

*На правах рукописи*

**ЛАВРЕНОВ Владимир Александрович**

**ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА  
ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ  
ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ**

05.14.01 – энергетические системы и комплексы

Автореферат  
диссертации на соискание ученой степени  
кандидата технических наук

Москва – 2016

Работа выполнена в Федеральном государственном бюджетном учреждении науки Объединенный институт высоких температур Российской академии наук (ОИВТ РАН).

Научный руководитель: доктор технических наук, старший научный сотрудник  
**Зайченко Виктор Михайлович**

Официальные оппоненты: доктор технических наук  
**Тугов Андрей Николаевич**,  
ОАО «ВТИ», зав. отделением парогенераторов и топочных устройств

кандидат технических наук, профессор  
**Кузьмин Сергей Николаевич**,  
ФГБОУ ВО «Гамбовский государственный технический университет», доцент кафедры "Энергообеспечение предприятий и теплотехника"

Ведущая организация: ФГБОУ ВО «Московский государственный технический университет имени Н.Э. Баумана (национальный исследовательский университет)», г. Москва

Защита состоится “22” февраля 2017 г. в 11 ч. 00 мин. на заседании диссертационного совета Д 002.110.03 Федерального государственного бюджетного учреждения науки Объединенный институт высоких температур Российской академии наук по адресу: 125412, г. Москва, ул. Ижорская, 13, стр. 2, экспо-зал.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке и на сайте ОИВТ РАН [www.jiht.ru](http://www.jiht.ru)

Автореферат разослан “ \_\_\_\_\_ ” \_\_\_\_\_ 20\_\_\_\_ г.

Учёный секретарь  
диссертационного совета Д 002.110.03  
д.т.н.

Л.Б. Директор

© Федеральное государственное бюджетное учреждение науки  
Объединенный институт высоких температур Российской академии наук, 2016

**Актуальность темы.** Интерес к использованию биомассы в энергетических целях обусловлен проблемами, касающимися глобального изменения климата и сокращения запасов традиционного ископаемого топлива. Одним из перспективных CO<sub>2</sub>-нейтральных возобновляемых источников энергии является растительная биомасса и, в частности, древесина. При производстве электроэнергии путем конверсии древесной биомассы в газообразное топливо для электрогенерирующих установок на базе газопоршневого двигателя внутреннего сгорания одним из наиболее эффективных и коммерчески жизнеспособных методов является газификация. Однако данная технология обладает рядом недостатков: генераторный газ, получаемый с использованием воздушного дутья, содержит в себе значительное количество высокомолекулярных органических соединений (т.н. смол) и сильно забалластирован азотом, что приводит к существенному снижению его высшей теплоты сгорания (4 – 6 МДж/м<sup>3</sup>). Поскольку существуют достаточно жёсткие ограничения на содержание смол в газообразном топливе, предназначенном для использования в двигателях внутреннего сгорания, то необходимость газоочистки и её высокая стоимость являются одним из препятствий на пути широкого внедрения технологий газификации.

Одним из методов получения сравнительно чистого газа средней калорийности из древесной биомассы является двухстадийная конверсия, сочетающая пиролиз и последующий высокотемпературный гетерогенный крекинг летучих продуктов на коксовом остатке биомассы. Высшая теплота сгорания получаемого синтез-газа, состоящего не менее чем на 90% из водорода и монооксида углерода, составляет 11 – 12 МДж/м<sup>3</sup>, а эффективность энергетической конверсии сырья в газ достигает 86%. Синтез-газ не содержит конденсирующихся при нормальных условиях продуктов и может использоваться без очистки от смол как в качестве сырья для синтеза жидких углеводородов, так и в качестве топлива для двигателей внутреннего сгорания и горелок котлов.

**Цель работы.** Определение оптимальных параметров процесса двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ, сочетающего пиролиз и последующий гетерогенный крекинг летучих продуктов на коксовом остатке биомассы, создание установки термохимической конверсии непрерывного действия и исследование свойств получаемого синтез-газа, изучение характеристик работы установки конверсии в составе когенерационного комплекса на базе газопоршневого двигателя и в составе отопительной котельной.

#### **Научная новизна работы**

1. Впервые реализован непрерывный процесс двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ, сочетающий пиролиз и последующий гетерогенный 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, создан и испытан типовой модуль термохимической конверсии опытного образца установки производительностью 6 кг/ч по исходной биомассе, произведена оценка энергетической эффективности переработки и определено направление усовершенствования установки конверсии.

2. 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.

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

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

1. Технология непрерывной двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ и аппаратная реализация процесса в установке непрерывного действия производительностью 6 кг/ч по исходной биомассе.

2. Результаты экспериментальных исследований зависимости удельного выхода синтез-газа, содержания смол и влаги от параметров переработки.

3. Метод расчёта объёма реактора крекинга и результаты решения задачи оптимизации схемных решений с целью увеличения эффективности установки двухстадийной термической конверсии непрерывного действия.

### **Апробация работы**

Результаты исследований докладывались на V, VI Школах молодых ученых им. Э.Э. Шпильрайна «Актуальные проблемы освоения возобновляемых энергоресурсов (Махачкала, 2012, 2013), Всероссийской молодежной научно-технической конференции «Энергосбережение в секторе исследований и разра-

боток: существующий потенциал и перспективы развития» (Москва, 2012), XXVIII, XXX International Conference on Interaction of Intense Energy Fluxes with Matter (Elbrus, 2013, 2015), XXIX, XXXI International Conference on Equations of State for Matter, (Elbrus, 2014, 2016), Fourteenth International Waste Management and Landfill Symposium «Sardinia 2013» (Sardinia, Italy, 2013), Всероссийской молодежной научно-технической конференции «Энергоэффективность: опыт и перспективы» (Москва, 2013), XX международной научно-технической конференции студентов и аспирантов «Радиоэлектроника, электротехника и энергетика» (Москва, 2014), 1-й, 2-й Международной конференции с элементами научной школы «Актуальные проблемы энергосбережения и энергоэффективности в технических системах» (Тамбов, 2014, 2015), Первой международной конференции «Финансирование проектов по энергосбережению и ВИЭ. Практика реализации энергосервисных контрактов в России и странах СНГ» (Москва, 2014), Международном форуме «Крым hi-tech – 2014» (Севастополь, 2014), VII международной школе-семинаре молодых ученых и специалистов «Энергосбережение – теория и практика» (Москва, 2014), Fifth International Symposium on Energy from Biomass and Waste «Venice 2014» (Venice, Italy, 2014), IV международной конференции «Возобновляемая энергетика: проблемы и перспективы» (Махачкала, 2015), Международном Конгрессе «REENCON-2015. Возобновляемая энергетика XXI век: энергетическая и экономическая эффективность» (Москва, 2015), International Conference «Photosynthesis Research for Sustainability» (Pushchino, 2016).

