

# 浅層流動層における水平管群の熱伝達特性 (層高の影響)

加藤 泰生\*・宮本 政英\*

An Experimental Study of Heat Transfer  
From Horizontal Tube Bundle in Shallow Fluidized Bed

Yasuo KATO and Masahide MIYAMOTO

### Abstract

The characteristics of convective heat transfer from horizontal tube bundle (19mm dia., 3 rows, staggered) in a shallow square fluidized bed (0.4×0.4m in cross section) were studied experimentally. The effect of tube location (height of tube from distributor), static bed height and superficial gas velocity on heat transfer were clarified. It was found that the circumferential distribution of local heat transfer coefficient qualitatively agreed with previous experimental results and average heat transfer coefficient on the tubes located above the mean expanded bed surface was very low.

### 1. 緒言

先頃、流動層を応用した石炭専焼ボイラの実用化が公表され、ますますその研究の重要性が増してきた。中でも、浅層流動層は消費動力がきわめて少なく、しかも高い熱伝達率が得られコンパクト化できる利点を有しており、今後、広範な応用が期待されるものである。浅層流動層における伝熱管は必ずしも流動層中に埋没しておらず、フリーボード部を含む領域に置かれ、その熱伝達特性は複雑な挙動を示すが、完全に伝熱管

が流動層中に埋没した場合の研究<sup>1),2)</sup>に比較し、その例も少なく十分に解明されていない。フリーボード部の熱伝達を取扱った最近の例としては、S. E. George-J. R. Grace<sup>3)</sup> および S. Biyikli ら<sup>4)</sup>のものがある。

本報告は矩形断面(400×400)をもつ浅層流動層(層高はおおよそ100mm~300mmである)内の水平伝熱管群について、砂に完全に埋まった状態から、フリーボード部に在る状態まで、層高や流速をパラメータに熱伝達特性を調べたものである。

### 2. 実験装置および測定方法

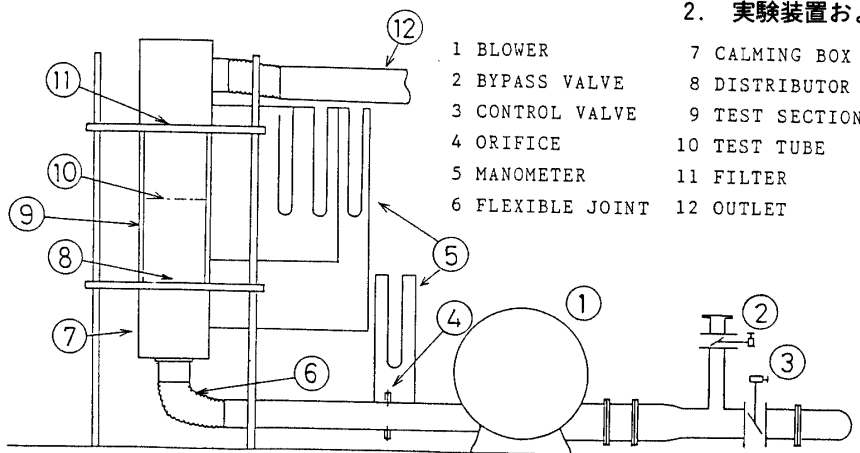


Fig. 1 The schematic diagram of experimental apparatus

実験装置の概略を Fig. 1 に示す。装置内の流動化空気の流れを簡単に述べると、それらは送風機①から風量調節バルブ③を通り、オリフィス④で流量測定されたのち、キャップ型分散器⑧を経て試験部⑨へ導かれる。試験後、それらは空塔部⑪、排風ダクト⑫を通して外気へ排出される。Fig. 2(a)(b)は試験部および伝熱管の詳細を示す。Fig. 2(a)の流動層試験部本体は400×400mmの矩形断面を有する

