

УДК 536.46

CFD-МОДЕЛИРОВАНИЕ ГОРЕНИЯ СИНТЕТИЧЕСКОГО ТОПЛИВА СИСТЕМ ТЕРМОХИМИЧЕСКОЙ РЕГЕНЕРАЦИИ ТЕПЛА

Д. И. Пащенко

Самарский государственный технический университет, 443100 Самара, pashchenkodmitry@mail.ru

Выполнено CFD-моделирование процесса горения синтетического топлива, образованного в системах термохимической регенерации тепла отходящих дымовых газов за счет паровой конверсии метана. Исследования проведены в программном продукте ANSYS Fluent. Выполнено научное обоснование и верификация заложенных в ANSYS Fluent физико-математических подходов для задачи моделирования горения многокомпонентных водородсодержащих газовых смесей. Для верификации численных результатов использованы экспериментальные данные. Выполнено визуальное сравнение контуров факела, полученного при сжигании синтез-газа при числах Рейнольдса 600, 800, 1000. Во всех случаях наблюдается очевидная сходимость результатов. Установлено, что изменение температуры топливно-воздушной смеси на входе в камеру сгорания не оказывает существенного влияния на температуру продуктов сгорания. Полученные результаты имеют практическую значимость для проектирования горелочных узлов теплотехнологических установок с термохимической регенерацией тепла.

Ключевые слова: водород, горение, синтез-газ, термохимическая регенерация, CFD-моделирование.

DOI 10.15372/FGV20180606

Энергетические и экологические проблемы, стоящие перед современным обществом, обуславливают постоянное совершенствование энергетических установок, поиск новых видов топлива и разработку инновационных технологий использования традиционного углеводородного топлива. В последние десятилетия специалисты и инженеры разных стран уделяют большое внимание применению водорода в качестве топливного источника энергии. Так, согласно «водородному сценарию» Международного энергетического агентства (МЭА), крупнотоннажное производство водорода в общемировом масштабе будет увеличиваться на 20 ÷ 25 % ежегодно после 2030 г. [1]. Основными потребителями водорода должны стать транспортные и энергетические установки, использующие этот газ в качестве топлива. Известные проблемы хранения и транспортировки водорода к потребителям обуславливают использование технологий на переходном этапе, в которых топливный водород производится непосредственно на топливopotребляющей установке [2].

Производство водородсодержащего газа непосредственно перед потреблением в энергетической установке нашло применение в теп-

лотехнологических установках с термохимической регенерацией тепла отходящих дымовых газов [2–5]. Сущность данного процесса состоит в использовании физического тепла отходящих дымовых газов для предварительной эндотермической переработки исходного топлива, которое при этом получает дополнительный запас химически связанного тепла. Одним из способов реализации такого процесса является его регенерация за счет паровой конверсии метана. Тепло дымовых газов энергетической установки направляется на поверхностный обогрев реактора паровой конверсии, в котором протекают химические реакции, продуктом которых является синтез-газ (водородсодержащее топливо).

В теплотехнологических установках с термохимической регенерацией тепла за счет паровой конверсии метана водородсодержащий газ используется в качестве топлива на этой же установке [6]. Отличительной особенностью использования синтез-газа в качестве топлива в сравнении с природным газом являются различные характеристики горения топлив. Процесс горения синтез-газа различных составов достаточно хорошо изучен как экспериментально, так и теоретически. Однако имеющиеся в литературе публикации не охватывают

всего спектра практически интересных вопросов, в частности горение высокотемпературных водородсодержащих газов в теплотехнологических установках с термохимической регенерацией тепла.

Развитие численных методов изучения тепломассообменных процессов на высокопроизводительных компьютерах открыло большие перспективы в изучении процессов горения топлив разнообразного состава при различных начальных условиях. Для численного моделирования (модель вычислительной гидродинамики, CFD) процессов горения используются специализированные программные продукты: ANSYS (Fluent и CFX), Comsol Multiphysics, OpenFOAM и др. [7–9]. Численное моделирование горения газообразного топлива включает в себя расчет таких процессов, как теплообмен, массоперенос, диффузия и др. [10].

Настоящая работа посвящена численному исследованию характеристик горения синтез-газа, получаемого в системе термохимической регенерации тепла. Исследование выполнено в программном продукте ANSYS Fluent (Academic Research).

Принципиальная схема высокотемпературной теплотехнологической установки (ВТУ) с термохимической регенерацией тепла отходящих дымовых газов за счет паровой конверсии метана приведена на рис. 1 [11]. Отходящие дымовые газы ВТУ направляются на поверхностный обогрев реакционного пространства реформера, в котором протекает сильноэндотермическая реакция паровой конверсии метана:

