

МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ

Начальное, критическое и конечное влагосодержания сушимого материала

$$u_0 = W_0 / (100 - W_0) , \text{ кг/кг}; \quad u_k = W_k / (100 - W_k) , \text{ кг/кг};$$

$$u_2 = W_2 / (100 - W_2) , \text{ кг/кг}.$$

Начальное и конечное влагосодержания могут быть любыми (начать и закончить процесс сушки можно в любой момент), но критическое влагосодержание зависит от свойств материала. Критическое влагосодержание характеризует переход от испарения поверхностной к удалению внутренней влаги. Если критическое влагосодержание отсутствует, то у материала имеется только поверхностная влага. Производительность сушильной установки по абсолютно сухой массе

$$G_{\text{сух}} = G_2 / (1 + u_2) , \text{ кг/ч}.$$

Расход влажного материала

$$G_1 = G_{\text{сух}} * (1 + u_0) , \text{ кг/ч}.$$

Количество испаряемой влаги

$$W = G_{\text{сух}} * (u_0 - u_2) , \text{ кг/ч}.$$

СОСТАВ И ТЕПЛОТА СГОРАНИЯ ТОПЛИВА

Состав твердого топлива на рабочую массу берется по заданию.

$$W^p + A^p + C^p + H^p + N^p + O^p + S_{\text{к+ор}}^p = 100 \%$$

Если для получения топочных газов используется твердое топливо, которое сушится в установке, необходимо выполнить перерасчет элементарного состава топлива на конечную влажность W_2 , при которой топливо выходит из сушилки.

В задании дано топливо такое же как у вас, но с другой влажностью. Вы вначале сушите топливо в сушилке до влажности W_2 , а затем часть этого топлива сжигаете для получения дымовых газов.

$$A_2^p = A^p * (100 - W_2^p) / (100 - W^p) = A^p * K , \%$$

$$C^p_2 = K \cdot C^p; H^p_2 = K \cdot H^p; N^p_2 = K \cdot N^p; O^p_2 = K \cdot O^p; S_{(k+op)}^p_2 = K \cdot S_{k+op}^p$$

$$W^p_2 + A^p_2 + C^p_2 + H^p_2 + N^p_2 + O^p_2 + S_{k+op}^p_2 = 100 \%$$

В дальнейших расчетах используются новые значения элементарного состава. Индекс «2» для простоты отбрасываем.

Те кто сушит не топливо, у кого мазут или газ пересчет не делают.

Высшую теплоту сгорания твёрдого и жидкого топлива определяют по формуле Менделеева

$$Q^p_{\text{в}} = 340C^p + 1260H^p - 109(O^p - S_{k+op}^p), \text{ кДж/кг}$$

Или по справочным данным (по заданию)

$$Q^p_{\text{в}} = Q^p_{\text{н}} + 25,14 \cdot (9H^p + W^p), \text{ кДж/кг}$$

При необходимости осуществляют перерасчёт табличной теплоты сгорания твердого топлива на конечную влажность W_2

$$Q^p_{\text{н}2} = (Q^p_{\text{н}} + 25,14W_2^p) \frac{100 - W_2^p}{100 - W^p} - 25,14W_2^p, \text{ кДж/кг.}$$

Низшая теплота сгорания сухого газообразного топлива

$$Q^p_{\text{н}} = 22,4(22,3CH_4 + 21,16C_2H_6 + 20,7C_3H_8 + 20,41C_4H_{10} + \\ + 20,24C_2H_2 + 21,24C_2H_4 + 20,57C_3H_6 + 20,28C_4H_8 + \\ + 4,53CO + 53,42H_2 + 6,87H_2S), \text{ кДж / кг.}$$

Значения, полученные по формуле Менделеева и по практическим данным, могут не совпадать, поэтому ведите расчет одним из способов на выбор

Высшая теплота сгорания газообразного топлива

$$Q^p_{\text{в}} = Q^p_{\text{н}} + 2514 \cdot \sum \frac{0,09 \cdot n}{12m + n} \cdot C_m H_n, \text{ кДж/кг.}$$

где $C_m H_n$ – составляющие газообразного топлива в процентах по массе.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ ПАРАМЕТРОВ ТОПОЧНЫХ ГАЗОВ

Теоретическое количество воздуха, необходимое для полного сгорания твердого или жидкого топлива

$$L_0 = 0,115C^p + 0,345H^p - 0,043(O^p - S_{k+op}^p), \text{ кг/кг.}$$

Теоретическое количество воздуха, необходимое для полного сгорания газообразного топлива

$$L_0 = 1,38 \cdot (0,0179CO + 0,248H_2 + 0,44H_2S + \\ + \sum \frac{m+n/4}{12 \cdot m+n} \cdot C_m H_n - O_2), \text{ кг/кг.}$$

