

論 文

UDC 669.046.546.2 : 669.162.267.64 : 669.162.275.1-404 : 532.57

気体吹込み環流攪拌式脱硫装置における溶銑の環流速度と脱硫性能について*

成田 貴一**・佐藤 義智***・森 隆資**

伊藤 孝道***・久次米 章***

On the Circulation Flow Rate and the Desulphurization of Molten Pig Iron on the Gas-Lift Mixing Reactor Process Used for an External Desulphurization

Kiichi NARITA, Yoshitomo SATOH, Takasuke MORI,
Takamichi ITO, and Akira KUJIME

Synopsis:

Measurements of the circulation flow rate of molten pig iron on the Gas-lift Mixing Reactor process (GMR process) were carried out and the relationship between the circulation flow rate and the desulphurization efficiency by the GMR process was examined. The results are summarized as follows;

(1) The water model tests in industrial scale on measurement of the circulation flow rate were carried out and the circulation flow rate V_l m³/min can be represented by the equation

$$\text{at } 5 < v_g \leq v_g^\circ, V_l = \{(-2.75 H_d + 6.35) \sqrt{v_g} - 15 H_d - 7\} V_p$$

and

$$\text{at } v_g^\circ \leq v_g < 210, V_l = (-10 H_d + 44) V_p$$

where v_g : apparent gas velocity m/min, v_g° : critical gas velocity m/min ($= \{-1.82 + 22.75/(2.31 - H_d)\}^2$), H_d : Lifting height m, V_p : effective volume of the lifting tube of GMR m³ ($= H_s \cdot S$), H_s : submerged depth m, and S : cross-sectional area of the lifting tube m².

(2) The results of the volume circulation flow rate of molten pig iron measured at the industrial test plant agree very well with these of water model test. The circulation flow rate of the 200 t commercial plant constructed at Kobe Steel's Kakogawa Works is about 100 t/min.

(3) The strong dependence is observed between the desulphurization efficiency and the circulation flow rate on the process.

1. 結 言

最近、石油輸送用ライン・パイプや船舶用極厚鋼板などに対する低硫鋼の需要が高まり、溶銑ならびに溶鋼の効果的な脱硫技術の開発に多大の関心が寄せられている。低硫鋼を高炉・転炉プロセスで製造する場合、一般に高炉と転炉の中間で溶銑の脱硫処理をおこなういわゆる“炉外脱硫法”がもつとも適策であるといわれている¹⁾。この溶銑の炉外脱硫法には種々の方式が考案され、工業

化されている方法もかなり多い^{2)~14)}。当神戸製鋼所においても(1)多量の溶銑を一度に処理することができ、(2)容易にしかも効果的に溶銑中のS量を0.005%以下に低減することができ、かつ(3)設備的にも構造がかんたんであり、操業ならびに保全の容易な炉外脱硫プロセスの開発をめざし、1969年頃より一連の基礎的研究を開始した¹⁵⁾¹⁶⁾。その結果深井戸揚水用気泡ポンプ(Gas-lift Pump)¹⁷⁾の原理を利用した気体吹込み環流攪拌方式の溶銑脱硫処理法がもつとも適当であることをみきわめ

* 昭和48年10月、昭和49年11月本会講演大会にて発表 昭和50年11月6日受付 (Received Nov. 6, 1975)

** (株)神戸製鋼所中央研究所 工博 (Central Research Laboratory, Kobe Steel Ltd., 1-3-18 Wakinohamacho Fukiai-ku Kobe 651)

*** (株)神戸製鋼所中央研究所 (Central Research Laboratory, Kobe Steel Ltd.)

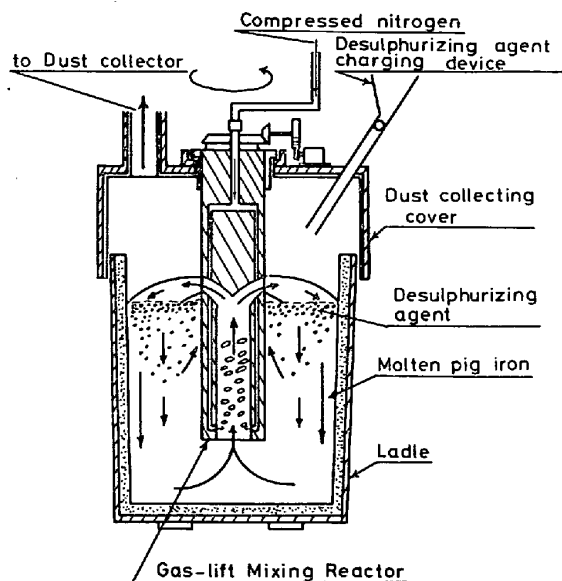


Fig. 1. Schematic diagram of desulphurizing process by means of Gas-lift Mixing Reactor.

10および100 kgのホット・モデル実験、5 t、40 t、200 tのコールドおよびホットモデル実験を経て、1974年10月に当社加古川製鉄所に溶銑処理能力200 t規模の気体吹込み環流攪拌方式 (Gas-lift Mixing Reactor process. 以下 GMR プロセスと略記する) による脱硫装置を建設するに至つた¹⁷⁾。

GMR プロセスにおける溶銑脱硫装置の構造の概要を示すと Fig. 1 のとおりである。このプロセスにおける溶銑の脱硫原理は Fig. 1 に示したように、GMR 本体の円筒形溶銑上昇管の底部内側から気体を溶銑中に吹込むことにより、吹込まれた気泡の浮力が駆動力となつて、上昇管内の溶銑は上方に移動する。つぎに上昇管上部に達した溶銑はGMR 本体の上方に設けられた数個の開口部、溶銑吐出口を通じて、本体から外部へ吐出され、さらにあらかじめ添加された溶銑表面上の脱硫剤層の上部から落下して取鍋内へ戻る。ここで気体を連続して吹込むことにより、取鍋内の溶銑の一部はGMR 本体を介して環流運動をつづけ、その結果取鍋底部にある溶銑は連続的に循環して脱硫剤と接触し、脱硫される。さらに溶銑表面に添加した脱硫剤を有効に利用するため、GMR 本体をゆつくりと回転させ、溶銑の脱硫反応を効果的に促進させることもできる。

