

.....
論 文

UDC 669. 162. 228. 3 : 519. 283

高炉の数学的モデルによる送風圧変動の予測*

宮坂 尚親**・須賀田正泰***・原 行明***・近藤 真一****

Prediction of Blast Pressure Change by a Mathematical Model

Naohika MIYASAKA, Masayasu SUGATA, Yukiaki HARA, and Shin-ichi KONDO

Synopsis:

Simulation of a blast furnace by a mathematical model is one of the means, by which the phenomena in the blast furnace, especially in the high temperature zone, are quantitatively understood. The means described are as follows; taking account of the dead man, the blast furnace from top of bed to tuyere level is divided into five parts, i.e., indirect reduction zone, smelting zone, direct reduction zone, tuyere zone and race-way zone. In each zone the twelve simultaneous ordinary differential equations, consisting of the heat transfer and reaction rate equations, are set up. Rate equations of six kind of chemical reactions and the equations concerning the flow of fluids, which are expected to occur in the blast furnace, have been obtained experimentally. Furthermore, a few parameters are determined, so as the computed curves of pressure drop and temperature to agree with those measured in a actual large blast furnace.

In a actual furnace, it occurs sometimes that the blast pressure increases abnormally, and then the state of the furnace becomes worse and finally serious. As the results of analysing such case by the use of the mathematical model, the increase of the blast pressure can be predicted before about three hours.

(Received Mar. 19, 1971)

1. 緒 言

近年高炉内の現象を速度論的に解析しようとする目的から、高炉の純理論モデルについての報告がかなりなされてきている。BOGDANDY and WARTMAN¹⁾は高炉シャフト部の近似モデルとして、H₂ガスと鉱石の向流接触する移動層を考えて、ガスと鉱石の流量比による高さ方向の温度分布、還元率分布などを計算している。KOUMP²⁾らはCOガス還元とコークスのガス化反応の2つを考えた向流移動層について数学的モデルをたて炉内の解析をおこなっている。わが国においても鞭ら³⁾がかなり詳しいモデルを設定して、高温送風、調湿送風、酸素富化および高圧操業などの効果を思考実験的に求めている。

著者らは高炉の炉頂-羽口間について、炉芯を考慮した独自の数学的モデルをつくり、これを操業データに適用した結果、定常モデルではあるが、高炉操業において重要な指標である送風圧力について、その変動を予測し得る可能性のあることがわかつたので報告する。

2. 数学的モデル

高炉の数学的モデルは、炉内における物質の流れと変化から設定される反応器としてのモデルと、その中で起こる素反応を表わす速度式とを結びつけることで成立すると考えられる。炉頂-羽口間の反応器モデルとして、従来、炉の半径方向の変化は無視して、予熱帯、間接還元帯、溶解帯、その他など、炉の垂直方向を数個に分割して考えるモデルが提出されている。しかし大型高炉の場合、シャフト下部、羽口付近についても半径方向の均一性を適用するのはかなり無理な仮定になるので、著者らは炉の中心部に炉芯部分を想定して、半径方向の分割も考えたモデルにした。Fig. 1は設定した反応器モデルの説明図であるが、以下に各部の定義と若干の説明を付け加える。

* 昭和45年10月本会講演大会にて発表

昭和46年3月19日受付

** 新日本製鉄(株)工作本部

*** 新日本製鉄(株)基礎研

**** 新日本製鉄(株)基礎研 理博

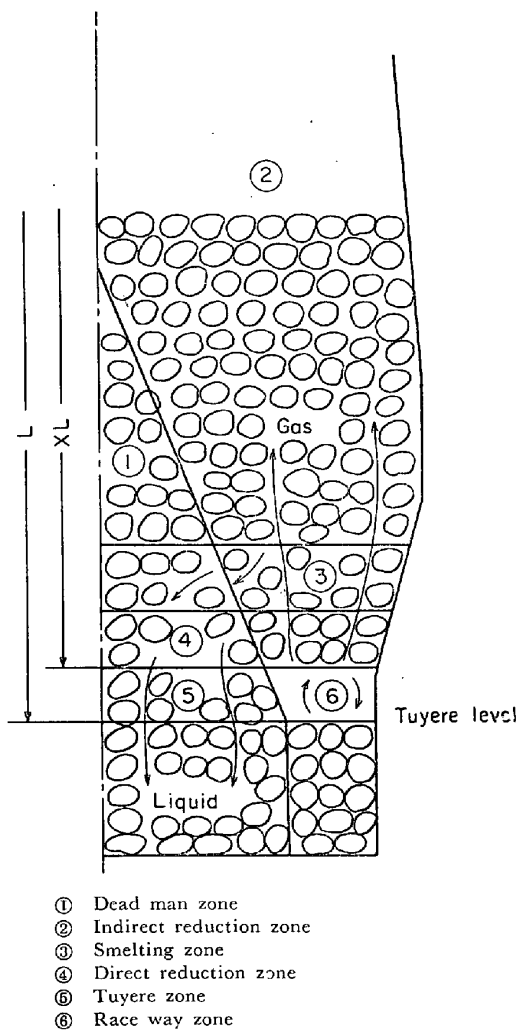


Fig. 1. Reactor model of blast furnace.

2.1 高炉の反応器モデル

(1) 炉芯部 炉下部の中央部分で、静止したコークスの充填層からなると考える。炉芯部の大きさは現場の炉芯測定と装入物流れに関するモデル実験から推定した。炉芯部以外の部分を有効断面部とし、ここでは装入物が均一速度で降下していると仮定する。モデル実験については後述する。

(2) 間接還元帯 炉頂から鉱石が溶解を始めるまでの部分で、ここでは鉱石がCOおよびH₂ガスによつて還元される。ガスと固体は有効断面部のみを流れるものとする。石灰石の分解もこのゾーンで行なわれ、比較的温度の高い部分ではコークスのCO₂およびH₂Oガスによるガス化反応も行なわれる。

実際の計算ではこの間接還元帯を三つに分けて、水性ガス反応とBoudouard反応がともに平衡でない場合を間接還元帯(1)、水性ガス反応が平衡で、Boudouard反応が平衡でない場合を間接還元帯(2)、両反応とも平衡の場合を間接還元帯(3)としている。

(3) 溶解帯 装入物中のコークス以外の固体が溶解を始めて終了するまでの区間である。ガスは有効断面部を上昇するが、溶解したものは炉芯部を流下するものとする。

(4) 直接還元帯 ガスは有効断面部を上昇し、融体は炉芯部を流下しながら、コークスによつて直接還元される。直接還元に必要な反応熱はガスから与えられるものとする。

(5) 羽口部 直接還元帯と同じく融体は炉芯部を流下しながら直接還元をうける。熱は炉芯の外側のレースウエーのガスから供給される。

(6) レースウエー部 有効断面部より落下してくるコークスが燃焼する環状の空間で、ガスと固体は完全に混合していると考えられる。

このモデルは炉芯を考慮しているが、その大きさと高さの推定が問題である。炉芯部の直径は実操業におけるレースウエー深さの測定値から求めたが、高さについては適当なデータがないため、次のようなモデル実験によつて求めた。

すなわち、実験装置には堺製鉄所第2高炉の1/40縮尺の半円周モデルを作り、底部の中央に種々の大きさの邪魔板を置いて、円周部から粒子を取出して、炉内の粒子流れについての実験を行なつた。粒子には実用コークスの1/40径前後の海砂を使い、着色粒子を層状に装入することで荷下り変化を調べた。

