

УДК 621.43
С 32

ТЕОРЕТИЧЕСКОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПЛАЗМЕННОЙ ГАЗИФИКАЦИИ УГЛЯ В ПИЛОТНОМ МОДУЛЕ

С. И. Сербин, д-р техн. наук, проф.

Национальный университет кораблестроения, г. Николаев

Аннотация. Проведены расчеты рабочего процесса в плазменном газификаторе угля с помощью численных методов трехмерного анализа. Проанализировано влияние режимов работы газификатора на выход синтез-газа.

Ключевые слова: плазма, газификатор, уголь, синтез-газ, численные методы, режим работы.

Анотація. Проведені розрахунки робочого процесу в плазмовому газифікаторі вугілля за допомогою числових методів тривимірного аналізу. Проаналізовано вплив режимів роботи газифікатора на вихід синтез-газу.

Ключові слова: плазма, газифікатор, вугілля, синтез-газ, числові методи, режим роботи.

Abstract. By means of numerical methods of the three-dimensional analysis simulations of the working processes in a plasma coal gasifier are carried out. Influence of operating modes on synthesis gas concentrations is analyzed.

Keywords: plasma, gasificator, coal, syngas, numerical methods, mode of operation.

ПОСТАНОВКА ПРОБЛЕМЫ

Современное развитие энергетики характеризуется значительным повышением доли низкосортных углей в топливно-энергетическом балансе Украины. В частности предполагается дальнейшее широкомасштабное использование низкосортного угля в качестве основного топлива на ТЭС для выработки электроэнергии с одновременным сокращением потребления для этой цели мазута и природного газа.

Непосредственное сжигание низкосортных углей (с высокой зольностью, влажностью, низким выходом летучих) в существующих топливосжигающих устройствах вызывает значительные трудности, связанные с ухудшением

условий воспламенения и выгорания топлива, увеличением вредных пылегазовых выбросов (зола, оксидов азота, серы). Плазменная газификация является одним из самых чистых способов преобразования угля в обогащенный водородом газ, электричество и другие формы энергии. Полученный очищенный синтез-газ может эффективно использоваться в двигателях внутреннего сгорания, газовых турбинах, котлах, топливных элементах и др. [1–3]. Одним из главных препятствий на пути внедрения плазменных технологий является ограниченный ресурс плазменных генераторов, который не превышает 100...150 часов для устройств постоянного тока мощностью 300...500 кВт.

АНАЛИЗ ПОСЛЕДНИХ ИССЛЕДОВАНИЙ И ПУБЛИКАЦИЙ

Использование низкотемпературной плазмы для активации горения пылеугольного факела для многих случаев энергетически более эффективно, чем применение традиционных огневых методов, так как плазма с высокой концентрацией энергии характеризуется значительной концентрацией химически активных атомов, ионов, электронного газа, радикалов. Это приводит к ускорению термохимических преобразований топлива и окислителя и более полному выгоранию факела [1–3, 6]. Особенностью плазмохимических процессов переработки твердого органического сырья является их высокая селективность: получение целевых продуктов сопровождается лишь незначительным образованием побочных веществ. Это позволяет рентабельно использовать плазменные процессы в установках разной производительности. В литературе имеются сведения о возможности использования безэлектродных плазмотронов для значительного увеличения ресурса подобных систем. Например, компания «Applied Plasma Technology» разработала высокоэффективную и универсальную гибридную плазменную систему для качественного сгорания и газификации углей различного происхождения [6]. Новый эффективный индуктивный (безэлектродный) плазменный генератор объединяет несколько перспективных решений, таких, как реактор с возвратным вихрем, плазменный пилот и плазмохимический реактор [6, 8].

ЦЕЛЮЮ РАБОТЫ является определение аэродинамических особенностей двухфазных потоков и выбор соответствующих математических моделей для прогнозирования основных параметров плазменной газификации углей.

ИЗЛОЖЕНИЕ ОСНОВНОГО МАТЕРИАЛА

Для моделирования физико-химических процессов в плазменном газификаторе использован обобщенный метод, основанный на численном решении уравнений сохранения и транспортных уравнений для турбулентной двухфазной химически реагирующей системы [8].

