

垂直管内上昇気・液および気・液・固混相流のホールドアップと圧降下

樋高 信幸

(受理 平成3年5月31日)

HOLDUP AND PRESSURE DROPS OF COCURRENT FLOW OF GAS-LIQUID AND GAS-LIQUID-SOLID MIXTURES IN A VERTICAL PIPE

Nobuyuki HIDAHA

Gas holdup, total pressure drop and frictional pressure loss for gas-liquid and gas-slurry cocurrent flows were measured in vertical pipes. The slurry was a mixture of water and glass spheres with an average diameter of $28\mu\text{m}$, and behaved like as a homogeneous liquid at mass fraction of solid particles in slurry lower than 0.45.

The gas holdup, ϵ_g , was represented by

$$\epsilon_g = [U_g / \{1.2(U_g + U_1) + 0.35\sqrt{gD_T}\}] (\mu_w / \mu_1)^{0.04}$$

The frictional loss per unit pipe length, $\Delta P_f/L$, was correlated as

$$\Delta P_f/L = 0.002(\rho_g U_g^2 / D_T) \{1 + (\rho_1 U_1 / \rho_g U_g)\}^{1.4}$$

緒 言

気液二相流における摩擦圧力損失を予測する方法としては、気体または液体が単独で流れるとした場合の圧力損失に補正係数を導入して推算する Lockhart と Martinelli⁷⁾の方法が有名である。同様な方法として、井上ら²⁾は二相流の圧力損失をそれと同じ質量流量の液単相流における圧力損失との比をとり、気液の質量流量比で相関している。また、佐々木⁹⁾は環状流における液膜と壁面のせん断力に着目し、管摩擦係数と Reynold 数の関係を求めている。

一方、ホールドアップに関しては、Hughmark ら¹⁾は気液の物性値と気液の各質量流量を含む実験式で整理している。また、Nicklin ら⁸⁾はスラグ流動様式における気液のスリップ速度に着目し、ホールドアップの実験式を得ている。

しかしながら、気・スラリー（または気液固三相流）に関する研究は、流動現象が複雑なためか、あまり報告されていない。都田ら¹⁰⁾は、粒子濃度が小さな領域（スラリー中の粒子体積分率が0.1以下）における気液固三相流の流動特性を調べている。

本研究では、粒子濃度が大きく、スラリーの挙動が

均相液体とみなせるような場合の気液固三相流におけるガスホールドアップ、全圧力降下および摩擦圧力損失について実験的に検討した結果、簡単な実験式で整理できたので報告する。

1. 実験装置および方法

実験装置の概略を Fig. 1 に示す。測定部は内径40mmの透明アクリル管である。助走区間の長さは空気吹き込み口から3mとし、測定管長は2.8mである。測定部上下に2個のバルブを、また距離2mの間隔で静圧及び差圧測定用マンメーターを取り付けた。

実験は気相に空気を、液相に水道水を、固相にガラス粒子を使用した。ガラス粒子の質量平均径は $28\mu\text{m}$ で密度は 2500kg/m^3 であった。実験は管壁面から空気を圧入して、気液および気・スラリー上昇並流操作で行った。全圧降下と摩擦圧力損失はマンメーターの読みから算出した。ガスホールドアップは2個のバルブを急閉した後の測定部管内の静止水位から求めた。また、同時に測定部管内を大気圧に開放し、その直後のスラリーの静止水位と静圧用マンメーターの読みから測定部管内のスラリー密度を求めた。本実験条件の範囲内では測定部管内のスラリー密度は、管吐出端にお

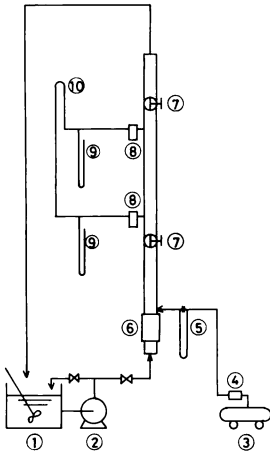


Fig. 1 Schematic diagram of experimental apparatus.

