

© 1988 ISIJ

## 論文

シャフト式還元炉とキュポラ式溶解炉の  
3次元数学モデル山岡秀行\*・亀井康夫\*<sup>2</sup>A Three Dimensional Mathematical Simulation Model of Shaft  
Type Reduction Furnace and Cupola Type Melting Furnace

Hideyuki YAMAOKA and Yasuo KAMEI

## Synopsis:

A three dimensional mathematical simulation model has been developed to study on the scale up of a new ironmaking process (SC process) which consists of a shaft type reduction furnace and a cupola type melting furnace. Results obtained are as follows ;

1) The fuel rate of a 2 400 t/d plant with the productivity of 5 t/dm<sup>3</sup> is estimated to be 525 kg/t.

2) In this case, gas and solid flows tend to deviate from the uniform flow, which gives effects on the operational performance. Especially, discharging holes must be located at the appropriate positions of the reduction furnace to increase the gas utilization degree.

Key words : ironmaking ; smelting reduction ; shaft type furnace ; mathematical simulation model.

## 1. 緒 言

シャフト炉式の還元炉とキュポラ式の溶解炉から構成し、溶解炉で酸素送風するとともに微粉炭を多量に吹き込むことにより、高炉に匹敵する熱効率を維持しつつ高生産性を達成し、かつ、原料制約条件の緩和を図る新しい製鉄法 (SC 法) の開発に着手し、公称 8 t/d の試験炉による基本機能の実証試験を完了した<sup>1)2)</sup>。

試験炉は炉径が 1 m 未満に対して炉高が約 3 m と高く、ガス流れ、荷下がりとともにピストンフローに近いと推定される。しかし、大型化する場合、ガス流速や原料に加わる荷重の極度の増加を緩和させる観点から、炉体を相似的に拡大するのではなく、炉径を相対的に増加させ、炉高/炉径比を低下させていく必要があるが、この場合、ガス流れや荷下がりの半径方向、円周方向偏差が増大し、操業成績に影響をおよぼす可能性がある。

このような問題を検討するため、高炉内現象に関する従来の知見を総合して還元炉と溶解炉の 3 次元数学モデルを作成し、試験炉の操業実績と対比して妥当性を検討するとともに大型炉の操業予測への適用を試みた。

## 2. 数学モデルの構成

還元炉ではコークスに関連する化学反応が生起しない点および溶銑とスラグの生成がない点を除外すれば還元炉と溶解炉は基本的に同一構造とみなすことができるの

Table 1. State variables considered in the mathematical simulation model.

Items	Phase	Solid (s)		
	Gas (g)	Ore (o)	Coke(c)	Liquid (l)
Velocity	$\bar{U}_g$ (m/s)	$\bar{U}_s$ (m/s)	$\bar{U}_c$ (m/s)	$\bar{U}_l$ (m/s)
Temperature	$T_g$ (°C)	$T_s$ (°C)	$T_c$ (°C)	$T_l$ (°C)
Density	$\rho_g$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\rho_o$ (kg/m <sup>3</sup> ob)	$\rho_c$ (kg/m <sup>3</sup> cb)	$\rho_l$ (kg/m <sup>3</sup> )
Space fraction	$V_g$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> b)	$V_o$ (m <sup>3</sup> ob/m <sup>3</sup> b)	$V_c$ (m <sup>3</sup> cb/m <sup>3</sup> b)	$V_l$ (m <sup>3</sup> /m <sup>3</sup> b)
Component	$X_{g1}$ ... CO	$X_{o1}$ ... Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	$X_{c1}$ ... C	$X_{l1}$ ... Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
	$X_{g2}$ ... CO <sub>2</sub>	$X_{o2}$ ... Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>	$X_{c2}$ ... Ash	$X_{l2}$ ... Fe <sub>3</sub> O <sub>4</sub>
	$X_{g3}$ ... H <sub>2</sub>	$X_{o3}$ ... FeO	—	$X_{l3}$ ... FeO
	$X_{g4}$ ... H <sub>2</sub> O	$X_{o4}$ ... Fe	—	$X_{l4}$ ... Fe
	$X_{g5}$ ... N <sub>2</sub>	$X_{o5}$ ... Others	—	$X_{l5}$ ... Others
Diameter	—	$d_o$ (m)	$d_c$ (m)	—
Void ratio	—	$\epsilon_o$ (m <sup>3</sup> ob/m <sup>3</sup> b)	$\epsilon_c$ (m <sup>3</sup> cb/m <sup>3</sup> b)	—
Pressure	$P_g$ (Pa)	—	—	—

昭和 61 年 10 月本会講演大会にて発表 昭和 63 年 2 月 24 日受付 (Received Feb. 24, 1988)

\* 住友金属工業(株)鉄鋼技術研究所 (Iron & Steel Research Laboratories, Sumitomo Metal Industries, Ltd., 16 Oaza-Sunayama Hasakimachi Kashima-gun Ibaraki pref. 314-02)

\*<sup>2</sup> 住友金属工業(株)鉄鋼技術部 (現:(社)日本鉄鋼連盟) (Iron and Steel Technical Development Department, Sumitomo Metal Industries, Ltd., Now The Japan Iron and Steel Federation)