### **Публикации**

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

### **СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ**

Во **введении** определена актуальность работы, цели и направление исследования.

**Первая глава** посвящена обзору литературных данных, касающихся темы диссертации.

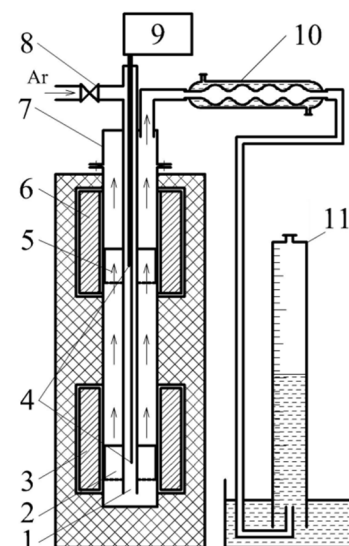
В главе описаны различные методы преобразования энергии древесной биомассы в электроэнергию. Подробно рассмотрены термохимические способы конверсии древесной биомассы в газообразный энергоноситель: газификация и пиролиз, а также их комбинации, указаны их основные преимущества и недостатки. Проведено сравнение показателей эффективности энергоустановок номинальной электрической мощностью до 1000 кВт, работающих по принципу прямого сжигания биомассы с последующей утилизацией тепла продуктов сгорания в паровых турбинах и двигателях, а также работающих по принципу получения промежуточного газообразного энергоносителя, который затем используется в электроагрегатах на базе газовых турбин и двигателей внутренне-

го сгорания. Показано, что последние имеют более высокие показатели эффективности производства электроэнергии. Дано обобщенное описание методов очистки и кондиционирования генераторного газа.

Основные преимущества метода двухстадийной термической конверсии, сочетающего пиролиз и последующий гетерогенный крекинг летучих на коксовом остатке биомассы, по сравнению с медленным пиролизом и прямоточной газификацией, состоят в отсутствии конденсирующейся фракции в продуктах переработки, высокой степени энергетической конверсии сырья в газ, практически полном отсутствии смол, влаги и балластных газов. Приведено обоснование необходимости дальнейших исследований данного метода: изучения зависимости содержания смол и влаги в газе от температуры в зоне крекинга и создания установки непрерывного действия производительностью несколько килограммов в час по исходному сырью. Обозначены основные экологические аспекты применения древесной биомассы в энергетике.

Во **второй главе** представлен расчёт объёма реактора крекинга и 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.

Для проведения экспериментальных исследований использовалась установка, аналогичная [1], схема которой представлена на рис. 2.1. Верхняя и нижняя части цилиндрической реторты 7 могут независимо нагреваться двумя электрическими печами 3 и 6 в интервале температур от комнатной до 1300°C. Темп нагрева задаётся 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) измеряются двумя хромель-алюмелевыми термопарами 4, выведенными на цифровой электронный термометр 9. Обе чаши имеют перфорированное дно и закрепляются на трубе 1, через которую перед началом эксперимента производится продувка реторты аргоном, после чего кран 8 перекрывается. Летучие продукты пиролиза, покидая реторту, попадают в конденсатор 10, где осаждаются смолы и влага, а объём неконденсирующихся газов измеряется эвдиометром 11.

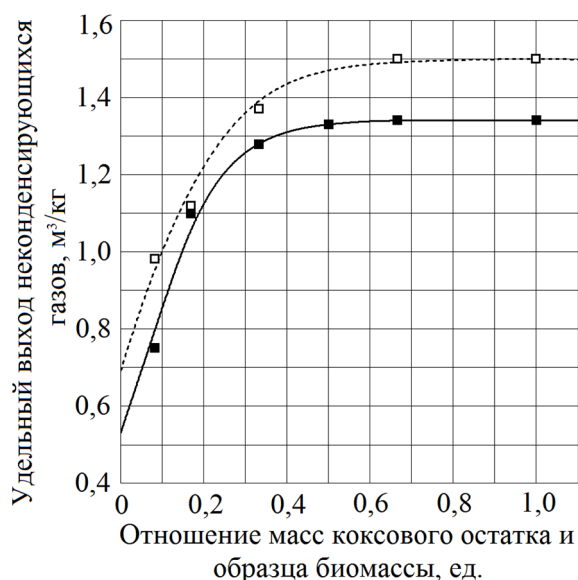


**Рис. 2.1.** Схема экспериментального стенда: 1 – труба для продувки реторты аргоном, 2 – чаша для размещения образца исходной биомассы, 3 – печь, 4 – термопары, 5 – чаша для размещения коксового остатка, 6 – печь, 7 – реторта, 8 – кран подачи аргона, 9 – термометр, 10 – конденсатор, 11 – эвдиометр

Масса исходного сырья, подвергаемого пиролизу в нижней чаше, во всех экспериментах составляла 15 г. В качестве сырья использовалась древесная биомасса (дубовые опилки, см. стр. 13) с характерным размером 1 – 5 мм. Коксовый остаток этих опилок, полученный в результате предварительно проведенного пиролиза до температуры 1000°C, помещался в верхнюю чашу.

В первой серии экспериментов (определение удельного выхода неконденсирующихся газов) верхняя чаша 5 разогревалась 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 с темпом 10°C/мин. от комнатной температуры до  $T_{II} = 1000°C$ . В данных экспериментах использовалась предварительно высушенная в течение суток при температуре 105±2°C биомасса. Зависимость удельного выхода неконденсирующихся газов от соотношения масс коксового остатка и исследуемого образца биомассы изучалась в [1], 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 [1] зависимость (рис. 2.2), однако не повторяют её, что может являться следствием различий в используемом сырье.

