

## ИСПОЛЬЗОВАНИЕ И СЖИГАНИЕ ТОПЛИВА

### Выводы

Проведены широкие численные исследования эффективности применения ТХР для дизельного двигателя мощностью 350 кВт, работающего на биогазе. Полученные результаты показывают, что этот метод позволяет существенно повысить КПД двигателя – на ~5,5% (абс.), или на 14% (отн.) на оптимальных режимах без реконструкции самого двигателя, что приведёт к значительному сокращению срока окупаемости перехода с природного газа на биогаз.

УДК 532.529: 662.62

**Рохман Б. Б.<sup>1</sup>, Кесова Л. А.<sup>2</sup>, Шамис Л. Б.<sup>3</sup>**

<sup>1</sup>*Институт угольных энерготехнологий НАН и Минтопэнерго Украины*

<sup>2</sup>*Национальный технический университет Украины “Киевский политехнический институт”*

<sup>3</sup>*ОАО «Киевский институт «Энергопроект»*

## МЕТОДИКА РАСЧЕТА И АНАЛИЗ АППАРАТОВ ДЛЯ ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА В КИПЯЩЕМ СЛОЕ ПОД ДАВЛЕНИЕМ ЧАСТЬ 2. КОНСТРУКТИВНЫЕ ОСОБЕННОСТИ ТОПОК. НЕКОТОРЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАСЧЕТОВ.

З використанням розробленої в [1] методики розрахунку проведені широкі чисельні дослідження впливу різних параметрів на процеси горіння й газифікації вугілля. Установлено, що розглянуті процеси недоцільно сполучати в одному реакторі, їх треба розділити: в одному апараті робити газифікацію, в іншому – горіння. У зв'язку із цим пропонується принципово нова технологічна схема газифікації твердого палива, що дозволяє автономно управляти зазначеними процесами, оптимізувати їх.

С использованием разработанной в [1] методики расчета проведены широкие численные исследования влияния различных параметров на процессы горения и газификации угля. Установлено, что рассматриваемые процессы нецелесообразно совмещать в одном реакторе, их надо разделять: в одном аппарате производить газификацию, в другом – горение. В связи с этим предлагается принципиально новая технологическая схема газификации твердого топлива, которая позволяет автономно управлять указанными процессами, оптимизировать их.

Using calculation procedure developed in [1], wide numerical researches on influence of various parameters of coal burning and gasification processes are carried out. It is established, that considered processes are inexpedient to combine in one reactor, they should be divided: one device for gasification, the other – for burning. In this connection essentially new technological schema of firm fuel gasification which allows to operate independently the specified processes, to optimize them is offered.

### ЛИТЕРАТУРА

1. *Носач В.Г.* Энергия топлива. – К.: Наук. думка, 1989. – 148 с.
2. *White W.B., Johnson S.M., Dantzig G.B.* Chemical equilibrium in complex mixtures //J. Chem. Phys. – 1958. – V. 28, N 5. – P. 751 – 755.

*Получено 10.11.2008 г.*

## ИСПОЛЬЗОВАНИЕ И СЖИГАНИЕ ТОПЛИВА

$Ar, Re$  — числа, Рейнольдса;  
 $C$  — концентрация;  
 $c$  — теплоемкость;  
 $D$  — коэффициент диффузии;  
 $D_{O_2 \rightarrow см}^{гор}$  — коэффициент диффузии кислорода в газовую смесь в зоне горения;  
 $d_{из}$  — внешний диаметр изоляции;  
 $d_e$  — внешний диаметр реактора;  
 $E$  — энергия активации;  
 $f$  — сечение;  
 $G$  — расход газа;  
 $H$  — высота;  
 $H_{b0}^{газ}$  — высота слоя в зоне газификации при  $\varepsilon = \varepsilon_{min}$ ;  
 $k$  — константа скорости реакции;  
 $L$  — коэффициент избытка воздуха;  
 $P$  — давление;  
 $Q_{b \rightarrow w}$  — тепловой поток на стенку реактора;  
 $r$  — массовая доля компонента газовой смеси;  
 $t$  — температура;  
 $u$  — скорость;  
 $\alpha$  — коэффициент (тепло-) массообмена;  
 $\delta$  — диаметр частицы;  
 $\varepsilon$  — порозность слоя;  
 $\eta$  — коэффициент кинематической вязкости;  
 $\lambda$  — коэффициент теплопроводности;  
 $\rho$  — плотность;  
 $\Delta G_{O_2, b}$  — количество кислорода сгоревшего в КС;  
 $\Delta d = d_e - d_{из}$ .

