

論 文

高炉の数学的モデルによる研究*

八木順一郎**・佐々木恵一**・鞭 巖***

Theoretical Investigation on the Blast Furnace Operations with the Aid of Mathematical Model

Jun-ichiro YAGI, Keiichi SASAKI and Iwao MUCHI

Synopsis:

In order to obtain the fundamental informations on the characteristics of blast furnace operations, the longitudinal distributions of process variables, the production rate of pig iron, and the carbon ratio were calculated numerically by the use of a mathematical model involving overall reaction rates of indirect reduction of iron ore by CO and H₂, carbon solution, direct reduction of molten wustite by coke, decomposition of limestone, and reaction between coke and steam.

And these calculations were performed with the aid of digital computer under arbitrary data of operating conditions such as top gas pressure, size of charge ore, volume rate of flow of blast, blast temperature, steam ratio and enrichment of oxygen.

(Received Jan. 9, 1968)

1. 緒 言

従来、高炉の操業技術は、主として経験的な資料に基づいて発展し、改善されてきており、理論的解析によつて炉内状況を推算するような場合にも、実際の操業結果に立脚したモデルが展開されている^{1)~3)}。

合理的な操業改善や電子計算機によるプロセス制御を行なうためには、操業結果を用いしないで適確に炉内状況を推算し、生産性の向上、製品の品質管理、炉況の安定をはかることが望ましい。

著者らは高炉々内で起こる種々の反応の総括反応速度式を求め、これらを適用した高炉の数学的モデルを展開して、種々の操業条件下での実際の高炉々内状況の推算を可能にした。

また、この数学的モデルを適用すると、層頂圧力、装入鉱石の粒子径、送風量、送風温度、調湿量、酸素富化比、などの操業条件を任意に変化させた場合の炉内状況の変化、あるいは、出鉄量やコークス比への影響を知ることができる。

2. 層頂でのガスの流量と組成および出鉄量と出滓量

炉全体にわたる総括物質収支を行なつて、層頂でのガスの容積流量 F_0 と CO, CO₂, N₂, H₂ のモル分率および出鉄量と出滓量を求める。

° Fe の物質収支

$$W_P \cdot \alpha_{Fe} + W_D \cdot \gamma_{Fe} = W_O \cdot v_{Fe} + W_C \cdot t_a \cdot s_{Fe} + W_{cinder} \cdot u_{Fe} + W_M \dots \dots \dots (1)$$

C の物質収支

$$F_{mC,C} + W_{oil} \cdot \beta_C / 12 + F_{mL,C} = W_P \cdot \alpha_C / 12 + F_0 (x_0 + y_0) / 22 \cdot 4 + F_{mD,C} \dots \dots (2)$$

N₂ の物質収支

$$F_0 z_0 = (0.79) (60 \cdot F_b) \dots \dots \dots (3)$$

H₂ の物質収支

$$F_0 (w_0 + v_0) / 22 \cdot 4 = (60 \cdot F_b) w_{st} / 1800 + W_{oil} \cdot \beta_H / 2 \dots \dots \dots (4)$$

O₂ の物質収支

$$(1.5) F_{ms, hem} + (2) F_{ms, mag} + F_{ms, L} + (0.21 + x_{O_2}) (60 \cdot F_b) / 22 \cdot 4 + 60 \cdot F_b \cdot w_{st} / (2) (1800) + F_{mAsO} + W_P \{ \alpha_{Si} / 28 + \alpha_{Mn} / (2) (54 \cdot 9) \} = F_0 (x_0 / 2 + y_0 + v_0 / 2) / 22 \cdot 4 + F_{mD,O} \dots \dots \dots (5)$$

* 昭和43年1月9日受付 Trans. ISIJ, 7(1967), P. 223~237

** 名古屋大学大学院

*** 名古屋大学工学部 工博

層頂でのガスのモル分率の和

$$x_0 + y_0 + z_0 + w_0 + v_0 = 1 \quad \dots\dots\dots (6)$$

凝相の全物質収支

$$\begin{aligned} W_s = & (60 \cdot 1) F_{m, SiO_2} + (56 \cdot 1) F_{m, CaO} \\ & + (102 \cdot 0) F_{m, Al_2O_3} + (40 \cdot 3) F_{m, MgO} + (70 \cdot 9) \cdot \\ & F_{m, MnO} + (79 \cdot 9) F_{m, TiO_2} - W_p \{ (60 \cdot 1) \alpha_{Si} / 28 \\ & + (70 \cdot 9) \alpha_{Mn} / 54 \cdot 9 \} \quad \dots\dots\dots (7) \end{aligned}$$

また H_2 の利用率は一般に $0.40 \sim 0.45^{4)5)}$ といわれているが、これについては別の機会に検討することにしてここでは $v_0 = 0$ として計算した。

ダストの排出量および組成 (W_D , $F_{mD,C}$, $F_{mD,O}$, γ_{Fe}) は操業データを統計的に処理して推定できる。また溶銑の組成 (α_{Si} , α_{Mn}) は一定とする。操業条件として粒子の装入速度および配合割合 (W_O , W_C , W_{cinder} , W_M), 送風量, 酸素富化比, 重油添加比, 水蒸気添加比を与えると (1) 式から出銑量 W_p , (7) 式から出滓量 W_s が求められる。次に (2) ~ (6) 式を同時に解くと, F_0 , x_0 , y_0 , z_0 , w_0 を求めることができる。

3. 層頂におけるガスと粒子の温度

炉頂より装入された粒子がベル上に滞留している期間, およびストックライン上での平均滞留時間内での伝熱を考慮して GAUSS の数値積分法を用いて得られる (8) 式と炉全体にわたる総括熱収支から得られる (9) 式を連立して解くと層頂での粒子温度およびガス温度を求めることができる⁶⁾。

$$t_0 = T_0 - \gamma \lambda (T_0 - t_{s0}) \quad \dots\dots\dots (8)$$

$$\begin{aligned} \text{ここで } \gamma = & \{ 5 \operatorname{erf}(Z_1 / 2\sqrt{\alpha\theta_0}) + 8 \operatorname{erf}(Z_2 / 2\sqrt{\alpha\theta_0}) \\ & + 5 \operatorname{erf}(Z_3 / 2\sqrt{\alpha\theta_0}) \} / 18 \end{aligned}$$

$$Z_1 = 0.1127 l_0, Z_2 = 0.5 l_0, Z_3 = 0.8873 l_0$$

$$\begin{aligned} \lambda = & \{ 5 \exp(-\beta\theta_1) + 8 \exp(-\beta\theta_2) \\ & + 5 \exp(-\beta\theta_3) \} / 18 \end{aligned}$$

$$\theta_1 = 0.1127\theta_0, \theta_2 = 0.5\theta_0, \theta_3 = 0.8873\theta_0$$

$$\beta = 6 h_{p0} / d_p \rho_p c_{s0}$$

総括熱収支

$$\text{Input: } 60 F_w c_w \rho_w T_w + c_{s0} W_{t0} t_0$$

$$\text{Output: } (F_0 c_0 \rho_0 + W_D c_D) T_0 + c_{sp} W_p t_p + c_{ss} W_s t_s$$

$$\text{スラグ生成熱: } Q_s = W_s \{ 314 (56 \cdot 1 F_{m, CaO} / W_s - 17) \}$$

$$\text{熱損失: } Q_w = [400 D_b + 1000 D_h + 100] \times 10^3$$

$$\begin{aligned} \therefore T_0 = & \{ 60 F_w c_w \rho_w T_w + c_{s0} W_{t0} t_0 - c_{sp} W_p t_p \\ & - c_{ss} W_s t_s + Q_s + \sum M_j (-\Delta H^0)_j - \sum m_i (L_f)_i \\ & - Q_w \} / \{ F_0 c_0 \rho_0 + W_D c_D \} \quad \dots\dots\dots (9) \end{aligned}$$

ここで融解熱と反応熱は, それぞれ, 次の (10), (11) 式から計算した。

$$\sum m_i (L_f)_i = 3 \cdot 7 F_{m, Fe} + 3 \cdot 6 F_{m, SiO_2} + 19 \cdot 0 F_{m, CaO}$$

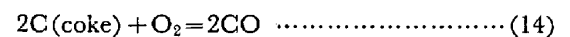
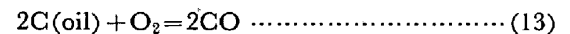
$$\begin{aligned} & + 26 \cdot 0 F_{m, Al_2O_3} + 18 \cdot 5 F_{m, MgO} + 13 \cdot 0 F_{m, MnO} \\ & \times 10^3 \quad \dots\dots\dots (10) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum M_j (-\Delta H^0)_j = & \{ 5 \cdot 45 F_{m, wus, i} - 2 \cdot 17 F_{m, hem} \\ & - 7 \cdot 12 F_{m, mag} - 31 \cdot 13 F_{m, wus, d} - 42 \cdot 8 F_{m, L} \\ & + (29 \cdot 2) (0 \cdot 21 + x_{O_2}) (60 F_b) / 11 \cdot 2 - 28 \cdot 4 (60 F_b) \\ & w_{st} / (18000) - (157 \cdot 8 \alpha_{Si} / 28 \cdot 0 + 5 \cdot 1 \alpha_c / 12 \cdot 0) \\ & W_p \} \times 10^3 \quad \dots\dots\dots (11) \end{aligned}$$

(10) 式では装入された鉄鉱石は全部 Fe として, また石灰石は CaO として, その他のものは酸化物のまま融解すると仮定し, 各成分について加成性が成り立つものとみなした。

4. 羽口レベルにおけるガスの流量と組成

羽口先の燃焼帯で起こっている反応として (12) ~ (15) 式の反応を考える。



羽口レベルでの N_2 , CO , H_2 の容積流量は (16) ~ (18) 式となる。

$$F_N = (60) (0 \cdot 79) F_b = 47 \cdot 4 F_b \quad \dots\dots\dots (16)$$

$$\begin{aligned} F_{CO} = & (60) (0 \cdot 420 + 2x_{O_2} + 1 \cdot 244 \times 10^{-3} w_{st}) F_b \\ & \dots\dots\dots (17) \end{aligned}$$

$$F_H = (60) (1 \cdot 244 w_{st} + 11 \cdot 2 \beta_H y_l) \times 10^{-3} F_b \quad \dots\dots\dots (18)$$

