

## 多段多室連続流動層における溢流管と分割板について\*

神谷 昂司\*\*・櫻谷 和之\*\*・森中 功\*\*  
北原 宣泰\*\*・尾澤 正也\*\*・田中 稔\*\*

## Overflow Pipe and Partition Plate in Fluidized Bed with Multi-Stages and Multi-Rooms

Kōji KAMIYA, Kazuyuki SAKURAYA, Isao MORINAKA,  
Nobuyasu KITAHARA, Masaya OZAWA and Minoru TANAKA

## Synopsis:

An investigation was carried out to obtain the stabilizing conditions for the flow of solid particles in a continuous fluidized bed both with overflow pipes and partition plates, using a cold model made of glass.

(1) Amounts of gas introduced into overflow pipe, when  $l > l' > 7.5$ ,  $q_b \geq q_{mf}$  and  $q_c \geq q_{mf}$  were given by the following equations.

In batch operation,  $q_b = Q_P (d'/D)^2 \varphi_b$ .

In continuous operation,  $q_c = Q_P (d'/D)^2 \varphi_c - \frac{F}{\rho_s (1 - \varepsilon_f) \cdot 10^3}$

It was suggested that  $q_c$  must be nearly equal to  $q_{mf}$  in order to maintain the stabilization of gravity flow of solids through the overflow pipe.

(2) The pressure difference, at a level, between the beds separated by a partition plate was decreased with increasing the height above the gas distributor.

In order to minimize the height difference in these two beds, the partition plate with a slit at lower level was effective.

(3) It was suggested that the overall solid mixing behavior in two fluidized rooms, separated by the partition plate with a partially formed moving bed of solid particles, was similar to that expected for two complete mixing stages in series.

## 1. 緒 言

現在、鉄鉱石の直接還元法は資源、環境、エネルギー問題を背景として広く注目されている。そのうちでも流動還元法は重要な方法であり、HIB法<sup>1)</sup>、FIOR<sup>2)~3)</sup>などは実用化段階に達している。

流動還元法は粉鉱石を液体のように扱うため、多くの利点を持っているが、一方解決されるべき問題点も有する。著者らは流動還元において重要な気泡の大きさの還元速度に及ぼす影響について報告した<sup>4)</sup>が、この研究では高温加圧下での流動還元を連続的に行うための鉱石流れに関する2, 3の問題点を検討した。その第1は多段化のために用いられる溢流管による鉱石流下の安定化である。上段の鉱石を圧力のより高い下段に連続的に安定

に流下させるための、溢流管の構造と管内ガス流速と操業条件について検討した。第2は多槽化の方法である。

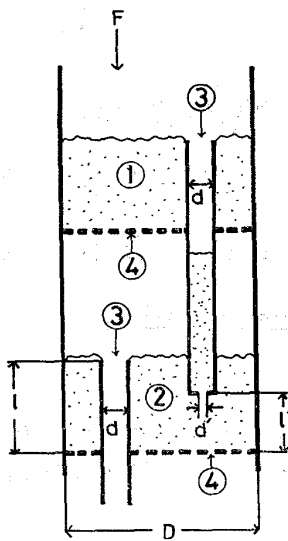
従来の流動還元法においては最終段で主としてFeOからFeへの広い範囲の還元が行われる。したがって完全混合に近い連続操業では、最終段といえども低還元率の未反応鉱石が製品に混入することが避けられず、このため製品の平均還元率が低下することになる。そこで著者らは最終段に分割板を用いて2室とし、低還元率鉱石の製品への混入を減少させる方法を検討した。

これらの問題点を検討し、高温加圧下の多段多室流動還元パイロットプラントを安定に操業することを目的として、管径20cm、高さ200cmのガラス製2段流動層模型を使用し実験を行ったのでこれらの結果について報告する。

\* 昭和52年4月本会講演大会にて発表 昭和53年3月17日受付 (Received Mar. 17, 1978)

\*\* 金属材料技術研究所 (National Research Institute for Metals, 2-3-12 Nakameguro Meguroku Tokyo 153)

\*\*\* 金属材料技術研究所 工博 (National Research Institute for Metals)



① : Upper fluidized bed      ② : Lower fluidized bed  
③ : Overflow pipe          ④ : Gas distributor

Fig. 1. Schematic drawing of solid gravity flow through overflow pipe in continuous fluidized beds.