**Индексы нижние:**

$air$  — воздух;  
 $b$  — кипящий слой;  
 $C$  — углерод;  
 $CO$  — окись углерода;  
 $CO_2$  — двуокись углерода;  
 $con$  — кондуктивно-конвективный теплообмен;  
 $D$  — диффузия;  
 $e$  — выходное сечение КС;  
 $F$  — фиктивный;  
 $g$  — газ;  
 $H_2O$  — водяной пар (вода);  
 $H_2$  — водород;  
 $m$  — среднее значение;

$min$  — минимальное значение;  
 $N_2$  — азот;  
 $O_2$  — кислород;  
 $p$  — частица;  
 $rad$  — теплообмен излучением;  
 $w$  — стенка;  
 $угл$  — уголь;  
 $I, IV$  — номера реакций (см. [1]);  
 $*$  — входное сечение КС.

**Индексы верхние:**

$hit$  — горячий;  
 $0$  — нормальные условия;  
 $\Omega$  — доля водяного пара, прореагировавшего в зоне газификации;  
 $гор$  — зона горения;  
 $газ$  — зона газификации.

В первой части [1] настоящей работы была построена "нульмерно-одномерная" математическая модель параметров рабочего процесса в зонах горения и газификации реактора с кипящим слоем (КС) под давлением, основанная на уравнениях теплового и материального балансов, выгорания и газификации углерода, а также теплообмена частиц со слоем и стенкой реактора. Ниже приведены алгоритм и некоторые результаты расчетов, а также схема реактора-газификатора, позволяющего автономно управлять процессами горения и газификации твердого топлива.

**Алгоритм расчета**

Алгоритм расчета реализуется в следующей последовательности:

- 1) по исходным значениям  $G_*$ ,  $r_{H_2O}^{\Omega}$ ,  $r_{air}^{hit}$ ,  $L$ ,  $\rho_j^0$  ( $j = N_2, H_2O, O_2$ ),  $P_g$ ,  $f_b$ ,  $t_g$  и предварительно заданной величине  $r_{H_2O*}$  на основании (1)-(5), (7) из [1] рассчитываются расходы воздуха (горячего и холодного), кислорода, азота и  $H_2O$  на входе в КС, их доли  $r_{j*}$ , количество кислорода сгоревшего в КС  $\Delta G_{O_2, b}$ , плотность  $\rho_{g*}$  и скорость  $u_{g*}$  газовой смеси, а также расходы  $H_2O$  и  $O_2$  на выходе из КС;
- 2) для проведения расчета предварительно задаются средние значения: плотность  $\rho_{gm}$  и скорость  $u_{gm}$  газовой смеси, высота зоны горения в ра-

бочем состоянии  $H_b^{\text{гор}}$ , температуры частиц  $t_p^{\text{гор}}$  и слоя  $t_b$  (впоследствии эти величины уточняются, см. ниже);

3) для определения среднего диаметра частиц в КС используется система алгебраических уравнений (9) из [1], которая решается методом стрельбы (проб и ошибок). При помощи третьей формулы (9) из [1] подбирается такое значение  $\delta_{p,b}$ , которое обеспечивает исходную порозность  $\varepsilon$ ;