Коэффициент избытка воздуха в топке (только для схемы а – сжигания без камеры смешения) для твердого или жидкого топлива

$$\alpha_m = \frac{Q_6^p \cdot \eta_T + c_T t_T - (1 - \frac{9H^p + W^p + A^p}{100}) c_{c2} t_{c2} - \frac{9H^p + W^p}{100} i_n}{L_0 (c_{c2} t_{c2} + \frac{i_n d_0}{1000} - I_0)} + \\ + \frac{W_T (\dot{i}_n - i_n)}{L_0 (c_{c2} t_{c2} + \frac{i_n d_0}{1000} - I_0)}$$

Для газообразного топлива коэффициент избытка воздуха в топке

$$\alpha_m = \frac{Q_6^p \cdot \eta_T + c_T t_T - (1 - \sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n) c_{c2} t_{c2} - (\sum \frac{0,09n}{12m+n} C_m H_n) i_n}{L_0 (c_{c2} t_{c2} + \frac{i_n d_0}{1000} - I_0)}$$

Здесь W_T, \dot{i}_n – масса и энтальпия водяного пара, применяемого для дутья или для распыливания топлива; i_n – энтальпия водяного пара

при температуре $t_{c2} = t_1$; c_{c2} - средняя массовая теплоёмкость продуктов сгорания при температуре $t_{c2} = t_1$ (см. приложение). При $\alpha_m > 5$ теплоёмкость продуктов сгорания равна теплоёмкости воздуха. Если вы не сжигаете мазут $W_T = 0$.

Масса сухих продуктов сгорания для твёрдого или жидкого топлива

$$G_{c2} = 1 + \alpha_m L_0 - \frac{A^p + 9H^p + W^p}{100}, \text{ кг/кг.}$$

Масса сухих продуктов сгорания для газообразного топлива

$$G_{c2} = 1 + \alpha_m L_0 - \sum \frac{0.09 \cdot n}{12 \cdot m + n} C_m H_n; \text{ кг/кг.}$$

Масса водяных паров в составе продуктов сгорания для твёрдого или жидкого топлива

$$G_n = \frac{9H^p + W^p}{100} + \frac{a_m L_0 d_0}{1000} + W_T; \text{ кг/кг.}$$

Масса водяных паров в составе продуктов сгорания для сухого газообразного топлива

$$G_n = \sum \frac{0.09 \cdot n}{12 \cdot m + n} C_m H_n + \frac{a_m L_0 d_0}{1000}; \text{ кг/кг.}$$

Энтальпия продуктов сгорания на выходе из топки

$$I_m = \frac{Q_6^p \cdot \eta_T + C_T t_T + \alpha_m L_0 I_0 + W_T i_n}{G_{c2}}, \text{ кДж / кг.}$$

Влагосодержание продуктов сгорания на выходе из топки

$$d_m = \frac{1000 \cdot G_n}{G_{c2}}, \text{ г / кг}$$

Коэффициент избытка воздуха, дополнительно подаваемого в камеру смешения (только для схемы б – сжигания с камерой смешения без рециркуляции)

$$\alpha_{дон} = \frac{Q_6^p \cdot \eta_T + c_T t_T + \alpha_m L_0 I_0 - G_{c2} c_{c2} t_{cm} - G_n i_{cm}}{L_0 (c_6 t_{cm} + \frac{i_{cm} d_0}{1000} - I_0)}$$

Здесь $i_{см}$ – энтальпия водяного пара при температуре смеси $t_{см} = t_1$.

Энтальпия смеси продуктов сгорания и присадочного воздуха на выходе из камеры смешения (для схемы б)

$$I_{см} = \frac{Q_p^p \cdot \eta_T + c_T t_T + (\alpha_{дон} + \alpha_m) L_0 I_0}{G_{с2} + \alpha_{дон} L_0}, \text{ кДж / кг}$$

Энтальпия смеси продуктов сгорания и присадочного воздуха на выходе из камеры смешения (для схемы в)

$$I_{см} = \frac{I_m + n \cdot I_0}{1 + n}, \text{ кДж / кг.}$$

Кратность смешения продуктов сгорания и присадочного воздуха (для схемы б)

$$n = \frac{I_m - I_{см}}{I_{см} - I_0}$$

Влагосодержание смеси продуктов сгорания и присадочного воздуха на выходе из камеры смешения (для схемы б и в)

$$d_{см} = \frac{d_m + n \cdot d_0}{1 + n}, \text{ г / кг}$$

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОСНОВНЫХ ПАРАМЕТРОВ СУШИЛЬНОГО АГЕНТА В ПРОЦЕССЕ СУШКИ МАТЕРИАЛА (по I-d ДИАГРАММЕ)

