

УДК 536.452+662.6

ОЦЕНКА ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ПЫЛЕВИДНОГО ТОПЛИВА В РЕАКТОРЕ ФИЛЬТРАЦИОННОГО ГОРЕНИЯ СО ВСТРЕЧНЫМ ПОТОКОМ ТЕПЛОНОСИТЕЛЯ

С. В. Глазов

Институт проблем химической физики РАН, 142432 Черноголовка, fta@icp.ac.ru

С использованием стационарной математической модели выполнена оценка характеристик процесса газификации пылевидного топлива в реакторе фильтрационного горения со встречным потоком теплоносителя. Установлена высокая эффективность исследуемого метода газификации. Движение теплоносителя навстречу потоку газообразных продуктов позволяет осуществить рекуперацию значительной части выделяющейся тепловой энергии, что оказывает существенное влияние на температуру и состав продуктов горения. Показано, что характеристики газификации можно целенаправленно изменять посредством варьирования трех основных параметров: расходов воздуха и пара, а также потока теплоносителя. В качестве примера рассмотрены зависимости основных характеристик газификации: температуры горения, состава продуктов и КПД процесса от управляющих параметров. Расчеты позволяют оценить возможные режимы и выбрать оптимальный для газификации набор управляющих параметров.

Ключевые слова: газификация, пылевидное топливо, фильтрационное горение, теплоноситель, состав продуктов.

DOI 10.15372/FGV20210503

ВВЕДЕНИЕ

Газификация — преобразование в горючий газ или синтез-газ — рассматривается как перспективный метод использования твердого топлива. Существует несколько разновидностей газификаторов, каждая из которых имеет свои преимущества и недостатки [1, 2]. Тип газификаторов выбирается соответствующим целям процесса и используемому сырью. Простейшие по конструкции и исторически первые — газификаторы плотного слоя [3, 4]. В зависимости от направления подачи окислителя они делятся на два основных типа: прямого процесса (противоточный), в котором газ движется снизу вверх, навстречу топливу, и обратного процесса, в котором газ движется сверху вниз, спутно с топливом. Различия в организации процесса значительно сказываются на результатах. В противоточных газификаторах процесс значительно устойчивее, малочувствителен к качеству топлива и более выгоден энергетически, поскольку выделяющее-

ся в реакциях окисления тепло большей частью расходуется на нагрев топлива. А основным недостатком процесса является большое количество пиролизных смол в продуктах газификации. В связи с этим на практике чаще используют обращенный процесс, который требует качественного топлива и строгого контроля за процессом в связи со слабой устойчивостью. Преимущество обращенного процесса в том, что продукты содержат значительно меньше пиролизных смол, поскольку спутное движение топлива и газа обеспечивает длительный контакт окислителя с горючим в высокотемпературной зоне. Это расширяет возможности использования полученного газа. Кроме газификаторов плотного слоя достаточно широкое распространение получили газификаторы кипящего слоя, а также газификаторы пылевидного топлива в факеле. Однако такая организация процесса требует больших затрат на подготовку топлива; серьезными недостатками этих двух методов являются также высокий вынос пыли и неполнота сгорания топлива. Существует большое количество комплексных методов, сочетающих в себе вышеперечисленные методы газификации, но они сложны и не получили распространения. Выбор метода газификации — непростая задача, для решения

Работа выполнена по теме государственного задания ИПХФ РАН № 0089-2019-0018 «Разработка научных основ комплексных энергоэффективных методов глубокой переработки углеводородных ресурсов с получением ценных химических продуктов».

© Глазов С. В., 2021.

которой приходится учитывать массу различных факторов [5].

Недавно появились публикации о новом методе газификации, при котором пылевидное топливо подается вместе с газообразным окислителем в реактор, заполненный пористым инертным теплоносителем, где газифицируется в фильтрационном режиме [6, 7]. При этом в реакторе организован поток теплоносителя навстречу газовому потоку, что позволяет снизить потери тепла, уносимого с продуктами, и повысить температуру в зоне газификации. В этом методе реализуются основные достоинства других методов, но без их недостатков. В частности, он характеризуется высокой энергетической эффективностью и устойчивостью процесса, которые свойственны противоточным газификаторам плотного слоя. В то же время этот метод можно отнести к методам газификации пылевидного топлива в потоке, а они обеспечивают высокую производительность процесса с низким содержанием пиролизных смол в продуктах. Физико-химическое описание системы очень близко к фильтрационному горению газов [8, 9].

В работах [6, 7] представлены результаты экспериментов на лабораторных установках, однако отсутствует анализ принципиальных возможностей предложенного метода газификации. В настоящей работе сделаны такие оценки с помощью модели процесса, базирующейся на термодинамическом приближении, которая описана в работах [10–13].

ФИЗИЧЕСКАЯ И МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ПРОЦЕССА

Схема процесса показана на рис. 1. Основной поток газа-окислителя подается снизу в реактор, заполненный частицами твердого инертного теплоносителя. В середину реактора дозированно подается пылевидное топливо. Для этого используется небольшой дополнительный поток воздуха. Продукты газификации выводятся сверху. Реакции с выделением тепла происходят в средней части реактора, где основной поток окислителя встречается с пылевидным топливом. В реакторе организовано перемещение теплоносителя сверху вниз под действием силы тяжести, чтобы использовать тепло газообразных продуктов для предварительного подогрева окислителя и повышения КПД процесса. Физическая модель процесса похожа на представленную в работе [13] мо-

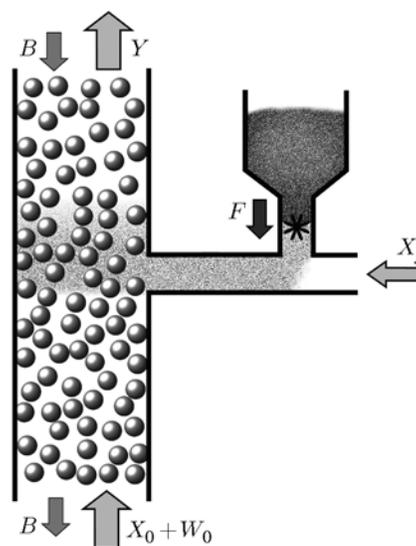


Рис. 1. Схема процесса газификации:

X_0 , X_f — воздух основной и дополнительный, F — топливо, W_0 — водяной пар, Y — продукты сгорания, B — теплоноситель

дель конверсии метана в синтез-газ, с тем отличием, что газифицируется пылевидное углеродное топливо, подаваемое в центральной части реактора, где идут химические процессы неполного окисления топлива. Окислителем является паровоздушная смесь.

