

ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ И ОПТИМИЗАЦИЯ РЕЖИМОВ ГАЗИФИКАЦИИ ДРЕВЕСНОЙ БИОМАССЫ В ПОТОКЕ ПАРОКИСЛОРОДНОГО ДУТЯ

© И. Г. Донской

Институт систем энергетики им. Л. А. Мелентьева СО РАН,
664033, г. Иркутск, ул. Лермонтова, д. 130
E-mail: donskey.chem@mail.ru

Поступила в Редакцию 20 сентября 2019 г.
После доработки 11 декабря 2019 г.
Принята к публикации 14 декабря 2019 г.

Растительная биомасса (например, древесина, отходы сельского хозяйства и лесозаготовок) считается сырьем с лучшими экологическими характеристиками, чем ископаемое топливо. Основные перспективы биоэнергетики связаны со сжиганием и газификацией в небольших энергосистемах, в том числе в составе гибридных электростанций. Для увеличения эффективности процессов газификации часто используется обогащенный кислородом газифицирующий агент, а также тонкоизмельченное топливо (для интенсификации процессов переноса и химических превращений). Термодинамические оценки показывают возможность достижения эффективности процесса газификации на уровне 0.8–0.9, однако экспериментально достигнутые значения редко превышают 0.7. В настоящей работе с помощью математического моделирования исследованы возможности повышения эффективности процесса газификации биомассы.

Ключевые слова: газификация; биомасса; математическое моделирование; оптимизация
DOI: 10.31857/S0044461820040052

Установки с газификацией топлива используются в химической технологии и энергетике. Растительная биомасса, будучи традиционным топливом для стран с низким уровнем технологического развития, в последнее время приобретает статус важного возобновляемого сырья. Согласно данным [1–3], мировое потребление биомассы для получения энергии достигает 1 млрд т в нефтяном эквиваленте и, по разным прогнозам, может увеличиться от 2 до 3 раз к 2040 г. Основные перспективы прироста доли биомассы в энергетике связаны со сжиганием биомассы (в том числе в смеси с углем) и газификацией биомассы в малых энергосистемах [4–6], в том числе в составе гибридных установок [7–10].

Известны разные варианты газогенераторов для переработки биомассы: слоевые (прямой и обращенный процессы, фильтрационное горение) [11, 12]; реакторы кипящего слоя [13]; реакторы с пылегазовым потоком [14]; ступенчатые и комбинированные реакторы [15, 16]. Высокая реакционная способность

биомассы может способствовать стабилизации режимов горения и газификации низкорекреационных топлив, таких как угли высокой степени метаморфизма или коксовые остатки нефтепереработки. Газификация часто используется для производства химического сырья, в первую очередь водорода и синтез-газа. Существуют предпосылки для развития технологий получения «биодизеля», «биоугля» и других продуктов термической переработки биомассы, которые могут быть использованы для получения энергии [17, 18]. Закономерности термического разложения, горения и газификации растительных топлив интересны не только с точки зрения их термохимической переработки, но и с позиций обеспечения пожаровзрывобезопасности, поскольку они играют важную роль в процессах тления и горения топлива при его хранении, в формировании лесных пожаров [19, 20].

Основным критерием энергетической эффективности процесса газификации является химический

КПД (Cold Gas Efficiency, CGE), определяемый формулой

$$\text{CGE} = \frac{Q_g G_g}{Q_f G_f},$$

где Q_f — теплота сгорания твердого топлива, G_f — расход топлива, Q_g — теплота сгорания генераторного газа, G_g — выход генераторного газа.

Термодинамический анализ газификации биомассы [21] дает верхнюю оценку химического КПД на уровне 0.8–0.9. Однако, как показывает анализ имеющихся экспериментальных данных [22, 23], эти значения трудно достичь на практике. Относительно низкие температуры, которые достигаются при воздушной газификации биомассы, обуславливают высокий выход смолистых продуктов, содержащих значительную часть теплотворной способности топлива. Для повышения температуры в зоне горения часто используется обогащенный кислородом либо высокотемпературный газифицирующий агент. В работах [24–27] эти процессы исследовались на лабораторных установках. При этом выделяющаяся смола и растрескивающиеся частицы образуют сажу, а особенности проведения минеральных компонентов способствуют увеличению выхода микрометровых фракций летучей золы [28–30]. Экспериментальные исследования процессов воздушной и кислородной газификации растительной биомассы обычно проводятся на установках с нисходящим пылевым потоком, иногда с закрученным потоком [31, 32], с варьированием расходов, состава дутья и размеров частиц. Однако достигнутый в лабораторных исследованиях химический КПД автотермической газификации остается на том же уровне (около 0.7). В связи с этим интересно исследовать макрокинетические ограничения, которые не позволяют достигнуть теоретически обоснованных значений эффективности.