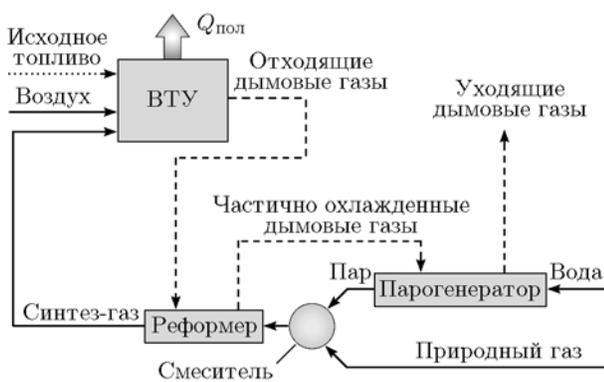
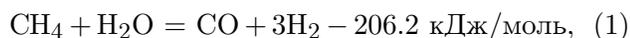
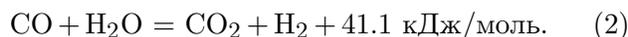


Рис. 1. Высокотемпературная теплотехнологическая установка с термохимической регенерацией тепла [11]



Продукты конверсии — синтез-газ, имеющий более высокую теплоту сгорания (в пересчете на 1 моль исходного топлива) по сравнению с исходным метаном, — направляются для сжигания в топочную камеру ВТУ, куда также подводится дутьевой воздух. Водяной пар, произведенный на остаточном тепле дымовых газов после реформера, смешивается в газовом смесителе с исходным топливом — природным газом, основным компонентом которого является метан.

Молярная концентрация каждого компонента синтез-газа на выходе из термохимического реформера зависит как от технологических параметров работы системы термохимической регенерации тепла (температура, состав исходной реакционной смеси, давление), так и от конструктивных характеристик реформера (объем реакционного пространства, тип катализатора и его количество, скорость реакционной смеси) [3, 11]. Процесс паровой конверсии метана достаточно хорошо изучен экспериментально и теоретически. Современные конструкции реакторов паровой конверсии обеспечивают состав синтез-газа, максимально приближенный к равновесному [3, 11]. Равновесный состав синтез-газа, полученный с помощью термодинамического анализа процесса паровой конверсии метана в программном симуляторе ИВТАНТЕРМО, разработанном специалистами ОИВТ РАН, приведен в таблице. Исходные данные для термодинамического анализа: давление системы 0.1 МПа, состав реакционной смеси $\text{H}_2\text{O} : \text{CH}_4 = 2 : 1$.

Численное исследование характеристик горения водородсодержащего газа представлено в таблице состава проводилось для условий горелки с принудительной подачей воздуха и полным предварительным смешением топлив-

T, K	Равновесный состав синтез-газа, % (об.)				
	H ₂	CO	H ₂ O	CO ₂	CH ₄
700	33.04	4.07	32.74	6.52	23.63
800	58.11	9.86	18.94	7.23	5.86
900	61.34	12.89	16.51	6.08	3.18
1 000	63.40	14.38	16.12	5.08	1.02
1 100	63.65	16.14	16.15	3.98	0.08

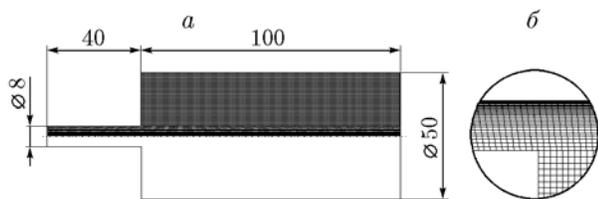


Рис. 2. Область вычислений и расчетная сетка (а), адаптация расчетной сетки для поставленной задачи (б) (размеры указаны в миллиметрах)

ва и воздуха. Область вычислений и расчетная сетка показаны на рис. 2,а. Задача решалась в двумерной осесимметричной постановке. Для улучшения качества решения расчетная сетка адаптирована для решения поставленной задачи, как показано на рис. 2,б. Область вычислений включает в себя подводящий патрубок диаметром 8 мм и длиной 40 мм и камеру сгорания диаметром 50 мм и длиной 100 мм. Осевая линия является осью x , радиальное направление — осью y . Начало координат по оси x лежит на линии выхода подводящего патрубка в область горения. Длина подводящего патрубка выбрана из условия реализации развитого течения газовой смеси на выходе. Диаметр канала в области горения подобран таким образом, чтобы стенки не оказывали существенного влияния на структуру факела. Исследования проведены при различных числах Рейнольдса $Re = 600 \div 1000$.

В настоящей работе водородсодержащая смесь сгорает в среде воздуха при стехиометрическом соотношении (коэффициент избытка топлива $\alpha = 1.0$). Для решения поставленной задачи совместно решалась система из уравнений неразрывности, импульсов, энергии и уравнений химической кинетики горения водородсодержащего газа [12, 13]. При моделировании приняты следующие допущения, не оказывающие существенного влияния на конечный результат: поток горючей газовой смеси стационарный, влияние вязкости не учитывается, отсутствуют какие-либо поверхностные химические реакции окисления элементов конструкции горелки.

Уравнение неразрывности, записанное в общем виде для стационарного потока:

$$\nabla(\rho \mathbf{u}) = 0, \quad (3)$$

где \mathbf{u} — скорость реакционной смеси, ρ — плотность смеси.

