

ПЛАЗМЕННАЯ ГАЗИФИКАЦИЯ УГЛЯ В РАЗЛИЧНЫХ СРЕДАХ

В.Е. Мессерле^{1,2,3}, К.А. Умбеткалиев¹, А.Б. Устименко^{1,3*}

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

²Институт теплофизики им. С. С. Кутателадзе СО РАН, пр. Ак. Лаврентьева, 1, Новосибирск, Россия

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

Аннотация

Выполнены численные эксперименты по плазменной газификации угля в различных газифицирующих агентах (воздух, диоксид углерода, пар, кислород и смеси пара с воздухом, пара с кислородом, пара с диоксидом углерода) с использованием кинетической программы *Plasma-Coal*. Численные эксперименты проводились применительно к проточному цилиндрическому плазменному газификатору с совмещенной зоной выделения и поглощения тепла в процессе термохимических превращений угля в газифицирующих агентах. В плазменном газификаторе смесь угольной пыли и газа-окислителя подается в электродуговую зону, в которой осуществляются нагрев газифицирующего агента, угольных частиц и их газификация. Расчеты показали, что максимальная концентрация синтез-газа в продуктах газификации каменного угля *Powder River Basin* наблюдается при паро-углекислотной, углекислотной, паровой, паро-кислородной и кислородной газификации. При этом максимальный выход водорода (51,4%) достигается при паровой газификации угля. Энергетическая эффективность рассмотренных процессов газификации угля, за исключением кислородной и паро-кислородной газификации, изменяется в сравнительно узком интервале значений 1,6-2,5 кВт/кВт. При паро-кислородной и кислородной газификации угля энергетическая эффективность заметно возрастает до 3,5 и 11,4 кВт/кВт соответственно. Очень важным для снижения выбросов основного парникового газа (CO_2) является возможность его использования в качестве газифицирующего агента в процессах паро-углекислотной и углекислотной газификации угля при энергетической эффективности процесса, превышающей таковую для воздушной газификации угля.

Ключевые слова: уголь, газифицирующий агент, плазменная газификация, синтез-газ, энергетическая эффективность.

1. Введение

Способы газификации твердых топлив систематизируются по двум основным принципам: по состоянию топлива, подаваемого в газификатор, и по способу подвода энергии на осуществление процесса [1, 2]. Например, фирмой «Тексако» разработан процесс газификации водоугольной суспензии под давлением 2-3 МПа [3-6]. Степень газификации углерода в этом процессе достигает 90 %. КПД процесса – 80 %. Состав получаемого газа следующий (в об. %): H_2 – 35%, CO – 45%, CO_2 – 19%, CH_4 – менее 1%. В работе [7] исследуется процесс прямого получения водорода из угля в двух параллельных реакторах кипящего слоя (га-

зификаторе и регенераторе). В результате газификации угля получен газ, содержащий 73% водорода и около 27% метана, CO и CO_2 . КПД перевода органической массы угля в синтез-газ может достигать 92,6%. Вызывает интерес технология совместного производства водорода и электроэнергии газификацией угля в циркулирующем кипящем слое (ЦКС) под давлением [8]. Для электростанции с ЦКС под давлением мощностью 255 МВт выработка водорода чистотой 99,95% составит 260 тонн в день.

Существующие методы газификации угля в основном себя исчерпали. В настоящее время осваиваются новые, прогрессивные, экологически более чистые технологии. При этом,

*Ответственный автор
E-mail: ust@physics.kz (А. Устименко)

значительное распространение получили плазменные технологии газификации углей, характеризующиеся высокой производительностью, экологической чистотой и относительно низкой стоимостью оборудования [9]. Так, при паро-плазменной газификации методом Копперс-Тотцека был получен горючий газ следующего состава (в об. %): H_2 – 62%; CO – 26%; CO_2 – 12%. Эффективность процесса составила 74%.

Плазменная газификация угля является хорошо отработанной технологией получения чистого синтез-газа ($CO + H_2$) из органической и ценных компонентов из минеральной массы угля [10]. Синтез-газ (сингаз) используется в качестве энергетического газа для производства тепловой и электрической энергии, исходного сырья для производства метанола, диметилэфира и водорода, высокопотенциального газа-восстановителя для замещения металлургического кокса в процессах металлизации железорудных окатышей [11]. Сингаз также можно использовать для растопки котлов и стабилизации горения пылеугольного факела на угольных тепловых электростанциях вместо топочного мазута или углеводородного газа [12]. Для генерации низкотемпературной плазмы требуется электроэнергия, поэтому, для обеспечения конкурентоспособности плазменных технологий особое значение имеет величина удельных энергозатрат на осуществление того или иного технологического процесса. Не меньшее значение имеет состав сингаза, его выход и температурный уровень процесса. Все вышеуказанные параметры определяют, в конечном счете, эффективность плазменной газификации твердого топлива и области практического приложения сингаза.