Авторы [33] разработали одномерную стационарную модель процесса газификации измельченной биомассы в несущем потоке, построенную в виде набора субмоделей для разных зон, которые представлены в виде реакторов идеального перемешивания или идеального вытеснения. Такой подход позволяет повысить вычислительную эффективность математической модели за счет снижения уровня детализации, при этом сохранить ряд важных особенностей течения в реакторе, таких как развитие факела и образование зоны рециркуляции (этот подход был предложен для описания процессов газификации твердого топлива в [34]). В работе [35] рассматривается поведение частиц биомассы в лабораторном реакторе с учетом деталь-

ной кинетики процессов пиролиза и газофазного окисления. Модели на основе методов вычислительной гидродинамики для газификации частиц биомассы в лабораторных реакторах предложены в [36–39].

Целью настоящей работы являлось исследование эффективности процесса газификации измельченной биомассы в широком диапазоне условий для поиска оптимальных условий работы газогенератора и улучшения характеристик генераторного газа методом математического моделирования.

Экспериментальная часть

Математическая модель процесса строится на основе теплового баланса топливных частиц и прилегающей к ним газовой пленки. Принимаются следующие предположения о протекании процесса газификации:

- процесс газификации протекает достаточно интенсивно, чтобы можно было пренебречь тепловыми потерями;

- реакционная зона газогенератора может рассматриваться в приближении реактора идеального вытеснения;

- скорость сушки лимитируется внешним массообменом с окружающим воздухом;

- скорость пиролиза пропорциональна содержанию летучих веществ в частице и зависит от температуры по аррениусовскому закону;

- скорость газификации определяется из классического уравнения диффузионно-кинетической теории горения углерода.

Уравнение теплового баланса для древесной частицы записывается следующим образом:

$$c_p m \frac{dT}{dt} = \varepsilon \sigma S (T_w^4 - T^4) + \alpha S (T_g - T) - Q_{dr} + Q_r,$$

где c_p — удельная теплоемкость топлива ($\text{Дж} \cdot \text{кг}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$), m — масса частицы (кг), T — температура частицы (K), ε — степень черноты частицы, σ — постоянная Стефана–Больцмана ($\text{Вт} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{K}^{-4}$), S — площадь поверхности частицы (м^2), T_w — температура окружающей среды (K), α — коэффициент конвективного теплопереноса ($\text{Вт} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$), Q_{dr} — теплота испарения влаги (Вт), Q_r — теплота химических превращений (Вт).

Скорость сушки вычисляется по формуле

$$j_{dr} = \beta S (C_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{eq}} - C_{\text{H}_2\text{O}}),$$

где j_{dr} — поток влаги ($\text{кг} \cdot \text{с}^{-1}$), β — коэффициент массообмена ($\text{м} \cdot \text{с}^{-1}$), $C_{\text{H}_2\text{O}}$ — концентрация водяных паров ($\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$).

Коэффициент конвективного теплообмена и массообмена для частицы в потоке рассчитывается по формуле Сокольского:

$$Nu = Sh = 2 + 0.1Re^{2/3},$$

где Nu — число Нуссельта, Sh — число Шервуда, Re — число Рейнольдса (построенное по размеру частицы).

Скорость пиролиза описывается кинетическим уравнением первого порядка:

$$\frac{dm_V}{dt} = -A_{\text{пир}} \exp\left(-\frac{E_{\text{пир}}}{RT}\right) m_V, \quad (1)$$

где m_V — масса летучих в частице (кг), $A_{\text{пир}}$ — предэкспоненциальный коэффициент (с^{-1}), $E_{\text{пир}}$ — энергия активации стадии пиролиза ($\text{Дж} \cdot \text{моль}^{-1}$), R — универсальная газовая постоянная ($8.314 \text{ Дж} \cdot \text{моль}^{-1} \cdot \text{К}^{-1}$).

Летучие вещества в модели представляются механической смесью химических элементов, которые после выхода из частицы топлива распределяются по молекулярным формам по условиям химического равновесия. Скорость реагирования топлива с газообразными окислителями записывается следующим образом:

$$\frac{dm_C}{dt} = -k_{\text{эф}} S C_{\text{ок}}, \quad (2)$$

где m_C — масса топлива (кг), $k_{\text{эф}}$ — эффективная константа скорости гетерогенной реакции ($\text{м} \cdot \text{с}^{-1}$), S — площадь поверхности топлива (м^2), $C_{\text{ок}}$ — концентрация окислителя ($\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$).

Эффективная константа скорости выражается через кинетические и массообменные коэффициенты (в предположении, что кинетический порядок реакции по окислителю равен единице) следующим образом:

$$k_{\text{эф}} = \frac{k_R k_D}{k_R + k_D},$$

где k_R — кинетическая константа скорости гетерогенной реакции ($\text{м} \cdot \text{с}^{-1}$), k_D — коэффициент массообмена частицы с потоком ($\text{м} \cdot \text{с}^{-1}$).

Кинетическая константа скорости гетерогенной реакции зависит от температуры по экспоненциальному закону:

$$k_R = A_{\text{эксп}} \exp\left(-\frac{E}{RT}\right),$$

где A — предэкспоненциальный коэффициент ($\text{м} \cdot \text{с}^{-1}$), E — энергия активации ($\text{Дж} \cdot \text{моль}^{-1}$).

Зная кинетические характеристики топлива и коэффициенты диффузионного переноса, можно найти количество топлива, прореагировавшего за время пребывания частицы в реакторе, численным интегрированием уравнений (1) и (2).

