高炉羽口上部の数学的モデル*

鞭 巖** 田 村 健 二**
八 木 順一郎** 森 山 昭**

Iwao Muchi, Kenji Tamura, Junichiro Yagi and Akira Moriyama: Mathematical Model of a Blast Furnace in the Zone above the Tuyere Level. In order to clarify the behaviors of charged burdens and gases in the blast furnace, a new mathematical model of the upper zone of a blast furnace has been developed in this paper.

Considering the rates of reactions reported in the previous work and the heat loss from the peripheral wall, material balances and heat balances are taken around the differential height of beds at an arbitrary position in the furnace and the fundamental equations are obtained as Eq. (1)~(9).

Applying the method of Runge-Kutta-Gill to the numerical calculations, these fundamental equations can be solved by use of a digital computer.

Procedures of estimation of temperature, composition and volume rate of flow of gas and temperature of cokes or molten materials at the tuyere level have also been proposed, and these calculations can be developed apart from the fundamental equations mentioned above.

(Received February 28, 1966)

I. 緒 言

最近、高炉に計算機制御が導入されはじめ、高炉操業は一段と改善される機運にあるが、この制御方式が主として経験的資料に基づいている限り、有効適切な操作をすることは困難であろう。合理的なプロセス制御を実現するためには、操作条件の変化に伴う炉内状況や製品の品質の変化を的確に予知できるようなすぐれた数学的モデルを確立する必要がある。

本報では、高炉の静特性を解明するために、炉内で起る複雑な物理的、あるいは、化学的变化を操作条件の関数と

して表現した数学的モデルを報告する。この数学的モデルによれば、高炉の操作条件（たとえば送風量、送風温度、重油吹込量、鉬石装入量など）が与えられたときに、炉頂から羽口レベルにわたる炉内の任意の位置での断面平均のガスと固体粒子あるいは融体の温度、鉬石の還元率、ガスの組成、流量および密度を理論的に推算することができる。

II. 方 法

Fig.1 に解析方法の概略図を示す。羽口上部の解析では、この部分の任意の位置にある微小層高部分の周りで、ガスと固体粒子のそれぞれについて、炉壁からの熱損失を考慮した熱収支と反応速度を考慮した物質収支をとつて基礎式を誘導した。なお、基礎式に含まれている化学反応速

** 名古屋大学工学部鉄鋼工学教室 (Department of Iron and Steel Engineering, Faculty of Engineering, Nagoya University, Nagoya)

* 1965 年 10 月 本会福岡大会に発表；製鉄高炉の数学的モデルの研究 (第 2 報)

度には、前報⁽¹⁾に報告した速度式を適用した。これら基礎式は解析的には解けないので、電子計算機を使つて数値

$$\rho = 1.2507 + 0.7261 y - 1.1608 w \quad (9)$$

ここで

Fig.1 Flow sheet of calculus in the mathematical model of blast furnace.

計算を行なつた。得られた結果の妥当性を検討する目的で、上記の基礎式とは別個に、羽口レベルでのコークス、融体およびガスの温度、ガス組成などを操作条件から求める式を誘導した。

III. 理 論

1. 炉頂・羽口間のモデル

Fig.2 に示すように、ストックラインから下方への距離が z の位置に、厚さ dz の微小部分を想定して、ガスと粒子のそれぞれに対して熱収支と物質収支をとると、つぎの(1)~(9)式が得られる。ただし、炉内は定常状態であり、粒子の容積流量と層空間率は一定とする。

$$dT/dz = \{A_z(q_1 \cdot T + q_2 + q_3) + \pi DU(T - T_{we})\} / \rho F(c + Tdc/dT) \quad (1)$$

$$dt/dz = A_z \{c_s t [(16 + 12\xi) R_1^* + 12 R_2^*] + q_3 - \alpha' R_1^* \Delta H_1^* - \beta' R_2^* \Delta H_2^* / \rho_b F_s (c_s + t dc_s/dt)\} \quad (2)$$

$$df_s/dz = A_z R_1^* / 3 c_{h0} F_s \quad (3)$$

$$dx/dz = 22.4 A_z \{(\zeta + \xi x) R_1^* + (x - 2) R_2^*\} / F \quad (4)$$

$$dy/dz = 22.4 A_z \{(\xi y - \tau) R_1^* + (y + 1) R_2^*\} / F \quad (5)$$

$$d\rho_b/dz = -A_z \{ (16 + 12\xi) R_1^* + 12 R_2^* \} / F_s \quad (6)$$

$$w = (1 - x - y) w_0 F_0 / (47.4 F_b + w_0 F_0) \quad (7)$$

$$F = w_0 F_0 / w \quad (8)$$

Fig.2 Schematic profile for the derivation of mathematical model in the upper zone of blast-furnace.

