

66
П79

**МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
УРАЛЬСКАЯ ГОСУДАРСТВЕННАЯ ЛЕСОТЕХНИЧЕСКАЯ
АКАДЕМИЯ**

Кафедра химической технологии древесины

**М. И. Ведерникова
Л. Г. Старцева
В. П. Орлов
В. Б. Терентьев**

**ПРОЕКТИРОВАНИЕ
СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК
ДЛЯ СУШКИ ИЗМЕЛЬЧЕННОЙ ДРЕВЕСИНЫ
Часть III. Примеры расчетов сушилок**

Руководство по курсовому и дипломному проектированию
для студентов специальностей 2603, 2506, 3207, 3302
дневной и заочной форм обучения

ЕКАТЕРИНБУРГ
2001

РАСЧЕТ ТОПОК ДЛЯ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВОК

Расчет параметров топочных газов при горении природного газа

Исходные данные

Состав природного газа [1] (месторождение Шебелинское) следующий, масс. % (Приложение, табл. 1):

93,5 CH₄; 4,0 C₂H₆; 1,0 C₃H₈; 0,5 C₄H₁₀; 0,5 C₅H₁₂; 0,1 CO₂; 0,4 N₂.

Параметры наружного воздуха

Температура $t_0 = 20^\circ\text{C}$
 Относительная влажность $\phi_0 = 70\%$ ✓
 Барометрическое давление $P = 750 \text{ мм. рт. ст.}$ ✓

Влагосодержание наружного воздуха при $t_0 = 20^\circ\text{C}$; $\phi_0 = 70\%$:

$$x_0 = 0,622 \phi_0 P_{\text{нас}} / (P - \phi_0 P_{\text{нас}}) = 0,622 \cdot 0,7 \cdot 17,54 / (750 - 0,7 \cdot 17,54) = 0,01 \text{ кг/кг,}$$

где $P_{\text{нас}} = 17,54 \text{ мм. рт. ст.}$ по $t_0 = 20^\circ\text{C}$ и по табл. XXXVIII [2]

при $P = 750 \text{ мм. рт. ст.}$

Теплосодержание наружного воздуха при $t_0 = 20^\circ\text{C}$ и $x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}$:

$$J_0 = 1,01 t_0 + (2493 + 1,97 t_0) x_0 = 1,01 \cdot 20 + (2493 + 1,97 \cdot 20) \cdot 0,01 = 46 \text{ кДж/кг.}$$

Теплотворная способность сухого газообразного топлива:

$$\begin{aligned} Q_{\text{н}}^{\text{п}} &= 500,3 \text{ CH}_4 + 475,22 \text{ C}_2\text{H}_6 + 463,29 \text{ C}_3\text{H}_8 + 458,48 \text{ C}_4\text{H}_{10} + 453,45 \text{ C}_5\text{H}_{12} + \\ &+ 453,32 \text{ C}_2\text{H}_2 + 465,43 \text{ C}_2\text{H}_4 + 101,10 \text{ CO} + 1203,76 \text{ H}_2 + 153 \text{ H}_2\text{S} = \\ &= 500,3 \cdot 93,5 + 475,22 \cdot 4,0 + 463,29 \cdot 1,0 + 458,48 \cdot 0,5 + 453,45 \cdot 0,5 = 46778,05 + \\ &+ 1900,88 + 463,29 + 229,24 + 226,73 = 49598 \text{ кДж/кг.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{в}}^{\text{п}} &= Q_{\text{н}}^{\text{п}} + 2500 \sum (0,09n) / (12m+n) + 25 W_p = 49598 + 2500 [(0,09 \cdot 4) / (12 \cdot 1 + 4) + \\ &+ (0,09 \cdot 6) / (12 \cdot 2 + 6) + (0,09 \cdot 8) / (12 \cdot 3 + 8) + (0,09 \cdot 10) / (12 \cdot 4 + 10) + (0,09 \cdot 12) / (12 \cdot 5 + \\ &+ 12)] + 25 \cdot 0 = 49598 + 2500 [0,36/16 + 0,54/30 + 0,72/44 + 0,9/58 + 1,08/72] = \\ &= 49817 \text{ кДж/кг.} \end{aligned}$$

Теоретическое количество абсолютно сухого воздуха, необходимого для сжигания 1 кг природного газа:

$$\begin{aligned} L_0 &= 0,02435 \text{ CO} + 0,348 \text{ H}_2 + 0,0614 \text{ H}_2\text{S} + 1,39 \sum [(m+n/4) / (12m+n)] C_m H_n - \\ &- 1,39 \text{ O}_2 = 1,39 \{ [(1+4/4) / (12 \cdot 1 + 4)] 93,5 + [(2+6/4) / (12 \cdot 2 + 6)] 4,0 + [(3+8/4) / (12 \cdot 3 + \\ &+ 8)] 1,0 + [(4+10/4) / (12 \cdot 4 + 10)] 0,5 + [(5+12/4) / (12 \cdot 5 + 12)] 0,5 \} = 1,39 \{ (2/16) 93,5 + \\ &+ (3,5/30) 4 + (5/44) 1 + (6,5/58) 0,5 + (8/72) 0,5 \} = 17,2 \text{ кг воздуха/кг газа.} \end{aligned}$$

Масса сухого воздуха, подаваемого в топку для сжигания 1 кг природного газа с учетом избытка воздуха α_m :

$$L_m = \alpha_m L_0 = 1,2 \cdot 17,2 = 20,64 \text{ кг воздуха/кг газа,}$$

где $\alpha_m = 1,05 - 1,2$ при сжигании газов.

Масса сухого газа, получаемого при сжигании 1 кг природного газа:

$$\begin{aligned} I_{\text{сг}}^1 &= 1 + L_m - \sum [(0,09n) / (12m+n)] C_m H_n - 0,01 W_p = 1 + 20,64 - \{ [(0,09 \cdot 4) / (12 \cdot 1 + \\ &+ 4)] 93,5 + [(0,09 \cdot 6) / (12 \cdot 2 + 6)] 4 + [(0,09 \cdot 8) / (12 \cdot 3 + 8)] 1 + [(0,09 \cdot 10) / (12 \cdot 4 + 10)] 0,5 + \\ &+ [(0,09 \cdot 12) / (12 \cdot 5 + 12)] 0,5 \} = 19,44 \text{ кг/кг при } W_p = 0. \end{aligned}$$

Масса водяного пара, получаемого при сжигании 1 кг природного газа с избытком воздуха:

$$d^1 = \Sigma[(0,09n)/(12m+n)] C_m H_n + L_m x_o + 0,01 W_p = [(0,09 \cdot 4)/(12 \cdot 1 + 4)] 93,5 + [(0,09 \cdot 6)/(12 \cdot 2 + 6)] 4 + [(0,09 \cdot 8)/(12 \cdot 3 + 8)] 1 + [(0,09 \cdot 10)/(12 \cdot 4 + 10)] 0,5 + [(0,09 \cdot 12)/(12 \cdot 5 + 12)] 0,5 + 20,64 \cdot 0,01 = 2,4 \text{ кг/кг при } x_o = 0,01 \text{ кг/кг.}$$

Влагосодержание топочных газов:

$$x^1 = x_{тг} = d^1 / l_{cr}^1 = 2,4 / 19,44 = 0,12 \text{ кг/кг.}$$

Количество компонентов топочных газов, полученных при сжигании 1 кг природного газа:

$$l_{CO_2} = 0,01 CO_2 + 0,0157 CO + \Sigma[0,44/(12m+n)] C_m H_n = 0,01 \cdot 0,1 + [0,04/(12 \cdot 1 + 4)] 93,5 + [0,04/(12 \cdot 2 + 6)] 4 + [0,04/(12 \cdot 3 + 8)] 1 + [0,04/(12 \cdot 4 + 10)] 0,5 + [0,04/(12 \cdot 5 + 12)] 0,5 = 2,63 \text{ кг/кг;}$$

$$l_{SO_2} = 0,0188 H_2S = 0,0188 \cdot 0 = 0;$$

$$l_{N_2} = 0,768 L_m + 0,01 N_2 = 0,768 \cdot 20,64 + 0,01 \cdot 0,4 = 15,86 \text{ кг/кг;}$$

$$l_{O_2} = 0,232(\alpha_m - 1)L_o = 0,232(1,2 - 1)17,2 = 0,8 \text{ кг/кг.}$$

Средняя молекулярная масса сухих топочных газов:

$$M_{cr} = l_{cr}^1 / [(l_{CO_2}/44) + (l_{SO_2}/64) + (l_{N_2}/28) + (l_{O_2}/32)] = 19,44 / [(2,63/44) + (15,86/28) + (0,8/32)] = 29,9 \text{ кг/кмоль.}$$

Средняя теплоемкость сухих топочных газов при $t_{мг} = 1000^\circ\text{C}$
(в топке поддерживается эта температура):

$$C_{cr} = (C_{CO_2} l_{CO_2} + C_{SO_2} l_{SO_2} + C_{N_2} l_{N_2} + C_{O_2} l_{O_2}) / (l_{CO_2} + l_{SO_2} + l_{N_2} + l_{O_2}) = (1,12 \cdot 2,63 + 1,11 \cdot 15,86 + 1,03 \cdot 0,8) / (2,63 + 15,86 + 0,8) = 1,1 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K),}$$

где теплоемкость при $t_{мг} = 1000^\circ\text{C}$ (Приложение, табл.2): $C_{CO_2} = 1,12$; $C_{N_2} = 1,11$; $C_{O_2} = 1,03$ кДж/(кг·K).

Средняя теплоемкость природного газа при $t = 20^\circ\text{C}$:

$$C_r = C_{CH_4} Y_{CH_4} + C_{C_2H_6} Y_{C_2H_6} + \dots C_{C_m H_n} Y_{C_m H_n} = 2,18 \cdot 0,935 + 1,64 \cdot 0,04 + 1,28 \cdot 0,01 + 1,59 \cdot 0,01 = 2,13 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K).}$$

Средняя температура топочных газов на выходе из топки без учета диссоциации углекислого газа и паров воды:

$$t_{мг} = (Q_p^1 \eta_r + C_r t_r + L_m J_o + W_p i_n - 2500 l_{cr}^1 x^1) / [l_{cr}^1 (C_{cr} + 1,97 x^1)] = (49817 \cdot 0,95 + 2,13 \cdot 20 + 20,64 \cdot 46 + 0 - 2500 \cdot 19,44 \cdot 0,12) / [19,44(1,1 + 1,97 \cdot 0,12)] = 1635^\circ\text{C,}$$

где $w_g = 0$, так как газ не распыляют ни воздухом, ни паром.

Температуру топочных газов снижают до $t_{тг} = 1000^\circ\text{C}$ за счет подачи наружного воздуха в топку с целью предотвратить разрушение футеровки топки.

Теплосодержание топочных газов:

$$J_{мг} = 1,01 t_{тг} + (2493 + 1,97 t_{тг}) x_{тг} = 1,01 \cdot 10^3 + (2493 + 1,97 \cdot 10^3) 0,12 = 1546 \text{ кДж/кг.}$$

Теплосодержание пара в составе топочных газов при t_j :

$$i_n = r_o + 1,97 t_j = 2493 + 1,97 \cdot 200 = 2887 \text{ кДж/кг.}$$

Коэффициент избытка воздуха при разбавлении топочных газов воздухом до температуры $t_1 = 200^\circ\text{C}$:

$$\alpha_2 = (Q_p^1 \eta_r + C_r t_r) / L_o (C_{cr} t_1 + x_o i_n - J_o) - \{1 - \Sigma[0,09n/(12m+n)] C_m H_n - 0,01 W_p\} C_{cr} t_1 / L_o (C_{cr} t_1 + x_o i_n - J_o) - \{[\Sigma(0,09n/(12m+n)) C_m H_n + 0,01 W_p] i_n + W_p i_n\} / L_o (C_{cr} t_1 + x_o i_n - J_o) = 49817 \cdot 0,95 + 2,13 \cdot 20 / 17,2(1,1 \cdot 200 + 0,01 \cdot 2887 - 46) - [1 - ((0,09 \cdot 4)/(12 \cdot 1 + 4)) 93,5 + ((0,09 \cdot 6)/(12 \cdot 2 + 6)) 4 + ((0,09 \cdot 8)/(12 \cdot 3 + 8)) 1 + ((0,09 \cdot 10)/(12 \cdot 4 + 10)) 0,5 + ((0,09 \cdot 12)/(12 \cdot 5 + 12)) 0,5 - 0,01 \cdot 0] 1,1 \cdot 200 / 17,2(1,1 \cdot 200 + 0,01 \cdot 2887 - 46) - \{[(0,09 \cdot 4)/(12 \cdot 1 + 4)] 93,5 + [(0,09 \cdot 6)/(12 \cdot 2 + 6)] 4 + [(0,09 \cdot 8)/(12 \cdot 3 + 8)] 1 + [(0,09 \cdot 10)/(12 \cdot 4 + 10)] 0,5 + [(0,09 \cdot 12)/(12 \cdot 5 + 12)] 0,5 + 0,01 \cdot 0\} 2887 + 0 / 17,2(1,1 \cdot 200 + 0,01 \cdot 2887 - 46) = 13,58 + 0,075 - 1,82 = 11,84.$$

Количество воздуха, подаваемого в смеситель на 1 кг природного газа для разбавления до $t_1 = 200^\circ\text{C}$:

$$L_{см} = L_o (\alpha_2 - \alpha_m) = 17,2(11,84 - 1,2) = 183 \text{ кг/кг.}$$

Количество сухой смеси топочных газов с воздухом на 1 кг природного газа: $l_{cr}^{II} = l_{cr}^I + L_{см} = 19,44 + 183 = 202,5 \text{ кг/кг.}$

Количество паров воды в смеси топочных газов с воздухом, полученных при сжигании 1 кг природного газа:

$$d^{II} = d^I + L_{см} x_o = 2,4 + 183 \cdot 0,01 = 4,23 \text{ кг/кг.}$$

Влагосодержание смеси топочных газов с воздухом на выходе из смесителя: $x^{II} = x_1 = d^{II} / l_{cr}^{II} = 4,23 / 202,5 = 0,021 \text{ кг/кг.}$

Расход природного газа на сушку соснового опила в сушилке КС:

$$B = L_1 / l_{cr}^{II} = 1,47 / 202,5 = 0,0073 \text{ кг/с} = 26,1 \text{ кг/ч,}$$

где $L_1 = 1,47 \text{ кг/с}$ (см. расчет сушилки КС).

Объем топочной камеры:

$V_{гор} = Q_p^1 B / q_v = 49598 \cdot 26,1 / 1260 \cdot 10^3 = 1,03 \text{ м}^3$, где q_v - допустимое тепловое напряжение топочного объема; $q_v = 1260 \cdot 10^3 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{ч)}$ (Приложение, табл.3). Принимаем соотношение длины к диаметру топки $L/D = 1,8$.

Диаметр топки: $D = (V_{гор} / 0,785 \cdot 1,8)^{1/3} = (1,03 / 0,785 \cdot 1,8)^{1/3} = 0,9 \text{ м.}$

Принимаем $D = 0,9 \text{ м.}$

Длина топки: $L = 1,8 \cdot 0,9 = 1,62 \text{ м.}$

Размеры топки: $D = 900 \text{ мм; } L = 1650 \text{ мм.}$

Расчет параметров топочных газов при горении мазута

Исходные данные

Состав мазута [1] марки М20 (малосернистый), масс. % (Приложение, табл. 4): $C_r = 87,2$; $H_r = 11,7$; $S_r = 0,5$; $N_r + O_r = 0,6$; $A_p = 0,1$; $W_p = 2,0$.
Температура мазута, $t_r = 100^\circ\text{C}$.

Параметры наружного воздуха

Температура	$t_o = 20^\circ\text{C}$
Относительная влажность	$\phi_o = 70\%$
Барометрическое давление	$P = 750 \text{ мм рт.ст.} = 0,99 \text{ МПа.}$

Влагосодержание наружного воздуха при $t_0 = 20^\circ\text{C}$; $\phi_0 = 70\%$:

$x_0 = 0,622 \phi_0 P_{\text{нас}} / (P - \phi_0 P_{\text{нас}}) = 0,622 \cdot 0,7 \cdot 17,54 / (750 - 0,7 \cdot 17,54) = 0,01 \text{ кг/кг}$,
где $P_{\text{нас}} = 17,54 \text{ мм рт.ст.}$ при $t_0 = 20^\circ\text{C}$ и по табл. XXXVIII [2] при $P = 750 \text{ мм рт.ст.}$

Теплосодержание наружного воздуха при $t_0 = 20^\circ\text{C}$ и $x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}$:

$$J_0 = 1,01 t_0 + (2493 + 1,97 t_0) x_0 = 1,01 \cdot 20 + (2493 + 1,97 \cdot 20) \cdot 0,01 = 46 \text{ кДж/кг.}$$

Состав мазута в процентах от рабочей массы:

$$C_p = C_r(100 - W_p - A_p)/100 = 87,2(100 - 2 - 0,1)/100 = 85,38\%;$$

$$H_p = H_r(100 - W_p - A_p)/100 = 11,7(100 - 2 - 0,1)/100 = 11,45\%;$$

$$N_p = N_r(100 - W_p - A_p)/100 = 0,3(100 - 2 - 0,1)/100 = 0,29\%;$$

$$O_p = O_r(100 - W_p - A_p)/100 = 0,3(100 - 2 - 0,1)/100 = 0,29\%;$$

$$S_p = S_r(100 - W_p - A_p)/100 = 0,5(100 - 2 - 0,1)/100 = 0,49\%.$$

Теплотворная способность мазута:

$$Q_{\text{н}}^{\text{P}} = 339C_p + 1030H_p - 108,9(O_p - S_p) - 25W_p = 339 \cdot 85,4 + 1030 \cdot 11,45 - 108,9(0,29 - 0,49) - 25 \cdot 2 = 40716 \text{ кДж/кг.}$$

$$Q_{\text{н}}^{\text{P}} = Q_{\text{н}}^{\text{P}} + 25(9H_p + W_p) = 40716 + 25(9 \cdot 11,45 + 2) = 43342 \text{ кДж/кг.}$$

Теоретическое количество абсолютно сухого воздуха, необходимого для сжигания 1 кг мазута:

$$L_0 = 0,116C_p + 0,348H_p - 0,0435(O_p - S_p) = 0,116 \cdot 85,4 + 0,348 \cdot 11,45 - 0,0435(0,29 - 0,49) = 14 \text{ кг воздуха/кг мазута.}$$

Принимаем коэффициент избытка воздуха $\alpha_m = 2$.