Photo. 1は荷下り状況を示す一例であるが、上部の粒子流れは炉径が広がつても、層の厚さが平均に薄くなる形で、半径方向にはほとんど均一に降下している。一方、下部になると底部の邪魔板の影響のほとんどないピストン流れ的部分と、邪魔板の影響により全く停滞してしまう部分との2相に分けて考えられる。そこで後者を炉芯に相当するものとして、停滞している円錐状の部分の径と高さの関係を求めた。Fig. 2は実験結果であり、実験式としては外山⁵⁾の行なつた次元解析を参考にして、粒子径の影響が小さいことから次式を導いた。

$$(L_c/D_2) = (0.534) \{ (D_2 - D_3) / D_2 \}^{-0.856} \dots \dots \dots (1)$$

炉芯部の高さの設定は上式による計算値を使用した。モデル実験において炉芯の頂部は円くなつてはいるが、容積的には差が小さいことから反応器モデルでは円錐状とみなした。

2.2 高炉内の素反応速度式

高炉内でおこる素反応としては、COおよびH₂ガスによる間接還元反応、CO₂およびH₂Oガスによるコークスのガス化反応、石灰石の分解反応、スラグ中のFeOの直接還元反応、水性ガス反応とが考えられる。これら

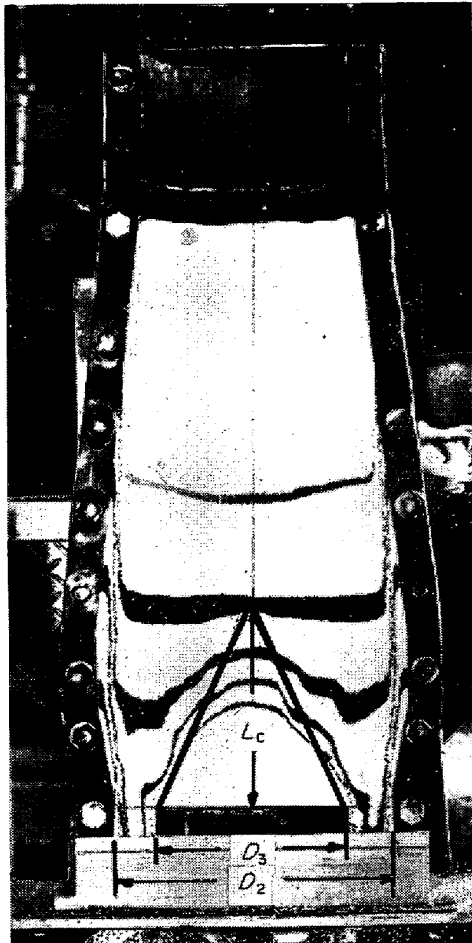


Photo. 1. Flow pattern of granular solid.

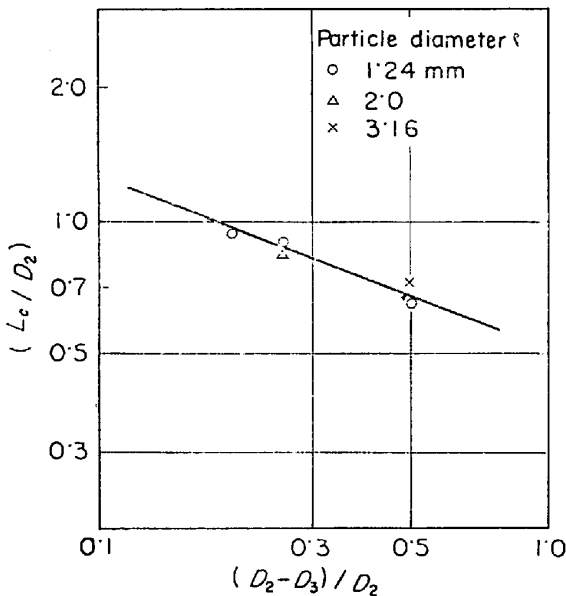


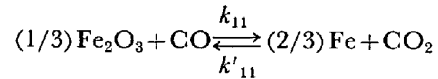
Fig. 2. Relationship of dead-zone height and its diameter.

の素反応の速度式については、従来提出されている式を検討して、信頼度の高いものはそのまま使用し、不確か

なものについては実験データを再検討したり、著者らの行なつた実験による速度式を使用することにした。

(1) CO ガスによる鉱石の間接還元反応

鉱石はCOガスにより次式のような1段反応で還元されるものとする。



反応の進行はトポケミカルで、かつ高炉内ではガス流速が十分大きいので、境膜抵抗は無視してもよいから、化学反応抵抗と粒内拡散抵抗を考慮して次の速度式が求まる。

$$R_{11} = \frac{\pi (d_s \phi_s)^2 N_s \{p_{CO} - p_{CO}^e\} / Rt}{(1-f_s)^{2/3} k_{11} (1+1/K_{11}) + \frac{(d_s \phi_s / 2) \{(1-f_s)^{-1/3} - 1\}}{D_{s11}}} \quad [kg \text{ mol CO/m}^3\text{hr}] \dots \dots \dots (2)$$

化学反応速度定数 k_{11} については従来の文献値⁶⁾から次のようにした。

$$k_{11} = \exp(5.8493 - 3460/t)$$

有効拡散係数 D_{s11} についてはガス有効拡散率と拡散係数から

$$D_{s11} = \xi D_{CO}$$

$$D_{CO} = (2.177 \times 10^{-6}) t^{1.833} / P_T$$

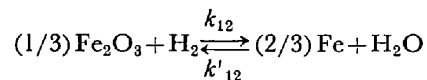
とする。また反応の平衡定数 K_{11} は鞭ら⁶⁾と同様に温度域と還元率で次の値を採用した。

$$K_{11} =$$

- i) $t \leq 848$, $\exp(4.91 + 6235/t)$ ($0 \leq f_s \leq 0.1111$)
 $\exp(-0.7625 + 543.3/t)$ ($0.1111 \leq f_s \leq 1$)
- ii) $848 < t$, $\exp(4.91 + 6235/t)$ ($0 \leq f_s \leq 0.1111$)
 $\exp(2.13 - 2050/t)$ ($0.1111 < f_s \leq 0.3333$)
 $\exp(-2.642 + 2164/t)$ ($0.333 < f_s \leq 1$)

(2) H₂ ガスによる鉱石の間接還元反応

鉱石は次式によつて H₂ ガスで還元されるものとする。



H₂ ガスによる還元速度式は前項の CO ガスによる速度式と同じ形で表現できる。

$$R_{12} = \frac{\pi (d_s \phi_s)^2 N_s \{p_{H_2} - p_{H_2}^e\} / Rt}{(1-f_s)^{2/3} k_{12} (1+1/K_{12}) + \frac{(d_s \phi_s / 2) \{(1-f_s)^{-1/3} - 1\}}{D_{s12}}} \quad [kg \text{ mol H}_2\text{/m}^3\text{hr}] \dots \dots \dots (3)$$