$$q_1 = 22.4 c \{ (0.7261 \tau + 1.2507 \xi) R_1^* + 0.5246 R_2^* \}$$

$$q_2 = (1 - \alpha') R_1^* \Delta H_1^* + (1 - \beta') R_2^* \Delta H_2^*,$$

$$q_3 = 6(1 - \xi) h_p (T - t) / \phi D_p$$

$$A_z = \pi D^2 / 4$$

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

$$t \leq 1673^\circ\text{K} \text{ のとき, } i=1, \zeta=1, \xi=0, \tau=1$$

$$t > 1673^\circ\text{K} \text{ のとき, } i=3, \zeta=-1, \xi=1, \tau=0$$

粒子・流体間の伝熱係数 h_p は、充填層内の単一球についての Ranz の式⁽²⁾を使うと(10)式のように表わすことができる。

$$h_p = (k/D_p) \cdot (2.0 + 0.60 Re_p^{1/2} \cdot Pr^{1/3}) \quad (10)$$

ここで、 $Re_p \equiv D_p G / \mu$, $Pr \equiv c \mu / k$, $G \equiv \rho F / A_z$ である。

炉壁からの熱損失量 Q_w は、どの冷却函でも U, T_{we} は一定とし、冷却函内で冷却水は完全混合と仮定すると、近似的に次式で表わせる。

$$Q_w = m_w c_w (T_{we} - T_{wi}) = \frac{U A_w \{ (T_m - T_{we}) - (T_0 - T_{we}) \}}{\ln \{ (T_m - T_{we}) / (T_0 - T_{we}) \}}$$

$$\therefore U = \frac{m_w c_w (T_{we} - T_{wi})}{A_w (T_m - T_0) / \ln \{ (T_m - T_{we}) / (T_0 - T_{we}) \}} \quad (11)$$

ここで、 T_m は後述の(58)式によつて求められる。 A_w は次式で表わせる。

(1) 鞭, 八木, 田村, 森山: 本誌, 30(1966), 826.

(2) W.E.Ranz: Chem. Eng. Progr., 48(1952), 247.

$$A_w = \pi D_b (L_s / \sin \omega_1 + L_b / \sin \omega_2 + L_a) \\ - \pi \{ L_s^2 / (\sin \omega_1 \cdot \tan \omega_1) + L_b^2 / (\sin \omega_2 \cdot \tan \omega_2) \}$$

装入物の平均粒子径 D_p は (12) 式で算出する。

$$D_p = \sum_i X_i / \sum_i (X_i / D_{pi}) \quad (12)$$

各物質の比熱は Perry らの値⁽³⁾ (Table 1 参照) を使用する

Table 1 Specific heats of materials⁽²⁾
 $c_p = a + bT - cT^{-2}$ [cal/mole $\cdot^\circ\text{C}$]

Substance	a	$b \times 10^3$	$c \times 10^{-5}$	Temperature, ($^\circ\text{K}$)
N ₂	6.50	1.00	—	300~3000
CO	6.60	1.20	—	273~2500
H ₂	6.62	0.81	—	273~2000
CO ₂	10.50	2.40	2.00	273~1873
C	2.93	2.00	1.10	273~1873
Fe ₂ O ₃	24.72	16.04	4.23	273~1097
Fe(l)	8.15	—	—	1803~1873
SiO ₂	10.87	8.712	2.412	273~848
SiO ₂	17.09	0.454	8.972	523~1973
CaO	10.00	4.84	1.08	273~1173
Al ₂ O ₃	22.08	8.971	5.225	273~1973
MgO	10.86	1.197	2.087	273~2073

る。炉内を上昇する混合ガスの比熱は、加成性が成り立つと仮定すると (13) 式で表わすことができる。

$$c = (S_1 + S_2 \cdot T - 2.00 \times 10^5 y / T^2) / V \quad (13)$$

ここで、

$$S_1 = 6.50 + 0.10x + 4.00y + 0.12w$$

$$S_2 = (1.00 + 0.20x + 1.40y - 0.19w) \times 10^{-3}$$

$$V = 28 + 16y - 26w$$

粒子の平均比熱は次式で定義する。

$$c_s = \{ \sum_i (c_{si} \cdot G_{si}) \} / G_s, \quad G_s = \sum_i G_{si} \quad (14)$$

基礎式 (1) ~ (9) の連立方程式を解くことによつて、炉内の任意の位置における $T, t, f_s, x, y, w, \rho_b, \rho, F$ が得られるが、ここでは、Runge-Kutta-Gill 法による数値計算を電子計算機で行なつて解を求めた。

