

金材技研式連続製鋼法のシミュレーション*

福沢 章**・中川龍一***・吉松史朗***・上田卓弥***

Simulation of the NRIM Continuous Steelmaking Process

Akira FUKUZAWA, Ryuichi NAKAGAWA, Shiro YOSHIMATSU, and Takuya UEDA

Synopsis

A mathematical model of the NRIM continuous steelmaking process has been developed on the basis of the assumption that the rate limiting step in the steelmaking reaction is mass transfer which is the function of flow rates of jetted oxygen and generated CO gas. Resistance constants in mass transfer equations and other system parameters used in the model are determined by the complex optimization method to get a good agreement with the actual data in steady state. Results applied for the start-up simulations for the NRIM process operations show that the model can represent the actual process with accuracy. This means that the parameter constants in steady state are available for the unsteady state simulation, so that the model can be used for an optimal designing of the continuous steelmaking process and for the development of the process control strategy. Moreover, the assumption that the gas flow rates have an important role for bath mixing can provide a valuable aid to understand the steelmaking reaction kinetics.

1. 緒 言

金材技研式連続製鋼法は、製鉄体系の連続化の一環をなすものとして研究が進められてきたが、酸素製鋼法を連続的に行なわせるだけでも見られる本方法も、新しいプロセス開発において生ずる幾多の問題からは不可避であり、その装置と操業法の確立には種々の試みがなされてきた¹⁾。しかし実験規模が小さく、また実験を頻繁には行なえないなどの事情から、装置あるいは操業法を選択にあたっては種々の制限を受けざるを得なかつた。この制限を克服しかつ連続製鋼技術の可能性を知る目的で金材技研式連続製鋼法に関する数学的モデルの開発を実験に併行して進めてきた。

モデリングの対象である金材技研式連続製鋼炉は、脱Si、脱Pを主とする第1段炉と脱Cを主とする第2段炉で構成されており、その極型の浴槽に酸素吹精ランスが各段4、5本直列に取り付けられている複雑な反応器であるため、モデルの作成には単純化に努め、対象とする成分変化が分析範囲にあり、また排滓がより定常的に行なわれる第1段炉を主体にモデリングに必要な各種定数の探索を行なつた。ここではモデル作成の過程と、操業開始時についてシミュレートした結果について報告する。

2. モデルの構成

製鋼反応過程の律速段階は、高温での反応のため、事実上瞬間的に進行する化学反応ではなく、拡散、吸着などの物理的要因にあると考えられている^{2)~5)}。本モデルでは製鋼反応を物質移動律速とみなし、下記の仮定に基づいて作成された。

1) 酸素吹精ランス1本で1つの完全混合槽を形成し、槽内の溶鋼、スラグの各成分濃度はそれぞれ均一であり、熱的には溶鋼、スラグおよび排ガスは同一温度であるとする。

2) 連続製鋼炉各段の混合特性は、その段に取付けられたランス本数に等しい数の完全混合槽を直列に並べたもので代表できるとする。

3) 吹精酸素は一部はFeOとしてスラグ相に含まれ、残部は溶鋼中に吸収されるものとする。

4) 製鋼反応は物質移動律速で進行するものとする。すなわち、反応速度は反応成分の溶鋼内部での濃度と、スラグ相あるいは気相に平衡する濃度との差に比例し、移動抵抗に反比例する。

5) 移動抵抗は、COガス生成反応では排ガス生成速度に、溶鋼・スラグ間の反応では排ガス生成速度と送酸速度の和に反比例するものとする。

* 昭和48年10月本会講演大会にて発表 昭和51年3月29日受付 (Received March 29, 1976)

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

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

6) CO 生成反応におけるガス・溶湯界面の C, O 濃度は $P_{CO}=1 \text{ atm}$ と平衡を保ちつつ推移する。

7) 溶湯・スラグ間の反応は, (FeO) の還元は (FeO) に平衡する酸素濃度 O_{eq} と溶湯中の酸素濃度 O の差に応じて進み, Si, Mn, P の酸化は, 各元素のスラグ相に平衡する濃度との差に応じて行なわれるものとし, この場合 (FeO) の還元を伴うものとする。濃度差が負になった場合は, 上記の逆反応が物質移動律速にもとづいて進行するものとする。

2.1 界面反応

以上の仮定に基づく物質の移動系統図を, ランス 1 本について Fig. 1 に示す。これまで種々の仮定に基づく LD 転炉のダイナミックモデルが提案されてきたが^{6)~8)}, 各段ごとに数本のランスを有する金材技研式連続製鋼法に適用するには複雑すぎるため, 単純でかつ酸素製鋼の特徴をシミュレートできるものを用いることとこのモデルを作成した。仮定(5)は, 製鋼法の種類に関係なく酸素供給速度と脱炭速度が広範囲にわたり比例関係にあり, 化学量論的關係を満たしていることから⁹⁾¹⁰⁾, 脱炭反応が物質移動律速であり, その物質移動は吹込みあるいは生成するガス流による鋼浴の攪拌に左右されるという仮定に基づいたものである。仮定(5)で脱炭反応は排ガス(CO)流量のみの関数としたのは, 鋼浴の攪拌が CO ガスに限られている鉄鉱石を酸化剤とした平炉製鋼法においても, 上述の酸素供給速度と脱炭速度の関係をほぼ満たしていることによる。同じく仮定(5)で溶湯・スラグ間の反応については吹精酸素量も攪拌に影響を及ぼすとしてあるが, これは LD 転炉操業の初期の脱炭反応が弱い時期の溶湯・スラグ間の反応の進行を説明するためである。鋼浴の攪拌に対して吹精酸素ジェットと生成 CO

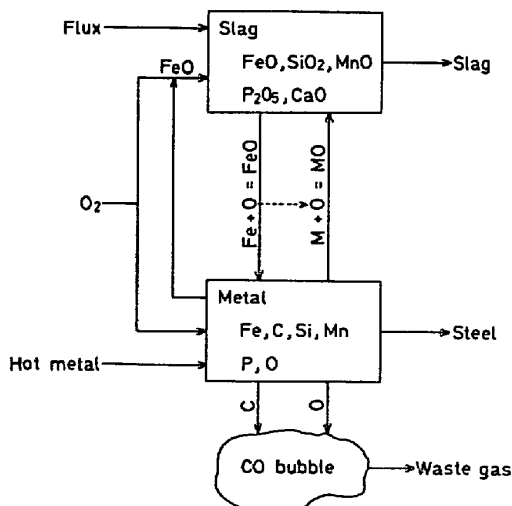


Fig. 1. Material flow in the model.

