

## 固定床内错流传热 — II. 床层对壁给热系数的经验关联式

刘玉兰, 吴勇强, 朱中南, 朱子彬

(华东理工大学化工学院, 上海 200237)

摘要: 采用3种导热性能不同的固体颗粒为填充物, 以空气为介质, 在床层被加热的情况下, 研究了固定床中内置圆管的错流传热. 采用最小二乘法对实验数据进行拟合, 得到以床层对壁的平均给热系数、气体的导热系数和床层中被加热圆管的管径计算的 Nusselt 准数经验关联式:  $Nu_t = 31(\lambda_{b0}/\lambda_s)^{1.4}(D_b/D_p)^{0.2}Re_p^{0.33}Pr^{0.62}$ ,  $Re_p = 10 \sim 180$ ,  $D_b/D_p = 28 \sim 116$ ,  $\lambda_{b0}/\lambda_s = 0.5 \sim 0.2$ . Reynolds 数以固体颗粒的等外表面积当量直径进行计算. 结果表明, 在错流传热过程中, 表征气体流动特性的参数  $Re_p$  仍是错流传热的重要影响因素, Nusselt 准数除与床层的结构参数  $D_b$  和颗粒的当量直径  $D_p$  有关外, 还与颗粒的导热系数  $\lambda_s$  和床层的导热系数  $\lambda_{b0}$  密切相关.

关键词: 固定床; 错流传热; 床层对壁的平均给热系数

中图分类号: TQ 032.41

文献标识码: A

文章编号: 1009-606X(2005)01-0006-04

### 1 前言

固定床反应器传热参数是反应器设计及模拟计算的重要基础, Froment<sup>[1]</sup>认为, 有效传热参数增加 10%, 可明显改善反应器内的温度和转化率分布. 对固定床内传热的研究仍为反应工程界倍受关注的重要课题<sup>[2-10]</sup>. 至今, 大多数研究者<sup>[2-7]</sup>对轴向床中流体与管子呈平行流的传热进行了研究, 而对于床层中流体与内置换热管呈错流传热的实验研究报道很少, 国内尚未见相关的研究报道, 国外主要有 Cheng<sup>[8]</sup>、Fand 等<sup>[9]</sup>和 Nasr<sup>[10]</sup>的研究, Cheng<sup>[8]</sup>只是对被加热床层的错流传热进行了模拟计算; 而 Fand 等<sup>[9]</sup>是以水和油为介质, 只对玻璃球为填充物的固定床中的错流传热进行了研究, 不同固体颗粒的导热性质对传热的影响未加考虑; Nasr<sup>[10]</sup>虽然对床层中尼龙球和铝球等多种填充物进行了实验研究, 但未引入床层结构参数对传热的影响. 总之, 前人的研究尚不充分, 还缺乏以工业催化剂为填充物、传热温差较大及工业反应器相应操作条件下的详尽实验研究.

本研究以工业催化剂为填充物, 对较低  $Re_p$  及床层被加热情况下内置换热管的固定床中的错流传热进行实验研究. 用二维拟均相传热模型对错流传热进行模拟, 同时考察工业用催化剂颗粒导热性、颗粒度、床层与填充物的当量直径之比( $D_b/D_p$ )和床层与气体导热系数之比( $\lambda_{b0}/\lambda_t$ )对床层对壁的给热系数  $h_t$  的影响, 以获得适用于多种反应器、宽范围的错流传热关联式.

### 2 数学模型

实验装置、流程图、温度测量点和床层的二维传热

模型参见前文<sup>[11]</sup>, 根据传热模型可以计算出床层的温度分布. 以整个床层的平均温度  $T_m$  与换热管外壁温度  $T_w$  之差为传热推动力, 可获得床层对壁的给热系数  $h_t$ ,  $T_w$  由埋设在管壁内的 0.5 级镍铬-康铜热电偶测定, 温控仪控制壁温变化在 1 以内.

$$h_t = Q_g / [(T_w - T_m) \pi D_t l],$$

$$Q_g = G_t C_p (T_{out} - T_{in}),$$

$$T_m = (T_{in} + T_{out}) / 2.$$

由于床层出口存在温度分布, 计算平均传热推动力时拟采用床层出口温度的平均值:

$$T_{out} = \sum_{i=1}^n T_i / n.$$

整个床层的平均温度  $T_m$  为气体物性参数的定性温度, 传热量由气体进出口温差计算而得.