- 1. Tank
- 2. Pump
- 3. Compressor
- 4. Oil-mist separator
- 5. Orifice meter
- 6. Rictifying tube
- 7. Valve
- 8. Trap
- 9. Manometer for gauge pressure
- 10. Manometer for pressure difference

ける値とほぼ一致し、管軸方向の粒子濃度分布は無視できることを確かめた。

実験は、スラリー中の粒子濃度（質量分率）を0, 0.15, 0.3, 0.45の4種類とし、ガス流速が0.15-4m/sおよび液流速が0.6-2m/sの範囲で行った。液温は293-301kであった。

2. 実験結果および考察

2. 1 スラリーの見かけ粘度

水・ガラス粒子系スラリーのみかけ粘度, μ_l , は次のLandelら⁶⁾の推算式から求めた。

$$\mu_l / \mu_w = (1 - \epsilon_g / \epsilon_{smax})^{-2.5} \quad (1)$$

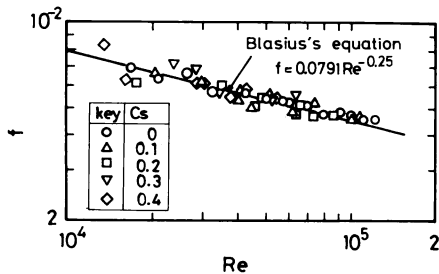


Fig. 2 Relationship between f and Re for slurry flow.

ここに、 μ_w は液体の粘度、 ϵ_g はスラリー中の粒子の体積分率および ϵ_{smax} は粒子の最疎充填率である。本研究で使用したガラス粒子の ϵ_{smax} は0.625で、粒子濃度が0.15-0.45のスラリー粘度は1.2-3.0mPa.sとなる。

Fig.2に、スラリー流（液固二相流）の圧力損失を測定して求めた流体摩擦係数 f と Eq. (1) から算出した μ_l を使って求めたRe数の関係を示す。f とReの関係はほぼ Blasius の式に一致しており、スラリー流をニュートン流体とみなせることがわかった。

2. 2 ガスホールドアップ

液流速をパラメーターにとり、粒子濃度が0, 0.15, 0.3, 0.45の場合におけるガスホールドアップ, ϵ_g , の測定結果を、Fig.3及び4にそれぞれ示す。 ϵ_g は液流速が大きくなるほど小さくなり、ガス流速の増加とともに増大するが、その割合はガス流速が大きくなると減少する。また、粒子濃度による影響は、濃度が大きくなると ϵ_g はわずかに小さくなる傾向を示す。これはスラリー粘度の増加によると考える。

加藤ら³⁾はガス上昇速度 V_g に対する液粘度の影響を調べ、 ϵ_g の実験式を得ている。 V_g はガス空塔速度 U_g と ϵ_g から

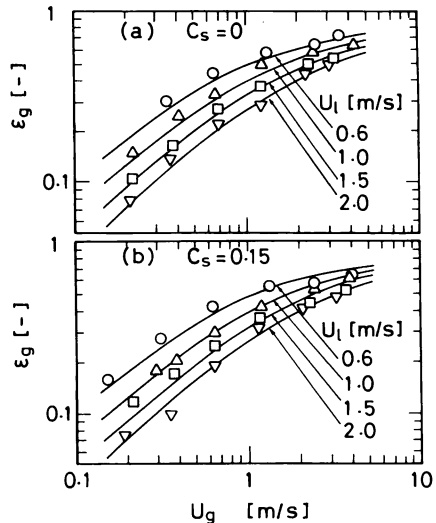


Fig. 3 Experimental results of gas holdup for gas-liquid and gas-slurry flow systems.

—: Calculated from Eq.(5).

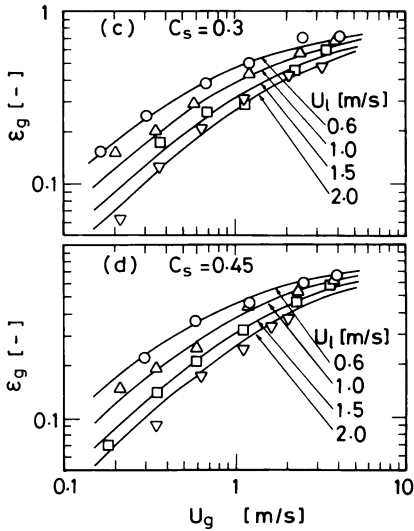


Fig. 4 Experimental results of gas holdup for gas-slurry flow systems.
 ———: Calculated from Eq. (5).

