

## 水平管内の気液固系混相流に関する流体力学的研究

著者	幡手 泰雄, 野村 博, 右田 光伸, 碓 醇
雑誌名	鹿児島大学工学部研究報告
巻	25
ページ	137-141
別言語のタイトル	HORIZONTAL FLOW OF GAS-LIQUID-SOLID PARTICLES SYSTEM
URL	<a href="http://hdl.handle.net/10232/12459">http://hdl.handle.net/10232/12459</a>

## 水平管内の気液固系混相流に関する流体力学的研究

著者	幡手 泰雄, 野村 博, 右田 光伸, 碓 醇
雑誌名	鹿児島大学工学部研究報告
巻	25
ページ	137-141
別言語のタイトル	HORIZONTAL FLOW OF GAS-LIQUID-SOLID PARTICLES SYSTEM
URL	<a href="http://hdl.handle.net/10232/00007718">http://hdl.handle.net/10232/00007718</a>

# 水平管内の気液固系混相流に関する流体力学的研究

幡手泰雄・野村 博\*・右田光伸・碓 醇

(受理 昭和 58 年 5 月 31 日)

## HORIZONTAL FLOW OF GAS-LIQUID-SOLID PARTICLES SYSTEM

Yasuo HATATE, Hiroshi NOMURA, Mitsunobu MIGITA  
and Atsushi IKARI

The three-phase flow of gas-liquid-fine particles system in horizontal tubes is commonly used in the coal liquifaction process and the slurry transfer of coal-water. The hydro-dynamic data of the three-phase flow of gas-liquid-fine particles system are required to specify for the operating conditions in these processes.

In this paper, the detailed data on the gas holdup and pressure drop in horizontal tubes are presented. This paper is a continuation of the previous report on the vertical flow.

The experimental conditions are as follows:

gas velocity = 0~800 cm/s,

liquid or slurry velocities = 15~100 cm/s,

solid particles concentration in slurry = 0~60 wt %,

average sizes of particles = 38, 63 and 110  $\mu\text{m}$ ,

and diameters of tubes = 15 and 26 mm.

Experimental results show that only slight differences between the three-phase and the two-phase flows are detected in gas holdup measurements, but in the three-phase flow much smaller gas holdups are observed at low slurry flow rates, that the pressure drop increases with the solid particles concentration, and that the particles size has a complicated effect on the pressure drop.

### 緒 言

石炭液化プロセスにおける予熱管や石炭-水スラリー輸送管等の設計、操作条件の設定に際し、管内の流動特性を予測する事は重要である。しかしながら、今日まで気・液・微小固体粒子系の流れについて詳細な検討例は見あたらないようである。前報<sup>1)</sup>の垂直流に引き続き、水平流につき、空気・水・微小ガラス球系混相流の種々の条件下におけるガスホールドアップ及び圧力損失について報告する。

### 1. 気液二相流に関する代表的推算式の概略

前述のように、気・液・固系混相流のガスホールド

アップ及び圧力損失についての相関式は見あたらない。しかしながら、流動特性が類似している気液二相流については多数の研究例<sup>2)~9)</sup>がある。ここでは、それらの代表例を概観する。

1) Lockhart と Martinelli<sup>2)</sup> (1949)

前報で述べたように、ガスホールドアップ及び圧力損失に関して提案された。

2) Yokota<sup>3)</sup> (1965)

液ホールドアップ  $\epsilon_L$  は液速、ガス速、液粘度等を含む経験的項  $(\rho_0 U_0^2 / \rho_L U_L^2)^{0.5} G_L^{0.4} / \mu^{0.3}$  で相関づけられる。(図省略)摩擦による圧力損失は、 $Re = D_T U_L \rho / \mu$  が 3~300000 の範囲で次式で表わされる。

$$\Delta P_f = \frac{2 \cdot f \cdot \ell \cdot U_L^2 \cdot \rho_L}{g_c \cdot D_T} \quad \text{--- (1)}$$

ここで、 $1/\sqrt{f} = 4.98 \log(Re_L \sqrt{f}) - 1.14$ ,  
 $U_L' = U_L / \epsilon_L$

