

- ФаТс1–ФаТс5, позволяющих на основании измеренных перепадов температур  $\Delta t_{\text{п}}^{\text{изм}}$  и  $\Delta t_{\text{о}}^{\text{изм}}$  корректировать фактические теплотери в сетях;
- НПК1, позволяющего на основании измеренного перепада температуры воды  $\Delta t_{\text{п}}^{\text{изм}}$  в прямой сети определять фактические теплотери тепло-сети в целом.

#### Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Б а й р а ш е в с к и й, Б. А. Оценка эффективности работы теплосетей / Б. А. Байрашевский // Электрические станции. – 1988. – № 2.
2. Б а й р а ш е в с к и й, Б. А. Оценка теплотерь и эффективности работы теплосетей / Б. А. Байрашевский // Известия НАН. Сер. ФТН. – 2004. – № 4.
3. Б а й р а ш е в с к и й, Б. А. Анализ эффективности работы теплосетей / Б. А. Байрашевский // Известия НАН. Сер. ФТН. – 1997. – № 1.
4. Б а й р а ш е в с к и й, Б. А. Анализ теплотерь двухтрубного теплопровода и тепло-сети в целом / Б. А. Байрашевский, В. А. Седнин, С. И. Абражевич // Энергетика... (Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ). – 2001. – № 6.
5. Б о р у ш к о, Н. П. Основы расчета теплофизических характеристик традиционных теплопроводов / Н. П. Борушко // Известия НАН. Сер. ФТН. – 2004. – № 4.
6. Б а й р а ш е в с к и й, Б. А. Факторный анализ топливоиспользования при комбинированном производстве тепло- и электроэнергии на ТЭЦ / Б. А. Байрашевский // Промышленная безопасность. – 2003. – № 11.
7. Б а й р а ш е в с к и й, Б. А. Организация факторного анализа при сопоставлении фактических теплотерь с нормативными / Б. А. Байрашевский, Н. П. Борушко // Энергетика... (Изв. высш. учеб. заведений и энерг. объединений СНГ). – 2007. – № 2.
8. Б а й р а ш е в с к и й, Б. А. Факторный анализ ТЭП на фоне действующих инструкций / Б. А. Байрашевский, Н. П. Борушко // Энергетика и ТЭК. – 2008. – № 5.

Представлена кафедрой ПТЭ и ТТ

Поступила 24.04.2009

УДК 621.1.016(075.8)

### **СНИЖЕНИЕ ЭНЕРГОЗАТРАТ ЗА СЧЕТ СОВЕРШЕНСТВОВАНИЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА СУШКИ РЕЦИРКУЛЯЦИЕЙ СУШИЛЬНОГО АГЕНТА**

**Кандидаты техн. наук, доценты КОЧЕТКОВ А. В., МИГУЦКИЙ Е. Г.,  
докт. техн. наук, проф. СЕДНИН В. А.**

*Белорусский национальный технический университет*

Технологические процессы, завершающиеся сушкой готового продукта, используют в качестве сушильного агента чаще всего воздух, подогреваемый в калориферах либо, если позволяет технологический регламент, смесь дымовых газов и воздуха. В качестве аппаратов для этих целей применяются конвективные сушилки различных типов. Нами рассматривается один из аппаратов этого типа – барабанная сушилка для сушки песка, ис-

пользуемого далее в качестве формовочного материала при изготовлении литейных форм.

Топливом для получения дымовых газов в этих сушилках является природный газ, который сжигается в топочном устройстве для получения высокотемпературного теплоносителя с дальнейшим разбавлением его воздухом до температуры сушильного агента, поступающего на процесс сушки.