速度係数と平衡定数は次のようにした³⁾⁷⁾。

$$k_{12} = \begin{cases} (102.78)(t) \exp(-7500/t) & (t \leq 848) \\ (82.50)(t) \exp(-7700/t) & (848 < t) \end{cases}$$

$$D_{s12} = \xi D_{H_2}$$

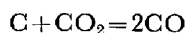
$$D_{H_2} = (8.031 \times 10^{-6}) t^{1.883} / P_T$$

$$K_{12} =$$

- i) $t \leq 848$, $\exp(8.384 + 2.546 \cdot 5/t)$ ($0 \leq f_s \leq 0.1111$)
 $\exp(2.700 - 3.183 \cdot 2/t)$ ($0.1111 < f_s \leq 1$)
- ii) $t > 848$, $\exp(8.702 + 2.065 \cdot 9/t)$ ($0 \leq f_s \leq 0.1111$)
 $\exp(8.356 + 8.117/t)$ ($0.1111 < f_s \leq 0.3333$)
 $\exp(1.451 - 2.328/t)$ ($0.3333 < f_s \leq 1$)

(3) CO₂ ガスによるコークスのガス化反応

コークス中の炭素は次式により CO₂ ガスでガス化されて CO ガスとなる。



粉コークスのガス化反応の実験⁸⁾ から、高炉内のような混合ガス系におけるガス化率変化は次式で表わすことができる。

$$\frac{df_c}{d\theta} = \frac{k_1 p_{CO_2} + k_4 p_{H_2O}}{1 + k_2 p_{CO_2} + k_3 p_{CO} + k_5 p_{H_2O}} \quad (1/hr) \quad \dots (4)$$

粉コークスの速度式を塊状コークスに応用するためには、粒内拡散の影響を補正する有効係数が必要であるが、これは塊コークスを種々の大きさに切出したコークスのガス化実験と上式の比較から求め、高炉内における CO₂ によるガス化速度式は次のようにした。

$$R_{21} = E_f \left(\frac{m_C^0 N_C}{M_C} \right) \left\{ \frac{k_1 P_T y_{CO_2}}{1 + P_T (k_2 y_{CO_2} + k_3 y_{CO} + k_5 y_{H_2O})} \right\}$$

[kg mol CO₂/m³hr] (5)

ここに

$$k_1 = \exp(27.201 - 35.900/t)$$

$$k_2 = \exp(14.240 - 18.350/t)$$

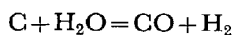
$$k_3 = 10 \cdot 3$$

$$k_5 = \exp(29.588 - 36.760/t)$$

$$E_f = \exp\{(\ln 0.15)(t - 1073)/300\}$$

(4) H₂O ガスによるコークスのガス化反応

CO₂ ガスの場合と同じく H₂O ガスによるガス化反応は、



で表わされる。前項の(4)式より、炉内での H₂O によるガス化速度式は次のようにした。

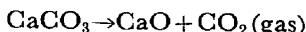
$$R_{22} = E_f \left(\frac{m_C^0 N_C}{M_C} \right) \left\{ \frac{k_4 P_T y_{H_2O}}{1 + P_T (k_2 y_{CO_2} + k_3 y_{CO} + k_5 y_{H_2O})} \right\}$$

[kg mol H₂O/m³hr] (6)

$$k_4 = \exp(22.355 - 2.6360/t)$$

(5) 石灰石の分解反応

塊状の石灰石が次式のように熱分解されるときは、通常分解熱の伝熱律速であるとされている。



しかし高炉内のように CO₂ 分圧が低い場合には、そ

の速度論的考察⁹⁾ から、伝熱抵抗のほか分解反応の抵抗も考慮しなくてはならない。けれども伝熱抵抗と反応抵抗は並列抵抗であるため、この両者を考慮した厳密な速度式はきわめて複雑になる。そこで、ここでは間室¹⁰⁾ からの提案にならつて、分解反応の温度による変化を直線近似して両抵抗を直列化した速度式を用いることにした。

それは、分解の化学反応について、見かけ上の分解開始温度を仮定し、この温度より上ではその反応速度は温度に対して直線的に増大すると近似するものである。このようにすると、炉内における石灰石の分解の総括速度は次式で表わされる。

$$R_3 = \frac{\pi (d_a \phi_a)^2 N_a (t - t^*)}{\Delta H_3 \left[\frac{1}{h_a} + \frac{d_a \phi_a}{2k_e} \left\{ (1 - f_a)^{-1/3} - 1 \right\} \right]} + (1 - f_a)^{-2/3} \frac{1}{k_c} \cdot \frac{1 + K_3 (p_{CO_2}/p_d)}{1 - (p_{CO_2}/p_d)}$$

[kg mol CO₂/m³hr] (7)

分解開始温度 t^* 、分解熱 ΔH_3 、表面伝熱係数 h_a 、粒内熱伝導度 k_e 、分解速度定数 k_c 、石灰石の分解圧 p_d および CO₂ ガスの吸着平衡定数 K_3 はそれぞれ従来の文献値を検討して次のようにした。ただし $t \leq t^*$ では $R_3 = 0$ とする。

$$t^* = 780^\circ C$$

$$\Delta H_3 = 45400 - 4.50 t$$

$$h_a = \frac{\bar{k}_f}{\varepsilon (d_a \phi_a)} \left\{ 2.0 + 0.75 \left(\frac{d_a \phi_a W_f}{\mu_f} \right)^{1/2} \left(\frac{\bar{C}}{M_f \bar{k}_f} \right)^{1/3} \right\}$$

$$k_c = 2.25 \times 10^{-3}$$

$$p_d = \exp\{20.3 \times 10^3 (1/1170 - 1/t)\}$$

$$k_e = 0.680$$

$$K_3 = 4.0$$

(6) スラグ中の FeO の直接還元反応

溶融状態での酸化鉄の還元反応については、固体コークス中を流下する際のコークス表面での還元反応を考えた。この反応については著者らの行なつた実験結果¹¹⁾ によると、 n_{FeO} の減少速度はスラグ中の酸化鉄の活量と反応界面積に比例し、次式で表わされる。

$$-\left(\frac{1}{A_0} \cdot \frac{dn_{FeO}}{d\theta} \right) = k_c a_{FeO} \quad \dots \dots \dots (8)$$

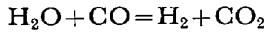
ここで実用的には酸化鉄の活量を濃度で表わす必要がある。これについては SAMARIN ら¹²⁾ の 1600°C についての測定値が他の温度にも適用できるとして、操業データからのスラグ組成と活量の関係を求めると、近似的に $a_{FeO} = (N_{FeO})^{0.55}$ の関係で表わすことができる。そこで高炉内の直接還元速度式としては次式を使うことにした。

$$R_6 = k_6 a_0 (N_{FeO})^{0.55} \text{ [kg mol FeO/m}^3\text{hr] } \dots (9)$$

$$k_6 = \exp(11.554 - 19980/t)$$

(7) 水性ガス反応

ガス相互間の反応である水性ガス反応は次式で表わされる。



この反応の速度式は MOE¹³⁾ のデータから次式のように求めた。

$$R_7 = k_7 - \left(\frac{V_S}{V_T} \right) (1 - \epsilon) \left(\frac{P_T}{0.082t} \right)^2$$

$$\left(y_{CO} y_{H_2O} - \frac{y_{CO_2} y_{H_2}}{K} \right) \text{ [kg mol CO/m}^3\text{hr] } \dots (10)$$

$$K = \exp(-3.7176 + 4302.9/t)$$

$$k_7 = \exp(23.81 - 4890/t)$$

しかしこの速度式を使用するのは、シャフト上部の間接還元帯(1)のみで、他はすべて平衡が成立するものとした。高温下での水性ガス反応がきわめて速いことは実験的にもある程度確認した¹⁴⁾。

