

© 1991 ISIJ

論 文

RH 真空脱ガス装置の取鍋内溶鋼流動と
脱炭反応加藤 嘉英*・中戸 参*・藤井 徹也*
大宮 茂*²・高取 誠二*³Fluid Flow in Ladle and Its Effect on Decarburization
Rate in RH DegasserYoshiei KATO, Hakaru NAKATO, Tetsuya FUJII,
Shigeru OHMIYA and Seiji TAKATORI

Synopsis:

Theoretical and experimental studies were carried out to quantitatively understand the effect of fluid flow on the decarburization reaction rate at RH degasser.

The results of hydrodynamic calculation on fluid flow in ladle was proved to be reasonable compared with results in cold model experiments. Decarburization reaction model coupled with fluid flow in ladle made it clear that decarburization reaction rate obtained from the model is higher than that for perfect mixing flow and lower than that for plug flow. The model enabled us to predict the concentration distribution of carbon in ladle during decarburization treatment. The maximum value found in the recirculating flow zone becomes about twice the minimum one which is obtained in the region just below the down-leg. Dead zone is not recognized, which disturbs the decarburization rate in the process. It was also made clear that shape of ladle does not have any significant effect on the decarburization rate.

Key words: secondary steelmaking; RH degassing; decarburization; fluid flow; ladle.

1. 緒 言

冷延鋼板の材質向上ならびに焼鈍プロセスの連続化の要求にともない $[C] \leq 30$ ppm の極低炭素鋼を素材とした IF (Interstitial Free) 鋼の生産比率が増加している。それにつれて、RH 真空脱ガス法 (以後、RH と略記する) による極低炭素鋼溶製技術の開発が盛んになった^{1)~5)}。

RH は取鍋と真空槽間で溶鋼を循環させつつ不純物除去を行う装置であるので、極低炭素鋼溶製時の脱炭速度の促進や到達炭素濃度の低減策を見出すためには溶鋼流動と反応速度の定量的な関係を明らかにすることが重要である。しかし、溶鋼流動と反応速度を結びつけて RH の脱炭反応を解析した研究はほとんどない。

MAAS ら⁶⁾、大槻ら⁷⁾、藤井ら⁸⁾、興相ら⁹⁾ はピストン流や完全混合流、デッドゾーンなどの仮想的な流れを仮定して RH の反応速度におよぼす取鍋内混合の影響を

解析し、ピストン流を仮定した反応速度は完全混合流のそれに比べて大きいこと⁶⁾⁸⁾、デッドゾーンがある場合の反応速度は完全混合流とした時のそれに比べて小さくなること⁷⁾⁸⁾などの知見を得ている。これらの研究は、脱炭反応速度におよぼす流動の影響が重要なことを明らかにした点で評価されるが、仮想的な流れを仮定しているために実際のプロセスでの現象が完全にとらえられたわけではない。また、流動に関しては、取鍋内溶鋼流れの数値解析^{10)~12)}が行われたにとどまる。

そこで、取鍋内溶鋼流動を解析し、その妥当性を水モデルによって確認した後、流動状態を組み入れた脱炭反応モデルを構築して、RH の脱炭速度におよぼす溶鋼流動の影響を考察した。また、反応モデルを用いて、処理溶鋼量や取鍋形状などの操業条件が脱炭速度におよぼす影響を論じた。

平成 2 年 9 月本会講演大会にて発表 平成 3 年 1 月 7 日受付 (Received Jan. 7, 1991)

* 川崎製鉄(株)鉄鋼研究所 工博 (Iron & Steel Research Laboratories, Kawasaki Steel Corp., 1 Kawasakidori Mizushima Kurashiki 712)

*² 川崎製鉄(株)水島製鉄所 (Mizushima Works, Kawasaki Steel Corp.)

*³ 川鉄システム開発(株)水島事業所 (Mizushima Office, Kawasaki Steel Systems Research & Development Corporation)

分収支式を(4)~(6)式と連立させて数値計算することによって求める。計算条件は取鍋内炭素濃度の初期値を 250 ppm, $V_V = 1.5 \text{ m}^3$ とした。また、真空槽内の CO ガス分圧は 1 torr 以下と十分に小さいので $C_e(t) = 0$ とした。

2.3 境界条件

流動の計算に用いた取鍋の模式図を Fig. 1 に示す。浴深は 3.24 m (溶鋼量: 300 t) を基準とし、2.56 m (溶鋼量: 240 t) の場合や溶鋼量を 300 t に保ったままで取鍋の浴深と直径の比を変えた条件も計算した。また、下降管からの流速は 1 m/s (環流速度: 120 t/min) を基準としたが、流速(環流速度)を変えた場合も計算した。

3. 実験方法

3.1 水モデル実験

流動計算の妥当性を調べるために、Fig. 1 の 1/5 縮尺の亚克力製 RH 脱ガス装置模型を用いた。下降管および上昇管の水流速は 0.35 m/s とした。上昇管と下降管の中心軸を含む断面のフローパターンを可視化するために、直径 0.001 m、比重 1.04 の発泡性ポリスチレンビーズを用い、取鍋の両側面からスリットを通して投光し写真撮影した。露光時間は 1/8 s である。取鍋内各点での水の流速測定にはプロペラ式流速計(プロペラの回転直径: 0.005 m)を用いた。

