

РАЗРАБОТКА УСОВЕРШЕНСТВОВАННОЙ МЕТОДИКИ РАСЧЕТА МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ ДЛЯ СУШКИ ТВЕРДЫХ ЗЕРНИСТЫХ МАТЕРИАЛОВ

Мурашов М.В., студент гр. 1-36 07 01, IV курс
Научный руководитель: Боровик А.А., доцент, к.т.н, доцент
Корнеевич С.К., доцент, к.т.н, доцент
Белорусский государственный технологический университет
г. Минск

Расчет процессов сушки и сушильных аппаратов является важным этапом при проектировании сушилок и сушильных установок. При этом в большинстве случаев расчет проводят либо только по уравнениям теплоотдачи или теплопередачи, считая сушку тепловым процессом, либо только по уравнениям массоотдачи или массопередачи, рассматривая процесс сушки массообменным. Указанные подходы снижают точность получаемых результатов, уменьшают гибкость методики и нередко приводят к сложностям в определении конкретных параметров, например, кинетических параметров массоотдачи в твердом материале. Поэтому, учитывая, что конвективная сушка является одновременно и тепловым и массообменным процессами, актуальным становится совмещение этих двух подходов и разработка методик определения характеристик как массоотдачи, так и теплоотдачи в процессах сушки.

1.1 Теоретическое определение коэффициента массоотдачи

Рассмотрим конвективную сушку зернистого материала в неподвижном слое, через который снизу вверх пропускается нагретый воздух. Примем, что процесс протекает во втором периоде сушки. Определим коэффициент массоотдачи β . Для этого запишем уравнение массоотдачи со стороны сушильного агента

$$M = \beta \cdot F \cdot \Delta x_{\text{ср}}, \quad (1)$$

где M – массовый расход влаги, кг/с; $\Delta x_{\text{ср}}$ – средняя разность влагосодержаний (средняя движущая сила массоотдачи), кг/кг.

При этом
$$\Delta x_{\text{ср}} = (\Delta x_{\text{н}} - \Delta x_{\text{к}}) / \ln (\Delta x_{\text{н}} / \Delta x_{\text{к}}), \quad (2)$$

где $\Delta x_{\text{н}}$, $\Delta x_{\text{к}}$ – начальная и конечная разности влагосодержаний воздуха, кг/кг;

$$\Delta x_{\text{н}} = x^* - x_{\text{н}}, \quad (3)$$

$$\Delta x_{\text{к}} = x^* - x_{\text{к}}, \quad (4)$$

где x^* – влагосодержание воздуха при полном насыщении, кг/кг; $x_{\text{н}}$ – влагосодержание воздуха на входе в зернистый слой, кг/кг; $x_{\text{к}}$ – влагосодержание воздуха на выходе из зернистого слоя, кг/кг.

Массовый расход испаряемой влаги выразим из уравнения материального баланса

$$M = G_{\text{с.в.}} (x_{\text{к}} - x_{\text{н}}), \quad (5)$$

где $G_{\text{с.в.}}$ – массовый расход сухого воздуха, кг/с.

Приравняем правые части уравнений (1) и (5) и получим

$$\beta \cdot F \cdot \Delta x_{cp} = G_{c.v.} (x_k - x_n), \quad (6)$$

Выразим из уравнения (6) коэффициент массоотдачи

$$\beta = G_{c.v.} / F \cdot (\Delta x_k - \Delta x_n) / \Delta x_{cp}, \quad (7)$$

Заменим в формуле (7) площадь поверхности F и массовый расход сухого воздуха $G_{c.v.}$ на следующие выражения: $\text{Ошибка! Ошибка связи.} = a \cdot V$ и $\text{Ошибка! Ошибка связи.} = G / (1 + x_n)$,

где a – удельная поверхность зернистого материала, $\text{м}^2/\text{м}^3$; V – объем зернистого материала, м^3 ; G – расход влажного воздуха, $\text{кг}/\text{с}$.

$$\text{Получим, } \beta = G / ((1 + x_n) \cdot a \cdot V) \cdot (\Delta x_k - \Delta x_n) / \Delta x_{cp} \quad (8)$$

$$\text{При этом } V = S \cdot H; \quad G/S = W_G,$$

где S площадь поперечного сечения слоя, м^2 ; H – высота зернистого слоя, м ; W_G – массовая скорость воздуха, $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

$$(\Delta x_k - \Delta x_n) / \Delta x_{cp} = n_{0x}, \quad (9)$$

где n_{0x} – общее число единиц переноса в воздухе.