Масса сухого воздуха, подаваемого в камеру горения топки:

$$L_m = \alpha_m L_0 = 2 \cdot 14 = 28 \text{ кг воздуха/кг мазута.}$$

Масса сухого газа, получаемого при сжигании 1 кг мазута:

$$l_{\text{cr}}^{\text{I}} = 1 + \alpha_m L_0 (9H_p + W_p + A_p)/100 = 1 + 2 \cdot 14 \cdot (9 \cdot 11,45 + 2 + 0,1)/100 = 27,95 \text{ кг газа/кг мазута.}$$

Масса водяного пара, получаемого при сжигании 1 кг мазута с избытком воздуха:

$$d^{\text{I}} = (9H_p + W_p)100 + \alpha_m L_0 x_0 + 0,01W_p + w_g = (9 \cdot 11,45 + 2)100 + 2 \cdot 14 \cdot 0,01 + 0,01 \cdot 2 + 0 = 1,35 \text{ кг пара/кг мазута,}$$

где $w_g = 0$, так как распыление мазута производят воздухом, а не паром.

Влагосодержание топочных газов:

$$x_{\text{tr}} = x^{\text{I}} = d^{\text{I}}/l_{\text{cr}}^{\text{I}} = 1,35/27,95 = 0,048 \text{ кг/кг.}$$

Количество компонентов топочных газов, образующихся при сжигании 1 кг мазута:

$$l_{\text{CO}_2} = 0,0367C_p = 0,0367 \cdot 85,4 = 3,13 \text{ кг/кг;}$$

$$l_{\text{SO}_2} = 0,020S_p = 0,02 \cdot 0,49 = 0,0098 \text{ кг/кг;}$$

$$l_{\text{N}_2} = 0,768\alpha_m L_0 + 0,01N_p = 0,768 \cdot 2 \cdot 14 + 0,01 \cdot 0,29 = 21,51 \text{ кг/кг;}$$

$$l_{\text{O}_2} = 0,232(\alpha_m - 1)L_0 = 0,232(2 - 1)14 = 3,25 \text{ кг/кг.}$$

Теплоемкости продуктов горения при $t_{\text{tr}} = 1000^\circ\text{C}$ (Приложение, табл.2):

$$C_{\text{CO}_2} = 1,12; C_{\text{SO}_2} = 0,873; C_{\text{N}_2} = 1,11; C_{\text{O}_2} = 1,03 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K).}$$

Средняя теплоемкость сухих топочных газов:

$$C_{\text{cr}} = (C_{\text{CO}_2} l_{\text{CO}_2} + C_{\text{SO}_2} l_{\text{SO}_2} + C_{\text{N}_2} l_{\text{N}_2} + C_{\text{O}_2} l_{\text{O}_2}) / (l_{\text{CO}_2} + l_{\text{SO}_2} + l_{\text{N}_2} + l_{\text{O}_2}) = (1,12 \cdot 3,13 + 0,873 \cdot 0,0098 + 1,11 \cdot 21,51 + 1,03 \cdot 3,25) / (3,13 + 0,0098 + 21,51 + 3,25) = 1,1 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K).}$$

Теплоемкость мазута при $t_m = 100^\circ\text{C}$:

$$C_m = 1,65 + 0,0025t_m = 1,65 + 0,0025 \cdot 100 = 1,9 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K).}$$

Температура топочных газов:

$$t_{\text{tr}} = (Q_{\text{н}}^{\text{P}} \eta_m + C_m t_m + \alpha_m L_0 J_0) / l_{\text{cr}}^{\text{I}} (C_{\text{cr}} + 1,97x^{\text{I}}) - 2500 l_{\text{cr}}^{\text{I}} x^{\text{I}} / l_{\text{cr}}^{\text{I}} (C_{\text{cr}} + 1,97x^{\text{I}}) = (43342 \cdot 0,97 + 1,9 \cdot 100 + 2 \cdot 14 \cdot 46) / 27,95(1,1 + 1,97 \cdot 0,048) - 2500 \cdot 27,95 \cdot 0,048 / 27,95(1,1 + 1,97 \cdot 0,048) = 1203^\circ\text{C.}$$

где η_m — КПД топки; $\eta_m = 0,97$.

Температуру топочных газов снижаем до $t_{\text{tr}} = 1000^\circ\text{C}$ за счет подачи наружного воздуха в топку, чтобы предохранить футеровку топки от разрушения.

Теплосодержание топочных газов:

$$J_{\text{tr}} = 1,01 t_{\text{tr}} + (2493 + 1,97 t_{\text{tr}}) x_{\text{tr}} = 1,01 \cdot 1000 + (2493 + 1,97 \cdot 1000) \cdot 0,048 = 1224 \text{ кДж/кг.}$$

Теплосодержание паров воды при $t_1 = 400^\circ\text{C}$:

$$i_1 = 2493 + 1,97 t_1 = 2493 + 1,97 \cdot 400 = 3281 \text{ кДж/кг.}$$

Коэффициент избытка воздуха при разбавлении топочных газов воздухом до $t_1 = 400^\circ\text{C}$ при $w_g = 0$; $i_g = 0$:

$$\alpha_2 = [Q_{\text{н}}^{\text{P}} \eta_m + C_m t_m - (1 - 0,09H_p - 0,01W_p - 0,01A_p)C_{\text{cr}} t_1] / L_0 (C_{\text{cr}} t_1 + x_0 i_1 - J_0) - [(0,09H_p + 0,01W_p) i_1 + w_g (i_1 - i_g)] / L_0 (C_{\text{cr}} t_1 + x_0 i_1 - J_0) = [43342 \cdot 0,97 + 1,9 \cdot 100 - (1 - 0,09 \cdot 11,45 - 0,01 \cdot 2 - 0,01 \cdot 0,1) \cdot 1 \cdot 400] / 14(1,1 \cdot 400 + 0,01 \cdot 3281 - 46) - [(0,09 \cdot 11,45 + 0,01 \cdot 2) \cdot 3281] / 14(1,1 \cdot 400 + 0,01 \cdot 3281 - 46) = 6,5.$$

Количество воздуха, подаваемого в камеру смешения на разбавление топочных газов до $t_1 = 400^\circ\text{C}$:

$$l_{\text{см}} = L_0 (\alpha_2 - \alpha_m) = 14(6,5 - 2) = 63 \text{ кг воздуха/кг мазута.}$$

Количество сухой смеси топочных газов и воздуха в расчете на 1 кг мазута:

$$l_{\text{cr}}^{\text{II}} = l_{\text{cr}}^{\text{I}} + l_{\text{см}} = 27,95 + 63 = 90,95 \text{ кг/кг мазута.}$$

Количество паров воды в смеси топочных газов и воздуха на 1 кг мазута:

$$d^{\text{II}} = d^{\text{I}} + L_{\text{см}} x_0 = 1,35 + 63 \cdot 0,01 = 1,98 \text{ кг пара/кг мазута.}$$

Влагосодержание сушильного агента при входе в сушилку:

$$x_1 = x^{\text{II}} = d^{\text{II}} / l_{\text{cr}}^{\text{II}} = 1,98 / 90,95 = 0,022 \text{ кг/кг.}$$

Расход мазута на сушку соснового опила в барабанной сушилке:

$$B = L_1 / l_{\text{cr}}^{\text{II}} = 5,0 / 90,95 = 0,055 \text{ кг/с} = 196 \text{ кг/ч.}$$

$L_1 = 5,0$ кг/с (см. расчет расхода сушильного агента в барабанной сушилке).

Объем топочной камеры:

$$V_{гор} = Q_{н}^p / q_v = 40716 \cdot 198 / 1200 \cdot 10^3 = 6,7 \text{ м}^3,$$

где q_v – допустимое тепловое напряжение топочного объема;

$$q_v = 1200 \cdot 10^3 \text{ кДж}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}) \text{ (Приложение, табл.3).}$$

Принимаем соотношение длины к диаметру топки $L/D = 1,8$, тогда

$$V_{гор} = 0,785 D^2 L = 0,785 D^2 \cdot 1,8 D = 6,7 \text{ м}^3.$$

$$\text{Диаметр топки: } D = (V_{гор} / 0,785 \cdot 1,8)^{1/3} = (6,7 / 0,785 \cdot 1,8)^{1/3} = 1,68 \text{ м.}$$

Принимаем диаметр топки 1700 мм, тогда длина камеры горения будет равна: $L = 1,8 D = 1,8 \cdot 1,7 = 3 \text{ м.}$

$$\text{Размеры топки: } V_{гор} = 6,7 \text{ м}^3; D = 1,7 \text{ м}; L = 3 \text{ м.}$$

РАСЧЕТ СУШИЛОК

Барабанная сушилка

Исходные данные

Параметры материала

Материал	сосновый опил
Эквивалентный диаметр	$d_3 = 2 \text{ мм}$
Производительность по влажному материалу 1 кг/с	$G_1 = 1 \text{ кг/с}$
Относительная влажность:	
начальная	$\omega_{01} = 50\%$
конечная	$\omega_{02} = 5\%$
Температура влажного материала	$\theta_1 = 20^\circ \text{C}$

Параметры сушильного агента

Сушильный агент – топочные газы, разбавленные воздухом.

Топливо – мазут М20 *)

Вход в сушилку

Температура	$t_1 = 400^\circ \text{C}$
Влагосодержание	$x_1 = 0,0135 \text{ кг/кг}$
	см. расчет горения мазута [4]
Плотность	$\rho_{т1} = 0,503 \text{ кг/м}^3$ прил.2 [5]

Выход из сушилки

Температура	$t_2 = 120^\circ \text{C}$
-------------	----------------------------

Параметры наружного воздуха

Температура	$t_0 = 20^\circ \text{C}$
Влагосодержание	$x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}$
Теплосодержание	$J_0 = 46 \text{ кДж/кг}$ (см. расчет горения мазута)

* Расчет горения мазута выполнен при $x_0 = 0,0025 \text{ кг/кг}$ [4].

Технологический расчет

Теплофизические свойства соснового опила

Абсолютная влажность материала:

$$\text{на входе в сушилку: } \omega_{a1} = 100 \omega_{01} / (100 - \omega_{01}) = 100 \cdot 50 / (100 - 50) = 100\%.$$

$$\text{на выходе из сушилки: } \omega_{a2} = 100 \omega_{02} / (100 - \omega_{02}) = 100 \cdot 5 / (100 - 5) = 5,3\%.$$

$$\text{Средняя влажность } \omega_{a\text{cp}} = 0,5(\omega_{a1} + \omega_{a2}) = 0,5(100 + 5,3) = 52,6\%.$$

Плотность соснового опила при $\omega_{a\text{cp}} = 52,6\%$ и по табл.3 [5] $\rho_t = 640 \text{ кг/м}^3$.

Теплоемкость опила при $\theta_{\text{cp}} = 0,5(\theta_1 + \theta_2) = 0,5(20 + 60) = 40^\circ \text{C}$, $\omega_{a\text{cp}} = 52,6\%$,

по табл.6 [4] $C_M = 2,75 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{K})$. $\theta_2 = 60^\circ \text{C}$ принимаем по табл. 11 [5],

далее проверяют θ_2 расчетом.

Теплопроводность опила при $\omega_{a\text{cp}} = 52,6\%$ по табл.7 [5] $\lambda_M = 0,2 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{K})$.

Насыпная плотность опила $\rho_n = 200 \text{ кг/м}^3$ (табл. 5 [5]).

Материальный баланс

Производительность по высушенному материалу:

$$G_2 = G_1 (100 - \omega_{01}) / (100 - \omega_{02}) = 1(100 - 50) / (100 - 5) = 0,526 \text{ кг/с.}$$

Производительность по испаренной влаге:

$$W = G_1 - G_2 = 1 - 0,526 = 0,474 \text{ кг/с.}$$

Производительность по абсолютно сухому материалу:

$$G_{\text{abc}} = G_1 (100 - \omega_{01}) / 100 = 1(100 - 50) / 100 = 0,5 \text{ кг/с.}$$

Построение рабочей линии процесса сушки на I - x диаграмме

Теплоемкость сушильного агента на входе в сушилку при x_1 и t_1 :

$$I_{11} = 1,01 t_1 + (2493 + 1,97 t_1) x_1 = 1,01 \cdot 400 + (2493 + 1,97 \cdot 400) \cdot 0,0135 = 448 \text{ кДж/кг.}$$

Параметры наружного воздуха

Точка А на I - x диаграмме: $x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}$; $t_0 = 20^\circ \text{C}$; $I_0 = 46 \text{ кДж/кг}$.

Параметры топочных газов

Точка К на I - x диаграмме:

$$x_{тг} = x' = 0,04 \text{ кг/кг (см. расчет горения мазута [4])}$$

$$t_{тг} = 1000^\circ \text{C}$$

$$I_{тг} = 1,01 \cdot 1000 + (2493 + 1,97 \cdot 1000) \cdot 0,04 = 1189 \text{ кДж/кг.}$$

Параметры сушильного агента

Вход в сушилку

Точка В на I - x диаграмме: $x_1 = 0,0135 \text{ кг/кг}$ [4]; $t_1 = 400^\circ \text{C}$; $I_1 = 448 \text{ кДж/кг}$.

Выход из сушилки

Точка С на I - x диаграмме: $t_2 = 120^\circ \text{C}$.

Последовательность построения рабочей линии

сушки на I - x диаграмме (рис.13, 14 [5])

1. На I - x диаграмме находим точку А по $x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}$ и $t_0 = 20^\circ \text{C}$; точку К по $x_{тг} = 0,04 \text{ кг/кг}$ и по $t_{тг} = 1000^\circ \text{C}$; проводим рабочую линию горения мазута АК.

2. Находим точку В на пересечении линии \overline{AK} и линии температур $t_2=120^\circ\text{C}$.

Определяем $x_1=0,014$ кг/кг и сравниваем с расчетным значением x_1 . По расчетам процесса горения мазута $x_1=0,0135$ кг/кг. Ошибка при построении точки В: $(0,014-0,0135)/0,014=3,6\%$, что допустимо, так как погрешность обычного инженерного расчета $\approx 5\%$.

3. Определяем t_{M1} для точки В. Принимаем, что сушка опила проходит в первом периоде ($I_1 \approx I_2$), тогда $t_{M1}=\theta_2=60^\circ\text{C}$.

4. Расход тепла на нагревание материала:

$$Q_M = G_2 C_M (\theta_2 - \theta_1) = 0,526 \cdot 2,75 (60 - 20) = 58 \text{ кДж/кг.}$$

5. Удельный расход тепла на нагрев материала:

$$q_M = Q_M / W = 58 / 0,474 = 122 \text{ кДж/кг влаги.}$$

6. Удельные потери тепла рекомендуется принимать: $q_{\text{пот}}=125-250$ кДж/кг испаренной влаги. Принимаем $q_{\text{пот}}=200$ кДж/кг влаги.

7. Внутренний тепловой баланс сушилки:

$$\Delta = 4,19\theta_1 - (q_M + q_{\text{пот}}) = 4,19 \cdot 20 - (122 + 200) = -238 \text{ кДж/кг влаги.}$$

8. Координаты точки Е: $\Delta = (I - I_1) / (x - x_1)$ или $I = I_1 + \Delta(x - x_1)$. Задаемся значением $x > x_1$; $x = 0,05$ кг/кг и определяем

$$I = 448 - 238(0,05 - 0,0135) = 439 \text{ кДж/кг.}$$

9. Строим точку Е по координатам $x=0,05$ кг/кг и $I=439$ кДж/кг.

10. Строим рабочую линию сушки \overline{BC} : Точка Е лежит на рабочей линии, поэтому, соединяя точки В и Е и продолжая линию до пересечения с линией температур $t_2=120^\circ\text{C}$, получаем точку С - окончание сушки.

