

# 垂直な本管を持つ多連分岐蒸発管における 冷媒二相流の流量分配特性 (第3報:流量分配予測計算モデル)

Two-Phase Refrigerant Flow Distribution in a Multipass Evaporator with Vertical  
 Upward Main Tube  
 (3rd Report : Prediction Model of the Flow Distribution)

渡 辺 学\*  
 Manabu WATANABE

勝 田 正 文\*\*  
 Masafumi KATSUTA

\*東京水産大学 食品生産学科 (108-8477 東京都港区港南 4-5-7)

Department of Food Science and Technology, Tokyo University of Fisheries  
 (4-5-7 Konan, Minato-ku, Tokyo 108-8477)

\*\*早稲田大学理工学部 機械工学科 (169-8555 東京都新宿区大久保 3-4-1)

Dept. of Mechanical Engineering, School of Sci. and Engr., WASEDA University  
 (3-4-1 Okubo, Shinjuku-ku, Tokyo 169-8555)

## Summary

In this article, a calculation model that enables to predict two-phase flow distribution in a multipass evaporator is proposed. The model considers the multipass evaporator as the combination of simple elements, i.e. straight pipes and T-junctions, and utilizes the correlations to predict the pressure drop at the elements. For the T-junction, however, we have so little knowledge, especially for the small diameter T-junction, that we make some experiments to evaluate the existing correlations for the junction pressure drop. We also do not have reliable model for predicting the phase separation characteristics, so that we used the empirical equations for liquid division ratio derived in our previous papers. By this model, gas phase flow distribution to each pass is determined as it makes the pressure at the outlet of each pass equal. Calculation results well predict the previously presented experimental data that were obtained under the condition of larger quality at the header inlet. The suitability of this model suggests that the complexity of the two-phase flow distribution in multipass tube attributes to the phase separation phenomena in dividing two-phase flow at a T-junction.

**Key words :** Evaporator, Refrigerant, Two-phase flow, Header, Flow distribution, T-junction

## 1. 緒 言

家庭用空調蒸発器のさらなる小型・高性能化のために、ヘッダ型分配器の採用が有効であると期待されている。しかし、気液二相状態の冷媒をヘッダで分配させると、各枝管蒸発管への

流量分配は著しく不均等となることが一般的で、実用化に向けての大きな問題となっている。

これを踏まえて本研究では、垂直上昇本管および5本の水平枝管からなる多連分岐蒸発管における流量分配決定機構を解明することを目的としている。第1報<sup>1)</sup>ではヘッダ入口流量および

び乾き度が流量分配に及ぼす影響を実験的に調べ、第2報<sup>2)</sup>では枝管熱負荷分布を様々に変化させた実験の結果について述べた。これらより、液相の分岐特性は分岐部近傍の局所的力学条件に強く依存しており、一方の気相の分配特性は、蒸発管の圧力損失まで含めた全体的な条件を考慮しなければ決定できないとした<sup>2)</sup>。

これに基づき本報では、気相の分配を決定するための計算モデルを提案する。

### 記号

$G$ : 質量流束	[kg/m <sup>2</sup> s]
$P$ : 圧力	[kPa]
$Q$ : 総熱入力	[W]
$q$ : 枝管熱流束	[kW/m <sup>2</sup> ]
$W$ : 質量流量	[kg/s]
$X$ : 乾き度	
$\Phi$ : 分岐割合	

### 添字

B: 枝管, G: 気相, H: ヘッダ入口, I: 分岐前本管, i: 枝管番号, in: パス入口, ini: 初期値, L: 液相, out: パス出口, P: パス, R: 分岐後本管, T: 二相

