

粉 碎

THE MICROMERITICS

枚方工場竣工記念号

NO. 14 SUMMER 1969

細川粉体工学研究所

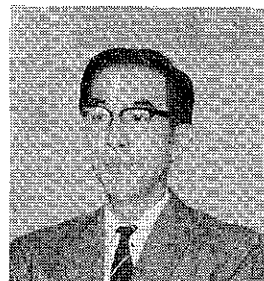
“粉 碎” 第 14 号 昭和44年 夏 季 号 目 次

〔巻 頭 言〕	何でも粉砕……………	京 都 大 学 教 授	吉 岡 直 哉…	(1)
〔報 文〕	粉砕条件から粉砕量を予測する…………… (衝撃圧縮粉砕と定常運転ボールミル粉砕)	群 馬 大 学 工 学 部	松 居 国 夫…	(2)
	粉砕効率の基礎的考察……………	名 古 屋 大 学 工 学 部	神 保 元 二…	(10)
	小型閉回路粉砕の一実験…………… (ミクロンセパレーターの分級性能について)	金 沢 大 学 工 学 部	川 合 誠 一…	(18)
	異粒径球状粒子のタッピングによる分離……………	信 州 大 学 繊 維 学 部	佐 納 良 樹… 清 水 明 夫	(26)
	各種サイクロン分離器の比較実験……………	九 州 工 大 永 田 製 作	上 滝 具 貞… 金 原 宏 清 若 柴 昌 啓 柴 宏	(30)
	顕微鏡法による粒子径測定値の偏りについて…	菊 水 化 学 工 業 株 式 有 限 公 司	山 内 史 朗…	(40)
	ボールミルによるフライアッシュの粉砕実験 およびその品質について……………	関 電 フ ラ イ ア ッ シ ュ 株 式 有 限 公 司	谷 口 一 昭…	(44)
	固体分散エアロゾルの発生に関する 二三の経験……………	鈴 鹿 工 業 専 門 学 校	木 村 典 夫… 野 村 英 三 桑 名 雅 司	(50)
〔グ ラ ビ ア〕	細川鉄工所枚方工場竣工記念アルバム……………			(56)
〔報 文〕	粉体層内における液状水移動……………	富 山 大 学 工 学 部	若 山 林 嘉 一 郎… 口 信 吉	(62)
	ミクロンセパレータ新型ロータの特性……………	細 川 粉 体 工 学 研 究 所	横 山 藤 平… 中 川 文 雄 甲 盛 博	(68)
	湿式汙布集塵機について……………	細 川 粉 体 工 学 研 究 所	南 孝 和… 鈴 木 昭 明	(74)
〔随 筆〕	ず い ひ つ……………	日 本 電 池 株 式 有 限 公 司	岡 田 辰 三…	(79)
〔紹 介〕	固体混合に関する最近の研究……………	大 阪 府 立 大 学 工 学 部	佐 藤 宗 武…	(80)
〔総 説〕	医薬品と粉体工学……………	神 戸 薬 大	林 信 一…	(88)
〔講 座〕	化学者のための Micromeritics 入門 (6)……………		美 間 博 之… 北 森 信 之	(90)
〔技 術 資 料〕	ナウターミキサーによる 「重油煤嵩減し」について……………	東 電 フ ラ イ ア ッ シ ュ 工 業 株 式 有 限 公 司	築 尚…	(97)
〔資 料〕	粉体特性総合測定装置の試作……………	細 川 粉 体 工 学 研 究 所	横 山 藤 平…	(102)
〔製 品 紹 介〕	ホソカワ / ストロングスコット・ソリッドエアー コンティニューエーター・タービュライザー…	細 川 鉄 工 所 営 業 本 部		(108)
	ホソカワニュース……………			(111)

“何でも粉碎”

京都大学教授

吉 岡 直 哉



細川粉体工学研究所の一室に粉碎製品のサンプルをならべた部屋のあるのを御記憶の読者も多いことと思う。有機、無機の各種薬品、鉱石、顔料、ゴム、プラスチック、食品、その他もろもろの材料の粉が色とりどりに所せましとならんでいる。何でも粉になるものだと感心するし、何でも粉にする必要があるものだと驚く。現在の技術では粉にできないが、もし粉にできれば思わぬ経済的価値を生ずるようなものはないか。現在可能な以上により細かく粉碎できれば製品価値が急増するようなものはないか。粉碎関係者は色々な夢を追って“何でも粉碎”に情熱と智脳を傾けておられることであろう。

“何でも粉碎”といえは、研究室の窓の外を「安保粉碎！大学立法粉碎！講座制粉碎！」を叫んでデモが通る。教室の窓ガラスもすでに相当に粉碎された。ボンヤリしていると大学自体まで粉碎されかねない様子である。全く他人事ではない。私自身が粉碎材料になって細川のサンプル室に陳列されてしまいそうである。しかしいくら粉碎に関係あるとはいえ、粉碎誌の巻頭にこのような繰り言をならべることは場違いであろうから話を変えよう。

世界的に著名な欧州の化工機メーカーを実際に訪問して見ると、その工場規模などが意外に小さいのに驚くことが多い。これらの企業はいずれも専門に徹し、自己の技術自体を売り物として世界の市場を相手に仕事をしている。彼等の成功の秘密はどこにあるのであろう。世界を相手にするには少なくとも一芸に秀でる必要がある。すなわちその専門分野においては常に世界最高水準を維持して行くことが必要である。ところで中小の規模で世界最高水準を維持するためには、その専門分野の範囲を狭くすることがどうしても必要であろう。しかしながら技術の世界は科学や工学の世界と同様に、あるいはそれ以上に総合的なものであって、ほとんど無関係と思われるような他分野の進歩がある分野の様相を一変させることも少なくない。月に人を送る見込みがないからといって、アポロ計画による技術の進歩にわれわれは無関係ではあり得ない。したがって自己の専門とする分野に

ついてたえず研究開発の努力を行なうと同時に、関連する科学、技術の分野の進歩に対してたえず情報の網を張りめぐらし、専門分野にとり入れるべき技術は遅滞なくとりあげて行くことが必要であろう。欧米の専門メーカーの繁栄の秘密の一つは彼等の情報蒐集組織にあるのではなからうか。

高い山は裾野が広い。深く広い基礎科学の研究を自らの機構の中において行ない、その上に独自の技術の花を咲かせることが理想ではあろうが、これはどのような企業においてもできることではない。ある専門分野の進歩に影響を与えることのあるべき関連分野のすべてに自ら研究を行なうことはよほどの条件がそろわぬと不可能でもあるし、またその必要もない。極限された専門分野については十分な研究投資を行ない、独特の新技术の開発に努力する一方、異種分野の専門メーカー間の協力、産学協同など可能な限りの協力分業の態勢をとると共に、世界中に張りめぐらした情報網によって関連分野の進歩を機を失することなくキャッチし、これとコンタクトし、また新しい開発研究の萌芽を見出すことが必要である。狭い土地に高層ビルを建設するにはやはりそれだけの手当が必要である。専門は狭くしても視野は狭くしてはならないと思う。

粉碎理論、粉碎技術の進歩もあまり粉碎だけにとらわれては十分に期待できないだろう。関連分野への視野としての拡がり、分級、原料の輸送、計量、制御、供給といった粉碎に直接関係する分野の研究がまず第一に要請されようが、これだけの分野だけでもその研究調査は容易でない。製品の包装、造粒や他の操作との組み合わせ、混合と粉碎、抽出溶解と粉碎、反応と粉碎など、粉碎とは粉を作ることだと限定しなければ、その関連する分野の裾野は広がるばかりである。“何でも粉碎”するためには“粉碎に関係する何でも”やらねばならぬことになる。“粉碎”は粉碎の専門誌であるが、粉碎プロパーの話題と共に、機械的分野にとらわれずにより広い分野の情報の提供にも努力してほしいと思う。

粉碎条件から粉碎量を予測する

(衝撃圧縮粉碎と定常運転ボールミル粉碎)

群馬大学工学部

松 居 国 夫

1. 結 言

被砕材固有の物性値と粉碎条件から、衝撃圧縮粉碎および70% N_{crit} 定常運転ボールミル粉碎における粉碎正味仕事量、比表面積増加量および篩残滓量をそれぞれ求める算出式について、化学工学協会研究発表講演要旨集および同会誌化学工学にて発表した^{1,2,6)}。本報では実用に供することを主眼として上述の算出式の由来には触れず、実測値に対する適合性の実証データをも掲げず、これらの提案式に基づいて作成した数種の計算線図と、これの使用に必要な材料固有の物性値を各種の鉱物、岩石、人工岩石などについて示した。

2. 衝撃圧縮における粉碎基礎式と計算線図

2.1 柱体試験片の衝撃圧縮粉碎における第1回目打撃時の粉碎正味仕事量 A_{r1} の算出式と計算線図

Fig. 1 にて鋼球 W_2 [kg] を高さ h [cm] から落下させ、鋼製プランジャ W_1 [kg] を経て鋼製臼 W_3 [kg] 中の柱体試験片 W_0 [kg] を粉碎する。試験片の受圧断面積を f [cm²]、高さを l [cm]、縦弾性係数を E [kg/cm²] とすると、最初の第1回目打撃時の粉碎正味仕事量 A_{r1} [kgcm] を次式で表わすことができる¹⁾。

$$A_{r1} = 83 \text{ [kg/cm}^2\text{]} \cdot h^{1.5} \cdot W_2^3 \cdot (W_1 + W_2)^{-2.5} f^{0.5} \cdot (E \cdot l)^{-0.5} \quad (1)$$

(1)式の計算線図として作成した共線図表を Fig. 2 に示す。式中の E の実測値を各種材料について Table 1 中に示す。

(使用例) $W_2 = 3.08$ [kg], $W_1 = 0.740$ [kg], $h = 100$ [cm] の荷重条件でミロナイト角柱試験片 $f = 1.0 \times 1.0$ [cm²], $l = 2.0$ [cm], $E = 1.94 \times 10^5$ [kg/cm²] を衝撃圧縮粉碎する場合、第1回目打撃時の粉碎正味仕事量として $A_{r1} \approx 130$ [kgcm] をえる。

2.2 粉体層試料の衝撃圧縮における第1回目打撃時の粉碎正味仕事量 A_{r1} の算出式と計算線図

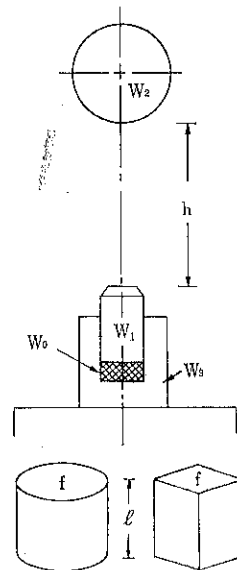


Fig. 1 衝撃圧縮粉碎実験装置

粉径のほぼ等しい粉体層試料 W_0 [kg] を Fig. 1 の臼 W_3 に充填し、断面積 F [cm²] の鋼製プランジャ W_1 [kg] を経て粉碎する場合、最初の第1回目打撃時の粉碎正味仕事量 A_{r1} [kgcm] を次式で表わすことができる¹⁾。

$$A_{r1} = 16.6 \text{ [kg/cm}^2\text{]} \cdot h^{1.5} \cdot W_2^3 \cdot (W_1 + W_2)^{-2.5} F \cdot \rho^{0.5} \cdot (W_0 \cdot E)^{-0.5} \quad (2)$$

式中の ρ [kg/cm³] は被砕材試料の真比重を表わし、乳鉢打砕による 1.68 [mm] 篩上、2.38 [mm] 篩下間の試料を用いて Beckman 空気比較式比重計で測定する。各種材料についての実測値を Table 1 に示した。

(2)式の計算線図を Fig. 3 に示す。

2.3 最初から第 Z 回打撃までの粉碎正味仕事量の和 ΣA_{rZ} の算出式と計算線図

多数回打撃では1回当りの粉碎正味仕事量がある回数

$$Ar_1 = 83h^{1.5} W_2^3 (W_1 + W_2)^{-2.5} (f/E)^{0.5}$$

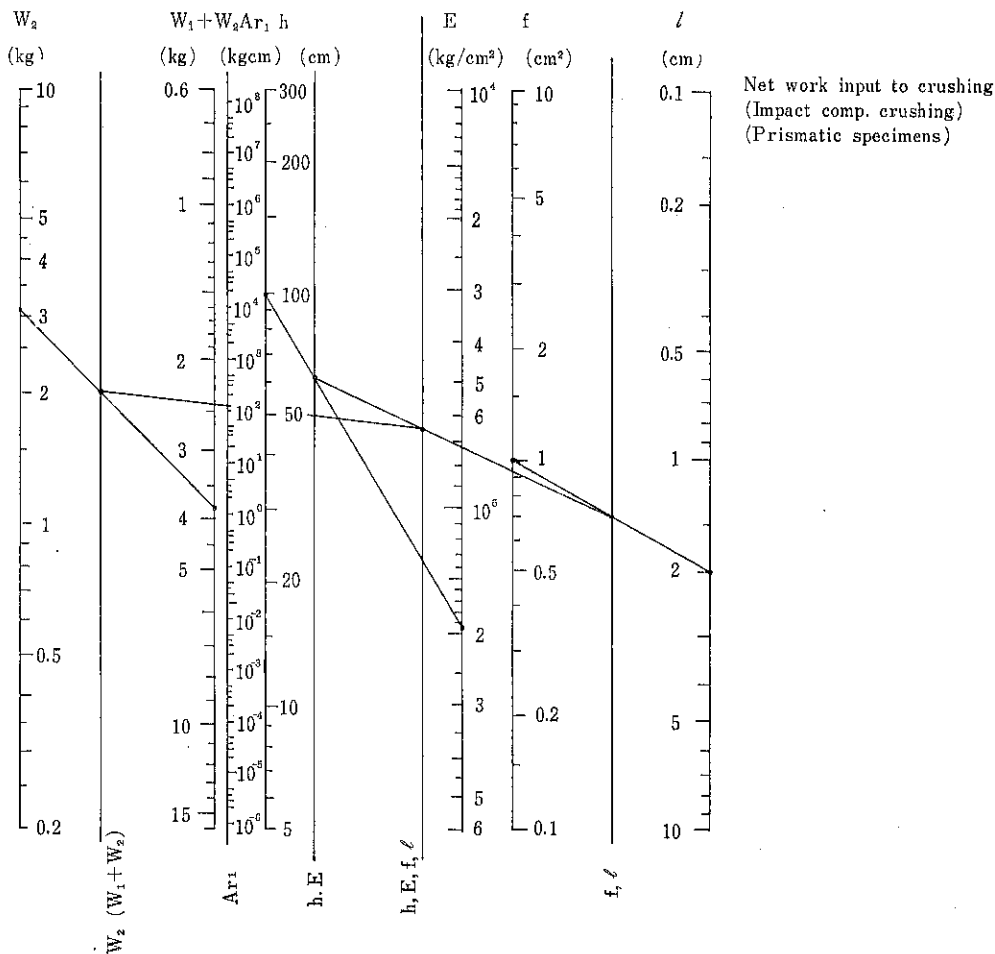


Fig. 2 柱体試験片の第1回目打撃時の粉碎正味仕事量 Ar_1 の計算線図

Z_m にて極大となる。第 Z 回目のただ 1 回による粉碎正味仕事量 Ar_z [kgcm], 最初から第 Z 回までの粉碎正味仕事量の和 $\sum_1^Z Ar_z$ [kgcm] をそれぞれ次式で表わすことができる⁶⁾。

$$Ar_z = Ar_1 \cdot z \cdot e^{-(z-1)/z_m} \quad (3)$$

$$\sum_1^Z Ar_z = Ar_1 \cdot \sum_1^Z z e^{-(z-1)/z_m} \quad (4)$$

(3), (4) 式の計算線図をそれぞれ Fig. 4, 5 に示す。

2.4 比表面積増加量 ΔS , 篩残滓量 R の算出式

最初から第 Z 回打撃後の比表面積増加量 ΔS_z [cm²/kg] および篩目開き X [cm] の篩残滓量 (重量比) R [-] を次式で表わすことができる¹⁾。

$$R = e^{-(x'/\bar{x})^n} \quad (5)$$

$$1/x' = 1/x - 1/x_0$$

$$1/\bar{x}' = k \cdot \rho \cdot \Delta S_z \quad (6)$$

$$n = 0.8, \quad k = 6.0 \times 10^{-3} \quad (7)$$

$$\Delta S_z = CEI \cdot (Ar_1/W_0) \cdot \sum_1^Z z e^{-(z-1)/z_m} \quad (8)$$

式中の CEI [cm²/kgcm] は粉碎進行指数 Crushing Extension Index とよぶ材料固有の粉碎性指数である³⁾。各種材料についての実測値を Table 1 に示す。 x_0 [cm] は最初試料の平均粒径を表わし、乳鉢打砕片中より採取した近接 2 篩 (篩目開き x_1, x_2 [cm]) 間の試料では $x_0 = \sqrt{x_1 \cdot x_2}$ にて算出する。

2.5 (3), (4), (8) 式中の粉碎特性値 z_m の算出式と計算線図

(8) 式より次の関係式を与える。

$$\Delta S_i / \Delta S_j = \sum_1^i z e^{-(z-1)/z_m} / \sum_1^j z e^{-(z-1)/z_m} \quad (9)$$

$$A_{r1} = 16.6 W_2^{1.5} (W_1 + W_2)^{-2.5} (\rho / (W_0 E))^{0.5} F$$

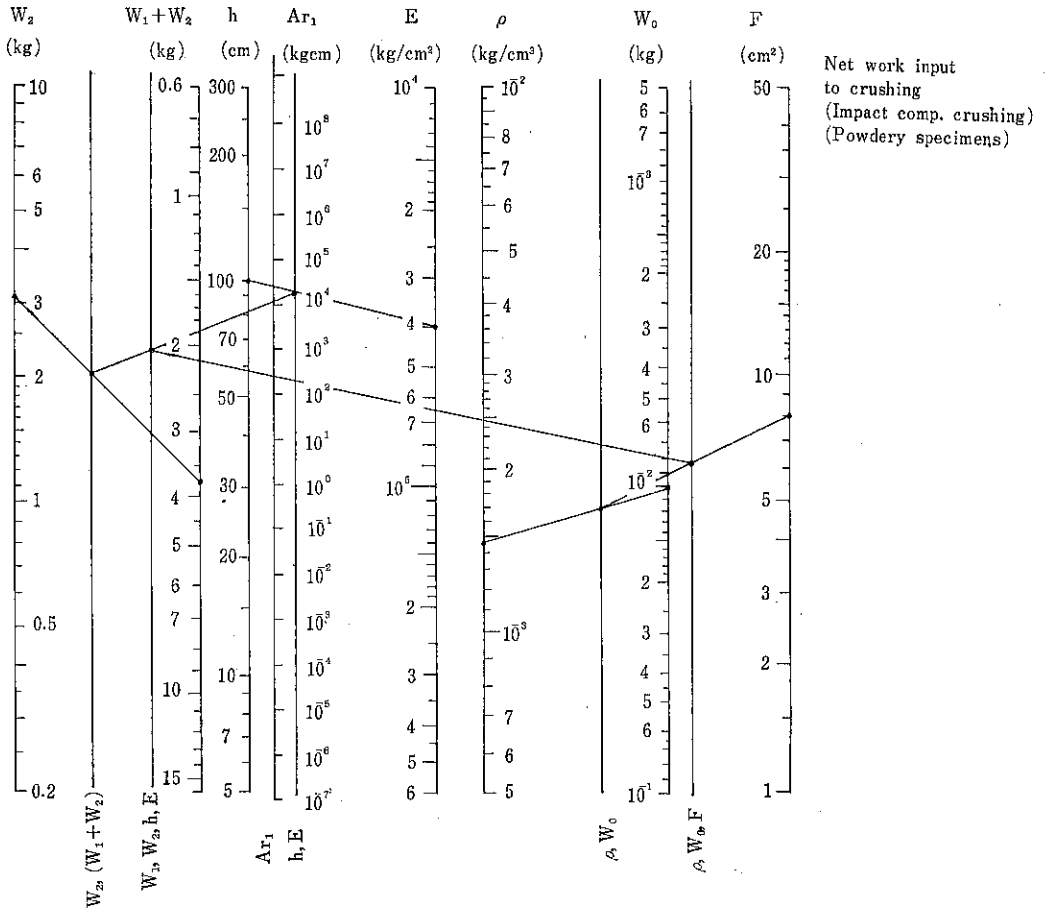


Fig. 3 粉砕層試料の第1回目打撃時の粉砕正味仕事量の計算線図

$$\Delta S_1 / \Delta S_1 = \Delta S_1 / (CEI \cdot A_{r1} / W_0) = \sum_{i=1}^{\infty} z e^{-(z-1)/z_m} \quad (10)$$

$$\Delta S_{\infty} / \Delta S_1 = \Delta S_{\infty} / (CEI \cdot A_{r1} / W_0) = \sum_{i=1}^{\infty} z e^{-(z-1)/z_m} \quad (11)$$

これらの式の計算線図を Fig. 6 に示す。また衝撃圧縮粉砕における比表面積の限界値を 3.0×10^{-4} [cm] と仮定することにより次式をえる。

$$z_m - 1 = (\Delta S_{\infty} / \Delta S_1)^{0.5} = \{(2.0 \times 10^4 / \rho) / \Delta S_1\}^{0.5} \quad (12)$$

$$= \{(2.0 \times 10^4 / \rho) / (CEI \cdot A_{r1} / W_0)\}^{0.5} \quad (13)$$

材料固有の粉砕性能値として材料の真比重 ρ 、縦弾性係数 E 、粉砕進行指数 CEI を予め測定しておけば、荷重条件と試料条件とから(1)式あるいは(2)式で A_{r1} を、(13)式で z_m を、(8)式で ΔS_z を、(5)式で R の値を算出することができる。

E 、 CEI の値は未知であるが ρ 、 ΔS_1 の値が既知の場合には(12)式で z_m を求める。 E 、 CEI 、 ρ の値は未知であるが $\Delta S_1 / \Delta S_1$ の比が既知の場合には(9)、(10)式すなわち Fig. 6 を用いて z_m の値を求める。

3. 定常運転ボールミルにおける粉砕基礎式と計算線図

毎分回転数が臨界速度 $N_{crit} = 42.3 / \sqrt{D[m]}$ [rpm] の70%で、充填量がミル内容の50%あるいはこれ以下であると仮定する。

3.1 ミル最初の第1回転目の粉砕正味仕事量 A_{r1} の算出式と計算線図

ミル直径 D [cm]、ミル幅 L [cm] に充填する等径ボール1個の重量を W [kg]、直径を d [cm]、比重量を r [kg/cm³]、個数を g [-]、試料の縦弾性係数を

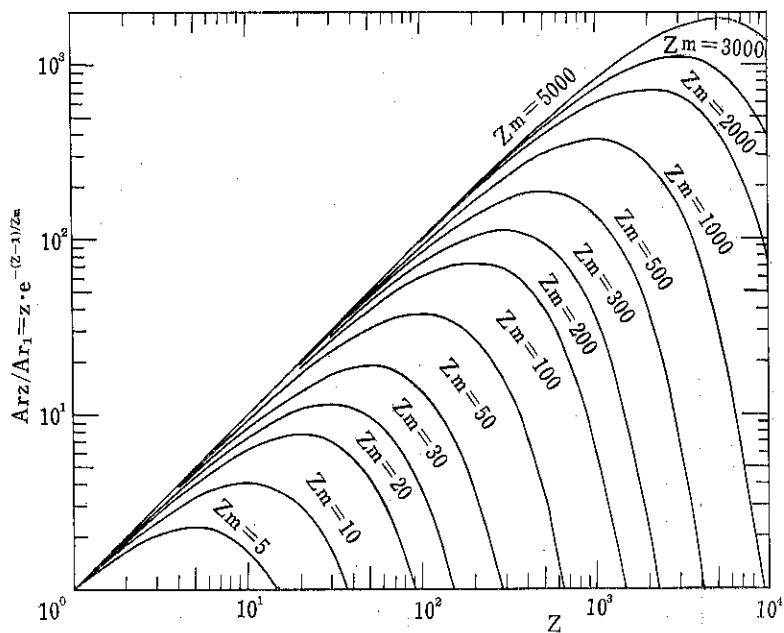


Fig. 4 第Z回目のただ1回による粉砕正味仕事量 A_{rz} の計算線図

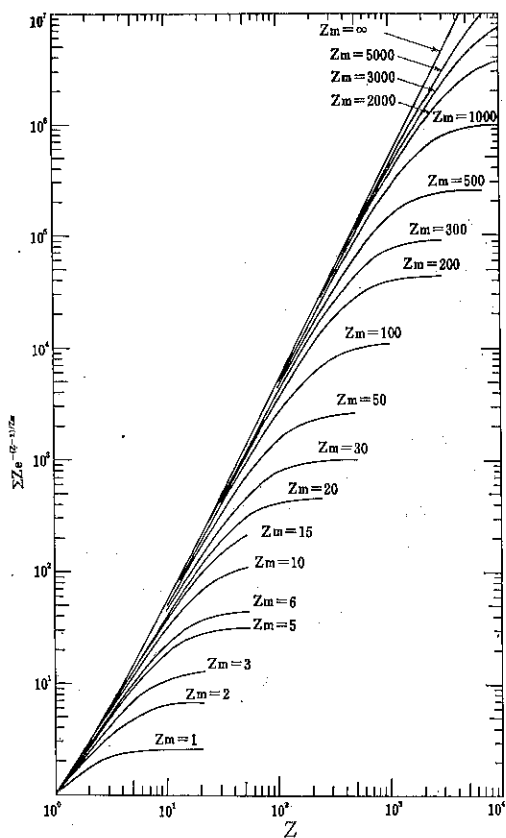


Fig. 5 最初から第Z回目までの粉砕正味仕事量の和 $\sum A_{rz}$ の計算線図

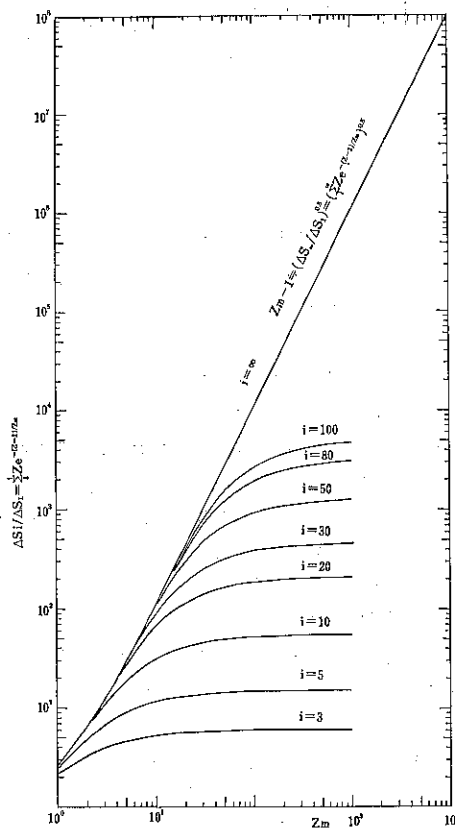


Fig. 6 Z_m の計算線図 (Z_m の値は(13)式から算出する)

$$Ar_1 = 3.5 \times 10^{-3} \zeta^{1.75} \gamma^{0.5} D^{0.5} L^{-0.25} (E W_0 / \rho)^{-0.5}$$

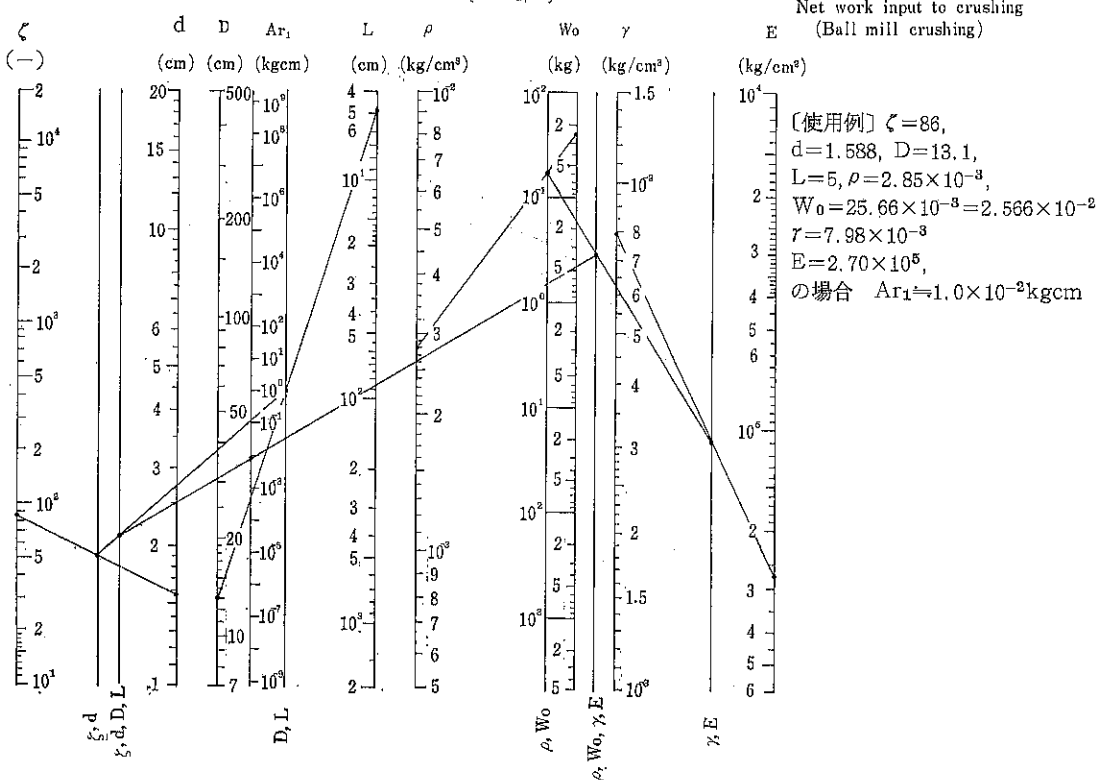


Fig. 7 ボールミルの最初の第1回転目の粉碎正味仕事量の計算線図
($D = 7 \sim 500$ [cm], $L = 4 \sim 2000$ [cm])

E [kg/cm²], 真比重を ρ [kg/cm³], 試料総重量を W_0 [kg] で表わす。またボールあるいは被碎材試料の真の体積とミル内容積との比をそれぞれ α , β で表わす。

$$\alpha = (\zeta \cdot d^3 \cdot \pi / 6) / (D^3 \cdot \pi / 4) \quad (14)$$

$$\beta = (W_0 / \rho) / (D^3 \cdot \pi / 4) \quad (15)$$

3.1.a. ボールの個数, 直径, 比重および試料重量を変化させた場合の Ar_1 の算出式

定常運転ボールミルの最初の第1回転目の粉碎正味仕事量 Ar_1 [kgcm] を次式で表わすことができる²⁾。

$$Ar_1 = 3.5 \times 10^{-3} \cdot \zeta^{1.75} \cdot d^{4.75} \cdot \gamma^{0.5} \cdot D^{0.5} \cdot L^{-0.25} \cdot (E \cdot W_0 / \rho)^{-0.5} \quad (16)$$

(16)式の計算線図を Fig. 7, 8 に示す。前者は $D = 7 \sim 500$ [cm], $L = 4 \sim 2000$ [cm] の一般工場で実用されるミル寸法まで含めた範囲で、後者は $D = 7 \sim 38$ [cm], $L = 5 \sim 40$ [cm] の実験用小型ミルに対して使用する。

3.1.b. 異径等幅ミルにて充填比 α , β をそれぞれ一定不変にしてボールの個数と直径のいずれかを変えた場合

この場合の Ar_1 を次式で表わす²⁾。

$$Ar_1 = 5.1 \times 10^{-3} \cdot \zeta^{1.5} \cdot d^4 \cdot \gamma^{0.5} \cdot \alpha^{0.25} \cdot (E \cdot L \cdot \beta)^{-0.5} \quad (17)$$

α , β 一定でボール個数のみ変えた場合には

$$Ar_1 \propto \zeta^{1.5} \propto D^3$$

が成立ち、 α , β 一定でボール径のみ変えた場合

$$Ar_1 \propto d^4 \propto D^{2.67}$$

の比例関係が成立つ。

3.2 最初から第Z回転目までの粉碎正味仕事量の和 ΣAr_z の算出式と計算線図

落重衝撃圧縮における打撃回数に対応するものとしてボールミルではミル総回転数を採用する。ミル1回転あたりの粉碎正味仕事量はある総回転数 z_m にて極大となる。第Z回転目のただ1回転による粉碎正味仕事量 Ar_z , 最初から第Z回転目までの合計粉碎正味仕事量 ΣAr_z はそれぞれ衝撃圧縮粉碎における同一形式の

(3), (4)式で表わすことができる。これらの計算線図は前掲の Fig. 4, 5 である。式中の z , z_m の値が相当大きい値となり計算に手数がかかるが Fig. 4 を描くことにより、これを利用して近似計算を行えば比較的容易に

$$Ar = 3.5 \times 10^{-3} \zeta^{1.75} d^{4.75} \gamma^{0.5} D^{0.5} L^{-0.25} (E W_0 / \rho)^{-0.5}$$

Net work input to crushing
(Ball mill crushing)

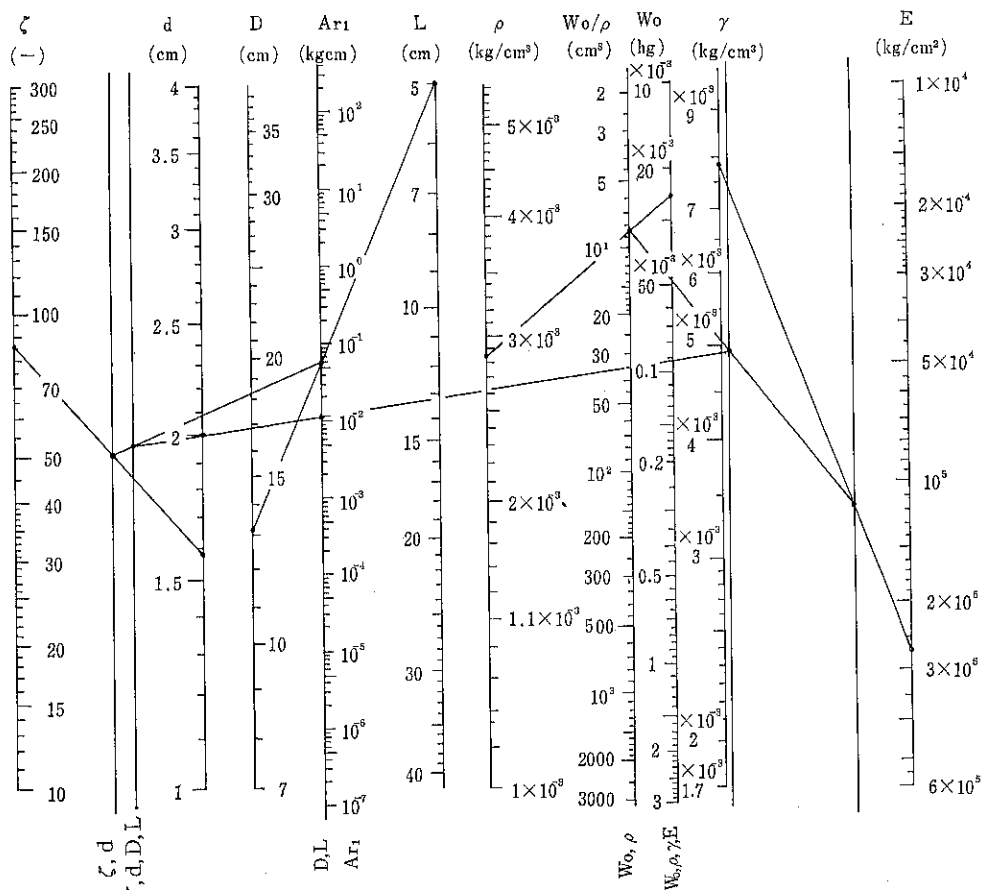


Fig. 8 ポールミルの最初の第1回転目の粉砕正味仕事量の計算線図
($D = 7 \sim 38$ [cm], $L = 5 \sim 40$ [cm])

Fig. 5 を描くことができる。また極端な少数回転数を問題としない場合には次に示す z' , z'_m , K を用いて近似計算を行う⁶⁾。この場合 $z'_m = 20$ を常用して差支えない。

$$z/z' = z_m/z'_m \quad (18)$$

$$K = (z_m/z'_m)^2 e^{(1/z_m - 1/z'_m)} \quad (19)$$

$$\sum_{i=1}^z Ar_i \approx K \cdot Ar_1 \cdot \sum_{i=1}^{z'} z' e^{-(z'-1)/z'_m} \quad (20)$$

極端な少数回転数 $z \ll z_m$ の領域では(20)式による誤差が無視できなくなるので(4)式を用いる。

3.3 比表面積増加量 ΔS , 篩残率 R および z_m の算出式と計算線図

ポールミルにても衝撃圧縮粉砕におけると同一の(5)~(13)式を用いる。(20)式を用いて(9), (10)式を書きかえ次式を与える。

$$\Delta S_i / \Delta S_j \approx \sum_{z'=1}^{z'-1, z'_m/z'_m} z' e^{-(z'-1)/z'_m}$$

$$\frac{z'-1, z'_m/z'_m}{\sum_{z'=1} z' e^{-(z'-1)/z'_m}} \quad (21)$$

$$\Delta S_i / \Delta S_1 = \Delta S_i / (CEI \cdot Ar_1 / W_0)$$

$$\approx K \cdot \sum_{z'=1}^{z'-1, z'_m/z'_m} z' e^{-(z'-1)/z'_m} \quad (22)$$

(21), (22)式の計算線図を $z'_m = 20$, $i = 100, 1000, 10000$, $j = 1, 100, 1000$ の場合について Fig. 9, 10 に示す。

衝撃圧縮粉砕について述べたと同様に被砕材の物性値とミル粉砕条件とから Ar_1 , z_m , ΔS_z , R の値を算出することができる。粉砕操作を実施する以前に、紙上計算によって粉砕全域にわたる比表面積増加量と篩残率の値を予測でき、適当な粉砕条件を選定する一指針となる。

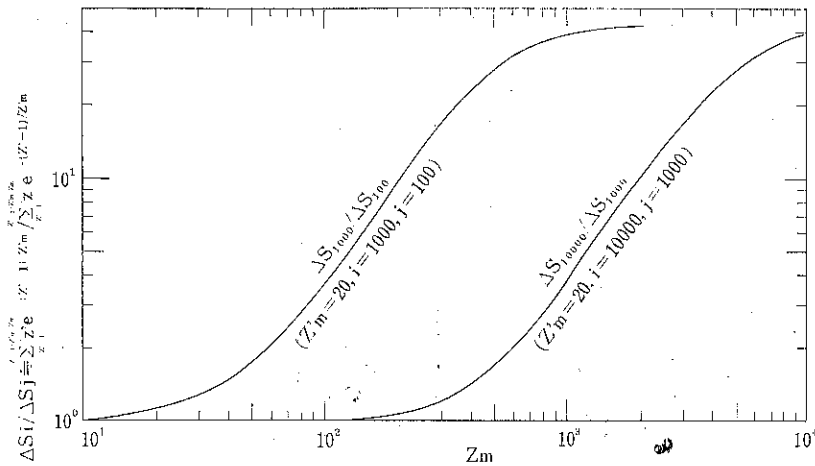


Fig. 9 z_m の計算線図 (比表面積増加量の実測値 2 個の比より z_m を求める線図)

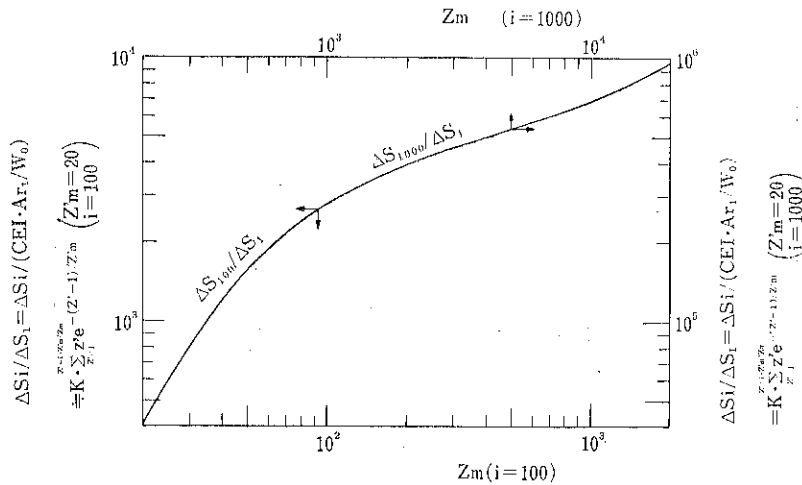


Fig. 10 z_m の計算線図 (比表面積増加量の実測値 1 個と CEI, A_{r1} の値とから z_m を求める線図) (比表面積増加量の実測値を用いずに z_m を求めるには(13)式を用いる。)

4. 材料の粉碎性能値の表示

上述の計算を実施するためには被砕材料の固有の物性値として材料の真比重 ρ , 縦弾性係数 E , 粉碎進行指数 CEI の値を予め実測しておくことが必要である。これらの粉碎性能値のほかにモースかたさ, 圧縮強さ, 引張強さ係数, 粉碎開始指数 $CII=V/U$, $[cm^3/kgcm]$ の実測値を実験試料名, 産地名とともに表示する。Table 1 は各種鉱物, 岩石, 人工岩石 (セラミックス) についての実測値の平均値を示した。これらの物性値の間の相互関係についてはすでに別報⁴⁾で述べた。

5. 結 言

被砕材の物性値と試料条件および粉碎条件とから, 衝撃圧縮粉碎およびボールミル粉碎における粉碎正味仕事量, 比表面積増加量および篩残滓量をそれぞれ求める算出式とその計算線図, さらにこれの使用に必要な材料の粉碎性能値の数例を示した。

(注 1) 粉体層試料に繰返し多数回静圧を加える場合や超低速ボールミル粉碎またはハードグロブ粉碎性試験機による粉碎正味仕事量 A_{rz} と繰返し回数あるいは総回転数 z との関係式は(3)式とは異なる次式

$$A_{rz} = A_{r1} \cdot e^{-(z-1)/z}$$

Table 1 被砕材料の粉碎性能値

大 別	細 別	名 称	産 地	モー ス か た さ	真比重 ρ kg/cm ³	圧縮強さ σ_c kg/cm ²	引張強さ 係 σ_t kg/cm ²	縦弾性 係 数 E kg/cm ²	粉碎開始 指 数 C I I cm ³ /kgcm	粉碎進行 指 数 C E I cm ² /kgcm	
鉱 物	元素鉱物	石 墨	富山県高清水	2	2.39× 10 ⁻³	350	44	1.08× 10 ⁵	0.67	10	
	"	硫 黄	栃木県那須	1	1.95 "	550	30	1.30 "	0.50	100	
	"	閃 亜 鉛	宮城県細倉	4	3.33 "					40	
	"	黄 鉄 鉱	秋田県小坂	6	4.95 "	510	55	1.97 "	0.31	30	
	酸化鉱物	赤 鉄 鉱	イ ノ ド	5.5	4.59 "	1230	210	2.82 "	0.063	12	
	"	磁 鉄 鉱	岩手県釜石	6	4.55 "	1600	95	2.94 "	0.152	11	
	"	クローム鉄鉱	兵庫県関宮	5.5	3.60 "	610		1.45 "	0.222	13	
	ハロゲン 化鉱物	螢 石	浙江省	4	3.14 "	730		1.65 "	0.41	80	
	炭酸塩鉱物	苦 灰 石	栃木県葛生	4	2.49 "	940		0.78 "	0.22	13	
	硫酸塩鉱物	雪 花 石 膏	岩手県岩沢	2	2.36 "				3.50	290	
岩	珪酸鉱物	石 英	福島県石川	7	2.85 "	3800		2.95 "	0.096	20	
	珪酸塩鉱物	正 長 石	福島県石川	6	2.37 "	2200		2.62 "	0.205	19	
	火成岩	深 成 岩	黒雲母花崗岩	茨城県稲田	6.5	2.91 "	1400	92	2.15 "	0.215	33
		"	"	福島県中山黒	6	3.34 "	920	120	2.8 "	0.067	35
		"	"	福島県三春	5.5	3.05 "	1030	115	2.4 "	0.189	14
		"	"	岡山県万成	6		1200		2.52 "	0.294	11
		"	複雲母花崗岩	愛知県岡崎	5.5	2.56 "	800		1.59 "	0.238	32
	噴 出 岩	カンラン石 玄武岩	兵庫県玄武洞	6	3.05 "	870	104	1.75 "	0.109	46	
		安 山 岩	伊豆小松石	6	3.04 "	1700	130	2.0 "	0.15	12	
		流 紋 岩	新潟県赤谷	4	2.39 "	1620	110	4.5 "	0.15	12	
石	堆積岩	火成碎屑岩	結晶ガラス 質凝灰岩	栃木県大谷	3	2.258 "	100	16	0.20 "	1.67	29
	"	凝 灰 岩	静岡県沢田	3	2.40 "	320	48	0.55 "	0.55	33	
	水成碎屑岩	石灰質頁岩	宮城県稲井	6	2.59 "	675	129	2.64 "	0.083	18	
	"	砂 岩	千葉県銚子	4	2.44 "	357	52	0.67 "	0.189	48	
	有機沈澱岩	石 灰 岩	東京都大久保	4				0.81 "	0.370	60	
	"	石 炭	茨城県内郷	5	1.471 "	400	26	0.40 "	0.42	25	
	変成岩	熱 変 成 岩	晶質石灰岩	茨城県真弓山	6	2.91 "	400	33	1.11 "	0.53	95
"		石 灰 岩	広島県東城	4	2.994 "	940	72	0.81 "	0.33	100	
動力変成岩		ミロナイト	長野県高遠	6	2.48 "	1375	134	1.94 "	0.23	8	
人工岩石	陶 磁 器	白 雲 陶 器	国立陶磁器 試験所		2.32 "	1100	130	1.3 "	0.20	22	
	"	衛 生 陶 器	東 洋 陶 器	5.5	2.628 "	1450	142		0.116	20	
	ガ ラ ス	磨板ガラス	日本板ガラス	5.5	2.55 "	8000	340	4.2 "	0.013	10	
	レ ン ガ	普通レンガ	市 販	4	2.876 "	320	35	0.45 "	0.34	150	
	"	耐火レンガ	市 販	5	2.585 "	160	54	0.70 "	1.25	47	
	燃 料	コ ー ク ス	東京ガス	3.5	1.821 "	420	54	0.50 "	0.50	25	

で表わされ、 $z/\bar{z} < 0.1$ の初期段階では $\sum_i A_{rz}$ は z にほぼ
正比例し、衝撃圧縮粉碎や定常運転ボールミル粉碎にお
ける関係と著しく異なっていることを付記する⁵⁾。

(注 2) 等径ボールについて導いた本文中の式を異径ボ
ールを混入した場合に適用するには、ボール総重量をボ
ール全個数 k で除してえる平均ボール径 d を用いる。

(29頁に続く)

粉 碎 効 率 の 基 礎 的 考 察

名古屋大学 工学部

神保 元二, 浅川 貞雄, 石川 達郎

加藤 鎮雄*, 立川 実**

1. 緒 言

粉碎機の効率がきわめて小さいことは多くの人によって指摘されているが、その効率を実際に測定した研究は僅かであって、しかもその結果はきわめて大きいばらつきを示している。これは粉碎効率の測定方法がそれぞれに異なり、粉碎効率の定義についても一致していないためと考えられる。この点、粉碎の真の効率を全粉碎所要エネルギーに対する固体の新表面生成に要したエネルギーの割合をもってあらわすのが、もっとも適当であると考えられる。新表面生成のためのエネルギーは固体の表面エネルギーに新表面積を乗じたものであって、結局粉碎の真の効率を知るには、固体の表面エネルギーを知る必要がある。

固体の表面エネルギーの測定は物理的な測定法によっても行われており、かなりの測定データも発表されているが^{10,19)}、データの多くは純粋な物質についてのものであって粉碎操作が対象とするような種類の物質に対する適用には疑問があり、また機械的に生成する表面に適用できるか否かにも疑問がある⁷⁾。

そこで固体の表面エネルギーを破碎、粉碎操作によって直接求めることもいくつか行われており、その測定結果も少なくない。その結果は一般的にいて、物理的方法による表面エネルギーに対してきわめて大きい値を示し、ばらつきも大きい。また測定方法もほとんど特殊な粉碎装置であって、実際の粉碎機への適用には依然として疑問が多い。

以上のような状況から、筆者らは定常状態でのエネルギー収支が測定でき(全エネルギー量の積分が容易・正確にでき)、温度測定が可能で、しかも実際の粉碎操作との関連が明確で、粉碎条件(加える力の大きさ、雰囲気

気、対象粉体の粒度など)を広くとることのできる、実用振動ボールミルを用いる表面エネルギーの測定を行ったのでその結果について報告する。なおボールミルを用いる測定はすでに Schellinger が行っているが¹⁷⁾、きわめて不完全なものである。

2. 実験装置および方法

2.1 測定法の原理

従来、主として用いられている重錘落下、または圧縮粉碎のエネルギー収支はつぎのようにわけられる²⁰⁾。

入力エネルギー(W)=重錘またはプレスにより試料容器に加わるエネルギー(W_c)+発熱エネルギー(W_h)+表面生成エネルギー(E)。

ここで、 W は重錘の位置エネルギー、または圧縮エネルギー、 W_c は容器下部のアルミまたは銅線の変形量より求めたエネルギー、 W_h は破碎または粉碎前後の温度より求めた熱エネルギー、 E は生成表面積 ΔS と表面エネルギー γ とを乗じた値、

なお上の方法によると W_h の測定はかなりむづかしく、試料もやや大きな粒度のものに限定される。

振動ボールミルを用いて表面エネルギーを測定する場合、つぎのようにエネルギー収支はわけられる¹⁵⁾。

機械的入力エネルギー(W)=ベアリングとスプリングヒステリシスの損失エネルギー(W_b)+ボール、粉体および容器壁の発熱エネルギー(W_h)+表面生成エネルギー(E)。

ここで W はトルクメーターで測定し、これから求めた値、 W_b は装置を運転するのに必要な仕事、 W_h は振動ミル粉碎の場合にボールおよび粉体により生ずる熱量、さらにこの値はミル内容物とミル壁に蓄熱される熱量、

*: 現在月島機械㈱

**: 現在大日本シンロイ㈱

q_a と q_a' , および運転中の放熱量 q_e にわけられる。

表面エネルギー $r = E/\Delta S = (W - W_o - W_h)/\Delta S$ または $(W - W_b - W_h)/\Delta S \dots\dots (1)$

2.2 荷重ポットによるトルク測定

装置を **Fig. 1** に、ベアリングおよびスプリングのヒステリシス損失エネルギー W_b を測定するための荷重ミル（ポットのボールが動かない状態の荷重を示す）を **Fig. 2** に示す。偏心荷重の偏心距離 r や回転数 ω を一定にし、ある振巾 α になるように荷重ミルの重量 M をボルト数により調節し、ミルに固定し、振動ミルを運転し、トルクメーターで入力トルク T_o を測定する。この T_o の値は運転条件が一定の場合、振巾に対応する仕事 W_b

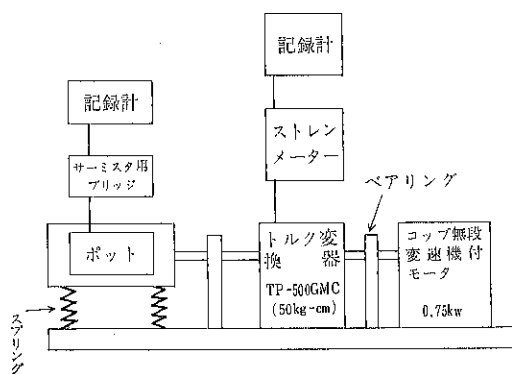
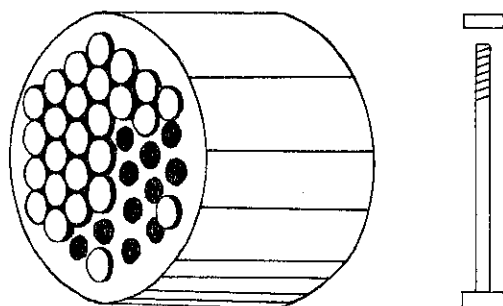


Fig. 1 振動ミル用入力測定装置概略図

である。**Fig. 3, 4** に荷重ポットを用いて回転数同一で、偏心荷重の偏心距離 r および荷重ポットの重量 M に対する振巾 α と入力 T_o の関係を示すが、これらの図より r と M をパラメタにし、 α と T_o の関係を求め、その結果を **Fig. 5** に示す。Fig. 5より回転数が同一で、振巾が同一ならばベアリングとスプリングのヒステリシス損失の装置固有の仕事、 W_b はポット重量や偏心荷重の偏心距離が異なっていてもほぼ同一になることがわかる。

2.3 伝導伝熱量の測定

ポットは **Fig. 6** に示すごとく二重円筒で内筒と外筒は6本の脚（120度間隔で2組）で固定され、ミル運転



本体：115×158mmφ 5560g
ボルト：142×14mmφ 162g

Fig. 2 荷重ポット概略図

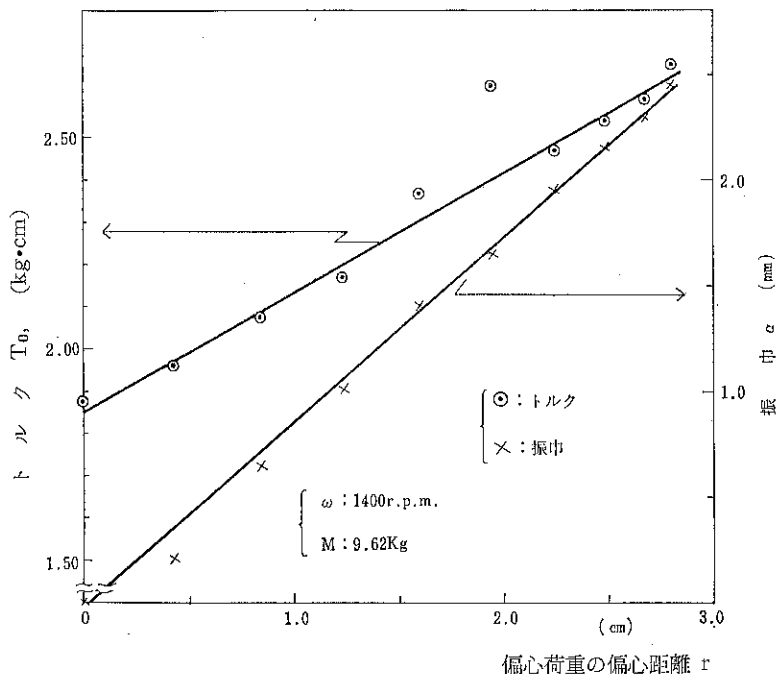


Fig. 3 荷重ポットを用いて偏心荷重の偏心距離と振巾および入力の関係

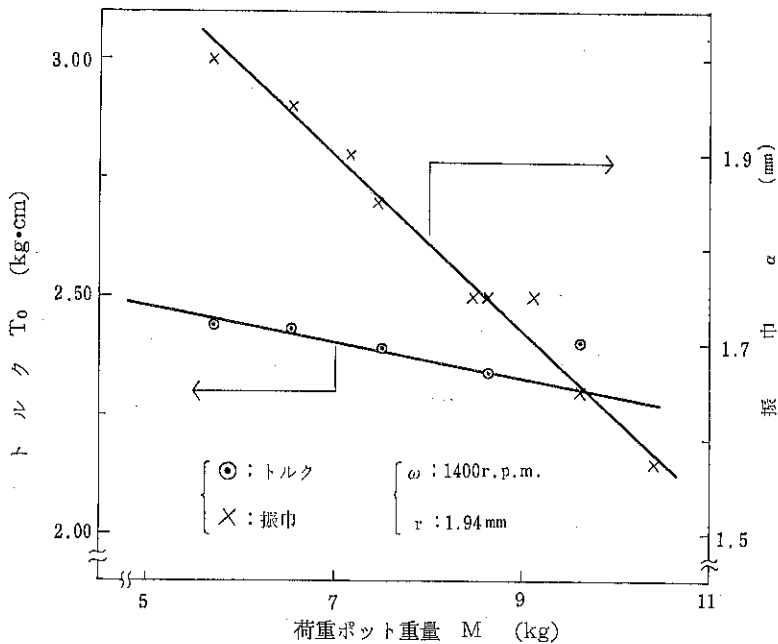


Fig. 4 荷重ポットの重量と振巾および入力の関係

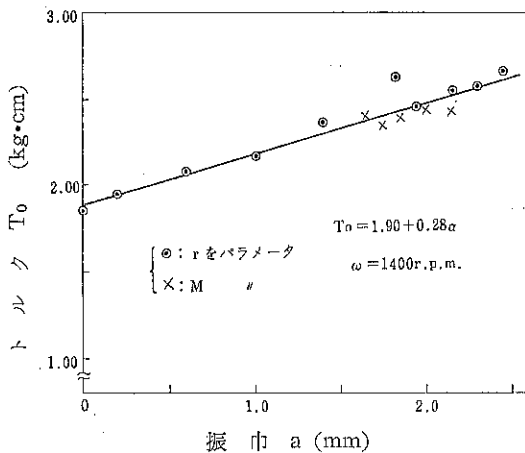


Fig. 5 荷重ポットを用いて偏心距離 r と荷重ポットをパラメータとして振巾と入力の関係

中の伝導伝熱量を測定するため1つのポットの2脚に1対のサーミスタ (5×3×1 mm, 0°Cで7 KΩ, 100°Cで0.25 KΩ) を貼布し, 2組のサーミスタ (Fig. 6 では②—①および④—⑤) によってポット内筒と外筒の温度差, Δt を測定する. ここで Fig. 7, 8 でわかるように温度上昇は 10°C 程度で小さいため, ポットの熱は内筒と外筒を支えている6本の脚部の伝導伝熱のみで放出され, 伝導伝熱量は半径方向に均一であると仮定して, (2) 式によりミル運転中の伝導伝熱量を求める.

$$q_c = k \cdot \Delta t \cdot \theta \cdots \cdots (2)$$

ここで θ は粉碎時間, Δt は2組のサーミスタによって測定したポットの内筒と外筒の各温度差のミル運転中の時間 θ の算術平均の値.

k はつぎのような実験により求めた, ポットの内筒に

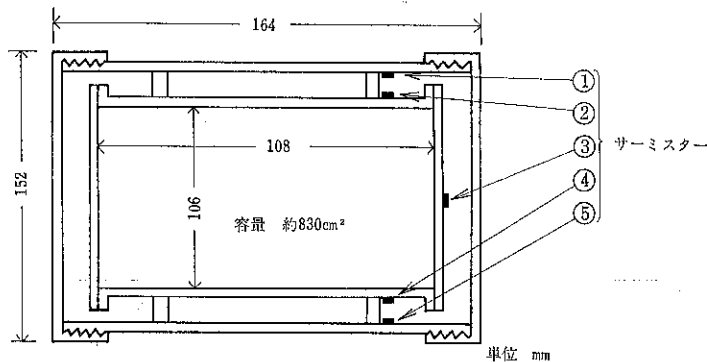


Fig. 6 二重円筒ポット概略図

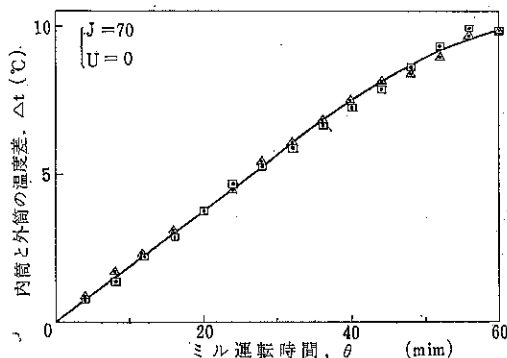


Fig. 7 二重円筒ポットに粉体を入れずにボールのみ入れてミルを運転した場合の内筒と外筒との温度差と運転時間の関係

水をいれ、ニクロム線で水温を昇させ、このときのワット数を測定してジュール熱より各ポットの k , すなわち k_1, k_2 の値を求めた。

$k_1=178$ (cal/°C·min), $k_2=117$ (cal/°C·min), $k_1/k_2=1.34$.

