円形マイクロ流路内二相流の気泡速度、ボイド率、 圧力損失に関する研究*

Investigation of Bubble Velocity, Void Fraction and Pressure Drop for Gas-Liquid

Two-Phase Flow in a Circular Microchannel

川原 顕磨呂**
KAWAHARA Akimaro

佐田富 道雄**
SADATOMI Michio

根井 啓太郎**
NEI Keitaro

松尾 英輝**
MATSUO Hideki

Abstract In the present paper, the characteristics of adiabatic two-phase flows in a horizontal circular microchannel have been reported. In experiments, in order to determine the effects of fluid properties on the flow characteristics, distilled water and aqueous solutions of ethanol having four different mass concentrations were used as the working liquids, while nitrogen gas as the gas. The nitrogen gas and one of the four liquids were injected through a T-junction type mixer to the test microchannel made of fused silica. To know the effects of flow contraction at the channel inlet, two mixers of different inner diameters of $D_M = 250 \mu\text{m}$ and $500 \mu\text{m}$ were used at a fixed microchannel diameter of $D = 250 \mu\text{m}$. Bubble velocity data and/or void fraction data were correlated with the well-known drift flux model. The distribution parameter, C_0 , in the model was found to depend on both the liquid properties and the flow contraction, i.e., C_0 increased with increasing of the liquid viscosity and/or decreasing of the surface tension, and was higher for the flows with the contraction. The pressure drop data were correlated with the Lockhart-Martinelli method. The two-phase friction multiplier, ϕ_L^2 , was lower for the flows with the contraction.

Keywords: Microchannel, Two-phase flow, Bubble velocity, Void fraction, Pressure drop

1. 緒言

近年、CPU 等の各種電子機器の冷却[1]、携帯機器用燃料電池の改質器内の流れ[2]、MEMS 技術を利用したマイクロ分析およびマイクロ化学反応[3]、バイオ技術等の様々な工学分野で、サブミリ・マイクロスケールいわゆるマイクロ流路内の熱流動機構に関心が寄せられている。とりわけ沸騰・凝縮、気-液間の反応を伴う装置における気液二相流動機構の解明は、マイクロサイズの各種流体機器の設計・開発上、不可欠である。

上記の背景から、近年、内径が $500 \mu\text{m}$ 以下のマイクロ流路内の二相流に関する研究が盛んに

なっている[4-17]。そして、それらの研究では気液の流量比が類似であっても実験ごとに異なる流動特性（流動様式、ボイド率および圧力損失等）が観察されている。このような流動特性の相違の一因として、各実験で採用された気液混合法の違いが考えられることから、既報の研究[15,16]では気液混合法がマイクロ流路内の二相流に及ぼす影響を調べた。

本研究では、内径 $250 \mu\text{m}$ の水平円形マイクロチャンネル内の気液二相流における気泡速度、ボイド率、圧力損失に及ぼす液物性値および気液混合部の影響を調べた。すなわち、作動液体に蒸留

* 2008.11.5 受付

** 熊本大学大学院自然科学研究科先端機械システム講座 〒860-8555 熊本市黒髪 2-39-1

TEL: (096)342-3753 FAX: (096)342-3753 E-mail: akimaro@mech.kumamoto-u.ac.jp

水および重量濃度が異なる 3 種類のエタノール水溶液を用い、混合部において急縮小のある場合とない場合とで実験を行った。また、得られた気泡速度と圧力損失の実験値をそれぞれドリフトフラックスモデル[18]と Lockhart-Martinelli 法[19]で整理した結果について報告する。

