垂直管上昇環状流における液膜界面積濃度の軸方向発達*

波津久 達也^{*1}, 日 引 俊^{*2}
賞 雅 寛 而^{*1}, Mamoru ISHII^{*3}Axial Development of Interfacial Area Concentration of Liquid Film
in Vertical Upward Annular Two-phase FlowTatsuya HAZUKU^{*4}, Takashi HIBIKI,
Tomoji TAKAMASA and Mamoru ISHII^{*4} Faculty of Marine Technology, Tokyo University of Marine Science and Technology,
Etchujima, Koto-ku, Tokyo, 135-8533 Japan

Accurate measurements of annular flow parameters such as local liquid film thickness, one-dimensional interfacial area concentration of liquid film, and local interfacial area concentration profile of liquid film were performed by a laser focus displacement meter at 21 axial locations in vertical upward annular two-phase flow using a 3-m-long and 11-mm-diameter pipe. The axial distances from the inlet (z) normalized by the pipe diameter (D) varied over $z/D=50$ to 250. Data were collected for preset gas and liquid flow conditions and for Reynolds numbers ranging from $Re_g=31\,800$ to $98\,300$ for the gas phase and $Re_f=1\,050$ to $9\,430$ for the liquid phase. Axial development of the one-dimensional interfacial area concentration and the local interfacial area concentration profile of liquid film were discussed with the data obtained in the experiment. Total interfacial area concentration including liquid film and droplets was also discussed with regarding to the extinguishing drift-flux model, entrainment correlation, and droplet size correlation.

Key Words: Multi-Phase Flow, Flow Measurements, Laser-Aided Diagnostics, Interfacial Area Transport Equation, Interfacial Area Concentration, Annular Two-Phase Flow, Liquid Film, Droplet

1. はじめに

様々な工学分野における二相流解析手法として一般的な二流体モデルがその真価を発揮するには、二相の相互作用の強さを表す界面輸送項(=界面積濃度×駆動力)の適切なモデル化が必要となる。現在、界面輸送項は、定常完全発達流れに対する流動様式遷移基準に基づき、流動様式毎に構成式の形で与えられているため、時空間スケールを考慮した界面構造の変動特性を模擬できないことが問題点として指摘されている。このような状況を打開する手段として、二流体モデルへの界面積濃度輸送方程式の導入が提案されている⁽¹⁾。この導入により入口効果や流れの発達、壁面沸騰等が界面積濃度輸送に及ぼす効果を系統的に表現することが可能となり、二流体モデルを用いた流れ解析における界面輸送項の定式化の飛躍的な進歩が期待されている。現在、界面積濃度輸送方程式の開発に関する解析的、実験的研究が精力的に行われており、特に気泡流

からスラグ流域を対象にしたモデル化は、近年目覚ましい進展を遂げている⁽²⁻⁴⁾。しかしながら、界面積濃度輸送方程式の確立には、より広範な流路環境と流動条件を対象にした現象のモデル化と、それを検証するための精度の高い局所流れ場のデータベースの構築が必要となる。特に、沸騰伝熱様式で大半占める環状流領域は、他の流動様式と比較して熱伝達率が高く、また液膜のドライアウトに起因した伝熱管損傷をもたらす流動条件への遷移過程にあるため、その流動特性を詳細に捉え、液膜および液滴の界面積濃度の生成、消滅項に関するモデル化を図っていくことが、機器の設計と安全性評価において極めて重要となる。しかしながら、環状流の界面積濃度輸送に関する研究は、その物理メカニズムに対する理解の不十分さと計測の困難さから、遅々として進展していない状況にある。

本研究では、環状流域を対象にした界面積濃度輸送方程式の開発を最終目的とし、その第一段階として、垂直管上昇環状流における液膜の一次元平均界面積濃度と管断面界面積濃度分布の管軸方向発達特性を実験的に整理する。また、既存のドリフトフラックスモデル⁽⁵⁾および液滴径と液滴飛散量に関する相関式^(6,7)を用いた環状流界面積濃度の評価方法を検討し、液膜界面積濃度の計測結果との比較からその適用性を評価する

* 原稿受付 2005年7月13日。

^{*1} 正員、東京海洋大学海洋工学部(〒135-8533 東京都江東区越中島)。^{*2} 正員、京都大学原子炉実験所(〒590-0494 大阪府泉南郡熊取町朝代西)。^{*3} Purdue University (West Lafayette, IN 47907-2017, USA)。

