

6) 神原, 萩原, 藤田: 鉄と鋼, 54(1968)3, S 279

7) 佐々木, 中沢: 鉄と鋼, 54 (1968), p. 1217

8) A. MUAN and E. F. OSBORN: Phase Diagrams

for Ceramists, ed. by E. M. LEVIN, (1964) p. 288 [Am. Ceram. Soc.]

9) *ibid.*

669.184.24466.001.57:669.184.242. 純酸素上吹転炉の数学的モデル*

浅井 滋 生**・ 鞭

巖***

Mathematical Model of Oxygen Top Blowing Converter

Shigeo ASAI and Iwao MUCHI

Synopsis:

In order to predict the variations of the process variables caused with the progress of blowing oxygen in LD converter, mathematical model for oxygen absorption accompanied by the simultaneous reactions in connection with carbon, silicon and iron existing in the neighborhood of cavity in steel bath has been developed in this work.

By use of this model, the changes of temperatures and compositions of steel bath and waste gas, and those of evolution rate of waste gas can be estimated.

Numerical calculations based on this model under various operating conditions have been conducted with the aid of digital computer (HITAC 5020E), and from comparison of estimations with empirical results obtained by other investigators in LD converter of 150 t the authors have believed that this model may be used for prediction of behaviors of process variables.

(Received July 1, 1968)

1. 緒 言

純酸素上吹転炉の操業では、終点時での浴内炭素濃度や鋼浴温度を的確に予知することが重要になるが、そのためには、吹錬経過時間に伴う脱炭反応の推移や鋼浴温度の変化を操業条件に基づいて予知できるような数学的モデルの確立が望まれる。

筆者らは、LD転炉の操業改善に有用な基礎資料を得るために、以前に発表した炉内反応のモデル¹⁾、および凹み周辺でのガス流の挙動に関する理論²⁾の一部をそれぞれ修正し、さらに生石灰滓化率、排ガスの組成と流量と温度、および、溶鋼温度などの推算法を加味して、LD転炉の数学的モデルを展開した。

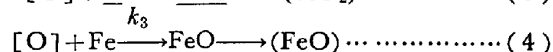
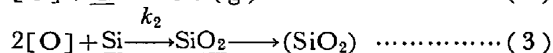
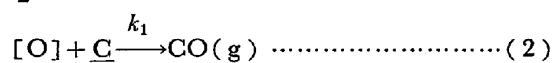
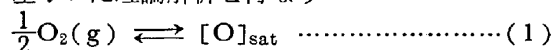
なお、この数学的モデルに基づいて、適当に設定した操業条件のもとで、電子計算機(東京大学の HITAC5020E)によつて数値計算を行ない、吹錬時間の経過に伴つて起こる種々のプロセス変数の変化を推算した結果も本報に示したが、実際操業での測定例と比較すると、プロセス変数の推移の傾向とかなりよい一致が得られているものと推察される。

2. 解 析

2.1 凹み界面での脱炭・脱ケイ素、酸化鉄生成反応

脱炭反応を主体とする炉内反応については、従来、多くの研究が発表されているが、本報では、数学的モデルに組み込んだ場合に計算が困難にならないように反応機構を以下に述べるように単純化して考えた。

すなわち、ガス側での物質移動抵抗は無視できるとし、脱炭反応は凹み界面で起こるとみなして、次の反応機構に基づいた理論解析を行なう。



(1)式はガス側の抵抗を無視した場合に書ける。(2)~(4)式の反応は、浴内から鋼浴の運動に伴つて凹み面に現われてくる炭素、ケイ素、および鉄が、それぞれ、凹みのガス・メタル接触面に吸収された酸素[O]と同時に反応することを示している。(1)~(4)式に基づいて凹み表面に現われる溶鋼の微小な素片内で、酸素、炭素、ケイ素、鉄について物質収支を行なうと、(5)~(8)式

* 昭和43年4月本会講演大会にて発表
昭和43年7月1日受付

** 名古屋大学工学部

*** 名古屋大学工学部 工博

のような基礎式が得られる。

$$\partial C_A / \partial t = D_A (\partial^2 C_A / \partial n^2) - k_1 C_A C_B - k_2 C_A C_C - k_3 C_A C_D \quad (5)$$

$$\partial C_B / \partial t = D_B (\partial^2 C_B / \partial n^2) - k_1 C_A C_B \quad (6)$$

$$\partial C_C / \partial t = D_C (\partial^2 C_C / \partial n^2) - k_2 C_A C_C \quad (7)$$

$$\partial C_D / \partial t = D_D (\partial^2 C_D / \partial n^2) - k_3 C_A C_D \quad (8)$$

初期条件として(9)式、境界条件として(10)、(11)式を採用する。

$$t=0, n>0 \text{ で } C_A=0, C_B=C_{Bb}, C_C=C_{Cb}, C_D=C_{Db} \quad (9)$$

$$n=0, t>0 \text{ で } C_A=C_{Ai}, C_B=C_{Bi}, C_C=C_{Ci}, C_D=C_{Di}, \partial C_A / \partial n = -N_A / D_A, \partial C_B / \partial n = 0, \partial C_C / \partial n = 0 \quad (10)$$

$$n=\infty, t \geq 0 \text{ で } C_A=0, C_B=C_{Bb}, C_C=C_{Cb}, C_D=C_{Db} \quad (11)$$

(9)式は溶鋼の微小な素片が浴内の各成分の濃度と同じ濃度で凹み界面に現われることを意味している。(10)式は、その素片のガス・メタル接触界面では、各成分の濃度は一定に保たれ、炭素、ケイ素、鉄が界面から移動しないことを意味している。また、(11)式は、その素片の十分内部では、素片が界面に現われた時点での濃度を保っていることを意味している。

上述の基礎式は非線形のために解析的に解くことはできない。そこで、定常2次不可逆反応を伴うガス吸収の場合の近似解法として van KREVELEN が提出した方法³⁾を、佐田⁴⁾らが非定常2次不可逆反応の取り扱いに拡張しているので、ここでは、その方法を、上述のような非定常並発反応を伴うガス吸収の問題に拡張して適用する。すなわち

$$D_A \approx D_B \approx D_C \approx D_D \equiv D \quad (12)$$

$$\xi \equiv C_B + C_C + C_D - C_A \text{ [kg mol / kg (Fe)]} \quad (13)$$

とし、(6)、(7)、(8)式の和から(5)式を差し引くと基礎式は(14)式となり、初期条件、境界条件を ξ を使つて表わすと、それぞれ、(15)および(16)、(17)式となる。

$$\partial \xi / \partial t = D (\partial^2 \xi / \partial n^2) \quad (14)$$

$$t=0, n>0 \text{ で } \xi_b = C_{Bb} + C_{Cb} + C_{Db} \quad (15)$$

$$n=0, t>0 \text{ で } \xi_i = C_{Bi} + C_{Ci} + C_{Di} - C_{Ai}, \quad (16)$$

$$\partial \xi / \partial n = N_A / D \quad (16)$$

$$n=\infty, t \geq 0 \text{ で } \xi_b = C_{Bb} + C_{Cb} + C_{Db} \quad (17)$$

ξ に関して解くと解析解(18)式が求められる。

$$\xi = \xi_i - (\xi_i - \xi_b) \operatorname{erf}(n/2 \cdot \sqrt{Dt}) \quad (18)$$

