

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ В КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВКАХ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Никитенко Н.И. д.т.н., проф., Снежкин Ю.Ф. член-корр., проф., Сороковая Н.Н. к.т.н., с.н.с.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

На базе уточненной математической модели и численного метода расчета проведено моделирование тепломассопереноса и фазовых превращений в процессах сушки в конвективных сушильках непрерывного действия. Приведены результаты численных экспериментов, свидетельствующие об адекватности построенной математической модели.

On the basis of the refined mathematical models and numerical methods of calculation carried out modeling of heat and mass transfer and phase transformations in the process of drying in a convective continuous dryers. Shows the results of numerical experiments demonstrating the adequacy of the formulated mathematical model.

Ключевые слова: непрерывная сушка, ленточная сушилка, капиллярно-пористые материалы, интенсивность испарения, площадь контакта жидкой и газообразной фаз

Конвективные сушильные установки непрерывного действия являются наиболее распространенным типом сушилок в пищевой, химической, строительной и других отраслях промышленности. Несмотря на развитие высокоинтенсивных аппаратов с перемешиваемым или взвешенным слоем дисперсного влажного материала, в ряде случаев конвективные сушилки остаются незаменимыми, например, при сушке формованных или волокнистых объектов сушки, материалов, содержащих трудноудаляемую влагу.

Математическое моделирование динамики и кинетики сушки в конвективных аппаратах непрерывного действия связано с решением сопряженной задачи тепломассопереноса и фазовых превращений в высушиваемом материале и в сушильном агенте. Представленные в литературе [1, 2] математические модели описывают кинетику процесса сушки в конвективных сушильных установках непрерывного действия и основываются на приближенных балансных методах моделирования, требующих значительного объема экспериментальной информации.

В работе представлена уточненная математическая модель динамики тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при сушке коллоидных капиллярно-пористых материалов в прямооточной ленточной сушилке, которая строится на базе уравнения переноса субстанции W (массы, импульса, энергии), полученного в [3] исходя из законов сохранения и основных положений механики деформируемого тела

$$\frac{\partial W}{\partial t} + \text{div}(W\mathbf{w}) = -\text{div} \mathbf{j}_W + I_W - \frac{W}{1 + \varepsilon_V} \left[\frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t} + \text{div}(\varepsilon_V \mathbf{w}) \right]. \quad (1)$$

Плотность потока \mathbf{j}_W субстанции W включает диффузионную и фильтрационную составляющие $\mathbf{j}_W = \mathbf{j}_W^D + \mathbf{j}_W^F$. Плотность диффузионного потока энергии $\mathbf{j}^E = -\lambda \nabla T + \sum_{\psi} E_{\psi} \mathbf{j}_{\psi}^E$, а массы компонента

ψ : $\mathbf{j}_{\psi}^E = -D_{\psi} (\nabla U_{\psi} + \delta_{\psi}^T \nabla T)$, где E_{ψ} — внутренняя энергия, D_{ψ} — коэффициент диффузии, U_{ψ} — объемная концентрация, δ_{ψ}^T — относительный коэффициент термодиффузии компонента ψ .

Эффективные коэффициенты диффузии находятся по формулам: $D_{\Pi} = D_B = \gamma_{D\Pi} T^{3/2} / P_{\Gamma}$, $D_{\text{ж}} = \gamma_{D\text{ж}} [\exp(A_D / RT) - 1]^{-1}$, где T — температура, R — универсальная газовая постоянная, A_D — энергия активации для процесса диффузии; $\gamma_{D\Pi}$, $\gamma_{D\text{ж}}$ — диффузионные коэффициенты. Формула Н.И. Никитенко для $D_{\text{ж}}$ [4] в предельных случаях переходит в эмпирическую формулу Аррениуса для твердых тел и в формулу Эйнштейна для жидких сред.

Плотности фильтрационных потоков фаз $\mathbf{j}_{\text{ж}}^F = U_{\text{ж}} \mathbf{w}_{\text{ж}}$, $\mathbf{j}_{\Pi}^F = U_{\Pi} \mathbf{w}_{\Pi}$, $\mathbf{j}_{\text{в}}^F = U_{\text{в}} \mathbf{w}_{\text{в}}$. Скорости фильтрации находятся по формуле Дарси $\mathbf{w}_{\psi} = -K_{\psi} K_{\psi} \nabla P_{\psi} / \eta_{\psi}$, $\psi = \text{ж}, \text{г}$, где K_{ψ} — общая проницаемость среды; K_{ψ} — относительная проницаемость, η_{ψ} — динамический коэффициент вязкости, ∇P_{ψ} — градиент давления фазы ψ .

