

ПАРОВЫЕ КОТЛЫ, ЭНЕРГЕТИЧЕСКОЕ ТОПЛИВО,  
ГОРЕЛОЧНЫЕ УСТРОЙСТВА  
И ВСПОМОГАТЕЛЬНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ КОТЛОВ

ПРИМЕНЕНИЕ ASPEN PLUS ДЛЯ МОДЕЛИРОВАНИЯ СОСТАВА  
СИНТЕЗ-ГАЗА В ПРОЦЕССЕ ПАРОВОЙ БЕСКИСЛОРОДНОЙ  
ГАЗИФИКАЦИИ БИОМАССЫ<sup>1</sup>

© 2021 г. С. А. Шевырёв\*

Кузбасский государственный технический университет им. Т.Ф. Горбачева,  
Весенняя ул., д. 28, Кемерово, 650000 Россия

\*e-mail: ssa.pmahp@kuzstu.ru

Поступила в редакцию 12.09.2020 г.

После доработки 20.10.2020 г.

Принята к публикации 23.12.2020 г.

Процесс газификации – это один из способов получения водорода, все чаще используемых в мировой практике. При его промышленной реализации в качестве газифицирующего агента наибольшее распространение получила парокислородная смесь. Однако перегретый пар более перспективен в этой роли, так как вода служит донором водорода. Отсутствие кислорода в газифицирующем агенте крайне важно. Это не только позволяет экономить топливо, не окисляя его в процессе газификации, но и снижает стоимость синтез-газа вследствие отсутствия энергозатратных установок разделения воздуха для получения кислорода. Перегретый водяной пар для ведения процесса газификации можно получать на тепловых электрических станциях различной тепловой и электрической мощности. Это позволит производить перегретый пар в широком диапазоне температур, давлений и с большим расходом для газогенераторов с высокой удельной тепловой мощностью. Моделирование такого процесса осуществлено в программном комплексе Aspen Plus, широко используемом во многих странах для моделирования химико-технологических и энергетических систем. Процесс газификации моделируется в нем, как правило, с применением реакторов типа RYield или RGibbs. Показаны результаты влияния температуры (750–965°C) и давления (от 0.1 до 3.0 МПа) перегретого водяного пара на состав синтез-газа. В зависимости от давления и температуры перегретого водяного пара получаемый синтез-газ может быть использован в качестве топлива для энергоустановок (энергетическое направление) или в качестве исходного материала для получения разнообразных химических веществ, например водорода, синтетического жидкого топлива и др. Осуществлено сравнение результатов моделирования с литературными данными, которое показало расхождение не более 15%.

*Ключевые слова:* биомасса, паровая бескислородная газификация, синтез-газ, полигенерация, тепловая электрическая станция, водородная энергетика, Aspen Plus, синтетическое жидкое топливо

DOI: 10.1134/S0040363621080099

В связи со значительным изменением климата на планете, ростом выбросов CO<sub>2</sub> и повышением средней температуры многие страны планируют существенное сокращение потребления ископаемого топлива и переход на возобновляемые источники энергии и биомассу для выработки тепловой и электрической энергии. Важная роль в этом процессе отводится освоению и развитию новых технологических процессов. Например, развиваются концепции Power-to-X, X-to-Liquid [1], согласно которым предполагается использовать в комбинации или раздельно электрическую энергию, углекислый газ, биомассу и продукты ее переработки в целях получения различных химиче-

ских веществ, таких как водород, синтетические жидкие топлива, диметилвый эфир, метанол и др. [2]. Особое значение при этом уделяется получению водорода. Концепция развития водородной энергетики имеется, например, в Германии, где реализуется так называемый “энергетический поворот” с постепенным значительным увеличением доли возобновляемого топлива в энергетике [3]. При этом стоит отметить, что если ранее потребление твердого топлива (угля) для выработки электрической энергии в Германии составляло 50–60%, то в настоящее время оно снизилось до 20% [4].

Универсальной технологией, в которой могут успешно сочетаться выработка тепловой и электрической энергии, а также получение водорода и

<sup>1</sup> Исследование выполнено при финансовой поддержке Российского научного фонда (грант № 20-79-00012).

других химических веществ, является газификация. Реализация этой технологии должна осуществляться в полигенерирующих комплексах [5], так как это позволяет значительно повысить эффективность протекающих процессов и снизить стоимость получаемых продуктов. В качестве газифицирующего агента при газификации следует использовать перегретый водяной пар, что даст возможность получать максимальное количество синтез-газа оптимального состава для дальнейшего его нетопливного применения. Здесь речь идет о сравнении идеализированных процессов [6], потому что в неидеальных условиях все очень индивидуально и иногда паровая бескислородная газификация может проигрывать парокислородной технологии [7].

