

5. Жовмир Н.М., Гелетуха Г.Г., Железная Т.А., Слёнкин М.В. Обзор технологий совместного сжигание биомассы и угля на электрических станциях зарубежных стран // Промышленная теплотехника. – 2006. – Т. 28, № 2. – С. 75-85.

6. Paisley M.A., Overend R.P., Welch M., Igoe B.M. FERCO's Silvagas biomass gasification process commercialization opportunities for power, fuels, and chemicals. Proc. of Second World Biomass Conference. 10-14 May 2004, Rome, Italy. – P. 1675-1678.

7. Ising M., Gil J., Unger C. Gasification of biomass in a circulating fluidised bed with special respect to tar reduction. Proc. of First World Biomass

Conference, 5-9 June 2000, Sevilla, Spain. – P. 1775-1778.

8. Ising M., Unger C., Gil J., Balke U. Gasification of biomass in a circulating fluidised bed for the generation of power and heat. Proc. of First World Biomass Conference, 5-9 June 2000, Sevilla, Spain. – P. 1793-1796.

9. Ising M., Unger C., Heinz A., Althaus W. Cogeneration from biomass gasification by producer gas-driven block heat and power plants. Proc. of Twelfth European Biomass Conference, 17-21 June 2002, Amsterdam, the Netherlands. – P. 1033-1036.

Получено 10.03.2006 г.

УДК 662.63

БАШТОВОЙ А.И.<sup>1</sup>, СКЛЯРЕНКО Е.В.<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Институт общей энергетики НАН Украины

<sup>2</sup>Институт технической теплофизики НАН Украины

## МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ ДРЕВЕСИНЫ

Розроблено математичну модель газифікації деревних відходів у новому типі газифікаторів. Отримано нестационарні розподіли температур газу і частинок, витрат газових компонентів і вуглецю. Методика дозволяє отримати детальну інформацію про параметри робочого процесу при роботі газифікатора при різних навантаженнях, його налагодженні та випробуваннях.

Разработана математическая модель газификации древесных отходов в новом типе газификаторов. Получены нестационарные распределения температур газа и частиц, расходов газовых компонентов и углерода. Методика позволяет получить детальную информацию о параметрах рабочего процесса при работе газификатора на различных нагрузках, его наладке и испытаниях.

We have constructed a mathematical model of the gasification of wood waste in a gasifier of new type. We have obtained nonstationary distributions of gas and particle temperatures as well as gas and carbon flow rates. This method enables one to obtain detailed information on the parameters of the working process under different loads of the gasifier, its adjustment and tests.

$A$  – доля золы в исходном сырье;

$c$  – удельная теплоемкость (истинная при соответствующей температуре);

$D_1, D_2$  – внутренние диаметры реактора и оболочки соответственно;

$E$  – энергия активации;

$G_j$  – массовые расходы газовых компонент,  $j = 1 \dots 6$ ;

$k$  – константа скорости реакции;

$k_0$  – предэкспоненциальный множитель;

$L$  – длина реактора;

$P$  – порозность плотного слоя;

$Pr$  – число Прандтля для газа;

$Q_T$  – тепловой поток от газовой оболочки к реактору;

$q$  – теплота испарения влаги;

$R$  – универсальная газовая постоянная;

$S_p$  – площадь поверхности частицы;

$T$  – температура;

$u$  – скорость;

$V$  – выход летучих частиц на рабочую массу;

$v$  – объем частицы;

$W$  – влажность;

$x$  – координата вдоль оси реактора;

$\alpha$  – коэффициент теплоотдачи;  
 $\beta$  – коэффициент избытка воздуха;  
 $\delta$  – диаметр шара, объем которого равняется объему частицы;  
 $\gamma$  – доля исходного водорода, которая выделяется в виде  $H_2$ ;  
 $\eta$  – динамическая вязкость;  
 $\varphi_k$  – доли образующихся в процессе пиролиза веществ,  $k = 1...7$ ;  
 $\lambda$  – коэффициент теплопроводности;  
 $\mu$  – молекулярная масса;  
 $\rho$  – плотность;  
 $\sigma$  – коэффициент, учитывающий отличие формы частиц от шарообразной;

$\xi$  – функция выхода летучих веществ из частиц;  
 $\psi_i$  – массовая доля компонентов  $i$  в составе сырья,  $i = 1...5$ ;  
 $\zeta$  – функция испарения влаги из частиц.

