

土砂の管路輸送

野 田 佳 六

1. 序 言

固体粒子を液体と混合して管路によって輸送する方法は、現在では、トラック、ベルトコンベヤ、鉄道などによる輸送方法と並び、流通手段として用いられるようになった。

従来から微細な土粒子を液体と混合し、これを管路によって輸送する場合、スラリー輸送なる用語で呼ばれていたが、今日では微細粒子以上の大きさの粒子、すなわち沈降性粒子を管路で輸送する場合にも慣用語¹⁾としてこの用語が用いられている。

本講においても、それにならい、土砂の管路輸送をスラリー輸送と呼ぶことにする。

スラリー輸送は、港湾、河川における浚渫作業に、また鉱山における廃滓、石炭、鉄鉱石、石灰石などの長距離あるいは大量輸送に用いられている。鉱山関係のスラリー輸送の実績例を表1に示した。この場合には微細粒子以上の大きさの沈降性の粒子も輸送されているが、一般的には粒子の沈殿堆積を避けるために粒子を細かくし浮遊状態で輸送する。しかしながら、粒子濃度がある値以上になると非ニュートン流動を呈し、レオロジー的問題が生じる。一方、沈降性の粒子の輸送では、粒子の挙動が、粒子の物性値、管路の大きさ、管路の傾斜角、スラリーの流速、濃度などの影響を受ける。

2. 粒径と流動状態

粒子を垂直管路で輸送する場合の管内濃度分布（粒子分布）は、粒子の物性値すなわち粒径 d 、比重 s 、抗力係数 C_D 、また平均流速 v_m 、吐出体積濃度 C などによって異なるのみならず、上昇流、下降流と流れの方向によっても異なる。しかしながら、いずれの場合も浮遊状態で輸送される。

これに対して水平管路では、微細な粒子は流速が僅かに大きくなると容易に浮遊して流動するのに対して、粒径が大きくなるにしたがって、かなりの高流速においても粒子は浮遊せず、主として転動、摺動あるいは跳躍（saltation）によって流動する。すなわち、粒子の流動状態は粒径によって著しく異なる。それゆえスラリーの流動状態の分類は、一般に水平管路における粒子の流動状態と粒径との関係で行う。

まず、その代表例として Durand²⁾によるものを述べれば次のようである。

- (1) 均質流：粒径が $20 \sim 30 \mu\text{m}$ 以下の大きさの粒子を含むスラリーは、非沈降性であり、僅かな流速で均質流となる。
- (2) 擬均質流：粒径が $25 \mu\text{m}$ 以上 $50 \mu\text{m}$ までの大きさの粒子を含むスラリーは、沈降性の性状を示

表 1 鉱山関係スラリー輸送実績例

輸送対象物	場 所		距 離 (km)	管 径 (inch)	輸 送 量 (10 ⁶ t/年)	稼動開始
	地 名	国 名				
石 炭	Nowo Wolynsk	U. S. S. R.	61	12	1.80	1950
	Lorraine	France	9	15	1.50	1952
	Ohio	U. S. A.	174	10	1.25	1957
	Black Mesa	U. S. A.	440	18	4.80	1970
石 灰 石		Trinidad	10	8	0.6	1959
	Rugby	England	91	10	1.7	1964
	Calaveras, Cali.	U. S. A.	27	7	1.5	1971
		U. S. A.	14	5	0.35	
銅 精 鉱	Bougainville	New Guinea	27	6	1.0	1972
	West Irian	Indonesia	112	4	0.3	1972
	Pinto Valley, Arizona	U. S. A.	18	4	0.4	1974
		Turkey	61	5	1.0	
鉄 精 鉱	Savage River, Tasmania	Australia	85	9	2.5	1967
	Pena Colorado	Mexico	48	8	1.8	1974
磁 鉄 鉱	Waipipi	New (land)	6	8	1.0	1971
		Zealand (off shore)	3	12	1.0	
磷 鉱 石	Tampa, Florida	U. S. A.	2 ~ 3	16	6.0 (採掘量)	
金 選 鉱 鉱 滓		South Africa	35	6 and 9	1.05	
銅 選 鉱 鉱 滓	秋 田	日 本	68	12	0.6	1969
ニッケル 鉱 滓	Western Mining	U. S. A.	7	4	0.1	1970
ギルソナイト	Utah	U. S. A.	115	6	0.38	1957
カ オ リ ン	Georgia	U. S. A.	26	8	0.6	
廃 棄 物 (ウェイト)	Ohio	U. S. A.	21	12		

すが、高流速では擬均質流となる。流れの状態は前者 (1) と次の (3) との遷移的なものとなる。

(3) 非均質流：

- 懸濁状態で輸送される非均質流：粒径が 50 μm 以上 0.2 mm までの粒子を含むスラリーは、低流速では粒子は管底に堆積するが、高流速では懸濁状態となる。
- 遷移的状态で輸送される非均質流：粒径が 0.2 mm 以上 2 mm までの粒子を含むスラリーは、前者 a) と次の c) との遷移的な流動状態を示す。
- 跳躍、摺動によって輸送される非均質流：粒径が 2 mm 以上の粒子を含むスラリーは、粒子の沈降速度が大きいため高流速においても跳躍距離の短い流れであり、粒子は管底上を移動し、管上部は主として液体のみが流れる、いわゆる分離二相流を示す。

また、池森³⁾によって、スラリーの流動状態を粒径と対比して次の 4 種類に分類されているが、その内容から微粒子混相流、細粒子混相流、中粒子混相流および粗粒子混相流と呼ぶことにし、それらの特

微を次のようである。

- (1) 微粒子混相流：粒径が50 μm 以下の微粒子は，流水中に一様に分布するので，比重量 γ_m なる流体として取り扱える。
- (2) 細粒子混相流：粒径が60 μm 以上0.25 mmまでの粒子は，管内の流体が乱流になると，粒子は活発に移動するが，低流速でかつ濃度が大きくなると粒子は管底に堆積する。この堆積速度以上の流速では，粒子は清水の境界層の上下方向の速度差あるいは乱流によって浮遊し，懸濁状態を呈する。

