

討 5 高 炉 の 理 論 解 析

名古屋大学工学部
名古屋大学大学院

○ 鞭 巖
八木 順一郎 堀尾 正敏

1. 緒 言

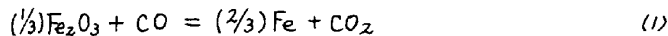
最近、高炉の操業改善および計算機制御が注目されているが、ここでは、これらに有用な基礎資料を得る目的で、定常操業下での炉内状況を知るための静的モデル、および、操作変数に乱れが加わった場合の炉内プロセス変数の応答を調べるための動的モデルに基づいて得られた数値解析結果を報告する。

2. 高炉の静的モデル

ここでは、鉱石の間接還元反応と粒子・流体間の熱交換に着目し、反応速度および伝熱係数の変化に伴ない、炉内状況やあるいは生鉄量やカーボン比にどのような影響が現われるかを調べる。次に著者らが従来、発表した数学的モデルで、 H_2 と H_2O の関与する反応を無視した場合と考慮した場合の計算結果とを比較して、 H_2 と H_2O の高炉操業における役割を検討する。

2.1 鉱石の間接還元反応

従来、高炉の数学的モデルでは、著者らは、



の総括反応速度として(2)式を使用している。

$$R_1^* = \frac{\pi d_p^2 \phi^1 N_1}{(1/R_{g1}) + d_p \{ (1-f_2)^{1/3} - 1 \} / D_1 + \{ R_1 (1 + 1/k_1) (1-f_2)^{2/3} \}^{-1}} \quad (2)$$

(2)式中の化学反応速度定数 R_1 には従来報告されている実測データに基づいて求めた(3)式を用いてきた。

$$R_1 = \exp(6.3586 - 6878/RT) \quad [cm/min] \quad (3)$$

この R_1 に関連した多くの研究が報告されているが、その活性化エネルギー E_1 は約4~25 kcal/moleでかなり広範囲にわたっている。この相異は実験条件の違い、とくに試料の性質によるものと推定される。高炉に装入される鉄鉱石も物理的な性質により、 R_1 の値が変動しているものと考えられる。(3)式および当研究室で実測して求めた(4)式をプロットすると、図1が得られ、両直線は901°Kで交わっている。

R_1 の算出に(3)、(4)式を用いた場合の各炉内状況をFig.2に示した。

E_1 が大きくなると、シャフト上部では鉱石の間接還元反応の進行がおそくなり、 f_2 、 x 、 y の変化は小さくなるが、シャフト下部から炉腹、朝顔部にかけて高温になるに従い急激な変化が現われている。

