

УДК 66.047

ВЛИЯНИЕ ПРОДОЛЬНОЙ ДИФФУЗИИ НА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИЕ ПАРАМЕТРЫ БАРАБАННОЙ СУШИЛКИ

© 2025 г. А. Б. Голованчиков, Н. А. Меренцов, Н. А. Прохоренко,
А. А. Шурак, М. В. Топилин*

ФГБОУ ВО «Волгоградский государственный технический университет», Волгоград, Россия

*e-mail: topilnrmik@gmail.com

Поступила в редакцию 22.08.2024

После доработки 30.04.2025

Принята в печать 04.05.2024

На основании дифференциальных уравнений материального баланса и массопередачи для высушиваемого материала и сушильного агента выведены уравнения рабочей и равновесной линии при противоточном движении фаз в барабанной сушилке. Предложен алгоритм расчета и проведено сравнение технологических параметров процесса сушки с учетом продольной диффузии с аналогичными параметрами, рассчитанными по типовому алгоритму. Приведены графики полученных результатов в косоугольной диаграмме Рамзина и прямоугольных координатах Эйлера. Показано, что с учетом числа Пекле продольной диффузии, то есть перехода от режима вытеснения к режиму продольного смешения, рассчитанные длину и объем барабана необходимо увеличивать в 1.1 и более раз при $Pe < 30$.

Ключевые слова: сушка, продольная диффузия, число Пекле продольной диффузии, градиент влагосодержания сушильного агента — воздуха, влажность высушиваемых частиц, влагосодержание воздуха, длина и объем барабана

DOI: 10.31857/S0040357125020064 EDN: ndevca

ВВЕДЕНИЕ

Тепломассообменные процессы и аппараты сушки материалов находят широкое применение в различных отраслях промышленности: химической, нефтехимической, строительной, пищевой и смежных отраслях [1–4]. Активно продолжается работа исследователей в области совершенствования сушильного оборудования и математического моделирования протекающих гидродинамических и тепломассообменных процессов [5–11].

С середины прошлого века, сначала при расчете химических процессов в реакторах, а затем и при расчетах массообменных и тепловых процессов в аппаратах и теплообменниках, ведется учет структуры потоков. Расчет часто проводится с помощью ячеечной модели с переходом от идеального смешения (при числе ячеек $N = 1$) к идеальному вытеснению (при $N \rightarrow \infty$) [12, 13].

Дискретность параметров этой модели со скачками концентраций при переходе от одной ячейки к другой, но с идеальным смешением в каждой наглядно демонстрируется при расчете

числа теоретических тарелок в абсорбционных, ректификационных колоннах и других массообменных аппаратах, когда на каждой ступени происходит локальный скачок от рабочих к равновесной концентрации по каждой фазе [14–17].

Для более точного описания реальной структуры потоков с семидесятих годов прошлого столетия и по настоящее время стали применять комбинированные модели структуры потоков с последовательным и параллельным соединением зон идеального вытеснения и смешения. Но наиболее точно реальные структуры потоков описывают диффузионной моделью, хотя она математически более сложная, так как опирается на дифференциальные уравнения II порядка со специальными граничными условиями [12, 14, 18–22].

Однако для математического описания процесса сушки эта модель практически не используется из-за отсутствия на косоугольной диаграмме Рамзина концентрации (влажности) высушиваемого материала [23, 24]. Поэтому целесообразно при описании процесса сушки по-

лученные параметры результатов расчетов представить в традиционной для массообменных процессов прямоугольной координатной системе Эйлера (помимо J -х диаграммы).

Целью работы является оценка влияния продольной диффузии на технологические параметры процесса сушки и геометрические размеры барабанной сушилки.

Моделирование процесса сушки в барабанной сушилке с учетом продольной диффузии. Для вывода уравнений рабочей линии процесса сушки в противоточной барабанной сушилке с учетом продольной диффузии составим элементарный материальный баланс по влаге в высушиваемом материале и водяному пару в сушильном агенте — воздухе. Схема барабанной сушилки с материальными потоками и их параметрами представлена на рис. 1, а обозначения приведены в табл. 1.

Составим элементарный материальный баланс по расходу воды ω в высушиваемом материале G и водяного пара в сушильном агенте — воздухе L для выделенного объема барабана длиной dz между сечениями I-I и II-II:

$$L\Delta x + V_D \frac{\pi d_a^2}{4} + G\omega = L \left(x + \frac{dx}{dh} dh \right) + G \left(\omega - \frac{d\omega}{dh} dh \right) + \frac{\pi d_a^2}{4} \left(V_D + \frac{dV_D}{dh} dh \right),$$

где G — производительность по абсолютно сухим частицам высушиваемого материала, кг/с.

После алгебраических преобразований получаем:

$$L \frac{dx}{dh} + \frac{\pi d_a^2}{4} \frac{dV_D}{dh} - G \frac{d\omega}{dh} = 0. \quad (1)$$

Дифференциальное уравнение (1) учитывает продольную диффузию водяных паров, где:

$$V_D = - (D_{lp}) \frac{dx}{dh}. \quad (2)$$

Уравнение (2) является аналогом закона молекулярной диффузии Фика:

$$V_M = -D \frac{dx}{dh},$$

в котором D — коэффициент молекулярной диффузии (изотропный по всем направлениям, в котором есть градиенты концентраций).

Здесь плотность ρ сушильного агента учитывает размерности левой [кг/м³ с] и правой частей уравнения (2).