2. 溢流管内鉱石流下の安定化条件

流動層は鉱石粒子については、ほぼ完全混合槽であると考えられるために、低還元率の鉱石粒子が製品中に混合して製品還元率を低下させることを防止したり、下段排ガス顕熱を上段で回収する目的で多段化する必要がある。このためには Fig. 1 に示すごとく溢流管を用いて上段の鉱石を下段に流下させる方法をとる。この場合、下段の炉内圧は上段のそれより高いために、適正な条件下で流下させないと鉱石粒子の架橋による溢流管の閉塞、管内鉱石のガスによる吹き抜けが起こる。この鉱石流下の安定化条件として(1)式が報告<sup>5)</sup>されている。

$$\left. \begin{aligned} d_p < d'/6 \\ F > 0.24 \rho_s g^{0.5} (d' - d_p)^{2.5} \\ \left(\frac{F}{a \rho_b}\right)^2 / (g d_p) > 0.04 \left(\frac{a'}{a}\right)^3 \left(\frac{l}{l'}\right)^3 \\ \Delta p < 1.90 (d_p \rho_s)^{-0.3} D \rho_b \left(\frac{g}{g_c}\right) \end{aligned} \right\} \dots\dots (1)$$

(1)式は層内がスラッキングを起こさない範囲において、給鉱速度  $F$  (g/sec) を大とし、溢流管下端部オリフィス断面積  $a'$  を小にして溢流管内へのガス流入量を可能な限り小にすれば鉱石流下は安定であることを示す。しかし著者らがガラス製モデルを用いて 16~115 mesh の Hamersley 鉱石を使用し、 $F=17\sim34$ ,  $d=2.7$ ,  $p'=1.2\sim1.85$ ,  $l=25$ ,  $l'=10\sim20$  の(1)式で示される安定領域内で鉱石流下実験を行つたところ、溢流管は閉塞し良好な鉱石流下が得られなかった。この原因を知るために鉱石

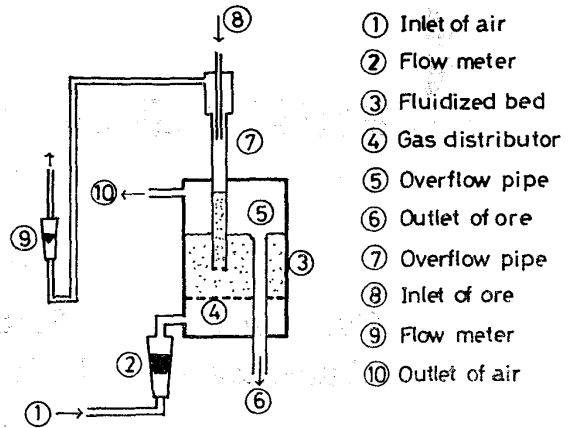


Fig. 2. Apparatus for measuring flow rate of air through overflow pipe in a fluidized bed.

流下に大きな影響を与える管内へのガス流入量と諸因子との関係について検討した。

2.1 実験装置

装置の概要を Fig. 2 に示す。流動層は直径 20cm、高さ 80cm のガラス製円筒を使用し、風箱は直径 20cm 高さ 20cm の黄銅製の円筒を用いた。ガス分散板④は黄銅製の多孔板で孔径は 0.1cm で開口比は 0.7% である。連続実験においては鉱石は⑧より連続的に供給され内径 4.1cm のアクリル樹脂製の溢流管⑦を経て層内に入る。管内流入ガス量は流量計⑨により測定した。流動層からの排ガスは⑩から外装サイクロンを経て系外に放出した。排出鉱石は内径 2.7cm のアクリル樹脂製の溢流管を経て密閉容器内に入る。流動化ガスとして空気を用い、流量は流量計②により測定した。

2.2 実験方法

使用鉱石は Hamersley 鉱石で 32~60mesh に整粒して用いた。空塔速度  $u_0$  は 42.4cm/sec とし、溢流管高さはすべて 25cm で実験した。

回分式実験においては、溢流管⑦の下端部オリフィス径  $d'$  とガス分散板とオリフィス間距離  $l'$  の溢流管内流入ガス量  $q$  に及ぼす影響について調べた。

連続実験においては、溢流管⑦に上方から連続的に給鉱している状態における  $q$  に及ぼす給鉱速度  $F$ ,  $d'$ ,  $l'$  の影響について検討した。

また、バッチ、連続実験ともにガス排出口⑩には高温流動還元パイロットプラントの上段と同程度の圧力抵抗(約 0.1kg/cm<sup>2</sup>)を加えて実験し、管内におけるガス流入及び鉱石流下について検討した。

2.3 実験結果と考察

2.3.1 バッチ式実験

$d'$  をパラメーターとした  $q_0$  と  $l'$  との関係を図 3 に

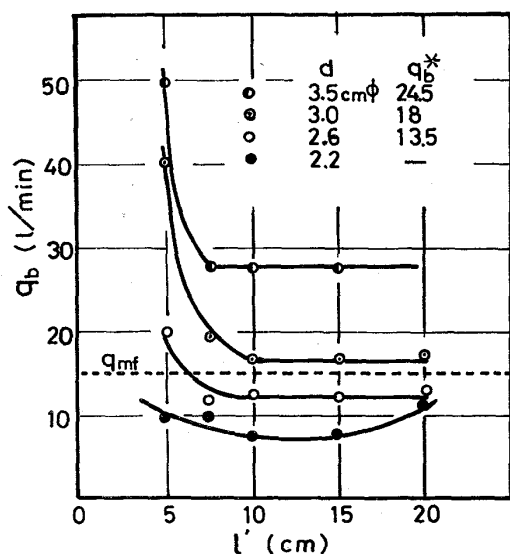


Fig. 3. Relation between flow rate of air through overflow pipe  $q_b$  and distance from lower end of overflow pipe to distributor  $l'$ .  $q_b^*$ : calculated value by equation 2. ( $\phi_b=1.0$ ) [l/min]