Перегретый пар может быть произведен в классическом цикле Ренкина с нетрадиционным перераспределением материальных (тепловых) потоков. Это позволит получать перегретый пар с требуемыми давлением и температурой, а также большим расходом для применения его в газогенераторах с высокой удельной тепловой мощностью. Моделирование такого процесса представляет собой очень интересную задачу. При этом необходимо определить влияние параметров перегретого пара на характеристики газовых продуктов, получаемых в процессе газификации.

Цель настоящей работы – осуществить моделирование процесса получения перегретого пара в условиях полигенерации и установить зависимость состава газовых продуктов после газогенератора от давления и температуры перегретого пара.

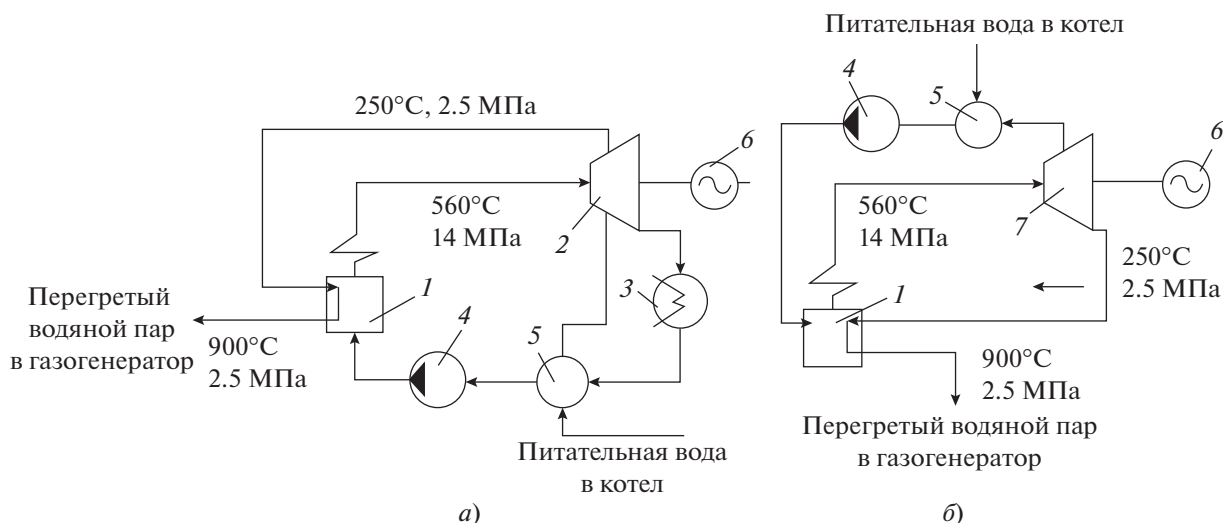
## МЕТОДОЛОГИЯ ИССЛЕДОВАНИЯ

Подробное описание концепции полигенерации (энерготехнологическая схема – ЭНТЕС) представлено в [7, 8]. Ее основой являются способ получения перегретого пара и нетрадиционное перераспределение потоков между паровым котлом и паровой турбиной (рис. 1).

Из парового котла 1 перегретый пар подается в паровую турбину (может быть любого типа) 2 или 7. Из нее перегретый пар с пониженными давлением и температурой снова возвращается в котел, где в изобарном процессе повторно нагревается до более высокой температуры. Далее он направляется на газификацию. При этом температура пара, поступающего на газификацию, может составлять до 1000°C, а давление не должно превышать 3 МПа.

В России существует государственный стандарт [9], в котором описаны различные материалы и сплавы, предназначенные для применения при температуре менее 1000°C и давлении до 3 МПа. Срок службы этих материалов может составлять от 1 года и более в зависимости от температуры пара. Например, если в дополнительном парогенераторе температура пара будет около 850°C, то ожидаемый срок его службы может составить около 11 лет. Возможными материалами для изготовления такого дополнительного пароперегревателя может быть, например, сталь 40X25H20 или сплав 40X20H35.

Моделирование процессов полигенерации при использовании турбины с противодавлением выполнено в программном комплексе Aspen Plus. Он



**Рис. 1.** Принципиальные схемы получения перегретого водяного пара при использовании конденсационной турбины (а) и турбины с противодавлением (б).

1 – паровой котел; 2 – конденсационная или теплофикационная турбина; 3 – конденсатор; 4 – насос; 5 – регенеративный теплообменник; 6 – электрогенератор; 7 – турбина с противодавлением (значения давлений и температур показаны в качестве возможного варианта)

обладает большими функциональными возможностями и потому широко используется для моделирования химико-технологических систем [10].

**МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ**

Для моделирования энерготехнологической схемы процесса горения в котле при производстве перегретого пара и газификации в ЭНТЕС использовали биомассу в виде буковых опилок.

