

内旋流流化床换热埋管的传热特性*

田文栋, 郝金华, 魏小林, 黎军, 吴东垠, 盛宏至

(中国科学院力学研究所能源与环境工程研究室, 北京 100080)

摘要: 实验研究了内旋流流化床内水平埋管的对流换热系数, 其特性与通常的流化床换热有很大差别。由于流动区较高速度的气流对于换热区的影响, 在低于最佳流化速度的区间内, 换热系数随流动区流化速度的上升而增加, 曲线斜率下降, 可以通过控制换热区的流化倍率来控制换热, 对于维持适当的床温非常有利。在试验基础上, 得出了内旋流化床埋管的换热系数关联式。

关键词: 内旋流; 流化床; 埋管; 传热

中图分类号: TK11⁺2

文献标识码: A

文章编号: 1006-8740(2000)04-0296-04

Heat Transfer Characteristics for Immersed Tube Horizontally Arranged in Internally Circulating Fluidized Bed

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

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

Abstract Heat transfer coefficients of a horizontally immersed tube have been studied in an internally circulating fluidized bed (ICFB). The heat transfer characteristics were found to be significantly different from that in a bubbling bed. Due to the effect of the flow zone with a high velocity on the heat exchange zone, the heat transfer coefficients increase with the increase of the fluidized velocity in the flowing zone and the slope of curve declines under the condition of the fluidized velocity below the optimum values in the heat-exchange zone. The heat exchange process can be controlled by the control of the fluidized ratio in the heat exchange zone. This helps to maintain a suitable bed temperature. A new heat transfer formulation has been proposed for the immersed tube in ICFB.

Keywords: internally circulation; fluidized bed; immersed tube; heat transfer

内旋流流化床^[1,2] (internal circulating fluidized bed) 采用非均匀布风, 形成由移动区和流动区组成的复合床结构, 可以较好地适应劣质燃料燃烧的特点。为了燃烧和利用热能, ICFB 还可以增加换热区, 通过换热埋管根据燃烧状况从流化床中取出一定的热量, 以适应燃料质量和数量随时间的波动。

鼓泡床埋管传热特性的研究结果相当丰富, 但除日本荏原公司^[2]外尚未见对内旋流流化床埋管传热特性的研究报道。荏原的装置在流动区与换热区之间装有挡板(如图1所示), 这样流动区对换热区影响较小,

换热区的特性和鼓泡床类似; 本文的 ICFB 试验装置不设置挡板(如图2所示), 流动区流动状况直接影响换热区的传热。通过高温埋管、低温流化床的反向传热模式, 初步研究了无挡板内旋流流化床埋管的对流传热特性, 得出了埋管与流化床间的对流传热规律。

1 试验装置及试验条件

由于内旋流流化床结构和性质的对称性, 因此采用单边流化床(只有一个换热区和流动区)作为研究对

* 收稿日期: 1999-04-26; 修回日期: 1999-07-16

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

作者简介: 田文栋(1969-), 男, 硕士, 助理研究员。

象, 试验装置如图 3 所示: 布风板有效面积为 130 mm × 370 mm, 开孔率为 6%, 移动区、流动区、换热区面积比为 1 : 2 : 1, 装置高为 500 mm; 三个风室独立供风, 移动区流化倍率为 1.5, 流动区流化倍率为 3~6, 换热区流化倍率为 0~4; 采用砂子作为床料, 其球化的平均粒径为 0.40 mm, 砂床厚度为 130 mm; 热埋管为 U 型管, 有效换热管长 180 mm, 内径 16.8 mm, 外径 21.4 mm, 管内通入高温铈子油实现较高壁温, 流

