扁平なマイクロ流路内水平気液二相流のホールドアップと流動様式*

Holdup and Flow Patterns of Horizontal Gas-Liquid Two-Phase Flow in Flat Rectangular Microchannels

井手 英夫**
IDE Hideo

里中 健太郎**
SATONAKA Kentaro

深野 徹***
FUKANO Tohru

Abstract Experiments were made to clarify the mean void fraction, the mean holdup, the velocity of liquid slug and the flow patterns of air-water two-phase flow in horizontal flat rectangular microchannels with the dimensions of the width and depths of 1.0×0.1 mm and 1.0×0.2 mm, respectively. The flow patterns of bubble flow, slug flow and annular flow were observed. These data in the microchannel showed relatively similar tendencies to that in the minichannels with the width of 1~10mm and the depth of 1mm which we had previously reported. In a channel of 1.0×0.1 mm, however, the mean holdup and the holdup which correspond to the base film thickness in annular flow gave larger values because the effects of liquid viscosity and surface tension on the holdup and void fraction became dominant. The remarkable flow characteristics of rivulet flow and the flow with partial dry out mainly on the upper channel wall were observed in slug flow and annular flow regions in the channel of 0.1 mm depth.

Keywords: Gas-liquid two-phase flow, Microchannel, Rectangular, Void fraction, Flow patterns

1. 緒言

医療、創薬を始め精密微細加工技術の進展に伴い、マイクロ・バイオリアクター、燃料電池、加熱・冷却用小型熱交換器などマイクロチャンネルを利用したマイクロ流動システムの開発が進展している。これらの機器の設計や応用機器の開発にはマイクロチャンネル内を流動する気液二相流の流れの解明[1,2]が重要な課題である。

一方、著者らは、これまでにミニチャンネルを対象に短辺 1 mm、長辺 1 ~ 9.9 mm の長方形細管及び管径 0.5 ~ 6 mm の細円管を用いて気液二相流の流動様式、ボイド率、液膜厚さ、摩擦圧力損失、擾乱波速度等を検討した[3~6]。これらの結果の代表例として、環状流領域の擾乱波の速度に対する管径の影響についての調査から擾乱波速度は、管径が約 30 mm から約 2 mm へと減少するに

従って増加する一方、管径が約 0.9 mm 以下になると擾乱波の速度は、急激に減少する傾向に転じ、遅い速度を与える結果であった。これらの結果は、管径が約 0.9 mm 以下になると、流動現象に対する粘性及び表面張力の影響が大なることを示唆するものであった[4]。

一方、Kandlikar[7] は、管径や相当直径など管路の代表寸法の大きさと流動現象の関係からミニチャンネル、マイクロチャンネル及びナノチャンネルを定義し、ミニチャンネルとマイクロチャンネルの境界は、管路の代表寸法が約 200 μ m であると指摘している。

以上の理由から本研究は、幅 1.0mm、深さ 0.1mm 及び 0.2mm の 2 種類の長方形断面の扁平な水平のマイクロ流路を用いて、気液二相流の流動現象の特徴を抽出し、これまで得られたミニチャーネ

* 2010.12.02 受付

** 鹿児島大学大学院理工学研究科機械工学専攻 〒890-0065 鹿児島県鹿児島市郡元 1-21-40

TEL: (099)285-8270 FAX: (099)285-8270 E-mail: ide@mech.kagoshima-u.ac.jp

*** 九州大学名誉教授、混相流学会名誉会員 〒814-0003 福岡県福岡市早良区城西 2-9-19-1

ル内の流動現象との相違を解明することが目的である。

従来から比較的断面が大きい流路内の薄い環状液膜を精度よく計測できる深野の定電流法 (CECM) [8] をマイクロ流路に適用して、マイクロ流路内の流動現象の遷移と密接な関係を有する液体ホールドアップ η [3] の瞬時値 $\eta(t)$ を、流路下面に内壁面と同一面になるように Fig. 1(b) に示す 4 組の定電流プローブを埋設し、ホールドアップ η を時々刻々計測した。本論文では 1ch で得られた信号から平均ホールドアップと平均ボイド率を、1ch 及び 2ch を用いて、液体スラグ速度等を算定した。

