液相流動床中に垂直に埋設された管群の熱伝達*

橋 詰 健 一^{*1}, 白 井 光^{*2}
深 井 宏 一^{*3}, 深 川 晃 弘^{*3}Heat Transfer on Tube Bundles
Embedded Vertically in Liquid-Fluidized BedsKenichi HASHIZUME^{*4}, Akira SHIRAI,
Koichi FUKAI and Akihiro FUKAGAWA^{*4} Department of Intelligent Mechanical Engineering, Hiroshima Institute of Technology,
2-1-1 Miyake, Saeki-ku, Hiroshima-shi, Hiroshima, 731-5193 Japan

Bed voidage was measured in liquid-fluidized beds having tube bundles or single tubes embedded vertically in beds, and the heat transfer coefficient was measured on the outer surface of tubes. Test channels used were 6 kinds, and a total of 9 kinds of particles of glass and ceramics were tested. Measured bed voidage agreed well with the correlation developed for the in-column fluidization, when the hydraulic equivalent diameter was used. Measured heat transfer coefficients on the vertically embedded tube bundles were higher than those on the embedded single tubes, the calculated values for the in-column fluidization, and the calculated values for the horizontally embedded tube bundles. Correlations for predicting heat transfer coefficient were derived for the vertically embedded tube bundles and single tubes.

Key Words: Multiphase Flow, Fluidized Bed, Bed Voidage, Heat Transfer, Tube Bundle

1. 緒 言

液相流動床は液单相流に比べて高い熱伝達率を示し、しかも伝熱面に汚れが付きにくいことから多量の汚れ成分を含む液体を対象とした熱交換器への応用が着目され、一部はすでに実用化段階に入っている⁽¹⁾。液相流動床(明瞭な床の上縁を有する床型流動床)を応用する熱交換器の基本構成としては、(1)垂直な伝熱管の内部に流動床を形成する「管内流動床式」、(2)床内に伝熱管群を水平に埋設する「床内埋設水平伝熱管式」、(3)床内に伝熱管群を垂直に埋設する「床内埋設垂直伝熱管式」の3種類がある⁽¹⁾。そして前2者については熱交換器の熱設計に関連する多くの研究が蓄積されてきた。例えば、管内流動床式については、ボイド率や熱伝達率に及ぼす壁面の影響⁽²⁾⁽³⁾、あるいは混合粒子の特性⁽⁴⁾⁽⁵⁾が明らかになった。床内埋設水平伝熱管式については、千鳥配列管群⁽⁶⁾および碁盤目配列管群⁽⁷⁾の伝熱特性が明らかになり、熱伝達率整理

式も作成された。

しかしながら床内埋設垂直伝熱管式については従来研究が見当たらない。これには次のふたつのデメリットの存在が考えられる。そのひとつは、例えば地熱水のような高圧流体を扱う場合にはシェル側が高圧になり、熱交換流体が流れる伝熱管に外圧がかかることになるので、シェルも伝熱管も肉厚を厚くしなければならないことである。そしてもうひとつは下部水室(分散部)内と上部水室(バッファ一部)内で伝熱管が流動床に埋設されず、ここに汚れ成分が蓄積することである。しかし床内埋設垂直伝熱管式では流路断面積が大きいシェル側に流動床が形成されるので多数の伝熱管を密集配置する熱交換器であっても良好な流動状態が期待され、しかも熱交換流体との完全対向流が実現できるので熱交換器としてのメリットは大きい。そこで本報では液相流動床中に管群(単管を含む)を垂直に埋設した場合のボイド率および埋設管表面での熱伝達率を調べ、管内流動床や水平埋設管群との比較を行う。

