

薄膜干燥器内丙酸钙的干燥性能分析

Analysis on drying performance of calcium propionate in thin-film dryer

陈广宇 李庆生 李乃宇

CHEN Guang-yu LI Qing-sheng LI Nai-yu

(南京工业大学机械与动力工程学院, 江苏 南京 211816)

(College of Mechanical and Power Engineering, Nanjing Tech University, Nanjing, Jiangsu 211816, China)

摘要:建立薄膜干燥器的工艺计算数学模型,以 25% 丙酸钙为研究对象,采用数值模拟软件 MATLAB 对模型进行数值求解,得到薄膜干燥器的干燥段长度和干燥率,探讨进料温度、转子转速、进料量和加热温度对干燥率和干燥段长度的影响。结果表明,进料量和加热温度对干燥率和干燥段长度影响较大,而进料温度和转速影响较小,该结果可为丙酸钙的干燥提供依据。

关键词:薄膜干燥器; MATLAB; 干燥率; 干燥段长度

Abstract: The thin-film dryer process calculation mathematical model was established, with 25% calcium propionate as the research object, using the numerical simulation software MATLAB, drying rate and drying length was obtained and the influence of feed temperature, rotate speed, feed rate, and heating temperature was also discussed. The results showed that feed rate and heating temperature had a great influence on drying rate and drying length, while feed temperature and rotate speed had less influence on drying rate and drying length, which provided the basis for calcium propionate drying.

Keywords: thin-film dryer; MATLAB; drying rate; drying length

薄膜干燥器是一种新型的干燥设备,具有传热系数高、蒸发强度大、物料停留时间短等优点,尤其适用于热敏性物料的干燥,已应用于化工、食品、医药等行业^[1,2]。但薄膜干燥器内流体由于气液固三相同时存在,流体流动和传质非常复杂。Mckenna 等^[3]综合考虑流体流动和传质,提出了对高分子聚合物去溶液的分段模型,即沿筒体高度方向把流体的运动分为若干段,每一段内流体都遵循质量守恒、能量守恒,从而可以计算出物料质量和能量的变化。Sanjay 等^[4]运用该方法建立了薄膜干燥器的数学模型,在沸点温度进料的情况下,分别探讨了进料量、进料温度和夹套侧的加热温度对

干燥率的影响以及膜内给热系数沿高度的变化,并进行了实验验证。

丙酸钙是一种重要的食品添加剂,在食品工业中应用相当广泛。丙酸钙是通过丙酸和碳酸钙或氢氧化钙进行反应得到的。传统的干燥工艺采用的是反应釜或管式薄膜蒸发器。反应釜熬制效率低,取晶体劳动强度大,不利于环保;管式薄膜蒸发器结构较重,易发生堵塞,清洗困难。薄膜干燥器对克服以上问题有较好的效果,刮板的刮动能保证物料不断被刮下。目前中国对薄膜干燥器的研究,主要是用于催化剂的干燥浓缩^[5],对用于其它物料的应用研究较少。

本研究拟在 Sanjay 等^[4]研究的基础上,考虑预热物料的影响,建立完整的工艺计算数学模型,并以 25% 的丙酸钙物料为研究对象,探讨薄膜干燥器内进料温度、进料量、加热温度、转速对干燥率和干燥段长度的影响,为丙酸钙的干燥提供依据。

1 薄膜干燥器的工艺计算数学模型

1.1 工作原理

薄膜干燥器结构简图见图 1,物料从进料口进入干燥器,随后物料分布器在离心力作用下将物料甩向筒体内壁。由于受到刮板的搅动,在筒体的内壁形成一层很薄的物料液膜,此时导热油通过筒壁将热量传递给液膜,液膜温度升高,达到沸点后不断蒸发,最终达到干燥的目的^[6]。物料形态是一个渐变的过程,物料经历了混合物状态、湿粉末状态以及物料出口处的干粉末状态,见图 2。

1.2 传热系数

薄膜干燥器传热系数包括四部分:夹套侧的给热系数、筒体材料的导热系数、膜侧的给热系数以及污垢系数。总传热系数按式(1)计算:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{t}{\lambda} + \frac{1}{h_i} \left(\frac{d_o}{d_s} \right) + R_o + R_i \quad (1)$$

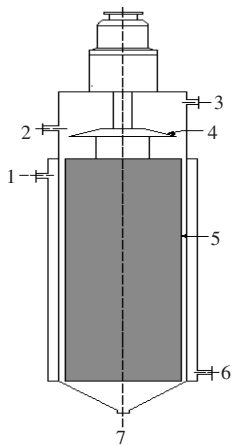
式中:

