

研究论文 流化床氛围下多孔物料干燥传热传质的数值模拟

王 维¹, 王璐瑶^{1,2}, 许英梅¹, 陈国华³

(¹ 大连民族学院生命科学学院, 辽宁 大连 116600; ² 大连理工大学化工学院, 辽宁 大连 116012;

³ 香港科技大学化学与生物分子工程系, 中国 香港)

摘要: 用有限差分法数值求解一个热、质传递耦合模型, 理论研究多孔物料流化床干燥过程。方程离散采用全隐格式的控制容积方法, 三对角矩阵法 (TDMA) 用来求解线性方程组。选用球形的苹果丁作为多孔物料。在典型操作条件下, 通过分析温度、饱和度和压力的分布侧形, 讨论了物料内部的热、质传递机理。在对比条件下, 考察了气体入口温度、气速和床面积因子对干燥过程的影响。结果表明: 干燥过程受气、固相间的耦合传热传质的影响十分明显, 干燥时间随气体入口温度和气速的提高而减少; 随床面积因子的增大而增加。

关键词: 传热传质; 多孔物料; 离散; 流化床干燥

DOI: 10.3969/j.issn.0438-1157.2012.04.008

中图分类号: TQ 028.5

文献标志码: A

文章编号: 0438-1157 (2012) 04-1044-06

Numerical simulation on porous material drying with fluidized bed

WANG Wei¹, WANG Luyao^{1,2}, XU Yingmei¹, CHEN Guohua³

(¹ College of Life Science, Dalian Nationalities University, Dalian 116600, Liaoning, China;

² School of Chemical Engineering, Dalian University of Technology, Dalian 116012, Liaoning, China;

³ Department of Chemical and Biomolecular Engineering, Hong Kong University
of Science and Technology, Hong Kong, China)

Abstract: A mathematical model with coupled heat and mass transfer was solved numerically using the finite-difference technique for a porous material drying process with fluidized bed. The control-volume method with the fully implicit scheme was adopted for discretization of governing equations, and the tri-diagonal matrix algorithm was used to solve the linear equations. Physical properties of apple were applied to the present simulation. Under typical operating conditions, heat and mass transfer mechanisms were analyzed based on the profiles of temperature, saturation and pressure inside the material particles. Effects of gas inlet temperature, gas inlet velocity and bed area factor were examined under different operating conditions. Simulation results show that the main mechanisms for moisture transport during the drying are the capillary flow, evaporation-condensation and transition corresponding to the local moisture levels above its critical value, below the value and in between, respectively. The drying process can be significantly affected by coupled heat and mass transfer between gas and solid phases. The drying time decreases with the increase of the gas inlet temperature and velocity, and the bed area factor.

Key words: heat and mass transfer; porous medium; discretization; fluidized-bed drying

2011-08-06 收到初稿, 2011-09-27 收到修改稿。

联系人及第一作者: 王维 (1962—), 男, 博士, 教授。

基金项目: 国家自然科学基金项目 (21076042); 辽宁省自然科学基金项目 (20092160); 香港研资局基金项目 (600704)。

Received date: 2011-08-06.

Corresponding author: Prof. WANG Wei, wjwang@dlnu.edu.cn

Foundation item: supported by the National Natural Science Foundation of China (21076042), Liaoning Natural Science Foundation (20092160) and the Research Grants Council of Hong Kong (600704).