で、数学モデルは還元炉、溶解炉に共用の構成とした。

2.1 状態変数、および輸送現象

状態を示す変数を Table 1 に整理した。

炉内には気相(添え字  $g$ )、コークス充填層(添え字  $c$ )と鉱石充填層(添え字  $o$ )からなる固相(添え字  $s$ )および溶銑とスラグを一体とみなした液相(添え字  $l$ )の3相が存在するとした。それぞれの状態を記述する変数(状態変数と称することにする)として流速(3次元ベクトル)、温度、密度、空間占有率、組成、コークスと鉱石の粒子径、空隙率およびガスの圧力を使用した。

容積の単位について付記すると、 $m^3b$  は充填層の全容積、 $m^3ob$ 、 $m^3cb$  は内部空隙を含む鉱石充填層の容積とコークス充填層の容積、 $m^3$  は充填層の空隙に存在する気相または液相の容積を示す。鉱石およびコークス充填層の空間占有率は単位容積に占めるそれぞれの充填層容積の比率で定義した。炉内に空洞がない場合、 $V_o + V_c = 1$  である。また、気相および液相の空間占有率は単位容積に占めるそれぞれの容積比率で定義している。

輸送現象とその速度の記述方法を Table 2 に示す。

炉内ではさまざまな化学反応が生起していると考えられるが、ここでは化学反応( $R_k$ ,  $k = 1 \sim 10$ :  $kmol/m^3b/h$ )

として鉱石の CO および  $H_2$  によるガス還元反応(CO に対して  $k = 1 \sim 3$ ,  $H_2$  に対して  $k = 4 \sim 6$ )、熔融還元反応( $k = 7$ )、コークスと  $CO_2$ ,  $H_2O$  との反応( $k = 8, 9$ )およびシフト反応( $k = 10$ )を考慮した。

鉱石のガス還元反応には3界面未反応核モデルを適用したが、主要な化学反応と考えられるため、還元反応実験を行い有効拡散係数と反応速度定数を決定した。焼結鉱に対する定数を Table 3 に示す。

鉱石の溶解( $R_k$ ,  $k = 11$ ;  $kg/m^3b/h$ )も考慮し、鉱石の温度が融点( $1400^\circ C$ )に達した段階から溶解が完了するまで固相の温度が鉱石の融点に保たれるとして後述の固相の熱量保存式(3)式から溶解速度を評価した。

異相間の熱伝達に関する伝熱容量係数( $ahp_{p,p}$ ;  $kcal/m^3b/h/^\circ C$ )の記述には RANZ MARSHALL の式<sup>6)</sup>を適用した。固相-気相間の伝熱容量係数はコークス充填層と鉱石充填層の伝熱容量係数を算出し、体積平均した。液相-固相間の伝熱容量係数は液が固相の空隙に充満していると仮定して計算した液相-固相間の伝熱容量係数に液相の空間占有率を掛けて補正した。液相-気相間の熱伝達は無視した。

固相に関しては熱伝導も考慮した。ただし、等方性を仮定し、熱伝導度( $\lambda_s$ ;  $kcal/m/h/^\circ C$ )としては便宜上、矢木、国井による流れのある充填層内での流れに垂直な方向の有効熱伝導度記述式<sup>7)</sup>を用いた。

火入れや休風などの非定常操業の検討には耐火物の熱容量が問題になるため、耐火物内部の熱伝導も考慮した。

一方、溶解炉では高炉と同様、羽口前にレースウェイが形成される<sup>1)</sup>。しかし、ここではレースウェイは検討の対象外とし、酸素、空気、水蒸気および微粉炭がコークスとともに燃焼して生成する  $CO$ ,  $H_2$ ,  $N_2$  からなる高温ガスが羽口から吹き込まれ、同時に燃焼で消費されるコークスが羽口から排出されると仮定した。生成するガスの組成と消費されるコークスの量は送風条件を用いて総括物質収支計算で求め、生成するガスの温度は羽口冷却による抜熱を考慮した総括熱収支計算により求めた。

溶銑成分に関しては、 $C = 4.5\%$  とし、鉄鉱石が溶解、還元されて溶銑が生成する時点において浸炭されるものとした。その他の元素の溶銑移行反応は無視した。

炉底の湯流れも検討対象外とし、溶銑とスラグは炉底に到達した時点で消滅するものとした。

2.2 状態記述式

非定常を想定して状態記述式を作成した。

密度と組成は物質収支から、温度は熱量収支からそれぞれ次のように記述される。

Table 2. Transport phenomena considered in the mathematical simulation model.

Transport phenomena		Presentation
Chemical reaction ( $R_k$ )	$FeOx + CO \rightarrow FeO_{x-1} + CO_2$	Unreacted core model
	$FeOx + H_2 \rightarrow FeO_{x-1} + H_2O$	with 3 interfaces
	$FeO + C \rightarrow Fe + CO$	Muchi's equation <sup>3)</sup>
	$CO_2 + C \rightarrow 2CO$	Miyasaka's equation <sup>4)</sup>
	$H_2O + C \rightarrow H_2 + CO$	Gadsby's equation <sup>5)</sup>
	$H_2O + CO \rightarrow H_2 + CO_2$	Equilibrium
Heat exchange ( $ahp_{p,p}$ )	Gas and Solid	Ranz Marshall's equation <sup>6)</sup>
	Solid and Liquid	
	Liquid and Gas	Neglected
Heat conduction ( $\lambda \nabla^2 T$ )	Solid phase	$\lambda$ effective <sup>7)</sup>
	Refractories	$\lambda$ refractories

Table 3. Rate constants of the sinter in the three interface unreacted core model.

