

論 文

UDC 669.162.2 : 669.162.792.3 : 519.28 : 533.15

水平な層状装入の高炉操業の数学的モデル*

桑 原 守**・鞭 巖***

Mathematical Model for Blast Furnace Operation with Horizontal Layers of Burdens

Mamoru KUWABARA and Iwao MUCHI

Synopsis:

In the practical operations of blast furnace, ore and coke burdens charged alternately to the top of the furnace descend at a state with layer by layer and contact with the ascending gas. To clarify the operating characteristics of the furnace with the horizontal layers of burdens, a comparatively simple model has been developed by taking account of the indirect reduction of iron ores, the decomposition of limestone and the solution loss in the model building.

With the aid of this model, the longitudinal distributions of process variables, such as the temperatures of gas and solid particles, the fractional conversions of iron ore, limestone and coke, the volume flow rate of gas, the composition of gas, the gas density and the bulk densities of ore and coke layers, have been calculated numerically over the region from the top to the melting zone of the furnace. Furthermore, the characteristic features in the furnace with the horizontal layers of burdens have been discussed on the basis of the computed results.

(Received June 27, 1974)

1. 結 言

従来報告された高炉操業の数学的モデルは、静特性に関するモデルと動特性を取扱ったモデルとに大別できるが、本研究は前者の範ちゆうに入っているものである。

静特性モデルは、さらに総括収支によるモデル¹⁾を除くと、REICHARDT²⁾、HODGE³⁾、RIDGION⁴⁾、STAIB⁵⁾らによつて展開されたような平衡論に基づいた収支モデルと BOGDANDY⁶⁾、FLIERMAN⁷⁾、BEER⁸⁾らによつて展開されたような速度論に基づいた収支モデルとに大別できよう。前者の平衡論的モデルでは、温度領域を指定して高炉をいくつかの反応帯に分割し、各分割帯の中では化学平衡が保たれているとして、各分割帯の回りで熱収支や物質収支を行なつてモデル化している。後者の速度論的モデルでは、反応速度を考慮して微分収支によりモデル化しているが、より精密化した速度論的モデルとしては、KOUMP⁹⁾の研究にみられるように、炉頂条件を与えて初期値問題としてプロセス変数の軸方向分布を推

算するものや、八木・鞭¹⁰⁾¹¹⁾の研究および炉芯を考慮した宮坂・近藤¹²⁾の研究のように、炉頂・羽口間を二点境界値問題として解析して、操業条件の変化がプロセス変数の軸方向分布に及ぼす効果を予知しようとするもの、また、LAHIRI¹³⁾の研究のようにプロセス変数の半径方向分布を推算しようとするものなどがある。

実働高炉では、コークスと鉄鉱石が交互に層状に装入されているが、上述の研究では、すべて、解析を簡単化するために、炉内では固体粒子が見かけ上、完全混合の状態になつてしていると仮定したモデル（混合装入モデル）となつている。

しかし、層状装入されたコークス層と鉄鉱石層とでは、物性値も層内で起こる反応も異なつているために、実働高炉では混合装入モデルからは予知できないような特有の現象が起こつているものと考えられる。最近、BOGDANDY¹⁴⁾は、電算機による計算時間が極めて長時間（4～6 時間）を必要とするようなモデルによつて層状装入高炉の動特性を調べているが、その詳細についてはま

* 昭和 47 年 10 月本会講演大会にて発表 昭和 49 年 6 月 27 日受付

** 名古屋大学工学部 (Nagoya University, Furo-cho, Chikusa-ku, Nagoya, 464)

*** 名古屋大学工学部 工博 (Nagoya University)

だ発表されていない。

ここでは、層状装入の高炉の静特性を解明するために、比較的簡単な形の数値論的なモデルを炉頂・溶融帯間にわたって展開し、この数学的モデルに基づいて実際に稼働中の大型高炉を対象にして、各種プロセス変数の軸方向分布を推算し、さらに、層状装入に帰因するプロセス変数の振動現象についても考察する。

2. 炉頂・溶融帯間の層状装入モデル

2.1 モデルの概要

高炉の炉頂・溶融帯間は層頂から装入されたコークスと鉄鉱石の各層が交互に層状をなして降下し、羽口より吹き込まれたガスがこれらの層と向流接触するが、炉内の任意レベルにおける温度、ガスの組成や速度のようなプロセス変数は、各層で物性値や起こっている反応の違いのために、着目粒子層の通過から後続の同一の粒子層の通過までの期間を一周期として周期的に振動をしていると考えられる。

ここでは、Fig. 1 に示すようにコークス層（層厚 $\Delta_{1,i}$ ）と鉄鉱石層（層厚 $\Delta_{2,i}$ ）の水平な隣接する二層をあわせて 1 ブロック（層厚 $\Delta_i = \Delta_{1,i} + \Delta_{2,i}$ ）と考え、この 1 ブロックが時間 $\theta (= \Delta_i / u_{s,i})$ だけ滞留して直ちに降下すると、すぐ上方の新しい 1 ブロックが瞬間的にその場所に入ってくるとする。すなわち、粒子層が時間 θ ごとに Δ_i ずつ断続的に移動すると考えることによつて上記の周期的平衡条件を満足させる。時間 θ 内においては各層内の粒子の伝熱と反応は非定常的に進行するとして扱う。

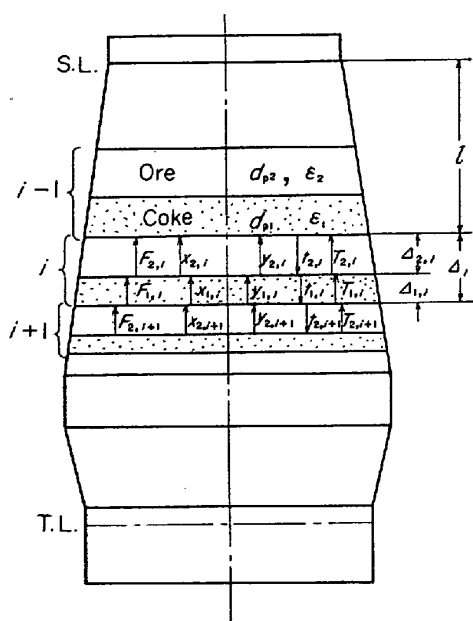
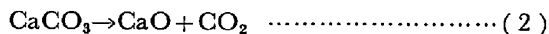
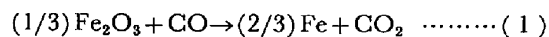


Fig. 1. Schematic diagram for modeling blast furnace with horizontal layers of burdens.

一方、ガスの温度、組成、および流量に関しては、時間 θ にわたる総括熱および物質収支の関係を満足するように集中化して扱う。また、ここでは、各種プロセス変数の半径方向分布は無いものとする。反応としては、鉄鉱石層の中では CO ガスによる鉄鉱石の間接還元反応と石灰石の分解反応が、コークス層の中ではソリュージョン・ロスが、それぞれ、(1)、(2) 式および、(3) 式にしたがつて起こっているとする。



上述の考え方に基づいて、各層での非定常伝熱式、総括熱収支式、総括物質収支式、および、炉内ガスの圧力損失式が導かれる。これらの式を連立させて、炉頂での初期値から出発して数値計算すると、炉頂・溶融帯間における各種プロセス変数の軸方向分布が推算される。

2.2 各層内の伝熱と反応

炉頂部から数えて i 番目のブロックを考え、このブロックは鉄鉱石層（上層）とコークス層（下層）とからなっており、 θ 時間だけそのセルに滞留した後、瞬間的にすぐ下方の $(i+1)$ 番目のセルへ降下するとする。

(1) 鉄鉱石層における非定常伝熱 鉄鉱石層の単位容積についての熱収支は次式で表わされる。

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{鉄鉱石層} \\ \text{粒子の} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{粒子・} \\ \text{流体間} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{反応に伴うガ} \\ \text{スの物質移動に} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{鉄鉱石層粒子} \\ \text{の反応に伴} \end{array} \right\}$$

$$\begin{aligned} \frac{d(C_{s2}\rho_{b2}t_2)}{d\theta} &= a_2h_{p2}(T_2 - t_2) \\ &+ \left\{ C_{o,0} \left(\frac{df_0}{d\theta} \right) (M_x C_x - M_y C_y) t_2 - C_{l,0} \right. \\ &\times \left(\frac{df_1}{d\theta} \right) M_y C_y t_2 \left. + \left\{ C_{o,0} \left(\frac{df_0}{d\theta} \right) (-\Delta H_0) \right. \right. \\ &\left. \left. + C_{l,0} \left(\frac{df_1}{d\theta} \right) (-\Delta H_1) \right\} \right\} \quad \dots\dots\dots (4) \end{aligned}$$