量为 0.3 L/s, 油温为 140 和 160 两种工况。铈子油加热由电控的加热器完成; 采用常温流化床, 高温换热管的反向传热模式。

热流体快速流过换热管, 保证流体的进出口温差在 1 以内, 同时管外两相流横掠换热管, 沿轴向换热系数变化不大, 近似等壁温的边界条件。在管壁的上部和侧部各安装一铂热电阻, 用来测外壁温度, 测温元件一个布置在来流后缘, 另一个在侧面, 沿轴向两测点的距离为 15 mm。在床层的换热区, 相距 100 mm 设置两个温度测点, 当床温变化小于每小时 1, 即稳定的传热状态时, 才开始进行实验的测量工作。

单位管长的管内流体与管壁的传热量为

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

单位管长的管壁与砂床的换热量为

$$q_{out} = h_{out} \pi d_{out} (T_w - T_b) \tag{2}$$

忽略沿换热管轴向导出的热量, 则管内流体传向管壁的热量 q_{in} 等于管壁传向砂床的热量 q_{out} , 在管内流体与埋管的换热系数 h_{in} 已知的前提下, 可得到埋管与砂床间的对流换热系数 h_{out} 。

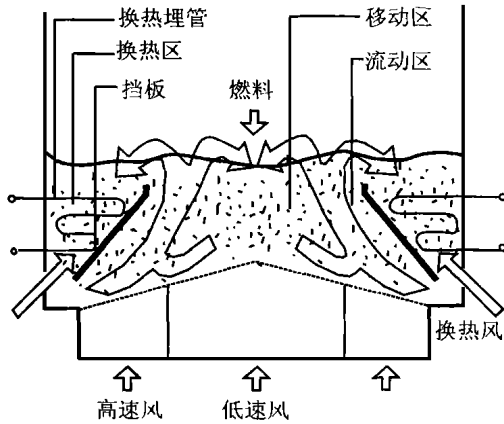


图 1 有挡板内旋流流化床结构示意图

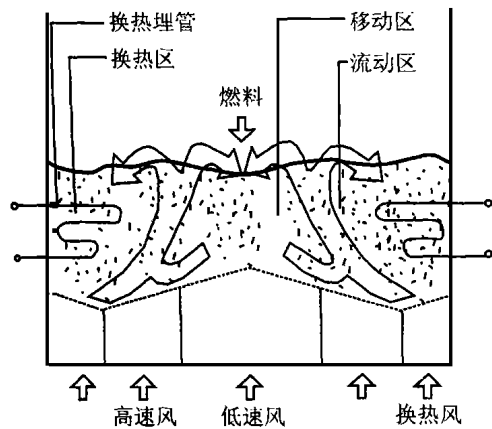


图 2 无挡板内旋流流化床结构示意图

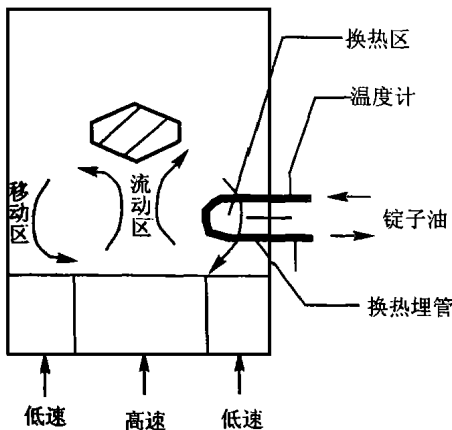


图 3 埋管传热特性试验装置示意图

2 换热系数的试验结果

图 4 给出了鼓泡床埋管的典型换热曲线^[3], 当未达到初始流化速度时, 砂床处于静止状态, 换热系数很低且增长缓慢, 超过临界流化速度后, 换热系数迅速增大, 到达最佳流化速度时, 换热系数达到最大值, 超过最佳流化速度后, 换热系数逐渐减小。