引言

流化床干燥具有较高的传热传质效率和产品质量, 广泛应用于化工、食品加工等行业^[1-2]。但其现有的工业应用在很大程度上仍然基于经验。相对于实验来说, 数值计算的投资要小得多, 其通用性、灵活性和快速性可以使设计建立在各种可能方案的充分比较、筛选和优化的基础上, 具有较好的经济效益。固体干燥数学模型不仅可以预测适宜的操作条件, 分析传递机理, 加深对过程的理解, 甚至揭示一些新的现象, 以避免在确定设备尺寸和过程条件时的某些臆测^[3]。固体干燥数学模型可以确定用实验方法很难测定的变量的分布。例如, 温度分布测定受制于物料中热偶的数目, 而湿分分布测定几乎是不可能的^[4]。

多孔物料流化床干燥过程是一个复杂的热、质耦合传递过程。Wang 等^[5]基于 Luikov 体系^[6]和 Whitaker 理论^[7], 推导出了一维多孔介质球形颗粒流化床干燥的传热传质控制方程, 数值模拟考察了不同微波加热模式对过程的影响^[8-9], 但是并未对流化床操作条件的影响进行分析。在流化床干燥过程中, 颗粒内的传递过程会受到气固间的耦合传热传质的影响, 干燥时间会随着气体的入口温度、气速和床面积因子的变化而变化。本文在典型条件和对比条件下对该模型进行数值求解, 分析多孔物料的热、质耦合传递过程, 得到了新的结论。

1 数学模型

1.1 颗粒内部的热、质传递

描述一维多孔球流化床干燥过程中的传热传质方程为^[5]

$$a_1 \frac{\partial S}{\partial \tau} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(a_2 r^2 \frac{\partial S}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(a_3 r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (1)$$

$$b_1 \frac{\partial T}{\partial \tau} = \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(b_2 r^2 \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial}{\partial r} \left(b_3 r^2 \frac{\partial S}{\partial r} \right) \quad (2)$$

$$c_1 \frac{\partial P_g}{\partial r} = c_2 \frac{\partial S}{\partial r} + c_3 \frac{\partial T}{\partial r} \quad (3)$$

其中

$$a_1 = \rho_l \epsilon, a_2 = \frac{c_2 d_1}{c_1} + d_2, a_3 = \frac{c_3 d_1}{c_1} + d_3$$

$$b_1 = \rho_c, b_2 = \lambda + \Delta H D_{vT}, b_3 = \Delta H D_{vS}$$

$$c_1 = \frac{K_g}{\mu_g} \left(\frac{P_g}{R_g T} - \rho_v \right) + \frac{D_g(1-S)\epsilon}{R_g T}$$

$$c_2 = D_v(1-S)\epsilon \frac{\partial \rho_v}{\partial S}$$

$$c_3 = D_g(1-S)\epsilon \frac{P_g}{R_g T^2} + D_v(1-S)\epsilon \frac{\partial \rho_v}{\partial T}$$

$$d_1 = \frac{K_l}{\mu_l} \rho_l + \frac{K_g}{\mu_g} \rho_v$$

$$d_2 = -\frac{K_l}{\mu_l} \rho_l \frac{\partial P_c}{\partial S} + D_v(1-S)\epsilon \frac{\partial \rho_v}{\partial S}$$

$$d_3 = -\frac{K_l}{\mu_l} \rho_l \frac{\partial P_c}{\partial T} + D_v(1-S)\epsilon \frac{\partial \rho_v}{\partial T}$$

$$D_{vT} = \frac{c_3}{c_1} \frac{K_g}{\mu_g} \rho_v + D_v(1-S)\epsilon \frac{\partial \rho_v}{\partial T}$$

$$D_{vS} = \frac{c_2}{c_1} \frac{K_g}{\mu_g} \rho_v + D_v(1-S)\epsilon \frac{\partial \rho_v}{\partial S}$$

1.2 初始条件

颗粒内部初始温度和饱和度分别为

$$T|_{\tau=0} = T_0 \quad (4)$$

$$S|_{\tau=0} = S_0 \quad (5)$$

流化床入口气体温度和含湿量分别为

$$T_f|_{\tau=0} = T_{fin} \quad (6)$$

$$RH|_{\tau=0} = RH_{in} \quad (7)$$

1.3 边界条件

$$\frac{\partial S}{\partial r} \Big|_{r=0} = 0 \quad (8)$$

$$\frac{\partial T}{\partial r} \Big|_{r=0} = 0 \quad (9)$$

$$\frac{\partial P_g}{\partial r} \Big|_{r=0} = 0 \quad (10)$$

$$q|_{r=R_p} - j_l|_{r=R_p} \Delta H = \alpha_h (T|_{r=R_p} - \bar{T}_f) \quad (11)$$

