

Г. И. Пальченко, С. В. Василевич, О. С. Рабинович, В. А. Бородуля

## ПОЛУЧЕНИЕ ВОДОРОДА ПУТЕМ ТЕРМОКАТАЛИТИЧЕСКОЙ ПАРОВОЙ И $\text{CO}_2$ -КОНВЕРСИИ БИОМАССЫ В ПСЕВДООЖИЖЕННОМ СЛОЕ

**Введение.** Водородная энергетика относится к технологиям, обеспечивающим сокращение эмиссии вредных веществ, включая "парниковый" диоксид углерода, в атмосферу. Переход на использование водородного топлива способствует решению проблем глобального изменения климата, энергетической безопасности и ухудшения состояния окружающей среды. Существующие технологии получения  $\text{H}_2$ , основанные на использовании ископаемых топлив (преимущественно природного газа), имеют ряд недостатков, таких как рост цен на сырье, обусловленный истощением его природных запасов, а также эмиссия  $\text{CO}_2$ . Альтернативой является производство  $\text{H}_2$  на основе возобновляемых источников сырья и энергии, например путем термохимической конверсии растительной биомассы – местного возобновляемого,  $\text{CO}_2$ -нейтрального топлива с малыми примесями серы, азота и золы.

Ежегодный глобальный прирост биомассы (органического вещества, связанного с жизнедеятельностью растительного и животного мира) примерно на порядок больше мирового потребления энергии. Потенциальные резервы биотоплива в республике Беларусь в настоящее время оцениваются в 5-6 млн. т у. т./год, а к 2010 г. возрастут до 9,5 млн. т у. т./год [1]. Эти оценки учитывают нестроевую древесину, отходы лесозаготовок, деревообработки, фитомассу быстрорастущих кустарников и трав, торф. Кроме того, существенным потенциальным источником сырья для получения водорода также служат твердые бытовые отходы, осадки сточных вод, высоковлажные отходы целлюлозно-бумажной и пищевой промышленности, гидролизный лигнин и т.п.

Газификация биомассы представляет собой развивающуюся технологию, которая может быть использована для производства топливных или технологических газов с высоким содержанием  $\text{H}_2$  и  $\text{CO}$  и, будучи интегрированной в комбинированные теплосиловые циклы, для выработки электроэнергии в газовой турбине или топливном элементе с более высокой эффективностью, чем при прямом сжигании биотоплива. Кондиционирование (очистка от смол и нежелательных примесей) и повышение качества синтез-газа (оптимизация отношения  $\text{H}_2/\text{CO}$ ) позволяют применять его в качестве сырья для производства метанола или жидкого топлива (процесс Фишера – Тропша) [2]. Дополнительная переработка (максимизация содержания  $\text{H}_2$ , тонкая очистка от примесей) приводит к получению чистого водорода.

Биомасса обладает такими недостатками, как низкое массовое содержание водорода (~6 %), высокое содержание кислорода (~40 %) и низкая теплотворная способность. Кроме того, при термохимической конверсии биомассы в состав газообразных продуктов переходят смолы – высокомолекулярные органические соединения, конденсирующиеся при температуре 60 – 80 °С, щелочные металлы, в первую очередь калий, хлор и соединения серы, которые служат причиной выхода из строя катализаторов конверсии, систем сероочистки и керамических фильтров, вызывают отложения на металлических и торкретированных поверхностях газопроводов на выходе из газификатора и их коррозию. При осуществлении конверсии в кипящем (КС) или циркулирующем кипящем (ЦКС) слое смолы калий, особенно в присутствии хлора, способствует агломерации материала слоя и срыву процесса псевдооживления и

конверсии в целом. Для обеспечения высоких термической, экономической и экологической эффективности и надежности производства водорода из биомассы необходимо решение проблем, связанных с указанными недостатками сырья. Это требует: осуществления первичного пиролиза биомассы в среде с избытком водяного пара для смещения условий равновесия в сторону выхода  $H_2$ ; создания благоприятных условий для проведения вторичной паровой конверсии синтез-газа для повышения в нем содержания водорода в результате шифт-реакции водогазового замещения  $CO + H_2O = CO_2 + H_2$ ; окисления части сырья для обеспечения автотермичности процесса таким образом, чтобы предотвратить окисление водорода и разбавление синтез-газа инертными составляющими (азотом, диоксидом углерода и т.п.); применения катализаторов, способствующих деструкции (крекингу) смол и ускорению процессов конверсии в температурных режимах, оптимальных по условиям предотвращения агломерации слоя и эмиссии щелочных металлов и галогенов в агрессивных формах.

