

## 鼓胴型回転流動層による粉鉄鉱石の還元

論文

小林一彦\*・相馬胤和\*<sup>2</sup>

## Countercurrent Reduction of Iron Ore Particles by Fluidized Rotary Bed with Drum Type Reactors

Kazuhiko KOBAYASHI and Tanekazu SŌMA

## Synopsis :

Fine iron ore particles were countercurrently reduced with hydrogen gas at 750°C by fluidized rotary bed in order to pursue the potentiality of the fluidized bed process in direct reduction processes.

As the fluidized rotary bed is established only by balancing centrifugal force applied to the ore particles with gravity, it is independent of gas flow rate. Therefore, countercurrent operation of ore and gas can be easily obtained.

In this experiment, three kinds of reactor (i.e. drum type reactor, conical type reactor,  $L/D$  reactor) were used for the purpose of obtaining basic data. Gas utilization coefficient attained with these reactors increases with the increase of stage number or  $L/D$  value and exceeds equilibrium value ( $Fe/FeO$ ) even if in high fractional reduction, which means countercurrent reduction should be established.

Thus, for the purpose of evaluation of this effect, mixing behavior of ore particles was studied by impulse response method in the cold state. Obtained internal age distribution curve has a tendency of shifting from complete mixing flow to plug flow with the increase of the stage number or  $L/D$  value, which results coincide with the estimation inferred from the countercurrent reduction test.

## 1. 緒 言

高炉によらない鉄鉱石の直接還元法は、今日まで数多く開発されてきているが、とりわけ MIDREX 法と HYL 法が実用に供されている。しかしながら、MIDREX 法や HYL 法ではガス流れを確保させるために、塊成原料が必要とされている<sup>1)2)</sup>。

一方、粉鉄を直接利用した流動層による FIOR 法や HIB 法も実用化されている。FIOR 法や HIB 法では製品のホットブリケット工程が必要なものの、原料の塊成工程を省ける点で MIDREX 法や HYL 法にはない捨て難い魅力が残されている<sup>3)~6)</sup>。

本報では、この点に着目し、流動層の一種である回転流動層を用いた粉鉄の向流還元を究極の目標としている。回転流動層は横型回転炉を使い、炉内の鉄石粒子に回転エネルギーを与えて、炉の全断面を鉄石粒子の飛跡で覆いつくさせた層を指している<sup>4)</sup>。このように回転流動層は機械的エネルギーにより流動化されるので、通常の流動層に比べてガス流量の選択範囲が広いという特色も有している。一方、通常の流動層では層高に一定の制限はあるが、回転流動層では層長を自由にえられる。

従つてシャフト炉の特長であるガスと鉄石の向流接触操作が可能となる。

ただ、反応部にある程度の鉄石が滞留しないと理想的な回転流動状態が実現されないので、回転炉の反応部に鼓胴部を設けている。しかし、このために、鉄石の流れは通常の流動層と同様に完全混合に留まっている<sup>7)~9)</sup>。

そこで、本報では、鉄石及びガス流れを完全混合からプラグフロー側に改善する事を目的として種々の反応器を使用し、向流還元速度と滞留時間分布に及ぼす影響を実験的に検討したので報告する。

## 2. 向流還元実験

## 2.1 鉄石試料

Table 1 は実験に供した鉄石の分析値を示す。試料はブラジル産の高純度ヘマタイト系 MBR 鉄である。鉄石は結晶性が強く、板状で光沢がある。粉碎された生鉄を篩で 0.71~1.00 mm に整粒後定温乾燥器に入れて鉄石の付着水を除去した後、実験に使用した。

## 2.2 使用反応器

実験では基礎的なデータの収集並びに解析のため、まず 1 段反応器から始めて順次その段数を増やし、最大 4

昭和 57 年 9 月 本会講演大会にて発表 昭和 60 年 4 月 30 日 受付 (Received Apr. 30, 1985)

\* 東京大学大学院(現: 東邦チタニウム(株)技術研究所) (Graduate School, The University of Tokyo, Now Technical Research Laboratories, Toho Titanium Co., Ltd, 3-3-5 Chigasaki Chigasaki 253)

\*<sup>2</sup> 東京大学工学部 工博 (Faculty of Engineering, The University of Tokyo)

Table 1. Chemical compositions of MBR ore.

(X<sub>o</sub>: Combined oxygen with Fe)

Component	T. Fe	FeO	SiO <sub>2</sub>	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	CaO	MgO	S	P	Mn	Moist.	C. W	X <sub>o</sub>
wt (%)	67.97	0.32	0.60	0.79	0.05	0.03	0.003	0.042	0.19	5.5	0.78	29.17

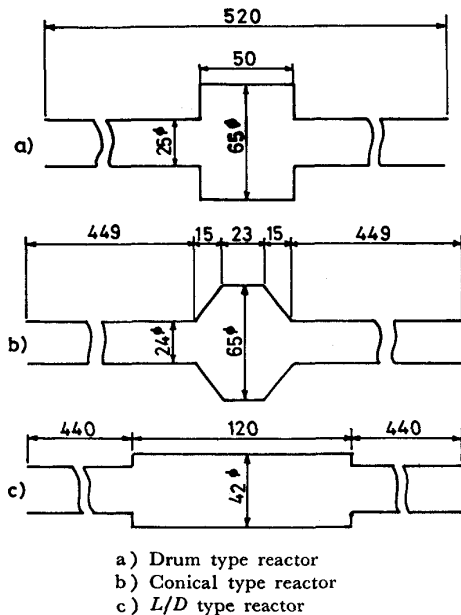


Fig. 1. Three kinds of reactors used for experimentation.