Модель химически реагирующих турбулентных потоков в плазменном газификаторе базируется на системе дифференциальных уравнений неразрывности, сохранения количества движения, сохранения энергии и переноса химических компонентов смеси [4–8]:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \rho}{\partial t} + \nabla(\rho \bar{v}) &= S_m, \\ \frac{\partial}{\partial t}(\rho \bar{v}) + \nabla(\rho \bar{v} \bar{v}) &= \nabla p + \nabla \cdot (\bar{\tau}) + \rho \bar{g} + \bar{F}; \\ \frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \nabla \cdot (\bar{v}(\rho E + p)) &= -\nabla \cdot \bar{J}_q + S_h; \\ \frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla(\rho \bar{v} Y_i) &= -\nabla \cdot \bar{J}_i + R_i + S_i, \end{aligned}$$

где ρ — массовая плотность; t — время; \bar{v} — вектор локальной скорости; S_m — источник, определяющий дополнительную массу в потоке; p — статическое давление; $\rho \bar{g}$ — сила тяжести; \bar{F} — внешние силы; $\bar{\tau}$ — тензор давления; E — внутренняя энергия; Y_i — массовые концентрации i -го химического компонента; \bar{J}_q — плотность теплового потока смеси; S_h — источник, который описывает тепловыделение в результате химических реакций; S_i — скорость образования i -го компонента из дисперсной фазы; \bar{J}_i — массовая диффузия i -го компонента; R_i — скорость образования i -го компонента в результате химической реакции.

Для стационарных задач прогнозирования характеристик плазменных газификаторов применена RNG-разновидность k – ε -модели турбулентности, которая представляет собой совокупность дифференциальных

уравнений переноса кинетической энергии турбулентности k и удельной скорости диссипации кинетической энергии турбулентности ε . В уравнениях RNG k - ε -модели турбулентности

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho k) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[(\alpha_k \mu_{eff}) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k ;$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \varepsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[(\alpha_\varepsilon \mu_{eff}) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} - R_\varepsilon + S_\varepsilon ;$$

$$R_\varepsilon = \frac{C_\mu \rho \eta^3 (1 - \eta / \eta_0) \varepsilon^2}{(1 + \beta \eta^3) k} ; \quad d \left(\frac{\rho^2 k}{\sqrt{\varepsilon \mu}} \right) = 1,72 \frac{v}{\sqrt{v^3 - 1 + C_v}} dv ,$$

где μ_{eff} — коэффициент эффективной вязкости; G_k, G_b — генерация турбулентной кинетической энергии вследствие градиентов осредненных скоростей и под действием сил плавучести для идеальных газов соответственно; Y_M — влияние пульсационного расширения; $C_{1\varepsilon}, C_{2\varepsilon}, C_{3\varepsilon}, C_\mu, C_v, \eta_0, \beta$ — эмпирические константы; S_k, S_ε — дополнительные источники членов для k и ε ; $\alpha_k, \alpha_\varepsilon$ — величины, обратные значениям эффективных чисел Прандтля для k и ε соответственно; $\eta = S_k / \varepsilon$; $v = \mu_{eff} / \mu$; μ — коэффициент ламинарной вязкости; x_i, x_j — координаты; u — скорость потока; R_ε — источниковый член в уравнениях для диссипации турбулентной энергии.

С целью определения параметров потока в плазменном газификаторе с учетом флуктуаций в турбулентном потоке использована модель химического реагирования Eddy-Dissipation-Concept (EDC). Скорости химических реакций определяются по выражению Аррениуса и численно интегрируются при помощи ISAT-алгоритма. Согласно модели горения EDC скорость образования/разложения i -го компонента в реакции

$$R_i = \frac{\rho (\xi^*)^2}{\tau^* [1 - (\xi^*)^3]} (Y_i^* - Y_i),$$

где $\xi^* = C_\xi (v \varepsilon / k)^{3/4}$ — характерный размер мелкомасштабного реактора (константа

присутствуют дополнительные условия для вычисления турбулентной вязкости, которые позволяют более эффективно рассчитывать характеристики сильно закрученных потоков:

$C_\xi = 2,1377$); $\tau^* = C_\tau (v/\varepsilon)^{0,5}$ — время, за которое происходит реакция в реакторе (константа $C_\tau = 0,4082$); Y_i^* — массовая доля i -го реагента в реакторе по истечении времени τ^* .

