

気液管内流中のスラグ流動解析と流況評価について

日大生産工（院） 山田 泰正 日大生産工（院）村上 康博
日大生産工 遠藤 茂勝

1. はじめに

海洋や湖沼水域における油やアオコなどの浮遊物は地上へ輸送し処理を行わなければならないが、この浮遊物の輸送方法として、圧縮空気をを用いた混気輸送が新たに注目されている。混気輸送は、輸送媒体である液相に圧縮空気である気相を同時に管路内に供給することでスラグ流が発生し、管路内を流動することによって、媒介を輸送することができる。またこの混気輸送は、海水と混合状態にあるエマルジョン化油の輸送だけでなく、群体藻類の崩壊作用を伴った輸送の期待ができる。さらに、粘性抵抗を低減し高速での輸送が可能で海上地上問わず 3~5km の長距離で少スペースの輸送が実現できる。

しかし、このような長距離輸送を行う際に研究例が少なく経験的に施工が行われている。長距離輸送は流動過程において気相の圧縮性が著しく寄与し、管路長が短いときにはスラグ流速は一定であるが、管路長が長くなるほど速度増加が著しくなり輸送効率が良くなることが明らかとなった。スラグ流速の増加は気相の膨張効果によるものであるが、このような気相の効果については明らかになっていない。

本研究においてこれらの特性を明らかにするために清水によるスラグ流の実験を行った。また、スラグ流は管内の圧力低下や流動速度の増加など管路総延長が管路内の現象を著しく支配することや実用的な観点から長距離輸送を考慮するために、管路全長を 600.0m について検討を行うこととし、気相の効果による

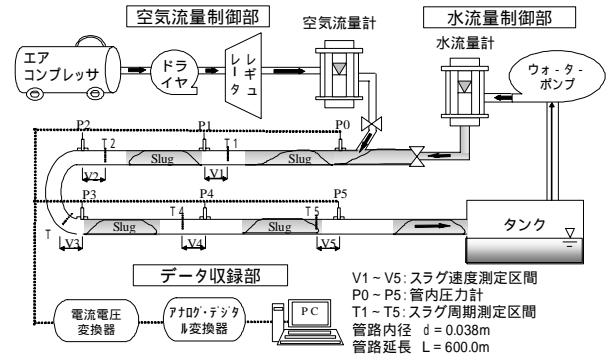


Fig-1 実験概略図

速度上昇と圧力低下の要因でエネルギー損失となる各種損失の評価を行うことを目的とした。

2. 実験概要

実験装置は Fig-1 に示すとおり管路全長 $L=600.0\text{m}$ 、管径 $D=38\text{mm}$ の透明管路を用いた。気相である圧縮空気はエアーコンプレッサーからエアードライヤーによって水分を除去し空気流量計を通して管内に供給される。また、液相である清水はタンクからポンプによって供給され流量計を通し管内へ供給される。気相、液相ともに連続的に供給し両相の合流地点にて混相流となる。測定は管内圧力、スラグ流動速度、スラグ通過周期について行った。管内圧力は管内上部に取り付けた圧力計によって計測され、スラグ流速は液相先端部における 10m 区間の平均速度であり、スラグ通過周期は各測定地点における液相先端部の通過時間の間隔で、液相の通過頻度となる。速度および周期は目視によって測定を行った。測定地点は管内圧力について 0m ~ 500m 地点の 6 地点、速度および周期について 100m ~

500m 地点の 5 地点において行った。実験条件としての気相流量(Qa)および液相流量(Qw)は Table-1 に示すとおりであり, 72 条件について実験を行った。

3. 実験結果及び考察

スラグ流の基本的な流動特性について実験結果をもとに検討を行った。流動距離によるスラグ流速について検討を行ったものが Fig-2 である。これは横軸に測定地点 L, 縦軸にスラグ流速 V_s をとり流動距離によるスラグ流速の変化を調べたものであり, 気液流量比の違う 3 条件について示している。図よりすべての条件において流動距離が進むとスラグ流速は増加することがわかる。気液二相流は気液流量比によって流動状態が変化し, スラグ発生地点において液相を押ししている圧縮空気は, 流動距離が進むと徐々に膨張するため速度が増加するものと考えられる。また, この加速特性は全長の短い管路においては見ることはできず, 管路長を長くすると速度増加が著しくなる。