本法によれば、炉頂の初期条件を与えるだけで、炉内の任意の位置での解が得られるわけである。なお、(1) ~ (6) 式中の R_1^*, R_2^*, R_3^* は前報⁽¹⁾ に報告した結果を使用した。

2. ストックラインでの粒子温度

(1) 大ベル上のホッパ内に滞留している間の粒子温度

Fig. 3 は大ベルとホッパの模型と充填粒子層を示したものである。この粒子層が滞留している間の温度上昇はわずかなものと推定されるので、解析を簡単化するため、この粒子層を、温度 T_0 のガスに接触している伝熱面積 A_b と同じ底面積をもつた粒子充填層であると仮想し、この仮想粒子層の周壁は断熱で、加熱は底面だけから行なわれるとする。

底面の加熱壁の伝熱抵抗を無視し、底面からの距離 z の位置に、微小層高 dz の部分を想定し、この周りで熱収支をとると、次式が得られる。

(3) J.H.Perry, C.H.Chilton and S.D.Kirkpatrick: *Chemical Engineers' Handbook*, p.3-116 (McGraw-Hill, 1953) .

$$\frac{\partial t}{\partial \theta} = \alpha \frac{\partial^2 t}{\partial z^2}, \quad \alpha \equiv \frac{k_e}{\rho_b c_{s0}} \quad (15)$$

(15) 式をつぎの条件で解くと、解は (16) 式のようになる。

Fig. 3 Schematic profile of large bell and hopper.

$$\theta = 0 (z > 0) \text{ のとき } t = t_f$$

$$z = 0 (\theta \geq 0) \text{ で } t = T_0$$

$$z = \infty (\theta \geq 0) \text{ で } t = \text{有限}$$

$$t = T_0 - (T_0 - t_f) \operatorname{erf} (z / 2\sqrt{\alpha \theta}) \quad (16)$$

ここで、 k_e は矢木・国井の式⁽⁴⁾によつて算出した。(16) 式で $\theta = \theta_0$ とおき、 z が $0 \sim l_0$ での t の平均値を t_m とすると、 $t = f(z)$ を 5 次式で近似したときの Gauss の数値積分によつて、 t_m は (17) 式で表わすことができる。

$$t_m = T_0 - \gamma (T_0 - t_f) \quad (17)$$

ただし

$$\gamma = \{ 5 \operatorname{erf} (z_1 / 2\sqrt{\alpha \theta_0}) + 8 \operatorname{erf} (z_2 / 2\sqrt{\alpha \theta_0}) \\ + 5 \operatorname{erf} (z_3 / 2\sqrt{\alpha \theta_0}) \} / 18$$

$$z_1 = 0.1127 l_0, \quad z_2 = 0.5 l_0, \quad z_3 = 0.8873 l_0, \quad l_0 = V_s / A_b$$

$A_b = \pi l \{ (D_h - l \cot \alpha_b) \operatorname{cosec} \alpha_b + (D_h + l \cot \beta_b) \operatorname{cosec} \beta_b \}$ は、 $\pi l^2 (\cot \alpha_b + \cot \beta_b) \{ D_h / 2 - l (\cot \alpha_b - \cot \beta_b) / 3 \} - V_s = 0$ の実根のうち、 $0 < l \leq D_h \tan \alpha_b / 2$ を満足する値である。

(2) 炉頂に落下してからの粒子の温度

大ベル上に滞留していた粒子が炉頂に落下後、温度 T_0 のガスにさらされていると考えると、1 個の粒子の熱収支から (18) 式が得られる。

$$dt/d\theta = \beta (T_0 - t), \quad \beta \equiv 6 h_{p0} / D_p \rho_p c_{s0} \quad (18)$$

(18) 式を $\theta = 0$ のとき $t = t_m$ という条件で解くと解は (19) 式のようになる。

$$t = T_0 - (T_0 - t_m) \exp (-\beta \theta) \quad (19)$$

なお、 h_{p0} は (10) 式、 c_{s0} は (14) 式によつて算出する。いま、(19) 式で $\theta = 0 \sim \theta_0$ での t の平均値を t_0 とおくと、Gauss の数値積分から、 t_0 は (20) 式のように得られる。

$$t_0 = T_0 - \lambda (T_0 - t_m) \quad (20)$$

ここで、 $\lambda = \{ 5 \exp (-\beta \theta_1) + 8 \exp (-\beta \theta_2) + 5 \exp (-\beta \theta_3) \} / 18$, $\theta_1 = 0.1127 \theta_0$, $\theta_2 = 0.5 \theta_0$, $\theta_3 = 0.8873 \theta_0$ である。(17), (20) 式から

$$t_0 = T_0 - \gamma \cdot \lambda (T_0 - t_f) \quad (21)$$

(21) 式が次回装入までストックラインに滞留している粒子の平均温度である。

(4) 矢木, 国井: 化学工学, 18 (1954), 576.