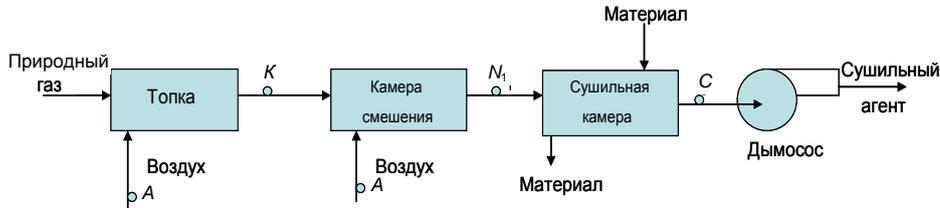


Рис. 1. Принципиальная схема сушки без рециркуляции

В настоящее время режим работы барабанной сушки непрерывный, с однократным использованием сушильного агента. На рис. 1 представлена схема такого процесса без рециркуляции сушильного агента. Топочные газы с параметрами точки  $K$  смешиваются со свежим воздухом точки  $A$  с получением сушильного агента точки  $N_1$ . В данной схеме отработанный сушильный агент сбрасывается дымососом в дымовую трубу. Известно [1], если влажный материал при обработке его топочными газами не ухудшает своих качественных показателей, но имеет ограничения по уровню температуры соприкасающихся с ним газов (например, кормовые травы, товарное зерно, лесоматериалы и т. п.), то для сушки используют схемы с рециркуляцией газов (рис. 2).

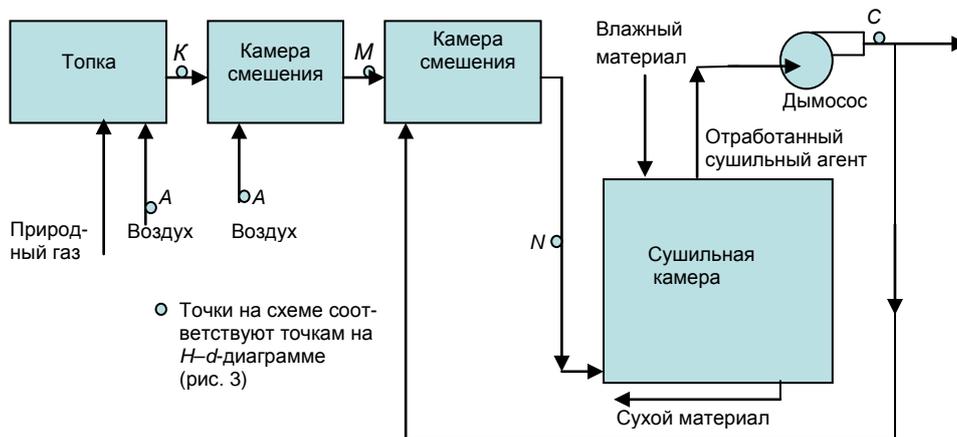


Рис. 2. Схема сушки с рециркуляцией сушильного агента

На схеме условно показаны две камеры смешения с тем, чтобы обозначить этапы получения сушильного агента, хотя в реальных условиях все процессы смешения проходят в одной камере. На первом этапе получают смесь (точка  $M$ ), дымовых газов из камеры сгорания (точка  $K$ ) и воздуха



сушильный агент (смесь дымовых газов и воздуха) –  $t_1 = 250 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C}$ ;  
топливо – природный газ –  $Q_H^p = 37366,4 \text{ кДж/м}^3$ .

Количество испаренной в сушилке влаги

$$W = G_2 \frac{\omega_H^o - \omega_K^o}{100 - \omega_H^o} = 6900 \cdot \frac{4,6 - 0,5}{100 - 4,6} = 296,5 \text{ кг/ч.}$$

Количество влажного песка, поступающего в сушилку:

$$G_1 = G_2 + W = 6900 + 296,5 = 7196,5 \text{ кг/ч.}$$

Количество влаги в материале до сушки

$$W' = G_1 \frac{\omega_H^o}{100} = 7196,5 \cdot \frac{4,6}{100} = 331 \text{ кг/ч.}$$

Остаточная влага в материале

$$W'' = G_2 \frac{\omega_K^o}{100} = 6900 \cdot \frac{0,5}{100} = 34,5 \text{ кг/ч.}$$

Количество абсолютно сухой массы материала

$$G_{\text{сух}} = G_1 (1 - \omega_H^o) = 7196,5 \cdot (1 - 0,046) = 6865,5 \text{ кг/ч.}$$

Время сушки

$$\tau = 120 \frac{\beta \rho_{\text{ср}}}{m_0} \frac{\omega_H^o - \omega_K^o}{200 - (\omega_H^o - \omega_K^o)} = 120 \cdot \frac{0,15 \cdot 1560}{50} \frac{4,6 - 0,5}{200 - (4,6 - 0,5)} = 11,75 \text{ мин,}$$

где  $m_0$  – напряжение объема барабана по влаге ( $50 \text{ кг вл./м}^3$ );  $\beta$  – коэффициент заполнения барабана ( $0,15$ );  $\rho_{\text{ср}}$  – средняя плотность песка при средней влажности;

$$\rho_{\text{ср}} = \rho_{\text{сух}} \frac{100}{100 - \omega_{\text{ср}}} = 1520 \cdot \frac{100}{100 - 2,55} = 1560 \text{ кг/м}^3.$$

Расчет продуктов горения при  $\alpha = 1,0$  представлен в табл. 1.

