросов загрязняющих веществ в атмосферу при сжигании топлива в котлах производительностью менее 30 тонн пара в час или менее 20 гкал в час / Гос. комитет по охране окружающей среды РФ. М., 1999. - 27 с.

80. Лебедев П.Д., Щукин А. А. Промышленная теплотехника / М.-Л.: Госэнергоиздат, 1956. - 381 с.

81. Гинзбург Д.Б. и др., Теплотехнические расчеты установок силикатной промышленности / Под ред. Д.Б. Гинзбурга и В.Н. Зимина, М.: . Газификация твердого топлива / М.: Госстройиздат, 1951. 492 с.

82. Семенов А.В., Бабий В.И. Методика расчета параметров газификации угольной пыли в потоке для парогазовых установок / Теплофизические и термохимические процессы в энергетических установках. Сб. науч. тр. - М.: ЭНИН, 1990. С. 81-86.

ПРИЛОЖЕНИЕ А
ПИСЬМО О ВНЕДРЕНИИ

РОССИЙСКАЯ ФЕДЕРАЦИЯ
ОТКРЫТОЕ АКЦИОНЕРНОЕ ОБЩЕСТВО
«ПРОДМАШ»

Юридический адрес: 344010, г.Ростов-на-Дону, ул. Нансена 146/4,
Фактический адрес: 344090, г. Ростов-на-Дону, пер.Машиностроительный, 5/179.
ОГРН 1026104145187 ИНН 6167053258 КПП 616401001
Отдел сбыта тел./факс: (863) 224-67-74 Приемная тел.: (863) 222-25-69

№ 16/150-22 «29» августа 2016 г.

Зам. директору ОИВТ РАН
Гаврикову А.В.

Настоящим ОАО «Продмаш» подтверждает, что результаты диссертационного исследования Кузьминой Ю.С. на тему «Исследование процесса низкотемпературного пиролиза (торрефикации) гранулированного биотоплива» были использованы при разработке энерготехнологического когенерационного комплекса. Комплекс разработан и изготовлен в рамках выполнения совместных работ с ОИВТ РАН по Соглашению о предоставлении субсидии №14.607.21.0032 от 05.04.2014 г. с Минобрнауки РФ по теме «Разработка и создание экспериментального многофункционального энерготехнологического комплекса для низкотемпературного пиролиза биомассы».

ОАО «Продмаш» подтверждает свою заинтересованность в освоении промышленного производства разработанного энерготехнологического когенерационного комплекса.

Генеральный директор



Л.В. Караханов

ОИВТ РАН
30.08.2016г.
Вх. № 11402-430

ПРИЛОЖЕНИЕ Б
ПРОГРАММА РАСЧЕТА ЭКОНОМИЧЕСКОЙ ЭФФЕКТИВНОСТИ
КОМПЛЕКСА

Исходные данныеТарифы

Электроэнергия $S_{el} := 4.5 \frac{\text{руб}}{\text{kW} \cdot \text{hr}}$

Газ $S_{gas} := 5.5 \frac{\text{руб}}{\text{m}^3}$

Тепло $S_{tep} := \frac{2\text{руб}}{\text{kW} \cdot \text{hr}}$

Стоимость опилок

$$S_{опил_kg} := 2.5 \frac{\text{руб}}{\text{kg}}$$

Стоимость пеллет:

$$S_{pel} := 6.5 \frac{\text{руб}}{\text{kg}}$$

Теплота сгорания необработанных пеллет

$$Qn_{pel} := 19.3 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Линия по гранулированию:

Потребляемая мощность линии по гранулированию: $N_{лин} := 15\text{kW}$

Производительность линии: $P_{лин} := 200 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Количество смен $\text{смен} := 2$

Продолжительность смены $\text{смена_ч} := 8\text{hr}$

Количество рабочих $\text{люд} := 2$

Заработная плата рабочего $\text{зп} := 15000\text{руб}$

Когенерационный комплекс:

Теплота сгорания торрефицированных пеллет

$$Qn_{tor} := 21.9 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Потеря массы при торрефикации:

$$m_{tor} := 0.877$$

Количество природного газа

$$q_{\text{gas}} := 60 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

Электрическая энергия, вырабатываемая комплексом

$$N_{\text{эл}} := 155 \text{ kW}$$

Электрическая энергия, потребляемая комплексом

$$N_{\text{комп}} := 10 \text{ kW}$$

Тепловая энергия, вырабатываемая комплексом в режиме когенерации

$$Q_t := 200 \text{ kW}$$

Стоимость установки

$$S_{\text{тор}} := 10 \cdot 10^6 \text{ руб}$$

Срок службы: Срок := 15

Расчет

1. Расчет линии по гранулированию биомассы

Расходы

Рабочее время:

$$\text{раб_ч} := 365 \cdot \text{смена_ч} \cdot \text{смен} = 5.84 \times 10^3 \cdot \text{hr}$$

Оплата труда в год:

$$\text{Opl_tr} := \text{зп_люд} \cdot \text{смен} \cdot 12 = 7.2 \times 10^5 \cdot \text{руб}$$

Затраты на техническое обслуживание в год:

$$\text{Opl_obs} := \text{Opl_tr} \cdot 10^{-1} = 7.2 \times 10^4 \cdot \text{руб}$$

Оплата электричества в год:

$$\text{Opl_el} := N_{\text{лин}} \cdot \text{раб_ч} \cdot S_{\text{эл}} = 3.942 \times 10^5 \cdot \text{руб}$$

Стоимость сырья в год:

$$\text{Opl_opil} := S_{\text{опил_kg}} \cdot \left[\text{раб_ч} \cdot \frac{P_{\text{лин}}}{(1 - 0.3)} \right] = 4.171 \times 10^6 \cdot \text{руб}$$

$$\text{расх1} := \text{Opl_tr} + \text{Opl_obs} + \text{Opl_el} + \text{Opl_opil} = 5.358 \times 10^6 \cdot \text{руб}$$

Выручка

Стоимость пеллет в год:

$$S_{pel_yr} := раб_ч \cdot P_{лин} \cdot S_{pel} = 7.592 \times 10^6 \cdot руб$$

$$выр1 := S_{pel_yr} = 7.592 \times 10^6 \cdot руб$$

Прибыль предприятия

$$Приб1 := выр1 - расх1 = 2.234 \times 10^6 \cdot руб$$

2. Расчет линии по гранулированию биомассы с комплексом торрефикации в режиме №1

Предприятие в течение года и производит только торрефицированные пеллеты. Произведенная электроэнергия полностью покрывает собственные нужды линии, а «лишняя» энергия используется предприятием для других производственных целей.

Расходы

Расходы также включают оплату труда, затраты на техническое обслуживание, затраты на сырье. Не включают стоимость электроэнергии.

Оплата за газ в год:

$$Opl_{gas} := q_{gas} \cdot раб_ч \cdot S_{gas} = 1.927 \times 10^6 \cdot руб$$

Амортизационные отчисления:

$$Аморт := \frac{S_{tor}}{Срок} = 6.667 \times 10^5 \cdot руб$$

$$расх2 := Аморт + Opl_{tr} + Opl_{obs} + Opl_{gas} + Opl_{opil} = 7.557 \times 10^6 \cdot руб$$

Выручка

Стоимость торрефицированных пеллет:

$$S_{pel_tor} := \frac{S_{pel}}{Qn_{pel}} \cdot Qn_{tor} = 7.376 \cdot \frac{руб}{kg}$$

Стоимость торрефицированных пеллет в год:

$$S_{pel_tor_yr} := раб_ч \cdot P_{лин} \cdot S_{pel_tor} \cdot m_{tor} = 7.555 \times 10^6 \cdot руб$$

Стоимость дополнительной эл. энергии

$$St_{dop_en} := (N_{эл} - N_{лин} - N_{комп}) \cdot S_{el} \cdot раб_ч = 3.416 \times 10^6 \cdot руб$$

$$\text{выр2} := S_{\text{pel_tor_yr}} + St_{\text{dop_en}} = 1.097 \times 10^7 \cdot \text{руб}$$

Прибыль предприятия

$$\text{Приб2} := \text{выр2} - \text{расх2} = 3.414 \times 10^6 \cdot \text{руб}$$

Срок окупаемости в режиме №1:

$$\frac{S_{\text{tor}}}{\text{Приб2} + \text{Аморт}} = 2.45 \quad \text{лет}$$

3. Расчет линии по гранулированию биомассы с комплексом торрефикации в режиме №2

В течение «летнего» сезона (0,5 года) предприятие производит торрефицированные пеллеты, а в «зимний» сезон необработанные древесные пеллеты. При этом тепловая энергия комплекса используется предприятием для собственных нужд. Электрическая энергия вырабатывается в течение всего года и используется предприятием аналогично режиму № 1.