$$R_1 = \exp(12.8864 - 18510/RT) \quad [cm/min] \quad (4)$$

図2を求めた場合の操作条件および計算結果を表1に示した。(3)式にくらべて(4)式の場合の方が、生鉄量が多くなり、カーボン比は小さくなっている。

2.2 粒子・流体間伝熱係数

従来、伝熱係数 k_1 については単一球および充填層の場合に多くの研究が報告されているが、これ

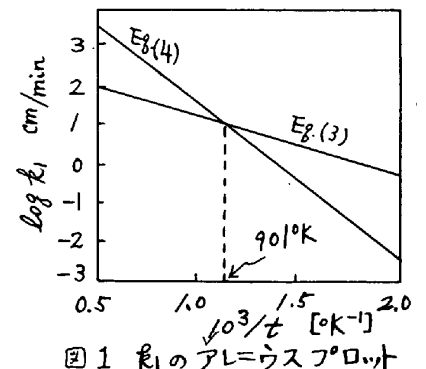


図1 R_1 のアレウスプロット

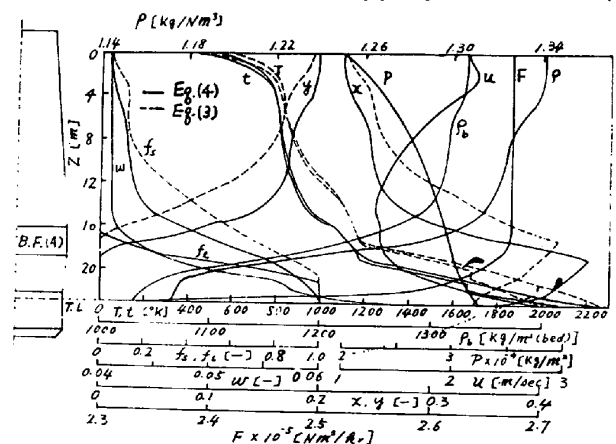


図2 R_1 を変化させた場合のプロセス変数の軸方向分布

ら R_p の実験式に高炉内の諸条件を適用して計算すると単一球の場合約40 kcal/m²・hr・°C, 充填層の場合100~200 kcal/m²・hr・°C 程度になる。さて, 高炉モデルから求めた R_p の軸方向分布から, R_p は炉内で, ほぼ一定とみなすことができる。そこで R_p をパラメータとして10~150 kcal/m²・hr・°C の範囲で変化させ出鉄量とカーボン比への影響, および, 炉内状況の変化を検討した。結果の一例をTable 2に示した。 R_p が大きくなるほど出鉄量は若干増大し, カーボン比は減少する傾向がある。

表 1 図2に対する操業条件と計算結果

No	R_p	F_b	P_0	d_{p1}	W_o	W_c	Z_{H_2}	F_o	X_o	Y_o	W_o	V_o	T_o	W_p	W_s	Cr
		Nm ³ /min	Kg/m ²	cm	t/hr	t/hr	—	Nm ³ /hr	—	—	—	—	°K	t/hr	t/hr	kg/t
1	$E_g(4)$	2942.2	2.033 ^{$\times 10^9$}	1.935	252.0	67.7	0.30	2.673 ^{$\times 10^5$}	0.2213	0.1984	0.04096	0.01756	541.7	158.59	44.55	425.3
2	$E_g(3)$	"	"	"	248.0	67.4	"	2.668	0.2240	0.1949	0.04081	0.01750	572.1	156.07	43.90	430.0

表 2 種々の R_p の値に対する操業条件と計算結果

No	R_p	F_b	P_0	d_{p1}	W_o	W_c	Z_{H_2}	F_o	X_o	Y_o	W_o	V_o	T_o	W_p	W_s	Cr
	kcal/m ² ・hr・°C	Nm ³ /min	Kg/m ²	cm	t/hr	t/hr	—	Nm ³ /hr	—	—	—	—	°K	t/hr	t/hr	kg/t
1	10	2942.2	2.033 ^{$\times 10^9$}	1.935	240.0	67.4	0.30	2.668 ^{$\times 10^5$}	0.2362	0.1835	0.04033	0.01728	604.9	151.02	42.64	443.63
2	50	"	"	"	248.0	67.3	"	2.666	0.2229	0.1957	0.04083	0.01750	576.5	156.07	43.89	429.45
3	100	"	"	"	253.0	67.7	"	2.673	0.2198	0.1998	0.04102	0.01758	537.4	159.22	44.70	423.66

2.3 H₂とH₂Oの関与する反応を無視したモデル

送風中の湿分添加と重油吹込みおよび酸素富化をないものとし, 炉内にはH₂, H₂Oは存在しないとしてモデルを立てる。

(1) 炉頂羽口間モデル

$$dT/dz = [A\{22.4CTg_2 + g_1 + b(1-\varepsilon)R_p(T-t)/\phi dp + \pi DU(T-T_{we})\}]/PF(C+T dC/dT) \quad (5)$$

$$g_1 \equiv (1-\alpha')(\Delta H_1^0)R_1^* + (1-\beta')(\Delta H_2^0)R_2^* + (1-\gamma')(\Delta H_4^0)R_4^*$$

$$g_2 \equiv (1.2507\zeta + 0.7261\tau)R_1^* + 0.5246R_2^* + 1.9768R_4^*$$

$$dt/dz = A\{C_s t g_4 + g_3 + b(1-\varepsilon)R_p(T-t)/\phi dp_1\}/F_b F_s \{C_s + t dC_s/dt\} \quad (6)$$

$$g_3 \equiv \alpha'R_1^*(-\Delta H_1^0) + \beta'R_2^*(-\Delta H_2^0) + \gamma'R_4^*(-\Delta H_4^0), \quad g_4 \equiv (16+12\zeta)R_1^* + 12R_2^* + 44R_4^*$$

$$df_a/dz = AR_1^*/3F_s C_{H_2O} \dots (7) \quad df_b/dz = AR_4^*/F_s C_{CO} \dots (8) \quad df_c/dz = 12AR_2^*/W_c \quad (9)$$

$$dx/dz = 22.4A\{(\zeta+\zeta x)R_1^* + (x-2)R_2^* + xR_4^*\}/F \dots (10)$$

$$dy/dz = 22.4A\{(\zeta y - \tau)R_1^* + (y+1)R_2^* + (y-1)R_4^*\}/F \dots (11)$$