Химическая кинетика реакций в газовой фазе не рассматривается: предполагается, что выходящие в газовую фазу вещества быстро достигают состояния равновесия. Таким образом, химические превращения описываются с помощью термодинамической модели с макрокинетическими ограничениями на скорость гетерогенных превращений. Такой подход применим для высокотемпературных процессов, в которых скорость газофазных процессов достаточно высока по сравнению со скоростью гетерофазных. В этом случае задача расчета химического состояния газовой фазы выглядит следующим образом [40]:

Найти

$$\min G(\mathbf{n}^g)$$

при условиях:

$$G(\mathbf{n}^g) = \sum_j n_j^g \left(\mu_j^0 + RT \ln \frac{n_j^g}{\sigma} \right)$$

$$\mathbf{A} \mathbf{n}^g = \mathbf{b}$$

$$\mathbf{n}^g \geq 0$$

Здесь G — свободная энергия Гиббса (Дж), $\mathbf{n}^g$ — вектор состава газовой фазы (моль), μ^0 — стандартный химический потенциал вещества ($\text{Дж} \cdot \text{моль}^{-1}$), σ — общее количество молей газовой фазы (моль), $\mathbf{A}$ — матрица материального баланса, $\mathbf{b}$ — вектор молей химических элементов.

Изобарно-изотермический потенциал в данном случае выбран в целях упрощения вычислений: в стационарном состоянии локальную температуру можно считать постоянным параметром, а баланс теплоты учитывается при решении уравнений теплообмена.

Количество углерода, переходящего в газовую фазу при газификации, учитывается в виде поправки к вектору $\mathbf{b}$, который кроме элементного состава исходной газовой фазы включает в себя изменение элементного состава твердого топлива в процессе пиролиза и газификации.

Схему для расчета теплообмена в поточном реакторе можно представить следующим образом. Это одномерная по пространственным координатам схема, в которой рассматривается теплообмен между топливом, газом и стенкой. Тепловые потоки включают кондуктивный (в том числе за счет турбулентного переноса), конвективный и лучистый теплообмен. В стационарном состоянии сумма потоков в каждой вершине должна равняться нулю. Таким образом, для расчета режимов работы газогенератора необходи-

мо составить и решить систему уравнений баланса теплоты в каждой точке реактора. Результирующая система уравнений стационарного теплопереноса в потоке выглядит следующим образом:

$$-c_p^f J^f = \frac{dT^f}{dz} + \lambda_r \frac{d^2 T^f}{dz^2} + \alpha^f S^f (T^g - T^f) + Q^f(z) = 0,$$

$$-c_p^g J^g = \frac{dT^g}{dz} + \lambda_t \frac{d^2 T^g}{dz^2} - \alpha^f S^f (T^g - T^f) - \alpha^w S^w (T^g - T^w) + Q^g(z) = 0,$$

где c_p — удельная теплоемкость ($\text{Дж} \cdot \text{кг}^{-1} \cdot \text{К}^{-1}$) (индекс f — для топлива, g — для газа); J — массовый расход ($\text{кг} \cdot \text{с}^{-1}$) (индекс f — для топлива, g — для газа); T — температура (К) (f — топливо, g — газ, w — стенка); z — координата, направленная вдоль оси реактора (м); λ_r — эффективная лучистая теплопроводность облака частиц топлива ($\text{Вт} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{К}^{-1}$); λ_t — эффективная турбулентная теплопроводность газа ($\text{Вт} \cdot \text{м}^{-1} \cdot \text{К}^{-1}$); α — коэффициент межфазного теплообмена ($\text{Вт} \cdot \text{м}^{-2} \cdot \text{К}^{-1}$) (индекс f — для теплообмена между газом и частицами топлива, w — для теплообмена между газом и стенкой реактора); S — площадь теплопереноса (м^2) (f — теплообмен между газом и топливом, w — между газом и стенкой); Q — тепловой источник (Вт) (f — для твердой фазы, g — для газовой фазы).

Коэффициенты переноса и численный метод решения уравнений подробно рассмотрены в [41].

Обсуждение результатов

Параметры реактора взяты из работы [42]. Рассматривается цилиндрический реактор с расходом топлива $30\text{--}120 \text{ кг} \cdot \text{ч}^{-1}$, рабочее давление в реакторе составляет от 1 до 10 бар. Геометрические размеры реактора: длина реакционной зоны 2 м, внутренний диаметр реактора 0.45 м (немного меньше, чем в исходной работе; это значение было подобрано для лучшего согласования по времени пребывания частиц в реакционной зоне). Температура топлива, поступающего в реактор, составляет 25°C ; температура пара 100°C ; температура газифицирующего агента 25°C . Газифицирующим агентом здесь является смесь $\text{O}_2/\text{N}_2/\text{H}_2\text{O}$ с концентрацией азота до 40 об%.