つぎに $U=0$, すなわちボールのみでミルを空運転し、各仕事量を測定する。測定結果より k をつぎのごとく求めた。

$$(T-T_0) \times 0.147 \times \omega \cdot \theta - (q_a + q_a') = k \cdot \Delta t \cdot \theta$$

$$= (k_1 \cdot \Delta t_1 + k_2 \cdot \Delta t_2) \times \theta = k (1.34 \Delta t_1 + \Delta t_2) \times \theta \dots (3)$$

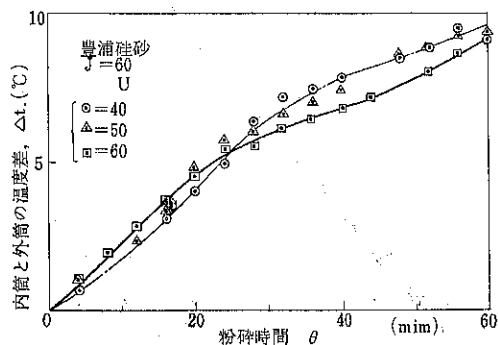


Fig. 8 二重円筒ポットの粉砕実験で内筒と外筒との温度差と粉砕時間の関係

$k=145$ (cal/°C·min), $k_1=195$ (cal/°C·min), $k_2=145$ (cal/°C·min)

ポットへの入力エネルギー, $(T-T_0) \times 0.147 \cdot \omega \cdot \theta$ は No. 1, No. 2 の各ポットに分離できないため、ジュール熱より求めた k_1, k_2 の比率を用いて、実際にボールのみで運転した場合の収支より k_1, k_2 および k の値を求めた。粉砕実験では後者により求めた k の値を(3)式に用いて伝導伝熱量 q_c を求めた。なお温度差 Δt はポットのミルへの固定方向により $1 \sim 2^\circ\text{C}$ 程度差が生ずるため常に一定方向になるように設定した。

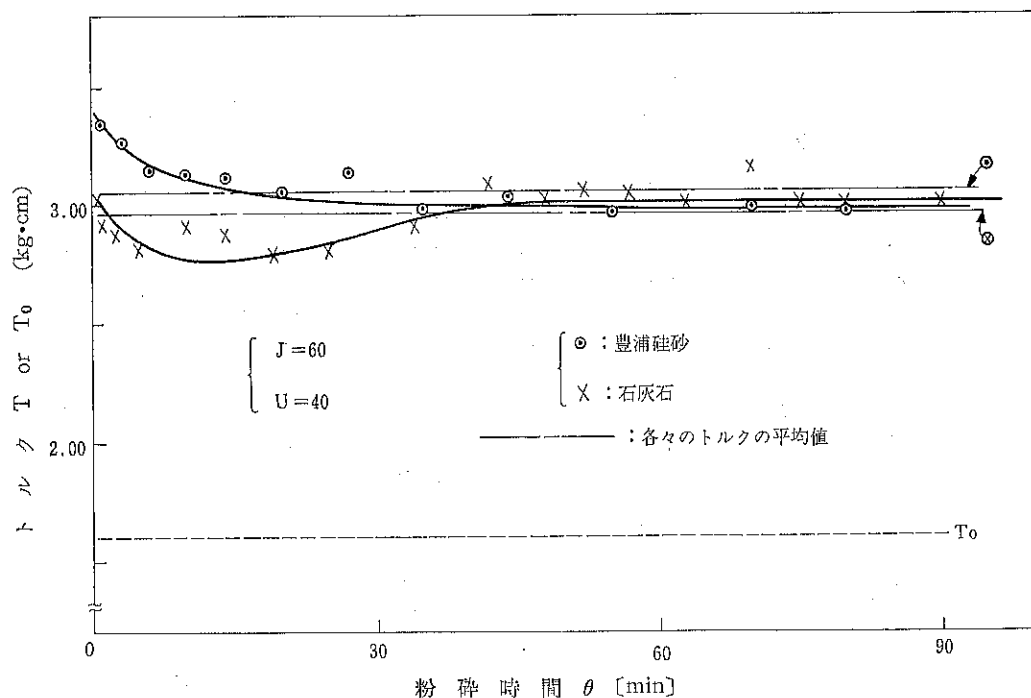


Fig. 9 トルクの時間的变化

2.4 ミルのエネルギー収支測定操作

粉砕実験を行う前に、まず荷重ポットでミルを1時間
 予備運転し、入力 T_0 が一定になってから運転を中止
 し、ベアリングなどの潤滑油が冷えないように手早く二
 重ポットと取替え（この間2～4分以内、4～5分以上
 になるとトルクの初期変動が大きく、定常に達するまで
 のミルの運転時間が長い）、粉砕実験を行う。粉砕実験
 中3～5分間隔で入力 T を測定する。なお粉砕条件によ
 り程度の差はあるが入力 T は粉砕時間 θ と共に変化す
 る。この関係を Fig. 9 に示す。Fig. 9 で T の粉砕時
 間による平均値を1点鎖線で示す。 T は20～40分で一定
 値に収束するが、収束してからでも時々異常な値を測定
 するが、これらをも含めて T の時間に対する平均値を求
 めている。また、Fig. 9 で T_0 が時間に関係なく一定
 値であるが、これは粉砕前後に荷重ポットを運転した場

合の入力の平均値を用いているためである。

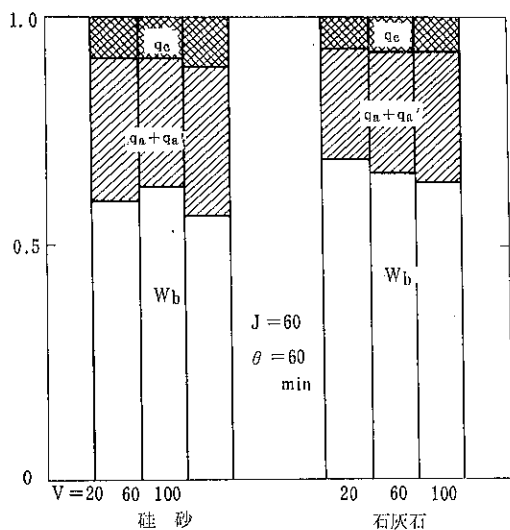
一定時間粉砕後、ミルをとめ、荷重ポットと取替え、
 ミルの運転を行う。二重ポットのボールおよび粉体を既
 知温度の一定量の水にいれ、熱容量 q_a を測定する。ポ
 ットの熱容量 q_a' は粉砕終了時の温度より求める。各サ
 ーミスタの温度は実験中打点記録計により記録する。ま
 た試料の表面積測定は熱容量測定前に約100グラム程度
 試料を採取しておき、流体透過法により行った。ミル運
 転中、振巾 α は0.1mmの精度で測定した。荷重ポット
 の場合、 α は運転時間によりほとんど変化しないが、粉
 砕実験の場合は運転初期に変動する。この変動の大き
 さは粉砕条件により異なり、約30分程度で定常値に達す
 るが、この収束する時間は粉砕物質によっても異なる。本
 実験の場合、振巾は平均すると、初期1.95mmで定常
 時は1.90mm程度である。

Table 1 用いた粉体試料

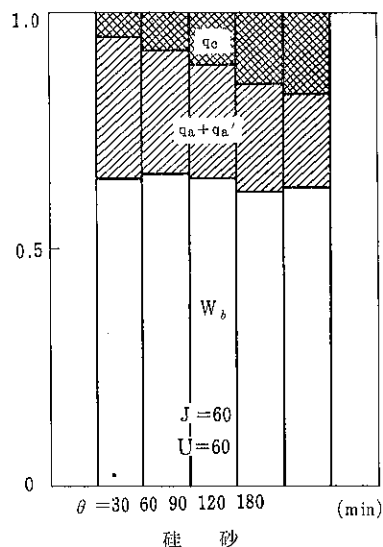
物質	密度 (g/cm ³)	平均粒径 ($\mu\phi$)	モース硬度	仕事指数 (kw・hr/ton)
珪 (濃浦標準砂)	2.52	200	7	14.1
石 (日東粉化工業)	2.61	150	3	12.5
アルミナ (ホワイアラランダム)	3.90	103	9	56.7
石英	2.50	140	7	13.6
大理石 (試薬)	2.61	140	4	

Table 2 実測値の一例 ($J=60$, *のみ $J=80$)

物質	粉砕時間 θ (min)	粉体量 U	入力エネルギー W (kcal)	機械的損失 W_b (kcal)	伝導伝熱量 q_c (kcal)	蓄熱量 ($q_a + q_a'$), (kcal)	生成比表面積 S_w , (cm ² /g)	生成表面積 ΔS , $\times 10^6$ cm ²	表面エネルギー E , (erg/cm ²)
珪	60	20	47.74	30.69	4.41	11.76	7120	14.88	$+1.82 \times 10^4$
	"	"	38.35	23.93	4.22	11.79	6750	14.10	-3.95 "
	"	40	43.08	27.57	3.65	10.07	4029	16.28	+4.60 "
	"	60	49.35	29.42	4.63	13.41	2607	15.37	+5.16 "
	"	"	49.56	33.03	5.02	13.56	2616	15.43	-5.49 "
	30	"	25.19	15.40	1.41	7.34	1619	9.08	+4.81 "
砂	60	60*	56.37	29.29	5.78	21.34	3023	24.76	-0.08 "
	"	80	49.03	26.56	4.79	14.63	2422	18.88	+6.84 "
	"	100	53.99	31.41	5.85	16.58	1980	18.97	+0.33 "
	"	"	51.08	27.95	5.05	16.46	2023	19.43	+3.45 "
石	"	20	52.08	35.30	3.59	12.42	6730	14.59	$+2.21 \times 10^4$
	"	60	51.98	36.20	4.25	14.14	5015	31.82	-3.43 "
	"	100	54.25	36.21	4.75	15.60	4420	46.73	-2.07 "
灰	30	60	25.79	16.76	1.21	7.84	3580	22.42	-2.74 "
	90	"	75.54	49.20	8.19	18.14	5664	36.18	-1.29 "
石	120	"	105.49	65.90	16.27	23.31	7339	47.23	+0.90 "
	180	"	152.28	96.34	25.47	30.48	6862	44.09	+0.27 "



(a) 粉碎条件一定で粉仕込量Uのみ変化した場合の入力配分比



(b) 粉碎条件一定で粉碎時間Qのみ変化した場合の入力配分比

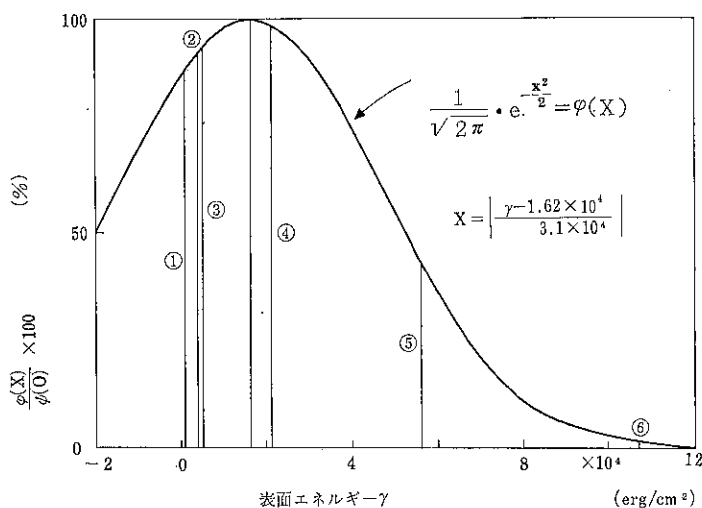
Fig. 10 入力配分比の一例

Table 3 本実験方法により現在までに求めた各物質の表面エネルギー（3人の測定者の結果）

物質	表面エネルギー, γ (erg/cm ²)
豊浦標準砂	$(1.62 \pm 3.10) \times 10^4$
石灰石	$(0.83 \pm 1.94) "$
ホワイトアラランダム	$(4.18 \pm 4.06) "$

Table 4 本実験より求めた各物質の表面エネルギー（1人の測定者の結果，データ数少）

物質	表面エネルギー, γ (erg/cm ²)
豊浦標準砂	$(1.75 \pm 3.85) \times 10^4$
石灰石	$(-0.88 \pm 1.91) \times 10^4$
ホワイトアラランダム	1.8×10^3
石英	2.29×10^4
大理石	2.27×10^4



- ① : Edser ② : Zeleny ら ③ : Roesler
 ④ : Hughes ⑤ : Zimmerly ら ⑥ : Schellinger

Fig. 11 本実験方法により求めた測定値が生ずる頻度と他の測定値の生ずる頻度との関係（硅砂または石英について）

Table 5 破壊に要する真の入力収支より求めた表面エネルギー

測定者	測定法, 条件	物質	表面エネルギー $10^4(\text{erg/cm}^2)$	備考
Edser ²⁾	理論計算	石英	0.09	$\frac{\varphi(x)}{\varphi(0)} \times 100 = 88$
Kuznetsov ¹¹⁾	半理論値	石英	0.08	
		石灰石	0.008	
		コランダム	0.155	
Roesler ¹⁴⁾	圧縮	ガラス	約 0.4	$\frac{\varphi(x)}{\varphi(0)} \times 100 = 92.5$
Kenny, Piret, ⁹⁾	圧縮粉碎	石英	1.7~4.9	
Schulz, Cooke, Piret, ¹⁸⁾	重錘落下	石英	1.37~1.47	
		ガラス	"	
Zeleny, Piret ²⁰⁾	振子ハンマー	石英 ガラス	約 0.3	$\frac{\varphi(x)}{\varphi(0)} \times 100 = 92\%$
Schellinger ¹⁷⁾	ボールミル	石英	10.7	$\frac{\varphi(x)}{\varphi(0)} \times 100 = 1.4$
		石灰石	3.2	

Table 6 全入力が生成表面に要するエネルギーとして求めた結果

測定者	測定法, 条件	物質	粉碎所要エネルギー ($\text{g} \cdot \text{cm/cm}^2$)	備考
Gross, Zimmerly ⁴⁾	重錘落下	石灰石	57 13	$\frac{\varphi(x)}{\varphi(0)} \times 100 = 43$
Johnson, Axelson, Piret ⁸⁾	重錘落下	石英	176~144	
		石灰石	94	
		ガラス	165	
Rumpf ¹⁶⁾	高速衝撃	ガラス球	200~500	
		石灰石	100~250	
Behren ¹⁾	高速衝撃	ガラス	200~500	
		石灰石	100~250	
Hiorns, English, ³⁾	圧縮 (Bending)	石炭	40~70	
Hughes ⁵⁾	リングボールミル	珪石 灰 砂石	21~63 4~7	$\frac{\varphi(x)}{\varphi(0)} \times 100 = 98.5$
Hukki, Reddy, ⁶⁾	ボールミル	石英	23~50	
Ohe ²¹⁾	ロール圧縮	石灰石	30~400	
奥田 ¹³⁾	高速衝撃	ガラス	500	
松居 関口 ¹²⁾	圧縮	珪石	40	
		ガラス	100	
		砂石	50	
		石灰石	500	

伝導伝熱量 b_c は $q_c = 145 (1.34 \cdot \Delta t_1 + \Delta t_2) \theta$ として伝熱面積、伝熱距離を含んでいる k の値を測定し、(2)式を変形させた式より求めた。Table 1 に用いた試料を示す。また使用したスチールボールの径は約 13mm ϕ である。粉砕条件はスチールボール 2.24 kg ($J = 60\%$ に相当)をポットに入れ、 U を 20, 40, 60, および 100 と変化させ、粉砕時間 θ は物質によって異なるが、30, 60, 90 および 120 分と変化させて粉砕実験を行った。ここで U は物質の真密度でボール充てん間の空隙容積を除いた値を用いた。測定結果の例を Table 2 に示す。入力エネルギーの配分比の例を Fig. 10 a, b に示す。この配分比はポットの容量や粉砕条件により異なるものである。

3. 実験結果の検討

振動ミルの粉砕で(1)式の各項を測定し、これより求めた表面エネルギーを Table 3, Table 4 に示す。測定値は Table 2 で示すように負の表面エネルギーになることもあるが Table 3, 4 はこれらの平均値である。表面積を流体透過法でなく、吸着法を用いれば表面エネルギーは表の $\frac{1}{2}$ 程度の値になりうる⁸⁾。珪砂について現在までの値より求めた正規分布を Fig. 11 に示す。既往のデータを Fig. 11 にプロットし、われわれの求めた表面エネルギーの生ずる頻度 $\varphi(x)$ と比較し (すなわち $\varphi(x)/\varphi(0) \times 100$) その結果の一部を Table 5, Table 6 の備考欄に示す。

4. 結 論

実際の粉砕機を用い、定常状態におけるエネルギー収支より、固体の表面エネルギーを求めた。その結果よりつぎのことが判明し、また推定された。

(1) 粉砕における発熱量はきわめて大きく、ポットへの入力のはぼ 100 % 近くが熱損失となっているため表面エネルギーの測定結果は大きくばらつき、表面エネルギーが負の値を示すこともあり、また測定結果の分布として負である可能性も考えられないことはない結果となった。

(2) しかし多数の測定結果より平均値を求めると、その値は物質の硬度、粉砕能などの特性値と傾向において一致し、何らかの基礎物性値を示しており、表面エネルギーと密接な関連を有する値と考えられる。

(3) 測定値の分布より、従来の測定結果のうち、機械的方法によって求めたきわめて大きい値 (Schellinger など) の確からしきは小さい。

(4) 理論的に求めた表面エネルギー、または物理的方法より求めた表面エネルギーと粉砕より求めた表面エネ

ルギーと一致する可能性も小さくない。

(5) しかし平均値より判断するならば、粉砕操作における表面エネルギーは理論値よりかなり大きい値を示すことがもっとも確からしい。

(6) その他粉砕動力の配分に関する 2, 3 の考察を行った。

記 号

- $W = 0.147 \cdot T \cdot \omega \cdot \theta$ [cal] : 粉砕所要入力エネルギー
 $W_b = 0.147 \cdot T_0 \cdot \omega \cdot \theta$ [cal] : 振動ミルのベアリングとスプリングヒステリシスの損失エネルギー
 $W_h = q_a + q_a'$ [cal] : ボール、粉体および容器壁の発熱、エネルギー
 $q_c = 145 (1.34 \cdot \Delta t_1 + \Delta t_2) \cdot \theta$ [cal] : ポット内筒の伝導伝熱による損失エネルギー
 $E = r \cdot \Delta S$ [cal] : 表面生成に要するエネルギー
 T, T_0 : kg $\cdot$ cm, : 粉砕用ポットおよび荷重ポットの運転に要するトルク
 ΔS , [cm²] : 生成表面積
 ω , [r. p. m.] : ミルの回転速度
 θ , [min.] : ミルの運転時間
 α , [mm.] : ミルの振巾
 $\Delta t_1, \Delta t_2, \Delta t$, [°C] : No. 1, No. 2 および No. 1 と No. 2 のポットの内筒と外筒の平均の温度差

文 献

- 1) Behren, D., Chem. Ing. Tech., **37**, 473 (1965)
- 2) Edser, E., Brit. Assoc. Advance Sci., Rept., **4**, 281 (1922)
- 3) English, P., & Hiorns, F. J., Trans. Instn. Min. Metall, Section C, **75**, C87, (1966)
- 4) Gross, J., & Zimmerly, S. R., U. S. Bur. Min., 1928, Rept. Invest. 2880.
- 5) Hughes, T. H., Zerkleinern, Dechema-Monographien, **57**, No. 993~1026, (1967), Teil 2, p. 667
- 6) Hukki, R. T., & Reddy, I. G., Ibid. Teil, P. 313.
- 7) 神保元二, 工業化学雑誌, **71**, 1309 (1968)
- 8) Johnson, J. F., Axelson, J., and Piret, E. L., Chem. Engng. Prog., **45**, 708 (1949)
- 9) Kenny, W. J., & Piret, E. L., A. I. Ch. E. Journal, **7**, 199 (1961)
- 10) 久保, 水渡, 中川, 早川 “粉体” 理論と応用, 丸善, 1962.
- 11) Kuznetsov, V. D., “Surface Energy of Solids” (43頁に続く)

小型閉回路粉砕の一実験

(ミクロンセパレーターの分級性能について)

金沢大学工学部

川 合 誠 一

は し が き

粉砕効率をよくする目的で自由に自由粉砕方式の最適分離径に関し、ついで粉砕助材について報告した。^{1,5)}

また国内数ヶ所のセメント工場で現用しているエアーセパレーターで処理した試料を新たに提案された分級性能指数にもとずき検討した⁶⁾。今度小型ではあるが、閉回路粉砕装置を操作する機会を得たので、実際の取扱法ならびにミクロンセパレーターの分級効率について調べた結果について報告する。

1. 分級性能指数

分級性能を表示するにはいろいろの方法が考えられているが、簡単で合理的と思われる田中⁴⁾の方法にしたがった。いま1分間あたりの重量をとって原料供給量をF、ミルへの送入量をE、ミル砕成物、すなわち分級器への供給量をD、戻り粉量をT、精粉量をPで表わす。また各粉末の比表面積S [cm²/g] はそれぞれ上と同じ添字をつけて示すと、定常状態に達した場合の物質収支よりつぎの各式を得る。

$$F = P \quad D = E \quad (1)$$

$$D = P + T \quad E = F + T \quad (2)$$

$$D \cdot S_D = P \cdot S_P + T \cdot S_T \quad (3)$$

$$E \cdot S_E = F \cdot S_F + T \cdot S_T \quad (3')$$

$$Cl = T/F \quad (4)$$

$$Cl' = (S_P - S_D)/(S_D - S_T) \quad (5)$$

式(4)のCl [-] は循環比であるが、これは理想的に分級する場合であって、実際の分級器からの精粉と戻り粉には分離径より大きいか、また小さい粉末が混入している。そこでこの場合の比面積をそれぞれS_{P'}、S_{T'}で表わすと、式(5)は(6)となる。

$$Cl = (S_{P'} - S_D)/(S_D - S_{T'}) \quad (6)$$

またT、D、Pの各試料を乾燥後、日本セメント技術協会型風篩器で風速を加減して15~60ミクロンまでの粒度

に分析し、それぞれの残渣% RからもClが求められる。

$$Cl = (R_D - R_P)/(R_T - R_D) \quad (7)$$

そこで式(4)、(6)および(7)から算出したClの値が互に近似していることにより、測定 of 正確さを知ることができ

る。ここで分離限界径x_c [ミクロン] とはある粒径より大きい粒子が微粉側に入り、また、それより小さい微粉末が粗粒中に入る重量が互に等しくなるような粒径である(いわゆる田中径)。ちなみにこの重量の代りに戻り粉の篩上R_Tと精粉の篩下D_Pの重量%が等しくなる点の粒径を採用したのがBond径(x_b)である。x_cを知るにはD_pの実測値からの(1-D_p)/ClのR_Tを各粒径について、(例えばFig. 5や8の右側に示したように)方眼紙にプロットした両曲線の交点の横軸より読みとる。また分級性能指数α [-] は入粉を風篩器でx_c以下の微粉をできるだけ飛散させたのち、コンテナに残った粗粒の比表面積S_Tと実際の戻り粉のS_{T'}との比から求めた。

$$S_{T'}/S_T = \alpha \quad (8)$$

ただしα>1であり、1に近いほど分級性能がよいことになる。

2. 実験操作

Fig. 1 は本実験に使用した閉回路粉砕装置の略図である。ボールミルの内径25cmφ、長さ40cm、ミクロンセパレーターの内径26cmφ、ローター半径7cmで、いずれも自由に回転数を変えられる。送風量はダンパーの開閉によって加減でき、風速は熱線風速計で図の⑥、⑦の所で測定した。⑥の一次空気はセパレーターへ砕成物の輸送用で、⑦の二次空気は分離効率を高めるための風篩用であるから、なるべく風量を大きくするようにしたが、一次と二次の流量割合は60:40が標準とされている。Table. 1 はダンパー⑥を1/2開、⑦を全閉にしたと

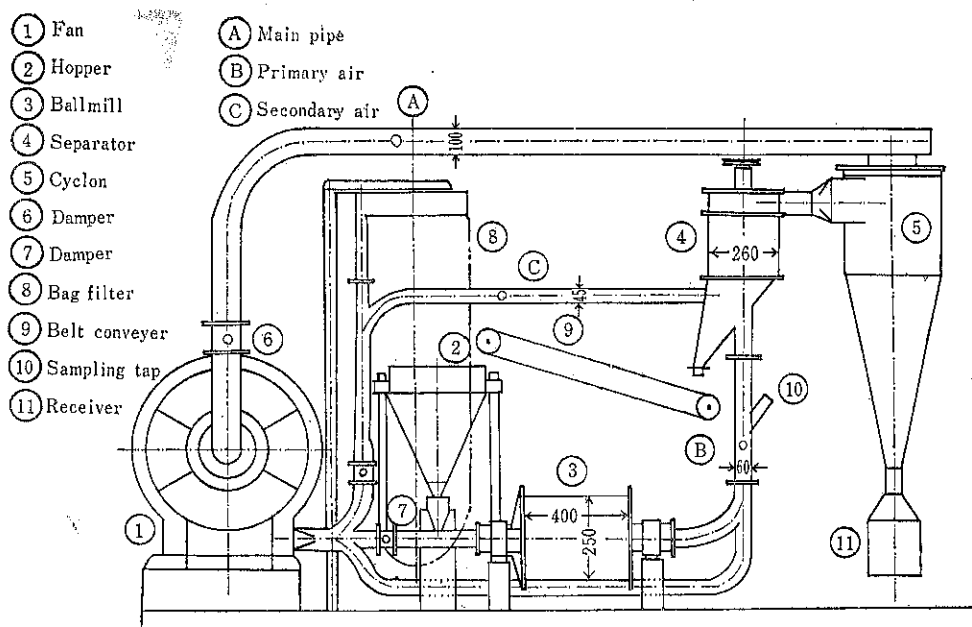


Fig. 1 閉回路粉砕装置略図

Table. 1 風量と精粉生成量

相馬砂 2 kg 粉砕時間 20 min.
 3/4" Steel Ball 25 kg ミクロンセパレーター 374r.p.m.
 25cmφ Ball mill 93 r.p.m. 分離径 42 μ

ダンパー		風量 [m³/min]			精粉総生成量		
Main Butterfly ⑥ ⑦		Main ①	1次 空気 ②	2次 空気 ③	S _P [cm²/g]	P [g]	S _A [cm²/g]
全開	全開	6.74	4.7	3.24	2730	779	21.3×10 ⁵
"	1/2開	6.35	4.66	3.15	2490	830	20.7
"	1/4開	6.35	4.06	3.34	2640	797	21.0
"	全閉	6.35	4.06	3.72	2790	722	20.1
3/4開	全開	6.02	4.7	3.24	3000	704	21.1
"	1/2開	6.16	4.06	3.15	2940	767	22.8
"	全閉	6.26	4.06	3.53	2820	763	21.5
1/2開	全開	5.55	4.21	2.86	3075	649	20.6
"	1/2開	5.41	3.46	3.05	3500	632	22.1
"	全閉	5.5	3.7	3.05	3300	700	23.1
1/4開	全開	2.3	1.8	1.43	以下空気逆流して Feed できない。		
"	1/2開	2.07	2.5	1.62			
"	全閉	2.36	1.41	1.33			
全閉	全開	1.46	1.41	0.81			
"	1/2開	1.37	1.02	0.88			
"	1/4開	1.41	1.44	0.67			
"	全閉	1.37	1.62	0.86			

き（全閉といってもかなり空気が通過できる）精粉の総比表面積（S_P×P=S_A）はもっとも大きい値を示した。同時に大低の場合、送風量が多いとPが多くなる反面S_Pが小さくなることも同表から知ることができる。

ミクロンセパレーターの分離径は次式より算出する。

$$x = \frac{1}{U_r} \sqrt{\frac{18\mu r U_r}{\rho_p}} \quad (9)$$

ここで x: 分離径 [cm]
 r: ローター半径 [cm]
 U: ローター周速度 [cm/sec.]
 U_r: 気流向心方向速度 [cm/sec.]
 μ: 空気の粘性係数 [g/cm·sec]
 ρ_p: 粒子の密度 [g/cm³]

さてボールミルの臨界回転数 N_c [r.p.m.] は理論的に式(10)で算出することができ、その約74%が実験的に最適回転数 N_{opt} [r.p.m.] であるとして従来からボールミル回転操作の目安にされてきた。

$$N_{c,r} = 42.3 / \sqrt{D_m} \quad (10)$$

ただしD_mはミルの直径 [m] である。ところで Table. 2 の上欄に示すように N_{c,r} の10%増のとき、もっとも大きい S_A を与えた。これはミルの直径が小さいとボールの大きさの影響が無視できなくなり、また回転数を多くしないとボールは遠心力によってミル内壁の頂上近くまでのぼることができない。そこで回転数を多くすればボールの衝撃効果がふえるので上記の結果をみるのであ

Table. 2 ボールミルの回転数とボールの装入量

	N [r.p.m.]	S_P [cm ² /g]	P [g]	$\frac{S_A}{S_P \times P}$	備	考
N_{opt}	64.0	4510	378	17.1×10^5	10~16 mesh 相馬砂	20 kg
$N_{cr.}$	84.6	4720	387	18.3	$\frac{3}{4}$ inch ボール	25 kg
" $\times 1.1$	93.0	5080	420	21.4	粉 碎 時 間	20 min.
" $\times 1.2$	100.0	4750	437	20.8	分 離 径	20 μ
" $\times 1.3$	110.0	4670	281	13.1	セパレータ回転数	945 r. p. m
	20.0	4430	423	18.8×10^5		
Ball	25.0	5080	420	21.4		
[kg]	27.5	5000	420	21.0	ミ ル 回 転 数	93 r. p. m.
	30.0	4920	427	21.0		

ろうと解釈した。Table 2 の下欄はボール装入量の比較試験で 25kg が最良を示した。丁度ミル容量に対する装入率は約33%に相当し、これまでの実験値とも符号している。

砕料には市販されている10~16 mesh の相馬砂を使用した。セメントクリンカーやドロマイトも同じ粒径に破碎調製した。これらの密度はおのおの2.63, 3.10, 2.73g/cm³であった。つぎに粉碎開始後何時新原料を添加し始めるとよいかについて条件を変えて実験した1例を Fig. 2 に示した。そのうち15分繰返し粉碎後では全体に S_T が粗いため、原料粒子との粒径差が比較的少な

なお戻り粉に新原料を添加するには電磁フィーダーで所定の T/F で輸送できるよう、バイブレーターの強さと粒度と供給量の関係を入念に予備実験で確めておいた。Cl の分析に必要な試料の採取は Fig. 1 の⑩より家庭用クリナーによって入粉を吸引濾過し、戻り粉と精粉はそれぞれ⑨と⑪よりサンプリングした。

3. 比較的粗い粒子の比表面積の測定

Cl を決定するための比表面積の値はもちろん操作が簡単で再現性のよい Blaine 測定器を使用した。ところが α を求めるには S_T' より微粉を除いた S_T の値を測定せねばならぬが、約1800cm²/cm³ Powder 以下になると空気透過時間の測定が困難となる上、かなりの誤差を含む心配がある。そこで充填層の目皿上に通常用いる東洋汙紙 No. 5a より一段と細孔半径の小さい No. 4 におきかえると、およそ1000cm²/cm³ Powder までの測定が可能となった。

Kozeny-Carman の透過理論によれば充填層の比表面積積 S_v [cm²/cm³] は式(1)より算出でき、また式(2)によって S [cm²/g] に換算することができる。

$$S_v = \sqrt{\frac{4P \cdot g \cdot \rho \cdot \epsilon^3}{k G \mu Z}} \quad (1)$$

$$S = \frac{S_v}{(1-\epsilon) \rho_P} \quad (2)$$

ここで ΔP : 圧力差 [g/cm²]
 g : 重力加速度 [cm/sec²]
 G : 空気の質量速度 [g/cm²·sec]
 ϵ : 空間率 [-]
 ρ : 空気の密度 [g/cm³]
 k : Kozeny 恒数は5

他方 Blaine 装置の恒数Bは次式から求まる。

$$B = \frac{S(1-\epsilon) \rho_P}{\sqrt{\epsilon^3} \sqrt{\rho}} \quad (4)$$

それゆえ粉末をある高さ Z [cm] に充填し、圧力降下法で得た S_v より S を算出し、式(4)に代入すると理論的

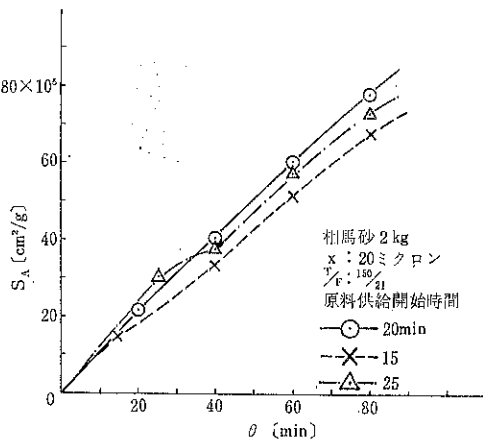


Fig. 2 原料供給開始時間の決定

いから選択粉碎の効果⁵⁾が少なく、 P , S_P ともに少ない。一方25分では S_T が細かくなっているから P は最初のうち多く生成するけれども、次第に減少の傾向が現われてくる。その点20分では P , S_P ともに時間的にはば一定量あて産出した。したがって、本報告で特にことわりのない限り前記ダンパーの開き、ミル回転数、ボール装入量によって20分繰返し粉碎後新原料を添加しながら、引続き60分連続運転した。

な透過時間 θ [sec] がわかる。

$$\theta = \frac{S^2(1-\varepsilon)^2 \rho_p Z}{\varepsilon^3 B} \quad (14)$$

そこで相馬砂、セメントおよび石灰石について実際の戻り粉やコンテナ残留物など比較的粗い粒子の比表面積を Fig. 3 の圧力降下装置で測定した。つぎに No. 4 汚紙（ついでに No. 5a, 5c 汚紙も）を用いて Blaine 装置による空気透過時間と式(14)の θ に対する偏差%を算出して Fig. 4 の実験曲線を得た。すなわち No. 4 汚紙を用いて測定した空気透過時間に $(1 - \text{偏差}\%)$ を乗ずれば、実際に要する時間が容易に求められる。ただし粗粒を天秤で秤取する際、ある粒径に偏しないように、また空間率が一樣に充填層全体に分布するよう留意する必要がある。

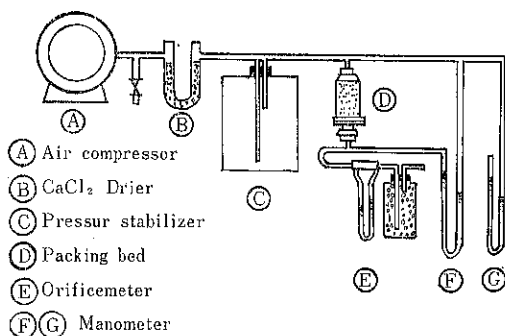


Fig. 3 比表面積測定装置（圧力降下法）

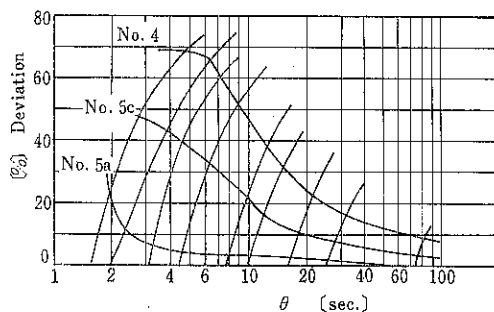


Fig. 4 空気透過時間と偏差曲線

4. 実験結果

Table. 3 は粉砕性の異なる試料であっても Cl が同じであれば近似した α を示すことから、ミクロンセパレーターは安定した分級性能をもっていることがわかる。Table. 4 は x_c が小さいほど S_D が大きくなるから戻り粉中に微粉が混入し易く、ひいては分級が困難になることを示す。

いまもし $Cl = 1$ と決め、Table. 5 に示すように $T = F = 70$ gr をミルに供給したとすると、多量の粗粒が粉砕の対象とされるので P が少なく、徐々にミル滞留量が増加してくる。すでに示した Table 1 でみられたように、これまでの経験から大概の場合精粉の生成量と比表面積は反比例することが多く、ここでも S_p はかなり大きい値を示している。しかし S_D や S_T 特に S_T が小さいため必然的に Cl は 1 より大きい値になる。反対に $Cl =$

Table. 3 物質別の Cl と α の関係

Material	x [μ]	S_T [cm^2/g]	S_D [cm^2/g]	S_p [cm^2/g]	Cl			x_c [μ]	α [—]
					S	R%	T/F		
Dolomite	20	1040	2180	6050	3.3	3.3	70/23	22.5	1.21
Cement Clinker	20	855	1540	3960	3.5	3.3	70/21	23.0	1.17
Soma Sand	20	1090	1900	4960	3.8	3.3	70/21	27.5	1.18

Table. 4 分離径と α の関係

Material	x [μ]	S_T [cm^2/g]	S_D [cm^2/g]	S_p [cm^2/g]	Cl				x_c [μ]	α [—]
					S	R%	T/F	P/F		
Cement Clinker	16	1070	1560	5120	7.3	7.3	140/20	19.8/19.8	18.5	1.25
	20	794	1175	3900	7.2	7.2	150/21	21.1/22.4	23.0	1.18
	28	660	1000	3380	7.0	7.0	140/20	21.1/20	30.0	1.09
Soma Sand	16	1180	1850	6500	7.0	7.3	150/21	20.1/21.4	22.0	1.20
	20	1015	1460	4580	7.0	7.2	150/21	21.2/20.3	26.5	1.14
	82	800	1200	3950	6.6	7.3	200/28.5	29/30.6	33.5	1.04

Table. 5 Cl と α の 関 係

x [μ]	S _T [cm ² /g]	S _D [cm ² /g]	S _P [cm ² /g]	Cl			x _c [μ]	α [—]
				S	R%	T/F		
Soma Sand	935	1350	4420	7.2	7.4	110/11	28.5	1.22
	1090	1620	5050	6.5	6.7	110/16	25.0	1.07
	1025	1615	4700	5.3	5.5	110/21	27.0	1.09
	1000	1880	5000	3.5	3.4	110/35	28.0	1.21
	1090	1900	4960	3.8	3.3	70/21	27.5	1.18
	1025	1615	4700	5.3	5.5	110/21	27.0	1.09
	1015	1460	4580	7.0	7.2	150/21	26.5	1.14
	945	1476	4450	5.6	5.0	210/21	28.5	1.23
	930	1970	4950	2.86	2.84	70/70	28.0	1.16

10の場合には多くのTがミルに戻されて再粉碎されるけれども、かえって粉碎確率が少ない。したがってS_Pが特別大きくなり得ないゆえ、最初に設定したCl=10より小さくなっていく。結局、本装置では極端にClを1あるいは10とおいたとしても最終的には3~7の範囲に移ってしまう。また Fig. 1 の⑦の上流にベンチュリーを設けてあったが、循環量が増えると、ミルへのパイプがしばしば閉塞し、最初予定していた実験範囲をある程度縮小せねばならなかった。

かようにTとFの比と定義したClの値は実験結果に種々の影響を与えるには違いないが、両者の量について一層大きな関係のあることが予想される。それゆえ近年閉回路粉碎系を取り扱うにはClよりはむしろミル通過量をパラメータとするよう提案する向きもある⁸⁾。けれども本装置内の循環気流は送風機によって生ずる正負の空気圧によるのであるから、運転中は精粉貯蔵瓶の交換が不可能である。したがってある時間内に生成した精粉をとり出してみることができない上、瓶の容量が約6リットルであるから、さほど長時間の運転を継続できないうらみがある。それに加えて、ミル通過量と α の間には一定の関係を見出すことができなかった。

とにかくこの装置でミル通過量を変数とすることは、なお検討の余地が残されていると思われるので、やはりここではClを用いるのが適当と考えた。つまり式(4)に設定したClにしたがってプロセスが進行していたかどうかを式(6), (7)で確めた。その上、式(1)に示したF=P、あるいは近似しているならば、運転中定常状態で(短時間には不規則な変動の繰り返してあるが)操作されていたとみなした。このように四式よりの値が互に近似しているとき、はじめて実験データに採用することにした。

5. エアーセパレータと分級性能の比較

丁度10年前、エアーセパレータを用いて閉回路粉碎を行なっている数ヶ所のセメント工場から運転中のセパレーターの図面と分級試料をとりよせて分析した。その結果を Table. 6 に掲げたが、大概のClは1.0以下、 α は3~4であった。例えばG工場における各粉末の粒度分布を残渣曲線で描くと Fig. 5 (左)となる。これをRosin-Rammlerの指数法則によって示すと Fig. 6 (1)のようにn=1である。すなわち、これらの碎成物中には粗粉と微粉が多く、中間部分の含有が少ないことを意味する。その理由は散布板の回転に伴って粗粒が精粉

Table. 6 エアーセパレータの分離効率 (セメントクリンカー)

No.	W [ton/hr]	N [r.p.m.]	d [m]	d ₁ [m]	b [m]	S _T [cm ² /g]	S _D [cm ² /g]	S _P [cm ² /g]	Cl	x _c [μ]	α [—]	x _n [μ]	η_n [%]	η_a [%]
A	18.0	160	5.00	3.36	0.53	1590	2800	3180	0.32	70	4.8	60	41	89
B	16.5	165	5.00	3.76	0.53	1760	2740	3650	0.49	48	3.0	57	34	78
C	—	210	4.26	2.95	0.46	1210	1940	2300	0.52	56	3.0	55	33	86
D	9.0	117	4.20	3.20	0.36	1750	2540	3000	0.58	56	3.5	95	31	75
E	5.0	190	6.00	4.14	0.65	2060	2880	3370	0.58	45	3.3	55	28	73
F	12.0	160	4.82	3.20	0.57	2680	3180	3520	0.7	34	4.1	51	35	72
G	20.0	160	5.00	3.20	0.38	2180	2680	3220	1.08	32	3.0	48	24	57
H	20.0	—	—	—	—	880	1200	3090	5.9	23	1.5	36	38	46

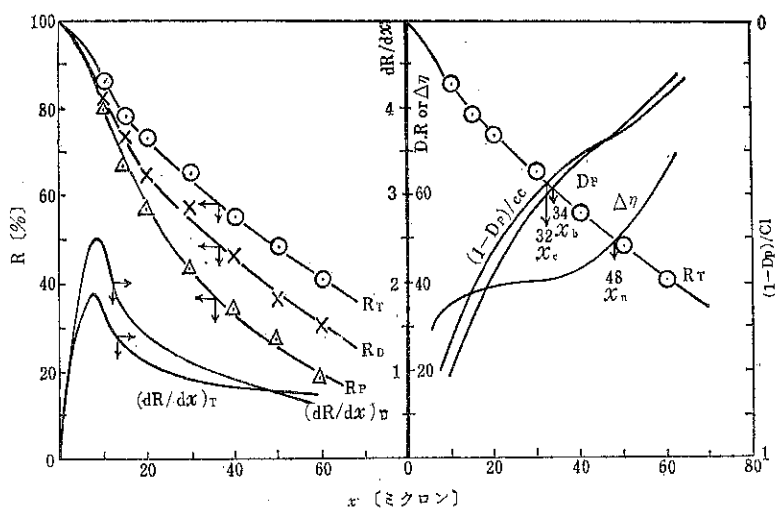


Fig. 5 粒度分布曲線と分離径 (エアセパレーター)

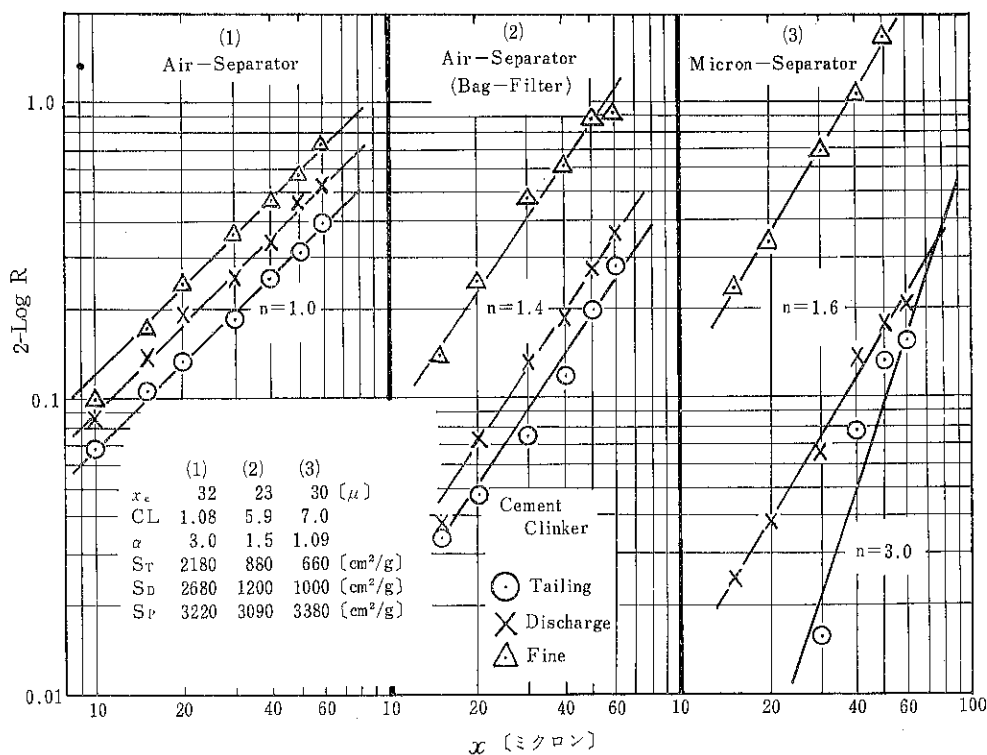


Fig. 6 各セパレーターの粒度分布

中に飛び入る機会のあることや、粗粒に付着した微粉の分離が不十分であることに帰因していると思われる。このことはG工場と Table. 4 の x_c 30ミクロンのセメントクリンカーの分析結果を比較するに、 S_P はやや少なく、 S_T と S_D が随分大きいことから納得できるはずである。そこで Fig. 7 に示したように輸送機のスライド

用エアまたはミルやセパレーターのエアースキプト用のエアを利用してバグフィルター（メーカーの商品名アレスター）をセパレーターと排風機の間にとりつけるならば、同表のH工場にみられるように $Cl=5.9$, $\alpha=1.5$, あるいは Fig. 6 (2) のように $n=1.4$ とすることができる。これに対し Fig. 8 (左) は前記 Table. 4

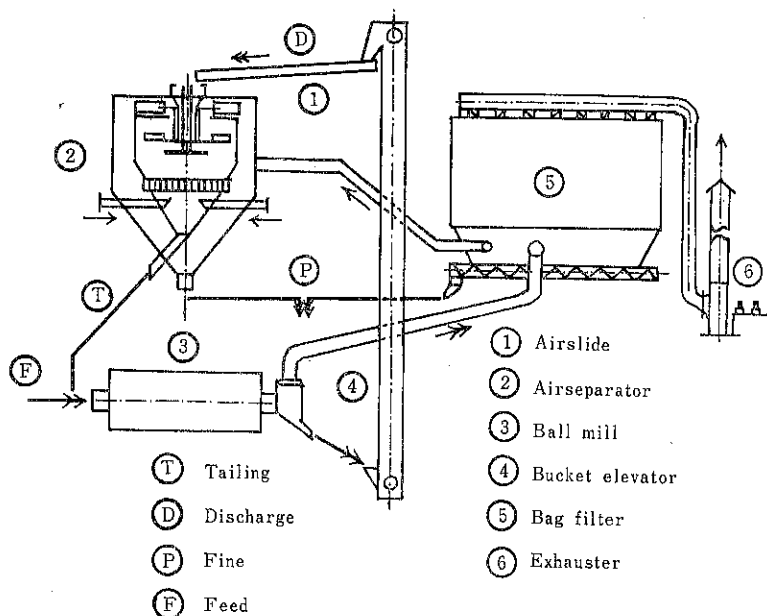


Fig. 7 バグフィルターを備えた閉回路方式

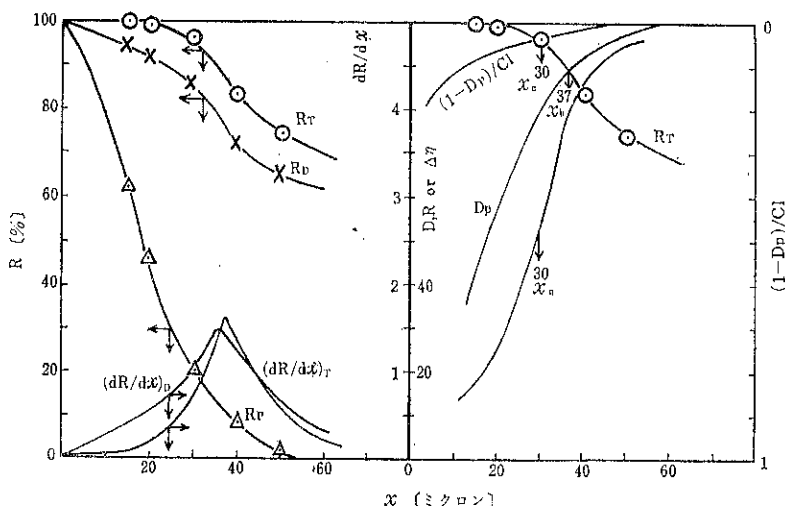


Fig. 8 粒度分布曲線と分離径 (ミクロンセパレーター)

の $x_{c.30}$ ミクロンで分級した粉末の粒度分布曲線であるが, Rosin-Rammler の点てつ法にしたがうと Fig. 6 (3)で示す精粉では $n \approx 1.6$ となり, 十分な分級作用によって大部分が $x_{c.30}$ 以下の微粉で占められているとみなすことができる。さらに二次空気によって, よく分散されるから戻り粉中に微粉の混入がほとんどないので $n \approx 3$ となっているとみてよからう。

つぎに両セパレーター内の粉末濃度 C [g/m³] を比較してみた。まずエアーセパレーターの空気吐出量 Q [m³/min.] は次式で略算することができる。

$$Q = b \left(\pi \frac{d_1}{2} \right)^2 N$$

$$\approx 0.5 d_1^2 N \quad (15)$$

ここで d_1 は外羽根の直径 [m], b はその幅 [m], N は回転数 [r.p.m.] である。再びG工場を例にとりて $Cl \approx 1$ とした粉末処理量と上式を用いた空気量より計算すると $C = 254 \text{ g/m}^3$ となる。一方ミクロンセパレーターの一次と二次空気はそれぞれ内径 6.0cm と 4.5cm 管内を 2.3, 3.3 m/sec の気流にのって, Table. 4 に示した $x_{c.30}$ ミクロンの前例の場合に引用すると, 160 g/min.

の入粉を運ぶから $C=228\text{g/m}^3$ となり、後者は僅かに粉末濃度の少ない状態の中で分離が行なわれていたことになる。なお空気との重量混合比は20%と17.6%であった。

分級効率を表わすには前述の α のほか、Newton 効率 η_n [—] による方法がある。これは式(16)より求められる部分分級効率 $\Delta\eta$ [—] が50%になる粒径（いわゆる Newton 径、 x_n =ミクロン）におけるDとTのR%から式(17)を用いて η_n が算出できる。

$$\Delta\eta = \frac{Cl}{1+Cl} \cdot \frac{(dR/dx)_T}{(dR/dx)_D} \quad (16)$$

$$\eta_n = \frac{Cl}{1+Cl} \left(\frac{R_T}{R_D} - \frac{D_T}{D_D} \right) \quad (17)$$

そこで Fig. 5 よりエアーセパレータの x_n は48ミクロンとなり、 η_n は約23%である、これに対し、Fig. 8 のミクロンセパレータの x_n は30ミクロンであるから、エアーセパレータの場合にくらべ、よほど小さいにもかかわらず69%を示した。

終りに化学工学粉体技術委員会の調査によれば、本邦において乾式分級器の使用工場の約半数は次式で示す微粉回収率 η_a [%] または粗粉回収率 η_b [%] を用いているとのことである。

$$\left. \begin{aligned} \eta_a &= \frac{\text{分級後微粉側に含まれる } x_c \text{ 以下の微粉量}}{\text{入粉中 } x_c \text{ 以下の微粉量}} \\ \eta_b &= \frac{\text{分級後粗粉側に含まれる } x_c \text{ 以上の粗粉量}}{\text{入粉中 } x_c \text{ 以上の粗粉量}} \end{aligned} \right\} \quad (18)$$

η_a をかきかえると

$$\eta_a = \frac{1}{1+Cl} \cdot \frac{1-R_F}{1-R_D} \quad (19)$$

前例の条件をあてはめると、エアーセパレータの56.6%に対し、ミクロンセパレータでは71.4%と計算された。

とにかく、分級効率を表示するには十指に余る方法、換言すると適当な方式が確立していないので、ここでは α 、 η_n 、 η_a の値でくらべた。もっとも入粉量や分離径の同じ条件のデータがみあたらないので、多少の差異はやむを得なかった。

このように観点をかえて両者を比較してみると、ミクロンセパレータの実験室規模の結果ではあるが、エアーセパレータより明らかに良好な分級性能を有していると判断した。しかしながら、代表的粉砕工業の一つであるセメント製造装置にミクロンセパレータは、まだ試験段階の域を脱していないと聞いている。それは製品コストに見合う処理量は現在、数10 ton/hr といわれているが、そのためにはミクロンセパレータの構造上、かなり大型の送風機が必要となることから、かえってコスト高となるためである。その上、鋭い分級はセメント製品の強度に逆に不利な結果をもたらすことなどを考え合わせると、依然としてエアーセパレータが使用されている理由が大きくなぜかるのである。

あ と が き

閉回路粉砕の利点については、かなり早くから関心があったので、既に1個のボールやボールミルによって、自由粉砕の基礎的な問題の一部分でも理解しようと2、3の仮定を設けて実験した。やっと宿願のミクロンセパレータを含む微粉砕プラントを操作することができたが、循環比によって比表面積または粒度分布を変えることは、当初予想していたほど簡単なことではなかった。

普通よく用いられる三通りの方法で分級効率をくらべたところ、いずれもミクロンセパレータが良い結果を与えた。しかし永年セメント工業はエアーセパレータの独占を許してきたけれども、テストを重ねて、やがてその方面にも進出できる日を期待している。

参 考 文 献

- 1) 川合：金沢大学工学部紀要，2，246（1960）
- 2) 川合，田中：セメントコンクリート，No. 142，2（1958）
- 3) 小沼：ケミカルエンジニアリング，11，1049（1966）
- 4) 田中：化学工学，21，716（1957）
- 5) 田中，川合：同上26，427（1962）
- 6) 田中，桑野，川合：同上21，798（1957）

異粒径球状粒子のタッピング による分離

信州大学繊維学部

佐 納 良 樹
清 水 明 夫

1. 緒 言

粉粒体の分離偏析は粉体の混合や貯蔵、供給などの操作に付随して起る厄介な問題である。

そのような分離偏析の原因は種々あるが、最も簡単なのは粒子径の差異によるものであろう。

ここでは粒子径の差異のみによる分離偏析を扱うが、単に幾何学的に考えても粒径比の大小により分離偏析*の起り易い場合とそうでない場合があることは容易に想像できる。事実 Photo. 1~4 などがあることを明瞭に示している。

ここでは、粒子径の差異による分離偏析の難易は大粒子のつくる空隙孔および空隙孔同士をつなぐ通路の大きさによると考え、まずランダム充填における空隙孔、空隙間通路を推算し、その結果をもちいて鋼球の分離模様を説明した。

2. 空隙孔径および空隙間通路

2.1 定 義

粒径の等しい球を次々にランダム充填した模型図を Fig. 1 に示す。一般に最低4コの粒子で囲まれた空間

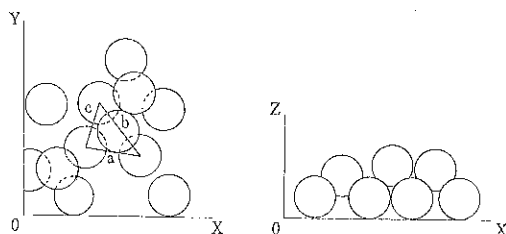


Fig. 1 等大球のランダム充填

* ここでいう分離偏析とは大小2種の粒子が共存（混在）状態を保てないことを指す。

は空隙孔と名付けられているがこの空間内にはまりうる最大の球の直径を空隙孔径と呼ぶことにする。

また隣り合う空隙孔同士は、中間部分が狭くなった一つの通路（これも空隙の一種であるが）を形造っている。この通路の最も狭い個所の断面に内接する円の直径を空隙間通路径（以下通路径と略称）と名付けることにする。

一般に同一の充填方式では、空隙孔径>空隙間通路径の関係があり、さらに小粒子が大粒子の充填配列状態を壊すことなく大粒子の間を移動するには小粒子径が空隙孔径または通路径よりも小さくななければならない。

2.2 算出方法

粒子の充填方式には大別して規則充填と不規則充填があるがこれらのうち等大球形粒子の規則充填における空隙孔の大きさは既に Manegold ら¹⁾によって Table 1 の如く算出されている。

一方、不規則配列には、一見全く規則性がないように思えるが、落下する粒子が静止したときには少なくとも下の3球に接している²⁾という原則は成り立つ。このことを利用してランダム配列で可能な空隙孔径の最大および最小値ならびに通路径の最大および最小値を求めることが出来る。

(1) 最大空隙間通路径

Fig. 2 において通路径が最大になるのは球中心距離 a , b および c のうちのどれか一辺の長さが $2\sqrt{2}R$ になるときであるが、この場合、球 D は極めて不安定である。

Fig. 2 (a), (b) で①仮りに球 A , C , E を固定し② $b=2\sqrt{2}R$, $c=2R$ に保ち③球 B を矢印方向へ移動させる（このとき球 D は球 A , B , C に接して移動するものとする）。

このようにして球 B , C , D , E によってつくられる球間断面（通路）を最大にするような a および d を決め

Table. 1 空隙孔径および通路径

充填形式	空隙率		空隙孔径 (空隙孔半径 r_c)		空隙間通路径 (空隙間通路半径 r_p)	
			最大	最小	最大	最小
不規則 充填	最大	最小	0.828 R	0.450 R	0.702 R	0.310 R
	0.395 ²⁾	0.369 ²⁾	(0.414 R)	(0.225 R)	(0.351 R)	(0.155 R)
規則 充填	立方	0.476	1.464 R* (0.732 R)*		0.828 R (0.414 R)	
	正斜方	0.395	1.056 R* (0.528 R)*		0.828 R (0.414 R)	0.310 R (0.155 R)
	Tetragonal Sphenoidal	0.302	0.646 R (0.323 R)	0.582 R (0.291 R)	0.530 R (0.265 R)	0.310 R (0.155 R)
	菱面体	0.260	0.450 R* (0.225 R)*		0.310 R (0.155 R)	

* Manegold¹⁾ による.