3.2 実炉実験

取鍋内の炭素濃度分布を計算結果と比較するために、Fig. 1 の S_1 および S_2 点の深さ方向で同時に複数個のサンプリングを行った。 S_1 については鋼浴自由表面から 0.4, 1.0, 1.6, 2.2, 2.7 m の深さで 5 か所、 S_2 については鋼浴自由表面から 0.5 m の深さで 1 か所とした。 S_1 点の深さ方向のサンプリングには 1 本の鉄製柄

に 5 個の Cu 蓋をつけた特殊形状のポンプを用い、深さ方向に垂直に落下させることによって行った。予備実験によって Cu 蓋の溶解時間を測定し、ポンプサンプラーが所定位置に達した後に溶鋼がサンプル内に流入するようにした。また、溶鋼がポンプに流入後、引上げ中にポンプ内溶鋼と他の位置の溶鋼との混合を防止するためポンプへの溶鋼流入孔は直径 0.005 m の小孔とした。サンプリング時間は RH 処理開始後 5, 10, 15 min である。

4. 結果と考察

4.1 取鍋内流体のフローパターン

取鍋内のフローパターンの可視化結果を、流体として水を用いた場合の計算結果と比較して Photo. 1 に示す。断面図は Fig. 1 の A-A' であり、写真の横線は容器の亚克力製補強材によるものである。下降管からでた流体はさほど広がらずに炉底に衝突後壁に沿って流れ、循環流が上昇管の下方の炉底部および下降流の右方に形成される。上昇管での流体の吸上げの影響領域は先端のごく近傍に限られる。このようなフローパターンの概略に関して、実験および計算結果はよく一致することがわかる。

Fig. 2 に、取鍋内各点の流速の計算値, $U_{calc.}$ (m/s), とプロペラ式流速計による実測値, $U_{obs.}$ (m/s), の関係を示す。一部の点で $U_{calc.}$ は $U_{obs.}$ より約 1~3 割大であるが、両者は大略一致していることがわかる。以上の水モデル実験と計算結果から取鍋内流動の解析結果は実際の流れを良く反映しているといえる。そこで、本計算方法を用い、物性値を溶鋼として RH の取鍋内の条件で計算を行った。

炉内径 4 m, 上昇および下降管の内径 0.6 m, 環流量

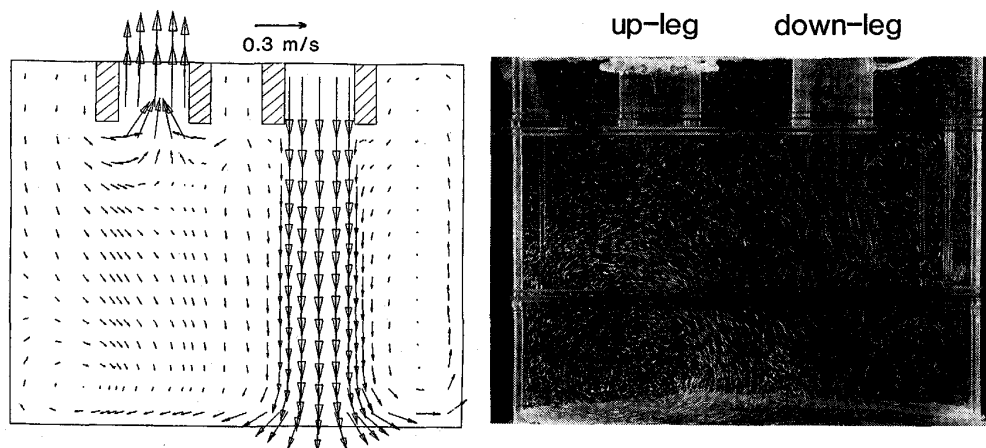


Photo. 1. Comparison of flow pattern in water model experiment with calculated one.

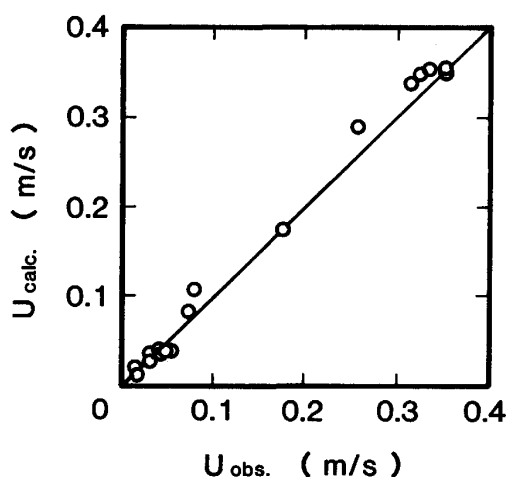


Fig. 2. Comparison of calculated velocity with observed one in water model experiment.

