

# 高炉下部コークス充填層における未燃チャーの反応 および消費挙動

佐藤 道貴\*・深田 喜代志\*・有山 達郎\*・板垣 省三\*・村井 亮太\*

Reaction and Consumption Behavior of Unburnt Char in Lower Part of Blast Furnace

Michitaka SATO, Kiyoshi FUKADA, Tatsuro ARIYAMA, Shozo ITAGAKI and Ryota MURAI

**Synopsis :** To clarify the gasification and consumption behavior of unburnt char ascending in the coke packed bed in the lower part of the blast furnace, char reaction-consumption model has been newly developed considering the average residence time and co-gasification with coke particles. The chemical reaction rate constant has been determined based on the high temperature experiments on the char injection into the coke packed bed.

From the analyses using this model, the following results were obtained.

- (1) The mean ascending velocity of char particles with the diameter of 20  $\mu\text{m}$  was approximately 0.3 m/s, and it was smaller than the actual gas velocity by one order of magnitude, suggesting the char particles had fairly long residence time in the blast furnace.
- (2) The consumption rate of char became lower with the increase in the solid-gas loading ratio. This was considered to be caused by the higher ascending velocity which resulted from the successive renewal of stagnant particles in the packed bed by supplied char particles.
- (3) According to the examination of char consumption behavior along the blast furnace height, char discharge rate from the top of the thermal reserve zone could be reduced considerably by decreasing char exhaust rate from the raceway. This phenomenon resulted from the increase in the consumption rate throughout the height, due to the decrease in the solid-gas loading ratio. Therefore, to suppress the char exhaustion from the top, it was necessary to improve the combustion efficiency in the raceway at higher injection rate of pulverized coal.

**Key words:** ironmaking; blast furnace; pulverized coal injection; unburnt char; coke packed bed; gasification; char consumption behavior.

## 1. 緒言

高炉への微粉炭吹込みは、溶銑製造コストの低減、コークス炉の寿命延長に有効であることから国内の全高炉で実施され、現在では高炉の基幹技術ともなっている。さらに、本技術はコークスに比べて水素を多く含む石炭を直接使用でき、炭酸ガスの発生量抑制に効果があることから、今後ますます多量吹込みのニーズが高まると予測される。

安定した多量吹込みを実現するためには、吹き込まれた微粉炭が全量、炉内で有効利用されることが必須条件である。このような条件を達成するための基本的な操作因子を適切に制御する観点から、微粉炭の燃焼挙動<sup>1,2)</sup>ならびに未燃チャーの充填層内における運動・ガス化反応に関する多くの研究<sup>3-10)</sup>が実施され、微粉炭の吹込みから消失に至る挙動が次第に明らかにされつつある。しかし、後者についてはチャー粒子の反応速度の測定<sup>3,4)</sup>や冷間充填層における流動解析<sup>5-9)</sup>など、個別の研究は多数なされているものの、高温のコークス充填粒子間を飛翔運動する各個別粒子の平均的な滞留時間とガス化反応を同時に考慮して、その消費挙動を定量的に検討した例はない。

そこで本研究では、未燃チャーの運動モデルとして、充

填層内の平均滞留時間を考慮する移動モデル<sup>9)</sup>を用い、これにチャーのガス化反応を新たに付与した反応消費モデルを開発した。ガス化反応としては $\text{CO}_2$ および $\text{H}_2\text{O}$ との反応が考えられるが、高炉下部では $\text{H}_2\text{O}$ の体積分率は低い<sup>11)</sup>ため、より主要な役割を果たすと考えられる $\text{CO}_2$ との反応を取り上げた。さらにガス化反応速度については、高炉下部を模擬したコークス充填層へのチャーの吹込み試験を行い、実測値と反応消費モデルによる計算結果を比較検討することにより、化学反応速度定数を推算した。そして、得られた反応速度式を用いて高炉下部コークス充填層における未燃チャーの消費挙動について検討した結果、チャーの全量を炉内で消費させる条件について重要な知見が得られたので報告する。

## 2. 高温反応試験

### 2.1 試験条件

コークス充填層内における未燃チャーのガス化反応挙動を調査するために用いた高温反応試験装置の概要をFig. 1に示す。本装置はガスおよびチャーの供給系と排出系、加熱炉から構成される。実験はまず、加熱炉内に設置した内

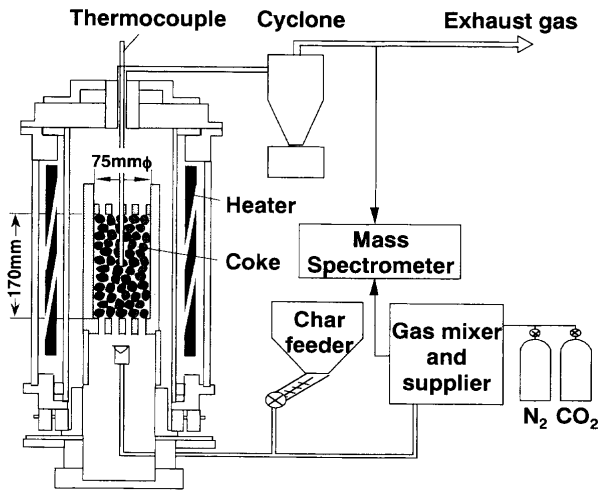


Fig. 1. Schematic illustration of high temperature test furnace.

Table 1. Properties of samples.

|      | Proximate analysis (db, mass%) |      |      | Ultimate analysis (d.a.f., mass%) |     |      |
|------|--------------------------------|------|------|-----------------------------------|-----|------|
|      | VM                             | FC   | Ash  | C                                 | H   | O    |
| Coal | 33.2                           | 57.0 | 9.8  | 81.3                              | 5.2 | 10.9 |
| Char | 13.5                           | 62.2 | 24.3 | 90.0                              | 2.6 | 4.8  |
| Coke | 0.8                            | 88.7 | 10.5 | 97.8                              | 0.6 | 0.9  |

