

管路による粒群の水力輸送に関する研究と応用

Studies and Applications of Hydraulic Piping Transportations of Solid Particles

寺 田 進*
Susumu Terada

内 容 梗 概

管路による粒群の水力輸送に関して、その計画に必要な管路中を粒群混相液が流れるときの抵抗値の算出法を理論的に導きだし、実験値と照合して十分に実用的信頼性のあることを示した。

さらに粒群混相液を送るときポンプの性能について、はじめて粒群の粒度、比重、濃度およびポンプの羽根車の形状が性能変化に及ぼす影響を具体的に明らかにした。

そして、ブレードレスポンプあるいは斜流ブレードレスポンプがこの用途のためには最も適しているものであることを、多くの事例によって示した。

1. 緒 言

風力によって粒群を管路輸送する方法は以前から各方面に広く使われてきたが、比重が空気の約800倍ある水を使うといろいろ便利なことがある。それで、この数年来この問題がわが国でも大いに論じられるようになった。

しかし、なにぶん粒群ことに粗粒群混相液を高圧下で送る実績は世界的に少なく、ために装置の計画のための基礎資料がまだほとんど整ってはいない。

本文では、管径と粒子の寸度(粒度と呼ぶことにする)との関係、濃度と粒度との関係を簡単に述べ、ついで、管路中における輸送実用速度、輸送抵抗の値の算出法を理論的に導き、実用線図として発表する。

さらに、粒群混相液輸送用ポンプとして最も広く使われているポリウルトポンプについて、粒群混相液輸送時の性能の変化の様子は、粒群の粒度、比重、濃度の大小によって影響を受けるが、ポンプの羽根車の羽根通路の形状によってさらに大きく支配されることを詳述する。そして、ブレードレスサンドポンプあるいは斜流ブレードレスポンプが高濃度粒群混相液および大寸度粒子混入液の輸送に適していることを基礎実験の結果を使って論述する。

最後に、粒群混相液を管路輸送する事業例のいくつかを示して参考に供する。

ポンプを通る液中には直接には粒群を混入せず、ポンプで作った高圧液と低圧下で充てんした給塊室中の粒群混相液とを置換して高圧の粒群混相液として輸送する hidrohoist については紙数の都合上今回は省略する。

2. 管 径 と 粒 度

粒群粒子の粒度はきわめて細かい場合と逆にきわめてあらい場合とが問題となりやすい。その中で特にあらいものが注意を要する。分類の目的によっては、粗細粒子が混っているときには、平均粒度を測って、それを基準とすることもあるが、あらい粒子の集りを送るときには、その中で特に大粒度のものに着目する必要がある。管路内で混相液が流動しているうちに、大粒度のものどうしがとかく集合しがちであるからである。

最大粒度の限界は、単体で固体が流れるときには、管内すれすれの寸度のものが送られている。外径70mmのスポンジ野球ボールは、口径80mmのブレードレスポンプおよび内径80mmの輸送管を容易に通っている。水洗便所であやまって落されたサンダルやハンドバッグ類は、内径100mmの排便管を通して貯溜槽に落ちつ

* 日立製作所亀有工場

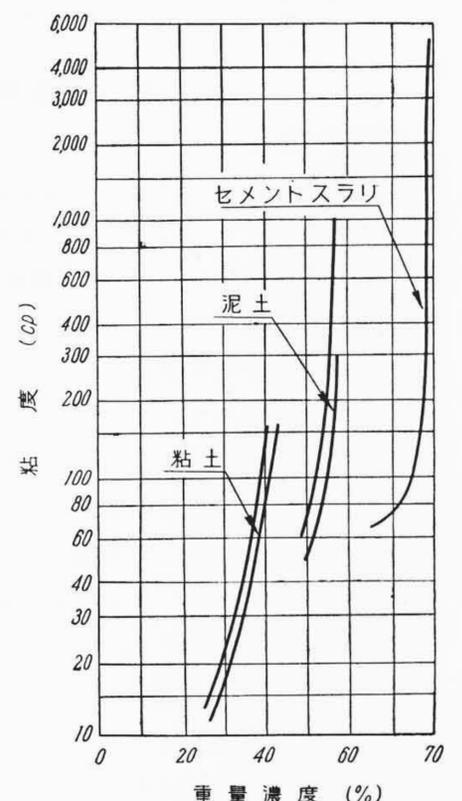
き、さらに口径100mmのブレードレスポンプによって完全に排出されている。粒群になると、最大粒度は少し小さくせねばならない。玉石のような球形のものの場合には、管内径の $\frac{1}{3}$ 粒度までのもの、碎石類のように稜角の多いものは、管内径の $\frac{1}{4}$ ~ $\frac{1}{5}$ 粒度にまで下げたものにするのが安全である。

固体粒子は水流の力によって押し流されるのであるから、管内壁付近の低速流水に押されて動いているものと、管中心付近の高速流水に押されて動いているものとの間には、速度に差を生じ、相対的には行き違いを生ずるものであることを思えば、上の制限粒度の数値の説明も簡単につくものである。ことに、曲管部などの流れに乱れの生じがちなところでは、制限粒度の励行を守らねばならない。

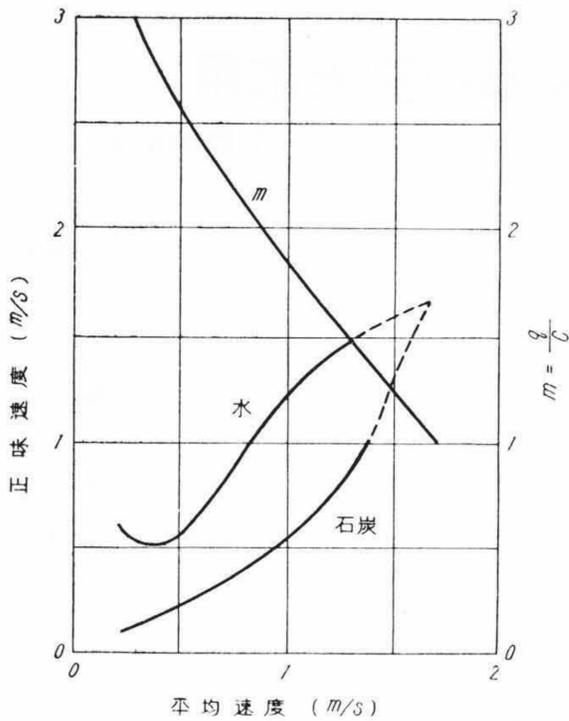
3. 濃 度 と 粘 度

管路輸送においては、沈降しようとする粒子の運動あるいは沈降している粒子の抵抗に抗して、高い流速を与えて粒子を前進させるのであるから、粒度が小さいほど輸送しやすい。しかし、粒度が小さくなればなるほど、各粒子の単位質量当りの表面積が大きくなるので、粒子表面の張力の割合が大きくなって、粒子と水との分離が困難になり、ついには粒子と粒子との相対運動も困難になり、流体としての運動が行ないがたくなる。これは当然濃度の高まるとともに烈しく生ずる現象である。一般に、これを粒群混相液の粘度によって表わし、この粘度は、粒子の粒度が極微細で濃度が高いときに高くなるから、セメントスラリーや客土用粘土水を送るとき、あるいは極微粒混相液中にあらい粒度のものを混ぜて送るときには注意しなければならない。第1図はセメントスラリー、泥土および粘土の重量濃度と粘度との実例を示している。

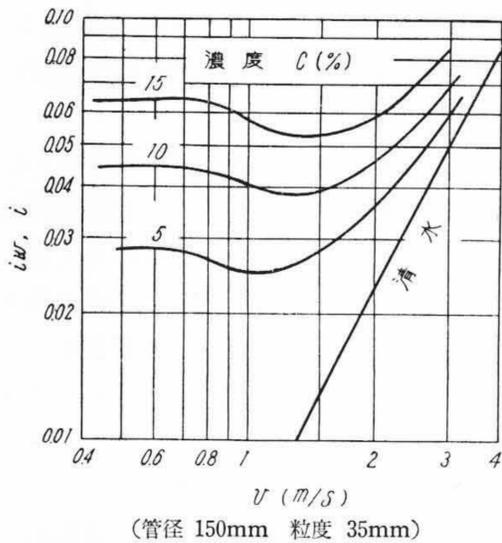
このような関係があるので、固体を粉碎して送るときには、事情が許すならば、送るべき粉碎固体の一部を-250メッシュ程度に微粉化し、これを水に混入して、粘度が20~30cp程度の比重の大きなコロイド状の母液とし、この母液の中に、管路内流通時に閉そくを起さぬ程度にあらく砕いた残りの固体を混入して、その総合の混合液(複合



