
RH 真空脱ガス装置における脱炭反応の解析と極低炭素鋼製造

Analysis of decarburization Reaction and Its Application to Ultra-low Carbon Steel Production in RH Degasser

加藤 嘉英(Yoshiei Kato) 桐原 理(Tadasu Kiriwara) 藤井 徹也(Tetsuya Fujii)

要旨：

RH の脱炭反応特性におよぼす溶鋼流道および反応サイトの影響を反応工学的な解析と実験で明らかにし、迅速脱炭に必要な装置条件を提示した。処理中の取鍋内炭素濃度の不均一性は最大約 2 倍しかなく、脱炭を阻害するデッドゾーンは RH 内に存在しない。RH の反応サイトに関して、耐火物-溶鋼界面の脱炭反応への寄与は 3%以下と小さく、極低炭素濃度域では浴表面の寄与が、それ以外では溶鋼内部の寄与が最も大きい。浸漬管径を 0.6→1.0m、下部槽断面積を 3.5→5.1m² とした RH で脱炭速度が大幅に増加し、到達炭素濃度値も 6~12ppm を安定して得た。目標到達炭素濃度を得るための一般的な RH 装置条件の決定方法を新たに示した。

Synopsis：

Theoretical and experimental studies were carried out to quantitatively understand the effects of the fluid flow, reaction sites and geometry of the vacuum vessel on decarburization properties of the RH degasser. Distribution of carbon concentration in the ladle was calculated throughout the treatment. Its maximum value found near the bottom of the ladle was two times larger than the minimum one. This difference was proved to have no effect on the decarburization rate. The ratio of the decarburization rate at the bath surface to the overall one in RH was the largest in the ultra-low carbon content region, whereas that at the molten steel-refractory interface was the smallest. The maximum decarburization rate and minimum final carbon content between 6 and 12 ppm were attained with the largest vacuum vessel (cross-sectional area, 5.1m² ; inner diameter of snorkel, 1.0m). On the basis of the theoretical and experimental analyses, the procedure for determining the geometry of the RH vacuum vessel required was established to obtain specified aimed carbon content.

(c)JFE Steel Corporation, 2003

RH真空脱ガス装置における脱炭反応の解析と 極低炭素鋼製造*

川崎製鉄技報
25 (1993) 4, 277-282

Analysis of Decarburization Reaction and Its Application to Ultra-low Carbon Steel Production in RH Degasser



加藤 嘉英
Yoshiei Kato
鉄鋼研究所 鉄鋼プロ
セス研究部水島鉄鋼
研究室 主任研究員
(課長)・工博



桐原 理
Tadasu Kiriha
鉄鋼研究所 鉄鋼プロ
セス研究部水島鉄鋼
研究室



藤井 徹也
Tetsuya Fujii
鉄鋼研究所 鉄鋼プロ
セス研究部長・工博

要旨

RHの脱炭反応特性におよぼす溶鋼流動および反応サイトの影響を反応工学的な解析と実験で明らかにし、迅速脱炭に必要な装置条件を提示した。処理中の取鍋内炭素濃度の不均一性は最大約2倍しかなく、脱炭を阻害するデッドゾーンはRH内に存在しない。RHの反応サイトに関して、耐火物-溶鋼界面の脱炭反応への寄与は3%以下と小さく、極低炭素濃度域では浴表面の寄与が、それ以外では溶鋼内部の寄与が最も大きい。浸漬管径を0.6→1.0 m、下部槽断面積を3.5→5.1 m²としたRHで脱炭速度が大幅に増加し、到達炭素濃度値も6~12 ppmを安定して得た。目標到達炭素濃度を得るための一般的なRH装置条件の決定方法を新たに示した。

Synopsis:

Theoretical and experimental studies were carried out to quantitatively understand the effects of the fluid flow, reaction sites and geometry of the vacuum vessel on decarburization properties of the RH degasser. Distribution of carbon concentration in the ladle was calculated throughout the treatment. Its maximum value found near the bottom of the ladle was two times larger than the minimum one. This difference was proved to have no effect on the decarburization rate. The ratio of the decarburization rate at the bath surface to the overall one in RH was the largest in the ultra-low carbon content region, whereas that at the molten steel-refractory interface was the smallest. The maximum decarburization rate and minimum final carbon content between 6 and 12 ppm were attained with the largest vacuum vessel (cross-sectional area, 5.1 m²; inner diameter of snorkel, 1.0 m). On the basis of the theoretical and experimental analyses, the procedure for determining the geometry of the RH vacuum vessel required was established to obtain specified aimed carbon content.