Существует широкий спектр промышленно выпускаемых катализаторов на базе никеля, используемых в процессах риформинга нефти и природного газа. Подтверждена их высокая эффективность также в случае горячего кондиционирования продуктов газификации биомассы [3]. Кроме высокой активности в отношении деструкции смол они способствуют конверсии метана и легких углеводородов в  $H_2$  и  $CO$  (при  $T > 700$  °C), а также проявляют определенную активность при паровой шифт-конверсии  $CO$  в  $CO_2$  с увеличением концентрации  $H_2$ . Некоторые исследования показали, что  $Ni$ -катализаторы обеспечивают также разложение аммиака на  $N_2$  и  $H_2$  (реверс-реакция) в синтез-газе.

Нормальной работе этих катализаторов препятствует их дезактивация под воздействием ядов (серы, хлора, щелочных металлов) и коксования поверхности при высоком содержании смол в газе. Коксовые отложения удаляются путем высокотемпературной регенерации, однако повторяющееся воздействие высоких температур может привести к спеканию, фазовым трансформациям катализатора и переходу никеля в газовую фазу.

В [4] и [5] разработаны никель-алюмооксидные катализаторы с высоким содержанием  $Ni$  для повышения выхода и качества синтез-газа в "Waterloo"-процессе быстрого пиролиза биомассы, направленного на получение водорода. Задачей исследований было снижение коксования катализатора, для чего использовались два различных подхода. Первый состоял в модификации носителя ( $\alpha-Al_2O_3$ ) путем введения магния и лантана с целью улучшить адсорбцию водяного пара и тем самым повысить скорость поверхностной газификации. Второй подход заключался во введении дополнительных активных металлов (кобальта и хрома), чтобы замедлить осаждение кокса. Активированные кобальтом и хромом никелевые катализаторы на основе  $MgO-La_2O_3-\alpha-Al_2O_3$  показали наивысшую эффективность в отношении выхода  $H_2$  и продолжительности службы.

Целью настоящей работы являлось определение оптимальных условий ввода модельных промышленных катализаторов в реактор с кипящим слоем (в качестве материала первичного КС при различных концентрациях или вторичного стационарного слоя) в зависимости от характеристик древесной биомассы (в частности, размера частиц) и способа ее подачи в слой с учетом влияния температуры и состава газообразного агента конверсии (водяного пара, диоксида углерода). Для оценки эффективности конверсии при различных условиях результаты измерений сравнивались с расчетами термодинамически равновесного состава синтез-газа.

**Экспериментальный стенд и методика измерений.** Эксперименты проводились на высокотемпературном стенде с кипящим слоем с внутренней циркуляцией материала (рис. 1).

Основным элементом стенда является электрообогреваемый реактор (внутренний диаметр  $D_i = 55$  мм) с кипящим слоем, изготовленный из нержавеющей стали. Высота реактора над газораспределительной решеткой составляет 0,5 м. Решетка состоит из слоя шамотной крошки толщиной 1,5 см, зажатого между двойными слоями жаростойкой сетки с ячейкой 0,5 мм. Температура слоя в реакторе измеряется с помощью хромель-алюмелевой термопары 12 с открытым спаем (диаметр электродов 0,5 мм, изоляция – двухканальная керамическая соломка, помещенная в жаропрочную металлическую трубку), подключенной через многоканальный интерфейс к персональному компьютеру. Термопара может перемещаться по высоте реактора для измерения вертикального профиля температуры. Реактор снабжен наружным электронагревателем в виде нихромовой спирали, обеспечивающим необходимый температурный режим. Мощность нагревателя регулируется вручную в зависимости от температуры в слое. Реактор и спираль нагревателя покрыты тепловой изоляцией 3 из смеси каолина и шамотной крошки и поверх нее – защитным металлическим кожухом, что гарантирует достаточно высокую тепловую инерционность установки.