\*徳山ソーダ株

## 2. 実験装置及び実験方法

実験装置の概略を Fig.1 に示す. 本装置の水平管

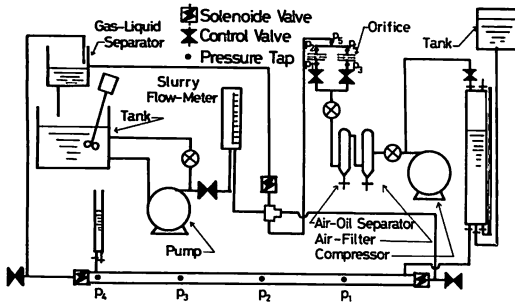


Fig.1 Schematic diagram of experimental equipment

以外は, 前報<sup>1)</sup>の垂直管とほぼ同一のものを使用した. 水平管の両端には, ガスホールドアップ測定の為に電磁弁が取り付けられており, 各部の差圧を測定する為に 100 cm 間隔で 4 箇所孔が設けてある. 操作手順は垂直管の場合とほぼ同様である. コンプレッサーにより供給された空気とポンプによって供給されたスラリーは T 字管で混合され, 水平管を通り気液分離タンクへ排出される. ガスホールドアップの測定は次の通りである. まず電磁弁を瞬間的に閉じ, しばらく放置し, 区間内のガスとスラリーを完全に分離した. 次に, 水平管の上部の水溜めより気相部に水をオーバーフローするまで注入し, ガスを管外へ追い出した後, 水溜めの水の減少量とオーバーフローした量との収支によってガスホールドアップを求めた. したがって, 1 回の測定ごとに水が管内へ注入されるので, 気・液・固系混相流の実験の場合には, 所定の固体粒子濃度に見合った量の微小ガラス球を補給した. 空塔ガス流速及び空塔液流速が同一条件の下で, 圧力損失については 2 回, ガスホールドアップについては 3 回繰り返して, その平均値を採用した.

## 3. 実験結果及び考察

Table 1 に本実験で使用した 3 種類の微小ガラス球 A, B 及び C の密度及び平均径を示した.

Table 2 に実験条件を示す. 実験には, 管内の流動様式が観察できる様に透明なアクリル管を使用した.

Table 1 Properties of glass spheres

Glass spheres	Density [g/cm <sup>3</sup> ]	Average Size [μm]	
		dp <sub>32</sub>	dp <sub>50</sub>
A	2.52	38	38
B	2.52	66	63
C	2.52	111	110

Table 2 Experimental condition

Tube diameter (mm)	Tube length (mm)	Air flow rate U <sub>g</sub> (cm/s)	Slurry flow rate U <sub>l</sub> (cm/s)	Solids conc in slurry C <sub>s</sub> (wt%)
15.5, 25.9	4390	0 - 800	0 - 100	0 - 65

### 3.1 ガスホールドアップ

#### 3.1.1 管径の影響

Fig.2 に気液二相流で, 液流速がそれぞれ 15 及び

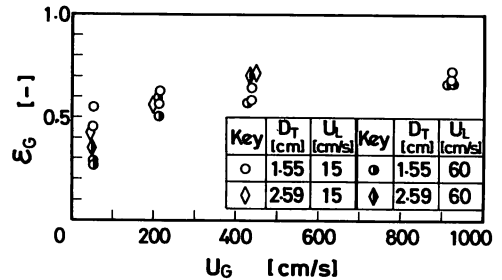


Fig.2 Effect of tube diameter on gas holdup in horizontal two-phase flow

60 cm/s について, 2 種類の管路を使用した場合のガスホールドアップの実測値を示す. この図より, 実測値のばらつきを考慮すれば, ガスホールドアップに及ぼす管径の影響はあまり認められない事, 及びガス流速が小さい場合には液流速の影響を強く受けるが, ガス流速が大きくなるに従い, 液流速の影響が小さくなるのがわかる.

#### 3.1.2 粒子径の影響

Fig.3 に, 管径が 2.59 cm, 液流速が 15 cm/s で一定とし, 粒子径が異なる A, B 及び C 3 種類の粒子を使用した場合のガスホールドアップの実測値を示す. この図より, 粒子径の小さい粒子を使用した場合の方が, ガスホールドアップの値は大きくなっている. この原因は 3 種類の粒子の沈降速度の違いにあり, 液