Из представленных данных следует, что увеличение отношения массы коксового остатка к массе образца биомассы приводит к увеличению удельного выхода неконденсирующихся газов, вплоть до некоторого максимального значения, которое остаётся неизменным и при дальнейшем увеличении массового соотношения. Достижение предельного значения удельного выхода неконденсирующихся газов (в эксперименте с абсолютно сухими дубовыми опилками получено 1,34 м<sup>3</sup>/кг) свидетельствует о полноте произошедших реакций при заданном температурном режиме в зоне крекинга. Данный максимум был получен при значении отношения масс коксового остатка и образца биомассы, равном 0,67. Соответственно, при одинаковых температурных условиях и темпе нагрева, для любого значения  $\mu_{КО/БМ}^{(10^\circ\text{C}/\text{мин.})} = m_{КО}/m_{БМ}$ , превышающего  $\mu_{КО/БМ}^{min(10^\circ\text{C}/\text{мин.})} = 0,67$ , будет наблюдаться полная конверсия летучих и максимальное значение удельного выхода неконденсирующихся газов.



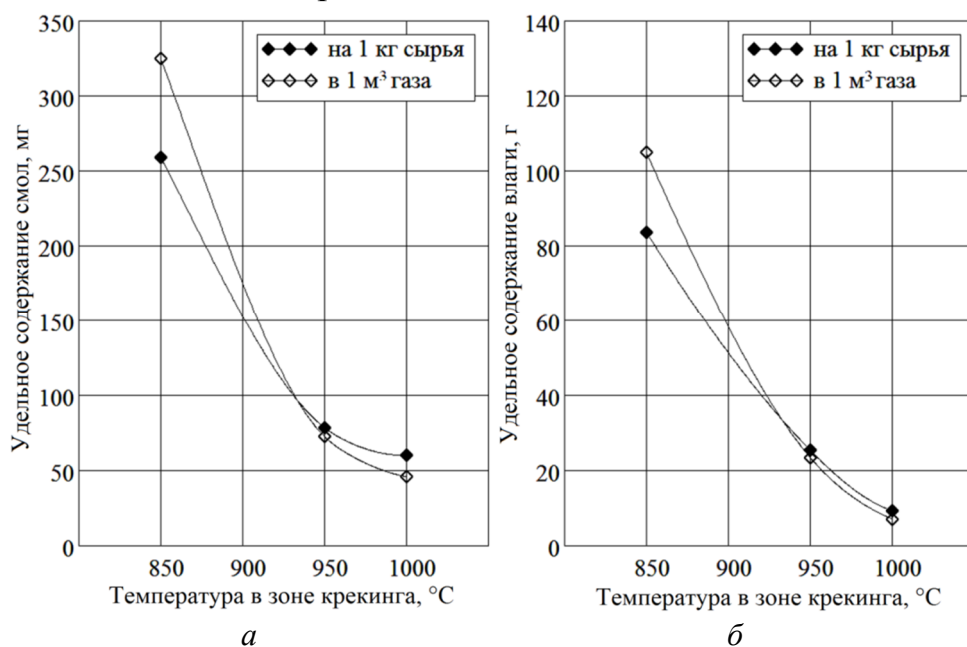
**Рис. 2.2.** Сопоставление экспериментальных (сплошная линия) и литературных [1] (пунктирная линия) данных по зависимости удельного выхода неконденсирующихся газов от соотношения масс коксового остатка и исследуемого образца биомассы

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 стабилизировалась температура  $T_K$  в зоне крекинга, производился нагрев нижней чаши с темпом 10°C/мин. Перерабатываемая биомасса нагревалась до температуры 700°C, которая является верхней температурной границей образования первичных смол (при дальнейшем нагревании образование вторичных и третичных смол происходит только из первичных смол). Определение содержания смол и влаги в газе производилось путём измерения массы конденсатора до и после эксперимента, а также после его сушки до полного удаления влаги. На рис. 2.3 представлены зависимости удельного содержания смол и влаги от температуры в зоне крекинга в расчете на 1 м<sup>3</sup> газа, а также в расчёте на объём газа, полученного из 1 кг исходного сырья.

Содержание смол в газообразном топливе, полученном путём термической конверсии биомассы, является одним из важнейших показателей, характеризующих возможность его использования в двигателях внутреннего сгорания. Ввиду крайне ограниченного количества дан-

ных по ресурсным испытаниям двигателей, работающих на загрязнённом смолами газе, вопрос, касающийся допустимого содержания смол, остаётся дискуссионным. Однако большинство авторов, изучающих данный вопрос, 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. 2.3а 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 охлажде-



**Рис. 2.3.** Зависимости удельного содержания смол (а) и влаги (б) в газе от температуры в зоне крекинга в расчёте на 1 кг исходного сырья и 1 м<sup>3</sup> газа

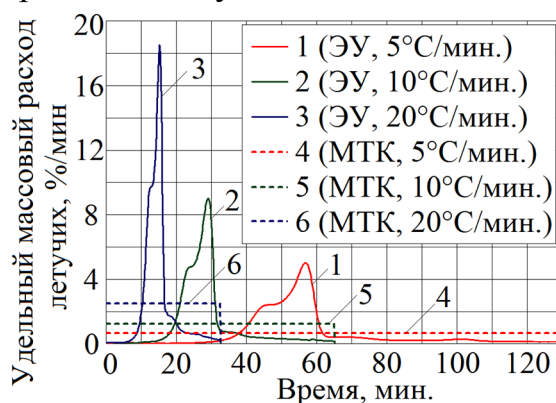


нии газа возможна капельная конденсация водяного пара, которая может оказать неблагоприятное воздействие на работу некоторых видов фильтров, а скопление конденсата может привести к блокировке подачи топлива. Для предотвращения нежелательной конденсации водяного пара, либо её переноса в заранее определённую зону, позволяющую производить вывод конденсата из системы, необходимо знать так называемую точку росы. Расчёт показал, 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 бумажных и матерчатых фильтров для сепарации твёрдых частиц.