Расходы

Расходы аналогичны режиму 1.

$$\text{расх3} := \text{расх2} = 7.557 \times 10^6 \cdot \text{руб}$$

Выручка

Стоимость тепловой энергии:

$$\text{тепло} := S_{\text{tep}} \cdot Qt \cdot \text{раб_ч} = 2.336 \times 10^6 \cdot \text{руб}$$

Стоимость дополнительной эл. энергии без комплекса торрефикации

$$St_{\text{dop_en3}} := (N_{\text{эл}} - N_{\text{лин}}) \cdot S_{\text{el}} \cdot \text{раб_ч} = 3.679 \times 10^6 \cdot \text{руб}$$

$$\text{выр3} := 0.5 \cdot (St_{\text{dop_en3}} + \text{тепло} + S_{\text{pel_yr}}) + 0.5 \cdot \text{выр2} = 1.229 \times 10^7 \cdot \text{руб}$$

Прибыль предприятия

$$\text{Приб3} := \text{выр3} - \text{расх3} = 4.732 \times 10^6 \cdot \text{руб}$$

Срок окупаемости в режиме №1:

$$\frac{S_{\text{tor}}}{\text{Приб3} + \text{Аморт}} = 1.852 \quad \text{лет}$$

ПРИЛОЖЕНИЕ В
ПРОГРАММА РАСЧЕТА КОТЛА КП-300

Расчет котла КП-300 на угле, торрефицированных пеллетах и смеси угля и торрефицированных пеллетах

Индексы:

in - уголь

tor - торрефицированные пеллеты

sm - смесь угля и торрефицированных пеллет

Исходные данные

Влажность:

$$W_{in} := 11.5\%$$

$$W_{tor} := 1.14\%$$

Зольность:

$$A_{d_in} := 15.9\%$$

$$A_{d_tor} := 0.39\%$$

Элементный состав топлива в пересчете на рабочее состояние:

Уголь

Торрефицированные пеллеты

$$C_{r_in} := 56.4\%$$

$$C_{r_tor} := (1 - W_{tor}) \cdot C_{d_tor} = 55.905\%$$

$$H_{r_in} := 4\%$$

$$H_{r_tor} := (1 - W_{tor}) \cdot H_{d_tor} = 5.981\%$$

$$S_{r_in} := 0.4\%$$

$$S_{r_tor} := (1 - W_{tor}) \cdot S_{d_tor} = 9.886 \times 10^{-3}\%$$

$$N_{r_in} := 1.9\%$$

$$N_{r_tor} := (1 - W_{tor}) \cdot N_{d_tor} = 0.049\%$$

$$O_{r_in} := 9.9\%$$

$$O_{r_tor} := (1 - W_{tor}) \cdot O_{d_tor} = 37.478\%$$

$$A_{r_in} := 15.9\%$$

$$A_{r_tor} := (1 - W_{tor}) \cdot A_{d_tor} = 0.386\%$$

Количество угля в смеси угля и торрефицированных пеллет

$$g_1 := 0.5$$

Коэффициент избытка воздуха

$$\alpha_{t_in} := 1.2$$

$$\alpha_{t_tor} := 1.2$$

Номинальная мощность котла

$$Q_{nom} := 300 \cdot 10^3 \text{ W}$$

$$D_{kot} := 300 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Расчет

Низшая и высшая теплота сгорания по формуле Менделеева:

$$\text{LHV}_{r2_in} := \left[339 \cdot C_{r_in} + 1256 \cdot H_{r_in} - 109(O_{r_in} - S_{r_in}) - 24.42(W_{_in} + 8.94 \cdot H_{r_in}) \right]$$

$$\text{LHV}_{r2_tor} := \left[339 \cdot C_{r_tor} + 1256 \cdot H_{r_tor} - 109(O_{r_tor} - S_{r_tor}) - 24.42(W_{_tor} + 8.94 \cdot H_{r_tor}) \right]$$

$$\text{HHV}_{r2_in} := \text{LHV}_{r2_in} + 24.42 \cdot \left(100 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) (W_{_in} + 8.94 \cdot H_{r_in})$$

$$\text{HHV}_{r2_tor} := \text{LHV}_{r2_tor} + 24.42 \cdot 100 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} (W_{_tor} + 8.94 \cdot H_{r_tor})$$

$$Q_{sm} := \text{LHV}_{r2_in} \cdot g_1 + \text{LHV}_{r2_tor} \cdot (1 - g_1)$$

Располагаемое тепло на 1 кг топлива составит:

$$Q_{r_r_in} := \text{LHV}_{r2_in} = 21.954 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{r_r_tor} := \text{LHV}_{r2_tor} = 21.046 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{sm} = 21.5 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Температура уходящих газов на выходе из котла принимается равной

$$T_1 := (135 + 273)\text{K}$$

Объём воздуха, необходимый для полного сгорания твёрдого топлива:

$$V_{0_in} := \left[0.0889 \cdot (C_{r_in} + 0.375 \cdot S_{r_in}) + 0.265 \cdot H_{r_in} - 0.0333 \cdot O_{r_in} \right] \cdot 100 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$V_{0_in} = 5.758 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$V_{0_tor} := \left[0.0889 \cdot (C_{r_tor} + 0.375 \cdot S_{r_tor}) + 0.265 \cdot H_{r_tor} - 0.0333 \cdot O_{r_tor} \right] \cdot 100 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$V_{0_tor} = 5.307 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$V_{0_sm} := g_1 \cdot V_{0_in} + (1 - g_1) \cdot V_{0_tor} = 5.532 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

Теоретический объём азота в продуктах сгорания:

$$V_{N2_in} := 0.79 \cdot V_{0_in} + 0.8 N_{r_in} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 4.564 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$V_{N2_tor} := 0.79 \cdot V_{0_tor} + 0.8 N_{r_tor} \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{kg}} = 4.193 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}$$

$$V_{N2_sm} := g_1 \cdot V_{N2_in} + (1 - g_1) \cdot V_{N2_tor} = 4.378 \frac{m^3}{kg}$$

Объём трехатомных газов

$$V_{RO2_in} := 0.0187 \cdot (C_{r_in} + 0.375 \cdot S_{r_in}) \cdot \left(100 \cdot \frac{m^3}{kg}\right) = 1.057 \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{RO2_tor} := 0.0187 \cdot (C_{r_tor} + 0.375 \cdot S_{r_tor}) \cdot \left(100 \cdot \frac{m^3}{kg}\right) = 1.045 \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{RO2_sm} := g_1 \cdot V_{RO2_in} + (1 - g_1) \cdot V_{RO2_tor} = 1.051 \frac{m^3}{kg}$$

Теоретический объём водяных паров:

$$V'_{H2O_in} := (0.0111 \cdot H_{r_in} + 0.0124 \cdot W_{in}) \cdot \left(100 \cdot \frac{m^3}{kg}\right) + 0.161 \cdot V_{0_in} = 1.114 \frac{m^3}{kg}$$

$$V'_{H2O_tor} := (0.0111 \cdot H_{r_tor} + 0.0124 \cdot W_{tor}) \cdot \left(100 \cdot \frac{m^3}{kg}\right) + 0.161 \cdot V_{0_tor} = 0.935 \frac{m^3}{kg}$$

$$V'_{H2O_sm} := g_1 \cdot V'_{H2O_in} + (1 - g_1) \cdot V'_{H2O_tor} = 1.024 \frac{m^3}{kg}$$

С учетом коэффициента избытка воздуха

$$V_{H2O_in} := V'_{H2O_in} + 0.0161(\alpha_{t_in} - 1) \cdot V_{0_sm}$$

$$V_{H2O_tor} := V'_{H2O_tor} + 0.0161(\alpha_{t_in} - 1) \cdot V_{0_sm}$$

$$V_{H2O_sm} := V'_{H2O_sm} + 0.0161(\alpha_{t_in} - 1) \cdot V_{0_sm}$$

Объём сухих дымовых газов:

$$V_{gd_in} := V_{N2_in} + V_{RO2_in} = 5.621 \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{gd_tor} := V_{N2_tor} + V_{RO2_tor} = 5.239 \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{gd_sm} := V_{RO2_sm} + V_{N2_sm} = 5.43 \frac{m^3}{kg}$$

Для твёрдых топлив полный объём продуктов сгорания представляет собой сумму объёмов сухих газов и водяных паров :

$$V_{g_in} := V_{gd_in} + V_{H2O_in} + (\alpha_{t_in} - 1) \cdot V_{0_sm} = 7.859 \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{g_tor} := V_{gd_tor} + V_{H2O_tor} + (\alpha_{t_in} - 1) \cdot V_{0_sm} = 7.298 \frac{m^3}{kg}$$

$$V_{g_sm} := V_{gd_sm} + V_{H2O_sm} + (\alpha_{t_in} - 1) \cdot V_{0_sm} = 7.579 \frac{m^3}{kg}$$

Содержание трёхатомных газов в сухих газах при полном сгорании топлива:

$$RO2_{in} := \frac{V_{RO2_in}}{V_{gd_in}} = 18.812\%$$

$$RO2_{tor} := \frac{V_{RO2_tor}}{V_{gd_tor}} = 19.957\%$$

$$RO2_{sm} := \frac{g_1 \cdot V_{RO2_in} + (1 - g_1) \cdot V_{RO2_tor}}{V_{g_sm}} = 13.874\%$$

$$H2O_{in} := \frac{V_{H2O_in}}{V_{g_in}} = 14.4\%$$

$$H2O_{tor} := \frac{V_{H2O_tor}}{V_{g_tor}} = 13.056\%$$

$$H2O_{sm} := \frac{g_1 \cdot V_{H2O_in} + (1 - g_1) \cdot V_{H2O_tor}}{V_{g_sm}} = 13.753\%$$

