

间接加热式列管回转干燥机传热系数模型构建

吴 静^{1,2}, 李选友^{3*}, 陈宝明¹, 王瑞雪², 马晓旭³, 高 玲³

(1. 山东大学能源与动力工程学院, 济南 250061; 2. 山东天力干燥股份有限公司, 济南 250101;
3. 山东省科学院工业节能研究中心, 济南 250103)

摘 要: 传热系数是列管回转干燥机设计和热工计算所必须的至关重要的设计参数之一, 其精度的高低决定了干燥机尺寸、结构设计以及操作参数的合理性。目前还没有一种能够确切描述其加热管与物料颗粒传热过程的可靠而实用的传热模型。该文在对列管回转干燥机传热机理分析的基础上, 提出了列管与颗粒间换热的基本构成为: 列管管壁与气体介质间对流、气体介质与颗粒间的导热以及列管管壁与颗粒间的辐射换热; 通过对列管回转干燥机内料层膨胀的试验研究, 分析了颗粒对列管气膜边界层的影响; 在此基础上, 建立了预测列管外壁与颗粒间总传热系数的数学模型, 并以 2 mm 直径的陶瓷球为物料, 在 6 个转速条件下测量了管壁与颗粒间的换热系数, 对模型进行验证; 试验结果表明, 模型预测的误差小于 13%, 可满足工程计算的精度要求。研究结果可为列管回转干燥机传热机理的深入研究提供参考。

关键词: 干燥, 传热, 模型, 间接加热, 列管回转干燥机

doi: 10.3969/j.issn.1002-6819.2013.14.007

中图分类号: TK173

文献标志码: A

文章编号: 1002-6819(2013)-14-0053-07

吴 静, 李选友, 陈宝明, 等. 间接加热式列管回转干燥机传热系数模型构建[J]. 农业工程学报, 2013, 29(14): 53—59.

Wu Jing, Li Xuanyou, Chen Baoming, et al. Modeling for heat transfer coefficient in indirect-heating tube rotary dryer[J]. Transactions of the Chinese Society of Agricultural Engineering (Transactions of the CSAE), 2013, 29(14): 53—59. (in Chinese with English abstract)

0 引 言

间接加热式列管回转干燥机(以下简称: 列管回转干燥机)是在传统的直接加热式回转干燥机的基础上加装加热管形成的。加热管在筒体内按照一定的排列方式布置, 并随筒体一起转动。干燥所需热源通入加热管内, 通过加热管壁对物料间接加热, 达到干燥的目的。与传统的直接加热式回转干燥机相比, 列管回转干燥机具有产品质量易于保证、热利用率高、污染小、便于回收溶剂等优点^[1]。目前, 列管回转干燥机正在诸如干燥褐煤、脱硫石膏等工业生产及玉米干燥等粮食加工中获得越来越广泛的应用^[2-4]。

对于传统的直接加热式回转窑, 国内外学者先后对物料颗粒在回转窑内的运动规律和传热特点进行了理论和试验研究^[5-11], 对回转窑内物料的干

燥、燃烧、热解等过程开展了建模工作^[12-16], 使人们对回转窑内的颗粒运动和传热过程有了一定的认识。在回转窑内加装列管后, 使得列管回转干燥机内的物料运动状况和传热过程十分复杂, 传热机理也较传统直接加热式回转窑有着显著的不同, 目前对于列管回转干燥机的研究成果极其鲜见。已有的颗粒与列管壁面的传热研究主要局限于流化床中的浸没埋管与颗粒的传热模型^[17-22]。与流化床相比, 回转窑中颗粒所占体积分数要大得多, 且转动的加热管对颗粒浓相区产生的扰动机制亦与流化床中存在明显的差异, 从而导致列管回转干燥机内的颗粒群具有特定的运动规律以及体积膨胀特性, 其传热机理亦有别于流化床中浸没埋管与颗粒的传热机理。迄今为止, 还没有一种能够确切描述列管回转干燥机中加热管与物料颗粒传热过程的可靠而实用的传热模型, 传热系数的确定仍然依赖于试验与经验^[23-25], 这也成为制约该类装备应用和发展的瓶颈之一。

传热系数是反映列管回转干燥机内物料颗粒与加热管之间传热强度的主要参数之一, 也是进行列管回转干燥机设计所必须的至关重要的设计参数。其精度将对干燥机尺寸、结构设计以及操作参数的确定产生显著影响。本文从传热过程机理分析

收稿日期: 2013-03-08 修订日期: 2013-06-13

基金项目: 山东省自然科学基金项目(ZR2011EL022)