Таблица 1

Объем воздуха и продуктов сгорания, $\text{м}^3/\text{м}^3$ , при $\alpha = 1$				
$V_B^o$	$V_{\text{RO}_2}$	$V_{\text{N}_2}^o$	$V_{\text{H}_2\text{O}}^o$	$V_r^o$
8,94	0,963	7,1	1,87	9,93

Принимаем коэффициент избытка воздуха при сжигании природного газа  $\alpha = 1,1$ .

Объемы продуктов сгорания при  $\alpha = 1,1$ :

$$V'_{\text{N}_2} = V_{\text{N}_2}^o + (\alpha - 1,0) \cdot 0,79 \cdot V_B^o = 7,1 + (1,1 - 1,0) \cdot 0,79 \cdot 8,94 = 7,8 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V'_{\text{H}_2\text{O}} = V_{\text{H}_2\text{O}}^o + 0,0161 \cdot (\alpha - 1,0) \cdot V_B^o = 1,87 + 0,0161 \cdot (1,1 - 1,0) \cdot 8,94 = 1,884 \text{ м}^3/\text{м}^3;$$

$$V_{\text{RO}_2} = 0,963 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Плотность  $\rho = 1,196 \text{ кг/м}^3$ .

Теоретически необходимое количество сухого воздуха

$$L_0 = \frac{V_B^0}{\rho} = 8,94/1,196 = 7,47 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Количество атмосферного воздуха при  $d_0 = 10,6 \text{ г/кг с. в.}$

$$L'_0 = (1 + 0,0016d_0)L_0 = (1 + 0,0016 \cdot 10,6) \cdot 7,47 = 7,6 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Действительное количество воздуха

$$L'_\alpha = \alpha L'_0 = 1,1 \cdot 7,6 = 8,36 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Общий объем продуктов горения

$$V_\alpha = V_{\text{RO}_2} + V'_{\text{H}_2\text{O}} + V'_{\text{N}_2} = 0,963 + 1,884 + 7,8 = 10,65 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Состав продуктов горения по компонентам:

$$r_{\text{RO}_2} = \frac{V_{\text{RO}_2}}{V_\alpha} \cdot 100\% = \frac{0,963}{10,65} \cdot 100\% = 9,0\%;$$

$$r_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{V'_{\text{H}_2\text{O}}}{V_\alpha} \cdot 100\% = \frac{1,884}{10,65} \cdot 100\% = 17,7\%;$$

$$r_{\text{N}_2} = \frac{V'_{\text{N}_2}}{V_\alpha} \cdot 100\% = \frac{7,8}{10,65} \cdot 100\% = 73,3\%.$$

Влагосодержание продуктов сгорания

$$d_{\text{пр}} = \frac{804V_{\text{H}_2\text{O}}}{1,977V_{\text{RO}_2} + 1,251V_{\text{N}_2}} = \frac{804 \cdot 1,884}{1,977 \cdot 0,963 + 1,251 \cdot 7,8} = 130 \text{ г/кг с. г.}$$

Энтальпия дымовых газов

$$H_{\text{пр}} = \frac{Q_B^p \eta_T + C_T t_T + \frac{H_0}{v_{\text{уд}}} + L'_\alpha}{1,977V_{\text{RO}_2} + 1,251V_{\text{N}_2}} = \frac{37366 \cdot 0,6 + 2,05 \cdot 18 + \frac{38}{0,861} \cdot 8,36}{1,977 \cdot 0,963 + 1,251 \cdot 7,8} = 1958 \text{ кДж/кг с. г.},$$

где  $\eta_T = 0,6$  – параметрический коэффициент;  $C_T = 2,05 \text{ кДж/кг}$  – теплоемкость топлива;  $H_0 = 38 \text{ кДж/кг}$  – энтальпия воздуха;  $t_T = 18 \text{ }^\circ\text{C}$  – температура топлива;  $v_{\text{уд}} = 0,861 \text{ м}^3/\text{кг с. г.}$  – удельный объем влажного воздуха при барометрическом давлении  $B = 99,4 \text{ кПа}$ ;  $L'_\alpha = 8,36 \text{ м}^3/\text{кг}$  – действительное количество воздуха.