4) с использованием выражений (10), (17) и (18) из [1], заданных значений высоты зоны газификации в неподвижном состоянии  $H_{b0}^{\text{газ}}$ , порозности ( $\varepsilon_{\text{min}}$ ,  $\varepsilon$ ) и величины  $C_{\text{H}_2\text{O}F}$  вычисляются константа скорости реакции ( $\text{C} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + \text{H}_2$ )  $k_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{газ}}$ , высота зоны газификации в рабочем состоянии  $H_b^{\text{газ}}$  и концентрация углерода в частицах КС;

5) по формулам (10), (12), (19)–(24) из [1] и предварительно заданным значениям  $t_p^{\text{гор}}$ ,  $H_b^{\text{гор}}$ ,  $u_{gm}$  рассчитываются константа скорости реакции ( $\text{C} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + \text{H}_2$ )  $k_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{гор}}$ , расходы окиси и двуокиси углерода, кислорода ( $\Delta G_{\text{O}_2(\text{IV})}^{\text{гор}}$ ,  $\Delta G_{\text{O}_2(\text{I})}^{\text{гор}}$ ) и водорода, концентрация водяного пара  $C_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{гор}}$ , а также расход газовой смеси на выходе из зоны горения и средний расход несущей среды в зоне горения;

6) с использованием зависимости (11) из [1] и исходных значений  $D_j^{\text{гор},0}$  по формуле (13) из [1] рассчитывается коэффициент диффузии кислорода в газовую смесь  $D_{\text{O}_2 \rightarrow \text{см}}^{\text{гор}}$ ;

7) диффузионное число Нуссельта находится по зависимости (14) из [1], коэффициент массообмена  $\alpha_D^{\text{гор}}$  и концентрации кислорода ( $C_{\text{O}_2e}^{\text{гор}}$ ,  $C_{\text{O}_2*}$ ) – согласно (15) и (33) из [1], что позволяет при помощи выражения (32) из [1] определить высоту зоны горения  $H_b^{\text{гор}}$ . Расчетная величина  $H_b^{\text{гор}}$  сравнивается с предварительно заданным значением (см. пункт 2). Если расхожде-

ние между ними больше заданной погрешности, задается новое значение и расчет (начиная с пункта 5) повторяется до достижения требуемой точности;

8) коэффициенты лучистого и кондуктивно-конвективного теплообмена между частицей и слоем зоны горения, а также величина  $C_{\text{O}_2m}^{\text{гор}}$  рассчитываются по формулам (35) – (37) из [1], а температура частиц  $t_p^{\text{гор}}$  – (34) из [1]. Найденное значение  $t_p^{\text{гор}}$  сравнивается с предыдущим (см. пункт 2), в случае расхождения старое значение заменяется новым и итерации (начиная с пункта 5) продолжают до достижения требуемой точности;

9) расход двуокиси углерода на выходе из зоны газификации и константа скорости реакции ( $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$ )  $k_{\text{CO}_2}^{\text{газ}}$  рассчитываются при помощи уравнений (10) и (16) из [1] с учетом исходной величины  $C_{\text{CO}_2F}$ ;

10) расходные характеристики для газовой фазы в зоне газификации и расход генераторного газа на выходе из КС определяются, исходя из выражений (25)–(31) из [1];

11) плотность  $\rho_{ge}$  и скорость  $u_{ge}$  вычисляются по формулам (7) и (8) из [1], что позволяет согласно (6) из [1] определить средние значения указанных величин ( $\rho_{gm}$ ,  $u_{gm}$ );

12) с использованием выражений (38), (39) и (48) из [1] рассчитываются полная высота КС в рабочем состоянии, масса твердого вещества в псевдооживленном слое и температура слоя  $t_b$ ;

13) полученные значения  $\rho_{gm}$ ,  $u_{gm}$  и  $t_b$  сопоставляются с предыдущими (см. пункт 2). Если расхождение между новыми и старыми величинами больше заданной погрешности, задаются новые значения, и расчет (начиная с пункта 3) повторяется до достижения требуемой точности;