径 75 mmφ のアルミナるつぼに 7.5~9 mm のコークスを 350 g (充填層高さ  $h=0.17$  m, 充填層の空隙率約 0.53) 充填し, 次いで,  $N_2$  を流しながら所定の温度まで昇温した。温度制御はコークス充填層内部に挿入した熱電対の温度で行った。その後, 速やかに  $CO_2/N_2$  混合ガスに切り替え, 同時に  $N_2$  に同伴させたチャーをるつぼ下面から吹き込んだ。反応温度は  $1000^\circ C$  と  $1250^\circ C$  の 2 水準とし, 供給ガスの  $CO_2$  濃度およびチャー吹込み量を種々に変化させた。吹込み時間は反応温度が  $1000^\circ C$  の時は 60 分,  $1250^\circ C$  の時は 15 分とした。チャーは高炉のレースウェイから発生したものを模擬するため, 高炉のプロープパイプおよび羽口部を模擬できるホットモデル<sup>1)</sup>を用いて  $1200^\circ C$  の熱風中であらかじめ燃焼させ, サイクロンで回収したものを供試試料とした。チャーの調和平均径は顕微鏡下での観察の結果, 約  $22 \mu m$  であった。実験ではこれを  $44\sim 63 \mu m$  (平均  $52 \mu m$ ) に調整して用いた。本研究に用いた微粉炭, チャーおよびコークスの工業分析値および化学分析値を Table 1 に示す。また, 代表的な実験条件を Table 2 に示す。実験中は排ガス組成をモニターするとともに, 未反応のチャーをサイクロンで捕集した。実験終了後は  $N_2$  気流中で冷却後, 充填コークスを回収するとともに, コークス粒子間に付着・堆積しているチャーをはけで分離, 回収した。そして, 実験前後の工業分析値から次式により, 未燃チャーとコークスそれぞれの C 分の消失速度  $R'$  を求めた。

Table 2. Experimental conditions.

|                         |                                     |
|-------------------------|-------------------------------------|
| Reaction Temperature    | 1000, 1250°C                        |
| Gas flow rate           | 35 Nl/min                           |
| Gas composition         | $CO_2/N_2=25/75, 55/45, 85/15$ vol% |
| Char flow rate          | 1.0-4.3 g/min (0.7-2.7 g-C/min)     |
| Solid-gas loading ratio | 0.02-0.07                           |

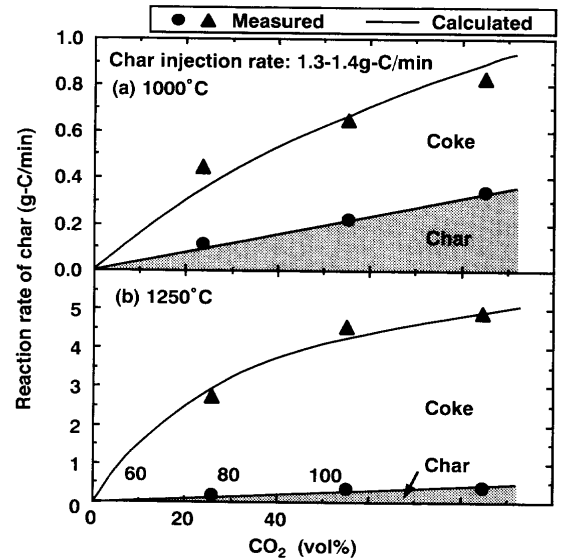


Fig. 2. Effect of  $CO_2$  on reaction rate of char.

$$R'_{char} = \{W'_I(1 - \omega'_{VMH} - \omega'_{ashH}) - W'_E(1 - \omega'_{VME} - \omega'_{ashE}) - W'_H(1 - \omega'_{VMH} - \omega'_{ashH})\} / t \dots \dots \dots (1)$$

$$R'_{coke} = (W'_I \omega_{CI} - W'_E \omega_{CE}) / t \dots \dots \dots (2)$$

2.2 試験結果

Fig. 2(a)には反応温度  $1000^\circ C$ , チャーの吹込み量 1.3~1.4 g-C/minの時の, 供給ガス中  $CO_2$  濃度と  $R'$  との関係を示す。 $R'_{char}$  は  $CO_2$  とともに直線的に上昇するのに対して  $R'_{coke}$  は高濃度側では飽和する傾向にある。Fig. 2(b)には同様に反応温度が  $1250^\circ C$  の時の結果を示す。全体の傾向は  $1000^\circ C$  の場合と同様であるが, 相対的にコークスの反応量が著しく増大している。

Fig. 3(a)には反応温度  $1000^\circ C$ , 供給ガス中の  $CO_2$  濃度が 55 vol%の時の, チャーの吹込み量と  $R'$  との関係を示す。吹込み量の上昇とともに  $R'_{char}$  は上昇し, 高吹込み量側では飽和する傾向が認められる。一方,  $R'_{char}$  と  $R'_{coke}$  の総和はほぼ一定であることから,  $R'_{coke}$  は  $R'_{char}$  と逆相関の関係にあることが分かる。反応温度が  $1250^\circ C$  の場合も同様な傾向を示すが(Fig. 3(b)), Fig. 2と同様, コークスの反応量の増加割合が大きい。

以上のような現象および因果関係の定量的な考察を可能にするため, 次章ではチャーの運動およびガス化反応を考慮した新たな1次元微分収支モデルの構築を行った。

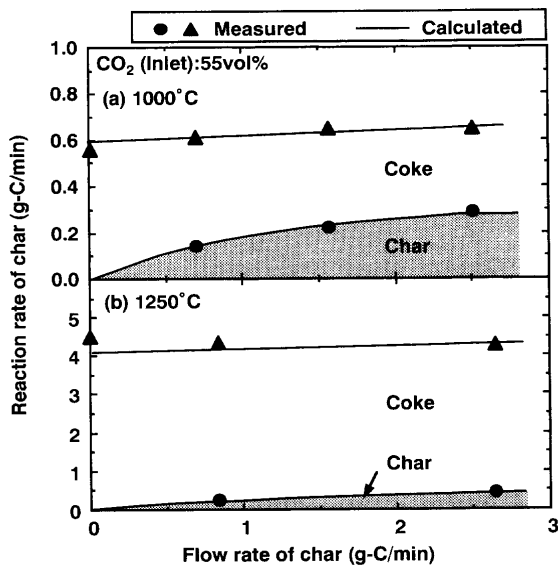


Fig. 3. Effect of char flow rate on reaction rate of char.

