

論 文

UDC 669.162.283 : 669.162.267.4 : 662.614 : 541.127 : 65.012.2

均一分布を仮定した高炉モデル*

全

明**・館

充***

A Mathematical Model of Blast Furnace Based on the Assumption of Uniform Distribution of Burdens and Gas

Chon MYONG and Mitsuru TATE

Synopsis:

A new mathematical model of the blast furnace has been developed for estimating the effect of the coke reactivity on the operational results of the experimental blast furnace in Institute of Industrial Science, University of Tokyo.

The furnace volume above the tuyere level is divided into three regions, namely, "indirect reduction", "direct reduction" and "meltscontaining" by two isotherms, and the temperatures of which are considered to be determined by the coke reactivity and by the melting point of metal. The model is made up of the staged heat balance on the regions and a rate equation of indirect reduction expressing the topochemical progress of two interfaces. Heat of reaction is included in the water equivalent of condensed phases and "heat level" of the furnace is represented by the coke temperature at the tuyere level.

It is estimated from the calculation that coke consumption in the experimental furnace might be reduced by 119 kg/t-metal, of which 33 kg/t-metal can be attributed to the reactivity, by the use of petroleum coke differing from metallurgical coke in several properties besides reactivity.

The model can also be applied to the investigation of the effect of natural gas injection on coke rate and replacement ratio in a commercial furnace. The calculated coke rate and CO-utilization coincide well with the operational results.

1. 緒 言

均一分布を仮定した高炉の静的モデルは、多くの研究者によつて種々のモデルが提出されており、炉況の把握・操業の解析に利用されている¹⁾²⁾³⁾。しかし高炉の実体については不明の点が多いこと、モデル計算上の問題点などのために高炉の挙動をあらゆる側面にわたつて、適確に予測し得るようなモデルの作成は困難である。したがつて現状では、特定の操業方針に対して有効なモデルを問題ごとに作るほうが望ましいと考えられる。本論文では次の目的に合致するようなモデルの作成に努力した。

(1) コークスの反応性のほかに、多くの性状の異なる冶金コークスと、石油コークスの使用試験で、操業の実績からコークスの反応性の効果だけを取り出して評価する。

(2) 従来、燃料吹込みの効果の理論的研究では、何らかの方法でガス利用率、又はそれと等価なパラメータを規定してやらなければ、コークス比や置換率の妥当な予測はできない。このような弱点を克服する意味で、燃料吹込みの効果を評価できるようなモデルを作る。

(3) 現代の大型高炉では、分布の制御が本質的課題として提起されている。不均一分布を考慮したモデルの中で使用する均一分布モデルは、なるべく簡便で計算時間の短いものが望ましい。

従来、高炉を機能的にいくつかの領域に分け、それぞれの部分で進行する反応を仮定することによつて、部分熱収支と総括収支とから、必要な計算を行なう方法が、REICHART⁴⁾以来伝統的に行なわれている。ここではそれらの考え方をふまえ、速度論的取扱いと結びつけてモデルを作成した。

* 昭和 48 年 10 月本会講演大会にて発表 昭和 49 年 3 月 12 日受付 (Received March 12, 1974)

** 東京大学生産技術研究所 (Institute of Industrial Science, the University of Tokyo, Roppongi, Minatoku, Tokyo 106)

*** 東京大学生産技術研究所 工博 (Institute of Industrial Science, the University of Tokyo)

2. 高炉モデルの考え方

高炉モデル作成の基礎として、高炉の挙動を次のように単純化してとらえた。

- (1) 高炉は一定半径を有する円筒状の装置とみなせる。
- (2) ガス、装入物共に炉内半径方向で、均一分布を有する。
- (3) 装入物は炉頂から連続的に装入され、溶融物は出銑口、出滓口から連続的に排出される。
- (4) ガス、装入物共にピストン流れである。

高炉を装入物の温度にしたがつて機能の異なる三つの反応器に分け、各反応器で起きる諸反応をFig. 1のように設定する。装入物の溶融温度を 1400°C と仮定し、それによつて液相の存在する部分と、存在しない部分とに分ける。さらに、液相非存在域ではソリューション・ロス反応が活発に生起する直接還元帯とソリューション・ロス反応を無視する間接還元帯に分け、SCHÜRMANN⁵⁾らの調査結果より $(\text{CO}+\text{CO}_2)\%$ が著しく増加する 1000°C 以上と $(\text{CO}+\text{CO}_2)\%$ がほとんど増加しない 1000°C 以下とに分けた。この両還元帯の境界の温度 1000°C は可変であり、コークスの反応性に依存するものとした。すなわち、コークスの反応性が悪くなるほど間接還元帯から直接還元帯へ移行する境界の温度はより高温域へずれるものと考えた。

次に炉内装入時の装入物の温度は 30°C と仮定する。また、羽口レベルに到達するコークスの温度は、任意の

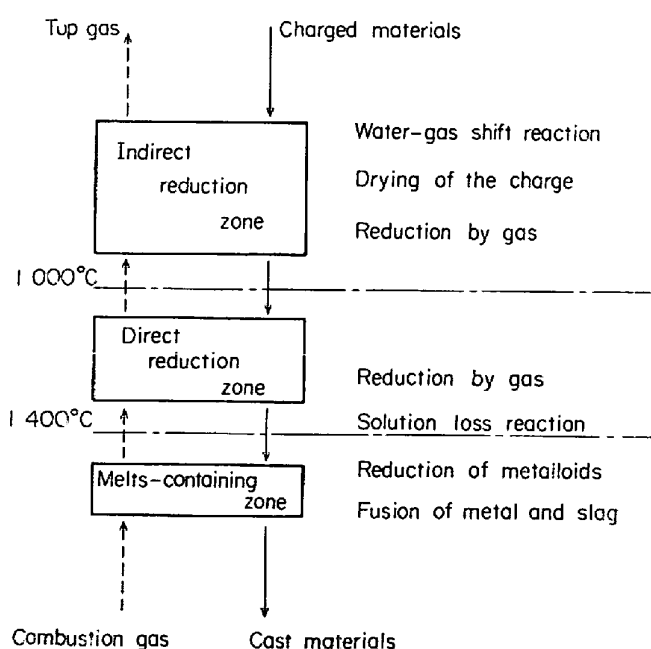


Fig. 1. Chemical subdivision of blast furnace.

操作条件下で銑鉄組成が一定になるように操作するとすればそれを保証する一つの条件として一定温度に保たなければならないとした。鞭モデルと同様に融体はコークス表面をフィルム状に包みながら流下すると考え、融体存在域ではコークスと融体の温度は等しいとした。このように各反応器を流入、流出する装入物の温度は同一装入物を使用し、炉熱が一定になるように操作すれば一定の値に保たれる。

B. I. KITAEV が⁶⁾指摘しているように、高炉のような向流移動層の温度分布は、装入物とガスの水当量の比すなわち熱流比によつて規定される。一般にガスの水当量は炉高さ方向ではほとんど変化しないが、装入物の水当量は化学反応、相変態による熱効果や、熱損失を考慮しなければならないので、各反応器で異なってくる。このように各反応器で、諸プロセスの進行に必要な熱量をみかけ上装入物の水当量として考慮するならば各反応器は、単純な向流式熱交換器と見なすことができ、以下の解析を適用できる。Fig. 2 に示すように、断面積 S 、長さ L の反応器で、それぞれ水当量 W_g 、 W_s を持つガスと固体が、互に向流状態で接触しながら熱交換する場合を考える。

