

ПРИМЕНЕНИЕ МЕТОДА ТЕПЛОВОГО РАСЧЕТА ГАЗОМАЗУТНОЙ ГОРЕЛКИ ДЛЯ ДВУХСТУПЕНЧАТОГО СЖИГАНИЯ ГАЗООБРАЗНОГО ТОПЛИВА

Докт. техн. наук, проф. ЖИХАР Г. И., инж. ЖИХАР И. Г.

*Белорусский национальный технический университет,
ОАО «Мотовело»*

В соответствии с [1] выполним тепловой расчет горелки для двухступенчатого сжигания природного газа применительно к котлу ДКВР-10-13.

Состав природного газа:

$$\text{CH}_4^m = 92,8\%; \text{C}_2\text{H}_6^m = 3,9\%; \text{C}_3\text{H}_8^m = 1,1\%; \text{C}_4\text{H}_{10}^m = 0,4\%; \text{C}_5\text{H}_{12}^m = 0,1\%;$$

$$\text{N}_2^m = 1,6\%; \text{CO}_2^m = 0,1\%; Q_{\text{н}}^p = 37,28 \text{ МДж/м}^3; V^0 = 9,91 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Схема расчета приведена на рис. 1.

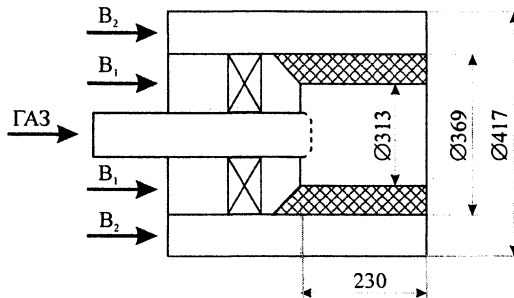


Рис. 1

Расход газа на котел равен

$$B = \frac{D(i_{\text{н}} - i_{\text{п.в}})}{Q_{\text{н}}^p \eta_{\text{ка}}} = \frac{10 \cdot 10^3 (2787,57 - 439,61)}{37280 \cdot 0,93} = 678 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Расход газа на одну горелку

$$B_{\text{г}} = \frac{B}{n} = \frac{678}{2} = 339 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Для расчета объемов продуктов неполного горения в газификационной камере горелки используем ранее записанные уравнения в общем виде [1]. Сумму объемов химических соединений топлива, в состав которых входит углерод, запишем в виде [2]

$$\begin{aligned} \Sigma n_m V_C &= V_{\text{CO}_2}^m + V_{\text{CH}_4}^m + V_{\text{C}_2\text{H}_6}^m + V_{\text{C}_3\text{H}_8}^m + V_{\text{C}_4\text{H}_{10}}^m + V_{\text{C}_5\text{H}_{12}}^m = \\ &= 0,001 + 0,928 + 0,039 + 0,011 + 0,004 + 0,001 = 0,984 \text{ м}^3/\text{м}^3. \end{aligned}$$

Сумма объемов компонентов продуктов сгорания, которые содержат углерод, равна

$$\sum n_{ri} V_{C_r} = V_{CO} + V_{CO_2}.$$

Тогда на основании формулы [1] можно записать

$$\sum n_{ri} V_{C_r} = V_{CO} + V_{CO_2} = 0,984 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Для компонентов, которые содержат водород, запишем сумму объемов химических соединений топлива в виде

$$\begin{aligned} \sum m_m V_H &= 4V_{CH_4}^m + 6V_{C_2H_6}^m + 8V_{C_3H_8}^m + 10V_{C_4H_{10}}^m + 12V_{C_5H_{12}}^m = \\ &= 4 \cdot 0,928 + 6 \cdot 0,039 + 8 \cdot 0,011 + 10 \cdot 0,004 + 12 \cdot 0,001 = 4,086 \text{ м}^3/\text{м}^3. \end{aligned}$$

В соответствии с [1] следует

$$\sum m_{ri} V_{H_r} = 2V_{H_2O} + 2H_2 = 4,086 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Сумма объемов компонентов, содержащих кислород, составит

$$\sum k_m V_O = 2V_{CO_2}^m + V_{CO}^m + 2V_{O_2}^m = 2 \cdot 0,001 + 2 \cdot 1,665 = 3,332 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

