

論 文

精錬プロセスにおける溶鋼循環流量の効果

© 1983 ISIJ

謝 裕 生*・渡辺吉夫*²・浅井滋生*³・鞭 巖*³

Effect of Recirculating Flow Rate of Molten Steel in Refining Processes

Yu-sheng HSIEH, Yoshio WATANABE, Shigeo ASAI, and Iwao MUCHI

Synopsis :

A mathematical model is developed to evaluate quantitatively the effects of circulatory flow rate in the refining processes. In the model the circulatory flow rate is only one adjustable parameter. By use of the mathematical model, the concentration profiles of C and Si are simulated in LD converters with different capacities, a Q-BOP and electric furnace, and furthermore the circulatory flow rates are determined for these plants.

The relations between the circulatory flow rate and the gas blowing rate in LD converter are theoretically discussed on the basis of the results of the water model experiments, for determining the "mixing time".

Hitherto, a factor (ISCO) which was proposed to explain the oxidation reactions in the refining processes have been induced from the model of this paper.

1. 結 言

精錬装置においては、溶鋼内成分の酸化反応は溶鋼中の酸素を媒介として相互に関係づけられている。一方、転炉では反応物質である酸素ガス自体が攪拌エネルギー源となっており、送酸速度が大きいほど、溶鋼の混合は促進され、溶鋼の循環流量も大きくなる。そのため、溶鋼に吸収された酸素は凹み表面付近だけに存在するのではなく、溶鋼の混合に伴って鋼浴中に輸送されることになる。ところが、送酸速度に見合った循環流量が得られない場合には、凹み表面に蓄積される過剰の酸素によって酸化鉄が生成され、スラグ成分となるため、スラグの酸化鉄濃度が高くなり、スラグとメタルとの酸化ポテンシャルに大きな差異が生ずることになる。転炉内酸化反応の選択性は、供給酸素量とそれによつて誘発される溶鋼の循環流量によつて説明できるものと考えられる。

従来、精錬反応装置において、プロセス変数の推移をシミュレートする種々のモデル¹⁻¹⁰⁾が提出されたが、溶鋼の循環流量と混合との関係を説明できるモデルはまだ展開されていないのが現状である。

本研究では、種々の精錬プロセスにおける吹錬初期と中期を対象にして、各成分濃度の実測値から溶鋼の循環流量を推算するためのモデルを先に提出した酸化反応モ

デル¹⁾を修正して展開する。さらに酸化精錬反応を特徴づける因子である (ISCO)¹¹⁾ を本モデルの無次元数から誘導する。

一方、水モデル実験によつて上吹き転炉の模型実験を行い上吹き転炉の混合特性を求め、上吹き転炉の大型化に伴う混合不足の要因を明らかにする。

2. 酸化プロセスの数学的モデル

解析にあたり浴内の反応と混合について次のように仮定する。

(1) Fig. 1 に示すように、精錬装置内において溶鋼は反応帯の部分(上吹き転炉では凹み部分)と内部の鋼浴本体中の部分とからなると考える。(2) 反応帯に流入した溶鋼の各成分は反応帯で吸収された酸素とただちに反応し、平衡状態に達して、反応帯から排出される。(3) 排出された溶鋼は浴本体中の各成分と混合された後、再び反応帯に循環して来る。(4) 反応帯の体積は鋼浴部分の体積に比べて十分小さいので、反応帯での各成分の蓄積は無視できる。

鋼浴部分では Fig. 1 に示すように、循環している溶鋼の質量流量を q とする。浴本体中での混合の効果を調べるため、浴本体が(A)完全混合と(B)押し出し流れの両極端の混合状態を想定してモデルを組み立てる。

昭和 57 年 3 月 16 日受付 (Received Mar. 16, 1982)

* 中国科学院化工冶金研究所 (Institute of Chemical Metallurgy, Academia Sinica)

*² 名古屋大学大学院 (現: 住友金属工業(株)) (Graduate School, Nagoya University, Now Sumitomo Metal Industries, Ltd.)

*³ 名古屋大学工学部 工博 (Faculty of Engineering, Nagoya University, Furo-cho Chikusa-ku Nagoya 464)

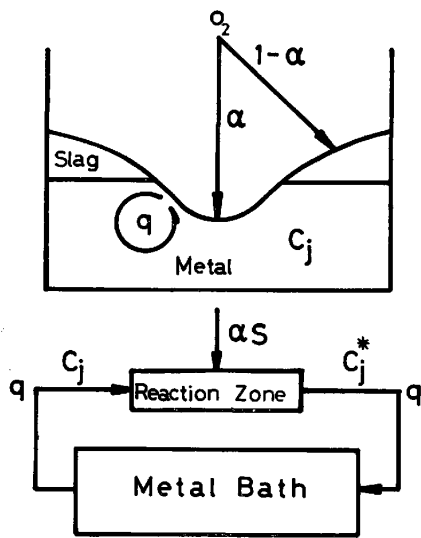


Fig. 1. Schematic drawing of concept on the mathematical model.

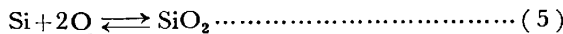
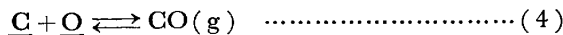
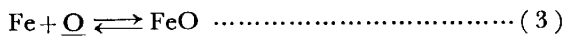
反応帯へ時刻 t に流入する j 成分の濃度 $c_j(t)$ と反応帯からの流出濃度 $c_j^*(t)$ の関係は、鋼浴本体が (A) 完全混合の場合には (1) 式、(B) 押し出し流れの場合には (2) 式で表される。

$$W \{dc_j(t)/dt\} = q \{c_j^*(t) - c_j(t)\} \dots\dots\dots (1)$$

$$c_j(t) = c_j^*(t - t_c), \quad t_c \equiv W/q \dots\dots\dots (2)$$

なお、(2)式は、時刻 $(t - t_c)$ 、すなわち時刻 t より t_c だけ前に反応帯から排出された濃度 $c_j^*(t - t_c)$ が鋼浴本体中で混合されることなく、そのまま反応帯に戻つて来たことを示す。

