

ГОРЕНИЕ, ВЗРЫВ И УДАРНЫЕ ВОЛНЫ

УДК 544.45; 665.723; 661.961.622-977

ВЛИЯНИЕ ДОПОЛНИТЕЛЬНОГО ИСТОЧНИКА ТУРБУЛЕНТНОСТИ В ПРОТОЧНОЙ КАМЕРЕ СГОРАНИЯ НА РЕЖИМ ГОРЕНИЯ БОГАТЫХ МЕТАНОКИСЛОРОДНЫХ СМЕСЕЙ

© 2019 г. Н. Н. Буравцев^{1*}, Ю. А. Колбановский¹, И. В. Россихин¹, И. В. Билера¹

¹Институт нефтехимического синтеза им. А.В. Топчиева Российской академии наук, Москва, Россия

*E-mail: buravtsev@ips.ac.ru

Поступила в редакцию 27.07.2018;

после доработки 12.09.2018;

принята в печать 20.09.2018

В проточном реакторе с критическими перепадами давления на входе и выходе в некаталитическом газофазном процессе парциального окисления кислородом природного газа (коэффициент избытка окислителя $\alpha = 0.3$) экспериментально исследовано влияние режимов турбулентного горения на конверсию исходных компонентов и выходы основных продуктов. При изменении конструкции турбулизатора (дополнительного источника турбулентности в проточной камере сгорания) обнаружены два режима горения, приводящие к существенно различающимся составам смесей продуктов.

Ключевые слова: турбулентное горение, природный газ, метан, парциальное окисление, синтез-газ, проточный реактор.

DOI: 10.1134/S0207401X19030026

ВВЕДЕНИЕ

Синтез-газ — важнейший полупродукт нефтехимической промышленности, ключевой элемент технологических схем переработки углеводородного газового сырья в жидкие продукты в процессах “газ в жидкость” (gas-to-liquid (GTL)) [1–5]. Известно [2–5], что на создание и эксплуатацию современных установок по производству синтез-газа из углеводородных газов традиционными методами (паровой риформинг, автотермический риформинг, некаталитическое парциальное окисление) приходится более половины всех затрат от общего объема расходов химического завода с GTL-технологией. В настоящее время GTL-производства рентабельны только при очень большом объеме переработки сырья, что практически исключает эксплуатацию малоресурсных месторождений [6, 7]. Удельные капитальные затраты и эксплуатационные расходы на производство жидких моторных топлив из углеводородных газов через стадии получения синтез-газа и синтез Фишера–Тропша значительно выше, чем у процессов переработки нефти [2]. Поэтому разработка менее затратных вариантов получения синтез-газа из углеводородных газов является важнейшей задачей; особый интерес при этом представляют рентабельные малостадийные малотоннажные технологии.

За последние десятилетия проводились интенсивные исследования по поиску новых вариантов получения синтез-газа [2–5, 8], в том числе изу-

чали нетрадиционные варианты некаталитического парциального окисления [9, 10]. Существенное преимущество газофазного парциального окисления перед другими методами получения синтез-газа состоит в возможности переработки углеводородных газов с высоким содержанием алканов C_{2+} в синтез-газ в одну стадию [10, 11]. К достоинствам этого метода также относят: энергетическую автономность, отсутствие катализаторов и снижение расходов на сжигание синтез-газа вследствие высокого давления в реакторе его получения, малое содержание CO_2 и остаточного метана. Известными недостатками метода парциального окисления являются: потребность в кислороде, высокая температура процесса, недостаточное для ряда приложений мольное соотношение H_2/CO и образование сажи [1, 3–5].

В Институте нефтехимического синтеза РАН изучали парциальное окисление метансодержащих газов в синтез-газ в химических реакторах на основе модифицированных двигателей: дизельного [12, 13], газового [12, 14], а также в проточном реакторе химическом с повышенной теплонапряженностью (РХПТ), сконструированном на базе жидкостного ракетного двигателя (ЖРД) [11, 15–18].

Скорость распространения турбулентного пламени выше, чем ламинарного пламени, поэтому при одной и той же производительности по синтез-газу металлоемкость установок, работаю-

щих в режиме турбулентного горения, меньше металлоемкости установок с горением ламинарного газового потока. Среди всех тепловых машин самыми высокими значениями КПД горения и, соответственно, теплонапряженности обладают ЖРД. В камерах сгорания ЖРД (центробежными форсунками) турбулизованные газодинамическими устройствами потоки горючего с окислителем частично перемешиваются, образуя в зоне предварительного перемешивания и нагрева близкие к стехиометрическому составу смеси. Благодаря этому в зоне полного сгорания реагентов создаются условия, близкие к мелкомасштабной турбулентности. При этих условиях в поперечных сечениях зоны горения градиенты температуры и состава реагентов с продуктами их горения становятся малыми. Поэтому в условиях повышенной теплонапряженности камеры сгорания кинетика химических превращений почти не зависит от процесса интенсивного турбулентного теплопереноса.