スラグ流の加速は気相の圧縮性に起因するものと考えられるので, 管内圧力特性について検討を行った。流動距離に対しての管内圧力について横軸に流動距離 L, 縦軸に管内圧力 P をとり示したものが Fig-3 である。図よりいずれの条件もスラグ発生地点において圧力が高く, 気相が圧縮されたまま流動している。また, 管路出口は大気開放となっているので距離が進むと徐々に気相が膨張し大気圧に近づくため, 圧力は直線的に低下することがわかる。

スラグ流速の増加は気相の膨張が起因となっているものと考えられる。しかし実験の結果から流動距離に対する管内圧力の減少の割合が著しく大きく, この原因が粘性摩擦としては大きすぎると考えられることと, さらに液相スラグ先端において管路底部の液相は, スラグに取り込まれて加速するために損失が大きいと考えられたので各地点の管内圧力と液相が加速に必要な圧力を推算し, Hubbard

清水							
Qa	Qw	Qa	Qw	Qa	Qw	Qa	Qw
(NI/min)	(l/min)	(NI/min)	(l/min)	(NI/min)	(l/min)	(NI/min)	(l/min)
60.0	12.0	120.0	12.0	180.0	12.0	240.0	12.0
	20.0		20.0		20.0		
	28.0		28.0		28.0		
	36.0		36.0		36.0		
	44.0		44.0		44.0		
	52.0		52.0		52.0		
80.0	12.0	140.0	12.0	200.0	12.0	260.0	12.0
	20.0		20.0		20.0		
	28.0		28.0		28.0		
	36.0		36.0		36.0		
	44.0		44.0		44.0		
	52.0		52.0		52.0		
100.0	12.0	160.0	12.0	220.0	12.0	280.0	12.0
	20.0		20.0		20.0		
	28.0		28.0		28.0		
	36.0		36.0		36.0		
	44.0		44.0		44.0		
	52.0		52.0		52.0		

Table-1 実験概略図

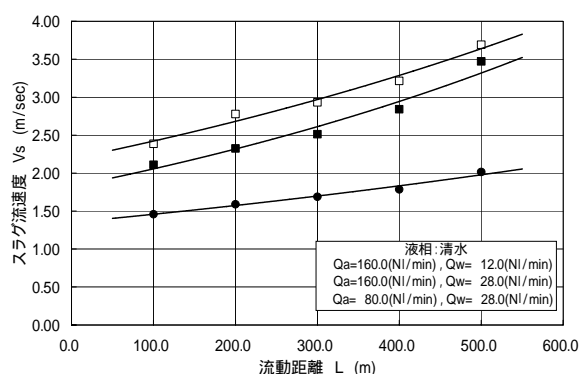


Fig-2 流動距離によるスラグ流速

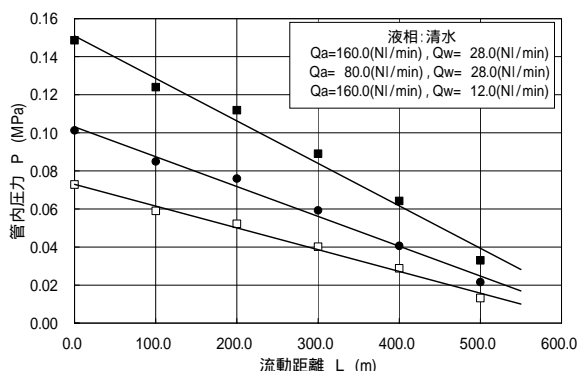


Fig-3 流動距離による管内圧力

が提案したスラグ流モデルに基づき加速損失の検討を行った。

Hubbard のスラグ流モデルは scooping model と呼ばれ, Fig-4 のような, 液相スラグ先端から液相スラグより流速の小さい管路の底部に存在する液膜部の液体を取り込み, スラグ後端から先端で取り込んだ量と同量の液体を後方の液膜部へ排出し, かつ液相スラグは前方の大気泡の一部を小気泡として巻き込み吸収して後方より排出されるモデルである。これにより, 液膜部の液体は液相スラグに取

り込まれるときに加速され、この加速のためにスラグ先端部で圧力損失が生じる。大気泡部においては気相のみであることからほとんど損失がないため圧力は一定と考えられ、また液相スラグ部には摩擦損失が生じるので圧力分布はFig-5のようになる。