精錬の初期および中期では溶鋼に吸収された酸素はその大部分が、脱ケイ反応と脱炭反応に消費される。ここでは、モデルの簡単化のため、反応帯での主な酸化反応として次のものを取りあげる。



(3)~(5)式の反応の平衡定数¹²⁾はそれぞれ(6)~(8)式で与えられる。

$$K_1 = a_{\text{FeO}}^* / a_{\text{FeO}} = c_{\text{O}}^* f_{\text{O}} \times 100 / a_{\text{FeO}} \\ = \exp\{2.303(-6150/T + 2.604)\} \dots\dots\dots (6)$$

$$K_2 = p_{\text{CO}}^* / a_{\text{CO}}^* = p_{\text{CO}}^* / \{c_{\text{C}}^* \times f_{\text{C}} \times 100\} \\ \times \{c_{\text{O}}^* \times f_{\text{O}} \times 100\} \\ = \exp\{2.303(1160/T + 2.003)\} \dots\dots\dots (7)$$

$$K_3 = a_{\text{SiO}_2}^* \cdot a_{\text{O}}^{*2} / a_{\text{SiO}_2} = \{c_{\text{Si}}^* f_{\text{Si}} \times 100\} \\ \times \{c_{\text{O}}^* f_{\text{O}} \times 100\}^2 / a_{\text{SiO}_2} \\ = \exp\{2.303(-33210/T + 13.01)\} \dots\dots\dots (8)$$

反応帯では各成分が酸素を介して平衡状態にあるとして、酸素に関する物質収支を行うと、次式が得られる。

$$\alpha S + q(c_{\text{O}} - c_{\text{O}}^*) = q[(M_{\text{O}}/M_{\text{C}})(c_{\text{C}} - c_{\text{C}}^*) + 2(M_{\text{O}}/M_{\text{Si}})(c_{\text{Si}} - c_{\text{Si}}^*)] + (M_{\text{O}}/M_{\text{FeO}})Q_{\text{FeO}} \dots\dots\dots (9)$$

反応帯で生成するシリカの質量流量は次のように求められる。

$$Q_{\text{SiO}_2} = (M_{\text{SiO}_2}/M_{\text{Si}})(c_{\text{Si}} - c_{\text{Si}}^*) \cdot q \dots\dots\dots (10)$$

x を次のように定義すれば

$$x = (\text{SiO}_2\%) = 100Q_{\text{SiO}_2} / (Q_{\text{FeO}} + Q_{\text{SiO}_2}) \dots\dots (11)$$

(10)、(11)式から(12)式が得られる。

$$Q_{\text{FeO}} = (100/x - 1)(M_{\text{SiO}_2}/M_{\text{Si}})(c_{\text{Si}} - c_{\text{Si}}^*)q \dots\dots\dots (12)$$

(12)式を(9)式に代入すると(13)式が得られる。

$$\alpha S + q(c_{\text{O}} - c_{\text{O}}^*) = q(M_{\text{O}}/M_{\text{C}})(c_{\text{C}} - c_{\text{C}}^*) \\ + 2q(M_{\text{O}}/M_{\text{Si}})(c_{\text{Si}} - c_{\text{Si}}^*) + q[(100/x - 1)(M_{\text{SiO}_2}/M_{\text{Si}})(c_{\text{Si}} - c_{\text{Si}}^*)] (M_{\text{O}}/M_{\text{FeO}}) \dots\dots (13)$$

なお、ケイ素が優先酸化される吹錬初期では、 $x = 100$ で $a_{\text{SiO}_2} = 1$ 、 $a_{\text{FeO}} = 0$ となり、(13)式の右辺第3項は零となる。また、脱ケイ反応が終了した後の吹錬中期では(13)式の右辺第2、第3項がなくなつて、第1項だけが残る。吹錬末期に近づくと、反応帯で FeO が生ずるようになり、(13)式では右辺の第1項と第3項が残ることになる。

$a_{\text{SiO}_2} - a_{\text{FeO}}$ 二元系状態図¹³⁾を x の多項式で近似すると次のようになる。

$$\left. \begin{aligned} a_{\text{SiO}_2} &= 61.5 \times 10^{-4}x + 2.60 \times 10^{-5}x^2 + 18.3 \times 10^{-6}x^3 \\ &\quad - 2.50 \times 10^{-7}x^4 \quad (0 \leq x \leq 40) \\ a_{\text{SiO}_2} &= 1 \quad (40 < x \leq 100) \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (14)$$

$$\left. \begin{aligned} a_{\text{FeO}} &= 1 - 1.75 \times 10^{-3}x - 7.46 \times 10^{-4}x^2 + 1.25 \\ &\quad \times 10^{-5}x^3 - 4.17 \times 10^{-8}x^4 \quad (0 \leq x \leq 40) \\ a_{\text{FeO}} &= 0.43 \quad (40 < x < 100) \\ a_{\text{FeO}} &= 0 \quad (x = 100) \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (15)$$

なお、 $x = 100$ の場合、 $0 < a_{\text{O}} < 0.43K_1$ では、FeO は存在せず酸素の活量 a_{O} は(16)式で表される。

$$a_{\text{O}}^* = f_{\text{O}} c_{\text{O}}^* \times 100 \dots\dots\dots (16)$$

数値計算は次のように行つた。(6)式(あるいは(16)式)、(7)、(8)、(14)、(15)式を(13)式に代入すると、 x (あるいは c_{O}^*) に関する多項式が得られる。これを解いて得られた x を(14)、(15)式に代入して、 a_{SiO_2} 、 a_{FeO} を求める。

次に、(6)~(8)式から c_j^* ($j = \text{O}, \text{C}, \text{Si}$) を求め、得られた c_j^* を(1)式あるいは(2)式に代入して t よりさらに Δt 時刻経過した後の $c_j(t + \Delta t)$ を求める。このような手順を繰り返して、溶鋼の各成分の濃度 c_j の吹錬経過に伴う推移が求められる。

数値計算は、公表された各会社の実操業データ^{2)14)~20)}に基づいて行つた。なお、平衡関係式中の活量係数は $f_o=f_c=f_{Si}=1$ とし、 f_{Si} , α は 1 とした。また、溶鋼温度は実測データに基づいた。本モデルの唯一のパラメータである q の値を適当に選定して得られた結果の代表例を Fig. 2~Fig. 5 に示したが、実測値との間にかなり良い一致が見られる。

