

ИССЛЕДОВАНИЕ ТЕПЛО- И МАССООБМЕНА В КОНВЕКТИВНОЙ СУШИЛКЕ

С.К. Протасов*¹, А.А. Боровик¹, Н.П. Матвейко²

¹белорусский государственный технологический университет

²Белорусский государственный экономический университет.

Теоретически выведены формулы для определения коэффициентов теплообмена и массообмена при конвективной сушке зернистого материала. Определены опытным путем объемные коэффициенты тепло- и массообмена при сушке зернистого шикагеля для различных скоростей сушильного агента. Получены критериальные зависимости для расчета объемных коэффициентов теплообмена и массообмена. Установлено, что между объемными коэффициентами теплоотдачи и массоотдачи соблюдается пропорциональность.

Введение. Конвективная сушка представляет собой суммарный процесс тепло- и массообмена. Сушильный агент передает свою теплоту высушиваемому материалу за счет конвекции. Влажный материал нагревается и влага под воздействием теплоты перемещается из глубины материала к его поверхности. Затем влага испаряется с поверхности в сушильный агент и вместе с ним отводится из зоны сушки.

Скорость процесса сушки зависит от внутренней структуры материала, его теплофизических свойств, размеров, формы и состояния внешней поверхности. Кроме этого она зависит и от параметров сушильного агента - температуры, влагосодержания и скорости движения относительно материала.

В процессе сушки материалов выделяют следующие периоды сушки: период прогрева материала; период постоянной скорости сушки (первый период сушки); период падающей скорости сушки (второй период).

В период прогрева подводимая к материалу теплота затрачивается на его прогрев до температуры мокрого термометра и на частичное испарение влаги. Время прогрева по сравнению с другими периодами незначительно.

После прогрева наступает период постоянной скорости сушки. В этом периоде вся теплота, подводимая к материалу, затрачивается на испарение влаги. Температура материала остается постоянной и равной температуре мокрого термометра, а скорость сушки максимальна и зависит в основном от параметров сушильного агента (внешних условий).

*E-mail: Semenprotas@mail.ru.

Во втором периоде сушки скорость процесса испарения влаги уменьшается, потому что влагосодержание материала у поверхности испарения снижается. Замедляется испарение влаги с поверхности материала, его температура повышается и приближается к температуре сушильного агента [1].

В период постоянной скорости сушки перенос влаги к поверхности испарения внутри материала практически не влияет на процесс массопередачи. Основное сопротивление сосредоточено в газовой фазе. Тепловой поток, поступающий к материалу от сушильного агента, зависит от коэффициента теплопередачи. Количество влаги, переходящее из влажного материала в сушильный агент, определяется с помощью коэффициента массопередачи. Поскольку основное сопротивление тепло- и массопередачи сосредоточено в газовой фазе, то коэффициенты теплопередачи и массопередачи в расчетах заменяют на коэффициенты теплоотдачи и массоотдачи.

На практике коэффициенты теплоотдачи определяют экспериментально для различных конструкций аппаратов и конкретных материалов при заданных параметрах сушильного агента.

Опытные данные обрабатывают в виде зависимости критерия Нуссельта от критериев Рейнольдса и Прандтля [2].

Зернистые материалы разделяют на капиллярно-пористые, коллоидные и коллоидные капиллярно-пористые. В капиллярно-пористых влага связана капиллярными силами. В процессе сушки такие материалы становятся

Процессы и аппараты химических производств

хрупкими, легко разрушаются, образуя мелкие частицы, которые уносятся сушильным агентом. В таких случаях применяют сушку зернистого материала с неподвижным слоем, через который проходит (фильтруется) сушильный агент. Гидродинамическая картина движения сушильного агента через слой зернистого материала довольно сложная. Каналы, образованные пустотами между частицами, изменяют по высоте слоя свое направление и площадь поперечного сечения. Скорость сушильного агента все время меняется. Турбулизация потока сушильного агента развивается при значительно меньших значениях критерия Рейнольдса, чем в прямых каналах. Так ламинарный режим существует при значениях критерия Рейнольдса меньше 50, а автомодельный турбулентный режим наступает при Рейнольдсе более 7000 [3].

Основная часть. Рассмотрим сушку влажного зернистого материала нагретым воздухом с постоянными на входе в сушилку температурой t^H и относительной влажностью φ . Примем, что размер зерен имеет малую величину (< 3 мм), потому распределение влагосодержания внутри частиц будет близким к равновесному за счет их большой удельной поверхности. Будем рассматривать удаление влаги при сушке в первом периоде, когда скорость сушки и все остальные параметры не меняются во времени. Давление паров воды над материалом будет равно давлению насыщенных паров чистой воды, а материал будет иметь температуру мокрого термометра t^M , которая соответствует данному состоянию нагретого воздуха. В этом случае количество испаренной влаги будет пропорционально количеству подведенной воздухом теплоты к поверхности частиц.