В настоящей работе представлены результаты численных экспериментов по влиянию различных окислителей на состав сингаза, температурный уровень процесса, удельные энергозатраты, степень газификации угля и эффективность процесса плазменной газификации угля. Для расчетов процесса плазменной газификации был выбран каменный уголь бассейна реки Пауда (Powder River Basin) зольностью 6,8% (табл. 1).

2. Численный эксперимент

Численные эксперименты проводились применительно к проточному плазменному газификатору совмещенного типа (рис. 1)

Таблица 1. Технический и элементарный анализ каменного угля бассейна реки Пауда (Powder River Basin), мас. %

Технический анализ		Элементарный анализ	
Влага (общая)	5,0	Водород	4,7
Летучее вещество	29,9	Углерод	76,5
Углерод (по разнице)	58,3	Сера	0,5
Зола	6,8	Азот	1,6
Всего	100,0	Кислород (по разнице)	4,9
Высшая теплота сгорания (кДж/кг)	31310	Зола	6,8
		Всего 100,0	

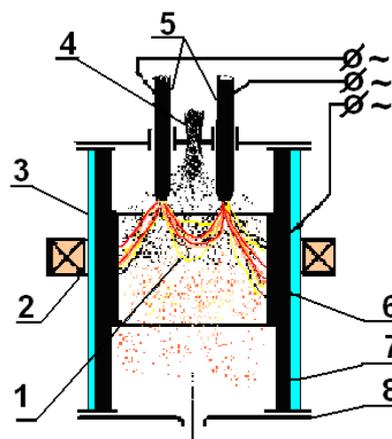


Рис. 1. Электродуговой газификатор совмещенного типа: 1 – электрическая дуга; 2 – электромагнитная катушка; 3 – рубашка водяного охлаждения; 4 – патрубок подачи угольной пыли и газа; 5 – графитовый стержневой электрод; 6 – графитовый кольцевой электрод; 7 – графитовое кольцо; 8 – графитовая диафрагма.

[11, 13]. В таком газификаторе смесь угольной пыли и газа-окислителя подается в зону горения дуги через патрубок 4 в крышке реактора. Зона выделения тепла формируется электрической дугой 1, вращающейся в электромагнитном поле, создаваемом электромагнитной катушкой 2. Нагрев частиц твердого топлива и газового потока происходит в этом же объеме. Внутренний диаметр газификатора принимался равным 0,15 м, а его высота – 0,3 м. Электрическая дуга зажигается между стержневыми 5 и кольцевыми 6 графитовыми электродами. Водоохлаждаемая медная электромагнитная

катушка 2, расположенная посередине реактора, ограничивает ее перемещение по высоте реактора в пределах 0,07 м.

Процесс газификации завершается в основном в объеме газификатора. Продукты реакций выводятся через диафрагму 8 диаметром 0,04 м. Численные эксперименты выполнялись с помощью компьютерной программы *Plasma-Coal* [13]. Она была разработана для моделирования процессов движения, нагрева и кинетики термохимических превращений смеси угля с окислителем в описанном плазменном газификаторе (рис. 1). Эта программа основана на одномерной модели, описывающей двухфазный (угольные частицы и газообразный окислитель) химически реагирующий поток в реакторе с внутренним источником тепла (электрическая дуга). Частицы и газ поступают в камеру с одинаковыми температурами, между частицами, газом и внутренним источником тепла имеет место тепломассообмен. Также учитываются обмен теплом и импульсом между потоком и стенкой камеры и следующие химические превращения топлива: выделение летучих продуктов из угольных частиц, превращения летучих в газовой фазе и газификация коксового остатка. Программа позволяет рассматривать процесс плазменной газификации твердого топлива во времени. Учет конечного времени протекания химических реакций позволяет помимо температур, скоростей и концентраций продуктов плазменной газификации определить необходимые геометрические размеры плазменного реактора применительно к его конкретной производительности.

Математическая модель процесса газификации пылевидных твердых топлив представлена системой нелинейных обыкновенных дифференциальных уравнений и подробно описана в работе [13]. Модель отличается подробным описанием кинетики химических реакций, общая схема которых наряду с реакциями выделения первичных продуктов учитывает реакции их дальнейших превращений, отображенных в таблице 2, где n – температурный фактор (показатель степени при температуре в уравнении Аррениуса), E – энергия активации реакции, $\text{ккал} \cdot \text{моль}^{-1}$. Зависимость констант скорости химической реакции от температуры описывается уравнением Аррениуса: $k_j = A_j \cdot \exp(E_j/(RT)) \cdot T^n$.