段反応器まで拡張して還元実験を行つた。

反応器は、反応部に鉱石を滞留させるために設けた内径 65 mm、長さ 50 mm の鼓胴部を基本にして、その形状を変えないで堰を入れた 1~4 段鼓胴型反応器、鼓胴内のガスの広がりや狙い鼓胴部をコニカルに変えた 1~2 段コニカル型反応器、そして向流還元最適な鼓胴部の形状を見出すべく、内容積を変えないでその内径  $D$  に対する長さ  $L$  の比  $L/D$  を 4 種類変えた  $L/D$  反応器、計 3 系列の反応器を使用した。

反応器の材質は全て SUS 304 ステンレス製であり、鼓胴部は溶接構造とした。

#### A. 多段鼓胴型反応器 (1~4 段)

Fig. 1-a は 1~4 段鼓胴型反応器の中の一段反応器を示す。鼓胴部の内径は 65 mm、長さは 50 mm である。鼓胴部の両端には鉱石装入並びに還元鉄排出用の内径 25 mm の軸管が溶接接合されている。2~4 段反応器では図に示した鼓胴部の大きさを変わらずに厚さ 2 mm、中穴径 15 mm の堰板をそれぞれ 1~3 枚入れることで多段化させている。

#### B. 多段コニカル型反応器 (1~2 段)

Fig. 1-b は 1 段コニカル型反応器を示す。図は鼓胴内におけるガスの広がりや狙い鉱石とガスの接触を良好

にすべく、単位反応器の形状を鼓胴型からコニカル型に変えた 1 段コニカル反応器を示している。コニカル部の傾斜は 60°、最大内径は 65 mm で、内容積は 133 cm<sup>3</sup> である。また多段化の効果を見るため、単段コニカル反応器を 2 個連結した内容積が 266 cm<sup>3</sup> の 2 段コニカル反応器も使用した。

#### C. $L/D$ 反応器

Fig. 1-c は単位反応器の最適形状を見出すべく鼓胴部の内容積 (166 cm<sup>3</sup>) を変えないで、その直径  $D$  に対する長さ  $L$  の比  $L/D$  が 2.9 の反応器を示している。 $L/D$  が 0.4, 0.8, 1.7 の反応器については、鼓胴部の内径がそれぞれ 80 mm, 65 mm, 50 mm で、長さは 33 mm, 50 mm, 85 mm とした。従つて、 $L/D$  が大きい反応器程、鼓胴部の形状は細長くなり、向流効果が期待できる。

#### 2.3 臨界回転数

反応器の臨界回転数は鉱石にかかる遠心力と重力との釣り合いから、(1)式で計算できる。

$$N = \frac{422.8}{\sqrt{D}} \quad [\text{rpm}] \dots \dots \dots (1)$$

ここで  $D$  は反応器の内径 [cm] である。

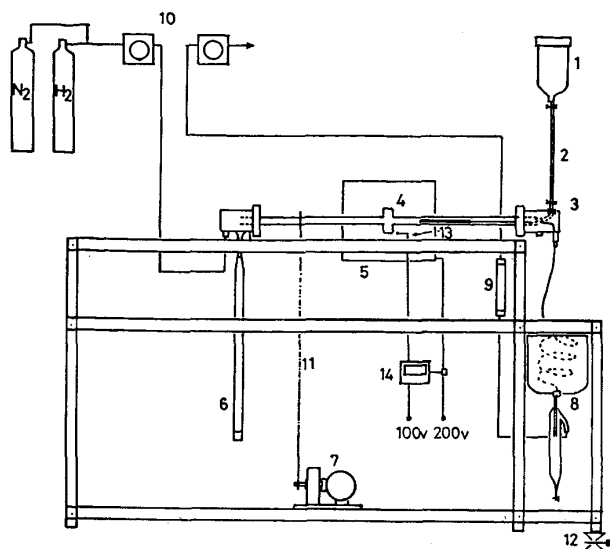
内径 65 mm の鼓胴型反応器の場合、臨界回転数は 166 rpm である。コニカル型反応器では、コニカル部の最大内径 65 mm に臨界回転数 (166 rpm) を合わせた  $L/D$  反応器では  $L/D$  によつて鼓胴部の内径が変化するので、臨界回転数も変化する。 $L/D$  が 0.4~2.9 において、臨界回転数は 149 rpm~206 rpm まで変化する。各  $L/D$  値に対応した臨界回転数を Table 2 に示しておいた。

#### 2.4 実験装置及び方法

Fig. 2 は実験装置を示す。反応器の中央部に設けた鼓胴部の両側には鉱石の装入及び還元鉄の排出経路となる軸管を接合しており、その両端にはボールベアリングによる反応器の回転支持と、O-リングによるガスシールをハウジングの中に施してある。

Table 2. Critical revolution speed for  $L/D$  reactors.