3. 羽口レベルでのガス、コークス、融体の温度

(1) 理論火焰温度

羽口先の燃焼帯で起っている反応として (22) ~ (25) の反応を考える。羽口先の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 (26) 式のように誘導できる。

$$T_t = (\sqrt{B^2 + A(C-D)} - B) / A \quad (26)$$

ここで、

$$A = \{0.50 + 1.20(b+c) + 1.005d\} \times 10^{-3} \quad (27)$$

$$B = 3.25 + 6.60(b+c) + 6.61d \quad (28)$$

$$C = (c+d) (2.93 t_c + 1.0 \times 10^{-3} t_c^2) \quad (29)$$

$$D = E - F + G - H + J \quad (30)$$

$$E = -115596a - 52832(b+c) + 31382d$$

$$F = (6.50 + 8.27 F_1) T_b + (0.50 + 0.129 F_1) \times 10^{-3} T_b^2 + 1.877 \times 10^5 F_1 / T_b, \quad F_1 = a + b + c$$

$$G = (2a-d) (7.16 T_{st} + 1.29 \times 10^{-3} T_{st}^2)$$

$$H = (13.24a + 5.86b) t_i + (0.81a + 2b) \times 10^{-3} t_i^2 + 2.2 \times 10^5 b / t_i$$

$$J = 298 J_1 + 88.804 J_2 + 3.3557 J_3$$

$$J_1 = 7.19a + 0.93b - 2.00c - 3.13d$$

$$J_2 = -1.641a + 0.929b - 0.07c + 1.285d$$

$$J_3 = 187.7a + 407.7b + 297.7c + 110d$$

ただし、 $a \sim c$ は羽口より吹込まれる N_2 を 1 モルとしたときに、(22) ~ (24) 式の反応に関する O_2 のモル数を表わし、 d は (25) 式の反応に関する H_2O のモル数を表わす。そして、それぞれ (31) ~ (34) 式のように書き表わすことができる。

$$a = 7.089 \times 10^{-3} \beta_1 y_i \quad (31)$$

$$b = 1.181 \times 10^{-3} \alpha_1 y_i \quad (32)$$

$$c = 1.266 \{0.210 + x_{\text{O}_2} - (5.6 \beta_1 + 0.9333 \alpha_1) 10^{-3} y_i\} \quad (33)$$

$$d = (1.575 w_{st} + 14.18 \beta_1 y_i) \times 10^{-3} \quad (34)$$

また、(29) 式中の t_c は高炉の操作条件から後述の (59) 式のように求めることができる。なお (26) 式を誘導する際に必要な各物質の比熱は Perry らの値⁽³⁾を使用した (Table 1)。

(2) 羽口レベルでのガスの容積流量とガス組成

羽口先燃焼帯で (22) ~ (25) 式に示す反応が行なわれると考えると、羽口レベルでの N_2 , CO , H_2 の容積流量はそれぞれ (35) ~ (37) 式ようになる。

$$F_{\text{N}} = (60) (0.790) F_b = 47.4 F_b \quad (35)$$

$$F_{\text{CO}} = (60) (0.420 + 2 x_{\text{O}_2} + 1.244 \times 10^{-3} w_{st}) F_b \quad (36)$$

$$F_{\text{H}} = (60) (1.244 w_{st} + 11.2 \beta_1 y_i) \times 10^{-3} F_b \quad (37)$$

したがって、羽口レベルでの混合ガスの容積流量は

$$F_1 = F_{\text{N}} + F_{\text{CO}} + F_{\text{H}} = (60) \{1.210 + 2 x_{\text{O}_2} + (11.2 \beta_1 y_i + 2.488 w_{st}) \times 10^{-3}\} F_b \quad (38)$$

N_2 , CO , H_2 の各容積分率はそれぞれ次式で表わせる。

$$v_1 = F_{\text{N}} / F_1, \quad w_1 = F_{\text{H}} / F_1, \quad x_1 = F_{\text{CO}} / F_1 \quad (39)$$

(3) 羽口レベルのガスの温度分布と流速分布

Fig. 4 に示すように、厚さ L の羽口レベルにおける半

Fig. 4 Annular ring at tuyere level over which heat and mass balance are made to get the distributions of temperature and velocity of gas.