#### **Индексы нижние**

$b$  – выгорание;  
 $g$  – величина относится к газу;  
 $p$  – величина относится к частице;  
 $s$  – величина относится к твердой фазе;  
 $st$  – величина относится к частицам сажи в газе;

0 – начальное значение величины.

#### **Индексы верхние**

\* – величина относится к частицам сажи в газе.

## **1. Введение**

Со времен СССР энергетика Украины была ориентирована на использование первичных энергоносителей (природного газа, нефти, угля), запасы которых ограничены и цены на которые стремительно растут. В частности, с начала 2005 г. цена туркменского газа, который обеспечивает значительную часть энергопотребления страны, выросла почти на 40 %. В этих условиях особую актуальность приобретает изыскание путей выработки энергии из возобновляемых источников. В последние годы это направление привлекает большое внимание в большинстве развитых стран. Каждая тысяча киловатт-часов электроэнергии, которая произведена из возобновляемых источников, в среднем предотвращает выбросы в атмосферу 4,2 кг твердых частиц, 5,65 кг оксидов серы, 1,76 кг оксидов азота, а каждая произведенная гигакалория теплоты – 0,2 кг твердых частиц, свыше 3 кг оксидов серы и около 1 кг оксидов азота.

Государственная политика Украины по энергосбережению предусматривает существенное расширение объемов использования нетрадиционных и возобновляемых источников энергии. Осуществляется государственная поддержка создания системы законодательных, финансово-экономических и нормативно-технических мер по обеспечению эффективного функционирования нетрадиционной энергетике на всех этапах ее развития. В Украине до 2010 года должна быть обеспечена экономия традиционных топливно-

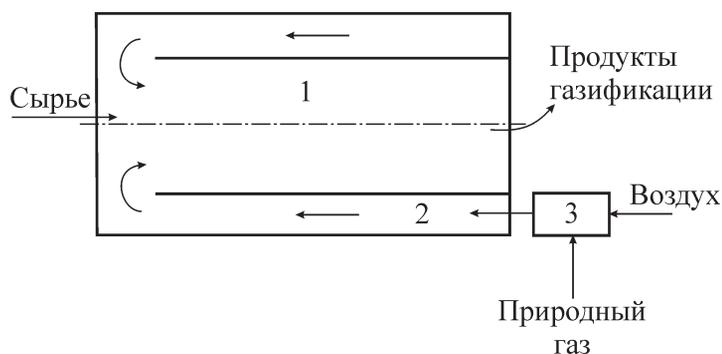
энергетических ресурсов на уровне 8...10% от их общего потребления [1]. Благодаря этому могут быть сэкономлены значительные объемы традиционных энергоносителей и средств из государственного бюджета на их приобретение по импорту.

В соответствии со стратегией развития нетрадиционной энергетике в странах ЕС “White Paper” в 2010 г. биомасса будет покрывать около 74% общего вклада возобновляемых источников энергии, что будет составлять около 9% общего потребления первичных энергоносителей [2]. По всей видимости, биомасса будет представлять собой наиболее мощный сектор использования возобновляемых источников энергии.

Одним из наиболее важных видов биомассы в Украине является древесина. Наша страна в этом отношении имеет значительный потенциал [3], и было бы неразумно его не использовать. Самый старый способ получения энергии из древесины – ее сжигание. Однако в настоящее время в Украине нет налаженного производства современных высокоэффективных дровяных котлов, а стоимость зарубежных котлов очень высока.

Сейчас одним из наиболее эффективных способов переработки древесины является газификация. Существуют различные аппараты для получения горючего газа и древесного угля из дерева, однако они имеют существенные недостатки, а именно, низкую скорость газификации и высокую концентрацию смол в горючем газе.

В Институте технической теплофизики НАН Украины разработан новый способ газификации древесины [4, 5], который устраняет отмеченные



**Рис. 1. Схема аппарата для газификации древесины.**

недостатки. Его суть состоит в том, что исходное сырье подвергается “тепловому удару”, и процесс пиролиза происходит очень быстро. Источником теплоты служат продукты неполного сжигания природного газа. На основе этого метода создан промышленный газификатор. В результате такой “газовой газификации” получается горючий газ и твердый остаток в виде древесного угля.