► Энтальпии компонентов

Расчет энтальпии

при температуре выхода: $T_1 = 408 \text{ K}$

температура воздуха: $T_2 := (20 + 273) \text{ K}$

$$c_{\Theta_{CO_2}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{CO_2}}, \Theta, c_{\Theta'_{CO_2}}, T_1) = 56.054 \cdot \frac{\text{kcal}}{m^3}$$

$$c_{\Theta_{N_2}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{N_2}}, \Theta, c_{\Theta'_{N_2}}, T_1) = 41.865 \cdot \frac{\text{kcal}}{m^3}$$

$$c_{\Theta_{H_2O}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{H_2O}}, \Theta, c_{\Theta'_{H_2O}}, T_1) = 48.825 \cdot \frac{\text{kcal}}{m^3}$$

$$c_{\Theta_{VOZ}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{VOZ}}, \Theta, c_{\Theta'_{VOZ}}, T_2) = 6.038 \cdot \frac{\text{kcal}}{m^3}$$

$$c_{\Theta_{ZOL}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{ZOL}}, \Theta, c_{\Theta'_{ZOL}}, T_1) = 26.569 \cdot \frac{\text{kcal}}{kg}$$

Энтальпия воздуха, продуктов сгорания

$$H_{V_in} := V_{0_in} \cdot c\Theta_{voz} = 0.146 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{g0_in} := c\Theta_{co2} \cdot V_{RO2_in} + c\Theta_{n2} \cdot V_{N2_in} + c\Theta_{h2o} \cdot V_{H2O_in} = 1.279 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{zol_in} := c\Theta_{zol} \cdot A_{r_in} \cdot 0.93 = 0.016 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{g_in} := H_{g0_in} + (\alpha_{t_in} - 1) \cdot H_{V_in} + H_{zol_in} = 1.325 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{V_tor} := V_{0_tor} \cdot c\Theta_{voz} = 0.134 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{g0_tor} := c\Theta_{co2} \cdot V_{RO2_tor} + c\Theta_{n2} \cdot V_{N2_tor} + c\Theta_{h2o} \cdot V_{H2O_tor} = 1.175 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{zol_tor} := c\Theta_{zol} \cdot A_{r_tor} \cdot 0.93 = 3.989 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{g_tor} := H_{g0_tor} + (\alpha_{t_tor} - 1) \cdot H_{V_tor} + H_{zol_tor} = 1.202 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{ro2sm} := (V_{RO2_sm}) \cdot c\Theta_{co2} = 0.247 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{N2sm} := (V_{N2_sm}) \cdot c\Theta_{n2} = 0.767 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{H2Osm} := (V_{H2O_sm}) \cdot c\Theta_{h2o} = 0.213 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{sm} := H_{ro2sm} + H_{N2sm} + H_{H2Osm} + (\alpha_{t_tor} - 1) \cdot c\Theta_{voz} \cdot V_{0_sm} = 1.255 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Потери теплоты от механической неполноты сгорания топлива

$$q_{4_in} := \left(\frac{327 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \cdot A_{r_in}}{Q_{r_r_in}} \right) \cdot \left[0.05 \cdot \left(\frac{2}{100 - 2} \right) + 0.95 \cdot \left(\frac{2}{100 - 2} \right) \right] = 4.833 \cdot \%$$

$$q_{4_tor} := \left(\frac{327 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \cdot A_{r_tor}}{Q_{r_r_tor}} \right) \cdot \left[0.05 \cdot \left(\frac{2}{100 - 2} \right) + 0.95 \cdot \left(\frac{2}{100 - 2} \right) \right] = 0.122 \cdot \%$$

$$q_{4_sm} := g_1 \cdot q_{4_in} + (1 - g_1) \cdot q_{4_tor} = 2.478 \cdot \%$$

Потери теплоты с уходящими дымовыми

$$q_{2_in} := \frac{(H_{g_in} - \alpha_{t_in} \cdot H_{V_in}) \cdot (1 - q_{4_in})}{Q_{r_r_in}} = 4.987 \cdot \%$$

$$q_{2_tor} := \frac{(H_{g_tor} - \alpha_{t_tor} \cdot H_{v_tor}) \cdot (1 - q_{4_tor})}{Q_{r_r_tor}} = 4.942 \cdot \%$$

$$q_{2_sm} := \frac{[H_{sm} - \alpha_{t_in} \cdot (c_{\Theta_{voz}} \cdot V_{0_sm})] \cdot (1 - q_{4_sm})}{Q_{sm}} = 4.932 \cdot \%$$

Потери теплоты с физической теплотой шлака определим с помощью формулы

$$\alpha_{шл} := 5\% \quad - \text{доля золы топлива в шлаке}$$

$$t_{шл} := (600 + 273) \text{K} \quad - \text{температура шлака}$$

$$C_{шл} := \text{interp}(c_{\Theta''_{z01}}, \Theta, c_{\Theta'_{z01}}, t_{шл}) = 560.194 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad - \text{теплоемкость шлака}$$

$$q_{6_in} := \frac{C_{шл} \cdot \alpha_{шл} \cdot A_{r_in} \cdot 10^2}{Q_{r_r_in}} = 2.029 \cdot \%$$

$$q_{6_tor} := \frac{C_{шл} \cdot \alpha_{шл} \cdot A_{r_tor} \cdot 10^2}{Q_{r_r_tor}} = 0.051 \cdot \%$$

$$q_{6_sm} := g_1 \cdot q_{6_in} + (1 - g_1) \cdot q_{6_tor} = 1.04 \cdot \%$$

Потери теплоты в окружающую среду, согласно паспортным данным, составят

$$q_5 := 1.253\%$$

Примем расчётное значение химической неполноты сгорания равным

$$q_3 := 0.5\%$$

Таким образом, общие потери теплоты в котлоагрегате составят

$$q_{out_in} := q_{2_in} + q_3 + q_{4_in} + q_5 + q_{6_in} = 13.601 \cdot \%$$

$$q_{out_tor} := q_{2_tor} + q_3 + q_{4_tor} + q_5 + q_{6_tor} = 6.868 \cdot \%$$

$$q_{out_sm} := q_{2_sm} + q_3 + q_{4_sm} + q_5 + q_{6_sm} = 10.203 \cdot \%$$

Коэффициент полезного действия котельного агрегата (брутто) характеризует степень его экономичности и определяется как

$$\eta_{in} := 1 - q_{out_in} = 86.399 \cdot \%$$

$$\eta_{tor} := 1 - q_{out_tor} = 93.132 \cdot \%$$

$$\eta_{sm} := 1 - q_{out_sm} = 89.797 \cdot \%$$

Зная КПД котла найдём количество теплоты, полезно использованной в установке

$$Q_{1_in} := \eta_{in} \cdot Q_{r_r_in} = 18.968 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{1_tor} := \eta_{in} \cdot Q_{r_r_tor} = 18.184 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$Q_{1_sm} := \eta_{sm} \cdot Q_{sm} = 19.307 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

Часовой расход топлива

$$B_{1hr_in} := \frac{300 \cdot 10^3 \text{ W}}{Q_{1_in}} (1 - q_{4_in}) = 54.186 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$B_{1hr_tor} := \frac{300 \cdot 10^3 \text{ W}}{Q_{1_tor}} (1 - q_{4_tor}) = 59.321 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$B_{1hr_sm} := \frac{300 \cdot 10^3 \text{ W}}{Q_{1_sm}} (1 - q_{4_sm}) = 54.554 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Расчет выбросов:

Выбросы оксидов серы

$$M_{so2_in} := 0.02 \cdot B_{1hr_in} \cdot S_{r_in} \cdot 100 \cdot (1 - 0.2) = 0.096 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{so2_tor} := 0.02 \cdot B_{1hr_tor} \cdot S_{r_tor} \cdot 100 \cdot (1 - 0.1) = 2.932 \times 10^{-3} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$S_{r_sm} := S_{r_in} \cdot g_1 + S_{r_tor} \cdot (1 - g_1) = 0.205 \cdot \%$$

$$R_6 := 40$$

$$M_{so2_sm} := 0.02 \cdot B_{1hr_sm} \cdot S_{r_sm} \cdot 100 \cdot (1 - 0.1) = 0.056 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