Модель была протестирована с использованием данных работы [42] для давлений 2–7 бар. Состав и свойства топлива приведены в таблице. Результаты сравнения экспериментальных и расчетных данных для 28 режимов приведены на рис. 1. Среднее время пребывания частиц оценивается моделью с хорошей

точностью (с отмеченной поправкой на эффективный внутренний диаметр). Хотя коэффициент корреляции, полученный для всех компонентов, составляет 0.91, локальные ошибки могут достигать 50%. Химический КПД газификации завышен в среднем на 11% (в относительных величинах). Содержание метана в полученном газе недооценивается моделью, а содержание CO и H_2 , наоборот, выше измеренного. Тем не менее можно сделать вывод, что качественное соответствие результатов моделирования и литературных данных не наблюдается.

Расчетные профили температур и концентраций по длине реакционной зоны для одного из режимов представлены на рис. 2. В области смешения происходит прогрев и частичная сушка топлива, после чего выделяющиеся летучие вещества быстро сгорают в атмосфере кислорода. Область высоких температур, однако, оказывается довольно узкой: уже после 0.5 м реакционной зоны скорости реакций существенно замедляются. Основными продуктами являются CO и H_2 , хотя доля балласта (негорючих компонентов, в первую очередь CO_2 и H_2O) составляет порядка 30 об%.

Оптимальный химический КПД, достигнутый в экспериментах [42], близок к 0.75. Теоретические расчеты показывают возможность достижения КПД около 0.87 (для давления 7 бар).

Далее расчеты проводили для оптимизации процесса газификации биомассы в парокислородном потоке. Геометрические параметры реактора и реакционная способность топлива остаются такими же, как и в предыдущих расчетах. Расход топлива зафиксирован на уровне $50 \text{ кг} \cdot \text{ч}^{-1}$. В расчетах изменяется удельный расход кислорода и водяного пара, а также давление в реакторе (от 1 до 10 бар). Влияние расхо-

Состав и свойства биомассы для расчетов процесса газификации в потоке

Показатель	Значение
Влажность W_T , %	6.7
Зольность A_T , %	0.34
Содержание, %:	
летучих веществ V^{daf}	82.7
углерода C^{daf}	51
водорода H^{daf}	6.22
азота N^{daf}	0.1
серы S^{daf}	0.01
Высшая теплота сгорания Q_T , $\text{МДж} \cdot \text{кг}^{-1}$	15.96
Плотность, $\text{кг} \cdot \text{м}^{-3}$	900
Средний размер частиц, мкм	120–180

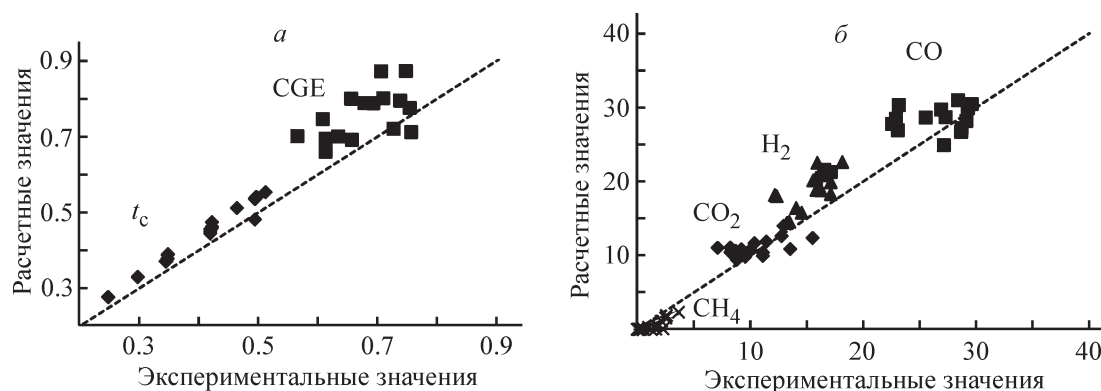


Рис. 1. Сравнение расчетных и экспериментальных данных [42].

a — химический КПД (CGE), t_c — среднее время пребывания частиц (с); b — состав сухого газа (об%).

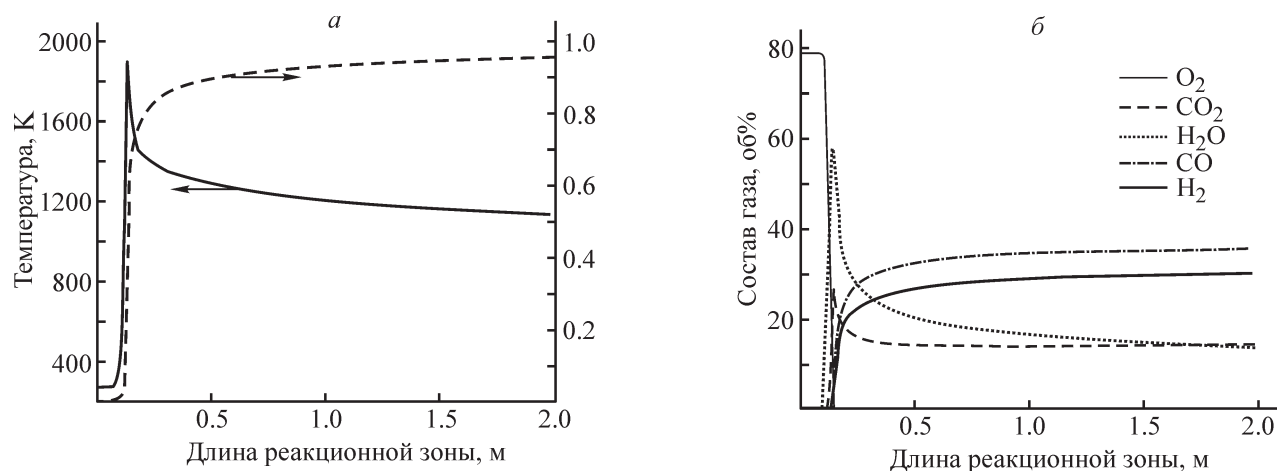


Рис. 2. Результаты математического моделирования для режима газификации биомассы с тепловой мощностью 600 кВт (давление 7 бар, коэффициент избытка окислителя 0.25).