На основании [1] запишем

$$\sum k_{ri} V_{O_r} = V_{CO} + 2V_{CO_2} + V_{H_2O} = 3,332 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Количество влажных продуктов сгорания при $\alpha < 1$

$$V_r^\alpha = V_{CO_2}^0 + V_{H_2O}^0 + V_{N_2}^0 \alpha_1 + V_{N_2}^m,$$

где $\sum V_{N_2} = 0,79\alpha_1 V^0 + V_{N_2}^m = 0,79 \cdot 0,8 \cdot 9,91 + 0,8 \frac{1,6}{100} = 6,276 \text{ м}^3/\text{м}^3.$

Тогда

$$V_r^\alpha = V_{CO_2}^0 + V_{H_2O}^0 + \sum V_{N_2} = 1,06 + 2,2 + 6,276 = 9,536 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Количество сухих продуктов сгорания находим из выражения при $\alpha < 1$

$$V_r^{\text{асух}} = V_r^\alpha - V_{H_2O},$$

где

$$V_{H_2O} = V_{H_2O}^0 + 0,0161(\alpha_1 - 1)V^0 = 2,2 + 0,0161(0,8 - 1) \cdot 9,91 = 2,168 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Тогда

$$V_r^{\text{асух}} = V_r^\alpha - V_{H_2O} = 9,536 - 2,168 = 7,368 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Предварительно в первом приближении принимаем полноту тепловыделения в газификационной камере по рис. 2 при $\alpha_1 = 0,8$, которая равна $\varphi = 78,6 \%$, и по ней определяем теоретическую температуру горения в газификационной камере горелки. В дальнейшем φ уточняется расчетом.

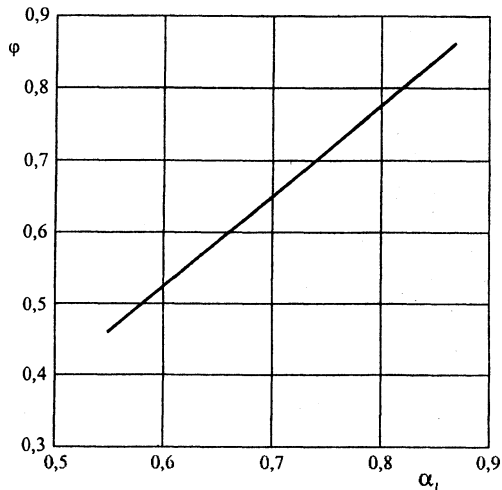


Рис. 2. Степень полноты тепловыделения в камере газификации горелки в зависимости от доли первичного воздуха. Природный газ с $Q_n^p = 37,28$ МДж/м³, $t_{x,v} = 30$ °С

Теоретическую температуру горения в газификационной камере можно рассчитать по формуле

$$t_{\text{теор}} = \frac{\Phi_{\text{прин}} Q_n^p + I_v}{C_r V_r}$$

Энтальпию воздуха, поступающего в газификационную камеру горелки при температуре 30 °С, находим по выражению

$$I_v = V_{\text{пер}}^v c t_v = 8,324 \cdot 1,30 \cdot 30 = 324,64 \text{ кДж/м}^3,$$

где

$$V_{\text{пер}}^v = (\alpha V^0) \alpha_1 = 1,05 \cdot 9,91 \cdot 0,8 = 8,324 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Тогда теоретическая температура горения в камере

$$t_{\text{теор}} = \frac{\Phi_{\text{прин}} Q_n^p + I_v}{C_r V_r} = \frac{0,786 \cdot 37280 + 324,64}{1,6747 \cdot 9,536} = 1857 \text{ °С},$$

т. е. $T_{\text{теор}} = 1857 + 273 = 2128 \text{ К} \approx 2130 \text{ К}$.

Поскольку внутренняя поверхность газификационной камеры очень мала, средняя эффективная температура факела в газификационной камере горелки мало отличается от теоретической температуры горения и в первом приближении можно ее определить по формуле

$$T_{\text{ф}} \approx \frac{T_{\text{теор}} + T''_{\text{к}}}{2},$$

где $T''_{\text{к}}$ – температура газов на выходе из газификационной камеры горелки.