記 号

Ar : アルキメデス数 $= (\rho_p / \rho_L - 1) g d_p^3 / \nu_L^2$

D_c : 管内流動床における流動管の内径

D_e : 流路の水力等価直径

* 原稿受付 2008年12月2日。

^{*1} 正員, 広島工業大学工学部(〒731-5193 広島市佐伯区三宅2-1-1)。

^{*2} 正員, 日鋼設計(株)(〒736-0082 広島市安芸区船越1-6-1)。

^{*3} 広島工業大学工学部。

E-mail: khshzm@cc.it-hiroshima.ac.jp

D_T : 埋設管の外径
 d_p : 粒子の直径
 Ga : ガリレイ数 $=gd_p^3/\nu_L^2$
 g : 重力加速度
 N_T : 埋設管の本数
 Nu_p : 粒子ヌセルト数 $=ad_p/\lambda_L$
 n : Richardson-Zaki の指数
 P_T : 管群の管配列ピッチ
 Pr : 液のプラントル数
 Re_p : 粒子レイノルズ数 $=u_L d_p/\nu_L$
 Re_t : 終端流速レイノルズ数 $=u_t d_p/\nu_L$
 $Re_{t\infty}$: 終端流速レイノルズ数 $=u_{t\infty} d_p/\nu_L$
 u_L : 粒子が無いとしたときのみかけの液流速
 u_t : みかけの終端流速
 $u_{t\infty}$: 広い空間における単一粒子の終端流速
 W : 正方形流路の幅
 α : 熱伝達率
 ε : ボイド率(床内での液の体積割合)
 λ_L : 液の熱伝導率
 ν_L : 液の動粘性係数
 ρ_L : 液の密度
 ρ_p : 粒子の密度

2. 実験

図1に実験装置を示す。タンク(1)に溜められた常温常圧の水はポンプ(2)により流量計(3)、流量調節弁(4)、分散部(5)を経て試験流路(6)に送り込まれる。分散部には直径5mmのセラミック球が充填されている。幅 W の正方形断面を持つ試験流路には管群(7)が設置され、その中央管は熱伝達率測定管(8)である。供試粒子が充填された試験流路を通過した水はバッファ部(9)を経てタンクに戻る。

試験流路の概略を図2に、寸法を表1に示す。各試験流路(TC)には外径 $D_T=19.0$ mm または 25.0 mm のステンレスパイプ9本または1本が挿入される。ステンレスパイプ9本は流路内に碁盤目配列し、流路の壁は管配列ピッチ P_T の中心線上、すなわち $P_T=W/3$ としている。ステンレスパイプは実際の熱交換器に伝熱管として多用される 3/4-inch 管(外径 19.05 mm)と 1-inch 管(外径 25.4 mm)に近い寸法として選定した。また、実際の熱交換器では管板の強度や伝熱管との溶接性から $P_T/D_T>1.25$ が一般的であるが、ここでは極限までの状態を調べる目的で $P_T/D_T=1.20$ (TC-6)についての実験も行う。各試験流路の中央管(図2の網掛け管)は熱伝達率測定管で、図3にその詳細を示す。これはカートリッジヒーターに銅製スリーブ

1: Water tank 2: Pump 3: Flowmeter 4: Control valve
5: Distribution section 6: Test channel 7: Tube bundle
8: Heat transfer measuring tube 9: Buffer section

Fig. 1 Experimental apparatus

Fig. 2 Test channel

(肉厚 2 mm) を嵌め込み、上下両端をベークライト製断熱筒を介してステンレスパイプに接続したもので、銅製スリーブの中央部表面には周方向 4 箇所シース外径 0.5 mm の T 型熱電対を埋め込んである。発熱部長さ L_T は、 $D_T=19.0$ mm では $L_T=80$ mm、 $D_T=25.0$ mm では $L_T=100$ mm である。

表2に供試粒子と粒子番号(Pno.)を示す。供試粒子はガラス球とセラミック球の合計9種類である。表1には試験流路と供試粒子との組合せによる実験番号(Tno.)も示してある。

3. ボイド率の実験結果

ボイド率の測定は試験流路 TC-1, 2, 3 を用いて行い、ボイド率は充填する粒子の量と床高さから算出した。

Table 1 Test channel configuration and test condition

Test channel		TC-1	TC-2	TC-3	TC-4	TC-5	TC-6
D_T , mm		19.0		25.0			
W , mm		75.0			100.0		90.0
N_T		9	1	1	9	1	9
D_e , mm		22.9	59.4	54.3	31.6	79.5	20.8
Particle	Pno. 51	Tno. 1-51	Tno. 2-51	Tno. 3-51			
	Pno. 52	Tno. 1-52	Tno. 2-52	Tno. 3-52	Tno. 4-52		
	Pno. 53		Tno. 2-53	Tno. 3-53			
	Pno. 54		Tno. 2-54	Tno. 3-54	Tno. 4-54		
	Pno. 55		Tno. 2-55	Tno. 3-55			
	Pno. 56		Tno. 2-56	Tno. 3-56			
	Pno. 61	Tno. 1-61	Tno. 2-61	Tno. 3-61	Tno. 4-61		Tno. 6-61
	Pno. 62	Tno. 1-62	Tno. 2-62	Tno. 3-62	Tno. 4-62	Tno. 5-62	Tno. 6-62
	Pno. 63		Tno. 2-63	Tno. 3-63	Tno. 4-63		