3. 考 察

3.1 既往のモデルとの比較

先に、著者¹⁾は溶鋼の混合の程度を表す因子 I を導入し、溶鋼内酸化反応のモデル ((17)~(20) 式) を提出した。

$$\int_0^t (S/W) dt = (c_o^* - c_{o,i}) + (M_O/M_C) (c_{c,i} - c_c^*) + 2(M_O/M_{Si}) (c_{Si,i} - c_{Si}^*) \dots (17)$$

$$dc_o/dt = I(c_o^* - c_o) + S/W \dots (18)$$

$$dc_c/dt = I(c_c^* - c_c) \dots (19)$$

$dc_{Si}/dt = I(c_{Si}^* - c_{Si}) \dots (20)$
 ここで、 $c_{j,i}$ ($j: O, C, Si; i: 初期$) は溶鋼の j 成分の初期濃度である。

一方、本モデルでは、(17)式に相当する式として(C)式 (Appendix 参照) が、また、(18)~(20)式に相当するものとして溶鋼が完全混合状態の場合には(1)式が示された。(17)式を微分して得られる式に(1)式を代入すると、(21)式が得られる。

$$S = q(c_o^* - c_o) + q[(M_O/M_C)(c_c - c_c^*) + 2(M_O/M_{Si})(c_{Si} - c_{Si}^*)] \dots (21)$$

(9)式で $Q_{FeO}=0$, $\alpha=1$ とすれば、(21)式になる。すなわち先のモデル¹⁾は細部で本モデルと異なる。しかしながら、先のモデルで物理的な意味が不明瞭なまま導入された混合を表すパラメータ I は、鋼浴を完全混合とした場合の溶鋼単位体積当たりの循環量を表すと考えられる。

ここで、(1)式の両辺に $(\theta t/Wc_{e,i})$ を掛けると次の

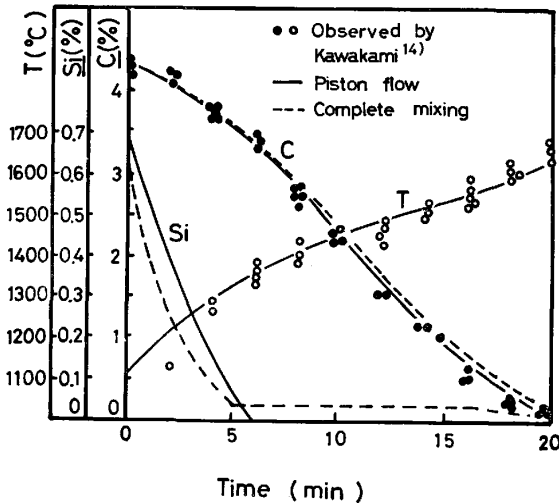


Fig. 2. Simulated results of process variables on 13t LD converter by the model.

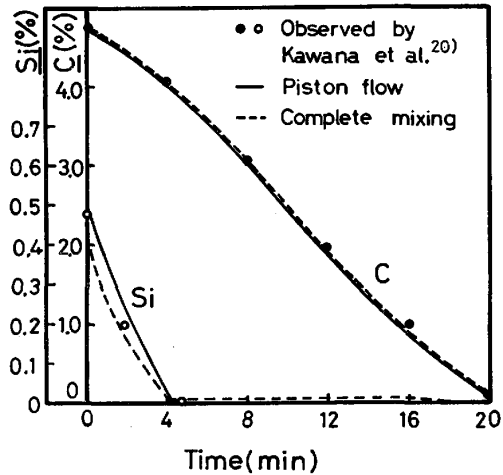


Fig. 4. Simulated results of process variables on 230t Q-BOP by the model.

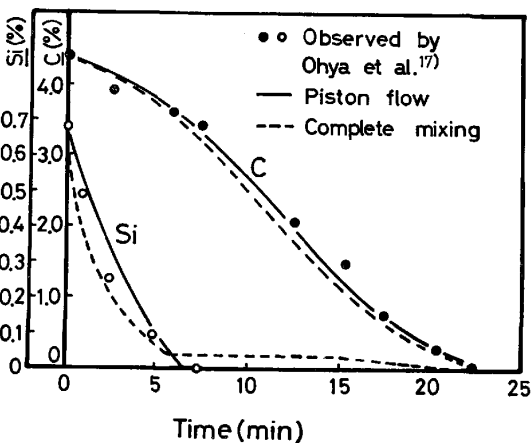


Fig. 3. Simulated results of process variables on 110t LD converter by the model.

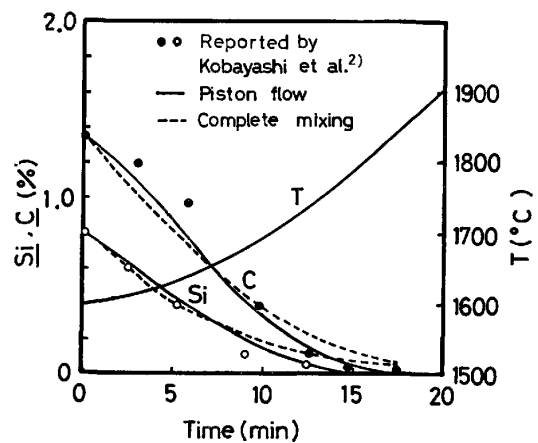


Fig. 5. Simulated results of process variables on 2t electric furnace by the model.