Дифференциальное уравнение (1) с учетом (2) принимает вид:

$$L \frac{dx}{dh} - \frac{\pi d_a^2}{4} D_{lp} \frac{d^2 x}{dh^2} - G \frac{d\omega}{dh} = 0. \quad (3)$$

В отсутствие продольной диффузии при движении потока сушильного агента L в режиме идеального вытеснения дифференциальное уравнение материального баланса (3) после разделения переменных и интегрирования с учетом граничных условий при $z = 0$; $\omega = \omega_k$ приобретает известный вид [8]:

$$L(x - x_1) = G(\omega - \omega_k).$$

Так как при $x = x_2$, $\omega = \omega_n$, то из интегрального материального баланса находится расход сушильного агента:

$$L = \frac{G_n(\omega_n - \omega_k)}{(x_2 - x_1)(1 - \omega_k)}.$$

С учетом продольной диффузии уравнение (3) запишется в виде:

$$G \frac{d\omega}{dh} = L \frac{dx}{dh} - \frac{\pi d_a^2}{4} D_{lp} \frac{dg}{dh},$$

или при переходе к безразмерной длине:

$$z = \frac{h}{H}, dz = \frac{dh}{H},$$

после алгебраических преобразований с учетом того, что число Пекле продольной диффузии:

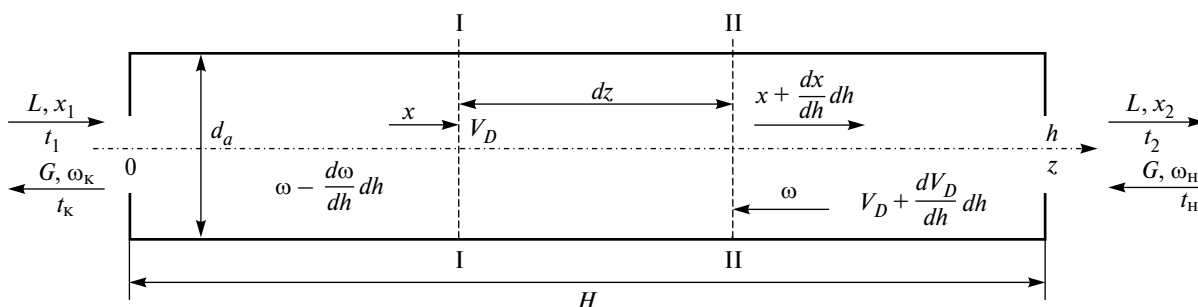


Рис. 1. Схема барабанной сушилки с материальными потоками и их параметрами с учетом скорости продольной диффузии V_D .

$$Pe = \frac{v_6 H}{D_l},$$

получаем дифференциальное уравнение рабочей линии процесса сушки с учетом продольной диффузии:

$$\left(\frac{G}{L}\right) \frac{d\omega}{dz} = g - \frac{1}{Pe} \frac{dg}{dz}. \quad (4)$$

Из элементарного баланса по паровой фазе, приходящей в сушильный агент в секунду в выделенном объеме:

$$dW = Ldx,$$

и дифференциального уравнения массопередачи:

$$dW = k_V \left(\frac{\pi d_a^2}{4} dz \right) (x^* - x),$$

приравнивая правые части последних двух уравнений, получаем:

$$\frac{dx}{(x^* - x)} = k_V \left(\frac{\pi d_a^2}{4} \right) \left(\frac{dz}{G} \right),$$

где k_V — объемный коэффициент массопередачи по влаге из высушиваемого материала в сушильный агент,

$$\left[\frac{\text{кг}W}{\text{с м}^3 \left(\frac{\text{кг}W}{\text{кг}G} \right)} \right].$$

После интегрирования приходим к формуле для расчета длины барабана:

$$H^* = \text{ЧЕП}_x^* \frac{G}{k_V \left(\frac{\pi d_a^2}{4} \right)}, \quad (5)$$

где ЧЕП_x^* — число единиц переноса.

Вывод дифференциального уравнения массопередачи с учетом продольной диффузии. Алгоритм расчета длины барабана через рекомендуемую величину напряженности барабана по влаге известен [17, 23] для сушильного агента, движущегося в режиме идеального вытеснения.

Определение коэффициента массопередачи в процессе барабанной сушки. Обычно в справочниках и учебной литературе задаются диапазоны возможных значений напряженности барабана по влаге с размерностью:

$$A_V = \frac{\text{кг}W}{V_6 \text{ час}},$$

где V_6 (м³) — объем барабана с физическим смыслом: масса влаги, удаляемой из высушиваемого материала, в единице объема барабана в час.

Зная напряженность барабана по влаге A , расчет фиктивного объемного коэффициента массопередачи можно проводить по формуле:

$$k_V^I = \frac{A_V}{\Delta x_{cp}}, \quad (6)$$

где

$$\Delta x_{cp} = \frac{x_2 - x_1}{\int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x^* - x}}, \quad (7)$$

Δx_{cp} — средняя движущая сила массопередачи по сушильному агенту (воздуху); x_1 и x_2 — начальное и конечное влагосодержание воздуха, а выражение, стоящее в знаменателе, характеризует число единиц переноса ЧЕП.

Физический смысл объемного фиктивного коэффициента массопередачи вытекает из его размерности (отнесенного к объему барабана):

$$k_V^I = \left[\frac{\text{кг}W}{\text{см}^3 \left(\frac{\text{кг}W}{\text{кг}L} \right)} \right],$$

где L — сушильный агент (воздух), а м^3 — объем барабана, а в уравнении (5) м³ высушиваемых частиц, создающих поверхность массопередачи. Тогда объемный истинный коэффициент массопередачи k_V и объемный фиктивный коэффициент массопередачи k_V^I связаны между собой коэффициентам заполнения барабана e высушиваемым материалом:

$$k_V = \frac{k_V^I}{e}.$$

Тогда выражение (6) для истинного коэффициента массопередачи приобретает вид:

$$k_V = \frac{A_V}{\Delta x_{cp} e}. \quad (8)$$

Выведем дифференциальное уравнение массопередачи для выделенного объема dV барабана между сечениями I-I и II-II с учетом продольной диффузии (рис. 2):

$$Lx + V_D \frac{\pi d_a^2}{4} + k_V e \frac{\pi d_a^2}{4} (x^* - x) dz = \\ = L \left(x + \frac{dx}{dz} dz \right) + \frac{\pi d_a^2}{4} \left(V_D + \frac{dV_D}{dz} dz \right),$$

(здесь слева — приход влаги, а справа — расход влаги), или после алгебраических преобразований с учетом (2):

$$e k_V \left(\frac{\pi d_a^2}{4} \right) (x^* - x) = L \frac{dx}{dh} - \frac{\pi d_a^2}{4} D_l \rho \frac{d^2 x}{dh^2}.$$

Переходя к безразмерной длине, получаем с учетом выше принятых обозначений:

