九州大学学術情報リポジトリ
Kyushu University Institutional Repository

非共沸混合冷媒R22+R114の水平な内面溝付き管内における凝縮および蒸発熱伝達

小山, 繁
九州大学機能物質科学研究所

宮良, 明男
九州大学機能物質科学研究所

高松, 洋
九州大学機能物質科学研究所

米本, 和生
九州大学機能物質科学研究所

他

https://doi.org/10.15017/6516

出版情報：九州大学機能物質科学研究所報告. 1 (1), pp.57-75, 1987-12-28. 九州大学機能物質科学研究所
バージョン：
権利関係：

KYUSHU UNIVERSITY

非共沸混合冷媒 R22＋R114の水平な内面溝付き管内における凝縮および蒸発熱伝達

小山　繁・宮良明男・高松　洋

米本和生・藤井　哲

Condensation and Evaporation of Non-azeotropic Refrigerant Mixtures of R22 and R114 inside a Spirally Grooved Horizontal Tube

Shigeru KOYAMA, Akio MIYARA, Hiroshi TAKAMATSU

Kazuo YONEMOTO and Tetsu FUJII

Experimental results of the condensation and evaporation of non-azeotropic refrigerant mixtures of R22 and R114 inside a horizontal tube with internal spiral grooves are presented. The test condenser and evaporator, which are of the same shape, are tube-in-tube counter flow type heat exchangers. The inner tube is made of copper with a geometry as follows: outer diameter 9.52mm, mean wall thickness 0.60mm, mean inner diameter 8.32mm, groove depth 0.15mm, number of grooves 60, lead angle of grooves 30°. Pure refrigerants of R22 and R114 and three kinds of their mixtures containing about 25, 50 and 75 % bulk molar fractions of R114 are tested in the range of refrigerant mass flow rate of 30 to 70 kg/s, condensing pressure of 3 to 21 bar, and evaporating pressure of 1 to 7 bar.

For the condensation and evaporation of pure R22 and R114 and three kinds of their mixtures, axial distributions of refrigerant, tube wall and cooling water temperatures, wall heat flux, heat transfer coefficient and vapor quality are graphically shown. Circumferential distributions of the condenser tube wall temperature are also shown for pure and mixed refrigerants. The local Nusselt numbers for condensation of pure refrigerants R22 and R114 are higher than those predicted from the previous empirical equation for pure refrigerants in a horizontal smooth tube by 40-70% and 50-80%, respectively. The local Nuseelt numbers of the mixtures are lower than those of pure refrigerants, and the magnitude depends on molar fraction and mass flow rate. The average Nusselt numbers for condensation can be correlated well by the following equation:

$$\overline{Nu} = 0.53 f_y (l/d_i)^{-0.4} H^{-0.6} (Re_l Pr_L/R)^{0.8}$$

where $\overline{Nu}$ is the average Nusselt number, f_y is the function of the bulk molar fraction, l is the total condensing length, d_i is the inner diameter of the tube, H is the phase change number, Re_l is the Reynolds number, Pr_L is the Prandtl number and R is the ρ-μ ratio. The local heat transfer coefficients for evaporation of pure refrigerants R22 and R114 are higher than those predicted from the previous empirical equation for a pure refrigerant R22 in a horizontal smooth tube by 120% and 90% , respectively. The local heat transfer coefficients of the mixtures are lower than those of pure refrigerants, and the magnitude depends mainly on molar fraction.

受理日　昭和62年9月10日

1. 緒　　言

最近，省エネルギー技術開発のひとつとしてヒートポンプの性能向上に関する研究が盛んに行われるようになってきた。その中でも作動媒体として非共沸混合冷媒を使用することによってヒートポンプの性能を向上させようとする試みが特に注目されている[1]。香川ら[2]および飛原ら[3]は非共沸混合冷媒を用いたヒートポンプサイクルの特性を熱力学的サイクル論に基づいて解析し，成績係数が向上することを示した。著者ら[4]は，冷媒と熱源流体との熱交換を考慮して，ヒートポンプサイクルの解析を行い，成績係数が凝縮器および蒸発器の熱伝達特性に大きく依存することを示した。しかし，非共沸混合冷媒の凝縮および蒸発熱伝達に関する研究は著者ら[5]のレビューにも見られるようにいまだ十分とはいえない。

水平管内凝縮に関しては，混合冷媒R22＋R12のBokhanovskiy[6]およびTandonら[7),8)]の研究，混合冷媒R11＋R113の望月ら[9]の研究がある。Bokhanovskiyはコイル状円管内凝縮の実験を行い，平均熱伝達係数の特性が熱流束の範囲によって異なること，混合冷媒の熱伝達係数が熱流束の小さいところで純冷媒より低下すること等を示しているが，流量，圧力および物性値の影響は考慮されておらず，不明な点が多い。Tandonらは，流動様式の観察を行い，新しい流動様式線図を提案している。また，彼らは，熱伝達の実験も行い，局所熱伝達係数に関する整理式を提案している。望月らは，純冷媒および混合冷媒の温度や熱伝達係数等の流れ方向変化の特性を示すとともに，凝縮開始点から終了点までの平均熱伝達係数の整理式を提案している。しかし，Tandonらおよび望月らの結果には，選択した2つの純物質の物性値（沸点等）の違いが小さいためか，組成比による影響は表れていない。

水平管内蒸発に関しては，混合冷媒R22＋R12のMishraら[10]の研究，混合冷媒R12＋R13のSingalら[11]の研究，2種類の混合冷媒R22＋R12およびR22＋R114のHiharaら[12]の研究，混合冷媒R13B1＋R152aのRossら[13]の研究などがある。Mishraらは，強制対流蒸発域の実験を行い，2種類の組成比のそれぞれについて，純物質に関して提案されているLavin-Young[14]の式，Chaddock-Noerager[15]の式および彼らの提案した式のそれぞれの係数および指数を修正した整理式を提案し，それらを相互に比較している。Singalらは，Mishraらと同様に強制対流蒸発域の実験を行い，4種類の組成比のそれぞれについて，純物質に関するLavin-Youngの式，Chaddock-Noeragerの式，Uchida-Yamaguchi[16]および彼らの提案した式のそれぞれの係数および指数を修正し，Mishraらより精度の高い整理式を得ている。さらに，その整理式にプラントル数や組成比の影響を考慮した係数をかけることによって，より精度の高い式が得られることを示している。Hiharaらは，R12＋R22系で5種類，R22＋R114系で8種類の組成比の混合冷媒の実験を行い，それぞれの組成比について熱伝達係数の流れ方向変化を示すとともに，従来の整理式の係数および指数を修正した整理式を提案している。Rossらは，核沸騰域および強制対流蒸発域の実験を行い，核沸騰の抑制が圧力に影響されること，強制対流蒸発域ではChen[17]の式の係数をBennettら[18]が示したようにプラントル数で修正する必要があることを示している。また，混合冷媒の熱伝達係数は純冷媒の値より低く，強制対流蒸発域ではChenの式でよく表されること，核沸騰域ではThome[19]の式でよく表されることを示している。さらに彼らは，周方向の熱伝達係数の分布が，純冷媒と混合冷媒で異なることを示している。しかし，上述の提案された整理式は特定の組成比で最適な係数および指数を決定したもので，それらの組成比に対する変化は一貫しておらず，全ての組成比に対して適用できる式は得られていない。

本報は内面溝付き管で作られた対向流型の水平管内凝縮器および水平管内蒸発器における非共沸混合冷媒R22＋R114の伝熱特性に関する実験的研究である。凝縮の局所および平均熱伝達係数については，純冷媒の水平平滑管内凝縮に関する著者ら[20)~22)]の整理式と比較検討し，蒸発の局所熱伝達係数については，純冷媒の水平平滑管内蒸発に関する吉田ら[23]の整理式と比較検討した。

記　　号

Bo ：ボイリング数$= q/\{G(h_{vsat}-h_{Lsat})\}$
C_p ：定圧比熱
d_i ：内管平均内径
d_o ：内管外径
G ：質量速度
H ：顕潜熱比
$=C_{PL}(\overline{T}_{sat}-\overline{T}_{wi})/(h_{vsat.z=0}-h_{Lsat.z=l})$
h ：比エンタルピ
l ：凝縮開始点から終了点までの長さ

m_{ij} ：異種分子間相互作用パラメータ
Nu ：局所ヌセルト数＝ $\alpha d_i/\lambda_L$
$\overline{Nu}$ ：平均ヌセルト数＝ $\overline{\alpha}\, l/\lambda_L$
P ：圧力
Pr ：プラントル数
Q ：各小区間での熱交換量
q ：熱流束
R ：ρ-μ 比＝ $[(\rho_L\mu_L)/(\rho_V\mu_V)]^{1/2}$
Re_l ：レイノルズ数＝ $U_V l\rho_L/\mu_L$
T ：温度
T_{sat} ：気液二相の場合($0 < x < 1$)飽和温度，単相の場合（$x = 0$および$x = 1$)混合平均温度
U_V ：入口蒸気流速
W ：質量流量
x ：クオリティ
y ：モル分率
$\tilde{y}$ ：質景分率
z ：凝縮器入口から管軸方向に測った距離
Δz ：小区間の有効伝熱長さ
α ：熱伝達係数
α_l ：液のみが管を満たして流れる場合の熱伝達係数
λ ：熱伝導率
μ ：粘度
ρ ：密度
X_{tt} ：Lockhart-Martinelli のパラメータ

添　　字

b ：混合平均
i ：成分 i
L ：液
m ：混合物
r ：冷媒
s ：熱源水
sat ：飽和状態
V ：蒸気
wi ：内管内壁面
wo ：内管外壁面
$\overline{\ }$ ：平均値
1 ：各小区間の入口
2 ：各小区間の出口

2. 実験装置および実験方法

Fig.1に実験装置の系統図を示す。装置は圧縮機（1 HP)①，油分離器②，凝縮器③，過冷却器⑤，手動式膨張弁⑦および蒸発器⑧の6つの主要素から構成されている圧縮式ヒートポンプループである。凝縮器③および蒸発器⑧には，それぞれに対応した熱源ユニット⑬および⑫から一定温度に保たれた熱源水が一定流量で供給される。冷媒循環量，圧縮機の吸入圧および吐出圧の調節は，インバータ⑪による圧縮機①の回転数制御，手動式膨張弁の開度調節および熱源水の温度調節によって行われる。なお，油混入量は圧縮機出口で約1％，油分離器出口で0.1%程度と予想される。

