高速循環流動層内の単一水平円管周りの平均熱伝達率[†]

高島史郎・本田恭久*・片山二郎・小幡英二・高橋洋志

室蘭工業大学工学部 機械システム工学科^{††}

緒 言

近年、ガスの高速操作で循環流動層を形成する高速循環流動層はその動力学や粒子挙動に関する研究によると、粒子クラスターの存在を伴う複雑な粒子挙動が指摘されている (Zou *et al.*, 1994)。このような状況下での内挿伝熱面と粒子層間の熱伝達特性は通常の流動層とは異なるものと考えられるが、まだ解明には至っていない。本研究では、伝熱管の挿入形態として粒子挙動の影響を強く反映すると考えられる水平挿入を選び、単一水平伝熱管周りの平均熱伝達率と粒子濃度の相関を実験から明らかにすることを試みた。

1. 実験装置

Fig. 1 に実験装置の概略を示す。試験部であるライザーは透明アクリル樹脂製で、内径 0.1 m、高さ 4 m である。ライザーは粒子を供給するためのダウンカマー（初期流動状態の流動層）と下部で接続されている。使用した粒子は FCC 粒子（触媒化成工業シリカーアルミナ、平均粒径 58 μm 、粒子密度 1,039 $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$ ）、流動化流体には室温の空気を用いた。ライザーへの粒子の供給量は、バタフライバルブの開閉度によって調節した。層内の循環粒子量はすべての測定を終了した後に、サイクロン～ダウンカマー間のバルブを切り替え、粒子採取容器に粒子を捕集して求めた。なお、この時ダウンカマーからの上昇空気はバイパスを用いて、バグフィルターへ導出した。粒子循環量は、 $G_s = 0 \sim 70 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$ 、ガス速度 $U_g = 1.06 \sim 3.18 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ の範囲で実験を行った。

ライザー壁面 22 ヶ所に圧力タップを取り付け、層内静圧分布を測定した。これよりライザー高さ方向の圧力勾配 $\Delta P/\Delta H$ を求めて、層内粒子分率 $(1-\varepsilon)$ を次式により評価した。なお ε は空間率である。

$$\Delta P/\Delta H = (\rho_p - \rho_f)(1 - \varepsilon)g \quad (1)$$

伝熱管の詳細を Fig. 2 に示す。伝熱管は円周方向への熱伝達を良くするために、肉厚の銅パイプ（外径 8 mm、厚さ 0.8 mm）を用い、内部にカートリッジヒーターを組み込んである。ヒーターをワットメーターと接続し、

発熱量を測定した。伝熱管の表面温度を測定するために、銅パイプ表面上に熱電対用の溝をつけ、ライザー円管の中心に先端がくるように外径 $\phi 0.25 \text{ mm}$ の K 型熱電対を埋め込み、半田で接着固定した。流体温度を測定するための対照熱電対は細いステンレスパイプに挿入、熱電対先端のみ露出させて、伝熱管から 55 mm 下方の管中心に設置した。伝熱管は、Fig. 1 に示す 1.0 m、3.2 m の位置に設置し、2 箇所同時に温度測定を行った。伝熱管の両端はテフロン栓で固定し、熱がライザー壁に伝達するのをできるだけ防いだ。伝熱管表面温度 t_s 、流体温度 t_f 、ヒーターの発熱量 Q を知って、熱伝達率 h_s 、ヌッセルト数 Nu を次式から求めた。

$$h_s = Q / \{ A(t_s - t_f) \} \quad (2)$$

$$Nu = h_s D / \kappa \quad (3)$$

2. 実験結果

2.1 層内の流動状態

ガス空塔速度の違いによるライザー軸方向の静圧分布を Fig. 3 に示す。粒子循環量は類似した値に設定した。図より $U_g = 1.06 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ のとき、ライザー軸方向で静圧勾配が異なり、Eq. (1) より、ライザー下部で粒子の濃厚な領域、上部では希薄相を形成していることになる。 $U_g = 1.77 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$ 以上では、ライザー軸方向の圧力勾配にほとんど変化はなく、勾配も小さくなっている。すなわち同一粒子循環量では、ガス空塔速度の増加に伴い粒子濃度が減少し、ライザー軸方向の粒子濃度の変化も見られなくなることがわかる。堀尾らの示したフローレジームマップ (Horio, 1986) では、本研究範囲は高速流動領域から希薄輸送領域に属する。

2.2 伝熱管周りの熱伝達率

下部伝熱管を回転させて伝熱管の表面温度を測定し、Table 1 に結果を示した。 $\theta = 0^\circ$ は、伝熱管の前方淀み点、 $\theta = 180^\circ$ は伝熱管の真上に相当する。表より、伝熱管周りの表面温度にあまり差が見られない。これは熱伝達率が高い、肉厚の銅管を用いたためである。この結果をふまえ、本研究では、伝熱管の前方淀み点 $\theta = 0^\circ$ の温度を測定し、これを伝熱管周りの代表温度と見なし、得られた熱伝達率を平均熱伝達率と呼ぶ。

2.3 粒子循環量と熱伝達率

種々のガス空塔速度 U_g のもとでの粒子循環量 G_s と

[†] 1996 年 9 月 11 日受理

^{††} 〒 050 室蘭市水元町 27-1

* 荏原製作所

Fig. 1 Experimental apparatus (unit: m)

Fig. 2 Heat transfer pipe (unit: mm)

Table 1 Local temperature around heater pipe
 $U_g = 1.77$ (bottom heater)