(8) 圧力損失式

化学反応ではないが、炉内の圧力変化を計算するために圧力損失の式も必要である。充填層の圧力損失式とし

ては、次の CARMAN-KOZENY の式がよく知られている。

$$\frac{\Delta P}{\Delta x} = f \left(\frac{\bar{\rho}_f u_g^2}{2g_c} \right) \left(\frac{at}{\epsilon^3} \right) \dots (11)$$

高炉内では $R_e = (u_g \bar{\rho}_f) / (at \bar{\mu}_f)$ が 100~500 であるから乱流範囲となり、摩擦係数 f は次式で表わされる。

$$f = \frac{5}{R_e} + \frac{0.4}{R_e^{0.1}}$$

ただし高炉内では鉱石の還元粉化による空間率および比表面積の変化を考慮しなければならない。神原¹⁵⁾の実験によれば焼結鉱が還元ガスにさらされている時間、すなわち還元率とともに粉化率は増加し、かつ還元温度が低いほど粉化は増す傾向にあるので、この効果を温度と還元率の関数として $(a - bt + cf_s)$ なる係数で表わすことにした。結局モデルでは圧力損失の式として次式を使用した。

$$\frac{\Delta P_r}{\Delta x} = f \left(\frac{\bar{\rho}_f u_g^2}{2g_c} \right) \left(\frac{a_t}{\epsilon^3} \right) (a - bt + cf_s) \text{ (kg/m}^3\text{) } \dots (12)$$

ここに a, b, c は鉱石銘柄に依存する定数であるが、後述する戸畑製造所第3高炉についての計算例では、 $a = 1.8, b = 1.5 \times 10^{-3}, c = 3.0$ とすると、垂直ゾン

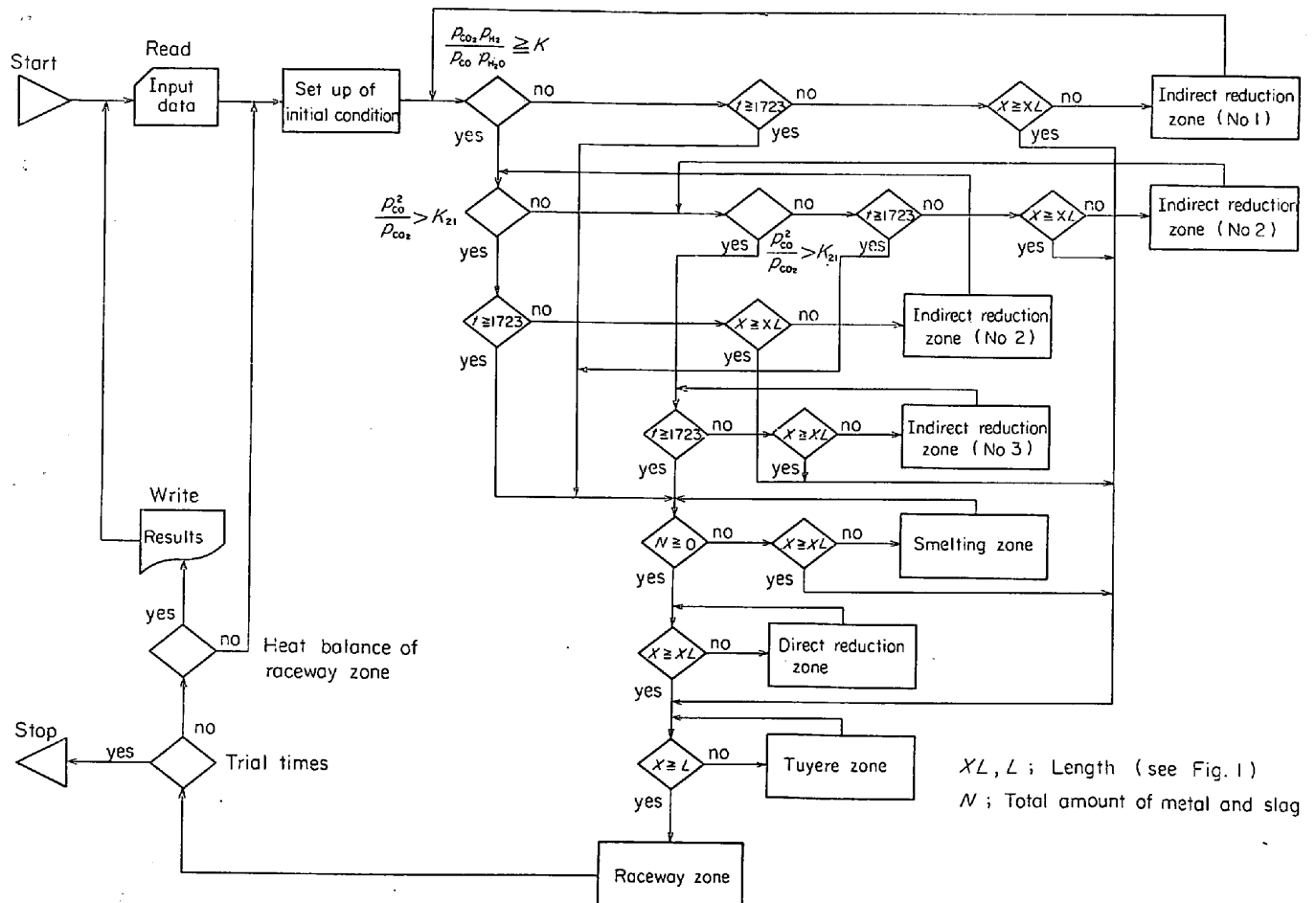


Fig. 3. Flow chart of calculation.

デによる炉内圧の測定値とよく一致させることができた。

溶解帯より下では融液とガスが向流する2相流動となるが、2相流動の圧損失の式は複雑であり¹⁶⁾、精度も必ずしも十分ではないので、(12)式がそのまま適用できるものとした。

2.3 数学的モデルによる炉内状況の計算方法

先に設定した高炉の反応器モデルに、各素反応の速度式を適用すれば数学的モデルが成立するが、この数学的モデルを解くことによつて炉内状況を求めることができる。このモデルでは炉内変数として、CO, H₂, CO₂, H₂Oガスのモル分率、ガス温度、鉍石およびコークスの固体温度、鉍石溶解後の融体とコークスの温度、鉍石の還元率、コークスのガス化率、石灰石の分解率、ガス圧力、融体のモル数の12変数を考えた。

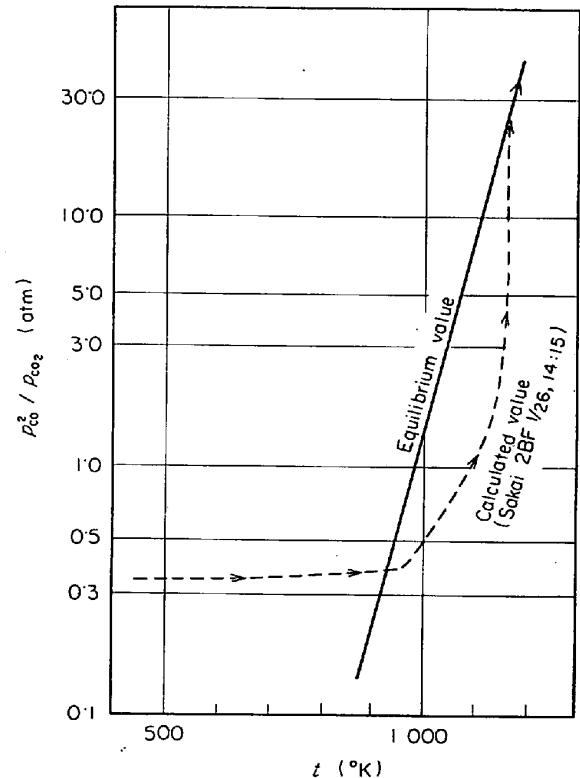
高炉の各反応帯における高さ方向の微小区間について、上述の変数に関して各速度式を考慮して、物質収支、熱および圧力損失についてのエネルギー収支をとれば、高さ方向の距離を独立変数とした12元の連立微分方程式が求まる。これに微分方程式を反応帯間で移行させる条件を示す式を付け加えると数学的モデルが成立する。数多くの試行計算の結果、計算フローチャートとしてFig. 3に示すものが最良であつた。計算手順を示すと次のようになる。

