УДК 662.764; 66.011

МОДЕЛИРОВАНИЕ ДВУХСТАДИЙНОГО ГАЗИФИКАТОРА ДЛЯ КОНВЕРСИИ УГЛЯ И ШЛАМА В ПОТОКЕ ПЕРЕГРЕТОГО ПАРА

Богомолов А.Р.[1], Алексеев М.В.[1], Сорокин А.Л.[1], Прибатурин Н.А.[1], Кагакин Е.И.[2], Шевырев С.А.[2]

[1]*Институт Теплофизики им. С.С. Кутателадзе СО РАН, Новосибирск, Россия*
[2]*Кузбасский Государственный Технический университет имени Т.Ф. Горбачева, Кемерово, Россия*

Работа выполнена при финансовой поддержке гранта РФФИ 12-08-31162-мол_а.

АННОТАЦИЯ

Работа посвящена развитию технологий переработки органической части низкосортных углей и отходов угледобывающей промышленности, имеющих высокую влажность и зольность, при газификации их в потоке перегретого водяного пара. В процессе паровой газификации последовательно протекают процессы сушки, карбонизации и паровой конверсии карбонизированного сырья. Ранее авторами было проведено численное моделирование паровой газификации углей и шламов в потоке перегретого пара при совместном протекании всех указанных процессов в одном аппарате. Результаты моделирования показали, что совмещение процессов сушки, карбонизации и паровой конверсии в одном аппарате недостаточно эффективно с точки зрения использования смеси продуктов пиролиза и паровой газификации. Для улучшения характеристик паровой газификации углеродосодержащих материалов представляется перспективной разработка двухстадийной технологии с разделением процессов сушки и карбонизации углей и шламов и процесса паровой конверсии карбонизированного продукта, полученного в первой стадии. В работе представлены результаты численного моделирования процессов тепло- и массообмена при паровой газификации углей и шламов в двухстадийном газификаторе тепловой мощностью потока пара 50 кВт для каждой стадии. В качестве твердого топлива для моделирования газификации был выбран шлам угля ЦОФ «Березовская».

ВВЕДЕНИЕ

В связи с планируемым к 2020 году значительным увеличением доли угля в энергобалансе РФ становится актуальной разработка технологий не топливного использования отходов угольной промышленности. При увеличении добычи и обогащении угля происходит возрастание количества отходов угледобывающей промышленности. В отходах содержится значительная органическая составляющая в количестве экономически выгодном для использования, но не вполне пригодная для переработки с использованием существующих традиционных технологий. К таким отходам можно отнести высоко зольные шламы углеобогатительных фабрик, штыб и отсев, образующиеся при угледобыче, а также низкосортные угли.

Одним из способов переработки таких материалов, имеющих высокую влажность и зольность, является их газификация перегретым водяным паром [1, 2]. Создание промышленной технологии переработки этих материалов требует большого объема экспериментальных исследований, который может быть значительно сокращен при сочетании модельных экспериментальных исследований с численным моделированием. Поэтому возникает актуальная задача численного моделирования процессов тепло- и массообмена при паровой конверсии органических веществ в газификаторе. Ранее авторами было проведено численное моделирование одностадийного процесса конверсии углей и шламов в потоке перегретого пара [3]. Численное моделирование про-

цесса конверсии углеродосодержащих материалов в одностадийном аппарате показало, что совмещение в одном аппарате процессов сушки, карбонизации и паровой конверсии неэффективно с точки зрения использования смеси продуктов пиролиза и паровой газификации. Для улучшения характеристик технологического процесса паровой конверсии углеродосодержащих материалов представляется перспективным разработка двухстадийной технологии с разделением процессов сушки и карбонизации углеродосодержащих материалов и процесса паровой конверсии карбонизированного продукта, полученного в первой стадии. В данной работе представлена реализация численного эксперимента для двухстадийной технологии конверсии углей и шламов в потоке перегретого пара.