Запишем уравнение теплового баланса для элементарного объема зернистого материала dV

$$dQ = G \times c \times dt, \quad (1)$$

где Q - количество теплоты, Вт; G - массовый расход сушильного агента, кг/с; c - удельная теплоемкость сушильного агента, Дж/(кгхК); t - температура сушильного агента, К.

То же количество теплоты выразим из уравнения теплоотдачи со стороны сушильного агента

$$dQ = a_u(t^H - t^M) \times dV, \quad (2)$$

где a_u - объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м³хК); V - объем слоя зернистого материала, м³; t^M - температура мокрого термометра, К.

Приравняв правые части уравнений (1) и (2) получим

$$G \times c \times dt = a_u(t^H - t^M) \times dV. \quad (3)$$

Разделим переменные в уравнении (3)

$$\frac{t^H - t^M}{t^H - t^M} \times \frac{G \times c}{a_u} = \frac{dV}{V} \quad (4)$$

Проинтегрируем левую часть уравнения (4) в пределах температуры сушильного агента от t^H на входе до t^K на выходе из слоя, а правую часть в пределах от 0 до V .

(5)

После интегрирования и соответствующих преобразований получаем формулу для расчета объема слоя зернистого материала

$$F = \frac{G \times c}{a_u} \ln \frac{U - L}{U - L} \quad (6)$$

Из полученного равенства (6) следует, что для определения объема зернистого материала необходимо располагать величиной объемного коэффициента теплоотдачи a_u , который определяется для каждого высушиваемого материала опытным путем.

Выразим из уравнения (6) коэффициент a_u , заменив объем на произведение $V = S \times H$, где S - площадь поперечного сечения сушилки, м²; H - высота слоя материала, м.

Получим

$$a_u = \frac{G \times c}{S \times H} \ln \frac{U - L}{U - L} \quad (7)$$

Поскольку c - массовая скорость сушильного агента, кг/(м²с), то окончательно получим

$$a_u = \frac{G \times c}{S \times H} \ln \frac{U - L}{U - L}$$

Уравнение (8) позволяет экспериментально

определить коэффициент теплоотдачи в период постоянной скорости сушки с учетом гидродинамических режимов процесса.

Вывод формулы для расчета объемного коэффициента массоотдачи.

Запишем уравнение массоотдачи

$$M = \rho_j / x \quad Vx \quad Ax_{cp}, \quad (9)$$

где M - массовый расход влаги, кг/с; (3^{\wedge}) - объемный коэффициент массоотдачи, кг/(м³с); V - объем слоя частиц, м³; Ax_{cp} - средняя движущая сила массоотдачи, кг/кг с. в.

$$A^*_{cp} = \frac{Lx_b}{Lx}, \quad (10)$$

где $Lx_b = x^* - x^H$ - Ax - x^k ; x^* - влагосодержание сушильного агента при полном насыщении, кг/кг с. в.; x^H - влагосодержание сушильного агента на входе в слой, кг/кг с. в.; x^k - влагосодержание сушильного агента на выходе из слоя, кг/кг с. в.

Массовый расход влаги выразим из уравнения материального баланса

$$M = G_{CB} (x^k - x^H), \quad (H)$$

где G_{CB} - массовый расход сухого воздуха, кг/с.

Приравняем правые части уравнений (9) и (H)

$$\rho_j \times Vx \quad Ax_{cp} = G_{CB} (x^k - x^H). \quad (12)$$

Выразим из уравнения (12) коэффициент массоотдачи

$$A^*_{cp} = \frac{G_{CB}}{Vx \rho_j} (x^k - x^H). \quad (13)$$

Опыты по определению коэффициентов тепло- и массообмена проводили в сушильной

камере диаметром 0.064 м. В качестве зернистого материала использовали окрашенный силикагель КСМГ со средним диаметром частиц 3×10^{-3} м. Высота слоя материала $H = 0.08$ м. Горячий воздух снизу поступал в слой при температуре 60°C и влагосодержанием 0.006 кг/кг с. в. Величину массового расхода воздуха изменяли от 0.2 до 0.812 кг/(м²хс). Температуру и влажность воздуха определяли с помощью термогигрометров, которые были установлены перед входом в слой и после выхода из него, через определенные промежутки времени. Процесс сушки проводили до тех пор, когда цвет всего объема силикагеля из синего становился розовым. Схема установки, ее описание и принцип работы представлены в работе [4]. По полученным опытным данным температуры и влажности воздуха определяли с помощью $I-x$ диаграммы влагосодержание и температуру мокрого термометра для каждого промежутка времени. Рассчитывали массовый расход влаги для этих промежутков времени

$$M = G_{CB} (x^k - x^H).$$

По постоянным значениям массового расхода влаги и температуры на выходе из слоя выделяли период постоянной скорости сушки и для него рассчитывали коэффициенты тепло- и массоотдачи. Опытные данные представлены в виде таблицы.