第1図 極微粒群混相液の粘度



第 2 図 水平管路内での速度



第 3 図 水平管路での混相液の流動抵抗例

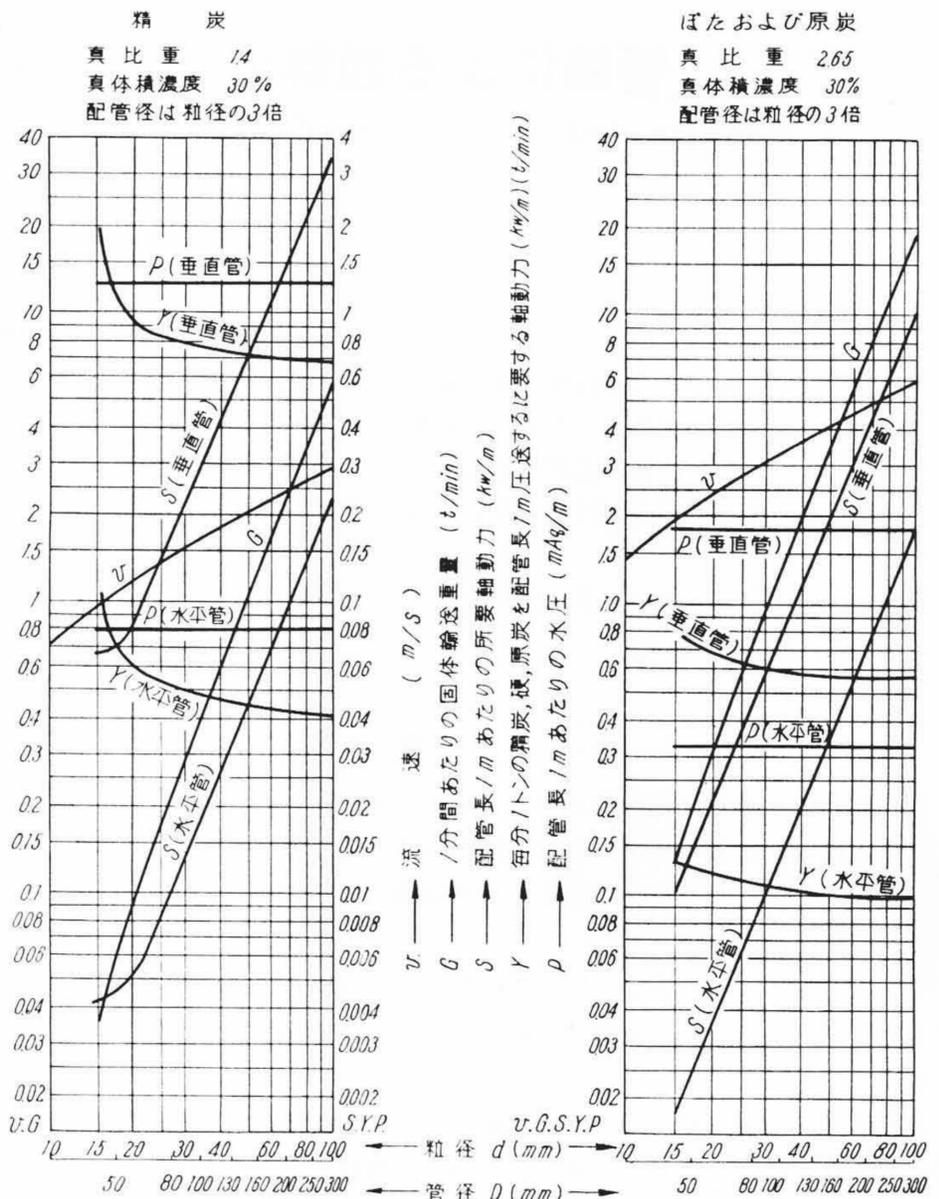
混相液と呼ぶことにする) が、経済的流動濃度の最高を保つようにして、管路内水力輸送を行なうことを筆者は提唱している(特許 No. 259577)⁽¹⁾。

粒度が細かいほうがより低い濃度において液性限界に達するが、あらい粒度においても限界濃度は当然ある。実用的には、稼動正味体積濃度の平均上限としては粒度の大小にかかわらず、30% を目標とすれば、誤りはないようである。

4. 輸送実用速度

垂直管の場合には、単粒子の自由沈降速度 v_{s0} の 70% 付近の混相液平均速度 v を与えれば、体積濃度 30% 位の粒群混相液を上方に送ることができる。しかし、平均速度を自由沈降速度の数倍以上 ($v/v_{s0} \geq 5$) にとらないと、管内濃度 q が吐出濃度 c (一般にはこの c の値を濃度と称している) よりずっと大きくなって、そのために管路内の混相液平均比重が大きくなり、かえって動力の不経済をきたすことがあるし、またひとつの輸送管系統中において垂直部と水平部(水平部では後に述べるように $v/v_{s0} \geq 5$ としないと輸送することができない) とで管径を変えると、粗粒群のときに、その収縮部で閉そくを起したりして不都合であるので、一般に全管路を同一寸法の直径管路にする。なお垂直管路において、 $v/v_{s0} \geq 5$ とすれば、 $m = q/c \approx 1$ と見なしてよい。

水平管路のときには、状況はやや複雑である。第 2 図は 38 mm の水平管路で石炭粒群を水力輸送したときの平均速度、石炭および水の正味速度の実測結果⁽²⁾である。平均速度が大きいたまには、粒群は完全浮遊しているのので、水と石炭とは同じ速度で流れ、 $q = c$ す



第 4 図 石炭およびばたの管路輸送時の標準値

なわち $m = 1$ となっている。平均速度が小さくなってくると、粒群は段々と管の下底に集まり、平均速度よりも低い速度で流れるようになる。平均速度が小さくなるにつれて、平均速度と粒群正味速度との比が大きくなってゆく。それで、 m の値がぐんぐん増し、高速の正味速度で流れる水の有効通路面積が減ってきて、ある点から後には水の正味速度はかえって大きくなる。しかし、流れる水の絶対量が少なくなりすぎて、沈降した大量の粒群を押し流す力が不足し、粒群は沈んでしまったまま停止状態に陥る。この図には、 m の変化の有様をも示してある。

その結果、第 3 図の実例 2 が示すような、水平管路での単位管長あたりの粒群混相液輸送時の抵抗 i (水柱で示す) が現われる。各濃度ごとに最低抵抗を示す凹所があり、そこでの速度を最低速度と呼ぶ。最低速度の値は、濃度が高まるにつれて高速側に移ってゆく。

最低速度よりも高い速度であれば、粒群を送ることができるが、清水中への粒群の混入に際しての濃度のむらや、ポンプの摩滅による流速低下あるいは電源の周波数の変動などいろいろの原因を考えて、最低速度の 30% 増し位を実用速度とするとよい。第 4 図中に、石炭と岩石(じゃり)との両場合のそれぞれの実用速度を示してある。この図に示されているように一定濃度のとき、実用速度は管径と固体の比重の変わるにつれて変わるものである。

5. しゅう動流動の相似法則と実用しゅう動速度係数

空気輸送のときと異なり、水力輸送のときには、水と固体との間の比重の差が少ないので、水平管路においては、固体が沈んで状態を脱してから完全浮遊状態に達するまでの過渡期状態の安定性が大きい。この過渡期状態をしゅう動流動状態と呼び、固体は管下底を

すべったり、転がったり、はねたりして移動し、粒群のときには平均速度の増すにつれて、上層の部分から順次浮遊状態に近づいてゆく。輸送の実用速度は、このしゅう動流動の範囲内に定められるのが粒度 2 mm 以上の粗粒群のときの実状である。

ジュランの研究⁽³⁾によれば、沈でん状態から脱して、しゅう動状態に移る限界速度 v_1 は

$$v_1 = F_{l1} \sqrt{2gD(\delta-1)} \dots\dots\dots (1)$$

(ただし、 F_{l1} = 沈でん限界速度係数、 D = 管直径、 δ = 固体の正味比重) で表わされ、粒度が 2 mm 以上の場合には、すべての粒度および濃度に対して、 $F_{l1} = 1.34$ の一定値をとるとのことである。

沈でん限界点だけでなく、しゅう動流動の全範囲にわたって相似法則がなりたつならば、実用速度の決定や流動抵抗の算出にも大いに便利となるので、次のように次元解析を行なってみる。