$$(j_l + j_v)|_{r=R_p} = \alpha_m (\rho_v|_{r=R_p} - \bar{\rho}_{vf}) \quad (12)$$

$$P_g|_{r=R_p} = P_{atm} \quad (13)$$

模拟过程中流化床的模型参数见文献[8]。

2 数值模拟

2.1 物性参数

选用球形的苹果丁作为多孔物料。表1列出了数值模拟所需的物性参数。

2.2 模拟步骤

用有限差分法数值求解控制方程式(1)~式(3)以及初始和边界条件式(4)~式(13)。方程离散采用全隐式控制容积法, 网格节点在控制容积的几何中心上。源项按照 Patanker 推荐的方法处理^[15], 式(1)、式(2)被离散成如下形式的线性方程组

$$a_P \Phi_P = a_E \Phi_E + a_W \Phi_W + b$$

其中, Φ 表示广义的独立变量 T 或 S , 由于系数 a_P 、 a_E 、 a_W 和源项 b 都是 T 和 S 的函数, 因此必须迭代计算。在每个时间步里包含以下步骤:

① 对每个网格点的 Φ 的值进行猜测或估计;

② 根据这些猜测的 Φ , 试探性地计算系数和源项值;

表 1 物理性质

Table 1 Physical properties in simulation

Parameter	Value	Ref.
$c_g/\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$	1006	[10]
$c_l/\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$	4180	[10]
$c_s/\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$	1810	[11]
$D/\text{m}^2\cdot\text{s}^{-1}$	2.56×10^{-5}	[10]
$\Delta H/\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$	2.44309×10^6	[10]
K_D/m^2	1×10^{-19}	[12]
S_{cr}	0.3	[13]
ϵ	0.7	[14]
$\lambda_g/\text{J}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$	0.025	[10]
$\lambda_l/\text{J}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$	0.65	[10]
$\lambda_s/\text{J}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$	0.78	[11]
$\mu_g/\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$	1.83×10^{-5}	[10]
$\mu_l/\text{kg}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{s}^{-1}$	$0.458509-5.30474\times10^{-3}T+2.31231\times10^{-5}T^2-4.49161\times10^{-8}T^3+3.27681\times10^{-11}T^4$	[10]
$\rho_l/\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1000	[10]
$\rho_s/\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$	1600	[14]

③ 解线性方程组，求得 Φ 值；

④ 用计算出的 Φ 作为新的猜测值，返回到步骤②进行再计算，重复上述步骤直到获得的 Φ 值没有明显的改变。

本模拟使用三对角矩阵法（TDMA）求解离散方程。为避免发散，迭代计算时采用欠松弛法^[15]。模拟过程中使用了相当精细的网格以获得更准确的结果。迭代的收敛判据表示如下

$$\begin{aligned}\text{abs}(S_i^j - S_i^{j-1})/S_i^j &< 10^{-6} \\ \text{abs}(T_i^j - T_i^{j-1})/T_i^j &< 10^{-6} \\ \text{abs}(P_{\text{gi}}^j - P_{\text{gi}}^{j-1})/P_{\text{gi}}^j &< 10^{-6}\end{aligned}$$

表 2 列出了模拟实验中的典型操作条件。

表 2 模拟实验典型的操作条件

Table 2 Typical operating conditions

Parameter	Value
$T_{\text{in}}/^\circ\text{C}$	60
$\text{RH}_{\text{in}}/\%$	10
d_p/mm	5
f_A	100
$u/\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$	2
P_{atm}/Pa	1.01325×10^5
$T_0/^\circ\text{C}$	20
S_0	0.95