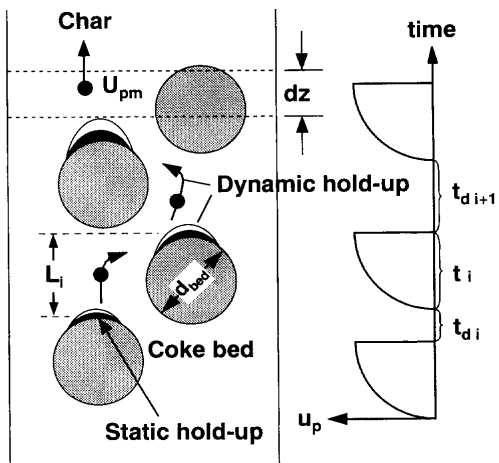


Fig. 4. Powder moving behavior model in a packed bed.

### 3. 未燃チャーの充填層内移動・反応モデル

#### 3.1 未燃チャーの充填層内における移動挙動

いま、Fig. 4のような充填層内の1次元微分要素を考える。下部から初期粒径 $d_{po}$ 、温度 $T_{po}$ のチャーがガス組成 $y_j$ 、温度 $T_{go}$ のガスとともに固気比 $G_p/G_g$ で流入し、均一に分散した状態で上昇するとする。

ここで、微粉粒子の充填層内上昇挙動の取り扱いとしては、山岡ら<sup>5)</sup>、柴田ら<sup>6)</sup>のように粉体を連続体として扱い、粉とガス、ガスと充填粒子および粉と充填粒子の相互作用を考慮する固気2相流モデル、草壁ら<sup>7)</sup>のように粒子の移動と停止を考慮する粒子運動モデルなど多く提案されているが、特定の粉体に着目して充填層内の平均移動速度を求めるには不十分である。本研究では粉体の滞留時間分布の実測から充填層内の平均移動速度を求めた有山ら<sup>9)</sup>の粒子移動モデルを用いた。すなわち、有山らのコールドモデル実験によれば、充填層内を移動する粉体はガス流に同伴し

て充填粒子間を飛翔する部分と充填物上に一時的に堆積・停止する部分から構成され、この停滞部の粉体は下から供給される粉体によって順次更新される。したがって、粉体の平均移動速度 $U_{pm}$ はFig. 4に示すように、局所空間の加速期間における平均移動速度 $U_p$ と静的ホールドアップとして充填層内に停滞する時間 $t_d/L$ の双方の効果で決定される。

$U_p$ の導出においては、草壁らと同様<sup>7)</sup>、平均自由行程 $L_i$ を充填粒子径 $d_{bed}$ の2/3とし、飛散運動の平均速度として計算した((3)~(6)式)。

$$du_p/dt = -g(\rho_p - \rho_g)/\rho_p + (3/4)C_D\rho_g|u_g - u_p|(u_g - u_p)/d_p\rho_p \dots\dots\dots(3)$$

$$\int_0^{t_i} u_p dt = L_i \dots\dots\dots(4)$$

$$L_i = \alpha d_{bed} \quad (\alpha = 2/3) \dots\dots\dots(5)$$

$$U_p = L_i/t_i \dots\dots\dots(6)$$

また、停滞時間 $t_d/L$ については、粒子の移動時間 $1/U_p$ との比、すなわち $U_p \cdot t_d/L$ を固気比SGRに対して整理した実験結果<sup>9)</sup>より導出した(7)式を用いた。

$$U_p \cdot t_d/L = 1.225SGR^{-0.548} \dots\dots\dots(7)$$

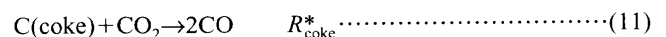
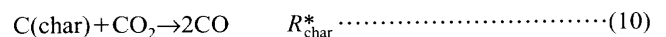
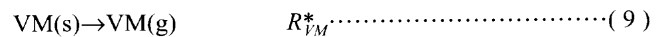
よって、層内の粉体の平均移動速度 $U_{pm}$ は $U_p$ と $t_d/L$ とから、次の(8)式により求められる。

$$1/U_p + t_d/L = 1/U_{pm} \dots\dots\dots(8)$$

(7)、(8)式より $U_{pm}$ と $U_p$ とは比例関係にあること、ただし $U_p$ が一定なら固気比が高いほど $t_d/L$ が減少するため $U_{pm}$ は大となることが分かる。これは、高固気比の条件ほど下方から供給される粉体によって充填粒子間に形成される停滞層の更新が活発となり<sup>9)</sup>、粉体の停滞時間( $t_d/L$ )が相対的に短くなることがその要因と考えられる。

#### 3.2 未燃チャーの素反応および総括反応速度 $R_j^*$

本研究では、下記に示す未燃チャー中の揮発分の揮発化反応とチャーおよびコークスの $CO_2$ によるガス化反応の3種類の反応を考慮した。



揮発分の総括反応速度 $R_{VM}^*$ は(12)式で表した<sup>12)</sup>。チャーの総括反応速度 $R_{char}^*$ についても、Fig. 2の知見から $CO_2$ 濃度の1次式で表現することは妥当と考えられるため、従来と同様<sup>12,13)</sup>の(13)式を採用した。速度定数は境膜拡散速度 $k_j$ と化学反応速度 $k_c$ の混合律速を仮定した。このうち $k_j$ は

(15)式で与えた<sup>13)</sup>。 $k_c$ については各種反応速度式が知られているが<sup>4,13-15)</sup>、使用炭種や測定条件によってばらつきが大きい。よって本研究では(14)式のようにArrhenius型の速度式として表現した上で、頻度因子 $A$ と活性化エネルギー $E$ を高温反応試験の実測値から決定することとした。 $R_{coke}^*$ についてはコークス粒子1個あたりの反応速度 $R_{coke}$ を用いて(16)式で表した。ここで、 $R_{coke}$ は(17)式に示すLangmuir-Hinshelwood型の速度式を採用し、粒径によって文献値<sup>16-20)</sup>を使い分けた。

$$R_{VM}^* = N(\pi/6)d_{po}^3 \rho_{po} k_{V0}(V^* - V) \exp(-E_{VM}/RT_p) \dots (12)$$

$$R_{char}^* = NM_c \pi d_p^2 / (1/k_c + 1/k_f) C_{CO_2} \dots (13)$$

$$k_c = A \exp(-E/RT) \dots (14)$$

$$k_f = D_{CO_2} (2 + 0.6 Re^{1/2} Sc_{CO_2}^{1/3}) / d_p \dots (15)$$

$$R_{coke}^* = \rho_c \omega_c (1 - \epsilon) x_c R_{coke} \dots (16)$$

$$R_{coke} = \left\{ k_1 P_{CO_2} / (1 + k_2 P_{CO_2} + k_3 P_{CO}) \right\} \cdot (d_c / d_{c0})^{-n} \dots (17)$$

