

内旋流流化床埋管传热研究

田文栋, 魏小林, 黎 军, 吴东垠, 盛宏至

(中国科学院 力学研究所, 北京 100080)

摘要: 垃圾焚烧系统中,内旋流流化床存在不同布风速度的移动区、流动区和换热区,处于换热区的埋管的对流换热系数受附近流动区气流参数的影响,其变化趋势及数值大小与普通鼓泡型流化床之间有明显不同:最大的对流换热系数明显高于鼓泡床;换热区尚未流化时,对流换热系数已经大幅提高;整条换热曲线的变化比较平缓,易于流化床浓相床内换热。

关键词: 内旋流; 流化床; 焚烧; 埋管; 传热

中图分类号: O359 **文献标识码:** A **文章编号:** 1001 - 6929(2000)03 - 0016 - 04

The Study of Heat Transfer of Immersed Tube in the Internal Circulating Fluidized Bed

TIAN Wen-dong, WEI Xiao-lin, LI Jun, WU Dong-yin, SHENG Hong-zhi

(Institute of Mechanics, Chinese Academy of Sciences, Beijing 100080)

Abstract: In the internal circulating fluidized bed, there exist the moving zone, fluidizing zone and heat transferring zone with different fluidized air velocities. The convection heat transfer coefficient of immersed tube in the heat transferring zone is impacted by the velocity of the moving zone nearby and its data and change trend are obviously different with those of the common bubbling bed. The maximum heat transfer coefficient is evidently higher than that of the bubbling bed. As the bed materials have not been fluidized in the heat transfer zone, the coefficient has increased highly. The curve of that changes gently, feasible to control the combustion intensity in the fluidizing zone.

Key words: internal circulating flow; fluidized bed; incineration; immersed tube; heat transfer

垃圾用于焚烧处理时是一种燃烧,但其特性与通常的燃料有很大不同,垃圾焚烧系统必须有特定的结构和手段来保证垃圾的稳燃以及系统的高效率,城市生活垃圾的成分复杂多变,使得燃烧不稳定,造成二次污染;且氯含量高于普通燃料,一般可达到 0.5%~2.0%^[1],易造成高温腐蚀^[2]。内旋流流化床^[3,4](Internal Circulating Fluidized Bed,图 1 为浓相床区的原理图)燃烧系统采用几十倍于燃料量的石英砂作为床料,利用分段非均匀布风使床料在燃烧室内进行大尺度回旋,形成包含移动床和流动床组合成的复合床结构,同时内旋流流化床垃圾焚烧系统中布置的换热埋管是部分解决上述矛盾的有效手段,即:调整换热区速度,改变埋管换热量,可

以控制垃圾燃烧过程,维持燃烧温度;将部分受热面布置在低 HCl 浓度的换热区,从而提高锅炉蒸汽参数,提高系统效率,降低焚烧处置费用。

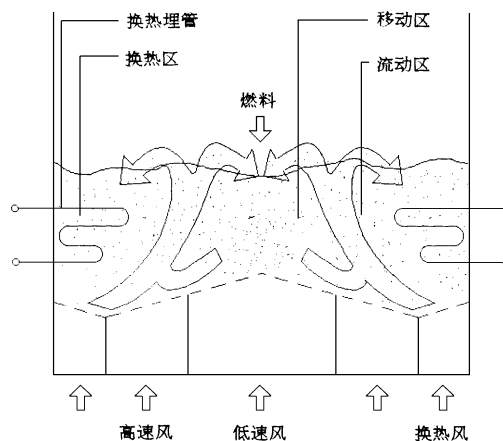


图 1 内旋流流化床原理示意图

Fig. 1 The principal scheme of ICFB

收稿日期:2000 - 01 - 04

基金项目:中国科学院重点项目(KY95T - 03 - 02);国家自然科学基金(59776023)

作者简介:田文栋(1969 -),男,河北辛集人,助理研究员,硕士。

1 内旋流流化床埋管换热的特点

埋管在流化床中得到了广泛应用,其研究结果相当丰富,图 2 给出了鼓泡床埋管换热系数和流速之间的关系^[5]。当布风速度 u 小于初始流化速度 u_{mf} 时,换热系数 h 低且变化平缓;流速超过 u_{mf} ,换热系数迅速增加,当流速达到最佳流化速度 u_{opt} 后,换热系数又有所下降。这种对应关系不利于通过调节流速控制埋管换热量,在鼓泡床中把埋管作为控制燃烧的手段存在一定困难。