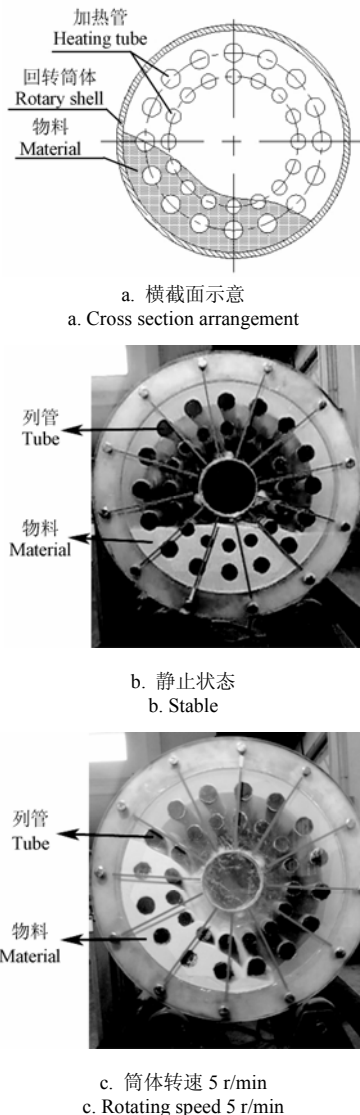
作者简介: 吴 静(1975—), 女, 山东武城人, 高工, 博士生, 主要从事干燥技术及热能利用技术的研究。济南 山东大学能源与动力工程学院, 250061。Email: wujingsd@163.com

*通信作者: 李选友(1963—), 男, 湖南临武人, 研究员, 博士, 主要从事干燥技术及传热传质的研究。济南 山东省科学院工业节能研究中心, 250103。Email: lixuanyou@sina.com

出发,建立了适用于列管回转干燥机传热过程的传热系数模型,并进行了试验验证,以期为列管回转干燥机传热理论的发展提供研究基础。

1 传热过程分析

图 1a 为列管回转干燥机内筒体横截面上加热管布置及物料分布示意图。加热管内可通入蒸汽、热烟气、导热油等作为热源。加入的被干燥物料在筒体壳程空间内随筒体转动,通过提升、翻滚、下落等运动与加热管外壁接触,获得干燥所需的热量。如图 1b 和图 1c 所示,试验观察发现,在稳定的操作条件下,物料颗粒将在干燥机内筒体横截面上形成一个稳定的月牙状区域,近似悬浮于列管之间。在运动的筒壁和列管的带动作用,物料颗粒堆积体积将产生一定量的膨胀。



注:陶瓷球粒径 0.5 mm,填充率 25%。
Note: Ceramic particle diameter 0.5 mm, filling ratio 25%.

图 1 列管回转干燥机筒体横截面示意图及物料运动状态
Fig.1 Cross section arrangement and particles movement in tube rotary dryer

当加热管处于料层以外时,加热管与干燥机内的环境气体进行对流换热。当加热管处于料层以内时,干燥所需热量首先由管内的热源通过对流或冷凝的方式传递至加热管内壁,再由加热管内壁通过热传导传递至加热管外壁。此热量通过与管壁外气体的对流换热及对颗粒的辐射换热,将热量从加热管外壁传递至接近壁面的物料颗粒。由于颗粒之间的气体处于狭小空间内,气体与颗粒间的相对运动较弱,颗粒与气体间的传热主要以导热方式进行。最后,热量由颗粒表面经热传导传递至颗粒内部。本文将主要对近壁面的物料颗粒与加热管外壁之间的传热进行讨论。

当加热管处于料层以内时,物料颗粒的存在将对加热管外壁与周围气体间的换热产生显著影响。按颗粒粒径与管壁气体边界层厚度的相对关系,可将其影响分为下列 3 种情况:

1) 当颗粒粒径远小于边界层厚度时,如:PTA (purified terephthalic acid) 粉末、石膏粉末等微米级的粉状物料,颗粒不对气体流动产生明显的影响,可将颗粒与气体一起视为同一流体。此时颗粒对传热特性的影响主要通过流体导热系数等物性参数方面的变化来体现。

2) 当颗粒粒径与边界层厚度相当时,如:谷粒、种子、破碎后的褐煤等粒状物料,运动至流体边界层内的颗粒将会对边界层的厚度及边界层内的流动状态产生显著的影响。近壁面处的温度边界层厚度也随之改变。此时管壁与颗粒间的换热机理将与 1) 中的情况存在明显的差异。

3) 当颗粒尺寸远大于边界层厚度时,如:煤矸石、大块褐煤、电石等块状物料,相对于颗粒尺寸而言,颗粒间气体处于非常狭窄的空间内,与管壁间的相对运动可以忽略。颗粒的流动性较差,与加热管之间的传热主要以传导和辐射的方式进行。

在列管回转干燥机的实际应用中,第 1) 和第 2) 种情况较为多见。笔者曾对第 1) 种情况的传热特性进行了试验研究,证实了上述结论^[26-27]。本文将重点针对第 2) 种传热过程进行深入分析,并基于流体边界层的理论,探讨其传热机理及规律。