Table 2 Tested particles

Particle number	Material	Density ρ_p , kg/m ³	Diameter d_p , mm	Archimedes number* Ar
Pno. 51	Glass	2530	2.19	1.62×10^5
Pno. 52			2.69	2.99×10^5
Pno. 53			3.98	9.70×10^5
Pno. 54			4.95	1.87×10^6
Pno. 55			5.98	3.29×10^6
Pno. 56			6.95	5.17×10^6
Pno. 61	Ceramics	3700	2.10	2.51×10^5
Pno. 62			3.15	8.48×10^5
Pno. 63			4.02	1.76×10^6

* Water at 20°C

3・1 静止床のボイド率 粒子を流動化させたのち液流量を緩やかに減少させて流動化が停止したときのボイド率として定義される静止床のボイド率 ε_{mf} に対しては、管内流動床の実験に基づいて橋詰ら⁽²⁾が次の実験整理式を導いている。

$$\varepsilon_{mf} = 0.46 + 0.03 \log_{10} \left(\frac{d_p}{D_c} \right) \quad \dots\dots\dots (1)$$

図4は実験結果を式(1)と比較したもので、実験点(白抜印)は式(1)による計算値(実線)と良く一致している。但し、式(1)における流動管内径 D_c は試験流路の水力等価直径 D_e に置き換えている。管群(TC-1)に対しては、管配列ピッチ P_T の4本の管に囲まれるひとつの流路(サブチャンネル)の水力等価直径

$$D_e = \frac{4 \left(P_T^2 - \frac{\pi}{4} D_T^2 \right)}{\pi D_T} \quad \dots\dots\dots (2)$$

を用いた。単管(TC-2, 3)においてはサブチャンネルが存在しないので、流路全体の水力等価直径

Fig. 3 Heat transfer measuring tube

$$D_e = \frac{4 \left(W^2 - \frac{\pi}{4} D_T^2 \right)}{\pi D_T + 4 W} \dots\dots\dots (3)$$

を用いた。

3・2 流動床のボイド率 流動床のボイド率 ε は多くの場合、次の Richardson-Zaki の関係式によって整理される。

$$\frac{Re_p}{Re_t} = \varepsilon^n \dots\dots\dots (4)$$

ここで Re_t はみかけの終端流速(レイノルズ数)で、ボイド率の実験データを液流速に対して両対数グラフ上に表示したとき、実験点を貫く直線が $\varepsilon=1$ と交わる液流速(粒子レイノルズ数 Re_p)として定義されるが、これは壁面の影響を受けて変化する。また、Richardson-Zaki の指数 n も壁面の影響を受けるので、橋詰ら⁽²⁾ は管内流動床の実験に基づいて次の実験整理式

Fig. 4 Bed voidage at minimum fluidization

を導いた。

$$\begin{aligned} \frac{Re_t}{Re_{t\infty}} &= 1 - 0.75 \left(\frac{d_p}{D_c} \right)^{0.4} \\ \frac{n}{n_\infty} &= 1 - 0.75 \left(\frac{d_p}{D_c} \right) \end{aligned} \dots\dots\dots (5)$$

ここで $Re_{t\infty}$ は広い空間における単一粒子の終端流速レイノルズ数⁽⁸⁾、 n_∞ は広い空間における Richardson-Zaki の指数⁽⁹⁾である。図5は実験結果を式(4)、(5)による計算値(右上がりの実線)と比較したもので、両者はよく一致している。図5には式(1)による静止床のボイド率($\varepsilon=0.42$ 付近の水平な実線)も示しており、静止床のボイド率と流動床のボイド率との交点が次式⁽¹⁰⁾で表わされる流動開始レイノルズ数 Re_{mf} になる。

$$\begin{aligned} Re_{mf} &= [C_1^2 + C_2 Ar]^{0.5} - C_1 \\ C_1 &= \frac{300}{7} (1 - \varepsilon_{mf}) \\ C_2 &= \frac{\varepsilon_{mf}^3}{1.75} \end{aligned} \dots\dots\dots (6)$$