ガスの沸騰上昇のいずれが効果的かは, 酸素吹精条件, 脱炭反応の位置などにより変わると思われるが, ここでは移動抵抗 R はガスの質量流量 V に逆比例するとした。式で表わすと,

$$\text{CO 生成反応 } R_{CO} = \alpha_{CO} / V_{CO} \dots\dots\dots (1)$$

$$\text{溶湯・スラグ反応 } R_j = \alpha_j / (V_{CO} + V_{O_2}) \dots\dots\dots (2)$$

ここで α は各反応に固有の比例定数 ($j = O, M$)。

仮定(6)に述べた CO 気泡と平衡する C, O 濃度 C^*, O^* は, 溶湯から界面への両元素の移動量が $C + O = CO$ 反応を化学量論的に満たし, 両元素に対する移動抵抗は等しいと仮定することにより, 二元連立方程式((3), (4)式)の解として(5)式で与えられる。

$$\text{平衡関係 } K_{CO} = P_{CO} / (C^* \cdot O^*) \dots\dots\dots (3)$$

$$\text{移動量 } O - O^* = (C - C^*) \cdot 16/12 \dots\dots\dots (4)$$

$$O^* = \{ (O - 4C)/3 + [(O - 4C)/3]^2 + 16/(3 \cdot K_{CO}) \}^{1/2} / 2 \dots\dots\dots (5)$$

($K_{CO} = 4.55 \times 10^6$ ¹¹⁾, 1500°C)

仮定(7)における O, Si, Mn, P のスラグとの平衡濃度 O_{eq} ¹¹⁾, Si_{eq} ¹¹⁾, Mn_{eq} ¹¹⁾, P_{eq} ¹²⁾ の値は以下の平衡関係式を用いた。

$$\log K_O = \log ([\%O_{eq}] / (\gamma_{FeO} \cdot N_{FeO})) = -6150/T + 2.604 \dots\dots\dots (6)$$

$$\log K_{Si} = \log ([\%Si_{eq}] [\%O_{eq}]^2 / (\gamma_{SiO_2} \cdot N_{SiO_2})) = -30720/T + 11.76 \dots\dots\dots (7)$$

$$\log K_{Mn} = \log (\gamma_{MnO} \cdot N_{MnO} / (\gamma_{FeO} \cdot N_{FeO} \cdot [\%Mn_{eq}])) = 6440/T - 2.95 \dots\dots\dots (8)$$

$$\log K_P = \log (N_{P_2O_5}^3 / ([\%P_{eq}] \cdot (N_{Fe}^3)^{5/2} \cdot (N_O^-)^{1/4})) = 7N_{Fe}^3 + 14660/T - 7.44 \dots\dots\dots (9)$$

(7)式は飽和 SiO_2 に関する平衡式を製鋼スラグに拡張使用したものである。(6), (7), (8)式に使われている酸化物の活量係数は $CaO-FeO-SiO_2$ 系の状態図で $N_{CaO}/N_{SiO_2} = 2.5$ の線上の $N_{FeO} = 0.05 \sim 0.30$ の範囲を 0.05 ごとに読みとった各酸化物の活量係数の平均値 ($\gamma_{FeO} = 2.41$ ¹³⁾, $\gamma_{SiO_2} = 0.01$ ¹⁴⁾, $\gamma_{MnO} = 2.80$ ¹³⁾) である。

2.2 物質収支

仮定(1)に基づいて連続製鋼炉の i 番目のランスで構成される完全混合槽 i に流入する溶湯中の元素 j の蓄積速度は次式で与えられる。

$$dW_i \cdot C_{jout} / dt = Q_{in} \cdot C_{jin} - Q_{out} \cdot C_{jout} - \Delta C_j / R_j \dots\dots\dots (10)$$

ただし, スラグ・メタル反応: $\Delta C_j = C_{jout} - C_{jeq}$, メタル・ガス反応: $\Delta C_j = C = (C - C^*) \cdot 28/12$, $R_j = R_{CO}$

同様にスラグ相における j の酸化物 k の蓄積速度は次式で与えられる。

$$dw_{i,kout} / dt = q_{in,kin} - q_{out,kout}$$

$$+m_k \cdot \Delta C_j / (m_j \cdot R_j) \dots\dots\dots (11)$$

鋼浴中の Fe の蓄積速度は假定(7)で述べたように Si, Mn, P の酸化の逆反応としてスラグから入ってくることを、および供給酸素の FeO 生成分配率 X を考慮して次式で表わされる。

$$\begin{aligned} dW_i \cdot C_{Fe\ out} / dt = & Q_{in} \cdot C_{Fe\ in} \\ & - Q_{out} \cdot C_{Fe\ out} - O_{2in} \cdot X \cdot m_{Fe} / m_O \\ & + \sum_{j \neq O} m_{Fe} \cdot \Delta C_j / (m_j \cdot R_j) \\ & - m_{Fe} (O_{out} - O_{eq}) / (m_O \cdot R_O) \dots\dots\dots (12) \end{aligned}$$

スラグ中の FeO の蓄積速度は(12)式の右辺第三項以下に相当する各項の符号が逆になり、FeOの生成が正となることから次式で表わされる。

$$\begin{aligned} dw_i \cdot c_{FeO} / dt = & q_{in} \cdot c_{FeO\ in} \\ & - q_{out} \cdot c_{FeO\ out} + O_{2in} \cdot X \cdot m_{FeO} / m_O \\ & - \sum_{j \neq O} m_{FeO} \cdot \Delta C_j / (m_j \cdot R_j) \\ & + m_{FeO} (O_{out} - O_{eq}) / (m_O \cdot R_O) \dots\dots\dots (13) \end{aligned}$$

吹精された酸素のうち鋼浴中に蓄積する速度は次式で表わされる。

$$\begin{aligned} dW_i \cdot O_{out} / dt = & O_{2in} \cdot (1 - X) \\ & - Q_{out} \cdot O_{out} - (O_{out} - O^*) \cdot 28 / (16 \cdot R_{CO}) \\ & - (O_{out} - O_{eq}) / R_O \dots\dots\dots (14) \end{aligned}$$

ただし、 $O_{out} = \underline{O}$

以上がこのモデルの根本である物質収支の基本式であるが、実計算においては、造滓剤から入る P, 未焼成で残留している $CaCO_3$ あるいは鉄鉱石の分解を考慮して微分方程式を構成した。