反応の進行に伴ない、鉄鉱石層のかさ密度 ρ_{b2} は (5) 式にしたがつて変化する。

$$\rho_{b2} = \rho_{b2,0} - (16C_{o,0}f_0 + 44C_{l,0}f_1) \quad \dots\dots\dots (5)$$

いま、ガスの温度を集中化して、時間 $\theta = 0 \sim \theta$ の間にわたつて $T_{2,i}$ に保たれているとすると、(4)、(5) 式から鉄鉱石層の粒子温度の時間的変化に関して (6) 式が得られる。

$$\begin{aligned} dt_2/d\theta &= K_2(T_{2,i} - T_2) + H_0(-\Delta H_0) \\ &+ H_1(-\Delta H_1) + \{ H_0(28C_x - 44C_y + 16C_{s2}) \\ &+ 44H_1(C_{s2} - C_y) \} t_2 \quad \dots\dots\dots (6) \end{aligned}$$

ただし、

$$\left. \begin{aligned} K_2 &\equiv a_2 h_{p2,i} / \rho_{b2} \{C_{s2} + t_2 (dC_{s2}/dt_2)\}, \\ H_k &\equiv C_{k,0} (df_k/d\theta) / \rho_{b2} \{C_{s2} + t_2 (dC_{s2}/dt_2)\}, \end{aligned} \right\} \dots (7)$$

($k = o, l$)

なお、 i 番目のブロックが $(i+1)$ 番目のセルに移動する際の鉱石層の t_2 , ($k = o, l$), ρ_{b2} , C_{s2} を、それぞれ、 $t_{2,i}$, $f_{k,i}$, $\rho_{b2,i}$, $C_{s2,i}$ で表わす。

(2) Coke 層における非定常伝熱 鉱石層の場合と同様にして、コークス層で熱収支を行なうと (8) 式が得られ、かさ密度は (10) 式で表わされる。

$$\begin{aligned} dt_1/d\theta &= K_1 (T_{1,i} - t_1) + H_c (-\Delta H_c) \\ &+ H_c (44C_y - 56C_x + 12C_{s1}) t_1 \dots \dots \dots (8) \end{aligned}$$

ただし、

$$\left. \begin{aligned} K_1 &\equiv a_1 h_{p1,i} / \rho_{b1} \{C_{s1} + t_1 (dC_{s1}/dt_1)\}, \\ H_c &\equiv C_{c,0} (df_c/d\theta) / \rho_{b1} \{C_{s1} + t_1 (dC_{s1}/dt_1)\}, \end{aligned} \right\} \dots (9)$$

$$\rho_{b1} = \rho_{b1,0} - 12C_{c,0} f_c \dots \dots \dots (10)$$

なお、時間 $\theta = \Theta$ におけるコークス層の t_1 , f_c , ρ_{b1} , C_{s1} を、それぞれ、 $t_{1,i}$, $f_{c,i}$, $\rho_{b1,i}$, $C_{s1,i}$ で表わすことにする。

2.3 各層の総括熱収支

ここでは、 i 番目のブロックの各層について、時間 $\theta = 0 \sim \Theta$ にわたる総括熱収支を考え、各層に流入するガス温度を求める式を誘導する。

(1) 鉱石層の総括熱収支 鉱石層の非定常伝熱を表わす (4) 式を $\theta = 0 \sim \Theta$ にわたって積分する際、流入ガス温度を採用した総括熱収支式を得るために、次の (11) 式の関係を採用する。

$$\begin{aligned} &(A_i \Delta_{2,i}) [a_2 h_{p2} \int_0^\Theta (T_2 - t_2) d\theta + \int_0^\Theta \{C_{o,0} (df_o/d\theta) \\ &\times (M_x C_x - M_y C_y) t_2 - C_{l,0} (df_l/d\theta) M_y C_y t_2\} d\theta] \\ &= \int_0^\Theta \{(GCT_2)_{in} - (GCT_2)_{out}\} d\theta \\ &- \pi D_i \Delta_{2,i} U \int_0^\Theta (T_2 - t_w) d\theta \dots \dots \dots (11) \end{aligned}$$

ここで (11) 式の各項は次のように示される。

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{ガスから} \\ \text{鉱石層粒} \\ \text{子への伝} \\ \text{熱} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{反応に伴な} \\ \text{うガスの物} \\ \text{質移動によ} \\ \text{る顕熱移動} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{ガスの} \\ \text{エンタ} \\ \text{ルピー} \\ \text{変化} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{炉体冷却} \\ \text{によるガ} \\ \text{スの熱損} \\ \text{失} \end{array} \right\}$$

さらに、反応熱、および、(11) 式の右辺の積分項の各因子を、それぞれ、 θ 時間にわたって近似的に一定とみなして (12) 式のように表わす。

$$\left. \begin{aligned} (-\Delta H_o) &= (-\Delta H_{o,i}), \quad (-\Delta H_l) = (-\Delta H_{l,i}), \\ (GCT_2)_{in} - (GCT_2)_{out} &= F_{1,i} \rho_{1,i} T_{1,i} \\ &- F_{2,i} \rho_{2,i} C_{2,i} T_{2,i}, \quad T_2 = T_{2,i} \end{aligned} \right\} \dots \dots \dots (12)$$

さて、(11) 式の関係と (12) 式のような集中化を行な

つて (4) 式を積分すると、鉱石層に流入するガスの温度が (13) 式で示される。

$$\begin{aligned} T_{1,i} &= L_{2,i} T_{2,i} + \gamma_{2,i} (\Delta_{2,i} / \Delta_i) (t_{2,i} - M_{2,i} t_{2,i-1} \\ &- \Delta T_{o,i} - \Delta T_{l,i}) + N_{2,i} (T_{2,i} - t_w) \dots \dots \dots (13) \end{aligned}$$

ここで、

$$\left. \begin{aligned} \gamma_{2,i} &\equiv F_s \rho_{b2,i} C_{s2,i} / (F_{1,i} \rho_{1,i} C_{1,i}), \\ L_{2,i} &\equiv F_{2,i} \rho_{2,i} C_{2,i} / (F_{1,i} \rho_{1,i} C_{1,i}), \\ M_{2,i} &\equiv \rho_{b2,i-1} C_{s2,i-1} / (\rho_{b2,i} C_{s2,i}), \\ N_{2,i} &\equiv \pi D_i \Delta_{2,i} U / (F_{1,i} \rho_{1,i} C_{1,i}), \\ \Delta T_{k,i} &\equiv C_{k,0} (f_{k,i} - f_{k,i-1}) (-\Delta H_{k,i}) / (\rho_{s2,i} C_{s2,i}), \end{aligned} \right\} \dots \dots \dots (14)$$

($k = o, l$)

(2) Coke 層の総括熱収支 鉱石層の場合と同様にして、コークス層に流入するガス温度について (15) 式が得られる。

$$\begin{aligned} T_{2,i+1} &= L_{1,i} T_{1,i} + \gamma_{1,i} (\Delta_{1,i} / \Delta_i) (t_{1,i} - M_{1,i} t_{1,i-1} \\ &- \Delta T_{c,i}) + N_{1,i} (T_{1,i} - t_w) \dots \dots \dots (15) \end{aligned}$$

ここで、

$$\left. \begin{aligned} \gamma_{1,i} &\equiv F_s \rho_{b1,i} C_{s1,i} / (F_{2,i+1} \rho_{2,i+1} C_{2,i+1}), \\ L_{1,i} &\equiv F_{1,i} \rho_{1,i} C_{1,i} / (F_{2,i+1} \rho_{2,i+1} C_{2,i+1}), \\ M_{1,i} &\equiv \rho_{b1,i-1} C_{s1,i-1} / (\rho_{b1,i} C_{s1,i}), \\ N_{1,i} &\equiv \pi D_i \Delta_{1,i} U / (F_{2,i+1} \rho_{2,i+1} C_{2,i+1}), \\ \Delta T_{c,i} &\equiv C_{c,0} (f_{c,i} - f_{c,i-1}) (-\Delta H_{c,i}) / (\rho_{b1,i} C_{s1,i}), \end{aligned} \right\} \dots \dots \dots (16)$$

