

КИНЕТИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ ПЛАЗМЕННО-ВОЗДУШНОЙ И ПЛАЗМЕННО-ПАРОВОЙ ГАЗИФИКАЦИИ ТВЕРДЫХ ТОПЛИВ

К.А. Умбеткалиев^{1*} и А.Б. Устименко^{2,3}

¹Институт проблем горения, ул. Богенбай батыра, 172, Алматы, Казахстан

²Институт экспериментальной и теоретической физики КазНУ им. аль-Фараби, пр. аль-Фараби, 71, Алматы, Казахстан

³ТОО «Плазматехника R&D», ул. Наурызбай батыра, 26, Алматы, Казахстан

АННОТАЦИЯ

В работе выполнен кинетический расчет процесса плазменно-воздушной и плазменно-паровой газификации куучекинского каменного угля в цилиндрических каналах с плазменным источником. Кинетические расчеты выполнены с помощью одномерной кинетической программой Плазма-Уголь. Результаты расчетов показали, что газовая фаза продуктов плазменно-воздушной газификации, начиная со значения координаты 0,15 м, представлена главным образом синтез-газом, концентрация которого на выходе реактора составляет 48,6%. При этом, концентрация монооксида углерода во всем диапазоне температур выше концентрации водорода. Их концентрация на выходе реактора составляет 31,2% и 17,5% соответственно. Газовая фаза продуктов плазменно-паровой газификации также представлена главным образом синтез-газом. На длине реактора, равным 0,15 м, концентрация синтез-газа составляет 93,9%, достигая практически 100% на выходе реактора.

Ключевые слова: уголь, кинетический расчет, плазменная газификация, реактор, синтез-газ.

1. Введение

Поскольку уголь является одним из главных источников энергии XXI века проблеме его эффективного и экологически чистого сжигания во всем мире уделяется большое внимание. По сравнению с другими ископаемыми топливами, запасы угля приблизительно в четыре раза превышают запасы нефти (оценочно на 41 год) или запасов газа (на 67 лет) [1].

Мировая энергетика в настоящее время и на обозримую перспективу ориентирована на использование органического топлива, главным образом низкосортных углей. Следует отметить, что ухудшение качества энергетических углей наблюдается повсеместно, и не только в странах СНГ, но и в развитых капиталистических странах. На сегодняшний день в мире тепловые электростанции производят более 40% электрической и тепловой энергии. Не-

смотря на то, что за всю историю были подъемы и падения в активности использования угля он и сейчас остается одним из важнейших топлив для выработки энергии, особенно электрической. При этом в ближайшем будущем ожидается рост его использования [2].

Традиционные технологии сжигания твердых топлив приводят к более высокому уровню вредных выбросов, чем при сжигании жидкого и газообразного топлива. Рост доли твердых топлив в энергобалансе ТЭС требует создания новых более эффективных и экологически чистых технологий их использования [3-5].

Перспективным решением вышеназванной проблемы является использование технологии плазменной газификации низкосортных твердых топлив [6]. Отличительной особенностью плазмохимических процессов переработки органического сырья является их высокая селективность: получение целевых продуктов

*Ответственный автор

E-mail: kuanush.umbetkaliyev@kaznu.edu.kz (К.А. Умбеткалиев)

(синтез-газа, водорода) сопровождается лишь незначительным образованием побочных веществ и примесей. Это позволяет эффективно использовать плазменные процессы небольшой производительности в тех регионах, где имеется уголь и возникает потребность в производстве химических продуктов (например, ацетилена, моторных топлив, винилхлорида и т.д.), традиционно получаемых из нефтяного сырья, отсутствующего в данном регионе.

Сущность плазменной газификации заключается в нагреве электродуговой плазмы смеси угольной пыли с окислителем до температуры полной газификации, при которой осуществляется перевод органической массы угля в экологически чистое топливо – синтез-газ ($\text{CO} + \text{H}_2$), свободный от золовых частиц, оксидов серы, азота и ванадия [7-9].

Полученный в результате плазменной газификации высококалорийный синтез-газ, может быть использован: в теплоэнергетике, в качестве топливного газа; в химической промышленности для получения метанола, моторных топлив по методу Фишера-Тропша, водорода, аммиака и др. [10, 11].

2. Описание математической модели кинетических исследований плазмохимической газификации углей

Математическая модель плазменной газификации угольной пыли, подробно описанная в [12], описывает двухфазный (угольные частицы и газ-окислитель), химически реагирующий поток, распространяющийся в реакторе с внутренним тепловым источником (электрической дугой). Угольные частицы и газ попадают в реактор при равных температурах. Происходит тепло-массообмен между частицами, газом и электрической дугой. Кроме этого, учитывается обмен теплом и импульсом между потоком и стенкой реактора. Также рассматриваются некоторые химические превращения топлива, среди которых – образование первичных летучих продуктов, реакции выделяемых летучих продуктов в газовой фазе и реакции газификации коксового остатка.