酸素の単位界面積当たりの時間平均モル流量 $\bar{N}_A$ は

$$\begin{aligned} \bar{N}_A &= - \int_0^{t_e} D \left(\frac{\partial C_A}{\partial n} \right)_{n=0} dt \\ &= \int_0^{t_e} D \left(\frac{\partial \xi}{\partial n} \right)_{n=0} dt = (\xi_b - \xi_i) \cdot \int_0^{t_e} \sqrt{\frac{D}{\pi t}} dt \\ &= (C_{Bb} - C_{Bi} + C_{Cb} - C_{Ci} + C_{Db} - C_{Di} + C_{Ai}) \\ &\quad \cdot 2\sqrt{D/\pi t_e} \quad (19) \end{aligned}$$

となる。反応係数 β は、物理吸収に対する化学吸収の物質移動係数の比として(20)式のように定義される。

$$\begin{aligned} \beta &= \frac{\bar{N}_A}{2\sqrt{D/\pi t_e} \cdot C_{Ai}} \\ &= \frac{C_{Bb} - C_{Bi} + C_{Cb} - C_{Ci} + C_{Db} - C_{Di}}{C_{Ai}} + 1 \quad (20) \end{aligned}$$

さて、反応界面近傍では接触時間中、界面濃度 C_{Bi} , C_{Ci} , C_{Di} がそれぞれ一定に保たれるとして基礎式(5)式を線形化し、凝一次反応を伴うガス吸収として解析すると

$$\partial C_A / \partial t = D \partial^2 C_A / \partial n^2 - (k_1 C_{Bi} + k_2 C_{Ci} + k_3 C_{Di}) C_A \quad (5)'$$

$$t=0, n>0 \text{ で } C_A=0 \quad (9)'$$

$$n=0, t>0 \text{ で } C_A=C_{Ai} \quad (10)'$$

$$n=\infty, t \geq 0 \text{ で } C_A=0 \quad (11)'$$

となり、解は(21)式となる。

$$\begin{aligned} C_A &= C_{Ai} \{ (1/2) \cdot \exp(-\gamma_1' n / \sqrt{Dt}) \\ &\quad \operatorname{erfc}(n/2\sqrt{Dt} - \gamma_1') + (1/2) \cdot \exp(\gamma_1' n / \sqrt{Dt}) \\ &\quad \cdot \operatorname{erfc}(n/2\sqrt{Dt} + \gamma_1') \} \quad (21)' \end{aligned}$$

ただし、 $\gamma_1' \equiv \sqrt{(k_1 C_{Bi} + k_2 C_{Ci} + k_3 C_{Di}) / D}$ とする。

$\bar{N}_A$ は(21)式から次のように得られる。

$$\begin{aligned} \bar{N}_A &= - \int_0^{t_e} D \left(\frac{\partial C_A}{\partial n} \right)_{n=0} dt \\ &= C_{Ai} \left\{ \left(\frac{\sqrt{\pi}}{2} \gamma_2' + \frac{\sqrt{\pi}}{4\gamma_2'} \right) \operatorname{erf}(\gamma_2') + \frac{1}{2} \exp(-\gamma_2'^2) \right\} \\ &\quad \cdot 2\sqrt{\frac{D}{\pi t_e}} \quad (22) \end{aligned}$$

ただし、 $\gamma_2' \equiv \sqrt{(k_1 C_{Bi} + k_2 C_{Ci} + k_3 C_{Di}) / D}$

この場合の反応係数 $\bar{\beta}$ は(22)式から(23)式のように得られる。

$$\bar{\beta} \equiv \left(\frac{\sqrt{\pi}}{2} \gamma_2' + \frac{\sqrt{\pi}}{4\gamma_2'} \right) \operatorname{erf}(\gamma_2') + \frac{1}{2} \exp(-\gamma_2'^2) \quad (23)$$

ここで、van KREVELEN の近似では、 $\beta = \bar{\beta}$ として、界面濃度 C_i を消去する。

さて、(8)式で、反応物の Fe は微小素片内に十分多量にあり、その濃度は接触時間を通じて変化しないとみなせるので $C_{Db} = C_{Di}$ とおく。なお、LD 転炉では、ケイ素の濃度は C_{Bi} にくらべて吹錬初期から低いため、

$$C_{Ai} = \exp \{ 2.303 [\Delta H_{FeO} / R_1 \cdot (T_W + 273) - \Delta S_{FeO} / R_1] \} / (1600) \dots (39)$$

2.2 LD転炉における熱収支

2.2.1 凹み表面温度 T_W

凹み界面で起こる脱炭反応，脱ケイ反応，酸化鉄生成反応などの反応熱の一部は鋼浴側に，残りはガス側に移動する．すなわち，これら諸反応による発熱速度 q は，(40)式のように表われ，

$$q = \bar{N}_A \cdot \int_0^{x_e} A(x) dx \cdot \{ \sigma_1 (-\Delta H_{CO}) + (1/2) \cdot \sigma_2 (-\Delta H_{SiO_2}) + \sigma_3 (-\Delta H_{FeO}) \} \dots (40)$$

(41)式のように浴側とガス側への伝熱速度 q_L と q_G との和に等しくなる．

$$q = q_L + q_G = h_L (T_W - T_b) \cdot S_t + h_G (T_W - t_b) \cdot S_t \dots (41)$$

凹み表面温度 T_W は，(41)式から(42)式のようにかける．

$$T_W = \frac{q + (h_L T_b + h_G t_b) \cdot S_t}{(h_G + h_L) \cdot S_t} \dots (42)$$

(39)式で表わした酸素飽和濃度 C_{Ai} は，(42)式の T_W を使用して算出される．

2.2.2 生石灰滓化率

吹錬に伴う鋼浴温度の変化を求める場合，石灰の滓化率を知る必要があるが，スラグの塩基度 (CaO/SiO_2) の変化，あるいは，脱リン，脱マンガン，脱硫反応の経過を解析する際にも，石灰の滓化率が必要になると推察される．

ここでは， $(FeO) \cdot (CaO)$ の2成分系の融解開始線のグラフ⁹⁾を，転炉の実操業から得られた実測値^{9)~12)}で補定して，生石灰の滓化量を求める．融解開始線を折れ線に分割し， $V_1 \equiv [(CaO) / \{ (CaO) + (FeO) \}]_{calc}$ を温度の関数として求めると次のようになる．

$$\left. \begin{aligned} T_b < 1200^\circ C & \text{では } V_1 = 0, \\ 1200^\circ C \leq T_b < 1240^\circ C & \text{では} \\ V_1 &= 0.4(T_b - 1200)/100, \\ 1240^\circ C \leq T_b < 1250^\circ C & \text{では} \\ V_1 &= (1.40T_b - 1720)/100, \\ 1250^\circ C \leq T_b < 1290^\circ C & \text{では} \\ V_1 &= (0.25T_b - 282.5)/100, \\ 1290^\circ C \leq T_b < 1370^\circ C & \text{では} \\ V_1 &= (0.13T_b - 127.7)/100, \\ 1370^\circ C \leq T_b < 1465^\circ C & \text{では} \\ V_1 &= (0.23T_b - 264.7)/100, \\ 1465^\circ C \leq T_b < 2390^\circ C & \text{では} \\ V_1 &= (0.03T_b + 28.3)/100 \end{aligned} \right\} \dots (43)$$