2. 実験

Fig. 1 に気液混合部および試験部（マイクロチャンネル）入口の概略を示す。気液混合部には内径 $D_M = 250 \mu\text{m}$, $500 \mu\text{m}$ の二つのマイクロ T 字管（Valco Instrument 社製）を用いた。Fig. 1 は混合部を上から見たものであり、1 から液体、2 から気体を流入させた。混合部で生じた二相流は水平な試験部の円形マイクロチャンネル（内径 $D = 250 \mu\text{m}$ 、長さ $L = 100 \text{ mm}$ 、熔融シリカ製）を通り、大気へ開放された。すなわち、 $500 \mu\text{m}$ の T 字管を用いた場合のみマイクロチャンネル入口で急縮小となった。気体流量は質量流量計により、液体流量は試験部から流出する液を容器に採取し、その重量の時間変化から求めた。各流量の測定精度は流量条件に応じて異なり、気相は 1～10%、液相は 0.1～1% であった。混合部の圧力を圧力変換器で測定し、混合部と試験部出口（大気圧）との圧力差から文献[7]と同じ方法で試験部における摩擦圧力損失を求めた。なお、測定区間の長さと同径との比を $L/D = 400$ と大きくすることにより、入口および助走区間の圧力損失が摩擦のそれと比較して無視できるようした。圧力測定の精度は 1～4% の範囲であった。さらに、試験部の流動様相をマイクロレンズ付き高速ビデオカメラ（撮像速度 $f = 8000 \text{ frames/s}$ ）で撮影し、気泡速度 u_G を次式で求めた。

Fig. 1 Gas-liquid mixer and the microchannel.

$$u_G = \Delta Z f \quad (1)$$

ここで、 ΔZ はビデオ 1 コマ間の気泡の移動距離

である。なお、 u_G のデータを求める際の平均化した気泡数は擬似均質流と擬似分離流でそれぞれ 10 と 20 であった。 u_G の測定精度は 3% 以内であった。その u_G と気体の体積流速 j_G （試験区間中央での値）からボイド率 $\alpha (= j_G / u_G)$ を求めた。

気体には窒素ガスを用い、液体には表面張力や液粘性の影響を見るために、Table 1 に示す物性値の蒸留水および重量濃度の異なるエタノール水溶液を用いた。表中の物性値における $\pm$ の数値は平均値からの最大偏差を表わしており、実験中における液温の違いによるものである。エタノール水溶液の粘度はその重量濃度が約 50% で最大値をとる。無水エタノールの粘度は重量濃度 4.8wt% のエタノール水溶液のそれとほぼ同じであるが、表面張力は 1/3 程度である。Table 2 に流動条件を示す。 j_L と j_G は、試験部マイクロチャンネルにおける液と窒素ガスの体積流速である。

Table 3 は各種無次元パラメータ（見かけの液相と気相のレイノルズ数、 Re_L と Re_G 、同じくウェーバー数、 We_L と We_G 、ボンド数、 Bo 、キャピラリー数、 Ca ）の範囲を示す。

Table 1 Properties of working liquids.

Working liquids	Density ρ_L [kg/m ³]	Viscosity μ_L [mPa·s]	Surface tension σ [N/m]
Distilled water	996.5 $\pm$ 1.7	0.92 $\pm$ 0.1	0.072 $\pm$ 0.001
Ethanol 4.8 wt%	989.4 $\pm$ 1.6	1.19 $\pm$ 0.2	0.060 $\pm$ 0.001
Ethanol 49 wt%	910.9 $\pm$ 5.3	2.43 $\pm$ 0.5	0.028 $\pm$ 0.001
Ethanol 100 wt%	785.7 $\pm$ 7.5	1.16 $\pm$ 0.2	0.022 $\pm$ 0.001

Table 2 Ranges of volumetric fluxes for liquid and gas.

Working liquids	j_L m/s	j_G m/s
Distilled water	0.22 – 1.43	0.04 – 1.24
Ethanol 4.8wt%	0.11 – 1.08	0.07 – 0.96
Ethanol 49wt%	0.21 – 0.91	0.04 – 1.77
Ethanol 100wt%	0.22 – 1.52	0.02 – 1.33

Table 3 Ranges of dimensionless numbers.

Working liquids	Re_L	Re_G	We_L	We_G	Bo	Ca
Distilled water	52–386	0.6–24	0.16–7.12	0.00001–0.0070	0.008	0.0026–0.018
Ethanol 4.8wt%	20–231	1.4–22	0.05–4.18	0.00003–0.0064	0.010	0.0024–0.021
Ethanol 49wt%	17–139	0.8–37	0.35–12.3	0.00002–0.043	0.020	0.019–0.851
Ethanol 100wt%	33–287	0.5–26	0.41–20.9	0.00001–0.029	0.022	0.012–0.56

3. 結果と考察

3.1 流動様相

Photo 1 と Photo 2 はそれぞれ急縮小が無しの

場合で観察された典型的な流れの写真である。流れは大きく二つのタイプに大別された。一つは擬似均質流[15–17]と呼んでいる流れで、観察窓(約 2.6 mm) より短い気体スラグと液体スラグが連続して流れる流れである。もう一つは擬似分離流[15–17]であり、長い気体スラグが支配的な流れである。擬似均質流は比較的高い液流速で生じ、他方、擬似分離流は比較的低い液流速あるいは高い気体流速で生じる傾向がある。

Photo 1 Quasi-homogeneous flow observed for flows without flow contraction at $j_L = 0.4$ m/s and $j_G = 0.1$ m/s.