Рассчитываем начальные параметры сушильного агента для сушилки без рециркуляции. Для получения заданной температуры дымовые газы разбавляются воздухом. Определяем количество воздуха, необходимого

для смешения с дымовыми газами. Составляем тепловой баланс топки и камеры смешения

$$H_{\text{общ}} \eta_{\Gamma} + \frac{L'_{\alpha} + \chi}{V_{\alpha}} H_{\text{в}} = H'_{\text{дг}} + \frac{\chi}{V_{\alpha}} H'_{\text{в}},$$

где  $H_{\text{в}} = c_{\text{в}} t_{\text{в}} = 1,219$  кДж/кг – энтальпия воздуха при 18 °С;  $c_{\text{в}} = 1,219$  кДж/(кг·К) – удельная теплоемкость воздуха;  $H'_{\text{дг}}$  – энтальпия дымовых газов на входе в сушилку при  $t'_{\text{св}} = 250$  °С, определяется из  $H$ - $d$ -диаграммы (83 ккал/кг с. г. = 348 кДж/кг с. г.);  $H_{\text{общ}}$  – общее теплосодержание дымовых газов, разбавленных воздухом;  $H'_{\text{в}}$  – теплосодержание воздуха при 250 °С (293,3 кДж/кг с.г.)

$$H_{\text{общ}} = H_{\text{дг}} + \frac{d_0}{1000} H'_{\text{в}} = 1958 + \frac{10,6}{1000} \cdot 293,3 = 1961 \text{ кДж/кг с. г.}$$

Получаем уравнение теплового баланса

$$1961 \cdot 0,9 + \frac{8,36 + \chi}{8,9} \cdot 21,95 = 348 + \frac{\chi}{8,9} \cdot 293,3.$$

Откуда

$$\chi = 47,16 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Общее количество воздуха, необходимого для горения и разбавления дымовых газов, рассчитаем как сумму

$$L''_{\alpha} = L'_{\alpha} + \chi = 8,36 + 47,16 = 55,52 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Общий коэффициент избытка воздуха

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{L''_{\alpha}}{L'_{\alpha}} = \frac{55,52}{8,36} = 6,6.$$

Найдем влагосодержание разбавленных газов

$$d_{\text{н}} = \frac{804V_{\text{H}_2\text{O}}}{1,977V_{\text{RO}_2} + 1,251V_{\text{N}_2}} = \frac{804 \cdot 2,67}{1,977 \cdot 0,963 + 1,251 \cdot 46,2} = 35,9 \text{ г/м}^3 = 30,9 \text{ г/кг с. г.}$$

Для построения процесса сушки в  $H$ - $d$ -диаграмме отмечаются точки:  $A$  – начальные параметры окружающего воздуха, идущего на процесс сушки;  $K$  – параметры продуктов сгорания;  $N_1$  – параметры сушильного агента (разбавленных дымовых газов воздухом).

Теоретический процесс сушки без рециркуляции идет при  $H = \text{const}$  (линия  $N_1 C_0$ ).

Точка  $N_1$  имеет координаты: температура  $t_1 = 250$  °С, влагосодержание  $d_{\text{н}} = 30,9$  г/кг с. г.

Точка  $C_0$  получена пересечением линии постоянного теплосодержания из точки  $N_1$  с изотермой  $t_2 = 150$  °С. В точке  $C_0$  влагосодержание  $d_2 = 72$  г/кг с. г.

В этом случае расход сухих газов по массе для теоретического процесса сушки определится как

$$G_{\Gamma}^{\text{теор}} = \frac{1000W}{d_2 - d_n} = \frac{1000 \cdot 296,5}{72 - 30,9} = 7214 \text{ кг/ч.}$$

Поскольку в процессе сушки энтальпия газов теряется, ее конечное значение будет меньше, чем начальное, на величину этих потерь:

$$H_{\text{потерь}} = \frac{\Sigma Q}{G_{\Gamma}^{\text{теор}}};$$

$$\Sigma Q = Q_M + Q_5;$$

$$Q_M = G_2 c_M (\theta_M'' - \theta_M'),$$

где  $G_2$  – вес высушенного материала;  $c_M$  – теплоемкость материала;  $\theta_M''$ ,  $\theta_M'$  – температуры материала на выходе и входе в сушилку.

