

発達した水平二重円管内層流流れの自然・ 強制混合対流熱伝達

服部直三*・小竹進

Combined Free and Forced-Convection Heat Transfer for Fully Developed Laminar Flow in Horizontal Concentric Annuli

By

Naozo HATTORI and Susumu KOTAKE

Abstract : Experimental investigations have been made of the forced-convection heat-transfer for fully developed laminar flow in horizontal circular tubes and concentric annuli in order to clarify quantitatively the effect of free convection on their heat-transfer characteristics. When the Grashof number $Gr = \beta g L_r T_r / U_r^2$, defined by using $T_r = WGL_r^2 / \alpha$, $L_r = (d_2^2 - d_1^2)(q_1 + q_2) / (d_1 q_1 + d_2 q_2)$, $U_r = \nu / L_r$ as the characteristic temperature, length and velocity, is introduced, the heat-transfer characteristics due to the secondary flows induced by free convection can be expressed by the following equations;

$$\begin{aligned} Nu_o &= 0.38 Gr^{0.20} Pr^{0.28} && \text{for outer tubes} \\ Nu_i &= 0.44 Gr^{0.20} Pr^{0.28} (d_2/d_1)^{0.35} && \text{for inner tubes} \end{aligned}$$

These two equations can be applied for horizontal circular tubes and annuli, regardless of heating amounts of inner and outer tubes.

概 要

水平単管および二重円管内の発達した層流強制対流熱伝達について実験的研究をおこない、自然対流の熱伝達特性におよぼす影響を定量的に明らかにした。これらの結果、代表温度 T_r 、内外管の加熱量の相対的大きさを加味した代表長さ L_r および代表速度 U_r として、 $T_r = WGL_r^2 / \alpha$ 、 $L_r = (d_2^2 - d_1^2)(q_1 + q_2) / (d_1 q_1 + d_2 q_2)$ 、 $U_r = \nu / L_r$ を用いたグラスホフ数 Gr 、

$$Gr = \beta g L_r T_r / U_r^2$$

*動燃・大洗工学センター

を用いると、自然対流の2次流れによる外管および内管壁の熱伝達特性は加熱割合に関係なくそれぞれ、

$$Nu_0 = 0.38 Gr^{0.20} Pr^{0.28}$$

$$Nu_i = 0.44 Gr^{0.20} Pr^{0.28} (d_2/d_1)^{0.35}$$

で表わせることがわかった。

1. ま え が き

管内強制対流熱伝達におよぼす自然対流の影響は、管断面の形状・管軸の重力加速度に対する傾き・流速・熱負荷などによりさまざまな様相を呈し、その定量的評価は困難である。しかし、管内強制対流熱伝達を原理とした熱交換器の効率の改良、より高精度の設計などには、上述の現象のより正確な把握が必要である。このような見地からは、管形状・管軸の傾きが種々異なり、流れも層流から乱流にわたり管入口から十分発達した全領域での現象の把握が望ましいが、研究の現状は個々の簡単な条件の組合せからなされている。

その最も単純なものは水平円管内の層流熱伝達であり、Colburn[1]の実験以後数多くの研究がなされている[2]～[9]。多くは温度助走域を含めた管全体の平均的熱伝達特性を対象にしているが、Morton[7]および森ら[8][9]は、流れ場および温度場共に十分発達した領域を問題にしている。一方、二重円管については、Chenら[10]、村川[11][12]、およびHattonとQuarmby[13]が流れおよび温度の助走域を対象にした研究をおこなっている。

このように従来の研究の多くは助走域を対象にしたもので、発達域に対する実験は数少ない。本報告では、水平におかれた単管および同心二重円管内の十分に発達した層流強制対流熱伝達におよぼす自然対流の影響を実験的に研究し、その定量的な評価を検討した。

記 号

| | |
|------------------------------|------------------|
| d_1, d_2 | : 内外管径 |
| $St (= d_2/d_1)$ | : 管径比 |
| t | : 円管の肉厚 |
| S | : 内外管の間隙 |
| T_{w1}, T_{w0} | : 内外管の管壁温度 |
| $\bar{T}_{w1}, \bar{T}_{w0}$ | : 内外管の平均管壁温度 |
| T_i | : 加熱開始点における流体温度 |
| T_b | : 流体平均温度 |
| T_{fi}, T_{f0} | : 膜温度 |
| q_1, q_2 | : 内外管の加熱量 |
| n_1, n_2 | : 内外管の加熱量の相対的大きさ |
| h_i, h_0 | : 内外管に対する熱伝達率 |
| Nu_1, Nu_0 | : 内外管に対するヌセルト数 |
| Gr | : グラスホフ数 |
| Nu | : 単管の場合のヌセルト数 |

- U_r : 2次的流れの代表速度
- T_r : 2次的流れの代表温度
- L_r : 2次的流れの代表長さ
- w : 管軸方向速度
- W : 管軸方向平均速度
- G : 管軸方向温度勾配
- Q : 流体の質量流量
- x : 加熱開始点から管軸方向への距離
- ρ : 密度
- μ : 粘性係数
- ν : 動粘性係数
- g : 重力加速度
- C_p : 比熱
- β : 体膨張率
- λ : 熱伝導率
- α : 温度伝導率
- Pr : プラントル数

2. 実験装置および実験方法

実験装置全体の略図を図1に示す。流体はヘッドタンク①、前置水槽②および3mの速度助走部を経て、加熱部③に導かれる。加熱部は内管の内部および外管の外壁に一様に巻かれた加熱用ヒーター（1.0mmφ～1.6mmφの銅・ニッケル線）およびこれを囲む断熱筒（厚

