

acid. Thermodynamic and kinetic analysis of the leaching process]. *Voprosy khimii i khimicheskoy tekhnologii*, 2014, vol. 2, pp. 43-49. (in Russian).

8. Andersson A., Hernelind M., Augustsson O. A study of the ageing and deactivation phenomena occurring during operation of an iron molybdate catalyst in formaldehyde production. *Catalysis Today*, 2006, vol. 112, pp. 40-44.

9. Samchileev I.S., Sknar I.V., Abramova A.N., Nikolenko N.V. Izvlecheniye molibdena iz otrabotannogo zhelezomolibdenovogo katalizatora sposobom «mokrogo» vyshchelachivaniya [Leaching of molybdenum from the spent iron-molybdenum catalyst by means of «wet» leaching]. *Voprosy khimii i khimicheskoy tekhnologii*, 2013, vol. 5, pp. 155-162. (in Russian).

10. Samchileev I.S., Kalashnikova A.N., Nikolenko N.V., Kovalenko V.L. Vyshchelachivaniye molibdena iz otrabotannykh katalizatorov rastvorami kal'tsinirovannoi sody [Leaching of molybdenum from spent catalyst by solution of soda ash]. *Voprosy khimii i khimicheskoy tekhnologii*, 2015, vol. 5, pp. 15-24. (in Russian).

11. Nikolenko N.V., Kostynyuk A.O., Kalashnikova Yu.V., Cheremis E.A. The calculation of the thermodynamic equilibrium in the system  $Fe^{3+}/MoO_4^{2-}/H^+(OH^-)/H_2O$  and determination of the reasonable conditions for the deposition of iron molybdate. *Russian Journal of Applied Chemistry*, 2012, vol. 85, no. 12, pp. 1814-1819.

12. Nikolenko M.V., Kostynyuk A.O., Goutenoire F., Kalashnikov Yu.V. Chemical precipitation of iron(III) molybdate + molybdenum trioxide mixtures through continuous crystallization. *Inorganic Materials*, 2014, vol. 50, no. 11, pp. 1140-1145.

13. Duan J., Gregory J. Coagulation by hydrolyzing metal salts. *Advances in Colloid and Interface Science*, 2003, vol. 100-102, pp. 475-502.

14. Nikolenko N.V., Kalashnikova A.N., Samchileev I.S., Kalashnikov Yu.V., Kachalova A.S. Model' «szimayushchegosya yadra» v issledovanii geterogennykh khimicheskikh protsessov v sisteme Zh-T [«Shrinking core» model in the study of chemical processes in heterogeneous system liquid–solid]. *Voprosy khimii i khimicheskoy tekhnologii*, 2015, vol. 2, pp. 103-119. (in Russian).

УДК 622.278

С.А. Опарин <sup>а</sup>, Л.Т. Холявченко <sup>б</sup>, С.Л. Давыдов <sup>б</sup>

## КРИТЕРИИ ОЦЕНКИ И МЕТОДИКА РАСЧЕТА ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКИХ ПОКАЗАТЕЛЕЙ ПЛАЗМЕННОЙ ГАЗИФИКАЦИИ УГЛЕРОДСОДЕРЖАЩИХ СРЕД

<sup>а</sup> ГБУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днипро

<sup>б</sup> Институт геотехнической механики им. Н.С. Полякова НАН Украины, г. Днипро

В работе приведены критерии оценки и методика расчета технико-экономических показателей процесса плазменной газификации углеродсодержащих сред. Данная методика позволяет определять параметры газификации в зависимости от температуры процесса и устанавливать их оптимальные значения, исходя из состава углеродсодержащей среды и вида процесса газификации. Приведены зависимости качественно-количественных показателей процесса газификации угля от температуры проведения процесса, которые установлены на основании результатов проведенных термодинамических расчетов. Показано, что оптимальной температурой проведения процесса пароплазменной газификации угля, является температура 1700–1800 К, при которой наблюдается максимальный выход синтез-газа. На основании результатов расчетов, проведенных по разработанной методике определения технико-экономических показателей, получены зависимости удельных энергозатрат процесса газификации угля от температуры процесса. Установлено, что при проведении процесса пароплазменной газификации в интервале температур 1700–1800 К удельные массовые и удельные объемные энергозатраты процесса составляют 3,16 кВт·ч/кг угля и 0,933 кВт·ч/м<sup>3</sup>, соответственно. Приведена методика расчета себестоимости получения синтез-газа, образующегося при пароплазменной газификации угля.

