

© 1992 ISIJ

論 文

鉄浴型溶融還元炉における燃焼機構の解析

篠竹 昭彦*・高本 泰*

Numerical Analysis of Combustion Mechanism in Iron Bath Type Smelting Reduction Furnace

Akihiko SHINOTAKE and Yasushi TAKAMOTO

Synopsis :

A numerical analysis based on the mathematical model has been made on the combustion phenomena in an iron bath type smelting reduction furnace. This model deals with seven components : C, CO, CO₂, O₂, H₂, H₂O, N₂. Gas flow, temperature distribution in smelting reduction furnace were calculated.

The change of post combustion ratio by coal species and coal feed rate into smelting reduction furnace was calculated and compared with 5 t scale experiment.

The model was also used to calculate material and heat balance when heat loss amount and prereduction degree of ore changed. It was found that the material and heat balance point was determined uniquely by coal species, heat loss amount, and prereduction degree of ore. In this balance point, ore and coal feed rates are determined uniquely, post combustion ratio and heat efficiency are also determined, so coal and oxygen consumption and productivity at this point can be calculated.

Key words : ironmaking; smelting reduction; coal; post combustion; gas flow; computer simulation; mathematical model; material balance; heat balance.

1. 緒 言

高炉によらない製鉄法の一つとして溶融還元法があり、粉鉱石や一般炭の増加、コークス炉の改修時期の到来など近未来の事情に対応すべく研究開発が進められている。溶融還元法にはいろいろな種類があるが、その一つとして予備還元炉で予備還元した鉱石を鉄浴炉で溶融還元するプロセスがあり、いくつかの試験結果が報告されている^{1)~3)}。鉄浴型の溶融還元炉においては、石炭の分解や鉱石の還元によって発生する H₂, CO などの可燃成分を上吹き酸素により燃焼させて熱源とするが、その燃焼挙動はスラグ上の炭材や石炭の揮発成分との反応もあって複雑であり、ガス流れ、反応、伝熱の機構は十分解明されていない。転炉における炉内空間のガス流れ、反応、伝熱モデルを用いて解析した例は若干報告されている^{4)~6)}。転炉では酸素ジェットの大部分は溶銑の脱炭に使われ、一部が発生する CO ガスの酸化に使われるのに対し、溶融還元炉では熱供給が主目的であるため、酸素ジェットと溶銑との接触を相当量のスラグによって

遮断し、大部分の酸素は石炭の揮発分や還元で発生する CO などのガスの酸化に使われる。また、転炉では C→CO→CO₂ の酸化を考えれば十分であるが、溶融還元炉で石炭を用いて操業する場合は H₂→H₂O の酸化も考えなければならず、ガス種数が多く反応もより複雑になる。そこで溶融還元炉における燃焼・伝熱現象を解明するために、数学モデルを用いて解析を行った。本論文ではモデルの概要と解析例、モデル計算の結果を用いた溶融還元炉内の物質と熱収支の解析結果を述べる。

2. 溶融還元炉内の気相側燃焼モデル

2.1 基礎式と計算方法

モデルの概念図を Fig. 1 に示した。本モデルでは、気相空間(計算領域)は定常状態として扱い、スラグフォーミングレベルは一定で、鉱石と炭材の供給速度に見合ったガス発生があるものと仮定して軸対称 2 次元の円筒座標系で計算した。考慮した化学種は C, CO, CO₂, O₂, H₂, H₂O, N₂ の 7 種である。C のみが固体で他はガスであるが、C はすすのような微小な粉を想定し、

平成 3 年 11 月 8 日受付 平成 4 年 4 月 10 日受理 (Received on Nov. 8, 1991; Accepted on Apr. 10, 1992)

* 新日本製鉄(株)プロセス技術研究所 (Process Technology Research Laboratories, 20-1 Shintomi Futtsu 299-12)

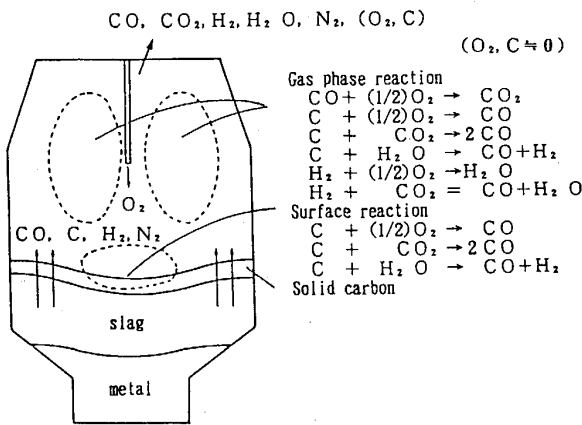


Fig. 1. Reactions in combustion model.