Fig.2に凝縮器の詳細を，Fig.3に伝熱管（内管）の詳細を示す。凝縮器は二重管向流型で，冷媒は内管内を流れ，熱源水は内管と外管との間の環状部を冷媒と逆向きに流れる。内管は内面に深さ0.15mm，条数60，リード角30°の三角溝のついた外径9.52mm，平均内径8.32mmの銅製の内面溝付き管で，外管は半径8 mmの半円の溝を掘ったポリカーボネイト製の角材を合わせて構成されている。全長は4.8mで，環状部が0.4m（有効伝熱長さは＝0.37m）の小区間に12分割されている。各小区間の熱交換量の算出のため，出入口で熱源水の混合平均温度⑥を測定し，仕切り板⑧の位置で冷媒の温度③および圧力④を，各小区間の中央で内管外壁面温度⑦を上下左右の4点測定した（Fig.2参照)。冷媒流量はタービン流量計で，熱源水量は浮遊式流量計で測定した（Fig.1参照)。冷媒の混合平均組成比(混合平均の質量分率$\tilde{y}_b$およびモル分率y_b)は圧縮機出口の過熱蒸気をサンプリングし，ガスクロマトグラフで測定した。なお，蒸発器の構造，寸法および伝熱管は凝縮器と同一である。

Table 1 (a)および(b)にそれぞれ凝縮器および蒸発器の実験範囲を示す。実験はR22，R114の純冷媒および約25，50，75mol％R114の3種類の組成比の混合冷媒について行った。

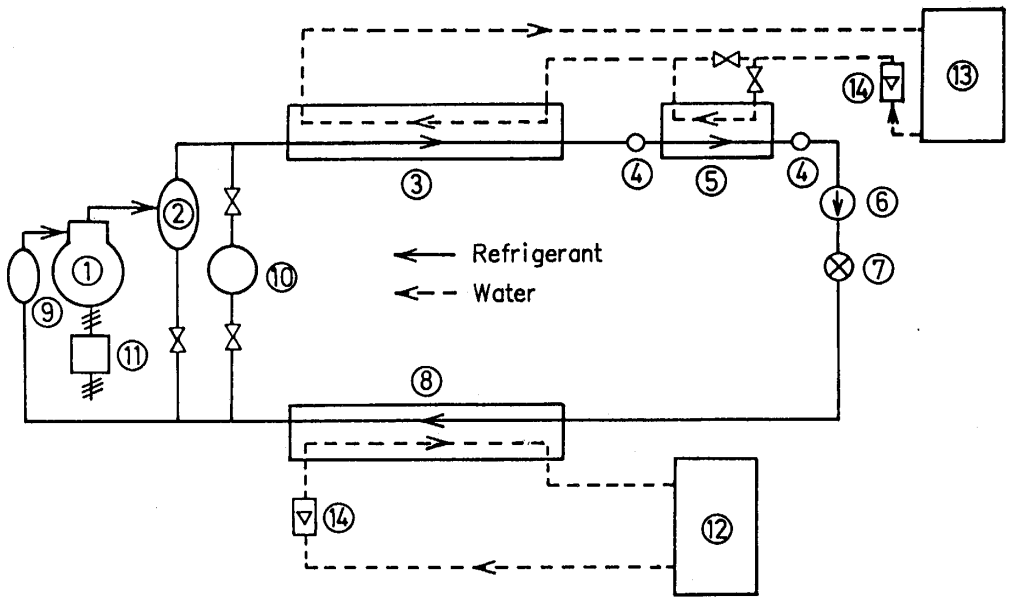
3. 実験データの整理方法

Fig.4に凝縮の実験データの整理に用いた物理モデルを示す。管軸に垂直な断面で，気相内および液相内においては温度および濃度の分布がないとする。クオリティxと蒸気の質量分率$\tilde{y}_V$，液の質量分率$\tilde{y}_L$および混合平均質量分率$\tilde{y}_b$には次の関係が成立する。

$$x = (\tilde{y}_L - \tilde{y}_b)/(\tilde{y}_L - \tilde{y}_V) \tag{1}$$

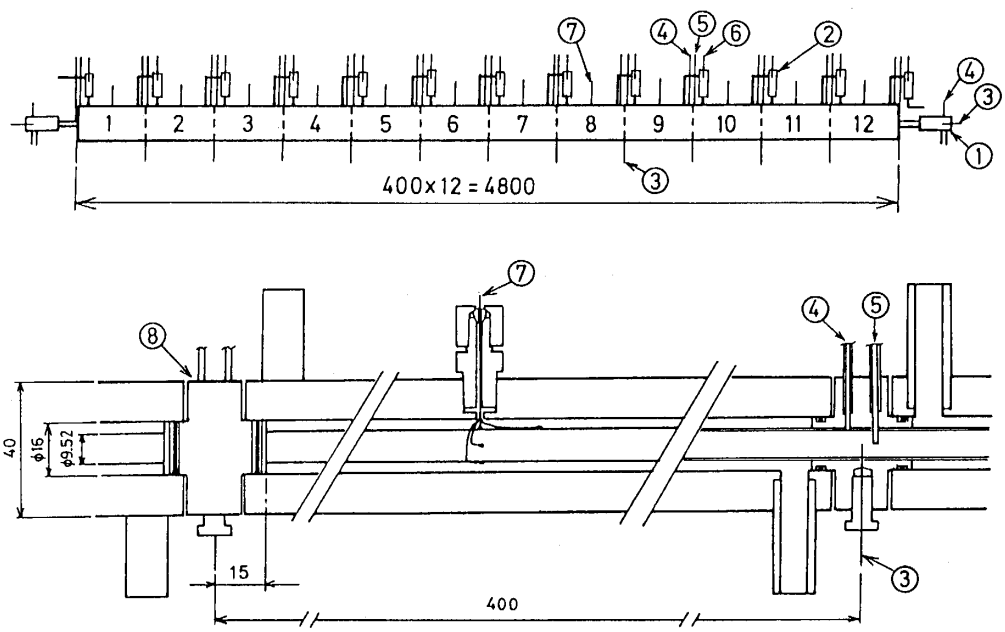
気液界面においては次の相平衡の関係が成立する。

$$\begin{aligned} \tilde{y}_V &= F_V(P,\ T_{sat}) \\ \tilde{y}_L &= F_L(P,\ T_{sat}) \end{aligned} \tag{2}$$



①Compressor ②Oil separator ③Condenser ④Sight glass
⑤Cooler ⑥Turbine flow meter ⑦Expansion valve ⑧Evaporator
⑨Accumulator ⑩Reservoir ⑪Inverter ⑫Heat source unit
⑬Heat sink unit ⑭Float-type flow meter

Fig.1 Schematic diagram of experimental apparatus



①Mixing chamber(refrigerant) ②Mixing chamber(heat sink water)
③Thermocouple(refrigerant) ④Pressure tap
⑤Sampling tap ⑥Thermocouple(heat sink water)
⑦Thermocouple(inner tube outer surface) ⑧Partition plate

Fig.2 Test Condenser

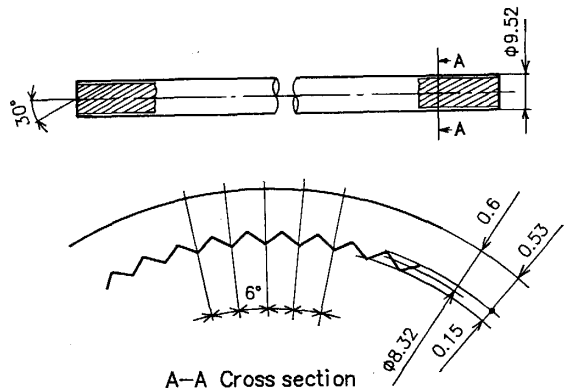


Fig.3　Test Tube (inner Tube)

Table 1.　Experimental conditions

(a) Condenser

Refrigerant		R22	R22+R114			R114
Molar fraction of R114		0	0.23～0.24	0.46～0.49	0.73～0.75	1
Mass flow rate	kg/h	36～70	30～66	38～58	40～52	26～51
Pressure	bar	15～21	11～17	8～12	6 ～ 7	3～ 5
Inlet saturation temperature	℃	40～54	44～63	52～65	51～58	35～59
Inlet superheat	℃	20～41	19～25	11～18	11～23	2～26
Heat transfer rate	kW	2.0～3.7	1.4～2.8	1.7～2.4	1.6～2.0	1.0～1.9

(b) Evaporator

Refrigerant		R22	R22+R114			R114
Molar fraction of R114		0	0.23～0.24	0.46～0.49	0.73～0.75	1
Mass flow rate	kg/h	30～68	30～66	21～58	40～52	15～57
Pressure	bar	4.3～7.0	2.8～5.5	2.7～3.5	2.1～2.6	1.0～2.4
Inlet saturation temperature	℃	-5～11	-11～9	-11～4	3～10	4～28
Inlet quality		0.15～0.27	0.16～0.29	0.13～0.21	0.17～0.20	0.05～0.19
Heat transfer rate	kW	1.7～3.1	1.3～2.5	0.9～2.1	1.3～1.7	0.6～1.7

また，長さΔzの各小区間において次の熱収支の関係が成立する。

$$W_r\,[(1-x_1)\,h_{L1}+x_1h_{V1}]-Q = W_r\,[(1-x_2)\,h_{L2}+x_2h_{V2}] \quad (3)$$

ここで，W_rは冷媒質量流量，Qは熱交換量，hは比エンタルピであり，添字 *1* および *2* は小区間の入口および出口を表す。蒸気および液の比エンタルピは

$$h_V = h_V(P,\ T,\ \tilde{y}_V)$$
$$h_L = h_L(P,\ T,\ \tilde{y}_L) \quad (4)$$

の関係から求まる。凝縮器入口で$x=1$とし，W_r, P, Q, $\tilde{y}_b$, T_rの測定値を与え，式(1), (2), (3), (4)の関係を用いて，xおよびT_{sat}を流れ方向に順に求めた。ただし，蒸気の比エンタルピの算出において，測定した冷媒温度T_rがT_{sat}より高いときには$T=T_r$とし，T_rがT_{sat}より低いときには$T=T_{sat}$とした。また，液の比エンタルピの算出においては，過冷却の影響は無視し$T=T_{sat}$とした。なお，熱力学的状態量の推算には修正BWR状態方程式[24),25)]を用いた。その式を適用す