Теплоемкость материала

$$c_M = c_{\text{сух}} \frac{100 - \omega_k^0}{100} + 4,19 \frac{\omega_k^0}{100} = 0,813 \text{ кДж/(кг·К).}$$

Здесь  $c_{\text{сух}} = 0,796 \text{ кДж/(кг·К)}$ .

$$Q_M = 6900 \cdot 0,813 \cdot (104 - 7) = 544 \cdot 10^3 \text{ кДж/ч,}$$

$Q_5 = 5\text{--}20\%$  от теплотерь с материалом (принимая  $10\%$ ), т. е.  $Q_5 = 54,4 \cdot 10^3 \text{ кДж/ч}$ .

Суммарные потери теплоты составят

$$\Sigma Q = 544 \cdot 10^3 + 54,4 \cdot 10^3 = 598,4 \cdot 10^3 \text{ кДж/ч.}$$

Определяем величину потерь энтальпии в процессе сушки

$$H_{\text{потерь}} = \frac{\Sigma Q}{G_{\Gamma}^{\text{теор}}} = \frac{598,4 \cdot 10^3}{7214} = 82,9 \text{ кДж/кг с. г.}$$

От точки  $C_0$  вертикально вниз откладываем отрезок, равный величине потерь, и получаем точку  $D_1$ . На пересечении прямой  $N_1 D_1$  с изотермой  $t_2 = 150 \text{ }^\circ\text{C}$  находим точку  $C_1$ . Для нее конечное влагосодержание  $d_k = 54,2 \text{ г/кг с. г.}$ , тогда действительный расход газов будет определен следующим образом:

$$G_{\Gamma} = \frac{1000W}{d_k - d_n} = \frac{1000 \cdot 296,5}{54,2 - 30,9} = 1272,5 \text{ кг/ч.}$$

Рассчитываем теплоту, необходимую для сушки материала  $Q_1$ :

$$Q_1 = G_{\Gamma} (H_n' - H_0) - 4,19W \theta_M' = 1272,5 \cdot (272 - 21,95) - 4,19 \cdot 296,5 \cdot 7 = 3,17 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Количество теплоты, подведенное к топке:

$$Q_T = \frac{Q_1}{\eta} = 3,17 \cdot 10^6 / 0,9 = 3,53 \cdot 10^6 \text{ кДж/ч.}$$

Тепловая мощность топки

$$Q_1 = \frac{Q_T}{3600} \cdot 1000 = \frac{3,53 \cdot 10^6}{3600} \cdot 1000 = 981 \text{ кВт.}$$

Расход топлива

$$B_1 = \frac{Q_T}{Q_H^p} = \frac{3,53 \cdot 10^6}{33635} = 105 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Рассчитанный расход топлива совпадает с эксплуатационными характеристиками предприятия.

Удельный расход сушильного агента, необходимого для процесса, определяется

$$l = \frac{1000}{d_k - d_n} \text{ кг/кг исп. вл.,}$$

где  $d_n$ ,  $d_k$  – начальное и конечное влагосодержание сушильного агента.

Удельный расход теплоты

$$q = l \frac{H_1 - H_2}{d_k - d_n} \text{ кДж/кг исп. вл.}$$

Здесь  $H_1$ ,  $H_2$  – начальное и конечное теплосодержание сушильного агента.

Удельный расход сушильного агента для сушки без рециркуляции процесса  $N_1 C_1$

$$l = \frac{1000}{54,2 - 30,9} = 42,9 \text{ кг/кг исп. вл.}$$

Удельный расход теплоты на 1 кг испаренной влаги, определенный из  $H$ - $d$ -диаграммы (рис. 3):

$$q_1 = \frac{AB_1}{1-2} m = \frac{49}{19,15} \cdot 1000 = 2558,4 \text{ ккал/кг} = 10720 \text{ кДж/кг.}$$

Отрезки  $AB_1$  и 1-2 берутся из диаграммы, измеренные линейкой. Масштаб диаграммы учитывается коэффициентом  $m$ .