$$V_R = U_R / \epsilon_g \quad (2)$$

スラグ領域における空気・水系二相流の V_R を Nicklin⁸⁾ は次式で表した。

$$V_R = 1.2(U_R + U_l) + 0.35\sqrt{gD_T} \quad (3)$$

Eq. (3) 中の右辺第一項はスラグ気泡の上部に存在する液スラグの上昇速度を、また第二項は静止液体中のスラグ気泡の上昇速度を表している。

Fig.5に、液粘度が1-133mPa・sの範囲で得た V_R と $U_R + U_l$ の関係を示す。空気・水系二相流における V_R

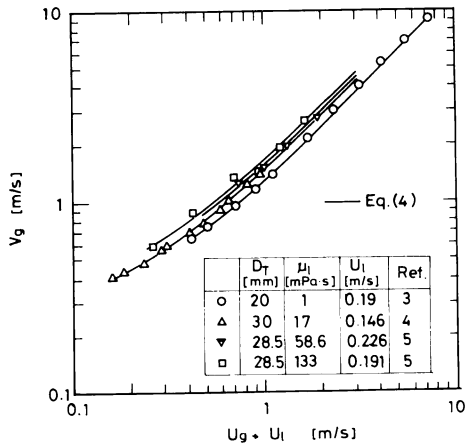


Fig. 5 Effect of liquid viscosity on V_R .

はEq. (3)とよく一致するが、液粘度が増加するとともに V_R は増大する。このことは、Eq. (2) から液粘度の増加とともに ϵ_g は減少することを意味する。以上の結果から、 V_R について次の実験式を得た。

$$V_R \equiv U_R / \epsilon_g = \{1.2(U_R + U_l) + 0.35\sqrt{gD_T}\} (\mu_c / \mu_w)^{0.04} \quad (4)$$

Eq. (4) を変形し、 ϵ_g について整理すると

$$\epsilon_g = \left\{ \frac{U_R}{1.2(U_R + U_l) + 0.35\sqrt{gD_T}} \right\} \left(\frac{\mu_w}{\mu_l} \right)^{0.04} \quad (5)$$

Fig.3及び4中の実線はEq. (5)からの計算結果であり実測値とよく一致している。

2. 3 全圧降下

気・スラリー混相流をFig.6に示したように模式的に表し、この流れについて次の仮定をもとに力収支をとる。

- 1 管内の静圧は半径方向に一樣である。
- 2 気泡及びスラリーの分布は半径方向に一樣である。
- 3 気・スラリーの流速は軸方向には位置的に不変で、加速による運動量変化は無視する。

Fig.6に示すような環状要素をとり、これに作用する力を列記すると次のようになる。

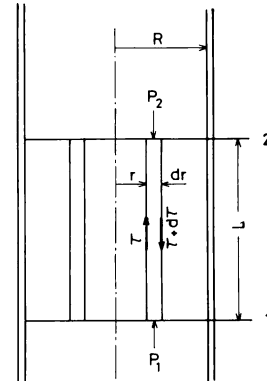


Fig. 6 Flow model for force balance.

上向きの力

- r 面に作用するせん断力 $2\pi rL\tau$
- 端面1に作用する圧力 $2\pi r dr P_1$

下向きの力

- (r+dr)面に作用するせん断力 $2\pi(r+dr)L(\tau + d\tau)$
- 端面2に作用する力 $2\pi r dr P_2$

微小体積に作用する重力 $2\pi r dr L \rho_m g$

両方向の力の釣り合いから次式が得られる。

$$-2\pi L d(\tau r) + 2\pi (P_1 - P_2) r dr - 2\pi L \rho_m g r dr = 0$$

$P_1 - P_2 = \Delta P$ とおき整理すると

$$d(\tau r) = (\Delta P/L - \rho_m g) r dr \quad (6)$$

または

$$\Delta P/L = \rho_m g + 2\tau/r \quad (7)$$

$r=R$ におけるせん断力を τ_w とすれば, Eg. (7)は

$$\Delta P/L = \rho_m g + 2\tau_w/R \quad (8)$$

τ_w と摩擦圧力損失の関係は

$$2\tau_w/R = \Delta P_f/L \quad (9)$$

また, 管内流体の平均密度 ρ_m を

$$\rho_m = (1 - \epsilon_g) \rho_l + \epsilon_g \rho_g \quad (10)$$

で表すと, 全圧降下は次のようになる。

$$\Delta P/L = \{(1 - \epsilon_g) \rho_l + \epsilon_g \rho_g\} g + \Delta P_f/L \quad (11)$$

Fig.7及び8に気液系および気・スラリー系における全圧降下の測定結果を示す。全圧降下は, 液流速及び粒子濃度の増加とともに大きくなる。またガス流速の増加とともに減少していくが, その割合はガス流速が大きくなると小さくなる。