Из таблицы 2 видно, что выделение летучих веществ из угля описывается реакциями 1-6. Гетерогенные реакции 7-9, являющиеся

лимитирующими стадиями процесса газификации, описывают взаимодействие углерода с водяным паром, кислородом и диоксидом углерода. Дальнейшие превращения первичных продуктов газификации описываются радикальными реакциями 10-50.

При формировании начальных условий для решения системы уравнений математической модели необходимо задать величины начальных скоростей и температур для газа и частиц отходов, давления на входе в реактор, температуры стенок реактора, начальный состав органических отходов, отношение массовых расходов газа и твердой фазы и распределение тепловыделения от плазменного источника по длине реактора.

Верификация программы "*Plasma-coal*" была выполнена для различных углей, отношений расходов топлива к окислителю, мощности вкладываемой энергии с электрической дугой и процессов (горение, паровая и воздушная газификация) [13, 14].

Расчеты плазменной газификации угля выполнены для семи различных окислителей (таблица 3), пригодных для использования в качестве газифицирующих агентов. Расчеты проводились, исходя из условия достижения 100% степени газификации углерода при заданной длине реакционной зоны газификатора (0.7 м). Для обеспечения этого условия мощность (*Parc*) плазменного газификатора варьировалась от 5 до 170 кВт в зависимости от типа используемого окислителя. При этом тепловыделение от электрической дуги завершалось на расстоянии 0.3 м. Таким образом, были исследованы процессы воздушной (1), паро-углекислотной (2), углекислотной (3), паровой (4), паро-воздушной (5), паро-кислородной (6) и кислородной (7) газификации угля.

Результаты численных экспериментов представлены на рис. 2-6. Как видно из рис. 2, концентрация сингаза для всех исследуемых режимов газификации возрастает по длине газификатора, но с различной интенсивностью, за исключением кривых 2, 3 и 4, расположенных достаточно близко друг от друга по всей длине газификатора. Наибольшая интенсивность выхода сингаза наблюдается в процессе паро-кислородной газификации угля (кривая 6). Как и следовало ожидать, концентрация сингаза в продуктах газификации при воздушной и паро-воздушной конверсии угля составляет лишь 43,1 и 69,5 об.% соответственно. В отличие от последних концентрация синга-

Таблица 2. Кинетическая схема плазменной газификации органических отходов

№	Реакция	Lg A	n	E	№	Реакция	Lg A	n	E
1	$[H_2]_s = H_2$	18,2	0	88,8	26	$H+H_2O=H_2+OH$	11,0	0	20,3
2	$[H_2O]_s = H_2O$	13,9	0	51,4	27	$H_2+O=H+OH$	7,3	1,0	8,9
3	$[CO]_s = CO$	12,3	0	44,4	28	$H_2O+M=H+OH+M$	13,3	0	105,0
4	$[CO_2]_s = CO_2$	11,3	0	32,6	29	$H_2O+O=OH+OH$	10,5	0	18,3
5	$[CH_4]_s = CH_4$	14,2	0	51,6	30	$CO+OH=CO_2+H$	4,1	1,3	-0,8
6	$[C_6H_6]_s = C_6H_6$	11,9	0	37,4	31	$CO+O_2=CO_2+O$	11,5	0	37,6
7	$C+H_2O=CO+H_2$	3,3	0	29,0	32	$CO_2+H=CO+OH$	6,2	1,3	21,6
8	$C+CO_2=CO+CO$	5,3	0	43,0	33	$CO+O+M=CO_2+M$	12,8	0	4,1
9	$C+O_2=CO_2$	5,7	0	38,0	34	$C_2H_2+M=C_2H+H+M$	11,0	0	114,0
10	$CH_4+H=CH_3+H_2$	11,1	0	11,9	35	$C_2H_2=C+C+H_2$	6,0	0	30,0
11	$CH_4+OH=CH_3+H_2O$	0,5	3,1	2,0	36	$C_2H_2+O_2=HCO+HCO$	9,6	0	28,0
12	$CH_4+M=CH_3+H+M$	14,2	0	88,4	37	$C_2H_2+H=C_2H+H_2$	11,3	0	19,0
13	$CH_4+O=CH_3+OH$	10,2	0	9,2	38	$C_2H_2+OH=CH_3+CO$	9,1	0	0,5
14	$CH_3+H_2O=CH_4+OH$	9,8	0	24,8	39	$C_2H_2+O=CH_2+CO$	10,8	0	4,0
15	$CH_3+H_2=CH_4+H$	9,7	0	11,4	40	$CH_2+H_2O=CH_2O+H_2$	11,0	0	3,7
16	$CH_3+M=CH_2+H+M$	13,3	0	91,6	41	$CH_2+O_2=HCO+OH$	11,0	0	3,7
17	$CH_3+O_2=CH_3O+O$	10,7	0	29,0	42	$C_2H+O_2=HCO+CO$	10,0	0	7,0
18	$CH_3+OH=CH_2O+H_2$	9,6	0	0	43	$C_2H+H_2O=CH_3+CO$	9,1	0	0,5
19	$CH_3+O=CH_2O+H$	11,1	0	2,0	44	$C_6H_6=C_2H_2+C_2H_2+C_2H_2$	12,0	0	85,0
20	$CH_3O+M=CH_2O+H+M$	10,7	0	21,0	45	$OH+OH=H_2O+O$	9,5	0	1,1
21	$CH_2O+M=HCO+H+M$	13,5	0	81,0	46	$H+OH+M=H_2O+M$	10,6	0	0,0
22	$HCO+M=H+CO+M$	11,2	0	19,0	47	$H+H+M=H_2+M$	9,6	0	0,0
23	$O_2+M=O+O+M$	12,7	0	115,0	48	$CH_2+OH=HCO+H_2O$	10,5	0	1,5
24	$H_2+M=H+H+M$	11,3	0	96,0	49	$H+OH=H_2+O$	9,8	0	7,0
25	$H+O_2=O+OH$	11,3	0	16,8	50	$H_2+OH=H_2O+H$	11,4	0	10,0