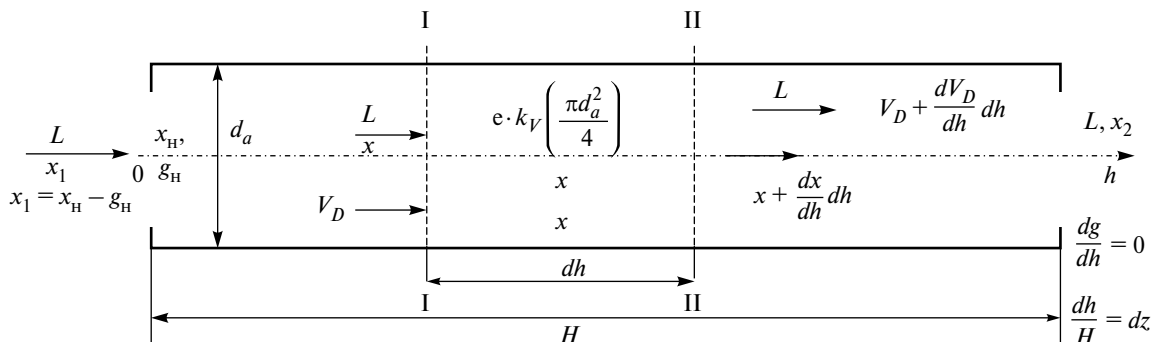


Рис. 2. Схема барабанной сушилки для вывода уравнения массопередачи с учетом продольной диффузии.

$$k_V \left(\frac{\pi d_a^2}{4} \right) (x^* - x) = L \frac{1}{H} g - \frac{\pi d_a^2}{4} D_l \rho \frac{dg}{H^2 dz}, \quad (9)$$

или после алгебраических преобразований:

$$\frac{dg}{dz} = \left(L \frac{H}{\frac{\pi d_a^2}{4} D_l \rho} \right) g - \frac{k_V H^2}{D_l \rho} (x^* - x). \quad (10)$$

Так как:

$$v_B = \frac{L}{\left(\frac{\pi d_a^2}{4} \right) \rho},$$

где v_B – скорость воздуха (уравнение неразрывности), м/с.

Помножим числитель и знаменатель на v_B . Тогда последнее выражение приобретает вид:

$$\frac{dg}{dz} = \text{Pe} g - \frac{k_V H e}{v_B \rho} \text{Pe} (x^* - x).$$

Обозначим безразмерный сомножитель:

$$k_l = \frac{k_V H e}{v_B \rho}. \quad (11)$$

Тогда дифференциальное уравнение для градиента концентрации запишется в виде:

$$\frac{dg}{dh} = \text{Pe} g - k_l \text{Pe} (x^* - x). \quad (12)$$

Из уравнения (11), зная k_l для заданного числа Пекле, определяем длину барабана с учетом продольной диффузии:

$$H = \frac{v_B \rho k_l}{e k_V}. \quad (13)$$

Алгоритм расчета длины барабана с учетом продольной диффузии. Ниже представлен алгоритм расчета увеличения длины барабана с учетом продольной диффузии по сравнению с типовым расчетом, полагающим ее отсутствие, то есть для случая, когда сушильный агент движется в режиме идеального вытеснения ($D_l \rightarrow 0$, $\text{Pe}_l \rightarrow \infty$) [12, 13].

1. По типовому алгоритму находится объем барабана:

$$V_0 = \frac{W}{A_V}.$$

2. По рекомендуемой скорости сушильного агента – воздуха v_B по уравнению неразрывности определяется диаметр барабана:

$$d_a = \sqrt{\frac{L \cdot 4}{\pi \rho v_B}}.$$

3. Для граничного условия на выходе сушильного агента: $h = 1$, $x_i = x_2$, $g_i = 0$, $\omega_i = \omega_n$, рассчитываем по формуле связи параметры равновесного и рабочего влагосодержания. Выбираем число итераций n внутри диапазона концентраций ($x_1 \div x_2$):

$$\Delta x = \frac{x_2 - x_1}{n},$$

а нормированный безразмерный интервал разбиения по длине Δh :

$$\Delta z = \frac{\Delta h}{H},$$

и определяем k_l , варьируя его в пределах от 1 до 10, методом половинного деления:

а) переводим уравнение (5) в расчетный вид:

$$g_{i+1} = g_i (1 + \text{Pe} \Delta z) - k_l \text{Pe} (x_i^* - x_i) \Delta z.$$

б) из уравнения рабочей линии (4) получаем значение влажности материала на последующей итерации:

$$\omega_{i+1} = \omega_i + \left(\frac{L}{G} \right) \frac{(g_{i+1} - g_i)}{\text{Pe}}.$$

в) определяем последующую концентрацию:

$$x_{i+1} = x_i + g_{i+1} \Delta h.$$

г) делаем переадресовки обозначений:

$$x_i = x_{i+1}, \omega_i = \omega_{i+1}, g_i = g_{i+1},$$

и повторяем пункты алгоритма (а–г) n раз.

Сравниваем x_1 и полученные последние $g_i = g_{i+1}$ значения $x_n - g_n / \text{Pe}$. Они должны удовлетворять граничному условию:

$$x_1 = x_n - g_n / \text{Pe},$$

$$k_f = \frac{6k_V}{d_3}$$

с заданной точностью, например:

$$0.01 \geq \text{abs}[(x_n - g_n / \text{Pe}) - x_1] / x_1,$$

то есть 1%.

При выполнении этого условия расчеты заканчиваются, а полученное методом половинного деления значение k_l подставляется в уравнение (13) для определения длины барабана с учетом продольной диффузии:

$$H_d = \frac{k_l V_B \rho}{k_V e}. \quad (14)$$

Известным уравнением:

можно связать поверхностный коэффициент массопередачи с объемным и эквивалентным диаметром высушиваемых частиц [25].

Результаты расчетов основных параметров процесса сушки как функций безразмерной длины барабана по типовому алгоритму без учета продольной диффузии приведены в табл. 2, а с учетом продольной диффузии при $\text{Pe} = 10$ в табл. 3 [25].