大小ふたつの水平管路において(第 5 図)、 d, D を管直径、 u, U を流体の速度、 ρ, P を流体の密度、 ρ_s, P_s を固体の密度とすると、粘性の影響がほとんどないと認められる範囲内のことに限定すれば、粒群混相液のしゅう動流動状態が相似であることは、流体の持つ慣性力と、流体中における固体の重さとの割合が等しいことになる。すべての固体粒子がしゅう動を始めると、粒子間のすき間がふえ、むやみに高い濃度ではない実用濃度の範囲内では、濃度の高低にかかわらず、各粒子ごとに流体の高速流が作用するので、相似条件は各粒子ごとに

$$\frac{d}{dx} \left(\rho \cdot \delta x \cdot \delta y \cdot \delta z \cdot \frac{u^2}{2} \right) = \frac{d}{dX} \left(P \cdot \delta x \cdot \delta y \cdot \delta z \cdot \frac{U^2}{2} \right) \\ \frac{(\rho_s - \rho) \delta x \cdot \delta y \cdot \delta z \cdot g}{(P_s - P) \delta x \cdot \delta y \cdot \delta z \cdot g} \dots\dots\dots (2)$$

として表わされる。ただし dx と dX との比は管径 d と D との比に等しいものとする。

上式の関係から v, V をそれぞれの代表速度とすれば

$$\frac{v^2}{2gd \frac{\rho_s - \rho}{\rho}} = \frac{V^2}{2gD \frac{P_s - P}{P}} \equiv F_1 \dots\dots\dots (3)$$

が得られる(注)。ここで一般的に流速を平均流速 v と置き、また管径を D で表わし、固体と流体の密度をそれぞれ δ, δ_l とすれば、一般式として

$$F_1 = \frac{v^2}{2gD} \frac{1}{\frac{\delta - \delta_l}{\delta_l}} \dots\dots\dots (4)$$

注

d, D をそれぞれの代表寸法 v, V をそれぞれの代表速度とし、

$$\frac{x}{d} = x', \quad \frac{y}{d} = y', \quad \frac{z}{d} = z', \quad \frac{u}{v} = u' \\ \frac{X}{D} = X', \quad \frac{Y}{D} = Y', \quad \frac{Z}{D} = Z', \quad \frac{U}{V} = U'$$

として表わすと、

(2)式は

$$\frac{\rho \cdot \delta x \cdot \delta y \cdot \rho z \cdot u \frac{du}{dx}}{(\rho_s - \rho) \delta x \cdot \delta y \cdot \delta z \cdot g} = \frac{P \cdot \delta X \cdot \delta Y \cdot \delta Z \cdot U \frac{dU}{dX}}{(P_s - P) \delta X \cdot \delta Y \cdot \delta Z \cdot g} \\ \frac{\rho \cdot \frac{v^2}{2}}{(p_s - \delta)gd} \frac{du'^2}{dx'} = \frac{P \frac{V^2}{2}}{(P_s - P)gD} \frac{dU'^2}{dX'}$$

となる。

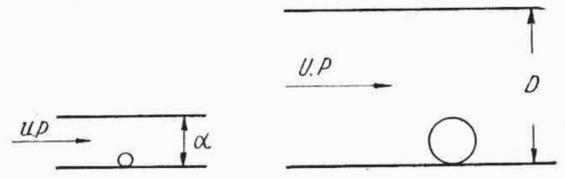
流れが相似であるから、対応する 2 点間の状態は等しく、

$$\frac{du'^2}{dx'} = \frac{dU'^2}{dX'}$$

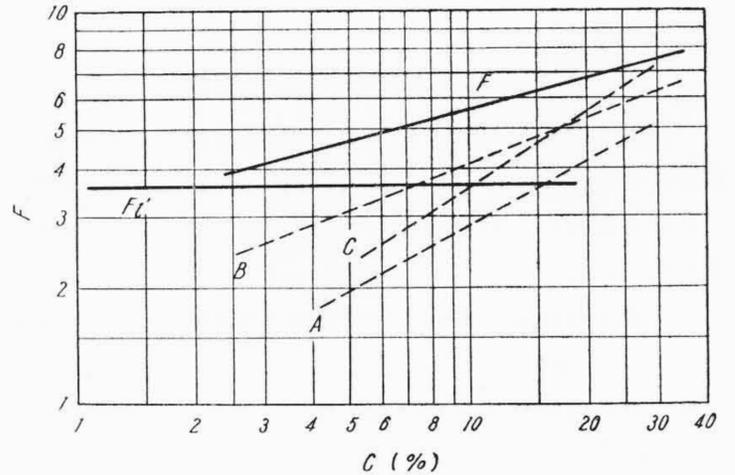
である。ゆえにふたつの流れについて

$$\frac{v^2}{2gd \frac{\rho_s - \rho}{\rho}} = \frac{V^2}{2gD \frac{P_s - P}{P}} \equiv F_1$$

となり、(3)式が得られる。



第 5 図 水平管路と粒体



第 6 図 濃度と実用しゅう動速度係数

となる。流体が水の場合、 δ = 固体の比重とすれば

$$F_1 = \frac{v^2}{2gD} \frac{1}{\delta - 1} \dots\dots\dots (5)$$

となる。

(5)式は粒群混相液のしゅう動流動状態時の相似条件を示し、 v の値が小さくなって、(1)式で示された沈でん限界速度 v_1 に等しくなると、 $F_1 = (F_l)^2$ となって、沈でん限界速度係数を与えることになり、反対に v の値が大きくなって F_1 の値がぐんと大きくなると、粒群中の固体粒子の浮遊するものの割合が多くなり、ついには全粒子が浮遊するようになる。表現を単純化するために(5)式をつぎのように書き換える。

$$F = \frac{v^2}{gD} \frac{1}{\delta - 1} \dots\dots\dots (6)$$

この右辺はフルード数と同形の無次元数に固体の比重を含む無次元数は乗じたものである。

粒群混相液の場合に、すべての固体粒子に流体の速度が作用すれば、たとえば(1)式のように、濃度の高低にかかわらず、一定値の沈でん速度係数が得られるが、事実上は、沈でんしている高い濃度の粒群の場合には平均速度がかなり高くならないと、粒群中の下層部に作用する流体の速度が重力に抗して粒群を浮上させるにたるほどの値に達しない。それで、第 3 図に示したように、最低速度の値が濃度の高まるにつれて高いほうに移ってゆく。

実例のいくつかについて、濃度と最低速度における F との関係調べてみると第 6 図中の A、B および C 線などのようにになっている。また、(1)式と(6)式とから、

$F = 2(F_l)^2 = 3.6$ となり、ジュランの沈でん限界速度に相当するものは、 F_l 直線となる。

最低速度や沈でん限界速度をそのまま実用しゅう動速度にすることはできないので、それらよりも少し大きな速度を実用しゅう動速度に選ぶ。それで、多くの実例から、実用しゅう動速度時の F として、第 6 図中の F 線を選定し(この F 線の F の値が実用しゅう動速度係数である)、濃度 20~30% のときの平均値を $F = 7$ として算出した実用しゅう動速度が、第 4 図中の v の値である。

また管路抵抗の一般式

$$h = f \frac{v^2}{2g} \frac{l}{D} \dots\dots\dots (7)$$

から、

$$\frac{1}{2} \frac{v^2}{gD} f = \frac{h}{l} = i_w \dots (8)$$

(ただし、 f =管路抵抗係数、 h =管路抵抗、 i_w =水だけを流したときの単位管長あたりの抵抗)となり、

$$\frac{1}{2} Ff = \frac{i_w}{\delta-1} \dots (9)$$

が得られる。

6. 粒群混相液の管路抵抗

(a) 垂直管路の場合 このときには、微粒群でも粗粒群でも、実用速度内では完全に浮遊して流れるので、原則的には、粒群を含まないときの抵抗に、粒群を含むために混相液の比重が増すその増加量を加えればよいことになる。しかし、実際には、速度の大小に応じて濃度の比 m が変わるので、単位管長あたりの全抵抗 i_2 は

$$i_2 = i_w + mc(\delta-1) \dots (10)$$

となり、 m の値を見込まねばならない。ただし、前に述べたように、 $v/v_{s0} \geq 5$ においては $m \approx 1$ と見なしてもさしつかえない程度である。

(b) 水平管路で微粒群(粒度約 1.5 mm 以下)の場合 このときにも、粒群は浮遊しやすいが、実用速度の範囲内ではまだ完全浮遊状態には達していないことが多く、一部しゅう動するものもある。それで、 m の値が 1 よりもかなり大きくなるために、管内混相液の比重増加の量が、吐出液の比重増加の量よりもふえ(清水柱で表わす増加抵抗値のうち、そのためのものがふえる)、かつしゅう動抵抗もわずかながら存在する。