- (1) 操業データから炉頂の初期値を決定する。
- (2) ガス組成から水性ガス反応の見かけ平衡定数を計算し、この値が固体温度から求めた真の平衡定数より小さければ間接還元帯(1)で計算を行なう。
- (3) 計算したガス組成から水性ガス反応の平衡をチェックして平衡になれば以後は水性ガス反応は平衡にあるものとする。次にBoudouard反応の平衡をチェックする。ガス組成からBoudouard反応の見かけの平衡定数を計算し、固体温度から求めた平衡定数より大きければ、すなわちBoudouard反応が平衡になれば間接還元帯(2)で計算を行なう。
- (4) 計算したガス組成から求めたBoudouard反応の見かけの平衡定数が、温度から求めた平衡定数に等しいか、より小さくなくても、この場合の固体温度ではC+CO₂→2COの反応が動的平衡になるほど進行するとは考えられないので、この場合も間接還元帯(2)で計算をおこなう。
- (5) さらに、Boudouard反応の平衡をチェックしてゆくと、ふたたび見かけの平衡定数が真の平衡定数より大きくなる。この温度域では炭素のガス化が十分起こりうる温度であるから、以下Boudouard反応は平衡にあ

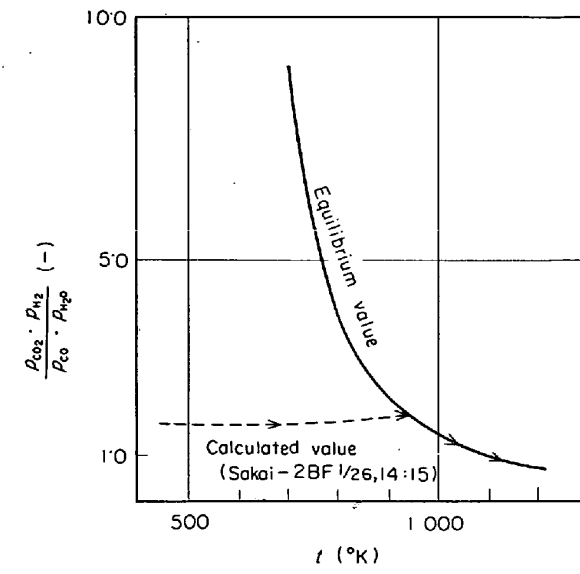
るとして、間接還元帯(3)で計算する。

水性ガス反応とBoudouard反応の見かけ平衡定数の計算過程の変化を図示すればFig. 4のようになる。堺2高炉の場合の計算例である。

(6) つぎに固体温度が1450°Cになれば鉍石の溶解が始まるとして、溶解帯の方程式で計算する。溶解速度はガスから固体層に与えられる入熱のうち、反応熱以外は溶解に使われるとして求める。融体の温度はコークス



(b) Boudouard reaction



a) Water gas shift reaction

Fig. 4. Explanation of calculating procedure.

と同一とする。

(7) 溶解を完了したときから、直接還元帯の方程式で計算する。

(8) 炉頂からの距離がレースウェー上部に達したのちは羽口部の方程式で計算する。

(9) 最後にレースウェー部の熱収支をとり、計算で求めたレースウェーのガス温度と別途に送風条件から求めたガス温度が一致したならば計算を終了する。もし不一致ならば初期条件のうち炉頂ガス温度を変えて試行錯誤を行なう。

計算に際しては次の点に留意した。モデル式で計算していくと、鉱石は還元率が 75%~85% で直接還元をうけるようになる。しかし直接還元反応の速度式の形から、還元率が 95% 以上になると反応速度が減少し、なかなか還元率が 100% に到達しない。このため限界還元率を設け還元率がこれを越えた後は反応速度を一定にして計算するようにした。試行計算の操作変数である炉頂ガス温度の設定がわるいと、計算結果が異常になり途中で打切る必要がある。このため計算途中でガス流速が 20 m/sec を越えると計算を中止して、初期値を設定しなおすようにした。計算刻みは炉頂から羽口までに 4 回変更し、変化勾配が急な部分では細かくした。たとえば溶解帯では 0.01m、シャフト部の変化がゆるやかな個所で

は 0.2m にした。

以上の方法により、長期にわたり安定な作業を続けていた戸畑製造所第 3 高炉の昭和 41 年 12 月のデータに適用した結果の計算例を Fig. 5 に示す。垂直ゾンデによる炉内温度変化 (点線) と圧力変化 (一点鎖線) の実測値も示してあるが、後者については先述の補正係数を適用することで計算値とよく一致させることができた。

作業条件の変更で、鉱石の銘柄比率を変えた場合には、ガス有効拡散係数を変更するようにした。たとえばペレットの使用比率が増した場合には有効拡散係数を大きくして、鉱石全体の還元速度を増すようにした。銘柄比率の変更により、粒径も異なってくるはずであるが、粒径を変えるのは複雑であるので、その効果は先の圧力損失の補正項の係数のみを変更することにした。すなわち粉化しやすい焼結鉱の割合を多くした場合には係数 c の値を大きくした。係数 a, b は簡単化のために定数とした。

3. 数学的モデルによる送風圧変動の予測

当社の堺製鉄所第 2 高炉においては昭和 43 年 1 月下旬から 2 月上旬にかけて、高炉の諸特性を求めするために総合試験を実施した。このときの作業データに上述の数学的モデルによる計算を適用して、経時変化に対する計算値と実測値との対応を調べた。