Выбросы оксидов азота

$$Q_{r_r_in} = 21.954 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \quad B_{1hr_in} = 0.015 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$Kt_{in} := 0.35 \cdot 10^{-3} \cdot 2.5 \cdot \left(1 + 5.46 \cdot \frac{100 - R_6}{100} \right) \cdot \sqrt[4]{\frac{0.3}{13} \cdot 21.954} = 3.157 \times 10^{-3}$$

$$M_{nox_in} := 0.015 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 21.954 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \cdot Kt_{in} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{MJ}} \cdot 1 = 1.039 \times 10^{-3} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{no2_in} := 0.8 \cdot M_{nox_in} = 8.316 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{\text{no_in}} := (1 - 0.8) \cdot M_{\text{nox_in}} = 2.079 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$Q_{\text{r_r_tor}} = 21.046 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \quad B1_{\text{hr_tor}} = 0.016 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$Kt_{\text{tor}} := 0.35 \cdot 10^{-3} \cdot 2.5 \cdot \left(1 + 5.46 \cdot \frac{100 - 80}{100}\right) \cdot \sqrt[4]{\frac{0.3}{13}} 21.046 = 1.528 \times 10^{-3}$$

$$M_{\text{nox_tor}} := 0.016 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 21.046 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \cdot Kt_{\text{tor}} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{MJ}} \cdot 1 = 5.146 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{\text{no2_tor}} := 0.8 \cdot M_{\text{nox_tor}} = 4.117 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{\text{no_tor}} := (1 - 0.8) \cdot M_{\text{nox_tor}} = 1.029 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$Q_{\text{sm}} = 21.5 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \quad B1_{\text{hr_sm}} = 0.015 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$Kt_{\text{sm}} := 0.35 \cdot 10^{-3} \cdot 2.5 \cdot \left(1 + 5.46 \cdot \frac{100 - 60}{100}\right) \cdot \sqrt[4]{\frac{0.3}{13}} 21.5 = 2.338 \times 10^{-3}$$

$$M_{\text{nox_sm}} := 0.015 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \cdot 21.5 \frac{\text{MJ}}{\text{kg}} \cdot Kt_{\text{sm}} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{MJ}} \cdot 1 = 7.541 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{\text{no2_sm}} := 0.8 \cdot M_{\text{nox_sm}} = 6.033 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{\text{no_sm}} := (1 - 0.8) \cdot M_{\text{nox_sm}} = 1.508 \times 10^{-4} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

Выбросы оксида углерода

$$M_{\text{co_in}} := 0.015 q_3 \cdot 21.954 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}} = 1.647 \times 10^{-3} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{\text{co_tor}} := 0.017 q_3 \cdot 21.046 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}} = 1.789 \times 10^{-3} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

$$M_{\text{co_sm}} := 0.015 q_3 \cdot 21.5 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}} = 1.612 \times 10^{-3} \cdot \frac{\text{gm}}{\text{s}}$$

ПРИЛОЖЕНИЕ Г
ПРОГРАММА РАСЧЕТА ГАЗОГЕНЕРАТОРА

Расчет газогенератора

Игдексы:

in - древесная щепа

tor - торрефицированные пеллеты

t - торф

Исходные данные

Элементный состав топлива на сухое (d) и на рабочее (r) состояние:

$C_{d_tor} := 56.55\cdot\%$	$C_{r_in} := 35.4\%$	$C_{r_t} := 32.59\%$
$H_{d_tor} := 6.05\cdot\%$	$H_{r_in} := 4.2\%$	$H_{r_t} := 3.38\%$
$S_{d_tor} := 0.01\cdot\%$	$S_{r_in} := 0.015\%$	$S_{r_t} := 0.18\%$
$N_{d_tor} := 0.05\cdot\%$	$N_{r_in} := 0.28\%$	$N_{r_t} := 1.42\%$
$O_{d_tor} := 37.91\cdot\%$	$O_{r_in} := 29.3\%$	$O_{r_t} := 18.84\%$

Влажность:

$W_{_tor} := 1.14\%$	$W_{_in} := 30\%$	$W_{_t} := 40\%$
-----------------------	--------------------	-------------------

Зольность:

$A_{d_tor} := 0.39\cdot\%$	$A_{r_in} := 0.7\%$	$A_{r_t} := 3.6\%$
-----------------------------	----------------------	---------------------

Выход летучих:

$L_{daf_tor} := 79.53\cdot\%$	$L_{r_in} := 85\%$
--------------------------------	---------------------

$$C_{r_tor} := (1 - W_{_tor}) \cdot C_{d_tor} = 55.905\cdot\%$$

$$H_{r_tor} := (1 - W_{_tor}) \cdot H_{d_tor} = 5.981\cdot\%$$

$$S_{r_tor} := (1 - W_{_tor}) \cdot S_{d_tor} = 9.886 \times 10^{-3}\cdot\%$$

$$N_{r_tor} := (1 - W_{_tor}) \cdot N_{d_tor} = 0.049\cdot\%$$

$$O_{r_tor} := (1 - W_{_tor}) \cdot O_{d_tor} = 37.478\cdot\%$$

$$A_{r_tor} := (1 - W_{_tor}) \cdot A_{d_tor} = 0.386\cdot\%$$

$$L_{r_tor} := (1 - W_{_tor} - A_{r_tor}) \cdot L_{daf_tor} = 78.317\cdot\%$$

Низшая и высшая теплота сгорания по формуле Менделеева:

$$LHV_{r2_in} := [339 \cdot C_{r_in} + 1256 \cdot H_{r_in} - 109(O_{r_in} - S_{r_in}) - 24.42(W_{_in} + 8.94 \cdot H_{r_in})]$$

$$\text{LHV}_{r2_tor} = 339 \cdot C_{r_tor} + 1256 \cdot H_{r_tor} - 109(O_{r_tor} - S_{r_tor}) - 24.42(W_{_tor} + 8.94 \cdot H_{r_tor})$$

$$\text{LHV}_{r2_t} := [339 \cdot C_{r_t} + 1256 \cdot H_{r_t} - 109(O_{r_t} - S_{r_t}) - 24.42(W_{_t} + 8.94 \cdot H_{r_t})]$$

$$\text{HHV}_{r2_in} := \text{LHV}_{r2_in} + 24.42 \cdot \left(100 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}\right) (W_{_in} + 8.94 \cdot H_{r_in}) = 14.084 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$\text{HHV}_{r2_tor} := \text{LHV}_{r2_tor} + 24.42 \cdot 100 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} (W_{_tor} + 8.94 \cdot H_{r_tor}) = 22.38 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

$$\text{HHV}_{r2_t} := \text{LHV}_{r2_t} + 24.42 \cdot 100 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} (W_{_t} + 8.94 \cdot H_{r_t}) = 13.259 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{kg}}$$

► Энтальпии

Энтальпия газов:

при температуре: $T1 := (900 + 273)\text{K}$

$$c_{\Theta_{\text{CO}_2}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{\text{CO}_2}}, \Theta, c_{\Theta'_{\text{CO}_2}}, T1) = 466 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}$$

$$c_{\Theta_{\text{N}_2}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{\text{N}_2}}, \Theta, c_{\Theta'_{\text{N}_2}}, T1) = 297 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}$$

$$c_{\Theta_{\text{H}_2\text{O}}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{\text{H}_2\text{O}}}, \Theta, c_{\Theta'_{\text{H}_2\text{O}}}, T1) = 364 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}$$

$$c_{\Theta_{\text{VOZ}}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{\text{VOZ}}}, \Theta, c_{\Theta'_{\text{VOZ}}}, T1) = 306 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}$$

$$c_{\Theta_{\text{ZOL}}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{\text{ZOL}}}, \Theta, c_{\Theta'_{\text{ZOL}}}, T1) = 209 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

$$c_{\Theta_{\text{VOZ}_20}} := 20 \cdot 0.31 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} = 6.2 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}$$

$$c_{\Theta_{\text{CO}}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{\text{CO}}}, \Theta, c_{\Theta'_{\text{CO}}}, T1) = 300.87 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}$$

$$c_{\Theta_{\text{H}_2}} := \text{interp}(c_{\Theta''_{\text{H}_2}}, \Theta, c_{\Theta'_{\text{H}_2}}, T1) = 284.31 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3}$$

Энтальпия остатка при температуре 600

$$c_{\Theta_{\text{ost}}} := 120 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

Унос топлива:

$$d_{\text{out}} := 0.4\text{mm}$$

Определение состава и выхода генераторного газа

Определяем выходы продуктов сухой перегонки, уноса и остатков на 1 кг р.т. при полной подготовке

Водяные пары

$$Wh_{20_in} := \frac{W_{_in} + 0.5 \cdot O_{r_in} + \frac{0.5}{8} \cdot O_{r_in}}{\rho_{H_2O}} \cdot 1\text{kg} = 0.578 \cdot \text{m}^3$$

$$Wh_{20_tor} := \frac{W_{_tor} + 0.5 \cdot O_{r_tor} + \frac{0.5}{8} \cdot O_{r_tor}}{\rho_{H_2O}} \cdot 1\text{kg} = 0.276 \cdot \text{m}^3$$

$$Wh_{20_t} := \frac{W_{_t} + 0.5 \cdot O_{r_t} + \frac{0.5}{8} \cdot O_{r_t}}{\rho_{H_2O}} \cdot 1\text{kg} = 0.629 \cdot \text{m}^3$$

Углекислый газ

$$CO_{2_in} := \frac{0.33 \cdot O_{r_in} + 0.33 \cdot O_{r_in} \cdot \frac{12}{32}}{\rho_{CO_2}} \cdot 1\text{kg} = 0.067 \cdot \text{m}^3$$

$$CO_{2_tor} := \frac{0.33 \cdot O_{r_tor} + 0.33 \cdot O_{r_tor} \cdot \frac{12}{32}}{\rho_{CO_2}} \cdot 1\text{kg} = 0.086 \cdot \text{m}^3$$

$$CO_{2_t} := \frac{0.33 \cdot O_{r_t} + 0.33 \cdot O_{r_t} \cdot \frac{12}{32}}{\rho_{CO_2}} \cdot 1\text{kg} = 0.043 \cdot \text{m}^3$$