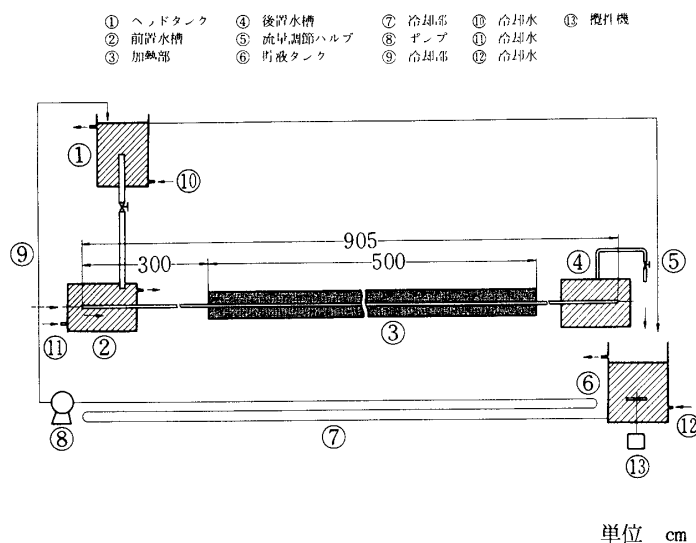


図1 実験装置

さ100 mmの岩綿) からなり、長さは全長5 mである。図2はその断面図を示したものである。加熱部の両端は断熱材(ベークライト)を介して加熱部入口および出口の円管に接続されるが、加熱部出口には軸方向の熱損失を極力少くするため補助ヒーターが設置してある。また加熱部の上流側、すなわち速度助走部の管壁外周は加熱部入口で等温流が得られるように加熱部と同様に断熱筒で被った。加熱用ヒーターは直流加熱し、外部抵抗を調節することにより任意の加熱量に設定した。加熱量はヒーターに印加される電圧と電流値から求めた。加熱部を経た流体は後置水槽④および流量調節バルブ⑤を経て貯液タンク⑥に放出される。流量はストップウォッチとメスシリンダーを用いて測定した。貯液タンクには減速モーターにより駆動される攪拌機⑬(砂糖を溶解するために使用)が附属している。貯液タンク⑥の加熱部を通して温められた流体はポンプ⑧により冷却部⑦、⑨を通してヘッドタンク①に戻される。冷却部は二重円管からなり全長約25mで、内管に作動流体、環状部に冷却水を流すようにしてある。このほか冷却水はヘッドタンク、貯液タンクおよび前置水槽内にを通じることができる(⑩, ⑪, ⑫の矢印)。前述の冷却方法により、加熱部入口での流体温度を一定温度に保つことができた(30分間で最大0.1°C程度の温度の増減)。

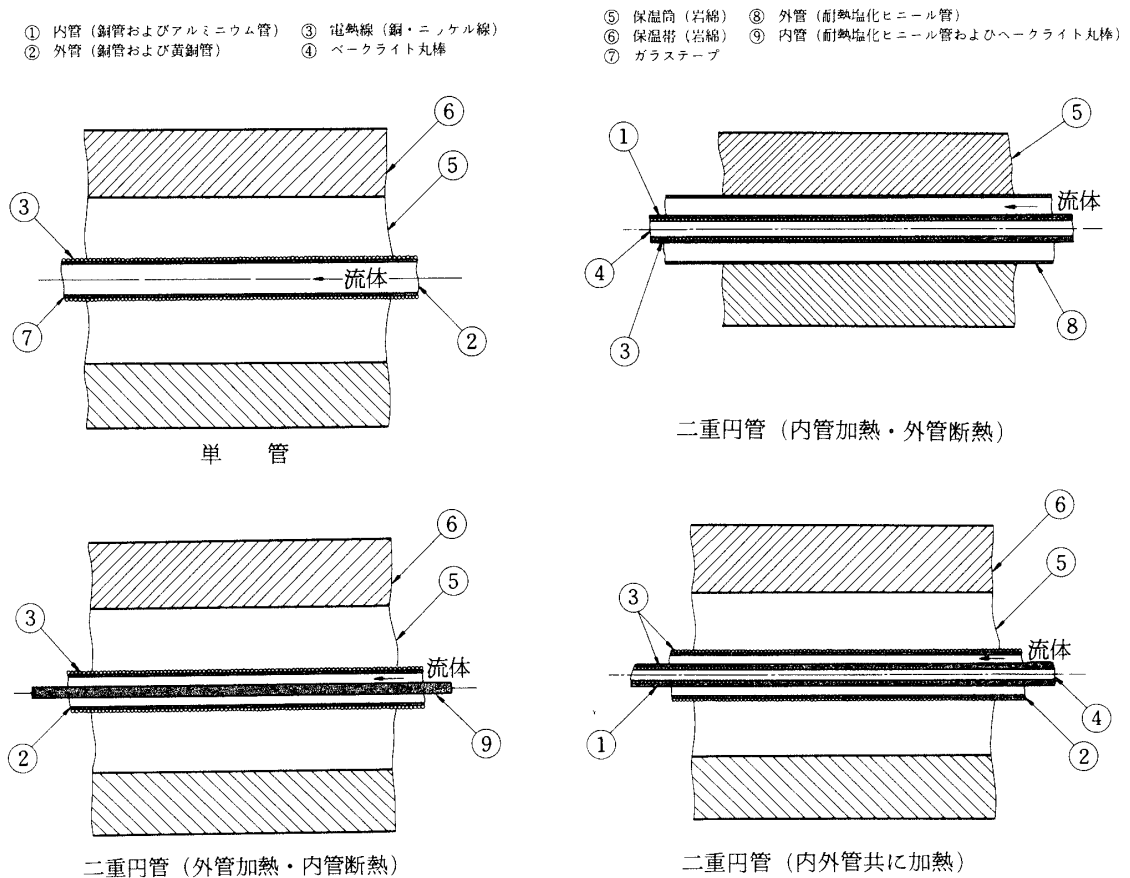


図2 加熱部断面

管壁温度は、0.1mm ϕ および0.2mm ϕ の銅・コンスタンタン熱電対を使用して測定した。図3は加熱部円管での熱電対取付け位置を示したものである。熱電対は管軸方向に50cm間隔にそれぞれ1個所、熱伝達率測定位置では外管で円周方向に等間隔8個所、内管で4個所である。このほか、加熱部入口に流体温度測定用の熱電対が2本挿入してある。熱電対の起電力は、1 μ Vの分解能を有するデジタル・ボルトメーターで測定した。なお熱伝達率の算出はすべての場合、加熱開始点より下流475cmの位置(図で番号⑩の位置)における円周方向の平均管壁温度 \bar{T}_{w0} 、 \bar{T}_{w1} を用いておこなった。

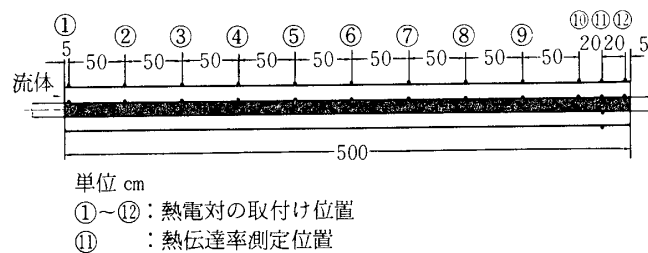


図3 熱電対の取付け位置

内外管壁における熱電対の取付け状態は、外管壁では管壁表面から約0.2mm離れた位置に熱電対を挿入・接合し、内管壁面では同一表面上にうめ込んである(図4)。管壁温度の測定は、十分な時間をおき管壁温度の増減が10分間で0.04 $^{\circ}$ C程度以下になるのをまっておこなった。なお、非加熱状態時の加熱部に等温流(16.0 $^{\circ}$ C)を流したとき、管軸および円周方向に取付けた個々の熱電対出力の差は0.06 $^{\circ}$ C程度であった。

図5は熱伝達率測定位置における円周方向の管壁温度分布の一例を示したものであり、ほぼ正弦波状をなしていることがわかる。 $\theta = 90^{\circ}$ 、 $\theta = 270^{\circ}$ はそれぞれ円管の上端、下端の位置に対応している。

図6に二重円管の内管固定方法を示すが、ここでは流れおよび熱的な問題を考慮して、縫針(0.6mm ϕ)による内管固定法を用いた。固定位置は管軸方向に約1m間隔に10個所で、円周方向に90 $^{\circ}$ 間隔に4本の縫針を外管壁から挿入し、さらに内管の位置決めをする環状治具を用いて内管を固定した。