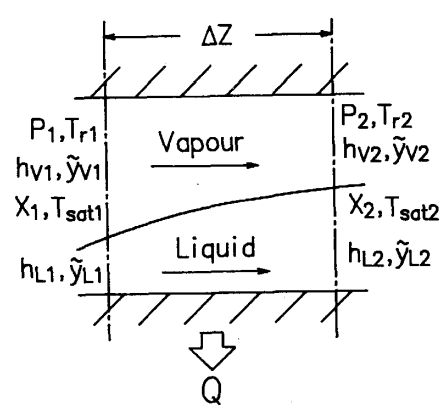


Fig.4　Physical model

る際の混合則における異種分子間相互作用パラメータ m_{ij}は測定データ[26]を参考に $m_{ij}=0.976$とした。

蒸発の実験データの整理は凝縮の場合と同様の方法で行った。すなわち，蒸発器出口の冷媒の比エンタルピは蒸発器の冷媒出口側に設置された混合室で測定された圧力と温度より求められる過熱蒸気の比エンタルピと等しいとして，W_r，$\tilde{y}_b$および局所の P と Q の測定値を与え，式(1)，(2)，(3)，(4)の関係を用いて，xおよびT_{sat}を蒸発器出口から上流の方向に順に求めた。ただし，$x=1$の時の T_{sat}は蒸気の混合平均温度であり，$x<1$の時の T_{sat}は飽和温度である。

各小区間の内管内壁面の代表温度 T_{wi}は測定した4点の外壁面温度の算術平均値 T_{wo}と熱交換量 Q（凝縮の場合 $Q>0$，蒸発の場合 $Q<0$）を次式に代入して求めた。

$$T_{wi}=T_{wo}+Q\ln(d_o/d_i)/(2\pi\Delta z\lambda_w) \tag{5}$$

ここで，d_iは内管平均内径，d_oは内管外径，λ_wは内管の熱伝導率である。

凝縮および蒸発の局所熱伝達係数 α は次式で定義した。

$$\alpha=q/(T_{sat}-T_{wi}) \tag{6}$$

ここで，

$$q=Q/(\pi d_i\Delta z) \tag{7}$$

また，凝縮器の平均熱伝達係数 $\overline{\alpha}$（凝縮開始点から終了点までの平均）は次式で定義した。

$$\overline{\alpha}=\overline{q}/(\overline{T}_{sat}-\overline{T}_{wi}) \tag{8}$$

ここで，

$$\overline{q}=W_r(h_{v.z=0}-h_{L.z=l})/(\pi d_i l) \tag{9}$$

$$\overline{T}_{sat}=(T_{sat.z=0}+T_{sat.z=l})/2 \tag{10}$$

$$\overline{T}_{wi}=(\Sigma T_{wi}\Delta z)/l \tag{11}$$

lは凝縮開始点から終了点までの長さであり，凝縮終了点は$x=0$となる点を外挿して求めた。

実験データを無次元整理する際，混合冷媒の液粘度は $\ln\mu_{Lm}=\Sigma y_{Li}(\ln\mu_{Li})$，蒸気粘度はWilke[27]の式，液熱伝導率は陳ら[28]の式，蒸気熱伝導率はWassilijewa[29]の式およびLindsay-Bromley[30]の式，比熱は液，蒸気ともに $C_{pm}=\Sigma\tilde{y}_iC_{pi}$で求めた。凝縮の場合，局所熱伝達係数の無次元整理では局所の過熱蒸気，飽和蒸気および飽和液の物性値を用い，平均熱伝達係数の無次元整理では凝縮開始点の過熱蒸気，飽和蒸気および凝縮終了点の飽和液の物性値を用いた。蒸発の局所熱伝達係数の無次元整理では，局所の飽和蒸気および飽和液の物性値を用いた。

凝縮の実験データの整理に当たって，飽和蒸気と考えられる領域で，R22の場合には $T_r\fallingdotseq T_{sat}$となったが，R114の場合には圧力の測定誤差が大きく，混合冷

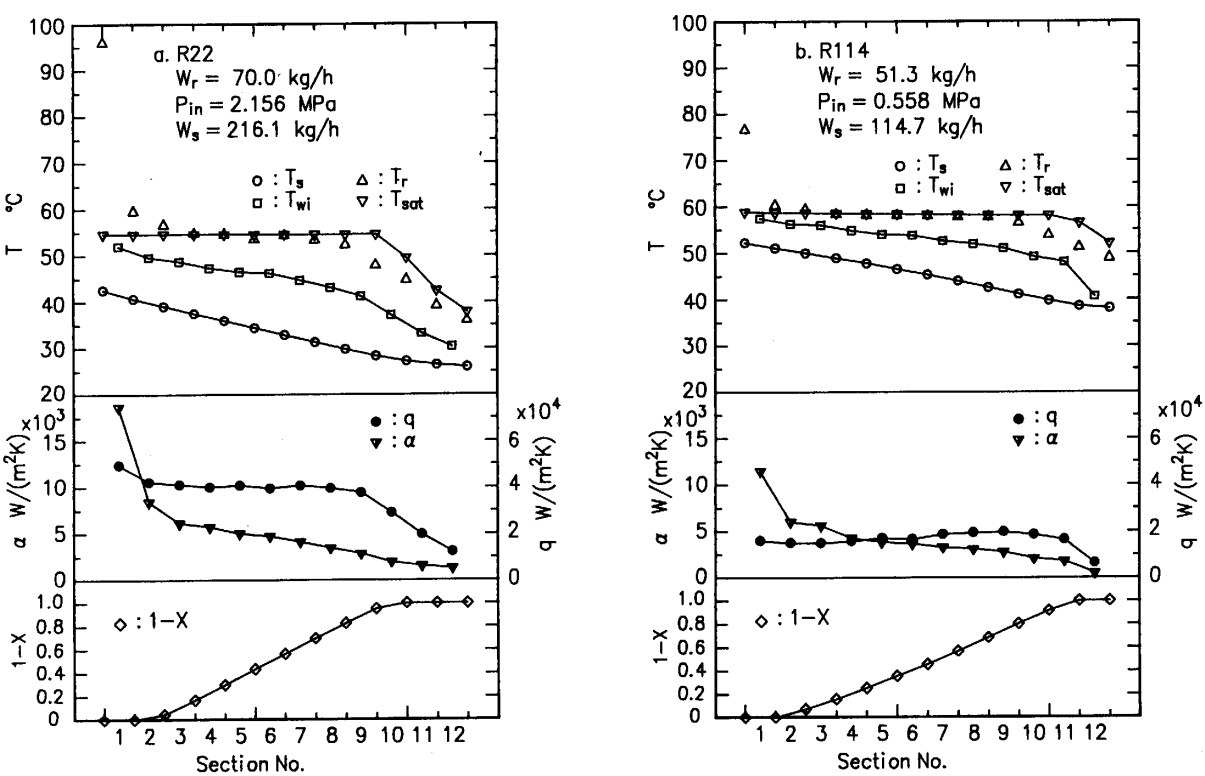


Fig.5 Condensation of pure refrigerants

媒の場合には混合平均組成比の測定誤差が大きいため T_r と T_{sat} との間に差異が生じた。そこで，$T_r \fallingdotseq T_{sat}$ となるように，R114の場合は圧力を修正し（修正量は $\Delta P = +0.03 \sim +0.08$bar, $\Delta T_{sat} = +0.2 \sim +1.0$°C），混合冷媒の場合は組成比を修正した（$\Delta y_b = -3.0 \sim +2.0$mol % R114, $\Delta T_{sat} = -2.5 \sim +1.5$°C）。なお，混合冷媒の蒸発の実験データの整理においては，凝縮の実験データの整理で修正された混合平均組成比を用いた。

4. 凝縮熱伝達の実験結果

4.1. 局所熱伝達

Fig.5(a)および(b)にそれぞれ純冷媒R22および純冷媒R114の実験結果の代表例を示す。○印は熱源水温度 T_s，□印は内管内壁面代表温度 T_{wi}，△印は冷媒温度 T_r，▽印は飽和温度 T_{sat}（ただし，凝縮終了後は過冷液の混合平均温度），●印は局所熱流束 q，▼印は熱伝達係数 α，◇印は $1-x$ である。Section No.は冷媒の入口側から順に1，2，…，12とした。熱源水の入口は図の右側である。凝縮器に流入した過熱蒸気は第3セクションで飽和蒸気になり，その後ほぼ一定温度で凝縮し，凝縮終了($x = 0$)後過冷液となって出て行く。