а) Уравнения 1–6 – реакции выделения летучих.

б) Размерность предэкспонента A_j – $[s^{-1}]$ для реакций первого порядка и $[литор\ моль^{-1}c^{-1}]$ – для реакций второго порядка.

Таблица 3. Исходные составы смесей (уголь и газифицирующий агент) и мощности плазменного газификатора

Про- цесс	Уголь	Расход, кг·ч ⁻¹					Парс, кВт
		N ₂	O ₂	CO ₂	H ₂ O	Parc,	
1	36	92,4	27,6	0	0	131	
2	36	0	0	38,0	16,00	141	
3	36	0	0	77,0	0	170	
4	36	0	0	0	31,0	110	
5	36	40,0	11,95	0	16,0	110	
6	36	1,3	11,9	0	16,0	63	
7	36	3,1	27,6	0	0	5	

за во всех остальных процессах газификации угля на выходе из газификатора превышает 95 об.%, что видно также из таблицы 4, в которой приведен состав газа на выходе из газификатора.

Как следует из рис. 3, степень газификации углерода достигает 100% для всех рассмотренных вариантов. Однако определяемое длиной реакционной зоны газификатора необходимое время пребывания реагентов для достижения максимальной степени газификации изменяется в зависимости от используемого окислителя.

Температура продуктов газификации (рис. 4) возрастает по длине реакционной зоны. Температуры газа имеют максимум в районе

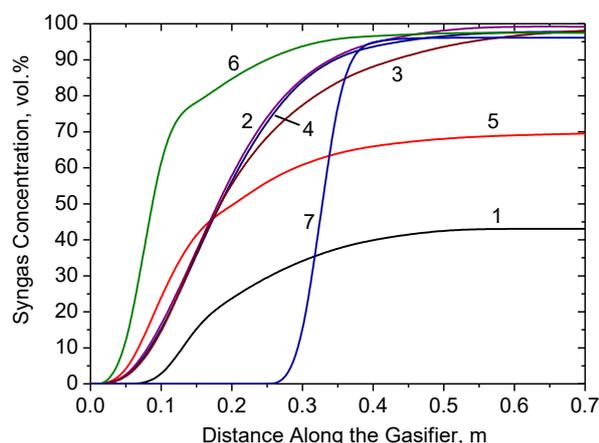


Рис. 2. Концентрация сингаза вдоль газификатора: 1-7 – процесс (табл. 3).

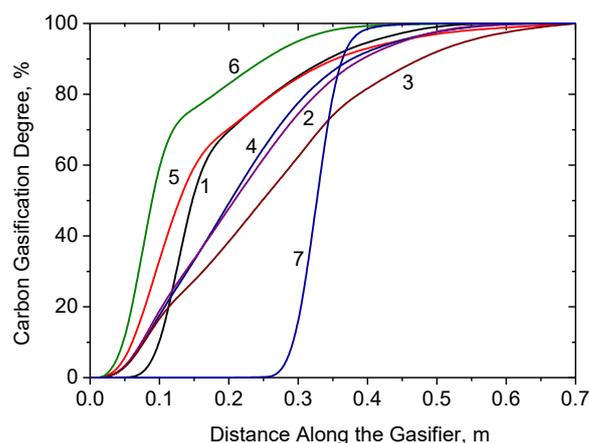


Рис. 3. Степень газификации углерода вдоль газификатора: 1-7 – процесс (табл. 3)