長谷川氏の方法⁽⁴⁾に従い、 β を土質係数、 γ を混相液の吐出比重とし、 $\alpha = i/i_w$ とすれば、

$$\beta = \frac{\alpha-1}{\gamma-1} \dots (11)$$

中の β の値は、次のようになる

土 質	軟 泥	細 砂 (普通砂)
実用速度 m/s	2.5	3.5
β	2	3

(c) 水平管路で粗粒群(粒度約 2 mm 以上)の場合 実用速度の範囲内では、このときには、しゅう動流動をするので、管路抵抗はつぎのようになる。

長さ l (m)、直管 D (m) の水平管路内の混相液中のしゅう動粒群が管壁下底に及ぼす荷重 W (ton) は、 P' を 1 m^3 当りの水の質量とすれば、

$$W = \frac{\pi}{4} D^2 l q \rho' g (\rho-1) = \frac{\pi}{4} D^2 l m c \rho' g (\delta-1)$$

管路内のすべての固体粒群が完全なしゅう動状態にあるときには、この荷重 W を移動させる力は荷重に摩擦係数を乗じて求めることができる。しかし、係数 F が大きくなって粒群中の一部が浮遊しはじめると、厳密な意味のしゅう動荷重は減ってゆき、浮遊した分は母液比重がそれだけ増したことになってやはり移動に要する力はふえる。

全粒群中のしゅう動部分の濃度を q_1 、浮遊部分の濃度を q_2 とすれば、しゅう動部分を移動させるために特に必要な余分の力は、摩擦抵抗係数を μ' として、

$$P = \frac{\pi}{4} D^2 l q_1 (\delta-1) \rho' g \mu' \dots (12)$$

であり、これに相当する余分の圧力を p_1 で示せば

$$P = \frac{\pi}{4} D^2 p_1 \dots (13)$$

となる。

(12)、(13)の両式から

$$l g_1 (\delta-1) \rho' g \mu' = p_1 \dots (14)$$

が得られる。浮遊部分のための余分の圧力 p_2 は

$$l i_w q_2 (\delta-1) \rho' g = p_2 \dots (15)$$

粒群混相液のしゅう動のための清水時輸送のときに対する超過揚程の合計は

$$(i-i_w)l = \frac{p_1}{\rho' g} + \frac{p_2}{\rho' g} = l q_1 (\delta-1) \mu' + l i_w q_2 (\delta-1) \dots (16)$$

となり、

$$i-i_w = (\alpha-1) i_w = q_1 (\delta-1) \mu' + i_w q_2 (\delta-1) \dots (17)$$

となる。

$$q_1 (\delta-1) \mu' + i_w q_2 (\delta-1) = m_1 c ((\delta-1) \mu' + i_w m_2 c (\delta-1)) = (m_1 \mu' + m_2 i_w) c (\delta-1) \dots (18)$$

と置くことができるが、このうち m_1 は第 2 図にある 38 mm 管径の例においての $m \approx 2.5 \sim 1.8$ 位の値に相当し、 μ' は 0.4~0.2 位の値と考えられるので、 $m_1 \mu' \approx 1.0 \sim 0.36$ と見なすことができる。一方、第 3 図の m_2 は浮遊状態部分では当然 $m_2 \approx 1.0$ となり、かつ、 i_w は例にあるように、実用しゅう動速度付近では 0.03~0.08 位であるので、 $m_2 i_w \approx 0.03 \sim 0.08$ となって、 $m_1 \mu'$ の値に比べるとはるかに小さなものである。それで、粒群の総合管内濃度を q とし、 $m q = c$ とおいたとき(第 2 図の m はこれに相当する)

$$m_1 \mu' + m_2 i_w \approx m \mu \dots (19)$$

と仮りに置くことができ、この $m \mu$ の相乗数は係数 F の関数となって変化するものと考えられる。 μ をしゅう動抵抗係数と呼ぶことにする。

それで、(17)式は

$$(\alpha-1) i_w = m \mu c (\delta-1)$$

となり、

$$\frac{i_w}{\delta-1} \cdot \frac{\alpha-1}{c} = m \mu \dots (20)$$

が得られる。

これに(9)式をいれると、

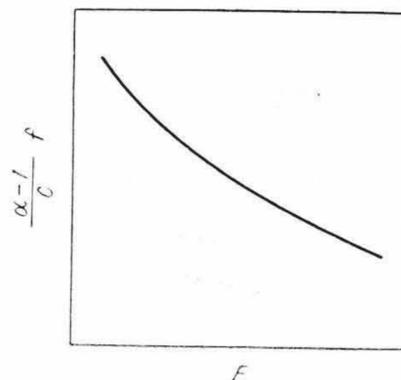
$$F \left(\frac{\alpha-1}{c} \right) f = 2 m \mu \dots (21)$$

となる。

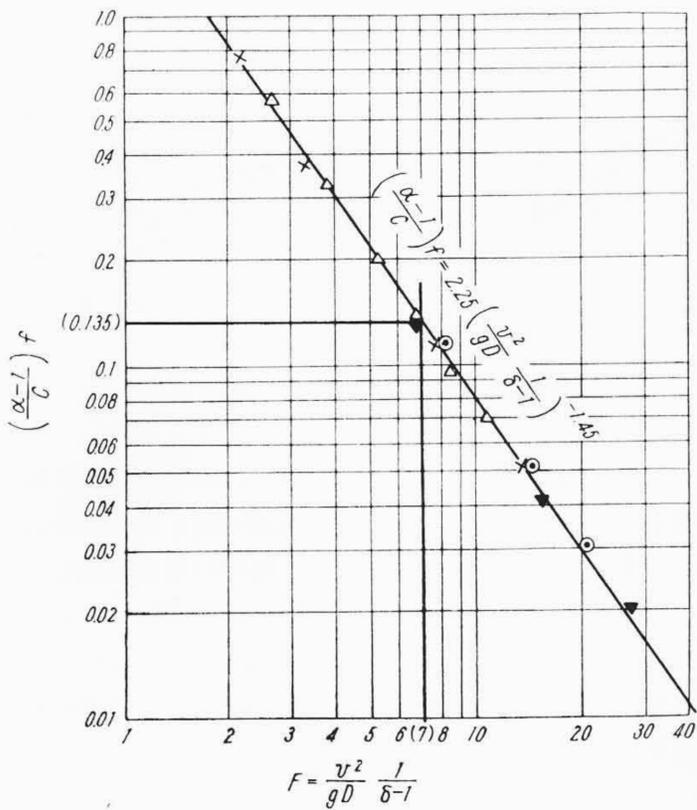
しゅう動流動の相似性が保たれるならば、各 F の値ごとに m も μ も特定値が得られ、 $2 m \mu$ も特定値となる。したがって、第 7 図に示したように、横軸に F 、たて軸に $(\alpha-1)f/c$ をとると、1本の曲線が得られる。

その曲線上の各小部分は、 F と $(\alpha-1)f/c$ との積が等しい双曲線上の一部となっている。

実際の測定値を使って、第 7 図と同じものを対数目盛の図上に



第 7 図 しゅう動速度係数と抵抗比率との関係



記号	研究者	管径 (mm)	粒度 (mm)	粒群	固体比重	濃度 (%)
×	Worster	76	12	石炭	14	5~20
○	〃	305	75~100	石炭	14	30
△	Durand	150	2	砂	2.6	25~12.5
▽	BYGI	150	6.6	石炭	14	17.5

第8図 しゅう動速度係数と抵抗比率との関係の実例と実験式

点示してみると、第8図のようにきれいに1本の直線上に並ぶ。この直線はつぎの式によって表わされる。

$$\frac{\alpha-1}{c} f = 2.25 (F)^{-1.45} \dots\dots\dots (22)$$

(d) (22)式の検討 実際にはfはいろいろ変化する。それで、抵抗係数がfのとき、混相液抵抗を*i*、清水抵抗を*i_w*とすれば、 $\alpha = i/i_w$ となり、抵抗係数がf'のとき、混相液抵抗を*i'*、清水抵抗を*i_w'*とすれば、 $\alpha' = i'/i_w'$ となる。濃度とFとが等しいならば $i - i_w = i' - i_w'$ であり、これは $(\alpha-1)i_w = (\alpha'-1)i_w'$ である。しかし、 $f \neq f'$ ゆえ $i_w \neq i_w'$ であり、 $\alpha \neq \alpha'$ である。

ところが、(8)式により

$$\frac{\alpha'-1}{c} f' = \frac{\alpha'-1}{c} i_w' \frac{2gD}{v^2} = \frac{\alpha-1}{c} i_w \frac{2gD}{v_2^2} = \frac{\alpha-1}{c} f$$