さて，実際の転炉滓は $(CaO) \cdot (FeO)$ の2成分系でな

く， (SiO_2) ， (MnO) ， (P_2O_5) なども含まれる多成分系であるから，(43)式を補正するため， $V_2 \equiv (\text{実測滓化率}) / ((43) \text{式から得られる滓化率}) = \{ (CaO) / [(CaO) + (FeO)] \}_{obs} / \{ (CaO) / [(CaO) + (FeO)] \}_{calc}$ を縦軸に，横軸に鋼浴温度をとって図示すると Fig. 2 が得られるが，この曲線を最小二乗法で数式化すると次のようになる．

$$V_2 = -2.111 \times 10^{-8} T^3 + 9.745 \times 10^{-5} T^2 - 1.512 \times 10^{-1} T + 79.925 \dots (44)$$

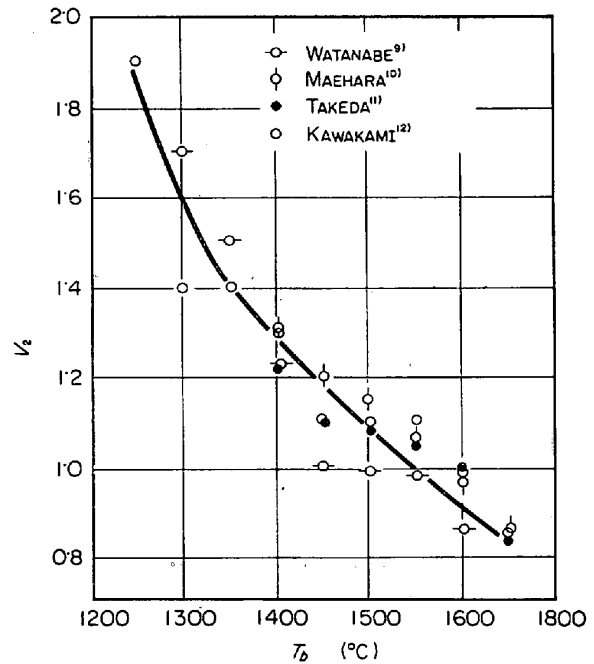


Fig. 2. Relation between V_2 and bath temperature.

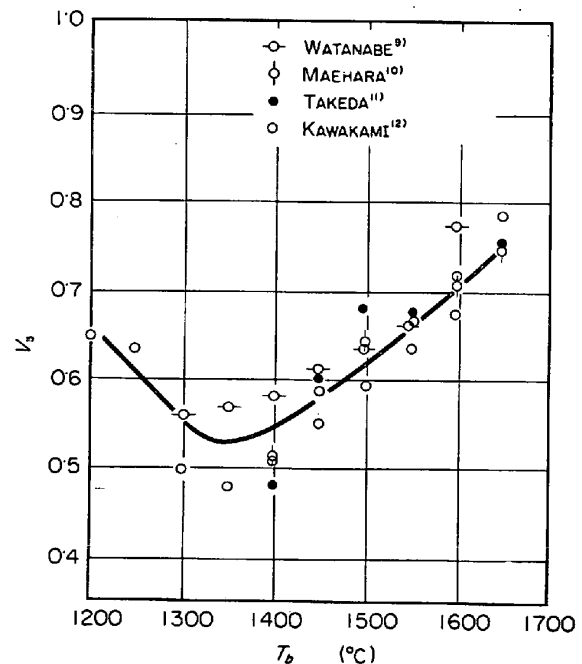


Fig. 3. Relation between V_3 and bath temperature.

さらに, $V_3 = \{[(\text{CaO}) + (\text{FeO})]/W_S\}_{\text{obs}}$ を縦軸に, 鋼浴温度を横軸にとつて表わすと Fig. 3 となるが, この曲線を数式化すると次のようになる.

$$V_3 = -1.267 \times 10^{-8} T^3 + 5.961 \times 10^{-5} T^2 - 9.186 \times 10^{-2} T + 47.050 \quad (45)$$

そこで生石灰滓化量 $W_{(\text{CaO})}$ が, (46) 式から求められる.

$$W_{(\text{CaO})} = V_1 \cdot V_2 \cdot V_3 \cdot W_S \quad (46)$$

2.2.3 炉体からの対流, 放射伝熱

ここでは, 炉体からの熱損失を, 炉体外表面の鉄皮から大気への対流と放射による伝熱速度 q_0 , および, 鋼浴から炉口を通しての放射伝熱速度 q_R に分けて求める.

q_0 は, 炉の垂直壁面 A_1 と水平下向き壁面 A_2 とからの熱損失として(47)式のように表わされる.

$$q_0 = A_1 h_{c1} (t_{wO} - t_R) + A_2 h_{c2} (t_{wO} - t_R) + (A_1 + A_2) h_r (t_{wO} - t_R) \quad (47)$$

ここで, A_1 , A_2 は炉体形状の Fig. 4 から近似的に次のようにかける.

$$A_1 = \pi D_1 H_1, \quad A_2 = (\pi/4) D_1^2$$

垂直平面, 水平下向き平面での自然対流の伝熱係数 h_{c1} , h_{c2} [kcal/m²·hr·°C] は, それぞれ(48), (49)式で表わされる.

$$h_{c1} = 1.1 (\Delta t)^{1/3} \quad (48)^{13)}$$

$$h_{c2} = 0.9 (\Delta t/D_1)^{1/4} \quad (D_1 : [\text{m}]) \quad (49)^{13)}$$

(47)式の放射伝熱係数 h_r は, 炉体表面温度 t_{wO} と大気温度 t_R を与えて, 文献14) のグラフから推算することができる. 一方, q_R は(50)式で表わされる.

$$q_R = \sigma \phi_{12} [\varepsilon_s (273 + T_b)^4 - (273 + t_R)^4] \quad (50)$$

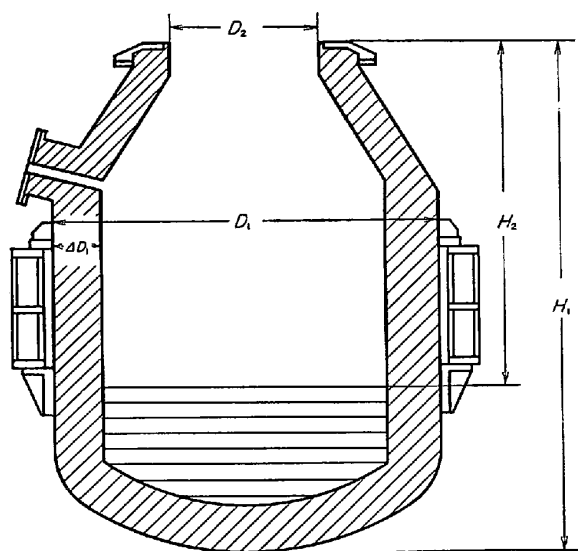


Fig. 4. Profile of LD converter.