1 緒 言

冷延鋼板の材質特性向上の要求に伴って極低炭素鋼を素材としたIF (interstitial free) 鋼の生産比率が増大しており、それに対応するためにRH真空脱ガス装置(以下、RHと略記する)による極低炭素鋼の迅速溶製技術の開発が盛んになった¹⁻⁵⁾。RHによる脱炭促進策として真空槽へのアルゴン吹込み^{4,5)}、真空排気速度向上による早期高真空度化^{1,2,4,6)}、高環流速度化^{2,4,5)}、処理溶鋼量の低下³⁾、真空槽内断面積の増加⁴⁾などの方法が試みられている。しかし、脱炭速度の向上効果を定量的に把握するための基礎的な知見は必ずしも十分といえない。例えば、溶鋼流動場でのデッドゾーンの存在は極低炭素濃度域での脱炭停滞につながるが、その有無⁷⁻¹⁰⁾に関する検討は不十分で明確な結論に達していない。また、脱炭反応に対する各反応サイトの寄与を定量化することは、迅速脱炭の方策をより効果的にするために必要だが、現状ではそれぞれの研究者ごとに考慮した反応サイトが異なっており^{2,5,11,12)}、統一の見解が得ら

れていない。脱炭速度や到達炭素濃度値におよぼすRH装置条件の影響^{2,4,5,13)}についての研究も多いが、現有装置条件の狭い範囲に限定された解析であるために、到達炭素濃度と装置条件の一般的かつ定量的理解には至っていない。

そこで、RHの脱炭反応特性におよぼすこれらの影響を反応工学的な解析と実験で明らかにし、実機での迅速脱炭に必要な装置条件を提示する。

2 脱炭速度におよぼす溶鋼流動の影響

2.1 理論解析

2.1.1 取鍋および真空槽内の溶鋼流動

溶鋼は非圧縮性流体であるので、以下の基礎式が成り立つ。

連続の式:

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

運動量収支式:

$$\rho [\nabla \cdot \mathbf{u}\mathbf{u}] = \nabla \cdot (\mu_{\text{eff}} \nabla \mathbf{u}) - \nabla P \quad (2)$$

$\mathbf{u}$: 溶鋼の速度ベクトル (m/s)

* 平成5年6月10日原稿受付

ρ : 溶鉄密度 (kg/m^3)

P : 圧力 (Pa)

μ_{eff} : 有効粘性係数 ($\text{kg/m} \cdot \text{s}$)

μ_{eff} は乱流下での二次方程式モデルである $k-\epsilon$ モデルを用いて計算する¹⁴⁾。数値計算は汎用プログラム「Phoenix」を用いて円筒座標系で行った。取鍋内および真空槽内流動を解く場合ともメッシュ数は、半径、円筒、高さ方向にそれぞれ、14, 38, 15~38とした。

真空槽内の溶鋼表面は上昇管からの流れによって大きな盛り上がりが生じるが、汎用プログラム Phoenix では通常このような自由表面問題は取り扱いえないので、表面部分の圧力がどの部分でも一定となるように表面形状を試行錯誤法によって修正して計算を繰り返した。

2.1.2 溶鋼流動を考慮した脱炭反応モデル

取鍋内溶鋼を非理想流、真空槽内のそれを完全混合流とし、脱炭反応は真空槽内のみで進行するものとする。取鍋内の炭素収支に滞留時間分布関数の概念を用いれば下記の式が成り立つ。

取鍋:

$$C_{\text{out}}(t) = f \int_0^t C_{\text{in}}(t-t') E(t') dt' \quad \dots\dots\dots (3)$$

$$C_L(t) = f \int_0^t C_{\text{in}}(t-t') I(t') dt' \quad \dots\dots\dots (4)$$

真空槽:

$$V_v dC_v(t)/dt = Q' \{C_{\text{out}}(t) - C_{\text{in}}(t)\} - akC_v(t) \quad \dots\dots\dots (5)$$

$C_{\text{out}}(t)$: 上昇管入口での炭素濃度 (ppm)

$C_{\text{in}}(t)$: 下降管下端での炭素濃度 (ppm)

$C_v(t)$: 真空槽内の平均炭素濃度 (ppm)

$C_L(t)$: 取鍋内の平均炭素濃度 (ppm)

$E(t)$: 滞留時間分布関数 (s^{-1})

$I(t)$: 内部年令分布関数 (s^{-1})

V_v : 真空槽内溶鋼体積 (m^3)

Q' : 環流速度 (m^3/s)

ak : 脱炭反応の容量係数 (m^3/s)

