

# 流化床密相区内固体颗粒对流换热模型研究进展

晁俊楠<sup>1,2,3</sup>, 吕俊复<sup>4</sup>, 杨海瑞<sup>4</sup>, 王 鹏<sup>1,2,3</sup>, 董卫果<sup>1,2,3</sup>, 张科达<sup>1,2,3</sup>

(1. 煤炭科学技术研究院有限公司 煤化工分院, 北京 100013; 2. 煤炭资源高效开采与洁净利用国家重点实验室, 北京 100013; 3. 煤基节能环保炭材料北京市重点实验室, 北京 100013; 4. 清华大学 热科学与动力工程教育部重点实验室, 北京 100084)

**摘要:**为深入理解流化床密相区内活性颗粒表面换热过程, 论述了乳化相模型、单颗粒和双颗粒模型、变物性模型以及接触热阻模型等流化床密相区内固体颗粒对流换热模型的研究进展, 提出了模型发展方向。当流化风速较低时, 固体颗粒对流换热系数可采用乳化相模型进行预测。针对流化风速较大的工况, 有学者提出了单颗粒和双颗粒模型、变物性模型以及接触热阻模型, 并采用适当假设简化模型, 然而模型的可靠性仍需进一步验证。最后提出应加强固体颗粒对流换热过程的模型研究, 提高模型在较宽风速范围内对固体颗粒对流换热系数预测的适用性; 重点研究活性颗粒在密相区内的运动形式及活性颗粒表面固体颗粒对流换热关键参数测量方法。

**关键词:**流化床; 煤燃烧; 固体颗粒对流换热; 物理模型

中图分类号: TQ534 文献标志码: A 文章编号: 1006-6772(2015)02-0025-05

## Solid particle convection models in the dense phase of fluidized bed

CHAO Junnan<sup>1,2,3</sup>, LYU Junfu<sup>4</sup>, YANG Hairui<sup>4</sup>, WANG Peng<sup>1,2,3</sup>, DONG Weiguo<sup>1,2,3</sup>, ZHANG Keda<sup>1,2,3</sup>

(1. Beijing Research Institute of Coal Chemistry, Coal Science and Technology Co., Ltd., Beijing 100013, China;

2. State Key Laboratory of Coal Mining and Clean Utilization, Beijing 100013, China; 3. Beijing Key Laboratory of Coal Based

Carbon Materials, Beijing 100013, China; 4. Key Laboratory for Thermal Science and Power Engineering of Ministry of Education, Department of Thermal Engineering, Tsinghua University, Beijing 100084, China)

**Abstract:** In order to grasp heat transfer rule at the surface of active particles in dense phase of fluidized bed, the research progress of the solid particle convective heat transfer models including the packet model, the single particle and two particle models, the variable property model and the surface resistance model were presented. The development direction of these models in application are proposed. The solid particle convective heat transfer coefficient could be predicted using the packet model when the fluidization velocity was relatively low. with some proper assumptions, the other three models were proposed as complements for the cases under higher fluidization velocities. However, the reliability of these models still need further verification. The applicability of present models under different operating conditions should be extended and further experimental investigations were needed to verify the form of the models and determine unknown parameters in the models.

**Key words:** fluidized bed; coal combustion; solid particle convective heat transfer; physical model

## 0 引 言

作为一种清洁的煤燃烧技术, 流化床燃煤技术受到了国内外学者的广泛关注。与其他燃煤技术不同, 流化床燃煤技术中, 煤颗粒在流化风的作用下在密相区内自由运动, 周围被大量惰性颗粒包围, 导致

煤颗粒燃烧过程中的表面换热形式较为特殊。实验室研究和工业运行结果证明, 在流化床内床层与换热表面之间的热交换相当于相同气相流动状态下空床换热效果的 20~40 倍。这主要是因为, 在流化床内, 燃烧的煤颗粒表面除了有其他燃煤形式中的辐射换热和气相对流换热外, 还存在固体颗粒对流换

收稿日期: 2015-02-14; 责任编辑: 白娅娜 DOI: 10.13226/j.issn.1006-6772.2015.02.006

基金项目: 科研院所技术开发研究专项资助项目(2014EG122191)

作者简介: 晁俊楠(1986—), 男, 吉林长春人, 助理研究员, 博士, 从事煤燃烧、煤气化工作。E-mail: ginobily@126.com

引用格式: 晁俊楠, 吕俊复, 杨海瑞, 等. 流化床密相区内固体颗粒对流换热模型研究进展[J]. 洁净煤技术, 2015, 21(2): 25-29, 34.