2 加热管外壁与颗粒间的传热几何模型

试验研究发现,对于本文所研究的粒状颗粒,因受到加热管扰动等因素的影响,当其运动状态达到稳定时,颗粒的堆积体积较静止时将产生一定的膨胀,且膨胀率与筒体转速、填充率等参数有关。分析发现,颗粒间的膨胀间隙远小于加热管周围气体流动自由发展所形成的边界层厚度。在颗粒粒径与边界层厚度相当的情况下,可以认为颗粒的存在

足以影响原边界层内的流动, 使原边界层厚度大大减薄, 强化了颗粒与管壁间的换热。由于颗粒间的间隙极小, 间隙气体与颗粒间的相对运动可以忽略, 颗粒的运动速度可认为是加热管壁面气体所形成的速度边界层的最大速度。因此, 本文视气体在加热管壁面的流动边界层厚度等于颗粒与加热管壁之间的间隙。

加热管与颗粒之间的热量传递过程如图 2 所示。为简化模型, 本文做出以下假设:

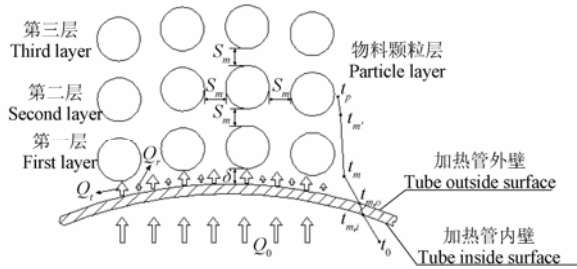
1) 物料颗粒为规则的球体, 当运动至稳态时, 物料颗粒按层分布, 并以相同间隙 S_m 发生均匀膨胀, 距离加热管壁最近的第一层物料颗粒与管壁之间的距离 δ 在 0 到 S_m 之间变化。

2) 颗粒与周围的气膜层视为静止, 两者之间无相对运动;

3) 气膜在加热管壁周围形成的边界层厚度为近壁颗粒与加热管壁之间的间隙 δ ;

4) 颗粒在所属层的温度相同, 不存在切向热量传递;

5) 加热管壁与物料颗粒为黑体, 加热管外壁所辐射的热量全部被接近管壁的第一层物料颗粒所吸收, 忽略各层颗粒间的辐射换热;



注: 陶瓷球粒径 0.5 mm, 填充率 25%; Q_0 为热源提供的总热量, W; Q_t 为对流和导热的复合传热量, W; Q_r 为辐射传热量, W; S_m 为颗粒间隙, m; δ 为近壁颗粒与加热管外壁间隙, m; t_0 为加热热源温度, K; t_{wi} 为加热管内壁温度, K; t_{wo} 为加热管外壁温度, K; t_m 为第一层物料颗粒表面温度, K; $t_{m'}$ 为第二层物料颗粒表面温度, K; t_p 为物料颗粒中心温度, K. Note: Ceramic particle diameter 0.5mm, filling ratio 25%; Q_0 is total heat quantity supplied by heat resource, W; Q_t is heat transfer quantity by convection and conduction, W; Q_r is heat transfer quantity by radiation, W; S_m is the gap of neighbour particles, m; δ is the gap of tube's outside surface and particles on the first layer, m; t_0 is heat resource temperature, K; t_{wi} is tube's inside surface temperature, K; t_{wo} is tube's outside surface temperature, K; t_m is particles' surface temperature on the first layer, K; $t_{m'}$ is particles' surface temperature on the second layer, K; t_p is particles' centre temperature, K.

图 2 加热管与颗粒之间热量传递过程示意

Fig.2 Diagram of heat transfer between tube and particles

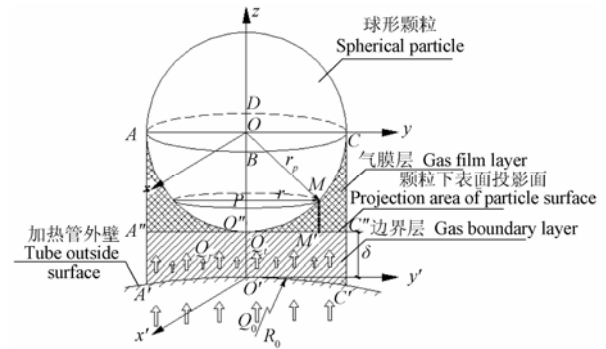
3 加热管外壁与颗粒间传热系数模型

基于上述假设, 加热管外壁与颗粒之间的热量传递可视为加热管外壁与单个颗粒间的热量传递, 如图 3 所示。加热管外壁与单个颗粒间传递的总热量 Q 包括 2 部分: 一部分是由对流和导热产生的复合传热量 Q_t , 本文将颗粒与加热管壁之间的空间视