Давления газовой и жидкой фаз в порах тела представляются в виде сумм $P_{\Gamma} = P_{\Pi} + P_{\text{в}}$ и $P_{\text{ж}} = P_{\Gamma} + P_{\text{к}}$. Парциальные давления пара и воздуха определяются из уравнения состояния $P_{\Pi} = \rho_{\Pi} RT / \mu_{\text{п}}$, $P_{\text{в}} = \rho_{\text{в}} RT / \mu_{\text{в}}$, а

парциальные плотности пара и воздуха: $\rho_{\text{п}}=U_{\text{п}}/\Psi_{\text{г}}$, $\rho_{\text{в}}=U_{\text{в}}/\Psi_{\text{г}}$. Объемные доли газовой и жидкой фаз находятся из соотношений $\Psi_{\text{г}}=1-\Psi_{\text{т}}-\Psi_{\text{ж}}$, $\Psi_{\text{ж}}=U_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}}$. Капиллярное давление рассчитывается [3] как среднее капиллярное давление жидкости в порах тела

$$P_{\text{к}} = 2\sigma(T) \int_{r_{\text{мин}}}^{r_{\text{макс}}} \frac{\theta}{r} f(r) dr / \int_{r_{\text{мин}}}^{r_{\text{макс}}} \theta f(r) dr = \frac{2\sigma(T)}{r^*} \quad (2)$$

Здесь σ — коэффициент поверхностного натяжения; $r_{\text{мин}}$, $r_{\text{макс}}$ — минимальный и максимальный радиусы пор; r^* — характеристический параметр дисперсности размеров пор, $r_{\text{мин}} < r^* < r_{\text{макс}}$; $f(r)$ — дифференциальная функция

распределения пор по размерам, которая может быть определена из условия $\Pi = \int_{r_{\text{мин}}}^{r_{\text{макс}}} f(r) dr$; $\theta(r,t) = 1 - (1 -$

$\delta/r)^2$ — объемная доля жидкости в капилляре радиуса r в момент времени t , δ — толщина слоя конденсата.

Относительная объемная деформация ε_V при известных значениях функций температуры T и объемных концентраций жидкости $U_{\text{ж}}$, пара $U_{\text{п}}$ и воздуха $U_{\text{в}}$ находятся на основе уравнения термоконцентрационного деформирования [5].

При нормальных условиях режим работы конвективных сушилок непрерывного действия является установившимся, то есть в каждой точке сушильной камеры температура и объемные концентрации компонентов пористого материала не изменяются во времени и процессы тепломассообмена являются стационарными ($\partial W/\partial t = 0$, $\partial \varepsilon_V/\partial t = 0$). Скорость перемещения материала w_L в аппарате не зависит от времени. При наличии фильтрационного тепломассообмена, компоненты связанного вещества — жидкость, пар и воздух — перемещаются в аппарате со скоростью $w = w_L + w_{\psi}$, где w_{ψ} ($\psi = \text{ж, п, в}$) — скорость компонента ψ относительно скелета пористого тела. Если тело является капиллярно-пористым, его усадкой в процессе сушки можно пренебречь и относительная объемная деформация $\varepsilon_V = 0$. Обычно толщина высушиваемого слоя $X_{\text{м}}$ существенно меньше длины Z и ширины Y ленты аппарата.

Система уравнений тепло- и массообмена непрерывной диффузионно-фильтрационной сушки слоя коллоидного капиллярно-пористого материала имеют следующий вид

$$w_L \frac{\partial(w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{ж}} \left(\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial x} + \delta_{\text{ж}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] - I_V - \frac{U_{\text{ж}}}{1 - \varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (3)$$

$$w_L \frac{\partial(w_{\text{п}} U_{\text{п}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{п}} \left(\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial x} + \delta_{\text{п}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] + I_V - \frac{U_{\text{п}}}{1 - \varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (4)$$

$$w_L \frac{\partial(w_{\text{в}} U_{\text{в}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{в}} \left(\frac{\partial U_{\text{в}}}{\partial x} + \delta_{\text{в}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] - \frac{U_{\text{в}}}{1 - \varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (5)$$

$$c_{\text{эф}} w_L \frac{\partial(w_{\text{эф}} T)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} (\lambda_{\text{эф}} \frac{\partial T}{\partial x}) - \sum c_{\psi} D_{\psi} \left(\frac{\partial U_{\psi}}{\partial x} + \delta_{\psi} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \frac{\partial T}{\partial x} - LI_V, \quad \psi = \text{ж, п, в}. \quad (6)$$

