

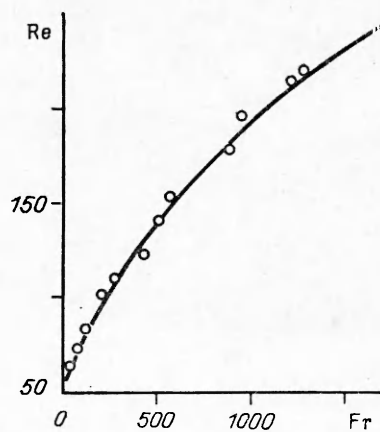


Рис. 4. Критериальная зависимость, определяющая условия вихреобразования.

Дальнейший анализ полученных результатов показывает, что поле течения в диффузионном пламени, образованном при горении газа, вдуваемого на нижнюю поверхность наклонной пластины, определяется следующими параметрами: диаметром горелки d , скоростью вдува газа v , вязкостью ν , плотностью и температурой газа ρ и T , углом наклона поверхности α и ускорением свободного падения g . Анализ размерностей перечисленных параметров дает безразмерные критерии:

$Re = dv/\nu$ число Рейнольдса, $Fr = v^2(\cos \alpha/g)d$ — модифицированное число Фруда. Так как опыты проводили в большом интервале величин v и d , это позволило получить экспериментально критериальную зависимость $Re = f(Fr)$, выражающую условия вихреобразования (рис. 4).

Области значений чисел $Re \geq 90$ и $Fr \geq 200$ определяют условия, соответствующие течению в пламени, показанному на рис. 2, а, а для $Re \leq 90$ и $Fr \leq 200$ характерно существование «обращенного» вихревого диффузионного пламени. Какая-либо переходная область между условиями возникновения двух различных форм вихревого движения отсутствует. Для каждой из двух форм движения угловая скорость вращения газа ω постоянна. Это следует из результатов эксперимента. Тогда, выразив угловую скорость через число Струхала $Sh = \omega d/v$, ее можно описать эмпирической формулой $Sh = \text{const} \approx 0,06 Re^{0,7} Fr^{-0,6}$, где $Sh \approx 50 \cdot 10^{-3}$ при $Re \geq 90$, $Fr \geq 200$ и $Sh \approx 2$ при $Re \leq 90$, $Fr \leq 200$.

Закономерности вихреобразования и структура вихревого течения в пламени для других горючих газов с иными реакционными и теплофизическими свойствами, такими как диффузионная способность, температура горения и др., будут иными. Представляют интерес дальнейшие исследования в этом направлении.

ЛИТЕРАТУРА

1. Петров П. А. Изв. АН СССР, МЖГ, 1973, 2, 19.
2. Андрущенко В. А. // Там же, 1978, 2, 186.
3. Гостинцев Ю. А., Суханов Л. А., Солодовник А. Ф. Докл. АН СССР, 1980, 252, 2, 311.
4. Антонов В. А., Гольдин В. Д., Гришин А. М. ПМТФ, 1984, 1, 82.

Поступила в редакцию 19/IV 1988,
после доработки — 15/IX 1988

УДК 519.2 + 518.5 : 662.749.2 : 542.993

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ВЫСОКОТЕМПЕРАТУРНОЙ ГАЗИФИКАЦИИ КОКСА

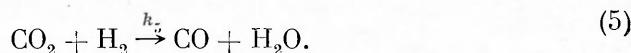
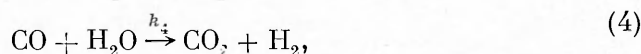
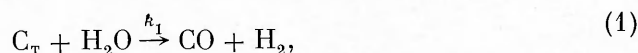
Е. С. Головина, Р. А. Калинин, А. А. Левицкий,
Ю. А. Мирохин, Л. С. Полак, О. С. Юсим
(Москва)

В настоящее время в СССР и за рубежом интенсивно ведутся разработки высокотемпературных плазмохимических процессов газификации твердого топлива с целью получения синтез-газа и газообразного энерге-

тического топлива. Некоторые разработки уже достигли уровня промышленного внедрения [1]. В связи с этим большое значение приобретает математическое моделирование таких процессов с учетом гидродинамики, теплообмена и кинетики.