## 2. 実験の概要

はじめに、計算の対象となる実験装置および実験条件について簡単にまとめておく。詳細については前報<sup>1), 2)</sup>を参照されたい。

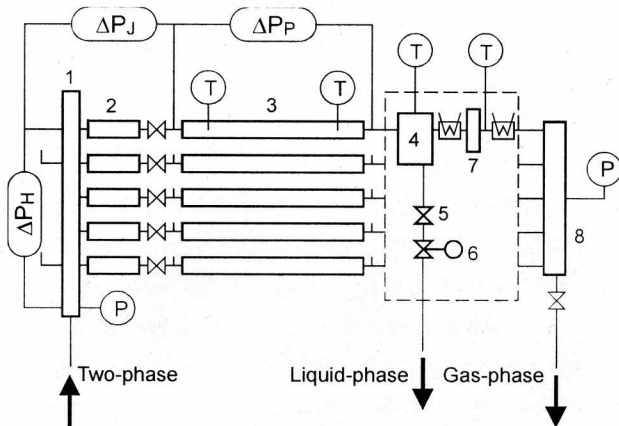
図1はテストセクションの概略図である。電気ヒータにより規定のヘッダ入口乾き度  $X_H$  にコントロールされた冷媒二相流は分配ヘッダ(1)に流入し、ここで5本の枝管に分配される。分岐直後にガラス管(2)部分を設けて流動の可視化を行っている。このため試験流体としては、常温・状圧下で二相状態となる HCFC-123 を用いた。蒸発管(3)では電気ヒータにより、実機を模した熱負荷が与えられる。この熱負荷は各枝管で独立に設定することが可能である。蒸発管出口に設置されたセパレータ(4)で気液分離を行い、気相はオリフィス(7)で流量を計測した後、マニフォルド(8)で合流して凝縮器へ導かれる。一方、液相はコック(5)を閉じて一定量貯まるまでの時間を計測することで流量を測定し、液冷媒リザーバに戻る。なお、点線で囲まれた部分は、全ての枝管に同様のものが設置されている。枝管は40 mm 間隔で取り付けられており、管内径は垂直本管、水平枝管ともに $\phi 6$  mm、蒸発管長さは900 mm である。

Table 1 Experimental conditions

Header inlet mass flux	$G_H$ kg/(m <sup>2</sup> s)	430				
Header inlet quality	$X_H$	(0)	0.07	0.1	0.2	0.3
Total heat input	$Q$ W	0	300	450	600	900
Step heating pattern		F	D1	D2	U1	U2

Table 2 Heat flux on each pass for each condition

	Test code	Heat flux kW/m <sup>2</sup>					Total heat input W	Hypothetic air flow rate m <sup>3</sup> /hour	
		Pass 1	Pass 2	Pass 3	Pass 4	Pass 5			
Flat load	0F	0					0		
	300F	3.98					300		
	450F	5.97					450		
	600F	7.96					600		
	900F	11.94					900		
Step load	Type-D	300D1	1.59	2.39	3.45	5.04	7.43	300	300
		450D1	2.39	3.51	5.17	7.63	11.14	450	300
		600D1	3.25	4.71	6.90	10.15	14.85	600	300
		300D2	0.93	1.66	2.92	5.17	9.22	300	200
		450D2	1.39	2.52	4.38	7.76	13.86	450	200
	Type-U	300U1	7.43	5.04	3.45	2.39	1.59	300	300
		300U2	9.22	5.17	2.92	1.66	0.93	300	200



- |                       |                |
|-----------------------|----------------|
| 1 Distribution header | 5 Ball cock    |
| 2 Glass tube          | 6 Needle valve |
| 3 Evaporator          | 7 Orifice      |
| 4 Separator           | 8 Manifold     |

Fig. 1 Schematic diagram of test section

実験条件を表1にまとめた。ここで「ステップ加熱」とは、各枝管に不均等な熱負荷を与える実験条件を表す造語で、実際に与えた熱流束の値は表2に示す通りである。

### 3. モデルの基本概念

久保・植田<sup>3)</sup>は、管寄せにおける水単相流の流量分配について、理論と実験の両面から研究を行っている。各分岐部での分流に伴う流路面積の拡大をディフューザと見なし、その効果に起因する本管内の圧力変化と、枝管での流動抵抗による圧力降下とを分配流量の関数で表してやれば、各枝管出口圧力が互いに等しくなるように流量分配を決定することができるとした。本研究では、分岐部において気液二相状態であるが、このような基本概念を応用することは可