\*機械工学科

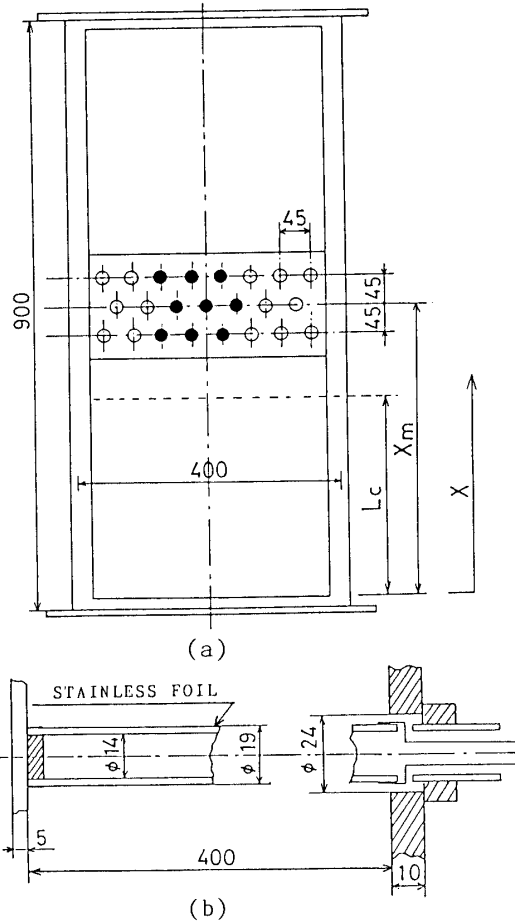


Fig. 2(a)(b) The structure of test section and heated tube

高さ900mmの流路で、その一面は厚さ10mmのポリカーボネイト板で他の三面は可視化のために厚さ5mmのフロートガラスで作られている。中には、Fig. 2(b)に示すような厚さ30 $\mu$ mのステンレス箔をポリカーボネイト管の表面に両面テープ接着剤で貼り付けたa.  $\phi$ 19mmの9本の伝熱管を製作し、非加熱管を含めて、3列の千鳥配列(ピッチ45mm)で設置してある。(Fig. 2(a), ●印)。

温度測定に関しては、伝熱面表面温度測定のために、ステンレス箔とポリカーボネイト管の間に100 $\mu$ mのC-C熱電対を、各列の伝熱管中央管には長手方向も含め各16本、その他の伝熱管はそれぞれ4本、合計72本を埋め込んである。そのほか、流動空気の温度測定用に $\phi$ 2.3mmC-Cシース熱電対を、分散器の前後、伝熱管の前後に1本ずつ計4本を設置してある。

圧力測定には、流動層の圧力損失ならびに分散器の圧力損失、伝熱管の圧力損失のそれぞれを測定するためにその前後中央に静圧タップを設けU字管水柱マンメータで測定した。

実験は、Table 1で示される条件下で行なわれた。また測定は、層温度と伝熱面表面温度との差がほぼ1

定となる準定常状態で行うものとし約1時間後から開始した。

Table 1 Experimental conditions

項目	記号 [単位]	設定条件
流動粒子径	$\bar{d}_p$ [mm]	1(珪砂)
伝熱管径	D [mm]	19
伝熱管位置	$X_m$ [mm]	140,300,445
砂の静止層高	$L_c$ [mm]	100,(150),200,300
空塔速度	$U_o$ [m/s]	0.35~2.06

### 3. 実験結果および考察

#### 3.1 最小流動化速度

Fig. 3は空塔速度と流動層圧損の関係を示す。流動

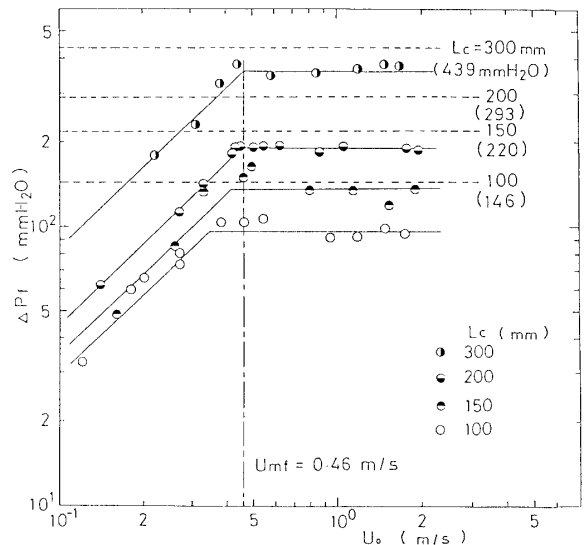


Fig. 3 Relation between superficial gas velocity  $U_o$  and fluidized bed pressure drops  $\Delta P_f$

層圧損  $\Delta P_f$ は、次式によって見積ったものである。

$$\Delta P_f = \Delta P - \Delta P_d \quad (1)$$

ここに、 $\Delta P$ は砂の充填時の全流動層圧力損失、 $\Delta P_d$ は砂がない時の分散器の圧力損失を表す。

圧力損失に関しては、 $L_c \geq 200$ mmの比較的層高が高い場合、 $\bar{d}_p = 1$ mmの場合の最小流動化速度の理論値  $U_{mf} = 0.46$ m/sにほぼ一致する速度で流動化が始まるが、 $L_c < 200$ mmでは、この値より低い低速側で流動化がみられる。また、これらに対応した静止層高から、