МАТЕМАТИЧЕСКАЯ МОДЕЛЬ ОДНОСТАДИЙНОГО ПРОЦЕССА КОНВЕРСИИ

Исследование двухстадийного процесса конверсии углей и шламов в потоке перегретого пара проводилось с использованием модели одностадийного процесса конверсии, реализованной в предыдущих работах [3]. Одностадийный газификатор представляет собой вертикальный цилиндрический теплоизолированный аппарат, в который сверху подается дисперсный углеродсодержащий материал. Перемещаясь вниз под действием собственного веса (при удалении зольного остатка из нижней части газификатора), материал образует пористую среду, через которую противотоком движется перегретый пар. Предварительные оценки интенсивности межфазного теплообмена показали, что высота корпуса должна быть значительно больше его диаметра, поэтому моделирование можно проводить в одномерном приближении, пренебрегая неоднородностью основных параметров (скорости, температуры) по сечению корпуса. При разработке модели в основу была положена модель автотермической слоевой газификации, разработанная в [4, 5]. При автотермической паровоздушной газификации протекание эндотермической реакции взаимодействия углерода с H_2O обеспечивается сгоранием части углерода с кислородом. При паровой газификации, в отличие от паровоздушной, кислород отсутствует, и тепло, обеспечивающее протекание указанной реакции, обеспечивается перегретым паром. Это позволяет упростить модель [4,5]. В рамках модели предполагается, что дисперсная фаза состоит из сферических частиц одинакового диаметра с жестким зольным скелетом, поры которого равномерно заполнены углеродом и летучими веществами. Вещество частиц состоит из углерода, влаги, летучих веществ и инертного зольного остатка. Система пар-угольные частицы представляет собой гетерогенную смесь. Дисперсная фаза движется под собственным весом сверху вниз, в противоток происходит фильтрация газовой фазы. Моделирование процессов, протекающих в твердой фазе – пиролиза, гетерогенного реагирования, а также описание теплопроводности твердой фазы проводится в рамках континуального подхода [6]. Температура твердой фазы в фиксированной точке – это усредненная по сечению аппарата температура поверхности частиц. Наличием температурных и концентрационных градиентов в частице пренебрегали. Гидродинамические (сопротивление фильтрующемуся потоку газа) и теплофизические (теплопроводность, теплоемкость) свойства твердой фазы равномерно распределены по высоте слоя и не изменяются в радиальном направлении. Газовая фаза включает перегретый пар, газообразные продукты пиролиза и продукты гетерогенного и гомогенного химического реагирования, представляющие собой однородную смесь идеальных газов, подчиняющихся уравнению состоянию Клапейрона-Менделеева. Давление принято постоянным и равным атмосферному.

Процесс термического разложения угольных частиц рассматривается как переход влаги и летучих компонентов из твердой фазы в газовую. Превращение летучих веществ в газовой фазе моделируется реакцией:

$$C_xH_yO_nN_p + H_2O \rightarrow xCO + (1 + y/2)H_2 + (p/2)N_2 + [(1 - x + n)/2]O_2,$$

где x, y, p, n – молярные концентрации элементов в летучих.

Система уравнений модели включает уравнения переноса компонент газовой фазы, уравнение энергии газовой фазы, уравнения переноса компонент твердой фазы, уравнение энергии твердой фазы. Более подробно модель описана в [5].

Ранее было проведено численное исследование процесса газификации органического сырья в одностадийном газификаторе с тепло-

вой мощностью потока пара 50 кВт. При данной мощности и температуре пара Tg=1000°C площадь сечения газификатора при радиусе корпуса R=0,0375 м составляет S = 4,4 10^{-3}м^2,. Расход пара, поступающий в газификатор при данной мощности, равен Gg=0,0189 кг/с. В качестве твердого топлива для моделирования газификации был выбран шлам угля ЦОФ «Березовская» со следующими параметрами: массовая доля влаги W^r=35%, массовая доля углерода C^r=42.6%, массовая доля водорода H^r=2.9%, массовая доля кислорода O^r=13.9%; массовая доля азота N^r=0.4%; массовая доля летучих V^r=28.8%. Расчетные молярные коэффициенты для летучих $C_xH_yO_nN_p$ составляют x=2.0374, y=6.0695, n=1.8328, p=0.0602, при этом молярная масса летучих составляет 0,0608 кг/моль. Диаметр зерна твердой фазы составляет d=0,004 м. Высота газификатора составляла h=1 м. Начальная температура твердой фазы составляла Ts=20°C. Расход твердой фазы выбирался из отношения расходов Kg=1; 0,5; 0,25; 0,16-0,176, где $Kg=Gs/Gg$ — отношение начального расхода твердой фазы к расходу пара.

