

УДК 66.047.76:536.24

МЕТОДЫ РАСЧЕТА ТЕПЛОМАССООБМЕНА В МАССИВНЫХ ПОРИСТЫХ ТЕЛАХ

И.П. КОРНЮХИН, Л.И. ЖМАКИН, И.В. КОЗЫРЕВ

(Московский государственный текстильный университет им. А.Н. Косыгина)

В [1] и [2] предложены методы расчета тепломассообмена с учетом межфазного равновесия в процессах сушки тонких тел, то есть сушки в таких условиях, когда тепло- и массообменные числа Био существенно меньше единицы, поля температур и влажностей внутри материала практически однородны. В процессах, характеризующихся достаточно высокой интенсивностью, эти условия зачастую не выполняются, а пористые тела в этих случаях будут рассматриваться как массивные.

Методы расчета тепломассообмена в массивных пористых телах можно подразделить на две основные группы. К первой можно отнести методы, основанные на получении и решении системы дифференциальных уравнений тепломассообмена в пористом теле, ко второй – методы, использующие те или иные, как правило, упрощенные модели структуры или механизма протекающих процессов. Наибольшие затруднения при расчете процессов тепломассообмена вызывает описание и учет

фазовых переходов – испарения или конденсации влаги.

Система дифференциальных уравнений сушки А.В. Лыкова [3] включает уравнения массообмена относительно влагосодержания и энергии, содержащих источниковый член I , характеризующий интенсивность фазовых переходов жидкость–пар:

$$I = E \frac{\partial W}{\partial \tau}, \quad (1)$$

где E – критерий фазовых переходов; W – влагосодержание; τ – время. Величину I предполагается [3] определять экспериментально. Такое же представление дифференциальных уравнений переноса, включающее источниковый член в форме (1), используется и в работах [4...6].

Корректное физически дифференциальное уравнение, описывающее нестационарный процесс, должно оставаться корректным и при переходе к описанию стационарного процесса. В качестве примера такого стационарного процесса можно рассмотреть испарение жидкости в фитиле при непрерывной подпитке. Источниковый член в форме, определяемой уравнением (1), при этом обращается в ноль, несмотря на то, что происходит испарение влаги.

Замыкание системы уравнений описываемого типа в нестационарных процессах требует экспериментального определения критерия фазового перехода. Вследствие этого решение такой системы должно предваряться экспериментальным исследованием. Ситуация осложняется тем, что этот критерий не постоянен, а зависит от параметров процесса.

В [7] применительно к такой же системе дифференциальных уравнений, что и в [3], фазовый переход учитывается при помощи закона массоотдачи в форме уравнения Герца-Кнудсена [8], названным в [7] уравнением Эйринга. Однако, как отмечено в [8], формула Герца-Кнудсена дает сильно заниженную величину расхода. К тому же использование закона массоотдачи требует задания величины межфазной поверхности жидкость–газ, которая пред-

ставлена в [7] в довольно грубом приближении. Все это снижает надежность предложенного в [7] подхода.

В [9] в уравнения сушки введены 3 источниковых члена, характеризующих интенсивность испарения, интенсивность тепловыделения и скорость изменения парциального давления водяного пара. Последние два из них не определены, а первый предложено рассчитывать по закону массоотдачи с использованием коэффициента массоотдачи, отнесенного к единице объема:

$$I = \beta(a^* - a),$$

где β – объемный коэффициент массоотдачи. Величина a , объявленная в законе сохранения массы в качестве влагосодержания, в приведенной формуле рассматривается уже как концентрация пара с равновесным значением a^* . Такой подход вряд ли будет способствовать развитию представлений о механизме сушки.

Ранее в [10] нами получена система уравнений тепломассообмена для капиллярно-пористых тел с периодической структурой, включающая помимо уравнения неразрывности, уравнения движения, энергии и конвективной диффузии в газобразной фазе, а также уравнения энергии и диффузии в конденсированных фазах.

При постановке задачи в этой работе не делалось каких-либо предположений о форме источниковых членов, а фазовые переходы учитывались при помощи граничных условий, учитывавших непрерывность потоков теплоты и массы на межфазной поверхности жидкость–влажный воздух. Замыкание системы осуществлялось с помощью уравнения изотермы десорбции. Система рекомендована для расчета массообменных процессов относительно невысокой интенсивности.