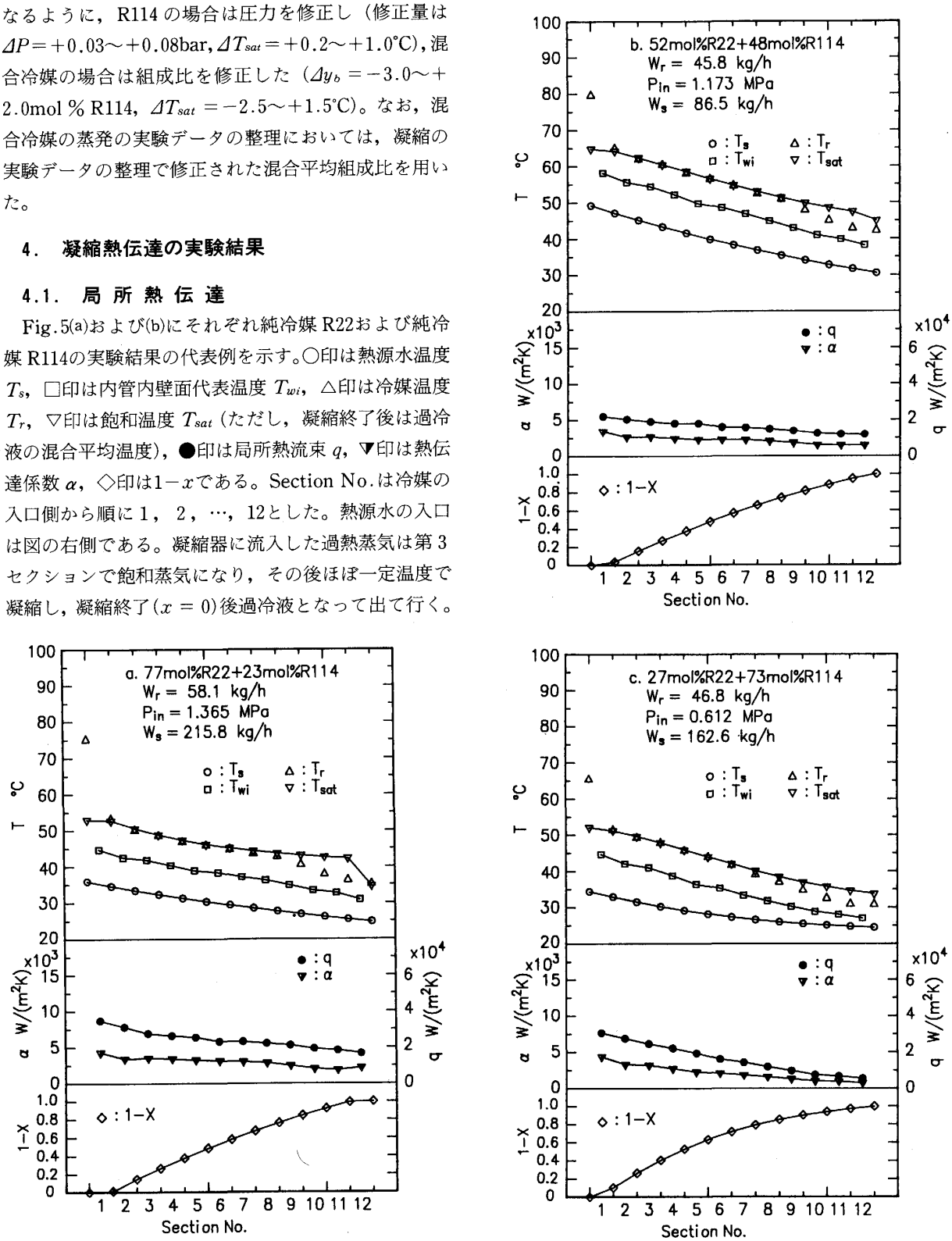


Fig.6 Condensation of mixed refrigerants

Fig.5(a)の場合は第3～6セクションにおいて，Fig.5(b)の場合は第3～8セクションにおいて，$T_r \fallingdotseq T_{sat}$となっており，$T_r$は飽和温度を示していると考えられる。飽和温度と熱源水温度との差$T_{sat}-T_s$は冷媒入口（第1セクション）で最も小さく，凝縮終了点で最も大きい。Fig.5(a)のqは第1セクションでは過熱蒸気の影響が大きく高い値を示しているが，その後過熱蒸気の影響が小さくなり，凝縮が終了する第9セクションまでほぼ一定で，凝縮が終了すると急激に低くなる。Fig.5(b)のqも類似の特性を示している。また，Fig.5(a)および(b)において，αは第1セクションでは液膜が薄いことおよび過熱蒸気の影響によって高い値を示すが，第2セクションでは急激に低下し，その後は徐々に低下する。

Fig.6(a)，(b)および(c)にそれぞれ77mol％R22＋23mol％R114，52mol％R22＋48mol％R114および27mol％R22＋73mol％R114の混合冷媒の実験結果の代表例を示す。図中の記号はFig.5と同一である。混合冷媒の場合，冷媒の流れ方向に飽和温度T_{sat}は変化し（ただし，凝縮の開始点から終了点までのT_{sat}の変化量は組成比によって異なる），それに対応して，$T_{sat}-T_s$がほぼ一定の熱交換が可能であることがわかる。また，局所熱流束qは，純冷媒の場合と異なり，凝縮器入口から冷媒の流れ方向に徐々に低下する。さらに，Fig.6(a)，(b)および(c)において，αはqと同様に流れ方向に徐々に低下する。なお，付録のTable A-1にFig.5および6に示したデータの値を示す。

Fig.7は，Fig.5(a)およびFig.6(b)に示した実験において測定された周方向4点の内管外壁面温度の管軸方向変化を示す。○印は管頂部，□印は管底部，△および▽印は冷媒の流れ方向に向かって右側および左側を表す。Fig.7(a)の純冷媒の場合，第1セクションから第4セクションに向かって，周方向温度の不均一の程度が徐々に大きくなる。このことは液膜の流れが環状流的な流れから層状流的な流れへ変化していることを示している。また，流れが層状流的であると考えられる区間（6～9セクション）では，右側，管頂部，管底部，左側の順に温度が高い。このことから右ネジの方向についた溝の影響で液膜の薄い部分が管頂部から右側へ，液膜の厚い部分が管底部から左側へ移動していることがわかる。Fig.7(b)の混合冷媒では純冷媒の場合と異なり全凝縮区間で管周方向の外壁面温度分布がほぼ一様になっている。Tandonら[7]の報告によると組成比による流動様式の大きな違いはない。以上のことを考えると，混合冷媒では気液界面温度が周方向に変化しているものと推定される。その原因として以下の

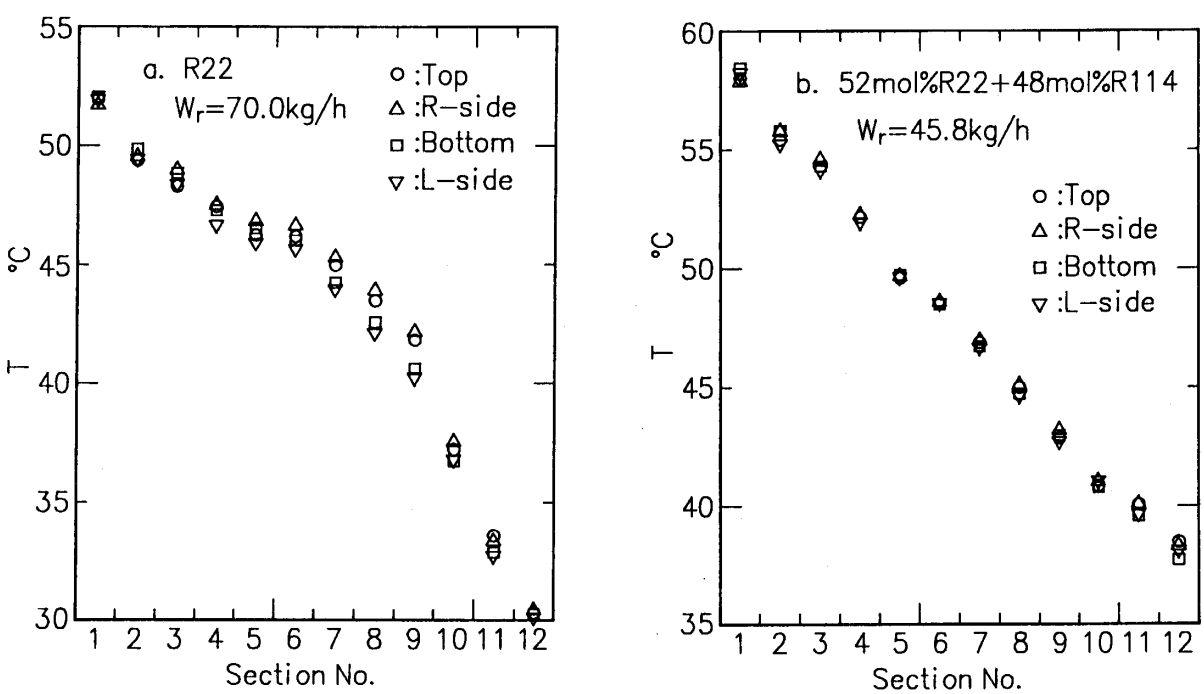


Fig.7 Distribution of tube wall temperature

ことが考えられる。液膜の薄い部分では凝縮量が多く，気液界面の気相側に低沸点成分(R22)が濃縮され界面温度が低下する。一方，液膜の厚い部分では凝縮量が少なく，低沸点成分があまり濃縮されず界面温度があまり低下しない。

Fig.8は，本実験結果$(Nu)_{exp}$と藤井ら[20]および野津ら[21]の純冷媒の水平平滑管内凝縮熱伝達の実験式$(Nu)_{cal}$との比較を示す。Fig.8(a)および(b)はR22およびR114，Fig.8(c)，(d)および(e)はそれぞれ組成比が約25，50および75mol％R114の混合冷媒である。図では同一の記号でNuの高いところが冷媒入口側に，低いところが冷媒出口側に対応する。なお，過熱蒸気および過冷液の影響が大きいデータは図示していない。R22では$(Nu)_{exp}$が$(Nu)_{cal}$より全体的に約40～70％高く，R114では約50～80％高い。これは，内面溝付き管による伝熱促進の効果であると考えられる。Fig.8(c)～(e)の混合冷媒の場合，$(Nu)_{exp}/(Nu)_{cal}$は純冷媒の場合に比して全体的に小さい。$(Nu)_{exp}/(Nu)_{cal}$の流れ方向の変化は組成比および流量によって異なった傾向を示している。