3 结果与讨论

3.1 典型操作条件下的耦合热、质传递

图 1 是不同干燥时间下颗粒内部饱和度的分布。在干燥初期，颗粒表面的饱和度大于其临界值

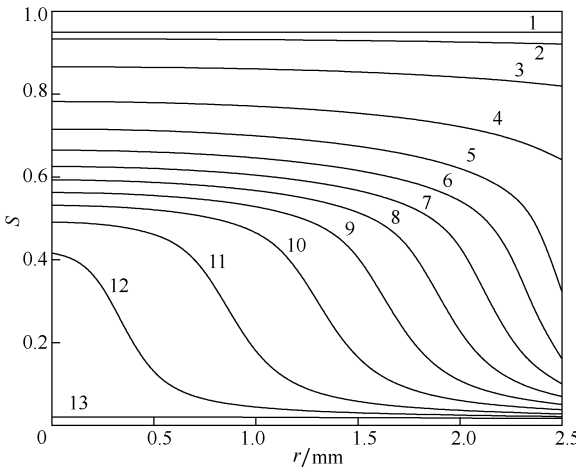


图 1 颗粒内的饱和度分布

Fig. 1 Saturation profiles within a particle

τ/s : 1—0; 2—100; 3—320; 4—640; 5—960; 6—1280; 7—1600; 8—1920; 9—2240; 10—2560; 11—2880; 12—3100; 13—3220

($S_{\text{cr}}=0.3$)，这时液态水以毛细管流动的形式从颗粒内部向表面传递（曲线 1~4）。在 960 s 后（曲线 5），表面处的饱和度降至临界值以下，颗粒内接近表面区域的水分以蒸汽扩散的形式向表面传递。在这个阶段，毛细管流动和蒸汽扩散成为颗粒内水分传递的主要机理。随着干燥的进行，形成 3 个典型的区域：颗粒中心处的毛细管流动区域、表面附近的蒸发冷凝区域和它们之间的过渡区域（曲线 5~12）。此时，蒸发冷凝为水分传递的主要机理。“S”形的饱和度剖面图表明颗粒内部存在很大的传质阻力。在 3220 s 时（曲线 13），颗粒中心处的饱和度降至临界值以下。干燥终了时湿基湿含量小于 2.5%（下同），相当于饱和度小于 0.0185。

图 2 是不同的干燥时间下颗粒内的温度分布。从图中可以看出温度分布基本上是平坦的。温度的分布受饱和度分布的影响，干燥初始阶段，湿含量保持相对恒定，但是颗粒温度却升高了 10℃（曲线 2）。物料吸收的热量几乎全部用于增加其本身的温度。随着颗粒内水分的减少，温度同步升高，当颗粒表面的饱和度剧降时，温度基本在 35~45℃ 之间变化。显然此阶段物料吸收的热量几乎全部用于水分的蒸发。在 3220 s 时，湿含量的值几乎可以被忽略，此时温度大幅升高，达到了均匀分布。

图 3 是不同的干燥时间下颗粒内部压力的分布。在前 100 s 时间内，颗粒中心处的压力小于表面处的压力，表明此时的气体流动方向与液体的流

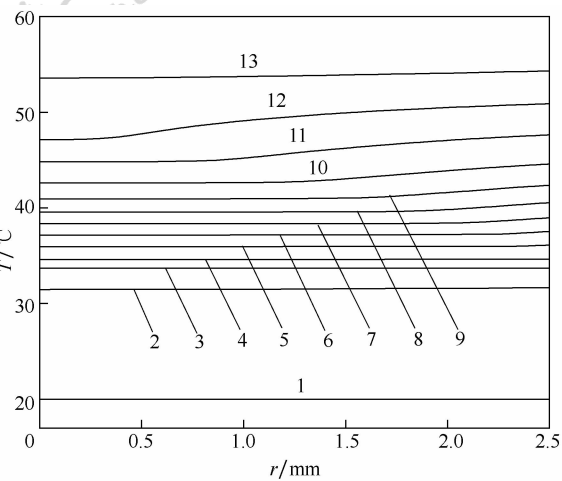


图 2 颗粒内的温度分布

Fig. 2 Temperature profiles within a particle

τ/s : 1—0; 2—100; 3—320; 4—640; 5—960;
6—1280; 7—1600; 8—1920; 9—2240; 10—2560;
11—2880; 12—3100; 13—3220

