

УДК 536.46:662.61

Двухстадийное термохимическое преобразование твердого топлива в установке с паровым эжектором

В.К. Баев, А.Н. Бажайкин, Д.В. Чусов, В.В. Шумский

*Институт теоретической и прикладной механики
им. С.А. Христиановича СО РАН, Новосибирск*

E-mail: bazhan@itam.nsc.ru

Выполнен цикл испытаний установки при использовании в эжекторе водяного пара вместо сжатого воздуха. В результате экспериментов получены данные газового анализа — объемные концентрации O_2 , CO , CO_2 , C_nH_m , NO_x , H_2 при различном соотношении потоков воздуха и пара. Эти данные сопоставляются с результатами расчета термодинамически равновесных составов реагирующей смеси $C+H_2O$ +воздух, в том числе при избытке воздуха ($\alpha \leq 1$), по программе «Тетга», а также с данными ряда работ по составам газов для различных случаев газификации при высоком содержании балласта. Показано, что в испытанной схеме пар служил в основном инертным разбавителем, что не исключало возможности получения газов с относительным содержанием H_2/CO и CO/CO_2 , соответствующих различным случаям газификации.

Ключевые слова: углерод в твердой фазе, газификация угля, водяной пар, паровой эжектор, камера смешения с пористыми стенками.

Введение

Создание установок для термохимической переработки различных видов твердого топлива при достаточно простых способах управления процессом является актуальной задачей, это касается по крайней мере тех из них, которые являются маломощными и предназначены для локального энергообеспечения или переработки отходов. Представляется целесообразным использовать для этих целей двухстадийную схему переработки топлива, состоящую из газификации + смешения с завершением реакций, как это было реализовано в работе [1]. Энергетически выгодно вместо сжатого воздуха употреблять водяной пар, генерируемый в системе охлаждения элементов конструкции или от уходящих газов. При этом не исключается применение паровой машины для получения полезной работы. Использование водяного пара выгодно в процессах газификации, то есть на первой стадии рассматриваемого процесса, когда заранее неизвестно будет ли достигнуто химическое равновесие в эжекторе при смешении пара с продуктами газификации.

Стадийное термохимическое внутрицикловое преобразование твердого топлива в энергетических установках может реализовываться с помощью различных технологий, из которых наиболее современной и эффективной является плазмотермическая. Использование плазмотронов для стимулирования интенсивных химических реакций в сильно забалластированных топливо-воздушных смесях позволяет организовать переработку низкосортных углей [2–4]. Сочетание разных технологий с описываемым в настоящей работе

способом организации процесса с использованием парового эжектора представляет интерес, но при этом возникает проблема очистки газов от твердой фазы при непрерывном удалении ее с фильтрующих поверхностей. При осуществлении слоевого горения топлива проблема очистки решается проще, поскольку непрореагировавшие частицы остаются в основном в золе.

Использованная в настоящей работе термодинамическая модель в равной, и может быть в большей степени, применима к анализу процессов в проточных системах, соответствующих цитируемой литературе. Авторами приводится описание и анализ работы установки с паровым эжектором.

Экспериментальная установка

На рис. 1 изображена схема установки и проиллюстрирована схема протекающего в ней процесса двухстадийного термохимического преобразования твердого топлива. Твердое топливо 4 (древесный или каменный уголь) засыпался на проницаемую жаропрочную распределительную пластину 5, служившую колосниковой решеткой, под которую подавался первичный воздух. В сопло эжектора подавался пар от отдельного электрического парогенератора 8. Расход первичного воздуха мог увеличиваться путем включения вентилятора 6 с регулируемым числом оборотов. Это позволяло работать без пара, изменять соотношения между расходами первичного воздуха и продуктов газификации и при необходимости поддерживать атмосферное давление во избежание подсоса воздуха или выброса образующихся продуктов через верхнюю крышку в случае ее негерметичного прилегания. Эжектор 1 (он же смеситель, камера дожигания или реагирования пара с продуктами) имел стенки из проницаемого материала — интерметаллида NiAl, приготовленного посредством самораспространяющегося высокотемпературного синтеза, с пористостью ~ 60 % и характерным размером ячейки 0,35 мм. Парогенератор 8 постоянной мощности ~ 1 кВт обеспечивал расход пара 0,355 г/сек через сопло 2 диаметром 1 мм при максимально допустимом давлении пара $3,5 \cdot 10^5$ Па. Характерные размеры установки: габариты корпуса 3 — 150×100×300 (высота) мм, эжектор 1 представлял собой трубу длиной ~ 200 мм с наружным диаметром 48 мм, внутренним — 28 мм. Расход воздуха измерялся мерным соплом 7 на входе в вентилятор 6 по разрежению с точностью ± 1 Па. Газовый анализ производился газоанализатором непрерывного действия типа «Тест» с измерением мольных долей O_2 , CO, CO_2 , C_nH_m , NO, H_2 и температуры