Температура материала на выходе из сушилки при $u_0 > u_k > u_2$

$$\vartheta_2 = \vartheta_m + (t_2 - \vartheta_m)(u_k - u_2) / u_k, ^\circ\text{C}$$

Температура материала на выходе из сушилки при $u_k > u_0$

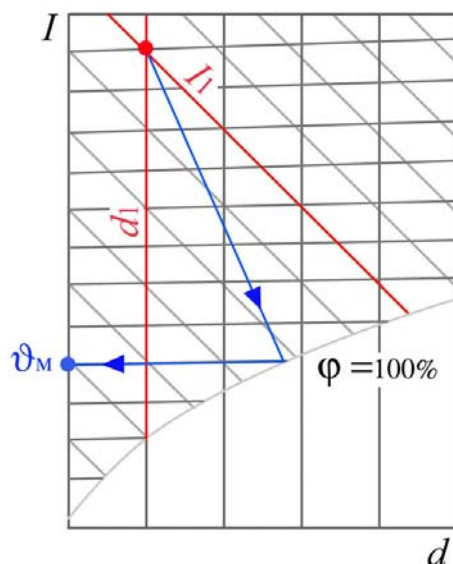
$$\vartheta_2 = \vartheta_m + (t_2 - \vartheta_m)(u_0 - u_2) / u_0, ^\circ\text{C}$$

Температура материала на выходе из сушилки при $u_2 > u_k$ (или u_k – отсутствует)

$$\vartheta_2 = \vartheta_m, ^\circ\text{C}$$

На I-d диаграмме ставим точку на пересечении линий $I_m = I_1$ и $d_m = d_1$ (для схемы а) и $I_{см}$ и $d_{см}$ (для схемы б и в). Точка лежит на вершине угла, образованного линиями $I = \text{const}$ и $d = \text{const}$. Из вершины проводим луч процесса (примерно по биссектрисе) до линии

$\varphi = 100\%$ и определяем температуру в точке пересечения. Она примерно совпадает по значению с температурой смоченного термометра ϑ_m .



Удельный расход теплоты на испарение влаги

$$q_{исп} = (i_0 + c_n t_2 - c_w \vartheta_0), \text{ кДж / кг.}$$

Удельный расход теплоты на нагрев материала

$$q_{наг} = \frac{(c_m + c_w \cdot u_2) \cdot (\vartheta_2 - \vartheta_0)}{u_0 - u_2}, \text{ кДж / кг}$$

Потери теплоты в окружающую среду от 10 до 12 %.

$$q_{окр} = (0,1 \div 0,12)(q_{исп} + q_{наг}), \text{ кДж / кг}$$

Термовлажностное отношение, или угловой коэффициент процесса

$$\Delta = c_w \vartheta_0 - (q_{наг} + q_{окр}) = \frac{\vartheta_0 (c_w u_0 + c_m) - \vartheta_2 (c_w u_2 + c_m)}{(u_0 - u_2)} - q_{окр}$$

Энтальпия сушильного агента на входе в сушилку (только для схемы в)

$$I_1 = \frac{c_{e1} \cdot t_1 \cdot \Delta + \left(\frac{d_{см}}{1000} \cdot \Delta - I_{см} \right) (i_0 + c_n t_1)}{\Delta - (i_0 + c_n t_1)}, \text{ кДж / кг.}$$

Здесь: c_{e1} - теплоёмкость сушильного агента, равная теплоёмкости воздуха при температуре t_1 на входе в сушильную установку (приложение 2).

Влагосодержание сушильного агента на входе в сушилку (для схемы в)

$$d_1 = d_{см} + \frac{1000(I_{см} - I_1)}{\Delta}, \quad \text{г/кг}.$$

Энтальпия сушильного агента на выходе из сушильной установки

$$I_2 = \frac{c_{\theta 2} \cdot t_2 \cdot \Delta + \left(\frac{d_1}{1000} \cdot \Delta - I_1 \right) (i_0 + c_n t_2)}{\Delta - (i_0 + c_n t_2)}, \quad \text{кДж/кг}.$$

Здесь: $c_{\theta 2}$ - теплоёмкость сушильного агента, равная теплоёмкости воздуха при температуре t_2 на выходе из сушильной установки.

Влагосодержание сушильного агента на выходе из сушильной установки

$$d_2 = d_1 + \frac{1000(I_2 - I_1)}{\Delta}, \quad \text{г/кг}.$$

Порядок построения процессов на I-d диаграмме следующий.