Рабочие линии этих процессов сушки представлены как в традиционной косоугольной диаграмме Рамзина (рис. 3), так и более наглядно со скачками на входе влагосодержания, темпе-

Таблица 1. Исходные и справочные данные и расчетные параметры барабанной сушилки с учетом продольной диффузии (сушка частиц поваренной соли)

№	Наименование параметра	Размерность	Обозначение в алгоритме	Величина
1	2	3	4	5
Исходные данные				
1	Производительность на входе по частицам высушиваемого материала	кг/час	G_n	10000
2	Абсолютная массовая влажность частиц на входе в барабан	кгW/кг G_n	ω_{n1}	0.06
3	Абсолютная массовая влажность частиц на выходе из барабана	кгW/кг G_k	ω_{k1}	0.002
4	Температура воздуха на входе в калорифер (окружающий воздух)	°C	t_0	25
5	Относительная влажность воздуха на входе в калорифер	доли	Φ_0	0.5
6	Рекомендуемая температура воздуха на входе в барабан [23]	°C	t_1	200
7	Рекомендуемая температура воздуха на выходе из барабана	°C	t_2	75
8	Напряженность барабана по влаге	кгW/м³час	A_v	7.2
9	Средний эквивалентный размер частиц высушиваемого материала	м	d_k	0.001
10	Рекомендуемая скорость воздуха в барабане	м/с	v_{lb}	1
11	Плотность частиц высушиваемого материала	кг/м³	ρ_k	2165
12	Теплоемкость сухого воздуха	кДж/кг град	c_{cb}	1.01
13	Теплоемкость водяных паров	кДж/кг град	c_p	1.97
14	Теплоемкость частиц высушиваемого материала	кДж/кг град	c_m	0.74
15	Теплоемкость воды	кДж/кг град	c_w	4.19
16	Энтальпия водяного пара по 0°C	кДж/кг	i_p	2493
17	Доля объема барабана, заполненного частицами высушиваемого материала	—	e	0.25
18	Число Пекле продольной диффузии	—	Pe	10
Расчетные параметры				
1	Производительность по удаляемой влаге из высушиваемых частиц	кгW/час	W	581.2
2	Производительность по высушенным частицам на выходе из барабана	кг G_k /час	G_k	9418.8
3	Относительная влажность материала на входе	кгW/ H кг G	ω_n	0.06338
4	Относительная влажность на выходе	кгW/ k кг G	ω_k	0.002004

ратуры и энтальпии сушильного агента в прямоугольных координатах Эйлера (рис. 4). Показано, что при расчете числа Пекле продольной диффузии, то есть при переходе от режима вытеснения к режиму продольного смешения, рассчитанные длину и объем барабана необходимо увеличивать в 1.2 и более раз, результаты показаны на рис. 5 [25].

Также на рис. 5 представлены графики рабочих и равновесных линий типового процесса

сушки без учета продольной диффузии и с ее учетом также при $Pe = 10$, как видно из графиков, рабочая линия продольной диффузии (2) за счет скачка влагосодержания на входе от x_1 до x_n и ее выпуклости (она в отличие от рабочей линии (1) для типового процесса сушки не является прямой) в сторону равновесия уменьшает локальные и среднюю движущую силу процесса массопередачи, что приводит к необходимости увеличения длины и объема барабанной сушилки.