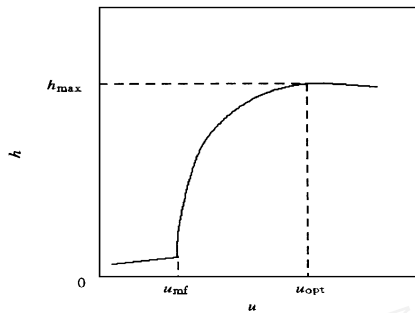


图 2 鼓泡床换热系数特性
Fig. 2 Heat transfer coefficient of bubbling bed

和图 2 类似,图 3 给出了内旋流床埋管换热系数和流速的典型关系曲线^[6]:当流速低于 u_{mf} 时,换热系数已随流速的增加而显著增加;流速大于 u_{opt} 后,换热系数基本保持不变;当流速小于 u_{opt} 时,换热曲线的一阶导数比较稳定且变化平缓,易于通过流速调节换热系数,控制流化床的稳定燃烧。

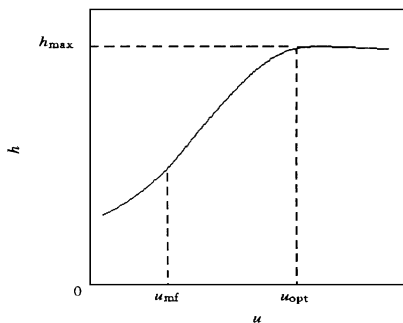


图 3 内旋流床换热系数特性
Fig. 3 Heat transfer coefficient of ICFB

由于内旋流流化床在浓相床区存在流化速度不同的区域,换热区的换热系数不仅仅与换热区的流化速度有关,而且受周围区域的流动状态影响。文中主要研究了流动区和换热区不同流速对换热系数

的影响。

2 试验装置简介及试验条件

内旋流流化床为矩形对称结构:中间布置为低速的移动区,移动区外侧为 2 个高速的流动区,流动区外侧各有一个流速可调的换热区。移动区距换热区远且其流速很低,对换热区影响可以忽略,因此内旋流流化床热态实验装置^[7]设置了高风区代表流动区,低风区代表换热区。实验台布风板面积为 $(500 \times 240) \text{ mm}^2$,风帽开孔率平均为 0.6%,高速风区和低速风区面积比为 1:1,采用砂子作为床料,砂粒球化的平均粒径为 0.50 mm,砂床厚度为 500 mm。图 4 为 2 根直管分别穿越高速风区和低速风区中心,在换热管进出口安装了热电偶测量水经过加热前后的温差,床内布置了多根热电偶同时测量各区的温度。实验中流动区流化速度为 $6.0 u_{mf} \sim 24.0 u_{mf}$,换热区流化速度为 $0.0 u_{mf} \sim 6.0 u_{mf}$ 。

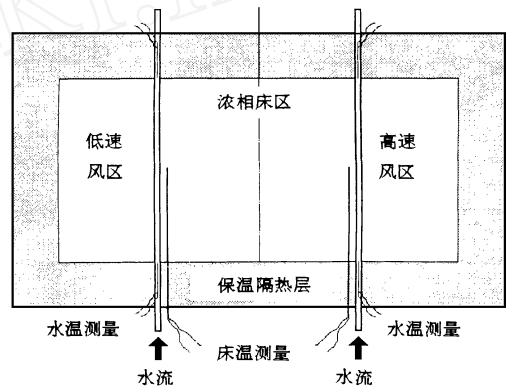


图 4 埋管及温度测点安装示意图
Fig. 4 The scheme of immersed tubes and temperature measurement ports

管内流体和管壁的换热量 q_{in} 为

$$q_{in} = h_{in} d_{in} l (T_w - T_f) \tag{1}$$

- 式中: q_{in} ——换热量, W;
 h_{in} ——换热埋管内壁的对流换热系数, $W / (m^2 \cdot K)$;
 d_{in} ——换热埋管内壁直径, m;
 T_w ——换热埋管管壁温度, K;
 T_f ——换热埋管内流体温度, K;
 l ——换热埋管长度, m。

该换热量 q_{in} 直接导致管内流体的温升,忽略沿管壁轴向的导热,有:

$$q_{in} = Qc_p (T_1 - T_0) \tag{2}$$

式中: T_1 ——换热埋管内流体的出口温度, K;

T_0 —— 换热埋管内流体的进口温度, K;

Q —— 换热埋管内流体的流量, kg/s;

c_p —— 换热埋管内流体的比热, J/(kg·K)。

忽略管壁的内外温差, 则砂床和换热管之间的换热量 q_{out} 为:

$$q_{out} = h_{out} d_{out} l (T_b - T_w) \quad (3)$$

式中: h_{out} —— 换热埋管外壁的对流换热系数,

W/(m²·K);

d_{out} —— 换热埋管外壁直径, m;