Аналогичный подход к замыканию системы использован и в [11] для пористых тел с произвольной структурой. Однако здесь потоки массы жидкости и пара, а также и теплоты определены как чисто диффузионные (теплопроводность, диффузия и перекрестные эффекты). В связи с

этим целесообразно выполнить оценку условий, при которых можно пренебречь механизмом конвективного переноса.

Оценить отношение конвективного потока массы к диффузионному можно при помощи массообменного числа Пекле:

$$Pe = \frac{wL}{D}, \quad (2)$$

где w – скорость фильтрации; L – характерный размер пористого тела; D – коэффициент диффузии.

В представлении числа Пекле в качестве определяющего размера выбран характерный размер пористого тела, поскольку в данном случае сопоставляются конвективный и диффузионный потоки по длине капилляра, равной L по порядку величины. Конвективным переносом можно пренебречь при значениях числа $Pe \ll 1$. Как можно судить по данным, приведенным в [3], величина коэффициента диффузии влаги в пористых телах по порядку величины равна $(10^{-9} \div 10^{-6}) \text{ м}^2/\text{с}$. Время сушки можно оценить как время, за которое жидкость, двигаясь со скоростью w , пройдет расстояние L ($\tau = L/w$).

Исключая скорость фильтрации из определения числа Пекле, получим

$$Pe = \frac{L^2}{D\tau}.$$

Проводя оценочные расчеты при характерном размере пористого тела $L \approx 10^{-2} \text{ м}$, можно получить, что для выполнения условия $Pe \leq 0,1$ время сушки должно быть больше $(10^3 \div 10^6) \text{ с}$. Таким образом, подход, основанный на пренебрежении конвективной составляющей переноса, оправдан далеко не для всех пористых тел и не для всех режимов сушки.

В [11] при формулировке уравнения, связывающего пористость с массовыми концентрациями фаз, предполагается, что поры заполнены только жидкостью и паром. В условиях, когда учитывается только диффузионный поток пара, должен суще-

ствовать равный ему встречный диффузионный поток сухого воздуха (во влажном воздухе, рассматриваемом как бинарная смесь, коэффициенты диффузии компонентов одинаковы, а градиенты концентраций равны по величине, но противоположны по направлению). С учетом этого обстоятельства представляется спорным подход, игнорирующий присутствие воздуха в порах.

В [3] первоначально в систему уравнений тепломассообмена были включены уравнения переноса сухого воздуха и водяного пара в газообразной фазе:

$$\rho_s \frac{\partial W_1}{\partial \tau} = -\text{div}(j_{1c} + j_{1d}) + I_1, \quad (3)$$

$$\rho_s \frac{\partial W_2}{\partial \tau} = -\text{div}(j_{2c} + j_{2d}) + I_2, \quad (4)$$

$$\rho_s \frac{\partial W_3}{\partial \tau} = -\text{div}(j_{3c} + j_{3d}), \quad (5)$$

$$I_1 = -I_2 = I, \quad (6)$$

где ρ_s – плотность твердого тела; j – плотность потока массы; W_1, W_2, W_3 – влагосодержание, обусловленное конденсированной фазой, паром в воздухе и "воздухо-содержание" соответственно. Последнее определено как отношение массы воздуха к массе сухого тела. Индексы 1, 2, 3 относятся к конденсированной фазе, пару и сухому воздуху, а индексы с и d характеризуют конвективный и диффузионный потоки.

К этим уравнениям добавляется дифференциальное уравнение фильтрации в форме

$$\rho_s \frac{\partial W_i}{\partial \tau} = -\text{div} j_{ic}, \quad i = 1, 2, 3, \quad (7)$$

$$j_{ic} = \rho_i K \frac{k_i}{\eta_i} (\nabla p - \rho g), \quad i = 1, 2, 3, \quad (8)$$

где ρ_i, η_i – плотность и динамическая вязкость фазы; K – общая проницаемость; k_i – относительная фазовая проницаемость; ∇p – градиент давления.

