

Федеральное государственное бюджетное учреждение науки  
Объединенный институт высоких температур РАН

На правах рукописи

**ЛАВРЕНОВ Владимир Александрович**

Экспериментальное исследование процесса двухстадийной термической  
конверсии древесной биомассы в синтез-газ

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 ОБЗОР СУЩЕСТВУЮЩИХ МЕТОДОВ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В ЭНЕРГЕТИКЕ .....	15
1.1 Основные методы использования древесной биомассы в энергетике .....	16
1.1.1 Сжигание.....	16
1.1.2 Газификация .....	17
1.1.3 Пиролиз.....	32
1.1.4 Биохимические методы .....	37
1.2 Получение электроэнергии из древесной биомассы .....	38
1.2.1 Использование продуктов прямого сжигания древесной биомассы .....	39
1.2.2 Использование продуктов газификации древесной биомассы .....	42
1.3 Методы очистки и кондиционирования генераторного газа .....	46
1.4 Экологические аспекты использования древесной биомассы в энергетике .....	50
Выводы по главе 1.....	52
2 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ .....	55
2.1 Методика эксперимента.....	55
2.2 Термогравиметрический и элементный анализ древесной биомассы.....	59
2.3 Изучение зависимости удельного выхода синтез-газа от соотношения масс коксового остатка и исходной биомассы .....	61
2.4 Определение удельного содержания смол и влаги в синтез-газе .....	65
2.5 Расчёт объёма реактора крекинга модуля термохимической конверсии ..	71
Выводы по главе 2.....	77

3	ИССЛЕДОВАНИЕ ХАРАКТЕРИСТИК УСТАНОВКИ ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ .....	78
3.1	Разработка и испытание модуля термохимической конверсии древесной биомассы в синтез-газ .....	78
3.1.1	Принципиальная схема модуля термохимической конверсии .....	78
3.1.2	Расчёт и конструирование модуля термохимической конверсии.....	80
3.1.3	Проведение испытаний и результаты.....	83
3.2	Расчёт основных параметров работы модуля термохимической конверсии .....	88
3.3	Методы увеличения КПД модуля термохимической конверсии.....	97
	Выводы по главе 3 .....	107
4	ВОЗМОЖНЫЕ СФЕРЫ ПРАКТИЧЕСКОГО ПРИМЕНЕНИЯ УСТАНОВОК ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ .....	109
4.1	Когенерационный энерготехнологический комплекс на базе газопоршневого двигателя.....	109
4.1.1	Структура комплекса .....	109
4.1.2	Проведение испытаний и результаты.....	114
4.2	Замещение жидкого топлива в существующих жидкотопливных котельных .....	115
4.2.1	Структура комплекса .....	116
4.2.2	Проведение испытаний и результаты.....	120
4.3	Получение жидких топлив.....	124
4.4	Оценка экономической эффективности электростанции на базе установки двухстадийной термической конверсии .....	124
	Выводы по главе 4.....	131
	ЗАКЛЮЧЕНИЕ .....	132
	Список использованных источников .....	133
	Приложение А Письмо о внедрении .....	151

## ВВЕДЕНИЕ

Мировая энергетика и транспортный сектор начала XXI века практически полностью ориентированы на использование традиционных ископаемых энергоресурсов: нефти, природного газа и каменного угля. Общеизвестным является мнение, что мировые запасы ископаемых углеводородных топлив ограничены и не успевают возобновляться в объемах, сравнимых с потреблением. Так мировое потребление первичных ископаемых энергоресурсов за 2015 год достигло значения 11323,4 млн т. н. э. (тонн нефтяного эквивалента: 1 т. н. э. = 41,868 ГДж), из которых на долю России пришлось 584 млн т. н. э. или 5,16 %. Для сравнения мировое потребление возобновляемых энергоресурсов (за исключением гидроэнергетических) за тот же период составило 364,9 млн т. н. э. или 3,22 % (для России 0,1 млн т. н. э. или 0,017 % соответственно). Если принять неизменным существующий темп потребления, то разведанные (на конец 2015 года) запасы нефти иссякнут через 50,7 лет, природного газа – через 52,8 лет, угля – через 114 лет [1].

Непрерывно растущее потребление ископаемых топливных ресурсов в долгосрочной перспективе приведёт не только к их истощению, но также значительно усилит глобальный парниковый эффект, главным образом связанный с выбросом углекислого газа в атмосферу. За 2015 год в атмосферу было выброшено 33,5 млрд тонн диоксида углерода [1]. Климатические исследования, направленные на выявление связи между выбросами парниковых газов и глобальным потеплением, позволили достоверно установить близкую к линейной зависимость между изменением среднегодовой температуры на планете и количеством накопленного в атмосфере углекислого газа [2]. Эмиссионный бюджет CO<sub>2</sub>, определяемый из целевого допустимого уровня глобального потепления (величина 2°C является наиболее общепризнанной предельно допустимой величиной,

поддержанной главами 140 государств на международных переговорах по изменению климата) устанавливает предельную величину будущих совокупных выбросов диоксида углерода. Применительно к энергетике это означает, что развитым странам необходимо немедленно достичь показателей темпа снижения эмиссии порядка 8 – 10 % в год, что является заведомо несовместимым с экономическим ростом [3]. В мировой экономике уже сегодня наметилась тенденция к замораживанию крупных угольных проектов, поскольку уголь является наиболее «грязным» из ископаемых углеводородных топлив с точки зрения выбросов парниковых газов. При этом крайне важной представляется переориентация угольных инвестиций в развитие энергоустановок на основе возобновляемых источников энергии (ВИЭ). Так, например, в Евросоюзе ещё в начале века было законодательно закреплено, что к 2010 году 5,75 %, а к 2020 году 8 % от всех видов топлива для транспорта должны быть получены из возобновляемых источников энергии [4]. Это означает, что уже сейчас необходимы адекватные производственные мощности. В соответствии с принципом спроса и предложения, по мере исчерпания мировых запасов и уменьшения объёмов добычи ископаемых углеводородных топлив цены на данные энергоносители неизбежно будут расти, вследствие чего начнётся развитие прежде нерентабельных альтернативных, в том числе возобновляемых источников энергии.

Биомасса, после гидроэнергетики, является крупнейшим по использованию в мировом хозяйстве возобновляемым энергоресурсом. Биомасса – это совокупная масса растительных и животных организмов, присутствующих в биогеоценозе, которая составляет примерно  $2,4 \cdot 10^{15}$  тонн. Ежегодно образуется около 150 – 200 млрд тонн биомассы. По запасам биомасса является шестым из доступных на настоящий момент источников энергии после горючих сланцев, урана, угля, нефти и природного газа.

Производство электроэнергии на основе биомассы в 2015 году составило порядка 0,4 ПВт·ч (1,66 % общемировой генерации – 24,1 ПВт·ч) [1].

Основным видом биомассы, традиционно используемым человечеством для обогрева жилищ и приготовления пищи на протяжении многих столетий, была древесина, однако уже в недалёком будущем она может повсеместно использоваться в энергетике и на химических производствах. Древесное вещество в среднем содержит около 49 % углерода, 44 % кислорода, 6 % водорода, а также порядка 0,5 % азота и 0,1 % серы (в пересчете на сухое беззольное состояние), элементный состав для древесины различных пород практически одинаков. Древесная биомасса представляет собой возобновляемый энергоресурс, одновременно являющийся экологичным видом топлива и перспективным сырьём для получения синтез-газа.

Ресурсы древесной биомассы в России огромны: по данным Федерального агентства лесного хозяйства на 1 января 2013 года общий запас древесины составляет  $83022,4 \cdot 10^6$  м<sup>3</sup>; 69 % территории Российской Федерации составляют земли лесного фонда и земли иных категорий, на которых расположены леса, 46,5 % покрыто лесами, доля которых в общемировых запасах составляет около 24 % [5]. Однако распределены эти ресурсы неравномерно, наибольшие запасы древесины находятся в восточных (Сибирский федеральный округ – 40,3 %, Дальневосточный федеральный округ – 24,9 %) и северных регионах (Северо-Западный федеральный округ – 12,5 %), характеризующихся крайне низкой плотностью населения. Около 70 % территории России не имеет централизованного энергоснабжения [6]. Удаленные от централизованного тепло- и энергоснабжения населенные пункты зачастую имеют малую, дизельную генерацию, которая представляет собой один из наиболее сложных сегментов энергетической отрасли, поскольку ей присущи многие трудности,

создаваемые значительной территориальной разобщенностью, осложнённой сезонным характером завоза энергоресурсов, а также тарифным регулированием. Это, в свою очередь, определяет экономическую целесообразность использования новых методов получения энергии на основе древесной биомассы, которая часто оказывается доступна в местах, где нет ископаемых топлив, либо их добыча экономически нецелесообразна или технически невозможна.

Можно выделить шесть основных методов переработки биомассы для использования в энергетике: прямое сжигание с получением тепловой энергии и возможностью её последующего преобразования в электрическую, например, с помощью паросилового цикла; анаэробное сбраживание с получением богатого метаном газа; ферментация для получения спиртов; экстракция масел для производства биодизеля; пиролиз для получения биоугля, жидкой фракции и газа; газификация для максимально полной конверсии сырья в газ. За этими методами может следовать целый ряд средств вторичной переработки в зависимости от специфики конечного продукта. При переработке лигниноцеллюлозной биомассы стратегические преимущества имеют термические технологии, а также активно развивающиеся методы целлюлозной ферментации [7], при этом одной из наиболее универсальных технологий является газификация, поскольку получаемый при переработке биомассы газ может быть использован как для высокоэффективной когенерации, так и для производства химических веществ и синтетических топлив.

До наступления внезапного и всеобъемлющего заката эпохи газогенераторов, наступившего в середине XX века и обусловленного бурным развитием нефтегазового промысла, технологии и оборудование газификации конденсированных топлив играли первостепенное значение в транспортном и энергетическом секторах США и большинства европейских

стран, в том числе России. Продукты газификации использовались повсеместно: на электростанциях, для освещения улиц городов и домов, в быту для приготовления пищи, в качестве топлива для автомобилей, тракторов, поездов, танков, теплоходов и даже дирижаблей (т.н. «блау-газ»). Мировое производство искусственного горючего газа достигало нескольких десятков миллиардов кубометров в год. Однако быстрое освоение технологий добычи и переработки ископаемых жидких и газообразных углеводородных топлив сделало процессы газификации неконкурентоспособными. Это в кратчайшие сроки привело к повсеместному исчезновению газогенераторного оборудования в производстве и на транспорте, а также к практически полной утрате интереса к газификации твердых топлив в целом [8].

Газификация древесной биомассы может рассматриваться как перспективное направление для производства биотоплив второго поколения (имеющих лигнино-целлюлозную основу взамен традиционной: растительных масел, сахаров или крахмала). Для использования в области химического синтеза необходима качественная подготовка газа, полученного методами газификации. При использовании древесной биомассы основную часть нежелательных примесей составляют частицы углистого вещества и смолы. Естественным образом исчезают проблемы, связанные с удалением из газа таких веществ, как сероводород, а также ряда вторичных загрязняющих веществ, таких как серная кислота и щелочные металлы, характерных для газификации угля или бытовых отходов. Тем не менее, высокая стоимость газоочистки чаще всего является главным препятствием на пути широкого внедрения подобных технологий [9].

В данной работе рассматривается метод двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ, сочетающий пиролиз и последующий высокотемпературный крекинг летучих продуктов на



коксовом остатке биомассы. Данный метод обладает рядом преимуществ перед традиционными методами паровоздушной газификации в прямоточных (обращенного типа) газогенераторах:

- получаемый газ не забалластирован азотом и углекислым газом (объемное содержание не превышает 2 % и 6 % соответственно), поскольку процесс протекает без доступа воздуха, что обеспечивает более высокую удельную теплоту сгорания (среднекалорийный газ, 10 – 11 МДж/м<sup>3</sup>), а также расширяет возможности его использования для химического синтеза;

- суммарное объемное содержание водорода (H<sub>2</sub>) и монооксида углерода (CO) в газе составляет более 90 %;

- водород и монооксид углерода в газе находятся приблизительно в равном объемном соотношении, при этом объем H<sub>2</sub> может быть дополнительно увеличен при равном уменьшении объема CO за счёт проведения реакции конверсии водяного газа внутри установки;

- газ практически не содержит пиролизных смол и частиц углистого вещества, что позволяет существенно упростить систему газоочистки для большинства применений.

Газогенераторные технологии сегодня переживают очередной этап активного развития благодаря глобальному осознанию необходимости поиска достойной замены ископаемым топливам. Технологии термической конверсии биомассы, эволюционируя, приобретают современный облик, отвечающий жестким экологическим и экономическим требованиям. Промышленное внедрение предложенного метода позволит экономически эффективно производить универсальный синтез-газ, являющийся одновременно энергоносителем для когенерационных установок и сырьём для синтеза жидких топлив, масел, смазок и других химических веществ.

Часть работы выполнена в рамках Соглашения о предоставлении субсидии № 14.607.21.0073 от 20.10.2014 г. по теме «Разработка технических

решений для создания политопливных теплогенерирующих систем на местных и возобновляемых топливных ресурсах».

### **Цель работы**

Исследование процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ, определение оптимальных (с точки зрения получения максимального удельного выхода синтез-газа и допустимого значения удельного содержания смол) параметров процесса переработки, создание установки термохимической конверсии непрерывного действия, исследование свойств получаемого синтез-газа, изучение совместной работы установки конверсии в составе когенерационного энерготехнологического комплекса и в составе отопительной котельной.

Для достижения поставленной цели решались следующие основные **задачи**:

1. Экспериментальные исследования влияния основных режимных параметров процесса двухстадийной термической конверсии на удельный выход синтез-газа и содержание смол и влаги.
2. Реализация процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ в установке непрерывного действия.
3. Исследование характеристик работы опытного образца установки с газопоршневым электроагрегатом и жидкотопливным водогрейным котлом, переоборудованным для совместного сжигания дизельного топлива и синтез-газа, полученного при конверсии древесной биомассы.

### **Научная новизна работы**

1. Впервые реализован непрерывный процесс двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ, сочетающий пиролиз и последующий высокотемпературный крекинг летучих продуктов на коксовом остатке биомассы, и получены экспериментальные данные об удельном выходе и химическом составе образующегося синтез-газа.

2. Получены новые экспериментальные данные о зависимости удельного содержания смол и влаги в синтез-газе от температурного режима проведения процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы.

### **Практическая значимость работы**

1. Экспериментально подтверждена возможность реализации процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ в опытной установке непрерывного действия.

2. Создан и испытан типовой модуль термохимической конверсии опытного образца установки производительностью 6 кг/ч по исходной биомассе. Произведена оценка энергетической эффективности переработки, а также определено направление усовершенствования установки конверсии.

3. Экспериментально осуществлена совместная работа установки конверсии с газопоршневым электроагрегатом и жидкотопливным водогрейным котлом, переоборудованным для совместного сжигания дизельного топлива и синтез-газа, полученного при конверсии древесной биомассы.

### **Внедрение результатов работы**

Результаты исследований использованы при переоборудовании отопительной жидкотопливной котельной производственного предприятия ООО «Энергонезависимость» (г. Нижний Новгород) с целью частичного или полного замещения дизельного топлива синтез-газом, полученным методом двухстадийной термической конверсии древесной биомассы.

### **Положения, выносимые на защиту**

1. Технология непрерывной двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ.

2. Результаты экспериментальных исследований процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ.

3. Метод расчёта объёма реактора крекинга установки двухстадийной термической конверсии.

4. Аппаратная реализация процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ в установке непрерывного действия производительностью 6 кг/ч по исходной биомассе.

5. Результаты решения задачи оптимизации схемных решений с целью увеличения эффективности установки двухстадийной термической конверсии.

#### **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. Всероссийская молодежная научно-техническая конференция «Энергосбережение в секторе исследований и разработок: существующий потенциал и перспективы развития», Москва, 2012;

3. XXVIII International Conference on Interaction of Intense Energy Fluxes with Matter, Elbrus, 2013;

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

5. Sardinia 2013 - Fourteenth International Waste Management and Landfill Symposium, Sardinia, Italy, 2013;

6. Всероссийская молодежная научно-техническая конференция «Энергоэффективность: опыт и перспективы», Москва, 2013;
7. XX международная научно-техническая конференция студентов и аспирантов «Радиоэлектроника, электротехника и энергетика», Москва, 2014;
8. XXIX International Conference on Equations of State for Matter, Elbrus, 2014;
9. Международная конференция с элементами научной школы «Актуальные проблемы энергосбережения и энергоэффективности в технических системах», Тамбов, 2014;
10. Первая международная конференция «Финансирование проектов по энергосбережению и ВИЭ. Практика реализации энергосервисных контрактов в России и странах СНГ», Москва, 2014;
11. Международный форум «Крым hi-tech – 2014», Севастополь, 2014;
12. VII международная школа-семинар молодых ученых и специалистов «Энергосбережение – теория и практика», Москва, 2014;
13. 5-th International Symposium on Energy from Biomass and Waste “Venice 2014”, Venice, Italy, 2014;
14. XXX International Conference on Interaction of Intense Energy Fluxes with Matter, Elbrus, 2015;
15. 2-я международная конференция с элементами научной школы «Актуальные проблемы энергосбережения и энергоэффективности в технических системах», Тамбов, 2015;
16. IV международная конференция «Возобновляемая энергетика: проблемы и перспективы», Махачкала, 2015;
17. Международный Конгресс «Возобновляемая энергетика XXI век: энергетическая и экономическая эффективность», Москва, 2015;

18. XXXI International Conference on Equations of State for Matter, Elbrus, 2016;

19. International Conference “Photosynthesis Research for Sustainability”, Pushchino, 2016.

По материалам диссертации опубликованы 22 печатные работы, в том числе 3 статьи в журналах из перечня ВАК и 2 статьи в журнале, входящем в реферативные базы данных Scopus и Web of Science.

### **Структура и объем диссертационной работы**

Диссертация включает введение, четыре главы, заключение и список литературы (146 наименований). Работа изложена на 152 страницах текста, содержит 32 рисунка, 26 таблиц и 1 приложение.

### **Благодарности**

Автор выражает благодарность научному руководителю д.т.н. Виктору Михайловичу Зайченко за создание уникальной рабочей атмосферы в лаборатории, в которой были проведены экспериментальные исследования, являющиеся основой настоящей диссертации. Автор искренне признателен к.ф.-м.н. Владимиру Александровичу Синельщикову за постоянную экспертную помощь при постановке и проведении научных опытов, всестороннюю поддержку и вдумчивую редакторскую работу над материалами диссертации. Автор также признателен д.т.н. Леониду Бенциановичу Директору за неоценимую помощь на всех этапах подготовки и написания диссертационной работы.

## 1 ОБЗОР СУЩЕСТВУЮЩИХ МЕТОДОВ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В ЭНЕРГЕТИКЕ

Древесина – древнейший вид топлива. По мере развития человеческой цивилизации её доля в топливном балансе постепенно уменьшалась, что было обусловлено рядом объективных причин, главнейшей из которых является несоизмеримые с возможностями воспроизводства древесины потребности топливно-энергетического комплекса. Древесная биомасса представляет собой многообразие органических веществ, которые образуются в результате жизнедеятельности древовидных растений. С точки зрения энергетического использования среди всего многообразия видов древесной биомассы наибольшее практическое значение имеют стволовая древесина, кора и биомасса элементов кроны деревьев [10]. При заготовке и переработке древесины только 28% первоначальной массы дерева превращается в пиломатериалы, остальная часть становится отходами. Древесная биомасса возобновляется при жизнедеятельности лесных массивов, однако лес, как природная система, может быть возобновляемым ресурсом только в том случае, если методы его управления устойчивые и экологически сбалансированные [11].

Россия обладает самыми большими в мире запасами леса, ей принадлежит 21 % мировых запасов леса на корню [12]. Общий запас древесины в России составляет более  $83 \cdot 10^9$  м<sup>3</sup>, что по приблизительным оценкам эквивалентно  $775 \cdot 10^{18}$  Дж, тогда как годовое потребление первичных энергоресурсов в России составляет  $24,5 \cdot 10^{18}$  Дж.

В главе описаны различные методы преобразования энергии древесной биомассы в электроэнергию. Рассмотрены способы конверсии древесной биомассы в газообразный энергоноситель, при этом особое внимание в главе уделено термохимическим технологиям. Дано краткое описание методов

очистки генераторного газа и обозначены основные экологические аспекты, связанные с применением древесной биомассы в энергетике.

### 1.1 Основные методы использования древесной биомассы в энергетике

Использование древесной биомассы в энергетике подразумевает такие способы переработки, при которых происходит целенаправленное превращение биохимической энергии древесной биомассы в другие виды энергии, как правило, тепловую, механическую и электрическую, а также в химическую энергию синтетических топлив. Наиболее распространённые на сегодняшний день методы переработки древесной биомассы для использования в энергетике можно условно разделить на две группы: термохимические и биохимические. К первым относятся сжигание, газификация и пиролиз. Ко вторым относятся анаэробное сбраживание и ферментация.

#### 1.1.1 Сжигание

Наиболее простым и распространённым способом получения тепловой энергии из древесной биомассы является её сжигание, которое представляет собой процесс окисления при избытке кислорода. Теплота сгорания древесины зависит от влажности и зольности, а также части дерева, используемой для сжигания. Для ствольной древесины в пересчёте на сухое беззольное состояние низшая теплота сгорания практически постоянна и равна 18,9 МДж/кг [10]. Основной целью сжигания является получение тепловой энергии, которая, в частности, может быть использована для последующей электрогенерации. Существует множество разнообразных топочных устройств, отличающихся назначением, конструкцией, видом и состоянием подаваемого топлива, производительностью и эффективностью [13, 14].



### 1.1.2 Газификация

Термохимическая газификация – процесс, направленный на получение газообразного энергоносителя из органической части конденсированного топлива, в частности древесной биомассы, протекающий за счёт частичного окисления сырья. Основными горючими компонентами газа, получаемого при газификации, являются водород и монооксид углерода, а также небольшое количество предельных и непредельных углеводородов, главным образом метан. Балластными газами в составе получаемого газа являются азот (при использовании воздушного дутья), диоксид углерода и пары воды. Кроме того, газ содержит различные примеси, такие как смолы, твердые частицы углистого вещества и золы. В качестве окислителя используются воздух, пар, кислород и их смеси. Максимальная температура процесса составляет 800 – 1500°C [15]. В табл. 1.1 представлены типичные химические реакции, протекающие в процессе газификации биомассы [16].

Таблица 1.1 – Типичные химические реакции газификации биомассы

№ п/п	Уравнение химической реакции	Тепловой эффект $\Delta H_{x.p.}^{298}$ , кДж/моль
Реакции с углеродом		
1	$C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$	+172
2	$C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$	+131
3	$C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$	-74,8
4	$C + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO$	-111
Реакции окисления		
5	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	-394
6	$CO + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO_2$	-284
7	$CH_4 + 2O_2 \leftrightarrow CO_2 + 2H_2O$	-803

Продолжение таблицы 1.1.

№ п/п	Уравнение химической реакции	Тепловой эффект $\Delta H_{\text{х.р.}}^{298}$ , кДж/моль
8	$H_2 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow H_2O$	-242
Реакция конверсии		
9	$CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$	-41,2
Реакции метанаии		
10	$2CO + 2H_2 \rightarrow CH_4 + CO_2$	-247
11	$CO + 3H_2 \leftrightarrow CH_4 + H_2O$	-206
12	$CO_2 + 4H_2 \rightarrow CH_4 + 2H_2O$	-165
Реакции реформинга		
13	$CH_4 + H_2O \leftrightarrow CO + 3H_2$	+206
14	$CH_4 + \frac{1}{2}O_2 \rightarrow CO + 2H_2$	-36

Газогенераторное оборудование может быть классифицировано в соответствии со следующими основными параметрами: тип окислителя (кислород, воздух или пар), диапазон рабочих температур, способ подвода теплоты, величина рабочего давления, а также способ подачи биомассы в газогенератор и направление перемещения биомассы и потоков теплоносителей внутри него.

Использование воздуха в качестве дутья является наиболее простой технологией, поскольку не требует специального оборудования для разделения воздуха [17]. Применение воздуха в качестве окислителя приводит к забалластированию генераторного газа азотом, высокое содержание которого снижает теплоту сгорания газа, а также существенно усложняет дальнейшую переработку продукта газификации в случае его использования для синтеза жидких углеводородов. При использовании воздушного дутья генераторный газ имеет высшую теплоту сгорания порядка

2 – 6 МДж/м<sup>3</sup> (здесь и далее в тексте метр кубический газа в соответствии с [18]). Газ применяется для сжигания в котлах, а после очистки – в газовых двигателях или турбинах. Полученный методами воздушной газификации генераторный газ оказывается непригодным для транспортировки по трубопроводу ввиду низкой энергетической плотности. Использование обогащённого кислородом воздуха или чистого кислорода в качестве дутья позволяет частично или полностью устранить описанные выше недостатки, однако приводит к сильному усложнению технологической цепочки и соответствующему удорожанию всего комплекса в целом. Газификация с использованием кислорода позволяет получить среднекалорийный газ (10 – 12 МДж/м<sup>3</sup>), пригодный для ограниченной транспортировки по трубопроводу и для использования в качестве синтез-газа с целью получения метанола, жидких топлив и других химических веществ.

К низкотемпературным газогенераторам (до 1000 – 1100°С) относится большинство существующих газогенераторов малой и средней производительности. Рабочая температура высокотемпературных газогенераторов обычно составляет более 1200°С. При таких высоких температурах, в основном, работают реакторы газификации в потоке [19], где сырьё полностью превращается в газообразный продукт в течение очень короткого промежутка времени, составляющего всего несколько секунд.

По способу подвода тепла в реакционную зону газогенераторы делятся на автотермические (за счёт частичного окисления биомассы непосредственно внутри реактора) и аллотермические (за счёт внешнего источника: при циркуляции твёрдого материала-теплоносителя, пара и т.п.).

Газогенераторы, работающие по принципу газификации под давлением, имеют более высокую максимальную производительность за счёт быстрого протекания химических реакций. Газ может подвергаться очистке без предварительного охлаждения. Кроме того, для последующего

каталитического синтеза топлив не требуется дополнительного сжатия. Поэтому при производстве синтез-газа и водорода требуются значительно меньшие затраты на дальнейшую очистку и подготовку газа [20]. Преимущества газификации под давлением также проявляются при использовании в крупных парогазотурбинных установках с внутрицикловой газификацией биомассы. В этом случае не требуется дополнительного сжатия газа перед подачей в камеру сгорания газовой турбины [16]. При рабочих давлениях выше 25 – 30 бар капитальные и эксплуатационные затраты для данного типа установок сильно увеличиваются.

По способу подачи биомассы в газогенератор, направлению перемещения биомассы и потоков теплоносителей внутри него выделяют следующие промышленно освоенные типы газогенераторов [21, 22]:

- противоточный газогенератор (прямой процесс) с неподвижным плотным слоем;
- прямоточный газогенератор (обращенный процесс) с неподвижным плотным слоем;
- газогенератор с псевдоожиженным кипящим слоем;
- газогенератор с псевдоожиженным циркулирующим слоем;
- газогенератор с двумя реакторами с псевдоожиженным циркулирующим и/или кипящим слоем;
- газогенератор газификации в потоке;
- плазменный газогенератор.

В противоточных газогенераторах (прямого процесса, рис. 1.1 а) с неподвижным плотным слоем (в англоязычной литературе «updraft fixed bed») биомасса подаётся в газогенератор сверху, а дутьё осуществляется снизу, так что биомасса и газы движутся внутри реактора в противоположных направлениях. Биомасса, перемещаясь по мере работы сверху вниз, вначале просушивается горячим газом, поступающим снизу, а

затем подвергается пиролизу с образованием коксового остатка, который движется вниз и частично окисляется, обеспечивая подвод необходимого количества теплоты. Максимальная температура в зоне окисления достигает  $1300^{\circ}\text{C}$ . Парообразные пиролизные продукты частично конденсируются на опускающейся холодной биомассе, а частично уносятся из реактора вместе с газом. Зола проходит через колосниковую решётку в нижнюю часть реактора, откуда затем удаляется. В результате получается богатый метаном и смолами газ. Концентрация смол в произведённом газе достигает  $10 - 100 \text{ г/м}^3$ , что ограничивает сферу применения такого газа сжиганием в расположенном в непосредственной близости от установки котле.

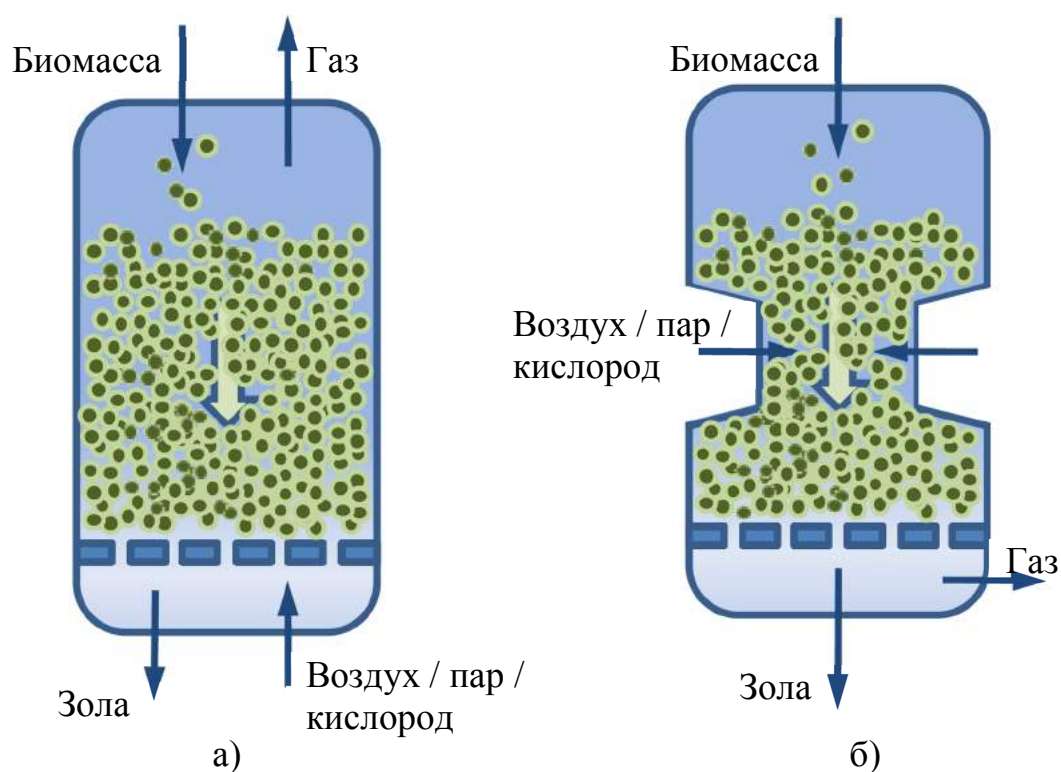


Рисунок 1.1 – Противоточный газогенератор (прямой процесс) (а) и прямоточный газогенератор (обращенный процесс) (б)

Основными преимуществами газогенераторов данного типа является высокая степень конверсии сырья, хороший теплообмен и низкая температура выходящего газа, что обеспечивает высокие показатели

эффективности. Противоточные газогенераторы могут работать с широким диапазоном видов и размеров исходного сырья (с/х отходы, опилки и т.д.), единичная тепловая мощность достигает 20 МВт. Среди недостатков процесса можно отметить возможность образования в слое сырья полых каналов, через которые может проникнуть существенное количество воздуха и привести к взрыву. Для предотвращения подобных ситуаций производится равномерное распределение сырья посредством шурования или постоянного движения колосниковой решётки [23]. В качестве примера функционирующих установок, работающих по принципу противоточной газификации биомассы, можно привести газогенераторы Bioneer фирмы Foster Wheeler Energia Oy [24].

В прямоточных газогенераторах (обращённого процесса, рис. 1.1 б) с неподвижным плотным слоем (в англоязычной литературе «*downdraft fixed bed*») биомасса подаётся в газогенератор сверху, а дутьё осуществляется через фурмы в средней части газогенератора, так что биомасса и газы движутся внутри реактора в одном направлении. Биомасса последовательно проходит зоны сушки, пиролиза, окисления и восстановления. Сушка и пиролиз происходят за счет тепла, образующегося в зоне окисления при частичном сжигании коксового остатка биомассы. В зоне восстановления влага, парообразные продукты пиролиза (частично разложившиеся в зоне окисления) и продукты окисления биомассы попадают в слой раскалённого коксового остатка, где происходит частичное восстановление  $\text{CO}_2$  до  $\text{CO}$ , а также протекают другие химические реакции (в основном эндотермические). Такая технология позволяет добиться очень низкого содержания смол в генераторном газе, обыкновенно находящегося в пределах  $50 - 500 \text{ мг/м}^3$ , что позволяет его использовать в газодизельных и газопоршневых электроагрегатах небольшой мощности. Примеры современных конструкций, использующих принцип прямоточной газификации, приведены в [25,26].

Разновидностью газогенераторов обращённого процесса являются газогенераторы с поперечным движением газа, в которых дутьё вводится в нижней части реактора сбоку, а газ отводится с противоположной стороны. В качестве примера можно привести серийно выпускаемый в середине XX века автомобильный газогенератор НАТИ-Г-21 [27], а пример одного из современных решений описан в [28].

Основным недостатком прямоточных газогенераторов является требовательность к качеству и размеру сырья. Например, при использовании биомассы с низкой насыпной плотностью возникают проблемы, связанные с неравномерностью распределения потока газов и существенным падением давления. Поэтому в газогенераторах обращённого процесса используется только фракционированная (щепа) или брикетированная/гранулированная древесная биомасса. По сравнению с противоточными, прямоточные газогенераторы более склонны к шлакообразованию. Среди менее значимых недостатков можно отметить несколько меньшую эффективность, обусловленную плохим внутренним теплообменом в слое, пониженную теплоту сгорания генераторного газа. Прямоточные газогенераторы, как правило, имеют тепловую мощность не более 1 – 2 МВт, что обусловлено необходимостью равномерного поддержания температурных параметров по всему сечению установки.

Основное преимущество газогенераторов с поперечным движением газа – возможность работы в очень малых масштабах и малое время запуска, которое составляет всего 5 – 10 минут. В совокупности с системой газоочистки (циклон и горячий фильтр) может использоваться с небольшими газовыми двигателями в составе малых стационарных и мобильных когенерационных установок мощностью до 10 кВт. Среди недостатков следует выделить необходимость использования предварительно карбонизированного сырья (например, древесного угля) для обеспечения

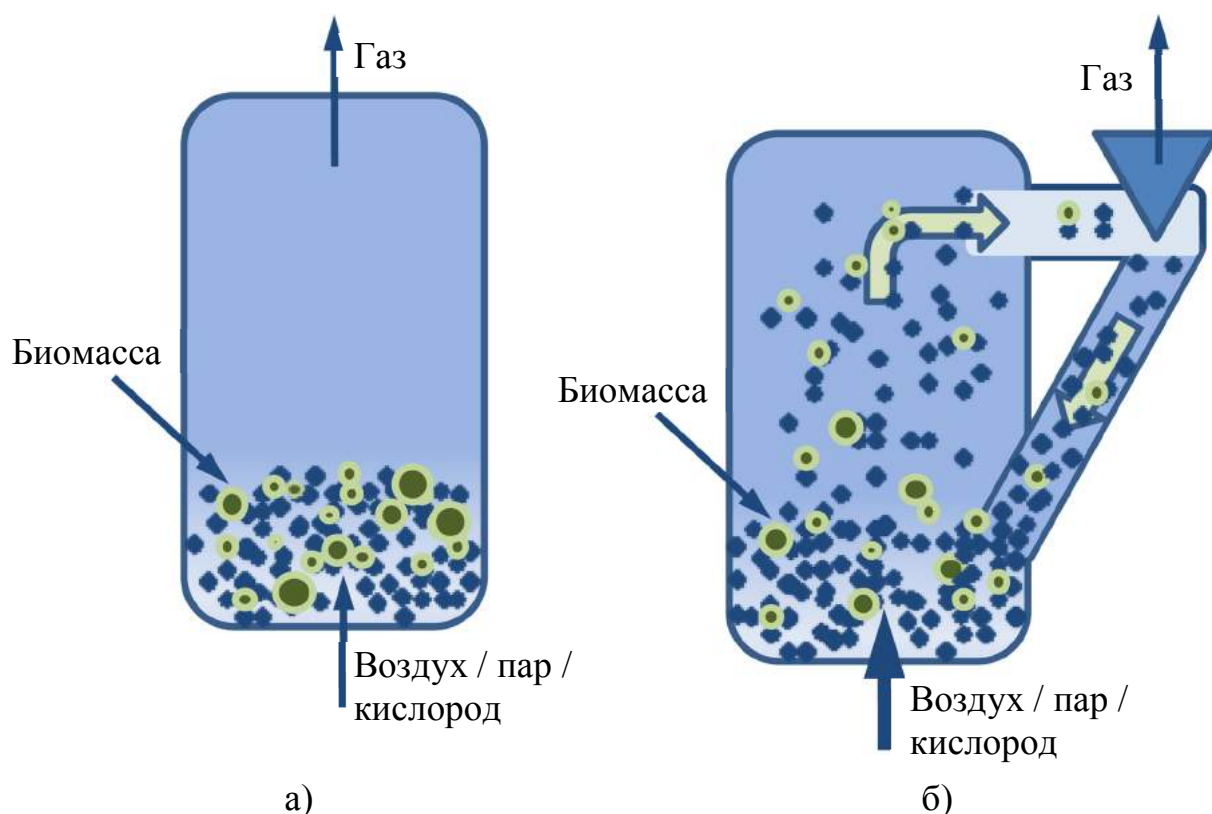
приемлемого уровня содержания смол в газе, в связи с чем технология не получила широкого распространения.

В газогенераторе с псевдооживленным кипящим слоем (в англоязычной литературе «*bubbling fluidised bed (BFB)*»), рис. 1.2 а) измельчённая биомасса подаётся сбоку и в нижней части газогенератора смешивается с инертным материалом-теплоносителем (например, песком). Дутьё (обычно паровоздушное или парокислородное) подаётся снизу с такой скоростью (1-3 м/с), что вызывает витание частиц слоя, внешне напоминающее кипение жидкости, называемое псевдооживлением. Это обеспечивает хороший термический контакт и перемешивание частиц биомассы и инертного материала, следствием которых являются высокие скорости процессов тепломассообмена и протекания реакций, в том числе гетерогенных, при близкой к постоянной температуре слоя (изотермический слой). Процессы сушки, пиролиза, окисления и восстановления протекают параллельно во всём объёме слоя. Содержание смол в генераторном газе составляет 2 – 60 г/м<sup>3</sup>, а низшая теплота сгорания колеблется в пределах 3,7 – 12,8 МДж/м<sup>3</sup> в зависимости от типа дутья [29]. Максимальная рабочая температура процесса, как правило, не превышает 900°С во избежание плавления и прилипания золы, приводящих к агломерации частиц биомассы и инертного материала. Для предотвращения агломерации частиц слоя в качестве части инертного материала может использоваться доломит (горький шпат) [30]. Газогенераторы с псевдооживленным кипящим слоем могут работать под давлением существенно выше атмосферного.