体積を持たず質量のみを持ち、ガス中の1成分として挙動するものとした。また、混合ガスは理想気体の状態方程式に従うものとし、1相流の圧縮性流体として取り扱った。乱流モデルとして $k-\epsilon$ 2 方程式モデル⁷⁾を用いた。このとき基礎方程式は(1)式の形で表される。 ϕ は従属変数、 Γ_ϕ は交換係数、 S_ϕ はソース項である。 ϕ の内容により(1)式は連続の式 ($\phi = 1$)、径 (r) 方向および軸 (z) 方向の運動量保存式 ($\phi = V, W$)、エンタルピー保存式 ($\phi = h$)、乱流エネルギーおよび消散速度保存式 ($\phi = k, \epsilon$)、および化学種濃度保存式を意味する。濃度に関する変数としては $m_C, m_{N_2}, f_C, f_H, m_{fu}$ を解いた。 m_C, m_{N_2} は C および N_2 の質量濃度、 f_C, f_H はそれぞれ C 原子濃度、H 原子濃度である。化学種 i の質量濃度を m_i とするとき f_C, f_H はそれぞれ(2)、(3)式で表される。また、 m_{fu} は(4)式で定義した。 m_{N_2}, f_C, f_H は反応によって変化しないためソース項 S_ϕ は 0 であり、 m_C および m_{fu} のソース項 S_ϕ は 2.2 節の気相反応モデルから与えられる。 m_{fu} はシフト反応(2.2 節の反応⑥)によって変化しない値である。シフト反応は平衡を仮定した。平衡定数を K とすると(5)式が成り立つ。 K は温度の関数であり、例えば 1500°C で $K = 3.8$ 、 1700°C で $K = 4.6$ であるが、ここでは簡単のために $K = 4$ と仮定して計算した。また、(6)式が成り立つので、 $m_C, m_{N_2}, f_C, f_H, m_{fu}$ が求まれば、(2)~(6)式を連立させて解くことにより、 $m_{CO}, m_{CO_2}, m_{O_2}, m_{H_2}, m_{H_2O}$ が求められる。ここでガス密度 ρ は混合ガスの平均分子量を用いて理想気体の状態方程式より求めた。

$$\frac{\partial}{\partial z}(\rho W \phi) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} r(\rho V \phi) = \frac{\partial}{\partial z}(\Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial z}) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} (r \Gamma_\phi \frac{\partial \phi}{\partial r}) + S_\phi \quad \dots\dots(1)$$

$$f_C = m_C + \frac{12}{28} m_{CO} + \frac{12}{44} m_{CO_2} \quad \dots\dots(2)$$

$$f_H = m_{H_2} + \frac{2}{18} m_{H_2O} \quad \dots\dots(3)$$

$$m_{fu} = \frac{1}{28} m_{CO} + \frac{1}{2} m_{H_2} \quad \dots\dots(4)$$

$$\frac{m_{H_2O}}{m_{H_2}} = \frac{63}{11} K \frac{m_{CO_2}}{m_{CO}} \quad \dots\dots(5)$$

$$m_C + m_{CO} + m_{CO_2} + m_{O_2} + m_{H_2} + m_{H_2O} + m_{N_2} = 1 \quad \dots\dots(6)$$

温度 T とエンタルピー h の関係は(7)式で与えた。

H_C は C の CO_2 までの燃焼熱、 H_{CO} は CO の燃焼熱、 H_{H_2} は H_2 の燃焼熱である。ガスの平均比熱 C_P は、化学種 i の 2000 K における比熱 $C_{Pi}^{(8)}$ を用いて(8)式で計算した。

$$h = C_P T + m_C H_C + m_{CO} H_{CO} + m_{H_2} H_{H_2} \quad \dots\dots(7)$$

$$C_P = \sum_i m_i C_{Pi} \quad \dots\dots(8)$$

計算には汎用プログラム PHOENICS を用いた。

2.2 気相反応モデル

気相反応として①~⑥を考え、①~⑤の反応に渦消散モデル⁹⁾を用いた。⑥のシフト反応のみ平衡を仮定した。すなわち反応①, ②, ③, ④, ⑤におけるそれぞれ CO, C, C, C, H_2 の反応速度は(9)~(13)式で与えられる。

$$CO + (1/2) O_2 \rightarrow CO_2 \quad \dots\dots①$$

$$C + (1/2) O_2 \rightarrow CO \quad \dots\dots②$$

$$C + CO_2 \rightarrow 2CO \quad \dots\dots③$$

$$C + H_2O \rightarrow CO + H_2 \quad \dots\dots④$$

$$H_2 + (1/2) O_2 \rightarrow H_2O \quad \dots\dots⑤$$

$$H_2 + CO_2 \rightleftharpoons CO + H_2O \quad \dots\dots⑥$$

$$R_{CO} = C_{EBU1} (\rho \epsilon / k) \min(m_{CO}, m_{O_2} / s_1) \quad \dots\dots(9)$$

$$R_{C2} = C_{EBU2} (\rho \epsilon / k) \min(m_C, m_{O_2} / s_2) \quad \dots\dots(10)$$

$$R_{C3} = C_{EBU3} (\rho \epsilon / k) \min(m_C, m_{CO_2} / s_3) \quad \dots\dots(11)$$

$$R_{C4} = C_{EBU4} (\rho \epsilon / k) \min(m_C, m_{H_2O} / s_4) \quad \dots\dots(12)$$

$$R_{H_2} = C_{EBU5} (\rho \epsilon / k) \min(m_{H_2}, m_{O_2} / s_5) \quad \dots\dots(13)$$

ここで $\min(a, b)$ は a, b のうち小さい方を示す。

$C_{EBU1} \sim C_{EBU5}$ はそれぞれの反応の渦消散モデルの定数、 $s_1 \sim s_5$ はそれぞれの反応の化学量論比である。渦消散モデルの定数は炭化水素系ガスの燃焼では4が多く用いられるが CO では 0.6 が適当という報告¹⁰⁾もあり、ここでは複数の反応に同時に渦消散モデルを用いたことを考慮し、またガス-炭素反応では炉口から C が 1% 以上流出しないように $C_{EBU1} = C_{EBU5} = 1.0$ 、 $C_{EBU2} = C_{EBU3} = C_{EBU4} = 0.2$ とした。変数 m_C および m_{fu} の減少速度 r_C, r_{fu} は(14)、(15)式で表される。