В настоящей статье приводятся результаты расчетов процесса высокотемпературной газификации кокса по модели, предложенной ранее [2]. Рассматривается такой вариант процесса, когда в нагретый до высоких температур (≥ 2000 К) поток окислителя (водяной пар или парокислородная смесь) вводится мелкодисперсное топливо заданной температуры (~ 300 К), которое далее прогревается и при достижении определенной температуры начинает реагировать с окислителем.

Гетерогенное взаимодействие кокса с водяным паром и кислородом может быть описано следующими суммарными реакциями:



Специфика рассматриваемых двухфазных реагирующих систем состоит в том, что протекающие в них реакции (1)—(2) являются сильно эндотермическими, а реакция (3)—экзотермической. В связи с этим на физические процессы нагрева частиц кокса горячим потоком газа накладываются процессы изменения их температуры за счет тепловых эффектов реакций (1)—(3), что, в свою очередь, влияет на скорости этих реакций.

Одна из задач проведенных расчетных исследований на модели — выяснение характера влияния процессов физической и химической кинетики на показатели процесса в случае протекания в системе только эндотермических реакций (1) и (2) (паровая газификация) и совокупности эндо- и экзотермических реакций (1)—(3) (парокислородная газификация).

Начальная скорость потока газа-окислителя составляла 10 м/с, твердых частиц — 1 м/с. В расчетах вырыпровали: начальную температуру окислителя T_r^0 , мольное отношение окислителя и кокса G , массовое отношение водяного пара и кислорода в парокислородной смеси, размер частиц кокса; определяли изменения по длине факела температур и скоростей движения газа и частиц кокса, состава продуктов газификации, скоростей реакции (4)—(5) и «недожога» Ω (отношение текущего массового расхода кокса к исходному).

В основной части расчетов предполагали, что тепловые эффекты эндотермических реакций (1)—(2) и экзотермической (3) влияют только на температуру частицы. В нескольких расчетах, оговоренных в тексте, варьировали долю тепла γ реакции (3), выделяемого в твердой фазе.

Константы скорости реакций (1)—(5), использованные в расчетах, приведены в табл. 1. Реакционная способность коксов разного происхождения существенно различается, различаются и их кинетические константы скорости. Для выяснения влияния констант скорости определенной реакции на параметры факела расчеты проведены при варьировании значений k_1 и k_3 (см. табл. 1). Основная часть расчетов выполнена при использовании значений k_1^a и k_3^a .

Характерной особенностью процесса паровой газификации кокса является монотонное изменение по длине факела температур и скоростей движения частиц и газа (см. рис. 1, табл. 2). Наиболее интенсивно эти

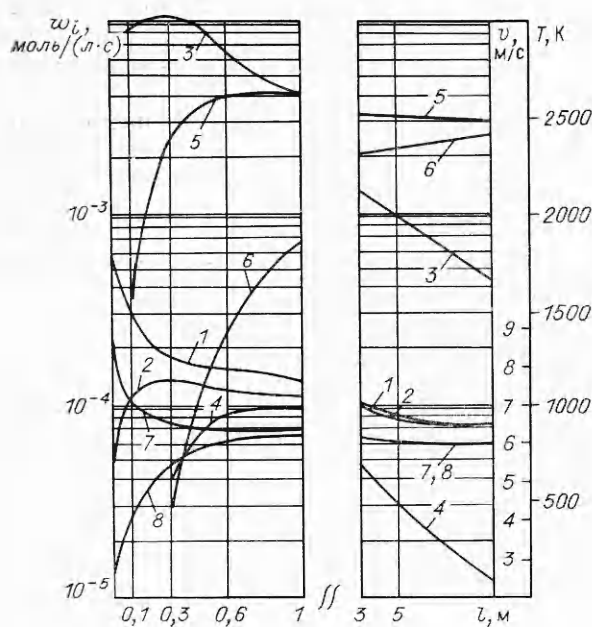


Рис. 1. Изменение по длине реактора T_r (1), T_q (2), скоростей реакций w_1 (3), w_2 (4), w_4 (5), w_5 (6), v_r (7), v_q (8), расчет 1.