В газогенераторе с псевдооживленным циркулирующим слоем (в англоязычной литературе «*circulating fluidised bed (CFB)*»), рис. 1.2 б) измельчённая биомасса подаётся сбоку и смешивается с инертным материалом-теплоносителем (например, песком). Дутьё (обычно паровоздушное или парокислородное) подаётся снизу с такой скоростью (5-



10 м/с), что частицы слоя непрерывно находятся во взвешенном состоянии по всему объёму реактора, где и происходит частичное сгорание и образование генераторного газа. Смесь газа и частиц попадает в циклон, где твёрдые частицы отделяются и возвращаются обратно в слой, а газ выводится к потребителю. Длительное пребывание частиц сырья в слое обуславливает высокую степень конверсии углерода. Содержание смол в генераторном газе составляет 5 – 10 г/м<sup>3</sup>. Максимальная рабочая температура процесса, как правило, не превышает 900°С по указанным выше причинам. Газогенераторы с псевдоожиженным циркулирующим слоем также могут работать под высоким давлением, что, с одной стороны, делает их намного более сложными и дорогостоящими, а с другой стороны даёт существенные преимущества при работе с крупными газотурбинными установками.



а) б)  
Рисунок 1.2 – Газогенератор с псевдоожиженным кипящим (а) и циркулирующим (б) слоем

Среди недостатков газогенераторов с псевдоожиженным циркулирующим слоем можно отметить высокую стоимость оборудования, наличие температурного градиента в слое (по сравнению с кипящим слоем), высокое содержание твёрдых частиц в газе, а также сильный абразивный износ частей реактора, связанный с высокой скоростью потоков частиц [31].

В газогенераторе с двумя реакторами с псевдоожиженным циркулирующим и/или кипящим слоем (в англоязычной литературе «dual fluidised bed (Dual FB)», рис. 1.3) имеется два связанных между собой реакционных объёма, отвечающих за сжигание и газификацию и, по сути, являющихся топкой и газогенератором. Измельчённая биомасса подаётся сбоку в один из реакторов – газогенератор, где смешивается с горячим инертным материалом-теплоносителем (например, песком). Паровое дутьё подаётся снизу, образуя псевдоожиженный кипящий или циркулирующий слой. Образующийся за счёт непрямого нагрева газ отбирается в верхней части реактора-газогенератора. Смесь частиц инертного материала и коксового остатка из реактора-газогенератора попадает в реактор-топку, в который снизу подаётся воздух, создающий кипящий или циркулирующий псевдоожиженный слой. Частицы коксового остатка сгорают, происходит нагревание частиц инертного материала. Смесь продуктов сгорания и частиц инертного материала направляется на разделение в циклон, откуда газообразные продукты сгорания удаляются в атмосферу, а горячие частицы инертного материала возвращаются в реактор-газогенератор. Производится среднекалорийный газ с высшей теплотой сгорания на уровне 15 – 20 МДж/м<sup>3</sup>, который содержит много смол, поскольку процесс конверсии сырья близок к пиролизическому. Максимальная рабочая температура составляет 900°С, возможна работа под давлением.

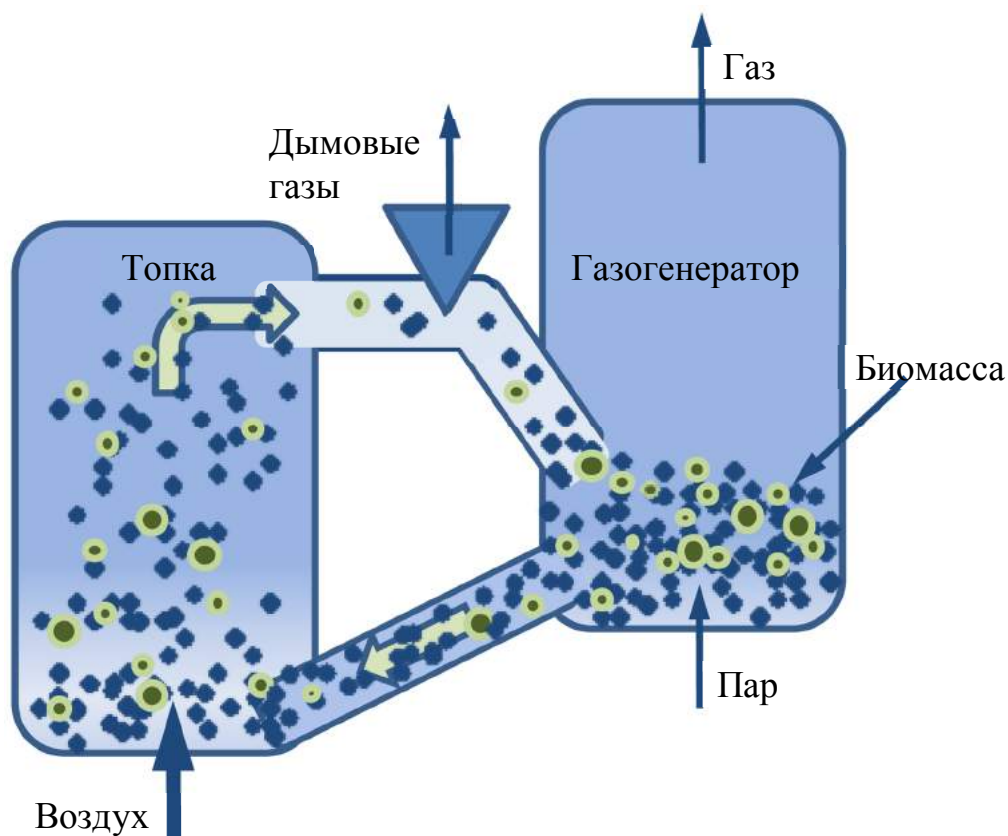


Рисунок 1.3 – Газогенератор с двумя реакторами с псевдоожиженным циркулирующим и/или кипящим слоем

Примеры схем и конструкций газогенераторов с псевдоожиженным кипящим и циркулирующим слоем, а также установки с двумя реакторами кипящего слоя приведены в [32 – 34].

В газогенераторе, работающем по принципу газификации в потоке (в англоязычной литературе «entrained flow (EF)», рис. 1.4 а) тщательно измельчённая до пылевидного состояния биомасса захватывается потоком кислородного или парокислородного дутья. Часть биомассы сгорает в турбулентном пламени в верхней части газогенератора, при этом выделяется большое количество тепловой энергии (температура процесса 1200 – 1500°C), которая расходуется на быструю конверсию биомассы, происходящую по всей длине реактора, в очень высококачественный синтез-газ. Зола, как правило, плавится, оседает на стенки газогенератора и затем

удаляется в виде расплавленного шлака. Пример конструкции такого газогенератора приведён в [35].

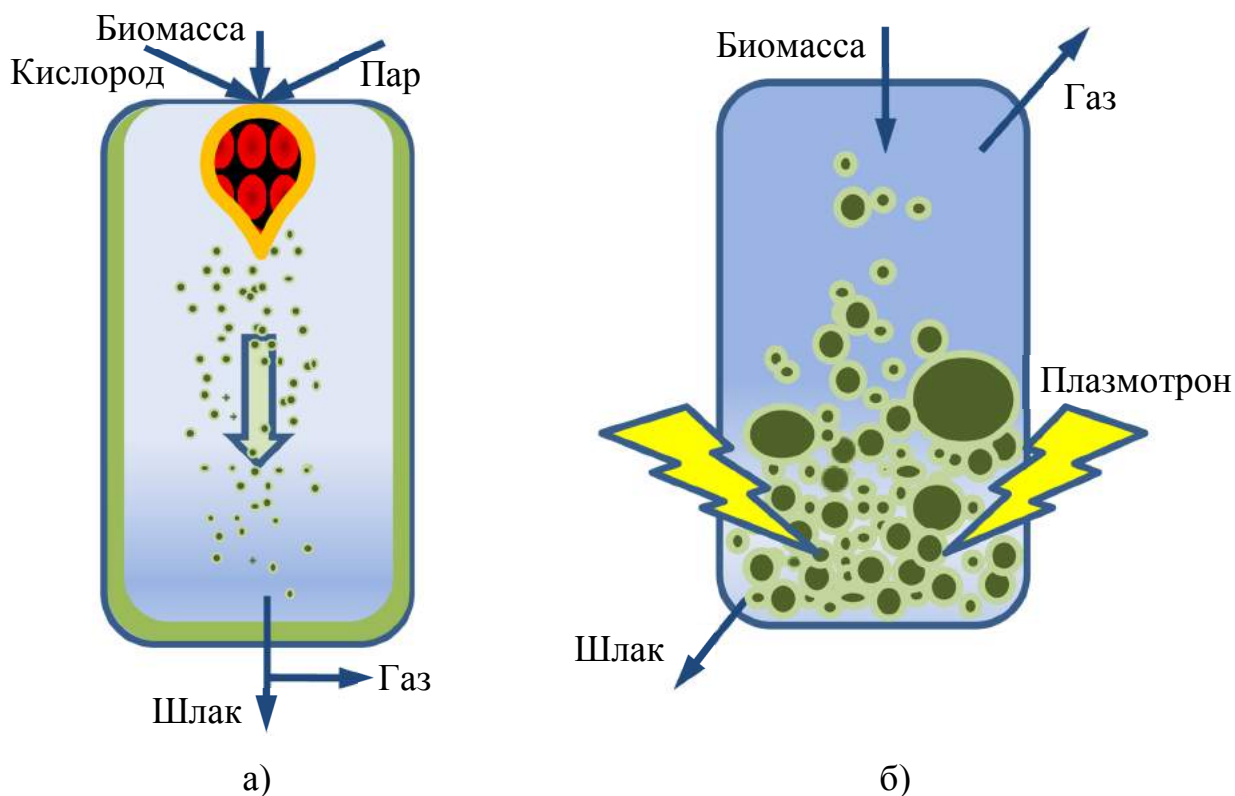


Рисунок 1.4 – Газогенератор газификации в потоке (а) и плазменный газогенератор (б)

В газогенераторе, работающем по принципу плазменной газификации (в англоязычной литературе «plasma», рис. 1.4 б) неподготовленная биомасса загружается в реактор и входит в контакт с потоком горячей плазмы (1500 – 5000°C), создаваемой генератором плазмы (плазмотроном). Органическая часть биомассы превращается в синтез газ очень высокого качества, а минеральные включения витрифицируются (остекловываются) в инертный шлак, не подверженный атмосферной эрозии [36]. Значения размера, влажности и зольности частиц биомассы могут находиться в широком диапазоне даже в пределах одной загрузки [37].

Существенные преимущества плазменной газификации явно проявляются только при газификации опасных, например, хлорсодержащих отходов, т.к. высокие температуры позволяют провести термическую деструкцию особо токсичных канцерогенных веществ (диоксинов, фуранов), а благодаря последующей очистке газа не допустить возможности их вторичного синтеза. Технология является очень энергозатратной, что делает её малопривлекательной при рассмотрении вопроса конверсии древесной биомассы. Одним из производителей устройств данного типа является фирма Westinghouse Plasma Corp., пример конструкции реактора приведен в [38].

В табл. 1.2 приведены некоторые характеристики коммерческих газогенераторов различных типов, работающих на биомассе.

Таблица 1.2 – Характеристики коммерческих газогенераторов различных типов, работающих на биомассе [21, 39 – 42]

Параметры	Тип газогенератора		
	Плотный слой	Псевдоожиженный слой	Газификация в потоке
Размер частиц биомассы	< 51 мм	< 6 мм (до 150 мм КС, до 20 мм ЦКС)	< 0,15 мм (уголь) < 1 мм (биомасса)
Влажность сырья	10 – 45 % Прям. 10 – 20 % Обр.	10 – 55 % КС 5 – 60 % ЦКС	< 15 %
Допуск на содержание мелких частиц	Ограниченный	Хороший	Превосходный
Допуск на содержание крупных частиц	Очень хороший	Хороший	Плохой
Температура выходящего газа	450 – 650°C	800 – 1000°C	> 1260°C

Продолжение таблицы 1.2.

Параметры	Тип газогенератора		
	Плотный слой	Псевдоожиженный слой	Газификация в потоке
Требования к постоянству сырья	Средние	Средние	Высокие, требуется подготовка
Требования к окислителю	Низкие	Средние	Высокие
Температура реакционной зоны	1090°С	800 – 1000°С	1990°С
Требования к пару	Высокие	Средние	Низкие
Состояние золы	Твёрдое сухое	Твёрдое сухое	Жидкий шлак
Эффективность по холодному газу	80 %	89 %	80 %
Единичная производительность	Маленькая	Средняя	Большая
Проблемные области	Смолы и утилизация мелких частиц	Конверсия углерода	Охлаждение газасырца

На рис. 1.5 представлена диаграмма, показывающая диапазон производительности для различных типов установок газификации биомассы [21].

Среди множества конструкций газогенераторов можно выделить ещё несколько существующих видов.

Газогенераторы с движущимся слоем или вращающимся слоем, в которых происходит механическое перемещение слоя биомассы (печь со шнеком, многокамерная печь, горизонтальный слой, наклонный слой и т.п.). Пример газогенератора с вращающимся движущимся слоем описан в [43].

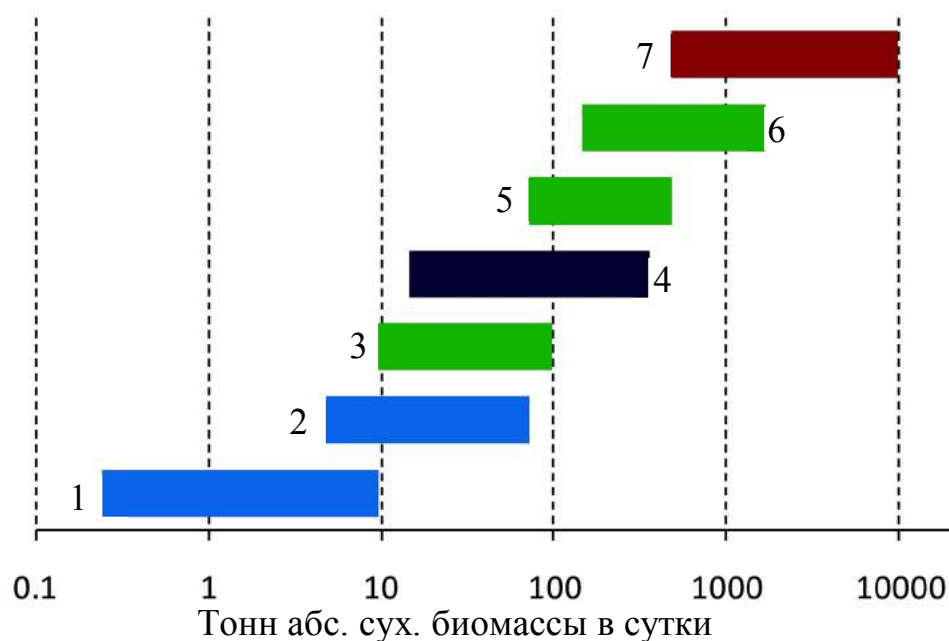


Рисунок 1.5 – Диаграмма производительности установок газификации биомассы: 1 – прямоточных с плотным слоем; 2 – противоточных с плотным слоем; 3 – с псевдооживленным кипящим слоем при атм. давлении; 4 – плазменных; 5 – с псевдооживленным циркулирующим слоем и с двумя реакторами с псевдооживленным циркулирующим и/или кипящим слоем при атм. давлении; 6 – с псевдооживленным циркулирующим или кипящим слоем и с двумя реакторами с псевдооживленным циркулирующим и/или кипящим слоем при повышенном давлении; 7 – газификации в потоке

Разновидностью установок с псевдооживленным слоем являются газогенераторы с фонтанирующим слоем, использующие крупные частицы (не менее 1 мм) сырья и большое сечение воздуходувок. При работе частицы образуют «фонтан» и совершают круговое движение на поверхности слоя. Одним из достоинств метода является низкий перепад давления в реакторе. Газогенераторы с фонтанирующим кипящим слоем пока что недостаточно адаптированы для работы на биомассе. Пример реактора приведён в [44].

В газогенераторе с вихревым кипящим слоем слой материала находится в цилиндрической колонке. Первичный воздух поступает снизу с

целью псевдооживления слоя. Чтобы создать вихревой поток, в приповерхностный слой подаётся вторичный воздух. Использование вторичного воздуха позволяет достичь высокой разницы между скоростью газов и частиц сырья. Вследствие действия центробежных сил, все частицы с размером крупнее определённого сохраняются в слое. За счёт этого достигается увеличение продолжительности нахождения частиц в реакторе, а также улучшение перемешивания слоя, в приповерхностном слое повышается скорость реакций. Поскольку в установках с вихревым кипящим слоем достигается практически полное сгорание компонентов, они получили широкое распространение для целей сжигания. Кроме того, была показана эффективность данного метода при проведении паровой газификации [45].

В газогенераторе шахтного типа с плотным слоем при реализации фильтрационного горения в сверхадиабатическом режиме выделяющееся тепло не выводится из реактора, а концентрируется в зоне газификации и используется для получения водорода из влаги и монооксида углерода из углеродистых соединений [46].

### 1.1.3 Пиролиз

Пиролиз представляет собой процесс термического разложения биомассы, протекающий в температурном интервале 150 – 1000°C без доступа кислорода. Продуктами пиролиза являются твердый коксовый остаток с низшей теплотой сгорания около 30 МДж/кг, жидкость (часть летучих, конденсирующихся при нормальных условиях и имеющих теплоту сгорания на уровне 20 – 25 МДж/кг), и газы (часть летучих, неконденсирующихся при нормальных условиях и имеющих теплоту сгорания 4 – 8 или 15 – 22 МДж/м<sup>3</sup>) [47]. В зависимости от параметров проведения процесса (конечной температуры, давления, наличия катализаторов и т.п.) соотношение выхода компонентов в различном



агрегатном состоянии может существенно изменяться [48 – 51]. Параметры основных технологий и выход продуктов пиролиза приведены в табл. 1.3 [52].

Таблица 1.3 – Параметры основных технологий пиролиза

Характеристики	Очень быстрый (“flash”) пиролиз	Быстрый (“fast”) пиролиз	Медленный (“slow”) пиролиз
Время процесса, с	< 0,5	0,5 – 10	450 – 550
Температура, °С	1050 – 1300	850 – 1250	550 – 950
Скорость нагрева, °С/с	> 1000	10 – 200	0,1 – 1
Размер частиц, мм	< 0,2	< 1	5 – 50
Газ, % мас.	13	30	35
Жидкость, % мас.	75	50	30
Твердое вещество, % мас.	12	20	35

Существуют несколько разновидностей пиролиза, отличающихся условиями проведения процесса и направленные на получение определённых продуктов:

- карбонизация биомассы (медленный пиролиз) направлена на получение углистого вещества (древесного и/или активного угля);

- торрефикация представляет собой низкотемпературный медленный пиролиз (230 – 300°С), позволяющий получать топливную биомассу с улучшенными характеристиками;

- гидрогазификация (пиролиз в атмосфере водорода) оптимизирована на получение высококалорийного газа с высоким содержанием метана;

- гидрогенизация (пиролиз в атмосфере водорода, в присутствии катализатора и температуре ниже 270 – 280°С) направлен на максимальный выход жидких углеводородов;

- метанопиролиз (в атмосфере метана) и пр.

Современные зарубежные технологии в основном направлены на максимальный выход жидких продуктов, т.н. пиролизного масла или био-нефти (“pyrolysis oil” или “bio-oil”) [53,54]. Био-нефть представляет собой вязкую (25 – 1000 сСт) смолянистую жидкость, имеющую плотность порядка  $1,2 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$ , цвет от красно-коричневого до тёмно-зелёного или чёрного, состоящую из пирогенетической влаги (до 30 %) и сложной смеси высокоокисленных углеводородов [55]. В среднем теплота сгорания био-нефти составляет 20 МДж/кг [56], она может использоваться как напрямую в бойлерах, так и в качестве печного или моторного топлива после дополнительной переработки. Широкому применению био-нефти препятствует сложная подготовка, в том числе очистка от твёрдой фракции, и некоторые негативные эксплуатационные свойства, такие, например, как высокая коррозионная активность. Производство био-нефти методом быстрого пиролиза пока что является неотработанной и коммерчески непривлекательной технологией. Оно связано с рядом технических проблем, затрудняющих его практическую реализацию [57]. Данной технологии предстоит преодолеть многие технические и экономические барьеры, чтобы конкурировать с традиционными ископаемыми топливами.

Известны следующие основные типы пиролизных реакторов для получения био-нефти: пиролиз в плотном слое [58], пиролиз в псевдооживленном кипящем [59] или циркулирующем [60] слое, вращающийся дисковый реактор (биомасса прижимается к горячему вращающемуся диску) [61] и конический реактор (смесь биомассы и горячего песка находятся во вращающемся конусе, а удаление прореагировавшего материала происходит за счёт центробежных сил) [62], аблятивный реактор (биомасса механически прижимается к горячей стенке и «плавится») [63], вихревой аблятивный реактор (частицы из закрученного потока попадают на

горячие стенки реактора) [64], шнековый реактор (обогреваемая цилиндрическая реторта со шнеком) [65], “PyRos” (циклон, содержащий интегрированный фильтр горячих газов, в который попадает смесь биомассы и горячего песка) [66], плазменный реактор (цилиндрическая газоразрядная кварцевая трубка, в середину которой подаётся биомасса, продукты удаляются вакуумным насосом) [67], микроволновый реактор (подвод энергии посредством взаимодействия микроволнового излучения с молекулами и атомами биомассы) [68], солнечный реактор (параболический солнечный концентратор, в фокусе которого реактор – кварцевая трубка) [69], вакуумный реактор (нагрев горелкой или индукционный нагрев в вакууме) [70].

Для ускорения процесса пиролиза путем крекинга высокомолекулярных соединений в более легкие углеводородные продукты применяются различные катализаторы [71]. Процесс пиролиза в присутствии катализаторов может протекать при меньших значениях температуры и времени контакта (по сравнению с некаталитическим пиролизом). Основной проблемой, препятствующей применению методов каталитического пиролиза для производства газообразного топлива, является высокая стоимость конечного продукта.

Альтернативой простому пиролизу является двухстадийная пиролитическая конверсия, сочетающая пиролиз и последующее преобразование конденсирующихся летучих продуктов в газ. Крекинг паров высокомолекулярных веществ, в обычных условиях представляющих собой жидкость, как правило, проводят при высокой температуре в специальных насадках из инертного материала, либо в слое катализатора или коксового остатка сырья. В зависимости от параметров процесса и конкретной схемы реализации, двухстадийная переработка позволяет эффективно получать относительно чистый низко- или среднекалорийный газ.

Основным преимуществом аппаратного разделения процессов пиролиза и последующей газификации по сравнению с обыкновенными газогенераторами обращённого типа является низкое содержание смол в газе ( $10 - 15 \text{ мг/м}^3$ ). Использование физической теплоты генераторного газа, за счёт которой производится обогрев пиролизёра, позволяет соединить достоинства прямоточных и противоточных газогенераторов и достичь высокой эффективности переработки. Среди недостатков остаётся высокое содержание азота, снижающее теплоту сгорания и затрудняющее использование газа в высокоэффективных технологичных преобразователях (топливных элементах) и для синтеза химических веществ. Примеры последних разработок газогенераторов данного типа: «Viking», «FLETGAS», «LT-CFB» [72]. В когенерационной установке «LiPRO-Energy» [73] используется комбинация шнекового пиролизёра и прямоточного газогенератора с паровоздушным дутьём. В газогенератор попадает парогазовая смесь летучих продуктов пиролиза и коксовый остаток сырья – древесной щепы размером 30 – 50 мм, имеющей относительную влажность не более 15%. Теплота сгорания получаемого газа составляет  $5,6 \text{ МДж/м}^3$ , содержание азота – 44%. Для данной установки разработчиками заявлены значения электрической мощности 30 или 50 кВт (400 В, 50 Гц) и тепловой мощности 70 или 110 кВт (вода  $90^\circ\text{C}$ ) при расходе биомассы 30 или 50 кг/ч.

Способ, представляющий собой комбинацию пиролиза и последующего крекинга летучих продуктов в высокотемпературном слое полукокса или древесного угля, впервые был описан в работе [74]. Авторами исследовалось влияние эффекта высокотемпературного крекинга на объём и состав газов, получаемых при переработке древесных опилок различных пород. Было показано, что при температуре порядка  $950^\circ\text{C}$  происходит практически полное разложение смол и пирогенетической влаги.

Авторами работы [75] было изучено влияние каталитического и термического эффектов при крекинге пиролизных продуктов биомассы в пустом объёме и в слое древесного угля при температурах 500 – 700°C. Получены данные об изменении состава конденсирующихся и неконденсирующихся продуктов.

Значительный вклад в изучение процесса двухстадийной пиролизической конверсии биомассы с использованием коксового остатка был внесён авторами работ [76,77], в которых отражены результаты исследований влияния температуры в зоне гетерогенного крекинга летучих продуктов переработки древесной биомассы и торфа на свойства газа (объём, химический состав, теплоту сгорания, адиабатическую температуру горения) и эффективность процесса. Было показано, что увеличение температуры в зоне крекинга с 850°C до 1000°C приводит к увеличению удельного объёмного выхода неконденсирующихся газов до 1,39 м<sup>3</sup>/кг, увеличению содержания в газе водорода (49 %) и монооксида углерода (41 %) и уменьшению содержания углеводородов (1 %), а также более чем пятикратному увеличению эффективности конверсии энергии биомассы в газообразное топливо по сравнению с простым медленным пиролизом.

#### 1.1.4 Биохимические методы

Биохимическая переработка предполагает работу с высоковлажным сырьём и характеризуется низкими значениями скорости и температуры конверсии, а также высокой чувствительностью к составу исходного сырья [78].

Анаэробное сбраживание (микробиальная газификация) происходит без доступа кислорода, продуктами являются биогаз, состоящий на 55 – 70 % из метана и на 28 – 43 % из диоксида углерода, а также небольшого количества других газов. Процесс осуществляется в три этапа с участием

двух групп бактерий, в результате образуется газ с теплотой сгорания на уровне 22 – 26 МДж/м<sup>3</sup> [79]. Основными недостатками биогазовых технологий являются высокие капитальные затраты, являющиеся следствием больших размеров реакторов, необходимость поддержания в них стабильной температуры и проблемы, связанные с утилизацией большого объема высоковлажного неразложившегося остатка.

Гидролиз и ферментация применяются для получения этанола при дрожжевом бескислородном брожении сахароподобных веществ, образующихся при гидролизе целлюлозы, которая входит в состав древесины [80]. Древесную биомассу, как правило, предварительно подвергают кислотному, гидротермальному или энзиматическому гидролизу, вследствие которого происходит деполимеризация гемицеллюлозы и целлюлозы до ферментируемых дрожжами и бактериями мономеров. Лигнин, входящий в состав биомассы, не подвергается биохимическому разложению. Анаэробное превращение моносахаридов в спирты происходит под воздействием различных микроорганизмов. Спирты используются в качестве добавки к традиционному (нефтяному) топливу. Основные недостатки кислотного (щелочного) гидролиза – необходимость длительного поддержания стабильной температуры процесса, использование дорогостоящего автоклавного оборудования, быстрая коррозия оборудования и необходимость соблюдения жестких требований техники безопасности [81].

## 1.2 Получение электроэнергии из древесной биомассы

При производстве электроэнергии путем конверсии биомассы в газообразное топливо для электрогенерирующих установок на базе газопоршневого двигателя внутреннего сгорания наиболее эффективным и коммерчески жизнеспособным методом является газификация [82]. Конверсия древесной биомассы в газообразное топливо посредством

простого пиролиза является малоэффективным методом [77]. Таким образом, для дальнейшего сравнения остаются два основных способа получения электроэнергии из древесной биомассы. Первый способ – преобразование теплоты продуктов сгорания, образующихся при прямом сжигании биомассы, в электроэнергию. Второй способ – использование полученного методами газификации или двухстадийной пиролитической конверсии газа в газовых двигателях, газовых турбинах и установках с внешним сгоранием, а также для синтеза жидких топлив или в качестве сырья для получения водорода, которые впоследствии могут использоваться в соответствующих электроагрегатах.

По оценке автора, предлагаемая в работе конкретная аппаратная реализация принципа непрерывной двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ может быть эффективна для создания когенерационных установок с единичной электрической мощностью до 100 кВт. Этот предел обусловлен ограничениями по возможности передаче тепловой энергии через стенки реторт, используемых в конструкции установки. Учитывая возможность модульного исполнения когенерационных электростанций, далее в обзоре особое внимание будет уделяться оборудованию для генерации электроэнергии, имеющее номинальную электрическую мощность менее 1000 кВт.

### 1.2.1 Использование продуктов прямого сжигания древесной биомассы

Для преобразования тепловой энергии продуктов сгорания в электроэнергию используются следующие основные типы серийного оборудования:

- паровые турбины;
- паровые турбины с низкокипящим теплоносителем (цикл Ренкина);
- паровинтовые электроагрегаты с низкокипящим теплоносителем;

- паровые поршневые двигатели.

Современные паротурбинные установки, в том числе малой мощности (до 1000 кВт), являются надёжными устройствами для производства электроэнергии, имеющими возможность работы на различных видах топлива. Основными недостатками являются высокие капитальные затраты, высокая инерционность паровых установок (долгое время пуска и останова) и сравнительно низкая эффективность.

Паровые турбины с низкокипящим органическим теплоносителем, работающие по циклу Ренкина (ORC от англ. «Organic Rankine Cycle»), в основном, предназначены для утилизации низкопотенциального тепла различных технологических процессов, поэтому могут работать, используя тепло горячей воды, получаемой в котлах при сжигании биомассы. Основное преимущество установок данного типа – надёжность, обусловленная низкими значениями рабочей температуры и давления. Также к преимуществам можно отнести компактность установки. Среди недостатков следует указать высокую стоимость оборудования и ряд проблем, связанных с использованием низкокипящего теплоносителя (токсичность, пожароопасность, химическая нестабильность, высокая стоимость).

Паровинтовой электроагрегат состоит из компактного парового винтового расширителя (аналога турбины с противодавлением) и электрогенератора [83]. Паровинтовые электроагрегаты обладают высокими показателями надёжности, однако имеют высокую стоимость.

Паровые поршневые двигатели представляют собой одно- или многоступенчатые машины противодавленческого типа с системой золотникового распределения пара. Отличаются достаточно высоким ресурсом и сравнительно небольшой стоимостью. Основной недостаток – очень низкая эффективность преобразования тепловой энергии в электрическую.



Стоит также отметить двигатели Стирлинга внешнего сгорания, рабочим телом в которых обычно является воздух, гелий или азот. При составлении данного обзора не было обнаружено информации о наличии серийного коммерческого производства двигателей Стирлинга для утилизации тепла продуктов сгорания биомассы, однако в литературных источниках описаны единичные опытные инсталляции.

В табл. 1.4 приведены сравнительные характеристики электроагрегатов различного типа, использующих в качестве топлива биомассу. В расчётах принималось, что КПД котла, работающего на биомассе, для установок мощностью менее 1000 кВт составлял 85 % [84].

Таблица 1.4 – Сравнительные характеристики электроагрегатов различного типа, использующих в качестве топлива биомассу

Тип электроагрегата	Диапазон мощностей, кВт	Электрический КПД, %	Источники данных
Паротурбинный	235 – 1000	10 – 12	[85] / [84]
	5000 – 10000	< 25	[84]
	50000	30 – 40	[84]
Паротурбинный с НКТ* (цикл Ренкина)	от 5 – 12 до 50 – 250	8 – 11	[86]
	200 – 300	10,5 – 14,9	[87]
	600 – 15000	14,3 – 16,5 (18)	[88], [89] ([90], [91])
Паровинтовой с НКТ*	35 – 110	4 – 9	[92]
Двигатель Стирлинга	30 – 75	11,7 (9,2) – 17,5 (15)	[93] / [94], [95], [96]
Паропоршневой	10 – 100 – 1200	4 – 7 (одно-ступенч.)	[97], [98] / [84]
		8 – 14 (мн.-ступенч.)	

\* НКТ – низкокипящий теплоноситель.

### 1.2.2 Использование продуктов газификации древесной биомассы

Метод преобразования химической энергии генераторного газа очень сильно зависит от свойств получаемого газа, требований к качеству вырабатываемой энергии, соотношению производства тепловой и электрической энергии, мощности установки, режима её работы и т.п. Производство электроэнергии из генераторного газа возможно в газодизельных или газопоршневых электроагрегатах, а также в газовых турбинах. Если химический состав генераторного газа удовлетворяет условиям, необходимым для синтеза жидких углеводородов, то после тщательной очистки такой газ может применяться для производства качественного жидкого моторного топлива. Ещё одним из возможных способов энергетического использования генераторного газа является выделение отдельных компонентов ( $H_2$  и  $CO$ ) для использования в топливных элементах. Кроме того, для производства электроэнергии могут быть использованы все упомянутые выше устройства, преобразующие теплоту продуктов сгорания (в данном случае генераторного газа, как холодного очищенного, так и/или горячего неочищенного). Сжигание газа в горелочных устройствах обычно не требует специальных мер по его предварительной очистке, что увеличивает эффективность установки, т.к. не происходит потери физического тепла выходящего генераторного газа.

Использование генераторного газа в качестве топлива для когенерационных мини-электростанций на основе газодизельных и газопоршневых двигателей внутреннего сгорания является удобным и эффективным, что обусловлено такими преимуществами электроагрегатов на базе ДВС, как относительно невысокая стоимость, высокий электрический КПД, мобильность и небольшие габариты, доступность оборудования и запчастей, а также ремонтпригодность и простота обслуживания. Специальные газопоршневые агрегаты могут без существенной потери

мощности работать на низко- и среднекалорийном генераторном газе. При использовании газосмесительной аппаратуры, настроенной особым образом, в газодизельных агрегатах достигается практически полное замещение дизельного топлива генераторным газом при сохранении возможности работы на жидком топливе. Общий недостаток схем с двигателями внутреннего сгорания – наличие высоких требований к чистоте генераторного газа, допустимое содержание смол при длительной работе двигателя не должно превышать  $10 - 100 \text{ мг/м}^3$  [99 – 101]. В случае недостаточной очистки газа может происходить закоксовывание двигателя, повышенный износ деталей и преждевременный выход из строя.

Процесс преобразования энергии генераторного газа в турбоустановках (ГТУ и ПГУ) также характеризуется высокой эффективностью. Независимо от схемы, положительной стороной использования газотурбинных установок является высокая эксплуатационная надежность и возможность обеспечения высокой степени автоматизации.

Использование ГТУ традиционной схемы требует применения специальных дожимных компрессоров, потребляющих значительную часть вырабатываемой энергии. Кроме того, для эффективного сжигания низкокалорийного газа в существующих промышленно освоенных ГТУ, работающих на природном газе, требуется сложная, наукоёмкая и дорогостоящая доводка камеры сгорания. Недостаточная очистка генераторного газа может привести к высоким потерям в камере сгорания вследствие неоптимального процесса или неполного сгорания газа, эрозионному износу лопаточного аппарата и образованию трудноудаляемых отложений на стенках камеры сгорания и лопатках турбин, ухудшению температурного режима их работы, аэродинамических и прочностных характеристик. Следствием подобного негативного воздействия может явиться повышенный износ рабочих элементов камеры сгорания и проточной

части турбины, сокращение ресурса работы и снижение показателей надёжности установки. Допустимое содержание смол в газе, направляемом в камеру сгорания ГТУ, составляет  $0,05 - 0,5 \text{ мг/м}^3$  [102 – 103].

В табл. 1.5 приведены сравнительные характеристики газодизельных, газопоршневых, газотурбинных и парогазотурбинных электроагрегатов.

Таблица 1.5 – Сравнительные характеристики электроагрегатов

Тип электроагрегата	Диапазон мощностей, МВт	Электрический КПД, %	Источники данных
Парогазотурбинный с внутрицикловой газификацией	200 – 1200	> 43*	[104], [105]
Газотурбинный	0,03 – 0,25	22 – 30	[106], [107],[108]
	1 – 10	21 – 31	
	10 – 40	28 – 37	
Газодизельный	0,01 – 3	23 – 38	[108]
Газопоршневой	< 0,1	27 – 30	[109], [110]
	0,3 – 3	31 – 36	
	> 5	36 – 42	

\* При работе на угле

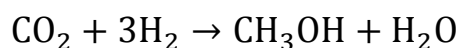
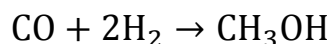
При сравнении когенерационных электростанций, использующих ORC-модули и газификацию, в [111] было показано, что для реализации последних требуются более высокие капитальные (около 75%) и эксплуатационные (около 200%) затраты, но несмотря на это, использование газогенераторных электростанций представляется более целесообразным ввиду более высокого значения отношения произведенной электрической энергии к тепловой (0,473 против 0,187).

Процесс Фишера-Тропша позволяет синтезировать легкую сырую нефть и легкие олефины, либо тяжелые углеводороды, из которых могут быть получены высококачественное дизельное топливо, смазочные масла и

лигроин, который является идеальным сырьем для производства олефинов крекингом. Для непосредственного производства бензина и легких олефинов процесс проводится при высокой температуре (330 – 350°C), а для производства восков и/или дизельного топлива – при низких температурах (220 – 250°C) [112]. При неселективном каталитическом синтезе Фишера-Тропша образуются, главным образом, парафиновые углеводороды с прямой цепью ( $C_nH_{2n}$ ), а также небольшие количества разветвленных и непредельных углеводородов (например, 2-метил парафины и  $\alpha$ -олефины), а также первичные спирты. Типичные условия проведения реакции: температура 200 – 350°C, давление от 25 до 60 бар.

При всех известных преимуществах использования жидкого моторного топлива при производстве электроэнергии, осуществление процесса Фишера-Тропша остаётся высокзатратным с точки зрения эксплуатации, ремонта и капитальных вложений, что делает производство синтетического жидкого топлива экономически целесообразным только при очень больших мощностях, что практически не вписывается в концепцию переработки древесной биомассы.

Метанол из синтез-газа может быть получен в следующих каталитических реакциях, проводимых при низкой температуре и высоком давлении [113]:



Параллельно протекающие реакции, также экзотермические, могут привести к образованию побочных продуктов, таких как метан, высшие спирты или диметиловый эфир (ДМЭ). Самый старый способ промышленного производства метанола – сухая перегонка древесины. Метанол в настоящее время производится в промышленных масштабах исключительно путем каталитической конверсии синтез-газа.

Также необходимо отметить один из развивающихся способов использования газов, образующихся при газификации биомассы: водорода и монооксида углерода, в топливных элементах – электрохимических устройствах, преобразующих химическую энергию топлива в электрическую и тепловую энергию. Топливные элементы осуществляют прямое превращение энергии топлива в электричество, минуя малоэффективные, идущие с большими потерями, процессы горения. Они, с одной стороны, отличаются высокой эффективностью преобразования химической энергии топлива в электрическую и относительной простотой конструкции, а также слабым воздействием на окружающую среду и отсутствием шума, а с другой стороны, крайне высокой стоимостью, дефицитностью используемых материалов, сложностью технологии изготовления и небольшим накопленным опытом создания.