$\Delta P_f = \rho g L_c$  で見積もった圧力損失が破線で示されているが、実験値の方が低い値を示している。

### 3.2 局所熱伝達率分布

Fig. 4, 5, 6 は、局所熱伝達率の管周方向分布を示す。

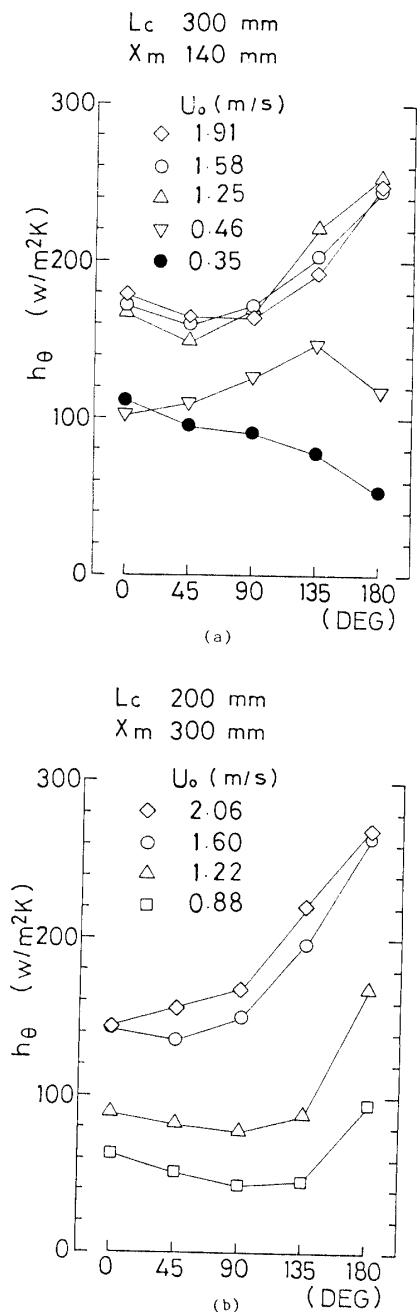


Fig. 4(a)(b) The circumferential distributions of local heat transfer coefficient  $h_\theta$

前方淀み点をゼロとし、角度  $\theta$  をとっているが、ほぼ流れに対して左右対称であるため片側のみを示す。またいずれも、第2管列の中央の管についてのものである。

Fig. 4(a)は、 $L_c = 300$ mm,  $X_m = 140$ mm で管がすべ

て砂に埋まった場合を示す。流動化速度以下 ( $U_0 = 0.35$ m/s)では、熱伝達は前方淀み点が最も高く後方に行くに従って徐々に減少する。流動化速度以上では45~90°付近で最小値をとり再び  $\theta$  とともに熱伝達は高くなる。

Fig. 4 (b)は、 $L_c = 200$ mm,  $X_m = 300$ mm で静止層高よりも管が上方にあり、 $U_0$ が流動化速度以上の場合を示す。

流速が速くなるに従って最小値をとる点が  $\theta = 0^\circ$  に移動する傾向があるが、それは現象写真(次節参照)の砂の挙動からは分からない。

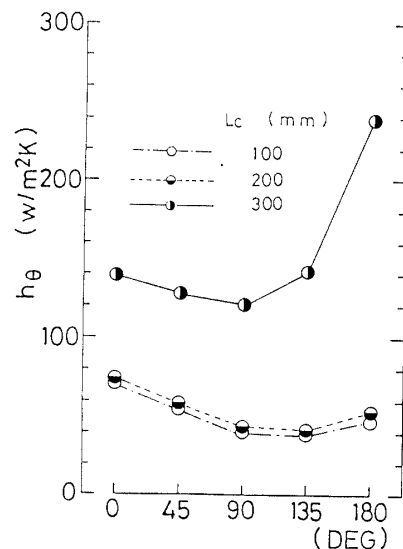


Fig. 5 The circumferential distributions of local heat transfer coefficient  $h_\theta$  (at freeboard)

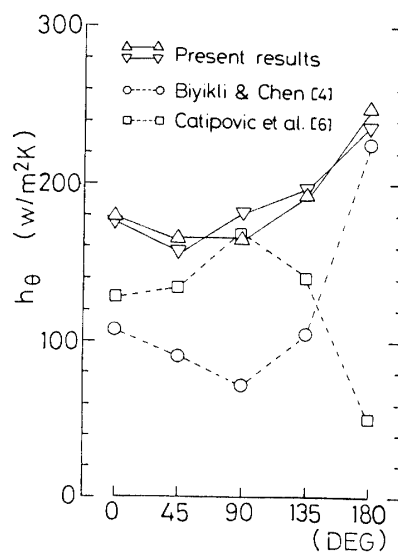


Fig. 6 The circumferential distributions of local heat transfer coefficient  $h_\theta$  (comparison with other authors')

Fig. 5 は,  $X_m=445\text{mm}$ ,  $L_c=100, 200, 300\text{mm}$  で伝熱管がフリーボード部にある場合を示す。

流速が比較的速いにもかかわらず  $L_c=100, 200\text{mm}$  では熱伝達は等しく低い値を示す。さらに  $L_c=300\text{mm}$  の場合は全体的に熱伝達率は高く管頂部ほど顕著になる。これは現象写真(次節参照)からも分かるように、吹き上げられた砂の落下によって伝熱面が洗われ熱伝達の上昇をもたらしているものと思われる。

Fig. 6 は、管がすべて砂に埋まった場合の Catipovic ら<sup>6)</sup>, Biyikli ら<sup>4)</sup>の実験値と比較して示したものである。流動粒子径が Catipovic らとは異なるため、定量的にも定性的にも異なった分布を示すが、Biyikli らとは、流動粒子径が近く、定性的にはかなり似た分布を示している (Table 2 参照)。

