

## 論 文

UDC 669.162.266.42

流体力学にもとづく高炉炉床での溶滓の流れの  
検討と残滓量と出滓条件の関係の検討\*

福 武 剛\*\*・岡 部 俠 児\*\*\*

Investigation of Slag Flow in the Blast Furnace Hearth Based on the  
Fluid Dynamics and of Relation between Residual Slag Amount and  
Tapping-out Conditions

Tsuyoshi FUKUTAKE and Kyoji OKABE

## Synopsis:

In order to clarify the causes of the excess accumulation of molten materials in the blast furnace hearth which results in blast furnace troubles, such as hanging and slipping, the behaviour of flowing out and accumulation of slag in the furnace hearth is investigated.

The results of model studies of slag flow in the furnace hearth during tapping were analyzed as the scale-up problem based on the theories of fluid dynamics. The dimensionless flow-out coefficient  $FL$  in eq. (32) has been found to be closely related to the slag residual ratio, i.e. the ratio of residual amount of slag at the end of tapping to that accumulated at the beginning (Fig. 8).

Further investigation using this relation shows that eight independent variables, i.e. viscosity, tapping amount, tapping rate and depth of slag, hearth diameter, effective hearth area, number of tapping and permeability of packed coke, determine the behaviour of flowing out and accumulation of slag in the furnace hearth. The results of investigations are as follows;

- 1) The residual amount of slag and the depth of slag layer increase with the increase in slag tapping rate and of slag viscosity.
- 2) The increase of the number of tapping operation is beneficial in maintaining the smooth furnace operation, if the tapping rate and/or slag viscosity increase.

(Received Sept. 3, 1973)

## 1. 緒 言

高炉の炉床にたまった溶融物(溶銑, 溶滓)は, 出銑出滓時に炉外へ排出される。溶融物の排出が不十分で, 炉床が溶融物で充満すると, 送風圧力が上昇し, 装入物降下速度が低下し, スリップが発生するなどの炉況異常が起こる。このような炉況の悪化は通常の操業時にも起こり, とくに大型高炉の操業においては, 出銑遅れなどの際にしばしば起こる。

YATSUZUKA ら<sup>1)</sup>は大型高炉の操業について検討し, 出銑荒れなどによる炉床内の溶融物(とくに溶滓)を十分に排出できなくなることが高炉の生産性向上を妨げる要因の一つであると述べている。

炉床内の溶融物が増すのは, 出銑, 出滓中に炉床の溶融物が十分排出されず, 出銑終了時にも炉床内に相当量の溶融物が残留しているためと考えられる。出銑終了

時の炉内残留溶融物量が増すのは, 出銑中に銑口径が急速に拡大することなどにより銑口から溶銑, 溶滓とともにガスが大量に噴出するいわゆる出銑荒れにより出銑を早期に止めるような場合に多いことが経験的に知られていて, 出銑中の摩耗の少ない銑口を作るために銑口充てん材の改良などが行なわれてきた<sup>2)3)</sup>。

しかし, 炉況に直接影響する炉床内の残留溶融物量がどのような要因により決定され, 炉床内の残留溶融物量を少なくするにはどのような出銑作業を行なうべきかという点に関する研究は少ない。

最近の日本の高炉操業では, 従来のように出滓口から出滓を行なうことはまれで, 通常すべての溶滓を出銑口

\* 昭和 47 年 10 月本会講演大会にて発表  
昭和 48 年 9 月 3 日受付

\*\* 川崎製鉄(株)技術研究所

\*\*\* 川崎製鉄(株)技術研究所 工博

から溶銑とともに排出している。炉床では、溶銑層の上に溶滓がたまっているの、溶滓とガスの界面が出銑口に到達したとき出銑を止めなければならない。したがって炉床に蓄積した溶融物を十分に排出し、安定な炉況を維持する出銑、出滓条件を求めるためには、出銑、出滓中の炉床内の溶滓の動きを明らかにし、溶滓の液面が出銑口に達したときの炉床内残留溶融物量に及ぼす要因の種類とその影響を定量的に明らかにしなければならない。

下間ら<sup>4)5)</sup>は模型実験により出銑荒れの解析を行なつたが、炉床内の溶融物を溶銑のみと考え、上述のようにより重要であると考えられる溶滓の影響については無視している。さらに炉床に存在していると考えられるコークス層の影響を定量的に取り扱っていないので、この実験結果をそのまま実際の高炉に適用するのは困難である。

本研究の目的は、すべての溶滓を出銑口からのみ排出する場合について、高炉炉床内の溶滓の移動に影響を及ぼす要因を明らかにし、出銑終了時の残滓量と出滓開始時の溶滓層の厚さに及ぼすこれら要因の影響を定量的に示し、適正な出滓条件を求める方法を示すことにある。

## 2. 炉床における溶滓の流れのスケールアップの条件

出滓時に炉床内の溶滓の流れは3次元非定常流れである。このような流れを解析的に解くことは不可能であり、数値計算も多大の計算時間を要することから困難である。したがってここでは、模型実験により炉床内の溶滓の流れを調査する。

模型実験結果を高炉操業に適用するためには、スケールアップの条件を明らかにし、これに基づいて実験を行なう必要がある。本章では炉床における溶滓の流れの状態に関する考察をもとに溶滓の流れの運動方程式を求め、この運動方程式と初期条件、境界条件を無次元化することによりスケールアップの条件を求める。

### 2.1 炉床の溶滓の流れに関する考察と仮定

操業中の高炉の炉床の状態を調査した例はなく、炉床の状態を知る手がかりは解体高炉の調査結果に求めざるをえない。高炉を操業中の状態のまま吹き止めたときの調査結果<sup>6)</sup>や試験高炉の解体調査結果<sup>7)</sup>によれば、炉底にはほぼ出銑口の下まで達しているコークス層があり、このコークス層内の上部に溶滓、下部に溶銑が蓄積している。

操業中の炉床の状態をこれらから類推することには問題があるが、炉床においてコークス層が溶融物層にうかんでいると考えるのが妥当と思われる。コークス層が溶融物層に沈んでいる深さについては、操業中の高炉にお

ける実測例がないが、TLEUGABULOV ら<sup>8)</sup>は操業データの解析からコークス層が出銑口またはそれ以下の水準まで沈んでいる可能性を指摘している\*。

下間ら<sup>4)5)</sup>の研究結果が高炉に適用できると仮定すると、出銑口からガスが噴出するときの残留液面高さは、出銑口径の数倍であり、大きく見積つても50cm程度である。炉床径10m、出銑量6000t/day、出滓量1800t/dayの高炉の場合、1minあたり生成する溶融物量は約1.1m<sup>3</sup>である。出銑止から次回の出銑開始を約60minとすれば、出銑開始時に炉床にたまつた溶融物の高さは、前述の残留溶融物を加えて約1.4mにすぎない。炉床径10mの高炉では、出銑口と羽口間の距離は3~3.5mであり、出銑開始時の液面は羽口平面までの高さの半分にもならない。このことは、10~30min程度の出銑遅れにより風圧上昇などの炉況異常が起こるといふ高炉操業の経験を説明できない。これは、炉床にコークス層がないと仮定したため、下間ら<sup>4)5)</sup>は炉床に充てん物が存在するときは、残留液面高さが著しく増加すると述べている。そこで本研究では、出滓開始時にコークス層が出銑口まで存在し、溶滓はコークス層内を移動すると仮定した。

出銑初期に溶銑のみが流出している間は炉床内での溶滓の動きは小さいので出滓開始までの溶滓の液面の形(溶滓-ガス界面)は、液面近傍のガスの圧力分布により決まる。溶滓の液面が高炉の羽口水準のごく近傍かそれ以上にある場合には、レースウェイから出てくるガスの圧力分布により溶滓の液面は水平ではない。しかし、通常の操業では溶滓の液面は、羽口水準よりいくぶん下にあるので、溶滓の液面はほぼ水平とみなせる<sup>9)10)</sup>。溶滓の液面でのガス圧力分布は、溶滓の液面の形に影響し、溶滓層の下にある溶銑層には影響しないので溶銑の液面(溶銑-溶滓界面)は、もつぱら溶銑の移動により決まる。出銑中の溶銑の移動により溶銑の液面はいくぶん出銑口に向けて下がつた傾斜をしているものと推定される。

ここでは次のような仮定を設けて炉床の溶滓の流れを単純化し実験を行なう。

(1) 炉床では、出滓開始時にコークス層が出銑口まで存在し、溶滓はこのコークス層を通つて出銑口へ移動する。

(2) 出滓開始時に溶滓の液面は水平である。

(3) 溶銑の液面は出銑中水平である(この仮定の妥当性は後で検討する)。

\* 論文中に用いられている“hearth filling coefficient”  $K_{hf}$  の定義式を調査していないので、この結論の妥当性は確認していない。

- (4) 出滓速度は出滓中一定である。
- (5) 炉床内は等温である。
- (6) 炉床内のコークスは一樣に充さんされている。

すなわち、空間率と粒子径は一樣である。

## 2.2 炉床の溶滓の流れの運動方程式

前述のように、炉床内ではコークス層の中を溶滓が移動すると考えるので、出銑中の溶滓の流れは充てん層内の液体の非定常流れとみなせる。

充てん層内のガス流れについての運動方程式を作成し、これを数値的に解く試みは J. RADESTOCK ら<sup>11)12)13)</sup>により行なわれている。著者ら<sup>9)10)</sup>は同様の運動方程式を無次元化し、充てん層内の圧力分布のスケールアップの条件の妥当性をモデルによる測定値を用いて検討した。これらの報告では、個々の充てん粒子のまわりを流れる流体の微視的な運動をとらえるのではなく、充てん層内の流れを巨視的にとらえて、充てん層中の流れの主流についての運動方程式を導いている。

多孔体 (Porous media) 中の液体の流れに関しては、従来 Darcy の式、あるいはその変形式を用いた解析が行なわれている。しかし、Darcy の式がここで考えているような比較的粗い粒子の充てん層で、かつ流れの主流が直線ではなく曲線の場合にも無条件で成り立つか否かについては必ずしも明らかでない。

そこで前述の J. RADESTOCK らが示した運動方程式と同様の考え方にに基づき、流体の粘性力が充てん層の圧力損失に相当するものとして運動方程式を導いた。

非圧縮性のニュートン流体の連続の式と運動方程式は (1)、(2) 式により示される<sup>14)</sup>。

$$(\nabla \cdot \mathbf{v}) = 0 \quad \dots\dots\dots (1)$$

$$\rho \frac{D\mathbf{v}}{Dt} = -\nabla p + \mu \nabla^2 \mathbf{v} + \rho \mathbf{g} \quad \dots\dots\dots (2)$$

