

炭材内装酸化鉄屑ブリケット装入の移動層型還元溶解炉の数値解析

張 興和*・高橋 礼二郎*・埜上 洋*・八木 順一郎*

Numerical Simulation of the Moving Bed Furnace for Reduction and Melting of Oxidized Iron-scrap Briquette Containing Coke Breeze

Xinghe ZHANG, Reijiro TAKAHASHI, Hiroshi NOGAMI and Jun-ichiro YAGI

Synopsis : Briquettes of oxidized iron-scrap containing coke breeze are attracting much attention as a new raw material for ironmaking from the viewpoints of energy saving, recycling and environmental protection. The reduction and melting of the oxidized iron-scrap briquettes in a moving bed reactor has been proposed for hot metal production. The aim of this study is to investigate the reduction and melting behavior of the briquette in the reduction-melting furnace. For this purpose, a total mathematical model of the reduction-melting furnace has been developed considering the rates of briquette reduction, iron melting and carburization to molten iron.

The model was applied to the reduction-melting furnace, of which inner shape is a cylinder of 1 m in inner diameter, 4.5 m in effective height and the tuyere opening is 10% of the cross-sectional area of the furnace. Computations were performed under the conditions of air flow rate of 1.7 kg/s, air preheating 673K and coke ratio of 350 kg/thm. The numerical simulation describes flow of three phases (gas, solid and liquid), chemical reactions and phase changes; specifically, the distributions of temperature of the three-phase, gas concentration, reduction degree and carbon content of molten iron in the furnace. From the calculated distribution of temperature and melting ratio, it was proven that the briquette could be melted with preheated air blowing at 673K. The reduction degree distribution showed that sufficient carbon content of coke breeze in the briquette is necessary in order to obtain higher reduction degree.

Key words: ironmaking; modeling; energy; scrap; briquette.

1. 緒言

製鉄資源とエネルギーの有効利用ならびに環境保全型の生産プロセスを目指して、スクラップおよび酸化鉄屑を原料とする、多機能溶融炉¹⁾、SCプロセス²⁾や高効率溶解炉(FAR)³⁾など移動層型プロセスが提案されている。このような新しいプロセスの最適操業条件を求めるために、炉内の流動、伝熱、反応などの移動現象を解明する必要がある。

スクラップを原料とする溶解プロセスに対しては、高炉内移動現象に関する従来の知見や従来開発されてきた高炉の数学的モデル^{4,5)}に基づいて作られた数学的モデルが応用された数値解析結果がいくつか報告されている。山岡ら⁶⁾はシャフト炉式還元炉・キューボラ式溶解炉結合プロセス(SCプロセス)の数学的モデルをスケールアップ時の操業設計に応用している。また、亀井ら⁷⁾はSCプロセスにおける微粉炭多量吹込み、高酸素濃度空気送風の可能性の検討を行っている。Contrucci⁸⁾らはFAR炉(ポルトガル語:Forno de Alto Rendimentoの略)のシミュレーション結果を報告している。これらの研究結果はそれぞれのプロ

セスの開発において有意義な知見を与えている。しかし、これらのシミュレーションはスクラップあるいは鉍石等を原料としたプロセスを対象としており、炭材内装酸化鉄ブリケットへの適用例は報告されていない。

本研究では原料として炭材内装酸化鉄屑ブリケットを採用した円筒状還元溶解炉(Fig. 1)を対象とした。この炉は、炉内の含鉄原料の状態によって、炉の頂部から底部までその機能により予熱還元帯、溶解帯、滴下帯および湯溜まりの4つの部分に分けられる。予熱還元帯は装入口から鉄の溶融開始までの区間である。ここではガスが充填層内の空隙を流通することによって原燃料を予熱し、酸化鉄の還元などの反応を引き起こす。この充填層内の含鉄原料とコークスは羽口付近でのコークスの燃焼および溶解帯での鉄の溶解によって生じる空間に向かって重力移動する。溶解帯では、鉄は溶融点に達し溶解する。滴下帯は溶解帯の下端から羽口までの区間である。溶鉄はこの区間を滴下するに当たって、高温に加熱されると同時に高温のコークスと直接接触して浸炭が進行する。湯溜まり帯は羽口面から炉底までの区間であり溶鉄および少量のスラグがこの部分に溜まる。

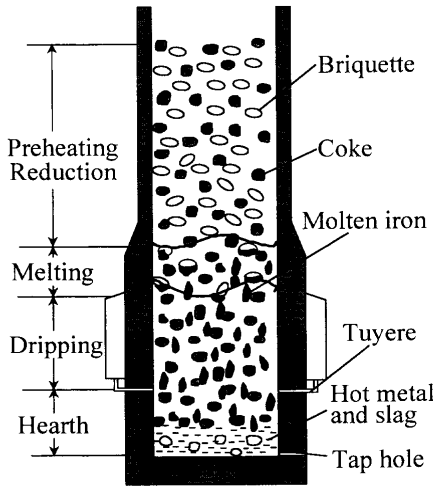


Fig. 1. Schematic diagram of the reduction-melting furnace with briquettes charging.

本炉では炉頂から装入されたコークスと羽口から吹き込まれた空気との燃焼熱がブリケットの還元および溶解の熱源となる。炉内ではブリケットの還元、鉄の溶融、溶鉄への浸炭およびコークスの燃焼などの反応が起こる。しかも、これらの反応は炉内の気体、固体、液体3相の流動および伝熱と相互に影響を及ぼし合っている。本研究では還元溶解炉の数学的モデルを構成するに際して次の目標を設定した。

- (1) 炉内の流動、伝熱、物質移動を同時解析すること
- (2) 諸反応の反応速度に実測データを使用すること
- (3) 温度、ガス組成、ガス圧力、反応率などのプロセス変数の二次元分布を明らかにすること
- (4) 主要な操業因子（C/O比、ブリケット粒径、コークス比、送風温度など）が炉内現象に及ぼす影響を明らかにすること