これらホールドアップ信号の平均ホールドアップ η_{mean} 及び平均ボイド率 α に加え、環状流の基底液膜に相当するホールドアップ及びスラグ流の気体スラグ周囲液膜の壁面上の液膜厚さに対応するホールドアップ η_B [3] が算定され、さらに上流及び下流の 2 組のホールドアップ信号の相互相関から液体スラグ速度 u_{Lm} が求められた。

本論文では、 η_{mean} 、 α 及び η_B に対する流路の深さの影響並びに気体のみかけ速度 j_G 及び液体のみかけ速度 j_L の影響を検討した。さらに、扁平なマイクロ流路内の流動現象の特徴を抽出するためホールドアップ信号と流動様式や流動現象との関係並びに液体スラグの速度特性などを詳細に検討した。

2. 実験装置および方法

2.1 装置概要

実験に使用した供試管はアクリル樹脂製の長方形断面管であり、断面の幅 (長辺) と深さ (短辺) が、それぞれ、1.0mm×0.1mm 及び 1.0mm×0.2mm の 2 種類の管路を使用した。管路の製作は、三井精機工業製の 1 μ m の分解能を有するマシニングセンター VS5A を使用し、アクリル専用のエンドミルを用いることによって磨き加工は実施せず、流動様式の観察に支障のない平滑な加工面をもつ管路を製作した。加工後の管路の表面粗さ・形状の測定は非接触の光波干渉計 (Zygo New View 5032) を用いて行い、加工後の表面粗さは $Ra=0.13\mu\text{m}$ 、幅のばらつきは 10 μm 程度、深さのばらつきは $\pm 5\mu\text{m}$ 程度であった。すなわち、製作した 2 種類の流路の幅は 1.000~1.010 mm、深さは 0.100~0.105mm 及び 0.200~0.205mm の測定範囲で

あった。

供試管にはホールドアップと気体及び液体スラグ並びに擾乱波等の波速度を計測するための定電流プローブを管路内壁面と同一面になるように埋設した。

水平流の実験装置の概略を Fig. 1 に示す。Fig. 1(a) は供試管の詳細を、Fig. 1(b) はプローブの詳細を表す。これらの寸法詳細を Table 1 及び Table 2 に示す。Table 1 の A 、 B 及び $D_e = \{2AB/(A+B)\}$ は、それぞれ長方形断面の幅 (長辺) と深さ (短辺) 及び水力相当直径である。 T はアスペクト比 $\{= A/B\}$ 、 L は全長、 L_e 、 L_D 、 L_C は、それぞれ、気液混合部から管出口までの距離、差圧測定部までの距離及び第一プローブまでの距離である。 L_S は差圧測定区間の長さである。Table 2 の L_P は

C_p : Holdup probes L_P : Probe distance
 M_x : Air-water mixer T_e : Electric source terminal

(a) Details of test section.

(b) Details of conductance probes.

Fig. 1 Experimental apparatus.

Table 1 Detail of dimension of test section.

(mm)							
$A \times B$	D_e	T	L	L_e	L_D	L_S	L_C
1×0.1	0.18	10	430	250	200	85	245
1×0.2	0.33	5	190	95	65	60	95

Table 2 Detail of dimension of conductance probes.

(mm)				
L_{P1}	L_{P2}	L_{P3}	t	l_i
1.45	1.44	1.40	0.05	0.50

プローブ間距離、添字は、第1プローブから第3プローブの意味である。 lt 及び t は1組のプローブの電極板間の距離と電極板の板厚である。供試流体は空気及び水を用いた。

本実験の狭隘なマイクロ流路に定電流法を適用する場合、プローブで検知される液体のコンダクタンスが大きいため信号系のSN比の改善を行う必要があり、水には電気伝導度を上げるために塩化カリウム (KCl) を 0.07wt% 添加した。KCl の添加による物性値への影響を調査したが、表面張力及び粘度の値は、液温 20 度において、水の場合と±3%以内の誤差範囲で同じであった。液体ホールドアップ $\eta(t)$ は定電流法[8]により計測し、平均ホールドアップ η_{mean} は η 信号の時間平均値として式(1)で、平均ボイド率 α は $1 - \eta_{mean}$ で求めた。

$$\eta_{mean} = \frac{1}{T_s} \int_0^{T_s} \eta(t) dt \quad (1)$$

ここに、 T_s は十分長い観測時間であり、約 30 秒のサンプリング時間を用いた。サンプリング周波数は、主に 10kHz であったが、液体スラグ速度が遅い一部のデータでは 5kHz も採用した。本実験では、それぞれ、系内圧：0.14~0.25MPa、空気の温度：18~24℃、水の温度：18~22℃、空気のみかけ速度 j_G ：0.08~33 m/s、水のみかけ速度 j_L ：0.06~0.3 m/s であった。