なお、(14) 式と (16) 式で定義される L_j と M_j は γ_j とともに一種の熱流比とみなすことができる。コークスと鉱石が均一に混合した粒子層が連続的に降下し、ガスと向流接触するときには、 L_j と M_j ($j=1, 2$) はともに 1 となり、 γ_j だけで伝熱特性が決まるが、層状装入の場合の粒子層の不連続降下 (時間 θ ごとに降下) においては L_j M_j とともに伝熱特性に影響することを示している。ただし、この場合にも L_j と M_j はともに 1 に近い値であるから、 L_j と M_j の伝熱特性への寄与は γ_j のそれに比べて小さくなる。

2.4 各層における総括物質収支

i 番目のブロック内の各層について、時間 $\theta = 0 \sim \Theta$ にわたる総括物質収支を行ない、各層に流入するガスの容積流量、組成、および、密度を表わす式を求める。

全ガス流量についての収支から、鉱石層およびコークス層に流入するガスの θ 時間内での平均の容積流量は、それぞれ、(17) および (18) 式で表わされる。

$$F_{1,i} = F_{2,i} (1 - \Delta Y_{l,i}) \dots \dots \dots (17)$$

$$F_{2,i+1} = F_{1,i} (1 - \Delta Y_{c,i}) \dots \dots \dots (18)$$

ここで、

$$\left. \begin{aligned} \Delta Y_{k,i} &\equiv 22 \cdot 4 C_{k,0} (f_{k,i} - f_{k,i-1}) (F_s/F_{2,i}) (\Delta_{2,i}/\Delta_i) \\ (k = o, l) \\ \Delta Y_{c,i} &\equiv 22 \cdot 4 C_{c,0} (f_{c,i} - f_{c,i-1}) (F_s/F_{1,i}) (\Delta_{1,i}/\Delta_i) \end{aligned} \right\} \quad (19)$$

鉱石層およびコークス層の入口ガス組成は、(20) ~ (25) 式で示される。すなわち、CO ガス流量についての収支から、

$$x_{1,i} = (x_{2,i} + \Delta Y_{o,i}) / (1 - \Delta Y_{l,i}) \quad (20)$$

$$x_{2,i+1} = (x_{1,i} - 2\Delta Y_{c,i}) / (1 - \Delta Y_{c,i}) \quad (21)$$

が得られ、CO₂ ガス流量についての収支から、

$$y_{1,i} = (y_{2,i} - \Delta Y_{o,i} - \Delta Y_{l,i}) / (1 - \Delta Y_{l,i}) \quad (22)$$

$$y_{2,i+1} = (y_{1,i} + \Delta Y_{c,i}) / (1 - \Delta Y_{c,i}) \quad (23)$$

が得られる。また、H₂, H₂O, N₂ ガス流量についての収支から、

$$h_{1,i} = h_{2,i} / (1 - \Delta Y_{l,i}), \quad (h = w, v, z) \quad (24)$$

$$h_{2,i+1} = h_{1,i} / (1 - \Delta Y_{c,i}), \quad (h = w, v, z) \quad (25)$$

が書ける。混合ガスの密度は、ガス組成に (20) ~ (25) 式を代入して (26) および (27) 式で表わされる。

$$\rho_{1,i} = (\rho_{2,i} - 0 \cdot 727 \Delta Y_{o,i} - 1 \cdot 877 \Delta Y_{l,i}) / (1 - \Delta Y_{l,i}) \quad (26)$$

$$\rho_{2,i+1} = (\rho_{1,i} - 0 \cdot 523 \Delta Y_{c,i}) / (1 - \Delta Y_{c,i}) \quad (27)$$

2.5 各層におけるガスの圧力損失

炉内を上昇するガスは鉱石層とコークス層とを交互に通過してゆくが、両層では粒子径と層空間率かなり異なるため、ガスの圧力損失にも大きな差異が生ずるものと考えられる。ここでは、各層の圧力損失を ERGUN¹⁵⁾ の (28) 式で表わす。

$$\Delta P_{j,i} / \Delta z_i = (1 - \varepsilon_j) \Psi_{j,i} \rho_{j,i} u_{j,i}^2 / (g_c \phi_j d_{pj} \varepsilon_j), \quad (j = 1, 2) \quad (28)$$

ここで、 $\Psi_{j,i}$ は (29) 式で示される抵抗係数である。

$$\Psi_{j,i} \equiv 150 (1 - \varepsilon_j) / Re_{p,j,i} + 1 \cdot 75, \quad Re_{p,j,i} \equiv \phi_j d_{pj} \varepsilon_j u_{j,i} \rho_{j,i} / \mu \quad (29)$$

炉内圧はそれらの値を順次積算して (30) および (31) 式で表わす。

$$P_{1,i} = P_{2,i} + \Delta P_{2,i} \quad (30)$$

$$P_{2,i+1} = P_{1,i} + \Delta P_{1,i} \quad (31)$$

3. 反 応 速 度 式

ここでは、鉄鉱石の間接還元、石灰石の分解、および、ソリューション・ロスの3種類の反応速度について検討するが、できるだけ簡単な形の数式を採用する。

3.1 CO ガスによる鉄鉱石の間接還元

実用鉱石の還元においては、界面モデルで取扱うことが困難な種々の問題点もあり (たとえば、徳田ら⁴⁴⁾),

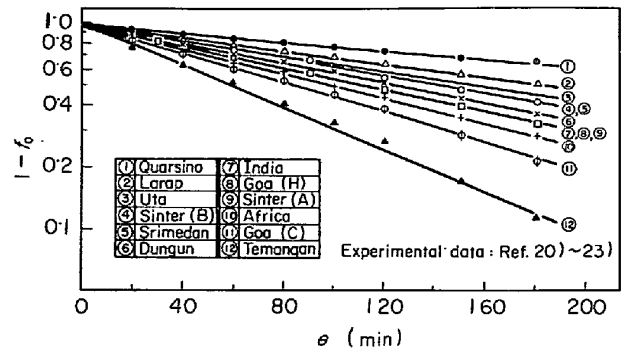


Fig. 2. First order-reaction plot for indirect reduction of various iron ores at 900°C.

特に、焼結鉱についての有用な速度式は今後の研究を待たなければならない現状にあると考えられる。

ここでは、鉱石の間接還元反応速度として従来広く用いられている1界面の未反応核モデル^{16)~19)}よりも、さらに簡便な一次反応速度式²⁰⁾を採用することを試みる。一次反応速度式は反応速度が未還元酸化鉄量に比例するとして導かれたものであり、(32) 式で表わされる。

$$df_0/d\theta = k_0(1 - f_0) \quad (32)$$

(32) 式を初期還元率を $f_{0,0}$ として積分すると、(33) 式が得られる。

$$\log(1 - f_0) = -(k_0/2 \cdot 303)\theta + \log(1 - f_{0,0}) \quad (33)$$

すなわち、一次反応速度式が成立する場合には、未還元率の対数が時間に比例することになる。

Fig. 2 は、他の研究者によつて得られた各種鉄石の JIS 還元 (ガス組成: CO30-N₂70, ガス流量: 15Nl/min, 鉄石粒子径: 20 mm, 温度: 900°C の実験データ^{20)~23)}を利用して $\log(1 - f_0)$ と θ との関係を示した図である。Fig. 2 から、いずれの鉄石の場合にも、ほぼ一次反応速度式を適用してよいこと、および、反応速度は銘柄によつて著しく異なることがわかる。Fig. 3 は、他の研究者が焼結鉱 (A) を 800, 900, 1000°C の各温度のもとで JIS 還元 (上記と同様な条件) して得た還元減量曲線²²⁾を一次反応式により整理して示した図である。Fig. 3 から、この場合には、一次反応式が精度よく適用できるものと推察される。

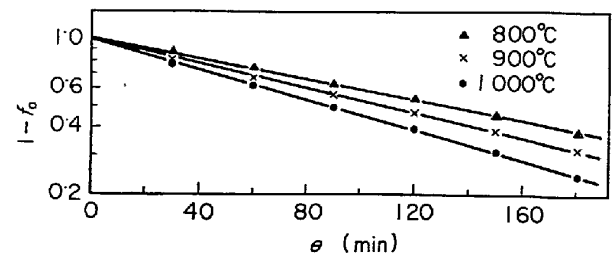


Fig. 3. First order-reaction plot for indirect reduction of sinter (A) at various temperatures.