Stage	Reduction rate; $k_i$ (cm/s)	Diffusibility; $De_i$ (cm <sup>2</sup> /s)
$Fe_2O_3 \rightarrow Fe_3O_4$	$1970 e^{-7400/Ts'}$	$0.181 e^{-1180/Ts'} D_m$
$Fe_3O_4 \rightarrow FeO$	$1970 e^{-7400/Ts'}$	$0.320 e^{-1180/Ts'} D_m$
$FeO \rightarrow Fe$	$CO \frac{669}{H_2} e^{-7850/Ts'}$	$0.887 e^{-1180/Ts'} D_m$

( $Ts'$ : solid temperature ( $^\circ K$ )  
 $D_m$ : molecular diffusibility (cm<sup>2</sup>/s))

$$\frac{\partial}{\partial t} (V_p \rho_p) + \text{div} (V_p \rho_p \vec{u}_p) - \sum_i \sum_k (m_{pki} R_k) = 0 \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (V_p \rho_p X_{pi}) + \text{div} (V_p \rho_p X_{pi} \vec{u}_p) - \sum_k (m_{pki} R_k) = 0 \quad \dots\dots\dots (2)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (V_p \rho_p c_p T_p) + \text{div} (V_p \rho_p c_p T_p \vec{u}_p) \\ - \sum_p (ahp_{p-p'} (T_{p'} - T_p)) \nabla^2 (\lambda_p T_p) \\ - \sum_k ((r_{p,k} \Delta H_k - \sum_i c_{pi} m_{pki} T_p) R_k) = 0 \dots\dots (3) \end{aligned}$$

添え字  $p$  は相の区分,  $c_p$  は各相の平均比熱,  $m_{pki}$  は化学量論係数,  $\Delta H_k$  は化学反応熱を示す.  $r_{p,k}$  は化学反応熱の各相への配分比率であるが, 全量固相に配分される ( $r_{s,k} = 1$ ) とした.

コークスと鉱石の空隙率と粒子径, およびコークス充填層, 鉱石充填層, 液相の空間占有率に関しては, 溶解による鉱石の体積消滅のみを考慮し, 次式で規定した.

$$\frac{\partial}{\partial t} (V_p \epsilon_p) + \text{div} (V_p \epsilon_p \vec{u}_p) + \epsilon_p \delta_p R_{11} / \rho_p = 0 \quad \dots\dots\dots (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (V_p d_p) + \text{div} (V_p d_p \vec{u}_p) + d_p \delta_p R_{11} / \rho_p = 0 \quad \dots\dots\dots (5)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} V_p + \text{div} (V_p \vec{u}_p) + \delta_p R_{11} / \rho_p = 0 \quad \dots\dots\dots (6)$$

ここに  $V_o + V_c = 1$  である. また,  $\delta_o = -1$ ,  $\delta_c = 0$ ,  $\delta_l = 1$  である.

気相の空間占有率は鉱石およびコークスの充填層空隙の和から液相の空間占有率を差し引いて求めた.

耐火物に対しては次の 3 次元熱伝導方程式を適用した.

$$\rho_r c_r \frac{\partial}{\partial t} T_r - \nabla^2 (\lambda_r T_r) = 0 \quad \dots\dots\dots (7)$$

添え字  $r$  は耐火物を示し,  $T_r$  は耐火物の温度 ( $^{\circ}\text{C}$ ),  $\lambda_r$  は耐火物の熱伝導度 ( $\text{kcal/m/h/}^{\circ}\text{C}$ ) を示す.

炉内と耐火物の境界条件としては, 炉内と耐火物の熱伝達係数として国井の式<sup>8)</sup>を使用し, 次式で記述した.

$$\lambda_r \frac{\partial}{\partial r} T_r = \lambda_s \frac{\partial}{\partial r} T_s = h_w (T_{s,w}) - T_{r,w} \dots\dots (8)$$

添え字  $w$  は炉内と炉壁の境界を示し,  $h_w$  は耐火物炉内表面と炉内固相間の熱伝達係数 ( $\text{kcal/m}^2/\text{h/}^{\circ}\text{C}$ ) を示す.

力の伝播速度は熱や物質の移動速度に比して速いので各相の運動は定常状態を仮定して以下のように記述した.

ガス流れには充填層内のガス流れ記述に一般的に使用されている ERGUN の式を 3 次元に拡張して使用した.

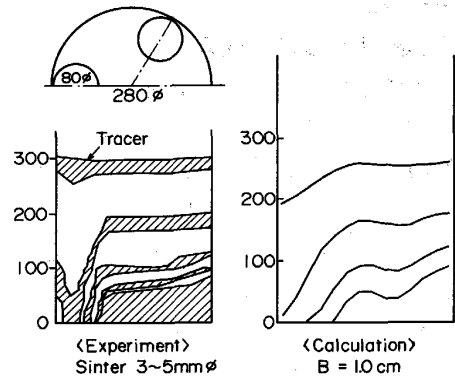


Fig. 1. Comparison of timelines observed with those calculated by the kinematic model.

$$\begin{aligned} -\text{grad } P_g = & \left\{ 150 \mu_g \left( \frac{1 - \epsilon_p}{d_p \epsilon_p} \right)^2 \right. \\ & \left. + 1.75 \rho_g \left( \frac{1 - \epsilon_p}{d_p \epsilon_p} \right) \frac{|\vec{u}_p|}{\epsilon_p} \right\} \frac{\vec{u}_p}{\epsilon_p} \quad \dots\dots\dots (9) \end{aligned}$$

ここで, 空隙率と有効直径は鉱石およびコークス充填層に対して計算し, 体積平均した. ただし, 液相が存在する場合には充填層の空隙率から液相の空間占有率を差し引いて補正した.