E-mail: hazuku@e.kaiyodai.ac.jp

とともに、環状流の全界面積濃度に対する液膜界面積濃度の寄与率を評価する。

おもな記号

A	: 面積	m^2
a_i	: 界面積濃度	m^{-1}
$a_{i,\text{drop}}$	: 液滴の界面積濃度	m^{-1}
$a_{i,\text{film}}$	: 液膜の界面積濃度	m^{-1}
$a_{i,\text{total}}$	: 全界面積濃度	m^{-1}
$\bar{a}_{i,\text{film}}$	: 無次元液膜界面積濃度 $= a_{i,\text{film}} \Delta x$	—
C_{an}	: 液膜界面積増加係数	—
D	: 管内径	m
E	: 液滴流量比	—
E_d	: 全液相面積に対する液滴の面積比	—
E_{∞}	: 準平衡状態における液滴流量比	—
g	: 重力加速度	m/s^2
j	: 全体積流束	m/s
j_{core}	: 気相流部の全体積流束	m/s
j_d	: 液滴体積流束	m/s
j_f	: 液相見かけ速度	m/s
j_g	: 気相見かけ速度	m/s
N_{uf}	: 無次元粘性数 $= \mu_f / [\rho_f \sigma (g \Delta \rho)^{0.5}]$	—
Re	: レイノルズ数 $= jD / \nu$	—
r_d	: 液滴半径	m
r_{vm}	: 液滴の体積平均半径	m
r_{Sm}	: 液滴のザウター平均半径	m
ν	: 速度	m/s
V_g	: 気相ドリフト速度	m/s
We	: ウェーバー数 $= (\Delta \rho / \rho_g)^{1/3} \rho_g j_g^2 D / \sigma$	—
α	: ボイド率	—
α_{core}	: 気相流部の断面積比	—
α_d	: 気相流部における液滴の断面積比	—
δ	: 液膜厚さ	m
Γ	: 単位濡れ長さ当りの液相体積流量	$\text{m}^3/\text{s/m}$
μ	: 粘性係数	$\text{Pa}\cdot\text{s}$
ν	: 動粘性係数	m^2/s
ρ	: 密度	kg/m^3
$\Delta \rho$	: 気液の密度差	kg/m^3
σ	: 表面張力	N/m

添え字

d	: 液滴
f	: 液相
ff	: 液膜
g	: 気相

数学記号

—	: 時間平均値
$\langle \rangle$	: 面積平均値
$\langle\langle \rangle\rangle$	: ボイド率加重平均値

2. 環状流における界面輸送モデルの予備検討

2・1 環状流の界面積濃度

環状流の管断面平均界面積濃度を次式で与える。

$$\langle a_i \rangle = \langle a_{i,\text{film}} \rangle + \langle a_{i,\text{drop}} \rangle = \frac{4C_{\text{an}}}{D} \sqrt{\frac{\langle \alpha \rangle}{1-\alpha_d}} + \frac{\langle \alpha \rangle}{1-\alpha_d} \left(\frac{3\alpha_d}{r_{\text{Sm}}} \right) \quad (1)$$

右辺第一項と第二項はそれぞれ液膜と液滴の平均界面積濃度を示している。 α , r_{Sm} はそれぞれボイド率、液滴のザウター平均半径であり、 α_d は次式で定義される気相流部の液滴面積比である。

$$\alpha_d = \frac{A_d}{A - A_H} = \frac{(1 - \langle \alpha \rangle) E_d}{1 - (1 - \langle \alpha \rangle)(1 - E_d)} \quad (2)$$

ここで、 A_d と A_H および E_d は、それぞれ管断面における液滴と液膜の面積および液相の全面積に対する飛散液滴の面積比 $[E_d = A_d / (A_H + A_d)]$ である。また、式(1)

の C_{an} は、液膜界面の波動による液膜界面積濃度の増加係数である。本研究では管周方向に均質な液膜を仮定して $C_{\text{an}} = 1$ とする。

式(1)より、環状流の管断面平均界面積濃度は、 α , α_d および r_{Sm} を適切に与えることにより予測できる。本研究では、これらの値を 2.2 項に示すドリフトフラックスモデルおよび 2.3 項に示す液滴飛散量と液滴径に関する相関式によりそれぞれ評価する。