图 5~ 图 7 给出无挡板内旋流床的换热系数曲线, 其流动区流化倍率分别为 3.20 u_{mf} 、4.30 u_{mf} 和 5.30 u_{mf} 。流动区的存在, 加剧了换热区的气体颗粒运动, 使得换热区流化速度在未达到临界流化速度前, 换热系数已有较大的提高, 同时随着换热区流化倍率的提高, 换热系数的变化比鼓泡床平缓, 使得通过改变换热区流化速度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。在相同的流动区流化倍率下, 埋管中的流体温度以及浓相床区的温度对于换热系数的数值有一定影响, 试验结果需要得到高温流化床的验证。

图 8 显示了不同流动区流化倍率对换热特性的影响。流动区流化倍率 G_f 越大, 曲线斜率越小, 即换热区最小流化速度 $u_{mf,h}$ 与最佳流化速度 $u_{opt,h}$ (流化速度达到 $u_{opt,h}$ 时, 换热系数值达到最大) 之间的曲线越平坦。利用这段换热曲线的特性可以调节埋管换热量, 达到控制床温和调节换热的目的。

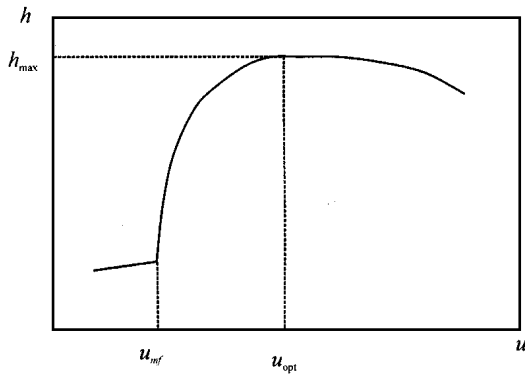


图 4 鼓泡床换热系数与流速的关系

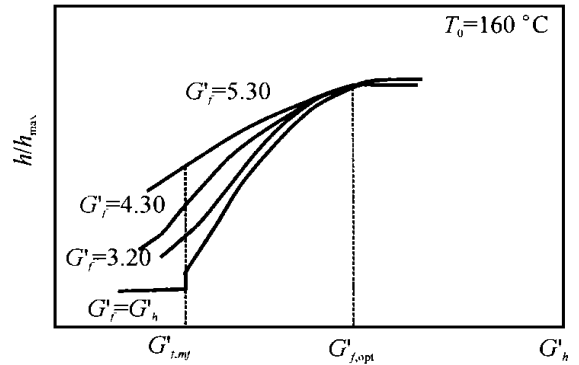


图 8 流动床区流化倍率对换热系数的影响

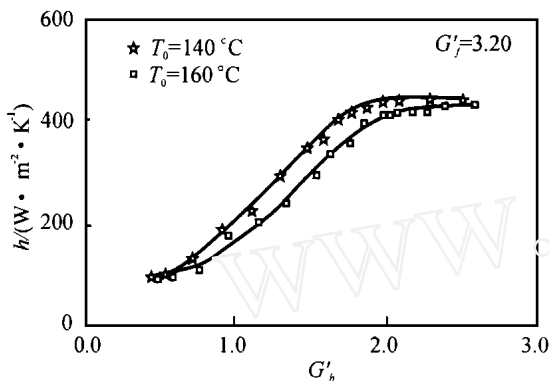


图 5 $G'_f = 3.20$ 时换热系数与流速的关系

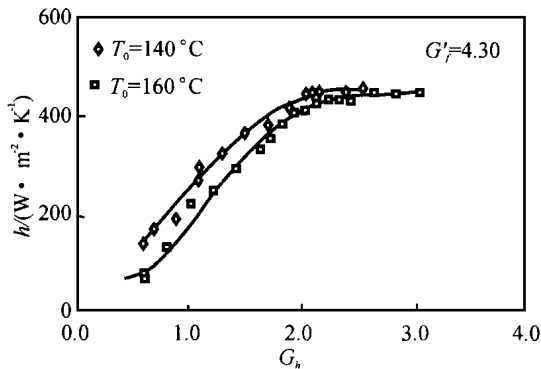


图 6 $G'_f = 4.30$ 时换热系数与流速的关系

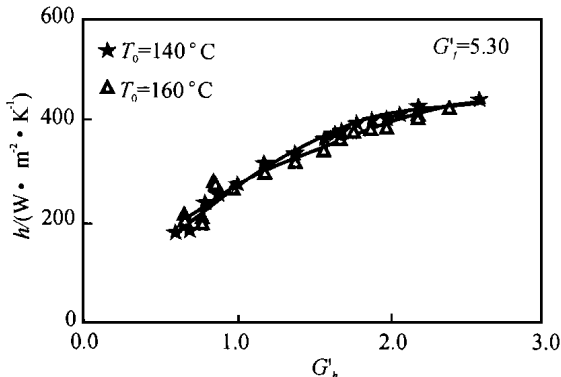


图 7 $G'_f = 5.30$ 时换热系数与流速的关系

埋管内流体温度不同, 换热系数有一定的差异, 体现了流化床和埋管内流体温度对换热系数的影响。

3 换热系数公式的拟合

在流化床稠密两相流的换热模型中, 一般可以采用颗粒团模。

Saxena 在总结前人结果的基础上, 得出当床温小于 900 K 时, 辐射可以忽略不计。在常压系统中, 颗粒直径小于 1 mm 时气体对流换热也可忽略。因此, 换热系数拟合只考虑颗粒项的对流换热。