Применение для генерации электроэнергии высокотемпературных ( $850^{\circ}\text{C}$ ) твёрдооксидных топливных элементов, использующих в качестве топлива продукты высокотемпературной газификации древесной биомассы, позволяет получить электрический КПД на уровне 17 % для установки 350 Вт с перспективой увеличения КПД до 40 % при мощности установки 25 МВт. Однако при сегодняшнем уровне развития технологий производство электроэнергии с применением топливных элементов, использующих продукты газификации древесной биомассы, экономически нецелесообразно [114]. Кроме того, требуется очень качественная очистка газа от смол, содержание которых не должно превышать  $1 \text{ мг/м}^3$  [115].

### 1.3 Методы очистки и кондиционирования генераторного газа

Процесс очистки генераторного газа, получаемого при газификации древесной биомассы, может включать в себя нескольких основных этапов: удаление твёрдых частиц, органических загрязнений (смол), соединений

серы и азота, алифатических или ароматических углеводородов (если удаление необходимо), щелочных и редкоземельных металлов, а также галогенов (в случае использования обработанной древесины). Процесс кондиционирования состоит в изменении состава синтез-газа, в основном путём регулировки соотношения  $H_2/CO$  и удаления  $CO_2$ . Необходимая степень очистки генераторного газа сильно зависит как от состава сырья, так и от последующего применения. Использование в качестве сырья химически необработанной древесной биомассы существенно упрощает процесс очистки газа. При сжигании газа в горелке необходима очистка только от крупных частиц, что достигается установкой циклонов на выходе из газогенератора. Для обеспечения надёжной работы газовых двигателей и турбин необходима тщательная очистка от твёрдых частиц и смол. В случае использования продуктов газификации для каталитического синтеза, помимо удаления твёрдых частиц и смол, необходима очистка от соединений серы и азота, а также кондиционирование (удаление азота, моно- или диоксида углерода, аргона, метана и т.п.) [113, 116 – 117].

Твёрдые частицы, присутствующие в генераторном газе, состоят из золы, коксового остатка и материала слоя (в случае с псевдоожиженным слоем). Для удаления твёрдых частиц из генераторного газа могут быть использованы следующие системы: циклоны, барьерные фильтры, электростатические фильтры и скрубберы [118]. В табл. 1.6 представлены данные о диапазоне рабочих температур и эффективности для различных типов сепараторов. Разделение частиц можно проводить как при высоких температурах с помощью циклонов, керамических свечных фильтров и фильтров с подвижным слоем (рис. 1.6), так и при низких температурах в циклонах, слоевых и рукавных фильтрах, скрубберах и мокрых электростатических фильтрах. Циклоны могут работать в широком

диапазоне температур, однако имеют низкую эффективность разделения газа и частиц, поэтому обычно используются на первом этапе очистки.

Таблица 1.6 – Сравнение различных типов сепараторов частиц [11]

Тип сепаратора частиц	Рабочая температура, °С	Степень удаления частиц, %
Циклон	20 – 900	45 – 70
Слоевой песчаный фильтр	20 – 900	80 – 95
Рукавный фильтр	150 – 750	90 – 99
Скруббер	20 – 200	40 – 65
Мокрый электрофильтр	40 – 50	95 – 99

Конденсация смол может стать проблемой в случае использования тканевых рукавных фильтров, а также при использовании воды в скрубберах.

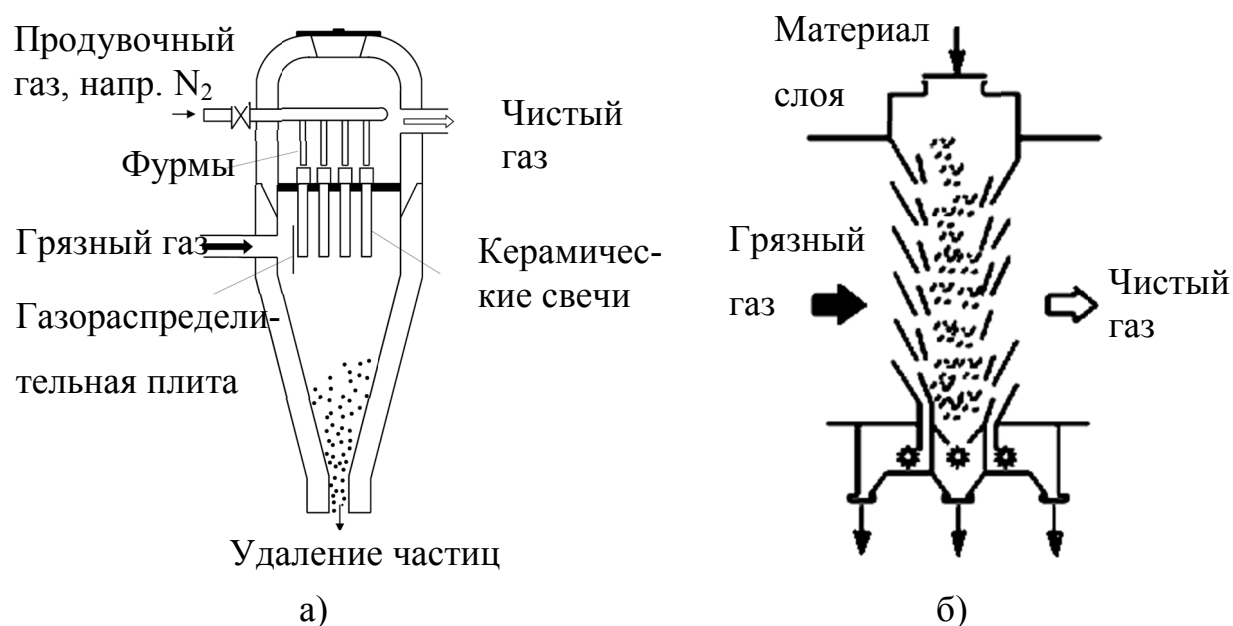


Рисунок 1.6 – Высокотемпературные фильтры: керамический/металлический свечной фильтр (а) и фильтр с подвижным слоем (б).

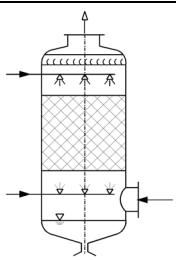
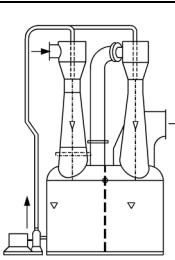
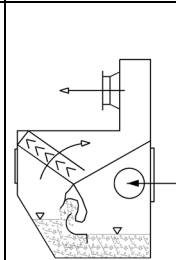
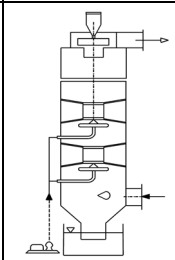
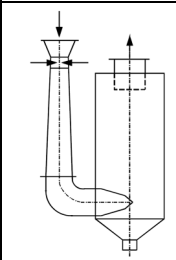
Для удаления смол из генераторного газа существует три основных метода. Первый метод – физическое удаление при промывке газа растворителями (критерием чистоты является точка росы для остающихся в



газе смол) [119]. Вторым методом – высокотемпературная деструкция, как правило, осуществляемая путем крекинга смол при инъекции кислорода. При этом одновременно происходит разрушение углеводородов (что не всегда желательно). Третий метод – каталитическое преобразование смол, которое обычно проводится с помощью катализаторов на основе никеля для неочищенного газа сразу после газогенератора при повышенных температурах (400 – 900°C).

В скрубберах возможно объединение процессов отделения твёрдых частиц, очистки от смол (при использовании растворителя), а также очистки от серы и двуокиси углерода. В табл. 1.7 показаны различные типы скрубберов, используемых для очистки газов, и их рабочие характеристики.

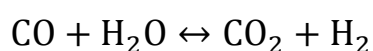
Таблица 1.7 – Характеристики различных типов скрубберов [11]

Тип скруббера	Башенный	Сопловой	Вихревой	Вращ-ся	Вентури
Схема скруббера					
Размер сепарируемых частиц, мкм (плотн. 2,42 г/см <sup>3</sup> )	0,7 – 1,5	0,8 – 0,9	0,6 – 0,9	0,1 – 0,5	0,05 – 0,2
Скорость газа, м/с	1	10 – 25	8 – 20	25 – 70	40 – 150
Гидравлическое сопротивление, мбар	2 – 25	–	15 – 28	4 – 10	30 – 200
Расход воды, л/м <sup>3</sup>	0,05 – 5	5 – 20*	–	1 – 3*	0,5 – 5
Энергопотребление кВт·ч/1000 м <sup>3</sup>	0,2 – 1,5	1,2 – 3	1 – 2	2 – 6	1,5 – 6

\* На каждую стадию очистки

Содержание сернистых соединений и галогенов в газе, полученном при газификации древесной биомассы крайне низкое (на уровне 30 – 50 ppm H<sub>2</sub>S и около 1 ppm COS [114]). Специальная очистка может потребоваться только для газа, к которому предъявляются жёсткие требования (< 1 ppm H<sub>2</sub>S), например, используемого в топливных элементах или для синтеза жидких топлив. Удаление соединений серы и галогенов производится путем мокрой очистки газов или каталитическими методами.

Основными задачами кондиционирования газа является регулирование соотношения H<sub>2</sub>/CO и удаление CO<sub>2</sub>, поскольку для большинства промышленных процессов содержание монооксида углерода выше, чем требуется для синтеза, а присутствие CO<sub>2</sub> нежелательно. Для увеличения соотношения H<sub>2</sub>/CO обычно используется реакция конверсии водяного газа (“Water-gas shift reaction”):



Равновесие реакции конверсии водяного газа смещается в сторону образования водорода при увеличении температуры (от давления практически не зависит) до значений 950 – 1000°C, либо при более низких температурах с использованием катализаторов (Cu (300 – 510°C); оксидов Cu-Zn-Al (180 – 270°C), а также Fe-Cr, Co-Mo) [120]. Углекислый газ может быть удален из синтез-газа путём химической и физической абсорбции при промывке специальными жидкостями или путем адсорбции твердым абсорбентом.

#### 1.4 Экологические аспекты использования древесной биомассы в энергетике

В России проблема утилизации древесных отходов относится к числу крайне актуальных, так как при существующих методах переработки теряется более половины биомассы дерева, что говорит о низком уровне

технологических процессов деревообработки. Отходы глубокой переработки древесины, образующиеся практически на всех стадиях технологического процесса (лесозаготовка – лесопиление – деревообработка), – это та часть сырья, которая отделяется как не соответствующая техническим условиям на изготавливаемую продукцию. Отходы деревообрабатывающей промышленности зачастую не имеют какого-либо полезного применения и вывозятся на свалки, где происходит длительный процесс их естественного разложения, сопровождающийся гниением и выделением двуокси углерода, фенольных соединений и других загрязняющих веществ, а тепловой эффект протекающих реакций не используется.

При сжигании необработанной древесины на тепловых электростанциях в среднем в атмосферу выбрасывается примерно столько же загрязняющих веществ, как при сжигании природного газа [121], однако наблюдаются существенные различия в виде загрязнителя: основную часть вредных выбросов при сжигании древесины составляет углекислый газ, при этом в атмосфере не происходит его накопление благодаря тому что древесная биомасса является  $\text{CO}_2$ -нейтральным видом топлива (количество поглощённого в процессе роста дерева  $\text{CO}_2$  равно количеству  $\text{CO}_2$ , образующемуся при сжигании). Сжигание химически обработанных древесных отходов приводит к выбросу значительно более широкого диапазона загрязняющих веществ, и многих из них – в больших количествах [122]. При сжигании неочищенного генераторного газа, например, в горелках котла паровой турбины, выброс загрязняющих веществ остаётся на уровне, сопоставимом с прямым сжиганием биомассы. Если генераторный газ подвергается очистке до такой степени, что может быть использован в газовых двигателях или турбинах, то выбросы будут значительно ниже, чем в случае прямого сжигания биомассы. Однако это справедливо только до тех пор, пока электростанция работает в штатном режиме. На газогенераторных

электростанциях, особенно в первые два года работы, часто возникают технические проблемы различного характера, которые могут привести к нарастанию давления в газогенераторе и даже взрыву, и в этом случае грязный генераторный газ зачастую выбрасывается прямо в атмосферу. Даже при отсутствии каких-либо инцидентов, требующих сброса грязного генераторного газа в атмосферу, частые остановки и запуски газогенератора могут привести к значительным пикам эмиссии загрязняющих веществ.

Таким образом, рациональное с точки зрения защиты окружающей среды использование древесных отходов в энергетических целях должно либо сопровождаться комплексом мероприятий по очистке продуктов сгорания (в случае их прямого сжигания), либо предполагать применение современных энергетических комплексов, основанных на методах газификации. Во втором случае, помимо уменьшения экологической нагрузки на окружающую среду, происходит повышение эффективности производства электроэнергии на основе древесной биомассы, обусловленное оптимальным сочетанием процессов термохимической конверсии, газоочистки и сжигания газообразного топлива в газовых двигателях. Кроме того, применение методов, позволяющих получать газ, не содержащий смол, позволяет избежать необходимости утилизации загрязнений, осаждаемых в газоочистных сооружениях. Одним из таких методов является предлагаемый в работе способ непрерывной двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ.

#### Выводы по главе 1

Разработка эффективных технологий переработки древесной биомассы в газообразный энергоноситель для последующего применения в энергетических целях является актуальной задачей с точки зрения рационального использования природных ресурсов, утилизации древесных

отходов, а также создания средств обеспечения автономного энергоснабжения на местных источниках топлива. Анализ существующих промышленных решений показал, что термохимическая конверсия с последующим использованием полученного газа в газопоршневых электроагрегатах представляет собой один из наиболее эффективных способов получения электроэнергии из древесной биомассы. Обзор технологий газификации и пиролиза показал, что большинству из них свойственны такие недостатки, как высокое содержание смол и балластных газов (азота, диоксида углерода), существенно ограничивающие область их применения. Для очистки газа используются специальные фильтры и мокрые скрубберы, снижающие общую эффективность процесса. Указанная проблема может быть решена при использовании установок, в основу которых положен предлагаемый к рассмотрению в данной работе принцип двухстадийной термической конверсии, позволяющий получать газ, практически не содержащий смол и балластных газов.

Двухстадийная термическая конверсия является перспективным методом переработки древесной биомассы в синтез-газ. Получаемый газ характеризуется высокой чистотой, средним значением теплоты сгорания и особым составом, позволяющим использовать его как для комбинированной выработки тепловой и электрической энергии, так и для синтеза жидких топлив. Несмотря на то, что первое упоминание рассматриваемого метода двухстадийной конверсии относится к 1981 году [74], до сих пор не было создано ни одной установки непрерывного действия. Исследования в вышеупомянутых работах проводились в установках периодического действия на лабораторном уровне (масса исследуемых образцов составляла от единиц до десятков граммов). Необходимость в дополнительных исследованиях процесса двухстадийной конверсии была вызвана отсутствием информации о методике расчёта установок непрерывного

действия, а также отсутствием количественных данных о содержании смол и влаги в газе. Целью экспериментальных исследований являлось определение удельного содержания смол и влаги в газе, получаемом при переработке древесной биомассы, а также зависимости объёма образующегося газа от соотношения масс коксового остатка и исходного сырья.

Диссертационная работа направлена на исследование метода двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ, изучение свойств и определение сфер возможного применения получаемого газа, разработку и создание установки непрерывного действия производительностью несколько килограммов в час по исходному сырью, а также разработку когенерационного энергетического комплекса на базе газопоршневого двигателя внутреннего сгорания и отопительной системы, в которой производится частичная замена жидкого топлива газом, получаемым при конверсии древесной биомассы.

## 2 ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ

В главе описаны результаты экспериментальных исследований влияния отношения массы коксового остатка к массе образца древесной биомассы на значение удельного выхода получаемого синтез-газа и зависимости удельного содержания смол и влаги в синтез-газе от температуры в зоне гетерогенного крекинга.

### 2.1 Методика эксперимента

Для проведения экспериментальных исследований использовалась установка, аналогичная [123], схема которой представлена на рис. 2.1.

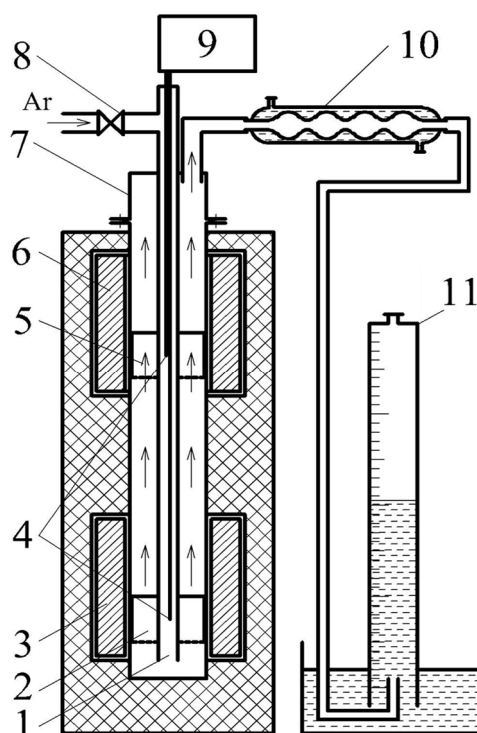


Рисунок 2.1 – Схема экспериментального стенда

Верхняя и нижняя части цилиндрической реторты 7 могли независимо нагреваться двумя электрическими печами 3 и 6 в интервале температур от

комнатной до 1300°C. Темп нагрева задавался и контролировался с помощью программируемой электронной системы управления. Температуры  $T_{\text{П}}$  и  $T_{\text{К}}$  в зонах расположения чаши с исходной биомассой 2 (зона пиролиза) и чаши с коксовым остатком 5 (зона крекинга) измерялись двумя хромель-алюмелевыми термопарами 4, выведенными на цифровой электронный термометр 9. Обе чаши имели перфорированное дно и были закреплены на трубе 1, через которую перед началом эксперимента производилась продувка реторты аргоном, после чего кран 8 перекрывался. Летучие продукты пиролиза, покидая реторту, попадали в конденсатор 10. Жидкая фракция осаждалась в конденсаторе, а объём неконденсирующихся газов измерялся эвдиометром 11. Фотография экспериментального стенда представлена на рис. 2.2.



Рисунок 2.2 – Фотография экспериментального стенда



Масса исходного сырья, подвергаемого пиролизу в нижней чаше, во всех экспериментах составляла 15 г. В качестве сырья использовалась древесная биомасса (дубовые опилки) с характерным размером 1 – 5 мм. Коксовый остаток этих опилок, полученный в результате предварительно проведенного пиролиза, помещался в верхнюю чашу.

В начале и в конце эксперимента производилось измерение массы образцов древесной биомассы и коксового остатка с помощью электронных весов «JW-1», имеющих приборную погрешность 0,02 г. Измерение температуры проводилось с помощью цифрового электронного термометра «АКТАКОМ АТТ-2004», приборная погрешность которого составляет 0,1°C, к которому были подключены хромель-алюмелевые термопары (тип «К»). Нагрев производился электрическими печами с программируемой электронной системой управления «Nabertherm В 180».

Были проведены две серии экспериментов, направленные на изучение зависимости удельного выхода синтез-газа от соотношения масс коксового остатка и исходной биомассы и зависимости удельного содержания смол и влаги в синтез-газе от температуры в зоне гетерогенного крекинга летучих продуктов пиролиза.

В первой серии экспериментов (определение удельного выхода синтез-газа) верхняя чаша 5 разогревалась печью 6 до фиксированной температуры  $T_K$ , равной 1000°C. Масса коксового остатка варьировалась в пределах от 2,5 до 15 г. Чаша для размещения образца биомассы 2 разогревалась печью 3 с темпом 10°C/мин. от комнатной температуры до  $T_{II} = 1000^\circ\text{C}$ . В данных экспериментах использовалась предварительно высушенная в течение суток при температуре  $105 \pm 2^\circ\text{C}$  биомасса.

Вторая серия экспериментов (определение удельного содержания смол и влаги в газе) проводилась при трех значениях температуры  $T_K$  в зоне крекинга: 850, 950 и 1000°C. Масса коксового остатка, помещаемого в

верхнюю чашу, при всех трех температурах  $T_K$  была одинаковой и составляла 15 г. После того как устанавливалась температура  $T_K$  в зоне крекинга, производился нагрев нижней чаши с темпом  $10^\circ\text{C}/\text{мин}$ . Перерабатываемая биомасса нагревалась до температуры  $700^\circ\text{C}$ , которая согласно [124] является верхней температурной границей образования первичных смол, и при дальнейшем нагревании образование вторичных и третичных смол происходит не за счёт термической деструкции биомассы, а только из первичных смол. Определение содержания влаги и смол в газе производилось для каждого из указанных значений температуры в зоне крекинга путём измерения массы конденсатора с помощью электронных весов «Mettler MS105-DU», имеющих приборную погрешность 0,01 мг. Перед началом эксперимента стеклянная трубка конденсатора подвергалась тщательной очистке и сушке, после чего производилось измерение её начальной массы ( $m_{\text{нач}}$ ). После проведения эксперимента трубка конденсатора отсоединялась от экспериментальной установки, и измерение повторялось ( $m_{\text{кон}}$ ). Затем трубка просушивалась на воздухе при комнатной температуре до тех пор, пока вся влага, находящаяся внутри неё, не испарялась, при этом смолы оставались на внутренней поверхности конденсатора. Производилось третье взвешивание конденсатора ( $m_{\text{сух}}$ ).

Массы смол  $m^{\text{см}}$  и влаги  $m^{\text{вл}}$  вычислялись по формулам:

$$m^{\text{см}} = m_{\text{сух}} - m_{\text{нач}},$$

$$m^{\text{вл}} = m_{\text{кон}} - m_{\text{сух}}.$$

Каждое измерение масс  $m_1$ ,  $m_2$  и  $m_3$  конденсатора состояло из десяти взвешиваний, по результатам которых вычислялось среднее арифметическое значение массы. Абсолютная погрешность прямых измерений вычислялась по методу Стьюдента [125] для значения доверительной вероятности 0,95.

## 2.2 Термогравиметрический и элементный анализ древесной биомассы

Изучение кинетики потери массы в процессе пиролиза проводилось на термогравиметрическом анализаторе (TGA) «TA Instruments SDT Q600». В процессе пиролиза исследуемый образец древесной биомассы нагревался в бескислородной среде до температуры  $T_{\text{П}}$ , равной  $700^{\circ}\text{C}$ . При этом производилось непрерывное измерение массы образца. На рис. 2.3 представлены результаты термогравиметрических исследований образцов абсолютно сухой древесной биомассы (дубовых опилок), которые подвергались пиролизу с темпом нагрева  $5$ ,  $10$  и  $20^{\circ}\text{C}/\text{мин}$ .

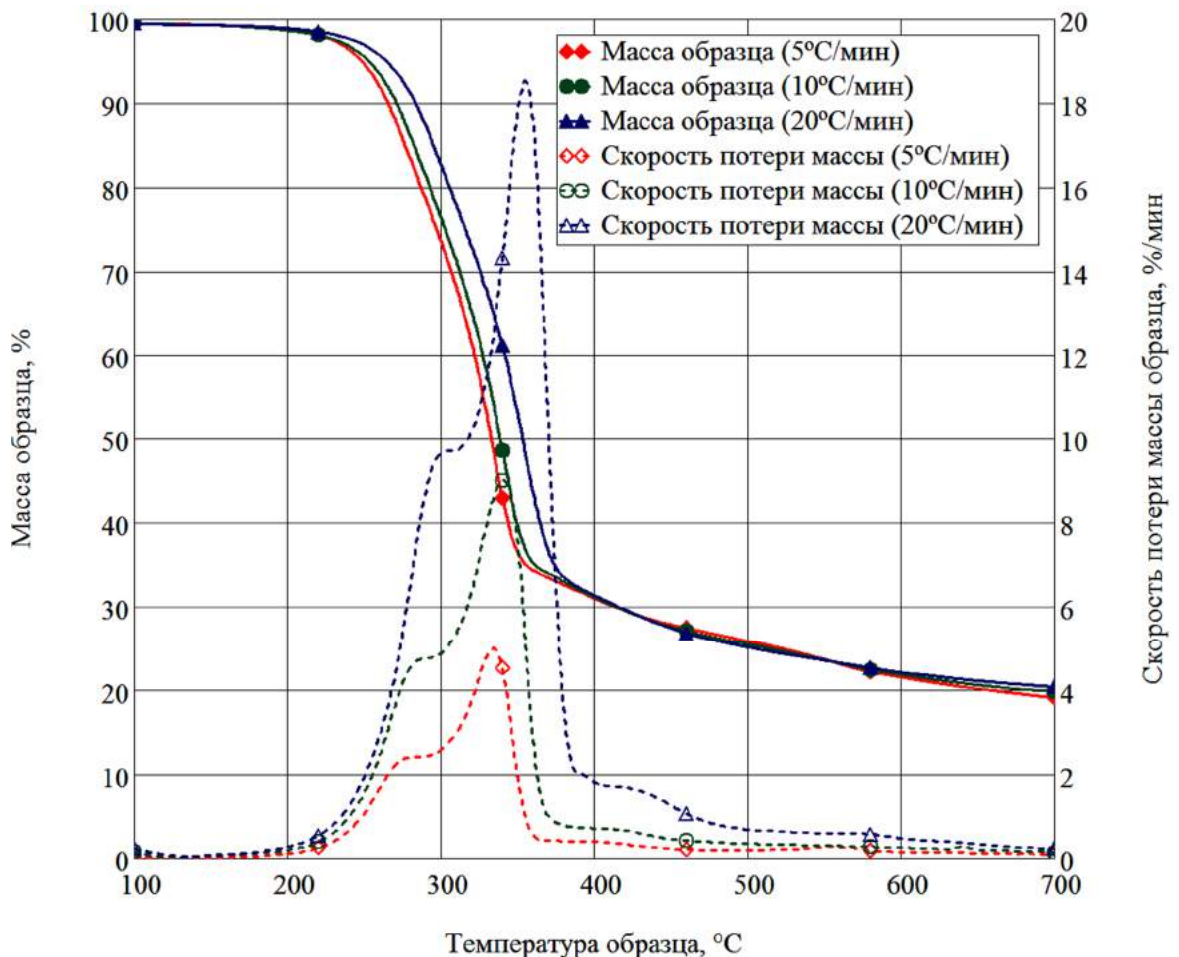


Рисунок 2.3. Изменение массы и скорости потери массы образцов древесной биомассы (дубовых опилок) при пиролизе до  $700^{\circ}\text{C}$  с различным темпом нагрева ( $5$ ,  $10$  и  $20^{\circ}\text{C}/\text{мин}$ .)

Из представленных данных видно, что основное изменение массы образца происходит в температурном диапазоне от 230 до 500°C, при этом относительная потеря массы составляет около 70 – 75 %. При дальнейшем увеличении температуры (до 700°C) изменение массы составляет менее 10 %, а изменение скорости нагрева от 5°C/мин. до 20°C/мин. практически не влияет на итоговое значение потери массы. Максимальная скорость потери массы приходится на температурный интервал от 230 до 370 – 400°C в зависимости от темпа нагрева.

Характеристики сырья представлены в табл. 2.1.

Таблица 2.1 – Характеристики древесной биомассы и коксового остатка

Наименование параметра	Массовая доля*, % мас.	
	Древесная биомасса	Коксовый остаток
Общая влага	5,5 / - / -	0,0 / - / -
Зольность	0,50 / 0,53 / -	3,05 / 3,05 / -
Общий углерод	46,96 / 49,69 / 49,95	94,39 / 94,39 / 97,36
Органический водород	5,42 / 5,73 / 5,77	0,99 / 0,99 / 1,02
Кислород (по остаточному принципу)	41,47 / 43,89 / 44,12	0,89 / 0,89 / 0,91
Азот	0,14 / 0,15 / 0,15	0,68 / 0,68 / 0,70
Горючая сера	0,01 / 0,01 / 0,01	0,01 / 0,01 / 0,01
Выход летучих веществ при 700°C	81,1 / 80,0 / 80,4	- / - / -
Выход летучих веществ при 1000°C	83,6 / 82,7 / 83,1	- / - / -

\* В пересчёте на рабочее / сухое / сухое беззольное состояние

Элементный анализ сырья проводился на анализаторе «Elementar Vario Macro Cube». Массовые доли общей влаги, золы и показатели выхода летучих веществ измерялись на термогравиметрическом анализаторе «TA Instruments SDT-Q600».

### 2.3 Изучение зависимости удельного выхода синтез-газа от соотношения масс коксового остатка и исходной биомассы

Конденсирующаяся часть продуктов пиролиза древесной биомассы представляет собой сложную смесь пирогенетической влаги, уксусной, муравьиной и молочной кислот, метанола, фурфурола, левоглюкозана, соединений различных классов (альдегидов, кетонов, сложных эфиров) и т.д. [126]. Нагревание пиролизных продуктов при пропускании через пористый коксовый остаток приводит к термическому разложению высокомолекулярных веществ, преимущественно с образованием монооксида углерода и водорода. Кроме того, происходит взаимодействие неконденсирующихся продуктов пиролиза с углеродом коксового остатка и парами пирогенетической влаги с образованием CO.

Степень конверсии летучих зависит от температуры и времени пребывания продуктов пиролиза в высокотемпературной зоне. В [77] показано, что при температуре  $1000^{\circ}\text{C}$  и времени взаимодействия порядка 4 секунд в зоне крекинга происходит практически полная конверсия конденсирующихся пиролизных продуктов в газ, а благодаря развитой поверхности и высокой реакционной способности коксового остатка,  $\text{CO}_2$  практически полностью преобразуется в CO. Кроме того, происходит образование окиси углерода и водорода при взаимодействии пирогенетической влаги и коксового остатка, что подтверждается убылью массы последнего.

На рис. 2.4 показана кривая зависимости удельного выхода неконденсирующихся газов (на 1 кг исходного сырья), образующегося в процессе нагрева древесной биомассы при фиксированной температуре в зоне крекинга, равной  $1000^{\circ}\text{C}$ , от температуры в зоне пиролиза сырья  $T_{\text{п}}$ .

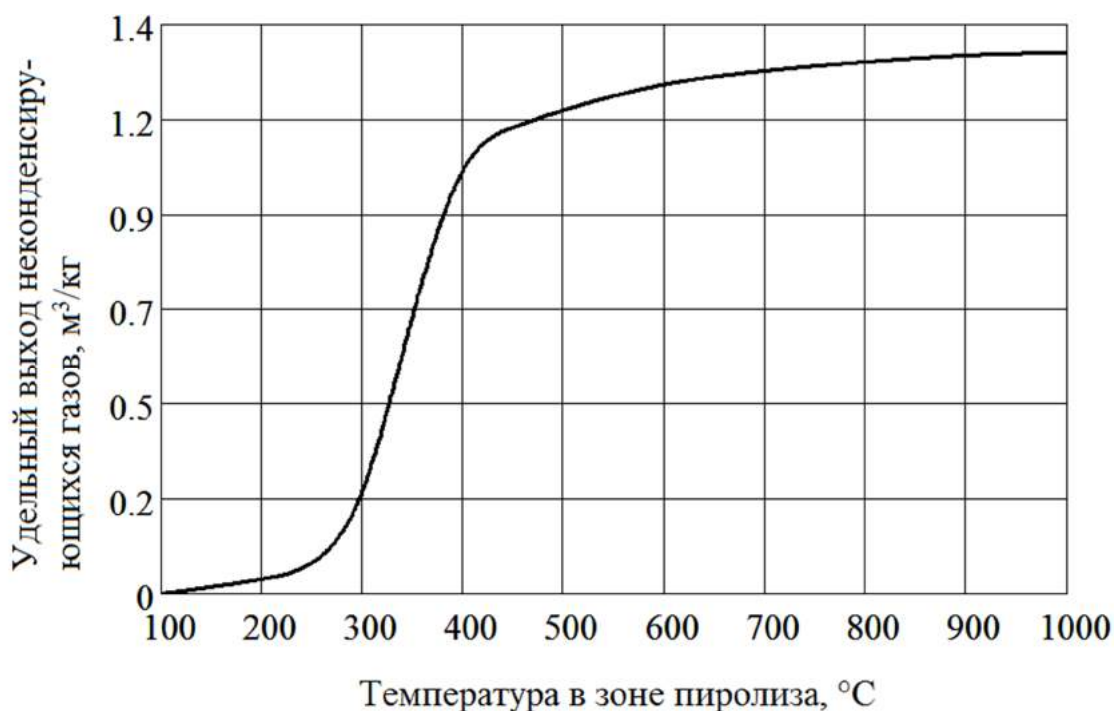


Рисунок 2.4 – Зависимость удельного выхода неконденсирующихся газов (на 1 кг исходного сырья) от температуры в зоне пиролиза при фиксированной температуре в зоне крекинга, равной 1000°С

Из представленных данных следует, что с ростом  $T_{\Pi}$  в нижней чаше объем образующихся неконденсирующихся газов увеличивается. Увеличение удельного выхода также может быть достигнуто за счёт увеличения времени пребывания летучих в слое коксового остатка.

Для определения влияния длительности взаимодействия летучих продуктов пиролиза с коксовым остатком древесной биомассы была проведена серия экспериментов с различной массой (высотой) засыпки коксового остатка в верхней чаше. В табл. 2.2 представлены данные об изменении массы засыпки коксового остатка при различных режимах переработки.

Из приведённых данных видно, что при увеличении высоты засыпки увеличивается значение потери массы коксового остатка, который преобразуется в газ в результате взаимодействия с пиролизными продуктами.

Таблица 2.2 – Изменение массы коксового остатка в засыпке

Высота засыпки, см	Масса засыпки исходная, г	Масса засыпки конечная, г	Абсолютная потеря массы засыпки, г	Относительная потеря массы засыпки, %
0,5	1,25	0,64	0,61	49
1	2,5	1,52	0,98	39
2	5	3,66	1,34	27
3	7,5	6,00	1,50	20
4	10	8,34	1,66	17
6	15	13,1	1,90	13

Зависимость удельного выхода образующихся неконденсирующихся газов от соотношения масс коксового остатка и исследуемого образца биомассы изучалась в [127], в работе использовались пеллеты из хвойных пород древесины влажностью около 4%. В диссертационной работе исследования проводились для абсолютно сухих дубовых опилок. Полученные в рамках диссертационной работы экспериментальные данные описывают схожую с представленной в [127] зависимость, однако не повторяют её, что может являться следствием различий в используемом сырье. На рис. 2.5. нанесены обе кривые, иллюстрирующие зависимости удельного выхода неконденсирующихся газов от отношения масс коксового остатка и исследуемого образца биомассы.

Из представленных данных следует, что увеличение высоты (массы) засыпки коксового остатка в верхней чаше приводит к увеличению удельного выхода неконденсирующихся газов, вплоть до некоторого максимального значения, которое остаётся неизменным при дальнейшем увеличении высоты засыпки. Достижение предельного значения удельного выхода неконденсирующихся газов свидетельствует о полноте произошедших реакций при заданном температурном режиме в зоне крекинга.

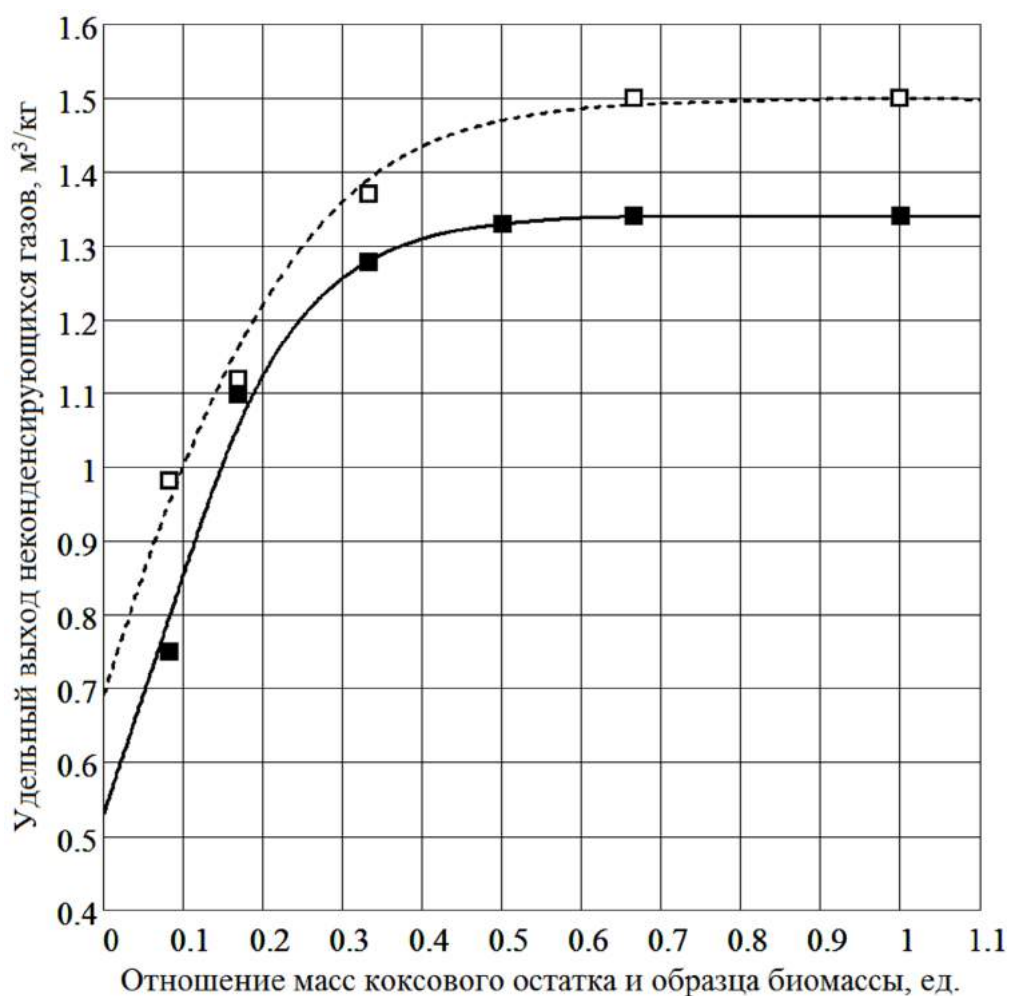


Рисунок 2.5 – Сопоставление экспериментальных (сплошная линия) и литературных [127] (пунктирная линия) данных по зависимости удельного выхода неконденсирующихся газов от соотношения масс коксового остатка и исследуемого образца биомассы

В эксперименте максимальное значение удельного выхода неконденсирующихся газов составило  $1,34 \text{ м}^3/\text{кг}$ . Достижение данной величины произошло при значении отношения масс коксового остатка и образца биомассы, равном  $0,67$ , что хорошо согласуется с [127]. Соответственно, при одинаковых температурных условиях и темпе нагрева, для любого значения  $\mu_{\text{КО/БМ}} = t_{\text{КО}}/t_{\text{БМ}}$ , превышающего  $\mu_{\text{КО/БМ}}^{\text{min}(10^\circ\text{C}/\text{мин.})} = 0,67$ , будет наблюдаться полная конверсия летучих и максимальное значение удельного выхода неконденсирующихся газов. При увеличении темпа



нагрева  $v_{\text{нагр}}$ , ввиду увеличения массового расхода летучих через слой коксового остатка, данная величина  $\mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(v_{\text{нагр}})}$ , очевидно, должна увеличиваться, а при уменьшении темпа нагрева – снижаться.