ただし

$$\frac{D}{Dt} = \frac{\partial}{\partial t} + v_x \frac{\partial}{\partial x} + v_y \frac{\partial}{\partial y} + v_z \frac{\partial}{\partial z} \quad \text{である。}$$

充てん層内の流れの場合には前述のように (2) 式中の粘性項  $\mu \nabla^2 \mathbf{v}$  のかわりに充てん層を通る流体の圧力損失に相当する力が充てん層から主流にかかるのみならず系に加わる外力として取り扱う。

充てん層内の流れの圧力損失は、 $g$  重/cm<sup>2</sup>/cm のように力/体積の次元を持つ。圧力損失は流れの方向に発生するのでこの外力 (圧力損失項) は、流れの方向の逆向きに充てん物から流体にかかる体積力である。流れ方向の流速を  $V (=|\mathbf{v}|)$ 、圧力損失項のベクトルを  $\mathbf{R}$ 、その大きさを  $R (=|\mathbf{R}|)$ 、とおくと、 $\mathbf{v}$  と  $\mathbf{R}$  は逆向きであるから (3) 式が成り立つ。

$$\mathbf{R} = -R\mathbf{v}/V \quad \dots\dots\dots (3)$$

溶滓の流出流量を炉床の断面積で割った溶滓の炉床内平均流速  $V_0$  をもとに粒子レイノルズ数を求めると Table 5 に示すように小さい値となり、炉床内の溶滓の流れは層流域にあると考えられる。 $\mathbf{R}$  は充てん層内の流れの単位長さあたりの圧力損失に等しいので層流域における充てん層の圧力損失式<sup>15)</sup>を圧力損失の単位が dyn/cm<sup>3</sup> になるように変換して、(4) 式で示される。(4) 式中の  $\epsilon$  は  $V$  を空塔速度に換算するときの係数である。

$$R = C_B V \epsilon \quad \dots\dots\dots (4)$$

$$C_B = 180(1-\epsilon)^2 \mu / (\epsilon^3 \phi_s^2 D_p^2) \quad \dots\dots\dots (5)$$

充てん層内の流体が通る空間と断面積は、ともに充てん層全体の空間、断面積の  $\epsilon$  倍となる。 $\epsilon$  は仮定により一定であり、(1)、(2) 式の各項と  $\mathbf{R}$  に共通に乗ぜられるので簡約でき、結局充てん層内の非定常な流体の流れは、連続の式 (1) と運動方程式 (6) で示される。

$$\rho \frac{D\mathbf{v}}{Dt} = -\nabla p - \epsilon C_B \mathbf{v} + \rho \mathbf{g} \quad \dots\dots\dots (6)$$

装置の境界あるいは液面を示す式を

$$\phi(x, y, z, t) = 0 \quad \dots\dots\dots (7)$$

とすると一般に境界条件は (8) 式により示される<sup>16)</sup>。

$$\frac{D\phi}{Dt} = 0 \quad \dots\dots\dots (8)$$

$z$  軸が鉛直方向になるように座標系をとると、液面の高さ ( $z$ ) は  $x, y, t$  の 1 価関数なので液面を示す方程式を (9) 式で示すことができる。

$$\phi_s = z - f_s(x, y, t) = 0 \quad \dots\dots\dots (9)$$

上部から液体の供給がない場合には、 $\phi_s$  を (8) 式の  $\phi$  に代入し、定義式にしたがつて偏微分方程式に書き換えると液面を示す関数  $f_s$  について (10) 式が成り立つ。

$$\frac{\partial f_s}{\partial t} = v_z - v_x \frac{\partial f_s}{\partial x} - v_y \frac{\partial f_s}{\partial y} \quad \dots\dots\dots (10)$$

ただしここでは  $v_x, v_y, v_z$  はそれぞれ液面上の流速成分とする。装置の上部から液体が一樣に供給されるとき、(10) 式は (11) 式に変形できる。

$$\frac{\partial f_s}{\partial t} = v_1 + v_z - v_x \frac{\partial f_s}{\partial x} - v_y \frac{\partial f_s}{\partial y} \quad \dots\dots\dots (11)$$

液面の圧力はこの部分のガス圧力と等しいので、液面  $z = f_s$  での境界条件は (12) 式で示される。

$$p = p_0 \quad \dots\dots\dots (12)$$

流出口においては (13) 式が境界条件を示す。

$$\mathbf{v}|_{\text{流出口}} = \mathbf{v}_0 \quad \dots\dots\dots (13)$$

初期条件は流出開始時の液面高さを与える (14) 式で示される。

$$f_s(x, y, 0) = D_H \quad \dots\dots\dots (14)$$

(1)、(6)、(8)、(11)、(12)、(13)、(14) 式により

炉床内の溶滓の流れがあらわせる。

2.3 スケールアップの条件の検討

スケールアップの条件は、上述の運動方程式を無次元化することにより求められる。ここでは、上述の方程式の各変数を次のように無次元化する<sup>14)</sup> (無次元変数を添字\*で示す)。

$$x^* = x/D_T, \quad y^* = y/D_T, \quad z^* = z/D_T \dots\dots\dots (15)$$

$$t^* = tV_0 / (\epsilon D_T) \dots\dots\dots (16)$$

$$p^* = (p - p_0) \epsilon^2 / (\rho V_0^2) \dots\dots\dots (17)$$

$$v^* = \epsilon v / V_0 \dots\dots\dots (18)$$

$$g^* = g/g \dots\dots\dots (19)$$

オペレーターは次式により無次元化できる。

$$\nabla^* = \nabla / D_T \dots\dots\dots (20)$$

$$\frac{D}{Dt^*} = \frac{D_T \epsilon}{V_0} \frac{D}{D_t} \dots\dots\dots (21)$$

(15)~(21)式を用いて上述の式を無次元化する。(1)式から

$$(\nabla^* \cdot v^*) = 0 \dots\dots\dots (22)$$

(6)式から

$$\frac{Dv^*}{Dt^*} = -(\nabla^* p^*) - \left[ \frac{C_B D_T \epsilon^2}{\rho V_0} \right] v^* + \left[ \frac{g D_T \epsilon^2}{V_0^2} \right] g^* \dots\dots\dots (23)$$

(11)式から

$$\frac{\partial f_s^*}{\partial t^*} = \frac{\epsilon v_1}{V_0} + v_z^* - v_x^* \frac{\partial f_s^*}{\partial x^*} - v_y^* \frac{\partial f_s^*}{\partial y^*} \dots\dots\dots (24)$$

(12)式から  $z^* = f_s^*$  において

$$p^* = 0 \dots\dots\dots (25)$$

(14)式から

$$f_s^*(x^*, y^*, 0) = D_H / D_T \dots\dots\dots (26)$$

が得られる。装置の形状が相似であれば、装置の壁面、底面、流出口での境界条件の相似は容易に得られるのでスケールアップの条件は (22)~(26) 式中に現われる無次元数

$$R_{eb} = \rho V_0 / (\epsilon^2 C_B D_T) \dots\dots\dots (27)$$

$$F_r = V_0^2 / (g D_T \epsilon^2) \dots\dots\dots (28)$$

$$R_v = V_0 / (\epsilon v_1) \dots\dots\dots (29)$$

$$D_H^* = D_H / D_T \dots\dots\dots (30)$$

が装置とモデルで等しくなることである。 $R_{eb}$ ,  $F_r$  は運動の相似条件を与え、 $R_{eb}$  は、流れの慣性力と充てん層の摩擦力の比を示し、ニュートン流れの場合のレイノルズ数と同様の意味を持つている。 $F_r$  は慣性力と重力の比を示し、 $\epsilon$ を除けばフルード数に一致する。 $R_v$ ,  $D_H^*$  はそれぞれ境界条件と初期条件を定める無次元数であるこれらの無次元数は装置とモデルの流れの相似条件を

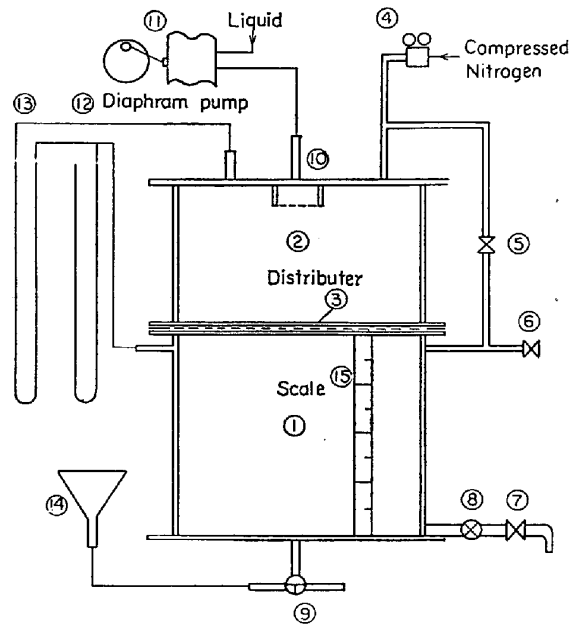


Fig. 1. Experimental apparatus (for continuous experiment).

Table 1. Sizes of glass beads used as packed material.

Number of beads	4	7	9
Size range (mm)	2.0—2.38	3.36—4.0	4.76—5.66
Mean diameter (mm)	2.18	3.67	5.19

与えているので、モデル実験結果をこれらの無次元数により整理することができる。

3. モデル実験と結果の整理

前章の考察から、炉床の溶滓の流れは (27)~(30) 式で示される 4 つの無次元数により決まることがわかった。しかし、これらの影響を同時に明らかにするのは、実験条件の設定と結果の解析が複雑になることから困難である。そこでまず炉床への液の流入のない場合 ( $v_1 = 0$ , バッチ実験) について実験し、 $R_{eb}$ ,  $F_r$  と  $D_H^*$  が溶滓の流出状態に及ぼす影響を明らかにし、ついで液を連続的に流入させる連続実験を行なった。

3.1 実験装置と実験方法

Fig. 1 に連続実験装置を示す。装置は透明アクリル樹脂製の円筒で内径 140 mmφ である。バッチ式の実験装置は、上部の液体だめと分散板がない点を除いて Fig. 1 のものと同様であり、内径 190 mmφ と 150 mmφ の 2 種類製作した。

炉床のコークスのかわりの充てん物として Table 1 に示すように粒度の異なるガラス玉 3 種類を用いた。液

Table 2. Properties of liquids used for the experiments.