$N$ は数密度であり、チャー（炭素分）の供給速度 $G_{char}$ を用いて(18)式で与える。またチャーの単位重量あたりの見かけの反応速度 $R_{char}$ を(19)式で定義すると、(13)式の $R_{char}^*$ は(20)式と同等となる。(16)および(20)式からコークス、未燃チャーいずれの場合も、 $R^*$ は濃度項 ( $\rho_c \omega_c (1 - \epsilon)$  または  $G_{char} / U_{pm}$ ) と反応速度項 ( $R_{coke}$  または  $R_{char}$ ) の積で表現できることが分かる。

$$N = 6G_{char} / \pi d_p^3 \rho_{char} U_{pm} \dots (18)$$

$$R_{char} = 6R_{char}^* / \pi d_p^3 \rho_{char} N \dots (19)$$

$$R_{char}^* = (G_{char} / U_{pm}) R_{char} \dots (20)$$

### 3.3 物質およびエネルギー収支式

本モデルは、ガス流束 $F_x$ 、4種類のガス成分( $CO_2$ ,  $CO$ ,  $N_2$ ,  $VM$ )のモル分率 $y_j$ 、チャーの粒径 $d_p$ 、発生揮発分量 $V$ 、ガス温度 $T_g$ 、粒子温度 $T_p$ および粒子速度 $U_{pm}$ の計10個の変数から構成される。 $U_{pm}$ を除く物質およびエネルギー収支に関する9本の微分方程式( $dF_x/dz$ ,  $y_j/dz$  ( $j=1, 4$ ),  $dd_p/dz$ ,  $dV/dz$ ,  $dT_p/dz$ ,  $dT_g/dz$ )<sup>12)</sup>および $U_{pm}$ を求める(3)~(8)式を連立させ、Runge-Kutta法で解いた。なお、高温反応試験では加熱炉により常時 $T_h$ の温度が外部より与えられるので、充填コークス温度 $T_c$ および壁面温度 $T_w$ は $T_h$ と $T_g$ の平均値と考えた。また、チャーは密度 $\rho_{char}$ が一定で粒径のみが変化するとした。装置全体における単位時間あたりの未燃チャーおよびコークスの消費量 $R'$ は(21)式より計算した。

$$R'_k = 6 \times 10^4 \int_0^h R_k^* S dz \quad (k = char, coke) \dots (21)$$

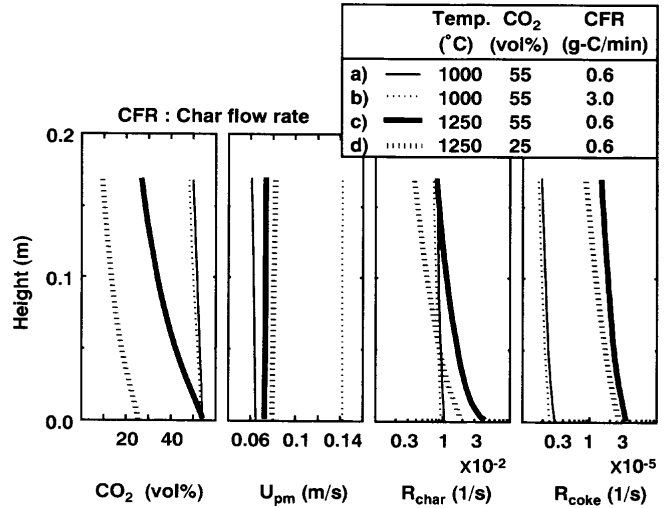


Fig. 5. Char moving and gasification behavior in packed bed (high temperature test furnace).

### 3.4 未燃チャーの反応速度パラメーターの推算

3.2節で述べたように、(13)式における化学反応速度定数 $k_c$ は未知のため、実測値との比較により決定する必要がある。決定方法としては以下のようにした。すなわち、(14)式の $A$ と $E$ の組合わせに対して第1近似を与えて前述のモデルを実行し、(21)式で計算される $R'_k$ とFig. 2, 3における全実測値との誤差が最小になるような組合わせを探索法により求めた。このようにして得られた $k_c$ の推算式を(22)式に示す。本式は文献<sup>14,15)</sup>の報告値と近い。また本速度式を適用して得られた $R'$ の計算値をFig. 2, 3の図中に示すが、実測値と良く対応していることから、(22)式の使用は妥当だと思われる。

$$k_c = 5.1 \times 10^4 \exp(-19900/T) \dots (22)$$

### 3.5 高温反応試験における未燃チャーおよびコークスの反応挙動解析

Fig. 2, 3における未燃チャーおよびコークスの反応挙動を詳細に検討するため、上記モデルを用い、反応温度、チャー吹込み量ならびに $CO_2$ 濃度の影響について検討した。計算条件をFig. 5の図中a)~d)に示す。また同図には計算結果の一例として、 $CO_2$ 濃度、 $U_{pm}$ 、 $R_{char}$ および $R_{coke}$ の反応装置高さ方向の変化を示す。

まず、反応温度を条件a)の1000°Cに対し、1250°Cまで上昇させたc)について検討する。この場合に特徴的なことは、装置入口での $R_{char}$ および $R_{coke}$ が大きく上昇する結果、条件a)では僅かであったガス化反応が急速に進行するようになることである。ただし、このガス化反応の進展に伴い $CO_2$ 濃度が急速に低下するため、高さ方向に見ると反応は抑制される方向にあり、 $R_{char}$ 、 $R_{coke}$ 共に減少していく。特に $R_{char}$ の低下は著しく、装置出口では条件a)と同程度まで低下する。この原因は、装置入口での $R_{char}$ 値が条件a)の4倍程度の増加に留まったこと、反応に伴う粒径低下により