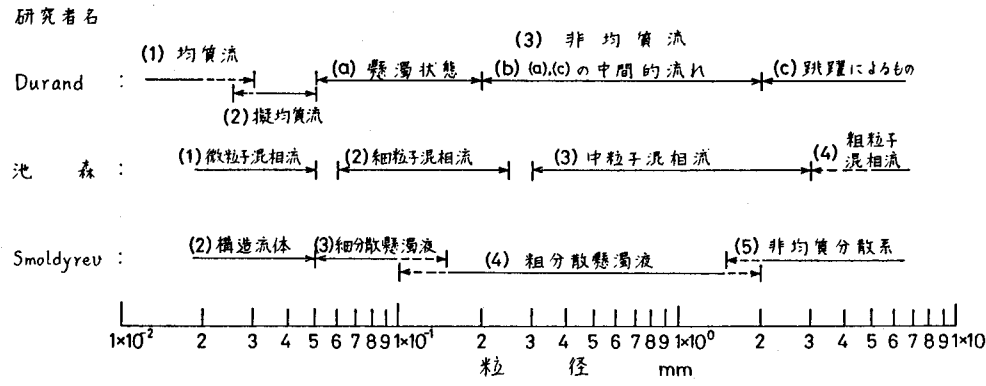


図1 スラリーの流動状態と粒径との比較

- (3) 中粒子混相流：粒径が0.3 mm以上3 mmの範囲の粒子を含むスラリーでは，慣性力に対して重力の影響が大きくなり，管底付近の粒子濃度が増大し，粒子の移動様式は跳躍によるものが主となる。管中心より下部において輸送される粒子量は，全体の約75 %に達する。
- (4) 粗粒子混相流：粒径が3～5 mm以上の粒子を含むスラリーでは，粒子の慣性力に対する重力の影響は，上記の(3)の場合よりも一層大きく，管底に摺動層を形成し，粒子と管壁との摩擦力は大きい。流速の増大によって摺動層上部の粒子は跳躍によって移動するが，その距離は短い。

水平管路におけるスラリーの流動状

表2 河川工学分野での粒径の分類基準

日本で使用されている名称		粒径範囲 (mm)
巨 礫	巨 礫	4096 ～ 2048
		2048 ～ 1024
		1024 ～ 512
		512 ～ 256
玉 石	大 礫	256 ～ 128
		128 ～ 64
砂 利	中 礫 (pebbles)	64 ～ 32
		32 ～ 16
		16 ～ 8
		8 ～ 4
	細 礫	4 ～ 2
砂	極 粗 砂	2 ～ 1
	粗 砂	1 ～ 0.5
	中 砂	0.5 ～ 0.25
	細 砂	0.25 ～ 0.125
	微 細 砂	0.125 ～ 0.062
シルト	粗粒シルト	0.062 ～ 0.031
	中粒シルト	0.031 ～ 0.016
	細粒シルト	0.016 ～ 0.008
	微細粒シルト	0.008 ～ 0.004
粘 土	粗粒粘土	0.004 ～ 0.002
	中粒粘土	0.002 ～ 0.001
	細粒粘土	0.001 ～ 0.0005
	微細粒粘土	0.0005 ～ 0.00024

態を粒径との関係で示したものには、これ以外に Smoldyrev⁴⁾ によるものがある。上述した Durand および池森による流動状態を、粒径によって比較し、またこれに Smoldyrev のものも合わせ図 1 に示した。これによると、これら三者の流動状態は、ほぼ同じ粒径の範囲で区分されている。ここで比較のために河川工学の分野で用いられている粒径の分類を表 2⁵⁾ に示した。これによると表 2 における砂利、シルトは、粗粒子混相流、微粒子混相流を呈するスラリーに含まれる粒子に、また砂は細粒子、中粒子混相流を示すスラリーに含まれる粒子に相当している。

3. 流速と流動状態

スラリーの流動状態は、前述したように粒径によって異なるが、また同一の粒径でも流速によって流動状態は変化する。その変化の過程を図 2 に示したが、これによって説明する。

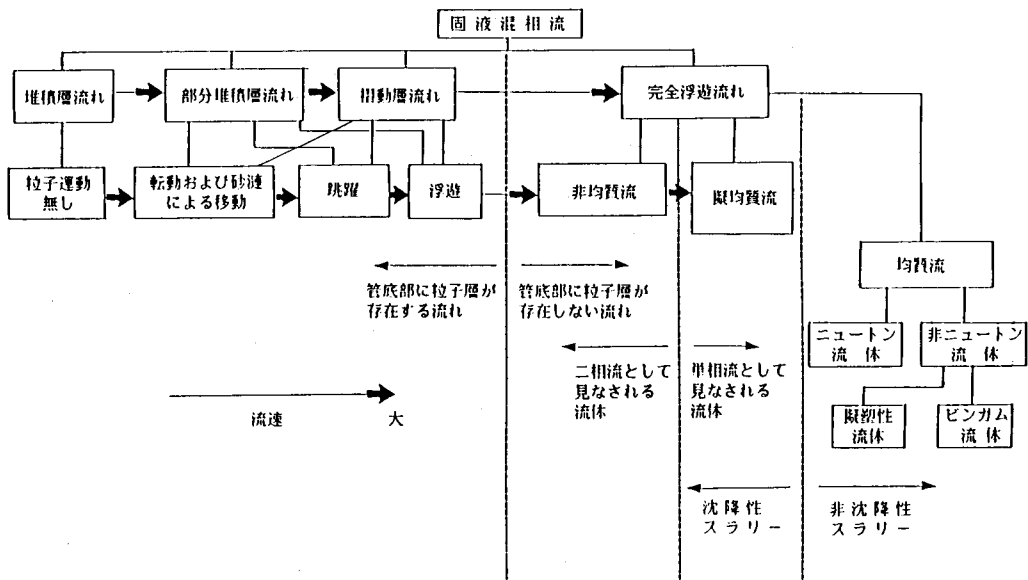


図 2 スラリーの流動状態の変化の過程

スラリーは、非沈降性スラリーと沈降性スラリーとに大きく分けられることは前に述べたが、Durand による分類によれば、(1) 均質流に分類されるスラリーが前者に含まれ、粒径がそれ以上大きい場合が後者に分類される。なお、非沈降性スラリーが、ニュートン流動を示す場合と非ニュートン流動を示す場合があるが、これはスラリーの濃度による。

次に、スラリーの分類のもう 1 つの方法としては、そのスラリーが単相流、すなわち固液が、あたかも 1 つの流体であるかのように取り扱えるか、あるいは固液は明らかに別々に流動し、二相流として取り扱うかという分類の方法である。

スラリーの分類において、Durand による擬均質流を呈するスラリーが、分類の遷移的な位置にある。ここにおいては、流速によって著しく流れの状態が変化する沈降性スラリーの流れについて取り上げる