Liquid	Symbol	Glycerol concentration (%)	Density (g/cm <sup>3</sup> )	Viscosity (centipoise)
Aqueous glycerol	A	84.0	1.216	99.6
	B	71.0	1.181	25.2
	C	46.0	1.113	4.95
Tetrabromoethane	D	—	2.967	10.8

Table 3. Experimental conditions (batch-type experiments).

Exp. No	D <sub>H</sub> *	Liquid	Glass bead	Apparatus diameter (mm)
A-1-A-5	0.121-0.471	A	9	190
B-1-B-5	0.121-0.471	B	4	190
C-1-C-5	0.121-0.471	C	4	190
D-1-D-6	0.121-0.921	A	7	190
E-5	0.471	C	9	190
F-5	0.471	A	4	190
G-5	0.471	B	9	190
H-5	0.471	B	7	190
I-5	0.471	C	7	190
J-1-J-3	0.40-1.0	B	7	150
K-1-K-3	0.40-1.0	D	4	150

体は粘度を変えるために種々の濃度のグリセリン水溶液をおもに用い、一部液体の密度の影響を確認するためにテトラブロムエタンを用いた (Table 2).

バッチ実験では充てん物と液体の物性値の影響を検討するために Table 3 の実験条件を選んだ. 装置径の影響 (実験系列 J), 液密度の影響 (実験系列 K) もバッチ実験で検討した.

連続実験では  $R_v$  を 1.3~25 の範囲で,  $D_H^*$  を 0.21~0.57 の範囲で変え, ガラス玉は No 4 (Table 1), 液体は C (Table 2) のただ1つの組み合わせで実験を行なった.

液体は, 上部からダイヤフラム式定量ポンプ ⑩ を用いて (連続実験), あるいは下部からロート ④, 3方コック ⑨ を通して (バッチ実験) 装置内に送った. 液面の高さは装置外周にとりつけたスケール ⑮ により読みとり調整した.

流出流量は, スクリューコック ⑦ により調整した. 装置内は  $N_2$  で 0.18kg/cm<sup>2</sup> に加圧した. これにより流出流量が実験中ほぼ一定となることをあらかじめ確認した. 流出の開始, 停止は2方コック ⑧ により行なった. 停止の時期は出銑口からガスが吹き出すときに相当するものとして, 2方コック ⑧ のガラス管部に気泡が現れたときとした.

液体の粘度は, 温度により大きく変わるので, キャノンフェンスケ型粘度計により実験中または実験後に数回測定し, その平均値を以後の解析に用いた.

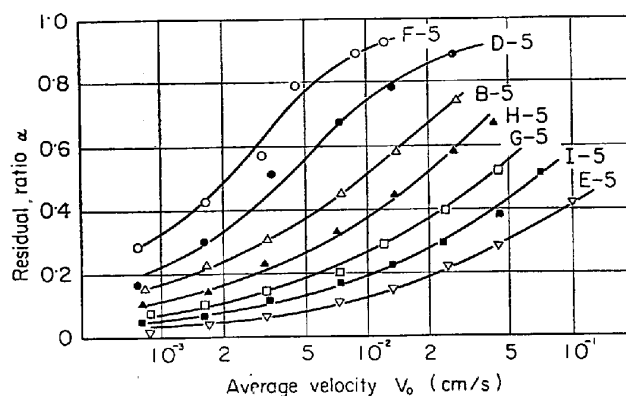


Fig. 2. Relation between residual ratio and average velocity of liquid.

### 3.2 実験結果

流出状態を示す指標として, 流出開始時の装置内蓄積液量に対する流出終了時の残留液量の割合, 残留率を用いた.

#### 3.2.1 残留率に及ぼす $R_{eb}$ , $F_r$ の影響 (バッチ実験)

2章の検討から, バッチ実験の場合  $D_H^*$  が一定であれば, 残留率は  $R_{eb}$  と  $F_r$  により決まる. 実験では,  $\varepsilon$  と  $g$  が一定なので,  $R_{eb}$  は  $C_B/\rho$  と  $V_0$  に,  $F_r$  は  $V_0^2$  に依存する. したがって,  $R_{eb}$  と  $F_r$  が残留率に及ぼす影響を調べるかわりに,  $C_B/\rho$  と  $V_0$  の影響を検討した.

Fig. 2 にガラス玉と液体の種々の組み合わせ ( $C_B/\rho$  の変化に相当) について残留率と平均流速  $V_0$  の関係を  $V_0$  を対数軸として示す. この図から残留率と  $V_0$  の関係を示す曲線は,  $C_B/\rho$  により異なるが, いずれも横軸

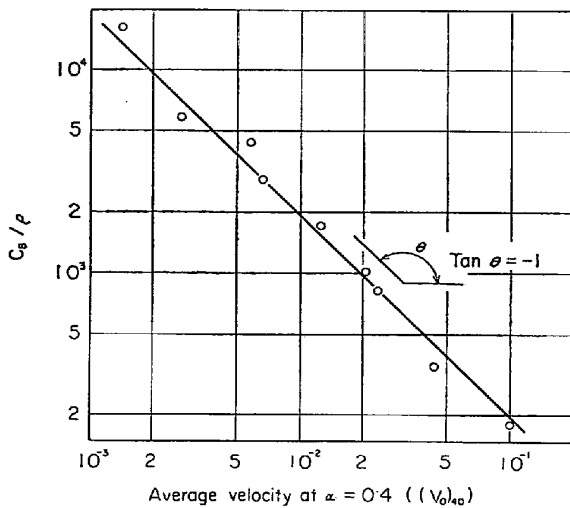


Fig. 3. Relation between  $C_B/\rho$  and the average velocity at  $\alpha=0.4$  ( $(V_0)_{40}$ ).

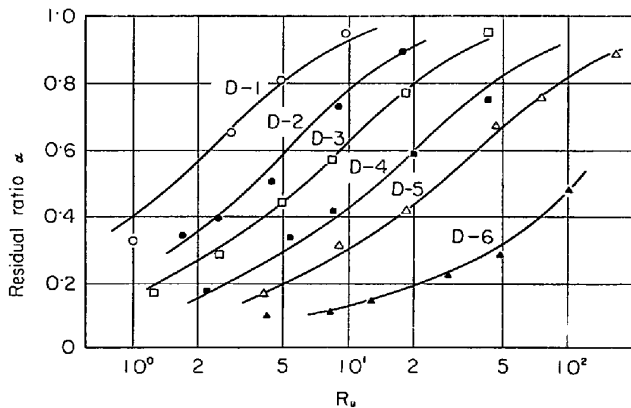


Fig. 4. Effect of the depth of liquid on the relation between residual ratio( $\alpha$ ) and  $R_u$ .

(対数軸) にそつた平行移動により重ね合わせられることがわかる。

平行移動量を示す値として残留率 40% のときの平均流速  $(V_0)_{40}$  を用いると、 $C_B/\rho$  と  $(V_0)_{40}$  の関係は、Fig. 3 のように両対数グラフ上で傾き  $-1$  の直線関係を示す。したがつて無次元液高さが一定のときには、 $V_0$  と  $C_B/\rho_{\alpha}$  の積

$$R_u = V_0 C_B/\rho \dots\dots\dots (31)$$

が残留率を決定する。

3.2.2 残留率に及ぼす  $D_H^*$  の影響 (バッチ実験)

$D_H^*$  が一定のときは、残留率は  $R_u$  により決まるので、残留率と  $R_u$  の関係に及ぼす  $D_H^*$  の影響を検討する。Fig. 4 に実験系列 D について種々の  $D_H^*$  の場合の残留率と  $R_u$  の関係を示す。Fig. 3 と同様に各曲線は横軸 (対数軸) にそう平行移動により重ね合わせられるので、平行移動を示す値として残留率 50% のときの  $R_u$  の値  $(R_u)_{50}$  を用いこれと  $D_H^*$  の関係を調べた。

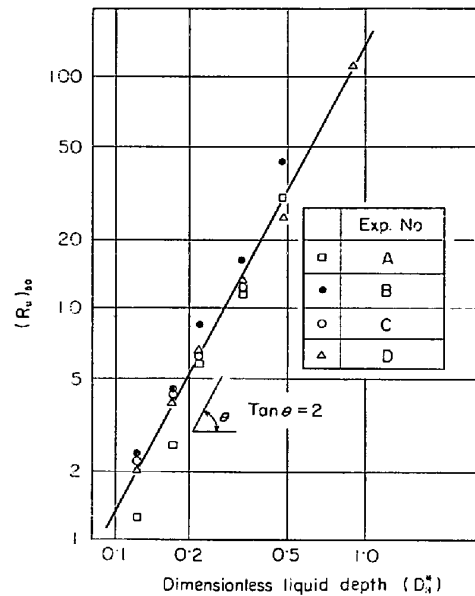


Fig. 5. Relation between  $R_u$  at  $\alpha=0.5$  ( $(R_u)_{50}$ ) and dimensionless liquid depth ( $D_H^*$ ).