加速損失に関わる液膜部の取り込み量 m は、液相スラグ先端の移動速度 V_s から、液膜部の流速 V_{fe} を考慮した以下の式で表すことができる。

$$m = \rho_L A R_{fe} (V_s - V_{fe}) \quad (1)$$

ここで、
 ρ_L : 液相の密度
 A : 管路の断面積
 R_{fe} : 液膜部のボイド率

Fig-5 から液相スラグ部の全圧力損失は次式(2)となる。

$$\Delta P_s = \Delta P_a + \Delta P_f \quad (2)$$

ここで、
 ΔP_s : 液相スラグ部の全損失
 ΔP_a : スラグ部先端の加速損失
 ΔP_f : 液相スラグ部の摩擦損失

この加速損失 P_a はFig-6に示すように監査面1における圧力を P_1 、監査面2における圧力を P_2 とすると、運動量の式から、以下のように表すことができる。

$$(P_1 - P_2)A = m(J_T - V_{fe})$$

$$\Delta P_a = \frac{m}{A}(J_T - V_{fe}) \quad (3)$$

実験の観察において液膜部はほとんど流動していなかったことから液膜部の流速 V_{fe} を 0 と置くこととした。そしてこの加速損失はスラグ一個についてのものであるため、以下の式によってスラグ個数の推算を行い、100m 区間の加速損失を求めた。

$$\text{スラグユニット長 } \ell_u = V_s \times T$$

$$100\text{m 区間の加速損失} = \Delta P_a \times 100 / \ell_u \quad (4)$$

ここで、 T : スラグの通過周期(s)
 この式(4)によって、加速損失を求めることが可能である。一般に混相流において粘性摩擦損失の割合は小さいものと考えられている。また、式(2)から液相スラグ部の圧力損失は加

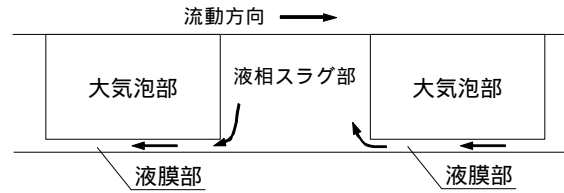


Fig-4 Hubbard's scooping model

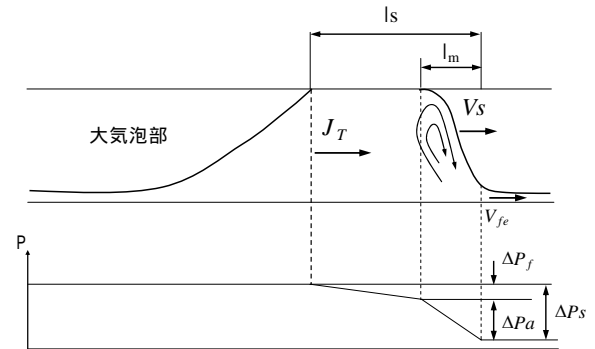


Fig-5 液相内における圧力分布図

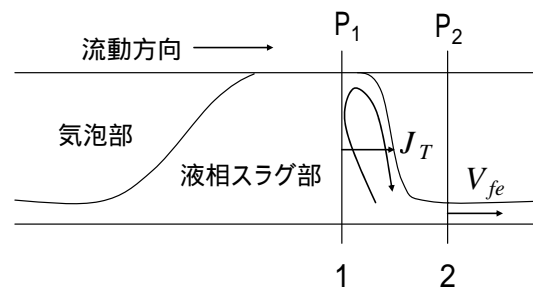


Fig-6 加速損失算出に適用した監査面

速損失と粘性摩擦損失の合計であるので、供給口付近の管内圧力 P_0 から各地点の管内圧力 P_i と加速損失 P_a を引いた残存圧力について検討を行った。このことについて横軸に気相流量 Q_a 、縦軸に各供給口付近の管内圧力 P_0 に対する各地点の管内圧力 P_i と加速損失 P_a の合計の比をとり、液相流量 Q_w をパラメータとして示したものが、Fig-7~9である。それぞれ流動距離 $l=200\text{m}, 300\text{m}, 500\text{m}$ の各地点について示している。

流動距離が短い $l=200\text{m}$ 地点(Fig-7)について、気相流量が増加しても管内圧力 P_i と加速損失 P_a を差し引いた粘性摩擦分の圧力はほぼ一定となり、また液相流量が変化しても同様な傾向を示している。これは、まだ流動距離が短いために気相は圧縮されたまま液相を流動させていて、液相は加速されていない