Предварительно температуру T_k'' принимаем в первом приближении $T_k'' = 2088$ К. В дальнейшем T_k'' уточняется расчетом.

Тогда

$$T_{\phi} \approx \frac{T_{\text{теор}} + T_k''}{2} = \frac{2130 + 2088}{2} = 2109 \text{ К.}$$

По температуре T_{ϕ} находим константу равновесия, равную $k = 5,127$ [1, 3].
Константа равновесия реакции водяного газа $\text{CO}_2 + \text{H}_2 = \text{CO} + \text{H}_2\text{O}$

$$k = \frac{V_{\text{CO}} V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\text{CO}_2} V_{\text{H}_2}} = 5,127.$$

В эту формулу подставляем значение V_{CO} , равное $V_{\text{CO}} = 0,984 - V_{\text{CO}_2}$ м³/м³.
Значение объема водяных паров определим по выражению

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 3,332 - V_{\text{CO}} - 2V_{\text{CO}_2} = 3,332 - 0,984 + V_{\text{CO}_2} - 2V_{\text{CO}_2} = 2,348 - V_{\text{CO}_2}, \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Объем водорода находим по формуле

$$2V_{\text{H}_2} + 2V_{\text{H}_2\text{O}} = 4,086,$$

откуда

$$V_{\text{H}_2} = \frac{4,086 - 2(2,348 - V_{\text{CO}_2})}{2} = V_{\text{CO}_2} - 0,305, \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Подставив значения $V_{\text{H}_2\text{O}}$, V_{CO} , V_{H_2} в формулу константы равновесия, получим зависимость

$$\frac{0,984 - V_{\text{CO}_2}}{V_{\text{CO}_2}} \frac{2,348 - V_{\text{CO}_2}}{V_{\text{CO}_2} - 0,305} = 5,127.$$

После преобразования

$$4,127V_{\text{CO}_2}^2 + 1,7683V_{\text{CO}_2} - 2,3104 = 0.$$

Откуда $V_{\text{CO}_2} = 0,5640$ м³/м³.

Находим численные значения объемов продуктов сгорания в газификационной камере горелки:

$$V_{\text{CO}} = 0,984 - V_{\text{CO}_2} = 0,984 - 0,5640 = 0,4200 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{H}_2\text{O}} = 2,348 - V_{\text{CO}_2} = 2,348 - 0,5640 = 1,7840 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{H}_2} = V_{\text{CO}_2} - 0,305 = 0,5640 - 0,305 = 0,2590 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Проверим точность расчета объемов продуктов неполного сгорания природного газа в газификационной камере горелки по формуле

$$k = \frac{V_{\text{CO}} V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\text{CO}_2} V_{\text{H}_2}} = \frac{0,4200 \cdot 1,7840}{0,5640 \cdot 0,2590} = 5,129.$$

Полученное значение константы равновесия k практически равно ранее найденному значению k по величине $T_{\text{ф}}$. Следовательно, расчет объемов продуктов неполного сгорания природного газа выполнен правильно.

Определим процентное содержание H_2 , CO , H_2O и CO_2 в сухих продуктах неполного сгорания в газификационной камере горелки:

$$\text{CO} = \frac{V_{\text{CO}}}{V_{\text{с.г}}} \cdot 100 = \frac{0,4200}{7,368} \cdot 100 = 5,6997 \%;$$

$$\text{H}_2 = \frac{V_{\text{H}_2}}{V_{\text{с.г}}} \cdot 100 = \frac{0,2590}{7,368} \cdot 100 = 3,5158 \%;$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_{\text{с.г}}} \cdot 100 = \frac{1,7840}{7,368} \cdot 100 = 24,2122 \%;$$

$$\text{CO}_2 = \frac{V_{\text{CO}_2}}{V_{\text{с.г}}} \cdot 100 = \frac{0,5640}{7,368} \cdot 100 = 7,6553 \%.$$

Потеря теплоты от химического недожога в газификационной камере горелки составит

$$Q_3 = V_{\text{с.г}} (126,44\text{CO} + 108\text{H}_2) = 7,368(126,44 \cdot 5,6997 + 108 \cdot 3,5158) = 8108 \text{ кДж/м}^3.$$