**Ключевые слова:** углеродсодержащая среда, пароплазменная газификация, удельные энергозатраты, себестоимость.

### Введение

В последние годы во всем мире значительно возрос интерес к поиску альтернативных источников энергии, так как традиционные виды энергетических ресурсов либо становятся с каж-

дым годом все дороже, либо они значительно истощены в результате нерационального их использования. В связи с этим, исследования многих ученых направлены на разработку новых технологий по переработке углеродсодержащих

сред, которые до настоящего времени не нашли широкого применения в промышленности, в частности, высокозольные угли различных марок, метано-воздушные смеси с низким содержанием метана, природные углеродсодержащие среды, бытовые отходы и т.д.

Одним из направлений рационального использования углеродсодержащих сред вышеуказанного типа является их плазменная газификация, которая позволяет получать газы различного состава, а также ценные неорганические вещества. Полученные продукты газификации могут являться как самим энергетическим источником, так и исходным сырьем при производстве синтетических моторных топлив [1], метилового спирта [2], а также могут быть использованы в металлургии в качестве контролируемых атмосфер [3].

Одной из причин, сдерживающих широкое внедрение процессов переработки углеродсодержащих сред в промышленность является отсутствие достоверной методики расчета технико-экономических показателей данного рода процессов.

Основными критериями оценки технико-экономических показателей (ТЭП) процесса плазменной газификации углеродсодержащих сред являются: качественные, количественные и энергетические показатели полученного синтез-газа, а также стоимостные показатели процесса.

К качественным показателям относятся: состав получаемой газовой смеси и теплота сгорания, к количественным – общий объем газовой смеси и объем синтез-газа, к энергетическим – удельные энергозатраты процесса.

Качественные и количественные показатели процесса плазменной газификации устанавливаются на основании термодинамических расчетов, осуществляемых с помощью программного комплекса «Astra 4» [4], а энергетические показатели определяются на основании расчета теплового баланса процесса.

Стоимостным показателем процесса является себестоимость полученного синтез-газа, которая включает в себя стоимость углеродсодержащей среды, стоимость окислителя и затраты электроэнергии, необходимой для осуществления аллотермического процесса плазменной газификации. В данную методику расчета себестоимости полученного синтез-газа не включены затраты на научные исследования и разработку процесса, опытно-промышленные испытания, стоимость промышленной установки, затраты на обслуживание и т.д.

При составлении теплового баланса процесса плазменной газификации углеродсодержащих минеральных сред приняты следующие до-

пущения:

1. Процесс плазменной газификации определяется протеканием двух основных реакций [5]:  $2C+O_2=2CO$ ,  $C+H_2O=CO+H_2$ , так как при проведении процесса пароплазменной газификации в интервале температур конверсии углерода 1800–2000 К газовыми продуктами являются, в основном, CO и H<sub>2</sub>.

2. Ввиду сложности расчета энтальпии углеродсодержащих минеральных сред, их энтальпия принимается равной энтальпии углерода.

3. Предполагается, что термодинамическое равновесие в реагирующей системе достигается мгновенно до начала газификации.

#### Экспериментальная часть

Составление теплового баланса процесса плазменной газификации углеродсодержащих сред возможно осуществить двумя методами.

Первый метод заключается в определении тепловых эффектов химических реакций, протекающих в процессе газификации. Однако, ввиду того, что углеродсодержащие минеральные среды представляют собой поликомпонентные системы, то учесть тепловые эффекты всех реакций, происходящих при газификации в диапазоне температур 1000–4000 К достаточно затруднительно. Учитывая вышеуказанные допущения, данный метод составления теплового баланса процесса газификации заключается в следующем.

В общем виде уравнение теплового баланса имеет вид [5]:

$$\Sigma Q_{\text{п}} = \Sigma Q_{\text{к}}, \quad (1)$$

где  $\Sigma Q_{\text{п}}$ ,  $\Sigma Q_{\text{к}}$  – приход и расход тепла, соответственно.

Схему тепловых потоков процесса газификации углеродсодержащих сред можно представить следующим образом (рис. 1).