CHAO Junnan, LYU Junfu, YANG Hairui, et al. Solid particle convection models in the dense phase of fluidized bed[J]. Clean Coal Technology, 2015, 21(2): 25-29, 34.

热过程,这部分换热主要是通过煤颗粒表面与惰性床料颗粒间频繁接触所致。因此,流化床密相区内的煤颗粒表面换热系数可表示为换热表面与床层间的固体颗粒对流换热系数、气相对流换热系数和辐射换热系数3个换热系数之和。由于流化床锅炉的运行温度较低(850~900℃),且密相区内乳化相中颗粒间气速较低,浸没在循环流化床锅炉密相区内的物体表面与床层换热过程中热量主要通过固体床料颗粒与换热面间的热交换来实现。然而,流化床密相区内频繁的气固运动使煤颗粒表面的固体颗粒对流换热过程较为复杂,与研究较为成熟的辐射换热和气相对流换热相比,对固体颗粒对流换热过程的描述还未达成统一的共识。煤颗粒表面固体颗粒对流换热系数的大小受到很多因素影响,如流化气体和床料颗粒的物性,流化状态下的床层结构和床层内固体颗粒的机械运动等。为了更准确地对流化床密相区内煤颗粒表面换热过程进行描述,近年来国内外学者对其进行了部分理论和试验研究,并提出了不同物理模型用于描述固体颗粒对流换热过程。Mickley等<sup>[1]</sup>最早提出了乳化相模型,认为固体颗粒表面的换热过程主要由乳化相内的渗透层热阻控制;Boterill等<sup>[2-4]</sup>采用单颗粒和双颗粒模型,对颗粒表面乳化相停留时间较短或热时间常数较大的活性颗粒表面换热过程进行描述;Kubie等<sup>[5]</sup>和 Chandran等<sup>[6-7]</sup>提出了变物性模型,用于近壁面处空隙率变化较快区域的换热过程的补充描述;近年来,部分学者提出了接触热阻模型<sup>[2,8-12]</sup>,认为换热表面热阻可以看作接触热阻和渗透层热阻2种形式的叠加。然而,现有模型对于流化床密相区内的活性颗粒表面固体颗粒对流换热过程的描述还存在很大局限性,当换热表面乳化相停留时间发生变化时,不同模型所对应的适用区间不同。同时,目前国内外针对流化床密相区内活性颗粒表面换热过程的试验研究十分有限,模型的准确性和适用性缺乏试验数据支撑,且物理模型中部分参数需通过试验确定。笔者论述了流化床密相区内固体颗粒对流换热模型的研究进展,并对其发展中存在的问题进行分析,以期完善流化床密相区内固体颗粒对流换热模型提供参考。

## 1 研究进展

### 1.1 乳化相模型

乳化相模型最早由 Mickley 和 Fairbanks 提

出<sup>[1]</sup>,模型对流化床内由于颗粒和气体运动所构成的复杂传热过程进行简化,流化床密相区内的乳化相内部床料颗粒间相互接触且不存在相对运动。首先,密相区内乳化相与换热表面接触并发生热交换,在乳化相内部形成一个热渗透层。经过一段时间换热后,与换热面接触的乳化相内颗粒在气泡的扰动下离开换热表面并被新的乳化相所代替。其中每一次乳化相被更新前与换热面的接触时间称为乳化相的停留时间。