Расчёт зависимости объема  $V_{\text{КО}}^{\text{МТК}}$  реактора крекинга, заполняемого коксовым остатком биомассы, от массового расхода биомассы  $G_{\text{БМ}}^{\text{МТК}}$  в разрабатываемом модуле термохимической конверсии (МТК) выполняется из предположения идентичности условий протекания процесса гетерогенного крекинга в экспериментальной установке (ЭУ) и МТК при равенстве величин продолжительности взаимодействия летучих и коксового остатка ( $\tau_{\text{ВЗ}}^{\text{ЭУ}} = \tau_{\text{ВЗ}}^{\text{МТК}}$ ). Принимаются следующие допущения: летучие равномерно распределяются по объёму засыпки коксового остатка; значения насыпной плотности коксового остатка и плотности летучих в верхней чаше ЭУ и реакторе крекинга МТК одинаковы; на ЭУ по мере нагревания нижней чаши выход летучих происходит неравномерно и имеет максимум (рис. 2.4), в качестве характерной величины массового расхода летучих  $G_{\text{Л}}^{\text{ЭУ}}$ , при которой происходит полное их разложение, принимается не максимальное значение  $G_{\text{Лmax}}^{\text{ЭУ}}$ , а среднеинтегральное значение  $G_{\text{Лср.инт.}}^{\text{ЭУ}}$ , что обеспечивает некоторый запас, поскольку  $G_{\text{Лср.инт.}}^{\text{ЭУ}}$  заведомо меньше  $G_{\text{Лmax}}^{\text{ЭУ}}$ .

Графики на рис. 2.5 показывают, что зависимость как максимального, так и среднеинтегрального значения массового расхода летучих в ЭУ 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  $\mu_{\text{КО/БМ}}^{\text{min}(v_{\text{нагр}})}$  (см. стр. 7) изменяется пропорционально изменению значения массового расхода летучих ( $G_{\text{Лmax}}^{\text{ЭУ}}$  и/или  $G_{\text{Лср.инт.}}^{\text{ЭУ}}$ ). Тогда отношение вышеуказанных величин будет постоянным и равным экспериментально определённому для темпа  $v_{\text{нагр}} = 10^\circ\text{C}/\text{мин.}$ :

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



**Рис. 2.4.** Изменение во времени действительного и среднеинтегрального значений массового расхода летучих на экспериментальной установке при различном темпе нагрева биомассы (5, 10 и  $20^\circ\text{C}/\text{мин.}$ )

В этом случае условие  $\tau_{ВЗ}^{ЭУ} = \tau_{ВЗ}^{МТК}$ , с учётом описанных допущений, преобразуется в следующую формулу для расчёта объёма реактора крекинга МТК:

$$V_{КО}^{МТК} = G_{БМ}^{МТК} \cdot \frac{(T_{кп} - T_0)}{10^\circ\text{С/мин.}} \cdot \frac{\mu_{КО/БМ}^{min(10^\circ\text{С/мин.})}}{\rho_{КОнас}}$$

где  $\rho_{КОнас}$  – насыпная плотность коксового остатка (для дубовых опилок измеренное значение составляет  $120 \text{ кг/м}^3$ ),  $T_{кп}$  и  $T_0$  – конечная температура пиролиза и комнатная температура. При пиролизе до конечной температуры  $700^\circ\text{С}$ :

$$V_{КО}^{МТК(\text{дуб.опилки}, 700^\circ\text{С})} = 0,006 \frac{\text{м}^3}{\text{кг/ч}} \cdot G_{БМ}^{МТК}$$

Значение множителя в последней формуле может быть сравнительно быстро определено на экспериментальной установке для любого режима переработки и любого вида биомассы, что позволит рассчитать объём реактора крекинга при проектировании модуля термохимической конверсии.

В третьей главе приводится описание принципиальной схемы и системы измерения установки непрерывного действия. Представлены результаты испытаний, расчёт массового, элементного, энергетического баланса и эффективности установки. Показан потенциал увеличения эффективности установки при оптимизации схемы.

Принципиальная схема модуля термохимической конверсии представлена на рис. 3.1. Биомасса из бункера сырья подаётся в реактор пиролиза поршнем, роль силового механизма выполняет гидроцилиндр, подключённый к насосной станции. На входе в реактор пиролиза биомасса уплотняется, создавая герметичную пробку, препятствующую вы-

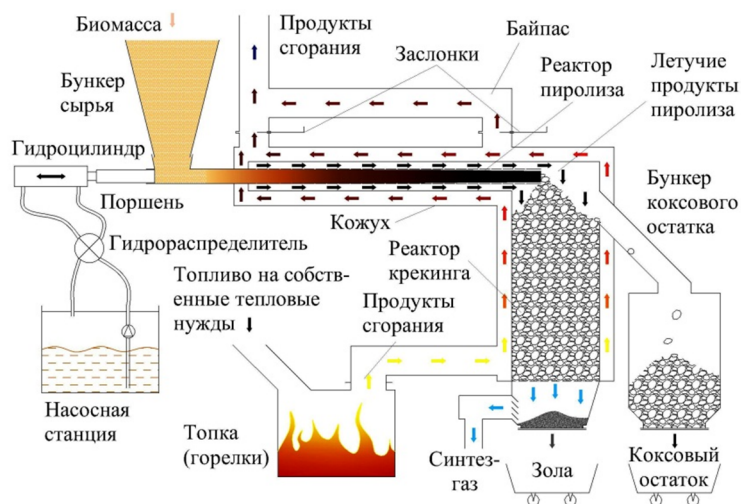


Рис. 3.1. Принципиальная схема модуля термохимической конверсии

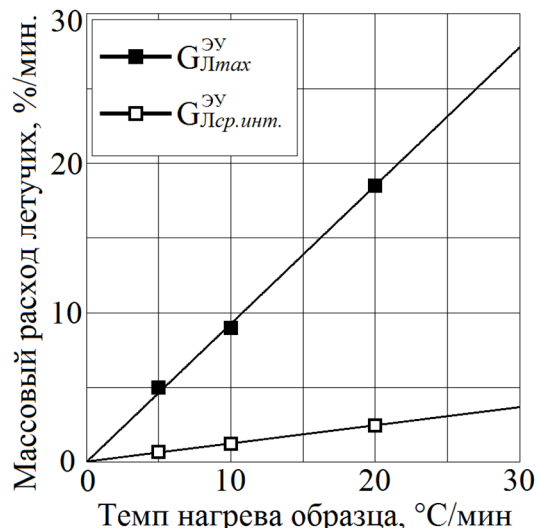
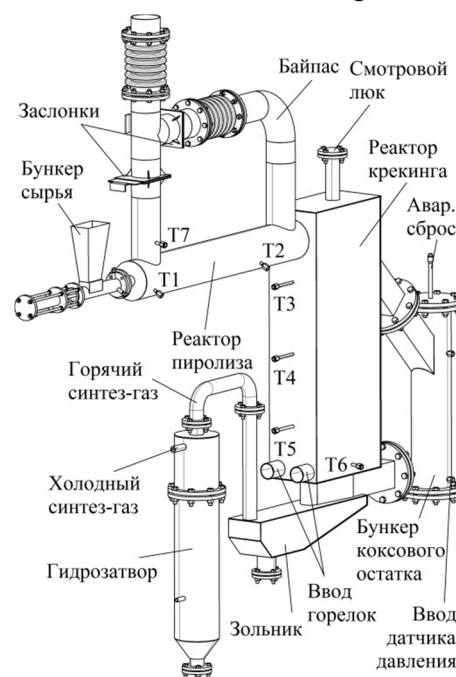