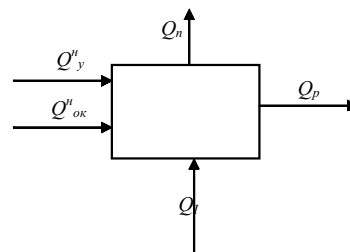


Рис. 1. Тепловые потоки процесса газификации углеродсодержащих сред

Тогда согласно схеме тепловых потоков уравнение теплового баланса будет иметь вид:

$$Q_y^H + Q_{\text{ок}}^H + Q_1 = Q_p + Q_n, \quad (2)$$

где  $Q_y^H$  – количество тепла вводимое с углерод-

содержащей средой;  $Q_{ок}^H$  – количество тепла вводимое с окислителем;  $Q$  – количество энергии, вводимое в систему извне для поддержания процесса плазменной газификации;  $Q_p$  – количество тепла, выделяемое от проведения химических реакций;  $Q_n$  – энергетические потери, которые зависят от КПД плазмохимического реактора.

Преобразуя формулу (2) получим:

$$Q_1 = Q_p + Q_n - Q_y^H - Q_{ок}^H \quad (3)$$

Рассмотрим составляющие уравнения (3).

Приход тепла с углеродсодержащей средой  $Q_y^H$ , определяется как сумма теплот ее компонентов  $Q_{к y.i}^H$  [6]:

$$Q_y^H = \sum Q_{к y.i}^H, \quad (4)$$

где  $Q_{к y.i}^H$  – количество тепла каждого компонента углеродсодержащей среды.

$$Q_{к y.i}^H = G_{к y.i}^H I_{к y.i}^H, \quad (5)$$

где  $G_{к y.i}^H$  – масса i-го компонента углеродсодержащей среды;  $I_{к y.i}^H$  – энтальпия i-го компонента углеродсодержащей среды.

В связи с тем, что для определения тепла поступающей с углеродсодержащей средой  $Q_y^H$  необходимо знать массы компонентов углеродсодержащей среды и их энтальпии, что значительно усложняет методику расчета, используем вышеуказанное допущение 2, согласно которому энтальпии компонентов углеродсодержащей среды равны энтальпии углерода, тогда

$$Q_y^H = G_y^H I_c^H, \quad (6)$$

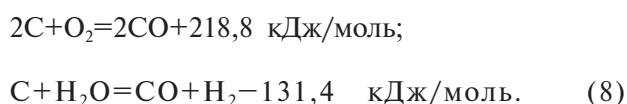
где  $G_y^H$  – начальная масса углеродсодержащей среды, кг;  $I_c^H$  – энтальпия углерода при начальной температуре  $T_n$ , Дж/кг.

Количество тепла вводимое с окислителем ( $Q_{ок}^H$ ) определяется по формуле:

$$Q_{ок}^H = G_{ок}^H I_{ок}^H, \quad (7)$$

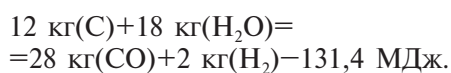
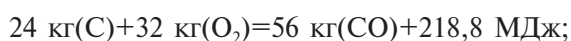
где  $G_{ок}^H$  – масса окислителя; кг;  $I_{ок}^H$  – энтальпия окислителя при начальной температуре  $T_n$ , Дж/кг.

Процесс газификации углеродсодержащих минеральных сред происходит за счет протекания двух основных реакций [4]:



Материально-энергетические балансы хи-

мических реакций:



При проведении термодинамических расчетов устанавливаются массы компонентов продуктов газификации, которые необходимы для определения тепловых эффектов химических реакций. С целью определения количества тепла, которое образуется при проведении химических реакций (8), выразим количество тепла каждой реакции через единицу массы образовавшегося продукта.