В РХПТ [15–18] для процесса некаталитического парциального окисления богатых смесей углеводородного топлива с кислородом при значениях коэффициента избытка окислителя $\alpha < 1$ (при которых тепловыделение меньше, чем для стехиометрических смесей) увеличить теплонапряженность камеры сгорания с заданными геометрическими размерами возможно путем увеличения давления в ней за счет увеличения массового расхода исходных компонентов, а также путем предварительного нагрева их или уменьшения ее объема.

Приступая к конструированию РХПТ авторы руководствовались диаграммой Борги (см. работу [19] и ссылки, цитированные там), где показано, что для предварительно перемешанной смеси горючего с окислителем структура зоны турбулентного пламени может быть трех типов: с образованием островков ламинарного пламени, с разорванным фронтом ламинарного пламени и с ячеистой структурой идеального перемешивания исходных реагентов. Для последнего типа пламени нормированный максимальный масштаб турбулентных вихрей (l_0/l_{lam}) должен соответствовать условию, когда число Дамкеллера¹⁾ $Da < 1$. При этом условии, когда $\tau_{mix} < \tau_{chem}$, возникает мелкомасштабная турбулентность, при которой химические превращения не зависят от процессов переноса и могут быть описаны только уравнениями химиче-

¹⁾ Число Дамкеллера $Da = t_0/l_{lam} = l_0 u_{lam}/l_{lam} u_{puls} = 1$ – условие границы между турбулентными пламенами с мелким масштабом и с разорванными фронтами, где t_0 и l_{lam} – временные масштабы теплообмена турбулентного и ламинарного пламени, u_{puls} – пульсационная скорость турбулентного пламени, u_{lam} – нормальная скорость ламинарного пламени, l_{lam} – толщина фронта ламинарного пламени, l_0 – масштаб длины турбулентного вихря, $\tau_{mix} = l_0/u_{puls}$ – время турбулентного смешения, $\tau_{chem} = l_0/u_{lam}$ – время протекания химической реакции горения.

ской кинетики, как в известной математической модели проточного реактора идеального вытеснения.

Поэтому в высокопроизводительных камерах сгорания РХПТ для некаталитического парциального окисления богатых смесей метансодержащего сырья с кислородом (с их пониженным тепловыделением) нужно стремиться к созданию условий для идеального перемешивания в турбулентной зоне горения. Создать эти условия возможно, увеличивая теплонапряженность в камере сгорания, которая влияет на интенсивность тепло- и массопереноса в зоне перемешивания исходных реагентов перед зоной горения. Для этого необходимо уменьшить линейные размеры ячеек турбулентного пламени и, соответственно, средний масштаб вихрей внутри зоны горения.

Цель данной работы – экспериментальное исследование влияния конструкции дополнительного источника турбулентности на зону перемешивания в проточной камере сгорания модифицированного лабораторного РХПТ, на режим турбулентного горения и, соответственно, на конверсию богатых метано-кислородных смесей, выходы компонентов синтез-газа и образование сажи.

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНАЯ ЧАСТЬ

Конструкцию РХПТ, установленную на стенде экспериментальной установки (рис. 1), использовали при проведении экспериментальных работ по получению синтез-газа в широком диапазоне изменений коэффициента избытка окислителя ($0.27 < \alpha < 0.45$). В качестве окислителя использовали технический кислород, а в качестве горючего – магистральный природный газ (ПГ), состав которого зависел от его сезонных изменений. Поэтому перед серией огневых опытов контролировали его состав газохроматографическим (ГХ) анализом.

При конструировании РХПТ была предусмотрена возможность варьировать и другие параметры, которые могут повлиять на режим горения и состав целевых продуктов. К таким параметрам можно отнести: массовый расход исходных компонентов (G^m) при заданных давлениях горючего (P_{fuel}) и окислителя (P_{ox}) перед форсуночной головкой 1 (рис. 1), среднее давление в камере смешения 3 (P_{mix}) и в камере сгорания 8 (P_{comb}) при заданном расходе исходных компонентов, изменение объема камеры сгорания (V_{comb}) за счет керамической вставки 9, время пребывания (τ) исходных компонентов в камере сгорания, а также теплонапряженность (W_Q) внутри нее. За счет конструктивных особенностей турбулизатора 4 возможны изменения в пространственной структуре турбулентной зоны перемешивания, расположенной внутри камеры сгорания перед зоной турбулентного горения.