2.3 熱収支

物質収支の場合と同様に、 i 槽における熱量 H_i の蓄積速度は流入熱量 H_{in} , 流出熱量 H_{out} , 反応熱 H_r および熱損 H_l の関数として次式で表わされる。

$$dH_i / dt = H_{in} - H_{out} + H_r - H_l \dots\dots\dots (15)$$

$$H_{in} = \sum C_{pn} \cdot \Delta T_n \cdot U_n \dots\dots\dots (16)$$

$$H_{out} = \sum C_{pp} \cdot \Delta T_p \cdot U_p \dots\dots\dots (17)$$

ただし、 $C_{pn,p}$ は流入流出物質の比熱、 $\Delta T_{n,p}$ は流入、流出物質温度と標準温度(1600°C)との温度差、 $U_{n,p}$ は流入、流出物質の流量である。假定(1)で述べたように ΔT_p はいずれの流出物質も同一温度である。

反応熱生成速度 H_r は各成分の酸化、吹精酸素による Fe の酸化、スラグからメタルへの FeO の分解および造滓剤、鉄鉱石の分解あるいは生成酸化物の複塩生成による反応熱の和として次式で表わされる。

$$\begin{aligned} H_r = & \sum \Delta H_j (C_{jout} - C_{jeq}) / R_j \\ & + \Delta H_{CO} (C_{out} - C^*) m_{CO} / (m_C R_{CO}) \\ & + \Delta H_{FeO} (O_{2in} \cdot X \cdot m_{FeO} / m_O) \end{aligned}$$

$$- \sum m_{FeO} (C_{jout} - C_{jeq}) / (m_j R_j) + h_D \dots\dots (18)$$

ただし、 $C_{out} = \underline{C}$

熱損は次式で規定した。ここで熱損失係数 HL は、熱損が製鋼炉への流入熱量と反応熱の和に比例するとして実操業の結果から求めた定数である。

$$H_l = HL (H_{in} + H_r) \dots\dots\dots (19)$$

これらの関係式を基本としてモデルを構成した。連続製鋼法のシミュレーションは微分方程式(10)~(15)を、対象とする製鋼炉の操業条件で決まる初期条件と境界条件および2.1で規定した境界条件のもとに数値計算を行うことにより得られる。モデルと実炉の橋渡しとなる抵抗定数などのパラメータ、混合特性あるいは熱損の決定は次のようである。

3. 各種定数の決定

3.1 最適値の探索

モデルと連続製鋼法の操業結果を関連づけるシステムパラメータとして反応の抵抗係数 α_{CO} , α_O , α_{Si} , α_{Mn} , α_P , 吹精酸素の FeO 生成に消費される割合である酸素分配係数 X , および酸素効率 OE (吹精酸素に対する Fe, C, Si, Mn, P の酸化に供された酸素量の割合)の7因子を選び、コンプレックス法^{15)~17)}によりその数値を決定した。非線形系に対する最適化法の1つであるコンプレックス法は、他の類似の最適化法と同様、最適化の過程を判別するための目的関数と、より最適値に近い値を与えるパラメータを探索し対象となるモデル(ここでは連続製鋼モデル)に送る機能とを有する主プログラムと、その値に基づいてモデルの計算を行ない目的関数の変数の計算結果を主プログラムに送り返す副プログラムからなり、目的関数が実用上十分な範囲に入るまでパラメータの探索、目的関数の判定を繰返し計算を行なうものである。目的関数は実操業の定常状態における流出溶湯の C, Si, Mn, P 濃度、出湯温度、スラグ中の FeO 濃度でモデルの計算の結果得られたそれぞれ対応する値を除いた値の対数を取り、その2乗和で定義した。これにより目的関数が0に近づくほど計算結果が実測値に近いと判定できる。

副プログラムは実炉に即したものとするため、2に述べた基本モデルに次項以降の炉内の混合特性、熱損項、装入鉄鉱石の条件を組込んで作成した。

3.2 製鋼炉内の混合特性

モデルの反応に関するパラメータを決める上で、求める装置定数は可能な限り明らかにせねばならないが、連続式反応器内の混合特性を知ることは不可欠なもので

ある。長さ 3 m, 幅 30 cm, 静止鋼浴深さ 15 cm の連続製鋼炉内に、溶湯流入側から炉の中央部にかけて 4 本のランスを配列した反応器の混合状態は非常に複雑であるが¹⁸⁾, 仮定(1), (2)に基づいて Fig. 2 に示すように溶湯とスラグについて、それぞれ直列に並べられた 4 つの完全混合槽で 1 つの製鋼炉を構成するものとした。各ランス(槽)が分担する溶湯とスラグの重量(滞留量)は、ランスが製鋼炉の流入側に等間隔に配列されていることから、流入側の 3 槽は同一滞留量を有し、第 4 槽の滞留量は全滞留量から先の 3 槽分を引いたものとして求めた混合特性の計算結果と、トレーサーとして溶湯には Cu 粉, スラグにはフェロチタンの小粒を用いたパルス応答の実測値を対応させて決定した。

3.2.1 鋼浴の混合特性

鋼浴の混合特性に関するブロック線図は Fig. 3 a) で示される。第 i 槽の伝達関数 G_i は次式で表わされる。

$$G_i = C_i(s) / C_{i-1}(s) = 1 / (s \cdot W_i / Q + 1) \dots (20)$$

製鋼炉全体の混合に関する伝達関数 G は G_i の積として次式で表わされる。

$$G = C_4(s) / C_0(s) = G_1 \cdot G_2 \cdot G_3 \cdot G_4 \dots (21)$$

ここで流入側 3 槽の滞留量は等しいとした仮定条件から $W_1 = W_2 = W_3$ であることを考慮して(20)式を(21)式に

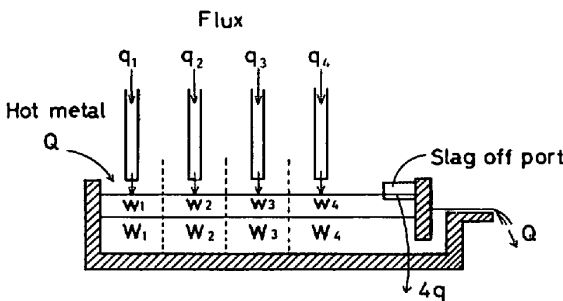
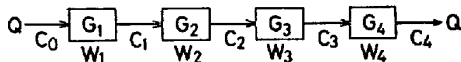


Fig. 2. Schematic representation of the application of back-mix model to the continuous steel-making furnace.

a. Metal



b. Slag

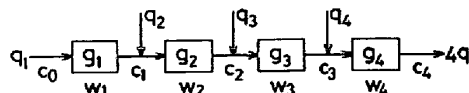


Fig. 3. Bath mixing block diagrams for metal and slag.