作者简介:陈广宇(1989—),男,南京工业大学在读硕士研究生。

E-mail:928119521@qq.com

通讯作者:李庆生

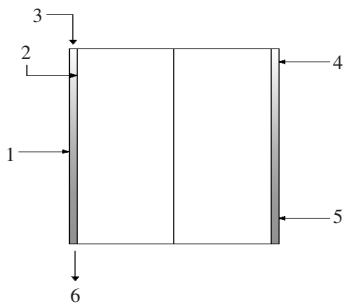
收稿日期:2014-09-15



1. 导热油出口 2. 进料口 3. 蒸气出口 4. 物料分布器
5. 刮板 6. 导热油进口 7. 出料口

图1 薄膜干燥器的结构简图

Figure 1 Structure diagram of thin-film dryer



1. 筒壁 2. 刮板末端 3. 进料 4. 料液液膜 5. 湿粉末膜 6. 干粉末

图2 薄膜干燥器内的物料形态简图

Figure 2 Diagram of material form in thin-film dryer

U ——总传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

h_i ——膜侧给热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

h_o ——夹套侧给热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

T ——筒体厚度, m ;

λ ——筒体材料的导热系数, $W/(m \cdot ^\circ C)$;

d_o 、 d_s ——筒体的外径和内径, m ;

R_o ——筒体外壁的污垢热阻, 由于接触的介质是导热油, 可忽略不计;

R_i ——筒体内壁的污垢热阻, 由于刮板的刮擦作用, 所以 $R_i = 0$ 。

1.2.1 夹套侧的给热系数 夹套侧的加热介质为导热油, 导热油的流动可以看成是流体在环形管中的流动, 导热油采用的是 320# 导热油, 根据雷诺数和长径比的范围选用以下特征数关联式:

$$Nu = 0.023Re^{0.8}Pr^{0.4} \tag{2}$$

其中雷诺数和普朗特常数分别按式(3)、(4)计算:

$$Re = \frac{de \cdot V_d \cdot \rho_d}{\mu_d} \tag{3}$$

$$Pr = \frac{c_{pd} \cdot \mu_d}{k_d} \tag{4}$$

导热油流速计算:

$$A_2 = \frac{\pi}{4}(d_2^2 - d_o^2) \tag{5}$$

$$V_d = \frac{m_d}{A_2 \cdot \rho_d} \tag{6}$$

根据努赛尔数的定义很容易得到夹套侧的传热系数:

$$h_o = \frac{Nu \cdot k_d}{d_e} \tag{7}$$

式中:

d_2 ——夹套的内径, m ;

d_o ——筒体的外径, m ;

d_e ——流道的当量直径, $d_e = d_2 - d_o$, m ;

m_d ——导热油的流速, kg/s ;

ρ_d ——导热油的密度, kg/m^3 ;

μ_d ——导热油的黏度, $Pa \cdot s$;

c_{pd} ——导热油的比热容, $J/(kg \cdot ^\circ C)$;

k_d ——导热油的热导率, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ 。

1.2.2 膜侧给热系数 在筒体内壁, 液膜不断地受到刮板的刮动, 膜侧的给热系数相对于普通夹套筒体换热器较为复杂。根据物性参数计算, 得到旋转雷诺数大于 650, 可以用 Sanjay 等^[7]详细推导论证的方程给出膜侧给热系数:

$$h = 2\sqrt{\frac{k\rho c n B}{\pi}} \tag{8}$$

式中:

k ——物料的热导率, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

ρ ——物料的密度, kg/m^3 ;

c ——导热油的比热容, $J/(kg \cdot ^\circ C)$;

n ——转子转速, r/min ;

B ——刮板数。

1.3 预热段

沸点进料是一种理想的情况, 实际情况下, 物料经过泵打入干燥器需要加热才能达到沸点。筒体壁两侧的温差采用对数温差:

$$\Delta t = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \tag{9}$$

式中:

Δt ——对数温差, $^\circ C$;

T_1 、 T_2 、 t_1 、 t_2 ——导热油的进出口温度和物料的进口温度以及物料达到沸点的温度, $^\circ C$ 。

物料中水达到沸点所需的热量为:

$$Q_y = c_p m (t_2 - t_1) \tag{10}$$

式中:

Q_y ——预热段导热油传递的热量, J ;

c_p ——比热容, $J/(kg \cdot ^\circ C)$;

m ——进料量质量流速, kg/s ;

同时由导热油经过筒壁传给物料的热量为:

$$Q_1 = U_y A_y \Delta t \tag{11}$$

式中:

Q_1 ——导热油传递的热量,J;

A_y ——传热面积, m^2 ;

U_y ——预热段的传热系数, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

这个过程热量守恒,则:

$$Q_y = Q_1 \tag{12}$$

传热面积又可以通过筒体内壁的周长与预热段长度的

乘积得到:

$$A_y = \pi d_i L_y \tag{13}$$

式中:

L_y ——预热段的长度,m;

A_y ——预热段的传热面积, m^2 ;

干燥段长度:

$$L_z = L - L_y \tag{14}$$

1.4 干燥段

1.4.1 分段模型 Sanjay 等^[7]忽略了作用在流体质点的重力,流体的速度可分为转子转动引起的切向速度和进料引起的轴向速度。如图 3 所示,物料质点切向运动一个圆周,轴向运动的距离为一个单位段的长度。

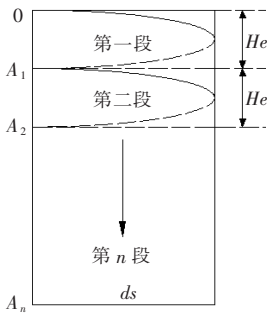


图 3 分段模型

Figure 3 Stage-wise model

切向速度和轴向速度为:

$$V_q = \pi \cdot d_i \cdot n \tag{15}$$

$$V_z = \frac{m}{A_1 \cdot \rho} \tag{16}$$

式中:

V_q ——切向速度,m/s;

V_z ——轴向速度,m/s;

d_i ——液膜的内径,m;

A_1 ——液膜的环形截面积, $A_1 = \frac{\pi}{4}(d_i^2 - d_t^2)$, m^2 ;

流体在沿筒体方向运动的轨迹弧线可以用图 4 中近似的直线表示。

那么单位段的长度 H_e 可由式(17)求得:

$$\tan \alpha = \frac{V_z}{V_q} \tag{17}$$

$$H_e = \pi \cdot d_s \cdot \sin \alpha \tag{18}$$

干燥段所需的段数可以表示为:

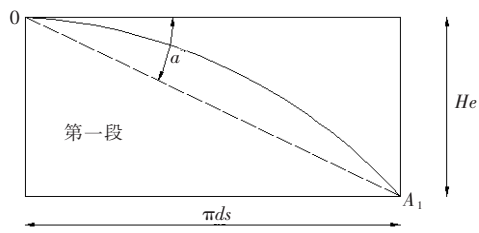


图 4 单位段高度的计算

Figure 4 Calculation of unit height

$$nst = \frac{L_z}{H_e} \tag{19}$$

1.4.2 物料衡算 达到溶液沸点的物料,在水分没有蒸发完时,其温度始终保持恒定,为了简化计算,认为物性参数随着高度的变化只与水分的含量有关,由此可以得到在每段内的物料衡算式:

$$K = X_L K_L + (1 - X_L) K_S \tag{20}$$

$$\rho = X_L \rho_L + (1 - X_L) \rho_S \tag{21}$$

$$c = X_L c_L + (1 - X_L) c_S \tag{22}$$

式中:

K ——每一段物料的导热率, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

ρ ——每一段物料的密度, kg/m^3 ;

c ——每一段物料的比热容, $J/(kg \cdot ^\circ C)$;

X_L ——物料中水的质量分数;

K_L 、 K_S ——物料中溶剂和溶质的平均热导率, $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$;

ρ_L 、 ρ_S ——物料中溶剂和溶质的平均密度, kg/m^3 ;

c_L 、 c_S ——物料中溶剂和溶质的平均比热容, $J/(kg \cdot ^\circ C)$ 。

在每段内的物料都遵循质量守恒、能量守恒,故上一段剩余的物料就是下一段的进料,导热油经筒体壁传递给物料的热量是水分蒸发的潜热。

每一单位段的传热面积:

$$A_e = H_e \pi d_i \tag{23}$$

导热油传递的热量:

$$Q_e = UA_e (t_d - t_2) \tag{24}$$

水分蒸发的潜热:

$$Q_e = \lambda_s m_z \tag{25}$$

每一小段的物料守恒(假设段的数目为 k):

$$m_k X_{L(k)} = m_{k-1} X_{L(k-1)} - m_{z(k)} \tag{26}$$

式中:

$X_{L(k)}$ ——第 k 段溶剂的质量分数;

$X_{L(k-1)}$ ——第 $k-1$ 段溶剂的质量分数;

m_k ——进入第 k 段的流量, kg/s ;