Метан

$$CH_{4_in} := \frac{0.2 \cdot H_{r_in} + 0.2 \cdot 3 \cdot H_{r_in}}{\rho_{CH_4}} \cdot 1\text{kg} = 0.047 \cdot \text{m}^3$$

$$CH_{4_tor} := \frac{0.2 \cdot H_{r_tor} + 0.2 \cdot 3 \cdot H_{r_tor}}{\rho_{CH_4}} \cdot 1\text{kg} = 0.067 \cdot \text{m}^3$$

$$CH_{4_t} := \frac{0.2 \cdot H_{r_t} + 0.2 \cdot 3 \cdot H_{r_t}}{\rho_{CH_4}} \cdot 1\text{kg} = 0.038 \cdot \text{m}^3$$

Этилен

$$C_{2H4_in} := \frac{0.03 \cdot H_{r_in} + 0.03 \cdot 6 \cdot H_{r_in}}{\rho_{C2H4}} \cdot 1\text{kg} = 6.997 \times 10^{-3} \cdot \text{m}^3$$

$$C_{2H4_tor} := \frac{0.03 \cdot H_{r_tor} + 0.03 \cdot 6 \cdot H_{r_tor}}{\rho_{C2H4}} \cdot 1\text{kg} = 9.964 \times 10^{-3} \cdot \text{m}^3$$

$$C_{2H4_t} := \frac{0.03 \cdot H_{r_t} + 0.03 \cdot 6 \cdot H_{r_t}}{\rho_{C2H4}} \cdot 1\text{kg} = 5.631 \times 10^{-3} \cdot \text{m}^3$$

Смола

$$cm_{in} := 12\% \cdot 1\text{kg} \cdot (1 - A_{r_in}) \cdot (1 - W_{in}) = 0.083 \text{ kg}$$

$$cm_{tor} := 12\% \cdot 1\text{kg} \cdot (1 - A_{r_tor}) \cdot (1 - W_{tor}) = 0.118 \text{ kg}$$

$$cm_t := 10\% \cdot 1\text{kg} \cdot (1 - A_{r_t}) \cdot (1 - W_t) = 0.058 \text{ kg}$$

$$C_{cm_in} := cm_{in} \cdot 67\% = 0.056 \text{ kg}$$

$$C_{cm_tor} := cm_{tor} \cdot 67\% = 0.079 \text{ kg}$$

$$C_{cm_t} := cm_t \cdot 75\% = 0.043 \text{ kg}$$

$$H_{cm_in} := cm_{in} \cdot 7\% = 5.839 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$H_{cm_tor} := cm_{tor} \cdot 7\% = 8.272 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$H_{cm_t} := cm_t \cdot 9\% = 5.206 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$O_{cm_in} := cm_{in} \cdot 26\% = 0.022 \text{ kg}$$

$$O_{cm_tor} := cm_{tor} \cdot 26\% = 0.031 \text{ kg}$$

$$O_{cm_t} := cm_t \cdot 14\% = 8.098 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

Уксус

$$yk_{in} := 4.4\% \cdot 1\text{kg} \cdot (1 - A_{r_in}) \cdot (1 - W_{in}) = 0.031 \text{ kg}$$

$$yk_{tor} := 4.4\% \cdot 1\text{kg} \cdot (1 - A_{r_tor}) \cdot (1 - W_{tor}) = 0.043 \text{ kg}$$

$$yk_t := 2.5\% \cdot 1\text{kg} \cdot (1 - A_{r_t}) \cdot (1 - W_t) = 0.014 \text{ kg}$$

$$C_{yk_in} := yk_{in} \cdot 40.8\% = 0.012 \text{ kg}$$

$$C_{vk_tor} := yk_{tor} \cdot 40.8\% = 0.018 \text{ kg}$$

$$C_{yk_t} := yk_t \cdot 40.8\% = 5.9 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$H_{yk_in} := yk_{in} \cdot 8.8\% = 2.691 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$H_{yk_tor} := yk_{tor} \cdot 8.8\% = 3.813 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$H_{yk_t} := yk_t \cdot 8.8\% = 1.272 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$O_{yk_in} := yk_{in} \cdot 50.4\% = 0.015 \text{ kg}$$

$$O_{vk_tor} := yk_{tor} \cdot 50.4\% = 0.022 \text{ kg}$$

$$O_{yk_t} := yk_t \cdot 50.4\% = 7.288 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

Азот

$$N_{_in} := \frac{N_{r_in} \cdot 1 \text{ kg}}{\rho_{N2}} = 2.239 \times 10^{-3} \cdot \text{m}^3$$

$$N_{_tor} := \frac{N_{r_tor} \cdot 1 \text{ kg}}{\rho_{N2}} = 3.953 \times 10^{-4} \cdot \text{m}^3$$

$$N_{_t} := \frac{N_{r_t} \cdot 1 \text{ kg}}{\rho_{N2}} = 0.011 \cdot \text{m}^3$$

Сероводород

$$H2S_{_in} := \frac{S_{r_in} \cdot 0.8 + \frac{2}{32} \cdot S_{r_in} \cdot 0.8}{\rho_{H2S}} \cdot 1 \text{ kg} = 8.284 \times 10^{-5} \cdot \text{m}^3$$

$$H2S_{_tor} := \frac{S_{r_tor} \cdot 0.8 + \frac{2}{32} \cdot S_{r_tor} \cdot 0.8}{\rho_{H2S}} \cdot 1 \text{ kg} = 5.459 \times 10^{-5} \cdot \text{m}^3$$

$$H2S_{_t} := \frac{S_{r_t} \cdot 0.8 + \frac{2}{32} \cdot S_{r_t} \cdot 0.8}{\rho_{H2S}} \cdot 1 \text{ kg} = 9.94 \times 10^{-4} \cdot \text{m}^3$$

Пыль

$$Pil_{_in} := [A_{r_in} \cdot 0.06 + 0.2\% \cdot [(1 - A_{r_in}) \cdot (1 - W_{_in})]] \cdot 1 \text{ kg} = 1.81 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$Pil_{_tor} := [A_{r_tor} \cdot 0.06 + 0.2\% \cdot [(1 - A_{r_tor}) \cdot (1 - W_{_tor})]] \cdot 1 \text{ kg} = 2.201 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$Pil_{_t} := [A_{r_t} \cdot 0.06 + 1\% \cdot [(1 - A_{r_t}) \cdot (1 - W_{_t})]] \cdot 1 \text{ kg} = 7.944 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

Остаток

$$Ost_{_in} := [1\% \cdot (1 - A_{r_in}) \cdot (1 - W_{_in}) + 0.2 \cdot S_{r_in} + 0.94 \cdot A_{r_in}] \cdot 1 \text{ kg} = 0.014 \text{ kg}$$

$$\text{Ost}_{\text{tor}} := \left[1\% \cdot (1 - A_{r_tor}) \cdot (1 - W_{\text{tor}}) + 0.2 \cdot S_{r_tor} + 0.94 \cdot A_{r_tor} \right] \cdot 1\text{kg} = 0.013\text{kg}$$

$$\text{Ost}_{\text{t}} := \left[1\% \cdot (1 - A_{r_t}) \cdot (1 - W_{\text{t}}) + 0.2 \cdot S_{r_t} + 0.94 \cdot A_{r_t} \right] \cdot 1\text{kg} = 0.04\text{kg}$$

Окись углерода

$$\text{CO}_{\text{in}} := \frac{\left[O_{r_in} \cdot 1\text{kg} - 1\text{kg} \left(0.5 \cdot O_{r_in} + 0.33 \cdot O_{r_in} \right) - \left(O_{yk_in} + O_{cm_in} \right) \right] \cdot \left(1 + \frac{12}{16} \right)}{\rho_{\text{CO}}}$$

$$\text{CO}_{\text{in}} = 0.018 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CO}_{\text{tor}} := \frac{\left[O_{r_tor} \cdot 1\text{kg} - 1\text{kg} \left(0.5 \cdot O_{r_tor} + 0.33 \cdot O_{r_tor} \right) - \left(O_{yk_tor} + O_{cm_tor} \right) \right] \cdot \left(1 + \frac{12}{16} \right)}{\rho_{\text{CO}}}$$

$$\text{CO}_{\text{tor}} = 0.016 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CO}_{\text{t}} := \frac{\left[O_{r_t} \cdot 1\text{kg} - 1\text{kg} \left(0.5 \cdot O_{r_t} + 0.33 \cdot O_{r_t} \right) - \left(O_{yk_t} + O_{cm_t} \right) \right] \cdot \left(1 + \frac{12}{16} \right)}{\rho_{\text{CO}}}$$

$$\text{CO}_{\text{t}} = 0.023 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H2}_{\text{in}} = \frac{H_{r_in} \cdot 1\text{kg} - 1\text{kg} \left(\frac{2}{32} \cdot S_{r_in} \cdot 0.8 + \frac{0.5}{8} \cdot O_{r_in} + 0.2 \cdot H_{r_in} + 0.03 \cdot H_{r_in} \right)}{\rho_{\text{H2}}} - \frac{H_{yk_in} + H_{cm_in}}{\rho_{\text{H2}}}$$