Эксплуатация барабанной сушилки в режиме рециркуляции требует расчета коэффициента расхода воздуха с тем, чтобы получить смесь с параметрами точки  $M_1$ .

Для рециркуляции необходимо определить точку  $M_1$  с температурой  $t'_1$ , в которой выполняются условия [3]:

1) количество выбрасываемых в атмосферу отработанных газов и количество поступающей вместо них смеси из камеры смешения с параметрами точки  $M_1$ :

$$l_M = \frac{1000}{d_{c_2} - d_{M_1}} = \frac{1000}{162 - 54,2} = 9,28;$$

2) количество топочных газов с параметрами точки  $K$ , которое должно поступать в камеру смешения из топки, чтобы получилась смесь с параметрами точки  $M_1$ :

$$l_T = l_M \frac{AM_1}{AK} = 9,28 \cdot \frac{92}{256} = 3,34;$$

3) количество наружного воздуха, поступающего в камеру смешения:

$$l_o = l_M \frac{KM_1}{AK} = 9,28 \cdot \frac{164}{256} = 5,94.$$

При этом  $l_M = l_o + l_T = 3,34 + 5,94 = 9,28$ .

Отрезки  $AM_1$ ,  $KM_1$ ,  $AK$  измеряются в  $H-d$ -диаграмме.

Определим коэффициент избытка воздуха для получения сушильного агента с параметрами точки  $M_1$ . Температура в точке  $M_1$   $t'_1 = 460$  °С. Используя изложенную выше методику, получим уравнение теплового баланса для режима с рециркуляцией

$$1961 \cdot 0,9 + \frac{8,36 + \chi}{8,9} \cdot 21,95 = 779 + \frac{\chi}{8,9} \cdot 598.$$

Откуда:

$$\chi = 15,55 \text{ м}^3/\text{кг};$$

$$L''_{\alpha} = L'_{\alpha} + \chi = 15,55 + 8,36 = 23,91 \text{ м}^3/\text{кг};$$

$$\alpha_{\text{общ}} = \frac{L''_{\alpha}}{L'_{\alpha}} = \frac{23,91}{8,36} = 2,96.$$

Общий коэффициент избытка воздуха показывает, сколько свежего воздуха необходимо подать в камеру смешения, чтобы получить необходимую температуру сушильного агента на входе в сушилку с учетом коэффициента избытка воздуха, пошедшего на процесс горения. Рециркуляция сушильного агента осуществляется путем возврата части отработанного сушильного агента для перемешивания со смесью дымовых газов и воздуха.

Коэффициент рециркуляции  $K_p = 0$ , если сушилка работает без рециркуляции.

Максимально возможный коэффициент рециркуляции  $K_p^{\text{max}} = \frac{KN_3}{N_3 C''_0}$ .

Величина  $K_p$  в заданных условиях сушки имеет предельное значение [2]

$$K_p^{\text{пр}} = \frac{r_0 + c_n t_2 - \Delta}{c_n (t_1 - t_2)},$$

где  $r_0 = 2256,8$  кДж/кг – теплота парообразования при температуре  $100$  °С;  
 $c_n = 1,97$  кДж/(кг · К) – удельная теплоемкость водяного пара;  $\Delta$  – величина  
 потерянной теплоты на 1 кг испаренной влаги,

$$\Delta = \frac{\Sigma Q}{W} = \frac{598 \cdot 10^3}{296.5} = 2,01 \cdot 10^3 \text{ кДж/кг.}$$

Предельный коэффициент рециркуляции

$$K_p^{\text{пр}} = \frac{2256,8 + 1,97 \cdot 150 - 2010}{1,97 \cdot (250 - 150)} = 2,75.$$

Построение процесса сушки из точки  $M$  соответствует предельному коэффициенту рециркуляции.