GMR プロセスによる溶銑の脱硫はおもにつきの2つの過程を通じて連続的に進行するものと考えられる。

(1) 吐出された溶銑と脱硫剤および取鍋内溶銑との衝突ならびにそれによるはげしい攪拌、混合をともなつた溶銑表面での反応

(2) 吐出された溶銑によつて溶銑内部に巻込まれた脱硫剤によつて生ずる溶銑内部での反応

したがつてGMR プロセスによつて溶銑を脱硫する場合その機構上、溶銑の環流速度は脱硫反応を支配するもつとも重要な基礎的因子であり、装置の構造がきまり、溶銑中のGMR 本体の設定条件 (浸漬深さ) が一定であれば、溶銑の環流速度は吹込み気体流量によつて一義的にきまると考えられる。したがつてGMR プロセスにおける溶銑の脱硫効果をコントロールするためには、気体の吹込み流量とGMR の操業条件によつてきまる溶銑の環流速度との関係を明らかにしておくことが必要である。

そこで本稿においてはGMR プロセスにおける溶銑の環流速度の測定および脱硫性能との関係について、その検討結果を報告する。

2. 溶銑の環流速度の測定

溶銑の環流速度を測定する場合、実際の装置を用い、実験ならびに操業条件を大幅にかえて、種々の因子の影響を正確にしかも詳細に測定することはかなりむづかしく、また実験上の制約や経済的な問題もある。そこでまず水を用いたモデル実験を計画し、少なくともスケールアップに際しての問題点を解消するため実物大の模型を数種製作し、広範囲にわたつて実験条件を設定し、環流特性を実験的に検討した。ついで実際の溶銑を用いた工業的規模のホットモデル実験装置 (処理能力200 tプラント) を製作し、アクチバブル・トレーサー法によつて溶銑の環流速度を測定し、両者の実験結果にもとづいて、溶銑の環流特性におよぼす諸因子の検討をおこなつた。

2.1 実物大水模型実験

2.1.1 実験方法

GMR 本体の模型は全体の長さが約3.0mの炭素鋼管

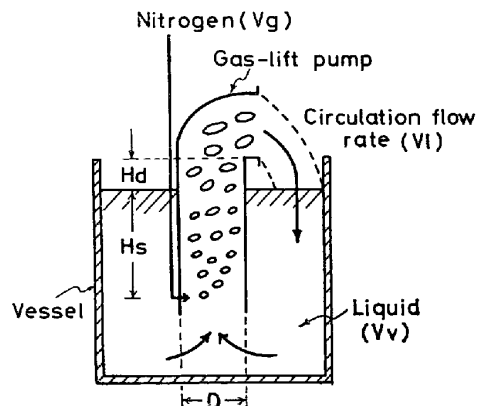


Fig. 2. Model of gas-lift pump.

を Fig. 2 に示したような形状に加工し、これをGMR 上昇管とし、その内部には移動可能な気体吹込み送気管を配したいわゆる気泡ポンプである。なお H_d, H_s および D はそれぞれGMR 本体の揚程(m), 浸漬深さ(m) および上昇管内径(m)であり、 V_l および V_g はそれぞれ液体の流量すなわち環流流量(m^3/min) および気体吹込み流量(Nm^3/min) である。模型は上昇管内径 D が 0.3, 0.5, 0.6 および 0.7m の 4 種類のものをつくり、これらについて実験をおこなった。気体(窒素)の吹込みには最大圧力 $7 kg/cm^2$, 最大流量 $17Nm^3/min$ の供給能力をもつガス・コンプレッサーを使用し、気体流量はオリフィス流量計によつて測定し、気体の温度および圧力の補正をおこない、大気圧に換算して流量とした。実験方法はつぎのとおりである。

レッカー車で吊り上げたGMR模型を横 10m, 縦 25 m, 深さ 3.5m の水槽内の水 ($25^\circ C$) 中に浸漬し、所定の深さに保持し、コンプレッサーによつて所定量の気体を送気管を通じて模型内に供給する。気体が導入されると、水は模型を介して環流しはじめ、やがてこの現象は定常状態に達する。定常状態における環流流量の測定は模型底部にとりつけた入口オリフィス流量計によつておこなった。なお入口オリフィス流量計はあらかじめ水のもれない耐水漏性の布袋を用い、環流流量を直接測定し、その測定値をもとにして検定したものを使用した。

実験は 4 種類の模型について、いずれも揚程 H_d を 0.2~0.6m に、浸漬深さ H_s を 1.4~2.6m に変化させ、さらに気体流量 V_g を 1~17 Nm^3/min にかえて、各条件下における環流流量を測定した。さらに上昇管内径 0.5m の模型については気体吹込みノズル径および数をいろいろかえ、環流速度におよぼすそれらの影響をも調べた。

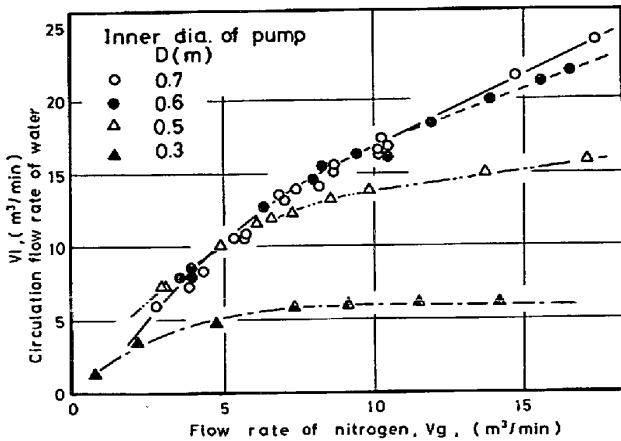


Fig. 3. Relation among V_l, V_g and D ($H_d=0.2$ m, $H_s=2.2$ m).

