

**УДК 536.422+532.546.6**

Р.Н. АРИОКОВ, магистрант гр. 5ВМ5А (ТПУ)  
Научный руководитель А.Н. СУББОТИН, д.ф.-м.н., доцент (ТПУ)  
г. Томск

## **ВЛИЯНИЯ ТЕМПЕРАТУРЫ ПАРА И СТРУКТУРЫ КОКСА НА СОСТАВ СИНТЕЗ ГАЗА ПРИ КОНВЕРСИИ КОКСА**

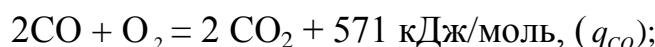
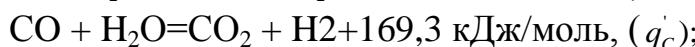
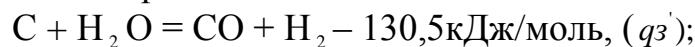
Актуальность работы обусловлена необходимостью создания математической модели газификатора для конверсии кокса в среде водяного пара при высоких температурах, которые могли бы служить инструментом для оценки состава продуктов газификации.

Целью работы является теоретическое исследование влияния температуры пара и структуры конверсируемого кокса на состав образующихся горючих газов при наземной высокотемпературной паровой газификации кокса.

Метод исследования: численное решение моделирующей данный процесс краевой задачи.

Ключевые слова: кокс, наземная газификация, продукты газификации, математическое моделирование.

**Математическая постановка задачи.** Рассматривается заполненная коксом цилиндрическая капсула, через которую прокачивается водяной пар нагретый до высокой температуры. В основе математической модели [1], исходя из экспериментальных исследований, проведенных на кафедре Кузбасского государственного технического университета [2], положены следующие химические реакции:



Ставится задача: найти выход газов, провести анализ состава газ образующегося при конверсии кокса в зависимости от структуры исследуемого образца кокса.

Запишем систему уравнений для нестационарного режима используя модель [1]:

- сохранение массы кокса

$$\rho_1 \cdot \frac{\partial \varphi_1}{\partial \tau} = -R_c, \quad R_c = R_{c1} + R_{c2}, \quad (1)$$

где

$$R_{c1} = s \cdot \rho_4 \cdot \varphi_4 \cdot c_1 \cdot k_{s1} \cdot \varphi_1 \cdot \exp(-E_{c1}/(R \cdot T_s)),$$

$$R_{c2} = s \cdot \rho_4 \cdot \varphi_4 \cdot c_4 \cdot k_{s2} \cdot \varphi_1 \cdot \exp(-E_{c2}/(R \cdot T_s));$$

Принимаем, что в процессе конверсии масса конденсированной воды равна нулю, тогда объемная доля  $\varphi_2=0$ .

- неразрывности газовой фазы

$$\frac{\partial \rho_4 \varphi_4}{\partial \tau} + \nu \cdot \frac{\partial \rho_4 \varphi_4}{\partial z} = R_c + R_4. \quad (2)$$

Здесь  $R_4 = R_{co}^1 + R_{co}^2$ ,  $R_{co}^1 = k_{co}^1 \cdot c_2 \cdot c_5 \cdot \exp(-E_{co}^1 / (R \cdot T_4))$ ,  $R_{co}^2 = k_{co}^2 (c_1 M / M_{51})^{0.25} (c_2 M / M_{52}) \cdot T_4^{-2.25} \cdot \exp(-E_{co} / RT_4)$ ;

- неразрывности  $\alpha$  – компоненты газовой фазы

$$\frac{\partial(\rho_4 \varphi_4 \cdot c_\alpha)}{\partial \tau} + \nu \cdot \frac{\partial(\rho_4 \varphi_4 \cdot c_\alpha)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial z} (\rho_4 \varphi_4 D_\alpha \frac{\partial c_\alpha}{\partial z}) + R_\alpha, \quad \alpha = \overline{1,5}; \quad (3)$$

- сохранение энергии газовой фазы и кокса

$$\begin{aligned} \rho_4 \cdot \varphi_4 \cdot c_\alpha \cdot \left( \frac{\partial T_4}{\partial \tau} + \nu \cdot \frac{\partial T_4}{\partial z} \right) &= \frac{\partial}{\partial z} ((\lambda_4 \cdot \varphi_4 + \lambda_R) \frac{\partial T_4}{\partial z}) - A_s \cdot (T_4 - T_s) \\ &+ q_{co}^1 \cdot R_{co}^1 + q_{co}^2 \cdot R_{co}^2 - \frac{2}{r_o} \cdot \alpha_1 \cdot \varphi_4 \cdot (T_4 - T_s), \end{aligned} \quad (4)$$