*Исходные данные для расчета*

Биомасса (буковые опилки) имеет следующие характеристики (обозначения даны в соответствии с [11, 12]):

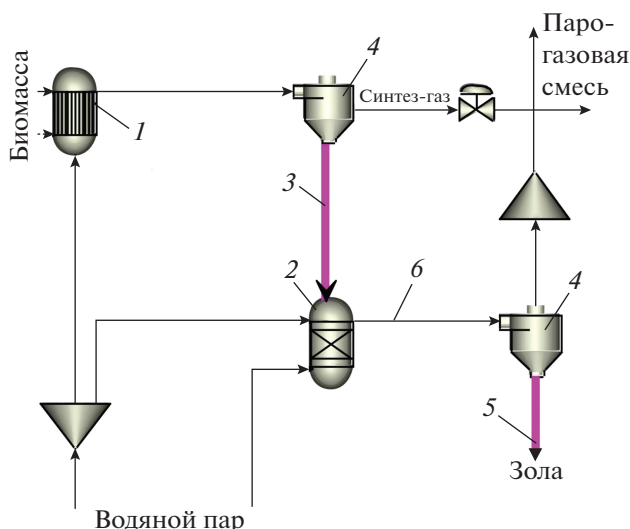
Влажность $W^{ar}$ , % .....	7.4
Зольность $A^d$ , % .....	0.9
Выход летучих веществ $V^d$ , % .....	84.2
Связанный углерод, % .....	14.9
Содержание, %:	
углерода $C^d$ .....	49.5
водорода $H^d$ .....	6.1
кислорода $O^d$ .....	43.4
азота $N^d$ .....	0.13
серы $S^d$ .....	0.01
Низшая теплота сгорания $Q_{н}$ , МДж/кг .....	15.5

Расход биомассы для ведения процесса горения принимали равным 1 кг/с, для непосредственного процесса газификации – 3 кг/с. Соотношение биомасса : водяной пар для моделирования газификации составляло 0.55 (при учете суммарного расхода пара в обе камеры газогенератора, модель которого приведена на рис. 2).

Для моделирования процесса паровой газификации принят двухстадийный газогенератор [13]. Газогенератор в моделировании имеет две камеры, и в модели каждая камера моделируется как отдельный реактор. В качестве модели для первой и второй камер газогенератора взяты реакторы RGibbs, которые обеспечивают моделирование равновесных реакций без необходимости ввода стехиометрических уравнений и количественного задания выходов продуктов реакций. Расчеты основываются на минимизации свободной энергии Гиббса  $\Delta G$  всех возможных химических реакций в модели

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S,$$

где  $\Delta H$  – изменение энтальпии химической реакции, кДж/кг;  $T$  – температура, К;  $\Delta S$  – изменение энтропии химической реакции, кДж/(кг · К).



**Рис. 2.** Модель двухстадийного газогенератора в Aspen Plus.

1 – первая камера двухстадийного газогенератора, предназначенная для предварительной газификации биомассы перегретым паром; 2 – вторая камера газогенератора для непосредственной газификации перегретым паром; линии 3 и 5 – коксовый остаток и зола соответственно; 4 – циклон для отделения твердых частиц от газовой смеси; 6 – парогазовая смесь, в которой содержатся синтез-газ и твердые частицы

При этом заранее определяются вещества-реагенты и возможные продукты, образующиеся в этих реакциях.

Первый реактор RGibbs моделирует образование нелетучего углерода при недостатке перегретого пара для полного протекания газификации биомассы. В этом процессе происходит удаление из биомассы летучих веществ и влаги вследствие подвода тепловой энергии с перегретым паром. Параметры перегретого пара на входе в первый реактор варьировались следующим образом: температура от 750 до 965°C, давление от 0.1 до 3.0 МПа. Все горючие вещества, полученные при предварительной газификации биомассы (камера 1 на рис. 2), сжигались для производства тепловой и электрической энергии [7]. Снижение температуры и давления перегретого пара перед первой и второй камерами газогенератора моделировалось при использовании редуциционно-охладительной установки путем дросселирования пара и добавления холодной воды.

Второй реактор RGibbs моделирует процесс непосредственной газификации в среде перегретого пара (камера 2 на рис. 2). Температура и давление перегретого пара во втором реакторе такие же, как и на входе в первый. Расход перегретого пара во второй реактор подобран с условием максимизации содержания водорода, CO и CH<sub>4</sub> в получаемом синтез-газе.