Здесь $c_{\text{эф}}$, $\lambda_{\text{эф}}$ — эффективные значения теплоемкости и теплопроводности тела, $c_{\text{эф}} = c_{\text{т}} U_{\text{т}} + c_{\text{ж}} U_{\text{ж}} + c_{\text{п}} U_{\text{п}} + c_{\text{в}} U_{\text{в}}$, $\lambda_{\text{эф}} = \lambda_{\text{т}} U_{\text{т}}/\rho_{\text{т}} + \lambda_{\text{ж}} U_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}} + \lambda_{\text{п}} U_{\text{п}}/\rho_{\text{п}} + \lambda_{\text{в}} U_{\text{в}}/\rho_{\text{в}}$; I_V — интенсивность испарения жидкости в порах материала; L — удельная теплота испарения жидкости внутри пористого тела, которая учитывает удельную теплоту испарения свободной жидкости и удельную энергию десорбции связанной влаги. Вторым членом правой части уравнения (6), который учитывает перенос энергии за счет диффузии, обычно можно пренебречь [3].

Интенсивность испарения жидкости на внешней границе тела [4] пропорциональна разности потоков испаряющейся и конденсирующейся жидкости

$$I = \gamma_c \left\{ \varphi_{\text{т}} \left(\exp[A/(R_y T)_{v=0}] - 1 \right)^{-1} - \varphi_c \left(\exp[A/(R_y T_c)] - 1 \right)^{-1} \right\}, \quad (7)$$

где $\gamma_c = \varepsilon \rho_{\text{ж}} \delta^* / 4$ — коэффициент поверхностного испарения; ε — коэффициент излучения; δ^* — средняя длина диффузионного перескока активизированной частицы внутри конденсированного тела; $\varphi_{\text{т}}$ — влажность парогазовой смеси, которой согласно изотерме сорбции отвечает объемная концентрация $U_{\text{ж}}$ в данной точке пористого тела; v — нормаль к граничной поверхности; T_c и φ_c — температура и относительная влажность внешней среды; A — энергия активации; R_y — универсальная газовая постоянная. Значение $\varphi_{\text{т}}$ может быть определено на базе формулы, полученной [6] для равновесной толщины слоя конденсата δ на поверхности твердого тела в среде с параметрами φ и $P_{\text{п}}$: $\delta = \delta^* \bar{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1 - P_{\text{п}}/P_{\text{н}}}) = \delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi})$, где $\bar{\delta} = \delta/\delta^*$ при $0 < \delta < \delta^*$ и $\bar{\delta} = 1$ при $\delta > \delta^*$, откуда

$$\varphi_T = \bar{\delta}(2 - \bar{\delta}). \quad (8)$$

Во втором периоде сушки функция I находится из уравнения сохранения энергии для граничной поверхности при условии, что вся жидкость, подходящая к границе от внутренних слоев тела, испаряется

$$I = -D_{ж} \left(\frac{\partial U_{ж}}{\partial x} \right) \Big|_{x=0}. \quad (9)$$

Формула для интенсивности испарения в порах тела вытекает из (8) при условии, что температуры фаз в каждой точке тела совпадают

$$I_V = \gamma_c [\exp(A/RT) - 1]^{-1} (\varphi_T - \varphi) S. \quad (10)$$

Здесь S – суммарная площадь контакта жидкости и газа в частично заполненных жидкостью порах. Для нахождения функции S получена формула [7]:

$$S = \frac{2\sqrt{1-\varphi_T}}{\rho_{ж}\delta^*} \frac{\partial U_{ж}}{\partial \varphi_T}. \quad (11)$$

Величина S может изменяться от минимального значения S_{\min} для влажного тела при $\delta \rightarrow \delta^*$, до максимального значения S_{\max} , отвечающего абсолютно сухому телу при $U_{ж} \rightarrow 0$. Производная $\partial U_{ж}/\partial \varphi_T$ определяется путем дифференцирования уравнения изотермы десорбции. Если изотерма задана в виде $U_{ж} = U_{\max} \varphi_T^g$, $g = \text{const}$, то $\partial U_{ж}/\partial \varphi_T = U_{\max} g \varphi_T^{g-1}$.

На входе в сушильную камеру все физические параметры материала и теплоносителя считаются известными. Для определения средних значений температуры T_c , давления P_c и объемных концентраций пара $U_{сп}$ и воздуха $U_{св}$ в сушильном агенте в сечении z по длине канала используются балансные уравнения для элементарного объема $\Delta V = S_c \Delta z$, S_c — площадь сечения канала, $S_c = XY$, X — высота канала.