Photo 2 Quasi-separated flow observed for flows without flow contraction at $j_L = 0.4$ m/s and $j_G = 1.0$ m/s.

Photo 3 Effect of the flow contraction at $j_L = 0.8$ m/s and $j_G = 0.4$ m/s for water case.

Photo 3 は同一の気・液の流量条件について、急縮小が無い場合と有る場合の写真の比較である。急縮小が有る場合のほうが気泡は長い。これは急縮小の上流で気泡が捕捉され、気泡が大きくなるまで離脱しないためである。例えば、急縮小上流の気泡の大きさが $500 \mu\text{m}$ となった場合、内径 $250 \mu\text{m}$ のマイクロチャンネル内ではその気泡の長さは約 2 mm となる。なお、既報の研究[15,16]

において、作動流体に窒素ガス–水、内径 $100 \mu\text{m}$ のマイクロチャンネルと内径 $500 \mu\text{m}$ の T 字管を用いた時の場合は、気泡がさらに長くなる傾向が見られた。

3.2 気泡速度

Fig. 2 (a) – (d) に 4 種類の作動液体について測定した気泡速度 u_G の実験値を全体積流速 $j (= j_G + j_L)$ に対してプロットした結果を示す。白抜き記号はテスト流路入口部で急縮小が無い場合、黒塗り記号は急縮小が有る場合である。また、それぞれの図における二つの直線は次のドリフトフラックスモデル[18]による近似式である。

$$u_G = C_0 j + V_{Gj} \quad (2)$$

ここで、水平流路であるためドリフト速度 V_{Gj} はゼロとし、分布定数 C_0 の実験値は Table 4 に示す通りである。Fig. 2 と Table 4 より次のことが分かる。急縮小の u_G および C_0 への影響については、急縮小有りの場合が無い場合より両方とも大きくなる。物性値の影響について見ると、粘度の一番高いエタノール 49wt% の u_G および C_0 が一番大きい値を示す。また、表面張力が低下することでも u_G は大きくなっている。

分布定数 C_0 について、Mishima & Hibiki [20] は内径 $1\text{--}5 \text{ mm}$ の垂直円管内空気–水二相流のデータに基づいて次式を得ている。

$$C_0 = 1.2 + 0.510 \exp(-0.691D) \quad (3)$$

式(3)に本実験流路の内径 $D = 0.25 \text{ mm}$ を代入すると $C_0 = 1.62$ を得る。この値は、作動液体が水の場合の本実験値 $C_0 = 1.10\text{--}1.22$ よりかなり大きい。したがって、式(3)は 1 mm より小さい流路内の二相流にはそのままでは使えない。

3.3 気泡の長さ

Fig. 3 は気泡長さ L_G の測定値を気体体積流量比 β に対してプロットしたものである。実験点の表記法は Fig. 2 と同じである。 L_G は高速ビデオカメラの画像を Agostini ら[21]の手法を用いて処理することにより求めた。図から L_G に及ぼす急縮小の影響が見られる。すなわち、 $\beta < 0.6$ の領域において L_G は急縮小有りの場合が無い場合よりもかなり長くなっているのが分かる。また、急縮小有りの気泡長さはかなりばらついている。このばらつきの原因として次のことが考えられる。

(a) Water

(b) Ethanol 4.8 wt%

(c) Ethanol 49 wt%

(d) Ethanol 100 wt%

Fig. 2 Bubble velocity data.

Table 4 Distribution parameter data for the present channel.

	Water	Ethanol 4.8wt%	Ethanol 49wt%	Ethanol 100wt%
Without contrac.	1.10	1.09	1.40	1.34
With contrac.	1.22	1.38	1.57	1.35

Photo 3 に示すように急縮小があると、急縮小の上流で気泡が捕捉され、気泡がある程度大きくなるまで離脱しない。そして、この気泡体積の増大の度合いが気、液の流量条件や液物性値等によって異なるためである。一方、急縮小無しの場合の L_G はばらつきが小さく、 $\beta < 0.2$ の領域の L_G は管内径より短く、 β の増加とともに長くなる。

Fig. 3 Bubble length data.