Для проектирования таких газификаторов и оптимизации рабочего процесса в них необходимо создать метод расчета подобных аппаратов. Настоящая работа посвящена построению математической модели тепловых и физико-химических процессов в газификаторе для древесины.

На рис. 1 показана упрощенная схема аппарата для реализации этой технологии. Его основным элементом является горизонтальный цилиндрический реактор 1 со шнеком, который обеспечивает продвижение сырья вдоль реактора в режиме плотного слоя. Реактор 1 окружен оболочкой 2, куда из камеры сгорания 3 подаются продукты неполного сжигания природного газа. Они отдают определенное количество теплоты двухфазной смеси в реакторе 1 через его стенку и затем поступают в реактор и двигаются в прямом направлении с сырьем.

## **2. Постановка задачи и основные уравнения**

Задача состоит в нахождении распределения температур твердой фазы и газа, расходов газовых компонент и твердого остатка по длине реактора.

Для упрощения считаем, что частицы исходного сырья монодисперсны. Предполагаем, что

они могут иметь произвольную форму, и вводим коэффициент, учитывающий отличие формы частиц от шарообразной  $\sigma = S_p \delta / v$ . Дисперсный материал состоит из балласта (влага, зола) и органической части, элементами которой являются водород Н, углерод С и кислород О. Их содержание обозначаем через  $\psi_i$ ,  $i = 1 \dots 5$ ,  $\sum_{i=1}^5 \psi_i = 1$ .

Пусть выход летучих веществ на рабочую массу составляет  $V$ . Динамика испарения влаги и выхода летучих задается в зависимости от локальной температуры твердой фазы  $T_s$  с помощью функций  $\zeta$  и  $\xi$ . Весь органический состав древесины пропорционально распределяется на такие вещества: углерод С, который может выходить из древесины в виде частиц сажи и реагировать с соответствующими компонентами газовой смеси (см. ниже), газы  $H_2$ ,  $CH_4$ ,  $CO_2$ ,  $CO$  и углерод С, остающийся в древесном угле (не выходит из частиц, может только реагировать с теми же компонентами). Доли этих веществ обозначаем через

$$\varphi_{k0}, k = 1 \dots 6, \sum_{k=1}^6 \varphi_{k0} = \psi_3 + \psi_4 + \psi_5;$$

$$\varphi_{10} = A\gamma\psi_3; \varphi_{20} = \gamma\psi_3; \varphi_{30} = 4(1-\gamma)\psi_3; \varphi_{60} = 1-V; \quad (1)$$

$$z = \psi_4 - \varphi_{10} - 3(1-\gamma)\psi_3 - \varphi_{60}; y = (1/4)(8z - 3\psi_5);$$

$$\varphi_{40} = (11/3)(z-y); \varphi_{50} = (7/3)y.$$

Здесь коэффициент  $A$  подбирается таким образом, чтобы удовлетворить условия  $\varphi_{50} > 0$  и  $\varphi_{40}/\varphi_{50} \leq 7$  [6]. Кроме того, пусть  $\varphi_{70} = \psi_1$  (водяной пар, выделяющийся из материала).

В формулах (1) использована гипотеза о том, что определенная доля исходного водорода ( $\gamma$ ) выделяется в виде  $H_2$ , а его остаток – в виде углеводородов (для упрощения рассматриваем только метан  $CH_4$ ). Доля углерода в образующемся древесном угле составляет  $\varphi_{60}$ , а остаток С и О распределяется между  $CO$  и  $CO_2$  так, чтобы удовлетворить очевидные соотношения материального баланса. Отметим, что  $\varphi_{k0}$  – это своеобразный потенциал веществ древесины, которые могут образоваться из нее при определенном температурном режиме. Все  $\varphi_{k0}$  отнесены к расходу твердого материала во входном сечении реактора  $G_{s0}$ .

Как известно, продуктами неполного сгорания природного газа являются  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2$  и  $\text{H}_2\text{O}$ . Следовательно, в общем случае газовая смесь в реакторе будет состоять из 6 компонент:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  и  $\text{CH}_4$ , которые ниже обозначаются индексами 1 – 6.