表1は実験に使用した円管および二重円管の内外管径 d_1 、 d_2 、材質および管径比 d_2/d_1 の組合せを示す。表中の*印は内管加熱における外管、外管加熱における内管がそれぞれ断熱壁でない場合を示す。

実験に使用した流体は主として水道水であるが、単管の場合はプラントル数の影響を調べるために、砂糖水(24.0%、37.2%、47.2%および51.4%の水溶液)を用いた。後者の物性値は、密度は標準比重計、粘性係数は細管粘度計、体膨張率は毛細管、熱伝導率は定常法により、また比熱は冷却法を用いてそれぞれ測定したものをを用いたが、水の物性値は伝熱工学資料[14]による値を使用した。図7は実験に使用した砂糖水の諸物性値の温度依存性を示したものである。

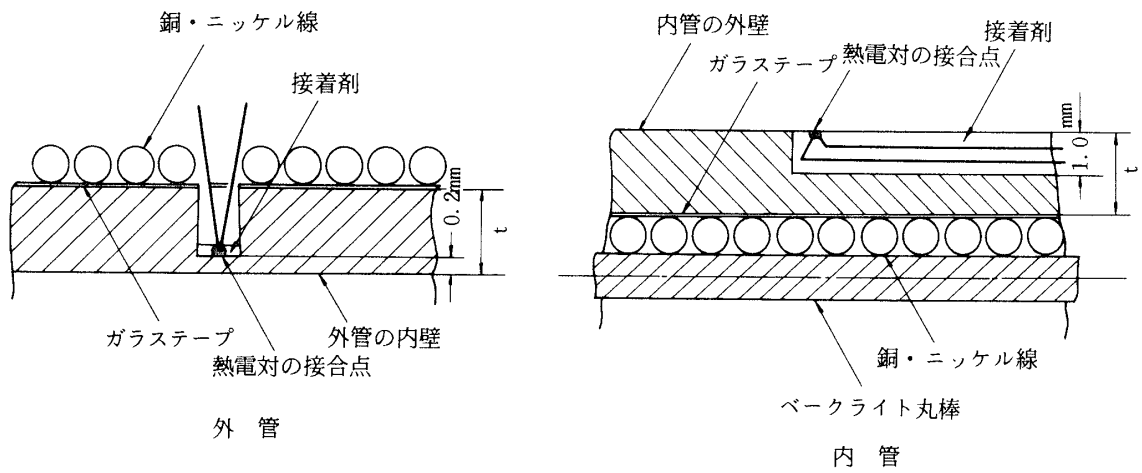


図4 熱電対のうめ込み

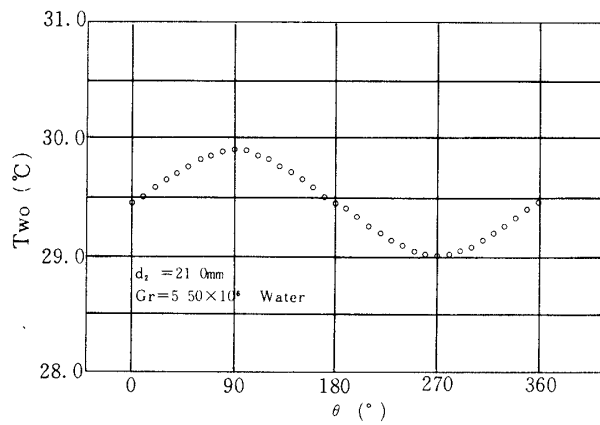


図5 円周方向の管壁温度分布（単管の場合）

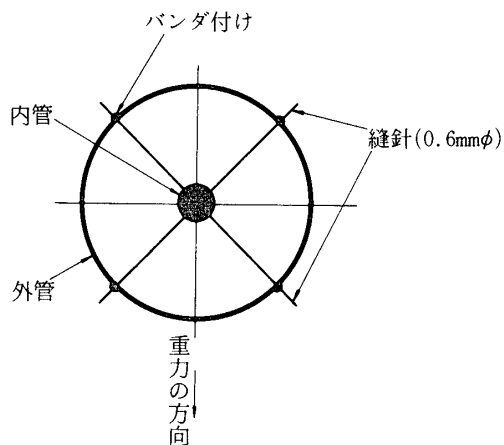


図6 内管の固定方法

| d_2 (mm) | t (mm) | 材質 |
|------------|--------|----|
| 10.0 | 2.0 | 銅 |
| 15.0 | 2.0 | 銅 |
| 17.0 | 1.0 | 黄銅 |
| 21.0 | 2.0 | 銅 |
| 22.4 | 1.5 | 黄銅 |
| 38.5 | 3.0 | 銅 |

単管

| $d_1 \backslash d_2$ | 22.4 | 25.0 | 38.5 | 40.0 | 66.0 | 77.4 | 材質 |
|----------------------|-------|----------|-------|----------|------|------|--------|
| 10.0 | 2.24* | — | 3.85* | 4.00 | 6.60 | 7.74 | 銅 |
| 16.0 | 1.40* | 1.56 | — | 2.50 | 4.13 | — | アルミニウム |
| 材質 | 黄銅 | 耐熱塩化ビニール | 銅 | 耐熱塩化ビニール | | | |

二重円管 (内管加熱・外管断熱)

| $d_2 \backslash d_1$ | 8.0 | 10.0 | 12.0 | 16.0 | 18.0 | 22.0 | 26.0 | 32.0 | 材質 |
|----------------------|--------|-------|--------|--------|----------|------|------|------|----|
| 22.4 | 2.80 | 2.24* | 1.87 | 1.40* | — | — | — | — | 黄銅 |
| 38.5 | 4.81 | 3.85* | 3.21 | — | 2.14 | 1.75 | 1.48 | 1.20 | 銅 |
| 材質 | ベークライト | 銅 | ベークライト | アルミニウム | 耐熱塩化ビニール | | | | |

二重円管 (外管加熱・内管断熱)

| $d_2 \backslash d_1$ | 22.4 | 38.5 | 材質 |
|----------------------|------|------|--------|
| 10.0 | 2.24 | 3.85 | 銅 |
| 16.0 | 1.40 | — | アルミニウム |
| 材質 | 黄銅 | 銅 | |

二重円管 (内外管共に加熱)