径 r の位置に、巾 dr の微小円環を想定して熱収支と物質収支をとると (40), (41) 式が得られる。

$$dT/dr = 6(1 - \varepsilon_1) h_{p1} (T - t_c) / \phi c_1 G_r D_{p1} \quad (40)$$

$$dG_r/dr = G_z/L - G_r/r \quad (41)$$

ここで、簡単のために $G_z/G_r \propto L/r$ とみなし、

$$G_z/G_r = (1 + \alpha) L/r, \quad \alpha: \text{const} \quad (42)$$

と仮定し、 $r = R_c$ で $T = T_t$, $u_r = F_1 / 2\pi L R_c$ という条件を使って (40) ~ (42) 式を解くと解はつぎのようになる。

$$T = t_c + \beta \exp(-\delta r^{1-\alpha}) \quad (43)$$

$$u_r = F_1 r^\alpha / 7200 \pi L R_c^{1+\alpha} \quad (44)$$

$$u_z = (1 + \alpha) F_1 r^{\alpha-1} / 7200 \pi R_c^{1+\alpha} \quad (45)$$

ただし、

$$\beta \equiv (T_t - t_c) \exp(-\delta R_c^{1-\alpha}) \quad (46)$$

$$\delta \equiv \eta / (1 - \alpha) \quad (47)$$

$$\eta \equiv \frac{12 \pi L (1 - \varepsilon_1) h_{p1} R_c^{1+\alpha}}{\phi c_1 D_{p1} \rho_1 F_1} \quad (48)$$

また、 ρ_1 , h_{p1} はそれぞれ (9), (10) 式から算出できる。(9) 式で $y=0$ とおくと、

$$\rho_1 = 1.2507 - 1.1608 w_1 \quad (49)$$

いま、 $r=0 \sim R_c$, $r=0 \sim D_1/2$ におけるガスの断面平均温度をそれぞれ T_m' および T_m とおくと次式が成り立つ。

$$T_m' = t_c + \frac{2\beta}{(1-\alpha)R_c^2} \int_0^{R_c} \zeta^{(1+\alpha)} \exp(\delta \zeta) d\zeta \quad (50)$$

$$T_m = T_t - (T_t - T_m') (2R_c/D_1)^2 \quad (51)$$

ところで、 $r=0$ で $u_r=0$, $u_z=\infty$ となるような α の範囲を求めると、(44), (45) 式から $0 < \alpha < 1$ となる。

(4) 総括熱収支

炉頂・羽口間で総括熱収支をとると (52) 式が得られる。

$$t_0 = \{A_1 G_{s1} c_{s1} t_c + c_0 \rho_0 F_0 T_0 - c_1 \rho_1 F_1 T_m + m_w c_w (T_{ws} - T_{wi}) + \sum_i m_i L f_i + \sum_i M_i \Delta H_i^0\} / A_0 \dot{G}_{s0} c_{s0} \quad (52)$$

ここで、

$$\rho_0 = 1.2507 + 0.7261 y_0 - 1.1608 w_0 \quad (53)$$

$$F_0 = 47.4 F_b / (1 - x_0 - y_0 - w_0) \quad (54)$$

反応としては, $\text{Fe}_2\text{O}_3 + 3\text{CO} = 2\text{Fe} + 3\text{CO}_2$ と $\text{C} + \text{CO}_2 = 2\text{CO}$ を考える. Kubaschewski ら⁽⁵⁾によれば, $\Delta H_{\text{Fe}_2\text{O}_3}^\circ = -5945$ kcal/kg mol (Fe_2O_3), Hilty⁽⁶⁾によれば, $\Delta H_{\text{CO}}^\circ = 19178$ kcal/kg mol (CO)であるから, 反応熱の項はつぎようになる.

$$\sum_i M_i \Delta H_i^\circ = 856.16 (F_0 - F_1) - 5945 M_h \quad (55)$$

ただし,

$$M_h = c_{h0} \cdot F_s, \\ A_1 G_{s1} = A_0 G_{s0} - 48 M_h - 6 (F_0 - F_1) / 22.4 \quad (56)$$

ガスと粒子の比熱は, Perry らの値⁽³⁾ (Table 1 参照)を採用し, (13), (14)式から算出する.