величины изменяются в начальной зоне факела на длине $l < 0,6$ м. Максимальные значения температур частиц $T_q^{\max}$ достигаются при $l = 0,1 \div 0,3$ м. Они зависят как от предварительного нагрева газа T_q^0 , так и от соотношения окислителя и топлива G . Так, при $G = 0,67$ и повышении начальной температуры газа от 2000 до 3000 К значение $T_q^{\max}$ возрастает от 1115 до 1460 К, а при $T_q^0 = 3000$ К и $G = 0,67 \div 3,33 T_q^{\max} = 1460 \div 1720$ К.

Повышение температуры частицы за счет нагрева горячим газом происходит только до начала эндотермических реакций (1)–(2). Далее T_q уменьшается за счет поглощения тепла эндотермическими реакциями (см. табл. 2, расчеты 1, 4, 8–11). Это обстоятельство следует подчеркнуть: после начала эндотермических реакций температура частиц не повышается даже в тех случаях, когда к моменту начала реакций $T_r > T_q$ на 1000 К (расчет 11).

Скорость реакции (1) w_1 имеет максимум в области наиболее высоких значений T_q . Максимальное значение скорости реакции (2) w_2 наблюдается при больших значениях l в зоне реакции с повышенной концентрацией CO_2 . Величины w_1 превышают w_2 примерно на 2 порядка (см. рис. 1).

В корне факела скорость прямой газофазной реакции w_4 существенно больше скорости обратной w_5 . Выравнивание w_4 и w_5 , т. е. достижение термодинамического равновесия, наблюдается лишь при $l \approx 10$ м.

Т а б л и ц а 1

Значения констант скорости реакций (1)–(5), использованных в расчетах

Константы скорости	k_0	E , кДж/моль	Значения k при T_r^0 , К			Ссылка
			1000	1500	2000	
k_1^a	13,2	87,9	$3,47 \cdot 10^{-4}$	$1,2 \cdot 10^{-2}$	$6,6 \cdot 10^{-2}$	***
k_1^b	$3,6 \cdot 10^5$	180,0	$1,6 \cdot 10^{-4}$	$2,0 \cdot 10^{-1}$	1,4	[3]
k_2	$1,8 \cdot 10^5$	180,0	$0,8 \cdot 10^{-4}$	0,1	0,7	[3]
k_3^a	$7 \cdot 10^6$	170,4	$3,7 \cdot 10^{-2}$	22,1	500	[4]
k_3^b	$3 \cdot 10^4$	90,0	1,7	60	370	[5]
k_3^B	$1,5 \cdot 10^2$	83,5	$6,6 \cdot 10^{-3}$	0,19	1,0	[5]
k_4	$2,8 \cdot 10^3$	12,6	615	10^3	$1,3 \cdot 10^3$	[6]
k_5^{**}	$1,4 \cdot 10^5$	48,2	423	$2,9 \cdot 10^3$	$7,7 \cdot 10^2$	

* Размерность констант скорости k_1 , k_2 , k_3 — м/с, k_4 , k_5 — м³/(кмоль·с).

** Вычислена по значению k_4 и константе равновесия реакций (4) и (5) $k = 1,6945 + 1855,6/T$.

*** По данным Е. С. Головиной с сотрудниками.

Т а б л и ц а 2

Изменение по длине реактора величин T_r , $T_{\text{ч}}$ (К) и Ω при газификации кокса водяным паром (расчеты со значениями k_1^a , k_2^a)

Номер расчета	T_r^0	G	O_2 , %	$l=0,1$ м			$l=0,3$ м			$l=1,0$ м			$l=5,0$ м		
				T_r	$T_{\text{ч}}$	Ω	T_r	$T_{\text{ч}}$	Ω	T_r	$T_{\text{ч}}$	Ω	T_r	$T_{\text{ч}}$	Ω
1	2000	0,76	0	1410	1060	0,99	1270	1115	0,97	1140	1050	0,91	965	945	0,82
2	2000	0,67	20	1470	1437	0,81	1420	1250	0,77	1320	1180	0,71	1115	1070	0,62
3	2000	0,67	30	1470	1540	0,72	1460	1310	0,67	1385	1235	0,63	1185	1130	0,55
4	2500	0,67	0	1725	1290	0,99	1515	1200	0,91	1300	1150	0,82	1030	1005	0,70
5	2500	0,67	20	1900	1494	0,76	1760	1410	0,70	1565	1315	0,62	1225	1160	0,49
7	2500	0,67	30	1965	1610	0,65	1860	1495	0,60	1690	1395	0,52	1345	1245	0,39
8	2500	2,0	0	2050	1420	0,96	1880	1410	0,85	1645	1310	0,68	1270	1165	0,44
9	2000	3,3	0	2300	1515	0,95	2200	1530	0,79	2050	1470	0,54	1860	1440	0,23
10	3000	0,67	0	2030	1460	0,94	1750	1380	0,84	1450	1250	0,71	1105	1070	0,59
11	3000	3,3	0	2750	1720	0,89	2620	1700	0,66	2430	1630	0,34	—	—	0,04*

* Значение $\Omega = 0,04$ на длине 3 м.