示す。図中に破線で示されるガス量は溢流管内鉱石を最小流動化流速に保つために必要なガス量  $q_{mf}$  (計算値<sup>6)</sup>) である。したがって、 $q_{mf}$  以下では管内鉱石は流動化状態でなくなり充填層状態に近くなる。図から明らかなくとく  $q_b$  は  $d'$  が大になるとともに多くなる。また  $l' < 7.5$  cm では  $q_b$  が急速に大となる傾向を示した。これは  $l'$  が小になるとガス分散板から噴出するガス流の影響を受けるためと考えられる。この影響を受ける  $l'$  の限界はガス分散板の構造、粉体の性状及びガス流速などにより変化すると思われる。したがって本実験はすべて  $l' > 7.5$  cm で行つた。 $l' > 7.5$  cm では図に示すごとく  $d' \geq 2.6$  cm のとき  $q_b$  はほぼ  $q_{mf}$  に近いが、あるいはこれより大であり管内へのガス流入状態は安定であつた。しかし  $d' < 2.6$  cm では  $q_b$  は  $q_{mf}$  よりさらに小となるため、前述のごとく管内鉱石は充填層状態となつた。このため管内鉱石高さは流動化状態の場合のように圧力抵抗  $0.1 \text{ kg/cm}^2$  に対応して一定とならずガス流入状態は変動し不安定であつた。

以上の実験結果から、溢流管内へのガス流入量  $q_b$  は (2) 式で示される。

$$q_b = Q_P \cdot \left(\frac{d'}{D}\right)^2 \cdot \phi_b \dots \dots \dots (2)$$

ただし

$$q_b \geq q_{mf}$$

$$l' > 7.5$$

$\phi_b$  はバッチ式実験のときの管内ガス流入効率であり、図に  $\phi_b=1.0$  のときの管内ガス流入量  $q_b^*$  (計算値) を示し

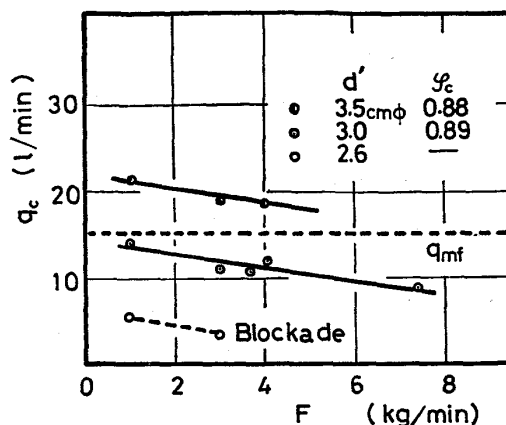


Fig. 4. Relation between flow rate of gas  $q_c$  and feed rate of ore  $F$  in overflow pipe.

た。 $d'=3.5$  cm の場合はガス流入量が大であつたため、流量の変動が大きく正確な測定がやや困難であり実験値が  $q_b^*$  より大きい値を示しているが、その他の場合はだいたい計算値と一致した。したがって (2) 式において  $\phi_b$  はほぼ 1.0 に近い値と考えられる。

### 2.3.2 連続実験

$l'=15$  cm 一定とし  $d'$  をパラメーターとした  $q_c$  と  $F$  の関係を Fig. 4 に示す。この図から  $q_c$  は  $F$  の増加に対して直線的に減少することがわかる。 $d'=3.5$  cm の場合、 $F=4000$  g/min でも  $q_c > q_{mf}$  のため管内鉱石流下は良好であつたが、 $d'=3.0$  cm では  $F=1000$  g/min で  $q_c < q_{mf}$  となり鉱石流下は不安定となつたが閉塞には至らなかつた。しかし  $d'=2.6$  cm とすると  $q_c$  は急減し溢流管は閉塞した。

以上の結果、連続実験における溢流管内流入ガス量  $q_c$  は (3) 式で示される。

$$q_c = Q_P \left(\frac{d'}{D}\right)^2 \phi_c - \frac{F}{\rho_s(1-\epsilon_f) \cdot 10^3} \dots \dots \dots (3)$$