(5) 羽口レベルのコークス(融体)の温度

(50)式で $\alpha = 0.5$ とおくと次式が成り立つ.

$$T_m' = t_c + \Phi (T_i - t_c) \quad (57)$$

ただし,

$$\Phi = 4 [R^3 - 3R^2/\delta + 6R/\delta^2 - 6\{1 - \exp(-\delta R)\}/\delta^3] / \delta R^4 \\ \delta = \frac{24\pi L(1-\varepsilon_1)h_{p1}R^3}{\phi c_1 D_{p1} F_1 \rho_1}, R = \sqrt{R_c}$$

(57)式を(51)式へ代入すると T_m は(58)式のようになる.

$$T_m = (1 - \phi) T_i + \phi t_c \quad (58)$$

ただし, $\phi \equiv (1 - \Phi) (2R_c/D_i)^2$ である. したがって, (21), (26), (52)および(58)式の4元連立方程式を解くことによつて, 羽口レベルのコークス(融体)の温度 t_c を操作条件の関数として(59)式のように求めることができる.

$$t_c = (\sqrt{P_2^2 - P_1 \cdot P_3 - P_2}) / P_1 \quad (59)$$

ここで

$$P_1 \equiv n_1^2 - n_4 \times 10^{-3}, P_2 \equiv n_1 \cdot n_2 - 1.465 n_4$$

$$P_3 \equiv n_2^2 - n_3$$

$$n_1 \equiv A(m_1 - \phi N) / (1 - \phi) N$$

$$n_2 \equiv B + A(M - m_0 t_0) / (1 - \phi) N$$

$$n_3 \equiv B^2 - A \cdot D, n_4 \equiv A(c + d)$$

$$M \equiv c_0 \rho_0 F_0 T_0 + m_w c_w (T_{we} - T_{wi}) \\ + \sum_i m_i L_{fi} + \sum_i M_i \Delta H_i^\circ$$

$$N \equiv c_1 \rho_1 F_1, m_0 \equiv A_0 G_{s0} c_{s0}, m_1 \equiv A_1 G_{s1} c_{s1}$$

(59)式を(26), (58)式へ代入することにより, T_i, T_m が算出できる.

IV. 結 言

高炉炉内で起る複雑な物理的あるいは化学的变化に関連した基礎的資料が現段階では不十分であるが, 可能と考えられる範囲内で, 高炉の静的モデルについて, 反応工学的あるいは化学工学的な解析を行なった.

(5) O. Kubaschewski and E.L.I. Evans: *Metallurgical thermochemistry*, (Academic Press, Inc., 1951).

(6) D.C. Hilty: *Electric Furnace Steelmaking*, (AIME, 1962).

† $\alpha = 1/3$, $\alpha = 2/3$ の各場合についても T_m' さらに T_m を求め, u_x を計算して検討したところ, $\alpha = 1/2$ の場合に, 羽口レベルを上昇するガスの平均線速度が 7~10 m/sec となつたので, $\alpha = 0.5$ を妥当な数値として採用することにした.

従来, 実測しなければ知ることのできなかつた炉内状況が, 本報で展開した数学的モデルによつてかなりの確に把握でき, 高炉の静特性の概観を推算することができる. 現在稼動中の高炉に本報の数学的モデルを適用して得られた結果については, 次報で報告する.

V. 付 録: 基 礎 式 (1)~(9) 式 の 誘 導

反応 $(1/3)\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO} = (2/3)\text{Fe} + \text{CO}_2$ に基づいて Fe_2O_3 の物質収支をとると,

$$F_s c_h - F_s (c_h + dc_h) = (1/3) R_i^* A_x dz \\ \therefore -dc_h/dz = A_x R_i^* / 3F_s \quad (i)$$

(i) 式と $c_h = c_{h0} (1 - f_s)$ から (3) 式が得られる.

CO に関する物質収支式は

$$(F + dF)(x + dx) / (22.4) + 2R_2^* A_x dz \\ = Fx / (22.4) + \zeta R_i^* A_x dz$$

ここで, $i=1$ のとき $\zeta=1$, $i=3$ のとき $\zeta=1$

$$\therefore F(dx/dz) + x(dF/dz) = 22.4 A_x (\zeta R_i^* - 2R_2^*) \quad (ii)$$

一方, 流通ガス全体の物質収支は

$$F - (F + dF) = 22.4 (R_2^* + \xi R_i^*) A_x dz$$

ここで, $i=1$ のとき $\xi=0$, $i=3$ のとき $\xi=1$

$$\therefore dF/dz = -22.4 A_x (R_2^* + \xi R_i^*) \quad (iii)$$

(ii), (iii) 式から, (4) 式が得られる.

また, CO_2 に関する物質収支式は

$$(F + dF)(x + dy) / (22.4) + \tau R_i^* A_x dz \\ = Fy / (22.4) + R_2^* A_x dz$$

ここで, $i=1$ のとき $\tau=1$, $i=3$ のとき $\tau=0$

$$\therefore F(dy/dz) + y(dF/dz) = 22.4 A_x (R_2^* - \tau R_i^*) \quad (iv)$$

(iii), (iv) 式から, (5) 式が得られる.