代入して整理すると次式となる。

$$G = 1 / [(sW_1/Q + 1)^3 (sW_4/Q + 1)] \dots (22)$$

これが連続製鋼炉鋼浴の伝達関数である。この系にトレーサーをインパルス $C_0(s) = C_0 W / Q$ で入れた場合の出口側の応答は

$$C_4(s) = (C_0 W / Q) / [(sW_1/Q + 1)^3 (sW_4/Q + 1)] \dots (23)$$

ただし, $W = W_1 + W_2 + W_3 + W_4$

これをラプラス逆変換することにより, 求める滞留時間分布は次のようになる。

$$C_4 = [(A_1 + A_2 t + A_3 t^2) e^{at} - A_1 e^{bt}] Q^3 W C_0 / (W_1^3 W_4) \dots (24)$$

ただし, $A_1 = 1 / (a - b)^3$, $A_2 = -1 / (a - b)^2$,

$$A_3 = 0.5 / (a - b), \quad a = -Q / W_1, \quad b = -Q / W_4$$

この式に操作条件 $W = 1000$ kg, $Q = 130$ kg/min を代入し, W_1 を変えた場合の滞留時間分布の変化を Fig. 4 に示す。図中に実炉における滞留時間分布の実測結果を合わせてプロットしたが, 第 1 段炉にトレーサーを投入した第 59, 60 回実験のプロットと計算結果を比較して $W_1 = 200$ kg, $W_4 = 400$ kg の値を第 1 段炉の各ランスが分担する溶湯滞留量とした。第 57, 58 回実験における第 2 段炉の滞留時間分布の実測結果を同図にプロットしたが, ピークが第 1 段炉より早いのは, 第 2 段炉が脱炭を主としているため炉内の CO ボイルによる激しい攪拌が行われていることの例証であり, 完全混合槽により近いといえる。

3.2.2 スラグの混合特性

スラグの滞留時間分布に関するブロック線図を Fig. 3 b) に示す。溶湯の場合と異なり, 各ランスから造滓剤が均等に酸素と同時供給されるため, 各槽へ入る造滓剤流量 q は供給造滓剤流量と溶湯中の Si, Mn, P および Fe の酸化物生成速度の和をランス本数で等分したものとした。鋼浴と同様 i 槽のスラグ相の伝達関数 g_i は次式で与えられる。

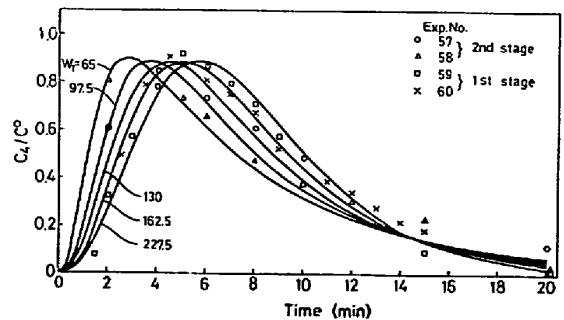


Fig. 4. Impulse response in the metal bath based on back-mix reactors in series.

$$g_i = 1/(sw_i/i \cdot q + 1) \dots\dots\dots (25)$$

スラグ相全体の伝達関数 g は、各ランスから供給される造滓剤によるトレーサの希釈、 $c_i^l = ic_i/(i+1)$ 、を考慮して、

$$g = c_4(s)/c_0(s) = g_1 \cdot g_2 \cdot g_3 \cdot g_4/4 \dots\dots\dots (26)$$

$$= 1/[4(sw_1/q + 1)(sw_2/2q + 1)$$

$$(sw_3/3q + 1)(sw_4/4q + 1)] \dots\dots\dots (27)$$

この系にインパルス $c_0(s) = c_0 w/q$ が入った場合の出口側の応答は、ラプラス逆変換して次式で与えられる。

$$c_4 = 6(A_1 e^{a_1 t} + A_2 e^{a_2 t} + A_3 e^{a_3 t} + A_4 e^{a_4 t}) q^3 w c_0 / (w_1^3 w_4) \dots\dots\dots (28)$$

ただし、 $w_1 = w_2 = w_3$ 、 $w = w_1 + w_2 + w_3 + w_4$ 、

$$1/A_1 = (a_1 - a_2)(a_1 - a_3)(a_1 - a_4),$$

$$1/A_2 = (a_2 - a_1)(a_2 - a_3)(a_2 - a_4),$$

$$1/A_3 = (a_3 - a_1)(a_3 - a_2)(a_3 - a_4),$$

$$1/A_4 = (a_4 - a_1)(a_4 - a_2)(a_4 - a_3),$$

$$a_1 = -q/w_1, a_2 = -2q/w_1, a_3 = -3q/w_1,$$

$$a_4 = -4q/w_4$$

炉内のスラグは溶鋼の場合と異なり発泡状態にあり、排滓孔付近では消泡と冷却による粘性の増加を伴い、また炉内ガス圧の変動によりスラグの流出流量の測定は難しく、人員の都合からもスラグの滞留時間分布の実測は Fig. 5 にプロットした2回である。この測定結果から第61回実験の平均滞留時間は 8.3 min, 20 min間の平均流出流量は 11.9 kg/min, 第62回ではそれぞれ 6.1 min, 11.7 kg/min であつた。スラグ滞留量は流量と平均滞留時間の積であるから、第61回では 99 kg, 第62回では 71 kg の滞留量となる。しかしこれらの値については流出トレーサ量が投入量の 40% 程度しかないこと、第61回実験の第1段階造滓剤投入量 12 kg/min, 鉄鉍石投入量 1 kg/min, 第62回ではそれぞれ 13 kg/min, 1 kg/min であること、前述のスラグ流量は磁着分を除いた場合の値であり、実際の流量はそれぞれ 15 kg/min, 18 kg/min であることおよび流量の変動が±

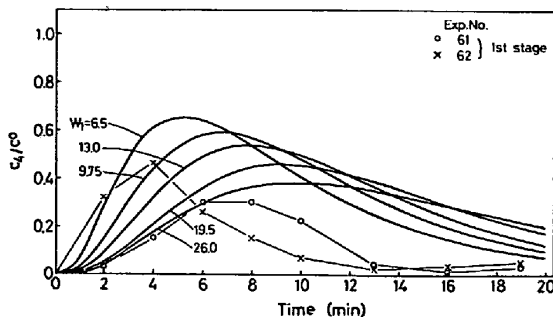


Fig. 5. Impulse response in slag phase based on back-mix reactors in series.