Тогда

$$q_3 = \frac{Q_3}{Q_{\text{п}}} \cdot 100 = \frac{8108}{37604,64} \cdot 100 = 21,56 \%.$$

Определим полноту тепловыделения в газификационной камере горелки

$$\varphi = 100 - q_3 = 100 - 21,56 = 78,44 \%.$$

Полученное значение φ практически совпадает с ранее принятым $\varphi = 78,6 \%$. Так как погрешность $\Delta\varphi = 0,161 \ll 0,5 \%$, на этом расчет полноты тепловыделения в газификационной камере горелки заканчивается.

Теоретическую температуру горения в газификационной камере горелки рассчитаем в зависимости от полученной расчетной полноты тепловыделения в камере

$$T_{\text{теор}} = \frac{\varphi_{\text{прин}} Q_{\text{н}}^{\text{п}} + I_{\text{в}}}{C_{\text{г}} V_{\text{г}}} = \frac{0,7844 \cdot 37280 + 324,64}{1,6747 \cdot 9,536} = 1851 \text{ } ^\circ\text{C} + 273 = 2124 \text{ К}.$$

Полученная $T_{\text{теор}}$ практически соответствует ранее определенной в первом приближении, т. е. $2124 \text{ К} \approx 2130 \text{ К}$. Погрешность составляет $0,28 \%$ ранее определенной $T_{\text{теор}}$.

Объемные доли трехатомных газов и водяных паров равны:

$$r_{\text{RO}_2} = \frac{V_{\text{RO}_2}}{V_r} = \frac{0,5640}{7,368} = 0,07655;$$

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V_{\text{H}_2\text{O}}}{V_r} = \frac{1,7840}{7,368} = 0,2421.$$

Суммарная объемная доля трехатомных газов и водяных паров

$$r_n = r_{\text{RO}_2} + r_{\text{H}_2\text{O}} = 0,07655 + 0,2421 = 0,31867.$$

Эффективная толщина излучающего слоя газов в газификационной камере горелки вычисляется по формуле

$$s = 3,6 \frac{V_k}{F_{\text{ст}}}, \text{ м,}$$

где $V_k = \frac{\pi d_1^2}{4} L = 0,785 \cdot 0,313^2 \cdot 0,23 = 0,0177 \text{ м}^3;$

$$F_{\text{ст}} = \pi d_1 l = 3,14 \cdot 0,313 \cdot 0,23 = 0,226 \text{ м}^2.$$

Тогда

$$s = 3,6 \frac{V_k}{F_{\text{ст}}} = 3,6 \frac{0,0177}{0,226} = 0,282 \text{ м.}$$

Коэффициент ослабления лучей для трехатомных газов определяется по формуле [4]

$$k = k_r r_n = \left(\frac{7,8 + 16 r_{\text{H}_2\text{O}}}{\sqrt{r_n s}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{T_k''}{1000} \right) r_n =$$

$$= \left(\frac{7,8 + 16 \cdot 0,24212}{\sqrt{0,31867 \cdot 0,282}} - 1 \right) \left(1 - 0,37 \frac{2088}{1000} \right) 0,31867 = 2,748 \frac{1}{\text{МПа} \cdot \text{м}}.$$

Степень черноты несветящейся части факела (трехатомных газов)

$$\alpha_r = 1 - e^{-k_r r_n P S} = 1 - 2,72^{-2,748 \cdot 0,103 \cdot 0,282} = 0,08.$$

Коэффициент ослабления лучей сажистыми частицами

$$k_c = 0,3(2 - \alpha_1) \left(1,6 \frac{T_k''}{1000} - 0,5 \right) \frac{C^p}{H^p},$$

где

$$\frac{C^p}{H^p} = 0,12 \sum \frac{m}{n} C_m H_n = 0,12 \left(\frac{1}{4} \cdot 92,8 + \frac{2}{6} \cdot 3,9 + \frac{3}{8} \cdot 1,1 + \frac{4}{10} \cdot 0,4 + \frac{5}{12} \cdot 0,1 \right) = 3,014.$$