При формулировании математической модели процесса газификации угольной пыли были сделаны следующие допущения:

- а) процесс является одномерным и квазистационарным;
- б) газ считается идеальным;
- в) смесь газа и частиц на входе в реактор считается однородной;

г) теплопередача между газом и твердым веществом осуществляется за счет конвекции и теплопроводности;

д) угольные частицы изотермичны, т.е. температура по всему объему частицы одинакова;

е) тепловыделение гетерогенных реакций влияет только на температуру твердых частиц, тогда как тепловыделение газофазных реакций воздействует лишь на температуру газовой фазы;

ж) взаимодействием частиц между собой и трением частиц о стенку реактора пренебрегают из-за его малости;

з) влияние вязкости учитывается лишь при взаимодействии газовой и твердой фаз;

и) зола является инертным компонентом.

Эти допущения позволяют использовать обыкновенные дифференциальные уравнения, что существенно упрощает расчет процессов теплообмена и гидродинамики, а также позволяет получить подробное описание химических превращений в процессе.

Созданная модель отличается подробным описанием кинетики химических реакций, общая схема которых, наряду с реакциями выделения первичных продуктов, учитывает реакции их дальнейших превращений. Описываемая модель реализуется по компьютерной программе Плазма-Уголь на языке программирования *FORTRAN*. В работе использовалась модификация программы К-81, применяемая для решения жестких систем уравнений химической кинетики методом Гира, дополнительно к дифференциальным уравнениям скоростей, температур и времени пребывания газа и частиц.

3. Кинетическая схема процесса газификации угля

Начальная химическая стадия переработки угля в плазмохимических реакторах представляет собой выделение летучих веществ из угля. Было показано экспериментально [12], что состав первичных продуктов и скорость их выделения из угля практически не зависят от температуры и состава плазмообразующего газа. Таким образом, данную стадию можно описать посредством единого кинетического механизма для различных плазмохимических процессов (например, пиролиза, гидропиролиза и паровой газификации).

Изучение углей различного типа с помощью инфракрасной спектроскопии показало, что они отличаются в основном по концентрации

функциональных групп. Исследование выделения и распада функциональных групп тем же методом и определение концентраций образованных продуктов (CH_4 , H_2O , CO , H_2 , CO_2 и др.) дают константы скорости реакций выделения и распада этих функциональных групп и скорость образования из них конечных продуктов. Было обнаружено, что константы скорости выделения этих групп с достаточной степенью точности одинаковы для всех типов углей. Для многих углей не имеется данных по концентрации различных функциональных групп, находящихся в них. В таких случаях можно рассматривать в первом приближении, что состав и общее количество выделяемых первичных продуктов распада угля соответствуют тем, что определяются стандартными методами анализа выхода продуктов полукоксования углей. Следовательно, состав летучих компонентов может быть представлен единственным набором функциональных групп с различными концентрациями. Состав угля представлен в модели в виде суммы органической и минеральной частей. Органическая часть представляет собой набор функциональных групп (CH_4 , H_2O , CO , CO_2 , H_2 , смола) и углерод, а минеральная часть – это зола с соответствующими теплофизическими свойствами. В таблице 1 приведены значения кинетических параметров химических реакций, взятых из для воды, водорода, оксида углерода, диоксида углерода, этилена, метана и реакций образования смолы, которые использовались в данной модели для описания кинетики на стадии выделения летучих веществ из угля (реакции (1)-(6)).

Основной задачей является расчет состава продуктов, образованных во время даль-

Таблица 1. Кинетические параметры реакций [12]

№	Реакция	lgA	n	E_a
1	$\text{H}_{2T} = \text{H}_2$	18,2	0	88,8
2	$\text{H}_2\text{O}_T = \text{H}_2\text{O}$	13,9	0	51,4
3	$\text{CO}_T = \text{CO}$	12,3	0	44,4
4	$\text{CO}_{2T} = \text{CO}_2$	11,3	0	32,6
5	$\text{CH}_{4T} = \text{CH}_4$	14,2	0	51,6
6	$\text{C}_6\text{H}_{6T} = \text{C}_6\text{H}_6$	11,9	0	37,4
7	$\text{C} + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + \text{H}_2$	11,3	0	60,8
8	$\text{C} + \text{CO}_2 = \text{CO} + \text{CO}$	13,2	0	83,6
9	$\text{C} + \text{O}_2 = \text{CO}_2$	9,4	0	38,0
10	$\text{C} + \text{C} + \text{O}_2 = \text{CO} + \text{CO}$	9,7	0	41,8