数学的モデルには著者らが基礎実験で求めたブリケットの還元速度⁹⁾、鉄の溶融点¹⁰⁾および溶鉄への浸炭速度¹¹⁾などの測定結果を適用し、炉内の流動、伝熱および反応の同時解析を行って操業条件および炉内移動現象を検討した。

2. 数学的モデル

2.1 基礎式

本数学的モデルは気固液3相の流動、伝熱、物質移動および化学反応を同時に考慮して構成した。ガス流れに関しては Navier-Stokes の運動方程式に基づき、充填粒子および液体との運動量の交換を組み込んだ方程式で表現した。固体流れに関しては Kinematic モデルで表現した。水平方向速度と垂直方向速度の水平方向勾配との比例係数 B ($v_s = -B(\partial u_s / \partial r)$) は王ら¹²⁾に従い粒子径の2.5倍にした。液流れに関しては液体を連続流体として取り扱い、固体お

Table 1. Dependent variable, diffusive transport coefficient and source term.

i	ϕ_i	Γ_{ϕ_i}	S_{ϕ_i}
g	1	0	S_{sg}
g	u_g	μ_g	$-\epsilon_g \frac{\partial P_g}{\partial x} - F_{x,gs} - F_{x,gl}$
g	v_g	μ_g	$-\epsilon_g \frac{\partial P_g}{\partial r} - F_{r,gs} - F_{r,gl} - \epsilon_g \mu_g \frac{v_g}{r^2}$
g	h_g	λ_g / C_{pg}	$\sum_{i \neq g} a_{gi} h_{gi} (T_i - T_g) + \sum_k \eta_{ik} (-\Delta H_k) R_k + \Delta H_{ig}^c$
g	m_{ng}	$\rho_g D_g$	$\sum_k v_{ng,k} R_k$
s	1	0	$-R_m - S_{sg}$
s	h_s	λ_s / C_{ps}	$\sum_{i \neq s} a_{si} h_{si} (T_i - T_s) + \sum_k \eta_{sk} (-\Delta H_k) R_k - \Delta H_{sg}^c - \Delta H_{sl}^c$
s	m_{ns}	0	$\sum_k v_{ns,k} R_k$
l	1	0	R_m
l	u_l	μ_l	$-\epsilon_l \rho_l g + F_{x,gl} - F_{x,ls}$
l	v_l	μ_l	$F_{r,gl} - F_{r,ls} - \epsilon_l \mu_l \frac{v_l}{r^2}$
l	h_l	λ_l / C_{pl}	$\sum_{i \neq l} a_{li} h_{li} (T_i - T_l) + \Delta H_{sl}^c$

よびガスとの相互作用を考慮した運動方程式で表現した。気固液3相の伝熱に関しては熱伝導、対流伝熱、異相間物質移動による熱移動および反応熱を考慮した熱収支式で表現した。ガス成分に関しては各反応による物質の生成を考慮した化学種保存式で表現した。二次元円筒座標系で定常状態の場合、これらの基礎方程式群は次の一般式で表される。

$$\frac{\partial(\epsilon_i \rho_i u_i \phi_i)}{\partial x} + \frac{1}{r} \frac{\partial(r \epsilon_i \rho_i v_i \phi_i)}{\partial r} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\epsilon_i \Gamma_{\phi_i} \frac{\partial \phi_i}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \epsilon_i \Gamma_{\phi_i} \frac{\partial \phi_i}{\partial r} \right) + S_{\phi_i} \quad \dots (1)$$

式中の添字 i は気、固、液各相を示し、それぞれに対して g, s および l となり、 ϕ は垂直方向速度 (u)、水平方向速度 (v)、質量 (l)、エンタルピー (h) および質量分率 (m) の変数が代入される。 Γ および S は各変数に対する有効拡散係数および生成項である。

各変数およびそれに対する拡散係数と生成項を Table 1 に示す。

2.2 相間相互作用の評価

2.2.1 異相間の接触界面積

還元溶解炉内の液体存在領域においては液体の存在しない場合と比較して、気体の存在しうる空間および気体と固体との接触面積が減少する。本モデルでは液体のホールドアップについては、動的ホールドアップと液体の体積分率とは同一であるとした。気固液3相の各占有率を体積分率 ϵ_i で表すと、次の式が成り立つ。

$$\varepsilon_g + \varepsilon_s + \varepsilon_l = 1 \dots\dots\dots(2)$$

気液相間の接触面積 (a_{gl}) は、馬田¹³⁾の式で、液固相間の接触面積 (a_{ls}) は牛ら¹⁴⁾の式で推算した。気固相間の接触面積は固相の表面積と液固相間の接触面積の差から求めた。それらは以下の式で表せる。

$$a_{gl} = 0.34 Fr_{ls}^{-1/2} We_{ls}^{2/3} / d_s \dots\dots\dots(3)$$

$$a_{ls} = \frac{6\varepsilon_s}{d_s} \{0.4 Re_{ls}^{0.218} We_{ls}^{0.0428} Fr_{ls}^{-0.0238} N_c^{-0.0235}\} \dots\dots\dots(4)$$

$$a_{gs} = \frac{6\varepsilon_s}{d_s} - a_{ls} \dots\dots\dots(5)$$

2.2.2 異相間運動量

気固間の相互作用力は液体の存在による気固間の接触界面積の減少を考慮して気固間接触界面積を用いて修正した Ergun 式¹⁵⁾で評価した。

$$\bar{F}_{gs} = \left\{ \frac{150\mu_g a_s a_{gs}}{36(1-\varepsilon_s)} + \frac{1.75\rho_g a_{gs}}{6} |\bar{v}_g - \bar{v}_s| \right\} (\bar{v}_g - \bar{v}_s) \dots\dots\dots(6)$$

還元溶解炉内で滴下する液体と上昇するガスとの間の相互作用力は液体とガスの両方が運動することを考慮し、また気液間の接触面積で修正した Fanning 式¹⁶⁾で評価した。

$$\bar{F}_{gl} = \frac{a_{gl}}{a_{gl} + a_{sl}} \frac{3C_D \rho_g \varepsilon_l}{4d_l} |\bar{v}_g - \bar{v}_l| (\bar{v}_g - \bar{v}_l) \dots\dots\dots(7)$$