つぎに, 全粒子の物質収支式の (v) 式から, (6) 式が得られる.

$$F_s \rho_b - F_s (\rho_b + d\rho_b) = \{ (1/2) (32) + 12\xi \} R_i^* A_x dz \\ + 12R_2^* A_x dz \quad (v)$$

H_2 (H_2O を含む) と N_2 に関する物質収支式は, それぞれ (vi), (vii) 式となる.

$$(F + dF)(w + dw) = Fw \\ \therefore dw/dz = - (w/F) (dF/dz) \quad (vi)$$

$$0.790 (60) F_b = (1 - x - y - w) F \quad (vii)$$

(vi) 式を積分して (8) 式が得られ, さらに, (8) 式と (vii) 式から, (7) 式が得られる.

標準状態のガス密度 ρ は (viii) 式で表わされ, (viii) 式を整理すると, 近似的に (9) 式が得られる.

$$\rho = 1.2501 x + 1.9768 y + 0.0899 w \\ + 1.2507 (1 - x - y - w) \quad (viii)$$

ガスの熱収支は

$$(A_x + dA_x)(G + dG)(c + dc) + \{ (1 - \alpha') R_i^* (-\Delta H_i^\circ) \\ + (1 - \beta') R_2^* (-\Delta H_2^\circ) \} A_x dz = A_x G c T \\ + h_p \{ 6(1 - \varepsilon) A_x dz / \phi D_p \} (T - t) \\ + \pi DU (T - T_{we}) dz \\ \therefore \rho F(c + Tdc/dT) (dT/dz) + cT \{ F(d\rho/dz) \\ + \rho (dF/dz) \} + q_2 A_x = q_3 A_x + \pi DU (T - T_{we}) \quad (ix)$$

さて, (9) 式から

$$d\rho/dz = 0.7261(dy/dz) - 1.1608(dw/dz) \quad (x)$$

(x) 式と (iii), (vi), (5) 式とから

$$F(d\rho/dz) + \rho(dF/dz) = -22.4 A_z \{ (0.7261 \tau + 1.2507 \xi) R_i^* + 0.5246 R_i^* \} = A_z q_1/c \quad (xi)$$

そこで (ix) 式へ (xi) 式を代入して, (1) 式が得られる.

粒子の熱収支は

$$A_z G_s c_s t + \{ q_3 + \alpha' R_i^* (-\Delta H_i^*) + \beta' R_i^* (-\Delta H_2^*) \} A_z dz = (A_z + dA_z) (G_s + dG_s) (c_s + dc_s) (t + dt)$$

ここで F_s を一定とすると

$$\{ q_3 - \alpha' R_i^* (\Delta H_i^*) - \beta' R_i^* (\Delta H_2^*) \} A_z = c_s t F_s (d\rho_b/dz) + F_s \rho_b \{ c_s (dt/dz) + t (dc_s/dz) \} \quad (xii)$$

(xii) 式へ (6) 式を代入して, (2) 式が得られる.

記 号

A_b : 大ベル上の粒子層への伝熱面積	m ²
A_w : 炉頂・羽口間の炉内壁全表面積	m ²
A_z : z の位置での高炉の断面積	m ²
c, c_s : ガスと粒子の比熱	kcal/kg·°C
c_{h0} : 装入原料中の Fe ₂ O ₃ の初濃度	kg mol/m ³ (bed)
c_w : 冷却水の比熱	kcal/kg·°C
D : z の位置での炉の内径	m
D_0 : 炉口径	m
D_1 : 炉床径	m
D_b : 炉腹径	m
D_h : 大ベルのホッパ底部の直径	m
D_p, D_{pi} : 平均粒子径, i 粒子の粒子径	m
D_{p1} : 羽口レベルのコークス粒子径	m
F, F_s : ガス, 粒子の容積流量	Nm ³ /hr, m ³ (bed) /hr
F_b : 乾送風量	Nm ³ /min
F_0, F_1 : 炉頂, 羽口レベルでのガスの容積流量	Nm ³ /hr
F_{CO} : 羽口レベルでの CO の容積流量	Nm ³ /hr
F_H : 羽口レベルでの H ₂ の容積流量	Nm ³ /hr
F_N : 羽口レベルでの N ₂ の容積流量	Nm ³ /hr
F_{O_2} : 富化酸素量	Nm ³ /min
f_s : 鉱石の還元率	—
G : ガスの質量速度 ($=\rho F/A_z$)	kg/m ² ·hr
G_s : 粒子の質量速度	kg/m ² ·hr
G_r, G_z : 半径方向および軸方向のガスの質量速度	kg/m ² ·hr
H : 羽口・ストックライン間距離	m
h_p : 粒子・流体間伝熱係数	kcal/m ² ·hr·°C
ΔH_i^* : 標準エンタルピー変化	kcal/kg mol (i)
ΔH_1^* : 間接還元反応に伴う標準エンタルピー変化	kcal/kg mol (CO)
ΔH_2^* : カーボン・ソルーション反応の標準エンタルピー変化	kcal/kg mol (CO ₂)
ΔH_3^* : FeO (1) + C = Fe (1) + CO の反応に伴う標準エンタルピー変化	kcal/kg mol (FeO)
k_e : 有効熱伝導度	kcal/m·hr·°C
k : ガスの熱伝導度	kcal/m·hr·°C
L : 羽口径	m
L_a, L_b, L_s : 炉腹, 朝顔, 炉胸の高さ	m
$L_{sb} = L_a + L_s$	m