ことにし、図 2 によって説明する。

水平管内に沈降性粒子が堆積している場合に、流速を徐々に増加させると、静止している層の上部にある安定の良くない粒子は小刻みに動きはじめるが、安定の良い状態、位置で停止する。この状態を臨界状態という。これは、部分堆積層流れの初期の段階であり、さらに流速を大きくすると他の粒子も流体による抗力によって転動し、やがて上流側が緩傾斜、下流側が急傾斜の三角波の砂漣状態を呈しながら粒子は移動する。その際の移動する粒子層は流速の増大とともに多くなり、しだいに砂漣は平坦となり、粒子は転動および跳躍によって移動するものが増加する。その結果、下部に堆積していた堆積層は薄くなり、遂には全粒子が移動する。すなわち、図 2 での摺動層流れである。さて、この状態になる過程は粒径によって異なるので、それについて以下に述べる。

池森の分類による細粒子では、沈降速度が小さいために乱流状態になると粒子は容易に浮遊し、堆積層の上部では上下方向に濃度差が小さい懸濁状態で流動する。中粒子では、粒子は懸濁状態になることはなく、主に跳躍によって移動するが、跳躍時間は短く、かつその高さも低い、すなわち移動層の上下方向の濃度差が大きい。また粗粒子では、転動あるいは跳躍によって移動するが、運動の領域は管底付近である。以上のように摺動層流れを呈する過程は粒子の大きさによって異なるが、この部分堆積層流れから摺動層流れへの遷移する流速を一般に堆積速度という。この速度については 5 節で述べる。

さて、摺動層流れとは管底部にも堆積層が全く存在しない流れであるが、いずれの大きさの粒子の場合においても管底部の粒子は管壁と摺動状態にあり、この状態は、かなり広い流速の範囲で見られる。そして沈降性粒子のスラリー輸送は、この摺動状態で行われる。

4. 管内速度分布および濃度分布

4.1 管内速度分布

水平管路に堆積している粒子には、重力と浮力が作用しているが、流体の流動によって推力(掃流力) T が粒子に作用すると、これとは反対方向に摩擦力 F が生じる。その際、 $T < F$ では粒子は移動しないが、 $T \geq F$ の状態になると粒子は移動する。さて、堆積層流れから流速を上げると最も大きい推力が作用する堆積層表面の粒子が移動し、部分堆積層流れを呈する。流速の増大とともに下部の粒子に作用する推力も増加するが、これが摩擦力以上になる

と全粒子が移動することになる。図 3⁶⁾ には、この状態での流体、粒子、混合体のそれぞれの速度の測定値と、粒子と流体との相対速度を示した。本測定値は、管径 $D = 1$ インチの水平管内を粒径 $d = 1.55 \text{ mm}$ (比重 $S = 2.67$) の中粒子を、吐出体積濃度 $C = 10\%$ で流送した際のものである。中粒子であるゆえ、前述したように殆んどの

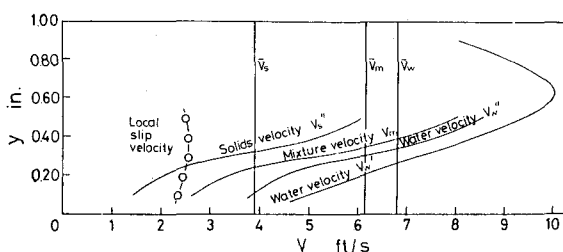


図 3 流体、粒子、混合体および相対速度の分布

粒子は管中心部より下部において流動していることが粒子のあるいは混合体の速度分布から分かるが、それらの管底部からの速度勾配は粒子の存在によって大きい。しかし粒子に推力 T を与える相対速度 slip velocity は、ほぼ一定値を示している。

4.2 濃度分布

図 3 での実験において、吐出体積濃度 C を変え、濃度分布を測定した例が図 4⁶⁾ である。中粒子のスラリーでは、濃度が増加しても管上部には粒子は分布せず、管中心部より下部において濃度が増加し、摺動状態で輸送される。

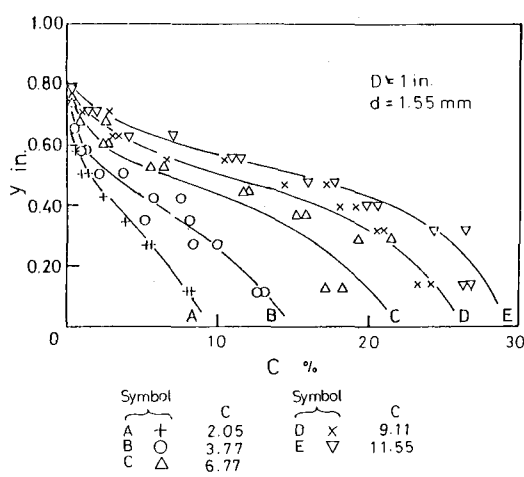


図 4 スラリーの濃度分布

5. 流動状態と遷移速度

スラリーが沈降性である場合、流動状態は流速 v 、濃度 C 、粒径 d 、比重 S 、抗力係数 C_D などの粒子の物性値、管径 D 、管路の傾斜角 θ などによっても変化するが、流送の条件として粒子、管路を与えれば、図 2 のように流動状態は、流速によって変化するものと見なされる。その際、ある流速の範囲では、流動状態は同一の特徴を有し、例えば図 2 の部分堆積層流れでは、堆積層の厚さは、流速によって変化するが、堆積層を有する摺動層流れであることは同様である。この特徴の変化する際の流速を遷移速度といい、また圧力損失の傾向の変化する際の流速も遷移速度という。遷移速度には多くのものがあり、例えば、堆積速度、堆積限界速度、浮遊速度、臨界速度、跳躍速度、経済速度などがある。

これら遷移速度は、スラリーを経済的に、安全に輸送する上では全て重要なものであるが、沈降性スラリーの輸送では、粒子を浮遊の状態に輸送するためには高流速が必要とされ、消費動力が大きく経済的でない。最も経済的な流動状態は、摺動層を伴う流れであり、それゆえ、摺動層流れの範囲を明確にとらえることが必要である。特に摺動層流れの下限は、粒子が管底に堆積を開始する流速であり、管内閉塞の上からもその際の遷移速度を十分に検討しておく必要がある。

この堆積に関する遷移速度としては、堆積速度 v_d 、堆積限界速度 v_l および臨界速度 v_c がある。図 2 において、摺動層流れと部分堆積層流れとの境界として示す流速であるが、ここでこれらの用語について説明を行う。