R: 大粒子半径

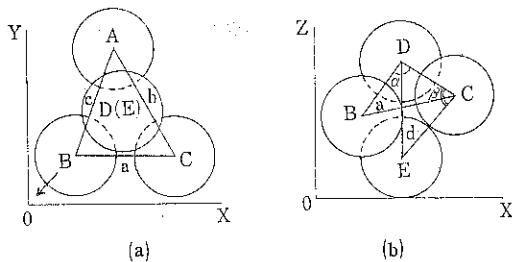


Fig. 2 等大球のランダム基本配列

- (i) 球中心距離 a にもとづく r_p の変化
(ii) " d " " "

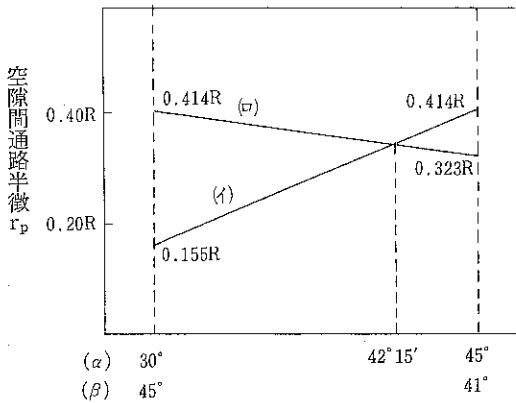


Fig. 3 $\angle\alpha, \angle\beta$ 対 r_p

ればよいことになる。

Fig. 2 (b) において $\angle BDC/2=\alpha$, $\angle DCE/2=\beta$ とする。 $2R \leq a < 2\sqrt{2}R$ および $2.62R \leq d < 2\sqrt{2}R$ から $30^\circ \leq \alpha < 45^\circ$, $41^\circ \leq \beta < 45^\circ$ でなければならない。

通路半径 r_p および α, β の相互関係 (概念図) を図示したのが Fig. 3 である。通路の最大値は Fig. 3 の両直線が交わるときの a, d から求める (Appendix 参照)。

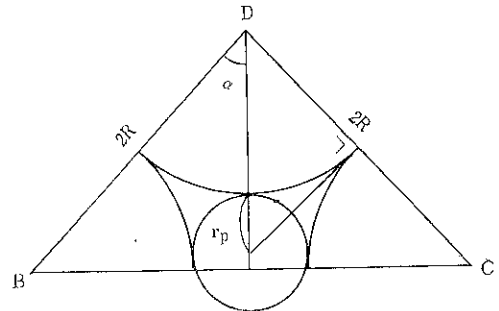


Fig. 4 r_p の決定

吟味の結果, $a/2=d/2=1.3447R$ のとき通路径は最大になる。したがって Fig. 4 によりこれを求めると,

$$\sin\alpha = \frac{a}{2R} = \frac{1.3447R}{2R} = 0.672 \quad \therefore \alpha = 42^\circ 15'$$

$$\therefore \cos\alpha = \frac{R}{r_p + R} = 0.7402 \quad \therefore r_p = 0.351R$$

したがって最大空隙間通路径として 0.702R がえられる。

(2) 最小空隙間通路径

3球が接したときに形造られる三角形断面が通路径としては最小である。それは Table 1 から 0.310R である。

(3) 最大空隙孔径

Fig. 2 において $a=c=2R$, $b=2\sqrt{2}R$ に保ったときに球 A, B, C, D, E に囲まれる空隙孔であり, $2\sqrt{2}R-2R=0.828R$ がえられる。

(4) 最小空隙孔径

4つの球が正四面体をつくったとき4球で囲まれる空隙がもっとも小さいものでありこれは Table 1 での菱面体充填の空隙孔径に相当する。したがって 0.450R となる。

以上の結果をまとめると Table 1 上半のようになる。そして、実際の不規則充填状態ではこれらの空隙孔、通路が混在しているものと考えられる。

3. 分離実験

3.1 実験試料および実験方法

実験装置³⁾は久野⁴⁾のもちいたタッピング装置と同じカム駆動によるタップ充填器であるので説明は省略する。

試料は直径 0.4~4.0mm の範囲の鋼球（並級）7種類を Table. 2 のように組み合わせてもちいた。それぞれ

Table. 2 実験結果

粒子系 (鋼球組合せ)	粒径比 (r/R)	分離模様	Photo. No.
$(0.4/3/32)^*$	0.17	完全分離(混合不能)	—
$(0.4/2.0)$	0.20	散発分離	1
$(1.0/4.0)$	0.25	帯状分離	—
$(0.5/1/16)$	0.31	帯状分離	2
$(1/16/4.0)$	0.40	大部分共存	3
$(2.0/4.0)$	0.50	完全共存	4

* $1/16$ および $3/32$ 以外は、すべて [mm]

れの組み合わせにつき、小粒子が上層に、大粒子が下層になるように充填瓶に装入了。したがってタッピングによる分離偏析の起る粒子系では、小粒が大粒のつくる空隙を通り抜けて瓶の底部へ集まることになる（この状態を分離偏析した状態とする）。

3.2 実験結果

6種類の組み合わせの粒子系でえられた結果を Table 2 および Photo 1~4 に示す。「分離模様」欄で使した語は必ずしも適切でないであろうが、表の各欄に対応する写真を見て頂ければその感じはつかめると思う。

4. 考 察

Table. 2 および Photo. 1~4 から、粒径比により分離偏析状況が一樣でないことは明らかである。その原因は空隙孔径、通路径の大きさと粒子径の相対比による（ここでは粒子間摩擦その他は一切考えない）ので、Table. 1 でえたランダム充填の結果と比較した。

(1) 完全分離（混合不能）

$r/R < 0.155$ で起る筈であるが、実験では $r/R = 0.17$ で既に混合不能という結果がえられている。

(2) 散発分離

$0.155 < r/R < 0.225$ の粒子系では小粒子径は最小通路径より大きいので空隙孔に保持されるが通路の抵抗は小さくしたがって極めて簡単に分離するものと思われる。

(3) 帯状分離

Photo. 2 は帯状分離つまり小粒子が一团にまとまって1種の分離帯を形成しつつ分離する状態を示しているが、 $0.225 < r/R < 0.351$ では小粒子は最小空隙孔より大なため空隙孔は部分的に壊され、小粒と大粒が共存しようとする傾向をもつ。また通路抵抗は(2)より大きい。しかし最大通路径より小さいので比較的ゆっくりと分離するのであろう。実験では $r/R = 0.25$ および 0.31 の粒子系で帯状分離を示している。

(4) 大部分共存（一部押込み）

r は最大通路半径より大きいので通路抵抗は極めて大きくなるであろう。さらに r は最大空隙孔半径に近いの

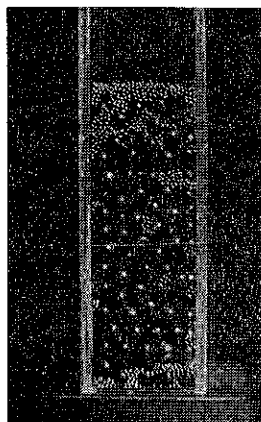


Photo. 1 散発分離
タップ回数 $n=3$

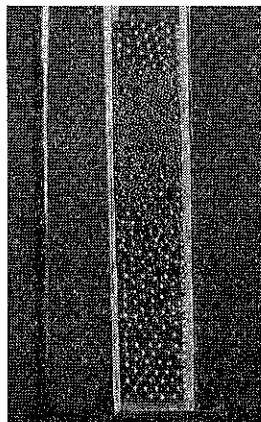


Photo. 2 帯状分離
タップ回数 $n=600$

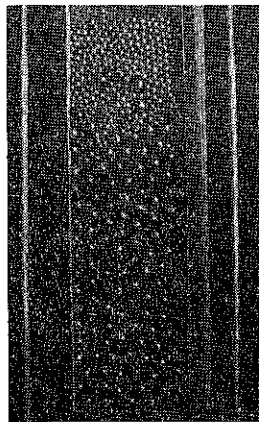


Photo. 3 大部分共存
タップ回数 $n=600$

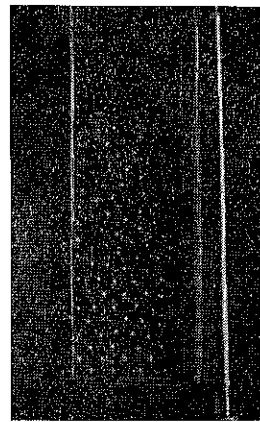


Photo. 4 完全共存
タップ回数 $n=600$

で大部分の小粒子は空隙孔を壊し共存することが考えられる。極く一部の粒子は空隙孔より小さくタップ時の衝撃で通路を破壊しつつ分離（この場合は小粒子の大粒子層への押し込み）が可能である。

(5) 完全共存

小粒子が最大空隙孔より大であると小粒子は大粒子の空隙を壊して共存するかあるいは Photo. 4 のように大小粒子を2層に装入したときは最初の状態を保持する。

5. 結 論

均一球の不規則充填時に生ずる空隙孔径および空隙孔間通路を幾何学的に推算し、その結果をもちいて、粒径の異なる鋼球をタップ充填したときに生ずる分離偏析模様に説明を加えた。いうまでもなくここでは粒子間の摩擦は一切無視している。

ここでえられた結果を直ちに実用粉体の分離偏析に結びつけることは勿論不可能であるが、分離の防止法を確立するための緒口にしよう努めたいと思う。

(Appendix)

Fig. 5 (a), (b) において I を $\overline{AB}$ の中点とし、 $BC=2l$, $IC=2m$, $DE=2n$ とおき、Heron の公式を適用すると

$$(\triangle ABC)^2 = (5.828R^2 - l^2)(l^2 - 0.172R^2) \quad (1)$$

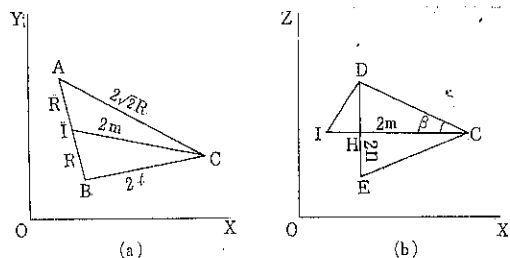


Fig. 5

$$(\triangle AIC)^2 = (3.664R^2 - m^2)(m^2 - 0.836R^2) \quad (2)$$

また $\triangle AIC = \triangle BIC$ により

$$4(\triangle AIC)^2 = (\triangle ABC)^2 \quad (3)$$

①式に適当な l の値を代入してえられる $(\triangle ABC)^2$ をもちいて③式からえられる $(\triangle AIC)^2$ の値と、②式に適当な m の値を代入してえられる $(\triangle AIC)^2$ が等しくなるように試行錯誤法で l , m を定める。その結果 $l = 1.3447R$, $m = 1.2861R$ をうる。故に $a/2 = 1.3447R$ 。

引用文献

- 1) Manegold, E. et al.: Kolloid Z., 56, 142 (1931)
- 2) 大石行理: 工業化学雑誌, 59, 310 (1956)
- 3) 佐納良樹ら: 材料, 17, 484 (1968)
- 4) Kuno, H. et al.: Proc. Fac. Eng., Keio Univ., 6, 59 (1953)

(9頁より続く)

文 献

- 1) 松居国夫, 栗原利男: 化学工学協会第2回秋季大会研究発表講演要旨集109 (1968); 化学工学投稿中
- 2) 松居国夫, 栗原利男, 関口岳男: 化学工学協会第34年会研究発表講演要旨集286 (1969); 化学工学投稿中

- 3) 松居国夫: 化学工学 32, 807 (1968)
- 4) 松居国夫, 関口岳男: 化学工学 32, 811 (1968)
- 5) 松居国夫, 関口岳男, 栗原利男: 化学工学協会第34年会研究発表講演要旨集283 (1969); 化学工学投稿中
- 6) 中川有三, 松居国夫: 化学工学 24, 500 (1960)

各種サイクロン分離器の比較実験

九州工大 上 滝 具 貞

金 原 清

永田製作 若 菜 宏 啓

柴 原 昌 宏

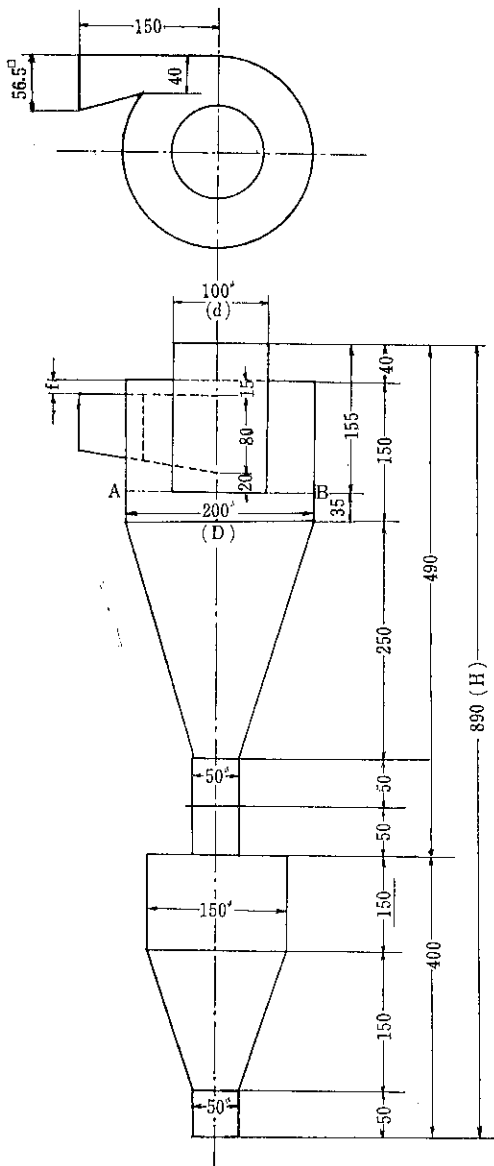


Fig. 1 標準型サイクロン分離器

1. ま え が き

サイクロン分離器は圧力損失が最少で浮遊粒子の捕集能力が最大であることが理想であるが、圧損はサイクロン内の旋回気流の遠心力が主な原因であるから $\rho a U_a^2/r$ に比例し、捕集能力は粒子の遠心力によるので $\rho_s U_a^2/r$ に比例する。一般に $U_s \propto U_a$ と見なされるので結局捕集能力も $\rho_s U_a^2/r$ に比例すると考えることができる。

従って、圧損と捕集効率はいずれも U_a^2/r に比例して増減すべき性質のものであって、冒頭に述べた圧損を小さくして捕集能力を大きくするという要求には根本的な矛盾があるわけである。この矛盾した要求を旨く解決しようとこれまで多くの人々が工夫を施し種々の型式のサイクロン分離器が考案されたが、未だこの矛盾を完全に解決した型式は見当らなく結局 Fig. 1 のような普通の型式の切線型サイクロン分離器があらゆる点を総合すると最も有利であると一般に考えられている。

しかし現在でもリンデン型や切線排気型を始めとして種々の型式のサイクロン分離器が使用されており、それらは使用状態によっては優れた性能を示しているものもある。筆者らは現在比較的多く使われている種々の型式の切線型サイクロン分離器、および原理的に圧損の低下や捕集効率の向上が期待できるとされる2, 3の新型サイクロン分離器を試作し、これらを同一条件のもとで比較実験を行ない得失を検討した。この種の実験はこれまで多くの人達によって試みられているが、結果は必ずしも同一でなく、実験条件が変われば結論が変わる可能性も充分にある。本報告はこれらの一連の実験の一資料として実験データを提供しようとするものである。

2. 供試サイクロン分離器の型式

供試サイクロン分離器は Fig. 1 の D, d, H, すな

わち外筒径,内筒径および全長をすべて同一寸法に定め,さらに流入口の面積も同一になるようにした。

これらの供試サイクロン分離器は圧損の低下を主目的に作られた型式と分離性能の上昇を主目的として作られた型式とに大別される。圧損を小さくするためには, $\rho_a U_a^2/r$ を小さくせねばならないので r を大きくするか U_a を小さくせねばならないが, 前述のように外筒径がすべて等しいので r は一定であり, かつ流入速度は同一でないと比較の意味がなくなる。従って同一の流入速度 C_1 に対して軸方向の分速度が大きいほど, Fig. 2 で明らかなように円周方向の分速度 U が小さく圧損も少なくなる。このために旋回下降角を強制的に大きくさせた型式が Fig. 3 のヘリカル・ルーフ(ヘリカル・トップ)型と Fig. 4 の外筒内壁に螺旋状のリボンガイドを取付けたサイクロン分離器である。圧損低下のいま一つの

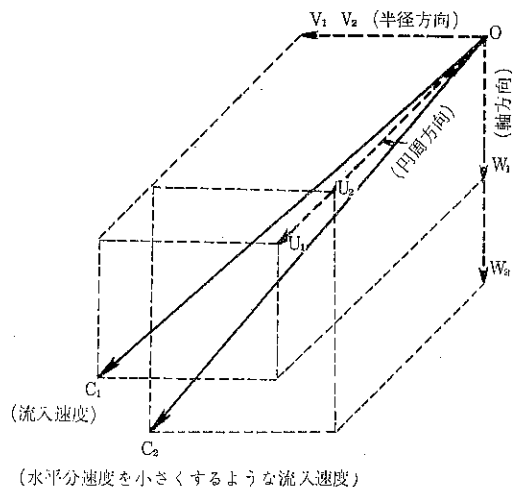


Fig. 2 サイクロン分離器内の分速度

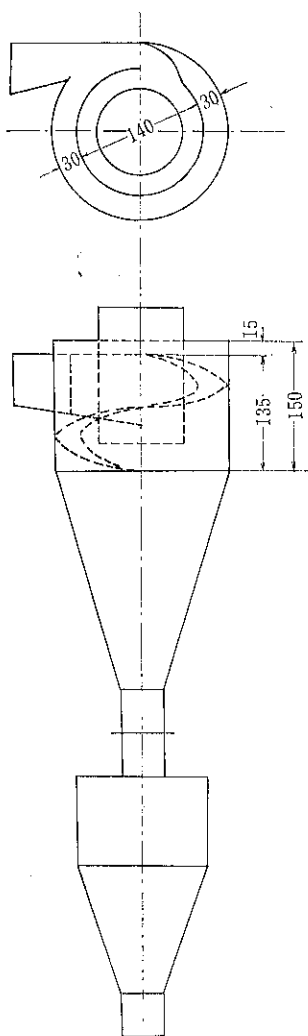


Fig. 4 螺旋ガイド付サイクロン分離器

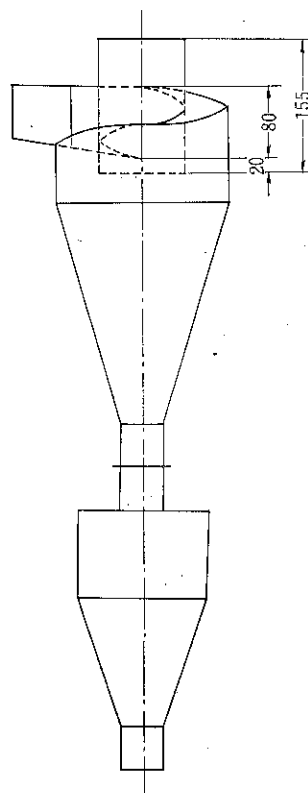


Fig. 3 ヘリカルルーフ(トップ)型サイクロン分離器

対策は流入口における気流の衝突防止であるが、これを具体化したものが Fig. 5 の流入口に案内板を取付けた型と Fig. 7 のリンデン型サイクロン分離器と呼ばれる型式である。サイクロン分離器の流入口では一般に流れが絞られるので流入速度 C_i はほぼ等速になるが、これが筒内に流入した瞬間に $U_a T^n = \text{Const.}$ の旋回気流と合流するため、半径位置による速度変化のため各点で合流状態が違い全体として複雑な衝突損失が起る、Fig. 5 のガイド板はこの合流損失を少なくするために設けられたものである。また、流入口を Fig. 1 のようにサイクロンの天井板から f だけ下げた外筒の中間部に取付けた普通のサイクロン分離器内の気流の流れは、Fig. 6 のように流入後一度天井板まで昇った後に旋回下降流になって降下するが、そのさい上昇流と下降流が交わるため摩擦、衝突などの損失が起るはずである。Fig. 7 のリンデン型は流入口が外側にあるため合流損失も少なく、しかも下降流だけであるから上下流の交流による損失もないはずである。

つぎにサイクロン分離器の捕集効率を大きくするためには基本的につぎの三つの方法が考えられる。

a 円周分速度 U を大きくして粒子の遠心力を増大させると小さい粒子まで分離できるようになる。

b 排気の大部分は Fig. 1 の断面 AB 付近から対数螺旋状に内筒へ流入しサイクロン外へ排出されるから、この部分の内向き流れが大きくなり、さらに内筒近く

どその傾向が強くなる。ここに分離された粒子が Fig. 8 のように内接多角形状に筒内を運動すると、内筒近くを飛行中に内向き流れのために内筒へ吸込まれる粒子ができる。

このような一度分離された粒子の再浮遊による排出を防止する必要がある。

c 既知のように、排気の一部は外側下降流になって円錐先端部まで下降し、ここから内側上昇流になってサイクロン分離の中心部を龍巻状に上昇するが、ここでも一度分離されて筒壁を旋回落下した粒体の一部を吸込み巻上げるからこの防止法を考える。

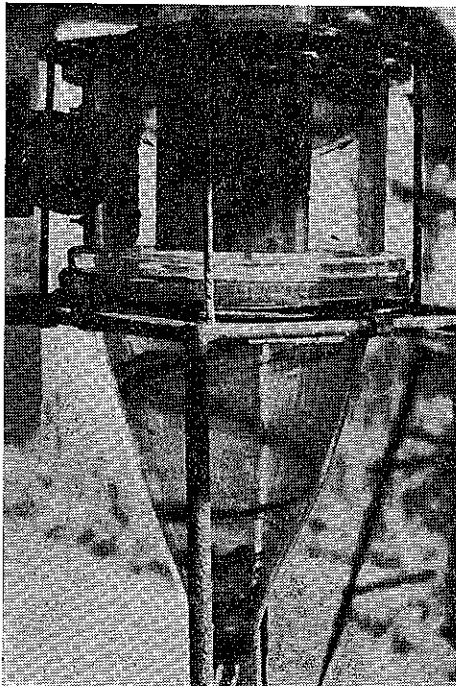


Fig. 6 サイクロン分離器内の気流

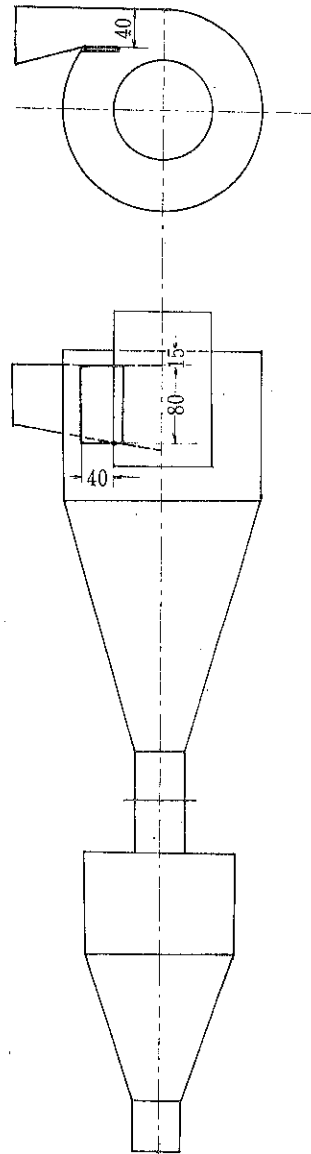


Fig. 5 入口案内板付サイクロン分離器

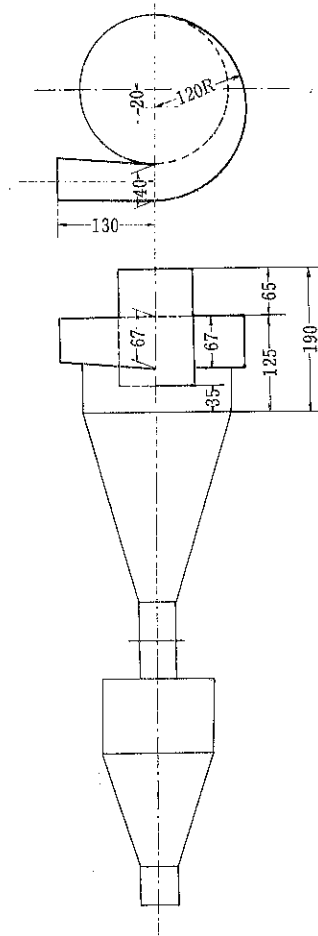


Fig. 7 リンデン型サイクロン分離器

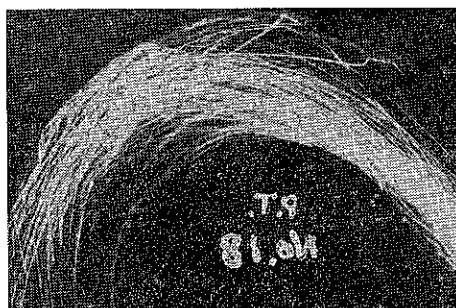


Fig. 8 筒内における粒体の軌跡
(入口速度 $C_i = 15 \text{ m/s}$
粒体: $5 \sim 30 \mu$ カイロ灰火粉)

上記3項の内、a項のUの増大は当然圧損の増加を招くわけであるが、それ以上に捕集効率が上昇すれば場合によっては利用価値がある。Fig. 9の排気内筒の上に渦室を置いて切線方向に排気する型式は排気に旋回エネルギーが残らず旋回指数 $n(U_a r^n = \text{const.})$ も他のサイクロン分離器よりも大きいので、粒子の遠心力の増加が期待できる。つぎに、b項のAB断面付近からの粒体の再浮遊防止対策としてはこの断面近くにスリットを設けて分離粒子を筒外へ取出す方法がある。このスリットを円周方向に設けた Fig. 10 のような二重円錐型サイクロン分離器を試作した。またこのスリット Fig. 11 のように円筒の長さ方向にタテに設けた型はファントンゲレン型と呼ばれて一時流行したサイクロン分離器である。最後に、C項の内側上昇流への再浮遊防止法として Fig. 12 のように陣笠状の内側上昇流制止板を円錐先端部またはダストボックス内に取付けた型と Fig. 13 のような内筒にスリットを設けた型を試作した。

3. 実験および結果

サイクロン分離器の圧損および捕集効率は気流の速度だけでなく含じん濃度によっても変わる。特に圧損は変化が著しく、微粉が混入すると一般に空気だけの圧損の50~60%程度に減少する。また、捕集効率も濃度が小さくなると Fig. 14 のように低下する傾向がある。従って、供試サイクロン分離器を正確に比較するためには、速度ならびに気流中の含じん濃度も一定に保つ必要がある。本実験では濃度を $\beta \approx 15 \text{ g/m}^3$ に一定に保ち、流入口の速度を $5 \sim 35 \text{ m/s}$ に変えて圧損および捕集効率などを測定して速度特性を求めた。実測値の概要は表1に示す通りである。

なお、本実験に使った捕集用の粉体はセメント混入用として市販されているフライアッシュである。また、実験装置は吸引式で一回の粉体供給量は約100gr.である。

4. 各種サイクロン分離器の比較

各サイクロン分離器とも流入速度が大きくなるに従って捕集効率も大体高くなっているが、 $C_i > 20 \text{ m/s}$ になると内側上昇流が強くなり、これに巻込まれる粒体が多くなるため、捕集効率は上昇しなくなるか却って低下するものもある。すなわち、入口速度 20 m/s 付近が平均して最高捕集効率になるようであるので、この状態における各種サイクロン分離器の圧損と捕集効率を標準型のそれと比較すると表2のようになる。

同表で明らかのように圧損を低下させるために工夫された型式はいずれも圧損が標準型の $\frac{1}{4} \sim \frac{1}{2}$ 程度に大巾に減少しており極めて有効であることがわかる。この内で

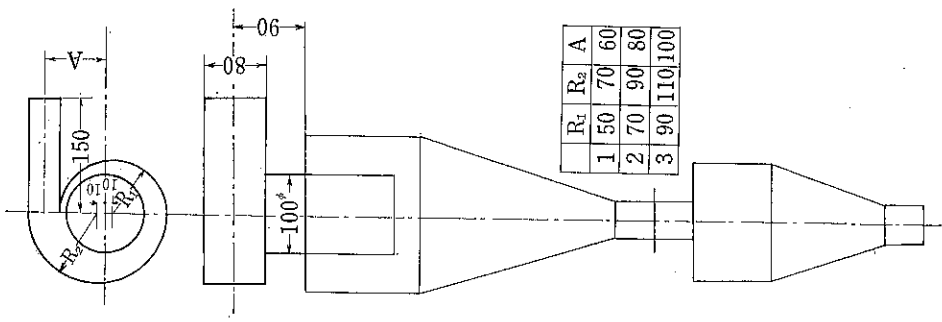


Fig. 9 タンゼンシンヤル排気型サイクロン分離器

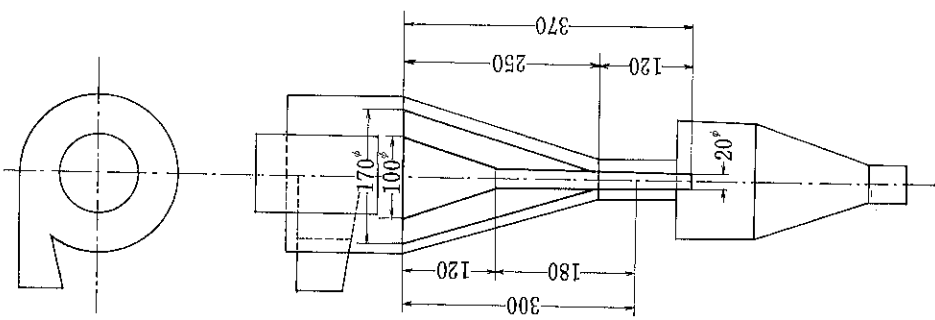


Fig. 10 ニ重円錐型サイクロン分離器

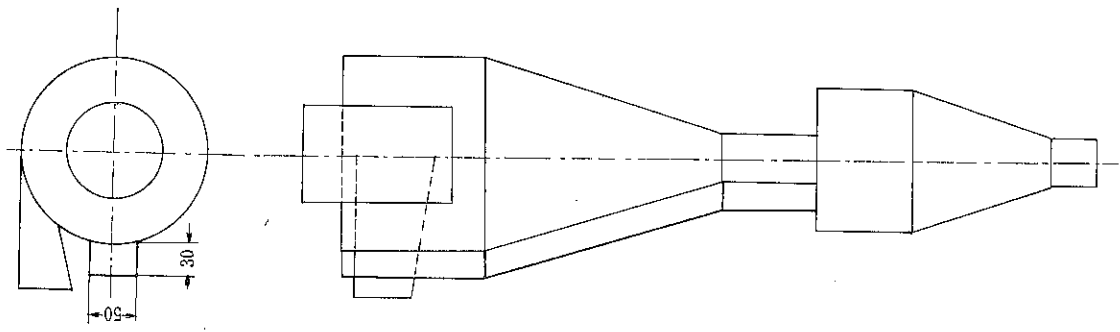


Fig. 11 ファントンゲンレン型サイクロン分離器

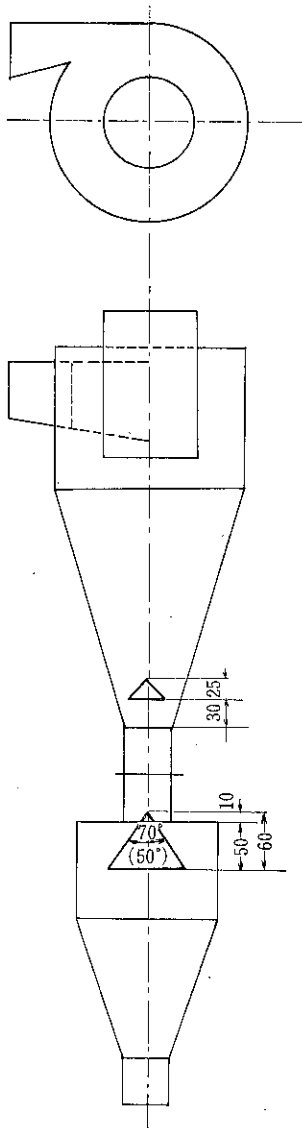


Fig. 12 上昇流制止板付サイクロン分離器

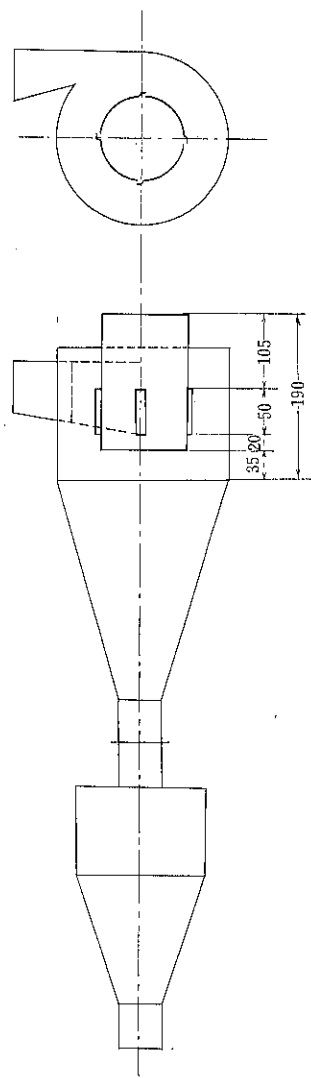


Fig. 13 内筒スリット型サイクロン分離器

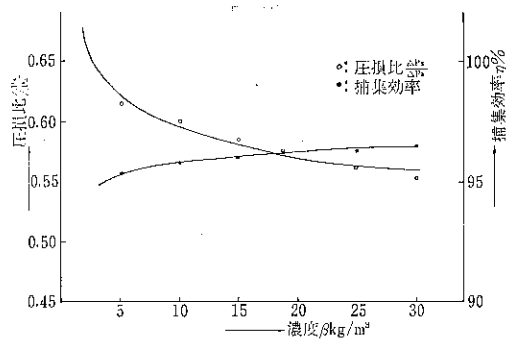


Fig. 14 濃度特性

表1 各種サイクロン分離器の実験結果

型 式	入口速度 C m/s	圧 損 mmAq		捕 集 率 %	圧 損 比 $\Delta P_s/\Delta P_a$	旋回指数 n	捕集平均 粒度 μ
		空気のみ	含塵空気				
標 準 型	5	10	7.5	93.5	0.75	0.82	35
	10	38	24	95.1	0.63	0.80	34
	15	69	41	95.5	0.59	0.63	34
	20	126	73	96.05	0.58	0.65	33
	25	210	122	96.0	0.58	0.70	32
	30	285	186	96.05	0.65	0.65	32
ヘリカルルーフ	5	2.5	2	88.4	0.80		37
	10	9	5.5	92.1	0.61		36
	15	17	9	93.3	0.53		35
	20	30	14	94.6	0.47		34
	25	48	22	95.0	0.46		33
	30	64	31	95.25	0.48		33
	35	83	39	95.0	0.47		33
外 筒 タ テ 付 ミ ゾ 取	5	2.5	2	80.2	0.80		38
	10	8.5	6	86.7	0.71		36
	15	15	10	90.5	0.67		35
	20	29	18	92.0	0.62		35
	25	45	26	92.0	0.58		35
	30	60	35	93.4	0.58		35
	35	78	50	93.3	0.64		34
外 筒 内 面 螺旋ガイド (1 巻) 取 付	5	4	3	83.5	0.75	0.15	38
	10	10	7	90.3	0.70		35
	15	18	12	92.0	0.67		33
	20	38	24	92.6	0.65		33
	25	60	37	93.2	0.62		33
	30	85	51	93.3	0.61		33
	35	122	80	93.8	0.66		33
外 筒 内 面 螺旋ガイド (2 巻) 取 付	5	3	3	91.5	1.00	0.15	36
	10	12	9.5	94.1	0.78		34
	15	26	20	94.7	0.77		33
	20	45	33	95.0	0.74		33
	25	70	49	95.2	0.70		33
	30	101	70	95.2	0.69		32
	35	138	100	95.5	0.73		32
入 口 ガ イ ド プレート 取 付	5	2	1.5	88.2	0.75		36
	10	5.5	3	92.6	0.54		35
	15	8.5	4.5	93.7	0.53		35
	20	15	5.5	95.1	0.37		35
	25	25	8	95.6	0.32		34
	30	35	10	95.6	0.29		33
	35	45	12	96.0	0.27		33

型 式	入口速度 Cm/s	圧 損 mmAq		捕 集 率 %	圧 損 比 $\Delta P_s/\Delta P_a$	旋回指数 n	捕集平均 粒度 μ
		空気のみ	含塵空気				
リンデン流入口 (半 周)	5	8.5	6.5	90.8	0.77	0.71	35
	10	31	22.5	95.1	0.72	0.65	34
	15	62	42	95.7	0.67	0.55	34
	20	104	67	96.4	0.64	0.52	33
	25	165	109	96.5	0.66	0.53	33
	30	163	163	96.6	0.68	0.54	32
リンデン流入口 (全 周)	5	6.5	5	90.5	0.77	0.52	34
	10	25	19	95.4	0.75	0.47	34
	15	45	30	95.8	0.67	0.32	34
	20	82	54	96.5	0.66	0.35	33
	25	130	87	96.9	0.67	0.35	33
	30	165	118	96.9	0.72	0.10	33
タンゼンシャル 排気 (小) 取付	5	14.5	10	88.8	0.69		35
	10	45	30	95.3	0.67	0.89	35
	15	74	48	95.8	0.65	0.70	34
	20	142	90	95.9	0.63	0.74	33
	25	217	130	96.0	0.60	0.73	32
	30	297	175	96.0	0.59	0.70	32
タンゼンシャル 排気 (中) 取付	5	15	11	91.2	0.73		35
	10	48	32	95.6	0.67	0.94	34
	15	80	51	95.8	0.64	0.74	34
	20	154	95	96.0	0.62	0.78	33
	25	235	138	95.9	0.60	0.78	32
	30	325	195	96.2	0.60	0.75	32
タンゼンシャル 排気 (大) 取付	5	14.5	11.5	91.1	0.79		35
	10	46	31	95.6	0.67	0.91	34
	15	79	54	95.9	0.68	0.74	33
	20	144	96	95.9	0.67	0.74	33
	25	217	145	95.9	0.67	0.74	32
	30	320	220	96.2	0.69	0.74	32
二 重 円 錐 小 (100 ϕ)	5	10	8	90.5	0.80	0.82	39
	10	34	24	91.1	0.70	0.71	37
	15	59	39	91.4	0.66	0.53	36
	20	110	70	91.9	0.63	0.55	35
	25	169	108	92.6	0.64	0.55	34
	30	230	150	93.2	0.65	0.50	34
二 重 円 錐 大 (170 ϕ)	5	10	8.5	83.7	0.85	0.82	39
	10	37	30	89.0	0.81	0.79	37
	15	66	50	90.5	0.76	0.60	36
	20	126	90	91.0	0.71	0.66	35
	25	192	140	91.5	0.73	0.65	35
	30	275	210	91.6	0.73	0.63	34

型 式	入口速度 C _m /s	圧 損 mmAq		捕 集 率 %	圧 損 比 $\Delta P_s/\Delta P_a$	旋回指数 n	捕集平均 粒度 μ
		空気のみ	含塵空気				
円錐部陣笠 (小) 取 付	5	10	8	94.2	0.80	0.82	35
	10	37	23	95.0	0.62	0.77	34
	15	68	39	95.2	0.57	0.64	33
	20	131	72	95.7	0.55	0.69	33
	25	201	110	96.4	0.55	0.66	32
	30	263	175	96.8	0.67	0.60	32
捕集器内陣笠 (小) 取 付	5	12.5	9.5	93.4	0.76	0.96	35
	10	42	27.5	95.1	0.65	0.85	34
	15	69	42	96.1	0.61	0.64	34
	20	133	78	96.5	0.76	0.70	33
	25	200	122	96.8	0.65	0.67	32
	30	268	185	96.7	0.61	0.62	32
捕集器内陣笠 (大) 取 付	5	12	9	94.0	0.75	0.92	35
	10	41	28	95.2	0.68	0.84	34
	15	70	42	96.5	0.60	0.65	34
	20	132	77	97.3	0.58	0.68	33
	25	200	112	97.5	0.56	0.69	32
	30	273	160	97.6	0.59	0.62	32
内筒スリット 取 付	5	11	8	93.2	0.73	0.88	35
	10	38	24	94.6	0.61	0.79	35
	15	71	42	94.8	0.59	0.71	33
	20	133	78	95.0	0.58	0.70	33
	25	196	113	95.5	0.58	0.65	33
	30	267	168	96.0	0.63	0.62	32

最も有効なのは Fig. 5 の入口にガイド板を取付けたサイクロン分離器であって圧損は標準型の $\frac{1}{2}$ 程度でよいわけである。さらにこのための捕集効率の低下はわずか1～3.5%程度にすぎないので、捕集効率を特に重視しない場合はこれらの型式は標準型より圧損の低下には有利であることがわかる。

つぎに捕集効率を高くするために考えられた型式は、いづれも圧損が大きくなるにもかかわらず、捕集効率はわずか1%程度しか上昇しないので特に有効とは思われない。この中で円側上昇流制止用の陣笠状の物体を円錐下部に取付けると捕集効率が予期に反して低下するの

に、ダストボックス内におくと効率が1%程度高くなりやや有効であることがわかる。また、円錐部を二重にした型やタテにスリットを設けたファントンゲレン型などは、いづれもスリットから高圧の空気が流入し、これがダスト・ボックスを通り抜けて内側上昇流に合流するさい粒体を巻上げるので、捕集効率はスリットがないものよりも一般に低くなることがわかった。

5. む す び

前述のようにサイクロン分離器の圧損を低下させる対策は大体有効であって、これによる捕集効率の低下は案

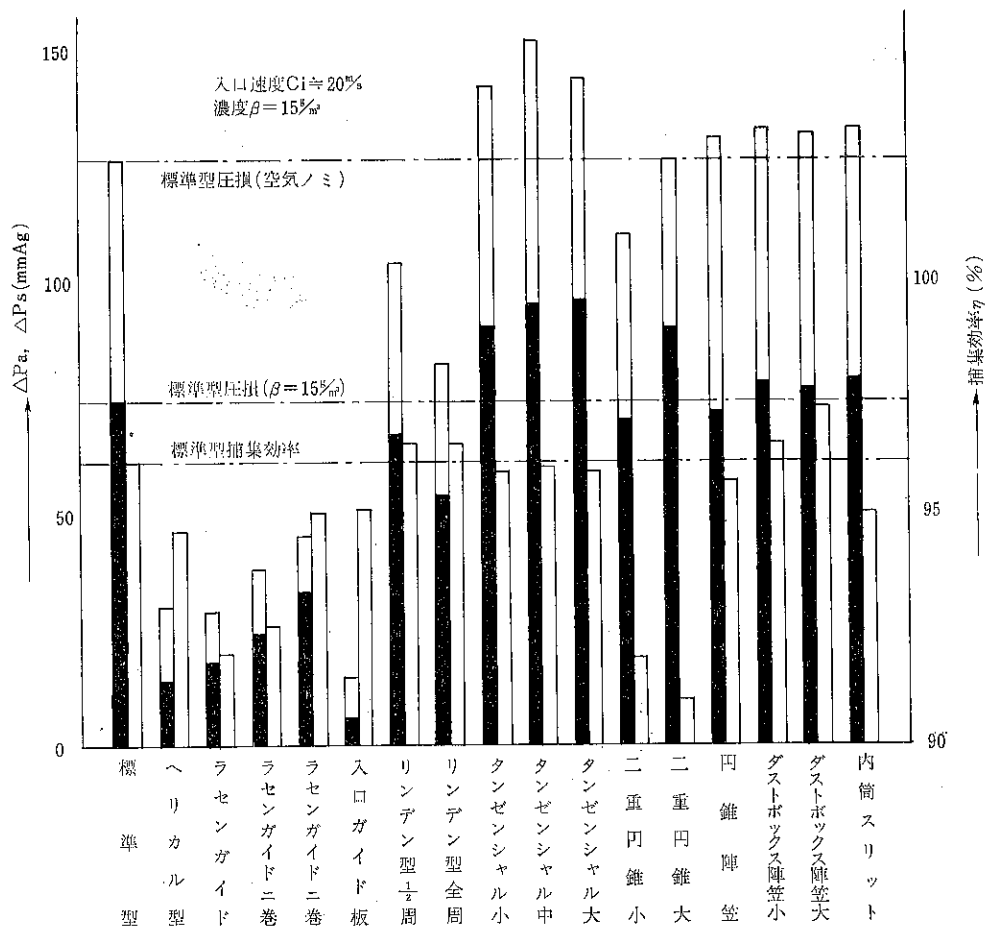


Table. 2 入口速度 20m/s における各サイクロン分離器の圧損と捕集効率の比較

外少ないことがわかる。従って設備費の若干の増加が許される場合は、これらのサイクロン分離器を直列に2基配置すれば、小さい圧損で高い捕集効率を得られることになり、また、サイクロン分離器をプレダスターとして使用する場合は特にこれらの型式が有効であることがわかる。

つぎに捕集効率の上昇に特に有効と思われる型式は本実験では見当らなかったが、リンデン型は圧損が10~25%でいど減少するにもかかわらず、捕集効率は逆によくなっているから、標準型よりもサイクロン分離器としては優れていると思われる。また内側上昇流を制止する板を

ダスト・ボックス内におくことは最も有効な手段といえる。

ただし本結果は $D=200\phi$ のキイクロン分離器の前記条件の下における実験例であるから、すべての粉体、すべての大きさのサイクロン分離器について、この結果がそのまま適用できるとは限らないことは明らかである。

また、サイクロン分離器の全長を長くすると内側上昇流が少なくなるから捕集効率が上昇し、逆に圧損も小さくなることは既知の事実であるから本実験では除外した。

顕微鏡法による粒子径測定値の 偏りについて

菊水化学工業株式会社
(元名古屋工業技術試験所)

山 内 史 朗

1. ま え が き

粉体の粒度分布測定法において、顕微鏡法は粒子の形状、粒子径などを直接に観察・測定できるといった大きな利点を有するため、古くから多く用いられ、またいろいろな新しい装置が開発利用されている現在でも、基本的な測定法として重要な意義をもっている¹⁾。

この方法では、測定範囲により光学顕微鏡および電子顕微鏡による場合があり、機構操作の点では全く異なったものであるが、通常の測定の場合には直接視野下で計測するより、ほとんどの場合、写真撮影し印画焼付けしたものを計測する点共通と考えてよい。

試料の量が少ない、簡便、直接観察などの利点があり、印画よりの計測も精密に、また測定個数を多くすることにより、精度の高い分布曲線を求めることができる。しかし特殊の例を除き、一般に取扱かう粉粒体の個々の粒子は不規則形状をしている。したがって定方向径あるいは2軸平均径などにより粒子径を測定する場合、球形粒子であれば測定誤差のみで誤差範囲は小さいものと考えられるが、不規則形状粒子の場合は当然形状係数の相違による影響を考慮しなければならない。

不規則形状粒子を測定する場合、顕微鏡精度や測定個数などの問題のほかに根本的な原因による誤差として、実測値と球相当径との相違の問題が含まれる。これについては Heywood²⁾ が検討しているが、さらに他の方法によるものも加えて模型的に検討することを考えた。

2. 実験および考察

2.1 実 験

試料として福島けい石をもちいた。ほぼ100mm立方程度の原石を水道水にて水洗した後、都市ガス酸化雰囲気中のガス炉で約800°Cに加熱し、15°Cの水槽中に投入して急冷させ、熱衝撃によって崩壊したものを攪拌し、実験過程中に割れることのないようにした。特に微細な

ものおよび極端に扁平状のものなどを除き、1個ごとの最大長さが10~30mmの大きさのもの125個を選んだ。これらを乾燥器中で乾燥し、ベックマン比重計で真比重測定後、全試料を無作為順位に一連番号を記入した。真比重値は2.64であるが、ベックマン比重計では試料が少量の場合誤差が出やすいため、試料容器にだいたい満たされる程度に入れて測定した。なお値は3回測定の平均値である。

実験の目的からは平行光線が望ましいが、適した条件のものが得られなかったため、一般にもちいられている写真引伸機を使用した。使用レンズはf値:3.5、焦点距離75mmのもので、レンズ前面から印画紙までの距離を1mとして焦点を合わせ、四切サイズ印画紙(254×305mm)を膜面を上にして光源、レンズ中心・印画紙中心が一線となるよう設定した。次にポリビニール製ピカに入れた試料を約10cmの高さから同時に落下させ、極端に重なり合った試料および印画紙面外へ位置した試料をそのままの状態を変えずに比較的余裕のある部分に移動して、それぞれの試料の周囲が鮮明になるように配慮した。f値11で15秒露光後、1個ごとに印画紙上に試料番号を記入した。所定現像液で現像後、所定の過程を経て仕上げ、さらにゼロックス複写機でPhoto. 1のような複写を数枚作った。なお同時にPhoto. 2のように同寸法の鋼球数個とスケールをもちいて像のひずみと印画紙の伸びを測定した。この結果、印画紙は四切印画紙において長方向に1.3~1.4%、短方向に0.15~0.2%の伸びが認められた。この伸びの差異は製造履歴によるものであるが、おもに水洗脱ハイポの作業過程において伸び、水洗が6時間程度以上になると、長方向に5~8%程度の伸びを見ることがある。(この実験における水洗時間は30分である)また、乾燥機を用いる乾燥過程では、ヘロタイプ板上でローラーをかけて印画紙を圧着すると多少伸びを認めることがあるが回転ドラム式の乾燥機では、回転方向などによる影響はほとんど認めら

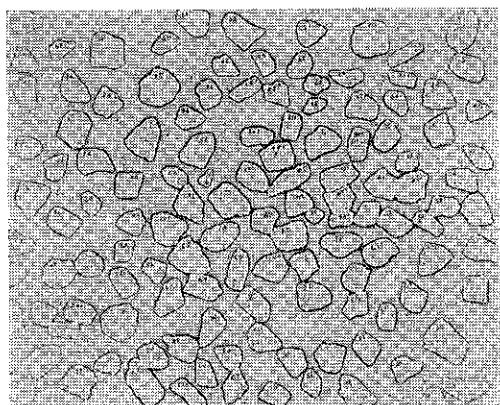


Photo. 1 粒子測定用印画（ゼロックス複写）

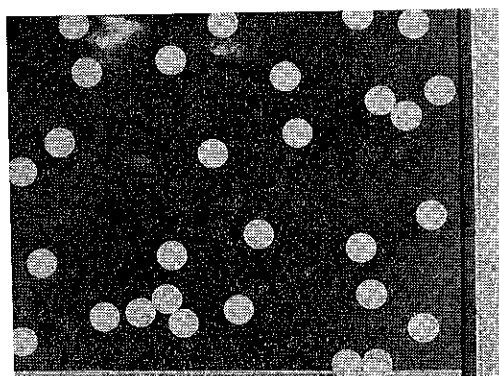


Photo. 2 印画紙伸び率測定およびひずみ補正印画

れなかった。像のひずみは印画紙の周辺部に多少認められるが、やはり印画紙の伸びによる影響範囲であると考えられる。

試料は簡単な水洗後、乾燥し、化学天秤で一個ずつ秤量し次式により球相当径 (D_P) を算定した。

$$D_P = (6W / \rho_s \cdot \pi)^{1/3}$$

W: 秤量値

ρ_s : 真比重値

一方、粒子径測定についてはいろいろな方法があるが、比較的多く用いられている次の方法によって測定した。

1) 定方向径: Fig. 1 (a) に模式的に示した粒子像について、一定方向の二本の平行線で印画紙上の粒子をはさみ、その平行線間の距離を測定する。

2) 2軸平均径: 印画紙上の粒子像における最長径を l とし、 l に平行な直線がその粒子をはさむ位置間の距離を b とし、 l と b の算術平均値を求める。Fig. 1. (b)

3) 3軸平均径: 2軸平均径の場合の l と b にさらにその粒子の水平面からの垂直最大高さ t を加え l , b , t の算術平均値を求める。Fig. 1 (c)。なお t は厚さ測定

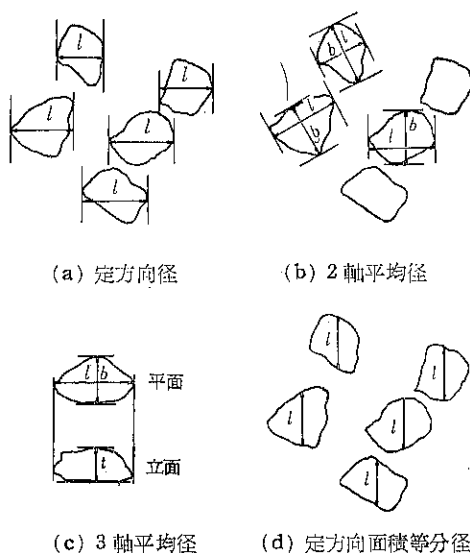


Fig. 1 粒子径測定方法

器で求めた。

4) 円相当径: 印画紙に焼付けた粒子像の一つずつを正確に切り抜き、秤量し、あらかじめ印画紙全体の面積と全重量から求めた単位面積当たりの重量値から円相当径を求める。

5) 定方向面積等分径: 定方向に引いた線がその粒子の面積を2等分するときの長さ、Fig. 1 (d)。実際には印画紙上でだいたい2等分と見当づけられる位置に直線をするした後、粒子形状にそって切り抜き、しるされた位置で切断してそれぞれ秤量し、等量となるまで平行に切り落としその切口長さを求める。

これらのほかにも比較的良好に用いられる方法もあるが、ここでは上記の五つの方法によって測定し、それらの結果を個数分布曲線として Fig. 2 に、また、それぞれの方法によって求めた各粒子径の平均値を Table. 1 に示した。なお定方向径については印画紙の長方向と短

Table. 1 各方法によって求めた粒子径平均値

方 法	粒子径平均値 (mm) (125個)	球 相 当 径 と の 比 率
定 方 向 径 (1)	18.97	1.399
" (2)	18.03	1.330
2 軸 平 均 径	18.59	1.371
3 軸 平 均 径	16.21	1.195
定方向面積等分径	15.70	1.158
円 相 当 径	14.73	1.086
球 相 当 径	13.56	1.000

(注) 定方向径(1)(2)はそれぞれ印画紙の長方向、短方向に測定したもの

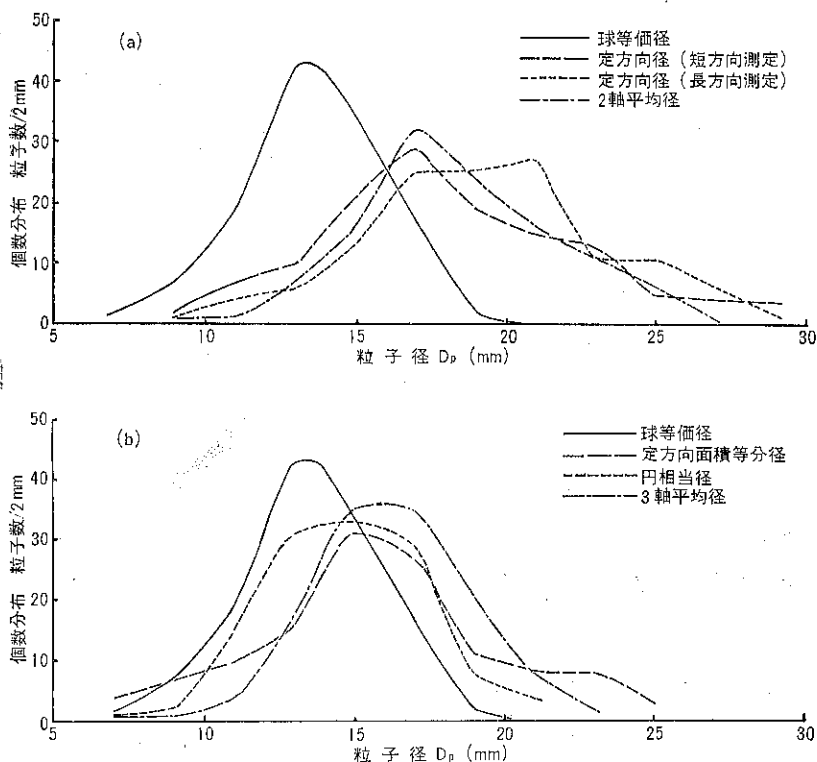


Fig. 2 各種測定法による分布比較

方向の2回の測定を行なった。

2.2 考 察

以上の結果について考察すると、このような形状の粒子、すなわち実際に測定する粒子の大部分と考えられる不規則形状粒子の試料においては、標準とする球相当径値の真の分布から定方向径のものは相当ずれる、円相当径の分布が近似した傾向をしめし、定方向径の分布が広くなりやすいことなどは Heywood の結果と類似する。3軸平均径の結果は傾向としては標準に似ているが値はずれている。2軸平均径はこれよりさらにずれるが、2つの定方向径の値を平均計算すると、2軸平均径とほぼ一致することは興味ある結果である。実際に顕微鏡によって3軸平均径を測定するのは非常に困難な方法であるが、この方法の結果は必ずしも標準値に近くはなく、2軸平均径に比べて傾向が近似するといった程度で意義は少ないようである。定方向面積等分径は比較的容易な方法であり、実際にこの方法による場合には方眼紙などをもちいれば十分で一つ一つを切り抜く必要はない。また微粒部では、だいたいの見当で面積等分を求めても大きな誤差はない。この結果分布の傾向はやや広いが平均値としては比較的標準値に近い値をとっている。