为由一个气膜层和一个气体边界层组成, 即分别为图中的网格填充区域和斜剖面填充区域。热量 Q_t 首先由加热管外壁经气体边界层传递给气膜层, 进而通过气膜层传递给颗粒表面。另一部分是因加热管壁与颗粒间存在温差而产生的辐射传热量 Q_r 。即有

$$Q = Q_t + Q_r \quad (1)$$

式中, Q 为加热管外壁与单个颗粒间传递的总热量, W; Q_t 为对流和导热的复合传热量, W; Q_r 为辐射传热量, W。



注: R_0 为加热管半径, m; r_p 为颗粒半径, m; r 为颗粒下表面上 M 点与 z 轴的垂直距离, m; δ 为近壁颗粒与加热管外壁间隙, m; Q_0 为热源提供的总热量, W; Q_t 为对流和导热的复合传热量, W; Q_r 为辐射传热量, W. Note: R_0 is tube's outside radius, m; r_p is particle's radius, m; r is vertical distance between M on the particle's under surface and z -axis, m; δ is the gap of tube's outside surface and particles on the first layer, m; Q_0 is total heat quantity supplied by heat resource, W; Q_t is heat transfer quantity by convection and conduction, W; Q_r is heat transfer quantity by radiation, W.

图 3 单个颗粒与加热管外壁的热量传递示意图

Fig.3 Diagram of heat transfer between single particle and tube surface

3.1 加热管外壁与气膜层底面之间的传热系数

观察发现, 物料颗粒夹杂着气体始终由所接触的加热管外壁向中心方向运动, 如图 1c。鉴于颗粒粒径 $2r_p$ 远小于加热管直径 $2R_0$, 因此可以将加热管外壁周围气体的运动看作横掠平板。由牛顿冷却公式和傅里叶定律, 以及热边界层和速度边界层之间的关系, 可得出加热管壁的瞬时局部对流传热系数为^[28]

$$\dot{h}_x = 1.54 \frac{\lambda_g}{\delta} Pr^{1/3} \quad (2)$$

式中, \dot{h}_x 为瞬时局部对流传热系数, W/(m²·K); λ_g 为气体导热系数^[28], W/(m·K); δ 为近壁颗粒与加热管外壁的间隙, m; Pr 为普朗特数^[28]。

因式 (2) 中颗粒与加热管壁的间隙 δ 处于 S_m 至 0 间的周期变化中, 故加热管壁与气膜层底面之间的时均传热系数为

$$h_1 = \frac{1}{\frac{1}{S_m} \int_0^{S_m} \frac{1}{\dot{h}_x} \cdot d\delta} = 3.08 \frac{\lambda_g}{S_m} Pr^{1/3} \quad (3)$$

式中, h_1 为加热管壁与气膜层底面间的时均传热系

数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; S_m 为颗粒间隙, m ; $d\delta$ 为近壁颗粒与加热管外壁的间隙微元, m 。

定义颗粒物料的膨胀系数 ξ , 即物料颗粒堆积膨胀后形成的稳定运动区域所占有的体积 V_m' 与物料颗粒静止时所占有的体积 V_m 之比。膨胀系数 ξ 通过试验获得, 经试验分析发现, 当其他条件不变时, 膨胀系数 ξ 将随筒体转速的增加而增大。

根据膨胀系数 ξ 及颗粒之间的几何排列关系, 可得膨胀后颗粒间隙 S_m 为

$$S_m = \sqrt{3}(\xi^{1/3} - 1)r_p \quad (4)$$

式中, ξ 为膨胀系数; r_p 为颗粒半径, m 。

3.2 气膜层与颗粒之间的传热系数

如图 3 所示, 气膜层底面 $A''O''C''$ 上任一点 M' 与颗粒下表面 M 之间的局部热阻 $\dot{\varepsilon}_2$ 为

$$\dot{\varepsilon}_2 = \frac{1}{\lambda_g} \left[r_p - (r_p^2 - r^2)^{\frac{1}{2}} \right] \quad (5)$$

式中, $\dot{\varepsilon}_2$ 为气膜层局部导热热阻, $(\text{m}^2 \cdot \text{K})/\text{W}$; r 为颗粒下表面任一点 M 与 z 轴的垂直距离, m 。

则近壁层单个颗粒与气膜层底面间的平均传热系数为

$$h_2 = \frac{1}{\frac{1}{\pi r_p^2} \int_0^{2\pi} \int_0^{r_p} \dot{\varepsilon}_2 \cdot r \cdot dr d\theta} = \frac{3\lambda_g}{r_p} \quad (6)$$

式中, h_2 为气膜层与颗粒表面间的传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; dr 为 M 点与 z 轴的垂直距离增量, m ; $d\theta$ 为 M 点与 z 轴的垂直线段 MP 与 y 轴的夹角增量, rad 。

3.3 加热管外壁与颗粒间的辐射传热系数

根据模型假设, 同时考虑到加热管长度远远大于近壁颗粒与壁面的间隙 δ , 故加热管外壁与颗粒之间的辐射传热可以近似看作管壁与近壁面颗粒层形成的封闭腔体内的辐射传热。因此, 辐射传热系数 h_r 可表示为^[28]

$$h_r = \frac{\sigma(t_{w,o}^4 - t_m^4)}{t_{w,o} - t_m} \quad (7)$$

式中, h_r 为加热管壁与近壁颗粒间的辐射传热系数, $\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$; $t_{w,o}$ 为加热管外壁温度, K ; t_m 为近壁面颗粒表面温度, K 。 σ 为斯忒藩—波尔兹曼常量, $5.67 \times 10^{-8} \text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$ 。