2.1.2 実験結果およびその検討

測定結果の 1 例を示すと Fig. 3 のとおりであり、これは上昇管内径 D が 0.3, 0.5, 0.6 および 0.7m, 揚程 H_d が 0.2m, 浸漬深さ H_s が 2.2m の場合における環流流量 V_l と気体流量 V_g との関係を示したものである。なおこの場合、吹込みノズルの個数はいずれも 8 個である。

上昇管内径がいずれの場合においても、環流速度は気体流量の増加とともに増大し、気体流量がある程度大きくなると環流流量の増加は漸次小さくなっていく。このような傾向は管径が小さいほど顕著であり、とくに $D=0.3m$ の場合にみられるように、 V_g がある値(約 $5Nm^3/min$) 以上になると環流流量はほぼ一定の値を示すようになる。この傾向は通常の気泡ポンプの特性としてよく知られている現象である¹⁸⁾。

つぎに気泡流モデル (Bubble flow model) を用い、水の環流特性について検討をおこなった。このとりあつかいにおいてノズルから生じた個々の気泡はそれらが液体の自由表面に至る過程で互いに合体することなく独立していると仮定する。このように仮定すると、液体を環流させる駆動力は上昇管の内部に存在するすべての気泡に働く浮力であり、上昇管内部の気泡の全体積を $V(m^3)$ とすれば、浮力による圧力変化は(1)式であらわすことができる。

$$\Delta P = V \cdot \gamma_l / S \dots\dots\dots (1)$$

ここで S は上昇管の断面積 ($\pi \cdot D^2 / 4$) であり、 γ_l は溶液の密度である。このように気泡にはたらく浮力によつて液体を環流させる場合その液体のうける流動抵抗は上昇管および吐出口の内壁の摩擦抵抗および上端、下端における液体の縮小拡大流の流動抵抗などが考えられる。このような流動抵抗に対する圧力損失 ΔP は液体の流速 v_l m/min の 2 乗に比例し、(2)式であらわされ、(1)式の ΔP に等しくおくことができる。

$$\Delta P = \lambda \cdot \gamma_l \cdot v_l^2 / 2g \dots\dots\dots (2)$$

ここで g は重力の加速度であり、 λ は流動抵抗係数である。(1)式および(2)式の圧力変化を等しいとおくことにより、 V は(3)式であらわされる。

$$V = \lambda \cdot S \cdot v_l^2 / 2g \dots\dots\dots (3)$$

上昇管内に吹込まれた気泡は管内を上昇し、吐出口で大気中に離脱するが、定常状態においては一定体積の気泡が上昇管中に存在する。このような上昇管中の気泡の体積は気泡流モデルをもちい、つぎのようにして求めることができる。

気体の吹込み流量を V_g とし、ノズルで生成した 1 個の気泡の初期体積を $a_0 m^3$ とすれば気泡の発生間隔は

a_0/V_g となる. ある時間 t min において液体中を上昇する気泡の体積を $a(t)$ とし, V_g をじゆうぶんに大きくすれば a_0/V_g はゼロに近似されるから, 気泡の全体積 V は(4)式のようにあらわされる.

$$V = a(a_0/V_g) + a(2 \cdot a_0/V_g) + \dots + a(n \cdot a_0/V_g)$$

$$= \frac{V_g}{a_0} \sum_{j=1}^n \left(a(j) \cdot \frac{a_0}{V_g} \right) = \frac{V_g}{a_0} \int_0^{t_0} a(t) dt \quad \dots \dots \dots (4)$$

ここで t_0 は気泡がノズルで生成した時点から上昇管内を上昇し大気中へ離脱するまでの時間 (min) である.

(3)式と(4)式より V を消去して整理すると(5)式の関係が得られる.

$$v_l^2 = \frac{2g \cdot V_g}{\lambda \cdot S \cdot a_0} \int_0^{t_0} a(t) dt = k \cdot v_g \int_0^{t_0} a(t) dt \dots \dots (5)$$

$$(\because k = 2g/\lambda \cdot a_0, v_g = V_g/S)$$

ここで(5)式の積分項を解くわけであるが, $a(t)$ の時間関数は複雑であり, 簡単には求められない. いま揚程 H_d が一定の場合, (4)式の V は V_g に比例し, H_s にも大きく依存すると考えられる. そこで実験室的規模のコールドモデルテストをおこなった. その結果によれば, (5)式の積分項はほぼ H_s の2乗に比例する傾向を得た*. このような測定結果をもとにして, (5)式の積分項が浸漬深さ H_s の2乗に比例すると仮定すれば, (5)式は(6)式のようにあらわすことができる.

$$v_l \propto \sqrt{v_g} \cdot H_s \quad \dots \dots \dots (6)$$

両辺に断面積 S を乗じて, 整理すると(6)式は(7)式であらわされる.

$$V_l/V_p \propto \sqrt{v_g} \quad \dots \dots \dots (7)$$

ここで v_g はみかけの気体流速 (m/min) であり, V_l は液体の環流流量で, $V_l = v_l \cdot S$ であらわされ, V_p は上昇管の液体中浸漬部の有効体積 (m³) であり, $V_p = H_s \cdot S$ であらわすことができる.

(7)式にもとづいて, 実験結果より V_l/V_p と $\sqrt{v_g}$ との関係を求めると, 揚程 H_d がそれぞれ 0.2, 0.4 および 0.6m の場合, Fig. 4~6 のとおりである. Fig. 7 は $H_d = 0.2m$, $H_s = 2.2m$ および $D = 0.5m$ の場合におけるノズル径およびその個数を変化させた場合の結果である. いずれの場合においても v_g の小さい領域では(7)式の関係がほぼ成立し, V_l/V_p と $\sqrt{v_g}$ との間には直線関係がみとめられる. しかしながら $D = 0.3m$ の場合には, v_g がさらに大きくなると, V_l/V_p はもはや v_g には依存しなくなり, ある定常値を示すようになる. そこで V_l/V_p が $\sqrt{v_g}$ に依存する領域と依存しない領

域とについて, それぞれの間に直線関係が成立するとし, 最小自乗法によつて V_l/V_p と $\sqrt{v_g}$ との関係を求

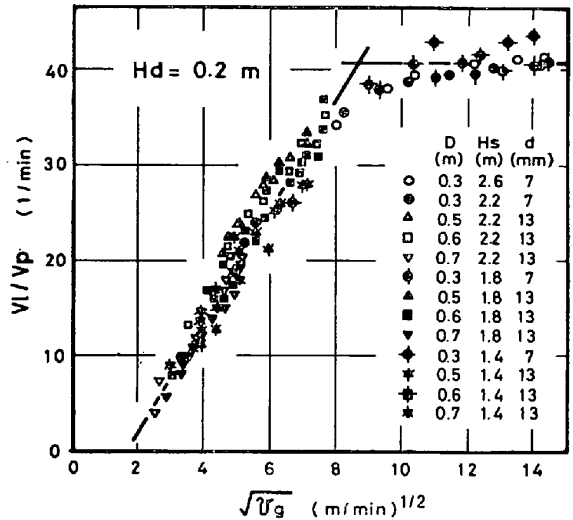


Fig. 4. Relation between V_l/V_p and $\sqrt{v_g}$.