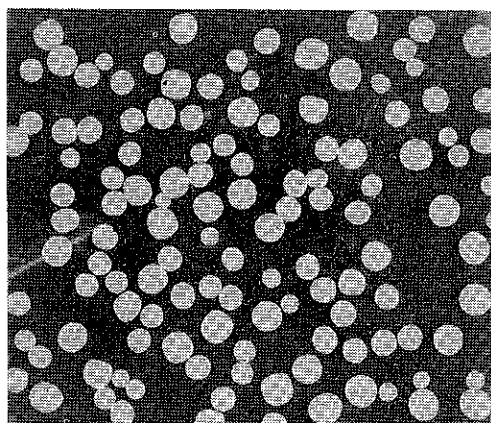


Photo. 3 粒子径測定印画 (磁製ボール)

分布の形としては円相当径によるものが最も近似しており、さらに平均値として標準値との差異も最も小さいことが認められる。

なお Photo. 3 に示したようなほとんど球形に近い試料 (数回粉砕実験に使用後の磁製ボール) では各測定法の結果が、真の分布にきわめてよく近似した。これから、形状が不規則になるにしたがい、各測定法間の差異

が大きくなるのではないかと考えられる。

また、125個の粒子径を円相当径として求めた値について乱数表をもちいて25個ずつ五つのグループに分けそれぞれのグループごとに平均値を求めたが、その結果の一例を示すと

14.62 14.66 14.99 15.06 14.35

となり、数度のくり返しでもバラツキはだいたい同程度であった。これから粒度分布としてでなく、平均粒子径を求めるような場合、測定個数は25~50個で、ある程度満足できる値が得られるといえる。

この実験において、測定した試料は125個であるがこの数には、特に深い意味はなく、実験の目的からすれば測定個数はより多いことがのぞましいが、得られた試料の大きさが1枚の四切印画紙にのせられる限度であったことによるものである。

3. ま と め

以上顕微鏡による粒子径測定の場合の真の値と測定値

との差を模型的に検討したものであるが、ただ一種類の不規則形状粒子の試料についてのみで結論を求めることはできない。さらに各種の形状についても同様の測定を行なう、あるいはこのような試料の個々の粒子表面積などを測定して形状係数を求めるなどして、はじめて意義があることで、このままでは報告の形をなしていないことはいうまでもない。

しかし一般的に顕微鏡法で、定方向径、2軸平均径などとして測定が行なわれている現在、測定個数による誤差といったもののほかに、不規則形状粒子の場合、測定方法によって結果の数値に差異が生ずることを知っていただけならと考え、あえて記した次第である。

参 考 文 献

- 1) 粉体工学研究会編：“粉体粒度測定法” 養賢堂 (1965)
- 2) Heywood, H.: Chem. and Ind., 56, 149~154 (1937)

(17頁より続く)

- transl. from Russian, H. M. S. O. 1957, (London)
- 12) 松居国夫, 関口岳男, 化学工学, 32, 811 (1968)
 - 13) 奥田聰, 森田洋二, 粉体工学研究会誌, 4, 800 (1967)
 - 14) Roesler, F. C., Proc. Phys. Soc., 69B, 981, (1956)
 - 15) Rose, H. E., & Sullivan, R. M. E., “Vibration Mills and Vibration Milling” Constable, 1961 (London)
 - 16) Rumpf, H., Chem. Ing. Tech., 37, 187 (1965)
 - 17) Schellinger, A. K., Min. Engng., 4, 369 (1958)
 - 18) Schulz, N. F., Cook, S. R. B., and Piret, E. L., Chem. Engng. Prog., 53, 254 (1957)
 - 19) Soc. Chem. Industry, “Powder in Industry” S. C. I. Monograph No. 14, Eyre and Spottiswoode, 1961, (London)
 - 20) Zeleny, R. A., & Piret, E. L., I. & E. C. Process Design and Develop., 1, 37 (1962)
 - 21) Ohe, W., Chem. Ing. Tech., 39, 357 (1967)

ボールミルによるフライアッシュの 粉碎実験およびその品質について

関電フライアッシュ株式会社

谷 口 一 昭

1. は じ め に

フライアッシュ原料粉よりフライアッシュを製造する場合、つぎの三つの方法に大別される。

A) 分級器によって原料粉中の細粒粉を採る方法で、従来から使用されている。この方法では、フライアッシュ粒子の形状は破損されずに大部分が原形の球状を保っているが、収量は40～50%程度になる。

B) 分級器で採った細粒粉に、粗粒粉の粉碎品を適量混入する方法で、収量は50～100%の範囲になるが、フライアッシュの粒形は角張ったものが増加する。また設備としては分級器と粉碎機の両方が必要である。

C) 原料粉をはじめから粉碎して、100%の収量とする方法で、この場合フライアッシュの粒形はB)の方法とほぼ同様であるが、粉碎機の容量が大きくなる。また粉碎ミルにエヤーセパレーターを併用することによって、効率が20%前後上昇するようである。

近年フライアッシュの需用が著しく増大しているが、フライアッシュは石炭燃焼火力発電所での副産物である関係で、計画生産が比較的困難なものであって、これの生産量を上げるためには当然B)かC)の方法が必要となってくる。

A)の方法に関しては報告^{1),2)}などがあり、また粉碎方法では機械式集じん器のアッシュで、とくに粗粒に富むものについての試験報告^{3),4)}がある。

本試験では原料アッシュ中の粗粒部分の粉碎を目的にしている関係で、原料アッシュの粉末度は 44μ 以上の粒子含有率が50%以下のものを使用し、小型ボールミルを使用して、粉碎条件の検討および粉碎度と粉碎アッシュの品質の関係についての試験を行ない、フライアッシュの生産方法を検討するための資料を得るを目的とした。

2. 試験用ボールミルおよび試験条件

本試験に使用したボールミルの大きさは、直径280

mm, 長さ370mmで、内容量は約18ℓであり内面にはライナーがなくて円滑面である。1HP減速ギヤードモーターで回転数はプーリの取替で調節した。

ボールの大きさは原則として10mm径のものを使用し、ミル容量の22%のボール量(15kg)とし、ボールの空隙率と同等のアッシュ原料(1.5kg)を使用した。

3. 試験結果と考察

原料アッシュの粉碎効果を高める条件を調べるために、粉末度の異なる原料アッシュを使用して、ミルの回転速度、ボールの大きさ、ボール量と原料アッシュ量との割合を変化した場合について、それぞれの粉碎効果について試験した。その結果と考察を以下に記す。

3-1 ボールミルの回転速度と粉碎効果

Fig. 1のA, B, Cのようにミル回転数の大なるほど粉碎効果がよくなっている。ミルの回転速度90 r. p. mは本試験用ミルの臨界回転速度 $N_c=80$ 、の約1.1倍になるが、ボールは共転しないで粉碎機能を充分に発揮した結果によるものであろうか、30～60 r. p. mに比較して良好である。なお臨界速度の2～2.5倍で良好な粉碎効果を得た報告⁵⁾もあるようで、高速回転粉碎に関しては今後更に研究すべき点である。

また、ミルの回転速度と粉碎能力の関係はFig. 2のように、たて軸に粉末度、よこ軸にアッシュのミル通過量を対数目盛にすると直線に近づくので、片対数図表で示した。これによるとミルの回転速度が大きくなるほど、また原料アッシュの粉末度が粗粒になるほど粉碎効率がよくなっている。このことは原料アッシュを分級した後、粗粒粉のみを粉碎するほうが効果的であることを示すものである。

3.2 ボールの大きさと粉碎効果

ボールの大きさと被粉碎物の大きさに関する計算式のうち、D. Steinerの式⁶⁾を用いて原料アッシュ中の50 μ 以上の粒子(50～200 μ の範囲)を粉碎するとして、

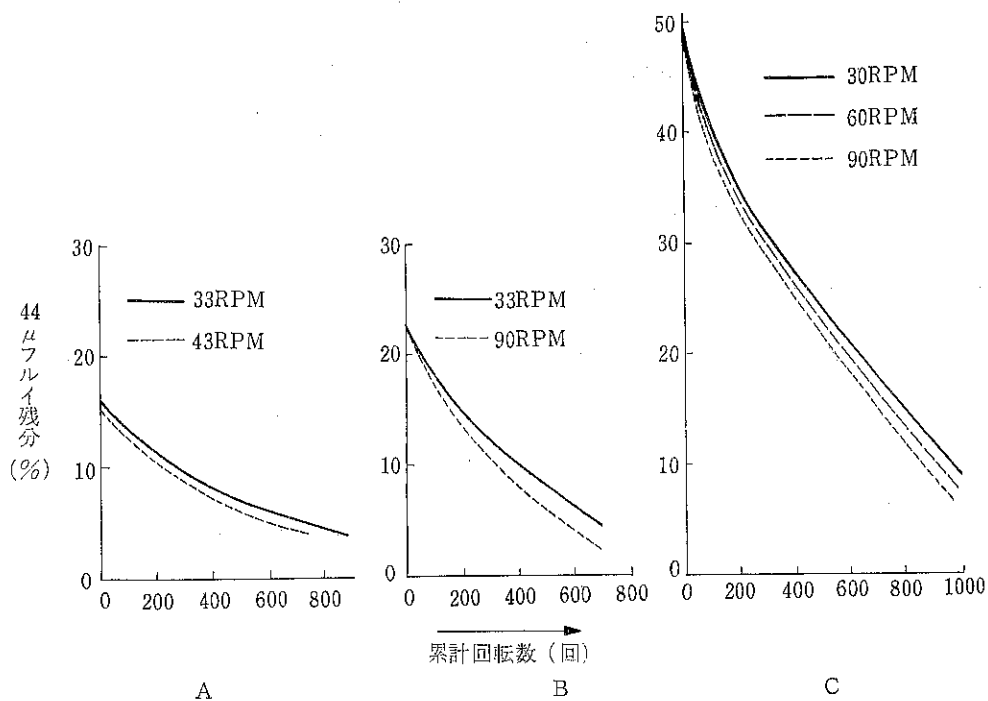


Fig. 1

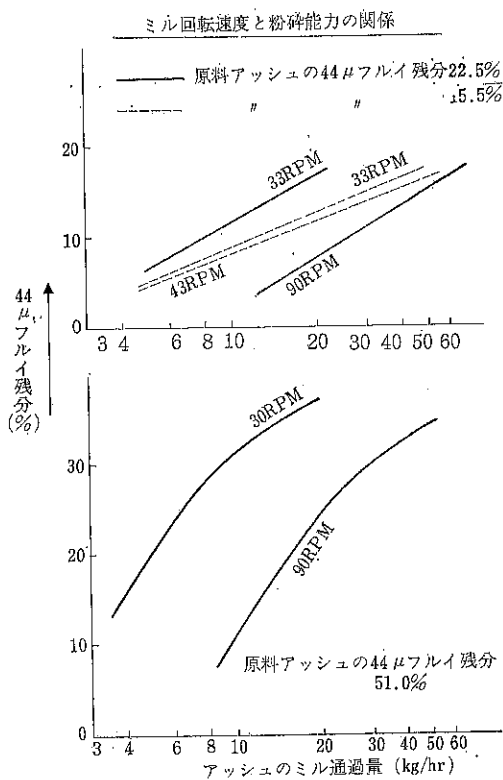


Fig. 2

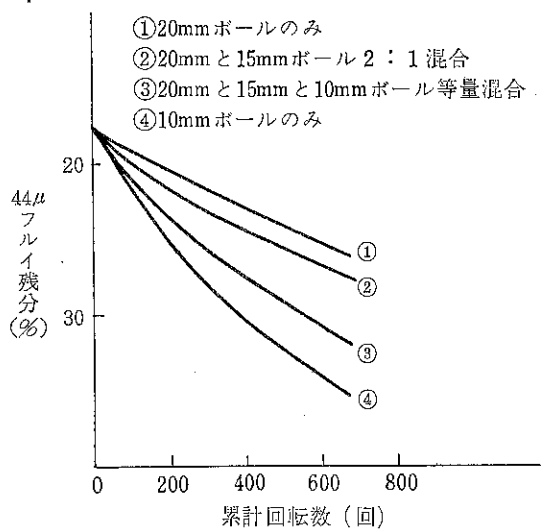


Fig. 3

ボールの大きさを計算すると約7~9mmになる。そこで、ボールの直径を20mm, 15mm, および10mmの3種類とし、それぞれを単独または混合して使用した場合の試験結果を Fig. 3 に示す。

ボール径10mmのものを単独使用の場合が最も良好な粉砕効果を示し、ボールが大きくなるほど効果が低下し、神保氏のミル中のボールの衝突確率から小径ボールほど粉砕効率がよい⁷⁾としていることと一致している。

なお、10mm径以下のボールを使用した実験はしていないが、8mm径前後のボールを使用した場合、およびボールの大きさの異なる場合のボールの最適混合率などの詳しい試験と併せて今後の課題に残す。

3.3 ボール量と原料アッシュ量との割合を変化した場合の粉碎効果

10mm径のボールを使用し、ミル容量の22%のボール量(15kg)と、ボールの空隙率の2倍の原料アッシュ(3.0kg)を使用した場合と、ミル容量の44%のボール量(30kg)と、ボールの空隙率と等しい原料アッシュ(3.0kg)を使用した場合について、その粉碎効果をミ

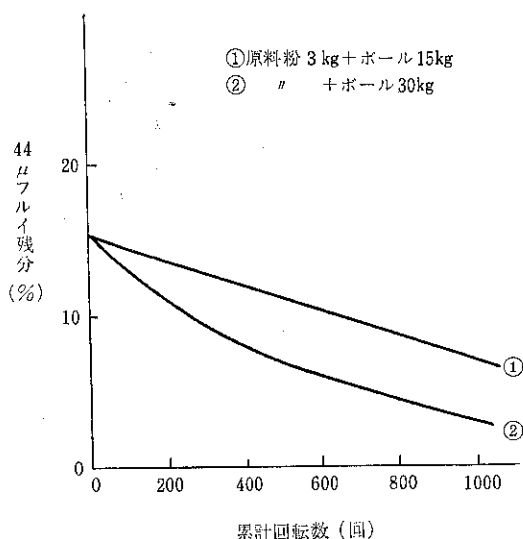


Fig. 4

ルの回転速度 43 r. p. m について比較した。

その結果を Fig. 4 に示す。ミル内のボール充填率が22%と44%の本試験の範囲では、ミルの回転速度と原料アッシュの量を一定にした場合は、ボール量と粉碎度はほぼ比例関係にあり、ミルの累計回転数が1,100回転位までは簡単な次式になるようで、Foster-wheeler 社の提出した粉碎能力算出式⁷⁾に従っているようである。

粉碎度 = ボール使用量 × ミルの累計回転数 (時間)

4. 粉碎度と粉碎アッシュの品質との関係

10mm径のボールを使用して、ボール充填率22% (ボール量15kg)とし、ボールの空隙率と等しい原料アッシュ(1.5kg)を使用して、ミル回転速度を30, 33, および90 r. p. m でそれぞれ試験した場合の、ミルの累計回転数に対する粉碎アッシュの品質の変化を3種類の粉末度の異なる原料アッシュについて示したものが Fig. 5 の A, B, C である。

4-1 粉末度と真比重の変化

粉碎度の進行につれて、44μ フルイ残分が減少し、比表面積の増加するのは当然であるが、真比重も粉碎度につれて大きくなっている点が注目されよう。

ここで比重の増大現象について少し記すと、一般の粉体では粉碎による真比重の変化は殆んどないようだが、フライアッシュは球状粒子の内部に空洞があり、たとえばゴムまりのような形態のもので、粒子体積に対する空洞容積の比率は細粒ほど小さくなっている。したがって分級器などで細粒と粗粒粉に分別した場合は、細粒粉ほど真比重が大きくなっている²⁾。また化学成分的には、わずかではあるが細粒粉ほど SiO_2 が減り、 Al_2O_3 、 MgO 、 CaSO_4 が増え、とくに粒子表面の CaSO_4 の影響によりフライアッシュの固結現象が発生するものである⁸⁾。

上記のような特性を有するものを粉碎すれば、粒子が割れ内部の空洞が消滅する結果、真比重が増大するものであり、また粉碎アッシュの固結性は、粉末度が同等の未粉碎アッシュに比較して、かなり低下しその取扱いが容易になることを付記する。

4.2 吸着性の増加

フライアッシュの吸着性は主として含有する未燃炭素の吸着性能に起因するもので、メチレンブルーなどの色素の水溶液によって、その吸着性能を測定している。本試験用の原料アッシュは未燃炭素量が2%以下のものを使用しているが、アッシュ中の未燃炭素は比較的粗粒であり、粉碎によって微粉になりやすく、その結果炭素の吸着性能が増して、アッシュの粉碎度につれて吸着量が増大するものである。しかし粉碎アッシュの吸着量は0.4mg/gr 以下であって、本試験の範囲では一般のフライアッシュと同等である。

吸着性の大きいフライアッシュをセメント混和材として、とくに A・E コンクリートに使用する場合は A・E 剤の所要量の増加などに影響があるもので、原料アッシュ中の炭素分を適当に除去後、粉碎することによって低吸着性フライアッシュの製造ができる。

4.3 粉碎アッシュの粒子形状およびセメント混和材としての性状

本試験の範囲の原料アッシュの粉碎度では、比較的角張った形状に富む大きな粒子が破碎されて多角形の微細粉になっている。また40μ程度以下の細粒子は球状の原形を保ち、粉碎アッシュ中の球状粒子率は原料アッシュの粉末度ならびに粉碎度によって異なるが全体の20~60%存在している。

その結果 Table 1 のごとく、セメント混和材としての減水効果、ワーカビリティに対する影響は一般のフラ

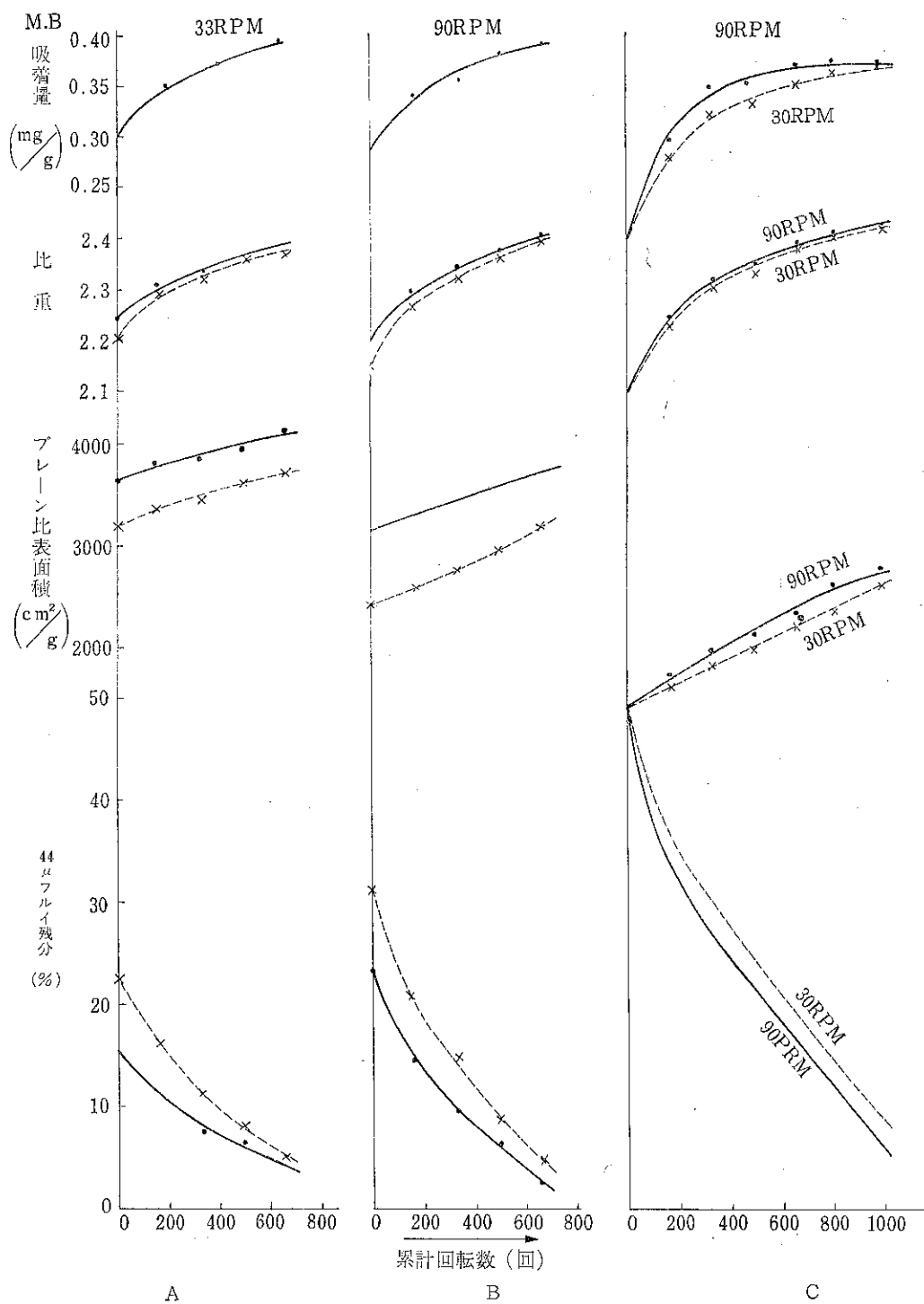


Fig. 5

イアッシュに比較して同等の値を示している。このことは44μフルイ残分の減少、真比重の増大ならびに微細粒

子が球状で存在することによる影響が大きく作用しているようであり、したがってモルタルの圧縮強さ比は一般

Table 1

原 料 ア ッ シ ュ				粉 砕 ア ッ シ ュ							
粉 末 度		比 重	単 位 水 量 比 (%)	粉 末 度		比 重	単 位 水 量 比 (%)	球 状 粒 子 率 (%)	圧 縮 強 さ 比 (%)		
44 μ フルイ 残 分 (%)	比表面積 (cm ² /g)			44 μ フルイ 残 分 (%)	比表面積 (cm ² /g)				材 令 7 日	材 令 28 日	材 令 91 日
51	1400	2.10	106	6	2800	2.43	97	20~30	71	72	93
31	2450	2.16	101	5	3200	2.40	95	40~50	74	76	98
23	3200	2.20	98	5	3700	2.37	94	50~60	79	80	102
一般のフライアッシュ				10.7	3380	2.15	95	※55~90	70.3	74.5	93.0
フライアッシュ JIS 規格				25以下	2700以上	1.95以上	100以下	—	—	63以上	80以上

〔注〕 一般のフライアッシュの数値は文献⁹⁾の平均値を示す。
ただし、※印は文献¹⁰⁾の値を示す。

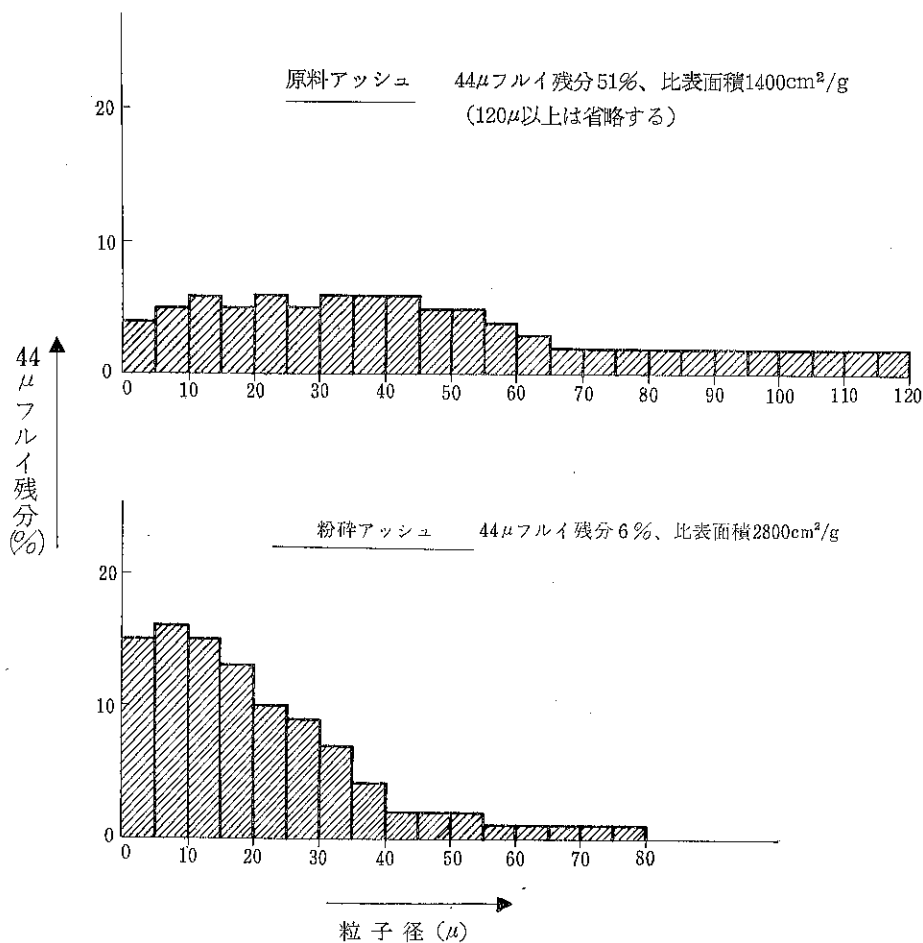


Fig. 6 アッシュの粒度分布図

のフライアッシュに劣らない結果を示し、報告されている値^{8),11)}と同様にセメント混和材としての性状は良好である。なお粉砕前後のアッシュについて、その粒度分布を比重計方法で測定した1例を Fig. 6 に示す。

5. ま と め

小型ボールミルを使用してフライアッシュの粉砕性能および粉砕アッシュの品質についての性状をそれぞれ試験した結果を要約すると下記ようになる。

1) ミルの回転速度が30~90 r. p. m では回転速度が大なるほど粉砕効率が上昇し、臨界回転速度の1.1倍、すなわち90 r. p. m が最良であった。

2) 原料アッシュの粉末度が粗粒になるほど粉砕効果がよくなる。すなわち原料アッシュは分級した後、粗粒粉のみを粉砕するのが効果的である。

3) ボールの大きさと粉砕効果の関係は、小径ボールほど効果的で、10mm径のボール使用の場合が最も効果があった。

4) ボール充填率が22~44%では、ミルの回転速度および被破碎物の量を一定にした条件での粉砕度はボール量と粉砕時間の積に比例傾向を示し、Foster-weeler 社の提出した粉砕能力算出式に従っているようである。

5) 原料アッシュは粉砕度の進行とともに、その真比重および吸着性能が増加する。これらの測定は粉砕度の判定に有効である。

6) 本試験の範囲での粉砕アッシュの粒子形状は約20~60%が球状粒子であって、その結果セメント混和材としての減水効果、ワーカビリティ、圧縮強さ比などは十分に満足する品質のものであり、従来の一般のフライアッシュと比較して何等損色のないものである。

以上簡単に試験結果をまとめたが、今後更に各種の試験をしてより一層有効で経済的な諸条件を検討したく思

っている。

末筆ながら本試験に協力していただいた当社の吉田、梅沢、作永の各氏ならびに本文をまとめるに際してお世話をいただいた細川粉体工学研究所の横山研究部長に深謝し厚くお礼を申し上げます。

文 献

- 1) 通地、永山：フライアッシュの分級について、電力技術研究所報告（火力56003）昭和31年9月
- 2) 谷口：ミクロンセパレーターによるフライアッシュの分級試験について、粉砕（細川粉体工学研究所）No. 12 昭和42年5月
- 3) 吉越：混和材としてのフライアッシュに関する研究、土木学会論文集 第31号 昭和30年11月
- 4) 河原：粗粒フライアッシュの粉砕試験、（第1報）電研技報 5-5 昭和30年11月
- 5) Hukki, R. T. : "Fine grinding at Super Critical Speed" Min. Eng., 10, 581 (1958)
- 6) 窯業工学ハンドブック、p. 639. 窯業協会編（技報堂）
- 7) 横山：微粉砕の機構とその特性、ケミカルエンジニアリング 昭和43年2月
- 8) 本間、谷口：フライアッシュの水溶性成分が凝集固結性に及ぼす影響、セメントコンクリート No. 240 昭和42年2月
- 9) 土木学会フライアッシュ小委員会：各種フライアッシュの共通試験報告、土木学会論文集第68号、別冊（1-1）昭和35年5月
- 10) 山崎：フライアッシュを用いたコンクリートの諸性質、セメント技術年報 XII 昭和33年
- 11) 平井、柳：粗粒フライアッシュのセメントへの応用、セメント技術年報 XX 昭和41年

固体単分散エアロゾルの発生に関する 二・三の経験

鈴鹿工業高等専門学校

木村 典夫, 野村 英司,* 桑名 三穂**

は し が き

粉塵の分離に関する基礎研究を進める場合、均一粒径の粒子を用いた実験を計画すれば、粉塵の捕集効率の測定、あるいは粒度測定などを比較的簡単な方法によって行なうことができ、実験能率上からも大変都合のよいことがある。従来から用いられてきた均一粒径（単分散）のエアロゾルは、Sinclair-LaMer¹⁾によって開発された蒸発法によるものが主であり、DOPなど液体系のエアロゾルの発生が多かった。一方、固体の単分散エアロゾルの発生に関しては、Espenscheid²⁾³⁾ら、Jacobson⁴⁾らの有核法によるNaCl、AgClエアロゾルの発生に関する報告、あるいは木谷ら⁸⁾の無核法によるNaClエアロゾルの発生に関する研究があり、固体単分散エアロゾルの発生条件はかなり明らかにされてきた。

筆者も今までにフィルター集塵の基礎研究において、DOP、ステアリン酸などの単分散エアロゾルを利用し

てきたが、最近、ある種の目的から固体単分散エアロゾルを発生させる必要が生じ、木谷ら⁸⁾にならって無核法による簡単なエアロゾル発生装置を試作して、ほぼ満足なNaCl単分散エアロゾルを発生し得るようになった。よって、ここでは発生エアロゾルの単分散に及ぼす装置の操作条件の影響につき、筆者らの行なった実験的検討結果の概要を紹介し、この方面に興味を持たれる方々の御参考に供したい。

1. エアロゾル発生装置および方法

筆者らの用いた装置はEspenscheid²⁾らの用いた装置とはほぼ同じであるが、無核法を採用したため主要部分はNaClの蒸発室および再熱室からなる簡単なものであり、その大略をFig. 1に示す。①はキャリアガスを汙過するフィルターで、②はガラス管式小形流量計であって③の流量調節弁でキャリアガス流量の調節をす

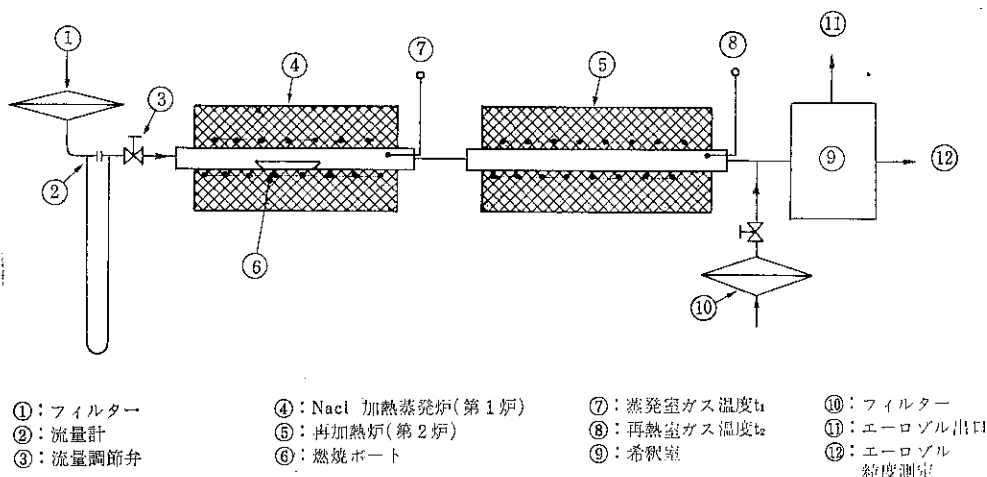


Fig. 1 エアロゾル発生装置の概略図

* 現在（石原産業㈱四日市工場）

**（アイカ工業㈱）

る。なお、筆者らはヘリウムガス²⁾あるいは酸素³⁾などをキャリアガスとして長時間連続して用いることは経済的に困難であったので、圧縮空気をモレキラーシーブなどによって脱湿乾燥したものをキャリアガスとして用いた。

次に④はNaClの蒸発室、⑤が再加熱室であり、NaClは⑥の燃焼ポート内へ適当量入れて室の中の中央部に設置する。加熱室はいずれも内径 23 ϕ 、長さ 600mm の燃焼管外壁より電熱線によって加熱する簡単な形式であり、温度測定は保護管付熱電対を用いた。なお、温度の調整はスライダックスで入力電圧を加減して行なった。再熱室を出たエアロゾルは⑨の希釈混合室に入れ、必要に応じて⑩より適当量の希釈空気を送り込む。そして⑪より目的の実験装置へエアロゾルを導くか、あるいは⑫でエアロゾルの粒度分布を測定する。本実験におけるエアロゾルの粒度分布は、筆者らが試作開発した光散乱沈降装置⁹⁾によって測定したものである。

次に、発生エアロゾルの濃度はキャリアガス流量、蒸発室温度などによって変化するので一般的な値ではないが、空気流量 $Q=11.5 \text{ Ncm}^3/\text{sec}$ 、蒸発室温度 $t_1=800^\circ\text{C}$ 、再加熱室温度 $t_2=815^\circ\text{C}$ の条件で発生したエアロゾル濃度は、質量濃度が $C_1=4.7 \times 10^{-3} \text{ mg/Ncm}^3$ 、個数濃度で $C_r=7.7 \times 10^6 \text{ Ncm}^3$ であった。

2. 実験結果と考察

2.1 発生エアロゾル粒度の表示法

光散乱沈降法によって測定し得る一次測定量は、累積

値による粒度分布であるから、フルイ上積算百分率 R 対粒子径 D_p の関係で、測定値の数例を対数確率紙上にプロットして示せば、Fig. 2 のごとくほぼ直線関係となる。

Kerker⁶⁾ らおよび木谷⁷⁾は、光散乱法によるエアロゾル粒度の測定に関する研究において、偏光比角度分布の理論値を求めるため、エアロゾルの粒度分布は対数正規にしたがうとしているが、Fig. 2 に示した筆者らの実験からも、この仮定はほぼ成立することが明らかとなった。

一方、粉碎粉などの粒度分布表示によく用いられている Rosin-Rammler 分布法則によって、Fig. 2 に示したエアロゾルの粒度をプロットした結果を Fig. 3 に示す。すなわち、Fig. 2 で示したエアロゾルを Rosin-Rammler 分布で表示しても、分布定数 n の大きい均一粒度のエアロゾルでは、R-R 線図上ではほぼ直線として示し得る。しかし同図中に示すエアロゾル (C) の結果は、対数確率紙上では全域にわたって直線となるに反し R-R 線図上では 0.8μ 以上の粒径でやや直線関係より外れている。

Batel¹⁾によれば、分布定数が $n \geq 3$ であれば R-R 分布は正規分布として近似的に取扱えるとしているが、筆者らの発生したエアロゾルについては、正規分布よりむしろ対数正規分布にしたがうと見られ、R-R 分布においても $n > 3$ であればかなりよく直線上ののってくるといえる。いま、発生エアロゾルの粒度分布を対数正規分布および R-R 分布で表わした場合、そのエアロゾルの

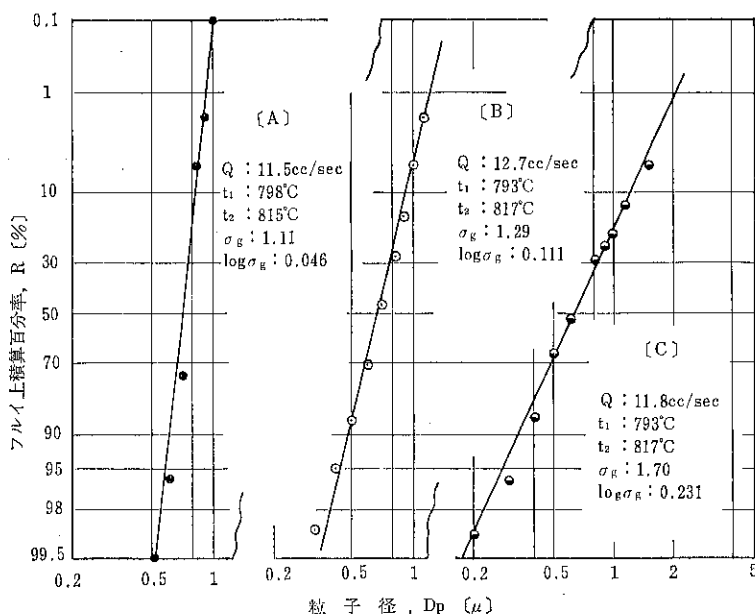


Fig. 2 発生エアロゾルのフルイ上積算百分率 R 対粒子径 D_p の対数確率紙プロット例

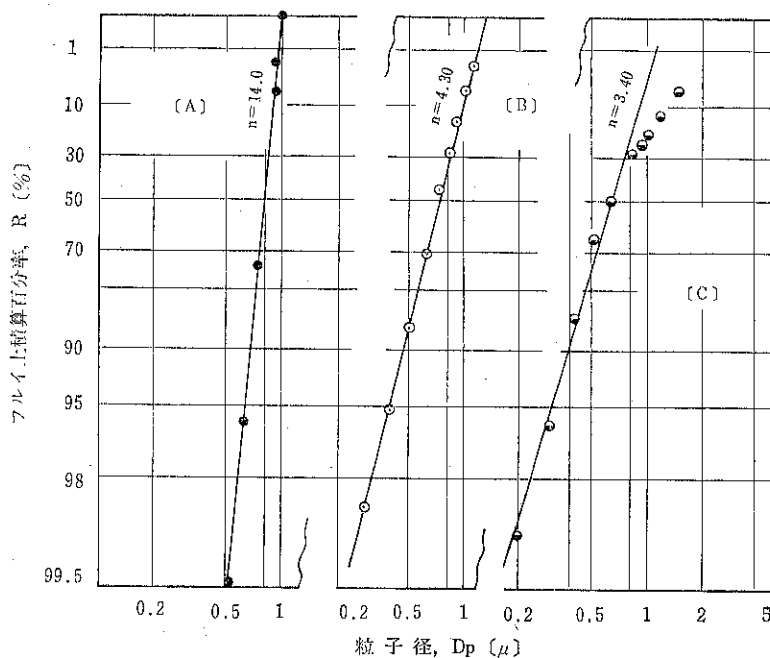


Fig. 3 発生エアロゾルのフレイ上積算百分率R対粒子径 D_p の Rosin-Rammler 線図プロット例

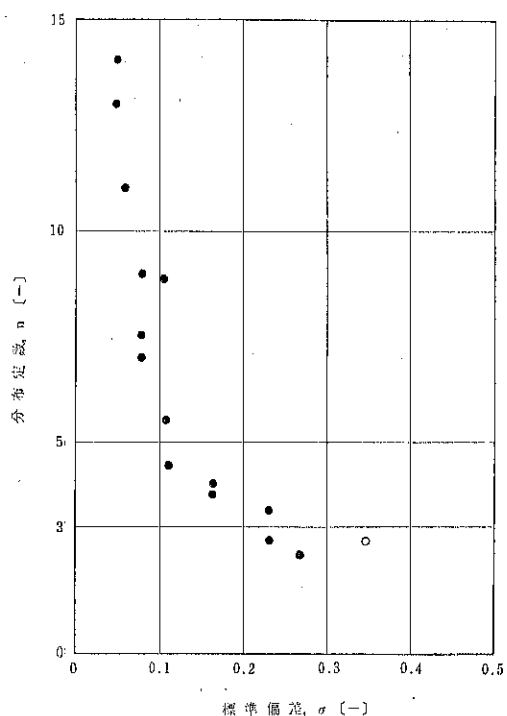


Fig. 4 発生エアロゾルの粒度を対数正規分布および Rosin-Rammler 分布で表わす場合の標準偏差 $\sigma (\equiv \log \sigma_g)$ と分布定数 n との関係

粒度分布幅を標準偏差 $\sigma (\equiv \log \sigma_g)$ と分布定数 n で表示し、両者の関係を Fig. 4 にプロットして示す。

HOTS 法で比較的鮮明なスペクトルの観測ができ、通常単分散エアロゾルといわれているものは標準偏差 σ が 0.1 以下であるというが⁶⁾、これを R-R 分布によって評価すれば、Fig. 4 の関係から分布定数は $n \geq 6$ 程度のものとみることができ。

以下本稿では、便宜上、発生エアロゾルの粒度を頻度分布あるいは平均粒径 (50% 径) と標準偏差で表示し、単分散エアロゾルの発生条件について検討を行なうことにする。

2.2 粒度分布に及ぼすキャリアガス流量の影響

NaCl の蒸発室温度 $t_1 = 793^\circ\text{C}$ および再熱室温度 $t_2 = 817^\circ\text{C}$ と一定にし、キャリアガス流量のみを変化させた場合の発生エアロゾルの頻度分布を Fig. 5 に示す。図から明らかなように、キャリアガス流量 Q を増すほど平均粒度はやや小さくなるようである。一方、粒度分布幅はある流量において急激に小さくなり、粒度の非常によく揃った単分散エアロゾルを発生し得ることが明らかとなった。このエアロゾルの粒度標準偏差 σ をキャリアガス流量 Q に対してまとめたものを Fig. 6 に示すが、筆者らの用いた装置では $Q = 10 \sim 12 \text{ Ncm}^3/\text{sec}$ において標準偏差は $\sigma \approx 0.04 \sim 0.05$ となり、非常に粒度のよく揃ったエアロゾルとなることがわかる。このキャ

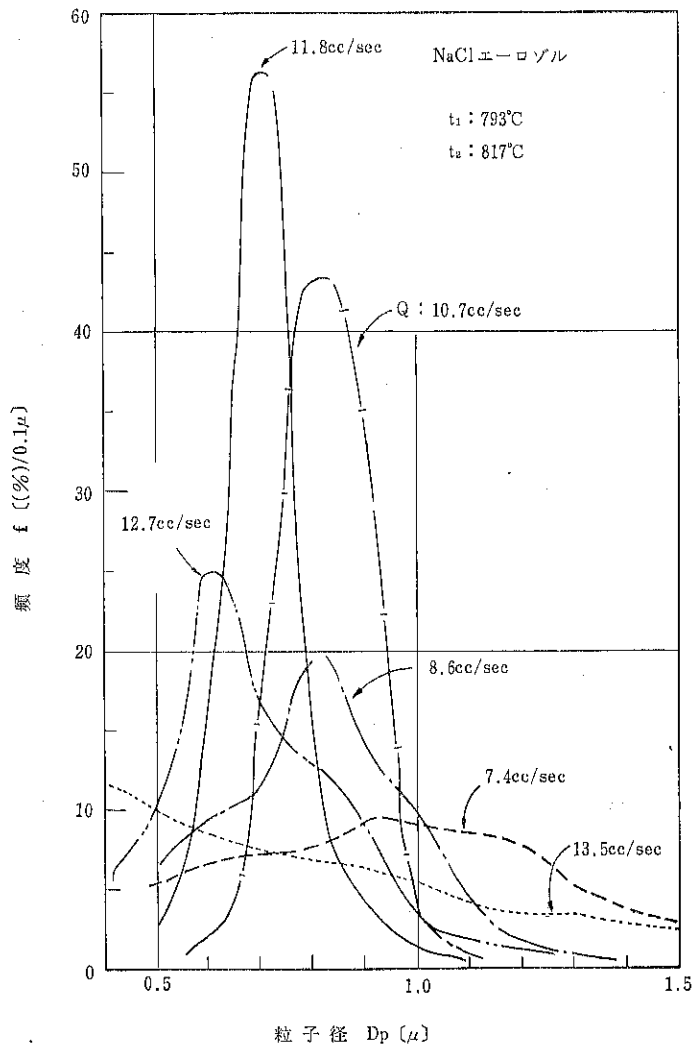


Fig. 5 キャリアーガス（空気）流量を変化させた場合の発生エーロゾルの頻度分布測定例

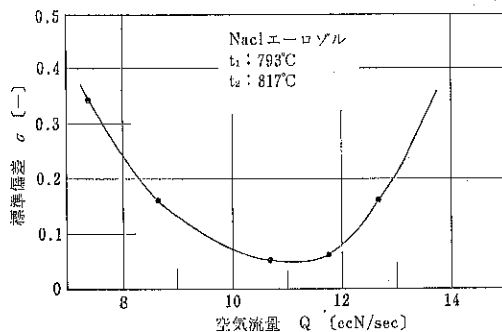


Fig. 6 キャリアーガス（空気）流量を変化させた場合の発生エーロゾルの標準偏差

リヤーガス流量を再熱室温度に換算して、加熱室内平均通過流速 U とすれば、おおよそ $U=9.6\sim 11.5\text{cm/sec}$ となる。よって、この値は装置寸法の異なる任意装置における単分散発生条件の目安となり得るものと考えられる。

2.3 粒度分布に及ぼす再熱室温度 t_2 の影響

キャリアーガス流量 $Q=11.8\text{Ncm}^3/\text{sec}$ 、蒸発室温度 $t_1=793^\circ\text{C}$ を一定とし、再熱室温度のみを $t_2=783, 793, 803^\circ\text{C}$ とそれぞれ変化させた場合の発生エーロゾルの頻度分布測定例を Fig. 7 に示す。すなわち、 t_2 は t_1 よりやや高い方が単分散性はよくなるが、 t_2 を高くするほど平均粒径はやや小さくなる傾向にある。

2.4 平均粒径および標準偏差に及ぼす蒸発室温度 t_1

および再熱室と蒸発室との温度差 Δt の影響

キャリアーガス流量 $Q=11.8\text{Ncm}^3/\text{sec}$ を一定とし、

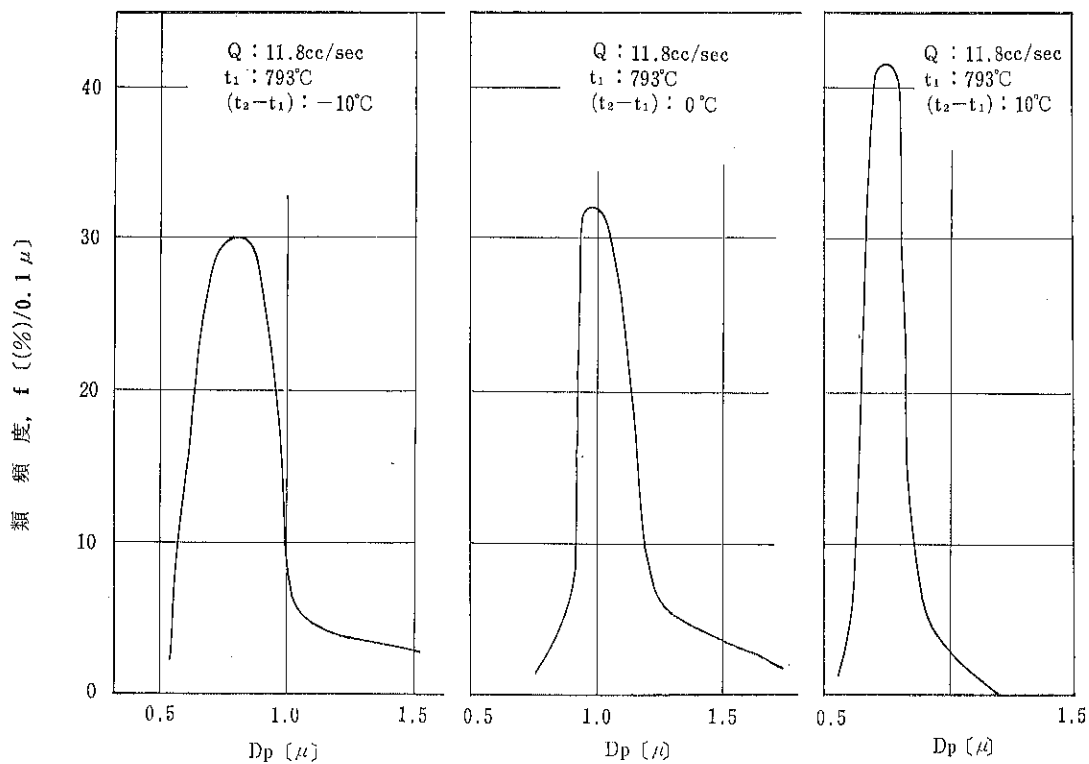


Fig. 7 再熱室ガス温度を変化させた場合の発生エーロゾルの頻度分布測定例

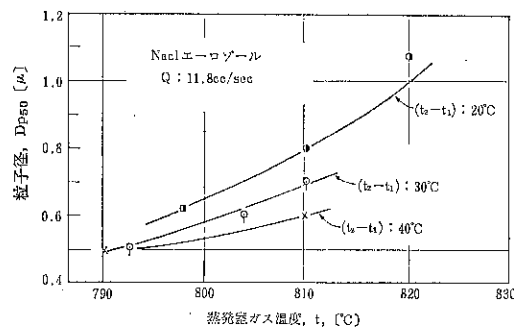
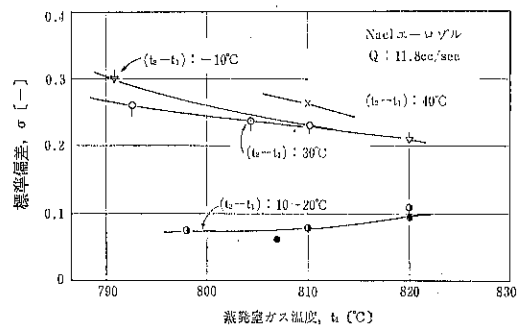


Fig. 8 発生エーロゾルの平均粒径および標準差に及ぼす蒸発室ガス温度 t_1 と温度差 $(t_2 - t_1)$ の影響

パラメータに蒸発室と再熱室との温度差 $\Delta t (\equiv t_2 - t_1)$ をとり、蒸発室温度 t_1 を変化させた場合の発生エロゾル平均粒径 D_{p50} (50%径) および標準偏差 σ を Fig. 8 に示す。すなわち、 Δt 一定で t_1 を高くすれば、NaCl の蒸発量が増えるため平均粒子径は大きくなる傾向にあり、同一の t_1 においては Δt が大きいほど平均粒径は小さくなる。一方、発生エロゾルの標準偏差 σ は、蒸発室温度 t_1 が変化しても温度差を $\Delta t = 10 \sim 20^\circ\text{C}$ 程度とすれば 0.1 以下となり、きれいな単分散エロゾルを発生し得る。この温度差 Δt を -10°C 、または $+30 \sim 40^\circ\text{C}$ にとれば、同図から明らかなように標準偏差は $\sigma = 0.2 \sim 0.3$ となつて粒度分散はかなり大きく、最早、単分散とはいえない状態になる。しかし、 Δt が $+30^\circ\text{C}$ 程度の場合でも、 t_1 の増大にともなつて標準偏差は減少する傾向にあるから、蒸発室温度 t_1 の高いところでは温度の影響は少なくなるようである。木谷ら⁸⁾ は、蒸発室温度 $t_1 = 960^\circ\text{C}$ 、再熱室温度 $t_2 = 880 \sim 960^\circ\text{C}$ 、すなわち、温度差で $\Delta t = -60 \sim 0^\circ\text{C}$ の範囲において標準偏差が $\sigma \approx 0.1$ という結果を得ているが、筆者らの実験結果でも蒸発室温度 t_1 が高くなるほど、標準偏差 σ に対する t_2 の影響は小さくなる傾向にある。よつて筆者らの実験でも木谷らと同程度の t_1 にすれば、両者の単分散発生条件はほぼ一致するものと考えられる。

む す び

以上 NaCl の固体単分散エロゾルを比較的簡単な装置によつて発生し得ることを述べた。本稿の実験はエロゾルの粒度測定法として、筆者の研究室で開発した光

散乱沈降装置の一応用実験として行なつたものであり、まだ十分一般的な結論を得ていないので、単分散エロゾル発生の法則性については今後より詳細な研究を行なう必要がある。

引用文献

- 1) Batel W. : Chem. Ing. Tech., **26**, 72 (1954).
- 2) Espenscheid, W. F., E. Matijevic & M. Kerker, : J. Phy. Chem., **68**, 2831 (1964).
- 3) Espenscheid, W. F., E. Willis, E. Matijevic & M. Kerker, : J. Colloid Sci., **20**, 501 (1965).
- 4) Jacobsen, R., M. Kerker, & E. Matijevic, : J. Phy. Chem., **71**, 514 (1967).
- 5) Kerker, M., E. Matijevic, W. F. Espenscheid, W. A. Farone & S. Kitani : J. Colloid Sci., **19**, 218 (1964).
- 6) 木谷進 : 日本化学雑誌, **77**, 1181 (1956).
- 7) Kitani, S. : Japan Atomic Energy Research Inst. Memo. No. 2771 (1967-July)
- 8) Kitani, S. & S. Ouchi, : J. Colloid & Interface Sci., **23**, 200 (1967).
- 9) 木村典夫, 川口久志, 井上悟 : 化学工学協会第2回秋季大会講演前刷, p. (1968~10)
『光散乱沈降法による煙霧質の粒度分布測定について』
- 10) Sinclan, D. & V. K. LaMer : Chem. Rev., **44**, 245 (1949).



