

論 文

鉄浴式石炭ガス化炉における溶銑の流動

田 中 努*・有 明 裕*²

Bath Movement of Molten Iron in a Coal Gasification Vessel

Tsutomu TANAKA and Yutaka ARIAKE

Synopsis :

Bath movement in two kinds of coal gasifier filled with molten iron was studied by a tracer response method. One is an LD converter type and the other is a cylinder placed in horizontal.

Bath movement in a cylindrical vessel placed in horizontal was more irregular than that of LD converter. Two kinds of time averaged recirculations were observed in a region of larger amount of liquid for the lance placed at the position of 3 : 1 division of the length of a vessel. This phenomenon was dependent on the ratio of diameter to length of a vessel.

The relation between mixing time and energy density of agitation was described by $\tau \propto \dot{\epsilon}^{-0.52}$, which was different from the conventional behavior observed in LD converter, where τ is mixing time and $\dot{\epsilon}$ is energy density of agitation. The difference of the mechanism of energy dissipation was considered from dimensional analysis.

An addition of liquid paraffin as pseudo slag in LD converter resulted in the remarkable decrease in the flow velocity near the wall. Beyond a critical thickness of pseudo slag, the direction of flow near the wall has reversed from the bottom of the vessel to the surface. With an increase in the thickness of pseudo slag, a considerable prolongation of mixing time was observed. The phenomenon agreed well with a mathematical simulation under the presence of pseudo slag.

Key words : coal-gas making, bath movement ; tracer response ; cylindrical vessel placed in horizontal.

1. 緒 言

従来の非浸漬ランスを用いた鉄浴式石炭ガス化炉¹⁾は転炉形状であるが、最近横置き円筒形状の容器を用いたガス化炉が開発されつつある²⁾。鉄浴の流動状態は石炭の溶解、スラグの排滓性、耐火物の寿命などと密接な関係があり、その解析は重要である。

転炉、取鍋、RH脱ガスなど製鋼プロセスにおいて近年、水モデルを用いたトレーサー応答実験により流動状態を定量化する試みが行われている^{3)~8)}。その多くは混合時間と攪拌動力密度の関係で流動状態を表しており、混合時間に及ぼす操作条件と物性値の影響がかなり解明されている。

しかし横置き円筒容器を対象とした検討例は少なく、トービードカーにおける浸漬ランスによる攪拌の検討⁹⁾は行われているものの、非浸漬ランスを用いた検討例はない。また、スラグの影響としてスラグ・メタル間の混

合特性¹⁰⁾¹¹⁾スラグ・メタルエマルジョンの生成¹²⁾などの検討はなされているが、湯流れの観点からの定量的検討はない。

鉄浴式石炭ガス化炉において非浸漬ランスを介して酸素及び石炭等を噴射する実操業を想定した場合、液の攪拌に影響を及ぼす因子としては1)キャビティにおけるジェット及び粉体による機械的攪拌、2)自然対流、3)CO気泡の上昇、4)スラグ層の存在などが考えられる。本研究においてはキャビティにおけるジェットによる機械的攪拌及びスラグ層の液流れに及ぼす影響について検討を行った。

2. 実 験 方 法

転炉形状容器の実験装置を Fig. 1(A) に示す。内径 53.5 cm のアクリル製円筒容器に深さ 20 cm まで水を入れ、ランス高さ 27.5 cm の位置から内径 0.42 cm のストレートノズルを介して圧縮空気を噴射した。ノズル流

昭和 61 年 10 月本会講演大会にて発表 昭和 62 年 3 月 30 日受付 (Received Mar. 30, 1987)

* 住友金属工業(株)総合技術研究所 (Technical Research Laboratories, Sumitomo Metal Industries, Ltd., 16 Oaza-Sunayama Hasaki-cho Kashima-gun Ibaraki pref. 314-02)

*² 住友金属工業(株)事業開発部 (New Business Development Dept., Sumitomo Metal Industries, Ltd.)

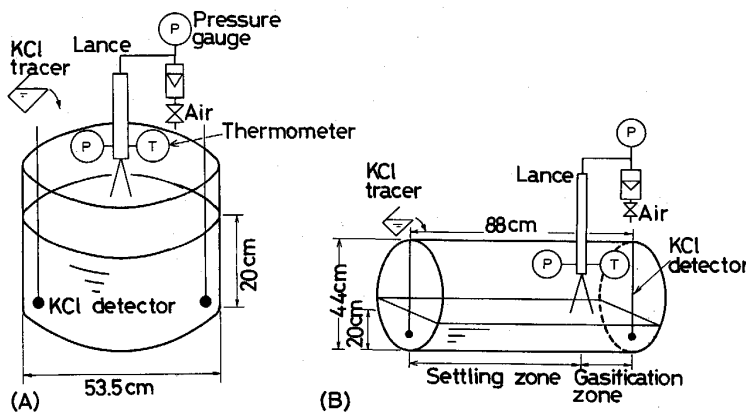


Fig. 1. Outline of water models for LD converter (A) and for a vessel of horizontally placed cylinder (B).