模型中将乳化相内部作为连续均匀介质处理,并根据两相流理论认为其内部的空隙率、密度、比热和导热系数都与填充床一致。模型中根据非稳态导热给出了固体颗粒对流换热系数的表达式

$$h_p = 2 \sqrt{\frac{\lambda_e \rho_e c_{p,e}}{\pi \theta}} \quad (1)$$

$$\text{或 } R_p = 0.5 \sqrt{\frac{\pi \theta}{\lambda_e \rho_e c_{p,e}}}$$

式中, $h_p$ 为固体颗粒表面的换热系数, $W/(m^2 \cdot K)$ ;  $\lambda_e$ 为密相区乳化相的等效导热系数, $W/(m \cdot K)$ ;  $\rho_e$ 为密相区乳化相的等效密度, $kg/m^3$ ;  $c_{p,e}$ 为密相区乳化相的等效比热容, $J/(kg \cdot K)$ ;  $\theta$ 为乳化相在换热表面上的平均停留时间, $s$ ;  $R_p$ 为固体颗粒表面的换热热阻, $(m^2 \cdot K)/W$ 。

在实际表面乳化相停留时间较长的工况下,模型可以很好地预测换热系数的大小,然而由于模型中固体颗粒对流换热系数与停留时间的平方成反比,导致停留时间趋近于无穷小时,换热系数趋近于无穷大,这显然与实际换热过程不符,这是因为在较短停留时间内,热交换仅在换热面以上很窄的范围内进行,而这一范围内物性具有很大的不连续性,仍利用物性均匀分布的假设并不合理。

### 1.2 单颗粒和双颗粒模型

由于乳化相模型无法对停留时间非常短的工况进行正确预测,为了填补这一空白,Boterill等<sup>[2-4]</sup>描述了固体颗粒与表面换热的另一种表现形式,认为对于颗粒表面停留时间较短或热时间常数较大的颗粒,在流化床内换热面上的换热往往只包括了临近换热面的1层或2层床料颗粒,并在1963年首先提出了单颗粒非稳态导热模型。模型中假设换热表面和床料颗粒分别为完美平板和完美球体,并忽略了接触点处的固体导热,辐射换热和颗粒周围气体的对流换热,认为热量仅通过颗粒与平板间形成狭小的隧道以垂直平板的方向传递。

考虑到表面颗粒停留时间稍长或床料颗粒较小的情况,流化床密相区与换热表面的换热过程可能会渗透至第二层颗粒,1967年 Boterill 等在单颗粒模型的基础上提出了双颗粒模型。其中床料颗粒以立方晶格的方式排列,颗粒与换热面的热量传递在2倍颗粒粒径范围内进行。然而无论是利用单颗粒模型还是双颗粒模型对换热表面的换热系数进行预测,其结果都远高于试验测量结果<sup>[2-3]</sup>。

### 1.3 变物性模型

为了描述停留时间较短时,近壁面处颗粒与换热面热交换的物理过程,部分学者提出了变物性模型<sup>[5-7]</sup>。模型中,仍保留了换热表面上部的乳化相为连续介质的假设。与乳化相模型中的假设不同,变物性模型中从换热表面到1个床料颗粒粒径的距离范围内,乳化相的物性为参考平面与换热面之间距离的函数。

Kubie 等<sup>[5]</sup>将不同参考面与换热平面间的固体颗粒部分等效为圆柱体,通过计算等效圆柱截面积占总换热面面积之比来计算局部空隙率,从而得到局部的热物性,并根据非稳态导热的形式对换热系数进行求解。然而这一模型仅存在数值解,对于实际问题的解决尤其是工业设计并不十分方便。

因此在 Kubie 模型的基础上,Chandran 等<sup>[6-7]</sup>对其进行简化,将变物性条件下固体颗粒对流换热系数以类似乳化相模型中非稳态导热解析解的形式表示

$$h_{pc} = 2C \sqrt{\frac{\lambda_{e,var}(\rho C_p)_{e,var}}{\pi \theta}} \quad (2)$$

式中, $C$ 为经验常数; $\lambda_{e,var}$ 为密相区乳化相的等效导热系数, $W/(m \cdot K)$ ; $(\rho C_p)_{e,var}$ 为密相区乳化相的等效比热容, $J/(m^3 \cdot K)$ 。

