

© 1991 ISIJ

解 説

粉体輸送技術の進歩
—空気輸送と水力輸送—

森 川 敬 信*

Progress of Technology in Powder Transportation
—Pneumatic and Hydraulic Conveying—

Yoshinobu MORIKAWA

A. 空気輸送

1. 空気輸送

工業上きわめて多種類の粉粒体が取り扱われる。空気輸送は、管の中を流れる気体によって、粉粒体状の固体粒子群を輸送する方法である。管路の設置は容易、輸送は衛生的であり、輸送中に乾燥や混合などの他の操作を加えることができるという長所がある。他方、動力消費が大きく、流速が大きい場合には、管路の摩耗と輸送物の破碎を伴うという短所がある。

輸送管の内径は 20~400 mm の場合が多く、輸送量は大きい場合には 650 t/h に達し、輸送距離の大きいものは、2 000 m に及んでいる。表 1 は空気輸送の 1 例である¹⁾。

空気輸送装置の設計、運転に必要な技術に関して、長年にわたり種々の研究が進められてきた。その進歩の過程を述べるには多くの紙数を要するので、ここでは現在到達している段階について記述する。

2. 混合比

単位時間あたりの粉粒体と気体の質量流量をそれぞれ

G_K および G_L とするとき、

$$\mu = G_K / G_L \dots\dots\dots (1)$$

を混合比と呼び、広く用いられる。

3. 粉粒体の流れの状態

気体と粉粒体が共存して管内を流れるとき、水平管を例にとって、その中の粉粒体の流れを模型的に表せば図 1 のようになる²⁾。図には気流平均速度 v と粉粒体の平均速度 c との比、いわゆる速度比、式(1)による混合比、気流の速度分布ならびに管の長さ ΔL についての全圧力損失 Δp も示されている。

I. 高速低濃度空気輸送

1. 輸送方式の分類

ここで取り扱うのは、図 1 における a) および b) の場合である。輸送管の中の圧力が大気圧よりも小さく、輸送管路の終端において、大気圧に放出する場合を吸引式(真空式)という。逆に輸送管内の圧力が大気圧よりも大きい場合を圧送式という。圧送式では、輸送量も輸送距離も大きく設計することができる。また吸引式と圧送式を組み合わせた装置も使用される。輸送管路には、

表 1 空気輸送の実施例

輸 送 物	平均粒径 d_K [mm]	輸送距離 L [m]	輸送高さ H [m]	管 径 D [mm]	輸 送 量 G_K [t/h]	混 合 比 μ
1. 天然ゴムのチップ	25	45	6	125	1	0.8
2. プラスチックペレット	3	30	12	65	1	4
3. 触媒	1.2	—	16	100	9	16
4. フライアッシュ	0.015	1 200	15	200	50	10
5. ソーダ	0.075	25	—	65	20	83
6. 焙鉱	0.12	92	20	95	4	11
7. トナー	0.023	4	6	40	1.3	167
8. 炭酸カルシウム	0.050	80	10	—	9	83
9. 食品	0.3	12	8	25	0.65	210

平成 2 年 8 月 22 日受付 (Received Aug. 22, 1990) (依頼解説)

* 大阪産業大学工学部教授 工博 (Faculty of Engineering, Osaka Sangyo University, 3-1-1 Nakagaito Daito Osaka pref. 574)

Key words : pneumatic conveying ; hydraulic conveying ; dilute phase conveying ; dense phase conveying ; flow characteristics of solids.

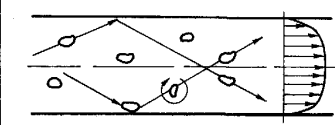
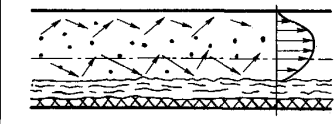
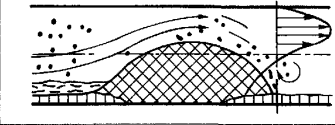
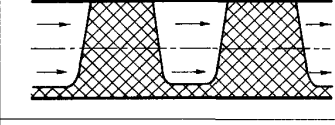
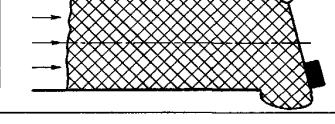
		v [m/s]	$\frac{c}{v}$	μ	$\frac{\Delta p}{\Delta L}$ [kPa/m]
a)	 浮遊輸送	15~30	0.5~0.8	1~10	0.1~1
b)	 線状輸送	6~20	単粒子 ~1 粒子塊 0.1~0.3	10~30	1~3
c)	 線状ないし 塊状輸送	5~15	単粒子 ~1 粒子塊 0.2~0.7	10~100	1~5
d)	 プラグ輸送	3~10	0.5~0.8	30~300	0.5~3
e)	 しゅう動輸送	0.5~8	0.5~0.8	~150	>6

図 1 管径 $D = 100 \text{ mm}$ の水平管内の粒子群の流れ

粉粒体の管路への供給装置，送風機または圧縮機，分離器などが接続される。

2. 基礎概念

2.1 単粒子の浮遊速度

気流が一様な速度で鉛直管内を上向きに流れ，この気流中で単粒子が浮遊の状態を保つとき，その気流の速度を粒子の浮遊速度という。粒子の自由沈降速度あるいは終速度を測定することは容易でないので，浮遊速度の値を沈降速度として用い，浮遊速度は

$$w_f = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{c_D} \frac{\rho_K}{\rho_L} d_K} \quad (2)$$

で表される。ただし g : 重力の加速度， c_D : 粒子の抵抗係数， ρ_K : 粒子密度， ρ_L : 気体密度， d_K : 粒子の平均直径。一般の空気輸送においては

$$Re_f = w_f d_K / \nu \quad (3)$$

で定義した Reynolds 数は $10^3 < Re_f < 10^5$ の範囲にあって，

$$c_D = 0.44 \quad (4)$$

が用いられる。式(3)の ν は気体の動粘度。浮遊速度を測定する具体的方法は文献に示されている^{3)~8)}。

2.2 粒子群の浮遊速度

空気輸送においては，浮遊速度に及ぼす粒子濃度の影響を無視してもよいことが示され³⁾⁹⁾，粒子群に対しても単粒子の浮遊速度をそのまま用いている。

2.3 分散密度

管の断面上で粒子は分布をもつので，管の中の位置によって，管の単位体積についての固体粒子群の密度すな

わち分散密度は異なる。分散密度の分布は写真による濃度測定により⁴⁾，あるいは光ファイバースコープを用いる濃度測定により^{10)~12)}，あるいは混合比の小さい場合に対しては数値実験により¹³⁾ 求めることができる。しかし空気輸送の諸現象を取り扱うとき，その断面平均値である平均分散密度 ρ_{ds} がよく用いられ，粉粒体の質量流量を G_K ，管の断面積を F として

$$\rho_{ds} = \frac{G_K}{F c} \quad (5)$$

で与えられる。

3. 粒子に働く力

3.1 流体抵抗

3.1.1 単粒子の場合

固体粒子と気体は異なった密度をもち，粒子は管壁との衝突によってエネルギーを失い，気体と粒子との間にすべりが生じる。したがって固体粒子に働く流体抵抗 W_K は，気流平均速度 v と固体粒子の平均速度 c との差，すなわち粒子に対する気体の相対速度

$$w = v - c \quad (6)$$

を用いて

$$\left. \begin{aligned} W_K &= c_D \frac{\rho_L}{2} (v - c)^2 \frac{\pi}{4} d_K^2 \\ &= c_D \frac{\pi}{4} d_K^2 \frac{\rho_L}{2} w^2 \end{aligned} \right\} \quad (7)$$