30%はあることを考慮しなければならない。投入トレーサ量の 40% しか排滓孔から流出されなかつた原因として、投入位置が溶湯流入側スキンマーと最初のランスの間のため、充分攪拌したにもかかわらずかなりの量がスキンマー側に吹き寄せられたことが考えられる。Fig. 5 の曲線は (28) 式において $w = 91$ kg, $4q = 13$ kg/min とした場合の滞留時間分布を w_1 を変えて計算した結果である。以上のことから大まかではあるが、シミュレーションの対象とした操業のうち第61回実験のスラグ滞留量は $w_1 = 13$ kg, $w_4 = 51$ kg と仮定し、第58回実験の場合、第1段階の造滓剤投入量が 9 kg/min のため滞留量も比例して減るものと仮定して $w_1 = 10$ kg, $w_4 = 40$ kg として計算を行なつた。

3.2.3 流出流量の規定

上述の混合特性の検討は各槽内の滞留量を一定として行なつたが、製鋼炉は上部開放容器であるため溶湯流入量の変動は滞留量の増減をもたらす、反応の進行に影響する。実炉では溶湯流入量の変動による炉内鋼浴液面の上下は水平面を保つて起こるのに対し、モデルでは溶湯は1つの槽で反応を終えてから次の槽へ流入するとしているため、流入量の変動に対する各槽の滞留量の増減に時間遅れを有することになる。このことは溶湯が製鋼炉に半量入つた時点で酸素吹精を開始する操業開始時のシミュレーションでは特に問題となる。本モデルでは炉内4槽の間に仮想の堰を設け、この堰による滞留量 W_{hi} ($i=1\sim3$) を越えた量が次槽への流量 Q_{iout} となると仮定して計算した。

$$Q_{iout} = w_i - w_{hi} \dots\dots\dots (29)$$

この仮定により炉内の溶湯液面を各槽ともほぼ同一に保つことができる。すなわち定常状態においても各槽の滞留量はわずかず異なる。第4槽からの流出量 Q_{4out} は実炉の堰が炉内滞留量を一定に保つ機能をよく果たしていること、すなわち流入量の変動に対する液面の上下が少ないことを考慮して、モデルでは第4槽の仮想堰滞留量 W_{h4} を越えた量の2乗*を次段への流出流量とした。

$$Q_{4out} = (w_4 - w_{h4})^2 \dots\dots\dots (30)$$

発泡状態にあるスラグの流出量の規定は、炉内ガス流の影響が大と思われるがここでは溶湯の場合と同様に扱つた。

$$q_{iout} = w_i - w_{hi}, (i=1\sim3) \dots\dots\dots (31)$$

$$q_{4out} = (w_4 - w_{h4})^2 \dots\dots\dots (32)$$

(29), (31) 式には比例係数 1 (1/min) が², (30), (32) 式

* 開放堰における液頭と流量の関係は、四角堰の場合液頭の 3/2 乗に比例し、三角堰の場合 5/2 乗に比例するが、実炉の堰は半径 60mm の種型で、溶湯はこの上を深さ 18mm 程度で流れているため四角堰と三角堰の中間とみなして 2 乗に比例するとした。

Table 1. Chemical composition of fluxes and iron ore.

Materials	CaO	SiO ₂	MgO	T.Fe	FeO	CaF ₂	Al ₂ O ₃	CaCO ₃	P	S
Lime	81.05	7.35						11.56	0.015	0.024
Fluorspar		4.72				91.99				
Silica		99.9								
Iron ore	0.06	3.31	0.04	66.99	0.30		1.67		0.037	0.014

には $1(1/(\text{kg} \cdot \text{min}))$ が掛かっているものとする。

溶湯の堰による滞留量は、溶銑流入量 130 kg/min の定常状態で 3・2・1 で定めた滞留量を満足する値として $w_{h1-3}=70 \text{ kg}$, $w_{h4}=390 \text{ kg}$ とした。スラグについては各ランスから造滓剤が供給されていることを考慮して造滓剤投入量 9 kg/min の場合 (第58回実験), $w_{h1}=7 \text{ kg}$, $w_{h2}=3 \text{ kg}$, $w_{h3}=1 \text{ kg}$, $w_{h4}=35 \text{ kg}$ を用い, 12 kg/min の場合 (第61回実験), それぞれ 10 kg , 6 kg , 4 kg , 47 kg とした。

3.3 熱損失

実操業に関する熱精算の結果, ランス冷却水が持ち去る熱量が熱損の大部分を占めていることが判明したためモデルでは熱損を各槽から均等に分担するとして, 熱損式を以下のごとく定義した。製鋼炉1段の熱損 HL は各槽の熱損 HL_i の和であるから,

$$HL = HL_1 + HL_2 + HL_3 + HL_4 = 4 \cdot HL_i \dots\dots\dots (33)$$

各槽における反応熱 Hr_i は, 各ランスの酸素吹精量は等しいと考えられることから,

$$Hr = Hr_1 + Hr_2 + Hr_3 + Hr_4 = 4 \cdot Hr_i \dots\dots\dots (34)$$

(33), (34)式を(19)式に代入すると,

$$HL_i = HL(H_{in}/4 + Hr_i) \dots\dots\dots (35)$$

流入熱量 H_{in} は吹精酸素, 造滓剤などの各槽ごとに外部から流入する物質の熱量 h_{ini} と, 製鋼炉への流入溶湯の熱量 h_{HM} の和であるので熱損は最終的に次式となる。

$$HL_i = HL(h_{HM}/4 + h_{ini} + Hr_i) \dots\dots\dots (36)$$

3.4 造滓剤

吹精ランスから酸素と同時供給される粉体の造滓剤に含まれている CaCO_3 と, 第1段炉の第3ランスの前に 1 kg/min の割合で投入される鉄鉱石 (Fe_2O_3) の分解と生成ガスによる炉内の攪拌に対する寄与を以下のように仮定した。 CaCO_3 は最終的に $\text{CaCO}_3 = \text{CaO} + \text{CO} + \text{O}_2/2$ に分解するとし, 発生した CO は (1), (2) 式の V_{CO} の一部として攪拌に寄与するが, 遊離した酸素は攪拌には直接は関係せず, 供給酸素 O_{2in} の一部をなすものとした。 Fe_2O_3 の分解 $\text{Fe}_2\text{O}_3 = 2\text{FeO} + \text{O}_2/2$ で生じた酸素も同様に O_{2in} の一部として加えた。

反応熱の式(18)の最終項 h_D は上記の反応の分解熱と

複塩生成熱の和である。投入鉄鉱石はすべて第3槽に入るとして計算した。造滓剤 (粉体) と鉄鉱石 ($<5 \text{ mm}$) は炉内へ投入後ただちに滓化するとした。

3.5 計算結果

3.2~3.4 で述べたモデルの修正を行い, 第58回と第59回連続製鋼実験の第1段炉の定常状態の操業結果を

Table 2. Operating conditions and results.