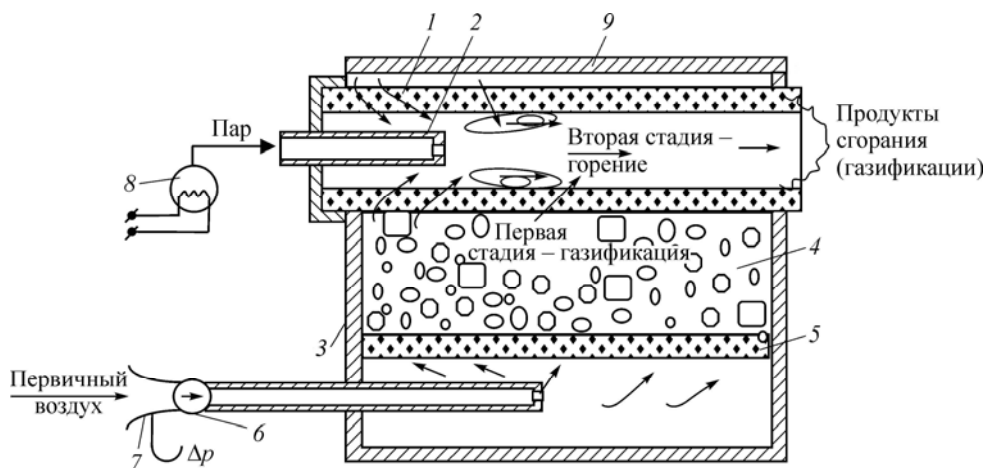


Рис. 1. Схема процесса и установки.

- 1 — пористая труба — эжектор, 2 — паровое сопло, 3 — корпус, 4 — твердое топливо, 5 — распределительная пластина, 6 — вентилятор для принудительной подачи воздуха, 7 — входное мерное сопло, 8 — эжекторный парогенератор, 9 — крышка корпуса.

газов в месте отбора. При работе стенки установки разогревались, тепло отводилось в окружающее пространство излучением и конвекцией и составляло по оценкам до 30 % от общего тепловыделения, что примерно соответствовало мощности парогенератора 8. Выбранная схема работы позволяла обеспечить стабильность процесса при его относительной кратковременности (до 15 мин).

Результаты термодинамического расчета равновесного состава продуктов термохимической подготовки твердого топлива

Расчеты выполнены по программе «Тетга» [5] для системы, состоящей из углерода в твердой фазе в количестве m_C , водяного пара в количестве m_w ; воздуха в количестве m_a при $t = 100$ °С и $p = 10^5$ Па. Коэффициент избытка воздуха $\alpha = m_a / (m_C \cdot L_0)$ рассматривался по отношению к кислороду в составе воздуха без учета кислорода, содержащегося в водяном паре, здесь $L_0 = 11,51$ кг/кг — стехиометрический коэффициент для углерода. Состав воздуха: $O_2 = 20,93$ %; $N = 78,09$ %; $Ar = 0,96$ %.