Тогда

$$k_c = 0,3(2 - 0,8) \left(1,6 \frac{2088}{1000} - 0,5 \right) \cdot 3,014 = 3,0737 \frac{1}{\text{МПа} \cdot \text{м}}.$$

Степень черноты светящейся части факела

$$a_{св} = 1 - e^{-(k_r r_n + k_c) P S} = 1 - e^{-(2,748 + 3,0737) 0,103 \cdot 0,282} = 0,156.$$

Эффективная степень черноты факела определяется по формуле

$$a_{\phi} = m a_{св} + (1 - m) a_r,$$

где $m = 0,6$ для газа при $q_v > 1000$ кВт/м³.

Тогда

$$a_{\phi} = 0,6 \cdot 0,156 + (1 - 0,6) \cdot 0,08 = 0,13.$$

Степень черноты газификационной камеры горелки рассчитаем по выражению [4]

$$a_k = \frac{a_{\phi}}{a_{\phi} + (1 - a_{\phi}) \psi_{ср}},$$

где $\psi_{ср} = 0,2$ для ошипованной стенки, покрытой футеровкой.

Тогда

$$a_k = \frac{0,13}{0,13 + (1 - 0,13) 0,2} = 0,428.$$

Расход первичного воздуха в час равен

$$V_{пер} = V_{пер}^B B_r = 8,324 \cdot 339 = 2822 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Сечение газификационной камеры

$$F_1 = \frac{\pi d_1^2}{4} = 0,785 \cdot 0,313^2 = 0,0769 \text{ м}^2.$$

Скорость первичного воздуха в камере

$$w_{вх} = \frac{V_{пер}}{F_1 \cdot 3600} = \frac{2822}{0,0769 \cdot 3600} = 10,2 \text{ м/с}.$$

Коэффициент теплоотдачи конвекцией в газификационной камере горелки определяется по формуле [5]

$$\alpha_k = 0,0065 \frac{\lambda_r w_{вх}}{\nu_r}.$$

Определяем λ_r и ν_r для продуктов сгорания при $T_{\phi} = 2109$ К:
 $\lambda_r = 18,44 \cdot 10^{-5}$ кВт/(м · К); $\nu_r = 371,1 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Тогда

$$\alpha_k = 0,0065 \frac{18,44 \cdot 10^{-5} \cdot 10,2}{371,1 \cdot 10^{-6}} = 32,95 \cdot 10^{-3} \text{ кВт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Определяем температуру внутренней стенки газификационной камеры горелки по формуле [5]

$$T_{cr} = -0,5\sqrt{2x} + \sqrt{\frac{b}{2\sqrt{2x}}} - 0,5x,$$

где

$$x = \sqrt[3]{\frac{b^2}{16} + \sqrt{\frac{b^4}{256} + \frac{c^3}{27}}} + \sqrt[3]{\frac{b^2}{16} - \sqrt{\frac{b^4}{256} + \frac{c^3}{27}}}.$$

Величины b и c рассчитываются по:

$$b = \frac{R_{ш.с}^{np} \alpha_k + 1}{R_{ш.с}^{np} 5,67 \cdot 10^{-11} \alpha_k},$$

$$c = T_{\phi}^4 + \frac{T_{cp} + R_{ш.с}^{np} \alpha_k T_{\phi}}{5,67 \cdot 10^{-11} \alpha_k R_{ш.с}^{np}}.$$

Для определения температуры стенки необходимо найти приведенное термическое сопротивление ошипованной стенки газификационной камеры горелки $R_{ш.с}^{np}$. Для этого определяем плотность шипования по выражению [6]

$$f_{ш} = 0,785 \frac{d_{ш}^2}{s_1 s_2},$$

где $d_{ш}$ – диаметр шипа, м; s_1 – шаг шипов в ряду, м; s_2 – поперечный шаг шипов, м.