$$dF/dz = -22.4A(R_2^* - \zeta R_1^* + R_4^*) \quad (12)$$

$$dF_b/dz = -A\{(16+12\zeta)R_1^* + 12R_2^* + 44R_4^*\}/F_s \quad (13)$$

$$dP/dz = \{f_R(1-\varepsilon)G^2/g_c E^3 dp/P\}(T/T_0)(P_0/P) \quad (14)$$

$$f_R = 1.75 + 150(1-\varepsilon)/Re_p, \quad G \equiv PF/A, \quad Re_p \equiv dpG/\mu$$

$$P = 1.2507 + 0.726 y \quad (15)$$

(2) 理論火焰温度

羽口レベルの熱収支を単純化されて, 理論火焰温度 T_E は次式から求められる。

$$T_E = (\sqrt{(5.00468)^2 + 0.8190 \times 10^{-3}(C-D)} - 5.00468)/0.8190 \times 10^{-3} \quad (16)$$

$$C \equiv 0.53172(2.93t_c + 1.0 \times 10^{-3}t_c^2), \quad D \equiv -13940.4 - F$$

$$F \equiv 8.6987T_b + 0.5343 \times 10^{-3}T_b^2 + 0.4990 \times 10^5/T_b$$

その他, 羽口レベルでのガスの平均温度およびコークス(融体)の温度については従来報告した式を使用する。

(3) 羽口レベルでの物質収支

羽口レベルでの反応は、 $2C(\text{coke}) + O_2 = 2CO$ だけになる。

$$F_N = (60)(0.79)F_b = 47.4F_b \quad \dots\dots (17) \quad F_{Co} = (60)(0.420)F_b = 25.2F_b \quad \dots\dots (18)$$

$$F_1 = F_N + F_{Co}, \quad B_1 = F_N/F_1, \quad \alpha_1 = F_{Co}/F_1$$

(4) 炉全体の総括物質収支

炉頂からの装入物は鉍石、コークス、石灰石とし、ガストの排出はないものとする。

$$\text{Fe 収支} \quad W_p \alpha_{Fe} = W_o v_{Fe} + W_c t_{ad} \alpha_{Fe} \quad (19)$$

$$\text{C 収支} \quad F_{me,c} + F_{mu,c} = W_p \alpha_c / 12 + F_o (\alpha_o + \gamma_o) / 12 \quad (20) \quad \text{N}_2 \text{ 収支} \quad F_{o2} = (0.790)(60F_b) \quad (21)$$

$$\text{O}_2 \text{ 収支} \quad (1.5)F_{FeO_3} + (2)F_{Fe_3O_4} + F_{CaCO_3} + (0.21)(60F_b) / 22.4 + F_{mA,o} + W_p \{ \alpha_{Si}/28 + \alpha_{Mn}/(2)(54.9) \} \\ = F_o (\alpha_o + \gamma_o) / 22.4 \quad (22) \quad \alpha_o + \gamma_o + \beta_o = 1 \quad (23)$$

$$\text{凝相の全物質収支} \quad W_A = (60.1)F_{SiO_2} + (56.1)F_{CaO} + (102.0)F_{Al_2O_3} + (40.3)F_{MgO} + (70.9)F_{MnO} + (79.9)F_{FeO_2} \\ - W_p \{ 60.1 \alpha_{Si}/28 + 70.9 \alpha_{Mn}/54.9 \} \quad (24)$$

(5) 総括熱収支

$$T_o = (60F_b C_b \rho_b' T_b + C_{so} W_{so} t_o - C_{sp} W_p t_p - C_{ad} W_A t_A + \sum M_j (-\Delta H)_j - \sum m_i (L_f)_i - Q_w + Q_A) / F_o C_o \rho_o \quad (25)$$

3. 高炉の動的モデル

高炉では、装入物の滞留時間が長く、炉内プロセス変数も軸方向ばかりでなく半径方向にも分布しているため、その動的挙動の解析は複雑困難な問題となる。ここでは解析を簡単にするために、高炉を円筒形の向流式移動層に単純化して考え、粒子・流体間の熱交換と鉍石の溶融現象に着目したモデルを展開し、送風量、送風温度、装入コークス配合比にステップ変化を与えた場合に起る羽口先コークス温度、炉頂ガス温度、および溶融レベルの時間的変動を数値解析によって求め、さらに、溶融帯付近のコークス温度の各高さにおける応答を調べた。