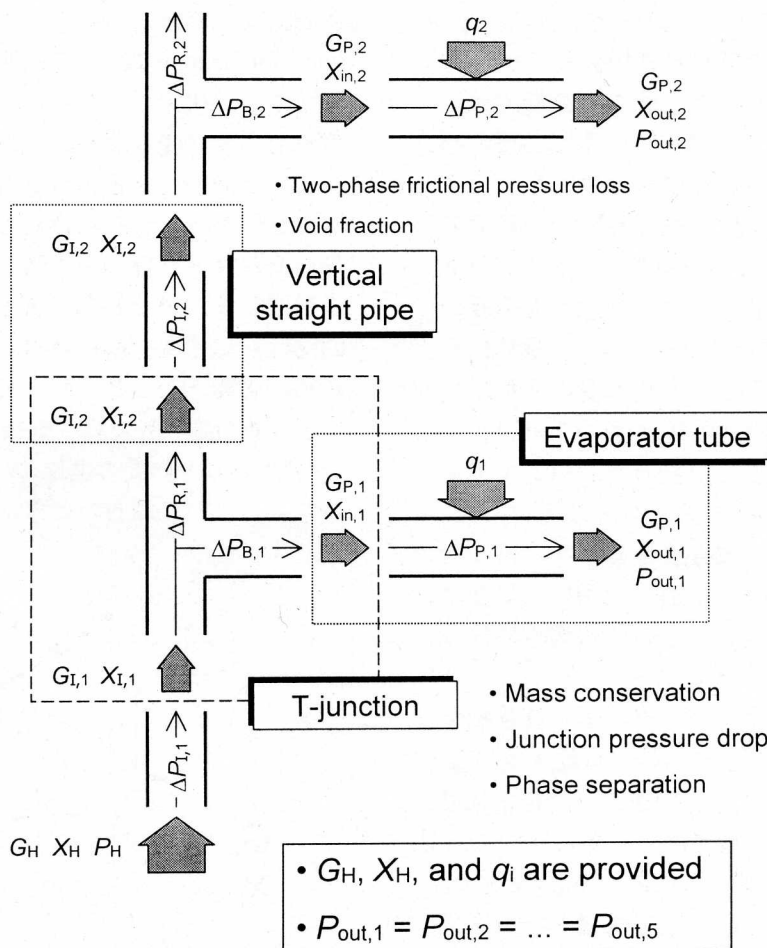


Fig.2 Present calculation model

能だと考えられる。

そこで多連分岐蒸発管を、図2に示すように、垂直上昇管、T分岐管、水平蒸発管という3つの要素の組み合わせとしてモデル化した。そして各構成要素における気液流量と圧力損失の関係を定式化すれば、各パス出口での圧力が互いに等しいという条件を満たすように、気相の流量分配を決定することができる。以下、各構成要素の特性について考察する。

#### 4. 各構成要素について

##### 4.1 直管

垂直上昇管では熱交換を行わないので、一般的な断熱二相流の摩擦圧力損失の相関式を用いることができる。ただし対象とする管の内径が $\phi 6\text{ mm}$ と小さいため、水平細管における圧力損失を実測し、その結果をいくつかの式と比較して、細管への適用可能性を検討した。その結果、Dulker *et al.*の提案した二相粘性係数モデル<sup>4)</sup>による均質流の式を採用した。また垂直管では、静止水頭を算出するためにボイド率が必要となるが、ここではZivi<sup>5)</sup>の相関式を用いた。

水平蒸発管については、第2報<sup>2)</sup>で、蒸発管を対象としたChisholm<sup>6)</sup>の相関式が実験データを良く再現したと報告した。しかし今回、Duklerの均質流モデルを適用したところ、定量的にもほぼ遜色ない一致を示し、二相流量の変化に伴う圧力損失の変化の定性的傾向は、Chisholmよりも良く再現されることが判った。そこで蒸発管に対してもDuklerの式を用いることにした。ただし、そのままでは乾き度が変化する系に対応できないので、Simpson法<sup>7)</sup>を用いて二相摩擦係数の数値積分を行い、さらに相変化に伴う加速項を加えている。