Operation number		58	59	60
Stage of furnace		1	2	1
Hot metal flow rate (kg/min)		130	130	130
Oxygen blow rate (Nm ³ /min)		2.2	4.4	2.4
Flux	Feed rate(kg/min)	9	4	10
	CaO:CaF ₂ :SiO ₂	5:1:0	4:1:1	5:1:0
Iron ore feed rate (kg/min)		1	0	1
Lance	Total number	4	5	4
	Lance for oxygen only	0	3	0
	Height (mm)	150	160	150
	Angle (°)	5	5	5
Temp.	Pig iron (°C)	1450	1380	1400
	Hot metal (°C)	1530	1690	1460
Chemical composition of pig iron (%)	C	3.80		3.91
	Si	0.57		0.40
	Mn	0.55		0.53
	P	0.13		0.12
Chemical composition of hot metal (%)	C	2.82	0.04	2.89
	Si	<0.01	<0.01	<0.01
	Mn	0.29	0.12	0.20
	P	0.028	0.010	0.018
Chemical composition of slag (%)	CaO	51.3	25.4	50.4
	SiO ₂	23.6	17.3	20.3
	P ₂ O ₅	2.7	0.8	2.7
	FeO	3.3	26.9	9.9
	Fe ₂ O ₃	1.9	12.4	4.5
	MnO	3.9	5.2	4.2
	MgO	3.6	13.7	2.0
	CaF ₂	11.3	6.7	7.8
Oxygen efficiency (%)		83.7	86.0	80.5
Heat loss (%)		7.8	7.3	9.3

Table 3. Constants and out put data calculated by complex method.

Operation number-stage		58-1	59-1	Data for simulation
System constants	α_{CO}	0.00019	0.00020	0.00018
	d_o	0.0010	0.0010	0.0010
	α_{Si}	0.0071	0.0063	0.0070
	α_{Mn}	0.0240	0.0218	0.0240
	α_P	0.0116	0.0080	0.0120
	OE	0.856	0.808	0.800
	X	0.38	0.34	0.40
Out put data	Temp.(°C)	1 506	1 431	
	C (%)	2.59	2.73	
	Si (%)	0.008	0.006	
	Mn (%)	0.266	0.159	
	P (%)	0.032	0.021	
	FeO (%)	5.6	13.5	

もとに、3・1 に述べた未定の各種定数の探索を以下のように行なった。数値計算に用いた操業上既知の定数として、造滓剤の分析値を Table 1 に、操業条件とその結果を Table 2 に示す。

最適値探索の副プログラムである連続製鋼法モデルの計算は、0.025 min 間隔でオイラー法で行ない、コンプレックス法の主プログラムから送られてくる1組の未定定数に関し、20 minの繰返し計算の結果を目的関数に送り返し判定を行うことを1回として、120 回繰返し探索して得られた定数値を Table 3 に示す。Table 2 の実験値と比較して、温度とC濃度がかなりよい近似を示しているのに対し、Mn とP濃度は実験値と10~20%の差があるが、これはスラグ温度を鋼浴温度と等しいとしたことにも一因があると思われる。計算誤差を修正オイラー法によるモデル計算と比較した結果は、使用した繰返し時間間隔では実用上差異は認められなかった。

酸素効率 OE は (12), (13), (14) 式の O_{2in} に掛かるとしてモデルに組込んだが、OE として実炉の物質収支による値を用いず未定定数の1つとした理由は、スラグ分析試料の調整段階で磁着分の除去を行なっているため、実際のスラグ中の酸化鉄含有量が分析値より大なる可能性があること、排ガス流量の計測が行なえなかったことによる。製鋼反応は (FeO)-C-O の動的なバランスの上に進んでいくといえるが、Table 2 および Table 3 の結果を比較すると酸素効率の計算結果が実験結果とほぼ等しく、酸化鉄の値も実測値に対し10%程度の範囲に納まっていることは、モデルに用いた仮定の妥当性を意味するものと思われる。また問題の多い高炭素域におけるスラグの分析試料の調整も適切であつたと言える。

シミュレーションに用いた値を、Table 3 の右端に示

したが、酸素分配率 X を計算結果より大としたのは、X は吹精条件の関数であり、操業開始時のランス・溶湯間距離が定常状態より離れているため、酸化鉄の生成にまわる酸素量が増大すると考えられることによる。

4. 操業開始時のシミュレーション

一般に連続反応装置の操業開始を効率よく行なわせるには非定常状態を扱うため、装置およびその中で起こる反応の特性に関し十分な理解が必要とされる。このことは金材技研式連続製鋼法についても同様であり、より安全で効率的な操業開始方法が検討されてきたが、その確立は単に操業開始のみでなく、連続操業中における一定常状態から次の定常状態への遷移時間を短縮する上でも指針を与えるものである。ここでは3で述べた定常状態を基に作成したモデルの非定常域に対する適応性を検討し、またモデルによる未経験の操業法開発の可能性を検討する意味で、実操業の操業開始時と、半回分式操業開始法と名付けた仮想の操業法のシミュレーションをそれぞれ行なったがその結果について述べる。

4.1 実操業の操業開始

金材技研式連続製鋼法の操業開始は、まず1~2hr 前に床敷き造滓剤を炉内へ投入し十分予熱したところへ、溶銑の流入を開始(0時とする)し、製鋼炉滞留量の半量(500 kg)まで溶湯がたまつた時点で、それまでランスノズルの閉塞防止のために少量吹いていた酸素量を規定値に上げ、約1 min 後造滓剤の酸素による同時供給を開始し、合せて鉄鉱石の投入開始という手順で行なわれる。第2段炉の操業開始も同様であるが、溶湯が第2段炉に入る時点では貯銑炉からの溶湯流量が規定値にコントロールされているため、スタートアップに第1段炉より2 min程かかる。床敷きの量は造滓剤供給時までの炉内溶

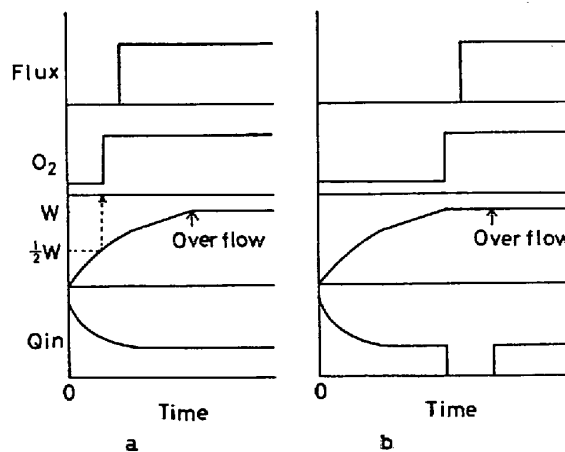


Fig. 6. Schematic representations of a : NRIM start-up and b : semi-batch start.