где  $\lambda_R = \frac{16 \cdot \sigma \cdot T_4^3}{s}$ ;

$$\begin{aligned} \sum_{i=1}^4 \rho_i \cdot \varphi_i \cdot c_{p_i} \cdot \frac{\partial T_s}{\partial \tau} &= \frac{\partial}{\partial z} (\lambda_s \cdot \frac{\partial T_s}{\partial z}) + q_{c1} \cdot R_{c1} + q_{c2} \cdot R_{c2} + A_s \cdot (T_4 - T_s) + \\ &\frac{2 \cdot r_1}{r_0^2} \cdot \alpha_3 \cdot (T_s - T_E) + q_R, \end{aligned} \quad (5)$$

$$\lambda_s = \sum_{i=1}^2 \lambda_i \cdot \varphi_i, \quad c_{p4} = \sum_{\alpha=1}^4 c_{p\alpha} \cdot c_\alpha;$$

• движение газа в порах (в форме квадратичного закона фильтрации) и уравнение состояния

$$\nu = \frac{k}{\mu + k \cdot \beta \cdot \rho_4 |V|} \cdot \left( \frac{\partial p}{\partial z} \right), \quad p = \frac{\rho_4 \cdot R \cdot T}{M_4}, \quad M_4 = 1 / \sum_{\alpha=1}^4 \frac{c_\alpha}{M_{4\alpha}}. \quad (6)$$

Система уравнений (1) – (6) решалась при краевых условиях:

$$\tau = 0: \quad \varphi_i = \varphi_{iH}, \quad i = \overline{1,4}; \quad c_\alpha = c_{\alpha H}, \quad \alpha = \overline{1,5}, \quad T = T_s = T_H, \quad p = p_H; \quad (7)$$

$$z=0: \quad T_4 = T_{pw}, \quad (pv)_w = const, \quad \lambda_s \cdot \frac{\partial T_s}{\partial z} = \alpha_1 \cdot (T_s - T_{pw}), \quad c_\alpha = c_{\alpha w},$$

$$z=h: \quad \frac{\partial c_\alpha}{\partial z} = \frac{\partial T_4}{\partial z} = 0, \quad p = p_H, \quad \lambda_s \frac{\partial T_s}{\partial z} = 0. \quad (8)$$

В уравнениях (3) – (5) введены краткие обозначения скоростей химических реакций. Все принятые здесь обозначения совпадают с введенными в [2] обозначениями.

**Анализ численных результатов.** Сравнение результатов экспериментальных и численных исследований [2] показало, что наблюдается хорошее согласование по процентному содержанию продуктов газификации после прогрева образца. Температура в слое образца, найденная численно, также согласуется с результатами лабораторных исследований. Таким образом, рассматриваемая математическая модель может использоваться для анализа состава газа при исследовании процессов конверсии органического топлива.

Численные расчеты проводились при значениях параметров:  $\rho_1 = 1500 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,  $\rho_2 = 1000 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,  $\rho_3 = 1560 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,  $\rho_4 = 1,25 \text{ кг}/\text{м}^3$ ,  $c_1 = 1630 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$ ,  $c_2 = 4190 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$ ,  $c_3 = 800 \text{ Дж}/(\text{кг}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_1 = 0,4 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_2 = 0,61 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_3 = 0,8 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_4 = 0,0268 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_{O_2} = 0,0268 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_{CO} = 0,025 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_{CO_2} = 0,038 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_{H_2} = 0,307 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_{H_2O} = 0,029 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $\lambda_{N_2} = 0,025 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ ,  $E_{s1} = 140 \text{ кДж}/\text{моль}$ ,  $E_{s2} = 207 \text{ кДж}/\text{моль}$ ,  $E_{co} = 106,5 \text{ кДж}/\text{моль}$ ,  $q_{s1} = -1,0875 \cdot 10^7 \text{ Дж}/\text{кг}$ ,  $q_{co} = -1,08 \cdot 10^6 \text{ Дж}/\text{кг}$ ,  $q_{s2} = 9,64 \cdot 10^5 \text{ Дж}/\text{кг}$ ,  $k_{s1} = 2,08 \cdot 10^4 \text{ м}/\text{с}$ ,  $k_{s2} = 306 \text{ м}/\text{с}$ ,  $k_{s1} = 35,1 \text{ 1}/\text{с}$ ,  $T_H = T_s = 293 \text{ К}$ ,  $p_H = 1,01 \cdot 10^5 \text{ Па}$ .