密度と圧力の換算には理想気体の状態方程式を用いた.

$$\frac{P_g}{P_{g0}} = \frac{\rho_g}{\rho_{g0}} \cdot \frac{T_g}{T_{g0}} \quad \dots\dots\dots (10)$$

荷下がりに対しては, 各種定量化の試みがなされているが, 現段階ではガス流れや液流れとの相互作用を考慮した満足すべき記述方法は確立されていない. ここでは, 水平方向の流速は垂直方向の流速の水平方向勾配に比例するとする Kinematic モデル<sup>9)</sup>を適用することとした.

$$u_{sr} = -B \frac{\partial}{\partial r} u_{sz}, \quad u_{s\theta} = -B \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial}{\partial \theta} u_{sz} \dots (11)$$

Kinematic モデルを 3 次元に適用することの妥当性について排出口を 3 個有する円筒模型で焼結鉱を用いた荷下がり実験により調査した. Kinematic モデル計算と実験結果を対比させた結果を Fig. 1 に示す. 定数  $B$  を 1 cm 程度に設定すれば実験結果を説明できることが確認された. 粒子径の異なる場合, Kinematic モデルの考えに従い, 定数  $B$  は粒子径に比例する<sup>9)</sup>とした.

液の滴下流れに関しても各種の定量化の試みがなされているが, 定説はない. ここでは乗直滴下を仮定した.

$$u_{lr} = 0, \quad u_{l\theta} = 0, \quad u_{lz} = \text{constant} \quad \dots\dots\dots (12)$$

### 2.3 計算方法

状態記述式は時間と空間座標に関する偏微分方程式で

あるが、気相と液相の流速は固相の流速に比較して速いと考えられるので気相と液相に対しては擬定常状態を仮定し、時間微分項を省略した。具体的な計算は以下の手順に従った。

①ある時刻における固相の状態変数と耐火物内部の温度を初期条件とする。

②その時刻における操業条件を用い、炉頂から装入される固相の状態変数、羽口から吹き込まれる気相の流速と状態変数および排出口から排出される固相の流速を算定して特定境界条件とする。

③ガス流れを記述する(9)式、気相の質量保存式(1)式および状態方程式(10)式を使用して気相の流速を計算する。

④得られた気相の流速を用い、気相の質量保存式(1)、(2)式および熱量保存式(3)式を使用し、気相の状態変数および化学反応と異相間熱交換速度を計算する。

⑤所定の液相の流速を用い、液相に対する質量保存式(1)、(2)式、熱量保存式(3)式および空間占有率の記述式(6)式を使用して液相の状態変数を計算する。

⑥荷下がり記述する(11)式とコークス充填層、およ

び鉱石充填層の体積占有率を記述する(6)式を用いて固相の流速を計算する。

⑦得られた固相の流速を用い、固相に対する質量保存式(1)、(2)式、熱量保存式(3)式および充填層の状態の記述式(4)、(5)、(6)式および耐火物の熱伝導に関する(7)、(8)式を使用して固相の状態変数および耐火物内部温度の経時変化を計算し、微小時刻後ににおける固相の状態変数と耐火物内部の温度を求める。

以上の手続きを繰り返す、状態の変化過程と定常状態を求める。

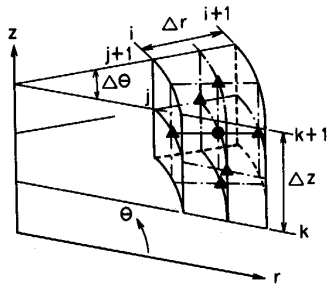


Fig. 2. Mesh construction for the calculation of differential equations.

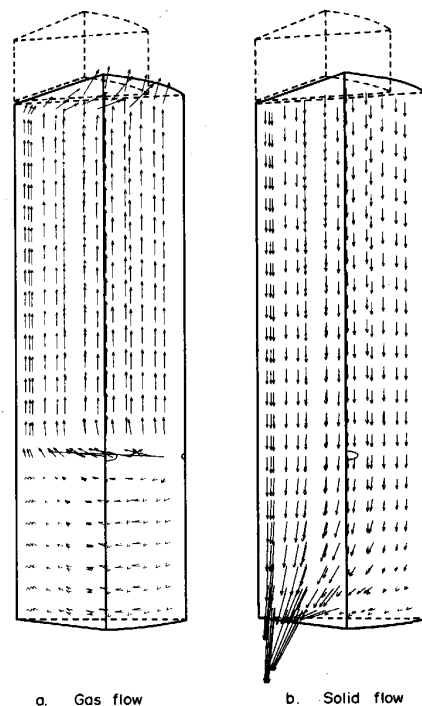


Fig. 3. Calculated flow patterns of gas and solid in the reduction furnace.

Table 4. Operation data of reduction furnace in pilot scale plant.

Raw material		Reducing gas				
Species	Rate	Rate	Temp.	Press.	CO	CO <sub>2</sub>
Sinter	557 kg/h	742 Nm <sup>3</sup> /h	878 °C	1.48 kg/cm <sup>2</sup> G	41.6%	6.4%
		Product			Top gas	
H <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	Rate	R.D.	-5mm	? CO+H <sub>2</sub>	Temp.
21.2%	4.7%	446 kg/h	95.8%	4.0%	40.0%	418 °C

Table 5. Operation data of the melting furnace in pilot scale plant.