但し、式(5)における流動管内径 D_c は式(2)、(3)による水力等価直径 D_e に置き換えている。

図4および図5より、垂直に埋設された管群(単管を含む)を有する流動床のボイド率に対しては水力等

Fig. 5 Experimental results of bed voidage

価直径を用いれば管内流動床の実験から導かれた整理式が適用できることがわかった。

なお、ボイド率を図5のように両対数グラフ上に表示したとき、高ボイド率領域($\epsilon > 0.85$)では粒子レイノルズ数に対するボイド率の変化は直線から離れて $\epsilon \rightarrow 1$ で $Re_{L\infty}$ に漸近することが知られている。ボイド率を床高さの測定から算出する本実験においては高ボイド率領域のデータを収集することが困難なので、この領域のボイド率は4章の熱伝達率の実験結果から推定した。図5中の破線は後述する式(9)、(19)、(20)による計算値を示している。

4. 熱伝達率の実験結果

熱伝達率測定管まわりの平均熱伝達率 α は次式により算出した。

$$\alpha = \frac{Q/(\pi D_T L_T)}{T_{w,m} - T_L} \quad (7)$$

ここで Q は熱伝達率測定管(カートリッジヒーター)への電気入力、 L_T は熱伝達率測定管の発熱部長さ、 $T_{w,m}$ は4箇所熱電対による測定温度に熱伝導方程式を用いて算出した熱伝達率測定管(銅製スリーブ)の表面平均温度、 T_L は試験流路の上下で測定した水温の平均値である。

4.1 既存整理式との比較 垂直埋設管群に類似する管内流動床については橋詰⁽¹¹⁾による次式がある。

$$Nu_p = 0.037 Re_p^{0.44} Pr^{1/3} Ga^{1/6} \times [(1-\epsilon)^{0.56} \epsilon^{0.44n}] \left(\frac{D_c}{l_c} \right)^{1/4} l_c = \left(\frac{\nu_L^2}{g} \right)^{1/3} \quad (8)$$

ここでボイド率 ϵ は式(4)、(5)で算出されるボイド率を ϵ_{cal} として、次式により高ボイド率領域の補正を行う。

$$\epsilon^{-m} = \epsilon_{cal}^{-m} + 1 \quad (9)$$

$$m = 5 \left[1 + 2 \left(\frac{d_p}{D_c} \right) \right] \quad (10)$$

式(9)は、ボイド率が大きくなれば液流速(粒子レイノルズ数)に対するボイド率の変化が直線から離れる傾向を表わし、指数 m は熱伝達率の実験結果から定められた。そして、式(8)による流動床の熱伝達率が液単相流の値を下回ったときには、粒子が流出した液単相流の状態とみなしている。そのほかに、種々の伝熱面形状に対して適用できるとされている次のHaidら⁽¹²⁾の式もよく知られている。

$$Nu_p = 0.149 3 Re_p^{0.72} Pr^{0.52}$$

Fig. 6 Comparison with existing correlations

$$\times [(1-\epsilon)^{0.19} \epsilon^{-1.41}] \left(\frac{\rho_p - \rho_L}{\rho_L} \right)^{0.03} \left(\frac{d_p}{D_e} \right)^{1/4} \quad (11)$$

図6は管群(TC-1, 4)の実験結果(白抜印, 実験番号Tno.は表1に対応)と橋詰の方法[式(8), 実線]およびHaidらの整理式[式(11), 破線]との比較を示したものである。但し、試験流路TC-1, 4のような形状における液単相流の熱伝達率計算方法は見当たらないので、ここでは管内流路の熱伝達率計算式⁽¹³⁾において管内径を水力等価直径に置き換えて計算している。また、計算値は式(6)による流動開始レイノルズ数 Re_{mf} 以降の値を描いている。

図6をみると、橋詰の方法(実線)は液流速(Re_p)に対する熱伝達率(Nu_p)の変化の傾向は実験結果に近いが、小さ目の値を予測している。また、Haidらの整理式(破線)では最大熱伝達率はほぼ一致しているものの、 Re_p に対する Nu_p の変化の傾向が実験結果と異なっている。そこで、式(8)~(10)を作成したと同様の手法により垂直埋設管群(単管を含む)の熱伝達率整理式を作成する。