В случае газификации кокса парокислородной смесью наблюдается резкое возрастание температуры частицы в корне факела, где интенсивно протекает экзотермическая реакция окисления (3) (рис. 2). На длине 0,06 м (за время $2,2 \cdot 10^{-2}$ с) частица прогревается от 300 до 1000 К, а скорость реакции (3) принимает максимальное значение. Кислород полностью расходуется при $l < 0,1$ м. Максимальное значение $T_{\text{ч}}^{\text{max}}$ в этой зоне факела существенно (на 80—850 К) превышает температуру газового потока. Значение $T_{\text{ч}}^{\text{max}}$ определяется в основном концентрацией O_2 в смеси, т. е. экзотермическим эффектом реакции (3). Так, при $T_r^0 = 2000$ К и содержании в смеси 10 % кислорода $T_{\text{ч}}^{\text{max}} = 1560$ К ($T_r = 1470$ К), а при содержании 30 % O_2 $T_{\text{ч}}^{\text{max}} = 2350$ К ($T_r = 1500$ К) (см. рис. 2). Такое превышение температуры углеродной частицы над температурой газа при газификации в смесях, содержащих кислород, отмечалось в экспериментальных [7] и расчетных работах [8].

Абсолютные значения $T_{\text{ч}}^{\text{max}}$ зависят от радиуса частицы: в одинаковых условиях ($T_r^0 = 2000$ К, $G = 0,67$, k_1^a , k_2^a) при уменьшении радиуса частиц от $3 \cdot 10^{-4}$ до 10^{-5} м $T_{\text{ч}}^{\text{max}}$ возрастает от 2190 до 2580 К при концентрации кислорода в исходной парокислородной смеси 30 % (по весу) и от 1470 до 1690 К при концентрации кислорода 10 %.

Величина $T_{\text{ч}}^{\text{max}}$ зависит от принятых значений кон-

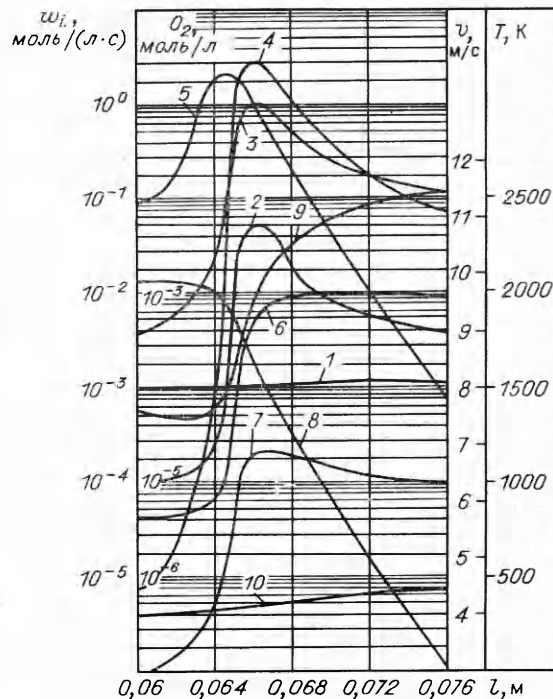


Рис. 2. Изменение по длине реактора T_r (1), $T_{\text{ч}}$ (2), w_1 (3), w_2 (4), w_3 (5), w_4 (6), w_5 (7), $[O_2]$ (8), v_r (9), $v_{\text{ч}}$ (10), расчет 3.