Для двухфазных вычислений в плазменном газификаторе выбрана модель дискретной фазы DPM (Discrete Phase Model), рассчитывающая траектории движения отдельных частиц [5, 7].

Модель прогнозирует траектории частиц дискретной фазы (угольных частиц) путем интегрирования уравнений их движения, записанных в форме Лагранжа (приводится только для направления x):

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(u - u_p) + \frac{g_x(\rho_p - \rho)}{\rho_p} + F_x,$$

где F_x — дополнительный член, учитывающий ускорение газового потока; g — ускорение свободного падения; $F_D(u - u_p)$ — сила сопротивления, приходящаяся на единицу массы частицы, которая рассчитывается по формуле

$$F_D = \frac{18 \mu C_D \text{Re}}{24 \rho_p d_p^2}.$$

В приведенных выше выражениях u, ρ — скорость и плотность газовой фазы соответственно; u_p, ρ_p, d_p — соответственно скорость, плотность и текущий диаметр частицы; μ — коэффициент молекулярной вязкости газовой фазы;

Re — относительное число Рейнольдса; C_D — коэффициент сопротивления частицы.

Турбулентная дисперсия частиц относительно усредненной их траектории рассчитывается с использованием статистических методов. Распределение частиц относительно усредненной траектории представляется в виде функции плотности вероятности Гаусса, изменение которой определяется степенью дисперсии частиц вследствие действия турбулентных пульсаций. Турбулентная дисперсия вычисляется численно путем интегрирования уравнений движения индивидуальных частиц с использованием мгновенных значений скоростей газовой фазы в их окрестности.

Для нахождения вероятностных характеристик использована модель дискретного случайного отклонения DRW (Discrete Random Walk). В этой модели пульсационные компоненты скорости являются дискретными кусочно-постоянными функциями времени. Их случайные величины принимаются постоянными в течение промежутка времени, определяемого характеристическим временем турбулентных вихрей. Прогнозирование дисперсии частиц позволяет использовать понятие интегрального временного масштаба T , который определяет время турбулентного движения вдоль траектории частиц ds :

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = hA_p(T_\infty - T_p) + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4),$$

где c_p — удельная теплоемкость частицы при постоянном давлении; A_p — площадь поверхности частицы; T_∞ — локальная температура газовой фазы; h — коэффициент теплоотдачи; ε_p — коэффициент излучения частицы; σ — постоянная Стефана-Больцмана; θ_R — радиационная температура.

Модель выхода летучих применяется тогда, когда температура угольной

$$T = \int_0^\infty \frac{u'_p(t)u'_p(t+s)}{u_p'^2} ds.$$

В модели DRW (другое название — модель времени вихря) вычисляются особенности последовательного взаимодействия капель с турбулентными вихрями газовой фазы. Величины пульсационных компонент скорости газовой фазы u' , v' и w' , которые преобладают на протяжении времени турбулентных вихрей, выбираются в предположении, что они удовлетворяют распределению вероятности Гаусса

$$u' = \xi \sqrt{u'^2},$$

где ξ — нормально распределенное случайное число.

Модель инертного нагрева используется, когда температура частицы угля меньше температуры испарения T_{vap} . Это условие может быть записано таким образом:

$$T_p < T_{vap}; m_p \leq (1 - f_{v,0})m_{p,0},$$

где T_p — температура частиц; $m_{p,0}$ — первоначальная масса частицы; m_p — текущая масса; $f_{v,0}$ — доля летучих компонентов.