反応界面積が低下したことなどが挙げられる。また条件c)では実ガス流速の増加により $U_{pm}$ が大となるため、結局、(21)式から計算される $R'_{char}$ は条件a)の高々2倍程度までしか上昇できないと推測される。一方、コークスの場合、装置入口部の $R_{coke}$ は絶対値としては小さいものの、約10倍まで上昇しており、かつ高さ方向全域にわたってこの差が保存されている。また(16)式におけるコークスの濃度項は約 $400 \text{ kg-C/m}^3$ であり、(20)式の未燃チャーのそれ(数 $10 \text{ g-C/m}^3$ )と比較して極端に大きいことを考慮すると、(21)式より計算される $R'_{coke}$ は $R'_{char}$ と同レベルの値を有し、かつ条件a)の約10倍となると予想される。Fig. 3において、吹込み量 $0.6 \text{ g/min}$ の条件下で $1000^\circ\text{C}$ から $1250^\circ\text{C}$ への温度上昇に伴う $R'$ の変化量を調べてみると、それぞれ1.7、8倍となり、上述の推定と比較的良く一致している。したがって、Fig. 3においてコークスの反応量増加割合が大となるのは、 $R_{coke}$ の温度依存性が大きいことが主要因と考えられる。

次に、吹込み量の影響を検討するため条件a)に対して吹込み量を5倍に増加させたb)について見てみると、 $R_{char}$ はa)とほとんど同一値となるが、 $U_{pm}$ は2倍程度にまで大幅に増加するのが特徴である。これは(7)式に示したように、固気比増加に伴いチャーの停滞時間 $t_d/L$ が減少するためである。ゆえに(20)式の $R^*_{char}$ は条件a)の約2.5倍となり、さらに高さ方向の変化も少ないので、 $R'_{char}$ も同様の数値になると推定される。Fig. 3の反応温度が $1000^\circ\text{C}$ の条件で吹込み量が $0.6$ と $3 \text{ g/min}$ の時の反応量を比較すると同じく2.5倍になっており、上記数値と一致している。したがって、Fig. 3で認められた吹込み量増大に伴うチャー反応量の飽和傾向は、(20)式の濃度項の変化に対応しているとみられる。また、コークス反応量の相対的な低下はチャーのガス化反応によって $\text{CO}_2$ が速く消費される結果、 $R_{coke}$ が小さくなったことが原因と推察される。

最後に $\text{CO}_2$ 濃度を条件d)に対して倍増させたc)について見てみると、 $R_{char}$ は高さ方向全域でほぼ倍となっているが、 $R_{coke}$ は倍増には至っていない。これは、チャーの反応速度は(19)および(13)式からも分かるように $\text{CO}_2$ 濃度に単純に比例するのに対し、コークスでは(17)式に示す通り、 $\text{CO}_2$ と $\text{CO}$ の両方の影響を受けることに起因する。すなわち、条件c)では $\text{CO}_2$ 濃度の増加によりガス化反応は促進されるが、同時に発生する $\text{CO}$ によって反応が阻害されることが、前記 $R_{coke}$ が倍増に至らない要因と思われる。一方、 $U_{pm}$ について見ると、条件c)の方が僅かに小さくなっている。これは $\text{CO}_2$ 濃度の上昇によって、平均ガス密度が増し、見かけ上固気比が低下したためである。このことは(20)式の濃度項を多少なりとも上昇させる効果を持つ。以上より、(21)式から計算される $R'$ は主として $R$ の変化に対応する。したがってFig. 2におけるチャーおよびコークスの反応挙動の差は、この $R$ の変化を反映したものと言える。

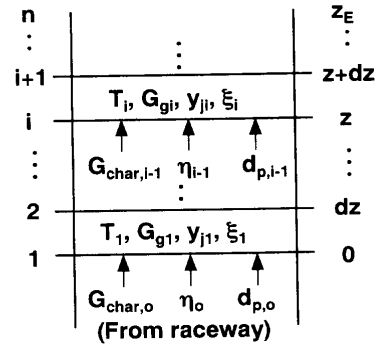


Fig. 6. Variables in packed bed of blast furnace.

以上のように、本モデルでは未燃チャーおよびコークスの反応挙動について高精度の解析が可能である。

### 4. 高炉内における未燃チャーの移動・消費挙動

#### 4.1 解析方法

実炉における未燃チャーの移動・反応挙動の推定のためには、鉱石の還元による $\text{CO}_2$ 発生を同時に考慮する必要があるが、本研究では実炉におけるチャーの消費可能量の推算を目的としているため、チャーおよびコークスのガス化反応と鉱石の還元の結果として決まる $\text{CO}_2/\text{CO}$ 濃度は与えられるものとして検討を進める。

いま、Fig. 6のようなレースウェイから排出された未燃チャーが固体流量 $G_{char,o}$ で流入する充填層を考える。ここで、レースウェイ排出時の燃焼率を $\eta_o$ 、この時の粒子径を $d_{p,o}$ とする。さらに簡単のため、任意のメッシュ*i*におけるチャーと充填層の温度は同一値 $T_i$ とし、またガス流速 $G_{gi}$ 、組成 $y_{ji}$ は与えられると仮定すると、3.3節で述べた手順は大幅に簡略化される。すなわち、(23)式で定義される単位長さあたりのチャーの消費率 $\xi_i$ を用いれば、固体流量 $G_{char,i}$ 、粒径 $d_{p,i}$ および燃焼ガス化率 $\eta_i$ は(24)~(26)式から、チャーの存在量UCR (Unburnt Char Rate)の分布は(27)式から求められる。また充填層の平均粒径 $d_{bed}$ はコークスと鉱石が均一混合しているとみなし(28)式で計算する。以下の検討では $d_c$ および $d_o$ はそれぞれ $35 \text{ mm}$ 、 $12 \text{ mm}$ で一定にした。

$$\xi_i = R^*_{char,i} / G_{char,i-1} \dots\dots\dots(23)$$

$$G_{char,i} = G_{char,o} \cdot \exp\left(-\sum_{i=1}^i \xi_i \Delta z\right) \dots\dots\dots(24)$$

$$d_{p,i} = d_{p,o} \cdot \exp\left(-1/3 \sum_{i=1}^i \xi_i \Delta z\right) \dots\dots\dots(25)$$

$$\eta_i = 1 - (1 - \eta_o) G_{char,i} / G_{char,o} \dots\dots\dots(26)$$

$$\text{UCR}_i = \text{PCR} (1 - \omega'_{ash}) (1 - \eta_i) \dots\dots\dots(27)$$