Поскольку в продуктах неполного сгорания природного газа кислород отсутствует, стехиометрическая схема реакций имеет вид



Константы скорости реакций (2) для частиц исходного материала (древесного угля)  $k_1$  и  $k_2$  вычисляются в аррениусовском приближении по температуре твердой фазы  $T_s$ , а  $k_1^*$  и  $k_2^*$  для частиц сажи в газе – по температуре газа  $T_g$  (размеры частиц сажи малы и очень быстро нагреваются до температуры газа) [7]:

$$k_i = k_{i0} \exp\left(-\frac{E_i}{R(T_s + 273)}\right);$$

$$k_i^* = k_{i0} \exp\left(-\frac{E_i}{R(T_g + 273)}\right), \quad i = 1, 2.$$

При вычислении изменения расходов газовых компонент по длине потока в реакторе учитываются реакции (2), испарение влаги и выход летучих. Доли влаги  $\Delta\varphi_7$ , газообразных компонентов  $\Delta\varphi_k$  ( $k = 2...5$ ) и углерода в виде сажистых частиц  $\Delta\varphi_1$ , которые выходят или образуются с изменением температуры твердой фазы на шаге  $\Delta x$ , очевидно, составят

$$\Delta\varphi_7 = \varphi_{70}[\zeta(T_s(x + \Delta x)) - \zeta(T_s(x))];$$

$$\Delta\varphi_k = \varphi_{k0}[\zeta(T_s(x + \Delta x)) - \zeta(T_s(x))], \quad (k = 1...5)$$

(значения  $\varphi$  также отнесены к  $G_{s0}$ ).

Рассчитывая изменение расходов газовых компонент  $G_j$  ( $j = 1...6$ ) за счет реакций (2) подобно [8, 9], запишем уравнения для  $G_j$  в следующем виде:

$$\frac{dG_1}{dx} = \frac{\Delta\varphi_4 G_{s0}}{\Delta x} - \frac{G_2}{u_g} \left[ Hk_1 + \frac{6G_{st}\rho_g}{G_g\rho_{st}\delta_{st}} k_1^* \right], \quad H = \frac{\sigma(1-P)}{\delta P};$$

$$\frac{dG_2}{dx} = \frac{\Delta\varphi_5 G_{s0}}{\Delta x} + \frac{1}{u_g} \left[ 2G_2 \frac{\mu_3}{\mu_2} \left( Hk_1 + \frac{6G_{st}\rho_g}{G_g\rho_{st}\delta_{st}} k_1^* \right) + G_6 \frac{\mu_3}{\mu_6} \left( Hk_2 + \frac{6G_{st}\rho_g}{G_g\rho_{st}\delta_{st}} k_2^* \right) \right]; \quad (3)$$

$$\frac{dG_4}{dx} = \frac{\Delta\varphi_2 G_{s0}}{\Delta x} + \frac{G_6 \mu_5}{u_g \mu_6} \left[ Hk_2 + \frac{6G_{st}\rho_g}{G_g\rho_{st}\delta_{st}} k_2^* \right];$$

$$\frac{dG_5}{dx} = \frac{\Delta\varphi_7 G_{s0}}{\Delta x} - \frac{G_6}{u_g} \left[ Hk_2 + \frac{6G_{st}\rho_g}{G_g\rho_{st}\delta_{st}} k_2^* \right];$$

$$\frac{dG_6}{dx} = \frac{\Delta\varphi_3 G_{s0}}{\Delta x};$$

расход азота постоянный  $G_3 = \text{const}$ .

Подобным образом рассчитывается выгорание углерода в древесном угле:

$$\left( \frac{dG_s}{dx} \right)_b = -\frac{H}{u_g} \left( k_1 G_2 \frac{\mu_8}{\mu_2} + k_2 G_6 \frac{\mu_8}{\mu_6} \right) \quad (4)$$

и частиц сажи в газе:

$$\left( \frac{dG_{st}}{dx} \right)_b = -\frac{6G_{st}\rho_g}{G_g\rho_{st}\delta_{st}u_g} \left( k_1^* G_2 \frac{\mu_8}{\mu_2} + k_2^* G_6 \frac{\mu_8}{\mu_6} \right). \quad (5)$$