Сначала на I-d диаграмму наносится точка 0, соответствующая параметрам наружного воздуха. Далее по рассчитанным энтальпии I_m и влагосодержанию d_m строится точка Т, соответствующая параметрам топочных газов на выходе из топки. Точка С или СМ, соответствующая параметрам смеси на выходе из камеры смешения, лежит на прямой, соединяющей 0 и Т (см. рис. 10.б и 10.в методички). При отсутствии камеры смешения (рис.10.а) координаты точек Т и 1 совпадают, при наличии камеры смешения без рециркуляции (рис.10.б) параметры точек С (СМ) и 1 также совпадают.

Параметры точки 2, соответствуют состоянию сушильного агента на выходе из сушильной камеры, а линия, соединяющая точки 1 и 2 является линией действительного процесса сушки.

РАСХОД ТОПОЧНЫХ ГАЗОВ ПРИСАДОЧНОГО ВОЗДУХА, СУШИЛЬНОГО АГЕНТА И ТОПЛИВА

Расход сушильного агента для схем:

$$\text{а) } L_{с2} = \frac{1000 \cdot W}{d_2 - d_m}; \quad \text{б) } L_{с2} = \frac{1000 \cdot W}{d_2 - d_{см}}; \quad \text{в) } L_{с2} = \frac{1000 \cdot W}{d_2 - d_1}, \quad \text{кг/ч}$$

Расход смеси, выходящей из камеры смешения, для схемы (в) :

$$L_{см} = \frac{1000 \cdot W}{d_2 - d_{см}}, \quad \text{кг/ч}.$$

Расход присадочного воздуха для схем:

$$\text{б) } L_{\text{в}} = \frac{L_{\text{сз}} \cdot n}{1 + n} ; \text{ в) } L_{\text{в}} = \frac{L_{\text{см}} \cdot n}{1 + n}, \text{ кг/ч}$$

Расход топочных газов для схем:

$$\text{б) } L_m = \frac{L_{\text{сз}}}{1 + n} ; \text{ в) } L_m = \frac{L_{\text{см}}}{1 + n}, \text{ кг/ч}$$

Кратность рециркуляции сушильного агента для схемы(в)

$$k_p = \frac{L_{\text{сз}} - L_{\text{см}}}{L_{\text{см}}}, \text{ кг/ч.}$$

Расход рециркуляции сушильного агента для схемы(в)

$$L_p = L_{\text{см}} \cdot k_p, \text{ кг/ч.}$$

$$\text{а) } B_T = \frac{L_{\text{сз}}}{G_{\text{сз}}}; \text{ б) } B_T = \frac{L_{\text{сз}}}{G_{\text{сз}}(1 + n)}; \text{ в) } B_T = \frac{L_{\text{см}}}{G_{\text{сз}}(1 + n)}, \text{ кг/ч.}$$

Объем топочной камеры для получения сушильного агента

$$V_T = \frac{B_T Q_{\text{в}}^p}{3600 q_v}, \text{ м}^3.$$

Напряжение топочного объема принимается в зависимости от способа сжигания и вида топлива (см. приложение).

ВЫБОР СКОРОСТИ ГАЗОВ, ОПРЕДЕЛЕНИЕ КИНЕТИЧЕСКИХ КОЭФФИЦИЕНТОВ И ОБЪЁМА БАРАБАНА.

Основные размеры барабана выбирают по ГОСТ 27120-86 или 27134-86 в соответствии с объёмом сушильного пространства. Объём сушильного пространства $V_{\text{б}}$ складывается из объёма $V_{\text{пр}}$, необходимого для прогрева влажного материала до температуры, при которой начинается интенсивное испарение влаги (до температуры смоченного термометра сушильного агента ϑ_m) и объёма $V_{\text{с}}$, требуемого для проведения процесса испарения влаги, т.е. $V_{\text{б}} = V_{\text{пр}} + V_{\text{с}}$. В соответствии с этим весь процесс сушки разбивают на два этапа: прогрев и испарение.

Снижение энтальпии сушильного агента в период прогрева с учётом потерь в окружающую среду (при $u_k > u_0$, $(u_0 - u_k)q_{\text{окр}} = 0$)

$$\Delta I_{\text{пр}} = \frac{G_{\text{сyx}}(d_2 - d_1)[(c_m + c_w u_0)(\vartheta_m - \vartheta_0) + (u_0 - u_k)q_{\text{окр}}]}{1000 \cdot W}$$

Энтальпия сушильного агента в конце периода прогрева

$$I_{np} = I_1 - \Delta I_{np}, \text{ кДж/кг}$$

Температура сушильного агента в конце периода прогрева

$$t_{np} = \frac{I_{np} - i_0 d_1 / 1000}{c_s + c_n d_1 / 1000}, ^\circ\text{C}.$$

Параметры сушильного агента в конце периода прогрева нужно показать на графике. Для этого откладываем на $I-d$ диаграмме из точки 1 вертикально вниз по линии $d=\text{const}$ отрезок, численно равный ΔI_{np} . В полученной точке (П или ПР) получаем энтальпию I_{np} и температуру t_{np} сушильного агента в конце периода прогрева и уточняем ранее принятое значение температуры смоченного термометра ϑ_m . Точку П на графике соединяем с точкой 2.