ために液相の流動に乱れが生じず、また損失も生じないために一様な流れとなっているために急激な圧力低下が起きないためと考えられる。

流動距離の長い、出口付近である $l=500(m)$ 地点(Fig-9)について、液相流量 $Q_w=44(l/min)$ の場合で気相流量が $150(l/min)$ 以下では、粘性摩擦分の圧力が約 10%程度となっている。この圧力すべてが粘性摩擦損失と考えると気相が多くなるに伴い流動速度が増大するので損失が少なくなるのは説明しにくい。しかし、スラグ流は壁面との境界に気泡があるため、この境に気泡が入り込むことによって粘性摩擦が少なくなり、気相が抜けやすくなるために圧力低下が生じるものと考えられる。また、液相流量の少ない $Q_w=28(l/min)$ において 50%程度が粘性摩擦であるとは考えにくいので、粘性摩擦損失が 10%~20%程度と仮定すると、粘性摩擦損失を差し引いた圧力が 30%~40%となるのは、供給口付近において発生した液相スラグは気相である圧縮空気によって流動し、流動距離が進むと気相の膨張によって液相が加速され、このために液相の流動は乱され、スラグ内部にわずかな隙間が発生し気相がこの隙間を通過するために急激な圧力低下をまねき、気相がスラグ中を抜けたためと推測される。出口付近まで進むとさらに液相が加速されるためこの乱れが顕著に現れ、長さの短い液相スラグは気相によって崩壊しやすくなるものと考えられる。

4. まとめ

Hubbard のスラグ流モデルの適用により、スラグ流の加速損失を算出することができる。また、管内圧力と加速損失を足した割合は液相流量によって変化し、この原因は気相の膨張により液相を加速させる時に液相が乱れ、この乱れによって発生した隙間に気相が通過するものと考えられる。このことにより気液流量によるスラグ流の流況の変化を推測することができる。

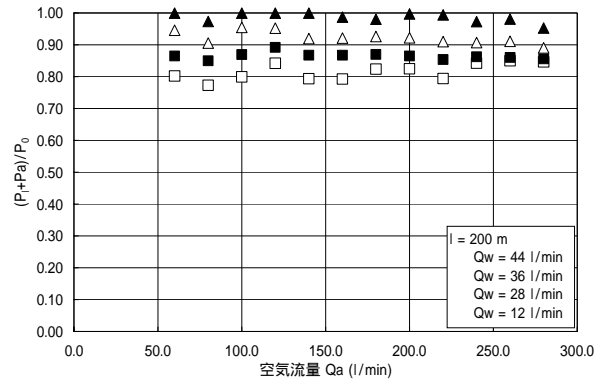


Fig-7 流動距離と圧力割合

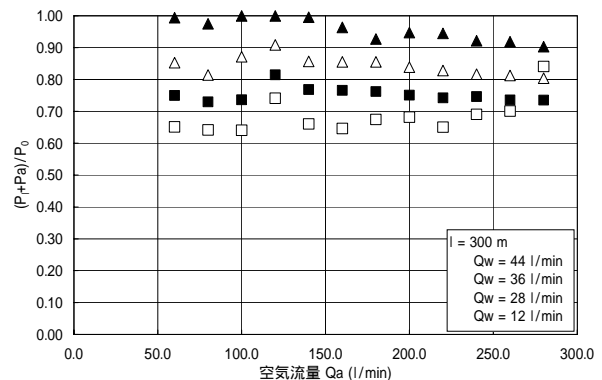


Fig-8 流動距離と圧力割合

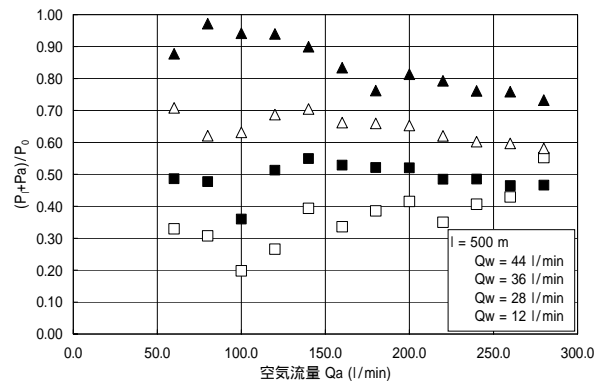


Fig-9 流動距離と圧力割合

「参考文献」

- 1) Dukler, A.E. and Hubbard, M.G., A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes, Ind. Eng. Chem., Fundum., Vol. 14, No. 4, pp337-346, 1975
- 2) 山田泰正, 濱田龍寿, 小川元, 落合実, 遠藤茂勝, 気液二相流における管内圧力低下に伴うスラグ流動について, 土木学会海洋開発論文集, Vol. 21, pp897-902, 2005