#### 2.4 Определение удельного содержания смол и влаги в синтез-газе

На рис. 2.6 приведены зависимости относительной массы образца и удельного выхода неконденсирующихся газов (в расчете на 1 кг исходной биомассы), образовавшихся при различных значениях  $T_K$ , от температуры в зоне пиролиза.

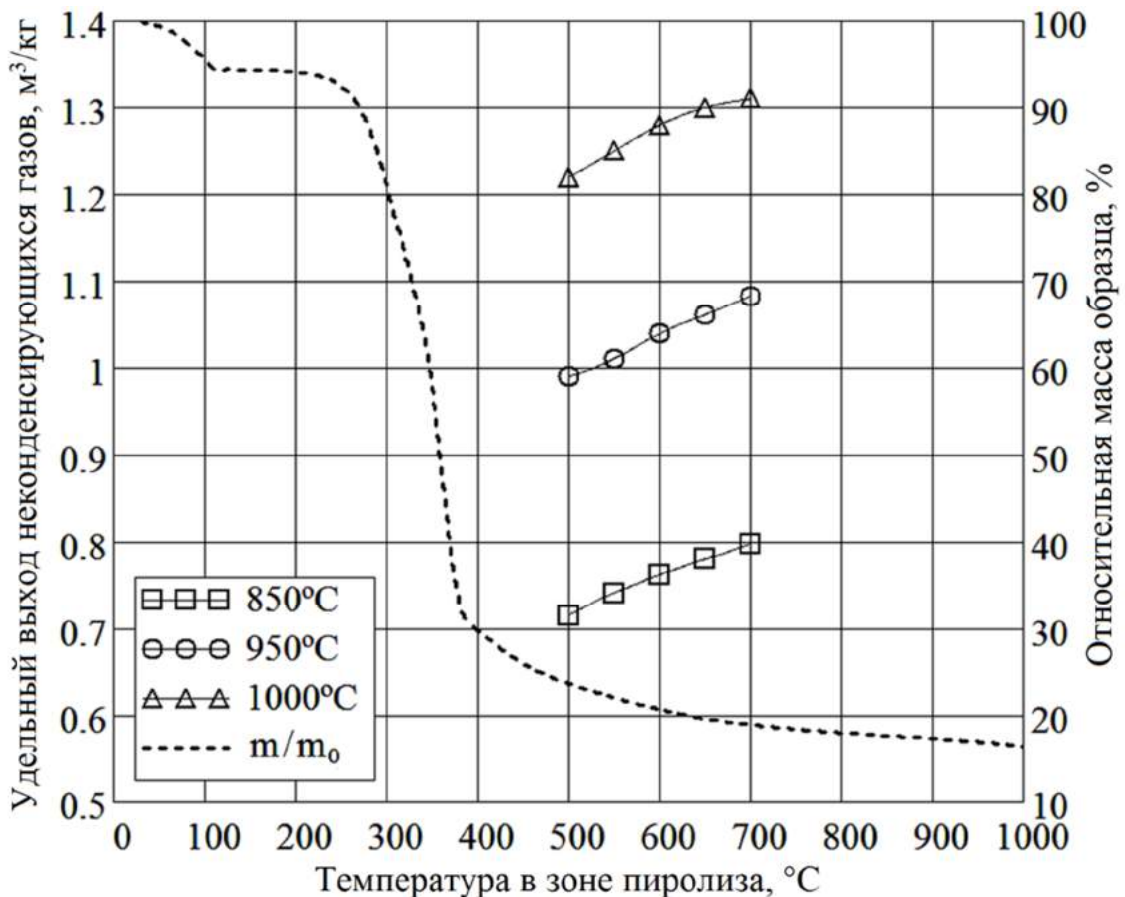


Рисунок 2.6 – Зависимости удельного выхода неконденсирующихся газов (в расчете на 1 кг исходной биомассы) для различных значений температуры в зоне крекинга (850°C, 950°C, 1000°C) и относительной массы образца ( $m/m_0$ ) от температуры в зоне пиролиза

Основное изменение массы образца и увеличение объёма неконденсирующихся газов происходят в интервале температур  $T_{\Pi} = 250 - 500^{\circ}\text{C}$ , соответствующем области образования жидкой фракции в процессе пиролиза образца исходного сырья. Увеличение объёма газа в данном температурном интервале имеет два основных механизма. Во-первых, газы образуются при разложении в зоне крекинга паров высокомолекулярных соединений, в нормальных условиях представляющих собой жидкую фракцию. Во-вторых, существенный вклад в увеличение объёма газов могут вносить три реакции, протекающие в прямом направлении с увеличением объёма газообразных продуктов:

- реакция паровой газификации углерода коксового остатка:



- реакция конверсии водяного газа:



- реакция Будуара:



В интервале температур  $T_{\Pi} = 500 - 700^{\circ}\text{C}$  происходит дальнейшее, сравнительно небольшое увеличение объёма газов, преимущественно обусловленное выделением водорода из расположенного в нижней чаше карбонизированного сырья. Это утверждение подтверждается тем, что в данном температурном интервале характер изменения удельного выхода газов практически не зависит от температуры в зоне крекинга (см. рис. 2.6).

Из представленных на рис. 2.6 данных видно, что с ростом температуры в зоне крекинга происходит заметное увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов: при увеличении  $T_{\text{К}}$  с  $850^{\circ}\text{C}$  до  $950^{\circ}\text{C}$  прирост составляет  $\Delta G_{850-950} = 0,285 \text{ м}^3/\text{кг}$ , а при увеличении  $T_{\text{К}}$  с  $950^{\circ}\text{C}$  до  $1000^{\circ}\text{C}$  –  $\Delta G_{950-1000} = 0,227 \text{ м}^3/\text{кг}$ .

Результаты измерения массы смол и влаги в конденсаторе для различных значений  $T_K$  представлены в табл. 2.3.

Таблица 2.3 – Масса смол и влаги в конденсаторе для различных значений  $T_K$

Параметр	Размерность	Температура в зоне крекинга, °С		
		850	950	1000
Масса смол	мг	3,89±0,03	1,18±0,03	0,9±0,04
Масса влаги	мг	1255,70±0,07	381,61±0,06	140,04±0,07

На рис. 2.7 представлены зависимости удельного содержания смол и влаги от температуры в зоне крекинга в расчете на 1 м<sup>3</sup> газа, а также в расчете на объем газа, полученного из 1 кг исходного сырья.

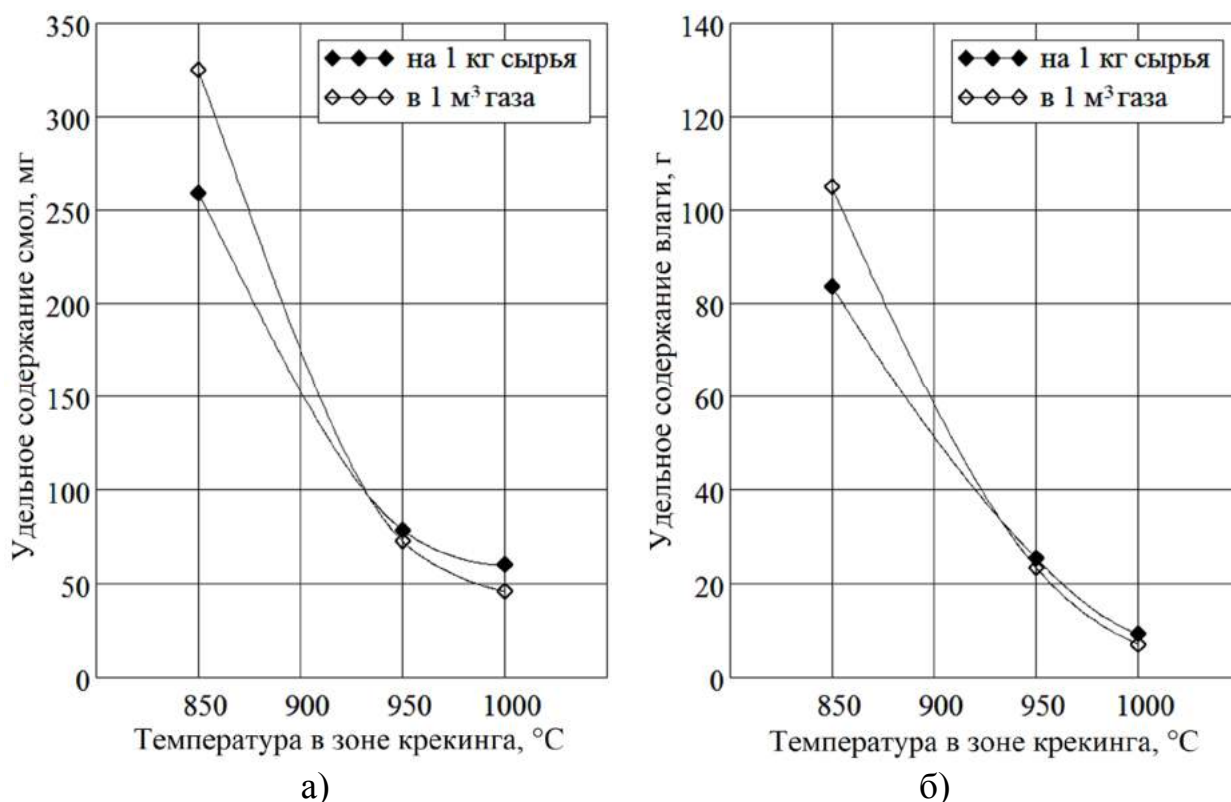


Рисунок 2.7 – Зависимости удельного содержания смол (а) и влаги (б) в газе от температуры в зоне крекинга в расчете на 1 кг исходного сырья и 1 м<sup>3</sup> газа

Из представленных данных следует, что увеличение  $T_K$  с 850°С до 950°С приводит к уменьшению содержания влаги в 1 м<sup>3</sup> газа на величину

$\Delta m_{850-950}^{ВЛ} = 81,5$  г и смол на  $\Delta m_{850-950}^{СМ} = 252,5$  мг, а при увеличении  $T_K$  с  $950^\circ\text{C}$  до  $1000^\circ\text{C}$  соответственно на  $\Delta m_{950-1000}^{ВЛ} = 16,3$  г и на  $\Delta m_{950-1000}^{СМ} = 26,7$  мг.

Оценим возможный вклад смол и влаги в увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов (в расчете на  $1 \text{ м}^3$  газа), наблюдаемое с ростом температуры в зоне крекинга. Вклад, обусловленный разложением смол можно оценить, исходя из предположений, что вся масса смол  $\Delta m_{850-950}^{СМ}$  и  $\Delta m_{950-1000}^{СМ}$  полностью превращается в газ, а плотность газовых смесей, получаемых при различных значениях  $T_K$ , в рассматриваемом температурном диапазоне остается практически неизменной и равной  $0,7 \text{ кг/м}^3$  [128]. В этом случае вклад продуктов разложения смол для температурных диапазонов  $T_K$   $850 - 950^\circ\text{C}$  и  $950 - 1000^\circ\text{C}$  составит  $0,36 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$  и  $0,04 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$  соответственно. Учитывая значения  $\Delta G_{850-950}$  и  $\Delta G_{950-1000}$ , приведенные выше, получаем, что относительный вклад смол в увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов составляет  $0,13\%$  и  $0,02\%$  соответственно.

Вклад влаги в увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов можно оценить на основе рассмотрения балансовых соотношений для реакций 2.1 и 2.2 и приведенных выше экспериментальных данных по  $\Delta m_{850-950}^{ВЛ}$  и  $\Delta m_{950-1000}^{ВЛ}$ . При этом надо иметь в виду, что оценки, основанные на том, что преобладающей является реакция паровой газификации 2.1 дают максимальное значение этого вклада, а реакция конверсии водяного пара 2.2 – минимальное. Учитывая, что реакция 2.1 является эндотермической, а реакция 2.2 – экзотермической, можно предположить, что с ростом температуры роль реакции 2.1 будет возрастать, а реакции 2.2 уменьшаться.

Увеличению выхода неконденсирующихся газов с ростом температуры в зоне крекинга способствует и реакция Будуара 2.3. При температурах  $850 -$

1000°C равновесие этой реакции сильно смещено в сторону образования монооксида углерода (согласно [129] в равновесном состоянии в указанном диапазоне температур содержание CO равно 94 – 99%), что должно приводить к увеличению объёма газообразных продуктов. Для проведения количественных оценок роли реакции 2.3 необходимо знание объемного содержания двуоксида углерода в летучих продуктах пиролиза, однако в данной работе такие измерения не проводились. Косвенным свидетельством того, что реакции 2.1 и 2.3 играют заметную роль в газообразовании в зоне крекинга, является экспериментально наблюдаемое уменьшение массы коксового остатка в верхней чаше реактора.

Обобщённые результаты проведенных оценок представлены в табл. 2.4. Цифры, приведенные в последней графе табл. 2.4 рассчитаны по остаточному принципу и соответствуют вкладу реакции Будуара.

Таблица 2.4 – Результаты оценок вклада смол и влаги в увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов при изменении температуры в зоне крекинга

Параметр	Размерность	Температурный диапазон $T_K$ , °C	
		850 – 950	950 – 1000
Увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов	м <sup>3</sup> (% об.)	0,285 (100)	0,227 (100)
Вклад смол		$0,36 \cdot 10^{-3}$ (0,13)	$0,04 \cdot 10^{-3}$ (0,02)
Вклад влаги (реакции 2.1 и 2.2)		0,11 – 0,22 (38,6 – 77,2)	0,022 – 0,044 (9,7 – 19,4)
Вклад реакции 2.3		0,175 – 0,065 (61,3 – 22,7)	0,205 – 0,183 (90,3 – 80,6)

Анализ приведённых в табл. 2.4 данных позволяет сделать вывод о том, что вклад продуктов разложения смол в увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов, наблюдаемое с ростом температуры в зоне

крекинга от 850 до 1000°C, является пренебрежимо малым. В диапазоне температур  $T_K = 850 - 950^\circ\text{C}$  увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов в основном обусловлено реакциями 2.1 и 2.2, протекающими с участием влаги, в то время как в диапазоне  $T_K = 950 - 1000^\circ\text{C}$  преобладающую роль играет реакция Будуара.

Как уже отмечалось, одним из важнейших показателей, характеризующих возможность использования в двигателях внутреннего сгорания газообразного топлива, полученного путем термической конверсии биомассы, является содержание в нем смол. Ввиду крайне ограниченного количества данных по ресурсным испытаниям двигателей, работающих на загрязнённом смолами газе, вопрос, касающийся предельно допустимого содержания смол, остаётся дискуссионным. Авторы большей части работ, цитируемых в [130], сходятся во мнении, что значение удельного содержания смол менее 100 мг/м<sup>3</sup> является допустимым, а менее 50 мг/м<sup>3</sup> – предпочтительным для длительной работы двигателя. Исходя из представленных на рис. 2.7 зависимостей, можно сделать вывод о том, что содержание смол в газе, полученном методом двухстадийной пиролизической конверсии, будет соответствовать допустимому и предпочтительному значениям в режимах с  $T_K \geq 930^\circ\text{C}$  и  $T_K \geq 985^\circ\text{C}$  соответственно.

Ещё одним показателем, накладывающим ограничения на выбор способа очистки и применение получаемого газа, является его влажность. При охлаждении газа возможна капельная конденсация водяного пара, которая может оказать неблагоприятное воздействие на работу некоторых видов фильтров, а скопление конденсата может привести к блокировке подачи топлива. Для предотвращения нежелательной конденсации водяного пара необходимо знать так называемую точку росы, т.е. температуру, при которой начинается конденсация. Это позволит либо полностью исключить

возможность конденсации, либо перенести её в заранее определённую зону, позволяющую производить вывод конденсата из системы. На рис. 2.8 представлена зависимость точки росы для получаемого газа от температуры в зоне крекинга.

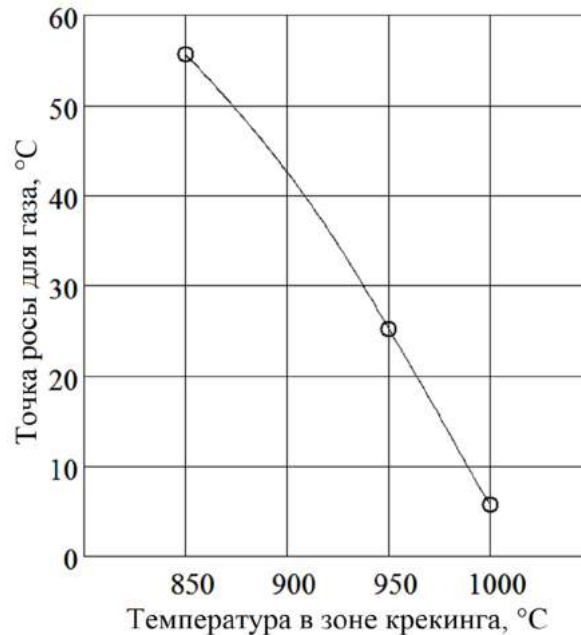


Рис. 2.8 – Зависимость точки росы для газа от температуры в зоне крекинга

Приведённая зависимость показывает, что для газа, полученного при  $T_K = 1000^\circ\text{C}$ , капельная конденсация не начинается при охлаждении вплоть до  $6^\circ\text{C}$ , что расширяет возможности использования в системе газоочистки бумажных и матерчатых фильтров для сепарации твёрдых частиц.

## 2.5 Расчёт объёма реактора крекинга модуля термохимической конверсии

Целью расчёта является определение зависимости  $V_{\text{КО}}^{\text{МТК}}(G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}})$  достаточного для полного крекинга летучих (когда наблюдается достижение предельного значения удельного выхода образующихся неконденсирующихся газов, см. п. 2.3) объёма реактора крекинга  $V_{\text{КО}}^{\text{МТК}}$ ,

заполняемого коксовым остатком биомассы, от массового расхода биомассы в разрабатываемом модуле термохимической конверсии  $G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}}$ .

При постоянных температурных условиях в зоне крекинга основным параметром, определяющим эффективность конверсии, является длительность пребывания летучих в высокотемпературном слое коксового остатка (продолжительность взаимодействия)  $\tau_{\text{вз}}$ . Пренебрегая влиянием состава летучих на процесс гетерогенного крекинга, предположим, что идентичность условий протекания процесса крекинга летучих для экспериментальной установки (индекс «ЭУ») и модуля термохимической конверсии (индекс «МТК») будет обеспечена в случае равенства величин продолжительности взаимодействия летучих и коксового остатка:

$$\tau_{\text{вз}}^{\text{ЭУ}} = \tau_{\text{вз}}^{\text{МТК}}. \quad (2.4)$$

Если допустить, что летучие равномерно распределяются по объёму засыпки коксового остатка, то величина продолжительности взаимодействия может быть вычислена по следующей формуле:

$$\tau_{\text{вз}} = \frac{V_{\text{КО}}}{G_{\text{вл}}}, \quad (2.5)$$

где:  $V_{\text{КО}}$  – объём коксового остатка,  $G_{\text{вл}}$  – объёмный расход летучих.

Объём коксового остатка равен:

$$V_{\text{КО}} = \frac{m_{\text{КО}}}{\rho_{\text{КОнас}}}, \quad (2.6)$$

где:  $m_{\text{КО}}$  – масса коксового остатка,  $\rho_{\text{КОнас}}$  – средняя насыпная плотность коксового остатка.

Объёмный расход летучих равен:

$$G_{\text{вл}} = \frac{G_{\text{л}}}{\rho_{\text{л}}}, \quad (2.7)$$

где:  $G_{\text{л}}$  – массовый расход летучих;  $\rho_{\text{л}}$  – плотность летучих.

Предполагается, что значения средней насыпной плотности коксового остатка, а также значения плотности летучих в верхней чаше



экспериментальной установки и реакторе крекинга модуля термохимической конверсии одинаковы. В таком случае формула 2.4 с учётом 2.5 – 2.6 приобретает следующий вид:

$$\frac{m_{\text{КО}}^{\text{ЭУ}}}{G_{\text{Л}}^{\text{ЭУ}}} = \frac{m_{\text{КО}}^{\text{МТК}}}{G_{\text{Л}}^{\text{МТК}}}. \quad (2.8)$$

Минимально необходимая масса коксового остатка в экспериментальной установке  $m_{\text{КО}min}^{\text{ЭУ}}$ , в соответствии с п. 2.3, может быть представлена в следующем виде:

$$m_{\text{КО}min}^{\text{ЭУ}} = m_{\text{БМ}}^{\text{ЭУ}} \cdot \mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(v_{\text{нагр}})}, \quad (2.9)$$

где:  $m_{\text{БМ}}^{\text{ЭУ}}$  – масса образца биомассы.

Преобразуя 2.8 с учётом 2.6 и 2.9, получаем:

$$V_{\text{КО}}^{\text{МТК}} = \frac{m_{\text{БМ}}^{\text{ЭУ}} \cdot \mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(v_{\text{нагр}})}}{\rho_{\text{КОнас}}} \cdot \frac{G_{\text{Л}}^{\text{МТК}}}{G_{\text{Л}}^{\text{ЭУ}}}. \quad (2.10)$$

В разрабатываемом модуле термохимической конверсии пиролиз различных порций сырья происходит одновременно во всём температурном интервале за счёт непрерывного режима работы: только что загруженная биомасса на входе в реактор имеет комнатную температуру, а биомасса на выходе из реактора в тот же момент времени уже нагрелась до конечной температуры пиролиза  $T_{\text{кп}}$ . Поэтому при неизменном режиме переработки величина массового расхода летучих  $G_{\text{Л}}^{\text{МТК}}$  является постоянной и равной произведению массового расхода биомассы  $G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}}$  и величины относительной потери массы  $\delta_m^{(T_{\text{кп}})}$  при пиролизе до конечной температуры  $T_{\text{кп}}$  (см. рис. 2.3):

$$G_{\text{Л}}^{\text{МТК}} = G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}} \cdot \delta_m^{(T_{\text{кп}})}, \quad (2.11)$$

На экспериментальной установке процесс протекает иначе: по мере нагревания нижней чаши выход летучих происходит неравномерно, при этом массовый расход летучих (который равен текущему значению скорости потери массы образца) имеет максимум, как показано на рис. 2.9. В формуле

2.10 для каждого темпа нагрева в качестве характерной величины массового расхода летучих  $G_{Л}^{\text{ЭУ}}$ , при которой происходит полное их разложение, принимается не максимальное значение  $G_{Л\text{max}}^{\text{ЭУ}}$ , а среднеинтегральное значение  $G_{Л\text{ср.инт.}}^{\text{ЭУ}}$ , что обеспечивает некоторый запас, поскольку для каждого темпа нагрева  $G_{Л\text{ср.инт.}}^{\text{ЭУ}}$  оказывается заведомо меньше  $G_{Л\text{max}}^{\text{ЭУ}}$ .

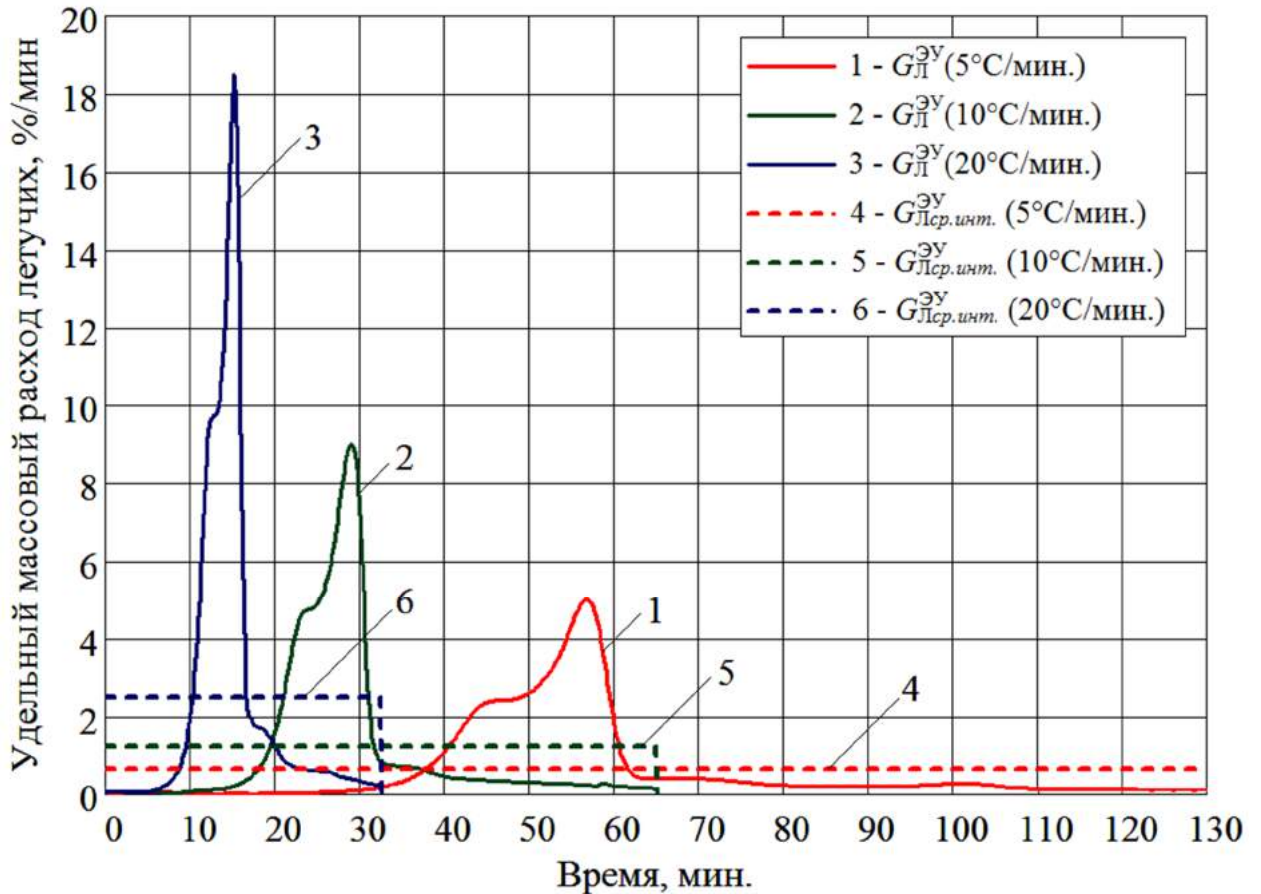


Рисунок 2.9 – Изменение во времени действительного и среднеинтегрального значений массового расхода летучих на экспериментальной установке при различном темпе нагрева биомассы (5, 10 и 20°C/мин.)

Таким образом, значение массового расхода летучих для экспериментальной установки может быть вычислено по следующей формуле:

$$G_{Л}^{\text{ЭУ}} = G_{Л\text{ср.инт.}}^{\text{ЭУ}} = \frac{m_{\text{БМ}}^{\text{ЭУ}} \cdot \delta_{\text{м}}^{(T_{\text{кп}})}}{(T_{\text{кп}} - T_0) / v_{\text{нагр}}}, \quad (2.12)$$

где  $T_0$  – температура образца биомассы в начале эксперимента (комнатная).

Рассмотрим зависимость массового расхода летучих от темпа нагрева в диапазоне до  $30^\circ\text{C}/\text{мин}$ . Зависимости  $G_{\text{Лmax}}^{\text{ЭУ}}$  и  $G_{\text{Лср.инт.}}^{\text{ЭУ}}$  представлены на рис. 2.10.

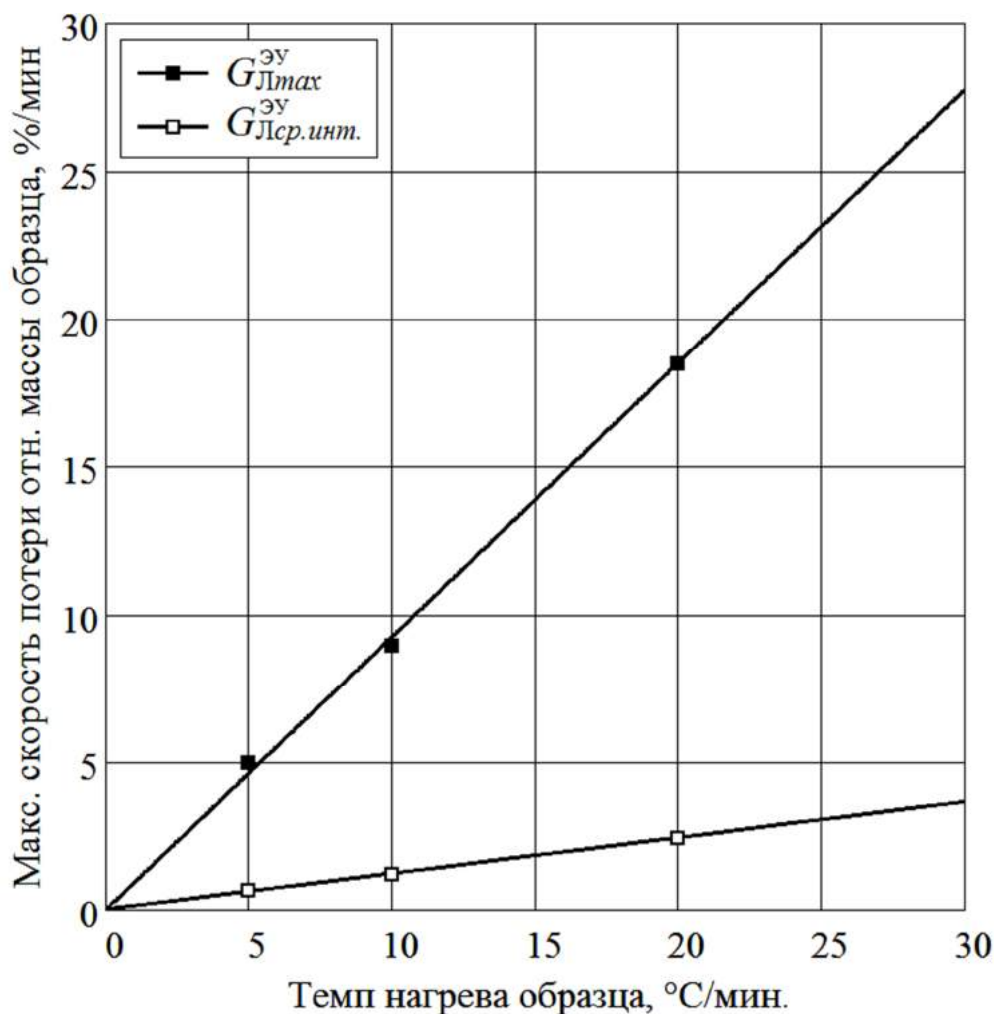


Рисунок 2.10 – Зависимость максимального и среднеинтегрального значений массового расхода летучих в экспериментальной установке от темпа нагрева биомассы

Представленные на рис. 2.10 графики показывают, что зависимость как максимального, так и среднеинтегрального значения массового расхода летучих в экспериментальной установке от темпа нагрева биомассы является линейной. Исходя из этого, можно сделать предположение, что для любого темпа нагрева  $v_{\text{нагр}}$  в рассматриваемом диапазоне до  $30^\circ\text{C}/\text{мин}$ . значение

$\mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(v_{\text{нагр}})}$  (см. п. 2.3) изменяется пропорционально изменению значения массового расхода летучих ( $G_{\text{Лтmax}}^{\text{ЭУ}}$  и/или  $G_{\text{Лср.инт.}}^{\text{ЭУ}}$ ). Тогда отношение вышеуказанных величин будет постоянным и равным экспериментально определённого для темпа  $v_{\text{нагр}} = 10^\circ\text{C/мин.}$ :

$$\frac{\mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(v_{\text{нагр}})}}{G_{\text{Лср.инт.}}^{\text{ЭУ}}(v_{\text{нагр}})} = \text{const} = \frac{\mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(10^\circ\text{C/мин.})}}{G_{\text{Лср.инт.}}^{\text{ЭУ}}(10^\circ\text{C/мин.})}. \quad (2.13)$$

В этом случае выражение 2.10 с учётом 2.11 – 2.13 может быть представлено в следующем виде:

$$\begin{aligned} V_{\text{КО}}^{\text{МТК}} &= \frac{m_{\text{БМ}}^{\text{ЭУ}} \cdot \mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(v_{\text{нагр}})}}{\rho_{\text{КОнас}}} \cdot \frac{[G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}} \cdot \delta_{\text{м}}^{(T_{\text{кп}})}]}{\left[ \frac{m_{\text{БМ}}^{\text{ЭУ}} \cdot \delta_{\text{м}}^{(T_{\text{кп}})}}{(T_{\text{кп}} - T_0)/v_{\text{нагр}}} \right]} = \\ &= G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}} \cdot \frac{(T_{\text{кп}} - T_0)}{10^\circ\text{C/мин.}} \cdot \frac{\mu_{\text{КО/БМ}}^{\min(10^\circ\text{C/мин.})}}{\rho_{\text{КОнас}}}. \quad (2.14) \end{aligned}$$

Для дубовых опилок, используемых в экспериментах, измеренное значение насыпной плотности коксового остатка составляет  $\rho_{\text{КОнас}} = 120 \text{ кг/м}^3$ . При их пиролизе до конечной температуры  $700^\circ\text{C}$  выражение 2.14, согласно п. 2.3, принимает вид:

$$V_{\text{КО}}^{\text{МТК}} = 0,006 \frac{\text{м}^3}{\text{кг/ч}} \cdot G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}}. \quad (2.15)$$

Значение множителя в формуле 2.15 может быть сравнительно быстро определено на экспериментальной установке для любого режима переработки и любого вида биомассы, что позволит получить значение необходимой величины объёма реактора крекинга при проектировании модуля термохимической конверсии.

## Выводы по главе 2

Представлены экспериментальные данные, характеризующие зависимость удельного выхода неконденсирующихся газов, получаемых методом двухстадийной пиролитической конверсии древесных отходов, и удельного содержания в них смол и влаги от температуры  $T_K$  в зоне гетерогенного крекинга летучих продуктов пиролиза. Показано, что при  $T_K = 1000^\circ\text{C}$  значения удельного содержания смол и влаги составляют  $45,8 \text{ мг/м}^3$  и  $7,18 \text{ г/м}^3$  соответственно, что делает получаемый газ пригодным для использования в качестве топлива для двигателей внутреннего сгорания без предварительной очистки от смол. Приведены результаты оценок вклада смол и влаги в увеличение удельного выхода неконденсирующихся газов, наблюдаемое с ростом температуры в зоне крекинга в диапазоне от  $850$  до  $1000^\circ\text{C}$ . Из результатов оценок следует, что с ростом температуры в зоне крекинга происходит смена химического механизма, ответственного за увеличение объёма получаемого газа.

Серия экспериментов по изучению зависимости удельного выхода образующихся неконденсирующихся продуктов пиролитической переработки древесины в двухстадийном процессе для различных объёмов засыпки коксового остатка позволила определить количественное соотношение исходного сырья, подвергаемого пиролизу, и коксового остатка, соответствующее максимальному удельному выходу образующихся неконденсирующихся продуктов. На основании полученных данных и выдвинутых предположений был предложен метод расчёта объёма реактора крекинга, достаточного для гарантированной конверсии летучих пиролизных продуктов древесины при заданной производительности установки.

### 3 ИССЛЕДОВАНИЕ ХАРАКТЕРИСТИК УСТАНОВКИ ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ

В главе приведены результаты испытаний и результаты расчёта основных параметров работы модуля термохимической конверсии.

#### 3.1 Разработка и испытание модуля термохимической конверсии древесной биомассы в синтез-газ

Приводится описание принципиальной схемы, расчёта объёма реактора крекинга и результаты испытаний установки непрерывного действия, использующей принцип двухстадийной термической конверсии.

##### 3.1.1 Принципиальная схема модуля термохимической конверсии

Принципиальная схема модуля термохимической конверсии представлена на рис. 3.1.

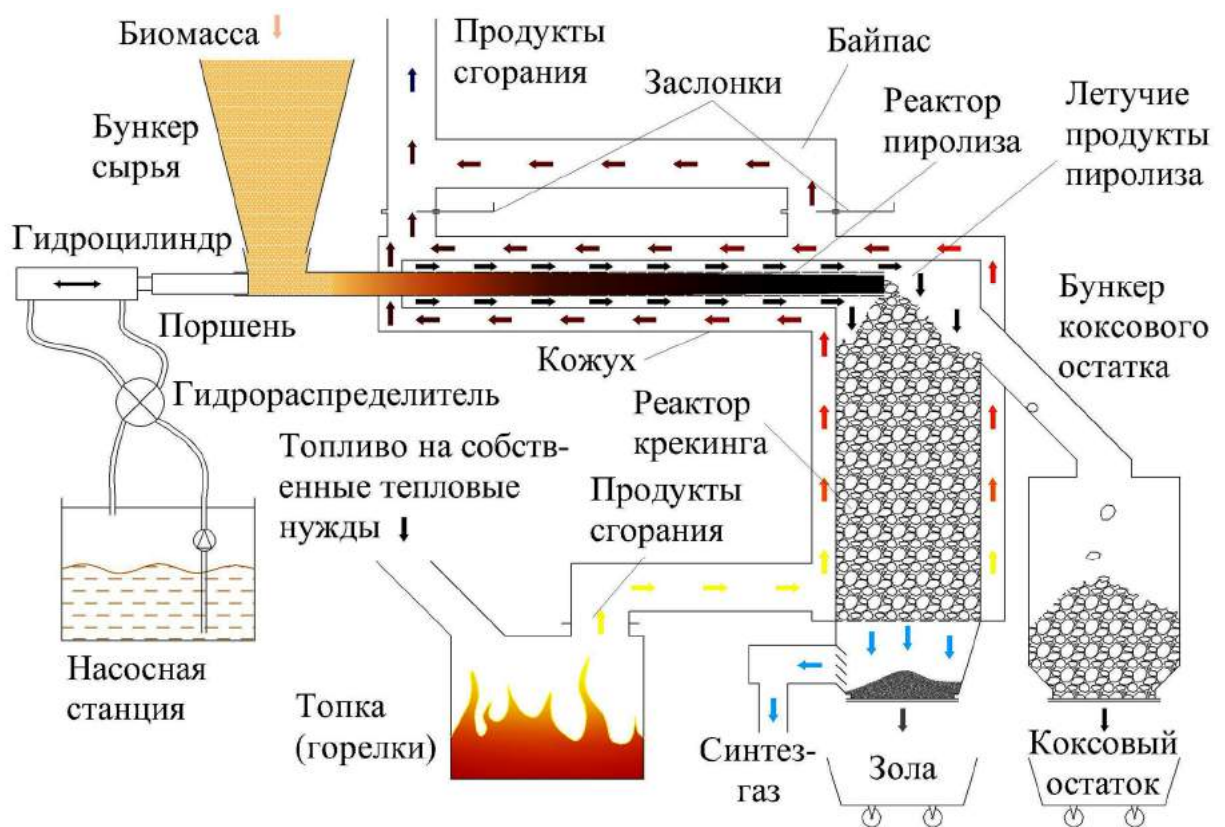


Рисунок 3.1 – Принципиальная схема модуля термохимической конверсии

Работа модуля термохимической конверсии осуществляется следующим образом. Древесная биомасса (опилки, стружка) из бункера сырьём порциями подаётся в реактор пиролиза при помощи поршня, совершающего возвратно-поступательные движения; роль силового механизма выполняет гидроцилиндр, подключённый к насосной станции через гидрораспределитель, имеющий электромагнитное управление. На входе в реактор пиролиза биомасса уплотняется под действием силы, приложенной со стороны поршня, создавая герметичную пробку, препятствующую выходу газообразных продуктов наружу, и далее, в виде спрессованного брикета, перемещается по реактору пиролиза за счёт поступления новых порций. Подвод тепла к уплотнённой биомассе происходит через стенку от горячих продуктов сгорания, образующихся в топке или горелке. Для обеспечения подвода необходимого для поддержания процесса конверсии количества тепловой энергии производится сжигание любого доступного топлива, например природного газа или пропана (использовались в экспериментах на отдельных модулях установки), исходной биомассы или коксового остатка перерабатываемой биомассы. В реакторе пиролиза происходит постепенный разогрев биомассы до температуры порядка 500 – 700°C, сопровождающийся выходом летучих веществ, которые через перфорацию в стенке реактора пиролиза попадают в газовые коллекторы, по которым перемещаются в вертикально расположенную реторту, наполненную коксовым остатком перерабатываемой биомассы, – реактор крекинга. Температура коксового остатка в реакторе крекинга может поддерживаться за счёт подвода тепла через стенку от продуктов сгорания на уровне 1000°C. Пиролизные газы и пары проходят через неподвижный высокотемпературный слой коксового остатка, в котором происходит преобразование газов и высокомолекулярных соединений (в т. ч. смол) в синтез-газ, который затем отводится для очистки,

охлаждения и дальнейшего использования. В результате протекания химических реакций коксовый остаток в реакторе крекинга расходуется, но постоянно пополняется коксовым остатком, поступающим из реактора пиролиза. Убыль массы коксового остатка в реакторе крекинга зависит от породы используемой древесной биомассы, её влажности и температуры в реакторе, и, как правило, не превышает десятков процентов от массы вновь образующегося коксового остатка. Поэтому в термохимическом реакторе предусмотрен бункер коксового остатка, который может периодически разгружаться. Избыток образующегося коксового остатка может быть использован как в самом процессе (для обеспечения собственных нужд в тепловой энергии), так и для иных целей. Внешний кожух модуля термохимической конверсии имеет байпас и заслонки, позволяющие регулировать поток продуктов сгорания в зоне пиролиза, тем самым обеспечивая возможность поддержания необходимой температуры реактора.