Таблица 4. Состав газа на выходе газификатора, об. %

Процесс	CO	H ₂	N ₂	Other
1	33,4	9,7	55,2	1,7
2	65,2	34,0	0	0,8
3	84,6	14,8	0	0,6
4	46,2	51,4	0	2,4
5	39,5	30,0	28,9	1,6
6	56,0	41,2	1,3	1,5
7	72,7	23,4	3,8	0,1

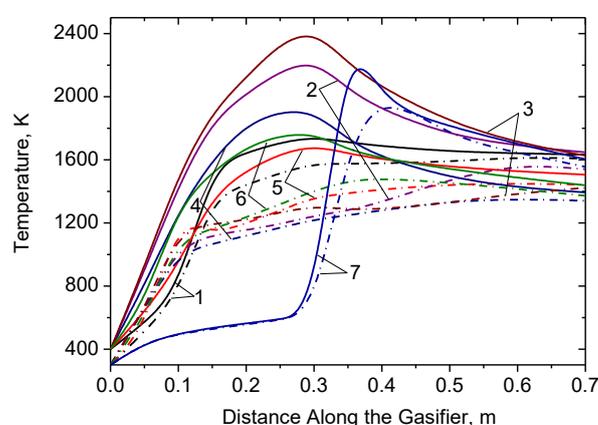


Рис. 4. Температура вдоль газификатора: 1-7 – процесс (табл. 3). Сплошные линии относятся к газу, а точка с пунктиром – к твердым частицам.

завершения тепловыделения от дуги (0,25-0,35 м). В отличие от температурных кривых газа температуры частиц не имеют выраженного максимума по всей длине газификатора. Температура газовой фазы во всех вариантах превышает таковую угольных частиц. Эта разница может достигать 1100 градусов при углекислотной газификации угля (кривая 3), снижаясь до 400 градусов при кислородной газификации (кривая 7). На выходе газификатора наблюдается тенденция к достижению термического равновесия между температурами газа и частиц.

Удельные энергозатраты на процесс газификации угля, приведенные к одному килограмму целевого продукта (сингаза), возрастают по длине газификатора до расстояния в 0,3 м, соответствующего завершению тепловыделения от электрической дуги (рисунок 5). В данном случае удельные энергозатраты являются суммой энергозатрат электрической дуги на нагрев реагентов, энергозатрат на получение пара из воды и кислорода из воздуха [15]. Тенденция к снижению удельных энерго-

затрат после прохождения своего максимума связана с продолжением реакций газификации углерода и тепловыделением при окислении углерода до его монооксида. Этот эффект наиболее четко проявляется при кислородной газификации угля (кривая 7). Как видно из сравнения кривых 1-7, максимальные энергозатраты соответствуют паровой газификации угля (кривая 4), а минимальные – кислородной газификации (кривая 7). Удельные энергозатраты перестают изменяться при достижении 0,5 м длины газификатора, что свидетельствует о завершении всех реакций газификации угля (таблица 2).

Особый интерес вызывает влияние типа окислителя на энергетическую эффективность процесса газификации угля (рис. 6). Критерий энергетической эффективности процесса газификации твердого топлива определяется отношением тепловой мощности полученного

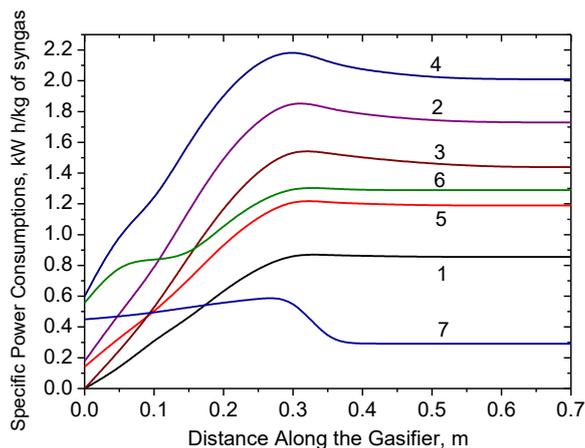


Рис. 5. Удельные энергозатраты вдоль газификатора: 1–7 – процесс (табл. 3).

энергетического газа к суммарной затраченной тепловой мощности (вклад от электрической дуги, затраты на получение пара из воды и кислорода из воздуха) [16]. Поскольку для всех вариантов температуры сингаза на выходе газификатора отличаются незначительно (рис. 4), то при определении относительной тепловой мощности можно пренебречь рассмотрением физического тепла произведенного сингаза. В соответствии со следующей формулой относительная тепловая мощность сингаза (γ) может быть определена как отношение удельной теплоты сгорания (Q_{SYNGAS} , [кДж·кг⁻¹]), умноженной на расход потока (G_{SYNGAS} , [кг·с⁻¹]), к суммарно потребляемой мощности ($P_{arc} + Q_{H_2O} \cdot G_{H_2O} + Q_{O_2} \cdot G_{O_2}$, [кВт]).