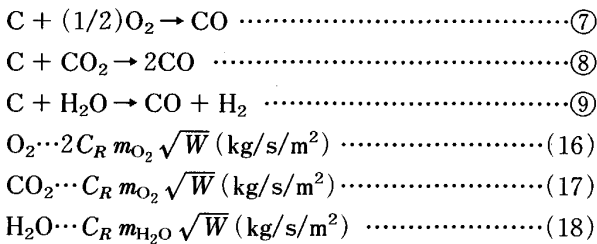
$$r_C = R_{C2} + R_{C3} + R_{C4} \quad \dots\dots(14)$$

$$r_{fu} = \frac{1}{28} R_{CO} - \frac{1}{12} R_{C2} - \frac{1}{6} R_{C3} - \frac{1}{6} R_{C4} + \frac{1}{2} R_{H2} \dots\dots\dots(15)$$

2.3 境界条件

2.3.1 炭材表面反応モデル

炉内に装入された炭材は揮発分を発生し、チャーとなってスラグ中に滞留する。このチャーは鉄浴への加炭、スラグフォーミングの抑制、鉄浴への伝熱媒体などの機能をもつが、一部は上吹き酸素あるいは気相中の酸化性ガスと反応してガス化する。本モデルにおいては、この表面炭素反応量がスラグ-ガス境界面を含む計算メッシュの O₂, CO₂, H₂O 濃度、下向き速度 (W) の関数としてきまるものとした。関数形として反応⑦, ⑧, ⑨による O₂, CO₂, H₂O の反応量を(16), (17), (18)式で仮定した。計算上の境界条件は反応量に対応する O₂, CO₂, H₂O の流出, CO の流入として与えた。



C_R は界面の形状や面積に関する係数である。本解析では基準となる操業条件において二次燃焼率が実験結果相当となるように Table 1 の Case I, II の場合について、それぞれ 0.08, 0.22 とした。W < 0 のときは反応しないものとした。

2.3.2 気液界面からのガス発生

石炭中の揮発分は O, H, N の元素分析値および VM の工業分析値を用いて O はすべて VM 中の C と結合して CO として, H は H₂ として, N は N₂ として, VM の残りは C として発生すると仮定した。鉱石中の酸素および底吹き酸素はすべて溶鉄中の炭素と反応して CO として発生するものとした。これらの CO, C, H₂, N₂ は上記仮定より算出した発生総量をガス-スラグ境界面積で割ることにより、単位面積あたり一定量が発生するものとした。

2.3.3 伝熱の境界条件

境界面 (ガス-スラグ界面) は 1500°C 一定とし、ガスと炭材との反応による発熱の超過分 (または吸熱の不足分) はすべて浴中に伝熱する (浴から供給される) と仮定した。対流伝熱は、境界面を含む計算メッシュの温度 T を用いて、ガスから浴面に ah_C(T - T_S) (W/m²) の熱が移動するものとした。α は界面の状態に関する

係数, h_C は対流伝熱係数, T_S は浴面の温度 (ここでは 1500°C) である。放射伝熱は、空間の各点の温度が T のとき、その領域から β(T⁴ - T_S⁴) (W/m³) の熱が失われると仮定した。β は放射率や角関係に関する係数であるが、ここでは空間の位置によらず一定の値をとるものとした。α, β は基準となる操業条件において着熱効率が実験結果相当となるようにこの値を定めた。

2.3.4 その他の境界条件

上吹きランスは一孔で酸素ジェットの出方向は下向きと仮定し、炉壁およびランスの周囲は断熱とし、流れについては壁関数を用いた。

2.4 ガス流れと反応の計算結果と考察

計算に用いた炉形状および操業条件を Table 1 に示す。これは 5t および 100t 規模の溶融還元実験³⁾の標準的な実験条件に相当する。Table 1 のメッシュ数はガス-スラグ界面を平坦と仮定した場合のもので、スラグ面に凹みがある場合は凹み深さに応じて高さ方向に 2~10 メッシュをふやし、凹み内に階段状にメッシュ分割した。同じく計算に用いた石炭の組成を Table 2 に示す。A, B, C はそれぞれ実験に用いた高 VM 炭, 中 VM 炭, コークスの組成にほぼ等しい。VM および FC は揮発分および固定炭素の工業分析値で、石炭を高温の炉内に投入した時は揮発分が増加するという報告もある¹¹⁾が、ここでは Table 2 の値をそのまま用いて C と FC の差が揮発性の C であると仮定した。

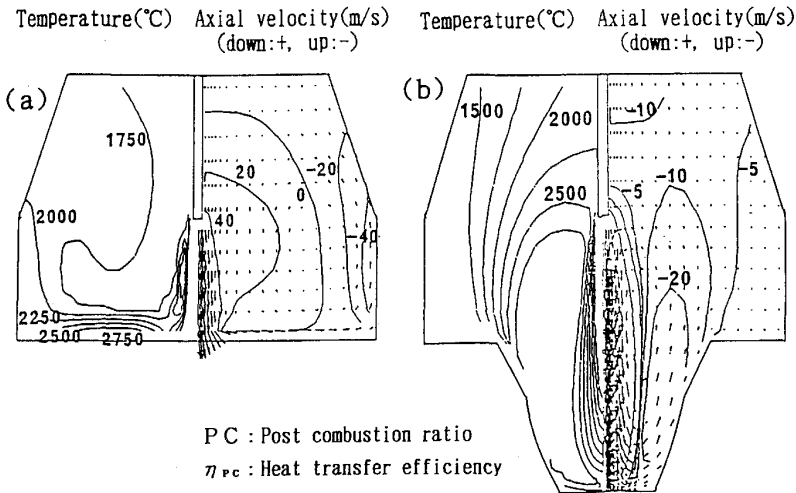
Table 1. Calculation conditions.