ただし  $l' > 7.5$ ,  $q_c \geq q_{mf}$

(3) 式において右辺第 1 項はバッチ実験のときの管内流入ガス量に相当するものであり、第 2 項は溢流管から流出する鉱石見掛け容積量を示す。Fig. 4 において  $F=0$  における  $q_c$  は  $q_b$  の値となるはずであるが、連続実験では  $F=1000 \sim 7500$  g/min において (3) 式に示すごとく  $q_b^* \phi_c$  の値となり、 $\phi_c$  は約 0.9 とほぼ一定の値を示した。これは給鉱による管内抵抗の増大によるものと思われる。また  $q_c$  が過大になるとスラッシングにより閉塞しやすくなるため  $q_c$  は  $q_{mf}$  に近く保持することが重要である。

### 3. 流動層における分割板の効果

流動層を多段化することの必要性は前述したが、多段化のほかに多室化がある。多段化法は鉱石とガスの流れ

が向流となるが、多室化法は十字流となる。したがって、ある段に分割板を用いることにより炉高はそのまま簡単に多室化して鉱石流れを押し出し流れに近づけ反応率の向上が期待される。流動層における分割板の効果に関しては、粒子の移動速度の大きい流動乾燥に関する報告<sup>7)</sup>、2室流動層における分割板の開口部の大きさと排出確率の関係について神谷の報告<sup>8)</sup>がある。これらは、いずれの場合も分割板はガス分散板の直上に開口部をもつものであり、この断面積当たりの粒子の移動速度に適合した粒子の供給速度をとらなければならない。すなわち、粒子の供給速度が過小の場合、層内は完全混合に近づき分割板の効果はなくなり、粒子の供給速度が過大の場合、供給側の室の層高が高くなり連続操作が困難となる。著者らは粒子の供給速度が変化しても多室化の効果を得ることのできる分割板について検討した。

3.1 実験装置

装置の概要を Fig. 5 に示す。これは溢流管内鉱石流下の実験に用いたものと同一であるが、2段の場合はこれに同寸法の上段を重ねて使用した。この場合上段鉱石を下段に流下させるための溢流管はアクリル樹脂製で内径 2.7cm、オリフィス径は Fig. 4 の実験結果を考慮して 2.2cm とした。また分割板は塩化ビニール製で各種の形状の開口部をもつものを製作し、流動層を等容積に2分割するようにして使用した。

3.2 実験試料

本実験に使用した鉱石は Hamersley 産焼結用原料をローラーミルによつて粉碎、整粒して得られたもの（以後原鉱石と呼ぶ）である。またこの原鉱石を流動還元して得られた還元率約 63% の還元鉱石をトレーサーとして用いた。原鉱石及び還元鉱の粒度分布を Table 1 に示す。原鉱石と還元鉱石との混合物はドラム型磁選機を用いて磁束密度 1000 Gauss で分離した。なお原鉱石中の磁着物と還元鉱石中の非磁着物はあらかじめ除去して使用した。この磁選の場合、磁着物中への非磁着物の混入量は全体の 3% 以内であつた。磁選後の還元鉱石は残留磁気のため凝集したので消磁処理を行つた後再使用した。

3.3 実験方法

はじめにガス分散板から分割板の開口部までの高さが

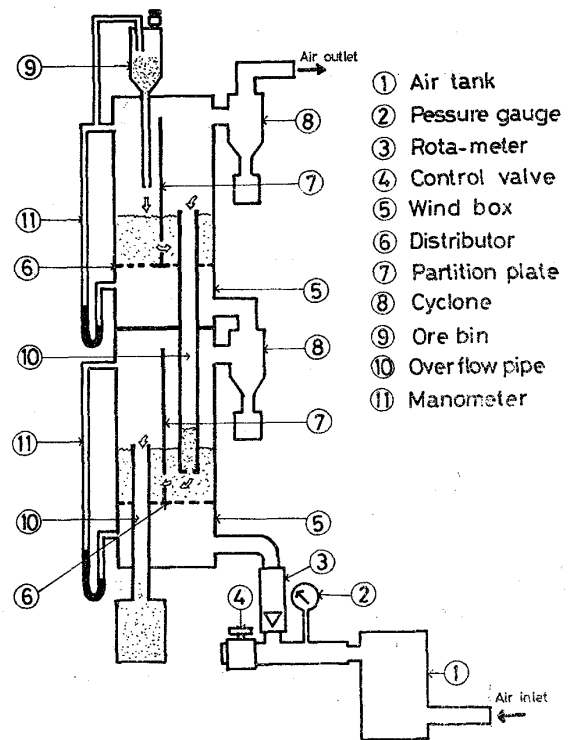


Fig. 5. Diagram of continuous fluidized bed both with overflow pipes and partition plates.