ガスは TG_2 の温度で反応器に流入し、装入物の加熱やこの反応器で生起する諸プロセスの進行に必要な熱 Q 、熱損失 QHL などのため冷却され、 TG_1 の温度で流出していく。装入物は逆方向に TS_1 の温度で入つてガスから熱を奪つて、 TS_2 の温度で出ていく。ここで装入物の固有の水当量を $\tilde{W}_s$ とすれば、水当量 W_s は次式の通りとなる。

$$W_s = \tilde{W}_s + \frac{Q + QHL}{TS_2 - TS_1} \quad \dots\dots\dots (1)$$

ここで充填層の比表面積を a 、熱伝達係数を h 、熱流比を $U = W_s/W_g$ とすると、総括の熱収支から(2)式が成立する。また反応器内の微小部分における熱収支が

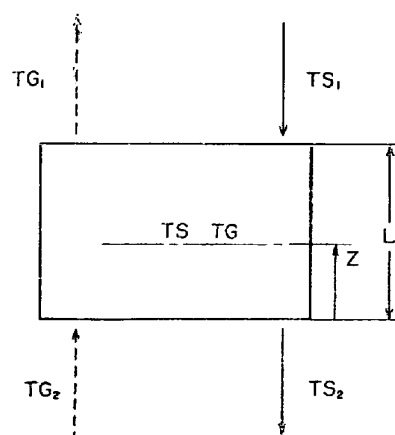


Fig. 2. Heat exchanger in countercurrent flow.

ら得られる微分方程式を反応器下端の温度 TG_2 , TS_2 を境界条件として解くことにより, 下から任意の距離 Z における装入物とガスの温度は (3) と (4) の両式から計算される. さらに (3) 式と (4) 式のいずれかに, $Z = L$ における温度, すなわち反応器上端における温度 TS_1 か TG_1 を代入すれば, この反応器の長さ L は (5) 式のように表現される.

$$TG_1 = TG_2 - U \cdot (TS_2 - TS_1) \quad \dots\dots\dots (2)$$

$$TS = \frac{TS_2 - TG_2}{1 - U} \cdot \exp[(1 - U) \cdot \lambda \cdot Z] + \frac{TG_2 - U \cdot TS_2}{1 - U} \quad \dots\dots\dots (3)$$

$$TG = (TG_2 - U \cdot TS_2) + U \cdot TS \quad \dots\dots\dots (4)$$

$$L = \frac{1}{(1 - U) \cdot \lambda} \log_e \left(\frac{TS_1 - TG_1}{TS_2 - TG_2} \right) \quad \dots\dots\dots (5)$$

ただし $\lambda = h \cdot a \cdot s / W_s$

このモデルでは装入物の各反応帯における温度範囲は同一の装入物を使用し, 炉熱水準一定の操業条件下では一定であり, あらかじめ与えられているものと約束している. それで各反応器の熱流比とガスの流入温度を知れば, ガスの流出温度, 反応器内の装入物とガスの温度分布, 反応器の長さが (2) (3) (4) (5) の諸式から計算できる. 送風条件が与えられると, 融体存在域へ流入するガスの温度は, 羽口前燃焼ガス温度として計算できる. 高炉のように反応器がいくつも連続している場合一つの反応器を流出するガス温度は, 次の反応器に流入する温度と同じである.

与えられた送風条件に対して, 鉍石の装入量と直接還元量の進行量が既知であれば熱流比が計算でき, 熱交換器としての解析を適用することによって, 三つの反応器の長さの和と炉内温度分布が求められる. 逆に, 銑鉄組成が一定になるように操業しているとすれば, 鉍石の装入量と直接還元量は, 部分熱収支の別の表現である条件, すなわち計算によつて求めた三つの反応器の長さの和が実際の高炉の高さに, 等しくなるように制約を課せられる.

さらに残りの間接還元量が, 間接還元帯の温度条件下で, 実際に速度論的に還元し得なければならないという条件が付加される.

3. 本モデルの計算方法

モデルの計算のフローチャートを Fig. 3 に示す. まず送風条件が与えられる. これから, 羽口前燃焼ガス温度 TG を計算する. 次に鉍石の装入量 FS と直接還元量 DR を仮定し各反応器で装入物とガスの水当量を計算する.

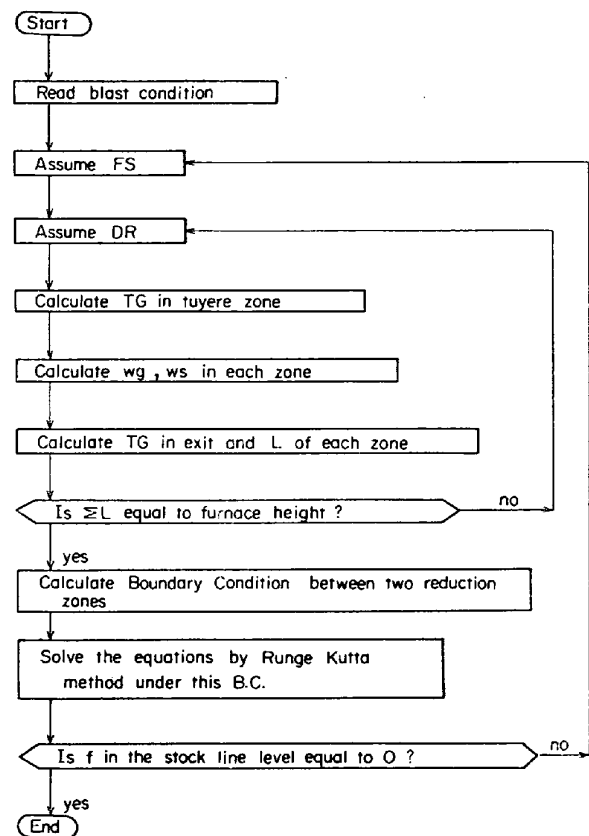


Fig. 3. Flow chart to calculate the B. F. model based on the assumption of uniform distribution of burdens and gas.

高炉を三つの熱交換器の連結したものとみなすことによつて, 反応器の長さの和と温度分布を求める. このようにして求めた反応器の長さの和が, 高炉の炉頂から羽口までの距離に等しいかどうかを判定する. もし等しくない場合, 直接還元量 DR の仮定を変更して等しくなるまで, 同様の操作を繰り返す.

等しくなつたら間接還元帯と直接還元帯の境界での鉍石の還元率, CO , H_2 の濃度等の条件を定める. (付録参照) これらを境界条件として間接還元帯での微小部分についての物質収支から得られた連立常微分方程式 (付録参照) を, 先に得られた温度分布のもとで, Runge-Kutta 法によつて炉頂に向つて解いていく. そして, 炉頂で鉍石の還元率 f が零になるかどうか判定する. もし零にならなかつたら鉍石の装入量 FS の仮定を変更して零に等しくなるまで同様の操作を繰り返す.

4. 高炉内の諸プロセスについての解析

炉内で生起する諸プロセスについて考察する. また各種速度パラメータは実験室的に決定した場合と, 炉内の各種プロセス変数の実測値の分布から推定した場合とを比較検討した.

Table 1. Blast condition in the 22 th campaign of experimental blast furnace at Chiba.