Case	I	II
Diameter (belly)	1.624 m	5.35 m
Diameter (mouth)	1.24 m	3.91 m
Distance from flat slag surface to furnace mouth	1.4 m	3.9 m
Lance diameter	0.024 m	0.15 m
Lance height from flat slag surface	0.7 m	1.8 m
Number of meshes	20×14	20×12
Top blowing O ₂	0.2 Nm ³ /s	5.56 Nm ³ /s
O ₂ temperature	0°C	0°C
Slag surface temperature	1500°C	1500°C
Bottom blowing O ₂	0.025 Nm ³ /s	0 Nm ³ /s
Bottom blowing N ₂	0 Nm ³ /s	0.39 Nm ³ /s

Table 2. Composition of coal (%).

Coal	A	B	C
C	73.0	81.5	81.5
O	8.0	3.1	0
H	5.0	4.6	0
N	2.0	1.9	0
VM	37.0	21.7	0
FC	51.0	69.4	81.5

C, O, H, N : Ultimate analysis
 VM, FC : Proximate analysis



	Ore	Coal	PC	η_{PC}
(a)	7.60 kg/s	7.69 kg/s	36%	90%
(b)	9.61	8.42	37	93

Fig. 2. Temperature distribution and gas velocity vectors (Case II).

PC : Post combustion ratio
 η_{PC} : Heat transfer efficiency

計算結果の例として、Case IIにおいてスラグ-ガス界面を平坦と仮定した場合と凹み形状を仮定した場合の温度分布とガス流速ベクトル、軸方向の等速度線図をFig. 2の(a)と(b)に示す。鉍石(Fe₂O₃)、石炭(炭種A)供給量、二次燃焼率、二次燃焼着熱効率を同時にFig. 2中に示した。二次燃焼着熱効率は(19)式で定義した。排ガススーパーヒート量は1500°Cを超える排ガスの顕熱である。

$$\text{着熱効率}(\%) = \left(1 - \frac{\text{排ガススーパーヒート量}}{\text{二次燃焼発熱量}}\right) \times 100 \quad \dots\dots\dots(19)$$

本計算では、二次燃焼発熱量は排ガスの組成を用いて、スーパーヒート量は排ガスの平均温度を算出して求めた。

これらの計算により、次の結果が得られた。

1)スラグ-ガス界面が平坦な場合、ガスは高速で境界面に衝突し、境界面に沿って広がりつつ減速し、炉壁に沿って上昇する。酸素ジェット周囲と気液境界面に沿って最高温部ができる。

2)スラグ-ガス界面に凹みがある場合、浴面に衝突したガスは凹み面に沿って流れ、凹みを出た位置で上昇する。炉壁側には淀み領域ができる。温度は、凹み内とその上方が高く、炉壁側が低くなる。

3. 溶融還元炉全体の熱・物質収支の解析

3.1 解析方法

Table 1のCase Iについてスラグ-ガス境界面を平坦と仮定し、前述のモデルにより鉍石・炭材装入量を変化させて炉内反応・伝熱量、二次燃焼率、着熱効率等を計算し、これらを用いて溶融還元炉全体の物質・熱収支を解析した。鉄浴およびスラグ浴での反応は、鉍石(酸化

鉄)の還元、浸炭、石炭の分解、底吹き酸素による脱炭反応のみを考え、C以外の元素の溶解、滓化熱、鉍石や石炭中の水分の影響などは無視した。また、供給される炭材と鉍石の温度は0°Cとして熱解析の基準温度を0°Cにとり、スラグ生成量は溶銑1tあたり260kg一定と仮定した。炉体からの熱損失量は実験結果に基づいて仮定し、熱損失量の変化の影響については検討した。なお、本文中の酸素供給量、炭材供給量、鉍石供給量、溶銑生産量などはすべて単位時間あたりの数値(すなわち速度)である。

二次燃焼率PCは通常(20)式で定義される。各成分の単位は体積またはモル分率である。

$$PC = \frac{CO_2 + H_2O}{CO + CO_2 + H_2 + H_2O} \quad \dots\dots\dots(20)$$

この二次燃焼率を二次燃焼に参与するC、O、H原子に注目して物質バランスから考えると、PCは(21)式で表される。ここではC、O、Hは重量である。

$$PC = \frac{\frac{O}{16} - \frac{C}{12}}{\frac{C}{12} + \frac{H}{2}} = \frac{\frac{O}{16} + \frac{H}{2}}{\frac{C}{12} + \frac{H}{2}} - 1 \quad \dots\dots\dots(21)$$

石炭や鉍石の飛散やダストを考えないものとするれば、OとHは炉内に装入された全量が二次燃焼に参与するものと考えられる。従って(21)式中のO、Hはそれぞれ(22)、(23)式で表される。

$$O = O_{top} + O_{btm} + O_{ore} + a_O x \quad \dots\dots\dots(22)$$

$$H = a_H x \quad \dots\dots\dots(23)$$

ただしO_{top}、O_{btm}、O_{ore}はそれぞれ上吹き、底吹き、鉍石中の酸素(kg/s)、xは石炭装入量(kg/s)、a_O、a_Hは石炭中のO、Hの割合(重量比)である。Cについては、物質バランスからみれば、炉内に装入されたC

のうち浸炭に使われる C のみが二次燃焼に寄与しない。鉬石を Fe_2O_3 と仮定し、溶銑中炭素濃度 $C = 4.1\%$ とすれば、浸炭に使われる C は $0.1O_{ore}$ (kg/s) となる。このとき(21)式中の C は(24)式の C_{st} で表される。 a_C は石炭中の C の割合である。

$$C_{st} = a_C x - 0.1O_{ore} \dots\dots\dots(24)$$

したがって C, O, H 原子の量論比から決まる二次燃焼率 PC_{st} は(25)式で表される。

$$PC_{st} = \frac{\frac{(O_{top} + O_{btm} + O_{ore})}{16} + \left(\frac{a_O}{16} + \frac{a_H}{2}\right)x}{\left(\frac{a_C}{12} + \frac{a_H}{2}\right)x - \frac{O_{ore}}{120}} - 1 \dots\dots\dots(25)$$