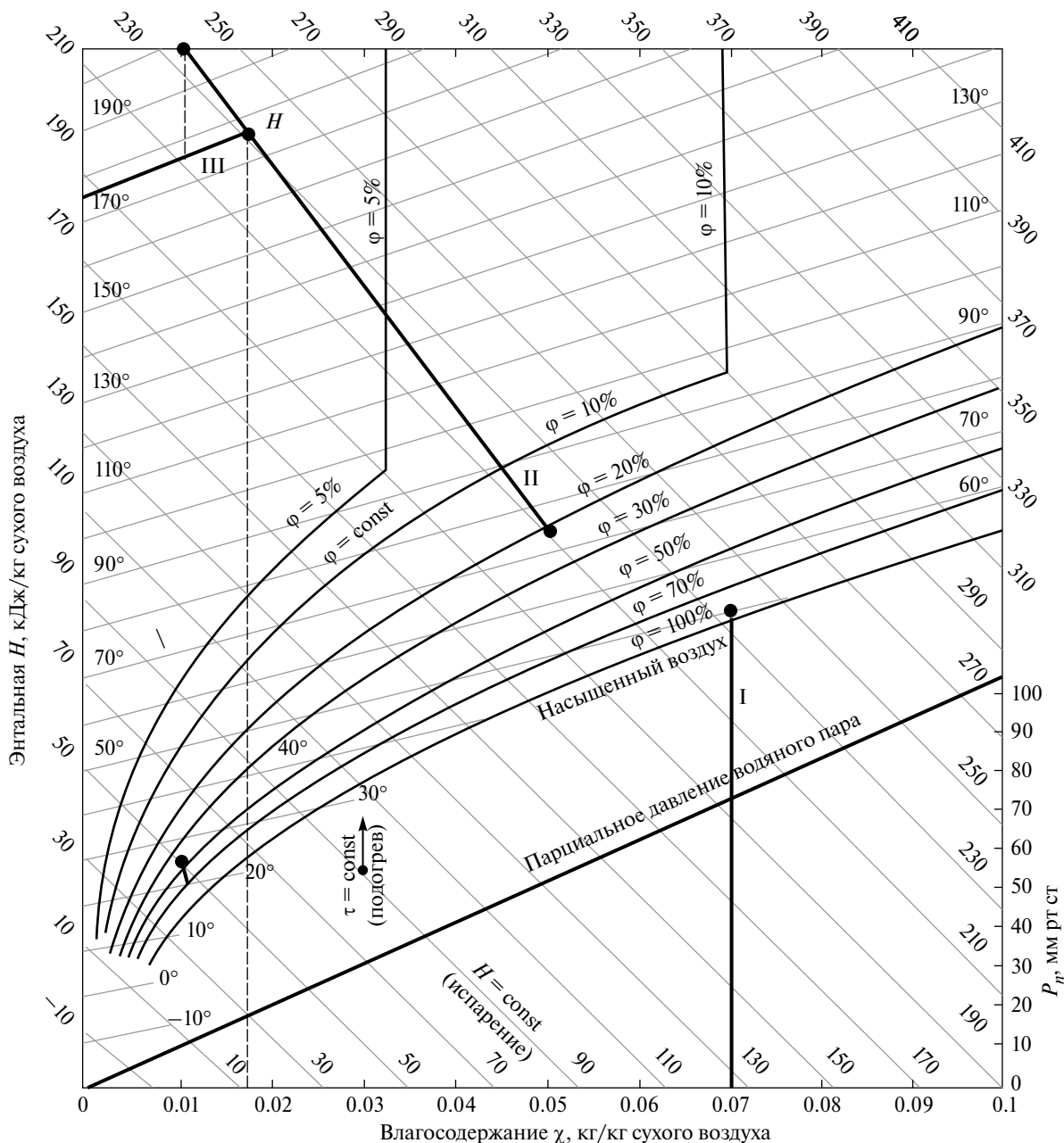


Рис. 3. Рабочие линии процесса сушки на J - x диаграмме Рамзина: $I-II$ – действительная сушка при типовом расчете без учета продольной диффузии; $I-III-H$ – пунктирная ломаная линия характеризует изменения влагосодержания с x_1 до x_n , температуры с t_1 до t_n и энтальпии с J_1 до J_n (см. ниже строчки табл. 3 и значения этих параметров в табл. 1) при расчетах с учетом продольной диффузии при $Pe = 10$; $H-II$ – рабочая линия с учетом продольной диффузии.

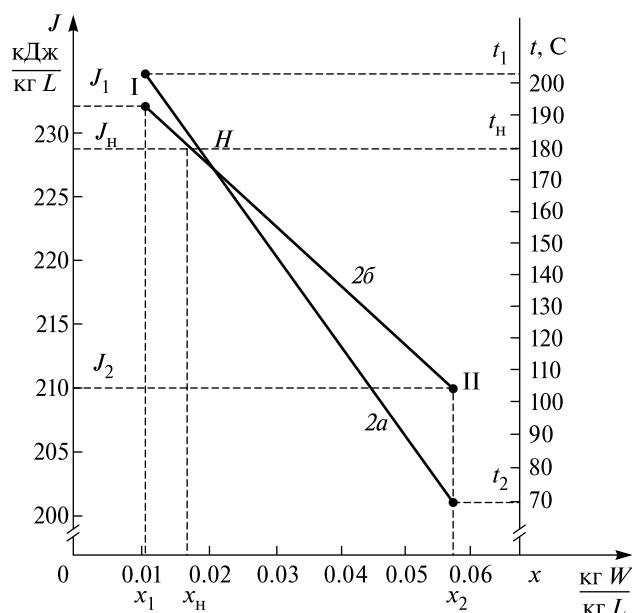


Рис. 4. J - x диаграмма процесса сушки в прямоугольной координатной системе Эйлера: I-II для типового расчета сушки в действительной сушилке; H-II для сушилки с учетом продольной диффузии ($Pe = 10$); 2 – зависимость температуры воздуха от влагосодержания: а) с учетом продольной диффузии; б) без учета продольной диффузии (ступеньки энтальпии от J_1 до J_n и температур от t_1 до t_n учитывают их скачки на входе в сушильный агенте от влагосодержания x_1 до x_n при учете продольной диффузии).

На рис. 6 показана зависимость влияния числа Пекле на увеличение длины и объема барабана сушилки по сравнению с расчетом по типовому алгоритму, не учитывающему продольную диффузию сушильного агента. Как видно из графика этого рисунка, при числе Пекле $Pe < 30$ продольную диффузию необходимо учитывать, так как длина и объем сушильного барабана возрастают на 10% и более. Так, при $Pe = 10$ они увеличиваются на 18%: длина с 17 до 20.14 м, а объем с 80.7 до 95.6 м³ при расчетном диаметре $d_a = 2.46$ м.

В табл. 2 приведены результаты расчетов основных параметров барабанной сушилки по типовому алгоритму без продольной диффузии как функции относительной длины барабана, а в табл. 3 тоже результаты, но с учетом продольной диффузии при числе Пекле $Pe = 10$.

Представленные в расчетах параметры позволяют на графиках в прямоугольной координатной системе Эйлера оценить влияние продольной диффузии на рабочие и равновесные линии барабанной сушилки (рис. 4).

Как видно из графиков на рис. 5, продольная диффузия при числе Пекле $Pe = 10$ уменьшает движущую силу процесса массопередачи, так как:

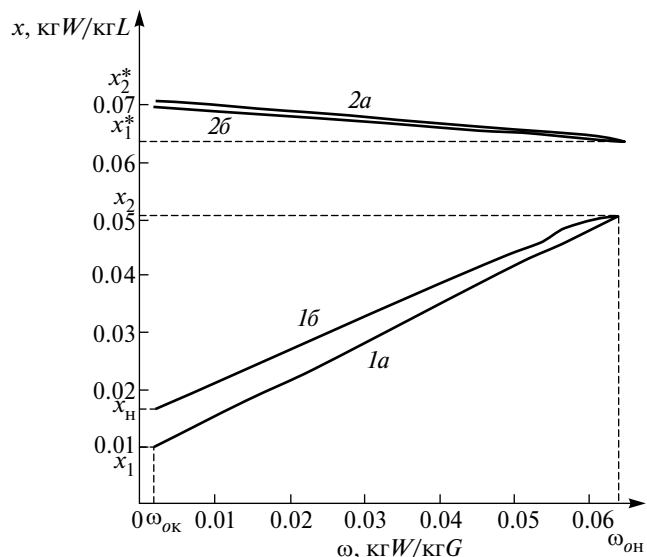
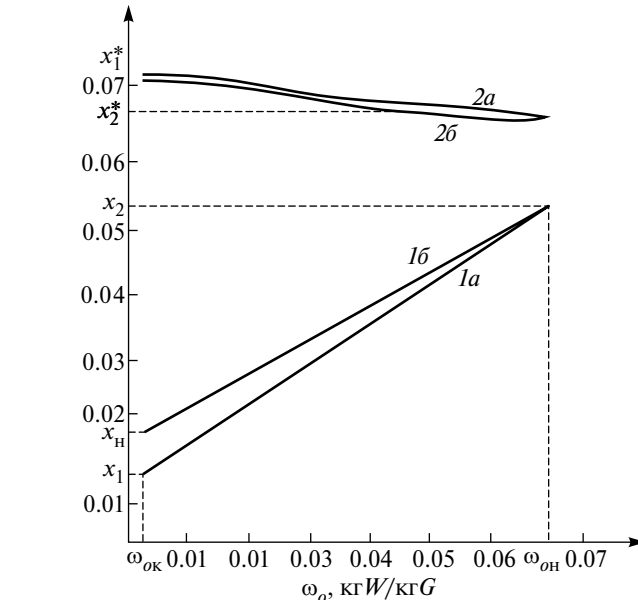


Рис. 5. Зависимость рабочего (1а) и равновесного (2а) влагосодержания в воздухе от относительной влажности частиц поваренной соли без учета продольной диффузии, рассчитанные по типовому алгоритму; 1а, 2б – соответственно рабочее и равновесное влагосодержание в воздухе от относительной влажности частиц поваренной соли с учетом продольной диффузии при числе Пекле $Pe = 10$.