あるいは

$$W_K = m g \left(\frac{v - c}{w_f} \right)^2 = m g \left(\frac{w}{w_f} \right)^2 \quad (8)$$

で表される。上式の m は単粒子の質量である。式(7)および(8)は固体粒子に働く流体抵抗が Newton の法則に従う場合である。Stokes の法則に従う流体抵抗を受けるときは

$$W_K = mg \frac{v-c}{w_f} = mg \frac{w}{w_f} \quad \text{..... (9)}$$

となる。式(8)および(9)をまとめて

$$W_K = mg \left(\frac{v-c}{w_f} \right)^{2-x} \quad \text{..... (10)}$$

とおくとき、

$$\left. \begin{array}{l} \text{Newton の法則に従う場合: } x=0 \\ \text{Stokes の法則に従う場合: } x=1 \end{array} \right\} \quad \text{..... (11)}$$

とおけばよい。

3.1.2 粒子群の場合

管の長さ ΔL の部分にある粒子群の質量 ΔM は

$$\Delta M = G_K \frac{\Delta L}{c} \quad \text{..... (12)}$$

あるいは

$$\Delta M = \rho_{ds} F \Delta L \quad \text{..... (13)}$$

で与えられる。したがって粒子群に対する流体抵抗は

$$\left. \begin{array}{l} \Delta W_K = G_K \frac{\Delta L}{c} g \left(\frac{v-c}{w_f} \right)^{2-x} \\ = \rho_{ds} g F \Delta L \left(\frac{v-c}{w_f} \right)^{2-x} \end{array} \right\} \quad \text{..... (14)}$$

で表される。式(14)の表し方の、空気輸送の理論的取扱に対する貢献度ははかり知れないものがある。

3.2 摩擦抵抗

粒子と管壁との間の摩擦応力を τ_s 、管の内径を D とすれば、管の長さ ΔL について粒子群に働く摩擦抵抗は

$$\Delta W_R = \pi D \Delta L \tau_s \quad \text{..... (15)}$$

である。

3.3 重力

重力のために、粒子群に対して管軸方向に働く力を、比例定数 β を用いて、

$$\Delta W_G = \beta g \Delta M \quad \text{..... (16)}$$

で表せば¹⁴⁾、水平管に対しては $\beta=0$ 、鉛直管に対しては $\beta=1$ である。

4. 定速部の粒子の平均速度

直管の中の粒子の平均速度 c は、空気輸送の現象を取り扱う場合に、きわめて重要な量の一つである。 c の値は直接に測定する以外に、計算によっても求めることができる。ここでは計算法のうちの二つを示そう。

4.1 圧力損失を用いる計算式

固気二相流の全圧力損失を Δp 、気流単相流の圧力損失を Δp_L 、固体粒子による付加圧力損失を Δp_z とすれば、

$$\Delta p = \Delta p_L + \Delta p_z \quad \text{..... (17)}$$

であって、

$$\frac{c/v}{\{1-(c/v)\}^2} = \frac{gvG_K\Delta L}{Fw_f^2(\Delta p - \Delta p_L)} = \frac{gvG_K\Delta L}{Fw_f^2\Delta p_z} \quad \text{..... (18)}$$

が得られる⁴⁾。上式において、 $\Delta p_z/\Delta L$ 以外は一般に既知であるため、 $\Delta p_z/\Delta L$ の値がわかれば、式(18)によって、 c/v ないし c を求めることができる。またこの式は、水平管、鉛直管、傾斜管のいずれに対しても用いることができ、しかも測定値とよく合う¹⁵⁾。

4.2 粒子に働く力を用いる方法

粒子に働く流体抵抗 ΔW_K 、摩擦抵抗 ΔW_R 、重力 ΔW_G 、粒子の速度差 Δc を用いると、運動量の法則によって

$$\Delta W_K - \Delta W_R - \Delta W_G = G_K \Delta c \quad \text{..... (19)}$$

となる。定速部では $\Delta c=0$ であって、上式は

$$\Delta W_K - \Delta W_R - \Delta W_G = 0 \quad \text{..... (20)}$$

となる。この式から出発し、少し計算を行えば、気流の速度が非常に大きい水平管に対して

$$\frac{c}{v} = \frac{1}{1 + F_{rf}\sqrt{\lambda_z^*/2}} \quad \text{..... (21)}$$

鉛直管に対して

$$\frac{c}{v} = \frac{1 - (F_{rf}/F_r)\sqrt{1 + \lambda_z^*(F_r^2 - F_{rf}^2)/2}}{1 - \lambda_z^*F_{rf}^2/2} \quad \text{..... (22)}$$

が得られる¹⁶⁾。上式において

$$F_r = v/\sqrt{gD} \quad \text{..... (23)}$$

$$F_{rf} = w_f/\sqrt{gD} \quad \text{..... (24)}$$

は Froude 数であり、 λ_z^* は物質についての定数である¹⁶⁾。

5. 直管の定速部の圧力損失

5.1 単相流

定速部における気流の圧力損失は

$$\Delta p_L = \lambda_L \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho_L}{2} v^2 \quad \text{..... (25)}$$

で与えられる。管摩擦係数 λ_L は

$$Re = vD/\nu \quad \text{..... (26)}$$

で定義した Reynolds 数の関数で、 $2320 < Re < 10^5$ に対しては Blasius の公式

$$\lambda_L = 0.3164 Re^{-1/4} \quad \text{..... (27)}$$

により、また乱流の全領域に対して

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda_L}} = 2.0 \log_{10}(Re\sqrt{\lambda_L}) - 0.8 \quad \text{..... (28)}$$