Расчет проведен для следующих режимов: исходное массовое содержание твердого углерода до реакции $(m_C)_0 = 1$ во всех режимах; $\alpha = 0,0869, 0,2, 0,4, 0,5, 0,6, 0,7, 0,8, 1,0$; исходное массовое содержание водяного пара до реакции $(m_w)_0 = 0, 0,5, 1,0$. В результате расчетов для каждого из режимов вычислены равновесные термодинамические параметры смесей и их составы для 26 веществ, из которых значительными были концентрации H_2 , CO , CO_2 , O_2 , H_2O и концентрация углерода в твердой фазе $C_{(f)}$; в небольших количествах также присутствовали CH_4 и NO_x . Важно отметить, что остаток углерода в твердой фазе в силу того, что он нагревается до равновесной температуры, приводит к потерям тепла в газовой фазе.

Рисунки 2 и 3 наглядно иллюстрируют влияние исходных составов на концентрацию продуктов реакции. Рисунок 2 отображает количество углерода и водяного пара, вступающего в химические реакции в зависимости от $(m_w)_0$, также здесь приведены значения $(m_w)_0$ для соответствующих кривых. Достижение значения $\bar{m}_C = 1 - m_C / (m_C)_0 = 1$ соответствует полному расходу топлива в твердой фазе. Аналогично $\bar{m}_w = 1 - m_w / (m_w)_0$ соответствует доле пара, вступившей в реакции, здесь m_C и m_w — массовое содержание твердого углерода и водяного пара после реакции. Видно, что кривые $\bar{m}_w(\alpha)$ имеют

максимум при α , близких тем значениям α , при которых достигается $\bar{m}_C = 1$. Причем для заданных $(m_w)_0 = 0,5$ и $1,0$ полного расходования пара не происходит.

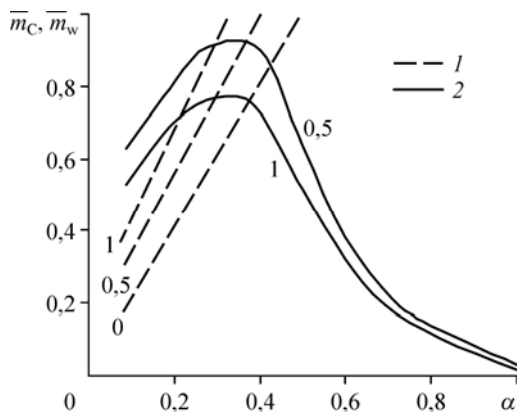


Рис. 2. Использование углерода и воды в зависимости от коэффициента избытка воздуха. 1 — углерод, 2 — вода.

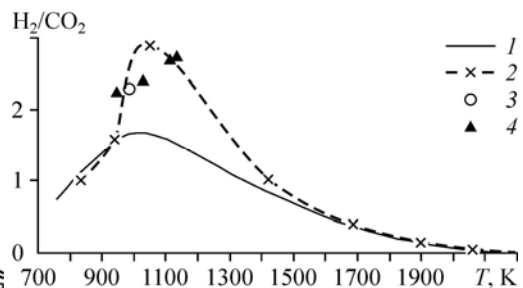


Рис. 3. Зависимость H_2/CO_2 от температуры.

1 — расчет для $(m_w)_0 = 1$, 2 — расчет для $(m_w)_0 = 0,5$; данные [6]; 3 — пар $H_2O/O_2 + C$ при 700 °С, 4 — равновесная смесь $H_2O + CO \leftrightarrow CO_2 + H_2$.

Ввиду того, что без участия водяного пара углерод может окисляться только до СО или СО₂, минимальное значение коэффициента избытка воздуха, вступившего в реакцию, будет $\alpha_t = 0,5$ (окисление только до СО), что практически и наблюдается при исходных значениях $\alpha < 0,5$ и $(m_w)_0 = 0$. При добавке водяного пара вода вступает в реакции с углеродом при $\alpha_t < 0,5$. По результатам газового анализа легко можно определить α_t по отношению количества молекул О₂, вступивших в реакцию, к их количеству, необходимому до полного окисления С до СО₂ и Н₂О.