### 3.3 流動化現象の観察

Photo. 1~3 は,  $X_m=300\text{mm}$ ,  $L_c=300\text{mm}$  の条件での流動化パターンの変化を観たものである。

Table 2 Comparison with experimental conditions

	$U_0$ [m/s]	$L_c$ [mm]	$X_m$ [mm]	$\overline{d_p}$ [mm]	$D$ [mm]
Present results	1.91	300	140	1.00	19.0
	1.91	300	300	1.00	19.0
Biyikli & Chen [4]	2.50	460	230	0.85	35.0
Catipovic et al. [6]	1.90	460	350	4.00	50.8

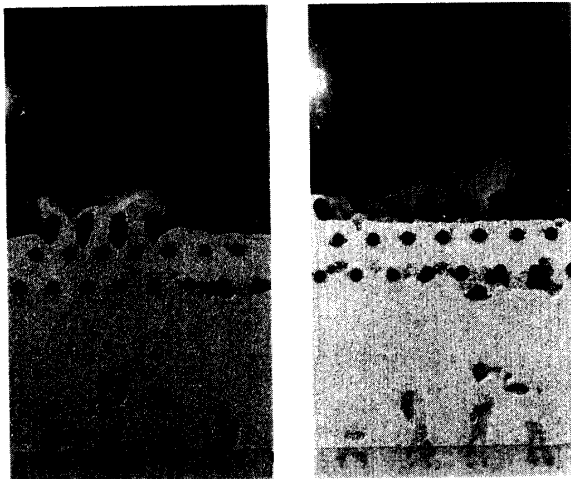


Photo. 1 (a), (b)

Typical flow patterns of fluidization at low superficial velocity  $U_0=0.65\text{m/s}$  ( $X_m=300\text{mm}$ ,  $L_c=300\text{mm}$ )

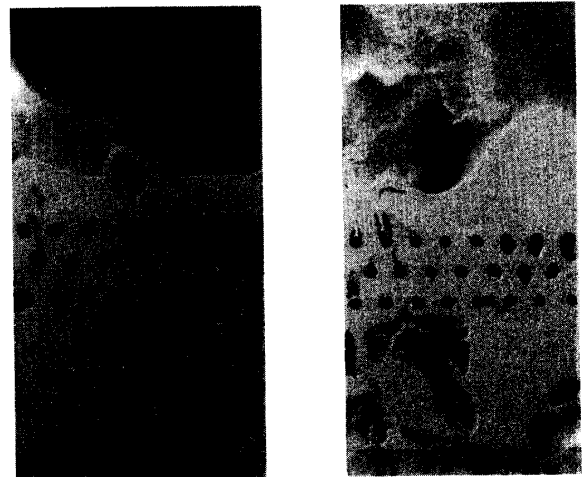


Photo. 2 (a), (b)

Typical flow patterns of fluidization at high superficial velocity  $U_0=1.89\text{m/s}$  ( $X_m=300\text{mm}$ ,  $L_c=300\text{mm}$ )