によって求めることができる。

5.2 粒子による付加圧力損失

5.2.1 あらい粒子の場合

(a) 粒子と管壁との摩擦および衝突による圧力損失

この場合の圧力損失 Δp_{KR} は、輸送管内の粒子の運動を理論的に考察した結果

$$\Delta p_{KR} = \lambda_{KR} \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho_{ds}}{2} c^2 \quad \text{..... (29)}$$

で与えられる⁴⁾。

(b) 粒子相互の衝突による圧力損失

この場合の圧力損失 Δp_{KK} は、理論的に

$$\Delta p_{KK} = \lambda_{KK} \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho_{ds}}{2} c^2 \quad (30)$$

で与えられる⁴⁾。

(c) 粒子に対する仕事による圧力損失

水平面に対して、角度 α だけ傾いた傾斜管において、重力にさからって粒子を管軸方向に ΔL だけ輸送する仕事のために生ずる圧力損失を

$$\Delta p_{Kh} = \lambda_{Kh} \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho_{ds}}{2} c^2 \quad (31)$$

とおけば⁴⁾、

$$\lambda_{Kh} = 2 \sin \alpha / Fr^* \quad (32)$$

となる。 Fr^* は

$$Fr^* = c / \sqrt{gD} \quad (33)$$

で定義した Froude 数である。水平管では $\alpha = 0$ 、したがって式(32)から $\lambda_{Kh} = 0$ となり、鉛直管では $\alpha = \pi/2$ で、

$$\lambda_{Kh} = 2 / Fr^* \quad (34)$$

となる。

(d) 付加圧力損失係数

粒子による付加圧力損失は

$$\Delta p_z = \Delta p_{KR} + \Delta p_{KK} + \Delta p_{Kh} \quad (35)$$

となる。ここで

$$\Delta p_K = \Delta p_{KR} + \Delta p_{KK} \quad (36)$$

$$= \lambda_K \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho_{ds}}{2} c^2 \quad (37)$$

で表すことにする¹⁷⁾。水平管に対して⁵⁾、 $d_K = 1.02 \sim 8.1 \text{ mm}$ 、 $\rho_K = 1070 \sim 1420 \text{ kg/m}^3$ 、 $w_f = 3.75 \sim 13.6 \text{ m/s}$ 、 $D = 50, 100, 200, 400 \text{ mm}$ 、鉛直管に対して⁶⁾、 $d_K = 1.0 \sim 7.6 \text{ mm}$ 、 $\rho_K = 1070 \sim 7850 \text{ kg/m}^3$ 、 $w_f = 3.5 \sim 12.0 \text{ m/s}$ 、 $D = 50, 100, 200 \text{ mm}$ のように、粒子の物性値と管径を大幅に変化させて行った場合の実験値から、水平管に対して

$$\lambda_K = \frac{0.805}{Fr^{*1.883}} \quad (\mu < 20) \quad (38)$$

鉛直管に対して

$$\lambda_K + \lambda_{Kh} = \frac{1.503}{Fr^{*1.831}} \quad (\mu < 30) \quad (39)$$

が得られている¹⁷⁾。式(38)および(39)は、粒子の特性、管径、混合比に無関係に使用することができる。

図2には例として、鉛直管の場合の $\lambda_K + \lambda_{Kh}$ と Fr^* の関係を示してある¹⁷⁾。あらたに空気輸送装置を設計・製作するにあたり、式(38)および(39)を用いて、あらかじめ圧力損失を計算する企業が増えつつあり、所要動力の初期計画に資している。最近になって、管軸方向に一定のピッチでねじられた水平ねじれ管を用いた空気輸送に対して、式(38)を拡張し、 $\mu < 36$ の範囲で成立する式が導かれている¹⁸⁾。

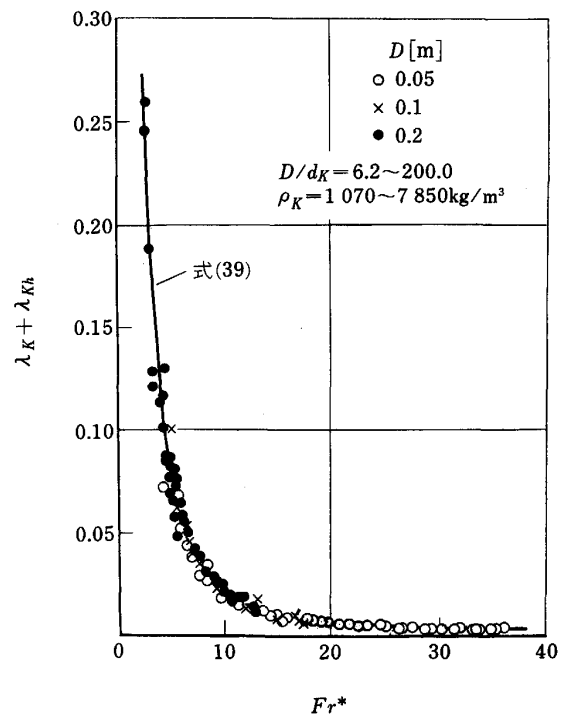


図2 鉛直管の付加圧力損失係数と Froude 数の関係

5・2・2 微小粒子の場合

図1のb)の状態で微小粒子が水平に輸送されるとき、粒子による付加圧力損失を

$$\Delta p_z = \lambda_z \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho_L}{2} v^2 \mu \quad (40)$$

で表し、付加圧力損失係数 λ_z に対して、図3の結果が得られている¹⁹⁾。

6. ベンドにおける圧力損失

空気輸送の配管には、ベンドが組み込まれるのがふつうであって、ベンド内の流れを知ることはきわめて重要である。ベンドにおける気流単相流の圧力損失については、すでに多くの研究がある²⁰⁾。

粒子によるベンド入口と出口の間の圧力損失に、ベンドがその上流と下流に及ぼす影響を加えて付加圧力損失とし、それを Δp_{bs} で表し

$$\Delta p_{bs} = \zeta_{bs} \frac{\rho_L}{2} v^2 \quad (41)$$

とおけば、得られた結果は図4のようになる²¹⁾。ベンドの曲率半径 R と管径 D との比については、 $R/D = 6$ の場合が、圧力損失の点から有利であるという考え方があり²²⁾²³⁾、図4は $R/D = 6$ 、方向変化の角度 $\theta = 90^\circ$ の場合である。この条件のもとでの運転状態においては、同じ混合比に対して、鉛直上方への流れを水平に変えるベンドの付加圧力損失係数が最小になっている。ベンドの付加圧力損失に及ぼす要素が多いので、普遍的な結果を得るまでには、まだ多くの研究が必要である。