$$\frac{H_{yk_in} + H_{cm_in}}{\rho_{\text{H2}}}$$

$$\text{H2}_{\text{in}} = 0.061 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H2}_{\text{tor}} = \frac{H_{r_tor} \cdot 1\text{kg} - 1\text{kg} \left(\frac{2}{32} \cdot S_{r_tor} \cdot 0.8 + \frac{0.5}{8} \cdot O_{r_tor} + 0.2 \cdot H_{r_tor} + 0.03 \cdot H_{r_tor} \right)}{\rho_{\text{H2}}} - \frac{H_{yk_tor} + H_{cm_tor}}{\rho_{\text{H2}}}$$

$$\frac{H_{yk_tor} + H_{cm_tor}}{\rho_{\text{H2}}}$$

$$\text{H2}_{\text{tor}} = 0.117 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H2}_{\text{t}} = \frac{H_{r_t} \cdot 1\text{kg} - 1\text{kg} \left(\frac{2}{32} \cdot S_{r_t} \cdot 0.8 + \frac{0.5}{8} \cdot O_{r_t} + 0.2 \cdot H_{r_t} + 0.03 \cdot H_{r_t} \right)}{\rho_{\text{H2}}} - \frac{H_{yk_t} + H_{cm_t}}{\rho_{\text{H2}}}$$

$$\frac{H_{yk_t} + H_{cm_t}}{\rho_{H_2}}$$

$$H_{2_t} = 0.085 \cdot m^3$$

Углерод

$$C_{in} = C_{r_in} - \left[\left(O_{r_in} - (0.5 \cdot O_{r_in} + 0.33 \cdot O_{r_in}) - \frac{(O_{yk_in} + O_{cm_in})}{1kg} \right) \cdot \frac{12}{16} - \left[\frac{12}{32} \cdot O_{r_in} \cdot 0.33 + H_{r_in} \cdot 0.6 + H_{r_in} \cdot 0.18 + (1\% + 0.2\%) \cdot (1 - A_{r_in}) \cdot (1 - W_{in}) \right] \right]$$

$$C_{in} = 0.199 \text{ kg}$$

$$C_{tor} = C_{r_tor} - \left[\left(O_{r_tor} - (0.5 \cdot O_{r_tor} + 0.33 \cdot O_{r_tor}) - \frac{(O_{yk_tor} + O_{cm_tor})}{1kg} \right) \cdot \frac{12}{16} - \left[\frac{12}{32} \cdot O_{r_tor} \cdot 0.33 + H_{r_tor} \cdot 0.6 + H_{r_tor} \cdot 0.18 + (1\% + 0.2\%) \cdot (1 - A_{r_tor}) \cdot (1 - W_{tor}) \right] \right]$$

$$C_{tor} = 0.349 \text{ kg}$$

$$C_t = C_{r_t} - \left[\left(O_{r_t} - (0.5 \cdot O_{r_t} + 0.33 \cdot O_{r_t}) - \frac{(O_{yk_t} + O_{cm_t})}{1kg} \right) \cdot \frac{12}{16} - \left[\frac{12}{32} \cdot O_{r_t} \cdot 0.33 + H_{r_t} \cdot 0.6 + H_{r_t} \cdot 0.18 + (1\% + 0.2\%) \cdot (1 - A_{r_t}) \cdot (1 - W_t) \right] \right]$$

$$C_t = 0.208 \text{ kg}$$

При неполной подготовке в зону газификации поступает:

$$C'_{in} := C_{in} + 0.25 \left[C_{r_in} \cdot 1kg - C_{in} - (1\% + 0.2\%) \cdot (1 - A_{r_in}) \cdot (1 - W_{in}) \cdot 1kg \right]$$

$$C'_{in} = 0.235 \text{ kg}$$

$$C'_{tor} := C_{tor} + 0.25 \left[C_{r_tor} \cdot 1kg - C_{tor} - (1\% + 0.2\%) \cdot (1 - A_{r_tor}) \cdot (1 - W_{tor}) \cdot 1kg \right]$$

$$C'_{tor} = 0.399 \text{ kg}$$

$$C'_t := C_t + 0.25 \left[C_{r_t} \cdot 1kg - C_t - (1\% + 0.2\%) \cdot (1 - A_{r_t}) \cdot (1 - W_t) \cdot 1kg \right] = 0.235 \text{ kg}$$

$$H'_{in} := H_{r_in} \cdot 0.25 \cdot 1kg = 0.011 \text{ kg}$$

$$H'_{tor} := H_{r_tor} \cdot 0.25 \cdot 1kg = 0.015 \text{ kg}$$

$$H'_t := H_{r_t} \cdot 0.25 \cdot 1kg = 8.45 \times 10^{-3} \text{ kg}$$

$$O'_{in} := O_{r_in} \cdot 0.25 \cdot 1kg = 0.073 \text{ kg}$$

$$O'_{\text{tor}} := O_{r_tor} \cdot 0.25 \cdot 1\text{kg} = 0.094\text{kg}$$

$$O'_{\text{t}} := O_{r_t} \cdot 0.25 \cdot 1\text{kg} = 0.047\text{kg}$$

$$H_2O'_{\text{in}} := W_{\text{in}} \cdot 0.25 \cdot 1\text{kg} = 0.075\text{kg}$$

$$H_2O'_{\text{tor}} := W_{\text{tor}} \cdot 0.25 \cdot 1\text{kg} = 2.85 \times 10^{-3}\text{kg}$$

$$H_2O'_{\text{t}} := W_{\text{t}} \cdot 0.25 \cdot 1\text{kg} = 0.1\text{kg}$$

Кокса

$$Gk_{\text{in}} := C'_{\text{in}} + H'_{\text{in}} + O'_{\text{in}} + H_2O'_{\text{in}} + Ost_{\text{in}} = 0.408\text{kg}$$

$$Gk_{\text{tor}} := C'_{\text{tor}} + H'_{\text{tor}} + O'_{\text{tor}} + H_2O'_{\text{tor}} + Ost_{\text{tor}} = 0.524\text{kg}$$

$$Gk_{\text{t}} := C'_{\text{t}} + H'_{\text{t}} + O'_{\text{t}} + H_2O'_{\text{t}} + Ost_{\text{t}} = 0.431\text{kg}$$

Удельная теплоемкость кокса при температуре T_k

$$T_k := (675 + 273)\text{K} = 948\text{K}$$

$$c_k := 0.322 \frac{\text{kcal}}{\text{kg} \cdot \text{K}} \quad q_{ok} := 5000 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}}$$

$$\frac{C'_{\text{in}}}{12 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 0.02\text{mol} \quad \frac{H_2O'_{\text{in}}}{18 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} + \frac{2 \cdot O'_{\text{in}}}{32 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 8.745 \times 10^{-3}\text{mol}$$

$$\frac{H'_{\text{in}}}{2 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} + \frac{H_2O'_{\text{in}}}{18 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 9.417 \times 10^{-3}\text{mol}$$

Система уравнений:

Given

$$CO_2_{\text{in}} + CO_{\text{in}} = 0.02\text{mol}$$

$$2 \cdot CO_2_{\text{in}} + CO_{\text{in}} + H_2O_{\text{in}} = 0.53N_{2_{\text{in}}} + 8.745 \times 10^{-3}\text{mol}$$

$$H_{2_{\text{in}}} + H_2O_{\text{in}} = 9.417 \times 10^{-3}\text{mol}$$

$$\frac{CO_{\text{in}} \cdot H_2O_{\text{in}}}{CO_2_{\text{in}} \cdot H_{2_{\text{in}}}} = 2$$

$$8100 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot C'_{\text{in}} + 24600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot H'_{\text{in}} - 2600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot O'_{\text{in}} - 600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot H_2O'_{\text{in}} + \blacksquare$$