3.4 加热管外壁与颗粒间的总传热系数

根据式 (1), 由于热量 Q_t 传递过程中的总热阻等于加热管外壁与气膜层底面之间的热阻和气膜层与颗粒下表面之间的热阻之和, 可得加热管外壁与颗粒间的总传热系数 h 与加热管外壁与气膜层底面之间的传热系数 h_1 , 气膜层与颗粒之间的传热

系数 h_2 和加热管外壁与颗粒间的辐射传热系数 h_r 之间有以下关系式

$$h = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2}} + h_r \quad (8)$$

由式 (3) 和式 (6) ~ 式 (8), 得加热管外壁与颗粒间的总传热系数 h 的表达式为

$$h = \frac{9.24\lambda_g}{\left[3\sqrt{3}(\xi^{1/3} - 1)Pr^{-1/3} + 3.08 \right] r_p} + \frac{\sigma(t_{w,o}^4 - t_m^4)}{t_{w,o} - t_m} \quad (9)$$

4 模型验证及结果分析

为验证上述传热系数模型的精度, 本文通过自行搭建的试验装置对加热管与物料颗粒之间的传热系数进行了测试。试验装置系统图如图 4 所示, 装置由回转筒体、加热管、电机、变频器、稳压器、单向可控硅、电压表、电流表、无线热电偶以及数据采集仪等组成。试验选用直径 2 mm 的陶瓷球作为物料。试验过程中给加热管通电使其具有一定的壁温。通过无线热电偶测得筒体转动过程中的加热管壁温及陶瓷球温度, 并传输给数据采集仪储存记录。回转筒体由电机带动, 采用变频调速器改变筒体的转速。

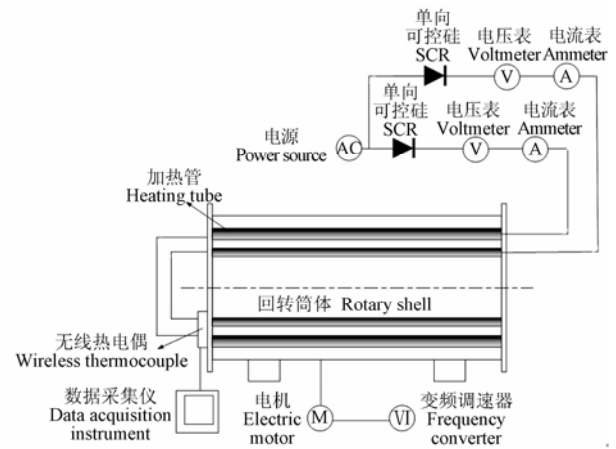


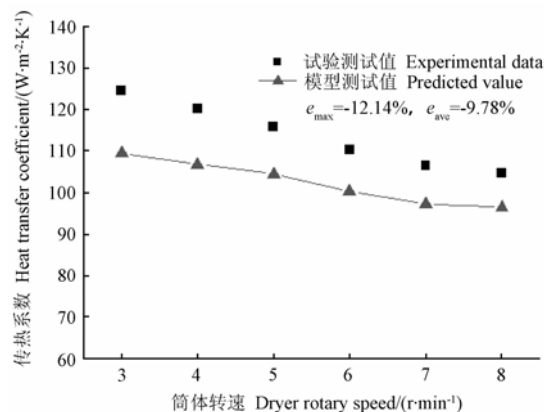
图 4 试验装置系统图

Fig.4 Experimental system diagram

陶瓷球的填充率为 35% , 测试了从 3 r/min 至 8 r/min 之间, 每间隔 1 r/min 的 6 种不同筒体转速工况条件下的陶瓷球与加热管壁间的传热系数。试验测试与模型预测结果示于图 5。

由图 5 可知, 模型预测值的最大相对误差 e_{\max} 为 -12.14% , 平均相对误差 e_{ave} 为 -9.78% 。根据工程设计经验, 设备规格的确定一般采取在理论计算值的基础上, 放大 $15\% \sim 20\%$ 余量的设计方法, 以弥补因实际运行条件与理论计算条件差异而引起的不足。因此, 该模型精度能够满足工程设计要求,

可用于指导列管回转干燥机的设计。同时, 模型预测值均较试验测试值小, 分析原因, 认为这可能属于系统误差。该误差的消除有赖于对颗粒、气体与列管间的相对运动规律以及气体边界层内温度和速度分布规律的深入了解。随着下一步对上述内容的深入研究, 将有助于更深层次地揭示列管回转干燥机内加热管壁与颗粒间的传热规律, 实现建立一个更高精度传热系数模型的目标。



注: e_{\max} 为最大相对误差; e_{av} 为平均相对误差。

Note: e_{\max} is maximum relative error; e_{av} is average relative error.