Уравнение сохранения импульсов:

$$\nabla(\rho \mathbf{u} \mathbf{u}) = -\nabla p + \nabla(\bar{\tau} + \tau') + \rho \mathbf{g} + \mathbf{F}, \quad (4)$$

где p — статическое давление, $\rho \mathbf{g}$, \mathbf{F} — гравитационные и сторонние (внешние) силы соответственно, τ' — тензор напряжений Рейнольдса. Тензор напряжений $\bar{\tau}$ в уравнении (4) определяется по формуле

$$\bar{\tau} = \mu \left[(\nabla \mathbf{u} + (\nabla \mathbf{u})^T) - \frac{2}{3} \nabla \mathbf{u} I \right], \quad (5)$$

где μ — молекулярная вязкость, I — единичный тензор. Первый член выражения (5) является тензором скоростей деформаций, а второй член учитывает объемное расширение.

Уравнение сохранения энергии для точной области камеры сгорания:

$$\begin{aligned} \nabla \mathbf{u} (p + \rho E_f) = \\ = \nabla \left[\lambda_{eff} \nabla T - \left(\sum h_i \mathbf{J}_i \right) + \bar{\tau} \mathbf{u} \right] + \\ + \sum h_i R_i - \nabla q_r, \quad (6) \end{aligned}$$

где E_f — полная энергия компонентов горения, \mathbf{J}_i — диффузионный поток i -го компонента, λ_{eff} — коэффициент теплопроводности, R_i — скорость i -й реакции, h_i — энтальпия реакции образования или расходования j -го компонента, q_r — теплота, передаваемая стенке за счет излучения, индекс i относится к химической реакции, индекс j — к компоненту, участвующему в i -й реакции.

Уравнение переноса компонентов горения и его продуктов:

$$\nabla(\rho \mathbf{u} g_i) = -\nabla \mathbf{J}_i + R_i, \quad (7)$$

где R_i — скорость образования или расходования i -го компонента.

Диффузионный поток:

$$\mathbf{J}_i = - \left(\rho D_{m,i} + \frac{\mu_t}{Sc_t} \right) \nabla g_i - D_{T,i} \frac{\nabla T}{T}, \quad (8)$$

где $D_{m,i}$, $D_{T,i}$ — коэффициенты массовой и тепловой диффузии i -го вещества, Sc_t — число Шмидта, g_i — массовая доля i -го компонента, T — температура.

Для моделирования горения синтез-газа использовалась система из трех глобальных химических реакций, предложенных в модуле

Species Transport решателя Fluent: $\text{CH}_4 + \text{O}_2 = \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$, $\text{CO} + 0.5\text{O}_2 = \text{CO}_2$, $2\text{H}_2 + \text{O}_2 = 2\text{H}_2\text{O}$. В расчетах использована модель диссипации вихря, основанная на следующих предположениях: химическая реакция протекает достаточно быстро относительно диффузионных процессов в реагирующем потоке; при смешивании реагентов на молекулярном уровне они мгновенно образуют продукты реакции; скорость реакции может быть прямо отнесена к времени, которое необходимо для смешивания реагентов на молекулярном уровне. Известно, что такие допущения справедливы в случае, когда скорость протекания химической реакции во много раз больше скорости других физических процессов, в частности диффузии.

Как видно из таблицы, основным горючим компонентом синтез-газа является водород, для реакции горения которого характерны высокие значения числа Дамкёлера ($\text{Da} \gg 1$) [9]. Кроме того, в составе синтез-газа, полученного при температуре 700 К, присутствует заметное количество метана, реакция горения которого также характеризуется высокой скоростью. Однако в состав синтеза-газа входит монооксид углерода CO, скорость горения которого существенно меньше скорости горения метана и водорода. В связи с этим было определено число Дамкёлера для реакции горения монооксида углерода — $\text{CO} + 0.5\text{O}_2 = \text{CO}_2$, для которой скорость определялась согласно выражению [14]

$$\frac{d[\text{CO}]}{dt} = 2.24 \cdot 10^{12} \times \exp\left(-\frac{1.7 \cdot 10^8}{RT}\right) [\text{CO}][\text{O}_2]^{0.25}, \quad (9)$$

где $2.24 \cdot 10^{12}$ — предэкспоненциальный множитель, с^{-1} ; $1.7 \cdot 10^8$ — энергия активации, Дж/моль; $[\text{CO}]$, $[\text{O}_2]$ — молярные доли монооксида углерода и кислорода соответственно; R — универсальная газовая постоянная, Дж/(моль · К).

Из выражения (9) видно, что с ростом температуры увеличивается скорость реакции горения. Так, при $T = 700$ К число Дамкёлера $\text{Da} > 5.0$, которое с ростом температуры также увеличивается. В связи с этим можно полагать, что использование модели диссипации вихря (EDM) является оправданным при заданных начальных условиях — высокой температуре топливной смеси, низкой молярной доле CO.