1, 15, 30cm における分割板左右の層高差と  $F$  との関係について実験を行つた。この場合は原鉱石を用いた連続実験を行い定常状態になつた後に給鉱と流動化を停止して静止時の層高差  $\Delta H$  を測定した。

また開口部形状による多室化の効果をしらべる場合は、はじめに還元鉱石のみによる連続実験を行い定常状態になつた後に給鉱を還元鉱石から原鉱石に切り替え、所定時間ごとに試料を採取し、これを磁力分離して試料中の還元鉱石の残留濃度曲線を求め理論濃度曲線と比較した。流動化ガスの空塔速度は 37~55cm/sec とした。

3.4 実験結果と考察

3.4.1 層高差  $\Delta H$  と給鉱速度  $F$  との関係に及ぼす開口部位置の影響

分割板の開口部形状は高さ 0.5cm、幅 6.0cm のスリット状とした。実験結果を Fig. 6, 7 に示す。Fig. 6 において  $u_0=37\text{cm/sec}$  においては開口部位置 1cm, 15cm の  $\Delta H$  と  $F$  との関係への影響はほとんど認められなかつた。(理由は後述する)。しかし、そのほかの場合では

Table 1. Size distribution of Hamersley iron ore and partially reduced ore.

Mesh	16~24	24~32	32~60	60~80	80~100	100~115	-115
Iron ore (%)	20.4	17.4	37.4	11.5	6.8	3.1	3.4
Partially reduced iron ore (%)	22.9	19.6	34.5	9.6	7.0	3.4	3.0

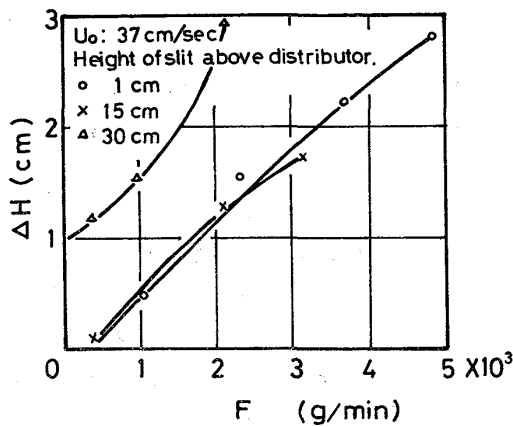


Fig. 6. Effect of feed rate of ore  $F$  on the height difference in the two beds separated by a partition plate  $\Delta H$  at various height of slit above distributor. ( $u_0=37$  cm/sec)

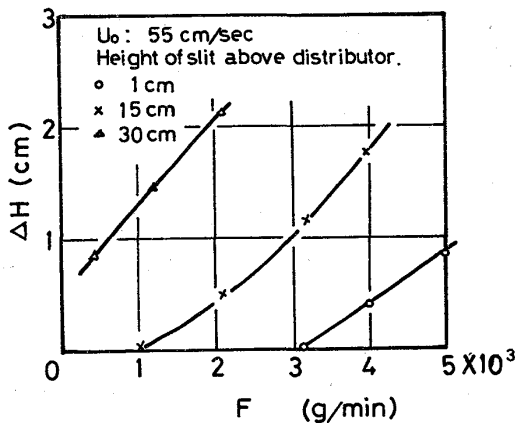


Fig. 7. Effect of feed rate of ore  $F$  on the height difference in the two beds separated by a partition plate  $\Delta H$  at various height of slit above distributor. ( $u_0=55$  cm/sec)

分割板開口部位置が低いほど、また  $u_0$  が大であるほど  $\Delta H$  に及ぼす  $F$  の影響は小となる。すなわち、同一の  $\Delta H$  においてスリットを通過する鉱石の移動速度が大になる。

つぎに著者らは分割板開口部位置が鉱石の移動速度に影響を与える原因を知るための実験を行った。開口部のない分割板により流動層を完全に分割し、あらかじめ両室への鉱石装入量を変えて両室間で  $2\text{g/cm}^2$  の圧力差(静止層高差  $\Delta H=1\text{cm}$ )を与えておいて流動化させ両室の同一位置間におけるガス圧力の変動を測定した。この結果を Fig.8 に示す。この図から差圧振幅はガス流速の増加とともに大となり、差圧はガス分散板上約 12cm 以下ではほぼ所定の値を示すが(特に  $u_0=37\text{cm/sec}$  において)、これ以上では測定位置が高くなるとともに減少することがわかった。このように両室間の同一レベルにおける圧力差は測定位置が高くなると、あらかじめ与