(16) ~ (18) 式より羽口レベルでのガスの流量 F_1 は (19) 式で表わされる。

$$\begin{aligned} F_1 = F_N + F_{CO} + F_H = & (60) \{ 1 \cdot 210 + 2x_{O_2} \\ & + (11 \cdot 2 \beta_H y_l + 2 \cdot 488 w_{st}) \times 10^{-3} \} F_b \quad \dots\dots\dots (19) \end{aligned}$$

N_2 , CO , H_2 の各モル分率は次式のようにになる。

$$z_1 = F_N / F_1, x_1 = F_{CO} / F_1, w_1 = F_H / F_1 \quad \dots\dots\dots (20)$$

5. 羽口レベルでの理論火焰温度, ガスとコークス(融体)の温度

5.1 理論火焰温度

羽口先の燃焼帯で (12) ~ (15) 式の反応が起こっていると考え, 羽口先燃焼帯を断熱系と仮定し, 反応熱と顕熱を考慮すると, 理論火焰温度 T_t は (21) 式で表わされる。

$$T_t = (\sqrt{B^2 + A(C-D)} - B) / A \quad \dots\dots\dots (21)$$

ここで

$$A = \{ 0 \cdot 50 + 1 \cdot 20(b+c) + 1 \cdot 005 d \} \times 10^{-3} \quad \dots\dots\dots (22)$$

$$B = 3 \cdot 25 + 6 \cdot 60(b+c) + 6 \cdot 61 d \quad \dots\dots\dots (23)$$

$$C = (2c+d) (2 \cdot 93 t_c + 1 \cdot 0 \times 10^{-3} t_c^2) \quad \dots\dots\dots (24)$$

$$D = E - F + G - H + J \quad \dots\dots\dots (25)$$

$$\begin{aligned}
E &= -115596a - 52832(b+c) + 31382d \\
F &= (6.50 + 8.27F_a)T_b + (0.50 + 0.129F_a) \\
&\quad \times 10^{-3}T_b^2 + 1.877 \times 10^5 F_a/T_b \\
F_a &= a + b + c \\
G &= (2a-d)(7.16T_{st} + 1.29 \times 10^{-3}T_{st}^2) \\
H &= (13.24a + 5.86b)t_l + (0.81a + 2b) \\
&\quad \times 10^{-3}t_l^2 + 2.2 \times 10^5 b/t_l \\
J &= 298J_1 + 88.804J_2 + 3.3557J_3 \\
J_1 &= 7.19a + 0.93b - 2.00c - 3.13d \\
J_2 &= -1.641a + 0.929b - 0.071c + 1.285d \\
J_3 &= 187.7a + 407.7b + 297.7c + 110d
\end{aligned}$$

ただし a, b, c は羽口から吹込まれる N_2 1 モルあたりに対して(12)~(14)式の反応に参与する O_2 のモル数を表わし, d は(15)式に参与する H_2O のモル数を表わす. それぞれ(26)~(29)式のようにかける.

$$a = 7.089 \times 10^{-3} \beta_{HyI} \dots\dots\dots (26)$$

$$b = 1.181 \times 10^{-3} \beta_{CyI} \dots\dots\dots (27)$$

$$\begin{aligned}
c &= 1.266\{0.210 + x_{O_2} - (5.6\beta_H \\
&\quad + 0.9333\beta_C) \times 10^{-3}y_I\} \dots\dots\dots (28)
\end{aligned}$$

$$d = (1.575w_{st} + 14.18\beta_H y_I) \times 10^{-3} \dots\dots\dots (29)$$

(24)式中の t_c は後述の(32)式で計算される.

5.2 羽口レベルにおけるガスの断面平均温度

羽口レベルにおけるコークス心の半径を R_c として, コークス心内部においては半径方向に温度分布, ガスの流速分布があるとして物質収支, 熱収支を行ない, コークス心内部でのガスの断面平均温度 T'_m を求めると(30)式が得られ, さらにレイスウェイではガスは理論火焰温度であるとする, 羽口レベルでのガスの断面平均温度 T_m は(31)式で表わされる⁶⁾.

$$T'_m = t_c + \phi(T_t - t_c) \dots\dots\dots (30)$$

$$T_m = (1-\phi)T_t + \phi t_c \dots\dots\dots (31)$$

ここで

$$\begin{aligned}
\phi &= 4[R_t^3 - 3R_t^2/\delta + 6R_t/\delta^2 - 6 \\
&\quad \times \{1 - \exp(-\delta R_t)\}/\delta^3]/\delta R_t^4 \\
\delta &= 24\pi L(1-\varepsilon_1)h_{p1}R_t^2/\phi c c_1 d c_1 F_1 \rho_1 \\
R_t &= \sqrt{R_c} \\
\phi &\equiv (1-\phi)(2R_c/D_h)^2
\end{aligned}$$

5.3 羽口レベルにおけるコークス(融体)の温度

層頂と羽口レベル間で総括熱収支を行ない, 得られた式を(8), (21), (31)式を用いて変形すると, 羽口レベルでのコークス温度は次式のように求められる.

ただし, ここでは融体はコークス粒子の表面を流下するのでコークス温度と融体温度は等しいと考える.

$$t_c = (\sqrt{P_2^2 - P_1 P_3} - P_2)/P_1 \dots\dots\dots (32)$$

ここで

$$\begin{aligned}
P_1 &= n_1^2 - n_4 \times 10^{-3}, \quad P_2 = n_1 n_4 - 1.465 n_4, \\
P_3 &= n_2^2 - n_3, \quad n_1 = A(m_1 - \phi N)/(1-\phi)N, \\
n_2 &= B + A(M - m_0 t_0)/(1-\phi)N, \\
n_3 &= B^2 - AD, \quad n_4 = A(2c + d), \\
M &\equiv c_0 \rho_0 F_0 T_0 + \sum m_i L_{fi} + \sum M_i (\Delta H_i^0) \\
&\quad + Q_w - Q_s, \quad N \equiv c_1 \rho_1 F_1, \quad m_0 = A_0 G_{s0} c_{s0}, \\
m_1 &= A_1 G_{s1} c_{s1}
\end{aligned}$$

3節で求めた T_0 を用いれば(32)式から t_c が求められ, また, t_c を使つて(21), (31)式から T_t, T_m を算出することができる.

6. 羽口上部における数学的モデル

前述の7つの反応速度を考慮して, 層内微少区間において, 物質収支, 熱収支および力の釣合に基づいて, 次の9個の常微分方程式と3個の代数方程式を得た.

$$\begin{aligned}
dT/dz &= [A_z(22.4cq_z T + q_1 + q_3) \\
&\quad + \pi DU(T - t_w)]/\rho F\{c + T(dc/dT)\} \dots\dots\dots (33)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_1 &\equiv (1-\alpha')(-\Delta H_1^0)R_1^* + (1-\beta')(-\Delta H_2^0)R_2^* \\
&\quad + (1-\gamma')(-\Delta H_4^0)R_4^* + (1-\delta')(-\Delta H_5^0)R_5^* \\
&\quad + (1-\varepsilon')(-\Delta H_6^0)R_6^* + (1-\zeta')(-\Delta H_7^0)R_7^*
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_2 &\equiv 1.2507\xi + 0.7261\tau)R_1^* + 0.5246R_2^* \\
&\quad + 1.9768R_4^* + 0.7137R_5^* + 0.5370R_7^*
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_3 &\equiv 6(1-\varepsilon)h_p(T-t)/\phi_p d_p \\
dt/dz &= A_z\{c_s q_4 t + q_5 + q_3\}/ \\
&\quad \rho_b F_s\{c_s + t(dc_s/dt)\} \dots\dots\dots (34)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_4 &\equiv \alpha'R_1^*(-\Delta H_1^0) + \beta'R_2^*(-\Delta H_2^0) \\
&\quad + \gamma'R_4^*(-\Delta H_4^0) + \delta'R_5^*(-\Delta H_5^0) \\
&\quad + \varepsilon'R_6^*(-\Delta H_6^0) + \zeta'R_7^*(-\Delta H_7^0)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_5 &\equiv (16 + 12\xi)R_1^* + 12R_2^* + 44R_4^* + 16R_5^* + 12R_6^* \\
df_s/dz &= A_z(R_1^* + R_5^*)/3F_s c_{h0} \dots\dots\dots (35)
\end{aligned}$$

$$df_i/dz = A_z R_4^*/F_s c_{i0} \dots\dots\dots (36)$$

$$\begin{aligned}
dx/dz &= 22.4A_z\{(\zeta + \xi x)R_1^* + (x-2) \\
&\quad \times R_2^* + xR_4^* + (x-1)R_6^*\}/F \dots\dots\dots (37)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
dy/dz &= 22.4A_z\{(\xi y - \tau)R_2^* + (y+1)R_2^* + (y-1) \\
&\quad R_4^* + yR_6^*\}/F \dots\dots\dots (38)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
dw/dz &= 22.4A_z\{R_5^* + (w-1)R_5^* + wR_2^* \\
&\quad + w\xi R_1^* + wR_4^*\}/F \dots\dots\dots (39)
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
d\rho_b/dz &= -A_z\{(16 + 12\xi)R_1^* + 12R_2^* + 44R_4^* \\
&\quad + 16R_5^* + 12R_6^*\}/F_s \dots\dots\dots (40)
\end{aligned}$$

$$dP/dz = f_k(1-\varepsilon)G^2 P^0 T/g_c \varepsilon^3 d_p \rho T^0 P \dots\dots\dots (41)$$

ここで $f_k = 1.75 + 150(1-\varepsilon)/Re_p$

$$\mu = 4.960 \times 10^{-3} T^{3/2}/(T+103)$$

$$\rho = 1.2507 + 0.7261y - 1.1608w - 0.4471v \dots\dots\dots (42)$$

$$F = 47.4F_b/(1-x-y-w-v) \dots\dots\dots (43)$$

$$w = (xK_7 q/F)/(xK_7 + y) \dots\dots\dots (44)$$

$$q = F_0(w_0 + v_0)$$

$$\text{ここで } A_2 = \pi D^2/4 \dots \dots \dots (45)$$

$$i=1 \text{ で } \zeta=1, \xi=0, \tau=1$$

$$i=3 \text{ で } \zeta=-1, \xi=1, \tau=0$$

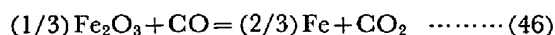
$$D = \begin{cases} D_0 + 2Z/\tan \omega & \omega_1 & 0 \leq z \leq L_s \\ D_b & \omega = \pi/2 & L_s \leq z \leq L_{sb} \\ D_b + 2(L_{sb} - Z)/\tan \omega & \omega_2 & L_{sb} \leq z < H \end{cases}$$