11. По координатам точки С определяем влагосодержание сушильного агента на выходе из сушилки: $x_2=0,1$ кг/кг.

Теплосодержание сушильного агента на выходе из сушилки:

$I_2 = 1,01t_2 + (2493 + 1,97t_2)x_2 = 1,01 \cdot 120 + (2493 + 1,97 \cdot 120)0,1 = 394$ кДж/кг; по I - x диаграмме $I_2=400$ кДж/кг, погрешность $(400-394)/400=1,5\%$.

Тепловой баланс

Расход сушильного агента L_1 на входе в сушилку рассчитываем из уравнения теплового баланса по влагосодержанию x_1 и температурам t_1 и t_2 .

Теплосодержание сушильного агента на выходе из сушилки при t_2 и x_1 :

$$I_{12} = 1,01t_2 + (2493 + 1,97t_2)x_1 = 1,01 \cdot 120 + (2493 + 1,97 \cdot 120)0,0135 = 158 \text{ кДж/кг.}$$

Теплосодержание подсосываемого воздуха:

при t_0 и x_0 : $I_{n0} = I_0 = 46$ кДж/кг;

при t_2 и x_0 : $I_{n2} = 1,01t_2 + (2493 + 1,97t_2)x_0 = 1,01 \cdot 120 + (2493 + 1,97 \cdot 120)0,01 = 148$ кДж/кг.

Расход тепла на испарение воды:

$$Q_{\text{и}} = W(2493 + 1,97t_2 - 4,19\theta_1) = 0,474(2493 + 1,97 \cdot 120 - 0,19 \cdot 20) = 1254 \text{ кДж/с.}$$

Расход тепла на нагревание материала: $Q_M = 58$ кДж/с.

Потери тепла: $Q_{\text{пот}} = Wq_{\text{пот}} = 0,474 \cdot 200 = 95$ кДж/с, принимая

$$q_{\text{пот}} = 200 \text{ кДж/кг влаги.}$$

Расход сушильного агента:

$$L_1 = (Q_{\text{и}} + Q_M + Q_{\text{пот}}) / [(I_{11} - I_{12}) - 0,08(I_{n2} - I_{n0})] = (1254 + 58 + 95) / [(448 - 158) - 0,08(148 - 46)] = 4,99 \text{ кг/с.}$$
 Принимаем $L_1 = 5$ кг/с.

Количество парогазовой смеси, выходящей из сушилки:

сухих газов: $L_2 = L_1 + (0,05 - 0,15)L_1 = 5 + 0,08 \cdot 5 = 5,4$ кг/с.

паров воды: $d_2 = L_1 x_1 + (0,05 - 0,15)L_1 x_0 + W = 5 \cdot 0,0135 + 0,08 \cdot 5 \cdot 0,01 + 0,474 = 0,545$ кг/с.

$L_2 > L_1$ из-за подсосов воздуха, составляющих 5-15% от расхода сушильного агента L_1 .

Влагосодержание парогазовой смеси на выходе из сушилки:

$x_2 = d_2 / L_2 = 0,545 / 5,4 = 0,1$ кг/кг. По I - x диаграмме $x_2 = 0,1$ кг/кг;

$I_2 = 400$ кДж/кг; $t_{M2} = 57^\circ\text{C}$.

Гидродинамический расчет

Диаметр сушилки

Выбираем оптимальный угол наклона сушильного барабана:

$\beta = -3^\circ$; задаемся частотой вращения барабана $n = 4$ об./мин.

Выбираем оптимальную массовую скорость сушильного агента при

$\beta = -3^\circ$, $t_1 = 400^\circ\text{C}$ и по рис. 15 [5]: $(\rho_1 w) = 2,1$ кг/(м²·с).

Диаметр сушильного барабана: $D = [L_1 / 0,785(\rho_1 w)]^{0,5} = [5 / 0,785 \cdot 2,1]^{0,5} = 1,7$ м.

Принимаем по каталогу [6] или по табл. 9 [5] ближайший диаметр $D = 1,6$ м; $L = 8$ м.

Длина сушильного барабана

Действительная массовая скорость:

$$(\rho_1 w) = L_1 / 0,785 D^2 = 5 / 0,785 \cdot 1,6^2 = 2,5 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с).}$$

Параметр П: $P = [(t_2 - 30) / (t_1 - t_2 + 10)]^{0,5} = [(120 - 30) / (400 - 120 + 10)]^{0,5} = 0,56$.

Параметр М: $M = 3600 G_a / [\Pi (\rho_1 w) D^2 t_1^{0,425}] = 3600 \cdot 0,5 / [0,56 \cdot 2,5 \cdot 1,6^2 \cdot 400^{0,425}] = 1800 / (0,56 \cdot 2,5 \cdot 2,56 \cdot 12,76) = 39,4$.

Коэффициент заполнения сушильного барабана: ψ (по рис. 16 [4]): $\psi = 25\%$.

Параметр $K^{0,34}$: $K^{0,34} = [\omega_{a2} / (\omega_{a1}(\omega_{a1} - \omega_{a2}))]^{0,34} = [5,3 / (100(100 - 5,3))]^{0,34} = 0,078$.

Значения всех величин, входящих в формулу (4) [5], определяем по табл. 13 [5]: $A^{0,34} = 3,13$; $d_1^{0,526} = 2^{0,526} = 1,44$; $(\rho_1 w)^{0,136} = 2,5^{0,136} = 1,14$;

$$\psi^{0,39} = 25^{0,39} = 3,5; D^{a1} \text{ при } \beta = -3^\circ D^{a1} = 1,05; \sin \beta^{b1} = \sin(-3)^{b1} = 0,52;$$

$$(n^2 / 1800)^a = (4^2 / 1800)^a = 0,62 \text{ при } \beta = -3^\circ.$$

Длина сушильного барабана:

$$L^{0,39} = [M A^{0,34} d_1^{0,526} (\rho_1 w)^{0,136}] / [1360 \psi^{0,39} K^{0,34} D^{a1} \sin \beta^{b1} (n^2 / 1800)^a];$$

$$L^{0,39} = (39,4 \cdot 3,13 \cdot 1,44 \cdot 1,14) / (1360 \cdot 3,5 \cdot 0,078 \cdot 1,05 \cdot 0,52 \cdot 0,62) =$$

$$= (39,4 \cdot 5,14) / 125,69 = 1,61;$$

$$L = 3,4 \text{ м.}$$

Расчетная длина сушильного барабана меньше стандартной $L=8$ м, поэтому принимаем $t_2=90^\circ\text{C}$ и расчет повторяем.

Параметр П: $\Pi=[(t_2-30)/(t_1-t_2+10)]^{0,5}=[(90-30)/(400-90+10)]^{0,5}=0,433$.

Параметр М: $M=3600 G_w/[\Pi(\rho_w)D^2t_1^{0,425}] = 3600 \cdot 0,5 / (0,433 \cdot 2,5 \cdot 1,6^2 \cdot 400^{0,425}) = 1800/35,36 = 50,9$.

Длина сушильного барабана:

$$L^{0,39} = [MA^{0,34} d_3^{0,526} (\rho_w)^{0,136}] / [1360 \psi^{0,39} K^{0,34} D^{a1} \sin \beta^{b1} (n^2/1800)^a];$$

$$L^{0,39} = (50,9 \cdot 3,13 \cdot 1,44 \cdot 1,14) / (1360 \cdot 3,5 \cdot 0,078 \cdot 1,05 \cdot 0,52 \cdot 0,62) = 2,08; L = 6,6 \text{ м.}$$

Выбираем параметры стандартной барабанной сушилки по табл. 9 [5]:

БН1,6-8НУ-01 $D=1,6$ м; $L=8$ м; $n=0,072 \text{ c}^{-1}$ при $t_2=90^\circ\text{C}$.

Уточняем тепловой баланс и диаметр барабана.

Теплосодержание сушильного агента на выходе из сушилки при t_2 и x_1 :

$$I_{12} = 1,01t_2 + (2493 + 1,97t_2)x_1 = 1,01 \cdot 90 + (2493 + 1,97 \cdot 90) \cdot 0,0135 = 127 \text{ кДж/кг.}$$

Теплосодержание подсыасываемого воздуха при t_2 и x_0 :

$$I_{n2} = 1,01t_2 + (2493 + 1,97t_2)x_0 = 1,01 \cdot 90 + (2493 + 1,97 \cdot 90) \cdot 0,01 = 118 \text{ кДж/кг.}$$

Расход тепла на испарение влаги: $Q_{\text{ис}} = W(2493 + 1,97t_2 - 4,190t_1) = 0,474(2493 + 1,97 \cdot 90 - 4,19 \cdot 20) = 1226 \text{ кДж/с.}$

Расход сушильного агента: $L_1 = (Q_{\text{ис}} + Q_M + Q_{\text{пот}}) / [(I_{11} - I_{12}) - 0,08(I_{n2} - I_{no})] = (1226 + 58 + 95) / [(448 - 127) - 0,08(118 - 46)] = 4,37 \text{ кг/с.}$

Количество парогазовой смеси на выходе из сушилки:

сухих газов: $L_2 = L_1 + 0,08L_1 = 1,08L_1 = 1,08 \cdot 4,37 = 4,72 \text{ кг/с.}$

паров воды: $d_2 = L_1 x_1 + 0,08L_1 x_0 + W = 4,37 \cdot 0,0135 + 0,08 \cdot 4,37 \cdot 0,01 + 0,474 = 0,536 \text{ кг/с.}$

Влажосодержание парогазовой смеси на выходе из сушилки:

$$x_2 = d_2 / L_2 = 0,536 / 4,72 = 0,114 \text{ кг/кг.}$$

Диаметр сушильного барабана:

$$D = [L_1 / 0,785(\rho_w)]^{0,5} = [4,37 / 0,785 \cdot 2,5]^{0,5} = 1,5 \text{ м.}$$

Таким образом, диаметр барабана $D=1,6$ м выбран правильно.

Технико-экономические показатели сушилки

Технологические показатели работы сушилки

Производительность: $G_1 = 1 \text{ кг/с} = 3600 \text{ кг/ч.}$

Удельная производительность по испаренной влаге (напряжение по влаге): $A = W/V_C = 0,474/16 = 0,0296 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{с}) = 107 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}),$

где $V_C = 0,785D^2L = 0,785 \cdot 1,6^2 \cdot 8 = 16 \text{ м}^3$.

Удельный объемный расход сушильного агента:

$$v = V_{11}/V_C = 10,07/16 = 0,63 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{с}) = 2270 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}),$$

где $V_{11} = L_1(1+x_1)/\rho_{12} = 5(1+0,0135)/0,503 = 10,07 \text{ м}^3/с.$

Энергетические показатели работы сушилки

Тепловой КПД процесса сушки: $\eta_1 = Q_{\text{ис}}/Q_{\text{об}} = 1254/1407 = 0,89,$

где $Q_{\text{об}} = Q_{\text{ис}} + Q_M + Q_{\text{пот}} = 1254 + 58 + 95 = 1407 \text{ кДж/с.}$

Термический КПД сушилки: $\eta_2 = (I_1 - I_2)/I_1 = (448 - 394)/448 = 0,12.$

Коэффициент теплового напряжения: $V_1 = (t_1 - t_2)/t_1 = (400 - 90)/400 = 0,775.$

Удельный расход мазута на 1 кг испаренной влаги:

$$d_B = B/W = 0,055/0,474 = 0,12 \text{ кг/кг.}$$

Удельный расход мазута на 1 кг высушенного опила:

$$d_G = B/G_2 = 0,055/0,526 = 0,1 \text{ кг/кг.}$$

Удельный расход тепла на 1 кг испаренной влаги:

$$d_Q = Q_{\text{об}}/W = 1407/0,474 = 2968 \text{ кДж/кг.}$$

Удельный расход электроэнергии на 1 кг испаренной влаги:

$$d_N = \sum N_i/W = (2,2 + 1,1 + 0,55 + 1,1 + 10 + 75 + 0,55 + 16,4)/0,474 = 225,5 \text{ кДж/кг,}$$

где $N_1 = 2,2 \text{ кВт}$ - ленточный транспортер; $N_2 = 1,1 \text{ кВт}$ - винтовой транспортер; $N_3 = 0,55 \text{ кВт}$ - шпозовый дозатор; $N_4 = 1,1 \text{ кВт}$ - насос подачи мазута в топку; $N_5 = 10 \text{ кВт}$ - вентилятор подачи воздуха на горение; $N_6 = 75 \text{ кВт}$ - вентилятор-дымосос; $N_7 = 0,55 \text{ кВт}$ - шпозовый затвор; $N_8 = 16,4 \text{ кВт}$ - привод барабана сушилки.

Сушилка кипящего слоя

Исходные данные

Параметры материала

Материал	опил сосновый
Размеры частиц	2,1×2,2×2,3 мм
Производительность по влажному материалу	$\bar{G}_1 = 0,14 \text{ кг/с}$
Относительная влажность	
начальная	$\omega_{01} = 40\%$
конечная	$\omega_{02} = 5\%$
критическая	$\omega_{\text{кр}} = 20\%$

Параметры наружного воздуха

Температура	$t_0 = 20^\circ\text{C}$
Влажосодержание	$x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}$ (см. расчет горения газа)
Теплосодержание	$I_0 = 46 \text{ кДж/кг.}$

Параметры сушильного агента

Сушильный агент - топочные газы, разбавленные воздухом до t_1 .
Топливо - природный газ.

Вход в сушилку

Температура	$t_1 = 200^\circ\text{C}$
Влажосодержание	$x_1 = 0,021 \text{ кг/кг}$ (см. расчет горения газа)
Плотность	$\rho_{11} = 0,714 \text{ кг/м}^3$ (Прил. 2 [3])

Выход из сушилки

Температура	$t_2 = 100^\circ\text{C.}$
-------------	----------------------------

Технологический расчет

Характеристика частиц соснового опила

Объем частицы: $V_ч = \delta b l = 2,1 \cdot 2,2 \cdot 2,3 (10^{-3})^3 = 1,06 \cdot 10^{-8} \text{ м}^3$.

Поверхность частицы:

$$F_ч = 2(\delta b + \delta l + b l) = 2(2,1 \cdot 2,3 + 2,1 \cdot 2,2 + 2,2 \cdot 2,3) 10^{-6} = 2,9 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2.$$

Фактор формы: $\Phi = 4,836 V_ч^{0,67} / F_ч = [4,836 \cdot (1,06 \cdot 10^{-8})^{0,67}] / 2,9 \cdot 10^{-5} = 0,83$.

Эквивалентный диаметр частицы:

$$d_э = (6 V_ч / \pi)^{0,33} = [(6 \cdot 1,06 \cdot 10^{-8} / 3,14)]^{0,33} = 2,67 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$$

Абсолютная влажность опила:

$$\text{на входе в сушилку: } \omega_{a1} = 100 \omega_{o1} / (100 - \omega_{o1}) = 100 \cdot 40 / (100 - 40) = 66,7\%;$$

$$\text{на выходе из сушилки: } \omega_{a2} = 100 \omega_{o2} / (100 - \omega_{o2}) = 100 \cdot 5 / (100 - 5) = 5,3\%;$$

$$\text{среднее значение } \omega_{a \text{ ср}} = 0,5(\omega_{a1} + \omega_{a2}) = 0,5(66,7 + 5,3) = 36\%.$$

Материальный баланс

Производительность по высушиваемому опилу:

$$\bar{G}_2 = \bar{G}_1 (100 - \omega_{o1}) / (100 - \omega_{o2}) = 0,14 (100 - 40) / (100 - 5) = 0,088 \text{ кг/с}.$$

Количество испаряемой воды: $W = \bar{G}_1 - \bar{G}_2 = 0,14 - 0,088 = 0,052 \text{ кг/с}.$

Количество абсолютно сухого опила:

$$\bar{G}_a = \bar{G}_1 (100 - \omega_{o1}) / 100 = 0,14 (100 - 40) / 100 = 0,084 \text{ кг/с}.$$

Построение рабочей линии процесса сушки на

I - x диаграмме (рис.13,14 [5])

Параметры наружного воздуха

$$\text{Точка } A \text{ на } I - x \text{ диаграмме: } t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}; x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}; I_0 = 46 \text{ кДж/кг}.$$

Параметры топочных газов

$$\text{Точка } K \text{ на } I - x \text{ диаграмме:}$$

$$x_{тг} = x' = 0,12 \text{ кг/кг (см. расчет горения природного газа), } t_{тг} = 1000 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Параметры сушильного агента

Вход в сушилку

$$\text{Точка } B \text{ на } I - x \text{ диаграмме:}$$

$$x_1 = x'' = 0,021 \text{ кг/кг (см. расчет горения природного газа), } t_1 = 200 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Выход из сушилки

$$\text{Точка } C \text{ на } I - x \text{ диаграмме: } t_2 = 100 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Теплосодержание сушильного агента при t_1 и x_1 :

$$I_{11} = I_1 = 1,01 t_1 + (2493 + 1,97 t_1) x_1 = 1,01 \cdot 200 + (2493 + 1,97 \cdot 200) \cdot 0,021 = 263 \text{ кДж/кг}.$$

Строим на **I - x** диаграмме:

$$\text{точку } A \text{ по } x_0 = 0,01 \text{ кг/кг и } t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\text{точку } K \text{ по } x_{тг} = 0,12 \text{ кг/кг и } t_{тг} = 1000 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Проводим линию **AK** - процесс горения природного газа.