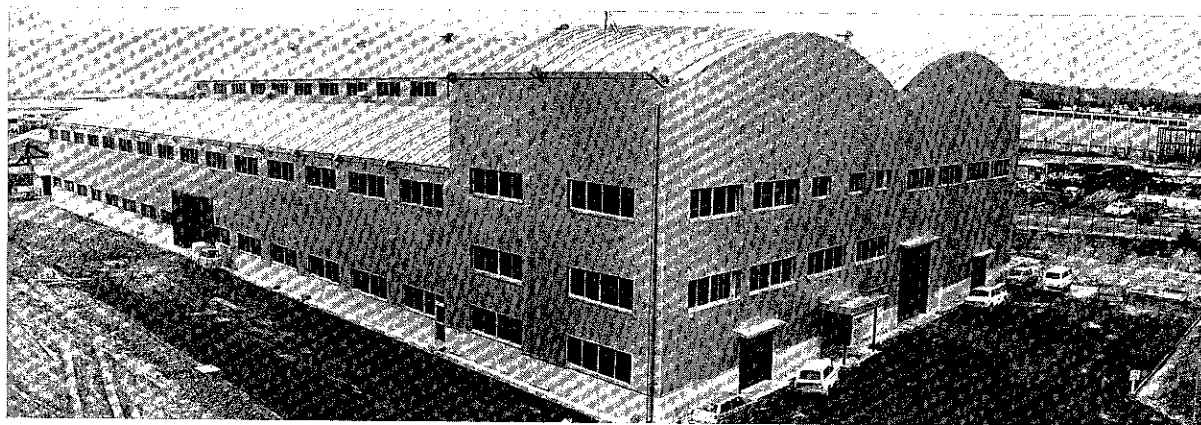
大阪府枚方市の中小企業団地への進出計画に沿って、昨年三月第一期工事として細川粉体工学研究所を完成した。今年はそれに引きつづき第二期工事として主工場としての枚方工場を五月に竣工し、更に研究所試験室の増築、企業団地内社宅用地における独身寮の完成を見た。

ホソカワの発展の一段階を飾るこの竣工を祝して、単なる竣工式典に終る事なく有意義なものにとの意図で数々の記念行事が行なわれた。即ち5月17日守護神永宝社鎮魂式枚方工場竣工式、18日創立54周年記念式典、及び従業員家族会、19日記念講演会、大展示会及び記念パーティー、20日セールスカンファレンス等々である。

本誌上グラビアをもってこれら行事の数々を再現し、従業員一同得がたき記念とする共に、進歩、発展する“技術のホソカワ”を目標に一層の努力を重ねんとするものである。

枚 方 工 場

新装なった枚方工場は面積 $90\text{m} \times 40\text{m} = 3,600\text{m}^2$ 高さは8.5mと13.5mの2段に分かれ3t2基、5t、20t各1基の4基のクレーンをそなえ、事務所、倉庫、その他食堂、浴場などを含み、パルスエアコレクター、ナウタミキサー、新しく技術提携なったストロングスコット社製品の製造を担当する。



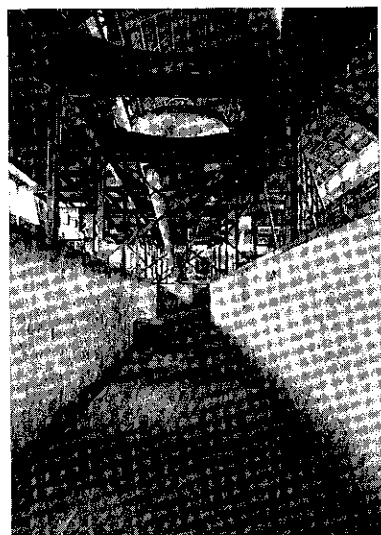
枚 方 工 場 全 影



工場内部



大型機械製造に処して 20 t クレーンが
3 t クレーンの上に走行する。



ウナミキサー
専用組立場

大阪工場での経験
を生かし能率的、
且つ安全な専用組
立場が考案され
た。

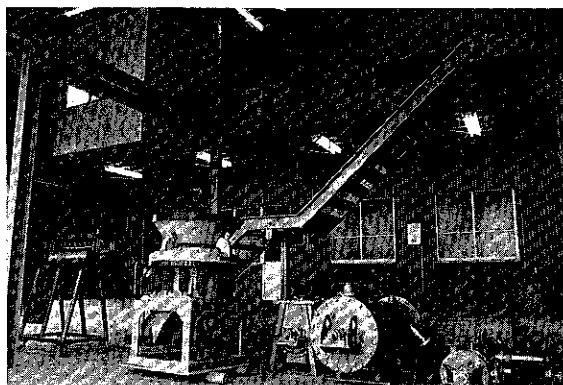
至誠寮

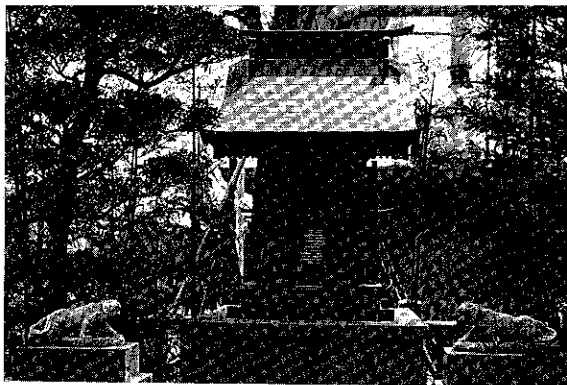
枚方工場及び研究所従業員を対称とした
独身寮が同じ企業団地の社宅用地に竣工した。



試験室の増設

新しく技術提携が結ばれたストロングスコット社製品の
ソリッドエア、コンティニューエーター、タービュライザー
等、及びフランス国ネールピック社製品ロロパール、グラ
ビコーン等の機械を設置してユーザーのためのテストをす
るため研究所に隣接して試験室が増設された。





永 宝 社



枚方工場竣工式

5月17日

永宝社鎮魂式

新しく完成した枚方工場の守護神として工場敷地内に社殿を建立、毘沙門天、大国天、不動明王の三神を拝し永宝社と名づけられ、鎮魂式が行なわれた。

枚方工場竣工式

永宝社の鎮魂式に引きつづき新装された工場内に来賓、関係者80人余の列席のもとに枚方工場竣工式が行なわれた。

5月18日

創立54周年記念式典

本来弊社の創立記念日は4月18日であるが枚方工場の完成を待って1ヶ月遅れて行なわれた。

全従業員、特に本年は東京支店からも枚方工場に参集し、また、海外より代理店、提携先等の来賓20余人を加えて例年の如く式典、社員表彰が行なわれた。

従業員家族会

従業員家族が招待され、家族ともどもの会食後、開放された枚方工場、研究所の見学、福引き、いろいろな食物の屋台、輪なげ、金魚すくい、風せんつりなどのゲームも盛沢山に企画され楽しい一日をすごした。

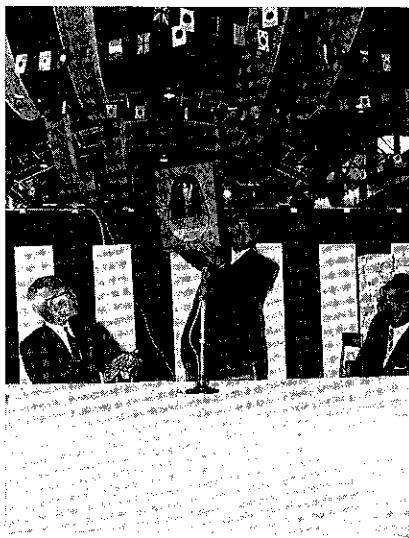


創立54周年記念式典



従業員家族会スナップ

中央はオランダナウタミクス社長C J ナウタ氏の夫人。



創立54周年を記念してオランダナウタ社より記念品がおくられた。



大 展 示 会 会 場

5月19日

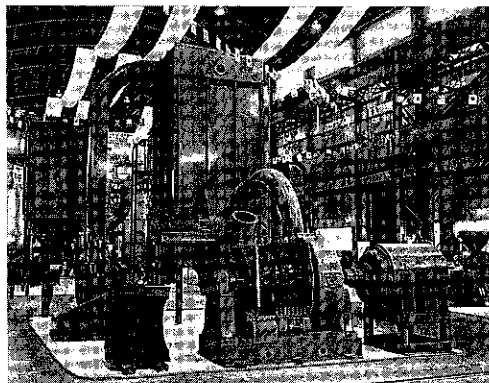
記念行事のメインとなる大展示会、記念講演会、記念パーティーが夫々の会場で行なわれた。

当日、細川鉄工所関係者、ユーザーの方々に海外からの来賓20余人を加え出席者約1,000名の大盛会となった。

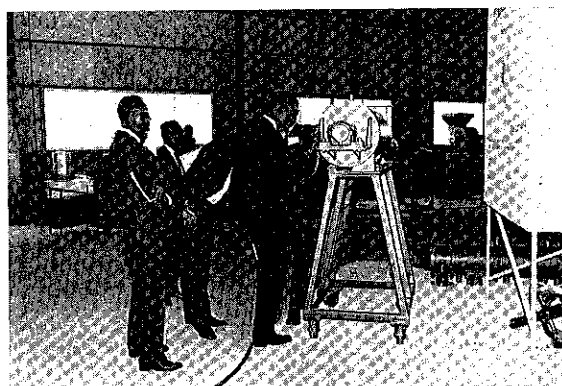
大 展 示 会

未だ工作機械の設置されていない新工場の空間を利用しての大展示会は主なホソカワ製品に新たに技術提携になった米国、ストロングスコット社製品、フランス、ネールピック社製品を加えスーパーミクロンミル300馬力型をはじめとする大型機を中心に展示され、一般の見本市では見られない偉容を示した。

又同時に細川粉体工学研究所も開放され、研究設備の解説、粉体操作のデモンストレーション等が注目を集めた。

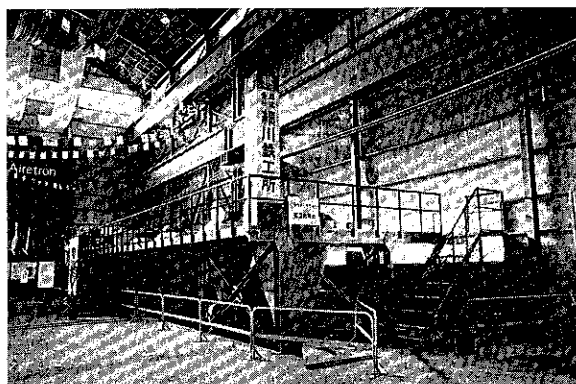


展示されたスーパーミクロンミルM300（300馬力型）



ストロングスコット社製品タービュライザー（連続混合機）

新工場ナウタミキサー組立場に展示されたナウタミキサー

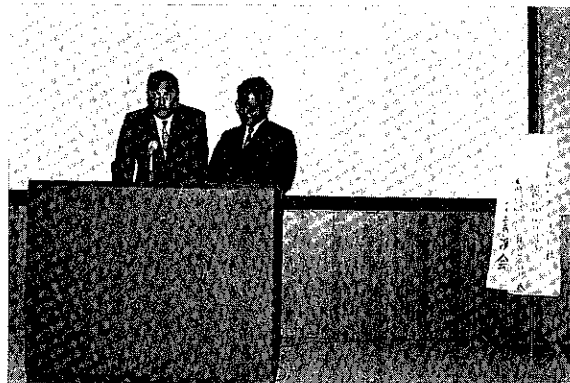


細川粉体工学研究所も開放され、興味ある展示品をそろえ解説した。





記念講演会会場



ストロングスコット社、社長ロロフ氏(左)の講演

記念講演会

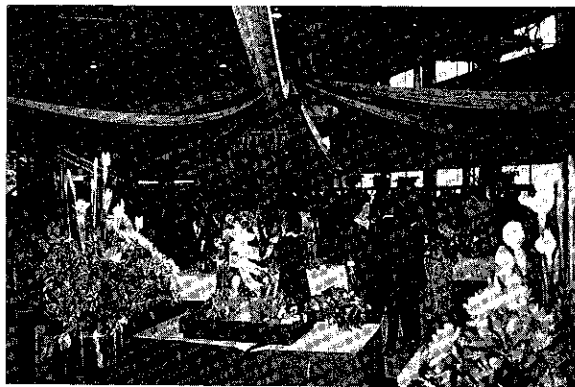
中小企業団地センターの講堂を会場に 300 人が熱心に聴講した。

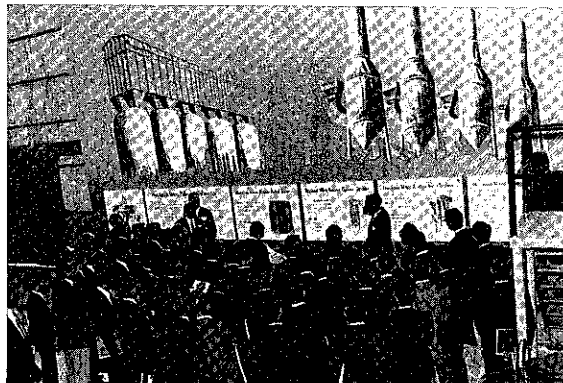
講演は京都大学井伊谷教授、北海道大学田中教授、大阪府立大学矢野教授の夫々粉体に関するテーマの講演の間にPMD社マッキーバー氏、ナウタ社ナウタ氏およびキング氏、ストロングスコット社ロロフ氏およびゼスパー氏が夫々の自社の製品についての経験、特徴等についての講演がなされた。

記念パーティー

枚方工場内に仮設された会場にてはなやかな記念パーティーが催されホソカワ、粉体を通じて結ばれた人々が一堂に会し歓談の時をすごした。

中央はパルペライジングマンナリー社、
貿易部長マッキーバー氏





5月20日

セールスカンファレンス

展示会場及び研究所会議室を利用したのセールスカンファレンスでは国内代理店、弊社営業部に海外からの参加者10数人を加え総勢80人が参加し熱心な会議が続けられた。



第2回 粉体に関する講演討論会

粉体技術談話会主催のこの会は前日のホソカワの記念講演会と同じ団地センター講堂を会場とし、学界、業界、双方より多数の参加をみ主に粉碎と集塵をテーマに終日熱心な聴講、討議がなされた。



粉体層内における液状水移動

富山大学工学部

若 林 嘉 一 郎
山 口 信 吉

1. は し が き

砂粒の堆積層はその内部に空隙を有し、湿った状態にあつてはこの空隙部に液状水を保有する。この水を毛管水という。

毛管水が連続している場合この水を索状水(funicular water)といい、毛管水が切れて粒子同志の接点に水がたまっているとこれを懸垂水(pendular water)または楔状水(wedge water)という。

半径 r の直立毛管の下端を自由水面に接触させると、毛管内を水が上昇する。この毛管水の上昇力すなわち毛管吸引力 p_c は表面張力 σ に比例し次式で表わされる。

$$p_c = (\rho_w g / g_0) H = 2\sigma \cos \theta / rg_0 \quad (1)$$

ここに、 ρ_w は水の密度、 H は管内水の上昇高さ、 θ は毛管壁と水との接触角である。

索状水は毛管吸引力を起動力として液状で移動する。この水分移動機構に関しては Oliver^ら¹⁾、Krischer²⁾、大谷^ら^{3,4,5,6)} および桐榮^ら⁷⁾ の研究がある。また、桐榮⁸⁾ は最近 Krischer 理論の紹介を行なった。

懸垂水は毛管内における蒸発と凝縮のくりかえしによって蒸気状で移動する。

粘土のような粉状物体が高含水率状態にあるときは、粉体粒子は水に浮んだ状態になるから表面張力は作用しない。この場合には砂粒層におけるとは別の吸引力(次節で詳述する。)が生じ、この吸引力が内部水分移動の起動力となる。粉状物体層における水分移動機構については Newitt ^ら⁹⁾ および筆者¹⁰⁾ の研究がある。

高含水率粘土を脱水すると、次第に粘土粒子同志が接近し、遂には互に接触する。この状態に至った後も更に脱水を続けると、粒子間に湿り空気(空気+水蒸気)が入り込み、層内には索状水または懸垂水ができるようになる。この状態になると蒸気拡散(懸垂水の移動)が表われて来る¹¹⁾。

以上、粒粉体層内の水分移動機構の概略を紹介した。

かくして、本論文の目的とする粉体層内における液状水移動の究明についての位置づけが行なわれた。

2. 粉体層における水分吸引力

水に接触した粘土は(一)に荷電されるため、粒子表面のごく近傍では水分子は図1に示されるように規則的に配置され、その結果この水は粘土粒子に強く束縛される。なお、粒子から遠ざかると水分子の配置状況が不規則になり、そこでは束縛力はかなり弱くなる。

このように、水の中で(一)に荷電される物質を陰膠質という。一方、水の中で(+)に荷電される物質もあり、それは陽膠質と呼ばれる。表1には陰膠質と陽膠質の数例が示される。

塊状粘土のみかけの比容積 V (粘土の容積をその絶乾重量で除した値) と含水率 C の関係は図2に示され

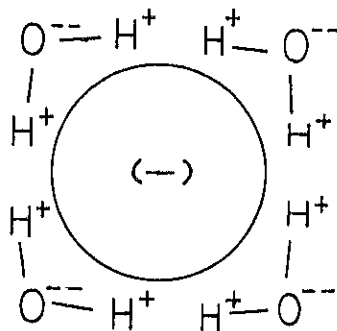


図1 粘土粒子表面付近の水分子の配列

表1 陰膠質と陽膠質

陰 膠 質	陽 膠 質
金, 銀, 白金, 珪, 酸, 陶土, 粘土, ガラス, 木炭, 油, 煙	水酸化鉄, 水酸化アルミニウム, 血, 色素

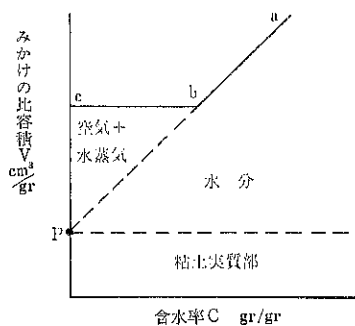


図2 木節粘土のみかけの比容積

る¹²⁾。図において、 v を cm^3/gr (乾量)、 C を $\text{gr}(\text{水})/\text{gr}(\text{乾量})$ で表わすと、高含水率域(図のa-b部)の v は勾配が45°の直線で表わされ、低含水率域(図のb-c部)のそれは水平線で表わされる。また、直線a-bの延長線と縦軸との交点をPとすれば、P点の高さは粘土粒子の真の比容積 v_r (真の密度 ρ_r の逆数、 $v_r = 0.41\text{cm}^3/\text{gr}$)に一致する。この事実から、高含水率域(a-b部)では粘土粒子の間隙は水で満たされ、低含水率域(b-c部)では間隙内に湿り空気と水が存在するとの推定に到達できる。

前節で述べたように、本論文は液状水移動すなわち高含水率域(a-b部)における水分移動の究明を目的としている。

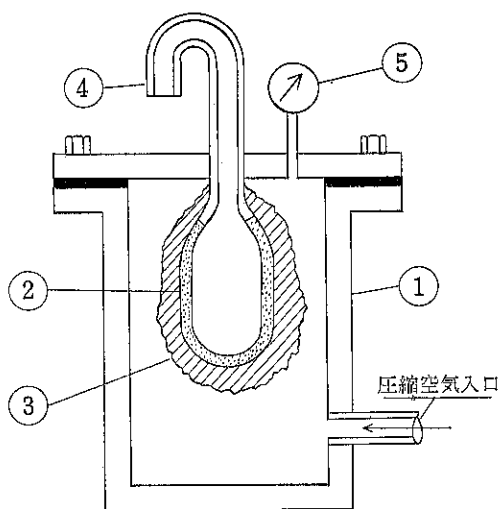
高含水率域では、乾燥の進行と共に粘土粒子が互に接近し粒子間隙が狭くなる。粒子間隙の狭い場所に存在する水は図1に示されるように規則的に配置され、その結果粘土粒子に強く束縛される。同一の粘土層内において場所的に束縛力に差異がある場合は、内部水分は束縛力の強い方へ吸引される。この束縛力すなわち水分吸引力は粉体層内における液状水移動の起動力とみなされる。

3. 水分吸引力の測定

図3には水分吸引力の測定装置が示される。図において、压力容器①の蓋には焼結金属ヘッド②を連結した導管④がとりつけられている。

測定は次の手順によって行なわれる。

- (i) まず、ヘッド②および導管④の中を水で満たしておく。
- (ii) ペースト状粘土試料③をヘッド②に塗る。
- (iii) 压力容器①に蓋をとりつける。
- (iv) 压力容器内へ圧縮空気を導き、圧力を一定にしたまま約24時間放置する。すると、試料③の保有水はヘッド②の中へ浸み出し、試料の水分吸引力と空気圧力が平衡するに至り脱水が終る。
- (v) 容器の蓋をはずし、試料③を取り出してその含



① 压力容器 ② 焼結金属製ヘッド
③ 試料 ④ 導管 ⑤ 圧力計

図3 水分吸引力Pの測定装置

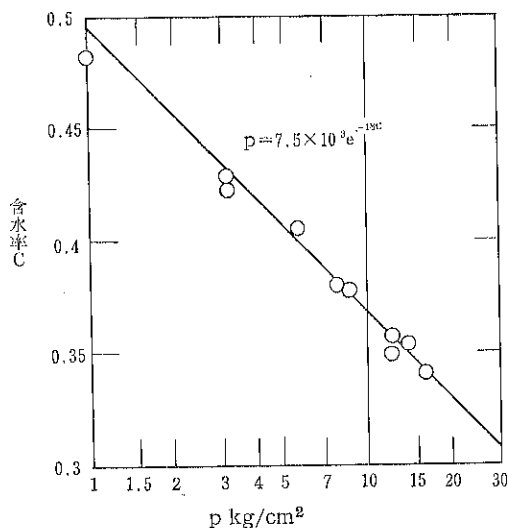


図4 水分吸引力

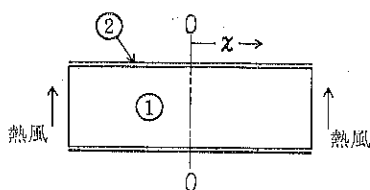
水率Cを測定する。

かくして測定された31°Cにおける木節粘土の水分吸引力Pは図4に示される。図示のPとCの関係は次式で表わされる。

$$p = 7.5 \times 10^3 e^{-18c} \quad \text{kg/cm}^2 \quad (2)$$

4. 乾燥過程における粉体層内液状水移動

図5に示される棒状試料(高含水率粘土)の両端面から等量の水を蒸発させると、試料の中心すなわち図5の0-0に関し左右対象に液状水移動が行なわれる。こ



①：乾燥試料
②：自転車チェーン

図5 乾燥実験試料

では、図示のように0-0を原点とし、原点から一端面
の方向に距離 x をとって水分移動の解析を行なう。

原点では含水率勾配が0となり次式が成立する。

$$(\partial c / \partial x)_{x=0} = 0 \quad (3)$$

一方、このような高含水率状態では、乾燥速度は時間
的に一定となり次式が成立する。

$$-\frac{d}{d\theta} \int_0^l c dx = W_0 \quad (4)$$

ここに、 θ は時間、 W_0 は恒率乾燥速度である。

(3)式および(4)式によって境界条件が示された。

つぎに、内部液状水移動の基礎式を導く。

便宜上、粘土内の空隙を水分移動方向に平行な多数の
毛管で表現する。いま、流れに直角に粘土を切断する
と、その断面は粘土実質部（その断面積が A_s ）と毛管
部（その断面積が A_w ）で構成されることとなる。

ここにおいて、空隙率を ε とすると次式が成立する。

$$\frac{A_w}{A_w + A_s} = \varepsilon, \quad A_w = \frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} A_s \quad (5)$$

また、上記断面における毛管内の水分流速を u とする
と、この点を通過する水量 G_1 は次のようになる。

$$G_1 = \rho_w A_w u$$

一方、この断面から dx だけ下流の場所を通過する水
量 G_2 は次のようになる。

$$G_2 = \rho_w A_w u + \rho_w \frac{\partial (A_w u)}{\partial x} dx$$

ここに、 A_w は含水率の関数であることに着目し、 u
のみならず A_w をも x によって変化するとおいた。

$G_1 - G_2$ は dx 部分の保有水分変化量 $\rho_r A_s dx \partial c / \partial \theta$
に等しいから次式が得られる。

$$\rho_r A_s \frac{\partial c}{\partial \theta} = -\rho_w \frac{\partial (A_w u)}{\partial x} \quad (6)$$

上式に(5)式を代入すると次のようになる。

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = -\frac{\rho_w}{\rho_r A_s} \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} A_s u \right) \quad (7)$$

Poiseuille 式におけると同様、毛管内流速 u は水分吸
引力 P の勾配に比例するとおくことができる。また粉体
層内に毛管の存在を仮定して、層内空隙部における水の
移動を論ずる場合は、毛管平均径 d_m を $4\varepsilon / (1 - \varepsilon) S$ と

おくことができて次式が得られる。

$$u = \frac{g_c \varepsilon^2}{k \eta (1 - \varepsilon)^2 S^2} \cdot \frac{\partial P}{\partial x} \quad (8)$$

上式を(7)式に代入すると次式が得られる。

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = -\frac{\rho_w g_c}{k \rho_r \eta S^2} \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left[\frac{\varepsilon^3}{(1 - \varepsilon)^3} \cdot \frac{\partial P}{\partial x} \right] \quad (9)$$

粉体層内では毛管が屈曲しているので、これを考慮し
て通常 k は5に等しいとおかれる。

図2の a-b 部では、 ε は次のようにも表現される。

$$\varepsilon = \frac{C / \rho_w}{1 / \rho_r + C / \rho_w} \quad (10)$$

P を C の関数とみなし、(12)式参照) かつ(10)式を用い
て(9)式を書き改めると次のようになる。

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = -\frac{\rho_r^2 g_c}{k \rho_w^2 \eta S^2} \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left[C^3 \frac{\partial P}{\partial C} \cdot \frac{\partial C}{\partial x} \right] \quad (11)$$

かくして、粉体層内液状水移動の基礎式が求まった。
試料が木節粘土（ただし、その温度が 31°C ）の場合に
は、上式に(2)式を代入することにより次式を得る。

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = K \frac{\partial}{\partial x} \left[C^3 e^{-18c} \frac{\partial c}{\partial x} \right] \quad (12)$$

ここに、 K は次式で与えられる。

$$K = 135 \times 10^3 \frac{\rho_r^2 g_c}{k \rho_w^2 \eta S^2} \quad (13)$$

式中、 η は $8 \times 10^{-8} \text{ gr/cm sec}$ (31°C の水の粘性係
数) ρ_r は 2.44 gr/cm^3 、 ρ_w は 1 gr/cm^3 、 g_c は 980
 kgcm/Kgsec^2 、 k は5である。

実験に用いられた粘土粒子は一辺が0.05ないし0.2ミ
クロンの平板であったため、比表面積 S の正確な値を知
ることができない。ここでは便宜上、(13)式の S は半径が
0.032ミクロンの球の比表面積すなわち $9.375 \times 10^5 \text{ cm}^{-1}$
に等しいと置く。

かくして、(13)式の K の値が求まり次のようになる。

$$K = 8 \times 10^4 \text{ cm}^2/\text{hr} \quad (13')$$

(12)式を x について積分し、その結果に(3)式の条件を代
入すると次のようになる。

$$-\frac{d}{d\theta} \int_0^l c dx = -\left[K C^3 e^{-18c} \frac{\partial c}{\partial x} \right]_{x=l}$$

上式に(4)式をあてはめると次のようになる。

$$-[K C^3 e^{-18c} \partial c / \partial x]_{x=l} = W_0 \quad (14')$$

5. 乾燥過程における粘土層内水分分布の計算

次式で表わされる関数 ϕ を考える。

$$\begin{aligned} \phi &= \int_{C_0}^C K C^3 e^{-18c} dc \\ &= \frac{K}{18} \left[e^{-18c} \left(C_0^3 + \frac{3}{18} C_0^2 + \frac{6}{18^2} C_0 + \frac{6}{18^3} \right) \right. \\ &\quad \left. - e^{-18c} \left(C^3 + \frac{3}{18} C^2 + \frac{6}{18^2} C + \frac{6}{18^3} \right) \right] \quad (14) \end{aligned}$$

ここに、 C_0 は初期含水率である。

ϕ を用いて、(12)式を次のように書き改める。

$$\frac{\partial \phi}{\partial \theta} = KC^3 e^{-18C} \frac{\partial^2 \phi}{\partial x^2} \quad (15)$$

Δx および $\Delta \theta$ をそれぞれきわめて短い距離および時間にとると、上式は次のようになる。

$$\frac{\phi_{x, \theta + \Delta \theta} - \phi_{x, \theta}}{\Delta \theta} = KC^3 e^{-18C} \frac{\phi_{x + \Delta x, \theta} + \phi_{x - \Delta x, \theta} - 2\phi_{x, \theta}}{\Delta x^2} \quad (16)$$

いま、 Δx と $\Delta \theta$ の関係を次のようにおく。

$$\Delta x = (2KC^3 e^{-18C} \Delta \theta)^{1/2} \quad (17)$$

すると、(16)式は次のようになる。

$$\phi_{x, \theta + \Delta \theta} = \frac{\phi_{x + \Delta x, \theta} + \phi_{x - \Delta x, \theta}}{2} \quad (18)$$

上式の計算は図式的に行なわれる。

図 6 において、PQR は任意時刻 θ における ϕ 分布であり、a-b および c-d は任意点 Q を通過する垂線からの水平距離がそれぞれ $+\Delta x$ および $-\Delta x$ に相当する曲線である。 Δx が C の関数であるから (17)式参照) 図 6 では Δx は ϕ の関数として描かれた。

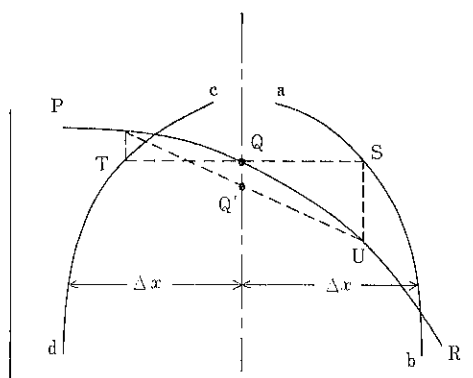


図 6 $\phi_{x, \theta}$ から $\phi_{x, \theta + \Delta \theta}$ を求める計算手段

図 6 の ϕ 分布上の任意点 Q (この点の高さは $\phi_{x, \theta}$ を示す。) を通る水平線と曲線 a-b および c-d との交点 S および T をまず求める。つぎに、S 点および T 点を通る垂線と ϕ 曲線との交点 U および V を求めれば、それぞれの点は $\phi_{x + \Delta x, \theta}$ および $\phi_{x - \Delta x, \theta}$ を与える。したがって、Q 点を通る垂線と直線 UV の交点 Q' の高さが $\phi_{x, \theta + \Delta \theta}$ に等しくなる。(18)式参照)

試料長さの $1/2 (= l)$ を n 等分すると、Q 点に相当する場所が $n-1$ 個得られ、これらの点について図 6 に示したような計算を行なうことができる。

一方、(3)式は次のように書き改められる。

$$(\partial \phi / \partial x)_{x=0} = 0$$

上式によれば、次の表現ができる。

$$\phi_{\Delta x, \theta} = \phi_{-\Delta x, \theta}$$

この式を(18)式に代入すると次式が得られる。

$$\phi_{0, \theta + \Delta \theta} = \phi_{\Delta x, \theta} \quad (19)$$

上式の計算も図式的に行なうことができる。

また、(4)'式は次のように書き改められる。

$$-(\partial \phi / \partial x)_{x=l} = W_0 \quad (4)''$$

$$\text{いま、} l/n = \Delta, \quad \xi = x - (n-1)\Delta \quad (20)$$

とおく。(註) X と x の区別が不明確なことを避けるため、X の代りに ξ を用います。)

すなわち、 ξ は試料中心からの距離が $l-\Delta$ の場所を原点として、水分移動方向に測られた距離である。

このようにおくと、(4)''式は次のようになる。

$$-(\partial \phi / \partial \xi)_{\xi=\Delta} = W_0 \quad (4)'''$$

試料蒸発面の近傍すなわち $X = -\Delta$ ないし $+\Delta$ の範囲 ($x = l-2\Delta$ ないし l の範囲) において、 ϕ 分布が次のように X の 2 次式で表わされるとする。

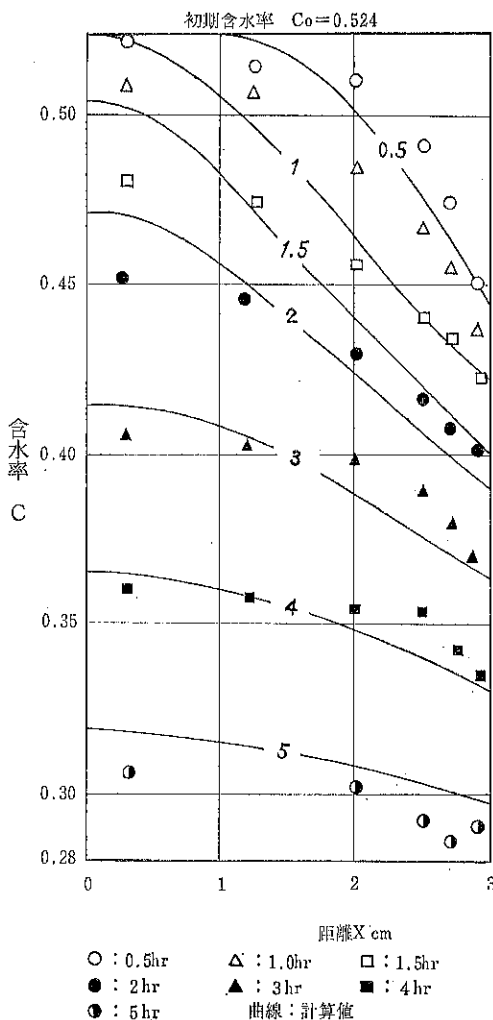


図 7 乾燥過程における水分分布

$$\phi = \phi_{\xi=0} - \frac{\phi_{\xi=-\Delta} - \phi_{\xi=\Delta}}{2\Delta} \xi + \frac{\phi_{\xi=-\Delta} + \phi_{\xi=\Delta} - 2\phi_{\xi=0}}{2\Delta^2} \xi^2$$

上式を(4)''式に代入すると次のようになる。

$$\phi_{\xi=\Delta} = (4\phi_{\xi=0} - \phi_{\xi=-\Delta} - 2W_0\Delta)/3$$

上式は次のように書き改められる。

$$\phi_{l, \theta+\Delta\theta} = [4\phi_{(n-1)\Delta, \theta+\Delta\theta} - \phi_{(n-2)\Delta, \theta+\Delta\theta} - 2W_0\Delta]/3 \quad (21)$$

この式の右辺の値は図式計算によって求められる。

かくして、 $\Delta\theta$ きざみの時刻における ϕ 分布が得られ、その結果水分分布を求めることができる。

筆者¹⁰⁾は試料長さ $2l$ が 6cm の棒状粘土の両端面から水分を蒸発させるという実験を行なった。(図5参照) この実験では、試料の平均温度は 31°C 、恒率乾燥速度 W_0 は $0.135\text{cm}^3/\text{cm}^2\text{hr}$ 、初期含水率 C_0 は 0.524 であった。実験によって得られた試料内水分分布は図7の $\bigcirc$, Δ , $\square$ などの符号で示される。

つぎに、この実験における条件を用いて、試料内水分分布の計算を試みる。

まず、 $K=8 \times 10^4 \text{cm}^2/\text{hr}$ (13' 式参照) $C_0=0.524$ とおいて、14式から ϕ と C の関係を求める。求められた結果は図8に示される。

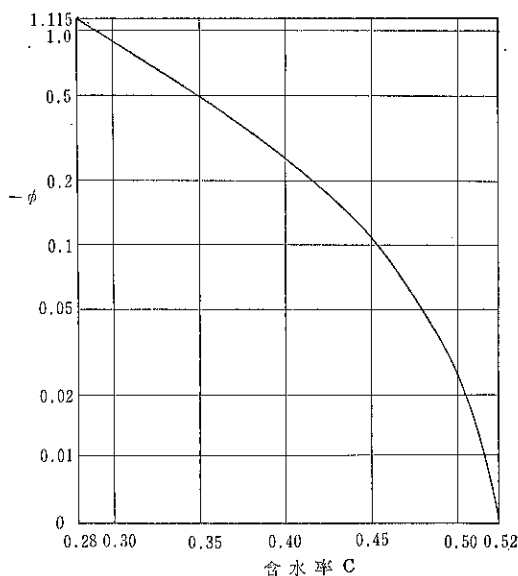


図8 ϕ 対 C 曲線

この計算では $l(=3\text{cm})$ の分割数 n を 6 にとることとする。また、 C が初期含水率 $C_0(=0.524)$ に一致したときの Δx を $1/6(=0.5\text{cm})$ に等しくとる。すると17式の計算により $\Delta\theta$ は 0.136hr となる。

また、17式から Δx と C の関係を求め、図8を用いて換算すれば Δx と ϕ の関係が得られる。図9に示される曲線(実線)はかくして得られた Δx 曲線図-6にお

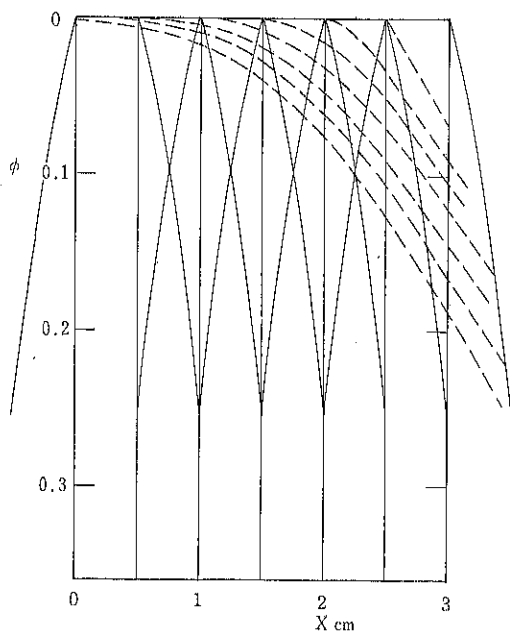


図9 ϕ 分布の計算手段

る曲線 a-b および c-d に相当する。) を示す。

乾燥開始後 $\Delta\theta(=0.136\text{hr})$ 経過したときの表面の ϕ は21式から求めることができない。このときだけは表面付近 ($x=2.5$ ないし 3cm の範囲) において ϕ を勾配が $-W_0$ の直線で表現する。すなわち、 $x=0, 0.5, 1, \dots, 2.5\text{cm}$ における ϕ を 0 とし、 $x=3\text{cm}$ (表面) の ϕ を -0.0675 とおく。勿論、以後の時刻における計算では、13式と14式に相当する図式計算と21式によって $\Delta\theta$ きざみに ϕ が求められる。図9の点線はかくして求められた ϕ 分布の一例である。

ここに特記すべきは、図9に示されるように ϕ 分布が曲線によって表現されるということである。したがって、計算に用いられる $\phi_{x+\Delta x, \theta}$ および $\phi_{x-\Delta x, \theta}$ の値はこの曲線上で与えられる。線型拡散方程式の図式解法 (Schmidt 法) では、濃度分布を折線で表わすことにより計算が進められるが、ここで取り扱っている非線型問題においてこの手法をとると著しい計算誤差が表われる。

このようにして ϕ 分布を求め、図8を用いてその結果を水分分布に換算する。図7に示される曲線はかくして求められた水分分布である。図によれば、実験値と計算値はかなりよく一致していると認められる。しかし、詳細に観察すれば、計算によって得られた含水率勾配は実験値よりも大きい値を示すことがわかる。この実験値と計算値の差異についての考察は次節で行なわれる。

6. 粉体層内液状水移動機構についての検討

従来、粉体層内における水分移動量は含水率Cの勾配に比例するとみなされ、乾燥過程における水分移動は次式で表わされた^{13,14)}。

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = \frac{\partial}{\partial x} \left(D \frac{\partial c}{\partial x} \right) \quad (22)$$

ここに、Dは水分移動係数と呼ばれ、一般には含水率Cの関数として与えられる。

(22)式では、Dに相当する値を KC^{3e-18C} とおいた。また、Kの値は(23)式に示される諸特性値に相当と思われる値を代入することによって計算され、その結果は(23)式に示された。かくして得られたKの値を用いて基礎式を解き、乾燥過程における水分分布を計算したところ、実験値にかなりよく一致した結果が得られた。以上によって、従来水分拡散係数Dが含水率Cの関数として表現されていた理由がわかった。

なお、水分吸引力Pは含水率Cのみならず温度Tによっても変化する。すなわち、温度が高いほどPの値が低く表われる。しかし、現在のところPとTの関係については余り多くの実験値が得られていないから、ここでは具体的な数値の提示を避ける。

PがCとTの関数であるから次式が成立する。

$$\frac{\partial p}{\partial x} = \frac{\partial p}{\partial c} \cdot \frac{\partial c}{\partial x} + \frac{\partial p}{\partial T} \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \quad (23)$$

したがって、(22)式の代りに次式を用いるのがより正確な表現といえる。

$$\frac{\partial c}{\partial \theta} = - \frac{\rho_r^2 g_c}{k \rho_w^2 S^2} \cdot \frac{\partial}{\partial x} \left\{ \frac{C^3}{\eta} \left(\frac{\partial p}{\partial c} \cdot \frac{\partial c}{\partial x} + \frac{\partial p}{\partial T} \cdot \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right\} \quad (24)$$

上式より、水分移動が含水率勾配以外に温度勾配の影響をも受けることがわかる。すなわち、試料内部において水分移動方向に負の温度勾配があれば、含水率勾配が小さくても多量の水分が移動することになり、極端な場合には低含水率部から高含水率部への水分移動すら起り得る。抜山ら¹⁵⁾はこの現象を利用して、肉厚粘土材料の合理的な乾燥法を考案した。

乾燥実験では、図5に示されるような棒状粘土試料を熱風の中にさらして、その両端面のみから水を蒸発させた。そのため、試料両端面では蒸発熱が奪われ、この部分は他の部分よりも低温度となった。しかるに、われわれは乾燥過程における試料温度をその平均値(31°C)であったと仮定して水分分布を計算した。これが含水率勾配の計算値が実験値よりも大きくなった(図7参照)原因であろう。

7. む す び

本論文においては、粉状物体層内における液状水移動が水分吸引力の支配を受けると仮定して、乾燥過程における粘土試料内の水分分布を計算した。計算値と実験値とはかなりよく一致したので、上述の仮定はほぼ正しいと認められる。

なお、実験では試料内に温度勾配が存在したが、計算はこれを無視して行なわれた。内部に温度勾配が存在するときの解析は今後開発されるべき課題である。

水分吸引力測定装置は吉田工業株式会社からの研究費および同社袋井武夫氏の技術的御援助により製作されたことを報告し、深い謝意を捧げます。

記号の説明

A₀ : 粘土内に毛管の存在を仮定し、この毛管に直角に粘土を切断するとき、断面上に露出する実質部の面積

A_w : 毛管断面積 C : 含水率 C₀ : 初期含水率

D : 水分移動係数 d_m : 毛管平均直径

G₁, G₂ : 内部液状水移動量 g : 重力加速度

g_c : 重力換算係数 H : 毛管内水柱の高さ

K : 常数 k : Kozeny 定数 (= 5)

l : 実験に用いた棒状粘土試料長さの1/2 (図5参照)

n : 図式計算における長さlの分割の数

P : 粉体層内の水分吸引力 p_c : 毛管吸引力

r : 毛管半径 S : 比表面積 T : 温度

u : 毛管内における液状水の流速

v : みかけの比容積 v_r : 真の密度の逆数

W₀ : 恒率乾燥速度 x_i : 水分移動方向に測った距離

Δ : (=l/n) Δx : 微小距離 Δθ : 微小時間

ε : 空隙率 ξ : 水分移動方向に測った距離

η : 水の粘性係数

θ : 毛管壁と水との間の接触角 θ : 時間

ρ_r : 真の密度 ρ_w : 水の密度 σ : 水の表面張力

文 献

- 1) Oliver, T. R. and D. M. Newitt : Trans. Inst. Chem. Engrs., 30, 28 (1963).
- 2) Krischer, O. : Krischer/Kröll Trocknungstechnik (1) "Die Wissenschaftlichen Grundlagen der Trocknungstechnik" 2A Aufl., 220 Springer Verlag (1963).
- 3) 大谷茂盛, 鈴木睦, 前田四郎 : 化学工学, 27, 638 (1963).

(73頁に続く)

ミクロンセパレータ新型ロータの特性

細川粉体工学研究所

中 川 文 雄
甲 盛 直 博

1. 緒 言

粉体の物性は粉体の粒度および粒度分布に大きく左右されることはよく知られている。従って粉体製品の性質をできるだけ使用目的に合ったものとするため分級操作が必要となる。たとえば、ペニシリン粉末のように最大粒径 10μ となることが要求されるもの、小麦粉のように過粉碎すると良くないもの、また粉体製品のハンドリングの容易さのため、或る粒径範囲に収めたいもの等使用用途に応じていろいろの粒度の分級が要求される。

しかしながら、使用目的に合致する最も望ましい粒径分布をもった粉体を工業的に効率よく製造することは、現時点においてなかなか困難な問題といえよう。というのは、或る任意の粒径を境にしてスパツと細粒群と粗粒群とに2分する分級機がないためである。現存の分級機による分級は微粉中に粗粒が、粗粉中に細粒が混入しており、その混入率の大小および混入粒子の最大径、または最小径により分級の度合を判定している。したがって各種工業においてそれぞれの目的に応じ許容分級効率を設定し、分級機の特性を考慮して、実際には分級機を選定している。

遠心力型風力分級機的一种であるミクロンセパレータは分級の精度がシャープで、特に微粉側の粗粒の混入率が小さく微粉を製品とする場合に好適である。また、構造が簡単でしかも調節も単にロータ速度を変えるだけで容易に行なえ、各種粉碎機への附設が容易である等の特徴を有している。

これらミクロンセパレータの特徴を活かし、しかも粉体の効果的な分散と合理的な流れを形成せしめて分級粗粉中の細粒混入率を小さくすることを特徴とする新型ロータを開発した。

ここに試作新型ロータの特性について、実験結果の一部をまじえて紹介してみよう。

2. 新型ロータの構造および分級機構

Fig. 1 に試作新型ロータを内蔵する分級機の略図を示した。新型ロータは、粉体の分散と粉体粒子に強制的な

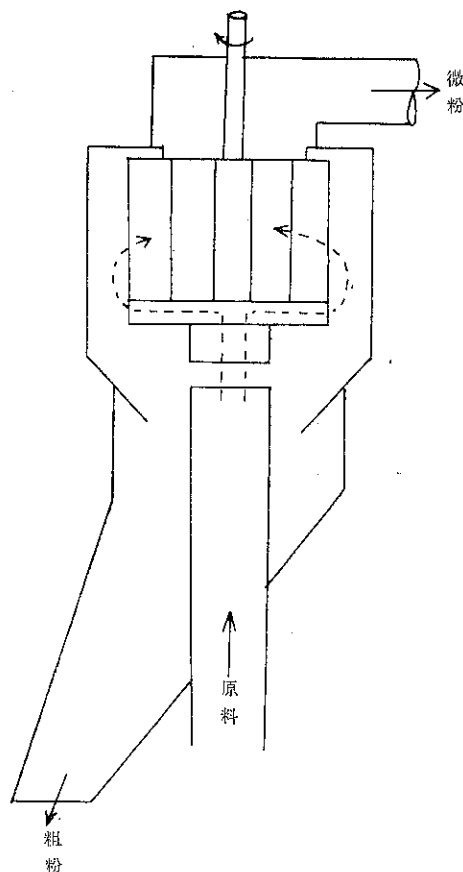


Fig. 1 分級機略図

回転作用を与えるための分散部と、二次的な流れを防止し整流作用を行なわせしめるため特別な形状を有する整流面盤と、分級作用を行なう分級羽根とを一体化した構造となっている。

このような構造を有する新型ロータの分級機構を簡単に説明してみよう。ロータの下方に位置する原料送入管より送られた気末混合流は、分散部で分散作用と回転作用を受ける。この回転作用と相俟って風車の吸引作用、分級羽根の回転および整流面盤の整流作用とによって、気

流は理想的な回転渦流を形成して上昇し、分級羽根を経てロータ上部の微粉排出管に向う。一方分散部で分散作用と共に強制的な回転力が与えられた粉体粒子は回転上昇流に乗って分級部に達し、分級羽根面においてロータの回転速度に対応した遠心力の場が形成され、遠心力の大きな粗粒は風車の吸引力による気流に抗して機胴壁に沈降し、下降する。また遠心力の小さい細粒は気流に乗って微粉排出口に向う。機胴壁面に沈降した粗粒は回転しながら下降し、分散部外縁の上部風篩部で風篩作用を受け、二次空気流による下部風篩部で再度風篩作用を受けて粗粉排出口より系外に取出される。

このように分散部と分級部とを一体化した形状を有する新型ロータにおいては、分散部での粉粒体への分散効果と回転作用、整流面盤による整流効果とが効果的に作用しあって、ロータの回転速度に見合った回転渦流を形成する結果、分級羽根面での分級作用を効果的ならしめ、正確なる分級が行なわれる。しかも上部風篩部における風篩作用および下部風篩部における再風篩作用とによって分級粗粉中に混入する分級径以下の細粒が再び分級部へ送り込まれ、分級の機会が与えられる。

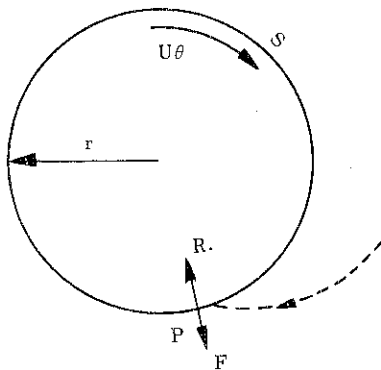


Fig. 2 分級原理

分級原理を簡単に説明する。Fig. 2 において S はロータの一断面を示し、点線で粒子の流線を示した。ロータ回転円上の一点 P における粒径 d 、密度 ρ_s の粒子はロータの回転による遠心力 F と、気流による求心方向の流体抵抗 R の逆向きの 2 力を同時に受ける。これは次のように示される。

$$F = (\pi/6)d^3(\rho_s - \rho) \frac{U_\theta^2}{r} \quad (1)$$

$$R = 3\pi d \mu U_r \quad (2)$$

この 2 力のバランスにより粗粒は $F > R$ となり外方へ抛出され、細粒は $F < R$ となりロータ内側へ吸入される。 $F = R$ のときが、分級の理論分級径で(1)式と(2)式を

等置して次式が導き出される。

$$d_{th} = \frac{1}{U_\theta} \sqrt{\frac{18rU_r}{\rho_s - \rho}} \quad (3)$$

ただし d_{th} : 理論分級径

U_θ : ロータ周速度

ρ_s, ρ : 粒子および気流の密度

μ : 気流の粘度

U_r : 気流向心方向速度

r : ロータ半径

3. 新型ロータを内蔵した分級機の特性

(1) 分級の特性

新型ロータを内蔵したミクロンセパレータの分級特性の内、分級性能に大きく関係する分級効率と処理能力、分級機の動力に關係する圧力損失、および分級機の運転および分級の制御に關係する分級径のコントロールを採り上げて試作機の実験結果をもとに述べてみよう。

(1) 分級効率

一般に分級の度合を数値的に分級効率として表わすのに多数方法がある¹⁾が、普通広く用いられ、次式で与えるニュートン分級効率 η_N および部分々級効率 $\Delta\eta$ で新ロータの分級性能を表わしてみよう。

$$\eta_N = (\text{回収率}) - (\text{残留率}) \quad (4)$$

粗粉に着目すれば次のように変形できる。

$$\eta_N = (\text{粗粒回収率}) - (\text{細粒残留率}) \quad (5)$$

$$= \frac{(\text{粗粉中の真の粗粒量})}{(\text{原料中の真の粗粒量})} - \frac{(\text{粗粉中の真の細粒量})}{(\text{原料中の真の細粒量})} \quad (6)$$

Fig. 3²⁾において、粒径に対する粗粉中の粗粒回収率と細粒残留率とをロータ回転数をパラメータにしてプロットした。ニュートン分級効率 η_N は(5)式に示した如く任意の粒径における粗粒回収率と細粒残留率との差で示される。したがって分級径のとり方により η_N は変わり、グラフからもその様子が観察できる。分級径のとり方には分級の目的によって種々提案されている³⁾が、普通よく用いられている部分々級効率 50%径 (D_{50}) におけるニュートン分級効率を図中に示した。図に示したごとく、回転数が変わり分級径 (D_{50}) が移動してもその径におけるニュートン分級効率 η_N はあまり変化なく 84~83% という高い効率を示している。特に細粒残留率が低く数%を示すにすぎない。

Fig. 4 は分級実験の結果の代表例を新型ロータと標準型ロータとを対比して部分々級効率曲線で示したもので、横軸に D/D_{50} なる無次元量 (D : 粒径, D_{50} : 部分々級効率 50% 径) をとっている。部分々級効率 $\Delta\eta$ は次式によって与えられる。

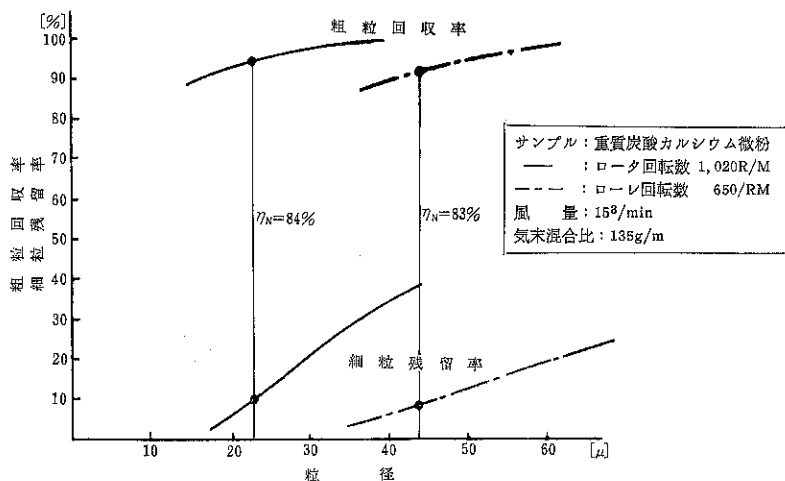


Fig. 3 粗粒回収率および細粒残留率の代表例

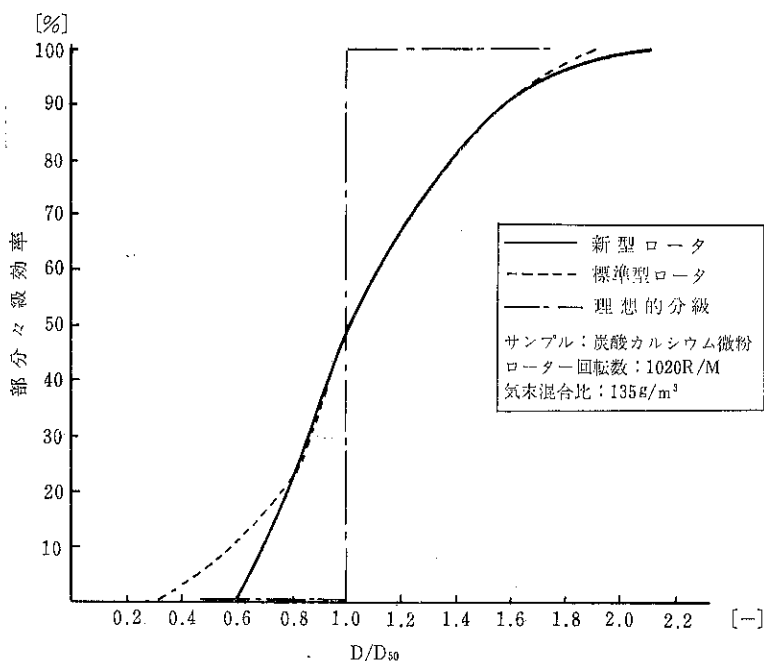


Fig. 4 新型および標準型ロータの部分々級効率率曲線

$$\Delta\eta = \left(\frac{\text{粗粉の篩下通過率曲線の粒径} D \text{ における微分値}}{\text{原料の篩下通過率曲線の粒径} D \text{ における微分値}} \right) \times (\text{粗粉収率}) \quad (7)$$

$$\text{粗粉収率} = \frac{\text{粗粉収量}}{\text{原料投入量}} \quad (8)$$

Fig. 4において、実線は新型ロータを内蔵するミクロンセパレータによる部分々級効率率曲線を、点線は標準型ミクロンセパレータによる曲線を、また一点鎖線は理想的分級における曲線を示している。これらの曲線は、新型ロータと標準ロータの特徴の相異をよく表わしている。すなわち、分級の鋭さを示す曲線の傾きは両ロータ共にほぼ同じであるが、新型ロータは粗粉中に分級径 D_{50}

の約0.6倍の粒径までの細粒が混入するに対し標準型ロータは約0.3倍までの細粒が混入する。一方微粉中には新型ロータが分級径 D_{50} の2.1倍までの粗粒を混入しているのに対し、標準型ロータは約1.9倍までの粗粒を混入しているにすぎない。したがって、粗粉を製品とし、ある粒径以上にしたいという要求を満たすには新型ロータが、微粉を製品とし、ある粒径以下にしたいという要求に対しては標準型ロータが好適といえよう。

(2) 処理能力

分級機のパフォーマンスを大きく支配する要素に処理能力がある。風力分級機の一つであるミクロンセパレータの場合

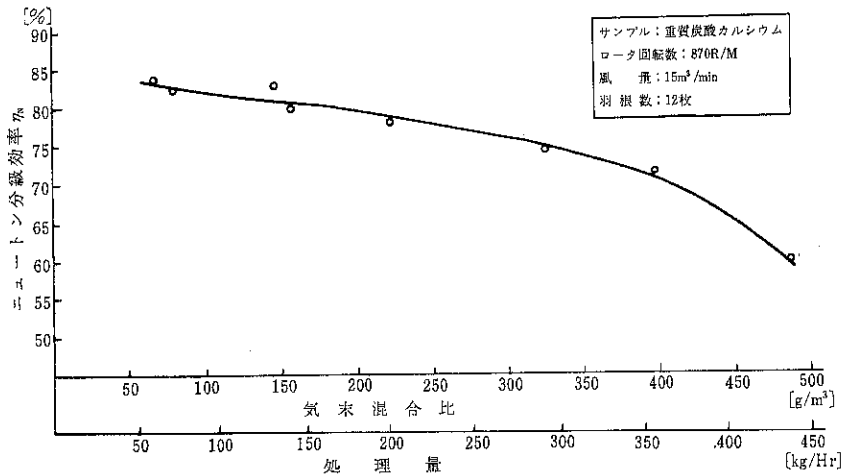


Fig. 5 気末混合比と分級効率との関係

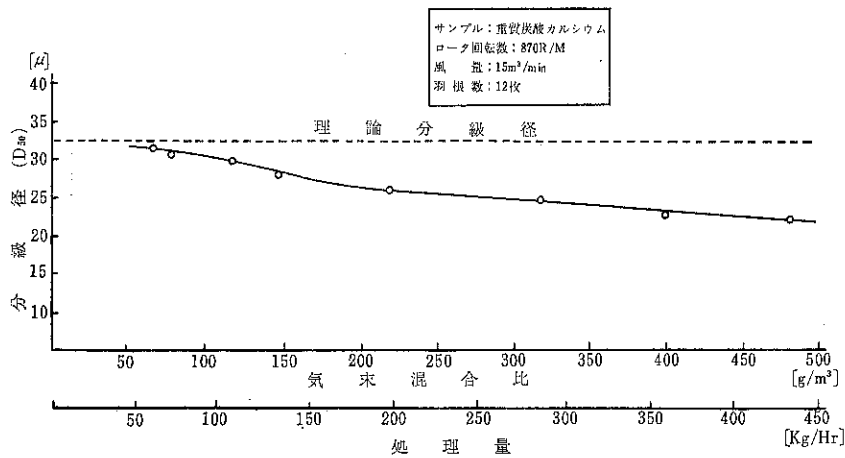


Fig. 6 気末混合比と分級径 (D₅₀) との関係

処理量は気末混合比により一意的に求まるので、気末混合比と分級効率との関係を求め、許容分級効率より処理能力を決めるのが順当であろう。

新型ロータにおける気末混合比とニュートン分級効率との関係を Fig. 5⁴⁾ に示した。ただし図中の分級効率は部分々分級効率 50% 径 (D₅₀) における効率を用いた。また Fig. 6⁴⁾ に気末混合比と分級径 D₅₀ との関係を示した。分級効率は Fig. 5 に示した如く気末混合比が大になれば小となる。これは遠心力風力分級機において一般に認められる傾向で、遠心力場における粒子群の干渉沈降の影響と思われる。しかし、新型ロータの効率低下の程度は漸減的であり、他の分級機ほど顕著でない。もし許容分級効率を 75% にとると、気末混合比は 320g/m³ となり、この値は MS-1 の型式 (風量 15m³/min) で約 290kg/Hr, MS-4 の型式 (風量 200m³/min) で約

3.8ton/Hr の能力をもつことを意味している。ただしこの場合の分級原料は実験に用いた粉体 (粒度 -45μ 48%, -10μ 16% なる重質炭酸カルシウム微粉) と同一のものとする。分級径 D₅₀ は Fig. 6 に示した如く気末混合比が大になるに従って徐々に小さくなり、(3) 式で計算される理論分級径よりのズレが大となっている。

(3) 分級径のコントロール

分級機として汎用機となるためには分級径が任意にコントロールできることが必須条件となる。ミクロンセパレータにおいては (3) 式で示されるように理論分級径 D_{th} は、分級物質が同一であればロータ周速度 U₀ に反比例し、気流向心速度 U_r の平方根に比例する。また U₀, U_r は次の (9), (10) 式のように等値できるので、同一物質の分級には (11) 式が、同一物質で同一型式のミクロンセパレータでは (12) 式が成立する。

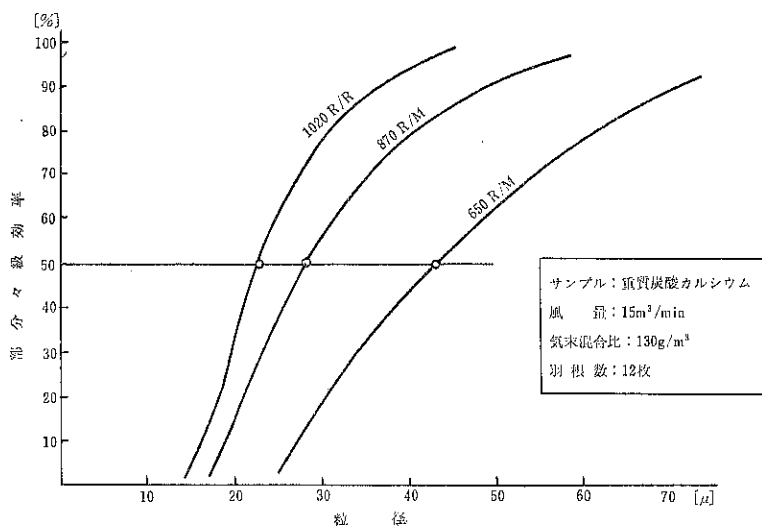


Fig. 7 ロータの回転数の分級径への影響

$$U_g = 2\pi rN \quad \dots\dots\dots (9)$$

$$U_r = Q/A \quad \dots\dots\dots (10)$$

$$D_{th} \propto \frac{1}{N} \sqrt{\frac{Q}{r \cdot A}} \text{ (同一物質)} \quad \dots\dots\dots (11)$$

$$D_{th} \propto \frac{\sqrt{Q}}{N} \text{ (同一物質, 同一型式)} \quad \dots\dots\dots (12)$$

ただし N : ロータ回転数, A : ロータ表面積
 Q : 風量 r : ロータ半径

したがって、ロータ回転数と風量を操作することにより分級径は任意にコントロールできる。Fig. 7に風量を一定とし、ロータ回転数を変えた場合の部分分級効率曲線を示した、部分々級効率50%径 (D_{50})を実際分級径とすると、実際分級径はロータの回転数に大きく影響を受けていることがよくわかる。なお、実際分級径と理論分級径との関係を Fig. 8 に示し、実際分級径の理論分級径に対するバラツキを調べた。この図よりわかる如く実際分級径と理論分級径とはかなり良い一致を示している。しかし、実際の運転に際しては、Fig. 6 に示した如く気末混合比により実際分級径は変動し理論分級径よりのズレが大となることを考慮して運転すべきであろう。

次に分級径をコントロールできる範囲が問題となる。この分級可能範囲は粉体の物性、特にその密度、形状、付着凝集性により変化し、標準型ミクロンセパレータにおいてはその範囲の広いことを特徴としている。新型ロータにおいても標準型ロータと同じく広い分級可能範囲を有しており、特に分級可能範囲の上限が標準型ロータより大きいという特徴をもっている。したがって新型ロータは分級径の大きい方での分級に向いているともいえる。

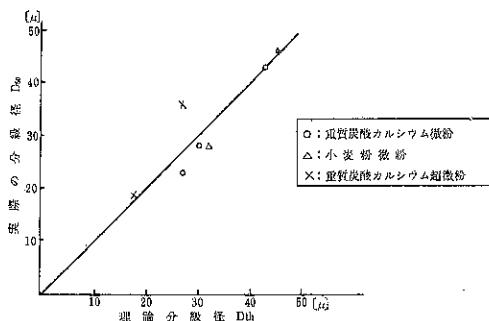


Fig. 8 実際分級径と理論分級径との関係

(4) 圧力損失

鋭い、効率のよい分級を少消費動力で処理できる分級機が良いことは論をまたない。ミクロンセパレータの場合ロータを回転させるための動力に、分級に必要な風量を流すに要する圧力損失から要求される送風機の動力が加算される。一般に送風機の動力は圧力損失と風量の積に比例するので分級機の圧力損失をできるだけ小さくすることが望ましい。標準型ミクロンセパレータの空転時(粉体を通さず空気だけを流した場合)の圧力損失は約 50~70mmAq 程度に設計されている。新型ロータを取付けた場合約 10~15mmAq 程度圧力損失が上昇するが、これは主としてロータの形状によるものと気流の旋回効果を高めることによるエネルギー消費に原因があると考えられる。また、圧力損失を上げる要因として風量の他に分級室内の含塵濃度がある。この含塵濃度が上れば当然ながら分級機の圧力損失は上昇し動力もそれに従って増加する。したがって、分級室内のホールドアップ量が重要な問題となる。

2) 機械的な特徴

新型ロータは、標準型ミクロンセパレータの機械的および運転上の特徴に加えて標準型ミクロンセパレータのケーシングに容易に取付けられるという特徴をもっている。したがって、ある粒径の範囲内にしたいという要求の場合ミクロンセパレータを2台シリーズに用い、粗い方の分級を新型ロータで、細かい方の分級を標準型ロータですするという使い方もできる。

4. 結 言

以上新しく開発したミクロンセパレータの新型ロータ（特許申請中）について分級機構、分級特性および機械的な特徴の概要を紹介してきたが、最後にこのロータの特徴を総括して述べる。

1) 分散部と分級部とを一体化した形状を有する新型ロータはその回転速度に見合う整流された回転渦流を形成するため、粉体粒子の個々に十分な回転作用が与えられ、正確な分級を行なう。

2) 新型ロータによる分級は粗粉中に混入する細粒の割合が非常に小さく、粗粉を製品とするものの分級には好適である。

3) 分級効率（ニュートン分級効率）が高く、炭酸カルシウム微粉の場合84%（気末混合比 $135\text{g}/\text{m}^3$ ）という高い効率を実験的に得ている。

4) 処理能力は分級効率と気末混合比の関係より許容

分級効率を考慮して求められるべきで炭酸カルシウム微粉を原料として分級した場合許容分級効率を75%にとると、気末混合比は $320\text{g}/\text{m}^3$ となる。この値はMS-1の型式（風量 $15\text{m}^3/\text{min}$ ）で $290\text{kg}/\text{Hr}$ 、MS-4の型式（風量 $200\text{m}^3/\text{min}$ ）で $3.8\text{ton}/\text{Hr}$ に相当する。

5) 分級径のコントロールは主として風量とロータ回転速度により行なわれ、理論分級径と実際分級径とはかなり良い一致を示す。

6) 分級可能範囲の上限が標準型ロータよりも大きい。したがって新型ロータは比較的大きな分級径における分級にも向いている。

7) 新型ロータは標準型ミクロンセパレータのボディに容易に取付けられるよう設計されている。

なお、試作新型ロータの製品化、大型化へのスケールアップ等の問題を残しているが、従来の分級機では十分であった領域での分級が可能になるものと期待している。

引用文献

- 1) 北浦；化学工学 Vol. 23 p. 778 (1956)
- 2) 中川、甲盛；細川粉体工学研究所研究報告研 4403
- 3) 横山、中川；“粉粒体の分級選別編（化学工業社）” Vol. 12 No. 11, p. 25 (1968)
- 4) 中川、甲盛；細川粉体工学研究所研究報告研 4408

(67頁より続く)

- 4) 大谷茂盛、前田四郎：同書、28, 362 (1964).
- 5) 大谷茂盛、鈴木睦、前田四郎：同書、28, 642 (1964).
- 6) 大谷茂盛、前田四郎：同書、31, 463 (1967).
- 7) 桐栄良三、岡崎守男ほか4名：化学工学協会31年会講演要旨集、119 (1966).
- 8) 桐栄良三：最近の化学工学 (1968年版)、203 (1968).
- 9) Newitt, D. M. : Trans. Inst. Chem. Engrs., 30, 28 (1952).
- 10) 若林嘉一郎：粉体工学、2, 1153 (1965).
- 11) 若林嘉一郎：化学工学、28, 12 (1964).
- 12) 若林嘉一郎：粉体工学、2, 1068 (1965).
- 13) 若林嘉一郎：化学工学、28, 33 (1964).
- 14) 若林嘉一郎：同書、28, 102 (1964).
- 15) 坂山四郎、大谷茂盛、大内義三：同書、28, 1023 (1964).