3. 実験結果および考察

3.1 各流動様式で得られた η 波形と流動写真

本実験で得られた η 波形と流動写真を流動様式との関係で 1×0.2mm の場合を Fig. 2-i に 1×0.1mm の場合を Fig. 2-ii に示す。観察された流動様式は、気ほう流 (B)、スラグ流 (S) 及び環状流 (A) である。気ほう長さが代表寸法 (長辺) を基準にそれより短い場合を気ほう流、長い場合をスラグ流とした。 η 波形と流動写真は、いわゆる断面が比較的大きい流路 (ミニチャンネルなど) のアスペクト比が大きい場合の流動現象及び η 波形とほぼ同様な特徴を有している。すなわち、スラグ流では気体スラグ後端部でくびれた形状を有し、環状流ではアスペクト比が大きい場合、気流の流れが左右に大きく振れるため流動写真に示すように複雑な流れを呈する。また、断面が比較的大きい流路内で観察される気体スラグの後端部の形状は、一般に気体流量の増大により流

動様式の遷移過程として気液界面が乱れ、下流側の液体スラグ内に細長く断片的に崩れる。さらに気液界面で小さい波を生成する流れなどが観察されている[3]。

一方、本論文のマイクロ流路の場合、気体流量の増大により、気体スラグ後端部の形状は、Fig. 2-ii の(c)図にみられるように気体スラグ周囲の液膜と壁面の狭隘な間隙での液粘性及び表面張力の影響によりかなり特異な形状を呈することがわかった。このことより本論文では、スラグ流の流動様式について、気体スラグの後端部が変形する領域を変形スラグ流 (S_d) として分類した。

Fig. 2-ii の(c)図の 1×0.1mm の変形スラグ流 (S_d) の場合、左側の流動写真では後続の液体スラグが気体スラグ後端に突入するような複雑な形状が見られ、このような流れの η 波形では気体スラグ周囲液膜の気液界面で小さい波が生成され、後続の液体スラグの先端部 ($\eta = 1$ 付近) の η は例示するように上下に複雑に変化する液体スラグ波形の特徴がみられる。

写真中央部の白い筋状の流れは、液体であり、気体スラグ周囲の液膜が表面張力の影響により一様な膜厚を維持できず壁面から離れ管中央部に液膜が凝集し、一部の壁面が乾き、筋状の液膜 (リビュレット) が形成される流れである。

リビュレットの流れは、本実験の場合 1×0.1mm の流路でのみ観察され、気体スラグの末端側で生じる。これは、壁面上の薄い液膜が表面張力の影響により管中央付近に時間の経過とともに凝集し、液膜が盛り上がり筋状の液膜を形成する一方、壁面の一部が時間の経過とともに乾いてくる現象で、毎秒約 3000 コマ以上の高速度カメラで捉えられた画像である。この現象は η 波形でもその特徴は捉えられ、Fig. 3 にその例を示す。Fig. 3 左図は 1×0.1mm の場合、右図は 1×0.2mm の場合である。Fig. 3 左図 1×0.1mm の η 波形中の矢印で示した付近の η は、時間の経過とともに低下し、液膜厚さが時間の経過とともに薄くなっていることがわかる。リビュレットを形成する場合の気体スラグ周囲の液膜厚さは、 η 波形からおおよそ 10~20 μ m 程度であった。なお、Fig. 2-ii の(c)図の右側の写真の中央の透明な部分は、液体であり、リビュレットの形成によって気体スラグ周囲液膜の手前側と奥側の液膜内を流れている薄い液膜がブリッジして流路を満たして流れる瞬間を

(a) S : Slug flow

(b) S_d : Slug flow where the deformed gas slugs are observed.

(c) A : Annular flow

Fig. 2-i Examples of holdup signals and flow photographs in the flow patterns of slug flow and annular flow obtained in the channel of 1×0.2 mm.