小颗粒鼓泡床埋管传热拟合公式为^[4]

$$Nu_i = 47(1 - \epsilon) \left[\left(\frac{G d_{\text{oni}} \rho_s}{\rho_g \mu_g} \right) \left(\frac{\mu_g^2}{d_p^3 \rho_s^2 g} \right) \right]^{0.325} \times \left(\frac{\rho_s c_p d_{\text{oni}} g^{3/2}}{k_g} \right)^{0.23} Pr^{0.3} \quad (3)$$

内旋流流化床流动区的高风量对于换热区中埋管的换热系数有明显影响, 用流动区的流化倍率 G'_f 加以修正, 内旋流化床埋管换热公式的拟合形式为

$$Nu = f(G'_f, Nu_i) + f(G'_f) \quad (4)$$

经整理得到

$$Nu = (-0.787G'_f + 6.24) \frac{Nu_i}{47} + 3.42G'_f - 21.25 \quad (5)$$

即

$$Nu = -(-0.787G'_f + 6.24) \times (1 - \epsilon) \times \left[\left(\frac{G d_{\text{oni}} \rho_s}{\rho_g \mu_g} \right) \times \left(\frac{\mu_g^2}{d_p^3 \rho_s^2 g} \right) \right]^{0.325} \times \left(\frac{\rho_s c_p d_{\text{oni}} g^{3/2}}{k_g} \right)^{0.23} \times Pr^{0.3} + 3.42G'_f - 21.25 \quad (6)$$

式(6)的适用范围为: $G'_{mf,h} < G'_f < G'_{opt,h}$, $d_p < 1$

mm。

图 9 给出了试验值和式(6)计算值的对比, 两者相

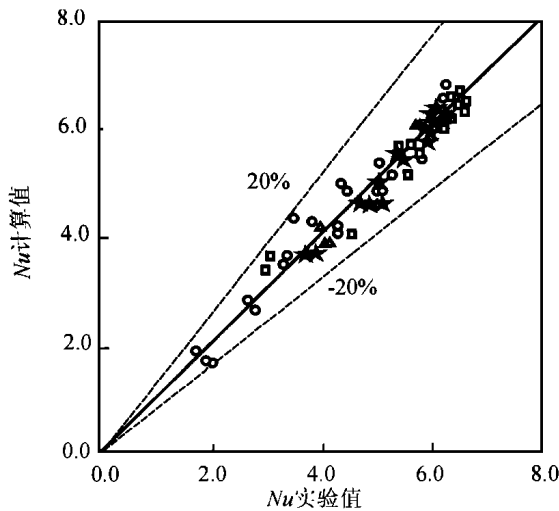


图9 换热系数试验值与预测值的比较

关性很好, 误差在 20% 以内。

4 最大换热系数的计算式

小颗粒鼓泡床埋管换热系数的最大值可以采用拟合式^[5]