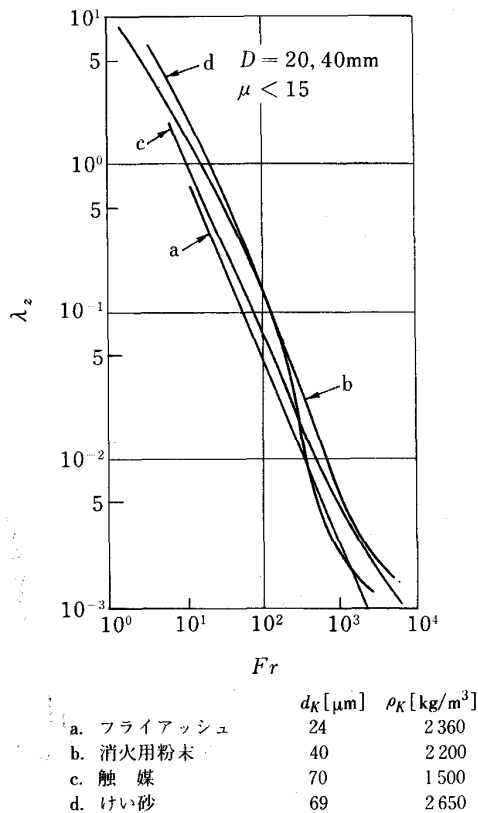


図 3 付加圧力損失係数と Froude 数の関係

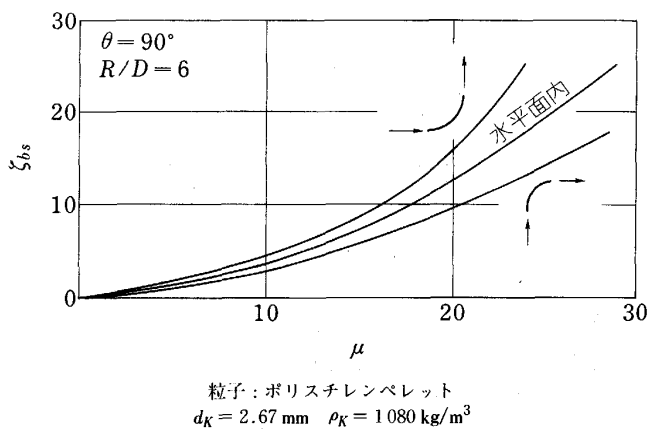


図 4 ベンドの損失係数と混合比の関係

7. 分岐管

空気輸送に関連して、今までに水平面内における直角分岐^{24)~27)}, Y 形対称分岐²⁸⁾, Y 形非対称分岐²⁹⁾ が取り扱われたが、一般に分岐による圧力損失と分岐による粉粒体の流量分配が問題となる。オイルショック以後、高炉への微粉炭吹き込みが現実の問題となったが、この場合は多数の羽口から微粉炭を吹き込むときの、等流量分配は重要な課題である。これに関する各製鉄所の開発、実用化の具体的内容はほとんど公開されていない。

分岐管への微小粒子の分配は、空気の流量比に比例するが²⁴⁾, あらい粒子の場合は、粒子の慣性が大きい

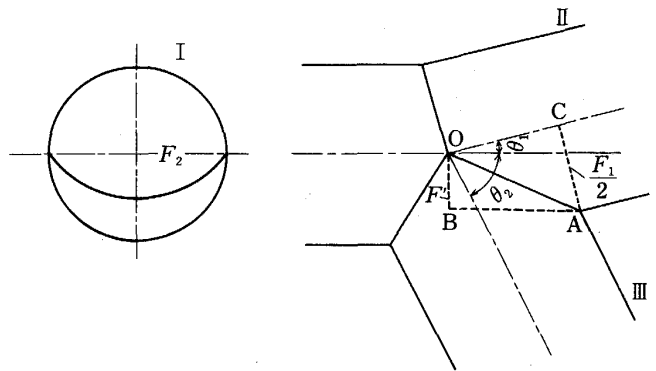


図 5 分岐点における分岐管の投影面積

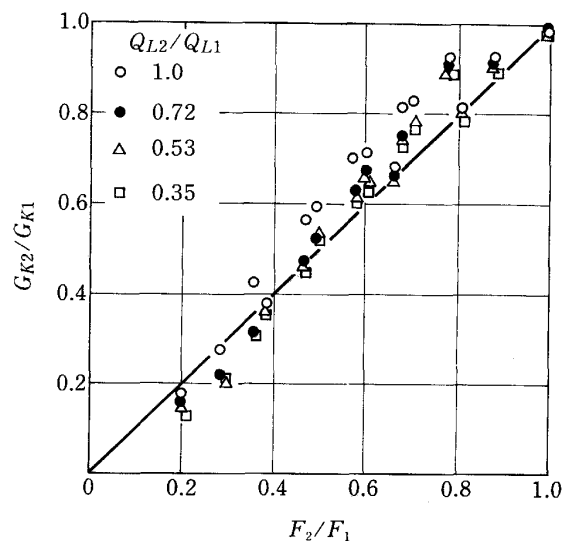


図 6 粒子の分配と面積比の関係

めに、分岐管への粒子の分配は、空気の流量比によって制御することはできない²⁸⁾. ここでは図 5 のように水面面内で本管 I が非対称に支管 II および III に分岐する場合の、あらい粒子の分配をとりあげる²⁹⁾. 支管 II への粒子の分配量は、本管の軸に垂直な面への支管 II の投影面積 F_2 に依存するものと仮定する²⁹⁾. 本管 I の断面積を F_1 とすれば

$$\frac{F_2}{F_1} = \frac{(F_1/2) + F'}{F_1}$$

$$= \frac{1}{2} \left\{ 1 - \left(\sin \frac{\theta_1 - \theta_2}{2} / \sin \frac{\theta_1 + \theta_2}{2} \right) \right\} \dots (42)$$

となり²⁹⁾, 面積比 F_2/F_1 の値は分岐角 θ_1 および θ_2 だけで定まる. $D = 41 \text{ mm}$, $\rho_K = 920 \text{ kg/m}^3$, $d_K = 1.1 \text{ mm}$, $\mu_1 < 7$ のもとの、支管 II と本管 I の粒子質量流量の比 G_{K2}/G_{K1} は図 6 のようになり²⁹⁾, 図の中の実線は式 (42) を表す²⁹⁾. この流量分配は空気の流量比 Q_{L2}/Q_{L1} および本管の混合比 μ_1 に無関係である. 理論的、実験的に得られた上のような粒子の分配に関する情報は、実地には用いるに至っていない. 実際には分岐

部に切替弁を設け、弁の切替えによって、いずれかの管路に粒子が流入するようにされている。

8. 粒子の一次元運動方程式

上には定速部における粒子速度や圧力損失などを、個々に取り扱った。しかし、たとえば鉛直管の微小区間 dx において、運動方程式

$$\rho_{ds} F dx \frac{dc}{dt} = \Delta W_K - \Delta W_R - \Delta W_G \quad (\phi \leq 1) \quad \cdots (43)$$