Как видно из рис. 6, минимальная энергетическая эффективность процесса газификации угля соответствует воздушной газификации, а максимальная – кислородной. Для иллюстрации вышесказанного приведем несколько цифр: (1) 1 кВт потребляемой мощности в случае воздушной газификации угля обеспечит выработку 1,6 кВт тепловой энергии при сжигании произведенного сингаза; (2) 1 кВт потребляемой мощности в случае кислородной газификации угля обеспечит выработку сингаза с теплотой сгорания, обеспечивающей мощность в 11,4 кВт.

Сравнение полученных данных с данными других авторов [1-9] показывает преимущество газификации угля в совмещенном плазменном реакторе. Так, концентрация сингаза на выходе из газификатора превышает 95%,

$$\gamma = \frac{Q_{SYNGAS} \cdot G_{SYNGAS}}{P_{arc} + Q_{H_2O} \cdot G_{H_2O} + Q_{O_2} \cdot G_{O_2}}$$

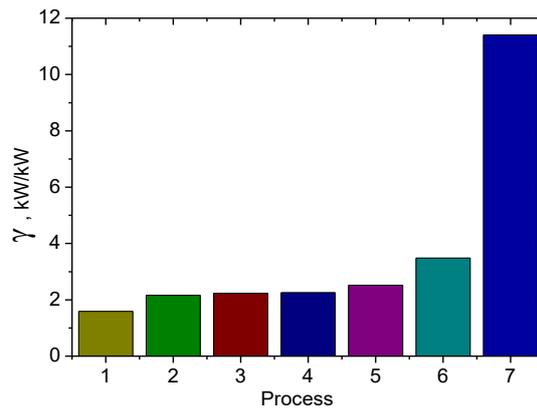


Рис. 6. Эффективность газификации. Номера на оси абсцисс соответствуют процессу из табл. 3.

по сравнению с 88% [9]. Степень газификации углерода достигает 100% по сравнению с 92,6% [7]. В полученных продуктах плазменной газификации (табл. 4) отсутствует балластирующий CO₂, тогда как в отличие от всех известных технологий газификации угля его концентрация варьируется от 12 до 19%, что существенно снижает теплоту сгорания сингаза.

3. Заключение

Численные эксперименты показали, что максимальная концентрация сингаза в продуктах газификации каменного угля бассейна реки Пауда (*Powder River Basin*) наблюдается при паро-углекислотной, углекислотной, паровой, паро-кислородной и кислородной газификации. При этом максимальный выход водорода (51,4%) достигается при паровой газификации угля.

Энергетическая эффективность рассмотренных процессов газификации угля, за исключением кислородной и паро-кислородной газификации, изменяется в сравнительно узком интервале значений 1,6-2,5 кВт/кВт. При паро-кислородной и кислородной газификации угля энергетическая эффективность заметно возрастает до 3,5 и 11,4 кВт/кВт соответственно.

Очень важным для снижения выбросов основного парникового газа (CO₂) является возможность его использования в качестве газифицирующего агента в процессах паро-углекислотной и углекислотной газификации угля при энергетической эффективности процесса, превышающей таковую для воздушной газификации угля.

Благодарность

Разработка кинетической модели плазменной газификации твердых топлив при финансовой поддержке МОН РК (грант AP14869881), численное исследование при финансовой поддержке МОН РК (грант AP14870548), а разработка технологической схемы плазмохимической переработки твердых топлив выполнена в рамках государственного задания ИТ СО РАН (номер гос. регистрации 121031800229-1).

Литература

- [1]. Черненко И.И., Шафир Г.С. Состояние и перспективы газификации углей. Обзор – М.: ЦНИЭИуголь, 1982. – 46 с.
- [2]. Химические вещества из угля. Под ред. Фальбе Ю. – М.: Химия, 1980. – 614 с.
- [3]. Schlinger W.G. The Texaco Coal Gasification Process. In Handbook of Synfuels Technology, ed. R.A. Meyers, New York: McGraw-Hill, 1984. – 3-148 p.
- [4]. Curran P.F., Tyree R.F. "Feedstock Versatility for Texaco Gasifiers." Paper presented at IChemE Conference "Gasification: The Gateway to a Cleaner Future," Dresden, Germany, September 1998.
- [5]. 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.
- [6]. 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.
- [7]. Xiang X., Yunhan X., Chunzhen Q. Conceptual Design and Performance Analysis of Coal Based Direct Hydrogen Production System with CO₂ Capture. / 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.668-679.
- [8]. Arun C.B. Co-Production of Hydrogen and Electricity Using Circulating Fluidized Bed Technologies / 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.903-913.