将式(2)与 Kubie 模型的数值解比对,可获得常数  $C$  的经验表达形式。

### 1.4 接触热阻模型

为简化模型形式,便于直接用于工业应用,同时保证模型在较短和较长表面颗粒停留时间下都能够很好地对换热表面上的固体颗粒对流换热系数进行预测,很多学者在乳化相模型的基础上提出了接触热阻模型。模型认为,在固体颗粒和换热表面发生热交换的过程中,床层与换热面间除了存在乳化相模型中所提到的渗透层热阻  $R_p$  外,还存在一个表面接触热阻  $R_c$ 。

$$h_{pc} = \frac{1}{R_p + R_c} \quad (3)$$

模型认为在乳化相与换热表面的接触面上,换热热阻主要是由第一层颗粒与换热表面之间所夹的楔形沟槽内的气膜导热来提供,其等效气膜厚度为床料颗粒直径的  $\frac{1}{\phi}$ ,其中  $\phi$  为接触热阻常数。由于气体薄膜的比热相对于固体颗粒的比热来说非常小,因此即使换热表面上乳化相停留时间很短,仍然可以认为在气膜内达到了稳态导热。从而接触热阻  $R_c$  (或表面接触换热系数  $h_c$ ) 可用下式表示

$$R_c = \frac{d_i}{\phi \lambda_g} \quad \text{或} \quad h_c = \frac{\phi \lambda_g}{d_i} \quad (4)$$

式中, $d_i$ 为惰性床料颗粒的平均粒径, $m$ ; $\lambda_g$ 为气膜层内气体的导热系数, $W/(m \cdot K)$ 。

而对于模型中未提及的床料颗粒与换热表面在接触点的换热过程,Decker 和 Glicksman 的理论研究认为由于接触点尺寸较小,在发生接触后 10 ~ 20 ms 内,其温度将迅速达到换热面和密相区之间的平均温度,随后换热系数将随着颗粒温度变化而缓慢降低。由于最初的高热流密度段只在很短时间内发生,接触点换热对整体时均换热系数的影响可以忽略,接触热阻主要由颗粒与换热面间的气膜导热热阻所提供<sup>[8]</sup>。Gloski 等<sup>[13]</sup>通过在密相区内换热面上加设电极板的方法,证明了 Decker 和 Glicksman 的研究结果。而 Boterill 和 Butt 则分别采用提高表面乳化相更新速率和抽真空的方法证明了表面接触气膜热阻的存在<sup>[2-3]</sup>。

很多试验和理论研究中已经对  $\phi$  的取值提出了建议<sup>[2,8-12]</sup>。Boterill 等<sup>[2]</sup>发现当  $\phi = 10$  时,模型预测结果与试验结果可以很好地吻合;Koppel 等<sup>[9]</sup>在颗粒立方堆积的假设下通过理论推导得到  $\phi = 2\pi$ ;Xavier 等<sup>[10]</sup>发现对于密相区内的水平换热面, $\phi = 4$ ;Catipovic 等<sup>[11]</sup>通过测量大颗粒流化床内固定管段的表面换热系数并从中移除对流项的影响得到  $\phi = 6$ ;Zabrodsky 等<sup>[12]</sup>通过对浸没于流化床密相区的管束表面换热系数进行测量得到了  $\phi = 7.2$ ;而 Decker 等<sup>[8]</sup>则建议取  $\phi = 24$ ,同时采用表面颗粒覆盖率为 0.5。