入前のジェットの種類と圧力から理想気体の断熱流れを仮定してジェットの噴射速度を評価した。ジェットの噴射速度と質量流量の積として定義したジェットの運動量は $3.5 \times 10^4 \sim 1.2 \times 10^5$ dyn の範囲で変えた。

トレーサーとして KCl 15% 水溶液を 10 ml 浴の表面に添加した。センサーとして白金電極を炉底の 2 個所に相対して配置してあり、電極間の電気抵抗の経時変化を独立に記録した。

横置き円筒容器の実験装置概略を Fig. 1(B) に示す。模型の大きさは直径 44 cm、長さ 88 cm であり、多くの場合、側壁から全長の 1/4 の距離に転炉容器で使用したのと同じ構造のランスを配置した。

大部分の実験はランス高さ及び水深がそれぞれ 23.5、20.0 cm でジェットの運動量を $3.5 \times 10^4 \sim 2.2 \times 10^5$ dyn の範囲で行った。その際、ランスにより 2 分される液量の多い鎮静領域及び液量の少ないガス化領域の側壁近くにセンサーを置いた。

ランスの配置、高さ、および浴の深さを適宜変えると共に鎮静領域及びガス化領域の流動状態を独立に評価するためにランスの下方に仕切り板を設置した。容器の大きさ及びスラグ層の湯流れに及ぼす影響を検討するために基準の 1.7 倍の模型を用いるとともに密度 0.85 g/cm^3 の流動パラフィンを添加した実験も行った。幅 1 ~ 2 cm の光学面をランスを含む垂直面に形成させ、アクリル薄片、アルミ粉などをトレーサーとして写真解析より流れパターンの観察と流速の測定も行った。

3. 実験結果

3.1 転炉形状容器における流動状態

上吹きの場合は底吹きに比べて攪拌力が弱く、またランス軸の周りの旋回流も存在するため、底吹き¹³⁾において観察される周期的なトレーサー濃度の時間変化は認められず、多くの場合、濃度は単調に変化した。そこで

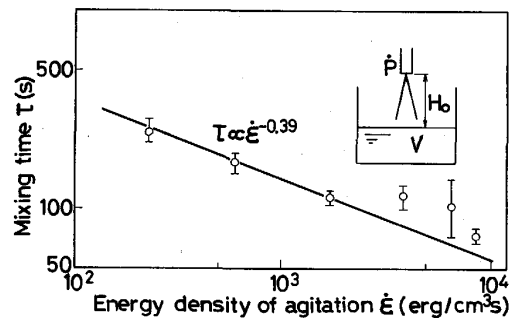


Fig. 2. Relation between energy density of agitation and mixing time in the vessel of LD converter.

本実験では転炉形状の容器に対しては完全混合後のトレーサー濃度を 1 としたとき、測定される濃度の変動が ± 0.05 以内になるまでの時間の 2 個のセンサーに関する平均値を混合時間として定義し、流動状態を評価した。

浴の攪拌条件を表すパラメーターとして一般に攪拌動力密度が用いられる。しかし上吹きの場合、攪拌に有効なエネルギーを正確に見積もることは難しい。ここではジェットの保有するエネルギーはすべて浴の攪拌に有効に消費されるものと仮定して攪拌動力密度を(1)式で定義した。

$$\dot{\epsilon} = \dot{P} d_0 u_0 / (2 \tan(10.5) H_0 V) \dots\dots\dots (1)$$

ここで 10.5° はジェットのひろがり角の 1/2 を表す¹⁴⁾。

混合時間と攪拌動力密度の関係を Fig. 2 に示す。両者の間には比例関係 $\tau \propto \dot{\epsilon}^{-0.39}$ が認められ、従来の知見¹⁵⁾とおおむね一致した。

3.2 横置き円筒容器における流動状態

3.2.1 流動状態の一般的性質

転炉形状容器の場合¹⁶⁾と異なりキャピティの周囲を除いて明瞭な定常流は存在せず流れは時間と共に不規則に変化した。鎮静領域において時間平均した流線は 2 種類の循環流 A, B を形成し、その代表例を Fig. 3 に示

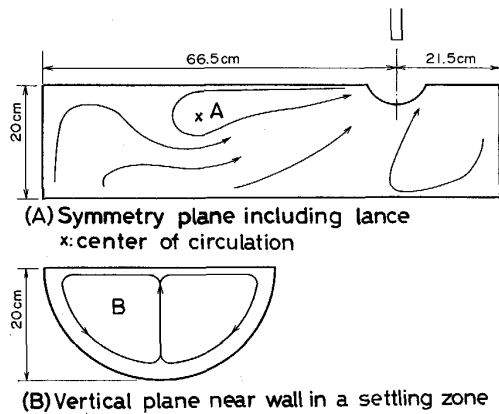


Fig. 3. Time averaged flow pattern in the vessel of horizontally placed cylinder.