ここで, ϕ_{12} は総括吸収率であり, 文献 15), 16) から次のように求められる.

$$\phi_{12} = 1 / \{ (1/\bar{F}_{12}) + (1/\varepsilon_s - 1) \} \quad (51)$$

$$\bar{F}_{12} = \{ (R'_2/R'_1)^2 - F_{12} \} / \{ 1 + (R'_2/R'_1)^2 - 2F_{12} \} \quad (52)$$

$$F_{12} = \{ R_1'^2 + R_2'^2 + H_2^2 - \sqrt{(R_1'^2 + R_2'^2 + H_2^2)^2 - 4R_1'^2 R_2'^2} \} / 2R_1'^2 \quad (53)$$

$$H_2 = H_1 - \Delta D_1 - W / \rho_L A_3 \quad (54)$$

$$A_3 = (\pi/4) \cdot (D_1 - 2 \cdot \Delta D_1)^2 \quad (55)$$

$$R'_2 = D_2/2 \quad (56)$$

$$R'_1 = (D_1 - 2\Delta D_1)/2 \quad (57)$$

2.2.4 吹錬開始時の溶鋼温度

溶鋼, スラグ, および副剤はすべて同一温度にあるとして, 吹錬開始時の溶鋼平均温度 T_{bi} を次のような熱収支から求める. まず, 装入時に, 炉内へ入る全熱量 Q_{all} を(58)式のように表わす.

$$Q_{all} = W \cdot c_{pFeM} \cdot T_{ch} + (W_{pig} c_{ppig} + W_{CaCO_3} \cdot c_{pCaCO_3} + W_{CaO} \cdot c_{pCaO} + W_{Sc} \cdot c_{pSc} + W_{Fe_2O_3} \cdot c_{pFe_2O_3}) \cdot t_R \quad (58)$$

次に, $\text{CaCO}_3 + \text{C} \rightarrow \text{CaO} + 2\text{CO}(\text{g})$ なる反応が約900°C の温度で起こり, 吹錬開始時にすでに, 冷鉄のうち質量分率 α_{pig} だけ溶解しており, 冷鉄はすべて均一温度 T_{bi} となつていとすれば, 吹錬開始時における炉内の全熱量 Q_{all} は次のようにかける.

$$Q_{all} = \{ (W + W_{pig} \cdot \alpha_{pig}) \cdot c_{pFeM} + W_{pig} (1 - \alpha_{pig}) \cdot c_{ppig} + W_{Sc} \cdot c_{pSc} + (W_{CaCO_3} \cdot M_{CaO}/M_{CaCO_3} + W_{CaO}) \cdot c_{pCaO} + W_{Fe_2O_3} \cdot c_{pFe_2O_3} \} \cdot T_{bi} + W_{CaCO_3} \cdot \{ c_{pCaCO_3} - (M_{CaO}/M_{CaCO_3}) \cdot c_{pCaO} \} \cdot (900) - W_{CaCO_3} \cdot (-\Delta H_{CaCO_3}) - W_{pig} \cdot \alpha_{pig} \cdot (-\Delta H_{Fe}) \quad (59)$$

そこで, (58)式と(59)式から T_{bi} は, 次のように求められる.

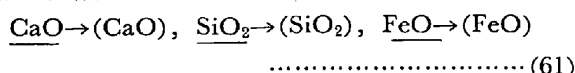
$$T_{bi} = \{ W \cdot c_{pFeM} \cdot T_{ch} + (W_{pig} c_{ppig} + W_{CaCO_3} \cdot c_{pCaCO_3} + W_{Sc} \cdot c_{pSc} + W_{CaO} \cdot c_{pCaO} + W_{Fe_2O_3} \cdot c_{pFe_2O_3}) \cdot T_R - W_{CaCO_3} \cdot [c_{pCaCO_3} - (M_{CaO}/M_{CaCO_3}) \cdot c_{pCaO}] \cdot (900) + W_{CaCO_3} \cdot (-\Delta H_{CaCO_3}) + W_{pig} \cdot \alpha_{pig} \cdot (-\Delta H_{Fe}) \} / \{ (W + W_{pig} \cdot \alpha_{pig}) \cdot c_{pFeM} + W_{pig} (1 - \alpha_{pig}) \cdot c_{ppig} + (W_{CaCO_3} \cdot M_{CaO}/M_{CaCO_3} + W_{CaO}) \cdot c_{pCaO} + W_{Fe_2O_3} \cdot c_{pFe_2O_3} + W_{Sc} \cdot c_{pSc} \} \quad (60)$$

ここで, (60)式の右辺分母の各比熱は温度 T_{bi} における平均比熱であり, (60)式は試行錯誤計算が必要となる.

2.2.5 溶鋼についての熱収支

凹面で発生した反応熱のうち, 溶鋼側への伝熱速度 q_L と(61)式の反応に伴って発生するスラグの混合熱

q_{mix} を入熱とし、



生石灰、スクラップ、冷鉄の融解による伝熱速度 q_{CaO} , q_{Sc} , q_{pig} , 鉄鉱石の分解による伝熱速度 $q_{\text{Fe}_2\text{O}_3}$, 浴面から炉口を通しての放射伝熱速度 q_R , 鉄皮外表面から大気への伝熱速度 q_0 および、浴面から炉内ガスへの対流伝熱速度 q_W などを出熱として熱収支を行なうと、(62)式が得られる。

$$\frac{dT_b}{d\theta} = \frac{q_L + q_{\text{mix}} - q_{\text{CaO}} - q_{\text{Sc}} - q_{\text{pig}} - q_{\text{Fe}_2\text{O}_3} - q_R - q_W - q_0}{W_{\text{Fem}} \cdot C_{p\text{Fem}} + W_S \cdot C_{pS} + Q_S} \quad \dots\dots\dots (62)$$

ここで、 Q_S は未溶解の固体の熱容量であり、取り扱いを簡単化するために、鉄鉱石が温度 T' になると瞬間的に分解すると考えれば、次のように表わされる。

$$Q_S = W_{\text{pig}} \cdot \{1 - F_{\text{pig}}(\theta)\} \cdot c_{p\text{pig}} + W_{\text{Sc}} \cdot \{1 - F_{\text{Sc}}(\theta)\} \cdot c_{p\text{Sc}} + W_{\text{Fe}_2\text{O}_3} \cdot c_{p\text{Fe}_2\text{O}_3} \cdot \{1 - u(T_b - T')\} + (W_{\text{CaO}} - W_{(\text{CaO})}) \cdot c_{p\text{CaO}} \quad \dots\dots\dots (63)$$

ここで、 $u(T_b - T')$ はステップ関数であり、 q_{mix} , q_{CaO} , q_{Sc} , q_{pig} , $q_{\text{Fe}_2\text{O}_3}$ は次のように表わされる。

$$q_{\text{mix}} = (-\Delta H_{(\text{FeO})}) \cdot dW_{(\text{FeO})}/d\theta + (-\Delta H_{(\text{SiO}_2)}) \cdot dW_{(\text{SiO}_2)}/d\theta + (-\Delta H_{(\text{CaO})}) \cdot dW_{(\text{CaO})}/d\theta \quad \dots\dots\dots (64)$$

$$q_{\text{CaO}} = (-\Delta H_{\text{CaO}}) \cdot dW_{(\text{CaO})}/d\theta \quad \dots\dots\dots (65)$$

$$q_{\text{Sc}} = (-\Delta H_{\text{Fe}}) \cdot \{dF_{\text{Sc}}(\theta)/d\theta\} \cdot W_{\text{Sc}} \quad \dots\dots\dots (66)$$

$$q_{\text{pig}} = (-\Delta H_{\text{Fe}}) \cdot \{dF_{\text{pig}}(\theta)/d\theta\} \cdot W_{\text{pig}} \quad \dots\dots\dots (67)$$

$$q_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = (-\Delta H_{\text{Fe}_2\text{O}_3}) \cdot W_{\text{Fe}_2\text{O}_3} \cdot \delta(T_b - T') \quad \dots\dots\dots (68)$$