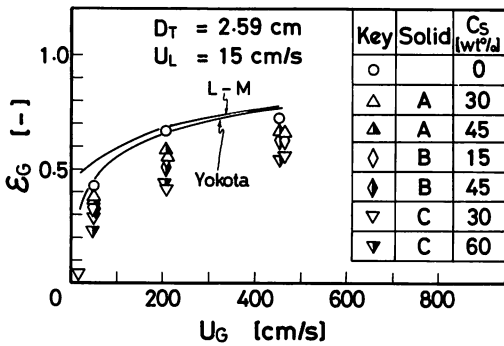


Fig. 3 Effect of solid particles on gas holdup in horizontal flow

流速が 15 cm/s と小さい場合には、沈降速度の大きい粒子ほど管の底部に沈積停滞する量が増大し、管内のガス量が減少するためにガスホールドアップが小さくなっているものと考えられる。即ち、粒子が管底に沈積停滞する様な流速及びガス流速の小さい領域において粒子径の違いによる影響が顕著になると考えられる。

### 3.1.3 粒子濃度の影響

Fig. 4 に、C 粒子を使用し、管径が 2.59 cm、液流

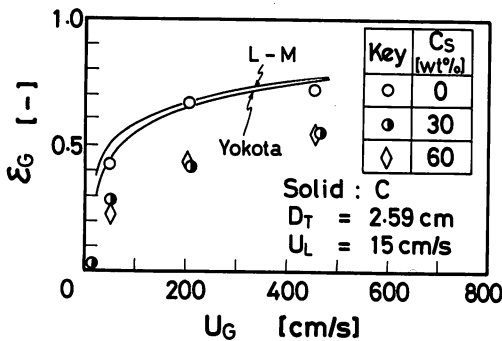


Fig. 4 Effect of solid particles concentration on gas holdup in horizontal flow

速が 15 cm/s の場合に、固体粒子濃度を变化させた時のガスホールドアップの実測値を示す。Fig. 5 に、C 粒子を使用し、管径が 1.55 cm、液流速が 30 cm/s の場合の実測値を示す。液流速が 15 cm/s と小さい場合には、固体粒子濃度の影響が認められ、固体粒子濃度が大きい程ガスホールドアップは小さくなっている。これは、前述した様に、液流速が小さい場合には、管底に固体粒子の沈積停滞が生ずるためと考えられる。

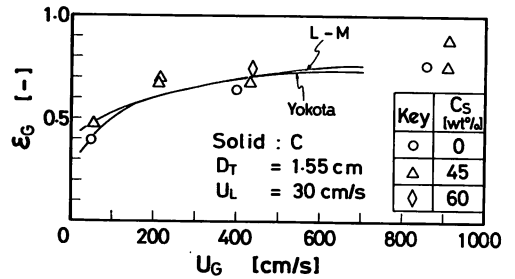


Fig. 5 Effect of solid particles concentration on gas holdup in horizontal flow

液流速が 30 cm/s の場合には、液流速が比較的大きく、固体粒子の沈積停滞が見られない為に、データにばらつきはあるが、固体粒子濃度の影響は認められない。即ち、液流速の小さい場合にのみ、固体粒子濃度の影響があらわれると考えられる。

### 3.1.4 計算値との比較

Figs. 3 ~ 5 中の曲線は、気液二相流について提案された Lockhart と Martinelli 及び Yokota の相関式による計算値である。ガス流速が 200 cm/s 以上の領域では、これらの計算値は両方共、気液二相流の実測値と比較的よく一致しているが、200 cm/s 以下の領域では、Yokota の計算値のみ実測値とよい一致を示す。気・液・固系混相流の場合には、管底に固体粒子の停滞層がなくなる様な液流速が比較的大きい領域にのみ、これらの計算値が適用できる。

## 3.2 水平流の摩擦による圧力損失

### 3.2.1 管径の影響

Fig. 6 及び 7 に、気液二相流で、管径がそれぞれ

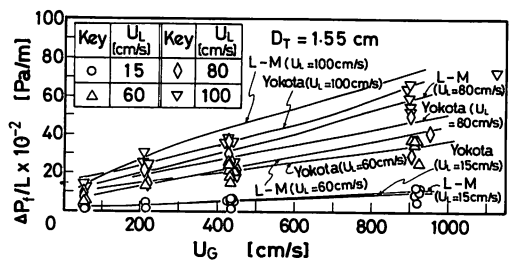


Fig. 6 Relation between pressure drop and gas velocity in horizontal two-phase flow

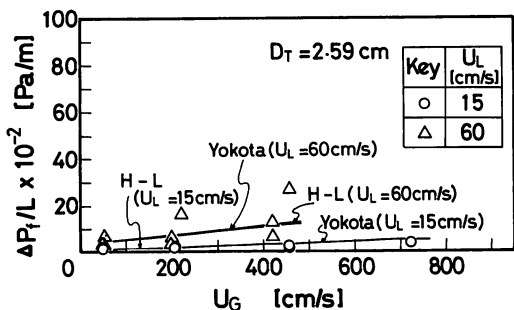


Fig. 7 Relation between pressure drop and gas velocity in horizontal two-phase flow