Изменение давления ΔP_c в сечении z определяется по уравнению Бернулли для течения газа в канале

$$\Delta P_c = \Delta P_{c1} + \Delta P_{c2} + \Delta P_{c3}, \quad (12)$$

где $\Delta P_{c1} = \lambda_{тр} U_c w_c^2 \Delta z / 2d_{эКВ}$ — потери напора на трение потока на стенках канала; $\Delta P_{c2} = \zeta U_c w_c^2 / 2$ — потери, вызванные местными сопротивлениями; $\Delta P_{c3} = \rho g \Delta z$ — статический напор газового потока. Коэффициент трения $\lambda_{тр}$ зависит от режима течения газа [7]: $\lambda_{тр} = 64/Re$ при $Re < 2320$, $\lambda_{тр} = 64/Re + 0,136/Re^{0,18}$ при $Re = 2320 - 10^6$. Эквивалентный диаметр $d_{эКВ} = 2S_c / \Pi_c = XY / (X+Y)$, где $\Pi_c = 2(X+Y)$ — периметр сечения канала. Для участка канала, на котором местными сопротивлениями можно пренебречь, дифференциальное уравнение потери напора имеет вид

$$\frac{dP_c}{dz} = -\lambda_{тр} P_c \frac{w^2}{2d_{эКВ}} + \rho_c \cos(g, z). \quad (13)$$

Средняя температура сушильного агента T_c в сечении z определяется из уравнения баланса энергии для элементарного объема $dV = S_c dz$ канала, имеющего контакт с сушильным агентом на площади $Y dz$:

$$\frac{dq_c}{dz} = [\alpha - \gamma_{пс} (U_{п|_{v=0}} - \rho_{пс} \Psi_{г}) c_{п} - \gamma_{вс} (U_{в|_{v=0}} - \rho_{вс} \Psi_{г}) c_{в}] (T_c - T|_{v=0}) - LI_c] Y. \quad (14)$$

где q_c — поток энергии через сечение z канала, $q_c(z) = [G_{пс}(z)c_{п} + G_{вс}(z)c_{в}] T_c(z)$.

Средняя скорость парогазовой смеси в канале в сечении z , в соответствии с уравнениями состояния и неразрывности для пара и воздуха, находится по формуле

$$w_c(z) = \left[\frac{G_{пс}(z)}{\mu_{пс}} + \frac{G_{вс}(z)}{\mu_{вс}} \right] \frac{RT_c(z)}{P_c(z) S_c}, \quad (15)$$

где $c_{п}$, $c_{в}$ — удельные теплоемкости пара и воздуха

Изменение расхода воздушной и паровой составляющей сушильного агента через сечение канала z определяются по уравнениям баланса массы

$$dG_{вс}(z)/dz = \gamma_{вс} [\rho_{в}(z, X) - \rho_{вс}(z) \Psi_{г}] Y, \quad dG_{пс}(z)/dz = \gamma_{пс} [\rho_{п}(z, X) - \rho_{пс}(z) \Psi_{г}] Y, \quad (16)$$

где $\rho_{пс}$, $\rho_{вс}$ — парциальные плотности пара и воздуха в сушильном агенте, $\rho_{пс} = U_{пс}$, $\rho_{вс} = U_{вс}$.

Расходы воздушной $G_{вс}(z)$ и паровой $G_{пс}(z)$ фаз сушильного агента через сечение канала z

$$G_{пс}(z) = w_c S_c \rho_{пс}(z), \quad G_{вс}(z) = w_c S_c \rho_{вс}(z). \quad (17)$$

Общий расход сушильного агента G_c через начальное сечение канала $z = 0$ считается заданным

$$G_{c0} = G_{пс0} + G_{вс0} = w_{c0} S_{c0} (U_{пс0} + U_{вс0}). \quad (18)$$

Общий расход сушильного агента G_c через произвольное сечение канала z

$$G_c(z) = G_{пс}(z) + G_{вс}(z) = w_c S_c [\rho_{пс}(z) + \rho_{вс}(z)], \quad (19)$$

Общий расход материала G_{M0} в сечении $z = 0$ равен

$$G_{M0} = G_{T0} + G_{ж0} + G_{п0} + G_{в0} = w_L S_M (U_{T0} + U_{ж0} + U_{п0} + U_{в0}), \quad (20)$$

где $S_M = X_M Y$ — площадь сечения слоя материала.

Общий расход материала $G_M(z)$ через сечение z равен

$$G_M(z) = w_L S_M [\bar{U}_T(z) + \bar{U}_ж(z) + \bar{U}_п(z) + \bar{U}_в(z)], \quad (21)$$

где $\bar{U}_\psi(z)$ — среднее значение объемной концентрации компонента ψ ($\psi = т, ж, п, в$) тела по сечению S_M .