2・2 環状流のドリフトフラックスモデル

環状流の平均ボイド率を、既存のドリフトフラックスモデルを用いて評価する。

一次元ドリフトフラックスモデルより次式が与えられる。

$$\langle\langle v_g \rangle\rangle = \frac{\langle j_g \rangle}{\langle \alpha \rangle} = \langle j \rangle + \bar{V}_g \quad (3)$$

ここで v_g , j および $\bar{V}_g$ はそれぞれ気相速度、全体積流束、気相平均ドリフト速度である。Ishii は、液滴が発生しない純環状流に対し、気相平均ドリフト速度を次式で与えている⁷⁾。

$$\bar{V}_g \approx \frac{1 - \langle \alpha \rangle}{\langle \alpha \rangle + \left\{ \frac{1 + 75(1 - \langle \alpha \rangle) \rho_g}{\sqrt{\langle \alpha \rangle} \rho_f} \right\}^{1/2}} \left(\langle j \rangle + \sqrt{\frac{\Delta \rho g D (1 - \langle \alpha \rangle)}{0.015 \rho_f}} \right) \quad (4)$$

一方、液滴が発生する条件での気相平均ドリフト速度を、式(4)の相関式と液滴流のドリフト速度相関式⁷⁾を組み合わせることで、以下のように導出する。

気相流部の管断面積比 α_{core} を次式で定義する。

$$\alpha_{\text{core}} = \frac{A - A_{\text{ff}}}{A} = \langle \alpha \rangle + E_d (1 - \langle \alpha \rangle) \quad (5)$$

また、気相流部における液滴の面積比 α_d を用いると、 α_{core} は次式となる。

$$\alpha_{\text{core}} = \frac{\langle \alpha \rangle}{1 - \alpha_d} \quad (6)$$

液膜と気相の相間速度は、上記の α_{core} を式(4)の環状流に対する相関式の平均ボイド率の項に適用することで得られ、次式で表せる。

$$j_{\text{core}} - \langle j \rangle = \frac{1 - \alpha_{\text{core}}}{\alpha_{\text{core}} + \left\{ \frac{1 + 75(1 - \alpha_{\text{core}}) \rho_g}{\sqrt{\alpha_{\text{core}}}} \frac{\rho_g}{\rho_l} \right\}^{1/2}} \times \left[\langle j \rangle + \sqrt{\frac{\Delta \rho g D (1 - \alpha_{\text{core}})}{0.015 \rho_l}} \right] \quad (7)$$

ここで、 j は管断面全体積流束、 j_{core} は気相流部における全体積流束であり、気相流速 v_g 、液滴流速 v_d 、液膜流速 v_{ff} を用いてそれぞれ次式で与えられる。

$$\langle j \rangle = [v_g (1 - \alpha_d) + \alpha_d v_d] \alpha_{\text{core}} + v_{\text{ff}} (1 - \alpha_{\text{core}}) \quad (8)$$

$$j_{\text{core}} = v_g (1 - \alpha_d) + \alpha_d v_d \quad (9)$$

一方、気相流部の平均ドリフト速度は、液膜より発生する球状液滴の運動量を考慮して得られた次式で与えられる⁽¹¹⁾。

$$\langle \langle v_g \rangle \rangle - j_{\text{core}} = 0.5 r_d \left[\frac{(g \Delta \rho)^2}{\mu_g \rho_g} \right]^{1/3} \alpha_d (1 - \alpha_d)^{1.5} \quad (10)$$

ここで、 r_d は、液滴の粒子半径である。上式は、以下の液滴発生基準⁽⁷⁾を満たす場合に適用される。

$$|\langle j \rangle| > 1.456 \left(\frac{\sigma g \Delta \rho}{\rho_g^2} \right)^{1/4} \left[\frac{\mu_g^2}{\rho_g \sigma \sqrt{g \Delta \rho}} \right]^{-1/12} \quad (11)$$