3.4 ボイド率

Fig. 4 は急縮小無しの場合について、ボイド率 α に及ぼす液物性値の影響を調べたものである。横軸は気体体積流量比 β である。図中の実線は均質流の式 ($\alpha = \beta$)、破線は Armand [22] の式 ($\alpha = 0.833\beta$)、鎖線は Kawahara ら [7] の式(4)による計算値をそれぞれ示している。

$$\alpha = \frac{0.03\beta^{0.5}}{1 - 0.97\beta^{0.5}} \quad (4)$$

式(4)は内径 100 μm 管内窒素ガス-水二相流実験データの近似式であり、気液混合部は本実験とは異なる。図から水とエタノール 4.8wt% 水溶液の α は均質流の式と Armand の式による計算値の間に分布し、エタノール 100wt%、49wt% の α は他の作動液の時よりも小さくなる。特に粘度が最も高いエタノール 49wt% 水溶液では、 α が最も小さくなり、式(4)の計算値に近づく傾向にある。

次に、作動液がエタノール 49wt% 水溶液の場合を例にとり、急縮小の有無の影響を Fig. 5 で説明する。急縮小有りの α が無しのそれより小さく、式(4)に近づく傾向にある。これは急縮小有ると Photo 3 (b) や Fig. 3 に示すように管中心付近で気泡が長くなり、Fig. 2 に示したように気泡速度が速くなるためである。

Fig. 4 Void fraction data for four liquids without contraction – Effect of liquid properties.

Fig. 5 Void fraction data for ethanol 49wt% – Effect of flow contraction.

3.5 摩擦圧力損失

Lockhart & Martinelli 法[19] (L&M 法) を用いて摩擦圧力損失 $(dP_f/dZ)_{TP}$ の実験値を整理した。

$$\left(\frac{dP_f}{dZ} \right)_{TP} = \phi_L^2 \left(\frac{dP_f}{dZ} \right)_L \quad (5)$$

ここで、 ϕ_L^2 は二相摩擦乗数、 $(dP_f/dZ)_L$ は二相流中の液相のみが同じ流路を流れた場合の摩擦圧力損失勾配である。そして、 ϕ_L^2 の最も有名な整理式は次の Chisholm & Laird [23] の式である。

$$\phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad (6)$$

ここで、 X は次式で定義される Lockhart–Martinelli パラメータである。

$$X^2 = \frac{(dP_f/dZ)_L}{(dP_f/dZ)_G} \quad (7)$$

ここで、 $(dP_f/dZ)_G$ は二相流中の気相のみが同じ流路を流れた場合の摩擦圧力損失勾配である。

Fig. 6 Two-phase friction multiplier data for a 250 μm microchannel – Effect of flow contraction.

Fig. 6 は本実験値から求めた二相摩擦乗数 ϕ_L^2 である。横軸は Lockhart–Martinelli パラメータ X である。図中の三つの曲線は Chisholm & Laird [23] の式(6)による計算値で、 C の値にそれぞれ Chisholm & Laird [23] の推奨値 ($C = 5$: 層流 (液) – 層流 (気)), Mishima & Hibiki [20] の式による値, Kawahara ら[7] の 100 μm 管内水–窒素二相流における実験値を用いた場合である。図から分かるように ϕ_L^2 は急縮小無しの場合のほうが大きく、Chisholm & Laird の推奨値近くに分布する。一方、急縮小有り場合は Mishima & Hibiki による計算値に近くなることが分かる。これは急縮小が無いほうがボイド率 α が高く、液の平均速度 $u_L (=j_L/(1-\alpha))$ が大きくなったためと考えられる。

3.6 既存の予測式の本実験値による検証

まず、ボイド率について既存の予測式を本実験値により検証した。試した式は Armand タイプの式 (Armand[22]、Chisholm[24]、Spedding & Chen [25])、Butterworth タイプの式[26]、Kawahara らの式[13]であった。Kawahara らの式は内径 50–250 μm の円形マイクロチャンネルのデータに基づき作成されており、その他の式は通常口径の円管の

データを元としている。検証の結果、Armand タイプの式と Kawahara らの式による計算値が実験値と比較的良く一致することが分かった。例として、Fig. 7 に Kawahara らの式を用いた時の比較結果を示す。図から分かるように Kawahara らの式は急縮小無しのボイド率を若干過大評価する傾向があるが、 ± 0.1 程度で実験値を予測できる。一方、図は省略するが、Armand タイプの式は急縮小が有る場合のボイド率を $+0.1$ 程度の過大評価をする傾向があった。

Fig. 7 Comparison of void fraction between experiment and calculation by Kawahara et al. correlation [13].