Если поверхности $x = 0$, $y = 0$, $y = Y_M$ материала и поверхности $x = X_M + X$, $y = 0$, $y = Y$ канала непроницаемы, тогда суммарный расход материала и сушильного агента в произвольном сечении системы материал–сушильный агент остается неизменным, т.е. $G_M(z) + G_c(z) = G_{M0} + G_{c0} = const$. При этом расход пара сушильного агента через сечение z канала согласно уравнению баланса массы равен

$$G_{пс}(z) = w_c S_c \rho_{пс}(z) = G_{M0} + G_{c0} - G_M(z) - G_{вс}(z). \quad (22)$$

Парциальные плотности пара $\rho_{пс}$ и воздуха $\rho_{вс}$ в сечении канала z находятся по уравнениям неразрывности для каждого компонента:

$$\rho_{пс}(z) = \frac{G_{пс}(z)}{w_c(z) S_c}, \quad \rho_{вс}(z) = \frac{G_{вс}(z)}{w_c(z) S_k}. \quad (23)$$

Парциальные давления компонентов сушильного агента $P_{пс}$ и воздуха $P_{вс}$ находятся по уравнениям состояния компонентов

$$P_{пс}(z) = \frac{R_y}{\mu_{пс}} \rho_{пс}(z) T_c(z), \quad P_{вс}(z) = \frac{R_y}{\mu_{вс}} \rho_{вс}(z) T_c(z). \quad (24)$$

где μ — молярная масса.

Условия тепло- и массообмена на границе $x = X_M$ контакта слоя высушиваемого материала и сушильным агентом вдоль нормали v для системы (3) – (6) записываются следующим образом

$$D_{ж} \frac{\partial U_{ж}}{\partial v} \Big|_{v=0} = -I_c, \quad (25)$$

$$D_{п} \frac{\partial U_{п}}{\partial v} \Big|_{v=0} = I_c - \gamma_{пс} (U_{п}|_{v=0} - \rho_{пс} \Psi_{г}), \quad (26)$$

$$D_{в} \frac{\partial U_{в}}{\partial v} \Big|_{v=0} = -\gamma_{вс} (U_{в}|_{v=0} - \rho_{вс} \Psi_{г}), \quad (27)$$

$$\lambda \frac{\partial T}{\partial v} \Big|_{v=0} = \alpha (T_c - T|_{v=0}) - LI_c - [\gamma_{пс} (U_{п}|_{v=0} - \rho_{пс} \Psi_{г}) \epsilon_{п} + \gamma_{вс} (U_{в}|_{v=0} - \rho_{вс} \Psi_{г})] (T_c - T|_{v=0}), \quad (28)$$

$$I_c = \gamma_c \left\{ \Phi_T \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T|_{v=0}} \right) - 1 \right]^{-1} - b_c \Phi_c \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T_c} \right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (29)$$

где $T|_{v=0}$ — температура материала на границе контакта; T_c — средняя температура сушильного агента в сечении z ; b_c — коэффициент, учитывающий тот факт, что действительная температура удельного потока массы частиц пара, конденсирующихся на поверхности материала, может на начальном участке канала существенно отличаться от средней по сечению z температуры T_c . Это обусловлено тем, что при течении сушильного агента в канале, на поверхности материала образуется пограничный слой и разность температур материала и теплоносителя при приближении к поверхности их контакта монотонно убывает. Определение коэффициента b_c проводится в такой последовательности. Из уравнения баланса массы пара для элемента канала

$$\frac{dG_{пс}(z)}{dz} = \{ I_c + \gamma_{пс} [\rho_{пс}(z, X) - \rho_{пс}(z) \Psi_{п}] \} \Psi \quad (30)$$

вычисляется результирующий поток пара I_c . Далее, после подстановки I_c в уравнение интенсивности испарения (29), находится коэффициент b_c .

Фильтрационный перенос оказывает существенное влияние на динамику тепломассопереноса в процессах сушки при температурах сушильного агента, превышающих 100 °С. Для случая, когда объект сушки является капиллярно-пористым телом, а режим сушки – умеренно интенсивным и фильтрацией связанного вещества можно пренебречь, уравнения переноса при непрерывной сушке представляется в следующем виде

$$w_L \frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{ж}} \left(\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial x} + \delta_{\text{ж}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] - I_V, \quad (31)$$

$$w_L \frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{п}} \left(\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial x} + \delta_{\text{п}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] + I_V, \quad (32)$$

$$c_{\text{эф}} w_L \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_{\text{эф}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) - \sum c_{\psi} D_{\psi} \left(\frac{\partial U_{\psi}}{\partial x} + \delta_{\psi} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \frac{\partial T}{\partial x} - LI_V, \quad \psi = \text{ж, п.} \quad (33)$$

Численный метод расчета процесса непрерывной сушки. Уравнения диффузионно-фильтрационного тепло- и массопереноса (3) – (6) могут быть решены численным методом на базе трехслойной пересчетной явной разностной схемы Никитенко Н.И. [5] и процедуры расщепления алгоритма по физическим факторам [3].