Принимаем  $K_p = 2,4 < K_p^{\text{пр}}$ . Используя схему движения сушильного агента с рециркуляцией, находим конечное влагосодержание сушильного агента по формуле [4]

$$d_2 = \frac{1000 \cdot \left( c_{\text{сух.в}} + c_n \frac{d_0}{1000} \right) (K_p + 1) (t_1 - t_2)}{(i_2 + \Delta) m_d} + d_0,$$

где  $i_2 = 2493 + c_n t_2$ ,  $c_n = 1,97$  кДж/(кг · К);

$$d_2^{\text{пр}} = \frac{1000 \cdot \left( 1,005 + 1,97 \cdot \frac{10,6}{1000} \right) \cdot (2,4 + 1) (250 - 150)}{((2493 + 1,97 \cdot 150) + 2010) \cdot 0,48} + 10,6 = 162 \text{ г/кг с. г.,}$$

коэффициент  $m_d = 0,48$  выбирается из номограммы [2]. Таким образом, рециркуляция может осуществляться с коэффициентом  $K_p = 2,4$  и предельным влагосодержанием  $d_2^{\text{пр}} = 162$  г/кг с. г.

Удельный расход теплоты для варианта с максимальным коэффициентом рециркуляции определяется как отношение отрезков  $AB_3$  и  $7-8$ , а именно

$$q_3 = \frac{AB_3}{7-8} m = \frac{290}{297} \cdot 1000 = 976 \text{ ккал/кг исп. вл.} = 4091 \text{ кДж/кг исп. вл.}$$

Потребление теплоты

$$Q_3 = q_3 \frac{W}{\eta} = 4091 \cdot \frac{296.5}{0.9} = 1347757 \text{ кДж/ч.}$$

Расход топлива составит

$$B_3 = \frac{Q_3}{Q_n^p} = \frac{1347757}{33635} = 40 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

Аналогично производим расчет расхода топлива для работы с рабочим значением коэффициента рециркуляции – процесс  $N_2C_2$ .

Удельный расход теплоты

$$q_2 = \frac{AB_2}{3-4} m = \frac{104}{78} \cdot 1000 = 1333 \text{ ккал/кг исп. вл.} = 5587 \text{ кДж/кг исп. вл.}$$

Потребление теплоты

$$Q_2 = q_2 \frac{W}{\eta} = 5587 \cdot \frac{296,5}{0,9} = 1840606 \text{ кДж/ч.}$$

Расход топлива

$$B_2 = \frac{Q_2}{Q_H^p} = \frac{1840606}{33635} = 54,7 \text{ м}^3/\text{ч.}$$

## ВЫВОДЫ

1. Применение рециркуляции для процесса сушки приводит к существенному снижению потребления топлива, поскольку многократно используется тепловой потенциал отработанного сушильного агента. Данная схема может быть применена в том случае, если технология позволяет использовать сушильный агент с повышенным влагосодержанием.

2. В нашем случае влагосодержание возрастает с 54,2 до 162 г/кг с. г. Однако это повышение не влияет на качество формовочного материала. Использование рециркуляции позволит снизить потребление природного газа с 105 до 54,7 м<sup>3</sup>/ч, что составляет около 48 % экономии топлива.

3. Применение рециркуляции позволяет снизить потребление свежего воздуха, в нашем случае коэффициент избытка воздуха снижается с 6,6 до 2,96, что также положительно скажется на работе вентилятора, т. е. в два раза уменьшается его производительность.

4. Применение данной схемы возможно также при условии, что тепловое напряжение топочного объема будет оставаться постоянным до и после изменения схемы. При этом очевидно, что при снижении потребления топлива необходимо уменьшать объем топочной камеры. Это позволит получать дымовые газы тех же параметров, что и в случае работы сушильной установки без рециркуляции, с параметрами точки  $K$ .

## ЛИТЕРАТУРА

1. Д а н и л о в, О. Л. Экономия энергии при тепловой сушке / О. Л. Данилов, Б. И. Леончик. – М.: Энергоатомиздат, 1986. – 136 с.
2. П р о е к т и р о в а н и е, монтаж и эксплуатация тепломассообменных установок: учеб. пособие для вузов; под ред. А. М. Бакластова. – М.: Энергоиздат, 1981. – 336 с.
3. Л е б е д е в, П. Д. Тепломассообменные, сушильные и холодильные установки: учеб. для студ. техн. вузов / П. Д. Лебедев. – М.: Энергия, 1972. – 320 с.
4. П р о м ы ш л е н н ы е тепломассообменные процессы и установки: учеб. для вузов / А. М. Бакластов [и др.]; под ред. А. М. Бакластова. – М.: Энергоатомиздат, 1986. – 328 с.

Представлена кафедрой ПТЭ и ТТ

Поступила 07.07.2009