$L/D$	0.4	0.8	1.7	2.9
C. R. S (rpm)	149	166	189	206



1. Ore hopper 2. Ore measuring tube 3. Housing 4. Reactor  
5. Heater 6. Reduced ore reservoir 7. Motor 8. H<sub>2</sub>O vapor condenser 9. Silica gel 10. Gas flow meter 11. Force conducting chain 12. Jack 13. Thermocouple 14. Controller  
Fig. 2. Experimental apparatus for countercurrent reduction.

反応器の回転数は反応器にマークをつけて市販の光学式回転計で測定し、無段変速機で臨界回転数に調整した。なお、装置全体は鉱石粒子の円滑な装入及び還元鉄の排出を容易ならしめるためジャッキで約 1° 傾斜させてある。

反応器は 2 つ割りの 1.5 kW の電気炉で外部加熱した。温度は反応器近傍に設けた熱電対で検出し、温度コントローラーで一定に保った。

ガスは純度 99.99% の市販のボンベガスを使用し、積算型乾式流量計で流量を測定し、ポンベの二次側減圧調整弁で一定流量に調整した。

排ガス中には未反応の水素ガスと鉱石との反応で発生した水蒸気が含まれているので、まず氷水で冷却したコンデンサーでほぼ水蒸気を除去し、更にシリカゲルの充填層で乾燥した。

鉱石はホッパー直下に設けた重量換算済のメスシリンダーで一定量秤量後（容積基準）、反応器に供給した。

なお、ホッパー内の実験前後の鉱石の重量減からも給鉱速度を計算したが、容積基準の給鉱速度との誤差は 1% 以内にあつた。

温度とガス流量、それに反応器の回転数を所定量に合わせた後、鉱石ホッパー直下のメスシリンダーから容積基準で一定量の鉱石を臨界回転状態にある反応器に供給して反応を開始した。

炉解体後、反応器内に残留していた鉱石重量を測定し、鉱石のホールドアップとした。実験条件としてはガス流量を 2~4 Nl/min、給鉱速度を 1~6 g/min とした。

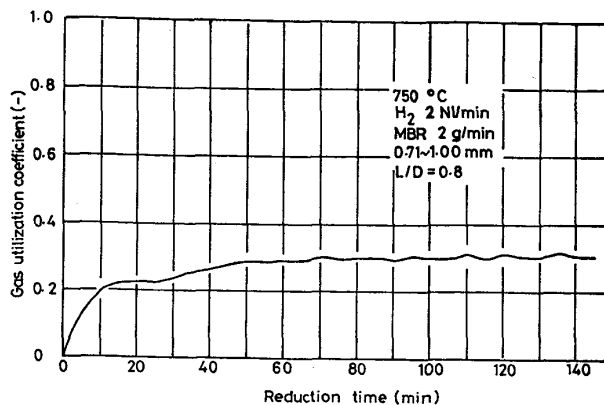


Fig. 3. Behavior of gas utilization coefficient observed.

### 2.5 定常ガス利用率・定常還元率

鉱石と水素 1 モルの反応から水素と同体積の 1 モルの水蒸気が発生するので、鉱石と反応した水素量は排ガス中に含まれた水蒸気量に等しく、この水蒸気量はコンデンサーで除去されるので、入口と出口の流動差から次の (2) 式でガス利用率  $U$  が計算できる。

$$U = \frac{Q_{in} - Q_{out}}{Q_{in}} \quad [-] \dots \dots \dots (2)$$

ただし、 $Q_{in}$  : 入口ガス流量 [Nl/min]

$Q_{out}$  : 出口ガス流量 [Nl/min]

Fig. 3 は温度 750°C、水素流量 2 Nl/min、給鉱速度 2 g/min で、 $L/D=0.8$  の反応器により実測したガス利用率の経時変化を示す。Fig. 3 に示すように、ガス利用率は実験開始後、暫くは鼓胴部内に十分な鉱石が蓄積していないので、ガス利用率は低いが実験の進行に伴い、鼓胴内に滞留する鉱石量が増加するので、ガス利用率も徐々に上昇する。しかし、ある程度の鉱石が鼓胴内に蓄積すると鉱石の一部は鼓胴部から排出されるようになり、遂には給鉱速度と排出速度がほぼ一致し、鼓胴内に滞留する鉱石量も一定になるので、ガス利用率も一定になる。更に、鉱石の給鉱速度と排出速度及び一定となったガス利用率から計算される酸素バランスが合っている事も確認後、この時のガス利用率を定常ガス利用率  $U_s$  とした。Fig. 3 では、120 min から 150 min の 30 min 間の平均を定常ガス利用率とした。

一方、入口と出口の流量差に相当した  $(Q_{in} - Q_{out}) / 22.4 \times 16$  g/min の酸素が鉱石から還元され、また  $W_s \cdot X_0$  g/min の酸素が供給されているので、定常還元率は (3) 式で計算できる。