Количество теплоты отданное сушильным агентом в период прогрева материала среду (при $u_k > u_0, (u_0 - u_k)q_{окр} = 0$)

$$Q_{np} = G_{сух}[(c_m + c_w u_0)(\vartheta_m - \vartheta_0) + (u_0 - u_k)q_{окр}], \text{ кДж/ч}$$

Температурный напор на участке прогрева

$$\Delta t_{np} = \frac{(t_1 - \vartheta_0) - (t_{np} - \vartheta_m)}{\ln \frac{(t_1 - \vartheta_0)}{(t_{np} - \vartheta_m)}}, ^\circ\text{C}$$

Средние значения физических параметров сушильного агента:

Температура t_{cp} , влагосодержание d_{cp} , плотность ρ_Γ , коэффициент кинематической вязкости ν_ϵ и коэффициент теплопроводности λ_Γ

$$t_{cp} = \frac{t_1 + t_2}{2}, ^\circ\text{C}; d_{cp} = \frac{d_1 + d_2}{2 \cdot 1000}; \text{кг} / \text{кг}$$

$$\rho_\Gamma = \frac{\rho_0 \cdot 273 \cdot 622 \cdot (1 + d_{cp})}{(273 + t_{cp})(622 + d_{cp})}, \text{кг} / \text{м}^3; \text{ где } \rho_0 = 1,293 \text{кг} / \text{м}^3$$

$$\nu_\epsilon = \frac{\nu_{t_{cp}} + d_{cp} \cdot \nu_n}{1 + d_{cp}}, \text{м}^2 / \text{с}; \quad \lambda_\epsilon = \frac{\lambda_{t_{cp}} + d_{cp} \lambda_n}{1 + d_{cp}}, \text{Вт} / \text{м}^\circ\text{C}$$

Средние значения влагосодержания u_{cp} , и плотности ρ_m сушеного материала

Парциальное давление водяных паров в газе на входе и выходе из сушилки

$$P_n^{cp} = \frac{P_n^{6x} + P_n^{6blx}}{2}; \text{Па}$$

25

$$\Delta P_{cp} = \frac{(P_{nn1} - P_n^{ex}) - (P_{nn2} - P_n^{ex})}{\ln \frac{P_{nn1} - P_n^{ex}}{P_{nn2} - P_n^{ex}}}; Па$$

P_{nn1} и P_{nn2} – давления насыщенного водяного пара при температуре смоченного термометра сушильного агента в начале и конце процесса сушки определяют по I-d диаграмме или давлению насыщенного пара (приложение 3).

Температуры смоченного термометра на входе и выходе из сушилки могут отличаться друг от друга и от ранее принятого среднего значения ϑ_m . Уточняем значения температур смоченного термометра, так, чтобы разности в скобках $(P_{nn1} - P_n^{ex})$ и $(P_{nn2} - P_n^{ex})$ были положительными.

Потенциал массообмена, выраженный через концентрацию пара

$$\Delta C_{cp} = \frac{18 \cdot 273 \cdot \Delta P_{cp}}{22,4(273 + t_{cp})P_B}; кг / м^3$$

Объёмный коэффициент теплоотдачи для сушильного барабана α_v зависит от степени заполнения барабана β , частоты вращения n , скорости газов w_r , дисперсности материала и может быть рассчитан по эмпирическому уравнению М. В. Лыкова

$$\alpha_v = 16(\rho_z \omega_z)^{0,9} \cdot n^{0,7} \cdot \beta^{0,54}; Вт / м^2 K$$

Данное уравнение справедливо при $n = 1,5-5$ оборот/мин; $\beta = 10-25\%$; $\rho_r w_r = 0,6-1,8$ кг/(м²с).

Скорость газа в барабане ограничивается уносом частиц мелких фракций и не должна превышать значения таблицы 3.