7. 高炉の炉内反応速度

高炉の炉内には気相、液相、固相の三相が存在し数多くの反応が起こることが知られている。

高炉の数学的モデルを使つて、炉内状況を適確に予測するには、これら諸反応の反応速度を、炉内で生ずる広範な反応条件に適応することのできる形で求めることが必要である。ここでは前節の数学的モデルに組み入れた CO ガスによる鉄鉱石の間接還元反応、カーボン・ソルーション反応、溶融 FeO の固体 C による直接還元反応、石灰石の熱分解反応、H₂ ガスによる鉄石の間接還元反応、コークスと水蒸気との反応、CO ガスと水蒸気との七種の反応速度をとりあつかう。

7.1 CO ガスによる鉄鉱石の間接還元反応



ガス境膜内拡散、粒内拡散、化学反応の 3 つの過程が定常逐次的に進行するとすれば (46) 式の総括反応速度は (47) 式で与えられる。

$$R_1^* = \frac{\pi d_p^2 \phi^{-1} N_1 \cdot 273 P' (x - x^*) / 22 \cdot 4 t}{(1/k_{f1}) + d_{p1} \{ (1-f_s)^{-1/3} - 1 \} / 2 D_{s1} + \{ (1-f_s)^{2/3} k_1 (1 + 1/K_1) \}^{-1}} \dots \dots \dots (47)$$

(47) 式中の境膜物質移動係数 k_{f1} は (48) 式から、粒内拡散係数 D_{s1} は (49) 式から、反応速度定数 k_1 は (52) 式から、平衡定数 K_1 は (53) 式～(57) 式から求められる。

$$Sh = 2.0 + 0.55 (Re_p)^{1/2} (Sc)^{1/3} \dots \dots \dots (48)$$

$$D_1 = D_1 \cdot \xi_1 \cdot \varepsilon_{v1} \dots \dots \dots (49)$$

D_1 は気相における CO の分子拡散係数で (50), (51) 式から求める。

$$D_1 = 2.592 \times 10^{-6} t^{1.78} / P' \quad t < 848 \dots \dots \dots (50)$$

$$D_1 = 2.592 \times 10^{-6} t^{2.0} / P' t \quad > 848 \dots \dots \dots (51)$$

金属鉄相の気孔率および迷宮度は次式から求めることができる。

$$\varepsilon_{v1} = 0.53 + 0.47 \varepsilon_{p1}$$

$$\xi_1 = 0.238 \varepsilon_{p1} + 0.04 (0.15 \leq \varepsilon_p \leq 0.5)$$

$$k_1 = (0.6) \exp(6.3586 - 3461.0/t) \dots \dots \dots (52)$$

$$t < 848$$

$$f_s < 0.111 \quad K_1 = \exp(4.905 + 6235/t) \dots \dots \dots (53)$$

$$f_s > 0.111 \quad K_1 = \exp(-0.7625 + 543.3/t) \dots \dots \dots (54)$$

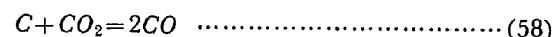
$$t > 848$$

$$f_s < 0.111 \quad K_1 = \exp(4.905 + 6235/t) \dots \dots \dots (55)$$

$$0.111 < f_s < 0.333 \quad K_1 = \exp(2.130 - 2050/t) \dots \dots \dots (56)$$

$$f_s > 0.333 \quad K_1 = \exp(-2.6422 + 2164.1/t) \dots \dots \dots (57)$$

7.2 カーボン・ソルーション反応



この反応はコークス粒子の内部で粒内拡散過程と化学反応過程が並列的に生じ、これらの 2 つの過程と境膜物質移動過程が直列的に進行するので、(58) 式の反応が不可逆 1 次反応であるとして、総括反応速度 (59) 式が得られる。

$$R_2^* = \frac{\pi d_p^2 \phi_c^{-1} N_2 \cdot 273 P' y / 22 \cdot 4 t}{(1/k_{f2}) + (6/E_f d_c \rho_c k_2)} \dots \dots \dots (59)$$

(59) 式の反応速度定数 k_2 は (60) 式から、反応有効係数 E_f は (61) 式から求められる。

$$k_2 = 2.988 \times 10^{13} \exp(-80000/Rt) \dots \dots \dots (60)$$

$$E_f = 3(m \coth m - 1)/m^2 \dots \dots \dots (61)$$

m は thiele modulus であり、(62) 式で示される。

$$m = (d_c/2) \sqrt{k_2 \rho_c / D_{s2}} \dots \dots \dots (62)$$

(62) 式の粒子内拡散係数 D_{s2} は (63) 式で与える。

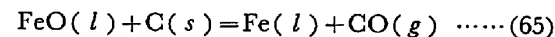
$$D_{s2} = D_2 \cdot \xi_c \cdot \varepsilon_c \dots \dots \dots (63)$$

$$D_2 = 2.236 \times 10^{-6} t^{1.78} / P' \dots \dots \dots (64)$$

(63) 式の ε_c は 0.45 とした。

ξ_c の推算は困難であるので、ここでは間接還元反応の迷宮度を求める式に ε_c を代入して計算し $\xi_c = 0.147$ を用いている。

7.3 溶融ウスタイトの直接還元反応



この反応は固体コークスによるだけでなく、溶鉄中のカーボンによつても起こるが、ここでは固体コークスとの反応だけをとり扱う。

総括反応速度式は (66) 式で示される。

$$R_3^* = K_3 \cdot a_{\text{eff}} C_{\text{FeO}}^2 \dots \dots \dots (66)$$

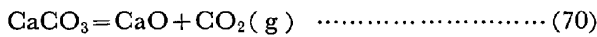
(66) 式のみかけの反応速度定数 k_3 は (67) 式で、反応有効面積 a_{eff} は (68) 式で、またウスタイト濃度は (69) 式で与えられる。

$$k_3 = 4.658 \times 10^4 \exp(-53328/Rt) \dots \dots \dots (67)$$

$$a_{\text{eff}} = \beta \{ 6(1-\varepsilon) / \phi_c d_c \} \dots \dots \dots (68)$$

$$C_{\text{FeO}} = 3F_h(1-f_s) / \{ (W_s/\rho_s) + 71.85 \{ 3F_h(1-f_s) \} / \rho_{\text{FeO}} + 55.85 \{ 3f_s(-1)F_h/\rho_p \} \} \dots \dots \dots (69)$$

7.4 石灰石の熱分解反応



鉄鉱石の間接還元反応と同様に境膜物質移動、粒内拡散、化学反応の三つの過程が定常逐次的に進行するとすれば、総括反応速度は(71)式で表わされる。

$$R_4^* = \frac{\pi d_p^2 \phi_4^{-1} N_4 \cdot 273 (\text{CO}_2^* - yP) / 22 \cdot 4t}{\left[\frac{(1/k_{f4}) + d_{p4} \{ (1-f_1)^{-1/3} - 1 \} / 2D_{s4}}{1 + \{ (1-f_1)^{2/3} k_4 R' t / K_4 \}^{-1}} \right]} \quad \dots\dots\dots (71)$$

(71)式の粒子内拡散係数 D_{s4} 、反応速度定数 k_4 、平衡定数 K_4 はそれぞれ(72)～(74)式から求められる。

$$D_{s4} = D_4 \cdot \xi_4 \cdot \varepsilon_{v4} \quad \dots\dots\dots (72)$$

反応完結相の気孔率 ε_{v4} 、迷宮度 ξ_4 および CO_2 の拡散係数は次式から求める。

$$\varepsilon_{v4} = 0.702 \varepsilon_{p4} + 0.298$$

$$\xi_4 = \varepsilon_{v4}^{0.41}$$

$$D_4 = 2.236 \times 10^{-6} (T')^{1.78} / P'$$

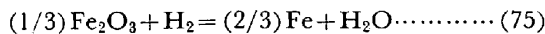
ここで

$$T' = (T+t)/2 (T > 1173), \quad T' = T (T < 1173)$$

$$k_4 = 5.47 \times 10^8 \exp(-40000/RT) \quad \dots\dots\dots (73)$$

$$K_4 = \exp(-8202.5/t + 7.0099) \quad \dots\dots\dots (74)$$

7.5 鉄鉱石の水素による還元反応



低温域における水蒸気の吸着の効果を無視すると、総括反応速度式は(76)式で表わされる。

$$R^* = \frac{\pi d_p^2 \phi_1^{-1} N_1 \cdot 273 P' (w - w^*) / 22 \cdot 4t}{\left[\frac{(1/k_{f5}) + d_{p1} \{ (1-f_s)^{-1/3} - 1 \} / 2D_{s5}}{1 + \{ k_5 (1 + 1/K_5) (1-f_s)^{2/3} \}^{-1}} \right]} \quad \dots\dots\dots (76)$$

ここで境膜物質移動係数 k_{f5} 、粒内拡散係数 D_{s5} 、反応速度定数 k_5 および平衡定数 K_5 は、(77)～(82)式から計算できる。

$$k_{f5} = Sh(D_5/d_{p1}) \quad \dots\dots\dots (77)$$

$$D_{s5} = \varepsilon_{v1} \cdot \xi_1 \cdot D_5 \quad \dots\dots\dots (78)$$

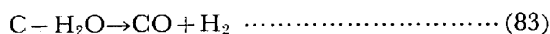
$$D_5 = 3.960 \times 10^{-6} T^{1.78} / P'$$

$$k_5 = 102.78t \exp(-14900/RT) \quad t < 848 \quad \dots\dots (79)$$

$$k_5 = 82.50t \exp(-15300/RT) \quad t > 848 \quad \dots\dots (80)$$

$$K_5 = \exp(8.883 - 8475.0/t) \quad t < 848 \quad \dots\dots (81)$$

$$K_5 = \exp(1.0837 - 1737.2/t) \quad t > 848 \quad \dots\dots (82)$$

7.6 コークスと H_2O の反応

(83)式の反応を不可逆1次反応として、カーボン・ソルーション反応と同様な過程を経て反応が進行するとすれば、総括反応速度式は(84)式で表わされる。

$$R_6^* = \frac{\pi d_c^2 \phi_2^{-1} N_2 \cdot 273 P' v / 22 \cdot 4t}{(1/k_{f6}) + (b/d_c \rho_c E' f k_6)} \quad \dots\dots\dots (84)$$