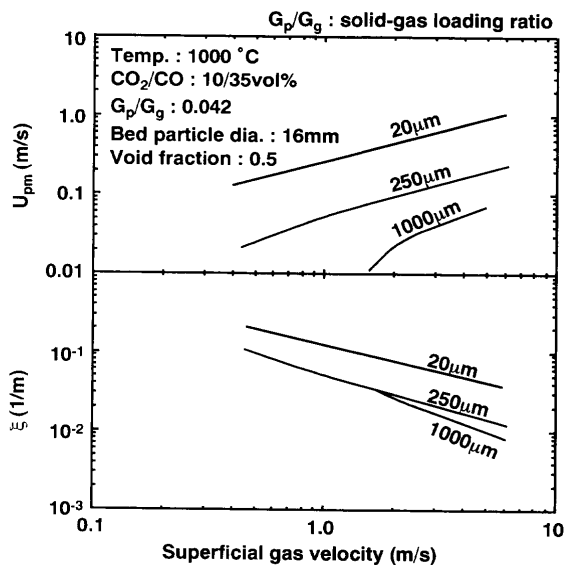


Fig. 7. Effect of superficial gas velocity on char moving and gasification behavior in actual blast furnace.

$$d_{bed} = 1 / \{ x_c / d_c + (1 - x_c) / d_o \} \dots\dots\dots (28)$$

4.2 チャーの反応速度に及ぼす各種要因の検討

前記モデルを用い、チャーの反応速度（単位長さあたりの消費率ξ）に及ぼす各種要因の定量評価を実施した。

Fig. 7は反応温度1000°C、圧力0.4MPa、CO<sub>2</sub>/CO=10/35 vol%のとき、U<sub>pm</sub>およびξに及ぼす空塔速度および粒径の影響を示したものである。チャーの流入条件は、PCRが250 kg/t、レースウェイでの燃焼率η<sub>o</sub>が70%の条件を想定し、固気比は0.042一定とした。本図より、粒径が20 μm程度の微粒子であっても上昇速度はかなり小さく、実ガス流速が実炉に近い2 m/sの条件でも1桁小さい0.3 m/s程度であることが分かる。よって、高炉内の滞留時間は動力学的な解析によって得られた値<sup>10)</sup>に比べ、かなり長いと推察される。さらに粒径が大となると上昇速度は低下し、粒径が1000 μm程度にまで達すると通常の高炉条件では上昇できなくなる。一方、消費率ξは粒径が大きいほど低下した(Fig. 7下図)。このことは滞留時間増加による反応促進の効果よりも、比表面積の低下による反応性低下の効果の方が大きいことを示している。

Fig. 8には同様に固気比とガス流速の影響を示す。いずれのガス流速でもU<sub>pm</sub>は固気比の低下とともに小さくなっている。これは3.1節で述べたように、充填粒子間での停滞時間が長くなったことによる。またこれに伴いξは明らかに向上することから、高炉内では低固気比ほどチャーの消費に有利であることが示唆される。

4.3 高炉内における未燃チャーの高さ方向消費挙動の推定

未燃チャーの高炉高さ方向の消費挙動を推定するため、モデルケースとしてFig. 9の破線のような温度、ガス組成および空隙率分布を想定した。ここで、温度範囲としては

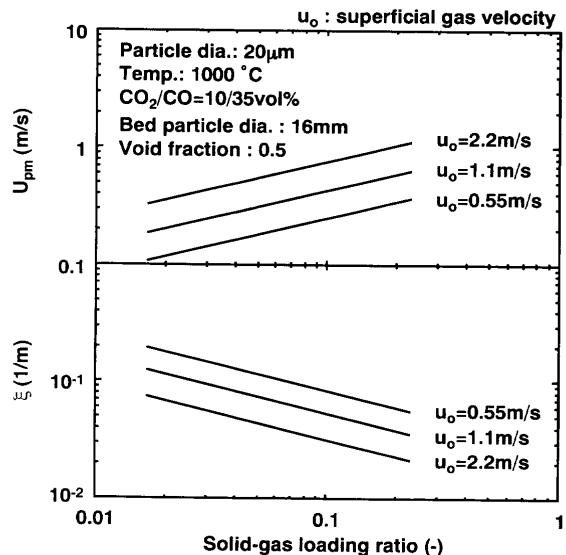


Fig. 8. Effect of solid-gas loading ratio on char moving and gasification behavior in actual blast furnace.

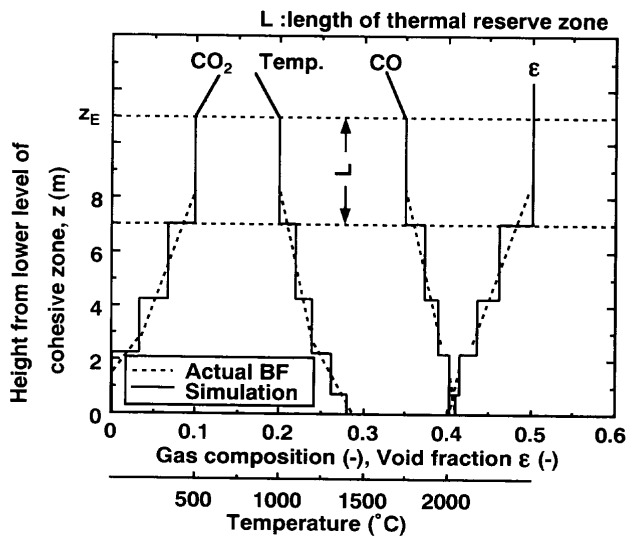


Fig. 9. Distribution of temperature and gas composition in blast furnace for mathematical simulation.

融着帯下面付近の1400°Cから温度保存帯の1000°Cまでとし、全高はz<sub>E</sub>、温度保存帯長さLをパラメーターとした。CO<sub>2</sub>は1300°C付近から発生するとした。モデル計算では高さ方向に約20分割し、各分割要素間の温度等の諸量は、図の実線に示すように階段状に変化するとした。炉内の空塔速度は1.1 m/sで一定にした。本条件のもと、UCRに及ぼすPCR (200および250 kg/t) およびη<sub>o</sub>の影響について調べた。なお、初期粒径はη<sub>o</sub>が70%の時に20 μmとし、他のη<sub>o</sub>の場合は発生チャーの粒子個数が不変であることを考慮して算出した。

Fig.10はL=7mとし、種々のPCRおよびη<sub>o</sub>の組み合わせによりレースウェイから発生する未燃チャーの量 (z=0における未燃チャー量；以下ではUCR<sub>o</sub>と略す) を変化させた時の、チャーの高さ方向の消費挙動を計算したものであ