石炭中の C には揮発成分に含まれる C と固定炭素とがあり、揮発分中の C は気相中に発生して燃焼にのみ関与する。浸炭と還元には固定炭素成分が使われ、さらに一部の固定炭素は気相との界面で O_2 , CO_2 , H_2O などと反応して消費される。石炭中の揮発性 C の割合を a_{VC} , 界面で反応する C の量を C_{comb} (kg/s) とすると、二次燃焼に関与する C 原子の量は(26)式の C^* で、二次燃焼率 PC^* は(27)式で表される。

$$C^* = \frac{12}{16} (O_{btm} + O_{ore}) + C_{comb} - a_{VC}x \dots\dots\dots(26)$$

$$PC^* = \frac{\frac{(O_{top} + O_{btm} + O_{ore})}{16} + \left(\frac{a_O}{16} + \frac{a_H}{2}\right)x}{\left(\frac{a_{VC}}{12} + \frac{a_H}{2}\right)x + \frac{(O_{btm} + O_{ore})}{16} + \frac{C_{comb}}{12}} - 1 \dots\dots\dots(27)$$

ここで C_{comb} 以外は操業条件および石炭の組成であるから、一定の操業条件のもとでは二次燃焼率は C_{comb} によって決まる。 $C^* > C_{st}$ のとき $PC^* < PC_{st}$, $C^* < C_{st}$ のとき $PC^* > PC_{st}$ となる。 C_{comb} は吹酸条件、浴の攪拌強度、炉内のスラグ量や炭材量など種々の要因によって決まると考えられる。

本モデルにおいては、気液界面の炭素反応量は界面のガス流速と O_2 , CO_2 , H_2O 濃度の関数として決まるとする炭材表面反応モデルを用いている。このモデル中で、界面の形状や面積に関係する1つのパラメータ C_R を用いた。 C_R は吹酸や攪拌条件を変えた場合は変化すると考えられるが、ここではこれらの条件を変えずに炭種または炭材装入量を変えた場合についてパラメータを一定としてシミュレーションを行い、実験結果の検討を試みた。

3.2 解析結果

まず鉬石供給量を 0.417 kg/s に固定して炭種と装入

量を変えてシミュレーションを行った。この結果得られた二次燃焼率を Fig. 3 に実線で示した。同時に $5t$ 規模の溶融還元実験¹⁾において操業条件特に酸素の供給条件を Table 3 に示すように計算条件に近い範囲で実験した場合の二次燃焼率とともに Fig. 3 に示す。横軸は炭材供給量を上吹き、底吹きおよび鉬石中の酸素の合計で割った値で表した。また、Fig. 3 中の点線は(25)式から決まる化学量論線を示す。各炭種における二次燃焼率の計算線と化学量論線の交点(物質バランス点と呼ぶ)の炭材供給量、二次燃焼率、二次燃焼着熱効率を Table 4 に示す。Fig. 3 から、次のことがわかる。

- 1)揮発分を持つ炭種 A, B では炭材供給量の増加に伴って揮発分の発生量がふえ、二次燃焼率が低下する。
- 2)揮発分を持たない炭種 C では二次燃焼率は界面での炭素反応量によってのみ決まるので、二次燃焼率は炭材供給量によって変化しない。
- 3)炭種ごとに、炭素の過不足なく操業できる適正な炭材供給量が存在し、それに対応して二次燃焼率がきまる。この値は、揮発分の多い炭種ほど炭材供給量が多く、対応する二次燃焼率は低い。

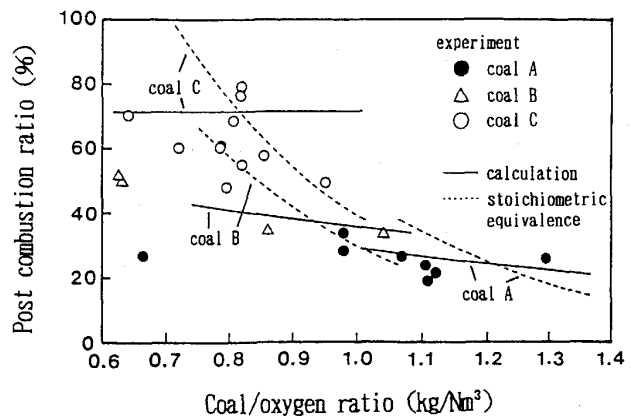


Fig. 3. Relation between post combustion ratio and coal/oxygen ratio.

Table 3. Calculation and experimental conditions.

	Calculation	Experiment
Lance height	0.7 m	0.75 m
Top blowing O_2	0.20 Nm³/s	0.16~0.26 Nm²/s
Bottom blowing O_2	0.025 Nm³/s	0.021 Nm³/s
Ore (Fe_2O_3) feed rate	0.417 kg/s	0.292~0.510 kg/s

Table 4. Material balance point(ore : 0.417 kg/s).