Тогда

$$f_{ш} = 0,785 \frac{0,01^2}{0,02 \cdot 0,019} = 0,21 \text{ м}^2/\text{м}^2.$$

Средний коэффициент теплопроводности шипа находим по формуле

$$\bar{\lambda}_{ш} = \frac{\lambda_0}{1 + a_c(t - t_{oc})} = \frac{51,172 \cdot 10^{-5}}{1 + 1 \cdot 10^{-3}(950 - 100)} = 27,66 \cdot 10^{-3} \text{ кВт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Термическое сопротивление шипа

$$R_{ш} = \frac{l_{ш}}{\bar{\lambda}_{ш}} = \frac{0,02}{27,66 \cdot 10^{-3}} = 0,72 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{кВт}.$$

Средний коэффициент теплопроводности набивки определяется по выражению

$$\begin{aligned}\bar{\lambda}_n &= (2,51 + 0,0016\bar{t}_{обж}) \cdot 1,163 \cdot 10^{-3} = \\ &= \left(2,51 + 0,0016 \frac{800 + 950}{2} \right) \cdot 1,163 \cdot 10^{-3} = 4,547 \cdot 10^{-3} \text{ кВт}/(\text{м} \cdot \text{К}).\end{aligned}$$

Термическое сопротивление футеровки над шипом

$$R_n'' = \frac{\delta_n'}{\lambda_n} = \frac{6 \cdot 10^{-3}}{4,547 \cdot 10^{-3}} = 1,3195 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{кВт}.$$

Термическое сопротивление набивки между шипами

$$R_n'' = \frac{l_{ш} + \delta_n'}{\lambda_n} = \frac{(20 + 6) \cdot 10^{-3}}{4,547 \cdot 10^{-3}} = 5,718 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{кВт}.$$

Суммарное термическое сопротивление шипа и набивки над шипом

$$R_1 = R_{ш} + R_n' = 0,72 + 1,3195 = 2,0395 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{кВт}.$$

Термическое сопротивление набивки между шипами и шлаковой пленки равно

$$R_2 = R_n'' + R_{шл} = R_n'',$$

где $R_{шл} = 0$ при сжигании газа. Тогда $R_2 = 5,718 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{кВт}$.

Приведенное термическое сопротивление ошипованной стенки газификационной камеры горелки составит

$$R_{ш.с}^{np} = \frac{R_1 R_2}{f_{ш} R_2 + (1 - f_{ш}) R_1} = \frac{2,0395 \cdot 5,718}{0,21 \cdot 5,718 + (1 - 0,21) \cdot 2,0395} = 4,147 \text{ м}^2 \cdot \text{К}/\text{кВт}.$$

Определим значение величин b и c :

$$b = \frac{R_{ш.с}^{np} \alpha_k + 1}{R_{ш.с}^{np} 5,67 \cdot 10^{-11} \alpha_k} = \frac{4,147 \cdot 32,95 \cdot 10^{-3} + 1}{4,147 \cdot 5,67 \cdot 10^{-11} \cdot 0,428} = 11,2944 \cdot 10^9;$$

$$\begin{aligned}c &= T_{\phi}^4 + \frac{T_{ср} + R_{ш.с}^{np} \alpha_k T_{\phi}}{5,67 \cdot 10^{-11} \alpha_k R_{ш.с}^{np}} = \\ &= 2109^4 + \frac{303 + 4,147 \cdot 32,95 \cdot 10^{-3} \cdot 2109}{5,67 \cdot 10^{-11} \cdot 0,428 \cdot 4,147} = 25,657997 \cdot 10^{12}.\end{aligned}$$

Решив уравнение для $T_{ст}$ с полученными значениями величин b и c , определим температуру внутренней стенки газификационной камеры горелки $T_{ст} = 1637 \text{ К}$, т. е. $t_{ст} = 1364 \text{ }^{\circ}\text{C}$. Удельное тепловосприятие стен газификационной камеры находим по выражению

$$\begin{aligned}q &= \alpha_k (T_{\phi} - T_{ст}) + 5,67 \cdot 10^{-11} \alpha_k (T_{\phi}^4 - T_{ст}^4) = \\ &= 32,95 \cdot 10^{-3} (2109 - 1637) + 5,67 \cdot 10^{-11} \cdot 0,428 (2109^4 - 1637^4) = 321,35 \text{ кВт}/\text{м}^2.\end{aligned}$$