摺動層流れの状態において、徐々に流速 v を減少させるとき、管底の粒子が一時的に停止し、また摺動を行うなど、停止と摺動状態を繰り返す状態が見られる。このときの平均流速 v_m が堆積速度 v_d である。さらに流速を低下させると管底部に明確な静止した層が形成される。このときの平均流速が堆積限界速度 v_l である。一方臨界速度 v_c とは、吐出体積濃度 C が一定である場合に圧力損失が最小値を示す平均流速であるが、Durand によれば、流速を大きくし、堆積層が消滅する際に圧力損失が最小値にな

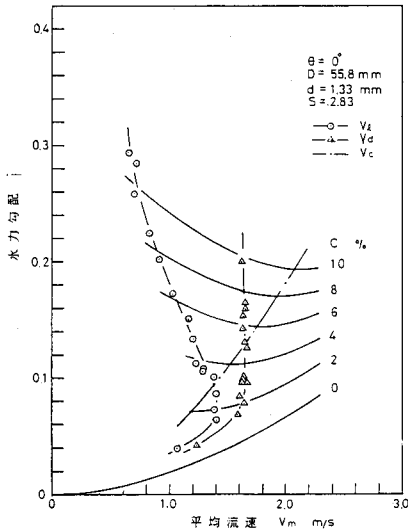


図5 水平管路における堆積速度，堆積限界速度および臨界速度の関係

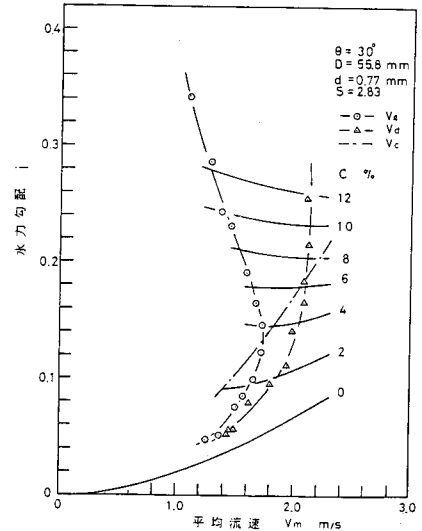


図6 傾斜管路における堆積速度，堆積限界速度および臨界速度の関係

るとしている。

図5は水平管路の場合，図6は上り傾斜角度 $\theta = 30^\circ$ の場合の v_d ， v_l および v_c の測定値⁷⁾である。その結果，これらの遷移速度の値には近いものもあるが，三者の傾向は全く異なるものである。

次に，沈降性スラリーの摺動層流れの上限となる浮遊速度 v_{su} は，流速の増大によって摺動層の厚さがしだいに減少し，ついには消滅して摺動層を伴わないが，管の上下方向に濃度差のある非均質流となる際の平均流速である。図2で示せば管底部に粒子層が存在する流れと存在しない流れとの境界の速度である。

ここにこれらの遷移速度の式と測定値の例を示すことにする。

i) 堆積速度 v_d ： v_d に関する式としては，Durand²⁾が管径 $D = 40 \sim 700$ mmの水平管路で砂，石炭を流速して求めた次式がある。

$$v_d = F_d \sqrt{2gD(S-1)} \quad (1)$$

F_d の値は，図7で与えている。またZandi⁸⁾は，他の研究者の実験値を整理し，(2)式を得ているが，実験値は $D = 25 \sim 600$ mmの水平管路で粒径 $d = 0.07 \sim 12.5$ mm，比重 $S = 1.16 \sim 4.25$ の粒子を流送して得たものである。

$$v_d = \sqrt{\frac{40 C_g D (S-1)}{\sqrt{C_D}}} \quad (2)$$

ii) 堆積限界速度 v_l ：はじめに v_l についての測定値の例を図8⁷⁾に示した。 v_l の特徴としては， v_l

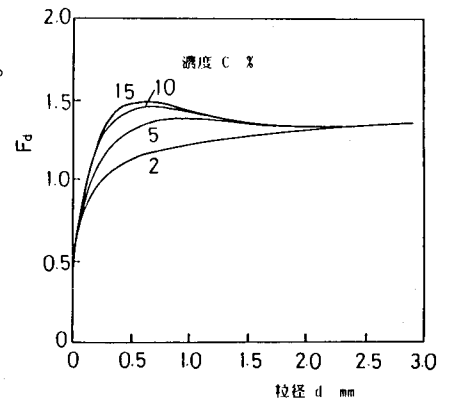


図7 係数 F_d と粒径および濃度との関係

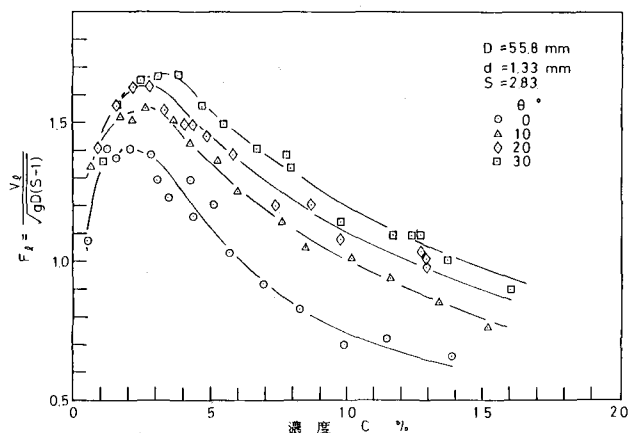


図8 堆積限界速度に及ぼす濃度および傾斜角の影響

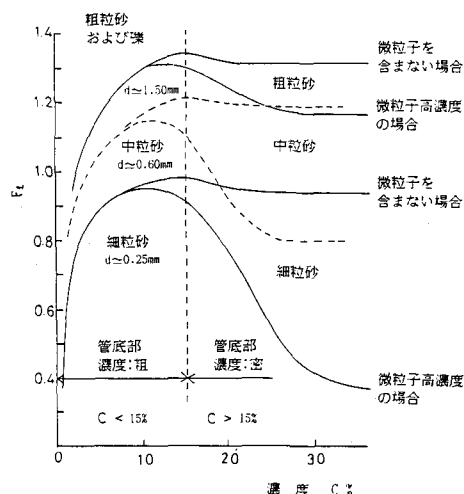


図9 堆積限界速度に及ぼす微粒子の影響

は濃度とともに急激に増大するが、ある濃度以上では、逆に急激に減少することである。このことはまた図5、図6でも分かる。図8は、その外に v_L に及ぼす傾斜角 θ の影響を示しており、 θ の増大によって v_L も増加するが、その増加率は減少する。さて、濃度 C が $C \approx 15\%$ 以上では、スラリーに含まれる微粒子が v_L に影響を与え、図9⁹⁾が求められている。 v_L は、(1)式に図9の F_L の値を用いることによって求める。ただし微粒子の濃度は明らかでない。