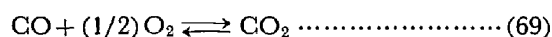
ここで、 $\delta(T_b - T')$ は $\delta(0) = 1$, $\delta(x \neq 0) = 0$ なる関数である。(60)式から T_{bi} を求め、これを初期条件にして(62)式を解けば、浴内温度 T_b の時間的变化が求められる。

2.2.6 スクラップの溶解

ここでは、長谷川ら⁶⁾がRIを使用した実測値に基づいて、スクラップの溶解率を示す関数 $F_{\text{Sc}}(\theta)$ を求める。スクラップは投入と同時にメタルにより加熱されてメタルと同じ温度になり、吹錬の経過に伴って溶鋼とともに温度が上昇すると考える。

2.3 排ガスの流量、組成および温度の解析

ノズルから溶鋼に吹きつけられた酸素ガスは、その一部または全部が溶鋼に吸収され、そのうち脱炭反応に消費された酸素は一酸化炭素の形で炉内ふん囲気中に放出される。炉内では(69)式の可逆反応が起こり、瞬間的に平衡になるものとする。



炉内ふん囲気中のガスは完全混合で、吹錬時間を通じて容積一定であるから、過剰のガスが炉内平均のガス温度でもつて炉口から排出される。

炉内ガス全部についての熱収支、および各成分(酸素、一酸化炭素、二酸化炭素、窒素)について物質収支を行なうと(70)~(74)式となる。

$$(n_A'c_{pA}' + n_Ec_{pE}' + n_Fc_{pF}' + n_Gc_{pG}') dt_b/d\theta = q_t - (F_{\text{out}}/n_V) \cdot (n_A'c_{pA}' + n_Ec_{pE}' + n_Fc_{pF}' + n_Gc_{pG}') \cdot t_b + R_A \cdot (-\Delta H_{\text{CO}}) \quad \dots\dots\dots (70)$$

$$dn_A'/d\theta = F_A' - F_{\text{out}} \cdot n_A'/n_V - R_A/2 \quad \dots\dots\dots (71)$$

$$dn_E/d\theta = F_E - F_{\text{out}} \cdot n_E/n_V - R_A \quad \dots\dots\dots (72)$$

$$dn_F/d\theta = -F_{\text{out}} \cdot n_F/n_V + R_A \quad \dots\dots\dots (73)$$

$$dn_G/d\theta = -F_{\text{out}} \cdot n_G/n_V \quad \dots\dots\dots (74)$$

ここで、 F_A' は凹み界面での反応に消費されなかつた酸素ガスのモル流量であり、(75)式で表わされる。

$$F_A' = (G_1/32) - (\bar{N}_A/2) \cdot \int_0^{x_e} A(x) dx \quad [\text{kg mol/sec}] \quad \dots\dots\dots (75)$$

F_E は脱炭反応により発生する一酸化炭素のモル流量であり、(76)式のようにかける。

$$F_E = \sigma_1 \cdot \bar{N}_A \cdot \int_0^{x_e} A(x) dx \quad [\text{kg mol/sec}] \quad \dots\dots\dots (76)$$

F_{out} は炉口から流出するガスのモル流量である。 q_t は炉内ふん囲気中のガスの全伝熱速度であり、(77)式で表わされる。

$$q_t = q_G + q_W + q_{\text{O}_2} \quad \dots\dots\dots (77)$$

ここで、 q_G は凹み面からの伝熱速度、 q_W はスラグ面、炉内壁面からの伝熱速度、 q_{O_2} は送入された酸素ガスの流入に伴う伝熱速度であり、(78)式で表わされる。

$$q_{\text{O}_2} = \int_0^{t_{b1}} G_1 c_{pA} dt \quad \dots\dots\dots (78)$$

n_V は炉内ガスふん囲気中の各ガス成分のモル数の和として(79)式で表わされ、理想気体とみなして(80)式から決定される。

$$n_A' + n_E + n_F + n_G = n_V \quad \dots\dots\dots (79)$$

$$n_V = P_c V_t / R(t_b + 273) \quad \dots\dots\dots (80)$$

なお、(69)式の反応で化学平衡が成立しているとの仮定から、 n_A , n_E , n_F の間には(81)式の関係がかける。

$$n_F/n_E \cdot \sqrt{n_A'} = K \quad \dots\dots\dots (81)$$

$$K = \exp\{-[\Delta H_{\text{CO}} - \Delta S_{\text{CO}} \cdot (t_b + 273)] / R_1 \cdot (t_b + 273)\} \quad \dots\dots\dots (82)$$

(70)~(74)式と(79)~(82)式から、 R_A および F_{out} は次のように表わされる。

$$R_A = (E - A \cdot D) / (D \cdot B + C) \quad \dots\dots\dots (83)$$

$$F_{\text{out}} = A + B \cdot R_A \quad \dots\dots\dots (84)$$

ただし、 A, B, C, D, E はそれぞれ次のようになる。

$$A = \frac{F \cdot n_V (F_A' + F_E) \cdot R \cdot (t_b + 273)^2 + P_c \cdot V_t \cdot q_t \cdot n_V}{F \cdot n_V \cdot R \cdot (t_b + 273)^2 + P_c \cdot V_t \cdot t_b \cdot F} \quad [\text{kg mol/sec}] \quad (85)$$

$$B = \frac{(1/2) \cdot F \cdot n_V \cdot R \cdot (t_b + 273)^2 - P_c \cdot V_t \cdot (-\Delta H_{CO}) \cdot n_V}{F \cdot n_V \cdot R \cdot (t_b + 273)^2 + P_c \cdot V_t \cdot t_b \cdot F} \quad [-] \quad (86)$$

$$C = \frac{1}{K} + \sqrt{n_A'} + \frac{n_E}{4\sqrt{n_A'}} + \frac{\Delta H_{CO}^2 \cdot n_E \cdot \sqrt{n_A'}}{F \cdot (t_b + 273)^2 \cdot R_1} \quad [\text{kg mol}^{1/2}] \quad (87)$$

$$D = \frac{-n_F}{n_V \cdot K} + \frac{-t_b (-\Delta H_{CO}) n_E \sqrt{n_A'}}{(t_b + 273)^2 \cdot R_1 \cdot n_V} + \frac{3n_E \sqrt{n_A'}}{2n_V} \quad [\text{kg mol}^{1/2}] \quad (88)$$

$$E = F_E \sqrt{n_A'} + \frac{F_A \cdot n_E}{2\sqrt{n_A'}} + \frac{n_E \cdot \sqrt{n_A'} \cdot q_t}{F(t_b + 273)^2} - \frac{(-\Delta H_{CO})}{R_1} \quad [\text{kg mol}^{3/2}/\text{sec}] \quad (89)$$

ここで、 F は(90)式で定義されるものである。

$$F \equiv n_A' c' p_A' + n_{EC}' p_E + n_{FC}' p_F + n_{GC}' p_G \quad [\text{kcal}/^\circ\text{C}] \quad (90)$$

(84)式から F_{out} が求められるから各成分ガスの排出モル数は

$$F_{A'}^{\text{out}} = F_{\text{out}} \cdot n_A' / n_V, \quad F_{E}^{\text{out}} = F_{\text{out}} \cdot n_E / n_V, \\ F_{F}^{\text{out}} = F_{\text{out}} \cdot n_F / n_V, \quad F_{G}^{\text{out}} = F_{\text{out}} \cdot n_G / n_V \quad (91)$$