**Таблица 1.** Массовый расход  $G$ , кг/с (в числителе), и массовая доля  $G_x$ , % (в знаменателе), компонентов сухого синтез-газа после второй камеры газогенератора при постоянной температуре и различном давлении

Компонент	$G/G_x$ при $p$ , МПа						
	0.1	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0
CO <sub>2</sub>	1.94/82.7	1.84/80.6	1.63/79.7	1.58/79.1	1.54/78.7	1.52/78.4	1.50/78.1
H <sub>2</sub>	0.164/7.0	0.136/6.4	0.124/6.1	0.117/5.9	0.112/5.7	0.108/5.6	0.105/5.5
CO	0.149/6.2	0.150/7.1	0.149/7.3	0.148/7.4	0.147/7.5	0.146/7.5	0.145/7.5
CH <sub>4</sub>	0.095/4.1	0.126/5.9	0.142/6.9	0.152/7.6	0.16/8.1	0.166/8.6	0.172/8.9

**Таблица 2.** Мольный расход  $V$ , кмоль/с (в числителе), и мольная доля  $V_x$ , % (в знаменателе), компонентов сухого синтез-газа после второй камеры газогенератора при постоянной температуре и различном давлении

Компонент	$V/V_x$ при $p$ , МПа						
	0.1	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0
CO <sub>2</sub>	0.0440/32.2	0.0390/32.5	0.0370/32.8	0.0360/33.0	0.0350/33.2	0.0340/33.3	0.0340/33.4
H <sub>2</sub>	0.0810/59.6	0.0680/56.4	0.0620/54.6	0.0580/53.4	0.0560/52.5	0.0540/51.7	0.0520/51.0
CO	0.0052/3.8	0.0054/4.5	0.0053/4.7	0.0053/4.9	0.0052/4.9	0.0052/5.0	0.0052/5.1
CH <sub>4</sub>	0.0059/4.3	0.0078/6.5	0.0088/7.8	0.0095/8.7	0.0100/9.4	0.0104/10.0	0.0107/10.5

#### Влияние давления на состав синтез-газа

Целевым продуктом в разработанной ЭНТЕС является синтез-газ (CO + H<sub>2</sub>), который формируется во второй камере газогенератора. Далее из него могут быть получены различные химические вещества, в том числе и водород. Результаты расчета состава синтез-газа при газификации перегретым паром при постоянной температуре (около 965°C) и различном давлении для второй камеры газогенератора показаны в табл. 1 и 2. Концентрации других газов (пределных и непределных углеводородов) ввиду их относительно низкой концентрации приняты равными 0 и не учитывались в представленных данных.

#### Влияние температуры на состав синтез-газа

Так как при изменении давления перегретого водяного пара при постоянной температуре был найден оптимум (максимальное содержание CO + H<sub>2</sub>) по давлению, равный 0.5 МПа для конкретных условий моделирования, то именно это давление принято в качестве неизменного параметра при варьировании температуры перегретого водяного пара. Результаты влияния температуры пара на состав синтез-газа при постоянном давлении представлены в табл. 3 и 4.

### ВЕРИФИКАЦИЯ РЕЗУЛЬТАТОВ МОДЕЛИРОВАНИЯ

Для подтверждения достоверности результатов математического моделирования состава синтез-

газа после второй камеры газогенератора (взаимодействие коксового остатка и перегретого водяного пара) их сравнивали с собственными экспериментальными данными, а также литературными данными других авторов.

В ранее проведенных экспериментальных исследованиях (методика приведена в [14]) получены результаты по паровой бескислородной газификации смеси древесных опилок при атмосферном давлении и температуре  $t_2$  в слое газифицируемого материала около 845°C (кривая 1 на рис. 3). Смесь древесных опилок имеет следующие характеристики, %:

Влажность $W^{ar}$ .....	5.09
Зольность $A^d$ .....	0.27
Выход летучих веществ $V^d$ .....	77.79
Содержание, %:	
азота $N^d$ .....	0.16
углерода $C^d$ .....	46.69
водорода $H^d$ .....	5.76

Полученные параметры удовлетворительно описывают содержание углекислого газа, метана, CO и водорода, что согласуется с результатами математического моделирования (интерполяция данных табл. 2 и 4). В итогах эксперимента, как и в результатах моделирования, можно отметить высокое содержание CO<sub>2</sub> в объеме получаемого газа. Такое содержание CO<sub>2</sub> в синтез-газе характерно в целом для биомассы [15].