また、液膜レイノルズ数が $Re_{\text{ff}} < 1635$ となる条件では、式(11)は以下の液滴発生基準⁽¹⁰⁾を満たす場合に適用される。

$$\begin{cases} \frac{\mu_l \langle j_g \rangle}{\sigma} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \geq 11.78 N_{\text{ff}}^{0.8} Re_{\text{ff}}^{-1/3} & \text{for } N_{\text{ff}} \leq \frac{1}{15} \\ \frac{\mu_l \langle j_g \rangle}{\sigma} \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \geq 1.35 Re_{\text{ff}}^{-1/3} & \text{for } N_{\text{ff}} > \frac{1}{15} \end{cases} \quad (12)$$

ここで液膜レイノルズ数 Re_{ff} は次式で定義される。

$$Re_{\text{ff}} = \frac{4 \rho_l \langle \langle v_{\text{ff}} \rangle \rangle \delta}{\mu_l} = \frac{4 \Gamma}{v_l} = \frac{\langle j_l \rangle D}{v_l} \quad (13)$$

δ と Γ は、それぞれ液膜厚さと単位濡れ長さ当りの液相体積流量である。

以上の結果を整理すると、液滴が発生する条件での気相平均ドリフト速度は次式となる。

$$\begin{aligned} \overline{V_g} = & \frac{1 - \alpha_{\text{core}}}{\alpha_{\text{core}} + \left\{ \frac{1 + 75(1 - \alpha_{\text{core}}) \rho_g}{\sqrt{\alpha_{\text{core}}}} \frac{\rho_g}{\rho_l} \right\}^{1/2}} \left[\langle j \rangle + \sqrt{\frac{\Delta \rho g D (1 - \alpha_{\text{core}})}{0.015 \rho_l}} \right] \\ & + \frac{r_d}{2} \left[\frac{(g \Delta \rho)^2}{\mu_g \rho_g} \right]^{1/3} \alpha_d (1 - \alpha_d)^{1.5} \end{aligned} \quad (14)$$

ここで、右辺第二項は、式(11)もしくは式(12)を満足する場合にのみ適用される。一方、両式を満たさない場合、すなわち液滴が発生しない条件での気相平均ドリフト速度は、式(4)で与えられる。

2・3 環状流における液滴径と液滴体積流束比

式(1)と式(14)に示されるように、環状流の界面積濃度の予測には、 r_d 、 r_{Sm} および α_d の評価が重要となる。

環状流における液滴の大きさと液滴径分布は、Kataoka ら⁽⁶⁾によって詳細に検討されている。それに従うと、式(14)の r_d と式(1)の r_{Sm} は、概略以下の式で与えることができる。

$$r_d \simeq r_{\text{vm}} = 0.005 \frac{\sigma}{\rho_g J_g^2} Re_g^{2/3} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu_g}{\mu_l} \right)^{2/3} \quad (15)$$

$$r_{\text{Sm}} = 0.796 r_{\text{vm}} \quad (16)$$

一方、 α_d は液滴飛散量の相関式により評価することができる。環状流は、気相速度が大きく、また気相流中の液滴の径が小さいことから、液滴と気相の相間相対速度を無視できるとし、 α_d を次式で近似する⁽¹⁴⁾。

$$\alpha_d \simeq E j_l / j_g \quad (17)$$

ここで、 E は液滴の体積流束比であり、液滴の体積流束 j_d を用いて、 $E = j_d / j_l$ で定義される。本研究では、管軸方向に沿った液滴の体積流束比 E の変化を、以下のIshii - Mishimaの相関式⁽⁹⁾で与える。

$$E = \left\{ 1 - \exp \left(-1.87 \times 10^{-5} \zeta^2 \right) \right\} E_{\infty} \quad (18)$$

ここで、

$$E_{\infty} = \tanh \left(7.25 \times 10^{-7} We^{1.25} Re_l^{0.25} \right) \quad (19)$$

$$\zeta = (z/D) Re_l^{0.5} / We^{0.25} \quad (20)$$

また、ウェーバー数 We は次式で定義される。

$$We = \frac{\rho_g j_g^2 D}{\sigma} \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_g} \right)^{1/3} \quad (21)$$

3. 実験および結果の考察

3・1 実験装置および方法 実験で使用した二相流ループおよび実験条件は、前報^(15, 16)と同様である。計測部は長さが3 m、内径 $D = 11$ mm のアクリル管であり、作動流体は空気と水である。水はタンク内で温度 25 ± 0.5 °C、電気伝導度 $1 \mu\text{S}/\text{cm}$ 以下に調整される。タンクから気液混合部に流入した水は、焼結金属管を通過して管内面に一様な液膜となり、空気と共に計測部を上昇する。