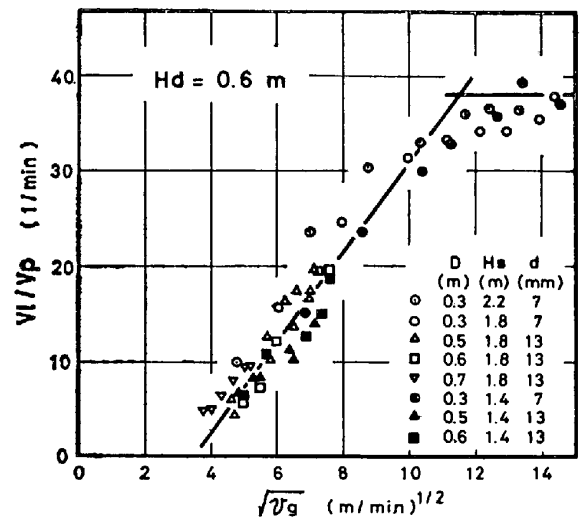


Fig. 5. Relation between V_l/V_p and $\sqrt{v_g}$.

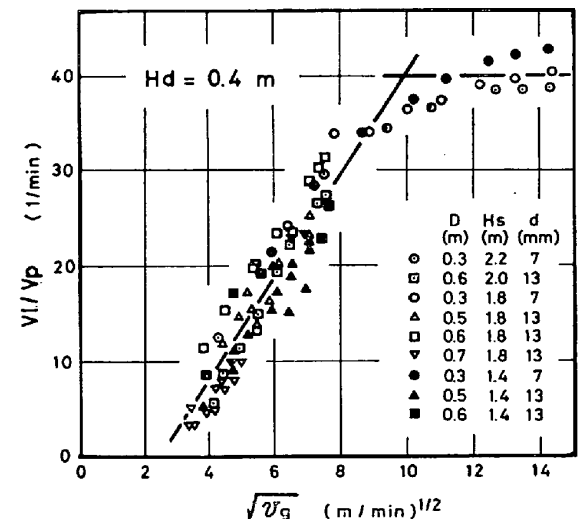


Fig. 6. Relation between V_l/V_p and $\sqrt{v_g}$.

* 昭和 44 年 3 月 本会講演大会 “溶銑の減圧下における反応” 討論会にて発表: 鉄と鋼, 55 (1969) 12, p. 1084

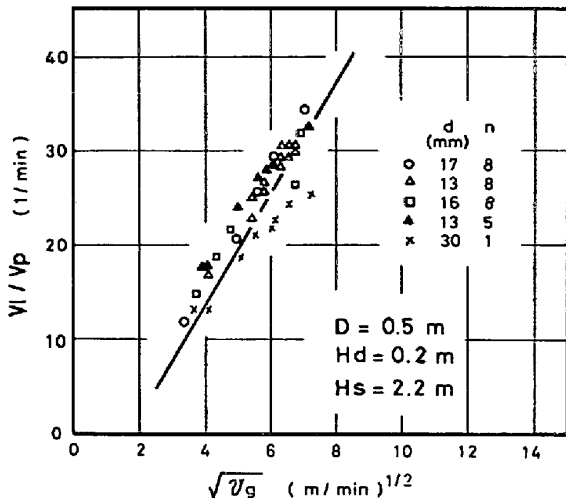


Fig. 7. Relation between V_l/V_p and $\sqrt{v_g}$.

Table 1. Circulation flow rate of water.

Hd (m)	Circulation flow rate (m/min)		v_g°	v_g^*
	$5 < v_g \leq v_g^\circ$	$v_g^\circ \leq v_g < 210$		
0.2	$V_l/V_p = 5.8\sqrt{v_g} - 10$	$V_l/V_p = 42$	80	3.0
0.4	$V_l/V_p = 5.3\sqrt{v_g} - 13$	$V_l/V_p = 40$	102	6.1
0.6	$V_l/V_p = 4.7\sqrt{v_g} - 16$	$V_l/V_p = 38$	132	11.6

めると、Fig. 4~6 および Table 1 に示したような関係がえられる。Table 1 において v_g° は Fig. 4~6 におけるそれぞれ 2 つの直線の交点に相当するみかけの気体流速であり、一般に臨界気体流速といわれているものである。Fig. 7 はノズル径およびその個数の影響を調べた結果であり、これによれば、直径 30 mm の単一ノズルの場合は他の場合に比べて V_l/V_p はやや小さくなる傾向はあるが、 $V_l/V_p - \sqrt{v_g}$ 関係におよぼすノズル径およびその個数の影響は小さく、さきに Fig. 4 に示した $H_d = 0.2$ m の場合とほぼ一致している。

Fig. 8 は Table 1 に示した結果にもとづいて、 V_l 、 V_p 、 v_g および H_d 間の相互関係を示したものであり、この解析結果より V_l/V_p をつぎのようにあらわすことができる。

$$5 < v_g \leq v_g^\circ \text{ (m/min) のとき}$$

$$V_l/V_p \text{ (min}^{-1}\text{)} = (-2.75 H_d + 6.35)\sqrt{v_g} - 15H_d - 7 \dots\dots\dots (8)$$

$$v_g^\circ \leq v_g < 210 \text{ (m/min) のとき}$$

$$V_l/V_p \text{ (min}^{-1}\text{)} = -10H_d + 44 \dots\dots\dots (9)$$

また v_g° は (8) および (9) 式の V_l/V_p が等しいと考えられる場合のみかけの気体流速 (m/min) であるから、

$$v_g^\circ = \left(-1.82 + \frac{22.75}{2.31 - H_d} \right)^2 \dots\dots\dots (10)$$

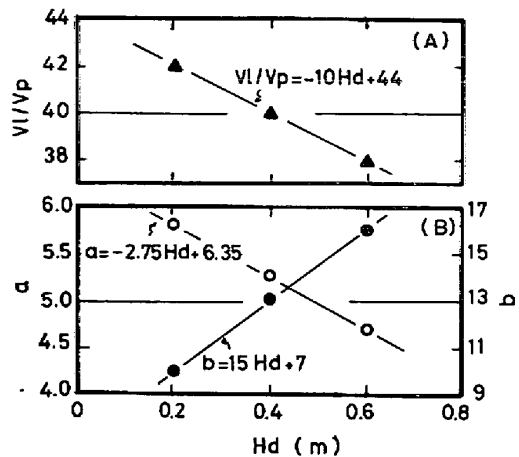


Fig. 8. Graphical analysis of circulation flow rate of water; (A) $v_g^\circ \leq v_g < 210$ (B) $5 < v_g < v_g^\circ$ $V_l/V_p = a \cdot \sqrt{v_g} - b$.