При настройке работы РХПТ в том или ином режиме горения соблюдалось обязательное усло-

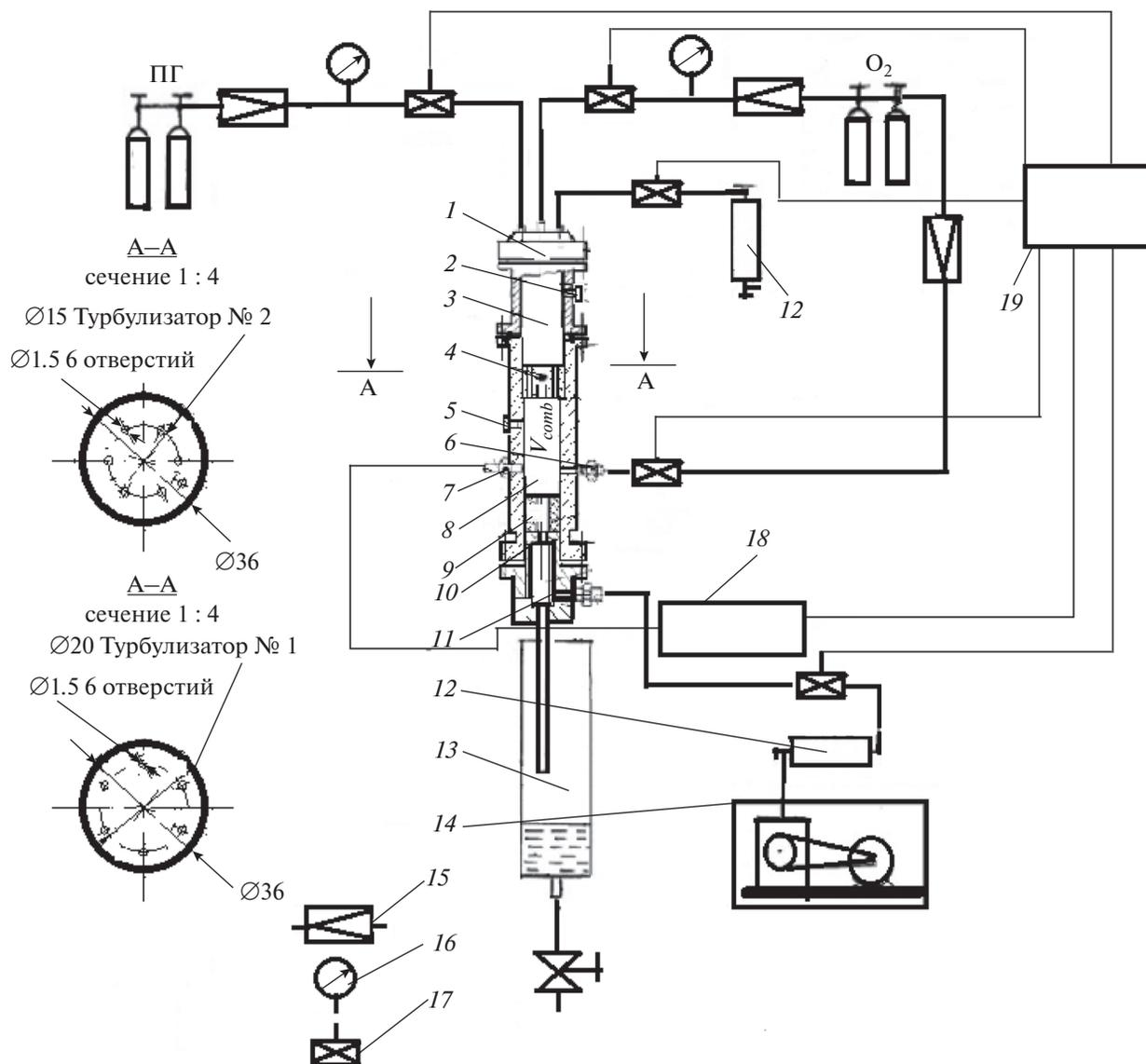


Рис. 1. Схема экспериментальной установки. 1 – центробежная форсуночная головка ЖРД МДТО-123; 2 – датчик давления в камере 3 смешения исходных реагентов; 4 – турбулизатор двух различных конструкций (№ 1 и № 2); 5 – датчик давления в камере сгорания; 6 – штуцер для подачи дополнительного кислорода при поджиге; 7 – свеча зажигания; 8 – камера сгорания; 9 – керамическая вставка; 10 – выходное критическое сечение камеры сгорания; 11 – штуцер для отбора проб продуктов сгорания; 12 – пробоотборники исходной смеси реагентов и продуктов сгорания; 13 – сепаратор; 14 – форвакуумный насос; 15 – редукторы; 16 – контрольные стрелочные манометры; 17 – электромагнитные клапаны; 18 – система электроподжига; 19 – автоматическая система управления (АСУ).

вие: на форсуночной головке, турбулизаторе и на выходе из реактора устанавливался сверхкритический перепад давления. Он контролировался по показаниям контрольных стрелочных манометров 16 (рис. 1) и по временным зависимостям давления (рис. 2), измеряемого малоинерционными индукционными датчиками давления 2 и 5. На входе в форсуночную головку сверхкритический перепад давления обеспечивает постоянный расход исходных компонентов вне зависимости от давления в камере перемешивания, если соблюда-

ется постоянство давлений исходных газов, которое обеспечивалось редукторами 15. Критический перепад давления на турбулизаторе инициирует в начале зоны перемешивания камеры сгорания дополнительное перемешивание расширяющегося звукового потока горячего с окислителем из камеры смешения. Кроме этого, при низких α и высоких скоростях этого потока предотвращается проскок пламени из камеры сгорания в камеру смешения, а на выходе из реактора инициируются внутри камеры сгорания газовые противотоки