なお、本研究では電気ヒータにより枝管熱負荷を与えているため、各パスの出口乾き度 $X_{out,i}$ が1を超えないように熱負荷条件が設定されている。従って実際の計算では、与えられた $G_{p,i}$ 、 $X_{in,i}$ 、 $q_i$ について熱バランス式より $X_{out,i}$ を求め、二相摩擦係数を $X_{in,i}$ から $X_{out,i}$ まで積分して蒸発管全体の圧力損失を求めるといった比較的簡単な方法を用いることができた。実際の熱交換器についてシミュレーションを行う場合には、ドラ

イアウトポイントを予測する必要があるため、蒸発管を細かいセルに区切って計算を行う必要がある。

##### 4.2 T分岐管

Saba and Lahey<sup>8)</sup>は、T分岐管における気液二相流の分岐特性に影響を及ぼす因子として、分岐に伴う圧力変化を考慮した唯一の研究例である<sup>9)</sup>。図3に示すように、入口本管(添字I、以降Inletと称する)、出口本管(添字R、以降Runと称する)、枝管(添字B、以降Branchと称する)における気液流量6個と、分岐による圧力変化2種の、合計8個の独立変数を考えているが、そのうち3個は設定条件として与えられるので、あと5本の方程式が必要となる。Saba and Laheyは、気液各相の質量バランス式、Inlet-Run方向およびInlet-Branch方向に関する圧力降下の式、そして5番目の式としてはInletからBranchへの自由流線に沿って積分した気相のlinear momentum式を用いている。

ここで単相流のT分岐について同様に考えてみると、独立変数はInlet、Run、Branchにおける流量と圧力変化2種の合計5個で、設定条件として2個が与えられなければならないから、質量バランスと2種の圧力降下の式だけで方程式系が閉じる。すなわち「5番目の式」は、本質的には、二相流分岐に特有の相分離特性を表すために必要となった式であることが判る。ここで言う相分離特性とは、気相分岐割合 $\Phi_G$ と液相分岐割合 $\Phi_L$ との間の関係のことを指す。気相分岐割合 $\Phi_G$ とは式(1)のように定義される量であ

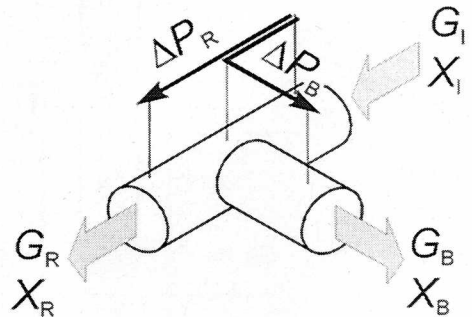


Fig. 3 Definition of variables for dividing two-phase flow at the T-junction

り、添字 G を L に替えれば  $\Phi_L$  の定義となる。

$$\Phi_G \equiv \frac{W_{G,B}}{W_{G,I}} \quad (1)$$

以下、計算に用いた相関式について述べる。分岐損失については、幾つかの相関式が提案されてはいるが、いずれも管内径の大きい T 分岐管を用いた実験に基づいており、しかも研究例があまり多くないため、十分な検証が成されているとは言い難い。そこで、管内径 6 mm の垂直 T 分岐管と空気-水断熱二相流を用いた実験を行い、分岐損失の実測値と各種相関式の比較を行った。詳細は別報に譲るが、この結果、 $\Delta P_R$  については式(2)の均質流モデル、 $\Delta P_B$  には式(3)の Reimann and Seeger の式<sup>10)</sup>が、細径 T 分岐のデータを比較的良く再現することが判った。式中の  $\rho_h$  は均質流密度である。なお分岐損失係数  $K_R$ 、 $K_B$  については、実験データのフィッティングにより式(4)、(5)のように決定した。

$$K_R = 1.06\Phi_T + 0.395 \quad (4)$$

$$K_B = -1.55\Phi_T^2 + 1.74\Phi_T + 1.00 \quad (5)$$

「5番目の式」である相分離特性の相関式としては、前報<sup>1, 2)</sup>で定式化した液相分岐割合の式を用いる。まとめて書けば式(6)のようになる。これは実質的に  $\Phi_L$  と  $W_{G,I}$  との関係を与える式であり、本来の意味での相分離特性を表してはい