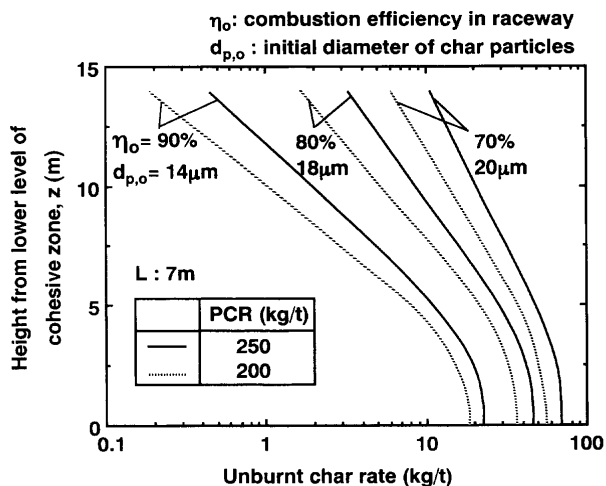


Fig. 10. Change in unburnt char rate along blast furnace height.

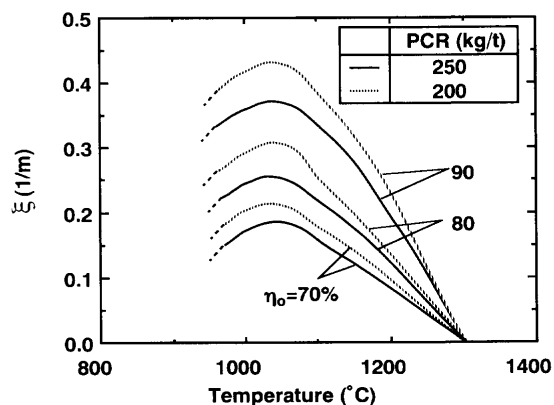


Fig. 11. Influence of temperature on consumption rate of unburnt char in blast furnace.

る。本図より、 $UCR_o$ が小（低PCR、高 $\eta_o$ ）ほど変化が急であり、温度保存帯出口における未反応チャー量（ $z=z_E$ における未燃チャー量；以下、 $UCR_E$ と略す）は著しく低下する傾向にある。この原因を明らかにするため、各条件における $\xi$ と温度の関係をプロットするとFig.11が得られる。いずれも $\xi$ は1050°C付近にピークを持つ曲線となっているが、これは(13)式からも分かるように、温度低下に伴う化学反応速度減少の効果と $CO_2$ 濃度上昇に伴う反応速度促進の効果の相互作用によるものである。また $UCR_o$ が小ほど全温度範囲にわたって $\xi$ が大となっている。これはFig. 8に示したように、固気比の減少により粉体の平均上昇速度が遅くなり、炉内の滞留時間が長くなったためと考えられる。よって、Fig.10において低 $UCR_o$ ほど $UCR_E$ を急激に低減できる理由は、この $\xi$ の上昇によるものである。

#### 4.4 未燃チャーの消費挙動からみたレースウェイ内燃焼率の適正条件

未燃チャーを炉頂から排出させない条件として、未燃チャーの発生量が少なくとも高炉全体のカーボン収支から決まるソリューションロスC量以下であることが必要である<sup>21)</sup>。Fig.12はこの関係を示したものであり、右上がりの

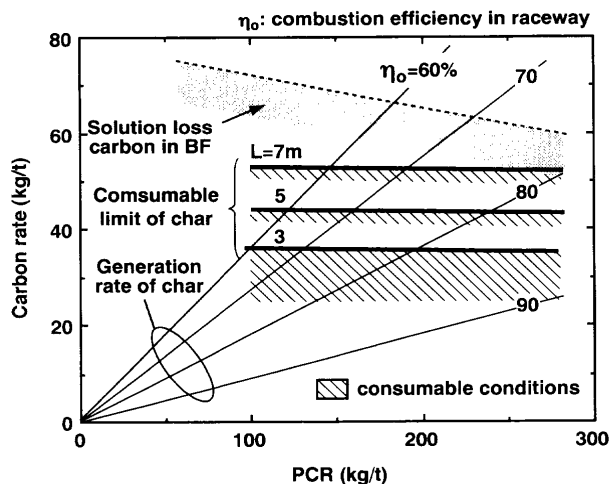


Fig. 12. Relationship between generation rate of char and consumable limit in blast furnace.

直線群がレースウェイでの燃焼率 $\eta_o$ に対応した未燃チャー発生量を、右下がりの破線が高炉でのソリューションロスC量の標準的な変化を表し、これらの交点が未燃チャー発生量が高炉内での消費可能量を超えない限界の条件を与える。例えばPCRが200 kg/tの場合、 $\eta_o$ は65%以上、250 kg/tでは72%以上であることが必要条件となる。しかしこの関係は、発生したチャーの全量がソリューションロス反応で消費されることが前提のため、チャーの消費速度を過大に評価していることになる。

チャーの消費速度を考慮して炉内消費挙動を検討したFig.10の場合、 $UCR_E$ が仮に5 kg/t以下であることが、炉頂から未燃チャーが発生しない条件と考え、これを満足する条件はPCRが200 kg/tでは $\eta_o$ が約71%以上（ $UCR_o$ は52 kg/t以下）、250 kg/tでは77%以上（同54 kg/t以下）となる。他のLについても同様に求め、これらの条件を図示するとFig.12の斜線部のようなになる。これらの領域は先に示したソリューションロスC量の範囲より大きく縮小しており、同時に燃焼率の条件も厳しくなっているのが分かる。Lが大きいほどこの条件は緩和されるが、 $UCR_o$ を概ね50 kg/t以下に制御することが、炉頂からチャー排出のない順調な高炉操業を達成するための要件であると思われる。この数値はPCRによらずほぼ一定と考え、必然的に高PCR時ほど $\eta_o$ を高める必要があることが分かる。

## 5. 結言

高炉下部コークス充填層におけるチャー粒子の平均滞留時間およびチャーとコークスの競合ガス化反応を考慮したチャーの反応消費数式モデルを開発した。本数式モデルを用いた解析により、以下の知見が得られた。

- (1) 高炉下部におけるチャーの平均上昇速度は、20 μm程度の微細粒子であっても約0.3 m/sと実ガス流速に比べ約1桁小さく、よって滞留時間も比較的長い。