11	$\text{CH}_4 + \text{H} = \text{CH}_3 + \text{H}_2$	11,1	0	11,9
12	$\text{CH}_4 + \text{OH} = \text{CH}_3 + \text{H}_2\text{O}$	0,5	3,1	2,0
13	$\text{CH}_4 + \text{M} = \text{CH}_3 + \text{H} + \text{M}$	14,2	0	88,4
14	$\text{CH}_4 + \text{O} = \text{CH}_3 + \text{OH}$	10,2	0	9,2
15	$\text{CH}_3 + \text{H}_2\text{O} = \text{CH}_4 + \text{OH}$	9,8	0	24,8
16	$\text{CH}_3 + \text{H}_2 = \text{CH}_4 + \text{H}$	9,7	0	11,4
17	$\text{CH}_3 + \text{M} = \text{CH}_2 + \text{H} + \text{M}$	13,3	0	91,6
18	$\text{CH}_3 + \text{O}_2 = \text{CH}_3\text{O} + \text{O}$	10,7	0	29,0
19	$\text{CH}_3 + \text{OH} = \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2$	9,6	0	0
20	$\text{CH}_3 + \text{O} = \text{CH}_2\text{O} + \text{H}$	11,1	0	2,0
21	$\text{CH}_3\text{O} + \text{M} = \text{CH}_2\text{O} + \text{H} + \text{M}$	10,7	0	21,0
22	$\text{CH}_2\text{O} + \text{M} = \text{HCO} + \text{H} + \text{M}$	13,5	0	81,0
23	$\text{HCO} + \text{M} = \text{H} + \text{CO} + \text{M}$	11,2	0	19,0
24	$\text{O}_2 + \text{M} = \text{O} + \text{O} + \text{M}$	12,7	0	115,0
25	$\text{H}_2 + \text{M} = \text{H} + \text{H} + \text{M}$	11,3	0	96,0
26	$\text{H} + \text{O}_2 = \text{O} + \text{OH}$	11,3	0	16,8
27	$\text{H} + \text{H}_2\text{O} = \text{H}_2 + \text{OH}$	11,0	0	20,3
28	$\text{H}_2 + \text{O} = \text{H} + \text{OH}$	7,3	1,0	8,9
29	$\text{H}_2\text{O} + \text{M} = \text{H} + \text{OH} + \text{M}$	13,3	0	105,0
30	$\text{H}_2\text{O} + \text{O} = \text{OH} + \text{OH}$	10,5	0	18,3
31	$\text{CO} + \text{OH} = \text{CO}_2 + \text{H}$	4,1	1,3	-0,8
32	$\text{CO} + \text{O}_2 = \text{CO}_2 + \text{O}$	11,5	0	37,6
33	$\text{CO}_2 + \text{H} = \text{CO} + \text{OH}$	6,2	1,3	21,6
34	$\text{CO} + \text{O} + \text{M} = \text{CO}_2 + \text{M}$	12,8	0	4,1
35	$\text{C}_2\text{H}_2 + \text{M} = \text{C}_2\text{H} + \text{H} + \text{M}$	11,0	0	114,0
36	$\text{C}_2\text{H}_2 = \text{C} + \text{C} + \text{H}_2$	6,0	0	30,0
37	$\text{C}_2\text{H}_2 + \text{O}_2 = \text{HCO} + \text{HCO}$	9,6	0	28,0
38	$\text{C}_2\text{H}_2 + \text{H} = \text{C}_2\text{H} + \text{H}_2$	11,3	0	19,0
39	$\text{C}_2\text{H}_2 + \text{OH} = \text{CH}_3 + \text{CO}$	9,1	0	0,5
40	$\text{C}_2\text{H}_2 + \text{O} = \text{CH}_2 + \text{CO}$	10,8	0	4,0
41	$\text{CH}_2 + \text{H}_2\text{O} = \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2$	11,0	0	3,7
42	$\text{CH}_2 + \text{O}_2 = \text{HCO} + \text{OH}$	11,0	0	3,7
43	$\text{C}_2\text{H} + \text{O}_2 = \text{HCO} + \text{CO}$	10,0	0	7,0
44	$\text{C}_2\text{H} + \text{H}_2\text{O} = \text{CH}_3 + \text{CO}$	9,1	0	0,5
45	$\text{C}_6\text{H}_6 = \text{C}_2\text{H}_2 + \text{C}_2\text{H}_2 + \text{C}_2\text{H}_2$	12,0	0	85,0
46	$\text{OH} + \text{OH} = \text{H}_2\text{O} + \text{O}$	9,5	0	1,1
47	$\text{H} + \text{OH} + \text{M} = \text{H}_2\text{O} + \text{M}$	10,6	0	0
48	$\text{H} + \text{H} + \text{M} = \text{H}_2 + \text{M}$	9,6	0	0
49	$\text{CH}_2\text{O} + \text{OH} = \text{HCO} + \text{H}_2\text{O}$	10,5	0	1,5
50	$\text{H} + \text{OH} = \text{H}_2 + \text{O}$	9,8	0	7,0
51	$\text{H}_2 + \text{OH} = \text{H}_2\text{O} + \text{H}$	11,4	0	10,0

а) Зависимость констант скорости химической реакции от температуры описывается уравнением Аррениуса.

б) Уравнения 1-6 – реакции выделения летучих.

в) Размерность предэкспоненциального множителя A; для реакций первого порядка - с^{-1} ; для реакций второго порядка - $10^{-3}(\text{м}^3 \cdot \text{моль}^{-1} \cdot \text{с}^{-1})$.

нейших превращений летучих компонентов и углерода, для термина «смола» требуется объяснение. Подробные исследования состава смолы, образованной во время пиролиза угля, показали, что в образовании смолы участвуют сотни компонентов. Точный состав смолы неизвестен и поэтому невозможно учесть все реакции образования компонентов смолы. В этой связи было предложено описать состав смолы лишь в виде главных компонентов, которые включают основные структуры молекул смолы. Предполагается, что основной компонент смолы – бензол (C_6H_6). Дальнейшие превращения первичных продуктов описываются радикальными реакциями (11-51).