$$\alpha_t = \left[0,5 \left(\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2} - \frac{\text{H}_2}{\text{CO}_2} - 2 \frac{\text{CH}_4}{\text{CO}_2} \right) + 1 \right] / \left(\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2} + \frac{\text{CH}_4}{\text{CO}_2} + 1 \right),$$

здесь СО, Н₂, СО₂, СН₄ — мольные концентрации газов в продуктах сгорания. Содержание СН₄ при $\alpha > 0,4$ пренебрежимо мало, а максимальное значение СН₄, полученное в расчетах, составляло ~4,5 % при $\alpha = 0,0869$ и $(m_w)_0 = 1,0$. Расчетные значения Н₂/СО₂ приведены на рис. 3, где так же представлены экспериментальные значения, заимствованные из работы [4], для равновесных смесей реакции Н₂ + СО₂ ↔ СО + Н₂О и для парокислородной газификации углерода. Корреляция между этими данными и расчетной кривой для $(m_w)_0 = 0,5$ свидетельствует о том, что при этих условиях происходит почти полное расходование пара, тогда как при его избытке для $(m_w)_0 = 1$ количество Н₂/СО₂ при тех же температурах значительно ниже. Как следует из рис. 3, до температуры ~950 К содержание воды не влияет на отношение концентраций Н₂/СО₂. Эта область снижения температуры за счет избытка твердой фазы и примерного постоянства α_t , при котором происходит реакция. Затем наблюдается сильная зависимость Н₂/СО₂ для $(m_w)_0 = 0,5$ (2) до $T \approx 1400$ К, после чего различие для обоих режимов опять невелико. Однако участие Н₂О в реакциях здесь мало.

На рис. 4 представлены результаты расчетов в координатах (Н₂/СО; СО/СО₂), где расчетные кривые Н₂/СО₂ = const представляют собой гиперболы, т.е. Н₂/СО × СО/СО₂ = Н₂/СО₂ = const. На графике нанесены линии, соответствующие нескольким значениям Н₂/СО₂, указанным на рис. 4. Примерные значения температур могут быть оценены по этим величинам в соответствии с изложенным выше в отношении рис. 2 и 3.

Таким образом, данные, полученные в результате расчетов позволяют оценить на какие составы можно ориентироваться при различных уровнях теплотерь и разбавления инертными газами.

Экспериментальные результаты

На рис. 4 нанесены экспериментальные точки. Результаты, обозначенные символами, около которых стоят цифры 1–9, соответствуют различным случаям газификации, взятым из работы [7]; символы без цифр — экспериментальные точки, полученные в настоящем исследовании. На рис. 5 приведены все полученные экспериментальные

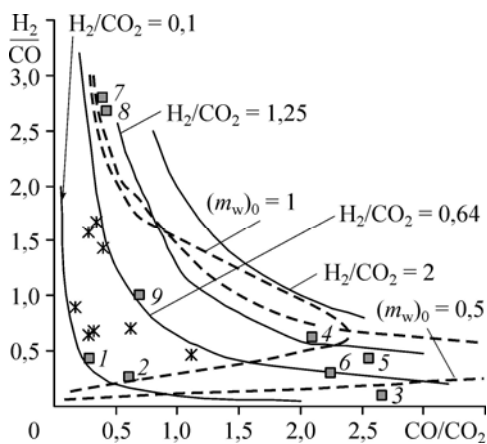


Рис. 4. Расчетные значения концентраций.

Состав искусственных газов [7]:

- 1 — продувочный коксовый (процесс водяного пара),
- 2 — продувочный (антрацит, процесс водяного пара),
- 3 — доменный (коксовый),
- 4 — воздушный из бурого угля в кипящем слое,
- 5 — воздушный из кокса в кипящем слое,
- 6 — доменный (древесноугольный),
- 7 — подземная газификация углей,
- 8 — газификация бурых углей при $p = 2 \cdot 10^{-5}$ Па,
- 9 — полукоксовый из каменных углей.