(2) レースウェイから発生するチャー量が少ないほど炉頂から未反応のまま排出されるチャー量は著しく低減する。これは、固気比が低いほど充填粒子間に堆積・停止する粉体が、下方より供給される粉体によって更新されにくくなる結果、チャーの平均滞留時間が長くなり、消費速度が上昇するためである。

(3) 炉頂から排出されるチャー量を一定値以下に抑えるためには、微粉炭吹込み比が高いほどレースウェイ内の燃焼率を高める必要がある。

## 記号

|          |   |
|----------|---|
| $A$      | : 頻度因子 (m/s)                            |
| $C$      | : モル濃度 (kmol/m <sup>3</sup> )           |
| $C_D$    | : 抵抗係数 (-)                              |
| $d$      | : 粒径 (m)                                |
| $E$      | : 活性化エネルギー (kcal/kmol)                  |
| $F_x$    | : ガスの流入速度 (kmol/m <sup>2</sup> s)       |
| $G$      | : 流入速度 (kg/m <sup>2</sup> s)            |
| $h$      | : 高さ (m)                                |
| $k_c$    | : 化学反応速度定数 (m/s)                        |
| $k_f$    | : 境界膜拡散速度定数 (m/s)                       |
| $k_{f0}$ | : 揮発反応の頻度因子 (1/s)                       |
| $L$      | : 平均自由行程 (m)                            |
| $M_c$    | : 炭素のモル重量 (kg/kmol)                     |
| $n$      | : 粒径依存性指数 (-)                           |
| $N$      | : チャーの数密度 (1/m <sup>3</sup> )           |
| PCR      | : 微粉炭比 (kg/t)                           |
| $R$      | : ガス定数 (kcal/kmol·K) または重量基準の反応速度 (1/s) |
| $R^*$    | : 総括反応速度 (kg/m <sup>3</sup> -bed·s)     |
| $R'$     | : 消失速度 (g-C/min)                        |
| $S$      | : 断面積 (m <sup>2</sup> )                 |
| SGR      | : 固気比 (-)                               |
| $t$      | : 吹込み時間 (min)                           |
| $T$      | : 温度 (K)                                |
| $t_d$    | : 停滞時間 (s)                              |
| $u$      | : 速度 (m/s)                              |
| $U_p$    | : 局所空間における粒子の平均移動速度 (m/s)               |
| $U_{pm}$ | : 充填層内における粒子の平均移動速度 (m/s)               |
| UCR      | : 未燃チャー比 (kg/t)                         |
| $V$      | : $t=t$ における発生揮発分量 (-)                  |
| $V^*$    | : $t=\infty$ における発生揮発分量 (-)             |
| $W$      | : コークス重量 (g)                            |
| $W'$     | : 未燃チャー重量 (g)                           |
| $x$      | : 体積分率 (-)                              |
| $z$      | : 距離 (m)                                |

|               |                              |
|---------------|------------------------------|
| $\varepsilon$ | : 充填層空隙率 (-)                 |
| $\eta$        | : 燃焼ガス化率 (-)                 |
| $\rho$        | : 見かけ密度 (kg/m <sup>3</sup> ) |
| $\omega$      | : コークス中の各元素重量分率 (-)          |
| $\omega'$     | : 未燃チャー中の各元素重量分率 (-)         |
| $\xi$         | : 単位長さあたりの消費率 (1/m)          |

## 添え字

ash: 灰分, bed: 充填層, c: コークスまたは炭素, char: チャー (炭素分), E: 排出または終了時, g: ガス, H: ホールドアップ, i: メッシュ番号, I: 吹込みまたは初期, j: ガス成分, o: 基準または鉱石, p: 粒子, VM: 揮発分, w: 壁面

## 文献

- 1) T.Ariyama, M.Sato, Y.Yamakawa, Y.Yamada and M.Suzuki: *Tetsu-to-Hagané*, **80** (1994), 288.
- 2) K.Yamaguchi, H.Ueno, K.Tamura and Y.Yamada: *Tetsu-to-Hagané*, **78** (1992), 1214.
- 3) Y.Iwanaga: *Tetsu-to-Hagané*, **77** (1991), 71.
- 4) 上城親司, 稲田隆信, 岩永祐治: 日本学術振興会製鉄第54委員会資料No.1985, (1993).
- 5) H.Yamaoka: *Tetsu-to-Hagané*, **72** (1986), 44.
- 6) K.Shibata, M.Shimizu, S.Inaba, R.Takahashi and J.Yagi: *Tetsu-to-Hagané*, **77** (1991), 55.
- 7) K.Kusakabe, T.Yamaki, S.Morooka and H.Matsuyama: *Tetsu-to-Hagané*, **77** (1991), 1407.
- 8) T.Sugiyama: *Tetsu-to-Hagané*, **82** (1996), 29.
- 9) T.Ariyama, M.Sato and Y.Asakawa: *Kagaku Kogaku Ronbunshu*, **22** (1996), 171.
- 10) T.Inada, S.Kamijo, K.Katayama and T.Yamamoto: *CAMP-ISIJ*, **9** (1996), 22.
- 11) M.Kuwabara, S.Takane, K.Sekido and I.Muchi: *Tetsu-to-Hagané*, **77** (1991), 1593.
- 12) M.Sato, R.Murai and T.Ariyama: *Tetsu-to-Hagané*, **82** (1996), 731.
- 13) J.He, M.Kuwabara and I.Muchi: *Tetsu-to-Hagané*, **72** (1986), 1847.
- 14) P.J.Smith and L.D.Smoot: *Combustion Sci. Technol.*, **23** (1980), 17.
- 15) M.Sijercic and K.Hanjalic: *Combustion Sci. Technol.*, **97** (1994), 351.
- 16) 近藤真一, 原行明, 上屋勝: 日本学術振興会製鉄第54委員会資料No.1309, (1972).
- 17) S.Kobayashi and Y.Omori: *Tetsu-to-Hagané*, **63** (1977), 1081.
- 18) N.Miyasaka and S.Kondo: *Tetsu-to-Hagané*, **54** (1968), 1427.
- 19) M.Hatano, T.Miyazaki and Y.Iwanaga: *Tetsu-to-Hagané*, **65** (1979), 1365.
- 20) S.Taguchi and K.Okabe: *Kawasaki Steel Gihou*, **2** (1970), 358.
- 21) T.Ariyama: *J. Jpn. Inst. Energy*, **75** (1996), 880.