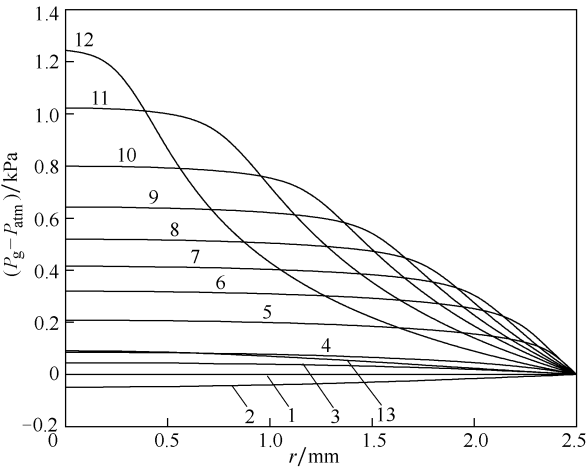


图 3 颗粒内的压力分布

Fig. 3 Pressure profiles within a particle

τ/s : 1—0; 2—100; 3—320; 4—640; 5—960;
6—1280; 7—1600; 8—1920; 9—2240; 10—2560;
11—2880; 12—3100; 13—3220

动方向相反。结合饱和度的分布情况，当颗粒表面处的饱和度降至其临界值以下，压力分布分为 3 个区域：在毛细管流动区域，气压的梯度很小，压力分布基本呈直线分布；在过渡区域，压力产生剧降；在蒸发冷凝区域，压力下降趋势平缓。在颗粒中心的饱和度降至其临界值以下之前，中心处和表面附近的压差会逐渐变大，最大时会超过 1.2 kPa。在干燥的末尾阶段，气相与固体颗粒间将不会有净蒸汽传递，此时颗粒内的压力分布变得均匀。

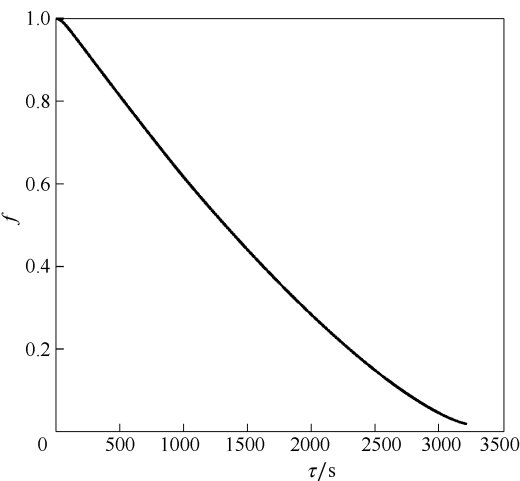


图 4 干燥曲线

Fig. 4 Drying curve

3.2 典型操作条件下的干燥曲线和干燥速率曲线

图 4 是典型操作条件下的干燥曲线。其中 $f = S_{ave}/S_0$ ，表示物料的平均饱和度与初始饱和度之比。由图中可以看出在干燥过程中，颗粒内的毛细管流动和蒸汽的扩散以及颗粒外的气体对流使物料不断脱水，使湿含量逐渐下降，最后接近于零，从而达到干燥的目的。图 5 是干燥速率曲线，表示物料的整体饱和度随着时间的变化速率情况。从图可以看出干燥速率在快速达到最大之后就开始缓慢下降，几乎看不到恒速阶段。在第一降速阶段，受到外部阻力的影响，气固之间的传热强度很大，干燥速率也很大，随着干燥的进行，外部的传热传质阻力逐渐减小；在第二降速阶段，同时受到内外部传热传质阻力的影响，尽管气体的供热能力更大了，但是相比第一阶段，热交换强度减小，内部的传热传质阻力成为主要影响因素。