Преимуществами EDM по сравнению с более затратными с точки зрения вычислений моделями (например, PDF с подключением механизма химических реакций горения) являются относительно невысокие затраты вычислительной мощности при достаточно точном моделировании процесса горения при $\text{Re} > 500$. В случае использования модели диссипации вихря стадийный характер реакций горения не учитывается, а скорость глобальных реакций, приведенных выше, определяется масштабом времени турбулентного смешения реагентов. Использование EDM в решателе Fluent возможно только для различных типов k - ε -модели турбулентности. В связи с этим осредненные по времени уравнения Навье — Стокса в принятой модели замыкаются стандартной k - ε -моделью турбулентности, которая позволяет достаточно экономично решать задачи в широком диапазоне чисел Рейнольдса. Кинетическая энергия (k) и скорость диссипации турбулентной энергии (ε) могут быть определены из следующих выражений для стационарного потока:

$$\begin{aligned} \nabla(\rho k \mathbf{u}) = \nabla \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\text{Pr}_k} \right) \nabla k \right] + \\ + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k; \end{aligned} \quad (10)$$

$$\begin{aligned} \nabla(\rho \varepsilon \mathbf{u}) = \nabla \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\text{Pr}_\varepsilon} \right) \nabla \varepsilon \right] + \\ + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon, \end{aligned} \quad (11)$$

где μ_t — турбулентная вязкость, Pr — турбулентное число Прандтля, $C_{1\varepsilon}$, $C_{2\varepsilon}$, $C_{3\varepsilon}$ — константы k - ε -модели турбулентности, G_k — генерационный член, G_b — кинетическая энергия выталкивающей силы, Y_M — вклад переменного расширения при турбулентности сжатия в общую скорость диссипации (обычно учитывается при больших числах Маха). В уравнениях (10), (11) используются следующие значения констант: $C_{1\varepsilon} = 1.44$, $C_{2\varepsilon} = 1.92$, $C_{3\varepsilon} = 1$, $\text{Pr}_k = 1.0$, $\text{Pr}_\varepsilon = 1.3$.

Граничные и начальные условия для расчетной области, приведенной на рис. 2: — выходное сечение топливовоздушной смеси из подводящего канала (на входе в область горения):

$$x = 0, T_g = T_{g(in)}, g_i = g_{i(in)}; \quad (12)$$

– выходное сечение из области горения:

$$x = L, \frac{\partial g_i}{\partial x} = 0; \quad (13)$$

– осевая линия области горения:

$$y = 0, \frac{\partial g_i}{\partial y} = 0, \frac{\partial T_g}{\partial y} = 0; \quad (14)$$

– стенка:

$$\frac{\lambda_w \partial^2 T}{\partial x^2} = 0, \frac{\lambda_w \partial^2 T}{\partial y^2} = 0. \quad (15)$$

В связи с тем, что температура фронта пламени больше 2500 К, а в газовом потоке находятся трехатомные компоненты, такие как H_2O и CO_2 , а также метан, в области горения лучистый теплообмен будет влиять на потери энтальпии в газовом потоке. Несмотря на то, что некоторые авторы полагают, что это влияние при горении водорода несущественно [15], в представленной автором модели используется модель излучения P-1, которая является упрощенной версией более общей модели P-N, основанной на разложении интенсивности излучения в ортогональный ряд сферических гармоник [9, 15].

В модели P-1 лучистый теплоперенос рассматривается как диффузионный процесс, при этом учитываются следующие допущения: локальное термодинамическое равновесие в среде; поле излучения равномерно в пространстве, нет ярко выраженного направления излучения. Лучистый тепловой поток определяется следующим образом:

$$q_j^r = -\Gamma \frac{\partial G}{\partial x_i}, \quad (16)$$

где G — интеграл интенсивности излучения, Γ — эффективный коэффициент переноса, который с учетом описанных выше допущений имеет вид

$$\Gamma = 1/3\kappa, \quad (17)$$

где κ — коэффициент рассеивания.

Дифференциальное уравнение переноса для интеграла интенсивности излучения взято в виде [16]

$$\frac{\partial}{\partial x_i} \left(\frac{1}{\kappa} \frac{\partial G}{\partial x_i} \right) + \kappa(4\sigma T^4 - G) = 0, \quad (18)$$

где σ — постоянная Стефана — Больцмана.

В расчетах критерий сходимости задан на уровне 10^{-7} для массовой доли компонентов горения, уравнения импульсов и уравнения неразрывности, на уровне 10^{-4} для сходимости уравнения сохранения энергии [17]. Расчеты выполнены на вычислительном кластере с процессорами на базе Intel Xeon E5-2640. Сходимость решения для большинства расчетов достигалась в диапазоне итераций $480 \div 510$.

Для верификации модели использованы экспериментальные данные горения топливной смеси состава 68 % CH_4 , 22 % CO_2 , 10 % H_2 с полным предварительным смешением при $\alpha = 1.0$ [13]. На рис. 3 показаны результаты эксперимента и контуры вычисленной массовой доли кислорода при различных значениях числа Рейнольдса. Кинематическая вязкость газовой смеси для определения числа Рейнольдса вычисляется по правилу Сатерленда — Тизела. Визуальное сравнение факелов показывает хорошую сходимость полученных с помощью модели результатов с экспериментальными данными. В результатах моделирования виден характерный конус Бунзена — фронт горения.