となる。さらに環流に必要な最小のみかけの気体流速 v_g^* は (8) 式において V_l/V_p がゼロになると考えられる場合の流速 (m/min) であり、したがって (11) 式であらわすことができる。

$$v_g^* = \left(-5.45 + \frac{15.14}{2.31 - H_d} \right)^2 \dots\dots\dots (11)$$

以上の結果より、種々の H_d に対する v_g° および v_g^* の値を示すと Table 1 に付記したとおりである。

すなわち液体の環流流量は GMR 本体の構造がきまれば、吹込み気体のみかけの流速が小さい領域では気体流速に依存するが、みかけの流速が臨界気体流速をこえると気体流速には無関係となり、たんに揚程のみに依存することになる。このように臨界気体流速をこえる流速の範囲ではもはや気泡流モデルによつて導かれた (7) 式を満足しなくなる。これは生成した気泡が上昇管内で気泡流とことなつた流動形態をとつているためであると考えられる。Fig. 9 は青木、井上¹⁹⁾によつて求められた気液相流における相対速度比 v_g/v_l と重量流量比 $W_g/(W_g + W_l)$

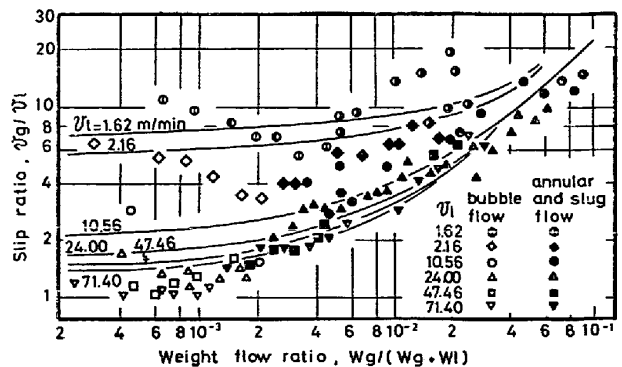


Fig. 9. Relation between slip ratio and weight flow ratio.

+ W_1) との関係を示したものである。これによれば重量流量比が約 10^{-3} 以上になると気泡相互間の影響は無視することができなくなり、気泡流からスラグ流 (slug flow) あるいは環状流 (annular flow) に移行することが示されている。 $D=0.3\text{m}$ および $H_d=0.2\text{m}$ における本実験結果では重量流量比は $10^{-4}\sim 10^{-2}$ の範囲にありとくに気体流速が臨界気体流速より大きくなる場合には 2×10^{-3} 以上となる。したがって臨界気体流速より大きくなる気体流速の範囲では、上昇管内部の気液 2 相流の形態は気泡流からスラグ流あるいは環状流へと移行しているものと考えられ、その結果(7)式の関係を満たしなくなるものと思われる。またスラグ流あるいは環状流の場合、気体流速が増すにつれて管壁などによる流体の圧力損失は気泡流に比べていちじるしく大きくなるため²⁰⁾、また上昇管内の気体の体積占有率が大きくなることから、このような領域においては気体流速を増加しても環流流量の増加割合はひじょうに小さいと考えられる。

2.2 溶銑の環流速度

つぎに約 200 t の溶銑処理能力をもつたホット・モデル実験装置 (200t-GMR-Ⅱ型機) によつて溶銑の環流速度の測定をおこなつた結果について述べる。

2.2.1 実験方法

200t-GMR 装置は気体吹込口から吐出口下端までの長さ (H_s+H_d) が 2.43m であり、上昇管の内径 D が 0.6m の単一上昇管型装置である (Table 2 参照)。溶銑の環流速度の測定は Au をトレーサーとして用いるアクチバブル・トレーサー法 (後放射化トレーサー法)²¹⁾ によつておこなつた。まず取鍋内に約 200 t の溶銑を装入し、混入した高炉滓を完全に除去したのち、GMR 本体を溶銑中に浸漬し、 $H_d=0.2\text{m}$ ($H_s=2.23\text{m}$) に設定し、窒素を吹込んで取鍋内の溶銑を環流させ、環流状態が定常になつたのち、薄板状の Au 約 100 g を封入した鋼製カプセルを溶銑表面に添加し、カプセル添加直後から一定時間ごとにすみやかに溶銑の分析試料を採取した。溶銑試料の採取位置は、GMR 本体上部の吐出口であり、ここから噴出する吐出溶銑を、直径約 10 mm の鋼管を用いて 5~6 sec ごとに数 g 採取した。このようにして採取した試料は粉碎したのち後放射化分析法によつて銑鉄中の Au 濃度を測定した*。なおトレーサー添加用カプセル (30 mm ϕ \times 200 mm) は炭素鋼の棒でつくつたものであり、その 1 端に直径 26 mm、深さ 50 mm の穴をあけ、そのなかに Au 約 100 g を挿入したのち、さら

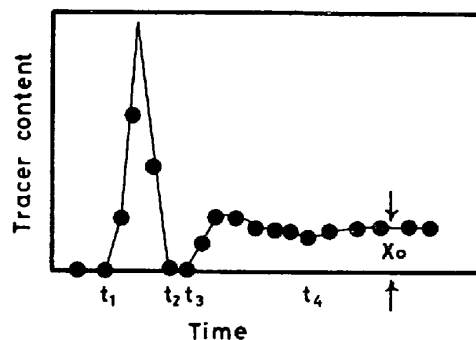


Fig. 10. Change of tracer content with time.