気液の流量条件は、気相レイノルズ数 $Re_g = 31800 - 98300$ 、液相レイノルズ数 $Re_l = 1050 - 9430$ であり、気液混合部からの距離 $z = 550 - 2750$ mm ($z/D = 50 - 250$) の範囲において、軸方向 21 箇所の液膜厚さを、レーザーフォーカス変位計^(17, 18) (Laser Focus Displacement Meter: LFD, キーエンス社製 LT8100) により計測する。

3・2 一次元界面積濃度 環状流における一次元界面積濃度の管軸方向発達特性を評価する。液膜の一次元界面積濃度 $\langle a_{i, \text{film}} \rangle$ は、平均液膜厚さ $\bar{\delta}$ を用いて次式で表せる。

$$\langle a_{i, \text{film}} \rangle = \frac{\Sigma a_{i, \text{film}}}{\Sigma t} = \frac{4}{D} \left(1 - \frac{2\bar{\delta}}{D} \right) \quad (22)$$

各計測位置において、LFD により計測された液膜厚さを式(22)に代入して、液膜の一次元界面積濃度の管軸方向変化を整理し、前章で検討した環状流の界面積濃度評価方法による予測結果と比較する。なお、LFD は、管壁と作動流体が透明であれば、各媒体を通過するレーザー光の光路を理論的に予測することで、液膜厚さを正確に計測できる。筆者らは、これまでの研究により、透明円管内壁面に形成する液膜の厚さを計測する場合の屈折による誤差の補正式を与えており、管内径 $D = 10 - 30$ mm、液膜厚さ $\delta = 2.4$ mm 以内の計測に対し液膜厚さを 1 % 以内の誤差範囲内で計測できることを確認している⁽¹⁹⁾。

図 1 は、助走距離に対する液膜界面積濃度の実測値と予測結果の代表例である。図中のプロットと線は、それぞれ実測値と予測値を示している。また、液膜界面積濃度の軸方向変化をより明確に示すため、 $z/D = 50$ における値を基準とした液膜界面積濃度の軸方向変化率 $\xi \left(\equiv \langle a_{i, \text{film}} \rangle / \langle a_{i, \text{film}, z/D=50} \rangle \right)$ を図 2 に示す。これらの図からわかるように、液膜の界面積濃度は、管軸方

向の発達に伴って徐々に増加する。その増加率は、高い液相レイノルズ数においてより高くなる傾向を示し、本実験の流量条件と助走距離の範囲において最大で 3 % であった。式(11)と式(12)より液滴飛散の開始条件を評価すると、本実験のほとんど全ての気液流量条件で液滴が発生することになる。したがって、式(1)からわかるように、液滴の飛散は、液膜界面積濃度の生成に寄与することから、管軸方向の液膜界面積濃度の増加は、主として液滴飛散量の増加に起因していると言える。また、液相レイノルズ数の増加に伴って、液膜界面積濃度の増加率が上昇するのは、圧力損失と界面せん断力が増加することで、管軸方向に沿ったボイド率と液滴飛散量が増加するためである。一方、液膜界面積濃度の管軸方向変化は、前章で述べた評価方法により良く再現できており、本実験の範囲において、予測値と実測値の偏差は 2.5% 以内であった。

環状流域はボイド率が高く ($\alpha = 0.8 - 1.0$)、かつ $a_d \ll 1$ であることから、式(1)の右辺第一項において

Fig. 1 Axial change of one-dimensional IAC of liquid film ($Re_g = 73700$)

Fig. 2 Rate of one-dimensional interfacial area concentration change ($Re_g = 73700$)

$C_{\infty} \sqrt{\langle a \rangle / (1 - \alpha_g)} \approx 1$ を仮定し、液膜の界面積濃度を $4/D$ で与える場合がある。この仮定に基づくと、本実験に用いたテスト管における界面積濃度は、図 1 の太実線で示す値、すなわち 364 m^{-1} となる。この値と本実験における計測値との差は最大で 7.7 % であり、上記の仮定は許容し得ると考えられる。しかしながら、特に液膜界面挙動に強く影響を受けるドライアウトに起因した限界熱流束の予測においては、より精度の高いドリフトフラックスモデルや界面輸送方程式を開発していくことが必要である。