Table 4. Input data for start-up simulations.

Run	58-1				58-2					61-1			
	1	2	3	4	1	2	3	4	5	1	2	3	4
Lance													
Metal under weir (kg)	70	70	70	390	20	20	20	20	390	70	70	70	390
Slag under weir (kg)	7	3	1	35	7	5	3	1	35	10	6	4	47
Initial flux weight (kg)	10	10	10	10	8	8	8	8	8	10	10	10	10
Half of metal hold-up (kg)	100	100	100	200	75	75	75	75	200	100	100	100	200

湯量を考慮して決められた。

Fig. 6 (a) は上記の方法を図式化したものである。シミュレーションの対象とした第 58 回実験の第 1, 2 段炉と第 61 回実験の第 1 段炉の堰下滞留量, 酸素吹精開始時の床敷き造滓剤の各槽内滞留量および各ランスからの造滓剤供給量を Table 4 に示す。第 2 段炉の造滓剤は溶湯流入側から第 2, 3 番の 2 本のランスからのみ供給されているが, モデルでは第 2 ランスからの造滓剤供給量のうち 0.5 kg/min が第 1 ランスから吹込まれると仮定した。また第 2 段炉の溶湯滞留量は 5 本のランスが第 1 段炉の 4 本のランス取付位置とほぼ同一範囲に取付けられていることから, 第 1 段炉の入口側 3 本分の滞留量を 4 本で分担するとして 3・2 を参考に決定した。第 2 段炉のslag滞留量はこの段の造滓剤供給量が第 1 段炉よりも少ないが, 排滓口高さは第 1, 2 段炉とも同一であることから, 堰下滞留量は第 1 段炉と同等であるとして Table 4 の値とした。

各実験の操作開始時における溶湯流量, 成分および温度の時間変化をインプットデータとして読込みシミュレートした結果を Fig. 7~9 に示す。装置規模が小さく安定した操作の難しい実験であることを考えると, モデルは実測値をかなりよく代表しているといえる。 P_{eq} の計算に BALAJIVA¹⁹⁾ の式を用いた場合を Fig. 7 の点線で示したが, 実測値との差が大きく, 本モデルでは

HERASYMENKO の式がより適切であつたといえるが, slag温度に関する正確な情報があれば探索による各未定数値も変わることが考えられ, それにより他の平衡関係式が現象をより適確に表わす可能性もあると思われる。

Fig. 8 に示す第 58 回実験の第 2 段炉のシミュレーションは第 1 段炉のシミュレーションの結果をインプットデータとして行なった。実測値と比べて 9 本のランスを通した計算結果としてはかなりよく近似しているといえる。

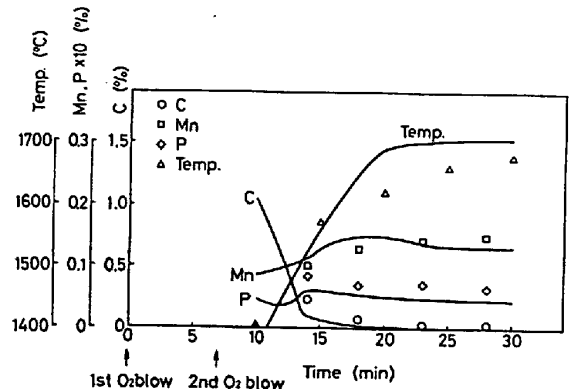


Fig. 8. Simulated results of the 2nd stage in exp. 58.

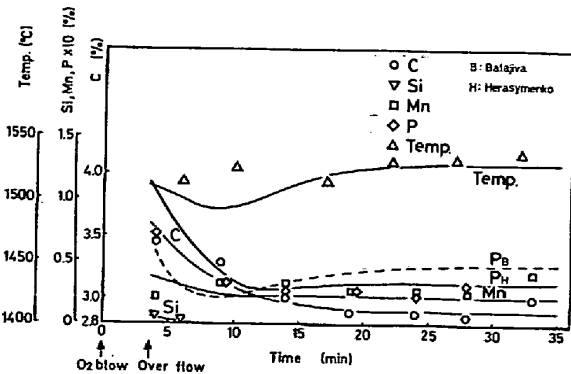


Fig. 7. Simulated results of the 1st stage in exp. 58.

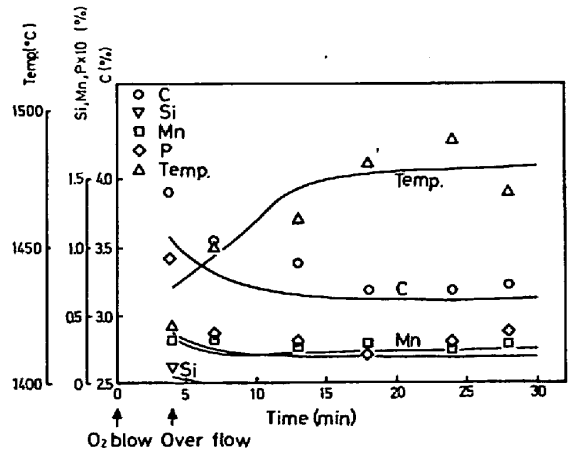


Fig. 9. Simulated results of the 1st stage in exp. 61.

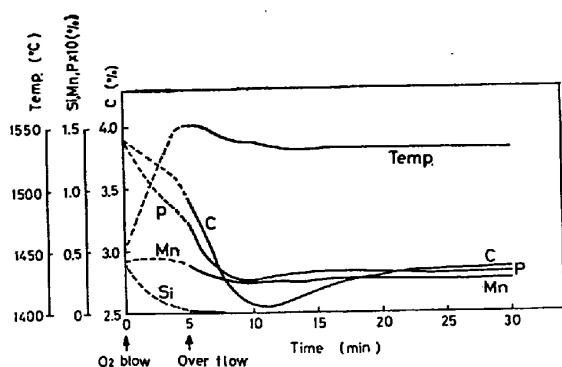


Fig. 10. Simulation of semi-batch start based on exp. 58 data.

