

Оригинальная статья

УДК 536.2 (075)

DOI 10.57070/2304-4497-2026-1(55)-27-36

РАСЧЕТ ТЕПЛОВЫХ ХАРАКТЕРИСТИК ПИРОЛИТИЧЕСКОЙ УСТАНОВКИ ПРОИЗВОДСТВА ВОДОРОДА ИЗ МЕТАНА

© 2026 г. В. А. Кудинов, С. В. Зайцев, Е. В. Керосиров, В. Д. Долгих

Самарский государственный технический университет (Россия, 443100, Самара, ул. Молодогвардейская, 244)

Аннотация. Разработана, изготовлена и исследована установка получения водорода из метана путем его пиролиза, включающая реактор и печь, предназначенную для его нагрева. Выполнен тепловой расчет установки с учетом теплоты, затрачиваемой на пиролиз, а также ее потерь через изоляцию и с уходящими газами при сжигании в печи метана, водорода, метано-водородной смеси, получаемой в процессе пиролиза. Выполнены расчеты по определению количества водорода, удельного расхода энергии на его получение, тепловой мощности и КПД установки при использовании в качестве топлива чистых метана и водорода, а также их смесей (70/30, 40/60). Натурные эксперименты на установке показали, что при сжигании смеси газов (60 % водорода и 40 % метана) при охлаждении уходящих газов (включающих углекислый газ и водяной пар) до температуры точки росы водяного пара получаем 0,55 кг дистиллированной воды на 1 м³ сжигаемой смеси. Анализ полученного пиролизного углерода показал 27 %-ное содержание наноматериалов (нановолокон). Для снижения температуры уходящих газов использованы калориферы, охлаждающим агентом в которых является водопроводная вода. После нагрева в калориферах она может быть использована для отопления помещений. Применение катализаторов позволило снизить температуру пиролиза от 1000 до 750 °С при 60 %-ном выходе водорода, что приводит к уменьшению расхода сжигаемой метано-водородной смеси на 40 % по сравнению с пиролизом метана при температуре 1000 °С с таким же количеством получаемого водорода. Применение метано-водородной смеси в качестве топлива газовой печи позволяет уменьшить выбросы углекислого газа в окружающую среду по сравнению с другими методами получения водорода ввиду того, что при его сгорании уходящие газы содержат лишь водяные пары.

Ключевые слова: установка пиролиза метана, газовый нагрев, тепловой расчет, получение водорода, пиролизный углерод, дистиллированная вода, уменьшение выбросов углекислого газа

Финансирование. Работа выполнена при поддержке Министерства науки и высшего образования Российской Федерации (тема № FSSE-2024-0014) в рамках государственного задания Самарского государственного технического университета.

Для цитирования: Кудинов В.А., Зайцев С.В., Керосиров Е.В., Долгих В.Д. Расчет тепловых характеристик пиролизической установки производства водорода из метана. *Вестник Сибирского государственного индустриального университета*. 2026;1(55):27–36. [http://doi.org/10.57070/2304-4497-2026-1\(55\)-27-36](http://doi.org/10.57070/2304-4497-2026-1(55)-27-36)

*Original article***CALCULATION OF THERMAL CHARACTERISTICS OF A PYROLYTIC PLANT FOR THE PRODUCTION OF HYDROGEN FROM METHANE**

© 2026 V. A. Kudinov, S. V. Zaitsev, E. V. Kerosirov, V. D. Dolgikh

Samara State Technical University (244 Molodogvardeyskaya St., Samara, 443100, Russian Federation)

Abstract. A plant for producing hydrogen from methane by pyrolysis, including a reactor and a furnace designed to heat it, has been developed, manufactured and investigated. The thermal calculation of the installation has been performed taking into account the heat spent on pyrolysis, as well as its losses through insulation and with exhaust gases during combustion in the furnace of methane, hydrogen, and a methane-hydrogen mixture obtained during pyrolysis. Calculations have been performed to determine the amount of hydrogen, the specific energy consumption for its generation, the thermal power and efficiency of the installation when using pure methane and hydrogen, as well as their mixtures (70/30, 40/60), as a fuel. Field experiments at the plant have shown that when burning a mixture of gases (60 % hydrogen and 40 % methane) and cooling the exhaust gases (including carbon dioxide and water vapor) to the dew point temperature of water vapor, we obtain 0.55 kg of distilled water per 1 m³ of the burned mixture. The analysis of the obtained pyrolysis carbon showed a 27 % content of nanomaterials (nanofibers). To cool the exhaust gases, air heaters were employed, with tap water serving as the cooling agent. After being heated in the air heaters, the water can be utilized for space heating. The use of catalysts made it possible to reduce the pyrolysis temperature from 1000 °C to 750 °C while maintaining a 60% hydrogen yield, which results in a 40% reduction in the consumption of the methane–hydrogen combustion mixture compared to methane pyrolysis at 1000 °C producing the same amount of hydrogen. The application of a methane–hydrogen mixture as a fuel for a gas furnace makes it possible to reduce carbon dioxide emissions into the environment compared to other hydrogen production methods, since the combustion of hydrogen produces exhaust gases containing only water vapor.

Keywords: methane pyrolysis plant, gas heating, thermal calculation, hydrogen production, pyrolysis carbon, distilled water, reduction of carbon dioxide emissions

Funding. This work was supported by the Ministry of Science and Higher Education of the Russian Federation (topic No. FSSE-2024-0014) within the framework of the state assignment of Samara State Technical University.

For citation: Kudinov V.A., Zaitsev S.V., Kerosirov E.V., Dolgikh V.D. Calculation of thermal characteristics of a pyrolytic plant for the production of hydrogen from methane. *Bulletin of the Siberian State Industrial University*. 2026;1(55):27–36. (In Russ.). [http://doi.org/10.57070/2304-4497-2026-1\(55\)-27-36](http://doi.org/10.57070/2304-4497-2026-1(55)-27-36)

Введение

Водород, являющийся ценным химическим сырьем, может быть использован как экологически чистое топливо. Для его промышленного получения применяются электролиз воды [1 – 3]; паровая конверсия метана [4 – 6]; газификация угля [7 – 9]. Однако использование перечисленных методов энергозатратно и приводит к выбросам углекислого газа в атмосферу. К числу менее энергозатратных и более экологичных относится способ получения водорода из метана посредством его пиролиза [10 – 14].