T_b —— 流化床浓相床区的温度, K。

忽略沿换热管轴向导出的热量, 则有:

$$q_{in} = q_{out} \quad (4)$$

由换热管内流动参数可得^[8]:

$$Nu_f = 0.46 (Re_f Pr_f)^{0.5} Pr_f^{0.43} \left(\frac{d_{in}}{l} \right)^{0.4} \left(\frac{Pr_f}{Pr_w} \right)^{0.25} \quad (5)$$

由 Nu_f 数可得: $h_{in} = \frac{Nu_f k_f}{d_{in}} \quad (6)$

式中: Nu_f —— 换热埋管内流体的 Nusselt 数;

Re_f —— 换热埋管内流体的 Reynolds 数;

Pr_f —— 换热埋管内流体的 Prandtl 数;

Pr_w —— 换热埋管内流体在壁温状况下的 Prandtl 数;

k_f —— 换热埋管内流体的导热系数, W/(m·K)。

通过式 (1) ~ (6) 可得埋管与砂床间的换热系数 h_{out} 。

3 试验结果及分析

分别调整高风区与低风区流量为流动区与换热区的流量范围, 得到了如图 5 所示的埋管换热系数与换热区流速的关系, 图 5 中横坐标 G_h 为换热区流速与初始流化速度之比(无量纲), 纵坐标为埋管换热系数。分别给出了流动区流速 u_f 为 $6.0 u_{mf}$, $10.0 u_{mf}$, $14.0 u_{mf}$ 和 $18.0 u_{mf}$ 时的换热系数测量值和拟合曲线, 换热区流速在 $0.0 u_{mf} \sim 8.0 u_{mf}$ 之间调节。试验中给定流量后, 进行了多次测量, 因此图 5 中同一个流量有多个测量点; 由于床温波动, 导致空气密度和粘性系数变化, 室温下恒定的空气流量造成不同的流化倍率, 因此测量值沿换热区流化倍率轴有分散; 同样的原因, 图 5 各条曲线中流动区流化倍率也不是稳定的控制在某一固定值上, 而是有一定的波动 ($\pm 5\%$ 左右)。