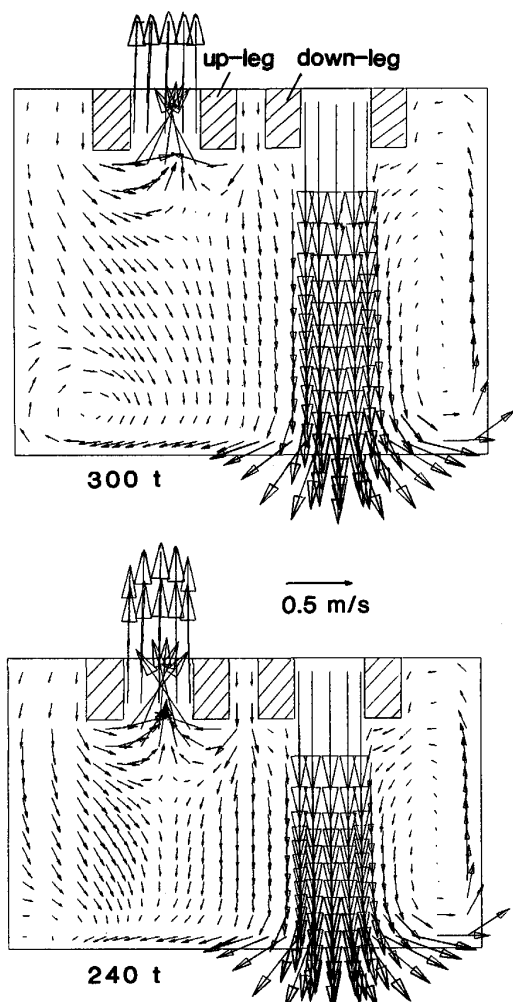


Fig. 3. Calculated flow pattern of steel melt in ladle for $W = 300$ t and $W = 240$ t.

120 t/min で溶鋼量がそれぞれ 300, 240 t の場合のフローパターンの計算例を Fig. 3 に示す。両図とも Photo. 1 の水での結果と似たフローパターンとなる。

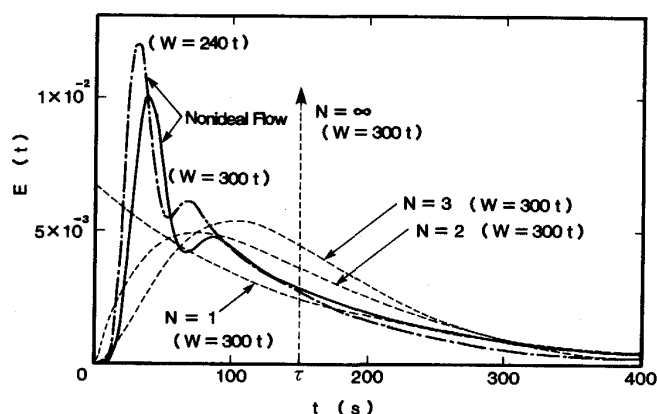


Fig. 4. Residence time distribution functions of 300 and 240 t heat size.

浴深の浅い 240 t の場合のほうが図の左下隅の上昇管下方および図の右端にある下降流右方に存在する二つの循環流領域は小さいが、両取鍋間のフローパターンに本質的な差は認められない。また、図は省略するが、このような循環流領域は他の取鍋断面でも見られ、両方の循環流領域が空間的につながってドーナツ状となっていることも確認されている。

4.2 取鍋内流体の混合特性

Fig. 4 に溶鋼量が 300 t と 240 t の場合の滞留時間分布関数の計算結果を示す。図には比較を容易とするために N 個の完全混合槽列モデルから(16)式¹⁵⁾ で求められる $E(t)$ も併記したが、 $N=1$ は完全混合流、 $N=\infty$ はピストン流である。

$$E(t) = 1/\tau \cdot N^N / (N-1)! \cdot (t/\tau)^{N-1} \cdot \exp(-Nt/\tau) \quad \dots\dots\dots (16)$$

ここでは、 τ は取鍋内溶鋼体積、 V_L (m^3)、を環流速度、 Q' (m^3/s)、で除した平均滞留時間 (s) である。図から、本研究で流体力学的に求めた滞留時間分布関数は理想流れの完全混合流とピストン流のその間にあるが、分布特性から $N=1$ と $N=2$ の間にあると見てよい。300 t の滞留時間分布がピークとなる時間は 240 t のそれに比べて長い。これは平均滞留時間の違いに起因しており、 τ で無次元化した時間、 θ (—)、を横軸にとりて $E(\theta)$ を比較すれば両者は大略一致し、フローパターンの計算結果と同様に両者間の差は小さい。

4.3 脱炭反応速度におよぼす溶鋼流動および操業要因の影響

4.3.1 脱炭反応速度におよぼす溶鋼流動の影響と取鍋内炭素濃度分布

Fig. 5 に溶鋼量が 300 t と 240 t の場合の炭素濃度推移の計算値を、実際の流れ、完全混合流およびピストン流の場合について比較して示す。なお、図では取鍋の平