По пересечению линий **AK** и температуры $t_1 = 200 \text{ }^\circ\text{C}$ находим точку **B** и определяем $x_1 = 0,02 \text{ кг/кг}.$

Допуская, что в псевдооживленном слое из материала испаряется только поверхностная влага при $t_{м1} (I_1 = I_2)$ и принимая модель полного перемешивания материала в КС, можно считать температуру высушенного опила $\theta_2 = t_{м1}$. Находим $t_{м1} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ для точки **B**, откуда $t_{м1} = \theta_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C}.$

Расход тепла на нагрев опила: $Q_M = \bar{G}_2 C_M (\theta_2 - \theta_1) = 0,088 \cdot 2,73 (50 - 20) = 7,2 \text{ кДж/с}$, где $C_M = 2,73 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ при $\omega_{a \text{ ср}} = 36\%$ и по табл.6 [5].

Удельный расход тепла на нагрев опила:

$$q_M = Q_M / W = 7,2 / 0,052 = 138 \text{ кДж/кг влаги}.$$

Удельные потери тепла принимаем: $q_{пот} = 125 \text{ кДж/кг}.$

Внутренний тепловой баланс сушилки:

$$\Delta = 4,19 \theta_1 - (q_M + q_{пот}) = 4,19 \cdot 20 - (138 + 125) = -179 \text{ кДж/кг}.$$

Координаты точки **E**. Задаемся $x = 0,05 \text{ кг/кг}$, определяем

$$I = I_1 + \Delta (x - x_1) = 263 - 179 (0,05 - 0,021) = 258 \text{ кДж/кг}.$$

Строим точку **E** по $x = 0,05 \text{ кг/кг}$ и $I = 258 \text{ кДж/кг}.$

Проводим рабочую линию сушки **BC** через точки **B** и **E** до пересечения с линией температуры $t_2 = 100 \text{ }^\circ\text{C}.$

Находим x_2, I_2 для точки **C**: $x_2 = 0,056 \text{ кг/кг}; I_2 = 254 \text{ кДж/кг}; t_{м2} = 50 \text{ }^\circ\text{C}.$

Тепловой баланс

Теплосодержание сушильного агента при t_2 и x_2 :

$$I_{12} = 1,01 t_2 + (2493 + 1,97 t_2) x_2 = 1,01 \cdot 100 + (2493 + 1,97 \cdot 100) \cdot 0,056 = 157 \text{ кДж/кг}.$$

Теплосодержание подсосываемого воздуха:

$$\text{при } t_0 \text{ и } x_0: I_{n0} = I_0 = 46 \text{ кДж/кг};$$

при t_2 и x_0 :

$$I_{n2} = 1,01 t_2 + (2493 + 1,97 t_2) x_0 = 1,01 \cdot 100 + (2493 + 1,97 \cdot 100) \cdot 0,01 = 128 \text{ кДж/кг}.$$

Расход тепла на испарение воды:

$$Q_u = W (2493 + 1,97 t_2 - 4,19 \theta_1) = 0,052 (2493 + 1,97 \cdot 100 - 4,19 \cdot 20) = 136 \text{ кДж/с}.$$

Расход тепла на нагрев материала: $Q_M = 7,2 \text{ кДж/с}.$

Потери тепла: $Q_{пот} = W q_{пот} = 0,052 \cdot 125 = 6,5 \text{ кДж/с}.$

Расход сушильного агента: $L_1 = (Q_u + Q_M + Q_{пот}) / [(I_{11} - I_{12}) - 0,05 (I_{n2} - I_{n0})] = (136 + 7,2 + 6,5) / [(263 - 157) - 0,05 (128 - 46)] = 1,47 \text{ кг/с}.$

Влажностное содержание сушильного агента на выходе из сушилки:

$$x_2 = x_1 + W / L_1 = 0,021 + 0,052 / 1,47 = 0,056 \text{ кг/кг}.$$

Теплосодержание сушильного агента при t_2 и x_2 :

$$I_2 = 1,01 t_2 + (2493 + 1,97 t_2) x_2 = 1,01 \cdot 100 + (2493 + 1,97 \cdot 100) \cdot 0,056 = 252 \text{ кДж/кг}.$$

Гидродинамический расчет

Средние значения параметров:

$$t_{ср} = 0,5 (t_1 + t_2) = 0,5 (200 + 100) = 150 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$x_{ср} = 0,5 (x_1 + x_2) = 0,5 (0,021 + 0,056) = 0,0385 \text{ кг/кг};$$

$$\rho_{t \text{ ср}} = 0,5 (\rho_{t1} + \rho_{t2}) = 0,5 (0,712 + 0,887) = 0,8 \text{ кг/м}^3;$$

$$\mu_{t \text{ ср}} = 0,5 (\mu_{t1} + \mu_{t2}) = 0,5 (25,92 + 21,26) \cdot 10^{-6} = 23,6 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с};$$

$\omega_{a\text{ ср}} = 0,5(\omega_{a1} + \omega_{a2}) = 0,5(66,7 + 5,3) = 36\%$;
 $\rho_{m\text{ ср}} = 570 \text{ кг/м}^3$ при $\omega_{a\text{ ср}} = 36\%$ (по табл.3 [5]);
 $C_m = 2,73 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{К)}$ по $\omega_{a\text{ ср}} = 36\%$ и $\theta_{\text{ ср}} = 40^\circ\text{C}$ (по табл.6 [5]);
 $\theta_{\text{ ср}} = 0,5(\theta_1 + \theta_2) = 0,5(20 + 60) = 40^\circ\text{C}$;
 $\lambda_t = 0,035 \text{ Вт/(м}\cdot\text{К)}$ по $\omega_{a\text{ ср}} = 36\%$, при $t_{\text{ ср}} = 150^\circ\text{C}$ (по табл.7 [5]).

Объемный расход сушильного агента при t_2 и x_2 :

$$V_{t2} = L_1(1 + x_2)/\rho_{t2} = 1,47(1 + 0,056)/0,887 = 1,75 \text{ м}^3/\text{с},$$

где $\rho_{t2} = 0,887$ при $t_2 = 100^\circ\text{C}$ и $x_2 = 0,056 \text{ кг/кг}$ (по Прил.2 [3]).

Объемный расход сушильного агента при t_1 и x_1 :

$$V_{t1} = L_1(1 + x_1)/\rho_{t1} = 1,47(1 + 0,021)/0,714 = 2,1 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Критерий Архимеда при $t_{\text{ ср}} = 150^\circ\text{C}$, $w_{a\text{ ср}} = 36\%$:

$$Ar = d_3^3 \rho_t \text{ ср} \rho_m \text{ ср} g / \mu_{t\text{ ср}}^2 = 2,67^3 \cdot (10^{-3})^3 \cdot 0,8 \cdot 570 \cdot 9,81 / (23,6 \cdot 10^{-6})^2 = 152876 = 1,53 \cdot 10^5.$$

Критерий $Re_{\text{кр}}$, соответствующий условиям начала псевдооживления:

$$Re_{\text{кр}} = Ar \Phi^2 / [(150(1 - \epsilon_0)/\epsilon_0^3) + (1,75 Ar/\epsilon_0^3)^{0,5}] =$$

$$= 1,53 \cdot 10^5 \cdot 0,832^2 / [(150(1 - 0,4)/0,4^3) + ((1,75 \cdot 1,53 \cdot 10^5)/0,43)^{0,5}] = 30,6.$$

Критическая скорость начала псевдооживления:

$$w_{\text{кр}} = Re_{\text{кр}} \mu_{t\text{ ср}} / d_3 \rho_{t\text{ ср}} = 30,6 \cdot 23,6 \cdot 10^{-6} / 2,67 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8 = 0,34 \text{ м/с}.$$

Предельно допустимая скорость сушильного агента в псевдооживленном слое при $\epsilon = 1$ для $d_{\text{ мин}}$ рассчитывается по формулам (6) – (12):

$$Ar_{\text{ мин}} = (d_{\text{ мин}})^3 \rho_t \text{ ср} \rho_m \text{ ср} g / \mu_{t\text{ ср}}^2 = 1,34^3 \cdot (10^{-3})^3 \cdot 0,8 \cdot 570 \cdot 9,81 / (23,6 \cdot 10^{-6})^2 = 19325$$

при $d_{\text{ мин}} = 0,5 d_3 = 0,5 \cdot 2,67 \cdot 10^{-3} = 1,34 \cdot 10^{-3} \text{ м}.$

$$w'_{\text{ вит}} = \Phi^{0,5} \mu_{t\text{ ср}} Ar_{\text{ мин}} / [d_{\text{ мин}} \rho_{t\text{ ср}} (18 + 0,61 (Ar_{\text{ мин}})^{0,5})] =$$

$$= 0,83^{0,5} \cdot 23,6 \cdot 10^{-6} \cdot 1,93 \cdot 10^4 / [1,34 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8 (18 + 0,61 (1,93 \cdot 10^4)^{0,5})] = 3,95 \text{ м/с}.$$

Предельное число псевдооживления:

$$K_{\text{ пр}} = w'_{\text{ вит}} / w_{\text{ кр}} = 3,95 / 0,34 = 11,6. \text{ Принимаем } K_w = 3, \text{ т.к. } K_{\text{ пр}} < 20.$$

Диаметр сушилки КС

Исходные данные

Параметры соснового опила

Вход в сушилку

Абсолютная влажность	$\omega_{a1} = 66,7\%$
Эквивалентный диаметр	$d_3 = 2,67 \text{ мм}$
Плотность при ω_{a1}	$\rho_{m1} = 707 \text{ кг/м}^3$ (табл.3 [5])
Фактор формы	$\Phi = 0,83.$

Выход из сушилки

Абсолютная влажность	$\omega_{a2} = 5,3\%$
Плотность при ω_{a2}	$\rho_{m2} = 482 \text{ кг/м}^3$ (табл.3 [5]).

Параметры сушильного агента

Вход в сушилку

Расход	$L_1 = 1,47 \text{ кг/с}$
Температура	$t_1 = 200^\circ\text{C}$

Влагосодержание

$x_1 = 0,021 \text{ кг/кг}$

Теплосодержание

$I_1 = 263 \text{ кДж/кг}$

Плотность

$\rho_{t1} = 0,712 \text{ кг/м}^3$ (Прил.2 [3])

Динамическая вязкость

$\mu_{t1} = 25,92 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (Прил.3 [3]).

Выход из сушилки

Температура

$t_2 = 100^\circ\text{C}$

Влагосодержание

$x_2 = 0,056 \text{ кг/кг}$

Теплосодержание

$I_2 = 252 \text{ кДж/кг}$

Плотность

$\rho_{t2} = 0,887 \text{ кг/м}^3$ (Прил.2 [3])

Динамическая вязкость

$\mu_{t2} = 21,26 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ (Прил.3 [3]).

Рабочая скорость псевдооживления: $w = K_w w_{\text{ кр}} = 3 \cdot 0,34 = 1,02 \text{ м/с}.$

Принимаем $w = 1,0 \text{ м/с}$ по опытным данным [5].

Объемный расход сушильного агента при $x_{\text{ ср}} = 0,0385 \text{ кг/кг}$, $t_{\text{ ср}} = 150^\circ\text{C}$:

$$V_{t\text{ ср}} = L_1(1 + x_{\text{ ср}})/\rho_{t\text{ ср}} = 1,47(1 + 0,0385)/0,8 = 1,9 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Диаметр сушилки: $D = (V_{t\text{ ср}}/0,785 w)^{0,5} = (1,9/0,785 \cdot 1)^{0,5} = 1,56 \text{ м}.$

Принимаем $D = 1,6 \text{ м}$ (по табл.12 [5]).

Сечение газораспределительной решетки: $S_p = 0,785 D^2 = 0,785 \cdot 1,6^2 = 2,0 \text{ м}^2.$

Высота псевдооживленного слоя

Скорость витания частиц опила по формуле (10) [5]:

$$w_{\text{ вит}} = 0,14 [\rho_m / ((0,02 + \epsilon/\delta) \rho_{t\text{ ср}})]^{0,5} = 0,14 [570 / ((0,02 + 0,9/2,1) \cdot 0,8)]^{0,5} = 5,58 \text{ м/с},$$

где $\delta = 2,1 \text{ мм}$; $\epsilon = 0,9$ для прямоугольных частиц.

Критерий Нуссельта рассчитывается по формулам (13) – (15);

при $(\omega_0)_{\text{ кр}} > \omega_{02}$ по формуле (15):

$$Nu = 1,6 \cdot 10^{-3} (w/w_{\text{ вит}})^{-1,5} (\omega_{02}/\omega_{0\text{ ср}})^{1,35} (Re_{\text{ кр}})^{0,95} =$$

$$= 1,6 \cdot 10^{-3} (1/5,58)^{-1,5} (5,3/20)^{1,35} 223^{0,95} = 1,6 \cdot 10^{-3} \cdot 13,18 \cdot 0,166 \cdot 170,17 = 0,6.$$

Критерий $Re_{\text{ кр}}$, рассчитанный по скорости в каналах $w_{\text{ к}} = w/\epsilon_0 = 1/0,4 = 2,5 \text{ м/с}$:

$$Re_{\text{ к}} = w_{\text{ к}} d_3 \rho_{t\text{ ср}} / \mu_{t\text{ ср}} = 2,5 \cdot 2,67 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8 / 23,6 \cdot 10^{-6} = 223.$$

Объемный коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_v = 6 Nu \lambda_{t\text{ ср}} (1 - \epsilon_0) / d_3^2 = 6 \cdot 0,6 \cdot 0,035 (1 - 0,4) / (2,67 \cdot 10^{-3})^2 = 10605 \text{ Вт/(м}^3 \cdot \text{К)}.$$

Средняя разность температур:

$$\Delta t_{\text{ ср}} = [(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)] / [\ln(t_1 - \theta_1)/(t_2 - \theta_2)] = [(200 - 20) - (100 - 50)] / [\ln(200 - 20)/(100 - 50)] = 101,5 \text{ К}.$$

Объем рабочей зоны сушилки:

$$V_{\text{ пс}} = (Q_u + Q_m) / \alpha_v \Delta t_{\text{ ср}} = (136 + 7,2) 10^3 / 10605 \cdot 101,5 = 0,133 \text{ м}^3.$$

Высота псевдооживленного слоя:

$$H_{\text{ пс}} = V_{\text{ пс}} / 0,785 D^2 = 0,133 / 0,785 \cdot 1,6^2 = 0,066 \text{ м}.$$

Принимаем конструктивно $H_{\text{ пс}} = 300 \text{ мм}$, так как $\omega_{a1} = 66,7\%$.

Выбираем беспровальную колпачковую решетку, в которой сушильный агент подается в слой в виде струй газа под углом от 0 до 60° к поверхности решетки. Доля живого сечения решетки $\varphi = 0,15 - 0,17.$

Проверим, будут ли выноситься из сушилки наименьшие частицы опила:
 $d_{\min} = 0,5d_s = 0,5 \cdot 2,67 = 1,34$ мм.

Критерий Ar'_{\min} при $(t_2, \omega_{02}, \rho_{t2}, \mu_{t2})$:

$$Ar'_{\min} = (d_{\min})^3 \rho_M g \rho_{t2} / (\mu_{t2})^2 = (1,34 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 482 \cdot 9,81 \cdot 0,887 / (21,26 \cdot 10^{-6})^2 = 22327.$$

Скорость витания частиц опила по формулам (8) – (10):

$$w''_{\text{внт}} = \Phi^{0,5} \mu_{t2} Ar'_{\min} / [d_{\min} \rho_{t2} (18 + 0,61 (Ar'_{\min})^{0,5})] = 0,83^{0,5} \cdot 21,26 \cdot 10^{-6} \cdot 22327 / [1,34 \cdot 10^{-3} \cdot 0,887 (18 + 0,61 (22327)^{0,5})] = 3,33 \text{ м/с}.$$

Рабочая скорость псевдоожижения $w = 1$ м/с меньше $w''_{\text{внт}} = 3,33$ м/с ($w < w''_{\text{внт}}$), поэтому наименьшие частицы d_{\min} выносятся из сепарационного пространства сушилки не будут.

Принимаем цилиндрический сушильный аппарат.

Высота сепарационного пространства: $H_c = 6H_{nc} = 6 \cdot 0,3 = 1,8$ м.

Высота сушильной камеры: $H_k = 2H_{nc} + H_c = 2 \cdot 0,3 + 1,8 = 2,4$ м.

Гидравлическое сопротивление сушилки КС

Порозность псевдоожиженного слоя при рабочей скорости $w = 1$ м/с:

$$\varepsilon = [(18Re + 0,36Re^2) / Ar]^{0,21} = [(18 \cdot 91 + 0,36 \cdot 91^2) / 1,53 \cdot 10^5]^{0,21} = 0,48$$

при $Re = wd_s \rho_{tcp} / \mu_{tcp} = 1,267 \cdot 10^{-3} \cdot 0,8 / 23,6 \cdot 10^{-6} = 91$ и $Ar = 1,53 \cdot 10^5$.