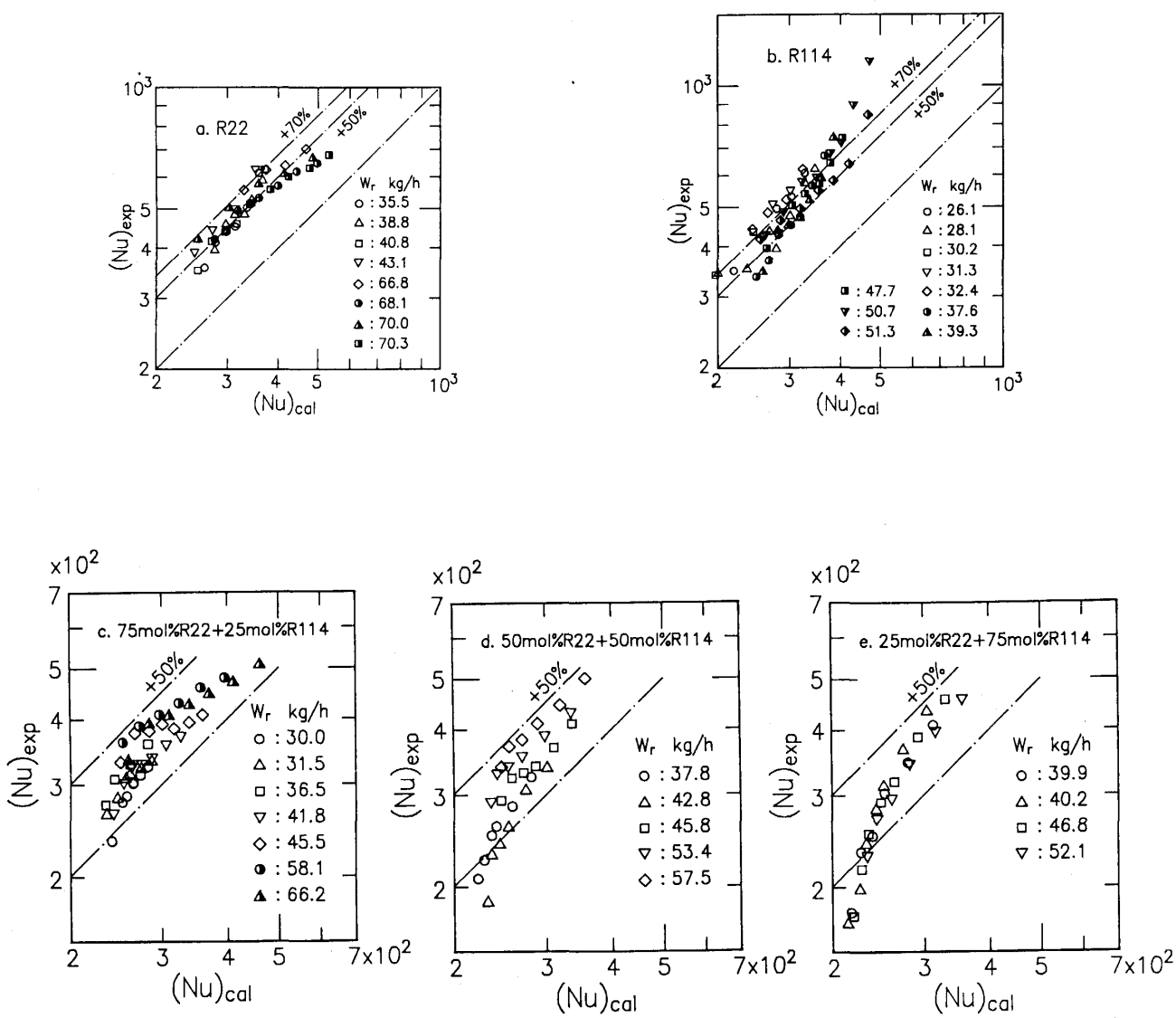


Fig.8　Comparison between $(Nu)_{exp}$ and $(Nu)_{cal}$

4.2. 平均熱伝達

藤井・長田[22]は，多くの研究者によって報告された単一成分の水および有機物質の飽和蒸気の水平平滑管内凝縮の実験データを整理し，環状流が支配的な場合の平均熱伝達係数については，次の経験式を提案した。

$$\overline{Nu} = 0.25\ (l/d_i)^{-0.4} H^{-0.6} (Re_l Pr_L/R)^{0.8} \quad (12)$$

Fig.9に本実験で得られた純冷媒R22およびR114の実験結果と式(12)との比較を示す。○印はR22，△印はR114の実験結果である。実験データは式(12)より2倍程度高い値を示しているが，これは内面溝付き管による伝熱促進の効果であると考えられる。なお，局所ヌセルト数と平均ヌセルト数で伝熱促進の割合が異なるが，これは比較に用いた整理式の相違によるものと考えられる。純冷媒R22およびR114の実験結果は次式によって約±5%の誤差で表される。

$$\overline{Nu} = 0.53 (l/d_i)^{-0.4} H^{-0.6} (Re_l Pr_L/R)^{0.8} \quad (13)$$

式(12)は飽和蒸気の水平平滑管内凝縮の実験結果から得られた経験式であるが，入口蒸気が過熱の水平内面溝付き管内凝縮の実験結果も同形の式でまとめられる。

Fig.10に混合冷媒の実験結果と式(13)の比較を示す。約25, 50, 75mol % R114のいずれの組成比の混合冷媒とも純冷媒の整理式(13)より低い値を示している。

Fig.11は本実験結果 $(\overline{Nu})_{exp}$ と式(13)による計算値 $(\overline{Nu})_{cal}$ との比 $(\overline{Nu})_{exp}/(\overline{Nu})_{cal}$ の組成比に対する変化を示す。図中の実線は $(\overline{Nu})_{exp}/(\overline{Nu})_{cal}$ の組成比に対する変化を近似する次式である。

$$(\overline{Nu})_{exp}/(\overline{Nu})_{cal} = f_y = 1 - 0.73y_b + 0.37y_b^2 + 0.36y_b^3 \quad (14)$$

式(13)と式(14)を組合せた次式は，純冷媒および混合冷媒の実験結果を約±10%の誤差で近似する。

$$\overline{Nu} = 0.53 f_y (l/d_i)^{-0.4} H^{-0.6'} (Re_l Pr_L/R)^{0.8} \quad (15)$$

なお，望月ら[9]は非共沸混合冷媒R11+R113の水平平滑管内凝縮の実験結果を藤井・長田[16]と同様なパラメータで整理し実験式を提案している。彼らの実験式では組成比の影響が現れていないが，その原因としては物質が違うことや実験データの整理方法が異なることなどが考えられる。

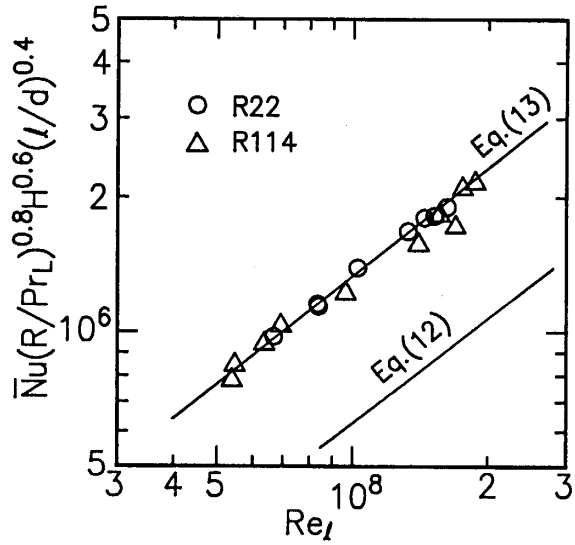


Fig.9 Average Nusselt number of pure refrigerants

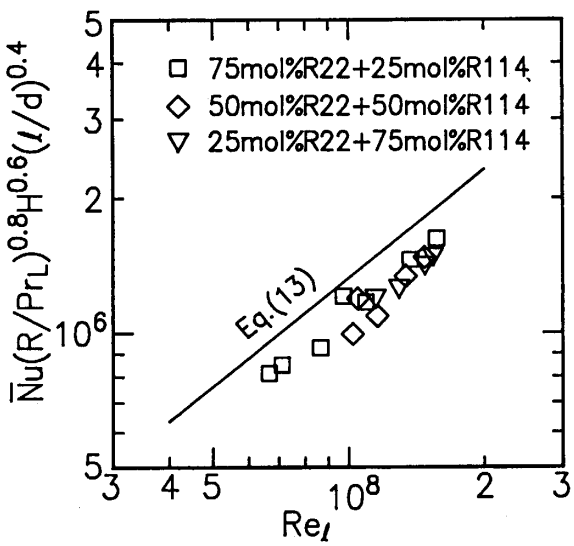


Fig.10 Average Nusselt number of mixed refrigerants

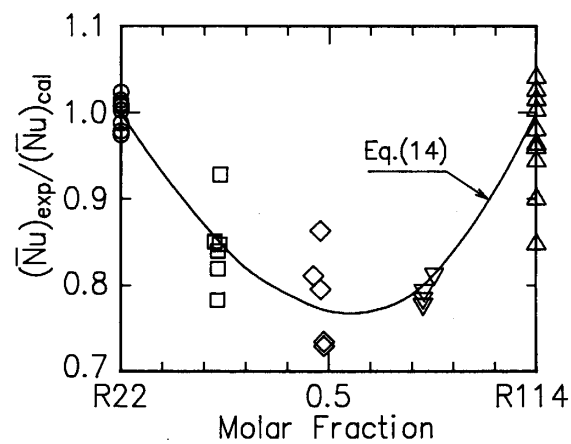


Fig.11 Relation between $(Nu)_{exp}/(Nu)_{cal}$ and molar fraction

5. 蒸発熱伝達の実験結果

Fig.12(a)および(b)に純冷媒R22およびR114の蒸発熱伝達の実験結果の代表例を示す。○印は熱源水温度 T_s，□印は内管内壁面代表温度 T_{wi}，△印は冷媒温度 T_r，▽印は飽和温度 T_{sat}（ただし，$x=1$の場合は過熱蒸気の温合平均温度），●印は熱流束 q，▼印は局所熱伝達係数 α，◇印はクオリティ xである。Section No.は凝縮の場合と同様に冷媒の入口側から順に1，2，…，12とした。純冷媒の場合，T_rは，圧力降下のために第1セクションから下流に向かってわずかに低下し，$x\fallingdotseq 1$で上昇しはじめ T_sに近づく。T_{wi}も T_rと同様に下流に向かってわずかに低下し，xが1になる直前から急激に上昇し T_sに近づく。T_{wi}が急激に上昇し始める点で液膜がドライアウトしているものと考えられる。また，T_rと T_{sat}はよく一致している。qおよび αは第1セクションから下流に向かって次第に大きくなり，ドライアウト後急激に小さくなる。T_s-T_rは冷媒入口から流れ方向に増加し，ドライアウ点近傍で最大となり，その後減少する。

Fig.13(a)，(b)および(c)にそれぞれ77mol％R22＋23mol％R114，51mol％R22＋49mol％R114および25mol％R22＋75mol％R114の混合冷媒の実験結果の代表例を示す。記号はFig.12と同一である。混合冷媒の場合，T_rは，液および蒸気の組成変化のため第1セクションから下流に向かって次第に上昇するが，その上昇の仕方は組成比によって異なり，Fig.13(a)の場合下に凸，Fig.13(b)および(c)の場合上に凸となる。T_{wi}は T_rと同様に下流に向かって上昇し，xが1になる直前で急激に上昇し T_sに近づく。T_{wi}が急激に上昇し始める点で液膜がドライアウトしているものと考えられる。なお，T_{sat}は純冷媒の場合と同様に T_rとよく一致している。Fig.13(a)では，qおよび αはともに第1セクションから下流に向かって上昇した後わずかに減少して，ドライアウト後急激に小さくなる。Fig.13(b)では，qは冷媒流れ方向に減少し，ドライアウト後急激に低下する。また，αは冷媒流れ方向にわずかに増加し，ドライアウト後急激に低下する。Fig.13(c)では，qは冷媒流れ方向にいったん減少した後増加し，ドライアウト後急激に低下する。αは冷媒流れ方向に徐々に増加