14) расходные характеристики дисперсной фазы в КС и количество исходного твердого топлива рассчитываются по формулам (40)–(44) из [1], а приходные и расходные статьи теплового баланса – согласно (53)–(60) из [1];

15) тепловой поток на стенку реактора находится из решения системы уравнений (45)–(47), (49)–(51) из [1]. Расчет по уравнениям (45)–(47), (49)–(51) из [1] проводится методом итераций. Вна-

## ИСПОЛЬЗОВАНИЕ И СЖИГАНИЕ ТОПЛИВА

чале предварительно задаются значения величин  $d_{из}$  и  $t_w$ , затем по формулам (46), (47) из [1], второй формуле (49) из [1] и заданному значению  $\Delta d$  вычисляются коэффициенты лучистого и кондуктивно-конвективного теплообмена от слоя к стенке, а также внешний диаметр реактора  $d_e$ . Далее с использованием исходных величин  $\eta_{H_2O}$ ,  $\lambda_{H_2O}$  и  $u_{H_2O}$  по формулам (49)–(51) из [1] рассчитываются значения  $Nu_{H_2O}$ ,  $Re_{H_2O}$  и  $\alpha_{H_2O}$ , а затем при помощи выражения (45) из [1] определяется тепловой поток на стенку реактора. По найденному значению  $Q_{b \rightarrow w}$  вычисляются новые значения  $d_{из}$  и  $t_w$  [2]:

$$d_{из} = \left( d_e^2 - \frac{Q_{b \rightarrow w}}{900\pi u_{H_2O} \rho_{H_2O} c_{H_2O} (t_{H_2Oe} - t_{H_2O*})} \right)^{0,5}; \quad (1)$$

$$t_w = t_g - \frac{Q_{b \rightarrow w}}{3600\pi H_b d_b (\alpha_{rad,w} + \alpha_{con,w})}. \quad (2)$$

Рассчитанные по формулам (1) и (2) величины  $d_{из}$  и  $t_w$  сравниваются с предварительно заданными значениями, и в случае расхождения итерационный процесс продолжается до достижения требуемой точности;

16) количество  $H_2O$ , подаваемой в псевдооживленный слой, вычисляется согласно зависимости (52) из [1], что позволяет при помощи первой формулы (1) из [1] определить долю  $H_2O$  в газовой смеси на входе в КС. Найденное значение  $r_{H_2O*}$  сравнивается с предыдущим (см. пункт 1), в случае расхождения старое значение заменяется новым и итерации (начиная с пункта 1) продолжают до достижения требуемой точности.

### Результаты расчетов

В соответствии с описанным алгоритмом была разработана программа, с помощью которой рассчитаны аэродинамика, тепломассообмен и химическое реагирование ГСШ в псевдооживленном слое под давлением. В табл. 1, 2 приведены исходные данные и некоторые результаты расчетов (одиннадцать вариантов) особенностей аэродинамики и физико-химических процессов в реакторе КС. Из таблиц следует, что: 1) концен-

трация углерода в слое  $C_C$  уменьшается при повышении высоты КС  $H_b$ , понижении порозности слоя  $\varepsilon$  и средней скорости газа  $u_{gm}$  (ср. варианты А и Б; А и Г); 2) уменьшение величины  $u_{gm}$  способствует понижению среднего размера частиц в слое  $\delta_{p,b}$  (ср. варианты А и Е); 3) снижение давления  $P_g$  приводит к росту температуры газа  $t_g$  (ср. варианты А и Л), что связано с уменьшением константы скорости гетерогенной реакции  $C + 0,75O_2 = 0,5CO_2 + 0,5CO$ . При этом температуры частиц  $t_p^{rop}$  в рассматриваемых вариантах близки и не превышают температуру начала размягчения золы исходного топлива.