す。循環流 A は転炉形状の容器で観察される循環流と同じ種類であり、ランスを含む垂直断面に存在するものの、旋回を中心は転炉容器に比べて若干ランス寄りであり、側壁とランスの中間領域に認められた。循環流 B は容器の湾曲面に沿って発達したものであり、鎮静領域の側壁近くの垂直断面において観察された。循環流 B が存在するため循環流 A の旋回を中心はランス近くに移動したものと考えられる。

攪拌動力密度を $4 \times 10^2 \sim 8 \times 10^3 \text{ erg/cm}^3 \text{ s}$ 、浴の深さを 10~20 cm の範囲で変えた場合、循環流 A の旋回を中心は移動せずランスと側壁のほぼ中間領域に停滞していた。しかし、ランスの位置を円筒容器のほぼ中央に移動した場合及び容器の直径に対する長さの比が減少した場合は循環流の中心も側壁近くに移動する現象が観察された。

3.2.2 2 混合時間と攪拌動力密度の関係

2 個のセンサーから得られる混合時間をおのおのの領域における液の体積に比例配分して容器全体の流動状態に対する混合時間を定義した。

$$\tau = (V_1 \tau_1 + V_2 \tau_2) / (V_1 + V_2) \dots\dots\dots (2)$$

鎮静領域及びガス化領域における混合時間 τ_1, τ_2 は転炉容器の場合と同じ方法で定義した。

基準の模型で $H_0 = 23.5 \text{ cm}$, $4 \times 10^4 < \dot{P} < 3 \times 10^5 \text{ dyn}$, 基準の 1.7 倍の模型で $H_0 = 38 \text{ cm}$, $4 \times 10^4 < \dot{P} < 1.5 \times 10^6 \text{ dyn}$ および基準の 1.7 倍の模型で $13 < H_0 < 38 \text{ cm}$, $\dot{P} = 1.4 \times 10^5 \text{ dyn}$ の実験条件における攪拌動力密度と混合時間の関係を Fig. 4 に示す。容器の大きさ及びランス高さには無関係に攪拌動力密度と混合時間の関係は

$$\tau \propto \dot{\epsilon}^{-0.52}, 2 \times 10^2 < \dot{\epsilon} < 2 \times 10^4 \text{ erg/cm}^3 \text{ s} \dots\dots (3)$$

で表され、従来知られている底吹き取鍋, LD 転炉, RH 脱ガス装置などの乱流域における流動状態¹⁷⁾とは異

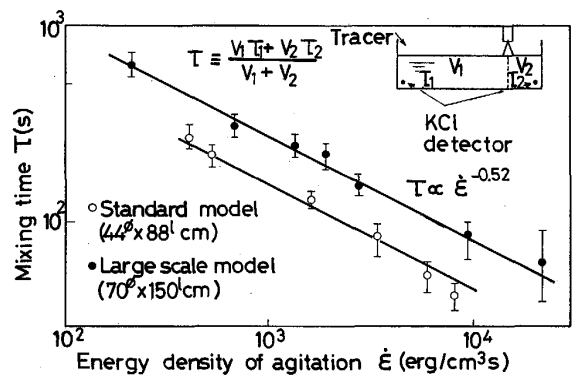


Fig. 4. Relation between energy density of agitation and mixing time in the vessel of horizontally placed cylinder.

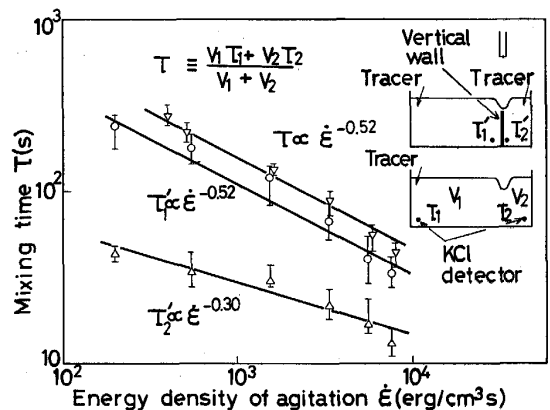


Fig. 5. Difference of mixing time between gasification zone and settling zone.

なる挙動を示した。

キャビティの形状に相当する部分をくりぬいた垂直仕切り板をランスの下方に挿入して容器を 2 分し、センサーをキャビティの下方の炉底に置いて鎮静領域およびガス化領域における混合時間の測定を行った。

鎮静領域では明瞭な循環流が形成されないのに対して、ガス化領域では比較的明瞭な循環流が現れることがアクリルの薄片トレーサーの観察により判明した。Fig. 5 に示すように鎮静領域における応答時間はほぼ (3) 式と同じ形で表されるのに対して、ガス化領域では

$$\tau_2 \propto \dot{\epsilon}^{-0.30}, 2 \times 10^2 < \dot{\epsilon} < 2 \times 10^4 \text{ erg/cm}^3 \text{ s} \dots (4)$$

と表され、鎮静領域とガス化領域では流動状態が違うことが判明した。

3.2.3 容器の形状

容器の長手方向の長さを 44~88 cm の範囲で変えて攪拌動力密度と混合時間の関係を調査した。その際、ランスの数は 1 本であり、側壁から容器の長さの 1/4 倍の距離にランスを配置した。

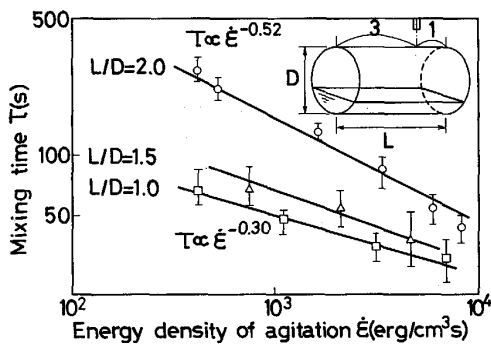


Fig. 6. Effect of the vessel geometry of horizontally placed cylinder on mixing time.