$$\begin{aligned}
 & \blacksquare + c_{\Theta_{\text{voz}_20}} \cdot \frac{N_{2_in}}{1 - 0.21} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} + \text{Tk} \cdot c_K \cdot G_{k_in} = 67636 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \cdot \text{CO}_{_in} + \blacksquare \\
 & \blacksquare + 57798 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \cdot H_{2_in} + c_{\Theta_{\text{co}}} \cdot 22.4 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{CO}_{_in} + c_{\Theta_{\text{h2}}} \cdot 22.4 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot H_{2_in} + \blacksquare \\
 & \blacksquare + c_{\Theta_{\text{n2}}} \cdot 22.4 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot N_{2_in} + c_{\Theta_{\text{co2}}} \cdot 22.4 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{CO}_{2_in} + c_{\Theta_{\text{h2o}}} \cdot 22.4 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{H2O}_{_in} + \blacksquare \\
 & \blacksquare + q_{ok} \cdot (0.029 \text{ mol}) + c_{\Theta_{\text{ost}}} \cdot P_{il_in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}_{2_in} \\ \text{CO}_{_in} \\ \text{H}_{2_in} \\ \text{N}_{2_in} \\ \text{H2O}_{_in} \end{pmatrix} := \text{Find}(\text{CO}_{2_in}, \text{CO}_{_in}, \text{H}_{2_in}, \text{N}_{2_in}, \text{H2O}_{_in})$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}_{2_in} \\ \text{CO}_{_in} \\ \text{H}_{2_in} \\ \text{N}_{2_in} \\ \text{H2O}_{_in} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 3.697 \times 10^{-3} \\ 0.016 \\ 6.479 \times 10^{-3} \\ 0.034 \\ 2.938 \times 10^{-3} \end{pmatrix} \text{ mol}$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}'_{2_in} \\ \text{CO}'_{_in} \\ \text{H}'_{2_in} \\ \text{N}'_{2_in} \\ \text{H2}'\text{O}_{_in} \end{pmatrix} := 22.4 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \begin{pmatrix} \text{CO}_{2_in} \\ \text{CO}_{_in} \\ \text{H}_{2_in} \\ \text{N}_{2_in} \\ \text{H2O}_{_in} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.083 \\ 0.365 \\ 0.145 \\ 0.756 \\ 0.066 \end{pmatrix} \cdot \text{m}^3$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}''_2_{\text{in}} \\ \text{CO}''_{\text{in}} \\ \text{H}''_2_{\text{in}} \\ \text{N}''_2_{\text{in}} \\ \text{H}_2\text{O}''_{\text{in}} \\ \text{CH}''_4_{\text{in}} \\ \text{C}_2\text{H}''_4_{\text{in}} \\ \text{H}_2\text{S}'_{\text{in}} \end{pmatrix} := \begin{pmatrix} \text{CO}_2_{\text{in}} \\ \text{CO}_{\text{in}} \\ \text{H}_2_{\text{in}} \\ \text{N}_{\text{in}} \\ \text{Wh}_2\text{O}_{\text{in}} \\ \text{CH}_4_{\text{in}} \\ \text{C}_2\text{H}_4_{\text{in}} \\ \text{H}_2\text{S}_{\text{in}} \end{pmatrix} \cdot 0.75 = \begin{pmatrix} 140 \\ 0.05 \\ 0.013 \\ 0.046 \\ 1.679 \times 10^{-3} \\ 0.434 \\ 0.035 \\ 5.248 \times 10^{-3} \\ 6.213 \times 10^{-5} \end{pmatrix} \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CO}_2\text{in} := \text{CO}'_2_{\text{in}} + \text{CO}''_2_{\text{in}} = 0.133 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{COin} := \text{CO}'_{\text{in}} + \text{CO}''_{\text{in}} = 0.379 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{in} := \text{H}''_2_{\text{in}} + \text{H}'_2_{\text{in}} = 0.191 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{N}_2\text{in} := \text{N}'_2_{\text{in}} + \text{N}''_2_{\text{in}} = 0.758 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{Oin} := \text{H}_2'\text{O}_{\text{in}} + \text{H}_2\text{O}''_{\text{in}} = 0.499 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CH}_4\text{in} := \text{CH}''_4_{\text{in}} = 0.035 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{in} := \text{C}_2\text{H}''_4_{\text{in}} = 5.248 \times 10^{-3} \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{Sin} := \text{H}_2\text{S}'_{\text{in}} = 6.213 \times 10^{-5} \cdot \text{m}^3$$

$$y := \begin{pmatrix} \text{CO}_2\text{in} \\ \text{COin} \\ \text{H}_2\text{in} \\ \text{N}_2\text{in} \\ \text{H}_2\text{Oin} \\ \text{CH}_4\text{in} \\ \text{C}_2\text{H}_4\text{in} \\ \text{H}_2\text{Sin} \end{pmatrix}$$

Суммарный объем генераторного газа с 1 кг топлива

$$x := \sum y = 2 \cdot \text{m}^3$$

Состав генераторного газа:

$$y' := \frac{y}{x} = \begin{pmatrix} 6.661 \\ 18.923 \\ 9.545 \\ 37.882 \\ 24.966 \\ 1.757 \\ 0.262 \\ 3.106 \times 10^{-3} \end{pmatrix} \cdot \%$$

Теплота сгорания генераторного газа

$$Q_{H_in} = 3018 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{CO}_{in}}{x} + 2579 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{H}_2_{in}}{x} + 8555 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{CH}_4_{in}}{x} + 14107 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{C}_2\text{H}_4_{in}}{x} + 5600 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{H}_2\text{S}_{in}}{x}$$

$$Q_{H_in} = 4.207 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$$

Для торрефицированных пеллет

$$\frac{C'_{_tor}}{12 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 0.033 \text{ mol}$$

$$\frac{\text{H}_2\text{O}'_{_tor}}{18 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} + \frac{2 \cdot \text{O}'_{_tor}}{32 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 6.014 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

$$\frac{\text{H}'_{_tor}}{2 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} + \frac{\text{H}_2\text{O}'_{_tor}}{18 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 7.635 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

Система уравнений

Given

$$\text{CO}_2_{_tor} + \text{CO}_{_tor} = 0.033 \text{ mol}$$

$$2 \cdot \text{CO}_2_{_tor} + \text{CO}_{_tor} + \text{H}_2\text{O}_{_tor} = 0.53 \text{N}_2_{_tor} + 6.014 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

$$\text{H}_2_{_tor} + \text{H}_2\text{O}_{_tor} = 7.635 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

$$\frac{\text{CO}_{\text{tor}} \cdot \text{H}_2\text{O}_{\text{tor}}}{\text{CO}_2_{\text{tor}} \cdot \text{H}_2_{\text{tor}}} = 2$$

$$\begin{aligned}
 & 8100 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot C'_{\text{tor}} + 24600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot H'_{\text{tor}} - 2600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot O'_{\text{tor}} - 600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot \text{H}_2\text{O}'_{\text{tor}} + \blacksquare \\
 & \blacksquare + c_{\Theta_{\text{voz}_{20}}} \cdot \frac{N_2_{\text{tor}}}{1 - 0.21} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} + \text{Tk} \cdot c_K \cdot Gk_{\text{tor}} = 67636 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \cdot \text{CO}_{\text{tor}} + \blacksquare \\
 & \blacksquare + 57798 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \cdot \text{H}_2_{\text{tor}} + c_{\Theta_{\text{CO}}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{CO}_{\text{tor}} + c_{\Theta_{\text{H}_2}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{H}_2_{\text{tor}} + \blacksquare \\
 & \blacksquare + c_{\Theta_{\text{N}_2}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{N}_2_{\text{tor}} + c_{\Theta_{\text{CO}_2}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{CO}_2_{\text{tor}} + c_{\Theta_{\text{H}_2\text{O}}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \text{H}_2\text{O}_{\text{tor}} + \blacksquare \\
 & \blacksquare + q_{\text{ok}} \cdot (0.029 \text{ mol}) + c_{\Theta_{\text{ost}}} \cdot \text{Pil}_{\text{tor}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}_2_{\text{tor}} \\ \text{CO}_{\text{tor}} \\ \text{H}_2_{\text{tor}} \\ \text{N}_2_{\text{tor}} \\ \text{H}_2\text{O}_{\text{tor}} \end{pmatrix} := \text{Find}(\text{CO}_2_{\text{tor}}, \text{CO}_{\text{tor}}, \text{H}_2_{\text{tor}}, \text{N}_2_{\text{tor}}, \text{H}_2\text{O}_{\text{tor}})$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}_2_{\text{tor}} \\ \text{CO}_{\text{tor}} \\ \text{H}_2_{\text{tor}} \\ \text{N}_2_{\text{tor}} \\ \text{H}_2\text{O}_{\text{tor}} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} -9.811 \times 10^{-4} \\ 0.034 \\ 8.103 \times 10^{-3} \\ 0.048 \\ -4.679 \times 10^{-4} \end{pmatrix} \text{ mol}$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}'_2_{\text{tor}} \\ \text{CO}'_{\text{tor}} \\ \text{H}'_2_{\text{tor}} \\ \text{N}'_2_{\text{tor}} \\ \text{H}_2\text{O}'_{\text{tor}} \end{pmatrix} := 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \begin{pmatrix} -\text{CO}_2_{\text{tor}} \\ \text{CO}_{\text{tor}} \\ \text{H}_2_{\text{tor}} \\ \text{N}_2_{\text{tor}} \\ -\text{H}_2\text{O}_{\text{tor}} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.022 \\ 0.761 \\ 0.182 \\ 1.079 \\ 0.01 \end{pmatrix} \cdot \text{m}^3$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}''_2\text{ _tor} \\ \text{CO}''\text{ _tor} \\ \text{H}''_2\text{ _tor} \\ \text{N}''_2\text{ _tor} \\ \text{H}_2\text{O}''\text{ _tor} \\ \text{CH}''_4\text{ _tor} \\ \text{C}_2\text{H}''_4\text{ _tor} \\ \text{H}_2\text{S}'\text{ _tor} \end{pmatrix} := \begin{pmatrix} \text{CO}_2\text{ _tor} \\ \text{CO}\text{ _tor} \\ \text{H}_2\text{ _tor} \\ \text{N}\text{ _tor} \\ \text{Wh}_20\text{ _tor} \\ \text{CH}_4\text{ _tor} \\ \text{C}_2\text{H}_4\text{ _tor} \\ \text{H}_2\text{S}\text{ _tor} \end{pmatrix} \cdot 0.75 = \begin{pmatrix} 143 \\ 0.065 \\ 0.012 \\ 0.088 \\ 2.965 \times 10^{-4} \\ 0.207 \\ 0.05 \\ 7.473 \times 10^{-3} \\ 4.095 \times 10^{-5} \end{pmatrix} \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CO}_2\text{tor} := \text{CO}'_2\text{ _tor} + \text{CO}''_2\text{ _tor} = 0.086 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{COtor} := \text{CO}'\text{ _tor} + \text{CO}''\text{ _tor} = 0.773 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{tor} := \text{H}''_2\text{ _tor} + \text{H}'_2\text{ _tor} = 0.269 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{N}_2\text{tor} := \text{N}'_2\text{ _tor} + \text{N}''_2\text{ _tor} = 1.08 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{Otor} := \text{H}_2'\text{O}\text{ _tor} + \text{H}_2\text{O}''\text{ _tor} = 0.218 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CH}_4\text{tor} := \text{CH}''_4\text{ _tor} = 0.05 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{tor} := \text{C}_2\text{H}''_4\text{ _tor} = 7.473 \times 10^{-3} \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{Stor} := \text{H}_2\text{S}'\text{ _tor} = 4.095 \times 10^{-5} \cdot \text{m}^3$$