$$\Delta P_{R,i} = \frac{1}{2} \left( \frac{G_{p,i}^2}{\rho_{h,ini}} - \frac{G_{l,i}^2}{\rho_{h,li}} \right) + K_R \left( \frac{G_{l,i}^2}{2\rho_{h,li}} \right) \quad (2)$$

$$\Delta P_{B,i} = \frac{\rho_{h,ini}}{\rho_{h,li}} K_B \frac{G_{l,i}^2}{2\rho_{h,li}} + \frac{\rho_{h,ini}}{2} \left[ \left( \frac{G_{p,i}}{\rho_{h,ini}} \right)^2 - \left( \frac{G_{l,i}}{\rho_{h,li}} \right)^2 \right] \quad (3)$$

$$\Phi_{L,i} = 2.79 \frac{We_{L,i}^{0.203}}{Re_{G,L,i}^{0.288}} \cdot \left( 1 + \frac{q_{i+1} - q_i}{q_{i+1} + q_i + 0.0125 \cdot G_{L,i} \cdot u_{L,i}^2} \right)^{1.807} \cdot B \quad (6)$$

$$\text{ここで } B = \begin{cases} 1 & (\text{for } i = 1, 2, 3) \\ 1.64 + 7.09 \times 10^{-4} \cdot \left( \frac{\rho_{L,1,5} \cdot g \cdot L_{Pitch}}{0.5 \cdot \rho_{L,1,4} \cdot u_{L,1,4}^2} - 18.3 \right)^2 & (\text{for } i = 4) \end{cases}$$

ないが、数学的には等価である。なお、前報<sup>1)</sup>と比べて、式(6)における Weber 数、Reynolds 数の指数およびそれらの係数が変更されているが、これは新たにヘッダ入口質量流束の大きな条件で実験を行い、そのデータを加えてフィッティングをやり直したためである。

## 5. 計算手順

計算のフローチャートを図4に示す。まず設定条件としてヘッダ入口質量流束  $G_H$ 、乾き度  $X_H$  および圧力  $P_H$  を与え、 $P_{out,ini}$  を仮定する。分岐前本管1の流量、乾き度はヘッダ入口の値と同じであるから、これより本管1の圧力損失  $\Delta P_{l,1}$  を計算し、分岐部1の圧力を決定する。次に分岐部1における気相分岐割合  $\Phi_{G,1}$  を仮定し、相分離特性の式を用いて液相分岐割合  $\Phi_{L,1}$  を計算する。これより枝管1の流量  $G_{p,1}$  および入口乾き度  $X_{m,1}$  が決定されるから、分岐部1における分岐損失  $\Delta P_{B,1}$  が求められ、さらに枝管1の入熱量と熱バランス、蒸発管圧力損失式から出口圧力  $P_{out,1}$  が計算できる。これが初めに仮定した  $P_{out,ini}$  と等しくなるまで  $\Phi_{G,1}$  を変化させながら繰返し計算を行う。 $\Phi_{G,1}$  が決定すれば、分岐部1の分岐後本管（すなわち分岐部2の分岐前本管）の流量  $G_{l,2}$ 、乾き度  $X_{l,2}$  が求められ、これより  $\Delta P_{R,1}$  と  $\Delta P_{l,2}$  を計算すれば、分岐部2の圧力が決められる。

この一連の繰返し計算をまとめて LOOP1 と示しているが、同様の繰返し計算を枝管2, 3, 4に対しても行う。この結果、分岐部5の本管流量  $G_{l,5}$ 、乾き度  $X_{l,5}$  および圧力が求められるが、分岐部5は閉止端なので分岐が無く、何の仮定もせず出口圧力  $P_{out,5}$  が決めら



れる。これが  $P_{out,ini}$  と等しくなるように、 $P_{out,ini}$  を変化させながら全体の繰返し計算を行う。

なお、2. で述べたように、本実験では気相がオリフィスを通じた後のマニフォルドで合流する構造となっているため、 $P_{out,i}$  の算出にはオリフィスでの圧力降下も考慮した。