Гидравлическое сопротивление псевдоожиженного слоя:

$$\Delta P_{nc} = \rho_M (1 - \varepsilon) g H_c = 570 (1 - 0,48) 9,81 \cdot 0,3 = 872 \text{ Па}.$$

Гидравлическое сопротивление газораспределительной решетки:

$$\Delta P_p = 0,5 \xi (w/\varphi)^2 \rho_{tcp} = 0,5 \cdot 1,75 (1/0,15)^2 \cdot 0,8 = 31 \text{ Па},$$

где $\xi = 1,75$; $\varphi = 0,15$ для колпачковой решетки.

Минимально допустимое гидравлическое сопротивление решетки:

$$(\Delta P_p)_{\min} = \Delta P_{nc} K_w^2 (\varepsilon - \varepsilon_0) / [(K_w^2 - 1)(1 - \varepsilon_0)] = 872 \cdot 3^2 (0,48 - 0,4) / [(3^2 - 1)(1 - 0,4)] = 131 \text{ Па}$$

при $K_w = 3$; $\varepsilon_0 = 0,4$. Расчет показал, что $\Delta P_p < (\Delta P_p)_{\min}$, поэтому принимаем $\varphi = 0,07$ и снова определяем ΔP_p : $\Delta P_p = 0,5 \cdot 1,75 (1/0,07)^2 \cdot 0,8 = 143 \text{ Па}.$

Гидравлическое сопротивление сушилки:

$$\Delta P_c = \Delta P_{nc} + \Delta P_p = 872 + 143 = 1015 \text{ Па}.$$

Выбираем сушилку КС-1,6-2 по табл.12 [5] $\varnothing 1600$ мм,

$H_{nc} = 300$ мм, $\Delta P_c = 1015$ Па, $S_p = 2$ м², $H_c = 1,8$ м, $H_k = 2,4$ м.

Технико-экономические показатели сушилки

Технологические показатели работы сушилки

Производительность: $\bar{G}_1 = 0,14$ кг/с = 500 кг/ч.

Удельная производительность по испаренной влаге (напряжение по влаге): $A = W/S_p = 0,052/2 = 0,026$ кг/(м²·с) = 94 кг/(м²·ч).

Удельный объемный расход сушильного агента:

$$v = V_{t1}/S_p = 2,1/2 = 1,05 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с}) = 3780 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{ч}).$$

Энергетические показатели работы сушилки

Тепловой КПД процесса сушки: $\eta_1 = Q_u/Q_{06} = 136/149,7 = 0,9,$

где $Q_{06} = Q_u + Q_M + Q_{\text{пот}} = 136 + 7,2 + 6,5 = 149,7$ кДж/с.

Термический КПД сушилки: $\eta_2 = (I_1 - I_2)/I_1 = (263 - 252)/263 = 0,042.$

Коэффициент теплового напряжения: $V_T = (t_1 - t_2)/t_1 = (200 - 100)/200 = 0,5.$

Удельный расход природного газа на 1 кг испаренной влаги:

$$d_B = B/W = 7,25 \cdot 10^{-3} / 0,052 = 0,14 \text{ кг/кг}.$$

Удельный расход природного газа на 1 кг высушенного опила:

$$d_G = B/G_2 = 7,25 \cdot 10^{-3} / 0,088 = 0,08 \text{ кг/кг}.$$

Удельный расход тепла на 1 кг испаренной влаги:

$$d_Q = Q_{06}/W = 149,7/0,052 = 2879 \text{ кДж/кг}.$$

Удельный расход электроэнергии на 1 кг испаренной влаги:

$$d_N = \sum N_i/W = 2,2 + 0,2 + 2,0 + 17 + 0,2 + 1,1 = 22,7 \text{ кДж/кг},$$

где $N_1 = 2,2$ кВт - ленточный транспортер; $N_2 = 0,2$ кВт - шлюзовый дозатор; $N_3 = 2$ кВт - вентилятор подачи воздуха на горение; $N_4 = 17$ кВт - вентилятор-дымосос; $N_5 = 0,2$ кВт - шлюзовый затвор; $N_6 = 1,1$ кВт - винтовой транспортер.

Пневматическая труба-сушилка

Исходные данные

Параметры материала

Материал	сосновый опил
Эквивалентный диаметр	$d_s = 2,67$ мм
Производительность по влажному опилу	$G_1 = 0,15$ кг/с
Относительная влажность	
начальная	$\omega_{01} = 40\%$
конечная	$\omega_{02} = 15\%$
критическая	$\omega_{кр} = 20\%$
Начальная температура опила	$\theta_1 = 20^\circ\text{C}.$

Параметры наружного воздуха

Температура	$t_0 = 20^\circ\text{C}$
Влагосодержание	$x_0 = 0,01$ кг/кг (см. расчет горения мазута)
Теплосодержание	$I_0 = 46$ кДж/кг.

Параметры сушильного агента

Сушильный агент - это топочные газы, разбавленные воздухом.

Топливо - мазут М20.*

Вход в сушилку

Температура	$t_1 = 400^\circ\text{C}$
Влагосодержание	$x_1 = 0,0135$ кг/кг [4]
Плотность	$\rho_{t1} = 0,503$ кг/м ³ (Прил.2 [3])

* Расчет горения мазута выполнен при $x_0 = 0,0025$ кг/кг [4].

Выход из сушилки

Температура

$$t_2=100^\circ\text{C}.$$

Технологический расчет

Абсолютная влажность материала:

$$\text{на входе в сушилку: } \omega_{a1}=100\omega_{01}/(100-\omega_{01})=100\cdot 40/(100-40)=66,7\%;$$

$$\text{на выходе из сушилки: } \omega_{a2}=100\omega_{02}/(100-\omega_{02})=100\cdot 15/(100-15)=17,7\%;$$

$$\text{средняя } \omega_{a\text{cp}}=0,5(\omega_{a1}+\omega_{a2})=0,5(66,7+17,7)=42,2\%.$$

Теплофизические свойства соснового опила:

$$\rho_{\text{cp}}=590 \text{ кг/м}^3 \text{ при } \omega_{\text{аср}}=42,2\% \text{ (по табл.3 [5]);}$$

$$C_m=2,65 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)} \text{ при } \omega_{\text{аср}}=42,2\% \text{ и по } \theta_{\text{cp}}=0,5(\theta_1+\theta_2)=0,5(20+60)=40^\circ\text{C} \text{ (по табл. 6 [5]);}$$

$$\rho_n=200 \text{ кг/м}^3 \text{ при } \omega_{\text{аср}}=42,2\% \text{ и по табл.5 [5].}$$

Материальный баланс

Производительность по высушенному опилу:

$$\bar{G}_2=\bar{G}_1(100-\omega_{01})/(100-\omega_{02})=0,15(100-40)/(100-15)=0,106 \text{ кг/с.}$$

Количество испаренной воды: $W=\bar{G}_1-\bar{G}_2=0,15-0,106=0,044 \text{ кг/с.}$

Количество абсолютно сухого опила:

$$\bar{G}_a=\bar{G}_1(100-\omega_{01})/100=0,15(100-40)/100=0,09 \text{ кг/с.}$$

Количество воды во влажном опиле:

$$W_1=\bar{G}_1\omega_{01}/100=0,15\cdot 40/100=0,06 \text{ кг/с.}$$

Количество воды в высушенном опиле:

$$W_2=\bar{G}_2\omega_{02}/100=0,106\cdot 15/100=0,016 \text{ кг/с.}$$

Проверка баланса по воде: $W_1=W+W_2; 0,06=0,044+0,016 \text{ кг/с.}$

Построение рабочей линии процесса сушки на

I - x диаграмме(рис.13,14 [5])

Параметры наружного воздуха

Точка A на I - x диаграмме:

$$x_0=0,01 \text{ кг/кг (см. расчет горения мазута),}$$

$$I_0=46 \text{ кДж/кг,}$$

$$t_0=20^\circ\text{C}.$$

Параметры топочных газов

Точка K на I - x диаграмме: $x_{\text{гг}}=x'=0,04 \text{ кг/кг; } t_{\text{гг}}=1208^\circ\text{C;}$

$$I_{\text{гг}}=1,01\cdot 1000+(2493+1,97\cdot 1000)0,04=1189 \text{ кДж/кг.}$$

Параметры сушильного агента

Вход в сушилку

Точка B на I - x диаграмме:

$$x_1=x''=0,0135 \text{ кг/кг [4],}$$

$$t_1=400^\circ\text{C,}$$

$$I_1=448 \text{ кДж/кг (см. расчет барабанной сушилки).}$$

Выход из сушилки

Точка C на I - x диаграмме: $t_2=100^\circ\text{C}.$

Последовательность построения рабочей линии процесса сушки на I - x диаграмме (рис.13,14 [5]): строим точки A, K и B и определяем температуру материала на выходе из сушилки, при условии, что из опила испаряется только поверхностная влага при t_{m1} ($I_1=I_2$), тогда $\theta_2=t_{m1}=59^\circ\text{C}$ для точки B (см. пример расчета барабанной сушилки).

Расход тепла на нагрев опила:

$$Q_m=G_2C_m(\theta_2-\theta_1)=0,106\cdot 2,65(59-20)=11 \text{ кДж/с.}$$

Удельный расход тепла на нагрев опила:

$$q_m=Q_m/W=11/0,044=250 \text{ кДж/кг влаги.}$$

Удельные потери тепла принимаем $q_{\text{пот}}=200 \text{ кДж/кг.}$

Внутренний тепловой баланс сушилки:

$$\Delta=4,19\theta_1-(q_m-q_{\text{пот}})=4,19\cdot 20-(250+200)=-366 \text{ кДж/кг.}$$

Координаты точки E. Задаемся $x=0,05 \text{ кг/кг,}$

тогда $I=I_1+\Delta(x-x_1)=448-366(0,05-0,0135)=435 \text{ кДж/кг.}$

Строим точку E по координатам $x=0,05 \text{ кг/кг}$ и $I=435 \text{ кДж/кг.}$

Строим рабочую линию сушки BC, соединяя точку B с точкой E и продолжая линию до пересечения с $t_2=100^\circ\text{C}$, получаем точку C.

Определяем координаты точки C:

$$x_2=0,12 \text{ кг/кг; } I_2=400 \text{ кДж/кг; } t_{m2}=57^\circ\text{C}.$$

Тепловой баланс

Теплосодержание сушильного агента при x_1 и t_2 :

$$I_{12}=1,01t_2+(2493+1,97t_2)x_1=1,01\cdot 100+(2493+1,97\cdot 100)0,0135=137 \text{ кДж/кг.}$$

Теплосодержание подсосываемого воздуха при t_0 и x_0 : $I_{n0}=I_0=46 \text{ кДж/кг.}$

Теплосодержание подсосываемого воздуха при t_2 и x_0 :

$$I_{n2}=1,01t_2+(2493+1,97t_2)x_0=1,01\cdot 100+(2493+1,97\cdot 100)0,01=128 \text{ кДж/кг.}$$

Расход тепла на испарение влаги:

$$Q_u=W(2493+1,97t_2-4,19\theta_1)=0,044(2493+1,97\cdot 100-4,19\cdot 20)=114,7 \text{ кДж/с.}$$

Расход тепла на нагревание материала: $Q_m=11 \text{ кДж/с.}$

Потери тепла: $Q_{\text{пот}}=Wq_{\text{пот}}=0,044\cdot 200=9 \text{ кДж/кг.}$

Расход сушильного агента: $L_1=(Q_u+Q_m+Q_{\text{пот}})/[(I_{11}-I_{12})-0,05(I_{n2}-I_{n0})]=$

$$=(114,7+11+9)/(448-137)-0,05(128-46)=0,44 \text{ кг/с.}$$

Количество парогазовой смеси, выходящей из сушилки:

$$L_2=1,05L_1=1,05\cdot 0,44=0,46 \text{ кг/с.}$$

Влагосодержание сушильного агента на выходе из сушилки:

$$x_2=x_1+W/L_1=0,0135+0,044/0,44=0,114 \text{ кг/кг.}$$

По I - x диаграмме $x_2=0,12 \text{ кг/кг; } I_2=400 \text{ кДж/кг.}$

Теплосодержание сушильного агента на выходе из сушилки:

$$I_2=1,01t_2+(2493+1,97t_2)x_2=1,01\cdot 100+(2493+1,97\cdot 100)0,114=407 \text{ кДж/кг.}$$

Гидродинамический расчет

Исходные данные

Параметры соснового опила

Вход в сушилку

Абсолютная влажность	$\omega_{a1}=66,7\%$
Эквивалентный диаметр	$d_3=2,67 \cdot 10^{-3}$ м
Плотность при ω_{a1}	$\rho_{m1}=707$ кг/м ³ (табл.3 [5])
Фактор формы	$\Phi=0,83$.

Выход из сушилки

Абсолютная влажность	$\omega_{a2}=17,7\%$
Плотность при ω_{a2}	$\rho_{m1}=515$ кг/м ³ (табл.3 [5]).

Параметры сушильного агента

Вход в сушилку

Расход	$L_1=0,44$ кг/с
Температура	$t_1=400$ °С
Влагосодержание	$x_1=0,0135$ кг/кг
Теплосодержание	$I_1=448$ кДж/кг
Плотность	$\rho_{t1}=0,503$ кг/м ³ (Прил.2 [3])
Динамическая вязкость	$\mu_{t1}=33,15 \cdot 10^{-6}$ Па·с (Прил.3 [3]).

Выход из сушилки

Расход	$L_2=0,46$ кг/с
Температура	$t_2=100$ °С
Влагосодержание	$x_2=0,114$ кг/кг
Теплосодержание	$I_2=407$ кДж/кг
Плотность	$\rho_{t2}=0,867$ кг/м ³ (Прил.2 [3])
Динамическая вязкость	$\mu_{t2}=20,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с (Прил.3 [3]).

Средние значения параметров для сушилки:

$t_{cp}=0,5(t_1+t_2)=0,5(400+100)=250$ °С;
$x_{cp}=0,5(x_1+x_2)=0,5(0,0135+0,114)=0,064$ кг/кг;
$\rho_{t, cp}=0,5(\rho_{t1}+\rho_{t2})=0,5(0,503+0,861)=0,682$ кг/м ³ ;
$\mu_{t, cp}=0,5(\mu_{t1}+\mu_{t2})=0,5(33,15+20,5) \cdot 10^{-6}=26,82 \cdot 10^{-6}$ Па·с;
$\omega_{a, cp}=0,5(\omega_{a1}+\omega_{a2})=0,5(66,7+17,7)=42,2\%$;
$\rho_{m, cp}=601$ кг/м ³ при $\omega_{a, cp}=42,2\%$ (по табл.3 [5]);
$\lambda_{t, cp}=0,0425$ Вт/(м·К) при $t_{cp}=250$ °С (по табл.7 [5]).

Диаметр трубы-сушилки

Объемный расход сушильного агента:

на входе в сушилку при $t_1=400$ °С и $x_1=0,0135$ кг/кг:	$V_{t1}=L_1(1+x_1)/\rho_{t1}=0,44(1+0,0135)/0,503=0,89$ м ³ /с.
на выходе из сушилки при $t_2=100$ °С и $x_2=0,114$ кг/кг:	$V_{t2}=L_2(1+x_2)/\rho_{t2}=0,46(1+0,114)/0,861=0,6$ м ³ /с.

Далее расчет производим при средних значениях:

$$V_{t, cp}=L_{cp}(1+x_{cp})/\rho_{t, cp}=0,45(1+0,064)/0,682=0,7 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Критерий Архимеда:

$$Ar=(d_3)^3 \rho_{t, cp} \rho_m g / \mu_{t, cp}^2 = (2,67 \cdot 10^{-3})^3 \cdot 0,682 \cdot 601 \cdot 9,81 / (26,82 \cdot 10^{-6})^2 = 106400.$$

Критерий Рейнольдса для условий витания:

$$Re_{вит} = Ar / (18 + 0,61 Ar^{0,5}) = 106400 / [18 + 0,61(106400)^{0,5}] = 490.$$

Скорость витания шарообразной частицы:

$$(w_{вит})_{шар} = Re_{вит} \mu_{t, cp} / d_3 \rho_{t, cp} = 490 \cdot 26,82 \cdot 10^{-6} / 2,67 \cdot 10^{-3} \cdot 0,682 = 7,2 \text{ м/с}.$$

Скорость витания реальной частицы опила:

$$w_{вит} = (w_{вит})_{шар} \Phi^{0,5} = 7,2 \cdot 0,83^2 = 6,6 \text{ м/с}.$$

Фактическая скорость сушильного агента в сушилке:

$$w_{cp} = K w_{вит} = 1,6 \cdot 6,6 = 10,56 \text{ м/с}.$$

Диаметр трубы -сушилки:

$$D = (V_{t, cp} / 0,785 w)^{0,5} = (0,7 / 0,785 \cdot 10,56)^{0,5} = 0,29 \text{ м}.$$

Принимаем трубу $\varnothing 325 \times 12$ мм по табл.8 [7], $D=300$ мм.