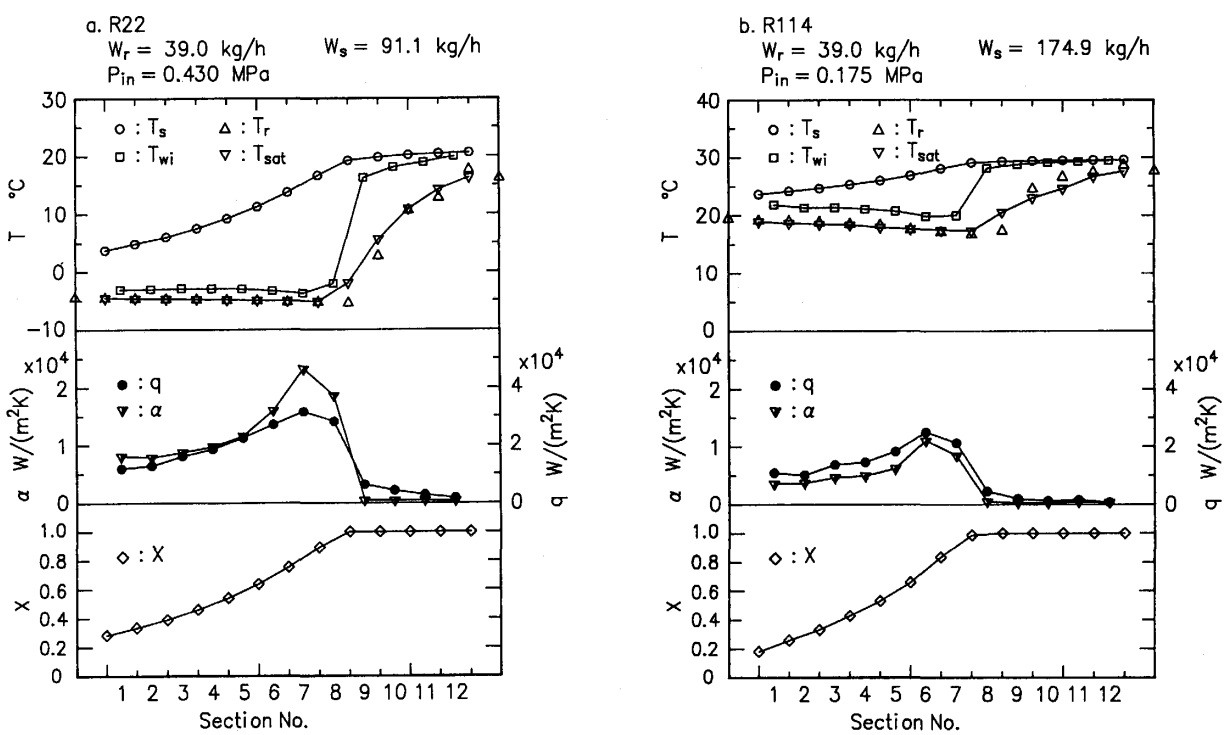


Fig.12 Evaporation of pure refrigerants

しドライアウト後急激に低下する。それぞれの組成比において，T_s-T_rは，純冷媒の場合と異なり，冷媒入口からドライアウト点までほぼ一定になっている。この傾向は冷媒と熱源水の流量の影響を受ける。なお，付録の Table A-2に Fig.12および13に示したデータの値を示す。

吉田ら[23]は R22の水平平滑管内蒸発熱伝達に関する実験を行い，次の整理式を提案している。

$$\alpha/\alpha_l = 3.7\ \{Bo\times10^4+0.23(Bo\times10^4)^{0.67}\times(1/X_{tt})^{2.0}\}^{0.44} \quad (16)$$

ここに，X_{tt}は Lockhart-Martinelli のパラメータ，Boはボイリング数，α_lは液のみが管を満たして流れる場合の熱伝達係数であり，次式で与えられる。

$$\alpha_l = 0.023(\lambda_L/d_i)\{(1-x)\,d_i/\mu_L\}^{0.8}Pr_L^{0.4} \quad (17)$$

Fig.14は本実験結果と式(16)との比較であり，縦軸は本実験のα_{exp}と式(17)で計算されるα_lとの比，横軸は本実験と同一条件における式(16)の値α_{cal}/α_lである。Fig.14(a)および(b)はそれぞれ純冷媒 R22および R114

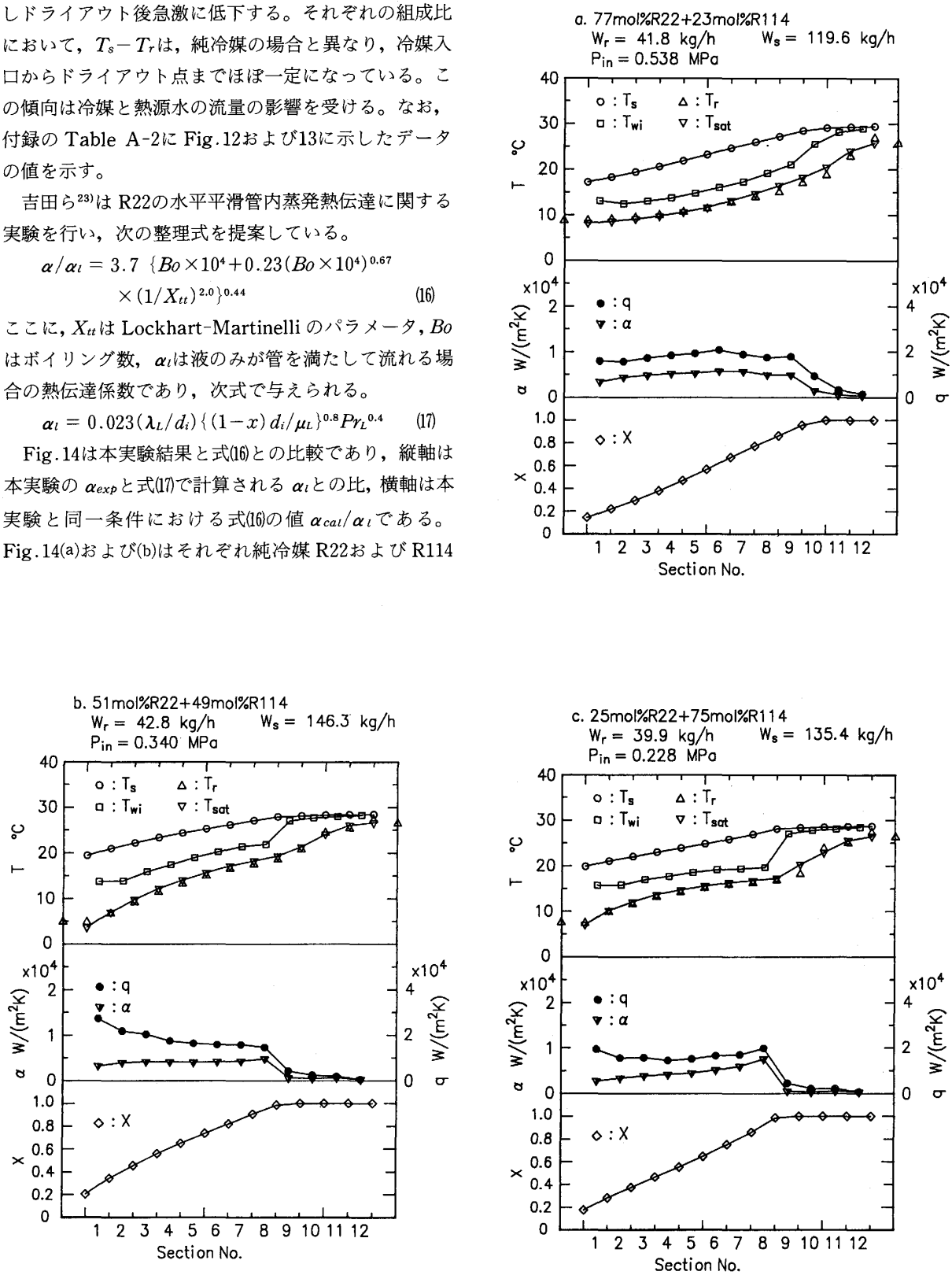


Fig.13 Evaporation of mixed refrigerants

の結果，Fig.14(c), (d)および(e)はそれぞれR114の組成比が約25，50および75mol％の混合冷媒の結果である。また，各図中の同一記号に関して，図の左側が冷媒の入口側に，右側が冷媒の出口側に対応する。Fig.14(a)のR22の結果は式(16)に対して120％程度高い値を示しており，これは本実験で使用した内面加工管の伝熱促進効果と考えられる。Fig.14(b)のR114の結果は式(16)に対して90％程度高い値を示している。R22とR114とで式(16)との差異が異なるが，これが内面加工管の伝熱促進効果が冷媒の種類によって異なることによるものか，あるいは式(16)がR22の実験整理式であることによるのかは不明である。Fig.14(c), (d)および(e)の混合冷媒の場合，本実験結果と式(16)との差異は純冷媒ほど大きくない。これは純冷媒に比して混合冷媒の方が熱伝達が悪くなることに対応している。いずれの組成比の場合も純冷媒よりデータのまとまりは良いが，冷媒流れ方向の α_{exp}/α_l の変化は式(16)の特性と異なる。この傾向の違いは，Fig.14(c)の場合が最も顕著である。