	Unit	
$V B$	Nm ³ /min	4.66
$T B$	°C	843
ϕ	Nm ³ /Nm ³	0.0305
v_0	Nm ³ /Nm ³	0
v_f	Nm ³ /Nm ³	0

モデルで使用する熱伝達係数、還元速度パラメータ等の決定に採用したデータは、東京大学生産技術研究所試験溶鉱炉第 22 次操業の⁷⁾ 基準操業時のデータで、送風条件は Table 1 に、操業成績は Table 2 に、炉内の温度、ガス組成の実測値は Table 3 に示す。

4.1 高炉内における熱伝達

試験炉の炉内ガス組成の実測値の分布をみると、羽口から 1 m の高さにあるシャフト下段のレベルで、ほぼ CO₂ 濃度が零に近い値となっており、また実測温度もこのレベルで 1035~1050°C になっている。そのため羽口から 1 m の高さで、間接還元帯と直接還元帯とに分割されると仮定する。すると間接還元帯の長さは約 1.8 m、直接還元帯と融体存在域の長さの和は約 1 m となる。各反応器は温度水準が異なるために、それぞれ違った熱伝達係数の値を使用しなければならない。ただし溶融レベルの位置が、炉内調査からでは判然としなかつたので、

Table 2. Operational results in the 22 th campaign.

	Unit	
Consumption of sinter	kg/hr	272
Consumption of coke	kg/hr	104
Ore-to-coke ratio		2.61
Productivity	kg/hr	160
Coke rate	kg/t-pig	649
CO-utilization	%	38.8
Degree of direct reduction	%	31

直接還元帯と融体存在域では同じ熱伝達係数の値を用いることにした。

次に熱伝達係数決定のための手順を示す。基準時のデータから送風条件、装入条件を読み込む。この条件下で各反応器における装入物と、ガスの水当量を計算する。

各反応器での熱伝達係数の値を仮定して導き出した各反応器の長さが炉内調査から推定した値に、等しくなっているかどうかによつて熱伝達係数を決定する。

このようにして求めた熱伝達係数を比表面積とかけあわせて、容量係数の形で Fig. 4 に示す。そして、そのときの炉内の温度プロフィルの計算結果を Fig. 4 に示す。また本田⁸⁾ らがコークス乾燥実験から導き出した熱伝達係数の実験式は、次の通りである。

Table 3. The variation of temperature and gas composition along the furnace height in the 22 th campaign.

Distance from tuyere level (m)		Temperature °C	% p _{CO}	% p _{CO₂}
-300	2.5	470~620	26.3~27.7	13.4
Upper shaft	1.9	885~950	29.6~30	10.7~11.6
Middle shaft	1.5	925~965	34.1~34.6	6.7
Lower shaft	1.0	1035~1050	38.2~38.6	0.3~1.2
Belly	0.5	1130	37 ~37.5	0

Table 4. Comparison of $h \cdot a$ decided by two methods.
(unit : kcal/m²·hr°C)

$h \cdot a$	Calculated from Eq. (6)	Estimated from the measured temperature profile	Re
Indirect reduction zone	2950	2590	103
Direct reduction zone melting zone	3750	3450	72

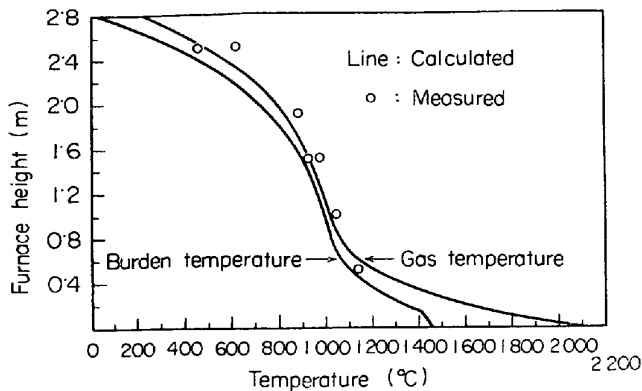


Fig. 4. Longitudinal distributions of temperature at normal operation.

$$h \cdot a = 38 \cdot 7 \cdot G \cdot C_p \cdot Re^{-0.4} \quad (6)$$

ただし、 $20 < Re < 90$ 、コークス粒子径 = $9.53 \sim 15 \text{ mm}$
この実験式 (6) から各反応器での $h \cdot a$ を概算してみた結果を Table 4 に示す。炉内における熱交換の方が粒子径の小さな鉄鉱石が装入されているため、比表面積が大きい点有利となるが、実際の炉内は不均一分布でありガスと粒子の接触効率の点で不利となり、この効果の方がまさっているため、温度分布より推定した $h \cdot a$ が小さくなったと考えられる。また、H. BEER⁹⁾ らは高炉のシャフト部における $h \cdot a$ として 2500 の値を使用している。

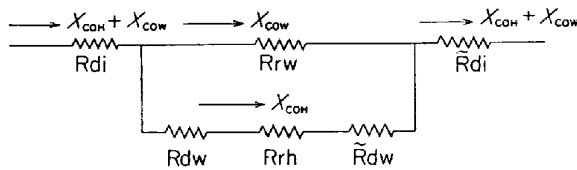
結局、この高炉モデルでは乾燥実験で求められた $h \cdot a$ のガス量依存性を考慮して、次の式を使用することにした。

$$\begin{aligned} \text{間接還元帯} &: h \cdot a = 2590 \cdot (G/G_0)^{0.6} \\ \text{直接還元帯} & \\ \text{融体存在域} &\} \text{で } h \cdot a = 3450 \cdot (G/G_0)^{0.6} \end{aligned}$$

4.2 焼結鉄の CO 還元

ここでは炉内での還元の実体とよくあうように、還元モデルとして 2 界面モデルを採用した。

すなわち、 $\text{Fe}_2\text{O}_3 \rightarrow \text{FeO}$ 、 $\text{FeO} \rightarrow \text{Fe}$ と 2 段の反応を考え、両反応ともトポケミカルに進行するとした。この還元過程は六つの素過程から構成されており、電気的アナ



Rdi, $\tilde{R}di$: transport resistance of CO, CO₂ through the iron
Rdw, $\tilde{R}dw$: transport resistance of CO, CO₂ through the wüstite
Rrw: resistance of reaction at iron-wüstite interface
Rrh: resistance of reaction at hematite-wüstite interface

Fig. 5. Equivalent electrical circuit of reduction.

ロジーで表現すれば Fig. 5 のようになる。ただし、境界膜拡散過程は高炉の条件下では無視しうるとした。

この六つの素過程の速度式を連立させて、各界面における CO, CO₂ 濃度を消去し、単位体積当りの速度式に換算すれば、それぞれの還元段階における速度式は次のようになる。

$$X_{COH} = a_s \cdot v_s \cdot [q_1 \cdot (D_W + R_W) + q_2 \cdot R_W] \cdot P / (R \cdot T \cdot S \cdot q_3) \quad (7)$$

$$X_{COW} = a_s \cdot v_s \cdot [q_2 \cdot (D_H + R_H) - q_1 \cdot D_W] \cdot P / (R \cdot T \cdot S \cdot q_3) \quad (8)$$

ただし

$$\begin{aligned} D_W &= r \cdot [(1 - f_W)^{-1/3} - 1] / D_e \\ R_W &= [k_{COW} \cdot (1 + 1/K_W) \cdot (1 - f_W)^{2/3}]^{-1} \\ D_H &= r \cdot [(1 - f_H)^{-1/3} - (1 - f_W)^{-1/3}] / D_e \\ R_H &= [k_{COH} \cdot (1 + 1/K_H) \cdot (1 - f_H)^{2/3}]^{-1} \\ q_1 &= \frac{(P_{CO} + P_{CO_2}) \cdot (K_H - K_W)}{(1 + K_H) \cdot (1 + K_W)} \\ q_2 &= (P_{CO} - P_{CO_2}/K_W) / (1 + 1/K_W) \\ q_3 &= (D_W + R_W) \cdot (D_H + R_H) + D_W \cdot R_W \\ D_e &= 0.0677 \cdot \xi^2 \cdot (TG/296)^{1.75} \end{aligned}$$

炉鉛直方向同時ガスサンプリング、及び稼動時の炉内試料の採取が行なわれているため、ガス側と固体側の両方から焼結鉄の還元過程を追跡しうる。炉内採取試料の分析結果によると金属化率 $M \cdot \text{Fe} / T \cdot \text{Fe}$ は Table 5 の通りである。

これによると金属鉄はシャフト上段から現われはじめており、ウスタイトの還元はほぼこのレベルから開始すると思われるそのためウスタイトの還元速度定数 k_{COW} は間接還元帯の下端すなわちシャフト下段から計算を進めてこのシャフト上段で、ウスタイトの還元率 f_W が零になるかどうかで決めた。

さらにヘマタイトの還元速度定数 k_{COH} は、炉頂でヘマタイトの還元率 f_H が零になるかどうかで決定する。このように炉内試料側から決定した速度パラメータの値を Table 6 に示す。またそのパラメータの値を使用して計算した炉内ガス組成、還元率、金属化率等の分布を、

Table 5. The variation of metallic Fe along the furnace height.