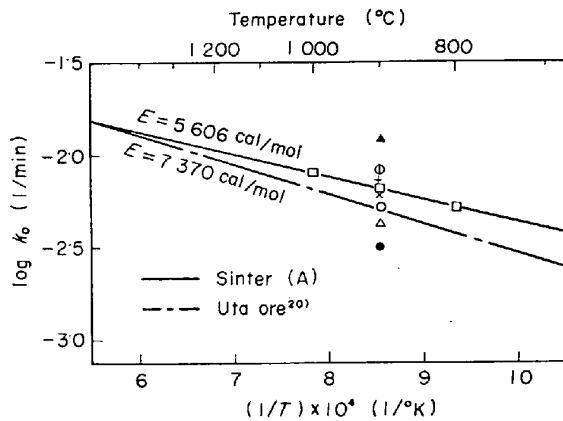


Fig. 4. Relation between rate constant and temperature. (Each key shows the same ores as given in Fig. 2.)

Fig. 4 では、実線は Fig. 3 から得られた見かけの速度定数 k_0 の温度依存性を Arrhenius plot で示したものである。800, 900, 1000°C の各点は 1 本の直線上によく乗っており、 k_0 は (34) 式で表わされる。

$$\text{焼結鉱 (A)} : k_0 = 4.25 \exp\{-5606/R(t+273)\} \quad (34)$$

なお、Fig. 4 の一点鎖線は、中村ら²⁰⁾ がユタ鉱石の JIS 還元から得た速度定数であり、(35) 式で示される。
ユタ鉱石 : $k_0 = 7.08 \exp\{-7370/R(t+273)\}$ (35)

Fig. 4 には、Fig. 2 から得られた各種鉱石類の 900°C における k_0 も点で示されているが、(34) あるいは (35) 式は通常の高炉で使用されている鉱石の平均的な還元速度定数を表わす式として利用できるものと推察される。

さて、(34) あるいは (35) 式を前述の数学的モデルに適用し、実働中の高炉について得られた各種プロセス変数の軸方向分布の計算結果と従来の他の研究者による実測結果とを比較して検討したところ、両者はかなり類似していることがわかったが、(34)、(35) 式の適用性についてはさらに今後の研究が必要であり、ガス組成の効果を含めた一次反応速度式の適用も考えられる (Appendix 参照)。

3.2 石灰石の分解

CaCO_3 の分解反応速度については、従来、大抵の場合に、粉末 CaCO_3 を加圧成形した試料を使用しているが、実用されている石灰石の分解速度は MgO のような鉱物組成によっても相当異なることが知られている²⁴⁾。ここでは、FURNACE²⁴⁾ が高炉用石灰石の 800~1100°C で分解実験を行なつて得た結果を利用して、反応速度は (36) 式で、その反応速度定数は (37) 式で表わして用いることにした。ただし、分解開始温度は 800°C と仮

定して計算した。

$$df_i/d\theta = 6k_i(1-f_i)^{2/3}/d_{pi} \quad (36)$$

$$k_i = \exp(0.007242T - 12.225) \quad (37)$$

3.3 ソリューション・ロス

この反応の速度についても、従来、数多くの研究が報告されているが、ここでは、従来報告されている反応速度式¹⁸⁾²⁵⁾と同形の式を採用した。すなわち、反応は不可逆一次反応であるとし、境界膜内と粒内での反応ガスの拡散、および化学反応の 3 過程を考慮した総括反応速度を (38) 式で表わした。

$$df_c/d\theta = y/\{22.4C_{c,0}(1/a_1k_f + 1/E_fk_c\rho_c)\} \quad (38)$$

ここで、 k_f には、充填層について得られた白井²⁶⁾ の (39) 式を使用した。この式は層空間率の効果を評価できるという特徴がある。

$$\varepsilon_1(k_f d_{pc}/D_y) = 2.0 + 0.75(Sc)^{1/3}(Re_{p,1})^{1/2} \quad (39)$$

k_c は、コークスの性状によってもかなり異なることが知られているが²⁷⁾、ここでは、高炉用コークスについて HEYNERT²⁸⁾ が得た (40) 式で示す。

$$k_c = \exp\{31.04 - 80000/R(t_1 + 273)\} \quad (40)$$

E_f の推算に必要な数値は八木ら¹⁸⁾ と同じとした。

4. 物性値および伝熱係数の決定

4.1 粒子に関する物性値

(1) 各層の粒子比熱 C_{sj} 一般に比熱の決め方が炉内状況の計算結果に及ぼす影響は少なくないので、鉱石とコークスの各層の粒子の比熱について一定の数値で示すことには問題がある。ここでは、装入物の組成と温度の関数で比熱を評価した。すなわち、鉱石層内では間接還元と石灰石分解による酸化鉄 Fe_mO_n 、金属鉄、 CaCO_3 、および CaO の質量変化を、コークス層内ではソリューション・ロスによるコークス中の炭素の質量変化を考慮して、 C_{sj} を (41) 式で表わした。

$$C_{sj} = \sum_n W_{n,j} C_{s,n} / \sum_n W_{n,j}, \quad (j=1, 2; n: \text{Fe}_2\text{O}_3, \text{CaO}, \text{SiO}_2, \text{C}, \dots) \quad (41)$$

ここで、各成分の比熱には PERRY²⁹⁾ の温度関数式を使用した。

(2) 各層の反応熱 ($-\Delta H$) 各反応の反応熱は、KUBASCHESKI³⁰⁾ の比熱と生成熱のデータを使用して温度関数式で表わした。

(3) 層空間率 ε_j 層空間率については、ここでは、SHIMOTSUMA ら³¹⁾ が実験室で得た測定値を参考にし

て、次のように数値を決定した。

$$\varepsilon_1 = 0.45, \varepsilon_2 = 0.35 \dots \dots \dots (42)$$

(4) 粒子形状係数 ϕ_j SHIMOTSUMA ら³¹⁾ が充填層における圧力損失の実験から求めた数値を参考にして次のように決めた。

$$\phi_1 = \phi_2 = 0.64 \dots \dots \dots (43)$$

4.2 ガスに関する物性値

(1) ガスの比熱 C 炉内ガスを理想気体とみなすと、その比熱は (44) 式で示される。各成分ガスの比熱 C_h には PERRY²⁹⁾ の温度関数式を使用した。

$$C = \sum_h (\rho_h h C_h) / \sum_h (\rho_h h), (h = x, y, v, w, z) \dots (44)$$

(2) ガス相の熱伝導率 k 混合ガスの熱伝導率は各成分ガスの熱伝導率 k_h を用いて (45) 式で表わした。 k_h は SUTHERLAND³²⁾ の温度関数式によつて推算した。

$$k = \sum_h (k_h \cdot h), (h = x, y, v, w, z) \dots \dots \dots (45)$$

(3) ガス相の粘性係数 μ 炉内の平均ガス組成に対して、単独ガスの粘度を見積もる HIRSHFELDER³³⁾ の式と混合ガスの粘度を表わす WILKE³⁴⁾ の式とを組み合わせ (46) 式を得た。

$$\mu = 1.488 \times 10^{-3} (T + 273)^{0.6774} \dots \dots \dots (46)$$

4.3 伝熱係数

(1) 炉内壁基準の総括伝熱係数 U 羽口より上での炉体冷却方式としては、従来、冷却箱（水冷却）が主に使用されていたが、最近ではステーブ・クーリング（気化冷却）が採用されている。各場合の冷却水温は概略次のような値になっている^{35)~37)}。

$$\left. \begin{array}{l} \text{水 冷 却: } t_w = \text{流入水温} + (2 \sim 10^\circ\text{C}) \\ \text{気化冷却: } t_w = 100 \sim 150^\circ\text{C} \end{array} \right\} \dots (47)$$

ここでは、上記の各場合について炉体冷却の総括伝熱係数の値を (48) 式にしたがつて検討した。

$$1/U = l_w/k_w + l_m/k_m + l_d/k_d + 1/h_c \dots \dots \dots (48)$$

その結果、 h_c (8 000~30 000³⁸⁾³⁹⁾ kcal/m²·hr·°C) や l_d (0.5 mm) が U に及ぼす効果は極めて少ないこと、および、 l_m (銅: 0.01~0.02 m, 鋳鉄: 0.1~0.05 m) の効果も通常の炉壁厚 ($l_w > 0.05$ m) においては少ないことがわかった。