Математическая модель строится на следующих предположениях.

1. Углеродное топливо, поступающее в реактор с известным массовым расходом, имеет определенный элементный состав ($C_1H_\alpha N_\beta O_\gamma$) и содержит золу. Расход и состав окислителя (паровоздушной смеси) также известны.

2. В продуктах газификации отсутствует кислород. Также полагаем, что топливо газифицируется полностью. Эти предположения накладывают ограничения на диапазоны расходов компонентов.

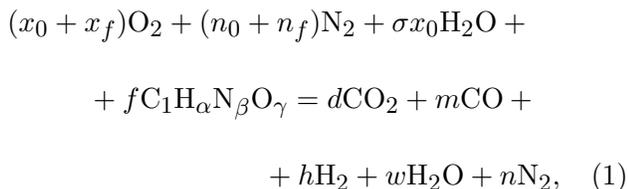
3. Состав продуктов газификации ограничен монооксидом и диоксидом углерода, водородом, азотом и парами воды. Содержание иных газов столь незначительно, что они не могут существенно влиять на результаты. Зольный остаток в виде пыли выносится газовым потоком.

4. Длина реактора велика по сравнению с характерными размерами зоны химических реакций.

5. Тепловые потери пренебрежимо малы, что оправдано в случае реактора большого

масштаба, когда потери тепла через стенки реактора неизмеримо меньше тепловыделения в зоне горения.

Стехиометрические коэффициенты компонентов в брутто-формуле химических процессов пропорциональны их молярным расходам:



где x_0, n_0, w_0 — расходы кислорода, азота и водяного пара в нижней части реактора, моль/ч; x_f, n_f — расходы кислорода и азота в системе подачи топлива, моль/ч; $n_0 = \eta x_0, n_f = \eta x_f, \eta$ — молярное отношение азот/кислород в окислителе (для воздуха $\eta = 79/21$); σ — молярное отношение пар/кислород в нижней части реактора; f — расход топлива (в расчете на моль углерода), моль/ч; d, m, h, w, n — расходы диоксида и монооксида углерода, водорода, воды и азота в синтез-газе, моль/ч. Уравнения сохранения элементов имеют вид:

$$2(x_0 + x_f) + \sigma x_0 + f\gamma = 2d + m + w, \quad (2)$$

углерод:

$$f = m + d, \quad (3)$$

водород:

$$2\sigma x_0 + f\alpha = 2w + 2h, \quad (4)$$

азот:

$$2\eta(x_0 + x_f) + f\beta = 2n. \quad (5)$$

Поскольку участием азота в химических реакциях мы пренебрегаем, величина n получается непосредственно из начальных данных. Оставшиеся три уравнения содержат четыре неизвестных (m, d, h, w), поэтому система незамкнута.

Исходные компоненты поступают в реактор при температуре окружающей среды T_0 . Обозначим температуру, установившуюся в верхней части реактора, через T_b (температура горения). Сохранение энергии в зоне реакции выражается в виде сохранения суммы полных энтальпий компонентов:

$$(x_0 + x_f)H_x(T_0) + \eta(x_0 + x_f)H_n(T_0) +$$

$$+ \sigma x_0 H_w(T_0) + f H_f(T_0) +$$

$$+ b(H_b(T_b) - H_b(T_0)) = d H_d(T_b) + m H_m(T_b) +$$

$$+ h H_h(T_b) + w H_w(T_b) + n H_n(T_b), \quad (6)$$

где b — массовый расход теплоносителя, кг/ч; $H_i(T)$ — энтальпии соответствующих компонентов, Дж/моль; $H_b(T)$ — удельная энтальпия теплоносителя, Дж/кг. Энтальпии компонентов газа и теплоносителя являются известными табулированными функциями температуры, которые можно взять, например, из справочника [14]. Если энтальпия образования топлива неизвестна, ее можно приближенно рассчитывать из элементного состава по формуле Менделеева [15]. Термодинамические оценки делаются в предположении установившегося стационарного режима газификации. При фиксированной подаче топлива и окислителя возможны три режима (вида тепловой структуры) в зависимости от соотношения теплоемкостей потоков твердого теплоносителя

$$G_b = b(H_b(T_b) - H_b(T_0))/(T_b - T_0),$$

газа-окислителя

$$G_x = x_0(H_x(T_b) - H_x(T_0)) +$$

$$+ \eta(H_n(T_b) - H_n(T_0)) +$$

$$+ \sigma(H_w(T_b) - H_w(T_0))/(T_b - T_0),$$

синтез-газа

$$G_p = (d(H_d(T_b) - H_d(T_0)) +$$

$$+ m(H_m(T_b) - H_m(T_0)) +$$

$$+ h(H_h(T_b) - H_h(T_0)) + w(H_w(T_b) - H_w(T_0)) +$$

$$+ n(H_n(T_b) - H_n(T_0))/(T_b - T_0),$$

как в процессах фильтрационного горения [10, 12, 13, 16]. Особенности каждого из режимов описаны в работе [13]; будем пользоваться той же терминологией.