G_s [kg/m ² s]	θ [degree]					
	0	30	60	90	120	150
0.45	51.83	50.58	50.69	52.43	51.9	52.35
2.33	51.16	51.05	49.55	49.55	50.51	49.87
26.8	55.24	55.05	56.37	56.37	56.44	56.24
40.2	52.91	52.33	53.94	53.94	55.04	54.76

熱伝達率の関係を Fig. 4 に示す。図中の印で、白抜きはライザー下部 (Bottom)，黒色はライザー上部 (Top) の伝熱管から得られた値を示す。空気単相の状態 ($G_s = 0$) から粒子が入ることにより Nu は急激に増加している。また、同一粒子循環量で比較すると、ガス空塔速度の小さい $U_g = 1.06 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ の場合に Nu が最も大きくなり、 U_g の増加により Nu が小さくなる傾向が認められる。これは、Fig. 3 で説明した事と対応しており、ガス速度の増加による粒子濃度の減少が Nu 低下の原因と考えることができる。以上のことより、熱伝達率は層内粒子分率と強い相関があることが理解出来る。また粒子循

Fig. 3 Variation of static pressure along riser

Fig. 4 Nu vs. G_s as a function of U_g

Fig. 5 Effect of solid fraction on Nu

環量が大きくなるにつれて、 G_s による Nu の増加は緩やかな傾向となっている。

2.4 層内粒子分率と熱伝達率

Fig. 5 に伝熱管設置位置での層内粒子分率 ($1-\epsilon$) と Nu 数の関係を示した。図より Nu 数は、ガス速度、粒子循環量および伝熱管位置の違いにかかわらず、粒子分率により良好に相関できることが示されている。図より、 $1-\epsilon = 0.01 \sim 0.02$ 以上では、熱伝達率の増加が抑制されていることがわかる。水平挿入伝熱管では、管下部での粒子の激しい衝突、管上部での粒子の堆積があり

(Takashima, 1994), これらの総合的な熱伝達率が平均熱伝達率として評価される。 G_s の増加に伴い粒子分率も増加する一方、管上部の堆積層も発達するものと考えられる。この堆積層の存在は管表面の熱伝達率を低下させるため、 G_s の増加による管下部での粒子衝突数の増加にも関わらず平均熱伝達率としてはその増加が抑制されるはずである。 Fig. 5 の結果及び Fig. 4 の G_s の増加に伴う Nu の緩慢な増加はこの現象によるものと考えることが出来る。このように層内の粒子分率が 0.01~0.02 を境界として伝熱管周りの粒子挙動に特徴的な変化が生じていることが予想される。

結 言

循環流動層内に水平伝熱管を挿入し、層と伝熱管周りの平均熱伝達率を評価して以下の結論を得た。 1) 平均熱伝達率を整理するパラメーターの一つとして、層内粒子分率が有効である。 2) 平均熱伝達率は層内粒子分率と共に増加するが、粒子分率=0.01~0.02 を境界に熱伝達率の増加傾向が変化する。これは層内の粒子流動状態の変化によるものと推測された。

Nomenclature

A	=area of heat transfer surface	[m ²]
D	=diameter of heater pipe	[m]
d_p	=particle diameter	[m]
G_s	=solid circulation rate	[kg·m ⁻² ·s ⁻¹]

g	=gravitational acceleration	[m·s ⁻²]
H	=height above distributor	[m]
h_s	=heat transfer coefficient	[W·m ⁻² ·K ⁻¹]
Nu	=Nusselt number, $h_s D / \kappa$	[—]
P	=static pressure	[Pa]
Q	=heater power	[W]
t_f	=fluid temperature	[K]
t_s	=heater pipe surface temperature	[K]
U_g	=superficial gas velocity	[m·s ⁻¹]
ε	=void fraction	[—]
$1-\varepsilon$	=solid fraction	[—]
κ	=thermal conductivity	[W·m ⁻¹ ·K ⁻¹]
θ	=angle measured from stagnant point	[degree]
ρ_f	=air density	[kg·m ⁻³]
ρ_p	=particle density	[kg·m ⁻³]

Literature cited

- Horio, M.; "Fast Flow Operation of Fluidized Bed," *J. Soc. Powder Technol., Japan*, **23**, 80-90 (1986)
- Takashima, S., J. Katayama, E. Obata and T. Takahashi; "Characteristics of Heat Transfer around a Horizontal Single Pipe in a Circulating Fluidized Bed," *Proc. 7th SCEJ Symposium on CFB, Tokyo, Japan* 145-151 (1994)
- Zou, B., H. Li, Y. Xia and X. Ma; "Cluster Structure in a Circulating Fluidized Bed," *Powder Technology*, **78**, 173-178 (1994)

Mean Heat Transfer Coefficient around a Horizontal Single Pipe in a Fast Circulating Fluidized Bed

Shiro Takashima, Yasuhisa Honda*, Jiro Katayama,
Eiji Obata and Hiroshi Takahashi

Department of Mechanical Systems Engineering, Muroran Institute of Technology,
Muroran 050

Key Words: Circulating Fluidized Bed, Horizontal Pipe, Heat Transfer

Mean heat transfer coefficient h_s around a single, horizontal pipe settled in a fast circulating fluidized bed was measured under various fluidizing condition. The heat transfer coefficient could be correlated well with the solid fraction in gas-solid mixture flow, being a function of solid circulating rate, gas velocity and riser position. The value of h_s increased as the solid circulating rate became high. However, it was found that there was a critical solid fraction, ranged from 0.01 to 0.02, over which the increasing ratio dropped to a smaller one. This phenomenon was considered to be due to a characteristic change of the particle behavior around pipe.

* EBARA Corporation