を作れば⁸⁾、変形して加速度 dc/dt として

$$\frac{dc}{dt} = \pm g \left(\frac{v-c}{w_f} \right)^2 - \lambda_z^* \frac{c^2}{2D} - g \quad (\phi \leq 1) \quad \cdots (44)$$

が得られる³⁰⁾。水平管の場合には、右辺第3項を0とおけばよい。この方程式を解くことによって、粒子速度と圧力の推移、すなわち粒子の加速領域から定速部に至るまでの変遷を知ることができる。ただし上式において $\phi = c/v$ である。図7には粒子の速度変化を示してある⁸⁾。

9. 閉塞限界

空気輸送装置を運転するのに必要な動力を小さくするには、直管における最小圧力損失が重要である。それに対応する混合比すなわち閉塞限界の混合比 μ_s を表す一つに水平管に対して

$$\mu_s = 0.448 \left(\frac{\rho_K}{\rho_L} \right)^{0.50} \left(\frac{Fr'_K}{10} \right)^{-1.75} \left(\frac{Fr_s}{10} \right)^{3.0} \quad \cdots (45)$$

がある³¹⁾。上式において

$$Fr_s = v_s / \sqrt{gD} \quad \cdots (46)$$

$$Fr'_K = w_f / \sqrt{gd_K} \quad \cdots (47)$$

v_s は Δp が最小になるときの気流平均速度である。また式(45)の成立条件は $0.29 \text{ mm} \leq d_K \leq 2.6 \text{ mm}$, 1000

$\text{kg/m}^3 \leq \rho_K \leq 8700 \text{ kg/m}^3$, $5 \leq Fr \leq 30$ である。

10. 粒子の流量計および流量制御

輸送管路の終端にサイクロン分離器とロードセルを設け、輸送されてきた粒子流量を測定するのがふつうである。しかし高炉への微粉炭供給などの場合には、輸送管内を輸送されている粒子流量を直接に測定する必要がある。このような流量計の開発について発表される一方³²⁾³³⁾、粒子流量の制御が試みられたが、観測ノイズや動的モデルの不完全性などの問題を残している³⁴⁾。

II. 低速高濃度空気輸送

1. 概要

高速低濃度空気輸送装置が用いられるようになったのは、前世紀終わり頃であった。その後、高濃度のもとでの輸送が望まれるようになったが、1950年代に入ってその要求はいっそう強くなった。1960年代の初め頃から、高压タンクを用い、輸送管内を低速高濃度で輸送する装置の開発が、企業において黙々と続けられていた。1964年に高濃度輸送に関する説明³⁵⁾およびカタログ³⁶⁾が初めて発表された。これは高速低濃度の空気輸送装置が用いられるようになってから、約60年後のことである。以後、今日に至るまでの諸形式についてまとめた資料がある³⁷⁾。

従来の空気輸送においては、すでに述べたとおり、粉粒体の速度は輸送気体速度の50~80%に達するのに対して、低速高濃度輸送においては、気流の速度は2~10 m/sで、粉粒体の速度はその10~30%程度である。速度の小さいことから、輸送管の摩耗ならびに輸送物の破損の減少を期待することができ、所要動力が少なくすむことが考えられる。脂肪分の多い粉末、粘着性のPVC、含水性の比較的大きい粉末などの輸送も、この方式によって可能となった。

低速高濃度空気輸送装置は、企業における実用化が研究よりも著しく先行している。高濃度を実現させ、輸送を円滑に行わせるための方法は、各社においてそれぞれ特長がある。輸送管内における粉粒体の流れを解析し、実用化されている装置内の現象の解明およびあらたな設計への指針のための研究が進められている。

2. 輸送形式

図1のc)、d)およびe)は高濃度輸送の場合であるが、e)の方式が用いられることはきわめて少ない。表1の中の番号7、8および9は高濃度輸送の実例である。一般に高濃度輸送においては、50~200 mmの管径が用いられ、粉粒体の輸送量は1~200 t/h、輸送距離は50~300 mが多く、1000 mを超える設計例もある。d)のようにプラグを作るために

- 粒子を継続的に、気流を断続的に供給
- 粒子を断続的に、気流を継続的に供給
- 粒子を継続的に、気流を継続的に供給かつパイパ

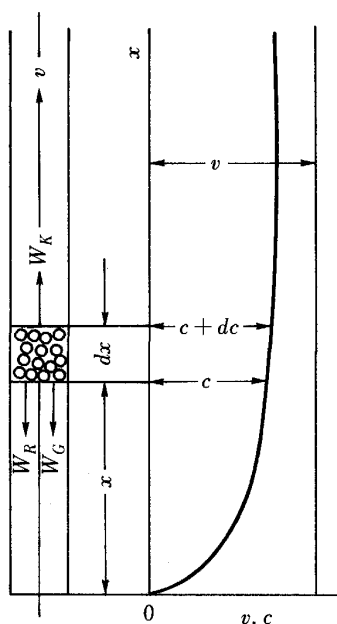


図7 鉛直輸送管内の粒子群に働く力と粒子速度の変化

スから気流を補給
などの方法がとられる。

3. 粉粒体層と管壁との摩擦

図1の c), d) および e) に見られるように, 粉粒体から成る粒子層は管壁と接触しながら輸送されるので, 粒子層と管壁との摩擦特性を知ることは重要である。粒子層と管壁との摩擦係数ならびに粒子層内の力の伝達機構が詳しく調べられた³⁸⁾。

4. 水平管内の静止粒子柱の吹抜け

種々のパラメーターを変化させ, 設計に必要な輸送量と動力との関係を求めるだけでは不十分であって, 輸送管内に生じたプラグの流動機構を知ることは重要である。このような観点から, 水平輸送管内の一定の長さにならわって, あらかじめ粒子をたい積させ, 空気流量を徐々に大きくして, 静止の状態にある粒子柱を吹き抜くまでの, 粒子柱内の粒子の運動が調べられた³⁹⁾。これによれば, 空気流量が一定値に達したときに, 粒子柱全体が一丸となって移動するのではなく, 粒子層の下流側上部の粒子がまずくずれ, 吹抜けに至るまでの機構が明らかにされた³⁹⁾。またこの実験によって, 吹抜けに要する圧力と粒子柱の長さおよび粒子密度との関係や吹抜けに際しての空気速度は, 粒子柱の長さに無関係であることも明らかにされた³⁹⁾。