- [9]. Жуков М.Ф., Калинин Р.А., Левицкий А.А., Полак Л.С. Плазмохимическая переработка угля. – М.: Наука, 1990. – 200 с.
- [10]. Messerle V.E., Ustimenko A.B. Plasma processing of uranium-containing solid fuels. Fuel. – 2019. – Vol.242. – P.447-454.
- [11]. Galvita V., Messerle V.E., Ustimenko A.B. Hydrogen production by coal plasma gasification for fuel cell technology. International Journal of Hydrogen Energy. – 2007. – Vol.32, №16. – P.3899-3906.
- [12]. Igor B. Matveev (ed.) Plasma assisted combustion, gasification, and pollution control. Volume 2. Combustion and gasification. Denver, Colorado: Outskirts Press, Inc., 2016. – 502 p.
- [13]. Gorokhovski M., Karpenko E.I., Lockwood F.C., Messerle V.E., Trusov B.G., Ustimenko A.B. Plasma Technologies for Solid Fuels: Experiment and Theory. Journal of the Energy Institute. – 2005. – Vol.78, №4. – P.157-171.
- [14]. Kalinenko R.A., Kuznetsov A.P., Levitsky A.A., Messerle V.E., Mirokhin Yu.A., Polak L.S., Sakipov Z.B., Ustimenko A.B. Pulverized Coal Plasma Gasification // Plasma Chemistry and Plasma Processing. 1993. – Vol.13, №1. – P.141-167.
- [15]. Smoot L.D., Smith P.J. Modeling Pulverized-Coal Reaction Processes (Ch.12), and Modeling One-Dimensional Systems (Ch.13). In Pulverized Coal Combustion and Gasification: Theory and Applications for Continuous Flow Processes. L. D. Smoot, D.T. Pratt. (eds.). Springer, 1979. – 333 p.
- [16]. Matveev I.B., Messerle V.E., Ustimenko A.B. Plasma Gasification of Coal in Different Oxidants. IEEE Transactions on Plasma Science. 2008. – Vol.36, №6. – P.2947-2954.

References

- [1]. Chernenkov II, Shafir GS (1982) Status and prospects of coal gasification. Review [Sostoyaniye i perspektivy gazifikatsii ugley. Obzor]. Moscow: TsNIEIugol. 46 p. (in Russian)
- [2]. Falbe Yu (ed) (1980) Chemicals from coal [Khimicheskiye veshchestva iz uglya]. Moscow: Chemistry. P.614. (in Russian)
- [3]. Schlinger WG (1984) The Texaco Coal Gasification Process. In Handbook of Synfuels Technology, ed. R.A. Meyers, New York: McGraw-Hill. P.3-148.
- [4]. Curran PF, Tyree RF (1998) Feedstock Versatility for Texaco Gasifiers. Paper presented at IChemE Conference "Gasification: The Gateway to a Cleaner Future," Dresden, Germany.
- [5]. 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.
- [6]. Pinkston T (2006) 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. P.261.
- [7]. Xiang X, Yunhan X, Chunzhen Q (2006) Conceptual Design and Performance Analysis of Coal Based Direct Hydrogen Production System with CO₂ Capture. 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.668-679.
- [8]. Arun CB (2006) Co-Production of Hydrogen and Electricity Using Circulating Fluidized Bed Technologies. 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.903-913.
- [9]. Zhukov MF, Kalinenko RA, Levitskiy AA, Polak LS (1990) Plasma-chemical processing of coal [Plazmokhimicheskaya pererabotka uгля]. Moscow: Nauka. P.200. (in Russian)
- [10]. Messerle VE, Ustimenko AB (2019) Fuel 242:447-454. DOI:10.1016/j.fuel.2019.01.050
- [11]. Galvita V, Messerle VE, Ustimenko AB (2007) International Journal of Hydrogen Energy 32(16):3899-3906. DOI:10.1016/j.ijhydene.2007.05.039
- [12]. Matveev IB (2016) Plasma assisted combustion, gasification, and pollution control. Volume 2. Combustion and gasification. Denver, Colorado: Outskirts Press, Inc. P.502. <https://plasmacombustion.org/imgs/book2web.pdf>
- [13]. Gorokhovski M, Karpenko EI, Lockwood FC, Messerle VE, Trusov BG, Ustimenko AB (2005) Journal of the Energy Institute 78(4):157-171. DOI:10.1179/174602205X68261
- [14]. Kalinenko RA, Kuznetsov AP, Levitskiy AA, Messerle VE, Mirokhin YuA, Polak LS, Sakipov ZB, Ustimenko AB (1993) Plasma Chemistry and Plasma Processing 13(1):141-167. DOI:10.1007/bf01447176
- [15]. Smoot LD, Smith PJ (1979) Pulverized Coal Combustion and Gasification: Theory and Applications for Continuous Flow Processes. L.D. Smoot, D.T. Pratt. (eds.). Springer. P.333. DOI:10.1007/978-1-4757-1696-2
- [16]. Matveev IB, Messerle VE, Ustimenko AB (2008) IEEE Transactions on Plasma Science 36(6):2947-2954. DOI:10.1109/TPS.2008.2007643