### 3.1.2 Расчёт и конструирование модуля термохимической конверсии

Результатом расчёта объёма реактора крекинга по формуле 2.15 для производительности модуля термохимической конверсии  $G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}} = 12$  кг/ч является значение  $V_{\text{РК}}^{\text{МТК}} = 0,072$  м<sup>3</sup>, которое при площади сечения реактора крекинга 0,049 м<sup>2</sup> соответствует высоте реактора крекинга 1,47 м и массе коксового остатка 8,6 кг ( $\rho_{\text{КОнас}} = 120$  кг/м<sup>3</sup>).

Схема модуля термохимической конверсии и фотография установки с четырьмя модулями представлены на рис. 3.2.

Модуль термохимической конверсии имеет систему измерения (схема представлена на рис. 3.3), позволяющую определять следующие величины:

- массовый расход биомассы определялся посредством взвешивания на электронных весах «JW-1» загружаемого количества биомассы, расходуемого за заданный промежуток времени;



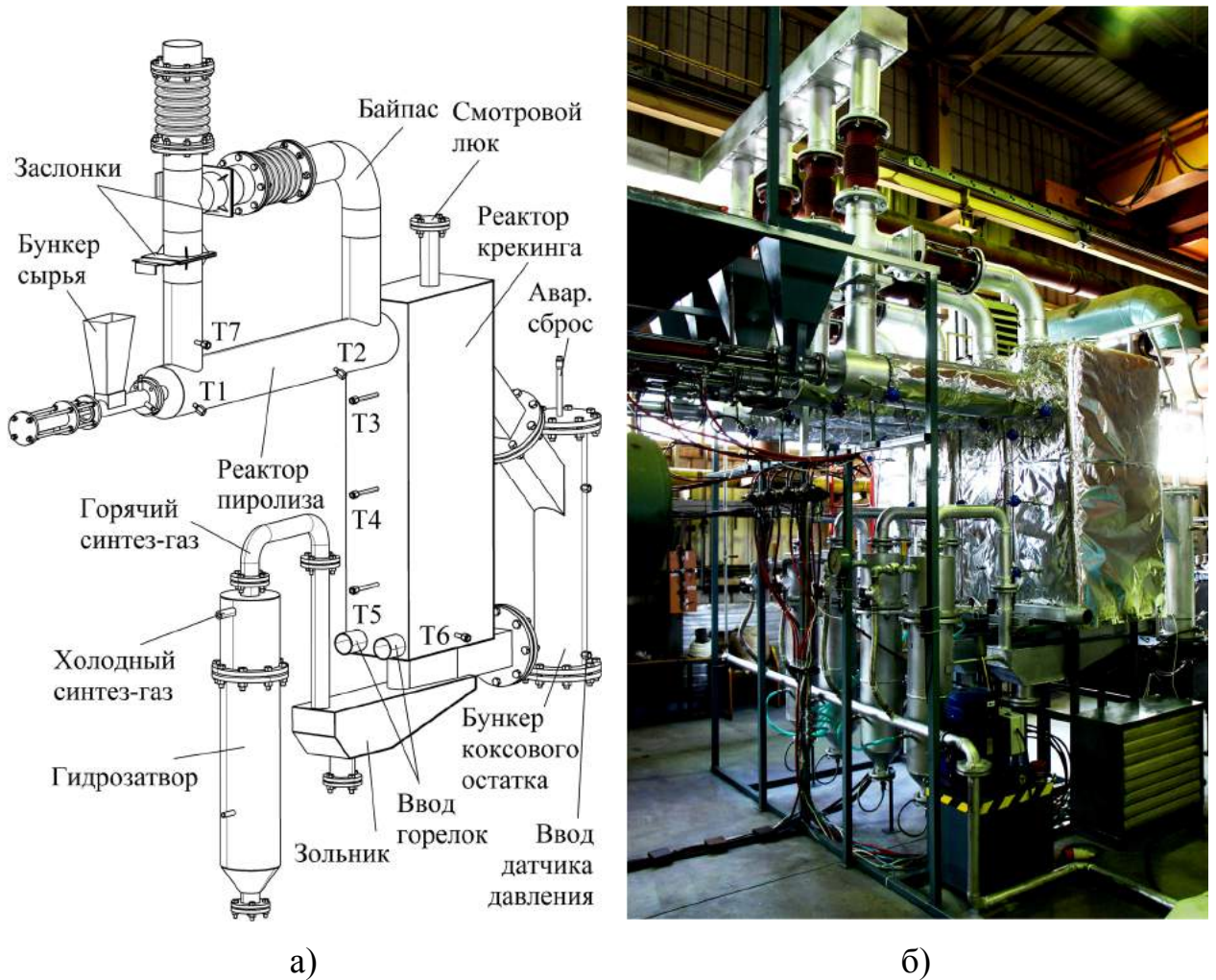


Рисунок 3.2 – Схема модуля термохимической конверсии (а) и фотография установки, состоящей из четырёх модулей (б)

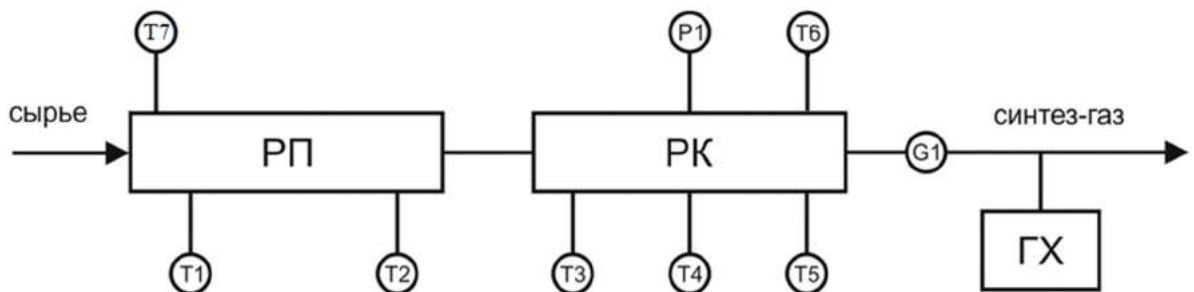


Рисунок 3.3 – Схема системы измерений: РП – реактор пиролиза, РК – реактор крекинга; ГХ – газовый хроматограф, T1 – T7 – термопары, P1 – датчик давления, G1 – счётчик синтез-газа

- объемный расход синтез-газа измерялся ультразвуковым счетчиком газа «Гобой-1»;

- избыточное давление синтез-газа внутри реактора измерялось электронным датчиком давления «Элемер АИР-10L»;

- химический состав синтез-газа (измерение химического состава синтез-газа проводилось, во-первых, проточным газоанализатором «MRU Vario Plus Industrial “Syngas”» ( $O_2$ ,  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $C_xH_y$ ,  $N_2$ ), подключаемым к газовой магистрали во время эксперимента, и, во-вторых, путем отбора проб для анализа на газовом хроматографе «Хромос ГХ-1000» (углеводороды: метан, этан, этен, пропан, пропен, и-бутан, н-бутан, и-пентан, н-пентан));

- расход топлива (природного газа или пропана), потребляемого на собственные нужды измерялся ультразвуковым счетчиком газа «Гобой-1»;

- количество потребляемой на собственные нужды электроэнергии измерялось счётчиком Меркурий 200;

- температурное поле установки (температуры в семи точках, обозначенных на схеме Т1 – Т7, измерялись при помощи хромель-алюмелевых термопар (тип «К»), подключенных к многоканальному термометру «Элемер» ТМ-5103).

Показаниям Т1 и Т2 соответствовали значения температуры металлической стенки на входе и выходе реактора пиролиза. Показаниям Т3, Т4 и Т5 соответствовали значения температуры коксового остатка в середине поперечного сечения реактора крекинга на различных уровнях: в верхней, средней и нижней частях реактора крекинга соответственно (см. рис. 3.2). Показаниям Т6 соответствовала температура наружной поверхности стенки реактора крекинга, которая была практически равна температуре входящих продуктов сгорания природного газа или пропана. Показаниям Т7 соответствовала температура выходящих продуктов сгорания.

### 3.1.3 Проведение испытаний и результаты

В соответствии с экспериментальными исследованиями, целевой для реактора пиролиза является температура порядка 500 – 700°C (термопара T2). Для реактора крекинга летучих продуктов пиролиза оптимальной является температура 1000°C. Из-за охлаждения продуктов сгорания в газоходах температура средней (термопара T4) и верхней (термопара T3) частей реактора крекинга оказывалась ниже оптимальной и составляла 980 и 950°C соответственно. Температура стенки реактора крекинга в зоне входа продуктов сгорания (термопара T6) из соображений жаропрочности и жаростойкости поддерживалась на уровне не выше 1100°C. Контрольное измерение температуры T6 в некоторых экспериментах проводилось вручную периодически, а не в непрерывном режиме. Температура T7 измерялась вручную в установившемся режиме. На рис. 3.4 приведен график типичного изменения температур T1 – T6 в процессе испытаний.

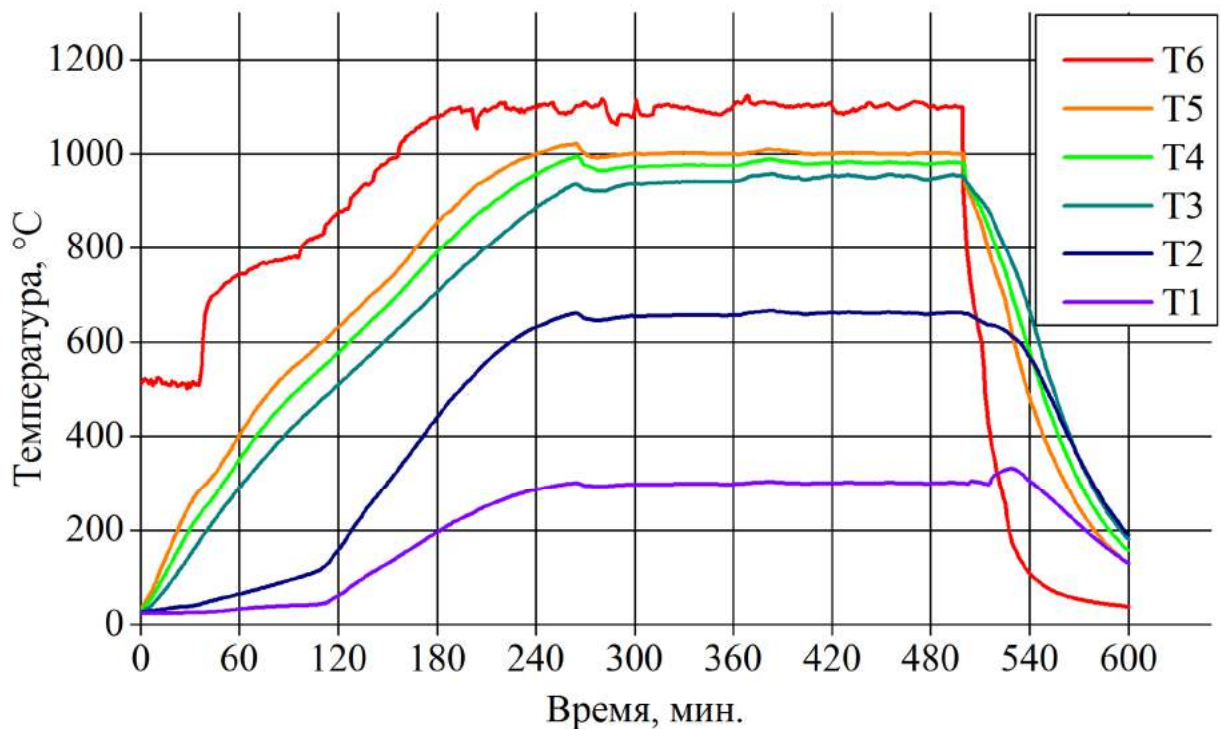


Рисунок 3.4 – Типичное изменение температур T1 – T6 во времени при испытаниях модуля термохимической конверсии

Эксперимент проходит в три основных этапа: вывод установки на заданный температурный режим, работа в установившемся режиме и проведение измерений, завершение испытаний. Из приведенных данных видно, что характерное время выхода на рабочий режим составляет порядка 4,5 часов, после чего температура во всех зонах реактора пиролиза и реактора крекинга соответствует заданным значениям для оптимального режима термической переработки биомассы в синтез-газ. В установившемся режиме температурное поле установки и расход биомассы поддерживаются постоянными. Подача сырья в реактор осуществляется с момента достижения на входе в реактор начальной температуры пиролиза (около 200°C). В процессе разогрева реактора скорость подачи сырья постепенно увеличивается с расчетом выхода на заданную производительность при достижении рабочей температуры реактора.

Эксперименты проводились на двух объектах: испытательном стенде ОИВТ РАН (г. Москва) и площадке ООО «Энергонезависимость» (г. Нижний Новгород). Исходные данные для каждого объекта представлены в табл. 3.1.

Таблица 3.1 – Исходные данные

Наименование параметра	Размерность	ОИВТ РАН	ООО «Энергонезависимость»
Условное обозначение площадки		«А»	«Б»
Вид древесной биомассы		Опилки (дуб)	Стружка (сосна)
Расход биомассы	кг/ч	6,0	5,0
Масса коксового остатка, находящегося в реакторе крекинга	кг	8,6	8,6
Вид топлива на собственные нужды		Природный газ	Пропан
Рабочее значение давления газа	бар	0,1 – 0,4(0,45)	0,4 – 2,0(2,2)
Расход топлива на собственные нужды в установившемся режиме	м <sup>3</sup> /ч	3,22	1,08

Продолжение таблицы 3.1.

Наименование параметра	Размерность	ОИВТ РАН	ООО «Энерго-независимость»
Тепловая мощность горелок в установленном режиме	кВт	30,0	27,4
Мощность насосной станции	кВт	2,26	
Температурные параметры реакторов пиролиза и крекинга:			
На входе в реактор пиролиза (Т1)	°С	300	250
На выходе из реактора пиролиза (Т2)	°С	660	500
На входе в реактор крекинга (Т3)	°С	950	870
В середине реактора крекинга (Т4)	°С	980	910
На выходе из реактора крекинга (Т5)	°С	1000	950
На входе продуктов сгорания (Т6)	°С	1100	1100
На выходе продуктов сгорания (Т7)	°С	600	570

Как видно из представленных данных, массовый расход древесного сырья в экспериментах незначительно различался из-за погрешности настройки загрузочного устройства, обусловленной существенной разницей в насыпной плотности между дубовыми опилками ( $\sim 160 \text{ кг/м}^3$ ) и сосновой стружкой ( $\sim 60 \text{ кг/м}^3$ ). В обоих случаях расход биомассы составлял приблизительно половину от расчётного значения. Снижение расхода биомассы оказалось вынужденной мерой, поскольку при расчётном значении массового расхода не удавалось достичь удовлетворительного прогрева брикета биомассы по всему сечению, что характеризовалось низким (приблизительно вдвое ниже расчётного) значением удельного выхода синтез-газа. Уменьшение расхода биомассы сказалось на увеличении продолжительности прогрева брикета биомассы в реакторе пиролиза и позволило модулю термохимической конверсии работать в установленном режиме с расчётными показателями удельного выхода синтез-газа.

Температурный режим экспериментов «А» и «Б» также несколько отличался. В эксперименте «Б» синтез-газ применялся в качестве замены жидкого топлива для котла, поэтому к газу предъявлялись пониженные требования по содержанию смол, и температура переработки была несколько снижена.

В табл. 3.2 приведены характеристики используемой древесной биомассы и полученного в экспериментах коксового остатка.

Таблица 3.2 – Характеристики древесной биомассы и коксового остатка

Наименование параметра	Массовая доля*, % мас.	
	Дубовые опилки	Сосновая стружка
<u>Параметры биомассы</u>		
Общая влага	5,50 / - / -	8,80 / - / -
Зольность	0,50 / 0,53 / -	0,48 / 0,53 / -
Общий углерод	46,96 / 49,69 / 49,95	47,68 / 52,28 / 52,56
Органический водород	5,42 / 5,73 / 5,77	5,54 / 6,07 / 6,10
Кислород (по остаточному принципу)	41,47 / 43,89 / 44,12	37,43 / 41,04 / 41,26
Азот	0,14 / 0,15 / 0,15	0,05 / 0,06 / 0,06
Горючая сера	0,01 / 0,01 / 0,01	0,02 / 0,02 / 0,02
Выход летучих веществ при 700°С	81,1 / 80,0 / 80,4	84,5 / 83,0 / 83,4
Выход летучих веществ при 1000°С	83,6 / 82,7 / 83,1	87,9 / 86,8 / 87,3
<u>Параметры коксового остатка</u>		
Удельный выход (на 1 кг биомассы)	0,163	0,156
Зольность	3,05 / 3,05 / 0	4,01 / 4,01 / 0
Общий углерод	94,39 / 94,39 / 97,36	92,48 / 92,48 / 96,34
Органический водород	0,99 / 0,99 / 1,02	0,85 / 0,85 / 0,88
Кислород (по остаточному принципу)	0,89 / 0,89 / 0,91	2,09 / 2,09 / 2,17
Азот	0,68 / 0,68 / 0,70	0,56 / 0,56 / 0,58
Горючая сера	0,01 / 0,01 / 0,01	0,02 / 0,02 / 0,02

\* В пересчёте на рабочее / сухое / сухое беззольное состояние

Как видно из представленных данных, элементный состав древесного сырья и коксового остатка в экспериментах «А» и «Б» различался незначительно. Выход летучих при пиролизе до температуры 700°C и 1000°C для сосновой стружки был несколько больше, чем для дубовых опилок.

В табл. 3.3 приведены данные по химическому составу и объему получаемого синтез-газа.

Таблица 3.3 – Свойства синтез-газа

Наименование параметра	Размерность	Величина	
		Дубовые опилки	Сосновая стружка
Объёмный расход синтез-газа	м <sup>3</sup> /ч	7,66	6,50
Удельный выход образующегося синтез-газа	м <sup>3</sup> /кг	1,28	1,30
<u>Химический состав сухого синтез-газа</u>			
Водород (H <sub>2</sub> )	% об.	50,4	49,2
Монооксид углерода (CO)		40,8	40,8
Диоксид углерода (CO <sub>2</sub> )		5,5	5,0
Азот (N <sub>2</sub> )		1,5	1,8
Кислород (O <sub>2</sub> )		0,0	0,0
Углеводороды (C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> ), среди них:		1,8	3,2
- метан (CH <sub>4</sub> )	% об. от общего количества C <sub>n</sub> H <sub>m</sub>	90,7	91,8
- этан (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )		1,2	0,7
- этен (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )		1,1	0,8
- пропан (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )		4,2	2,7
- пропиен (C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> )		0,2	0,1
- и-бутан (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )		1,1	1,0
- н-бутан (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )		0,6	1,0
- и-пентан (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )		0,2	0,4
- н-пентан (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> )	0,7	1,5	

Представленные в табл. 3.3 значения удельного выхода синтез-газа хорошо согласуются с полученными ранее экспериментальными данными, описанными в предыдущей главе. Несмотря на некоторое уменьшение температуры конверсии в эксперименте с сосновой стружкой, значение удельного выхода синтез-газа оказалось даже чуть больше, чем в эксперименте с дубовыми опилками, что могло иметь сразу несколько причин. Во-первых, коксовый остаток, покинув реактор пиролиза, некоторое время находится в горячей зоне верхней части реактора крекинга, и только потом оказывается в бункере коксового остатка. Небольшое снижение расхода биомассы могло сказаться на увеличении средней продолжительности пребывания коксового остатка в зоне пиролиза, что привело к увеличению удельного выхода летучих. Во-вторых, небольшое снижение расхода биомассы и соответствующее уменьшение расхода пиролизных продуктов при одинаковом объёме коксового остатка в реакторе крекинга способствовало увеличению времени их взаимодействия. В-третьих, значения  $T_3 - T_5$  соответствуют центру сечения слоя коксового остатка, в то время как в пристенной области его температура была значительно выше и могла достигать температуры стенки –  $1100^{\circ}\text{C}$ , что являлось достаточным для протекания эндотермических реакций, идущих с увеличением объёма газов. В-четвёртых, сосновая стружка имела чуть более высокое значение показателя выхода летучих.

### 3.2 Расчёт основных параметров работы модуля термохимической конверсии

Расчёт производился для модуля термохимической конверсии, испытанного на стенде ОИВТ РАН с использованием в качестве сырья дубовых опилок (вариант «А», см. табл. 3.1).



В табл. 3.4 представлены расчётные данные по теплоте сгорания биомассы, коксового остатка и синтез-газа.

Таблица 3.4 – Теплота сгорания биомассы, коксового остатка и синтез-газа

Наименование параметра	Размерность	Величина
Низшая теплота сгорания биомассы	МДж/кг	16,9
Высшая теплота сгорания биомассы	МДж/кг	18,2
Низшая теплота сгорания коксового остатка	МДж/кг	33,0
Высшая теплота сгорания коксового остатка	МДж/кг	33,2
Низшая теплота сгорания синтез-газа	МДж/ м <sup>3</sup>	10,5
	МДж/кг	16,0
Высшая теплота сгорания синтез-газа	МДж/ м <sup>3</sup>	11,5
	МДж/кг	17,5

Продукты сгорания природного газа на входе в установку разбавлялись воздухом для снижения температуры  $T_6$  до требуемого значения, равного  $1100^{\circ}\text{C}$ , которое контролировалось при помощи термопары. Для поддержания заданного температурного режима применялись две регулировки: изменение расхода природного газа, которое производилось изменением давления газа в горелках, и изменение коэффициента избытка воздуха при перемещении заслонки, установленной в тракте продуктов сгорания и изменяющей его гидравлическое сопротивление (см. рис. 3.1).

Для расчёта величины теплотерь сначала производилось вычисление коэффициента избытка воздуха  $\alpha_{\text{ПС}}$  по экспериментальному значению температуры продуктов сгорания  $T_6$  (см. рис. 3.5). Затем по известному значению расхода природного газа  $G_{\text{ПГ}}$  и полученному значению коэффициента избытка воздуха  $\alpha_{\text{ПС}}$  определялись значения массового  $G_{\text{ПС}}$  и объёмного  $G_{\text{вПС}}$  расхода продуктов сгорания, а также их состав и теплофизические свойства: удельная изобарная теплоемкость  $C_{p\text{ПС}}$ , плотность  $\rho_{\text{ПС}}$ , динамическая вязкость  $\mu_{\text{ПС}}$  и коэффициент теплопроводности  $\lambda_{\text{ПС}}$  [131].

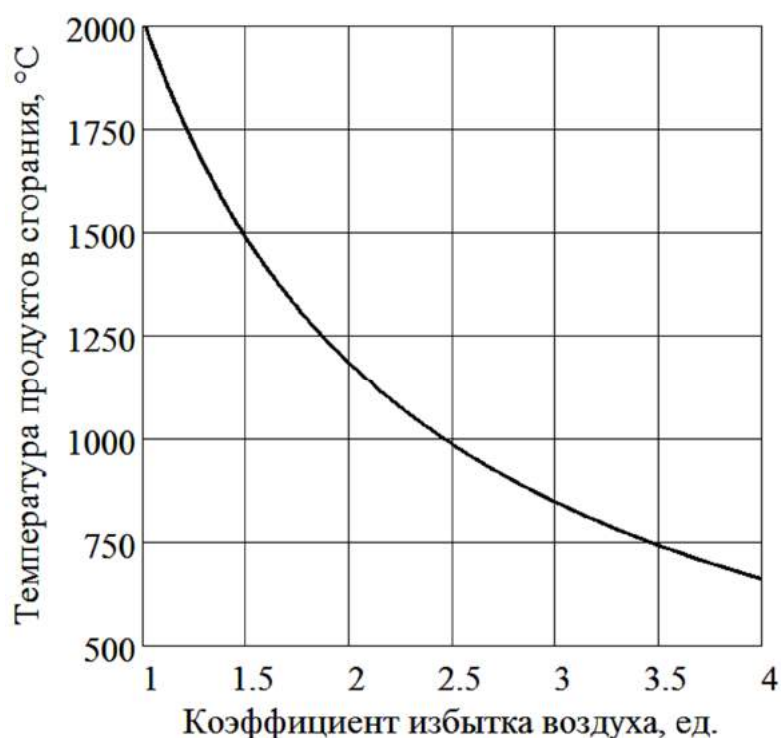


Рисунок 3.5 – Зависимость температуры продуктов сгорания природного газа от коэффициента избытка воздуха для  $T_{\text{ВОЗДУХА}} = 18^{\circ}\text{C}$

Далее производилось вычисление площадей поверхностей реакторов пиролиза и крекинга, необходимых для расчета теплотерь. При известных значениях проходных сечений трактов продуктов сгорания, в соответствии с расходом, вычислялись скорости движения продуктов сгорания природного газа. По полученным скоростям рассчитывались числа Нуссельта для условий вынужденного конвективного теплообмена внутри кожуха и для условий свободной конвекции у наружной поверхности [132]. Вычислялись коэффициенты теплопередачи  $k_{l_{\text{рп}}}$  (линейный для цилиндрической стенки реактора пиролиза) и  $k_{\text{рк}}$  (для плоских стенок) [133], исходя из которых рассчитывалась мощность тепловых потерь (см. табл. 3.5):

$$P_{\text{ПОТрп}} = \pi \cdot k_{l_{\text{рп}}} \cdot (T_{\text{рпср}} - T_{\text{окр}}) \cdot L_{\text{рп}},$$

$$P_{\text{ПОТрк}} = k_{\text{рк}} \cdot (T_{\text{ркср}} - T_{\text{окр}}) \cdot S_{\text{рк}},$$

где:  $T_{\text{рпср}}$  и  $T_{\text{ркср}}$  – средние температуры продуктов сгорания в тракте реактора пиролиза и реактора крекинга соответственно;  $T_{\text{окр}}$  – температура окружающего воздуха;  $L_{\text{рп}}$  и  $S_{\text{рк}}$  – длина реактора пиролиза и площадь реактора крекинга.

Значение суммарных тепловых потерь для реактора крекинга складывалось из трёх величин: потерь с нижней горизонтальной поверхности, потерь с верхней горизонтальной поверхности и потерь с боковых вертикальных поверхностей.

Таблица 3.5 – Тепловые потери в окружающую среду

Наименование параметра	Размерность	Величина
<u>Параметры окружающей среды:</u>		
- температура (подаваемого в горелки воздуха)	°С	18
- относительная влажность	%	65
<u>Параметры продуктов сгорания:</u>		
- средняя температура в реакторе пиролиза	°С	780
- средняя температура в реакторе крекинга	°С	1075
- массовый расход	кг/с	0,0233
- коэффициент избытка воздуха	ед.	2,19
<u>Химический состав:</u>		
- азот (N <sub>2</sub> )	% мас.	74,1
- кислород (O <sub>2</sub> )	% мас.	12,2
- углекислый газ (CO <sub>2</sub> )	% мас.	7,1
- вода (H <sub>2</sub> O)	% мас.	6,6
<u>Тепловые потери:</u>		
- реактор пиролиза	кВт	1,75
- реактор крекинга	кВт	6,36
Итого	кВт	8,11

При сведении массового баланса производился расчет удельных значений (на один килограмм исходной биомассы) масс образующихся твердых и газообразных продуктов. Удельная масса газообразных продуктов рассчитывалась как произведение плотности и удельного объемного выхода сухого синтез-газа. Удельная масса твердых продуктов (коксового остатка) принималась равной удельному выходу коксового остатка, полученному в эксперименте (см. табл. 3.2).

Невязка массового баланса, представляющая собой разницу между удельными массами на входе и выходе, рассчитывалась по формуле:

$$\delta_m = 1 - (g_{\text{СГ}} + g_{\text{КО}}),$$

где  $g_{\text{СГ}}$  и  $g_{\text{КО}}$  – значения удельных масс синтез-газа и коксового остатка соответственно.

При сведении элементного баланса производился расчет удельного содержания (на один килограмм исходной биомассы) элементов в образующихся твердых и газообразных продуктах. Удельная масса каждого из элементов (азота, водорода, кислорода и углерода), находящихся в газе, рассчитывалась как произведение удельной массы синтез-газа и массового содержания данного элемента в газе. Удельная масса каждого из элементов в коксовом остатке рассчитывалась как произведение удельной массы коксового остатка и массового содержания данного элемента в коксовом остатке.

Невязка элементного баланса, представляющая собой разницу между удельными массами для каждого из элементов на входе и выходе, рассчитывалась по формуле:

$$\delta_{i_{\text{эл}}} = 1 \cdot g_{i_{\text{эл}}}^{\text{БМ}} - (g_{i_{\text{эл}}}^{\text{СГ}} + g_{i_{\text{эл}}}^{\text{КО}}),$$

где  $g_{i_{\text{эл}}}^{\text{БМ}}$ ,  $g_{i_{\text{эл}}}^{\text{Г}}$  и  $g_{i_{\text{эл}}}^{\text{КО}}$  – значения удельных масс каждого из элементов в исходной биомассе, синтез-газе и коксовом остатке соответственно. Данные расчёта представлены в табл. 3.6.

Таблица 3.6 – Массовый и элементный баланс

Наименование параметра	Обозначение	Величина, % мас.
<u>Удельная масса:</u>		
- синтез-газа	$g_{CG}$	84,0
- коксового остатка	$g_{KO}$	16,3
Значение невязки массового баланса	$\delta_m$	0,3
<u>Удельная масса элементов в синтез-газе:</u>		
- азот (N)	$g_N^{CG}$	2,2
- кислород (O)	$g_O^{CG}$	45,0
- водород (H)	$g_H^{CG}$	5,9
- углерод (C)	$g_C^{CG}$	30,9
<u>Удельная масса элементов в коксовом остатке:</u>		
- азот (N)	$g_N^{KO}$	0,1
- кислород (O)	$g_O^{KO}$	0,2
- водород (H)	$g_H^{KO}$	0,1
- углерод (C)	$g_C^{KO}$	15,4
- зола (A)	$g_A^{KO}$	0,5
<u>Значение невязки для каждого элемента:</u>		
- азот (N)	$\delta_N$	-2,2
- кислород (O)	$\delta_O$	1,3
- водород (H)	$\delta_H$	0,0
- углерод (C)	$\delta_C$	0,7

Из представленных в табл. 3.6. данных видно, что неудовлетворительная сходимость элементного баланса отмечается только для азота. Это, очевидно, явилось следствием самопроизвольного попадания некоторого количества воздуха в реактор. В составе синтез-газа отсутствует кислород, что указывает на то, что попадание воздуха произошло до реакторов пиролиза и крекинга, т.е. при загрузке вместе с биомассой.

При сведении энергетического баланса производился расчёт всех входящих и исходящих энергетических потоков.

Энергия, соответствующая теплосодержанию биомассы, перерабатываемой в единицу времени:

$$P_{\text{БМ}} = G_{\text{БМ}} \cdot q_{\text{БМ}}^{\text{В}},$$

где:  $G_{\text{БМ}}$  – массовый расход биомассы,  $q_{\text{БМ}}^{\text{В}}$  – высшая удельная теплота сгорания биомассы.

Тепловая мощность, приносимая продуктами сгорания природного газа (разница между теплосодержанием на входе и на выходе из модуля термохимической конверсии):

$$P_{\text{ПС}_{\text{ПГ}}} = G_{\text{ПС}_{\text{ПГ}}} \cdot \int_{T_{\text{ПС}_{\text{ВЫХ}}}}^{T_{\text{ПС}_{\text{ВХ}}}} C_{p\text{ПС}_{\text{ПГ}}}(T) dT,$$

где:  $G_{\text{ПС}_{\text{ПГ}}}$  – массовый расход продуктов сгорания природного газа,  $T_{\text{ПС}_{\text{ВХ}}}$  – температура входящих продуктов сгорания,  $T_{\text{ПС}_{\text{ВЫХ}}}$  – температура выходящих продуктов сгорания,  $C_{p\text{ПС}_{\text{ПГ}}}(T)$  – удельная теплоёмкость продуктов сгорания природного газа при постоянном давлении в зависимости от температуры.

Тепловая мощность потерь через теплоизолированные стенки реакторов пиролиза и крекинга в окружающую среду (см. табл. 3.5):

$$P_{\text{ПОТ}_{\Sigma}} = P_{\text{ПОТ}_{\text{рп}}} + P_{\text{ПОТ}_{\text{рк}}}.$$

Энергия, соответствующая теплосодержанию твердых и газообразных продуктов, образующихся в единицу времени (химическая и физическая теплота):

$$P_{\text{Тх}} = G_{\text{БМ}} \cdot g_{\text{КО}} \cdot q_{\text{КО}}^{\text{В}},$$

$$P_{\text{Тф}} = C_{p\text{ДР.УГЛ}} \cdot G_{\text{БМ}} \cdot g_{\text{КО}} \cdot (T_{\text{РК}_{\text{ВЫХ}}} - T_{\text{ОКР}}),$$

$$P_{\text{Гх}} = G_{\text{БМ}} \cdot g_{\text{СГ}} \cdot q_{\text{СГ}}^{\text{В}},$$

$$P_{\text{Гф}} = G_{\text{БМ}} \cdot g_{\text{СГ}} \cdot \int_{T_{\text{СГ}}}^{T_{\text{РК}_{\text{ВЫХ}}}} C_{p\text{СГ}} dT,$$

где:  $q_{\text{КО}}^{\text{В}}$  – высшая удельная теплота сгорания коксового остатка,  $C_{\text{рдр.угл}}$  – средняя удельная теплоёмкость древесного угля,  $T_{\text{РПВЫХ}}$  – температура на выходе из реактора пиролиза,  $T_{\text{окр}}$  – температура окружающей среды,  $q_{\text{СГ}}^{\text{В}}$  – высшая удельная теплота сгорания синтез-газа,  $T_{\text{РКВЫХ}}$  – температура на выходе из реактора крекинга (Т5),  $T_{\text{СГ}}$  – температура синтез-газа измеренная,  $C_{\text{рСГ}}$  – удельная теплоёмкость синтез-газа при постоянном давлении.

Общее уравнение энергетического баланса (см. рис. 3.6) имеет следующий вид:

$$P_{\text{БМ}} + P_{\text{ПС}_{\text{ПГ}}} - P_{\text{ПОТ}_{\Sigma}} = P_{\text{Тх}} + P_{\text{Тф}} + P_{\text{Гх}} + P_{\text{Гф}}.$$



Рисунок 3.6 – Схема энергетических потоков

Невязка энергетического баланса рассчитывалась по формуле:

$$\Delta P = (P_{\text{БМ}} + P_{\text{ПС}_{\text{ПГ}}} - P_{\text{ПОТ}_{\Sigma}}) - (P_{\text{Тх}} + P_{\text{Тф}} + P_{\text{Гх}} + P_{\text{Гф}}).$$

Результаты расчетов составляющих и невязки энергетического баланса приведены в табл. 3.7.

Таблица 3.7 – Энергетический баланс

Наименование параметра	Обозначение	Величина, кВт
Энергия, соответствующая теплосодержанию биомассы, перерабатываемой в единицу времени	$P_{\text{БМ}}$	30,3
Тепловая мощность, приносимая продуктами сгорания природного газа	$P_{\text{ПС}_{\text{ПГвх}}}$	14,7

Продолжение таблицы 3.7.

Наименование параметра	Обозначение	Величина, кВт
Тепловая мощность потерь через теплоизолированные стенки реакторов пиролиза и крекинга в окружающую среду	$P_{\text{ПОТЭ}}$	8,1
Энергия, соответствующая теплосодержанию твердых и газообразных продуктов, образующихся в единицу времени (химическая и физическая теплота):		
- твердые продукты, хим.	$P_{\text{Тх}}$	9,0
- твердые продукты, физ.	$P_{\text{Тф}}$	0,2
- газообразные продукты, хим.	$P_{\text{Гх}}$	24,5
- газообразные продукты, физ.	$P_{\text{Гф}}$	2,8
Невязка энергетического баланса	$\Delta P$	0,4

Расчёт эффективности преобразования энергии древесной биомассы, поступающей на переработку, в энергию синтез-газа без учета затрат на собственные нужды производился по следующей формуле:

$$\eta_{\text{пр}} = \frac{g_{\text{СГ}} \cdot q_{\text{СГ}}^{\text{H}}}{q_{\text{БМ}}^{\text{H}}},$$

где:  $q_{\text{СГ}}^{\text{H}}$  – низшая удельная теплота сгорания синтез-газа,  $q_{\text{БМ}}^{\text{H}}$  – низшая удельная теплота сгорания биомассы.

Коэффициент полезного действия (КПД) установки по переработке древесной биомассы в синтез-газ с учетом затрат на собственные нужды рассчитывался по формуле:

$$\eta_{\Sigma} = \frac{G_{\text{БМ}} \cdot g_{\text{СГ}} \cdot q_{\text{СГ}}^{\text{H}}}{G_{\text{БМ}} \cdot q_{\text{БМ}}^{\text{H}} + N_{\text{НС}} + G_{\text{ПГ}} \cdot q_{\text{ПГ}}^{\text{H}}},$$

где  $N_{\text{НС}}$  – средняя электрическая мощность, потребляемая насосной станцией системы загрузки биомассы (см. табл. 3.1).