При известном значении массы образовавшегося водорода ( $G_{H_2}^k$ ), материальный баланс второй реакции имеет вид:

$$6G_{H_2}^k + 9G_{H_2}^k = 14G_{H_2}^k + G_{H_2}^k. \quad (9)$$

Исходя из этого, масса оксида углерода  $G_{CO}^2$ , образовавшегося по второй реакции:

$$G_{CO}^2 = 14G_{H_2}^k. \quad (10)$$

При известном значении массы образовавшегося оксида углерода ( $G_{CO}^k$ ) (по данным термодинамических расчетов) количество оксида углерода  $G_{CO}^1$ , образовавшегося по первой реакции равно:

$$G_{CO}^1 = G_{CO}^k - G_{CO}^2 = G_{CO}^k - 14G_{H_2}^k. \quad (11)$$

Материальный баланс первой химической реакции:

$$0,467G_{CO}^1 + 0,533G_{CO}^1 = G_{CO}^1. \quad (12)$$

Количество тепла, которое выделяется в результате первой реакции (МДж/кг):

$$Q_{p1} = G_{CO}^1 \cdot 218,8 / 56 = 3,91(G_{CO}^k - 14G_{H_2}^k). \quad (13)$$

Количество тепла, которое поглощается в результате второй реакции (МДж/кг):

$$Q_{p2} = G_{H_2}^k \cdot 131,4 / 2 = 65,7G_{H_2}^k. \quad (14)$$

Тогда количество тепла, необходимое для проведения химических реакций ( $Q_p$ ) равно (МДж/кг):

$$Q_p = Q_{p2} - Q_{p1} = 65,7G_{H_2}^k - 3,91(G_{CO}^k - 14G_{H_2}^k). \quad (15)$$

Энергетические потери, выраженные через КПД реактора равны:

$$Q_{II} = Q_I(1 - \eta), \quad (16)$$

где  $\eta$  – тепловой КПД реактора.

Тепловой КПД реактора зависит от его конструкции и может находиться в пределах 0,7–0,8 [7]. Для дальнейших расчетов принимаем  $\eta = 0,7$ .

Подставляя формулы (6), (7), (15), и (16) в формулу (3), получим:

$$Q_I = Q_p + Q_I(1 - \eta) - G_{ок}^H I_{ок}^H - G_y^H I_c^H. \quad (17)$$

Откуда

$$Q_I = (Q_p - G_{ок}^H I_{ок}^H - G_y^H I_c^H) / \eta. \quad (18)$$

Удельный массовый расход энергии, приходящийся на 1 кг абсолютно сухой углеродсодержащей среды, (кВт·ч/кг абс. сух. у.) [3]:

$$Q_{уд.мI} = Q_I / (3600 G_{сух.у.}^H). \quad (19)$$

Так как

$$G_{сух.у.}^H = G_y^H (1 - W/100), \quad (20)$$

где  $W$  – влажность исходной углеродсодержащей среды, %.

То

$$Q_{уд.мI} = Q_I / (3600 G_y^H (1 - W/100)) \text{ или}$$

$$Q_{уд.мI} = (Q_p - G_{ок}^H I_{ок}^H - G_y^H I_c^H) / [3600 G_y^H (1 - W/100) \eta], \quad (21)$$

Удельный объемный расход энергии, приходящийся на 1 м<sup>3</sup> образовавшегося газа при н.у., (кВт·ч/м<sup>3</sup>) [6]:

$$Q_{уд.вчI} = Q_{уд.мI} / V_{г}, \quad (22)$$

где  $V_{г}$  – объем полученного синтез-газа при нормальных условиях, м<sup>3</sup>.

Второй метод составления теплового баланса основан на изменении энтальпии системы. Данный метод составления теплового баланса позволяет, в отличие от предыдущего, в котором необходимо учитывать все тепловые эффекты химических реакций, определять энергетику процесса при любых значениях температур. Приведение двух методик составления теплового баланса осуществляется с целью их сопоставления и установления достоверности полученных результатов.

Тепло, вводимое в систему, идет на повышение общей энтальпии конечного продукта, поэтому схема тепловых потоков процесса газификации будет иметь вид, представленный на рис. 2.

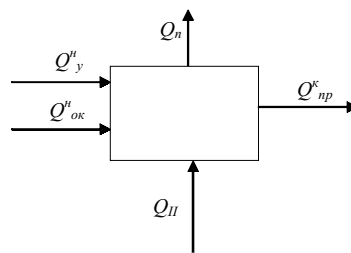


Рис. 2. Тепловые потоки процесса газификации углеродсодержащих сред

Согласно данной схеме уравнение теплового баланса имеет вид:

$$Q_y^H + Q_{ок}^H + Q_{II} = Q_{пр}^K + Q_{II}, \quad (23)$$

где  $Q_y^H$  – количество тепла вводимое с углеродсодержащей средой;  $Q_{ок}^H$  – количество тепла вводимое с окислителем;  $Q_{II}$  – количество энергии, вводимое в систему для осуществления плазменной газификации;  $Q_{пр}^K$  – количество тепла, расходуемое с продуктами процесса;  $Q_{пот}$  – энергетические потери, которые зависят от КПД плазмохимического реактора.