両対数グラフ上の  $(R_u)_{50}$  と  $D_H^*$  の関係 (Fig. 5) から、両者は傾き 2 の直線関係にあることがわかる。したがつて液の流入のないバッチ実験の場合、残留率は  $R_u$  と  $D_H^*$  の自乗の比  $R_u/D_H^{*2}$  により決まる。

3.2.3 バッチ実験結果の総括

2 章における検討から、バッチ実験の条件では、残留率は  $Re_b$ ,  $F_r$ ,  $D_H^{*2}$  により決まる。一方実験で変化しうる変数の範囲では、残留率は  $R_u/D_H^{*2}$  により決まる。 $R_u$  の  $C_B/\rho$  と  $V_0$  の指数と  $Re_b$ ,  $F_r$  のそれらの指数の比較により  $R_u$  は  $F_r$  と  $Re_b$  の比に相当していることがわかる。したがつて、残留率は一般的に  $F_L$  により決まると推定できる。

$$\begin{aligned} F_L &= F_r / (Re_b D_H^{*2}) \\ &= \frac{C_B V_0}{\rho g} \left( \frac{D_T}{D_H} \right)^2 \\ &= 180 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{1}{\phi_s^2 D_p^2} \frac{\mu}{\rho} \frac{V_0}{g} \left( \frac{D_T}{D_H} \right)^2 \end{aligned} \dots\dots\dots (32)$$

(32) 式の  $Re_b$  と  $F_r$  の項は理論的に導いたものであるから、上述の実験で検討していない液密度、装置径の影響についても (32) 式で評価しうると考えられ装置径は残留率に影響を及ぼさないと予想される。Fig. 6 に Table 3 に示す種々の実験結果を一括して示す。実線は、実験結果をもつともよく代表するように引いたもので、残留率と  $F_L$  の関係を示す。この図から装置径の異なる実験系列 J、液密度の異なる実験系列 K のデータが、他のデータとよく一致していることがわかり、残留率を  $F_L$  により示すのが妥当であることがわかる。

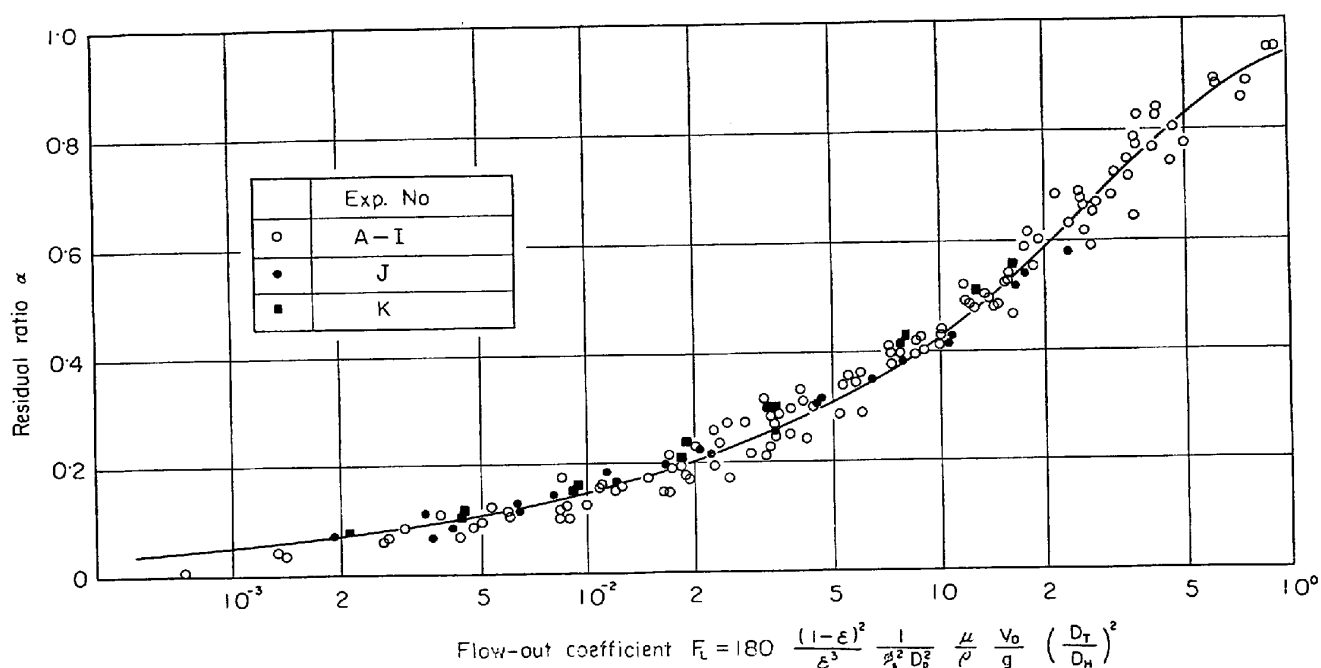


Fig. 6. Relation between residual ratio and flow-out coefficient  $F_L$  (summary of batch experiments including confirmation on the effects of the diameter of apparatus (J) and of the density of liquid (K))

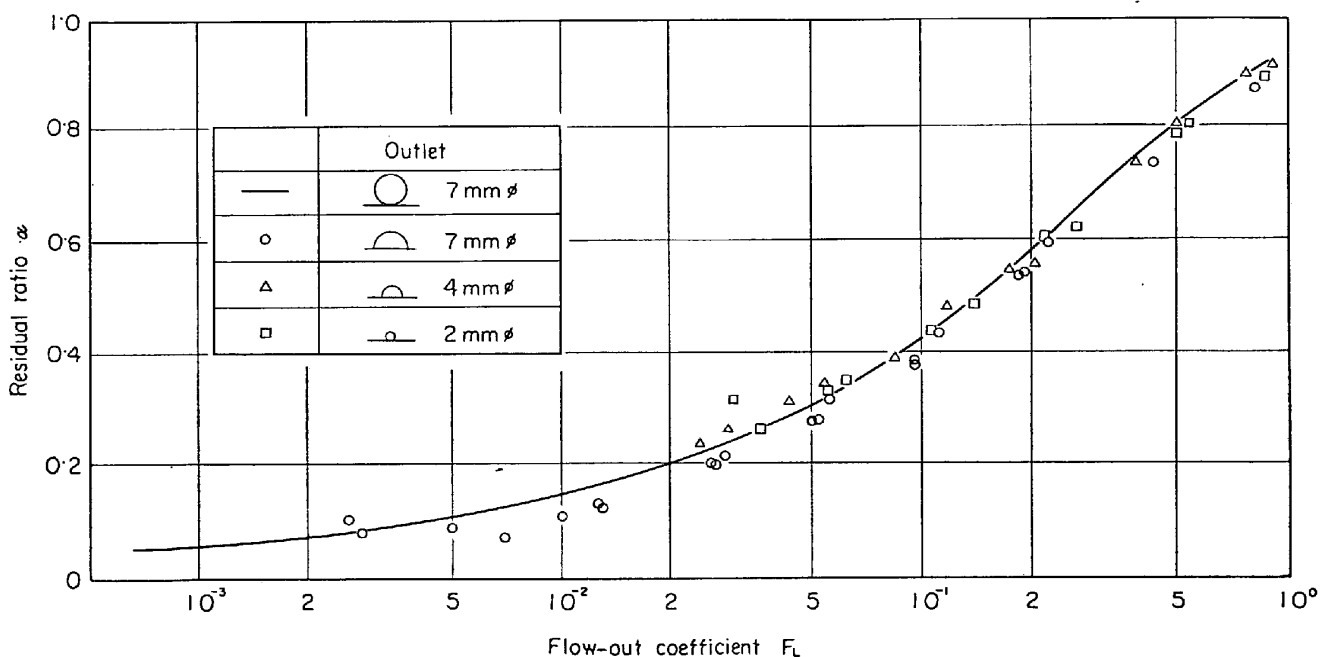


Fig. 7. Influence of the shape of outlet on the relation between  $\alpha$  and  $F_L$ .

#### 3.2.4 流出口の形の影響 (バッチ実験)

Fig. 6 のデータはすべて同一の流出口を持つ装置により得た。高炉の場合炉床径で割った無次元出銑口径は約 0.01 であるが、モデル装置では約 0.035 であった。境界条件を相似に保つためには、両者を同一の値にする必要があるが、モデルの流出口径を小さくすることは困難

である。そこで 140 mmφ の装置により流出口の形を変えてバッチ実験を行なった。

このときの残留率と  $F_L$  の関係を示す Fig. 7 から、流出口の形は残留率と  $F_L$  の関係に影響しないことがわかる。流出口の形は流出口付近のごく限られた範囲の流れに影響するにすぎないと考えられ、本実験結果から高

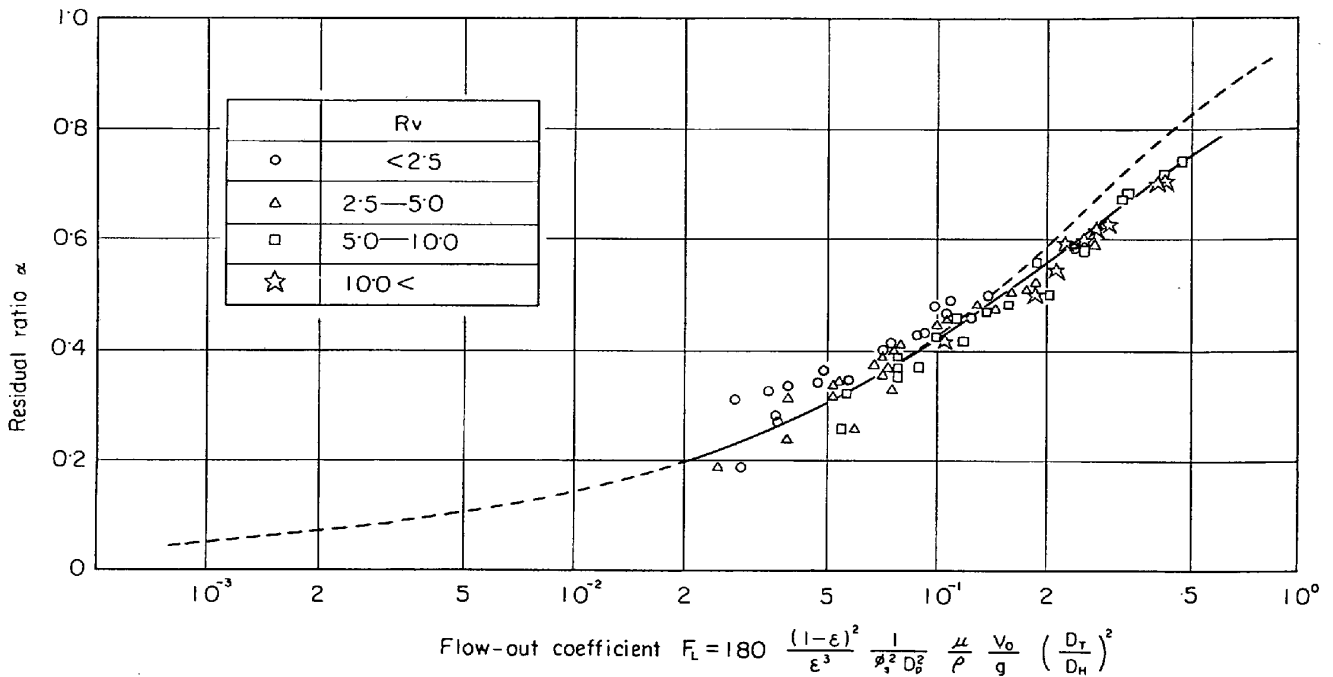


Fig. 8. Result of continuous experiments (dotted line shows the result of batch experiments).