图 5 试验测试与模型预测的结果比较

Fig.5 Comparison between experiment and model

5 讨 论

目前, 在列管回转干燥的工程计算中一般将颗粒相作为流体或连同气体当作多相流处理。由这些处理方法所导出的计算模型有一个共同特点, 即换热系数随筒体转速的升高而增大, 与已有试验研究相符^[26], 而本文的试验结果却与之相悖 (图 5), 其原因如本文“传热过程分析”所述, 当颗粒粒径处于一定范围时, 颗粒的存在对气体边界层的厚度及其流动状态产生了影响。随着转速增加, 颗粒间及列管与颗粒间的碰撞加剧, 导致料层膨胀加大, 颗粒间隙也变大, 从而使管壁外气体的速度边界层和温度边界层的厚度变大。本文将边界层理论引入所建立的颗粒与列管间传热系数计算模型中, 较好地描述了这一变化规律。可见, 当颗粒粒径在一定范围内时, 将颗粒对边界层的影响纳入传热系数计算模型是非常必要的。为建立一个更高精度的传热系数模型, 下一步应对颗粒、气体及列管间相对运动规律以及受颗粒影响的气体边界层内速度和温度分布规律进行更深入的研究。

计算结果表明, 在本文试验条件下 (加热管壁温 $75 \sim 85^\circ\text{C}$), 辐射传热量约占总传热量的 8% 左右。而实际应用的列管回转干燥机常采用 $0.6 \sim 3.5\text{MPa}$ 的饱和蒸汽或过热蒸汽作为热源, 加热管壁温较高 (通常 $150 \sim 300^\circ\text{C}$), 对颗粒的辐射传热将

更为显著。因此, 本文所建立的列管回转干燥机的传热系数模型中纳入了辐射换热的影响是十分必要的。

6 结 论

1) 对列管回转干燥机内的传热过程进行了分析, 将颗粒与加热管壁之间的空间视为由一个气膜层和一个气体边界层组成, 提出了列管与颗粒间换热的基本构成为: 列管管壁与气体介质间对流、气体介质与颗粒间的导热以及列管管壁与颗粒间的辐射换热, 建立了用于预测列管外壁与颗粒间传热系数的数学模型。

2) 通过自行搭建的试验装置, 以直径 2mm 的陶瓷球为物料, 测试了 6 种不同筒体转速工况条件下的陶瓷球与加热管壁间的传热系数, 对建立的模型进行验证。模型预测值的最大相对误差为 -12.14% , 平均相对误差为 -9.78% , 可用于指导列管回转干燥机的设计。

3) 模型预测值均较试验测试值小, 认为应属于系统误差。该误差的消除有赖于对颗粒、气体与列管间的相对运动规律以及气体边界层内温度和速度分布规律的深入了解。

[参 考 文 献]

- [1] 金国森. 化工设备设计全书干燥设备[M]. 北京: 化学工业出版社, 2002: 298—301.
- [2] 邢召良, 王宏耀, 陈洪军, 等. 蒸汽回转石膏煅烧机的应用[J]. 新型建筑材料, 2007(2): 15—18.
- [3] 周立荣, 钱国俊. 蒸汽管回转干燥机在燃褐煤电厂中的应用探讨[J]. 电力建设, 2011, 32(5): 94—99.
Zhou Lirong, Qian Guojun. Discussion on application of steam tube rotary dryer in coal-fired power plant[J]. Electric Power Construction, 2011, 32(5): 94—99. (in Chinese with English abstract)
- [4] 隋国亮, 刘月红, 杜翎. 美国大型玉米湿磨工厂的脱水和干燥设备[J]. 粮食与饲料工业, 2011(6): 23—24.
- [5] Laurédan Le Guen, Florian Huchet, Jean Dumoulin, et al. Convective heat transfer analysis in aggregates rotary drum reactor[J]. Applied Thermal Engineering, 2013, 54: 131—139.
- [6] Fabian Herz a, Iliyan Mitov, Eckehard Specht, et al. Influence of operational parameters and material properties on the contact heat transfer in rotary kilns[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2012, 55(25/26): 17941—17948.
- [7] 黄志刚. 转筒干燥器中颗粒物料流动和传热传质过程的研究[D]. 北京: 中国农业大学, 2004.
Huang Zhigang. Study on Particulate Materials Flow and Heat and Mass Transfer in Rotary Dryers[D]. Beijing: China Agricultural University, 2004. (in Chinese with English abstract)