Fig. 5 は、計算から得られた U と l_w の関係を示しているが、通常の炉壁厚においては、冷却箱とステーブにおける U の差異は少なく、壁厚が 20~5 cm の場合には 5~20 kcal/m²·hr·°C の値をとるものと考えられる。

(2) 粒子・流体間の伝熱係数 h_{pj} h_{pj} の推算には、白井⁴⁰⁾ の (49) 式を使用した。

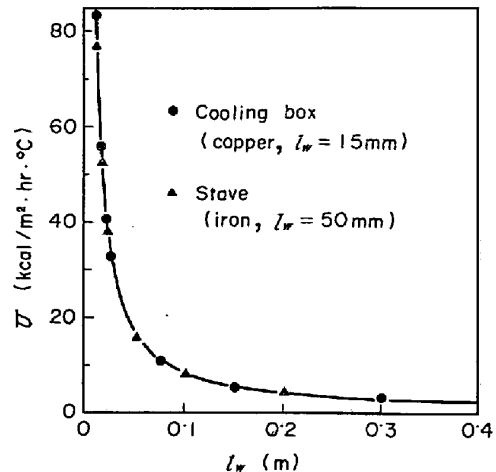


Fig. 5. Relation between overall heat transfer coefficient and wall thickness in blast furnace.

$$\varepsilon_j (h_{pj} \phi_j d_{pj} / k) = 2.0 + 0.75 (Rr)^{1/3} (Re_{p,j})^{1/2}, (j=1, 2) \dots \dots \dots (49)$$

5. 計算の手法と実操業の解析

5.1 計算手法

(6) 式と (8) 式の常微分方程式に (34)~(40) 式の各反応速度式を適用し、(13)~(31) 式の代数方程式とを連立させて数値計算すると、炉頂・熔融帯間における T 、各層の温度 t_j 、 f_o 、 f_l 、 f_c 、 $\rho_{h,j}$ 、 x 、 y 、 F 、 u 、 P などの軸方向分布が求められる。主プログラムのフローチャートを Fig. 6 に示す。まず、炉の形状や各種操業条件が入力データとして読み込まれ、炉頂・羽口間での総括物質収支から計算された炉頂ガスの組成と流量、装入物の装入量と組成から決まるかさ密度や比熱、炉頂ガスの圧力や温度、装入粒子温度などが計算の初期値として設定される。その後、各ブロックの各層について圧力損失式、非定常伝熱式、総括物質収支式、総括熱収支式が順次計算される。

ここでは、鉬石は 1 400°C で熔融するものとし、鉬石層の粒子温度が 1 400°C に達したとき計算を終了した。なお、各層の総括熱収支式によつてその層の入口ガス温度を決定する計算は試行錯誤計算となる。

このモデルによる計算の所要時間は、名古屋大学大型計算機センター FACOM 230-60 で 15 sec 程度である。

5.2 実操業の解析

出鉄量が 4 000 t/day の DII 高炉と 3 500 t/day の A 高炉の炉内状況を、上述のモデルをつかつて解析した。これらの炉の形状を Fig. 7 に、また初期値として必要な操業条件と計算値を Table 1 に示した。

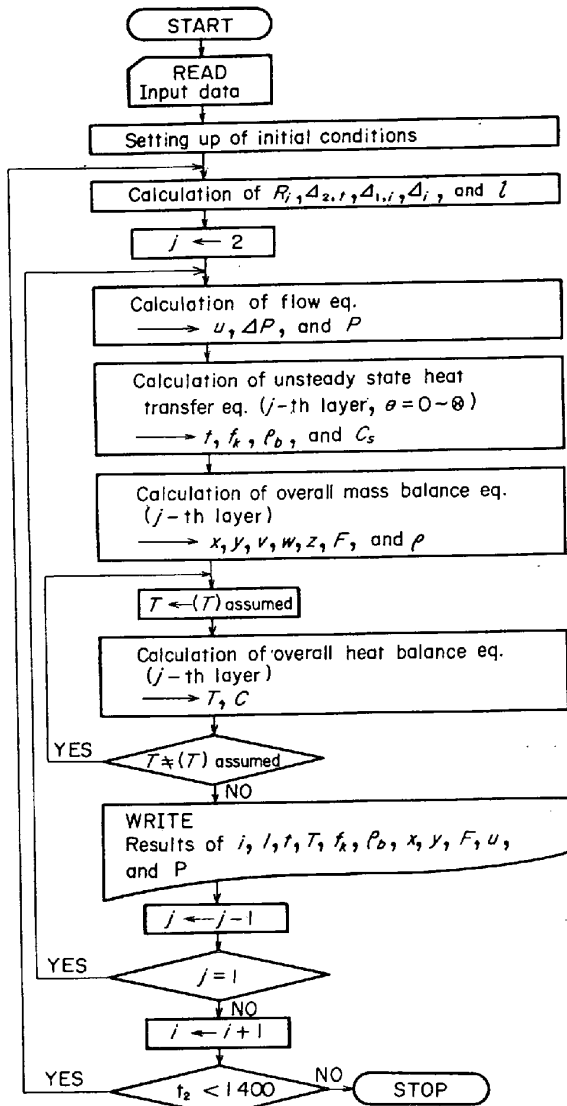


Fig. 6. Flow chart for computing the longitudinal distributions of process variables.

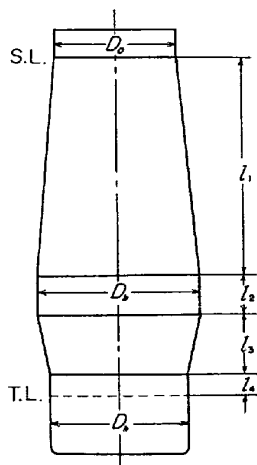


Fig. 7. Profiles of B.F.(DII) and B:F.(A).

炉頂・溶融帯間における各種プロセス変数の軸方向分布は、DII 高炉と A 高炉について、それぞれ、Fig. 8 お

Table 1. Data for numerical calculation.

	B.F.(DII)	B.F.(A)
W_2 (kg/ch.)	38 950	35 750
W_1 (kg/ch.)	11 900	10 100
V_2 (m ³ (bed)/ch.)	21.68	18.58
V_1 (m ³ (bed)/ch.)	17.25	21.10
d_{p0} (m)	0.0196	0.0202
d_{p1} (m)	0.0152	0.0331
d_{p2} (m)	0.0519	0.0530
F_s (m ³ (bed)/hr)	272.5	267.8
θ (hr)	0.1429	0.1481
$C_{O,0}$ (kg atom(O)/m ³ (bed))	26.86	28.63
$C_{i,0}$ (kg mol(CaCO ₃)/m ³ (bed))	0.1387	0.4451
$C_{C,0}$ (kg atom(C)/m ³ (bed))	49.44	35.67
$t_{2,0}$ (°C)	30*	30*
$t_{1,0}$ (°C)	30*	30*
$T_{2,1}$ (°C)	203	209
$P_{2,1}$ (kg/m ²)	14 300	14 330
x_0 (-)	0.241	0.233
y_0 (-)	0.190	0.184
v_0 (-)	0.013	0.018
w_0 (-)	0.036	0.044
z_0 (-)	0.520	0.527
F (Nm ³ /hr)	311 560	272 220
U (kcal/m ² ·hr·°C)	15	15

* estimated value.

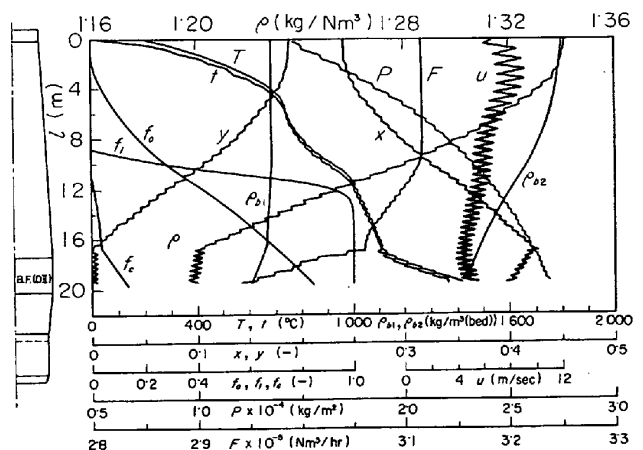


Fig. 8. Longitudinal distributions of process variables in B.F.(DII).