Количество теплоты, воспринятой стенками газификационной камеры горелки:

$$Q_k^{ct} = \frac{qF_k}{B_r} = \frac{321,35 \cdot 0,226}{339} = 0,2142 \text{ кВт} \cdot \text{ч}/\text{м}^2 \cdot 3600 = 771 \text{ кДж}/\text{м}^3.$$

Энтальпия газов на выходе из газификационной камеры

$$I_k'' = \Sigma(Vc)k_k'' = Q_k - Q_k^{ct} = \Phi Q_H^p + I_B - Q_k^{ct} = \\ = 0,78455 \cdot 37280 + 324,6 - 771 = 28802 \text{ кДж}/\text{м}^3.$$

Температура газов на выходе из газификационной камеры горелки

$$T_k'' = \frac{I_k''}{c_r V_r} = \frac{28802}{9,536 \cdot 1,6747} = 1804 \text{ }^\circ\text{C} = 273 + 1531 = 2077 \text{ К}.$$

Полученная расчетная температура $T_k'' = 2077 \text{ К}$ близко совпадает с ранее принятой $T_k'' = 2088 \text{ К}$. Погрешность, равная 11 К , составляет $0,5 \%$ от ранее принятой $T_k'' = 2088 \text{ К}$.

Температура наружной стенки газификационной камеры определяется по формуле

$$t_{ct}^H = t_{ct}^{BH} - \frac{q}{2\lambda_{ct}^{np}} d_1 \cdot \ln \frac{d_2}{d_1}.$$

Приведенный коэффициент теплопроводности ошипованной стенки газификационной камеры составит

$$\bar{\lambda}_{ct}^{np} = \frac{l_{ш} + \delta_n}{R_{ш,c}^{np}} = \frac{20 + 6}{4,147} = 6,28 \cdot 10^{-3} \text{ кВт}/(\text{м} \cdot \text{К}).$$

Тогда температура наружной стенки газификационной камеры горелки:

$$t_{ct}^H = t_{ct}^{BH} - \frac{q}{2\lambda_{ct}^{np}} d_1 \ln \frac{d_2}{d_1} = 1367 - \frac{321,35 \cdot 0,313}{2 \cdot 6,28 \cdot 10^{-3}} \cdot \ln \frac{0,369}{0,313} = 85 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Определим сечение для прохода вторичного воздуха

$$F_{в.в} = \frac{\pi}{4} (d_3^2 - d_2^2) = 0,785 (0,417^2 - 0,369^2) = 0,0296 \text{ м}^2.$$

Количество вторичного воздуха в расчете на 1 м^3 природного газа

$$V_{в.в} = (\alpha_0 - \alpha_1) V_B^0 = (1,05 - 0,8) \cdot 9,91 = 2,4755 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Количество вторичного воздуха в расчете на часовой расход природного газа на горелку

$$V_{в.в}'' = V_{в.в} B_r = 2,4755 \cdot 339 = 840 \text{ нм}^3/\text{ч}.$$

То же при температуре вторичного воздуха $t_{в.в} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$

$$V_{в.в}'' = V_{в.в}' \frac{273 + 30}{273} = 840 \frac{273 + 30}{273} = 932 \text{ м}^3/\text{ч}.$$

Скорость вторичного воздуха в воздушной рубашке газификационной камеры

$$w_{в.в} = \frac{V''_{в.в}}{F_{в.в} \cdot 3600} = \frac{932}{0,0296 \cdot 3600} = 8,75 \text{ м/с.}$$

Количество теплоты, переданной конвекцией от наружной стенки газификационной камеры к вторичному воздуху, определим по формуле

$$Q = \alpha_k (T''_{ст} - t_{об}) H.$$

Поверхность наружной стенки газификационной камеры

$$H_{ст} = \pi dl = 3,14 \cdot 0,369 \cdot 0,230 = 0,266 \text{ м}^2.$$

Коэффициент теплоотдачи от наружной стенки газификационной камеры к вторичному воздуху рассчитаем по выражению [7]

$$Nu = 0,043 Re^{0,8}.$$

Откуда

$$\alpha_k = 0,043 \left(\frac{\lambda_{в} w_{в}}{v_{в}} \right)^{0,8}.$$

Теплофизические свойства воздуха при $t_{в} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ равны: $\lambda_{в} = 2,67 \times 10^{-2} \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}$; $v_{в} = 16,00 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$.