となるので、fがいろいろ変わっていても $(\alpha-1)f/c$ の値は不変となる。

つぎに、(21)、(22)の両式から

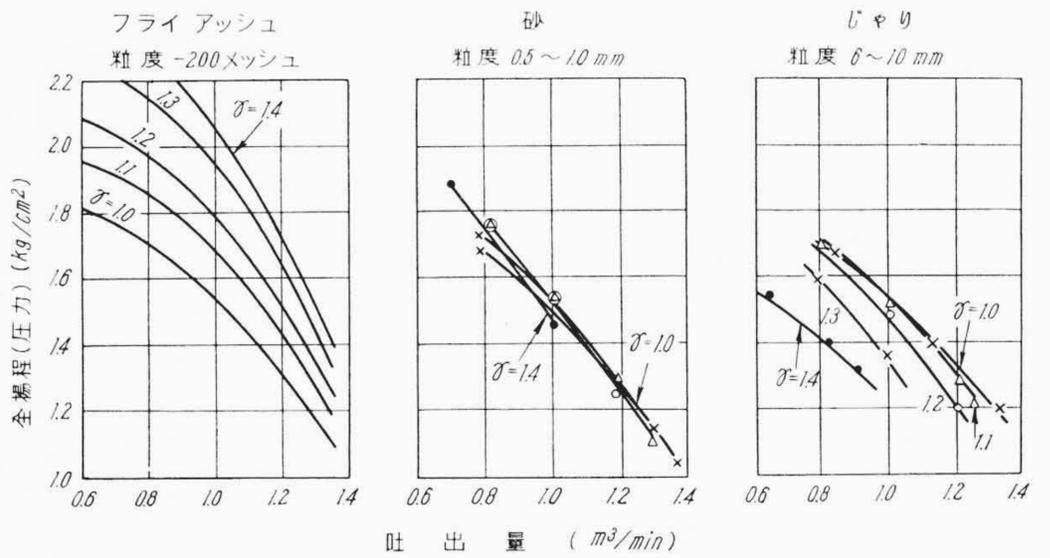
$$m\mu = 1.125 (F)^{-0.45} \dots\dots\dots (23)$$

が求められる。前に述べた管径38mmの場合の実例である第2図でみると、平均速度 $v = 1.03 \text{ m/s}$ のときに、 $F \approx 7$ となり、そのとき $m \approx 1.8$ ゆえ、それをこの式にいれると、 $\mu = 0.26$ が得られる。これは、予想された値である。

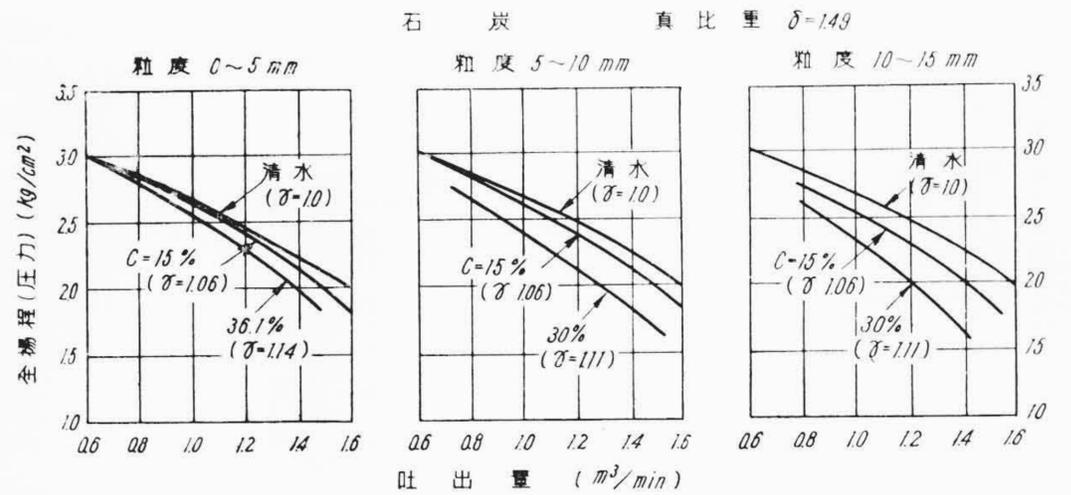
7. 粒群混相液輸送時の在来形ポンプの性能

(a) 在来形のポリュウトポンプの場合、在来形のポリュウトポンプの羽根車の羽根通路は、平面的にみると、中心部より外周側に向って扇形状に広がっている。このようなポンプで粒群混相液を送ると、第9図あるいは第10図のようになる。

第9図は、長谷川氏⁽⁵⁾が口径80mmのポンプで、フライアッ



第9図 粒群混相液輸送時の在来形ポンプの性能 (その1)

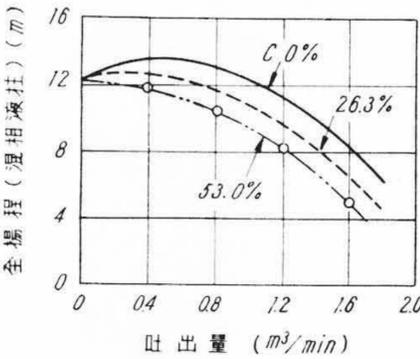
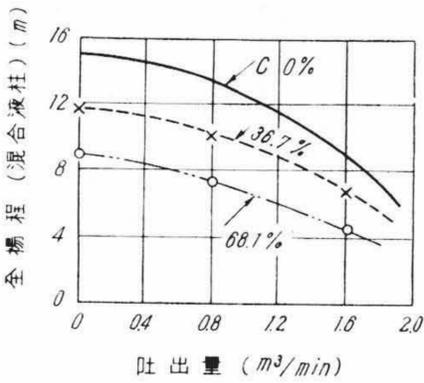
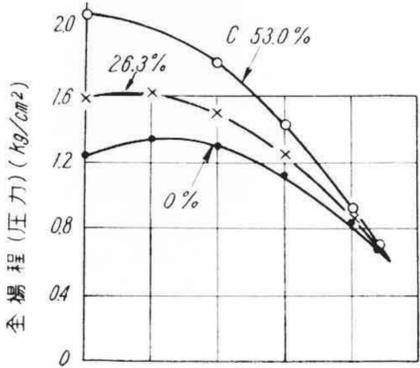
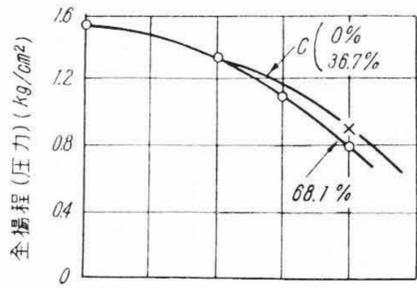
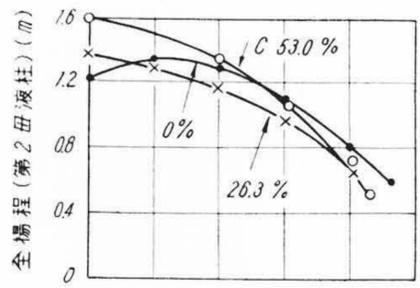


第10図 粒群混相液輸送時の在来形ポンプの性能 (その2)

シュ(粒度200メッシュ)、砂(粒度0.5~1.0mm)、じやり(粒度6~10mm)をそれぞれ送ったときのものであり、第10図は、佐々木氏⁽⁶⁾および梶原氏が口径80mmのポンプで、粒度のそれぞれ異なる(0~5mm, 5~10mmおよび10~15mm)石炭(比重1.49)粒群を含む水を送ったときのものである。いずれも横軸に吐出量を、縦軸に全揚程を圧力で示してあり、濃度の代わりに混相液の比重(γ)で表わしてある。

これらの結果からわかることは、つぎのようである。

- (i) 在来形の形状の羽根車を使うポリュウトポンプによれば、比重の大きなじやり(比重2.61)の場合にも、比重の小さな石炭の場合にも、粒度が2mmを超えると、ポンプの発生圧力は清水だけのときが最高であって、濃度が高まって、混相液の比重が大きくなっても発生圧力は逆に小さくなってゆく。
- (ii) そのとき、同じ濃度ならば、粒度の大きいほうが発生圧の低下量が多い。
- (iii) 比重が小さいときには、吐出量ごく少ないところでの発生圧の低下量が小さい。反対に、比重が大きいと吐出量ごく少ないところでの発生圧の低下量も大きい。
- (iv) 以上の現象は、水平管路での混合液のしゅう動流動の項で述べたものと同じ考え方によって合理的な説明がつく。通路が扇形に広がっているために、遠心力を受けている粒群が水と分離して、羽根の裏側に集まりやすく、一方、羽根枚数が沢山あって、その通路内での相対速度はかなり低くなるため、集合する粒群のために通路はせばまり、粒群移動のために圧力の損失も大きいなど、粗粒群混相液用としては、在来形のポリュウトポンプは不適当なものである。
- (v) 粒度が0.5~1.0mmの砂の場合には、濃度がかかなり高くなって、混相液の比重が1.4位に大きくなっても、発生圧力は水だ