iii) 浮遊速度 v_{su} : Newittら¹⁰⁾は、図2において摺動層流れの場合と、完全浮遊流れでの圧力損失の式をそれぞれ求め、それらの式による値が一致する際の流速をもって v_{su} とし、次式を得ている。

$$v_{su} = 17 v_t \quad (3)$$

ここに、 v_t は単粒子の水中での自由沈降速度である。また鮎川¹¹⁾によって次式が与えられている。

$$v_{su} = 2.9 \sqrt{gD(S-1)} \quad (4)$$

iv) 臨界速度 v_c : 圧力損失(水力勾配)が最小値となる流速であり、スラリーパイプラインの設計の基準となる流速である。実際のパイプラインでの実用流速は、経済性および安全性を考慮して決定される。臨界速度は、圧力損失の式を微分して求めるのが一般的であり、その1つとしてDurandの式について示す。

$$v_c = 3.43 C^{\frac{1}{4}} \left\{ \frac{gD(S-1)}{\sqrt{C_D}} \right\}^{\frac{1}{2}} \quad (5)$$

なお、(5)式での係数の値は、Durandの圧力損失式の係数 K が $K = 81$ の場合である。

Smoldyrev⁴⁾は、粒径によってそれぞれ次の式を与えている。

$d \approx 0.2 \sim 2$ mm の場合

$$v_c = (8 \sim 10) \sqrt{C_D} \sqrt[3]{\frac{C(S-1)v_t'}{\sqrt{d}}} \quad (6)$$

ここに,

$$v_t' = (1 - C)^{0.25} \left\{ 1 - \left(\frac{d}{D} \right)^2 \right\} v_t$$

$d = \text{約 } 2 \text{ mm}$ 以上の場合

$$v_c = M \sqrt{\mu_s C (S - 1) g D} \quad (7)$$

ここに M は,

$$D < 250 \text{ mm} \text{ では } M = 7 \sim 8$$

$$D = 250 \sim 500 \text{ mm} \text{ では } M = 8 \sim 9$$

μ_s は、粒子と管壁との間の摩擦係数である。

V) 経済速度 v_c ¹²⁾: 吐出体積濃度 C を一定とし、輸送能率を最大とする場合の速度であり、次式で示される。

$$v_{c1} = 1.59 v_c \quad (8)$$

また、粒子のみの輸送目的とし、最小の動力で輸送する場合の流速で、次式で示される。

$$v_{c2} = 1.26 v_c \quad (9)$$

6. 圧力損失 (水力勾配)

6.1 粒径による圧力損失の特性

図2において均質流として取り扱えるような微粒子を含んだスラリーの圧力損失は、高濃度で非ニュートン流動を示す場合を除き、スラリーの比重量を考慮して求められる。しかし沈降性スラリーでは、粒子の物性値、流速、濃度あるいは管路の状態によって粒子の分散状態が異なり、圧力損失もそれに依りて変化する。その概要を述べれば次のようである。

(1) **細粒子混相流**: 圧力損失はスラリーの比重量または濃度に比例するが、流速に対しての圧力損失は、流速が大きくなるにつれて圧力損失の増加率が大きくなり、液体のみの流れの圧力損失に対してその差が拡大する。

(2) **中粒子混相流**: 重力の影響のために粒子は管中心部より下部において流動し、管底上を撓動するために圧力損失は大きい。粒子の堆積状態から流速を増大するとき圧力損失はしだいに減少し、ある流速で最小値を示す。その例を図10³⁾に示した。この流速は5節で述べた臨界速度 v_c であるが、さらに流速が増加すると圧力損失は増大するが、しかし液体のみの流れの圧力損失に対する増加分はしだいに減少する。中粒子混相流の特徴として、また図10に見られるように、同一の濃度においては粒径が大きくなると圧力損失も増大することである。

(3) **粗粒子混相流**: 粒径が $1.5 \sim 5 \text{ mm}$ 以上になると圧力損失に及ぼす粒径の影響は少ない。これが中

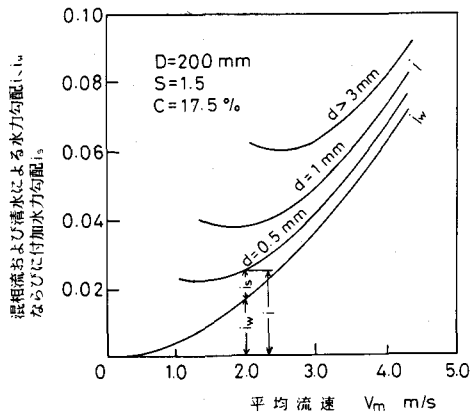


図 10 沈降性スラリーの流動特性

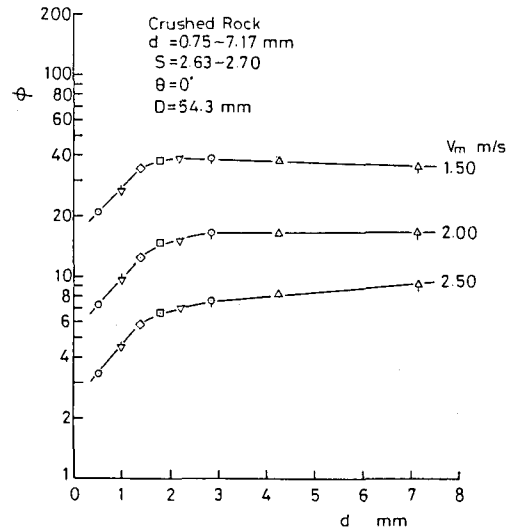


図 11 中粒子混相流と粗粒子混相流の区分

粒子と粗粒子とが区分される特徴である。これに関して測定した例を図 11¹³⁾に示した。測定した圧力損失を次の圧力損失係数 ϕ によって整理し、粒径と対比したものである。

$$\phi = \frac{i - i_w}{i_w C} \quad (10)$$

ここに、 i , i_w : スラリーおよび水による水力勾配

図 11 によると、各流速において圧力損失（付加圧力損失）は $d = \text{約 } 1.7 \text{ mm}$ 以下では粒径の増大とともに増加するが、それ以上の粒径ではその増減が極めて小さい。これらの傾向は中粒子、粗粒子混相流の特徴を示すものである。