無次元式が得られる。

$$dC_j/d\theta = A(C_j^* - C_j), \quad (j = O, C, Si) \dots\dots\dots (1')$$

ここで、 $A \equiv \theta_t q/W$, $\theta \equiv t/\theta_t$, $C_j^* \equiv c_j^*/c_{c,i}$, $C_j \equiv c_j/c_{c,i}$ であり、 A は吹錬期間中における溶鋼の循環回数である。また、(13)式の両辺に $(\theta_t/Wc_{c,i})$ を掛けて無次元化すると次式となる。

$$\begin{aligned} \alpha B + A(C_o - C_o^*) &= A[(M_o/M_c)(C_o - C_o^*) \\ &+ 2(M_o/M_{Si})(C_{Si} - C_{Si}^*)] + A(M_o/M_{FeO}) \\ &(100/x - 1)(M_{SiO_2}/M_{Si})(C_{Si} - C_{Si}^*) \dots\dots (13') \end{aligned}$$

ここで、 $B \equiv S\theta_t/Wc_{c,i}$ である。

最近、中西ら¹¹⁾は精錬反応を特徴づける因子として、次式で定義される (ISCO) を提案した。

$$(ISCO) = \left(\frac{2S'}{2S' + S_d} \right) \left(\frac{S'}{W'/\tau} \right) \dots\dots\dots (22)$$

ここで、 S' : 送酸速度 (Nm³/min), S_d : Ar などの稀積ガス流量 (Nm³/min), W' : 溶鋼重量 (t), τ : 浴の混合時間 (s) である。本モデルに基づいて、(ISCO) を解釈すると次のようになる。

脱マンガン、脱リン等の反応がスラグの酸化力によって規定されると考え、スラグの酸化力を生成酸化鉄の流量で代表させて、脱マンガン反応あるいは、脱リン反応と脱炭反応との比を(9)式に基づいて表す。

$$\begin{aligned} dc_{Mn}/dc_C \text{ or } dc_P/dc_C &\propto Q_{FeO}/q(c_o - c_o^*) \\ &= \frac{(M_{FeO}/M_o) \{ \alpha S + q(c_o - c_o^*) - q(M_o/M_c)(c_o - c_o^*) \}}{q(c_o - c_o^*)} \dots\dots\dots (23) \end{aligned}$$

ただし、脱ケイ反応終了後を対象として、 $c_{Si} \approx c_{Si}^* \approx 0$ とした。(7)式からわかるように、 $p_{CO}^* \propto c_o^*$ の関係があるため、 $(c_o - c_o^*)$ の値は p_{CO}^* の増加に伴って減少する。 $(c_o - c_o^*)$ と p_{CO}^* の増加減少の傾向だけを表す一番簡単な表現として、 $(c_o - c_o^*) \propto (1/p_{CO}^*)$ とおき、(23)式に代入すると次式が得られる。

$$\begin{aligned} \frac{dc_{Mn}}{dc_C} \text{ or } \frac{dc_P}{dc_C} &\propto \frac{M_{FeO}}{M_o} \left\{ \alpha \frac{S}{q} p_{CO}^* \right. \\ &\left. + \frac{c_o - c_o^*}{c_o - c_o^*} - \frac{M_o}{M_c} \right\} \dots\dots\dots (23') \end{aligned}$$

(23') 式は dc_{Mn}/dc_o あるいは dc_P/dc_C に及ぼす各変数の傾向のみを表す式にすぎないが、(23')式右辺の { } 中の第1項に見られる $(S/q) \cdot p_{CO}^*$ は以下に述べるように ISCO に比例するものである。

供給酸素のほとんどが脱炭反応に消費されるものとするれば、反応界面における CO の分圧 p_{CO}^* は稀積ガスの存在を考慮して、 $p_{CO}^* = 2S'/(2S' + S_d)$ のように表現することができる²¹⁾ また、循環流量 q は $q = W/t_c$ と書くことができる。したがって $(S/q) \cdot p_{CO}^*$ は次式のように

表現できることになる。

$$\begin{aligned} P_{CO}^*(S/q) &= \{ 2S'/(2S' + S_d) \} \\ &\cdot [\{ 32/(60 \times 22.4) \} S'/(W/t_c)] \dots\dots\dots (24) \end{aligned}$$

KOEN²²⁾は機械的攪拌槽の実験データを整理して、経験的に混合時間と到達濃度の間に次の関係があることを見出した。

$$\ln \{ (X_1 - X_\infty)/(X - X_\infty) \} = (q/W)\tau = (\tau/t_c) \dots\dots\dots (25)$$

ここで、 X_1 はトレーサーの初濃度、 X_∞ はトレーサーが浴内で均一化した際の濃度、 X は τ 時間後の到達濃度である。(25)式は、混合時間 τ は到達濃度によって異なり、 t_c と τ は比例関係にあることを示している。したがって(24)式は次式のように表現できることになる。

$$\begin{aligned} P_{CO}^* \left(\frac{S}{q} \right) &= 0.0238 \cdot \left(\frac{2S'}{2S' + S_d} \right) \cdot \left(\frac{S'}{W/\tau} \right) \\ &\cdot \ln \frac{(X - X_\infty)}{(X_1 - X_\infty)} \dots\dots\dots (26) \end{aligned}$$

(26)式の右辺第2項と第3項の積は(22)式の (ISCO) の定義に一致する。また、最後の項は採用する混合時間を規定するものであり、一定値と考えることができる。したがって本モデルの基礎式である(9)式から、 dc_{Mn}/dc_C および dc_P/dc_C を表示する因子として (ISCO) が導出されたことになる。ただし、(23') 式には $(c_o - c_o^*)/(c_o - c_o^*)$ の項も含まれており、 dc_{Mn}/dc_C および dc_P/dc_C が (ISCO) のみで規定できると考えることはできない。

なお、(23')式からわかるように、(ISCO) 値 ((23')式右辺第1項) の減少に伴って、 dc_{Mn}/dc_C および dc_P/dc_C の値は減少し、脱炭反応が優先することになる¹¹⁾。一方、吹錬末期で、 $dc_P/d \ln c$ の値を各装置で比較した結果(文献11の図1)では、(ISCO) 値の小さいもの程、吹錬末期に至るまでに炭素濃度がより低下しているため(比較時のCレベルに差があると考えられる)、FeOの生成が活発となり、脱リン反応が促進される結果、 $dc_P/d \ln c$ の値がかえって増加の傾向を示すことになる。

3.2 送酸速度と循環流量の関係

(1'), (13') 式で導入した無次元数 A と B のうち、 $B \equiv S\theta_t/Wc_{c,i}$ は操作変数だけから求められるが、 $A \equiv \theta_t q/W$ の値は操作変数だけから算出することはできない。そこで、各種精錬装置の吹錬経過に伴う濃度変化に関する実測データを用いて、実測値と本モデルによる計算結果とが合致するように A の値を求めた。その結果を Table 1 に示す。

本理論解析においては、 q あるいは A の値は溶鋼の成分種に関係なくすべて同じ値を採用したが、計算結果は Fig. 2~5 に示したようにほぼ満足できるものであつ

Table 1. Values of $A(-)$ and $q(\text{kg(Fe)}/\text{s})$.