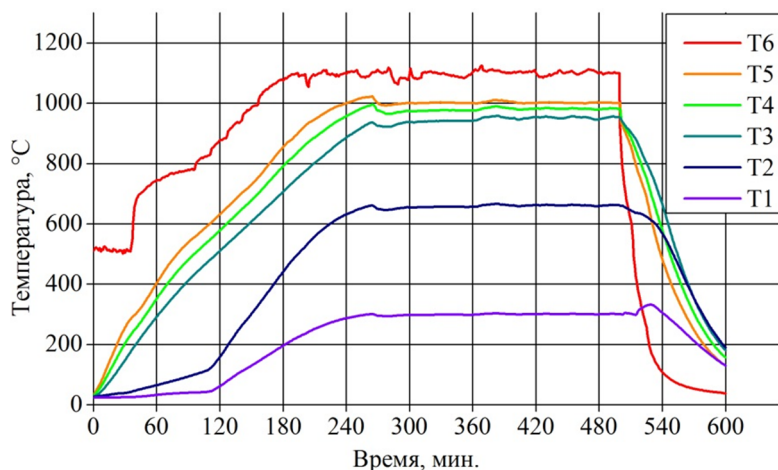
Рис. 2.5. Зависимость максимального и среднеинтегрального значений массового расхода летучих в экспериментальной установке от темпа нагрева образца биомассы

разующихся в топке или горелке. В реакторе пиролиза происходит 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 реторту, наполненную коксовым остатком, – реактор крекинга. Температура реактора крекинга поддерживается на уровне 1000°C. Пиролизные газы и пары проходят через слой коксового остатка, в котором происходит их преобразование в синтез-газ. В результате протекания химических реакций коксовый остаток в реакторе крекинга расходуется, но постоянно пополняется коксовым остатком, поступающим из реактора пиролиза. Убыль коксового остатка, как правило, не превышает десятков процентов от массы вновь образующегося коксового остатка. Поэтому в термохимическом реакторе предусмотрен бункер коксового остатка, который может периодически разгружаться. 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.

На рис. 3.2 показана схема МТК и расположения термопар Т1 – Т7: Т1 и Т2 – температуры металлической стенки на входе и выходе реактора пиролиза; Т3, Т4 и Т5 – значения температуры коксового остатка в середине поперечного сечения реактора крекинга на различных уровнях: в верхней, средней и нижней частях реактора; Т6 – температура наружной поверхности стенки реактора крекинга, практически равная температуре входящих продуктов сгорания; Т7 – температура выходящих продуктов сгорания.



**Рис. 3.2.** Схема модуля термохимической конверсии



**Рис. 3.3.** Типичное изменение температур Т1 – Т6

На рис. 3.3 приведен график типичного изменения температур Т1 – Т6 в процессе испытаний. Температура стенки реактора крекинга в зоне входа продуктов сгорания (термопара Т6) из соображений жаропрочности и жаростойкости поддерживается на уровне не выше 1100°C.

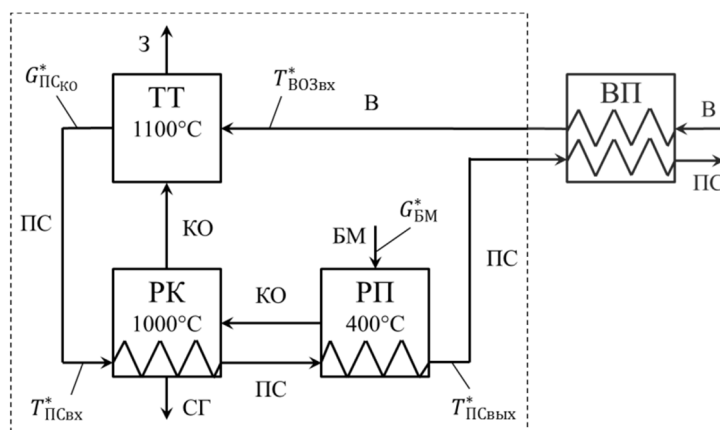
Эксперименты проводились на двух объектах: испытательном стенде ОИВТ РАН (г. Москва) и площадке ООО «Энергонезависимость» (г. Нижний Новгород). Характеристики древесной биомассы, коксового остатка и синтез-газа для каждого объекта представлены в табл. 3.1. Расчёт основных показателей работы производился для модуля термохимической конверсии, испытанного на стенде ОИВТ РАН. Результаты расчёта массового, элементного и энергетического баланса, а также показателей эффективности установки (эффективности преобразования энергии биомассы в энергию синтез-газа без учета затрат на собственные нужды и КПД установки) представлены в табл. 3.2.

Представленные в табл. 3.2 данные говорят о высокой эффективности процесса конверсии, однако испытанный модуль термохимической конверсии имеет относительно низкое значение КПД и требует модернизации. Основными способами повышения КПД в данном случае являются увеличение степени использования энергии биомассы (за счёт сжигания коксового остатка для получения тепла на собственные нужды и замены природного газа) и уменьшение тепловых потерь с выходящими продуктами сгорания (за счёт усовершенствования проточных частей теплообменных аппаратов: использования развитого оребрения и оптимизации геометрии каналов теплоносителей).

Принципиальная схема, включающая предложенные направления модернизации, представлена на рис. 3.4. Основными параметрами теплового расчёта данной схемы являются: расход биомассы  $G_{\text{БМ}}^*$ ; 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). Расчёт воздухоподогревателя в рамках оптимизационной задачи не производился.