境膜物質移動係数 k_{f6} 、反応有効係数 $E' f$ 、コークス粒子内での H_2O の粒内拡散係数 D_{s6} 、および反応速度

定数 k_6 は、(85)～(88)式から計算する。

$$k_{f6} = Sh \cdot D_6 / d_c \quad \dots\dots\dots (85)$$

$$D_6 = 1.500 \times 10^{-6} T^{1.78} / P'$$

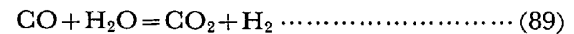
$$D_{s6} = 6.620 \times 10^{-2} (1.500 \times 10^{-6} t^{1.78} / P') \quad \dots (86)$$

$$E' f = 3(\coth m' - 1/m') / m' \quad \dots\dots\dots (87)$$

m' は thiele modulus であり、

$$m' = (d_c/2) \sqrt{\rho_c k_6 / D_{s6}} \quad \text{で与えられる。}$$

$$k_6 = 4.83 \times 10^4 t \exp(-17311/t) \quad \dots\dots\dots (88)$$

7.7 CO と H_2O の反応

この反応は酸化鉄やコークスが触媒となつて粒子表面で起こる速い反応であるといわれている⁹⁾。高炉炉内に充填されている粒子は、大部分、コークスと鉄鉱石であり、ガスはほとんど完全に乱流になつていたので、気相において平衡が成立していると仮定すると、層単位体積当たり、単位時間内での H_2 の反応量は(90)式で書き表わせる。

$$R_7^* = 4 \{ \Delta(Fw) / 22 \cdot 4 \} / \pi D^2 \Delta z \quad \dots\dots\dots (90)$$

ここで $\Delta(Fw)$ は層頂から下方へ $z + \Delta z$ の位置から z の位置にいたるまでの気相中での H_2 のモル数の変化量である。また(89)式の反応の平衡定数は(91)式から求めた。

$$K_7 = w \cdot y / x \cdot v = \exp(4355/T - 3.8207) \quad \dots\dots (91)$$

8. 計算の手法と実操業の解析

8.1 計算手法

高炉には多くの操業条件が考えられるが、そのうち変化させることのできる操業条件を整理して、炉内状況の解析方法を Fig. 1 に示した。ダストの排出量^{*}、装入粒子の組成およびダストの組成は変化しないものとする。送風量のある値に適当に与えておき、装入粒子の質量流量とコークス比との値を任意に設定する。次に製品の品質として溶鉄と溶滓の温度、溶鉄中の Si, Mn, C の濃度を適当な値に決めておく^{**}と、鉄鉱石が完全に還元され溶融して溶鉄になるという考えのもとで、2節、3節の総括熱収支と物質収支から⑥、⑧、⑨、⑩が求められる。送風中の酸素は羽口レベルで完全に一酸化炭素となり、送風中の水蒸気と重油は完全に分解するとすれば、4節の物質収支から⑪が得られる。さらに羽口帯を断熱系と仮定すれば5節の熱収支から⑫が得られる。次に総括の収支から得られた⑧、⑨、⑩を境界条件として、6節の9

* $W_D/W_{t0} = 0.01622$

** C の濃度は Fe-C-Mn-Si 系で平衡に達していると考えられる。Si と Mn の濃度は炉床モデルより求められるものであるが、ここでは $[\text{C}] = 4.59\%$, $[\text{Si}] = 0.58\%$, $[\text{Mn}] = 0.76\%$ を用いた。

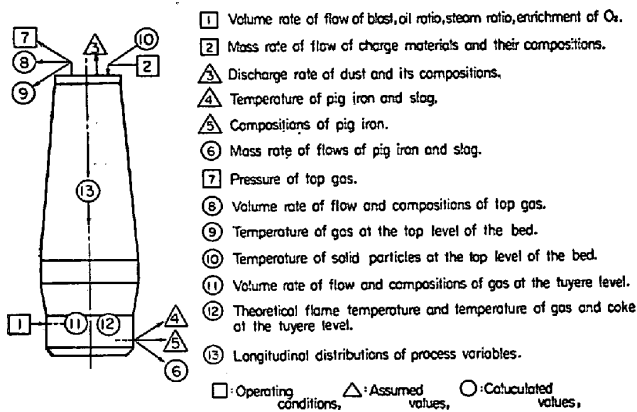


Fig. 1. Schematic profile for the procedure of computation.

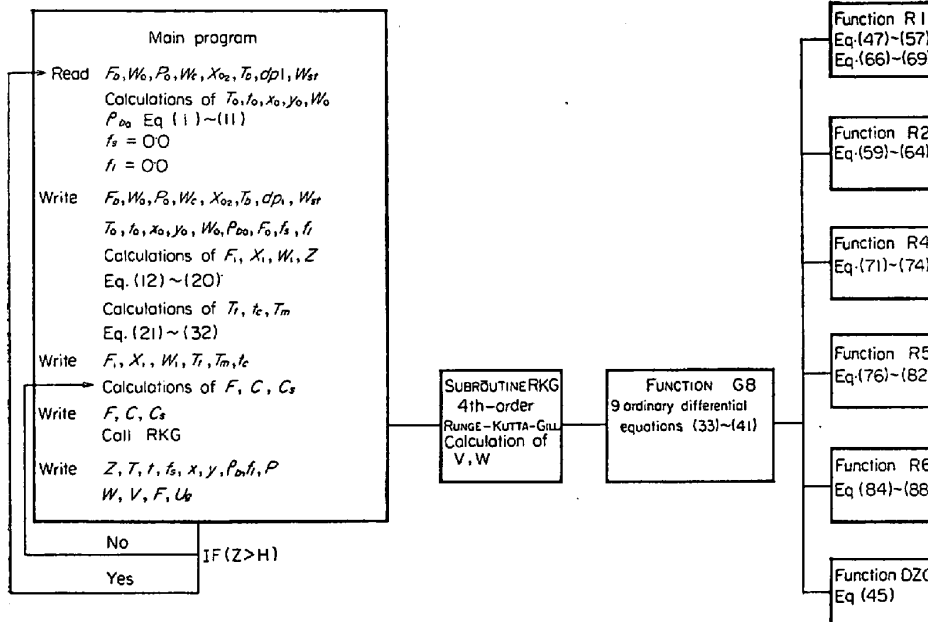


Fig. 2. Construction of the over-all program of the mathematical model of blast furnace.

元常微分方程式と 3 個の代数方程式を RUNGE-KUTTA-GILL 法に基づいて、層頂から羽口レベルに向かつて、電子計算機で数値計算を行なう。こうして得られた羽口レベルでの計算値と、総括的収支から得られた⑪、⑫の数値とが一致するまで、粒子装入量とコークス比を仮定しなおして計算をくり返す。

電子計算機で数値計算を行なう場合のプログラム構成を Fig. 2 に示した。各サブプログラム内に入る計算式は(2)~(7)節に示した。

ここまで述べてきた高炉の数学的モデルおよびその計算方法を用いて、高炉の炉内状況を求めるにあたり、粒子一流体間の伝熱係数は単一球について RANZ¹⁰⁾が報告した(92)式を用いたが、充填塔の粒子一流体間伝熱係数については、RANZ¹⁰⁾, JESHER¹¹⁾, GAMSON¹²⁾, 白井

ら¹³⁾が報告している。いずれもほぼ同程度の値を示しているが単一球の場合に比較するとかなり大きくなっている。

$$Nu = 2.0 + 0.6(Re_p)^{1/2}(Pr)^{1/3} \dots\dots\dots (92)$$

充填塔における伝熱係数を用いた場合、炉内状況がいかに変化するか、また粒子の比熱についてここでは温度に関して直線近似した(93)式を用いたが、各組成について質量平均した値を用いた場合、その他前述の層頂における H₂ の利用率や層頂での鉱石の還元率を 0 でなく計算値を与えた場合についても検討したが、前者については、温度分布が若干垂直に近づくこと、後者については、顕著な影響は認められないが、詳細については、ここでは省略する。

$$c_s = 0.1897 + 0.3147 \times 10^{-4} t$$

$$(A \text{ 高炉}) \dots\dots\dots (93)$$

8.2 実操業の解析

上述の数学的モデルをつかつて、現在わが国で稼働中の 3500 t/day の A 高炉の操業条件¹⁴⁾¹⁵⁾をつかつて炉内状況を求めると Fig. 3 のようになる。

この炉内状況を求めた場合の層頂でのガスの流量、組成、出銑量、出滓量、カーボン比を実測値と比較したのが Table 1 である。いずれもかなりよい一致を示している。

Fig. 3 からガスと粒子の温度 T , t は層頂付近で急速に上昇し、両者は接近してくる。炉胸中間部から炉腹部にかけて、ゆ

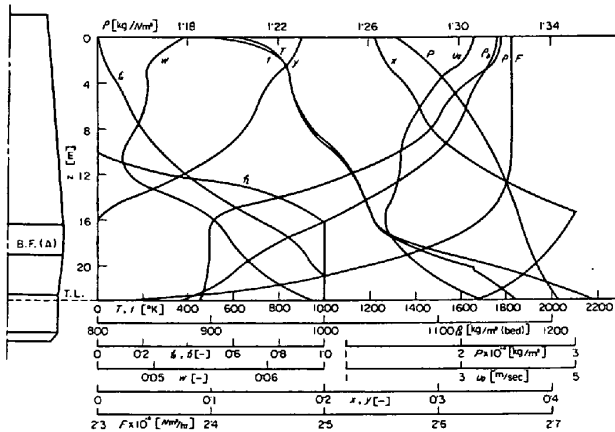
るやかに上昇し、炉腹部から朝顔部にかけて、カーボン・ソリューション反応および銑鉄とスラグの融解などの吸熱反応により急激に上昇している。

鉱石の反応率 f_s は層頂付近で速く、 $f_s = 0.111$ を越えるとやや増加速度が減少するが、温度の増加とともに速くなる。 $f_s = 0.333$ の付近ではなめらかな変化をみせているが、反応率が 80% を越えるあたりから還元速度が減少しているが、これは粒子内拡散抵抗が増大したためであると考えられる。また融解点における還元率は約 95% であるが、種々の計算結果からみて 85~95% くらいであると考えられる。したがって、熔融 FeO の還元は全体の 5~15% である。

石灰石の分解反応は炉胸中間部から下部にかけて起こっている。

Table 1. Calculated and observed values of volume rate of flow of top gas, molar fractions of CO, CO₂, N₂ and H₂, and production rate of pig iron and slag in B. F. (A)

Value	x_0	y_0	z_0	w_0	$W_p \times 10^{-3}$ kg/hr	$W_s \times 10^{-3}$ kg/hr	$F_0 \times 10^{-5}$ Nm ³ /hr
Calculated	0.2418	0.1791	0.5236	0.0555	145.0	41.2	2.684
Observed	0.236	0.184	0.536	0.044	145.6	41.7	

Fig. 3. Longitudinal distributions of process variables in the blast furnace (A), under the actual operating conditions of $F_b = 2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $P_0 = 1.433 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$, $d_{p1} = 19.35 \text{ mm}$, $T_b = 1366^\circ\text{K}$, $w_{st} = 23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_{O_2} = 0$.