湿式汙布集塵機について

細川粉体工学研究所

南 孝 和
鈴 木 昭 明

1. は し が き

集塵機には、電気、フィルター、洗浄、サイクロンなどの型式がある。その内、バグフィルターは高捕集効率を特徴とする集塵機であるが、汙布を使用することから高温ガスにはガラス繊維をのぞいて汙布の材質の面から、多湿ガスには粉塵払い落しの面から、適用は難かしく、汙布が変質したり、目づまりを起して圧損が上昇し運転が不能になることがある。

湿式汙布集塵機は最初から汙布全面に水を流す型式

で、それによって汙布内面に付着した粉塵を洗い落して圧損を一定に保ち、また汙布を高温ガスから保護するもので、バグフィルターの特徴である高捕集効率を生かすとともに、更に高温多湿の含塵空気処理も可能ならしめようとするものである。本機は大阪市立大学吉田研究室の基礎研究に引き続いて、昭和42年9月より細川鉄工所で工業化を進めて来たもので、研究の一端として本機の特徴から最近の概要までを紹介する。

2. 湿式汙布集塵機の構造

湿式汙布集塵機の概略図を Fig. 1 に示す。集塵機下部より入った含塵空気は汙布内筒部へ導かれ、汙布を流れる水に粉塵が捕集され清浄空気となって排出される。給水は上部よりノズルで行なっている。ノズルの噴霧形状には Fig. 2 に示すようにフォローコンタイプとフルコンタイプの2種がある。給水は通常フォローコンタイプで洗浄しているが、それだけでは汙布内面下部に付着した粉塵を充分に落とすことは困難なため、一定間隔をおいて（例えば30分間に1回、1分間）フルコンタイプで洗浄している。フルコンタイプの洗浄は乾式汙布集塵機における振動、逆噴射などの粉塵の払い落とし機構に相当する。

工業化テスト機の最適構造を決定するため、汙布寸法

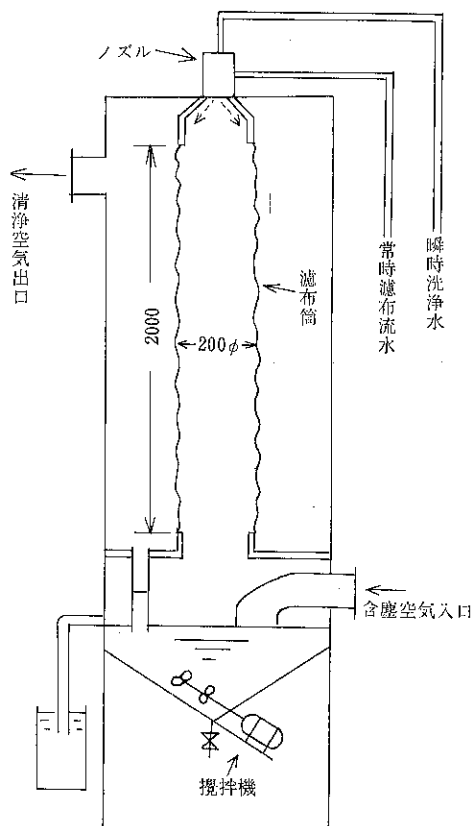


Fig. 1 湿式汙布集塵機の概略図

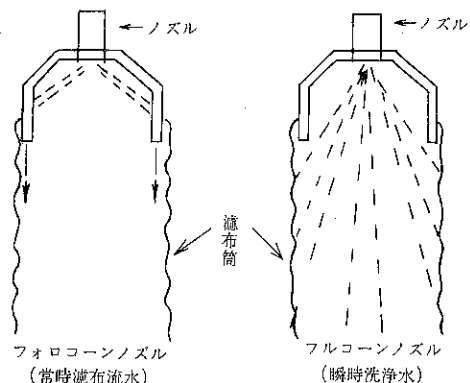


Fig. 2 噴霧の形状

表1 分散分析の水準と因子

因子	水準
帆布筒長さ	1500mm, 900mm
帆布筒径	200mm, 190mm
含塵空気入口位置	上, 下
給水法	上からフォローコーン, 上からフォローコーン ローコーン, 下からフルコーン

含塵空気入口位置, 給水法についてそれぞれ実験計画法に基づき, 圧力損失, 捕集効率について分散分析を行なった。Table. 1 に2水準, 4因子の内容を示す。その結果

圧力損失に対して

帆布筒長さ, 筒径は有意差なし。

空気入口にはどちらかといえば下の方が良い。

給水は, 上からフォローコーン, 下からフルコーンを同時にするのが良い。

捕集効率に対して

帆布筒長さは短い方が良く, 筒径は有意差なし。

空気入口は有意差なし。

給水は上からフォローコーン, 下からフルコーンを同時にするのが良い。

以上の分散分析結果と, その他の運転条件, 経済性などを考慮して, Fig. 1 に示した構造をとっている。

なお工業用構造の集塵機の帆布は9本使用している。

3. 湿式帆布集塵機の特性

湿式帆布集塵機の特性は, 乾式帆布集塵機や一般の湿式集塵機とは異なった特性を示す。ここでは集塵機の性能を決める重要因子である圧力損失と捕集効率の面から湿式帆布集塵機の特性をのべる。

1) 圧力損失と汙過風速

圧力損失と汙過風速の関係を Fig. 3 に示す。乾式帆布では数ミリの圧損であるのに対し, 湿式帆布では, 100~200ミリに達する。これは帆布に灌水するため帆布

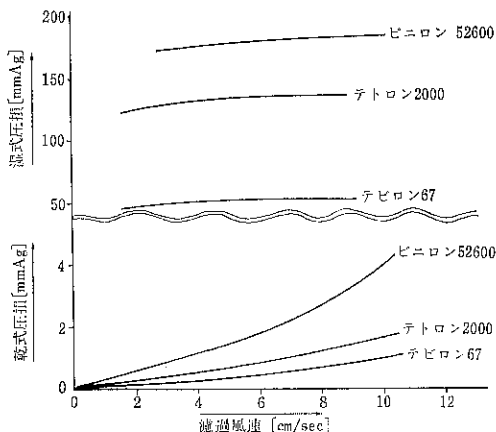


Fig. 3 圧力損失と汙過風速の関係

表面に水膜ができ細孔を封じ, そのため空気はその水膜をやぶる力があるからと考えられる。汙過風速が増加すると, 乾式帆布ではそれに比例して圧損が上昇してゆくが, 湿式帆布では汙過風速に対する圧損の上昇は, ほとんど変わらないのが特徴で, この原因は一度やぶれた水膜は, 細孔を再封しにくく, 水膜をやぶる力は最初だけに必要であるからと考えられる。

2) 圧力損失と粉塵負荷

圧力損失と粉塵負荷の関係を Fig. 4 に示す。乾式では粉塵負荷の増加に比例して圧損が上昇してゆくので, 実際の運転では逆噴射などの払い落とし機構を働かしている。湿式では絶えず水で捕集された粉塵が洗い流されて帆布表面に堆積しにくく, 圧損上昇の度合は一般にゆるやかである。ただし親水性の悪い粉体などでは圧損がかなり上るので, 圧損上昇の度合によりフルコーン作動間隔を調節している。

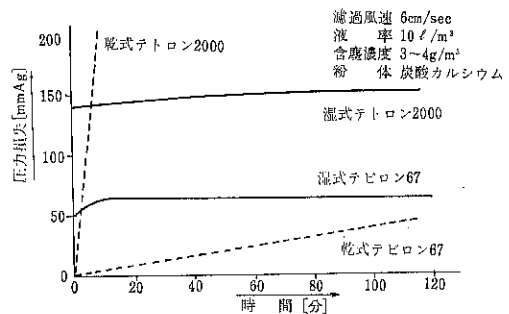


Fig. 4 粉塵負荷による圧力損失の影響

3) 圧力損失と液率

圧力損失と液率の関係を Fig. 5 に示す。液率とは含塵空気 1 m^3 を処理するのに必要な水量 (l) を表わす。ベンチュリースクラバーにおいては, 液率が上ると圧損も上昇するが, 湿式帆布集塵機では液率の変化には全く関係がなく圧損はほとんど一定である。ただ粉塵を供給した場合, 液率が小さすぎると目づまりを起して圧損が上る原因になる。

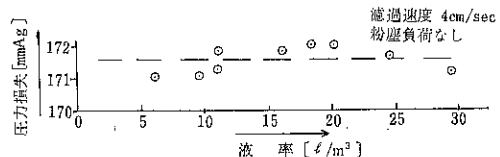


Fig. 5 液率に対する圧力損失の変化

4) 捕集効率と汙過風速

捕集効率と汙過風速の関係を Fig. 6 に示す。乾式帆布集塵機では粉塵負荷一定の場合, 汙過風速を上げると捕集効率は低下するのが一般の傾向であるが湿式帆布集

塵機では吾々の行った実験範囲内において濾過風速を上げるとかえって捕集効率は向上する結果を得た。このことは湿式濾布集塵機の興味ある特性である。

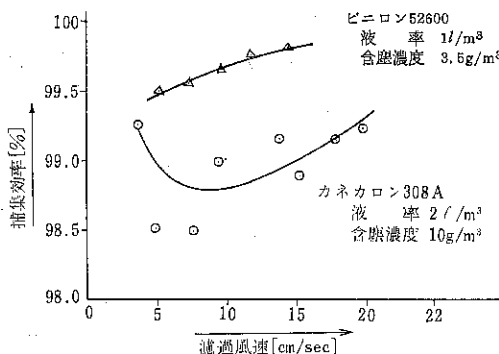


Fig. 6 濾過風速に対する捕集効率の影響

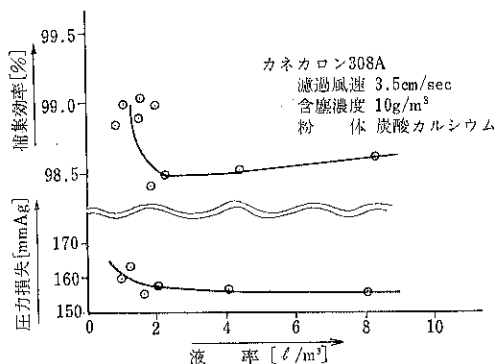


Fig. 7 液率の変化による捕集効率, 圧損の変化

5) 捕集効率と液率

捕集効率と液率の関係を Fig. 7 に示す。一般の湿式集塵機では液率を上げると捕集効率が上がるが、湿式濾布集塵機ではほとんど変わらず、捕集効率は液率が 2 l/m^3 付近で最低となるが、更に液率が小さくなると急に向上し、目づまりする寸前まで液率を下げた時が一番捕集が良くなるようである。目づまりを起すことなく、連続安定運転が出来る最小の液率を最小液率と名づけると本装置の最小液率は約 1 l/m^3 である。

4. 湿式濾布集塵機の工業化

湿式濾布集塵機の工業化研究は、基礎的な集塵機の持つ特性研究から始め、前述したように本装置は乾式濾布集塵機や一般の湿式集塵機とは異なった特性を持っていることが判った。われわれはその基本的特性を生かす改良を重ねながら工業化研究を進めて来たのであるが、更に実施化を進めるに当って解決しておかねばならない問題があった。それは湿

式濾布集塵機の使用限界温度、最適濾布の選定、実際工場における連続運転テストなどの問題である。

湿式濾布集塵機は高温ガス処理を目指している以上、これに対する対策が必要であり、本機の使用限界温度を調べる事が重要な問題である。また最適濾布の決定は、選定に時間がかかるが重要な問題である。実際工場における連続テストの問題は研究所において一応目的とする成果を納めた時点において実施が必要で、湿式濾布集塵機の全体としての運転状況を観察することにある。

以上、工業化完成を進める上に当って出てくる3つの問題に対して行なったテスト経過を述べ、湿式濾布集塵機の現在の概要としたい。

(1) 湿式濾布集塵機の高温対策

湿式濾布集塵機の高温ガスに対する対策を立てるにはまず灌水濾布が実際何度位になるのか、又灌水濾布は何度まで使用することが出来るのかを調べる必要がある。その結果により、高温ガスに対する処置をして湿式濾布集塵機の限界温度を定めておかねばならない。

i) 実験装置

実験装置は Fig. 8 に示す装置で行ない、テストピースの大きさは $60 \times 100 \text{ mm}$ である。給水方法は濾布の外へ給水パイプより行なった。温度測定には鉄-コンスタンタン熱電対 (径 0.3ϕ) を用いた。実験には粉は全く流していない。また実験装置 (円筒濾布) との違いは濾布にそって上方向の空気流のないことである。

ii) 濾布の実際温度

高温ガス中における灌水濾布自身の実際温度の測定結果を Fig. 9 に示す。実験結果によると普通の濾布はもちろん、フェルトを重ねた厚い濾布で水を外側から垂した状態においても、濾布内面の温度は高温にならず、 $200 \sim 700$ 度で濾布に導入された高温ガスも濾布内面で 100 度以下に下っていることは注目される。

iii) 灌水濾布の耐熱温度

普通合成繊維の耐熱度は常用 $80 \sim 130$ 度位であるが、灌水濾布ではそれ以上の高温ガス中でも使用することが

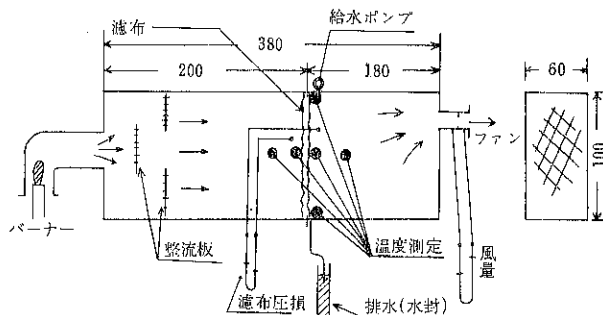


Fig. 8 実験装置

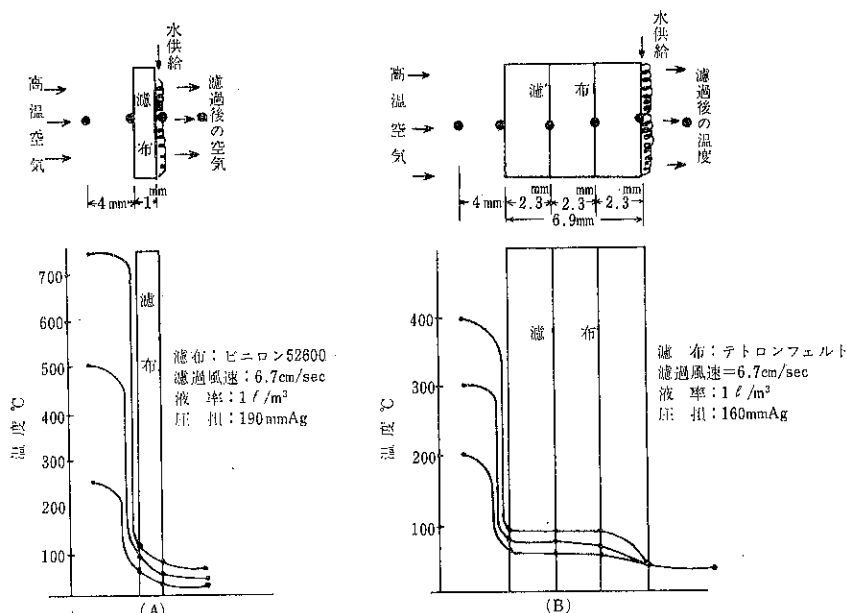


Fig. 9 湿式汙布の実際温度

できる。そこで灌水汙布に対する使用限界温度を調べたが実験結果によると、汙布の種類、汙布への給水量、処理風量などには関係がないようで、灌水状態に大きく左右される。ガス温度が200度以上になると灌水状態が悪いとすぐ焼切れるという不安定な状態になることから、灌水汙布が安定して使用出来るガス温度は約200度と考えられる。

iv) 湿式汙布集塵機の使用限界温度

灌水汙布は耐熱度測定により常用200度まで耐えられることが判明した。そこでこの実験結果に基づき高温ガス処理対策を行なった。すなわち本体入口から入った高温ガスを水面に衝突させて、温度を低下させるようにした結果、約450～500度の高温ガスも処理することが出来るようになった。

(2) 最適汙布の選定

汙布の特性は集塵機の性能に重要な捕集効率や圧損を始めとするあらゆる面に影響を与えるので、数カ月を費やして汙布の選定を慎重に行なった。テストは約200～300種類の汙布の中から、簡単な選別テストにより約40種を選び出し、更に詳細なテストを行なった。選定条件は、捕集効率が良い、圧損が低い、耐熱性、耐薬品性、耐摩耗性が良いこと、又、水を流すので、汙布に親水性が有ることや粉塵の剝離性が良いなどを条件にした。

i) 捕集効率、圧損の面から

捕集効率の良い汙布は、目が細かく、長繊維より短繊維が良く、起毛のある汙布が良好な結果を示した。一方圧損の低い汙布は、捕集効率の良い汙布とは逆に、目が

粗い汙布が良いので両因子の兼ね合いが問題になる。

ii) 耐熱性、耐薬品性、耐摩耗性の面から

灌水汙布の耐熱性は前述したように汙布の種類、諸因子の条件などには関係なく、汙布の灌水状態に左右されるということから一応100°C程度の熱に耐えるものであればよいといえる。

耐薬品性の面では、粉塵捕集の対象が工場の排ガスということから特に耐酸性が要求されるが、一般の合成繊維ではほとんど大差はない。

汙布の耐久性(耐摩耗)はユーザーにとっても関心の深い問題である。そこで耐摩耗性については専用の摩耗試験機を試作してテストを行なった。この試験機は実際と同じ実験条件で行なうことが出来るもので約130日間のテストを行なった。その結果、起毛汙布は起毛がとれてしまい湿式汙布には向かない。起毛のない汙布では明確な良否は判定できなかったが、全試験汙布の圧損が上昇する傾向にあることに注目された。この原因は粉塵が汙布の目をつめたり、汙布の繊維が長期間の内に変形したためと思われる。

iii) 親水性、剝離性の面から

繊維の中には親水性の悪いものがあるが、パイレンなどは特に親水性が悪く、灌水する機構の湿式汙布集塵機には良くない。又粉塵の剝離性の面からでは長繊維の平滑な汙布が良い。

以上の結果、i) ii) iii) を総合してみると、最適と考えられる汙布は長繊維で起毛がなく、圧損が200～300 mmAq程度(負荷時)で捕集効率が良いということに

なり、ビニロン、テトロンの中に比較的良好な結果を得た。しかし実際の選定については粉塵の種類、粒度、濃度、要求される捕集効率等を勘案して最適のものを選ばねばならない。

(3) 連続運転実地テスト

工業化テストの最終段階として実際工場における実地テストの必要があった。今回、某工場の協力を得て連続運転テストの運びとなり、実際工場においても連続安定運転が出来るか確認テストを行なった。

i) 粉塵の特性

某工場における排ガスは、特殊鋼製造工程中電気炉より発生する粉塵で、成分は酸化ケイ素、酸化マグネシウムから成り、粒子径は1ミクロン以下70%以上という超微粉である。排ガス温度は平均200~300°Cで大きく変動する。

ii) テスト概要

運転条件は、処理風量 20m³/min、F値 1.8m³/m²min 液率 1 l/m³ 循環水60%、汙布はビニロン52600(9本使用)で、約4日間連続運転を行なった。

特に運転中は、圧損の変動、風量の変動、捕集効率、汙布の変質、その他機械的支障は生じないかなど、湿式汙布集塵機の運転状況全般に渡って観察した。

圧損の変動の一部を Fig. 10に示すようにほとんど一定で連続運転中 220~260mmAg の範囲内で安定であっ

た。風量の変動は大きかったが、これは炉内の温度が変化するためで運転には支障はなかった。汙布の変質、その他機械的支障もなく連続運転を続けられることを確認した。含塵濃度は入口において 7~10g/m³であったがこの場合の捕集効率は85~95%程度でわれわれが初期に予想した値をやや下廻った。これについては汙布の選定、その他について更に研究をすすめてゆきたい。

5. 湿式汙布集塵機の運転性能

湿式汙布集塵機の運転性能は、今までの研究から最適と考えられる運転条件をまとめると

捕集効率は粉塵の条件により一定しないが、平均粒径 5~7μ, 親水性のあるダストの場合は99%以上が可能である。

圧 損: 200~300mmAg

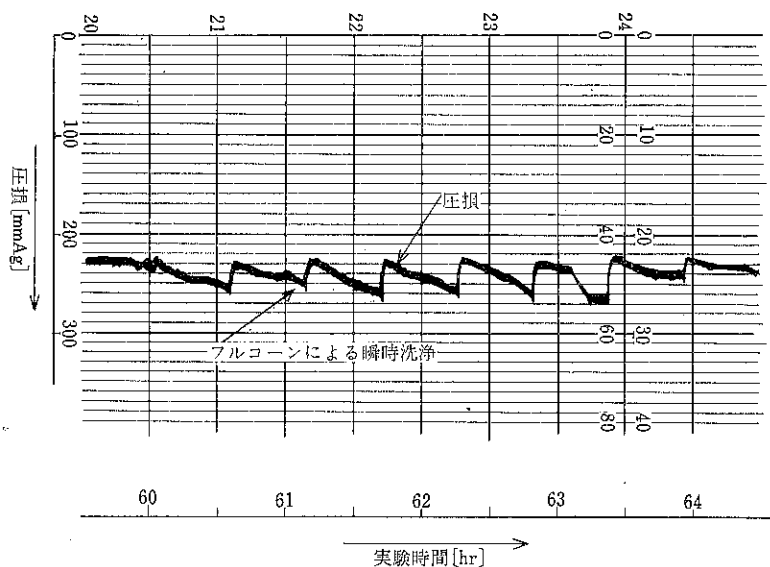
F 値: 3~4 m³/m²min

液 率: 1 l/m³

使用限界温度: 450~500°C

6. おわりに

大阪市立大学で開発された湿式汙布集塵機は、数多くの工業化テストにより現在に至った。湿式汙布集塵機はその構造上、製品の捕集、回収より、最近問題になって



濾布ビニロン52600(9本)
風量 20m³/min
F値 1.8m³/m²min
液率 1.0 l/m³
循環水 60%
フルコーンは30分に1回、1分間行う

Fig. 10 連続運転テスト
データーの一部
〔記録紙より抜
萃〕

いる工場排ガスの除塵に向けられるべきで、超微粉に対して再考の余地があるが使用分野によっては上述の性能を発揮出来るものと思われる。

参 考 資 料

- 湿式バグフィルターに関する研究 I

(大阪市立大学 S 41, 修士論文, 中井)

- 湿式バグフィルターに関する研究 II

(大阪市立大学 S 42, 研究論文, 藤原)

- 細川粉体工学研究所研究報告書

No. 4405, No. 4308, No. 4312, No. 4315,
No. 4405, No. 4411.

- 湿式汙布集塵機について

(第 2 回粉体工学に関する講演討論会資料, 鈴木)

す い ひ つ

日 本 電 池 株 式 会 社

岡 田 辰 三

物理学者は純な物質を材料として、純粹な理論を立てている。ところが化学者は不純な物質を材料として不純な理論を立てているといわれた時代があった。しかし今日は物性の研究が進歩して物理と化学の領域線が取り除かれている。そして、物性の学問は物理学者と化学者の協同で研究され、99.99%どころか、テンナインという超純粹の物質を造って研究されている。さらに、これに微量の異物質を加えると、特殊性能を発揮するという特性も判ってきた。その理論もごく最近の事ではあるが明らかにされた。しかし多結晶体とか、単結晶といえども温度、繰返し衝撃、歪によって結晶の成長、又は細分化が起る事、及び粒子は温度によって成長し、又ここに電解酸化でもかけようものなら微細化も起ってくるという

事は、以前から判っている事である。そして結晶といい、粒子といい、環境によって変化するという現象がある事も判然としている。いわば生物と同じように環境によって左右されるのである。従ってそれに対する対応策が、物理学者、化学者で考えられている。すなわち結晶の成長をなるべく遅くするように工夫する手段や、又粒子の成長を防ぐ添加剤が発見されている。

この技術上の工夫は全く理論に基いて考えられる場合もあるが、多くは実験又は製造中に出合う現象を、観察している人の炯眼による所が多い。

名匠、有名画家が新機軸を生み出すのも、心血を注ぐ毎日の製作中に、自ずから生み出されるのと同じであると思う。要するに物を造る喜びが源動力だと考える。

固体混合に関する最近の研究

大阪府立大学 工学部

佐藤 宗 武

1. は し が き

固体混合の研究は、混合状態の表現に関するもの、混合過程や混合機構に関するもの、および混合機の性能、操作条件に関するものなど多方面にわたっている。この中で混合過程あるいは混合機構についての研究では、装置内の粒子の運動が非常に複雑であるために現象論的な取扱い方であったり、液体攪拌のモデルを便宜上使用したにすぎなかった。最近、これらの問題に対し解析的取扱いに便利なモデル化した装置を用いたり、実験に特別な考慮を払うなどして内部の流動機構がだんだん解明され、その流動機構から混合過程を推定する手法が開発されつつある。

ここでは、これらの研究のうちで粒子の流動状態を考慮して混合過程を論じたもの、および、新しい考え方である計算機による混合過程のシミュレーションなど最近5年間に発表された文献のいくつかを紹介してみた。

2. 回 分 混 合

2.1 水平回転円筒型混合機

回転円筒型は形式が簡単で粒子の動きも比較的とらえやすいところから、古くからいろいろ流動機構や混合モデルが提出され、実験結果と比較検討されてきた。そのうちでも大山¹⁾の実験的考察は広汎かつ詳細であるので今日もなお有用な資料として多くの他の実験結果との比較に引用されている。Lacey²⁾は回転円筒内の粒子層断面における軸方向混合に対して拡散モデルを提出し、実験結果と対応づけた。さらに、この拡散混合に対し、全体的な循環流を付加した Roll-cell モデルを Fishberg³⁾が提出し、より実験的な内部流動に基づいた混合機構に近づけている。また Weydanz⁴⁾は混合と分離作用が同時に起るような対流混合モデルを、一方 Brothman⁵⁾は混合現象を界面積増加現象としてとらえ、剪断混合機構を提出している。実際の混合に際しては、これらの微視的あるいは巨視的混合機構が同時に複雑に組合されて起っていると考えられる。結局、粒子または粒子群の運動に伴う循環流や平均循環時間、およびその結果とし

ての局所的な混合の全体への影響などを考慮して混合現象を見てゆかねばならない。

混合に影響を与える流動機構を明らかにしようという研究例がいくつかある。沢島⁶⁾は回転円筒内の粒子の輸送領域の厚 h が、回転半径 R 、回転数 N 、および装入率 F/N により定まるものと考え、次元解析により次の関係式を得た。

$$\left(\frac{h}{R}\right) = \left(a - b \frac{N^2 R}{g}\right) \left(\frac{F}{V}\right) \quad a, b: \text{実験定数}$$

これにより既往の実験結果をも良く表現できることを示した。(Fig. 1) また、外山⁷⁾は塑性力学的な関係から、粒子層と壁面との間のすべりを予測するために安定度を導き、粒子保有率が小さいほど、また内部摩擦角と安息角の差が大きいほどすべりやすいことを理論的に示した。井上⁸⁾は固体粒子の循環運動に着目し、循環時間分布の実測と、濃度の分散の減衰に関する指数法則や濃度むら $C_{\max}$ の周期的な減衰などを検討した。(Fig. 2, 3) そのほか、混合操作中における粒子の運動促進ならびに偏析粒子群を破壊する目的で、混合助媒として 32ϕ ゴムボールまたは $32\phi \times 10$ の円柱を添加した場合の実験を沢島⁹⁾が行ない Fig. 4 のように、水平円筒型で約3倍、V型で約2.5倍の混合速度増進を期待できることを示した。

2.2 V型混合機

沢島はV型混合機についての一連の基礎的実験を行ない、内部循環流と混合速度とを関連づけた。まず、内容積 759cc、幅 15mm の二次元の模型混合機を用いて $-12/+20$ の珪砂を 30rpm. で混合し、各時点で定位置からサンプリングし、また写真撮影により、粒子の流動状態と濃度分布図を得た。(Fig. 5)¹⁰⁾ また、最高濃度の時間的変化が指数関数的であることを示し、これから得られる混合速度係数 ϕ と混合機内の空間平均的な混合速度係数 ϕ_0 との関連づけが混合機構を解明する上に重要な点になることを指摘した。さらに三次元の混合機(容積 2,900cc)を用いて同径粒子の混合を行ない、混合進行途中の混合機内の濃度分布の実測をして Fig. 6 のような等濃度線の変化を得た。そして、混合過程は

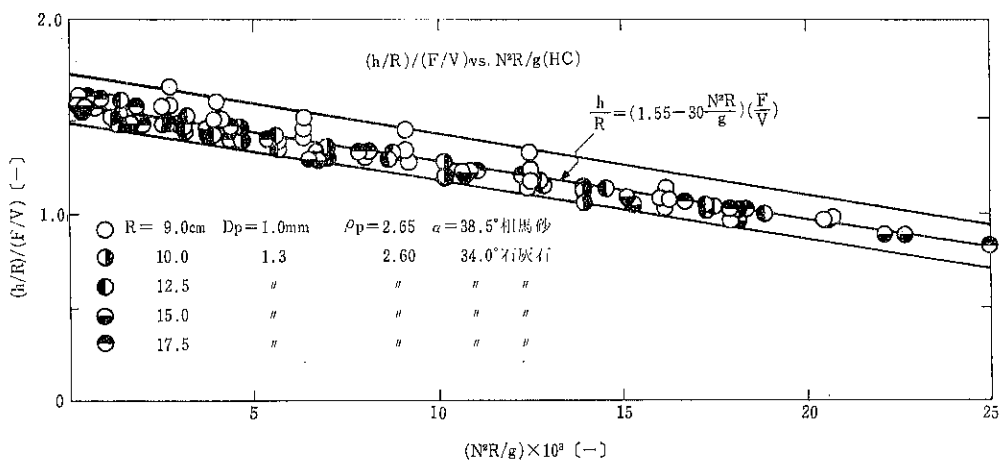


Fig. 1

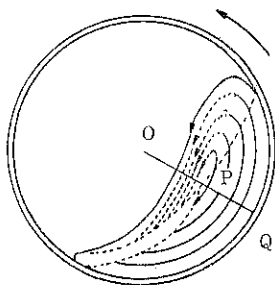


Fig. 2 回転円筒内の循環流模型 PQ: 観測面

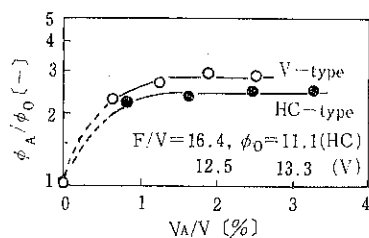


Fig. 4 ϕ_A : 助媒混入 ϕ_0 : 助媒なし

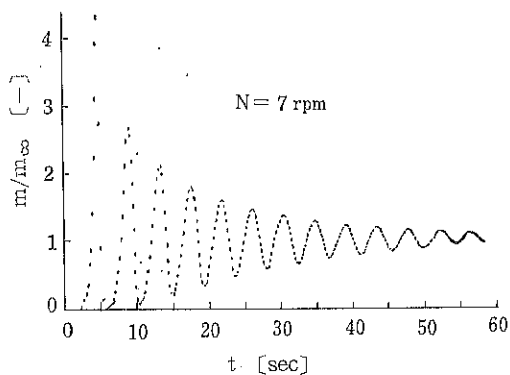


Fig. 3 m : PQ を通過する粒子数 (1/S)
 m_∞ : $t \rightarrow \infty$ の m

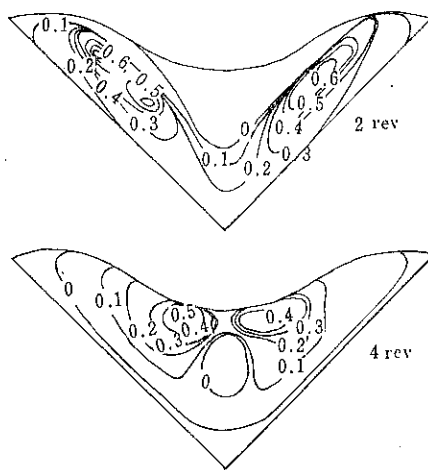


Fig. 5 $N=50\text{rpm}$ $F/V=24\%$ $E=0.1$
二次元V型混機内の濃度分布

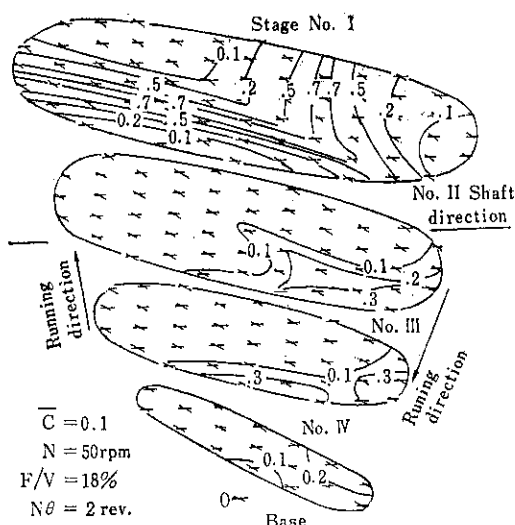


Fig. 6 V型混合機内の濃度分布

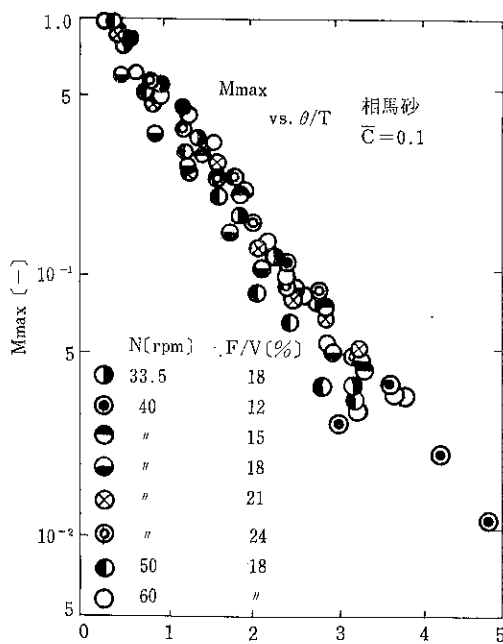


Fig. 7 θ/T [-]

粒子群の流れに支配され、混合度の推移は混合時間 θ と平均循環時間 T との比 θ/T により Fig. 7 のような関係を得た¹¹⁾。

2.3 ダブルコーン型混合機

モデルあるいは実用混合機の混合性能については、すでにいくつかの研究例があるが、最近 Hill¹²⁾ は、容積が 2.8 ft³ と 250 ft³ の混合機を用いて、これまで分離しやすいと言われている粒径差のあるポリエチレン (0.09

~0.16 in) : カーボンブラック (0.12~0.10 in) 系の混合実験を行ない、大粒子と小粒子の間の混合比について検討した。密度差のあまりない二成分系混合では、小濃度成分の粒子径を大濃度成分の粒子径より大きくすることにより、分離現象を少なくすることができ、さらに、混合機内に案内板を設けることによっても分離を少なくできることによっても分離を少なくできることを述べた。ここでは粒子径比が 1.04~1.60 であり、この結論の適用される範囲および案内板効果などについてさらに具体的な検討が今後望まれる。

2.4 リボン型混合機

矢野、佐納ら¹³⁾ は、回分式リボン型混合機を用いて混合速度および混合度に及ぼすリボン形状ならびに大きさの影響を実験的に検討し、混合速度はフルード数の 0.2~0.4 乗に比例することを示し、また、混合速度係数 ϕ に影響を及ぼす因子を、回転速度 N 、混合リボン最大径 D 、リボンピッチ P 、リボン幅 b 、混合槽幅 W 、混合槽長 L 、および重力の加速度 g であるとし、 ϕ とこれらの因子との間に次の実験式を得た。

$$(\phi/N) = 6.2(DN^2/g)^m(P/D)^{-2.4}(W/L)^{2.6}$$

$$m = 0.4(P/D)^{-0.7}$$

これより、相似なりリボン混合機の回転速度に関するスケールアップにはリボンピッチ比を考慮する必要があることが明らかにされた。

2.5 回分式スクリー型混合機

付着、凝集しやすい微粉体の混合にも適していると言われる固定型混合機の一つである回分式スクリー型混合機 (最大槽径 505 ϕ , 最小槽径 165 ϕ , 有効容積 37 l) を用いて矢野ら¹⁴⁾ は、炭酸カルシウム微粉と食塩を 98 : 2 の割合で混合し Fig. 8 のような特徴ある混合曲線を得た。この傾向は、混合初期においてはスクリーの自転と公転により急速に全体的な混合が進行し、その後は自転による上下の循環流と剪断により微細に混合されることによるものと考えられる。また、混合槽を等容積に上から下に向って 1~4 層に分け、各層での混合状態を検討した結果、全体としての混合度は第 4 層 (底部) の混合状態に律速されることが明らかになった。

このように混合槽全体としての混合状態を、単に混合曲線のみから推定するだけでなく、部分的な流動および混合に注目して評価することによって、より合理的な操作指針が得られると思われる。

2.6 混合機性能評価

混合機の性能は、混合の目的および混合機の種類、その他製品に対する種々の要求などにより、それぞれ異なった評価がなされ、一定した基準といったものは今のところ見当たらない。

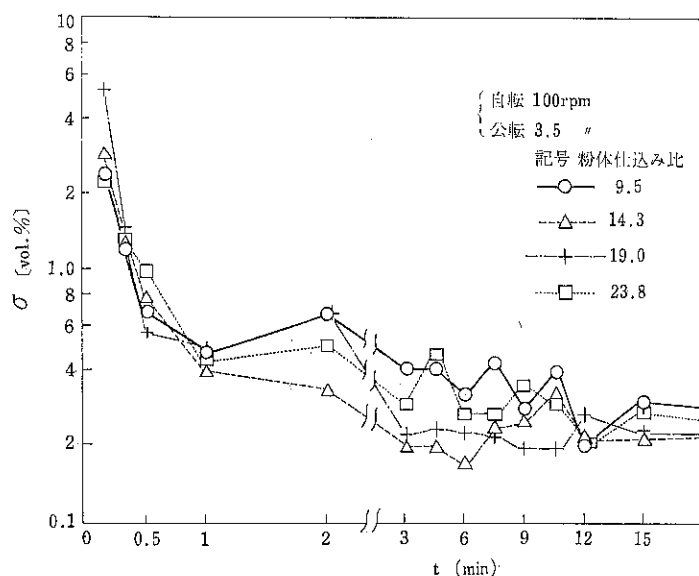


Fig. 8 回分式スクリー型混合機混合曲線

Valentin ら¹⁶⁾は4種の混合機 (Oblicone-O型, Air mix-A型, Nauta-N型, Zblade-Z型)を用いて, 6種類の粉体の混合実験を行なった。そして砂と方解石を100:1の割合で混合し, 最終混合度を比較すると, A, N, Z型には大差がなかったがO型が他に比べて悪かった。その理由として, O型には剪断混合が存在しないという機構上の根本的相違として説明している。また砂と方解石を1:1の割合で混合した場合の最適混合時間 $t_{opt} \cdots (\sigma/\sigma_r = \min) \cdots$ を比べると, A, O, N, Z型の順序になり, これは混合機内の粒子の乱れの強さの順序に一致すると述べている。この混合時間 t_{opt} を各混合

機の所要混合時間としてそれぞれの混合機で砂と方解石を1:1の割合で800 kg/hrで混合するのに要する混合経費をTable 1のように得た。これによると, Z, N, O, A型の順に高経費となる。このように, 実際に混合機を選定しようとする場合に, 性能評価基準をどこに置くかという事が大きな問題となり, 単に混合機そのものの性能だけからでは一概に結論を下せない場合が多い。また物性の異なった粉体を同一機械で混合する場合や, 型式の異なった混合機の間の混合性能比較という問題など今後さらに研究されることが望まれる。

Table 1. Costs of Mixing 800 kg/h of Sand and Calcite in Four Mixers

Mixer	Airmix (A)	Nauta (N)	Oblicone (O)	Winkworth (Z)
Time to fill (min)	1.4	1.0	1.0	1.0
Time to mix (min)	1.2	10	6	18
Time to empty (min)	1.4	1.0	1.0	1.0
Number of batches/hour	15	5	7.5	3
Mixer capacity required {kg	55	160	100	270
{ft ³	1.2	3.6	2.3	6.0
(sand-calcite mixture) {1.	34	100	66	166
Mixer, capital cost	£2000	£ 800	£ 400	£2000
Depreciation (£/h)	0.130	0.075	0.025	0.130
Power (£/h)	0.020	0.008	0.004	0.060
Labour utilization (%)	100	40	50	25
Labour	0.9	0.36	0.45	0.22
Total hourly cost	£1.05	£0.44	£0.48	£0.42

3. 連続混合

3.1 水平回転円筒型混合機

回転円筒はロータリーキルンや乾燥機など粉粒体の連続処理装置として一般に良く用いられている形式である。これらの装置内部では熱、物質移動および化学反応などが同時に起っており、しかもこれらは混合の度合により大きく影響される。そこで、装置内を通過する粒子の流動特性ならびに混合特性を解析することは工学的に重要である。田中ら¹⁶⁾は、円筒内での粒子径の異なる二成分粒子の混合物の分離と排出速度の周期的変動は、粒径比および混合比による分離帯発生の際条件によって支配されるとして理論的に考察し、それらの結果を直径が 225 mm、長さ 1,200 mm の回転円筒を用いて実験的に確めた。また、分離帯の生成により、粒子の軸方向分散が異なることを認め、見掛けの滞留時間分布と平均滞留時間分布との実験的相関を得た¹⁷⁾。さらに杉本¹⁸⁾は、円筒内の粒子滞留時間分布の機構を粒子回転軌道モデルで説明し、粒子の残留率分布を推定するための一試を誘導した。このほか、連続粒度分布を有する粒子群に、ゴムボールの助媒を加えることにより軸方向混合を促進させ、粒径差による滞留時間分布の差を著しく変化させるなど興味ある報告がある¹⁹⁾。偏析と滞留時間分布についての実験的考察は他にも例があるがここでは略した。

3.2 攪拌槽、移動層

連続攪拌槽の基礎的実験として矢野ら²¹⁾²²⁾は撹型攪拌槽の混合状態を、豊浦砂-炭酸ナトリウム系でステッ

プ応答法により実験し、出口応答曲線を側混合モデルで説明した。大竹ら²³⁾も移動層を用いてアルミナ-炭付アルミナ系で実験し、完全混合槽および押し出し流れの組合せモデルで槽内部を説明した。また、大竹らは攪拌羽根付移動層を用いて、熱移動機構²⁴⁾、固体熱分解反応²⁵⁾などの一連の研究を行なった。このうちで、まず撹型一段および多段羽根 (45°, 90°) を用いて 回分式で 豊浦砂-食塩または重クロム酸カリウム系の混合実験を行ない、混合過程を拡散過程として実測濃度分布から混合係数を算出した²⁶⁾。さらに粒子層を一定速度で流下させた場合の槽内の軸方向の半径方向の過渡的濃度分布から、各方向の混合係数を得た²⁷⁾。

3.3 リボン型混合機

Taylor ら²⁸⁾は、リボン型混合機で Cu, Ni, UO₂, ThO₂ の微粉 (2.5~85 μ) の連続混合実験を行ない、回分混合で得られた分散 (%) と比較し、また、粉体供給部にインパクトホイールを付加した場合、混合、混合度がどの程度改善されるかについて検討した。その結果、Table 2 に示すように、非凝集性粉体同志の Cu と Ni 系では他の系に比べて混合度は良く、回分式の方が連続式より 2 倍以上混合度が良い。これに対して Ni と凝集性の強い UO₂ の系では、回分式がやや連続式より良好であるが差は少ない。また UO₂ とやや凝集性のある ThO₂ の系では、混合度は悪い。この UO₂ と ThO₂ の系の混合に対してインパクトホイールを付加すると約 30% 混合度の改善が認められ凝集性粉体を一度分散させてから混合することにより、より良好な最終混合物が得られることを示した。

Table 2. Comparison of Homogeneities Attained in Batch and Continuous Ribbon-mixers

Mix system	Values of C after mixing times shown (S)				Values of C/C _{RP}		Ribbon speed Critical speed
Cu/Ni 100:1	600 S	1200 S	1800 S	3000 S	600 S	3000 S	
Batch	3.0	—	—	—	1.33	—	2.50
Continuous, 100g/min	8.0	8.2	6.6	6.7	3.5	2.9	0.54
UO ₂ /Ni 100:1	1500 S	—	—	3000 S	1500 S	3000 S	
Batch	9.7	—	—	8.3	4.3	3.9	2.50
Continuous, 100g/min	16.0	—	—	13.0	7.1	5.8	0.95
UO ₂ /Ni 10:1	360 S	660 S	1500 S	3000 S	660 S	3000 S	
Batch	11.0	9.9	8.9	8.3	11.5	9.7	2.50
Continuous, 100g/min	—	—	13.5	11.5	—	16.7	0.95
Continuous, 400g/min	12.0	9.3	—	—	8.7	—	1.45
UO ₂ /ThO ₂ 10:1	500 S	1000 S	—	—	500 S	1000 S	
Batch	6.3	5.6	—	—	23	21	2.50
Continuous, 100g/min	4.2	4.1	—	—	21	20	0.89

(sample size : 40mg)

また、矢野、佐納ら²⁹⁾は、豊浦砂と炭酸ナトリウムを連続混合したときの槽内濃度分布および槽出口濃度の時間的変動を測定し、定常状態での濃度変動が連続操作における混合度指標の一つと考えた。このように濃度の時間的な変動が主として問題になる定量供給や定成分比混合の場合と、主として出口での均一度すなわち空間的な濃度分散が問題になるような場合があり、混合の目的に応じて両者を検討せねばならない。また、入口と出口との分散の違いが混合度の指標になり得ると考えられる。

4. 混合過程の計算機シミュレーション

これまで紹介してきた混合過程の解析は、いずれも粉粒体を連続体と見なして取り扱ったものであった。これに対し、最近の電子計算機の急速な進歩により、粒子一個一個または粒子群を個々に独立したものと見なして、乱数による粒子相互間の入れ換え操作³⁰⁾あるいは推移

確率を用いた混合過程のシミュレーションなどが有効な手法として開発されつつある。

矢野ら³¹⁾は、一様擬乱数を電子計算機により発生させて、混合機の種類、粉体物性および分離などを考えない理想的な混合過程を数値実験により調べている。すなわち0と1の二成分粒子2,500~25,000個をFig. 9aのように並べ、別に電子計算機で発生させた乱数で所定の回数だけ粉体粒子を入れ換えた後、スポットサンプリングを行ない混合度を求め、入れ換え回数を混合時間または回転数に対応させて混合曲線を得た。このような方法で、仕込み比率Fig. 10、サンプル量、乱数発生方法などの混合度への影響を調べた。さらに、実用混合機である回分式スクリュウ型混合機Fig. 9bを例にとり、内部に循環流のある場合の循環モデルFig. 9c³²⁾を提出し、その混合過程のシミュレーションを行なった。(Fig. 11)

一様乱数による混合過程のシミュレーションは乱数の

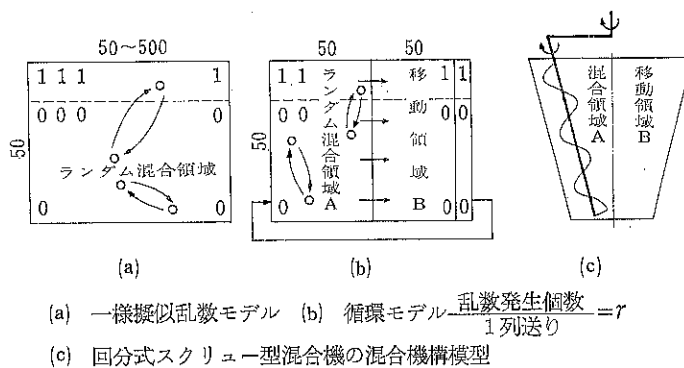


Fig. 9 一様擬乱数モデルおよび循環モデル

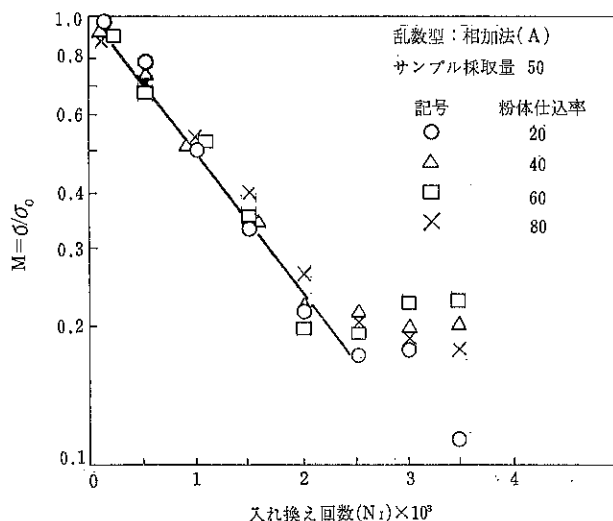


Fig. 10 仕込み比率の影響

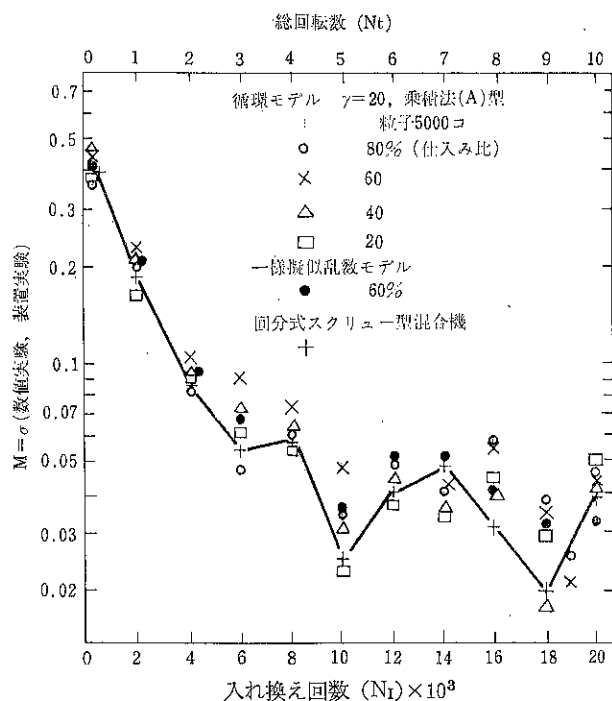


Fig. 11

発生方法により計算結果に大きく影響することがわかった。そこでまず、今までに実験的に得られた種々の型式の混合機についての混合曲線の特徴を十分に把握し、それらに適した乱数型を選定してゆくことが大切である。また、混合曲線のどの部分に多く注目してシミュレートするか、それに伴って入れ換え回数と混合時間の間の対応づけなどが重要な問題となってくる。

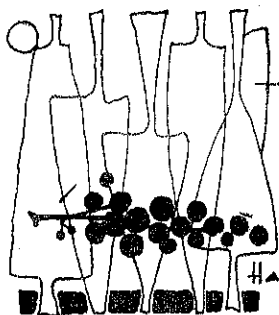
つぎに、井上、山口³³⁾は、混合過程を推移確率を用いて解析した。すなわち、混合機をいくつかのセルに区分し(1)セル内部での濃度分布は無視(2)個々の粒子が τ 時間ごとにセルからセルへ移る運動は、定常マルコフ過程として記述できるという仮定のもとに、混合現象の解析法を示した。ついで二次元のV型混合機を用いて循環流の様子、濃度変化などの特徴を明らかにし、この手法の有用性をたしかめた³⁴⁾。

以上、固体混合に関する最近の研究を概観してきたが流動層の粒子混合や粉体層の攪拌動力に関するものなどにも興味深い研究があったが割愛した。

引用文献

- 1) 大山：理研集報，12，953 (1933)，14，570 (1935) 15，320 (1936)，18，600 (1939)，19，1070，1088，(1940)。
- 2) Lacey, P. M. C. : J. appl. Chem., 4, 257 (1954)。
- 3) Fishberg L. D. : Master Sci. thesis : Princeton Univ. (1961)。
- 4) Weydanz, W. : Chem. Ing. Techn., 32, 34 (1960)。
- 5) Brothman, A, Wollen, G. N, Neldman S. M. : Chem. and Met. Eng., 52, 102 (1945)。
- 6) 沢島：第6回粉体に関する討論会要旨集 170 (1968)。
- 7) 外山：化学工学，31，282 (1967)。
- 8) 井上，山口：化学工学 32 年会発表 要旨集 356 (1967)。
- 9) 沢島：化学工学，30，178 (1966)。
- 10) 沢島：化学工学，30，1140 (1966)。
- 11) 沢島：化学工学，31，1212 (1967)。
- 12) Hill F. P. : Trans. Inst. Chem. Engrs., 43, T10 (1965)。
- 13) 矢野，佐納ら：化学工学，29，1001 (1965)。
- 14) 矢野，寺下，北山：第6回粉体に関する討論会要旨集 171 (1968)。
- 15) Valentin F. H. H., Ashton M. D. : Trans. Instn. Chem. Engrs. 44, T166 (1966)。
- 16) 田中，杉本，遠藤：化学工学，30，427 (1966)。
- 17) 田中，杉本，遠藤：化学工学，31，145 (1967)。
- 18) 杉本：化学工学，32，291 (1968)。

- 19) 杉本：化学工学, **32**, 196 (1968).
- 20) 外山, 千賀, 小西：粉体工学研究会誌, **5**, 1199 (1968).
- 21) 矢野, 佐納, 新井, 勝間：化学工学31年会要旨集 413 (1966).
- 22) 矢野, 佐藤, 福井, 吉田, 梶川：化学工学第2回秋季大会要旨集 143 (1968).
- 23) 大竹, 東稔, 河村：化学工学第1回秋季大会要旨集 339 (1967).
- 24) 大竹, 東稔：化学工学, **30**, 495 (1966).
- 25) 大竹, 東稔：化学工学, **30**, 739 (1966).
- 26) 大竹, 東稔, 松尾：化学工学, **30** 941 (1966).
- 27) 大竹, 東稔, 樋口, 田村：化学工学, **30** 1033 (1966).
- 28) Taylor R. F. Poole K. R., Wall G.P. : Trans. Instn. Chem. Engrs., **43**, T261 (1965).
- 29) 佐納：粉体工学研究会誌, **5**, 965 (1968).
- 30) Rose H. E. : A. I. Ch. E., Symposium Series, **10**, 10 : 62 (1965).
- 31) 矢野, 荒谷, 寺下：第6回粉体に関する討論会要旨集 170 (1968).
- 32) 矢野, 荒谷, 寺下：化学工学34年会要旨集 137 (1969).
- 33) 井上, 山口：粉体工学研究会誌, **5**, 1010 (1968).
- 34) 井上, 山口：化学工学, **33**, 286 (1969).