5. プラグの流動機構

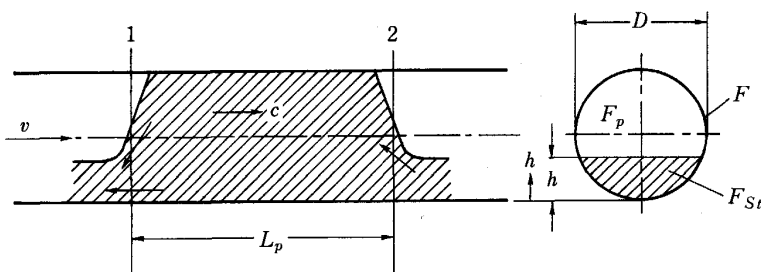
水平輸送管内に単一のプラグが形成されるときおよび

多数のプラグが形成される場合について, 電磁オシログラフから得られる測定波形をもとにして, プラグ通過周期およびプラグ速度が明らかにされた⁴⁰⁾。

水平管内のプラグでは, 管底側に図8の F_{St} のような静止層が存在し, この部分は輸送にあずからない。プラグが気流の方向に動く場合, プラグの前面では静止層内の粒子がプラグ内にとり入れられ, 後面では滑らかな曲線を保ちながら, 粒子がとり残されていく⁴⁰⁾。その状態は図8に矢印で示されている。プラグ下面の静止層の高さ h は, プラグの速度が大きくなれば減少する⁴⁰⁾。このほか, 圧力損失と輸送特性⁴¹⁾, 粒子径および二重管の内管の空気噴出孔のピッチの影響⁴²⁾, 内管の空気流量がもたらす種々の効果^{40)~42)} が取り扱われた。当初, プラグ輸送は微小粒子に対して有効であり, 粗大粒子は好ましい輸送対象でないとされていた。しかし粗大粒子を用いての実験においても, プラグは十分に形成される^{40)~42)}, 低速領域における比較的あらい粒子の, 水平管内の輸送特性が調べられた⁴³⁾。

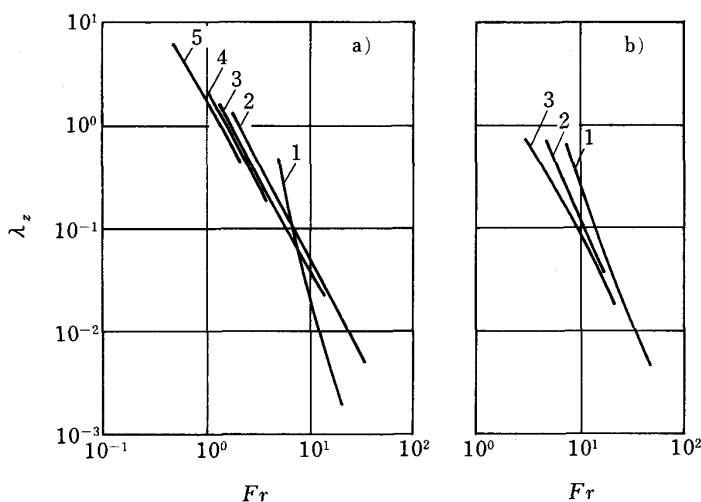
6. 圧力損失

高濃度輸送における付加圧力損失を式(40)で表したときの, 付加損失係数として図9が得られている³⁸⁾⁴⁴⁾。図において, 鉛直輸送における μ の値は図1に示された値よりもかなり大きくなっている。この図は西ドイツの化学会社 BAYER で実施された実験結果である。



v : 気流平均速度 c : プラグの平均速度
 L_p : プラグの長さ F : 輸送管の断面積
 F_{St} : 静止層の断面積
 F_p : 輸送されるプラグの断面積
 h : 静止層の高さ D : 管径

図8 水平管の中のプラグの運動



a) アルミナの鉛直輸送 ($D = 40 \text{ mm}$)
1: $\mu = 8 \sim 15$ 2: $\mu = 81 \sim 150$
3: $\mu = 151 \sim 300$ 4: $\mu = 301 \sim 500$
5: $\mu = 501 \sim 700$
b) アルミナの水平輸送 ($D = 20 \text{ mm}, 40 \text{ mm}$)
1: $\mu = 10 \sim 20$ 2: $\mu = 80 \sim 130$
3: $\mu = 131 \sim 250$

図9 付加圧力損失係数と Froude 数の関係

表 2 低濃度輸送と高濃度輸送の比較

輸 送 物	輸送量 [t/h]	輸送距離 [m]	ベンドの数	圧力降下 [bar]	空気流量 [m ³ /h]	混 合 比	動 力 [kW]	
硫化アンモニウムペレット	4	119	6	0.5 3.0	396 110	8 30	4.37 4.17	上段の値は 高速低濃度 空気輸送の 場合 下段の値は 低速高濃度 空気輸送の 場合
石灰岩粉末	5	62	6	0.37 0.57	299 80	14 52	2.56 0.98	
ポリエチレン粉末	3.6	85	8	0.7 1.4	598 100	5 30	8.64 2.38	
ポリプロピレン粉末	3.6	85	8	1.2 1.9	598 150	5 20	12.8 4.34	
ポリエチレンペレット	3.5	120	10	0.6 1.9	300 100	10 30	3.83 2.89	

7. 低速高濃度輸送と高速低濃度輸送の比較

同一の粒子を、同一の管径のもとに、低速高濃度で輸送した場合と、高速低濃度で輸送した場合について、圧力降下、空気流量、混合比および動力の値が表 2 に比較して示されている⁴⁵⁾。

B. 水 力 輸 送

1. 概要

空気輸送の場合とはほぼ同じような輸送物を、空気輸送とはほぼ同じ原理に基づいて、管路内を液体の流れを利用して輸送する方法を水力輸送という。空気輸送の場合には、固体粒子と気体の密度の比はおおよそ 10^3 の大きさの程度であるのに対して、水力輸送の場合には、固体粒子と液体の密度の比はおおよそ 10^0 の大きさの程度である。一般に用いられる輸送管の直径は 25~600 mm、体積濃度はたいていの場合 30% 以下である。固体粒子の年間の輸送量は 480 万 t に及ぶ装置もあり、輸送距離の最大なものは 440 km に達する。表 3 は水力輸送の一例である。

2. 基礎概念

2.1 濃度

粒子と液体の体積流量をそれぞれ Q_K および Q_W とすれば

$$C = \frac{Q_K}{Q_W + Q_K} \quad (48)$$

で定義される体積濃度（吐出濃度）がよく用いられる。

2.2 沈降速度

2.2.1 単粒子

静止した液体中の単粒子の自由沈降速度を w_{f0} とすれば、粒子が Newton の抵抗を受ける場合には

$$w_{f0} = \sqrt{\frac{4}{3} \frac{g}{C_D} \left(\frac{\rho_K}{\rho_W} - 1 \right) d_K} \quad (49)$$