## 6. 計算結果

計算結果の一例を、実測値と合わせて図5に示す。これは枝管均等加熱 450 W、ヘッダ入口乾き度 0.3 という条件のデータで、図(a)~(d)は

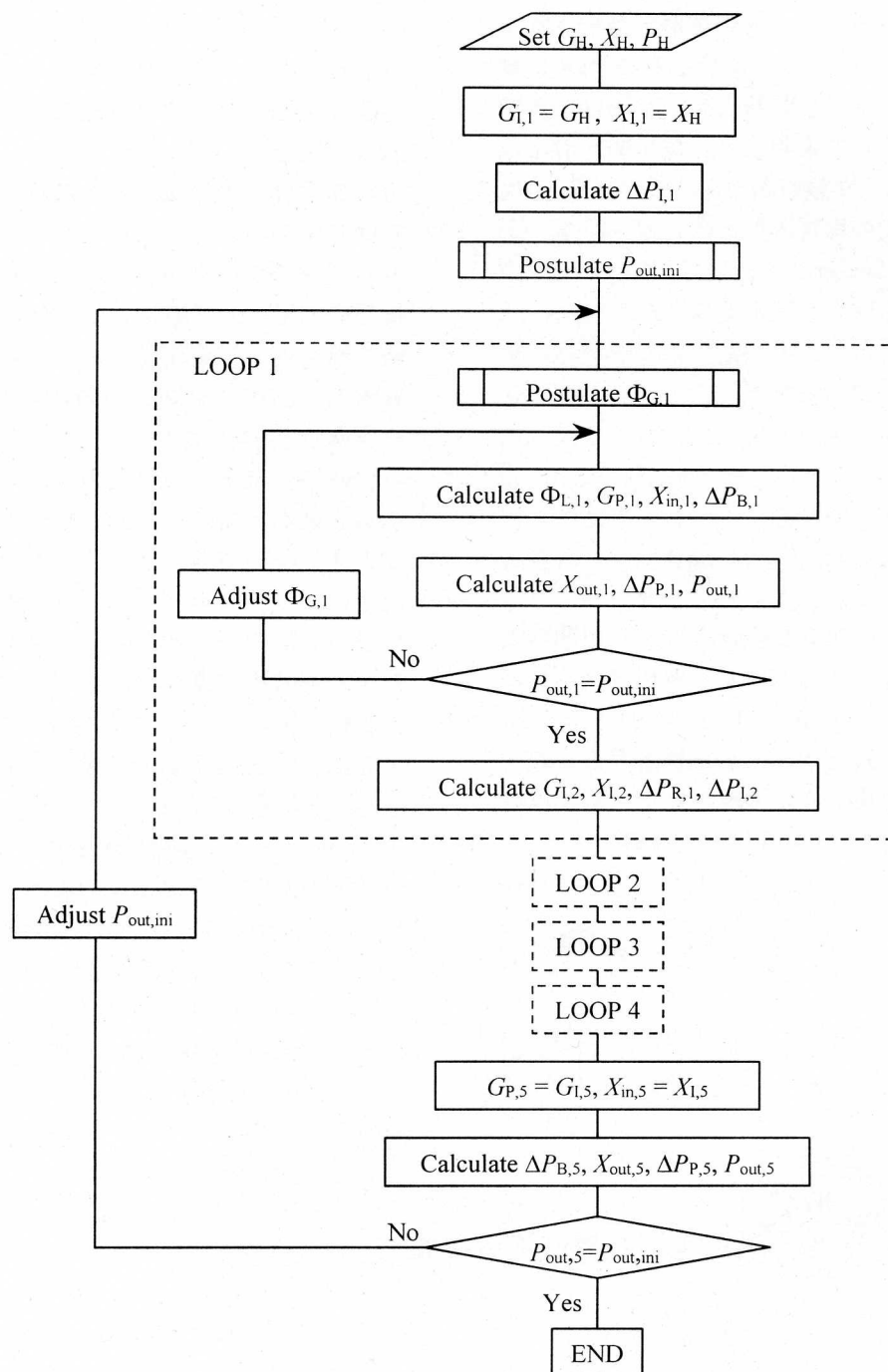


Fig. 4 Flow chart of calculation

それぞれ、二相の流量分配割合、枝管出口乾き度、枝管入口乾き度、枝管圧力損失である。いずれもまずまずの一致を示しており、特にこの条件では、計算された  $P_{out,i}$  が互いにかなり良く一致し、実測したマニフォールド圧力ともほぼ一致した。