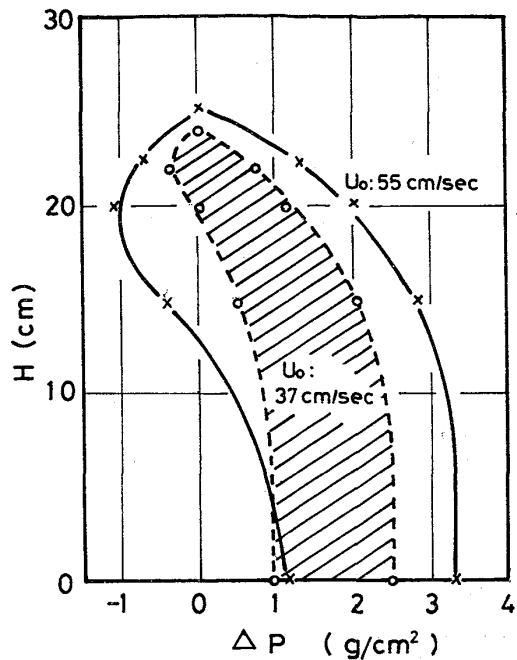


Fig. 8. Effect of distance from distributor  $H$  on pressure difference between same levels of two rooms  $\Delta p$ . (at difference of height between fixed beds of two rooms : 1 cm)

えた値より小となるため、分割板開口部を通る鉱石の移動速度は小となることが明らかとなった。以上の結果から前述の Fig. 6 で示した開口部位置 1cm, 15cm において  $\Delta H$  と  $F$  との関係に差が認められなかつた理由が推定される。層内では微小な気泡が均一に分散した理想的な流動化状態では両室の同一位置間の圧力差は常に一定となるはずであるが、Fig. 8 のごとくなるのは層上部における気泡の成長などによる層密度の減少によるものと思われる。

以上の結果、分割板を用いて多室化する場合はその開口部位置は両室の圧力差の大きいガス分散板の上 1cm として以後の実験をすべて行った。

#### 3.4.2 分割板開口部形状の効果

各種の形状の開口部をもつ分割板を用いて連続実験を行った。トレーサー濃度一定の等容積の  $n$  個の完全混合槽が直列に並び、それにトレーサー濃度 0 の粒子が連続的に供給された場合、 $n$  槽目の混合槽からの排出物中の理論的なトレーサー残留濃度は大島<sup>9)</sup>の報告により(4)式で示される。

$$C_n = e^{-t/\bar{t}} \left\{ 1 + \frac{t}{\bar{t}} + \frac{(t/\bar{t})^2}{2!} + \dots + \frac{(t/\bar{t})^{n-1}}{(n-1)!} \right\} \dots (4)$$

分割板による多室化の効果は、実験値と(4)式の計算値を比較して検討した。

はじめに、ほぼ同一断面積の長方形、楕円形の開口部を下部にもつ分割板(型式 1)を用い給鉱速度 2 000g/min

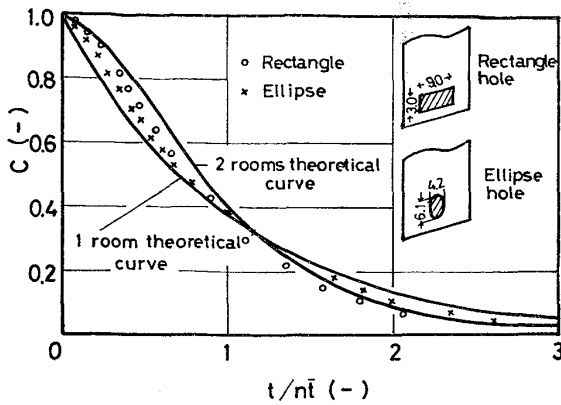


Fig. 9. Effect of number of vessels and type 1 partition plates on tracer concentration curves. ( $F=2 \times 10^3$ )

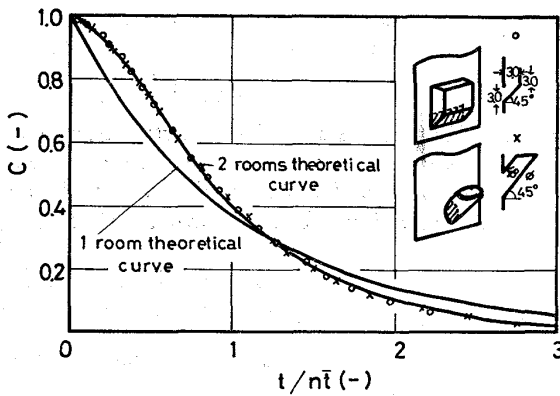


Fig. 10. Effect of number of vessels and type 2 partition plates on tracer concentration curves. ( $F=2 \times 10^3$ )

の連続実験を行った結果を Fig. 9 に示す。この図に示されるように 2 つの形状についての実験値は  $n=1.0$  と  $2.0$  の理論曲線から外れて  $1 < n < 2$  の中間的な挙動を示した。この理由は給鉱速度に対して分割板開口部を通る鉱石移動速度が過大であるため 2 槽間の混合がおこり分割板の効果が減少したものと考えられる。

次に開口部に部分的に鉱石の移動層が形成されるように工夫した分割板(型式 2)を用い給鉱速度  $2000 \text{ g/min}$  連続実験の結果を Fig. 10 に示す。この図に示されるように 2 種類の形状の分割板による実験値は理論曲線と良く一致し、2 室化の効果は満足すべきものであつた。また分割板の型式として第 1 室(給鉱側)に突き出しの少ない直方体型を基本型式とした。