Тогда с учетом вышеприведенных уравнений зависимость для определения коэффициента массоотдачи, который является основным при описании кинетики массоотдачи, приобретает вид $\beta = W_G \cdot n_{0x} / (H \cdot a \cdot (1 + x_n))$ (10)

1.2. Описание опытной установки и методики проведения экспериментальных исследований

Опыты по определению коэффициента массоотдачи проводили в сушилке периодического действия, схема которой представлена на рис. 1. В ходе эксперимента в сушилке контролировались температура и относительная влажность сушильного агента на входе и на выходе из слоя, а также расход сушильного агента.

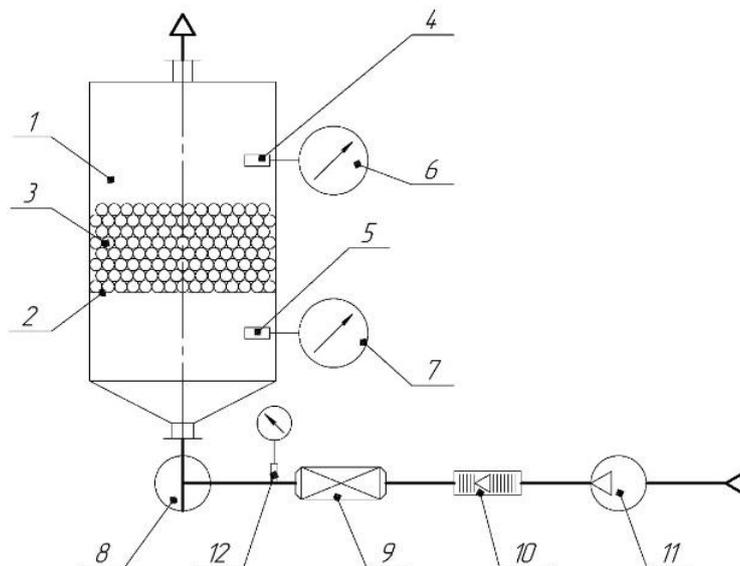


Рисунок 1 – Схема экспериментальной установки

1 – корпус сушилки; 2 – опорная решетка; 3 – слой материала; 4, 5 – датчики термогигрометра; 6, 7 – термогигрометры; 8 – двухходовой кран; 9 – калорифер; 10 – ротаметр; 11 – вентилятор; 12 – термометр

В процессе эксперимента температура воздуха на входе в слой поддерживается в пределах 60 ± 2 °С. В качестве зернистого материала использовали

силикагель с диаметром частиц $d_{\text{ч}} = 3 \cdot 10^{-3}$ м, удельной поверхностью $a = 2 \cdot 10^3 \text{ м}^2/\text{м}^3$ и высотой слоя $H = 0,08$ м. Диаметр сушилки $D = 0,064$ м. Расход воздуха $G_{\text{с.в}}$ изменяли в пределах от $0,65 \cdot 10^{-3}$ до $2,25 \cdot 10^{-3}$ кг/с.

Перед каждым опытом навеску сухого материала взвешивали, затем увлажняли, доводя влагосодержание силикагеля до 42% (кг. вл./кг. с.м). Показания термогигрометров снимали через 2 минуты. Опыт заканчивали, когда температура и относительная влажность воздуха на выходе из слоя становились на 20% ниже, чем на входе.

1.3 Экспериментальное определение коэффициента массоотдачи при конвективной сушке

Опытные данные представлены в виде графической зависимости $\beta = f(W_G)$ на рис. 2.