ガスの流量 F は炉胸中部から下部にかけて石灰石の分解により減少しはじめ、さらに、炉腹、朝顔部にかけてカーボン・ソリューション反応、 $\text{FeO}(l)$ の直接還元反応により減少する。

CO₂ のモル分率 y は層頂から間接還元反応により減少し、炉腹部付近で 0 になる。

CO のモル分率 x は y が 0 になる付近で最大になり、それ以後、カーボン・ソリューション反応、直接還元反応で減少している。

H₂ のモル分率は平衡を仮定したので CO, CO₂ の存在割合と平衡定数によつて左右されるが層頂付近で急速に減少し極小点が二つ存在するような分布を示している。

粒子のかさ密度 ρ_b は反応の進行とともに減少するが、炉の下部に行くにしたがい、反応速度が増大するので、減少速度が大きくなっている。

ガスの密度 ρ は CO₂ が減少し、CO が増大するにつれて減少するが、CO₂ のモル分率が 0 になるあたりから、ほぼ変化しなくなっている。これはガス組成が CO, H₂, N₂ でほとんど変化しないためである。

ガスの流速 u_g は層頂付近では圧力が低く、ガス流量が多く、断面積が小さくなっているため速くなつてい

る。

ガスの圧力 P は流速の速い部分、すなわち層頂付近と羽口付近で急速な変化を示し、中間域ではなだらかな増大を示している。

なお Fig. 3 に示した炉内状況は SCHÜRMANN¹⁷⁾, MICHARD¹⁸⁾ らの実測値, FLIERMAN²⁾ ら, KOUMP³⁾ らのモデルによる計算値と類似の傾向を示している。

9. 高炉の操業特性

上記の数学的モデルを使つて操作変数として炉頂圧、鉍石の粒子径、送風量、送風温度、調湿、酸素富化比を変化させた場合に、出鉄量、カーボン比、炉内状況の変化の様子を調べた。種々の条件での計算結果を Table 2 に示した。

9.1 高圧操業

高圧操業は炉内におけるガスの濃度を増大させるので反応推進力を増大し、総括反応速度を大きくする。その結果、出鉄量の増大、コークス比の低下が期待できる。

送風量、送風温度、調湿、酸素富化比、鉍石の粒子径などの操作変数を一定として、層頂圧だけを上昇させて $5.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$ にした場合の炉内状況を Fig. 4 に示した。

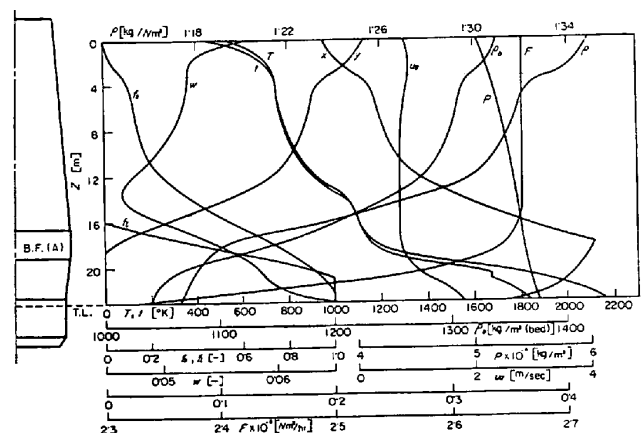
Fig. 4. Longitudinal distributions of process variables in the blast furnace (A), under the operating conditions of $F_b = 2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $P_0 = 5.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$, $d_{p1} = 19.35 \text{ mm}$, $T_b = 1366^\circ\text{K}$, $w_{st} = 23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_{O_2} = 0$.

Table 2. Operating conditions and calculated results of B. F. (A)

No	F_b Nm ³ /min	P_0 Kg/m ²	T_b °K	w_{st} g/Nm ³	x_{O_2} —	W_o t/hr	W_c t/hr	W_p t/hr	W_s t/hr	C_r kg/t pig	x_0 —	y_0 —	T_0 °K
1	2942.2	1.433×10^4	1366	23.2	0	230.5	68.49	145.00	41.23	467.8	0.2418	0.1791	586.8
2	2000.0	2.033×10^4	1366	23.2	0	168.9	44.99	106.30	29.83	422.3	0.1923	0.2225	516.6
3	2500.0	2.033×10^4	1366	23.2	0	206.9	57.18	130.20	36.69	437.0	0.2125	0.2069	550.2
4	2942.2	2.033×10^4	1366	23.2	0	240.5	68.26	151.01	42.71	443.0	0.2286	0.1946	559.1
5	3122.2	2.033×10^4	1366	23.2	0	258.0	72.25	162.35	45.83	442.2	0.2219	0.2004	566.2
6	3500.0	2.033×10^4	1366	23.2	0	285.7	81.66	179.77	50.87	450.7	0.2326	0.1920	574.5
7	4000.0	2.033×10^4	1366	23.2	0	320.0	94.00	201.33	57.16	462.4	0.2453	0.1814	593.9
8	2500.0	5.033×10^4	1366	23.2	0	220.0	56.48	138.47	38.70	407.7	0.1793	0.2357	522.4
9	2942.2	5.033×10^4	1366	23.2	0	256.0	67.25	161.12	45.14	416.5	0.1927	0.2254	537.3
10	3500.0	5.033×10^4	1366	23.2	0	305.0	80.47	191.96	53.80	418.0	0.1965	0.2229	551.8
11	4000.0	5.033×10^4	1366	23.2	0	347.0	92.32	218.39	61.27	421.2	0.2013	0.2192	567.1
12	2942.2	1.433×10^4	1416	23.2	0	241.0	69.10	151.60	42.81	454.3	0.2390	0.1875	576.0
13	2942.2	1.433×10^4	1436	23.2	0	245.0	69.80	154.20	43.61	449.1	0.2380	0.1903	553.0
14	2942.2	1.433×10^4	1466	23.2	0	250.0	70.50	157.30	44.44	444.4	0.2378	0.1924	539.0
15	2942.2	1.433×10^4	1366	23.2	0.01	242.0	71.60	152.26	43.27	464.2	0.2490	0.1859	565.0
16	2942.2	1.433×10^4	1366	23.2	0.03	264.0	77.80	166.10	47.18	464.3	0.2605	0.1935	540.0
17	2942.2	1.433×10^4	1436	32.0	0	250.0	70.00	157.30	44.41	441.6	0.2237	0.2018	549.0

Fig. 3 の場合と比較してみると, Table 2 の No 1 と No 9 から, 出鉄量は増大し, カーボン比は減少している。

炉内状況については, ガス温度, 粒子温度は炉頂から炉腹部あたりまでやや低目になっている。鉱石の還元率は炉胸中間部以下で急速に増大しているが, これは炉頂付近ではガス組成について, 特に y が大きく, 温度が低いので間接還元反応が進行しにくい, 下方に進むにつれて CO が増大し, 温度が上昇してくると, 高压の効果とあいまって還元が急速に進行するためである。

石灰石の分解反応は炉腹部あたりまで下がつてから生じるようになっている。

ガスの流速は高压のため変化が非常に小さくなっている。また圧損失も減少している。

Fig. 5 に送風量 2942.2 Nm³/min の場合について層頂圧の上昇による出鉄量とカーボン比の変化を示した。層頂圧が約 4×10^4 Kg/m² あたりまでは, 圧力を上げれば出鉄量は増大し, カーボン比は減少するが, それ以上の圧力では, 出鉄量もカーボン比もあまり変化しなくなってくる。

両者の変化が極端に小さくなる層頂圧の値は, 操作変数によつて変化することが予想されるが, 送風量が大きく変化しないかぎり, ほぼ 4×10^4 Kg/m² あたりであると考えられる。

9.2 鉱石の粒子径変化

鉱石の粒子径を変化させると層単位体積内の反応面積(間接還元反応)を増大し, 粒内拡散抵抗を減少させるので反応の粒子側推進力が増大することになる。ところで鉱石の粒子径を減少すれば, 圧損失が増大するので炉況の不調をまねくおそれがあるが, ここでは圧損失の増大

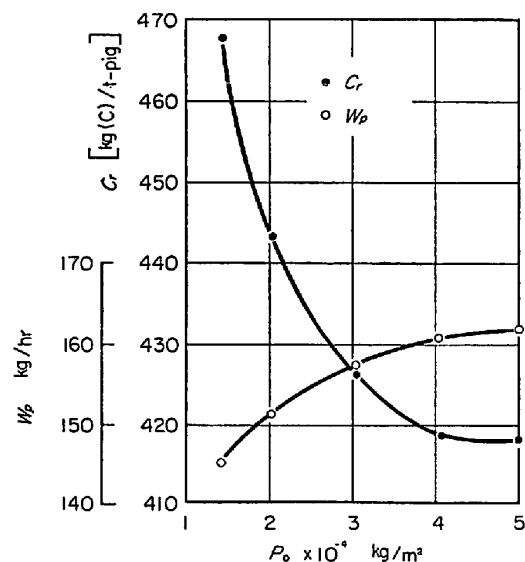


Fig. 5. Variations of the production rate of pig iron and carbon ratio for the elevation of the top gas pressure, under the operating conditions of $F_b=2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $d_{p1}=19.35 \text{ mm}$, $T_b=1366^\circ\text{K}$, $w_{st}=23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_{O_2}=0$.