(a) B : Bubble flow

(b) S : Slug flow

(c) S_d : Slug flow where the deformed gas slugs are observed. rivulet flow and flow with dry out in surrounding film of the tail of gas slug are observed in the channel of 1×0.1 mm.

(d) A : Annular flow

Fig. 2-ii Examples of holdup signals and flow photographs in the flow patterns of bubble flow, slug flow and annular flow obtained in the channel of 1×0.1 mm.

Fig. 3 Examples of rivulet flow and flow with dry out in holdup signals in the channel of 1×0.1 mm and flow without rivulet and dry out in the channel of 1×0.2 mm.

捉えたものである。このリビュレットの流れは、 1×0.2 mm の場合、Fig. 2-i の流動写真及び Fig. 3 の η 波形でも観察されていない。

3.2 流動様式線図

Fig. 4 は $j_G - j_L$ で表した実験点の流動様式から区分された流動様式線図である。図中の B 、 S 、 S_d 及び A は気ほう流、スラグ流、スラグ流の変形スラグ流及び環状流領域である。図中の破線は、それぞれの流動様式の境界を表す。ただし、これ

らの境界は、実際にはある幅を有するものである。 $1 \times 0.1 \text{ mm}$ の場合の図中の黒丸は、リビュレットが形成され、壁面の一部がドライアウトした流れが観察される実験点である。 $1 \times 0.1 \text{ mm}$ と $1 \times 0.2 \text{ mm}$ の場合の流動様式の存在領域が異なり、流動様式に対する粘性と表面張力の影響の差異によって、特に $1 \times 0.1 \text{ mm}$ の流路では、Fig. 2-ii (c) 及び (d) の η 波形に見られるように η が大きく、粘性の影響の寄与が大であることなどに流動現象の違いを生じている。すなわち、本実験結果において、表面張力の影響は、気体及び液体のみかけ速度が小さい場合に、特に気ほう後端部がくびれて変形するなど気液の界面形状の変化に顕れる。

一方、粘性の影響は気体のみかけ速度が大きい場合の変形スラグ流から環状流領域において顕著となる。粘性の影響は、従来の断面が大きいミニチャンネルの場合[5,6]、管路の深さ（短辺）が小さいほど、また、円管の直径が小さいほど、液膜は管壁にまとわりつくように液膜厚さが厚く、波高が小さく η_B が大きい結果であった。

本実験の $1 \times 0.2 \text{ mm}$ 及び $1 \times 0.1 \text{ mm}$ の場合、変形スラグ流から環状流領域における η 信号は、ミニチャンネルの場合と同様に全般的に η_B が大きく波高が小さくなっており、粘性の寄与が大であると考えられる。一方、 $1 \times 0.1 \text{ mm}$ の流路では、前述の Fig. 3 左の η 波形の矢印で示すように瞬時的であるが流れの一部でリビュレットの流れが観察される。この領域での η 信号の急激に低下した η 波形から計算される最小の液膜厚さは j_L が小さく、 j_G が大きい場合 $10 \sim 20 \mu\text{m}$ 程度の薄い液膜が形成

Fig. 4 Flow patterns map.

されているが、 j_G が増加し、液膜が薄くなると、粘性の寄与より液膜の表面張力効果が大きくなることから一様な液膜を保持できなくなり、瞬時的ではあるが液膜は管中央付近に集まり、筋状の液膜を形成する一方、壁面の一部がドライアウトする現象が観察された。

3.3 η_{mean} 及び η_B と j_G の関係

式(1)を用いてホールドアップ信号の時間平均値から平均ボイド率を算定した。Fig. 5 は平均ホールドアップ η_{mean} 及び環状流の基底液膜相当のホールドアップ並びにスラグ流の気体スラグの壁面上の膜厚のホールドアップ η_B と j_G の関係であり、(a)が $1 \times 0.2 \text{ mm}$ の場合、(b)が $1 \times 0.1 \text{ mm}$ の場合である。各 j_L に対する 4 種類の線は、長方形断面管の長辺が $140 \sim 14.6 \text{ mm}$ 、短辺が $4 \sim 16 \text{ mm}$ 、アスペクト比 $1 \sim 40$ の断面が比較的大きい 10 種類の管路と長辺が約 $1 \sim 10 \text{ mm}$ 、短辺が約 1 mm 、アスペクト比 $1 \sim 10$ の 4 種類の管路（ミニチャンネル）を合わせた 14 種類の管路で得られた結果を基に導いた平均ホールドアップに対する提案式(2) [5]による計算値を表す。