во-первых, рабочая линия (кривая 1б) идет выше рабочей линии, рассчитанной по типовому алгоритму (кривая 1а);

во-вторых, равновесная линия (кривая 2б) идет ниже равновесной линии, рассчитанная по типовому алгоритму, не учитывающему продольную диффузию (кривая 2а).

Все вместе приводит к уменьшению средней движущей силы от значения:

Таблица 2. Зависимости основных параметров барабанной сушилки от безразмерной длины барабана, рассчитанные по типовому алгоритму без учета продольной диффузии (обозначения параметров представлены в табл. 1)

Наименование параметра	Относительная безразмерная высота сушилки, z (м)										
	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
Относительная влажность частиц, ω_i (кгW/кгG)	0.002	0.008	0.014	0.021	0.027	0.033	0.039	0.045	0.051	0.058	0.064
Влагосодержание воздуха, x_i (кгW/кгL)	0.0099	0.0139	0.018	0.0221	0.0262	0.0303	0.0344	0.0384	0.0425	0.0466	0.0507
Расчетное влагосодержание в воздухе, x_{pi} (кгW/кгL)	0.0709	0.0703	0.0696	0.0689	0.0682	0.0675	0.0669	0.0662	0.0656	0.0649	0.0638
Температура насыщенного пара, t_i (°C)	200	186.8	173.5	160.5	147.7	135.1	122.8	110.6	98.5	86.7	75
Температура частиц, t_{mi} (°C)	46.09	45.94	45.78	45.63	45.47	45.31	45.16	45	44.84	44.69	44.42
Заданная энтальпия одного килограмма сухого воздуха, J_i (кДж/кгL)	230.5	228.4	226.3	224.2	222.1	220	218	215.9	213.8	211.7	209.6
Парциальное давление паров, P_i (ат)	0.0161	0.0226	0.0291	0.0355	0.0417	0.048	0.0541	0.0601	0.0661	0.0720	0.0779
Давление паров при температуре мокрого термометра, P_{pi} (ат)	0.1058	0.1048	0.1039	0.103	0.1021	0.1012	0.1003	0.0994	0.0985	0.0976	0.0961
Относительная влажность воздуха, F_{ii} (%)	0.015	0.021	0.028	0.034	0.04	0.046	0.052	0.058	0.07	0.125	0.235
Энтальпия, рассчитанная по методике половинного деления, J_{ii} (кДж/кгL)	229.8	227.9	225.9	224	222.1	220.2	218.3	216.4	214.5	212.7	209.6

$$\Delta x_i = 0.0316 \frac{\text{кгW}}{\text{кгL}} \text{ до } \Delta x_{dc} = 0.027 \frac{\text{кгW}}{\text{кгL}}$$

и вызывает увеличение длины барабана с 17 до 20.14 м, то есть на 18%. Увеличение высоты тарельчатых и насадочных колонн массообменных аппаратов с уменьшением числа Пекле продольной диффузии известно из литературных источников. В представленных результатах расчетов это влияние продольной диффузии подтверждено и для массообменного процесса сушки в барабанной сушилке.

На рис. 6 представлен график зависимости увеличения длины и объема барабана от числа Пекле продольной диффузии.

При числе $Pe > 30$ это увеличение не превышает 10% и его можно не учитывать, а расчет проводить по типовому алгоритму. При уменьшении числа Пекле это превышение длины и объема барабана может составлять 20% и более. Так, при $Pe = 6$ это увеличение составляет 25%, а

при $Pe = 3$ длина и объем барабана должны быть увеличены не более чем в 1.4 раза. Дополнительные лопатки и другие устройства, устанавлива-

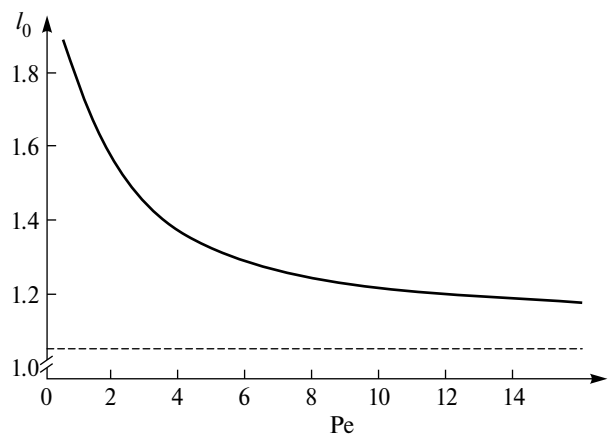
**Рис. 6.** Относительное увеличение длины и объема барабанной сушилки в зависимости от числа Пекле продольной диффузии.

Таблица 3. Результаты расчетов технологических параметров сушки с учетом продольной диффузии

Наименование параметра	Относительная безразмерная высота сушилки, z (м)										
	0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
Относительная влажность частиц, ω_i (кгW/кгG)	0.002	0.013	0.023	0.031	0.038	0.044	0.049	0.054	0.057	0.061	0.064
Влагосодержание воздуха, x_i (кгW/кгL)	0.0167	0.0231	0.0285	0.0333	0.0373	0.0408	0.0437	0.0463	0.0484	0.05	0.0507
Расчетное влагосодержание в воздухе, x_{pi} (кгW/кгL)	0.0699	0.0687	0.0679	0.067	0.0662	0.0656	0.0651	0.0663	0.0643	0.064	0.0638
Температура насыщенного пара, t_i (°C)	177.7	157.5	140.4	126.1	114	103.7	95	87.7	81.7	77.1	75
Температура частиц, t_{mi} (°C)	45.86	45.59	45.39	45.18	45	44.84	44.73	44.61	44.53	44.45	44.41
Заданная энтальпия одного килограмма сухого воздуха, J_i (кДж/кгL)	227	223.7	220.9	218.5	216.5	214.7	213.2	211.9	210.8	210	209.6
Парциальное давление паров, P_i (ат)	0.027	0.036	0.045	0.052	0.058	0.063	0.067	0.071	0.074	0.076	0.0779
Давление паров при температуре мокрого термометра, P_{pi} (ат)	0.1044	0.1028	0.1016	0.1004	0.0994	0.0985	0.0978	0.0972	0.0967	0.0963	0.0961
Относительная влажность воздуха, F_{ii} (%)	0.026	0.035	0.043	0.05	0.056	0.061	0.082	0.118	0.162	0.209	0.235
Градиент концентрации, J_{pi} (кгW/кгL)	0.068	0.059	0.05	0.043	0.037	0.032	0.027	0.023	0.018	0.012	0

емые внутри барабана, должны перемешивать высушиваемые частицы в радиальном направлении и нивелировать осевое продольное перемешивание потока сушильного агента.