表1 使用した円管および二重円管

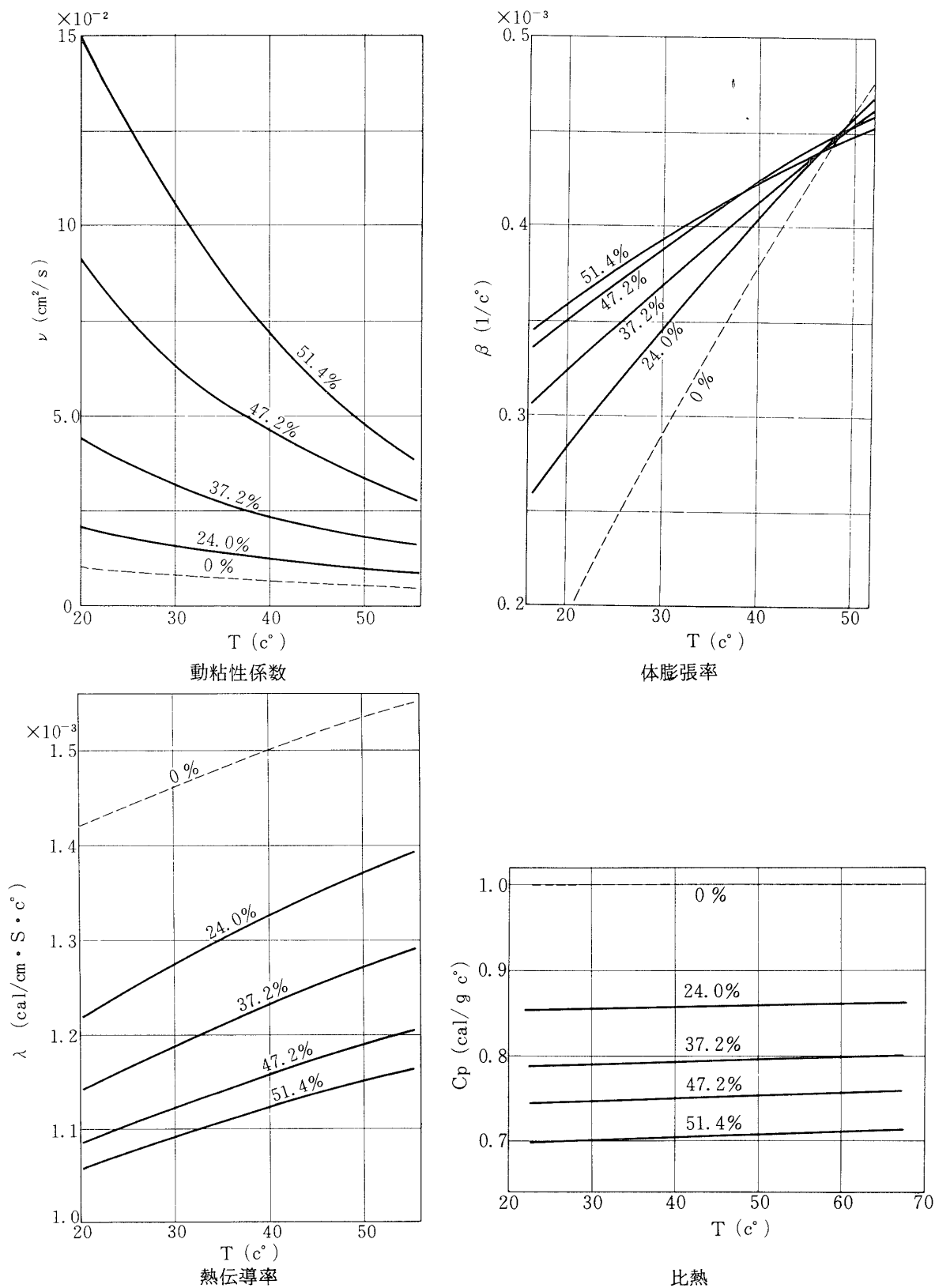


図7 砂糖水の諸物性値の温度依存性

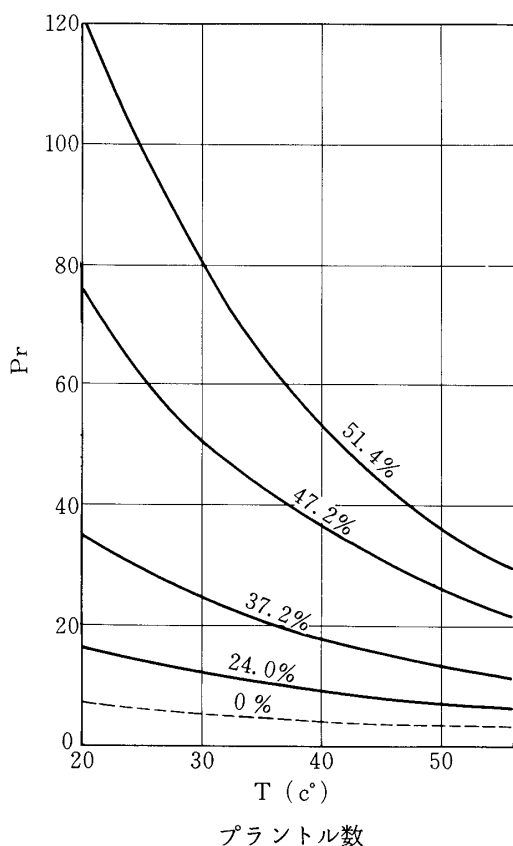


図7 砂糖水の諸物性値の温度依存性

$$G = (\pi d_1 q_1 + \pi d_2 q_2) / (C_p Q) \dots\dots\dots(2)$$

となる。このような領域を温度場が十分に発達した領域とみなし、この領域での自然対流による2次的流れの熱伝達特性を調べることにする。

自然対流による2次流れの速度、温度、長さの代表値をそれぞれ U_r, T_r, L_r とすると、十分に発達した層流の運動を支配するパラメーターは $U_r L_r / \nu$ (レイノルズ数) と $g \beta L_r T_r / U_r^2$ (グラスホフ数) である。熱移動は2次流れの流れによるものと熱伝導によるものの比 $U_r L_r / \alpha$ 、管軸方向流れと2次流れによる熱移動の比 $G W L_r / (U_r T_r)$ および管軸方向速度分布 w/W (d_2/d_1 の関数) に支配される。

一方、十分に発達した領域での管軸方向の熱収支 (式(2)) より、

$$\rho C_p W G (d_2^2 - d_1^2) = \lambda \frac{T_r}{L_r} (d_1 n_1 + d_2 n_2) \dots\dots\dots(3)$$

ただし、 $q_1 = \lambda \frac{T_r}{L_r} n_1, q_2 = \lambda \frac{T_r}{L_r} n_2$

ここで、 $\frac{U_r L_r}{\nu} = 1, \frac{G W L_r}{U_r T_r} \frac{\nu}{\alpha} = 1$ となるように L_r, U_r, T_r をきめれば、式(3)より

3. 実験結果および考察

図8は管壁温度 T_{wo}, T_{wi} (それぞれ外管、内管上端における温度) ならびに流体平均温度 T_b の加熱開始点 ($x/d_2 = 0, x/2S = 0$) から管軸方向への変化の様子を示した一例である。図で縦の点線の位置が熱伝達率の測定位置である。