次に、摩擦圧力損失に関する次の予測式の検証を行った。これらは、通常口径管からマイクロチャンネルまでの様々な内径の流路における二相摩擦圧力損失の計算に使われている。

均質流モデル：Owens [27]、McAdams [28]、Cicchitti et al. [29]、Dukler et al. [30]、Beattie & Whalley [31]、Lin et al. [32]

Lockhart & Martinelli (L & M) 型モデル：Chisholm & Laird [23]、Mishima & Hibiki [20]、Lee & Lee [33]、

Qu & Mudawar [1]
分離流モデル[34]

Fig. 8 Comparison of two-phase frictional pressure gradient between experiments and calculation by L-M model with Qu and Mudawar's C model [1].

Lee & Lee および Qu & Mudawar の式を除くその他の式はベースとなった実験で使用された流路は円管である。Lee & Lee の式は幅 20 mm、高さ 0.4–4 mm の矩形断面を持つ狭隙流路内の空気–水二相流の圧力損失のデータに基づいて作成されている。Qu & Mudawar の式は $231 \times 713 \mu\text{m}$ の矩形断面を持つ 21 平行流路から成るマイクロチャンネルヒートシンク内の水–蒸気沸騰二相流の圧力損失データに基づいている。

Fig. 8 は本検証で最も優れていた L & M 型モデルにおいて式(6)の C を Qu & Mudawar の式とした時の計算値と実験値の比較結果を示す。計算値は、急縮小の有無および液体の違いに依らず、実験値と RMS 誤差で 30% 以内で一致した。そのほか、急縮小が無い場合は、L & M 型モデルにおいて Chisholm & Laird の式を使った時および分離流モデルの時計算値は供試液体の違いに依らず実

験値と RMS 誤差で約 30%以内で一致した。他方、急縮小が有る場合は、L & M 型モデルにおいて Mishima & Hibiki の C 式、Lee & Lee の C 式を使った時、および均質流モデルにおいて Dukler らの二相粘度の式を使った時の計算値が実験値と RMS 誤差 35%以内で一致した。

4. 結 言

内径 250 μm の水平円形マイクロチャンネル内の気液二相流における気泡速度、気泡の長さ、ボイド率、圧力損失への液物性値と急縮小の有無の影響を調べた。その結果、以下のことが分かった。

- (1) 気泡速度 u_G は液物性値および急縮小の有無に影響を受ける。具体的にはドリフトフラックスモデルにおける分布定数 C_0 は液粘度が高くなるあるいは表面張力が低くなると大きくなり、 C_0 は急縮小有りの場合のほうが大きくなる。
- (2) ボイド率 α は、液粘度が高くなるあるいは表面張力が低くなると小さくなる。これは u_G の増加のためである。
- (3) α は急縮小が有ると小さくなる。これは急縮小により気泡が長くなり、その速度が速くなるためである。
- (4) 二相摩擦乗数は急縮小が有る場合のほうが小さくなる。気泡速度の増大に伴って、液の平均速度が小さくなるためである。
- (5) ボイド率の予測式を検証した結果、Armand タイプの式[22,24,25]および Kawahara らの式[13]による計算値が本実験値と最も良く一致した。
- (6) 摩擦圧力損失勾配の予測式を検証した結果、L & M 型モデルにおける Qu & Mudawar の C 式[1]を使った場合が、急縮小の有無、供試液体の違いに依らず、本実験値と最も良く一致した。

謝 辞

本研究経費の一部は科研費（19560177）に依ったことを記して謝意を表します。

Nomenclature

Bo	: Bond number = $(\rho_L - \rho_G)gD^2/\sigma$	[-]
C	: constant in Eq. (5)	[-]
C_0	: distribution parameter	[-]
Ca	: Capillary number = $\mu j_L/\sigma$	[-]
D	: channel diameter	[m]