3.1 熱交換・溶融モデルと基礎式

図.3 に示すような物理的モデルに基づいて、基礎式を立てると、Eqs (26) ~ (33) のようになる。ここで用いた主な仮定は、粒子・流体共にピストン流、溶融速度は伝熱律速、固体の降下速度は羽口先でのコークス燃焼速度と溶融速度で決定されることである。

$$(\partial X / \partial \tau)_c = 0 \quad (26)$$

$$(\partial \phi / \partial \tau)_c = (1-\epsilon) A_2 (\Phi - \phi) - (1-\epsilon) A_2^* (\phi - \phi_M) \quad (27)$$

$$\partial V / \partial \zeta = -\epsilon A_1 \Xi \quad \dots\dots (28) \quad \partial V / \partial \zeta = \epsilon A_1 \Xi \quad \dots\dots (29)$$

$$\partial \Xi / \partial \zeta = (A_3 / v) (\Phi - \phi) \quad \dots\dots (30) \quad \partial \phi_M / \partial \zeta = (1-\epsilon) (A_3^* / v_M) (\phi - \phi_M) \quad \dots\dots (31)$$

$$(dz/d\tau)_c = V \quad (32)$$

境界条件

$$\left. \begin{aligned} \zeta=0 \text{ で } \phi &= \phi_o = \text{const.}, X = X_o(\tau) \\ \zeta=1 \text{ で } V &= A_4 V, X=1, \Xi = A_5 \phi_i + A_6 \Xi_b + A_7 \end{aligned} \right\} \quad (33)$$

ここで

$$\left. \begin{aligned} \zeta &= z/L, \tau = \theta/\bar{\theta}_A, \bar{\theta}_A = s_1 L / V_{A0}' v_{M1}, \phi = (t - t_m) / t_m, \phi_M = (t_M - t_m) / t_m, \Xi = (T - t_m) / t_m \\ V &= V/V_{A0}', v_M = v_M'/V_{A0}', v = v/v_{A1}', \epsilon = 1 \text{ (溶融帯で)}, = 0 \text{ (溶融帯以外で)} \end{aligned} \right\} \quad (34)$$

$$A_1 = St_g / \lambda \phi_M, A_2 = St_g / \lambda, A_2^* = St_g^* \beta, A_3 = St_g, A_3^* = St_g^*, A_4 = X_{A0}, A_5 = \lambda', \beta = C_3 / C_1$$

ただし、 $\lambda = C_1 V_{A0} / C_2 v_{A1}'$, $\lambda' = C_1 v_i / C_2 v_{i1}'$, $St_g = h_p a_1 L / C_2 v_{A1}'$, $St_g^* = h_p^* a_2 L / V_{A0}' C_3$, $\Delta \phi_M = \Delta H_M / C_1 t_m$ である。また、操作変数を明示するために、 $u_1 \equiv \Xi_b$, $u_2 \equiv V$, $u_3 \equiv X/A_4$ at $\zeta=1$ と置く。

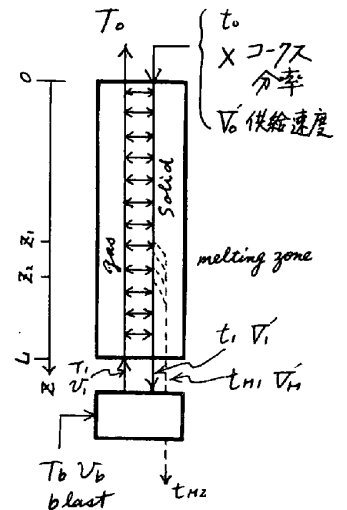


図.3 熱交換・溶融モデル概略

3.2 非定常解析

解析的取扱いは困難であるため、特性曲線法を用いて数値計算を行なった。溶融開始位置、終了位置をそれぞれ z_1, z_2 とすると、次式が成立する。

$$dz_1/d\tau = v_0 - (\partial\phi/\partial\tau)_c / (\partial\phi/\partial z)_c \big|_{z=z_1=0} \quad (35)$$

$$dz_2/d\tau = v_1 - (\partial X/\partial\tau)_c / (\partial X/\partial z)_c \big|_{z=z_2=0} \quad (36)$$