Взаимодействия между коксовым остатком и водяным паром, кислородом и диоксидом углерода (реакции (7-10) являются лимитирующими стадиями процесса газификации. Константы скорости этих стадий были взяты из [14]. Каждая из вышеуказанных реакций является сложным процессом, включающим одни и те же элементарные стадии: адсорбцию реагента на поверхности частицы, диссоциацию, реакцию в газовой фазе, десорбцию и т.д. Подробный механизм этих реакций не учитывался в данной модели. Рассматривались лишь превращения в соответствии с реакциями (7-10).

4. Результаты расчетов плазменно-воздушной и плазменно-паровой газификации угля

Кинетические расчеты плазменно-паровой

и плазменно-воздушной газификации были выполнены при атмосферном давлении для куучекинского угля зольностью 40%. В таблице 2 представлен его химический состав.

В соответствии с требованиями модели состав куучекинского угля был переведен в форму функциональных групп. В таблице 3 приведены концентрации функциональных групп угля, используемого в расчетах.

Исходя из гранулометрического распределения угольных частиц по размерам, было выделено пять представительных фракций, перекрывающих весь спектр размеров частиц. В таблице 4 приведена аппроксимация распределения угольных частиц по размерам, выведенная на основе замеров проб угольной пыли.

Температура угольных частиц и воздуха на входе в реактор равнялась 300 К, а температура водяного пара – 403 К. Эффективность плазменного реактора принималась равной 83%, что соответствовало эффективности реактора полученной в результате экспериментов. Во всех расчетах было принято, что электродуговая зона реактора заканчивается на длине 0,3 м, а мощность плазменного источника составляла 50 кВт. Рассчитаны следующие варианты плазменной газификации куучекинского угля: 4 кг угля + 5,1 кг воздуха и 4 кг угля + 2,51 кг H_2O .

На рис. 1 показаны изменения концентраций компонентов газовой фазы для плазменно-воздушной газификации угля. Как видно из рис. 1, газовая фаза продуктов газифика-

Таблица 2. Химический состав куучекинского каменного угля, мас. % [12]

A ^c (%)	C	O ₂	H ₂	N ₂	S	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	K ₂ O	Na ₂ O
40	48,86	6,56	3,05	0,8	0,73	23,09	13,8	2,15	0,34	0,31	0,16	0,15

Высшая теплота сгорания угля на сухую массу 16632 кДж/кг, влажность угля - 5,8%
Здесь: A^c – зольность на сухую массу угля.

Таблица 3. Состав куучекинского каменного угля, используемый для расчетов по кинетической модели [12]

Зола	C	H ₂	H ₂ O	CO	CO ₂	CH ₄	C ₆ H ₆
40,80	39,92	1,22	2,43	7,10	11,00	4,03	5,40

Таблица 4. Аппроксимация распределения угольных частиц по размерам [12]

№ фракции	1	2	3	4	5
Радиус частиц, мкм	31,75	40,5	53,5	76	106,5
Массовые %	17	15,5	35,5	27,5	4,5

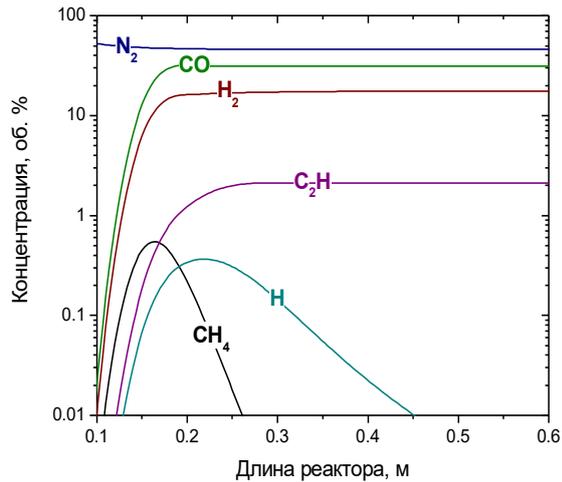


Рис. 1. Изменение концентрации газообразных компонентов по длине реактора при воздушной газификации.

ции, начиная со значения координаты 0,15 м, представлена главным образом синтез-газом ($\text{CO}+\text{H}_2$), концентрация которого уже на расстоянии 0,15 м от начала реактора составляет 47% и в дальнейшем практически не изменяется, составляя 48,6% на выходе (2 м). Следует заметить, что концентрация монооксида углерода во всем диапазоне температур выше концентрации водорода. Их концентрация на выходе составляет 31,16% и 17,49% соответственно. Концентрация молекулярного азота на выходе из реактора равна 46%. Также по всей длине реактора в газовой фазе присутствуют углеводороды CH_4 , и C_2H с общей концентрацией на выходе порядка 2%.

На рис. 2 приведено изменение температуры газа и фракций угольных частиц по длине реактора. Как видно из рисунка, при плазменной газификации температуры газа и угольных фракций различаются незначительно по всей длине реакционной камеры. Температура мелких фракций выше, чем крупных. При этом максимальная разность температур, достигается во второй половине реактора к концу зоны тепловыделения от дуги. Максимальная температура газа наблюдается на расстоянии 0,3 м и достигает 2335 К, а на выходе из реактора - 1251 К. При увеличении координаты вдоль реактора температуры газа и частиц снижаются и выравниваются, в результате чего достигается термическое равновесие между фазами и фракциями частиц коксового остатка.