Значения показателей эффективности представлены в табл. 3.8.



Таблица 3.8 – Показатели эффективности

Наименование параметра	Обозначение	Величина, %
Эффективность преобразования энергии древесной биомассы в энергию синтез-газа	$\eta_{\text{пр}}$	79,8
Коэффициент полезного действия установки	$\eta_{\Sigma}$	37,1

Представленные в табл. 3.8 данные говорят о высокой эффективности процесса конверсии древесной биомассы в синтез-газ, однако испытанный модуль термохимической конверсии имеет относительно низкое значение КПД.

### 3.3 Методы увеличения КПД модуля термохимической конверсии

Расчёт эффективности модуля термохимической конверсии показал, что для достижения приемлемого значения КПД необходима модернизация. Основными способами повышения КПД в данном случае являются увеличение степени использования энергии биомассы и уменьшение тепловых потерь с выходящими продуктами сгорания [134,135].

Первая задача может быть решена за счёт увеличения степени конверсии углерода при переработке избытка коксового остатка либо методом паровой газификации с получением дополнительного количества синтез-газа, либо сжиганием для обеспечения собственных нужд в тепловой энергии. Для реализации варианта с паровой газификацией необходимыми условиями являются получение пара с высокими параметрами и организация подвода значительного количества тепловой энергии в реакционную зону, что представляется крайне затруднительным из-за малоэффективного процесса теплопереноса через стенку реактора. Поэтому был выбран второй вариант, сочетающий в себе ряд существенных преимуществ: высокую степень конверсии углерода при сжигании и возможность замены

природного газа (пропана), сжигаемого в горелках, на коксовый остаток – побочный продукт переработки. В этом случае исчезает зависимость от наличия газообразного топлива, а схема переработки становится утилизационной. Недостатками данного варианта являются усложнение установки и увеличение потребления электроэнергии, обусловленные появлением автоматизированной твердотопливной топки.

Задача уменьшения тепловых потерь с выходящими продуктами сгорания может быть решена как за счёт увеличения эффективности теплообменных процессов внутри установки (усовершенствование проточных частей теплообменных аппаратов за счёт использования развитого оребрения и оптимизации геометрии каналов теплоносителей), так и за счёт рекуперации части тепловой энергии дымовых газов для подогрева воздуха, следующего затем в твердотопливную топку на сжигание. Недостатком последнего решения также является усложнение установки и увеличение потребления электроэнергии, обусловленные появлением теплообменного аппарата и воздуходувки.

Принципиальная схема, включающая предложенные направления модернизации, представлена на рис. 3.7. Основными параметрами теплового расчёта для данной схемы являются:

- расход биомассы  $G_{\text{БМ}}^*$  (верхний индекс «\*» соответствует величинам решаемой в п. 3.3 оптимизационной задачи);
- температура  $T_{\text{Возвх}}^*$  входящего в твердотопливную топку (ТТ) воздуха, который предварительно подогревается в воздухоподогревателе (ВП);
- температура  $T_{\text{ПСвых}}^*$  продуктов сгорания коксового остатка на выходе из реактора пиролиза (РП).

На рис. 3.7. также отмечены расход  $G_{\text{ПСКО}}^*$  продуктов сгорания коксового остатка и их температура  $T_{\text{ПСвх}}^* = 1100^\circ\text{C}$ .

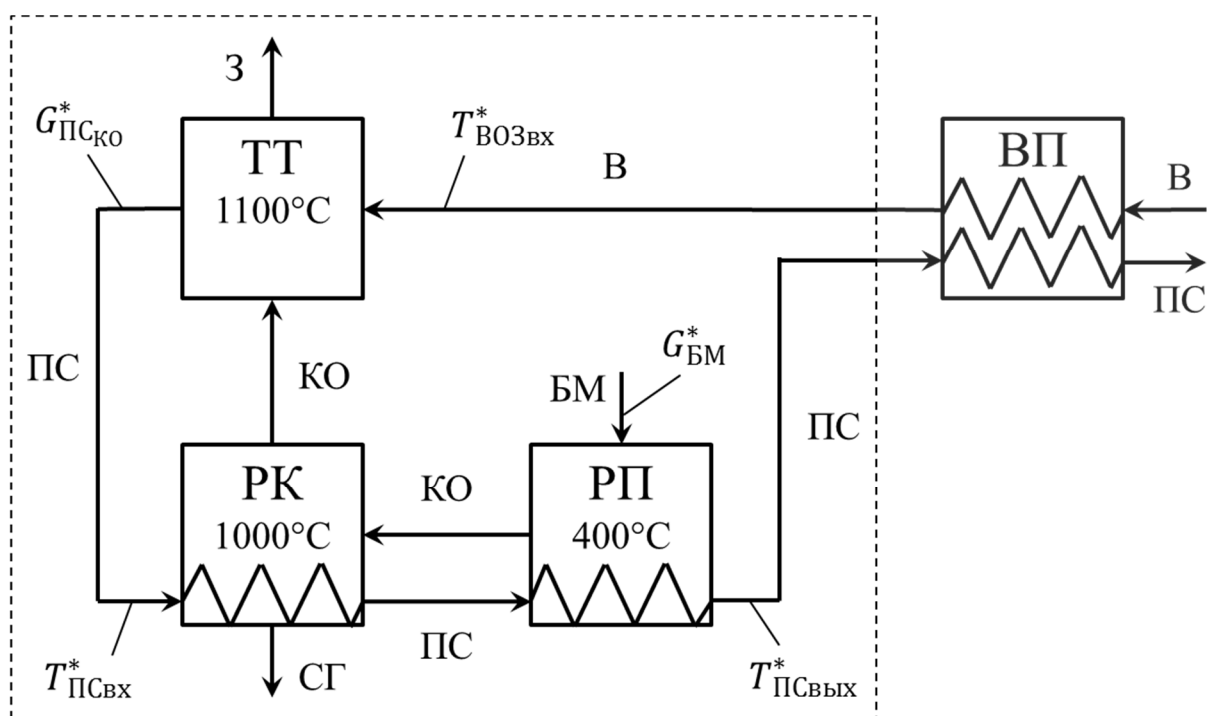


Рисунок 3.7 – Принципиальная схема модернизированной установки:

РП – реактор пиролиза, РК – реактор крекинга, ТТ – твердотопливная топка, ВП – воздухоподогреватель, БМ – биомасса, КО – коксовый остаток, ПС – продукты сгорания, СГ – синтез-газ, З – зола, В – воздух

Расчёт воздухоподогревателя в рамках оптимизационной задачи не производится, однако полученные результаты подтверждают возможность нагрева необходимого количества воздуха за счёт теплоты выходящих из реактора пиролиза продуктов сгорания (достаточные значения температурного напора и теплосодержания).

Для оценки возможного увеличения КПД модуля термохимической конверсии при внедрении данных решений был сделан тепловой расчёт, особенности проведения которого описаны ниже. В качестве оптимальной степени конверсии древесной биомассы в синтез-газ был выбран режим пиролиза биомассы до конечной температуры 400°C, при котором, с одной стороны, уже произошло основное газовыделение, а с другой стороны, в коксовом остатке всё ещё сохранилась часть энергии исходной биомассы,

достаточная для удовлетворения собственных тепловых нужд (см. п. 2.2). Состав синтез-газа был принят равным указанному в табл. 3.3 значению для дубовых опилок, а теплота сгорания газа, соответственно, равной указанному в табл. 3.4 значению, поскольку при температуре в зоне крекинга, равной 1000°C, соотношение между основными горючими компонентами синтез-газа (H<sub>2</sub> и CO) и, соответственно, теплота сгорания газа в зоне основного газовыделения ( $T_{\Pi} = 250 - 600^{\circ}\text{C}$ ) практически не меняются [77]. Исходные данные при выбранном режиме переработки представлены в табл. 3.9.

Таблица 3.9 – Исходные данные

Наименование параметра	Размерность	Величина
КПД твердотопливной топки	%	95
Энергопотребление на собственные нужды	кВт	5,26
Удельный выход образующегося синтез-газа	м <sup>3</sup> /кг	1,13
<u>Параметры коксового остатка*</u>		
Удельный выход (на 1 кг биомассы)	% мас.	0,265
Зольность		1,89 / 1,89 / 0
Общий углерод		76,05 / 76,05 / 77,51
Органический водород		4,03 / 4,03 / 4,11
Кислород (по остаточному принципу)		14,18 / 14,18 / 14,46
Азот		3,84 / 3,84 / 3,91
Горючая сера		0,01 / 0,01 / 0,01

\* В пересчёте на рабочее / сухое / сухое беззольное состояние

Тепловые потери через теплоизоляцию были рассчитаны для заданных температурных условий при фиксированном значении производительности модуля термохимической конверсии по исходному сырью, равного 10 кг/ч, а затем принимались линейно увеличивающимися пропорционально предполагаемому росту площади наружной поверхности реактора, соответствующему увеличению расхода биомассы. Оценки показали, что

тепловая мощность потерь  $P_{\text{ПОТ}}^*$  будет увеличиваться примерно на 2 кВт на каждые 10 кг/ч прироста производительности. Выражение для тепловой мощности потерь записывалось в виде функциональной зависимости от расхода биомассы  $G_{\text{БМ}}^*$ :

$$P_{\text{ПОТ}}^*(G_{\text{БМ}}^*) = 7,5 \text{ кВт} + 2 \text{ кВт} \cdot \left( \frac{G_{\text{БМ}}^*}{10 \text{ кг/ч}} - 1 \right). \quad (3.1)$$

Выражение для тепловой мощности  $P_{\text{ПСКО}}^*$ , привносимой продуктами сгорания коксового остатка (разница между теплосодержанием на входе и на выходе из модуля термохимической конверсии), было записано в виде функциональной зависимости от расхода биомассы  $G_{\text{БМ}}^*$ , температуры выходящих из модуля термохимической конверсии продуктов сгорания  $T_{\text{ПСВЫХ}}^*$  и температуры подаваемого в топку воздуха  $T_{\text{ВОЗВХ}}^*$ , подогрев которого происходит в воздухоподогревателе за счёт выходящих продуктов сгорания:

$$\begin{aligned} P_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T_{\text{ПСВЫХ}}^*) &= \\ &= G_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*) \cdot \int_{T_{\text{ПСВЫХ}}^*}^{T_{\text{ПСВХ}}^*} C_{\text{рПСКО}}^*(T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T^*) dT^*, \end{aligned} \quad (3.2)$$

где:  $T_{\text{ПСВХ}}^*$  – температура входящих продуктов сгорания,  $C_{\text{рПСКО}}^*$  – удельная теплоёмкость продуктов сгорания коксового остатка при постоянном давлении (зависит от  $T_{\text{ВОЗВХ}}^*$ , т.к. для поддержания  $T_{\text{ПСВХ}}^* = 1100^\circ\text{C}$  изменяется коэффициент избытка воздуха в топке и, соответственно, состав продуктов сгорания),  $G_{\text{ПСКО}}^*$  – массовый расход продуктов сгорания коксового остатка:

$$G_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*) = G_{\text{БМ}}^* \cdot x_{\text{КО}}^* \cdot g_{\text{ПСКО}}^*(T_{\text{ВОЗВХ}}^*), \quad (3.3)$$

где:  $x_{\text{КО}}^*$  – удельный (на 1 кг биомассы) выход коксового остатка (см. табл. 3.9),  $g_{\text{ПСКО}}^*$  – удельная (на 1 кг коксового остатка) масса продуктов сгорания коксового остатка.

Из анализа выражения 3.2 следует, что величина  $P_{\text{ПСКО}}^*$  уменьшается с увеличением температуры выходящих продуктов сгорания коксового остатка

$T_{\text{ПСВЫХ}}^*$ , и наоборот, увеличивается с уменьшением  $T_{\text{ПСВЫХ}}^*$ . В реальности величина  $T_{\text{ПСВЫХ}}^*$  зависит от состава продуктов сгорания и эффективности теплообмена в реакторе, но в данной оптимизационной задаче мы будем рассматривать её в качестве независимого параметра.

Уравнение энергетического баланса (аналогичное п. 3.3) решалось численным методом (методом хорд) относительно температуры выходящих из модуля термохимической конверсии продуктов сгорания:

$$\begin{aligned} & [P_{\text{БМ}}^*(G_{\text{БМ}}^*) + P_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T_{\text{ПСВЫХ}}^*) - P_{\text{ПОТ}\Sigma}^*(G_{\text{БМ}}^*)] - \\ & - [P_{\text{ТХ}}(G_{\text{БМ}}^*) + P_{\text{ТФ}}(G_{\text{БМ}}^*) + P_{\text{ГХ}}(G_{\text{БМ}}^*) + P_{\text{ГФ}}(G_{\text{БМ}}^*)] = 0 \quad (3.4) \end{aligned}$$

Полученная зависимость  $T_{\text{ПСВЫХ}}^{*(\text{опт})}(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*)$  описывает изменение температуры продуктов сгорания коксового остатка на выходе из модуля термохимической конверсии для каждой пары значений  $G_{\text{БМ}}^*$  и  $T_{\text{ВОЗВХ}}^*$ , при которых выполняется уравнение 3.4. С физической точки зрения полученное значение  $T_{\text{ПСВЫХ}}^{*(\text{опт})}$  является предельной температурой выходящих продуктов сгорания, при которой тепловой мощности  $P_{\text{ПСКО}}^*$  достаточно для обеспечения тепловых потребностей процесса конверсии. Зависимость  $T_{\text{ПСВЫХ}}^{*(\text{опт})}$  от  $G_{\text{БМ}}^*$  при различных значениях  $T_{\text{ВОЗВХ}}^*$  представлена на рис. 3.8.

Для каждой из кривых, представленных на рис. 3.8, значения, лежащие выше кривой, будут соответствовать такому режиму работы, когда тепловой мощности от сжигания коксового остатка  $P_{\text{ПСКО}}^*$  недостаточно для обеспечения собственных нужд и необходимо дополнительное количество топлива, а значения, лежащие ниже кривой, будут соответствовать режиму, в котором тепловая мощность от сжигания всего коксового остатка  $P_{\text{ПСКО}}^*$  превышает достаточное для обеспечения собственных нужд значение, т.е. коксовый остаток будет использоваться в топке не полностью.

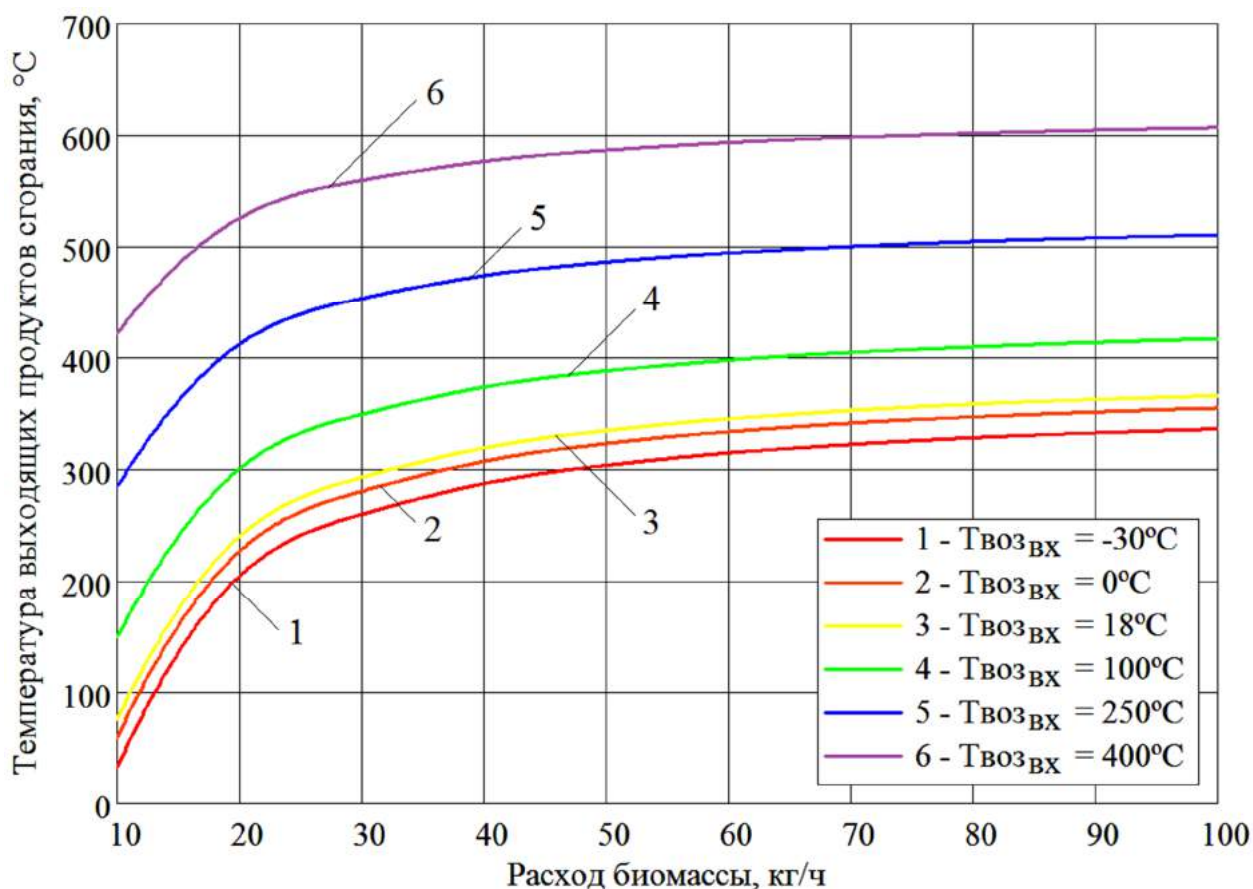


Рисунок 3.8 – Зависимость предельного значения температуры выходящих продуктов сгорания от расхода биомассы при различных значениях температуры подаваемого в топку воздуха

Таким образом, любой паре значений расхода биомассы и температуры подаваемого в топку воздуха соответствует оптимальное значение температуры выходящих продуктов сгорания, при котором происходит полное использование коксового остатка и достигается максимальное значение КПД модуля термохимической конверсии.

При работе в режиме, когда значение  $T_{\text{ПСВЫХ}}^*$  не соответствует рассчитанному из уравнения 3.4 оптимальному значению  $T_{\text{ПСВЫХ}}^{*(\text{ОПТ})}$ , будет наблюдаться либо дефицит тепловой мощности  $P_{\text{ПСКО}}^*$ , который должен восполняться за счёт дополнительного количества коксового остатка, подаваемого в топку, либо профицит  $P_{\text{ПСКО}}^*$ , соответствующий излишку

коксового остатка в топке. В обоих случаях это приведёт к уменьшению КПД модуля термохимической конверсии, а величина дефицита и профицита тепловой мощности  $P_{\text{ПСКО}}^*$  может быть вычислена в соответствии со следующей формулой:

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T_{\text{ПСВЫХ}}^*) &= \\ &= G_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*) \cdot \int_{T_{\text{ПСВЫХ}}^*}^{T_{\text{ПСВЫХ}}^{*(\text{ОПТ})}(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*)} c_{\text{рПСКО}}^*(T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T^*) dT^*. \end{aligned} \quad (3.5)$$

Поскольку значению  $P_{\text{ПСКО}}^*$  соответствует теплосодержание коксового остатка (отнесённое к единице времени), равное  $G_{\text{БМ}}^* \cdot x_{\text{КО}}^* \cdot q_{\text{КО}}^{\text{H}}$ , то значению дефицита (профицита) тепловой мощности  $\Delta P_{\text{ПСКО}}^*$  будет соответствовать теплосодержание (отнесённое к единице времени) дополнительного (излишнего) количества коксового остатка в топке, равное  $G_{\text{БМ}}^* \cdot x_{\text{КО}}^* \cdot q_{\text{КО}}^{\text{H}} \cdot \Delta P_{\text{ПСКО}}^* / P_{\text{ПСКО}}^*$ . Тогда выражение для КПД модуля термохимической конверсии в оптимальном режиме (максимального) и в неоптимальном режиме, в зависимости от расхода биомассы, температуры подаваемого в топку воздуха и температуры выходящих продуктов сгорания, может быть записано в следующем виде:

$$\begin{aligned} \eta_{\Sigma}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T_{\text{ПСВЫХ}}^*) &= \\ &= \frac{G_{\text{БМ}}^* \cdot g_{\text{СГ}}^* \cdot q_{\text{СГ}}^{\text{H}}}{G_{\text{БМ}}^* \cdot \left( q_{\text{БМ}}^{\text{H}} + \frac{|\Delta P_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T_{\text{ПСВЫХ}}^*)|}{P_{\text{ПСКО}}^*(G_{\text{БМ}}^*, T_{\text{ВОЗВХ}}^*, T_{\text{ПСВЫХ}}^*)} \cdot x_{\text{КО}}^* \cdot q_{\text{КО}}^{\text{H}} \right) + N_{\text{С.Н.}}}, \end{aligned} \quad (3.6)$$

где  $N_{\text{С.Н.}}$  – средняя электрическая мощность, потребляемая на собственные нужды (см. табл. 3.9).

В качестве оптимальной температуры подаваемого в топку воздуха было выбрано значение  $250^{\circ}\text{C}$ , которое является предельным значением температуры подаваемого воздуха для топки «ТЛЗМ-0,5/2,4», выбранной для



использования в модернизированной установке благодаря соответствию заявленных требований к сырью и высокой степени автоматизации [136].

На рис. 3.9 приведена зависимость КПД модуля термохимической конверсии от расхода биомассы при различных значениях температуры выходящих продуктов сгорания, рассчитанная по формуле 3.6.

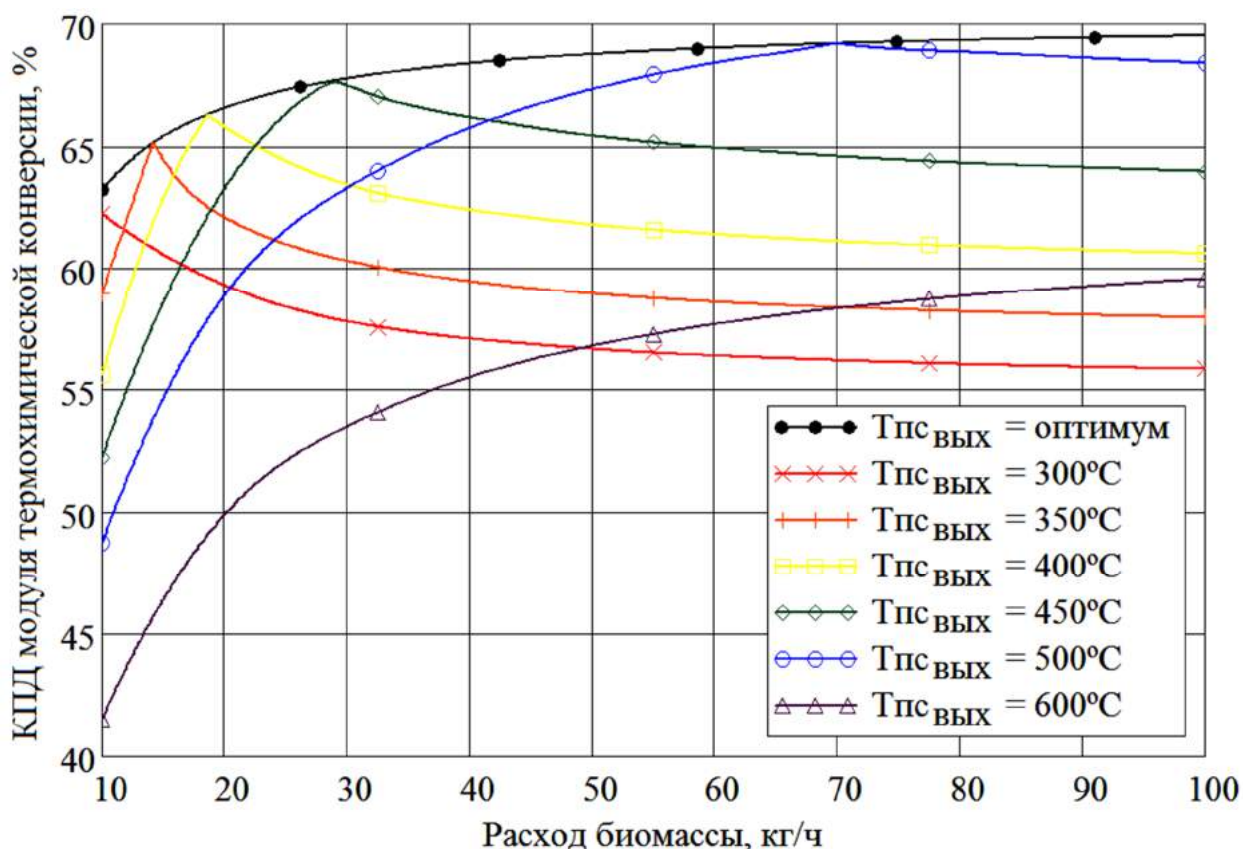


Рисунок 3.9 – Зависимость КПД модуля термохимической конверсии от расхода биомассы при различных значениях температуры выходящих продуктов сгорания (при температуре подаваемого в топку воздуха 250°C)

На рис. 3.9 видно, что для каждого значения температуры выходящих продуктов сгорания существует единственное максимальное значение КПД модуля термохимической конверсии, а совокупность этих значений соответствует кривой на графике, показывающей зависимость максимального КПД от расхода биомассы при оптимальных значениях

температуры выходящих продуктов сгорания. Кроме того, отмечается увеличение значения КПД с повышением расхода биомассы.

Расчёт эффективности преобразования энергии древесной биомассы (в оптимальном режиме), поступающей на переработку, в энергию синтез-газа без учета затрат на собственные нужды производился аналогично п. 3.2:

$$\eta_{\text{пр}}^* = \frac{g_{\text{СГ}}^* \cdot q_{\text{СГ}}^{\text{H}}}{q_{\text{БМ}}^{\text{H}}}. \quad (3.7)$$

Таким образом, после проведения модернизации значение максимального КПД модуля термохимической конверсии с учётом затрат на собственные нужды будет лежать в диапазоне 63,2 – 69,5% в зависимости от расхода биомассы (в диапазоне 10 – 100 кг/ч). Ключевую роль в повышении эффективности процесса переработки играет уменьшение температуры выходящих продуктов сгорания, достигаемое благодаря усовершенствованию проточных частей теплообменных аппаратов за счёт использования развитого оребрения и оптимизации геометрии каналов теплоносителей, а также предварительный подогрев подаваемого в топку воздуха. На практике поддержание близкого к оптимальному режима конверсии может быть реализовано за счёт достижения оптимальных значений расхода коксового остатка при установке датчика заполнения топливного бункера твердотопливной топки, позволяющего отслеживать динамику изменения объёмов образования и использования коксового остатка. В этом случае коксовый остаток биомассы перестанет быть побочным продуктом процесса конверсии и станет основным и единственным топливом для поддержания температурного режима переработки.

В табл. 3.9 приведены показатели эффективности испытанного и модернизированного модулей термохимической конверсии, а также других установок газификации.

Таблица 3.9 – Сравнение показателей эффективности

Технология	Эффективность конверсии	КПД установки	Ссылка на источник
Двухстадийная термическая конверсия (экспериментальная установка)	79,8	37,1	Табл. 3.8
Двухстадийная термическая конверсия (модернизированная установка)	70,3	63,2 – 69,5	ф-лы. 3.6 – 3.7 п. 3.3
Два реактора с кипящим слоем	80,4	64,3	[137]
Прямоточный с плотным слоем	62,9 – 72,7	–	[138]
Прямоточный с плотным слоем	75,0	–	[139]
Прямоточный с плотным слоем (диапазон)	–	60 – 70	[140]
	65 – 75	–	[139]
Двухстадийная газификация	82,1	–	[73]

Представленные в табл. 3.9 данные говорят о сравнительно высоких показателях эффективности конверсии древесной биомассы в синтез-газ и КПД установки для модернизированного модуля термохимической конверсии, что подтверждает целесообразность дальнейших разработок в этой области.

### Выводы по главе 3

Разработана принципиальная схема и проведены экспериментальные исследования модуля термохимической конверсии с непрерывным режимом работы, использующего принцип двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ. В ходе испытаний двух одинаковых модулей с производительностью по исходному сырью 6,0 кг/ч (дубовые опилки) и 5,0 кг/ч (сосновая стружка) была подтверждена работоспособность схемы и получены количественные данные о массовых и энергетических потоках, а также температурном поле установки. Эффективность

преобразования энергии биомассы в энергию синтез-газа, рассчитанная для одного из модулей, составила 79,8 %, КПД модуля с учётом собственного потребления – 37,7 %. Были разработаны и обоснованы рекомендации по усовершенствованию принципиальной схемы и конструкции с целью повышения КПД модуля термохимической конверсии. Проведён расчёт, показавший возможность увеличения КПД модуля с учётом собственного потребления до значений 63,2 – 69,5 %. Экспериментальные и расчётные данные приняты в качестве исходных для оценки экономической эффективности автономной электростанции на базе модуля термохимической конверсии.

## 4 ВОЗМОЖНЫЕ СФЕРЫ ПРАКТИЧЕСКОГО ПРИМЕНЕНИЯ УСТАНОВОК ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ

В главе описана реализация энерготехнологического когенерационного комплекса на базе газопоршневого двигателя и реализация системы отопления производственного предприятия на базе модифицированного жидкотопливного котла, показана возможность использования получаемого синтез-газа для производства базового компонента авиационного топлива. Приведены результаты оценки экономической эффективности автономной электростанции с установкой конверсии древесной биомассы.

### 4.1 Когенерационный энерготехнологический комплекс на базе газопоршневого двигателя

Исследована возможность применения разработанной технологии конверсии биомассы при создании автономного когенерационного комплекса, позволяющего перерабатывать сыпучие древесные отходы (опилки, стружка) с получением газообразного топлива для газопоршневого двигателя. Для реализации когенерационной схемы в теплообменном аппарате утилизируется теплота продуктов сгорания газа перед выбросом в атмосферу.

#### 4.1.1 Структура комплекса

Принципиальная схема автономного когенерационного комплекса представлена на рис. 4.1. Приведенная схема предполагает параллельную работу 4-х модулей термохимической конверсии. Производительность каждого модуля составляет 10 – 12 кг/ч по исходной биомассе или 12,8 – 15,4 м<sup>3</sup>/ч по синтез-газу.

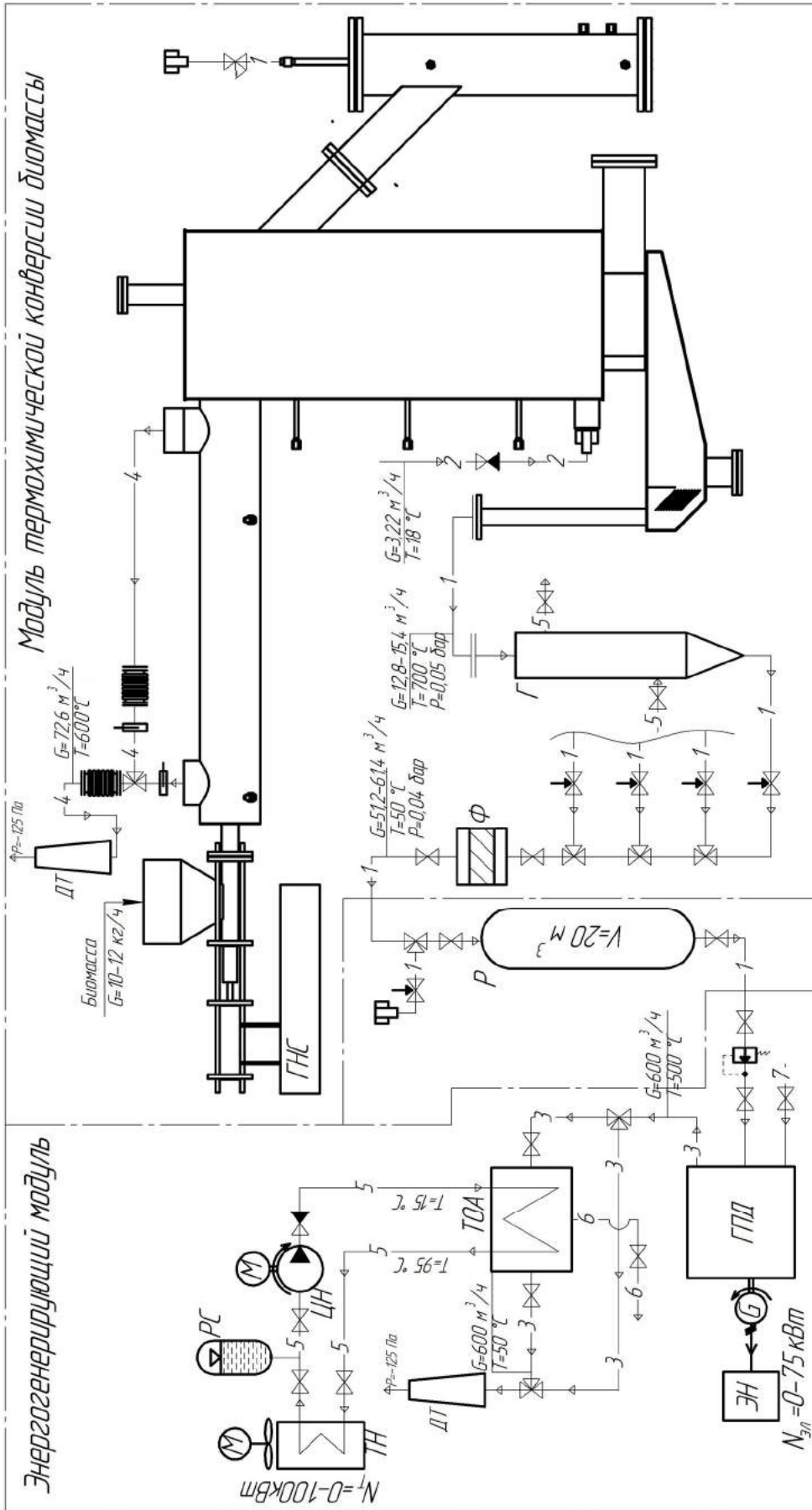


Рисунок 4.1 – Принципиальная схема автономного когенерационного комплекса: ГПД – газопоршневой двигатель; ЭН – электрическая нагрузка; ТН – тепловая нагрузка; ДТ – дымовая труба; Р – ресивер; Ф – фильтр; Г – гидравлический затвор; ГНС – гидравлическая насосная станция

Образующийся при конверсии биомассы синтез-газ, после гидравлического затвора (Г), очищается от твердых частиц (очистка от смол согласно п. 2.4. или [141] не требуется) в фильтре (Ф) и через ресивер (Р) поступает в газопоршневой двигатель (ГПД). Номинальная мощность электрогенератора, соединенного с ГПД, составляет 75 кВт. Продукты сгорания ГПД охлаждаются в кожухотрубном теплообменном аппарате (ТОА) до температуры 50°C, после чего удаляются в атмосферу. В ТОА нагревается вода, которая затем охлаждается в калорифере (тепловая нагрузка (ТН) мощностью до 100 кВт). Калорифер может быть заменен любым другим потребителем тепла.

Испытания модуля термохимической конверсии проводились на комплексном испытательном стенде ОИВТ РАН, оснащённом всем необходимым оборудованием для моделирования автономного когенерационного комплекса (рис. 4.2). В испытаниях был задействован только один модуль термохимической конверсии.



Рисунок 4.2 – Испытания ГПУ на синтез-газе

В качестве электроагрегата использовалась газопоршневая электростанция «АГ-75» на базе дизельного двигателя «Д-266.4» Минского моторного завода, конвертированного для работы на газовом топливе. В целях адаптации двигателя для работы на синтез-газе была проведена его доработка, а именно был увеличен объём камеры сгорания за счёт уменьшения толщины дна поршня и выборки в нём углубления. Двигатель однорядный 6-цилиндровый с искровым зажиганием и внешним смесеобразованием, турбонаддувом и электронным регулированием частоты вращения. Двигатель соединен с электрогенератором типа «PARTNER LSA 46.2L6C 6/4». Мощность электрогенератора – 75 кВт, напряжение 230/400 В, частота 50 Гц, частота вращения вала – 1500 об/мин. Номинальное значение расхода синтез-газа для обеспечения электрической мощности 50 кВт составляет 57 м<sup>3</sup>/ч.

Имитатор электрической нагрузки состоит из трех электрокалориферных установок «СФО-99 УХЛЗ» общей мощностью 300 кВт. В состав электрокалориферной установки входят осевой вентилятор и три электрокалорифера мощностью 33 кВт каждый с оребренными ТЭН-ами, соединенными таким образом, чтобы можно было изменять нагрузку с шагом 11, 22 и 33 кВт. Тепловая нагрузка представляет собой водяной калорифер мощностью 100 кВт, включенный в водяной контур теплообменного аппарата.

Продукты сгорания охлаждались в специально разработанном газозводяном кожухотрубном теплообменном аппарате, который смонтирован в цилиндрическом корпусе Ø325 мм. Трубная доска выполнена из 61 трубы 22x3 мм. Схема потоков теплоносителей – противоточная, газы движутся внутри труб, а охлаждающая вода в межтрубном пространстве. Также был предусмотрен объем для сбора конденсата, поскольку продукты сгорания в теплообменном аппарате охлаждались ниже точки росы.



Для обеспечения постоянного уровня давления синтез-газа на входе в двигатель использовался регулятор давления «Dungs FRS 5050». В качестве ресивера, обеспечивающего накопление и последующую подачу синтез-газа с необходимым расходом, были использованы два полимерных эластичных газгольдера объемом  $10 \text{ м}^3$  каждый.

Очистка газа выполнялась в три ступени. Предварительная грубая очистка осуществлялась непосредственно в самом термохимическом реакторе в инерционном сепараторе жалюзийного типа. Далее происходила очистка синтез-газа в гидрозатворе, который также несёт функцию водяного фильтра. Тонкая очистка газа от твёрдых частиц осуществлялась в воздушном фильтре «КамАЗ Евро-3».

Нагрев модуля термохимической конверсии осуществлялся за счет двух газовых горелок «ГВ "ДОНМЕТ" 231У» (топливо – природный газ), номинальной мощностью одной горелки – 46 кВт (при работе на метане). Рабочее давление газа в экспериментах было достаточным для полного сгорания природного газа, но существенно меньше номинального (1 – 2 бар) и составляло 0,1 – 0,4 бар, а мощность горелок – по 15 кВт каждая (табл. 3.1).

Для предотвращения возникновения аварийных ситуаций, связанных с увеличением давления внутри реактора, была предусмотрена система аварийных клапанов, которая, в случае превышения предустановленного значения избыточного давления внутри реактора, равного 250 мбар, открывает сбросной клапан, установленный в термохимическом реакторе.

Подача сырья (дубовых опилок) в реактор пиролиза осуществлялась при помощи гидроцилиндра «ДУ10Г250», подключённого к насосной станции «НЭЭ-10,0И63Т1» через систему гидравлических распределителей «ГЭ-3ДР-2», имеющих электромагнитное управление.

При проведении испытаний, помимо измерения параметров модуля термохимической конверсии (описанных в главе 3), были определены

значения электрической мощности двигателя и тепловой мощности теплообменного аппарата. Схема измерений тепловой и электрической мощности представлена на рис. 4.3.