Coal	A	B	C
Coal feed rate (kg/s)	0.392	0.297	0.255
Post combustion ratio (%)	23.0	37.0	71.1
Heat transfer efficiency (%)	86.5	89.5	92.1

4)炭種 A, B, C の計算値はそれぞれ高 VM 炭, 中 VM 炭, コークスの実験値をよく説明できる。

コークス(炭種 C)の実験値がややばらついているが, コークスの場合は揮発分の発生がないため二次燃焼率が炭材供給量によって変化せず, 鉱石供給量すなわち還元で発生する CO の量によって変化する度合いが大きいのである。この結果から溶融還元炉における二次燃焼率は, 酸素と炭材の供給量のバランスすなわち化学量論比によって決まるのではなく, 炉内で炭素が消費される機構によって決まると考えられる。吹酸や攪拌がほぼ一定の条件のもとでは, モデル中のパラメータの値を変えることなく炭種による二次燃焼率の違いを説明することができる。さらに, 炭材を単味でなく複数混合して使用する場合においても, その平均の組成を求めて本モデルを用いた計算を行うことによって, 二次燃焼率を推定することができる。

Table 4 に示した物質バランス点において熱収支を解析すると, 炭種 A, B では入熱<出熱, 炭種 C では入熱>出熱となり, 実際にこの状態で操業すると浴温の低下または上昇をまねき, 熱的に定常な状態では操業できない。したがって酸素供給量を一定として熱的に定常な状態を実現するためには, 炭種 A, B では鉱石供給量を減少, 炭種 C では鉱石供給量を増加させなければならない。炭材供給量に加えて鉱石供給量を変化させた場合の二次燃焼率の変化や物質・熱バランスについて以下に検討した。

4. 操業条件変更の効果

4-1 鉱石と炭材供給量変更の効果

Table 3 の Case I で炭材供給量と鉱石供給量を変えて気相側燃焼モデルにより二次燃焼率を計算した結果を炭種 A の場合を例にとり Fig. 4 に示す。二次燃焼率の計算値は炭材供給量 (x), 鉱石供給量 (F_0), 二次燃焼率 (PC) を x, y, z 軸とする 3次元空間上に1枚の曲面として描くことができる。この曲面を PC 曲面と呼ぶ。二次燃焼率は炭種 A, B の場合炭材供給量と鉱石供給量のいずれが増加しても低下し, 炭種 C の場合は炭材供給量によっては変化せず鉱石供給量が増加すると低下する。これは, 炭材が増加する場合は揮発分, 鉱石が増加する場合は還元により発生する CO の影響であり, 炭種 C では揮発分が発生しないためである。二次燃焼着熱効率 (η_{PC}) と同様に η_{PC} 曲面を描くことができ, 炭材供給量と鉱石供給量による変化の傾向も二次燃焼率の変化と同様である。ただし, 着熱効率は二次燃焼率に比べて炭材供給量と鉱石供給量による変化が

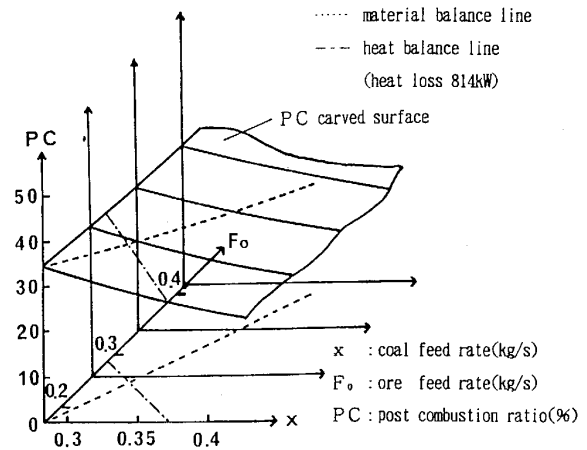


Fig. 4. Effect of ore and coal feed rate on post combustion ratio.

小さく, 炭種 A の例では $0.283 \leq x(\text{kg/s}) \leq 0.417$, $0.167 \leq F_0(\text{kg/s}) \leq 0.417$ の範囲において, 二次燃焼率が 34.2%~21.6% まで変化するのに対し, 着熱効率の変化は 90.1%~86.1% にとどまる。Fig. 3 は, Fig. 4 の PC 曲面を鉱石供給量一定 ($F_0 = 0.417$) の断面で切った図に相当するが, Fig. 3 における物質バランス点(実線と点線の交点)は1つの鉱石供給量に対して1点ずつ決まるため, 鉱石供給量を変えた二次燃焼率計算線上の物質バランス点を結んでいくと, PC 曲面上に1本の曲線を形成する。この曲線(物質バランス線)を Fig. 4 の PC 曲面上に点線で示す。一方, 炭材と鉱石の供給量を設定すれば, 気相側のシミュレーションにより二次燃焼率と着熱効率が計算でき, 溶鉄・スラグを含む炉全体の熱収支が計算できる。Fig. 4 の PC 曲面上で入熱=出熱となる点を結んでいくとこれも1本の曲線(熱バランス線)になる。熱損失量を 814 kW (実験結果相当)と仮定したときの熱バランス線を1点鎖線で示した。また, Fig. 4 においては PC 曲面上の物質バランス線および熱バランス線を $x-F_0$ 平面に投影した線も示している。 $x-F_0$ 平面において物質バランス線の右下では炭材が過剰に, 左上では不足になり, 熱バランス線の左下では熱が過剰に, 右上では不足になる。したがって, 物質的にも熱的にも定常に操業できる点は物質バランス線と熱バランス線の交点としてただ1つ決まる。この点を物質-熱バランス点と呼ぶ。Fig. 4 の例では物質・熱バランス点は $x = 0.314 \text{ kg/s}$, $F_0 = 0.241 \text{ kg/s}$ で, この点における $PC = 30.3\%$, $\eta_{PC} = 89.2\%$ である。

4-2 炭種および熱損失量変化時のバランス点の挙動

炭種 A, B, C のそれぞれについて熱損失量を 581, 814, 1162 kW の3水準変えて物質・熱バランス点の変

化を検討した。計算のフローを Fig. 5 に、計算結果を Fig. 6 に示す。炭種 A, B, C のそれぞれの PC 曲面上における物質バランス線と熱損失量 814 kW を仮定した熱バランス線および熱損失量を変えた場合の物質・熱バランス点を $x-F_0$ 平面に投影した図を (a) に、(a) 中の物質バランス線上における二次燃焼率の熱損失量を変えた場合の物質・熱バランス点を $x-PC$ 平面に投影した図を (b) に示す。この計算結果から次のことがわかる。