### 3 预实验及实验条件

在气体进口温度分别为 100, 200, 300 及  $Re_p = 10 \sim 180$  (以床层的平均温度  $T_m$  下的物性计算) 条件下进行热损失预实验, 得出以气体进出口温差所计算的传热量  $Q_g$  与加热棒电功率所计算的加热量相比的相对误差在 5% 以内, 整个装置的热损失较小, 床层绝热程度基本满足实验要求.

实验条件: 分别以挤条型氧化铁系催化剂(上海石化研究院提供)、玻璃珠和挤条型氧化铝催化剂载体(上海石化研究院提供)为填充物, 气体进口温度分别为 100, 200, 300, 传热温差均在  $(120 \pm 2)$  内, 气体  $Re_p = 10 \sim 180$ , 填充颗粒的特性见表 1.

表1 填充颗粒及床层的特性参数

Particles	Iron oxide matrix catalyst	Glass spheres	Alumina carrier
$D$ (mm)	3	4~5	2.5
$H$ (mm)	3~8		5~10
$D_p$ (mm)	5.07	4.51	4.81
$\rho_p$ (kg/L)	2.17	2.46	1.55
$\rho_b$ (kg/L)	1.23	1.43	0.73
$\phi$	0.80	1.0	0.74
	0.40	0.42	0.53

3种颗粒的导热系数可分别表达为

$$\lambda_{Fe_2O_3} = 1.848 - 7.039 \times 10^{-3}T + 1.335 \times 10^{-5}T^2 - 9.7 \times 10^{-9}T^3,$$

$$\lambda_{Al_2O_3} = 0.7488 - 3.4 \times 10^{-3}T + 2 \times 10^{-5}T^2 - 2 \times 10^{-8}T^3,$$

$$\lambda_{glass} = 1.10416 + 1.6736 \times 10^{-3}T - 4.184 \times 10^{-6}T^2.$$

## 4 实验与讨论

### 4.1 $Re_p$ 对传热的影响

图1是3种填充物的床层对壁的给热系数 $h_t$ 与气体 $Re_p$ 的关系。由图可见,在相同进口温度下,气体 $Re_p$ 增加, $h_t$ 随之增大;在相同 $Re_p$ 下, $h_t$ 随着气体进口温度升高而增大,这是由于温度升高,气体导热系数相应增大,有利于床层与换热管之间的传热。