に鉛をつめて封入をしたものであり、みかけ比重は約 7.9 である。

溶銑中に Au をトレーサーとして添加した場合、Au はすみやかに溶銑中にとけるので、上昇管を経て吐出口から噴出する溶銑より試料を採取し、試料中の Au 濃度を放射化分析法によつて定量すると、たとえば Fig. 10 に示したような Au 濃度の時間的変化を知ることができる。ここでトレーサーの添加量を A g、溶銑中のトレーサー濃度を $X\%$ 、溶銑の環流速度を W_1 t/min、容器内の溶銑量を W_V t とする。いまトレーサー添加量 A g は一定であるから、トレーサー全量が 1 回目に上昇管を通過する時間 $t_1\sim t_2$ min 間ではつぎのような関係が成立する。

$$\int_{t_1}^{t_2} \frac{X}{100} \cdot W_1 \cdot dt = A \cdot 10^{-6} \dots\dots\dots (12)$$

また完全に混合し終つた場合には次式のようなになる。

$$\int \frac{X}{100} \cdot W_1 \cdot dt = \frac{X_0}{100} \cdot W_V = A \cdot 10^{-6} \dots\dots (13)$$

ここで X_0 は完全混合時のトレーサー濃度 (%) である。 W_1 が時間に関係なく一定であると仮定すれば、

$$W_1 = \frac{X_0 \cdot W_V}{\int_{t_1}^{t_2} X dt} = \frac{A \cdot 10^{-4}}{\int_{t_1}^{t_2} X dt} \dots\dots\dots (14)$$

となる。したがってトレーサー濃度 X の時間関数がわかれば溶銑の環流速度 W_1 は (14) 式より求めることができる。

2.2.2 実験結果およびその検討

実験結果を示すと Fig. 11 のとおりであり、トレーサーを添加してから約 3 min 後に溶銑中のトレーサー濃度はほぼ一定の値となり、混合均一化されていることがわかる。そこで(14)式を用いて溶銑の環流速度 W_1 を計算すると Fig. 11 の右上部に記載したとおりであり、87~104 t/min となる。前述の水模型実験における環流流量 V_1 (m^3/min) の計算式すなわち (8) 式に、いまこのホット・モデル実験 (200t-Ⅱ型機) の操業条件に対応す

* 放射化は立教大学原子力研究所の原子炉 (熱中性子束: $5\times 10^{11}\text{n/cm}^2/\text{sec}$) にておこない、第 1 原子力グループ放射線研究所において放射化した試料を化学分離して放射能を測定し、Au の定量をおこなつた。

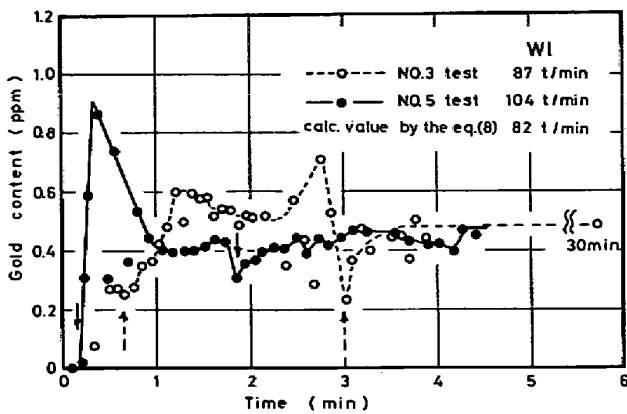


Fig. 11. Changes of gold content in molten pig iron with time after gold is added.

る諸数値を代入して V_l を求め、溶銑の密度として 6.7 t/m^3 を V_l に乗じて環流速度 W_l を計算すると約 82 t/min となる。このように環流流量 V_l で比較すると、溶銑の環流速度は水のそれよりやや大きい、両者の間には大きな差がなくほとんど同じ程度である。また直接の比較はむずかしいが、RH環流脱ガス装置における溶鋼の環流速度は 20 t/min (溶鋼処理量 $60\sim 100 \text{ t}$)²²⁾ あるいは 40 t/min ($150\sim 200 \text{ t}$)²³⁾ であり、また ASEA-SKF 炉における溶鋼の環流速度は $70\sim 85 \text{ t/min}$ (100 t)²⁴⁾ と報告されており、これらと比較すると本装置の環流速度は約 $1\sim 5$ 倍大きいことがわかる。

3. 脱硫性能と環流速度との関係

水を対象とした環流流量の計算式は前記 (8) および (9) 式に示したとおりであり、これらの式を整理して両辺を容器内の液体の体積 $V_V \text{ m}^3$ で割るとそれぞれ (15) および (16) 式の関係が得られる。

$$5 < v_g \leq v_g^0 \text{ のとき} \\ (V_l/V_V) = \{(-2.75H_d + 6.35)\sqrt{v_g} - 15H_d - 7\} (V_P/V_V) \dots\dots\dots (15)$$

$$v_g^0 \leq v_g < 210 \text{ のとき} \\ (V_l/V_V) = (-10H_d + 44) (V_P/V_V) \dots\dots\dots (16)$$

ここで V_l/V_V は容器内液体の全体積に対する環流流量

であり、環流比 (min^{-1}) とよび、単位時間に容器内の液体全量が何回環流するかを示す尺度である。(15) および (16) 式はいずれも水を用いた実験結果より得られた関係式であり、したがってこの関係をただちに溶銑に適用することはできない。しかしながら溶銑を対象とした実験結果からあきらかなように、溶銑の体積環流速度 V_l は水のそれとひじょうによく一致しているの、(15) および (16) 式は溶銑の場合にも適用できるものと考え、以下の検討をおこなった。

工業的規模の 5 種類の GMR ホット・モデル実験装置を製作し、その脱硫実験をおこなってきた。それらのおもな構造、実験条件および結果を示すと Table 2 のとおりであり、また同表中には参考までに 200 t 実用装置の諸元ならび操業結果も付記した¹⁷⁾。

環流比 V_l/V_V はそれぞれの装置の構造、実験または操業条件から (15) 式によつて計算した。脱硫性能はカルシウム・カーバイド (CaC_2 $70\sim 80\%$) を $5\sim 7 \text{ kg/t}$ 使用した場合における結果であり、 $[\%S]_{\text{after}}$ は 15 min 間処理したのちの溶銑中の S 量である。いつぼう溶銑の炉外脱硫処理プロセスにおいても、Fig. 12 にその 1 例を示すとおり、溶銑の脱硫速度はほぼ (17) 式であらわさ

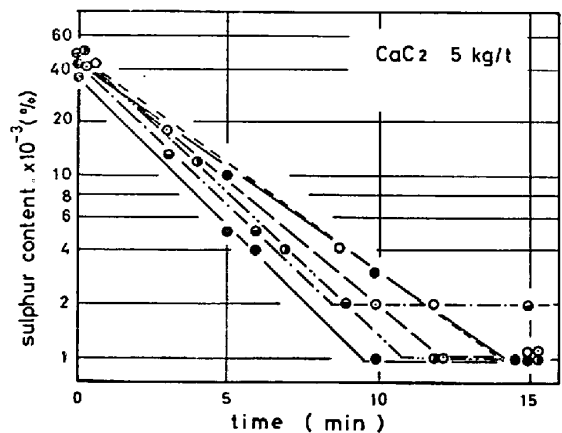


Fig. 12. Changes of sulphur content in molten iron during the GMR treatment with the 200-t -commercial plant.