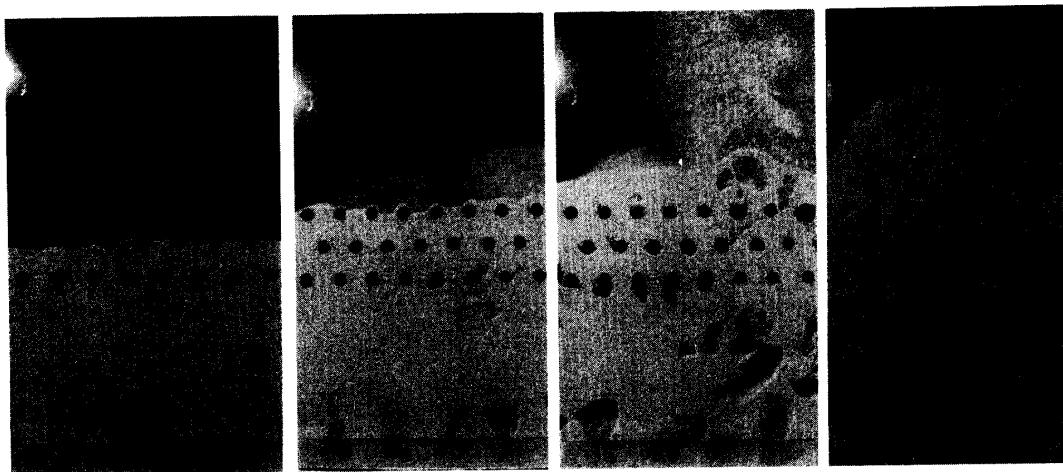


Photo. 3

Flow patterns of fluidization varied with velocity at  $X_m=300\text{mm}$

流速が遅い場合 ( $U_0=0.65\text{m/s}$ ), 砂が側壁に沿って吹き上がるか (Photo. 1a), 中央部付近で吹き上がるか (Photo. 1b) などが観られ, 流速が速い場合 ( $U_0=1.89\text{m/s}$ ), 層表面を吹き抜ける気泡が観られたり (Photo. 2a), 砂の層が, 両サイド交互に上下するのが観られた (Photo. 2b) などのパターンがある. さらに, Photo. 3 において, 気泡に着目すると, 流速の増加につれて気泡径の増加が観られ, かつ層高の膨張も観られて, これらが確かに熱伝達の上昇をもたらしていることが分かる. 参考までに  $X_m=445\text{mm}$  で流速のかなり速い ( $U_0=1.7\text{m/s}$ ) 場合は特に, 吹き上げられた砂の落下で伝熱面上面が洗われ, この部分の局所の熱伝達が高いことが推察される (Photo. 4).

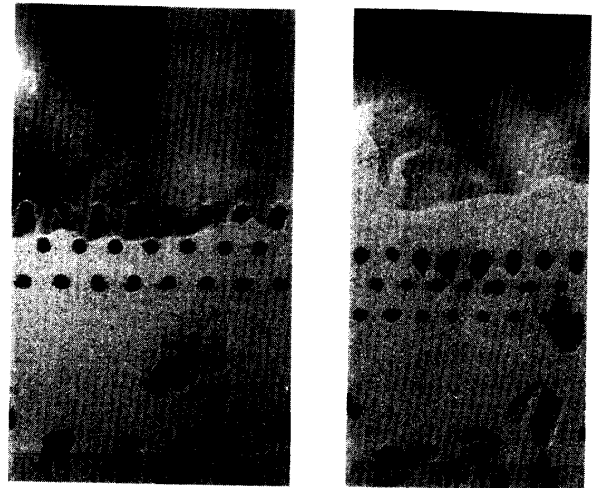


Photo. 6

Flow patterns of fluidization for different fixed bed height  $L_c$  at  $U_0=1.91\text{m/s}$   
(a)  $L_c=200\text{mm}$  (b)  $L_c=300\text{mm}$

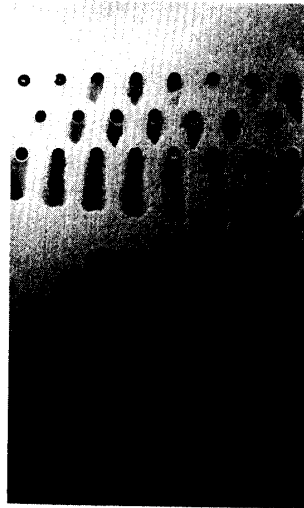


Photo. 4

Fluidized particle behavior at  $X_m=445$

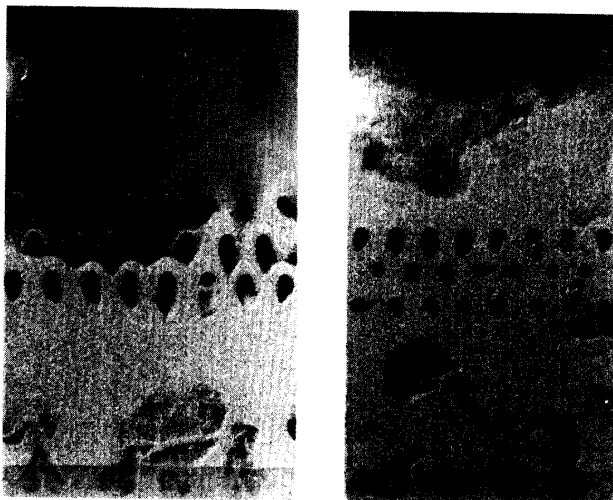


Photo. 5

Flow patterns of fluidization for different fixed bed height  $L_c$  at  $U_0=1.22\text{m/s}$   
(a)  $L_c=200\text{mm}$  (b)  $L_c=300\text{mm}$

Photo.5, 6 は, 層高  $L_c$  の違いによる流動状態の違いを観たもので, 同程度の流速では (Photo. 5),  $L_c=300\text{mm}$  の方が全て砂に埋まっており平均の熱伝達が高いであろうことが分かるが, ある程度の流速を越えると (Photo. 6),  $L_c=200\text{mm}$  においても十分砂に覆われ, 同程度の熱伝達が得られるであろうことも推察される.

### 3.4 管周平均熱伝達率 $h_x$ , 全平均熱伝達率 $h_m$

次に, 分散器からそれぞれの伝熱管までの距離  $X$  と管周平均熱伝達率  $h_x$  の関係を Fig. 7 に示す. なお  $h_x$  は次式で求められる.

$$h_x = q_w / (\bar{T}_w - T_\infty) \quad (2)$$

ここに,  $\bar{T}_w = \sum_{n=1}^N T_w / n$  管周表面平均温度 [ $^{\circ}\text{C}$ ],  $q_w$  は熱流束 [ $\text{W}/\text{m}^2$ ] を表す.