Тогда

$$\alpha_k = 0,043 \left(\frac{\lambda_{в} w_{в}}{v_{в}} \right)^{0,8} = 0,043 \left(\frac{2,67 \cdot 10^{-2} \cdot 8,75}{16,00 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,8} = 92,25 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Количество теплоты, переданной вторичному воздуху:

$$Q = \alpha_k (t''_{ст} - t_{об}) H = 92,25 (85 - 30) 0,266 = 1,350 \text{ кВт} \cdot 3600 = 4860 \text{ кДж/ч.}$$

Температура вторичного воздуха на выходе из воздушной рубашки газификационной камеры горелки составит

$$t_{т.в} = t_{в} + \frac{Q}{c_{в} V_{в}} = 30 + \frac{4860}{1,3 \cdot 932} = 34 \text{ }^\circ\text{C}.$$

ВЫВОД

С помощью предложенного метода выполнен численный пример теплового расчета газомазутной горелки для двухступенчатого сжигания природного газа применительно к котлу ДКВР-10-13.

ЛИТЕРАТУРА

1. Ж и х а р Г. И., Ж и х а р И. Г. Тепловой расчет газомазутной горелки для двухступенчатого сжигания газообразного топлива // Энергетика... (Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ). – 2003. – № 5. – С. 79–86.

2. Тимошпольский В. И., Несенчук А. П., Трусова И. А. Промышленные теплотехнологии. – Мн.: Вышэйш. шк., 1998. – Ч. 3. – 422 с.
3. Шевелюк М. И. Теоретические основы проектирования жидкостных ракетных двигателей. – М.: Оборонгиз, 1960. – 684 с.
4. Липов Ю. М., Самойлов Ю. Ф., Виленский Т. В. Компоновка и тепловой расчет парового котла. – М.: Энергоатомиздат, 1988. – 208 с.
5. Жихар Г. И. Физико-химические процессы в газомазутных котлах. – Мн.: Тэхналогія, 2002. – 325 с.
6. Маршак Ю. Л., Рыжак А. В. Шиповые экраны топок паровых котлов. – М.: Энергия, 1969. – 240 с.
7. Шатиль А. А. Сжигание природного газа в камерах газотурбинных установок. – Л.: Недра, 1972. – 232 с.

Представлена кафедрой ТЭС

Поступила 3.02.2003

УДК 536.2.022:532.77

ТЕПЛОПРОВОДНОСТЬ СМЕШАННЫХ ВОДНЫХ РАСТВОРОВ СОЛЕЙ NaCl, CaCl₂ И KCl ВБЛИЗИ ЛИНИИ НАСЫЩЕНИЯ

Канд. техн. наук ЭЛЬДАРОВ В. С.

Азербайджанская государственная нефтяная академия

Как известно, во многих отраслях техники предъявляются повышенные требования к точности расчетов технологических процессов и надежности проектирования машин и аппаратов. Развитие промышленной и геотермальной энергетики, ракетной и криогенной техники способствовало существенному расширению круга рабочих веществ и диапазона параметров, а также вызвало необходимость выявления новых данных о теплофизических свойствах веществ, необходимых для обеспечения существенного экономического эффекта за счет снижения затрат топлива, электроэнергии, металла и повышения эффективности технологических процессов.

Большинство жидкостей, используемых в современной технике, – это растворы. Разработка процессов разделения, химического синтеза и очистки веществ, выбор оптимальных тепло- и хладоносителей требуют систематической информации о термодинамических и переносных свойствах растворов. В геотермальной энергетике, галлургии, химической промышленности, гидрометаллургии, ядерной энергетике и газовой промышленности широко используются водные растворы электролитов.

Изучение термических и переносных свойств водных растворов – один из актуальных вопросов теплофизики и термохимии. По нашему мнению, среди переносных свойств растворов наибольший интерес представляет теплопроводность.

В настоящей работе экспериментально изучена теплопроводность смешанных водных растворов солей NaCl, CaCl₂ и KCl в интервале температур