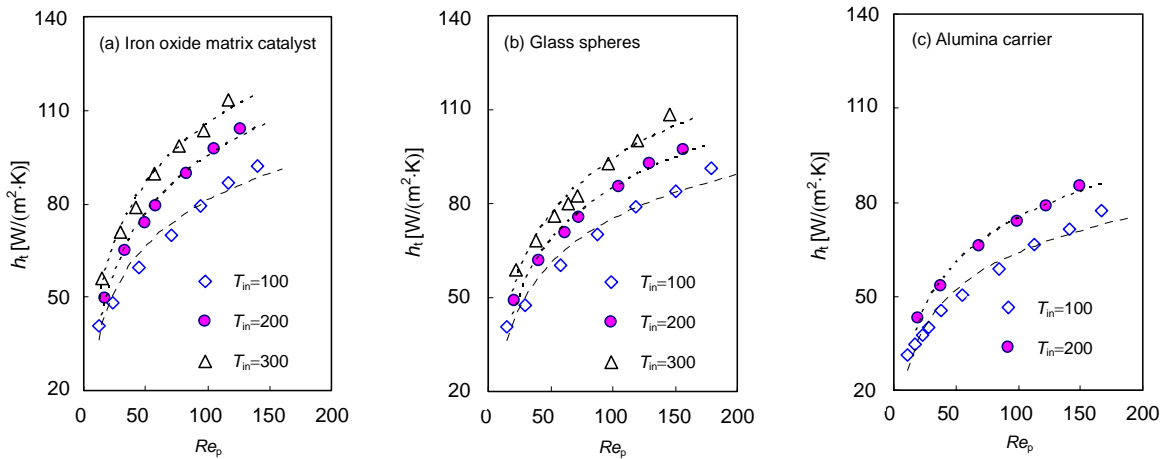


图1 床层对壁的给热系数 $h_t$ 与气体 $Re_p$ 的关系

Fig.1 Effect of Reynolds number on overall wall heat transfer coefficient  $h_t$

### 4.2 模型的选择

在传热研究中,一般采用无因次数群 $Nu$ 与 $Re_p$ 和 $Pr$ 的经验关系式,固定床中错流传热常用以下几种关联式<sup>[8-10]</sup>:

$$Nu_f = A Re_p^B Pr^C \quad [8], \quad (1)$$

$$Nu_b = A(B + C Re_d^{0.5}) Pr^D Re_p^E \quad [9], \quad (2)$$

$$Nu_b = A(D_i/D_p)^B (Re_d Pr)^{C(\lambda_s/\lambda_f)^D} \quad [10]. \quad (3)$$

由实验获得的气体进口温度分别为100, 200, 300的3组氧化铁系催化剂的实验数据,用Nelder-Mead单纯形最优化方法进行多参数估值<sup>[12]</sup>,得如下关联式:

$$Nu_f = 18.3 Re_p^{0.33} Pr^{0.62},$$

$$Nu_b = 1.49(-1.096 + 0.00025 Re_d^{0.5}) Pr^{0.63} Re_p^{0.35},$$

$$Nu_b = 1.52(D_i/D_p)^{0.2} (Re_d Pr)^{0.59(\lambda_s/\lambda_f)^{-0.22}}.$$

其相关系数分别为0.996, 0.884, 0.982,式(1)优于式(2)和(3)。式(1)的 $Nu$ 计算值与实验值的比较见图2,模型平均相对误差在5%以内。由此可知,表征气体流动特性的 $Re_p$ 和气体物性参数的 $Pr$ 均以幂的形式直接与传热特性参数 $Nu$ 相关联。

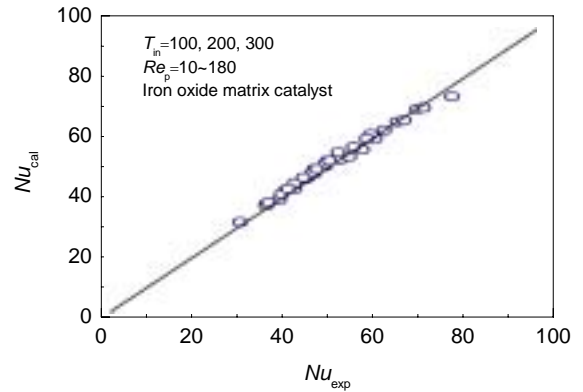


图2  $Nu$ 的实验值与关联式(1)计算值的比较

Fig.2 Comparison of experimental Nusselt numbers with calculated data of model (1)

将其余2种导热性不同的颗粒为填充物的实验数据分别按式(1)拟合,结果也可整理成 $Nu_f$ 与 $Re_p$ 和 $Pr$ 的关系式:

$$\text{玻璃珠: } Nu_f = 14.5 Re_p^{0.33} Pr^{0.62},$$

$$\text{挤条形氧化铝催化剂载体: } Nu_f = 9.4 Re_p^{0.33} Pr^{0.62}.$$

三者系数有较大变化,表明填充颗粒的导热系数对

被加热床层的错流传热有明显的影响。

#### 4.3 颗粒尺度的影响

选用 5 种不同直径的挤条形氧化铝催化剂载体颗粒为填充物,考察颗粒尺寸对传热的影响,各种颗粒的当量直径见表 2。\$D\_b/D\_p\$ 在 28~116 范围内,在气体进口温度为 100 和 200, \$Re\_p=10\sim 260\$ 条件下进行实验。将实验结果进行处理,得到图 3 所示的直线,直线斜率为 0.2,相关系数为 0.997,由此可知, \$Nu\_f\$ 与 \$(D\_b/D\_p)^{0.2}\$ 成正比,这表明填充小颗粒对错流传热更有利。