取鍋内溶鋼の $E(t)$ は従来研究例がないが、2.1.1 で述べた流動計算から得られる取鍋内各位置の u を用いて、取鍋入口（下降管下端）の炭素濃度を入力とする取鍋出側（上昇管入口）での炭素濃度のステップ応答を (6) ~ (8) 式を用いて数値計算することにより、(9) 式から算出した¹⁵⁾。

$$\partial C(x, t)/\partial t = -u \cdot \nabla C(x, t) + \nabla \cdot (D_{\text{eff}} \nabla C(x, t)) \quad \dots\dots\dots (6)$$

$$t = 0 \quad C_{\text{in}}(t) = C_{\text{out}}(t) = C(x, t) = 0 \quad \dots\dots\dots (7)$$

$$t > 0 \quad C_{\text{in}}(t) = 1.0 \quad \dots\dots\dots (8)$$

$$E(t) = dC_{\text{out}}(t)/dt \quad \dots\dots\dots (9)$$

$$dI(t)/dt = -E(t) \quad \dots\dots\dots (10)$$

$C(x, t)$: 取鍋内各位置 x , 各時間 t での炭素濃度 (ppm)

D_{eff} : 有効拡散係数 (m^2/s)

したがって、(3)~(5)式を連立させて解けば、取鍋内の溶鋼流動を考慮した RH 処理中の炭素濃度推移が計算でき、さらに脱炭の進行に伴う取鍋内各点での炭素濃度の時間変化は、(3)~(5)式から求めた $C_v(t)$ を各時間での下降管下端での境界条件として、(6)式の成分収支式を数値計算することによって求めることができる。

計算に用いた取鍋内径は 4.0 m、浴深は 3.24 m (溶鋼量: 300 t) であり、上昇、下降管内径は 0.6 m、真空槽内径は 2.1 m、真空槽内浴深は 0.25 m、また下降管の流速は 1 m/s (環流速度: 120 t/min) とした。

2.2 結果と考察

2.2.1 フローパターン

取鍋内溶鋼流動の計算結果を Fig. 1 に示す。下降管から出た流体はあまり広がらずに炉底に衝突後壁に沿って流れ、循環流が上昇管下方の炉底部と下降流の右方に形成される。上昇管での流体の吸い上げの影響領域は先端のごく近傍に限られる。なお、循環流領域がデッドゾーンに相当するかどうかは次節で鍋内炭素濃度分布の推移を見ながら考察する。また、図は省略するが水を用いた場合の計算結果とフローパターンの可視化実験結果がよく一致すること、および上記循環流領域は他の取鍋断面でも見られ、しかも両方の循環流がつながってドーナツ状となっていることも確認された¹⁶⁾。

Fig. 2 に真空槽内の溶鋼流動の計算結果を示す。図中の上部は上昇、下降管軸心を結ぶ断面、下部は真空槽炉底から 0.17 m の高さの平面である。図から、上昇管上部の溶鋼表面までの高さは 0.38 m となり、静止浴表面に対する盛り上がり高さが 0.13 m である。流れは上昇管から下降管に向けてスムーズであり、真空槽内にデッドゾーンを作るような流れは存在しない。

2.2.2 取鍋内炭素濃度分布の推移

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は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