Таблица 3

Зависимость $T_r^{\max}$, $T_q^{\max}$ и недожога от γ

γ	$T_r^{\max}$, К	$T_q^{\max}$, К	l , м		
			0,1	0,3	1,0
1,0	1510	2340	0,72	0,67	0,63
0,7	1930	2040	0,74	0,68	0,61
0,5	2190	1840	0,78	0,71	0,63
0,3	2450	1610	0,83	0,74	0,64

стант скорости реакции (3). При $T_r^0 = 2000$ К, $G = 0,67$, $R = 10^{-4}$ м, k_1^a и содержании кислорода в парокислородной смеси 30 % $T_q^{\max}$ составляет: 2350 (k_3^a), 2240 (k_3^b) и 1660 К (k_3^c). Таким образом, значение уменьшается при снижении энергии активации и абсолютного значения константы скорости реакции (3).

Представляло интерес оценить, как изменятся некоторые основные параметры факела, например $T_r^{\max}$, $T_q^{\max}$, недожог, если часть тепла гетерогенной реакции (3) выделится в газовой фазе. Проведены расчеты с варьированием доли тепла реакции (3) γ , идущей на нагрев частицы: $\gamma = 1; 0,7; 0,5; 0,3$. При уменьшении γ от 1 до 0,3 значение $T_q^{\max}$ естественно уменьшается, а T_r и недожога в начальной зоне реакции ($l < 1$) — увеличиваются (табл. 3). При $l \geq 1$ м недожог примерно одинаков при всех γ . Таким образом, конкретная рассматриваемая система не очень чувствительна к величине γ , так как протекающие в ней гомогенные реакции (4) и (5) практически термонеутральны и выделившееся в газовой фазе дополнительное тепло снова расходуется на нагрев частиц.

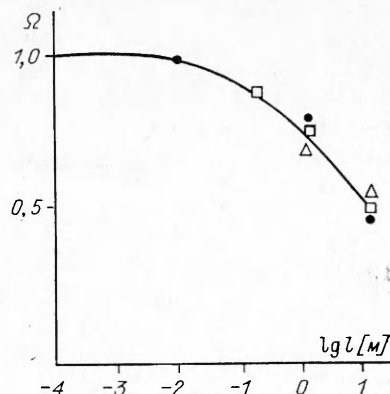
Выделение в корне факела тепла при протекании экзотермической реакции (3) и значительный разогрев за счет него частиц существенно влияют на скорости реакций (1), (2), (4), (5) и гидродинамику процесса (скорости движения частиц и газа). Максимальные значения w_1 и w_2 наблюдаются при $T_q^{\max}$, достигаемых в зоне горения кокса (см. рис. 2). Абсолютные значения w_1 и w_2 при газификации кокса парокислородной смесью на порядки превышают величины тех же скоростей в отсутствие кислорода. При парокислородной газификации так же, как и при паровой, в корне факела скорость прямой реакции w_4 на 1,5—2 порядка выше скорости обратной реакции w_5 , а при $l \approx 10$ м $w_4 \approx w_5$.

Скорость движения газового потока v_r в корне факела монотонно падает, а затем в зоне горения кокса резко возрастает (см. рис. 2) за счет повышения температуры и увеличения объема продуктов реакции, вызванного интенсивным протеканием реакций газификации (1) — (3).

Скорость движения частиц v_q монотонно растет. Абсолютные значения v_r и v_q при $l \approx 10$ м в этом случае примерно в 2 раза выше, чем при отсутствии кислорода, что также объясняется более высокой температурой газа на выходе и относительно большим увеличением объема продуктов реакции.

Характер изменения скоростей реакций определяет и величину недожога. При увеличении концентрации O_2 от 0 до 30 % недожог при $T_r^0 = 2500$ К и $l = 1$ м уменьшается от 0,82 до 0,52. При этом основная конверсия углеродистого вещества происходит в зоне горения его в кислороде (см. табл. 2, расчеты 3—7). Повышение G также приводит к росту конверсии топлива (расчеты 4, 8, 9). Недожог также снижается при повышении T_r^0 (расчеты 1, 4, 10). Из данных, приведенных на рис. 3, видно, что можно получить одни и те же степени конверсии углерода, снижая начальную температуру парокислородной смеси с 3000 до 2000 К, но повышая содержание кислорода от 0 до 30 %. Такая комбинация режимов приводит к одинаковому распределению температур частиц по длине факела (см. табл. 2).

Рис. 3. Изменение по длине реактора недожога в расчетах 2 (●), 5 (□), 10 (Δ).