この直方体型の分割板が 2 室化の効果を示した理由としては Fig. 11 に示す。レベル  $Z_0$  と第 1 室流動層高レベル  $Z_2$ 、第 2 室流動層高レベル  $Z_3$  の圧力損失をそれぞれ  $\Delta P_{Z_0 \sim Z_2}$ 、 $\Delta P_{Z_0 \sim Z_3}$  とすればこれらは(5)式で示される。

$$\left. \begin{aligned} \Delta P_{Z_0 \sim Z_2} &= \{(Z_1 - Z_0) \rho_b + (Z_2 - Z_1) \rho_f\} \frac{g}{g_c} \\ \Delta P_{Z_0 \sim Z_3} &= \{(Z_1 - Z_0) \rho_f + (Z_3 - Z_1) \rho_f\} \frac{g}{g_c} \end{aligned} \right\} \dots\dots (5)$$

この場合、 $\rho_b > \rho_f$ 、 $Z_2 \geq Z_3$  がほぼ成立するので(6)式が得られる。

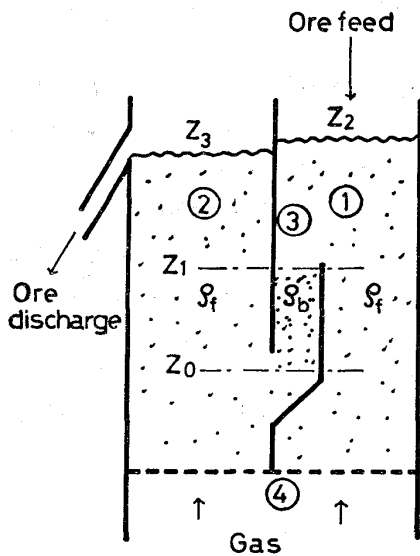
$$\Delta P_{Z_0 \sim Z_2} > \Delta P_{Z_0 \sim Z_3} \dots\dots\dots (6)$$

以上の結果、分割板開口部の移動層の存在のため第 2 室から第 1 室へのガスの流入が少なく、したがって鉱石の逆流も減少したためと考えられる。

以上の模型実験はすべてガス分散板として多孔板を使用した。パイロットプラントではノズル型のガス分散板を使用するため、これを用いた場合ノズルからの噴出ガスはガス分散板上で旋回し(6)式の関係があつても第 2 室から第 1 室へのガス流入がおこると考えられる。これを防止するため改良型分割板(改良型式 2 の A, B)を用いてノズル型ガス分散板による連続実験を行った。この結果を Fig. 12 に示す。この図に示されるようにガス流入防止の改良を加えた A, B 型ともに 2 室化の良好な結果が得られた。

つぎに上段、下段ともに改良型式 2B の分割板を用いて上段 2 室、下段 2 室の合計 4 槽の連続実験を行った。その結果を Fig. 13 に示す。この図から明らかなごとく段、室併用の 4 槽でもほぼ完全に  $n=4$  の理論曲線に一致した結果が得られた。なお給鉱速度を  $1000 \sim 6000 \text{ kg/min}$  に変化させた連続実験も行ったが同じように 4 槽の効果が得られた。

以上の結果、高温加圧流動還元のパイロットプラント



- ① : The 1st room.
- ② : The 2nd room.
- ③ : Partition plate.
- ④ : Gas distributor.

Fig. 11. Schematic diagram of fluidized bed with partition plate.

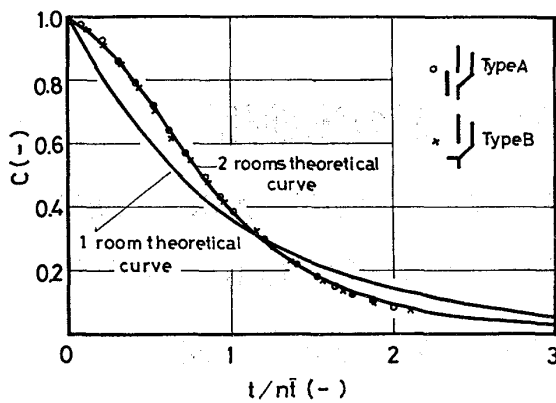


Fig. 12. Effect of number of vessels and type 1 partition plates on tracer concentration curves. ( $F=2 \times 10^3$ )