Table 2. Operation condition and desulphurizing efficiency of Gas-lift Mixing Reactor.

GMR capacity	D (m) × n	H _s (m)	H _d (m)	V _g (m ³ /min)	V _l /V _V (min ⁻¹)	Desulphuriz. efficiency		Revolution rate (rpm)
						[% S] _{after}	K (min ⁻¹)	
5 t	0.15 × 3	0.8	0.5	1.6~2.0	0.73~0.90	0.002~0.004	0.18	0~4
40 t - I	0.15 × 3	0.86	0.2	3~4	0.25~0.31	0.019~0.023	0.02	4
40 t - II	0.3 × 1	0.96	0.2	3~4	0.41~0.53	0.006~0.011	0.12	4
200 t - I	0.3 × 3	1.4	0.2	11~14	0.43~0.52	0.007~0.011	0.07	6~26
200 t - II	0.6 × 1	2.23	0.2	6.7~13.3	0.42~0.73	0.002~0.006	0.13	6
Commercial GMR (200 t)	0.6 × 1	2.2	0.2	7.5~11	0.46~0.63	0.001~0.002	0.25	2~10

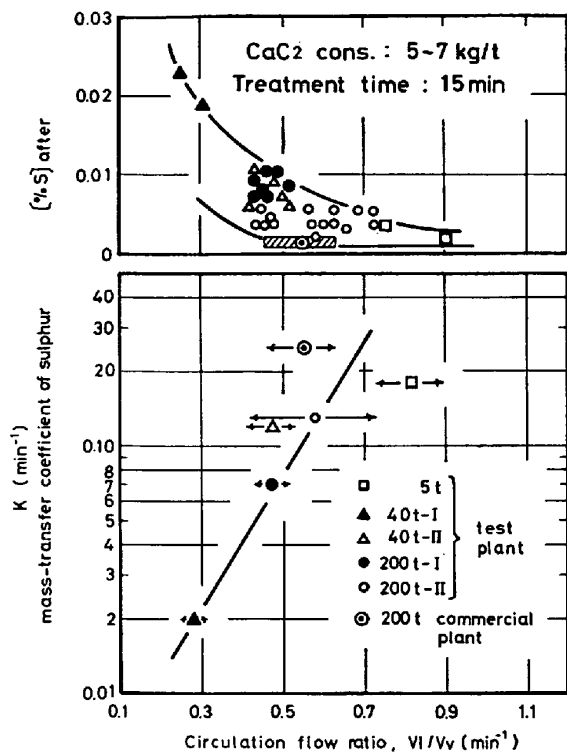


Fig. 13. Relation among $[S]_{\text{after}}$, K and V_l/V_v .

れる。

$$-\frac{d[\%S]}{dt} = K[\%S] \dots \dots \dots (17)$$

ここで K はみかけの S の移動速度係数 (min^{-1}) に相当するものである。(17)式を用いて求めた K の値を示すと Table 2 のとおりであり、これよりあきらかなように環流比が大きいほど、 $[\%S]_{\text{after}}$ が低く、 K は大きくなることがわかる。これらの関係を図示すると Fig. 13 のとおりである¹⁷⁾。すなわち GMR による脱硫性能は溶鉄の環流速度による依存性がきわめて大きいことがわかる。Fig. 13 から製鋼用溶鉄中の S 量をたとえば 15 min 間で 0.01% 以下に確実に低減しようとする場合には、GMR の構造および操業条件によつてきまる環流比を 0.5 以上に設定すればよいことがわかる。

大井ら²⁵⁾は市販の CaC_2 回転円柱による $\text{Fe-C}_{\text{sat}}\text{-S}$ 合金の脱硫速度について検討をおこなつた。彼らは脱硫速度を(18)式の関係であらわし、みかけの S の移動速度係数 k の回転速度依存性を求めており、 CaC_2 による脱硫の律速段階を反応界面における溶鉄側の S の拡散であると結論している。

$$-\frac{d[\%S]}{dt} = k \frac{A}{V_v'} [\%S] \dots \dots \dots (18)$$

ここで A は反応界面積 (cm^2) であり、 V_v' は溶鉄の体積 (cm^3) である。したがつて(17)式と(18)式から次式が得られる。大井らによつて求められた k の値の一部を

Table 3. Calculated mass-transfer coefficients.

K (min^{-1})	Oor, et al. (1 350°C) ²⁵⁾			This study* (1 306~1 460°C)	
				0.30	
k ($\text{cm} \cdot \text{min}^{-1}$)	Revolution rate (rpm)			CaC ₂ dia. (cm)	
	100	200	400	0.05	0.10
	0.06 ~0.09	0.10 ~0.15	0.13 ~0.18	0.125	0.25

* Circulation flow rate of molten pig iron : 100 t/min
CaC₂ consumption : 5 kg/t

Table 3 に示す。

$$K = k \frac{A}{V_v'} \dots \dots \dots (19)$$

Table 2 に示した脱硫性能は粒状の CaC_2 を用いた場合の結果であり、したがつて脱硫反応に關与する CaC_2 と溶鉄との界面積 A を求めることはむずかしいために k を求めるまでに至らず(19)式に示したとおり、界面積 A を含んだ K を求めるにとどめた。そこで K の値の妥当性を検討するために、Table 2 に示したとおり、200 t 実用装置における脱硫性能の結果について、界面積 A を CaC_2 粒度などから推定して k を計算し、大井らの値と比較した。

ここで 200 t 実用装置における脱硫実験条件は以下に示すとおりである。用いた CaC_2 は 5 kg/t 溶鉄であり 0.01~0.10 cm 粒径のものが 90% 以上を占める粒度分布を示す。溶鉄は 1 回あたりの処理量が約 200 t であり、その平均組成は 4.6% C, 0.6% Si, 0.8% Mn, 0.08% P, 0.04% S および 0.10% Ti であり、溶鉄温度は 1 306~1 460°C の範囲にあり平均 1 350°C であつた。