Level	$M \cdot \text{Fe} / T \cdot \text{Fe}$
Upper shaft	0.03
Middle shaft	0.18
Lower shaft	0.55

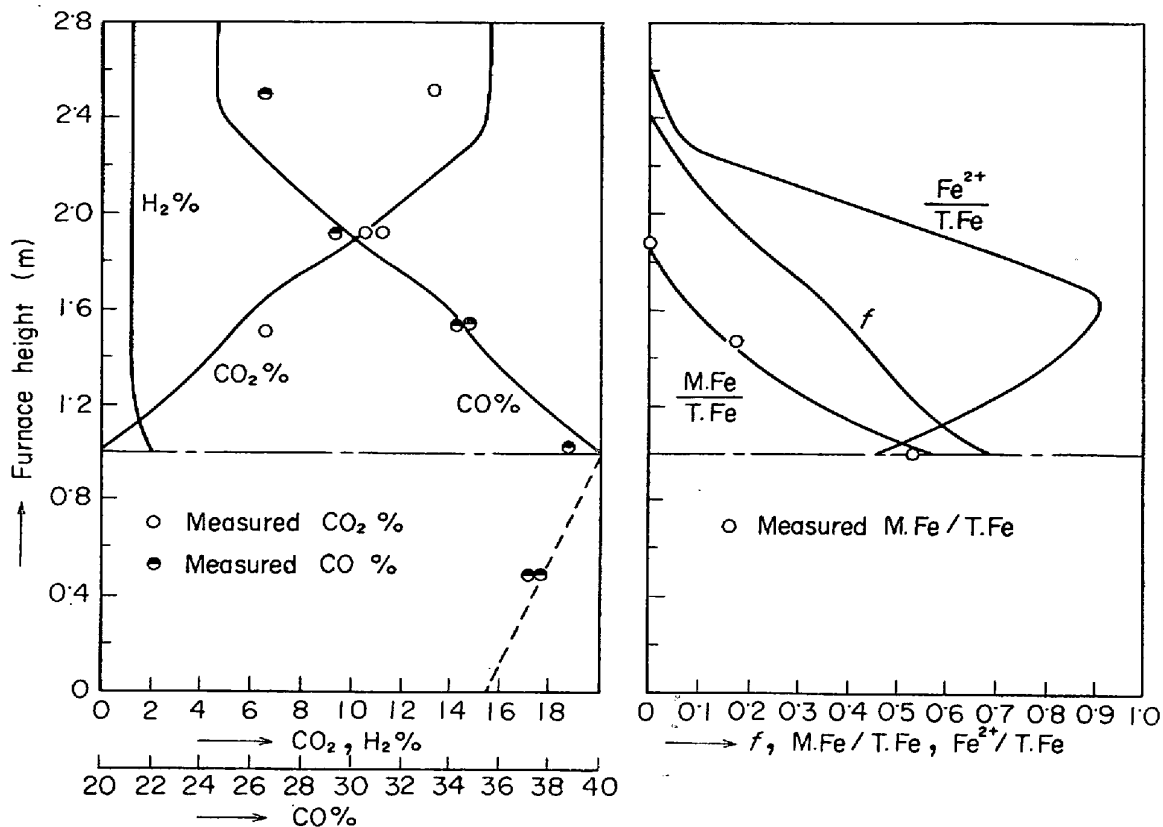


Fig. 6 The variation of gas composition and the reduction of charging materials along the furnace height in the 22th campaign.

Table 6. Comparison of rate constant decided by two methods.

(unit : m/hr)

Rate constant	Estimated from the longitudinal distribution of metallic Fe	Estimated from experimental results 10)
k_{COH}	$20\,010 \exp\left(-\frac{14\,000}{R \cdot TS}\right)$	$5\,625 \exp\left(-\frac{14\,000}{R \cdot TS}\right)$
k_{COW}	$2\,688 \exp\left(-\frac{14\,000}{R \cdot TS}\right)$	$3\,000 \exp\left(-\frac{14\,000}{R \cdot TS}\right)$

Fig. 6 に示す。

天辰¹⁰⁾らが行なった CO ガスによる焼結鉱充填層の還元実験結果に 2 界面モデルを適用して求めた速度パラメータの値と、炉内試料の分析値から推定した値とを比較してみよう。

ウスタイト段階の値は比較的良好一致を示しているがヘマタイト段階の速度パラメータの値は、高炉の実測値から求めた場合のほうがかなり大きな値を示している。ただし、ヘマタイト段階の還元の活性化エネルギーは、実験的に確定しにくいので、ウスタイト段階の活性化

エネルギーと同じ 14kcal/mole の値を使用しており、実際よりも大きな値になりすぎている心配がある。

4.3 焼結鉱の H₂ 還元

還元モデルとして CO 還元と同様に 2 界面モデルを採用した。この場合には H₂O 分布の調査データがないので、ここでは CO 還元速度式の場合のように、炉内調査結果から速度パラメータを定めることはできない。嶋村¹¹⁾らは焼結鉱の還元実験結果を 1 界面モデルとして解析し次のように速度パラメータを決めている。ここでは 2 界面モデルの各段階とも、便宜的に、これを用いることにした。

$$k_{H_2H} = k_{H_2W} = 2.64 \times 10^7 \exp(-29\,800/R \cdot TS)$$

$$D_e = 0.21 \sim 0.468$$

4.4 水性ガス反応

この反応は発熱であるため、温度上昇に伴って平衡が左側へ移行する。またこの反応は触媒表面への H₂O の化学吸着の段階を通して起こり、触媒活性度の高い触媒の存在のもとで、急速に進むといわれている。このため水性ガス反応の速度は装入物の性状、還元過程の状況、操業条件に大きく依存し、確定した速度定数を求めることが難しい。

反応速度はガス濃度に関して二次であるとし、活性化エネルギーは J. M. Moe¹²⁾ らが実験で定めたものを使用し、頻度因子はパラメータとして利用率から判定することにした。

$$X_{WS} = a_s \cdot v_s \cdot k_{WS} (P/RT)^2 (P_{CO} P_{H_2O} - P_{CO_2} P_{H_2} / K_{WS})$$

$$k_{WS} = k_{WS}^0 \exp(-27900/RTS)$$

4.5 ソリューションロス反応

コークスは CO_2 が存在するかぎり、急激にソリューションロス反応が進行し始める臨界温度を想定できる。この温度はコークスの反応性に依存し、コークスの反応性が悪ければ、より高温域にならないとこの反応は急激に進行しなくなる。このように間接、直接の両還元帯を分ける温度は、コークスの反応性のよしあしに依存するであろう。従来行われてきたゾンデなどによる炉内調査結果を検討してみると、ソリューションロス反応が急速に進行し始めるのは、ほぼ CO_2 濃度が零になるレベルからであり、温度もサマルリザーブゾーン温度から急激に上昇し始める例が多数見受けられる⁵⁾⁷⁾¹³⁾。このような結果からある温度で還元帯は間接・直接の二つの領域に分割し、その境界のレベルでは CO_2 , H_2O とも