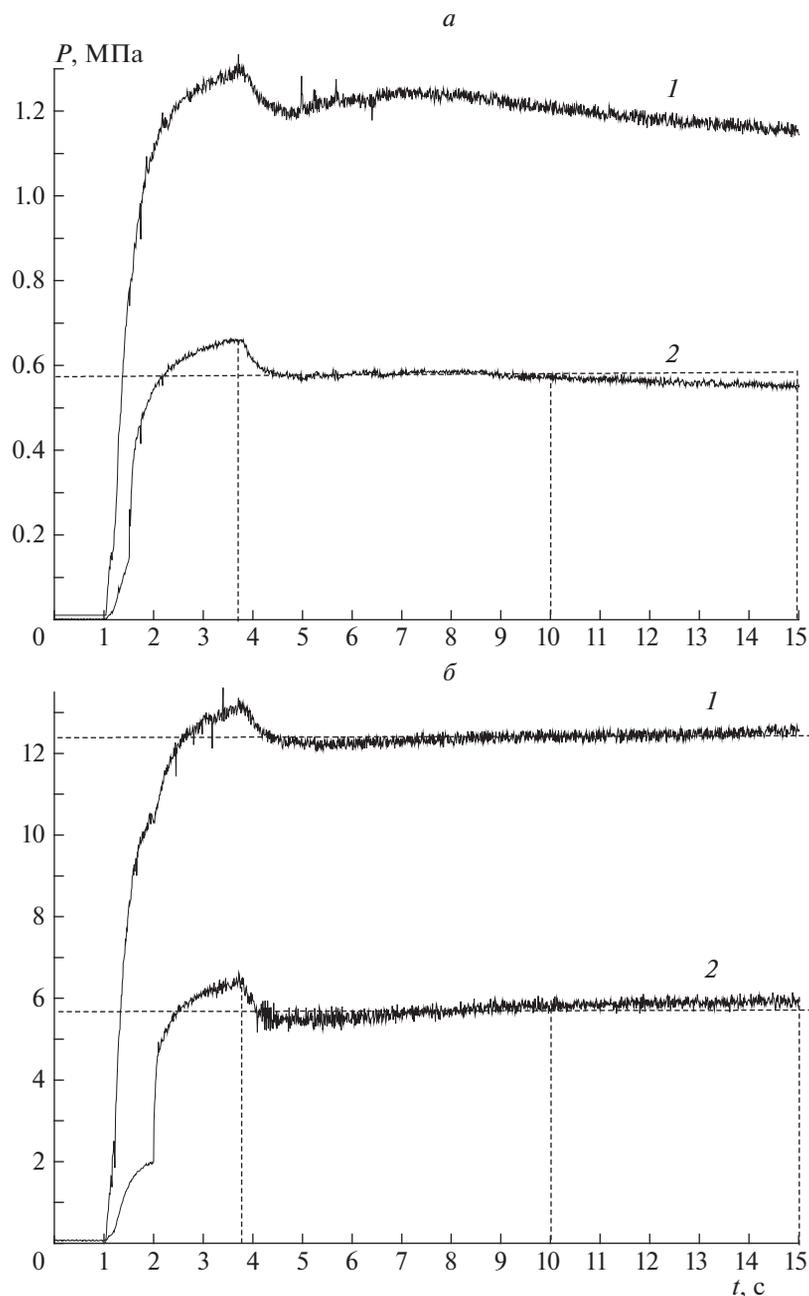


Рис. 2. Зависимости P_{mix} (1) и P_{comb} (2) от времени t в РХПТ № 1 (а) и РХПТ № 2 (б).

мелкомасштабной турбулентности, которые участвуют в формировании пространственной структуры зоны горения.

При подготовке реактора к работе максимальный реакционный объем камеры сгорания измеряли по объему воды, заполняющей его до турбулизатора, при заглушенном выходном критическом сечении. Объем камеры сгорания при наличии керамических вставок разных объемов определяли как разность максимального объема камеры сгорания и объема вставки.

В ходе работы значение коэффициента избытка окислителя α в смеси исходных компонентов регулировали посредством расхода окислителя, изменяя давление перед входом в форсуночную головку при постоянном расходе горючего. Объемные расходы горючего и окислителя регулировали путем подбора расходных шайб и по отдельности измеряли расходомером во время холодных продувок реактора. В каждом огневом эксперименте газовые пробы из камер смешения и сгорания отбирали в специальные пробоотборные баллоны из нержавеющей стали. По завершении эксперимента

выполняли быстрое определение значения α в смеси исходных компонентов из камеры смешения при помощи газоанализатора Кедр-07-01 производства НПО Химавтоматика (г. Москва); измеряемый компонент – метан, диапазон значений 0–100%.

Исследование детального состава смеси исходных компонентов и смеси продуктов проводили методом газовой хроматографии. Для обнаружения углеводородов C_1 – C_7 использовали капиллярную колонку CP-Al₂O₃/KCl PLOT 50 м × 0.53 мм × 10 мкм с пламенно-ионизационным детектором (ПИД), для определения летучих кислородсодержащих органических соединений (оксигенатов) в матрице углеводородов – капиллярную колонку PorqBOND Q с размерами 25 м × 0.53 мм × 10 мкм со вторым ПИД, для определения CO₂ – набивную колонку NaueSep Q 80/100 размером 3 м × 2 мм с катарометром (газ-носитель – гелий). Анализ перманентных газов выполняли