充填層中における液滴径は杉山ら¹⁷⁾に従い、最密充填された充填層中に存在する球形粒子の最大径として次式で与えた。

$$d_l = \frac{2 \times \sqrt{3} - 3}{3} d_s \dots\dots\dots(8)$$

還元溶解炉内における液固間の相互作用力は液固間の接触面積で修正した Kozeny-Carman 式¹⁸⁾を用いて評価した。

$$\bar{F}_{ls} = \frac{180\mu_l a_s a_{sl}}{36(1-\varepsilon_s)} (\bar{v}_l - \bar{v}_s) \dots\dots\dots(9)$$

2.2.3 伝熱

気固間ならびに気液間の伝熱係数は秋山ら¹⁹⁾によって修正された Ranz の式で評価した。

$$h_{gi} = (2.0 + 0.39 Re_{gi}^{1/2} Pr_{gi}^{1/3}) \lambda_{gi} / d_i \quad (i: s, l) \dots\dots\dots(10)$$

液固間の伝熱係数は Pohlhausen²⁰⁾の強制対流伝熱の式で評価した。

$$h_{ls} = (0.664 Re_{ls}^{1/2} Pr_{l}^{1/3}) \lambda_l / d_s \dots\dots\dots(11)$$

Table 2. Chemical reactions and phase transformation considered in the mathematical model of the reduction-melting furnace.

	Reaction	No.
Combustion and gasification of coke	C + 1/2 O ₂ = CO	1
	C + O ₂ = CO ₂	2
	C + CO ₂ = 2CO	3
	C + H ₂ O = CO + H ₂	4
Gaseous reaction	CO + 1/2 O ₂ = CO ₂	5
	CO + H ₂ O = CO ₂ + H ₂	6
	H ₂ + 1/2 O ₂ = H ₂ O	7
Reduction	Fe _n O _m + x C = n Fe + (2x-m) CO + (m-x) CO ₂	8
Melting	Fe(s) = Fe(l)	9
Carburization	C = [C]	10

2.3 反応速度

本数学的モデルに考慮した反応および相変化を Table 2 に示す。これらの反応および相変化の速度は次のように取り扱った。

2.3.1 ブリケットの還元

コークス内装ブリケットの還元は内装コークスの CO₂ ガスによるガス化反応および鉄酸化物の CO による還元反応の併発反応である。

ガス化反応が律速過程であるとする、反応速度はブリケット中の残留炭素量に比例するので実験結果を整理して著者らが求めた以下の反応速度式と速度定数⁹⁾を使用した。

$$R_8 = k_8 C_b \rho_b \varepsilon_b \dots\dots\dots(12)$$

B1 ブリケット (内装炭素と酸素含有量とのモル比が 0.60) に対して、

$$k_8 = \begin{cases} 89.12 \exp(-138 \times 10^3 / RT_s) & (f_c \leq f_c^*) \\ 3.633 \exp(-116 \times 10^3 / RT_s) & (f_c > f_c^*) \end{cases}$$

$$f_c^* = 1 - \exp(6.91 - 0.00568 T_s)$$

B2 ブリケット (内装炭素と酸素含有量とのモル比が 0.99) に対して、

$$k_8 = \begin{cases} 27.94 \exp(-123 \times 10^3 / RT_s) & (f_c \leq f_c^*) \\ 0.214 \exp(6.8 \times 10^3 / RT_s) & (f_c > f_c^*) \end{cases}$$

$$f_c^* = 1 - \exp(8.18 - 0.00675 T_s)$$

上述の N₂ 雰囲気下で求められた反応式を CO-CO₂-N₂ 混合雰囲気である還元溶解炉に適用する場合、反応速度に及ぼす雰囲気ガスの影響を検討する必要がある。鉄酸化物の還元反応式 FeO + CO = Fe + CO₂ により、雰囲気ガス中の CO 分圧が FeO 還元平衡分圧を超えれば、CO による鉄の酸化物の還元反応が発生することは熱力学的には考えられるが、マグネタイトと無煙炭で作成されたペレットの還元速度の研究結果によると、CO 雰囲気中でも N₂ 雰囲気との差が認められなかった²¹⁾。一方、雰囲気ガス中の CO₂ 分圧が

上述反応式の平衡CO₂分圧を超える場合では、CO₂濃度が41%以下であればFeの酸化反応は顕著ではない。したがって、この反応速度を還元溶解炉に適用できると考える。

2.3.2 鉄の溶融

鉄の溶融速度は伝熱律速の仮定に基づき、次式に示したように気固液の伝熱速度と溶解熱の比で求めた。ただし、鉄の溶解過程では固体と液体の温度を同一であると設定した。

$$R_9 = a_{gs} h_{gs} (T_g - T_m) / \Delta H_m \quad \dots\dots\dots (13)$$

鉄の融点については、Ar 雰囲気の高温顕微鏡によって観察した内部に炭素濃度分布を持つ浸炭鉄の表面溶融温度(1640K)¹⁰⁾に設定した。

2.3.3 溶鉄への浸炭

溶鉄はコークスとの接触によって浸炭する。溶鉄の最終的な炭素濃度は浸炭速度および溶鉄滞留時間などによって決まる。

溶鉄中の炭素の物質移動が律速であると仮定すれば、固体炭素から溶鉄への浸炭速度は溶鉄の飽和炭素濃度と溶鉄の炭素濃度との差に比例する次式で表せる。

$$R_{10} = k_{10} (C_e - C_i) a_{is} \rho_i \quad \dots\dots\dots (14)$$

物質移動係数 k_{10} は黒鉛棒を溶鉄中で回転させ、黒鉛棒の重量減少と溶鉄中の炭素濃度の測定から次式¹¹⁾のようにまとめられている。

$$Sh_l \cdot Sc_l^{-1/3} = 0.051 \cdot Re_{ls}^{0.78} \quad \dots\dots\dots (15)$$