Таблица 3

Максимально допустимые скорости сушильного агента в барабане

Средний размер частиц мм	Значение w_r , м/с при ρ_m , кг/м ³				
	350	1000	1400	1800	2200
Менее 0,3	0,5	2,0	3,0	4,0	5,0
От 0,3 до 2	0,5-1	2-5	3-7,5	4-10	5-12
Более 2	1,3	5,3	8,0	10,5	13

Коэффициент заполнения барабана материалом зависит от типа перевалочных устройств: для подъёмно-лопастного $\beta = 12-14\%$; для распределительного $\beta = 20\%$; для распределительного с закрытыми ячейками $\beta = 25-28\%$.

Объёмный коэффициент массообмена может быть рассчитан по эмпирическому уравнению

$$\beta_V = \frac{1,6 \cdot 10^{-2} (\rho_z \omega_z)^{0,9} \cdot n^{0,7} \cdot \beta^{0,54} \cdot P_B}{c_z \rho_z (P_B - P_n^{cp})}; \quad c^{-1}$$

Объем сушильного барабана, необходимый для прогрева материала

$$V_{np} = \frac{Q_{np}}{3,6 \cdot \alpha_V \cdot \Delta t_{np}}; \quad m^3$$

Объем сушильного барабана, необходимый для испарения влаги

$$V_c = \frac{W}{3600 \cdot \beta_V \cdot \Delta C_{cp}}; \quad m^3$$

Общий объем сушильного барабана

$$V_B = V_{np} + V_c; \quad m^3$$

Напряжение рабочего объема барабана по испаренной влаге

$$A_V = \frac{W}{V_B}; \quad кг / m^3 ч$$

Выбираем ближайший по объему стандартный барабан и находим его основные характеристики – длину L_B и диаметр D_B по [ГОСТ 27120-86](#) или [27134-86](#).

Площадь живого сечения барабана для прохода сушильного агента

$$F_o = \frac{\pi \cdot D_B^2 (100 - \beta)}{4 \cdot 100}; \quad m^2$$

Действительная скорость газов в барабане

$$\omega_z' = \frac{L_{cz} (1 + d_{cp})}{3600 \cdot \rho_z \cdot F_B}; \quad м / с$$

Если расхождение между действительной и ранее принятой скоростями газов больше чем 30%, то необходимо повторить расчет, внося соответствующие коррективы (изменить частоту вращения или коэффициент заполнения барабана материалом).

РАСЧЕТ УГЛА НАКЛОНА И ПРОВЕРКА РАБОТОСПОСОБНОСТИ БАРАБАНА ПО УНОСУ ЧАСТИЦ

Средняя продолжительность пребывания материала в сушилке

$$\tau = \frac{36 \cdot V_B \cdot \beta \cdot \rho_m}{G_2 + \frac{W}{2}}; \text{ с}$$

Угол наклона барабана рассчитывают по формуле Митчела

$$\angle \alpha = \frac{180}{\pi} \left(\frac{30 \cdot L_B}{D_B \cdot n \cdot \tau} + 0,007 \cdot \omega'_z \right); \text{ град}$$

Если полученное значение угла наклона α меньше 0,5 градусов, то число оборотов барабана n уменьшают и повторяют расчёт.

Необходимо проверить допустимую скорость газов, исходя из условия, что частицы высушиваемого материала наименьшего диаметра $d_{\text{ч min}}$ не должны уноситься потоком сушильного агента из барабана. Скорость уноса, равную скорости витания частиц, определяют по уравнению Тодеса.

$$\omega_{\text{ун}} = \frac{Ar \cdot v_z}{d_{\text{ч min}} (18 + 0,61 \sqrt{Ar})}; \text{ м/с}$$

Критерий Архимеда рассчитывается по формуле

$$Ar = \frac{d_{\text{ч min}}^3 (\rho_m - \rho_z) \cdot g}{v_z^2 \cdot \rho_z};$$

Если действительная скорость сушильного агента в барабане оказалась больше, чем скорость уноса частиц наименьшего размера ($w'_r > w_{\text{ун}}$), то уменьшают ранее принятую скорость сушильного агента w_r и повторяют расчет.

РАСЧЕТ ГИДРАВЛИЧЕСКОГО СОПРОТИВЛЕНИЯ СУШИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ И РАСХОДА ЭЛЕКТРОЭНЕРГИИ

Потери напора при трении сушильного агента о стенки газопроводов

$$\Delta P_{\text{тр}} = \frac{\lambda_{\text{тр}} \cdot l}{D_{\text{эк}}} \cdot \frac{\rho_z \omega_z^2}{2}; \text{ Па}$$

Здесь: $D_{\text{эк}} = \sqrt{\frac{4 \cdot F_z}{\pi}}$ – эквивалентный диаметр газопровода; l – длина