Reduced sinter		Blast conditions			Bosh gas	
R. D.	Temp.	O <sub>2</sub>	Coal	Pressure	Volume	Temp.
98.6%	25 °C	255 Nm <sup>3</sup> /h	275 kg/h	1.5 kg/cm <sup>2</sup> G	908 Nm <sup>3</sup> /h	2309 °C
Pig iron		Top gas			Fuel ratio	
Rate	Temp.	Temp.	? CO+H <sub>2</sub>	Coke	Coal	Total
8.1 t/d	1432 °C	950 °C	3.0%	443 kg/t	819 kg/t	1262 kg/t

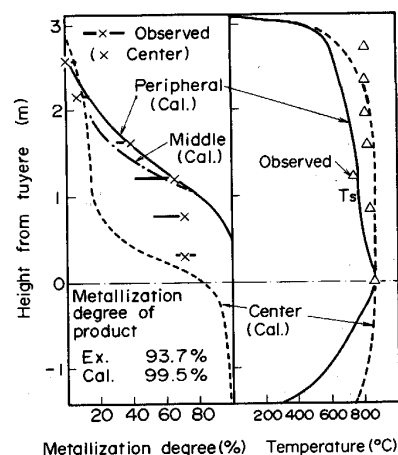


Fig. 4. Observed and calculated distribution of process variables in the reduction furnace.

炉自体は完全な円筒ではないが計算では円筒を仮定し、円筒座標を採用した。③~⑦は偏微分方程式の計算であるが、Fig. 2 に示すメッシュ構造を使用し、差分法を適用した。計算時間はコンピューターとして IBM 3090 を使用した場合、実時間の 0.2 ないし 0.5 倍であった。

### 3. 試験炉操業との対比

数学モデルの妥当性の検討を目的として試験炉操業に対する計算を実施し、実績と比較した。計算の対象とした還元炉と溶解炉の操業条件を Table 4, 5 に示した。

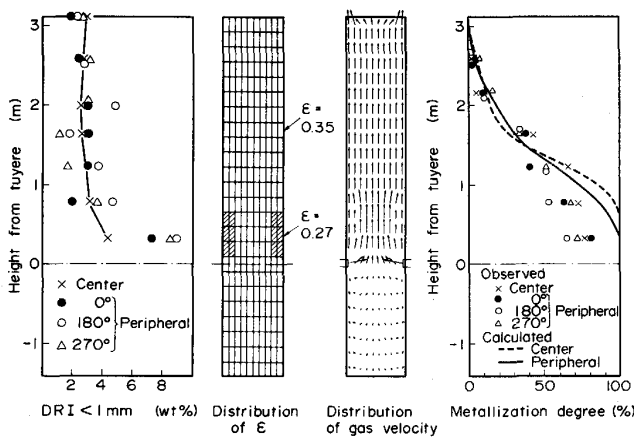


Fig. 5. Metallization degree in the reduction furnace calculated considering the effect of accumulation of fine ore carried by gas flow.

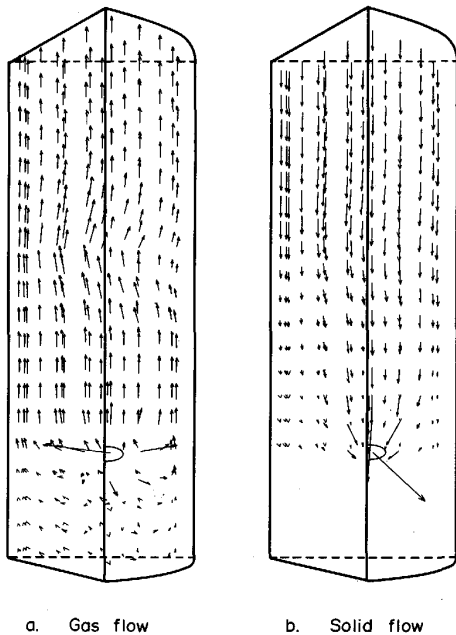


Fig. 6. Calculated flow pattern of gas and solid in the melting furnace.

### 3.1 還元炉

Fig. 3 に計算で得られた炉内のガス流れと荷下がりの 3 次元ベクトル表示を示す。羽口近傍と排出口近傍を除き、ピストンフローに近い流れと計算されている。

Fig. 4 に温度分布と金属化率の計算結果を実測結果と対比させて示す。高さ方向の温度分布はおおむね操業中の実測値と一致している。ただし、操業後の解体調査で得られた金属化率は中心部の方が高いのに対して計算では炉壁の方が高く、傾向が一致していない。そこで同時に得られた -5 mm 粉の炉内分布を用い、-5 mm 粉の嵩体積相当量の空隙が閉塞されていたと仮定し、空隙率分布を補正して再計算すると、Fig. 5 に示すように、計算でも中心部の金属化率のほうが高くなり、傾向が一致した。すなわち、羽口上方の炉壁近傍に -5 mm 粉が偏在して炉壁側のガス流れを抑圧し、炉壁側の還元を阻害していたことが考えられる。

以上、粉の挙動を考慮していない点の問題は残るが、還元炉に対する輸送現象記述はおおむね妥当と考えられる。羽口上方炉壁近傍に粉が滞留する可能性に関しては充填層内固気 2 相流の検討<sup>10)</sup>で指摘されており、今後このような現象の取り込みを図る必要がある。