定常還元率  $R_s$  は、定常ガス利用率  $U_s$  を用いると (3) 式で計算できる。

$$R_s = \frac{Q_{in} \cdot U_s}{1.4 \cdot X_0 \cdot W_s} \quad [-] \dots \dots \dots (3)$$

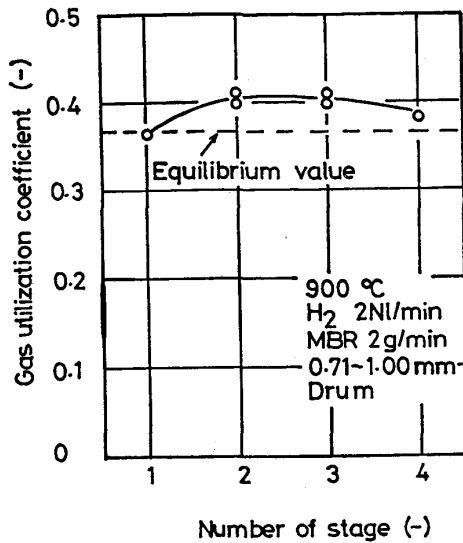


Fig. 4. Dependence of the number of stage on gas utilization coefficient.

ここで,  $Q_{in}$ : ガス流量 [NL/min]

$$U_s: \text{定常ガス利用率} [-] \quad (U_s = (Q_{in} - Q_{out}) / Q_{in})$$

$$X_0: \text{鉱石中の酸素の質量分率} (=0.2917 [-])$$

$$W_s: \text{給鉱速度} [g/min]$$

## 2.6 実験結果

### A. 多段鼓胴型反応器

Fig. 4 は温度 900°C, 水素流量 2 NL/min, 給鉱速度 2 g/min で, 1 段~4 段反応器を使用し定常ガス利用率に及ぼす影響を調べたものである。

図中の丸印は実験データを示しており, 破線はウスタイト-鉄と 900°C で平衡する水素のガス利用率を表わしている。

ここで製品の還元率が高い場合 (例えば 70% 以上), 炉内の鉱石の流れが完全混合である限り, 炉内の大部分の還元鉄は Fe/FeO のみから構成されているものと考えられる。したがって利用率は Fe/FeO と平衡する水素のガス利用率を越えることはない。逆に高還元率下で, しかもガス利用率が Fe/FeO との平衡値を越える場合には, 炉内の鉱石の流れは完全混合ではなく, 混合の少ない状態 (例えば還元鉄が炉の長手方向に沿って Fe/FeO/Fe<sub>3</sub>O<sub>4</sub>/Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> の順に並んでいる状態), 即ちプラグフロー側にずれていることが予想される。従って高還元率下でのガス利用率を平衡値 (Fe/FeO) と比較することにより炉内の鉱石の流れをある程度推定できる。

さて Fig. 4 では, 測定されたガス利用率は, 段数の増加に伴い, 上昇して平衡ガス利用率を越え, 2~3 段で最大値を示しそれ以後低下している。

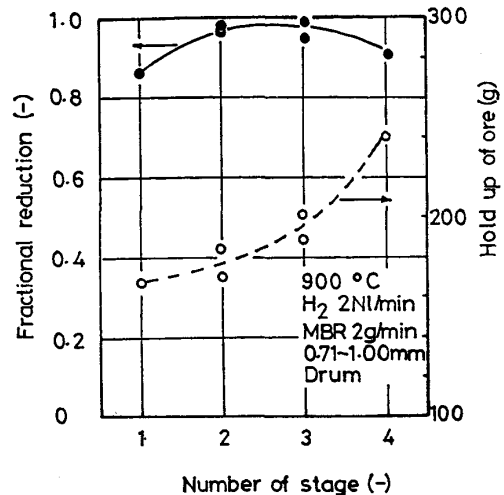


Fig. 5. Dependence of the number of stage on fractional reduction and hold up of ore.

Fig. 5 はこの時計算した定常還元率並びに実測した鉱石のホールドアップを示している。実線は定常還元率を, 破線は鉱石のホールドアップを示している。段数が増えると定常還元率は上昇し, 2~3 段で最大値をとり, それ以後減少している。一方, 鉱石のホールドアップは段数の増加に伴い, 単調に増加している。

以上の実験結果より, 高還元率であるので FeO よりも高い平衡ガス利用率の有した高級酸化物は存在していない筈であるにもかかわらず 2~4 段反応器では定常ガス利用率が平衡値を越えているため, 鼓胴内の容積が一定であるにもかかわらず, 還元反応は 1 段モデル以上で進行しているものと推定され, 堰を入れたことにより, 鉱石の流れがプラグフローに近づきこの効果が定常還元率に反映しているものと推定される。従って, 鉱石のホールドアップの増加に伴う鉱石の平均滞留時間の上昇のみならず, 多段化に伴う向流効果とも相まって, 定常還元率が上昇したものと推察される。