Исследование параметров одностадийного процесса противоточной слоевой газификации органического сырья в потоке перегретого водяного пара выявило как преимущества данного типа газификации, так и его недостатки. Основным преимуществом одностадийного процесса является простота организации процесса непрерывного действия. При этом анализ параметров выявил существенный недостаток одностадийной противоточной слоевой газификации - зависимость процесса паровой конверсии углерода от процессов сушки и пиролиза органического сырья.

Анализ выхода летучих, влаги и углерода по длине газификатора показал, что процесс паровой конверсии не начинается, пока не заканчиваются процессы сушки и пиролиза органического сырья. Данный факт является следствием специфики нагрева потока твердой фазы противоточным потоком пара. Вследствие данного ограничения полная паровая конверсия углерода возможна только при относительно малых расходах подаваемого органического сырья. Так, для конверсии 90% углерода необходимо, чтобы отношение расхода твердой фазы к расходу паровой фазе не превышало $Kg=0,17$. Чтобы преодолеть установленное ограничение по расходу твердой фазы, определяемое заданной полнотой конверсии углерода, целесообразно провести разделение процессов сушки – пиролиза и паровой конверсии углеродсодержащего материала по двум связанным аппаратам.

ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ О ДВУХСТАДИЙНОЙ ГАЗИФИКАЦИИ

В первом аппарате производится сушка и удаление летучих, во втором происходит паровая конверсия осушенного и карбонизированного материала.

На рисунке 1 представлена схема расчета двухстадийного газификатора. Пусть на вход газификатора 1 подается твердая фаза с массовым расходом Gs, температурой Ts и линейной скоростью w. В противоток с другого конца газификатора подается перегретый пар с массовым расходом Gg, температурой Tg и начальной скоростью u. С этого же конца происходит выход обработанной твердой фазы с расходом Gs', температурой Ts' и линейной скоростью w. Скорость подачи твердой фазы w остается постоянной из-за постоянства объёма зольного каркаса углеродсодержащего материала. В первом газификаторе происходит сушка и пиролиз твердой фазы. Летучие и влага вместе с потоком пара выходят с противоположной стороны с массовым расходом $Gg1$. После газификатора 1 твердая фаза с расходом Gs', температурой Ts' и линейной скоростью w подается на вход газификатора 2.

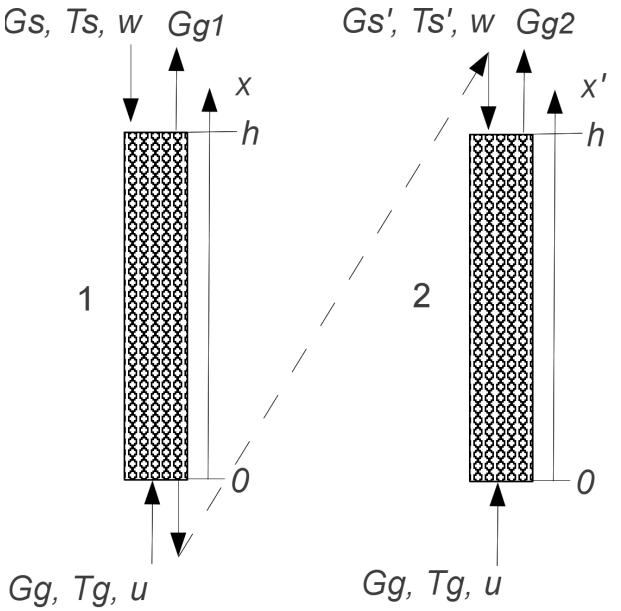

Рис.1 Схема расчета двухстадийного газификатора.

С другой стороны подается перегретый пар с массовым расходом *Gg*, температурой *Tg* и начальной скоростью *u*. В газификаторе 2 происходит паровая конверсия углерода, выход продукт газа происходит попутно с потоком пара.