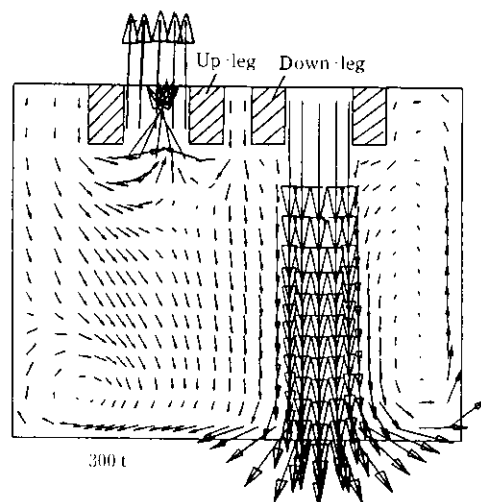


Fig. 1 Calculated flow pattern of steel melt in ladle

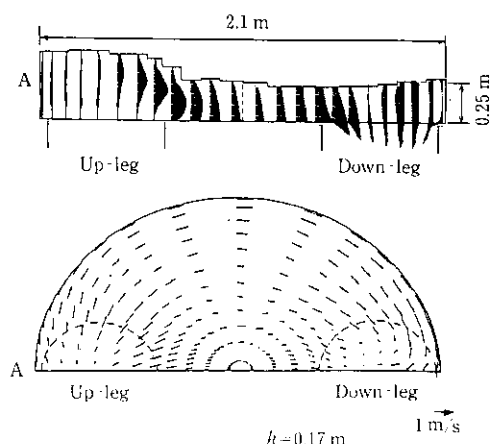


Fig. 2 Calculated flow pattern of steel melt in vacuum

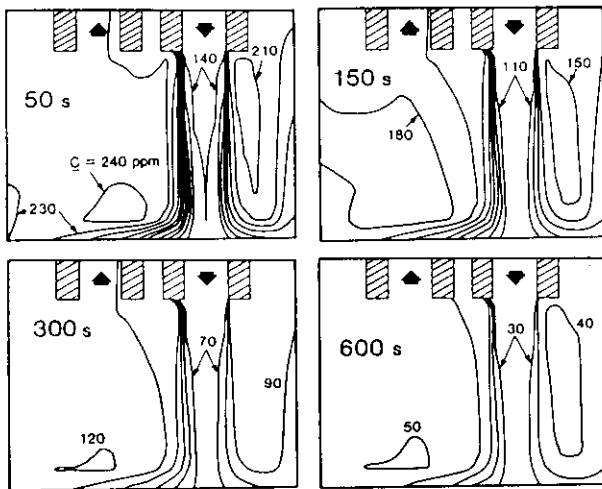


Fig. 3 Contours for carbon content in a vertical section of ladle including center axes of up-and down-legs

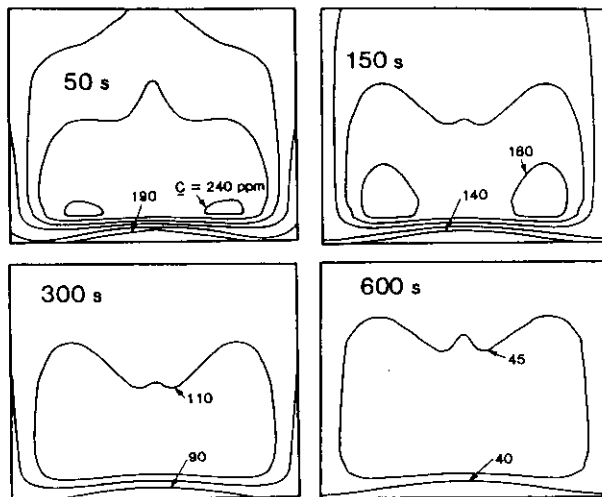


Fig. 4 Contours for carbon content in a vertical section of ladle perpendicular to plane including center axes of up-and down-legs

良と発展のために重要であるが、従来この種の解析はなかった。各処理時間での等炭素濃度線図を Fig. 3 および 4 に示す。Fig. 3 は上昇、下降管の中心軸を含む断面で、Fig. 4 はそれと直交する断面である。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. 3 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、時間の経過とともに Fig. 1 で示した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 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、取鍋内にデッドゾーンは存在しないといえる。また、Fig. 4 のように上昇、下降管の中心軸を含む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の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。

3 脱炭速度におよぼす各反応サイトの寄与

3.1 実験方法

減圧下、低炭素濃度域での脱炭速度におよぼす各反応サイトの寄与を明らかにするために、30 kg 真空誘導炉を用いた脱炭実験を行った。るつぼはマグネシア製である。炭素濃度が 28 ppm の電解鉄をアルゴン雰囲気中で溶解した後、銑鉄を加えて炭素濃度を調整し、初期炭素濃度 200~300 ppm、酸素濃度がほぼ 400 ppm、溶鋼温度 1600°C、槽内圧力 133 Pa の条件で実験を開始した。実験の操作因子として溶鋼量を 10~30 kg、浴表面部のるつぼ内径を 0.1 m~0.18 m の範囲で変えた。サンプリングは直径 0.016 または 0.008 m の石英管を用いて通常 5 分間隔で行なった。炭素分析はブロック燃焼法による。

3.2 実験結果と考察

3.2.1 脱炭速度におよぼす要因の影響

基準条件をるつぼ内径 0.18 m で溶鋼量 30 kg とし、溶鋼量および浴表面部のるつぼ内径を変化させた場合の脱炭曲線を Fig. 5 に、脱炭速度定数 K (min^{-1}) と炭素濃度の関係を Fig. 6 に示す。ここで、 K と反応界面積 a (m^2)、物質移動係数 k (m/min)、溶鋼体積 V (m^3) の間に次の関係がある。

$$K = ak/V \quad (11)$$

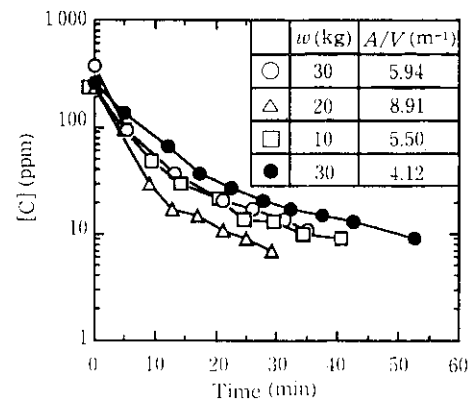


Fig. 5 Influence of amount of molten steel, w , and cross-sectional area of crucible, A , on change of carbon content with time