на капиллярной колонке Molsieve 5A PLOT с размерами 25 м × 0.53 мм × 50 мкм с микрокатарометром (газ-носитель – аргон). Во всех этих анализах метан элюировался в виде отдельного пика. Результаты ГХ-анализов при использовании четырех детекторов сводили в единую таблицу, выражая мольное содержание каждого компонента относительно метана. Для расчета состава полной смеси продуктов с учетом неопределяемых в ГХ-анализе компонентов использовали метод внутреннего стандарта. С этой целью в баллон с кислородом был добавлен инертный газ Ne в количестве ≈ 4 об.% Коэффициент пересчета массовых долей компонентов от “сухой смеси” продуктов к полной смеси определяли по отношению массовых долей неона в смеси исходных компонентов, μ_{Ne}^{init} , и в смеси продуктов, μ_{Ne}^{prod} .

В табл. 1 представлены результаты парциального окисления ПГ кислородом в РХПТ с двумя конструкциями турбулизатора 4 (рис. 1). При определении полного состава смеси продуктов весь недостающий по элементному балансу кислород относили к воде. При этом расходимость баланса по водороду не превышала погрешностей ГХ-анализа. Указанная в таблице величина ΔC представляет собой расходимость баланса по углероду.

В табл. 1 приводятся также перечисленные ниже параметры горения. Теплонапряженность W_Q объема V_{comb} химических превращений при горении оценивали по формуле

$$W_Q = G^m [I_{prod}(298\text{ K}) - I_{init}(298\text{ K})] / V_{comb}, \quad (1)$$

где I_{init} и I_{prod} – стандартные массовые энтальпии соответственно смесей исходных реагентов и продуктов сгорания (с учетом водяного пара и ΔC), которые рассчитывали, как для смесей идеальных газов по формулам

$$\begin{aligned} I_{prod}(298\text{ K}) &= \sum \mu_i^{prod} I_i^{prod}(298\text{ K}), \\ I_{init}(298\text{ K}) &= \sum \mu_i^{init} I_i^{init}(298\text{ K}); \end{aligned} \quad (2)$$

здесь μ_i^{init} и μ_i^{prod} – массовые доли i -го компонента исходной смеси и смеси продуктов сгорания соответственно.