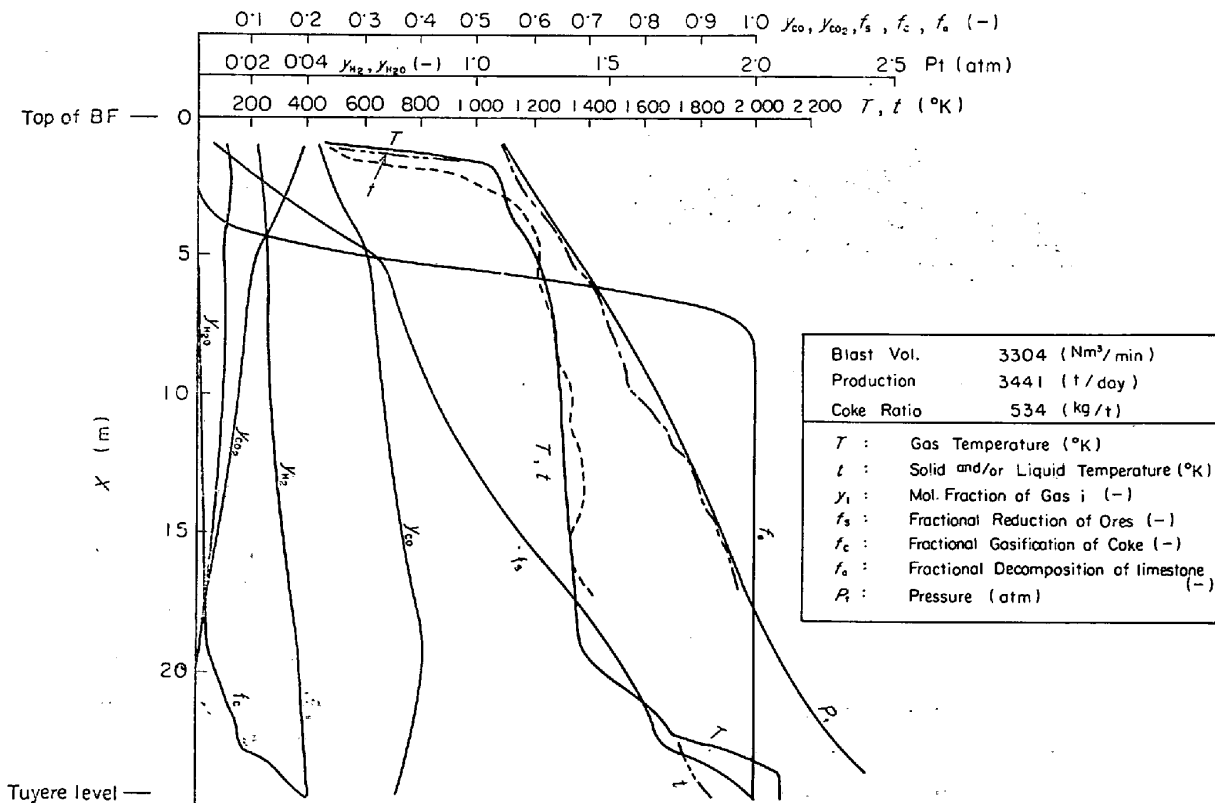


Fig. 5. Analytical results on Tobata 3 B.F.

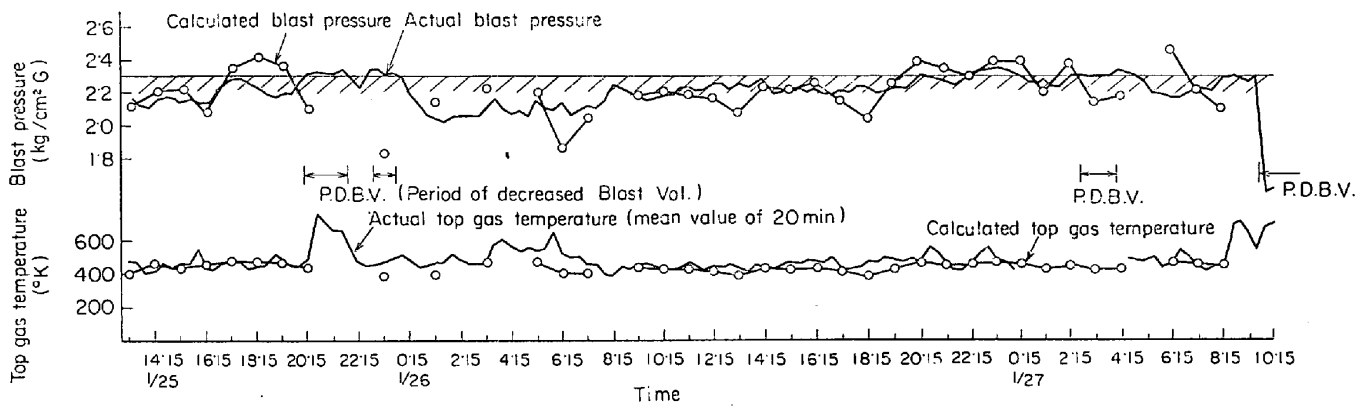


Fig. 6. Analytical results on Sakai-2 BF (A)

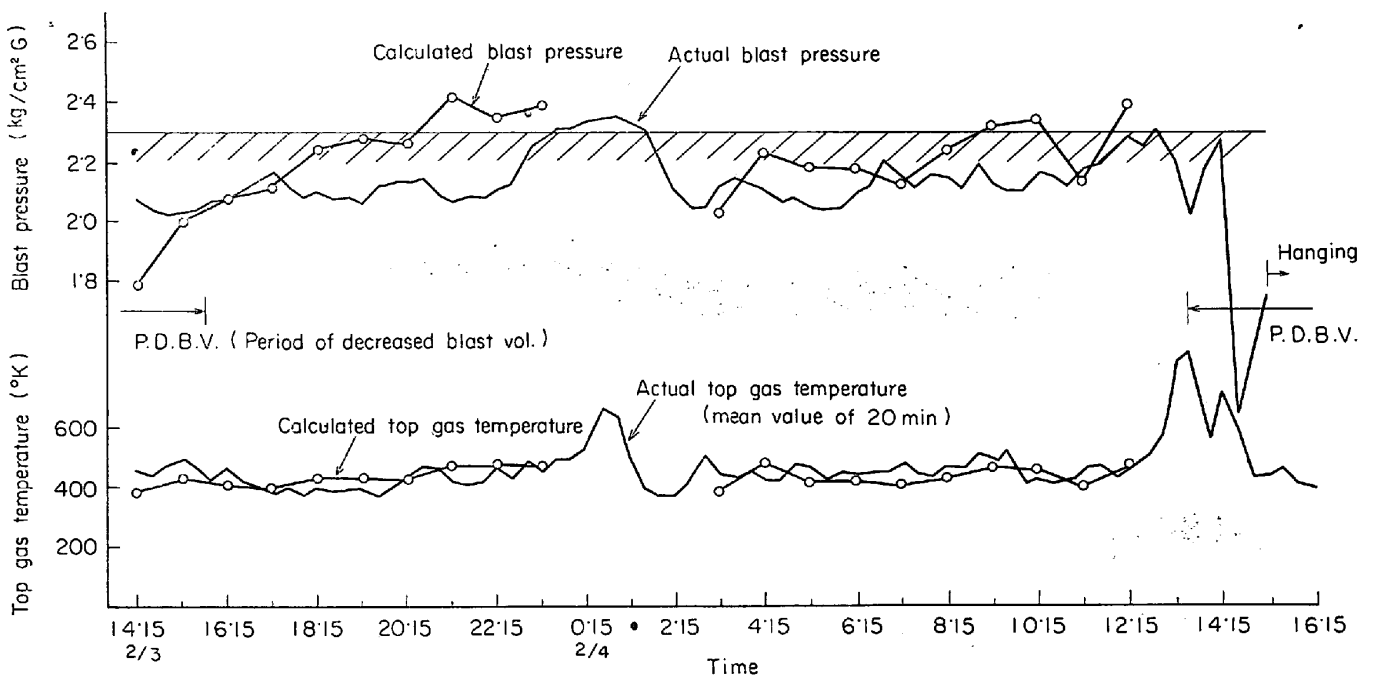


Fig. 7. Analytical results on Sakai-2 BF (B)

現在、高炉操業に対する計算機制御の試みはいくつかなされているが、理論的な面からのアプローチは熱レベルによるものが主体を占めている¹⁷⁾。しかし熱レベルモデルから導出される操業アクションの適用の可否を判定する通気性に対する研究はなされていない。そこで著者らは上記の調査から、高炉の通気性に対する判定基準が求まらないかどうかを検討してみた。