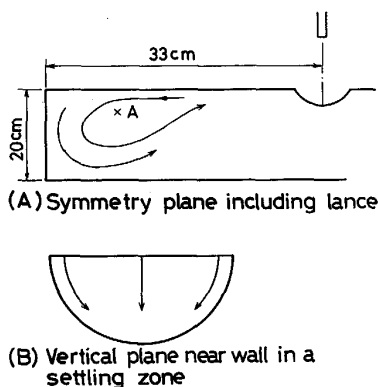


Fig. 7. Flow pattern when the ratio of length to diameter of the vessel of horizontally placed cylinder is equal to one.

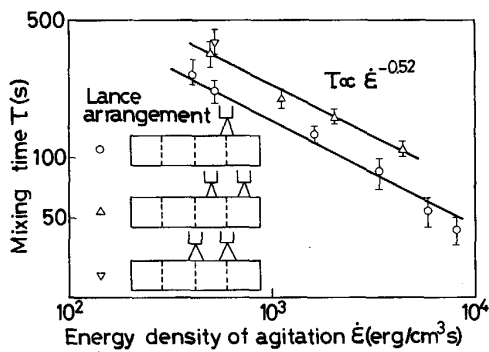


Fig. 8. Effect of lance arrangement on mixing time.

Fig. 6 に示すように容器の径に対する長さの比 L/D の減少と共に混合時間と攪拌動力密度の関係における指数 n の値は 0.52 から 0.30 に変化した。容器の形状による流動状態の違いはランスを含む垂直断面における流線の違いにも認められた。 $L/D=1$ における時間平均した流線を Fig. 7 に示す。循環流 A の中心は側壁近くの浴の表層部に現れ循環流 B は消失し、転炉形状容器の場合と類似の流動状態が観察された。

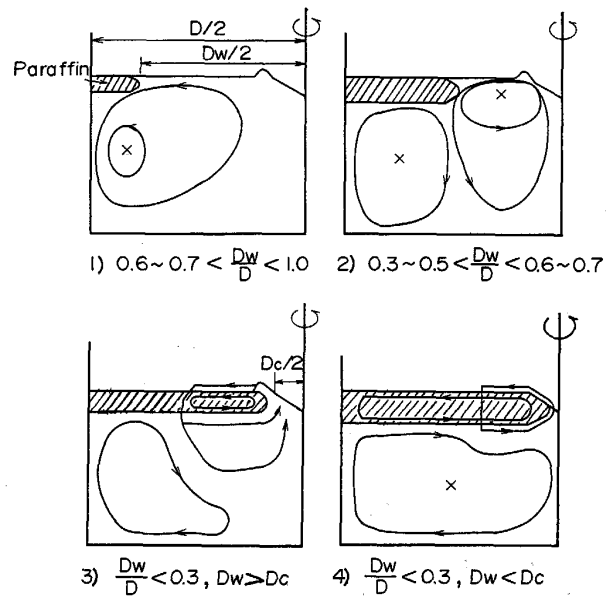


Fig. 9. Change of flow pattern by an addition of liquid paraffin in the vessel of LD converter.

3.2.4 ランスの数とその配置

1 本及び 2 本のランスからジェットを噴射する場合の攪拌動力密度と混合時間の関係を Fig. 8 に示す。ランスの数が増加すると循環流の数が増えて混合時間はおよそ 1.5 倍に長くなる結果が得られた。2 本のランスを容器の中央に移動して鎮静領域の大きな循環流が消失する場合も混合時間が長くなる結果が得られ、類似の挙動がランス 1 本の場合にも認められた。

3.3 擬似スラッグの湯流れに及ぼす影響

3.3.1 転炉形状容器における擬似スラッグ

ランス高さ及びジェットの運動量がそれぞれ 27.5 cm, 5.7×10^4 dyn の条件において流動パラフィンキャピティの深さのおよそ 2 倍まで添加した。パラフィン添加量の増加と共に流れパターンは顕著に変化した。露出した水浴の直径 D_w 、容器の直径 D 及びキャピティの直径 D_c を用いて流動状態は Fig. 9 に示すように 4 種類に分類された。

$$1) 0.6 \sim 0.7 < D_w/D < 1$$

旋回中心が若干側壁からランス寄りに移動する他はパラフィンが存在しない場合の流れに類似している。

$$2) 0.3 \sim 0.5 < D_w/D < 0.6 \sim 0.7$$

循環流は 2 個に分離する。第一の循環流の中心はパラフィンの存在しない浴の表面近くに現れる。第二の循環流の中心はパラフィン層の下方で浴深の 1/2 程度のところ現れる。第二の循環流は第一の循環流により誘起されたものと考えられ、そこでの流速は遅い。

$$3) D_w/D < 0.3, D_w > D_c$$

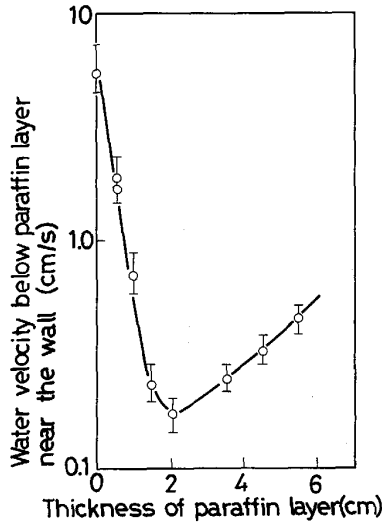


Fig. 10. Effect of the thickness of paraffin layer on water velocity near the wall in the vessel of LD converter.