Нетрудно заметить, что уравнение (7) несовместимо с уравнениями (3...6). Действительно, из (5) и (7) следует, что

$$\operatorname{div} j_{3d} = 0, \quad j_{3d} = \text{const},$$

а из (3), (4), (6) и (7), что:

$$I = \operatorname{div} j_{1d} = -\operatorname{div} j_{2d}, \quad j_{1d} = j_{2d} + \text{const}.$$

Эти следствия явно не соответствуют физике явления, что говорит о недостаточной обоснованности исходной системы уравнений.

В дальнейшем в [3] система уравнений (3...8) упрощается путем пренебрежения конвективными потоками. Однако, как показали исследования [12], в узких капиллярах с радиусом, меньшим 0,3 мкм, давление в газообразной фазе может довольно значительно повышаться благодаря испарению жидкости, поэтому обоснованность такого упрощения не всегда оправдана.

Последующее упрощение системы обосновывается в [3] тем, что масса пара и воздуха в пористом теле существенно меньше массы влаги и таким образом из системы исключаются уравнения (4) и (5). Тем самым игнорируется диффузионный перенос пара в газообразной фазе. Но если учесть, что коэффициент диффузии пара в воздухе примерно на 4 десятичных порядка превышает коэффициент диффузии конденсированной влаги, обоснованность такого упрощения не выглядит бесспорной, особенно при удалении гигроскопической влаги, когда коэффициент ее диффузии значительно снижается. В результате из рассмотренной системы сохраняется только уравнение (3) без конвективного потока, которое дополняется уравнением энергии. Проблема замыкания этой системы в связи с необходимостью определения источников члена обсуждалась ранее.

В [13] рассматриваются закономерности массопереноса в процессах сушки с учетом конвективных потоков в фазах многофазной системы с учетом относительных фазовых проницаемостей. Причем для представления конвективного потока жидкости используется линейная форма

модифицированного закона Дарси [14] без учета влияния сил тяжести:

$$j_{ic} = \rho_i K \frac{k_i}{\eta_i} \nabla p_i \quad i = f, g, \quad (9)$$

где индекс i определяет принадлежность к жидкости (f) либо газу (g).

Уравнение (9) отличается от (8) тем, что в первом из них учтено различие давления в фазах. Разность давлений в фазах обусловлена кривизной K_{fg} межфазной поверхности и определяется формулой Лапласа. Следовательно,

$$p_g - p_f = \sigma K_{fg}, \quad (10)$$

причем кривизна зависит от влагосодержания материала:

$$K_{fg} = K_{fg}(W). \quad (11)$$

Значения относительных фазовых проницаемостей зависят от насыщенности θ , которая определяется отношением объема жидкости в порах к полному объему порового пространства в твердом теле. Связь ее с влагосодержанием определяется линейной зависимостью

$$W = \theta \frac{\varepsilon \rho_f}{1 - \varepsilon \rho_s}, \quad (12)$$

где ε – пористость (отношение объема пор к объему пористого материала).

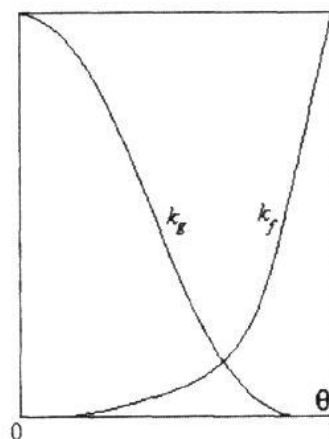


Рис. 1

Зависимости относительных фазовых проницаемостей от величины насыщенности находят экспериментально. Пример таких зависимостей показан на рис.1. Заметим, что при вытеснении жидкости воздухом не удается удалить всю влагу, часть ее, характеризующаяся на графике величиной насыщенности θ_0 , остается.

В систему уравнений [13] включен закон сохранения в форме:

$$Q_f \varepsilon \frac{\partial W}{\partial t} = -\nabla j_{\Sigma},$$

где j_{Σ} – суммарная плотность потока влаги.

Величина j_{Σ} включает в себя конвективный и диффузионный потоки пара в газообразной фазе, конвективный и пленочный потоки в жидкой фазе. Поток инертной фазы (сухого воздуха) принят равным нулю. Рассматривается изотермическая задача и поэтому уравнение энергии не включено в систему. Авторы [13] рассматривают систему как замкнутую, с чем трудно согласиться. Действительно, поля давлений в фазах не определены: в системе нет уравнений, с помощью которых определялось бы давление в одной из фаз. Кроме того, равенство нулю потока инертной фазы автоматически обуславливает существование стефановского [15] потока, что в [13] не учитывается. Градиент полного давления в этих условиях равен нулю, вследствие чего вопреки предположениям авторов [13] будет отсутствовать и конвективный поток пара.