Уравнение (6) записано для режима А, который реализуется при малой скорости подачи теплоносителя, когда его теплоемкость

меньше теплоемкости встречного потока газоокислителя ($G_b < G_x < G_p$). В этом случае выделяющееся в реакциях окисления тепло выносится газовым потоком в верхнюю часть реактора, которая прогрета до температуры горения T_b , а теплоноситель в нижней части реактора охлаждается до T_0 . В этом режиме увеличение потока теплоносителя приводит к повышению рекуперации тепла и снижению температуры выходящих из верхней части реактора газообразных продуктов, при этом повышаются КПД процесса и температура горения.

Теплоемкость потока газообразного окислителя всегда меньше теплоемкости потока газообразных продуктов ($G_x < G_p$). Увеличение потока теплоносителя приводит к реализации промежуточного режима В, когда теплоемкость теплоносителя выше теплоемкости потока газа-окислителя в нижней части реактора, но меньше, чем у потока продуктов: $G_x < G_b < G_p$. В этом режиме выделяющееся в зоне реакций тепло выносится как в верхнюю часть реактора, так и в нижнюю; весь реактор прогрет до температуры T_b , а уравнение сохранения энергии приобретает вид

$$\begin{aligned} x_0 H_x(T_b) + \eta x_0 H_n(T_b) + x_f H_x(T_0) + \\ + \eta x_f H_n(T_0) + \sigma x_0 H_w(T_b) + f H_f(T_0) = \\ = d H_d(T_b) + m H_m(T_b) + \\ + h H_h(T_b) + w H_w(T_b) + n H_n(T_b). \end{aligned} \quad (7)$$

Режим В характеризуется максимальной энергоэффективностью и наиболее высокими температурами. В этом режиме основные характеристики процесса (состав продуктов и температура горения) не зависят от потока теплоносителя [13].

При достаточно высокой скорости подачи теплоносителя реализуется режим С (reaction leading) ($G_x < G_p < G_b$), в котором выделяющееся тепло преимущественно выносится потоком теплоносителя в нижнюю часть реактора, а верхняя часть остается непрогретой. В этом случае уравнение сохранения энергии выглядит несколько иначе:

$$\begin{aligned} x_0 H_x(T_b) + \eta x_0 H_n(T_b) + x_f H_x(T_0) + \\ + \eta x_f H_n(T_0) + \sigma x_0 H_w(T_b) + f H_f(T_0) - \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} - b(H_b(T_b) - H_b(T_0)) = d H_d(T_0) + m H_m(T_0) + \\ + h H_h(T_0) + w H_w(T_0) + n H_n(T_0). \end{aligned} \quad (8)$$

Уравнение сохранения энергии ((6), (7) или (8) в зависимости от режима) добавляет в систему уравнений (2)–(5) еще одну неизвестную величину (T_b), поэтому система остается незамкнутой. Замкнуть ее можно с использованием предположения, что при достаточно высокой температуре и большом времени пребывания в высокотемпературной зоне в продуктах устанавливается термодинамическое равновесие, т. е. зависящие только от температуры и давления соотношения между газообразными компонентами. Подобная оценка температуры и состава продуктов горения используется при расчетах характеристик процессов горения и газификации [17–19], поскольку эти процессы допускают наличие высокотемпературной зоны в продуктах и высокие скорости химических реакций. Обоснование применимости термодинамической модели для режимов А и В достаточно простое, поскольку в этом случае в реакторе присутствует протяженная высокотемпературная область, в которой продукты пребывают достаточно долго. В режиме С продукты быстро охлаждаются и применимость термодинамического приближения менее обоснована. В этом случае результаты расчетов можно использовать лишь как грубую оценку.

Расчет термодинамического равновесия через минимизацию энергии Гиббса — довольно трудоемкая процедура, и включение расчета полного равновесия непосредственно в модель представляет существенные трудности. Упростить вычисления можно, ограничиваясь набором основных компонентов газа с использованием известных зависимостей констант диссоциации компонентов от температуры. Этот метод ранее был использован в работах [10–13]. Для установленного нами набора газообразных продуктов вычисление равновесия сводится к одному уравнению, определяющему равновесие водяного газа, связывающего отношение концентраций диоксида и монооксида углерода, воды и водорода в зависимости от температуры [12]:

$$\kappa(T) = \frac{p_m p_w}{p_d p_h} = \frac{m w}{d h}. \quad (9)$$

Здесь p_i — парциальное давление i -го компонента, $\kappa(T)$ — константа равновесия, которая

может быть рассчитана как функция температуры по известным справочным данным:

$$\kappa(T) = \frac{K_d(T)K_h(T)}{K_m(T)K_w(T)}, \quad (10)$$

где K_i — константы диссоциации, зависимости которых от температуры известны. Условие равновесия (9) замыкает систему уравнений.

РЕЗУЛЬТАТЫ ЧИСЛЕННОГО РЕШЕНИЯ СИСТЕМЫ

Получение аналитического решения вышеописанной системы уравнений невозможно, так как искомая температура T_b не может быть выражена в аналитических функциях, но численное решение не представляет существенных трудностей. Для заданных значений расходов реагентов решение проводили через подбор температуры горения методом Ньютона с относительной погрешностью 10^{-4} . Высокая точность в данном случае будет излишней, поскольку используемый метод является относительно грубым. Результаты расчетов представлены ниже.