1.55 cm及び 2.59 cmの 2 種類について、液流速を変化させた場合の摩擦による圧力損失の実測値を示す。管径 2.59 cm の場合の方が幾分小さな値を示している様に見えるが、スラグ流領域であるガス流速の比較的大きい領域では最大 15 cm H<sub>2</sub>O/m 程度の誤差が認められる為、管径の違いによるはっきりとした影響を見出すためには、さらに実験的検討を行なう必要がある。

3. 2. 2 粒子径の影響

Fig. 8 に、管径 1.55 cm, 液流速 100 cm/s の場合

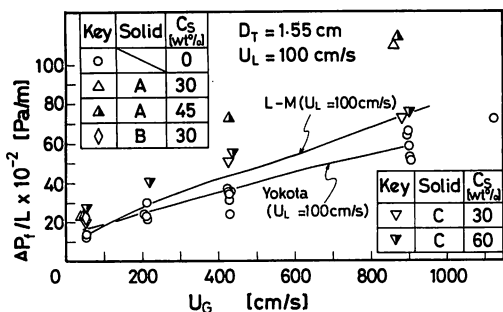


Fig. 8 Relation between pressure drop and gas velocity in horizontal flow

に粒子径の異なる A, B 及び C 粒子を使用した場合の実測値を示す。

Fig. 9 に、管径が 2.59 cm で、液流速が 15 cm/s の場合の種々のガス速度に対する圧損の実測値を示す。液流速が 100 cm/s と大きい場合には、粒子径によって圧力損失が著しく異なる事がわかる。この場合、平均粒子径の一番小さい A 粒子の影響が最も大きい。しかしながら、液流速が 15 cm/s の場合には圧損に及ぼす粒子径の影響にあまり明瞭な傾向が認められない。この場合には、特に、ガス流速が小さい領域では、

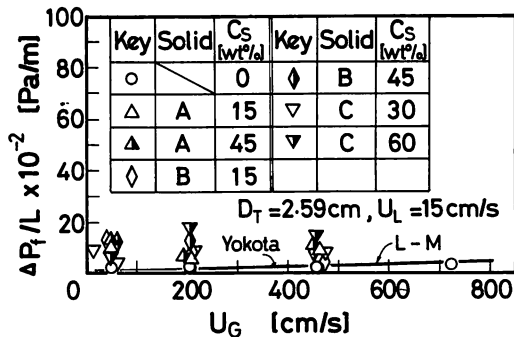


Fig. 9 Relation between pressure drop and gas velocity in horizontal flow

固体粒子が沈積し、スラリーは管上部のみを気体と共に流れる流動様式を示している。固体粒子の沈積の程度は、固体粒子の沈降速度や凝集力によって複雑に変化すると考えられるので、この点についてはさらに検討を重ねる必要がある。

3. 2. 3 粒子濃度の影響

Fig. 10 に、管径が 2.59 cm で、液流速がそれぞれ

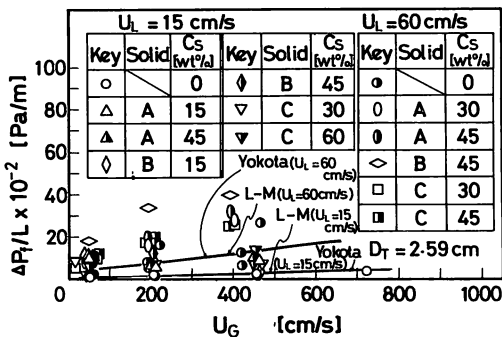


Fig. 10 Relation between pressure drop and gas velocity in horizontal flow

15 cm/s 及び 60 cm/s について、A, B 及び C 粒子を使用し、固体粒子濃度を变化させた時の摩擦による圧力損失の実測値を示す。この図より、一般的に固体粒子を混入させると圧力損失が大きくなる事及び粒子濃度の大きい場合の方が圧力損失も大きくなっている事がわかる。液流速が小さい場合には、ガス流速の小さい領域では、固体粒子が管底に沈積停滞し、見かけの線速度が大きくなる為、圧力損失が増加するが、さらにガス流速を増加させると、停滞層が流出してしまい、一時的に線速度が減少し、圧力損失が減少