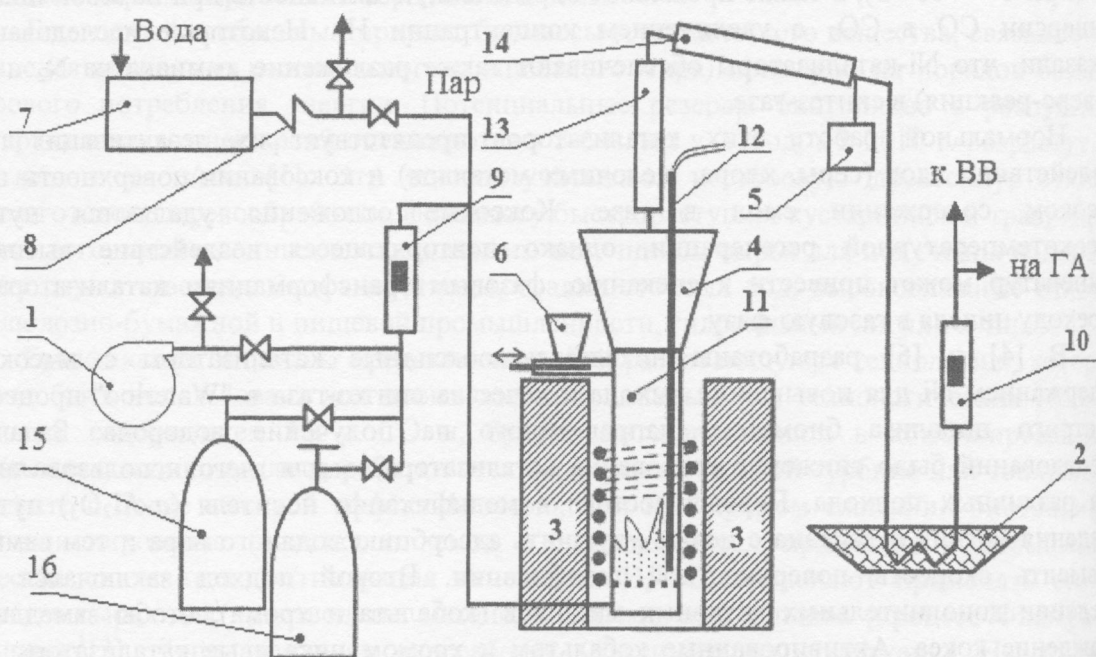


Рис. 1. Схема экспериментального стенда: 1 – воздуходувка, 2 – водолеяная ванна, 3 – тепловая изоляция, 4 – конфузор, 5 – конденсатоотводчик, 6 – питатель биомассы, 7 – парогенератор, 8 – пароперегреватель, 9 и 10 – ротаметры, 11 – реактор с кипящим слоем, 12 – термопара, 13 – холодильник, 14 – конденсатор; 15, 16 – баллоны со сжатыми диоксидом углерода и азотом соответственно; ВВ – вытяжной вентилятор, ГА – газоанализатор

Кипящий слой инертного дисперсного материала (песок, диаметр частиц  $d_p = 0,25$  мм, кажущаяся плотность  $\rho_p = 2540$  кг/м<sup>3</sup>) создавался за счет псевдооживления газообразным агентом газификации, в качестве которого использовались перегретый водяной пар (чистый или в смеси с азотом) и диоксид углерода. Псевдооживляющие агенты  $\text{CO}_2$  и  $\text{N}_2$  подавались из баллонов со сжатым газом, а источником пара служил



электрический парогенератор 7, снабженный электрическим пароперегревателем 8, что обеспечивало температуру на входе в реактор выше температуры насыщения. Предусмотрена также подача в реактор воздуха с помощью вентилятора 1. Расходы холодных газов перед реактором измерялись ротаметром 9, а необходимый расход пара задавался с помощью предварительно откалиброванной регулирующей арматуры. Объемный расход газа во всех опытах составлял 0,3 нл/с.

Продукты конверсии на выходе из конфузора сначала попадают в металлический водоохлаждаемый холодильник 13, а после него – в стеклянный конденсатор 14, что способствует конденсации пиролизных смол, осаждаемых на стенках холодных газоходов, и водяного пара. Конденсат последнего собирался в конденсатоотводчике 5. Окончательная осушка продуктов конверсии осуществлялась за счет их глубокого охлаждения в водолеяной ванне 2. Среднее содержание смол (в виде отложений на стенках) определялось взвешиванием холодных газоходов до и после опыта, а средний расход пара – путем взвешивания конденсата. Отложения на стенках после взвешивания удалялись органическими растворителями. Содержание смол в конденсате устанавливалось с помощью низкотемпературного конвективного испарения влаги при 50 °С. Как правило, оно составляло 0,4-0,5 % от массы загрязненного конденсата. Расход неконденсирующихся газов на выходе из системы измерялся ротаметром 10, затем осуществлялся отбор газов на газовый анализ (ГА), после чего они направлялись к вытяжному вентилятору (ВВ).

В качестве модельной биомассы использовалась сосновая древесина влажностью 8 % в виде мелкодисперсных опилок и относительно крупных цилиндров. Характеристики биомассы представлены в табл. 1.