При условии равенства геометрических характеристик первой и второй ступеней возможно создание универсального модуля-газификатора. При различных расходах пара и его степени перегрева модуль-газификатор можно использовать как одностадийный газификатор, так и для компоновки двухстадийного газификатора из двух модулей. Проведенный параметрический анализ для длины и сечения газификатора показал, что наиболее оптимальные геометрические параметры блока газификатора при тепловой мощности парового потока 50 кВт и температуре 1000 ^{O}C составляют: высота h=1 м и площадь сечения S = 4,4 10^{-3}м^2.

ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПЕРВОЙ СТУПЕНИ ДВУХСТАДИЙНОГО ГАЗИФИКАТОРА

На рисунках 2-3 представлены данные численного эксперимента для первой ступени двухстадийного газификатора. Ранее при исследование режимов одностадийного газификатора было показано [3], что для реализации 90% конверсии углерода (влажный уголь разреза Березовский) требуется задать отношение расхода твердой фазы к расходу паровой фазе не более *Kg=0,17*.

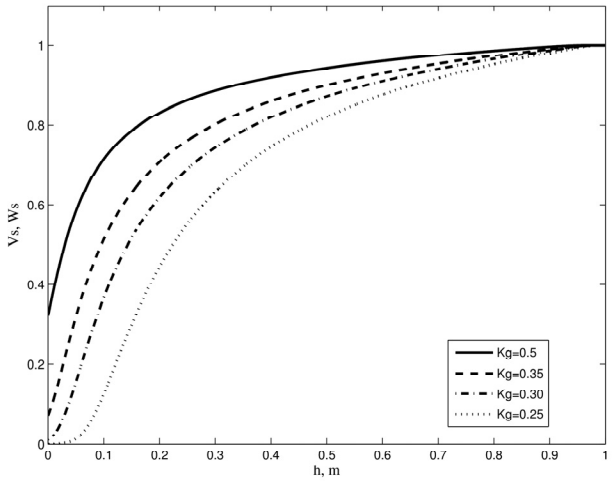

Рис.2 Профили массовой концентрации влаги Ws - летучих Vs в твердой фазе по длине газификатора для первой ступени газификатора.

Использование двухстадийной схемы газификации позволяет увеличить расход твердой фазы так, чтобы в первой ступени происходили только процессы сушки и пиролиза. Определим диапазон изменения расходного параметра *Kg* для работы первой ступени газификатора. Для этого рассмотрим профили изменения массовой концентрации влаги *Ws* и изменения массовой концентрации летучих *Vs* на рисунке 2 и профиль изменения массовой концентрации углерода *Cs* на рисунке 3. Профили представлены для значений расходного параметра *Kg*= 0,5; 0,35; 0,30; 0,25. Совпадение профилей выхода влаги и летучих связано с одинаковостью математического описания данных процессов [4,5].

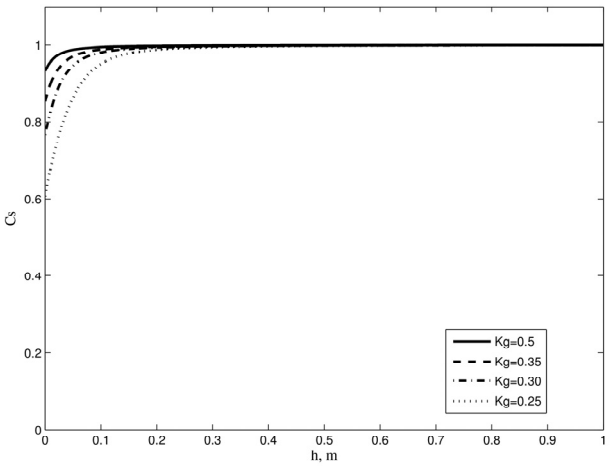

Рис.3 Профили массовой концентрации углерода Cs в твердой фазе для первой ступени газификатора.

Диапазон изменения расходного параметра *Kg* для работы первой ступени газификатора определяется условием близкого к полному выхода влаги и летучих и условием минимальной конверсии углерода. Как можно заметить, наиболее оптимальный режимы работы первой ступени газификатора соответствует диапазону расходного параметра *Kg*=0,30-0,35.