### 3.2 溶解炉

Fig. 6 にガス流れと荷下がりの計算結果を示す。還元炉と同様、羽口レベル以上のガス流れと荷下がりはおおむねピストンフローである。しかし、鉬石の溶解消滅のためにシャフト中段以下で荷下がり速度が低下している。また、羽口レベル近傍の中心部での流速は極めて小さく、実質的には不動領域が形成されている。

一方、操業では還元率 95.8% の焼結鉬を使用しているため化学反応の記述方法の妥当性に関する検討はできないが、熱交換に関連した溶銑温度、炉頂ガス温度、炉内温度分布等の計算値は実測値と比較して著しく高くなり、大きな不一致が認められた。ただし還元炉では温度分布の計算と実績は比較的良く一致している。そこで問題は溶解炉に固有の滴下帯に関する記述方法にあると考え、液の滴下速度、耐火物の熱伝導度、滴下帯以下での

Table 6. Modification of transport phenomena in the mathematical simulation model for melting furnace.

Transport phenomena	Modification
Heat conduction in refractories	$\lambda r = 6.0 \cdot \lambda r^0$
Heat exchange between gas and coke	$ah_{p-g-c} = 0.06ah_{p-g-c}^0$
Heat exchange between liquid and coke	$ah_{p-c-l} = 0.10ah_{p-c-l}^0$
Velocity of liquid	$U_{lz} = 0.10m/s$

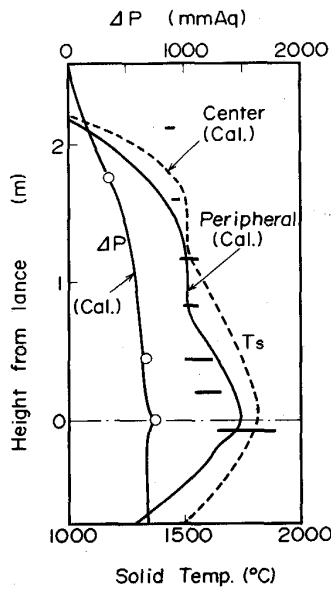


Fig. 7. Calculated and observed distribution of solid temperature and pressure drop in the melting furnace.

固相-気相および固相-液相の伝熱容量係数の4項目を、炉頂ガス温度、溶銑温度、羽口レベルのコークス温度およびスラグ中 FeO の4項目の計算が実績と一致する条件で補正した結果、Table 6 に示す補正が必要であった。この結果、圧力損失と固相の温度分布に例をとれば、計算と実績には Fig. 7 に示す一致性が得られた。

耐火物としては不定型耐火物を使用しているため熱伝導度の物性値（メーカー提示値）自体の妥当性が問題となる。しかし、異相間伝熱の伝熱容量係数、液の滴下速度などは理論的、実験的な根拠をもとに定められるべきものであり、計算を実績に一致させるように補正を加えることの是非には問題が残る。

以上、溶解炉に関しては必ずしも数学モデルの妥当性は検証されなかつた。ここでは Table 6 に示す補正を妥当とみなして本数学モデルを次章の大型化問題に適用するが、今後、溶銑とスラグの運動記述の改良、金属や金属酸化物の蒸発、凝縮による熱移動現象の取り込みなど、滴下帯以下の現象記述の精度向上を図る必要がある。

#### 4. 大型炉の操業条件の検討

試験炉操業実績との比較検討結果を踏まえ、溶解炉に対しては Table 6 に示す輸送現象記述の修正を加えた後、本数学モデルを大型炉の操業検討に適用した。

##### 4.1 前提条件

試験炉は日産約 10 t である。そこで、大型炉としては生産能力 100 t/d と 2400 t/d の炉を対象とした。

主要寸法を Table 7 に整理して示す。試験炉操業で

Table 7. Dimension of reduction furnace and melting furnace for the scale up of SC process.

		Pilot plant	100 <sup>t</sup> plant	2400 <sup>t</sup> plant
R. F.	Hearth diameter	0.75 m	1.74 m	5.70 m
	Effective height	3.12 m	4.52 m	7.40 m
	Volume	1.32 m <sup>3</sup>	10 m <sup>3</sup>	189 m <sup>3</sup>
	Discharge hole	1	3	6
M. F.	Hearth diameter	0.90 m	2.00 m	6.30 m
	Effective height	2.50 m	4.20 m	7.60 m
	Volume	1.96 m <sup>3</sup>	16 m <sup>3</sup>	292 m <sup>3</sup>
	Charge shoots	1	3	6
	Tuyeres	3	6	24

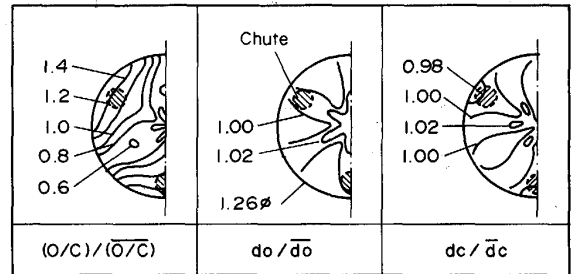


Fig. 8. Burden distribution investigated by a cold model experiment.