Для вычисления изменения температуры частиц во времени $T_p(t)$ используется уравнение теплового баланса, учитывающее конвективный и радиационный перенос теплоты:

частицы достигает температуры испарения T_{vap} и масса частицы m_p превышает массу нелетучих компонентов:

$$T_p \geq T_{vap}; m_p > (1 - f_{v,0})(1 - f_{w,0})m_{p,0}$$

где $f_{w,0}$ — массовая доля испаряющегося материала (в случае применения модели «мокрого» горения).

В предлагаемом исследовании для расчетов процессов плазменной газификации использована простейшая

модель выхода летучих с постоянной скоростью

$$-\frac{1}{f_{v,0}(1-f_{w,0})m_{p,0}} \frac{dm_p}{dt} = A_0,$$

где A_0 — постоянная.

Отметим, что летучие компоненты угля реагируют с окислителем согласно принятым уравнениям химической кинетики в газовой фазе.

Уравнение теплообмена частиц с газовой фазой в процессе выхода летучих учитывает конвективный и радиационный потоки теплоты:

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = hA_p(T_\infty - T_p) + \frac{dm_p}{dt} h_{fg} + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4),$$

где h_{fg} — энтальпия летучих компонентов.

После окончания процесса выхода летучих начинаются поверхностные реакции с уменьшением доли горючей фракции частицы f_{comb} . Имеют место следующие соотношения:

$$m_p < (1 - f_{v,0})(1 - f_{w,0})m_{p,0};$$

$$m_p > (1 - f_{v,0} - f_{comb})(1 - f_{w,0})m_{p,0}.$$

После расходования горючей фракции частицы могут содержать зольные элементы, к которым применима модель инертного нагрева.

Для расчетов процессов плазменной газификации использована модель поверхностных реакций (Multiple Particle Surface Reactions) [9]. Уравнение теплового баланса записывается следующим образом:

$$m_p c_p \frac{dT_p}{dt} = hA_p(T_\infty - T_p) - f_h \frac{dm_p}{dt} H_{reac} + \varepsilon_p A_p \sigma (\theta_R^4 - T_p^4),$$

где f_h — доля фракций, принимающих участие в поверхностных реакциях; H_{reac} — теплота, выделяющаяся в процессе поверхностных реакций.

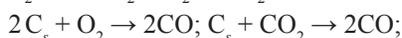
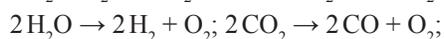
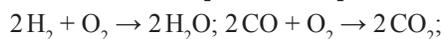
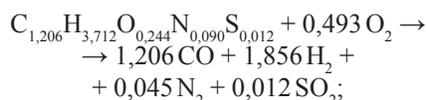
Угольные частицы имеют неравномерное распределение диаметров в соответствие с законом Розина-Раммлера, который устанавливает соотношение между средним диаметром частиц и массовой долей частиц с диаметром, большим, чем d :

$$Y_d = e^{-(d/\bar{d})^n},$$

где d — средний диаметр; n — параметр распределения.

В качестве сырья для газификации выбран битуминозный уголь (Powder River Basin bituminous coal) следующего состава (по массе): летучие — 29,9%; связанный углерод — 58,3%; зола — 6,8%; влага — 5,0%. В расчетах приняты: высшая теплотворная способность угля — $3,133 \cdot 10^7$ Дж/кг; удельная теплоемкость угля при постоянном давлении — 1680 Дж/(кг·К); плотность — 1400 кг/м³; коэффициент теплопроводности — 0,33 Вт/(м·К).

Для подобных углей предложена упрощенная кинетическая схема химического реагирования, которая учитывает девять химических реакций (пять являются объемными, а остальные — поверхностными):



Геометрическая схема плазменного малогабаритного газификатора угля, предназначенного для отработки технических решений в лабораторных условиях, показана на рис. 1. Газификатор имеет две секции: плазменный модуль предгазификации и модуль паровой газификации. Плазмообразующий воздух с температурой 4000 К и массовым расходом 2,0 г/с подводится в первую