Equipment	Capacity (t)	Complete mixing		Piston flow	
		A	$q(\text{kg(Fe)}/\text{s})$	A	$q(\text{kg(Fe)}/\text{s})$
LD converter	13	10	108	4	43.3
	35	10	292	4	117
	85	10	708	4	283
	110	10	815	4	326
	150	10	1250	4	500
	170	10	1574	4	630
Q-BOP	230	13	2491	5.2	1000
Electric furnace	2	3	5.72	1.5	3

ば、反応帯に吸収される酸素は多くなる。この酸素と反応する成分を鋼浴より運ぶため、溶鋼の循環流量 q も大きくする必要があり、 S と q に比例関係が生じるように操業が行われたものと推察される。 S が同じ場合について完全混合モデルを用いた場合の溶鋼の q は押し出し流れのモデルによつて求められる q より大きくなっている。実際の操業では、 q だけ大きくして、混合状態を押し出し流れの状態に留めることはできないが、反応工学的観点からは循環流量は大きく、かつ混合の悪い状態(押し出し流れ)が望ましいことになる。

Fig. 6 において、 (q/S) の値は底吹き転炉が一番大きく、上吹き転炉、電気炉 (S が小さいため、別途、左下に示す.) の順になっている。

3.3 モデルの図解

Fig. 7 は Z 軸に酸素、X 軸に炭素、Y 軸にけい素をとつて、O-C-Si の関係を 3 次元の座標上に模式的に表したものである。Z-X、Z-Y 平面に示された平衡関係は、(7)、(8) 式に相当し、これらの平衡曲線はそれぞれ Y 軸と X 軸に平行な曲面 (活量係数が第 3 成分の影響を受ける場合には、平行曲面から多少ずれることになる。) を構成する。そして、これらの曲面と曲面とが交わつて得られる交線が 3 元系 (3 次元) の場合の平衡曲線であり、系が平衡状態にある場合 (本モデルの記号では C* である。) には、系の各成分の濃度関係はこの曲線上で

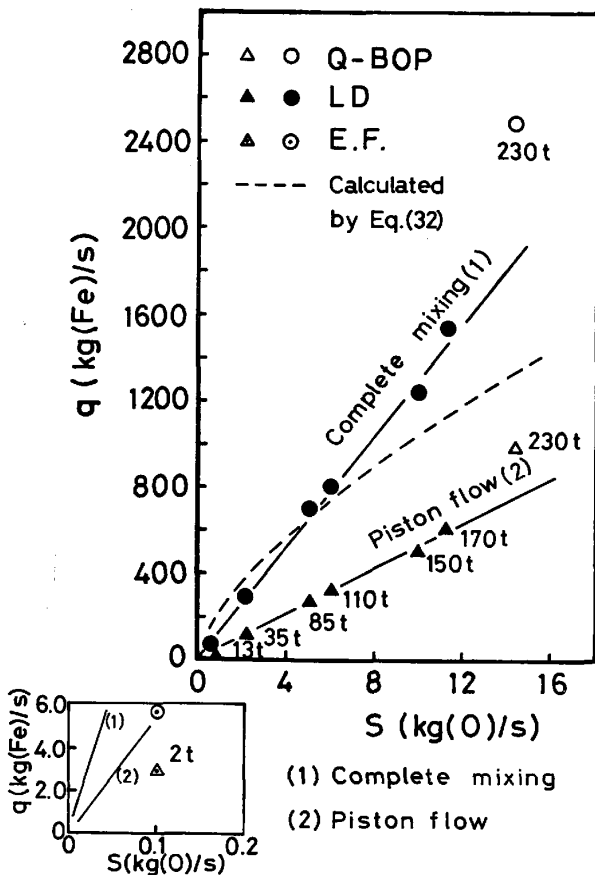


Fig. 6. The relation between circulating flow rate and gas blowing rate.

た。したがつて、溶鋼中の各成分の推移を A と B の各単一の値でもつてほぼ把握できることがわかる。Table 1 から、 A の値は各精錬装置によつて異なること、13t~170t までの上吹き転炉では、完全混合と押し出し流れのそれぞれのモデルにおいて、10と4の付近の同じ A の値を採用して差し支えないことがわかる。また、底吹き転炉の A の値がもつとも大きく、電気炉のそれはもつとも小さいという結果を得た。

送酸速度 S と溶鋼の循環流量 q の関係を Fig. 6 に示した。この図から、13t~170t までの転炉では S と q の間にはほぼ線形関係がみられる。送酸速度 S が大きくな

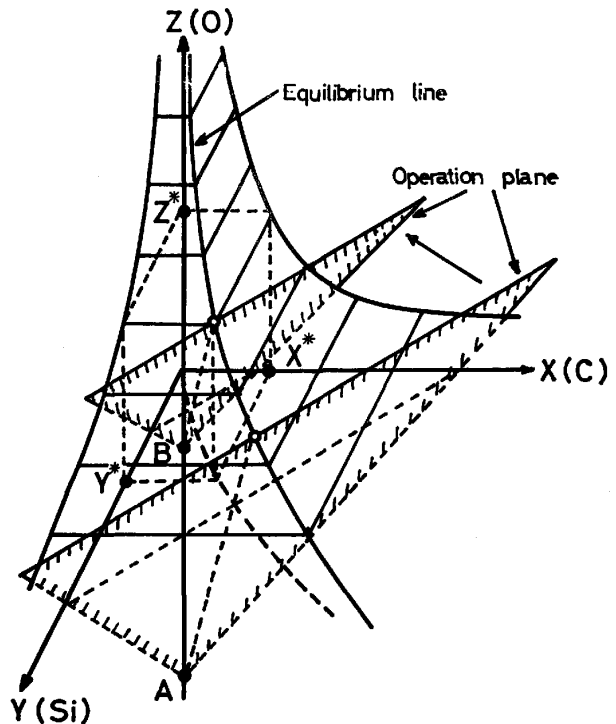


Fig. 7. Schematic diagram of the equilibrium line and of the operating planes in rectangular coordinate.