a — изменение температуры и степени конверсии топлива, b — изменение состава газа.

да пара в выбранном диапазоне ($0\text{--}0.2$ моль·моль $^{-1}$ углерода топлива) оказалось слабым по сравнению с другими параметрами. Представленные на рис. 3 расчетные данные получены при фиксированном расходе пара (0.2 моль·моль $^{-1}$ углерода топлива).

Расчеты показывают, что повышение давления в реакторе способствует повышению химического КПД, а его оптимальные значения достигаются при меньших расходах окислителя (рис. 3, a). Эти эффекты можно объяснить с позиций термодинамики и кинетики гетерогенных реакций. Увеличение давления приводит к увеличению времени пребывания частиц топлива в реакторе, в результате реакционная система находится ближе к равновесному состоянию (термодинамические оценки показывают, что теоретическое значение стехиометрического отношения для полной газификации биомассы находится в интервале $0.2\text{--}0.3$). Уменьшение времени пребывания приводит

к тому, что при фиксированной длине реакционной зоны единственной завершенной стадией конверсии является выход летучих веществ. Чтобы газифицировать огарок, требуется либо высокая температура, либо достаточно большое время пребывания. При низких давлениях реализуется первый сценарий: максимальный химический КПД при давлении 1 бар достигается при коэффициенте избытка окислителя, равном 0.41, что соответствует температуре зоны активного горения ~ 2250 К (рис. 3, b). Химический КПД при коэффициентах избытка окислителя, меньших 0.3, видимо, определяется степенью окисления пирогаза, который является основным продуктом. С увеличением давления реакции газификации успевают завершиться благодаря увеличению времени пребывания частиц в реакционной зоне газогенератора, в результате чего даже при низких температурах газификация протекает достаточно полно

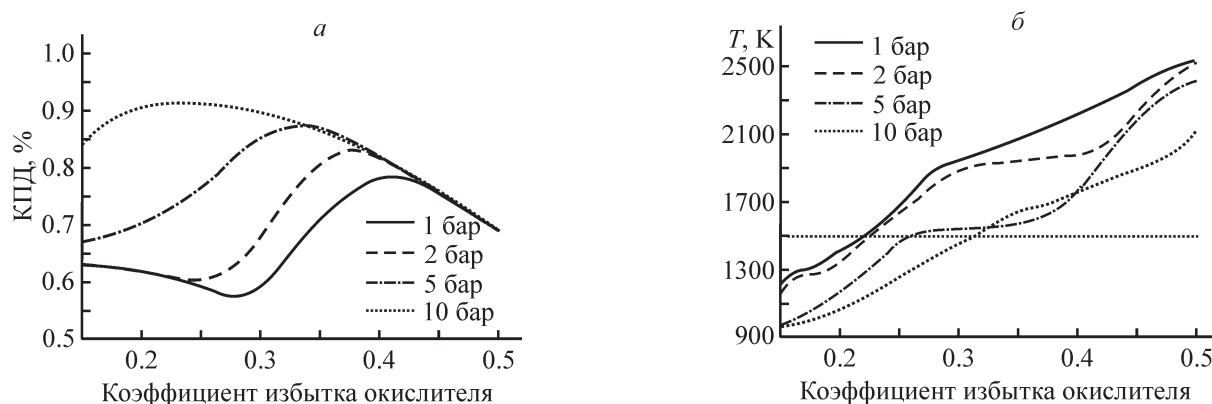


Рис. 3. Зависимость химического КПД (а) и температуры в зоне горения (б) от коэффициента избытка окислителя и давления.

даже при невысоких значениях удельного расхода кислорода. Хотя повышение давления и приводит к уменьшению коэффициентов диффузии газовых реагентов, реакции газификации древесного огарка с CO_2 и H_2O в принятых условиях протекают в кинетическом режиме, поэтому эффект времени пребывания оказывается определяющим. Эти выводы могут быть использованы при оптимизации размеров топливных частиц (в том числе с учетом их распределения в разных зонах реактора) [43]. Это особенно актуально, поскольку измельчение растительной биомассы требует намного больших энергетических затрат по сравнению с углем [44].

Можно предположить, что дальнейшее увеличение давления будет приводить к лучшим условиям для конверсии топливных частиц (например, в промышленных угольных газогенераторах используется давление до 40 бар). Однако при больших давлениях кинетика гетерогенных реакций может изменяться из-за эффектов сорбции [45] (представленная здесь модель не учитывает этих особенностей), к тому же очень высокие параметры состояния в реакторе могут приводить к усложнению установок с газификацией и снижению надежности их работы.