В качестве оптимального был выбран режим пиролиза до температуры  $400^\circ\text{C}$ , при котором, с одной стороны, уже произошло основное газовыделение, а с другой стороны, в коксовом остатке сохранилась часть энергии исходной биомассы, достаточная для удовлетворения собственных нужд. Характеристики коксового остатка и синтез-газа в данном режиме представлены в табл. 3.3.

Взаимосвязь параметров  $G_{\text{БМ}}^*$ ;  $T_{\text{ВОЗВХ}}^*$  и  $T_{\text{ПСВЫХ}}^*$  определялась из уравнения энергетического баланса модернизированной установки.



**Рис. 3.4.** 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

Таблица 3.1

### Характеристики древесной биомассы, коксового остатка и синтез-газа

Наименование параметра	Размерность	ОИВТ РАН	ООО «Энерго-независимость»
<b>Параметры биомассы (на рабочее / сухое / сухое беззольное состояние)</b>			
Вид древесной биомассы		Опилки (дуб)	Стружка (сосна)
Расход биомассы	кг/ч	6,0	5,0
Общая влага	% мас.	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 остаточн. 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°C		81,1 / 80,0 / 80,4	84,5 / 83,0 / 83,4
Выход летучих веществ при 1000°C		83,6 / 82,7 / 83,1	87,9 / 86,8 / 87,3
<b>Параметры коксового остатка (на рабочее / сухое / сухое беззольное состояние)</b>			
Масса коксового остатка, находящегося в реакторе крекинга	кг	8,6	
Удельный выход (на 1 кг биомассы)		0,163	0,156
Зольность	% мас.	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 остаточн. 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
<b>Параметры синтез-газа</b>			
Удельный выход синтез-газа	м <sup>3</sup> /кг	1,28	1,30
<b>Химический состав сухого синтез-газа:</b>			
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
- 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

Таблица 3.2

**Массовый, элементный, энергетический баланс и показатели эффективности**

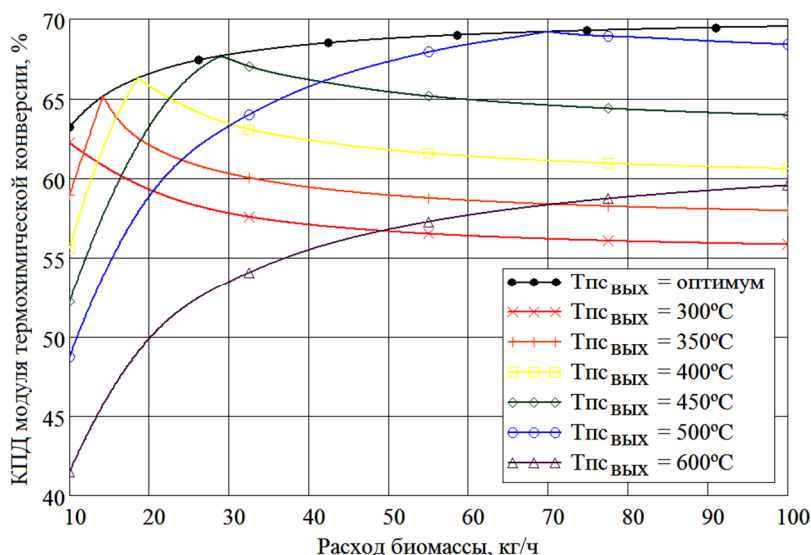
Наименование параметра	Размерность	Величина
<u>Массовый баланс:</u>		
- удельная масса синтез-газа	% мас.	84,0
- удельная масса коксового остатка		16,3
Значение невязки массового баланса		0,3
<u>Элементный баланс:</u>		
Удельная масса элементов в синтез-газе:		
- азот (N)	% мас.	2,2
- кислород (O)		45,0
- водород (H)		5,9
- углерод (C)		30,9
Удельная масса элементов в коксовом остатке:		
- азот (N)	% мас.	0,1
- кислород (O)		0,2
- водород (H)		0,1
- углерод (C)		15,4
Значение невязки элементного баланса:		
- азот (N)	% мас.	-2,2
- кислород (O)		1,3
- водород (H)		0,0
- углерод (C)		0,7
<u>Энергетический баланс:</u>		
Низшая/высшая теплота сгорания биомассы	МДж/кг	16,9 / 18,2
Низшая/высшая теплота сгорания коксового остатка	МДж/кг	33,0 / 33,2
Низшая/высшая теплота сгорания синтез-газа	МДж/ м <sup>3</sup>	10,5 / 11,5
Энергия, соответствующая теплосодержанию биомассы, перерабатываемой в единицу времени	кВт	30,3
Тепловая мощность, приносимая продуктами сгорания природного газа		14,7
Тепловая мощность потерь через теплоизолированные стенки реакторов пиролиза и крекинга в окружающую среду		8,1
Энергия, соответствующая теплосодержанию образующегося в единицу времени количества коксового остатка и синтез-газа (химическая и физическая теплота):		
- коксовый остаток, хим.	кВт	9,0
- коксовый остаток, физ.		0,2
- синтез-газ, хим.		24,5
- синтез-газ, физ.		2,8
Невязка энергетического баланса		0,4
Эффективность преобразования энергии древесной биомассы в энергию синтез-газа	%	79,8
Коэффициент полезного действия установки	%	37,1

## Характеристики коксового остатка и синтез-газа в оптимизационной задаче

Наименование параметра	Размерность	Величина
Удельный выход синтез-газа (на 1 кг биомассы)	м <sup>3</sup> /кг	1,13
<b>Параметры коксового остатка (на рабочее / сухое / сухое беззольное состояние)</b>		
Удельный выход (на 1 кг биомассы)		0,265
Зольность		1,89 / 1,89 / 0
Общий углерод		76,05 / 76,05 / 77,51
Органический водород	% мас.	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 качестве оптимальной температуры подаваемого в топку воздуха выбрано значение 250°C, предельное для выбранной топки «ТЛЗМ-0,5/2,4», соответствующей требованиям к сырью и имеющей высокую степень автоматизации. На рис. 3.5 приведена зависимость КПД МТК от расхода биомассы при различных значениях температуры выходящих продуктов сгорания  $T_{\text{ПС Вых}}^*$ .