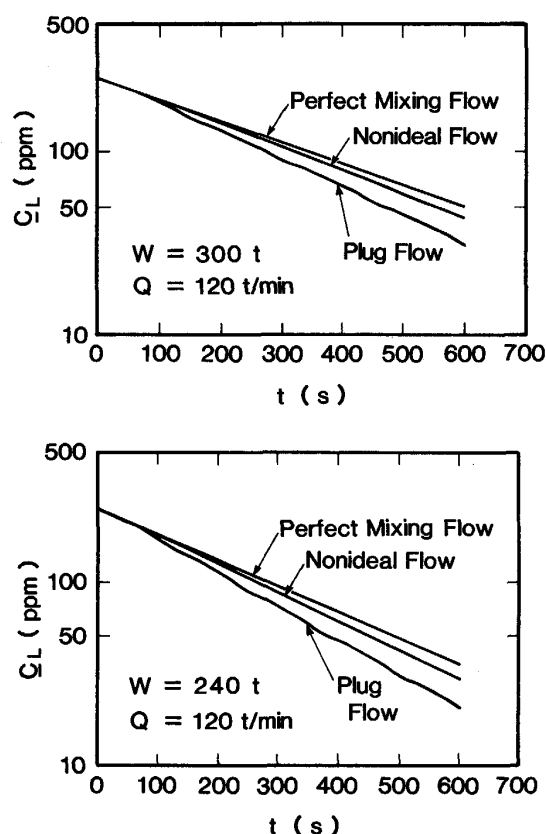


Fig. 5. Time changes of carbon content for nonideal flow with those for perfect mixing and plug flows ($W = 300$ t).

均炭素濃度 $C_L(t)$ を $\underline{C}_L$ と表示した (以下, $C_V(t)$, $C(x, t)$ もそれぞれ, $\underline{C}_V$, $\underline{C}$ とする). また, $W = 300$ t の場合に本モデルで算出される脱炭曲線が後述の実測値³⁾と一致するように $ak = 0.2 \text{ m}^3/\text{s}$ とした. 両図とも比較のために, 同一の ak を用いて完全混合流とピストン流の場合の計算結果を併記した. 本モデルにもとづく脱炭速度は完全混合流のそれより大きく, ピストン流の

それより小さいことがわかる. ピストン流の脱炭速度が完全混合流のそれに比べて大きい理由は, 取鍋内での混合がないために溶鋼が炭素濃度の高い順に真空槽に供給されるので, 真空槽内の脱炭速度が増大するからである. したがって, Fig. 4 の滞留時間分布特性が $t = \tau$ で $E(t) \rightarrow \infty$ のピストン流のパターンに近づくほど脱炭速度は大きくなる. なお, ピストン流の脱炭曲線が取鍋内での溶鋼の平均滞留時間, すなわち $W = 300$ t で 150 s, $W = 240$ t で 120 s を一周期として変化するのも取鍋内での溶鋼の混合が全くないためである.

脱炭処理中の取鍋内の各位置の炭素濃度の推移を知ること本プロセスの反応工学的な基礎資料を得るばかりでなく, プロセスの改良と発展のために重要である. しかし, 従来この種の解析はなく, 測定もなされていない. 前述のように, 本モデルを用いると脱炭処理中の取鍋内の各位置の炭素濃度の推移が計算可能であり, 以下にこれらの結果を述べる.

取鍋内各位置での炭素濃度分布に関して, $W = 300$ t, $t = 300$ s での等炭素濃度線を Photo. 2 に示す. 取鍋の形状および寸法は Fig. 1 のとおりで, 濃度間隔は 10 ppm である. Fig. 1 の A-A' 断面での濃度分布 (左の写真) は 60~130 ppm, Fig. 1 の B-B' 断面でのそれ (右の写真) は 80~120 ppm となることがわかる. 各脱炭処理時間での等炭素濃度線図を Fig. 6, 7 に示す. Fig. 6 は上昇, 下降管の中心軸を含む断面 (Fig. 1 の A-A') で, Fig. 7 はそれと直交する断面 (Fig. 1 の B-B') である. 両図とも濃度間隔は 600 s の場合に 5 ppm, 他は 10 ppm とした. Fig. 6 からあらゆる時間で下降管直下の炭素濃度が最も低く, 上昇管下方の循環流領域での炭素濃度が最も高い. しかし, 時間の経過と共に循環流領域の炭素濃度も低下し, 取鍋内濃度差は最大でも約 2