由于流动区的存在影响了换热区的气体 and 颗粒

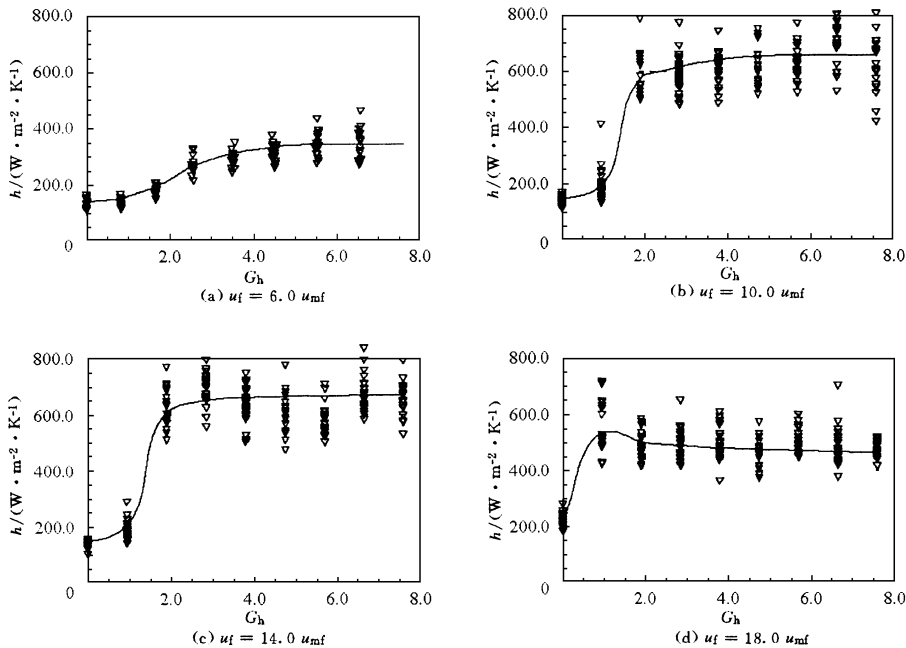


图 5 换热区流速变化对换热系数的影响

Fig. 5 Effect of heat transferring zone on coefficients of heat transfer

运动, 使得换热区流化速度未达到初始流化速度之前, 换热系数已经逐步提高, 这不同于鼓泡床中换热

系数基本不变的规律, 间接证明了: 即使移动区或换热区尚未达到初始流化状态, 流动区的存在也会引

起移动区和换热区内颗粒的运动,正是这些颗粒的运动提高了埋管的换热强度。内旋流流化床换热系数不存在鼓泡床换热曲线的显著拐点,在较小的流动区流化倍率下(图 5(a),图 5(b),图 5(c)),换热区流化倍率超过初始流化速度后,换热系数的变化较为平缓,使得通过改变换热区流化倍率来控制埋管换热量成为可能,这是无挡板内旋流流化床的特点。不存在挡板,流动区对周围的移动区和换热区影响很大,当流动区流化倍率比较高时(图 5(d)),各区的宽度仅为砂床高度的 1/4 左右,而且埋管的高度较高,即使换热区没有供风,换热区的砂床上部靠近流动区域的部分已经开始流化,因此,随着换热区流化倍率的提高,换热系数显著提高,当换热区流化速度大于初始流化速度时,换热系数有所下降,导致换热系数下降的原因尚待进一步的实验研究。

当换热区流化倍率为零时,埋管的换热系数最小,随着换热区流化倍率的提高,埋管的换热系数开始增大,并出现一个最大值,图 6 给出了换热系数的极值和流动区流速的关系。图 6 中横坐标 (G_f) 为流动区流速与初始流化速度之比(无量纲),纵坐标为埋管换热系数。流动区流速较小 ($0.0 u_{mf} \sim 6.0 u_{mf}$) 时,最大换热系数随流速的提高而缓慢上升;流速进一步提高 ($6.0 u_{mf} \sim 15.0 u_{mf}$),最大换

系数迅速提高,而最小值变化缓慢;流动区流速比较大时(大于 $15.0 u_{mf}$),即使换热区域没有达到流化需要的流速,在流动区影响下部分换热区已开始流化,流动区流速对换热区域的影响超过了换热区流速的影响,导致换热系数最小值有明显提高,但随着换热区流化倍率的提高,在流动区较大流速的影响下,换热区会产生大量的气泡,恶化了传热,使得换热系数最大值有所下降。

4 结论

由于内旋流流化床采用强非均匀布风,高速的流动区域对周围区域内的换热系数有一定的影响,因此,内旋流流化床埋管的换热规律同鼓泡床之间有很大区别,即:相同流化倍率时换热系数比鼓泡床大,换热系数随流化倍率的变化平缓,利于调节换热量,容易实现燃烧的控制;过高的流动区流速恶化了传热,使得换热系数差减小,不利于控制换热量。

参考文献:

- [1] 张乃斌. 垃圾焚烧厂系统工程规划与设计[M]. 台湾:新雅出版社,1998. 2.2 ~ 2.38.
- [2] 吴东根,赵军旗. 垃圾焚烧锅炉实例[J]. 锅炉技术,1998, (29)2:27 ~ 32.
- [3] Nagato S, Kamisada M, Kosugi S, et al. Characteristics of the internally circulating fluidized bed boiler[C]. Beijing: Proceeding of fourth China-Japan fluidization science and technology symposium, 1991. 56 ~ 65.
- [4] Ohshita T, Higo T, Kosugi S, et al. Formation of internally circulating flow and control of overall heat-transfer coefficient in a fluidized-bed boiler[J]. Heat transfer-Japanese research, 1994, (23) 4:349 ~ 363.
- [5] Davidson J F, Harrison Ed D. 流态化[M]. 北京:科学出版社, 1981. 403 ~ 446.
- [6] 郝金华,田文栋,魏小林,等. 内旋流流化床埋管传热特性的实验研究[A]. 见:中国工程热物理学会. 中国工程热物理学会传热传质学术会议论文集[C]. 合肥:中国工程热物理学会, 1998, 1 ~ 6.
- [7] 田文栋. 内旋流型流化床特种燃料锅炉实验研究[D]. 北京:中国科学院力学研究所, 1997. 74 ~ 77.
- [8] 杨世铭. 传热学(第 2 版)[M]. 北京:高等教育出版社, 1987. 197 ~ 213.

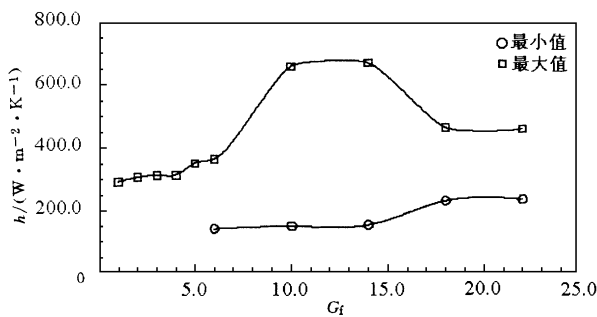


图 6 流动区流速对换热系数极值的影响

Fig. 6 Effect of fluidizing zone on the maximum and minimum values of heat transfer coefficients