Stokes の抵抗を受ける場合には

$$w_{f0} = \frac{(\rho_K - \rho_W)g}{18\eta} d_K^2 \quad (50)$$

で与えられる。ただし ρ_W は液体の密度、 η は液体の粘度である。

表 3 水力輸送の例

輸 送 物	輸送距離 L [m]	輸送高さ H [m]	管 径 D [mm]	輸 送 量 G_K [t/h]
石 炭	5 320	320	250	100
石 炭	664	520	126	105
石 炭	174 000	—	250	150
ゴム破片	60	6	38	3

2.2.2 粒子群の沈降速度

沈降速度は体積濃度によってかなり変化し、ある濃度 C における沈降速度 w_f は

$$w_f/w_{f0} = 1 - 1.50 C \quad (51)^{46)}$$

あるいは

$$\frac{w_f}{w_{f0}} = \frac{1}{1 + 7 C} \quad (52)^{47)}$$

で求めることができる。

3. 粒子の平均速度

水力輸送においては、液体の平均速度 v と粒子の平均速度 c との差は小さい。式(18)を導いたのと同じ方法によれば、粒子が Newton の抵抗を受ける場合に対して

$$\frac{c/v}{\{1 - (c/v)\}^2} = \frac{g v G_K \Delta L}{F w_f^2 \Delta p_z} \left(1 - \frac{\rho_W}{\rho_K} \right) \quad (53)$$

Stokes の抵抗を受ける場合に対して

$$\frac{c/v}{1 - (c/v)} = \frac{g G_K \Delta L}{F w_f \Delta p_z} \left(1 - \frac{\rho_W}{\rho_K} \right) \quad (54)$$

を導くことができる⁴⁸⁾。水力輸送の実験装置および実地の水力輸送設備を使ったときの表 4 による測定値 $\Delta p_K / \Delta L$ から、式(53)および(54)によって求めた速度比 c/v は図10 のようになり⁴⁸⁾、 Fr の大きい領域では、 v と c の差はきわめて少ないことがわかる。表 4 によれば、濃度は 45% に達していて、一般の場合よりもかなり大きい濃度で輸送されたことがわかる。

4. 圧力損失

初期の頃には水力勾配を用いて圧力損失が取り扱われたが、ここでは空気輸送の場合と同じ取扱い方法について述べる。まっすぐな管の中の圧力損失 Δp_z を

$$\Delta p_z = \lambda_z \frac{\Delta L}{D} \frac{\rho_W}{2} v^2 \quad (55)$$

表 4 管径および粒子 (石炭) の特性

管径	D [mm]	160	125	46	46	46
粒子の平均直径	d_K [mm]	5.2	5.2	4.20	1.75	3.2
粒子の密度	ρ_K [kg/m ³]	1270	1270	1290	1290	1290
単粒子の沈降速度	w_{f0} [m/s]	0.168	0.168	0.135	0.078	0.144
最大吐出濃度	C_{max} [%]	45	45	40	40	35
直径比	D/d_K	30.77	24.04	10.95	26.29	14.38

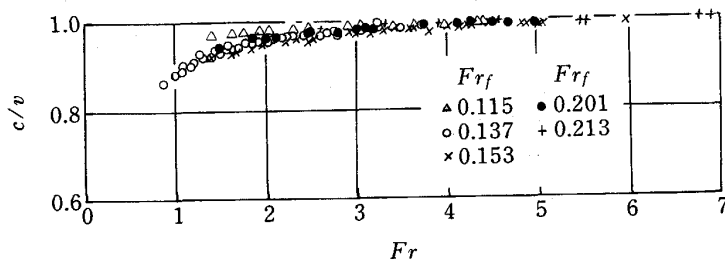


図 10 速度比と Froude 数の関係

とおくとき, ガス管と石炭および碎石, ポリカーボネイト管と石炭の組合せによる $C < 15\%$ の水平管内の流れに対して, 付加圧力損失係数 λ_z は

$$\lambda_z = \frac{1.80 g \mu_R (\rho_K - \rho_W)}{w_f^2 \rho_W} \left(\frac{d_K}{D} \right)^{-0.707} Fr_K^{-2.72} C \quad (56)$$

となる⁴⁹⁾. ただし μ_R は管壁と粒子の摩擦係数で,

$$Fr_K = \frac{v}{gd_K \{ (\rho_K / \rho_W) - 1 \}} \quad (57)$$

である. また $C < 50\%$ に対して

$$\lambda_z = 0.282 C \left(\frac{\rho_K}{\rho_W} - 1 \right) \left(\frac{w_f}{g\nu} \right)^{1/3} \left(\frac{v^2}{gD} \right)^{-4/3} \times \left\{ 1 + 2.7 \left(\frac{C}{C_{max}} \right)^4 \right\} \quad (58)$$

が得られている⁵⁰⁾. 上式の C_{max} は C の最大値で $C_{max} = 50\%$ である. さらに表 4 による実験値⁴⁶⁾ $\Delta p_K / \Delta L$ を用い, 式(37)と同じ考え方に従って, 付加圧力損失係数を求めると, $C \leq 45\%$ に対して

$$\lambda_K = \frac{0.386}{Fr^{*3.122}} \quad (59)$$

および図 11 が得られる⁴⁸⁾. 図 11 によれば, λ_K は C , D および d_K に無関係に, 一つの曲線で表される.

結 言

空気輸送と水力輸送について, あらましを述べた. 与えられた紙数には限りがあるので, 現象の考え方や式の展開を初めとして, 多くのことを省略しなければならなかった. 必要な場合には, 本稿の参考文献, 多数の文献を記載した著書³⁰⁾⁵¹⁾⁵²⁾ あるいは資料³⁷⁾⁵³⁾⁵⁴⁾ から, 所要の文献を知ることができる.

文 献

- 1) E. MUSCHELKNAUTZ: Ullmanns Encyclopädie der techn. Chemie, 3 (1973), p. 140 [Chemie Verlag]
- 2) D. LEGEL: Dissertation, TU Braunschweig (1980)