以上の結果から定常状態に関して求めた抵抗係数が、操業開始時という非定常状態のシミュレーションにも適用できることが判明した。このことは金材技研式連続製鋼装置を反応に関して定係数系として扱えることを意味し、モデルによる最適制御法の確立の可能性を示唆するものといえる。また炉内の攪拌におよぼす酸素ジェットと生成COガスの上昇の効果は、質量流量で等価とみなしてもモデリングの上では支障ないことが判明した。

4.2 半回分式操業開始

第58回実験の第1段炉と同一の操業条件で、操業開始を Fig. 6 (b) に示す半回分式、すなわち炉内に溶湯が1000 kg 滞留したところで溶銑の流入を中止し、規定流量の酸素吹精を開始し、5 min 後に溶銑の流入を再開し連続操業に入るとした場合のシミュレーション結果を Fig. 10 に示す。半量で操業開始する実操業の場合と比較して出湯成分の変動が少なく、定常化への遷移時間も短かくてすむことがわかる。溶銑供給系が流量の断続、制御を容易に行なえる場合には、この操業開始法は有利といえる。なお溶湯が炉内を一杯に満たし溢流のない状態では仮想堰はなく炉内は均一に攪拌されているとして計算した。実際にこの方法でスタートした操業例がないため計算結果に対する判断は難しいが、半量スタートの場合と異なり流入溶湯による炉況への影響が少ないと思われることを考慮すると、この結果は妥当なものと思われる。

5. 結 言

金材技研式連続製鋼法の製鋼反応を物質移動律速であるとし、移動量は濃度差と供給あるいは生成されたガス流量の関数であるとして、連続製鋼法のモデルを作成しそれを用いて操業開始時のシミュレーションを行なったが、その計算結果は実操業の結果をかなりよくシミュレートしうることが確認された。とくに炉内の攪拌がガス

流量の関数であるとしたことは、製鋼反応を動的に理解する上で非常な助けとなることがわかった。最適化法により得られた抵抗定数は、操業開始時という非定常域のシミュレーションにおいてもよい近似をもたらしたが、このことは連続操業の一定常状態から次の定常状態への遷移域の制御法の確立、あるいは脱C、脱Pに最適な炉の設計と操業方法を開発する上で一つの指針を与えたものと思われる。現在このモデルの思想に基づいて、連続予備脱磷法の検討を進めている。

記号

- C, c: 溶湯とスラグ中のトレーサー濃度 (—)
- C⁰, c⁰: 溶湯とスラグ中の初期トレーサー濃度 (—)
- C_j: j 元素の濃度 (—)
- C_p: 比熱 (kcal/kg·°C)
- G, g: 溶湯とスラグ層の伝達関数
- H: 炉内物質の熱含量 (kcal)
- H_{in, out}: 流入, 流出熱量 (kcal/min)
- HL: 熱損失係数 (—)
- Hl: 熱損 (kcal/min)
- Hr: 反応熱発生速度 (kcal/min)
- ΔH: 反応熱 (kcal/kg)
- h_D: 造滓剤と鉄鉱石の分解熱と複塩生成熱の和 (kcal/min)
- h_{HM}: 流入溶湯の有する熱量 (kcal/min)
- K: 平衡定数 (—), ただし K_{CO} (atm)
- m: 原子, 分子量 (g/mol)
- N: モル分率 (—)
- O_{2in}: 供給酸素量 (kg/min)
- OE: 酸素効率 (—)
- P: 気圧 (atm)
- Q: 溶湯流量 (kg/min)
- q: 造滓剤, 鉄鉱石, スラグ流量 (kg/min)
- R: 移動抵抗 (min/kg)
- s: ラプラス演算子
- T: 絶対温度 (°K)
- ΔT: 標準温度との温度差 (°C)
- t: 時間 (min)
- U: 物質流量 (kg/min)
- V: 気体流量 (kg/min)
- W, w: 溶湯, スラグ滞留量 (kg)
- W_h, w_h: 溶湯, スラグの仮想堰滞留量 (kg)
- X: 酸素分配係数 (—)
- α: 抵抗係数 (—)
- γ: 活量係数 (—)

添字

CO : 溶湯・スラグ反応

eq : スラグに平衡する濃度

i : ランス (槽) の番号

in : 流入

j : 溶湯・スラグ反応における O, Si, Mn, P

k : 酸化物, SiO_2 , MnO , P_2O_5

M : Si, Mn, P (-)

n : 流入物質

O : 酸素

O_2 : 気体酸素

out : 流出

p : 流出物質

* : ガス・溶湯界面

文 献

- 1) 中川, 吉松, 上田, 三井, 福沢, 佐藤, 尾崎: 鉄と鋼, 59 (1973), p. 414
- 2) L. S. DARKEN: Basic Open Hearth Steelmaking, (1951), p. 592 [AIME]
- 3) H. KRAINER: 鉄と鋼, 51 (1965), p. 1194
- 4) V. I. ヤボイスキー: 鋼精錬過程の理論(訳), (1971), p. 99 [日本学術振興会]
- 5) 丹羽, 横川: 鉄と鋼, 52 (1966), p. 505
- 6) 浅井, 鞭: 鉄と鋼, 55 (1969), p. 122
- 7) S. OKANO, J. MATSUNO, H. OOI, K. TSURUOKA, T. KOSHIKAWA and A. OKAZAKI: Proc. of Int. Conf. on the Sci. and Tech. of Iron and Steel (1970), p. 227, Tokyo
- 8) D. J. PRICE: Chem. Met. of Iron and Steel by ISI, (1973), p. 112, London
- 9) D. L. MICBRIDE: Basic Open Hearth Steel-making, 3rd ed. (1964), p. 948 [AIME]
- 10) 手塚, 山口, 稲富: 鉄と鋼, 56 (1970), S. 74
- 11) 学振製鋼 19 委: 製鋼反応の推定平衡値, (1968), [日刊工業新聞社]
- 12) P. HERASYMENKO and G. E. SPEIGHT: JISI, 166 (1950), p. 169
- 13) J. F. ELLIOTT and F. W. LUERSEN: Trans. AIME, 203 (1955), p. 1129
- 14) J. F. ELLIOTT, M. GLEISER and V. RAMAKRISHNA: Thermochemistry for Steelmaking, (1963), p. 586 [Addison-Wesley Publishing Co.]
- 15) M. J. BOX: Computer J., 8 (1965), p. 42
- 16) G. S. G. BEVERIDGE and R. S. SCHECHTER: Optimization: Theory and Practice, (1970), p. 453 [McGraw-Hill Book Co.]
- 17) J. KOWALIK and M. R. OSBORNE, 山本, 小山 (共訳): 非線形最適化問題, (1970), p. 31 [培風館]
- 18) 上田, 三井, 中川, 吉松: 日本鉱業会誌, 89 (1973), p. 545
- 19) K. BALAJIVA and P. VAJRAGUPTA: JISI, 155 (1947), p. 563