Действительная скорость сушильного агента:

$$w_r = V_{t, cp} / 0,785 D^2 = 0,7 / 0,785 \cdot 0,3^2 = 9,9 \text{ м/с}.$$

Длина трубы-сушилки

Скорость движения частиц материала: $w_m = w_r - w_{вит} = 9,9 - 6,6 = 3,3$ м/с.

Концентрация материала (опила) в сушильном агенте:

$$\bar{Y} = (\bar{G}_1 + \bar{G}_2) w_r / [(L_1 + L_2)(1 + x_{cp}) w_m] = \\ = (0,15 + 0,106) \cdot 9,9 / [(0,44 + 0,46)(1 + 0,064) 3,3] = 0,7 \text{ кг/кг}$$

Критерий $Re_{вит}$ по w_r : $Re_{вит} = w_r d_3 \rho_{t, cp} / \mu_{t, cp} = 9,9 \cdot 2,67 \cdot 10^{-3} \cdot 0,682 / 26,82 \cdot 10^{-6} = 672$.

В зависимости от значений $Re_{вит}$ критерий Nu определяют по формулам (17) – (20).

Критерий Нуссельта: $Nu = 0,62(Re_{вит})^{0,5} = 0,62 \cdot 672^{0,5} = 16$.

Объемный коэффициент теплоотдачи:

$$\alpha_v = Nu \lambda_{t, cp} \bar{Y} \rho_{t, cp} / d_3^2 \rho_m = 6 \cdot 16 \cdot 0,0425 \cdot 0,7 \cdot 0,682 / (2,67 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 601 = 455 \text{ Вт/(м}^3 \cdot \text{К)}.$$

Средняя разность температур: $\Delta t_{cp} = [(t_1 - \theta_1) - (t_2 - \theta_2)] / \ln[(t_1 - \theta_1) / (t_2 - \theta_2)] =$ $= [(400 - 20) - (100 - 59)] / \ln[(400 - 20) - (100 - 59)] = 153$ К.

Объем трубы-сушилки:

$$V_c = (Q_u + Q_m) / \Delta t_{cp} \alpha_v = (114,7 + 11) \cdot 10^3 / 153 \cdot 455 = 1,8 \text{ м}^3.$$

Длина зоны сушки: $l_{zc} = V_c / 0,785 D^2 = 1,8 / 0,785 \cdot 0,3^2 = 25,5$ м.

Длину трубы от места ввода сушильного агента до места ввода влажного опила принимаем $l_m = 2$ м.

Длина участка разгона: $l_p = 0,5 w_r D = 0,5 \cdot 9,9 \cdot 0,3 = 1,5$ м.

Общая длина трубы-сушилки: $l = l_{zc} + l_m + l_p = 25,5 + 2 + 1,5 = 29$ м.

Гидравлическое сопротивление трубы-сушилки

Потери давления при движении чистого сушильного агента на трение и местные сопротивления:

$$\Delta P_r = 0,5 w_r^2 \rho_{т\text{ ср}} (1 + \lambda_r l/D + \sum \xi_{мс}) = 0,5 \cdot 9,9^2 \cdot 0,682 (1 + 0,095 \cdot 29/0,3 + 2,39) = 420 \text{ Па,}$$

где λ_r – коэффициент сопротивления трения.

При $Re_{\text{вит}} < 2300$ равен $\lambda_r = 64/Re_{\text{вит}} = 64/672 = 0,095$;

при $Re_{\text{вит}} \geq 2300$ λ_r принимают по рис.1-5[2].

Местные сопротивления трубы-сушилки принимаем по табл.12,14[7] и в соответствии со схемой:

вход в трубу, $\xi_{\text{вх}} = 1$ 1шт.

отвод $\alpha = 90^\circ$, $\xi_{\text{от}} = 0,39$ 1шт.

выход из трубы, $\xi_{\text{вых}} = 1$ 1шт.

$$\sum \xi_{мс} = \xi_{\text{вх}} + \xi_{\text{от}} + \xi_{\text{вых}} = 1 + 0,39 + 1 = 2,39.$$

Потери на трение при движении материала (опила):

$$\Delta P_m = 0,5 \lambda_m \bar{Y} (l/D) w_m^2 \rho_{т\text{ ср}} = 0,5 \cdot 0,02 \cdot 0,7 (29/0,3) 9,9^2 \cdot 0,682 = 42 \text{ Па,}$$

где λ_m – коэффициент трения; $\lambda_m = 0,01 - 0,03$.

Потери давления на поддержание опила во взвешенном состоянии:

$$\Delta P_{\text{под}} = \rho_{т\text{ ср}} g Y = 29 \cdot 0,682 \cdot 9,8 \cdot 0,7 = 136 \text{ Па.}$$

Потери давления на разгон опила до скорости движения $w_m = 3,3$ м/с:

$$\Delta P_{\text{раз}} = 0,5 \xi_{\text{раз}} Y w_r^2 \rho_{т\text{ ср}} = 0,5 \cdot 1,5 \cdot 0,7 \cdot 9,9^2 \cdot 0,682 = 35 \text{ Па,}$$

где $\xi_{\text{раз}}$ – коэффициент сопротивления разгона материала, $\xi_{\text{раз}} = 1 - 2$;

принимаем $\xi_{\text{раз}} = 1,5$.

Общее гидравлическое сопротивление трубы-сушилки:

$$\Delta P_c = \Delta P_r + \Delta P_m + \Delta P_{\text{под}} + \Delta P_{\text{раз}} = 420 + 42 + 136 + 35 = 633 \text{ Па.}$$

Технико-экономические показатели сушилки

Технологические показатели работы сушилки

Производительность: $\bar{G}_1 = 0,15 \text{ кг/с} = 540 \text{ кг/ч.}$

Удельная производительность по испаренной влаге (напряжение по влаге): $A = W/V_c = 0,044/1,8 = 0,024 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{с)} = 86,4 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{ч)}.$

Удельный объемный расход сушильного агента:

$$v = V_{т1}/V_c = 0,89/1,8 = 0,49 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{с)} = 1780 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч)}.$$

Энергетические показатели работы сушилки

Тепловой КПД процесса сушки: $\eta_1 = Q_w/Q_{06} = 114,7/134,7 = 0,85,$

где $Q_{06} = 114,7 + 11 + 9 = 134,7 \text{ кДж/с.}$

Термический КПД сушилки: $\eta_2 = (I_1 - I_2)/I_1 = (448 - 407)/448 = 0,091.$

Удельный расход мазута на 1 кг испаренной влаги:

$$d_b = B/W = 0,0046/0,044 = 0,1 \text{ кг/кг.}$$

Удельный расход мазута на 1 кг высушенного опила:

$$d_c = B/\bar{G}_2 = 0,0046/0,106 = 0,043 \text{ кг/кг.}$$

Удельный расход тепла на 1 кг испаренной влаги:

$$d_Q = O_{06}/W = 134,7/0,044 = 3061 \text{ кДж/кг.}$$

Удельный расход электроэнергии на 1 кг испаренной влаги:

$$d_N = \sum N_i/W = (2,2 + 0,55 + 1,1 + 2,8 + 22 + 5,5 + 0,1)/0,044 = 780 \text{ кДж/кг,}$$

или 0,22 (кВт·ч)/кг, где $N_1 = 2,2$ кВт – ленточный транспортер; $N_2 = 0,55$ кВт – шлюзовый дозатор; $N_3 = 1,1$ кВт – винтовой транспортер; $N_4 = 2,8$ кВт – насос подачи мазута в топку; $N_5 = 22$ кВт – вентилятор подачи воздуха на горение; $N_6 = 5,5$ кВт – вентилятор-дымосос; $N_7 = 0,1$ кВт – шлюзовый затвор.

Аэрофонтанная сушилка

Технологический расчет

Исходные данные для расчета аэрофонтанной сушилки принять такими же, как в расчете сушилки КС, поэтому расчет материального и теплового балансов, построение рабочей линии процесса сушки на I - x диаграмме – см. в расчете сушилки КС.

Гидродинамический расчет

Исходные данные для расчета аэрофонтанной сушилки приведены в гидродинамическом расчете сушилки КС.

Диаметр аэрофонтанной сушилки

Концентрация влажного опила в аэросмеси:

$$Y = \bar{G}_1/L_1(1+x_1) = 0,14/1,47(1+0,01) = 0,094 \text{ кг/кг.}$$

Концентрация высушенного опила в аэросмеси:

$$Y = \bar{G}_2/L_2(1+x_2) = 0,088/1,47(1+0,056) = 0,057 \text{ кг/кг.}$$

Допустимая концентрация Y до 0,1 кг/кг.

Объемный расход парогазовой смеси на выходе из сушилки:

$$V_{t2} = L_1(1+x_2)/\rho_{t2} = 1,47(1+0,056)/0,887 = 1,75 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Критерий Ar_1 при начальной влажности материала ω_{01} и параметрах сушильного агента на входе в сушилку (t_1, x_1 и т.д.):

$$Ar_1 = d_s^3 \rho_{т1} \rho_{м1} g / \mu_{т1}^2 = 2,67^3 (10^{-3})^3 0,712 \cdot 707 \cdot 9,81 / (25,92 \cdot 10^{-6})^2 = 1,4 \cdot 10^5.$$

Скорости витания частиц опила:

$$(w_{\text{вит}})_{\text{вх}} = \Phi^{0,5} \mu_{т1} Ar_1 / [d_s \rho_{т1} (18 + 0,61 Ar_1^{0,5})] = 0,83^{0,5} \cdot 25,92 \cdot 10^{-6} \cdot 1,4 \cdot 10^5 / [2,67 \cdot 10^{-3} \cdot 0,712 (18 + 0,61 (1,4 \cdot 10^5)^{0,5})] = 7,05 \text{ м/с.}$$

Скорость газа в горловине: $w_{r1} = 1,5 (w_{\text{вит}})_{\text{вх}} = 1,5 \cdot 7,05 = 10,6 \text{ м/с.}$

Диаметр горловины: $d_s = (V_{t1}/0,785 w_{r1})^{0,5} = (2,1/0,785 \cdot 10,6)^{0,5} = 0,5 \text{ м.}$ Диаметр горловины принимается равным 500 мм.

Диаметр широкой части рюмки:

$$D = (V_{t2}/0,785 w_{r2})^{0,5} = (1,75/0,785 \cdot 2,115)^{0,5} = 1,03 \text{ м,}$$

где w_{r2} – скорость парогазовой смеси в широкой части рюмки, м/с; принимается равной $w_{r2} = (0,2 - 0,5) w_{\text{вит}} = 0,3 \cdot 7,05 = 2,115 \text{ м/с.}$ Диаметр широкой части рюмки принимается равным 1000 мм. Скорость w_{r2} должна быть равна или меньше скорости витания высушенного опила $(w_{\text{вит}})_{\text{вых}}$. Определяем скорость $(w_{\text{вит}})_{\text{вых}}$.

Критерий Ar_2 при конечной влажности материала ω_{02} и параметрах парогазовой смеси на выходе из сушилки ($t_2, x_2, \rho_{t2}, \mu_{t2}$):

$$Ar_2 = d_3^3 \rho_2 \rho_m g / \mu_2^2 = 2,67^3 (10^{-3})^3 \cdot 0,887 \cdot 482 \cdot 9,81 / (21,26 \cdot 10^{-6})^2 = 176624.$$

Скорость витания частиц опила в широкой части рюмки:

$$(W_{\text{вит}})_{\text{вых}} = \Phi^{0,5} \mu_2 Ar_2 / [d_3 \rho_2 (18 + 0,61 Ar_2^{0,5})] = 0,83^{0,5} \cdot 21,26 \cdot 10^{-6} \cdot 176624 / [2,67 \cdot 10^{-3} \cdot 0,887 (18 + 0,61 (176624)^{0,5})] = 5,26 \text{ м/с.}$$

Скорость парогазовой смеси $w_{r2} = 2,115 \text{ м/с}$ принята правильно, так как $w_{r2} < (W_{\text{вит}})_{\text{вых}}$.

Высота конуса: $H_k = 2(D-d) = 2(1-0,5) = 1 \text{ м.}$

Угол раскрытия конуса: $\text{tg}(\alpha/2) = 0,5(D-d)/H_k = 0,5(1-0,5)/1 = 0,25$. $\alpha/2 = 14^\circ$, откуда $\alpha = 2 \cdot 14 = 28^\circ$.

Принимаем $H_k = 1 \text{ м}$, при $\alpha = 28^\circ$ (угол раскрытия конуса изменяется в пределах $20^\circ - 70^\circ$).

Объем усеченного конуса:

$$V_k = [\pi H_k (D^2 + d^2 + Dd)] / 12 = [3,14 \cdot 1 (1^2 + 0,5^2 + 1 \cdot 0,5)] / 12 = 0,46 \text{ м}^3.$$

Общий объем аэрофонтанной сушилки при $A = 140 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$:

$$V_{\text{суш}} = W/A = 0,052 \cdot 3600 / 140 = 1,34 \text{ м}^3,$$

где W - количество испаряемой воды; $W = 0,052 \text{ кг/с}$.

Количество конусов (рюмок), последовательно установленных в аэрофонтанной сушилке: $n = V_{\text{суш}}/V_k = 1,34/0,46 = 2,91$. Принимаем $n = 3$ шт.

Общая высота сушилки (см. рис. 12[5]):

$$H = (2d) + nH_k + 0,5(D+d) + 2d = 4 \cdot 0,5 + 3 \cdot 1 + 2(1+0,5) + 2 \cdot 0,5 = 9 \text{ м.}$$

Гидравлическое сопротивление аэрофонтанной сушилки

Гидравлическое сопротивление одного конуса:

$$\Delta P = 0,062 \rho_m (D/d)^{2,54} (\text{tg}(\alpha/2))^{0,18} (D/d-1) = 0,062 \cdot 570 (1/0,5)^{2,54} (\text{tg} 14)^{0,18} (1/0,5-1) = 35,34 \cdot 2^{2,54} \cdot 0,249^{0,18} \cdot 1 = 160 \text{ Па.}$$

где $\rho_m = 570 \text{ кг/м}^3$ при $\omega_{\text{аэп}} = 36\%$ (по табл. 3 [4]), $\alpha = 28^\circ$.

Гидравлическое сопротивление сушилки: $\Delta P_c = n \Delta P = 3 \cdot 160 = 480 \text{ Па.}$

Принимаем аэрофонтанную сушилку, состоящую из трех конусов (рюмок): $D = 1,0 \text{ м}$; $d = 0,5 \text{ м}$; $H_k = 1,0 \text{ м}$; $H = 9 \text{ м}$; $\Delta P_c = 480 \text{ Па.}$

Технико-экономические показатели сушилки

Технико-экономические показатели аэрофонтанной сушилки такие же, как и у сушилки КС, так как одинаковые исходные данные. Отличие только по показателям:

напряжение сушилки по испаряемой влаге принято $140 \text{ кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{ч})$;

удельный объемный расход сушильного агента:

$$\nu = V_{\text{п}}/V_{\text{суш}} = 2,1/1,34 = 1,6 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{с}) = 5760 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{ч}).$$

РАСЧЕТ КАЛОРИФЕРНОЙ УСТАНОВКИ

Паровые калориферы

Калориферы применяются для нагревания воздуха. Калориферы бывают паровые, водяные и электрические [7]. В сушильных установках используют паровые калориферы для нагревания воздуха до 150°C

насыщенным водяным паром с давлением до $0,6 \text{ МПа}$. В настоящее время из существующей серии паровых калориферов выпускаются только стальные пластинчатые калориферы типа КВС-П и КВБ-П № 6-12 ГОСТ 7201-80 (рис.1,2). Технические характеристики и габаритные размеры калориферов приведены в табл.1. Поверхность нагрева калорифера состоит из стальных труб, оребренных снаружи круглыми или прямоугольными шайбами.

Условные обозначения калориферов

Первая буква К - калорифер; вторая буква - материал трубок (В - сталь, С_к - биметалл: сталь и алюминий); третья буква - модель: М - малая (две трубки), С - средняя (три трубки), Б - большая (четыре трубки); число - номер калорифера; буква П - после числа - паровые.

Таблица 1

Технические характеристики калориферов

Тип калорифера	F _{КАЛ} , м ²	Площадь живого сечения, f, м ²		Размеры, мм			
		по воздуху	по пару	d _т	L	H	B
КВС6 - П	11,4	0,139	0,00116	32	578	575	180
КВС7 - П	14,6	0,172			703		
КВС8 - П	16,9	0,205			828		
КВС9 - П	19,6	0,238			953		
КВС10 - П	25,1	0,303			1203		
КВС11 - П	72	0,867	0,00232	50	1703	912	180
КВС12 - П	108	1,3	0,00347	50	1703	1412	180
КВБ6 - П	15,1	0,139	0,00154	32	578	575	220
КВБ7 - П	18,8	0,172			703		
КВБ8 - П	22,4	0,205			828		
КВБ9 - П	26,0	0,238			953		
КВС10 - П	33,3	0,303			1203		
КВБ11 - П	85,6	0,867	0,0031	50	1703	1075	220
КВС12 - П	143,5	1,3	0,0046	70	1703	1575	220

Обозначения. F_{КАЛ} - поверхность нагрева одного калорифера; d_т - диаметр патрубка подачи пара и отвода конденсата; L - длина; H - высота; B - ширина.