Из формулы (23) получим:

$$Q_{II} = Q_{пр}^K + Q_{II} - Q_y^H - Q_{ок}^H. \quad (24)$$

Теплота, расходуемая с продуктами процесса газификации, ( $Q_{пр}^K$ ) равна сумме теплот компонентов продуктов  $Q_{к.пр.i}^K$ :

$$Q_{пр}^K = \sum Q_{к.пр.i}^K. \quad (25)$$

Количество тепла каждого компонента продукта процесса:

$$Q_{к.пр.i}^K = G_{к.пр.i}^K I_{к.пр.i}^K, \quad (26)$$

где  $G_{к.пр.i}^K$  – масса  $i$ -го компонента продукта процесса; кг;  $I_{к.пр.i}^K$  – энтальпия  $i$ -го компонента продукта процесса при температуре процесса  $T_{к}$ , Дж/кг.

Подставляя формулы (6), (7), (16), (25) и (26) в формулу (24), получим:

$$Q_{II} = \sum G_{к.пр.i}^K I_{к.пр.i}^K + Q_{II} (1 - \eta) - G_{ок}^H I_{ок}^H - G_y^H I_c^H. \quad (27)$$

Откуда

$$Q_{II} = (\sum G_{к.пр.i}^K I_{к.пр.i}^K - G_{ок}^H I_{ок}^H - G_y^H I_c^H) / \eta. \quad (28)$$

Удельный массовый расход энергии, приходящийся на 1 кг абсолютно сухой углеродсодержащей среды, (кВт·ч/кг абс. сух. у.) :

$$Q_{уд.мII} = Q_{II} / (3600 G_y^H (1 - W/100)) \text{ или}$$

$$Q_{уд.МП} = (\Sigma G_{к.пр.i}^k I_{к.пр.i}^k - G_{ок}^H I_{ок}^H - G_{у}^H I_{у}^H) / [3600 G_{у}^H (1 - W/100) \eta], \quad (29)$$

Удельный объемный расход энергии, приходящийся на 1 м<sup>3</sup> образовавшегося газа при н.у., (кВт·ч/н.м<sup>3</sup>) [6]:

$$Q_{уд.ВП} = Q_{уд.МП} / V_{г}, \quad (30)$$

С целью установления достоверности значений удельных массовых энергозатрат, найденных по двум рассмотренным методикам, определим отклонение их значений по формуле, %:

$$\Delta = (Q_{уд.М1} - Q_{уд.МП}) / Q_{уд.М1} \cdot 100. \quad (31)$$

Себестоимость полученного синтез-газа может быть определена как:

$$C_{\text{синтез-газа}} = C_{\text{тв.топл.}} + C_{\text{окисл.}} + C_{\text{эл.эн.}}, \quad (32)$$

где  $C_{\text{тв.топл.}}$  – стоимость углеродсодержащей среды, грн;  $C_{\text{окисл.}}$  – стоимость окислителя, грн;  $C_{\text{эл.эн.}}$  – затраты на электроэнергию, вводимую извне для поддержания процесса газификации, грн.

Приведем себестоимость  $C_{\text{синтез-газа}}$  к единице объема полученного синтез-газа (грн/м<sup>3</sup>):

$$C_{\text{синтез-газа}} = (C_{\text{тв.топл.}} + C_{\text{окисл.}}) / V_{\text{синтез-газа}} + C_{\text{эл.эн.}(V)}, \quad (33)$$

где  $V_{\text{синтез-газа}}$  – объем, полученного синтез-газа при нормальных условиях, нм<sup>3</sup>;  $C_{\text{эл.эн.}(V)}$  – затраты электроэнергии, приходящиеся на единицу объема полученного синтез-газа, грн/ м<sup>3</sup>.

Стоимость углеродсодержащей среды:

$$C_{\text{тв.топл.}} = M_{\text{тв.топл.}} \cdot \Pi_{\text{тв.топл.}}, \quad (34)$$

где  $M_{\text{тв.топл.}}$  – масса исходной углеродсодержащей среды, кг тв. топл.;  $\Pi_{\text{тв.топл.}}$  – цена исходной углеродсодержащей среды, грн/кг тв. топл.