は考えないことにして粒子の反応性だけを考慮して鉱石の粒子径と出鉄量およびコークス比の関係を検討してみると Fig. 6 のようになる。

Fig. 6 から粒子径が 2.0~1.5cm の間で出鉄量は急速に増大し, カーボン比は急速に減少している。しかし鉱石の粒子径が 1.5cm 以下では両者とも大きな変化はみとめられない。これは粒子の反応性がよくなったため, 反応が十分進行し, ガスの反応能力が極端に減少したためである。

一方, 鉱石の粒子径が 2cm 以上では, 出鉄量, カーボン比とも, ほぼ直線的な変化を示しているが, これは

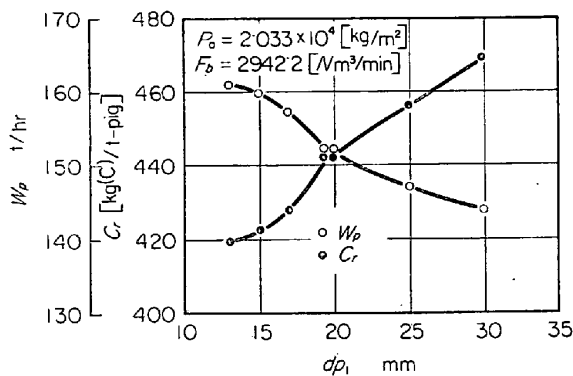


Fig. 6. Variations of the production rate of pig iron and carbon ratio caused by the changes of the iron-ore diameter, under the operating conditions of $F_b = 2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $P_0 = 2.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$, $T_b = 1366^\circ\text{K}$, $w_{st} = 23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_{02} = 0$.

粒子径の増大による粒子側の反応性の劣化と、反応進行がおそくなったため、ガス側の推進力が大きくなる効果が重なりあつて、このような結果になっていると考えられる。

この結果から、 $F_b = 2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 、 $P_0 = 2.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$ では鉱石の粒子径は約 1.5 cm まで小さくすることが有効である。

しかし、ガス側の反応性は送風量、層頂圧によりかなり大きく変動することが考えられるので、操業条件により最適な粒子径を選ぶ必要がある。

9.3 送風量変化

他の操業条件を一定にして、送風量を増大した場合、出鉄量、カーボン比の変化の状態を検討した。

炉の大きさを一定にして送風量を増大することは溢沓現象など炉況の不調を伴うことがあるが、ここでは定常操業が成立しているという仮定のもとで送風量を2000～

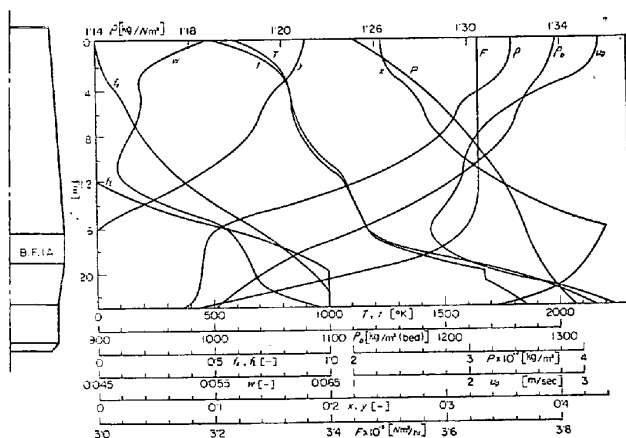


Fig. 7. Longitudinal distributions of process variables in the blast furnace (A), under the operating conditions of $F_b = 4000.0 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $P_0 = 2.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$, $d_{p1} = 19.35 \text{ mm}$, $T_b = 1366^\circ\text{K}$, $w_{st} = 23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_{02} = 0$.

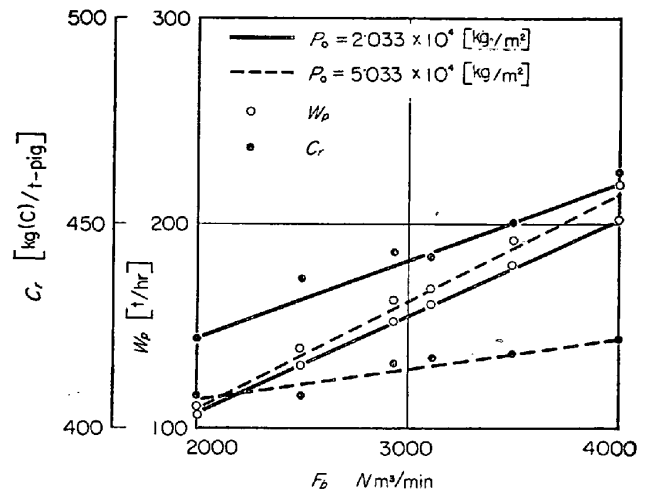


Fig. 8. Variations of production rate of pig iron and carbon ratio with the increase in the blast volume, under the operating conditions of $d_{p1} = 19.35 \text{ mm}$, $T_b = 1366^\circ\text{K}$, $w_{st} = 23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_{02} = 0$. $4000 \text{ Nm}^3/\text{min}$ まで変化させた。

Fig. 7 に $F_b = 4000 \text{ Nm}^3/\text{min}$ 、 $P_0 = 2.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$ の場合の炉内状況を示した。Fig. 3 の実操業の場合と比較してみると、Table 2 の No1 と No7 から、層頂圧を高くしたので層頂のガスと粒子の温度は低下し、 CO 、 CO_2 の組成はよくなるはずであるが、送風量が増大したのでほとんど同程度になっている。また炉内状況もそれほど大きな変化はない。

送風量と出鉄量、カーボン比の変化を Fig. 8 に示した。

Fig. 8 から、出鉄量、カーボン比ともに送風量に伴って直線的に変化している。層頂圧が $5.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$ と $2.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$ の場合を比較すると、 F_b を増大させたとき、層頂圧が高い方が出鉄量の増加率はやや大きく、カーボン比の増加率はやや小さくなっている。

9.4 送風温度変化

送風温度を上昇させると、入熱が増加するので、出鉄量の増大、カーボン比の減少が期待できる。coke/ore 量を一定にして粒子装入量を増加すると (9) 式の総括熱収支から、層頂ガス温度が下がりすぎるので、粒子装入量に対して相対的にコークス量を減少させねばならない。また、コークス量を下げすぎると、層頂ガス温度は上昇するが、(5)式の物質収支で、酸素の入量が大きくなり y_0 が増大し、その結果反応速度が遅くなり、還元率が1に達しなくなる。そこで、適切なコークスと鉱石の装入量で定常操業が可能になる。

送風温度を 70°C 上昇させて、炉内状況を調べた結果が Fig. 9 である。この図は、実操業 (Fig. 3) に比べ、層頂で、 x が小さく、 y が大きい。すなわち、ガス

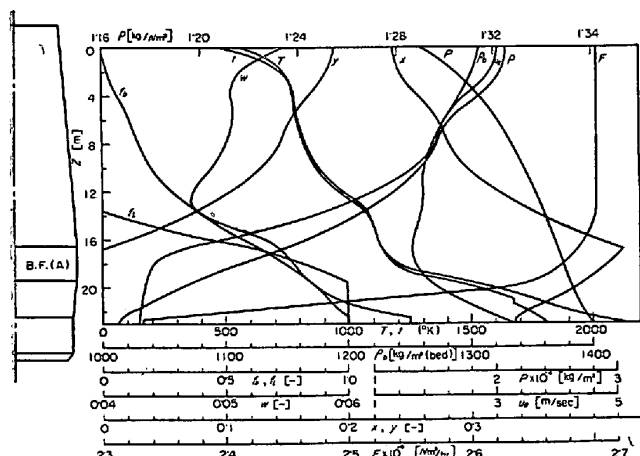


Fig. 9. Longitudinal distributions of process variables in the blast furnace (A), under the operating conditions of $F_b=2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $P_0=1.433 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$, $d_{p1}=19.35 \text{ mm}$, $T_b=1436^\circ\text{K}$, $w_{st}=23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_0=0$.

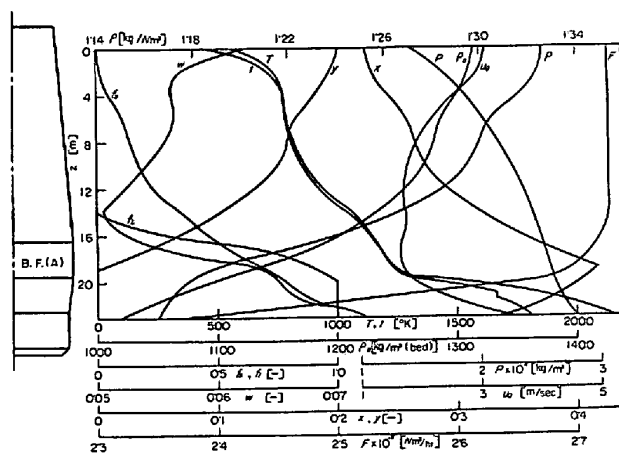


Fig. 10. Longitudinal distributions of process variables in the blast furnace (A), under the operating conditions of $F_b=2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $P_0=1.433 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$, $d_{p1}=19.35 \text{ mm}$, $T_b=1436^\circ\text{K}$, $w_{st}=32.0 \text{ g/Nm}^3$, $x_0=0.0$.