で表わされる。

3. LD転炉の数学的モデル

3.1 モデルの概要

2. で示した解析結果に、凹みの形状とその面積を算

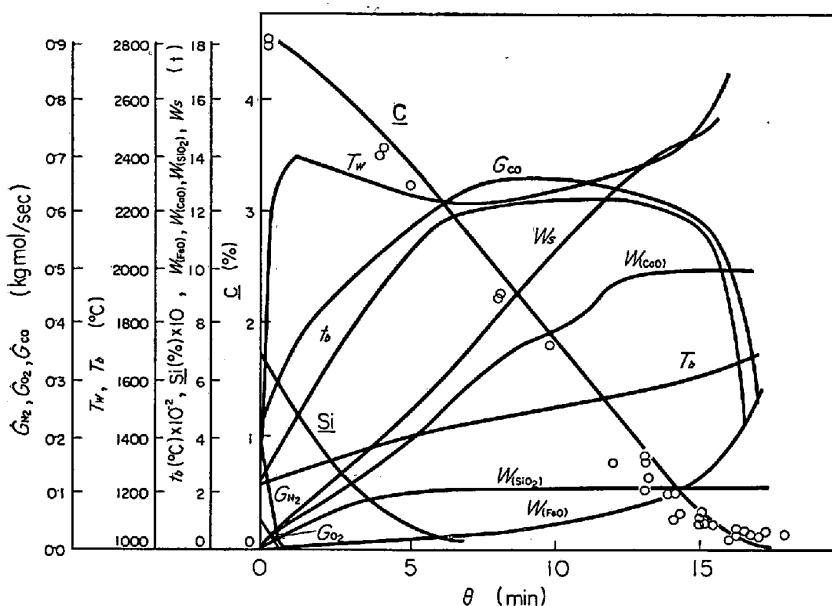


Fig. 5. Calculated results on the variations of process variables in 150-t-LD converter.

出する理論式²⁾を組み合わせた数学的モデルに基づいてLD転炉の装置条件(炉体プロフィール、ノズルの径と孔数)および操作変数(装入物の量、温度、組成、および、タンク圧)を与えた場合、吹錬経過とともに変化するプロセス変数(浴内各成分濃度、溶鋼温度、排ガスの量、温度、組成、スラグの組成)をデジタル電子計算機を使用して算出することができる。

すなわち、まず、LD転炉の装置条件、操作変数から凹みの形状、面積、および、(60)式から吹錬開始時の溶鋼温度 T_{bi} を求める。次に(29)、(30)、(34)、(35)、(62)、(70)~(74)式の10個の微分方程式と(36)、(37)、(46)式の3個の代数方程式を連立させてRunge-Kutta-Gill法で数値計算を行ない、浴内炭素濃度 C_{Bb} 、ケイ素濃度 C_{Cb} 、スラグ中の (SiO_2) と (FeO) の質量 $W_{(\text{SiO}_2)}$ 、 $W_{(\text{FeO})}$ 、鋼浴温度 T_b 、炉内ふん囲気中のガス温度 t_b 、一酸化炭素、酸素、二酸化炭素、窒素のモル数 n_E, n_A', n_F, n_G および溶鋼の質量 W 、スラグ質量 W_s 、生石灰滓化量 $W_{(\text{CaO})}$ の吹錬時間の経過に伴う変化を求める。

各成分の排ガス中のモル流量は得られた n_E, n_A', n_F, n_G を採用して(91)式から計算できる。

3.2 計算結果

岡崎、松野ら¹⁷⁾による150 t 転炉のデータに基づいて計算した結果の一例を Fig. 5 に示す。

計算に採用した装置条件、操作変数およびパラメータを Table 1 に示す。次に、パラメータは上述の計算と同じにして、Table 2 に示す操業条件に基づいて、60 t

転炉で仮想的な操業を行なった場合の計算結果を Fig. 6 に示した。なお、この60 t 転炉でタンク圧 P_0 だけ7.0 atm と7.6 atm とに変化させた場合の浴内炭素濃度、スラグ中の酸化鉄量、浴内温度の変化を Fig. 7 に示した。

3.3 考察

Fig. 6 では、吹錬開始から約2 min 後に凹み表面温度は約2000°Cの一定値に達し、脱ケイ素反応、脱炭反応に伴って排ガス中の一酸化炭素量、排ガス温度は急激な上昇を示す。吹錬開始後5 min から10 min の脱炭最盛期には鋼浴温度の上昇とともに生石灰滓化反応が進行し、スラグ量は増加する。なお、この時期には脱ケイ素反応がすでに終わっているため、スラグ中のケ

Table 1. Data for numerical calculation.

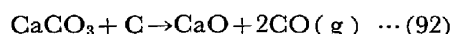
Apparatus condition					
Diameter of throat		Profile of converter			
35.4 mm ϕ $\times$ 4		$D_1(\text{m})$	$D_2(\text{m})$	$\Delta D_1(\text{m})$	$H_2(\text{m})$
		6.66	2.6	0.925	9.06
Operating variables					
Back pressure	Lance height	Temperature of pig iron	Mass of pig iron	Mass of scrap	Mass of fluxes and coolants
$P_0(\text{atm})$	$L(\text{m})$	$T_{ch}(\text{°C})$	$W_0(\text{t})$	$W_{Sc}(\text{t})$	(t)
12	1.5	1300	150.0	0.0	18
Parameter					
k_1	k_2/k_1	$k_3 C_{Db}/k_1$	t_e	h_L	h_G
kg(Fe)/ kg mol(C) $\cdot$ sec	kg mol(C)/ kg mol(Si)	kg mol(C)/ kg(Fe)	sec	kcal/m ² $\cdot$ sec $\cdot$ °C	kcal/m ² $\cdot$ sec $\cdot$ °C
1×10^{12}	15	1×10^{-4}	1×10^{-5}	12	0.6

Table 2. Data for numerical calculation.

Apparatus condition					
Diameter of throat		Profile of converter			
30.0 mm ϕ $\times$ 3		$D_1(\text{m})$	$D_2(\text{m})$	$\Delta D_1(\text{m})$	$H_2(\text{m})$
		5.0	2.0	0.9	8.0
Operating variables					
Back pressure	Lance height	Temperature of pig iron	Mass of pig iron	Mass of scrap	Mass of fluxes and coolants
$P_0(\text{atm})$	$L(\text{m})$	$T_{ch}(\text{°C})$	$W_0(\text{t})$	$W_{Sc}(\text{t})$	(t)
7	1.5	1400	64	1	8.0
Parameter					
k_1	k_2/k_1	$k_3 C_{Db}/k_1$	t_e	h_L	h_G
kg(Fe)/ kg mol(C) $\cdot$ sec	kg mol(C)/ kg mol(Si)	kg mol(C)/ kg(Fe)	sec	kcal/m ² $\cdot$ sec $\cdot$ °C	kcal/m ² $\cdot$ sec $\cdot$ °C
1×10^{12}	15	1×10^{-4}	1×10^{-5}	12	0.6