するという現象が生ずる。液流速が  $60 \text{ cm/s}$  と比較的大きい場合には、固体粒子の停滞層は見られず、ガス流速の増加と共に圧力損失も増加している。

### 3.2.4 計算値との比較

Figs. 6 ~ 10 の中の曲線は、気液二相流についての Lockhart と Martinelli 及び Yokota の相関式による計算値である。気液二相流の実測値と比較すると、液流速が  $60 \text{ cm/s}$  よりも小さい領域では、両方共比較的良好一致を示すが、 $100 \text{ cm/s}$  と大きくなると Yokota の相関式の方が良好一致性を示す。気・液・固系混相流の場合には、粒子径や粒子濃度の影響が大きいため、これらの相関式は適用できない。

### 結 言

水平管を用いた気液二相流及び気・液・固系混相流におけるガスホールドアップと摩擦による圧力損失の実験結果の検討から、管径、固体粒子径及び固体粒子濃度の違いによる影響について考察し、更に、気液二相流の代表的な相関式による計算値との比較も行なった。その結果、以下の様なことがわかった。

- (1) ガスホールドアップに及ぼす管径の影響はあまり認められない。液流速の小さい領域で、大きい粒子程、また固体粒子濃度が高い程、管の底部に固体粒子が沈積停滞しやすい為、ガスホールドアップが小さくなる。
- (2) 気液二相流でのガスホールドアップの実測値は、Yokota による計算値と最もよく一致している。また、気・液・固系混相流の場合には、管底に粒子の停滞層がなくなる様な液流速の大きい領域にのみ、Yokota の相関式が適用できる。
- (3) 圧力損失は、粒子径及び固体粒子濃度によって影響される。粒子径は液流速の大きい領域で影響を与え、粒子径が大きい程、圧力損失は小さくなる。また、全般的に、固体粒子濃度の大きい場合程、実測値は大きくなっている。
- (4) 気液二相流の圧力損失は、Yokota の相関式によって良く相関できる。しかしながら、気・液・固系混相流の圧力損失は複雑であり、既往の相関式では記述できない。
- (5) 気・液・固系混相流の圧力損失は、液流速の小さい領域において、固体粒子の沈積停滞という特異な現象があるため、ガス流速の増大に伴って一時的に減少し、再び増大する。

### Nomenclature

$C_s$	= solid particles concentration in slurry	[wt %]
$D_T$	= tube diameter	[mm]
$\bar{d}_{ps2}$	= Sauter average size	[ $\mu\text{m}$ ]
$\bar{d}_{ps0}$	= 50 % particle size	[ $\mu\text{m}$ ]
$f$	= friction factor	[-]
$G$	= mass velocity	[ $\text{g}/\text{cm}^2 \cdot \text{s}$ ]
$g$	= gravitational acceleration	[ $\text{cm}/\text{s}^2$ ]
$L$	= length	[cm]
$\Delta P_f$	= frictional pressure drop	[Pa]
$Re$	= Reynolds number	[-]
$U$	= superficial velocity	[ $\text{cm}/\text{s}$ ]
$\epsilon$	= holdup	[-]
$\mu$	= viscosity	[c.p.]
$\rho$	= density	[ $\text{g}/\text{cm}^3$ ]

### <Subscripts>

$G$	= gas
$L$	= liquid or slurry
$TP$	= two phase

### Literature cited

- 1) Y. Hatate, H. Nomura and A. Ikari, The Research Reports, Fac. of Eng., Kagoshima Univ., **25** (1983)
- 2) R. W. Lockhart and R. C. Martinelli, *Chem. Eng. Prog.*, **45** 39 (1949)
- 3) T. Yokota, *Kagaku Kogaku*, **29** 687 (1965)
- 4) G. A. Hughmark, *Chem. Eng. Prog.*, **58** 62 (1962)
- 5) B. A. Eaton, D. E. Andrews, C. R. Knowles, I. H. Silberberg and K. E. Brown, *J. Pet. Tech.*, (June, 1967) 815
- 6) E. J. Greskovich and A. L. Shrier, *AIChE Journal*, **17** 1214 (1971)
- 7) E. J. Greskovich and W. T. Cooper, *AIChE Journal*, **21** 1189 (1975)
- 8) G. A. Hughmark, *Chem. Eng. Sci.*, **26** 1007 (1965)
- 9) R. H. Bonnecaze, W. Erskine Jr. and E. J. Greskovich, *AIChE Journal*, **17** 1109 (1971)