$m_{z(k)}$ ——第 k 段蒸发的水的质量, kg/s 。

整个过程的干燥率(干燥过程中去除水的质量占进料中

水质量的百分比)为:

$$M_V = \frac{\left(\sum_1^{msl} m_{z(k)}\right)}{\left(X_L m\right)} \times 100 \% \tag{27}$$

在 MATLAB 中求解方程(1)~(27),可以得到干燥率和干燥段的长度以及传热系数随高度的变化。

2 数值模拟

2.1 模型参数的确定

模型采用 $F=0.4\text{ m}^2$ 薄膜干燥器,并采用 25%丙酸钙

作为物料。设备选用的真空度为 70.17 kPa,此时水的沸点为 70 ℃,即 343 K。

设备主要参数和物性参数分别见表 1、2。

2.2 模拟方案

在实验室薄膜蒸发器研究的基础上^[8],根据工程经验,确定了设备尺寸和进口处物料性质(含水量、热导率、密度、比热容),通过改变操作参数(转子转速、加热温度、进料量、进料温度),以得到相应的干燥率和干燥段长度,来评价干燥能力和干燥段的范围。选取的操作参数范围:

表 1 薄膜干燥器尺寸

Table 1 Size of the thin-film dryer

筒体内径/ mm	筒体厚度/ mm	夹套内径/ mm	夹套厚度/ mm	筒体高度/ mm	传热面积/ m ²	刮板数	转速范围/ (r·min ⁻¹)
170	5	207	6	1 000	0.4	2	300~500

表 2 丙酸钙主要物性参数

Table 2 Main physical parameters of calcium propionate

分子量	沸点/℃	闪光点/℃	水溶性/(g·mL ⁻¹)	密度/(kg·m ⁻³)
186.22	141.7	57.7	0.1	1 088

(1) 转子转速的影响试验:加热温度 130 ℃,进料温度 50 ℃,进料量 40 L/h,转子转速分别取 300,400,500 r/min。

(2) 加热温度的影响试验:转子转速 300 r/min,进料温度 50 ℃,进料量 40 L/h,加热温度分别取 100,110,120,130,140 ℃。

(3) 进料量的影响试验:转子转速 300 r/min,加热温度 130 ℃,进料温度 50 ℃,进料量分别取 20,40,60,80,100 L/h。

(4) 进料温度的影响试验:转子转速 300 r/min,加热温度 130 ℃,进料量 40 L/h,进料温度分别取 30,40,50,60 ℃。

3 模拟结果及讨论

通过工艺计算,得到了不同操作参数下的干燥率和干燥段长度,对结果进行分析。

3.1 转子转速的影响

由图 5 可知,干燥率和干燥段长度几乎不受刮板转速影响。从工艺计算过程来看,转速的改变主要影响膜侧的给热系数,在整个传热系数中,当膜内给热系数改变时,由于筒体外壁的给热系数占主要部分,总传热系数变化不大,从而导致整个过程的干燥率所受影响很小,干燥长度也基本不变。本研究料液膜流道已经固定,料液可以充分润湿筒体内壁,说明液态进料时,在试验转速范围筒体不存在“干壁”现象,传热系数随转速变化很小^[9]。

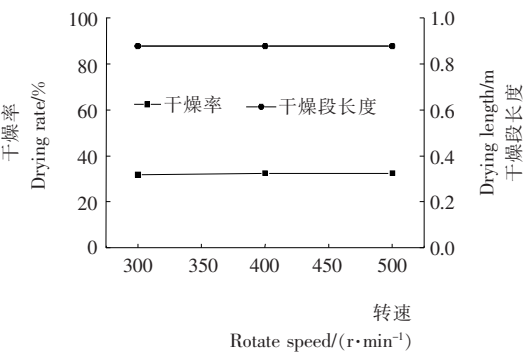


图 5 转子转速的影响

Figure 5 Influence of rotate speed

3.2 加热温度的影响

由图 6 可知,干燥率随加热温度的增加而显著增大。加热温度的提高,提高了传热面两侧的温度差,在相同条件下,传热系数相同,传递的热量就大大增加,料液经过筒体后所蒸发的水分就会相应发生很大变化。同时加热温度越高,传热温差越大,物料能越快达到沸点,预热段长度也越短,而干燥段长度却越长。