次に、様々な枝管加熱条件での結果を示す。図6は枝管非加熱の  $X_H=0.3$ 、図7はステップ加熱 Type-U2, 300 W で  $X_H=0.3$ 、図8はステップ加熱 Type-D1, 600 W,  $X_H=0.2$  のデータである。これらについてはそれぞれ図(a),(b)のみを示した。いずれも高  $X_H$  の条件であるが、実測データの傾向を良く再現している。

しかし残念ながら、条件によっては解が得られない場合もあった。これは  $\Phi_{Gi}$  を決定するための繰返し計算において、 $\Phi_{Gi}$  の増加に対する  $P_{out,i}$  の変化が極大を持った関数形となるため、極大値が目標値より小さい場合、解を持たなくなってしまう。ただしこれは収束精度を緩和することである程度解消できる。さらに、 $\Phi_{Gi}$  が一般に2つの解を持つこととなるが、どちらを選ぶかによって次の分岐部の Inlet 状態が強く影響を受けるため、全体として複数の解をもつ可能性は極めて低いと考えられる。

また、解が得られても実測値との一致が悪い

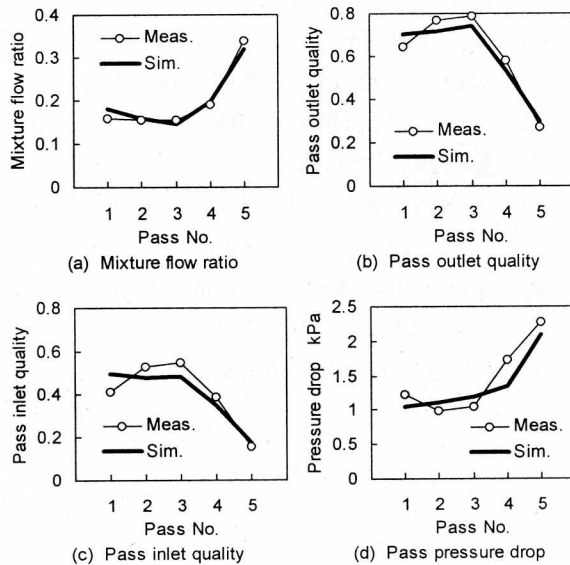


Fig. 5 Examples of calculation result (Condition: Flat heating,  $Q=450$  W,  $X_H=0.3$ )

というケースが、 $X_H$  が低い幾つかの条件で見られた。この理由は、 $X_H$  が低い条件では枝管圧力損失と枝管気相流量の相関が低くなる<sup>2)</sup> ためだと考えられる。

以上のような問題はあがあるが、少なくとも蒸発器の実用域である  $X_H=0.2\sim 0.3$  においては、本計算モデルが有効であることを確認できた。

## 7. 二相流分配機構に関する考察

本計算モデルは、1. で述べたように、液相の分岐特性は分岐部近傍の局所的力学条件に強く依存し、気相の分配特性は蒸発器全体の圧力

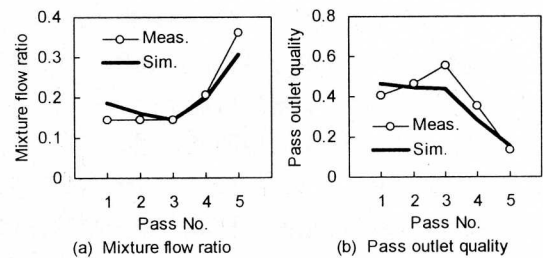


Fig. 6 Calculation results (Condition: Non-heating,  $X_H=0.3$ )

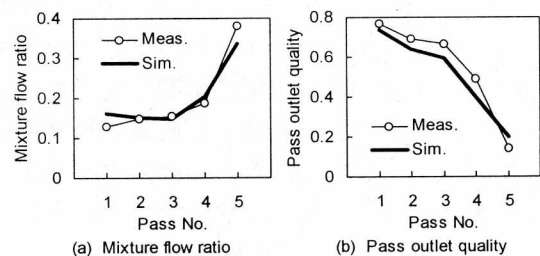


Fig. 7 Calculation results (Condition: Step heating, Type U2,  $Q=300$  W,  $X_H=0.3$ )