- [8] Bodhisattwa Chaudhuri, Fernando J Muzzio, M Silvina Tomassone. Experimentally validated computations of heat transfer in granular materials in rotary calciners[J]. Powder Technology, 2010, 198(1): 6—15.
- [9] Liu X Y, Specht E, Mellmann J. Experimental study of the lower and upper angles of repose of granular materials in rotating drums[J]. Powder Technology, 2005, 154(2/3): 125—131.
- [10] Ding J Y L, Forster R N, Seville J P K, et al. Granular motion in rotating drums: bed turnover time and slumping-rolling transition [J]. Powder Technology, 2002, 124(1/2): 18—27.
- [11] Spurling R J, Davidson J F, Scotto D M. The no-flow problem for granular material in rotating kilns and dish granulators[J]. Chem Eng Sci, 2000, 55(12): 2303—2313.
- [12] Descoins N, Dirion J L, Howes T. Solid transport in a pyrolysis pilot-scale rotary kiln: preliminary results—stationary and dynamic results[J]. Chemical Engineering and Processing, 2005, 44(2): 315—321.
- [13] 马爱纯, 周子民, 孙志强, 等. 氧化铝熟料窑内一维传热模型[J]. 冶金能源, 2004, 23(1): 23—26.
Ma Aichun, Zhou Jiemin, Sun Zhiqiang, et al. A one-dimensional thermal model for the alumina clinker kiln[J]. Energy for Metallurgical Industry, 2004, 23(1): 23—26. (in Chinese with English abstract)
- [14] 汪政富, 刘佳, 方舒正, 等. 苹果渣回转干燥器干燥数学模型及工艺优化[J]. 农机化研究, 2009(1): 163—165.
Wang Zhengfu, Liu Jia, Fang Shuzheng, et al. Mathematical modeling and optimization of rotary dryer for apple pomace drying[J]. Journal of Agricultural Mechanization Research, 2009(1): 163—165. (in Chinese with English abstract)
- [15] 蔡宁. 振动流化床中水平浸没列管束的传热特性研究[D]. 成都: 四川大学, 2002.
Cai Ning. The Heat Transfer Characteristics between Immersed Horizontal Tubes and a Vibrated Fluidized Bed[D]. Chengdu: Sichuan University, 2002. (in Chinese with English abstract)
- [16] 曾成华. 流化床浸没换热管传热研究进展[J]. 化学工业与工程技术, 2007, 28(2): 30—33.
Zeng Chenghua. Research Progress of Heat Transfer between Immersed Heat Exchanger Tubes and Fluidized Beds[J]. Journal of Chemical Industry and Engineering, 2007, 28(2): 30—33. (in Chinese with English abstract)
- [17] 王翊, 叶世超, 蔡宁, 等. 振动流化床中水平换热管与粗钛矿传热特性的研究[J]. 高校化学工程学报, 2003(6): 337—340.
Wang Yi, Ye Shichao, Cai Ning, et al. Heat transfer characteristics between particulate ilmenite and horizontal tubes in an aerated vibrated fluidized bed[J]. Journal of Chemical Engineering of Chinese Universities, 2003(6): 337—340. (in Chinese with English abstract)
- [18] 武永强, 邓斌, 王志军, 等. 新型高效换热管传热性能试验分析[J]. 制冷与空调, 2010(11): 189—192.
Wu Yongqiang, Deng Bin, Wang Zhijun, et al. Heat transfer performance experimental analysis of new high efficiency heat transfer tube[J]. Refrigeration and Air-Conditioning, 2010(11): 189—192. (in Chinese with English abstract)
- [19] 叶锐, 朱学军, 叶世超. 振动流化床浸没水平管传热特性研究[J]. 化学工程, 2007(11): 17—20.
Ye Rui, Zhu Xuejun, Ye Shichao. Study on heat transfer characteristics in an aerated vibrated fluidized bed with inner-heating tubes[J]. Chemical Engineering, 2007(11): 17—20. (in Chinese with English abstract)
- [20] 侯盛东, 叶世超. 振动流化床浸没水平管局部传热特性的研究[J]. 四川大学学报, 2001(7): 37—40.
Hou Shengdong, Ye Shichao. Local Heat transfer characteristics of horizontal tubes in an Aerated vibro-fluidized bed[J]. Journal of Sichuan University, 2001(7): 37—40. (in Chinese with English abstract)
- [21] 卢平, 曹晏, Wu Andy, 等. 旋流流化床密相区埋管传热的冷态实验研究[J]. 中国电机工程学报, 2007(7): 65—70.
Lu Ping, Cao Yan, Wu Andy, et al. Study on heat transfer of immersed tube in a horizontal swirling fluidized bed[J]. Proceeding of the CSEE, 2007(7): 65—70. (in Chinese with English abstract)
- [22] 田文栋, 魏小林, 黎军, 等. 内旋流流化床埋管传热研究[J]. 环境科学研究, 2000(3): 16—19.
Tian Wendong, Wei Xiaolin, Li Jun, et al. The study of heat transfer of immersed tube in the internal circulating fluidized bed[J]. Research of Environmental Sciences, 2000(3): 16—19. (in Chinese with English abstract)
- [23] 赵旭, 应洪山, 岳永飞. HDPE 蒸汽管回转干燥机的工艺计算[J]. 化工机械, 2000(1): 20—22.
Zhao Xu, Ying Hongshan, Yue Yongfei. Parameter calculation of HDPE steam tube rotary dryers[J]. Chemical Engineering and Machinery, 2000(1): 20—22. (in Chinese with English abstract)
- [24] 岳永飞, 孙中心, 刘永忠. 蒸汽管回转干燥机传热系数研究[J]. 石油化工设备, 2008, 37(1): 8—11.
Yue Yongfei, Sun Zhongxin, Liu Yongzhong. Study on the heat transfer coefficient of steam tube in rotary dryer[J]. Petro-Chemical Equipment, 2008, 37(1): 8—11. (in Chinese with English abstract)
- [25] 吕新宇, 王猛, 杨欢, 等. 间接换热式列管回转干燥机传热系数的研究[J]. 常州大学学报, 2010, 22(2): 38—41.
Lü Xinyu, Wang Meng, Yang Huan, et al. Study of the heat transfer coefficient of a rotary tube dryer[J]. Journal of Changzhou University: Natural Science Edition, 2010, 22(2): 38—41. (in Chinese with English abstract)
- [26] Jing Wu, Xuanyou Li, Hongyao Wang, et al. Experimental study on heat transfer coefficient in a rotary