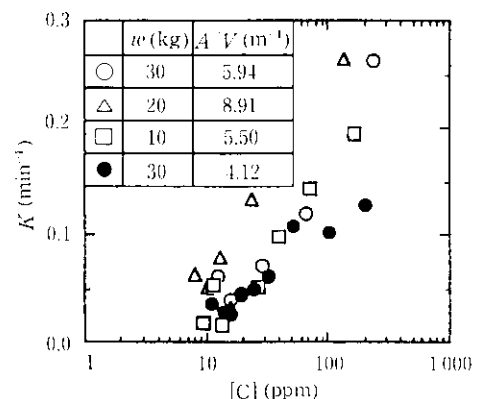


Fig. 6 Relation between rate constant for decarburization and carbon content

Fig. 5中の w は溶鋼量 (kg), A はるつば断面積 (m^2)である。Fig. 5および6の○と△のプロットからわかるように、るつば内径を同一として溶鋼量のみを変えた場合、溶鋼量の少ない20 kgの方が脱炭速度が大きい。これは(11)式において a や k には変化がないものの、 V が減少したためである。また、○と□のプロットはるつば内径、溶鋼量ともに変えて浴深をほぼ同じとした条件だが、脱炭速度はほぼ等しい。これは(11)式で示されるように、反応界面積 a をるつば断面積 A とすると a/V がほぼ同じためである。さらに、溶鋼量は30 kgと基準条件に等しいものの、浴表面部のるつば断面積を30%減じた場合の●のプロットは基準条件の○に比べて脱炭速度が小さいことがわかる。これは(11)式の a が減少するためである。

以上をまとめると、脱炭速度は溶鋼量が少ないほど、るつば断面積が大きいほど大きくなるのがわかる。しかし、Fig. 5および6からのみでは脱炭速度に及ぼす各反応サイトの影響は明らかではない。

3.2.2 脱炭反応サイトの寄与の定量化

脱炭反応が鋼浴表面、るつば-溶鋼界面、溶鋼内部の3つの反応サイトに進むとして、それぞれの寄与を明らかにするためにモデル化を行った。主な仮定を以下に示す。

- (1) 鋼浴表面とるつば-溶鋼界面の物質移動係数は同じとする。
- (2) 脱炭反応は炉内CO分圧と平衡する炭素濃度 C_0 より大きな炭素濃度となる地点のみで起こる。
- (3) るつば-溶鋼界面、溶鋼内部の駆動力($C-C_0$)は深さ h によって変わるが、平均値として $(1/2) \times C$ で近似する。
- (4) 溶鋼表面の反応界面積は浴表面積 a_A に等しく、るつば-溶鋼界面のそれは溶鋼表面から平衡論的に脱炭の生じる深さ h までの領域のるつば側面積 a_S に比例するとし、溶鋼内部での反応界面積は深さ h までの溶鋼体積 $a_A h$ に比例するとする。

上記仮定を用いて、るつば実験の18個のデータから最小2乗法によって ak の関数関係を求めると、以下ようになる。

$$ak = 8.5 \times 10^{-5} a_A + 2.0 \times 10^{-5} a_S + 1.3 \times 10^{-3} a_A h \quad \text{.....(12)}$$

(12)式において物質移動係数 k は $8.5 \times 10^{-5} m/s$ と求まるが、原島ら¹²⁾は $2.2 \times 10^{-4} m/s$ と今回の結果より大きい値を得ている。この理由は、原島らが反応界面積として鋼浴表面のみしか取り扱っていないために k が過大評価されたためと思われる。

また、(12)式より脱炭速度に対する各反応サイト i の寄与率を知ることができる。真空槽内径が2.1 mのRHにおける $\{(ak)_i / (ak)\} \times 100$ と炭素濃度の関係をFig. 7に示す。酸素濃度は600