В работе [15] разработана модель морской ветряной электростанции, предназначенной для производства водорода. В работе [16] разработан реактор пиролиза, основанный на вихревом точечном разряде плазменного столба, энергия от которого используется для разложения метана. В

работе [17] предложен жидкометаллический реактор, в основу которого положен барботаж газа через колонну с жидким металлом.

В настоящей работе нагрев метана до температуры пиролиза осуществляется в установке, использующей в качестве топлива различные газы (метан, водород, метано-водородную смесь в различных соотношениях концентраций компонентов). Использование метано-водородной смеси, полученной в процессе пиролиза метана, позволяет существенно снизить энергетические затраты на получение водорода, а также сократить выбросы углекислого газа в окружающую среду. На установку получен патент на полезную модель [18]. В настоящей работе представлена ее модернизированная версия, включающая оборудование для глубокого охлаждения уходящих газов.

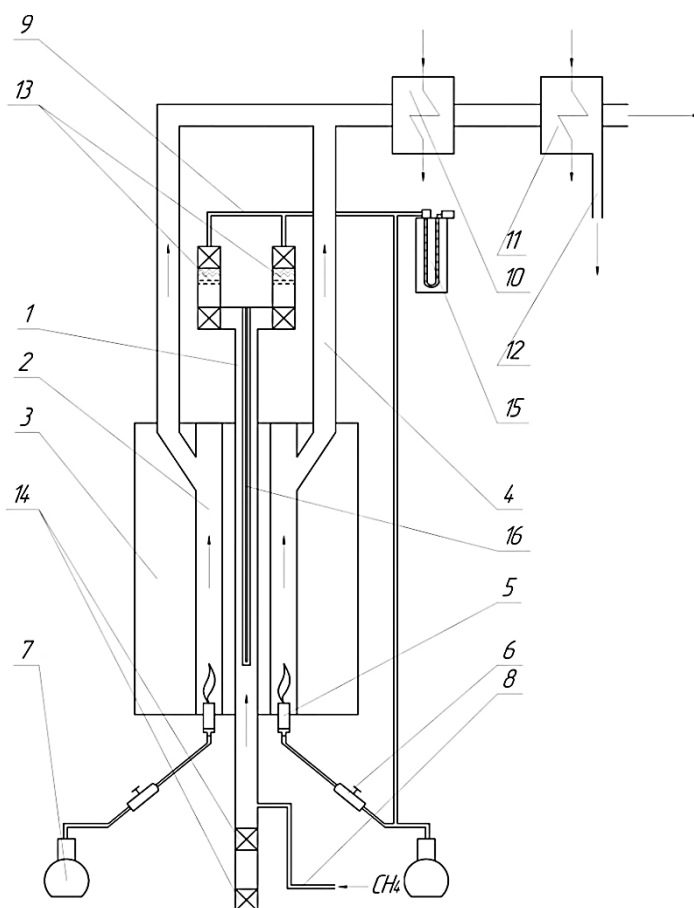


Рис. 1. Установка пиролиза метана
Fig. 1. Methane Pyrolysis Plant

Описание экспериментальной установки

Установка пиролиза метана (рис. 1) включает следующие элементы: 1 – реактор, в котором в зависимости от эффективности катализатора метан нагревается до температур 700 – 1000 °С с целью его термического разложения на водород и углерод; 2 – газовая печь, предназначенная для нагрева реактора путем факельного сжигания любого из перечисленных чистых газов (метан, водород) или части метано-водородной смеси, получаемой на выходе реактора; 3 – тепловая изоляция печи; 4 – выхлопные трубы газовой печи; 5 – горелки для сжигания газа; 6 – краны; 7 – емкости газа, используемого в качестве топлива газовой печи; 8 – трубка подачи метана в реактор для пиролиза; 9 – трубка отбора метано-водородной смеси; 10, 11 – калориферы, в которых для охлаждения выходящих из печи газов используется водопроводная вода; 12 – трубка слива дистиллированной воды, получаемой в результате глубокого охлаждения уходящих газов; 13 – система фильтров, состоящая из минеральной ваты и металлической сетки; 14 – газоплотные задвижки; 15 – хроматограф; 16 – термопарный карман.

При сжигании газа в топке газовой печи 2 происходит ее нагрев с последующей радиационной

передачей теплоты находящемуся в реакторе 1 метану (реактор 1 не находится в топочном пространстве печи 2, рис. 1). При достижении температуры метана в реакторе 700 – 1000 °С происходит его превращение в водород и пиролизный углерод. Часть получаемой метано-водородной смеси направляется для сжигания в горелках 5 с целью обеспечения рабочей температуры в реакторе.

Тепловой расчет установки

Выполнены тепловые расчеты для четырех следующих вариантов исходных смесей: 70 % метана и 30 % водорода; 40 % метана и 60 % водорода; 100 % метан; 100 % водород.

В ходе теплового расчета при заданных геометрических характеристиках установки (рис. 2) необходимо определить расход поступающего на горение газа (смеси газов), обеспечивающий заданную температуру пиролизуемого метана; расход метана, поступающего на пиролиз; общее количество теплоты, получаемой в процессе горения; потери теплоты через изоляцию и с уходящими газами; количество теплоты, затрачиваемое на пиролиз метана; мощность и коэффициент полезного действия установки.