Экспериментальные данные были обобщены с помощью теории подобия.

Для расчета коэффициента теплоотдачи были получены следующие зависимости:

$$Nu = 0.026 - Re^{0.926} Pr^{0.33} \quad \text{при } 20 < Re < 50 \quad (14)$$

$$Nu = 0.048 Re^{0.77} Pr^{0.3} \quad \text{при } 50 < Re < 80, \quad (15)$$

Таблица. Опытные данные коэффициентов тепло- и массоотдачи.

№	WQ , кг/(м ² хс)	Re , кг/(м ³ хс)	$aF \times 10^{-3}$, Вт/(м ³ хК)
1	0.2	4.6	6.58
2	0.312	8.11	11.0
3	0.5	14.6	16.0
4	0.656	16.6	20.5
5	0.812	24.0	24.5

Процессы и аппараты химическим производств

где $a-X$ - критерий Нуссельта; ay - объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м³хК); d^4 - диаметр частиц, м; Я, - коэффициент теплопроводности воздуха, Вт/(мхК); a - удельная поверхность частиц,

$Re = \frac{ay \cdot d^4}{\mu}$ - критерий Рейнольдса; μ - динамический коэффициент вязкости воздуха,

Пахе; $Pr = \frac{c \cdot \rho}{\lambda}$ критерий Прандтля.

Для расчета коэффициента массоотдачи:

$$Nu_a = 0.026 Re^{0.926} Pr^{0.33} \text{ при } 20 < Re < 50 \quad (16)$$

и

$$Nu = 0.048 Re^{0.77} Pr^{0.3} \text{ при } 50 < Re < 80, \quad (17)$$

где $D-a-p$ - диффузионный критерий Нуссельта; $\$y$ - объемный коэффициент теплоотдачи, кг/(м³хс); D - коэффициент диффузии, м²/с; ρ - плотность воздуха, кг/м³.

Заключение. Так как исследования проводились при невысокой температуре 60°C, то между процессами тепло- и массообмена соблюдается пропорциональность ($Nu = Nu_a$).

Опытные и расчетные величины показали, что между коэффициентами теплоотдачи и массоотдачи установлено соотношение, известное как формула Льюиса.

(18)

Условные обозначения

ay - объемный коэффициент теплоотдачи, Вт/(м³хК);

Pr - объемный коэффициент массоотдачи, кг/(м³хс):

V - объем слоя частиц, м³;

d^4 - диаметр частиц, м;

Q - количество теплоты, Вт;

ρ - плотность сушильного агента, кг/м³;

μ - динамический коэффициент вязкости. Пахе;

a - удельная поверхность зернистого материала, м²/м³;

x - влагосодержание сушильного агента, кг/кг св.;

H - высота слоя зернистого материала, м;

S - площадь поперечного сечения аппарата, м²;

G - массовый расход сушильного агента, кг/с;

WQ - массовая скорость сушильного агента, кг/(м²хс);

D - коэффициент диффузии, м²/с;

M - массовый расход влаги, кг/с;

t - температура сушильного агента, К;

X - коэффициент теплопроводности воздуха, Вт/(мхК);

c - теплоемкость сушильного агента, Дж/(кгхК);

a^v-d^4

$a-X$ - критерий Нуссельта;

$D-a-p$ - диффузионный критерий Нус-

сельта;

$Pr = \frac{c \cdot \rho}{\lambda}$

Pr - диффузионный критерий Прандтля;

$Re =$

$\frac{ay \cdot d^4}{\mu}$ - критерий Рейнольдса.

Нижние индексы:

с.в - сухого воздуха;

м.т - мокрого термометра;

ч - частицы;

б, м, ср - большее, меньшее, среднее значение;

н, к - на входе и на выходе из слоя.

Верхние индексы:

* - состояние полного насыщения.

Библиография

1. Лыков М.В. Сушка в химической промышленности. М: Химия, 1970. 432 с.
2. Плановский А.Н., Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. М.: Химия, 1979. 288 с.
3. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. М.: Химия, 1995. 400 с.
4. Протасов С.К., Боровик А.А., Вилькоцкий А.И., Матвейко Н.П. Исследование массоотдачи в конвективной сушилке // Химическая промышленность. № 5. 2015. С. 120-122.