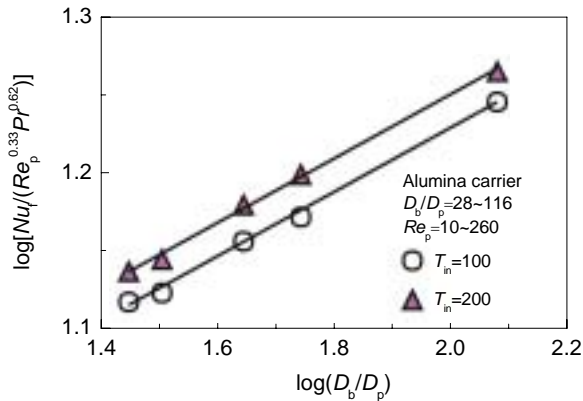


图 3 \$Nu\$ 与 \$D\_b/D\_p\$ 的关系

Fig.3 Relation between \$D\_b/D\_p\$ and Nusselt number

表 2 氧化铝催化剂载体的当量直径  
Table 2 Equivalent diameter of the alumina carrier particles

Particles	Alumina carrier				
	I	II	III	IV	V
\$D_p\$ (mm)	7.48	6.57	4.81	3.88	1.82

#### 4.4 颗粒导热性能的影响

颗粒的导热性能对传热有明显影响,而流体流动对传热的影响已体现在 \$Re\_p\$ 上,为此,将颗粒导热系数及气体导热系数都考虑在内的流体不流动时床层的有效导热系数 \$\lambda\_{bo}\$ 引入经验关联式(1),按 \$Nu\_f=b(\lambda\_{bo}/\lambda\_s)^c (D\_b/D\_p)^{0.2} Re\_p^{0.33} Pr^{0.62}\$ 形式进行处理,得到:

$$Nu_f=31(\lambda_{bo}/\lambda_s)^{1.4}(D_b/D_p)^{0.2} Re_p^{0.33} Pr^{0.62},$$

其中, \$\lambda\_{bo}=\varepsilon^2[1+4\varepsilon(1-\varepsilon)]\lambda\_f+(1-\varepsilon)^2\lambda\_s^{[13]}\$。

#### 4.5 关联式的比较

本研究 and Fand 等<sup>[9]</sup>及 Nasr<sup>[10]</sup>都以玻璃珠为填充物进行实验,对几种关联式进行了比较。

本研究:

$$Nu_f=31(\lambda_{bo}/\lambda_s)^{1.4}(D_b/D_p)^{0.2} Re_p^{0.33} Pr^{0.62}, Re_p=20\sim 180;$$

文献[9]:

$$h_t D_t/\lambda_{m_1}=2.15(0.255+0.699 Re_d^{0.5}) Re_p^{0.126} Pr^{0.154}, Re_p=3\sim 100;$$

文献[10]:

$$h_t D_t/\lambda_{m_2}=0.53(D_t/D_p)^{0.114}(Re_d Pr)^{0.66}(\lambda_s/\lambda_f)^{-0.0174}, Re_d Pr=20\sim 900.$$

其中:

$$\lambda_{m_1}=\varepsilon\lambda_f+(1-\varepsilon)\lambda_s,$$

$$\lambda_{m_2}=\lambda_f \left\{ 1-\sqrt{1-\varepsilon} + \frac{2\sqrt{1-\varepsilon}}{1-xB} \left[ \frac{(1-x)B}{(1-xB)^2} \ln\left(\frac{1}{xB}\right) - \frac{B+1}{2} - \frac{B-1}{1-xB} \right] \right\},$$