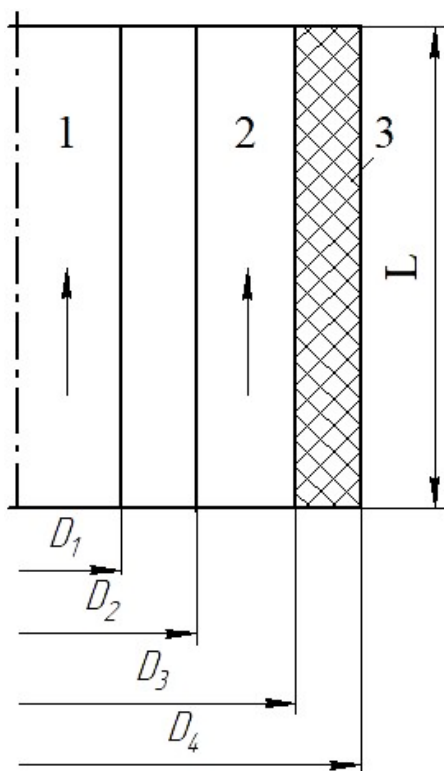


Рис. 2. Схема для теплового расчета установки пиролиза метана
Fig. 2. Scheme for thermal calculation of a methane pyrolysis plant

Рассмотрим последовательность теплового расчета при использовании в качестве топлива метано-водородной смеси в процентном соотношении: 70 % метана; 30 % водорода. Для выполнения теплового расчета использовали следующие исходные данные: $t = 750\text{ }^\circ\text{C}$ – температура газа внутри реактора; $q_p = 74,5\text{ кДж/моль}$ – количество теплоты, необходимой для осуществления химической реакции пиролиза метана; $Q_{\text{CH}_4}^p = 35845\text{ кДж/м}^3$ – низшая теплота сгорания метана; $Q_{\text{H}_2}^p = 10806\text{ кДж/м}^3$ – низшая теплота сгорания водорода; $Q_{\text{H}}^p = 0,7Q_{\text{CH}_4}^p + 0,3Q_{\text{H}_2}^p = 28332\text{ кДж/м}^3$ – низшая теплота сгорания газов (70 % метана и 30 % водорода); $\rho_{\text{CH}_4} = 0,716\text{ кг/м}^3$ – плотность метана; $C_p = 1,55\text{ кДж/(м}^3\cdot\text{K)}$ – теплоемкость метана; $\rho_{\text{H}_2} = 0,09\text{ кг/м}^3$ – плотность водорода; $M = 22,4\text{ л}$ – объем одного моля газа; $\lambda = 0,035\text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$ – коэффициент теплопроводности тепловой изоляции (кремнеземная вата); $\lambda_{\text{ст}} = 46\text{ Вт/(м}\cdot\text{K)}$ – коэффициент теплопроводности стали; $\delta_{\text{из}} = 0,17\text{ м}$ – толщина изоляции; $\delta_{\text{ст}} = 0,004\text{ м}$ – толщина стальных стенок труб реактора и печи; $F_{\text{из}} = 1,3\text{ м}^2$ – площадь наружной поверхности тепловой изоляции; $F_{\text{ст}} = 0,59\text{ м}^2$ – площадь стен топочной камеры; $V_{\text{T}} = 0,006\text{ м}^3$ – объем топочной камеры; $H_{\text{T}} = 0,58\text{ м}^2$ – лучевоспринимающая поверхность

топочной камеры; $t_{\text{cp}} = (t_{\text{T}} + t_{\text{B}})/2 = 385\text{ }^\circ\text{C}$ – средняя температура газа в реакторе; $S = 3,6V_{\text{T}}/F_{\text{ст}} = 0,037\text{ м}$ – эффективная толщина излучающего слоя; $f = 0,0019\text{ м}^2$ – площадь поперечного сечения реактора; $\alpha_1 = 35\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$ – коэффициент теплоотдачи на внутренней поверхности топки; $\alpha_2 = 8\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$ – коэффициент теплоотдачи на внешней поверхности тепловой изоляции; $t_{\text{B}} = 20\text{ }^\circ\text{C}$ – температура окружающей среды; $t_1 = 750\text{ }^\circ\text{C}$ – температура внутренней поверхности металлической стенки топки; $D_1 = 57\text{ мм}$ – внутренний диаметр цилиндрического реактора; $D_2 = 108\text{ мм}$ – внутренний диаметр печи; $D_3 = 159\text{ мм}$ – внешний диаметр печи; $D_4 = 500\text{ мм}$ – диаметр установки; $L = 700\text{ мм}$ – длина печи.

Используя исходные данные, были получены следующие характеристики: коэффициент теплопередачи через наружную стенку печи и тепловую изоляцию $k = 0,3\text{ Вт/(м}^2\cdot\text{K)}$; удельный тепловой поток через тепловую изоляцию $q_{\text{из}} = k(t_1 - t_{\text{B}}) = 219\text{ Вт/м}^2$; температура наружной поверхности изоляции $t_{\text{из}} = q_{\text{из}}/\alpha_2 + t_{\text{B}} = 47,3\text{ }^\circ\text{C}$; тепловые потери через наружную поверхность изоляции $Q_{\text{из}} = q_{\text{из}}F_{\text{из}} = 1029\text{ кДж/ч}$; доля тепловых потерь в окружающую среду от теплоты затраченного топлива $q_5 = (Q_{\text{из}}/Q_{\text{H}}^p)100 = 3,6\%$; коэффициент сохранения теплоты $\varphi = (100 - q_5)/100 = 0,96$.

Теоретический объем воздуха для полного сгорания смеси находится по формуле

$$V^0 = 0,0476 \left(0,5H_2 + \sum \left(m + \frac{n}{4} \right) C_n H_m \right) = 0,0476 \left(0,5 \cdot 30 + \left(1 + \frac{4}{4} \right) 70 \right) = 7,38\text{ м}^3/\text{м}^3, \quad (1)$$

где n и m – число атомов углерода и водорода.