Рисунок 3 иллюстрирует изменение скорости газа и частиц по длине реактора. Разность в скоростях газа и частиц зависит от размера фракций. Скорости газа и «мелких» частиц

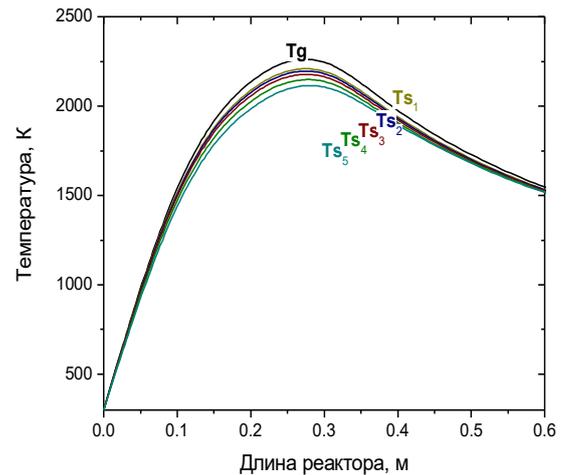


Рис. 2. Изменение температуры газообразных компонентов и фракций угольных частиц по длине реактора. Индексы 1–5 соответствуют номерам фракций из таблицы 4.

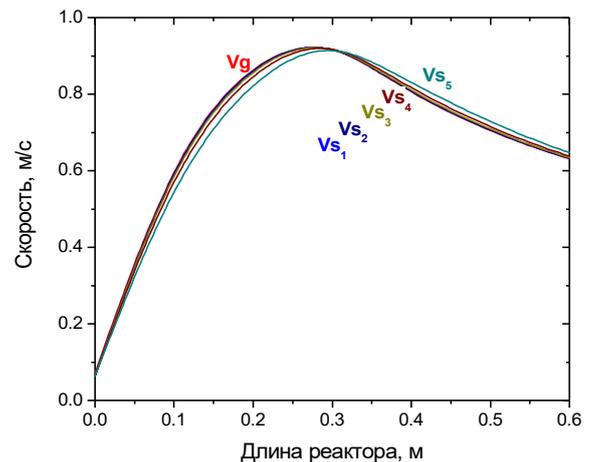


Рис. 3. Изменение скорости газообразных компонентов и фракций угольных частиц по длине реактора. Индексы 1–5 соответствуют номерам фракций из таблицы 4.

практически совпадают по всей длине реактора при незначительном превышении скорости газа над скоростью частиц в начальной зоне реактора (до 0,25 м). На длине реактора, превышающей 0,25 м, наоборот наблюдается превышение скорости частиц над скоростью газа.

Качественно изменение скорости «крупных» частиц повторяет таковую для «мелких», однако разница в значениях скоростей газа и «крупных» частиц заметно выше и достигает 0,2 м/с. Надо отметить, что с увеличением длины реактора скорости газа и частиц различных фракций выравниваются и стремятся к динамическому равновесию.

Результаты расчетов плазменно-паровой газификации угля представлены на рис. 4. Как видно из рисунка газовая фаза также как и для плазменно-воздушной газификации представлена главным образом синтез-газом. На длине реактора равным 0,15 м концентрация синтез-газа, составляет 93,9%, достигая практически 100% на выходе реактора (2 м). Стоит отметить, что концентрация водорода несколько выше концентрации монооксида углерода во всем температурном интервале и мало меняется по длине реактора, составляя порядка 56%. Также при этой длине в газовую фазу выходит атомарный водород, концентрация которого достигает 12%. Концентрации балластирующих примесей, таких

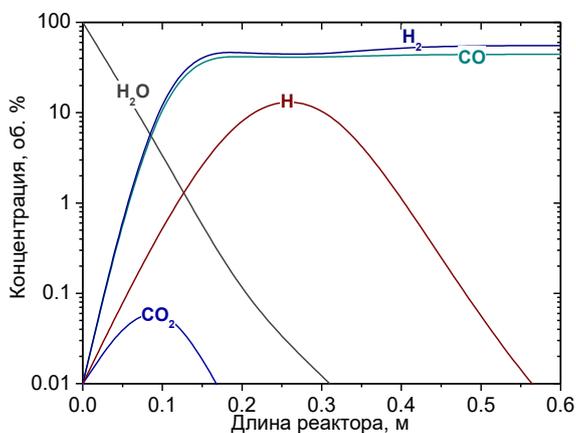


Рис. 4. Изменение концентрации газообразных компонентов по длине реактора при паровой газификации угля.

как H_2O и CO_2 монотонно убывают с ростом температуры.

Из рис. 5 видно, что при паровой газификации куучекинского угля температуры газа и угольных фракций существенно различаются между собой. Максимальная разность температур, как, собственно, и максимум температур, достигается во второй половине реактора к концу зоны тепловыделения от дуги. Максимальная температура газа наблюдается на расстоянии 0,3 м и достигает 3827 К, а на выходе из реактора – 1140 К. При увеличении координаты вдоль реактора температуры газа и частиц снижаются и выравниваются, в результате чего достигается термическое равновесие между фазами и фракциями частиц коксового остатка.