С помощью данной модели проведены исследования выхода синтез газа в зависимости от температуры подаваемого пара, пористости и удельной поверхности пор газифицируемого твердого топлива (кокса).

В таблицы 1 и 2 сведены результаты всех численных расчетов при различных значениях пористости и удельной поверхности пор.

Таблица 1.

Состав синтез газа при температуре водяного пара 1173 К.

FI5H	Состав синтез газа в %	$S_* = 5 \cdot 10^2, 1/\text{м}$	$S_* = 5 \cdot 10^3, 1/\text{м}$	$S_* = 5 \cdot 10^4, 1/\text{м}$
0,9	CO	7,0	36,9	47,7
	CO <sub>2</sub>	27,1	7,0	0,6
	H <sub>2</sub>	65,4	56,0	51,5
0,5	CO	3,1	27,8	44,9
	CO <sub>2</sub>	29,0	11,8	2,3
	H <sub>2</sub>	67,5	59,5	52,8
0,1	CO	1,4	15,4	37,5
	CO <sub>2</sub>	29,3	15,3	6,2
	H <sub>2</sub>	69,0	65,3	56,0

В таблицах FI5H – начальная пористость кокса,  $S_*$  – удельная поверхность пор. Совокупность этих двух параметров задают структуру кокса. Анализируя таблицу 1 можно сделать вывод, что с уменьшением

пористости при любой удельной поверхности пор  $S_*$  доля CO в синтез газе уменьшается, а доля CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub> увеличивается. При больших температурах водяного пара (таблица 2) зависимости состава газа от пористости выражены слабее.

Таблица 2.

Состав синтез газа при температуре водяного пара 1473 К.

FI5H	Состав синтез газа в %	$S_* = 5 \cdot 10^2$ , 1/м	$S_* = 5 \cdot 10^3$ , 1/м	$S_* = 5 \cdot 10^4$ , 1/м
0,9	CO	1,0	21,5	43,4
	CO <sub>2</sub>	30,5	15,6	1,5
	H <sub>2</sub>	68,2	62,9	51,8
0,5	CO	0,5	14,9	41,8
	CO <sub>2</sub>	30,7	18,7	3,8
	H <sub>2</sub>	68,8	66,4	54,4
0,1	CO	0,3	12,2	33,7
	CO <sub>2</sub>	30,3	19,6	8,9
	H <sub>2</sub>	69,4	68,2	57,4

Как следует из анализа результатов, приведенных в таблицах 1 и 2, при одной и той же пористости состав синтез газа очень сильно зависит от удельной поверхности пор (размера пор). Если поры очень мелкие ( $S_* = 5 \cdot 10^4$ , 1/м), то синтез газ более чем на 90% будет состоять из оксида углерода и водорода. Для образцов с крупными порами ( $S_* = 5 \cdot 10^2$ , 1/м) в получаемом газе будет около 30% диоксида углерода и порядка 70% водорода.

#### Литература:

1. Кузнецов Г.В., Субботин А.Н. Тепломассоперенос в условиях подземной газификации угля // Тепловые процессы в технике. – 2010. – № 9. – С. 422–426.
2. Субботин А.Н., Шевырев С.А. Математическая модель газификации кокса в среде высокотемпературного водяного пара и анализ технологической схемы газификатора // Горение твердого топлива: сб. тезисов и докл. / Томский политех. ун-т. – Томск: 2012. – С. 107–111.
3. Arukov R. N. and Subbotin A.N.. Physical Model and Bases of Mathematical Modelling of Above-Surface Gasification of Coal. Heat and Mass Transfer in the System of Thermal Modes of Energy – Technical and Technological Equipment (HMTTSC-2016). MATEC Web Conf. Volume 72, 2016, Article Number 01003, Number of page(s) 5. Свободный доступ из сети Интернет. Режим доступа: <http://dx.doi.org/10.1051/matecconf/20167201003>