**Таблица 3.** Массовый расход  $G$ , кг/с (в числителе), и массовая доля  $G_x$ , % (в знаменателе), компонентов сухого синтез-газа после второй камеры газогенератора при постоянном давлении и различной температуре

Компонент	$G/G_x$ при $t$ , °C				
	750	800	850	900	965
CO <sub>2</sub>	1.570/81.91	1.620/81.97	1.660/81.81	1.690/81.43	1.710/80.62
H <sub>2</sub>	0.096/5.02	0.108/5.44	0.116/5.74	0.125/6.05	0.136/6.41
CO	0.047/2.47	0.067/3.38	0.086/4.26	0.111/5.37	0.150/7.06
CH <sub>4</sub>	0.203/10.6	0.183/9.22	0.166/8.19	0.148/7.14	0.126/5.92

**Таблица 4.** Мольный расход  $V$ , кмоль/с (в числителе), и мольная доля  $V_x$ , % (в знаменателе), компонентов сухого синтез-газа после второй камеры газогенератора при постоянном давлении и различной температуре

Компонент	$V/V_x$ при $t$ , °C				
	750	800	850	900	965
CO <sub>2</sub>	0.097/36.49	0.104/35.45	0.109/34.61	0.114/33.7	0.12/32.53
H <sub>2</sub>	0.048/48.82	0.053/51.32	0.058/53.06	0.062/54.69	0.068/56.45
CO	0.0017/1.73	0.0024/2.29	0.0031/2.83	0.004/3.49	0.0054/4.48
CH <sub>4</sub>	0.0127/12.95	0.0114/10.94	0.0103/9.95	0.009/8.11	0.008/6.55

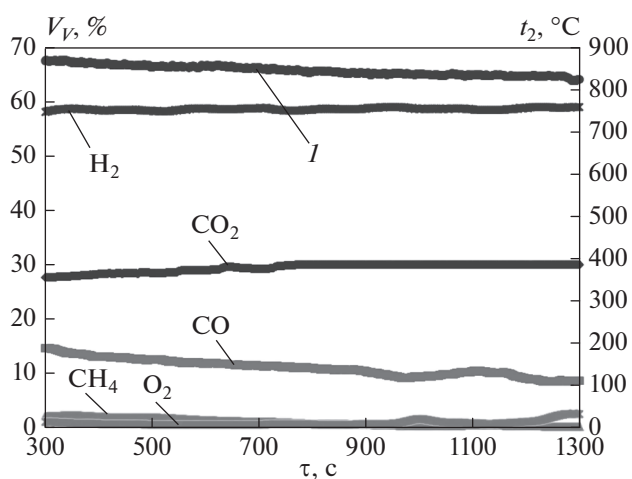
Было проведено сравнение состава синтез-газа, полученного в результате математического моделирования, с литературными данными, в частности с [13]. В этой работе приведен обзор по паровой газификации биомассы в двухстадийных газификаторах и показаны типичные составы получаемого в них газа [13, рис. 11].

Также можно отметить, что результаты работы [13] удовлетворительно согласуются не только с экспериментальными данными автора (см. рис. 3), но и с итогами математического моделирования (см. табл. 2, 4) по определенным элементам. Различия в составе газа по отдельным компонентам связаны с тем, что в двухстадийных газогенераторах в первой камере для получения нелетучего углерода используется воздух, тогда как в предлагаемой концепции ЭНТЕС предварительная газификация осуществляется перегретым паром. Таким образом, имеется различие в способе подготовки газифицируемого материала.

В работе [16] на образцах белой бумаги и желтой сосновой щепы проведены исследования паровой бескислородной газификации не только с внутренним, но и с внешним подводом тепла. Состав синтез-газа, полученного при 900–950°C в результате этих экспериментов, представлен на рис. 4. Эти данные также удовлетворительно согласуются с результатами математического моделирования, особенно по содержанию H<sub>2</sub> и CO<sub>2</sub>.

Таким образом, можно отметить, что результаты математического моделирования в Aspen Plus для буковых опилок при заданных условиях моделирования удовлетворительно согласуются с ре-

зультатами экспериментальных исследований и могут быть использованы, например, для технико-экономической оценки стоимости синтез-газа и получаемых из него различных веществ. При сравнении результатов моделирования с собственными экспериментальными данными автора (по методике исследований, представленной в [14]), а также с литературными данными можно отметить расхождение по концентрации компонентов не более 15% (в собственных экспериментальных ис-



**Рис. 3.** Зависимости от времени и температуры объемной доли компонентов газовой смеси  $V_V$ , измеренные поточным газоанализатором, при газификации коксового остатка смеси древесных опилок ( $t_2 = 845^\circ\text{C}$ )