由于接触热阻模型的形式更为简单,且对于流化床密相区内固定换热面上换热系数的预测与试验

测量结果符合较好,因此多数学者在研究中都采用接触热阻模型对固体颗粒对流换热系数进行计算,其中接触热阻常数 $\phi$ 的大小是决定换热系数的关键参数。由于以往结论均来自大尺寸换热面上的研究,此时,换热面相对于床料颗粒可近似为平面,接触热阻常数 $\phi$ 可认为是定值,而流化床密相区内自由运动的活性颗粒与床料颗粒尺寸相近,部分学者提出在此条件下,接触面平面假设不再成立, $\phi$ 应与接触面实际几何结构有关。Chao等<sup>[14]</sup>对流化床密相区内自由移动的碳颗粒表面换热过程进行研究,结果表明, $\phi$ 是碳颗粒和床料颗粒粒径之比的函数,见下式

$$\phi = 2.5 \cdot \ln\left(\frac{d_a}{d_i}\right) + 2 \quad (5)$$

式中, $d_a$ 为碳颗粒粒径,m。

## 2 模型与实际物理问题的结合

流化床密相区内,过剩气体以气泡形式经过床层,气泡上升过程中产生的搅拌作用使床层流化,气泡外部,气固混合物以乳化相形式存在。活性颗粒在密相区内自由运动时,同时具有进入气泡相和乳化相的可能,因此,活性颗粒表面固体颗粒对流换热系数的时均值可表示为

$$h_{pc,avg} = (1-p)h_{pc} \quad (6)$$

式中, $p$ 为活性颗粒表面被气泡覆盖时间比例。

因此,在利用已有物理模型对流化床密相区活性颗粒表面的固体颗粒对流换热过程进行描述时,存在固体颗粒表面被气泡覆盖时间比例 $p$ 和乳化相在换热表面上的平均停留时间 $\theta$ 两个关键参数。其中, $p$ 代表了活性颗粒在密相区内自由运动的过程中被上升的气泡包裹并随之运动的时间比例,决定了固体颗粒对流换热系数在活性颗粒表面换热系数中所占比例;而 $\theta$ 则代表了活性颗粒停留于乳化相内时,其表面乳化相更新速率的快慢,直接决定了固体颗粒对流换热的强度。

然而到目前为止,关于这2个关键参数的研究还非常有限,学者在描述活性颗粒表面换热过程时,分别采用了不同取值。

Baskakov等<sup>[15]</sup>在浸没于流化床内的圆柱体表面铺设铂板,通过记录采集信号的震荡频率得到了换热表面的乳化相平均停留时间和探头在气泡中的停留时间比例

$$\theta = 0.44 \left[ \frac{d_i g \left( \frac{U}{U_{mf}} - X \right)^{-2}}{U_{mf}^2} \right]^{0.14} \left( \frac{d_i}{d_a} \right)^{0.225} \quad (7)$$

$$p = 0.33 \left[ \frac{U_{mf}^2 \left( \frac{U}{U_{mf}} - X \right)^2}{d_i g} \right]^{0.14} \quad (8)$$

式中, $U_{mf}$ 为床层最小流化风速,m/s; $U$ 为床层表观流化风速,m/s; $X$ 为与探头和床料颗粒尺寸相关的常数。

Catipovic等<sup>[11]</sup>对流化床内水平管道表面换热系数进行测量,并通过计算得到流化床密相区内换热面表面被气泡覆盖时间比例 $p$ 随床层过剩流化风速的变化规律

$$p = 0.55 - \frac{0.061}{(U - U_{mf}) + 0.125} \quad (9)$$

然而Baskakov和Catipovic的结论都是针对流化床密相区内固定换热面所得出的,对于自由移动的活性颗粒是否依旧成立还需要验证。Basu<sup>[16]</sup>沿用了前人对固定换热面换热过程的假设,认为活性颗粒表面被气泡覆盖时间比例 $p$ 等于流化床密相区内的气泡体积分数 $\varepsilon_b$ 。Agarwal<sup>[17]</sup>认为,活性颗粒在流化床密相区内气泡的携带作用下上升,并在离开气泡时缓慢下沉,Nienow等<sup>[18]</sup>通过研究颗粒分层,给出了活性颗粒表面被气泡覆盖时间比例 $p$ 的表达式

$$p = \frac{U_b}{U_b + U_D} \quad (10)$$

式中, $U_b$ 为气泡上升速度,m/s; $U_D$ 为活性颗粒沉降速度,m/s。

模型中同时假设颗粒在气泡合并时被气泡捕捉而在气泡分裂时离开气泡,从而结合Werther<sup>[19]</sup>的研究结果,分别给出了活性颗粒在上升和下降过程中表面乳化相的平均停留时间