ここで、流体平均温度とは流体の流量と加熱量の関係から求めたものである。内外管径を d_1, d_2 , 内外管の単位面積、単位時間当りの加熱量 q_1, q_2 , 流体の質量流量を Q , 流体の平均比熱 C_p , 加熱開始点での流体温度を T_i とすると、加熱開始点から距離 x の位置での流体平均温度 T_b は

$$T_b = T_i + (\pi d_1 q_1 + \pi d_2 q_2) x / (C_p Q) \dots\dots\dots(1)$$

となる。

管壁温度はいずれの場合 (単管、二重円管) も加熱開始点のすじ後方で急激に増加し、ついで減少してから T_b に平行な直線となり、管壁温度勾配は、

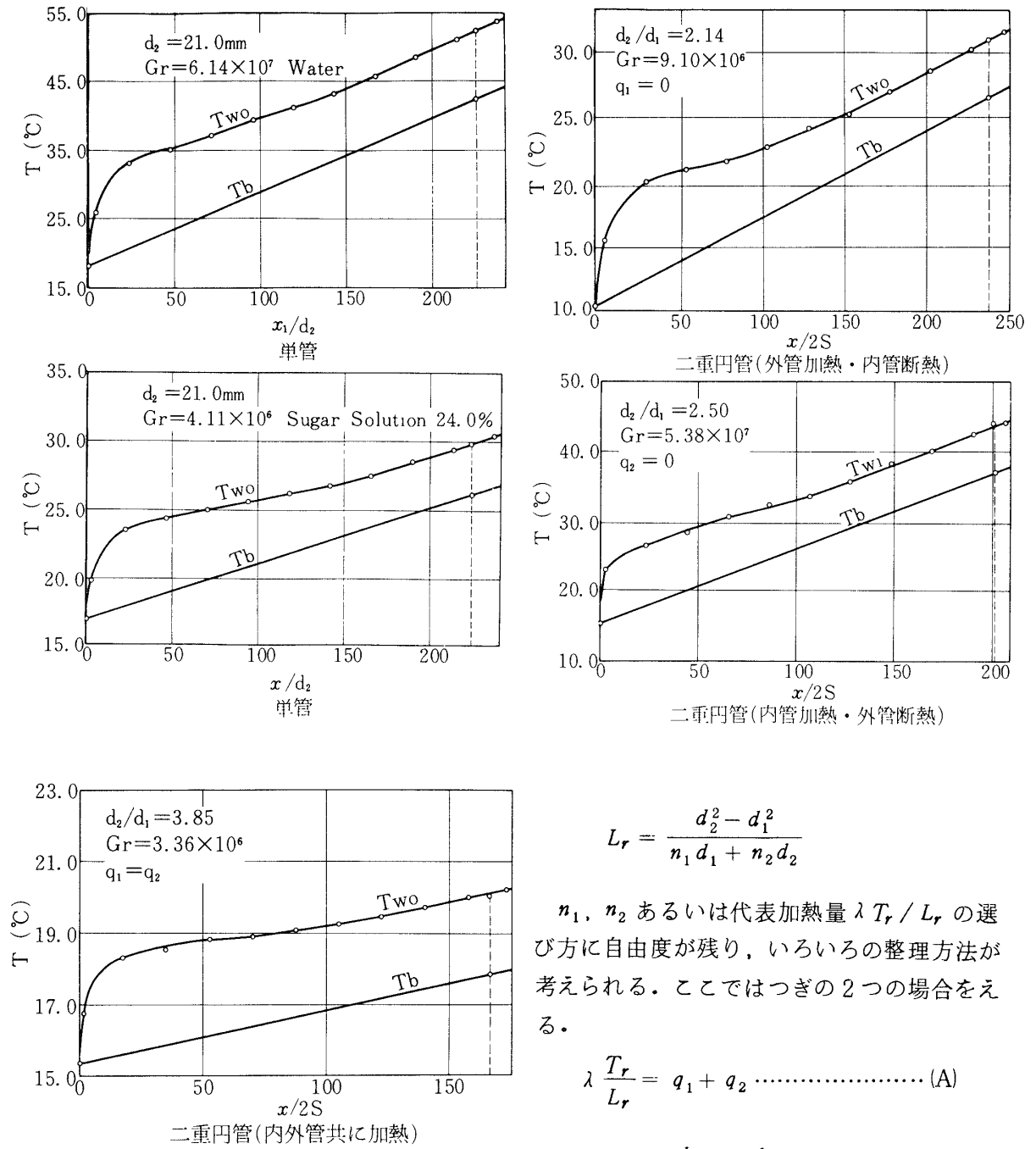


図8 管軸方向温度分布

$$L_r = \frac{d_2^2 - d_1^2}{n_1 d_1 + n_2 d_2}$$

n_1, n_2 あるいは代表加熱量 $\lambda T_r / L_r$ の選び方に自由度が残り、いろいろの整理方法が考えられる。ここではつぎの2つの場合をえる。

$$\lambda \frac{T_r}{L_r} = q_1 + q_2 \dots\dots\dots (A)$$

$$\lambda \frac{T_r}{L_r} = \frac{d_1 q_1 + d_2 q_2}{d_1 + d_2} \dots\dots\dots (B)$$

このとき、 n_1, n_2 はそれぞれ

$$n_1 = \frac{q_1}{q_1 + q_2}, \quad n_2 = \frac{q_2}{q_1 + q_2} \dots\dots\dots (A)$$

$$n_1 = \frac{q_1(d_1 + d_2)}{d_1 q_1 + d_2 q_2}, \quad n_2 = \frac{q_2(d_1 + d_2)}{d_1 q_1 + d_2 q_2} \dots\dots\dots (B)$$

となり、代表長さ L_r 、代表速度 U_r 、代表温度 T_r は、

$$L_r = \frac{(d_2^2 - d_1^2)(q_1 + q_2)}{d_1 q_1 + d_2 q_2}, \quad U_r = \frac{(d_1 q_2 + d_2 q_1) \nu}{(d_2^2 - d_1^2)(q_1 + q_2)}, \quad T_r = \frac{(d_2^2 - d_1^2)(q_1 + q_2)^2}{\lambda(d_1 q_1 + d_2 q_2)} \dots\dots\dots (A)$$

$$L_r = d_2 - d_1, \quad U_r = \frac{\nu}{d_2 - d_1}, \quad T_r = \frac{(d_2 - d_1)(d_1 q_1 + d_2 q_2)}{\lambda(d_2 + d_1)} \dots\dots\dots (B)$$

となる。したがって、自然対流による2次的流れの熱移動を支配するパラメーターは、

$$G_r \equiv \beta g L_r^3 T_r / \nu^2, \quad P_r \equiv \nu / \alpha, \quad S_t \equiv d_2 / d_1 \dots\dots\dots (4)$$

となる。

代表温度は管壁温度の軸方向勾配 G を用いると、

$$T_r = \frac{WG L_r^2}{\alpha}$$

とも表わされる。また単管の場合 ($d_1 = 0, q_1 = 0$) は、(A)、(B) いずれの場合も $L_r = d_2$ 、 $U_r = \nu / d_2$ 、 $T_r = q_2 d_2 / \lambda$ となる。

内管および外管での熱伝達率 h_i, h_0 を $q_1 = h_i (\bar{T}_{wi} - T_b)$ 、 $q_2 = h_0 (\bar{T}_{w0} - T_b)$ と定義すると、無次元熱伝達率はそれぞれ、

$$N_{ui} = h_i L_r / \lambda, \quad N_{u0} = h_0 L_r / \lambda$$

と定義することができる。したがって、温度を $(\bar{T}_{wi} - T_b) / T_r$ 、 $(\bar{T}_{w0} - T_b) / T_r$ と無次元化しておけば、これらは、

$$N_{ui} = f_i(G_r, P_r, S_t), \quad N_{u0} = f_0(G_r, P_r, S_t) \dots\dots\dots (5)$$