Таблица 1

Характеристики модельной биомассы

Характеристика	Вид биомассы	
	Крупные цилиндрические частицы, Б1	Опилки, Б2
Диаметр частицы, d, мм	8	ситовая фракция 1,0-1,6 мм
Длина, L, мм	5-30	
Расход сырья, кг/ч	0,42	0,45
Плотность, $\rho$ , кг/м <sup>3</sup>	540	
Влажность, $W^p$ , мас. %	8	
Зольность, $A^p$ , мас. %	0,9	
Углерод, $C^p$ , мас. %	46,5	
Водород, $H^p$ , мас. %	5,5	
Кислород, $O^p$ , мас. %	38,5	
Азот, $N^p$ , мас. %	0,6	
Летучие, $V^r$ , мас. %	90,0	
$Q_n^p$ , МДж/кг	17,03	

Исследовались три основные композиции псевдоожижающего газа (агента газификации) – водяной пар, водяной пар в смеси с азотом и диоксид углерода (состав см. в табл. 2).

Характеристики модельных катализаторов описаны в табл. 3. Дисперсные катализаторы К-1 и К-2 добавлялись непосредственно в КС, а таблетки К-3 размещались во вторичном стационарном слое (один горизонтальный ряд из семи таблеток) в надслоевом объеме на входе в конфузор.

Таблица 2

Состав псевдоожижающего газа

Обозначение	Г-1	Г-2	Г-3
Состав	Водяной пар, H <sub>2</sub> O	Водяной пар + азот, H <sub>2</sub> O + N <sub>2</sub>	Диоксид углерода, CO <sub>2</sub>
Расход газа, нл/с	0,3	0,1 + 0,2	0,3

Таблица 3

Характеристика модельных катализаторов

Обозначение	Катализатор	Форма и размеры частиц	Кажущаяся плотность, кг/м <sup>3</sup>	Объемная доля катализатора в КС, X <sub>c</sub>
К-1	Никелевый*	Цилиндры с поперечным размером 2,5 мм и длиной 5-8 мм	1100	0 – 0,2
К-2	Медно-хромовый*	Сферы со средним диаметром 0,7 мм	1760 кг/м <sup>3</sup>	0 – 0,1
К-3	Никелевый*	Таблетки высотой 14 мм и диаметром 16 мм с семью продольными отверстиями диаметром 3 мм	—	—

\* Катализатор на алюмооксидном носителе.

**Расчет равновесного состава.** Расчеты термодинамически равновесных концентраций продуктов конверсии проводились численно методом элементарных потенциалов, основанным на принципе минимума свободной энергии (Гиббса) для системы равновесного состава [6]. Энергия Гиббса для смеси компонентов определяется выражением

$$G = \sum_{k=1}^K \bar{g}_k N_k, \quad (1)$$

где  $\bar{g}_k$  – энергия Гиббса  $k$ -го компонента,  $N_k$  – число молей  $k$ -го компонента в системе,  $K$  – число химических компонентов в системе.

Для смесей идеальных газов и идеальных растворов энергия Гиббса  $k$ -го компонента

$$\bar{g}_k = g_k(T, P) + RT \ln X_k, \quad (2)$$

где  $g_k(T, P)$  - энергия Гиббса чистого компонента, определенная при заданных температуре и давлении,  $R$  - универсальная газовая постоянная,  $X_k$  - мольная доля  $k$ -го компонента.

Равновесный состав системы при заданных температуре и давлении рассчитывается путем минимизации выражения (2) при ограничениях, накладываемых начальным атомарным составом системы и составом продуктов, выбираемым согласно анализу механизма рассматриваемого химического процесса и (или) экспериментальным данным. На основании анализа литературных источников в настоящей работе рассматривался следующий состав допустимых компонентов смеси: С (твердый),  $H_2$ ,  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $CH_4$ ,  $CH_2$ ,  $C_2H_2$ ,  $C_2H_4$ ,  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$ ,  $C_6H_6$ . Коксовый остаток, образующийся в результате пиролиза древесины, с учетом ее малой зольности рассматривался как твердый углерод (графит). Специальные опыты показали, что в условиях эксперимента при температуре КС  $700^\circ C$  выход кокса и летучих при пиролизе крупной древесной частицы (Б-2) составляет соответственно 10 и 90 % (на сухую массу). Эта же пропорция в первом приближении была принята при определении исходного состава реагентов в случае конверсии опилок (Б-1).

**Результаты и обсуждение.** На рис. 2 показаны экспериментальные зависимости массового отношения среднего расхода смол к расходу биомассы от температуры слоя  $T_b$  при конверсии крупных частиц древесины Б-2:

- КС песка (инертный);
- КС песка с добавкой первичных катализаторов К-1 (массовая доля  $X_c = 0,2$ ) и К-2 ( $X_c = 0,1$ );
- КС песка с установленным над ним вторичным стационарным слоем катализатора К-3.