まず(19)式に示される V_v' は溶鉄重量が 200 t であるから、その密度を 6.7 g/cm³ とすれば、約 $30 \times 10^6 \text{ cm}^3$ となり、一方 A は、 CaC_2 の密度を 2 g/cm³ とし、用いた CaC_2 の粒度分布および表面形状などを考慮して、反応に關与する CaC_2 粒子を直径 0.05 あるいは 0.10 cm の球であると仮定することにより求めることができる。したがつてこれらの値を(19)式に代入すると、 k を計算することができる。計算結果は Table 3 に示したとおりである。本実験による計算値は大井らの値に近いものであり、メタル成分および温度などで若干条件が異なるけれども、ほぼ妥当な値と考えられる。このことから処理中における CaC_2 粒子はビルドアップなどのように粒子同志がたがいに接着¹⁶⁾²⁵⁾²⁶⁾することなく、比較的単独に存在し、溶鉄と接触しているものと推察される。もし CaC_2 の粒度が一様な 0.05 cm の球であると

仮定すると Table 3 に示したとおり、大井らの値と比較して 200 t 実用装置における脱硫速度に關与する攪拌の効果は CaC_2 円柱を 200 rpm に回転させた場合の攪拌条件に相当することになる。したがって GMR プロセスにおける攪拌条件がおもに溶銑の環流速度によつて決まると考えれば、Fig. 13 に示したとおり GMR による脱硫性能と溶銑の環流速度との関係は大井らが CaC_2 による溶銑の脱硫速度に關する研究において、脱硫反応の律速段階は反応界面の溶銑側の S の輸送にあるという結論とも、矛盾していない。

しかしながら、GMR による脱硫性能を決定するには溶銑の環流速度以外に 雰囲気の影響、取鍋との相対的な形状、吐出溶銑の流動形態および GMR 本体の回転速度などをじゆうぶんに考慮する必要がある、これらについては今後さらに検討を要する課題であるといえる。

4. 結 言

GMR プロセスにおける溶銑の環流速度の測定およびその結果をもとに GMR プロセスの脱硫性能との関係について検討をおこなつた。その結果を要約するとつぎに示すとおりである。

(1) 実物大の水模型実験の結果によれば、環流速度 V_l m^3/min は次式であらわすことができる。

$5 < v_g \leq v_g^\circ$ (m/min) のとき

$$V_l = \{(-2.75H_d + 6.35)\sqrt{v_g} - 15H_d - 7\} V_p$$

$v_g^\circ \leq v_g < 210$ (m/min) のとき

$$V_l = (-10H_d + 44) V_p$$

ここで $v_g^\circ = \left(-1.82 + \frac{22.75}{2.31 - H_d}\right)^2$

(2) 工業的規模のホット・モデル実験において、溶銑の体積環流速度を実測した結果は水模型実験結果とよく一致した。神戸製鋼・加古川製鉄所に設置された 200 t 実用装置の環流速度は約 100 t/min である。

(3) GMR プロセスにおける脱硫性能は溶銑の環流速度に大きく依存している。

文 献

1) 成田: 鉄と鋼, 57 (1971) 2, p. 411

- 2) S. EKETORP and B. KALLING: *Giesserei*, 46 (1959) 23, p. 905
- 3) 大黒, 友松, 飯浜, 林, 矢倉, 自在丸: 鉄と鋼, 52 (1966) 11, p. 120
- 4) 若林, 外園, 黒岩, 八木: 鉄と鋼, 50 (1964) 11, p. 1797
- 5) J.-E. ÖSTBERG: *Giesserei*, 53 (1966) 24, p. 816
- 6) S. A. WILSON, J. W. HARRIS, and P. A. SANDALUK: *Open Hearth Proc.*, 56 (1973), p. 95
- 7) F. KRAEMER, J. MOTZ, and K. RÖHIG: *Giesserei*, 55 (1968) 7, p. 149
- 8) K. D. HAVERKAMP: *Iron Steel Eng.*, 49 (1972) 7, p. 49
- 9) S. HAYASHI: *Rev. Mét.*, 71 (1974) 4, p. 361
- 10) W. MEICHSNER, K. H. PETERS, W. ULLRICH, and H. KNAHL: *J. Metals*, 26 (1974) 4, p. 55
- 11) 熊井, 児玉, 大堀, 東口: 鉄と鋼, 60 (1974) 11, S 440
- 12) M. SH. MINDELI, A. B. GLOVATSKII, and A. N. CHERZER: *Metallurgist*, 15 (1971) 2, p. 95
- 13) W. H. DOQUETT, N. R. GRIFFING, and T. W. MILLER: *Open Hearth Proc.*, 56 (1973), p. 79
- 14) N. A. VORONOVA, S. T. PLISKANOVSKII, A. F. SHEVCHENKO, M. L. LAVRENTEV, and I. Ya. EMELYANOV: *Steel in USSR*, 4 (1974) 4, p. 261
- 15) 成田, 富田, 広岡, 佐藤: 鉄と鋼, 56 (1970) 13, p. 1602
- 16) 成田, 富田, 広岡, 佐藤: 鉄と鋼, 57 (1971) 7, p. 1101
- 17) 成田, 森, 伊藤, 佐藤, 久次米, 喜多村, 小林, 河合: R & D 神戸製鋼技報, 25 (1975) 3, p. 82
- 18) たとえば, 藤, 佐藤, 本田: 日本機械学会論文集 38 (1972) 312, p. 2085
- 19) 青木, 井上: 第 2 回日本伝熱シンポジウム前刷集 (1965), p. 137
- 20) 大矢: 日本機械学会論文集, 33 (1972) 308, p. 790
- 21) 小林: 原子力工業, 14 (1968) 3, p. 28
- 22) 宮川, 野村, 野崎, 足立, 岸田, 森井: 鉄と鋼, 53 (1967) 3, p. 302
- 23) 木下, 小沢, 中西, 山田, 大坪: 鉄と鋼, 57 (1971), S 419
- 24) 藤井, 松野, 大井: 川鉄技報, 4 (1972) 1, p. 1
- 25) 大井, 小口, 南: 鉄と鋼, 56 (1970) 8, p. 991
- 26) 塩見, 佐野, 松下: 鉄と鋼, 56 (1970) 1, p. 14