キャビティに近いパラフィンの表面では水がキャビティから側壁に向かって流れるもののパラフィンより重いパラフィンの中に沈降し、再びキャビティに向かう流れを形成する。それ以外のパラフィンの垂直断面では明瞭な循環流は認められない。

4) $D_w/D < 0.3$, $D_w < D_c$.

ジェットにより誘起される循環流がパラフィンの垂直断面に観察される。水の運動はパラフィンの運動を介して二次的に誘起される。その結果、流れの向きはパラフィンが存在していない場合と逆向きになり側壁では炉底から表層に向かって流れる現象が観察された。

流動パラフィンを添加した場合は液の流速が著しく低下するので容器全体における流速の値を求めることは難しい。そこで、側壁における流速の絶対値を測定した。液の流速とパラフィン層厚の関係を Fig. 10 に示す。パラフィンの層厚の増加と共に側壁の流速は著者に減少し、層厚 2 cm において最小となりその後流れの向きが逆転すると共に再び流速が増加した。流速最小の状態は湯流れパターンを分類した 1) から 2) への遷移点に相当し、最小値はパラフィンが存在しない場合の側壁流速のおよそ 1/25 以下であった。

3.3.2 横置き円筒容器における擬似スラッグの影響

2 種類の条件で実験を行いパラフィンの添加による混合時間の増加を測定した。

1) 攪拌動力密度 $7.7 \times 10^3 \text{ erg/cm}^3 \text{ s}$ においてパラフィンを層厚 6 cm まで添加した。

2) ランス高さ及びパラフィン層厚がそれぞれ 23.5 cm 及び 1 cm において攪拌動力密度を $5 \times 10^2 \sim 10^4$

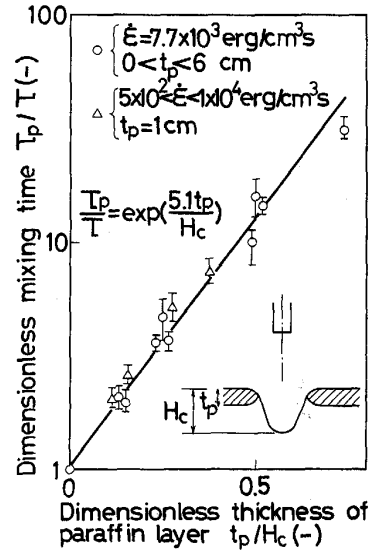


Fig. 11. Relation between mixing time and the thickness of paraffin layer in the vessel of horizontally placed cylinder.

$\text{erg/cm}^3 \text{ s}$ の範囲で変えた。

1) の実験から混合時間はパラフィン層厚に対して指数関数的に増加する結果 $\tau_p \propto \exp(0.58 t_p)$ が得られた。また 2) の実験から指数 n の値はパラフィンの添加により 0.52 から 1.0 に増加する結果が得られた。パラフィンが存在する場合は攪拌動力密度の減少と共にキャビティにおいて水と接触するジェットの面積が著者に減少し、指数 n が増加したものと考えられる。

2 種類の実験における混合時間の増加は Fig. 11 に示すようにキャビティの深さとパラフィンの厚さの比と良好な相関が認められ、(5)式で表された。

$$\tau_p/\tau = \exp(5.1 t_p/H_c) \dots\dots\dots (5)$$

ここでキャビティの深さは Wakelin¹⁶⁾ の式を用いて評価した。

4. 考 察

4.1 横置き円筒容器における移動流量

鎮静領域とガス化領域におけるトレーサー濃度の均一化の過程が単調減少及び単調増加である点及びキャビティの周囲における流れが比較的明瞭に炉底から上方に向かって上昇し、二つの領域に分離される点を考慮すれば、近似的に鎮静領域及びガス化領域をそれぞれ完全混合槽とみなし、かつ両槽間で液の交換が生ずる完全混合 2 槽モデルで¹⁸⁾容器全体における流れを記述することが妥当であると考えられる。この場合、両槽における濃度の時間変化は

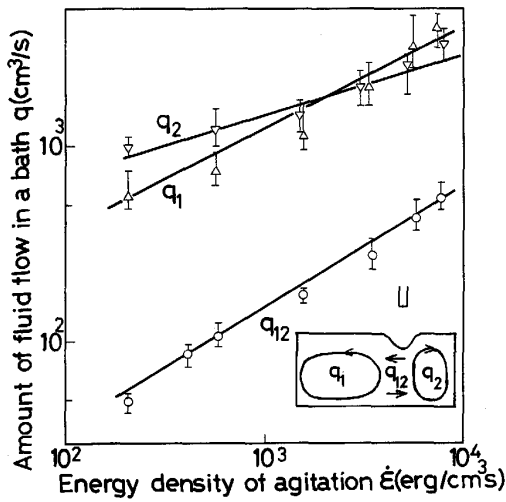


Fig. 12. Effect of energy density of agitation on the amount of fluid flow in the vessel of horizontally placed cylinder.