Расчётное значение энергетической эффективности конверсии для данной схемы составляет 70,3%, а значение максимального КПД МТК лежит в диапазоне 63,2 – 69,5% в зависимости от расхода биомассы (в диапазоне 10 – 100 кг/ч).



**Рис. 3.5.** Зависимость КПД модуля термохимической конверсии от расхода биомассы при различных значениях температуры выходящих продуктов сгорания (при температуре подаваемого в топку воздуха 250°C)

В четвертой 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 основных показателей экономической эффективности автономной электростанции с установкой конверсии древесной биомассы.

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 электроагрегата. Для реализации когенерационной схемы теплота продуктов сгорания газа двигателя перед выбросом в атмосферу утилизировалась в теплообменном аппарате. В процессе испытаний выполнялись замеры расхода синтез-газа на входе в двигатель, а также измерение электрической и тепловой мощности (табл. 4.1).

Таблица 4.1

**Показатели работы когенерационного комплекса**

№	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

В рамках Соглашения с Минобрнауки РФ была разработана система «экспериментальный образец пиролизера – жидкотопливный котел», которая включает модуль термохимической конверсии древесной биомассы в синтез-газ и жидкотопливный котел (была 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. Работы выполнялись на площадке индустриального партнера ОИВТ РАН, производственного предприятия ООО «Энергонезависимость» (г. Нижний Новгород).

Для отработки совместного сжигания синтез-газа (СГ) и дизельного топлива (ДТ) в котле было выбрано пять режимов работы. Три режима работы на ДТ (режимы 1, 2 и 3) и два режима частичного замещения ДТ синтез-газом. Первый режим предполагал штатную работу котла на ДТ при базовых настройках расхода ДТ и положения воздушной заслонки. Во всех пяти режимах положение воздушной заслонки сохранялось в неизменном положении, соответствующем номинальному режиму 1. Во втором режиме расход ДТ снижался с расчётом снизить мощность горелки приблизительно на 10%. В третьем режиме расход ДТ уменьшался ещё сильнее с расчётом снизить мощность горелки примерно на 20% от первоначальной. В четвертом режиме расход ДТ был выбран аналогично режиму 2, однако дополнительно в горелку подавался СГ из расчёта замены около 10% ДТ. В пятом режиме расход ДТ был выбран аналогично режиму 3, а подача СГ увеличивалась из расчёта замены около 20% ДТ. Результаты измерений параметров горелки и продуктов сгорания, а также расчётные значения коэффициента избытка воздуха, тепловой мощности и коэффициента полезного действия (КПД) котла представлены в табл. 4.2.



Таблица 4.2

**Показатели работы котла в составе системы отопления**

Параметр	Размерность	Номер режима работы				
		1	2	3	4	5
Расход ДТ	кг/ч	8,76	7,92	6,98	7,92	6,98
Расход СГ	м <sup>3</sup> /ч	0	0	0	3,6	7,4
<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
<u>Параметры котла:</u>						
Тепловая мощность котла	кВт	90,4	80,9	70,5	90,7	90,4
КПД котла	%	87,2	86,3	85,3	87,2	87,1

Из приведённых данных видно, что в режимах 2 и 3 происходит 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 наблюдается восстановление мощности котла за счёт подачи в горелку СГ. Значение КПД при этом оказывается практически равным значению в режиме 1, следовательно, при замене части ДТ синтез-газом не происходит существенного изменения условий сгорания ДТ. Результаты подтверждают возможность замены в существующих котельных жидкого топлива (ДТ, мазута) на газообразное, полученное методом двухстадийной конверсии древесных отходов.

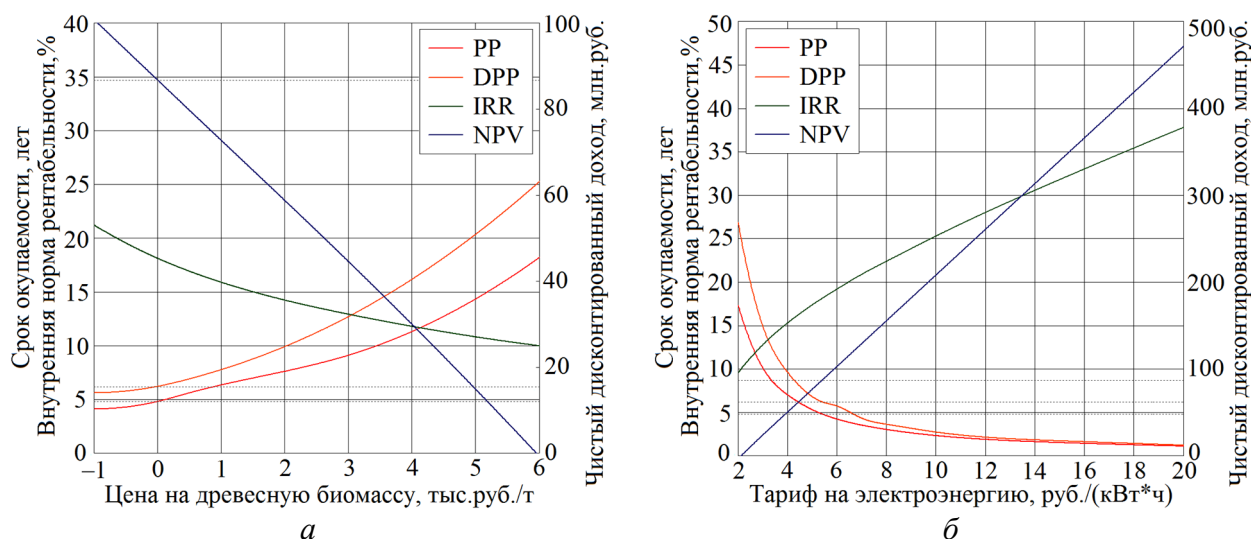
Синтез-газ, полученный в экспериментах путем двухстадийной термической конверсии древесной биомассы, может быть использован для синтеза диметилового эфира и метанола, служащих основой для производства базового компонента авиационного топлива. Авторами работы [2] было показано, что синтез ДМЭ и метанола из бедного синтез-газа с соотношением H<sub>2</sub>:CO, равным 0,95 – 1,25 можно достаточно эффективно проводить при двухслойной загрузке метанольного катализатора и  $\gamma$ -Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Расчёт основных экономических показателей инвестиционного проекта создания электростанции на базе технологии двухстадийной конверсии древесной биомассы проводился для варианта производства только электрической энергии как наиболее востребованного. Основными составляющими электростанции являются автоматизированный склад типа «живое дно», модуль термохимической конверсии, полимерные эластичные газгольдеры и энергогенерирующий модуль на базе двух (рабочий и резервный) газопоршневых электроагрегатов (ГПЭ). В расчёте принято, что модуль термохимической конверсии работает по оптимальной схеме (гл. 3). В табл. 4.3 приведены исходные данные.