よび Fig. 9 のように得られた。この場合、鉍石の間接還元反応速度は (35) 式で計算されている。また、Fig. 8, Fig. 9 では軸方向におけるプロセス変数の推移を明らかにするために、各層の出口における値を折線で結んで示した。両高炉では装置形状と操業条件の違いにもかかわらず類似した炉内状況となっている。

(1) F , ρ , x , y , f_0 の分布 シャフト上部においては、反応は間接還元反応だけであるから F は変化しないが、鉍石層内では x の減少と y および ρ の上昇がみられ、それらは軸方向に階段的に分布している。シャフト中段より下方では石灰石分解反応とソリュション・ロス反応も起こり始め F に変化がみられる。また、鉍石

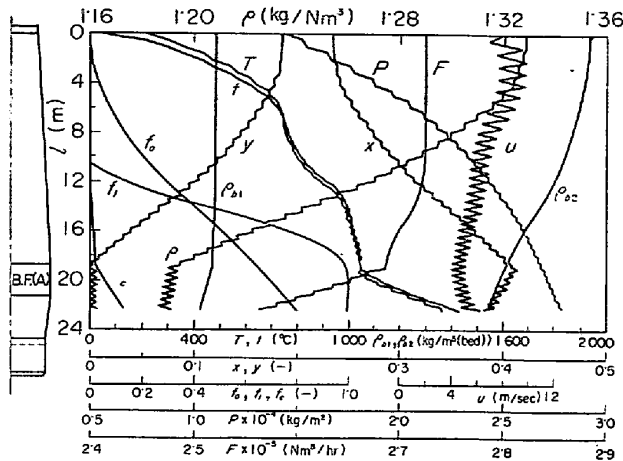


Fig. 9. Longitudinal distributions of process variables in B.F. (A).

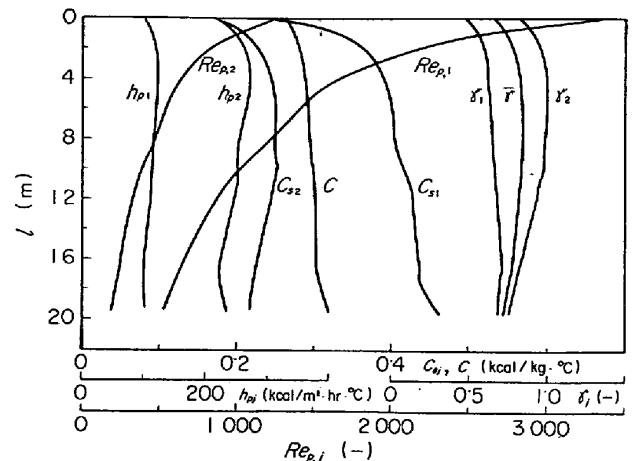
層では CO の消失と CO₂ の生成が、隣接するコークス層では逆に CO₂ の消失と CO の生成が交互に引き続いて起こるため、 x , y および ρ は軸方向に振動して分布することになる。

シャフト下部では、 y が 0 に近づくとソリューション・ロスの速度は一時遅くなり、その振動の幅も小さくなるが、さらに下方に向かうと、温度上昇に伴ないソリューション・ロスが間接還元とともに非常に活発となり、鉍石層で発生した CO₂ はただちに次のコークス層で CO に転化する。その結果、 x , y および ρ は再び大きな振動をすることになる。その場合、 y は 0 近傍で振動し、振動する x の平均値は炉頂から減少してきた y が最初に 0 になったレベル付近で最大 ($x=40\sim43\%$) となる。そのレベルより下方では F は大幅に変化するが、振動する ρ の平均値はほぼ変化しなくなっている。なお、上述した x と y の振動現象は、CHRISTIE ら⁴¹⁾ の実測からも確認できる。

f_0 は下方方向に単調に増加し、溶融レベルでは 80~85% の還元となつてはいるが、この傾向は、BUKLAN ら⁴²⁾ の実測の傾向にも一致している。

(2) T , t_j の分布 炉頂から 4~5 m 下方で T と t は接近して 700~800°C の温度で第 1 段目の熱保存帯を形成するが、Fe₂O₃→FeO の吸熱反応の進行に伴い T と t は再び上昇し、1000~1100°C で第 2 段目の熱保存帯を形成する。この熱保存帯の中では、間接還元 FeO→Fe の発熱量と石灰石分解、ソリューション・ロス、および、炉壁からの熱損失による吸熱量とがほぼ平衡しているが、シャフト底部より下方では吸熱が優勢となり、 T とそれに対応して t は急激に上昇する。

ところで、Fig. 8 と Fig. 9 から、 T と t は軸方向に振動して分布し、その振動の幅はシャフト上部とシャフ



(C : specific heat, γ : thermal flow ratio = $F^2 \rho_b c_s / F \rho c$, h_p : heat transfer coefficient between gas and solid particle, Re_p : particle Reynold's number, F : volume flow rate, ρ : gas density, ρ_b : bulk density)

Fig. 10. Longitudinal distributions of C , γ , h_p and Re_p in B.F. (DII).

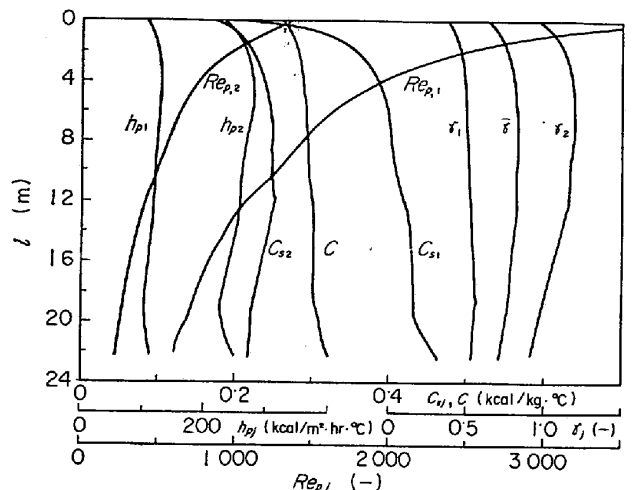


Fig. 11. Longitudinal distributions of C , γ , h_p and Re_p in B.F. (A). (Each symbol is designated in Fig. 10.)

ト底部より下方では大きいことがわかる。これは鉍石層とコークス層内では熱移動と反応熱生成が異なるためであることを示している。Fig. 10 と Fig. 11 には、それぞれ、D II 高炉と A 高炉内における伝熱および流動に関連する諸因子の軸方向分布が示されている。鉍石層での粒子・流体間の伝熱係数 ($h_{p2}=200\sim300$ kcal/m²·hr·°C) はコークス層でのそれ ($h_{p1}=100\sim150$) の約 2 倍の値となつてはいる。しかし、いずれの場合にも h_{pj} の値が大きく、炉内では急速な熱交換が行なわれていることがわかる。ところで、高炉のような向流式移動層の伝熱状態は、 h_{pj} のほかに、(14) あるいは (16) 式で定義される熱流比 γ_j 、および反応熱によつて支配されている。 γ_j は鉍石層 ($\gamma_2=0.8\sim1.2$) とコークス層 ($\gamma_1=0.5\sim$

0.7) ではかなり異なっているため、 t と T の接近の度合 $d(t-T)/dl$ は、コークス層では大きく、鉬石層では小さい。その結果、それらの層の連続として温度の振動がみられることになる。 γ_2 と γ_1 との差異は、シャフト上部で大きく、シャフト底部より下方では比較的小さくなっていることから、反応熱生成の小さいシャフト上部における温度の振動は各層の熱流比の差異によつて、一方、シャフト底部より下方での振動は鉬石層での発熱とコークス層での吸熱といった反応熱の差異によつて支配されていることがわかる。なお、同図には (50) 式で定義される各層平均の熱流比 $\bar{\gamma}$ も示されているが、 $\bar{\gamma}$ の軸方向変化は比較的小さく、約 0.75~0.85 という数値となっている。

$$\bar{\gamma} = (\gamma_1 V_1 + \gamma_2 V_2) / (V_1 + V_2) \dots \dots \dots (50)$$