Для определенности и удобства сопоставления будем ориентироваться на параметры процесса, указанные в работе [7]. Элементный состав топлива соответствует составу березового угля: С — 84 %, Н — 2.7 %, N — 0.3 %, О — 12.5 %, зола — 0.5 % (по массе). Теплота сгорания угля, вычисленная по формуле Менделеева, равна 30.0 МДж/кг. Расход пылевидного топлива (F) составляет 1.26 кг/ч. Расход дополнительного воздуха (X_f), необходимый для подачи в реактор пылевидного топлива, зафиксируем на значении 0.84 м³/ч. Расходы остальных компонентов — воздуха (X_0) и пара (W_0) в нижнюю часть реактора и потока теплоносителя через реактор (b) — являются управляющими параметрами. Будем использовать безразмерный вид управляющих параметров. Расход воздуха будем характеризовать коэффициентом избытка окислителя (λ), отношением количества кислорода, поступающего в реактор с воздухом, к количеству, необходимому для полного окисления топлива. При заданном расходе топлива полное сгорание ($\lambda = 1$) соответствует расходу воздуха $X_0 = 8.96$ м³/ч. Количество пара в окислителе будем характеризовать молярным отношением пар/кислород

(σ), а расход теплоносителя — массовым отношением теплоноситель/топливо (φ). Зависимости энтальпий компонентов от температуры $H_i(T)$ взяты из справочника [14] и аппроксимированы полиномами третьей или четвертой степени для обеспечения погрешности не более 10^{-4} в диапазоне температур 273 ÷ 3 000 К. Энтальпия теплоносителя $H_b(T)$ аппроксимирована полиномом четвертой степени, который соответствует энтальпии оксида алюминия, но без учета плавления при 2 327 К. Зависимости констант диссоциации компонентов продуктов от температуры $K_i(T)$ также взяты из справочника [14] и аппроксимированы функцией вида $\lg(K_i) = D_{1i}/T + D_{2i}$, где D_{1i} и D_{2i} — коэффициенты аппроксимации.

Наиболее важным управляющим параметром процесса является расход окислителя, в качестве которого используем смесь воздуха (X_0) и пара (W_0). Очевидно, что чем больше расход окислителя, тем он ближе к полному сгоранию, следовательно, в газообразных продуктах остается меньше водорода и оксида углерода. Независимо от цели газификации (энергетический или синтез-газ), наибольший интерес представляют режимы с минимальным расходом окислителя, обеспечивающим газификацию топлива. При отсутствии пара в окислителе ($\sigma = 0$) нижняя граница по расходу воздуха соответствует $\lambda = 0.428$. При наличии пара расход воздуха может быть меньше, поскольку при высокой температуре пар является окислителем. Например, при $\sigma = 4$ расход воздуха может быть снижен до $\lambda = 0.262$.

На рис. 2 представлены зависимости основных характеристик процесса от расхода окислителя при фиксированных молярном отношении пара к кислороду ($\sigma = 4$) и расходе теплоносителя $\varphi = 5.71$ ($b = 7.2$ кг/ч). При малых расходах окислителя теплоемкость его потока мала, поэтому реализуется режим В, в котором, как уже было упомянуто, весь реактор прогрет до температуры T_b . При больших расходах окислителя реализуется режим А. При выбранных значениях параметров σ и φ граница между режимами проходит при $\lambda = 0.331$. В режиме А с увеличением расхода окислителя концентрация водорода и оксида углерода в синтез-газе снижается (рис. 2, а) вплоть до нуля при полном сгорании; концентрации CO₂ и H₂O соответственно растут. Из-за увеличения общего тепловыделения несколько подрастает и температура горения T_b . Однако рост темпе-

ратуры с увеличением расхода воздуха становится слабее из-за увеличения затрат тепла на нагревание окислителя. При переходе в режим В (снижение расхода окислителя до $\lambda < 0.331$) характер зависимостей меняется: при уменьшении расхода окислителя температура резко падает, а концентрация диоксида углерода в продуктах растет за счет снижения доли монооксида углерода.

Синтез-газ принято характеризовать молярным отношением H_2/CO , которое будем обозначать ω . Этот параметр является важной характеристикой, когда продукты используются в качестве сырья для химического синтеза. Например, для синтеза метанола оптимальным будет значение $\omega = 2$. Газ с $\omega < 1$ плохо подходит для синтеза. В режиме А отношение ω меняется слабо и остается на уровне 0.8

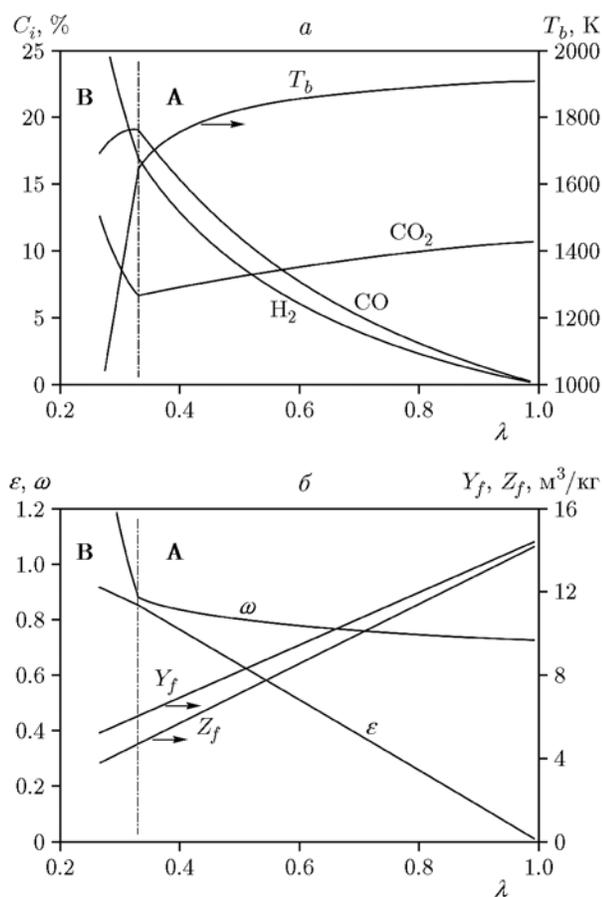


Рис. 2. Зависимости температуры и объемного состава продуктов (а) и других характеристик процесса (б) от расхода окислителя при фиксированных значениях отношения пар/кислород ($\sigma = 4$) и потока теплоносителя ($\varphi = 5.71$)

(рис. 2, б), а в режиме В при снижении расхода окислителя вследствие снижения концентрации CO отношение ω быстро растет. Однако это не свидетельствует об улучшении качества синтез-газа, поскольку одновременно увеличивается содержание CO_2 в продуктах.