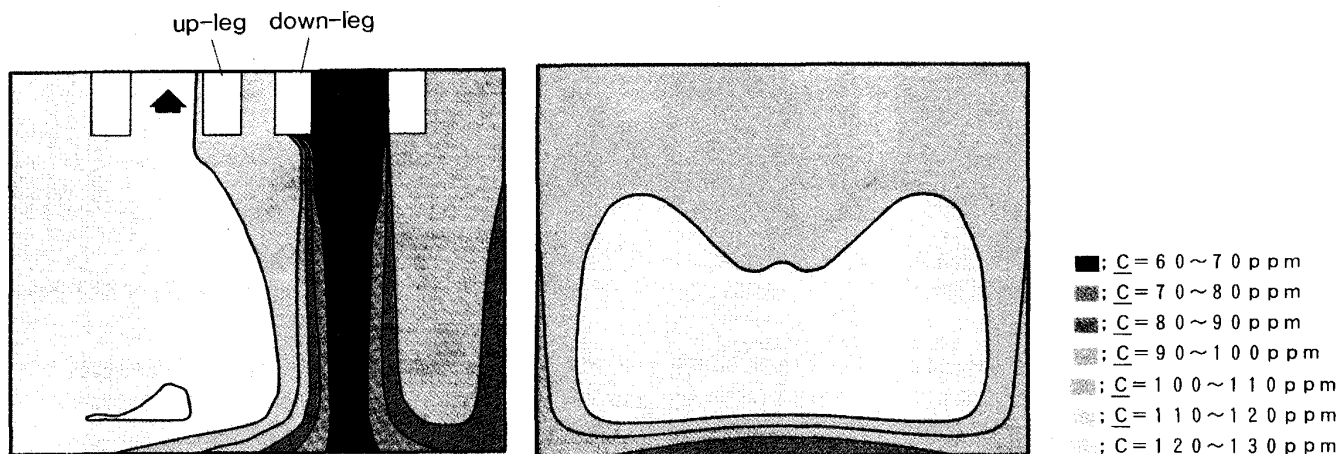


Photo. 2. Contours of carbon content in a vertical section of ladle ($W = 300$ t, $t = 300$ s).

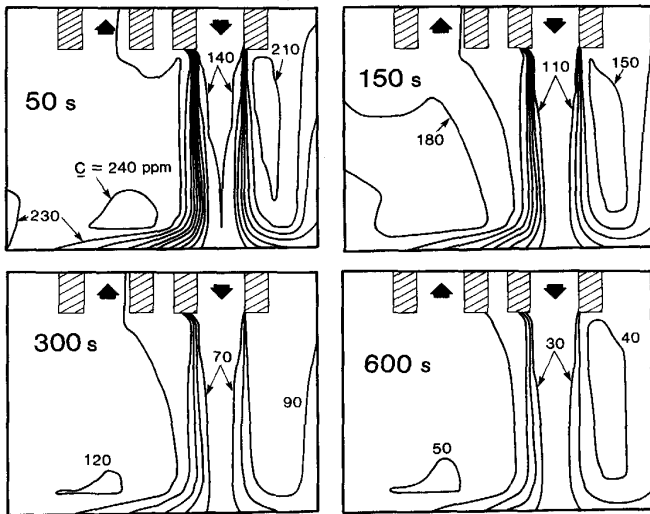


Fig. 6. Contours of carbon content in a vertical section of ladle (A-A' section in Fig. 1).

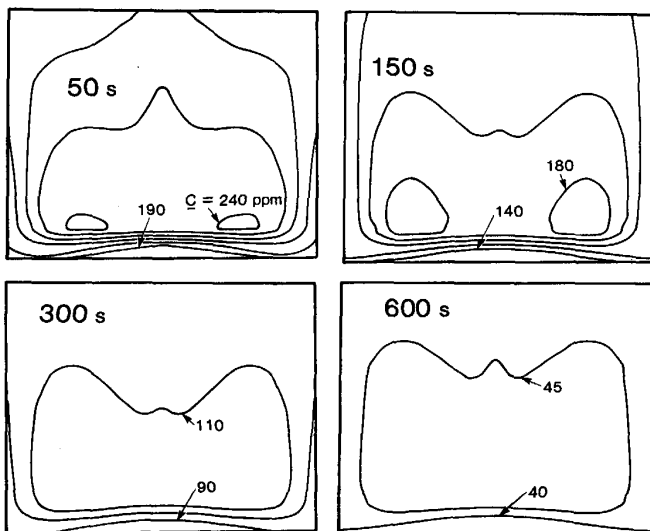


Fig. 7. Contours of carbon content in a vertical section of ladle (B-B' section in Fig. 1).

倍である。炭素濃度の低下が著しく遅れる領域は認められず、この点からも取鍋内にデッドゾーンは存在しないといえる。また、Fig. 7 のように上昇、下降管の中心軸を含む断面と直交する断面では炭素濃度の均一性が高いが、炉底近傍の循環流に対応した領域ではわずかに炭素濃度が高い。

以上のように、取鍋内には脱炭の阻害要因となるほどの脱炭停滞領域は認められない。従来、脱炭処理末期の脱炭反応の停滞の理由としてデッドゾーンの存在を否定しきれなかったが、これらの結果からデッドゾーンによるものではないことが明らかとなった。