$$x=\lambda_f/\lambda_s, B=1.25[(1-\varepsilon)/\varepsilon]^{10/9}.$$

以玻璃珠为填充物的气-固体系,将气体进口温度 200, \$Re\_p=10\sim 200\$ 分别带入文献[10]提供的公式进行计算,结果见图 4。由图可知,文献[9]在各气体进口温度下及整个 \$Re\_p\$ 范围内, \$h\_t\$ 都大大偏高,这种误差可能是因为文献[9]的模型是对液-固体系的实验而获得的,应用于气-固体系带来很大的误差;而本研究结果和文献[10]相互有交叉,相对误差在 30%以内;在低 \$Re\_p\$ 下,本研究的 \$h\_t\$ 偏高,而较高 \$Re\_p\$ 下文献[10]的 \$h\_t\$ 偏高。这可能是因为 Nasr<sup>[10]</sup>的实验在传热温差仅为 10 左右进行,传热量小,误差主要来源于温度测量,而本实验采用工业上近似的传热温差范围,传热量大,虽然采取了各种保温绝热措施,仍有 5%左右的热损失,误差可能来源于此。由于两者误差来源不同,导致两个结论互有交叉,相对误差为 30%左右。

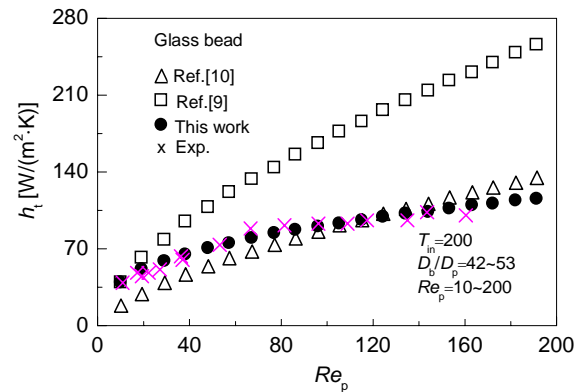


图 4 错流传热关联式的比较

Fig.4 Comparison of correlations

## 5 结论

计入了床层和颗粒导热性能、床层和颗粒尺度及流体流动影响的错流传热关系式为

$$Nu_f=31(\lambda_{bo}/\lambda_s)^{1.4}(D_b/D_p)^{0.2} Re_p^{0.33} Pr^{0.62},$$

其中, \$\lambda\_{bo}=\varepsilon^2[1+4\varepsilon(1-\varepsilon)]\lambda\_f+(1-\varepsilon)^2\lambda\_s\$。

与固定床中平行流传热相比<sup>[5]</sup>,错流传热过程中, \$Re\_p\$ 的影响相对削弱,其幂指数为 0.33,但仍是错流传热的重要影响因素。Nusselt 准数还与床层的结构参数 \$D\_b\$ 和颗粒的大小 \$D\_p\$ 及床层导热系数 \$\lambda\_{bo}\$ 有关,填充颗粒导热性能的高低也是错流传热不可忽略的影响因素。

## 符号表:

$A, B, C, D, E$	关联式系数
$C_p$	气体等压热容 [J/(mol·K)]
$D_b$	将床层有效传热截面积转化为等面积圆的直径 (m)
$D_p$	颗粒等外表面积当量直径 (m)
$D_t$	换热管管径 (m)
$G_f$	气体流量 [kg/(m <sup>2</sup> ·s)]
$H$	床层高度 (m)
$h$	填充颗粒长度 (mm)
$h_t$	床层对壁的给热系数 [W/(m <sup>2</sup> ·K)]
$L$	床层宽度(换热管长度) (m)
$Nu_b$	Nusselt 准数 ( $Nu_b=h_t D_b/\lambda_m$ )
$Nu_f$	Nusselt 准数 ( $Nu_f=h_t D_t/\lambda_f$ )
$Pr$	Prandtl 准数 ( $Pr=C_p \mu_f/\lambda_f$ )
$Q_g$	以固定床进出口温度差计算的传热量 (W)
$Re_d$	雷诺数 ( $Re_d=D_t G_f/\mu_f$ )
$Re_p$	雷诺数 ( $Re_p=D_p G_f/\mu_f$ )
$T_{in}, T_{out}$	气体进口、出口温度 ( )
$T_m$	床层平均温度 ( )
$T_w$	换热管壁温 ( )
$\lambda_f, \lambda_s$	气体、固体的导热系数 [W/(m·K)]
$\lambda_{bo}, \lambda_m$	本研究及文献的床层导热系数 [W/(m·K)]
$\rho_p, \rho_b$	颗粒密度、堆积密度 (kg/L)
$\mu_f$	气体粘度 (Pa·s)
$\varepsilon$	固定床的空隙率
$\phi$	颗粒的形状系数