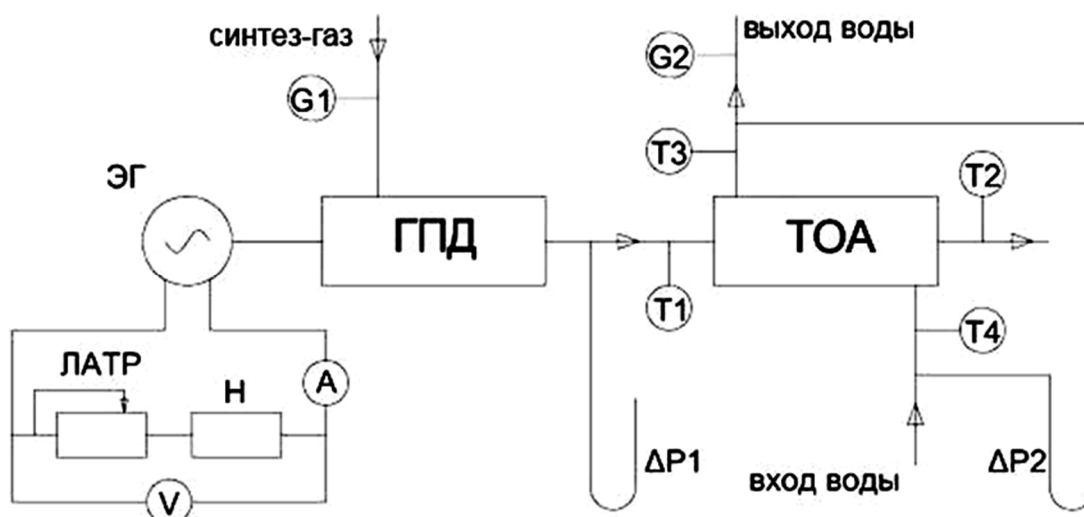


Рисунок 4.3 – Схема измерений: ГПД – газопоршневой двигатель; ЭГ – электрогенератор; ТОА – теплообменный аппарат; G1, G2 – расходомеры; А – амперметр; V – вольтметр; ЛАТР – лабораторный регулируемый автотрансформатор; Н – нагрузка; T1 – T4 – термопары; ΔP1, ΔP2 – U-образные манометры

Контроль температур осуществлялся с помощью многоканального термометра «ТМ5103» и хромель-копелевых термоэлектрических преобразователей «Элемер ТП-0188». Для измерения давления по газовому и водяному тракту были установлены U-образные манометры.

#### 4.1.2 Проведение испытаний и результаты

Проведение испытаний осуществлялось в следующей последовательности:

- вывод модуля термохимической конверсии на рабочий температурный режим;
- наполнение эластичного газгольдера синтез-газом;

- пуск газопоршневого электроагрегата в режиме минимальной нагрузки, а затем ступенчатое увеличение нагрузки до 30 и 50 кВт.

В процессе испытаний для каждого режима выполнялись замеры расхода синтез-газа на входе в двигатель, измерение температур, давлений и параметров электрогенератора. Время работы двигателя при каждой величине нагрузки составляло 10 минут. Результаты измерений и расчетов представлены в табл. 4.1.

Таблица 4.1 – Результаты измерений и расчётов

№	Сила тока нагрузки, А	Напряжение, В	Мощность эл. N, кВт	Частота, Гц	Расход СГ $G_{СГ}$ , м <sup>3</sup> /ч	Мощность тепл. $W_T$ , кВт
1	133,9	224	30	50	39,1	35,3
2	219,3	228	50	50	56,2	54,4

Испытания, проведённые с одним модулем термохимической конверсии, показали возможность реализации автономного когенерационного комплекса. Полученные данные свидетельствуют о том, что при производительности одного модуля по исходному сырью 12 кг/ч, четыре модуля термохимической конверсии смогут обеспечить газом электростанцию мощностью 50 кВт. При этом тепловая мощность в режиме когенерации составит 54,4 кВт.

#### 4.2 Замещение жидкого топлива в существующих жидкотопливных котельных

Результаты диссертационной работы были использованы при выполнении работ по соглашению о предоставлении субсидии №14.607.21.0073 от 20.10.2014 г. с Минобрнауки РФ по теме «Разработка технических решений для создания политопливных теплогенерирующих систем на местных и возобновляемых топливных ресурсах». В рамках

данного Соглашения была разработана система «экспериментальный образец пиролизера – жидкотопливный котел», которая включает модуль термохимической конверсии древесной биомассы в синтез-газ и жидкотопливный котел (произведена модификация жидкотопливной горелки для одновременной работы на жидком и газообразном топливе). Целью применения подобных систем является вовлечение местных энергетических ресурсов (древесных отходов) в топливный баланс существующих котельных без реконструкции последних, что позволит сэкономить региональные и муниципальные бюджетные средства за счет снижения затрат на дальнепривозное топливо. Работы выполнялись на площадке производственного предприятия ООО «Энергонезависимость» (г. Нижний Новгород), которое является индустриальным партнером ОИВТ РАН в рамках Соглашения и специализируется на проектировании, строительстве и техническом сопровождении объектов локальной генерации и резервного энергоснабжения. Руководство данного предприятия проявило заинтересованность в создании установки, позволяющей заменить жидкое топливо в существующих котельных на древесную стружку. Письмо генерального директора ООО «Энергонезависимость» о внедрении результатов работы и заинтересованности в разработанном комплексе представлено в Приложении А.

#### 4.2.1 Структура комплекса

Для исследования возможности частичной замены дизельного топлива (ДТ) синтез-газом, получаемым из древесной биомассы, разработанный модуль термохимической конверсии был установлен рядом с котельной, обеспечивающей отопление производственных и офисных помещений. Принципиальная схема отопительного комплекса представлена на рис. 4.4.

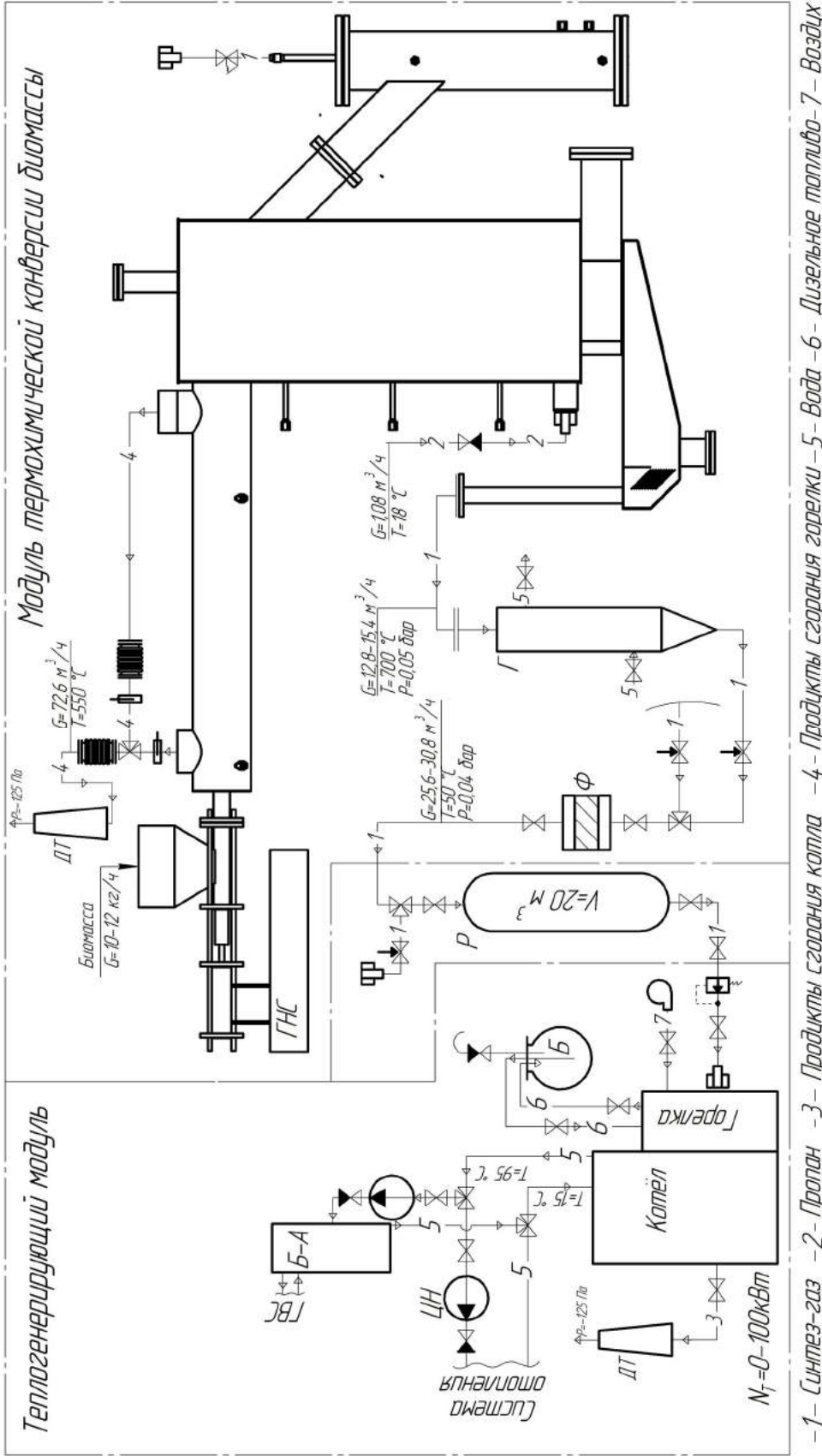


Рисунок 4.4 – Принципиальная схема отопительного комплекса:

ГВС – горячее водоснабжение; Б-А – бойлер-аккумулятор ГВС; Б – бак с жидким топливом; ЦН – циркуляционный насос; ДТ – дымовая труба; Р – ресивер; Ф – фильтр тонкой очистки; Г – гидравлический затвор;

В отопительном комплексе используется напольный чугунный котел «RIELLO RTT 93» с установленной в него жидкотопливной горелкой «CUENOD NC12H101». Номинальная тепловая мощность котла составляет 100 кВт. На принципиальной схеме предусмотрены два модуля термохимической конверсии биомассы, которые позволяют заменить до 90 % ДТ при непрерывной работе котла на номинальной мощности. На момент проведения испытаний был установлен один модуль и один полимерный эластичный газгольдер объемом 10 м<sup>3</sup>, что позволило провести предварительные испытания и оценить возможность замены жидкого топлива синтез-газом, поскольку фактически котёл работал в прерывистом режиме: после нагревания прямой сетевой воды до заданной температуры горелка автоматически отключалась и оставалась выключенной до тех пор, пока температура прямой сетевой воды не достигала нижнего порогового значения, после чего горелка вновь зажигалась и цикл повторялся.

Для совместного сжигания ДТ и синтез-газа была изготовлена специальная насадка на пламенную голову жидкотопливной горелки, которая состоит из двух основных элементов – подводящей трубы и газового коллектора, имеющего выходные отверстия после воздушного завихрителя (рис. 4.5). Это позволяет осуществить подачу синтез-газа в турбулизированный воздушный поток, благодаря чему происходит хорошее смешение газа и воздуха. При попадании в топочное пространство котла газозвоздушная смесь сгорает, при этом жидкотопливная часть горелки, мощность которой может быть снижена до 10 % от номинальной за счёт установки форсунки с малым расходом, обеспечивает гарантированное зажигание смеси, предотвращая возникновение взрывоопасных ситуаций. Суммарная площадь отверстий для выхода газа подбиралась экспериментально (путём измерения расхода газа) таким образом, чтобы обеспечить необходимую производительность горелки по газу в рабочем интервале избыточных давлений (5 – 30 мбар).



Рисунок 4.5 – Пламенная голова жидкотопливной горелки с насадкой для совместного сжигания газообразного топлива

В качестве тепловой нагрузки отопительного комплекса использовались шесть тепловентиляторов «КЭВ-36Т3W2» тепловой мощностью 8,7 кВт каждый. В качестве исходного сырья в экспериментах использовалась сосновая стружка (см. табл. 3.2).

Котёл и горелка при проведении испытаний были оборудованы системой измерений, схема которой представлена на рис. 4.6.

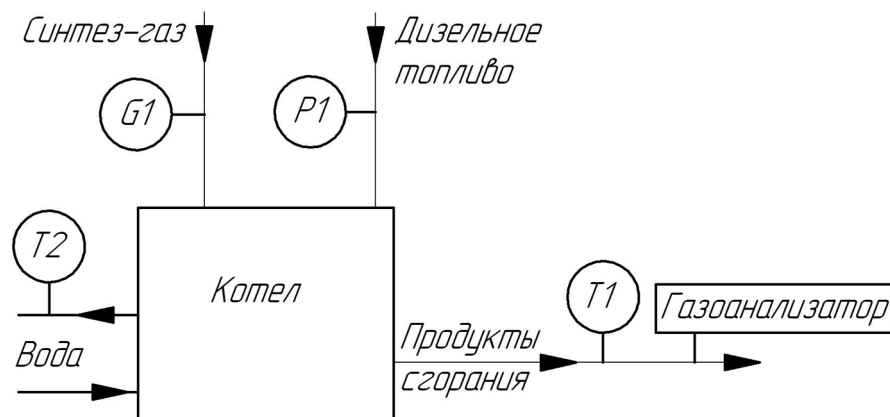


Рисунок 4.6 – Схема измерений параметров котла и горелки:

G1 – расходомер синтез-газа; P1 – давление дизельного топлива; T1 – температура продуктов сгорания; T2 – температура прямой сетевой воды

При проведении экспериментальных исследований выполнялись следующие измерения:

- давление дизельного топлива;
- расход и состав синтез-газа;
- объёмное содержание кислорода ( $O_2$ ) в продуктах сгорания;
- температура продуктов сгорания.

Расход синтез газа измерялся газовым счётчиком «СГМН-1М-G6». Регулировка расхода газа производилась на газовом редукторе плавного пуска «Krom-Schroder» путём изменения выходного давления газа. Содержание  $CO_2$  и  $O_2$  измерялось газоанализатором «Аскон-02», отбор проб осуществлялся непосредственно за котлом в непрерывном режиме. Измерение температуры продуктов сгорания проводилось с помощью цифрового электронного термометра «АКТАКОМ АТТ-2004», к которому была подключена хромель-алюмелевая термопара (тип «К»). Температура прямой сетевой воды выставлялась непосредственно на пульте управления котлоагрегата и составляла 58 – 62 °С. Расход дизельного топлива измерялся исходя из номинального расхода установленной в пламенной голове форсунки и значения рабочего давления. Давление дизельного топлива измерялось при помощи манометра, подключённого к топливному насосу горелки.

#### 4.2.2 Проведение испытаний и результаты

Испытания начинались с вывода модуля термохимической конверсии на рабочий режим и последующего наполнения эластичного газгольдера синтез-газом. Определение химического состава синтез-газа, находящегося в газгольдере, производилось при помощи проточного газоанализатора «MRU Vario Plus Industrial “Syngas”» ( $O_2$ ,  $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $C_xH_y$ ,  $N_2$ ).



Включение и работа котла и горелки на дизельном топливе выполнялись в соответствии с [142,143]. Время работы на каждом режиме составляло порядка 10 – 15 мин до отключения горелки. При испытаниях котла в двухтопливном режиме сначала производилось зажигание факела жидкотопливной горелки, а затем включалось питание газового редуктора плавного пуска, через который начиналась подача синтез-газа в горелку. Расход синтез-газа регулировался посредством изменения значения выходного давления на газовом редукторе плавного пуска. После этого производилось контрольное измерение расхода синтез-газа.

Для отработки совместного сжигания синтез-газа (СГ) и дизельного топлива в котле было выбрано пять режимов работы. Три режима работы на дизельном топливе (режимы 1, 2 и 3) и два режима частичного замещения дизельного топлива синтез-газом. Первый режим предполагал штатную работу котла на дизельном топливе при базовой настройке давления ДТ (11 бар) и положения воздушной заслонки. Во всех пяти режимах положение воздушной заслонки сохранялось в неизменном положении, соответствующем номинальному режиму 1. Во втором режиме давление ДТ снижалось с расчётом снизить мощность горелки приблизительно на 10 % (9 бар). В третьем режиме давление ДТ уменьшалось ещё сильнее (7 бар) с расчётом снизить мощность горелки примерно на 20 % от первоначальной. В четвёртом режиме давление ДТ составляло 9 бар, аналогично режиму 2, однако дополнительно в горелку подавался синтез-газ из расчёта замены около 10 % ДТ. В пятом режиме давление ДТ снижалось до 7 бар, аналогично режиму 3, а подача газа увеличивалась из расчёта замены 20 % ДТ. Результаты измерений параметров горелки и продуктов сгорания, а также расчётное значение коэффициента избытка воздуха в пяти режимах работы представлены в табл. 4.2.

Таблица 4.2 – Параметры горелки и продуктов сгорания

Параметр	Размерность	Номер режима работы				
		1	2	3	4	5
Условное отношение ДТ/СГ	% / %	100 / 0	100 / 0	100 / 0	90 / 10	80 / 20
<u>Параметры жидкотопливной части горелки:</u>						
Давление ДТ	бар	11	9	7	9	7
Расход ДТ	кг/ч	8,76	7,92	6,98	7,92	6,98
<u>Параметры газовой части горелки:</u>						
Расход СГ	м <sup>3</sup> /ч	0	0	0	3,6	7,4
	кг/ч	0	0	0	2,29	4,72
<u>Параметры продуктов сгорания за котлом:</u>						
Температура	°С	297	292	286	299	303
Содержание O <sub>2</sub>	% об.	3,2	4,74	6,20	3,12	3,08
Коэфф. избытка воздуха	ед.	1,20	1,32	1,46	1,19	1,19

Из представленных данных видно, что температура продуктов сгорания ступенчато уменьшается вместе с уменьшением расхода ДТ в режимах 1, 2 и 3, что связано с увеличением коэффициента избытка воздуха. В режимах 4 и 5 частичного замещения ДТ синтез-газом коэффициент избытка воздуха уменьшается по сравнению с соответствующими (по расходу ДТ) режимами 2 и 3 и становится практически равным значению в номинальном режиме 1.

Для расчёта мощности и КПД котла использовались построенные в программе MathCad функциональные зависимости свойств продуктов сгорания ДТ и синтез-газа (истинная теплоёмкость, температура горения) от давления ДТ, объёмного расхода синтез-газа и объёмного содержания кислорода в продуктах сгорания на выходе из котла. Мощность котла  $N_K$  рассчитывалась как произведение массового расхода продуктов сгорания  $G_{ПС}$  смеси ДТ и синтез-газа на удельную теплоёмкость продуктов сгорания  $C_{рПС}$  в интервале температур  $[T_{Квых}; T_{ПС}]$ , соответствующем температуре продуктов

сгорания на выходе из котла и температуре продуктов сгорания смеси на входе в котёл:

$$N_K = G_{\text{ПС}} \cdot \int_{T_{\text{КВЫХ}}}^{T_{\text{ПС}}} C_{\text{рПС}}(T) dT.$$

КПД котла рассчитывался как отношение мощности котла  $N_K$  к сумме произведений массовых расходов ДТ  $G_{\text{ДТ}}$  и синтез-газа  $G_{\text{СГ}}$  на соответствующие значения низшей теплоты сгорания  $q_{\text{ДТ}}^{\text{н}}$  и  $q_{\text{СГ}}^{\text{н}}$ :

$$\eta_K = \frac{N_K}{G_{\text{ДТ}} \cdot q_{\text{ДТ}}^{\text{н}} + G_{\text{СГ}} \cdot q_{\text{СГ}}^{\text{н}}}.$$

Результаты расчёта мощности и КПД котла представлены в табл. 4.3.

Таблица 4.3 – Мощность и КПД котла при различных режимах работы

Параметр	Размерность	Номер режима работы				
		1	2	3	4	5
Тепловая мощность	кВт	90,4	80,9	70,5	90,7	90,4
КПД	%	87,2	86,3	85,3	87,2	87,1

Из приведённых данных видно, что в режимах 2 и 3 происходит некоторое снижение значений КПД и мощности котла по сравнению с номинальным режимом 1. Это связано с чрезмерным разбавлением продуктов сгорания воздухом и соответствующим уменьшением температуры газов в газоходах. В режимах 4 и 5 отмечается восстановление мощности котла за счёт подачи в горелку синтез-газа. КПД при этом оказывается практически равным КПД в номинальном режиме 1, что говорит о том, что при замене части ДТ синтез-газом не происходит существенного изменения условий сгорания жидкого топлива. Полученные результаты подтверждают возможность замены в существующих котельных жидкого

топлива (ДТ, мазута) на газообразное топливо, полученное методом двухстадийной конверсии древесных отходов.

### 4.3 Получение жидких топлив

Авторами работ [144–145] было показано, что синтез-газ, полученный в экспериментах путем двухстадийной термической конверсии древесной биомассы, может быть использован для синтеза диметилового эфира (ДМЭ) и метанола, служащих основой для производства базового компонента авиационного топлива. Исследования показали, что синтез ДМЭ и метанола из бедного синтез-газа с соотношением  $H_2:CO$ , равным 0,95 – 1,25 можно достаточно эффективно проводить при двухслойной загрузке метанольного катализатора и  $\gamma-Al_2O_3$ .

Объемное содержание отдельных газов, а также разнообразные включения в составе синтез-газа, используемого для производства ДМЭ и метанола, оказывают существенное влияние, как на эффективность синтеза, так и на качество получаемых продуктов. Смолы, влага, твердые частицы, соединения азота и серы в синтез-газе являются нежелательными примесями, снижающими ресурс катализаторов и ухудшающими качество продуктов синтеза. При производстве синтез-газа из древесного сырья методом двухстадийной термической конверсии очистка газа существенно упрощается по сравнению с газом, получаемым при воздушной газификации.

### 4.4 Оценка экономической эффективности электростанции на базе установки двухстадийной термической конверсии

Расчёт экономических показателей с целью определения эффективности инвестиционного проекта создания электростанции на базе разработанной технологии двухстадийной конверсии, использующей в качестве основного вида топлива древесную биомассу, проводился в

программе Microsoft Excel. Был выбран вариант производства только электрической энергии как наиболее востребованный. Основными составляющими электростанции являются автоматизированный склад древесной биомассы (опилок, стружки) типа «живое дно», модуль термохимической конверсии, ресивер с полимерными эластичными газгольдерами и энергогенерирующий модуль на базе двух газопоршневых электроагрегатов (рабочий и резервный). В расчёте принято, что модуль термохимической конверсии работает по модернизированной схеме в оптимальном режиме (см. п. 3.3). В табл. 4.3 приведены исходные данные для расчёта.

Таблица 4.3 – Исходные данные для экономического анализа

Наименование	Размерность	Величина
Длительность жизненного цикла проекта	лет	25
Суммарные инвестиции в проект	тыс. руб.	14271,0
<u>Основные показатели электрогенерации:</u>		
Количество газопоршневых электроагрегатов (ГПЭ)	ед.	2
Номинальная мощность ГПЭ на природном газе	кВт	200
Номинальная мощность ГПЭ на синтез-газе	кВт	140
Вырабатываемая мощность ГПЭ, брутто	кВт (% ном.)	110 (78,5)
Из них на собственные нужды комплекса	кВт	10
Вырабатываемая мощность ГПЭ, нетто	кВт	100
КПД электрический при работе на синтез-газе	%	30
Годовая наработка	ч	8000
Ресурс ГПЭ до капремонта	ч	40000
Общий проектный ресурс ГПЭ	ч	100000
<u>Основные показатели топлива (древесной биомассы):</u>		
Низшая теплота сгорания	МДж/кг	16,9
Расход	кг/ч (т/г)	110 (880)
Стоимость (диапазон)	тыс. руб./т	–1...6

Продолжение таблицы 4.3.

Наименование	Размерность	Величина
Коэффициент использования топлива (брутто/нетто)	%	21,3/19,4
<u>Прочие показатели:</u>		
Величина тарифа на электроэнергию (диапазон)	руб./кВт·ч	2 – 20
Ежегодный рост тарифа на электроэнергию	%	14
Зарплата оператора (до вычета налогов)	руб./мес.	35000
Ставка дисконтирования	%	10
Годовая инфляция	%	12

Капитальные затраты включают в себя проектировочные, строительные, подготовительные, монтажные и пусконаладочные работы, работы по подключению установки к сети предприятия и основные производственные фонды, а также расходы, связанные с непредвиденными обстоятельствами. Структура капитальных затрат показана на рис. 4.7.



Рис 4.7 – Структура капитальных затрат (тыс. руб.)

Основные производственные фонды включают в себя автоматизированный склад древесной биомассы модуль термохимической конверсии, ресивер, энергогенерирующий модуль, а также прочие затраты. Структура основных производственных фондов показана на рис. 4.8.

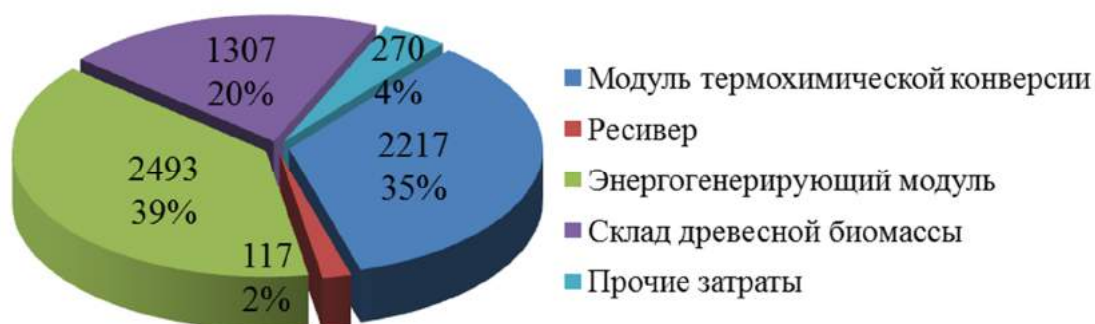
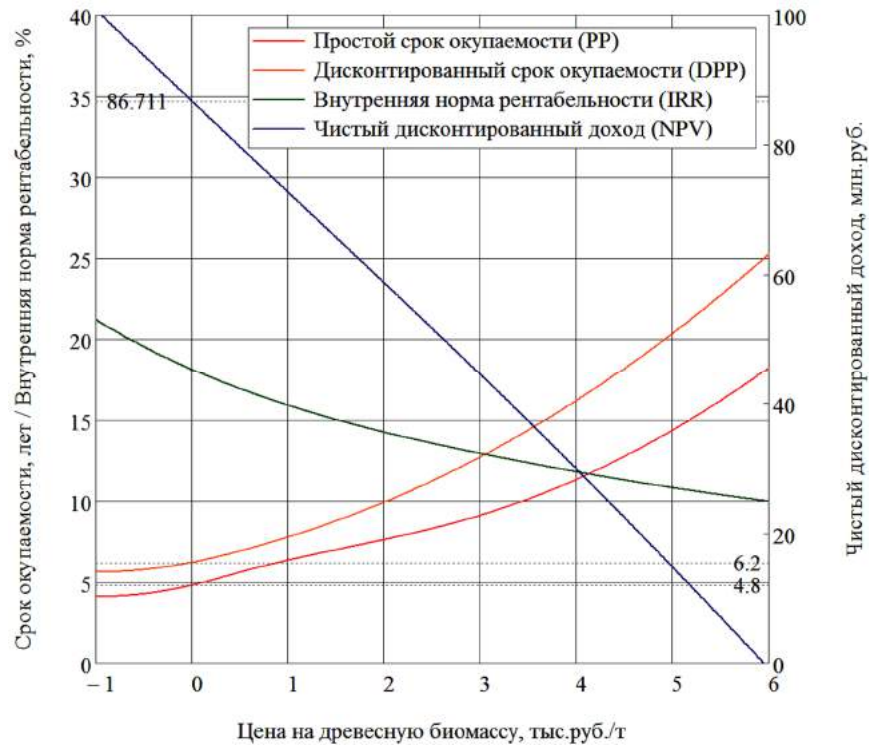


Рис 4.8 – Структура основных производственных фондов (тыс. руб.)

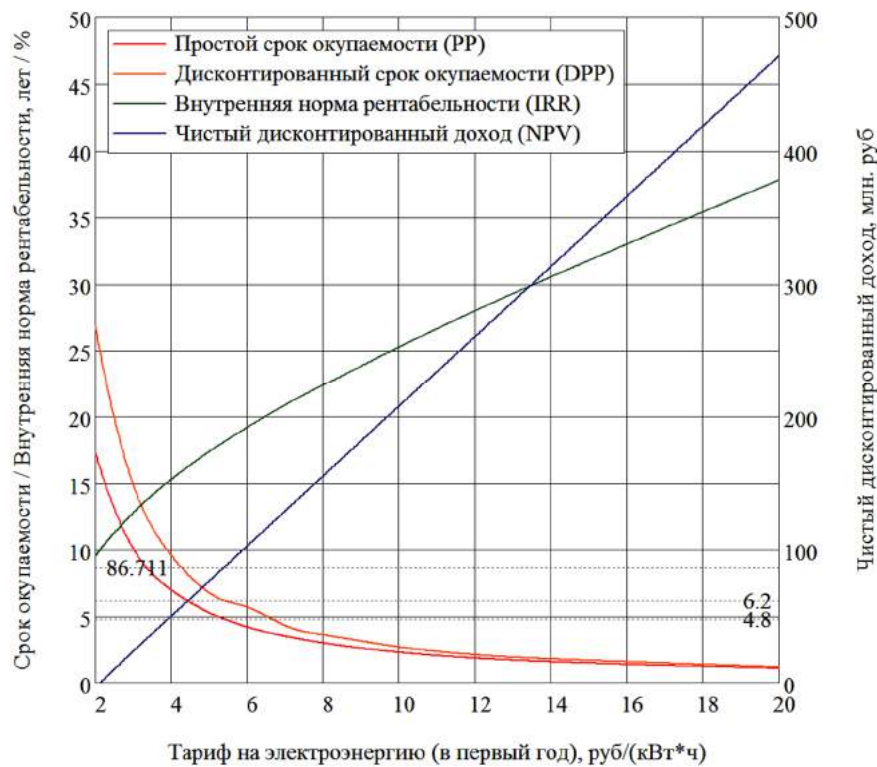
Предполагается, что электростанция будет установлена либо непосредственно на деревообрабатывающем предприятии, либо на некотором удалении от места образования отходов. В качестве базового был выбран вариант непосредственного расположения электростанции на деревообрабатывающем предприятии, а также величина тарифа на электроэнергию, равная 5,38 руб./кВт·ч, что соответствует одноставочному тарифу для населения в Москве с 01.07.2016 г [146].

На рис. 4.9 представлены зависимости простого и дисконтированного сроков окупаемости (PP и DPP), внутренней нормы рентабельности (IRR) и чистого дисконтированного дохода (NPV) от цены на древесную биомассу (а) и тарифа на электроэнергию (величина для первого года) (б). На рис. 4.10 показаны значения чистого дисконтированного дохода (NPV) на протяжении жизненного цикла проекта, рассчитанные для различных значений цены на древесную биомассу и тарифа на электроэнергию.

Из приведённых зависимостей видно, что цена древесной биомассы оказывает сильное влияние на экономические показатели проекта. Несмотря на то, что обычно цена отходов (опилок, стружки) на деревообрабатывающем предприятии является «отрицательной» (необходимость в складировании и утилизации), стоимость доставки такого топлива, имеющего крайне низкую удельную энергетическую плотность, может оказывать существенное влияние на итоговую цену биомассы.



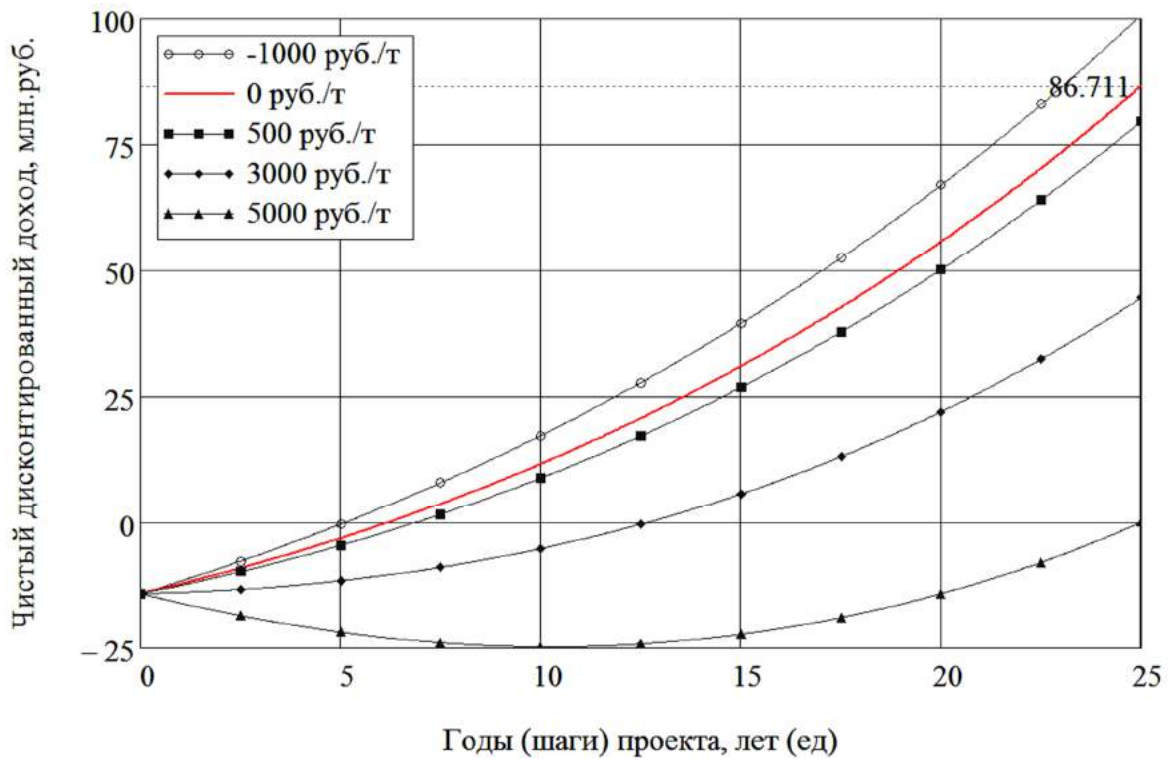
а)



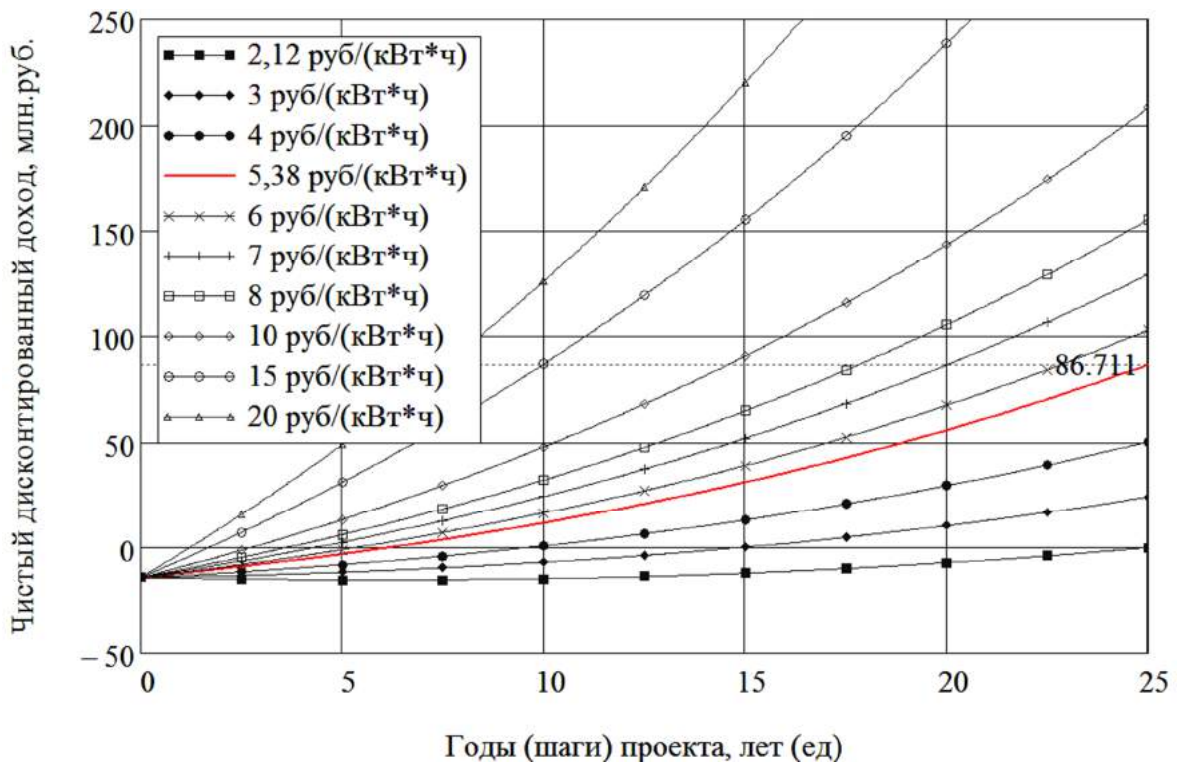
б)

Рисунок 4.9 – Зависимости основных экономических показателей проекта от цены на древесную биомассу (а) и тарифа на электроэнергию (б)





а)



б)

Рисунок 4.10 – Зависимость чистого дисконтированного дохода (NPV) от цены на древесную биомассу (а) и тарифа на электроэнергию (б)

При цене 6 тыс. руб. за тонну, что соответствует стоимости перевозки опилок или стружки грузовым автомобилем в радиусе порядка 100 км от места образования, проект не окупается. Это говорит о необходимости расположения электростанции либо непосредственно в пределах деревообрабатывающего предприятия, либо на минимальном удалении от него (обоснование базового варианта). Приемлемый срок окупаемости (10 лет) соответствует цене на биомассу порядка 2 тыс. руб./т. Величина тарифа на электроэнергию также оказывает существенное влияние. При замене установок малой дизельной генерации в удалённом поселении (тариф, например, 10 руб./кВт·ч) на электростанцию, работающую на древесных отходах, дисконтированный срок окупаемости проекта составит менее 3 лет. С другой стороны, минимальный тариф, обеспечивающий приемлемый срок окупаемости (10 лет) составляет 3,9 руб./кВт·ч, а при стоимости электроэнергии 2,12 руб./кВт·ч проект перестаёт окупаться.

Основные инвестиционные показатели проекта для базового варианта приведены в табл. 4.4.

Таблица 4.4 – Основные инвестиционные показатели проекта

Наименование	Размерность	Величина
Цена древесной биомассы	тыс. руб./т	0
Тариф на электроэнергию	руб./кВт·ч	5,38
Простой срок окупаемости (PP)	лет	4,8
Дисконтированный срок окупаемости (DPP)	ед.	6,2
Внутренняя норма рентабельности проекта (IRR)	%	18,1
Чистый дисконтированный доход (NPV)	млн. руб.	86,7

Для энергетического проекта все основные показатели, полученные в расчёте, являются хорошими, инвестирование в данный проект будет выгодным. Спрос на подобные автономные электростанции в России,

согласно проведённым маркетинговым исследованиям [16], достигает 50 МВт/год по установленной мощности.