Fig. 6 と Fig. 7 は 1 月 25 日から 1 月 27 日にかけて、2 月 3 日から 2 月 4 日にかけての送風圧と炉頂ガス温度 (20 min 間の平均値) の実測値の変化である。これをみると正常時の送風圧力は $2.1 \text{ kg/cm}^2\text{-G}$ 程度であるが、1 月 25 日 20 時 15 分、1 月 26 日 22 時 15 分、2 月 3 日 23 時 15 分および 2 月 4 日 12 時 15 分に送風圧力が、このとき現場操業規準として採用されていた $2.3 \text{ kg/cm}^2\text{-G}$ の風圧制限を越えており、その後は減風

操作によつて圧力を下げている。2 月 4 日の風圧上昇はその後棚吊りにつながっている。そこで、この風圧上昇を操業における危険信号の一つと考えると、送風圧力と各時点において数学的モデルで計算した値がどのようになっているかが問題である。

Fig. 6, Fig. 7 には 1 hr ごとに計算した計算風圧の変化を併記してある。ただし炉芯径についてはレースウェー深さの測定期間の平均値 1.46 m より計算した一定値を使用した。計算風圧はレースウェー部の圧力に、羽口における熱風の流路拡大による圧損を加算したものであり、実測値の方は熱風本管での測定値であるので、両者はほとんど一致すべきものと考えられる。図から制限風圧を $2.3 \text{ kg/cm}^2\text{-G}$ と設定すると、計算値は実測値よりも 2~3hr 先行して制限風圧を越えていることがわかる。したがつてこのことを活用するならば、数学的モ

デルによつて送風圧力上昇を 2~3hr 前に予測することができる。もつともここで使用している数学的モデルは、定常状態についてのものであるから、炉が極度に非定常状態にある場合、たとえば減風などの大きな操作をした直後や、棚、スリップなどの頻発時、あるいは原料装入回数の異常時などは解が求まらない。しかし計算例にみるように、通常の変動範囲では計算が可能であり、数量的に表わすならば、原料装入回数が正常時の一割以内の変動、装入レベルの低下が 2 m 以内の場合には計算解の得られることがわかった。したがつて通常運転において、数学的モデルによる計算から 2~3hr 前に風圧上昇を予知し、その間に風圧上昇に対処する適当な操業アクションを採るならば、風圧上昇の後にくるであろう長時間の減風あるいは棚落し操作などによる減産状態を招かずに、比較的安定な操業が維持できるものと考えられる。

さて定常状態に対する数学的モデルの計算解が、なぜ実炉の変動値を予測し得るかということであるが、これは厳密には高炉の動的モデルを開発した段階でないと解明されない問題である。しかし著者らは次のように解釈している。ある時刻の操業条件を入れて試行計算から求めた定常解は、炉が完全に定常状態である場合にはその炉の実際値と一致するものであり、前節の戸畑第 3 高炉の例はこれに相当していると考えられる。しかしながら一般には高炉は大小の変動をしているから、計算値と実測値とは一致せず、むしろ計算値はその時刻の操業条件において定常化した場合の炉況を示すものである。したがつて高炉の動的特性が一般に 1 次遅れの的なものであるならば、実際値は計算値に向かつて変動するはずであり、一定時間後には両者が近接するようになるものと考えられる。ただしこの現象が成立するためには、計算時に与えた炉頂部の初期値が定常化後の値と大きく変化しないことを前提としなければならないであろう。実際の計算例について、この点をチェックしてみると、計算解の求まる予測可能な範囲においてはその変化は小さい。一例として、Fig. 6, Fig. 7 には計算で求めた炉頂ガス温度と実測値との比較を記入してあるが、異常時を除いては両者はよく一致している。

高炉の動的モデルの研究も進められているが、きわめて簡単化したモデルの段階では大部分の操作変数は一次遅れの的に作用するようである¹³⁾。計算例からみると送風圧力上昇に至る要因としては、一定風量の場合、風温、装入回数、鉬石中 FeO 含量などの影響が大きいようであるが、この場合の時定数が 2~3hr 程度に相当しているのではないかと考えられる。正確な動的モデルを開発す

るにはまだ難問が山積みしている段階であるから、定常モデルをこのように使用するのも実用性があると考えられる。ただし風圧上昇を予測しても、採るべきアクション量の決定は動的モデルでないと求まらない。したがつて実際への適用には現場における試行操業と動特性の把握が望まれる。

本モデルによる 1 条件に対する試行計算の所要時間は UNIVAC-1107 を使用して 5 min 程度であるが、オンライン計算機では必ずしもそのような短時間では可能でないから、多くのケースについての計算例から、風圧上昇に対する統計的処理により、回帰式を求めて使用するのも一つの方法であろう。

4. 結 言

高炉の炉頂-羽口間について、炉芯を考慮した数学的モデルを作り上げた。これを堺製鉄所第 2 高炉の操業データに適用した結果、送風圧力について、計算値が実際値の変動を 2~3hr 以前に予測することがわかった。したがつて定常状態における計算モデルではあるが、このような数学的モデルを実操業に応用して、炉況の安定化を計ることが可能である。

記 号

- A_0 : 溶融 FeO のコークスによる還元反応界面積, m^2
- a : 圧力損失補正係数, —
- a_0, a_t : 充填層有効比表面積, 同全比表面積, m^2/m^3
- a_{FeO} : スラグ中 FeO の活量, —
- b : 圧力損失補正係数, —
- c : 圧力損失補正係数, —
- \bar{C} : ガスの平均比熱, kcal/kg mol·deg
- D_2, D_3 : 炉床径, 炉芯径, m
- D_{CO}, D_{H_2} : CO ガスおよび H₂ ガスの拡散係数, m^2/hr
- D_{s11}, D_{s12} : CO ガスおよび H₂ ガスの有効拡散係数 m^2/hr
- d_a, d_p, d_s : 石灰石, 粒子, 鉬石の粒径, m
- E_f : コークスの反応有効係数, —
- f : 摩擦係数, —
- f_a, f_c, f_s : 石灰石の分解率, コークスのガス化率, 鉬石の還元率, —
- g_c : 重力換算係数, kg·m/kg·hr²
- h_t : 石灰石-流体間の伝熱係数, kcal/m²·hr·deg
- K, K_{11}, K_{12}, K_3 : 水性ガス反応, CO ガスによる還元反応, H₂ ガスによる還元反応の平衡定数および石灰石への CO₂ ガスの吸着平衡定数, —