に零であると仮定してもそれほどの誤りはないと推察される。ここではモデルの性質上、ソリューションロス反応の速度式を定めることはせず、間接還元帯と直接還元帯とを分割する温度は、コークスの反応性によつてどのように違うかを基礎実験から推測してみることにした。張¹⁴⁾らは反応性の異なる二種類のコークス、すなわち冶金コークスと石油コークスについて、 CO_2 に対する反応性の実験を行なった。Fig. 7 はその実験結果を CO_2 濃度をパラメータにして、ガス化速度を温度に対してプロットしたものである。この実験から、次のことがわかった。

(1) コークスは各 CO_2 濃度に対して共通に、ある温度を境として急激にガス化速度が増加する。この臨界の温度を分割温度とする。

(2) 石油コークスは反応速度曲線を較べてみると、冶金コークスのそれを約 $60^\circ C$ 高温側に平行移動させた関係になる。

(3) $1100^\circ C$ における反応速度を比べてみると、冶金コークスは石油コークスよりも約 2 倍大きい。

(4) $1100^\circ C$ 以上の温度領域では、双方とも温度による増加は鈍り、反応性はコークスの種類による差異がなくなる傾向が見られる。

5. 冶金コークスと石油コークスの種々の性状の相違が操業に及ぼす影響

第 22 次操業ではコークスの反応性が、コークス比などにどのような影響を及ぼすかを解明するため、冶金コークスと反応性の低い石油コークスを用いて試験を行なった。しかし両コークスは反応性のほかに種々の性状が異なるので、各因子ごとに操業に与える影響を数式モデルにより評価することにした。

5.1 コークスの反応性

両還元帯を分割する温度がコークスの反応性に依存し、反応性が悪いほど分割温度が高温側にずれ、ソリューションロス反応の進行する温度領域がせばまる。他の条件を一定にして分割温度を変えたとき、各種操業指数がどのように変化するかを Fig. 8 に示し、温度分布の変化を Fig. 9 に示した。分割温度が高くなるにつれて、すなわちコークスの反応性が悪くなるにつれて、間接還元帯の領域が大きくなる。その結果 CO 利用率は向上し、ソリューションロス量は抑制される。張らの実験により石油コークスは冶金コークスに比べて、分割温度が $60^\circ C$ 高くなっているの、計算上コークス比にして約 33 kg 節約されることになる。同様の条件で他の操業データと比較すれば Table 7 のようになる。操業により実績値がか

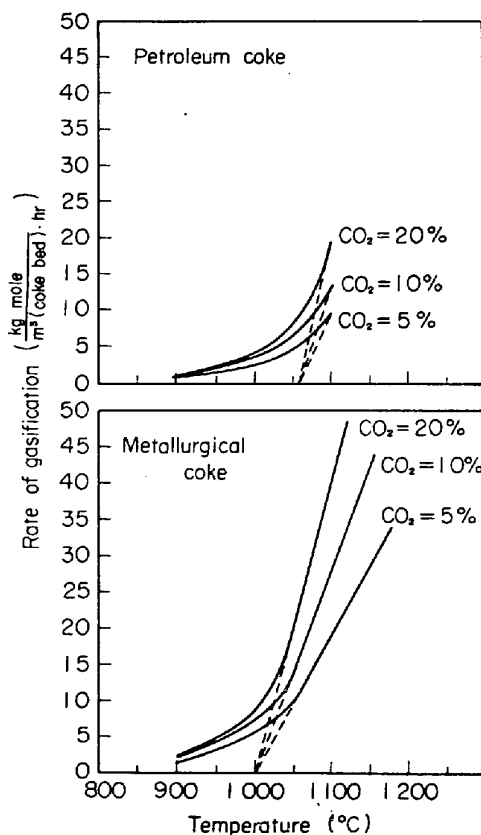


Fig. 7. The effect of temperature on the gasification rate of coke estimated from experiments conducted by CHAN and SUZUKI¹⁴⁾.

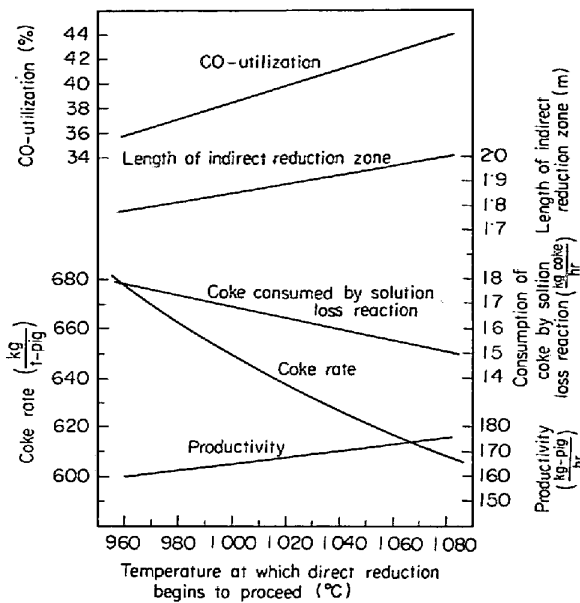


Fig. 8. The effect of coke reactivity on operational results.

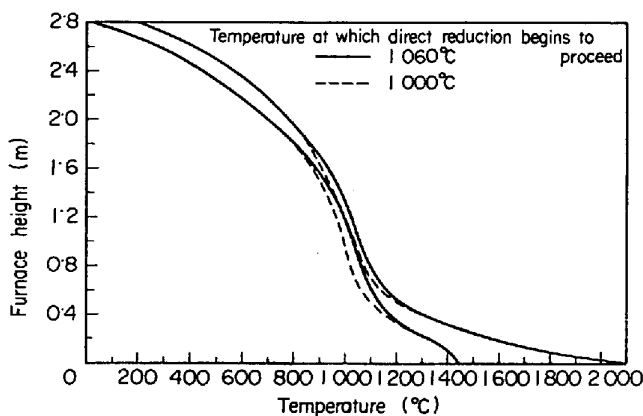


Fig. 9. The effect of coke reactivity on the distributions of temperature.

Table 7. The effect of coke reactivity on coke ratio.

	Condition	Reduction of coke ratio
G. HEYNERT ⁽⁶⁾	Sample : coke whose gasification rate is a half at 1 100°C	50~70 kg
H. KAHLHÖFER ⁽⁵⁾		28~41 kg
From this work		33 kg

なりばらつくが H. KAHLHÖFER⁵⁾ らによつて、行なわれた操業結果と良い一致を示している。石油コークスの場合、冶金コークスに比べてソリューションロス反応の進行量が抑制されるため Fig. 9 に示したようにシャフト部下段付近の温度が少し上昇している。

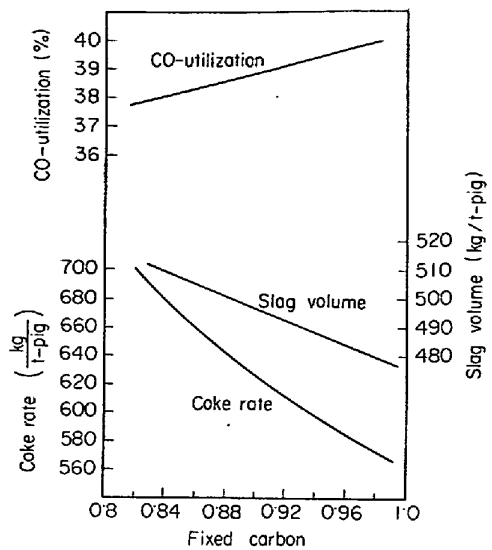


Fig. 10. The effect of fixed carbon on operational results.