ただ, この多段鼓胴型反応器では鼓胴部内の内容積を変えないで堰を入れてあるため, 本実験に使用した大きさの 4 段反応器では, 鉱石の粒子径 (0.09 mm) に対する堰間距離 (12.5 mm) の比が約 14 となり, 壁効果を受ける領域に入ってきている<sup>10)</sup>。このため, 粒子壁間の摩擦力が高まり, 鉱石粒子が壁面を核として鉱石の壁付きを起こしやすい状態に置かれたものと考えられる。結果的に層中心部の鉱石粒子濃度が低下し, 従って, 鉱石とガスの接触効率が低下したことで, ガス利用率が低下したものと推察される。事実, 炉解体時には反応管を鉛直にして鼓胴部内の鉱石を取り出そうとしたが, 必ずしも全量排出されずハンマー等で鼓胴内を強打して初めて排出される鉱石粒子もあつた。この鉱石粒子は手で崩れ

る程度の焼結がみられ、1~3段では焼結した鉱石の全重量に占める比率は0.3~14%であつたが、4段では34%であり、焼結が還元率の低下の原因と推察される。

本実験以外にもシンタリングのため、実験の中断を余儀なくされたこともしばしばあつたので、シンタリングの発生が少ないと予想される750°Cでの還元を行うことにした。

Fig. 6は温度750°C、ガス流量を2, 4 Nl/min、給鉱速度4 g/minで1段及び2段鼓胴型反応器を使用し、向流還元させた際に実測された定常ガス利用率に及ぼす段数の影響をみたものである。水素流量が2 Nl/min及び4 Nl/minのいずれの場合においても、1段から2段に増えると定常ガス利用率は平衡値近傍(約32%)から10~20%上昇している。また鉱石のホールドアップが150 gから180 g程度迄上昇していることも考え合わせると、鉱石の平均滞留時間並びに多段化に伴う向流効果と相まってガス利用率が向上したものと推定される。ちなみに、鉱石のシンタリングはほとんど見られなかつた。

B. 多段コニカル型反応器

Fig. 7は温度750°C、水素流量2~4 Nl/min、給鉱速度4 g/minで、1~2段コニカル型反応器を使用し実測された定常ガス利用率に及ぼす段数の影響をみたものである。丸印は実験値を表し、破線は750°Cでヴユスタイト-鉄と平衡する水素のガス利用率を表している。水素流量が2~4 Nl/minのいずれの場合においても、段数が1段から2段に増えると定常ガス利用率は平衡値近傍から10~15%上昇している。一方鉱石のホールド

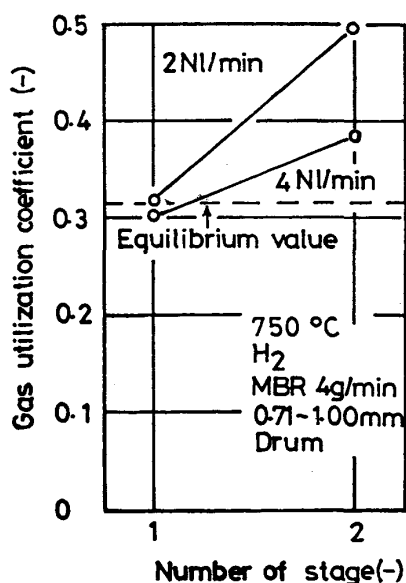


Fig. 6. Dependence of the number of stage on gas utilization coefficient.

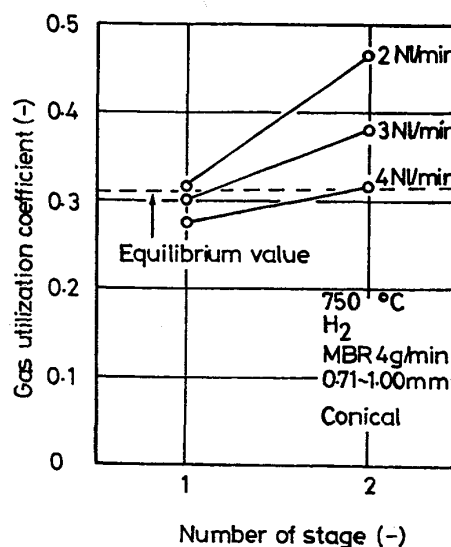


Fig. 7. Dependence of the number of stage on gas utilization coefficient.

アップが100 gから200 g程度まで上昇していることを考え合わせると、ホールドアップの増加に伴う平均滞留時間の上昇に加えて、多段化に伴う向流効果により、ガス利用率が向上したものと推定される。ただ、鼓胴型反応器とは鉱石の平均滞留時間が異なるのでコニカルに変えたガス利用率に及ぼす影響のみを検討できなかった。しかしこの手法は鉱石とガスの接触効率を高めるためには有効であると考えている。

C. L/D 反応器

鼓胴型及びコニカル型反応器の鼓胴部の形状は65 mm  $\phi$   $\times$  50 mmを基本として設計したが、この形状が向流還元にも最適なものか否かの問題は未検討であつたので、内容積を変えずに鼓胴部の内径Dに対する長さLの比L/Dを4種類変えて、向流還元にも及ぼす影響を検討した。