## Исходные данные для экономического анализа

Наименование	Размерность	Величина
Длительность жизненного цикла проекта	лет	25
Суммарные инвестиции в проект	тыс. руб.	14 271
Вырабатываемая мощность ГПЭ, брутто/нетто	кВт	110 / 100
Мощность, потребляемая на собственные нужды	кВт	10
Годовая наработка	ч	8 000
Расход древесной биомассы	кг/ч (т/г)	110 (880)
Ставка дисконтирования / годовая инфляция	%	10 / 12

На рис. 4.1 представлены зависимости основных экономических показателей проекта от цены на древесную биомассу и тарифа на электроэнергию.



**Рис. 4.1.** Зависимость основных экономических показателей проекта от цены на древесную биомассу (а) и тарифа на электроэнергию (б):

PP – простой срок окупаемости; DPP – дисконтированный срок окупаемости; IRR – внутренняя норма рентабельности; NPV – чистый дисконтированный доход

В качестве базового был выбран вариант расположения на деревообрабатывающем предприятии (цена отходов – 0 руб./т) и величина одноставочного тарифа для населения в Москве с 01.07.2016 г. (5,38 руб./кВт·ч). Основные инвестиционные показатели проекта для базового варианта приведены в табл. 4.4.

Таблица 4.4

## Основные инвестиционные показатели проекта для базового варианта

Наименование	Размерность	Величина
Простой срок окупаемости (PP)	лет	4,8
Дисконтированный срок окупаемости (DPP)	лет	6,2
Внутренняя норма рентабельности проекта (IRR)	%	18,1
Чистый дисконтированный доход (NPV)	млн. руб.	86,7

Цена древесной биомассы и тариф на электроэнергию оказывают сильное влияние на экономические показатели. Цена отходов на деревообрабатывающем предприятии обычно «отрицательная» (существует необходимость в утилизации), однако стоимость доставки высока из-за крайне низкой энергетической плотности опилок, что говорит о необходимости расположения электростанции либо в пределах предприятия, либо на минимальном удалении от него.

**В заключении** сформулированы основные результаты работы и выводы.

1. Проведен анализ состояния исследований и разработок в области технологий энергетического использования древесной биомассы.

2. Принцип непрерывной двухстадийной конверсии древесной биомассы реализован в установке производительность 6 кг/ч по 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. Выполнен расчет экономической эффективности инвестиционного проекта создания автономной электростанции на базе установки двухстадийной термической конверсии древесной биомассы в синтез-газ.

#### **Основные публикации по теме диссертации**

1. В.М. Зайченко, В.А. Лавренов, В.А. Синельщиков Исследование характеристик газообразного топлива, получаемого методом двухстадийной пиролитической конверсии древесных отходов // Альтернативная энергетика и экология. – 2016. – № 23-24. – С. 42–50.

2. В.М. Зайченко, В.В. Качалов, В.А. Лавренов и др. Двухстадийная термическая конверсия древесной биомассы в синтез-газ // Экология и промышленность России. – 2016. – Том 20. – № 11. – С. 4–9.

3. М.А. Ершов, В.М. Зайченко, В.А. Лавренов и др. Синтез базового компонента авиабензина из синтез-газа, полученного из биомассы // Экология и промышленность России. – 2016. – Том 20. – № 12. – С. 25–29.
4. V.F. Kosov, V.A. Lavrenov, V.M. Zaitchenko. Simulation of a process for the two-stage thermal conversion of biomass into the synthesis gas // Journal of Physics: Conference Series. – 2015. – Vol. 653. – Conf. 1. – 012031.
5. V.V. Kachalov, V.A. Lavrenov, I.I. Lishchiner et al. Scientific bases of biomass processing into basic component of aviation fuel // Journal of Physics: Conference Series. – 2016. – Vol. 774. – Conf. 1. – 012136.
6. В.М. Батенин, А.В. Бессмертных, В.А. Лавренов и др. Концепция применения автономных энергоустановок конверсии биомассы в электрическую и тепловую энергию // Материалы VI Школы молодых ученых им. Э.Э. Шпильрайна «Актуальные проблемы освоения возобновляемых энергоресурсов». – Махачкала. – 2013. – С. 208–214.
7. В.М. Зайченко, В.Ф. Косов, В.А. Лавренов и др. Получение синтез-газа из биомассы методом двухстадийной термической переработки // Тезисы докладов Международной конференции с элементами научной школы «Актуальные проблемы энергосбережения и энергоэффективности в технических системах», Тамбов. – 2014. – С. 212–214.
8. V.F. Kosov, V.A. Lavrenov, V.M. Zaitchenko. Tarless gas from biomass via two-stage thermal conversion // Proceedings of Fifth International Symposium on Energy from Biomass and Waste Venice, Italy. – 2014. – P. 64.

#### **Цитируемая литература**

1. V. Kosov et al. Investigation of a two-stage process of biomass gasification // Chemical Engineering Transactions. — 2015. — Vol. 43. — P. 457–462.
2. М.А. Ершов и др. Синтез базового компонента авиабензина из синтез-газа, полученного из биомассы // Экология и промышленность России. – 2016. – Том 20. – № 12. – С. 25–29.

Лавренов Владимир Александрович

### **ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДВУХСТАДИЙНОЙ ТЕРМИЧЕСКОЙ КОНВЕРСИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В СИНТЕЗ-ГАЗ**

Автореферат

Подписано в печать 26.12.2016		Формат 60x84/16
Печать офсетная	Уч.-изд.л.	Усл.-печ.л.
Тираж 100 экз.	Заказ N	Бесплатно

ОИВТ РАН. 125412, Москва, Ижорская ул., 13, стр. 2.