3.3 对比条件下的耦合热、质传递

3.3.1 入口气体温度的影响 在干燥过程中，气体的入口温度会影响流化床中的热质传递阻力以及床体中的传热强度和气体的供热情况。选择 40、60、80℃ 进行分析，从图 6 中可以看出，随着入口温度的不同，干燥时间和干燥速率都随之变化。入口温度越高，干燥时间越短，干燥速率越大。 $T_{fin}=40℃$ 所需的干燥时间几乎是 $T_{fin}=60℃$ 所需时间的 1.5 倍。因此，在物料可以承受的范围内选取适当的入口温度，可以提高干燥速率，缩短干燥时间。实际上，通常把物料所能承受的最高温度作为气体的入口温度。

3.3.2 入口风速的影响 在流化床的实际操作中，

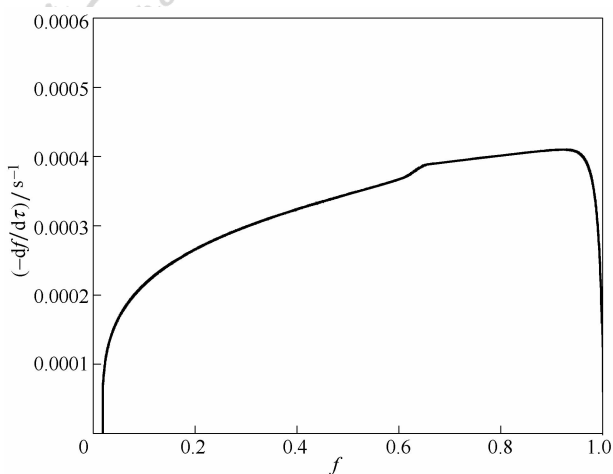


图 5 干燥速率曲线

Fig. 5 Drying rate curve

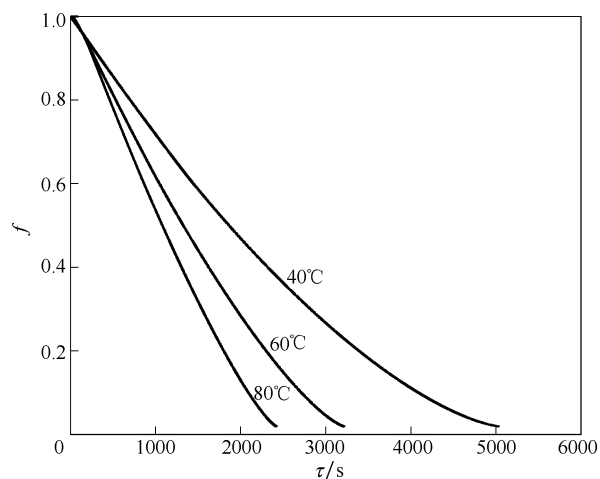


图 6 不同气体入口温度下的干燥曲线

Fig. 6 Drying curves of different gas inlet temperature

入口风速的大小会影响流化床中的动力学特性,如气体鼓泡的大小以及气体和固体颗粒间的混合性质。风速必须在一定的范围内进行选择。如果气流的速度足够大,颗粒表面可避免多余的水分积累。在本文条件下,风速范围应该在干燥颗粒的最小流化速度 $u_{mf}=1.38 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 和待干颗粒的带出速度 $u_t=8.29 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 之间^[16]。因此,本文选择 1.5 、 2 、 $5 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ 进行分析。图 7 是不同入口风速时的干燥曲线。从图可知,入口风速越大,干燥时间越短,干燥速率越大。所以在颗粒沉降速度的限度内适当增加风速,有利于改善流化床干燥过程。