と表れせる。ここで、 N_{ui}, N_{u0}, G_r, P_r に含まれる諸物性値を評価する温度が問題になるが、本実験では $T_{fi} = (\bar{T}_{wi} + T_b) / 2$ 、 $T_{f0} = (\bar{T}_{w0} + T_b) / 2$ における値を用いた。

前述した(A)、(B)両者の大きな違いは、代表長さおよび代表速度が内外管の加熱量の相対的大きさに支配されるかどうかにある。図10、図11、図12はすべて(A)による整理値を示し、内外管共に加熱する場合の熱伝達特性は内外管の一方を単独に加熱した場合の特性と一致する。一方、(B)の場合は内外管共に加熱する場合の熱伝達特性と単独に加熱する場合の特性とはあまり良く一致せず、代表長さ、代表速度が内外管の加熱量の相対的大きさに関与することがわかる。

図9は単管 ($d_1 = 0$) の場合の水および砂糖水に対する熱伝達特性を表わしたものである。

プラントル数 P_r は水で3~10、砂糖水で10~120の範囲にわたって変化しているが、このプラントル数の影響は $G_r P_r^{1.40}$ として最も良く整理されることがわかったので、横軸に $G_r P_r^{1.40}$ の値をとってある。これらの結果から実験式を導くと、

$$N_u = 0.38 G_r^{0.20} P_r^{0.28} \dots\dots\dots (6)$$

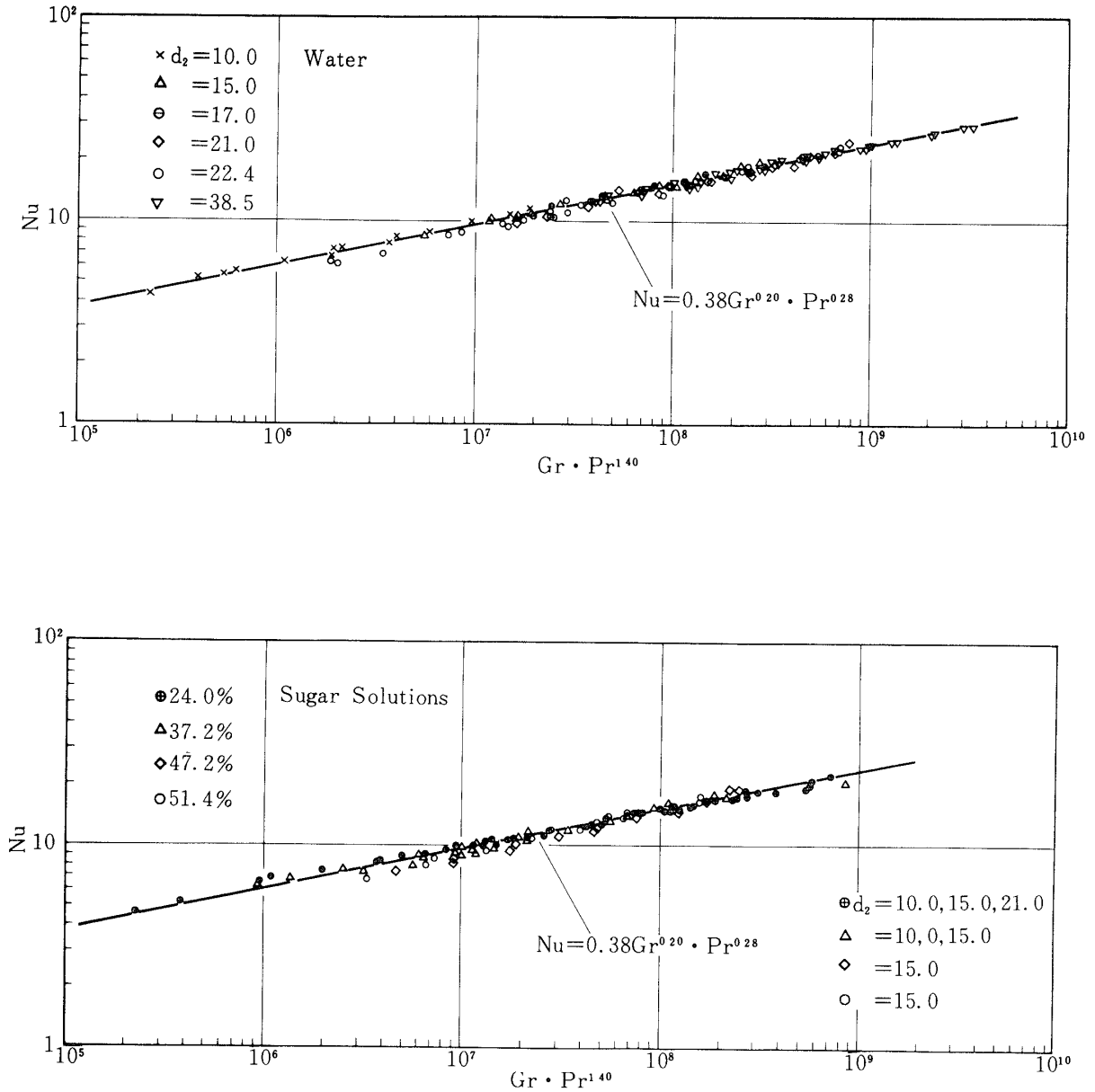


図9 熱伝達特性 (単管)

$$3 < Pr < 120, \quad 2 \times 10^5 < Gr \cdot Pr^{1.40} < 5 \times 10^9$$

となる (図中の実線)。

図からわかるように Nu と $Gr \cdot Pr^{1.40}$ の関係は全領域にわたり直線で表わされ、後述するように二重円管の場合にみられる Nu の一定値をとる範囲 (自然対流の影響の比較的少ない、強制対流の支配的領域) はみられず、全領域が自然・強制対流共存の領域である。

図10, 図11, 図12は二重円管の場合の実験結果で, それぞれ外管加熱・内管断熱 ($q_2 \neq 0, q_1 = 0$), 内管加熱・外管断熱 ($q_2 = 0, q_1 \neq 0$), および内管・外管共に加熱 ($q_2 \neq 0, q_1 \neq 0$) の場合である. 図10をみると, $G_r P_r^{1.40}$ の増加に伴って, ヌセルト数 N_{u0} の一定値を示す範囲, さらに N_{u0} が $G_r P_r^{1.40}$ に比例して増加する範囲の現われることがわかる. N_{u0} の一定値を示す範囲は, 自然対流の強制対流に及ぼす影響の比較的少ない, ほとんど強制対流の支配的な範囲である. しかし, $G_r P_r^{1.40}$ がおよそ 4×10^6 に達すると自然対流の影響が徐々に現われ始め, それに伴って N_{u0} の値は次第に大きくなる. このように, 単管の場合より自然対流の影響が顕著になる $G_r P_r^{1.40}$ の値は大きい, 熱伝達特性は式(6)と同様に表され管径比の影響はほとんど現われない.