Теоретические объемы азота, трехатомных газов и водяных паров находятся по соотношениям

$$V_{\text{N}_2}^0 = 0,079V^0 = 5,83\text{ м}^3/\text{м}^3; \quad (2)$$

$$V_{\text{CO}_2}^0 = 0,01 \left(\sum m C_n H_m \right) = 0,7\text{ м}^3/\text{м}^3; \quad (3)$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}}^0 = 0,01 \left(H_2 + \sum \frac{n}{2} C_n H_m \right) = 1,7\text{ м}^3/\text{м}^3. \quad (4)$$

Энтальпия газов при полном сгорании (коэффициент избытка воздуха $\alpha = 1$) и соответствующей температуре находится по следующей формуле [19–21]:

$$I_{\text{T}}^0 = V_{\text{CO}_2}^0 c_{\text{CO}_2} + V_{\text{N}_2}^0 c_{\text{N}_2} + V_{\text{H}_2\text{O}}^0 c_{\text{H}_2\text{O}}, \quad (5)$$

где c_{CO_2} , c_{N_2} , $c_{\text{H}_2\text{O}}$ – энтальпия CO_2 , N_2 , H_2O при соответствующей температуре.

Энтальпия теоретически необходимого воздуха при $\alpha = 1$ и соответствующей температуре будет

$$I_B^0 = V^0 c_B, \quad (6)$$

где c_B – энтальпия воздуха при соответствующей температуре.

Результаты расчетов по уравнениям (1) – (6) при коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1,1$ (с учетом присосов в установке $\Delta\alpha = 0,1$) представлены в табл. 1.

При расчете теплового баланса принимаем $Q_p^p = Q_H^p = 28332$ кДж/м³, где Q_p^p – располагаемое тепло топлива. Температуру уходящих газов принимаем $t_{yx} = 1030$ °С с последующим уточнением при расчете теплового баланса. Энтальпия уходящих газов при $\alpha = 1,1$ находится путем интерполяции данных из табл. 1: $I_{yx} = 14145$ кДж/м³. Энтальпия теоретически необходимого количества воздуха при $t_b = 20$ °С будет $I_B = \alpha I_B^0 = 1,1 \cdot 251,4 = 276,5$ кДж/м³.

Потери теплоты с уходящими газами находятся по следующей формуле:

$$q_2 = [(I_{yx} - I_B) / Q_H^p] \cdot 100 = 49 \text{ \%}.$$

Суммарные тепловые потери установки определяются по следующему уравнению:

$$\Sigma q = q_2 + q_3 + q_5 = 53,1 \text{ \%},$$

где $q_3 = 0,5$ % – потери теплоты от химического недожога.

Коэффициент полезного действия установки составляет $\eta = 100 - \Sigma q = 46,9$ %.

Количество теплоты, затрачиваемой на осуществление химической реакции пиролиза метана $Q_{rp} = q_p / M = 3326,9$ кДж/м³.

Количество теплоты, необходимой для нагрева метана от 20 до 750 °С

$$Q_M = C_p(t - t_b) = 1131 \text{ кДж/м}^3.$$

Количество теплоты, затрачиваемой на нагрев 1 м³ газа в реакторе пиролиза

$$Q_p = (Q_{rp} + Q_M) / \eta = 9482 \text{ кДж/м}^3.$$

Найдем объем воздуха и продуктов сгорания при работе топки без наддува (при атмосферном давлении $p_1 = 1$ атм) при $\alpha = 1,1$. Объем воздуха, водяных паров, газов определим по следующим уравнениям:

$$\begin{aligned} V_B &= (\alpha - 1)V^0 = 0,75 \text{ м}^3/\text{м}^3; \\ V_{H_2O} &= V_{H_2O}^0 + 0,016(\alpha - 1)V^0 = 1,71 \text{ м}^3/\text{м}^3; \\ V_{\Gamma} &= V_{CO_2}^0 + V_{N_2}^0 + V_{H_2O}^0 + V_B = 8,99 \text{ м}^3/\text{м}^3. \end{aligned}$$

Т а б л и ц а 1

Расчетные значения энтальпий газов при термохимическом разложении

Table 1. Calculated values of enthalpies of gases during thermochemical decomposition

$t, \text{ }^\circ\text{C}$	$I_{CO_2}^0$	$I_{N_2}^0$	$I_{H_2O}^0$	I_{Γ}^0	I_B^0	$I_{yx} = I_{\Gamma}^0 + (\alpha - 1)I_B^0$
700	1022	5522	1965	8505	7236	9230
800	1210	6377	2283	9854	8099	10688
900	1365	7257	2606	11229	9461	12176
1000	1542	8132	2953	12628	10604	13688
1100	1722	9012	3297	14032	11782	15209
1200	1902	9892	3645	15444	12955	16739
1300	2086	10797	4014	16894	14132	18306
1800	3016	15415	5916	24348	20162	26363
1900	3201	16366	6314	25881	21398	28022
2000	3393	17296	6721	27410	22634	29673
2100	3582	18247	7123	28952	23870	31341
2200	3775	19198	7529	30503	25110	33013

Примечание: $V_{CO_2}^0 = 0,7 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $V_{N_2}^0 = 5,83 \text{ м}^3/\text{м}^3$, $V_{H_2O}^0 = 1,7 \text{ м}^3/\text{м}^3$,
 $V^0 = 7,38 \text{ м}^3/\text{м}^3$; $I_{CO_2}^0 = V_{CO_2}^0 c_{CO_2}$; $I_{N_2}^0 = V_{N_2}^0 c_{N_2}$; $I_{H_2O}^0 = V_{H_2O}^0 c_{H_2O}$.

Доли газов находятся по формулам

$$r_{\text{CO}_2} = \frac{V_{\text{CO}_2}^0}{V_r} = 0,078; r_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_r} = 0,19;$$

$$r_n = r_{\text{CO}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,268.$$

Суммарное давление трехатомных газов будет $p_n = pr_n = 0,268$ ата.