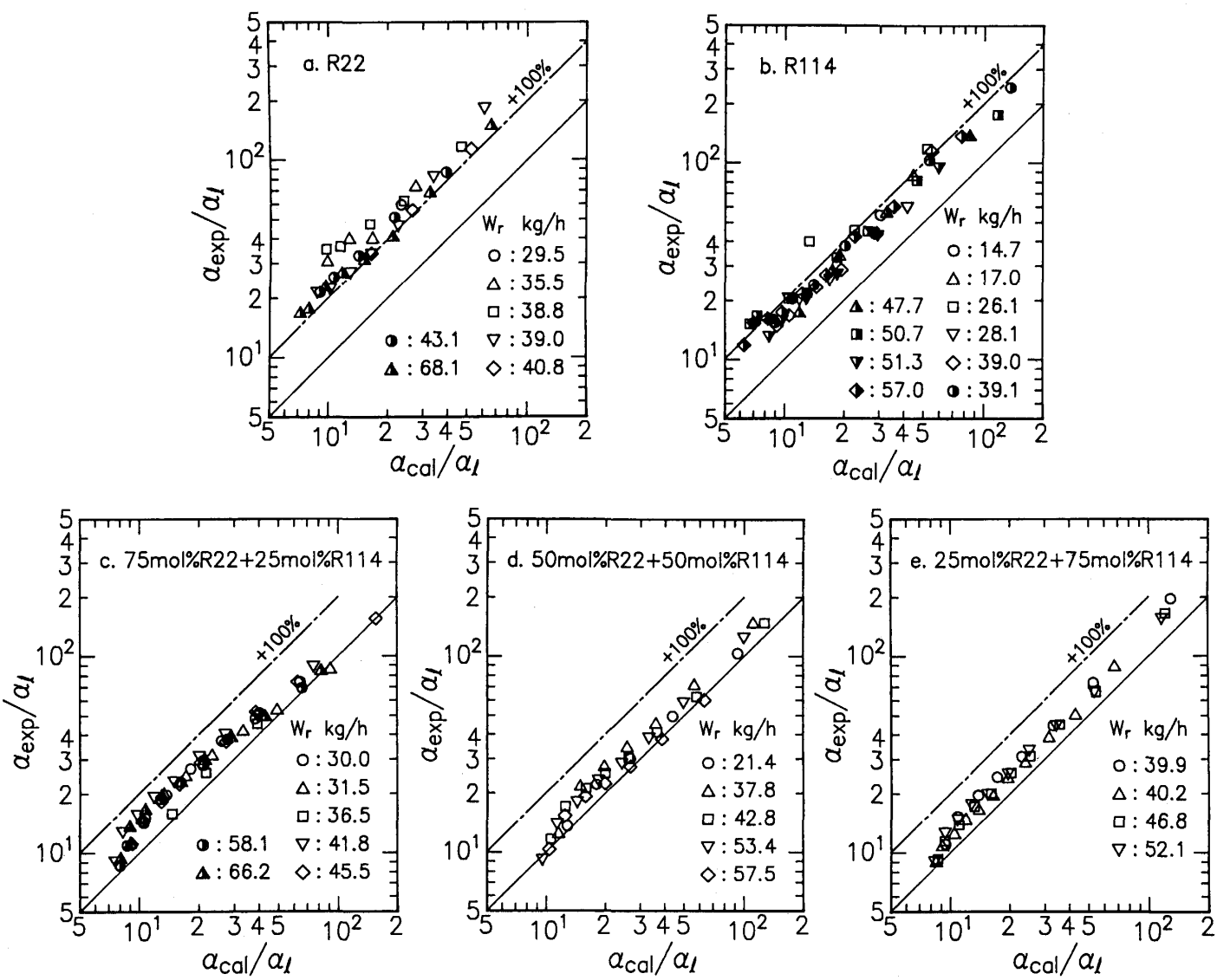


Fig.14 Comparison between present experimental results and equation (16)

6. 結　　論

内面溝付き管を伝熱管とした対向流型の水平管内凝縮器および水平管内蒸発器における非共沸混合冷媒R22＋R114の熱伝達に関する実験を行い，以下の結論を得た。

(1) 非共沸混合冷媒を用いることによって，凝縮器および蒸発器において冷媒と熱源水との温度差が一定の熱交換が行えることを示した。ただし，この温度差は冷媒および熱源水の流量の影響を受ける。

(2) 凝縮器伝熱管の外壁面温度の周方向分布の特性は純冷媒と非共沸混合冷媒で異なる。このことから，非共沸混合冷媒では気液界面の温度が周方向に変化しているものと考えられる。

(3) 純冷媒R22およびR114の局所凝縮熱伝達係数は，内面の溝による伝熱促進効果により，従来の平滑管に対する実験式に比して，それぞれ約40～70%および約50～80%の高い値を示す。混合冷媒の局所凝縮熱伝達係数は，純冷媒のそれより低い値を示し，その流れ方向の変化は組成比および流量によって異なった傾向を示す。

(4) 内面溝付き管の純冷媒および混合冷媒に対する平均凝縮熱伝達係数の整理式として，従来の式に伝熱促進効果および組成比の影響を考慮した式(15)を得た。

(5) 純冷媒R22およびR114の局所蒸発熱伝達係数は，内面の溝による伝熱促進効果により，従来の平滑管に対する実験式に比して，それぞれ約120%および約90%高い値を示す。純冷媒の種類によって従来の実験式との差異が異なるが，この原因は今後の検討課題である。混合冷媒の局所蒸発伝達係数は，純冷媒のそれより低い値を示し，その流れ方向の変化は組成比によって異なった傾向を示す。

なお，本研究は日本冷凍協会創立60周年記念事業の調査研究として行わせて頂いた。また，実験の遂行にあたり，本学大学院生の高雷君および平良繁治君の協力を得た。ここに記して謝意を表す。

文　　献

1) 高石吉登：冷凍，57-662，(1982)，1213.
2) 香川澄・高石支登・上松公彦・渡部康一：機論，49-448，B (1983)，2811.
3) 飛原英治・棟田佳宏・斎藤孝基：冷論，3-2，(1986)，115.
4) 藤井哲・小山繁・宮良明男：冷論，4-1，(1987)，27.
5) 藤井哲・小山繁・五島正雄・高松洋：冷論，2-3，(1985)，169.
6) YU. G. Bokhanovskiy：Heat Transf. Soviet Research, 12-4, (1980), 43.
7) T. N. Tandon, H. K. Varma and C. P. Gupta：Trans. ASME, J. Heat Transf., 107-2, (1985), 424.
8) T. N. Tandon, H. K. Varma and C. P. Gupta：Ilt, J. Refrig., 9-3, (1986), 134.
9) 望月貞成・富永守：第24回日本伝熱シンポジウム講演論文集，(1987)，209.
10) M. P. Mishra, H. K. Varma and C. P. Sharma：Letters in Heat and Mass Transf., 8-2, (1981), 127.
11) L. C. Singal, C. P. Sharma and H. K. Varma：Ilt. J. Refrig., 7-5, (1984), 278.
12) E. Hihara, K. Tanida and T. Saito：Proc. 1976 JSME・ASME Joint Conf., 5, (1986), 119.
13) H. Ross., R. Radermacher and M. DI Marzo：Int. J. Heat and Mass Transf., 30-5, (1987), 979.
14) G. Lavin and E. H. Young：AIChE J., 11-6, (1965), 1124.
15) J. B. Chaddock and J. A. Noerager：ASHRAE Trans., 72 Part-I, (1966), 90.
16) H. Uchida and S. Yamaguchi：3rd Int. Heat Transfer Conference, 5, Chicago (1966), 69.
17) J. C. Chen：Ind. Eng. Chem. Process Design and Development, 5-3, (1966), 322.
18) D. L. Bennet and J. C. Chen：AIChE J., 26-3, (1980), 454.
19) J. R. Thome：Ilt. J. Heat Mass Transfer. 26-(1983), 965.
20) 藤井哲・本田博司・野津滋：冷凍，55-627，(1980)，3.
21) 野津滋・本田博司・藤井哲：冷凍，58-669，(1983)，659.
22) 藤井哲・長田孝志：九大生研所報，52，(1973)，35.
23) 吉田駿・西川兼康・松永崇・中田春男：冷凍，58-666，(1983)，3.
24) 斎藤正三郎：平衡物性推算の基礎，(1980)，143，培風館.
25) H. Nishiumi and S. Saito：J. Chem. Eng. Japan, 8-5, (1975), 356.
26) N. Hasegawa, M. Uematsu and K. Watanabe：J. Chem. Eng. Data, 30-1, (1985), 32.
27) C. R. Wilke：J. Chem. Phys., 18, (1950), 517
28) 陳則韶・藤井哲・藤井丕夫：九大生研所報，第82号，(1987-3)，173.
29) A. Wassilijewa：Physik. Z.,5, (1904), 737.
30) A. L. Lindsay and L. A. Bromley：Ind. & Eng. Chem., 42, (1950), 1508.

Table A-1

(a) R22

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	$1-x$ [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	42.57	51.95	95.88	54.63	0.000	4.949×10^4	1.864×10^4
2	44.5	40.67	49.57	59.52	54.58	0.000	4.216×10^4	8.408×10^3
3	88.9	39.04	48.64	56.52	54.59	0.046	4.104×10^4	6.908×10^3
4	133.4	37.46	47.25	54.70	54.57	0.168	4.002×10^4	5.476×10^3
5	177.9	35.92	46.40	54.52	54.54	0.299	4.071×10^4	5.008×10^3
6	222.4	34.35	46.14	53.40	54.53	0.433	3.954×10^4	4.721×10^3
7	266.8	32.82	44.63	54.27	54.51	0.563	4.065×10^4	4.118×10^3
8	311.3	31.26	43.04	53.26	54.50	0.697	3.949×10^4	3.448×10^3
9	355.8	29.73	41.22	52.20	54.48	0.827	3.768×10^4	2.841×10^3
10	400.2	28.28	37.09	47.79	54.48	0.951	2.900×10^4	1.937×10^3
11	444.7	27.16	33.15	44.66	49.64	1.000	1.973×10^4	1.530×10^3
12	489.2	26.40	30.31	39.07	42.45	1.000	1.231×10^4	1.256×10^3
	533.7	25.93		35.89	37.77	1.000		

(b) R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	$1-x$ [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	52.16	57.40	76.55	58.88	0.000	1.602×10^4	1.144×10^4
2	44.5	51.00	56.16	60.21	58.72	0.000	1.506×10^4	5.982×10^3
3	88.9	49.91	55.90	59.31	58.64	0.069	1.497×10^4	5.560×10^3
4	133.4	48.82	54.74	58.26	58.53	0.155	1.576×10^4	4.205×10^3
5	177.9	47.68	53.91	58.08	58.44	0.250	1.712×10^4	3.825×10^3
6	222.4	46.43	53.71	58.04	58.34	0.353	1.660×10^4	3.617×10^3
7	266.8	45.23	52.51	57.88	58.27	0.453	1.867×10^4	3.264×10^3
8	311.3	43.88	51.83	57.69	58.18	0.566	1.933×10^4	3.057×10^3
9	355.8	42.47	50.92	57.65	58.13	0.683	1.975×10^4	2.745×10^3
10	400.2	41.04	49.08	56.38	58.10	0.802	1.857×10^4	2.058×10^3
11	444.7	39.69	47.98	53.67	58.10	0.914	1.648×10^4	1.769×10^3
12	489.2	38.49	40.57	51.04	56.49	1.000	6.343×10^3	4.620×10^2
	533.7	38.03		48.80	52.10	1.000		