Энергетической характеристикой процесса является химический КПД газификации ε — отношение теплоты сгорания продуктов (синтез-газа) к теплоте сгорания исходного топлива. Этот параметр не учитывает физическое тепло продуктов. Как видно из рис. 2, б, значение ε линейно снижается при увеличении расхода воздуха. На этом же рисунке показаны удельный расход окислителя (Z_f) и выход газа (Y_f) на 1 кг топлива. Согласно результатам расчетов оптимальные режимы газификации следует искать при малых расходах окислителя, вблизи границы режимов А и В. При этом можно получить высокое содержание CO и H_2 в продуктах при максимальном значении КПД.

Зависимости основных характеристик процесса газификации от расхода пара при фиксированном расходе воздуха ($\lambda = 0.433$) и том же фиксированном расходе теплоносителя ($\varphi = 5.71$) представлены на рис. 3. Значение λ выбрано минимальным, но таким, чтобы даже при $\sigma = 0$ кислорода воздуха было достаточно для полной газификации поступающего топлива. При выбранных значениях параметров λ и φ реализуется режим А при всех разумных значениях параметра σ . Уве-

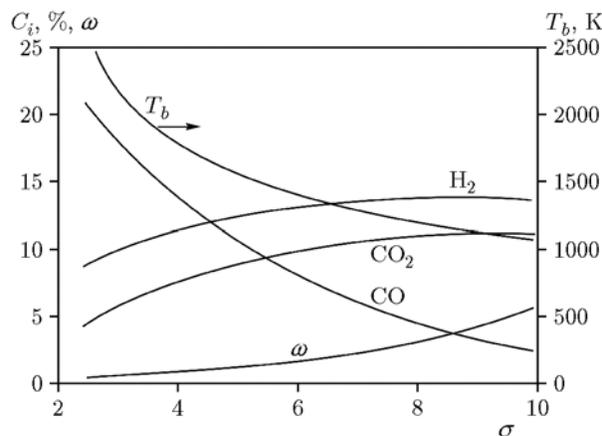


Рис. 3. Зависимости температуры, объемного состава продуктов и отношения $\omega = H_2/CO$ от расхода пара при фиксированных значениях расхода воздуха ($\lambda = 0.433$) и потока теплоносителя ($\varphi = 5.71$) в процессе газификации

личение расхода пара приводит к снижению температуры горения. Из рис. 3 видно, что при малых значениях σ реализуются режимы с высокой температурой горения. Только при $\sigma > 2.4$ температура горения становится ниже 3000 К — значения, которое мы определили как предельно высокое. Содержание СО в продуктах монотонно падает при увеличении доли пара, а содержание водорода, напротив, растет. Однако при некотором значении σ (≈ 8) содержание водорода в продуктах достигает максимума, за которым следует плавное снижение. Содержание диоксида углерода также проходит через максимум. Причиной такого характера зависимостей является снижение температуры горения, которое приводит к снижению эффективности реагирования паров воды, а увеличение концентрации водяного пара в продуктах означает уменьшение концентраций СО и H_2 . Химический КПД слабо зависит от расхода пара и снижается от 0.74 при $\sigma = 2.5$ до 0.68 при максимальном расходе пара ($\sigma = 10$).

На рис. 4 представлены результаты сравнения расчетов (сплошные линии) с данными, полученными в эксперименте [7] (точки, соединенные штриховыми линиями). В экспериментах реализуется режим А. Сравнение осложнено тем, что в экспериментах при изменении

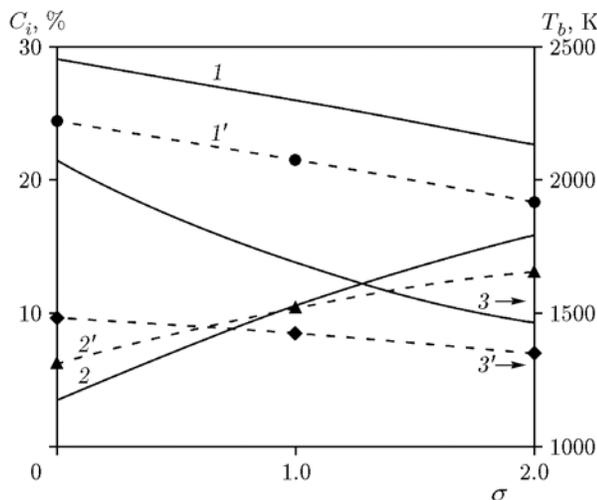


Рис. 4. Сравнение результатов расчетов с экспериментальными данными:

точки, соединенные штриховыми линиями, — экспериментальные данные [7], сплошные линии — результаты расчетов; 1 и 1' — объемное содержание СО, 2 и 2' — содержание H_2 в продуктах, 3 и 3' — температура горения

расхода пара происходило некоторое изменение и других параметров, в частности, немного менялись расходы топлива и теплоносителя. Тем не менее сравнение результатов показывает качественное совпадение. Зависимости концентраций основных компонентов синтез-газа от расхода пара совпадают по характеру, но отличаются количественно. Экспериментальные значения концентрации монооксида углерода в продуктах ниже расчетных (кривые 1' и 1), а экспериментальная зависимость концентрации водорода от расхода пара слабее, чем расчетная (кривые 2' и 2). Такую разницу можно объяснить высоким уровнем теплопотерь лабораторной установки [7]. Этим же можно объяснить более резкое снижение расчетных значений температуры горения по сравнению с экспериментальными (кривые 3 и 3').