Полученные в расчетах данные позволяют оценить соотношения между кинетическими константами k_i и коэффициентами массообмена $\beta_i = \frac{D_i}{2R_q} Nu_{диф}$, где

D_i — коэффициент диффузии i -го компонента, а $Nu_{диф}$ — диффузионное число Нуссельта. В соответствии с [9] режимы протекания реакций (1) — (3) определяли из соотношений: $\beta_i/k_i > 9$ — кинетический, $9 > \beta_i/k_i > 0,1$ — переходный, $\beta_i/k_i < 0,1$ — диффузионный.

При использованных в расчетах значениях k_1^a реакция (1) во всех рассмотренных случаях протекает в кинетическом режиме, а в расчете с k_1^e переходный режим для этой реакции имеет место при $T_q > 1800$ К, которые реализуются в системе только в случае добавок 30 % кислорода в узкой зоне раствора, где интенсивно протекает реакция (3).

Для реакции (2) переходный режим наблюдается при $T_q > 1800$ К, $R_q = 10^{-4}$ м и $T_q > 1670$ К, если $R_q = 3 \cdot 10^{-5}$ м, которые реализуются в зоне горения кокса.

Для реакции (3) переходные режимы имеют место при

T_q , К	R_q , м	
<1150	10^{-4}	k_3^a
<1325	10^{-5}	k_3^a
<930	10^{-4}	k_3^b
<1860	10^{-4}	k_3^e

Диффузионные режимы для этой реакции осуществляются при $T_q > 1800$ К ($R_q = 10^{-4}$ м, $3 \cdot 10^{-5}$ м, k_3^a) и $T_q > 1600$ К ($R_q = 10^{-4}$ м, k_3^b).

В изменении состава продуктов газификации прослеживаются следующие закономерности. При постоянном $G = 0,67$ и $T_r^0 = 2000 \div 3000$ К содержание H_2O в продуктах понижается, CO и H_2O растет, а CO_2 при $l \geq 5$ уменьшается (табл. 4, расчеты 1, 4, 10). Концентрация CO_2 в продуктах довольно высока: она растет с понижением температуры в зоне факела, так как скорость реакции восстановления CO_2 падает. По тем же причинам соотношение CO/CO_2 уменьшается от 6,6 до 3,0 ($l = 0,5$ м) при

Таблица 4

Изменение по длине состава продуктов реакции (% по объему)

Номер расчета	$l=0,5$ м				$l=1,0$ м				$l=5$ м				$l=10$ м			
	H_2O	CO_2	CO	H_2	H_2O	CO_2	CO	H_2	H_2O	CO_2	CO	H_2	H_2O	CO_2	CO	H_2
1	83,0	2,0	6,0	9,0	74,0	4,0	6,9	15,1	46,0	13,0	7,5	33,5	36,0	15,2	17,8	40,0
2	50,0	5,7	26,1	18,2	44,0	8,0	25,0	23,0	24,3	13,7	26,2	35,8	17,3	14,4	27,2	41,0
3	40,0	4,3	37,0	18,7	35,0	6,4	36,3	22,3	17,8	11,3	36,1	34,8	13,3	21,1	37,3	37,3
4	63,6	3,4	13,1	19,9	53,7	5,7	14,6	26,0	27,8	12,4	17,4	42,4	20,9	13,9	18,7	46,5
5	50,8	4,4	22,5	22,2	42,7	6,1	23,8	27,3	20,7	27,4	41,2	14,9	11,7	28,6	44,7	10,7
6	42,3	3,6	32,4	21,7	35,5	5,0	33,4	26,0	16,1	8,4	36,9	38,5	10,9	9,0	38,3	41,6
7	35,2	2,6	41,6	20,3	29,8	3,7	42,4	24,0	12,8	6,3	45,7	35,1	8,2	6,5	47,2	38,0
8	74,7	1,7	10,0	13,5	66,4	3,1	12,1	18,3	40,0	7,3	19,0	33,6	32,1	8,5	21,2	38,1
9	81,6	1,3	7,3	9,8	74,7	2,4	9,0	13,8	52,0	5,9	15,2	26,9	47,9	6,5	16,2	29,3
10	48,2	3,2	21,1	27,5	38,7	4,9	23,0	16,9	8,9	28,1	46,0	12,0	9,6	29,6	48,8	33,0
11	74,2	1,2	11,0	13,5	66,9	2,1	13,4	17,6	49,9	4,5	18,1	27,3	—	—	—	—

* Номера расчетов совпадают с приведенными в табл. 2.