#### Выводы по главе 4

Проведены испытания когенерационного комплекса на базе установки двухстадийной конверсии древесной биомассы и газопоршневого электроагрегата. Для газопоршневой электростанции «АГ-75» получены данные для номинального режима работы на синтез-газе, соответствующего совместной выработке 50 кВт электрической и 54,4 кВт тепловой энергии при расходе синтез-газа 56,2 м<sup>3</sup>/ч, что соответствует значениям эффективности  $\eta_e = 30,4\%$  (электрической),  $\eta_T = 33,1\%$  (тепловой) и  $\eta_{\Sigma} = 63,5\%$  (общей).

Проведены работы по исследованию возможности частичного замещения дизельного топлива синтез-газом, получаемым при переработке древесных отходов. Часть теоретических и экспериментальных результатов диссертационной работы использованы при модернизации жидкотопливной котельной отопительной системы предприятия ООО «Энергонеzависимость» в рамках выполнения работ по Соглашению между ОИВТ РАН и Минобрнауки.

Проведен расчёт основных показателей эффективности инвестиционного проекта создания автономной электростанции, использующей в качестве топлива древесные отходы.

## ЗАКЛЮЧЕНИЕ

По результатам проведенных в настоящей диссертационной работе исследований можно сделать следующие выводы:

1. Проведен анализ состояния исследований и разработок в области технологий энергетического использования древесной биомассы.
2. Принцип непрерывной двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ успешно реализован в установке производительность 6 кг/ч исходному сырью.
3. Получены экспериментальные данные по влиянию режимных параметров процесса двухстадийной конверсии на характеристики получаемого газа: удельные значения объёмного выхода неконденсирующихся газов и объёмного содержания смол и влаги в газе.
4. Разработан и изготовлен модуль термохимической конверсии, проведены испытания и получены экспериментальные данные по объёму и химическому составу синтез-газа, образующегося в процессе переработки древесной биомассы. Рассчитаны показатели эффективности переработки.
5. Разработана принципиальная схема когенерационного комплекса на базе установки, состоящей из четырёх модулей термохимической конверсии. Проведены испытания комплекса.
6. Разработана принципиальная схема отопительного комплекса производственного предприятия ООО «Энергонезависимость» (г. Нижний Новгород), которое является индустриальным партнером ОИВТ РАН в рамках Соглашения о предоставлении субсидии № 14.607.21.0073 от 20.10.2014 г. Проведены испытания по частичному замещению дизельного топлива синтез-газом, получаемым при конверсии древесных отходов.
7. Выполнены расчеты экономической эффективности инвестиционного проекта создания автономной электростанции на базе установки термохимической конверсии.

## СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. BP Statistical Review of World Energy June 2016 [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://www.bp.com/statisticalreview>.
2. Изменение климата, 2014 г.: Обобщающий доклад. Вклад Рабочих групп I, II и III в Пятый оценочный доклад Межправительственной группы экспертов по изменению климата [основная группа авторов, Р.К. Пачаури и Л.А. Мейер (ред.)]. МГЭИК, Женева, Швейцария. — 163 стр.
3. Anderson, K. Beyond ‘dangerous’ climate change: emission scenarios for a new world / K. Anderson, A. Bows // Phil. Trans. R. Soc. A. — 2011. — Vol. 369. — P. 20–44.
4. Communication from the Commission to the European Parliament, the Council, the Economic and Social Committee and the Committee of Regions on alternative fuels for road transportation and on a set of measures to promote the use of biofuels [Электронный ресурс] / European Commission, Brussels. — 2001. — 50 р. — Режим доступа: <http://iet.jrc.ec.europa.eu/remea/sites/remea/files/files/documents/com2001547.pdf>
5. Федеральная служба государственной статистики: лесные ресурсы [Электронный ресурс]. — Режим доступа: [http://www.gks.ru/bgd/regl/B13\\_14p/IssWWW.exe/Stg/d2/11-09.htm](http://www.gks.ru/bgd/regl/B13_14p/IssWWW.exe/Stg/d2/11-09.htm).
6. Попель, О.С. Энергетика в современном мире / В.Е. Фортов, О.С. Попель. — Долгопрудный: Издательский дом «Интеллект», 2011. — 168 с.
7. Biomass Technology Review: Processing For Energy And Materials [Электронный ресурс] / Prepared By Crucible Carbon For Sustainability Victoria. — 2008. — 44 р. — Режим доступа: <http://www.ecorecycle.vic.gov.au/publications-and-research/publications>.
8. Копытов В.В. Газификация конденсированных топлив: ретроспективный обзор, современное состояние дел и перспективы развития / В.В. Копытов. — М.: Инфра-Инженерия, 2012. — 504 с.

9. Gas treatment: Report on Gas Cleaning for Synthesis Applications / Hofbauer H., Rauch R., Ripfel-Nitsche K. — Vienna, University of Technology, 2007. — 75 p.
10. Головков, С.И. Энергетическое использование древесных отходов / С.И. Головков, И.Ф. Коперин, В.И. Найденов. — М.: Лесная промышленность, 1987. — 224 с.
11. Александрова, Н.М. Профессиональная экология: в 2 ч. / Н.М. Александрова. — СПб., 1997. — 1 ч. — 91 с.
12. Леса, лесные ресурсы и лесоуправление в Российской Федерации. Справочный документ. — Москва, 2012. — 48 с.
13. Зысин, Л.В. Вопросы энергетического использования биомассы отходов лесопроизводства / Л.В. Зысин, Н.Л. Кошкин, Ф.З. Финкер // Теплоэнергетика. — 1994. — №11. — С. 30–35.
14. Вос, Дж. Применение энергии биомассы для отопления и горячего водоснабжения в Республике Беларусь. Методические рекомендации по применению передовой практики. Часть А: Сжигание биомассы [Электронный ресурс] / Дж. Вос. — Электронный журнал энергосервисной компании «Экологические системы». — 2008. — №4. — Режим доступа: [http://www.esco.co.ua/journal/2008\\_4/art256.htm](http://www.esco.co.ua/journal/2008_4/art256.htm).
15. Гелетуха, Г.Г. Обзор технологий газификации биомассы / Г.Г. Гелетуха, Т.А. Железная // Экотехнологии и ресурсосбережение. — 1998. — № 2. — С. 21–29.
16. Basu, P. Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction (Second Edition). Practical Design and Theory / P. Basu. // Dalhousie University and Greenfield Research Incorporated. — Academic Press, 2013. — 552 p.
17. Беляков, В. П. Криогенная техника и технология / В. П. Беляков. — М.: Энергоиздат, 1982. — 272 с.

18. ГОСТ 2939-63 Газы. Условия для определения объема. М.: Издательство стандартов, 1988. — 3 с.
19. Drift, A. Entrained flow gasification of biomass; Ash behaviour, feeding issues, system analyses: report C-04-039 / A. Drift, H. Boerrigter, B. Coda, M.K. Cieplik, K. Hemmes. — Petten, the Netherlands. — Energy Research Centre of the Netherlands (ECN). — 2004. — 58 p.
20. Hamelinck, C. Production of FT transportation fuels from biomass; technical options, process analysis and optimisation, and development potential / C.N. Hamelinck, A.P.C. Faaij, H. den Uil, H. Boerrigter // Energy. — 2004. — Vol. 29. — P. 1743–1771.
21. Review of Technologies for Gasification of Biomass and Wastes. Final report: NNFCC project 09/008. — E4tech. — 2009. — 130 p.
22. Chhiti, Y. Thermal Conversion of Biomass, Pyrolysis and Gasification: A Review / Younes Chhiti, Mohammed Kemiha // The International Journal of Engineering And Science (IJES). — 2013. — V. 2. — № 3. — P. 75–85.
23. Рахманкулов, Д.Л. Современные методы газификации биомассы / Д.Л. Рахманкулов, Ф.Ш. Вильданов, Ф.Н. Латыпова, Р.Р. Чанышев, Р.Ф. Ишбулатов // Башкирский химический журнал. — 2010. — Том 17. — № 2. — С. 36–42.
24. Review of Finnish biomass gasification technologies: OPET Report 4. — Vienna, University of Technology, 2002. — P. 1–19.
25. Downdraft gasification system and method: заявка 20150232768 (A1) США: МПК C10J3/26, C10B21/00, C10J3/00, C10J3/32 / Mason J. (США) и др.; патентообладатель All power labs, Inc.; заявл. 09.01.15; опубл. 20.08.15; № 14/593,701 (США). — 14 с.: ил.
26. Downdraft gasifier with internal cyclonic combustion chamber: пат. 8657892 (B2) США: МПК C10J1/213, C10J3/08 / Krushna N.P. (США) и др.;

патентообладатель The Board Of Regents For Oklahoma State University; заявл. 29.06.09; опубл. 25.02.14; № 12/493,988 (США). — 17 с.: ил.

27. Токарев, Г.Г. Газогенераторные автомобили / Г.Г. Токарев. М.: Государственное научно-техническое издательство машиностроительной литературы, 1955. — 207 с.

28. Газогенератор: пат. 2469782 Рос. Федерация: МПК В01J7/00 / Камлёнок Т. В. и др.; патентообладатель ОАО "Красмаш"; заявл. 27.06.11; опубл. 20.12.12; № 2011126427/05. — 6 с.: ил.

29. Cleveland, C.J. Handbook of Energy: Diagrams, Charts, and Tables / Cutler J. Cleveland, Christopher G. Morris // Elsevier Ltd., 2013. — 1034 p.

30. Zevenhoven-Onderwater, M. The ash chemistry in fluidised bed gasification of biomass fuels. Part II: Ash behaviour prediction versus bench scale agglomeration tests / M. Zevenhoven-Onderwater, R. Backman, B.-J. Skrifvars et al. // Fuel. — 2001. — V. 80(10). — P. 1503–1512.

31. Worley, M. Biomass Gasification Technology Assessment: Consolidated Report / M. Worley and J. Yale // Atlanta, Georgia. — Harris Group Inc. — 2012. — 358 p.

32. Fluidized bed biogasifier and method for gasifying biosolids: пат. 9242219 (B2) США: МПК В01J7/00, В01J8/18, С02F11/10, С10J3/48, С02F11/12, С10К1/02 / Bull D.R. (США) и др.; патентообладатель PHG Energy, LLC; заявл. 30.01.12; опубл. 26.01.16; № 13/361,582 (США). — 17 с.: ил.

33. Circulating fluidized bed gasification or combustion system: а. с. WO 2016/001813 (A1) Турция: МПК В01J8/38, F22B31/00, F23C10/10, F23C10/32, F27B15/12 / GÜL S. (Турция) и др.; заявитель Tubitak; заявл. 27.06.15; опубл. 07.01.16; № PCT/IB2015/054852 (Турция). — 17 с.: ил.

34. A fluidized bed gasifier system with freeboard tar removal: пат. EP 2927305 (A1) Швеция: МПК С10J3/48 / Söderlind U. (Швеция) и др.; заявитель



- Söderlind U. (Швеция) и др.; заявл. 03.04.14; опубл. 07.10.15; № EP20140163446 (Швеция). — 34 с.: ил.
35. Gasification reactor and process for entrained-flow gasification: пат. 9290709 (B2) США: МПК C10J3/48, C10J3/78, C10J3/82, C10J3/84 / Kowoll J. (Германия) и др.; патентообладатель Thyssenkrupp Industrial Solutions Ag; заявл. 18.09.08; опубл. 22.03.16; № 12/733,720 (США). — 9 с.: ил.
36. Carabin, P. Plasma Gasification and Vitrification of Ash – Conversion of Ash into Glass-like Products and Syngas / Pierre Carabin, Jean-Rene Gagnon // World of Coal Ash (WOCA). — USA. — 2007. — 11 p.
37. Westinghouse Plasma Coal Gasification & Vitrification Technology: Presentation to Electric Power Generation Association / Power Generation Conference // Hershey, PA. — Westinghouse Plasma Corp. — 16-17 October 2002.
38. Plasma gasification reactor: пат. 9222038 (B2) США: МПК C10J3/18 / Dighe S.V. (США) и др.; патентообладатель Alter Nrg Corp.; заявл. 11.02.09; опубл. 29.12.15; № 12/378,184 (США). — 15 с.: ил.
39. Basu P. Biomass Gasification and Pyrolysis. Practical Design / P. Basu // Academic Press, 2010. — 376 p.
40. Van der Drift, A. Entrained Flow Gasification of Biomass: Ash behaviour, feeding issues, and system analyses / A. van der Drift, H. Boerrigter, B. Coda, M.K. Cieplik, K. Hemmes // ECN Biomass. — 2004. — 58 p.
41. Hamelinck, C.N. Production of methanol from biomass / C.N. Hamelinck and A.P.C. Faaij // Ecofys & Utrecht University. — 2006. — 10 p.
42. Ridjan, I. A review of biomass gasification technologies in Denmark and Sweden / I. Ridjan, B. V. Mathiesen, D. Connolly // Department of Development and Planning, Aalborg University. — 2013. — 33 p.

43. Rotating and movable bed gasifier: пат. 8961626 (B1) США: МПК B01J7/00 / Thiessen R.J. (США) и др.; патентообладатель Thiessen R.J. (США) и др.; заявл. 07.01.10; опубл. 24.02.15; № 12/683,952 (США). — 19 с.: ил.
44. Radiant fountain architecture chemical reactor: пат. 2014341785 (A1) США: МПК B01J19/24 / Simmons W.W. (США) и др.; патентообладатель Sundrop Fuels, Inc.; заявл. 15.05.14; опубл. 20.11.14; № 14/278,152 (США). — 26 с.: ил.
45. K. Sivakumar and N. M. Krishna // *Indian Journal of Science and Technology*. — 2010. — Vol. 3. — № 1. — P. 58.
46. Подлесная, Т.А. Разработка и исследование газотурбинного энергопреобразователя реактора-газификатора твёрдых бытовых и промышленных отходов: дис. ... канд. техн. наук: 05.04.12 / Подлесная Татьяна Александровна. — М.: 2008. — 154 с.
47. Обзор современных технологий использования биомассы. // *Вестник энергосбережения Южного Урала*. — 2004. — № 3(14).
48. Antonelli, L. Agricultural and forestry wastes pyrolytic conversion / *Energy from biomass. Proceedings of the third contractors' meeting, Paestum*. — 25-27 May 1988. — P. 485–491.
49. Tang, L. Plasma Pyrolysis of Biomass for Production of Syngas and Carbon Adsorbent / L. Tang, H. Huang // *Energy Fuels*. — 2005. — № 19(3). — P. 1174–1178.
50. Mohan, D. Pyrolysis of Wood. Biomass for Bio-oil: A Critical Review / D. Mohan, C.U. Jr. Pittman, P.H. Steele // *Energy Fuels*. — 2006. — № 20(3). — P. 848–889.
51. Graham, R.G. The Production of Pyrolysis Liquids, Gas and Char from Wood and Cellulose by Fast Pyrolysis: Research in Thermochemical Biomass Conversion (Eds. A. V. Bridgwater, J. L. Kuester) / R.G. Graham, B.A. Freel, M.A. Bergougnou // Elsevier, London. — 1988. — P. 629–641.

52. Balat, M. Main routes for the thermo-conversion of biomass into fuels and chemicals. Part 1: Pyrolysis systems / M. Balat, M. Balat, E. Kirtay, H. Balat // *Energy Conv. Manag.* — 2009. — V. 50. — P. 3147–3157.
53. Железная, Т.А. Современные технологии получения жидкого топлива из биомассы быстрым пиролизом. Обзор. Часть 1 / Т.А. Железная, Г.Г. Гелетуха // *Промышленная Теплотехника.* — 2005. — № 4. — С. 91–100.
54. Czernik, S. Overview of Applications of Biomass Fast Pyrolysis Oil / S. Czernik, A.V. Bridgwater // *Energy Fuels.* — 2004. — № 18(2). — P. 590–598.
55. Jahirul, M.I. Biofuels Production through Biomass Pyrolysis: A Technological Review / M.I. Jahirul, M.G. Rasul, A.A. Chowdhury, N. Ashwath // *Energies.* — 2012. — V. 5. — № 12. — P. 4952–5001.
56. Bridgwater T. Pyrolysis of biomass / T. Bridgwater // *Proceedings of 17th European Biomass Conference & Exhibition. Hamburg. Germany.* — 29 June - 3 July 2009.
57. Гелетуха, Г.Г. Обзор современных технологий получения жидкого топлива из биомассы путем быстрого пиролиза. Часть 1 / Г.Г. Гелетуха, Т.А. Железная // *Экотехнологии и ресурсосбережение.* — 2000. — № 2. — С. 3–10.
58. Chopra, S. A Review of Fixed Bed Gasification Systems for Biomass / S. Chopra and A. Jain // *Agricultural Engineering International: the CIGR Ejournal. Invited Overview.* — 2007. — № 5. — Vol. IX. — 23 p.
59. Lv, P.M. An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed / P.M. Lv, Z.H. Xiong, J. Chang, C.Z. Wu, Y. Chen, J.X. Zhu // *Bioresour. Technol.* — 2004. — Vol. 95. — P. 95–101.
60. Li, X.T. Biomass gasification in a circulating fluidized bed / X.T. Li, R. Grace, C.J. Lim, A.P. Watkinson, H.P. Chen, J.R. Kim // *Biomass Bioenergy.* — 2004. — Vol. 26. — P. 171–193.

61. Sadaka, S. Pyrolysis and Bio-Oil, Agriculture and Natural Resources [Электронный ресурс] / S. Sadaka, A.A. Boateng // Fayetteville, AK, USA. — University of Arkansas. — Режим доступа: [http://www.uaex.edu/Other\\_Areas/publications/PDF/FSA-1052.pdf](http://www.uaex.edu/Other_Areas/publications/PDF/FSA-1052.pdf).
62. Wagenaar, B.M. Rotating Cone Bio-oil Production and Applications. In Progress in Thermochemical Biomass Conversion / B.M. Wagenaar, R.H. Venderbosch, J. Carrasco, R. Strenziok, B.J. Van der Aa; Ed. by A.V. Bridgewater // Blackwell Science: Oxford, UK. — 2001. — P. 1268–1280.
63. Jones, S.B. Production of Gasoline and Diesel from Biomass via Fast Pyrolysis, Hydrotreating and Hydrocracking: A Design Case / S.B. Jones, J.E. Holladay, C. Valkenburg, D.J. Stevens, C.W. Walton, C. Kinchin, D.C. Elliott, S. Czernik // U.S. Department of Energy: Springfield, VA, USA. — 2009. — 76 p.
64. The Research Progress of Biomass Pyrolysis Processes [Электронный ресурс] / National Resource Management Environment Department. — Режим доступа: [www.fao.org/docrep](http://www.fao.org/docrep).
65. Mohan, D. Pyrolysis of wood/biomass for bio-oil: A critical review / D. Mohan, C.U. Pittman, P.H. Steele // Energy Fuels. — 2006. — Vol. 20. — P. 848–889.
66. Bramer, E.A. Clean Liquid Fuel through Flash Pyrolysis. In The Development of the PyRos Process: AFTUR Final Report / E.A. Bramer, M.R. Holthuis // Enschede, The Netherlands. — University of Twente. — 2005.
67. Tang, L. Plasma pyrolysis of biomass for production of syngas and carbon adsorbent / L. Tang, H. Huang // Energy Fuels. — 2005. — Vol. 19. — P. 1174–1178.
68. Fernández, Y. Influence of feed characteristics on the microwave-assisted pyrolysis used to produce syngas from biomass wastes / Y. Fernández, J.A. Menéndez // J. Anal. Appl. Pyrolysis. — 2011. — Vol. 91. — P. 316–322.

69. Boutin, O. Flash pyrolysis of cellulose pellets submitted to a concentrated radiation: experiments and modeling / O. Boutin, M. Ferrer, J. Lede // *Chem. Eng. Sci.* — 2002. — Vol. 57. — P. 15–25.
70. Roy, C. Development of a Novel Vacuum Pyrolysis Reactor with Improved Heat Transfer Potential. In *Developments in Thermochemical Biomass Conversion* / C. Roy, D. Blanchette, L. Korving, J. Yang, B. DeCaumia; Eds.: Bridgewater, A.V., Boocock, D.G.B. // London, UK. — Blackie Academic and Professional. — 1997. — P. 351–367.
71. Aho, A. Каталитический пиролиз древесной биомассы / A. Aho, N. Kumar, K. Franen, P. Backman, M. Hupa, T. Salmi, D. Murzin // *Катализ в промышленности.* — 2008. — № 2. — С. 49–56.
72. Heidenreich, S. New concepts in biomass gasification / S. Heidenreich, P.U. Foscolo // *Progress in Energy and Combustion Science.* — 2015. — V. 46. — P. 72–95.
73. Официальный сайт LiPRO Energy GmbH & Co. KG. [Электронный ресурс]. — Режим доступа: [www.lipro-energy.de](http://www.lipro-energy.de).
74. Chembukulam, S.K. Smokeless Fuel from Carbonized Sawdust / S.K. Chembukulam, A.S. Dandge, N.L. Kovilur et al. // *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.* — 1981. — V. 20. — P. 714–719.
75. Suna, Q. Decomposition and gasification of pyrolysis volatiles from pine wood through abed of hot char / Q. Suna, S. Yua, F. Wangb, J. Wang // *Fuel.* — 2011. — Vol. 90. — P. 1041–1048.
76. Батенин, В.М. Термические методы переработки древесины и торфа в энергетических целях / В.М. Батенин, А.В. Бессмертных, В.М. Зайченко, В.Ф. Косов, В.А. Синельщиков // *Теплоэнергетика.* — 2010. — № 11. — С. 36–42.
77. Батенин, В.М. Пиролитическая конверсия биомассы в газообразное топливо / В.М. Батенин, В.М. Зайченко, В.Ф. Косов, В.А. Синельщиков // *Доклады Академии наук.* — 2012. — Том 446. — № 2. — С. 179–182.

78. Панцхава, Е.С. Биогазовые технологии – радикальное решение проблем экологии, энергетики и агрохимии / Е.С. Панцхава // Теплоэнергетика. — 1994. — №11. — С.36–42.
79. Передерий, С. Метан из биомассы / С. Передерий // ЛесПромИнформ. — 2010. — № 8(74). — С.164–167.
80. Трофимова, Н.Н. Изучение кислотного гидролиза полисахаридов древесины лиственницы для получения кристаллической глюкозы / Н.Н. Трофимова, В.А. Бабкин // Химия растительного сырья. — 2009. — № 3. — С.31–37.
81. Кошелева, Д.А. Выбор метода и условий предобработки отходов березовой древесины при их подготовке к процессу биоконверсии в этанол / Д.А. Кошелева, В.В. Вольхин // Вестник ПГТУ. Химия и биотехнология. — 2009. — № 10. — С. 5–15.
82. McKendry, P. Energy production from biomass (part 2): conversion technologies / P. McKendry // Bioresource Technology. — 2002. — V. 83. — P. 47–54.
83. Малоизвестное оборудование для производства электроэнергии [Электронный ресурс] / Санкт-Петербургский политехнический университет Петра Великого. Кафедра «Атомная и Тепловая Энергетика». — 2016. — Режим доступа: <http://nnhpe.spbstu.ru/maloizvestnoe-oborudovanie-dlya-proizvodstva-elektroenergii/>
84. Van Loo, S. The Handbook of Biomass Combustion and Co-firing / S. van Loo, J. Koppejan // First published by Earthscan in the UK and USA. — 2008. — 465 p.
85. Обзор современных ПТУ малой мощности (до 1000 кВт) [Электронный ресурс] / ООО НТЦ «МТТ», Санкт-Петербург. — 2015. — 41 с. — Режим доступа: <http://nnhpe.spbstu.ru/wp-content/uploads/2015/02/Obzor-PTU-maloy-moshchnosti.pdf>.

86. Интернет-сайт группа компаний "ССС-ЭНЕРГО" [Электронный ресурс]. — Режим доступа: [http://cccenergo.com/-\\_orc\\_турбины-вопросы\\_и\\_ответы](http://cccenergo.com/-_orc_турбины-вопросы_и_ответы)
87. Turboden 200/300 kW Units – Typical Performances [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://www.turboden.eu/en/public/downloads/200-300%20kW.pdf>
88. Turboden Combined Heat & Power (CHP) Units – Typical Sizes and Performances [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://www.turboden.eu/en/public/downloads/CHP%20no%20Split.pdf>
89. ORC Recovering industrial heat. Power generation from waste energy streams // Cogeneration and On-Site Power Production. — 2009. — P. 53–57.
90. Quoilina, S. Techno-economic survey of Organic Rankine Cycle (ORC) systems / S. Quoilina, M. Van Den Broekb, S. Declaye, P. Dewallefa, V. Lemorta // Renewable and Sustainable Energy Reviews. — 2013. — Vol. 22. — P. 168–186.
91. Bini, R. Organic Rankine Cycle (ORC) in biomass plants: an overview on different applications / R. Bini, M. Di Prima, A. Guercio // Turboden s.r.l. — 2010. — 9 p.
92. ElectraTherm's Waste Heat to Power Generation System [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://electratherm.com/products/>
93. Description of the biomass CHP technology based on Stirling engines [Электронный ресурс] / Bios Bioenergiesysteme GmbH. — Режим доступа: <http://www.bios-bioenergy.at/en/electricity-from-biomass/stirling-engine.html>
94. Obernberger, I. Innovative biomass CHP technologies based on biomass combustion – ORC process and Stirling engines [Электронный ресурс] / I. Obernberger // Bios Bioenergiesysteme GmbH. — 20 p. — Режим доступа: [http://www.ieabcc.nl/workshops/task32\\_Beijing\\_WS/A3%20Presentation%20ORC%20Stirling.pdf](http://www.ieabcc.nl/workshops/task32_Beijing_WS/A3%20Presentation%20ORC%20Stirling.pdf)

95. Stirling DK Introduction [Электронный ресурс]. — 17 p. — Режим доступа:  
<https://ida.dk/sites/prod.ida.dk/files/Stirling%20DK%20Commercial%20Update%20ver%204%20.pdf>
96. Sola, J.A. Applications of biomass Stirling engines for electrification. A case study of rural areas in Bolivia / J. A. Sola, O. Nelson // Bachelor of Science Thesis KTH School of Industrial Engineering and Management. — 56 p.
97. Официальный интернет-сайт Tenza: Паровые двигатели [Электронный ресурс]. — Режим доступа:  
<http://www.tenza.cz/cz/aktivita/energetika/technologie/parni-motory/>
98. Официальный интернет-сайт Spilling: Паровые двигатели [Электронный ресурс]. — Режим доступа:  
<http://www.spilling.info/products/steam-engines.html>
99. Sinag, A. Formation and degradation pathways of intermediate products formed during the hydrolysis of glucose as a model substance for wet biomass in a tubular reactor / A. Sinag, A. Kruse, V. Schwarzkopf // Eng. Life Sci. — 2003. — Vol. 3. — P. 469–473.
100. Kabyemela, B. Degradation kinetics of dihydroxyacetone and glyceraldehyde in subcritical and supercritical water / B. Kabyemela, T. Adschiri, R. Malaluan, K. Arai // Ind. Eng. Chem. Res. — 1997. — Vol. 36. — P. 2025–2030.
101. Kruse, A. Biomass conversion in water at 330-410 DegC and 30-50 MPa. Identification of Key Compounds for Indicating Different Chemical Reaction Pathways / A. Kruse, A. Gawlik // Ind. Eng. Chem. Res. — 2003. — Vol. 42. — P. 267–279.
102. Sinag, A. Key compounds of the hydrolysis of glucose in supercritical water in the presence K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> / A. Sinag, A. Kruse, V. Schwarzkopf // Ind. Eng. Chem. Res. — 2003. — Vol. 42. — P. 3516–3521.



103. Sinag, A. Influence of the heating rate and the type of catalyst on the formation of key intermediates and on the generation of gases during hydrolysis of glucose in supercritical water in a batch reactor / A. Sinag, A. Kruse, J. Rathert // *Ind. Eng. Chem. Res.* — 2004. — Vol. 43. — P. 502–508.
104. Honorio, L. Efficiency in Electricity Generation / L. Honorio, J. Bartaire, R. Bauerschmidt, T. Ohman, Z. Tihanyi, H. Zeinhofer, J.F. Scowcroft, V. De Janeiro. // *Eurelectric in collaboration with VGB report.* — 2003. — 30 p.
105. Energy from Biomass, Principles and Applications [Электронный ресурс] / European Commission. — Luxembourg. — 1996. — 122 p. — Режим доступа: [http://ec.europa.eu/dgs/energy\\_transport/figures\\_archive/energy\\_outlook\\_2020/e2020fd.pdf](http://ec.europa.eu/dgs/energy_transport/figures_archive/energy_outlook_2020/e2020fd.pdf).
106. Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies [Электронный ресурс] / U. S. Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership. — 2007. — Режим доступа: <https://www.epa.gov/chp/biomass-chp-catalog-technologies>.
107. Technology Characterization: Gas Turbines [Электронный ресурс] // ICF International. — 2008. — Режим доступа: <https://ru.scribd.com/document/155638064/gas-turbine>.
108. Cogeneration sourcebook // MacLaren Engineers Inc., Toronto Public Library. — 1988. — 64 p.
109. CHP Technologies [Электронный ресурс] // Energy Solutions Center. — Режим доступа: [http://understandingchp.com/appguide/chapters/4-1\\_recip\\_engines](http://understandingchp.com/appguide/chapters/4-1_recip_engines).
110. Biomass Combined Heat and Power Catalog of Technologies [Электронный ресурс] / K. Darrow, R. Tidball, J. Wang, A. Hampson // ICF International. — 2015. — Режим доступа: [https://www.epa.gov/sites/production/files/2015-07/documents/catalog\\_of\\_chp\\_technologies.pdf](https://www.epa.gov/sites/production/files/2015-07/documents/catalog_of_chp_technologies.pdf).

111. Rentizelas, A. Comparative techno-economic analysis of ORC and gasification for bioenergy applications / A. Rentizelas, S. Karellas, E. Kakaras, I. Tatsiopoulou // *Energy Conversion and Management*. — 2009. — Vol. 50(3), P. 674–681.
112. Boerrigter, H. Review of applications of gases from biomass gasification / H. Boerrigter, R. Rauch // Vienna, University of Technology, Institute of Chemical Engineering. — 2006. — 33 p.
113. Ullmann's Encyclopaedia of Industrial Chemistry // Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA. — 2002.
114. Rabou, L.P.L.M. High efficiency power production from biomass and waste / L.P.L.M. Rabou, R.J.C. van Leijenhorst, J.H.O. Hazewinkel // Energy research Center of the Netherlands. — 2008. — 69 p.
115. Singh, R.N. Tar removal from Producer Gas: A Review / R.N. Singh, S.P. Singh, J.B. Balwanshi // *Research Journal of Engineering Sciences*. — 2014. — Vol. 3(10). — P. 16–22.
116. Handbook Biomass Gasification / Ed. by H.A.M. Knoef // The Netherlands. — 2005. — 372 p.
117. Boerrigter, H. (2002) Green diesel from biomass by Fischer-Tropsch synthesis: new insights in gas cleaning and process design / H. Boerrigter, H. den Uil // Energy research Centre of the Netherlands, Petten, The Netherlands. — 2002. — 15 p.
118. Stevens, D.J. Hot Gas conditioning: Recent Progress with Larger-Scale Biomass Gasification Systems: Report by IEA / D.J. Stevens // U.S. Department of Energy Laboratory. — 2001. — 103 p.
119. Hofbauer, H. Biomass CHP Plant Güssing – A Success Story / H. Hofbauer; R. Rauch K. Bosch R. Koch, C. Aichernig // Expert Meeting on Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste, Strasbourg, France. — 2002. — 13 p.

120. Liu, K. Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies / K. Liu, C. Song, V. Subramani // Published by John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey. — 2010. — 533 p.
121. Kessler, F. Heizenergie aus Heizöl, Erdgas oder Holz / F. Kessler, N. Knechtle, R. Frischknecht // Swiss Federal Office of Environment (BUWAL), Berne. — 2000.
122. Burning wood in power stations: Public health impacts [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://www.biofuelwatch.org.uk/wp-content/uploads/Biomass-Air-Pollution-Briefing.pdf>
123. Антропов, А.П. Получение синтез-газа в процессе торрификации биомассы / А.П. Антропов, Р.Л. Исьемин, В.В. Косов и др. // Альтернативная энергетика и экология. — 2011. — № 10. — С. 42–46.
124. Morf, P. Mechanisms and kinetics of homogeneous secondary reactions of tar from continuous pyrolysis of wood chips / P. Morf, P. Hasler, T. Nussbaumer // Fuel. — 2002. — V. 81. — P. 843–853.
125. Аксенова, Е.Н. Элементарные способы оценки погрешностей результатов прямых и косвенных измерений: учебное пособие / Е.Н. Аксенова. — М.: Изд. МИФИ, 2003. — 16 с.
126. Bajus M. Pyrolysis of woody material / M. Bajus // Petroleum & Coal. — 2010. — Vol. 52(3). — P. 207–214.
127. Kosov, V. Investigation of a two-stage process of biomass gasification / V. Kosov, V. Kosov, V. Zaichenko // Chemical Engineering Transactions. — 2015. — Vol. 43. — P. 457–462.
128. Зайченко, В.М. Двухстадийная термическая конверсия древесной биомассы в синтез-газ / В.М. Зайченко, В.В. Качалов, В.А. Лавренов и др. // Экология и промышленность России. — 2016. — Том 20. — № 11. — С. 4–9.

129. Reed, T.B. Free energy of formation of binary compounds: an atlas of charts for high-temperature chemical calculations / T. B. Reed // Cambridge, MA: MIT Press, 1972. — 64 p.
130. Milne, T.A. Biomass Gasifier “Tars”: Their Nature, Formation, and Conversion: Technical Report / T.A. Milne, R.J. Evans, N. Abatzoglou // National Technical Information Service (NTIS), 1998. — 204 p.
131. Глушко В.П. Термодинамические и теплофизические свойства продуктов сгорания / Справочник. ТОМ 1. — Москва: Производственно-издательский комбинат ВИНТИ, 1971. — 267 с.
132. Бухмиров В.В. Расчет коэффициента конвективной теплоотдачи (основные критериальные уравнения) // Методические указания к выполнению практических и лабораторных занятий. — Иваново: УИУНЛ ИГЭУ, 2007. — 39 с.
133. Бухмиров, В.В. Определение коэффициента теплопередачи через гладкую и оребренную трубы / В.В. Бухмиров, Д.В. Ракутина // Методические указания к выполнению лабораторной работы. — Иваново: УИУНЛ ИГЭУ, 2010. — 24 с.
134. Зайченко, В.М. Разработка способов увеличения эффективности переработки биомассы в синтез газ методом двухстадийной термической конверсии / В.М Зайченко, В.Ф. Косов, В.А. Лавренов // Материалы IV Международной конференции «Возобновляемая энергетика: проблемы и перспективы», 21-24.09.2015, Махачкала, том 2, стр. 150–153.
135. Kosov, V.F. Simulation of a process for the two-stage thermal conversion of biomass into the synthesis gas / V.F. Kosov, V.A. Lavrenov, V.M. Zaitchenko // Journal of Physics: Conference Series. — 2015. — Vol. 653. — conf. 1. — 012031.
136. Каталог котельного завода «Энергоресурс» [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://kotel-kvm.ru/furnace-tlzm-05-24.html>

137. François, J. Estimation of the Energy Efficiency of a Wood Gasification CHP Plant Using Aspen Plus / J. François, L. Abdelouahed, G. Mauviel et al. // Chemical engineering transactions. — 2012. — Vol. 29. — P. 769–774.
138. Gunarathne D. Optimization of the performance of down-draft biomass gasifier installed at National Engineering Research & Development (NERD) Centre of Sri Lanka / D. Gunarathne // Master of Science Thesis KTH School of Industrial Engineering and Management. — 2012. — 51 p.
139. Mamphweli, N.S. Evaluation of the conversion efficiency of the 180Nm<sup>3</sup>/h Johansson Biomass Gasifier™ / N.S. Mamphweli, E.L. Meyer // International journal of energy and environment. — 2010. — Vol. 1. — № 1. — P. 113–120.
140. Rajvanshi, A.K. Biomass gasification. In Alternative Energy in Agriculture / A.K. Rajvanshi: Ed. D.Y. Goswami. — CRC Press. — 1986. — Vol. II. — P. 83–102.
141. Зайченко, В.М. Исследование характеристик газообразного топлива, получаемого методом двухстадийной пиролизической конверсии древесных отходов / В.М. Зайченко, В.А. Лавренов, В.А. Синельщиков // Альтернативная энергетика и экология. — 2016. — № 23-24. — С. 42–50.
142. Riello. Напольные чугунные котлы RTT 93–145 / Руководство по монтажу и эксплуатации (технический паспорт). — 21 с.
143. Cuenod. Инструкция по эксплуатации жидкотопливных горелок. — 52 с.
144. Kachalov, V.V. Scientific bases of biomass processing into basic component of aviation fuel / Kachalov V.V., Lavrenov V.A., Lishchiner I.I. et al. // Journal of Physics: Conference Series. — Vol. — 774. — conf. 1. — 012136.
145. Ершов, М.А. Синтез базового компонента авиабензина из синтез-газа, полученного из биомассы / М.А. Ершов, В.М. Зайченко, В.В. Качалов, Н.А. Климов, В.А. Лавренов, И.И. Лицинер, О.В. Малова, А.Л. Тарасов //

Экология и промышленность России. — 2016. — Том 20. — № 12. — С. 25 – 29.

146. Официальный сайт Мосэнергосбыта [Электронный ресурс]. — Режим доступа: <http://www.mosenergosbyt.ru>.

ПРИЛОЖЕНИЕ А  
ПИСЬМО О ВНЕДРЕНИИ



603009, Нижний Новгород, пр. Гагарина, д. 37  
тел./факс (831) 27-27-707  
ОГРН 1035205394993 ИНН/КПП 5260117289/526101001  
р/с 40702810142050003857 в Волго-Вятском банке Сбербанка РФ г.  
Нижний Новгород к/с 30101810900000000603 БИК 042202603  
[www.e-n.ru](http://www.e-n.ru) e-mail: info @e-n.ru

№ 15/11-16 от «28» ноября 2016 г.

Зам. директора ОИВТ РАН

Гаврикову А.В.

Настоящим ООО «Энергоне­зависимость» подтверждает, что результаты диссертационного исследования Лавренова В.А. на тему «Экспериментальное исследование процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ» были использованы при переоборудовании отопительной котельной предприятия с целью частичной замены жидкого топлива синтез-газом, получаемым методом двухстадийной термической конверсии древесной биомассы. Работы проведены в рамках Соглашения о предоставлении субсидии № 14.607.21.0073 от 20.10.2014 г. с Минобрнауки РФ по теме «Разработка технических решений для создания политопливных теплогенерирующих систем на местных и возобновляемых топливных ресурсах».

ООО «Энергоне­зависимость» подтверждает свою заинтересованность в промышленном освоении технологии модернизации существующих жидкотопливных котельных с целью частичной замены жидкого топлива синтез-газом, получаемым из древесной биомассы.

Директор ООО «Энергоне­зависимость»

А.К. Скворцов

М. П.