$$h_{\max} = 35.7 k_g^{0.6} \rho_s^{0.2} d_p^{-0.36} \quad (7)$$

对于内旋流床, 上式的计算结果与试验结果有较大偏差, 通过引入修正因子, 得到计算非均匀布风时的最大换热系数拟合公式

$$h_{\max} = \kappa \times 35.7 k_g^{0.6} \rho_s^{0.2} d_p^{-0.36} \quad \kappa = 1.3 \quad (8)$$

非均匀布风时, 在本文的试验范围内, 换热区的最大换热系数比式(7)计算的值要大, 这是由于内旋流床的颗粒内循环或流动区影响换热区造成的。

当鼓泡床埋管的换热系数达到最大值后, 随流化速度的增加而略有降低, 而采用非均匀布风的内旋流床当达到最大值时, 换热系数基本保持不变。这是由于鼓泡床中, 气泡及沟流使换热表面被一些气体包围, 使换热系数降低, 而内旋流床的换热区是基本稳定的颗粒下降流, 气泡量较少, 换热系数比较稳定。

5 结论

内旋流床的流动区流化速度变化对邻近区域的传热特性有显著影响, 在低于最佳流化速度的区间内, 换热系数随流动区流化速度的上升而增大, 曲线斜率低于鼓泡床。因此可以通过调节换热区流速对埋管传热

量进行控制, 并通过拟合得到了内旋流床换热系数的计算关联式, 该式定量考虑了流动区流化速度对换热系数的影响。本文虽得到了内旋流流化床埋管换热以及流动区对换热区影响的一些规律, 但需要扩大试验规模, 进行热态试验, 从而减小壁面效应, 提高床温以及温差, 考虑辐射效应, 进行正向传热和反向传热的对比, 得到更丰富的数据, 并在此基础上归纳内旋流流化床换热埋管较全面的换热规律。

符号表:

变量:	κ —修正因子;
q —热量;	c_p —比热。
u —速度;	下标:
c —空隙率;	in—管内参数;
μ —动力粘性系数;	s —固体材料参数;
h —对流换热系数;	g —流体参数;
l —长度;	mf —初始流化参数;
G —质量流速;	out—管外参数;
g —重力加速度;	b —床参数;
d —直径;	p —颗粒参数;
Nu — Nu 数;	opt—最佳流化参数;
G' —流化倍率;	w —壁面参数;
k —导热系数;	t —鼓泡床参数;
T —温度;	h —换热区参数;
Pr — Pr 数;	max—最大的系数;
ρ —密度;	f —流体或流动区参数。

参考文献:

- [1] Nagato S, Kamisada M, Kosubgi S, et al Characteristics of the Internally Circulating Fluidized Bed Boiler [A]. Proceeding of Fourth China-Japan Fluidization Science and Technology Symposium [C]. Beijing: 1991, 56~ 65.
- [2] 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, 32(4): 349~ 363.
- [3] Davidson J F, Harrison D. 流化床 (中译本) [M]. 北京: 科学出版社, 1981, 403~ 446.
- [4] Grewal N S, Saxena S C. Heat Transfer between a Horizontal Tube and a Gas-solid Fluidized Bed [J]. Int J Heat Mass Transfer, 1980, 23: 1505~ 1519.
- [5] Saxena S C, Ganzha V L. Dependence of Heat-Transfer Coefficient for Immersed Surfaces in a Gas-Fluidized Bed on Pressure [J]. Powder Technology, 1985, 44: 115~ 124.