Система уравнений (31) – (33), описывающая диффузионные процессы тепломассопереноса и фазовых превращений при непрерывной сушке капиллярно-пористых тел решались численным методом, базирующимся на трехслойной явной разностной схеме Никитенко Н.И. [5]. Эта схема, так же как известные неявные схемы, позволяет выбирать шаги разностной сетки практически произвольно. Разностные аппроксимации уравнений (31) – (33) в декартовых координатах $x = x_1, y = x_2, z = x_3$ на равномерной разностной сетке $x_k = kh_x (k = 0, 1, \dots, K; h_x = \text{const}), y_m = mh_y (m = 0, 1, \dots, M; h_y = \text{const}), z_j = jh_z (j = 0, 1, \dots, J; h_z = \text{const}), t_n = nl (n = 0, 1, \dots; l = \text{const})$ в соответствии с указанной схемой имеют вид

$$(1 + \Omega_T) \delta_z T^n - \Omega_T \delta_z T^{n-1} = \frac{1}{w_L c_{\text{эф}}} \left\{ \sum_{\phi=1}^3 \left[\delta_{x_{\phi}} \left(\lambda_{\text{эф}} \delta_{x_{\phi}} T \right) \right] - LI_V \right\}, \quad \phi = 1, 2, 3, \quad (34)$$

$$(1 + \Omega_{\text{ж}}) \delta_z U_{\text{ж}}^n - \Omega_{\text{ж}} \delta_z U_{\text{ж}}^{n-1} = \frac{1}{w_L} \sum_{\phi=1}^3 \left[\delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{ж}} \delta_{x_{\phi}} U_{\text{ж}} \right) + \delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{ж}} \delta_{\text{ж}}^T \delta_{x_{\phi}} T \right) \right] - I_V, \quad (35)$$

$$(1 + \Omega_{\text{п}}) \delta_z U_{\text{п}}^n - \Omega_{\text{п}} \delta_z U_{\text{п}}^{n-1} = \frac{1}{w_L} \sum_{\phi=1}^3 \left[\delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{п}} \delta_{x_{\phi}} U_{\text{п}} \right) + \delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{п}} \delta_{\text{п}}^T \delta_{x_{\phi}} T \right) \right] + I_V, \quad (36)$$

где Ω — весовой параметр разностных уравнений, устраняющий ограничения на шаг по времени, $\Omega \geq 0$. Величины ϕ_T и $\partial U_{\text{ж}} / \partial \phi_T$ определяются по изотерме десорбции, заданной в виде $\phi_T = f(U_{\text{ж}}, T)$.

В разностных уравнениях (34) – (36) сеточные функции W_{km}^n и W_{km}^{n-1} ($W = T, U_{\text{ж}}, U_{\text{п}}$) для узловых точки (x_k, y_m, z_j) записаны для простоты без нижних индексов, т.е. $W = W_{km}^n, W^{n-1} = W_{km}^{n-1}$. Производные от функции W для случая двумерной задачи ($W = W(x, y)$) определяются разностными отношениями:

$$\delta_z W = (W_k^{n+1} - W_k^n) / l; \quad \delta_x W = (W_{k+1}^n - W_{k-1}^n) / 2h_x;$$

$$\delta_x (D \delta_x W^n) = \frac{1}{2h_x^2} [(D_{k+1}^n + D_k^n)(W_{k+1}^n - W_k^n) - (D_k^n - D_{k-1}^n)(W_k^n - W_{k-1}^n)], \quad k = 1, 2, \dots, K.$$

Погрешность аппроксимации уравнений (31) – (33) разностными уравнениями (34) – (36) имеет порядок $l + h_x^2 + h_y^2$. Необходимые условия устойчивости разностных уравнений вида (34) – (36) находятся методом условного задания некоторых искомым функций системы [12]. Условие устойчивости

для разностного уравнения (34) имеет вид $l \leq (1 + 2\Omega_W) \left[(2\lambda_{\text{эф}} / w_L c_{\text{эф}}) \sum_{i=1}^3 h_i^{-2} \right]^{-1}$.