6.2 圧力損失の測定値と算定式

一般に沈降性スラリーの場合の圧力損失 ΔP の取り扱い、図 10 に示したように液体（水）のみを管路輸送することによって生じる圧力損失 ΔP_w と、これに粒子が加わって増加した付加圧力損失 ΔP_s との和として考え、次のように与える。

$$\Delta P = \Delta P_w + \Delta P_s \quad (11)$$

また (11) 式における各項を水力勾配を用いて示せば次のようになる。

$$\left. \begin{aligned} \Delta P &= i \cdot L \cdot \gamma_w \\ \Delta P_w &= i_w \cdot L \cdot \gamma_w \\ \Delta P_s &= i_s \cdot L \cdot \gamma_w \end{aligned} \right\} \quad (12)$$

Durand により、(11) 式、(12) 式の関係を用い、圧力損失を (10) 式で示した圧力損失係数（無次元

表 3 Durand 系の圧力損失の式

No.	Researcher	Equation
1	Durand ²⁾	$\phi = 81 \gamma^{-1.5}$
2	Condolios-Chapus ¹⁴⁾	$\phi = 85 \gamma^{-1.5}$
3	Bonnington ¹⁵⁾	$\phi = 71 \gamma^{-1.5}$
4	Ellis ¹⁶⁾	$\phi = 385 \gamma^{-1.5}$
5	Zandi-Govatos ⁸⁾	$\phi = 6.3 \gamma^{-2.354} \quad (\gamma > 10)$ $\phi = 280 \gamma^{1.93} \quad (\gamma < 10)$
6	Jufin-Lopatin ¹⁷⁾	$\phi = 2000 F_{rm}^{-2} \sqrt{\frac{d_s d_{90}}{D d_{90}}}$
7	Jufin-Lopatin ¹⁷⁾	$i = i_w \left\{ 1 + 2 \left(\frac{V_s}{V_m} \right)^2 \right\}$
8	Hayden-Stelson ¹⁸⁾	$\phi = 121 \gamma^{1.3}$
9	Charles ¹⁹⁾	$\phi = 120 \gamma^{1.5} + (S-1)$
10	Newitt ¹⁰⁾	$\phi = 66 F_{rm}^{-2} (S-1)$
11	Worster ²⁰⁾	$\phi = 120 F_{rm}^{-2} (S-1)^{1.5}$
12	Smoldyrev ⁴⁾	$i = i_w + K(S-1)C_v \left(\frac{V_{ss}}{V_m} \right) \sqrt{\frac{D}{d_s}}$
13	Krivenko ²¹⁾	$i = \frac{i_w}{1-C_v} + \frac{(S-1)C_v}{1-C_v} \left\{ f_1 \sqrt{\frac{2d_s}{D}} + f_2 \log \left(\frac{C_v}{\sqrt{F_{rm}}} \right) \right\}$

付加圧力損失) ϕ を用いて整理することが提示されたが、以後多くの研究者によってこの整理方法が用いられている。

表 3 には、主としてこの Durand 系の圧力損失の式を示した^{2) 4) 8) 10) 14) ~ 21)}。本来 Durand 系の式は、二相流として取り扱える流動状態をもつスラリーに適用されるものであり、この中で Ellis, Jufin-Lopation によるものを除き粗粒子かそれに近い大きさの粒子を用いて得られた式である。ここにおいて表 4 に示した粒子を用いて測定した実験値とこれらの式による値との比較を図 12 ないし図 14 に示した。図中にある番号は表 3 の式の No. であり、また線はそれぞれの式による計算値である。なお No. 7,

表 4 実験に用いた粒子の物性値

Material	Particle Diameter d (m)	Specific Gravity S (-)	Settling * Velocity V _t (m/s)	Particle * Reynolds Number Re _s (-)	Drag * Coefficient C _D (-)
P.C.V. Pellet	3.80×10 ⁻³	1.33	0.13	411	0.97
Glass Bead	2.24×10 ⁻³	2.49	0.28	506	0.56
	4.10×10 ⁻³		0.42	1710	0.46

* 水中での自由沈降時における

No. 12 および No. 13 の式は、 ϕ に変形して表示している。これらの結果によれば、ガラスビーズでは一般に実験値よりも計算値が大きく、またビニールペレットでは、それと反対の傾向がある。これらの比較の中で実験値に近い値を与える式としては、ガラスビーズでは Bonnington, Newitt, Durand, Worster の式であり、ビニールペレットでは Newitt, Smoldyrev, Hayden-Stelson, Ellis の式であ

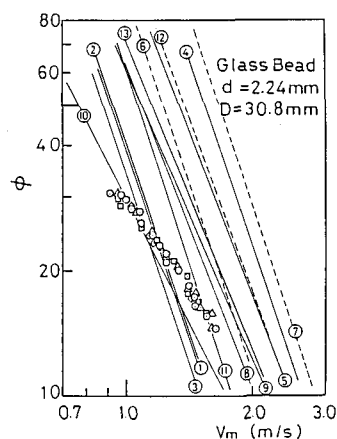


図 12 圧力損失係数の実験値と計算値との比較

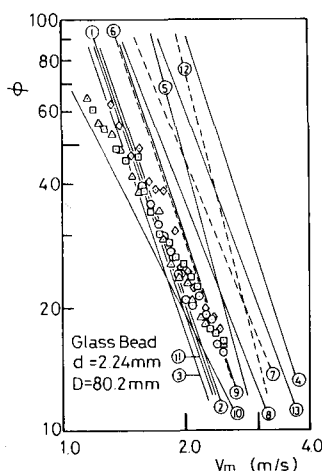


図 13 圧力損失係数の実験値と計算値との比較

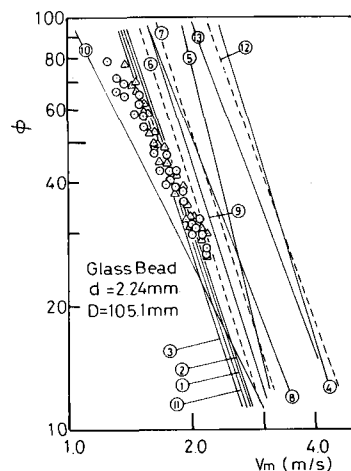


図 14 圧力損失係数の実験値と計算値との比較

る。ただし ϕ と v_m との関係を示す勾配については、Newitt の式が実験値に近い。それゆえここで、Newitt の式を次式のように置き、測定値を整理することにする。