Стоимость окислителя:

$$C_{\text{окисл.}} = M_{\text{окисл.}} \cdot \Pi_{\text{окисл.}}, \quad (35)$$

где  $M_{\text{окисл.}}$  – масса окислителя, кг окисл.;  $\Pi_{\text{окисл.}}$  – цена окислителя, грн/кг окисл.

Затраты электроэнергии, приходящиеся на единицу объема полученного синтез-газа:

$$C_{\text{эл.эн.}(V)} = \Pi_{\text{эл.эн.}} \cdot Q_{v.}, \quad (36)$$

где  $\Pi_{\text{эл.эн.}}$  – цена электроэнергии, грн/кВт·ч;  $Q_{v.}$  – удельные объемные энергозатраты процесса газификации, кВт·ч/н.м<sup>3</sup>.

Подставляя формулы (34), (35), (36) в формулу (33), получим:

$$C_{\text{синтез-газа}} = (M_{\text{тв.топл.}} \cdot \Pi_{\text{тв.топл.}} + M_{\text{окисл.}} \cdot \Pi_{\text{окисл.}}) / V_{\text{синтез-газа}} + \Pi_{\text{эл.эн.}} \cdot Q_{v.} \quad (37)$$

### Результаты и их обсуждение

Рассмотрим применение разработанных методик расчета технико-экономических показателей при расчете ТЭП процесса пароплазменной газификации угля марки АШ1, физико-химические характеристики которого представлены в таблице.

На основании проведенных термодинамических расчетов получены качественно-количественные показатели процесса пароплазменной газификации угля марки АШ1. Зависимости выхода общего объема газовой смеси, выхода СО, выхода Н<sub>2</sub> и теплоты сгорания от температуры процесса при газификации угля марки АШ1 приведены на рис. 3.

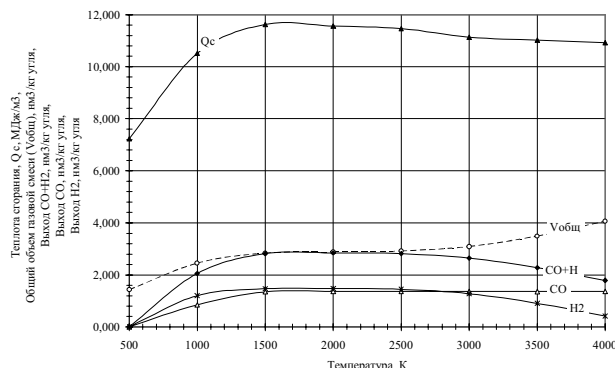


Рис. 3. Зависимость общего объема газовой смеси ( $V_{\text{общ}}$ ), выхода СО и Н<sub>2</sub>, теплоты сгорания ( $Q_c$ ) при паровой газификации угля марки АШ1 от температуры процесса.

Из представленных зависимостей видно, что при увеличении температуры процесса от 500 до 1800 К наблюдается увеличение выхода общего объема газовой смеси и выхода синтез-газа. В данном интервале температур при паровой газификации угля марки АШ1 выход объема газовой смеси увеличивается от 1,4 до 2,8 м<sup>3</sup>/кг угля. Согласно данным, представленным на рис. 3 при температуре процесса паровой газификации 1700–1800 К содержание синтез-газа в общем объеме газовой смеси для угля марки

### Физико-химические характеристики угля АШ1

| Исходный состав, мас. % |                |                |                |                |                |                |                  |                                |                                |      |      |                  |
|-------------------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|------------------|--------------------------------|--------------------------------|------|------|------------------|
| A <sup>p</sup>          | W <sup>p</sup> | S <sup>p</sup> | C <sup>p</sup> | H <sup>p</sup> | O <sup>p</sup> | N <sup>p</sup> | SiO <sub>2</sub> | Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | CaO  | MgO  | K <sub>2</sub> O |
| 18,96                   | 7,50           | 1,55           | 68,02          | 1,47           | 1,91           | 0,59           | 9,60             | 4,43                           | 2,77                           | 0,87 | 0,64 | 0,64             |

АШ1 составляет 98,9%. Дальнейшее увеличение температуры процесса (свыше 1800 К) приводит к незначительному возрастанию объема газовой смеси за счет разложения молекулярного водорода на атомарный, что приводит к некоторому снижению содержания синтез-газа в общем объеме газовой смеси и, соответственно, к снижению теплоты сгорания газовой смеси. На основании вышеизложенного анализа представленных зависимостей установлено, что оптимальной температурой проведения пароплазменной газификации углеродсодержащих сред, при которой наблюдается максимальный выход синтез-газа, является температура 1700–1800 К.