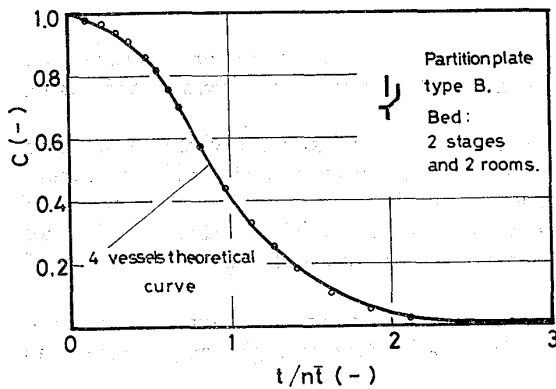


Fig. 13. Effect of number of vessels and modified type 2B partition plates on tracer concentration curves. ( $F=2 \times 10^3$ )

では改良型式 2B の分割板を採用した<sup>10)</sup>

#### 4. 結 論

多段連続流動層の溢流管内の鉱石流下の安定化条件と単段連続流動層を多室化する分割板の構造について模型実験を行い次の結果を得た。

(1) 溢流管内に流入するガス量は  $l > l' > 7.5$ ,  $q_b \geq q_{mf}$ ,  $q_c \geq q_{mf}$  のとき

$$\text{バッチの場合 } q_b = Q_P \left( \frac{d'}{D} \right)^2 \varphi_b \quad (\varphi_b = 1.0)$$

$$\text{連続式の場合 } q_c = Q_P \left( \frac{d'}{D} \right)^2 \varphi_c - \frac{F}{\rho_s (1 - \varepsilon_f) \cdot 10^3} \quad (\varphi_c = 0.9)$$

で示され溢流管内鉱石流下を安定にするためには  $q_c$  を  $q_{mf}$  に近く保持する必要がある。

(2) 分割板による 2 室化の場合、流動化状態における両室の同一高さの圧力差はガス分散板からある高さ以上において高さとともに減少するため、分割板の開口部はガス分散板に近くする必要がある。

(3) 多室化に用いる分割板は開口部に部分的に鉱石の移動層が形成されるように工夫した型式のものが良い。

#### 記 号

- $a$ : 流管断面積 [cm<sup>2</sup>]
- $a'$ : 流管下端部オリフィス断面積 [cm<sup>2</sup>]
- $c_n$ :  $n$  槽目のトレーサー残留容積分率 [-]
- $d$ : 溢流管径 [cm]
- $d'$ : オリフィス径 [cm]
- $d_p$ : 粒子径 [cm]
- $D$ : 流動層径 [cm]
- $F$ : 給鉱速度 [g/sec あるいは g/min]
- $g$ : 重力加速度 [cm/sec<sup>2</sup>]
- $g_c$ : 重力単位換算係数 [g·cm/g·sec<sup>2</sup>]
- $l$ : 流動層高 [cm]
- $l'$ : ガス分散板とオリフィス間距離 [cm]
- $n$ : 槽の数 [-]
- $\Delta P$ : 圧力差 [g/cm<sup>2</sup>]
- $q_b, q_c$ : バッチ, 連続の場合における溢流管内流入ガス量 [l/min]
- $q_{mf}$ : 溢流管内鉱石を流動化させるに必要な最低ガス量 [l/min]
- $q_b^*$ :  $Q_P \cdot (a'/a)$  [l/min]
- $Q_P$ : 流動層の流動化ガス量 [l/min]
- $t$ : 時間 [min]
- $\bar{t}$ : 槽内における粒子の平均滞留時間 [min]
- $Z_i$ : ガス分散板からの高さ [cm]
- $\rho_b$ : 鉱石の見掛け密度 [g/cm<sup>3</sup>]
- $\rho_f$ : 流動化状態の鉱石密度 [g/cm<sup>3</sup>]
- $\rho_s$ : 鉱石の真密度 [gc/m<sup>3</sup>]
- $\varphi_b$ : バッチのときの溢流管へのガス流入効率 [-]
- $\varphi_c$ : 連続のときの溢流管へのガス流入効率 [-]
- $\varepsilon_f$ : 流動層の空隙率 [-]

#### 文 献

- 1) T. F. REED, J. C. AGARWAL, and E. H. SHIPLEY: J. Metals, 12 (1960) 4, p. 317
- 2) D. C. VIOLETTA: Rev. Mét., 72 (1975) 10, p. 721
- 3) D. C. VIOLETTA: Rev. Mét., 72 (1975) 10, p. 741
- 4) 櫻谷和之, 神谷昂司, 田中 稔: 鉄と鋼, 63 (1977), p. 1435
- 5) 化学工学協会編: 化学工学便覧, (1968), p. 143 [丸善]
- 6) D. KUNII and O. LEVENSPIEL: Fluidizing Engineering, (1969) p. 73, J. Wiley & Sons, Inc.
- 7) 化学工学協会編: 化学工学便覧, (1968), p. 666 [丸善]
- 8) 神谷佳男: 化学工学, 19 (1944), p. 412
- 9) 大島幹義: 化学工学, 17 (1953), p. 396
- 10) 森中 功, 神谷昂司, 櫻谷和之, 北原宣泰, 尾澤正也, 田中 稔: 鉄と鋼, 65 (1979), p. 185