$k_1, k_4; k_2, k_3, k_5$: コークスのガス化反応の速度定数, $1/\text{atm}\cdot\text{hr}; 1/\text{atm}$
 $k_6; k_7$: 直接還元反応, 水性ガス反応の速度定数, $\text{kg}\cdot\text{mol FeO}/\text{m}^3\cdot\text{hr}; \text{m}^3/\text{kg}\cdot\text{mol}\cdot\text{hr}$
 k_{11}, k_{12} : CO ガスによる還元反応, H_2 ガスによる還元反応の速度定数, m/hr
 k_a : 活量基準の溶融 FeO 還元反応の速度定数, $\text{kg}\cdot\text{mol FeO}/\text{m}^3\cdot\text{hr}$
 k_c : 石灰石分解反応の速度定数, $\text{kg}\cdot\text{mol CO}_2/\text{m}^2\cdot\text{hr}\cdot\text{deg}$
 k_e : CaO の熱伝導度, $\text{kcal}/\text{m}\cdot\text{hr}\cdot\text{deg}$
 \bar{k}_f : ガスの平均熱伝導度, $\text{kcal}/\text{m}\cdot\text{hr}\cdot\text{deg}$
 L_c : 炉芯高さ, m
 M_c : 炭素の分子量, $-$
 \bar{M}_f : ガスの平均分子量, $-$
 m_c^0 : コークス粒の初期炭素量, kg
 N_a, N_c, N_s : 石灰石粒, コークス粒, 鉍石粒の個数, $1/\text{m}^3$
 N_{FeO} : スラグ中の FeO の修正モル分率, $-$
 n_{FeO} : FeO のモル数, $\text{kg}\cdot\text{mol FeO}$
 $p_{\text{CO}}, p_{\text{CO}}^0$: CO ガスの分圧, CO ガスの還元平衡分圧, atm
 p_{CO_2} : CO_2 ガスの分圧, atm
 p_d : CaCO_3 の分解圧, atm
 $p_{\text{H}_2}, p_{\text{H}_2}^0$: H_2 ガスの分圧, H_2 ガスの還元平衡分圧, atm
 $p_{\text{H}_2\text{O}}$: H_2O ガスの分圧, atm
 P_T : 全圧, atm
 R : ガス定数, $\text{m}^3\cdot\text{atm}/\text{kg}\cdot\text{mol}\cdot\text{deg}$
 R_3 : 石灰石の分解速度, $\text{kg}\cdot\text{mol CO}_2/\text{m}^3\cdot\text{hr}$
 R_6, R_7 : 直接還元反応速度, 水性ガス反応速度, $\text{kg}\cdot\text{mol FeO}/\text{m}^3\cdot\text{hr}, \text{kg}\cdot\text{mol CO}/\text{m}^3\cdot\text{hr}$
 R_{11}, R_{12} : CO ガスおよび H_2 ガスによる間接還元反応速度, $\text{kg}\cdot\text{mol CO}/\text{m}^3\cdot\text{hr}, \text{kg}\cdot\text{mol H}_2/\text{m}^3\cdot\text{hr}$
 R_{21}, R_{22} : CO_2 ガスおよび H_2O ガスによるコークスのガス化速度, $\text{kg}\cdot\text{mol CO}_2/\text{m}^3\cdot\text{hr}, \text{kg}\cdot\text{mol H}_2\text{O}/\text{m}^3\cdot\text{hr}$
 T, t : ガスの温度, 固体および融体の温度, $^{\circ}\text{K}$
 t^* : 石灰石の分解開始温度, $^{\circ}\text{K}$
 u_g : ガスの線速度, m/hr
 V_s, V_T : 鉍石の容積流量, 固体の容積流量, m^3/hr
 W_f : ガスの質量速度, $\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{hr}$
 x : ストックラインからの距離, m
 $y_{\text{CO}}, y_{\text{CO}_2}, y_{\text{H}_2}, y_{\text{H}_2\text{O}}, y_{\text{N}_2}$: CO, CO_2 , H_2 , H_2O , N_2 ガスのモル分率, $-$

ΔH_3 : 石灰石の分解反応熱, $\text{kcal}/\text{kg}\cdot\text{mol CO}_2$

ΔP : 圧力損失, kg

ϵ : 充填層空間率, $-$

θ : 時間, hr

$\bar{\mu}_f$: ガスの粘度, $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{hr}$

ξ : 鉍石内の有効拡散率, $-$

$\bar{\rho}_f$: ガスの密度, kg/m^3

ϕ_a, ϕ_s : 石灰石および鉍石粒子の形状係数, $-$

文 献

- 1) L. BOGDANDY and R. WARTMAN: Arch. Eisenhüttenw., 36(1965), p. 221
- 2) V. KOUMP, R.H. TIEN, R.G. OLSSON, and T.F. PERZAH: Process Simulation and Control in Iron and Steelmaking, ed. by J. M. Uys and H. L. Bishop, (1966), p. 125 [Gordon and Breach Science Pub.]
- 3) 八木, 佐々木, 鞭: 鉄と鋼, 54(1968), p. 1019
- 4) 八木, 佐々木, 鞭: 鉄と鋼, 54(1968), p. 1032
- 5) 外山: 東工試報告, 58(1963)2, p. 45
- 6) 鞭, 八木, 田村, 森山: 日本金属学会誌, 30(1966), p. 826
- 7) 原, 土屋, 近藤: 鉄と鋼, 55(1969), p. 1297
- 8) 宮坂, 近藤: 鉄と鋼, 54(1968), p. 1427
- 9) Y. HARA: Trans. ISIJ, 8(1968), p. 97
- 10) 間室, 北川: 化学工学協会第32年会, 要旨集(1967), p. 253
- 11) 近藤, 須賀田: 学振54委資料, No 54-1163(1970)
- 12) A. M. SAMARIN, A. W. POLIAKOV, and L. A. SHVARTSMAN: Izv. Akad. Nauk SSSR, 12(1949), p. 1639
- 13) J. M. MOE: Chem. Eng. Proy., 58(1962)3, p. 33
- 14) 近藤, 原, 宮坂: 学振54委資料, No 54-1098(1968)
- 15) 神原, 藤田, 沖川: 富士鉄技報, 15(1966), p. 89
- 16) 内田, 藤田: 化学工学便覧, 3版(化学工学協会編)(1958), p. 135 [丸善]
- 17) 堀江, 山本, 宮下: 鉄と鋼, 57(1971), p. 125
- 18) 鞭, 堀尾: 学振54委資料, No 54-1192(1971),

討 論

【質問】 名大工 堀尾正靱

1. 炉芯部をガスが流れないとすると, 反応熱の供給方法を考えないと冷え込むと思うがどうか。

2. 炉芯部を導入したことの効果が最も表われるのは融体の温度であると思うが, 羽口レベルでの融体温度はいくらか。

【回答】

1. 炉芯部における反応熱は, 炉芯の外側面を通してガスから与えられるものとした。

2. 羽口レベルにおける融体温度は, 計算例に示した戸畑3高炉の熱めの操業時で 1690°C くらいである。

【質問】 日本鋼管 福島 勤

炉芯をガスが通らないとした理由と、溶解帯を直接還元帯の上に位置させたのはどのような根拠によるものか。

【回答】

炉芯部をガスが流れないとしたのは、そのほうが計算結果において、融体温度とガス温度がより実際に近くなると考えられるからである。また鉱石の溶解しはじめる温度は、焼結鉱におけるスラグ生成の実験から1450°Cとしたが、熱収支をとつてゆくと、溶解が終了するのに要する距離は30 cm程度である。それゆえモデルの簡単化のために、溶解の終了するまでは間接還元速度で還元率を計算し、全部溶けたのちに直接還元に切替えることにした。

【質問】 東大生研 桑野芳一

1. 還元速度係数の決定において、実験室でのデータ

を使用しているとのことであるが、実験条件はどうなっているか。

2. 高さ方向の圧力分布の計算において、空隙率はどのようにおいたか、溶解帯などにおけるこの値の評価をどのように考えるか。

【回答】

1. 高炉内と同じような高流速下での実験は不可能なので、実験データを混合律速で解析することにより、反応速度定数、粒内拡散係数を求めて、係数設定の参考にした。

2. モデルの簡単化のために空隙率は炉内一定とした。そのかわり還元粉化などによる補正項として、温度と還元率の影響を考慮した。溶解帯での圧損失は2相流のものを使うべきであるが、計算結果を検討してみると、Carman式によるものと大差はないので、使用しなかつた。