Визуальное сравнение результатов моделирования и экспериментов не дает возможности точно утверждать адекватность выбранных настроек решателя Fluent и, как следствие, дифференциальных уравнений, описывающих процессы. Для дополнительной верификации результатов модели было проведено сравнение профилей температуры цилиндрической стенки области горения, полученных с помощью вычислительного эксперимента, с результатами физического эксперимента. В качестве исходных выбраны данные эксперимента [15], в котором исследовали горение водорода в камере сгорания небольших размеров: топливо — 100 % водород, расход водорода — $5.25 \cdot 10^{-7}$ кг/с, $\alpha = 1.0$.

На рис. 4 приведены результаты, полученные с помощью представленной автором математической модели, реализованной в ANSYS Fluent, и результаты эксперимента [15] и численного исследования [16]. Относительное расстояние определялось как отношение осевого расстояния z к общей длине камеры сгорания L . Здесь $z/L = 0$ соответствует выходу топливоздушной смеси из подводящего патрубка, $z/L = 1$ — выходу продуктов сгорания из камеры сгорания. Рис. 4 демонстрирует хорошую сходимость результатов моделирования

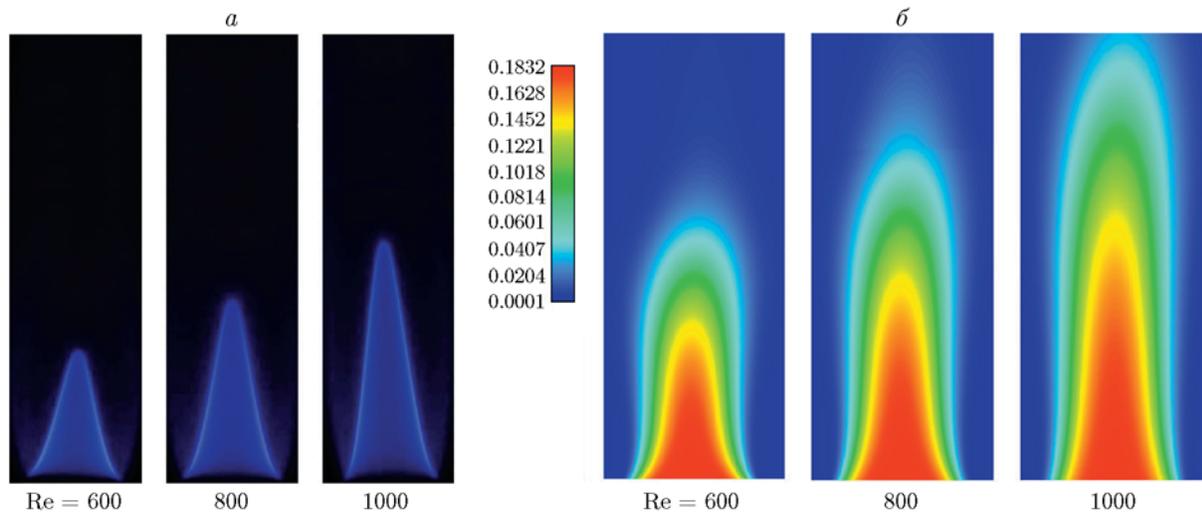


Рис. 3. Сравнение контуров массовой доли O_2 :
 а — эксперименты [13], б — результаты расчетов; $T = 300$ К

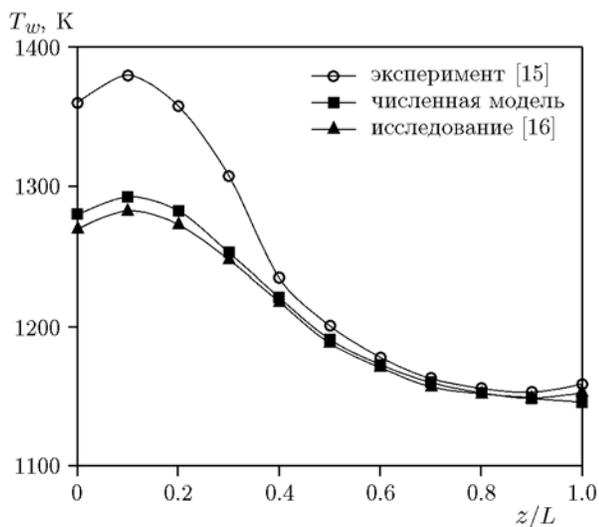


Рис. 4. Распределение температуры стенки по длине камеры сгорания при расходе водорода $5.25 \cdot 10^{-7}$ кг/с при $T = 300$ К

и экспериментальных данных. Максимальные расхождения значений температуры стенки T_w наблюдаются вблизи выхода топливоздушной смеси из подводящего патрубка. Объяснить их можно инструментальной погрешностью приборов измерения и принятыми допущениями в математической модели. Однако среднеквадратичное отклонение для всей области вычислений, представленной на рис. 4, не превышает 0.036.

Приведенные на рис. 3, 4 результаты верификации модели с использованием экспериментальных данных позволяют утверждать правильность выбранных настроек решателя Fluent.