Коэффициент ослабления лучей трехатомных газов при температуре на выходе из топки $t_{yx} = 1030$ °С находится по следующему выражению:

$$k_r = \frac{0,8 + 1,6r_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{p_n S}} \left(1 - 0,38 \frac{t_{yx} + 273}{1000} \right) = 5,54.$$

Формулы для определения степени черноты топочной среды a , степени экранирования топки Ψ и эффективной степени черноты факела a_ϕ имеют вид: $a = 1 - e^{-k_r p_n S} = 0,054$; $\Psi = H_n / F_{cr} = 0,58 / 0,59 = 0,98$; $a_\phi = \beta a = 0,054$, где $\beta = 1$ (при сжигании газа); $k_r p_n S = 0,056$.

Степень черноты топочной среды находится по формуле

$$a_r = \frac{0,82a_\phi}{a_\phi + (1 - a_\phi)\Psi\xi} = 0,045,$$

где $\xi = 1 -$ коэффициент загрязнения топки.

Теплота, вносимая в топку с воздухом, составляет $Q_B = 276$ кДж/м³.

Тепловыделение в топке на 1 м³ топлива

$$Q_m = Q_B + Q_H^p \frac{100 - q_3}{100} = 28466 \text{ кДж/м}^3.$$

Теоретическая температура горения находится по тепловыделению (табл. 1) и составляет $t_a = 1927$ °С.

Теплота от топки к реактору передается конвекцией и излучением. Общее количество полезно используемой теплоты примем равным $Q_n = 23864$ кДж/ч (с последующим уточнением).

Для расчета передачи теплоты конвекцией найдем объем V_M и скорость W_M прокачиваемого через реактор метана

$$V_M = \frac{Q_n}{Q_p} = 2,51 \text{ м}^3/\text{ч};$$

$$W_M = \frac{V_M(t_{cp} + 273)}{3600 \cdot f \cdot 273} = 0,88 \text{ м/с}.$$

Для расчета коэффициента теплоотдачи конвекцией найдем критерии Прандтля и Рейнольдса: $Pr_M = 0,82$ при $t_{cp} = 385$ °С; $Pr_{cr} = 0,9$ при $t_{cr} = 750$ °С;

$Re = \frac{W_M D_1}{\nu} = 822$, где $\nu = 61 \cdot 10^{-6}$ м²/с – кинематический коэффициент вязкости метана.

Так как $Re < 2300$ (ламинарный режим течения), то коэффициент теплоотдачи конвекцией находится по следующему критериальному уравнению

$$Nu = 1,4 \left(Re \frac{d}{L} \right)^{0,4} \cdot Pr_M^{0,33} \left(\frac{Pr_M}{Pr_{cr}} \right)^{0,25} = 6,8,$$

где $Nu = \frac{\alpha_k \lambda_M}{D_1}$ – критерий Нуссельта; α_k – коэффициент теплоотдачи конвекцией; $\lambda_M = 0,09$ Вт/(м·К) – коэффициент теплопроводности метана.

Коэффициент теплоотдачи конвекцией находится по формуле

$$\alpha_k = Nu \lambda_M / D_1 = 11,6 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Коэффициент теплоотдачи излучением определяется по формуле

$$\alpha_{л} = \frac{\varepsilon C_0}{10^8} \frac{t_{yx}^4 - t_{cp}^4}{t_{yx} - t_{cp}} = \varepsilon \Theta C_0 = 65,7 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

где $\varepsilon = \varepsilon_n \varepsilon_m$; $\Theta = \frac{1}{10^8} \frac{t_{yx}^4 - t_{cp}^4}{t_{yx} - t_{cp}} = 42,5$ – температурный коэффициент; $\varepsilon_m = 0,4$ – степень черноты топки; $C_0 = 4,9$ Вт/(м²·К) – коэффициент излучения абсолютно черного тела; ε_n – приведенная степень черноты, определяемая по формуле

$$\varepsilon_n = 1 / \left[1/\varepsilon'_p + F_p (1/\varepsilon_2 - 1) / F_2 \right] = 0,744,$$

где $F_p = \pi D_1 L = 0,125$ м²; $F_2 = \pi D_2 L = 0,238$ м²; $\varepsilon'_p = 0,5(\varepsilon_p + 1) = 0,8$ – эффективная степень черноты трубы реактора; $\varepsilon_p = 0,61$ – степень черноты трубы реактора; $\varepsilon_2 = 0,85$ – степень черноты стенки топки.

Удельное количество теплоты, переданное от топки к реактору, находится по формуле

$$q_0 = (\alpha_k + \alpha_{л})(t_{yx} - t_{cp}) = 49794 \text{ Вт/м}^2.$$

Общее количество полезно используемой теплоты

$$Q'_n = q_0 F_p = 22406 \text{ кДж/ч}.$$

Различие с предварительно принятой величиной $Q_n = 23804$ кДж/ч составляет 1,06 %. Считаем, что результат удовлетворительный и дополнительный перерасчет не требуется.

Полный расход топлива

$$N = B_p Q_p^p = 10,9 \text{ кВт.}$$

$$B_p = \frac{Q_n \cdot 100}{Q_p^p \eta} = 1,39 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Теплосодержание газов на выходе из топки

$$J_m'' = Q_m - \frac{Q_n}{B_p \varphi} = 14220 \text{ кДж/м}^3.$$

Этому теплосодержанию по $J - \vartheta''$ таблице соответствует $\vartheta'' = 1078 \text{ }^\circ\text{C}$.

При величине $\vartheta_m'' = 1078 \text{ }^\circ\text{C}$ средняя теплоемкость продуктов сгорания

$$V_{c\text{cp}} = \frac{Q_m - J_m''}{t_a - \vartheta_m''} = 16 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{К)}.$$

Температура газов на выходе из топки находится по следующей формуле [21]:

$$\vartheta_m'' = \frac{T_a}{\left(\frac{1,27 \cdot 10^{-8} \varepsilon_{H_2O} \alpha T_a^3}{\phi B_p V_{c\text{cp}}} \right)^{0,6} + 1} - 273 = 1077 \text{ }^\circ\text{C},$$

где $T_a = t_a + 273 = 2200 \text{ }^\circ\text{C}$.

Расхождение с ранее принятой $t_{yx} = 1030 \text{ }^\circ\text{C}$ составляет 1,04 % (перерасчет не требуется).