Fig. 8 に、炭素濃度の深さ方向 (Fig. 1 の S_1 点) 分布の実測値と計算値を示す。処理溶鋼量 300 t、環流速

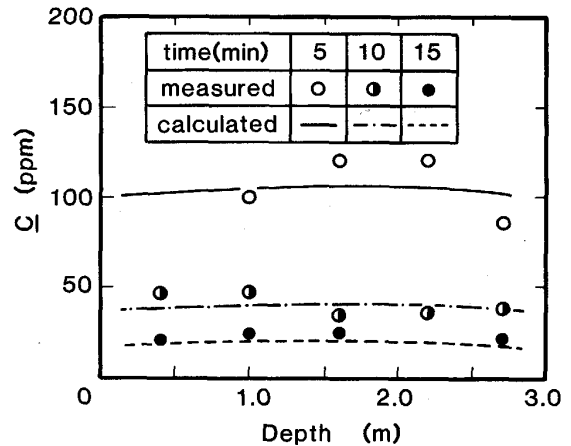


Fig. 8. Comparison between measured carbon content distribution along bath depth in ladle and calculated one (S_1 point in Fig. 1).

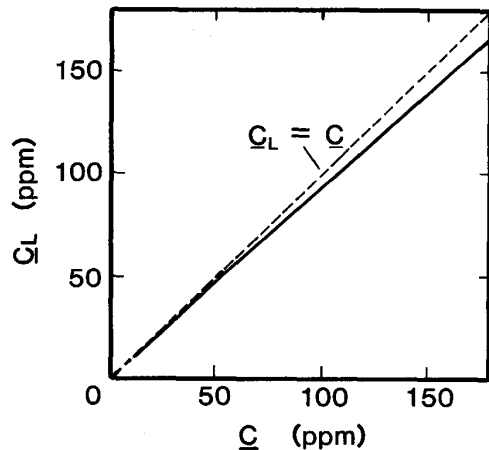


Fig. 9. Relation between mean carbon content in ladle and local carbon content at S_2 point in Fig. 1.

度 120 t/min、真空槽内溶鋼体積 1.5 m^3 の条件で、処理時間が 5, 10, 15 min の値である。図から、実測値にややばらつきがあるものの両者はほぼ一致していて、本モデルによる計算結果の妥当性が確認された。なお、深さ方向分布に大きな濃度変化がないのは Fig. 6, 7 からわかるように炉側壁近傍での値のためである。

処理中の脱炭反応の状況を把握するために、通常取鍋から溶鋼をサンプリングして迅速分析を行っているが、この分析値が取鍋内溶鋼の平均炭素濃度、 C_L を代表しているかについて本モデルを用いて検討した。 C_L (ppm) の計算値と、Fig. 1 の S_2 点で溶鋼表面から深さが 0.5 m の点での炭素濃度 C (ppm) の計算値の関係を Fig. 9 に示す。図から C_L の計算値は C のその約 95% であり、取鍋の平均炭素濃度が上記 S_2 点の局所的な炭素濃度値でほぼ代表されることがわかる。すなわち、下降管軸心近傍 (Fig. 6) を除けば、分析試料採取に際して成

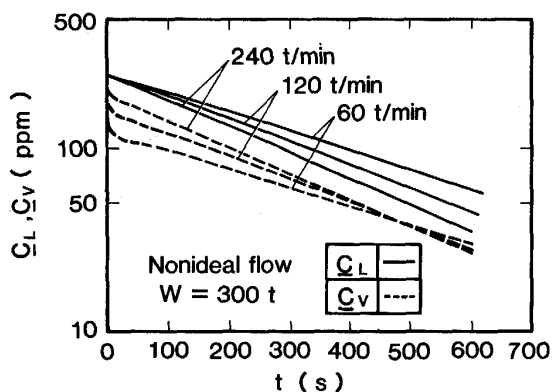


Fig. 10. Effect of circulating flow rate on time change of carbon contents in ladle and vacuum vessel.

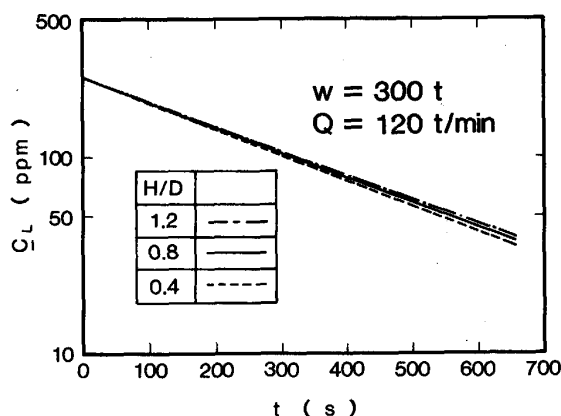


Fig. 11. Effect of H/D (H ; bath depth, D ; inner diameter of ladle) on time change of carbon content.