Fig. 8は温度750°C、水素流量2 Nl/min、給鉱速度2, 4, 6 g/minでL/Dが0.4, 0.8, 1.7, 2.9の反応器を使用し、向流還元時に測定した定常ガス利用率を表している。給鉱速度が2, 4, 6 g/minいずれの場合にも、L/Dが0.4, 0.8, 1.7, 2.9と増えるに伴い、定常ガス利用率は破線で示した平衡値近傍から、ほぼ直線的に増加している。

さて、結鉱速度が4 g/min及び6 g/minでは、還元率は40~55%の範囲にあるのでガス利用率がFe/FeOとの平衡値を越えても不思議ではない。しかし、給鉱速度が2 g/minでは、還元率は70~85%の範囲にあるので、多段鼓胴型反応器で述べたように、炉内の鉱石の流れが完全混合からプラグフロー側にずれていると考えない限り、ガス利用率がFe/FeOの平衡値を越えるこ

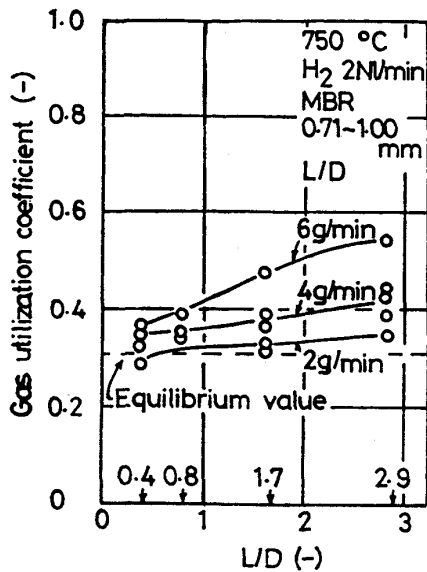


Fig. 8. Dependence of  $L/D$  value on gas utilization coefficient.

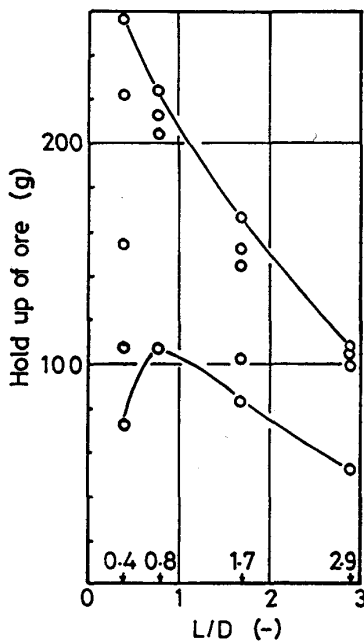


Fig. 9. Dependence of  $L/D$  value on hold up of ore.

とは説明できない。即ち、 $L/D$  反応器は1段反応器であるにもかかわらず1段以上の性能を有しているものと考えられる。

Fig. 9 は、Fig. 8 で実測された鉱石のホールドアップを示している。 $L/D$  の増加に伴い鉱石のホールドアップは減少する傾向にある。即ち  $L/D$  が増えると鉱石の平均滞留時間は減少するもののガス利用率は上昇して高還元率の場合でさえも平衡値を越える傾向を示し、向流効果が現われているためと推定される。結局  $L/D$  の大きな反応器では単段であるにもかかわらず還元反応を

1段以上で進行させ得ることが確認された。

### 3. 粒子滞留時間分布測定実験

向流還元実験では、鼓胴部の多段化または鼓胴部の形状を細長く変えることで1段以上の還元反応が進行しているものと実測されたガス利用率より推察されるが、直接的証拠はない。そこで、この点を明らかにするため、向流還元で使用した各反応器について室温で粒子滞留時間分布を測定した。

#### 3.1 実験装置

反応器内の鉱石粒子の混合状況を調べるため、コールドモデルでインパルス応答法<sup>11)</sup>により滞留時間分布を測定した。ここではバルク粒子中に含まれるトレーサー粒子の分別を容易ならしめるため、バルク粒子としてマグネシアを、トレーサー粒子としてはマグネタイトを使用した。粒径は向流還元実験で使用した鉱石の粒度 (0.71 ~ 1.00 mm) と同じにした。マグネタイトの見かけ密度は約 2.5 g/cm<sup>3</sup> で、マグネシアの見かけ密度は約 1.8 g/cm<sup>3</sup> であつた。マグネタイトだけが偏析する様子は見られず、マグネシア粒子中にはほぼ均一に分散していた。

装置は向流還元で使用したものとはほぼ同じである。ただ鉱石溜めの代わりにビニルホースを取り付けてその先端から排出される粒子を秤に乗せたピーカーに回収して、排出された粒子重量を一定時間毎に測定できるように変更した。