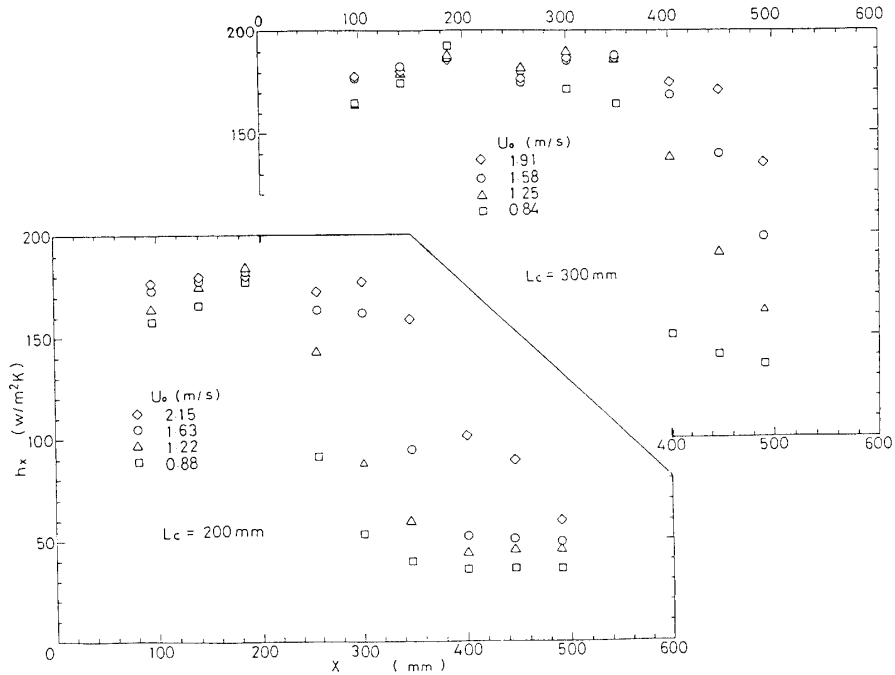


Fig. 7 Relation between average heat transfer coefficient  $h_x$  and distance  $X$  measured from distributors outlet

$L_c=200, 300\text{mm}$  のどちらの場合も、管が流動層に埋没している時は、ほぼ同一の値をとる。それは、流動化で、層内の温度分布がかなり均一化され、上中下管の差がなくなるためだと思われる。従って独立なパラメータとして、 $L_c, X$ のみが考えられる。

Fig. 8 は、流速と膨張層高（目視観測）の関係を示す。比較のため、泉ら<sup>7)</sup>の直径60.1mmの鉛直管内での、管壁を伝熱面とした熱伝達から膨張層高を見積った結果をも合わせて示す。流路断面の違いかから、その傾向は異なるようである。ちなみに、本実験結果を最小二乗近似すると次式で表される。

$$L_f - L_c = -2.24 + 6.44U_0 \text{ [cm]}, \quad L_c = 200\text{mm} \quad (3)$$

$$L_f - L_c = -3.29 + 8.52U_0 \text{ [cm]}, \quad L_c = 300\text{mm}$$

ここに、 $L_f$ 、膨張層高、 $L_c$ 、静止層高、 $U_0$ 、塔内平均速度 [m/s] である。

Fig. 9 は、Fig. 8 で得られた膨張層高表面から伝熱管までの距離を  $X_e$ 、熱伝達率を  $h_x$  として、その関係を示したものである。先程の Fig. 7 で示された静止層高  $L_c$  の違いによる  $h_x$  の差異が見られなくなっている。

本実験値と、George-Grace の実験値とを比較すると定性的には似ているが、若干彼らの値は低いようである。

Fig. 10 に、フリーボード部における熱伝達率を George らにならって規準化した結果を示す。

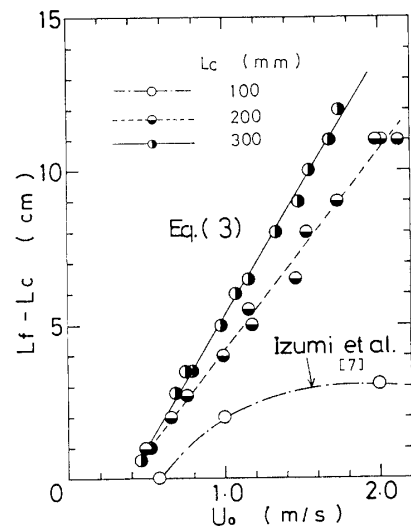


Fig. 8 Relation between mean expanded bed height  $L_f - L_c$  and superficial gas velocity  $U_0$ .