図 3 と図 4 に、 $z/D = 250$ の位置における液膜界面積濃度の気液レイノルズ数への依存性を示す。液膜界面積濃度に与える気相レイノルズ数の影響は、液相レイノルズ数が高いほどより顕著に現れている。また、液膜界面積濃度は、気相レイノルズ数の増加に伴って増加し、液相レイノルズ数に対しては減少する傾向を示している。これは、気相レイノルズ数が増加すると、

Fig. 3 Effect of gas Reynolds number on one-dimensional IAC of liquid film

Fig. 4 Effect of liquid Reynolds number on one-dimensional IAC of liquid film

液膜界面せん断力が増加して液膜厚さが減少し、また液滴の飛散量が増加するためである。本実験の範囲において、予測値は界面積濃度の気液レイノルズ数への依存性を良く再現できており、実測値との偏差は 2.5% 以内であった。

図 5 に、助走距離に対する界面積濃度の実測値と予測結果の代表例を示す。図中のプロットと太線はそれぞれ液膜界面積濃度の計測値と予測値を、細線は液滴界面積濃度を含む全界面積濃度の予測値を示している。全界面積濃度は、前章で検討した環状流の界面積濃度の評価方法により算出した。予測値に着目すると、 $Re_l = 1050$ の条件では、式(12)の液滴発生基準により、テスト管入口近傍において液滴が発生していないが、軸方向の圧力損失に起因して、助走距離の増加に伴い気相の速度が上昇することで、ある位置から液滴が発生していることがわかる。液相レイノルズ数が高い条件では、テスト管入口近傍から液滴が即座に発生し、全界面積濃度が顕著に増加することがわかる。また、液滴の発生はテスト管入口近傍に集中しており、その後助走距離の増加とともに緩やかに増加する傾向を示している。

図 6 と図 7 に、全界面積濃度に対する液膜界面積濃度の寄与率 $\eta (\equiv \langle a_{i, \text{film}} \rangle / \langle a_{i, \text{total}} \rangle)$ の、気液レイノルズ数への依存性を示す。気液レイノルズ数が低い条件 ($Re_g=31800, Re_l=1050$) では、液滴の発生量が少ないため、液膜界面積濃度の寄与率 η は、1 に近い値を示している。気液レイノルズ数の増加に伴って、 η は徐々に減少するが、本実験における最大の気液レイノルズ数条件 ($Re_g=98300, Re_l=9430$) においても、 η は 0.4 以上の高い比率を示している。このことは、幅広い流動条件において、液膜が環状流の界面輸送項の重

Fig. 5 Axial development of IAC of liquid film and droplet ($Re_g = 73700$)

Fig. 6 Contribution of IAC of liquid film to total IAC (effect of gas Reynolds number)

Fig. 7 Contribution of IAC of liquid film to total IAC (effect of liquid Reynolds number)

要な要素となることを示している。

3・3 液膜の局所界面積濃度 次に、LFD による液膜界面変位の計測結果を用いて、液膜の局所界面積濃度を評価する。図 8 に示すような、管断面の任意位置に液膜の界面が存在する体系を考え、液膜界面の管断面 x 方向の位置を x_0 とする。

$$x = x_0 \quad (23)$$

ここで、管断面位置 y 近傍の微小空間領域 Δx を次式で定義する。

$$y - \frac{\Delta x}{2} \leq x \leq y + \frac{\Delta x}{2} \quad (24)$$

空間領域 Δx 内における瞬時の平均界面積濃度 $a_{i, \text{film}}$ は次式となる。

$$a_{i, \text{film}} = \frac{1}{\Delta x}, \quad \text{for } |y - x_0| < \frac{\Delta x}{2} \quad (25)$$

$$a_{i, \text{film}} = 0, \quad \text{for } |y - x_0| > \frac{\Delta x}{2}$$

ここで、瞬時の無次元界面積濃度を次式で定義する。

$$\bar{a}_{i, \text{film}} = a_{i, \text{film}} \Delta x \quad (26)$$

Δx 領域内の無次元界面積濃度の時間平均値は、

$$\bar{a}_{i, \text{film}} = \frac{1}{\Delta t} \int_{\Delta t} \bar{a}_{i, \text{film}} dt \quad (27)$$