2.3.4 コークスの燃焼およびガス相反応

コークスの燃焼とガス化速度には化学反応とガス境界膜内拡散を考慮した総括反応速度式を適用した。

$$R_k = \frac{a_c}{k_{fn}^{-1} + k_{ck}^{-1}} \frac{12 \rho_g \varepsilon_g}{M_n} \quad \dots\dots\dots (16)$$

$$k = 1, 3, 4, \quad n = 1, 2, 3$$

コークスと酸素との燃焼反応(反応1, 2)の化学反応速度は、Field²²⁾の酸素濃度の1次反応速度式を適用した。燃焼生成物がCOとCO₂であると仮定し、その比はArthur²³⁾の式(式(18))で推算した。なお、コークスと水蒸気との水性ガス反応(反応4)は桑原ら²⁴⁾と同様な式を適用した。

$$R_2: C_4/C_2 = 2500 \exp(-6240/T_s) \quad \dots\dots\dots (17)$$

コークスのCO₂によるガス化反応(Boudouard 反応、反応3)は、還元溶解炉におけるコークスの主要な酸化反応である。小林ら²⁵⁾の実験データを用いた反応機構の検討により、窒素が多量に存在する場合、Gadsbyの式が推奨

されているが、本論文では、ガス境界膜内拡散を組み込むために、Heynert²⁶⁾の式に小林ら²⁵⁾の測定データでパラメータを決めた速度式($k_3 = 9.54 \times 10^9 \exp(-38000/T)$)を適用した。

COの燃焼反応(反応5)速度には次式で示すHowardの式²⁷⁾を適用した。

$$R_5 = 3.64 \times 10^{12} \varepsilon_g C_4 C_1^{0.5} C_3^{0.5} \exp(-15106/T_g) \quad \dots\dots\dots (18)$$

H₂の燃焼反応(反応7)速度には赫ら²⁸⁾と同様な手法を採用し、酸素濃度が5(vol%)以上では瞬間反応であり、それ以下では反応しないとした。水性ガスシフト反応(反応6)は、沈ら²⁹⁾とBatchelderら³⁰⁾により高温下ではほぼ平衡になり低温下では平衡から離れることが報告されているので、ここでは1300K以上の場合平衡となり、それ以下では反応しないと仮定した。

2.4 諸物性値の推算方法

ガス相の化学成分としてO₂, CO₂, H₂O, CO, H₂, N₂を考慮した。各成分および混合ガスの粘度、熱伝導率、比熱は平田³¹⁾、混合ガス中の拡散係数は佐藤³²⁾の推奨式で推算した。

溶鉄の粘度と密度は村山³³⁾の推奨式で推算した。これまで溶鉄の熱伝導率の測定値は報告が見当たらないため、石井ら³⁴⁾はWiedmann-Franzの法則に基づいて溶鉄の電気伝導率から熱伝導率を推算する方法を提案している。その推算式によれば1873Kにおける溶鉄の熱伝導率は約29.6W/m·Kであると報告されているので、本報においてもこの値を採用した。比熱および表面張力には文献値³⁵⁾を用いた。

炭材内装酸化鉄屑ブリケットの密度は実測値の3280kg/m³、比熱はノイマン・コップの法則³⁶⁾で推算した。コークスには冶金用コークスの物性値³⁷⁾を与えた。

充填層中の気相の有効拡散係数および有効熱伝導率はLignyの式³⁸⁾で推算した。充填層中の液相の有効粘性係数および有効熱伝導率は液体の物性値にその体積分率を乗じたものとした。充填層中の固相の有効熱伝導率は流れを伴わない充填層の有効熱伝導率として、国井-Smithの式³⁹⁾で推算した。

2.5 境界条件と解析法

Fig. 1に示したように、炉の形状は羽口部分を除いて軸対称をしているため縦断面の片半分を解析領域とし、数値解析の境界条件を設定した。気体に関しては羽口ではガスの供給流量、送風組成および温度を一定とした。炉頂では排出ガスの圧力を一定とした。固体に関してはコークスの燃焼、鉄の溶融などによって消費された体積分が炉頂から連続的に供給されるとした。炉頂では装入物の温度および原燃料の組成を与えた。液体に関しては固体の溶融により生成し、炉底から連続的に流出するものとした。なお、溶解帯では液体の温度を浸炭鉄の融点とした。炉壁および炉底で

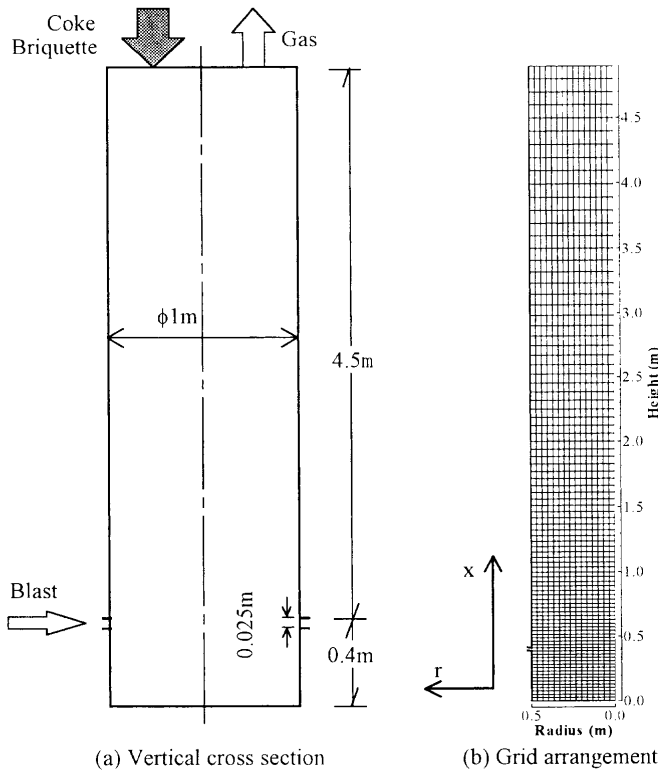


Fig. 2. Size and grid arrangement for reduction-melting furnace.