粒度分布

メッシュ	重量%
-65	1.5
-65~+100	3.1
-100~+150	12.3
-150~+200	6.1
-200	77.0

第11図 複合混相液輸送時の
在来形ポンプの性能(その1)

粒度分布

メッシュ	重量%
+4	0.1
-4~+8	4.0
-8~+14	18.5
-14~+35	25.8
-35~+66	16.9
-66~+100	9.5
-100~+150	10.0
-150~+200	1.2
-200	14.0

第12図 複合混相液輸送時の
在来形ポンプの性能(その2)

けのときとほとんど変わらない。

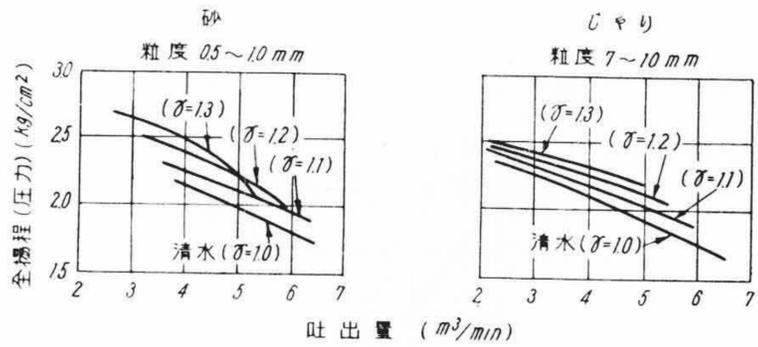
これは、羽根車の扇形通路内で、砂と水との分離の傾向は生じているものの、粒度の小さな砂が羽根の裏面に集結することが困難で、まごまごしているうちに羽根車からとびだしてしまうためであろう。

(vi) 比重が大きなフライアッシュ(比重2.04)であるが、粒度が極微粒なときには、水と混じって等質液類似のコロイド状になるために、羽根車の通路の構造いかにかわらず、ポンプの発生圧は混相液の比重にほぼ比例して増加する。

(b) 在来形のポリユウトポンプで、複合粒群混相液(粒度が-250メッシュ程度の超極微粒群とあらいものとの混ざったもの)を送るときには、-250メッシュ程度の超極微粒群と水とが混ざってコロイド状の重い等質混相液を作るので、この第2母液とも称すべきものが発生圧力の基準をなすようになる。

第11図と第12図とは、全く同質の鉱石粒群の粒度分布だけが異なるもの2種類について、口径130mmポンプで試験した⁽⁷⁾結果である。

第11図について検討すると、下部の図は、従来のサンドポンプの性能の図示法に従って、全揚程を混相液の液柱の高さで表わしたものである。それをポンプの発生圧に書き改めてみると中央の図のようになる。前の場合のフライアッシュの例と異なるのは、粒群全体が均一の超極微粒粒子からなっていないためである。-200メッシュのものが77%だけある。このものが水に混じて、第2母液を成形するものとし、その第2母液が発生圧力の基準に



第13図 粒群混相液輸送時のブレードレスポンプの性能

なるものとして、中央の図の圧力のそれぞれを、第2母液の比重で割って、第2母液液柱の高さを求めると上部の図となる。最高効率の点(吐出量が1.4 m³/min)付近で、全揚程の各曲線間の差がせばまっているのがはっきりする。この例では、-200メッシュの選別があって、-250メッシュのものがなかったが、-250メッシュの選別があって、それを基準として計算すれば、この各曲線はもっと接近するであろう。

第12図はややあらい粒度のもので、-200メッシュのものは14%しかないから、比重の大きな第2母液の影響はほとんど表われていない。それで、発生圧力で示した上方の図で示されるように、全揚程曲線は特に高濃度の大きな吐出量のところを除けば、そのほかは全部一致してしまう。

8. 粒群混相液とブレードレスポンプ

在来のポンプの欠点を補うために生れたこのポンプは、期待にそむかず、画期的な数々の特徴を持っている。その特徴はしだいに広まっている。ここにそのいくつかを述べてみよう。

(a) 大塊固体の通過能力 前に述べたように、ブレードレスポンプによれば、吸込口径すれすれの寸法球体や普通の曲管部を通ってくる長い固形物を安全に送ることができる。

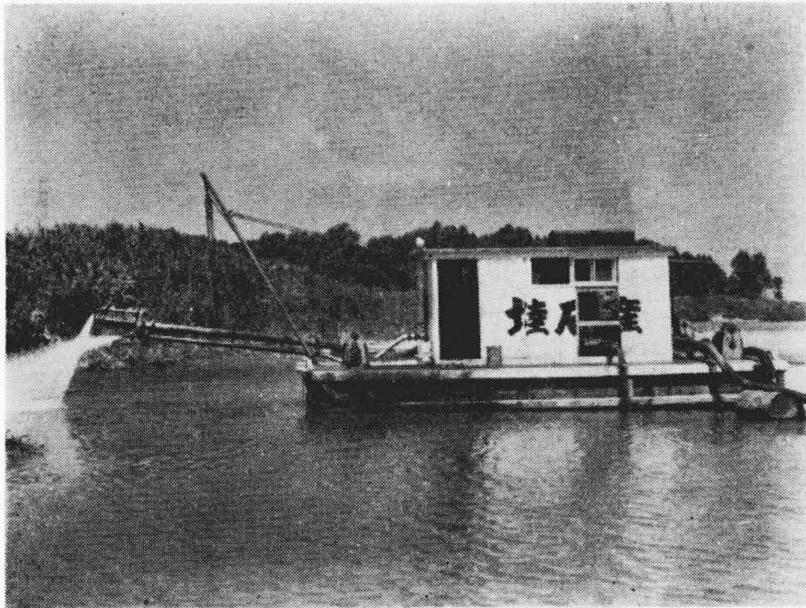
(b) 高濃度の粒群混相液輸送時の性能 第13図は口径160mmのブレードレスポンプを使い、砂(粒度0.5~1.0mm, 比重2.53)およびじゃり(粒度7~10mm, 比重2.67)の粒群混相液輸送時の研究試験を行なった結果である。第9図のものとの著しい差は、つぎのようである。

(i) ブレードレスポンプによれば、砂のときにもじゃりのときにも清水のときよりも高い発生圧力が得られる。しかも、濃度が高いときのほうが高い圧力となる。粒度が細かい砂のほうが、あらいじゃりよりも高い圧力となるが、砂の場合でも、混相液の比重に比例するほどには高くはならない。

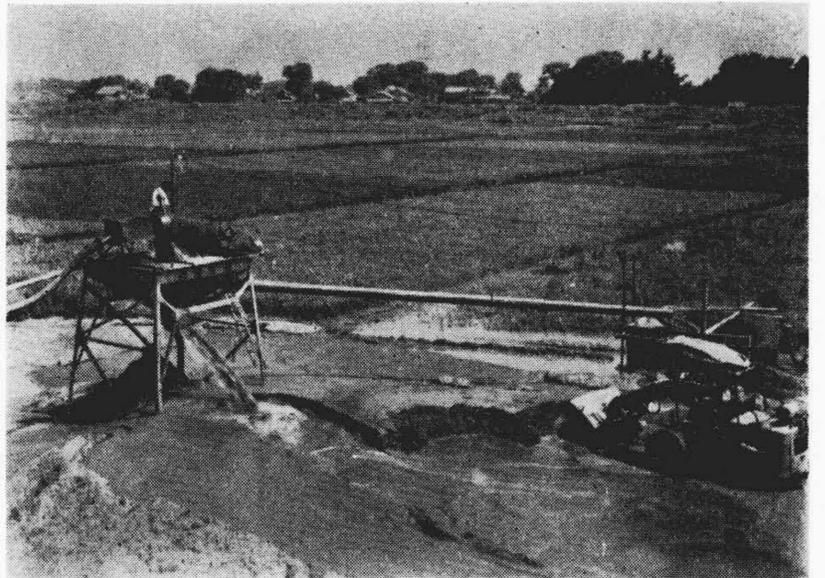
ただし、砂のときには、高い濃度になると大きな吐出量のところでは圧力の急低下が生じ、濃度が高まるほど急低下する吐出量が小さくなる。