Еще интереснее зависимости характеристик газификации от расхода теплоносителя. Как сказано выше, в зависимости от теплоемкости потока теплоносителя возможны три режима [11, 13, 16]. При малых значениях φ реализуется режим А (рис. 5). В этой области с увеличением расхода теплоносителя снижаются доли водорода и диоксида углерода в продуктах, а доля монооксида углерода растет. Температура также быстро повышается. При этом химический КПД газификации тоже увеличивается, но не так значительно (с 0.70 до 0.74). Увеличение температуры и КПД обусловлено тем, что увеличивается доля тепла, возвращенного в зону горения потоком теплоносителя, а

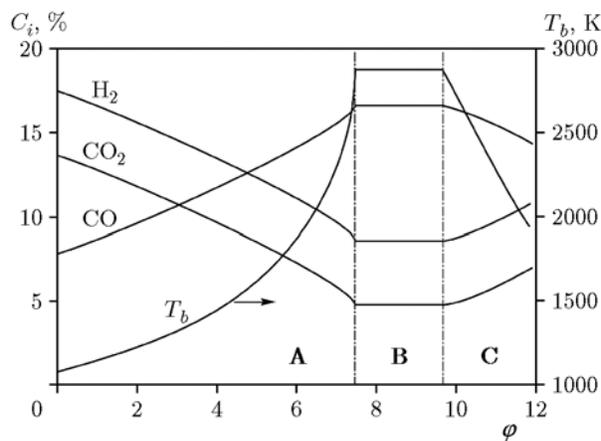


Рис. 5. Зависимости температуры и объемного состава продуктов от расхода теплоносителя при фиксированных расходах воздуха ($\lambda = 0.433$) и пара ($\sigma = 4$)

потери тепла с продуктами снижаются. В отсутствие потока теплоносителя ($\varphi = 0$) реализуются наихудшие характеристики газификации.

При $\varphi = 7.46$ происходит смена режима А режимом В. При этом весь реактор разогревается до температуры горения. В пределах режима В характеристики газификации не зависят от расхода теплоносителя вплоть до очередной смены режима на С при $\varphi = 9.66$. (Границы режимов указаны для выбранного набора параметров системы и могут меняться при изменении этих параметров). При дальнейшем увеличении потока теплоносителя (режим С) зависимости противоположны тем, что реализуются в режиме А. С ростом расхода теплоносителя температура и химический КПД снижаются, в составе газообразных продуктов увеличиваются доли водорода и диоксида углерода, а доля монооксида углерода снижается.

Как видно из приведенных выше графиков, не все зависимости характеристик процесса от управляющих параметров носят монотонный и однозначный характер. Отдельные зависимости не дают полного представления о возможностях управления процессом. Для наглядного представления влияния сразу трех параметров на какую-либо из характеристик потребуются построение четырехмерного графика. Однако расход воздуха λ , как ни странно, не является полноценным управляющим параметром. Зависимость всех характеристик процесса от этого параметра весьма сильная, но однозначная. Для режима А следует поддерживать минимальные значения расхода воздуха, а для режима В, наоборот, максимальные. Следовательно, оптимальный расход соответствует границе режимов. Снижение расхода (режим В) приведет к резкому падению температуры или даже невозможности полного преобразования топлива, а повышение расхода — к ухудшению характеристик процесса во всех возможных режимах. Таким образом, достаточно правильно рассчитать или подобрать соответствующий расход воздуха, а изучать зависимость характеристик газификации от этого параметра не имеет смысла. Исключив этот параметр из рассмотрения, можно построить графики зависимости каждой характеристики процесса от двух других параметров, т. е. от расходов пара σ и теплоносителя φ . Для наглядности будем изображать ту или иную характеристику в виде изоли-

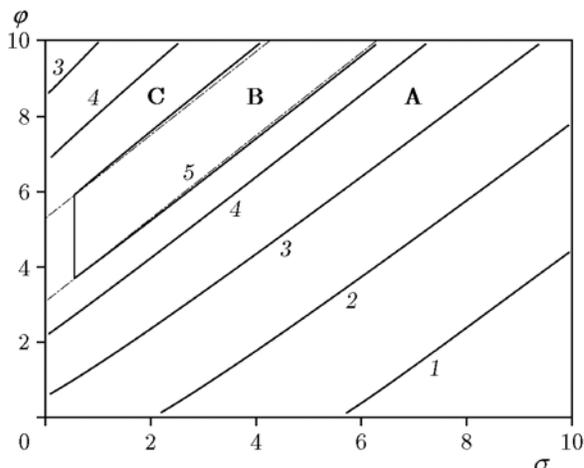


Рис. 6. Изолинии температуры горения в плоскости управляющих параметров:

$T_b = 1000$ (1), 1200 (2), 1500 (3), 2000 (4), 2800 К (5)

нии на плоскости управляющих параметров σ – φ . Начнем с изолиний температуры горения T_b (рис. 6). Зафиксируем расход воздуха, равным $3.4 \text{ м}^3/\text{ч}$, что соответствует значению стехиометрического коэффициента $\lambda = 0.433$. Вся плоскость разбивается на три зоны, соответствующие описанным выше режимам газификации (границы режимов отмечены штрихпунктирными линиями). Область режима В располагается в виде полосы между двумя штрихпунктирными линиями. Сами изолинии температуры (1–5) представляют собой почти прямые линии. Границы режима почти совпадают с изотермами 2800 К (линия 5). В пределах режима В расчетные характеристики не зависят от φ , поэтому все изолинии — вертикальные прямые. Ниже и правее расположена область режима А. Температура горения в этой области параметров снижается по мере увеличения σ и уменьшения φ , т. е. по мере удаления от режима В, где температуры максимальны. Выше и левее области режима В располагается область режима С. В этой области температура горения также снижается по мере удаления от режима В, т. е. по мере уменьшения σ и увеличения φ . Как уже было сказано, применимость модели в области режима С требует дополнительного обоснования, и зависимости в этой области представлены только для наглядности.