4.2 熱伝達率整理式の作成 式(8)は管内流動床の熱伝達率実験データを j 因子

$$j = St Pr^{2/3} \quad St = \frac{Nu_p}{Re_p Pr} \quad (12)$$

で表わし、これを修正レイノルズ数

$$Re_h = \frac{Re_p}{1-\epsilon} \quad (13)$$

に対してプロットした⁽¹⁴⁾ことから出発している。垂直埋設管群についても同様の表示を試みるが、粒子直径の影響は式(8)のガリレイ数 Ga で表わされるものとして、 j 因子の代わりに修正 j 因子 j_m

$$j_m = \frac{St Pr^{2/3}}{Ga^{1/6}} \quad (14)$$

をとって表示した結果が図7である。ここでボイド率

Fig. 7 Modified j -factor vs. modified Reynolds number

ε は式 (4), (5) により算出し, 高ボイド率領域 ($\varepsilon > 0.85$) のデータは除いている。図 7(a) の管群と図 7(b) の単管では明らかに傾向が異なっているが, 粒子の種類や埋設管外径の影響は認められない。実験点は

$$j_m = 0.075 Re_h^{-0.40} : \text{管群} \quad (15)$$

$$j_m = 0.26 Re_h^{-0.56} : \text{単管} \quad (16)$$

で表わされる。ここに Richardson-Zaki の関係式 (4) を用いれば, 管群については式 (15) より

$$Nu_p = 0.075 Re_i^{0.60} Pr^{1/3} Ga^{1/6} \times [(1-\varepsilon)^{0.40} \varepsilon^{0.60n}] \quad (17)$$

単管については式 (16) より

$$Nu_p = 0.26 Re_i^{0.44} Pr^{1/3} Ga^{1/6} \times [(1-\varepsilon)^{0.56} \varepsilon^{0.44n}] \quad (18)$$

が得られる。

次いで, 式 (9) における高ボイド率領域に対する補正指数 m を実験データとの比較から求める。この目的のために図 7 で対象外とした高ボイド率領域 ($\varepsilon > 0.85$) のデータをも加えたすべての実験データを図 6 のように表示し, 式 (17), (18) が最も良く実験点を再現する補正指数 m を各実験条件について求めたところ図 8 のようになった。これらの値は管群 (TC-1, 4, 6) については

$$m = 15 \left(\frac{d_p}{D_e} \right)^{0.2} \quad (19)$$

単管 (TC-2, 3, 5) については

$$m = 8.7 \left(\frac{d_p}{D_e} \right)^{0.1} \quad (20)$$

Fig. 8 Exponent m in Eq. (9)

Fig. 9 Experimental results on tube bundles

として表わされる。図 8 中の破線は管内流動床に対する式 (10) の値であるが, 式 (19), (20) の値はこれよりも大きくなっている。これは, 垂直埋設管群では管内流動床よりも大きな液流速までボイド率が直線的に変化することを意味している。図 5 中の破線は式 (19), (20) を考慮したボイド率の計算値を示している。

図 9 は垂直埋設管群の実験データと式 (17) との比較である。図 9(a) は試験流路 TC-1 ($D_T = 19$ mm, W

Fig. 10 Experimental results on single tubes

=75 mm, $P_T/D_T=1.32$) のデータ, (b) は試験流路 TC-4 ($D_T=25$ mm, $W=100$ mm, $P_T/D_T=1.33$) のデータで, 実線で示した式(17)による計算値とよく一致している。図 9(c) は配管ピッチを極限まで狭めた試験流路 TC-6 ($P_T/D_T=1.20$) におけるデータで, この場合には粒子の動きが極端に悪く, 熱伝達率データにばらつきが大きい。この結果より熱交換器としての実用範囲は $P_T/D_T > 1.32$ といえよう。なお, 図 9(a) ~ (c) における右上がりの直線は液単相流の管内流路に対する熱伝達率計算式⁽¹³⁾において管内径を水力等価直径に置き換えて計算した値であり, これも実験データと良く一致している。

図 10 は垂直埋設単管の実験データを式(18)と比較したもので, (a) ~ (c) いずれにおいても実線で示した式(18)による計算値とよく一致している。

4.3 熱伝達率の比較 伝熱管群を水平に埋設する水平埋設管群の熱伝達率に対して橋詰⁽¹¹⁾ は式(8)に類似して

$$Nu_p = 1.05 Re_t^{0.44} Pr^{1/3} Ga^{1/6} \times [(1-\epsilon)^{0.56} \epsilon^{0.44n}] \left(\frac{D_T}{l_c} \right)^{-1/4} \quad (21)$$