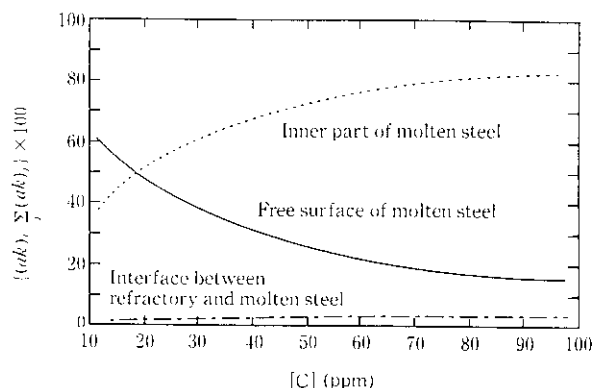


Fig. 7 Effect of each reaction site on decarburization rate during RH treatment

ppmとした。図から脱炭速度におよぼす耐火物-溶鋼界面の反応サイトの寄与は3%以下と小さく、実機の脱炭反応において耐火物-溶鋼界面間の反応サイトの寄与は無視できる。脱炭反応への寄与は $C=18$ ppmを境にそれ以上では溶鋼内部が、それ以下では浴表面の寄与が最も大きい。したがって、極低炭素濃度域での脱炭を促進すべく反応界面積を増す場合には、真空槽内へのAr吹き¹³⁾や水素吹き¹⁷⁾、真空槽内断面積の増加¹⁴⁾などの浴表面積の増大につながる方法が効果的である。

4 RHによる迅速脱炭技術

4.1 脱炭速度促進策の検討と実験条件

著者らの一人¹³⁾は、取鍋および真空槽ともに完全混合槽を仮定した脱炭反応モデルを作成し、以下の関係を導いた。

$$C_t = C_0 \exp(-Kt) \quad \text{.....(13)}$$

$$K = \frac{Q}{W_L} \left\{ \frac{ak}{\frac{Q}{420} + ak} \right\} \quad \text{.....(14)}$$

C_0 : 取鍋内の初期炭素濃度 (ppm)

Q : 環流速度 (t/min)

W_L : 取鍋の溶鋼量 (t)

上記、(14)式からRHで脱炭速度を増すためには、環流速度または脱炭反応の容量係数を増加させるか溶鋼量を減少させればよいことがわかる。(14)式中の Q はKuwabaraら¹⁹⁾が提出した次式で推定できる。

$$Q = 114 G^{1/3} d^{1/3} \{1 + n(P_1/P_2)\}^{1/3} \quad \text{.....(15)}$$

G : 環流ガス流量 (Nm^3/min),

d : 浸漬管内径 (m),

P_1, P_2 : それぞれ大気および真空槽内の圧力 (Pa)

この(15)式において d のべき数は G のそれより大きいことから、環流速度増大には浸漬管を増加させた方が環流ガス流量を増すよりも効果的であることがわかる。また、脱炭反応の容量係数は前章から明らかのように脱炭反応サイトが真空槽断面積 S (m^2)に比例する。

$$ak = \alpha S \quad \text{.....(16)}$$

以上の検討結果にもとづき、水島製鉄所No.2 RHにおいて浸漬管内径拡大(0.6→1.0 m)と真空槽断面積増加(3.5→5.1 m^2)を図った新型下部槽を設計、製作した。No.2 RHおよび合わせて実施したNo.4 RHの実験条件をTable 1に示す。

Table 1 Design parameters and rate constants for decarburization of RH degasser at Mizushima Works

	No.2 RH			No.4 RH Conventional
	Conventional	New vacuum vessel		
D (m)	0.6	1.0	0.6	0.75
Q (t/min)	120	240	90	180
S (m ²)	3.5	5.1	5.1	4.9
K_{calc} (min ⁻¹)	0.18 (Base)	0.30	0.19	0.26
K_{obs} (min ⁻¹)	0.18	0.31	0.18	0.24

4.2 実験結果と考察

4.2.1 脱炭速度におよぼすRH装置条件の影響

No.2 RH 通常下部槽, No.2 RH 新型下部槽および No.4 RH の炭素濃度推移を Fig. 8 に示す。浸漬管内径および下部槽断面積ともにそれぞれ $d = 0.6 \rightarrow 1.0$ m, $S = 3.5 \rightarrow 5.1$ m² と大きくした新型下部槽の脱炭速度は通常下部槽のそれに比べて速く、到達炭素濃度も 6~12 ppm と著しく低くなることがわかる。また、環流速度、下部槽断面積ともに No.2 RH 通常下部槽と No.2 RH 新型下部槽の間にある No.4 RH ($d = 0.75$ m, $S = 4.9$ m²) の脱炭速度は両者の中間となり、到達炭素濃度値も同様の傾向である。

次に (14) 式で表される脱炭反応の容量係数と環流速度の関係を、脱炭速度定数をパラメータとして Fig. 9 に示す。(15)、(16) 式を計算することによって、下部槽断面積、槽内径、浸漬管内径の換算値もグラフの軸上に示した。なお、 ak の算出に必要な (16) 式中の α 値は No.2 RH 通常下部槽の $K = 0.18$ min⁻¹, $Q = 120$ t/min, $S = 3.5$ m² を (15)、(16) 式中に代入して得た 0.069 を用いた。図から、 K の実測値と計算値は良く一致していることが