D_M	: mixer diameter	[m]
dp/dz	: pressure gradient	[Pa/m]
j	: volumetric flux	[m/s]
L	: length of test section	[m]
L_G	: bubble length	[m]
Re	: Reynolds number = $\rho j D/\mu$	[-]
u	: mean velocity	[m/s]
V_{Gj}	: drift velocity	[m/s]
We	: Weber number = $\rho j^2 D/\sigma$	[-]
X	: Lockhart-Martinelli parameter	[-]

Greek letters

α	: void fraction	[-]
β	: homogeneous void fraction = $j_G/(j_G + j_L)$	[-]
ϕ^2	: two-phase friction multiplier	[-]
μ	: viscosity	[Pa·s]
ρ	: density	[kg/m ³]
σ	: surface tension	[N/m]

Subscripts

G	: gas phase
L	: liquid phase
TP	: two-phase

参考文献

- [1] Qu, W. and Mudawar, I., Flow Boiling Heat Transfer in Two-Phase Microchannel Heat Sinks –II. Annular Two-Phase Flow Model, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 46, 2773–2784 (2003).
- [2] Yen, T. J., Fang, N., Zhang, X., Lu, G. Q. and Wang, C. Y., A Micro Methanol Fuel Cell Operating at Near Room Temperature, Applied Physics Letters, Vol. 83, 4056–4058 (2003).
- [3] Jähnisch, K., Baerns, M., Hessel, V., Ehrfeld, W., Haverkamp, V., Löwe, H., Wille, Ch. and Guber, A., Direct Fluorination of Toluene Using Elemental Fluorine in Gas/Liquid Microreactors, J. Fluorine Chemistry, Vol. 105, 117–128 (2000).
- [4] Stanly, R.S., Barron, R. F. and Ameel, T. A., Two-Phase Flow in Microchannels, Micro-Electro-Mechanical System (MEMS), ASME, DSC-Vol. 62/IITD-Vol. 354, 143–152 (1997).
- [5] Kandlikar, S. G., Fundamental Issues Related to Flow Boiling and Microchannels, Experimental Thermal and Fluid Science, Vol. 26, 389–407 (2002).
- [6] Serizawa, A., Feng, Z. and Kawara, Z., Two-Phase Flow in Microchannels, Experimental Thermal and Fluid Science, Vol. 26, 703–714 (2002).
- [7] Kawahara, A., Chung, P. M.-Y. and Kawaji, M., Investigation of Two-Phase Flow Pattern, Void Fraction and Pressure Drop in a Microchannel, Int. J. Multiphase Flow, Vol. 28, 1411–1435 (2002).