Используемая модель имеет ограничение, связанное с установлением термодинамическо-

го равновесия в продуктах газификации. Разумные времена пребывания, по нашему мнению, можно обеспечить при температурах выше ≈ 1000 К. То есть правый нижний угол диаграммы ниже линии 2, соответствующий низкотемпературным режимам А, находится за пределами области достоверности модели. Аналогичное ограничение существует для режима С, но оно проявляется лишь при больших значениях φ , за пределами нашего рассмотрения.

Изолинии содержания водорода в продуктах изображены на рис. 7. Как и на предыдущем рисунке, штрихпунктирными линиями отмечены границы режимов, а область температур ниже 1000 К находится в правом нижнем углу. Режим В, располагающийся полосой между штрихпунктирными линиями, характеризуется минимальными объемными концентрациями водорода в продуктах (менее 10 %). Зависимость содержания водорода в продуктах от расхода пара не является монотонной даже в пределах одного режима. При небольших значениях φ достигается максимум по объемному содержанию водорода при изменении количества пара. Наиболее высокое его содержание (более 17 %) можно получить при определенном расходе пара ($\sigma \approx 5$) и малом расходе теплоносителя ($\varphi < 0.7$). Снижение содержания водорода при больших значениях σ связано с ослаблением реакции водяного пара с углеродом при снижении температуры горения и с разбавлением продуктов парами воды.

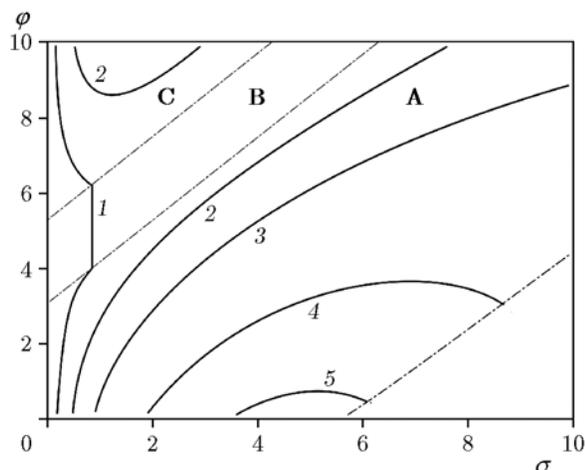


Рис. 7. Изолинии содержания водорода в продуктах:
1 — 8 %, 2 — 10 %, 3 — 12 %, 4 — 15 %, 5 — 17 %
(по объему)

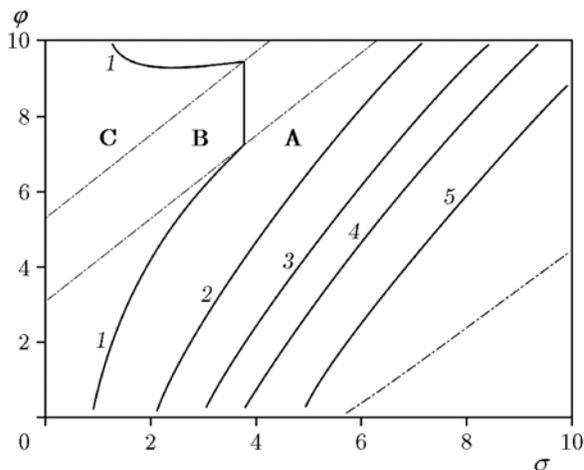


Рис. 8. Изолинии молярного отношения H_2/CO в продуктах:
 $\omega = 0.5$ (1), 1.0 (2), 1.5 (3), 2.0 (4), 3.0 (5)

Зависимость содержания CO в продуктах имеет иной характер. Наиболее сильно влияет на содержание CO количество подаваемого пара: чем больше пара, тем ниже содержание CO в продуктах; зависимость от расхода теплоносителя значительно слабее, особенно при небольших расходах пара. Изолинии молярного отношения H_2/CO в продуктах представлены на рис. 8. В области режима В это отношение находится на уровне $\omega \approx 0.5$, т. е. продукт-газ плохо подходит для синтеза. Значительно привлекательнее эта характеристика в области режима А, где ω может достигать 3. Эти режимы реализуются при любых расходах теплоносителя и относительно небольших расходах пара (например, $\varphi \approx 2 \div 3$, $\sigma \approx 3 \div 4$).

Значение химического КПД газификации во всей расчетной области меняется от 0.68 до 0.75. Зависимость химического КПД газификации в плоскости управляющих параметров качественно подобна зависимости содержания CO в продуктах. Получение максимального КПД было бы важно для энергетического использования продуктов газификации, если бы различия КПД были больше. В интересующей нас области режимов А КПД тем выше, чем меньше расход пара.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Изучены зависимости основных характеристик газификации, в частности температуры, состава продуктов и КПД газификации,

от управляющих параметров процесса, в качестве которых используются расход воздуха и пара, а также поток твердого теплоносителя в реакторе. Выполненные расчеты позволяют сделать оценки возможных режимов и выбрать оптимальный для процесса газификации набор управляющих параметров.

Расход воздуха сильно влияет на характеристики газификации. Для получения наилучших характеристик синтез-газа расход воздуха следует поддерживать небольшим, недалеко от границы режима А. С ростом расхода воздуха концентрации водорода и оксида углерода в продуктах снижаются, а температура растет. КПД газификации соответственно снижается.

Зависимости характеристик от расхода пара более сложные. Содержание водорода в продуктах в зависимости от количества пара имеет максимум, что позволяет проводить оптимизацию процесса по составу продуктов. Молярное отношение H_2/CO в продуктах меняется в широких пределах и можно подобрать нужный состав синтез-газа. При этом химический КПД процесса слабо зависит от расхода пара.