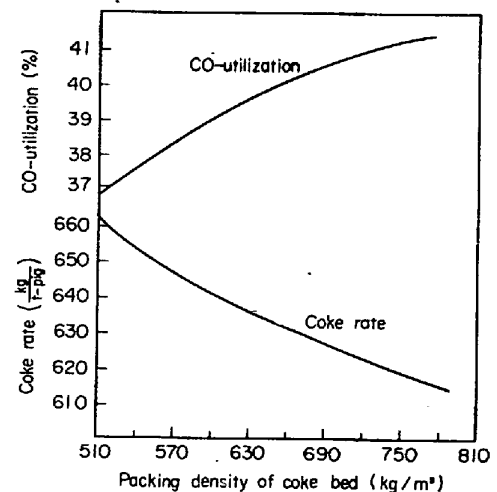


Fig. 11. The effect of packing density of coke bed on operational results.

5.2 固定炭素とコークス充填密度の影響

石油コークスは固定炭素も、充填密度も冶金コークスに比べて大きい。それでコークスの燃焼による容積変化が小さくなるので荷の降下速度が遅くなる。そのため熱伝達、ガス利用率は向上する。これらの効果によつてソリューションロス反応が減少し、コークス比が低下する可能性がある。Fig. 10, Fig. 11 はそれぞれコークスの固定炭素、充填密度をパラメータとして変えていつたとき、コークス比などがどのように変化するかをモデルによつて、推測してみた結果である。それによるとコークス中の固定炭素を増加させていくと、固定炭素 1% 増につきコークス比約 9 kg の減となる。これを従来の操業実績¹⁷⁾¹⁸⁾と比較してみると、Table 8 のようになり、良

Table 8. The effect of fixed carbon on coke ratio.

	Condition	Reduction of coke rate
W. SCHAEFERS ⁷⁾	1% reduction of coke ashes	2% fc coke rate
H. ASAI ¹⁸⁾		10 kg
From this work		8~9 kg

い一致を示している。固定炭素の割合が増加するとそれ相応に灰分が減少するので、単位出銑量当りのスラグ量が減少する。そのため溶解に必要な熱量が減る。又降下速度も減少するので利用率が向上するといった諸要因により、コークス比が節減されることになる。

同様に充填密度が大きくなれば、降下速度の減少によるガス利用率の向上が期待される。コークスの充填密度が 100 kg/m^3 増加することにより、ガス利用率で約 1.7 % 増コークス比で約 17 kg 減となる。

5.3 冶金コークスと石油コークスの操縦業成の比較

両コークスを用いて操縦した時のコークス比を比較してみる。両コークスの性状のうち主として反応性、固定炭素、充填密度の三点に着目すればモデル上では、119 kg のコークスが節減されることになる (Table 9)。しかし実績では 96 kg とモデル計算ほどコークス比が減少し

ていない。鈴木¹⁴⁾らが報告しているように、炉内試料の調査結果、分析結果からみて石油コークス使用時には、溶解帯の明瞭な上昇が推定され、冶金コークス使用時に比べて炉熱水準が上昇していることになる。したがって実際には増鉱が可能であり、コークス比がより節減されることになり、モデル計算との差異は、減少するであろう。

6. 天然ガス吹込みの効果

G. SIRONI¹⁹⁾ らはイタリアの Bagnoli 製鉄所の炉床径 8 306 mm、羽口前よりの高さ 29 869 mm の第 4 高炉で高炉プロセスへの天然ガス吹込みと酸素添加の影響を調査した。モデルにより天然ガス吹込みの効果の予測を行ない、実績と比較した。この均一分布モデルは試験高炉を想定して作成したが、試験炉と生産炉の間にはプロセスの機能の面において、本質的相違はなく、この機能に立脚して組立てたモデルは有効になり立つはずである。しかし生産高炉は炉内ガス圧損失が大きいので、試験高炉のように炉高方向で、ガス全圧を一定とみなすことができない。また試験炉と生産炉とでは、装入物の分布パターンなどの各種の条件が異なる。さらにこの生産炉内の挙動について、ゾンデなどによる実測データがないので、各種パラメータの推定は試行錯誤的に行なうしかない。天然ガス吹込みの調査は、3 ヶ月にわたって行なわ

Table 9. Reduction of coke rate estimated from this model in using petroleum coke compared with metallurgical coke.

	Metallurgical coke	Petroleum coke	Reduction of coke rate
Reactivity	1 000°C	1 060°C	33 kg
Fixed carbon	0.879	0.982	70 kg
Density of coke bed	585	690	16 kg
Total			119 kg

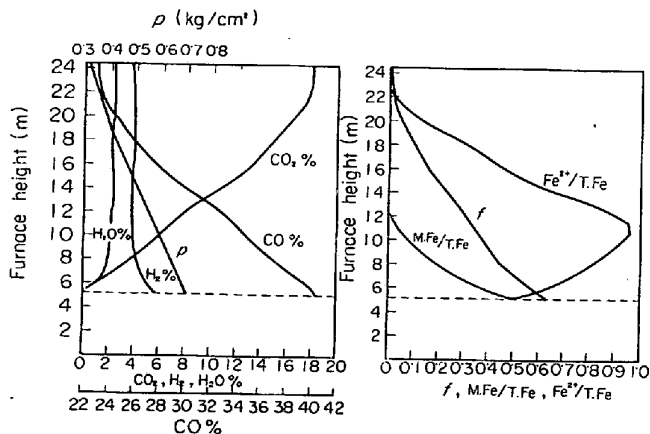
Table 10. Blast condition from three experimental periods⁹⁾

	Unit	Period I	Period II	Period III
Dry blast volume	Nm ³ /hr	146 400	143 700	140 700
Blast temperature	°C	1 033	1 035	1 031
Blast H ₂ O	g/Nm ³	13.6	15.1	16.4
CH ₄ rate	Nm ³ /hr	5 400	7 033	8 350
O ₂ rate	Nm ³ /hr	0	1 755	3 720
Blast pressure	kg/cm ²	1.92	1.96	1.90

Table 11. The values of various rate parameters.

Reaction		Rate constant
$\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{CO} = 2\text{FeO} + \text{CO}_2$	m/hr	$584 \exp\left(-\frac{7000}{R \cdot TS}\right)$
$\text{FeO} + \text{CO} = \text{Fe} + \text{CO}_2$	"	$957 \exp\left(-\frac{14000}{R \cdot TS}\right)$
$\text{Fe}_2\text{O}_3 + \text{H}_2 = 2\text{FeO} + \text{H}_2\text{O}$	"	$50\,000 \exp\left(-\frac{14000}{R \cdot TS}\right)$
$\text{FeO} + \text{H}_2 = \text{Fe} + \text{H}_2\text{O}$	"	$13\,000 \exp\left(-\frac{14000}{R \cdot TS}\right)$
$\text{H}_2\text{O} + \text{CO} = \text{H}_2 + \text{CO}_2$	"	$440\,000 \exp\left(-\frac{9800}{R \cdot TS}\right)$

Zone	h (kcal/m ² hr°C)	Commercial furnace ⁹⁾	Experimental furnace at Chiba
Indirect reduction zone		3.4	4.5
Direct reduction zone and melts-containing zone		7.1	6.0

Fig. 12. The variation of gas composition and the reduction of charging materials along the furnace height in the commercial furnace¹⁹⁾.