В численном моделировании динамики движения жидкости точность полученных результатов определяется не только выбранными настройками решателя и заданными критериями сходимости, но и количеством элементарных ячеек и качеством расчетной сетки [18]. В настоящем исследовании проведена оценка минимального количества ячеек для расчетной области, приведенной на рис. 2. При этом использовались следующие исходные данные: топливо — 100 % водород, расход водорода — $5.25 \cdot 10^{-7}$ кг/с, $\alpha = 1.0$. Число ячеек варьировалось от 56 332 до 1 526 365 при постоянных критериях сходимости, указанных выше.

Из рис. 5 видно, что с увеличением числа ячеек повышается точность расчета, однако при этом при числе ячеек больше 500 000 результаты уже практически не изменяются. Поэтому для дальнейших расчетов число ячеек рекомендуется выбирать в диапазоне $500\,000 \div 600\,000$. В этом случае наблюдается удовлетворительное качество результатов при минимально затраченной вычислительной мощности.

На рис. 6 показано распределение температуры вдоль оси проточной области камеры сгорания для синтез-газа различных состава

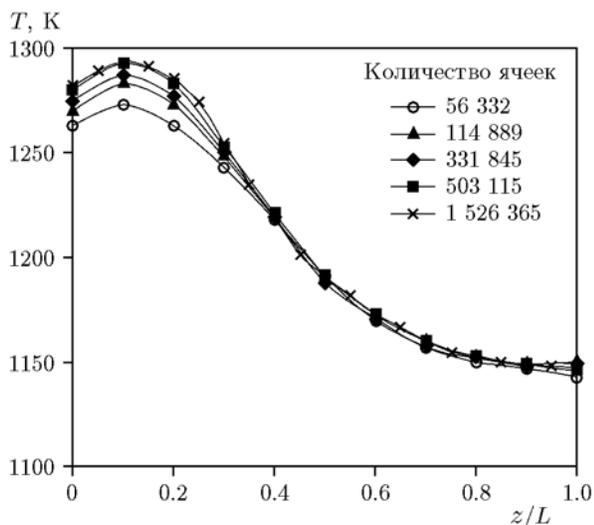


Рис. 5. Распределение температуры стенки по длине камеры сгорания для различного числа ячеек при $Re = 1000$ и $T = 300$ К

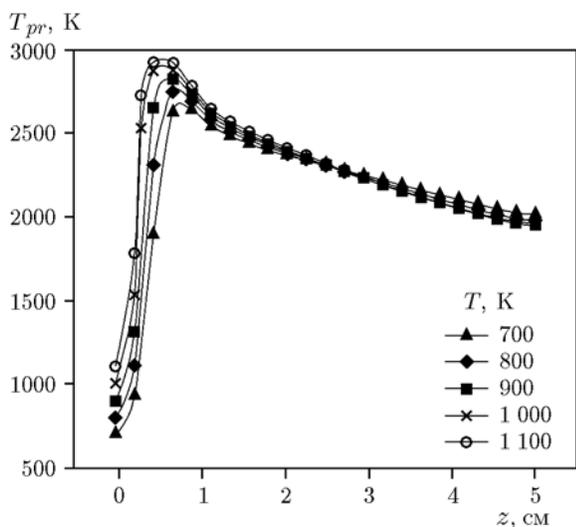


Рис. 6. Распределение температуры продуктов сгорания вдоль оси области горения синтез-газа различного состава при $Re = 1000$

вов и температур (см. таблицу). Число расчетных ячеек составляет 503 115. Расчеты проведены при $\alpha = 1.0$ и расходе синтез-газа $1.35 \cdot 10^{-4}$ кг/с. Температура топливовоздушной смеси считалась равной температуре, при которой получен синтез-газ согласно таблице. Установленные зависимости позволяют утверждать, что состав и температура синтез-газа исследуемых параметров не оказывают существенного влияния на температуру продуктов сгорания на выходе из камеры сгорания. Этот

факт можно объяснить влиянием диссоциации молекул водяного пара и углекислого газа в области горения, прилегающей к фронту факела, и лучистым теплообменом между продуктами сгорания и стенкой камеры сгорания.

Известно, что диссоциация молекул воды и углекислого газа сопровождается поглощением тепла, образованного в результате сгорания топлива. Здесь можно рассматривать как термическую диссоциацию, так и диссоциацию химических связей. Например, многостадийный характер протекания реакций по цепочечно-тепловому механизму приводит к неравновесному эффекту химической диссоциации реагирующих веществ с образованием промежуточных радикалов (к примеру, реакция диссоциации воды $H_2O = OH^* + H^*$). В связи с этим имеет место поглощение тепла из области реакции и, как следствие, снижение температуры. Этот эффект наблюдается в области высоких температур вблизи фронта пламени. Однако по мере удаления продуктов сгорания от фронта пламени их состав приближается к равновесному и на значительном удалении от фронта становится равновесным. В этом случае химическая диссоциация не оказывает существенного влияния на температуру продуктов сгорания.