снижении T_r^0 от 3000 до 2000 К. На 5—10 м это соотношение уменьшается до 3—1,2 (см. табл. 4). Повышение содержания CO_2 с понижением температуры объясняется уменьшением скорости реакции (2) и сдвигом равновесия реакций (4) и (5) в сторону образования CO_2 . Соотношение в продуктах H_2/CO колеблется в пределах 1,3—2,5; оно несколько уменьшается с ростом T_r^0 и повышается с длиной факела.

Полученные расчетным путем закономерности изменения значения CO/CO_2 в продуктах газификации кокса совпадают с найденными экспериментально при высокотемпературной газификации шламов гидрогенизации угля [10]: $\text{CO}/\text{CO}_2 \approx 6$ при $G = 1,35$ и среднemasсовой температуре ~ 4000 К. При высокотемпературной газификации углей соотношение CO/CO_2 в продуктах растет от 3—4 при средней температуре в зоне реакции 1300 К и времени реакции 1,4 с до ~ 20 при 1800 К и времени реакции 0,17 с [11]. Расчетные значения H_2/CO также близки к наблюдаемым экспериментально [10].

При введении в реакционную смесь кислорода концентрации H_2O и CO_2 уменьшаются, а CO растет (см. табл. 4, расчеты 4—7). Концентрации H_2 либо изменяются слабо, либо уменьшаются. Снижение концентрации CO_2 при росте в исходной смеси кислорода объясняется тем, что в таких смесях развиваются более высокие температуры и реакция (2) протекает интенсивнее.

Результаты расчета в значительной степени зависят от принятых значений констант, характеризующих физико-химический механизм процесса. В статье рассмотрено влияние на результаты расчета констант скорости и принятого механизма выделения тепла в экзотермической реакции. Для сложных систем один из возможных методов оценки представительности проведенных расчетов — сопоставление расчетных и экспериментальных данных. Исследования, проведенные в этом направлении, показали удовлетворительное согласие полученных данных [10, 11].

Математический анализ процесса газификации кокса водяным паром и парокислородной смесью позволил выявить зависимость основных показателей процесса — конверсии углерода и водяного пара, состава продуктов — от исходных параметров — начальных температур, скоростей подачи частиц и газа, соотношения кокса и парокислородной смеси, размера частиц, кинетических констант скорости.

Известно, что без учета взаимного влияния химической кинетики и явлений тепло- и массопереноса не может быть построена достоверная физико-химическая картина газификации. Поскольку экспериментальное выявление связи между явлениями химической и физической кинетики в таких системах сложно и не всегда доступно, использовать в этих целях математическое моделирование — удобный способ решения проблемы.

ЛИТЕРАТУРА

1. Herlits H., Santen S. *Chemia stosowana*, 1984, 28, 3, 49—56.
2. Головина Е. С., Калинин Р. А., Левицкий А. А. и др. *ФГВ*, 1988, 24, 5.
3. Пуртова Е. С. Автореф. дис. ... канд. техн. наук. — М.: МХТИ, 1982.
4. Бабий В. И., Куваев Ю. Ф. Горение угольной пыли и расчет пылеугольного факела. — М.: Энергоатомиздат, 1986.
5. Виленский Т. В., Хзмалян Д. М. Динамика горения пылевидного топлива (исследования на ЭВМ). — М.: Энергия, 1978.
6. Biba V., Macak T., Kloss E. et al. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, 1978, 17, 1, 92—98.
7. Young B. C., McCollor D. P., Weber B. G. et al. *РЖ Химия*, 1987, 19.
8. Веселов С. П., Заклязменский Л. А., Маркачев Ю. Е. *ФГВ*, 1986, 22, 3, 38—44.
9. Чуханов З. Ф. Процессы газификации кокса и проблемы подземной газификации топлив. — М.: Изд-во АН СССР, 1957.
10. Круковский В. К., Колобова Е. А., Лебедев В. В. и др. // *Тр. ИГИ.* — М., 1980.
11. Круковский В. К., Колобова Е. А. // *Тр. ИГИ.* — М., 1981.

Поступила в редакцию 27/IV 1988,
после доработки — 20/II 1989