れ、天然ガスの吹込量は3段階にわけて増加している (Table 10).

吹込み条件は理論燃焼温度一定 (2070°C), ボッシュガス量一定であり, 熱補償は酸素で行なつた. Table 10 で期間 (I) のデータを基準データとして採用し, 各種速度パラメータ推定の基礎とし, その結果は Table 11 にかかげてある. またそのときの各種ガス組成圧力との分布, 還元率, 金属化率等の分布を Fig. 12 に, 炉内温度

分布は Fig. 13 にそれぞれ示した.

天然ガスの吹込み量を増加させていつたとき, ガス利用率の計算結果と実績との比較を Fig. 14 に示す. CO 利用率はほぼ良い一致を示しているが, H₂ 利用率はあまり良い一致を示していない. H₂ 自体の炉内における挙動が複雑であり, 現状では正しい H₂ 利用率の予測は困難である.

Fig. 15 に天然ガス吹込みに伴うコークス比の低下に関して, モデルによる予測と実績との対応を示す. モデルの中でコークスの揮発分中 H₂ を考慮するかしないかで少し変ってくるが, 予測と実績との差は最大 5 kg ほどであり, 炉内の状況についての調査データがない以上この程度の相違はやむを得ないであろう. モデルでコークス中 H₂ を考慮する場合, 揮発した H₂ は全部還元に関与するものとした.

Table 11 からわかるように使用した各種速度パラメータの値は, 試験高炉のそれと比べるとかなり小さくなっている. 試験炉での値をみると, 実験室で求めた値とほぼ近い.

このことから試験炉における装入物の分布は均一に近く, それに対してこの生産炉はより不均一度が大きいのでシャフト効率が低下し, それがパラメータを小さくしているのではないかと推測される.

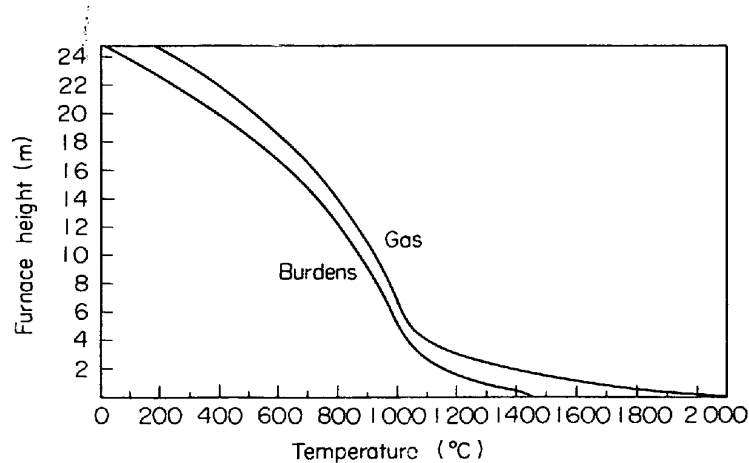
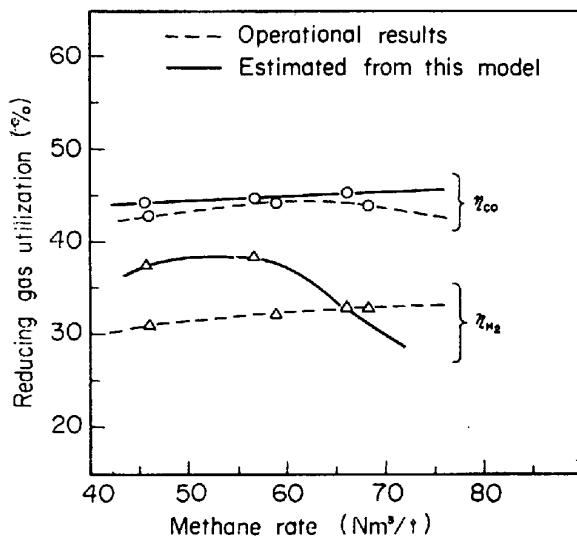
Fig. 13. Longitudinal distributions of temperature in commercial furnace¹⁹⁾.

Fig. 14. Reducing gas utilization vs. methane rate.

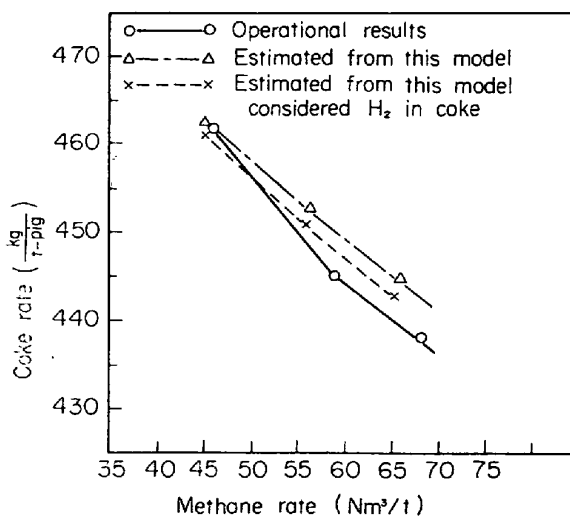


Fig. 15. Coke rate vs. methane rate.

7. 結 論

従来の各種炉内調査結果から判断して、高炉を機能的に三つの反応帯に分割した。間接還元帯と直接還元帯との相互作用に着目し、炉熱が一定になるように操作するとすれば、許容される直接還元の進行量がさだめられる。さらに炉の上部で残りの間接還元の進行が速度論的に可能なように保証せねばならない。

このような考え方に立つて任意の送風条件が与えられたとき、炉内での各種プロセス変数の分布、及び操業成績が予測できるようなモデルを作成した。このモデルは構成が比較的、簡単であり、計算時間も大幅に短縮されている。このモデルを試験溶鉱炉の低反応性コークス使用試験に適用し、実績と比較検討した。コークスの種々の性状の相違により、石油コークスは冶金コークスに較べてモデル計算上コークス比が約 119 kg 節減されることになるが、実績では 96 kg とそれほど節減されない。これは炉内試料の分析から見て、炉熱水準の相違によるものと推定している。このモデルは試験高炉を想定して作成したが、しかるべきパラメータを使用すれば、生産炉にも有効に適用できると考える。イタリアの Bagnoli 製鉄所第 4 高炉の天然ガス吹込み調査をこのモデルによつて解析した。天然ガス吹込み量を増加させていつたとき、コークス比の節減量をモデルによつて予測してみたが、実績と最大 5 kg 程度の違いがあつた。

記 号

a, a_s : 装入物及び焼結鉱の比表面積 (m^2/m^3)

Cp : ガスの比熱 ($\text{kcal}/\text{kg} \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{C}$)

DP : 装入物の粒径 (m)

DR : 直接還元の進行量 (kg mole/hr)

D_e : 有効拡散係数 (m^2/hr)

f_H, f_W, f : ヘマタイト, ウスタイト段階及び全体の還元率 (—)

$F_{N_2}, F_{H_2}, F_{CO}, F_{CO_2}, F_{H_2O}, F$: N_2, H_2, CO, CO_2, H_2O , 及びトータルのガス流量 (kg mole/hr)

FS, FC : 毎時の焼結鉱, コークスの装入量 (kg/hr)