На основании представленных методик расчета установлены энергетические показатели процесса плазменной газификации угля марки АШ1 и показатели себестоимости получения синтез-газа в зависимости от температуры процесса. Определено отклонение удельных массовых энергозатрат процесса, найденных по формулам (21) и (29), которое не превышает 5–7%, что говорит о достоверности разработанных методик расчета удельных энергозатрат процесса газификации углеродсодержащих сред.

Зависимость удельных массовых энергозатрат, удельных объемных энергозатрат и себестоимости синтез-газа от температуры процесса при паровой газификации угля марки АШ1 приведены на рис. 4.

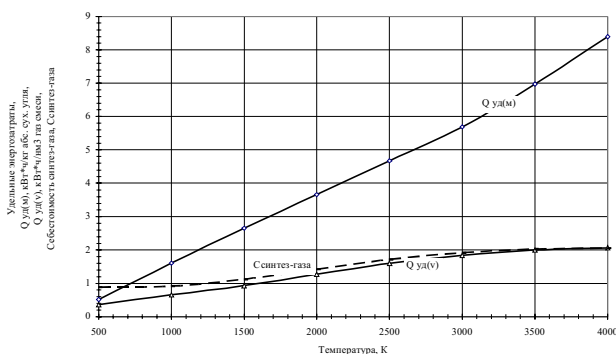


Рис. 4. Зависимость удельных энергозатрат процесса ( $Q_{уд(м)}$  и  $Q_{уд(в)}$ ) и себестоимости синтез-газа ( $C_{\text{синтез-газа}}$ ) при паровой газификации угля марки АШ1 от температуры процесса.

Из представленных на рис. 4 зависимостей видно, что при увеличении температуры процесса наблюдается повышение удельных энергозатрат процесса газификации. При оптимальной температуре процесса пароплазменной газификации, составляющей 1700–1800 К, удельные массовые и удельные объемные энергозатраты процесса составляют 3,16 кВт·ч/кг угля и 0,933 кВт·ч/м³, соответственно. Дальнейшее повышение температуры процесса приводит к су-

щественному повышению удельных массовых энергозатрат при этом удельные объемные энергозатраты процесса возрастают незначительно за счет увеличения общего объема газовой смеси. Согласно данным, представленным на рис. 4, себестоимость полученного синтез-газа в интервале температур 1700–1800 К, составляет 1,12–1,42 грн/м³, что говорит об экономической целесообразности пароплазменной газификации углеродсодержащих сред.

#### Выводы

Разработана методика расчета технико-экономических показателей процесса газификации углеродсодержащих сред, позволяющая определять параметры процесса в зависимости от температуры и устанавливать их оптимальные значения, исходя из состава углеродсодержащей среды и вида процесса газификации.

#### СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Розовский А.Я. Новое топливо из природного газа // Химия и жизнь. — 2002. — № 5. — С.5–10.
2. Мокриенко П.В. Комплексная оценка экономической эффективности переработки бурых углей приморского края в метанол // Международный журнал прикладных и фундаментальных исследований. — 2013. — № 10. — С.55–59.
3. Термодинамика плазменной газификации шахтных метано-воздушных смесей, проблемы и перспективы их переработки / А.Ф. Булат, Л.Т. Холявченко, С.Л. Давыдов, С.А. Опарин // Геотехническая механика. — 2012. — Вып.102. — С.121–128.
4. Проблемы и перспективы развития экологически чистых технологий переработки низкосортных углей и отходов угольной промышленности / Л.Т. Холявченко, В.Я. Осенний, С.Л. Давыдов, Р.Н. Наривский // Экологія і природокористування. — 2012. — Вып.15. — С.144–152.
5. Газификация твердых топлив // Химическая энциклопедия. — М., 1988. — Т.1. — С.878–879.
6. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. — М.: Химия, 1971. — 784с.
7. Буянтуев С.Л., Шишулькин С.Ю., Шаронов К.С. Вопросы оптимизации теплофизических параметров плазменного газификатора углей // Вестник БГУ: Химия и физика. — 2009. — Вып.3. — С.146–152.