Разность в скоростях газа и фракций частиц зависит от размера фракций (рис. 6). Скорости

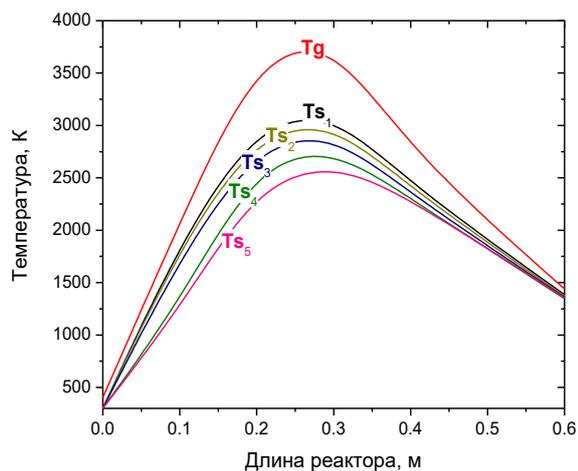


Рис. 5. Изменение температуры газообразных компонентов и фракций частиц по длине реактора при паровой газификации угля. Индексы 1–5 соответствуют номерам фракций из таблицы 4.

газа и «мелких» частиц практически совпадают по всей длине реактора при незначительном превышении скорости газа над скоростью частиц в начальной зоне реактора (до 0,25 м). На длине реактора, превышающей 0,25 м, наоборот наблюдается превышение скорости частиц над скоростью газа. Качественно изменение скорости «крупных» частиц повторяет таковую для «мелких», однако разница в значениях скоростей газа и «крупных» частиц заметно выше и достигает 0,2 м/с.

На рис. 7 показано изменение степени газификации угля для двух процессов. Как видно из рисунка степень газификации угля монотонно увеличивается с ростом температуры. Однако степень газификации, соответствующее 100%

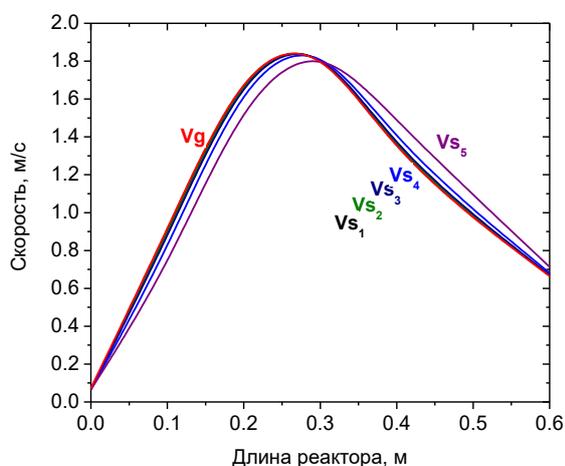


Рис. 6. Изменение скорости газа и частиц вдоль реактора при паровой газификации угля. Индексы 1–5 соответствуют номерам фракций из таблицы 4.

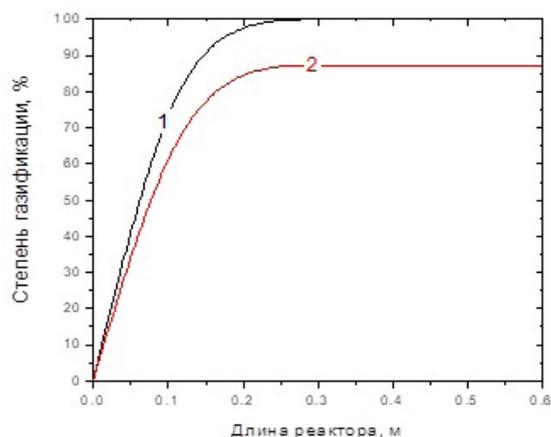


Рис. 7. Изменение степени газификации угля по длине плазменного реактора: 1 – паровая газификация; 2 – воздушная газификация.

достигается только для процесса паровой газификации, в то время как для воздушной она не превышает 85% по всей длине реактора. Сравнительно невысокая степень газификации для воздушной газификации, по-видимому, является следствием дефицита кислорода в газовой фазе.

На рис. 8 приведена зависимость удельных энергозатрат для воздушной и паровой газификации. Видно, что удельные энергозатраты растут равномерно, достигая своего максимального значения на длине 0,3 м, после чего они не изменяются. При этом удельные энергозатраты для паровой газификации угля, значительно превышают таковые для воздушной газификации угля, составляя 19 кВт·ч/кг, против 8 кВт·ч/кг для воздушной. В тоже время, синтез-газ при паровой газификации угля получается более высокого качества. В частности, концентрация водорода при паровой газификации достигает 56% против 17,49% при его воздушной газификации.