利用率がよくなっている。また、送風量は同じであるが、炉内でのガスの流量は多くなり、層頂のガス温度は低くなっている。これはガスから粒子への伝熱量が増大した結果であると考えられる。温度分布は、層頂でのガス温度が低く、伝熱速度が大きくなっているため、層頂付近においては低温度でガスと粒子が同一温度となっている。炉腹部あたりからガス温度、粒子温度ともに急激に上昇し実操業の温度に近づいている。鉬石の還元率については、層頂付近で温度と CO/CO_2 の値がいずれも低目であるので還元反応速度が小さくなり、 x が最大値になり y が 0 になる位置がやや下方に移動している。なお Fig. 9 の炉内状況を求めた場合の操業条件および結果は Table 2 の No 13 である。

定常の炉内状況を調べた結果、出鉄量は 9.2 t/hr 増加して、 154.2 t/hr となり、カーボン比は 449.1 kg/t-pig となった。カーボン比は送風温度 100°C 上昇に換算すると、 26.7 kg/t-pig の減少となった。操業データの解析によると、山田ら¹⁹⁾は、 18 kg/t-pig 、FLIERMAN²⁰⁾は 26 kg/t-pig 減少すると報告している。

9.5 調湿操業

調湿操業は、送風温度を上昇させたときに、羽口レベルの理論火焰温度を一定に保ちながら、ガス流量の増加に伴い、固体側への伝熱量を増加すること、水蒸気を分解し、 O_2 と H_2 にし、酸素添加の効果と水素の利用を行なうこと、そして CO の利用率を増大させることを目的としている。

送風温度を 70°C 上昇させ、水蒸気添加量を 8.8 g/Nm^3 増加させて理論火焰温度を一定に保った場合の炉内状況を Fig. 10 に示した。この場合の操業条件および結果は Table 2 の No 16 に示した。

結果は Table 2 の No 17 である。実操業の結果と比較すると層頂でのガスの流量は多くなり、 x_0 は減少し、 y_0 は増大し、ガス温度は低下している。これらからガスの利用率は改善され、伝熱量も多くなったものと推察できる。

炉内温度は、炉腹部まで、実操業に比べて低いので、石灰石の分解帯も下方に動いている。その結果、Fig. 9 に比べて湿分 8.8 g/Nm^3 の増加で出鉄量 3.1 t/hr 増加し、カーボン比 7.7 kg/t-pig 減少した。

山田ら¹⁹⁾によれば 10 g/Nm^3 当たり、 7 kg/t-pig のコークス比の減少、共同研究会製鉄品会報告書²⁰⁾によれば 10 g/Nm^3 当たり、コークス比が 10 kg/t-pig 減少するという実績が報告されている。計算結果を 10 g/Nm^3 当たりに換算すると、 8.75 kg/t-pig カーボン比が減少した。

9.6 酸素富化操業

酸素富化を行なうと、炉に入る酸素量が増加するので羽口先で燃焼するコークス量が増加し、 CO と熱が発生する。その結果出鉄量の増大が期待できる。しかし、カーボン比については必ずしも改善されるとはいえない。

それは燃焼によりコークスの消費が多くなっているため、発生した CO と熱が炉内でどれだけ利用されるかによつてカーボン比が左右される。一般的には x_0 を増加させていくと層頂での CO の利用率が悪くなり、カーボン比は増大すると考えられる。Fig. 11 に $x_0=0.03$ の場合の炉内状況を示した。この場合の操業条件および結果は Table 2 の No 16 に示した。

実操業に比べると、 x_0 が増加したために、層頂での x 、 y がともに、上昇しているが、層頂温度が低いので

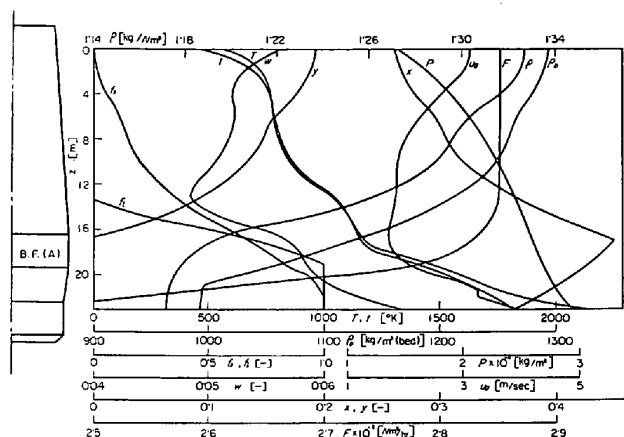


Fig. 11. Longitudinal distributions of process variables in the blast furnace (A), under the operating conditions of $F_b = 2942.2 \text{ Nm}^3/\text{min}$, $P_0 = 1.433 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$, $d_{p1} = 19.35 \text{ mm}$, $T_b = 1366^\circ\text{K}$, $w_{st} = 23.2 \text{ g/Nm}^3$, $x_{02} = 0.03$.

層頂付近での反応速度は小さく、還元の進行は遅いが、炉腹部付近から、熱交換量が大きくなるので、温度が急激に上昇し、還元率も急速に増大している。また、 x の最大値は酸素富化により増大し、0.454 まで達する。その結果、カーボン比はあまり変化せず、出鉄量は 14.55 % 増加した。

実操業では、1 % 酸素富化を行なうと、出鉄増が、瀬川ら²¹⁾によれば 5%，長谷川ら²²⁾によれば 5.4%，喜多川ら²³⁾によれば 5.6% という報告があるが、Fig. 11 では 1 % 増加当たり 4.85% 増加となつた。Table 2 の 1 % 酸素富化の結果によると 5.45% の増加となり、酸素富化率の増加に伴い、出鉄量の伸びが小さくなっていることを示している。

10. 結 言

高炉炉内で起こる複雑な物理的あるいは化学的变化は現段階では十分研究されているとはいえないが、ここでは種々の実験データに基づいて求めた反応速度を組み込んだ数学的モデルを展開して、現在稼動中の高炉のプロフィールと操業条件をつかい、炉内状況を推算して、このモデルが高炉の定常特性の研究に有用であることを確かめた。

次に、数学的モデルをつかつて、層頂圧、鉍石の粒子径、送風量、送風温度、調湿、酸素富化比などの操業条件を変化させた場合の出鉄量とカーボン比の変化および炉内状況の変化を求め、高炉の操業特性を知る基礎資料を得た。

なお、高炉は操業条件の変化に対して、非常に敏感であるので、送風条件、粒子装入条件を正確に求め、適確

な操業条件を決めなければ定常状態を保ちえないことがわかつた。

使用記号

A_0, A_1, A_2 : 層頂、羽口レベルおよびその位置での高炉の断面積 $[\text{m}^2]$

a_{eff} : 反応有効面積 $[\text{m}^2/\text{m}^3(\text{bed})]$

c_0, c_1, c : 層頂、羽口レベル、層内任意の位置でのガス平均比熱 $[\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}]$

c_D : ダストの平均比熱 $[\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}]$

c_{FeO} : 熔融体中での FeO の濃度 $[\text{kgmol}/\text{m}^3]$

c_{h0}, c_{l0} : 装入物中の Fe_2O_3 と CaCO_3 の初濃度 $[\text{kgmol}/\text{m}^3(\text{bed})]$

c_{sp}, c_{ss} : 溶銑と溶滓の比熱 $[\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}]$

c_{s0} : 層頂での装入物の平均比熱 $[\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}]$

c_w : 湿り送風の平均比熱 $[\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}]$

c_s, c_{s1} : 粒子の平均比熱、羽口レベルでの粒子の平均比熱 $[\text{kcal}/\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}]$

D : 高炉の直径 $[\text{m}]$

D_1, D_2, D_3, D_6 : 高炉ガス中での $\text{CO}, \text{CO}_2, \text{H}_2, \text{H}_2\text{O}$ の分子拡散係数 $[\text{m}^2/\text{hr}]$

D_b, D_k : 炉腹径、炉床径 $[\text{m}]$

$D_{s1}, D_{s2}, D_{s4}, D_{s5}, D_{s6}$: 還元鉄相での CO の、コークス中での CO_2 の、 CaO 相での CO_2 の、還元鉄相での H_2 の、コークス中での H_2O の粒内拡散係数 $[\text{m}^2/\text{hr}]$

d_e, d_{c1} : 層内および羽口レベルでのコークスの粒子径 $[\text{m}]$

d_p : 層内での平均粒子径 $[\text{m}]$

d_{p1}, d_{p4} : 層内での鉍石と石灰石の粒子径 $[\text{m}]$

E_f, E'_f : カーボン・ソリューション反応とカーボンと水蒸気の反応の反応係数 $[-]$

F, F_0, F_1 : 層内、層頂および羽口レベルでのガス流量 $[\text{Nm}^3/\text{hr}]$

F_b, F_w : 乾送風量、湿り送風量 $[\text{Nm}^3/\text{min}]$

$F_{\text{CO}}, F_{\text{H}}, F_{\text{N}}$: 羽口レベルでの $\text{CO}, \text{H}_2, \text{N}_2$ の容積流量 $[\text{Nm}^3/\text{hr}]$

F_h : 装入物中の Fe をすべてヘマタイトとみなしたときのヘマタイトのモル流量 $[\text{kgmol}(\text{Fe}_2\text{O}_3)/\text{hr}]$

$F_{mA, O}, F_{mD, O}$: 灰分中およびダスト中の O_2 のモル流量 $[\text{kgmol}(\text{O}_2)/\text{hr}]$