## 参考文献:

- [1] Froment G F. Mass and Heat Transfer Simulation in Reactor [J]. Ind. Eng. Chem., 1967, 18: 59–66.
- [2] Coberly C A, Marhall W R. Temperature Gradients in Gas Streams Flowing through Fixed Granular Beds [J]. Chem. Eng. Prog., 1951, 47(6): 141–144.
- [3] Plautz D A, Johnstoe H F. Heat and Mass Transfer in Packed Beds [J]. AIChE J., 1955, 1(2): 193–196.
- [4] Dixon A G, Cresswell D I. Theoretical Prediction of Effective Heat Transfer Parameters in Packed Beds [J]. AIChE J., 1979, 25(4): 663–676.
- [5] 朱葆琳, 王学松. 填充床层热之传导—床层之温度分布 [J]. 化工学报, 1957, 1(2): 51–72.
- [6] 陈裕中, 陈锦文, 王金波. 固定床内传热参数的估计与分析 [J]. 化学工程, 1992, 20(1): 12–19.
- [7] 若尾法昭, 影井清一郎. 填充床传热与传质过程 [M]. 沈静珠, 李有润, 译. 北京: 化学工业出版社, 1986. 142.
- [8] Cheng P. Mixed Convection about a Horizontal Cylinder and a Sphere in a Fluid-saturated Porous Medium [J]. Int. J. Heat Mass Transfer, 1982, (25): 1245–1247.
- [9] Fand R M, Phan R T. Combined Forced and Natural Convection Heat Transfer from a Horizontal Cylinder Embedded in a Porous Medium [J]. Int. J. Heat Mass Transfer, 1987, (30): 1351–1358.
- [10] Nasr K. An Experimental Investigation on Forced Convection Heat Transfer from a Cylinder Embedded in a Packed Bed [J]. J. Heat Transfer, 1994, 37(2): 524–533.
- [11] 刘玉兰, 徐志刚, 吴勇强, 等. 固定床内错流传热—I. 床层的温度分布 [J]. 过程工程学报, 2005, 5(1): 1–5.
- [12] 陈开周. 最优化计算方法 [M]. 西安: 西北电讯工程学院出版社, 1985. 249–251.
- [13] Butt J. Thermal Conductivity of Porous Catalysts [J]. AIChE J., 1965, 11: 106–112.

## Heat Transfer in the Fixed Bed Embedded with a Cylinder in Cross Flow — II. Overall Wall Heat Transfer Coefficient Correlations

LIU Yu-lan, WU Yong-qiang, ZHU Zhong-nan, ZHU Zi-bin

(Institute of Chemical Engineering, East China University of Science and Technology, Shanghai 200237, China)

**Abstract:** The cross-flow heat transfer was discussed on a cylinder tube embedded in the fixed bed. The bed was packed with different kinds of particles which have dissimilar thermal conductivity. The medium of heat transfer was air, and the tube was heated. Under the conditions of  $Re_p=10\sim 180$ ,  $D_b/D_p=28\sim 116$ ,  $\lambda_{bo}/\lambda_s=0.5\sim 0.2$ , the following correlation was obtained by means of the least square method:  $Nu_f=31(\lambda_{bo}/\lambda_s)^{1.4}(D_b/D_p)^{0.2}Re_p^{0.33}Pr^{0.62}$ . Here the Reynolds number is based on the particle surface-equivalent diameter, Nusselt number is calculated by the overall wall heat transfer coefficient, the gas thermal conductivity and the diameter of heated tube embedded in the fixed bed. It is found that for cross-flow heat transfer, Reynolds number is still an important factor affecting heat transfer. Nusselt number has relations with bed characteristic parameter  $D_b$ , particle equivalent diameter in outer surface  $D_p$  and thermal conductivity of packed bed.

**Key words:** fixed bed; cross-flow heat transfer; overall wall heat transfer coefficient