- [8] Kawahara, A., Sadatomi, M., Okayama, K. and Kawaji, M., Effects of Liquid Properties on Pressure Drop of Two-Phase Gas-Liquid Flows through a Microchannel, *Thermal Sci. and Eng.*, Vol. 11, 25–33 (2003).
- [9] Chung, P.M.-Y., Kawaji, M., Kawahara, A. and Shibata, Y., Two-Phase Flow Through Square and Circular Microchannels, *Trans. ASME, J. Fluids Engineering*, Vol. 126, 546–552 (2004).
- [10] 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, 735–761 (2004).
- [11] Kawahara, A., Sadatomi, M., Okayama, K. and Kano, K., Pressure Drop for Gas-Liquid Two-Phase Flow in Microchannels –Effects of Channel Size and Liquid Properties, *Proc. of 3rd Int. Symp. on Two-Phase Flow Modelling and Experimentation*, 8 pages in CD-ROM (2004).
- [12] Kawahara, A., Sadatomi, M., Okayama, K., Kawaji, M. and Chung, P. M.-Y., Effects of Channel Diameter and Liquid Properties on Void Fraction in Adiabatic Two-Phase Flow through Microchannels, *Heat Transfer Eng.*, Vol. 26, 13–19 (2005).
- [13] Kawahara, A., Sadatomi, M., Kawaji, M., Okayama, K. and Chung, P. M.-Y., Assessment of Void Fraction Correlations for Adiabatic Two-Phase Flows in Microchannels, *Proc. of 3rd Int. Conf. on Microchannels and Minichannels*, 8 pages in CD-ROM (2005).
- [14] Kawaji, M., Mori, K. and Bolintineanu, D., The Effects of Inlet Geometry on Gas-Liquid Two-Phase Flow in Microchannels, *Proc. of 3rd Int. Conf. on Microchannels and Minichannels*, 8 pages in CD-ROM (2005).
- [15] Kawahara, A., Sadatomi, M., Kumagae, K., Effects of Gas-Liquid Inlet/Mixing Conditions on Two-Phase Flow in Microchannels, *Progress in Multiphase Flow Research*, Vol. 1, 197–204 (2006).
- [16] Kawaji, M., Kawahara, A., Mori, K., Sadatomi, M. and Kumagae, K., Gas-Liquid Two-Phase Flow in Microchannels: The Effects of Gas-Liquid Injection Methods, *Proc. 18th National & 7th ISHMT-ASME Heat Transfer Conference*, 80-89 (2006).
- [17] Kawahara, A. and Sadatomi, M., Void Fraction, Wall and Interfacial Friction Forces for Two-Phase Flow in Microchannels, *Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, Series B*, Vol. 74(742), 1232–1238 (2008).
- [18] Zuber, N. and Findlay, J. A., Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems, *J. Heat Transfer*, Vol. 87, 453–468 (1965).
- [19] Lockhart, R. W. and Martinelli, R. C., Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase Two-Component Flow in Pipes, *Chem. Eng. Progress*, Vol. 45, 39-48 (1949).
- [20] Mishima, K. and Hibiki, T., Some Characteristics of Air-Water Two-Phase Flow in Small Diameter Vertical Tubes, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 22, 703-712 (1996).
- [21] Agostini, B., Revellin, R., Thome, J. R., Elongated Bubbles in Microchannels. Part I: Experimental Study and Modeling of Elongated Bubble Velocity, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 34, 590-601 (2008).
- [22] Armand, A. A., The Resistance During the Movement of a Two-Phase System in Horizontal Pipes, *Izv. Vses. Teplotekh. Inst.*, Vol. 15, 16–23, (AERE-Lib./Trans 828) (1946).
- [23] Chisholm, D. and Laird, A. D. K., Two-Phase Flow in Rough Tubes, *Trans. ASME*, Vol. 80, 276-286 (1958).
- [24] Chisholm, D., Void Fraction During Two-Phase Flow, *J. Mech. Eng. Sci.*, Vol. 15, 235-236 (1973).
- [25] Spedding, P. L. and Chen, J. J. J., Hold-Up in Multiphase Flow, *Encyclopedia of Fluid Mechanics*, Vol. 3, 492-531, (1986).
- [26] Butterworth, D., A Comparison of Some Void-Fraction Relationships for Co-Current Gas-Liquid Flow, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 1, 845-850 (1975).
- [27] Owens, W. L., Two-Phase Pressure Gradient, *Int. Dev. In Heat Transfer, Pt II*, ASME, (1961).
- [28] McAdams, W. H., *Heat Transmission*, 3rd ed., McGraw-Hill, New York, (1954).
- [29] Cicchitti, A., Lombardi, C., Silvestri, M., Soldaini, G. and Zavalluilli, R., Two-Phase Cooling Experiments –Pressure Drop, Heat Transfer and Burnout Measurement, *Energia Nucl.*, Vol. 7-6, 407-425, (1960).
- [30] Dukler, A. E., Moye, Wicks III and Cleveland, R. G., Pressure Drop and Hold-Up in Two-Phase Flow, *AIChE J.*, Vol. 10(1), 38-51 (1964).
- [31] Beattie, D. R. H. and Whalley, P. B., A Simple Two-Phase Flow Frictional Pressure Drop Calculation Method, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 8, 83-87 (1982).
- [32] Lin, S., Kwork, C. C. K., Li, R. Y., Chen, Z. H. and Chen, Z. Y., Local Frictional Pressure Drop During Vaporization for R-12 through Capillary Tubes, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 17, 95-102 (1991).
- [33] Lee, H. J. and Lee, S. Y., Pressure Drop Correlations for Two-Phase Flow within Horizontal Rectangular Channels with Small Height, *Int. J. Multiphase Flow*, Vol. 27, 783-796 (2001).
- [34] Ali, M. I., Sadatomi, M. and Kawaji, M., Two-Phase Flow in Narrow Channels between Flat Plates, *Can. J. Chem. Eng.*, Vol. 71, 657-666 (1993).