1) 上吹き、底吹き、酸素供給量および操業条件に対応する反応・伝熱パラメーター一定のもとでは、炭種と熱損失量ごとに物質・熱バランス点がただ1つ決まり、炭材供給量、鉱石供給量、二次燃焼率、着熱効率などが同時に求まる。

2) 同一の熱損失量において炭種ごとの物質・熱バランス点を比較すると、炭材供給量に比べて鉱石供給量の違いが大きい。したがって炭種による炭材原単位、酸素原単位、溶銑生産量に大きな差を生じ、炭種 C に比べて炭種 A では二次燃焼率低下相当分の熱量が不足し、吹酸化速度一定のもとで還元できる鉱石量が減るため炭材原単位と酸素原単位は 2 倍以上、溶銑生産量は 1/2 以下になる。

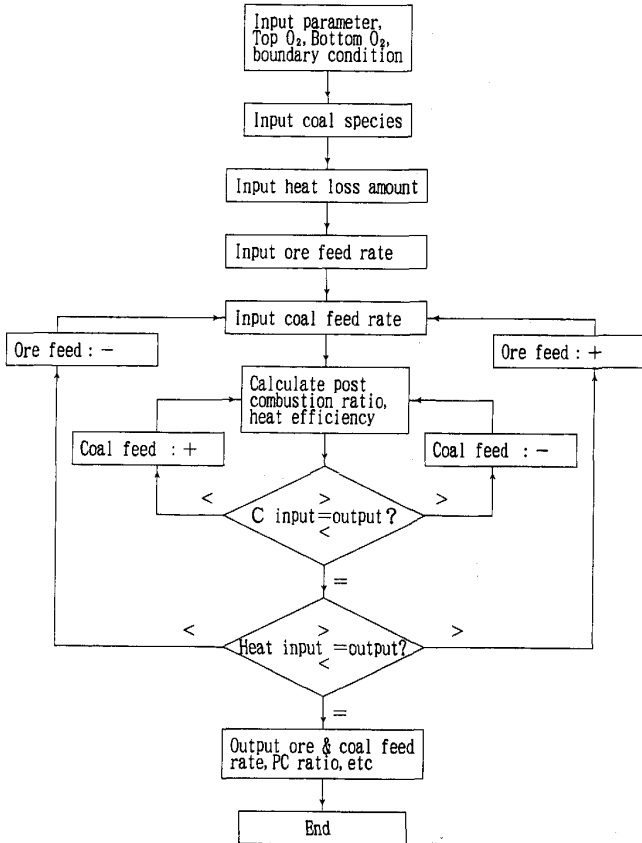


Fig. 5. Calculation method of material and heat balance point.

3) 各炭種において、熱損失量が変化した場合物質・熱バランス点は物質バランス線上を移動する。熱損失量が増加すると物質・熱バランス点は炭材供給量、鉱石供給量が少ない方に移動し、物質・熱バランス点での二次燃焼率と着熱効率は上昇する。

4) 熱損失量の増加に伴って、炭材原単位と酸素原単位は増加し、溶銑生産量は減少するが、炭材原単位と酸素原単位では酸素原単位の方が熱損失量の変化の影響が大きく、炭種による差としては、炭材原単位、酸素原単位、溶銑生産量のいずれも $A > B > C$ の順に熱損失量の変化の影響が大きい。

4.3 半還元鉱石使用時の物質・熱バランスの検討

予備還元された鉱石を使用した場合の物質・熱バランスについて検討した。予備還元率は鉱石中酸素除去率で定義し、半還元鉱石は予備還元率が 33.3% 以下で Fe_2O_3 と FeO の混合物、33.3% 以上で FeO と Fe の混合物と仮定した。供給された鉱石中の酸素はすべて鉄浴またはスラグ中の固定炭素により還元されて CO ガスとしてスラグ-ガス界面から発生すると仮定しているため、Fig. 4 において鉱石供給量に代えて鉱石中酸素供給量を y 軸にとれば、炭種ごとの PC 曲面は予備還元率にかかわらず同一となる。熱損失量を 814 kW 一定とし、予備還元率を 0, 30, 60% と変えて Fig. 5 のフ

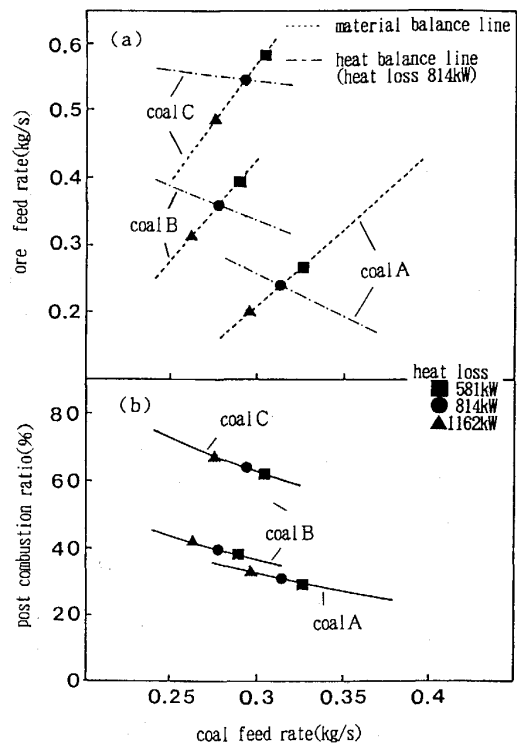


Fig. 6. Change of balance point and PC by coal species and heat loss.