В качестве агентов газификации использовались пар (массовое отношение пар/биомасса равно 1,6) и диоксид углерода ( $CO_2$ /биомасса равно 5).

Видно (рис. 2), что выход смол снижается с ростом  $T_b$ , причем в инертном КС (в том числе с вторичным каталитическим слоем) - монотонно во всем исследованном интервале температур, а в каталитическом - до  $\approx 700^\circ C$ . При газификации в инертном КС тип агента газификации не оказывает существенного влияния.

С введением в слой катализатора К-1 выход смол снижается: незначительно при газификации в  $CO_2$  и более существенно (на 2 - 6 %) - в водяном паре, особенно при более низких температурах слоя. При  $T_b \geq 700^\circ C$  отношение смола/биомасса стабилизируется при паровой конверсии на уровне 10 %. В отсутствие катализатора в слое почти такое же содержание смол достигается при  $T_b = 750^\circ C$ . При конверсии в  $CO_2$  этот уровень примерно на 0,5 % выше.

Первичный катализатор К-2 ( $CuO \cdot Cr_2O_4/\gamma-Al_2O_3$ ) по сравнению с К-1 показал более высокую активность при  $CO_2$ -газификации и паровой газификации.



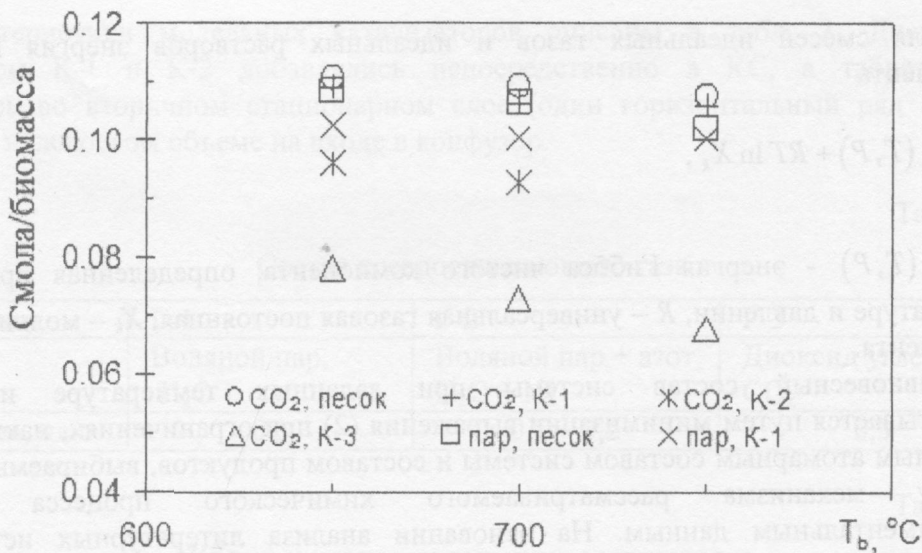


Рис. 2. Массовое отношение смола/биомасса на выходе из реактора с КС в зависимости от температуры слоя, типа катализатора и агента газификации

Однако наивысшая эффективность каталитической деструкции смолы (более 93 % при 750 °С, рис. 2) наблюдается при использовании вторичного катализатора К-3 в процессе CO<sub>2</sub>-газификации.

Этот результат в значительной степени связан с особенностями гидродинамики бинарного КС. Крупные частицы биомассы на стадии выхода влаги и летучих в исследуемых условиях плавают на верхней границе слоя, тогда как частицы их коксового остатка циркулируют внутри КС. Это приводит к тому, что газообразные продукты пиролиза выделяются в надслоевое пространство и их контакт с частицами первичного катализатора, служащего материалом КС, неэффективен, поскольку происходит только в разреженной зоне динамических выбросов материала из слоя. В случае же размещения катализатора во вторичном слое все продукты пиролиза эффективно контактируют с ним (следует оговориться, что в условиях опытов температура вторичного слоя могла быть ниже, чем температура КС в связи с отсутствием электрического обогревателя и тепловой изоляции в верхней части реактора).

В общем случае следует учитывать возможность сегрегации частиц катализатора в слое песка. Частицы катализатора К-1, существенно менее плотные и более крупные, чем песок, имеют тенденцию скапливаться в верхней части КС, что равноценно увеличению их эффективной концентрации в слое при конверсии крупнодисперсной биомассы. Сегрегацией частиц катализатора К-2 с относительно небольшими размерами ( $2,8 d_p$ ) и плотностью ( $0,7 \rho_p$ ) можно пренебречь.