#### 3.2 実験方法

反応器を臨界回転数に調整後、マグネシア粒子を一定時間毎に一定量ずつ供給した。実験開始後暫くは鼓胴部に供給された粒子が全量蓄積されるので、マグネシア粒子は排出されないが実験の進行に伴いある程度鼓胴部内に蓄積されると、一部のマグネシア粒子が鼓胴部から排出されるようになり、ついにはマグネシアの供給速度と排出速度がほぼ一致し定常になる。その後も更にマグネシアの供給を続けて定常状態が保持されていることを十分確認した後、マグネシア粒子の代わりにトレーサーとして選んだマグネタイト粒子を一回だけ投入した。その後はマグネシア粒子だけを一定時間毎に一定量ずつ投入した。トレーサー粒子のマグネタイトを投入した直後から排出した粒子を 5 min 間隔で全量サンプルし、サンプル中にマグネタイトがほとんど検出されなくなるまで、実験を続けた。実験時間はトレーサー粒子投入後、1 h ~ 3 h であつた。

各サンプルに含まれたマグネタイト粒子だけを磁選し、その重量濃度  $W(t)$  を求め、次に示した(4)式より出口年齢分布関数  $E(t)$  を計算した。

$$E(t) = \frac{W(t)}{\sum W(t) \cdot \Delta t} \left[ \frac{1}{\text{min}} \right] \dots\dots\dots(4)$$

ここで  $\Delta t = 5 \text{ min}$  である。

更に(5)式より、内部年令分布関数を計算した。

$$I(t) = 1 - \int_0^t E(x) dx \quad [-] \dots\dots\dots(5)$$

3.3 実験結果

Fig. 10 は鼓胴部の内容積を変えずに、堰を入れた 1~4 段鼓胴型反応器に対する無次元内部年令分布関数を示す。無次元時間  $0 < \theta < 1$  で  $I(\theta) = 1$ ,  $\theta = 1.0$  で  $I(1) = 0$  を表した一点鎖線は、鉱石の流れがプラグフローの場合の分布関数を表しており、実測値がこの線に近づく程、流れはプラグフロー側に改善されていることを意味している。破線は鉱石の流れが完全混合の場合の分

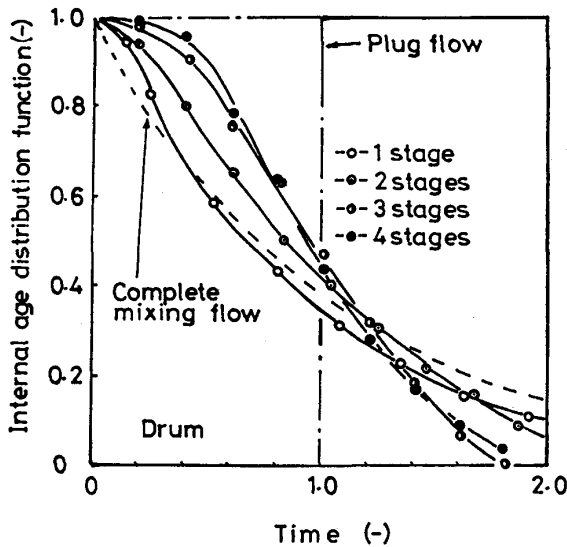


Fig. 10. Internal age distribution function obtained for drum type reactors.

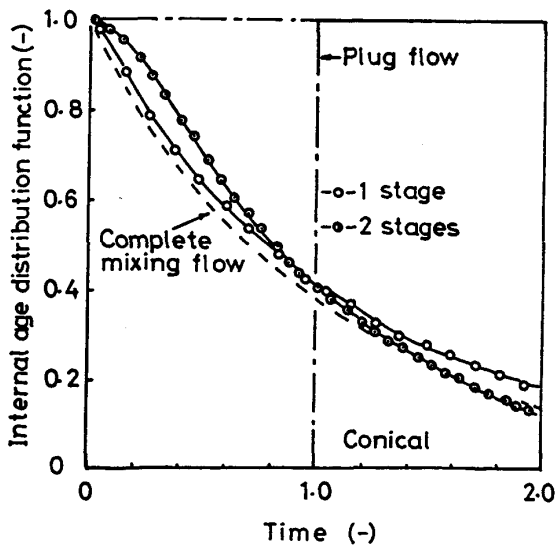


Fig. 11. Internal age distribution function obtained for conical type reactors.

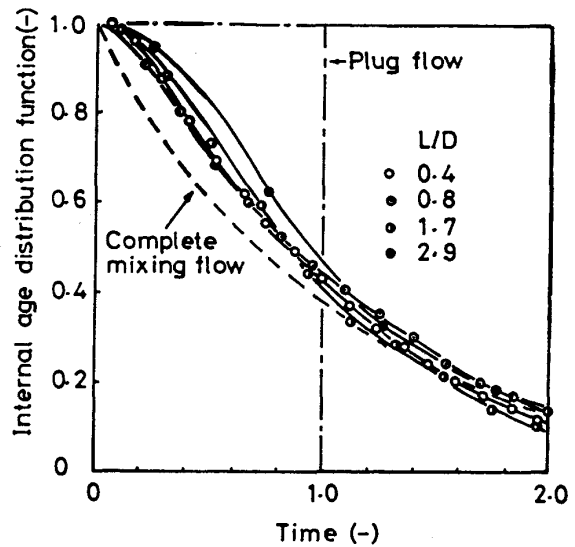


Fig. 12. Internal age distribution function obtained for L/D reactors.