は各相からの熱損失を考慮した。中心軸では各相の半径方向速度を0とし、これ以外の変数については半径方向の勾配を0とした。

式(1)で示した方程式群はコントロールボリューム法を用いて離散化、代数方程式化し、TDMA法によって解いた。なお、気相の連続の式についてはSIMPLE法⁴⁰⁾を用いて運動方程式と連結し圧力方程式として解いた。一方、液相は連続の式により、その体積分率を求めた。

3. 解析結果ならびに考察

解析の対象にしたのは、Fig. 2に示した直径1.0m、有効高さ4.5mの円筒型炉である。羽口から溶銑面までの距離を0.4m、羽口傾斜角度を15°、羽口と炉断面積の比を0.1として円周方向に幅25mmのスリット状の羽口を仮定した。

計算領域として採用した炉の縦断面の片側の領域を半径方向に15、軸方向に90分割して解析を行った。なお、格子分割は羽口付近が細くなるように羽口の幅を基準にして等比例分割した。

原料性状として炭材内装酸化鉄屑ブリケットのものをを使用した。ブリケットの化学成分をTable 3に、また計算に用いた操作条件をTable 4に示す。なお、送風用空気の組成(vol%)はO₂: 20.6, N₂: 77.4, H₂O: 2とした。予備解析結果によれば、この条件はブリケット処理量130t/day程度に相

Table 3. Chemical composition of briquettes (mass%).

	T.Fe	M.Fe	Fe ²⁺	Fe ³⁺	O	C	C/O*
B1	70.0	17.1	43.5	9.4	16.4	7.4	0.60
B2	67.0	17.7	42.3	7.0	15.1	11.2	0.99

* C/O: Molar ratio of carbon to oxygen

Table 4. Operating conditions for briquette melting process.

Material	Temp. (K)	Diameter (mm)	Porosity (-)	Density (kg/m ³)	Feed rate (kg/s)	
					B1	B2
Coke	298	50	0.52	1000	0.44	0.35
Briquette	298	35	0.48	3280	1.49	1.46
Air	673	-	-	0.725	1.70	1.70

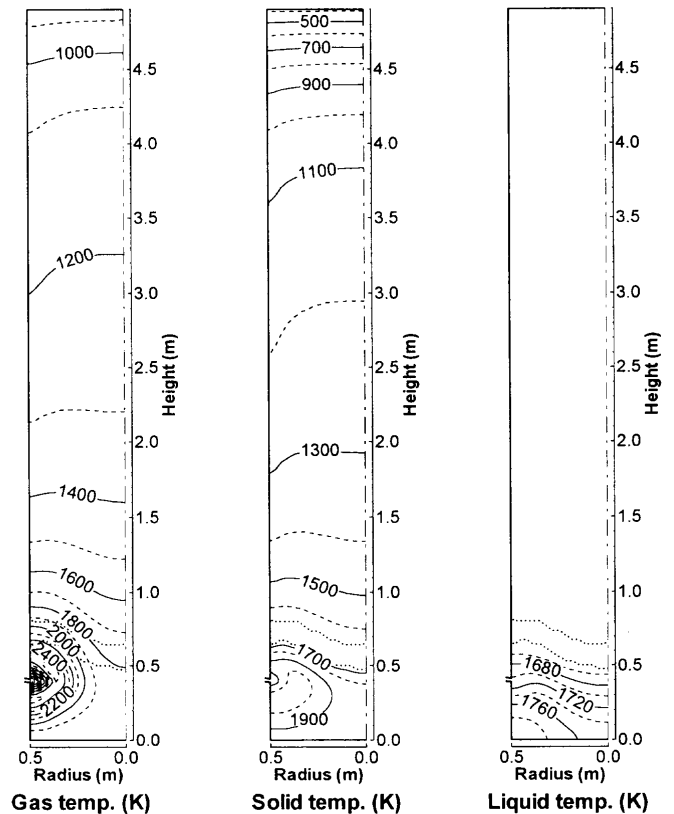


Fig. 3. Computed isotherms of gas, solid and liquid for briquette B2 charging.

当する。コークス比はブリケットB2の場合350kg/t-hm、ブリケットB1の場合400kg/t-hm程度である。なお、炉体からの熱損失については、総括伝熱係数を20W/m²・Kとした。

3.1 温度分布

ブリケットB2を原料とした場合の還元溶解炉内における各相の温度分布をFig. 3に示す。羽口から送風された気体はコークスの燃焼熱によって急速に昇温し、羽口近傍で約2400Kまで上昇している。その後溶解帯(図中に点線で示された領域)に至るまでに固体や液体との熱交換によって、温度が急激に低下している。さらに上方へ流動しながら固体との熱交換によって徐々に温度が低下し、炉頂附近

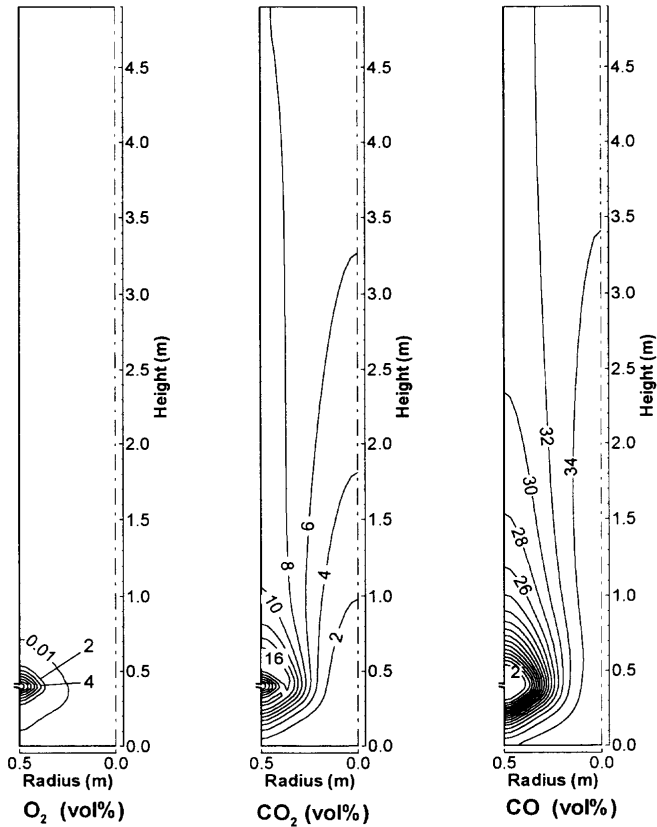


Fig. 4. Computed concentrations of O_2 , CO_2 and CO for briquette B2 charging.