Влияние размера частиц биомассы, температуры слоя и концентрации в нем первичного катализатора на эффективность паровой газификации показано на рис. 3. Приведен состав сухих газообразных продуктов паровой газификации опилок Б-1 в инертном КС в зависимости от температуры слоя (рис. 3, а) и сухих продуктов газификации крупных древесных цилиндров Б-2 в КС в зависимости от содержания в нем катализатора К-1 при постоянной температуре 700 °С (рис. 3, б).

Сравнение приведенных данных при  $T_b = 700$  °С и  $X_c = 0$  (отсутствие катализатора) показывает, что при газификации мелких опилок концентрация H<sub>2</sub> (31,9 %) на 9 % выше, чем при газификации крупных частиц (22,9 %). Содержание CO, напротив, в

первом случае ниже (20,4 %), чем во втором (46,1 %). Для мелких опилок соотношение  $H_2/CO$  (1,6) соответственно выше, чем для крупных цилиндров (0,5).

Существенное снижение содержания  $CO$  в продуктах паровой термохимической конверсии биомассы в инертном КС наблюдается (рис. 3, а) с ростом температуры при одновременном (менее значительном) увеличении концентраций водорода и метана и практическом постоянстве содержания  $CO_2$ .

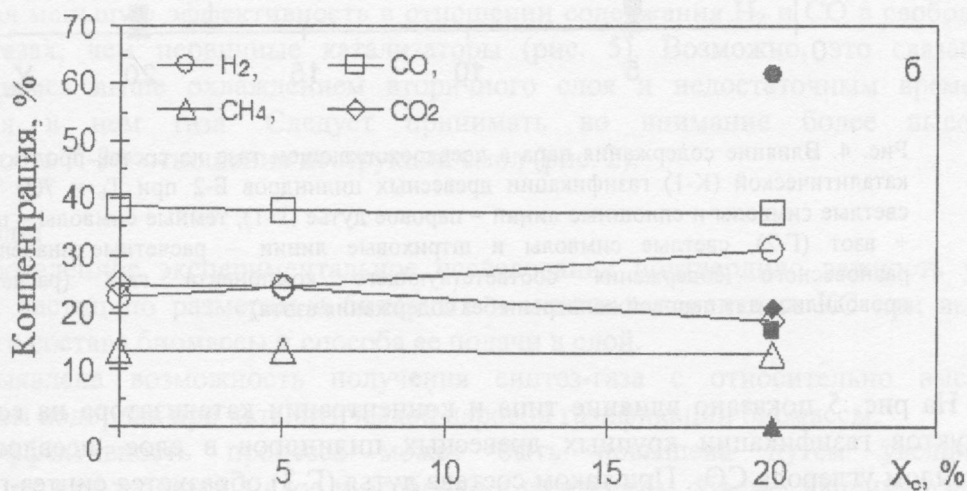
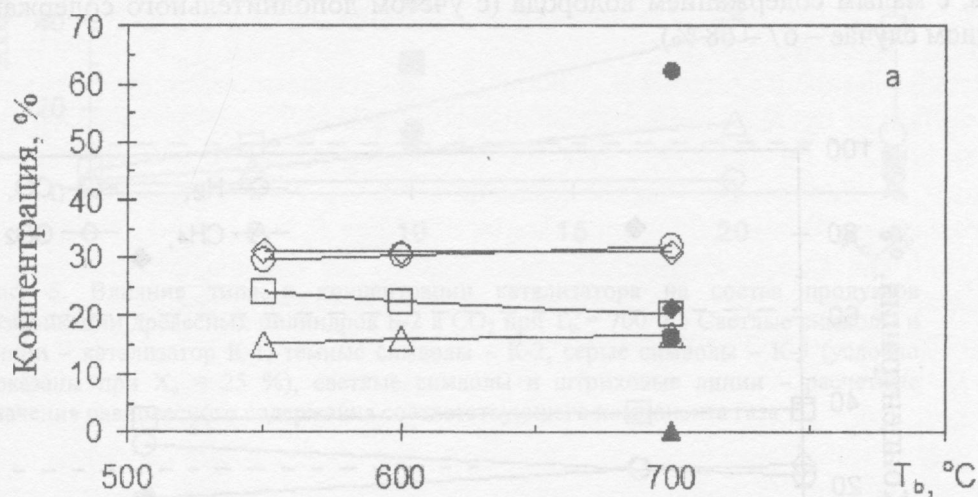


Рис. 3. Состав сухих газообразных продуктов паровой газификации биомассы в зависимости от размера частиц биомассы: светлые символы – экспериментальные данные, темные – расчетные равновесные концентрации при  $T_b = 700^\circ C$ ; а) опилки Б-1, инертный КС; б) цилиндры Б-2, инертный и каталитический КС,  $T_b = 700^\circ C$

При введении в слой первичного катализатора и увеличении его концентрации значительно возрастает концентрация  $H_2$  и падают концентрации  $CO$  и особенно  $CO_2$  при неизменном содержании метана (рис. 3, б).