$$\theta_R = f_b^{-1/3} U_b^{-2/3} \quad (11)$$

$$\theta_D = \frac{f_b^{-1/3} U_b^{-2/3} (U_b - U_R)}{U_D + U_R} \quad (12)$$

式中, $f_b$ 为气泡频率,Hz; $U_R$ 为活性颗粒上升速度,m/s。

然而也有学者认为,活性颗粒在流化床密相区内将不会进入气泡内部<sup>[20-22]</sup>。其中,Chao等<sup>[14]</sup>对密相区碳颗粒表面换热过程的研究表明,密相区内的煤颗粒一直停留在乳化相内,并给出了用于估算颗粒表面乳化相的平均停留时间表达式

$$\theta = 0.318 \left[ (2.00 \times 10^5 d_i + 24.6) d_a - 93.3 d_i + 0.154 \right] \cdot U_{ex}^{-0.610} \quad (13)$$

式中,  $U_{ex}$  为床层过剩流化风速, m/s。

### 3 发展方向

1) 拓宽模型适用范围。到目前为止, 针对流化床密相区内活性颗粒表面固体颗粒对流换热过程的模型研究已有一定基础, 从最初的乳化相模型到目前被广泛应用的接触热阻模型, 模型对实际物理过程的描述逐渐清晰, 并适当简化, 使模型更便于工业应用。

然而, 目前现有模型还存在一定局限性。当床层表观风速较低时, 换热表面乳化相颗粒的平均停留时间较长, 换热主要由热渗透层热阻控制; 而随着床层表观风速的增大, 换热表面乳化相颗粒的平均停留时间不断缩短, 此时, 换热过程仅作用于换热表面上 1~2 层颗粒, 换热过程更为复杂。而现有模型很难在较宽的风速范围内保持其对固体颗粒对流换热系数预测的适用性。因此, 未来在对固体颗粒对流换热过程进行模型研究时, 需结合理论分析和试验研究对模型进行适当完善, 拓宽模型的适用范围。

2) 研究活性颗粒表面固体颗粒对流换热关键参数测量方法。由于活性颗粒尺寸较小且在流化床密相区内自由运动, 采用试验手段对其表面换热过程相关参数进行测量较为困难, 到目前为止, 针对这一问题开展的研究还非常有限。仅有部分学者采用极细热电偶在线测温的方式, 研究了活性颗粒尺寸、流化风速和床料粒度对活性颗粒表面换热系数的影响规律, 然而这些试验结果并未形成统一结论, 研究结果需通过试验验证。今后活性颗粒在密相区内的运动形式将是研究重点之一, 尤其是活性颗粒在运动过程中是否会进入气泡相内部, 到目前为止, 仍存在较大争议。同时, 试验研究应关注对活性颗粒表面乳化相平均停留时间的测量, 该物理量直接决定固体颗粒对流换热过程的强度, 有助于换热过程的物理模型的建立。

### 4 结 语

几十年来, 许多学者对流化床密相区内浸没物体表面固体颗粒对流换热过程进行研究, 并形成了乳化相模型、单颗粒和双颗粒模型、变物性模型以及接触热阻模型等模型。其中接触热阻模型被学术界广泛接受和应用。然而现有大多数研究结果是采用固定换热面进行试验研究获得的。由

于气固运动形式的差异, 将这些研究结论推广到密相区内自由运动的煤颗粒表面换热过程中时, 需对现有模型进行修正。现有的少数针对密相区内自由运动的煤颗粒表面换热过程的研究表明, 与固定换热面不同, 煤颗粒一直停留在乳化相内, 且固体颗粒对流换热系数与接触面几何结构及乳化相平均停留时间密切相关。然而, 由于试验手段的限制, 针对该过程研究很有限, 对密相区内煤颗粒表面固体颗粒对流换热过程的描述还存在一定分歧, 换热模型的具体形式仍需通过理论和试验研究进一步确定和验证。