炉出銑口とモデルの流出口の形の差異は無視しうる。

3.2.5 連続実験結果

Fig. 8に連続実験の場合について、バッチ実験の場合と同様に、残留率と  $F_L$  の関係を示す。各点は連続実験の場合あらたに追加される境界条件である  $R_v$  により層別した。残留率と  $F_L$  の関係を示す曲線は、連続実験結

果(実線)とバッチ実験結果(点線)とで  $F_L$  が 0.15 より高い部分を除き両者とも同一である。バッチ実験と比較して連続実験のデータは  $F_L$  の範囲が狭いが、 $F_L$  の小さいところでは、バッチ実験の結果と一致している。したがって  $F_L$  の小さいところでは、バッチ実験の結果により連続実験結果を外挿できる。

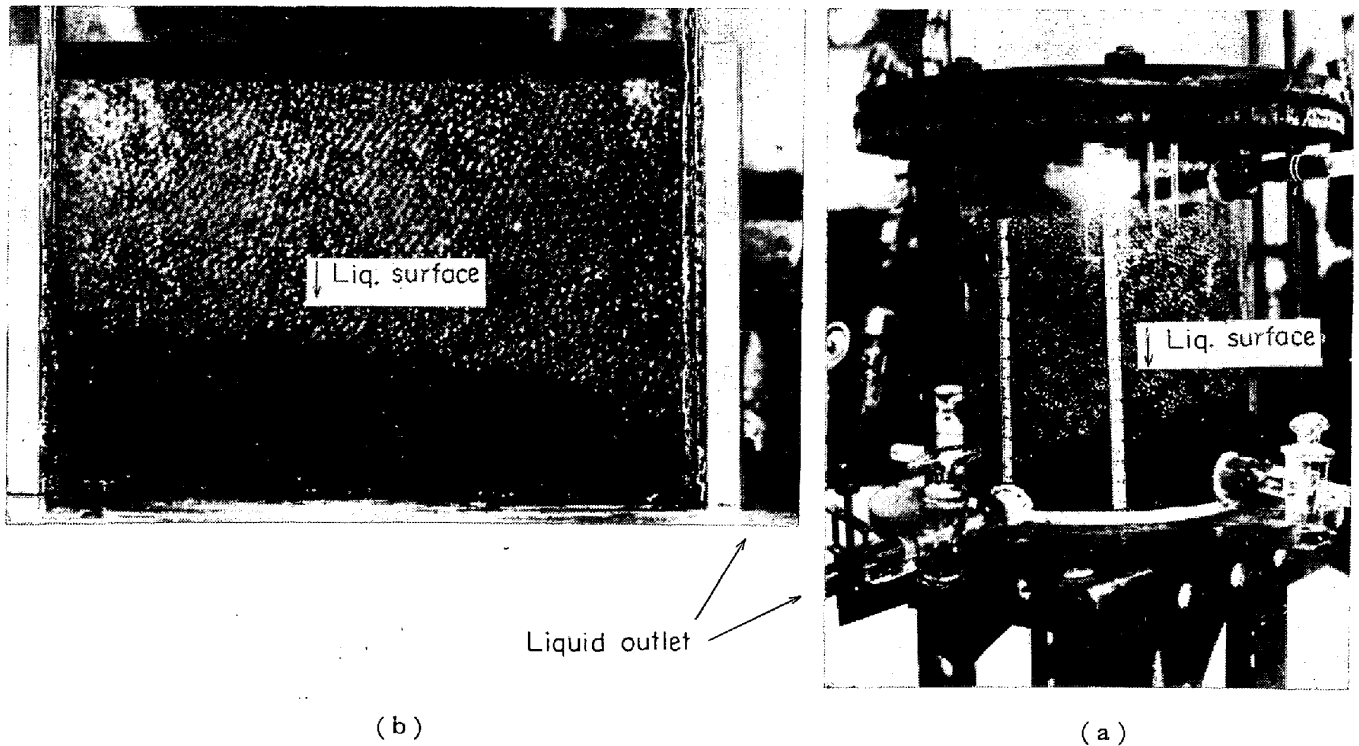


Photo. 1. Inclined liquid surface formed during flow-out of the liquid on (a) the model used to these experiments and (b) two-dimensional model.



Table 4. Size analysis of the coke sampled from the blast furnace hearth (excluding the part less than 5mm).

Sample*	Size analysis (mm)					$D_p$	$I_{sp}$	$C_0\phi_0$
	+50	25	15	10	5			
A	11.8	54.0	20.2	7.8	6.2	24.0	51.0	0.830
B	9.5	50.5	21.8	9.1	9.1	20.3	56.1	0.853
C	15.3	56.7	22.2	3.2	2.6	27.4	32.2	0.741
D	9.0	65.5	18.1	4.3	3.1	26.7	31.9	0.740

\* A: Sampled from the tuyer of No 1 BF at Mizushima Works  
 B, C, D: Sampled from the hearth of No 4 BF at Chiba Works

Fig. 8において、各点の曲線からの偏位は小さいが、 $R_v$  が最低のデータ (図中○印) はいくぶん上方にかたよっている。しかし  $R_v$  が他の範囲にあるデータはほぼ曲線の両側に位置しているので、この実験の精度範囲では  $R_v$  が残留率と  $F_L$  の関係に及ぼす影響は少ないと考えられる。

したがって連続実験の場合も残留率は  $F_L$  により決定され、残留率と  $F_L$  の関係は Fig. 8 の実線と、 $F_L$  の低い領域への点線による外挿により示される。

ガス噴出時に装置内に多量の液体が残る原因は、下間ら<sup>4)5)</sup>の示した『うず』によるのではなく、流体が充てん層を通るため流出中に液面が流出口に向つて下つた傾斜になるためであることが本モデル (Photo. 1 a) と箱形の2次元模型 (Photo. 1 b) による流出中の液面の変化の観察から明らかになった。

#### 4. 考 察

##### 4.1 スケールアップの制限条件

実験結果を高炉に適用するためには、スケールアップの条件として2章で得た無次元数について、高炉炉床内の条件で計算した値が実験値の範囲内になければならない。しかし2章で示したように高炉炉床の条件を正確に求めることは困難なので、適切な仮定をもうけ炉床での各無次元数を計算した。

スケールアップの条件となる無次元数は、 $R_{eb}$ ,  $F_r$ ,  $R_v$ ,  $D_H^*$  であり、さらに炉床内の液体の動きは層流域にあると仮定したので、炉床の平均流速に対する粒子レイノルズ数

$$R_{ep0} = \frac{\rho V_0 D_p}{\mu} \dots \dots \dots (33)$$

も求める必要がある。

炉床における  $C_B$  の値は、高炉羽口から、あるいは改修時に炉床でサンプリングしたコークスの粒度分析 (Table 4) をもとに以下のように推定した。

装入物の粒度分析値を用いて圧力損失を推定する式<sup>17)</sup>

を層流域に適用すれば (34) 式がえられる。

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{1}{g_c} C C_0 \phi_0 \frac{\mu V \varepsilon}{D_p^2} \dots \dots \dots (34)$$

$\Delta p/L$  を質量単位で示すと (34) 式の  $g_c$  が消去され、

(4) 式の  $R$  は (35) 式により示される。

$$R = C C_0 \phi_0 \frac{\mu V \varepsilon}{D_p^2} \dots \dots \dots (35)$$

(4), (5) 式と (35) 式を比較し、単一粒径のガラス玉の場合  $C_0\phi_0=1$ ,  $\phi_s=1$ ,  $\varepsilon=0.383$  (実測値) であることを考慮して、 $C=1220$  であることがわかる。 $C_0\phi_0$  は、単一粒径のガラス玉充てん層に対する混合粒子の通気抵抗の補正係数であり、コークスの場合その粒度分析結果から (36) 式により計算できる<sup>17)</sup>。

$$(C_0\phi_0)_{\text{コークス}} = 0.5 \cdot 1 \cdot 06^{k_i} \dots \dots \dots (36)$$

$$k_i = I_{sp}^{0.55} \dots \dots \dots (36-1)$$

$$I_{sp} = 100 \sqrt{I_s I_p} \dots \dots \dots (36-2)$$

$$I_s = D_p^2 \sum W_i (1/d_i - 1/D_p)^2 \dots \dots \dots (36-3)$$

$$I_p = (1/D_p)^2 \sum W_i (d_i - D_p)^2 \dots \dots \dots (36-4)$$

$$D_p = 1 / \sum (W_i/d_i) \dots \dots \dots (36-5)$$

Table 4 のデータから A の試料の値がほぼ中央値であり、この値を計算の基礎数値とした。各無次元数の実験範囲と高炉内推定値は Table 5 の下に示した値を用いた。Table 5 から高炉内の推定値は十分実験範囲に入っているため、本実験結果は高炉の出滓条件に適用可能であることがわかる。

モデル実験では流出口は1箇所のみで液の液出を行なつた。最近の大型高炉は通常2個以上の出銑口を持つ。2箇所以上の出銑口から同時に出滓する場合には、本実験結果は適用できない。しかし、モデル実験の観察から、液の流出中に流出口に向けて傾いている液面は、流出を停止するとすみやかに水平面になることがわかっている。したがって、2箇所以上の出銑口から同時に出滓しない場合には本実験結果が適用できる。

##### 4.2 炉床内の残留溶銑量と残留溶滓量の比較

上述の実験と解析では、主として溶滓の流出について検討したが、この結果を用いて出銑終了時の溶銑と溶滓

Table 5. Dimensionless numbers at experiments and at the real blast furnace.