となる。液膜厚さの時系列データより管断面各位置における $\bar{a}_{i, \text{film}}$ を算出し、各軸方向位置および流量条件ごとに整理する。

図 9 に、助走距離 $z/D = 250$ 、気相レイノルズ数 $Re_g = 73700$ における無次元液膜界面積濃度の管断面分布を示す。ここで横軸は管断面中心からの距離を示し、 $r/R = 1$ は管壁の位置に対応する。図に示すように、界面積濃度の管断面分布は、流動条件によって鋭敏に変化する。液相レイノルズ数の低い $Re_l = 1050$ において界面積濃度の断面分布は、壁面近傍に鋭いピークを有する形状となっている。液相レイノルズ数が増加すると、そのピークが徐々に鈍化し、管中心方向に長いすそを持つ分布形状へと移行する。これは液流量の増加により界面の波立ちが激しくなるためである。

図 10 は、気相レイノルズ数 $Re_g = 98300$ 、液相レイノルズ数 $Re_l = 9430$ における無次元液膜界面積濃度の管断面分布を助走距離に対して整理した結果である。助走距離の増加に伴い分布のピークが管中心から管壁側へと徐々に移動していく。これは、助走距離の増加に伴って液膜界面のせん断力が増加することで、液滴飛散量が増加し、また液膜の厚さと波高が減少するためである。

以上、本研究では、環状流における一次元界面積濃度と液膜の局所界面積濃度を実験的、解析的に評価した。最終的に信頼性の高い界面積濃度輸送方程式を開

Fig. 8 Definition of local interfacial area concentration in tube cross section

Fig. 9 Effect of liquid Reynolds number on Non-dimensional local IAC distribution ($Re_g = 73700$)

Fig. 10 Effect of entry length on Non-dimensional local IAC distribution ($Re_g = 98300, Re_f = 9430$)

発するためには、液膜と飛散液滴の界面積濃度に関するデータベースを拡充整備していく必要があり、この分野を対象にした実験的研究の進展が今後期待される。

4. 結 論

本研究では、環状流域を対象にした界面積濃度輸送方程式の開発を最終目的とし、その第一段階として、垂直管上昇環状流における液膜の一次元平均界面積濃度と管断面界面積濃度分布の管軸方向発達特性を実験的に整理した。また、既存のドリフトフラックスモデルおよび液滴径と液滴飛散量に関する相関式を用いた環状流界面積濃度の評価方法を検討し、液膜界面積濃度の計測結果との比較からその適用性を評価するとともに、環状流の全界面積濃度に対する液膜界面積濃度の寄与率を評価した。得られた結果は以下のようにまとめられる。

- (1) 環状流の液膜界面積濃度は、管軸方向の発達に伴って徐々に増加する。その増加率は、本実験の範

囲において最大で3%であった。

- (2) 既存のドリフトフラックスモデルと飛散液滴に関する相関式を用いて、環状流における液膜界面積濃度の軸方向変化を予測し、実測値と比較した結果、両者の偏差は本実験の範囲において2.5%以内であった。
- (3) 全界面積濃度に対する液膜界面積濃度の寄与率は、気液レイノルズ数の増加に伴って、徐々に減少することを解析的に示した。本実験における最小の気液レイノルズ数条件 ($Re_g = 31800, Re_f = 1050$) では、液滴発生量が少ないため、液膜界面積濃度の寄与率は1に近い値を示した。一方、最大の気液レイノルズ数条件 ($Re_g = 98300, Re_f = 9430$) においても、その寄与率は0.4以上の高い比率を示した。したがって、広範な流動条件において、液膜が環状流の界面輸送項の重要な要素になると言える。
- (4) 液膜界面積濃度の管断面分布を、LFDによる液膜界面変位の計測結果を用いて実験的に整理した。液相レイノルズ数の低い条件において、液膜界面積濃度の分布形状は、壁面近傍に鋭いピークを有する。また、液相レイノルズ数が増加すると、界面の波立ちが激しくなることで、その分布のピークが徐々に鈍化し、管中心方向に長いすそを持つ分布形状へと移行することが確認された。