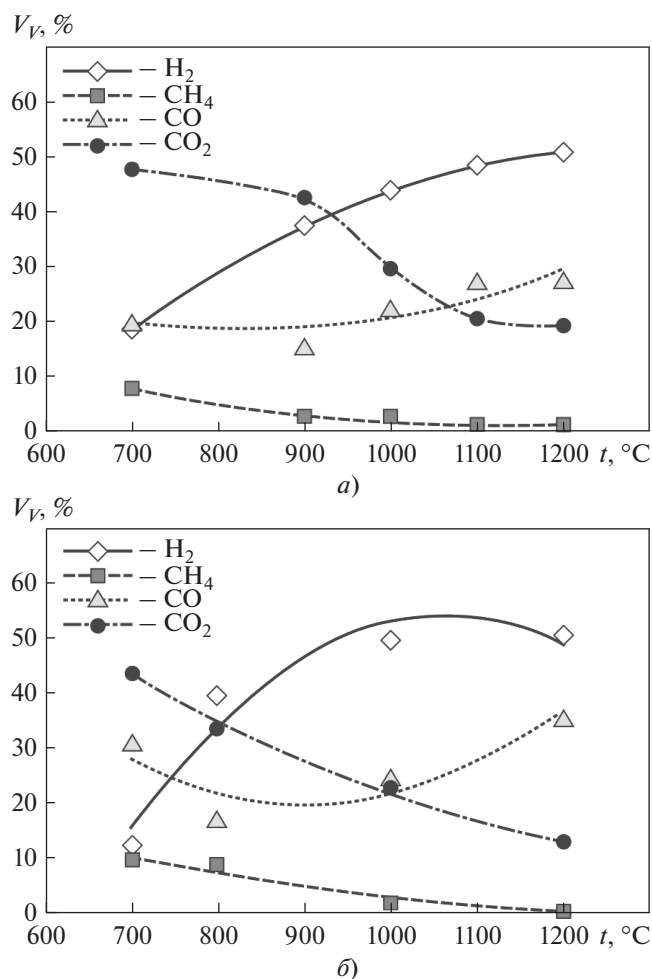


Рис. 4. Состав синтез-газа при газификации бумаги (а) и древесины (б) [16]

следованиях автора погрешность измерения концентрации компонентов в составе синтез-газа составила не более 5%).

## ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

По данным табл. 1–4 можно сделать следующие выводы.

Повышение давления благоприятно сказывается на содержании метана в общем объеме газовой смеси. При этом суммарно уменьшается содержание в ней компонентов CO и H<sub>2</sub>, которые необходимы для производства, например, синтетических жидких топлив (СЖТ). По результатам моделирования для принятых условий существует некоторый оптимум по давлению, составляющий 0.5 МПа, при котором наблюдается максимальное содержание целевых компонентов в синтез-газе, а значит, и количество СЖТ, получаемых из него при таком давлении, будет максимальное. Повышение давления позволяет снизить общее

содержание углекислого газа в составе синтез-газа, однако это снижение не будет значительным. Для использованного образца биомассы при повышении давления образование CO<sub>2</sub> снижается примерно на 5.5%.

Концентрация метана при увеличении давления существенно возрастает – более чем в 2 раза в объеме получаемой смеси. Наличие большого количества метана при повышении давления в ЭНТЕС позволит значительно увеличить выработку электрической и тепловой энергии либо сэкономить исходное топливо. Достигнуть этого можно сжиганием горючей смеси, состоящей в основном из метана. Например, при давлении перегретого пара 3 МПа теплота сгорания метана при известном его расходе (см. табл. 1, 2) может составлять

$$Q_m = q_m G = 50 \times 0.172 = 8.6 \text{ МДж,}$$

где  $q_m$  – удельная теплота сгорания метана, МДж/кг.

При газификации биомассы в среде перегретого водяного пара и разделении процесса газификации на две зоны (предварительная и основная) в составе синтез-газа после второй зоны отмечается довольно высокое содержание CO<sub>2</sub> и относительно низкое содержание CO. Так как в процессе синтеза химических веществ основные строительные элементы – это CO и H<sub>2</sub>, то даже при условии большого количества водорода в газовой смеси (см. табл. 1–4) более значимую роль играет наличие CO в составе синтез-газа. При этом изменение давления перегретого водяного пара весьма незначительно влияет на изменение концентрации CO<sub>2</sub> в составе синтез-газа. Поэтому употребление биомассы для генерации синтез-газа и использования его в нетопливной сфере может иметь существенные ограничения.

Температура перегретого водяного пара также оказывает существенное влияние на состав синтез-газа. Это особенно заметно для его горючих компонентов – CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>.

При повышении температуры в исследованном интервале наблюдается значительное возрастание количества целевых компонентов в объеме газовой смеси. Это позволяет, например, существенно увеличить либо образование СЖТ в процессе Фишера – Тропша, либо получение водорода.

Повышение температуры благоприятно сказывается на понижении концентрации CO<sub>2</sub> в объеме газовой смеси (см. табл. 3, 4). При этом, как и при повышении давления, снижение образования CO<sub>2</sub> не столь значительно.