Dimensionless number	Range of experiment		Estimated for the blast furnace*
	Min.	Max.	
$F_r$	$0.05 \times 10^{-9}$	$500 \times 10^{-9}$	$0.25 \times 10^{-9}$
$R_{ob}$	$0.01 \times 10^{-6}$	$500 \times 10^{-6}$	$0.051 \times 10^{-6}$
$R_{ep0}$	$0.05 \times 10^{-1}$	$500 \times 10^{-1}$	$24 \times 10^{-1}$
$D_H^*$	0.12	1.0	0.2—0.35
$R_v$	1.3	25	1.5—4.0

\* Data for calculation

$D_T=1000(\text{cm}), V_0=1.7 \cdot 10^{-2}(\text{cm/sec}), C_D=704(\text{cgs}), \rho=2.65(\text{g/cm}^3), \mu=4.5(\text{poise}), D_p=2.40(\text{cm})$

の残留量（以下それぞれ残銑量，残滓量と呼ぶ）の比較を行なう。

溶銑の容量流出速度は溶滓のそれとほぼ等しい。炉床の溶銑について Table 5 の各無次元数を計算すると  $R_{ob}$  と  $R_{ep0}$  が実験範囲に入らない。しかし，Fig. 8 の結果が溶銑に対しても適用できると仮定すれば，炉床内の残銑量と残滓量に関して次のような推定ができる。

溶銑の動粘度は溶滓の動粘度の約 1/150 であり，溶銑の容量流出速度は溶滓のそれとほぼ等しいので，液高さ  $D_H$  が同じならば溶銑の  $F_L$  は溶滓のその約 1/150 になる。この場合，溶滓の残留率を 50% とすると溶銑の残留率は 5% 以下となり残銑量は残滓量の 1/10 以下（容量比）となる。また溶銑の  $D_H$  を溶滓のその 1/4 と仮定すれば溶銑の  $F_L$  は溶滓のその約 1/10 となり溶銑の残留率は 20% 以下（溶滓の残留率 50% のとき）でこの場合も残銑量は残滓量の 1/10 となる。溶銑の残留率が小さいことは，溶銑面を水平とした本実験の仮定の妥当性を裏づけている。

以上の考察から溶滓の液面が出銑口に到達したときに出銑を終了する場合，出銑終了時の溶滓の残留量は溶銑の残留量よりいちじるしく多い。したがって，炉床の残留溶融物量の増加による炉況の悪化は溶滓の排出が不十分なことによる。炉況悪化をさけるためには，溶滓の排出を十分行なうことが必要である。

### 4.3 炉床における溶滓の流れに対する Darcy の式の適合性の検討

Darcy の式は砂などの微粒の充てん層中を流れる液体の単位断面積あたりの流量と圧力損失の関係を示す。この式をベクトル形にし<sup>18)</sup>，ここで用いている記号と単位系に合うように変形すると (37) 式が得られる。

$$\epsilon \mathbf{v} = -\frac{k \rho g}{\mu} \nabla \phi \quad (37)$$

$$\phi = h + (p - p_0) / \rho g \quad (38)$$

(37) 式は運動方程式に相当し，連続の式は (39) 式により示される。

$$\nabla^2 \phi = 0 \quad (39)$$

(33) 式を (37) 式に代入して書きかえると，

$$0 = -\nabla p - \epsilon \frac{\mu}{k} \mathbf{v} - \rho g \nabla h \quad (40)$$

が得られる。 $\mu/k$  は  $C_B$  に相当する。(6) 式において座標軸  $z$  を鉛直方向として考えると (6)，(40) 式の右辺は一致し，Darcy の式は，(6) 式の左辺を無視したものと見なせる。

$P^*$  を (41) 式のように定義しなおして，2 章と同様に (40) 式を無次元化すると ( $\mu/k$  を  $C_B$  おきかえて)

(42) 式を得る。

$$p^* = (p - p_0) / \rho g D_T \quad (41)$$

$$\frac{C_B V_0}{\rho g} \mathbf{v}^* = -\nabla^* p^* - h^* \quad (42)$$

ただし  $h^* = h / D_T$  である。

連続の式と境界条件は 2 章と同様に無次元化できるので，炉床の溶滓の流れが Darcy の式にしたがう場合には，流れは，充てん層の摩擦力と重力の比を示す無次元数

$$\frac{C_B V_0}{\rho g} \quad (43)$$

により決まる，(43) は前述した残留率を決める流出係数で初期条件の項 ( $D_H^*$ ) を除いた部分に相当している。このことから，炉床の溶滓の流れは Darcy の式が適用できる流れであることがわかる。

### 5. 出銑口からの出滓の数式シミュレーション

炉内の蓄積溶滓量が増して炉況が悪化するの，蓄積溶滓量の増加により炉床の液面が上昇し，炉下部の通気を妨げるためである。溶滓層の厚さは，出滓開始時にもつとも高くなる。他方高炉操業上出銑作業を一定時間間隔ごとに行なうことは困難であり，出銑開始が予定より遅れる場合を考えれば，残滓量が少ないことが望ましい。したがって高炉操業上出滓開始時の溶滓層の厚さ（以下スラグ高さと呼ぶ）と残滓量が小さくなるように出銑作業を行なわなければならない。

以上の実験と解析により，出滓開始時に炉床にたまつ

Table 6. Independent variables representing the slag tapping conditions and their estimated value.

Items	Symbol	Estimated value	Unit
Slag tapping rate	$P_s$	3.25	t/min
Slag viscosity	$\mu$	4.35	poise
Slag production	$W_s$	1 800	t/day
Depth of slag layer at the beginning of slag tapping	$D_{HS}$	2.755	m
Hearth diameter	$D_T$	11.1	m
Number of tapping operation	$N_T$	12	times/day

た溶滓量に対する出銑終了時の溶滓残留量の割合（残留率）を  $F_L$  により一義的に示すことができた。しかしスラグ高さは  $F_L$  の計算に必要な変数なのでこの結果のみでは、出滓条件（出滓速度、溶滓粘度など）がスラグ高さ、残滓量などに及ぼす影響を知ることはできない。

本章では、モデル実験結果と炉床での溶滓量のバランス式から、高炉の出滓に関する独立変数間に関係式（出滓のシミュレーションモデル）を導き、このモデルを用いて種々の要因がスラグ高さ、残滓量などに及ぼす影響を検討する。

5.1 出滓のシミュレーションモデル

出滓に関する種々の要因のうち独立変数\* としてとりうるものを Table 6 のように選択する。Table 6 に示す要因以外の要因、たとえば1回の出滓時間、出滓量などは Table 6 に示した変数を用いて示すことができる。

溶滓の密度は実際の高炉操業ではほとんど変化せず一定と考えられ、溶滓の流出流量  $p_s$ （以下出滓速度と呼ぶ、t/min）は、炉床内平均流速  $V_0$  と (44) 式の関係にある。

$$p_s \propto V_0 D_T^2 \dots\dots\dots (44)$$

実際の高炉炉床のコークス層の空間率、粒度、形状係数を正確に推定することはできないので (32) 式中で  $\mu$ ,  $V_0$ ,  $D_H$ ,  $D_T$  以外の項と、(44) 式の比例定数をまとめてパラメーター  $\gamma$  で示せば、流出係数は、

$$F_L = \gamma \mu p_s / D_H^2 \dots\dots\dots (45)$$

により示される。この  $F_L$  を用いて溶滓の残留率  $\alpha$  は、Fig. 8 の実線を示す関数を  $f$  として (46) 式により示される。

$$\alpha = f(F_L) \dots\dots\dots (46)$$

1 回の出銑あたりの出滓量は、出滓速度と出滓時間の

積 ((47) 式左辺) および出銑の前後の炉床内溶滓量の減少 (同右辺第1項) と出滓時間中の溶滓生成量 (同右辺第2項) の和から計算でき (47) 式が成り立つ。

$$T_s p_s = S_1 (1 - \alpha) + T_s p_1 \dots\dots\dots (47)$$

Table 6 の変数を用いると  $T_s$ ,  $p_1$  はそれぞれ (48), (49) 式により示される。

$$T_s = W_s / (N_T p_s) \dots\dots\dots (48)$$

$$p_1 = W_s / 1 440 \dots\dots\dots (49)$$

一方  $S_1$  は炉床で溶滓がたまる空間の容積から (50) 式により示される。

$$S_1 = \pi \epsilon_c \rho D_{HS} D_T^2 / 4 \dots\dots\dots (50)$$

$\epsilon_c = 0.35$ ,  $\rho = 2.65$  とし、これらに対する補正と炉床の有効断面積を設計時の炉床の断面積から求めるときの補正係数を  $\beta$  とおいて (50) 式を (51) 式のように変形する。

$$S_1 = 0.7285 \beta D_{HS} D_T^2 \dots\dots\dots (51)$$

(47) 式に (48), (49), (51) 式を代入して残留率  $\alpha$  を求めると (52) 式が得られる。

$$\alpha = 1 - \frac{W_s (p_s - W_s / 1 440)}{0.7285 \beta D_{HS} D_T^2 N_T p_s} \dots\dots\dots (52)$$

(46), (52) 式の右辺を等置して Table 6 に示した要因間に1つの関係式が得られる。この式（以下出滓のシミュレーションモデルと呼ぶ）により、Table 6 に示した要因の任意の1変数の変化に対する他の任意の変数の変化を知ることができる。たとえば、出滓速度が変化したときのスラグ高さと残滓量の変化の推定などが可能である。

5.2 出滓のシミュレーションモデルの計算方法

(46), (52) 式の  $\alpha$  は、出滓量  $W_s$  を除く変数に関して1価の単調増加または、単調減少関数である。(52) 式を  $W_s$  について解くと (53) 式が得られる。

$$W_s = 720 p_s \pm 720 \sqrt{p_s^2 - \frac{0.7285}{360} \beta D_T^2 N_T p_s (1 - \alpha)}$$

\* Table 6 の6個の変数間に1つの関係式（出滓のシミュレーションモデル）が成り立つので、厳密には、独立変数はこのうちの5個（任意）である。

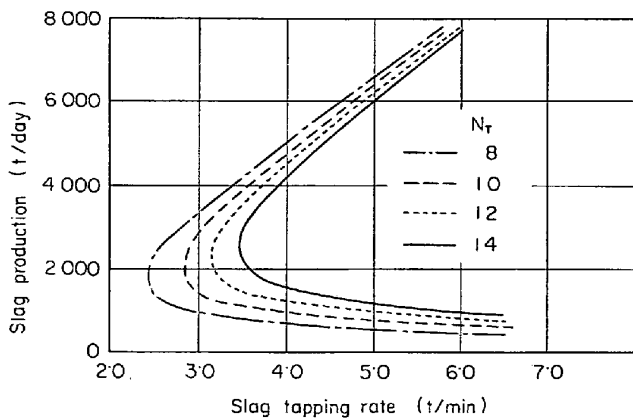


Fig. 9. Relation between slag production and slag tapping rate.

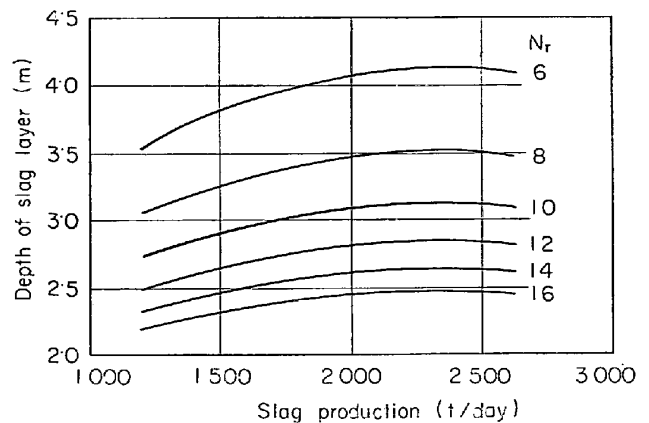


Fig. 10. Relation between depth of slag layer and slag production.