溶融帯は長さが短かく差分計算の適用が困難なため $z_1 = z_2$ とし、 $\phi = 0$ になると直ちに溶融が起き、その分だけガス温度が下がるものとして扱った。また簡便のため $\phi_m = \text{Const. } 0$ とした。パラメータの値は次のように与えた。

$$\Delta\phi_m = 0.32, \phi_0 = -0.869, St_{gA} = 75, A_4 = 0.5, A_5 = 0.35, A_6 = 0.8333, A_7 = 0.45$$

計算結果を図4~6に示す。送風温度 u_1 に対するインディシャル応答では、羽口先コークス温度中では $\tau = 0 \sim 1$ の間に約90~95%変動し最終定常値に漸近しており、その挙動は通常一次系に似ている。この際、応答は羽口直上レベルから遠ざかるにつれてゆるやかになり、融体の熱的効果の如何によつては、この計算例のように溶融帯を境として、応答の速さに差異が現れこくる。ガス流量 u_2 が変化すると、熱流比および St_{gA} 数の変化のために炉頂ガス温度に直ちに変動が現われることがわかる。溶融帯での ore/coke の変化は炉頂ガス温度、溶融帯高さ z_1 に直ちに影響し、一定時間後羽口先コークス温度の変化をひき起こしている。計算時間は $\Delta\tau = 0.001, \Delta z = 0.008$ のとき HITAC 5020E で 約2分半を要した。

この動的挙動の解析では、反応を考慮してはいないため、高炉の挙動の十分な表現は得られていないが、基本的な傾向を知る上で参考となろう。

(2節) 記号

A: 炉断面積[m²]; C, ϕ : 溶鉄, スラグの比熱[kcal/kg·°C];
C_A, C_B: ガス, 粒子の比熱[kcal/kg·°C];
C_{sp}, C_{sl}: 溶鉄, スラグの比熱[kcal/kg·°C];
C_{ho}, C_{lo}: ハマタイト, 図4 u_1 に対する ϕ のインディシャル応答
石灰石の初濃度[kgmole/m³(bed)];
D: 炉直径[m]; dp, dp₁: 平均および鉱石の粒子径[m]; 図5 u_2 に対するインディシャル応答
F, F_A: ガス, 粒子の容積流量[Nm³/hr], [m³(bed)/hr];
F₁, F_N, F_{co}: 羽口レベルでのガス全体, N₂, CO の容積流量[Nm³/hr], F_b: 送風量[Nm³/min];
F_{mL,c}, F_{mC,c}: 石灰石, コークス中の C のモル流量[kgmole/hr];
F_i: i 成分のモル流量[kgmole/hr]; f_A, f_l, f_c: 鉄鉱石, 石灰石, コークスの反応率[-];
 ΔH_i : 反応 i の反応熱[kcal/kgmole]; k_f: 境界物質移動係数[m/hr];
N₁: 鉱石のコ数[1/m³(bed)]; P, P^o: 層内, 標準状態での圧力[kg/m²]; R^{*}, R^g, R^z, R^z: 直接還元反応, カarbon-シリコン反応, FeO の直接還元反応, 石灰石の分解反応の速度[kgmole/m³(bed)·hr];
T, T^o, T_{ue}: 層内, 標準状態でのガス温度, 冷却水温度[°K]; w_o, w_c, w_{co}: 鉄石, コークス, 全体での装入量[kg/hr];
w_o, w_c: 出鉄量, 出滓量[kg/hr]; U: 総括伝熱係数[kcal/m²·hr·°C]; x, x_o, x₁, x^{*}: 層内, 層頂, 羽口レベル, 平衡での CO のモル分率[-];
y_o, y₁: 層内, 層頂, 羽口レベルでの CO₂ のモル分率[-]; z, z₁: 層頂羽口レベルでの N₂ のモル分率[-];
z: 軸方向距離[m]; α_c : 溶鉄中の c の濃度[-]; α_h : H₂ 利用率[-]; ρ_g, ρ_s, ρ_c : ガス, 送風および粒子の密度[kg/Nm³], [kg/m³(bed)];
(3節)
G, G₂, C₂: 固体, 液体, 融体モル比熱[kcal/kgmole·°C]; L: ストックライン-羽口距離[m]; u_1 (°C): 送風温度[-]; u_2 (°C): ガス流量[-]; u_3 : 鉄コークス 0: 炉頂, 1: 羽口面, C: 特性曲線上の任意点, A: 基準定常状態;
v: ガス流速[-]; v₁: 固体(融体), ガス流速[-]; z, z₁: 距離[-]; s: 熱流比[-]; ϕ : 固体, ガス温度[-];