は出銑比 3 ないし 5 t/d/m<sup>3</sup> が達成された<sup>2)</sup>ことを踏まえ、100 t 炉と 2400 t 炉の出銑比を 4 t/d/m<sup>3</sup>、5 t/d/m<sup>3</sup> として炉容積を設定した。試験炉の炉高/炉径比は溶解炉で 2.8、還元炉で 4.2 であるが、大型化とともに炉高/炉径比を低下させることとし、2400 t 炉では炉高/炉径比を溶解炉で 1.2、還元炉で 1.3 とし、100 t 炉では 2400 t 炉と試験炉との中間の値とし、炉容積と炉高/炉径比を用いてそれぞれの炉高と炉径を設定した。

鉄原料は焼結鉱、塊鉱、ペレットの混合物とし、T. Fe = 58%, FeO = 4.19%, 脈石 = 17.6%, 平均粒度 = 19 mm とした。コークスは C = 88.2%, 灰分 = 11.8%, 平均粒度 = 42 mm とし、微粉炭は C = 77.1%, H = 4.7%, O = 8.8%, N = 1.4%, 灰分 = 8.0% とした。

送風条件に関しては微粉炭/酸素 = 1.2 kg/Nm<sup>3</sup>、理論燃焼温度 = 2300°C の条件で微粉炭、酸素および空気の使用量を決定した。

大型化にともない装入物の不均一分布が問題になるが、還元炉では鉱石を層頂に接する複数個の固定装入口から装入するため粒度の不均一分布度合いは小さいと考え、均一分布と仮定した。

一方、溶解炉では予備還元鉱石とコークスを混合して

複数個の固定式装入口から溶解炉原料層頂に落とし込むものとする、落下過程で原料が分級されるため、予備還元鉱石とコークスの存在比率、予備還元鉱石およびコークスの粒子径の半径方向および円周方向の不均一分布が問題となる。そこで粒子径が 10 から 25 mm の焼結鉱と粒子径が 20 から 50 mm のコークスを使用し、直径 1.26 m の円筒模型を用いて装入実験を実施して装入物分布を調査した。結果の一例を Fig. 8 に示す。ここでは 3 個の装入口を等間隔に設置しているが、装入口

の直下で予備還元鉱石/コークス比率が高く、予備還元鉱石、コークスともに粒度は小さくなる傾向が確認された。100 t 炉、2400 t 炉ともに実験装置と炉径が異なるが、炉半径で無次元化された位置 ( $r/R$ ) における装入物分布の偏差は一定と仮定して装入物分布を設定した。

4.2 大型炉の操業予測

操業成績予測結果を Table 8 に示す。

100 t 炉の場合、還元炉、溶解炉の荷下がり、ガス流れに大きな偏差は認められず、出銑比 4 t/d/m<sup>3</sup> 程度の条件で燃料比は 580 kg/t と計算された。

Table 8. Operation data of SC process evaluated by the mathematical simulation model.

		10 <sup>t</sup> plant	100 <sup>t</sup> plant	2400 <sup>t</sup> plant
Iron ore (kg/t)		1665	1611	1611
Fuel	Coke (kg/t)	431	179	179
	Coal (kg/t)	472	401	346
	Fuel (kg/t)	903	580	525
Blast	O <sub>2</sub> (Nm <sup>3</sup> /t)	507	305	260
	Air (Nm <sup>3</sup> /t)	389	157	134
	H <sub>2</sub> O (kg/t)	90	0	0
Off gas	Volume (Nm <sup>3</sup> /t)	2.256	1.119	970
	Temp. (°C)	326	171	130
	CO (%)	36.1	34.0	32.8
	CO <sub>2</sub> (%)	23.3	35.2	36.9
	H <sub>2</sub> (%)	11.7	8.1	7.5
	H <sub>2</sub> O (%)	5.1	11.0	11.4
Pressure drop (Pa)	Melting furnace	2500	2000	16320
	Reduction furnace	3020	10150	23780

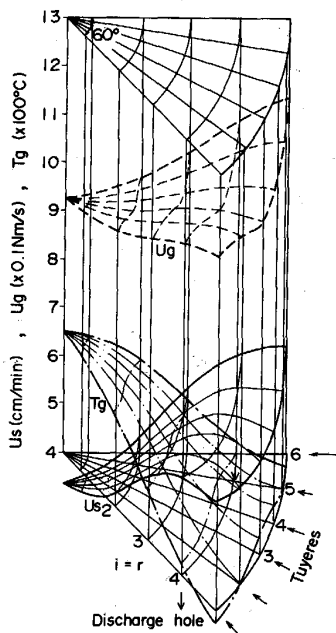


Fig. 9. Gas and solid velocity and gas temperature at the top of 2400 t/d reduction furnace calculated by the model.

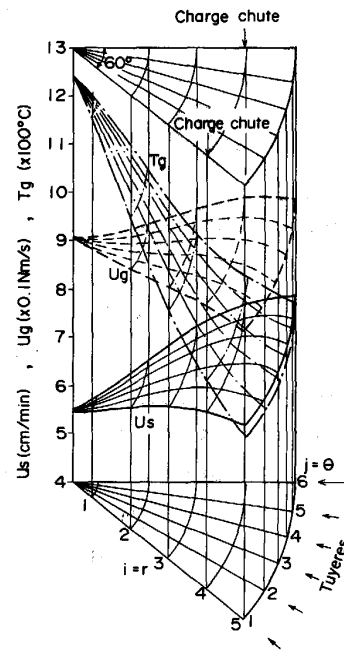


Fig. 10. Gas and solid velocity and gas temperature at the top of 2400 t/d melting furnace calculated by the model.