(ii) ブレードレス形羽根車においては、羽根通路が入口から出口端まで、ポンプの吸込口径と同一寸法の円形断面またはその円の直径等しい辺を持つ正四角形断面で貫かれているので、羽根通路内の相対速度は吸込管内と等しい値が保たれ、通路形状と速度との関係上、粒群と水との完全分離は行なわれがたい。

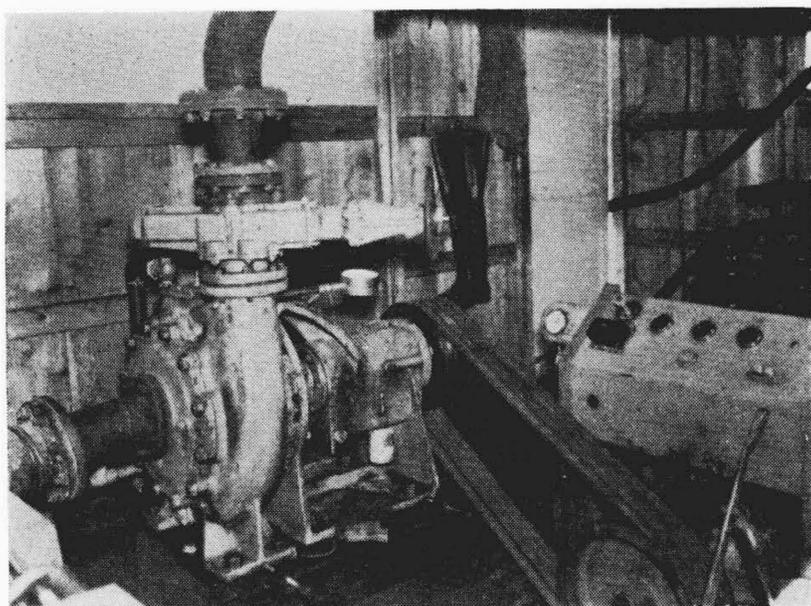
水平管内のしゅう動流動と異なり、回転する羽根車の通路内では水も粒群も羽根車からエネルギーを受けており、比重の大きな粒群粒子は水粒子よりも大きなエネルギーを受ける。それでその一部が水に伝わって発生圧力が水だけの場合よりも高まる。しかし、砂ないしじゃりの場合には、やはり幾分か分離傾向は避けがたく、そのための羽根裏面側においてのしゅう動抵抗の損失が存在し、それはあらいじゃりのときのほうが大きい。それで、じゃりのほうが発生圧力の増加割合が少ないのであろう。砂のとき



第14図 砂採取用ポンツーン



第16図 送砂選別・脱水・積込装置



第15図 採砂用ブレードレスサンドポンプ



第17図 ポンプ輸送されるじゃり粒群

には分離傾向は少ないが、高濃度になると混相液としての相対粘度が細粒であるために高まり、大吐出量時の発生圧力が、あたかも粘度の高い液のときのように急激に低下してくるのであろう。(iii) また、羽根車の入口部で、粒群と衝突しやすい羽根がないことも、高濃度粗粒群混相液になっても発生圧がふえる原因のひとつに数えられよう。

9. 粒群混相液輸送の実例

以上の各項に略述した計画用基礎数値やポンプの性能変化の基準を知ることによって、各方面の事業において、粒群混相液の輸送に関して、かつて見なかったほどの好成績を次々とあげ始めている。そのうちのいくつかについて概略を紹介する。

(a) コンクリート骨材用砂採取装置 第14図に示したようなポンツーン上に口径100mmのブレードレスサンドポンプをのせ、吸砂管端には噴射ノズル2個を設けた。現地石川県九頭竜川の砂はややあらく、平均粒度2~3mm、指頭大のもの数%含有というものであった。第15図のように75HpのエンジンからVロープで運転し、1日に200m³余の砂を採取している。北陸トンネル工事用の砂をこの装置で一手に引受けることができた。川の表面を約200m管路で送られた砂は、第16図に示したように、トロンメルでふるいわけてトラック運搬されている。

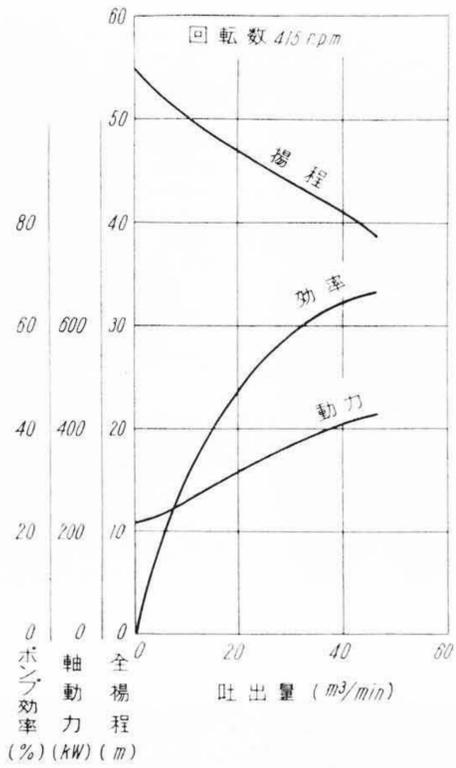
(b) 玉じゃり輸送実験 中部電力株式会社新名古屋火力発電所の構内で、水力発電所用ダムの玉じゃり浚せつ用基礎実験を行なった。口径160mmのブレードレスサンドポンプと、同じ寸法のガス管を使い、玉じゃりの混相液を輸送した。第17図に示したよ



第18図 400mm 600HP ブレードレスサンドポンプ用羽根車

うな平均粒度25~30mm、最大粒度50~60mmの骨材を水に混ぜ、見掛体積濃度30~37%において、平均速度が4m/sを超えると、安定な流れ方をするのがよくわかった。これは、第4図の基準速度と一致している。

(c) 400mm, 600Hpブレードレスサンドポンプ この世界最大口径、最大馬力のブレードレスポンプは、昨年春秋田県八郎潟



第 19 図 400 mm 600 HP ブレードレスサンドポンプの清水時性能

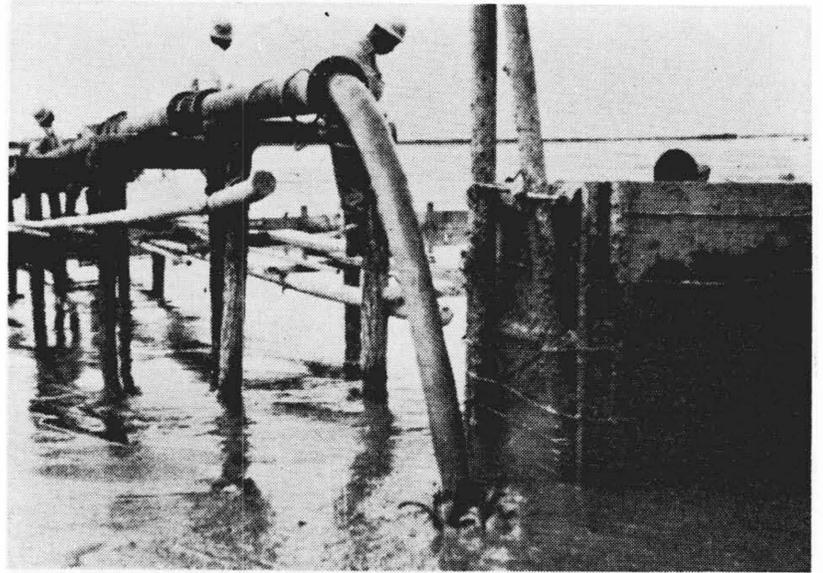


第 20 図 バケット・ポンプコンバインド浚せつ装置用バケットの揚泥状況

の農林省干拓工事場において、粒度 250 mm 岩石塊 3 万 m³ を管路輸送することに成功した。第 18 図は羽根車を示し、第 19 図は清水時性能を示している。

(d) バケット・ポンプコンバインド浚せつ装置 粘土質のシルト地帯の浚せつ、埋立工事においては、この装置の採用によって大いに能率を上げることができる。有明海あるいは児島湾において実用されているが、後者の例を説明する。第 20 図に示したように、バケットで連続して掘り上げた大きな粘土塊を、ポンプ上にある特殊ロータリスクリーン上に落とす。3 本の回転軸のそれぞれにピッチ 50 mm 間隔で取り付けられた 4 角形の板によって、紛砕された土塊群は口径 160 mm のブレードレスサンバポンプによって水とともに圧送され、管路延長 250 m の末端において、高濃度混相液として吐出される。第 21 図は濃度 75% で吐出されているところである。稼動平均重量濃度は 55% に及んでおり、放出後、大きな塊りがそのままの状況で沈んで、歩止りがよく乾燥状況もきわめて速く、排泥後 34 日たつと、第 22 図のような状態になり、その上を歩けるほどである。この装置は浦賀船渠株式会社との共同によって製作された。