Вследствие роста количества целевых компонентов в составе синтез-газа (CO + H<sub>2</sub>) снижается содержание метана. Это, в свою очередь, может

сильно влиять на выработку тепловой и электрической энергии. При более низкой температуре и более высоком давлении в синтез-газе содержится большее количество метана, чем при высокой температуре, что может придать ЭНТЕС большую энергетическую эффективность при условии, что весь синтез-газ будет, например, сожжен в газовой турбине или котельном агрегате с получением перегретого пара для газификации. Тогда возможно достижение значительно более высоких показателей энергетического использования исходного газифицируемого материала и, соответственно, снижение выбросов вредных веществ в окружающую среду, в том числе количества CO<sub>2</sub> на единицу вырабатываемой тепловой и электрической энергии.

В целом при изменении давления и температуры перегретого водяного пара, используемого для газификации нелетучего углерода с минеральной частью, можно условно выделить два режима газификации. Они могут определять целевое применение синтез-газа по энергетическому и химическому направлениям.

*Энергетическое направление.* В газогенераторе необходимо обеспечить повышенное давление и пониженную температуру для получения наиболее калорийного газа, в основном благодаря повышенному содержанию метана в объеме газовой смеси. В отдельных режимах (по результатам моделирования) после выделения водорода из синтез-газа концентрация метана в объеме газовой смеси может достигать почти 25% (табл. 5).

*Химическое направление.* В газогенераторе необходимо поддерживать давление близкое к атмосферному при максимально возможной температуре. Тогда в синтез-газе будет наибольшее содержание CO и H<sub>2</sub>.

При этом следует отметить как минимум два фактора, ограничивающих выработку синтез-газа как в том, так и в другом направлении. Во-первых, плавкостные характеристики золы, которые определяют максимальную температуру в газогенераторе. При этом температура перегретого пара зависит также от материала труб и условий теплообмена между дымовыми газами и перегретым паром. Во-вторых, давление перегретого водяного пара. По условиям прочности труб пароперегревателя оно не должно превышать 3 МПа, тогда как нижнее его значение должно быть таким, чтобы обеспечивалась возможность транспортировать синтез-газ по трубам в пределах ЭНТЕС и проводить с ним различные технологические операции. По объективным причинам давление синтез-газа не может быть равно атмосферному давлению, оно всегда должно его превышать, чтобы максимально снизить затраты на установку компрессорного оборудования, которое должно иметь взрывобезопасное исполнение из-за

**Таблица 5.** Состав сухого синтез-газа после выделения H<sub>2</sub> при давлении 200 кПа и температуре 697°С в газогенераторе

Компонент	G, кг/с	G <sub>x</sub> , %	V, кмоль/с	V <sub>x</sub> , %
CO <sub>2</sub>	1.63	87.0	0.037	72.2
CO	0.033	1.8	0.001	2.3
CH <sub>4</sub>	0.21	11.2	0.013	25.5

транспортируемой среды. Кроме того, повышение давления позволяет снизить стоимость синтез-газа благодаря сокращению капитальных и эксплуатационных издержек.

## ВЫВОДЫ

1. Разработанная концепция полигенерации с реализацией паровой бескислородной газификации биомассы позволяет получать синтез-газ с различным содержанием CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> и CH<sub>4</sub>. Чтобы синтез-газ имел требуемый состав, можно изменять температуру и давление перегретого водяного пара, используемого при его получении.

2. Изменяя температуру и давление перегретого водяного пара в процессе газификации, можно менять характеристики синтез-газа в зависимости от его целевого назначения. Можно выделить энергетическое и химическое направления использования синтез-газа, получаемого в процессе паровой бескислородной газификации в условиях полигенерации.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. **Potential** for hydrogen and power-to-liquid in a low-carbon EU energy system using cost optimization / H. Blanco, W. Nijs, J. Ruf, A. Faaij // Appl. Energy. 2018. V. 232. P. 617–639. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2018.09.216>
2. **Direct** conversion of syngas to aromatics: A review of recent studies / X. Yang, X. Su, D. Chen, T. Zhang, Y. Huang // Chin. J. Catal. Sci. Press. 2020. V. 41. Is. 4. P. 561–573. [https://doi.org/10.1016/S1872-2067\(19\)63346-2](https://doi.org/10.1016/S1872-2067(19)63346-2)
3. **Coal** phase-out in Germany – implications and policies for affected regions / P.-Y. Oei, H. Hermann, P. Herpich, O. Holtmüller, B. Lünenbürger, C. Schult // Energy. 2020. V. 196. P. 117004. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117004>
4. **Keles D., Yilmaz H.Ü.** Decarbonisation through coal phase-out in Germany and Europe – impact on emissions, electricity prices and power production // Energy Policy. 2020. V. 141. P. 111472. <https://doi.org/10.1016/j.enpol.2020.111472>
5. **Analysis** of biomass polygeneration integrated energy system based on a mixed-integer nonlinear programming optimization method / N. Wu, X. Zhan, X. Zhu, Z. Zhang, J. Lin, S. Xie, C. Menga, L. Cao, X. Wang,