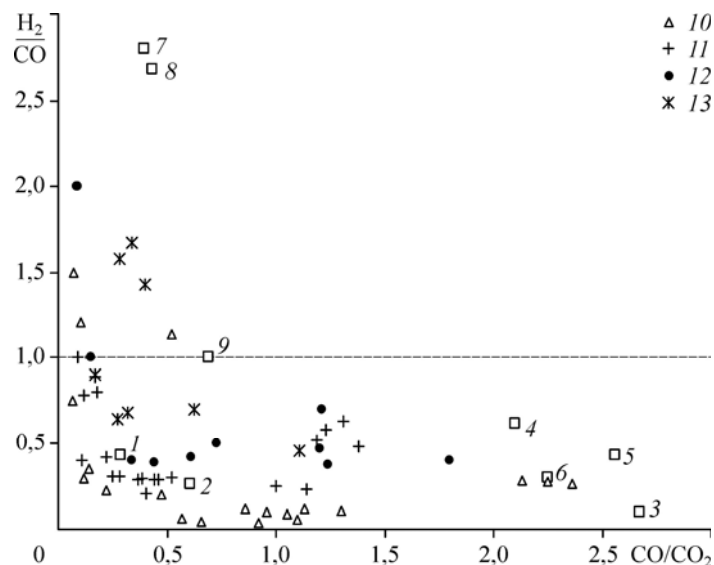


Рис. 5. Состав газов в продуктах газификации при высоком содержании балласта.

Экспериментальные данные, полученные на установке с паровым эжектором:
 древесный уголь: без пара (10), пар + воздух (11); каменный уголь: пар + воздух (12);
 Остальные обозначения см. на рис. 4.

данные в тех же координатах, что на рис. 4. Штриховой линией, соответствующей значению $H_2/CO_2 = 1$, показана условная граница между продуктами газификации, богатыми и бедными водородом. Видно, что весь массив экспериментальных данных, полученных при произвольном изменении режимных параметров как за счет изменения расхода воздуха, так и за счет включения или отключения подачи пара, качественно соответствует характеру ожидаемых зависимостей для достаточно больших потерь тепла и балластировки и в значительной степени соответствует наблюдаемым в различных технологиях составам.

Что касается полноты сгорания η , то для режимов горения необходима его величина, близкая к единице, а для режимов газификации она должна быть как можно ниже, но, по-видимому, не менее $0,4 \div 0,5$. Коэффициент избытка воздуха α_r и полнота

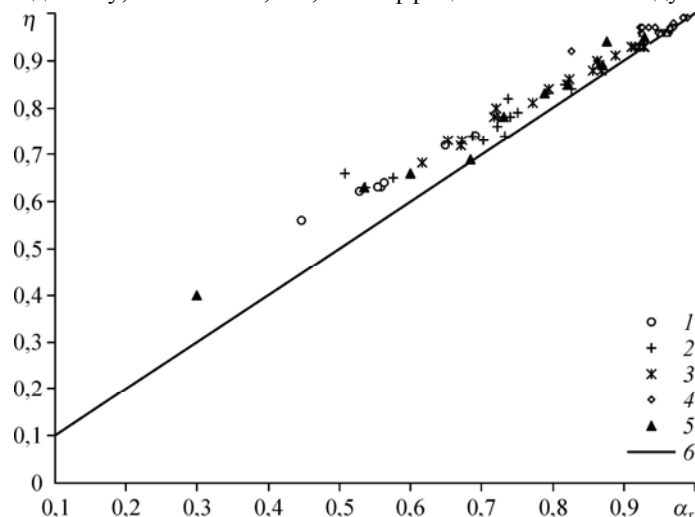


Рис. 6. Расчетные α и η по измеренному составу прореагировавших газов.

Древесный уголь: 1 — воздух, 2 — воздух + пар; 3 — пар; каменный уголь: 4 — воздух + пар, 5 — пар;
 6 — полнота сгорания при полном реагировании топлива с кислородом.