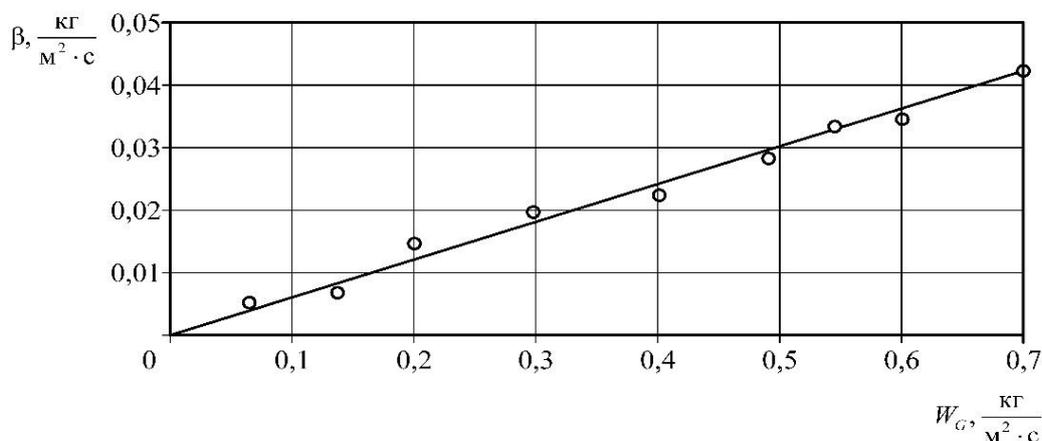


Рисунок 2 – Зависимость коэффициента массоотдачи от массовой скорости воздуха

Полученные результаты эксперимента хорошо согласуются с теоретическим уравнением (10), выражая линейную зависимость β от W_G . Кроме этого опытные данные обработаны и представлены в виде критериального уравнения $Nu' = 0,106 \cdot Re^{0,964} \cdot Pr^{0,33}$, (11), где $Nu' = \frac{\beta \cdot d_{\text{ч}}}{D}$ – диффузионный критерий

Нуссельта; $Re = \frac{4 \cdot w_0 \cdot \rho_{\text{а}}}{a \cdot \mu_{\text{а}}}$ – критерий Рейнольдса; $Pr = \frac{\mu_{\text{а}}}{\rho_{\text{а}} \cdot D}$ – диффузионный

критерий Прандтля; $d_{\text{ч}}$ – диаметр частиц, м; D – коэффициент молекулярной диффузии водяных паров в воздухе, $\text{м}^2/\text{с}$; w_0 – скорость воздуха, рассчитанная на полное сечение аппарата, $\text{м}/\text{с}$; $\rho_{\text{г}}$ – плотность воздуха, $\text{кг}/\text{м}^3$; $\mu_{\text{г}}$ – динамический коэффициент вязкости воздуха, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

2.1. Теоретический вывод уравнения для нахождения коэффициента теплоотдачи

Рассмотрим конвективную сушку дисперсных материалов в неподвижном слое во втором периоде сушки с использованием уравнений теплообме-

на. При анализе процесса сушки пользуются понятием интенсивности испарения влаги m , которая характеризует скорость сушки.

Интенсивность сушки можно рассчитать по формуле Дальтона: $m = M/F$, (12) где m – интенсивность испарения влаги, кг/(м²·с); M – масса испаряющейся в единицу времени влаги, кг/с.

Учитываем, что во втором периоде сушки вся теплота от сушильного агента идет на испарение влаги. Поэтому удельный тепловой поток q , затрачиваемый на испарение, будет равен: $q = m \cdot r$, (13)

где r – удельная теплота фазового перехода, Дж/кг. Поскольку вся теплота от сушильного агента передается материалу за счет конвекции, то удельный тепловой поток q можно выразить через уравнение теплоотдачи:

$$q = \alpha \cdot \Delta t_{\text{нб}}. \quad (14)$$

Величину Δt_{cp} определим по уравнению:

$$\Delta t_{\text{cp}} = (\Delta t_{\text{н}} - \Delta t_{\text{к}}) / \ln (\Delta t_{\text{н}} / \Delta t_{\text{к}}), \quad (15)$$

где $\Delta t_{\text{н}}$, $\Delta t_{\text{к}}$ – движущие силы теплоотдачи в сушильном агенте на входе в зернистый слой и выходе из него, К. Причем $\Delta t_{\text{н}} = t_{\text{н}} - t^*$, (16); $\Delta t_{\text{к}} = t_{\text{к}} - t^*$, (17)

где $t_{\text{н}}$ – температура сушильного воздуха на входе в зернистый слой, К; $t_{\text{к}}$ – температура сушильного агента на выходе из зернистого слоя, К; t^* – равновесная температура при сушке в первом периоде, равная температуре мокрого термометра, К.