Пример условного обозначения

Калорифер КВС8 - П, где К - калорифер, В - трубки из стали, С - средняя модель (три трубки по ходу воздуха), 8 - номер калорифера (№8), П - паровой.

Подключение калориферов

По направлению движения воздуха калориферы устанавливаются последовательно (более трех калориферов устанавливать не рекомендуется) в зависимости от проходного сечения калорифера f, от допустимой массовой скорости воздуха w_р и от требуемой поверхности

ПЛАСТИНЧАТЫЙ КАЛОРИФЕР

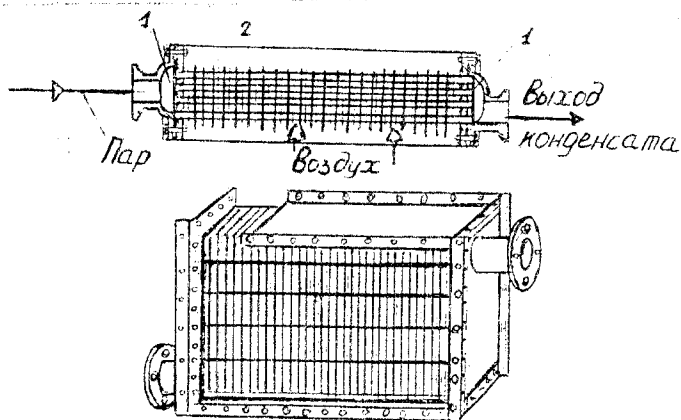


Рис.1:
1 – камера; 2 – ребра

КАЛОРИФЕРНАЯ УСТАНОВКА

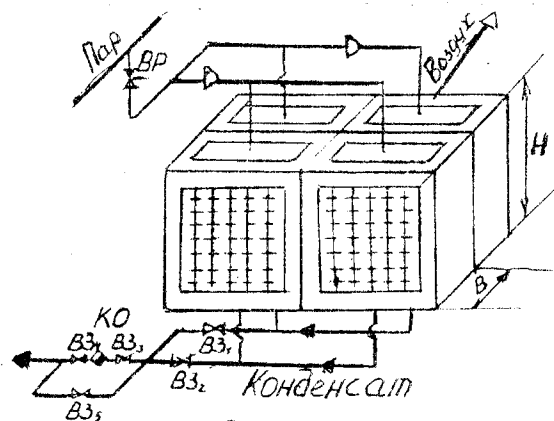


Рис.2:
КО – конденсатоотводчик ; ВЗ – вентиль запорный ; ВР – вентиль регулирующий

теплообмена F . Пар в группу calorиферов подводится сверху, а конденсат отводится снизу. Принципиальную схему присоединения трубопроводов к calorиферам см. на рис.2.

Расчет парового calorифера

Расход тепла в calorифере, кВт: $Q_k = L (J_1 - J_0) + Q_{пот} = 1,05 L (J_1 - J_0)$,
где L – количество нагреваемого воздуха, кг/с; J_1, J_0 – теплосодержание воздуха на входе и выходе из calorифера, кДж/кг; $Q_{пот} = (0,03 - 0,05) Q_k$ – потери тепла принимаются в пределах 3-5% от полезного Q_k , кВт.

Расход греющего пара, кг/с: $D = Q_k / (J - i_{конд})$,
где $J, i_{конд}$ – теплосодержание пара и конденсата, определяемые при давлении пара P и по табл. LVII [2].

Средняя разность температур, К:

$$\Delta t_{cp} = ((T - t_0) - (T - t_1)) / \ln((T - t_0) / (T - t_1)),$$

где T – температура пара, °C; t_0, t_1 – температура воздуха на входе и выходе из calorифера, °C

Массовую скорость воздуха w_p при проектировании calorиферов по экономическим соображениям принимают в пределах 7 - 12 кг/(м²·с).

Плотность воздуха ρ_t определяют по средней температуре $t_{cp} = 0,5(t_1 + t_0)$, по влажосодержанию $x_0 = x_1$ и по прил.2 [3].

Приняв значение массовой скорости воздуха и зная плотность воздуха, определяют скорость движения воздуха w в calorифере. Распределение потоков в calorифере показано на рис.3.

Распределение потоков

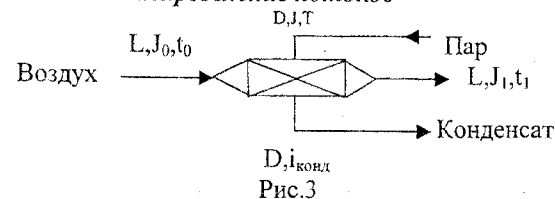


Рис.3

Коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·К): $K = 1,162 (2 + 7 w^{0,5})$.

Поверхность нагрева calorифера определяют из основного уравнения теплопередачи: $F = Q_k / K \Delta t_{cp}$.

По табл. 1 выбирают calorифер по расчетной поверхности F .

Общее число calorиферов: $N = F / F_{кал}$,

где $F_{кал}$ – поверхность нагрева одного calorифера, м².

Число параллельно включаемых calorиферов: $n = L / f (w_p)$,

где f – площадь живого сечения по воздуху, м².

Число последовательно включаемых calorиферов: $m = N / n$.

Далее уточняют скорость воздуха в калорифере по уравнению расхода и вновь рассчитывают К и F. При расхождении менее 5% повторные расчеты не выполняются.

Гидравлическое сопротивление калориферной установки движению воздуха: $\Delta P_{\text{кал}} = 0,23m (w_{p1})^{1,7}g$,

где g - ускорение силы тяжести; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$.

Пример расчета парового калорифера

Исходные данные

Параметры воздуха

Расход воздуха $L = 11,2 \text{ кг/с}$
 Температура на входе $t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$
 Температура на выходе $t_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$
 Влажность воздуха $x_0 = x_1 = 0,01 \text{ кг/кг}$.

Параметры греющего пара

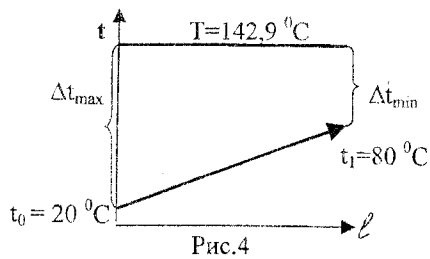
Давление $P = 0,4 \text{ МПа}$
 Температура $T = 142,9 \text{ }^\circ\text{C}$ (табл. LVII [2])
 Теплосодержание пара $J = 2744 \text{ кДж/кг}$ (табл. LVII [2])
 Теплосодержание конденсата $i_{\text{конд}} = 601 \text{ кДж/кг}$ (табл. LVII [2]).

Средняя разность температур

Среднюю разность температур $\Delta t_{\text{ср}}$ определяем по среднеарифметическому закону, так как отношение $(\Delta t_{\text{max}}/\Delta t_{\text{min}}) < 2$ (рис.4).

Средняя разность температур

$$t = f(l)$$



$$\begin{aligned} \Delta t_{\text{max}} &= T - t_0 = 142,9 - 20 = 122,9 \text{ К} \\ \Delta t_{\text{min}} &= T - t_1 = 142,9 - 80 = 62,9 \text{ К} \\ \Delta t_{\text{max}}/\Delta t_{\text{min}} &= 122,9/62,9 = 1,95 \\ \Delta t_{\text{ср}} &= 0,5 (\Delta t_{\text{max}} + \Delta t_{\text{min}}) = \\ &= 0,5 (122,9 + 62,9) = 92,9 \text{ К}. \end{aligned}$$

Принимаем массовую скорость воздуха $w_{p1} = 9 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)}$.

Плотность воздуха $\rho_1 = 1,05 \text{ кг/м}^3$ при $t_{\text{ср}2} = 0,5 (t_0 + t_1) = 0,5 (20 + 80) = 50 \text{ }^\circ\text{C}$, при $x_0 = 0,01 \text{ кг/кг}$ (по Прил.2 [3]).

Теплосодержание воздуха на входе в калорифер при t_0 и x_0 :

$$J_0 = 1,01t_0 + (2493 + 1,97t_0)x_0 = 1,01 \cdot 20 + (2493 + 1,97 \cdot 20) \cdot 0,01 = 45,4 \text{ кДж/кг}.$$

Теплосодержание воздуха на выходе из калорифера при t_1 и x_1 :

$$J_1 = 1,01t_1 + (2493 + 1,97t_1)x_1 = 1,01 \cdot 80 + (2493 + 1,97 \cdot 80) \cdot 0,01 = 107,3 \text{ кДж/кг}.$$

Тепловая нагрузка калорифера:

$$Q_k = 1,05 L (J_1 - J_0) = 1,05 \cdot 11,2 (107,3 - 45,4) = 728 \text{ кВт}.$$

Расход греющего пара: $D = Q / (J - i_{\text{конд}}) = 728 / (2744 - 601) = 0,34 \text{ кг/с}$.

Скорость воздуха в калорифере: массовая скорость воздуха $w_{p1} = 9$, откуда $w = 9/\rho_1 = 9/1,05 = 8,57 \text{ м/с}$.

Коэффициент теплопередачи:

$$K = 1,162 (2 + 7 w^{0,5}) = 1,162 (2 + 7 \cdot 8,57^{0,5}) = 26 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Поверхность нагрева калорифера:

$$F = Q_k / K \Delta t_{\text{ср}} = 728 \cdot 10^3 / 26 \cdot 92,9 = 301,4 \text{ м}^2.$$

Принимаем калорифер по табл. I типа КВС12-П $F_{\text{кал}} = 108 \text{ м}^2$; $f = 1,3 \text{ м}^2$.

Общее число калориферов: $N = F / F_{\text{кал}} = 301,4 / 108 = 2,79$.

Число параллельно включаемых калориферов по воздуху:

$$n = L / f (w_{p1}) = 11,2 / 1,3 \cdot 9 = 0,95.$$

Принимаем к установке один параллельно включаемый калорифер.

Фактическая массовая скорость воздуха:

$$(w_{p1}) = L / f n = 11,2 / 1,3 \cdot 1 = 8,62 \text{ м/с}.$$

Число последовательно включаемых калориферов:

$$m = N / n = 2,79 / 1 = 2,79. \text{ Принимаем } m = 3.$$

Уточненный расчет

Объемный расход воздуха:

$$V_1 = L (1 + x_0) / \rho_1 = 11,2 (1 + 0,01) / 1,05 = 10,77 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Фактическая скорость воздуха в калорифере КВС12-П из уравнения расхода: $V_1 = f w$, откуда $w = V_1 / f = 10,77 / 1,3 = 8,29 \text{ м/с}$.

Коэффициент теплопередачи:

$$K = 1,162 (2 + 7 w^{0,5}) = 1,162 (2 + 7 \cdot 8,29^{0,5}) = 25,7 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

Поверхность нагрева калорифера:

$$F = Q_k / K \Delta t_{\text{ср}} = 728 \cdot 10^3 / 25,7 \cdot 92,9 = 304,9 \text{ м}^2.$$

Расхождение в расчете поверхностей менее 5%, поэтому повторные расчеты более не выполняем: $(304,9 - 301,4) / 304,9 = 1,15\%$.

Вывод. Принимаем к установке три последовательно включаемых калорифера типа КВС12-П, поверхность нагрева одного калорифера $F_{\text{кал}} = 108 \text{ м}^2$, общая поверхность $F = 3 \cdot 108 = 324 \text{ м}^2$.

Гидравлическое сопротивление калориферной установки движению воздуха: $\Delta P_{\text{кал}} = 0,23m (w_{p1})^{1,7}g = 0,23 \cdot 3 \cdot 8,62^{1,7} \cdot 9,81 = 264 \text{ Па}$.

Расчет и выбор конденсатоотводчиков

Теплообменные аппараты (конденсаторы, подогреватели, калориферы), обогреваемые насыщенным водяным паром, должны снабжаться **конденсатоотводчиками**, которые непрерывно отводят конденсат и предотвращают прорыв пара в линию отвода конденсата, что создает условия для экономного расходования дорогого пара. Схема установки конденсатоотводчика - см. рис.2.

Конденсатоотводчик устанавливают ниже места отвода конденсата из теплообменника не менее чем на 0,5 м и снабжают обводной линией для того, чтобы теплообменник мог работать бесперебойно при ремонте (отключении) конденсатоотводчика. Конденсатоотводчик имеет клапан (поплавок), который пропускает конденсат и запирает пар в теплообменнике. Технические характеристики конденсатоотводчиков приведены в табл.2,3.

Расчет конденсатоотводчика состоит в определении диаметра условного прохода d_y по максимальному коэффициенту пропускной способности K_n (табл. 4)

Таблица 2
Производительность конденсатоотводчиков «Симплекс», кг/с

Тип	d_y , мм	Максимальный перепад давления, ΔP , МПа			
		0,3	0,6	0,9	1,3
21/2	25	0,55	0,32	0,19	0,11
3	32	1,17	0,76	0,46	0,25
5	50	1,89	1,69	1,14	0,79

Таблица 3
Производительность и размеры конденсатоотводчика типа 45КЧ 4бр., кг/с

Технические характеристики	Номер конденсатоотводчика					
	00	0	1	2	3	4
Диаметр условного прохода, d_y , мм	15	20	25	30	40	50
Расход пара при $P = 1,0$ МПа, кг/с	0,22	0,44	0,83	1,25	1,94	2,78
Диаметр клапана, мм	3	4	5	6	8	10

Таблица 4
Диаметр условного прохода (d_y) конденсатоотводчика

d_y , мм	20	25	32	40	50	80
K_n , кг/с	0,28	0,44	0,69	1,11	1,75	2,77

Коэффициент пропускной способности: $K_n = 0,16 D/\Delta P^{0,5}$,
где D – расход пара, кг/с; ΔP – перепад давления между давлением пара и давлением в линии отвода конденсата.

Пример. Подобрать конденсатоотводчик к калориферу КВС12-П. Расход пара $D = 0,34$ кг/с. Давление греющего пара $P = 0,4$ МПа. Давление в линии отвода конденсата $P_{\text{конд}} = 0,1$ МПа.

Коэффициент пропускной способности:

$$K_n = 0,16 D/\Delta P^{0,5} = 0,16 \cdot 0,34 / (0,4 - 0,1)^{0,5} = 0,099.$$

При значении коэффициента $K_n = 0,099$ и по табл.4 принимаем диаметр условного прохода $d_y = 20$ мм, затем по табл.3 выбираем конденсатоотводчик типа 45Ч4бр. №0, $d_y = 20$ мм, $D = 0,44$ кг/с, диаметр клапана 4 мм.

РАСЧЕТ ПОДОГРЕВАТЕЛЯ МАЗУТА

Мазут перед подачей в форсунку подогревают до $100 - 110$ °С с целью уменьшения вязкости. Для подогрева используют змеевиковые теплообменники, состоящие из паровых змеевиков, помещенных в бак с мазутом (рис 5). Эти теплообменники просто устроены, поверхность теплообмена доступна для осмотра и ремонта. Недостаток - низкая скорость движения мазута в баке, в результате чего теплоотдача снаружи змеевиков происходит путем свободной конвекции с невысоким коэффициентом теплоотдачи α_2 . Проектный расчет змеевикового подогревателя включает определение поверхности теплообмена и конструктивных размеров.

Проектный расчет

Тепловая нагрузка: $Q = Vc(t_2 - t_1)$,

где V - производительность по мазуту, кг/с; c - удельная теплоемкость мазута, Дж/(кг·К); (см [прил.1[3]]); t_1, t_2 - температура мазута начальная и конечная, °С.

Расход греющего пара: $D = Q/\tau$,

где τ - теплота конденсации пара, кДж/кг; (см. табл. LV11 [2]).

Средняя движущая сила процесса теплообмена:

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{max} - \Delta t_{min}) / \ln(\Delta t_{max} / \Delta t_{min}),$$

где Δt_{max} и Δt_{min} - большая и меньшая разности температур между паром и мазутом на концах теплообменника.

Коэффициент теплопередачи: $K = 1 / (1/\alpha_1 + \sum \delta/\lambda + \sum r_3 + 1/\alpha_2)$,

где δ и λ - толщина и теплопроводность стенки трубы змеевика, м и Вт/(м·К) соответственно; α_1 и α_2 - коэффициенты теплоотдачи конденсирующегося пара и мазута, Вт/(м²·К); $\sum r_3 = r_{31} + r_{32}$ - термическое сопротивление загрязнений со стороны пара и мазута, (м²·К)/Вт (см. табл. XXX1 [2]).

Коэффициент теплоотдачи при конденсации водяного пара внутри змеевика: $\alpha_1 = 1,85 A^2 \Delta t L^{0,7} d^{-0,5}$,

где $\Delta t = t_{cp1} - t_{ст1}$ - разность температур конденсации пара и стенки; принимается $\Delta t = (1 - 3)K$; A - коэффициент, объединяющий физико-химические константы воды и пара. Значения в зависимости от температуры конденсации пара приведены на рис.4.8[2]; d - внутренний диаметр трубы, м; L - длина трубы.