$$\left. \begin{aligned} C_1 &= 1 + V_2/V_1 \exp\{-q_{12}(V_1 + V_2)t/(V_1V_2)\} \\ C_2 &= 1 - \exp\{-q_{12}(V_1 + V_2)t/(V_1V_2)\} \end{aligned} \right\} \dots\dots\dots (6)$$

と表されるので、それぞれの槽における混合時間を(2)式に代入すると両槽間の単位時間当たりの交換流量(7)式が得られる。

$$q_{12} = -1/\tau\{V_1V_2/(V_1 + V_2)\} \ln \Delta C + V_1/(V_1 + V_2) \ln(V_1/V_2) \dots\dots\dots (7)$$

次におおの槽内の循環流量を評価する。対流と拡散を考慮したトレーサー濃度分布は

$$\partial C/\partial t + \underline{u} \cdot \nabla C = \nabla D_e \nabla C \dots\dots\dots (8)$$

と書けるが、乱流支配の流れに対しては対流項を無視して(8)式を空間積分すると(9)式を得る。

$$V \partial C/\partial t = \int D_e \nabla C df = -q(C - 1) \dots\dots\dots (9)$$

ここで $q = \int D_e \nabla C df / (1 - C)$ である。乱流の場合は Sc 数は 1 に近い⁶⁾ので q は液の移動量を表すと考えられる。トレーサー濃度の時間変化は(9)式を時間積分して $C = 1 - \exp(-qt/V)$ で記述され実験結果とも矛盾しない。従つて単位時間当たりの循環流量は(10)式で表される。

$$q = -V/\tau' \ln \Delta C \dots\dots\dots (10)$$

(7)式及び(10)式を用いて求めた鎮静領域とガス化領域の液の交換流量及びおおの領域における液の循環流量と攪拌動力密度の関係を Fig. 12 に示す。同図よりガス化領域と鎮静領域の液の交換量はおおの槽における循環流量に比べて 1/5~1/15 程度であることが分かる。ランスの数を増加した場合は上昇流の数が増えるのでこの効果は顕著となることが予測され混合時間が延

長した実験結果とも符合する。また、液の交換量が一定の場合はランスを容器の端に移動することにより V_1/V_2 が増加するので混合時間は短くなることが(7)式から予測され、実験結果とも一致する。

4.2 流動エネルギーの散逸機構

横置き円筒容器における流れパターンは転炉容器に比べると不規則であり、ポリスチレンなどのトレーサーにより明瞭な流線を得ることができない。この事実から流動状態は乱流であると考えるのが妥当であり、トレーサー濃度の時間変化を記述するため対流項は重要でなく、渦拡散係数を用いて解析した結果とも対応している。

乱流状態においては流動エネルギーは大きな渦から小さな渦に連続的に移動し、最終的に熱エネルギーに変換する。容器の大きさに比べて小さいが、しかし粘性が重要となる大きさよりは大きな距離 λ のオーダーにおける速度の平均値からの変動分 u_λ 、すなわち大きさ λ の渦の旋回速度のオーダーを評価するために次式を仮定する。

$$u_\lambda = f(\dot{\epsilon}, \lambda, \Delta u, \rho) \dots\dots\dots (11)$$

Δu は λ に比べて大きな巨視的な流れの規模における乱れの平均速度の差を表し、巨視的な流れとしては例えば循環流 A と循環流 B を考えることができる。次元解析から

$$f(u_\lambda/\Delta u, u_\lambda^3\rho/\lambda\dot{\epsilon}) = 0 \dots\dots\dots (12)$$

を得る。最後の項がエネルギーの散逸を支配する場合は u_λ に対して KOLMOGOROV-OBUKHOV¹⁹⁾ の関係が得られる。 u_λ を時間積分して混合時間に対する関係 $\tau_\lambda \propto (\lambda^2\rho/\dot{\epsilon})^{1/3}$ が得られガス化領域における流動状態を表すとともに底吹き取鍋、LD 転炉、RH 脱ガス装置などの乱流域で一般に成立することが知られている¹⁷⁾。しかし鎮静領域において実験で得られた指数 n の値は 0.52 であり流動エネルギーの散逸機構に対して KOLMOGOROV-OBUKHOV の関係は成立せず、乱流渦によるエネルギーの散逸だけでは流動状態を説明できない。

小さな渦における流動エネルギーの散逸が乱流機構のみだけでなく、巨視的な 2 個の循環流 A、B を介したエネルギーの伝達にも依存することを仮定する。この場合の散逸式の一つを $(u_\lambda^3\rho/\lambda\dot{\epsilon}) \propto (u_\lambda/\Delta u)^m$ と表し、指数 m を求める。

渦の旋回速度に対して(13)式が得られる。

$$u_\lambda \propto (\lambda\dot{\epsilon}/\rho\Delta u^m)^{1/(3-m)} \dots\dots\dots (13)$$

トレーサー濃度の均一化に要する時間のオーダーは渦拡散係数と巨視的な距離を用いて $\tau \propto l^2/D_e$ と書ける。乱流状態では Sc 数は 1 に近く、また次元解析から $v_i \sim \lambda u_\lambda$ の関係が成り立つので、混合時間に対する(14)式が

得られる.

$$\tau \propto l^2 \lambda^{(4-m)/(m-3)} (\rho \Delta u^m / \epsilon)^{1/(3-m)} \dots \dots \dots (14)$$

実験によれば指数 n の値は 0.52 なので $m \approx 1$ となる. すなわち横置き円筒容器では転炉容器と異なり巨視的な 2 個の循環流を介したエネルギーの移動現象が存在し, その量は小さな渦における乱流エネルギーの消費速度に比例することが予測される.