газопровода (принимается из конструктивных соображений); $F_z = \pi D^2/4$

– сечение газохода; $\omega_2 = \frac{L_{c2}}{3600 \cdot \rho_2 \cdot F_2}$ - скорость газов в газоходе
(принимается не более 15÷17 м/с.)

$$\lambda_{mp} = \frac{64}{Re} + \frac{0,136}{Re^{0,18}} \quad \text{при } 2,3 \cdot 10^3 < Re < 10^6$$

Потери напора в местных сопротивлениях (сужениях, поворотах).
Число поворотов выбирается из конструктивных соображений.

$$\Delta P_m = \sum \xi_m \cdot \frac{\rho_2 \omega_2^2}{2}; \quad Pa$$

Задавшись условной скоростью газа в сечении циклона ($w_y = 3 - 4$ м/с) определяем диаметр циклона

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{4L_{c2}}{3600 \cdot \pi \cdot w_y \cdot \rho_2}}, \quad m$$

Габариты стандартных циклонов серии ЦН выбираются по каталогу оборудования (см. пособие «Тепломассообменное оборудование предприятий (сушильные установки)»).

Гидравлическое сопротивление циклона

$$\Delta P_{\text{ц}} = \xi_{\text{ц}} \cdot \frac{\omega_y^2 \cdot \rho_2}{2}; \quad Pa$$

Здесь $\xi_{\text{ц}} = 105$ - коэффициент гидравлического сопротивления циклона.

Полное гидравлическое сопротивление сушильной установки

$$\Delta P = \Delta P_{mp} + \Delta P_m + \Delta P_{\text{ц}}, \quad Pa.$$

По найденному полному сопротивлению ΔP и расходу сушильного агента L_{c2} производится выбор тягодутьевого оборудования.

Мощность тягодутьевой установки

$$N = \frac{L_{c2} \cdot \Delta P}{3600 \cdot \rho_2 \eta_{\text{д}}}, \quad Bm.$$

Где $\eta_{\text{д}} = 0,65$ - к.п.д. тягодутьевой установки.

Мощность и конкретный тип дымососа (вентилятора дымоудаления) выбирается по каталогу тягодутьевого оборудования (см. пособие «Тепломассообменное оборудование предприятий (сушильные установки)»).

Расход электроэнергии на вращение барабана рассчитывается по уравнению Ворошилова.

$$N_{эл} = 1,3 \cdot 10^{-3} \cdot D_B^3 \cdot L_B \cdot \rho_m \cdot n \cdot \sigma; \text{ кВт}$$

Здесь σ - константа зависящая от конструкции насадки и степени заполнения барабана β

Для лопастной насадки	при $\beta=10\%$	$\sigma = 0,038$
	при $\beta=25\%$	$\sigma = 0,071$
для распределительной насадки	при $\beta=10\%$	$\sigma = 0,013$
	при $\beta=25\%$	$\sigma = 0,044$
для секторной насадки	при $\beta=10\%$	$\sigma = 0,012$
	при $\beta=25\%$	$\sigma = 0,022$

ЛИТЕРАТУРА

Лебедев П.Д. Расчёт и проектирование сушильных установок М.-Л. ГЭИ, 1963.

Баренбойм А.М., Галиева Т.М., Гинзбург Д.Б. и др. Тепловые расчёты печей и сушилок силикатной промышленности. М.: Стройиздат, 1964.

Чернобыльский И.И., Тананайко Ю.М., Сушильные установки химической промышленности. Киев : Техника, 1969.

Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. М.:Химия, 1970.

Жучков П.А. Тепловые процессы в целлюлозно-бумажном производстве. М.: Лесная промышленность, 1978.

Бельский А.П., Ганичев В.А. Высокотемпературные и сушильные установки. Л: ЛТИЦБП, 1988.

Лакомкин В.Ю., Бельский А.П. Тепломассообменное оборудование предприятий (сушильные установки). СПб, СПбГТУРП, 2006.

Приложение 7

Напряжение топочного объема для топок сушильных установок
(кВт/м³)

Доменный газ	230-350
Генераторный газ	230-290
Природный газ	350-460
Мазут	230-350
Торф, дрова	230-290
Каменные угли	290-350