5. Заключение

Выполнен кинетический расчет плазменно-воздушной и плазменно-паровой газификации куучекинского каменного угля в цилиндрических каналах с плазменным источником с использованием одномерной кинетической программы Плазма-Уголь. Газовая фаза продуктов воздушной газификации, начиная со значения координаты 0,15 м, представлена главным образом синтез-газом, концентрация которого на выходе реактора составляет 48,6%. При этом, концентрация монооксида углерода во всем диапазоне температур выше концен-

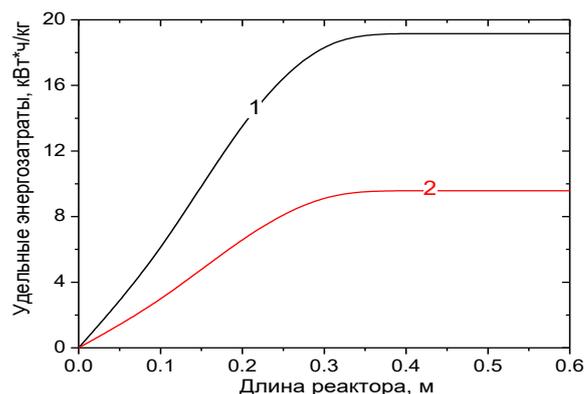


Рис. 8. Изменение удельных энергозатрат по длине плазменного реактора: 1 – паровая газификация; 2 – воздушная газификация.

трации водорода. Их концентрация на выходе реактора составляет 31,2% и 17,5% соответственно. Газовая фаза продуктов паровой газификации также представлена главным образом синтез-газом. На длине реактора равным 0,15 м, концентрация синтез-газа составляет 93,9%, достигая практически 100% на выходе реактора. Причем, концентрация водорода несколько выше концентрации монооксида углерода во всем диапазоне температур и мало меняется по длине реактора, составляя порядка 56%.

Литература

- [1]. WCI, 2005. Coal Facts, 2005 Edition with 2004 data, World Coal Institute, London, UK. <http://www.wci-coal.com>
- [2]. BP Energy Outlook 2035. February 2015. BP p.l.c., 2015. 98 p. <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/energy-outlook/bp-energy-outlook-2015.pdf>
- [3]. Curran P.F., Tyree R.F. "Feedstock Versatility for Texaco Gasifiers." Paper presented at IChemE Conference, "Gasification: The Gateway to a Cleaner Future," Dresden, September 1998.
- [4]. Mark H. Tampa Electric – Polk Unit 1 IGCC, Nine Years of Operation // The Proceedings of the 31-th International Technical Conference on Coal Utilization and Fuel systems. Clearwater, Florida, USA: Published by U.S. department of Energy & Coal Technology association of USA. 2006. – P.239.
- [5]. Pinkston T. Orlando Gasification Project: Demonstration of a 285 MW Coal-Based Transport Gasifier / The Proceedings of the 31-th International Technical Conference on Coal Utilization and Fuel systems. Clearwater, Florida, USA: Published by U.S. department of

- Energy & Coal Technology association of USA. 2006. – P.261.
- [6]. Messerle V.E., Ustimenko A.B. Coal Combustion: Plasma-Assisted. In Encyclopedia of Plasma Technology. Edited by J. Leon Shohet. CRC Press – 2017. – P.269–283.
- [7]. Messerle V.E., Karpenko E.I., Ustimenko A.B. Plasma assisted power coal combustion in the furnace of utility boiler: Numerical modeling and full-scale test // Fuel. 2014. – Vol.126. – P.294–300.
- [8]. Карпенко Е.И., Мессерле В.Е. Плазменно-энергетические технологии использования твердых топлив. // Энциклопедия низкотемпературной плазмы. / Под ред. академика РАН Фортова, В.Е. – М.:Наука. 2000. Т.4. – С.359–370.
- [9]. Drouet M.G. La technologie des plasmas. Potentiel d'application au Canada // Revue generale d'electricite. 1986. – №1. – P.51–56.
- [10]. Хоффман Е. Энерготехнологическое использование угля. – М.: Энергоатомиздат. 1983. – С.328.
- [11]. Schlinger, W.G. "The Texaco Coal Gasification Process." In Handbook of Synfuels Technology, ed. R.A. Meyers, New York: McGraw-Hill, 1984. pp.3-148.
- [12]. Устименко А.Б. Плазменно-топливные системы для повышения эффективности использования твердых топлив // автореф. дис. на соиск. учен. степ. докт. техн. наук (01.04.14) / Улан-Удэ, 2012. – 45 с.
- 31-th International Technical Conference on Coal Utilization and Fuel systems. Clearwater, Florida, USA: Published by U.S. department of Energy & Coal Technology association of USA. P.261.
- [6]. Messerle VE, Ustimenko AB (2017) Coal Combustion: Plasma-Assisted. In Encyclopedia of Plasma Technology. Edited by J. Leon Shohet. CRC Press 2016. P.269–283. Print ISBN:978-1-4665-0059-4
- [7]. Messerle VE, Karpenko EI, Ustimenko AB (2014) Fuel 126:294–300. DOI:10.1016/j.fuel.2014.02.047
- [8]. Karpenko EI, Messerle VE (2000) Plasma-energy technologies use complex types of fuel. Encyclopedia of low-temperature plasma [Plazmenno-energeticheskie tekhnologii ispol'zuyut slozhnye vidy topliva. Enciklopediya nizkotemperaturnoj plazmy]. Ed. Academician of the RAS Fortov VE, Nauka, Moscow, Russia. – 4:359–370. (in Russian)
- [9]. Drouet MG (1986) La technologie des plasmas. Potentiel d'application au Canada // Revue generale d'electricite 1:51–56.
- [10]. Hoffman E (1983) Energy technology use of coal. Energoatomizdat, Moscow, Russia.
- [11]. Schlinger WG (1984) "The Texaco Coal Gasification Process." In Handbook of Synfuels Technology, ed. R.A. Meyers, New York, USA. – P.3–148.
- [12]. Ustimenko AB Plasma-fuel systems to improve the efficiency of solid fuels [Plazmenno-toplivnye sistemy dlya povysheniya effektivnosti ispol'zovaniya tverdyh topliv]. Abstract of the thesis. dis. for the competition scientist step. doc. tech. Sciences, Ulan-Ude, 2012. P.45. (in Russian)