医 薬 品 と 粉 体 工 学

神 戸 薬 大

林 信 一

医薬品は治療上できるだけ有効かつ無害なものを追求していくという宿命をもつため、たえず新しいものが研究され、生産されていく。この傾向は年とともに加速され最近の新薬の商品寿命は、ますます短くなりつつある。このため、医薬品工業は、ますます多種少量生産となっていく。しかし、最終市販の剤型（たとえば錠剤、注射剤）については、あまり変わったものにすると、使用者としての医師および患者、また取扱い管理者としての薬剤師に、混乱をあたえる結果になる。また、剤型が変わる度に生産設備をかえることにも限度がある。すなわち、非常に多くのちがった原料をいくつか組み合わせ、同じ設備を使用するのであるから、原料の物性はできるだけ似たものであることが望ましい。ことに粉体として取扱う場合、粉体物性の制御が、以後の製剤工程（医薬品原料から最終使用の形に作りあげる工程）の自動制御および、最終製品の品質の均質化を左右する。この粉体物性の制御は、粉体工学の各単位操作によるのであるから、医薬品生産における粉体工学のしめる役割は非常に大きいことは自明の理である。以下、粉体物性を研究することから医薬品の生産に関連させた二、三の報告を紹介する。

1. 医薬粉末と吸湿

医薬品は体内に吸収される前にまず溶けなければならない。したがって、一般に水に可溶な粉末であるため CRH (Critical Relative Humidity) を持ち、このような粉末を組み合わせると、Elder の仮説¹⁾は、CRH の低下をしめすことを述べ、山本ら²⁾はこれを実証した。一方、わが国の気象条件は、このような C.R.H. の低い粉末を吸湿せしめるには十分すぎる湿度環境である³⁾。また、吸湿によって、反応速度が増大し、医薬品としての効力の低下した例は、たえず報告されている⁴⁾。最近はこれら吸湿による医薬品の劣化を包装によって防ぐことを、定量的に判断しようとする報告⁵⁾が徐々にふえつつある。このように、吸湿は、医薬品の劣化を促進するばかりでなく、粉体の各単位操作および製剤の種々な操作

中での付着・凝集力による閉塞現象につながるのも当然の成り行きである。蛇足になるが、医薬品の最終商品形態で粉末状のものを散剤と称している、調剤の際、その粉末の保有する水分がどの程度であるかを知っておかなければ、処定の量がえられないわけである。

2. 医薬品と粉末物性

前項でも述べたように医薬品はある程度溶解しなければならない。しかし、最近の考え方は血中に医薬品が一定期間ある一定濃度になるように設計する必要があるとされている。これを生物薬剤学と称し、医薬品の吸収・分布・排泄についての研究⁶⁾が行なわれている。この吸収の初期に直接関係ある因子として、溶解速度がある。粉体工学の面からこの粉末の溶解速度を制御する一方法として、比表面積をかえるか、凝集状態か粒子形状をかえる手段がある。このため、粉末の比表面積と吸収についての研究⁷⁾の数が非常に多い。また、軟膏基剤に入れる粉末はたとえそれが、吸収されることをかんがえない場合でもあまり大きな粉末であれば皮膚を損傷するので、一般には100 μ より小さな粉末が使用される。

このように比表面積が大きいものは、一般に溶解速度も速くなるが、このことは、逆に吸湿速度を高め、また、付着・凝集力が大きくなるのであるから、医薬品の老化と、製剤工程上、種々な形でブリッジのような現象がおきることになる。このため医薬品の原料粉末は粒子径にとどまらず、その他の物性面での検討が必要で、流動性に関する研究^{8) 9) 10)}がさかんに行なわれる。

3. 医薬品の製剤研究

このように、粉末の流動性の研究と、粉末の自動包装の出現¹¹⁾およびワースターを始めとする噴霧乾燥¹²⁾などが発達し、細粒剤¹³⁾が新しい医薬品の剤型として使われるようになった。すなわち、造粒工程が非常に多くなった。この造粒の研究については、古くから、湿性顆粒から錠剤をつくるが行なわれて来たため、この系における打錠成型の研究^{14) 15) 16)}が多い。しかし、湿

式での造粒は医薬品の劣化を促進させる場合が多いので、最近では粉末打錠がさかんで、粉末と成型性についての検討が¹⁷⁾おこなわれている。

4. 医薬品と単位操作

このように造粒がさかんになると、造粒品の医学的な評価¹⁸⁾¹⁹⁾と、物理的な破壊強度試験²⁰⁾²¹⁾が行なわれる。同時に、その原料としての粉末の制御は粉体工学における各単位操作となら変わる所がない。一般に熱によって、分解が加速される場合が多いので、単位操作中の温度制御が検討の一つのポイントになる。また、原料粉末の一次物性には、できるだけふれずに、添加剤を加えて、流動性をよくしたり²²⁾²³⁾流動層²⁴⁾の研究が行なわれる。こうして、ある程度造粒されたものは、見かけの表面積が小さく、流動性がよくなり、混合操作²⁵⁾²⁶⁾、分割操作がかえって困難になる場合もあり、逆の規制を行わなければならない。以上、医薬品製造の中に、多くの粉体工学の知識が必要であることを、研究報告例によって概観したのであるが、今後ますます、粉体工学の分野の方々のお知恵を拝借することになるとかんがえますので、“粉碎”紙上を借りてあえて、医薬品の製造上の粉体工学的な研究の一部を紹介した次第です。

文 献

- 1) L. W. Elder : Modern Packaging 23 138 (1949)
- 2) 山本, 高橋 : 塩野義研究所年報 4 455 (1954)
" : 薬学雑誌 78 205 (1958) 他
- 3) 日本の気象
- 4) 野上他 : 薬剤学 18 167 (1958)
黒田他 : 薬誌 83 250, 256 他 (1963)

- 5) 諏訪他 : 日本薬学会第89年会要旨集 6 H 5—2 (1969)
村岡他 : " 6 H 5—3 (1969)
- 6) 掛見他 : 薬学雑誌 82 1476 (1962) 他多数
- 7) J. Hasegawa et al, Chemical, Pharmaceutical Bulletin (Japan) 6 129 (1958) 他多数
- 8) 中島他 : 薬剤学 19 27 (1959)
- 9) 岡田他 : 薬学雑誌 83 39 (1963)
- 10) 青木, 林 : " 87 1164 (1967)
- 11) 林 : MAC 2 686 (1961)
- 12) Wurster D. E.; J. Am. pharm. Assoc. (Sci Ed) 48 451 (1959)
- 13) 青木, 福田他 : 薬剤学 27 106 (1967)
- 14) Higuchi et al : J. Am. pharm. Assoc. (Sci Ed) 44 223 (1955)
- 15) 山田 : 薬剤学 22 51 (1962)
- 16) 前川, 坂元他 : 薬剤学 21 155 (1961)
- 17) 山口他 : 薬剤学 28 57 (1968)
- 18) 掛見他 : 薬学雑誌 82 1476 (1962)
- 19) Wagner, J. G. et al : J. pharm. Sci 52 610 (1963)
- 20) H. Nogami, et al : Chem, Pharm. Bull. 11, 1389 (1963)
- 21) 栗田他 : 薬学雑誌 81 1809 (1961)
- 22) 青木他 : 薬剤学 27 98 (1967)
- 23) Levy, G. et al : J. Am. pharm. Assoc. (Sci ed) 47 558 (1957)
- 24) 野上他 : 薬剤学 24 103 (1964)
- 25) 坂元他 : 薬剤学 28 307 (1968)
- 26) 古座谷他 : 薬剤学 29 53 (1969)

化学者のための Micromeritics 入門 (6)

美 間 博 之
北 森 信 之

第7章 微粒子の物理化学的性質

固体の液体又は気体との化学反応速度はその固体の表面積に影響されることは容易に察することができる。微粒子の場合には重量当りの表面積が非常に大きいので微粒子は大きい化学反応活性を有することになる。この活性は微粒子であるためにブラウン運動によってさらに増強される。従って微粒子は普通の物質とは異なった強い化学的活性を持っている。例えば普通なら燃えない金属や有機物でもこれを微粉末にすると空気中で爆発的に燃焼することがある。一般に粉塵爆発といわれている。

次にこの微粒子の化学的活性に関連する二三の物理化学的性質について述べよう。

7-1 溶解度

Ostwald により 曲率を有する液面の蒸気圧に対する熱力学的関係を用いて粒子径と溶解度に関する関係式が導びかれた。

$$\frac{RT}{M} \ln \frac{S_2}{S_1} = \frac{4\sigma}{\rho} \left(\frac{1}{d_2} - \frac{1}{d_1} \right) \quad (7-1)$$

ここでRは気体定数、Mは液体の分子量、 S_1 、 S_2 はそれぞれ半径が d_1 、 d_2 の粒子の溶解度、 σ は表面エネルギー、 ρ は粒子の密度である。

この式を見れば明らかであるが、粒子径が小さい程それと平衡にある溶解度は大きくなる。これは微粒子の一つの大きな特徴である。

後に Dundon と Mack によって硫酸カルシウムのように溶けて解離するものについて (7-1) 式を補正した式が提出されている。

$$(1-\alpha+n\alpha) \frac{RT}{M} \ln \frac{S_2}{S_1} = \frac{4\sigma}{\rho} \left(\frac{1}{d_2} - \frac{1}{d_1} \right) \quad (7-2)$$

ここで α は解離度であり、 n は1分子から生ずるイオンの数である。

(7-1) 式をもう少しわかりやすく表現するならば、粒子がその表面に過剰の自由エネルギーを持っているために粒子が小さくなって比表面積が大きくなると溶解度

が大きくなるということになる。石英の粒子径と水に対する溶解度の関係をその一例として次に示す。

粒子径 (m μ)	水に対する溶解度 (%) (25~30°C)
バルク	0.0006
100	0.0007
10	0.0028
5	0.012
3	0.093

7-2 溶解速度

微粒子の溶解速度は次にあげるような数多くの要因に影響を受ける。

1. 表面自由エネルギー
2. 粒子表面積
3. 粒子表面の形
4. 表面の物理化学的状態
5. よごれ
6. 攪拌、その他の条件
7. 粒子の化学的性質

固体の溶解速度に関して、拡散式として示された Fick の式がある。

$$\frac{dw}{dt} = -D \cdot A \cdot \frac{dc}{dx} \quad (7-3)$$

これに対して Noyes, Whitney は実験的に次の式を導びいたが、これは Fick の式と全く同じである。

$$\frac{dw}{dt} = -K' \cdot A \cdot (C_s - C) \quad (7-4)$$

この式は濃度の時間的変化は、その時の表面積 A 、飽和濃度 C_s とその時の濃度 C の差とに比例することを示している。定数 K' は先に述べた種々の要因の函数となる。

(7-4) 式は単一の粒子についての式であるが、これを一般に多数の粒子の場合に当てはめてみよう。 w を時間 t の時の粒子量で、 w_0 を最初の量とする。又 ω_s は用いた溶液を丁度飽和にするに必要な粒子量とし、 A は時間 t における粒子の全表面積、 V を用いる溶液の量とす

る。すると $(\omega_0 - \omega)$ は時間 t における溶けた粒子量となる。その時の濃度はこれを V で割ればよい。同様に $\omega_s/V = C_s$ となる。従って (7-4) 式から次の式が導びかれる。

$$V \frac{d\omega}{dt} = -K' \cdot A \cdot (\omega_s - \omega_0 + \omega) \quad (7-5)$$

(7-5) 式中の A も時間的に変化する。 $\rho \alpha_v d^3 = \omega$, $\alpha_s d^2 = A$ であるから

$$A = \alpha_s \left(\frac{\omega}{\rho \alpha_v} \right)^{\frac{2}{3}}$$

ここで α_v は体積形状係数* (volume-shape factor), α_s は表面積形状係数 (surface-shape factor) である。従って

$$A = a \cdot \omega^{\frac{2}{3}} \quad (7-6)$$

次に溶液に溶けてしまった量 ω_w という新しい函数を導入する。すなわち $\omega = \omega_0 - \omega_w$ であるから $\frac{d\omega}{dt} = -\frac{d\omega_w}{dt}$ となり (7-5) 式は

$$\begin{aligned} V \frac{d\omega_w}{dt} &= K' \cdot A \cdot (\omega_s - \omega_0 + \omega_0 - \omega_w) \\ &= K' \cdot A \cdot (\omega_s - \omega_w) \end{aligned} \quad (7-7)$$

$\omega_w/\omega_s = \theta$ とすると

$$V \frac{d\theta}{dt} = K' A (1 - \theta) \quad (7-8)$$

また (7-6) 式は

$$\begin{aligned} A &= a \omega_s^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\omega}{\omega_s} \right)^{\frac{2}{3}} = a \omega_s^{\frac{2}{3}} \left(\frac{\omega_0}{\omega_s} - \frac{\omega_w}{\omega_s} \right)^{\frac{2}{3}} \\ &= a \omega_s^{\frac{2}{3}} (\theta_0 - \theta)^{\frac{2}{3}} \end{aligned} \quad (7-9)$$

となる。(7-9) 式を (7-8) 式に代入すると

$$\frac{d\theta}{dt} = \frac{K' \cdot a \cdot \omega_s^{\frac{2}{3}}}{V} (\theta_0 - \theta)^{\frac{2}{3}} (1 - \theta) \quad (7-10)$$

$\theta = 0$ と $\theta = 1$ の間でグラフ的に (7-10) 式の解を求める

$$\frac{1}{\theta_0} \left(\frac{\theta}{1 - \theta_0} \right) = \frac{K' a t}{V} \omega_s^{\frac{2}{3}} \quad (7-11)$$

となる。特別な場合として $\omega_0 = \omega_s$ とした場合は (7-5) 式より

$$V \frac{d\omega}{dt} = K' \cdot A \cdot \omega = K' \cdot a \cdot \omega^{\frac{5}{3}}$$

となり従って

* 註

何らかの測定法によって得られた平均径 (d_a) と粒子の真の平均体積 (v) 又は平均表面積 (s) とを関係づけるための係数をそれぞれ体積形状係数, 表面積形状係数という。

$$v = \alpha_v \cdot d_a^3$$

$$s = \alpha_s \cdot d_a^2$$

球に対して $\alpha_v = \pi/6$, $\alpha_s = \pi$ となる。

$$\frac{K' \cdot a \cdot t}{V} = \omega^{-\frac{1}{3}} - \omega_0^{-\frac{1}{3}} \quad (7-12)$$

さらに特別な場合として粉体を一つの錠剤に圧縮し, 表面積を一定にし, さらに溶解の初期のみを測定するようにして ($C \rightarrow 0$), $C_s - C \rightarrow C_s$ (定数) とする場合である。この場合 (7-4) 式は

$$\frac{d\omega}{dt} = -K' \cdot A \cdot C_s = K$$

であるから直ちに積分して ($\omega_{t=0} = 0$ として)

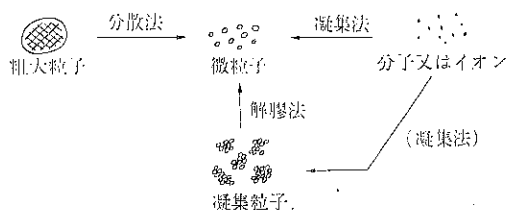
$$\omega = K \cdot t \quad (7-13)$$

となり, これから K' を求めることができる。

第8章 微粒子の生成

微粒子をつくることは実用的に大変重要な問題である。さらにこの微粒子を粒度分布の非常に少ない, いわゆる単分散粒子とし, これが簡単に大きさ, 形をコントロールできれば学問的にだけでなく工業的にも価値があるであろう。またこのようにして得られた単分散微粒子はコロイドや粉体の基礎研究に有用な試料となる。

微粒子を作る方法として大別して二つの方法がある。粗大粒子を分割して微粒子とする方法とイオンや分子状態のものを集合させる方法である。



○分散法 (Dispersion method)

機械的分散法

電気的分散法

熱的分散法

超音波分散法

化学的分散法 (解膠法)

○凝集法 (Condensation method)

分散法では単分散粒子を得ることが難しく, 粒度分布が広いことは避けられない。これは粉砕の方法によってエネルギーが限られており, これに反して粒子が細くなるとその高い表面エネルギーのために再結合が起る傾向の生ずることもその一原因である。ここでは単分散粒子が得られうる, そして粒子の大きさのコントロールも可能な凝集法について簡単に述べることにする。

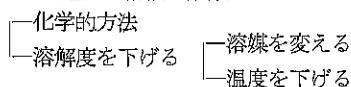
8-1 凝集法

分子状に分散した分子又はイオンを集めて粒子とするには次の各段階を経る。

- (1) 過飽和溶液の形成
- (2) 核の形成
- (3) 核の生長 (微粒子を得るためには或る程度以上生長してはならない)

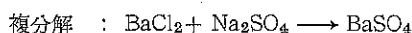
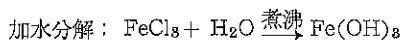
順次各段階について述べて行く。

8-1-1 過飽和溶液の形成



化学的方法

例えば



といったあらゆる沈澱反応はすべてこの範ちゅうに入る。結晶性の沈澱の場合、試薬の濃度により生成する粒子の大きさが一般に異なる。析出する粒子の大きさは

- (1) 反応試薬の濃度が高くなる程
- (2) 析出物質の溶解度を低下させる程
- (3) 反応溶液の粘度が増加する程

生成する粒子は小さくなる (Weinmann の沈澱法則)。

過飽和度の大きい範囲では濃度の増加と共に急速に析出粒子数が増加し、結晶核の発生が沈澱生成の主反応と考えられるが、濃度が低くなり沈澱析出に誘導期間が現われるようになると沈澱粒子数は濃度に関係せずほぼ一定となってその後の粒子生長が沈澱反応に対して支配的となる。

溶媒を変える

いわゆる溶媒と非溶媒の組合せによる方法である。すなわち、良溶媒にものを溶解しておきこれと混ぜ、しかもそのものを溶解しない溶媒と混合して過飽和を得る方法である。例えば硫黄をアルコールかアセトンに溶解した溶液を大量の水中に注入するとコロイド状の硫黄を

作ることができる。

温度を下げる

一般に再結晶に利用されている方法である。一般に高温で溶解度の大きいものを高温で溶解しておきこれを冷却すると溶解度が低下しその温度では過飽和となる。

(Fig. 8-1)

8-1-2 核の形成

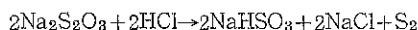
一般に溶解度曲線よりさらに濃度の高い領域、すなわち過飽和領域に過溶解度曲線を実験的に求めることができる。溶解度曲線の下の不飽和領域では fluctuation (揺動) によって embryo はできるがこれが結晶核にまでは成長しない。また過溶解度曲線と溶解度曲線に囲まれた準安定領域では embryo から結晶核にまで成長する可能性はあるが実際上核が発生することはない。しかし外部から核を添加すると成長する。過溶解度曲線の上は不安定領域で自然に核が発生する。

結晶核が自然に発生し難い場合には次のような種々の方法はあるが一般的に予測はむずかしい

- (1) seeding (同一物質とは限らない)
- (2) かきませ、激動、衝撃などの刺激
- (3) 超音波などの cavitation

さて単分散微粒子を作るためには核を同時に発生させそれが一様に成長するような条件を選ばなければならない。しかしこれは実際上実現は困難でありできるかぎりこの条件に近い条件を作り出す工夫が必要である。

LaMer 等は



なる反応で硫黄の単分散ゾルを作ることの研究した。分解によって分子状の硫黄濃度が徐々に増加して行くがこの段階で自発的な核の発生は起らない (stage I)。Rn (核発生速度) が有限の領域 (stage II) に入ると自然に核が溶液全体から発生し成長し始める。この時に分子状硫黄が消費されるがその成長速度が消費速度より遅いと濃度は減少しつつは stage III に入る。ここで

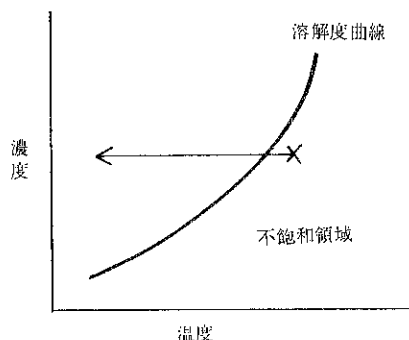


Fig. 8-1 溶解度曲線

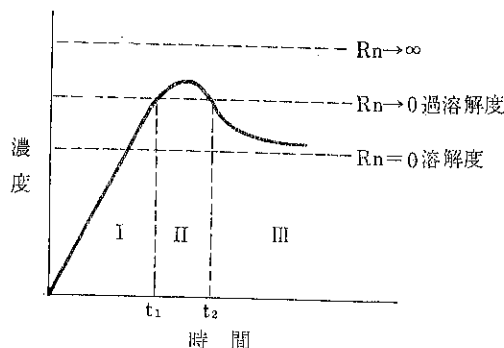


Fig. 8-2 分子状硫黄の濃度の時間的变化

は核の発生はなくもっぱら粒子の成長のみが起る。

この全体の過程で単分散粒子を得るには

- (1) 核の発生の時点で溶液全体が均一であること
- (2) stage II が短時間であること —— この領域では核の発生と同時に核の成長も起っているのですこの時間が長くなると多分散粒子になってしまう。
- (3) stage III で溶質の拡散によってのみ成長が起り凝集がこの過程で起らないことが必要である。このために微粒子が適当に電荷を持っていることが必要である。

8-1-3 核の成長

核の発生とその成長は今述べたように合わさった現象であるのでこれを分離することは簡単ではない。Tammannによって核発生とその成長速度の分離測定が始めて行なわれた。その結果によると有機物質の溶融体からの結晶化に於てその融点より下のある温度に核発生及び成長速度ともに極大のあることが示された。極端に過冷却の状態では粘性が大きくなるために成長速度が小さくなるのであろう。その極端な例がガラス状態で結晶成長速度が零であることである。

すなわち結晶成長は拡散が律速段階になっていることになる。

今結晶の表面に異種の物質が吸着されていると本来の分子の占めるべき格子点が先取されていることになるので晶相の変化が起ったり又は結晶の成長が全く阻害されることもある。例えば硫酸カリ結晶の成長の場合に硫酸カリ結晶を大へんよく染色するキノリンイエローが共存するとその濃度によっては完全に硫酸カリ結晶の成長を抑制する。これに対して結晶を染色しないメチレンブルーは硫酸カリ結晶の成長に何等の影響も与えない。

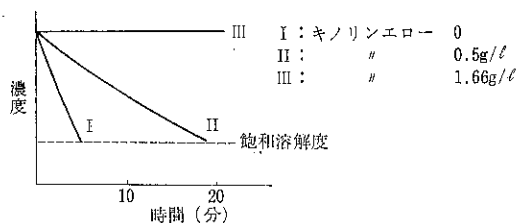


Fig. 8-3 硫酸カリの結晶成長に対するキノリンイエローの効果

多くの場合、結晶の成長を抑制する不純物はその結晶核の発生をも抑制するが、どちらか一方のみの作用しかないものも沢山知られている。

例えば金ゾルの生成に対しては

- (1) ヒドラジンは核の発生のみを阻害し
- (2) 硫化水素、ヨウ化カリ、ゼラチンは結晶成長を著し

く遅らせる。

吸着は結晶の面によって異なっている場合が多いので結晶の成長抑制がなくとも結晶の外形が著しく変化することも起るわけである。

第9章 サスペンションの粘性

変形に対する抵抗として弾性が定義されるが、これに対応して変形速度に対する抵抗として粘性が定義される。第4章に“圧力を加えた場合の粉体の挙動”について述べたが粉体の内部摩擦に対応するのが液体の場合の粘性である。液体中に向き合った仮想の液層を考える。その面積をA、その間隔をx、一方が動かずにもう一方の液層に力Fが作用した場合この液層の速度は無限に速くなることはできず一定の速度vで定常状態となる。これはその両液層間に摩擦があるからでこれが粘性であり η で表わす。ニュートンによればこれらの間の関係は

$$F = \eta \cdot A \cdot \frac{dv}{dx}$$

$$\text{又は } f = \eta \cdot \frac{dv}{dx} \quad (9-1)$$

で表わされる。

しかし実際の流体に於ては、 η はいつも定数であるとは限らず η がずり速度、 $\frac{dv}{dx}$ によって変化するものが多い。前者をニュートン流動といい、後者を非ニュートン流動と大別されている。それ以上に流動を細分するのは複雑であるのでここではこれだけにとどめておく。

サスペンションの流動はそのほとんどすべてが非ニュートン流動であるが理論の発展として先ずアインシュタインの理論から述べることにする。

9-1 アインシュタインの理論

ニュートン流体(粘性係数 η_0)に単分散で相互作用のない剛体粒子が分散したサスペンションの粘性、 η はそのサスペンション中に分散する粒子の体積分率 ϕ の函数として表わされる。

$$\eta/\eta_0 \equiv \eta_r = f(\phi) \quad (9-2)$$

剛体粒子が完全球でしかも濃度の極めて稀薄な場合についてアインシュタインは水力学的理論の結果

$$\eta_r = 1 + 2.5\phi \quad (9-3)$$

となることを導いた。この理論を導びくに当たって仮定された条件は

- (1) 粒子は完全な球形である
- (2) 粒子は完全な剛体である
- (3) 粒子の大きさが均一である
- (4) 粒子径が粒子の平均間隔に比べて十分に小さいような稀薄濃度である
- (5) 粒子径が粘度測定用の毛管に比べて充分小さい

(6) 粒子は溶媒和をしていない

(7) 粒子径は溶媒分子の径に比べて充分に大きく従って溶媒を連続体とみなすことができる。

実際の稀薄な各種サスペンションについての測定結果を Table 9-1 に示す。上の条件が大体満されている例に

Table. 9-1 稀薄なサスペンションのK値

分散質	粒子径(mμ)	分散媒	K
卵白アルブミン	4.5	水	2.3
イ オ ウ	100	"	3.0
ガンボー	600~800	"	3.1
ゴムラテックス	400~10000	"	2.5
粘土		"	22.5

つてはKの値が2.5に近いことがわかる。しかし実際のサスペンションに於てはKの値は一般に2.5よりも大きくなることが多い。その主な原因として

- (1) 粒子の水和 (溶媒和)
- (2) 粒子の球形からのずれ
- (3) 粒子の荷電

が考えられる。(1)(2)については後述するが(3)についてはスモルコウスキーによって電荷の効果が計算されている。

$$\eta_r = 1 + 2.5\phi \left[1 + \frac{1}{\lambda a^2 \eta_0} \left(\frac{D\zeta}{2\pi} \right)^2 \right] \quad (9-4)$$

ここに λ , D はそれぞれ溶媒の電導率と誘電率で, a は粒子径, ζ はジーター電位である。例えばサスペンションに少量の電解質を加えても粘性が変化する場合は電解質の添加により粒子の荷電状態が変化したためである。また粒子径が均一であることの条件に関しては、粒子径のそろったものから成るサスペンションの方が不ぞろいの粒子径のものから成る同一濃度のサスペンションより粘度が高いことが実験的に見いだされている。

9-2 サスペンションの粘性に対する粒子濃度の影響

9-2-1 ブリンクマンの粘度式

(9-3) 式はサスペンション中の粒子相互作用の無視しうる稀薄な濃度の場合にのみ成立する。普通濃度として2%位までである。ブリンクマンは次のようにしてもう少し濃いサスペンションにも適用できる式を導びいた。すでに体積分率 ϕ で粒子が分散しているサスペンション(粘性係数 η)に粒子をさらに少量添加した時、粘性係数が $\eta + \Delta\eta$ になったとする。粒子の少量添加の過程に於て濃度上昇は非常にわずかであるから(9-3)式が成立するものとし(9-3)式で η_0 を η に $\eta + \Delta\eta$ に ϕ を $\frac{\Delta\phi'}{1-\phi'}$ に置き替えれば

$$\eta + \Delta\eta = \eta \left(1 + 2.5 \frac{\Delta\phi'}{1-\phi'} \right) \quad (9-5)$$

となる。書き替えると

$$\frac{\Delta\eta}{\eta} = 2.5 \frac{\Delta\phi'}{1-\phi'} \quad (9-6)$$

この過程を順次繰返し行なって最終濃度 ϕ 、粘度 η のサスペンションになるとすれば(9-6)式を積分して

$$\int_{\eta_0}^{\eta} \frac{d\eta}{\eta} = 2.5 \int_0^{\phi} \frac{d\phi'}{1-\phi'} \quad (9-7)$$

$$\eta/\eta_0 = (1-\phi)^{-2.5}$$

(9-7) 式がブリンクマンの粘度式である。

実際の測定結果と(9-3)式、(9-7)式を比較したのが Fig. 9-1 である。ブリンクマンの式がアインシュタインの式よりもより高濃度まで実験値と合うことが図よりわかる。

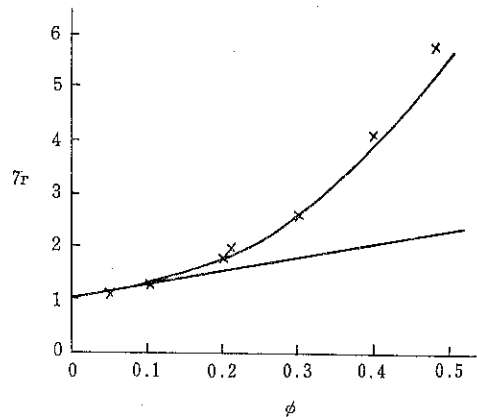


Fig. 9-1 Einstein の式と Brinkman の式の比較

9-2-2 さらに濃厚な場合の粘度式

さらに粒子濃度が増えて ϕ が10%以上になるともはや粒子間の相互作用は無視できなくなりサスペンション中には一時でも挙動を共にする可逆的な凝集が生じる。すると見掛け粒子が大きくなるばかりでなくその粒子間に溶媒が抱き込まれた状態で凝集体が挙動するようになる。従ってこのような状態を表わすためには(9-3)式、(9-7)式中の ϕ に溶媒を抱き込んだ状態の粒子の実効濃度をとらなければならない。この実効濃度を求めるには次のように考える。サスペンションの濃度が増加して最大となるのはサスペンション中で粒子が最密充填した場合である。この時の体積分率を ϕ_c ($=\frac{\pi}{3\sqrt{2}}$) とするとこの値に対する粒子の実際の体積分率の比 ϕ/ϕ_c を実効濃度とする。

この考え方で(9-3)式(9-7)式を書き替えると

$$\eta_r = 1 + 2.5 \frac{\phi}{\phi_c} \quad (9-8)$$

$$\eta_r = \left(1 - \frac{\phi}{\phi_c} \right)^{-2.5} \quad (9-9)$$

となる。実際に種々の濃度のサスペンションの粘度を測

定した結果によって10%から50%位いの高濃度のものに対して (9-8) 式 (9-9) 式が大体成立することが知られている。10%以下の低濃度になると上の式のために考えた凝集の効果がなくなるために η_r はこれらの式から求めた値よりも低くなり (9-3) 式, (9-7) 式の方がよく合うようになる。

9-3 サスペンションの非ニュートン流動

サスペンションは極端に稀薄な場合は別として普通は非ニュートン流動を示す。これはサスペンション中の粒子同志に何らかの相互作用が存在しサスペンション中で二次的に構造を形成するためである。この構造の存在は降伏値のあることによって容易に推察される。簡単にいってしまえばサスペンションの流動は粒子の親媒性、荷電状態、形状、濃度、系の温度、系に加えられた外力などの条件によって起る粒子の相互作用の様子の変化に依存しているといっても決して過言ではない。

9-3-1 塑性流動

例えば粘土に少量の水を加えて練ったものなどに外力を加えてその流動曲線を描くと Fig. 9-2 (a) のように

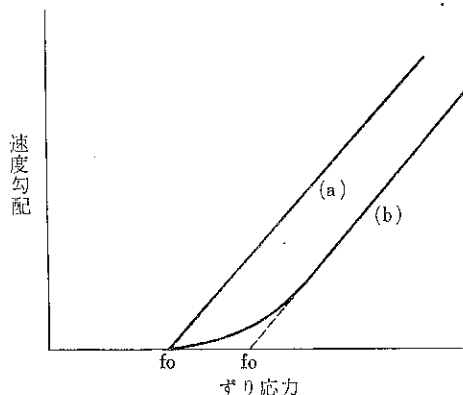


Fig. 9-2 塑性流動曲線

なる。すなわち外力が或る値になるまでは流動が起らず或る値以上になって始めて流動を起す。この流動を起すに必要な最少の力を降伏値 (yield value) と呼び、このような流動を塑性流動 (plastic flow) という。この流動を表わす式としてビンガムは (9-1) 式に対応する式として

$$\frac{dv}{dx} = \frac{1}{\eta} \cdot (f - f_0) \quad (9-10)$$

なる式を示した。ここで f_0 がビンガムの降伏値である。(9-10) 式に従う挙動を示すものはしかしほとんど存在せず Fig. 9-2 (b) に示すように曲線となるものがほとんどでありそれらを表わすために一般式

$$\frac{dv}{dx} = k(f - f_0)^n \quad (9-11)$$

が用いられこの流動を準塑性流動 (pseudoplastic flow)

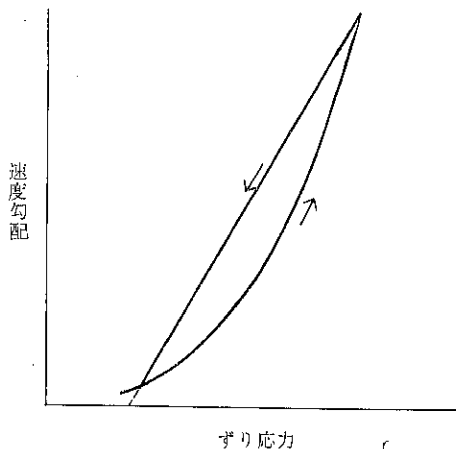


Fig. 9-3 チクソトロピーのヒステリシスループ

という。

9-3-2 チクソトロピーとダイラタンシー

塑性流動の場合には例えば Fig. 9-3 で外力を増加して行く場合と減少させて行く場合とで同じ曲線をたどる。これは粒子相互作用が可逆的のでも変換が非常に速やかであるからだと解される。

場合によっては粒子相互作用が可逆的でなかったり、又可逆的であっても変換に時間を要する場合がある。そのような場合には流動曲線は Fig. 9-3 のように同じ道をたどらずいわゆるヒステリシスループを描くことになる。この曲線は上の説明でもわかるように時間的要素が

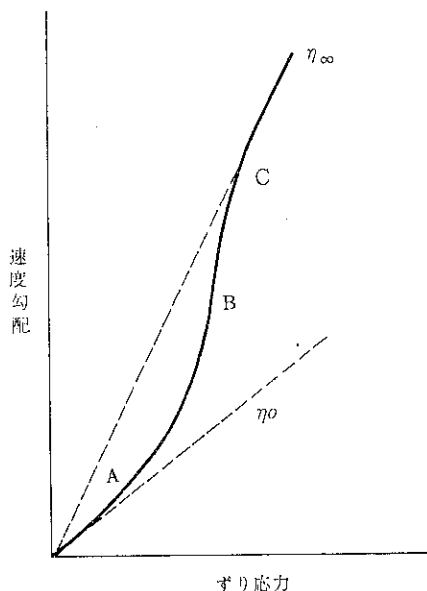


Fig. 9-4 Ostwald 曲線

含まれるので一義的には定まらず，例えば回転粘度計で測定する場合に回転数の上げ方によって同じ回転数に対応するトルクが異なるし，一定の回転数で長時間保つと次第にトルクが減少し構造の破壊がだんだん起っていることがわかる。

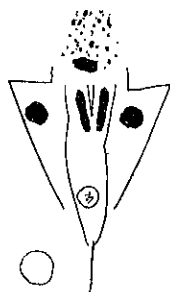
これに対して或る系ではこれまでとは流動曲線が逆で上に凸の場合がある。すなわち外力の小さい時には見掛けの粘性が小さく外力が増加するにつれて見掛けの粘性が増加するもので生デンプンの濃厚サスペンションはこの例の典型的な例である。

9-3-3 オストワルド曲線

レオロジーでは常に広い範囲の実験が必要であるが、

流動曲線の場合もこの例にたがわずせん断応力の広い範囲で測定を行なうと **Fig. 9-4** に示すような曲線の得られることがオストワルドによって見いだされた。

非常に小さいせん断応力では粘性係数 η_0 のニュートン流動を示し，中間のせん断力で非ニュートン的になり，又極端に大きいせん断力で今度は粘性係数 η_∞ のニュートン流動を示す。これまでにチクソトロピーと呼んでいたのはたまたま測定応力範囲がこの曲線のAからBの間に入っていたためで，又ダイラタンシーと呼ばれる流動は測定範囲がBからCの間にあったためだと解される。すなわちオストワルド曲線はそれらすべてを含んだ一般的な曲線と解される。〔完〕



ナウターミキサーに依る

「重油煤嵩減し」について

東電フライアッシュ工業株式会社

工務部 築
工務課長

尙

1. はじめに

重油、原油専焼の火力発電所にて産出する重（原）油煤は硫安、バナジウム、ニッケル等を含む嵩比重の小さい取扱いの難易な微粉末である。

当社は此等の公害防止処理した燃焼重（原）油ダストの処理方法については従来より容積を減少させるために容器収容時に振動を加える或は真空圧縮等を利用した減容機にて処理する方法、又加水混合蒸気混合等を検討して来たがいずれもその効果は大きなものではなく、又一般には特別な処理はされていない。

今回当社で実施した嵩減し減容方法は従来の方法と異り適当な水分を原（重）油煤に加え混合する事により浸透させて造粒を計り減容する方法である。此の方法によると最初の容積の $\frac{1}{6} \sim \frac{1}{12}$ に迄嵩減し出来又サラサラとしているので取扱も容易で事後の重油ダスト中のバナジウム抽出作業にも有利となり所期の目的を達した。此の間の経過並に試験結果の一部を略記する。

2. ナウターミキサー（Nauta-Mixer）の長所

発生する重油煤は見掛比重が非常に小さい為容積が大きく、又水和性に乏しい、此の様な煤を発塵なく短時間に加湿混合する為には遊星運動スクリュウ型の混合機が有利と考えられる。この型の特徴としては

1) 混合時間が短く均一な混合が出来る

- 2) 粉体投入と同時に液体の任意の添加が可能である
- 3) Dead Zoneが無い
- 4) 容量に関係なく非常に正確に混合が得られる
- 5) 排出が容易である
- 6) 清掃が容易である
- 7) 消費動力が少ない

以上に依り処理作業は他の方法に比して作業人数は少なく作業時間は短縮出来る。

3. 重（原）油煤の見掛比重

見掛比重

ミキサーに依る「嵩減し」実用化に当り重油煤の発生量並に処理量推測のために見掛比重の実測値を実測した。

4. 重油煤発生量の推定

1) 五井火力発電所 5, 6号炉

(イ) 煤発生量 $\times$ 集塵効率 $\times$ サイクロン効率 $\times$ 利用率 $\times$ 24時間 $\times$ ユニット数) kg/day
 $140 \text{ kg/H} \times 0.8 \times 0.7 \times 0.7 \times 24 \times 2$
 $= 2,640 \text{ kg/day} (\approx 3000 \text{ kg/day})$

(ロ) (吹詰重量 $\times$ 吹数 $\times$ ユニット数) kg/day
 $11 \text{ kg(NET)} \times 130 \times 2 = 2,860 \text{ kg/day}$
 $(\approx 3000 \text{ kg/day})$
 $(50,000 \text{ t})$

Table 1 (ホッパー別比重) g/cc

発 電 所 別	缶 別	Ep 下	アッシュビン中	アッシュビン下 R. V	吹詰直後
横 浜	1. 2. 3	0.047			
五 井	5		0.0686	0.075	0.080
姉 崎	1			0.063	0.066

以上の結果、計画を進めるに当り、見掛比重を0.06とした。

5. 予備試験-I

当社東京工場に於ける予備試験結果を次に記す

5-1 試験器及試験重油煤

使用混合機

細川鉄工所製 ナウターミキサー・NX-1型

有効容量 100ℓ 公転 3R/M 自転 90R/M 1.5kW

使用重油煤

横浜火力 1～3号缶重油煤

見掛比重 0.1～0.16

試験目的

- ① 添加水率に依る嵩減少比
- ② 加水時期の判断

(i) 1/5.45

投入量 100ℓ×5.45=545ℓ

重量 545ℓ×0.06=32.7kg

処理時間=投入+混合+排出時間

5'45" + 5'00" + 4'5" = 11'30"

処理能力

$32.7 \text{ kg} \times \frac{60'}{11'30''} = 170 \text{ kg/H}$

2) 加水率14%の場合

(i) 1/5.9

投入量 100ℓ×5.9=590ℓ

重量 590ℓ×0.06=35.4kg

処理時間 7分05秒

処理能力

$35.4 \text{ kg} \times \frac{60'}{7'05''} = 300 \text{ kg/H}$

6. 予備試験-II

予備試験-Iの結果より1/4迄嵩減しを行なったので3倍の量を連続投入を行ない混合時間に依る嵩減少比を調べた。

(ii) 1/7.5

投入量 100ℓ×7.5=750ℓ 重量 45.0kg

処理時間 9分50秒

処理能力

$45.0 \text{ kg} \times \frac{60'}{9'50''} = 270 \text{ kg/H}$

7. 処理能力

(見掛比重0.06とする)

3) 加水率15.4%の場合

(i) 1/5.9

1) 加水率10%の場合

投入量 590ℓ 重量 35.4kg

Table 2 (予備試験結果-1)

	煤重量 kg	煤容積 ℓ	混合前 比重	添加水量 kg	加水率	試験後 容積 ℓ	試験後 比重	混合時間	容積変化	比重変化 倍
※1	20	120	0.165	2	10	30	0.72	投入 25分 混合 5分	1/4	4.23
2	14.3	120	0.12	1.43	10	32	0.48	10分	1/3.7	4
3	15.1	120	0.125	1.51	10	35	0.44	5分	1/3.4	3.7
4	13.5	120	0.115	1.35	10	37	0.34	5分	1/3.25	3.1
※5	16.4	120	0.137	1.5	9.15	40	0.42	40秒 4分	1/3	3
※6	18.2	120	0.15	1.8	9.9	37	0.55	40秒 4分	1/3.25	3.67

※水は事前に入れておき、後から所定の煤を投入したもの。上表より添加水は煤の投入前でも同時投入でも結果は同じである。(容積変化)が投入前加水の場合は多少混合時間は長い

Table 3 (予備試験結果-2)

	投入量	(重量比) 加水量	投入 時間	投入後の混合時間と容積				排出 時間	取出後 重量	前 / 後 比重	嵩及び比 重変化
				30秒	1分	2分	5分				
1	300 ℓ 25.8 kg	2.6 ℓ 10%	5'45"	98.5 ℓ 1/3.2	90.0 1/3.3	72.5 1/4.15	55.0 1/5.45	秒 42	kg 26.9	0.086 0.538	1/5.45 6.25倍
2	200 ℓ 22.5 kg	3.5 ℓ 14%	4'20"	69.0 1/4.35		50.8 1/5.9	40.0 1/7.5	30	24.25	0.075 0.650	1/7.5 8.7倍
3	300 ℓ 27.3 kg	4.2 ℓ 15.4%	5'00"	61.8 1/4.85	50.8 1/5.9	49.2 1/6.1	32.7 1/8.9	42	26.6	0.091 0.814	1/8.9 9倍

処理時間 6分45秒

処理能力

$$35.4 \text{ kg} \times \frac{60'}{6'45''} = 315 \text{ kg/H}$$

(ii) 1/8.9

投入量 890/ 重量 53.4kg

処理時間 10分45秒

処理能力

$$53.4 \text{ kg} \times \frac{60'}{10'45''} = 298 \text{ kg/H}$$

$$\approx 300 \text{ kg/H}$$

8. 有効容量200 l, 300 l に於けるミキサーの 処理能力

1) 有効容量 100 l にて試験を行なったが此を有効容量

200 l, 300 l に Scale up する際の時間変化の公式は一般的に次の通りとなる。

投入時間及び混合時間は容量の%乗に比例する。
 $\left(\frac{200}{100}\right)^{\frac{2}{3}}$, $\left(\frac{300}{100}\right)^{\frac{2}{3}}$, 又排出時間は容量に比例する。
 2倍, 3倍。

これに基づいて計算すると次表〔表-4〕〔表-5〕の通りとなる。

2) 有効容量の算定

ミキサーの1日当りの稼動時間7時間

ミキサーの稼動率75%

加水率14~15%と仮定すると下記〔表-6〕〔表-7〕の通りとなる。

Table 4 (200/ミキサーの処理能力)

加水率	減少比	処理量	処理重量	投入時間	混合時間	排出時間	処理時間	処理能力
10%	1/5.45	1,090 l	65.4 kg	9'-12"	8'-00"	1'-30"	18'-42"	210 kg/H
14	1/5.9	1,180	70.8	6'-50"	3'-15"	1'-00"	11'-05"	382
	1/7.5	1,500	90.0	6'-50"	8'-00"	1'-00"	15'-50"	341
15.4	1/5.9	1,180	70.8	8'-00"	1'-40"	1'-30"	11'-10"	380
	1/8.9	1,780	106.8	8'-00"	8'-00"	1'-30"	17'-30"	366

Table 5 (300/ミキサーの処理能力)

加水率	減少比	処理量	処理重量	投入時間	混合時間	排出時間	処理時間	処理能力
10%	1/5.45	1,635 l	98.1 kg	12'-00"	10'-30"	2'-15"	24'-45"	248 kg/H
14	1/5.9	1,770	106.2	9'-00"	4'-10"	1'-30"	14'-40"	435
	1/7.5	2,250	135.0	9'-00"	10'-30"	1'-30"	21'-00"	385
15.4	1/5.9	1,770	106.2	10'-30"	2'-10"	2'-15"	14'-55"	425
	1/8.9	2,670	160.2	10'-30"	10'-30"	2'-15"	23'-15"	414

Table 6 (有効容量200 l の場合)

加水率	減少比	処理能力	稼動率75% 処理能力	稼動時間 7時間	台数	処理能力
14 %	1/5.9	382 kg/H	287 kg/H	2,000 kg	2	4,000 kg/D
	1/7.5	341	256	1,790	2	3,580
15.4	1/5.9	380	285	2,000	2	4,000
	1/8.9	366	275	1,920	2	3,840

Table 7 (有効容量300 l の場合)

加水率	減少比	処理能力	稼動率75% 処理能力	稼動時間 7時間	台数	処理能力
14 %	1/5.9	435 kg/H	305 kg/H	2,140 kg	2	4,280 kg/D
	1/7.5	385	270	1,890	2	3,780
15.4	1/5.9	425	299	2,100	2	4,200
	1/8.9	414	290	2,030	2	4,060

9. 設備計画概要

既設アッシュビン下にスクリーンコンベヤーを取付けアッシュビンより排出された重油煤をナウターミキサーへ投入する。

ナウターで加水混合を行い嵩減（減容）後、回転式簡易袋詰装置にて包装搬出する。

10. 装置試運転結果

嵩減し装置（防塵減容装置）試運転結果（姉崎火力1号缶に依る）

目 的

1. 処理能力試験
2. 発塵及防塵試験
3. 水分添加量の再確認

試験後の検討事項

1. 処理能力（水分添加まで）
供給スクリーンを単羽根より二重羽根に改造して約2倍の処理能力となり計画値を得る事ができた。
2. 発塵及防塵について
ナウターミキサー排気孔にフィルターを取付ける

事によりエアレーション時も運転時も発塵を防止する事ができた。

3. 水分添加量の確認

試験-Iの15%試験-IIの10%の両様を実験した結果10%を限度とする事を再確認した。

添加水分について

上記試験結果より嵩減し作業時の添加水分率は7～10%であるがバナジウム抽出工場に到着時の水分は平均8.65%である。これは、煤処理作業時より工場到着時の間に蒸発するものと考えられる。

む す び

嵩減し装置設置後2カ月に渡り、機器の各種調整整備並に包装袋の選定等を行って参りましたが全て整備された現在では、本装置設置以前に比し、作業環境はいちじるしく良好となり、公害防止並に作業者の作業能率向上、包装材料費の合理化等多大な成果を挙げる事ができた。

末筆乍ら試験並に設計工事に手数をわずらわした細川鉄工所の関係各位に深謝するものである。



粉体特性総合測定装置の試作

(Carr による測定方法と測定基準の設定)

細川粉体工学研究所

横 山 藤 平

I. は し が き

粉粒体の流動特性は、ホッパーからの排出、供給、輸送等、粉体取扱上重要な因子であるが、これの定量的な測定は非常に困難で、装置設計上不便が多い。

従来、粉粒体の流動性の測定法としては、粉体オリフィスまたは漏斗が用いられ、多くの測定結果と計算式が発表されているが、これらは実験粉体として比較的流動性のよい、砂やガラス球、種子等が用いられており、一般的な利用には不便がある。また附着性のある微粉体については、安息角や内部摩擦角を単独に測定して、流動性の判断の基準にしようとして試みられているが、複雑な粉体の性質は、単にこれらの測定のみでは実用できる数値を得ることは、なかなか困難である。

Chemical Engineering. Jan. 18 (1965) に発表された Ralph L. Carr の方法は、安息角、粒度分布、見掛け比重、内部摩擦角、凝集性等を個々に測定し、これらを総合して数的に粉粒体の流動性を判断しようとするもので、かなり広い範囲の微粉体の測定ができ、実用上便利な方法である。

われわれは、1 セットにまとめてこれらの粉体特性値が測定できる装置があれば便利であると考えて、これの試作を行った。

Carr の提案する測定法については前出の文献を参照されたい。また粉体工学研究会から発行された文献紹介 No. 235 (1969) で名古屋工業技術試験所の上田康、内海良治の両氏がこれを全訳されているし、概要については筆者が「化学工場」(日刊工業新聞社) Vol. 10, No. 10 および No. 11 (1966) に紹介した。また本装置と測定結果については、粉体工学研究会誌 Vol. 6, No. 4 (1969) に発表したので参照されたい。

粉体の流動特性値として Carr の作表をそのまま使用することには、問題も残されているが、比較値としては十分に使用できるし、測定結果とホッパーよりの流出状態がかなり一致し、事前にホッパー中の粉体の架橋防止対策の判断が得られる等有用であることを確めた。

本稿では主に試作した測定装置の概要と、われわれが便宜的に定めた測定基準について説明する。

尚、本装置は必ずしも Carr のいう流動性を数表現するための測定装置ではなく、安息角やその他の粉体の個々の特性値が測定できる装置であることを附記しておく。

II. 装置の概要

この装置は 1 台で次の 7 種の粉体特性値を測定することができる。

- 1) 安息角 (Angle of Repose)
- 2) 圧縮度 (Compressibility)
- 3) スパチュラ角 (Angle of Spatula)
- 4) 凝集度 (Cohesion)
- 5) 崩潰角 (Angle of Fall)
- 6) 差角 (Angle of Difference)
- 7) 分散度 (Dispersibility)

Carr によれば以上 7 種の特性値のうち前 4 種は、粉体の流動性 (Flowability) を判定する因子であり、後 3 種は噴流性 (Floodability) に関係する因子である。

写真 1 に装置の全体と附属品を示した。

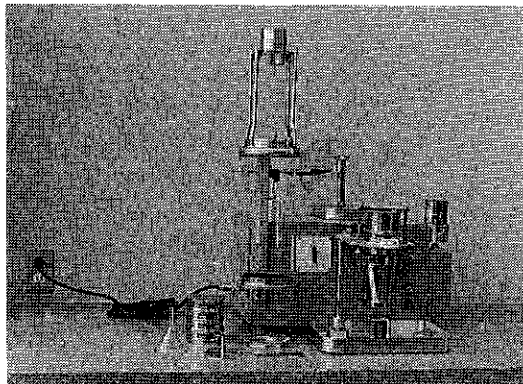


写真 1 粉体特性総合測定装置

III. 各因子の測定方法と測定基準

各因子の測定方法については、できるだけ Carr の示

す方法に従ったが、Carr の報文には測定方法、測定基準共に不明確な点が多く、われわれが実際にこれを運用するに当っては、経験と常識的な判断から適当な方法と基準を定める必要があった。

たとえば、スパチュラ角の測定においては、最初スパチュラの上に粉体を推積させて、その角度を測った後、スパチュラに小さな衝撃を与えて粉体を滑り落した後の角度を測るのであるが、この衝撃の強さについてはあいまいな表現しかされていない。また、凝集度の測定における篩の振動の強さについては、最も重要な振巾、振動数、振動の方向については何も明記されていない。

われわれはこれを一つの道具として製作する以上、数多くの粉体について測定を行ない、適当な値を定めねばならなかった。

以下の項目における測定基準は、このようにしてわれわれが便宜的に定めたものである。

1) 安息角

写真 2 は安息角の測定を示すもので、専用のガラス漏斗と 75mmφ のタイラー標準篩を一体として取り付け、これを振動して粉体を一点より落とし、下部に設けた円板の上に推積をつくる。いわゆる注入法によるものである。

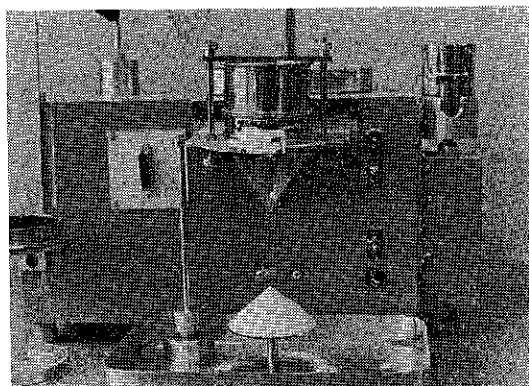


写真 2 安息角の測定

角度は写真 4 に示す分度器を取付けた簡単な道具で測れるようにした。凝集性のある微粉の場合は 24 メッシュの篩を用いるが、流動性のよい粉の場合は篩を使用せず、また振動の必要もなく、粉を直接漏斗の中に落す場合もある。篩を使った場合の振巾は規定せず、粉体の性質に応じて適量が落下するようにスライダックで振巾を調節できるようにした。

安息角の測定基準をまとめると次の通りである。(図 1)

皿径: 80mmφ, 篩目: 24 メッシュ,

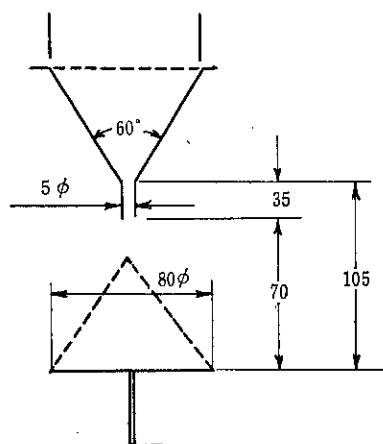


図 1 安息角測定部寸法

篩直径: 75mmφ, 振動数: 60 または 50c/s,

振巾: 特に規定せず、粉体の性質により適当に調節する。

漏斗のノズル径: 5mmφ, 漏斗の径: 75mmφ, 漏斗角度: 60°, 漏斗材質: ガラス。

2) 圧縮度

圧縮度 C はゆるみ見掛比重 A (Loose or Aerated Bulk Density) と固め見掛比重 P (Packed Bulk Density) を測定することにより、次の計算式から求められる。

$$C = 100(P - A) / P [\%] \dots\dots\dots (1)$$

写真 3 は見掛比重の測定部品を取付けた状態を示すもので、正面がゆるみ見掛比重の測定部、右側が固め見掛比重の測定をするタッピング部である。

ゆるみ見掛比重は、安息角測定に用いた振動板から漏斗を外し、固定したガイド筒を装置本体に取り付ける。下部に受器をおいてこれにたまった粉を、上部をすり切って重量を測る。

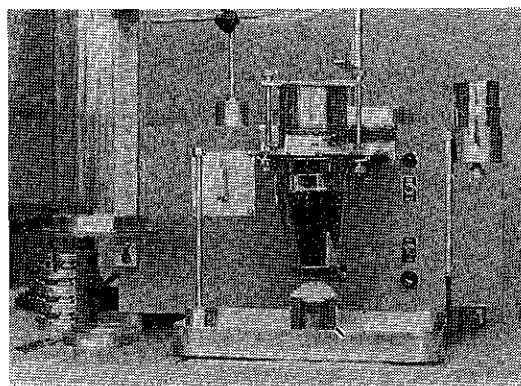


写真 3 見掛比重の測定

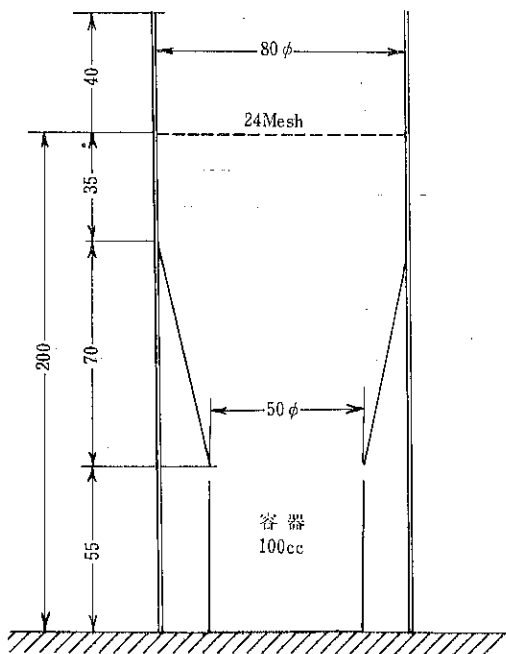


図2 見掛比重測定器

従来、われわれは図2のような装置を用いて、篩面を刷子を用いて人手で掃き、粉を篩い落して見掛比重を測っていたが、この場合の測定値はかなりの個人差があった。参考にこれを示すと表1のようになった。測定者A、Bはこの測定に熟練した者であり、C、Dは不慣れた者の測定結果である。A、Bはかなり一定した結果を得ているが、C、Dの測定値はかなりばらついている。

表1 人手による見掛比重測定値のばらつき

回数	測定者	A	B	C	D
		g/cc	g/cc	g/cc	g/cc
1		0.58	0.60	0.63	0.65
2		0.57	0.57	0.58	0.60
3		0.55	0.55	0.59	0.58
4		0.55	0.55	0.58	0.58
5		0.55	0.55	0.58	0.58
6		0.55	0.55	0.58	0.58
7		0.55	0.55	0.59	0.56
8		0.55	0.56	0.58	0.57
9		0.55	0.55	0.61	0.55
10		0.55	0.56	0.60	0.58

表2はこれと同一試料を本装置で機械的に行った結果であるが、小数以下3ケタ目を四捨五入すると、総て0.55g/c.c. となり一定した値を得ている。

測定基準として次のように規定した。

表2 振動による見掛比重の測定値

回数	ゆるみ見掛比重
1	0.552 g/cc
2	0.549
3	0.546
4	0.547
5	0.547
6	0.547
7	0.549
8	0.547
9	0.550
10	0.547

篩目：24メッシュ（Carr は10メッシュを用いている）
篩直径：75mmφ、振動数：50/60c/s、振巾：規定せず、受器に一ぱいになるまでの時間が大体20～30秒となるよう振巾を調節する。

落下距離：篩網より受器底まで 220mm.