3.3 进料量的影响

由图 7 可知,干燥率和干燥段长度随着进料量的增大而减小。当进料量增大时,物料干燥所需的热量也逐渐增多,在所供给的热量不变时,干燥率就会降低。进料量增加,同

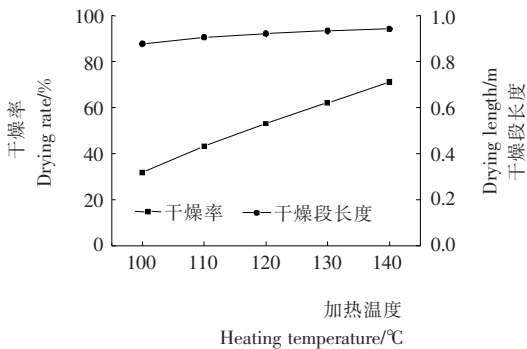


图 6 加热温度的影响

Figure 6 Influence of heating temperature

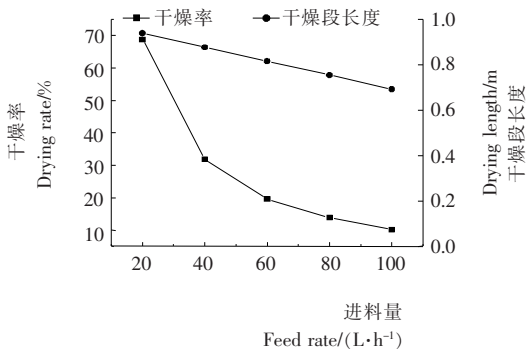


图 7 进料量的影响

Figure 7 Influence of feed rate

等温度进料达到沸点所需时间越长,预热段也越长,而干燥段却越短。实际情况下,进料量太大也会导致干燥率的降低,这部分工作需进一步研究。

3.4 进料温度的影响

由图 8 可知,干燥率和干燥段长度随着进料温度的增高而增大。整个过程,进料温度越高,溶液达到沸点时间越短,预热段长度也越短,而干燥段长度却越长。根据前人的试验结果^[6],在接近沸点进料时,能有效利用传热面积。进料温度提高,蒸发的水分增加,干燥率增加。

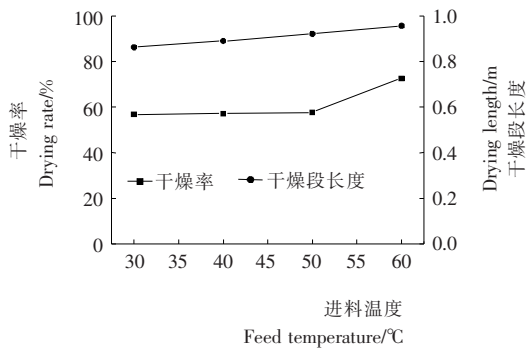


图 8 进料温度的影响

Figure 8 Influence of feed temperature

4 结论

(1) 影响薄膜干燥器干燥率和干燥段长度的因素很多,本模拟结果表明,进料量和加热温度对干燥率和干燥段长度的影响远大于转子转速和进料温度。

(2) 考虑预热段物料的影响,模拟结果与文献[7]中操作参数对干燥率的影响基本一致,但转子转速对干燥率影响不大。

(3) 选取合适的参数,以提高薄膜干燥器的干燥性能,为丙酸钙的干燥提供生产依据。

参考文献

- 1 马四朋,杨卓如,涂伟萍,等. 搅拌薄膜蒸发器的蒸发机理及强化研究进展[J]. 化学工业与工程,2002(2):185~190.
- 2 皮丕辉,杨卓如,马四朋. 刮膜薄膜蒸发器的特点和应用[J]. 现代化工, 2001(3):41~44.
- 3 McKenna T F. Design model of a wiped film evaporator. Applications to the devolatilisation of polymer melts[J]. Chemical Engineering Science, 1995, 50(3):453~467.
- 4 Sanjay B P, Raosaheb P, Mujumdar A S, et al. Mathematical modeling of agitated thin-film dryer[J]. Drying Technology, 2011, 29(6):719~728.
- 5 王作云. 薄膜干燥器在高锰酸钠生产改造中应用[J]. 浙江化工, 1992(2):44~47.
- 6 《化学工程手册》编辑委员会. 化学工程手册(第九篇:蒸发与结晶)[M]. 北京:化学工业出版社,1985.
- 7 Sanjay B P, Mujumdar A S, Throat B N. Flow pattern and heat transfer in agitated thin film dryer[J]. Chemical Engineering & Processing Process Intensification, 2011, 50(7):687~693.
- 8 贺小华,唐平,李佳,等. 薄膜蒸发器内流体流动特性的数值模拟[J]. 过程工程学报,2005,5(4):156~163.
- 9 朱永峰,李庆生,柳杰,等. LD 苹果酸降膜蒸发器内流体的传热性能模拟[J]. 食品与机械,2013,29(3):173~176.