Зависимости характеристик газификации от расхода теплоносителя демонстрируют наличие трех характерных режимов: А, В, С. Режим В, в котором весь реактор прогревается до высокой температуры (T_b), отличается максимальным химическим КПД. Режим В характеризуется максимальной температурой и содержанием CO , в то же время выход водорода в нем минимален. Наиболее привлекательным для практической реализации выглядит режим А (см. рис. 5), который реализуется при небольшой скорости подачи теплоносителя, когда топливо и продукты длительное время находятся при высокой температуре. Это способствует полноте сгорания и отсутствию пиролизных смол в продуктах. В области режима А состав синтез-газа, где величина молярного отношения H_2/CO может составлять от 2 до 3 при относительно небольших расходах пара и теплоносителя, оптимален для осуществления некоторых процессов синтеза. Характеристики газификации в этом режиме можно целенаправленно изменять посредством варьирования трех основных управляющих параметров (расходы воздуха, пара и теплоносителя).

ЛИТЕРАТУРА

1. **Sansaniwal S. K., Pal K., Rosen M. A., Tyagi S. K.** Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review // *Renew. Sustain. Energy Rev.* — 2017. — V. 72. — P. 363.
2. **Mahinpey N., Gomez A.** Review of gasification fundamentals and new findings: Reactors, feedstock, and kinetic studies // *Chem. Eng. Sci. C.* — 2016. — V. 148. — P. 14–31.
3. **Ahmad A. A., Zawawi N. A., Kasim F. H., Inayat A., Khasri A.** Assessing the gasification performance of biomass: A review on biomass gasification process conditions, optimization and economic evaluation // *Renew. Sustain. Energy Rev.* — 2016. — V. 53. — P. 1333–1347.
4. **Chopra S., Jain A.** A review of fixed bed gasification systems for biomass // *CIGR, E-Journal.* — 2007. — V. 9. — <https://hdl.handle.net/1813/10671>.
5. **Wen Z., Yu Y., Yan J.** Best available techniques assessment for coal gasification to promote cleaner production based on the ELECTRE-II method // *J. Clean. Prod.* — 2016. — V. 129. — P. 12–22.
6. **Salgansky E. A., Zaichenko A. Yu., Podlesniy D. N., Salganskaya M. V., Toledo M.** Coaldust gasification in the filtration combustion mode with syngas production // *Int. J. Hydrogen Energy.* — 2017. — V. 42. — P. 11017–11022. — DOI: 10.1016/j.ijhydene.2017.03.056.
7. **Salgansky E. A., Zaichenko A. Yu., Podlesniy D. N., Salganskaya M. V., Tsvetkov M. V.** Gasification of powdered coal in filtration regime with a fuel continuous injection // *Fuel.* — 2017. — V. 210C. — P. 491–496. — DOI: 10.1016/j.fuel.2017.08.103.
8. **Babkin V. S.** Filtrational combustion of gases. Present state of affairs and prospects // *Pure Appl. Chem.* — 1993. — V. 65, N 2. — P. 335–344.
9. **Babkin V. S., Wierzba I., Karim G. A.** The phenomenon of energy concentration in combustion waves and its applications // *Chem. Eng. J.* — 2003. — V. 91. — P. 279–285.
10. **Полианчик Е. В., Глазов С. В.** Модель горения углерода в фильтрационном режиме в приближении термодинамически равновесного состава продуктов // *Физика горения и взрыва.* — 2014. — Т. 50, № 3. — С. 9–20.
11. **Глазов С. В., Полианчик Е. В.** Фильтрационное горение углерода в присутствии эндо-термических окислителей // *Физика горения и взрыва.* — 2015. — Т. 51, № 5. — С. 34–43. — DOI: 10.15372/FGV20150504.
12. **Dorofeenko S. O., Polianczyk E. V.** Conversion of hydrocarbon gases to synthesis gas in a reversed-flow filtration combustion reactor // *Chem. Eng. J.* — 2016. — V. 292. — P. 183–189. — <http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2016.02.013>.

13. **Polianczyk E. V., Dorofeenko S. O.** Conversion of hydrocarbons to synthesis gas in a counterflow moving bed filtration combustion reactor // *Int. J. Hydrogen Energy*. — 2019. — V. 44, N 8. — P. 4079–4089. — DOI: 10.1016/j.ijhydene.2018.12.117.
14. **Glushko V. P., Medvedev V. A.** *Thermal Constants of Substances*. — New York: Hemisphere Publ. Co., 1990.
15. **Равич М. Б.** Эффективность использования топлива. — М.: Наука, 1977.
16. **Schult D. A., Matkowsky B. J., Volpert V. A., Fernandez-Pello A. C.** Forced forward smolder combustion // *Combust. Flame*. — 1996. — V. 104. — P. 1–26. — [https://doi.org/10.1016/0010-2180\(95\)00102-6](https://doi.org/10.1016/0010-2180(95)00102-6).
17. **Huang H. J., Ramaswamy S.** Modeling biomass gasification using thermodynamic equilibrium approach // *Appl. Biochem. Biotechnol.* — 2009. — V. 154, N 1-3. — P. 14–25.
18. **Duan W., Yu Q., Xie H., Liu J., Wang K., Qin Q., Han Z.** Thermodynamic analysis of synergistic coal gasification using blast furnace slag as heat carrier // *Int. J. Hydrogen Energy*. — 2016. — V. 41, N 3. — P. 1502–1512.
19. **Fortunato B., Brunetti G., Camporeale S. M., Torresi M., Fornarelli F.** Thermodynamic model of a downdraft gasifier // *Energy Convers. Manag.* — 2017. — V. 140. — P. 281–294.

Поступила в редакцию 08.09.2020.

После доработки 21.10.2020.

Принята к публикации 28.10.2020.