Так, при *Kg*=0,30 остаточная массовая концентрация влаги *Ws* - летучих *Vs* в твердой фазе на выходе стремится к нулю, при этом массовая концентрация углерода *Cs* на выходе чуть ниже 80 %. Для *Kg*=0,35 на выходе из

первой ступени массовая концентрация влаги *Ws* - летучих *Vs* составляет около 10 %, массовая концентрация углерода *Cs* на выходе повышается до 88 %. Значения расходного параметра *Kg* более 0,35 неприемлемы из-за значительной величины остаточной влаги и летучих. Для значений *Kg* менее 0,30 неприемлемы вследствие увеличения конверсии углерода.

ЧИСЛЕННОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ВТОРОЙ СТУПЕНИ ДВУХСТАДИЙНОГО ГАЗИФИКАТОРА

Данные численного эксперимента для второй ступени двухстадийного газификатора представлены на рисунках 4-5. Расчеты проведены для расходных параметрах Kg=0,30; 0,35. На рисунках 4 и 5 представлены профили массовой концентрации влаги Ws - летучих Vs и углерода Cs по высоте газификатора соответственно.

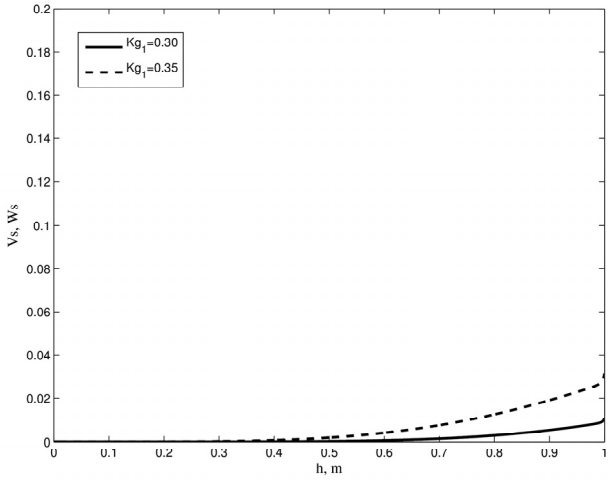

Рис.4 Профили массовой концентрации влаги Ws - летучих Vs в твердой фазе по длине газификатора для второй ступени газификатора.

Начальные данные для расчета такие же, как при расчете первой ступени, кроме параметров твердой фазы на входе во вторую ступень газификатора. При расходном параметре Kg=0,3 температура твердой фазы на входе второй ступени газификатора равна Ts = 799,15 °C, расход твердой фазы Gs= 0,0033 кг/с. Для Kg= 0,35 температура твердой фазы на входе второй ступени равна Ts = 776,5 °C, начальный расход твердой фазы Gs= 0,0041 кг/с.

На рисунке 4 видно, что на входе рабочего участка второй ступени газификатора относительная массовая концентрация летучих *Vs* и влаги *Ws* для расходного параметра *Kg*=0,30 не превышает 1 %; для *Kg*=0,35 не превышает 3 % и далее спадает до нуля.

Профили массовой концентрации углерода *Cs* по высоте газификатора представлены на рисунке 5 для расходного параметра *Kg*=0,30; 0,35. Как можно заметить, массовая концентрация углерода *Cs* уменьшается с 76 % до 22 % для *Kg*=0,30 , для *Kg*=0,35 с 86 % до 40 %.