$$N_{u0} = 0.38 G_r^{0.20} P_r^{0.28} \dots\dots\dots(7)$$

$$3 < P_r < 10, \quad 5 \times 10^6 < G_r P_r^{1.40} < 4 \times 10^9, \quad 1.20 < d_2/d_1 < 4.81$$

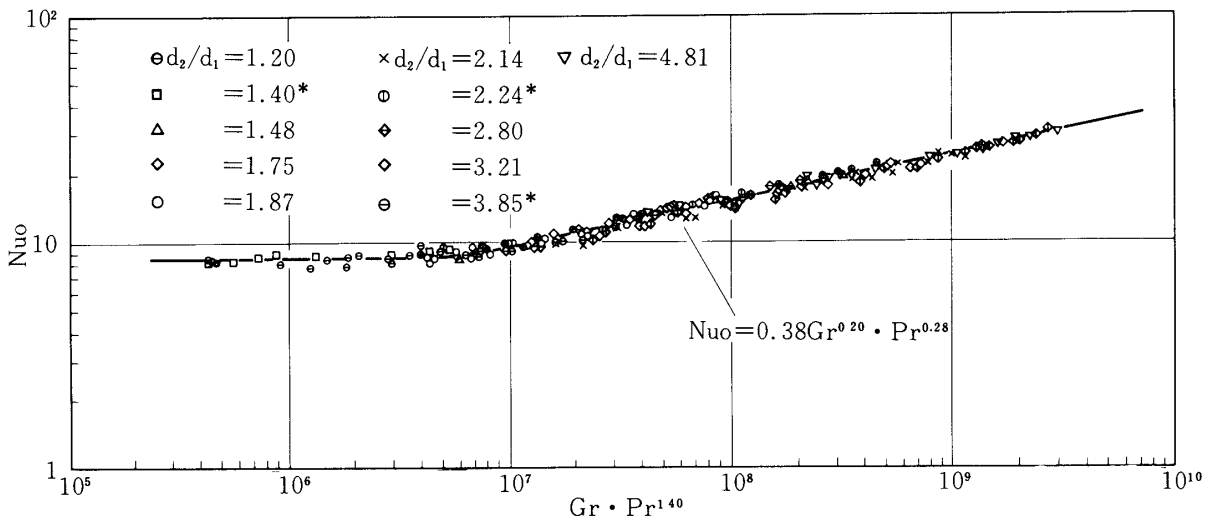


図10 熱伝達特性 (二重円管 - 外管加熱・内管断熱)

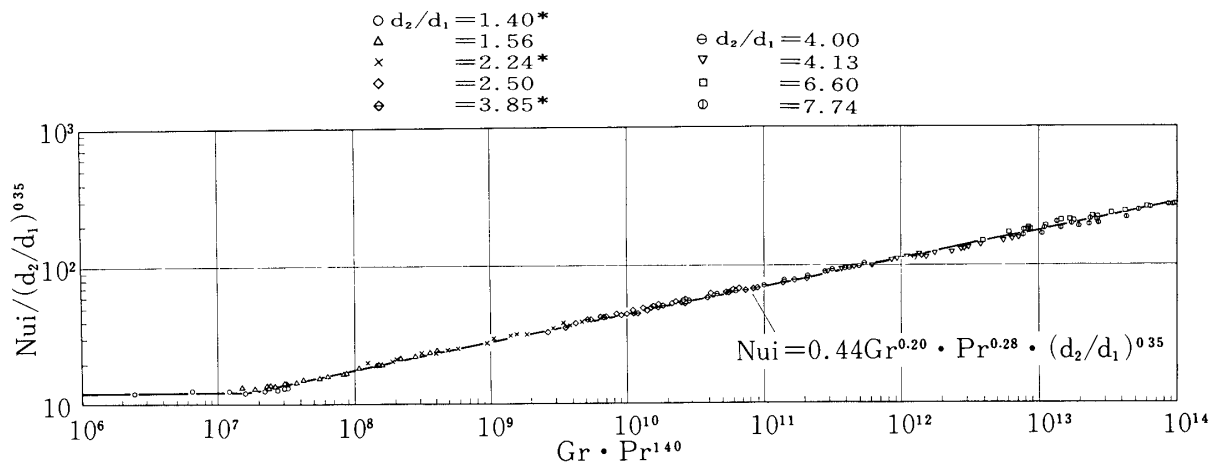


図11 熱伝達特性 (二重円管 - 内管加熱・外管断熱)

図11は内管加熱・外管断熱の場合である．自然対流の影響は $Gr Pr^{1.40} \approx 2 \times 10^7$ 附近から現われるが，この場合は管径比の影響が大きい． $2 \times 10^7 < Gr Pr^{1.40} < 10^{14}$ の範囲に対する実験式は，

$$Nu_i = 0.44 Gr^{0.20} Pr^{0.28} (d_2/d_1)^{0.35} \dots\dots\dots(8)$$

$$3 < Pr < 10, \quad 1.40 < d_2/d_1 < 7.44$$

となる。

図12は内外管を同時に加熱した場合で，外管および内管に対する熱伝達特性を表わす．自然対流の影響の現われる位置は $Gr Pr^{1.40}$ の大きい方に移動しているが，自然対流による熱伝達特性は前述の外管加熱および内管加熱にそれぞれ対応し，実験式は，