Разностные аппроксимации обыкновенных дифференциальных уравнений (13), (14), (16) имеют вид

$$P_c^{n+1} = P_c^n - \lambda_{\text{тр}} \rho_c^n (w^n)^2 / (2d_{\text{эКВ}}) + \rho_c^n \cos(\mathbf{g}, \mathbf{z}), \quad (37)$$

$$T_c^{n+1} = \left\langle T_c^n (G_{\text{пс}}^n c_{\text{п}} + G_{\text{вс}}^n c_{\text{в}}) + h_x Y \{ \alpha - \gamma_{\text{пс}} (U_{\text{пк}}^n - \rho_{\text{пс}}^n \Psi_{\text{ГК}}^n) \} \right\rangle \mathcal{E}_{\text{п}} -$$

$$- \gamma_{\text{вс}} \left(U_{\text{вк}}^n - \rho_{\text{вс}}^n \Psi_{\text{ГК}}^n \right) \mathcal{E}_{\text{в}} \left(T_c^n - T_K^n \right) - LI_c \left. \right\rangle / (G_{\text{пс}}^n c_{\text{п}} + G_{\text{вс}}^n c_{\text{в}}). \quad (38)$$

$$G_{\text{вс}}^{n+1} = G_{\text{вс}}^n + \gamma_{\text{вс}} (\rho_{\text{вк}}^n - \rho_{\text{вс}}^n \Psi_{\text{ГК}}^n) Y, \quad (39)$$

$$G_{\text{пс}}^{n+1} = G_{\text{пс}}^n + \gamma_{\text{пс}} (\rho_{\text{пк}}^n - \rho_{\text{пс}}^n \Psi_{\text{ГК}}^n) Y. \quad (40)$$

Средние значения $\bar{U}_{\text{ж}}^{n+1}$, $\bar{U}_{\text{п}}^{n+1}$ и \bar{T}^{n+1} вычисляются через найденные по уравнениям (34) – (36)

значения сеточных функций $U_{\text{ж}}^{n+1}$, $U_{\text{п}}^{n+1}$ и T^{n+1} например, с помощью формулы трапеций.

На рис.1 приведены графики средних значений влагосодержания W и температуры T слоя керамики при его обезвоживании нагретым воздухом, полученные экспериментальным путем и на базе разработанной математической модели (31) – (33) в предположении, что конвейерная лента неподвижна, а температура и скорость теплоносителя неизменны. Результаты расчета хорошо согласуются с экспериментальными данными. На рис. 2 представлены результаты численных экспериментов обезвоживания керамического слоя в

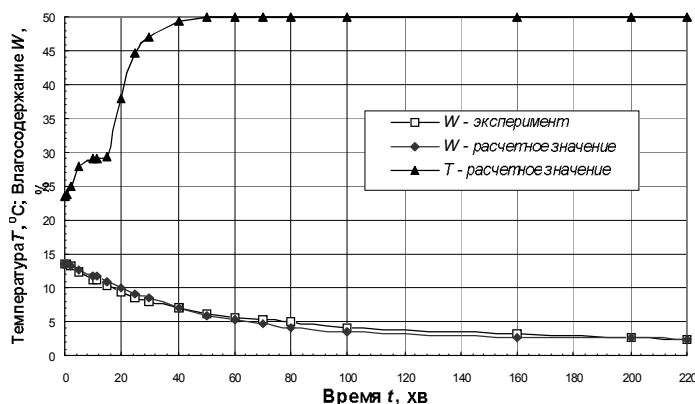
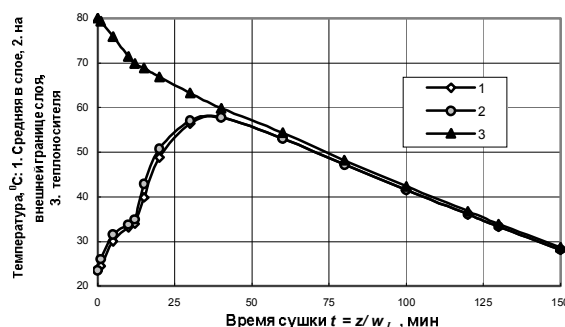
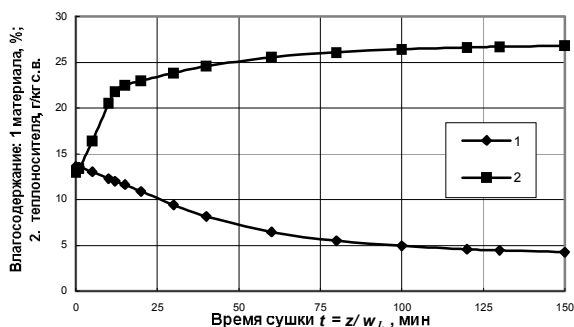


Рис. 1 – Графики средних значений влагосодержания W и температуры T слоя керамики толщиной $H = 12$ мм при обезвоживании сушильным агентом с параметрами $T_c = 50$ °C, $w_c = 3,5$ м/с; $\phi_c = 20\%$

прямоточной ленточной сушилке, когда параметры сушильного агента изменяются по длине туннеля. То, что в каждый момент времени рассчитанные температура, влагосодержание и относительная влажность сушильного агента соотносятся между собой на $I-d$ диаграмме влажного воздуха, свидетельствует об адекватности представленной математической модели и эффективности метода расчета.