#### 参考文献:

- [1] Mickley H S, Fairbanks D F. Mechanism of heat transfer to fluidized beds[J]. American Institute of Chemical Engineers Journal, 1955, 1(3): 374-384.
- [2] Boterill J S M, Butt M H, Cain G L, et al. The effect of gas and solids thermal properties on the rate of heat transfer  $t_p$  gas fluidized beds[C]//Proceedings of the international symposium on fluidization. Amsterdam: Netherlands University Press, 1967: 442-457.
- [3] Boterill J S M, Butt M H, Cain G L. Enhanced heat transfer by the control of particle circulation past heat transfer surfaces in gas-fluidized beds[C]//Proceedings of the international symposium on fluidization. Amsterdam: Netherlands University Press, 1967: 458-475.
- [4] Botterill J S M, Williams J R. The mechanism of heat transfer to gas-fluidized beds[J]. Transactions of the Institution of Chemical Engineers, 1963, 41(5): 217-230.
- [5] Kubie J, Broughton J. A model of heat transfer in gas fluidized beds [J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 1975, 18(2): 289-299.
- [6] Chandran R, Chen J C. A heat transfer model for tubes immersed in gas fluidized beds[J]. American Institute of Chemical Engineers Journal, 1985, 31(2): 244-252.
- [7] Chandran R, Chen J C. Influence of the wall on transient conduction into packed media[J]. American Institute of Chemical Engineers Journal, 1985, 31(1): 168-170.
- [8] Decker N A, Glicksman L R. Conduction heat transfer at the surface of bodies immersed in gas fluidized beds of spherical particles [J]. AIChE Symposium Series, 1981, 77: 341-349.
- [9] Koppel L B, Patel R D, Holmes J T. Statistical models for surface renewal in heat and mass transfer. Part IV: wall to fluidized bed heat transfer coefficients[J]. American Institute of Chemical Engineers Symposium Series, 1970, 16(3): 464-471.
- [10] Xavier A M, Davidson J F. Heat transfer to surfaces immersed in fluidized beds and in the freeboard region [J]. AIChE Symposium Series, 1981, 77: 368-373.

(下转第 34 页)