受器容積：100c.c.（直径 50.3φ×高さ 50.3mm）

流動性のよい粗粉の場合は篩を使用しない場合がある。

固め見掛比重の測定は粉を入れた容器（ゆるみ見掛比重の受器と同一のものを使用）をタッピングして行なう。

Carr の記述によれば、5分間容器を振動させるとあるが、振動の強さについては明記されていない。われわれは 60c/s で、振巾 1 および 2 mm について上下振動を行なってみたが、このような高速振動では粉体は十分に充填されず、測定値が不安定であったので、タッピング法を採用し、粉体が十分にしまって安定するまでタッピングすることにした。

測定基準を次のように規定した。

タッピング回数：240回（3分間）、

落下高さ：15mm

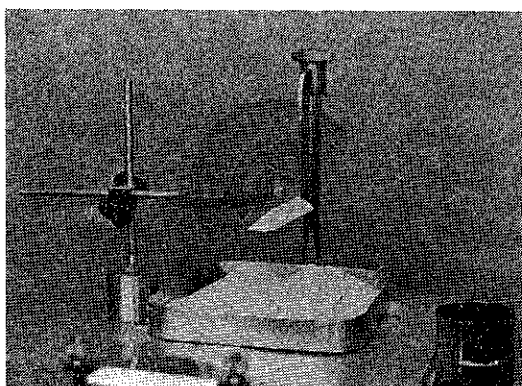


写真4 スパチュラ角の測定

容器重量：295g

「圧縮度は粉体の流動性に重要な因子で、自由流動と非自由流れの境は圧縮度が20～21%のところにあるといわれる。」

3) スパチュラ角

写真4はスパチュラ角の測定を示すもので、スパチュラを粉のパイルの中から持ち上げ、これの上に推積する粉の側面の傾斜角を測定する。次にこのスパチュラに一定のショックを与え、粉が滑り落ちた後の角度を測って、これと前回の測定値との平均値がスパチュラ角となる。

測定には写真のように分度器を取付けた簡単な道具を用いる。ショックを与えるためには、装置のレバーを引けば、スパチュラが一定距離だけ落下するようにして、Carrの記述にあるような不確定さを除いた。

規定した測定基準は次の通りである。

スパチュラの長さ：130mm、巾：22mm、

スパチュラ重量（支柱も含めて）：1005g、

スパチュラ落下距離： $\approx$ 1.77mm。

4) 凝集度

写真5は凝集度を測定するための組合せである。振動板に3段に篩を取付ける。

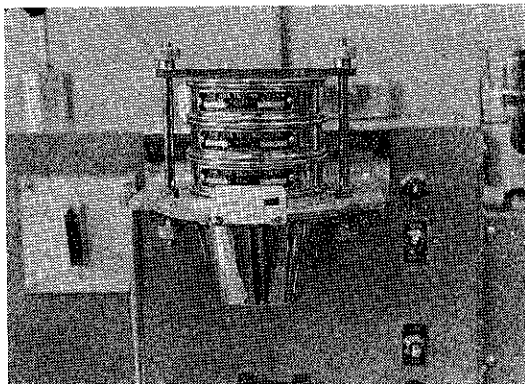


写真5 凝集度の測定

凝集度は粉体の流動性に影響する最も重要な因子で、次のCarrの提案する方法は非常に興味深い。

「下から順に200, 100, 60メッシュのスクリーンを重ね—200メッシュの粉体2gを最上段の60メッシュのスクリーンの上に静かに置く、つぎにその3個のスクリーンを同時に20～120秒の間振動させるが、この振動時間(T)は粉体の動の見掛比重(W)〔 $= (P-A)C + A$ 〕によって、次の計算式で定める。

$$T = 20 + \{(1.6 - W) / 0.016\} \{\text{sec}\} \dots \dots \dots (2)$$

振動停止後、スクリーンの上に残った粉体の重量を秤り、2gに対する%で凝集度を表わす。

ただし、60メッシュは全部通過して100メッシュの上に残っておれば、この量を秤り2gに対する%を求め、この%の値を凝集度とする。100メッシュを全部通過して200メッシュの上に残った場合は、1%を乗じて凝集度とする。

静電気による凝集または、振動によって造粒する性質のある粉体では、このテストから正確な値は得られない。

比較的軽い粉体 ($A=0.16 \sim 0.4 \text{g/cc}$) では、粗い目のスクリーンが使用される。(たとえば40, 60, 100メッシュ)。また比較的重い粉体 ($A=0.9 \sim 1.5 \text{g/cc}$) では目の細かいスクリーンを使用すべきである。(たとえば100, 200, 300メッシュ)。」

Carrの記述は以上の如くであるが、実際の測定においてはこの範疇に入らない粉もあり、その場に応じての測定技術と適当な判断が必要となる。

測定基準として振巾・振動数等を次のように規定した。

振巾：1.0mm、振動数：60c/sまたは50c/sのどちらかに一定し、比較値を得る。

5) 崩潰角

「安息角の測定で金属板の上に安息角を作った後、小さな鋼錐を一定の高さから5回金属板の上に落とし、この衝撃によってつくられる新しい堆積角が崩潰角である」

この装置は写真2の左側に示されている。従って崩潰角は安息角の測定と同時に測っておくと便利である。

「粉体が自然流動し易い程、この角度は小さい。粒子は安息角のスロープに沿って流れ落ちるものと思われるが、噴流性のある粉体ではこの堆積は崩潰する傾向にある。これは粉体の堆積の中にもぐり込んだ空気のせいである。」

測定基準

鋼錐重量：110g、落下距離：178mm。

落下回数：5回。

5) 差角

「安息角と崩潰角の差をいう。噴流性のある粉体の中には崩潰角が非常に小さいというのではなくても、差角はかなり大きい場合がある。差角が大きい程噴流性は強い。」

7) 分散度

分散度の測定部分は装置の左端にあり、これを写真6に示す。寸法は総てCarrの示したものに從った。上部には粉を入れる容器を設け、この底が瞬間的に開くようにした。測定方法は次の通りである。

「内径4in、高さ13inのプラスチックの透明シリンダーが垂直に立てられ、その下端から4in、真下に4in

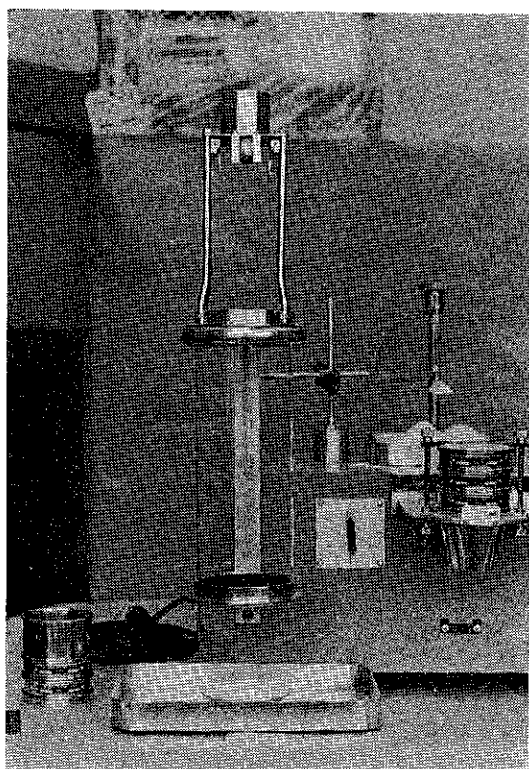


写真6 分散度の測定

直径のウオッチグラスを置く。サンプルを10g とって、これを 24 in の高さから一かたまりとしてシリンダー内に落す。そしてウオッチグラスの上に残った粉を秤量する。分散度は次の計算によって求める。

$$\left\{10 - \left(\frac{\text{皿に残った重量}}{\text{し 5g 以上の場合}} \right) \right\} \times 10 = \text{分散度} [\%] \dots\dots(3)$$

〔皿に残った重量が 5g 以下、即ち分散度 50% 以上の場合は、噴流性はかなり強く、後に示す分散度の指数は 25 とする。〕

文中「」内は Carr の記述をそのまま引用した。

IV. 流動性および噴流性の数的評価

以上測定した各種の粉体特性値は物理的な数値として個々に意味がある。Carr はこれらの特性値を総合して粉体の流動特性または噴流特性を数的に評価しようと試みた。

そのため個々の測定値を同一基準の数値に置きかえねばならず、この段階でかなりの苦心と長い期間を要したものである。

そして、各々の測定値を流動性または噴流性評価のために一定の指数に換算する表が作成された。これを表 3 と表 4 に示す。表 3 中、均一度 (Uniformity) というのは、粒度分布の測定から得られる値で、比較的凝集性のない粗粉の場合に用いる。

表 3 粉体の流動性指数

流動性の程度	流動性 指 数	架橋防止対策	安 息 角		圧 縮 度		スパチュラ角		均 一 度*		凝 集 度**	
			度	指数	%	指数	度	指数	単位	指数	%	指数
最 も 良 好	90～100	不 必 要	<25	25	<5	25	<25	25	1	25		
			26～29	24	6～9	23	26～30	24	2～4	23		
			30	22.5	10	22.5	31	22.5	5	22.5		
良 好	80～89	不 必 要	31	22	11	22	32	22	6	22		
			32～34	21	12～14	21	33～37	21	7	21		
			35	20	15	20	38	20	8	20		
かなり良好	70～79	パイブレーター が必要な場合がある	36	19.5	16	19.5	39	19.5	9	19		
			37～39	18	17～19	18	40～44	18	10～11	18		
			40	17.5	20	17.5	45	17.5	12	17.5		
普 通	60～69	限界点架橋あり	41	17	21	17	46	17	13	17		
			42～44	16	22～24	16	47～59	16	14～16	16		
			45	15	25	15	60	15	17	15	<6	15
あまり良くない	40～59	必 要	46	14.5	26	14.5	61	14.5	18	14.5	7～9	14.5
			47～54	12	27～30	12	62～74	12	19～21	12	10～29	12
			55	10	31	10	75	10	22	10	30	10
不 良	20～39	強力な対策が 要必	56	9.5	32	9.5	76	9.5	23	9.5	31	9.5
			57～64	7	33～36	7	77～89	7	24～26	7	32～54	7
			65	5	37	5	90	5	27	5	55	5
非常に悪い	0～19	特別な装置と技 術が必要	66	4.5	38	4.5	91	4.5	28	4.5	56	4.5
			67～89	2	39～45	2	92～99	2	29～35	2	57～79	2
			90	0	>45	0	>99	0	>35	0	>79	0

* 粒状または粒状の粉で均一度が測定できる場合はこの値を使用する。

** 粘着性の強い微粉で凝集度が測定できる場合はこの値を使用する。

表4 粉体の噴流性指数

噴流性の程度	噴流性 指 数	防 止 対 策	流 動 性		崩 潰 角		差 角		分 散 度	
			表1によ る 指 数	指 数	度	指 数	度	指 数	%	指 数
非常に強い	80~100	ロータリーシー ルが必要	>60	25	10	25	>30	25	>50	25
			59—56	24	11—19	24	29—28	24	49—44	34
			55	22.5	20	22.5	27	22.5	43	22.5
			54	22	21	22	26	22	42	22
			53—50	21	22—24	21	25	21	41—36	21
			49	20	25	20	24	20	35	20
かなり強い	60~79	ロータリーシー ルが必要となる	48	19.5	26	19.5	23	19.5	34	19.5
			47—45	18	27—29	18	22—20	18	33—29	18
			44	17.5	30	17.5	19	17.5	28	17.5
			43	17	31	17	18	17	27	17
			42—40	16	32—39	16	17—16	16	26—21	16
			39	15	40	15	15	15	20	15
傾向がある	40~59	ロータリーシー ルが要求される ことがある	38	14.5	41	14.5	14	14.5	19	14.5
			37—34	12	42—49	12	13—11	12	18—11	12
			33	10	50	10	10	10	10	10
するかも知れ ない	25~39	流動の速さや投 入の状態によっ てはRSが必要	32	9.5	51	9.5	9	9.5	9	9.5
			31—29	8	52—56	8	8	8	8	8
			28	6.25	57	6.25	7	6.25	7	6.25
な し	0~24	不必要	27	6	58	6	6	6	6	6
			26—23	3	59—64	3	5—1	3	5—1	3
			<23	0	>64	0	0	0	0	0

粒度分布から60%篩下の粒径を、10%篩下の粒径で割った値である。この値は粒度分布の巾が狭い程1に近づく。

表の使用法は、流動性、噴流性共、各4種の測定値から指数を求め、これを合計して流動性または噴流性指数を得る。

V. あとがき

Carr の提案する粉体、特に凝集性のある微粉体の流動特性の数的評価法は誠に実用的、現場的な方法で、発表されて以来われわれは特に関心をもって、かなり多くの粉体について測定し、どの程度実際に応用できるかを調べてきた。粉体工学研究会誌、Vol. 6, No. 4 (1969)

でも報告したように流動性指数については、かなり測定結果と実際の現象が一致し、利用できることが確められた。

噴流性指数については、Carr の表現と現象は必ずしも一致しないが、同一粉体の比較値を得るためには利用できるし、また個々の測定値は動的な粉体の挙動を数的に表わせるものとして意味がある。筆者は、機会あるごとにこの装置について報告してきたが、多くの方々から関心をいただき、商品化してはとの御意見もあったので、今回、細川鉄工所から市販されることになった。多分発売は10月頃になるものと思われるが、研究所に装置が常設されているので、御利用いただければ幸甚である。

製品紹介

ホソカワ/ストロングスコット

ソリッドエアー コンティニューエーター タービュライザー

細川鉄工所営業本部

弊社ではこの度、米国のストロングスコット社 (The Strong Scott Mfg Co, minneapolis minnesota) と技術提携の契約が成立し、乾燥機ソリッドエアー、コンティニューエーター、及び混合機タービュライザー、リボンミキサー等を製作販売することとなった。ストロングスコット社の製品については我国において度々外国雑誌の広告等に紹介され、そのユニークな機構はすでに知られて居り、特にプラスチック製造の分野では輸入して使用されているものもかなりある。

ソリッドエアー

概要

本機は加熱ジャケット付き密閉円筒容器内で多数のパドルを取付けた1本のシャフトが回転し、容器内の原料を常に攪拌しつつ、排出口側への移動運動をも与えながら乾燥を行なう独特な粉粒体の攪拌型乾燥機である。容

器内の原料はジャケット加熱面上で常に攪拌され、新しい粉粒体層がこの面に接触し、乾燥が促進される。原料の移動速度はパドルの方向と回転数の変更による。

特徴

1) 外気遮断が容易である

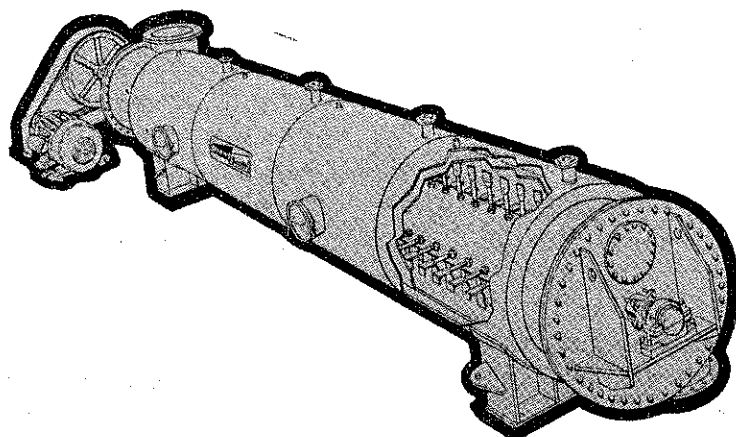
容器が円筒状であり外気遮断が容易である。したがって気内を通過するガスは蒸発水分を除去できる程度あればよく、乾燥用の熱量は主にジャケットから加えることが出来る。

したがって不活性ガスを小量用いることにより曝気により変質するもの或いは変質しやすいものの乾燥が容易である。又揮発性ガスの機外の逃散の危険が少なく且つ蒸気除去用のガス量が少なくすむからそれに伴って発生する揮発性ガス等の回収が容易である。

2) 凝集塊の発生防止

ソリッドエアー適用例

型 式 名	原 料 名	用 途
S J 24-16	ポリエチレン	イソブタンを3%から1%に除去能力 2250kg/Hr
S J 24-16	ポリエチレン	イソブタンを含んだ重合体繊維を加熱、乾燥コンティニューエーターと併用
S J 30-20	ポリエチレン	高密度ポリエチレンからヘキサンを除去
S J S 16-10	ポリカーボネート	水分36%を1%まで乾燥
S J S 42-22	ポリプロピレン	40%揮発性油を除去し1%以下に乾燥
S J S 16-7	ポリ塩化ビニール	水分8%を0.5%に乾燥
S J S 36-16	除草剤	水分 32% 32°C の固体オキシプリミダインを50°C で水分0.5%以下に乾燥能力 675kg/Hr
S J S 10-5	アトラジン	水分45%のアトラジンの固体を1%以下に乾燥
S J S 30	アセタール	乾燥 350kg/Hr
S J S 36-12	ブタジエンスチレン	水分40%の樹脂を乾燥
S J S 24-10	ゴム(セロゲン)	水分24~25%を1%以下に 248kg/Hr
S J S 30-20	テレフタル酸	乾燥 3353kg/Hr



ソリッドエアー

乾燥原料の多くはフィルタープレス或いはその他の濾過器で先ず脱水されたもので、形状は主にフレーク状或いは偏平ケーキ状となっている。このような原料に対し本機では内部のパドルの攪拌作用により乾燥工程中に凝集フレーク状或いはケーキ状のものは破壊されて粉体或いは粒体として製品がとり出せる。

3) 最小の熱風量

ジャケット加熱のみの最小風量で乾燥も可能であるが容器内へ熱風を併用して乾燥を促集する操作もとれる。この時は一般乾燥機に比べジャケット加熱の分だけ熱風

量が少なくて済むので、粉粒体捕集機、ファン等の附帯設備が小さくなる。

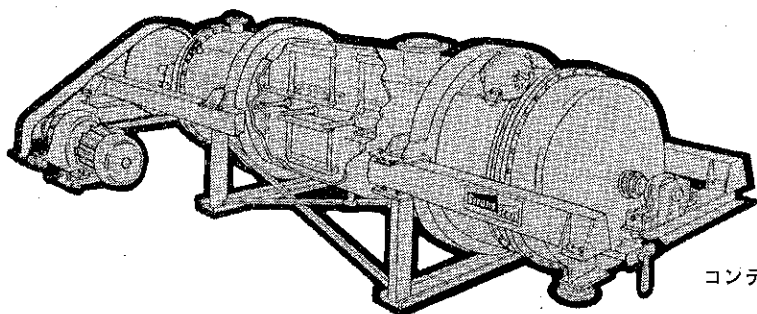
4) 滞留時間の調節

パドルの向きをハンドホールから調節し、本機内の滞留時間の調節は容易に行える。又回転数の変更でも調節できる。

コンティニューエーター

概要

本機は加熱ジャケット付の密閉容器内で多数のH状攪



コンティニューエーター

コンティニューエーター適用例

型 式 名	原 料 名	用 途
CR 111	ポリエチレン	加熱した重合体繊維毛から挿入温度を保持しながらイソブタンを除去 ソリッドエアー(S J 24-16)との併用
CR 36	ポリエチレン	乾燥 1350kg/Hr
CR J 30	ポリエチレン	乾燥ソリッドエアー(S J 24)と併用
CR J 30	ポリエチレン	粒状体から溶剤を回収
CR 30	ポリプロピレン	固体樹脂の粒子から炭化水素を除去するために加熱、浄化
CR S 36	ポリプロピレン	固体樹脂の粒子から加熱と浄化によって炭化水素を除去
CR J 84	ポリオレフィンフレーク	ペンタンとイソブタン蒸気を不活性ガスに置換
CR J 72	ポリオレフィンフレーク	1800kg/Hr のポリオレフィンフレークから 765kg/Hr の希釈剤を除去
CR J 30	ココア	反応、加熱
CR J 30	ココア	反応

拌翼をもった1本のシャフトが回転し、容器内の原料を常に攪拌、流動化しつつ粒体に長い滞留時間を与えながら原料中の微小水分を殆ど絶対乾燥に近い所まで乾燥する攪拌型乾燥機である。

容器内の原料はジャケット加熱面上で常に攪拌し、新しい粉粒体がこの面に接触して乾が促進される。原料の移動速度は排出口のノッチの高さの調節による。

特 徴

本機は前述のソリッドエアに類似の構造をもち、類似の用途に供せられるものであり、従って上記ソリッドエアの特徴とする事柄がそのまま本機にも当てはまる。ただ所要熱風量について云えば、本機の本来の目的が微小の水分又は揮発分の除去であり、この場合、原料中の水分は当初から少ない。この原料に温度を与え、内部からの水分拡散を促進するのが主眼であるから、乾燥促進の為の熱風は必要なく蒸発水分を除去するに必要な排気のみで十分である。原料の初期水分が高い時はソリッドエアと本機を直列にして効率よく、かつ絶乾に近い低水分の製品が得られる。

タービュライザー

概 要

円筒容器中で多数のパドルをとりつけたシャフトが高速回転をし、2種以上の混合粉体を連続的に混合、又は分散させるものである。

特 徴

1. 連速混合

本機は飽くまでも連続化を主眼にして設計したもので、供給原料に多少のむらがあっても本機内で滞留、攪拌することにより、ここで調整しほぼ均一な混合物を連続的に排出する様になっている。

タービュライザー型式表

型式	本体径 (m)	ハウジング全 長 (m)	回転数 r/m		動力 (KW)		平均粉体 ホールド 量 (t)	概略重量 (Ton)
			最小	最大	最小	最大		
T 8	0.2	0.53	2,000	4,500	2.7	15	28	0.65
14	0.35	1.07	1,510	2,700	7.5	30	56	0.73
20	0.5	1.32	610	1,600	19	55	100	1.05
30	0.75	1.5	550	1,200	22	95	177	1.4

本機にはT型とTC型の型式あり

T 型：ヒンジ式ドア付

TC型：両面開式

2. 原料中の凝集塊

高速運転のパドルの衝撃で凝集塊は破壊され粉体となり排出される。この為原料中に多少の凝集塊のある乙種の粉体の場合には好結果をまねる、この点が容器固定型の低速回転混合機にない大きな特徴である。

3. 液体添加

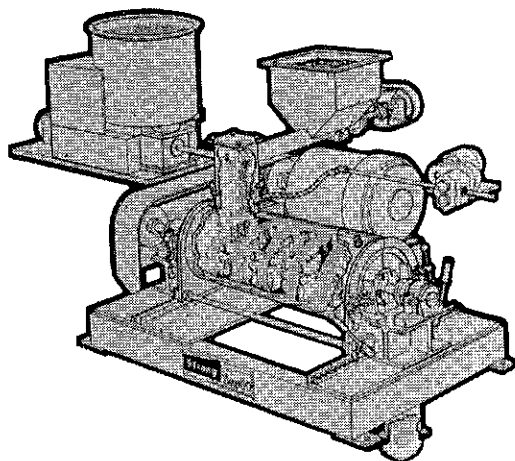
粉体に微量の液体添加をして液を粉体に均一に分散させる。一方多量の液体の添加により液状物を作ることも出来る。

3. 強力な混合力

低速回転混合機では剪断力が小さいからミクロ的な均一混合は期し難い、本は高速回転のためパドルによる衝撃力でミクロ的な混合が行なえるので低速回転混合機後の仕上混合機として利用されている面が多い。

4. ジャケット

本体ケースにジャケットを取付、加熱、冷却が可能である。



タービュライザー

■タービュライザーの主な適用例

粉体混合食品（分散）

ビスケットの捏粉（連続的にビスケットの捏粉をつくる）

ケーキミックス（Shortening）（分散）

グ ル テ ン（ " ）

P ・ V ・ C（ " ）

C ・ M ・ C（CMCに有機液体の混合）

飼 料（分散）

濃 粉（ " ）

ホソカワ ニュース

☆ 枚方団地第2期工事計画——

枚方新工場、枚方試験室、独身寮完工!!

枚方企業団地進出の第1期工事として、昨年3月、新粉体工学研究所を完成したのに引き続き、本年5月、枚方工場、枚方試験室および独身寮を竣工した。

◎枚方工場概要

工場所在地 枚方市招提田近1丁目9

TEL 枚方 (0720) 56-5545~7

工場敷地 17591m² (5,321坪)

敷地内昨年3月研究所完成済

建物構造	鉄骨造平家建 (1部事務所棟3階建)	1棟
	危険物倉庫ブロック造平家建	2棟
屋根	長尺カラー波型鉄板瓦提葺	
外壁	角波カラー鉄板	
窓	アルミサッシ、硝子	ブロンズ並
		3%

建築面積 工場 3,510m² (1,053坪)

危険物倉庫 59m² (17.8坪)

合計 3,569m² (1,071坪)

延建築面積 総計 4,300m² (1,290坪)

建物高さ 軒高 13m 屋根高 15.6m

当社は、現在機械受注の活発な集塵機ホソカワ/マイクロパルスエアー、および混合機ホソカワ/ナウタミキサーの増産工場として、さらには新しく技術提携になった米国ストロング・スコット社の粉体乾燥機、混合分散機、混合機の生産、ともにフランス国ネルピック社とも同様技術提携の完了した新製品ロッドミル、ジャイレトリー・クラッシャー類の新生産工場として、竣工後機械設備の設置を急ぎ、生産体制の整備を行ないつつある。すでに6月10日枚方新工場の人事も発令され、新工場に機械音、製罐の槌音を高らかに轟かせて生産が開始されるのも間近いであろう。

☆ 枚方工場竣工を記念して——

5月17日～5月20日各種行事開催さる!!

(本誌グラビア写真特集頁参照)

枚方工場の竣工によって、ホソカワ枚方企業団地への

進出における第2期生産工事の完了を終え、これを記念して各種行事を3月度より計画準備し、下記の通り、無事盛大裡にとり行なった。

◎守護神 (永宝社) 鎮座祭 5月17日

社内外各有志の御寄進によって建立された枚方新工場守護神—永宝社—の鎮座祭を、17日雨の中を、建立に御協力いただいた方々の御参列の下に無事とり行なった。

◎枚方工場竣工式 5月17日

枚方新工場にて、社内関係者、来賓数80名参列、竣工式神事、来賓挨拶、昼食会にて竣工式典をとり行なった。

◎細川鉄工所創立54周年記念祝典 5月18日

4月18日の会社創立記念日を1ヶ月繰下げ、枚方新工場竣工記念行事の一つとして、同日新工場内に式場を設置、例年通りの行事に竣工記念をかねて盛大にとり行なった。特に今回は、東京支店全員も参加し、全従業員285名参列の中、祝典を挙げる事ができた。

開会の辞	松岡常務
永宝社拝拝	
社長挨拶	社長
来賓挨拶	桃谷順天館社長 (英国) セール氏
海外来賓御紹介	海外来賓 16名
枚方工場長挨拶	谷口新工場長
従業員挨拶	高地課長代理
社員表彰	

勤続表彰、精皆勤表彰、優良社員表彰、敢斗努力、団体業績賞 (大阪工場)、安全競争、

東京支店全員紹介挨拶

特に海外技術提携先である、オランダ、NAUTAMIX NV、よりは、細川鉄工所の提携品ナウタミキサーの販売業績を称え、枚方新工場完成を祝って、記念楯がナウタ社長より細川社長に贈呈され、同様、米国パルベライジックマシナリー、マッキパー氏より、特に提携品ホソカワ/マイクロパルスエアーの日本国内における驚異的な販売業績を激賞した挨拶と、記念楯 (船積遅延のため目録) が送られ、参列者の拍手を浴びた。

全員万才三唱の上、盛会裡に祝典を午前12時に終了、次の家族会との昼食会に入った。

◎枚方工場竣工記念 家族会 5月18日

全従業員の家族を招待して、新工場の披露をかねて計画された家族会は、創立54周年記念祝典が終了と同時にすでに枚方市駅より送迎バスで新工場に到着、待合テントで待機した従業員家族約350名と合流して、新工場内に設置された家族会パーティ会場で、社長挨拶によって、楽しい昼食会に入り、下記家族会行事と共に、好天

気にもめぐまれた、楽しい和やかな一家団らの半日を
過ごしてもらった。

- 模擬店 おでん、串かつ、ぜんざい、わらびもち
アイスクリーム、たこ焼、お好み焼他
- 金魚すくい
- 輪投げ
- ヨーヨー吊り
- 福引抽せん

特賞テレビ当選者(大阪工場 永野)

以下5等まで空くじなし

尚、外人来賓16名も参加し、日本風の家族会行事を一
緒に楽しんでもらい、好評であった。

◎枚方工場竣工記念 展示会、パーティ 5月19日

記念行事中の花形として、19日、得意先、官公庁諸団
体関係者、同業一地域社会関係者約900名を招待して、
新工場内に、ホソカワ標準主要製品28機種、60点を並べ
て展示会を、同工場内にパーティ会場を設営して、ホス
テス50人芸者10人のサービスによる披露パーティを開催
した、化学機械メーカーとして単独全製品の展示会を実
行することはあまり例がなく、単なる新工場竣工披露パ
ーティのみでなく、展示会と併せ開催したことは、来場
の得意先初め各氏の御好評を受け、グラビア頁特輯のよ
うに、盛大かつまこと有意義な催しであった。

◎記念講演会(枚方団地センター講堂) 5月19日

同日、パーティに先がけて、午前9時50分より午後1
時まで下記、記念講演会を開催したが、事前申込者数
660名に達し、会場の都合上約300名の御出席にて満席締
切とし、多数参加御希望の方に御迷惑をおかけせざるを
得なかったことを、主催者側としては、まことに申し訳な
かった。あらためてお詫びする次第です。

講演会次第

- 1 挨拶 細川鉄工所社長 細川 益男
- 2 固体混合について(30分)
大阪府立大学教授 矢野 武夫氏
- 3 欧州におけるナウタミキサーの実際使用例(30分)
(オランダ)ナウタミクス N. V
社 長 C・J・ナウタ氏
(英国)ナウタミクス U. K
社 長 G・T・キング氏
- 4 粉碎速度と仕事指数について(30分)
北海道大学教授 田中 達夫氏
- 5 米国におけるセメント工業を中心とする集塵機
パルスセアーバグフィルターの適用例(30分)
(米国)パルペライジング
マシナリーカンパニー
貿易部長 L・マッキーバー氏

6 集塵に関する二三の問題(30分)

京都大学教授 井伊谷鋼一氏

7 合成樹脂工業におけるソリッドエアー

(乾燥装置)の実際適用例(30分)

(米国)ストロング スコット カンパニー

社 長 R・C・ロロフ氏

営業本部長 J・ゼスパー氏

8 閉会の辞 細川鉄工所副社長 細川 明彦

◎粉体技術談話会主催

粉体工学に関する講演・討論会(第2回) 5月20日

昨年7月25日、4月完工になった新細川粉体工学研究所
において、粉体工学に関する講演、討論会を開催、学
界、業界から熱心な研究者技術者の御参集を得、活発な
討論が行なわれた際、これを機会に、粉体工学と現場技
術を結びつけるための気楽な研究会を作ることとなり、
有志が集まられて粉体技術談話会が発会されました。会
の行事としては細川粉体工学研究所を足がかりとして、
春秋2回の講演、討論会が計画されており、たまたま春
期第2回開催を、細川鉄工所枚方工場竣工記念行事と同
時に開催することにより参会者の便宜をお図りしたとこ
ろ、これまた多数の参加申込を受け、企業団地センター
会場(講堂椅子席300定員)の都合上約半数の御希望者
について、お断わり申し上げざるを得なかった次第であ
ります。なおこの催しは今後も続行されますので、気軽
な研究会として、談話会に入会申込されることをおすす
めします。(詳細については、細川粉体工学研究所に御
照会下さい)

20日第2回講演討論会次第

<午前の部>

- 挨拶(10分) 関西大学教授 中川 有三氏
- 司 会 大阪市立大学教授 吉田 哲夫氏
- ・ 汎過集塵の基礎(30分) 京都大学教授 吉岡 直哉氏
- ・ カスケードインパクトによる測定について(30分)
京都大学教授 井伊谷鋼一氏
- ・ 2, 3の粒度分布曲線の比較(30分)
大阪市立大学助教授 森島 直正氏
- ・ 湿式汎過集塵機について(30分)
細川粉体工学研究所 鈴木 昭明氏
- 討 論(30分)

<午後の部>

- 司 会 群馬大学教授 松居 国夫氏
- ・ 粉碎のエネルギー効率に関する一考察(30分)
名古屋大学教授 神保 元二氏
- ・ 閉回路粉碎の問題点(30分)
北海道大学教授 田中 達夫氏
- ・ 振動ミルの基礎的考察(30分)

大阪市立大学講師 向阪 保雄氏
・ポリエチレンの粉碎について (30分)

細川粉体工学研究所 横山 藤平氏

討 論 (55分)

閉会の辞 (5分) 細川粉研所長 細川 益男氏

◎商社セールスカンファレンス 5月20日

展示会開催を契機に、本年度の各代理店営業担当者のセールスカンファレンスを開催。午前中、展示会場にて、現物実習、海外技術提携製品については、提携先来日技術者から直接、機構、適用その他の講習を受け、午後、細川鉄工所各技術関係部長より、特に新技術提携製品、開発製品について講習、夜はひらかた温泉にて懇親会を開催、今回は日程の都合上1日ではあったが、有意義なカンファレンスを終った。商社担当者出席 54名。

その他、海外招待外国技術提携先、代理店については、国際会議、カンファレンス、遊覧案内等盛沢山な行事があったが、下記に来日外人名リストを挙げるにとどめる。

LIST OF OVERSEAS, VISITORS ATTENDING CONFERENCE

Name	Company	Country
Mr. R. Anderson	Mikropul Ltd.	England
Mr. J. Horn	United Import & Export Company	Philippines
Mr. C. M. Hsu	Hwei Long Fong Trading Co., Ltd.	Taiwan
Mr. G. Kaeppler	Pulverizing Machinery g. m. b. h.	Germany
Mr. G. T. King	Nautamix (U. K.) Ltd.	England
Mr. Mandray	Neyrpic div. Alsthom	France
Mr. L. McKeever	Pulverizing Machinery	United States
Mr. C. B. Moon	Golb Star Trading Company	Korea
Mr. C. J. Nauta	Nautamix N. V.	Holland
Mr. V. Pongpravit	The United Victory Co., Ltd.	Thailand
Mr. H. P. Postema	Internatio-Rotterdam (SA)(PTY)Ltd.	South Africa
Mr. R. C. Roloff	The Strong Scott Mfg. Co.	United States
Mr. G. S. Sale	Etabs. Hosokawa International	Liechtenstein

Mr. J. Zesbaugh The Strong Scott Mfg. Co.

United States

☆ 展示会出品関係

■ 第5回九州近代化工業展

(昭43年9月14日~17日)

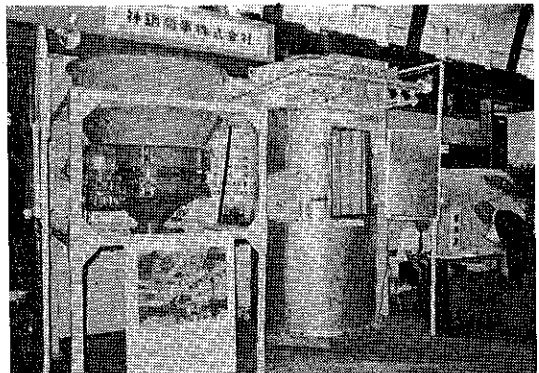
ところ 福岡市 九電記念体育館

神鋼商事株式会社九州支店と協力出品

出品機種 集塵機 パルスエアーCP-37-6型

VIBRA 社提携

ビンアクテベーター BA-3型



■ '68 化学プラントショー

(昭43年10月7日~12日)

ところ 東京・晴海・国際貿易センター

出品機種

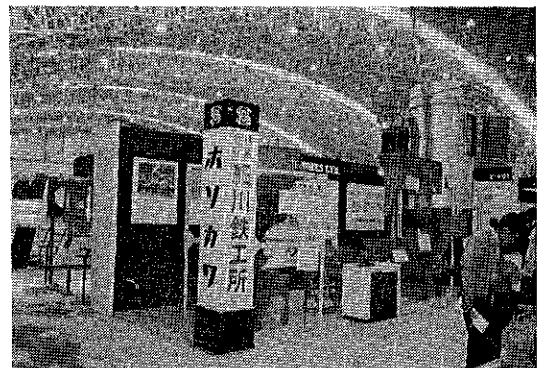
○粉碎・分級・捕集システム

(粉碎機AP-2型+分級機MS-2型+集塵機CP-37-6型)

ポリエチレン powder にて実演運転

○ VIBRA 社提携製品

ビンアクテベーターBA-3型+ヘビィデュー



ティフィーダー

ライブビン スクリューフィーダー。

■ 第8回東京国際見本市 (昭44年)

出品機種

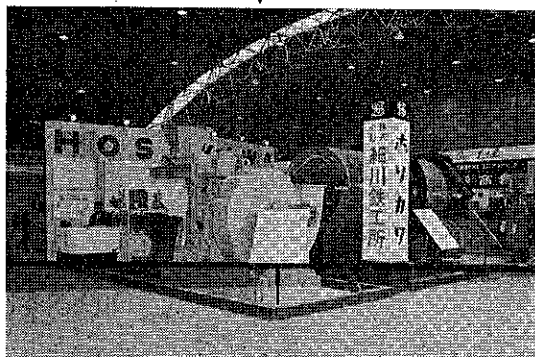
ネルピック社技術提携 ロッドミル

コロパール B13×32型

ホソカワ新開発 スーパーミクロンミル

M300型 (300HP)

マンネリ化し本年は特に低調を極めてた東京国際見本市の中で、上記2機種共ホソカワ初公開製品として注目をひいた。



■ 今後予定される展示会

1) '69年化学プラントショー

と き 昭和44年9月16日～21日

ところ 東京・晴海・国際貿易センター

出品予定 新技術提携 米国ストロング・スコット社製品 東京市場初公開予定。

2) INTER-ENGINEERING '70

と き 昭和45年4月15日～29日

ところ 大阪国際見本市港会場

出品予定 ストロング・スコット技術提携各製品が主体、其他開発、新提携製品の予定。

☆ 最近の海外出張及海外来客者

昭和43年5月 細川専務、間島貿易部長、東門支店長がルーマニアへ出張、タルクおよびベントナイトの乾燥、粉碎、分級、装置 (総額\$535,000) の受註に成功した。

6月 韓国中央粉体専務社長来日、約\$100,000の当社機器を正式に発註、本田技術係長および鈴木研究課長の両技術者が据付、試運転のため、それぞれ10月、12月に出張した。

8月 大坪東京支店技術部員が台湾の裕盛化工公司へ出張、M502×2他の据付指導試運転を行った。

9月 第一回韓国貿易博覧会にM52他出品多大の反響を得た。出品機はそのまま韓国代理店が購入、試験機械として使用している。

昭和44年2月 米国 P.M. 社社長 T.V. ライナワー氏来日、提携関係をさらに深めるべく、諸政策について討議を重ねた。

3月 細川社長、谷口工場長、丹羽技術部長が訪米、P.M. 社のセールスマンカンファレンスに出席する他、新しく提携したストロング・スコット社製品およびエアロン社スクラバーの技術を研修した。

5月 枚方工場落成を機に催された展示会に出席のため海外代理店、提携先の幹部16名が世界各地より来日、5月17日より一週間滞在し友好を深めた。

編集後記

- ・今回14号では大変多くの方から御投稿いただき御礼申し上げます。
- ・おかげをもちまして枚方工場竣工記念号にふさわしい充実した号となりました。
- ・毎回のことながら本誌が順次増頁されて行くのは編集子にとりまして大変よろこびとするところです。
- ・今後も、粉体工学、技術誌として、広く愛される誌とすべく努力いたします。又次号に御期待下さい。

「粉 砕」 No. 14 1969年 夏季号

昭和44年8月20日 印刷

昭和44年8月25日 発行

編集者 鈴木 昭 明

(非売品) 発行所 細川粉体工学研究所
大阪府枚方市招提田近1丁目

印刷所 ナニワ印刷株式会社
大阪市北区川崎町38

ホソカワ

粉体処理機械装置

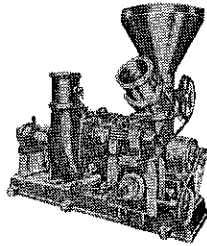
■【特許】超微粉碎機

スーパーミクロンミル

(特徴)

- (1) 平均粒径3〜5ミクロンの超微粉碎。
- (2) 特殊ノズル式分離機により鋭敏な分級効果を示すと共に異物の除去排出をして粒度の均一、製品の純度向上に卓越した性能を示す。
- (3) 粉碎室の2段階合による粉碎効果の増大、その他。

(型式) M52NC, 7.5HP
M202NC, 20〜30HP
M502NC, 50〜75HP



1957年 紫綬褒章受賞
1955年 発明賞受賞
日、米、英、仏、特許

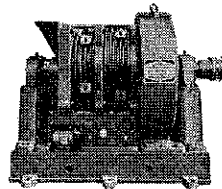
■ 大型超微粉碎機

スーパーミクロンミル

M300型 (300HP)

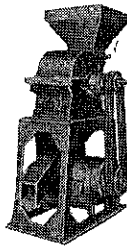
スーパーミクロンミルの超大型化

- 1 直結駆動型設計
- 2 異物排出ノズル別駆動
- 3 分割型ライナーで保守経済性向上
- 4 耐摩耗性の向上
(替刃 28Cr鋼)



■ 粗・中碎機ハンマーミル

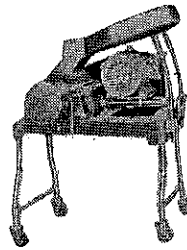
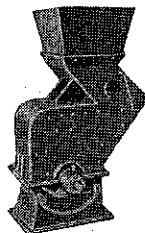
- 1 粗・中碎を目的とした鉱石、肥料、食糧品、薬品など広い範囲に用いられる。
- 2 処理能力著しく大、粒度調節可能。
- 3 構造堅固で取扱容易である
(型式) H-8 (1HP) H-12 (3HP), H-16 (5HP)
H-18 (10HP) H-24 (20〜30HP)



■ 破・粗碎機

ハンマーブレイカー

- (1) ハンマーミルでは投入困難な大塊の原料用で粉碎比が大
- (2)(3) 上記ハンマーミルと同様
(型式)
上記ハンマーミルと同様



■ 中 碎 機

フェザーミル

- 1 医薬品、食品の造粒用に最適。
 - 2 粉体接触部はステンレス製で異物が入らない。
 - 3 取り扱いと調節が簡単。
 - 4 処理能力が大きく、所要動力が少ない。
- (型式) 3〜5HP用

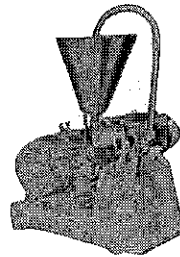
■【特許】湿式ミル

ミクロンニューコロイドミル

ミクロンミルの機構を取

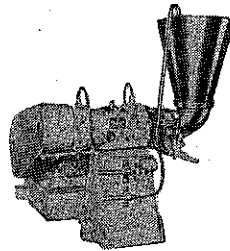
入れた湿式粉碎機で。

- 1 固体粒子と液体の混合懸濁及び微粉碎。
- 2 液体と液体の混合懸濁反応の促進。
- 3 ペイント、顔料、飲料、化粧品などの薬品工業用。
- 4 ステンレス製
(型式) NC-1 5HP。



■ 乳 化 機 ディスパーミル

- 1 取扱分解掃除基が容易。
- 2 反覆循環可能。
- 3 発熱気泡少ない、分散乳化機である。
- (4) ステンレス製。
(型式) D-1 (5HP)
D-2 (7½〜10HP)



■【特許出願中】微粉用篩機 ミクロンウルトラシフター

- (1) 48〜200メッシュの微粉用専用シフター
- (2) 強力な振動と回転拡散翼の効果により従来不可能な粉体のフルイも可能
- (3) 最高の篩分効果で処理能力も従来の数倍以上の高性能発振、工業用フルイに最適
(型式) US-0, US-1, US-2



■【特 許】篩 機

パイプシフター (A型)

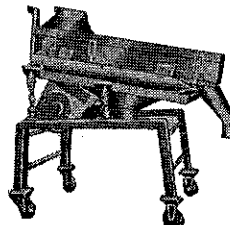
- 1 凝集性大なる粉状、粘着性のものも可能。
- 2 金網面の閉塞がない。
- 3 高性能で小型、所要馬力小
- 4 創意の垂直旋回運動1段式及2段式有り。
(型式) VSA-1 (½HP)
VSA-2 (1HP) VSA-3 (2HP)



■【特 許】篩 機

パイプシフター (B型)

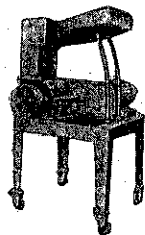
- 1 2 3は上機と同様。
- 4 振動は本機内部に吸収されるので基礎不要
- (5) 伝導用モートルは不要で可搬型である。
(型式) VSB-1 (½HP)



■【特許出願中】特殊型粉碎機

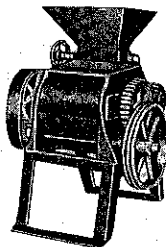
ニューカッターミル

- 1 軟質、低融点物質の微粉砕に最適（1回掛8〜80メッシュ）。
- 2 完全剪断粉碎のため発熱値少。
- 3 固定又は回転又は超硬質特殊鋼使用。
- 4 原料供給容易、清掃容易。（型式）NK-1（5〜10P）



■粗 碎 機 ロールミル

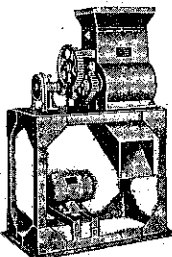
- 1 1/4〜3/4"程度の粗砕40〜80メッシュの中砕用。
- 2 特に水分、油分を含む他種粉砕機には困難なものに便利、粒度の調節自由。
- 3 粉塵が立たず、掃除に便利。
- 4 低速回転で故障少なく安全（型式）2〜20P



■粗 碎 機

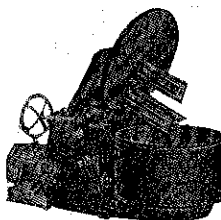
アイスクラッシャー

上機ロールミルの機構に鋭利な鋸状突起がついている、化学工場の氷の割砕、レヂンその他大塊の中砕機として好適。（型式）1P〜5P



■混 合 機 ボニーミキサー

- 1 特に高比の粉体の混合用として
- 2 又、粉体に少量のペースト状のものの添加混合に極めて、卓越せる性能を示す。
- 3 混合翼、スクレーパーとタンクが逆転し変速可能にして、取出し容易。
- 4 ステンレス製。（型式）20, 30, 50, 60 ガロン用



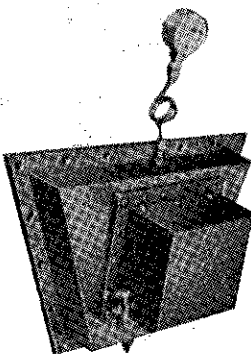
■ブリッジブレイカー

【実用新案出願中】

（粉体架橋現象防止装置）

貯蔵、ホッパー等から粉体を連続的に排出するとき、粉体の架橋現象を防止するためのコンパクトな装置です。特殊多孔質合成樹脂板を分散板として、少量の瞬間的コンプレッサーエアにて効果的にブリッジを防止します。

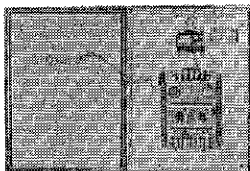
（型式）BB-1型
（噴射面積により3種）



■ホソカワ/マイクロ モニター

この装置はメインモーターのロードに応じてフィードモーターをコントロールし、自動的にオーバーロードを制御する装置です。

- 原料の連続的流量を保証
- 自動粉砕による増産への寄与
- コンパクトキャビネットによる取付簡易

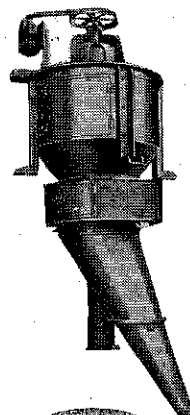


■【特許】分 級 機

日・米・英・仏・特許
独・加・瑞・特許出願中

ミクロンセパレーター

- 1 分級範囲が広い、0.3mmから2mm迄自由。
- 2 分級精度がシャープで回収率が高い。
- 3 構造簡單で運転と調節が容易。
- 4 各種粉砕機への附設が容易（型式）MS-0〜MS-7 各種

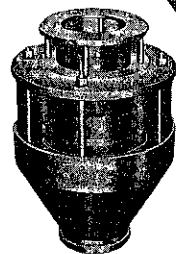


■ フロートロン

（粉粒体供給排出装置）

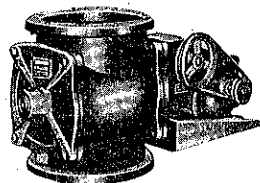
日・英・米・独・仏・特許

- 1 モーターを使用する事なく粉体の供給排出用として珍しい機構を有している。
- 2 簡単な機構で巾の広い調節可能。
- 3 摩擦部分がなく粒体を破壊する事なく排出出来て粘着もなく円滑な排出が出来る（型式）AV-2・AV-3 2種



■ ロータリーエアー ロックバルブ

- 1 気密を要するホッパー、サイクロンなどの粉粒体の定量の取出し供給用として、用途が広い。
- 2 空気の漏洩がなく故障が少ない。
- 3 取扱い簡単。（型式）各種あり



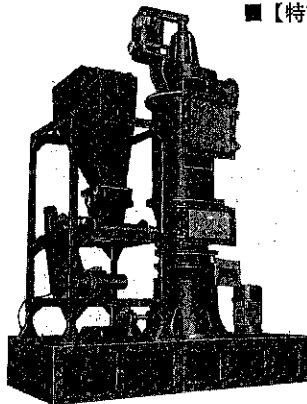
■【特許】粉砕乾燥機

ミクロンドライヤー

- 1 粉砕、分級、乾燥を一工程で処理。
- 2 卓越した乾燥効率を有し均一な乾燥が出来る。
- 3 極めて大きい能力を有しながら据付面積が小さく清潔になっている。

（型式）

MD-1〜MD-5

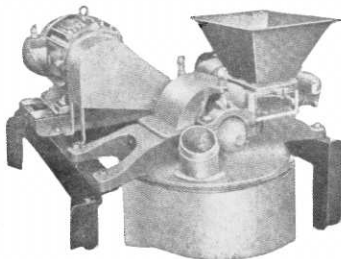


粉体工学の

トップコンサルタント

米国 Pulverizing Machinery

社技術提携マイクロ製品



■ 微粉碎機 ホソカワ/マイクロ パルベライザー

- 1 据付面積小さく能力大.
 - 2 容易に分解組立出来る.
- (型式) #1SH #2DH #3TH
#4TH その他

■ 低融点微粉碎機

ホソカワ/マイクロ パルベライザー S型

- 1 軟化低融点, 靱性物質の微粉砕用, 特殊型.
 - 2 標動水冷型
- (型式) 5 IP ~ 75 IP



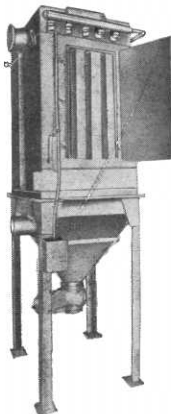
■ 小型微粉碎機 ホソカワ/マイクロ バンタムミル

- 1 粉塵が立たず組立掃除容易
 - 2 自準フイダー
- (型式) 1 IP (3相)



■ 実験用微粉碎機 ホソカワ/マイクロ サンプルミル

- 1 研究所, 試験室用.
 - 2 運転容易, 掃除簡単.
 - 3 ステンレス製
- (型式) 1 IP (3相)



■ ジェット集塵機 ホソカワ/マイクロ パルスエアー

- 1 捕集効率99.99%.
- 2 可動部分なし.
- 3 含塵濃度が高くとも使用出来る.
- 4 所要通過面積は他種に比して最少.

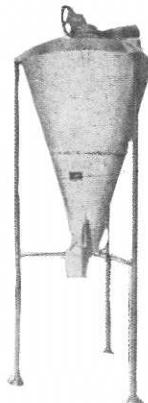
(型式) 12A-6 20A-6 30A-6
48-6 1C1その他各型式

ホソカワ

技術提携製品

オランダナウタ社技術提携

■ 高性能混合機 ホソカワ/ナウタミキサー



自転するスクリーが円錐型容器の壁に沿って公転し, ミキサー全体にタテとヨコの流れを生じさせる, いわゆる交叉流混合効果により, 極めて完全かつ迅速な混合を行なう.

- 1 交叉流効果により, 極めて小さい動力消費で能力が大 (2000lで5 HP)
 - 2 大容量回分混合が可能のため, 少ない時間で大量の精密分散が出来, 広い用途を持つ.
 - 3 水冷, 加熱, 液体添加容易
 - 4 機體簡単, 取扱, 掃除容易
 - 5 安全運転.
- (型式) 30l ~ 10000l

■ 複合型混合機 ホソカワ/ナウタ コンビミキサー



- 1 高混合比および混合時間の短縮に最適.
 - 2 連続投入方式も可能
- (型式) 400l ~ 6000l

細川粉体工学研究所試験室の開放!

当社には別に研究所を設け学界, 実業界の権威者を網羅し, 粉体工学部門の開拓, 研究に我国最高の智脳を結集して, 各位のご相談を承っておりますがまた, 多数の実験機を設備してご遠慮なくご利用を願っております.

絶えずご需要家のご便益に奉仕し緊密な接触を保てることが当社の念願であります.

“あらゆる粉体処理の機械・装置のご相談はホソカワへ!”



株式会社 細川鉄工所

本社 大阪市港区市岡2丁目14番5号

大阪工場 大阪市港区市岡1丁目22番15号

枚方工場 大阪府枚方市招提田近1丁目

東京支店 東京都中野区松ヶ丘2丁目4番14号

細川粉体工学研究所 大阪府枚方市招提田近1丁目

〒552 TEL 大阪 (572) 5371 (代)
TELEX (525) 3044

” ”

〒573 TEL 枚方 (0720) 56-5545~7

〒165 TEL 東京 (386) 1156 (代)

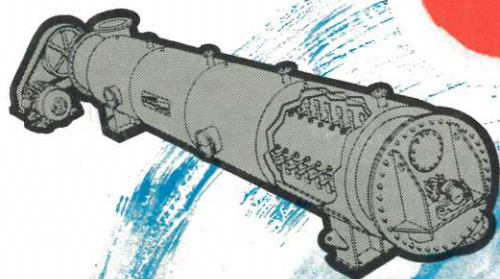
TELEX (232) 2078

〒573 TEL 枚方 (0720) 57-3721~2

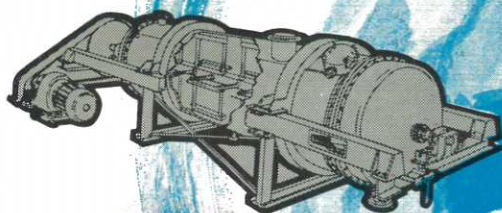
米国ストロング・スコット 社技術提携

ホソカワ/ストロング 製品新発売

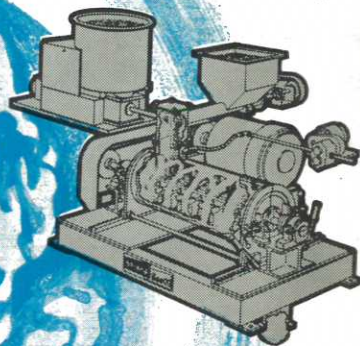
攪拌型乾燥機
ソリッド
エアー



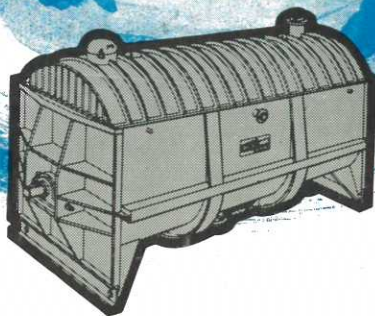
攪拌型乾燥機
コンティ
ニューエター



混合分散機
タービュ
ライザー



混合機
リボン
ブレンダー



本機は加熱ジャケット付の密閉円筒容器内で多数のH型攪拌翼をもった1本のシャフトが回転し、容器内の原料を常に攪拌、流動化しつつ、粒体に長い滞留時間を与えながら原料中の微小水分を殆ど絶対乾燥に近い所まで乾燥する攪拌型乾燥機である。

容器内の原料はジャケット加熱面上で常に攪拌し、新しい粉粒体がこの面に接触して乾燥が促進される。原料の移動速度は排出口のノッチ高さの調節による。

本機は加熱ジャケット付の密閉円筒容器内で多数のパドルを取付けた1本のシャフトが回転し、容器内の原料を常に攪拌しつつ、排出口側への移動運動をも与えながら乾燥を行う独特な粉粒体の攪拌型乾燥機である。容器内の原料はジャケット加熱面上で常に攪拌され、新しい粉粒体層がこの面に接触し、乾燥が促進される。原料の移動速度はパドルの方向と回転数の変更による。

- 1) 外気遮断が容易、真空乾燥（回分操作）と異なり、大量生産方式に最適。
- 2) パドル攪拌方式のため、凝集塊の発生防止が容易。
- 3) ジャケット加熱のみの最少風量が可能。容器内の熱風併用の場合も最少熱風量で済む。
- 4) 製品の放散、汚染が少い。

- 1) 連続混合可能
- 2) 原料中の凝集塊が破壊
- 3) 液体添加容易

販売総代理店



神鋼商事株式会社

本社 大阪市東区北浜3丁目5番地（大阪神鋼ビル） ☎ 541 TEL (202) 2 2 3 1（大代表）
東京支社 東京都中央区八重州4丁目3（新八重州ビル） ☎ 104 TEL (272) 6 4 5 1（大代表）

詳細カタログ及資料は細川鉄工所営業部または神鋼商事へご照会ください。