$$\eta_{mean\text{CAL}} = 1 - \left\{ 1 + 1.86 \times 10^3 E\ddot{o}^{0.75} Fr^{0.95} Re^{-1.03} Ca^{0.17} \left(j_L / j_G \right) \right\}^{-1} \quad (2)$$

ここで、 $E\ddot{o} = \{ (\rho_L - \rho_G) g D_h^2 / \sigma_L \}$ はエトバス数、 $D_h = \{ 2(A+B) / \pi \}$ は佐田富ら[9]によって定義された代表長さ、 $Fr = \{ (j_G + j_L) / \sqrt{g \cdot D_h} \}$ はフルード数、 $Re = \{ G D_h / \mu_{tp} \}$ はレイノルズ数、 $Ca = \{ \mu_{tp} (j_G + j_L) / \sigma_L \}$ はキャピラリー数、 σ_L は液体の表面張力、 $G = \{ G_G + G_L = \rho_G j_G + \rho_L j_L \}$ は全質量速度、 $\mu_{tp} = \{ 0.57 \mu_L (j_G / j_L)^{-0.15} \}$ は二相流の粘性係数である。

Fig. 5 から $1 \times 0.2 \text{ mm}$ の場合、 j_L 一定として見たとき η_{mean} は、 j_G が大きくなるにつれて減少し、 j_G が約 1 m/s 付近から j_G にあまり依存しない平坦な傾向を示し、 j_G が約 10 m/s 以上の環状流領域では再び減少する傾向が見られる。

一方、 $1 \times 0.1 \text{ mm}$ の場合、 j_L 一定では、 η_{mean} は、 j_G が大きくなるにつれて減少する傾向から j_G が約 1 m/s 付近で j_G にあまり依存しない平坦な傾向から j_G が約 3 m/s 以上の領域ではむしろ η_{mean} は増加している。この理由として管内の流動現象を撮影した高速度カメラによる観察結果から

(a) 1 × 0.2 mm

(b) 1 × 0.1 mm

Fig. 5 Relations between η_{mean} , η_B and j_G .

1×0.1mm の場合、流路が狭隘なことに液体の粘性に加えて表面張力の影響によって気体スラグ周囲液膜が一様性を崩し、壁面の一部が乾いてくる一方、筋状の液膜（リビュレット）が形成されることにより、気体が流れ易い傾向となるためであると考えられる。すべり比が大きくなると、ボイド率は小さく、ホールドアップは増加する。

しかしながら、本実験のマイクロ流路での η_{mean} は、全般にこれまでに得られた水平及び鉛直のミニチャンネルの結果[6]、特にアスペクト比 10 の 10×1mm の場合とほぼ同様な傾向を有しており、Fig. 5 の η_{mean} の実験値と予測値の比較では、1×0.1mm では j_G が大きい範囲を除き、1×0.2mm

では j_L が小さい範囲で定量的に差が大きい、式(2)は、 η_{mean} の実験値を比較的良く予測している。

一方、 η_B は、(a) の 1×0.2mm の場合 j_G の増加に対して緩やかな増加から減少する傾向が見られる。これに対して (b) の 1×0.1mm の場合 η_B は、 j_G が大きくなるにつれて増大する傾向が見られ、 S_d 及び A 領域で増加している η_{mean} は η_B の増加に起因すると云える。また、 η_B は、 j_L が増加すると大きくなっており、 η_{mean} と η_B の差に対応する波高は、 j_L が増加するほど小さくなっている。一方、3.2 節で述べたように表面張力の寄与が大きい結果としてリビュレット流れが流れ中の瞬時の事象として観察されることから 1×0.1mm の場合の流れは、粘性の寄与のほうが大きいと云えよう。