では常温で供給された固体との熱交換により再び温度の低下速度が大きくなる。壁からの熱損失により炉の中・上部では中心軸附近が高く外側が低い温度分布となっている。

炉頂から装入された固体はガスとの熱交換によって急速に昇温されているが、1000K以上になるとガスとの温度差が小さくなり昇温速度は徐々に遅くなっている。溶解帯では温度が一定となり羽口付近ではガスとの熱交換およびコークスの燃焼熱によって急速に温度が上昇している。ガスと同様に炉の中・上部では中心軸附近の温度が高く、壁側が低い温度分布となっている。

溶解帯で生成した液体は滴下に伴い高温のガスおよび固体との熱交換によって徐々に昇温している。半径方向の温度勾配は小さいが、ガスおよび固体の最高温度領域の下方では液体温度が高くなっている。

3.2 ガス組成

Fig. 4 にブリケット B2 を原料とした場合の炉内のガス濃度分布を示す。送風中の酸素は羽口の近傍で急速に消失している。 CO_2 ガスは羽口の近傍で発生し、約 16% の最高濃度となっているがコークスとの反応により中心軸に向かって濃度が低下している。一方、 CO ガスは羽口の近傍で CO_2 濃度が最高濃度を示す付近から発生し中心軸に近づくほど濃度が高くなっている。羽口レベルにおける大きな半径方向濃度勾配の影響を受け、炉頂に到達しても壁側では中心部より CO_2 の濃度が高く、 CO の濃度が低くなっ

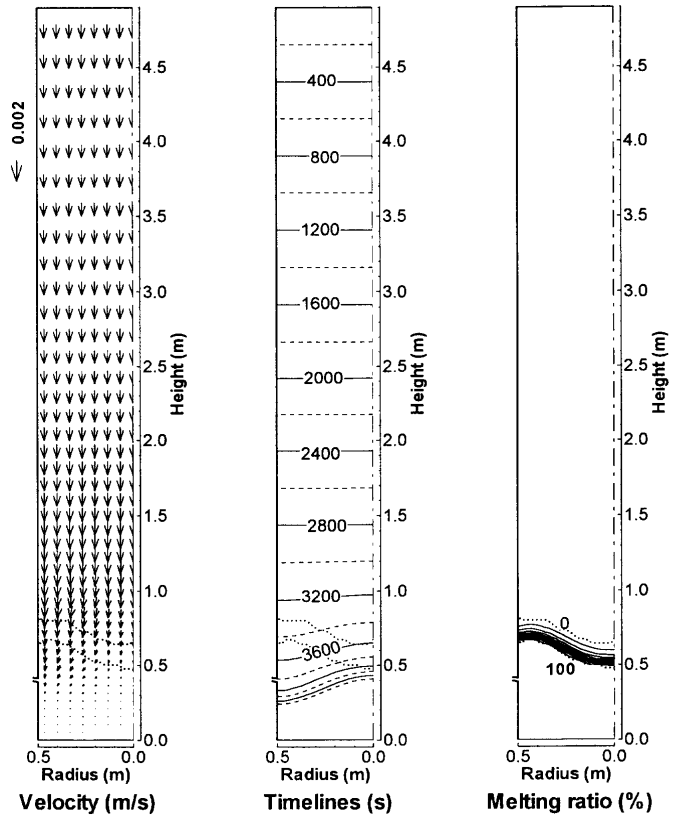


Fig. 5. Computed velocity vector, time line and melting ratio of solid for briquette B2 charging.

ている。

3.3 流動特性

Fig. 5 にブリケットとコークスの流動特性および鉄の溶解率の分布を示す。炉頂から供給された固体は炉の中上部では半径方向にほぼ均一な速度で降下するが、燃焼帯に近づいたところでは流れは羽口方向に向かっている。羽口より下部では不動領域が形成されている。タイムラインが示すようにブリケットは炉頂から装入後、3300~3600s後に溶解帯に流入しており、コークスは約4000s後に羽口レベルまで到達する。燃焼帯が羽口の近傍にあるため、溶解帯以下のコークスは中心部より壁側のほうが降下速度が大きくなっている。鉄の溶解率分布が示すように、鉄の溶解は中心部側より壁側では早くはじまり、溶解の進行につれて溶解速度が大きくなっている。また、溶解過程は壁側でも中心部でも約0.2mの範囲内で完了した。

3.4 ブリケットの還元率

Fig. 6 にブリケット B1 および B2 を原料とした場合のブリケット中の酸化鉄の還元率分布の比較を示す。ブリケット B2 の場合は炉頂の約 1m 下方から還元反応のはじまっている。温度分布の影響により還元率も壁側で低くなっている。下方に移動するにつれて反応速度は大きくなり、約 90% の還元率で溶解帯に到達している。これに対してブリケット B1 の場合、還元開始はブリケット B2 よりやや遅れ、また溶解帯に到達した時点の還元率は約 60% と低くなっ

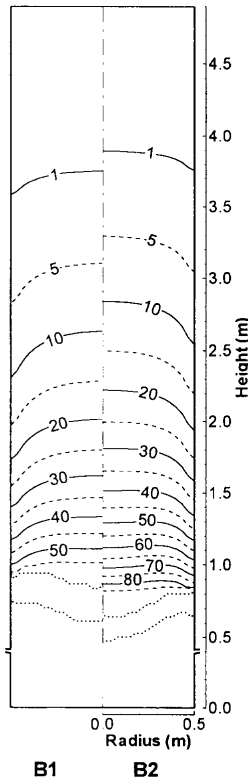


Fig. 6. Computed distributions of reduction degree of briquette B1 and briquette B2.