Изменение расхода твердой фазы на шаге происходит за счет выхода из древесины влаги, летучих веществ, сажи и выгорания углерода:

$$\Delta G_s = -G_{s0} \left[ \Delta\varphi_7 + \sum_{k=1}^5 \Delta\varphi_k \right] + \left( \frac{dG_s}{dx} \right)_b \Delta x. \quad (6)$$

Тогда суммарное изменение доли частиц сажи в газе составит:

$$\Delta\varphi_1^0 = \Delta\varphi_1 + (\Delta\varphi_1)_b; \quad (\Delta\varphi_1)_b = \left( \frac{dG_{st}}{dx} \right)_b \frac{\Delta x}{G_{s0}}.$$

Наконец, уравнения для температур частиц  $T_s$  и газа  $T_g$  можно представить в виде

$$\begin{aligned} dT_s/dx &= A_1 + A_2 + A_3 + A_4 + A_5; \\ dT_g/dx &= B_1 + B_2 + B_3 + B_4 + B_5, \end{aligned} \quad (7)$$

где первые слагаемые учитывают межфазовый теплообмен, вторые – влияние теплового потока от газовой оболочки, третьи – тепловой эффект химических реакций (2), четвертые – испарение влаги из сырья, пятые – тепловой эффект выхода летучих веществ из сырья. Будем считать, что все тепловые потоки разделяются между фазами пропорционально их водяным эквивалентам. Тогда составляющие уравнений (7) вычисляются следующим образом [10]:

$$A_1 = \frac{\sigma \chi \text{Pr}^{1/3} \lambda_g u_g \rho_g}{4 \delta \eta_g c_s \rho_s u_s} (T_g - T_s);$$

$$B_1 = \frac{\sigma \chi \text{Pr}^{1/3} \lambda_g (1-P)}{4 \delta \eta_g c_g^* P} (T_s - T_g);$$

$$\chi = 1 - 1,164(1-P)^{2/3} \quad (P > 0,4); \quad \chi = 0,56P - 0,052 \quad (P \leq 0,4);$$

$$A_2 = B_2 = \frac{Q_T}{LF};$$

$$A_3 = B_3 = \frac{1}{u_g F} \left\{ \left[ Hk_1 + \frac{6G_{st} \rho_g}{G_g \rho_{st} \delta_{st}} k_1^* \right] \frac{Q_1 G_2}{\mu_2} + \left[ Hk_2 + \frac{6G_{st} \rho_g}{G_g \rho_{st} \delta_{st}} k_2^* \right] \frac{Q_2 G_6}{\mu_6} \right\};$$

$$A_4 = B_4 = -\frac{\Delta \varphi_7 G_{s0} q}{F \Delta \chi}; \quad A_5 = B_5 = \frac{\sum_{k=1}^5 \Delta \varphi_k G_{s0} Q^0}{F \Delta \chi};$$

$$F = G_s c_s + G_g c_g + G_{st} c_{st}.$$

### 3. Алгоритм расчета

Полученная система уравнений (3) – (8) замкнута, и ее можно интегрировать численным методом. Решение усложняется тем, что температура газа на входе в реакционную камеру  $T_{g0}$  заранее неизвестна, поскольку для вычисления  $Q_T$  необходимо знать параметры двухфазной смеси вдоль ее длины. Поэтому метод расчета должен быть основан на построении “глобального” итерационного процесса. Пусть расходы газовых компонент на выходе из камеры сгорания равны

$G_{j0}$ , а их температура –  $T_{g1}$ . Если задать некоторое значение  $T_{g0}$ , то легко вычислить величину

$$Q_T = \omega T_{g1} \sum_{j=1}^7 G_{j0} \bar{c}_j(T_{g1}) - T_{g0} \sum_{j=1}^7 G_{j0} \bar{c}_j(T_{g0}), \quad (9)$$

где  $\bar{c}_i(T)$  – средняя удельная теплоемкость компонента для температурного интервала ( $0^\circ\text{C} - T$ );  $\omega$  учитывает потери теплоты через стенку. Далее выполняется интегрирование системы (3) – (8), что позволяет найти некоторую среднюю температуру двухфазной смеси в камере  $T_m$  и тепловой поток между оболочкой и реактором

$$Q'_T = \left( \frac{1}{\alpha_1} + \frac{D_2 - D_1}{2\lambda_m} + \frac{1}{\alpha_2} \right)^{-1} \times \pi L \frac{D_2 + D_1}{2} \left( \frac{T_{gn} + T_{g0}}{2} - T_m \right). \quad (10)$$