Plasma gasification of coal in various media

V.E. Messerle^{1,2,3}, K.A. Umbetkaliev¹, A.B. Ustimenko^{1,3*}

¹Institute of Combustion Problems, 172, Bogenbay batyr str., Almaty, Kazakhstan

²Kutateladze Institute of Thermophysics of SB RAS, 1, Ac. Lavrentiev ave., Novosibirsk, Russia

³Plasmatechnics R&D LLP, 26, Nauryzbay batyr str., Almaty, Kazakhstan

Abstract

Numerical experiments on plasma gasification of coal in various gasifying agents (air, carbon dioxide, steam, oxygen, and mixtures of steam with air, steam with oxygen, steam with carbon dioxide) were performed using the Plasma-Coal kinetic program. Numerical experiments were carried out in relation to a flow-through cylindrical plasma gasifier with a combined zone of release and absorption of heat in the process of thermochemical transformations of coal in gasifying agents. Heating of the gasifying agent, coal particles and their gasification takes place in the plasma gasifier. Calculations have shown that the maximum concentration of synthesis gas in the coal gasification products of the Powder River Basin is observed during steam-carbon dioxide, carbon dioxide, steam, steam-oxygen and oxygen gasification. The maximum yield of hydrogen (51.4%) is achieved with steam gasification of coal. The energy efficiency of the considered processes of coal gasification, with the exception of oxygen and steam-oxygen gasification, varies in a relatively narrow range of 1.6-2.5 kW/kW. With steam-oxygen and oxygen gasification of coal, the energy efficiency noticeably increases to 3.5 and 11.4 kW/kW, respectively. Very important for reducing emissions of the main greenhouse gas (CO₂) is the possibility of using it as a gasification agent in the processes of steam-carbon dioxide and carbon dioxide gasification of coal with an energy efficiency of the process exceeding that of air gasification of coal.

Keywords: coal, gasifying agent, plasma gasification, synthesis gas, energy efficiency

Көмірді әртүрлі орталарда плазмалық газификациялау

В.Е. Мессерле^{1,2,3}, К.А. Умбеткалиев¹, А.Б. Устименко^{1,3*}

¹Жану проблемалары институты, Бөгенбай батыр к., 172, Алматы, Қазақстан

²РҒА СБ-нің С.С. Кутателадзе атындағы Жылу физика институты, Ак., Лаврентьев к., 1, Новосібір, Ресей

³ЖШС «Плазматехника R&D», Наурызбай батыр к., 26, Алматы, Қазақстан

Аңдатпа

Plasma-Coal кинетикалық бағдарламасы көмегімен көмірді әртүрлі газификациялаушы орталарда (ауа, көмірқышқылды газ, бу, оттек және будың ауамен, будың оттегімен, будың көмірқышқыл газымен қоспалары) плазмалық газификациясы бойынша есептеу эксперименттер орындалды. Плазмалық газификаторда көмір шаңы мен тотықтырғыш газ қоспасы электр доғасының аймағына беріледі. Жылу бөліну аймағы электромагниттік шарғылар тудыратын электромагниттік өрісте айналатын электр доғасы арқылы қалыптасады. Газифицирлеуші агенттерді, көмір

бөлшектерді қыздыру және оларды газификациялау осы көлемде орындалады. Есептеулер нәтижесінде, синтез-газдың максималды концентрациясы Пауда өзенінің тас көмірінің газификация өнімдерінде бу-көмірқышқылды газы, көмірқышқылды газы, бу, бу-оттекті және оттекті газификациялау кезінде байқалады. Осы жағдайда сутектің максималды шығымы (51,4%) көмірді бумен газификациялау арқылы кезде байқалады. Көмірді газификациялаудың қарастырылып отырған процестерінің энергия тиімділігі оттегі мен бу-оттегі газификациялауды ескермеген кезде, салыстырмалы түрде тар 1,6-2,5 кВт/кВт диапазонында өзгереді. Көмірді бу-оттекті және оттекті газификациялау кезінде энергия тиімділігі тиісінше 3,5 және 11,4 кВт/кВт-қа дейін айтарлықтай артады. Парниктік газдың (CO₂) тастауларын төмендету үшін, оны газифицирлеуші агент ретінде бу-көмірқышқылды және көмірқышқылды газификация процестерінде пайдалану, негізінде процестің энергия тиімділігін арттырады.

Кілт сөздер: көмір, газифицирлеуші агент, плазмалық газификация, синтез-газ, энергетикалық тиімділік.