Максимальные экспериментальные значения концентрации водорода (рис. 3) существенно ниже расчетных равновесных значений, что указывает на недостаточное время пребывания газов в реакторе. Это отражает потенциал повышения выхода



водорода, в частности, за счет создания условий для риформинга метана, концентрация которого достаточно высока, тогда как равновесное содержание близко к нулю.

Влияние содержания пара в псевдоожижающем газе на состав продуктов газификации (сухих, свободных от  $N_2$ ) крупных древесных цилиндров Б-2 в КС, содержащем первичный катализатор К-1, иллюстрируют экспериментальные данные (рис. 4). При уменьшении расхода пара и его разбавлении азотом значительно снижаются концентрации  $H_2$ ,  $CO$  и  $CH_4$  и растет содержание  $CO_2$ . Такая ситуация типична для паровоздушной газификации и приводит к получению низкокалорийного газа, с малым содержанием водорода (с учетом дополнительного содержания азота, в данном случае – 67 – 68 %).

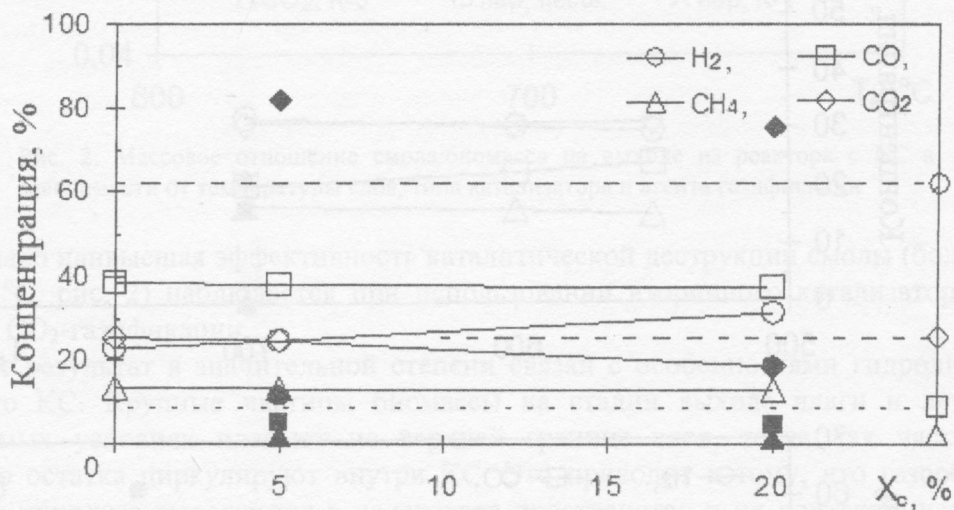


Рис. 4. Влияние содержания пара в псевдоожижающем газе на состав продуктов каталитической (К-1) газификации древесных цилиндров Б-2 при  $T_b = 700^\circ C$ : светлые символы и сплошные линии – паровое дутье (Г-1), темные символы – пар + азот (Г-2), светлые символы и штриховые линии – расчетные значения равновесного содержания соответствующего компонента газа (расчеты проводились для паровой конверсии без содержания азота)

На рис. 5 показано влияние типа и концентрации катализатора на состав сухих продуктов газификации крупных древесных цилиндров в слое, псевдоожиженном диоксидом углерода  $CO_2$ . При таком составе дутья (Г-3) образуется синтез-газ с малым содержанием водорода и относительно высоким –  $CO$ , причем содержание последнего резко возрастает за счет падения концентрации  $CO_2$  при увеличении содержания в слое первичного катализатора (К-1). Это связано с протеканием шифт-реакции, равновесие которой при избытке смещается в сторону  $H_2$  и  $CO$ .

Ограниченные опытные данные для первичного катализатора К-2 ( $CuO \cdot Cr_2O_4 / \gamma-Al_2O_3$ ), приведенные на рис. 5, указывают на его более высокую эффективность по сравнению с традиционными  $Ni$ -катализаторами при  $CO_2$ -газификации. Тот же вывод следует из данных по конверсии смол (рис. 2). Это косвенно согласуется с результатами работ [4, 5], выражающими эффективность модификации никелевых катализаторов путем присадок хрома. Полученный результат требует более детальной экспериментальной проверки.