Поступила в редакцию 16.05.2016

PERFORMANCE CHARACTERISTICS OF PLASMA GASIFICATION OF CARBON-CONTAINING MEDIA: EVALUATION CRITERIA AND COMPUTATIONAL PROCEDURE

S.A. Oparin <sup>a</sup>, L.T. Holyavchenko <sup>b</sup>, S.L. Davydov <sup>b</sup>

<sup>a</sup> Ukrainian State University of Chemical Technology, Dnipro, Ukraine

<sup>b</sup> The Institute of Geotechnical Mechanics of the National Academy of Science of Ukraine, Dnipro, Ukraine

The paper reports the evaluation criteria and computational procedure of the performance parameters of the plasma gasification process in carbon-containing media. This method allows determining parameters of the gasification process at various temperatures and establishing their optimum values on the basis on the composition carbonaceous media and the type of gasification process. The temperature dependences of qualitative and quantitative indicators of the coal gasification process are given, they being obtained as a result of the thermodynamic calculations. The optimum temperature of the process of steam-plasma gasification is close to 1700–1800 K at which a maximum output of gas is observed. The dependences of specific energy consumption of coal gasification process on the process temperature are established on the basis of the calculations performed by means of the developed method for determining the performance parameters. The specific power input in terms of coal consumption and the volume power input are 3.16 kWh/kg and 0.933 kWh/m<sup>3</sup>, respectively, when the process of steam-plasma gasification is carried out at the temperatures of 1700 to 1800 K. The method of calculating the production cost of gas synthesized by steam-plasma gasification is reported.

**Keywords:** carbon-containing environ; steam-plasma gasification; specific energy consumption; costs.

REFERENCES

1. Rozovskiy A.Ya. Novoe toplivo iz prirodnogo gaza [Novel fuel from natural gas]. *Khimiya i Zhizn*, 2002, no. 5, pp. 5-10. (in Russian).
2. Mokrienko P.V. Kompleksnaya otsenka ekonomicheskoi effektivnosti pererabotki burykh uglei primorskogo kraya v metanol [Complex evaluation of economic efficiency of the treatment of brown coals from Primorye territory into methanol]. *Mezhdunarodnyi Zhurnal Prikladnykh i Fundamentalnykh Issledovaniy*, 2013, no. 10, pp. 55-59. (in Russian).
3. Bulat A.F., Holyavchenko L.T., Davydov S.L., Oparin S.A. Termodinamika plazmennoi gazifikatsii shahtnykh metanovozdushnykh smesei, problemy i perspektivy ikh pererabotki [Thermodynamics of plasma gasification of mine aeromethane mixtures: problems and perspectives of their treatment]. *Geotekhnicheskaya Mekhanika*, 2012, vol. 102, pp. 121-128. (in Russian).
4. Holyavchenko L.T., Osenniy V.Ya., Davydov S.L., Narivskiy R.N. Problemy i perspektivy razvitiya ekologicheskoi chistykh tekhnologii pererabotki nizkosortnykh uglei i otkhodov ugolnoi promyshlennosti [Problems and perspectives of eco-friendly treatment of grizzle and waste products of coal industry]. *Ekologiya i Pryrodokorystuvann'ya*, 2012, vol. 15, pp. 144-152. (in Russian).
5. *Khimicheskaya Entsiklopediya* [Encyclopedia on chemistry]. Sovetskaya Entsiklopediya Publishers, Moscow, 1988, vol. 1, pp. 878-879. (in Russian).
6. Kasatkin A.G., *Osnovnyie protsessy i apparaty khimicheskoi tekhnologii* [Basic processes and apparatus in chemical engineering]. Khimiya, Moscow, 1971. 784 p. (in Russian).
7. Buyantuev S.L., Shishulkin S.Yu., Sharonov K.S. Voprosy optimizatsii teplofizicheskikh parametrov plazmennogo gazifikatora uglei [Problems of the optimization of thermalphysic parameters of coal plasma gazification]. *Vestnik BGU: Khimiya i Fizika*, 2009, vol. 3, pp. 146-152. (in Russian).