$$\phi = K \frac{(S-1)gD}{v_m^2} \quad (13)$$

その際、他の研究者による実験値についても検討することにし、沈降性粒子、その中でも主に粗粒子による実験値を整理した。他の研究者の資料の要目を表 5 に示した。

表 5 実験条件

Sym.	D(mm)	d (mm)	S	Material	Researcher
○	20.3	0.857	2.49	Glass Bead	Maruyama
◊	52.0				
◊	25.4	1.59 ~ 4.76	7.5	Steel Shot	Babcock
		0.59 ~ 1.19	4.15	Garnet	
		0.85 ~ 1.27	2.65	Quartz Sand	
□	25.4	0.1 ~ 0.76 1.98 ~ 3.81 1.32 ~ 5.97	2.64	Sand	Newitt
			2.60	Gravel	
			1.40	Coal	
△	78.7	3.70	2.59	Gravel	Televentajas
■		4.23	2.58		
□	100.3	7.0	2.70	Gravel	Yagi
■	155.2	8.75			
△	101.6	2.30	1.40	Coal	Takeishi
▲	150	2.04	2.65	Sand	Condolios
▽	200	14	2.80	Granite	Boothroyde
○	30.8	2.24 4.10	2.49	Glass Bead	Author
◊	39.7				
◊	49.6				
◊	80.2	3.80	1.33	PCV Pellet	
○	105.1				

(13) 式において、 $\phi/(S-1)$ と $F_{rm} (= v_m/\sqrt{gD})$ との関係を管径ごとに実験値を整理し、その 1 例を図 15 に示した。その結果、これらの実験値は Newitt の式の形で整理でき、係数 K を管径 D に対して示すと図 16 のようになる。これによると、管径の拡大によって係数 K は増加するが、管径が 100 mm 以上では、 $K = \text{約 } 85$ 前後の大きさの一定値になる傾向にある。ここで図 16 の K の値を式によって示すと次式となる。

$$K = 85 (1 - e^{-45.4D}) \quad (14)$$

ここに、 D :管径(m)である。

前述したように、粗粒子スラリーの流動を二相流とし、圧力損失を検討してみる。

圧力損失(あるいは水力勾配) ΔP を図10のように水の流れによる圧力損失 ΔP_w と粒子を輸送することによって増加した付加圧力損失 ΔP_s との和として考える。沈降性粒子の管内流れでは、吐出体積濃度 C と管内濃度 q とは異なるが、 C/q は速度比 $v_s/v_m (= \zeta)$ をも示している。ここに v_s は、粒子の平均速度である。

$$\frac{C}{q} = \frac{v_s}{v_m} = \zeta \quad (15)$$

すなわち、管内粒子速度 v_s と平均流速 v_m との間には、図3のように一般的に速度差がある。この状態において粒子に働いている力を次のように考える。(i) この速度差、すなわち粒子と流体との相対速度により粒子が流体より受ける推力、(ii) 粒子と管壁との摩擦力および(iii) 重力であるとし、これらの力の流れ方向に作用する成分を次のように考える。

なおこの場合、管長 ΔL 区間に n_s 個の粒子が流動しているものとする。

(i) 粒子が流体から受ける推力 T

$$T = n_s C_D \frac{\gamma_w}{2g} (v_m - v_s)^2 a_s \quad (16)$$

(ii) 粒子と管壁との摩擦力 F

粒子が水中で流動していることから、一般的な固体摩擦ではないことが考えられるが、ここでは固体摩擦のように見なし、摩擦係数 μ_s を用いる。

$$F = n_s \mu_s w_s \frac{\gamma_s - \gamma_w}{\gamma_s} \cos \theta \quad (17)$$

(iii) 重 力

$$G = n_s w_s \frac{\gamma_s - \gamma_w}{\gamma_s} \sin \theta \quad (18)$$

水平および上り傾斜管路における粒子の運動方程式を次式のようにおく。

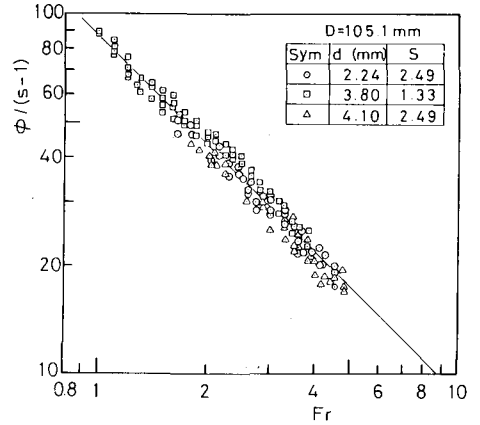


図15 $\phi/(S-1)$ とフルード数 Fr との関係

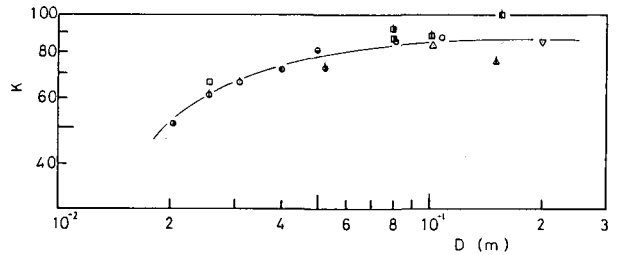


図16 (13)式における係数 K と管径 D との関係

$$\begin{aligned}
n_s \frac{w_s}{g} \cdot \frac{dv_s}{dt} &= T - F - G \\
&= n_s C_D \frac{r_w}{2g} (v_m - v_s)^2 a_s - n_s \mu_s w_s \frac{r_s - r_w}{r_s} \cos \theta \\
&\quad - n_s w_s \frac{r_s - r_w}{r_s} \sin \theta
\end{aligned} \tag{19}$$

ここで(15)式による速度比 ζ を用いて示せば、(19)式は次式となる。

$$\begin{aligned}
\frac{w_s}{g} v_m \frac{d\zeta}{dt} &= C_D \frac{r_w}{2g} v_m^2 (1 - \zeta)^2 a_s - \mu_s w_s \left(1 - \frac{1}{S}\right) \cos \theta \\
&\quad - w_s \left(1 - \frac{1}{S}\right) \sin \theta
\end{aligned} \tag{20}$$

これより、定常の状態で輸送されている状態では $d\zeta/dt = 0$ とおくことにより、速度比 ζ は次式で示される。

$$\zeta = 1 - \frac{1}{v_m} \sqrt{\frac{4(S-1)gd}{3C_D} (\mu_s \cos \theta + \sin \theta)} \tag{21}$$