Приложение 1

Физические свойства дымовых газов

$P_B = 760$ мм рт. ст. $= 1,01 \cdot 10^5$ Па; $P_{CO_2} = 0,13$; $P_{H_2O} = 0,11$; $P_{N_2} = 0,76$

t , °C	ρ , кг/м ³	c_p , кДж/(кг°C)	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/(м°C)	$\alpha \cdot 10^6$, м ² /с	$\eta \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	Pr
0	1,295	1,042	2,28	16,9	15,8	12,20	0,72
100	0,950	1,068	3,13	30,8	20,4	21,54	0,69
200	0,748	1,097	4,01	48,9	24,5	32,80	0,67
300	0,617	1,122	4,84	69,9	28,2	45,81	0,65
400	0,525	1,151	5,70	94,3	31,7	60,38	0,64
500	0,457	1,185	6,56	121,1	34,8	76,30	0,63
600	0,405	1,214	7,42	150,9	37,9	93,61	0,62
700	0,363	1,239	8,27	183,8	40,7	112,1	0,61
800	0,330	1,264	9,15	219,7	43,4	131,8	0,60
900	0,301	1,290	10,0	258,0	45,9	152,5	0,59
1000	0,275	1,306	10,90	303,4	48,4	174,3	0,58
1100	0,257	1,323	11,75	345,5	50,7	197,1	0,57
1200	0,240	1,340	12,62	392,4	53,0	221,0	0,56

Приложение 2

Физические свойства сухого воздуха

$P_B = 760$ мм рт.ст. $= 1,01 \cdot 10^5$ Па

t , °C	ρ , кг/м ³	c_p , кДж/(кг°C)	$\lambda \cdot 10^2$, Вт/(м°C)	$\alpha \cdot 10^6$, м ² /с	$\eta \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	Pr
0	1,293	1,005	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680
300	0,615	1,047	4,60	71,8	29,7	48,33	0,674
400	0,524	1,068	5,21	93,1	33,00	63,09	0,678
500	0,456	1,093	5,74	115,3	36,2	79,38	0,687
600	0,404	1,114	6,22	138,3	39,1	96,89	0,699
700	0,362	1,135	6,71	163,4	41,8	115,4	0,706
800	0,329	1,156	7,18	188,8	44,3	134,8	0,713
900	0,301	1,172	7,63	216,2	46,7	155,1	0,717
1000	0,277	1,185	8,07	245,9	49,0	177,1	0,719
1100	0,257	1,197	8,50	276,2	51,2	199,3	0,722
1200	0,299	1,210	9,15	316,5	53,5	233,7	0,724

Приложение 3

Давление насыщенного водяного пара $P_{\text{нп}}$ (кПа) при $P_{\text{б}}=1,01$ кПа
для температур от 0 до 100°C (над поверхностью воды)

t	$P_{\text{нп}}$	t	$P_{\text{нп}}$	t	$P_{\text{нп}}$	t	$P_{\text{нп}}$
0	0,610	26	3,360	52	13,61	78	43,63
1	0,657	27	3,554	53	14,29	79	45,46
2	0,705	28	3,779	54	15,00	80	47,34
3	0,758	29	4,004	55	15,73	81	49,23
4	0,813	30	4,242	56	16,50	82	51,31
5	0,871	31	4,492	57	17,30	83	53,40
6	0,934	32	4,753	58	18,14	84	55,56
7	1,001	33	5,029	59	19,01	85	57,80
8	1,073	34	5,319	60	19,92	86	60,10
9	1,148	35	5,623	61	20,25	87	62,48
10	1,228	36	5,940	62	21,93	88	64,93
11	1,312	37	6,274	63	22,85	89	67,46
12	1,402	38	6,524	64	23,90	90	70,09
13	1,497	39	5,990	65	24,99	91	72,80
14	1,598	40	7,374	66	26,14	92	75,58
15	1,705	41	7,777	67	27,33	93	78,46
16	1,817	42	8,198	68	28,55	94	81,43
17	1,937	43	8,638	69	29,32	95	84,50
18	2,063	44	9,099	70	31,15	96	87,66
19	2,196	45	9,582	71	32,51	97	90,92
20	2,338	46	10,03	72	33,94	98	94,28
21	2,486	47	10,61	73	35,42	99	97,74
22	2,643	48	11,16	74	36,95	100	101,3
23	2,809	49	11,73	75	38,54	-	-
24	2,983	50	12,33	76	40,18	-	-
25	3,167	51	12,96	77	41,87	-	-

Приложение 4

Соотношение между единицами давления

величина	Па	бар	тех. атм.	мм рт. ст	мм вод.ст.
1 Н/м ² =1 Па	1	10 ⁻⁵	1,02·10 ⁻⁵	7,5·10 ⁻³	0,102
1 бар	10 ⁵	-	1,02	750	1,02·10 ⁴
1 тех.атм =1кгс/см ²	9,81·10 ⁴	10,981	1	735,6	10 ⁴
1 мм рт.ст.	133,3	133,3·10 ⁻⁵	1,36·10 ⁻³	1	13,6
1 мм вод.ст =1кгс/м ²	9,81	9,81·10 ⁻⁵	10 ⁻⁴	7,356·10 ⁻²	1