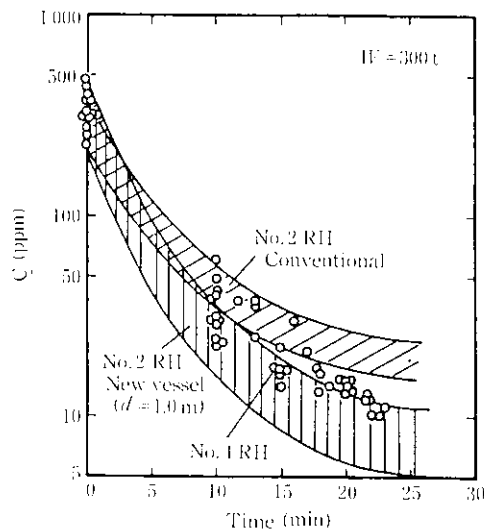


Fig. 8 Change in carbon content in the conventional and new vacuum vessels of No.2 RH and in the conventional one of No.4 RH

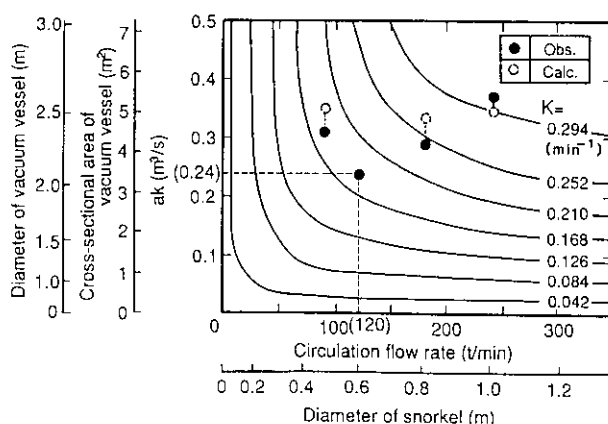


Fig. 9 Relation between capacity coefficient of decarburization and circulating flow rate

わかる。任意の RH の装置条件に対して Fig. 9 から K を推定することが可能である。

4.2.2 目標炭素濃度に応じた RH 装置条件の設定方法

前節で示したように、Fig. 9 は脱炭速度増大のための指針となっているが、極低炭素濃度域での脱炭停滞現象を含むものではないために脱炭処理後の炭素濃度値などの予測に用いることができない。各 RH 装置条件に関して処理後濃度の予測ができれば、逆に目標とする炭素濃度値に応じた RH 装置条件の設定も可能である。そこで本節では目標 C_f を得るための一般的な RH 装置条件の設定方法について前節までに述べてきたことを踏まえ明らかにする。

Kuwabara ら¹⁹⁾および東ら²⁰⁾は極低炭領域での脱炭速度の停滞理由を鋼浴内での脱炭反応可能領域が低下するためと説明している。しかし、熱力学的平衡の観点からは $T = 1873$ K, $\theta = 400$ ppm, 真空槽内圧力 = 133 Pa (1 Torr) において平衡炭素濃度は 0.8 ppm と計算されることや前章で示したように通常の極低炭領域においても RH 真空槽内の溶鋼自由表面で脱炭が可能なことを考慮すれば、脱炭が完全に停滞する現象をすべて説明しているとはいえない。また、第2章から脱炭停滞がデッドゾーンによるものでないことも明らかにされた。

そこで、以下に脱炭の完全停滞を数式の上で取り扱えるように、極低炭領域での脱炭速度式として (17) 式を用いて K と到達炭素濃度 C_f の関係を整理する。

$$-dC/dt = KC - \beta \quad (17)$$

ここで、 β は定数 (ppm/min) であり、その物理的意味は溶鋼への炭素供給速度 (溶鋼汚染) である。 $C = C_f$ において脱炭は生じないので $-dC/dt = 0$ となり、(17) 式から次式が得られる。

$$C_f = \beta / K \quad (18)$$

Table 1 に示した各 RH 下部槽の C_f と K の関係を Fig. 10 に示す。 C_f リムド処理 20~25 分経過後の値とした。また、No.2 RH 通常下部槽の実績値 $C_f = 18$ ppm, $K = 0.18$ min⁻¹ を (18) 式に代入すると、 $\beta = 3.3$ となる。図から、RH の装置条件を大幅に変更しても C_f は K の増加に反比例して低下し、しかも No.2 RH 通常下部槽のデータから得た (19) 式の関係が他の条件でも成り立つことがわかる。

$$C_f = 3.3 / K \quad (19)$$

このように、初期の脱炭速度定数がわかれば、到達炭素濃度を予測

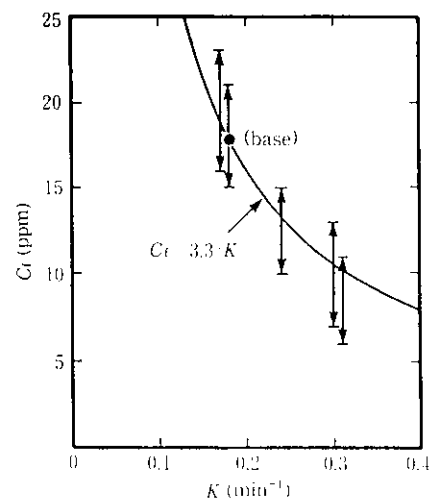


Fig. 10 Relation between final carbon content and rate constant for decarburization