布関数を表している。反応器の段数を 1~4 段に増加させると、分布関数は完全混合を表す破線で示された理論曲線から離れてプラグフロー側に移行している。ただ 4 段と 3 段で実測された分布関数の差はほとんど認められない。これは向流還元実験結果でも述べたように、本実験で使用した 4 段反応器では層内の粒子が壁効果を受けやすい領域にあり、理想的な回転流動状態が達成されなかつたためと推定している。1~3 段反応器で実測された分布関数は、槽列モデルの計算値とほぼ一致していることから考えて、1~3 段反応器内の単位層内の鉱石の流れは、完全混合であるものと推定される。

Fig. 11 は、1 段コニカル反応器と 2 段コニカル反応器を用いて測定した内部年令分布関数を表す。1 段反応器の内部年令分布関数は、破線で示した完全混合を意味する理論曲線とほぼ一致している。2 段反応器の内部年令分布関数は、単位反応器内の鉱石の流れを完全混合とした 2 段槽列モデルの計算値とほぼ一致している。

Fig. 12 は、L/D 反応器を用いて測定した内部年令分布関数を表している。点線は完全混合として計算した理論曲線を表している。L/D が 0.4, 0.8, 1.7 の内部年令分布関数はいずれも 2 段モデル近傍にあり、L/D が大きくなると 2 段モデルから若干プラグフローに移行する傾向にある。特に L/D が 2.9 の内部年令分布関数は、ほぼ 2 段モデルと 3 段モデルの中間にあり、2.5 段程度にある。

以上の粒子滞留時間分布測定実験結果より、反応器の多段化あるいは単位反応器の形状を細長く変えることにより、器内の鉱石の流れはいずれも完全混合からプラグフロー側へ移行することが明らかになった。向流還元実

験において測定したガス利用率が高還元率の場合でも平衡値を越えるものがあり、還元反応が1段以上で進行しているという推定とも、本実験結果は一致している。特に、 $L/D$  反応器においては  $L/D$  の増加に伴い、鉱石のホールドアップが大幅に減少するにもかかわらず、定常還元率の上昇する傾向を鉱石側の平均滞留時間だけでは説明出来なかつたが、滞留時間分布関数は  $L/D$  の増加に伴い、プラグフロー側に移行し、鉱石の流れが定常還元率を律速しているものと考えている。

#### 4. 結 言

粉鉱の有効利用を目的として流動層の一種である回転流動層に種々の反応器を使用して向流還元並びに鉱石の滞留時間分布に及ぼす影響を検討し、本実験条件下において次の結論に達した。

##### 1. 向流還元実験

###### (1) 多段鼓胴型反応器

鼓胴部の内容積を変えずに堰を入れる方式で多段化させた場合、鉱石のホールドアップは上昇し、定常還元率も上昇する。

###### (2) 多段コニカル型反応器

1段反応器を2個連結させて多段化させた場合、鉱石のホールドアップはほぼ倍増し、定常還元率も上昇する。

###### (3) $L/D$ 反応器

鼓胴部の内部積を変えずに、鼓胴部の内部  $D$  に対する長さ  $L$  の比  $L/D$  を増加させると、鉱石のホールドアップは減少するものの、定常還元率は上昇する。

##### 2. 滞留時間分布測定実験

###### (1) 多段鼓胴型反応器

1段～3段迄はほぼ槽列モデルで記述され、段数の増加に伴い、鉱石の流れがプラグフローに近づく効果は認められるが、4段では3段以上の改善効果が認められない。

###### (2) 多段コニカル型反応器

1段及び2段反応器で実測された内部年令分布関数は、ほぼ槽列モデルで記述され、段数を1段から2段に増やすと、器内の鉱石の流れは完全混合からプラグフロー側に改善される。

###### (3) $L/D$ 反応器

$L/D$  が 0.4, 0.8, 1.7 の反応器で実測される内部年令分布関数は、ほぼ2段槽列モデルで記述される。 $L/D$  が 2.9 の反応器で実測される内部年令分布関数は 2.5 段程度に相当した向流効果が認められる。

#### 文 献

- 1) 西田信直: 鉄と鋼, 62 (1976), p. 705
- 2) R. L. STEPHENSON and R. M. SMAILER: Direct Reduced Iron (Iron and Steel Society of AIME) (1980), p. 64
- 3) 近藤真一: 鉄と鋼, 60 (1974), p. 1542
- 4) 相馬胤和: 鉄と鋼, 52 (1966), p. 1320
- 5) 相馬胤和: 鉄と鋼, 58 (1972), p. 1557
- 6) 相馬胤和: 鉄と鋼, 61 (1975), p. 909
- 7) 天辰正義, 高本 泰, 相馬胤和: 鉄と鋼, 66 (1980), p. 1995
- 8) 小林一彦, 相馬胤和: 鉄と鋼, 67 (1981), S. 742
- 9) 小林一彦, 天辰正義, 相馬胤和: 鉄と鋼, 68 (1982), S. 777
- 10) 三輪茂雄: 粉体工学通論 (1980), p. 37 [日刊工業新聞社]
- 11) O. LEVENSPIEL: Chemical Reaction Engineering (1972), p. 267 [John Wiley & Sons]