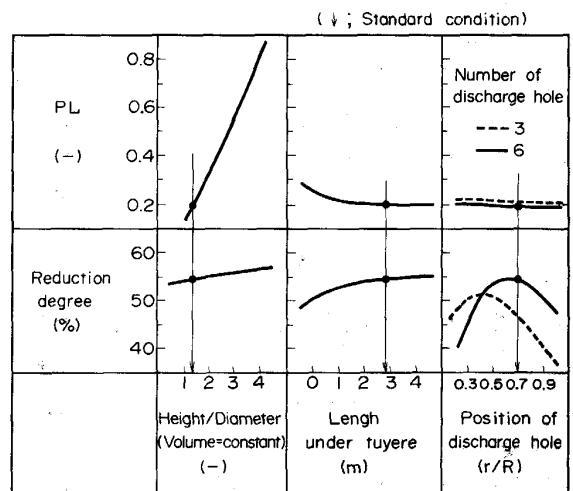


Fig. 11. Effect of the profile of reduction furnace on operational performance at 2400 t/d plant.

2400 t 炉になると、Fig. 9, 10 に示すように、溶解炉、還元炉ともに荷下がりやガス流れの偏差が増大し、特に還元炉では排出口の配置と関連して円周方向にも偏差が生じているが、出鉄比  $5 \text{ t/d/m}^3$  の条件で燃料比は  $525 \text{ kg/t}$ 、コークス比は  $180 \text{ kg/t}$  と計算された。

羽口前と炉頂の圧力損失は溶解炉で約  $16000 \text{ Pa}$ 、還元炉で約  $24000 \text{ Pa}$  と計算された。一方、炉頂から羽口レベルまでの炉内容物総重量は溶解炉で  $7.8 \text{ t/m}^2$ 、還元炉で  $11.5 \text{ t/m}^2$  である。したがって、圧力損失/装入物重量で定義した圧損レベル (PL) はいずれも約 0.2 程度であり、吹抜けが発生する可能性も少ないと推定される。

#### 4.3 還元炉成績に及ぼす炉体形状の影響

還元炉の炉体形状は操業に大きく影響することが示唆された。そこで、Table 7 に示した 2400 t 炉の炉体寸法を基準条件とし、製品の還元率と圧損レベルにおよぼす炉体形状の影響について検討した。ここで、生産量は鉄換算で  $2280 \text{ t/d}$  一定、還元ガスは温度を  $800^\circ\text{C}$ 、流量を  $1107 \text{ Nm}^3/\text{t}$ 、圧力を  $1.5 \times 10^5 \text{ Pa}$ 、組成は  $\text{CO} = 51\%$ 、 $\text{CO}_2 = 13\%$ 、 $\text{H}_2 = 16\%$ 、 $\text{H}_2\text{O} = 3\%$  とした。

計算結果を整理して Fig. 11 に示す。

炉高/炉径比率を増加させるとガス流れ、荷下がり偏差が緩和され、ガス利用率が向上する結果、還元率は向上するが、炉断面積が減少してガス流速が増加するため圧損レベルが上昇し、吹抜けの危険性が増加する。

羽口と排出口の間隔も無視し得ない要素であり、炉直径の 20% 程度とする必要があることも示唆された。

荷下がり偏差を抑制する観点から排出口の数と位置の適正化が重要である。計算によれば、排出口の数は 3 個

よりは 6 個と多くすることが望ましく、6 個の場合や炉壁寄りの位置 ( $r/R = 0.7$ ) に設置することが望ましい。

## 5. 結 言

シャフト式還元炉とキューボラ式溶解炉で構成される製鉄法 (SC 法) の 3 次元数学モデルを開発し、試験炉操業と対比させて妥当性を検討するとともに大型炉の操業条件を検討し、以下の結果を得た。

1) 2400 t 炉では出鉄比  $5 \text{ t/d/m}^3$  の条件で燃料比は約  $525 \text{ kg/t}$  と推定された。

2) 大型化に伴い炉高/炉径比率を低下させるとガス流れ、荷下がりの偏差が増大するため、特に還元炉では排出口位置の適正化を含めた 3 次元的視点に立脚した炉体設計が必要である。

今後、輸送現象記述の精度向上を図り高炉操業解析にも活用していく所存である。

## 文 献

- 1) M. HATANO, T. MIYAZAKI, T. SHIMODA, H. YAMAOKA and Y. KAMEI: The Sumitomo Search (1985)31, p. 3
- 2) 宮崎富夫, 山岡秀行, 亀井康夫, 中村文夫: 鉄と鋼, 73 (1987), p. 2122
- 3) 鞭 巖, 森山 昭: 冶金反応工学 (1974), p. 233 [養賢堂]
- 4) 小林三郎, 大森康男: 鉄と鋼, 63 (1977), p. 1081
- 5) 宮坂尚親, 近藤真一: 鉄と鋼, 54 (1968), p. 1427
- 6) 化学工学便覧 (改訂 4 版) (化学工学協会編), p. 287
- 7) 化学工学便覧 (改訂 4 版) (化学工学協会編), p. 289
- 8) 化学工学便覧 (改訂 4 版) (化学工学協会編), p. 291
- 9) R. M. NEDDERMAN and U. TUZUN: Powder Technology, 22 (1979), p. 243
- 10) 山岡秀行: 鉄と鋼, 72 (1986), p. 2194