イ酸量は 6 min 頃からほとんど一定となるが、生石灰の滓化が起こるためスラグの塩基度 ($\text{CaO}/(\text{SiO}_2)$) は高くなる。吹錬時間が 10 min 以上になると脱炭反応は最盛期を過ぎて排ガス量が減少しはじめ、排ガス温度も低下してくる。この頃から酸化鉄生成反応が急速になり、石灰石はその全量が滓化しおわる。吹錬時間が約 15 min になると、脱炭反応速度が急速に減少し、酸化鉄生成反応が急速に進行して、凹み表面温度が増加しはじめ、鋼浴温度もその上昇率が大きくなる。

脱炭曲線については、実測値は吹錬末期まで計算曲線より低くなっている。これは、計算に当たり詳細な副材装入割合がわからないため、石灰成分はすべて生石灰 $[\text{CaO}]$ の形で投入され、石灰石 $[\text{CaCO}_3]$ はないものとして (92) 式の反応に



よる脱炭および熱変化を無視したこと、および実際操業でみられるような吹錬途中での副剤の分割投入のかわりに、副剤の全量が吹錬初期に投入されたものとして計算したために、吹錬初期での溶鋼温度が低く算出され、そのために脱炭反応の遅れを生じたものと考えられる。なおこの計算ではランス高さ、およびタンク圧は吹錬期間を通じて一定としているが、計算結果は実測値の変化の様子をほぼ表現しているように考えられる。

150 t 転炉および 60 t 転炉についての計算結果 (Fig. 5, Fig. 6) から判断すると、計算に採用した数学的モデルの未知パラメータは、ほぼ妥当な数値であると推察される。

次に、吹錬圧を変化させた場合、プロセス変数にどのような影響が生じるかを調べた計算結果 (Fig. 7) から、吹錬圧の増加により送酸量が増加し、脱炭反応速度および酸化鉄生成速度が増大し、鋼浴温度は高くなる傾向が認められる。

4. 結 言

装置形状、操作条件が与えられた場合、溶鋼温度、排ガスの組成と温度と流量、浴内炭素やケイ素の濃度、スラグ組成などのプロセス変数を算出できるような LD 転炉の数学的モデルを展開し、150 t 転炉についての計算

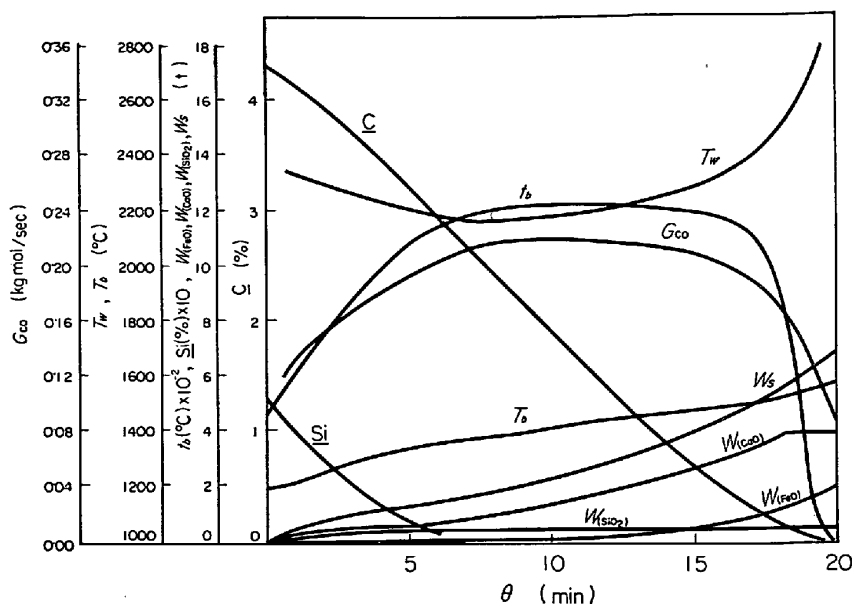


Fig. 6. Calculated results on the variations of process variables in 60 t-LD converter.

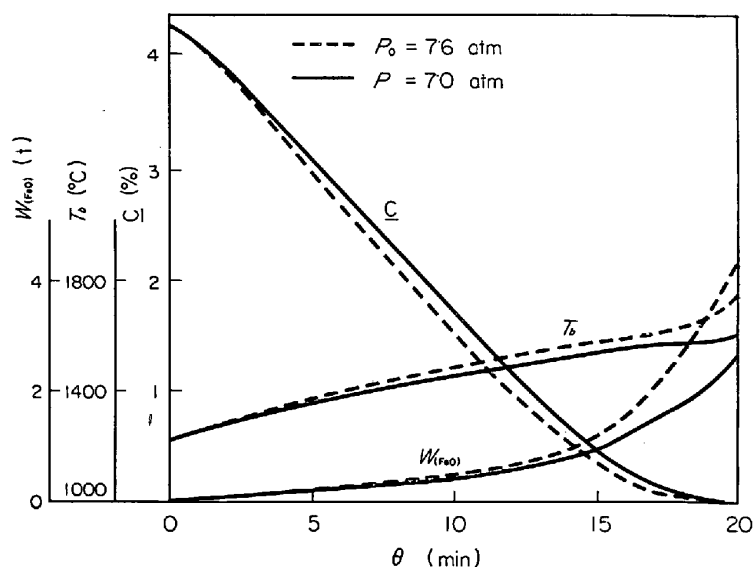


Fig. 7. Effects of back pressure on the variations of C , T_b and $W(\text{FeO})$.

結果と実操業でのデータとを比較検討した結果、このモデルによつて操業結果をかなり満足に予知できることがわかった。

なお、60 t 転炉の仮想的な操業条件下の場合についても計算したが、その計算結果はほぼ妥当なものと推察され、この種の仮想操業の計算を行なうことにより、LD 転炉の操業改善の基礎資料を得ることができよう。

数学的モデルによる計算結果と実測結果との一致は、実際操業での詳細な操業条件 (実際の副剤投入法、ランス高さとタンク圧の変化) に従つて計算すれば、さらによくなるものと考えられる。

(謝辞) 本研究の遂行にあたり、とくにLD転炉の実操業について多くの示唆と参考資料の提示を戴いた種々の製鉄所の方々の御厚意に深く感謝します。なお計算の進行にあたり、研究室の佐々木恵一君(現在、住友金属工業(株))と伊東修三君の助力に謝意を述べる。

記号

A_1 : 炉体側面の鉄皮の表面積	[m ²]
A_2 : 炉体底面の鉄皮の表面積	[m ²]
A_3 : 炉内水平断面積	[m ²]
a : 凹み形状係数	[1/m]
c_j : 界面での微小な溶鋼素片内での j 成分の濃度	[kg mol(j)/kg(Fe)]
c_{pj} : j 成分の平均比熱	[kcal/kg(j)·°C]
c'_{pj} : j 成分の平均比熱	[kcal/kg mol(j)·°C]
D : 分子拡散係数	[m ² /sec]
D_1 : 炉口径	[m]
ΔD_1 : 炉壁厚さ	[m]
D_2 : 炉胸径	[m]
D_j : 鋼浴中での j 成分の分子拡散係数	[m ² /sec]
F_{12} : 放射の直接到達率	[—]
$\bar{F}_{12}$: 無限回反射を考慮した到達率	[—]
F_{out} : 排ガスの全モル流量	[kg mol/sec]
$F_{pig}(\theta)$: 冷鉄の融解率関数	[—]
$F_{Sc}(\theta)$: スクラップの融解率関数	[—]
G_1 : 酸素ガス質量流量	[kg/sec]
H_1 : 炉高	[m]
H_2 : 炉口と鋼浴表面間の距離	[m]
ΔH_j : j 成分の融解および反応によるエンタルピー変化	[kcal/kg(j)]
h_{c1} : 垂直面での自然対流伝熱係数	[kcal/m ² ·sec·°C]
h_{c2} : 水平面での自然対流伝熱係数	[kcal/m ² ·sec·°C]
h_G : ガス側熱伝達係数	[kcal/m ² ·sec·°C]
h_L : 鋼浴側熱伝達係数	[kcal/m ² ·sec·°C]
h_r : 放射伝熱係数	[kcal/m ² ·sec·°C]
K : (69)式の反応での平衡定数	[1/kg mol ^{1/2}]
k_1 : 脱炭反応速度定数	[kg(Fe)/kg mol(C)·sec]
k_2 : 脱ケイ素反応速度定数	[kg(Fe)/kg mol(Si)·sec]
k_3 : 酸化鉄生成反応速度定数	[kg(Fe)/kg mol(Fe)·sec]
M_j : j 成分の分子量	[kg/kg mol]
N_A : 吸収酸素モル流束	[kg mol(O)/m ² ·sec]
$\bar{N}_A$: 時間平均吸収酸素モル流束	