Другие соображения о выборе рабочего давления связаны с особенностями поведения древесной золы. Газификация в кислороде обычно предполагает организацию жидкого шлакоудаления, поэтому помимо ограничений на эффективность процесса необходимо более детально рассмотреть термические режимы конверсии [46]. Тогда все режимы с температурой факела ниже температуры плавления древесной золы (около 1500 К согласно данным [47]: горизонтальная линия на рис. 2, б) оказываются технологически неосуществимыми, и в некоторых случаях среди них оказываются режимы с максимальным химическим

КПД. С учетом этого ограничения оптимальный химический КПД при давлении 10 бар составляет около 0.85 — примерно то же значение, что при давлении 5 бар: дальнейшее повышение давления становится, таким образом, нецелесообразным.

Выводы

Проведенные расчеты показывают, что температурный режим процесса газификации древесины определяется кинетикой гетерогенных реакций: характерные значения времени пребывания и реагирования частиц в реакционной зоне зависят от стехиометрических условий и рабочего давления. С увеличением давления оптимальный коэффициент избытка кислорода уменьшается с 0.41 для 1 бар до 0.2 для 10 бар. Возможно достижение химического КПД процесса газификации порядка 0.85 при давлениях 5–10 бар, но такие значения достигаются только в режимах с невысокими температурами: для обеспечения условий жидкого шлакования необходимо увеличивать коэффициент избытка окислителя, что нивелирует эффект повышения рабочего давления.

Благодарности

Работа проведена с использованием оборудования ЦКП «Высокотемпературный контур» ИСЭМ СО РАН.

Финансирование работы

Работа выполнена при поддержке Российского фонда фундаментальных исследований (проект № 18-29-24047).

Конфликты интересов

Автор заявляет об отсутствии конфликта интересов, требующего раскрытия в данной статье.

Информация об авторах

Донской Игорь Геннадьевич, к.т.н., с.н.с. лаборатории термодинамики ИСЭМ СО РАН, ORCID: <http://orcid.org/0000-0003-2309-8461>

Список литературы

- [1] Sahu S. G., Chakraborty N., Sarkas P. Coal-biomass co-combustion: An overview // *Renewable Sustainable Energy Rev.* 2014. V. 39. P. 575–586. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.106>
- [2] Bhuiyan A. A., Blicblau A. S., Sadrul Islam A. K. M., Naser J. A review on thermo-chemical characteristics of coal/biomass co-firing in industrial furnace // *J. Energy Inst.* 2018. V. 91. N 1. P. 1–18. <https://doi.org/10.1016/j.joci.2016.10.006>
- [3] Roni M. S., Chowdhury S., Mamun S., Marufuzzaman M., Lein W., Johnson S. Biomass co-firing technology with policies, challenges, and opportunities: A global review // *Renewable Sustainable Energy Rev.* 2017. V. 78. P. 1089–1101. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.023>
- [4] Sansaniwal S. K., Rosen M. A., Tyagi S. K. Global challenges in the sustainable development of biomass gasification: An overview // *Renewable Sustainable Energy Rev.* 2017. V. 80. P. 23–43. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.215>
- [5] Castaldi M., van Deventer J., Lavoie J. M., Legrand J., Nzihou A., Pontikes Y., Py X., Vandecasteele C., Vasudevan P. T. Progress and prospects in the field of biomass and waste to energy and added-value materials // *Waste Biomass Valorization.* 2017. V. 8. N 6. P. 1875–1884. <https://doi.org/10.1007/s12649-017-0049-0>
- [6] Bisht A. S., Thakur N. S. Small scale biomass gasification plants for electricity generation in India: Resources, installation, technical aspects, sustainability criteria & policy // *Renewable Energy Focus.* 2019. V. 28. P. 112–126. <https://doi.org/10.1016/j.ref.2018.12.004>
- [7] Ahrenfeldt J., Thomsen T. P., Henriksen U., Claussen L. R. Biomass gasification cogeneration — A review of state of the art technology and near future perspectives // *Appl. Thermal Eng.* 2013. V. 50. N 2. P. 1407–1417. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.12.040>
- [8] Gonzalez A., Riba J.-R., Rius A. Optimal sizing of a hybrid grid-connected photovoltaic-wind-biomass power system // *Sustainability.* 2015. V. 7. P. 12787–12806. <https://doi.org/10.3390/su70912787>
- [9] Indrawan N., Thapa S., Bhoi P. R., Huhnke R. L., Kumar A. Electricity power generation from co-gasification of municipal solid wastes and biomass: Generation and emission performance // *Energy.* 2018. V. 162. P. 764–775. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.07.169>
- [10] Kozlov A., Marchenko O., Solomin S. The modern state of wood biomass gasification technologies and their economic efficiency // *Energy Procedia.* 2019. V. 158. P. 1004–1008. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.244>
- [11] Reed T. B., Das A. Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems. Golden (Colorado), The Biomass Energy Foundation Press, 1998. P. 30–47.
- [12] Кислов В. М., Жолудев А. Ф., Кислов М. Б., Салганский Е. А. Влияние стадии пиролиза на фильтрационное горение твердых органических веществ // *ЖПХ.* 2019. Т. 92. № 1. С. 61–67. <https://doi.org/10.1134/S0044461819010080> [Kislov V. M., Zholudev A. F., Kislov M. B., Salgansky E. A. Effect of the pyrolysis step on the filtration combustion of solid organic fuels // *Russ. J. Appl. Chem.* 2019. V. 92. N 1. P. 57–63. <https://doi.org/10.1134/S1070427219010087>]
- [13] Gomez-Barea A., Leckner B., Perales A. V., Nilsson S., Cano D. F. Improving the performance of fluidized bed biomass/waste gasifiers for distributed electricity: A new three-staged gasification system // *Appl. Thermal Eng.* 2013. V. 50. P. 1453–1462. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.12.025>
- [14] Weiland F., Hedman H., Marklund M., Wiinikka H., Ohrman O., Gebart R. Pressurized oxygen blown entrained-flow gasification of wood powder // *Energy Fuels.* 2013. V. 27. P. 932–941. <https://doi.org/10.1021/ef301803s>
- [15] Gadsboll R. O., Clausen L. R., Thomsen T. P., Ahrenfeldt J., Henriksen U. B. Flexible TwoStage biomass gasifier designs for polygeneration operation // *Energy.* 2019. V. 166. P. 939–950. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.10.144>
- [16] Xiao Y., Xu S., Song Y., Shan Y., Wang C., Wang G. Biomass steam gasification for hydrogen-rich gas production in a decoupled dual loop gasification system // *Fuel Processing Technol.* 2017. V. 165. P. 54–61. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2017.05.013>
- [17] Sikarwar V. S., Zhao M., Fennell P. S., Shah N., Anthony E. J. Progress in biofuel production from gasification // *Progress Energy Combust. Sci.* 2017. V. 61. P. 189–248. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2017.04.001>
- [18] Perkins G., Bhaskar T., Konarova M. Process development status of fast pyrolysis technologies for the manufacture of renewable transport fuels from biomass // *Renewable Sustainable Energy Rev.* 2018. V. 90. P. 292–315. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.03.048>