Табл. 1. Исходные данные для расчетов

№ варианта	$G_*$	$H_{b0}^{газ}$	$\varepsilon$	$t_g$	$P_g$
	кг/ч	м	–	°С	атм
А	3300	1,77	0,6	874,71	36
Б	3300	2,37	0,6	872,6	36
В	2650	2,3	0,55	886,2	36
Г	2650	1,94	0,55	887,2	36
Д	2950	2,37	0,6	863	36
Е	2500	2,37	0,6	858	36
Ж	3300	2,8	0,6	863	36
З	1700	2,37	0,6	850	36
И	1180	1	0,6	902	5
К	525	0,5	0,6	929	1,1
Л	200	0,24	0,6	920	1,1

Примечание. 1. Для всех вариантов:  $\rho_p = 1600$  кг/м<sup>3</sup>;  $r_{H_2O}^\Omega = 0,5$ ;  $E_{H_2O} = E_{CO_2} = 201 \cdot 10^{-3}$  кДж/кмоль;  $t_{air}^{hit} = 400$  °С;  $t_{угл} = 30$  °С;  $u_{H_2O} = 0,1$  м/с;  $r_{air}^{hit} = 0,8$ ;  $d_b = 0,3$  м. 2. Температура газа в КС  $t_g$  выбиралась таким образом, чтобы температура частиц  $t_p^{rop}$  была ниже температуры начала размягчения золы, т.е. находилась в интервале 1050...1070 °С.