$$y'' := \begin{pmatrix} \text{CO}_2\text{tor} \\ \text{COtor} \\ \text{H}_2\text{tor} \\ \text{N}_2\text{tor} \\ \text{H}_2\text{Otor} \\ \text{CH}_4\text{tor} \\ \text{C}_2\text{H}_4\text{tor} \\ \text{H}_2\text{Stor} \end{pmatrix}$$

Суммарный объем генераторного газа с 1 кг топлива

$$x' := \sum y'' = 2.484 \cdot \text{m}^3$$

Состав генераторного газа:

$$y' := \frac{y''}{x'} = \begin{pmatrix} 3.482 \\ 31.117 \\ 10.849 \\ 43.466 \\ 8.768 \\ 2.016 \\ 0.301 \\ 1.649 \times 10^{-3} \end{pmatrix} \cdot \%$$

Теплота сгорания генераторного газа

$$Q_{H_tor} = 3018 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{CO}_{tor}}{x'} + 2579 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{H2}_{tor}}{x'} + 8555 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{CH4}_{tor}}{x'} +$$

$$+ 14107 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{C2H4}_{tor}}{x'} + 5600 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{H2S}_{tor}}{x'}$$

$$Q_{H_tor} = 6.003 \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$$

Для торфа

$$\frac{C'_t}{12 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 0.02 \text{ mol}$$

$$\frac{\text{H2O}'_t}{18 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} + \frac{2 \cdot \text{O}'_t}{32 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 8.499 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

$$\frac{\text{H}'_t}{2 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} + \frac{\text{H2O}'_t}{18 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 9.781 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

Система уравнений

Given

$$\text{CO}_{2_t} + \text{CO}_t = 0.02 \text{ mol}$$

$$2 \cdot \text{CO}_{2_t} + \text{CO}_t + \text{H2O}_t = 0.53 \text{N}_{2_t} + 8.499 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

$$\text{H}_{2_t} + \text{H2O}_t = 9.781 \times 10^{-3} \text{ mol}$$

$$\frac{CO_t \cdot H2O_t}{CO2_t \cdot H2_t} = 2$$

$$8100 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot C'_t + 24600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot H'_t - 2600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot O'_t - 600 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \cdot H2O'_t +$$

$$+ c_{\Theta_{\text{voz}_20}} \cdot \frac{N2_t}{1 - 0.21} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} + Tk \cdot c_K \cdot Gk_t = 67636 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \cdot CO_t +$$

$$+ 57798 \frac{\text{kcal}}{\text{mol}} \cdot H2_t + c_{\Theta_{\text{co}}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot CO_t + c_{\Theta_{\text{h2}}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot H2_t +$$

$$+ c_{\Theta_{\text{n2}}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot N2_t + c_{\Theta_{\text{co2}}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot CO2_t + c_{\Theta_{\text{h2o}}} \cdot 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot H2O_t +$$

$$+ q_{\text{ok}} \cdot (0.029 \text{ mol}) + c_{\Theta_{\text{ost}}} \cdot Pil_t$$

$$\begin{pmatrix} CO2_t \\ CO_t \\ H2_t \\ N2_t \\ H2O_t \end{pmatrix} := \text{Find}(CO2_t, CO_t, H2_t, N2_t, H2O_t)$$

$$\begin{pmatrix} CO2_t \\ CO_t \\ H2_t \\ N2_t \\ H2O_t \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 4.077 \times 10^{-3} \\ 0.016 \\ 6.469 \times 10^{-3} \\ 0.036 \\ 3.312 \times 10^{-3} \end{pmatrix} \text{ mol}$$

$$\begin{pmatrix} CO'2_t \\ CO'_t \\ H'2_t \\ N'2_t \\ H2'O_t \end{pmatrix} := 22.4 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \cdot \begin{pmatrix} CO2_t \\ CO_t \\ H2_t \\ N2_t \\ H2O_t \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.091 \\ 0.357 \\ 0.145 \\ 0.798 \\ 0.074 \end{pmatrix} \cdot \text{m}^3$$

$$\begin{pmatrix} \text{CO}''_{2_t} \\ \text{CO}''_{_t} \\ \text{H}''_{2_t} \\ \text{N}''_{2_t} \\ \text{H}_2\text{O}''_{_t} \\ \text{CH}''_{4_t} \\ \text{C}_2\text{H}''_{4_t} \\ \text{H}_2\text{S}'_{_t} \end{pmatrix} := \begin{pmatrix} \text{CO}_{2_t} \\ \text{CO}_{_t} \\ \text{H}_{2_t} \\ \text{N}_{_t} \\ \text{Wh}_{20_t} \\ \text{CH}_{4_t} \\ \text{C}_2\text{H}_{4_t} \\ \text{H}_2\text{S}_{_t} \end{pmatrix} \cdot 0.75 = \begin{pmatrix} 0.032 \\ 0.017 \\ 0.064 \\ 8.517 \times 10^{-3} \\ 0.472 \\ 0.028 \\ 4.223 \times 10^{-3} \\ 7.455 \times 10^{-4} \end{pmatrix} \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CO}_{2t} := \text{CO}'_{2_t} + \text{CO}''_{2_t} = 0.124 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CO}_t := \text{CO}'_{_t} + \text{CO}''_{_t} = 0.374 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_{2t} := \text{H}''_{2_t} + \text{H}'_{2_t} = 0.209 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{N}_{2t} := \text{N}'_{2_t} + \text{N}''_{2_t} = 0.807 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{O}_t := \text{H}_2\text{O}'_{_t} + \text{H}_2\text{O}''_{_t} = 0.546 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{CH}_{4t} := \text{CH}''_{4_t} = 0.028 \cdot \text{m}^3$$

$$\text{C}_2\text{H}_{4t} := \text{C}_2\text{H}''_{4_t} = 4.223 \times 10^{-3} \cdot \text{m}^3$$

$$\text{H}_2\text{S}_t := \text{H}_2\text{S}'_{_t} = 7.455 \times 10^{-4} \cdot \text{m}^3$$

$$y''_{_t} := \begin{pmatrix} \text{CO}_{2t} \\ \text{CO}_t \\ \text{H}_{2t} \\ \text{N}_{2t} \\ \text{H}_2\text{O}_t \\ \text{CH}_{4t} \\ \text{C}_2\text{H}_{4t} \\ \text{H}_2\text{S}_t \end{pmatrix}$$

Суммарный объем генераторного газа с 1 кг топлива

$$x'_t := \sum y''_t = 2.093 \cdot \text{m}^3$$

Состав генераторного газа:

$$y'_t := \frac{y''_t}{x'_t} = \begin{pmatrix} 5.912 \\ 17.874 \\ 9.985 \\ 38.547 \\ 26.093 \\ 1.352 \\ 0.202 \\ 0.036 \end{pmatrix} \cdot \%$$

Теплота сгорания генераторного газа

$$Q_{H_t} = 3018 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{COt}}{x'_t} + 2579 \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{H2t}}{x'_t} + 8555 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{CH4t}}{x'_t} +$$

$$+ 14107 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{C2H4t}}{x'_t} + 5600 \cdot \frac{\text{kcal}}{\text{m}^3} \cdot \frac{\text{H2St}}{x'_t}$$

$$Q_{H_t} = 3.948 \cdot \frac{\text{MJ}}{\text{m}^3}$$

Химический КПД

$$\eta_{x_in} := \frac{Q_{H_in} \cdot x}{\text{LHV}_{r2_in} \cdot 1\text{kg}} = 67.679 \cdot \%$$

$$\eta_{x_tor} := \frac{Q_{H_tor} \cdot x'}{\text{LHV}_{r2_tor} \cdot 1\text{kg}} = 70.849 \cdot \%$$

$$\eta_{x_t} := \frac{Q_{H_t} \cdot x'_t}{\text{LHV}_{r2_t} \cdot 1\text{kg}} = 71.59 \cdot \%$$