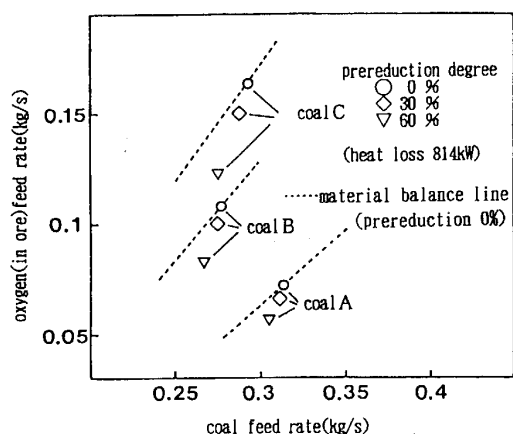


Fig. 7. Change of balance point by prereduction degree.

ローによって計算した物質・熱バランス点の変化を Fig. 7 に示す。Fig. 7 中の点線は、予備還元率 0% のときの PC 曲面上の物質バランス線を x - y 平面上に投影したもので、Fig. 6 の物質バランス線と同一である。予備還元率が上昇した場合、鉱石中の O に比べて Fe の割合が増加するため、浸炭に要する炭素の量が増えて物質バランス線は右下にシフトする。また、熱損失量一定のときの熱バランス線は、予備還元率が上昇した場合鉱石分解熱に比べてメタル顕熱増やスラグ顕熱増の割合が大きくなるため、鉱石中酸素供給量の少ない側に移動する。この計算結果をまとめると以下ようになる。

1) 炭材供給量を x 軸に、鉱石供給量に代えて鉱石中酸素供給量を y 軸にとれば、炭種ごとの PC 曲面は予備還元率にかかわらず同一となる。

2) 予備還元率が上昇すると物質・熱バランス点は炭材供給量、鉱石中酸素供給量が少ない方に移動し、物質・熱バランス点での二次燃焼率と着熱効率は上昇する。

3) 予備還元率の変化による炭材原単位、酸素原単位、溶銑生産量の変化の割合は炭種によらずほぼ一定で、予備還元率 0% の場合に比べて、炭材原単位と酸素原単位はいずれも予備還元率 30% の場合 75~76%、予備還元率 60% の場合 50~54%、溶銑生産量は予備還元率 30% の場合約 1.3 倍、予備還元率 60% の場合約 1.9 倍となる。

なお、本章の方法を用いて、 Fe_2O_3 、 FeO 、 Fe の比率やスラグ生成量を適切に与えることにより、原料としてスクラップを併用する場合の物質・熱バランスについても解析することができる。

5. 結 言

溶融還元炉内の燃焼モデルとして C, CO, CO_2 , O_2 , H_2 , H_2O , N_2 の 7 成分から成るガスの反応と流動を解析するモデルを開発し、これを用いて溶融還元炉の物質および熱収支を解析した。

1) 炭材としてコークスまたは石炭を用いた場合の炉内のガス流れ、温度、濃度などの分布を推定することが可能となった。

2) 5 t 規模の溶融還元実験における炭種や炭材供給量を変えた場合の二次燃焼率の変化をよく説明できた。

3) 吹酸条件一定のもとでは、炭種と熱損失量ごとに物質的にも熱的にも定常に操業できる物質・熱バランス点（鉱石供給量、炭材供給量）がただ 1 つ決まり、この点における二次燃焼率、着熱効率などが同時に求まる。

4) 熱損失量が増加すると、物質・熱バランス点は炭材供給量、鉱石供給量が少ない点に移動し、二次燃焼率と着熱効率は上昇する。このとき炭材原単位と酸素原単位は増加し、溶銑生産量は減少する。

5) 鉱石の予備還元率が上昇すると物質・熱バランス点は炭材供給量、鉱石中酸素供給量が少ない点に移動し、二次燃焼率と着熱効率は上昇する。

文 献

- 1) T. Ibaraki, M. Kanemoto, S. Ogata, H. Katayama and H. Ishikawa: *Iron Steelmaker*, 17 (1990) 12 p. 30
- 2) 川田 仁, 川上正弘, 有山達郎, 田辺治良, 高橋謙治, 北川 融, 亀井康夫: *材料とプロセス*, 3 (1990), p. 1071
- 3) 茨城哲治, 山内雅夫, 金本通隆, 平田 浩, 松尾充高, 片山裕之: *材料とプロセス*, 3 (1990), p. 1076
- 4) 加藤嘉夫, J. C. Grosjean, J. P. Reboul and P. Riboud: *鉄と鋼*, 75 (1989), p. 478
- 5) 馬淵昌樹, 国分春生, 中戸 参, 野崎 努: *鉄と鋼*, 75 (1989), p. 1139
- 6) W. Pei, Z. Yu, C. L. Axelsson, T. C. Hsiao and K. Torrsell: 1988 Process Technology Conference Proceedings, Vol. 7, p. 45
- 7) B. E. Launder and D. B. Spalding: *Mathematical Models of Turbulence* (1972) [Academic Press]
- 8) D. R. Stull and H. Prophet: *JANAF Thermochemical Tables*, 2nd Edition (1971-6) [U. S. Dept. of Commerce]
- 9) B. F. Magnussen and B. H. Hjertager: 16th Symp. (Int.) on Comb.; *The Comb. Inst.* (1976), p. 719
- 10) B. M. Visser and G. Koopmans: *Kema Scientific and Technical Reports*, 8 (1990), p. 143
- 11) 河村隆文, 佐藤健朗, 遠藤幸平, 石川英毅: *材料とプロセス*, 2 (1989), p. 162