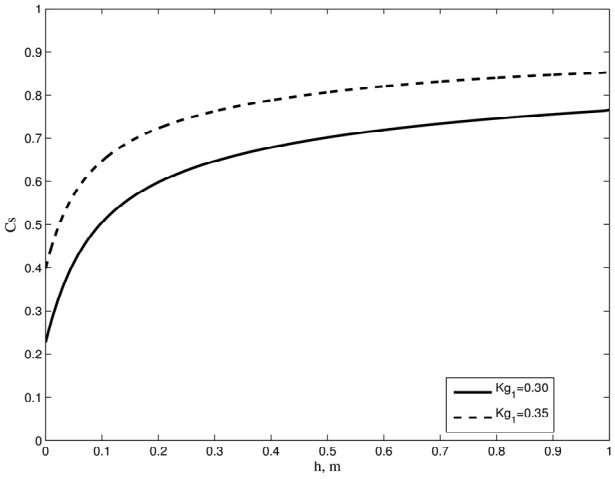

Рис.5 Профили массовой концентрации углерода Cs в твердой фазе для первой ступени газификатора.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Представлены результаты численного моделирования двухстадийного газификатора для конверсии отходов угля в потоке перегретого пара. На основе одностадийной модели реализована двухстадийная схема газификации. Показано что степень паровой конверсии углерода для двухстадийной схемы газификации составляет ΔCs =54 % при расходном параметре твердой фазы *Kg*=0,30, а при *Kg*=0,35 – ΔCs =45 %. Удельная степень конверсии углерода для двухстадийного процесса меньше чем при одностадийном процессе *Kg*=0,17 – ΔCs =90 %. При этом двухстадийная схема позволяет разделить пиролизный и синтез газ, что является технологическим преимуществом.

ЛИТЕРАТУРА

1. Богомолов А.Р., Шевырёв С.А., Алексеев М.В., Перспективы высокотемпературной газификации угля и шлама// ТЕПЛОЭНЕРГЕТИКА, 2013, № 2, с. 77–80 Bogomolov A.R., Shevyrev N.A., Alekseev M.V., Prospects for high-temperature gasification of coal and sludge[in Russian]//THERMAL POWER, 2013, No 2, pp. 77–80
2. Н.А. Прибатурин, В.А. Федоров, М.В. Алексеев, А.Л. Сорокин, Изучение горения водород-кислородной смеси в потоке водяного пара низкой температуры// Тепловые процессы в технике. 2012. № 6. С. 261-266. Pribaturin N.A., Fedorov V.A.., Alekseev M.V., Sorokin A.L. Study of hydrogen-oxygen mixture burning in low temperature steam flow.[in Russian]// Thermal processes in engineering. 2012. № 6. P. 261-266.
3. Алексеев М.В., Богомолов А.Р., Прибатурин Н.А., Шевырев С.А., Сорокин А.Л., Кагакин Е.И, Моделирование слоевого противоточного газификатора для конверсии шлама угля ЦОФ «Березовская» в потоке перегретого пара// Вестник КузГТУ, 2013, №1, с. 79-84 Alekseev M.V., Bogomolov A.R., Pribaturin N.A., Shevyrev N.A., Sorokin A.L., Kagakin E.I., Simulation of layer countercurrent gasifier for converting sludge of TSOF Berezovskaya in the stream of superheated steam[in Russian]//Bulletin of Kuzbass State Technical University, 2013, No 1, pp. 79-84
4. Исламов С.Р. Энергоэффективное использование бурых углей на основе концепции «Термококс» : Дис. докт. техн. наук. Красноярск.: Сибирский фед. Ун-т., 2010. Islamov S.R. Energy useful utilization brown coals based on “Thermocoke” conception. [in Russian], Ph.D. Thesis, Krasnoyarsk: Siberian Federal University, 2010.
5. А.А. Гроо, И.А. Кузоватов, С.Г. Степанов Численное решение системы обыкновенных дифференциальных уравнений, описывающих тепло- и массообмен с химическими реакциями в слоевом газификаторе // Математические методы и моделирование. - Красноярск: КГТУ, 2004, вып. 33. - С. 71-78 A.A. Groo, I.A. Kuzovatov, S.G. Stepanov, Numerical solution of ordinary differential equations describing heat and mass transfer with chemical reactions in fuel-bed gasifier [in Russian]// Mathematical methods and modeling. Krasnoyarsk: KSTU, 2004, vol. 33. - S. 71-78
6. Нигматулин Р.И., «Динамика многофазных сред», т. 1, 2, Москва: Наука, 1987. Nigmatulin R.I. «Dynamics of Multiphase Media», Vol. 1,2 [in English] Hemisphere.-1991.

© Богомолов А.Р., Алексеев М.В., Сорокин А.Л., Прибатурин Н.А., Кагакин Е.И., Шевырев С.А.