縦軸  $(h_x - h_{\infty}) / (h_b - h_{\infty})$ 、横軸  $X_e / X'$  をとっている。 $X'$  は熱伝達率の最大値と最小値の差の2.5%をとる位置  $X$  を示す。定性的に George らとの違いはないが、 $X_m$  の違いにより若干異なるようである。実験のデータとしては少なく、条件も限られているが、試みにこれらを整理すると次式であらわされる。

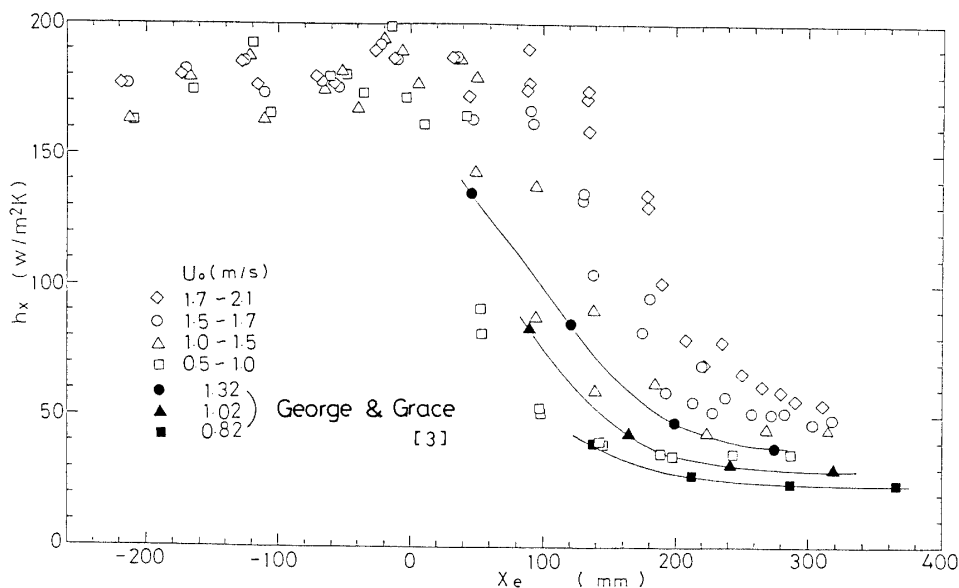


Fig. 9 Relation between average heat transfer coefficient  $h_x$  and distance  $X_e$  measured from expanded bed surface.

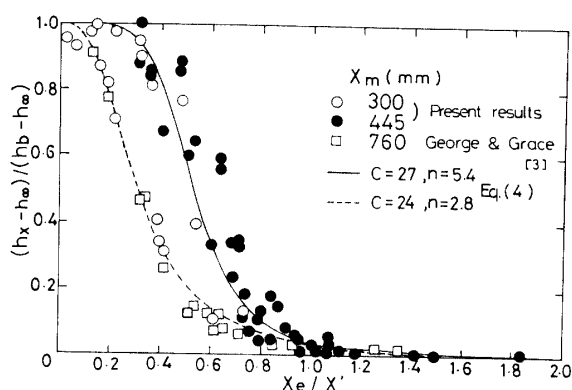


Fig. 10 Relation between normalized average heat transfer coefficient  $(h_x - h_\infty)/(h_b - h_\infty)$  and normalized distance  $X_e/X'$ .

$$\frac{h_x - h_\infty}{h_b - h_\infty} = \left[ 1 + C \left( \frac{X_e}{X'} \right)^n \right]^{-1}$$

$X_m = 445 \text{ mm}; C = 27, n = 5.4$  (4)  
 $X_m = 300 \text{ mm}; C = 24, n = 2.8$

Fig. 11 (a)(b)(c)は、三つの管列の熱伝達率  $h_x$  の算術平均による管群平均熱伝達率  $h_m$  と流速  $U_0 - U_{mf}$  との関係を示す。  $X_m = 140 \text{ mm}$  あるいは  $X_m = 300 \text{ mm}$  の  $L_c = 300 \text{ mm}$  すなわち埋没管の場合は、最小流動化速度を過ぎると急激に上昇し、すぐさま、ほぼ一定の熱伝達率に達するが、  $X_m = 300 \text{ mm}$  で  $L_c = 300 \text{ mm}$  を