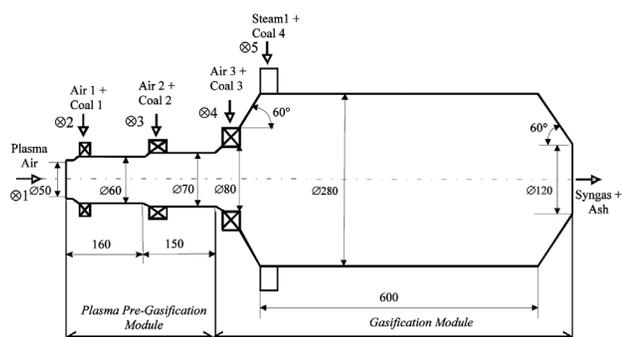


Рис. 1. Геометрическая схема плазменного газификатора

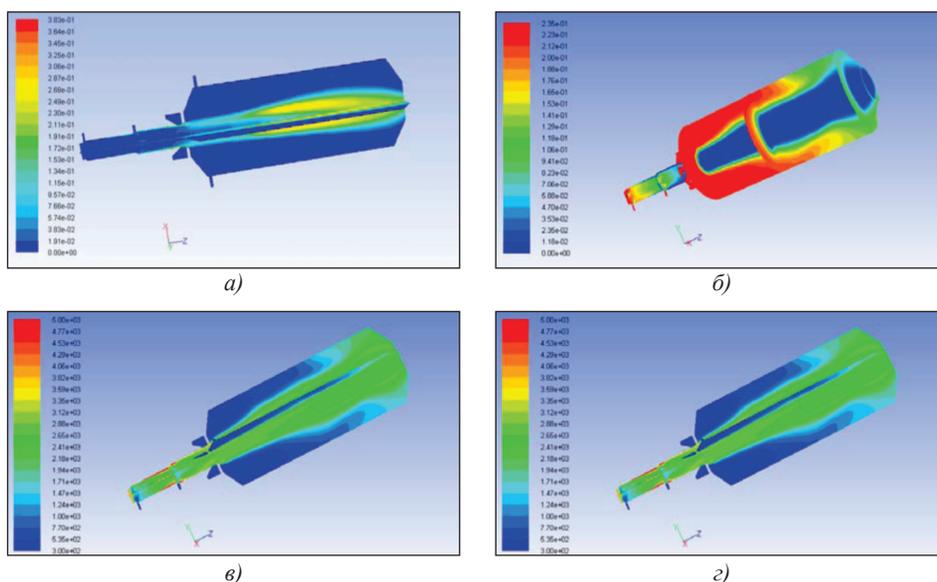


Рис. 2. Контуры концентраций CO (а), O₂ (б), температуры (в) и траектории угольных частиц (г) для схемы с двумя подводами угля

секцию через цилиндрическую трубку диаметром 50 мм.

Два воздушно-угольных потока подводятся последовательно в воздушную плазму для предварительного нагрева, выхода летучих и сгорания (частичного окисления). Следующая порция воздушно-угольной смеси (или чистый воздух) подается в модуль паровой газификации через специальный завихритель, что гарантирует устойчивое сгорание (частичное окисление) предварительно подготовленной плазменно-воздушно-угольной смеси. Пар и угольные части-

цы с суммарным массовым расходом 5,0...10,0 г/с подводятся в радиальном направлении в цилиндрическую часть газификатора для получения продуктов газификации, состоящих в основном из оксида углерода и молекулярного водорода. Угольные частицы направляются в плазменный модуль предгазификации с массовым расходом 1,0 и 2,0 г/с.

Контуры массовой доли CO, O₂, температуры, а также траектории движения частиц для различных вариантов подвода угля (Coal1 + Coal2) и (Coal1 + Coal2 + Coal4) представлены на рис. 2–4.