Стандартные массовые энтальпии для i -ого компонента в смесях при их температуре T рассчитывали по температурным полиномиальным зависимостям формата NASA:

$$\begin{aligned} I_i(T) &= R [a_1 T + (a_2/2) T^2 + (a_3/3) T^3 + \\ &+ (a_4/4) T^4 + (a_5/5)] / 1000 + a_6, \end{aligned} \quad (3)$$

где R – газовая постоянная, T – температура смеси.

Время пребывания потока химически реагирующих компонент в объеме V_{comb} при давлении P_{comb} на стационарном режиме горения в камере сгорания смеси с молярным весом MB_{prod} , массовым расходом G^m и температурой продуктов сгорания T_{prod} оценивали по формуле

$$\tau = V_{comb} P_{comb} MB_{prod} / (G^m R T_{prod}). \quad (4)$$

При известных T_{init} и составах смесей исходных реагентов и продуктов горения адиабатическую температуру продуктов T_{prod} оценивали ее варьированием, до тех пор, пока не выполнится уравнение сохранения удельной энергии, приходящейся на единицу массы смесей, с использованием температурных зависимостей (3) формата NASA:

$$I_{init}(T_{init}) = I_{prod}(T_{prod}) \text{ [кДж/кг]}. \quad (5)$$

В соответствии с вышеуказанной целью исследования при замене турбулизатора № 1 на турбулизатор № 2 (см. рис. 1) неожиданно обнаружены два режима горения, приводящие к существенно различающимся составам смесей продуктов парциального окисления метаноокислородных смесей.

ОБСУЖДЕНИЕ РЕЗУЛЬТАТОВ

В процессе выхода реактора на стационарный режим внутри камеры сгорания формируется стационарная зона дополнительного турбулентного перемешивания и прогрева реагентов [15]. Эта зона расположена по длине реактора между турбулизатором и верхней границей зоны горения. В использованном нами РХПТ структура этой зоны определяется конструкцией турбулизатора 4 (рис. 1) и геометрическими характеристиками камеры сгорания. Была поставлена следующая задача: при одинаковых начальных условиях, сохраняя геометрические размеры камеры сгорания, исследовать влияние конструктивных особенностей турбулизатора на состав конечного продукта. Для этого на входе в форсуночную головку по линии ПГ устанавливали давление $P_{fuel} = 2.8$ МПа, а по линии O₂ $P_{ox} = 2.95$ МПа

Таблица 1. Результаты гомогенного парциального окисления ПГ кислородом в РХПТ с конструкциями турбулизаторов № 1 и № 2 (см. рис. 1)

Компонент в смесях на входе и выходе РХПТ	μ_i^{init} , мас. % смесь реагентов на входе	μ_i^{prod} , мас. % смесь продуктов на выходе из РХПТ № 1	μ_i^{prod} , мас. % смесь продуктов на выходе из РХПТ № 2
CH ₃ OCH ₃	0.000	0.001	0.004
CH ₃ OH	0.000	0.003	0.006
H ₂	0.000	10.22	6.75
O ₂	54.2	0.00	0.00
CO	0.00	69.22	45.09
CO ₂	0.29	13.56	11.81
CH ₄	40.96	0.00	5.46
C ₂ H ₆	2.53	0.00	0.096
C ₃ H ₈	1.28	0.006	0.036
C ₂ H ₄	0.000	0.43	0.44
C ₂ H ₂	0.000	0.001	7.20
H ₂ O	0.00	5.93	20.42
ΔC	0.00	0.00	0.00
Сумма	99.28	99.37	97.31

Примечание. Начальные условия для смеси реагентов на входе в РХПТ № 1 и РХПТ № 2: $\alpha = 0.30$, $T_{init} = 300$ К, $G_{init}^m = 8.6$ г/с, $P_{ox} = 2.95$ МПа, $P_{fuel} = 2.80$ МПа. Параметры режима горения в РХПТ № 1: $P_{comb} = 0.6$ МПа, $T_{prod} = 1313$ К, $V_{comb} = 15$ см³, $\tau = 1.24$ мс, $W_Q = 2442559$ кВт/м³; мольные отношения H₂/CO = 1.18 и CO/CO₂ = 8.02; степени превращения Y_{O₂} = 1 и Y_{CH₄} = 1. Параметры режима горения в РХПТ № 2: $P_{comb} = 0.6$ МПа, $T_{prod} = 1500$ К, $V_{comb} = 15$ см³, $\tau = 1.23$ мс, $W_Q = 2442559$ кВт/м³; мольные отношения H₂/CO = 1.58 и CO/CO₂ = 5.99; степени превращения Y_{O₂} = 0.96 и Y_{CH₄} = 0.87.