3.3.3 床面积因子 (f_A) 的影响 床面积因子 f_A 反映了物理填充量、颗粒粒径和气流流通截面积的关系^[12]。在后两者一定时, f_A 越大,床载量越大。图 8 是不同 f_A 时的干燥曲线。随着 f_A 变大,

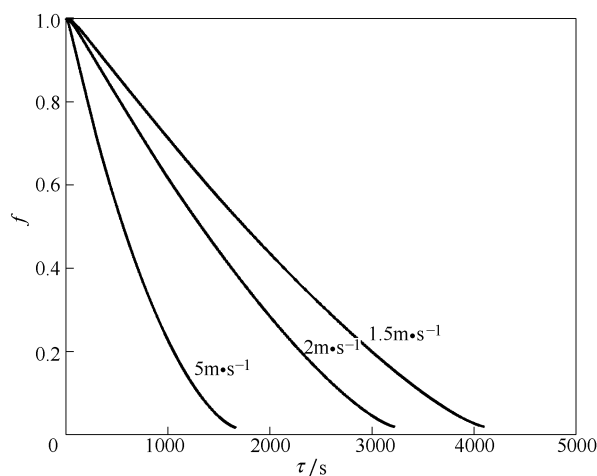


图 7 不同入口风速下的干燥曲线

Fig. 7 Drying curves of different gas inlet velocity

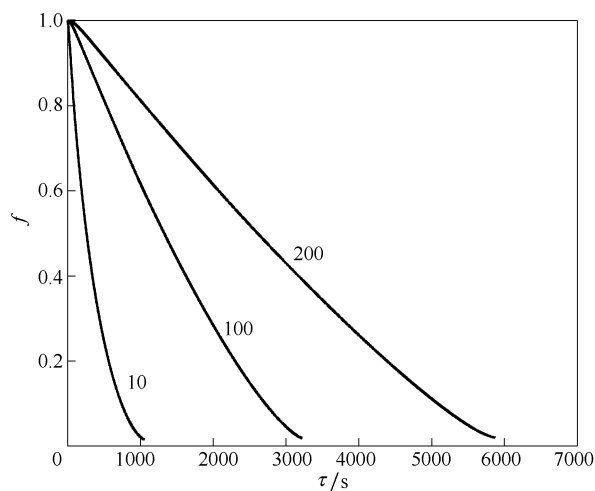


图 8 不同床面积因子下的干燥曲线

Fig. 8 Drying curves of different bed area factor

干燥时间变长,而干燥速率变小。 f_A 增大意味着一定的气体体积流量下要干燥的颗粒数量增多。尽管取较小的 f_A 会使干燥时间减少,但是它也会导致进料量的减少,这就需要更多次的间歇操作来完成较大的干燥负荷。Wang 等^[12] 讨论了在流化床允许的操作条件下,对于干燥负荷较大的湿物料,当干燥量相同时, f_A 的值越高,总的干燥时间越少。但是,当 f_A 超过 100 时,其差距将不明显。当然,较大的 f_A 也意味着较大的流化床高度以及更稳定的流化床动力特性。因此,当考虑 f_A 时,必须基于干燥时间、能耗和产品质量等作出合理的选择。

4 结 论

(1) 在干燥过程中,多孔颗粒内部的饱和度分

布曲线呈“S”形, 可分为毛细管流动区域、过渡区域和蒸发冷凝区域3个区域, 表明颗粒内部存在很大的传质阻力; 温度分布基本上是平坦的, 随着颗粒内水分的减少, 温度同步升高, 最后达到均匀分布; 压力分布较为复杂, 颗粒中心处和表面附近的压差会逐渐变大, 最大时会超过1.2 kPa。

(2) 干燥曲线表明颗粒内的平均饱和度随着干燥的进行呈逐渐下降的趋势。干燥速率在快速达到最大之后就开始缓慢下降, 干燥过程中几乎看不到恒速阶段。

(3) 对比条件下耦合传热传质结果显示, 干燥过程受气、固相间的耦合传热传质的影响十分明显, 干燥时间随气体入口温度和风速的提高而减少; 随床面积因子的增大而增加。