Через реактор прокачивается $V_m = 2,51 \text{ м}^3/\text{ч}$ метана, поступающего на пиролиз. Полный расход сжигаемого в печи топлива, необходимого для пиролиза этого объема газа, составляет $B_p = 1,39 \text{ м}^3/\text{ч}$.

При этом образуется $V_{H_2} = \eta_b V_m = 1,5 \text{ м}^3/\text{ч}$ водорода (где $\eta_b = 0,6$ – объемная доля водорода в газовой смеси, выходящей из реактора). Тепловая мощность установки пиролиза метана определяется по формуле

При этом на производство 1 м³ водорода расходуется количество теплоты, равное

$$q_{уд} = N/V_{H_2} = 7,29 \text{ кВт} \cdot \text{ч/м}^3.$$

Результаты расчетов всех вариантов состава топлива для температур (750 и 1000 °С) пиролиза метана представлены в табл. 2. Показано, что наиболее экономичным, но наименее экологичным, является вариант со сжиганием метана, при котором для пиролиза 2,93 м³ метана в реакторе необходимо использование 1,37 м³ метана для сжигания в печи. В этом случае при температуре пиролиза 750 °С, протекающего с использованием катализатора на никелевой основе, получается 1,8 м³ водорода (61,4 %) и 1,13 м³ метана (38,6 %). Менее экономичным, но более экологичным (по выбросу оксида СО₂ в окружающую среду) является вариант со сжиганием метано-водородной смеси, включающей 70 % метана и 30 % водорода. В рассматриваемом случае для пиролиза 2,51 м³ метана при температуре 750 °С требуется сжигание 1,39 м³ смеси при выходе водорода и метана из реактора в количестве 1,5 (59,7 %) и 1,01 м³ (40,3 %). Сжигание в печи чистого водорода, являясь наиболее экологичным, экономически нецелесообразно, так как при пиролизе 5,8 м³ метана количество сжигаемого водорода (9,53 м³) превышает его количество (3,48 м³), получаемое в процессе пиролиза, что связано с низкой теплотой сгорания водорода (10806 кДж/м³) в сравнении с теплотворностью метана (35845 кДж/м³). Расчет пиролиза метана в количестве 2,83 м³ при температуре 1000 °С (без использования катализатора) показал, что при затратах сжигаемого топлива (чистый метан) 1,63 м³ получается 1,7 м³ водорода (60 %) и 1,13 м³ метана (40 %).

Т а б л и ц а 2

Значения величин по видам топлива

Table 2. Values of quantities by fuel type

Показатель	Значение показателя							
	Метан		Водород		60 % водорода + 40 % метана		30 % водорода + 70 % метана	
Теплотворность топлива, кДж/м ³	37102		10806		20820		28165	
Температура в топке, °С	1010	1070	1230	1300	1080	1150	1030	1095
Расход топлива, м ³ /ч	1,37	1,63	9,53	12,05	3,12	3,92	1,39	2,12
Температура нагрева метана в реакторе, °С	750	1000	750	1000	750	1000	750	1000
КПД установки, %	44,4	43,3	41,9	38,3	43,9	40	46,9	44,2
Расход метана через реактор, м ³ /ч	2,93	2,83	5,8	6,22	3,84	4,05	2,51	3,9
Количество получаемого водорода, м ³ /ч	1,8	1,7	3,48	3,73	2,3	2,43	1,5	2,2
Тепловая мощность установки, кВт	13,6	16,2	28,6	36,1	18,03	22,65	10,9	17,2
Удельный расход энергии на получение водорода, кВт · ч/м ³	7,6	9,5	8,2	9,7	7,84	9,32	7,29	9,4

Экспериментальные исследования

Экспериментальные исследования были выполнены с целью проверки работоспособности установки на различных видах топлива, используемого для горения в печи, а также оценки количества получаемого на выходе из реактора водорода в зависимости от температуры пиролиза метана. При сжигании 1 м³/ч чистого метана была обеспечена температура пиролизуемого в реакторе метана 1000 °С при его расходе 1 м³/ч. В смеси газов на выходе из реактора количество водорода, полученного в результате пиролиза метана, составляло 60 %. Глубокое охлаждение уходящих из печи газов, включающих оксид углерода СО₂ и водяной пар Н₂О, до температуры конденсации (точки росы) водяных паров позволило получить 0,5 кг дистиллированной воды. Для охлаждения уходящих газов применен двухсекционный оребренный теплообменник (калорифер), охлаждающим агентом в котором была водопроводная вода с температурой 20 °С. При использовании в качестве топлива смеси газов, состоящей из 50 % водорода и 50 % метана на 1 м³ сжигаемого топлива, получено 0,6 кг дистиллированной воды.

В процессе пиролиза метана на внутренних поверхностях стенок реактора происходило отложение углерода в количестве 100 г на 1 м³ пиролизуемого метана.

Выводы

Выполненные расчеты показали, что наиболее экономичным оказался вариант сжигания метана, при котором затраты на пиролиз составляют 2,93 м³ метана при затратах на нагрев реактора 1,37 м³ метана, что позволяет получить 1,8 м³ (61,4 %) водорода и 1,13 м³ (38,6 %) метана при температуре пиролиза 750 °С с использованием никелевого катализатора.

Сжигание метано-водородной смеси (70 % метана и 30 % водорода) оказалось менее экономичным, но более экологичным с точки зрения выбросов оксида СО₂. Для пиролиза 2,51 м³ метана требуется 1,39 м³ смеси, обеспечивающей выход 1,5 м³ (59,8 %) водорода и 1,01 м³ (40,2 %) метана.

Использование чистого водорода для сжигания показало наибольшую экологичность, но экономически нецелесообразно, поскольку затраты на пиролиз 5,8 м³ метана требуют сжигания 9,53 м³ водорода, что превосходит количество (3,48 м³) водорода, полученное в результате пиролиза. Это объясняется низкой теплотворной способностью водорода в сравнении с метаном.