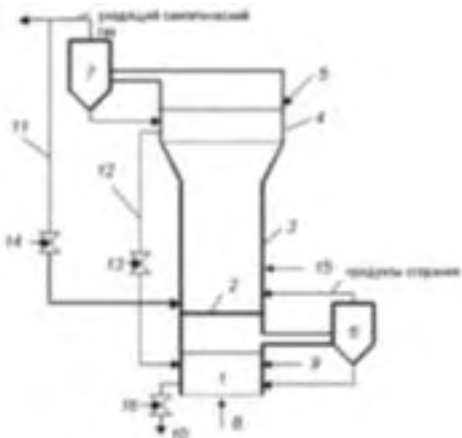
## ИСПОЛЬЗОВАНИЕ И СЖИГАНИЕ ТОПЛИВА

Табл. 2. Некоторые результаты расчетов

№ варианта	$t_p^{\text{гор}}$	$H_b$	$H_b^{\text{гор}}$	$C_c$	$\delta_{p,b}$	$\alpha_D^{\text{гор}}$	$u_{gm}$	$Q_{b \rightarrow w}$	$r_{\text{H}_2\text{O}^*}$
	°C	м	м	-	мм	м/с	м/с	кДж/ч	%
А	1069,6	2,99	0,2	0,149	5,05	0,03	1,35	145924	18,75
Б	1068,1	4,0	0,271	0,1144	5,05	0,03	1,35	194618	18,5
В	1066,3	3,5	0,325	0,0723	5,05	0,028	1,09	173145	17,8
Г	1066,6	2,96	0,274	0,085	5,05	0,028	1,09	146293	18,0
Д	1064,3	3,93	0,219	0,124	4,05	0,03	1,19	189087	19,1
Е	1066,2	3,86	0,174	0,1174	2,95	0,035	1,0	184881	19,6
Ж	1059,0	4,68	0,294	0,1164	5,05	0,03	1,33	225421	18,75
З	1068,1	3,74	0,101	0,0965	1,45	0,043	0,673	178094	21,0
И	1066,6	1,7673	0,2	0,1111	4,95	0,144	3,53	86625	17,5
К	1065,8	0,95	0,1	0,102	4,95	0,481	7,271	46474	16,5
Л	1064,0	0,4	0,03	0,106	1,45	0,734	2,721	19856	20,0
№ варианта	$\alpha_{\text{con}}^{\text{гор}}$	$\alpha_{\text{rad}}^{\text{гор}}$	$G_e$	$r_{\text{N}_2e}$	$r_{\text{O}_2e}$	$r_{\text{CO}_2e}$	$r_{\text{H}_2e}$	$r_{\text{H}_2\text{O}e}$	$r_{\text{CO}e}$
	кДж/с·м <sup>2</sup> ·К	кДж/с·м <sup>2</sup> ·К	кг/ч	%	%	%	%	%	%
А	0,9	0,64	3964	52,1	0,08	0,234	0,8672	7,8	38,9
Б	0,91	0,64	3962	52,266	0,078	0,2678	0,856	7,704	38,8
В	0,91	0,64	3179	52,766	0,0788	0,274	0,8244	7,419	38,64
Г	0,91	0,64	3180	52,62	0,0786	0,254	0,8334	7,5	38,71
Д	0,94	0,634	3542	51,88	0,0775	0,5406	0,884	7,953	38,66
Е	1,025	0,64	3000	51,9	0,07705	1,0	0,9074	8,1663	38,2 6
Ж	0,896	0,626	3963	52,1	0,0778	0,34544	0,8675	7,8071	38,8
З	1,33	0,64	2035	50,806	0,07588	2,543	0,9744	8,7698	36,83
И	0,568	0,64	1413	53,042	0,07921	0,70162	0,812	7,30602	38,0 6
К	0,42	0,64	627,3	53,809	0,08036	1,05802	0,76716	6,90452	37,381
Л	0,864	0,63	238,3	51,7069	0,077224	3,8921	0,93266	8,394	34,9972

## ИСПОЛЬЗОВАНИЕ И СЖИГАНИЕ ТОПЛИВА

Одним из основных недостатков схемы газификации угля в КС под давлением, представленной на рис. 1 из [1], является совмещение процессов горения и газификации в одном реакторе, что накладывает определенные ограничения на указанные процессы и на весь процесс в целом, а именно: а) как отмечалось в [1], лимитирующей стадией процесса газификации является химическая кинетика, которая напрямую зависит от температуры частиц  $t_p^{\text{газ}}$  (см. (10) из [1]). Следовательно, температурный уровень в зоне газификации, где протекают в основном гетерогенные реакции, идущие с поглощением теплоты, должен быть как можно выше. Это негативно сказывается на тепловом состоянии частиц в зоне горения, что может привести к шлакованию поверхностей нагрева КС; б) повышение реакционной поверхности твердой фазы



**Рис. 1.** Двухзонная схема термохимической переработки угля в псевдоожиженном слое с рециркуляцией продуктов газификации: 1 — камера сгорания; 2 — стенка; 3 — камера подогрева; 4 — камера газификации; 5 — подача исходного угля; 6, 7 — циклоны; 8, 15 — горячий воздух; 9 —  $H_2O$ ; 10 — сливная зола (шлак); 11, 12 — трубопроводы подачи рециркулирующих продуктов газификации и коксозольных частиц; 13, 14, 16 — регулирующие клапана.

(концентрации углерода в слое  $C_c$ ), с одной стороны, благоприятно влияет на процесс газификации, с другой — может существенно повысить температуру слоя в зоне горения, что в итоге приведет к агломерации коксозольных частиц.

Кроме того, увеличение концентрации углерода  $C_c$  способствует повышению механического недожога на выходе из зоны горения, вследствие чего происходит снижение КПД установки; в) уменьшение температуры слоя или реакционной поверхности дисперсной фазы приводит к увеличению времени пребывания газа и частиц в зоне газификации, что, в свою очередь, способствует повышению ее высоты и габаритов установки в целом.