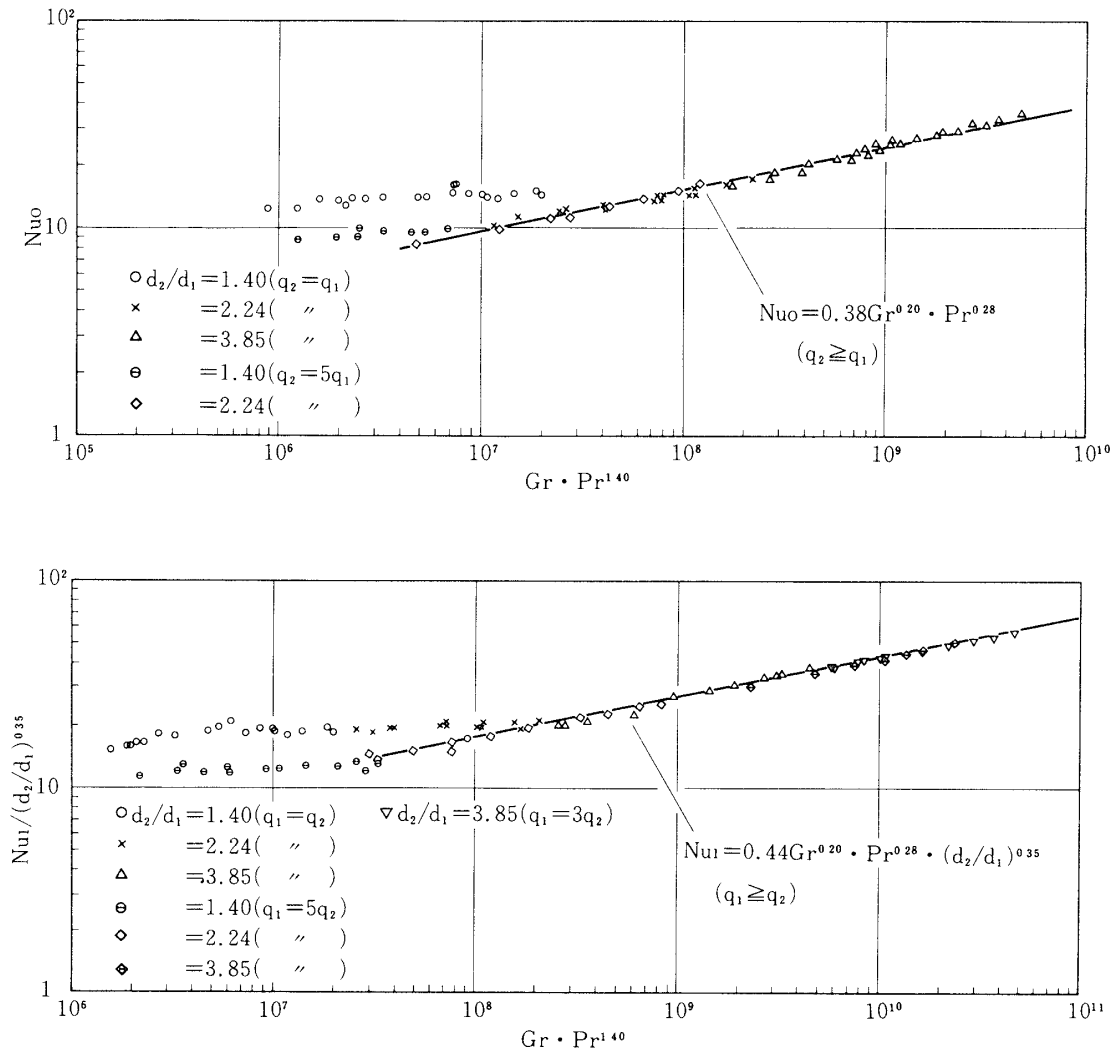


図12 熱伝達特性（二重円管－内外管共に加熱）

$$Nu_0 = 0.38 G_r^{0.20} P_r^{0.28} \dots\dots\dots(9)$$

$$3 < P_r < 10, \quad 10^7 < G_r P_r^{1.40} < 10^{10}, \quad 1.40 < d_2/d_1 < 3.85, \quad q_2 \geq q_1$$

および,

$$Nu_i = 0.44 G_r^{0.20} P_r^{0.28} (d_2/d_1)^{0.35} \dots\dots\dots(10)$$

$$3 < P_r < 10, \quad 4 \times 10^7 < G_r P_r^{1.40} < 5 \times 10^{10}, \quad 1.40 < d_2/d_1 < 3.85, \quad q_1 \geq q_2$$

となる。

4. 結 論

水平単管および二重円管内の発達した層流強制対流熱伝達について実験的研究をおこない、自然対流の熱伝達特性におよぼす影響を定量的に明らかにした。

この結果、代表温度 T_r 、内外管の加熱量の相対的大きさを加味した代表長さ L_r および代表速度 U_r として、 $T_r = WGL_r^2/\alpha$ 、 $L_r = (d_2^2 - d_1^2)(q_1 + q_2)/(d_1 q_1 + d_2 q_2)$ 、 $U_r = \nu/L_r$ を用いたグラスホフ数 G_r

$$G_r = \beta g L_r T_r / U_r^2$$

を用いると、自然対流の2次流れによる外管壁・内管壁の熱伝達特性

$$Nu_0 = f_0(G_r, P_r, S_f), \quad Nu_i = f_i(G_r, P_r, S_f)$$

は、単管、二重円管およびその加熱割合に関係なく、つぎのように整理できることがわかった。

(1) 単管の場合

$$Nu = 0.38 G_r^{0.20} P_r^{0.28}$$

$$3 < P_r < 120, \quad 2 \times 10^5 < G_r P_r^{1.40} < 5 \times 10^9$$

(2) 二重円管の場合

(i) 外管加熱

$$Nu_0 = 0.38 G_r^{0.20} P_r^{0.28}$$

$$3 < P_r < 10, \quad 5 \times 10^6 < G_r P_r^{1.40} < 4 \times 10^9, \quad 1.20 < d_2/d_1 < 4.81$$

(ii) 内管加熱

$$Nu_i = 0.44 G_r^{0.20} P_r^{0.28} (d_2/d_1)^{0.35}$$

$$3 < P_r < 10, \quad 2 \times 10^7 < G_r P_r^{1.40} < 10^{14}, \quad 1.40 < d_2/d_1 < 7.74$$

(iii) 内外管加熱

$$Nu_0 = 0.38 G_r^{0.20} P_r^{0.28}$$

$$3 < P_r < 10, \quad 10^7 < G_r P_r^{1.40} < 10^{10}, \quad 1.40 < d_2/d_1 < 3.85, \quad q_2 \geq q_1$$

$$N_{u,i} = 0.44 G_r^{0.20} P_r^{0.28} (d_2/d_1)^{0.35}$$

$$3 < P_r < 10, \quad 4 \times 10^7 < G_r P_r^{1.40} < 5 \times 10^{10}, \quad 1.40 < d_2/d_1 < 3.85, \quad q_1 \geq q_2$$

すなわち，単管・二重円管およびその加熱割合を問わず，外管および内管の熱伝達特性は，

$$N_{u,0} = 0.38 G_r^{0.20} P_r^{0.28}, \quad N_{u,i} = 0.44 G_r^{0.20} P_r^{0.28} (d_2/d_1)^{0.35}$$

と表わせる．

1977年1月10日 原動機部

参 考 文 献

- [1] A. P. Colburn: Trans. Amer. Inst. Chem. Engr., **29** (1933), 174.
- [2] D. Q. Kern and D. F. Othmer: Trans. Amer. Inst. Chem. Engr., **39** (1943), 517.
- [3] T. W. Jackson, J. M. Spurlock and K. R. Rurdy: A. I. Ch. E. J., **7** (1961), 38.
- [4] D. R. Oliver: Chem. Engng. Sci., **17** (1962), 335.
- [5] S. W. Hong, S. M. Morcos and A. E. Bergles: Fifth International Heat Transfer Conference, Tokyo, September 3-7, (1974).
- [6] K. C. Cheng and Jenn-Wuu Ou: Fifth International Heat Transfer Conference, Tokyo, September 3-7, (1974).
- [7] B. R. Morton: Quart. J. Mech. Appl. Math., **12** (1959), 88.
- [8] 森・二神：機論 **32**-233 (昭41) , 88
- [9] 森・ほか3名：機論 **30**-219 (昭39) , 1378
- [10] C. Y. Chen, G. A. Hawkins and H. L. Solberg: Trans. ASME, **68** (1946), 99.
- [11] 村川：機論 **22**-116 (昭31) , 243
- [12] 村川：機論 **25**-156 (昭34) , 393
- [13] A. P. Hatton and A. Quarmby: Int. J. Heat Mass Transfer, **5** (1962), 973.
- [14] 日本機械学会伝熱工学資料 (1966)