なお、壁面の一部でドライアウトを伴うリビュレット流れなどの現象の解明は、壁面性状（面粗さ、濡れ性）や流体の物性値の影響などに関して詳細な検討が必要である。

また、 η_{mean} や η_B の複雑な挙動は、これらに加えて S_d 領域の複雑な流動様式も考慮した検討が必要である。

3.4 平均ボイド率 α と気体体積流量比 β の関係

Fig. 6 は平均ボイド率 α と気体体積流量比 β $\{=Q_G/(Q_G+Q_L)=j_G/(j_G+j_L)\}$ の関係を表し、(a) は本実験結果、(b) はミニチャンネルの結果[5]、(c) は幅 3.0mm、深さ 96、52、21 μ m の狭隘な流路を用いた森山らの実験結果[10]を表す。

図中の実線及び一点鎖線は、それぞれ、均質流の式(3)及び Armand[11]の式(4)を表す。

$$\alpha = \beta \quad (3)$$

$$\alpha = 0.833\beta \quad (4)$$

Fig. 6 から (a) マイクロ流路内で得られた平均ボイド率 α の本実験結果は、(b) のミニチャンネルの結果及び (c) 森山らの狭隘流路内の 96 μ m の実験結果とほぼ同様な傾向を示すことがわかる。すなわち、 α は、 β が大きくなるにつれて均質流の式(3)あるいは Armand の式(4)にほぼ一致する傾向から β が約 0.7 以上に大きくなると、式(4)よりもかなり低い値を示すことがわかる。この理由は、Fig. 5 の結果と同じく狭隘流路での α に対して粘性の影響が大となるため、森山らの実験結果では α に対する流路間隙の影響が顕著となっている。

(a) Present data in microchannels.

(b) Data in minichannels by Ide and Fukano [5].

(c) Experimental results by Moriyama et al. [10].

Fig. 6 Relation between mean void fraction, α and volumetric flow rate ratio, β .

Fig. 7 Mean velocity of liquid slug.

3.5 液体スラグの平均速度

Fig. 7 は、スラグ流領域における液体スラグの平均速度 u_{Lm} と二相流の合計速度 $(j_G + j_L)$ との関係を表す。図中の一点鎖線は、水平管内の気体スラグの速度に対する Hughmark[12]の式(5)を、図中の直線は均質流の式(6)を表している。

Fig. 7 からスラグ流領域の u_{Lm} は、均質流の式(5)及び式(6)にほぼ一致していることがわかる。

$$u_{Lm} = 1.2(j_G + j_L) \quad (5)$$

$$u_{Lm} = j_G + j_L \quad (6)$$

4. 結論

幅 1mm、深さ 0.1mm 及び 0.2mm の 2 種類の扁平なマイクロ流路内を流動する水平気液二相流の流動現象の調査から平均ホールドアップ、液体スラグ速度及び流動様式の本実験結果は、著者ら

が過去に報告した幅 1~10mm、深さ 1mm のミニチャンネルの結果と比較的類似する結果を得た。

しかし、マイクロ流路内のホールドアップ及びボイド率に粘性の影響が大きいことに加え、表面張力の寄与が大きい結果を得た。特に、深さ 0.1mm の狭隘な流路ではスラグ流及び環状流の一部において、扁平なマイクロ流路に特有な流れとして、壁面の一部でドライアウトを伴うリビュレット流れが観察された。