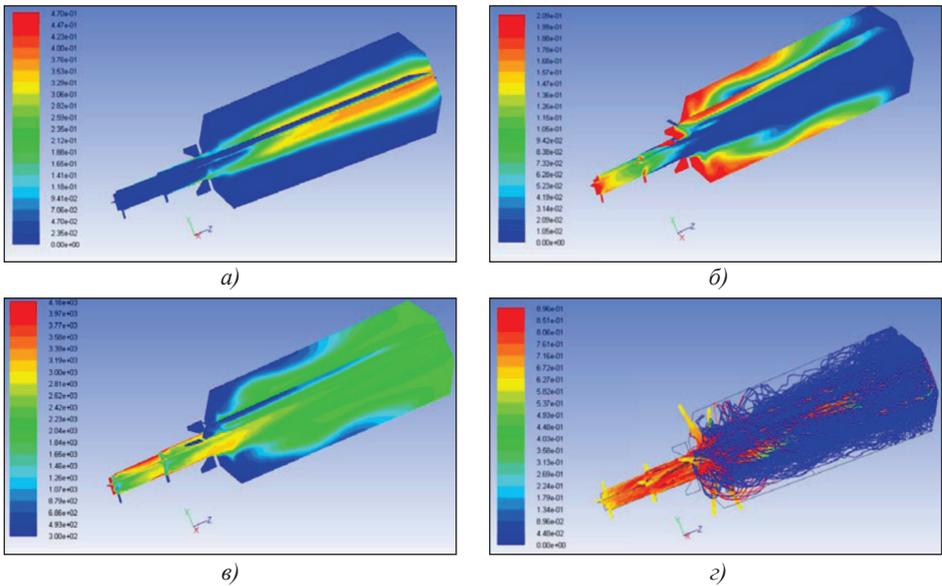


Рис. 3. Контуры концентраций CO (а), O₂ (б), температуры (в) и траектории угольных частиц (г) для схемы с тремя подводами угля (расходы водяного пара и Coal4 — 2,5 г/с)

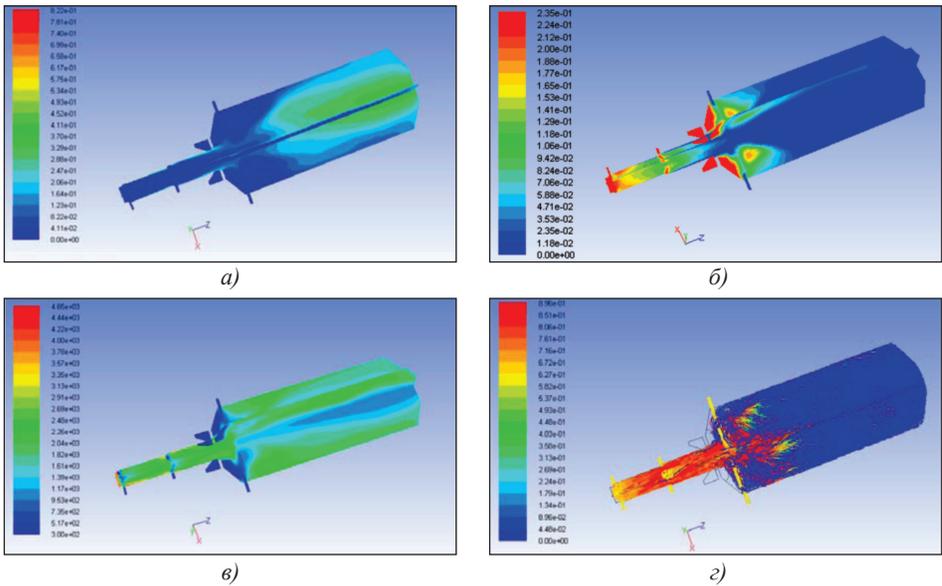


Рис. 3. Контуры концентраций CO (а), O₂ (б), температуры (в) и траектории угольных частиц (г) для схемы с тремя подводами угля (расходы водяного пара и Coal4 — 5,0 г/с)

Первый вариант (см. рис. 2) соответствует частичному окислению угля в первой секции газификатора, второй и третий варианты, отличающиеся массовым расходом водяного пара и угля во вто-

рой секции газификатора, соответствуют паровой газификации (см. рис. 3, 4).