Без использования катализатора при пиролизе 2,83 м³ метана при температуре 1000 °С затраты составляют 1,63 м³ сжигаемого метана, давая выход 1,7 м³ (60 %) водорода и 1,13 м³ (30 %) метана.

Практические эксперименты показали, что сжигание смеси 60 % водорода и 40 % метана при охлаждении дымовых газов до точки росы водяного пара

позволяет получать 0,55 кг дистиллированной воды на 1 м³ сжигаемой смеси. Анализ пиролизного углерода выявил содержание наноматериалов на уровне 27 %, включая нановолокна.

Таким образом, установка демонстрирует потенциал для эффективного и экологичного производства водорода, при этом выбор топлива для сжигания существенно влияет на экономичность и экологичность процесса.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Chisholm G., Zhao T., Cronin L. Hydrogen from water electrolysis. *Storing Energy (Second Edition)*. Elsevier. 2022;559–591. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-824510-1.00015-5>
2. Zhou Y., Li R., Zexuan Lv., Liu J., Zhou H., Xu C. Green hydrogen: A promising way to the carbon-free society. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2022;43:2–13. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2022.02.001>
3. Shih, A.J., Monteiro, M.C.O., Dattila, F. et al. Water electrolysis. *Nat Rev Methods Primers*. 2022;84(2). <https://doi.org/10.1038/s43586-022-00164-0>
4. Zhang H., Sun Z., Hu Y.H. Steam reforming of methane: Current states of catalyst design and process upgrading. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2021;149:111330. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111330>
5. Oni A.O., Anaya K., Giwa T., Di Lullo G., Kumar A. Comparative assessment of blue hydrogen from steam methane reforming, autothermal reforming, and natural gas decomposition technologies for natural gas-producing regions. *Energy Conversion and Management*. 2022;254:115245. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115245>
6. Szablowski L., Wojcik M., Dybinski O. Review of steam methane reforming as a method of hydrogen production. *Energy*. 2025;316:134540. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2025.134540>
7. Midilli A., Kucuk H., Topal M.E., Akbulut U., Dincer I. A comprehensive review on hydrogen production from coal gasification: Challenges and Opportunities. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(50):25385–25412. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.05.088>
8. Kong W. et al. Biological treatment of refractory organic compounds in coal gasification wastewater: A review. *Journal of Water Process Engineering*. 2024;60:105255. <https://doi.org/10.3390/pr11061765>
9. Burchart D. et al. Life cycle assessment of hydrogen production from coal gasification as an alternative transport fuel. *Energies*. 2022;16(1):383. <https://doi.org/10.3390/en16010383>
10. McConnachie M., Konarova M., Smart S. Literature review of the catalytic pyrolysis of me-

thane for hydrogen and carbon production. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2023;48(46):25660–25682.

<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2023.03.123>

11. Pan M., Jin C., Han B., Ye R., Zhang R., Feng G. A theoretical insight about co-pyrolysis reaction of natural gas and coal. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2023;63:220–225. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2023.05.007>
12. Okeke I.J., Saville B.A., MacLean H.L. Low carbon hydrogen production in Canada via natural gas pyrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2023;48(34):12581–12599. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.12.169>
13. Moghaddam A. L. et al. Methane pyrolysis for hydrogen production: navigating the path to a net zero future. *Energy & Environmental Science*. 2025;18(6):2747–2790. <https://doi.org/10.1039/D4EE06191H>
14. Scheiblehner D. et al. Hydrogen production by methane pyrolysis in molten binary copper alloys. *International journal of hydrogen energy*. 2023;48(16):6233–6243. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.08.115>
15. Dinh V.N., Leahy P., McKeogh E., Murphy J., Cummins V. Development of a viability assessment model for hydrogen production from dedicated offshore wind farms. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(48):24620–24631. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.04.232>
16. Bharathi R.R., Sarathi R., Vinu R. Selective production of hydrogen and solid carbon via methane pyrolysis using a swirl-induced point-plane non-thermal plasma reactor. *Energy Fuels*. 2022;6(2):826–836. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.1c03383>
17. Uhlenbruck N., Neele B. et al. Methane pyrolysis in a liquid metal bubble column reactor: a model approach combining bubble dynamics with byproduct and soot formation. *Energy Technology*. 2022;10(11):2200654. <https://doi.org/10.1002/ente.202200654>
18. Пат. RU 217185U1. Устройство для получения водорода путем термического разложения углеводородов в реакторе с газовым нагревом / И.В. Кудинов, В.А. Кудинов, Ю.В. Великанова, А.В. Пашин, Т.Ф. Амиров, В.Д. Долгих, А.А. Пименов; зарегистр. 29.12.2022; опублик. 22.03.2023.
19. Михеев М.А., Михеева И.М. *Основы теплопередачи*. Москва: Бастет. 2010:343.
20. Кузнецов Н.В., Митор И.Е., Дубовский В.В. *Тепловой расчет котельных агрегатов. Нормативный метод*. Москва: Эколит. 2020:296.
21. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. *Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии*. Москва: Альянс. 2019:576.

