

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  $\pm 1$  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

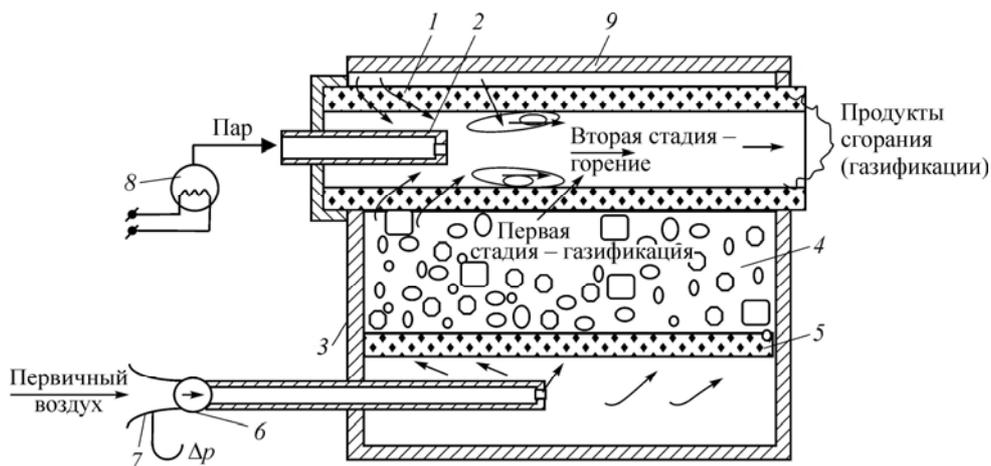


Рис. 1. Схема процесса и установки.

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

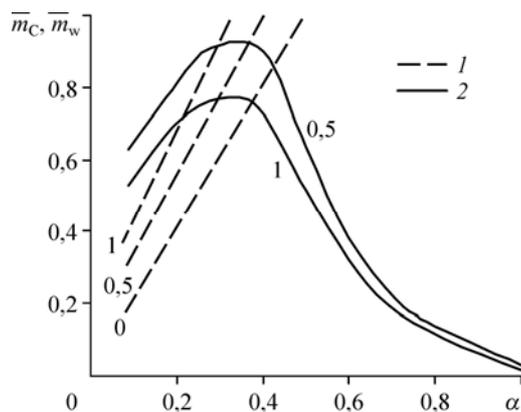


Рис. 2. Использование углерода и воды в зависимости от коэффициента избытка воздуха. 1 — углерод, 2 — вода.

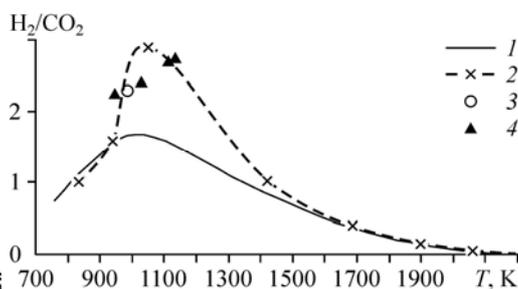


Рис. 3. Зависимость  $H_2/CO_2$  от температуры.

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 СО<sub>2</sub>, 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  $\alpha_t$  по отношению количества молекул О<sub>2</sub>, вступивших в реакцию, к их количеству, необходимому до полного окисления С до СО<sub>2</sub> и Н<sub>2</sub>О.

$$\alpha_t = \left[ 0,5 \left( \frac{CO}{CO_2} - \frac{H_2}{CO_2} - 2 \frac{CH_4}{CO_2} \right) + 1 \right] / \left( \frac{CO}{CO_2} + \frac{CH_4}{CO_2} + 1 \right),$$

здесь СО, Н<sub>2</sub>, СО<sub>2</sub>, СН<sub>4</sub> — мольные концентрации газов в продуктах сгорания. Содержание СН<sub>4</sub> при  $\alpha > 0,4$  пренебрежимо мало, а максимальное значение СН<sub>4</sub>, полученное в расчетах, составляло ~4,5 % при  $\alpha = 0,0869$  и  $(m_w)_0 = 1,0$ . Расчетные значения Н<sub>2</sub>/СО<sub>2</sub> приведены на рис. 3, где так же представлены экспериментальные значения, заимствованные из работы [4], для равновесных смесей реакции Н<sub>2</sub> + СО<sub>2</sub> ↔ СО + Н<sub>2</sub>О 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 Н<sub>2</sub>/СО<sub>2</sub> при тех же температурах значительно ниже. Как следует из рис. 3, до температуры ~ 950 К содержание воды не влияет на отношение концентраций Н<sub>2</sub>/СО<sub>2</sub>. Эта область снижения температуры за счет избытка твердой фазы и примерного постоянства  $\alpha_t$ , при котором происходит реакция. Затем наблюдается сильная зависимость Н<sub>2</sub>/СО<sub>2</sub> для  $(m_w)_0 = 0,5$  (2) до  $T \approx 1400$  К, после чего различие для обоих режимов опять невелико. Однако участие Н<sub>2</sub>О в реакциях здесь мало.