Мольные доли компонентов на выходе газификатора для первого варианта следующие: CO = 0,0822, H₂ = 0,0193,

$\text{CO}_2 = 0,1082$, $\text{H}_2\text{O} = 0,0528$, летучие = 0,00199, $\text{O}_2 = 0,0198$, $\text{SO}_2 = 0,00055$, конверсия углерода — 99,8%. Мольные доли компонентов на выходе газификатора для второго варианта такие: $\text{CO} = 0,1753$, $\text{H}_2 = 0,0875$, $\text{CO}_2 = 0,0634$, $\text{H}_2\text{O} = 0,1041$, летучие = 0,0074, $\text{O}_2 = 0,0025$, $\text{SO}_2 = 0,00065$, конверсия углерода — 89,82%. Мольные доли компонентов на выходе газификатора для третьего варианта следующие: $\text{CO} = 0,2019$, $\text{H}_2 = 0,1255$, $\text{CO}_2 = 0,0516$, $\text{H}_2\text{O} = 0,1346$, летучие = 0,021, $\text{O}_2 = 3,01 \cdot 10^{-6}$, $\text{SO}_2 = 0,00061$, конверсия углерода — 64,72%.

ВЫВОДЫ

Выполненные расчеты свидетельствуют о возможности использования комплексов вычислительной гидродинамики для прогнозирования и оптимизации параметров плазменных угольных газификаторов. Дальнейшие усовершенствования вычислительных процедур связаны, прежде всего, с развитием более детальных кинетических схем сгорания и газификации углей различного фракционного состава с учетом радиационного теплообмена.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

- [1] Использование плазменно-топливных систем на пылеугольных ТЭС Евразии [Текст] / Е. И. Карпенко, Ю. Е. Карпенко, В. Е. Мессерле [и др.] // Теплоэнергетика, 2009. — № 6. — С. 10–14.
- [2] **Карпенко, Е. И.** Плазменно-энергетические технологии использования угля для эффективного замещения мазута и природного газа в топливном балансе ТЭС [Текст] / Е. И. Карпенко, В. Е. Мессерле, Н. М. Коногоров // Теплоэнергетика. — 2004. — № 10. — С. 53–60.
- [3] **Жуков, М. Ф.** Плазмохимическая переработка угля [Текст] / М. Ф. Жуков, Р. А. Калинин, А. А. Левицкий, Л. С. Полак. — М. : Наука, 1990. — 200 с.
- [4] **Романовский, Г. Ф.** Плазмохимические системы судовой энергетики [Текст] / Г. Ф. Романовский, С. И. Сербин. — Николаев : УГМТУ, 1998. — 246 с.
- [5] **Сербин, С. И.** Исследование влияния параметров распыливания жидкого топлива на температурное поле и экологические характеристики камеры сгорания [Текст] / С. И. Сербин, С. В. Вилкул // Вестник двигателестроения. — 2009. — № 3. — С. 93–97.
- [6] **Matveev, I.** Bituminous Coal Plasma Gasification [Text] / I. Matveev, S. Matveeva, V. Messerle, A. Ustimenko, S. Serbin // 3-nd Int. Workshop and Exhibition on Plasma Assisted Combustion, Falls Church. — Virginia, 2007. — P. 25–26.
- [7] **James, S.** The Lagrangian PDF Transport Method for Simulations of Gas Turbine Combustor Flow [Text] / S. James, M. S. Anand, S. B. Pope // 38th AIAA/ASME/SAE/ASEE Joint Propulsion Conference.— Indianapolis, USA, 2002. — AIAA 2002–4017. — 12 p.
- [8] **Matveev, I.** Preliminary Design and CFD Modeling of a 1 MW Hybrid Plasma Torch for Waste Destruction and Coal Gasification [Text] / I. Matveev, S. Serbin // 2-nd Int. Workshop and Exhibition on Plasma Assisted Combustion, Falls Church. — Virginia, 2006. — P. 43–44.
- [9] **Wen, C. Y.** Entrainment Coal Gasification Modeling [Text] / C. Y. Wen, T. Z. Chung // Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. — 1979. — Vol. 18, Nr. 4. — 4 p.