本研究の費用の一部は日本学術振興会科学研究費補助金（研究課題番号 16760653 および 17560744）によるものである。ここに記して感謝の意を表す。

参考文献

- (1) Kocamustafaogullari, G. and Ishii, M., Foundation of the Interfacial Area Transport Equation and Its Closure Relations, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 38 (1995), pp. 481-493.
- (2) Wu, Q., et al., One-group Interfacial Area Transport in Vertical Bubbly Flow, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 41 (1998), pp. 1103-1112.
- (3) Hibiki, T. and Ishii, M., One-grope Interfacial Area Transport of Bubbly Flows in Vertical Round Tubes, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 43 (2000), pp. 2711-2726.
- (4) Hibiki, T. and Ishii, M., Two-grope Interfacial Area Transport Equations at Bubbly-to-slug Flow Transition, *Nuclear Engineering and Design*, Vol. 202 (2000), pp. 39-76.
- (5) Hibiki, T., et al., Interfacial Area Transport of Bubbly Flow in a Small Diameter Pipe, *Journal of Nuclear Science and Technology*, Vol. 38 (2001), pp. 614-620.

- (6) Fu, X. Y. and Ishii, M., Two-group Interfacial Area Transport in Vertical Air-water Flow: I. Mechanistic Model, *Nuclear Engineering and Design*, Vol. 219-2 (2003), pp. 143-168.
- (7) Ishii, M., One-dimensional Drift Flux Model and Constitutive Equations for Relative Motion Between Phases in Various Two-phase Flow Regimes, *Argonne National Laboratory Report*, ANL-77-47 (1977).
- (8) Kataoka, et al., Generation and Size Distribution of Droplet in Annular Two-phase Flow, *Journal of Fluids Science*, Vol. 105 (1983), pp. 230-238.
- (9) Ishii, M. and Mishima, K., Droplet Entrainment Correlation in Annular Two-phase Flow, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 32-10 (1989), pp. 1835-1846.
- (10) Ishii, M. and Grolmes, M. A., Inception Criteria for Droplet Entrainment in Two-phase Concurrent Film Flow, *AIChE Journal*, Vol. 21-2 (1975), pp. 308-318.
- (11) Ishii, M., One-dimensional Drift Flux Modeling: One-Dimensional Drift Velocity of Dispersed Flow in Confined Channel, *Argonne National Laboratory Report*, ANL-76-49 (1976).
- (12) Alia, P., et al., Liquid Volume Fraction in Adiabatic Two-phase Vertical Upflow-round Conduit, *CISE Report*, Vol. 105 (1965).
- (13) Gravarolo, L., et al., A Device for the Measurement of Shear Stress on the Wall of a Conduit: Its Application in the Mean Density Determination in Two-phase Flow: Shear Stress Data in Two-phase Adiabatic Vertical Flow, *CISE Report*, Vol. 82 (1964).
- (14) Kataoka, I. and Ishii, M., Mechanism and Correlation of Droplet Entrainment and Deposition in Annular Two-phase Flow, *Argonne National Laboratory Report*, ANL-82-44 (1982).
- (15) Hazuku, T., et al., Measurement of Interfacial Structure on Liquid Film in Annular Flow Using Laser Focus Displacement Meter: 1st Report, Measurement Accuracy and Axial Development of Liquid Film, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 71, No. 705 (2005), pp. 1265-1271.
- (16) Hazuku, T., et al., Measurement of Interfacial Structure on Liquid Film in Annular Flow Using Laser Focus Displacement Meter: 2nd Report, Disturbance Wave Frequency and Local Minimum Film Thickness, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 71, No. 705 (2005), pp. 1272-1277.
- (17) Takamasa, T. and Hazuku, T., Measuring a Film Flowing Down a Vertical Wall Using Laser Focus Displacement Meters: 1st Report, Measuring Principle and Film Thickness, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 64, No. 617 (1998), pp. 128-135.
- (18) Hazuku, T., et al., Measurement of Interfacial Displacement of a Liquid Film in Microchannels Using Laser Focus Displacement Meter, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 70, No. 694 (2004), pp. 1481-1488.
- (19) Takamasa, T. and Kobayashi, K., Measuring a Film Flowing Down a Vertical Wall Using Laser Focus Displacement Meters: 3rd Report, Measuring Principle for a Film on Tube Inner Wall and the Interfacial Waves, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 64, No. 628 (1998), pp. 4023-4030.