L_{fs} : 鉱石の融解熱	kcal/kg mol (i)
l, l_0 : 大ベル上の粒子層高さ, 仮想粒子層の高さ	m
M_i, m_i : モル流量	kg mol (i) /hr
M_h : Fe ₂ O ₃ のモル流量 ($=c_{h0} \cdot F_s$)	kg mol (Fe ₂ O ₃) /hr
P_r : プラントル数 ($=c \mu/k$)	—
Q_w : 炉壁からの熱損失	kcal/hr
R_c : 羽口レベルでのコークス芯の半径	m
R_1^* : CO による鉱石の間接還元反応速度	kg mol (CO) /m ³ (bed) ·hr
R_2^* : カーボン・ソルーション反応速度	kg mol (CO ₂) /m ³ (bed) ·hr
R_3^* : c (s) による FeO (1) の直接還元反応速度	kg mol (FeO) /m ³ (bed) ·hr
R_{ep} : 粒子レイノルズ数 ($=D_p G/\mu$)	—
r : 半径	m
T : ガス温度	°K
T_b : 送風温度	°K
T_m : 羽口レベルでのガスの断面平均温度	°K
T_0 : 炉頂ガス温度	°K
T_{st} : 水蒸気吹込み温度	°K
T_t : 理論火焰温度	°K
T_{w1}, T_{w2} : 冷却水の出口および入口温度	°K
t : 粒子温度	°K
t_0 : 次回装入までストックラインに滞留している粒子温度	°K
t_c : 羽口レベルでのコークス (融体) の温度	°K
t_f : 装入粒子温度	°K
t_l : 重油吹込み温度	°K
t_m : 大ベルから落下する瞬間の粒子温度	°K
U : 炉内壁基準の総括伝熱係数	kcal/m ² ·hr·°C
u_r, u_z : 羽口レベルでの半径方向と軸方向のガスの空塔基準流速	m/sec, (NTP)
V_s : 1 回当りの粒子装入量	m ³ (bed)
v_1 : 羽口レベルでの N ₂ の容積分率	—
w : H ₂ (H ₂ O) の容積分率	—
w_0, w_1 : 炉頂, 羽口レベルでの H ₂ の容積分率	—
w_{st} : 水蒸気添加比	g/Nm ³
X_i : D_{pi} なる粒径をもつ粒子の容積分率	—
x : CO の容積分率	—
x_0, x_1 : 炉頂, 羽口レベルでの CO の容積分率	—
x_{O_2} : 酸素富化比 ($=F_{O_2}/F_b$)	—
y : CO ₂ の容積分率	—
y_0, y_1 : 炉頂, 羽口レベルでの CO ₂ の容積分率	—
y_l : 重油添加比	g/Nm ³
z : スtockラインからの距離	m
α_1 : 重油中炭素の重量分率	—
α_b : 大ベルの傾斜角	—
α' : 鉱石の還元反応熱の粒子の取得率	—
β_1 : 重油中水素の重量分率	—
β_b : ホッパの傾斜角	—
β' : カーボン・ソルーション反応熱の粒子取得率	—
ε : 層空間率	—
θ : 時間	hr
θ_0 : 粒子の装入間隔	hr
μ : ガスの粘度	kg/m·hr
ρ : ガスの密度	kg/Nm ³
ρ_b, ρ_p : 粒子のかさ密度, みかけ密度	kg/m ³ (bed), kg/m ³
ϕ : 形状係数	—
ω_1, ω_2 : 炉胸角, 朝顔角	—