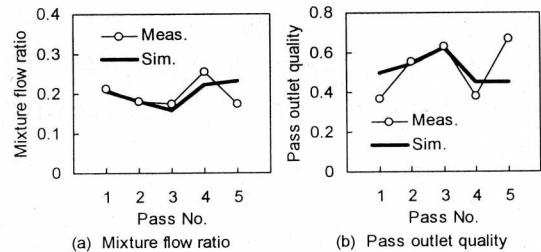


Fig. 8 Calculation results (Condition: Step heating, Type D1,  $Q=600$  W,  $X_H=0.2$ )

条件を考慮して決定される<sup>2)</sup>という考え方に従って、気相の流量分配を予測するために考えられたものである。しかし、その成立過程を見れば明らかのように、分岐部局所で決定されるのは、本質的には気液の相分離特性であり、それ以外の蒸発器全体については、管路における圧力損失を考えているだけである。

つまり、主管や枝管の長さ、内径、向きなどが流量分配特性に及ぼす影響は、単相流の場合と同様に、圧力損失を考えることで予測が可能である。このことから、多連分岐管における二相流の流量分配特性が示す複雑さは、本質的には、二相流の分岐に伴う相分離特性に起因しているということが判った。

以上より、任意の形状の多連分岐管において、その分岐部における相分離特性さえ明らかにできれば、流量分配の予測が可能だと言える。本論文では、これに経験的相関式を用いているため、適用範囲は極めて限定されたものとなるが、T分岐流路における気液二相流の相分離特性については、ある程度多くの研究例が存在するため、これらを利用することができれば、汎用性を持った流量分配予測を実現できる可能性がある。

なお、実際の蒸発器では合流部がヘッダ構造となっているため、合流主管内の圧力分布が無視できない場合、流量分配に影響を及ぼすものと考えられる。これを考慮した流量分配予測を実現するためには、各枝管から流入する流量と合流主管内の圧力分布の関係を明らかにすることが必要であり、今後の課題と考える。

## 8. 結 論

ヘッダ型多連分岐蒸発管における気相の流量分配を予測するための計算モデルを提案した。前報で導いた液相分岐割合の実験式を用いて計算を行い、求められた各枝管の二相流量や出口

乾き度などを実験データと比較した結果、蒸発器の実用域である高  $X_H$  域においてまずまずの一致を示した。

また、本モデルの成立過程より、多連分岐管での二相流の流量分配特性が、分岐に伴う相分離特性と非常に深く係わっていることが明らかになった。このことは、あらゆる形状の多連分岐管について、各分岐部での相分離特性さえ明らかにできれば、計算によって流量分配を予測できる可能性を示している。

なお本研究の一部は、平成 12~13 年度の日本冷凍空調学会研究開発・調査研究プロジェクト「代替冷媒対応管内蒸発器の熱的最適設計法の研究」の一環として行われたものである。

## 文 献

- 1) 渡辺学, 勝田正文, 永田勝也, 坂倉茂樹, 飯島等: 冷論, **13** (3), 277 (1996).
- 2) 渡辺学, 勝田正文, 永田勝也, 坂倉茂樹, 飯島等: 冷論, **13** (3), 285 (1996).
- 3) 久保利介, 植田辰洋: 機論, **34** (268), 2133 (1968).
- 4) A. E. Dukler, M. Wicks and R. G. Cleveland: *AIChE Journal*, **10** (1), 38 (1964).
- 5) S. M. Zivi: *Trans. ASME Journal of Heat Transfer*, May, 247 (1964).
- 6) D. Chisholm: *J. Mechanical Engineering Science*, **22** (4), 199 (1980).
- 7) 磯田, 大野監修: 「数値計算ハンドブック」, pp. 129-135, オーム社, 東京 (1971).
- 8) N. Saba and R. T. Lahey: *Int. J. Multiphase Flow*, **10** (1), 1 (1984).
- 9) J. D. Ballyk, M. Shoukri and A. M. C. Chan: *ibid.*, **14** (3), 265 (1988).
- 10) J. Reimann and W. Seeger: *ibid.*, **12** (4), 587 (1986).