(3) ガスの流速 u_j と圧力 P の分布 Fig. 8 と Fig. 9 にみられるように、炉内ガスの鉬石層内の u_2 は、コークス層内の u_1 より 1~2 m/sec 程度大きく、炉内ガスはこの間を振動しながら上昇する。シャフトを上昇するガスの線速度は、その容積流量の増大と圧力の減少、およびシャフト断面積の減少のために増加してゆくが、シャフト上部における急激なガス温度の降下のために減少する。その結果、ストックラインの下方 2~4 m 付近で極大値をとる。また、その位置で振動の幅は最大 ($u_2 - u_1 = 2$ m/sec) となつている。

ガスの圧力 P は軸方向に階段的な分布をしている。これは、ガスの圧力損失が鉬石層内では大きい、コークス層内では小さいことに基づいている。Fig. 10 と Fig. 11 からわかるように、粒子レイノルズ数 $Re_{p,j}$ は、コークス層では鉬石層に比べて大きな値 ($Re_{p,1} = 2Re_{p,2}$) となつており、ERGUN 式の抵抗係数には $\psi_1 < \psi_2$ の関係がある。さらに、層空間率 ($\epsilon_1 > \epsilon_2$)、ガスの線速度 ($u_1 < u_2$)、および、粒子径 ($d_{p1} > d_{p2}$) の差異も大きな効果を与え、コークス層での圧損失を小さくしている。炉頂・溶融帯間におけるコークス層での圧損失が全圧損失に対する比率は、D II 高炉と A 高炉について、それぞれ、9.6% および 13.3% 程度である。

以上、高炉内の各種プロセス変数は軸方向に振動して分布することを示してきたが、軸方向の任意レベルにおけるそれらの振動の幅は、各層が交互にそのレベルを通過することに対応して生じる周期的な振動の振幅とも解釈できるから、シャフト上部とシャフト底部より下方においては、各種プロセス変数は比較的大きな周期的振動をしていることがわかる。なお、非定常伝熱式の中で考慮した物質移動に伴う熱移動の項は、炉腹部までの温度に 20~40°C の効果を示しており、必ずしも無視できな

いことがわかつた。

ここで Fig. 8 と Fig. 9 に示した炉内状況は、SHÜRMANN ら⁴³⁾、HEYNERT ら²⁸⁾、CHRISTIE ら⁴¹⁾ の実測結果に近いものとなつており、また、従来の混合装入モデル^{9)~12)} による計算結果とは二層平均の傾向において類似している。

6. 結 言

実働の高炉では、炉頂から鉬石とコークスが交互に層状に装入されている。ここでは、この層状装入高炉の定常特性を把握するために、非定常伝熱式、総括熱収支式、総括物質収支式、および、圧力損失式から構成された炉頂・溶融帯間の新しい簡便な数学的モデルを提出した。また、高炉モデルに使用するための各反応速度について検討し、鉬石の還元速度式としては、一次反応式の適用を試みた。その結果、種々の鉬石および焼結鉬の還元過程が、ほぼ一次反応式で表わされることがわかつた。次に、このモデルを使つて実働の高炉の炉内状況を解析したところ、従来の実測値に近い計算結果が得られた。また、計算結果に基づいて、層状装入高炉に特有な各種プロセス変数の軸方向あるいは時間に関する振動現象について述べ、この振動が各層における反応の種類の違いと伝熱および流動状態の大きな差異に帰因し、振動の幅はシャフトの上部およびシャフト底部より下方で大きいことを示した。なお、この数学的モデルは、電算機による計算所要時間も短かく、高炉の炉況解析に有用なモデルと考えられる。

Appendix

ガス組成の効果を含めた一次反応速度式：一次反応速度 (32) 式に、さらにガス組成の効果を考慮した場合には、速度式をたとえば、(A-1) 式で表わすことが考えられる。

$$df_o/d\theta = k(1-f_o)\sqrt{P}(x-y/K)/\{(t+273)R\} \dots \dots \dots (A-1)$$

ここで、 $df_o/d\theta \propto \sqrt{P}$ としたのは CHUFAROV ら⁴⁵⁾ の実測結果に基づいている。なお、JIS 還元 ($t=900^\circ\text{C}$, $x=0.3$, $y=0$, $P=1.033 \times 10^4 \text{ Kg/m}^2$) の速度定数 k_o を使用した場合、速度式は

$$df_o/d\theta = k_o(1-f_o) \dots \dots \dots (A-2)$$

で表わされるので、(A-1) 式と (A-2) 式から

$$k_o = \{0.3(10330)^{1/2}/1173R\}k \dots \dots \dots (A-3)$$

の関係が書けるが、(A-3) 式の k_o に (35) 式を適用すると

$$k = 5.41 \times 10^2 \exp\{-7370/(t+273)R\} \dots (A-4)$$

となる。さて、本高炉モデルで速度式としては (A-1)

式, 速度定数 k には (A-4) 式, 平衡定数 K は (A-5~7) 式 (文献 30 のデータを採用して表わした) を使用して各種プロセス変数の分布を計算してみたところ, 速度式として (32) 式, 速度定数に (35) 式を用いて得られた結果 (Fig. 8, 9) とほとんど差異がなかった。

$$t \leq 568^\circ\text{C}, 0 \leq f_o < 1$$

$$K = \exp\{-1.037 + 1.161/(t+273)\} \dots (A-5)$$

$$t > 568^\circ\text{C}, 0 \leq f_o < 0.3333$$

$$K = \exp\{4.605 - 3.583/(t+273)\} \dots (A-6)$$

$$t > 568^\circ\text{C}, 0.3333 \leq f_o < 1$$

$$K = \exp\{-2.919 + 27.343/(t+273)\} \dots (A-7)$$

記 号

A_i : ブロック i の平均横断面積 (m^2)
 a_j : j 層 ($j=1, 2$) の比表面積 ($\text{m}^2/\text{m}^3(\text{bed})$)
 $C_{c,o}$: 装入コークス中の炭素濃度 ($\text{kg atom}(\text{C})/\text{m}^3(\text{coke bed})$)
 $C_{l,o}$: 装入鉱石層中の石灰石濃度 ($\text{kg mol}(\text{CaCO}_3)/\text{m}^3(\text{ore bed})$)
 $C_{o,o}$: 装入鉱石層中の酸素濃度 ($\text{kg atom}(\text{O})/\text{m}^3(\text{ore bed})$)
 C : ガスの比熱 ($\text{kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$)
 C_{sj} : j 層の組成平均の粒子比熱 ($\text{kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$)
 $C_{s,n}$: 粒子層成分の比熱 ($\text{kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$)
 D_i : ブロック i における高炉の平均直径 (m)
 D_y : CO_2 ガスの分子拡散係数 (m^2/hr)
 d_{pc}, d_{pl}, d_{po} : コークス, 石灰石, 鉄鉱石の粒子径 (m)
 d_{pj} : j 層の平均粒子径 (m)
 E_f : ソリユーション・ロスの反応有効係数 (—)
 F : 炉内ガスの容積流量 (Nm^3/hr)
 F_s : 粒子の容積流量 ($\text{m}^3(\text{one block})/\text{hr}$)
 f_c, f_l, f_o : コークス, 石灰石, 鉱石の反応率 (—)
 G : 炉内ガスの質量流量 (kg/hr)
 g_c : 重力換算係数 ($\text{kgm/Kg} \cdot \text{hr}^2$)
 H_c, H_l, H_o : (7), (9) 式で定義される因子 ($\text{kg mol} \cdot ^\circ\text{C}/\text{kcal} \cdot \text{hr}$)
 $\Delta H_c, \Delta H_l, \Delta H_o$: ソリユーション・ロス, 石灰石分解, 鉄石の間接還元反応熱 (kcal/kg mol)
 h_c : 熱伝達係数 ($\text{kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)
 h_{pj} : j 層における粒子・流体間伝熱係数 ($\text{kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)
 K_j : (7), (9) 式で定義される因子 ($1/\text{hr}$)
 k : ガスの熱伝導度 ($\text{kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)
 k_f : ソリユーション・ロスの境膜物質移動係数 (m/sec)
 k_c, k_l, k_o : ソリユーション・ロス石灰石分解, 鉄石の間接還元反応速度定数 ($\text{m}^3/\text{kg} \cdot \text{hr}$), (m/hr), ($1/\text{hr}$)

hr)

k_d, k_m, k_w : スケール, 冷却鑄型, 炉壁の熱伝導度 ($\text{kcal/m} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)