- N. Shah et al. // J. Clean. Prod. 2020. V. 271. P. 122761. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.122761>
6. **Мановян А.К.** Технология переработки природных энергоносителей. М.: Химия; КолосС, 2004.
  7. **Паровая** бескислородная газификация в условиях полигенерации / С.А. Шевырёв, П.А. Стрижак, Р.-Ю. Дитрих, А.Р. Богомолов // Изв. ТПУ. Инжиниринг георесурсов. 2021. Т. 332. № 2. С. 44–58. <https://doi.org/10.18799/24131830/2021/2/3042>
  8. **Shevyrev S.A., Bogomolov A.R.** Production of superheated steam for oxygen-free steam gasification at thermal power plant // AIP Conf. Proc. American Institute of Physics Inc. 2019. V. 2135. Is. 1. P. 020053. <https://doi.org/10.1063/1.5120690>
  9. **ГОСТ 5632-2014.** Нержавеющие стали и сплавы коррозионно-стойкие, жаростойкие и жаропрочные. Марки (с изменением № 1). Межгосударственный стандарт. Введ. 01.01.2015. М.: Стандартинформ, 2016.
  10. **Kartal F., Özveren U.** A deep learning approach for prediction of syngas lower heating value from CFB gasifier in Aspen plus® // Energy. 2020. V. 209. P. 118457. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.118457>
  11. **ГОСТ 27313-2015.** Топливо твердое минеральное. Обозначение показателей качества и формулы пересчета результатов анализа на различные состояния топлива (перизд. с поправкой). Межгосударственный стандарт. Введ. 01.04.2017. М.: Стандартинформ, 2016.
  12. **ГОСТ 17070-87.** Угли. Термины и определения (с поправкой). Межгосударственный стандарт. Введ. 01.07.1989. М.: Изд-во стандартов, 2003.
  13. **Karl J., Pröll T.** Steam gasification of biomass in dual fluidized bed gasifiers: A review // Renewable and Sustainable Energy Rev. 2018. V. 98. P. 64–78. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.09.010>
  14. **Богомолов А.Р., Шевырёв С.А., Алексеев М.В.** Перспективы высокотемпературной газификации угля и шлама // Теплоэнергетика. 2013. № 2. С. 77–80.
  15. **Gasification** of biowaste: a critical review and outlooks / J. Watson, Y. Zhang, B. Si, W.-T. Chen, R. de Souza // Renewable Sustainable Energy Rev. 2018. V. 83. P. 1–17. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.10.003>
  16. **Hydrogen** production by high-temperature steam gasification of biomass and coal / S.N. Kriengsak, R. Buczynski, J. Gmurczyk, A. K. Gupta // J. Environ. Eng. Sci. 2009. V. 26. № 4. P. 739–744. <https://doi.org/10.1089/ees.2008.0246>

## Application of the Aspen Plus Software Package for Simulation of the Synthesis-Gas Composition in Oxygen-Free Steam Gasification of Biomass

S. A. Shevyrev\*

*Gorbachev Kuzbass State Technical University, Kemerovo, 650000 Russia*

*\*e-mail: ssa.pmahp@kuzstu.ru*

**Abstract**—The gasification process is among the hydrogen production methods finding ever increasing application in the world practice. In its industrial implementation, a steam-oxygen mixture is employed most often as a gasifying agent. However, superheated steam is more promising for this purpose, since water is a hydrogen donor. It is essential to have an oxygen-free gasifying agent. This not only saves fuel eliminating its oxidation in the gasification process but also reduces the cost of synthesis gas (syngas) due to the fact that energy-consuming air separation units for oxygen production are not needed. Superheated steam for the gasification process can be generated at thermal power plants of various thermal and electrical power. This will enable the superheated steam to be generated at conditions in a wide range of temperatures and pressures and with high flowrates as required for gas generators with high specific thermal power. This process was modeled in the Aspen Plus software package widely used for simulation of chemical process and power systems in many countries of the world. The gasification process is generally modeled using the RYield or RGibbs reactor. The effect of superheated steam temperature (750–965°C) and pressure (0.1 to 3.0 MPa) of the syngas composition is demonstrated. Depending on the superheated steam pressure and temperature, the generated syngas can be used as a fuel for power units (in power industry) or as a feedstock for the production of various chemicals, such as hydrogen and synthetic liquid fuel. Comparison of the simulation results with the published data revealed that their difference does not exceed 15%.

**Keywords:** biomass, oxygen-free steam gasification, syngas, polygeneration, thermal power plant, hydrogen energy, Aspen Plus, synthetic liquid fuel