示されることになる。

本モデルの(1)式と(9)式により(27)式が得られる。

(Appendix 参照)

$$\int_0^t (\alpha S/W) dt + (\alpha S/q) = c_{0,i}^* - c_{0,i} + (M_O/M_C)(c_{0,i} - c_{0,i}^*) + 2(M_O/M_{Si})(c_{Si,i} - c_{Si,i}^*) \dots \dots \dots (27)$$

(27)式は $Z(c_i^*), X(c_i^*), Y(c_{Si,i}^*)$ が線形関係にあり, Fig. 7の上では斜線で示される面を形成する. この面がZ軸となす交点は(27)式の定数項部分 $\{\int_0^t (\alpha S/W) dt + (\alpha S/q) + c_{0,i} - (M_O/M_C)c_{0,i} - 2(M_O/M_{Si})c_{Si,i}\}$ に相当し, 面は吹錬時間 t の経過につれ $\int_0^t (\alpha S/W) dt$ の値が増加するため, 矢印の方向へ平行移動する (この面の移動速度は操作可能であり, この面を操作面と呼ぶことにする.) ことになる. この操作面と平衡曲線との交点が $(c_{0,i}^*, c_{Si,i}^*)$ を表す.

るつば実験の場合には, 実験が比較的高温で行われているため, $Z-Y(C-Si)$ の平衡関係はZ軸およびY軸から離れた位置に示される. 一方, $Z-X(O-C)$ の関係は温度にあまり影響されないため, $O-Si$ の平衡面と $O-C$ の平衡面によって作られる平衡曲線の $X-Y$ 平面 $(C-Si)$ 上への投影線はY軸のごく近くになる. 高周波溶解によるるつば実験では, q が大きいので, 鋼溶の濃度 c_i は(1)式で表されるように, c_i^* に強く引きつけられるように推移するため $X-Y$ 平面上で系がたどる軌跡は初期値からまず, Y軸方向に移行し, 次に原点に向かって移動することになる. すなわちるつば実験では脱炭反応が優先し, 引き続いて脱けい反応が起こることになる²³⁾²⁴⁾. 溶銑の脱けい処理やLD転炉の吹錬初期には, 溶銑温度は低いので, $Z-Y$ の平衡関係はZ軸とY軸に接近し平衡曲線の $X-Y$ 平面上への投影線はX軸の近くになる. したがって, 系はまずX軸の方向へ, 次に原点へと向かって移動することになる. すなわち, 溶銑の予備処理や転炉の吹錬初期では, 脱けい反応が優先し, 次に脱炭反応が生ずることになる.

平衡濃度への近接の度合は, 平衡濃度 c_i^* の推移の早さ(S)と q の兼ね合いで決定される. 溶銑予備処理やLD転炉の場合, q を大きくする操業 (ハードブロー操業) ほど平衡状態に接近することになるが, 吹錬初期には平衡曲線がX軸の近くに位置するため, 脱けい反応は q を大きくすることによって優先されるはずである. この推論は, 溶銑の予備処理で, ハードブロー操業ほど脱けい反応が優先する²⁵⁾ことと, LD転炉で凹み深さが大きいほど脱けい反応が優先する²⁶⁾という実験事実と符号

する.

4. 実験

4.1 実験結果

上吹き転炉では, ガスジェット運動エネルギーによって浴が攪拌されるが, 攪拌に有効なエネルギーを正確に見積もることは難しい. ここでは中西ら²⁷⁾の次の推算式を用いた.

$$\epsilon = 1.83 \times 10^{-5} S^3 / (d^3 h V) \dots \dots \dots (28)$$

(28)式を検証するため, ノズル径とランス高さを変えた実験を行い, その結果を Fig. 8 に示した. (28)式で見積もられるエネルギーがすべて有効に攪拌に寄与したか否かには問題があるが, Fig. 8 より, (28) 式の関数形は正しい表現であることがうかがわれる.

Fig. 9 には, 混合時間に及ぼす装置スケールの効果を (H/D) が 0.25 の場合について示す. 先の理論解析²⁸⁾で予測したように, 粘性支配域では装置スケール

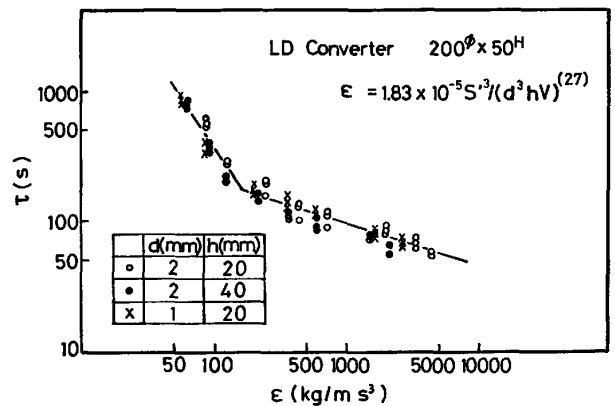


Fig. 8. Experimental results to confirm the equation for evaluating mixing power density in LD converter.

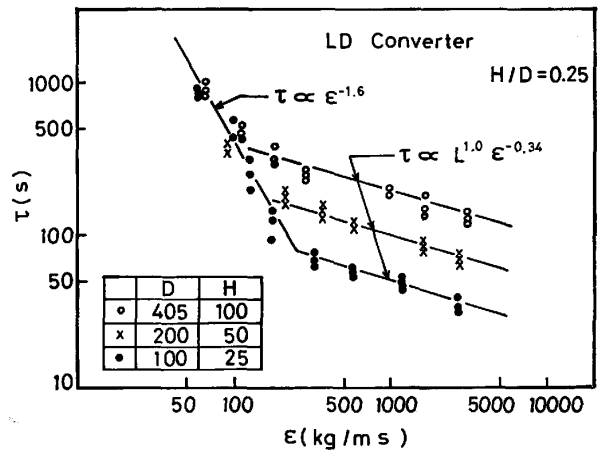


Fig. 9. Effect of vessel size on the relationship between mixing time and mixing power density under the condition of $H/D=0.25$.