4) 六回路间循环流率的分布较均匀,设计工况下循环流率的相对偏差为4.5%。

5) 环形炉膛内环长边壁面悬吊屏对循环流率的大小和分布影响较小。

#### 参考文献:

- [1] 吕清刚,高鸣,孙运凯,等.大型循环流化床锅炉:中国,102226518[P].2011-10-26.
- [2] 聂立,苏虎,巩李明,等.循环流化床锅炉:中国,102147106[P].2011-08-10.
- [3] Grace J R. Maldistribution of flow through parallel cyclones in circulating fluidized beds[C]//Circulating fluidized bed technology. Hamburg, Germany: TuTech Innovation, 2008: 969-974.
- [4] Masnadi M S, Grace J R, Elyasi S, *et al.* Distribution of multi-phase gas solid flow across identical parallel cyclones: modeling and experimental study[J]. Separation and Purification Technology, 2010, 72(1): 48-55.
- [5] Yue G X, Yang H R, Nie L, *et al.* Hydrodynamics of 300 MW and 600 MW circulating fluidized bed boilers with asymmetric cyclone layout[C]//Circulating fluidized bed technology. Hamburg: TuTech Innovation, 2008: 153-158.
- [6] Yang S, Yang H R, Liu Q, *et al.* Research on flow non-uniformity in main circulation loop of a CFB boiler with multiple cyclones[C]//Proceeding of the 20<sup>th</sup> International conference on fluidized bed combustion. Xi'an: Springer Press, 2009: 341-344.
- [7] 刘志成,孙运凯,那永洁,等.600MW超临界CFB锅炉旋风分离器布置的数值模拟[J].工程热物理学报,2009,30(11): 1949-1952.
- [8] 廖磊,那永洁,吕清刚,等.六个旋风分离器并联布置循环流化床的实验研究[J].中国电机工程学报,2011,31(11): 11-16.
- [9] Zhou X, Cheng L, Wang Q, *et al.* Non-uniform distribution of gas-solid flow through six parallel cyclones in a CFB system: an experimental study[J]. Particuology, 2012(10): 170-175.
- [10] 林海波,孔春林,黄卫星.气固循环流化床提升管颗粒速度和浓度的测量技术[J].四川轻化工学院学报,2002,15(4): 28-33.
- [11] 姚宣,杨石,晁俊楠,等.循环流率对循环流化床回路压降影响的实验研究[J].中国电机工程学报,2010,30(20): 1-6.
- [12] 黄素华,陆继东,钱诗智.矩形平壁循环流化床冷态流动特性研究[J].热能动力工程,1995,10(3): 144-148.
- [13] Zhou J, Grace J R, Qin S, *et al.* Voidage profiles in a circulating fluidized bed of square cross-section[J]. Chemical Engineering Science, 1994, 49(9): 3217-3223.
- [14] 周星龙,程乐鸣,张俊春,等.六回路循环流化床颗粒浓度及循环流率实验研究[J].中国电机工程学报,2012,32(5): 9-14.
- [15] Xu G, Nomura K, Gao S, *et al.* More fundamentals of dilute suspension collapse and choking for vertical conveying systems[J]. AIChE Journal, 2001, 47(10): 2177-2196.
- [16] 王法军,宋国良,王小芳,等.四旋风分离器单侧并联布置循环流化床冷态试验[J].电站系统工程,2014,30(2): 17-19.
- [17] Agarwal P K. Transport phenomena in multi-particle system-IV: heat transfer to a large freely moving particle in gas fluidized bed of smaller particles[J]. Chemical Engineering Science, 1991, 46(4): 1115-1127.
- [18] Nienow A W, Rowe P N, Chiba T. Mixing and segregation of a small proportion of large particles in gas fluidized beds of considerably smaller ones[J]. AIChE Symposium Series, 1978, 74: 45-53.
- [19] Werther J. Bubble growth in large diameter fluidized beds[C]//Proceeding of the international fluidization conference, Washington DC: Hemisphere Publisher, 1975: 215-235.
- [20] Hsiung T H, Thodos G. Mass transfer in gas-fluidized beds; measurement of actual driving forces[J]. Chemical Engineering Science, 1977, 32(6): 581-592.
- [21] Prins W, Casteleijn T P, Draijer W. Mass transfer from a freely moving single sphere to the dense phase of a gas fluidized bed of inert particles[J]. Chemical Engineering Science, 1985, 40(3): 481-497.
- [22] Scala F. Mass transfer around freely moving active particles in the dense phase of a gas fluidized bed of inert particles[J]. Chemical Engineering Science, 2007, 62(16): 4159-4176.

(上接第29页)

- [11] Catipovic N M, Jovanovic G N, Fitzgerald T J. A model for heat transfer to horizontal tubes immersed in a fluidized bed of large particles[C]//Proceeding of the international fluidization conference. New York: Plenum Press, 1980: 225-234.
- [12] Zabrodsky S S, Epanov Yu G, Galershtein D M, *et al.* Heat transfer in a large-particle fluidized bed with immersed in-line and staggered bundles of horizontal smooth tubes[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 1981, 24(4): 571-579.
- [13] Gloski D, Glicksman L, Decker N. Thermal resistance at a surface in contact with fluidized bed particles[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 1984, 27(4): 599-610.
- [14] Chao J, Lu J, Yang H, *et al.* Experimental study on the heat transfer coefficient between a freely moving sphere and a fluidized bed of small particles[J]. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2015, 80: 115-125.
- [15] Baskakov A P, Berg B V, Vitt O K, *et al.* Heat transfer to objects immersed in fluidized beds[J]. Powder Technology, 1973, 8(5/6): 273-282.
- [16] Basu P. The effect of radial distribution of voidage on the burning rate of a carbon sphere in a fluidized bed[J]. Chemical Engineering Communications, 1985, 39(1/6): 297-308.