分濃度値の場所依存性が少ないといえる。

4.3.2 脱炭反応速度におよぼす環流速度および取鍋形状の影響

環流速度が脱炭曲線におよぼす影響を Fig. 10 に示す。当然のことながら、環流速度を増すほど脱炭速度は大きくなる¹⁶⁾¹⁷⁾。また、真空槽内の炭素濃度は初期に急激に低下した後、取鍋内の炭素濃度とほぼ平行に推移するが、環流速度が大きくなるほど C_L と C_V の差が小となり、真空槽内での脱炭が促進されることが明らかである。

Fig. 11 に溶鋼量を 300 t 一定とし、取鍋形状を変えた場合の取鍋内炭素濃度推移を示す。図中の H は浴深 (m), D は取鍋内径 (m) である。図から、浴深の浅い形状としたほうが若干脱炭が速く進むものの、取鍋形状の影響は小さい。なお、脱炭速度がわずかながらも変化する理由は、 $E(t)$ や $I(t)$ の分布に小さな差が生じたためである。

4.3.3 脱炭反応速度におよぼす処理溶鋼量の影響

著者らの一人¹⁶⁾は、取鍋および真空槽ともに完全混合槽を仮定して脱炭反応モデルを作成し、以下の関係を導いた。

$$C_L = C_L^0 \exp(-K_C t) \dots\dots\dots (17)$$

$$K_C = (Q'/V_L) \cdot ak|_{P.M.} / (Q' + ak|_{P.M.}) \dots\dots\dots (18)$$

ここで、 C_L ; 取鍋内の炭素濃度 (ppm), C_L^0 は取鍋内の初期炭素濃度 (ppm), K_C は見掛けの脱炭速度定数 (s^{-1}), $ak|_{P.M.}$ は完全混合槽を仮定した場合の脱炭反応の容量係数 (m^3/s), V_L は取鍋の溶鋼体積 (m^3) である。

一方、著者ら³⁾は、川崎製鉄(株)水島製鉄所第 2 製鋼工場での RH 処理において溶鋼量を変化させた実験を行い、以下の知見を得た。

1) 処理溶鋼量が 240 t の脱炭速度は 300 t のそれに比べて 1.5~2 倍大きい、(18)式で V_L を変化させればわかるように、単純な循環回数の増大効果では 1.25 倍までしか説明できない、

2) 脱炭速度の促進理由は循環回数の増大効果に加えて、発生 CO ガスの低下に伴う真空排気速度の増大、すなわち早期高真空度化が達成されたためであり、

$$ak|_{P.M.}^{240t} / ak|_{P.M.}^{300t} = 1.5 \dots\dots\dots (19)$$

の関係が成立する。

本節では、処理溶鋼量の減少に伴う脱炭速度の増大理由を、上述したような完全混合槽モデルではなく、本研究のように溶鋼流動を考慮した脱炭反応モデルにもとづいて説明する。

Fig. 5 に示したように同一容量係数での脱炭反応速度は、実際の流れの場合の方が完全混合流の場合より大

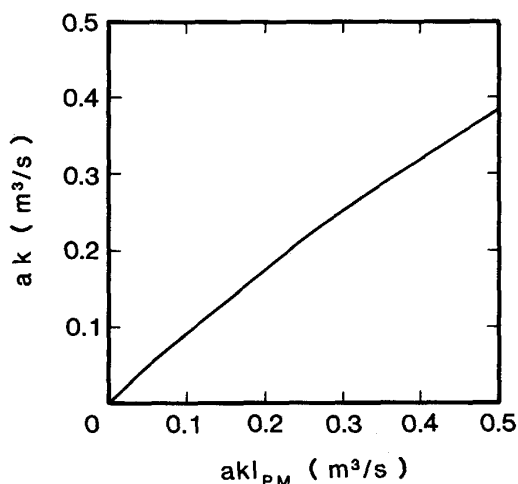


Fig. 12. Relation between capacity coefficient of decarburization in nonideal flow model and that in perfect mixing flow model in the case of the same decarburization rate.

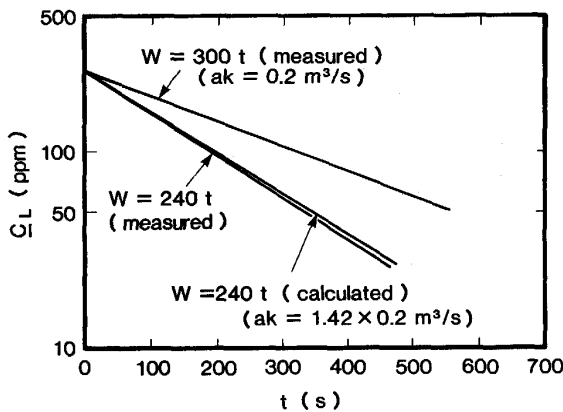


Fig. 13. Comparison of decarburization rate measured for $W = 240$ t with that calculated from the decarburization reaction model under nonideal flow condition.