Приравняем правые части уравнений (13) и (14): $m \cdot r = \alpha \cdot \Delta t_{\text{cp}}$, (18)

Выразим из уравнения (18) коэффициент теплоотдачи α : $\alpha = m \cdot r / \Delta t_{\text{cp}}$, (19)

Выражение (19) позволяет определить среднее по высоте слоя материала значение коэффициента теплоотдачи, являющегося основным при описании кинетики теплоотдачи.

2.2 Обработка результатов экспериментальных исследований теплоотдачи

Экспериментальные исследования проводились на установке, схема которой представлена на рис. 1. Методика проведения эксперимента описана в П. 1.2. По $J - x$ – диаграмме определяли для каждого замера влагосодержание воздуха на входе x_1 и выходе x_2 из слоя материала и температуру мокрого термометра t^* . Затем рассчитывали массовый расход испаряющейся влаги M , кг/с.

$$\dot{I} = G_{\text{н.а.}} (x_2 - x_1). \quad (20)$$

По абсолютным значениям M выделяли второй период сушки, определяли его время и среднее значение расхода испаряющейся влаги M_{cp} .

С помощью формулы (12) рассчитывали интенсивность испарения влаги m . Далее находили среднюю движущую силу теплоотдачи и по зависимости (19) определяли коэффициент теплоотдачи α .

Полученные опытные значения коэффициента теплоотдачи были обработаны в виде зависимости от массовой скорости сушильного агента w_G , кг/(м²·с):

$$\alpha = 15,6w_G \quad (21)$$

Относительная погрешность полученного уравнения составляет 15%.

В литературе чаще всего коэффициент теплоотдачи определяют с помощью критериальных уравнений вида:

$$Nu = A \cdot Re^m \cdot Pr^n, \quad (22)$$

где Nu, Re, Pr – критерии теплового подобия Нуссельта, Рейнольдса и Прандтля.

Причем $Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda}$, $Re = \frac{w \cdot l \cdot \rho}{\mu}$, $Pr = \frac{\mu \cdot c}{\lambda}$, где l – определяющий линейный размер, м; λ – теплопроводность, Вт/(м·К); ρ – плотность, кг/м³; μ – коэффициент динамической вязкости, Па·с; c – удельная теплоемкость, Дж/(кг·К).

В работе [4] приводится критериальное уравнение для определения коэффициента теплоотдачи при сушке фруктов, которые находятся в неподвижном состоянии, а через их слой профильтровывается сушильный агент:

$$Nu = 0,027 Re^{0,98}, \quad (180 < Re < 1800). \quad (23)$$

Поскольку в нашем случае диаметр частиц во много раз меньше, порозность слоя больше, а критерий Рейнольдса находится в пределах от 20 до 70, то полученные значения коэффициента теплоотдачи на 40% меньше.

Определив α и β можно записать общее уравнение Льюиса, связывающее коэффициенты массоотдачи β и теплоотдачи α : $\beta = \alpha / c_p \cdot \rho$, (24)

Комплексное уравнение Льюиса позволяет производить расчет процессов конвективной сушки более просто и гибко с помощью интегральных характеристик сушильного агента, а описанная методика расчета применима независимо от внутренней структуры и характеристик зернистых материалов.

Список литературы:

1. Плановский А.Н., Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М.: Химия, 1979. – 288 с.
2. Протасов С.К., Матвейко Н.П., Боровик А.А., Вилькоцкий А.И. Сушка силикагеля в неподвижном слое: Материалы Международной научно-практич. конференции «Проблемы и перспективы развития химии, нефтехимии и нефтепереработки». – Нижнекамск, 25 апреля 2014 г. – С. 67–68.
3. Протасов С.К., Вилькоцкий А.И., Боровик А.А., Крупский В.В. Опытное определение коэффициента теплоотдачи при конвективной сушке: Материалы Международной научно-практич. конференции «Химия и экология – 2015». – Салават, 25 марта 2015 г. – С. 312–315.
4. Узиков Г.Н. Моделирование и исследование тепломассообменных процессов в холодильной камере при естественной и вынужденной конвекции. Молодой ученый. – 2011 – № 5. – Т. 1. – С. 101 – 104.