することが可能となる。

目標炭素濃度に対する RH 装置条件の決定方法のフローを以下に示す。目標 C_t 値を設定した後、(19) 式を用いて K 値を求める。その後、取鍋寸法等の幾何学的制約条件の下で、与えられた K 値を満足するように Fig. 9 もしくは (14) ~ (16) 式から環流速度と脱炭反応の容量係数を求め、浸漬管径や下部槽断面積などの RH 装置条件を定めればよい。

4 結言

RH の脱炭反応特性におよぼす溶鋼流動および反応サイトの影響を反応工学的な解析と実験で明らかにし、実機での迅速脱炭に必要な装置条件を提示した。

- (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) 脱炭処理中の取鍋内炭素濃度の不均一性は最大約 2 倍しかなく循環流領域でも炭素濃度が順次低下する。したがって、RH

内に脱炭を阻害するデッドゾーンは存在しない。

- (3) 脱炭反応の反応サイトとして浴表面、るつぼ-溶鋼界面、溶鋼内部を考慮して減圧下における小型るつぼ実験を行い、それぞれの寄与を明らかにした。
- (4) るつぼ実験で得られた関係式を用いて、実機 RH の条件で行った計算によれば、耐火物-溶鋼界面の脱炭反応への寄与は 3 % 以下と小さく、極低炭素濃度域では浴表面の寄与が、比較的炭素濃度が高い領域では溶鋼内部の寄与が最も大きい。
- (5) 浸漬管径 0.6 → 1.0 m、下部槽断面積 3.5 → 5.1 m² とした RH 新型下部槽によって脱炭速度が大幅に増加し、到達炭素濃度値も 6 ~ 12 ppm が安定して得られた。
- (6) 目標到達炭素濃度 C_t を得るための RH 装置条件の決定方法として、 C_t 値に応じて脱炭速度定数 K を求め、次に取鍋寸法等の幾何学的制約条件の下で脱炭反応モデルから得られた K の関係式を用いて浸漬管径や下部槽断面積を定める方法を提示した。

参 考 文 献

- 1) 勝田順一郎、斉藤 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) 1, 152
- 2) 青木伸秀、尾花友之、池永 寛、吉田克磨、城田良康、奥堀昌平：材料とプロセス，3 (1990) 1, 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) 1, 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) 1, 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) 1, 168
- 6) M. Nadif and D. Brachet : 72 nd Steelmaking Conference, AIME, Chicago (USA), (1989), 227
- 7) H. Maas : Rev. Metall., 60 (1963), 421
- 8) 大槻直樹、服部正幸：富士製鉄技報，16 (1967)，224
- 9) 藤井徹也、鞭 滋：鉄と鋼，55 (1969) 3, S 124
- 10) 奥堀昌平、城田良康、池永 寛：材料とプロセス，3 (1990) 1, 179
- 11) 韓 業鎭、沢田 義、加藤将和、佐野正道：鉄と鋼，78 (1992) 1, 82
- 12) 原島和海、溝口庄三、梶岡博幸：鉄と鋼，74 (1988) 3, 449
- 13) 住田則夫、藤井徹也、小口征男、森下 仁、吉村啓助、数土文夫：川崎製鉄技報，15 (1983) 2, 152
- 14) B. E. Launder and D. B. Spalding : "Mathematical Models of Turbulence," (1972), [Academic Press]
- 15) O. Levenspiel : "Chemical Reaction Engineering (Second Edition)," (1972), 263, 291, [John Wiley & Sons, Inc.]
- 16) 加藤嘉英、中戸 参、藤井徹也、大宮 茂、高取誠二：鉄と鋼，77 (1991) 10, 1664
- 17) 山口公治、竹内秀次、反町健一、北野嘉久、桜谷敏和：材料とプロセス，6 (1993) 1, 177
- 18) 加藤嘉英、藤井徹也、末次精一、大宮 茂、相沢完二：鉄と鋼，79 (1993) 11, 1248
- 19) T. Kuwabara, K. Umezawa, K. Mori and H. Watanabe : Trans. ISIJ, 28 (1988), 305