(e) 農業用客土水力輸送装置 栃木県佐野市郊外越名沼において、昨年秋・冬期の予定客土面積約 20 ヘクタール、客土量 7 万 m³



第 21 図 コンバインド浚せつ装置用送泥管からの吐出状況



第 22 図 排泥の乾燥状態



第 23 図 客土用送泥配管

に対して、水力管路輸送法を実施して大いに効果をあげた。ブルドーザとチェンフィーダとで採土を給泥槽に送りこみ、5 kg/cm² の噴射水を加えて破碎、かくはんして混相液を作り、あら目のスクリーンで木片などを取り除き、40~50mm 以下の土塊群混相液にする。口径 100 mm のブレードレスサンバポンプ(全揚程 30~50m、回転数 1,500~1,800 rpm、電動機 50 kW)でこれを管路延長 500 m の端まで送る。送泥重量濃度は平均 22~30%、最高 40% で稼動され、毎日 17 時間ずつ連続運転される。送泥管径は 130 mm で、送泥量は 500 m³/日に及んでいる。管路延長が 1,000 m のときには同じポンプ 2 台を直列に使った。

ポンプを使う前には、手押車輸送工法であって、150 人の労務者を必要としたが、このポンプ式水力輸送工法に切り替えた結果、

2交替要員を含めて、最初は27人、なれた最後ごろにはわずか13人であり、しかも、作業日数が大いに減った。第23図は送泥配管を示している。

10. 結 言

以上略述したように、今まで世界的に見ても断片的の実験値しか得られなかった粗粒群混相液の水平管路中におけるしゅう動状況時の理論的相似法則を確立し、それを各国の実験値によって正しく使うことを証明することができた。そして、実用速度およびしゅう動流動時の管路抵抗の決定法を具体的に示した。

また、ブレードレスポンプが粗粒群混相液の輸送用に特にすぐれていることを、その性能変化の研究実験の結果からはっきりと証明した。

本文に述べた実用例は、それらの成果の一部にすぎなくて、すでに

われわれの作るブレードレスポンプでの石炭の水力輸送や、斜流ブレードレスポンプによる生魚の吸上げ、移送なども実用されはじめており、粗粒群混相液の管路輸送はめざましい勢いで発展している。

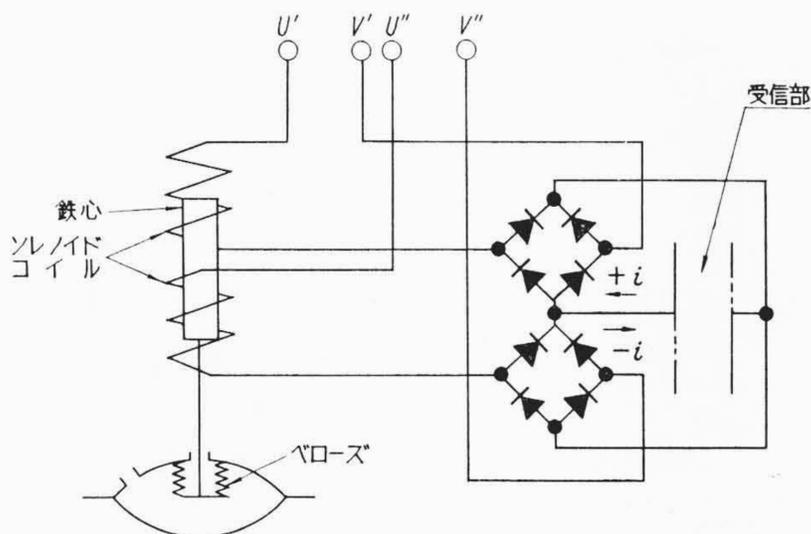
参 考 文 献

- (1) 寺田：1960, 2, 20 特許
- (2) R. C. Worster: D. F. Denny, Proc. I. M. E., 169, 32, (1955), 564
- (3) R. Durand: Colliery Eng'g, (1955-5) 185
- (4) 長谷川, 八木, 徳永: 運輸技研報告, 7, 6, (1957-7), 1
- (5) 文献4と同一
- (6) 佐々木, 梶原ほか: 日本鉱業会誌, 74, 839, (1958, 5), 287
水力機械工学便覧(コロナ社), (1957), 720
- (7) 堀田: 日本機械学会論文集, 5, 21, (1939-11), 15
堀田: 日立評論, 22, 7, (1939, 7), 37

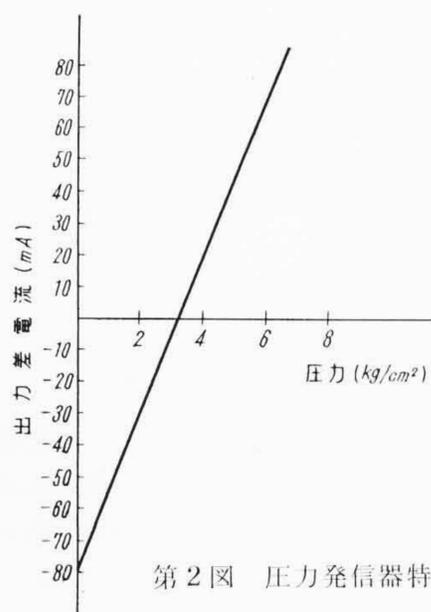


圧 力 発 信 器

本器は吐出負荷側における水圧によりペローズを駆動し、その偏位により二重ソレノイドの鉄心を動かして、二つのコイルのリアクタンスを変化せしめる。そのほかの点は流量発信器とまったく同じである。その出力は圧力に比例するもので、流量発信器の出力とともに自動制御回路へ導入してポンプの自動制御を行うものである。本器の外観は流量発信器と同じで、接続図および特性を第1図および第2図に示す。



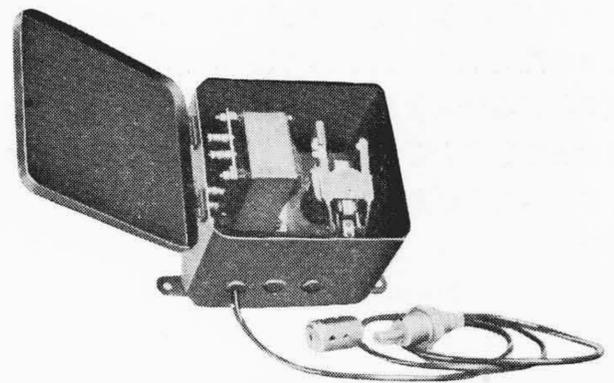
第1図 圧力発信器接続図



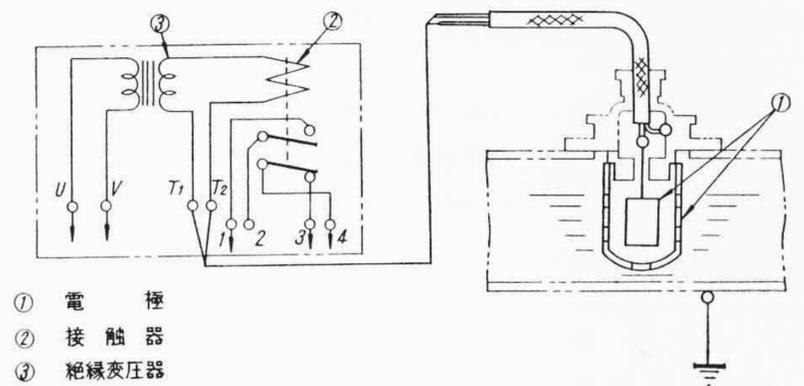
第2図 圧力発信器特性図

T 形 HSD 式 水 開 閉 器

本器は水の導電性を利用したもので、第1図に示すように電極部と接触器箱にわかれており、電極部を水槽内に取付けて水位の上昇、下降を制御したりポンプの呼び水の有無を検出する目的に使用する。本器は水中に可動部分がないので故障がないことが特長で、電極部が水中にあるときの電力損失は約30W程度である。第2図に内部接続を示す。



第1図 T形HSD式水開閉器外観



- ① 電 極
- ② 接 触 器
- ③ 絶縁変圧器

第2図 水開閉器内部接続図