Кроме того, по данным табл. 2 и 3, можно определять влияние продольной диффузии не только на массопередачу, но и теплофизические характеристики сушки: энтальпию, температуру, относительную влажность парциальное давление водяных паров в воздухе, температуру мокрого термометра и давление водяных паров, соответствующие этой температуре.

Так, на рис. 6 показано, что продольная диффузия снижает не только движущую силу процесса массопередачи и энтальпию, но и температуру сушильного агента, со скачком этого параметра на входе соответственно от $t_1 = 200^\circ\text{C}$ до $t_n = 177.7^\circ\text{C}$ (см. последнюю строчку табл. 1).

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Для процесса сушки в барабанной сушилке продольную диффузию необходимо учитывать при числе Пекле продольной диффузии $Pe \leq 30$,

когда длина барабана l_d и его объем увеличиваются на 10 и более процентов по сравнению с типовым расчетом, основанным на режиме идеального вытеснения по сушильному агенту (рис. 6).

Относительное увеличение объема и длины барабана при учете продольной диффузии по сравнению с типовым расчетом резко возрастает при числе Пекле $Pe < 4$ и достигает 50 и более процентов. Поэтому целесообразно для интенсификации процессов тепло- и массопередачи выравнивать профиль скорости сушильного агента по радиусу барабана, приближая его к структуре потока идеального вытеснения.

Разработанный алгоритм расчета параметров барабанной сушилки позволяет аналитически определять их численные значения и отражать на графиках как в традиционной для процесса сушки косоугольной J - x диаграмме Рамзина, так и в обычной для массообменных процессов прямоугольной координатной системе Эйлера.

Сравнение результатов расчета параметров рабочей и равновесной линий показывает, что, во-первых, рабочая линия сушильного агента-воздуха имеет на входе скачок влагосодержа-

ние от x_1 до x_n для сушки с учетом продольной диффузии по сравнению с типовым алгоритмом расчета, а, во-вторых, сама кривая влагосодержания воздуха с учетом процесса сушки идет выше, чем в типовом расчете. Это в целом снижает локальные движущие силы процесса массопередачи, а с ними и среднюю движущую силу. Так, при числе $Pe = 10$ средняя движущая сила снижается с 0.0316 до 0.0274. Это приводит к необходимости увеличения длины барабана на 18.5% (с 17 до 20.14 м).

При числе Пекле продольной диффузии $Pe \geq 30$ расчет барабанной сушки можно вести по типовому алгоритму, так как продольная диффузия увеличивает геометрические размеры: длину и объем барабана менее чем на 10%. Особенно сильно влияние продольной диффузии на выше-названные геометрические размеры при числе Пекле $Pe < 6$, когда эти размеры возрастают на 25 и более процентов.

Исследование выполнено за счет гранта Российского научного фонда № 25-29-00496, <https://rscf.ru/project/25-29-00496/>, “Моделирование тепло- и массообменных процессов в экологическом и нефтегазоперерабатывающем оборудовании с учетом структуры потоков”.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

G	производительность по абсолютно сухим; частицам высушиваемого материала, кг/с;
W	производительность по удаляемой влаге из высушиваемых частиц, кг/с;
L	расход сухого воздуха, кг/с;
V_D	скорость продольной диффузии;
V_m	скорость молекулярной диффузии;
D_l	коэффициент продольной диффузии, м ² /с;
ρ	плотность сушильного агента, кг/м ³ ;
D	коэффициент молекулярной диффузии, м ² /с;
G_n	производительность на входе по частицам высушиваемого материала, кг/с;
ω_n	абсолютная массовая влажность частиц на входе в барабан, кгW/кгG _n ;
ω_k	абсолютная массовая влажность частиц на выходе из барабана, кгW/кгG _k ;
Pe	критерий Пекле;
k_v	объемный коэффициент массопередачи, $\frac{\text{кгW}}{\text{с м}^3 \left(\frac{\text{кгW}}{\text{кгL}} \right)}$;
k_v^I	объемный фиктивный коэффициент

	массопередачи, $\frac{\text{кгW}}{\text{с м}^3 \left(\frac{\text{кгW}}{\text{кгL}} \right)}$;
ЧЕП_x^*	число единиц переноса;
A_v	Напряженность барабана по влаге, кгW/м ³ с;
V_0	объем барабана сушилки, м ³ ;
Δx_{cp}	средняя движущая сила массопередачи по сушильному агенту;
x_1, x_2	начальное и конечное влагосодержание воздуха;
v_a	скорость воздуха, м/с;
H	длина барабана, м;
d_a	диаметр барабана, м;
g_n	градиент влагосодержания воздуха на входе по безразмерной длине барабана z , $\frac{\text{кгW}}{\text{кгL}}$;
H_d	длина барабана с учетом продольной диффузии, м.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. *Нестеров А.В.* Промышленная сушка: монография / А. В. Нестеров. 3-е изд. Санкт Петербург : Лань, 2023.
2. *Бобков В.И., Борисов В.В., Дли М.И., Мешалкин В.П.* Интенсивные технологии сушки кускового материала в плотном слое // Теоретические основы химической технологии. 2017. Т. 51. № 1. С. 72.
3. *Акулич П.В., Слижук Д.С.* Тепломассообмен в процессах распылительной сушки при конвективно-радиационном энергоподводе // Теоретические основы химической технологии. 2023. Т. 57. № 4. С. 389.
4. *Меньшутина Н.В., Гордиенко М.Г., Войновский А.А., Кудра Т.* Динамические критерии для оценки эффективности энергопотребления сушильного оборудования // Теоретические основы химической технологии. 2005. Т. 39. № 2. С. 170.
5. *Кошелева М.К., Дорняк О.Р.* Моделирование процессов тепло- и массопереноса при конвективной сушке хлопчатобумажных тканей // Теоретические основы химической технологии. 2024. Т. 58. № 1. С. 27.
6. *Акулич П.В., Слижук Д.С.* Тепломассоперенос в плотном слое при дегидратации коллоидных и сорбционных капиллярно-пористых материалов в условиях нестационарного радиационно-конвективного энергоподвода // Теоретические основы химической технологии. 2022. Т. 56. № 2. С. 148.
7. *Акулич П.В., Слижук Д.С.* Термогидродинамические процессы при распылительной сушке в условиях конвективно-радиационного энерго-