Реальным представляется следующий физический механизм рассматриваемого явления. При испарении жидкости в капиллярах увеличивается масса пара, что приводит к повышению давления и возникновению конвективного потока в газообразной фазе. При рассмотрении изотермической задачи без учета фазовых переходов вряд ли возможно корректно описать это явление.

В [16] для описания конвективных потоков пара и жидкости также используется подход, основанный на представлениях об

относительных фазовых проницаемостях, однако разность давлений пара и жидкости предлагается рассчитывать по уравнению Кельвина в форме

$$p_f - p_{sat} = Q_f RT \ln \frac{p_v}{p_{sat}}, \quad (13)$$

где p_{sat} – давление насыщенного пара при температуре T ; p_v – равновесное давление пара. Течение сухого воздуха так же, как и в [13], не учитывается.

Из рассмотрения уравнения (13) следует, что в области высоких влагосодержаний, когда равновесное значение относительной влажности $\varphi = 1$ и $p_v = p_{sat}$, давления в фазах одинаковы: $p_v = p_{sat} = p_f$. Отсюда следует несколько неожиданный вывод: при сушке материала при атмосферном давлении и температуре материала, меньшей 100°C , когда давления жидкости и пара не превышают атмосферного давления, и жидкость, и пар в процессе сушки должны перемещаться внутрь влажного материала. Источниковый член в [16] определен формулой (1), которая обсуждалась ранее.

Проведенный анализ показывает, что в настоящее время отсутствуют надежные методы расчета тепломассообмена в пористых телах при числах Био $Bi \geq 1$ применительно к процессам сушки. Задачу разработки такого метода намечено реализовать в следующих публикациях.

ЛИТЕРАТУРА

1. Корнюхин И.П. и др. // Изв. вузов. Технология текстильной промышленности. – 1991, №4. С.83...87.
2. Корнюхин И.П., Жмакин Л.И. // Изв. российской АН. Энергетика. – 1997, №4.
3. Лыков А.В. Теория сушки. – М.: Энергия, 1968.
4. Романков П.Г., Рашковская Н.Б., Фролов В.Ф. Массообменные процессы химической технологии. – Л.: Химия, 1975.
5. Куц П.С., Пикус И.Ф. Теплофизические и технологические основы сушки высоковольтной изоляции. – Минск: Наука и техника, 1979.
6. Плановский А.Н., Муштаев В.И., Ульянов В.М. Сушка дисперсных материалов в химической промышленности. – М.: Химия, 1979.

7. *Lions D.W., Vollers C.T., ElNashar A.M.* // Journal of engineering for industry. –V.102, №1, 1980. P.8...12.

8. *Макашев Н.К.* // Ученые записки ЦАГИ. – 1974, №3, т.5.

9. *Протодьяконов И.О., Мариулевич Н.А., Марков А.В.* Явления переноса в процессах химической технологии. – Л.: Химия, 1981.

10. *Корнюхин И.П., Охотин А.С.* // Промышленная теплотехника. – 1989, №3, т.11. С.18...25.

11. *Решетин О.Л., Орлов С.Ю.* // Журнал технической физики. – 1998, № 2, т.68. С.102...105.

12. *Чураев Н.В.* Физико-химия процессов массопереноса в пористых телах. – М.: Химия, 1990.

13. *Хейфец Л.И., Неймарк А.В.* Многофазные процессы в пористых средах. – М.: Химия, 1982.

14. *Коллинз Р.* Течения жидкостей через пористые материалы. – М.: Мир, 1964.

15. *Лыков А.В.* Тепломассообмен: Справочник. – М.: Энергия, 1972.

16. *Гринчик Н.Н., Куц П.С., Акулич П.В.* // Тепломассообмен ММФ-96, т.8: Тепломассообмен в процессах сушки. – Минск: ИТМО им. А.В. Лыкова, 1996.

Рекомендована кафедрой промышленной теплоэнергетики. Поступила 05.02.04