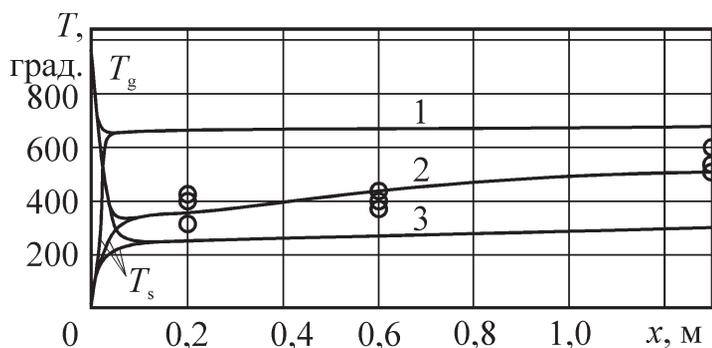
Здесь коэффициенты теплоотдачи от газа к стенке  $\alpha_1$  и от стенки к плотному слою в реакционной камере  $\alpha_2$  определяются по рекомендациям [11, 12]. Естественно, значения  $Q_T$  и  $Q'_T$  не совпадают, и на следующей итерации определяется новая температура  $T_{g0}$  по формуле (9), куда вместо  $Q_T$  подставляется  $Q'_T$ , снова рассчитывается рабочий процесс в реакторе и т.д. Эти итерации выполняются до достижения заданной точности вычислений.

Заметим, что эту модель можно легко обобщить на случай полидисперсного состава сырья, а также более полной стехиометрической схемы. Описанный метод расчета реализован в программе WOOD.

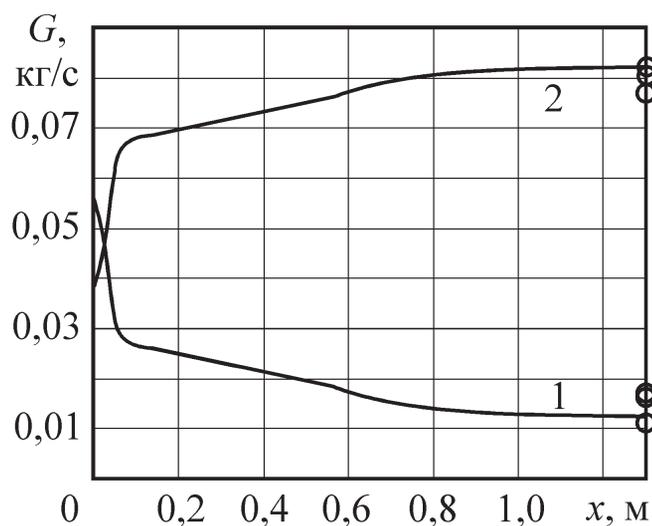
### 4. Некоторые численные результаты

Приведем некоторые результаты выполненных численных исследований и сравним их с некоторыми экспериментальными данными.

Математическая модель позволяет получить детальную информацию о параметрах рабочего процесса при работе газификатора на различных нагрузках, его наладке и испытаниях. Например, на рис. 2 показано изменение температур газовой и твердой фазы в зависимости от влажности ис-



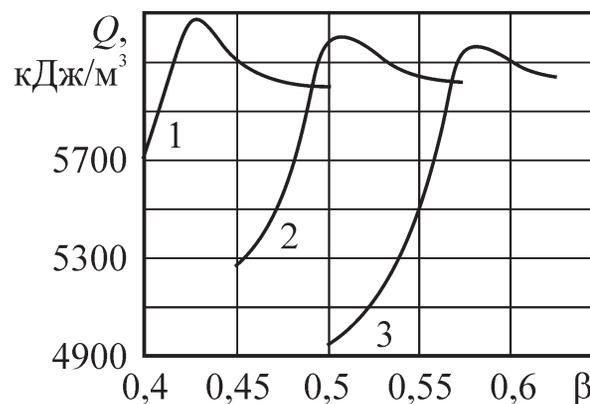
**Рис. 2.** Влияние влажности сырья на температуры газа и древесной щепы:  
1 –  $W = 20\%$ ; 2 – 30; 3 – 40.