謝 辞

本論文では、流路の製作、加工と測定に関して、鹿児島県工業技術センター 機械技術部 岩本竜一氏及び市来浩一氏に、御協力を戴いた。ここに感謝の意を表する。

Nomenclature

A	: width (long side length) of cross section	[m]
B	: depth (short side length) of cross section	[m]
C_a	: capillary number $\{=\mu_p(j_G+j_L)/\sigma_L\}$	[-]
D_e	: equivalent diameter $\{=2AB/(A+B)\}$	[m]
D_h	: equivalent diameter defined by Sadatomi et al. $\{=2(A+B)/\pi\}$	[m]
$Eö$	: Eötvös number $\{=(\rho_L-\rho_G)gD_h^2/\sigma_L\}$	[-]
Fr	: Froude number $\{=(j_G+j_L)/\sqrt{g\cdot D_h}\}$	[-]
G	: mass velocity $\{=G_G+G_L=\rho_G j_G+\rho_L j_L\}$	[kg/s/m ²]
j_G	: superficial gas velocity	[m/s]
j_L	: superficial liquid velocity	[m/s]
L	: total length of test section	[m]
L_c	: distance from gas-liquid mixing chamber to conductance probes	[m]
L_D	: distance from gas-liquid mixing chamber to the point of measurement of differential pressure	[m]
L_e	: distance from gas-liquid mixing chamber to channel exit	[m]
L_p	: distance between conductance probes	[m]
L_s	: length of measuring section of differential pressure	[m]
Re	: Reynolds number $\{=GD_h/\mu_p\}$	[-]
T	: aspect ratio $\{=A/B\}$	[-]
T_s	: time of observation	[s]
u_{Lm}	: mean velocity of liquid slug	[m/s]
Greek letters		
α	: void fraction	[-]
β	: volumetric flow rate ratio $\{=Q_G/(Q_G+Q_L)=j_G/(j_G+j_L)\}$	[-]
η	: holdup	[-]
μ	: dynamic viscosity	[Pa·s]
μ_p	: two phase viscosity determined experimentally $\{=0.57\mu_L(j_G/j_L)^{-0.15}\}$	[Pa·s]
ρ	: density	[kg/m ³]
σ	: surface tension	[N/m]

Subscripts

G	: gas phase
L	: liquid phase
m	: mean
tp	: two phase

参考文献

[1] Chung, P.M.Y., and Kawaji, M., The Effect of Channel Diameter on Adiabatic Two-Phase Flow Characteristics in Microchannels. Int. J. Multiphase Flow, Vol. 30, No.7-8, 735-761 (2004).

[2] Serizawa, A., Feng, Z., and Kawara, Z., Two-Phase Flow in Microchannels, Exp. Therm. Fluid Sci., Vol. 26, No. 6 -7, 703-714 (2002).

[3] Ide, H., Matsumura, H., Tanaka, Y., and Fukano, T., Flow Patterns and Frictional Pressure Drop in Gas-Liquid Two-Phase Flow in Vertical Capillary Channels with Rectangular Cross Section, Transaction of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B, Vol. 63(606), 452-460 (1997).

[4] Ide, H., Matsumura, H., and Kado, H., Velocity of Liquid Lumps in Vertical Upward Gas-Liquid Two-Phase Flow in Capillary Tubes (Effect of Tube Diameter in Annular Flow), Transaction of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B, Vol. 59(559), 795-801 (1993).

[5] Ide, H., Matsumura, H., and Fukano, T., Prediction and a New Correlation on Holdup in Gas-Liquid Two-Phase Flow in Vertical Rectangular Capillary Channels, Transaction of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B, Vol. 64(625), 2811-2819 (1998).

[6] Ide, H., and Fukano, T., Correlation of the Holdup and Frictional Pressure Drop in Air-Water Two-Phase Flow in a Flat Capillary Rectangular Channel (Comparison between Vertical Upward and Horizontal Flows), Transaction of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B, Vol. 69 (686), 2243-2251 (2003).

[7] Kandlikar S.G., Microchannels and Minichannels, Proc. of 1st Int. conf. on Microchannels and Minichannels ASME, 1-6 (2003).

[8] Fukano, T., Measurement of Time Varying Thickness of Liquid Film Flowing with High Speed Gas Flow by a Constant Electric Current Method (CECM), Nucl. Eng. Design, Vol. 184, 363-377 (1998).

[9] Sadatomi, M., Sato, Y., Saruwatari, S., Two-Phase Flow in Vertical Noncircular Channels, Int. J. Multiphase Flow, Vol.8 (6), 641-655 (1982).

[10] Moriyama, K., Inoue, A., and Ohira, H., The Thermohydraulic Characteristics of Two-Phase Flow in Extremely Narrow Channels (The Frictional Pressure Drop and Void Fraction of Adiabatic Two-Component Two-Phase Flow), Transaction of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B, Vol. 58(546), 401-407 (1992).

[11] Armand, A.A., The Resistance During the Movement of a Two-Phase System in Horizontal Pipes, Izv. Vses. Teplotekh. Inst., Vol. 1, 16-23 AERE-Lib/Trans 828, (1946).

[12] Hughmark, G.A., Holdup and Heat Transfer in Horizontal Slug Gas-Liquid Flow, Chem. Eng. Sci., Vol. 20 (12), 1007-1010 (1965).