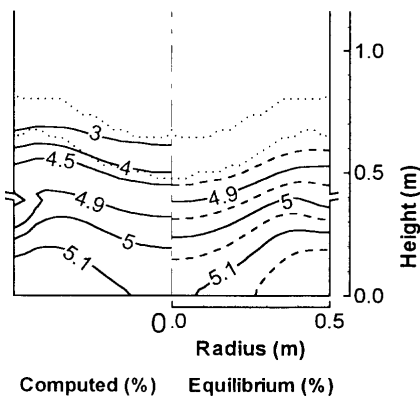


Fig. 7. Distributions of computed carbon content and equilibrium carbon concentration in liquid iron for charging briquette B2.

ている。これはブリケット B1 では Table 3 に示したように内装炭が不足しており還元反応量が制約されるためである。

3.5 溶鉄中の炭素濃度

Fig. 7 にブリケット B2 を原料とした場合の溶鉄中の炭素濃度分布の計算値および同一条件下の飽和炭素濃度分布の比較を示す。鉄の溶解と共にコークスから溶鉄への浸炭は速やかに進行している。これは溶鉄中の炭素濃度と飽和炭素濃度との差が大きいからである。溶解帯の下方ではさらに浸炭し、最終的に飽和濃度に近づいている。

4. 結言

円筒状型還元溶解炉を対象として炭材内装酸化鉄屑ブリケットを原料とする還元溶解プロセスの数学的モデルを構成した。本数学的モデルは気固液3相の流動、各相間の運動量、熱および物質の交換、鉄酸化物の還元、鉄の溶解、溶鉄への浸炭およびコークスの燃焼などの現象を同時に解析できるように構成した。円筒状型還元溶解炉は羽口付近を除いては軸対称になっているため、炉内現象を定常軸対称二次元現象として取り扱った。

本モデルを用いて直径 1.0 m の円筒状型炉について 673K に予熱した空気を送風する条件で、炭材内装酸化鉄屑ブリケットを原料とする場合の炉内状態を解析し、炉内における気固液3相の温度分布、ガス組成分布、固体の流動特性、ブリケットの還元率分布および溶鉄中の炭素濃度を明らかにした。炉内温度分布および溶解率分布により、673K の空気送風でブリケットを溶解できることを示した。また、内装炭含有量が異なる2種類のブリケットに関する解析結果により、溶解に至る前に十分な還元率を達成するためにはブリケット内に十分な炭材を内装する必要があることが示された。

記号

- a_i : 相 i の層中の比表面積 ($\text{m}^2/\text{m}^3\text{-bed}$)
- a_{ij} : 層単位体積中の相 i, j の接触面積 ($\text{m}^2/\text{m}^3\text{-bed}$)
- C : 炭素濃度 (mass%)
- C_D : 抵抗係数 (-)
- C_{ng} : ガス ng の濃度 (kmol/m^3)
- C_p : 比熱 ($\text{J}/\text{kg}\cdot\text{K}$)
- D : 拡散係数 (m^2/s)
- d : 直径 (m)
- \bar{F}_{ij} : 相 i, j 間の作用力 ($\text{N}/\text{m}^3\text{-bed}$)
- Fr_{ij} : 相 i の相 j に関する Froude 数 ($=a_j G_i^2 / \rho_j^2 g$)
- f_c : ブリケットの内装炭素のガス化反応率 (-)
- G : 質量流束 ($\text{kg}/\text{m}^2\cdot\text{s}$)
- g : 重力加速度 (m/s^2)
- ΔH_{ij}^c : 物質移動による相 i から相 j への熱移動速度 ($\text{W}/\text{m}^3\text{-bed}$)
- ΔH_k : 反応 k のエンタルピー変化 (J/kg)
- ΔH_m : 鉄溶解のエンタルピー変化 (J/kg)
- h : エンタルピー (J/kg)
- h_{ij} : 相 i, j 間の伝熱係数 ($\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$)
- h_w : 炉壁からの熱損失速度係数 ($\text{W}/\text{m}^2\cdot\text{K}$)
- k_{ck} : 反応速度定数 ($k=1-4$) (m/s)
- k_{fn} : 成分 n の物質移動係数 (m/s)
- k_k : 反応 k の反応速度定数 ($1/\text{s}$)
- M : 分子量 (kg/kmol)
- m_{ng} : ガス中における成分 ng の質量分率 (-)
- m_{ns} : 固体中における成分 ns の質量分率 (-)
- N_c : 無次元界面張力 ($=1+\cos\theta$) (-)
- P_g : ガスの圧力 (Pa)
- Pr : Prandtl 数 ($=\mu C_p / \lambda$) (-)
- Q_{loss} : 熱損失速度 (W/m^2)
- R : 気体定数 ($=8.314 \text{ J}/\text{mol}\cdot\text{K}$)
- Re_{ij} : 相 i の相 j に関する Reynolds 数 ($=G_i d / \mu_j$) (-)
- R_k : 反応 k の反応速度 ($\text{kg}/\text{s}\cdot\text{m}^3\text{-bed}$)
- r : 円柱座標系における半径方向座標軸 (m)
- Sc : Schmidt 数 ($=\mu / \rho D$) (-)
- Sh : Sherwood 数 ($=k d_{\text{coke}} / D$) (-)
- S_{ij} : 相 i から相 j への物質移動速度 ($\text{kg}/\text{s}\cdot\text{m}^3\text{-bed}$)

S_o : 生成項 ([kg, m/s, J, kg]/s·m³-bed)
 T : 温度 (K)
 T_m : 鉄の融点 (K)
 u : 軸方向の実速度 (m/s)
 v : 半径方向の実速度 (m/s)
 \vec{v} : 速度 (m/s)
 We_{ij} : 相 i の相 j に関する Weber 数 ($=G_i^2/a_j\rho_i\sigma_i$) (-)
 x : 軸方向座標軸 (m)