**Рис. 3.** Расход твердой фазы (1) и суммарный расход газовых компонентов (2).

ходного сырья ( $D_1 = 0,309$  м,  $D_2 = 0,325$  м,  $P = 0,7$ , расход природного газа  $20$  нм<sup>3</sup>/ч,  $\circ$  – экспериментальные точки). Как видно, с увеличением влажности температура в реакторе уменьшается, что приводит к ухудшению протекания реакций в нем и, вследствие этого, – к ухудшению качества полученного горючего газа.

На рис. 3 в качестве примера представлены зависимости расхода твердой фазы и выработанного газа по длине реактора при тех же условиях, что и на рис. 2. Здесь, как и на предыдущем рисунке, видно, что вблизи входного сечения физико-химические процессы отличаются высокой интенсивностью (термохимическая переработка идет в режиме “теплого удара”), а далее их темп снижается.



**Рис. 4.** Зависимости калорийности полученного газа от коэффициента избытка воздуха при разном расходе природного газа, нм<sup>3</sup>/ч: 1 – 15; 2 – 20; 3 – 30.

На рис. 4 показаны кривые калорийности полученного газа от коэффициента избытка воздуха при для различных значениях расхода природного газа при его сжигании ( $D_1 = 0,309$  м,  $D_2 = 0,325$  м,  $W = 30\%$ ,  $P = 0,7$ ,  $\circ$  – экспериментальные точки). Как видно из графика, существуют оптимальные значения коэффициента избытка воздуха, при которых получается максимально калорийный газ для определенных условий газификации.

### 5. Выводы

1. Разработана математическая модель газификации древесных отходов в новом типе газификаторов.
2. Получены нестационарные распределения температур газа и частиц, расходов газовых компонентов и углерода. Помимо экономии первичных энергоресурсов, газификация отходов древесины позволяет также улучшить экологическую ситуацию.

### ЛИТЕРАТУРА

1. Державний комітет України з енергозбереження [www.necin.com.ua](http://www.necin.com.ua).
2. Energy for the future: renewable sources of energy. White paper for a community strategy and action plan. – Bruxelles, 1997. – 53 p.
3. Носач В.Г., Шрайбер А.А., Скляренко Е.В. Об эффективности производства тепловой и эле-

ктрической энергии из древесины // Пром. теплотехника. – 2004. – Т. 26, № 3. – С. 54 – 57.

4. Патент України № 43070 від 15.11.2001, Бюл. № 10, 2001, “Спосіб піролізу деревини”.

5. Носач В.Г., Склярєнко Е.В., Родионов В. И. Исследование термохимической переработки древесины в зажатом подвижном и фильтруемом слое // Пром. теплотехника. 2005. – Т. 27, № 5. – С. 66 – 69.

6. Козлов В.Н. Пиролиз древесины. – Москва: Изд-во Акад. наук СССР, 1952. – 284 с.

7. Померанцев В.В., Арефьев К.М., Ахмедов Д.Б. и др. Основы практической теории горения. – Л.: Энергоатомиздат, 1986. – 312 с.

8. Nosach V.G., Shraiber A.A., Sklyarenko E.V. Mathematical modelling of heat and mass transfer in a concentrated disperse system with chemical reactions // Proc. 10 Workshop “Two-Phase Flow

Predictions”. Halle: Martin-Luther University, 2002. P. 412 – 417.

9. Шрайбер А.А., Носач В.Г. Математическое моделирование тепломассообменных процессов при внутриотвальной газификации углесодержащих отходов // 5-й Минский междунар. форум по тепло- и массообмену, Минск, 2004. – Т. 4. – С. 1 – 10.

10. Гольдштик М.А. Процессы переноса в зернистом слое. – Новосибирск: Институт теплофизики СО АН СССР, 1984. – 163 с.

11. Теплотехнический справочник. – М.: Энергия, 1976. – Т. 2. – 896 с.

12. Аэров М.Э., Тодес О.М., Наринский Д.А. Аппараты со стационарным зернистым слоем. – Л.: Химия, 1979. – 176 с.

Получено 11.02.2006 г.