きくなる。したがって、同一脱炭速度を得るためには、実際の流れでの脱炭反応の容量係数、 ak (m^3/s)、は完全混合流でのそれ、 $ak|_{P.M.}$ (m^3/s)、に比べて小さくてもよい。これらの関係を計算して Fig. 12 に示す。両者の間には近似的に次の関係式が成り立つ。

$$ak = 0.7(ak|_{P.M.})^{0.87} \dots\dots\dots (20)$$

このように容量係数は脱炭反応モデルによって異なるが、容量係数の物理的意味をより正確に表しているのは実際の流れを考慮した本研究のモデルである。

さて、(19)、(20)式および Fig. 5 から、実際の流れでの $W = 240$ t の容量係数、 $ak|^{240\text{ t}}$ (m^3/s)、は以下のようになる。

$$\begin{aligned} ak|^{240\text{ t}} &= (ak|_{P.M.}^{240\text{ t}} / ak|_{P.M.}^{300\text{ t}})^{0.87} \cdot ak|^{300\text{ t}} \\ &= (1.42) \cdot (0.2) \dots\dots\dots (21) \end{aligned}$$

Fig. 13 に、処理溶鋼量を変えた場合の炭素濃度推移の計算値と実績値³⁾を示す。図から、(21)式の脱炭反応の容量係数を用いた $W = 240$ t の炭素濃度推移の計算値は実績値にほぼ一致していることがわかる。すなわち実際の流れを考慮した本モデルによる脱炭速度の解析によって、処理溶鋼量が脱炭速度におよぼす影響を説明することができる。

5. 結 言

RH の脱炭速度におよぼす取鍋内溶鋼の不均一性や操業要因の影響を、溶鋼流動を考慮した脱炭反応モデルによって解析した。得られた結果は以下のとおりである。

1) 取鍋内溶鋼流動を解析し、その影響を考慮した脱

炭反応モデルを構築した。

2) 取鍋内の流動の計算結果を水モデル実験と比較し、良く一致することを確認した。

3) 取鍋内各位置での炭素濃度の経時変化に関して実測値と本反応モデルによる計算値は大略一致した。

4) 本反応モデルによる脱炭反応速度は完全混合流のそれより大きく、ピストン流のそれより小さい。

5) 脱炭処理中においても取鍋内の炭素濃度の不均一性は最大約 2 倍しかなく、下降管軸心近傍を除けば分析試料採取に際して成分濃度の場所依存性が少ない。

6) 4)、5)の結果から取鍋内には脱炭速度を阻害するデッドゾーンは存在しない。

7) 脱炭反応速度は環流速度を増すにつれて大きくなるが、取鍋形状の影響は小さい。

8) 処理溶鋼量の減少に伴う脱炭速度の増大理由は本反応モデルによる解析によっても説明できる。

文 献

- 1) 勝田順一郎, 斎藤 忠, 森 秀夫, 徳永宏彦, 高橋正光, 小山伸二, 植村健一郎: 材料とプロセス, **3** (1990), p. 152
- 2) 青木伸秀, 尾花友之, 池永 寛, 吉田克磨, 城田良康, 興梠昌平: 材料とプロセス, **3** (1990), p. 156
- 3) 加藤嘉英, 中戸 参, 藤井徹也, 大宮 茂, 末次精一, 水藤政人, 西川 廣: 材料とプロセス, **3** (1990), p. 160
- 4) 井上 茂, 確井 務, 吉野好克, 福味純一: 材料とプロセス, **3** (1990), p. 164
- 5) 東 和彦, 小野山修平, 梅沢一誠, 渡辺 久, 大貫一雄, 水上義正: 材料とプロセス, **3** (1990), p. 168
- 6) H. MASS: Rev. Metall., **60** (1963), p. 421
- 7) 大槻直樹, 服部正幸: 富士製鉄技報, **16** (1967), p. 224
- 8) 藤井徹也, 鞭 巖: 鉄と鋼 **55** (1969), S124
- 9) 興梠昌平, 城田良康, 池永 寛: 材料とプロセス, **3** (1990), p. 179
- 10) K. NAKANISHI, J. SZEKELY and C. W. CHANG: Ironmaking Steelmaking, **3** (1976), p. 115
- 11) K. SHIRABE and J. SZEKELY: Iron Steel Inst. Jpn., **23** (1983), p. 465
- 12) R. TSUJINO, J. NAKASHIMA, M. HIRAI and I. SAWADA: ISIJ Int., **29** (1989), p. 589
- 13) B. E. LAUNDER and D. B. SPALDING: Mathematical Models of Turbulence (1972) [Academic Press]
- 14) 江島彬夫, 小口征男, 藤井徹也, 住田則夫, 飯田義治, 島崎義尚, 上田典弘: 鉄と鋼, **61** (1975), S544
- 15) O. LEVENSPIEL: Chemical Reaction Engineering (Second Edition) (1972), p. 263, p. 291 [John Wiley & Sons, Inc.]
- 16) 住田則夫, 藤井徹也, 小口征男, 森下 仁, 吉村啓助, 教士文夫: 川崎製鉄技報, **15** (1983), p. 152
- 17) T. KUWABARA, K. UMEZAWA, K. MORI and H. WATANABE: Trans. Iron Steel Inst. Jpn., **28** (1988), p. 305