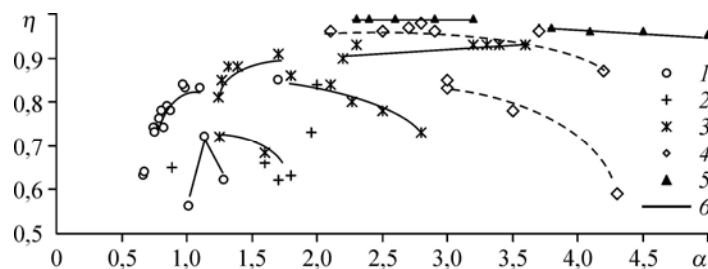


Рис. 7. Зависимость полноты сгорания топлива от коэффициента избытка воздуха. Обозначения см. на рис. 6.

сгорания η , вычисленные по результатам газового анализа по составу веществ, вступивших в реакции, представлены на рис. 6. Зависимость η от суммарного коэффициента избытка воздуха, то есть от степени разбавления воздухом продуктов, представлена на рис. 7. Здесь возрастание α соответствует увеличению разбавления. Для случая горения ($\eta \approx 0,97 \div 0,99$) отсутствие падения η также означает отсутствие реакций. Для меньших значений η падение с увеличением α может означать протекание реакций, например, с H_2O , но не исключает влияния уменьшения α на стадии газификации за счет увеличения поступления воздуха через неплотности корпуса.

В испытанной схеме пар в основном играл роль инертного эжектирующего газа. Полученный экспериментальный материал не позволил точно определить роль реакций, протекающих в эжекторе. Грубые оценки показали, что в любом случае не более 10 % пара могло участвовать в термохимических процессах. Для повышения его доли возможна подача пара и на первой стадии термохимического преобразования.

Наблюдение за пламенем на выходе из установки на режимах газификации показало, что пламя не содержит твердых частиц и имеет светлоголубой цвет. Этому способствует фильтрация продуктов газификации через пористую стенку эжектора. Во всех опытах оксиды азота практически отсутствовали. Следы углеводородов (не более 1000 млн^{-1}) в некоторых режимах наблюдались.

Заключение

Проведенное исследование показало возможность использования парового эжектора в сочетании с камерой смешения с пористыми проницаемыми стенками для реализации процессов горения или газификации твердых топлив, что определяется требованиями конкретной технологии переработки топлива с учетом возможностей использования элементов топочной техники, применяемой на практике.

Список литературы

1. Баев В.К., Бажайкин А.Н. Некоторые результаты тестирования двухступенчатой системы газификации и горения углей с воздушным эжектором // Горение топлива: теория, эксперимент, приложения: Тезисы докл. IX Всеросс. конф. с междунар. участием, Новосибирск, 16–18 ноября 2015. С. 25.
2. Аскарлова А.С., Мессерле В.Е., Нагибин А.О., Устименко А.Б. Моделирование топки пылеугольного котла с плазменно-топливными системами // В сб. докл. VII Всеросс. конф. «Горение твердого топлива», Новосибирск, 2009. С. 150–158.
3. Messerle V.E., Karpenko E.I., Ustimenko A.B., Lavrichshev O.A. Plasma preparation of coal to combustion in power boilers // Fuel processing technology. 2013. Vol. 107. P. 93–97.
4. Аскарлова А.С., Мессерле В.Е., Устименко А.Б., Болегенова С.А., Максимов В.Ю. Численное моделирование процесса горения угля, инициируемого плазменным источником // Теплофизика и аэромеханика. 2014. Т. 21, № 6. С. 779–786.
5. Трусов Б.Г. Программная система TERRA для моделирования фазовых и химических равновесий в плазмохимических системах // Третий междунар. симп. по теор. и прикл. плазмохимии. Иваново, 2002. С. 217–220.
6. Лавров Н.В. Физико-химические основы горения и газификации топлива. М.: ГНТИ литературы по черной и цветной металлургии, 1957. 288 с.
7. Газоснабжение восточных районов СССР на основе газификации твердых топлив / Под ред. Н.В. Шишакова. М.: Гостоптехиздат. 1959. 216 с.

Статья поступила в редакцию 25 апреля 2017 г.,
после доработки — 12 июля 2017 г.