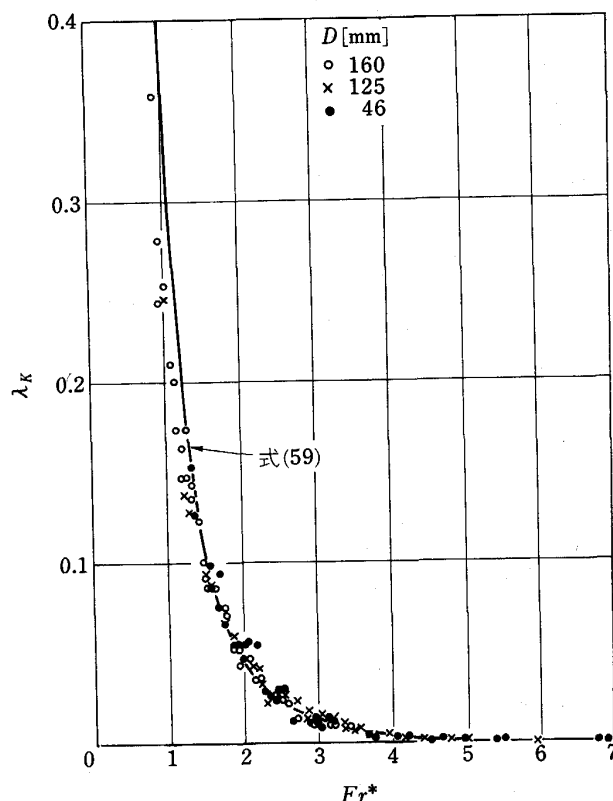


図 11 付加圧力損失係数と Froude 数の関係

- 3) 原田幸夫, 成井 浩, 島田克彦, 福島徹也: 日本機械学会論文集, 30 (1964), p. 231
- 4) G. WELSCHOF: VDI-Forsch.-Heft 492 (1962)
- 5) W. SIEGEL: VDI-Forsch.-Heft 538 (1970)
- 6) J. FLATOW: VDI-Forsch.-Heft 555 (1973)
- 7) 芥川和彦, 森川敬信: 粉体工学研究会誌, 14 (1977), p. 278
- 8) 角南俊克, 守屋 進, 田中周治, 森川敬信: 日本機械学会論文集, 43 (1977), p. 2607
- 9) W. BARTH: Chem.-Ing.-Tech., 32 (1960), p. 164
- 10) 森川敬信, 辻 裕, 田中敏嗣: 日本機械学会論文集 B, 51 (1985), p. 2321
- 11) 田中敏嗣, 高木康志, 辻 裕, 森川敬信: 日本機械学会論文集 B, 55 (1989), p. 2302

- 12) 田中敏嗣, 石橋秀紀, 辻 裕, 森川敬信: 日本機械学会論文
文集 B, **55** (1989), p. 2951
- 13) 沈 能耀, 辻 裕, 森川敬信: 日本機械学会論文集 B, **55**
(1989), p. 2293
- 14) W. BARTH: Chem.-Ing.-Tech., **30** (1958), p. 171
- 15) 森川敬信, 辻 裕, 深尾吉照, 辻野晃三, 森安勝幸:
日本機械学会論文集, **45** (1979), p. 1632
- 16) E. MUSCHELKNAUTZ: VDI-Forsch.-Heft 476 (1959)
- 17) 森川敬信, G. SEGLER, W. HUTT: 化学工学, **42** (1978),
p. 279
- 18) 渡辺敬三, 板垣喜春, 加藤 宏: 日本機械学会論文集 B,
55 (1989), p. 25
- 19) M. BOHNET: VDI-Forsch.-Heft 507 (1965)
- 20) たとえば, 伊藤英覚: 日本機械学会誌, **62** (1959), p. 1634
- 21) 森川敬信: 粉体工学会誌, **19** (1982), p. 284
- 22) K. WAGNER: Dissertation, TH Dresden (1925)
- 23) G. SEGLER: Landtechn. Forsch., **1** (1951), p. 2
- 24) M. LEMPP: Aufbereitungs-Techn., **7** (1966), p. 302
- 25) 前田昌信, 猪飼 茂: 化学工学, **37** (1973), p. 302
- 26) 森本哲郎, 山本 彰, 中尾年雄, 田中周治, 森川敬信:
日本機械学会論文集, **42** (1976), p. 2787
- 27) 前田昌信, 猪飼 茂: 化学工学論文集, **2** (1976), p. 25
- 28) 森川敬信, 小林良樹, 武田政樹, 上浦義信: 日本機械学会
論文集, **40** (1974), p. 440
- 29) Y. MORIKAWA, T. KONDO and T. HIRAMOTO: Int. J.
Multiphase Flow, **4** (1978), p. 397
- 30) 森川敬信: 流体-固体二相流—空気輸送と水力輸送
(1979), p. 133, p. 135 [日刊工業新聞社]
- 31) S. MATSUMOTO, M. HARA, S. SAITO and S. MAEDA: J. Chem.
Eng. Jpn., **7** (1974), p. 425
- 32) 小林純夫, 宮原俊二: 計測自動制御学会論文集, **20** (1984),
p. 529
- 33) 小林純夫, 宮原俊二: 粉体工学会誌, **21** (1984), p. 633
- 34) 松本 繁, 原川浩美, 鈴木 睦, 大谷茂盛: 粉体工学会誌,
22 (1985), p. 3
- 35) Chem.-Ing.-Tech., **36** (1964), p. 555
- 36) Tech. Daten von Gattys-Anlagen, F. J. Gattys Ingenieur-
büro
- 37) 森川敬信: 粉碎 (1990) **34**, p. 66
- 38) A. LIPPERT: Dissertation, TH Karlsruhe (1965)
- 39) 森川敬信, 辻 裕, 本田文夫, 山崎 守, 水野孝則:
日本機械学会論文集 B, **45** (1979), p. 1642
- 40) 森川敬信, 辻 裕, 本田文夫, 野口博史: 日本機械学会論
文集 B, **46** (1980), p. 1273
- 41) 森川敬信, 辻 裕, 本田文夫, 野口博史: 日本機械学会論
文集 B, **47** (1981), p. 132
- 42) 辻 裕, 森川敬信, 白神隆文, 藤原好隆, 近井英幸: 日本
機械学会論文集 B, **49** (1983), p. 1020
- 43) Y. TOMITA, T. JOTAKI and H. HAYASHI: Int. J. Multiphase
Flow, **7** (1981), p. 151
- 44) A. LIPPERT: Chem.-Ing.-Tech., **38** (1966), p. 350
- 45) W. KRAMBROCK: Chem.-Ing.-Tech., **54** (1982), p. 793
- 46) H. GAESSLER: Dissertation, TH Karlsruhe (1966)
- 47) J. M. BURGERS: 同上
- 48) 森川敬信: 粉体工学会誌, **16** (1979), p. 15
- 49) 鮎川恭三, 越智順治: 日本機械学会論文集, **33** (1967),
p. 254
- 50) E. KRIEDEL and H. BRAUER: VDI-Forsch.-Heft 515 (1966)
- 51) M. WEBER: Strömungs-Fördertechnik (1974)
[Krausskopf-Verlag]
- 52) H. BUHRKE, H. KECKE and H. RICHTER: Strömungsförderer
(1988) [VEB Verlag Technik]
- 53) 森川敬信: 日本機械学会論文集 B, **50** (1984), p. 1461
- 54) 森川敬信: 粉碎 (1986) **30**, p. 93