а)

б)

Рис. 2 – Графики изменения влагосодержания керамического слоя и сушильного агента (а), температуры слоя и сушильного агента (б) при сушке слоя в ленточной прямоточной сушилке нагретым воздухом. Толщина слоя $X=16$ мм, скорость ленты $w_L=0,005$ м/с, скорость и давление теплоносителя на входе в аппарат: $w_{c0} = 5,5$ м/с, $P_{c0} = 103$ кПа

Литература

1. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. –М.: Химия. –1980. –248 с.
2. Меньшутина Н.В., Гончарова С.В., Баранов С.В. Моделирование конвейерной сушилки для сушки полимеров // Труды III Минского межд. форума по теплообмену. –1996. –Т. VIII. –С. 210 – 213.
3. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Математическое моделирование теплообмена, фазовых превращений и усадки с целью оптимизации процесса сушки термолабильных материалов // ИФЖ. 2005. – Т. 78, – № 1. – С. 74– 87.
4. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. 2000, – Т. 73, – № 4. – С. 851 – 860.
5. Никитенко Н.И. Теория теплообмена / Н.И. Никитенко –Киев: Наук. Думка. –1983. –352 с.

6. Никитенко Н.И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц // ИФЖ. 2002. – Т.75, – № 3, – С. 128 – 134.
7. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Развитие теории и методов расчета динамики сорбции и десорбции. // ИФЖ. 2010. – Т. 83, – № 3, – С. 779 – 789.

УДК 621.21

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ ГУМІНОВО-МІНЕРАЛЬНИХ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТІВ

Корнієнко Я.М., д.т.н., проф., Мартинюк О.В., зав. лаб., Мельник М.П., магістрант,
Гайдай С.С., магістрант, Семененко Д.С., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Наведено результати експериментальних досліджень процесу одержання з рідких систем гуміново-мінеральних твердих композитів.

Results of experimental researches of getting humic-mineral fertilizers process from liquid system are presented.

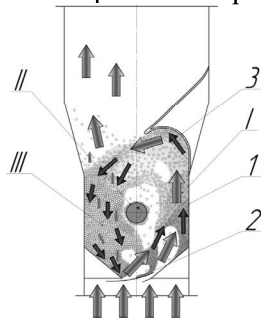
Ключові слова: гуміново-мінеральні добрива, грануляція, псевдозріджений шар

Key words: humic-mineral fertilizers, granulation, fluidized bed

Загальною науковою проблемою є підвищення ефективності процесу утворення твердих гуміново-мінеральних композитів із пошаровою структурою з рідких систем у псевдозрідженому шарі, яке можливе при забезпеченні інтенсивного гідродинамічного режиму. Найкраще ці умови виконуються якщо висота пробою струменя співпадає з висотою псевдозрідженого шару в апараті [1].

Метою експериментальних досліджень є визначення ефективності гідродинаміки при одержання гуміново-мінеральних твердих композитів із застосуванням нової конструкції газорозподільного пристрою (ГРП) та камери грануляції.

Досліди проводилися на пілотній установці з розмірами камери гранулятора 0,1×0,3×0,8 м, у якій встановлено направляючу вставку (рис. 1). У якості газорозподільного пристрою (ГРП) використовувався колосниковий газорозподільний пристрій щільного типу, яка при співвідношенні висоти шару $H/D_c=2,0$ забезпечується інтенсивним режимом перемішування.



1 – корпус; 2 – газорозподільний пристрій; 3 – направляюча вставка; I – зона висхідного потоку; II – зона зрошення; III – зона низхідного потоку.

Рис. 1 – Організація руху зернистого матеріалу в апараті

Створення вертикально направленою струменя із формуванням газових бульбашок забезпечує активний рух частинок у шарі між зонами зрошення, інтенсивного тепло-масообміну, релаксації та в горизонтальній площині зони зрошення II.

У якості початкових центрів грануляції використовували гранули з розміром еквівалентного діаметра $D_c=2,1$ мм. У режимі активного псевдозрідження спостерігався циклічний струменево-барботаажний режим псевдозрідження. Відношення гідралічного опору шару $\Delta P_{ш}$ до гідралічного опору ГРП ΔP_p становило 6,67 за температури зріджувального агента $T=20$ °С.