4.3 スラグ層が存在する場合の流れ

流動パラフィンの存在により水の流速は顕著に低下することを実験で明らかにした. その理由を明確にするために, 形状と大きさが模型と同じ浴深 20 cm の転炉形状の容器を対象に湯流れの数式シミュレーションを行った. 計算条件は浴の運動量 8.4×10^4 dyn, 水及び流動パラフィンの動粘性係数 1×10^{-2} 及び $2.0 \text{ cm}^2/\text{s}$, パラフィン層厚 1 cm である. 浴の運動量は計算により求まる平均流速がほぼ実験値に一致するように選んだ. キャピティを逆円錐形で近似し, その水浴部分に境界条件として運動量を与えた. 側壁と炉底及び水とパラフィンの境界は滑りなし, 容器の中心軸と液の表面は滑りありの

境界とした. 運動方程式と連続の式をコントロールボリューム法²⁰⁾を用いて差分化を行い速度場を求めた.

流動パラフィンが存在しない場合の流線を Fig. 13 (A)に示すが, 旋回流の中心が側壁近くの浴の表面に近いところに認められ, 従来の報告¹⁶⁾と一致した. 次にパラフィンをキャピティを除く表層に均一に置いて水浴の流れをシミュレーションしたところ水の流速の平均値はパラフィンが存在しない場合の 93% 程度であり Fig. 13 (B)に示すように流線に顕著な変化は認められなかった. 最後に, 水浴の表面が部分的に露出している場合を対象に, 実験で観察される場合と類似の形状のパラフィン層を側壁から容器の中間までの領域に置いて, それに表層流を衝突させた場合の浴の流動状態についてシミュレーションを行った. その結果を Fig. 13 (C)に示す. この場合は側壁近くで顕著な水流速の低下が認められ, 実験による観察結果と類似の現象が得られた.

以上の流れの数式シミュレーションから擬似スラグが存在する場合に液流速が低下するのは粘性係数の大きいパラフィンと水が接触した結果ではなく, 表層を移動する液がパラフィン層と衝突して流れの向きが変わることにより停滞域が発達した結果であることがわかる. 従つて, Fig. 9 中のスラグと溶鉄の接触形態 1) ~ 2) において, 湯流れにはスラグの粘性係数は重要ではなく浴とスラグとの接触形状が重要になることが予想される.

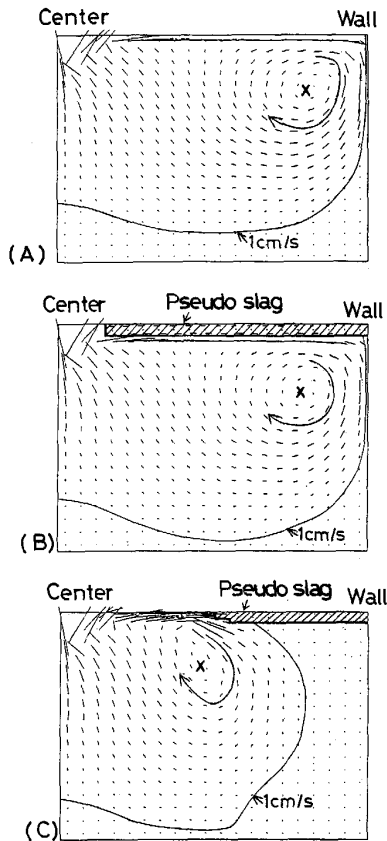
鉄浴石炭ガス化炉あるいは LD 転炉におけるスラグと溶鉄の接触形態について詳細には分かっていないが, ランスの下方にはジェットが存在するためスラグは存在せずメタルと気泡を含む形で側壁近傍にスラグが存在するとの報告²¹⁾もある. そのようなスラグの状態を前提に考えると実炉におけるスラグの状態はモデル実験における 2) $0.3 \sim 0.5 < D_w / D < 0.6 \sim 0.7$ の条件に相当し Fig. 13 (C)の溶鉄の流動状態が実炉において生ずることが予測される.

5. 結 言

転炉形状及び横置き円筒形状の鉄浴式石炭ガス化炉を対象に浴の流動状態についてトレーサー応答実験及び数式シミュレーションによる検討を行い以下の結論を得た.

1) 横置き円筒容器において容器の長さを 3:1 に分割する位置にランスを配置した場合は時間平均された 2 種類の循環流が浴量の多い領域に現れた. この現象は容器の長ささと直径の比に依存した.

2) 混合時間と攪拌動力密度の関係, $\tau \propto \epsilon^{-n}$ 中の n の値は転炉容器及び横置き円筒容器でおのおの 0.39,



(A) Without pseudo slag
(B) With pseudo slag of uniform thickness
(C) With pseudo slag of nonuniform thickness

Fig. 13. Effect of paraffin layer on the velocity field of bath movement in the LD converter.