- подвода // Теоретические основы химической технологии. 2021. Т. 55. № 1. С. 34.
8. Шевцов А., Сайко Д.С., Дранников А.В., Шатунова Н.В. К решению краевой задачи теплопроводности гранулы с пленкой раствора на ее поверхности в процессе распылительной сушки // Теоретические основы химической технологии. 2013. Т. 47. № 6. С. 630.
 9. Сажин Б.С., Кочетов Л.М., Белоусов А.С. Удерживающая способность и структура потоков в вихревых аппаратах // Теоретические основы химической технологии. 2008. Т. 42. № 2. С. 135.
 10. Мошкин В.И., Десятов А.В., Какуркин Н.П. Гидродинамическая устойчивость двухфазного не-изотермического потока в противоточной распылительной сушилке // Теоретические основы химической технологии. 2007. Т. 41. № 6. С. 619.
 11. Сажин Б.С., Сажин В.Б., Отрубянников Е.В., Кочетов Л.М. Сушка в активных гидродинамических режимах // Теоретические основы химической технологии. 2008. Т. 42. № 6. С. 638.
 12. Левеншпиль О. Инженерное оформление химических процессов / О. Левеншпиль; Пер. с англ. под ред. и с доп. чл.-кор. АН СССР М.Г. Слинько. Москва: Химия, 1969.
 13. Боровиков В.М. Теплотехническое оборудование. М.: "Академия", 2011.
 14. Кафаров В.В. Математическое моделирование основных процессов химических производств: учебное пособие для вузов / В.В. Кафаров, М.Б. Глебов. 2-е изд., перераб. и доп. — Москва: Издательство Юрайт, 2024.
 15. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. — 14-е изд. М.: Альянс, 2014.
 16. Долгунин В.Н. Непрерывное смешивание сыпучих материалов при импульсном воздействии на сегрегированный поток порционно дозируемого компонента // Теоретические основы химической технологии. 2019. № 2. С. 174.
 17. Долгунин В.Н. Технологические возможности управления структурой потоков в барабанном тепломассообменном аппарате // Химическая технология. 2012. № 10. С. 600.
 18. Лантев А.Г., Фарахов М.И., Лантева Е.А. Проблемы и решения масштабного перехода в химической технологии // Труды Академэнерго, 2019. № 4. С. 21.
 19. Голованчиков А.Б., Залипаева О.А., Меренцов Н.А. Моделирование сорбционных процессов с учетом структуры потока: монография // Волгоград: ВолгГТУ, 2018.
 20. Меренцов Н.А., Голованчиков А.Б., Топилин М.В., Персидский А.В. Экспериментальное определение параметров структуры потока фильтрационных течений через слои гранул адсорбентов в экологическом массообменном оборудовании // Экология и промышленность России. 2022. Т. 26. № 11. С. 42.
 21. Golovanchikov A.B., Zalipaeva O.A., Merentsov N.A., Shibitova N.V. Influence of the Shape of Differential Response Curve on Design Calculations of Chemical Reactor // Theoretical Foundations of Chemical Engineering. 2023. V. 57, 4. P. 760.
 22. Merentsov N.A., Golovanchikov A.B., Topilin M.V., Persidskiy A.V. Modeling and Calculation of an Adsorber for Methanol Vapor Capture Using Active Carbon with a Diffusion Flow Structure in the Gas Phase // Chemical and Petroleum Engineering. 2023. V. 59, 5-6. P. 376.
 23. Лакомкин В.Ю., Смородин С.Н. Расчет и проектирование пневматической сушильной установки: учебно-методическое пособие / СПб ГТУ РП. — СПб., 2012.
 24. Кузнецов И.В., Шахов С.В., Шаршов В.Н., Пивоваров Я.С. Движение продукта в барабане с положительным углом наклона // Современные наукоемкие технологии. 2013. № 8-2. С. 250.
 25. Голованчиков А.Б., Шурак А.А., Меренцов Н.А., Шибитова Н.В. Программа для расчета параметров барабанной сушилки с учетом продольной диффузии. Свид. о гос. регистрации программы для ЭВМ № 2022613695 от 15.03.2022 г. РФ. Правообладатель: ФГБОУ ВО ВолгГТУ.

INFLUENCE OF LONGITUDINAL DIFFUSION ON TECHNOLOGICAL PARAMETERS OF DRUM DRYER

A. B. Golovanchikov, N. A. Merentsov, N. A. Prokhorenko,
A. A. Shurak, M. V. Topilin*

FGBOU VO "Volgograd State Technical University", Volgograd, Russia

**e-mail: topilinmik@gmail.com*

Abstract. On the basis of differential equations of material balance and mass transfer for dried material and drying agent the equations of working and equilibrium line at countercurrent motion of phases in a drum dryer are derived. The algorithm of calculation is offered and comparison of technological parameters of drying process taking into account longitudinal diffusion with similar parameters calculated by the typical algorithm is carried out. Graphs of the obtained results in oblique Ramsin diagram and rectangular Euler coordinates are given. It is shown that taking into account the Peclet number of longitudinal diffusion, that is, the transition from the displacement mode to the longitudinal mixing mode, the calculated length and volume of the drum should be increased by 1.1 and more times at $Pe < 30$.

Keywords: *drying, longitudinal diffusion, Peclet number of longitudinal diffusion, moisture content gradient of drying agent - air, humidity of dried particles, moisture content of air, length and volume of the drum*