На рис. 4 представлены результаты расчетов в координатах (Н<sub>2</sub>/СО; СО/СО<sub>2</sub>), где расчетные кривые Н<sub>2</sub>/СО<sub>2</sub> = const представляют собой гиперболы, т.е. Н<sub>2</sub>/СО × СО/СО<sub>2</sub> = Н<sub>2</sub>/СО<sub>2</sub> = const. На графике нанесены линии, соответствующие нескольким значениям Н<sub>2</sub>/СО<sub>2</sub>, 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

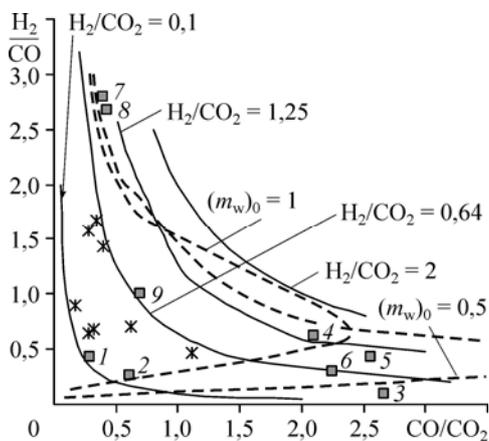


Рис. 4. Расчетные значения концентраций.

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.

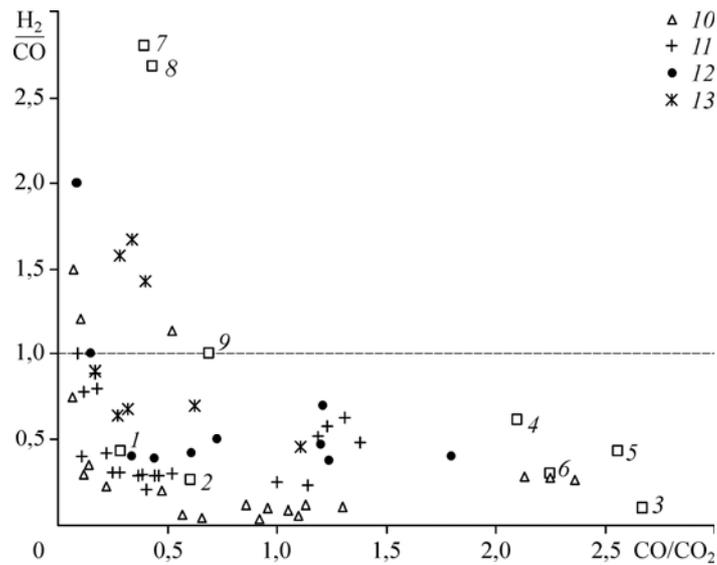


Рис. 5. Состав газов в продуктах газификации при высоком содержании балласта.

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  $\eta$ , 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  $\alpha_r$  и полнота

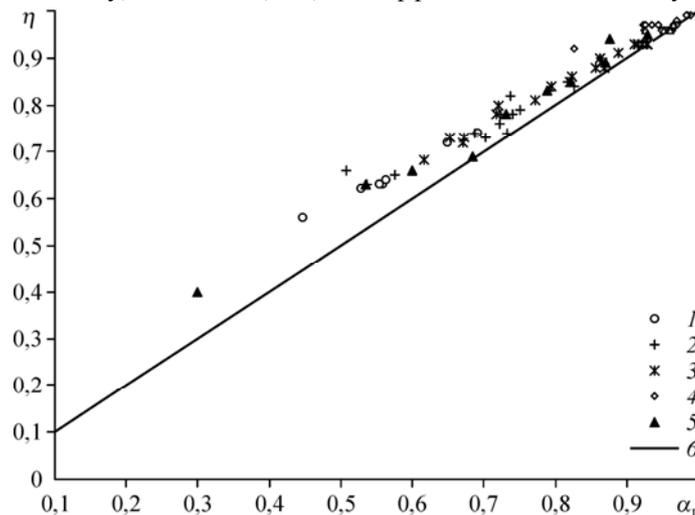


Рис. 6. Расчетные  $\alpha$  и  $\eta$  по измеренному составу прореагировавших газов.

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.

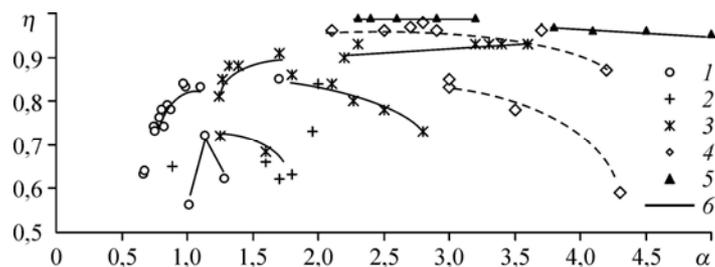


Рис. 7. Зависимость полноты сгорания топлива от коэффициента избытка воздуха. Обозначения см. на рис. 6.

сгорания  $\eta$ , вычисленные по результатам газового анализа по составу веществ, вступивших в реакции, представлены на рис. 6. Зависимость  $\eta$  от суммарного коэффициента избытка воздуха, то есть от степени разбавления воздухом продуктов, представлена на рис. 7. Здесь возрастание  $\alpha$  соответствует увеличению разбавления. Для случая горения ( $\eta \approx 0,97 \div 0,99$ ) отсутствие падения  $\eta$  также означает отсутствие реакций. Для меньших значений  $\eta$  падение с увеличением  $\alpha$  может означать протекание реакций, например, с  $H_2O$ , но не исключает влияния уменьшения  $\alpha$  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  $1000 \text{ млн}^{-1}$ ) 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.