(см. рис. 1 и табл. 1). В камере смешения, согласно данным ГХ исходной смеси из пробоотборника 12 камеры смешения, образовывалась газовая смесь с показателем $\alpha = 0.3$. Нестационарный процесс поджига газовой смеси осуществляли электрической свечей 7 в камере сгорания, когда в момент запуска реактора в нее через штуцер 6 дополнительно подавали кислород в течение 2.8 с (см. рис. 2) с целью повышения значения α до 0.45.

Эксперименты проводились по следующей схеме настройки АСУ. На первой секунде с момента запуска реактора открываются электромагнитные клапаны на линиях ПГ, O₂ и на дополнительной линии O₂, а также включается электрическая свеча зажигания (рис. 2). Через 2.8 с последняя отключается, а дополнительная линия окислителя закрывается. Реактор начинает работать на штатном стационарном режиме горения при $\alpha = 0.3$. На десятой секунде после запуска АСУ открывает синхронно электромагнитные клапаны для отбора газовых проб исходных компонентов из камеры смешения через штуцер в форсуночной головке 1 (рис. 1) и продуктов сгорания через штуцер 11 на выходе из реактора.

В табл. 1 приводятся результаты ГХ-анализа состава отобранных газовых проб для двух проведенных опытов, в которых используются турбу-

лизаторы разных конструкций (рис. 1). Сравнение результатов ГХ-анализа составов конечных продуктов по таким показателям, как степени превращения O₂ и CH₄, мольные соотношения CO/CO₂, H₂/CO, выходы H₂O, C₂H₄ и C₂H₂, показывает, что, изменяя конструкцию турбулизатора, можно менять режим горения в камере сгорания реактора с целью увеличения или уменьшения выхода ацетилена в синтез-газе, а также мольных соотношений CO/CO₂ и H₂/CO.

При рассмотрении временных зависимостей давления на рис. 2 можно отметить, что в РХПТ № 1 режим турбулентного горения приближен к режиму идеального перемешивания. В РХПТ № 2 режим турбулентного горения соответствует режиму “разорванный фронт пламени” с повышенным уровнем собственных шумов камеры сгорания, которые приводят к неполной конверсии кислорода, неблагоприятно влияющего на катализаторы. Однако шумы способствуют резкому повышению выхода ацетилена: в ацетилен превратилось $\mu_{C_2H_2}/\mu_{CH_4}^{init} = 17.5$ мас. % метана. Это значение, по-видимому, может быть увеличено путем повышения теплонапряженности камеры сгорания, например при уменьшении ее объема, или путем до-

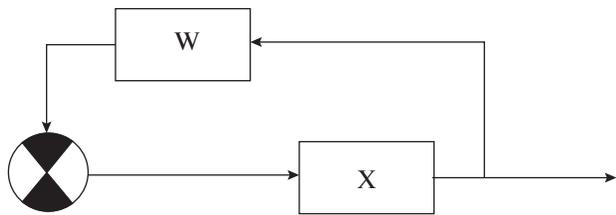


Рис. 3. Схема обратной связи между пространственными структурами турбулентных зон горения (X) и перемешивания (W) в камере сгорания РХПТ.

полнительного нагрева исходных реагентов, либо увеличения их расхода.

Результаты этих экспериментов можно объяснить тем, что между пространственной структурой зоны турбулентного перемешивания богатых смесей исходных реагентов (W) и пространственной структурой зоны их турбулентного горения (X) существует обратная взаимосвязь (см. рис. 3), так как пространственная структура зоны горения влияет на интенсивность массо- и теплообмена в зоне перемешивания и, соответственно, на температуру в зоне горения, конверсии исходных реагентов и соотношение компонент синтез-газа, которые увеличиваются, если растет теплонапряженность объема V_{comb} . Если же рассмотреть структуру зоны перемешивания и структуру зоны горения в камере сгорания как изолированные системы, то таких глубоких изменений в составе продуктов сгорания при изменении структуры зоны перемешивания наблюдаться не будет. Следовательно, можно предположить, что взаимосвязь структуры зоны перемешивания со структурой зоны горения определяет режим горения в камере сгорания. Это объясняет механизм стабилизации пламени в проточных реакторах [20].