(c) 77mol%R22+23mol%R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	$1-x$ [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	35.89	44.70	75.08	52.92	0.000	3.470×10^4	4.288×10^3
2	44.5	34.55	42.48	53.09	52.68	0.012	3.113×10^4	3.410×10^3
3	88.9	33.35	41.82	50.00	50.54	0.146	2.760×10^4	3.520×10^3
4	133.4	32.29	40.36	48.48	48.79	0.265	2.639×10^4	3.435×10^3
5	177.9	31.27	38.88	46.77	47.31	0.377	2.551×10^4	3.263×10^3
6	222.4	30.28	38.27	45.76	46.08	0.484	2.310×10^4	3.147×10^3
7	266.8	29.39	37.07	44.71	45.13	0.579	2.318×10^4	3.032×10^3
8	311.3	28.50	36.20	43.52	44.29	0.673	2.214×10^4	2.856×10^3
9	355.8	27.64	34.79	42.67	43.61	0.761	2.111×10^4	2.473×10^3
10	400.2	26.83	33.36	40.44	43.05	0.845	1.918×10^4	2.027×10^3
11	444.7	26.09	32.65	37.74	42.59	0.920	1.825×10^4	1.872×10^3
12	489.2	25.38	30.81	36.10	42.20	0.991	1.655×10^4	2.188×10^3
	533.7	24.74		35.06	34.55	1.000		

(d) 52mol%R22+48mol%R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	$1-x$ [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	49.19	58.15	79.55	64.80	0.000	2.196×10^4	3.448×10^3
2	44.5	47.08	55.57	64.85	64.24	0.037	2.043×10^4	2.639×10^3
3	88.9	45.11	54.35	61.91	62.39	0.157	1.905×10^4	2.692×10^3
4	133.4	43.28	52.13	60.36	60.46	0.270	1.807×10^4	2.452×10^3
5	177.9	41.54	49.66	57.99	58.53	0.375	1.802×10^4	2.291×10^3
6	222.4	39.80	48.54	56.39	56.53	0.479	1.597×10^4	2.257×10^3
7	266.8	38.27	46.80	54.59	54.71	0.570	1.567×10^4	2.235×10^3
8	311.3	36.76	44.86	52.25	52.91	0.657	1.482×10^4	2.050×10^3
9	355.8	35.33	42.93	50.78	51.26	0.739	1.384×10^4	1.826×10^3
10	400.2	34.00	40.94	47.76	49.78	0.815	1.252×10^4	1.524×10^3
11	444.7	32.79	39.85	44.93	48.53	0.883	1.200×10^4	1.481×10^3
12	489.2	31.64	38.16	42.79	47.38	0.948	1.186×10^4	1.480×10^3
	533.7	30.49		42.15	44.97	1.000		

(e) 27mol%R22+73mol%R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	$1-x$ [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	34.45	44.61	65.34	52.07	0.000	3.051×10^4	4.351×10^3
2	44.5	32.88	41.99	51.53	51.17	0.102	2.744×10^4	3.280×10^3
3	88.9	31.48	40.95	49.19	49.54	0.262	2.447×10^4	3.175×10^3
4	133.4	30.22	38.69	47.77	47.77	0.403	2.200×10^4	2.711×10^3
5	177.9	29.10	36.31	45.55	45.83	0.526	1.923×10^4	2.253×10^3
6	222.4	28.11	35.21	43.82	43.86	0.631	1.602×10^4	2.080×10^3
7	266.8	27.29	33.26	41.55	41.97	0.716	1.422×10^4	1.831×10^3
8	311.3	26.56	31.73	38.92	40.08	0.790	1.186×10^4	1.583×10^3
9	355.8	25.96	30.18	36.94	38.37	0.851	9.670×10^3	1.297×10^3
10	400.2	25.46	28.78	34.60	36.89	0.900	7.433×10^3	9.889×10^2
11	444.7	25.08	28.00	32.42	35.71	0.937	6.712×10^3	9.395×10^2
12	489.2	24.73	26.99	30.83	34.58	0.971	5.433×10^3	7.600×10^2
	533.7	24.46		30.77	33.69	0.998		

Table A-2

(a) R22

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	x [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	3.76	-3.10	-4.59	-4.53	0.283	1.186×10^4	8.045×10^3
2	44.5	4.84	-3.02	-4.68	-4.62	0.335	1.284×10^4	7.852×10^3
3	88.9	6.02	-2.90	-4.76	-4.70	0.390	1.616×10^4	8.741×10^3
4	133.4	7.49	-2.93	-4.83	-4.79	0.460	1.851×10^4	9.725×10^3
5	177.9	9.19	-2.96	-4.95	-4.87	0.540	2.249×10^4	1.153×10^4
6	222.4	11.24	-3.31	-5.04	-4.96	0.637	2.719×10^4	1.602×10^4
7	266.8	13.73	-3.77	-5.27	-5.05	0.755	3.156×10^4	2.320×10^4
8	311.3	16.61	-2.06	-5.34	-5.22	0.891	2.813×10^4	1.856×10^4
9	355.8	19.18	16.22	-5.48	-1.94	1.000	6.253×10^3	4.352×10^2
10	400.2	19.75	18.06	2.69	5.65	1.000	4.285×10^3	4.367×10^2
11	444.7	20.15	18.90	10.57	10.85	1.000	2.798×10^3	4.400×10^2
12	489.2	20.40	19.89	12.74	14.23	1.000	1.709×10^3	3.687×10^2
	533.7	20.56		17.53	16.28	1.000		

(b) R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	x [−]	q [W/m²]	α [W/m²·K]
1	0.0	23.66	21.85	19.06	18.91	0.182	1.085×10^4	3.530×10^3
2	44.5	24.18	21.32	19.01	18.64	0.259	1.011×10^4	3.673×10^3
3	88.9	24.66	21.35	18.75	18.49	0.331	1.362×10^4	4.624×10^3
4	133.4	25.31	21.08	18.46	18.32	0.427	1.446×10^4	4.913×10^3
5	177.9	26.00	20.76	18.29	17.94	0.530	1.825×10^4	6.153×10^3
6	222.4	26.87	19.82	17.55	17.64	0.659	2.500×10^4	1.100×10^4
7	266.8	28.06	19.98	17.06	17.46	0.834	2.174×10^4	8.388×10^3
8	311.3	29.09	28.11	16.65	17.31	0.987	4.400×10^3	4.786×10^2
9	355.8	29.30	28.77	17.33	20.53	1.000	1.942×10^3	2.774×10^2
10	400.2	29.40	29.10	24.54	23.02	1.000	1.254×10^3	2.374×10^2
11	444.7	29.46	29.25	26.57	24.62	1.000	1.609×10^3	4.477×10^2
12	489.2	29.53	29.45	27.37	26.69	1.000	7.166×10^3	3.109×10^2
	533.7	29.57		28.60	27.61	1.000		

(c) 77mol%R22+23mol%R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	x [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	17.18	13.12	8.74	8.20	0.147	1.593×10^4	3.380×10^3
2	44.5	18.29	12.44	9.05	8.61	0.222	1.562×10^4	4.360×10^3
3	88.9	19.38	13.03	9.39	9.10	0.297	1.723×10^4	4.788×10^3
4	133.4	20.58	13.73	9.95	9.75	0.380	1.843×10^4	5.192×10^3
5	177.9	21.86	14.78	10.66	10.61	0.471	1.930×10^4	5.297×10^3
6	222.4	23.21	16.04	11.41	11.66	0.568	2.081×10^4	5.752×10^3
7	266.8	24.66	17.30	12.72	13.19	0.674	1.888×10^4	5.687×10^3
8	311.3	25.97	19.17	13.92	14.77	0.772	1.754×10^4	4.937×10^3
9	355.8	27.19	21.06	15.05	16.47	0.863	1.796×10^4	4.889×10^3
10	400.2	28.45	25.53	17.01	18.31	0.957	9.287×10^3	1.512×10^3
11	444.7	29.09	28.14	18.72	20.47	1.000	3.278×10^3	5.585×10^2
12	489.2	29.32	28.92	22.84	24.07	1.000	1.580×10^3	3.966×10^2
	533.7	29.43		26.83	25.80	1.000		

(d) 51mol%R22+49mol%R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	x [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	19.42	13.76	4.79	3.65	0.205	2.727×10^4	3.231×10^3
2	44.5	20.97	13.86	6.70	6.99	0.344	2.175×10^4	3.969×10^3
3	88.9	22.21	15.89	9.14	9.77	0.455	2.031×10^4	4.140×10^3
4	133.4	23.36	17.39	11.43	12.21	0.560	1.737×10^4	4.093×10^3
5	177.9	24.35	18.98	13.27	14.08	0.651	1.634×10^4	3.990×10^3
6	222.4	25.28	20.23	14.94	15.68	0.737	1.578×10^4	4.136×10^3
7	266.8	26.18	21.41	16.55	17.14	0.821	1.572×10^4	4.257×10^3
8	311.3	27.08	21.86	17.50	18.30	0.906	1.452×10^4	4.770×10^3
9	355.8	27.90	27.04	18.54	19.32	0.986	4.164×10^3	6.210×10^2
10	400.2	28.14	27.68	20.76	21.35	1.000	2.421×10^3	4.865×10^2
11	444.7	28.28	27.96	24.42	24.07	1.000	1.817×10^3	6.280×10^2
12	489.2	28.38	28.25	25.33	26.07	1.000	5.267×10^2	2.757×10^2
	533.7	28.41		27.20	26.62	1.000		

(e) 25mol%R22+75mol%R114

No.	z/d_i [−]	T_s [℃]	T_{wi} [℃]	T_r [℃]	T_{sat} [℃]	x [−]	q [W/m²]	α [W/(m²·K)]
1	0.0	19.87	15.75	7.38	7.05	0.176	1.937×10^4	2.726×10^3
2	44.5	21.07	15.78	9.83	10.24	0.283	1.556×10^4	3.369×10^3
3	88.9	22.02	16.97	11.56	12.10	0.373	1.568×10^4	3.844×10^3
4	133.4	22.99	17.70	13.17	13.69	0.465	1.444×10^4	4.152×10^3
5	177.9	23.88	18.56	14.17	14.75	0.553	1.513×10^4	4.473×10^3
6	222.4	24.81	19.17	15.13	15.60	0.646	1.652×10^4	5.120×10^3
7	266.8	25.82	19.38	15.87	16.29	0.750	1.697×10^4	5.962×10^3
8	311.3	26.87	19.65	16.23	16.77	0.859	1.980×10^4	7.531×10^3
9	355.8	28.09	27.03	16.78	17.27	0.987	4.408×10^3	5.365×10^2
10	400.2	28.36	27.76	18.16	20.36	1.000	2.120×10^3	3.476×10^2
11	444.7	28.49	28.09	23.80	22.96	1.000	2.119×10^3	5.547×10^2
12	489.2	28.62	28.45	24.97	25.57	1.000	7.630×10^2	3.144×10^2
	533.7	28.66		27.25	26.47	1.000		