REFERENCES

1. Chisholm G., Zhao T., Cronin L. Hydrogen from water electrolysis. *Storing Energy (Second Edition)*. Elsevier. 2022;559–591. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-824510-1.00015-5>
2. Zhou Y., Li R., Zexuan Lv., Liu J., Zhou H., Xu C. Green hydrogen: A promising way to the carbon-free society. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2022;43:2–13. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2022.02.001>
3. Shih, A.J., Monteiro, M.C.O., Dattila, F. et al. Water electrolysis. *Nat Rev Methods Primers*. 2022;84(2). <https://doi.org/10.1038/s43586-022-00164-0>
4. Zhang H., Sun Z., Hu Y.H. Steam reforming of methane: Current states of catalyst design and process upgrading. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2021;149:111330. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2021.111330>
5. Oni A.O., Anaya K., Giwa T., Di Lullo G., Kumar A. Comparative assessment of blue hydrogen from steam methane reforming, autothermal reforming, and natural gas decomposition technologies for natural gas-producing regions. *Energy Conversion and Management*. 2022;254:115245. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2022.115245>
6. Szablowski L., Wojcik M., Dybinski O. Review of steam methane reforming as a method of hydrogen production. *Energy*. 2025;316:134540. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2025.134540>
7. Midilli A., Kucuk H., Topal M.E., Akbulut U., Dincer I. A comprehensive review on hydrogen production from coal gasification: Challenges and Opportunities. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(50):25385–25412. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.05.088>
8. Kong W. et al. Biological treatment of refractory organic compounds in coal gasification wastewater: A review *Journal of Water Process Engineering*. 2024;60:105255. <https://doi.org/10.3390/pr11061765>
9. Burchart D. et al. Life cycle assessment of hydrogen production from coal gasification as an alternative transport fuel. *Energies*. 2022;16(1):383. <https://doi.org/10.3390/en16010383>
10. McConnachie M., Konarova M., Smart S. Literature review of the catalytic pyrolysis of methane for hydrogen and carbon production. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2023;48(46):25660–25682. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2023.03.123>
11. Pan M., Jin C., Han B., Ye R., Zhang R., Feng G. A theoretical insight about co-pyrolysis reaction of natural gas and coal. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2023;63:220–225. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2023.05.007>

12. Okeke I.J., Saville B.A., MacLean H.L. Low carbon hydrogen production in Canada via natural gas pyrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2023;48(34):12581–12599. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.12.169>
13. Moghaddam A. L. et al. Methane pyrolysis for hydrogen production: navigating the path to a net zero future. *Energy & Environmental Science*. 2025;18(6):2747–2790. <https://doi.org/10.1039/D4EE06191H>
14. Scheiblehner D. et al. Hydrogen production by methane pyrolysis in molten binary copper alloys. *International journal of hydrogen energy*. 2023;48(16):6233–6243. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.08.115>
15. Dinh V.N., Leahy P., McKeogh E., Murphy J., Cummins V. Development of a viability assessment model for hydrogen production from dedicated offshore wind farms. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2021;46(48):24620–24631. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.04.232>
16. Bharathi R.R., Sarathi R., Vinu R. Selective production of hydrogen and solid carbon via methane pyrolysis using a swirl-induced point-plane non-thermal plasma reactor. *Energy Fuels*. 2022;36(2):826–836. <https://doi.org/10.1021/acs.energyfuels.1c03383>
17. Uhlenbruck N., Neele B. et al. Methane pyrolysis in a liquid metal bubble column reactor: a model approach combining bubble dynamics with byproduct and soot formation. *Energy Technology*. 2022;10(11):2200654. <https://doi.org/10.1002/ente.202200654>
18. Kudinov I.V., Kudinov V.A., Velikanova Yu.V., Pashin A.V., Amirov T.F., Dolgikh V.D., Pimenov A.A. A device for producing hydrogen by thermal decomposition of hydrocarbons in a gas-heated reactor. Utility model patent. Pat. RU 217185U1. registered. 29.12.2022; published 22.03.2023. (In Russ.).
19. Mikheev M.A., Mikheeva I.M. *Basics of Heat Transfer*. Moscow: Bastet. 2010:343. (In Russ.).
20. Kuznetsov N.V., Mitor I.E., Dubovskii V.V. *Thermal Calculation of Boiler Units. Normative Method*. Moscow: Ehkolit. 2020:296. (In Russ.).
21. Pavlov K.F., Romankov P.G., Noskov A.A. *Examples and tasks for the course on processes and apparatuses in chemical engineering*. Moscow: Alliance. 2019:576. (In Russ.).

Сведения об авторах:

Василий Александрович Кудинов, д.ф.-м.н., профессор, заведующий кафедрой теоретических основ теплотехники и гидромеханики, Самарский государственный технический университет
E-mail: totig@samgtu.ru
ORCID: 0000-0002-3071-5168

SPIN-код: 1534-6882

Сергей Владимирович Зайцев, ассистент кафедры теоретических основ теплотехники и гидромеханики, Самарский государственный технический университет
E-mail: mr.zaitzev@mail.ru
ORCID: 0009-0000-4380-1201
SPIN-код: 1589-9724

Евгений Валерьевич Керосиров, ассистент кафедры физики, Самарский государственный технический университет
E-mail: kerosirovv@yandex.ru
ORCID: 0009-0004-3950-2750
SPIN-код: 7135-8747

Виктор Дмитриевич Долгих, ассистент кафедры физики, Самарский государственный технический университет
E-mail: fizikasgtu@yandex.ru
ORCID: 0000-0003-1505-3810
SPIN-код: 9351-5388

Information about the authors:

Vasilii A. Kudinov, Doctor of Physical and Mathematical Sciences, Professor, Head of the Department of Theoretical Foundations of Heat Engineering and Hydromechanics, Samara State Technical University
E-mail: totig@samgtu.ru
ORCID: 0000-0002-3071-5168
SPIN-код: 1534-6882

Sergei V. Zaitsev, Assistant Professor at the Department of Theoretical Foundations of Heat Engineering and Hydromechanics, Samara State Technical University
E-mail: mr.zaitzev@mail.ru
ORCID: 0009-0000-4380-1201
SPIN-код: 1589-9724

Evgenii V. Kerosirov, Assistant Professor, Department of Physics, Samara State Technical University
E-mail: kerosirovv@yandex.ru
ORCID: 0009-0004-3950-2750
SPIN-код: 7135-8747

Viktor D. Dolgikh, Assistant Professor, Department of Physics, Samara State Technical University
E-mail: fizikasgtu@yandex.ru
ORCID: 0000-0003-1505-3810
SPIN-код: 9351-5388

*Автор заявляет об отсутствии конфликта интересов.
 The author declare that there is no conflict of interest.*

Поступила в редакцию 01.10.2025
 После доработки 05.02.2026
 Принята к публикации 12.02.2026

Received 01.10.2025
 Revised 05.02.2026
 Accepted 12.02.2026