またフルード数 $F_{rm} (= v_m/\sqrt{gD})$ を用いると、(21)式は次式となる。

$$\zeta = 1 - \frac{1}{F_{rm}} \sqrt{\frac{4(S-1)}{3C_D} \left(\frac{d}{D}\right) (\mu_s \cos \theta + \sin \theta)} \tag{22}$$

さて、管長 ΔL 区間において、粒子の流動により圧力損失 ΔP_s が生じ、圧力 P から $P - \Delta P_s$ に変化する場合、力の釣り合いの関係は次式のように与えられる。

$$PA = (P - \Delta P_s) A + n_s \cdot f_s \tag{23}$$

ここに、 f_s および n_s はそれぞれ(24)および(25)式で示される。

$$f_s = C_D \frac{r_w v_m^2}{2g} (1 - \zeta)^2 a_s \tag{24}$$

$$n_s = \frac{S(r - r_w) A \Delta L}{w_s (S - 1)} \tag{25}$$

よって(23)式における付加圧力損失 ΔP_s に関し、次式が得られる。

$$\Delta P_s = \frac{3(r/r_w - 1) C_D (1 - \zeta)^2 \Delta L r_w v_m^2}{2(d/D)(S - 1) D 2g} \tag{26}$$

これより、 ΔP_s は次式のように整理される。

$$\Delta P_s = \frac{3}{2} C_D C \frac{(1 - \zeta)^2}{\zeta} \left(\frac{d}{D}\right)^{-1} \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{r_w v_m^2}{2g} \tag{27}$$

よって圧力損失を水力勾配 i で示せば (28) 式となる。

$$i = i_w + \frac{3}{2} C_D C \frac{(1 - \zeta)^2}{\zeta} \left(\frac{d}{D} \right)^{-1} \frac{\Delta L}{D} \frac{v_m^2}{2g} \quad (28)$$

また、圧力損失係数 ϕ の算定式は次式のようなになる。

$$\phi = \frac{3}{2} \frac{C_D}{\lambda_w} \left(\frac{d}{D} \right)^{-1} \frac{(1 - \zeta)^2}{\zeta} \quad (29)$$

さて、ここで水力勾配の式 (28) 式を水平管路の場合について、(21) 式を用いて変形すれば次式となる。

$$i = i_w + \frac{\mu_s C (S - 1)}{\zeta} \quad (30)$$

これから ϕ に置き換えると次式となる。

$$\phi = \frac{2 \mu_s (S - 1) g D}{\lambda_w \zeta v_m^2} \quad (31)$$

ここで、 $F_{rm} = v_m / \sqrt{g D}$ を用いると

$$\phi = \frac{2 \mu_s (S - 1)}{\lambda_w \zeta} F_{rm}^{-2} \quad (32)$$

あるいは

$$\phi = \frac{2 \mu_s}{\lambda_w \zeta} F_{rm}^{-2} (S - 1) \quad (33)$$

ここで例題を示すと次のようになる。

$$S = 2.49, \quad d = 2.24 \times 10^{-3} \text{ m}, \quad C_D = 0.56, \quad D = 0.08 \text{ m}$$

$$\begin{cases} v_m = 1.5 \text{ m/s} \\ \mu_s = 0.5 \end{cases}, \quad \begin{cases} v_m = 2.5 \text{ m/s} \\ \mu_s = 0.3 \end{cases}$$

$$\phi = 82 F_{rm}^{-2} (S - 1)$$

すなわち、(13) 式における K の値は、 μ_s 、 λ_w 、 ζ などによって変る値であると言える。

7. 結 言

本講においては、土砂を沈降性粒子としてとらえ、これを管路によって輸送する際の要点について述べた。管路による輸送は従来より港湾、河川における浚渫などで用いられているが、輸送経路での公害が少なく、大量輸送ができ、かつ長距離輸送が可能であるなど他の輸送方法にない利点も多い。この管路輸送が土木関係の分野で、さらに利用されることが期待される。

参 考 文 献

- 1) 日本機械学会, 管路・ダクトの流体抵抗, pp.175-180, (1979)
- 2) Durand, R. : Intern. Assoc. Hydr. Res., 5th Congr. Minneapolis., pp.89-103, (1953)
- 3) 池森亀鶴 : 日本機械学会誌, 66巻537号, pp.112-121, (1963)
- 4) Smoldyrev, A. : パイプ輸送 (永井正夫外訳), 技術書院, (1963)
- 5) 河村三郎 : 土砂水理学1, 森北出版
- 6) Newitt, D.M., Richardson, J.F. and Shook, C.A. : Instn. Chem. Engrs., Interaction between fluids and particles, pp.87-100, (1961)
- 7) Noda, K., Masuyama, T., Kawashima, T. and Hashimoto, H. : HYDROTRANSPORT 7, pp.231-244, (1980)
- 8) Zandi, I. and Govatos, G. : Proc. Amer. Soc. Civ. Engr. HY. Vol.93, pp.145-159, (1967)
- 9) Parzonka, W., Kenchington, J.M. and Charles, M.E. : Can. J. Chem. Engng. Vol.59, No.3, pp.291-296, (1981)
- 10) Newitt, D.M., Richardson, J. F., Abbott, M. and Turtle, R.B. : Trans. Instn. Chem. Engrs., Vol.33, pp.93-113, (1955)
- 11) 鮎川恭三・越智順治 : 日本機械学会論文集, 33巻254号, pp.1625-1632, (1967)
- 12) 宮江伸一 : 日本機械学会論文集, 40巻333号, pp.1321-1330, (1974)
- 13) 川島俊夫, 野田佳六 : 流体工学, Vol.13, No.3, pp.25-32, (1977)
- 14) Condolios, E. and Chapus, E.E. : Chem. Engng. July 8, pp.131-138, (1963)
- 15) Bonnington, S. : Brit. Hydrom. Res. Assoc., TN 708, (1961)
- 16) Ellis, H.S. and Round, G.F. : Can. Min. Met. Bulletin, Vol.56, pp.773-781, (1963)
- 17) Jufin, A.P. and Lopatin, N.A. : Gidrotechniceskoe stroitel' stvo, Vol.36, pp.49-52, (1966)
- 18) Hayden, J.W. and Stelson, T.E. : Advances in Solid-Liquid Flow in Pipes and its Application, pp.149-163, Pergamon Press, (1971)
- 19) Charles, M.E. : HYDROTRANSPORT 1, pp.A3-25-A3-36, (1970)
- 20) Worster, R. and Denny, D. : Proc. Inst. Mech. Engrs., Vol.169, pp.563-586, (1955)
- 21) Krivenko, J.N. : Hidromekhanika, 16, Kijev, (1970)