References

- [1]. WCI, 2005. Coal Facts, 2005 Edition with 2004 data, World Coal Institute, London, <http://www.wci-coal.com>
- [2]. BP Energy Outlook 2035. February 2015. BP p.l.c., 2015. 98 p. <https://www.bp.com/content/dam/bp/business-sites/en/global/corporate/pdfs/energy-economics/energy-outlook/bp-energy-outlook-2015.pdf>
- [3]. Curran PF, Tyree RF (1998) "Feedstock Versatility for Texaco Gasifiers." Paper presented at IChemE Conference, "Gasification: The Gateway to a Cleaner Future," Dresden, Germany. September/
- [4]. Mark H (2006) Tampa Electric – Polk Unit 1 IGCC, Nine Years of Operation. The Proceedings of the 31-th International Technical Conference on Coal Utilization and Fuel systems. Clearwater, Florida, USA: Published by U.S. department of Energy & Coal Technology association of USA. P.239.
- [5]. Pinkston T (2006) Orlando Gasification Project: Demonstration of a 285 MW Coal-Based Transport Gasifier. The Proceedings of the

Kinetic calculation of plasma-air and plasma-steam gasification of solid fuels

K.A. Umbetkaliev¹ and A.B. Ustimenko^{2,3}

¹Institute of Combustion Problems, 172 Bogenbai Batyr str., Almaty, Kazakhstan

²Institute of Experimental and Theoretical Physics, al-Farabi Kazakh National University, 71 al-Farabi ave., Almaty, Kazakhstan

³Plasmatechnika R&D LLP, 26 Nauryzbay Batyra st., Almaty, Kazakhstan

Abstract

In this paper, kinetic calculation of kuchekinsky coal plasma-air and plasma-steam gasification in a cylindrical channels with plasma source

is performed. For kinetic calculations one-dimensional kinetic code Plasma-Coal were applied. Calculation results showed that gas phase in plasma-air gasification products, starting from the coordinate value of 0.15 m, is mainly represented by synthesis gas, concentration of which at reactor outlet is 48.6%. At the same time, the concentration of carbon monoxide over the entire temperature range is higher than the concentration of hydrogen. Their concentration at reactor outlet is 31,2% and 17.5%, respectively. Gas phase of plasma-steam gasification products is also represented mainly by synthesis gas. At 0,15 m reactor length, synthesis gas concentration is 93,9%, and reached up to 100% at reactor outlet. *Keywords:* coal, kinetic calculation, plasma gasification, reactor, synthesis gas.

Қатты отынның плазма-ауа және плазма-бу газдандыруының кинетикалық есебі

Қ.А. Умбетқалиев¹ және А.Б. Устименко^{2,3}

¹Жану проблемалары институты, Бөгенбай батыр к-сі, 172, Алматы, Қазақстан

²Әл-Фараби атындағы Қазақ ұлттық университеті Эксперименттік және теориялық физика институты, әл-Фараби даңғ., 71, Алматы, Қазақстан

³«Plasmatechnika R&D» ЖШС, Наурызбай батыр к-сі, 26, Алматы, Қазақстан

Аңдатпа

Осы жұмыста плазмалық көзі бар цилиндр тәрізді арналарда кучекино тас көмірінің плазмалық-ауа және плазмалық-бу газификация процесінің кинетикалық есептеуі орындалған. Кинетикалық есептеулер бір өлшемді кинетикалық Плазма-Көмір бағдарламасы көмегімен орындалды. Есептеу нәтижесінде, плазмалық-ауа газификациясының өнімдерінің газ фазасы 0,15 м координаталық мәнінен бастап, негізінен синтез-газбен көрсетілген, оның реактордың шығу аймағында концентрациясы 48,6%-ды құрайды. Сонымен бірге, барлық температура аралығында көміртек монооксидінің концентрациясы сутек концентрациясынан жоғары. Олардың концентрациясы реактордың шығу аймағында сәйкесінше 31,2%-ды және 17,5%-ды құрайды. Плазмалық-бу газификация өнімдерінің газ фазасы да негізінен синтез-газбен көрсетілген. Реактордың ұзындығы 0,15 м құрайтын, синтез-газдың концентрациясы 93,9%-ға дейін жетеді, ал реактордың шығу аймағында 100%-ды құрайды.

Кілт сөздер: көмір, кинетикалық есептеу, плазмалық газификациясы, реактор, синтез-газ.