G_0, G : 基準時 (22 次操業時) 及びその他のときのガスの質量速度 (kg/hr·m²)

g_c : 重力換算係数 (kg·m/kg·hr²)

GOB : 焼結鉱中の酸素原子量 (kg mole-0/m²·hr)

GOD : 両還元帯の境界での焼結鉱中未還元酸素原子量 (kg mole-0/m²·hr)

GOH, GOW : ヘマタイト, ウスタイト中未還元酸素原子量 (kg mole-0/m²·hr)

h : 粒子一流体間の熱伝達係数 (kcal/m²·hr°C)

K_H, K_W, K_{WS} : ヘマタイト段階, ウスタイト段階の還元反応及び水性ガス反応の平衡恒数

k_{COH}, k_{COW} : ヘマタイト段階, ウスタイト段階の CO 還元の反応速度定数 (m/hr)

k_{H_2H}, k_{H_2W} : ヘマタイト段階, ウスタイト段階の H₂ 還元反応の反応速度定数 (m/hr)

k_{WS}, k_{WS}^0 : 水性ガス反応の速度定数及び頻度因子 (m/hr)

L : 反応器の長さ (m)

$MFe/T·Fe$: 金属化率 (—)

$P_{N_2}, P_{H_2}, P_{CO}, P_{CO_2}, P_{H_2O}$: N_2, H_2, CO, CO_2, H_2O の分圧 (—)

P, PS : ガス圧及び炉頂圧 (kg/cm²)

P_0 : 1 kg/cm²

RLI : 間接還元帯の長さ (m)

R_e : 粒子レイノルズ数

r : 焼結鉱の半径 (m)

R : 気体定数 (1.986 cal/°K)

S : 高炉の断面積 (m²)

$SFE, SFEO$: 焼結鉱中の T·Fe, FeO 成分の分率 (—)

TB : 送風温度 (°C)

TS_2, TS_1 : 反応器へ流出入する固体の温度 (°K)

TG_1, TG_2 : 反応器へ流出入するガスの温度 (°K)

TG, TS : ガスと固体の温度 (°K)

TG_0 : 273°K

U : 熱流比 (—)

VB : 乾風量 (Nm³/min)

v_0, v_f : 酸素富化量及び天然ガス添加量 (Nm³/Nm³ dry blast)

v_s : 装入物中焼結鉱の体積分率 (—)

W_g : ガスの水当量 (kcal/hr°C)

$\tilde{W}_s, W_s$: 装入物固有の及び見かけの水当量 (kcal/hr°C)

Z : 距離 (m)

なお X は間接還元帯で進行する以下の各種反応速度の記号を示す (kg mole/m³·hr)

X_{COH} : $Fe_2O_3 + CO = 2FeO + CO_2$

X_{H_2H} : $Fe_2O_3 + H_2 = 2FeO + H_2O$

X_{COW} : $FeO + CO = Fe + CO_2$

X_{H_2W} : $FeO + H_2 = Fe + H_2O$

X_{WS} : $H_2O + CO = H_2 + CO_2$

$\alpha_{CH_4}, \alpha_{CO_2}, \alpha_{N_2}$: 天然ガス中 CH_4, CO_2, N_2 の各成分の分率 (—)

ϵ : 空間率 (—)

φ : 送風湿分 (Nm³H₂O/Nm³ dry blast)

ρ_0 : 0°C 1 気圧におけるガス密度 (kg/Nm³)

ξ : 焼結鉱のポロシティ (—)

文 献

- 1) 鞭ら: 鉄と鋼, 54 (1968), p. 1019
- 2) V. KOUMF: Metallurgical Society Conference, 32 (1964), p. 125
- 3) A. K. LAHIRI et al.: JISI, 193 (1969), p. 293
- 4) P. REICHARDT: Archiv. Eisenhüttenw., 1 (1927), p. 77
- 5) E. SCHÜRMANN: Stahl u. Eisen, 80 (1960), p. 854
- 6) B. I. KITAEV: Heat Exchange in Shaft Furnaces (1967), p. 138 [Pergamon Press]
- 7) 東京大学生産技術研究所試験溶鉱炉委員会編: 第 22 次操業報告書
- 8) 本田, 全: 未発表
- 9) H. BEER: Automation I, Amsterdam Session, p. 128
- 10) 天辰, 相馬: 学振 54 委員会, 1250 (1972)
- 11) 嶋村, 大森: 東北大学選鉱製錬研究所報, 第 576 号
- 12) J. M. MOE: Chem. Eng. Progress, 48 (1952), p. 247
- 13) J. MICHARD et al.: B. F., C. O., Raw Mat., 20 (1961), p. 329
- 14) 張, 鈴木, ら: 鉄と鋼, 投稿中
- 15) H. KAHLHÖFER: Stahl u. Eisen, 82 (1962), p. 547
- 16) G. HEYNERT: Stahl u. Eisen, 80 (1960), p. 981
- 17) W. SCHAEFERS: Stahl u. Eisen, 85 (1965), p. 1509
- 18) H. ASAI: Stahl u. Eisen, 78 (1958), p. 359
- 19) G. SIRONI et al.: Proceedings ICSTTS. Suppl. Trans ISIJ Vol II, 1971

付 録

1. 間接還元帯で成立する連立常微分方程式

間接還元帯の微小部分で成立する物質収支、力のバランスから次の連立常微分方程式を導き出すことができる。

$$\frac{dP}{dZ} = - \left\{ 1.75 + \frac{150(1-\varepsilon)}{Re} \right\} \cdot$$

$$\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \cdot \frac{G^2 T G \cdot P_0}{DP \cdot T G \cdot P \cdot g_C \cdot \rho_0}$$

$$dGOH/dZ = X_{COH} + X_{H_2H}$$

$$dGOW/dZ = X_{COW} + X_{H_2W}$$

$$dF_{CO}/dZ = -(X_{COH} + X_{COW} + X_{WS}) \cdot S$$

$$dF_{CO_2}/dZ = (X_{COH} + X_{COW} + X_{WS}) \cdot S$$

$$dF_{H_2}/dZ = -(X_{H_2H} + X_{H_2W} - X_{WS}) \cdot S$$

$$dF_{H_2O}/dZ = (X_{H_2H} + X_{H_2W} - X_{WS}) \cdot S$$

2. 間接還元帯と直接還元帯の境界における諸プロセス変数の値

1) このレベルでの各種ガス成分濃度

$$F_{N_2} = VB \cdot 60 \cdot (0.79 + \alpha_{N_2} \cdot v_f) / 22.4$$

$$F_{H_2} = VB \cdot 60 (\varphi + \alpha_{CH_4} \cdot v_f \cdot 2) / 22.4$$

$$F_{CO} = VB \cdot 60 \cdot (0.42 + \varphi + 2 \cdot v_0 + 2 \cdot \alpha_{CO_2} \cdot v_f) / 22.4 + DR$$

$$F = F_{N_2} + F_{H_2} + F_{CO}$$

$$P_{N_2} = F_{N_2} / F$$

$$P_{H_2} = F_{H_2} / F$$

$$P_{CO} = F_{CO} / F$$

$$P_{CO_2} = 0.0$$

$$P_{H_2O} = 0.0$$

$$P = PS + RLI \times 0.03$$

従来の試験高炉の操業実績では、単位層当りの圧損が0.04~0.02であることがわかっているため、両還元帯の境界における圧力推定式として上式を設定した。

2) このレベルでの還元率

$$GOD = DR / S$$

$$GOB = (SFE \cdot 1.5/56 - SFE \cdot 0.5/72) \cdot FS / S$$

$$f = 1 - GOD / GOB$$