.....(53)

(53) 式から  $W_s$  は  $720p_s$  に対称な 2 つの解を持つことがわかる。したがってシミュレーションモデルの解を求めるとき、 $W_s$  については 2 つ、その他の変数についてはただ 1 つの解が得られる。

(46) 式は残留率  $\alpha$  を関数形で与えているのでシミュレーションモデルを解析的に解くことはできない。そこで解として求める変数に適当な上限と下限の値(初期値)を与えて 2 分法による逐次近似により解をもとめた。このとき上述の考察から  $W_s$  について解くときのみ初期値の一方(上限値または下限値)に  $720p_s$  の値を与えて同一の条件で 2 つの解を求めるようにした。

計算は電子計算機により行ない独立変数の種類と変域を与えてこれに対する指定した従属変数の変化を求めるプログラムを作成した。残滓量は  $S_1$  と残留率  $\alpha$  の積により上述のプログラム中で同時に計算した。

### 5.3 計算結果と考察

Fig. 9~Fig. 16 に計算結果を示す。図中に示した変数以外の変数値は千葉 5 高炉(2 次)の場合に対応させて求め、Table 6 に示した。パラメーター  $\beta$  は 0.9 とし、 $\gamma$  は事前の試行錯誤的な検討により計算結果が 5 高炉の操作データと対応するように推定値として 0.128 を用いた。

同一の出滓速度に対し出滓量は 2 つの値をとり、出滓速度の増加により増加する場合と減少する場合がある(図 9)。前者は流出流量比(出滓速度/スラグ生成速度)が 2 より小さい場合に、後者は 2 より大きい場合に相当する\*。出滓速度が小さい部分で解が存在しないのは(53) 式による解が虚数になることに相当するが、実際の操作ができなくなることを示しているのではない。た

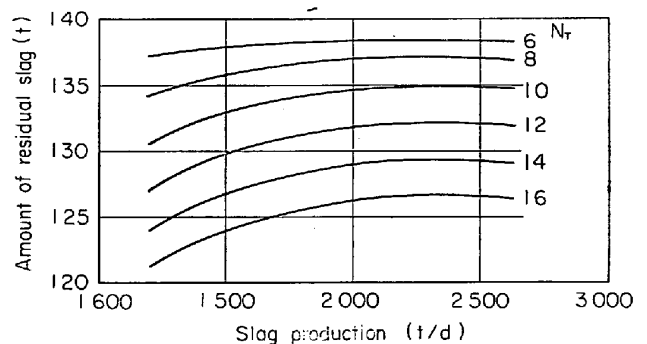


Fig. 11. Relation between the amount of residual slag and slag production.

たとえば(53) 式からスラグ高さがここで与えた値(Table 6) より小さくなれば、さらに低い出滓速度で操作が可能である。また流出流量比が 2 より大きい場合には、出鉄回数の増加により出滓量は増すが、逆の場合には出滓量は減少する(Fig. 9)。

出滓量が増したとき、スラグ高さや残滓量は最初増し、つぎに減少する(Fig. 10, Fig. 11)。このとき、スラグ高さや残滓量は流出流量比が 2 のとき最大になる。出鉄回数(Fig. 10, Fig. 11)の減少、出滓速度(Fig. 12, Fig. 13)、溶滓粘度(Fig. 14, Fig. 15)の増加により、スラグ高さや残滓量は単調に増加する。

つぎに実際操作中の出滓量、出鉄回数、出滓速度、溶滓粘度の変動によりスラグ高さ、残滓量がどの程度変動するかを検討する。

出滓量の変動は通常 10% 程度でありこの程度の変動によるスラグ高さ、残滓量の変動は小さく(Fig. 10, Fig. 11) この影響は無視できる。

出鉄回数は変えることができ、スラグ高さを調整するのに有効な手段である。出鉄回数を 12 回から 14 回に増すとスラグ高さを約 7% 下げることができる(Fig.

\* 溶滓生成速度=出滓量/1440 であるから  $W_s=720p_s$  は  $p_s=2p_1$  に相当している。

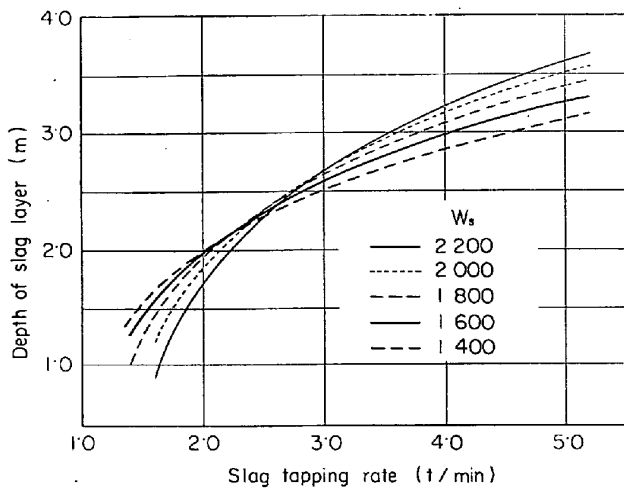


Fig. 12. Relation between depth of slag layer and slag tapping rate.

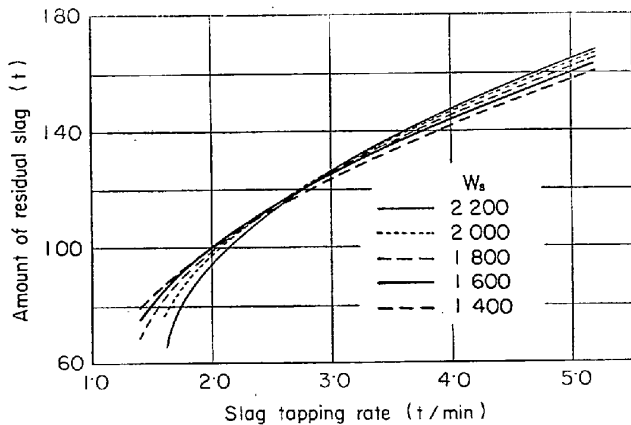


Fig. 13. Relation between the amount of residual slag and slag tapping rate.

10). しかし、この場合残滓量の低下は約 2% にすぎない (Fig. 11).

現状では出滓速度を正確に制御することは困難であり、場合によってはその変動幅が 50% を越えることがある。出滓速度がスラグ高さや残滓量に及ぼす影響は大きく、たとえば出滓速度が 2t/min から 3t/min に増すと、スラグ高さは約 35% (Fig. 12)、残滓量は約 25% (Fig. 13) 増加する。

通常の操業では溶滓成分の変動は小さいので、溶滓粘度は主として溶滓温度に依存する。溶滓温度が 1500°C から 1450°C に低下すると溶滓粘度は約 50% 増す。溶滓粘度が 3.5 ポアズから 4.75 ポアズに増すとスラグ高さは約 8%、残滓量は約 14% 増加する (Fig. 14, Fig. 15).

以上の検討から、炉床内の蓄積溶滓量の増加による炉況悪化を防止するためには、第 1 に出滓速度を低く一定に保つことが重要であり、第 2 に溶滓温度の大幅な低下

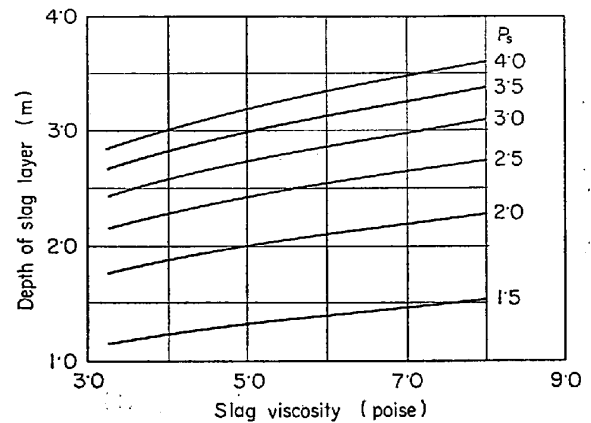


Fig. 14. Relation between depth of slag layer and slag viscosity.

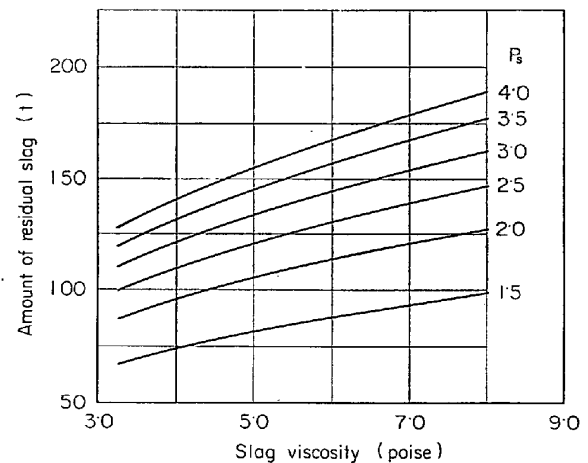


Fig. 15. Relation between the amount of residual slag and slag viscosity.

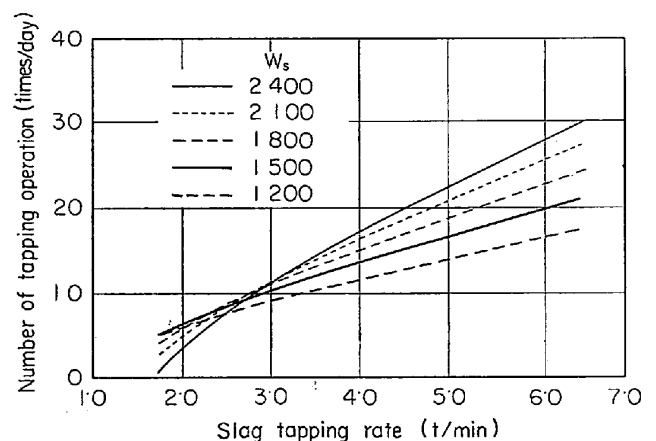


Fig. 16. Relation between number of tapping operation and slag tapping rate.