の効果は見られず、流れが粘性支配域から慣性あるいは乱流粘性支配域へ遷移する点において明瞭な折点が現れる。先の理論解析では、層流域における ε のべき数は (-0.5) と予測されたが、ここでは (-1.6) となっており、この点については今後の検討を待たねばならない。慣性あるいは乱流粘性支配域では、べき数は (-0.34) となり、理論値である (-1/3) と合致する。Fig. 9 および $H/D=0.5$ とした実験結果より、装置スケール L のべき数は、 $H/D=0.25$ の場合、1.0, $H/D=0.5$ の場合 0.9, と求められた。これらの値は先に底吹き取鍋の実験で得られた (0.36)²⁸⁾ の値とは異なり、かなり大きな値となっている。数値の差異は攪拌方法に起因する乱流機構の相違によるもので、装置の種類に固有のものと考えられる。

4.2 実験結果の考察

Fig. 9 に示した結果に基づいて、慣性あるいは乱流粘性支配域では、 τ は次のように表される。

$$\tau = 1047 \times \varepsilon^{-1/3} (D/0.2)^{1.0} \dots\dots\dots (29)$$

いま、 q と τ の関係が (25) 式で表されるとすれば、(29) 式から (30) 式が得られる。

$$q = \left(\ln \frac{X_1 - X_\infty}{X - X_\infty} \right) \times \frac{W}{\tau} = \left(\ln \frac{X_1 - X_\infty}{X - X_\infty} \right) \times \frac{\pi/16 \times D^3 \cdot \rho_m}{1047 \times \varepsilon^{-1/3} (D/0.2)^{1.0}} \dots\dots\dots (30)$$

ここで、 L 転炉のスケールアップにあたっては、幾何学的相似が保たれ、さらに浴深は水モデル実験で採用した ($D/4$) とした。送酸量 ($S \cdot \theta_t$) は脱炭量 (Δc_c wt%) によりほぼ決まるので、(31) 式の関係が得られる。

$$S \theta_t = \frac{\pi}{16} D^3 \rho_m \frac{\Delta c_c}{100} \cdot \frac{M_O}{M_C} \dots\dots\dots (31)$$

吹錬時間 (θ_t) 及び脱炭量 (Δc_c wt%) をほぼ一定とみなして、それぞれ 1200 s, 4 wt% とし、さらに前述の実験結果に基づいて、(30) 式において $X_1 - X_\infty \approx 15 \text{ wt}\% \dagger$, $X - X_\infty \approx 1 \times 10^{-5} \text{ wt}\% \dagger^2$ とおき、(31) 式を用いて (30) 式から D を消去すると、(32) 式が得られる。

$$q = 24.07 \times \varepsilon^{1/3} \cdot S^{2/3} \dots\dots\dots (32)$$

(32) 式で ε として 180 t 転炉における値 (825 kg/ms³)²⁷⁾ を用いて、ちなみに、 $\varepsilon =$ 一定の条件下で q と S の関係を図示したのが Fig. 6 の破線である。この破線は、水モデル実験の結果を幾何学的相似条件のもとに、実稼動転炉のスケールにまで拡大して描いたものであるが、

理論計算から得られた循環流量とほぼ等しい値を示すことがわかる。 ε は単位体積当たりの攪拌動力であり、ランス高さ、ノズル径、ノズル背圧などによつて変化させることができる。本モデルを用いて、実操業のデータから推算した Fig. 6 の S と q の関係は、実線で示したように直線関係であつた。13 t ~ 170 t までの転炉においては、冶金反応の観点から、 ε の値がランス操作によつて調整され、 q と S が直線関係を維持するように操業されたものと考えられる。しかしながら、上吹き転炉では、スピitting等による制約を受け、 ε の値を無制限に大きくすることはできないため、大型化に伴い混合不足を来す要因が潜在することになる。

5. 結 言

1) 転炉吹錬プロセスにおける溶鋼循環流量と混合状態に着目して、溶鋼内酸化反応のモデルを展開した。このモデルに基づいて、上吹き転炉 (170 t 以下) の実操業では、酸素供給速度と溶鋼循環流量が比例関係を保つように操業されていることを示した。

2) 上吹き転炉の水モデル実験を行い、混合時間を測定することにより、装置スケールの拡大に伴つて、上吹き転炉では混合不足を招く要因が潜在することを示した。

3) 精錬反応を特徴づける因子 (ISCO)¹¹⁾ の物理的意味について、本モデルの基礎式に基づいてこの因子を誘導して説明した。

なお、本研究における計算には名古屋大学大型計算機センターを利用した。

Appendix

理解を容易にするため、(9) 式で吹錬初期を対象にして $Q_{FeO} = 0$ として取り扱う。(9) 式に (1) 式を代入すると次式が得られる。

$$\alpha S = W (dc_O/dt) - (M_O/M_C) W (dc_C/dt) - 2(M_O/M_{Si}) W (dc_{Si}/dt) \dots\dots\dots (A)$$

(A) 式を $t=0 \sim t$ にわたつて積分すると (B) 式となる。

$$\int_0^t (\alpha S/W) dt = (c_O - c_{O,i}) - (M_O/M_C) (c_C - c_{C,i}) - 2(M_O/M_{Si}) (c_{Si} - c_{Si,i}) \dots\dots\dots (B)$$

(B) 式と (9) 式を加えると (C) 式が得られる。

$$\int_0^t (\alpha S/W) dt + (\alpha S/q) = (c_O^* - c_{O,i}) + (M_O/M_C) (c_{C,i} - c_O^*) + 2(M_O/M_{Si}) (c_{Si,i} - c_{Si}^*) \dots\dots\dots (C)$$

記 号

A : 無次元数 $\equiv \theta_t q/W$ [-]
 A_j : j 成分の活量 ($j = O, C, Si, SiO_2, FeO$)

† 混合時間の測定には、KCl の 15% 水溶液をトレーサーとして用いた。

†² 混合時間の測定法は先の報告²⁸⁾ のものと同じであり、最終電位差が最大電位差の 2% 以下に戻るまでに要した時間と定義した。この値に相当する濃度差 $X - X_\infty$ は、ここで採用した電気回路では約 1×10^{-5} wt% に相当した。