L_j : (14), (16) 式で定義される因子 (—)

l : 炉頂から下方への距離 (m)

l_d, l_m, l_w : スケール, 冷却鑄型, 炉壁の厚み (m)

M_j : (14), (16) 式で定義される因子 (—)

M_h : ガス成分 h の分子量 (kg/kg mol)

N_j : (14), (16) 式で定義される因子 (—)

P : ガス圧力 (Kg/m^2)

P_r : プラントル数 (—)

R : 気体定数 ($\text{kcal/kg mol} \cdot ^\circ\text{C}$)

Re_p : 粒子レイノルズ数 ((29) 式で定義) (—)

S_c : シュミット数 (—)

T : ガス温度 ($^\circ\text{C}$)

$\Delta T_c, \Delta T_l, \Delta T_o$: (14), (16) 式で定義される因子 ($^\circ\text{C}$)

t : 粒子温度 ($^\circ\text{C}$)

t_j : j 層の粒子温度 ($^\circ\text{C}$)

t_w : 冷却水温度 ($^\circ\text{C}$)

U : 総括伝熱係数 ($\text{kcal/m}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)

u : ガスの線速度 (m/hr)

u_s : 粒子の降下速度 (m/hr)

V_j : 1 チャージの j 層の容積 ($\text{m}^3(\text{bed})$)

v : H_2O のモル分率 (—)

W_j : 1 チャージの j 層の質量 (kg)

W_n : 装入物の成分 n の質量 (kg)

w : H_2 のモル分率 (—)

x : CO のモル分率 (—)

$\Delta Y_c, \Delta Y_l, \Delta Y_o$: (19) 式で定義される因子 (—)

y : CO_2 のモル分率 (—)

z : N_2 のモル分率 (—)

γ_j : j 層の熱流比 ((14), (16) 式で定義) (—)

$\bar{\gamma}$: 炉内の平均熱流比 ((50) 式で定義) (—)

$\Delta i, \Delta j, i$: ブロック i の層厚, ブロック i 内の j 層の層厚 (m)

ε_j : j 層の空間率 (—)

θ : 各ブロック内における粒子の滞留時間 (hr)

θ : 時間 (hr)

μ : ガス粘度 ($\text{kg/m} \cdot \text{hr}$)

ρ : ガス密度 (kg/Nm^3)

ρ_{bj} : j 層のかさ密度 ($\text{kg/m}^3(j\text{-bed})$)

Ψ_j : j 層の抵抗係数 ((29) 式で定義) (—)

ϕ_j : j 層の粒子形状係数 (—)

(添 字)

0: 炉頂, c: コークス, i: 炉頂から下方へ数えたプロ

ック番号, in: 流入量, j : 層番号, ($j=1, 2$), 1: コークス層, 2: 鉾石層, l : 石灰石, n : 装入物成分, o : 鉄鉾石, out: 流出量, s : 粒子, v : H_2O , w : H_2 , x : CO, y : CO_2 , z : N_2

文 献

- 1) V. A. SOROKIN: Kompliksnaia Avtomatizatsiia Domiennoi Pechi, (1963), [Metallurgizdat]
- 2) P. REICHARDT: Arch. Eisenhüttenw., 1 (1972), p. 77~101
- 3) A. L. HODGE: Blast Furn. steel Pl., 48 (1960), p. 665~675
- 4) J. M. RIDGION: JISI, 200 (1962), p. 389~394
- 5) C. STAIB and J. MICHARD: J. Metals, 17 (1965), p. 33~39
- 6) L. von BOGDANDY and R. WARTMAN: Arch. Eisenhüttenw., 36 (1965), p. 221~236
- 7) G. A. FLIERMAN and J. M. van LANGEN: Iron Steel (U. K.), 38 (1965), p. 284; Automation I, Amsterdam Session, (1965), p. 105~127
- 8) H. BEER, L. DIEFENBACH and K. HEDDEN: Iron Steel (U. K.), 38 (1965), p. 285
- 9) V. KOUMP, R. H. TIEN, R. G. OLSSON and T. F. PERZAK: Process Simulation and Control in Iron and Steelmaking, (1966), p. 125~p. 165 [Gordon and Breach Sci. Pub.]
- 10) 八木, 佐々木, 鞭: 鉄と鋼, 54 (1968), p. 1019~1031
- 11) 八木, 佐々木, 鞭: 鉄と鋼, 54 (1968), p. 1032~1037
- 12) 宮坂, 須賀田, 原, 近藤: 鉄と鋼, 58 (1972), p. 18~28
- 13) A. K. LAHIRI and V. SESHADRI: JISI, 207 (1969), p. 293~307
- 14) L. von BOGDANDY, E. FÖRSTER, H. RELLERMEYER, W. SCHAEFERS and R. WARTMANN: Proceeding of I. C. S. T. I. S., Part I, (1971), p. 131~136, [I. S. I. J.]
- 15) S. ERGUN: Chem. Eng. Prog., 48 (1952), p. 89~94
- 16) L. BOGDANDY and W. JANKE: Z. Elektrochem., 61 (1957), p. 1146~1153
- 17) N. D. SMITH and W. M. McKEWAN: Blast Furn. Coke Oven & Raw Mat. Comm. Proc., 21 (1962), p. 3~p. 13
- 18) 鞭, 八木, 田村, 森山: 日本金属学会誌, 30 (1966), p. 826~831
- 19) 原, 土屋, 近藤: 鉄と鋼, 55 (1969), p. 1297~1311
- 20) 中村, 一安, 佐藤: 学振 54 委, No. 415 (1956)
- 21) 神戸製鋼所: 学振 54 委, No. 568 (1960)
- 22) 住友金属: 学振 54 委, No. 648 (1961)
- 23) 和田, 児玉, 重見: 鉄と鋼, 47 (1961), p. 1617~1630
- 24) C. C. FURNACE: Indust. Eng. Chem., 23 (1931), p. 534~538
- 25) K. HEDDEN: Chem. Ing. Tech., 30 (1958), p. 125~132
- 26) 白井: 東工大紀要, 8 (1962), p. 5
- 27) W. PETER: Stahl u. Eisen, 84 (1964), p. 979~986
- 28) G. HEYNERT and J. WILLEMS: Stahl u. Eisen, 79 (1959), p. 1545~1555
- 29) J. PERRY, C. H. CHILTON, and S. D. KIRKPATRICK: Chemical Engineers' Handbook, vol 4, (1963), 3-16, [McGraw Hill]
- 30) O. KUBASCHEWSKI and E. LL. EVANS: Metallurgical Thermochemistry, (1958), p. 225, [Pergamon Press]
- 31) T. SHIMOTSUMA and K. SANO: Ironmaking Proceedings, Tront, 28 (1969), 194~216
- 32) W. SUTHERLAND: Phil. Mag., 36 (1893), p. 507
- 33) J. O. HIRSCHFELDER: J. Chem. Phys., 16 (1948), p. 968
- 34) C. R. WILKE: J. Chem. Phys., 18 (1950), p. 517
- 35) W. HUNTER: JISI, 206 (1968), p. 1065~1069
- 36) 石川島播磨技報, 7 (1967), p. 291~298
- 37) 鉄鋼製造法, 第1分冊, (1972), p. 308 [丸善]
- 38) H. KRAINER and B. TARMAN: Stahl u. Eisen, 69 (1949), p. 813~819
- 39) E. R. G. ECKERT: Heat and Mass Transfer, (1959), p. 344
- 40) 白井: 化学工学と化学機械, 1 (1956), p. 216
- 41) R. H. CHRISTIE, C. J. KERTON, and R. THOMAS: Blast Furnace Technology, (1972), p. 115~170, [Marcel Dekker]
- 42) I. Z. BUKLAN, I. D. BALON, V. N. MURAVEV, and N. M. MISCHENKO: Stal in Eng., (1970) 3, p. 183~187
- 43) K. SHÜRMANN, W. ZISCHKALE, P. ISCHEBECK, and G. HEYNERT: Stahl u. Eisen, 80 (1960), p. 854~361
- 44) M. TOKUDA, H. YOSHIKOSHI, and M. OHTANI: Trans. ISIJ, 13 (1973), p. 350~363
- 45) G. I. CHUFAROV, B. D. AVERBUV, J. E. P. TATIEVSKAYA, and W. K. ANTONOV: Zhur. Fiz. Khim., 28 (1954), p. 490