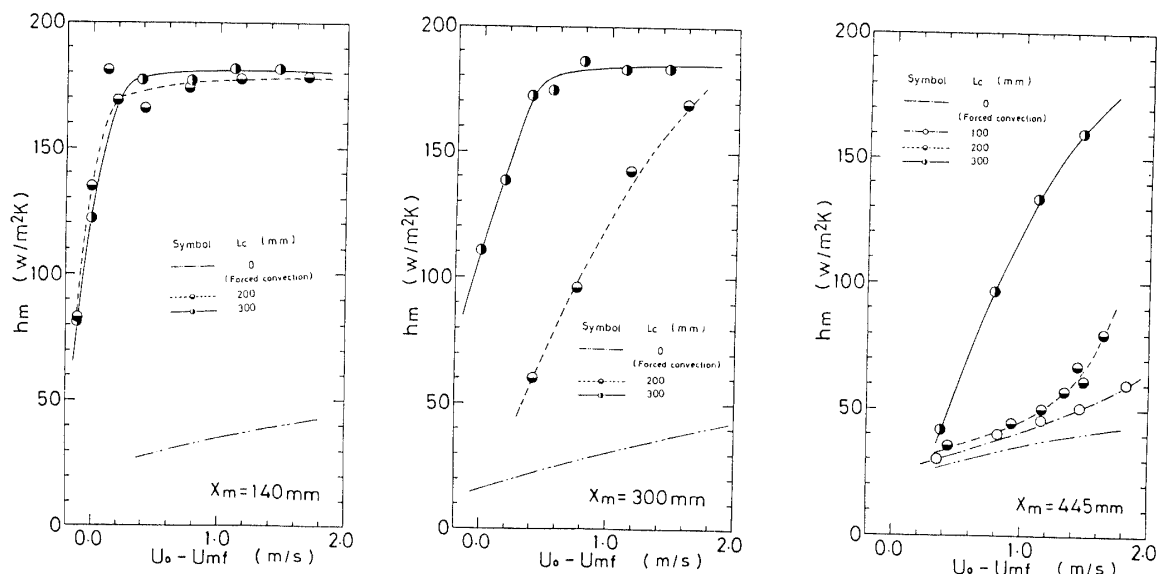


Fig. 11 Relation between mean heat transfer coefficient  $h_m$  of three rows and  $U_0 - U_{mf}$ .

除くすべて、あるいは  $X_m = 445\text{mm}$  の場合は、流速の上昇によるその上昇は比較的ゆるやかである。

#### 4. 結 言

浅層流動層を用いた実験を行い、埋没管並びにフリーボード部の管における管周方向熱伝達率、平均熱伝達率等の伝熱特性を明らかにした。主な結果を以下に示す。

- 1) 層断面が比較的広い浅層流動層において圧力損失は、いくぶん低く出る。また最小流動化速度は、層高が低くなるとともに低速側へ移行する。
- 2) 管周まわりの熱伝達に関しては管群が砂に埋没された場合は均一な熱伝達率分布を示し層高、流速の影響が少ないが、フリーボード部にある場合はその影響が顕著に表れる。
- 3) 伝熱管と分散器からの距離  $X$  を用いて、管周平均熱伝達率  $h_x$  を表すと、流速、層高によらない一定値をとる埋没領域と  $X$  や流速とともにゆるやかに減少するフリーボード領域とに分けられる。
- 4) 全平均熱伝達率  $h_m$  は最小流動化速度近傍から急激な上昇を示し、その速度の倍程度から一定の高い熱伝達率を得る。また流動化して砂が伝熱管を洗い始めると熱伝達率は高くなるようである。

終わりに、本実験に多大の援助をいただきました、宇部興産機械事業本部の横田信次郎氏、実験装置の製作でお世話になった工学部技官益富雅之氏の両氏と、卒論研究として協力戴いた武居史記君に感謝の意を表します。

#### 使用記号

- $C$  : 式(4)で使用される係数  
 $\bar{d}_p$  : 平均粒子径  
 $D$  : 伝熱管外径  
 $h_b$  : 最大熱伝達率  
 $h_m$  : 全平均(3列)熱伝達率  
 $h_x$  : 管周平均熱伝達率

- $h_\theta$  : 管周方向局所熱伝達率  
 $h_\infty$  : フリーボード部最小熱伝達率  
 $L_c$  : 分散器出口より測った静止層高  
 $L_r$  : 膨張層高  
 $\Delta P_r$  : 流動層圧損  
 $q_w$  : 伝熱面熱流束  
 $T_w$  : 伝熱面温度  
 $\bar{T}_w$  : 管周方向伝熱面平均温度  
 $T_\infty$  : 流動層バルク温度  
 $U_{mf}$  : 最小流動化速度  
 $U_0$  : 空塔速度  
 $X, X_m$  : 分散器出口より測った距離および第2管列までの距離  
 $X_e$  : 膨張層表面から各管列までの距離  
 $X'$  : 熱伝達率の最大値と最小値の差の2.5%をとる位置  $X$   
 $n$  : 式(4)で使用される指数  
 $\rho$  : 粒子密度

#### 参 考 文 献

- 1) 永橋優純, 平山直道, 鈴木伸芳: 第20回日本伝熱シンポジウム講演論文集, 298-300, (1983-6)
- 2) 福迫尚一郎, 関信弘, 石黒正剛, 野沢俊: 第20回日本伝熱シンポジウム講演論文集, 301-303, (1983-6)
- 3) George, S. E. and Grace, J. R.: AIChE J1., 28, 5, 759-765, (1982-9)
- 4) Biyikli, S. and Chen J. C.: Heat Transfer 1982, 6, 39-44 (1982)
- 5) 白井隆, 流動層, 科学技術社(昭和33年)
- 6) Catipovic, N. M., Fitzgerald, T. J., George, A. H. and Welty, J. R.: AIChE J1., 28, 5, 714-720 (1982-9)
- 7) 泉亮太郎, 山下博史, 加賀定, 阿部真一: 日本機械学会論文集(B編), 49, 440, 869-876 (1983)

(昭和60年10月15日 受理)