- [kg(j)/kg(Fe)]
- B : 無次元数 $\equiv S\theta_t/Wc_{C,i}$ [-]
- C_j : j 成分の無次元濃度 $\equiv c_j/c_{C,1}$ [-]
- C_j^* : 反応帯での j 成分の無次元平衡濃度 $\equiv c_j^*/c_{C,1}$ [-]
- c_j : j 成分の濃度 [kg(j)/kg(Fe)]
- c_j^* : 反応帯での j 成分の平衡濃度 [kg(j)/kg(Fe)]
- D : 鋼浴の直径 [m]
- d : ノズル径 [m]
- f_j : j 成分の活量係数 ($j=O, C, Si$) [-]
- H : 鋼浴深さ [m]
- h : ランス高さ [m]
- I : 溶鋼の混合の程度を表す因子 [1/s]
- K_2, K_2, K_3 : 平衡定数 [kg(O)/kg(Fe)], [atm·kg(Fe)²/kg(O)kg(C)], [kg(Si)kg(O)²/kg(Fe)³]
- L : 装置の代表長さ [m]
- M_j : j 成分の分子量 ($j=O, C, Si, FeO$) [kg/kg mol(j)]
- P_{CO}^* : CO の分圧 [atm]
- q : メタルの循環流量 [kg(Fe)/s]
- Q_{SiO_2}, Q_{FeO} : SiO_2, FeO の質量流量 [kg(SiO_2)/s], [kg(FeO)/s]
- S : 酸素の供給速度 [kg(O)/s]
- S' : 酸素の供給速度 [Nm³/min]
- S_d : 希釈ガスの供給速度 [Nm³/min]
- T : 溶鋼の温度 [°K]
- t : 吹錬経過時間 [s]
- t_c : 溶鋼の平均循環時間 [s]
- V : 浴の体積 [m³]
- W, W' : 溶鋼質量 [kg], [ton]
- X : トレーサー濃度 [kg mol/kg(water)]
- x : ($SiO_2\%$) [-]
- α : 有効酸素係数 [-]
- ϵ : 単位体積当たりの攪拌動力 [W/m^3]
- θ : 無次元化した吹錬時間 $\equiv t/\theta_t$ [-]
- θ_t : 全吹錬時間 [s]
- ρ_m : 溶鋼の密度 [kg/m³]
- τ : 混合時間 [s]
- (添字)
- C : 炭素, FeO : 酸化鉄, i : 初期, O : 酸素, SiO_2 : シリカ, ∞ : 平衡時
- 文 献
- 1) 浅井滋生, 鞭 巖: 鉄と鋼, 58 (1972), p.675
 - 2) 小林 勲, 太田喜与資, 鞭 巖: 鉄と鋼, 60 (1974) 8, p. 1084
 - 3) R. J. FRUEHAN: Ironmaking Steelmaking, 3 (1976), p. 153
 - 4) 沢村栄男: 鉄と鋼, 63 (1977), p. 1953
 - 5) 吉井正孝, 山本里見, 島田道彦, 大野剛正: 鉄と鋼, 61 (1975) 4, S 112
 - 6) 大野剛正, 西田祚章: 鉄と鋼, 63 (1977), p. 2094
 - 7) S. ASAI and J. SZEKELY: Metall. Trans., 5 (1974), p. 651
 - 8) J. SZEKELY and S. ASAI: Metall. Trans., 5 (1974), p. 1573
 - 9) T. DEBROY and D. G. C. ROBERTSON: Ironmaking Steelmaking, 5 (1978), p. 198
 - 10) T. DEBROY, D. G. C. ROBERTSON, and J. C. C. LEACH: Ironmaking Steelmaking, 5 (1978), p. 207
 - 11) 中西恭二, 加藤嘉英, 鈴木健一郎, 香用淳一: 鉄と鋼, 64 (1978), S 169
 - 12) 学振 19 委: 製鋼反応の推奨値(1968), p. 125, 1, 52 [日刊工業新聞社]
 - 13) J. F. ELLIOT: Thermochemistry for Steelmaking Thermodynamics and Transport Properties, p. 574
 - 14) 川上公成, 藤井 隆, 内堀秀男: 鉄と鋼, 52 (1966), p. 380
 - 15) K. GRÜNBERG, W. SCHLEICHER, and R. KUNZ: Stahl Eisen, 80 (1960) 5, p. 277
 - 16) 二上 愛, 松田一敏, 小谷野敬之, 安居孝司: 鉄と鋼, 52 (1966), p. 1491
 - 17) 大矢竜夫, 古垣一成, 松永 久, 富永忠男, 宮川一男, 野村悦夫: 鉄と鋼, 51 (1965), p. 1925
 - 18) 岡崎有登, 松野淳一, 岡野 忍: 鉄と鋼, 51 (1965) 10, p. 1922
 - 19) 長野 裕, 岩尾範人, 馬場 猛, 塩田久仁夫, 森田俊人: 鉄と鋼, 56 (1970), p. 807
 - 20) 川名昌志, 岡崎有登, 永井 潤, 数土丈夫, 馬田一: 鉄と鋼, 64 (1978), S 166
 - 21) S. ASAI and J. SZEKELY: Metall. Trans., 5 (1974), p. 651
 - 22) C. KOEN: The Chemical Engineer, Feb. (1975), p. 91
 - 23) 川合保治, 森 克己: 鉄と鋼, 56 (1970), p.695
 - 24) 二机幸夫, 伊藤公允, 佐野幸吉: 鉄と鋼, 55 (1969), p. 437
 - 25) 成田貴一, 牧野武久, 松本 洋, 彦坂明秀, 大西稔泰, 高木 弥, 勝田順一郎, 佐々木真敏: 鉄と鋼, 67 (1981), p. 138
 - 26) 渡辺司郎, 山口 紘, 手塚 誠, 一戸正良: 鉄と鋼, 57 (1971), S 259
 - 27) 江見俊彦, 中西恭二, 斎藤健志, 加藤嘉英, 仲村秀夫, 鈴木健一郎: 学振 19 委-No. 10303, (昭和55年9月)
 - 28) 浅井滋生, 岡本徹夫, 赫 翼成, 鞭 巖: 鉄と鋼, 68 (1982), p. 426