- tube dryer[J]. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 2011, 6(2): 312—315.
- [27] 吴静, 李选友, 刘相东. 间接加热式列管回转干燥机 CFD 模型的确定[J]. *石油和化工设备*, 2007, 57(3): 25—27.
- Wu Jing, Li Xuanyou, Liu Xiangdong. Development of CFD model of indirect-heating tube rotary dryer[J]. *Petro&Chemical Equipment*, 2007, 57(3): 25—27.
- [28] 杨世铭, 陶文铨. 传热学(第三版) [M]. 北京: 高等教育出版社, 143—146, 291.

Modeling for heat transfer coefficient in indirect-heating tube rotary dryer

Wu Jing^{1,2}, Li Xuanyou^{3*}, Chen Baoming¹, Wang Ruixue², Ma Xiaoxu³, Gao Ling³

(1. School of Energy and Power Engineering, Shandong University, Ji'nan 250061, China; 2. Shandong Tianli Drying Technology Co. Ltd, Ji'nan 250101, China; 3. Industrial Energy Conservation Research Center of Shandong Academy of Sciences, Ji'nan 250103, China)

Abstract: Heat transfer coefficient is one of the most crucial parameters in thermal calculation and design for a tube rotary dryer. The dimension, structure and operating parameters of a suitably designed dryer rely on the accuracy of the employed heat transfer coefficient. Because of the existence of tubes, particles' motion behavior and heat transfer mechanism in a tube rotary dryer are more complicated than in a conventional rotary dryer. So far, there is no reliable heat transfer model to describe the heat transfer process between the tubes' surface and particles in a tube rotary dryer. As a result, the main approach of heat transfer coefficient determination is still an experimental test. The main reason is the insufficiency of understanding on the mechanism of heat transfer between heating tube's surface and particles. Our experimental investigation showed that heat transfer between tubes' surface and particles obeyed different mechanisms in different material cases of fine powder, grain and block. This paper aims at the material case of grain. In this case, the main influence factor on heat transfer was the gas film on the surface of tubes. Based on the analysis of heat transfer mechanism, this paper redeemed that heat transfer between tubes surface and particles consisted of heat convection between tubes and gas film, heat conduction between gas film and particles, and, heat radiation between tubes surface and particles. By experimenting on traces of particle layer expansion in the dryer, the influence of particle on the gas boundary layer on tube surface was also investigated. Finally, a mathematical model was carried out for the prediction of heat transfer coefficient between tubes surface and particles. In order to validate the developed model, a series of experimental tests were performed. Ceramic spherical grains with a diameter of 2mm were used as testing particles. 6 heat transfer coefficients corresponding to 6 rotational speeds were carried out. Comparison of the experimental results and predictions showed that the maximum relative error (e_{\max}) was -12.14%, while the minimum error (e_{\min}) was -9.78%. According to the engineering design experience, the model was able to well meet engineering requirements, and offer guidance for drying process calculation. The results also showed that the fraction of radiation heat transferred from tubes' surface to particles was nearly as high as 8% of the total heat transfer. While, in case of this experiment, the temperature of heating tubes' surface was only in the range of 75~85°C. As a result, the heat radiation transferred to particles should be taken into consideration of the model, because in practice, the tubes' surface temperature can be at a relative high level (generally 150-300°C). The error analysis showed that, disregarded insufficient study of the thickness determination of gas boundary layer on the tube surface, the model still brought a fixed error at a level of about 10%. However, as our investigation went on, more understanding on performances of boundary layer and motion behavior of particles and gas media were to be obtained and, a more accurate heat transfer coefficient model for tube rotary dryer would be hopefully carried out.

Key words: drying, heat transfer, models indirect heating, tube rotary dryer

(责任编辑: 鲍洪杰)