- [19] Baranovskiy N. V. Mathematical modeling for the forest fuel layer ignition caused by focused solar radiation flux // Proc. of SPIE — The International Society for Optical Engineering. 2015. V. 9680. Paper N 96805L. <https://doi.org/10.1117/12.2205194>
- [20] Марченко О. В., Соломин С. В. О целесообразности экологически чистого использования древесных отходов в Байкальском регионе // XXI век. Техносферная безопасность. 2019. Т. 4. № 1. С. 20–29. <https://doi.org/10.21285/2500-1582-2019-1-20-29>
- [21] Prins M. J., Ptasiński K. J., Janssen F. J. J. G. From coal to biomass gasification: Comparison of thermodynamic efficiency // Energy. 2007. V. 32. P. 1248–1259. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.07.017>
- [22] Svishchev D. A., Kozlov A. N., Donskoy I. G., Ryzhkov A. F. A semi-empirical approach to the thermodynamic analysis of downdraft gasification // Fuel. 2016. V. 168. P. 91–106. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.11.066>
- [23] Sansaniwal S. K., Pal K., Rosen M. A., Tyagi S. K. Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review // Renewable Sustainable Energy Rev. 2017. V. 72. P. 363–384. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.01.038>
- [24] Kobayashi N., Tanaka M., Piao G., Kobayashi J., Hatano S., Itaya Y., Mori S. High temperature air-blown woody biomass gasification model for the estimation of an entrained down-flow gasifier // Waste Management. 2009. V. 29. N 1. P. 245–251. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2008.04.014>
- [25] Schneider J., Grube C., Herrmann A., Ronsch S. Atmospheric entrained-flow gasification of biomass and lignite for decentralized applications // Fuel Processing Technol. 2016. V. 152. P. 72–82. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2016.05.047>
- [26] Hernandez J. J., Aranda G., Barba J., Mendoza J. M. Effect of steam content in the air-steam flow on biomass entrained flow gasification // Fuel Processing Technol. 2012. V. 99. P. 43–55. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2012.01.030>
- [27] Zhao Y., Sun S., Zhou H., Sun R., Tian H., Luan J., Quan J. Experimental study on sawdust air gasification in an entrained-flow reactor // Fuel Processing Technol. 2010. V. 91. P. 910–914. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2010.01.012>
- [28] Qin K., Jensen P. A., Lin W., Jensen A. D. Biomass gasification behaviour in an entrained flow reactor: Gas product distribution and soot formation // Energy & Fuels. 2012. V. 26. P. 5992–6002. <https://doi.org/10.1021/ef300960x>
- [29] Goktepe B., Umeki K., Gebart R. Does distance among biomass particles affect soot formation in an entrained flow gasification process? // Fuel Processing Technol. 2016. V. 141. P. 99–105. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2015.06.038>
- [30] Wiinikka H., Toth P., Jansson K., Molinder R., Brostrom M., Sandstrom L., Lighty J. S., Weiland F. Particle formation during pressurized entrained flow gasification of wood powder: Effects of process conditions on chemical composition, nanostructure, and reactivity // Combust. and Flame. 2018. V. 189. P. 240–256. <https://doi.org/10.1016/j.combustflame.2017.10.025>
- [31] Risberg M., Ohrman O. G. W., Gebart B. R., Nilsson P. T., Gundmunsson A., Sanati M. Influence from fuel type on the performance of an air-blown cyclone gasifier // Fuel. 2014. V. 116. P. 751–759. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.08.008>
- [32] Костюнин В. В., Потанов В. Н. Опыт создания вихревых газогенераторов нового типа для переработки сложных топлив и биомассы // Современная наука: исследования, идеи, результаты, технологии. 2014. № 1 (14). С. 82–88.
- [33] Andersson J., Umeki K., Furusjo E., Kirtania K., Weiland F. Multiscale reactor network simulation of an entrained flow biomass gasifier: Model description and validation // Energy Technol. 2017. V. 5. P. 1–12. <https://doi.org/10.1002/ente.201600760>
- [34] Monaghan R. F. D., Ghoniem A. F. A dynamic reduced order model for simulating entrained flow gasifiers. Part I: Model development and description // Fuel. 2012. V. 91. P. 61–80. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.07.015>
- [35] Billaud J., Valin S., Peyrot M., Salvador S. Influence of H₂O, CO₂ and O₂ addition on biomass gasification in entrained flow reactor conditions: Experiments and modelling // Fuel. 2016. V. 166. P. 166–178. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.10.046>
- [36] Chen W.-H., Chen C.-J., Hung C.-I., Shen C.-H., Hsu H.-W. A comparison of gasification phenomena among raw biomass, torrefied biomass and coal in an entrained-flow reactor // Appl. Energy. 2013. V. 112. P. 421–430. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2013.01.034>
- [37] Adeyemi I., Janajreh I., Arink T., Ghenai C. Gasification behavior of coal and woody biomass: Validation and parametrical study // Appl. Energy. 2017. V. 185. Pt 2. P. 1007–1018. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.05.119>
- [38] Ku X., Wang J., Jin H., Lin J. Effects of operating conditions and reactor structure on biomass entrained-flow gasification // Renewable Energy. 2019. V. 139. P. 781–795. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.02.113>
- [39] Gao X., Zhang Y., Bao F., Li B., Zhao Y., Ke C., Jiang B. CFD modeling of sawdust gasification in a lab-scale entrained flow reactor based on char intrinsic kinetics. Part 1: Model development // Chem. Eng. Processing — Process Intensification. 2018. V. 125. P. 280–289. <https://doi.org/10.1016/j.cep.2018.02.017>
- [40] Kaganovich B. M., Keiko A. V., Shamansky V. A. Equilibrium thermodynamic modeling of dissipative