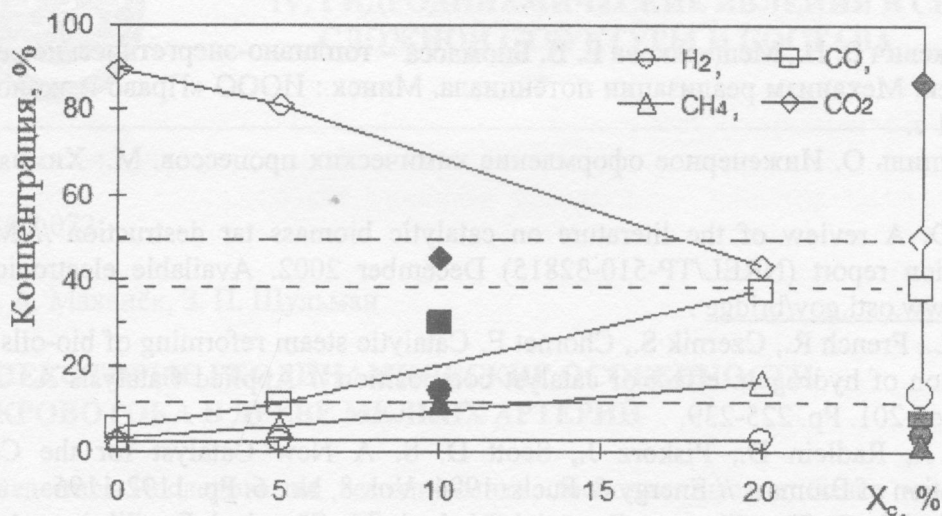


Рис. 5. Влияние типа и концентрации катализатора на состав продуктов газификации древесных цилиндров Б-2 в  $CO_2$  при  $T_b = 700$  °С: Светлые символы и линии – катализатор К-1, темные символы – К-2, серые символы – К-3 (условно показаны при  $X_c = 25$  %), светлые символы и штриховые линии – расчетные значения равновесного содержания соответствующего компонента газа

Вторичный катализатор К-3, размещенный в один ряд в стационарном слое над КС, показал меньшую эффективность в отношении содержания  $H_2$  и  $CO$  в свободных от смол газах, чем первичные катализаторы (рис. 5). Возможно, это связано с упоминавшимся выше охлаждением вторичного слоя и недостаточным временем пребывания в нем газа. Следует принимать во внимание более высокую эффективность К-3 в отношении деструкции смол (рис. 2).

### Выводы

1. Проведенное экспериментальное исследование подтвердило важность учета сегрегации частиц по размерам в бинарных и многокомпонентных КС при выборе дисперсного состава биомассы и способа ее подачи в слой.
2. Выявлена возможность получения синтез-газа с относительно высоким содержанием водорода при каталитической паровой газификации биомассы.
3. Эффективность процесса может быть повышена путем увеличения концентрации катализатора в слое и особенно в надслоевом объеме, например, за счет проведения процесса в ЦКС и оптимизации распределения температуры и отношения пар/биомасса по высоте реактора.
4. При газификации биомассы в  $CO_2$  установлена перспективность применения первичного медно-хромового катализатора, на что указывает близость состава синтез-газа к равновесному.

### Обозначения

$d_p$  – диаметр частицы, мм; КС – кипящий слой;  $\rho_p$  – кажущаяся плотность,  $kg/m^3$ ;  $T_b$  – температура в кипящем слое, °С;  $X_c$  – объемное содержание катализатора, %.

## Литература

1. Ермашкевич В. Н., Мещерякова Е. В. Биомасса – топливно-энергетические ресурсы Беларуси. Механизм реализации потенциала. Минск.: ИООО «Право и экономика». 2001. 81 с.
2. Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов. М.: Химия, 1969. 624 с.
3. Daton D. A review of the literature on catalytic biomass tar destruction // Milstone completion report (NREL/TP-510-32815) December 2002. Available electronically at <http://www.osti.gov/bridge>.
4. Garcia L., French R., Czernik S., Chornet E. Catalytic steam reforming of bio-oils for the production of hydrogen: effect of catalyst composition // Applied Catalysis A: General. 2000. Vol. 201. Pp. 225-239.
5. Arauzo J., Radlein D., Piskorz J., Scott D. S. A New Catalyst for the Catalytic Gasification of Biomass // Energy & Fuels. 1994. Vol. 8, No. 6. Pp. 1192-1196.
6. Reynolds W. C. The Element Potential Method for Chemical Equilibrium Analysis: Implementation in the Interactive Program STANJAN. Department of Mechanical Engineering, Stanford University, 1986.