	[kg mol(O)/m ² ·sec]
n : 鋼浴面に垂直な液方向距離	[m]
n_j : 炉内ガスふん囲気中 j 成分のモル数	[kg mol]
n_V : 炉内に存在するガスのモル数	[kg mol]
P_c : 炉内ガス圧力	[atm]
P_0 : タンク圧	[atm]
Q_{all} : 装入原料の全熱エネルギー	[kcal]
Q_S : 未溶解固体の熱容量	[kcal/kg]
q : 脱炭, 脱ケイ素, 酸化鉄生成反応による発熱速度	[kcal/sec]
q_{CaO} : 生石灰滓化に伴う伝熱速度	[kcal/sec]
$q_{Fe_2O_3}$: 鉄鉱石分解に伴う伝熱速度	[kcal/sec]
q_{jout} : 排ガス中の j 成分のモル流量	[kg mol/sec]
q_G : 凹み面でガス側への伝熱速度	[kcal/sec]
q_L : 凹み面で鋼浴側への伝熱速度	[kcal/sec]
q_O : 炉体外周の鉄皮から大気への伝熱速度	[kcal/sec]
q_{O_2} : 送酸ガスの熱エネルギー	[kcal/sec]
q_{mix} : スラグ成分の混合による発熱速度	[kcal/sec]
q_t : ガス側への総括伝熱速度	[kcal/sec]
q_{pig} : 冷鉄の融解に伴う伝熱速度	[kcal/sec]
q_R : 湯面から炉口を通しての放射伝熱速度	[kcal/sec]
q_W : 炉内壁, スラグ表面から炉内ガスへの伝熱速度	[kcal/sec]
R, R_1 : 気体定数	[l·atm/mol·°C], [kcal/kg mol·°C]
R_A : (69)式の反応によるモル数変化速度	[kg mol/sec]
S_t : 凹み表面積	[m ²]
ΔS_{Co} : (69)式の反応によるエントロピー変化	[kcal/mol·°C]
ΔS_{FeO} : (38)式の反応によるエントロピー変化	[kcal/mol·°C]
T' : 鉄鉱石, スケールの分解温度	[°C]
T_b : 溶鋼本体の温度	[°C]
T_{bi} : 吹錬開始時の溶鋼温度	[°C]
T_W : 溶鋼の凹み表面温度	[°C]
T_{ch} : 溶鉄装入温度	[°C]
t : 接触時間, ガス温度	[sec], [°C]
t_e : 微小な溶鋼素片の凹み表面平均滞留時間	[sec]
t_b : ガス流本体の温度	[°C]
t_R : 室温	[°C]
t_{WO} : 炉外表面の鉄皮温度	[°C]
V_t : 炉内ガスの体積	[m ³]

W : 溶鋼の質量	[kg]
W_j : j 成分の質量	[kg]
W_0 : 装入溶鉄の質量	[kg]
X_e : 凹み半径	[m]
x_e : 有効凹み半径	[m]
α_{pig} : 吹錬開始時の冷鉄融解率	[-]
$\beta, \bar{\beta}$: (20)式, (32)式による反応係数	[-]
$\delta(X)$: $\delta(0)=1, \delta(X \rightarrow 0)=0$ なる関数	[-]
ϵ_S : スラグの黒度	[-]
θ : 吹錬時間	[sec]
ρ_L : 溶鋼の密度	[kg/m ³]
σ : ステファン・ボルツマン定数	[kcal/m ² ·sec·°K ⁴]
σ_1 : 脱炭反応への酸素分配比	[-]
σ_2 : 脱ケイ反応への酸素分配比	[-]
σ_3 : 酸化鉄生成反応への酸素分配比	[-]
ϕ_{12} : 総括吸収率	[-]

添 字

A : [O], A' : O₂, B : C, C : Si, D : Fe, E : CO,
 F : CO₂, G : N₂, b : 鋼浴およびガス本体, i : 鋼浴・
 ガス接触界面, sat : 飽和状態, (CaO) : 滓化石灰,
 Fe_m : 溶鋼, (FeO) : スラグ中の酸化鉄, pig : 冷鉄,
 Sc : スクラップ, S : スラグ, (SiO₂) : スラグ中のケ
 イ酸, () 記号は重量を示す.

文 献

- 1) 鞭, 大槻, 浅井: 鉄と鋼, 53 (1967) 3, p. 424
- 2) 大槻, 鞭: 鉄と鋼, 53 (1967) 7, p. 794
- 3) D. W. van KREVELEN and P. J. HOFLIJZER: Rec. Trav. Chim., 67 (1948), p. 563
- 4) 恩田, 佐田: 化学工場, 10 (1966) 3, p. 107
- 5) P. V. DANCKWERTS: Trans. Faraday Soc., 46 (1950), p. 300
- 6) 長谷川, 二上, 松田, 小谷野, 安居: 鉄と鋼, 53 (1967) 3, p. 304
- 7) 大矢, 古垣, 松永, 富永, 宮川, 野村: 鉄と鋼, 51 (1965) 10, p. 1925
- 8) D. C. HILTY, R. W. FARLEY and D. J. GIRARDI: Electric Furnace Steelmaking, Volume 11, Theory and Fundamentals, (1963), p. 186, Fig. 17-5 [Interscience]
- 9) 渡辺: 製鋼法テキスト, (1965), p. 175
- 10) 前原: 製鉄, 製鋼, (1963), p. 324 [朝倉]
- 11) 武田: 鉄と鋼, 48 (1962) 9, p. 1085
- 12) 川上, 藤井, 内堀: 鉄と鋼, 52 (1966) 3, p. 380
- 13) 日本学術振興会, 日本鉄鋼協会編: 鉄鋼熱計算用数値, (1966), p. 45 [日刊工業新聞]
- 14) J. H. PERRY: Chemical Engineer's Handbook, (1963), p. 10-13, Fig. 10-10 [McGraw-Hill]
- 15) 矢木, 国井: 工業窯炉, (1953), p. 46 [共立]
- 16) R. SCHUHMAN: Metallurgical Engineering, (1952), p. 229 [Addison-Wesley]
- 17) 岡崎, 松野, 岡野: 鉄と鋼, 51 (1965) 10, p. 1922