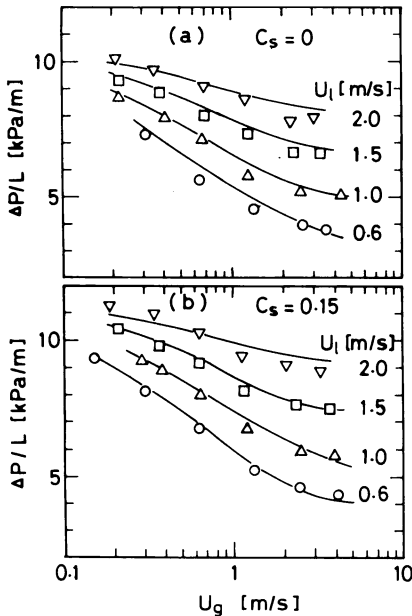


Fig. 7 Total pressure drops for gas-liquid and gas-slurry flow systems. —: Calculated from Eq. (5), (11) and (12).

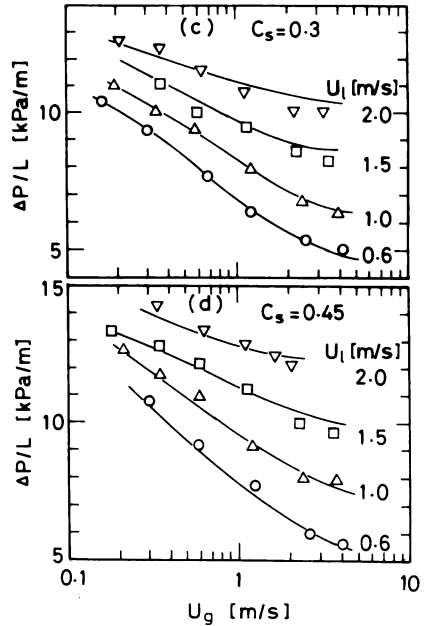


Fig. 8 Total pressure drops for gas-slurry flow systems. —: Calculated from Eq. (5), (11) and (12).

2.4 摩擦圧力損失

気液系及び気・スラリー系における摩擦圧力損失の測定結果をFig.9及び10に示す。粒子濃度, ガスおよび液流速が増加するとともに, 圧力損失は大きくなる。

本研究では, 塔径を変えた実験は行っていない。そこで井上²⁾および加藤^{3,4)}が得た気液系におけるデータを含めて, 圧力損失を整理した。縦軸に圧力損失とガスの運動エネルギーの比を, 横軸に全質量流量とガスの質量流量の比をプロットすると, 管径, 粒子濃度およびスラリー粘度に関係なく, ほぼ良好な相関が得られた。その結果をFig.11に示した。圧力損失を次の実験式で表した。

$$\Delta P_f/L = 0.002 (\rho_g U_g^2 / D_T) \{1 + \rho_l U_l / \rho_g U_g\}^{1.4} \quad (12)$$

Fig.9及び10に, Eg. (12)から求めた計算結果を実線で, また Lockhart と Martinelli からの結果を破線でそれぞれ示した。Eg. (12)からの計算値は実測値とよく一致するが, Lockhart と Martinelli からの値は, ガス流速の大きな領域で実測値よりも小さくなる。また, Egs. (5), (11) 及び (12) から求めた全圧降下の結果も Fig. 7 及び 8 に実線で示した。

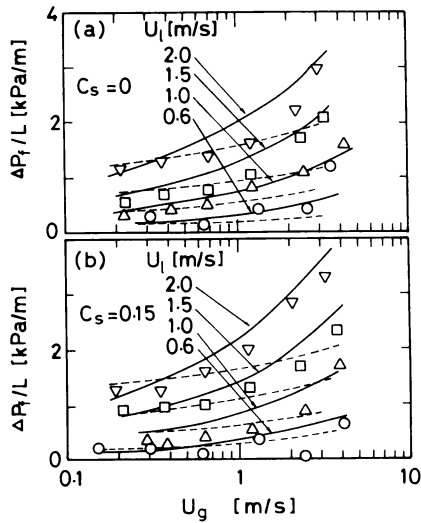


Fig. 9 Frictional pressure loss for gas-liquid and gas-slurry flow systems.
 —: Calculated from Eq. (12).
 - - -: Calculated from Lockhart-Martinelli's Eq.