Для количественной оценки влияния лучистого теплообмена на температуру продуктов сгорания в настройках решателя Fluent была отключена модель излучения P-1. При этом все остальные параметры математической модели, такие как структура расчетной сетки, начальные условия, модель турбулентности, схема аппроксимации и т. д., оставались идентичными. На рис. 7 показано распределение температуры продуктов сгорания T_{pr} вдоль оси камеры сгорания без учета лучистого теплообмена. Видно, что в области горения, примыкающей к фронту пламени ($0.8 \div 1.2$ см), снижение температуры продуктов сгорания более сильное, чем после фронта пламени. Плавное монотонное снижение осевой температуры после фронта пламени обусловлено перемешиванием продуктов сгорания, находящихся вблизи стенки.

На основании полученных зависимостей можно сделать вывод, что на температуру продуктов в области горения, прилегающей к фронту факела, оказывает влияние как теплоперенос излучением, так и диссоциация молекул воды и углекислого газа. После фронта фа-

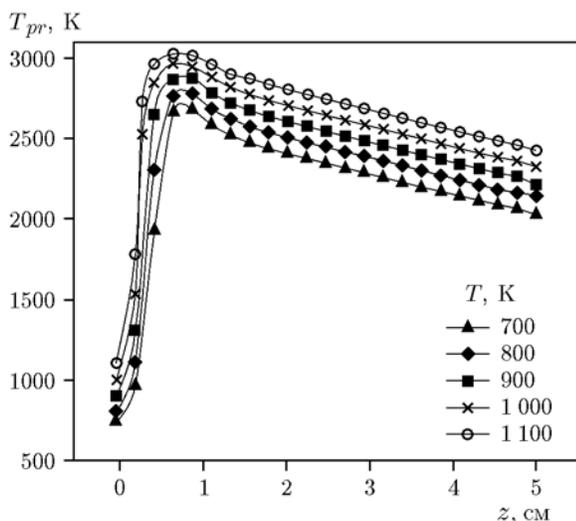


Рис. 7. Распределение температуры продуктов сгорания вдоль оси области горения синтез-газа различного состава при $Re = 1\,000$ без учета лучистого теплообмена

кела влияние диссоциации становится пренебрежимо малым, а заметное влияние оказывает лучистый теплообмен. Очевидно, что в случае $T_{вх} = 1\,100$ К потери энтальпии максимальные. Этот факт позволяет объяснить близость значений температуры на выходе при всех исследуемых значениях начальной температуры (см. рис. 6).

Зависимости на рис. 6 могут быть использованы для проектирования камер сгорания высокотемпературных теплотехнологических установок с термохимической регенерацией тепла. Также полученные результаты показывают, что при переводе ВТУ на термохимическую регенерацию тепла необходимо учитывать изменение температурного режима работы такой установки. Температура в рабочей камере может контролироваться за счет рециркуляции дымовых газов после парогенератора (см. рис. 1).

На рис. 8 показаны контуры температуры и скорости при горении синтез-газа, полученного при температуре протекания процесса конверсии метана 700 К и коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1.0$. Эти контуры дают наглядное представление о процессах сгорания топливно-воздушной смеси.

CFD-моделирование процесса горения газообразного топлива, имеющего в своем составе несколько компонентов горения, таких как водород, монооксид углерода и метан,

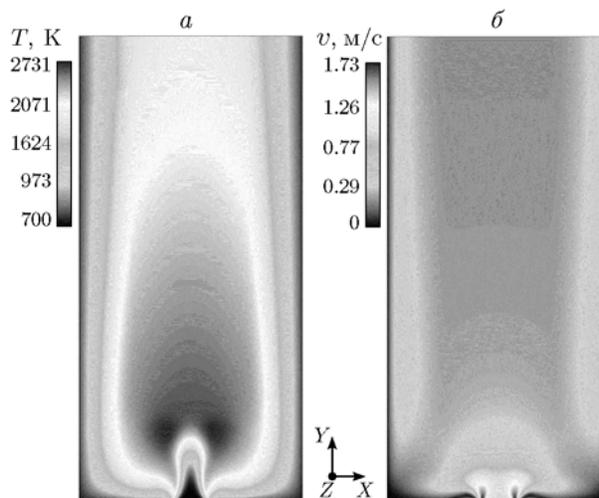


Рис. 8. Контуры температуры (а) и скорости потока (б) при $Re = 1\,000$ и $T_{вх} = 700$ К

позволило определять тепловые характеристики процесса в каждой точке камеры сгорания. В модели применяются известные физико-математические модели, заложенные в программный код ANSYS Fluent. Выполнено обоснование и верификация заложенных в ANSYS Fluent подходов для задачи моделирования горения многокомпонентных водородсодержащих газовых смесей. С помощью модели установлено, что увеличение температуры топливно-воздушной смеси перед горением не приводит к существенному изменению температурного режима в камере сгорания. Для всех исследуемых составов топлива температура продуктов на выходе из камеры сгорания составляет около 2000 К. Численные результаты имеют хорошую сходимость с экспериментальными данными. Для верификации модели использованы экспериментальные данные горения топливной смеси состава 68 % CH_4 + 22 % CO_2 + 10 % H_2 с полным предварительным смешением при $\alpha = 1.0$. Визуальное сравнение физического и численного факелов показывает хорошую сходимость полученных с помощью модели результатов с экспериментальными данными. В результатах моделирования виден характерный конус Бунзена — фронт горения.