0.30~0.52 であり、横置き円筒容器の n の値と巨視的な循環流の数に対応が認められた。

3) 横置き円筒容器において巨視的な2個の循環流を介したエネルギーの移動量は小さな渦における乱流エネルギーの消費速度に比例した。

4) 擬似スラグとして流動パラフィンを追加すると転炉容器では側壁近傍の液流速が顕著に低下し、パラフィンの層厚が限界値を超えると流れの向きは炉底から上方に逆転した。また、横置き円筒容器でも混合時間の顕著な増加が認められた。

5) パラフィンを追加した場合、転炉容器における流動状態にはパラフィンと水の接触形状が深く関係している。

記号

C : 無次元トレーサー濃度 (—)
 D : 容器の直径 (cm)
 D_c : キャビティの直径 (cm)
 D_e : 渦拡散係数 (cm^2/s)
 D_w : 表面に露出した水浴の直径 (cm)
 d_o : ランスのノズル出口径 (cm)
 f : 面積ベクトル (cm^2)
 H_c : キャビティの凹深さ (cm)
 H_o : ランス高さ (cm)
 L : 容器の長さ (cm)
 l : 乱流渦に比べて大きな容器のオーダーの距離 (cm)
 n : $\tau \propto \varepsilon^{-n}$ における指数 n (—)
 P : ジェットの運動量 (dyn)
 q : 循環流量 (cm^3/s)
 q_{12} : ガス化領域と鎮静領域の交換流量 (cm^3/s)
 t : 時間 (s)
 t_p : 静止状態における流動パラフィンの層厚 (cm)
 u : 液流速 (cm/s)
 u_o : ジェットの噴射速度 (cm/s)
 u_λ : 乱流渦の旋回速度 (cm/s)
 V : 浴の体積 (cm^3)
 ΔC : 微小無次元濃度 = 0.05 (—)
 Δu : 巨視的な流れの規模における乱れの平均速度の差 (cm/s)
 ε : 攪拌動力密度 ($\text{erg}/\text{cm}^3 \text{ s}$)
 τ : 混合時間 (s)
 τ' : ランス下方に垂直な仕切り板を挿入して測定した混合時間 (s)
 τ_p : パラフィンが存在するときの混合時間 (s)

τ_λ : 大きさ λ の乱流渦におけるエネルギーの散逸時間 (s)

λ : 乱流渦の大きさのオーダー (cm)

ν_t : 乱流粘性係数 (cm^2/s)

ρ : 液密度 (g/cm^3)

添え字

1: 横置き円筒容器における鎮静領域

2: 横置き円筒容器におけるガス化領域

文 献

- 1) 田上豊助: 鉄と鋼, **68** (1982), p. 2405
- 2) I. BARIN: KHD Humboldt Wedag AG Forschungs und Entwicklungsberichte (1986) 1, p. 7
- 3) L. H. LEHRER: I & EC Process Design and Development, **7** (1968), p. 226
- 4) H. SANDBERG, T. ENGH, J. ANDERSSON and R. OLSSON: The First Japan-Sweden Joint Symposium at Tokyo (1971), p. 87
- 5) K. NAKANISHI, T. FUJII and J. SZEKELY: Ironmaking Steelmaking, **3** (1975), p. 193
- 6) J. SZEKELY, T. LEHNER and C. W. CHANG: Ironmaking Steelmaking, **6** (1979), p. 285
- 7) 浅井滋生, 岡本徹夫, 赫 冀成, 鞭 廠: 鉄と鋼, **68** (1982), p. 426
- 8) 佐野正道, 森 一美: 鉄と鋼, **68** (1982), p. 2451
- 9) G. CARLSSON, W. T. XIU and M. BRÄMMING: Ironmaking Steelmaking, **11** (1984), p. 95
- 10) 中西恭二, 加藤嘉英, 野崎 努, 江見俊彦: 鉄と鋼, **66** (1980), p. 1307
- 11) 甲斐 幹, 大河平和男, 樋口満雄, 平居正純: 鉄と鋼, **69** (1983), p. 228
- 12) E. T. TURKDOGAN: Chem. Eng. Sci., **21** (1966), p. 1133
- 13) T. MARUYAMA, N. KAMISHIMA and T. MIZUSHINA: Journal of Chemical Engineering of Japan, **17** (1984), p. 120
- 14) J. SZEKELY and N. J. THEMELIS: Rate Phenomena in Process Metallurgy (1971), p. 720 [John Wiley and Sons Inc.]
- 15) 謝 裕生, 渡辺吉夫, 浅井滋生, 鞭 廠: 鉄と鋼, **69** (1983), p. 596
- 16) D. H. WAKELIN: Ph. D. Thesis, Imperial College, University of London (1966)
- 17) 浅井滋生: 第 100・101 回西山記念技術講座 (日本鉄鋼協会編) (1984), p. 76
- 18) O. LEVENSPIEL: Chemical Reaction Engineering, 2nd ed. (1972), p. 304 [John Wiley and Sons Inc.]
- 19) L. D. LANDAU and E. M. LIFSHITZ: Fluid Mechanics, 2nd ed. (1963), p. 121 [Pergamon Press]
- 20) パトリックローチェ: コンピュータによる流体力学 (1978), p. 38 [構造計画研究所]
- 21) A. CHATTERJEE, N. O. LINDFORS and J. Å. WESTER: Ironmaking Steelmaking, **1** (1976), p. 21