$F_{mC, C}$: コークス中の C のモル流量 $[\text{kgmol}(\text{C})/\text{hr}]$

$F_{mD, C}$: ダスト中の C のモル流量 $[\text{kgmol}(\text{C})/\text{hr}]$

$F_{mL, C}$: 石灰石中の C のモル流量 $[\text{kgmol}(\text{C})/\text{hr}]$

$F_{ms, hem}$: 鉍石中のヘマタイトのモル流量 $[\text{kgmol}(\text{Fe}_2\text{O}_3)/\text{hr}]$

$F_{ms, mag}$: 鉱石中のマグネタイトのモル流量
 [kg mol (Fe₃O₄) / hr]
 $F_{ms, L}$: 石灰石のモル流量 [kg mol (CaCO₃) / hr]
 $F_{ms, wus, i}, F_{ms, wus, d}$: 間接還元される FeO, 直接還元される FeO のモル流量 [kg mol (FeO) / hr]
 $(F_r)_L$: フルード数 [-]
 F_s : 粒子の容積流量 [m³ (bed) / hr]
 f_s, f_i : 鉱石と石灰石の反応率 [-]
 G : ガスの質量速度 [kg / m² · hr]
 G_{s0}, G_{s1} : 層頂および羽口レベルでの粒子の質量速度 [kg / m² · hr]
 g_c : 換算係数 [Kg · m / kg · hr]
 H : 層頂から羽口レベルまでの距離 [m]
 $\Delta H_1^\circ, \Delta H_2^\circ, \Delta H_3^\circ, \Delta H_4^\circ, \Delta H_5^\circ, \Delta H_6^\circ$: 鉱石の間接還元, カarbon・ソリューション反応, FeOの直接還元反応, 石灰石の分解反応, 鉱石の H₂ による還元, Carbonと水蒸気の反応の反応熱 [kcal / kg mol]
 h_p, h_{p0}, h_{p1} : 層内, 層頂, 羽口レベルでの粒子一流体間伝熱係数 [kcal / m² · hr · °K]
 K_1, K_5, K_7 : 鉱石の間接還元, 鉱石の H₂ 還元, COと H₂O の反応の平衡定数 [-]
 K_4 : 石灰石の分解反応の平衡定数 [atm]
 $k_1, k_2, k_3, k_4, k_5, k_6$: 鉱石の間接還元, Carbon・ソリューション, 熔融ウスタイトの直接還元, 石灰石の分解, 鉱石の H₂ 還元, Carbonと水蒸気の反応の反応速度定数 [m / hr], [m³ / kg hr], [m⁴ / kg mol (CO) · hr], [kg mol (CO₂) / m² · hr], [m / hr], [m³ / hr · kg]
 $k_{f1}, k_{f2}, k_{f4}, k_{f5}, k_{f6}$: 鉱石の間接還元反応, Carbon・ソリューション反応, 石灰石の分解反応, 鉱石の H₂ 還元反応, Carbonと水蒸気の反応の境界物質移動係数 [m / hr]
 L : 羽口の直径 [m]
 L_s, L_{sb} : シャフト高さ, ストックラインと炉腹底部間距離 [m]
 l_0 : 大ベル上の仮想粒子層高さ [m]
 N_1, N_2, N_4 : 層単位高さ当たりの鉱石, コークス, 石灰石の個数 [1 / m³ (bed)]
 N_u : ヌッセルト数 [-]
 P, P' : ガス圧力 [kg / m²], [atm]
 P^0 : 標準状態でのガス圧力 [atm]
 Pr : プラントル数 [-]
 p_{CO_2} : 石灰石の分解圧力 [atm]
 Q_s : スラグ生成熱 [kcal / hr]
 Q_w : 炉壁からの熱損失 [kcal / hr]
 R, R' : ガス定数 [cal / mol °C],

[atm · m³ / kg mol · °C]
 R_c : 羽口レベルでのコークス心の半径 [m]
 $R_1^*, R_2^*, R_3^*, R_4^*, R_5^*, R_6^*, R_7^*$: 鉱石の間接還元反応, Carbon・ソリューション反応, 熔融ウスタイトの直接還元反応, 石灰石の分解反応, 鉱石の H₂ 還元反応, コークスと H₂O の反応, CO と H₂O の反応の反応速度 [kg mol (CO) / m³ (bed) · hr], [kg mol (CO₂) / m³ (bed) · hr], [kg mol (FeO) / m³ (bed) · hr], [kg mol (CO₂) / m³ (bed) · hr], [kg mol (H₂O) / m³ (bed) · hr], [kg mol (H₂O) / m³ (bed) · hr], [kg mol (CO) / m³ (bed) · hr]
 Re_p : 粒子レイノルズ数 [-]
 γ_{Fe} : ダスト中の Fe の質量分率 [-]
 Sc : ミュミット数 [-]
 Sh : シャーウッド数 [-]
 s_{Fe} : 灰分中の Fe の質量分率 [-]
 T, T^0 : ガス温度, 標準状態でのガス温度 [°K]
 T_0 : 層頂でのガス温度 [°K]
 T_b, T_{st} : 送風温度, 水蒸気温度 [°K]
 T_t, T_m, T_m' : 理論火焰温度, 羽口レベル全断面平均ガス温度, 羽口レベルコークス心内断面平均ガス温度 [°K]
 T_w : 湿り送風温度 [°K]
 t_a : コークス中の灰分の質量分率 [-]
 t, t_0 : 層内および層頂での粒子温度 [°K]
 t_c : 羽口レベルでのコークス (融体) 温度 [°K]
 t_p : 出鉄温度 [°K]
 t_{s0} : 装入粒子温度 [°K]
 t_s : 出滓温度 [°K]
 t_w : 冷却水温度 [°K]
 U : 総括伝熱係数 [kcal / m² · hr · °K]
 u_{Fe} : 転炉滓中の Fe の質量分率 [-]
 v, v_0 : 層内, 層頂での水蒸気のモル分率 [-]
 v_{Fe} : 鉱石中の Fe の質量分率 [-]
 W_c, W_{cinder} : コークスおよび転炉滓の装入速度 [kg / hr]
 W_D : ダスト排出速度 [kg / hr]
 W_M : 金属鉄の装入速度 [kg / hr]
 W_O : 鉱石装入速度 [kg / hr]
 W_{oil} : 重油吹込速度 [kg / hr]
 W_{i0} : 全粒子装入速度 [kg / hr]
 W_p, W_s : 出鉄速度, 出滓速度 [kg / hr]
 w, w_0, w_1, w^* : 層内, 層頂, 羽口レベルおよび平衡での H₂ モル分率 [-]
 w_{st} : 水蒸気添加量 [g / Nm³]
 x, x_0, x_1, x^* : 層内, 層頂, 羽口レベルおよび平衡での

CO のモル分率 [—]

y, y_0 : 層内, 層頂での CO_2 のモル分率 [—]

y_1 : 重油添加比 [g/Nm³]

z : 層頂から羽口レベルへ向かつての距離 [m]

z_0, z_1 : 層頂および羽口レベルでの N_2 のモル分率 [—]

α : 熱拡散係数 [m²/hr]

$\alpha_{\text{C}}, \alpha_{\text{Fe}}, \alpha_{\text{Mn}}, \alpha_{\text{Si}}$: 溶鉄中の C, Fe, Mn, Si の質量分率 [—]

$\alpha', \beta', \gamma', \delta', \epsilon', \zeta'$: 鉱石の間接還元反応, カーボン・ソリューション反応, 石灰石の分解反応, 鉱石の H_2 還元反応, カーボンと H_2O の反応, CO と H_2O の反応の反応熱の粒子取得率 [—]

$\beta_{\text{C}}, \beta_{\text{H}}$: 重油中の C と H の質量分率 [—]

ϵ, ϵ_1 : 層内および羽口レベルでの空間率 [—]

$\epsilon_{p_1}, \epsilon_{p_4}$: 未反応鉱石と石灰石の気孔率 [—]

$\epsilon_{v_1}, \epsilon_{v_4}$: 還元鉄相と分解した CaO 相の気孔率 [—]

ϵ_c : コークスの気孔率 [—]

θ_0 : 粒子装入間隔 [hr]

μ : ガスの粘度 [kg/m·hr]

ξ_1, ξ_4, ξ_c : 還元鉄相, CaO 相, コークスの迷宮度 [—]

ρ : ガスの密度 [kg/Nm³]

ρ_b : 粒子のかさ密度 [kg/m³(bed)]

ρ_0, ρ_1 : 層頂, 羽口レベルでのガス密度 [kg/Nm³]

ρ_c : コークスのみかけ密度 [kg/m³(bed)]

ρ_p, ρ_s : 溶鉄と溶滓の密度 [kg/m³]

ρ_{p_0} : 装入粒子の平均密度 [kg/m³]

ρ_w : 湿り送風の密度 [kg/Nm³]

$\phi_p, \phi_1, \phi_c, \phi_4$: 粒子, 鉱石, コークス, 石灰石の形状係数 [—]

ω_1, ω_2 : 炉胸角と朝顔角 [rad]

文 献

- 1) J. M. RIDGION: J. Iron Steel Inst., 200(1962), p. 389~394
- 2) G. A. FLIERMAN and J. M. VAN LANGEN: Automation Amsterdam Session, (日本鉄鋼連盟訳, 昭和41年), p. 105~127

- 3) J. M. UYS and H. L. BISHOP: Process simulation and control in iron and steelmaking(1964), p. 125~165 (Gordon and Breach Science Publisher)
- 4) V. I. LOGINOV, S. M. SOLOMATIN, A. I. PARYFENOV, N. M. KHARCHENKO and A. V. ZAGREBA: Stal in English, No. 11 (1966), p. 868~874
- 5) C. RICHMOND and G. WILSON: J. Iron Steel Inst., 205 (1967), p. 630~636
- 6) 鞭, 田村, 八木, 森山: 金属学会誌, 30 (1966), p. 1109~1114
- 7) 鞭, 八木, 田村, 森山: 金属学会誌, 30 (1966), p. 826~831
- 8) 藤田: 化学装置便覧 (1965), p.259(科学技術社)
- 9) J. GADSBY, C. N. HINHELWOOD and K. W. SYKES: Proc. Roy. Soc. LONDON, 187 (1946), A, p. 129~151
- 10) W. E. RANZ: Chem. Eng. Progr., 48 (1952), p. 247~253
- 11) R. JESHER: Arch. Eisenhüttenw., 35 (1964), p. 955~961
- 12) B. W. GAMSON: Chem. Eng. Progr., 47 (1951), p. 19~28
- 13) 藤田: 新化学工学講座Ⅷ-3 (昭和31年), p. 42 (日刊工業新聞社)
- 14) 鞭, 田村, 八木, 森山: 金属学会誌, 30 (1966), p. 1115~1120
- 15) 八木, 田村, 鞭: 金属学会誌, 31(1967), p. 102~109
- 16) 八木, 西尾, 佐々木, 鞭: 金属学会誌, 31 (1967), p. 711~716
- 17) K. SHÜRMANN, W. ZISCHKALE, P. ISCHEBECK und G. HEYNERT: Stahl u. Eisen, 80 (1960), p. 854~861
- 18) J. MICHARD, P. DANCOISNE and G. Chanty: Proc. Blast Furnace, 20 (1961), p. 329~351
- 19) 山田, 米沢, 永井, 野崎: 富士製鉄技報, 15 (1966), p. 99~108
- 20) 共同研究会製鉄品会報告書: 鉄と鋼, 49(1963), p.1151~1203
- 21) 瀬川, 石川: 鉄と鋼, 52 (1966), p. 1407~1410
- 22) 長谷川, 根本, 阪本, 黒田: 鉄と鋼, 51 (1965), p. 628~630
- 23) 喜多川, 太田, 木村: 鉄と鋼, 53 (1967), p. S 205