При конденсации пара в змеевиках длина змеевика не должна быть очень большой, так как в нижней части длинных змеевиков скапливается конденсат, что ухудшает теплоотдачу; кроме того, уменьшается давление пара, что приводит к снижению Δt_{cp} - полезной разности температур. По практическим данным, для паровых змеевиков начальная скорость пара в змеевике не должна превышать 30 м/с. Предельное наибольшее отношение

ЗМЕЕВИКОВЫЙ ТЕПЛООБМЕННИК

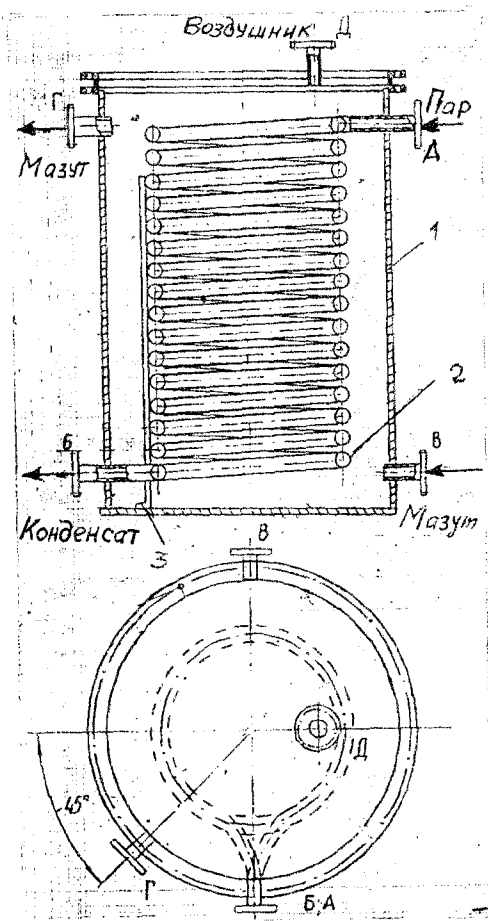


Рис. 5:

1 – бак с мазутом; 2 – паровой змеевик; 3 – стойка для крепления змеевика

длины змеевика к диаметру трубы $(L/d)_{\max}$ в зависимости от давления пара P_a , при $\Delta t_{cp} = 30 - 40$ К приведено в табл. 5.

Таблица 5

Значения $(L/d)_{\max}$				
P_a , МПа	0,49	0,29	0,15	0,078
$(L/d)_{\max}$	275	225	175	125

При других значениях Δt_{cp} для паровых змеевиков значения L/d следует умножить на коэффициент $(G/\Delta t_{cp})^{0,5}$.

Критерий Грасгофа: $Gr = gd^3 \rho^2 \beta \Delta t / \mu^2$,

где ρ - плотность мазута, kg/m^3 (см. Прил. 1 [3]); μ - динамическая вязкость мазута, $Pa \cdot s$ (см. Прил. 1 [3]);

$$\beta \Delta t = (\rho_{t1} - \rho_{t2}) / \rho_{t2},$$

где ρ_{t1}, ρ_{t2} - плотность мазута при температурах t_1 и t_2 .

Критерий Прандтля: $Pr = \mu c / \lambda$,

где λ - коэффициент теплопроводности мазута, $Вт/(м \cdot К)$. Значения μ, c, λ, ρ определяют при $t_{cp2} = t_{cp1} - \Delta t_{cp}$ и по Прил. 1 [3].

Коэффициент теплоотдачи при естественной конвекции снаружи труб змеевика:

$$\text{при } 10^3 < Gr \cdot Pr < 10^9 - Nu = 0,5 (Gr \cdot Pr)^{0,25}$$

$$\text{при } Gr \cdot Pr > 10^9 - Nu = 0,15 (Gr \cdot Pr)^{0,33}$$

Требуемая поверхность теплообмена: $F = Q / K \Delta t_{cp}$.

Конструктивный расчет змеевиковых теплообменников включает определение общей длины трубы L , числа витков n , высоты змеевика H , числа параллельных секций z и диаметра корпуса теплообменника.

Общая длина змеевика: $L = F / (\pi d_{cp})$,

где d_{cp} - средний диаметр трубы, из которой навивается змеевик, m ;

$$d_{cp} = (d_a + d_n) / 0,5$$

Длина одного витка змеевика как винтовой линии: $l = (\pi D_1^2 + h^2)^{0,5}$,

где D_1 - диаметр витка змеевика; $D_1 = (0,5 - 1,2) m$; h - шаг (расстояние между осями соседних витков), m ; $h = (1,5 - 2,0) d_n$, где d_n - наружный диаметр трубы.

Число параллельных секций: $z = L / L_{\max}$.

Число витков змеевика: $n = L / l$.

Общая высота: $H = nh$.

Внутренний диаметр корпуса теплообменника, в который погружается змеевик: $D = D_1 + (3 + 4) d_n$.

Пример расчета змеевикового теплообменника

Исходные данные

Параметры мазута

Мазут

марки М 60

Производительность

$B = 100$ кг/ч

Температура

начальная
конечная

$$t_1 = 20^{\circ}\text{C}$$

$$t_2 = 100^{\circ}\text{C}$$

Расчет теплообменника

Принимаем медную трубу $\varnothing 38 \times 2,5$ мм.

Тепловая нагрузка: $Q = Vc(t_2 - t_1) = 100/3600 \cdot 1900(100 - 20) = 4222$ Вт,
 $c = 1900$ Дж/(кг·К) (по Прил. 1 [7]) по $t_{cp} = (t_1 + t_2)/2 = (20 + 100)/2 = 60^{\circ}\text{C}$.

Расход греющего пара: $D = Q/r = 4243/2208 \cdot 10^3 = 1,91 \cdot 10^{-3}$ кг/с.

Принимаем температуру греющего пара t_{cp} на $15 - 20^{\circ}\text{C}$ выше температуры мазута t_2 ; $t_{cp1} = t_2 + (15 - 20) = 100 + 20 = 120^{\circ}\text{C}$.

По табл. LV11 [5] при $t_{cp1} = 1200^{\circ}\text{C}$ определяем $P_a = 0,2$ МПа – абсолютное давление пара и $r = 2208 \cdot 10^3$ Дж/кг.

Коэффициент теплоотдачи при конденсации пара внутри змеевика.

$$\alpha_1 = 1,85 A^2 \Delta t L^{0,7} d^{0,5} = 1,85 \cdot 7,9^2 \cdot 1,6,4^{0,7} \cdot 0,033^{0,5} = 2330 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

где значение коэффициента A находим по рис. 4.8 [2] при $t_{cp1} = 120^{\circ}\text{C}$; ($A = 7,9$); принимаем $\Delta t = 1$ К; L определяем из соотношения $(L/d_v)_{\max}$ по табл.5 при $P_a = 0,2$ МПа; $(L/d_v)_{\max} = 193$ откуда $L = 193 \cdot 0,033 = 6,4$ м.

Средняя разность температур (рис.6):

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}) / \ln(\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}) = (100 - 20) / \ln(100/20) = 50 \text{ К}.$$

Средняя температура мазута: $t_{cp2} = t_{cp1} - \Delta t_{cp} = 120 - 50 = 70^{\circ}\text{C}$.

Теплофизические константы мазута при $t_{cp2} = 70^{\circ}\text{C}$ и по Прил. 1 [3]:

$$\rho = 967 \text{ кг}/\text{м}^3; \lambda = 0,13 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К}); \mu = 6,6 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}; c = 2050 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К}).$$

Критерий Грасгофа: $Gr = (gd_s^3 \rho^2 \beta \Delta t) / \mu^2 = 9,8 \cdot 0,033^3 \cdot 962^2 \cdot 0,02 / 6,6^2 \cdot 10^{-6} = 1,5 \cdot 10^5$, где $\beta \Delta t = (\rho_{200} - \rho_{100}) / \rho_{100} = (981,5 - 962) / 962 = 0,02$.

Критерий Прандтля: $Pr = \mu c / \lambda = 6,6 \cdot 10^{-3} \cdot 2,05 \cdot 10^3 / 0,13 = 104$.

$$Gr \cdot Pr = 1,5 \cdot 10^5 \cdot 104 = 1,56 \cdot 10^7,$$

что меньше 10^9 , поэтому определяем α_2 по уравнению $Nu_2 = 0,5(GrPr)^{0,25}$.

Средняя разность температур

$$t = f(l)$$

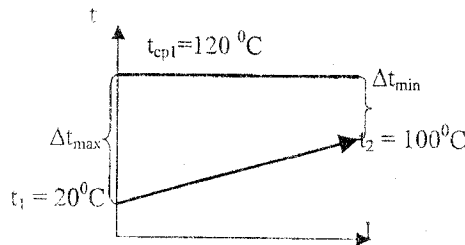


Рис.6

$$\Delta t_{\max} = 120 - 20 = 100 \text{ К}$$

$$\Delta t_{\min} = 120 - 100 = 20 \text{ К}$$

Коэффициент теплоотдачи при свободной конвекции мазута снаружи труб змеевика: $Nu_2 = 0,5(GrPr)^{0,25} = 0,5(1,56 \cdot 10^7)^{0,25} = 31,4$.

Откуда $Nu_2 = \alpha_2 d_w / \lambda$; $\alpha_2 = Nu \lambda / d_w = 31,4 \cdot 0,13 / 0,033 = 124 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений:

$$\sum r = \delta/\lambda + r_{s1} + r_{s2} = 2,5 \cdot 10^{-3} / 384 + 1/5800 + 1/2900 = 0,52 \cdot 10^{-3} \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт},$$

где $r_{s1} = 1/5800 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$; $r_{s2} = 1/2900 \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$ (по табл. XXXI [2]).

Коэффициент теплопередачи:

$$K = 1 / (1/\alpha_1 + \sum r + 1/\alpha_2) = 1 / (1/2330 + 0,52 \cdot 10^{-3} + 1/124) = 111 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Поверхность теплообмена: $F = Q / K \Delta t_{cp} = 4222 / 111 \cdot 50 = 0,76 \text{ м}^2$.

Общая длина змеевика: $L = F / (\pi d_{cp}) = 0,76 / 3,14 \cdot 0,0355 = 6,82$ м,

где $d_{cp} = (38 + 33) \cdot 10^{-3} \cdot 0,5 = 0,0355$ м.

Число параллельных секций: $z = L / L_{\max} = 6,82 / 6,4 = 1,07$.

Принимаем $z = 1$.

Диаметр витка змеевика $D_1 = 350$ мм находим по табл. 6 при $F = 0,76 \text{ м}^2$.

Длина одного витка змеевика: $l_1 = (\pi D_1^2 + h^2) = (3,14 \cdot 0,35^2 + 0,076^2) = 0,39$ м при $h = 2d_w = 2 \cdot 0,038 = 0,076$ м.

Число витков змеевика: $n = L / l_1 = 6,82 / 0,39 = 17,5$; принимаем $n = 18$.

Общая высота: $H = hn = 0,076 \cdot 18 = 1,4$ м.

Диаметр бака: $D = D_1 + 4d_w = 0,350 + 4 \cdot 0,038 = 0,5$ м.

Таблица 6

Диаметр труб и витка змеевика

Поверхность теплообмена, $F, \text{ м}^2$	Диаметр, мм	
	труб	витка змеевика, D_1
1	$\varnothing 38 \times 2,5$	350
2	$\varnothing 38 \times 2,5$	500
3	$\varnothing 38 \times 2,5$	600
5	$\varnothing 38 \times 2,5$	750
7	$\varnothing 57 \times 2,5$	850
10	$\varnothing 52 \times 2,5$	1000

Принимаем змеевиковый подогреватель со следующими характеристиками: $F = 0,76 \text{ м}^2$, $\varnothing 38 \times 2,5$ мм;

$l = 7$ м; $z = 1$; $n = 18$; $D_1 = 350$ мм; $D = 500$ мм; $h = 76$ мм.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Таблица 1

Состав и теплота сгорания сухих природных газов

Месторождение	Состав, масс. %							Q _н ^г , кДж/м ³
	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C _m H _n	CO ₂	N ₂	
Елшанское (Саратовская область)	93,2	0,7	0,6	0,6	0,5		4,4	35100
Курдюмовское (Саратовская область)	92,2	0,8		1,0			6,0	34300
Бугурусланское	77,8	4,4	1,7	0,8	0,6	0,2	13,5	34120
Ставрополь-Кавказский: южное поле	60,0						1,6	22170
	97,7					0,7	40,0	35100
Шебалинское	93,5	4,0	1,0	0,5	0,5	0,1	0,4	38200
Мелитопольское	97,9		0,1			0,2	1,8	35100
Газли (Узбекистан)	94,9	3,0	0,9	0,6	4,5	0,1	0,5	34850

Таблица 2

Удельная теплосмкость газа при давлении 760 мм. рт. ст.

Температура, °С	Средняя удельная теплосмкость, кДж/(кг·К)												
	CO ₂	H ₂ O	H ₂	CO	N ₂	O ₂	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	SO ₂		
0	2,81	1,84	14,17	1,04	1,03	0,91	2,18	1,64	1,28	1,59	0,607		
100	2,86	1,87	14,35	1,04	1,03	0,92	2,29	1,86	1,78	1,81	0,662		
200	2,91	1,89	14,42	1,04	1,03	0,93	2,45	2,06	2,01	2,02	0,712		
300	2,95	1,92	14,43	1,05	1,04	0,95	2,63	2,27	2,22	2,22	0,755		
400	2,98	1,95	14,50	1,05	1,04	0,96	2,82	2,46	2,42	2,42	0,783		
500	3,01	1,97	14,52	1,07	1,05	0,97	2,98	2,64	2,59	2,58	0,809		
600	3,04	2,00	14,55	1,08	1,06	0,99	3,15	2,81	2,76	2,75	0,828		
700	3,06	2,04	14,60	1,09	1,07	1,00	3,32	2,97	2,91	2,89	0,840		
800	3,08	2,07	14,62	1,10	1,08	1,01	3,48	3,12	3,04	3,01	0,854		
900	3,10	2,11	14,70	1,12	1,10	1,02	3,64	3,25	3,17	3,14	0,863		
1000	3,12	2,14	14,78	1,13	1,11	1,03	3,77	3,38	3,28	3,24	0,873		
1100	3,13	2,17	14,85	1,14	1,11	1,04	3,89	3,51	3,40	3,35			
1200	3,15	2,21	14,93	1,15	1,12	1,05	4,00	3,58	3,50	3,46			
1300	3,16	2,24	15,02	1,16	1,13	1,06							
1400	3,17	2,27	15,10	1,16	1,14	1,07							
1500	3,18	2,33	15,20	1,17	1,15	1,07							

Таблица 3

Допустимые тепловые напряжения топочного объема топок

Вид топлива	$q \cdot 10^{-3}$, кДж/(м ³ ·ч)
Генераторный газ	840 - 1050
Природный газ	1260 - 8400
Мазут	840 - 1260
Дрова, торф кусковой	840 - 1050
Каменный уголь	1050 - 1260
Опилки, щепа, шелуха, лузга и др.	630 - 840

Таблица 4

Состав и теплотворная способность мазута

Вид топлива	Элементарный состав, масс. %						Q_H^p
	C_r	H_r	S_r	N_r+O_r	A_p	W_p	
Мазут мало-сернистый:							
М20	87,2	11,7	0,5	0,6	0,1	2,0	40400
М40	87,4	11,2	0,5	0,9	0,2	3,0	39400
М60	87,6	10,7	0,7	1,0	0,2	3,0	39020
Мазут сернистый:							
М10	85,2	11,6	2,5	0,7	0,1	1,0	40280
М20	85,0	11,6	2,9	0,5	0,2	2,0	39610
М40	85,0	11,4	3,2	0,4	0,3	3,0	38850

Список литературы

1. Орлов В.П., Кожевников Н.П. Расчет топок для сушильных установок. Екатеринбург, УГЛТА, 1992. 18с.
2. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Л.: Химия. 1987. 576с.
3. Старцева Л.Г., Ведерникова М.И. Гидравлические расчеты. ч.11 Примеры расчетов и выбора насосов и вентиляторов. Екатеринбург, УГЛТА, 2000. 44с.
4. Кожевников Н.П. Примерный расчет сушильной установки для сушки кормовых дрожжей. Екатеринбург, УГЛТА, 1980. 36с.
5. Ведерникова М.И., Орлов В.П., Терентьев В.Б., Штеба Т.В., Кожевников Н.П. Проектирование сушильных установок для сушки измельченной древесины. ч.1. Технологические и гидродинамические расчеты. Екатеринбург, УГЛТА, 2001. 44 с.
6. Сушильные аппараты и установки. Каталог. М.: ЦИНТИХИМ-НЕФТЕМАШ, 1988. 72с.
7. Ведерникова М.И. Гидравлические расчеты. ч.1. Расчет и выбор насосов и вентиляторов. Екатеринбург, УГЛТА, 2000. 40с.

Содержание

Расчет топок для сушильных установок	3
Параметры топочных газов при горении природного газа	3
Параметры топочных газов при горении мазута	5
Расчет сушилок	8
Барabanная сушилка	8
Сушилка кипящего слоя	13
Пневматическая труба-сушилка.....	19
Аэрофонтанная сушилка	25
Расчет калориферной установки	26
Паровые калориферы	26
Расчет и выбор конденсатоотводчиков	31
Расчет подогревателя мазута	33
Приложение	38
Список литературы	41
Содержание	41