Fig. 11 Bed voidage function

を与えており, これら式(8)や式(21)は

$$Nu_p = F_s \cdot F_\epsilon \quad (22)$$

の形を有している。ここで F_s はシステム係数で, 流動床の系(流路や伝熱面の寸法形状, および粒子と流動化流体)により定まり, 最大熱伝達率を支配する。 F_ϵ はボイド率関数で, ボイド率変化に対する熱伝達率変化の傾向を表わす。

ボイド率関数 F_ϵ は垂直埋設管群については式(17)より

$$F_\epsilon = (1-\epsilon)^{0.40} \epsilon^{0.60n} \quad (23)$$

管内流動床, 垂直埋設単管, 水平埋設管群については式(8), (18), (21)より

$$F_\epsilon = (1-\epsilon)^{0.56} \epsilon^{0.44n} \quad (24)$$

となる。図 11 はボイド率関数 F_ϵ の値を示したもので, 比較を簡単化するために Ricahrdson-Zaki の指数 n 及ぼす壁面の影響を省略して $n=n_\infty=2.4$ ($Ar > 10^5$) としている。垂直埋設管群(実線)ではボイド率変化に対する熱伝達率の変化が他の系(破線)に比べて急になっていることがわかる。また, 最大値は, 他の系では $\epsilon=0.65$ で最大値 $F_{\epsilon, \max}=0.353$ になっているのに対して, 垂直埋設管群では $\epsilon=0.78$ で最大値 $F_{\epsilon, \max}=0.382$ を示している。

最大熱伝達率は式(22)より

$$Nu_{p, \max} = F_s \cdot F_{\epsilon, \max} \quad (25)$$

となる。これを同一流体で同一直径粒子について比較するために

$$Nu_{p, \max}^* = \frac{Nu_{p, \max}}{Pr^{1/3} Ga^{1/6}} = F_s^* \cdot F_{\epsilon, \max} \quad (26)$$

とすれば, F_s^* はそれぞれの系に対して式(17), (18), (8), (21)より次のようになる。

$$F_s^* = 0.075 Re_t^{0.60} : \text{垂直埋設管群} \quad (27)$$

$$F_s^* = 0.26 Re_t^{0.44} : \text{垂直埋設単管} \quad (28)$$

Fig. 12 Maximum heat transfer coefficient in form of Eq. (26)

$$F_s^* = 0.037 Re_t^{0.44} \left(\frac{D_c}{l_c} \right)^{1/4} : \text{管内流動床} \cdots \cdots (29)$$

$$F_s^* = 1.05 Re_t^{0.44} \left(\frac{D_r}{l_c} \right)^{-1/4} : \text{水平埋設管群} \cdots \cdots (30)$$

最大熱伝達率を式(26)の形で比較したのが図12である。ここでも比較を簡単化するために端流速レイノルズ数 Re_t に及ぼす壁面の影響を省略して $Re_t = Re_{t\infty}$ とし、 $Re_{t\infty}$ をアルキメデス数で表わしている。図12より、垂直埋設管群(太実線)の最大熱伝達率は $Ar > 6.5 \times 10^5$ では他の系よりも大きいことがわかる。垂直埋設単管(太破線)はこれに次ぐ。管内流動床(細実線)は流動管内径の影響を受け、本実験の範囲 ($D_c < 80$ mm) では垂直埋設単管の値を下回る。水平埋設管群(細破線)も埋設管外径の影響を受けるが、本実験と同一外径の管 ($D_r = 19, 25$ mm) を埋設した場合には垂直埋設管群の値を下回る。

以上の比較により、垂直埋設管群では管内流動床や水平埋設管群よりも大きな熱伝達率が得られ、しかもより大きなボイド率で最大熱伝達率が得られる特徴があることがわかった。特に後者の特徴は最大熱伝達率を運転条件とする熱交換器への応用において充填する粒子の量が少なくてすむことを意味しており、緒言で述べた「床内埋設垂直伝熱管式」が他の形式に比べて有利であることが示されたといえる。