符 号 说 明

c	比热容, $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
D	扩散率, $\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
ΔH	汽化热, $\text{J} \cdot \text{kg}^{-1}$
j	质量通量, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
K	渗透率, m^2
P_{atm}	大气压力, Pa
q	热量通量, $\text{J} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$
R_p	颗粒半径, m
r	空间坐标轴, m
S	饱和度
T	温度, $^{\circ}\text{C}$
α_h	传热系数, $\text{J} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$
α_m	传质系数, $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
ϵ	孔隙率
λ	热导率, $\text{J} \cdot \text{s}^{-1} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$
μ	动力黏度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$
ρ	密度, $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$
τ	时间, s

下角标

f	流化床中气体
g	物料中气体
l	液体
out	出口
s	固体
v	蒸汽
0	初始

References

[1] Kunii D, Levenspiel O. Fluidization Engineering [M]. 2nd

ed. Boston: Butterworth-Heinemann, 1991

- [2] Zhu Xuejun (朱学军), Ye Shichao (叶世超). Drying model of paste materials in fluidized bed with inert particles and submerged heating tubes [J]. *CIESC Journal* (化工学报), 2010, **61** (3): 601-606
- [3] Liapis A I, Bruttini R. A theory for the primary and secondary drying stages of the freeze-drying of pharmaceutical crystalline and amorphous solutes: comparison between experimental data and theory [J]. *Separation Technology*, 1994, **4** (3): 144-155
- [4] Wang W, Chen G H, Mujumdar A S. Physical interpretation of solid drying: an overview on mathematical modeling research [J]. *Drying Technology*, 2007, **25** (4/5/6): 659-668
- [5] Wang Z H, Chen G H. Theoretical study of fluidized-bed drying with microwave heating [J]. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 2000, **39** (3): 775-782
- [6] Luikov A V. Systems of differential equations of heat and mass transfer in capillary-porous bodies [J]. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 1975, **18** (3): 1-14
- [7] Whitaker S. Simultaneous heat, mass, momentum transfer in porous media: a theory of drying//Advances in Heat Transfer [M]. New York: Academic Press, 1977, **13**: 119-203
- [8] Chen G H, Wang W, Mujumdar A S. Theoretical study of microwave heating patterns on batch fluidized bed drying of porous material [J]. *Chemical Engineering Science*, 2001, **56** (24): 6823-6835
- [9] Wang W, Thorat B N, Chen G H, Mujumdar A S. Simulation of fluidized-bed drying of carrot with microwave heating [J]. *Drying Technology*, 2002, **20** (9): 1855-1867
- [10] Echert E R G, Drake R M. Appendix B: Thermophysical Properties. Analysis of Heat and Mass Transfer [M]. New York: McGraw-Hill, 1987: 767-783
- [11] Vagenas G K, Drouzas A E, Marinou-Kouris D. Predictive Equations for Thermophysical Properties. Engineering and Food [M]. New York: Elsevier Applied Science, 1990
- [12] Wang Z H, Chen G H. Heat and mass transfer in batch fluidized-bed drying of porous particles [J]. *Chemical Engineering Science*, 2000, **55** (10): 1857-1869
- [13] Wang Zhaohui (王朝晖), Tu Jie (涂颢). A simplified drying model of heat and mass transfer [J]. *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)* (化工学报), 1995, **46** (5): 579-585
- [14] Zogzas N P, Maroulis Z B, Marinoukouris D. Densities, shrinkage and porosity of some vegetables during air drying [J]. *Drying Technology*, 1994, **12** (7): 1653-1666
- [15] Patanker S V. Heat Conduction. Numerical Heat Transfer and Fluid Flow [M]. New York: Hemisphere Publishing Corporation, 1980: 41-73
- [16] Yuan Yi (袁一). Fluidization//Handbook of Chemical Engineers (化学工程师手册) [M]. Beijing: Mechanical Industry Press, 1999: 147-196