При создании модели с обратной связью возникают естественные вопросы о величине коэффициента передачи внутри контура на рис. 3, а также о том, какие именно параметры влияют на эту величину. Для ответа на эти вопросы необходимо провести дополнительные исследования при сочетании результатов ГХ-анализа состава продуктов сгорания с результатами спектрального анализа собственных шумов камеры сгорания и с данными скоростной видеосъемки процессов в камере сгорания.

ВЫВОДЫ

1. Изменение конструкции турбулизатора в реакторе РХПТ может оказывать существенное влияние на выходы компонентов смеси продуктов сгорания.

2. Режим идеального перемешивания при сгорании обеспечивает глубокую конверсию исходных компонентов.

3. Временные зависимости давлений в камерах перемешивания и сгорания свидетельствуют о существовании обратной связи между турбулентными пространственными структурами зон перемешивания и горения в камере сгорания РХПТ.

Работа выполнена при поддержке программой фундаментальных исследований Президиума РАН № 33 “Углеродная энергетика: химические аспекты”.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Wilhelm D.J., Simbeck D.R., Karp A.D., Dickenson R.L. // Fuel Process. Technol. 2001. V. 71. P. 139.
2. Фалькевич Г.С., Топчий В.А., Какичев А.П. и др. // Катализ в промышленности. 2003. № 3. С. 10.
3. Hiller H., Reimert R., Marschner F. et al. // Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2007.
4. Bonneau R. // Нефтегазовые технологии. 2010. № 9. С. 88.
5. Махлин В.А., Цецерук Я.Р. // Хим. про-сть сегодня. 2010. № 3. С. 6.
6. Corke M. // Oil Gas J. 1998. V. 96. № 38. P. 71.
7. Савченко В.И., Макарян И.А., Фокин И.Г. и др. // Нефтепереработка и нефтехимия. 2013. № 8. С. 21.
8. Арутюнов В.С. Окислительная конверсия природного газа. М.: КРАСАНД, 2011.
9. Арутюнов В.С., Синева М.Ю., Шмелев В.М., Курюшин А.А. // Газохимия. 2010. № 1. С. 16.
10. Арутюнов В.С., Шмелев В.М., Синева М.Ю., Шаповалова О.В. // Chem. Eng. J. 2011. V. 176–177. P. 291.
11. Колбановский Ю.А., Билера И.В., Россихин И.В., Трошин К.Я. // Рос. хим. журн. 2010. Т. 54. № 5. С. 62.
12. Borisov A.A., Karpov V.P., Politenkova G.G. et al. // Combustion and pollution: environmental impact / Eds. Roy G.D., Frolov S.M., Starik A.M. Moscow: Torus Press Ltd., 2005. P. 87.
13. Грунвальд В.Р., Долинский Ю.Л., Пискунов С.Е. и др. Способ получения синтез-газа: Патент РФ 2096313 // Б.И. 1997. № 32.
14. Буравцев Н.Н., Колбановский Ю.А., Павлов К.И. и др. Химический реактор сжатия для получения синтез-газа: Патент РФ 2129462 // Б.И. 1999. № 12.
15. Билера И.В., Колбановский Ю.А., Россихин И.В. // Газохимия. 2011. № 3–4. С. 41.
16. Колбановский Ю.А., Билера И.В., Буравцев Н.Н., Россихин И.В. // НефтеГазоХимия. 2015. № 1. С. 28.
17. Билера И.В., Колбановский Ю.А., Петров С.К. и др. Способ получения синтез-газа при горении и устройство для его осуществления: Патент РФ № 2320531 // Б.И. 2008. № 9.
18. Билера И.В., Колбановский Ю.А., Россихин И.В. и др. Способ одностадийного получения синтез-газа при горении и устройство для его осуществления: Патент РФ № 2412109 // Б.И. 2011. № 5.
19. Варнатц Ю., Маас У., Диббл Р. // Горение. Физические и химические аспекты, моделирование, эксперименты, образование загрязняющих веществ. Пер. с англ. / Под ред. Власова П.А. М.: Физматлит, 2003. С. 239, 240.
20. Льюис Б., Эльбе Г. Горение, пламя и взрывы в газах. Пер. с англ. / Под ред. Щелкина К.И., Борисова А.А. М.: Мир, 1968.