Установлено, что увеличение числа элементарных ячеек в исследуемой расчетной области больше $500\,000 \div 600\,000$ не приводит к заметному увеличению точности расчета. Модель реализована в программном продукте ANSYS Fluent. Полученные данные могут быть использованы при проектировании горе-

лочных узлов теплотехнологических установок с термохимической регенерацией тепла отходящих дымовых газов за счет паровой конверсии метана.

ЛИТЕРАТУРА

1. **Soria A.** World Energy Technology Outlook 2050. — Eur. Commission, Joint Res. Centre, 2006. — V. 21.
2. **Chakravarthy V. K., Daw C. S., Pihl J. A., Conklin J. C.** Study of the theoretical potential of thermochemical exhaust heat recuperation for internal combustion engines // *Energy Fuels*. — 2010. — V. 24, N 3. — P. 1529–1537.
3. **Popov S. K., Svistunov I. N., Garyaev A. B., Serikov E. A.** The use of thermochemical recuperation in an industrial plant // *Energy*. — 2017. — V. 127. — P. 44–51.
4. **Pashchenko D. I.** Thermochemical recovery of heat contained in flue gases by means of bioethanol conversion // *Therm. Eng.* — 2013. — V. 60, N 6. — P. 438–443.
5. **Verkhivker G., Kravchenko V.** The use of chemical recuperation of heat in a power plant // *Energy*. — 2004. — V. 29, N 3. — P. 379–388.
6. **Пащенко Д. И., Никитин М. Н.** Термохимическая регенерация тепла отходящих дымовых газов и ее схемные решения // *Промышленная энергетика*. — 2012. — № 6. — С. 47–50.
7. **Пащенко Д. И., Наплеков И. С.** CFD-моделирование характеристик парового эжектора для разогрева нефти и нефтепродуктов в ANSYS // *Экспозиция Нефть Газ*. — 2018. — № 2 (68). — С. 54–58.
8. **Глушков Д. О., Кузнецов Г. В., Стрижак П. А.** Численное исследование влияния выгорания на характеристики зажигания полимера при локальном нагреве // *Физика горения и взрыва*. — 2017. — Т. 53, № 2. — С. 59–70.
9. **Pashchenko D.** Comparative analysis of hydrogen/air combustion CFD-modeling for 3D and 2D computational domain of micro-cylindrical combustor // *Intern. J. Hydrogen Energy*. — 2017. — V. 42, N 49. — P. 29545–29556.
10. **Араблю М., Пурсаэди Е.** Численное моделирование выхода NO_x в котлах, работающих на двух видах топлива // *Физика горения и взрыва*. — 2011. — Т. 47, № 4. — С. 59–69.
11. **Pashchenko D.** First law energy analysis of thermochemical waste-heat recuperation by steam methane reforming // *Energy*. — 2018. — V. 143. — P. 478–487.
12. **De A., Oldenhof E., Sathiah P., Roekaerts D.** Numerical simulation of delft-jet-in-hot-coflow (DJHC) flames using the eddy dissipation concept model for turbulence-chemistry interaction // *Flow, Turbulence and Combust.* — 2011. — V. 87, N 4. — P. 537–567.
13. **Wei Z. L., Zhen H. S., Leung C. W., Cheung C. S.** Heat transfer characteristics and the optimized heating distance of laminar premixed biogas-hydrogen Bunsen flame impinging on a flat surface // *Intern. J. Hydrogen Energy*. — 2015. — V. 40, N 45. — P. 15723–15731.
14. **Rajh B., Yin C., Samec N., Hribersek M., Kokalj F.** CFD modeling and experience of waste-to-energy plant burning waste wood // *Proc. of the 14th Intern. Waste Management and Landfill Symp.* — CISA Publisher, Padova, Italy, 2013.
15. **Wenming Y., Dongyue J., Kenny C. K. Y., Dan Z.** Combustion process and entropy generation in a novel microcombustor with a block insert // *Chem. Eng. J.* — 2015. — V. 274. — P. 231–237.
16. **Modest M. F.** Radiative Heat Transfer. — Academic Press, 2003.
17. **Jiaqiang E., Zuo W., Liu X., Peng Q., Deng Y.** Effects of inlet pressure on wall temperature and exergy efficiency of the micro-cylindrical combustor with a step // *Appl. Energy*. — 2016. — V. 175. — P. 337–345.
18. **Батраков П. А., Мракин А. Н., Селиванов А. А.** Численное исследование процессов образования оксида азота в топках некруглого профиля // *Динамика систем, механизмов и машин*. — 2016. — Т. 2, № 1. — С. 318–322.

*Поступила в редакцию 26/V 2017 г.,
в окончательном варианте — 3/V 2018 г.*