- macroscopic systems // *Advances in chemical engineering*. V. 39. Thermodynamics and kinetics of complex systems. Elsevier, 2010. P. 1–74.
[https://doi.org/10.1016/S0065-2377\(10\)39001-6](https://doi.org/10.1016/S0065-2377(10)39001-6)
- [41] *Donskoy I. G., Shamansky V. A., Kozlov A. N., Svishchev D. A.* Coal gasification process simulations using combined kinetic-thermodynamic models in one-dimensional approximation // *Combust. Theory and Modelling*. 2017. V. 21. N 3. P. 529–559. <https://doi.org/10.1080/13647830.2016.1259505>
- [42] *Weiland F., Wiinikka H., Hedman H., Wennebro J., Pettersson E., Gebart R.* Influence of process parameters on the performance of an oxygen blown entrained flow biomass gasifier // *Fuel*. 2015. V. 153. P. 510–519. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2015.03.041>
- [43] *Kumar M., Ghoniem A. F.* Application of a validated gasification model to determine the impact of coal particle grinding size on carbon conversion // *Fuel*. 2013. V. 108. P. 565–577.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.02.009>
- [44] *van der Drift A., Boerrigter H., Coda B., Cieplik M. K., Hemmes K.* Entrained flow gasification of biomass. Ash behaviour, feeding issues, and system analyses / Report ECN-C-04-039. 2004. 58 p.
- [45] *Sircar I., Sane A., Wang W., Gore J. P.* A study of high pressure pinewood char gasification with CO₂ // *Fuel*. 2014. V. 134. P. 554–564.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.06.015>
- [46] *Донской И. Г.* Влияние состава угольно-биомассного топлива на эффективность его газификации в газогенераторах поточного типа // *Химия тв. топлива*. 2019. № 2. С. 55–62.
<https://doi.org/10.1134/S002311771902004X>
[*Donskoy I. G.* Influence of coal-biomass fuel composition on the efficiency of its conversion in entrained-flow gasifiers // *Solid Fuel Chem*. 2019. V. 53. N 2. P. 113–119.
<https://doi.org/10.3103/S0361521919020046>].
- [47] *Rizvi T., Xing P., Pourkashanian M., Darvell L. I., Jones J. M., Nimmo W.* Prediction of biomass ash fusion behaviour by the use of detailed characterisation methods coupled with thermodynamic analysis // *Fuel*. 2015. V. 141. P. 275–284.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2014.10.021>
-