Из вышеизложенного следует, что процессы горения и газификации нецелесообразно совмещать в одном реакторе. Их надо разделить: в одном аппарате производить газификацию твердого топлива, в другом — горение. Принципиальная схема такой установки представлена на рис. 1. Принцип работы этой установки состоит в следующем. Исходное твердое топливо 5 поступает в камеру газификации 4, где происходит выход летучих из угля и частичная газификация твердого остатка при  $t_b = 1050...1080$  °С, после чего последний по опускному стояку 12 направляется в камеру сгорания 1, предназначенную для дожигания коксового остатка в воздухе 8 при  $t_b = 850...920$  °С. Туда же для регулирования температуры псевдоожиженного слоя по трубопроводу 9 подается  $H_2O$ . Запыленные продукты сгорания после КС направляются в циклон 6, где происходит отделение газа от дисперсной фазы. Последняя возвращается обратно в слой 1, а продукты сгорания поступают в камеру подогрева 3, где подогреваются до  $t_g = 1050...1080$  °С за счет сгорания в ней рециркулирующего синтетического газа 11 в горячем воздухе 15. Подогретые продукты сгорания через решетку псевдоожиженного слоя 4 подаются в камеру газификации, после чего генераторный газ направляются в циклон 7. Уловленная в циклоне пыль возвращается в газификатор 4, а синтетический газ направляется на очистку и затем к потребителю.

Приведенная на рис.1 схема газификации позволяет автономно управлять (оптимизировать) процессами горения и газификации твердого топлива. Так, регулирование температуры в камере подогрева, а, следовательно, и температуры  $t_p^{\text{газ}}$ , про-

исходит за счет изменения проходного сечения регулирующего клапана 14. Высота псевдоожигенного слоя 4 и соотношение между топливом, прореагировавшим в камере газификации, и коксовым остатком, сгоревшим в камере сгорания 1, регулируются при помощи клапана 13, а время пребывания частиц в псевдоожигенном слое 1 – клапаном 16.

Необходимо отметить, что данная технология пригодна для термохимической переработки бинарных смесей, состоящих из низко- и высокорекреакционных твердых топлив. При этом в камеру сгорания 1 подается низкорекреакционный уголь, а в камеру газификации 4 – высокорекреакционный. Расход рециркулирующего синтетического газа, необходимый для подогрева продуктов сгорания, поступающих в камеру подогрева 3, тесно связан с маркой сжигаемого угля. При сжигании тощих и антрацитовых углей с низкой температурой деформации золы 1000...1130 °С температурный уровень в камере сгорания 1 должен быть ниже, чем при сжигании тугоплавких топлив (например, углей Карагандинского бассейна с температурой деформации золы  $\approx 1300^\circ\text{C}$ ), что связано с агломерацией коксозольных частиц. Следовательно, расход рециркулирующего синтетического газа в первом случае получается выше, чем во втором.

### **Выводы**

Численные исследования, проведенные при помощи разработанной математической модели, показали, что:

1. Недостатком, представленной в [1], схемы газификации угля в КС под давлением, является совмещение процессов горения и газификации в одном реакторе. При такой технологии термохимической переработки твердого топлива, невозможно держать предельно допустимый температурный уровень в зоне газификации из-за агломерации коксозольных частиц в зоне горения;

2. Приведенная в настоящей работе технология переработки угля позволяет избежать, указанных в пункте 1 недостатков, за счет автономного управления процессами горения и газификации твердого топлива, которые протекают в различных камерах реактора-газификатора. Кроме того, данная технология пригодна для термохимической переработки бинарных смесей, состоящих из низко- и высокорекреакционных твердых топлив.

### **ЛИТЕРАТУРА**

1. *Рохман Б. Б., Кесова Л. А., Шамис Л. Б.* Методика расчета и анализ аппаратов для газификации твердого топлива в кипящем слое под давлением. Часть 1. Математическая модель // Пром. теплотехника. – 2008. Т. – 30, № 6. – С. 28–35.

2. Краснощекоев Е. А., Сукомел А. М. Задачник по теплопередаче. – М.: Энергия, 1980. – 288 с.

*Получено 16.10.2008 г.*