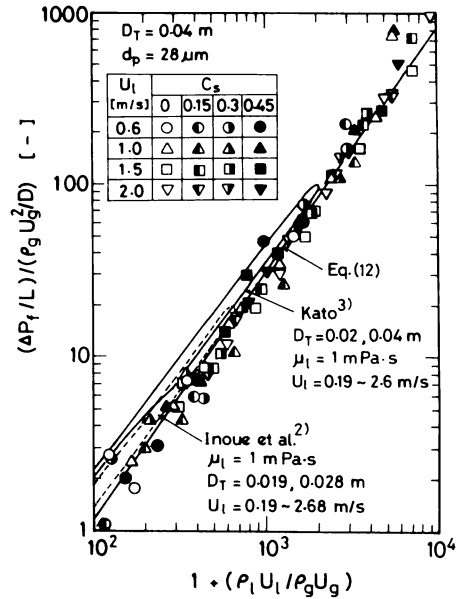


Fig. 11 Correlation of frictional pressure loss.

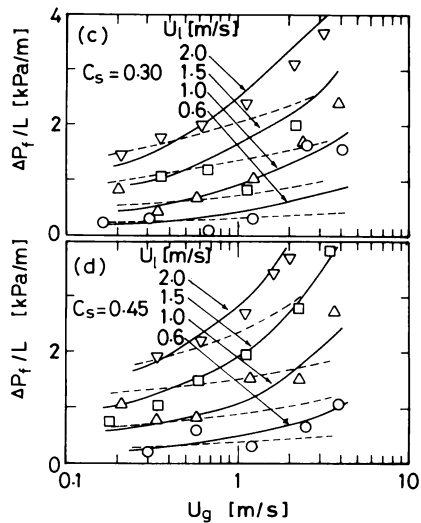


Fig. 10 Frictional pressure loss for gas-slurry flow systems.
 —: Calculated from Eq. (12).
 - - -: Calculated from Lockhart-Martinelli's Eq.

結 言

- 1) 粒径が28μmのガラス粒子を固相としたスラリー流の粘度を推算した結果、粒子濃度（スラリー中の質量分率）が0.45の場合で液粘度の約3倍となった。また、粒子濃度が0.45以下ではスラリー流は均相液体として挙動することを確かめた。
- 2) ガスホールドアップは粒子濃度が増加すると、わずかに減少し、Eg. (5) で表せた。
- 3) 気・スラリー系混相流における摩擦圧力損失はEg. (12) で相関できた。また、スラリー粘度の影響は無視できた。

Nomenclature

- Cs = mass fraction of solid particles in slurry [-]
- D_T = pipe diameter [m]
- f = friction factor [-]
- g = gravitational acceleration [m²/s]
- L = length between pressure taps [m]
- ΔP = total pressure drop [Pa/m]
- ΔP_f = frictional pressure loss [Pa/m]
- Re = Reynolds number [-]
- U_l = superficial velocity of liquid or slurry [m/s]

U_g	= superficial velocity of gas	[m/s]
V_g	= gas rising velocity	[m/s]
ϵ_g	= gas holdup	[-]
ϵ_s	= solid holdup in slurry	[-]
ϵ_{smax}	= ϵ_s at settled condition	[-]
μ_l	= viscosity of liquid or slurry	[mPa·s]
μ_w	= viscosity of water	[mPa·s]
ρ_g	= density of gas	[kg/m ³]
ρ_l	= density of liquid or slurry	[kg/m ³]

Literature cited

- 1) Hughmark, G. A. and B. S. Pressburch: *AICHE Journal.*, 7, 677 (1961).
- 2) Inoue, A. and S. Aoki: *Trans. JASME*, 32, 940 (1966).
- 3) Kato, Y., N. Hidaka and H. Kamimura: *Kagaku Kogaku Ronbunshyu*, 12, 726 (1986).
- 4) Kato, Y.: *Yamanashi Daigaku Kenkyu Hokoku*, 7, 105 (1956).
- 5) Kim, S. D. and J. H. Choi: *Can. J. Chem. Eng.*, 62, 85 (1984).
- 6) Landel, R. F., B. G. Moser and A. J. Bauman: *Fourth Int. Cong. on Rheology, Part 2*, 663, Interscience Publishers New York, (1965).
- 7) Lockhart, R. W. and R. C. Martinelli: *Chem. Eng. Prog.*, 45, 39 (1949).
- 8) Nicklin, D. J., J. O. Wilkes and J. F. Davidson: *Trans. Instn. Chem. Eng.*, 40, 61 (1962).
- 9) Sasaki, T.: *Kagaku Kogaku*, 28, 110 (1964).
- 10) Toda, M., E. Harada, M. Kuriyama, S. Saruta and H. Konno: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, 8, 380 (1982).