5. 結 言

液相流動床中に管群(単管を含む)を垂直に埋設した場合のボイド率と埋設管表面での熱伝達率を調べ、管内流動床や水平埋設管群と比較した。その結果は実験

範囲内で次のように要約される。

(1) ボイド率については、流路の水力等価直径を用いれば垂直埋設管群、垂直埋設単管ともに管内流動床の実験より導かれた式(4)、(5)が適用できる。

(2) 熱伝達率については、垂直埋設管群、垂直埋設単管それぞれに対して実験整理式として式(17)および式(18)を導いた。

(3) 熱伝達率は垂直埋設管群、垂直埋設単管ともに埋設管外径の影響を受けない。

(4) 最大熱伝達率を与えるボイド率は、垂直埋設管群では他の系(垂直埋設単管、管内流動床、水平埋設管群)よりも大きい。

(5) 最大熱伝達率も垂直埋設管群が他の系よりも大きい。

本研究により流動床を応用する「床内埋設垂直伝熱管式」熱交換器の熱設計が可能になった。垂直埋設管群の熱伝達率は管内流動床や水平埋設管群よりも大きく、しかも最大熱伝達率を与えるボイド率が大きいため、設計条件において大流量の流動化流体を扱うことができ、粒子充填量も削減できるなど床内埋設垂直伝熱管式熱交換器の有利性が示された。

なお、本研究における試験流路 TC-4、TC-6 についての実験では川本晃大君[現：中電プラント(株)]と藤原鉄也君[現：今治造船(株)]の協力を得たことを記して感謝の意を表する。

文 献

- (1) Hashizume, K., Flow and Heat Transfer in Liquid-Fluidized Bed: Part 1, *Science of Machine*, Vol. 60, No. 8 (2008), pp. 872-878, in Japanese.
- (2) Hashizume, K. and Matsue, T., Effect of Wall on Void Fraction of Liquid-Fluidized Beds, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 63, No. 612 (1997), pp. 2797-2802, in Japanese.
- (3) Hashizume, K. and Matsue, T., Heat Transfer in Liquid-Fluidized Beds affected by Column Wall, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 64, No. 628 (1998), pp. 4172-4178, in Japanese.
- (4) Hashizume, K. and Matsue, T., Characteristics of Particle Mixtures in a Liquid-Fluidized Bed, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 64, No. 623 (1998), pp. 2280-2285, in Japanese.
- (5) Hashizume, K., Tokutome, A. and Matsue, T., Heat Transfer Characteristics of Liquid-Fluidized Beds Using Homogeneously-Mixable Particle Mixtures in Fluidizing Column, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 68, No. 671 (2002), pp. 2098-2105, in Japanese.
- (6) Hashizume, K. and Shirai, A., Heat Transfer on Tube Bundles Embedded Horizontally in a Liquid-Fluidized Bed, *Transactions of the Japan Society of Mechanical*

- Engineers, Series B*, Vol. 70, No. 696 (2004), pp. 2110-2116, in Japanese.
- (7) Hashizume, K., Onji, R., Niiki, S., Tsukuda, H. and Yoshida, R., Heat Transfer on Tube Bundles Embedded Horizontally in a Liquid-Fluidized Bed (2nd Report, On Tube Bundles of Fundamental Layouts Including In-Line Layouts), *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 74, No. 744 (2008), pp. 1799-1806, in Japanese.
- (8) Hartman, M., Havlin, V., Trnka, O. and Carsky, M., Predicting the Free-Fall Velocities of Spheres, *Chemical Engineering Science*, Vol. 44, No. 8 (1989), pp. 1743-1745.
- (9) Khan, A. R. and Richardson, J. F., Fluid-Particle Interactions and Flow Characteristics of Fluidized Beds and Settling Suspensions of Spherical Particles, *Chemical Engineering Communications*, Vol. 78 (1989), pp. 111-130.
- (10) Hashizume, K., Flow and Heat Transfer in Liquid-Fluidized Bed: Part 2, *Science of Machine*, Vol. 60, No. 9 (2008), pp. 979-984, in Japanese.
- (11) Hashizume, K., An Approach to Develop a Correlation for Liquid-Fluidized Bed Heat Transfer, *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 45 (2006), pp. 990-1000.
- (12) Haid, M., Martin, H. and Steinhagen, H. M., Heat Transfer to Liquid-Solid Fluidized Beds, *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 33 (1994), pp. 211-225.
- (13) VDI-Waermeatlas, 9. Auflage, (2002), Ga5, Springer, in German.
- (14) Hashizume, K. and Abe, N., Development of Liquid-Fluidized Bed Heat Exchangers, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 61, No. 581 (1995), pp. 283-288, in Japanese.