ギリシャ文字

Γ_ϕ : 有効拡散係数 (kg/m s)
 ϵ : 体積占有率 (m³/m³-bed)
 η : 反応熱の配分率 (-)
 θ : 接触角 (degree)
 λ : 熱伝導度 (W/m K)
 μ : 粘度 (Pa s)
 ν : 化学量論係数 (-)
 ρ : 密度 (kg/m³)
 σ : 表面張力 (N/m)
 ϕ : 変数 ([kg m/s, J, kg]/kg)

上付き

* : 臨界

下付き

b : ブリケット
 c : コークス
 e : 飽和濃度
 g : ガス
 i, j : 相
 k : 反応番号
 l : 液体
 ng : ガス相成分 (1: O₂, 2: CO₂, 3: H₂O, 4: CO, 5: H₂, 6: N₂)
 ns : 固体相成分 (1: Coke, 2: Fe(s), 3: O_b, 4: C_b, 5: Other)

文 献

- M.Naito, N.Konno, K.Araki, Y.Fukazawa, T.Kokubun and K.Obara: *CAMP-ISIJ*, **10** (1997), 198.
- Y.Kamei, T.Miyazaki and H.Yamaoka: *Tetsu-to-Hagané*, **79** (1993), 139.
- H.Nogami, R.Takahashi and J.Yagi: *Met. Technol. (Jpn.)*, **66** (1996), 109.
- I.Muchi, J.Yagi, K.Tamura and A.Moriyama: *J. Jpn Inst. Met.*, **30** (1966), 826.
- J.Yagi, K.Takeda and Y.Omori: *Tetsu-to-Hagané*, **66** (1980), 1888.
- H.Yamaoka and Y.Kamei: *Tetsu-to-Hagané*, **74** (1988), 2254.
- Y.Kamei, T.Miyazaki and H.Yamaoka: *ISIJ Int.*, **33** (1993), 267.
- M.A.Contrucci, P.H.C.Costa, L.M.A.Camargo, E.S.Marcheze, N.Jacomini, E.L.Gonzalez, C.Takano and J.C.D'abreu: 15th CAMMI Congress, Vol. 2, SAIMM, Johannesburg, (1994), 217.
- X.Zhang, R.Takahashi and J.Yagi: *Tetsu-to-Hagané*, **81** (1995), 1043.
- X.Zhang, T.Akiyama, R.Takahashi and J.Yagi: *CAMP-ISIJ*, **9** (1996), 687.
- Y.Shigeno, M.Tokuda and M.Ohtani: *J. Jpn. Inst. Met.*, **46** (1982), 713.
- J.Wang, R.Takahashi and J.Yagi: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **17** (1991), 179.
- J.Mada, H.Shinohara and M.Tsubahara: *Chem. Eng. Jpn.*, **27** (1963), 978.
- M.Niu, T.Akiyama, R.Takahashi and J.Yagi: *Tetsu-to-Hagané*, **82** (1996), 547.
- S.Ergun: *Chem. Eng. Prog.*, **48** (1952), 89.
- J.Yagi: *ISIJ Int.*, **33** (1993), 619.
- T.Sugiyama, T.Nakagawa, H.Shibaike and Y.Oda: *Tetsu-to-Hagané*, **73** (1987), 2044.
- 第5版化学工学便覧, 化学工学協会編, 丸善, 東京, (1988), 247.
- T.Akiyama, R.Takahashi and J.Yagi: *Tetsu-to-Hagané*, **76** (1990), 848.
- 平岡正勝, 田中幹也: 移動現象論, 朝倉書店, 東京, (1971), 102.
- H.-S.Ree, M.Tate: *Tetsu-to-Hagané*, **57** (1971), 465.
- M.A.Field, D.W.Gill, B.B.Morgan and P.G.W.Hawksley: Combustion of Pulverized Fuel, ed. by BCURA, Leatherhead, Cherey & Sons, Banbury, (1967).
- J.A.Arthur: *Trans. Faraday Soc.*, **47** (1951), 164.
- M.Kuwabara, Y.Xie and I.Muchi: *Tetsu-to-Hagané*, **66** (1980), 1918.
- S.Kobayashi and Y.Omori: *Tetsu-to-Hagané*, **63** (1977), 1081.
- G.Heynert and J.Willems: *Stahl Eisen*, **79** (1959), 1545.
- J.B.Howard, G.C.Williaams and D.H.Fine: 14th Int. Symp. on Combustion, The Combustion Institute, Pittsburgh, (1973), 975.
- J.He, M.Kuwabara and I.Muchi: *Tetsu-to-Hagané*, **72** (1986), 1847.
- F.Shen, R.Takahashi and J.Yagi: *Tetsu-to-Hagané*, **76** (1990), 523.
- H.W.Batchelder, R.M.Busche and W.P.Armstrong: *Ind. Eng. Chem.*, **45** (1953), 1856.
- 平田光穂: 気体, 液体の物性推算ハンドブック第3版, マグロウヒルブック, 東京, (1985), 387.
- 佐藤一雄: 物性定数推算法, 丸善, 東京, (1954), 137.
- 村山武昭, 今井 武: 私信, (1994).
- 石井邦直, 坂橋輝彦, 佐々木康, 柏谷悦章: 高炉内における4流体の流動と伝熱, 日本鉄鋼協会, 東京, (1996), 171.
- 溶鉄・溶滓の物性値便覧, 日本鉄鋼協会, 東京, (1972), 125, 183, 235.
- 第5版化学工学便覧, 化学工学協会編, 丸善, 東京, (1988), 35.
- コークス・ノート1992年版, 日本エネルギー学会編, 大東印刷工業, 東京, (1991).
- C.L.de Ligny: *Chem. Eng. Sci.*, **25** (1970), 1177.
- 第5版化学工学便覧, 化学工学協会編, 丸善, 東京, (1988), 355.
- S.V.Patankar: コンピュータによる熱移動と流れの数値解析, 森北出版, 東京, (1991), 24, 64, 116.