を避けるように適切な炉熱制御を行なう必要がある。

出滓速度の増加あるいは、溶滓粘度の上昇によるスラグ高さの増加を補償するための手段として出鉄回数を増すのは有効である。一例として出滓速度が変化するとき

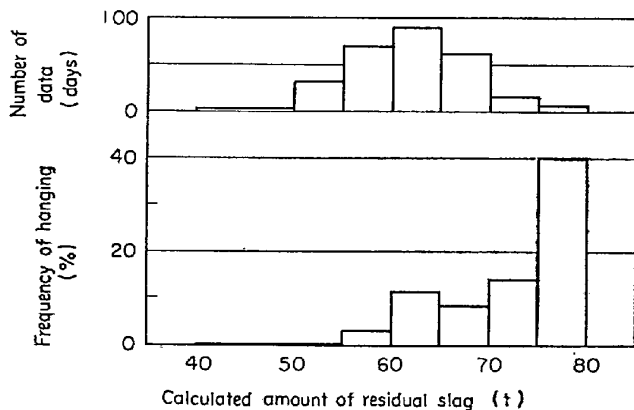


Fig. 17. Relation between frequency of hanging and calculated amount of residual slag and its histogram (based on daily data)

スラグ高さを一定に保つために必要な出鉄回数を Fig. 16 に示す。この条件で出鉄回数を増した場合、(50) 式から  $S_L$  は変わらず、(45) 式から  $F_L$  が増し、したがって残留率は増すので、残滓量は増加する。

溶滓粘度の増加によるスラグ高さの増加を出鉄回数の増加により補償する場合にも残滓量は同様に増す。出滓速度が増したときの残滓量の増加率とスラグ高さの増加率の比は 0.7 であるが、溶滓粘度が増したときのそれは約 1.8 なので、出鉄回数の増加により出滓速度の増加を補償する場合より溶滓粘度の増加を補償する場合の方が残滓量はより多くなる。

したがってこのような場合には、とくに出鉄遅れのないように注意して作業する必要がある。

#### 5.4 出滓のシミュレーションモデルによる高炉操作の解析

上述した実験は、直接確認できない種々の仮定に基づいて行なっているので、シミュレーションモデルの高炉操作への適用性を検討するために、シミュレーションモデルによる残滓量の計算値と棚吊りの関係を調査した。

解析は、川崎製鉄千葉 5 高炉の昭和 45 年 3 月から 12 月の休風のなかつた日の一日平均の操作データについて行なつた。Fig. 17 に棚吊りの発生割合と残滓量の関係を示す。棚吊りの発生割合は、計算残滓量により層別したデータごとにそれぞれのデータ数 (日数) に対する棚吊りのあつた日の割合として求めた。この図から残滓量が増せば棚吊りが多くなることがわかり、実験の仮定が妥当であり、シミュレーションモデルが高炉に適用できることがわかる。

## 6. 結 言

高炉の炉況悪化の原因となる炉床の残留溶融物量の増

加の原因を明らかにするために、出滓時に炉床に蓄積した溶滓がコークス層の間を通過して出鉄口に移動するものとして、溶滓の流れについて運動方程式と連続の式を導いた。式中の変数を無次元化して得たスケールアップの条件をもとに炉床からの溶滓の流出に関するモデル実験結果を整理して、出滓条件と炉床の溶滓残留率の関係を示した。この関係を利用して出滓の数式シミュレーションを導出し、出滓開始時の溶滓層の厚さ (スラグ高さ) と出滓終了時の残留溶滓量 (残滓量) に及ぼす出滓条件の影響を明らかにした。えられた結果は次のとおりである。

(1) 炉床内の溶滓の流れは、境界条件、初期条件を除けば充てん層流れのレイノルズ数  $Re_b$  とフルード数  $F_r$  により決まる。

(2) 境界条件、初期条件の影響を含めて、流出開始時の蓄積液量に対する流出終了時の残留液量の割合 (残留率) は流出係数  $F_L$  により一義的に Fig. 8 のように示される。

(3) 各無次元数の実験範囲と高炉内の推定値の比較から Fig. 8 は高炉の出滓に適用できる。

(4) 実験結果の考察から炉床内の溶滓流れに関して、Darcy の式を適用できる。

(5) 溶鉄と比較して、溶滓は出滓終了時に炉床内に残留しやすいので、溶滓の排出を十分行なう必要がある。

(6) スラグ高さや残滓量は、出滓速度、溶滓粘度の増加により増すので、出滓速度を低く一定に保つことと、溶鉄温度の低下による溶滓粘度の上昇をさけるため、適切な炉熱制御を行なう必要がある。

(7) 出滓速度、溶滓粘度の増加時に、出鉄回数を増すのは、スラグ高さを一定にするための有効な手段である。この場合、残滓量は増すので、とくに出鉄遅れのないよう注意する必要がある。

(8) 高炉操作データの解析から出滓のシミュレーションモデルにより算出した残滓量が増すと棚吊りが起こりやすくなることがわかつた。

#### 記 号

- $C$ : レイノルズ数によって決まる定数 [—]  
 $C_0\phi_0$ : 装入物の種類と粒度分布により決まる  
 通気抵抗の補正係数 [—]  
 $C_B$ : (5) 式により定義される充てん層の摩  
 擦抵抗の係数 [dyn·sec/cm<sup>2</sup>]  
 $D_H$ : 流出開始時の液体層の厚さ [cm, m]  
 $D_{Hs}$ : 出滓開始時の溶滓層の厚さ [m]  
 $D_p$ : 充てん粒子の調和平均径 [cm]

$D_T$ : 装置または炉床径	[cm, m]	$\varepsilon$ : 充てん層の空間率	[—]
$d_i$ : 粒度分析の篩目の代表径	[cm]	$\varepsilon_c$ : 炉床のコークス層の空間率	[—]
$F_L$ : 流出係数 ((32) 式)	[—]	$\mu$ : 液体粘度	[g/cm sec]
$F_r$ : フルード数 ((28) 式)	[—]	$\rho$ : 液体密度	[g/cm <sup>3</sup> ]
$f$ : Fig. 8 に示す $F_L$ と残留率の関係を示す関数		$\Phi$ : Darcy の式中の換算水頭 ((38) 式)	
$f_s$ : 液面の高さを示す関数		$\phi_s$ : 粒子の形状係数	
$g(\mathbf{g})$ : 重力の加速度 (ベクトル)	[cm/sec <sup>2</sup> ]	$\psi$ : 装置の境界を示す関数式	
$g_c$ : 重力換算係数	[g cm/G sec <sup>2</sup> ]	$\psi_s$ : 液面の形状を示す関数式	
$h$ : 基準面からの高さ	[cm]	添字 * は無次元数を示す. 添字 0 は基準点の値を示す.	
$I_p, I_s, I_{sp}$ : 粒度構成指数 ((36-2, 3, 4) 式)	[—]		
$k$ : 透水係数 (CGS 単位)			
$k_i$ : (36-1) 式			
$N_T$ : 1 日の出銑回数			
$p$ : 圧力	[dyn/cm <sup>2</sup> ]		
$p_i$ : 溶滓の生成速度	[t/min]		
$p_s$ : 溶滓の流出速度	[t/min]		
$R(\mathbf{R})$ : 圧力損失項 (ベクトル) ((4) 式)	[dyn/cm <sup>3</sup> ]		
$R_{eb}$ : 充てん層流れのレイノルズ数 ((27) 式)	[—]		
$R_v$ : 流出流量比 ((29) 式)	[—]		
$R_u$ : (31) 式			
$S_i$ : 出滓開始時のスラグ蓄積量	[t]		
$t$ : 時間	[sec]		
$T_s$ : 出滓時間	[min]		
$V(\mathbf{v})$ : 流速 (ベクトル)	[cm/sec]		
$V_0$ : 装置断面に対する空塔基準平均流速	[cm/sec]		
$v_i$ : 液体の供給により液面が上昇する速度	[cm/sec]		
$v_x, v_y, v_z$ : $\mathbf{v}$ の $x, y, z$ 成分	[cm/sec]		
$W_i$ : 粒度分析で代表径 $d_i$ の粒子の重量分率			
$W_s$ : 1 日の出滓量	[t/day]		
$x, y, z$ : 座標軸 (直交座標系)			
$\alpha$ : 残留率	[—]		
$\beta$ : 補正係数 (炉床断面に対するスラグの占有率)			
$\gamma$ : 補正係数 (炉床のコークス層に関する)			

## 文 献

- 1) T. YATSUZUKA, et al.: Blast Furnace Technology, ed. by J. Szekely, (1972), p. 85, [Marcel Dekker Inc.]
- 2) J. W. CARLSON: Blast Furn. Steel pl. 47(1959) p. 478
- 3) V. ETORRE: C. D. S. Circ. (1968) 12, p. 2629 (BISI 7116)
- 4) 下間, 宮下, 山田, 大槻: 鉄と鋼, 57 (1971) 11, S 346
- 5) 日本鋼管技研: 学振 54 委資料, 54 委 1230 (1972)
- 6) 児玉: 学振 54 委資料, 54 委 1176 (1970)
- 7) 日本鋼管技研: 学振 54 委資料, 54 委 1157 (1970)
- 8) S. M. TLEUGUBALOV, B. S. TOROPYGIN, and V. I. ELISEEV: Steel in the USSR, (1972) 2, p. 90
- 9) 福武, 岡部: 鉄と鋼, 57 (1971) 11, S 347
- 10) 川崎製鉄技研: 学振 54 委資料, 54 委 1214 (1971)
- 11) J. RADESTOCK, and R. JESCHER: Stahl u. Eisen, 90 (1972), p. 1214
- 12) J. RADESTOCK: Dr-Ing-Dies, Techn. Univ. Claustal, (1969)
- 13) J. RADESTOK: Chemie Ing. Techn., 43 (1971) 6, p. 355
- 14) R. B. BIRD, W. E. STEWART, and E. N. LIGHTFOOT: Transport Phenomena, (1960) p. 75, 79, 107, 108 [John Wiley & Sons Inc]
- 15) P. C. CARMAN: Trans. Inst. Chem. Eng., 15 (1937) p. 150
- 16) H. LAMB: Hydrodynamics, (1932) p. 7 [Cambridge Univ. Press]
- 17) 福武, 岡部: 鉄と鋼, 57 (1971) 10, p. 627
- 18) P. A. LONGWELL: Mechanics of Fluid Flow, (1966), p. 72, [McGraw-Hill]