

微粉炭多量吹き込みを併用した 高酸素濃度空気吹き豎型炉による 高炭素フェロマンガンの製造試験

亀井 康夫*・宮崎 富夫*・山岡 秀行*²

Production Test of High-carbon Ferromanganese Using a Shaft Type Furnace with Coke Packed Bed Injected with Highly Oxygen Enriched Air and a Large Quantity of Pulverized Coal

Yasuo KAMEI, Tomio MIYAZAKI and Hideyuki YAMAOKA

Synopsis : High-carbon ferromanganese has been produced by electric arc furnace in Japan. But its production cost has increased because of a speedy rising of electricity cost and Japanese ferromanganese has lost competitiveness in the international market. So, for the purpose of decreasing its production cost, high-carbon ferromanganese production tests (production rate=1.9-4.3t/d) were performed using a melting test furnace with coke packed bed injected with highly oxygen enriched air and a large quantity of pulverized coal. Moreover the operation indices of a commercial plant of 170t/d in production capacity were estimated by heat and mass balance model, and following results were obtained.

1) In this test, high-carbon ferromanganese of $[Mn]=75\%$ was produced stably using the coke blended with 56% non-coking coal, with coal rate of 1502kg/t, coke rate of 1087kg/t and productivity of 3.11t/(d·m³).

2) The total coal consumption of the commercial plant of this method is estimated to be less than that of the blast furnace in spite of higher fuel rate because a large quantity of pulverized coal is used in this process. Through these investigations, this process seems to have a prospect of being available as a ferromanganese production process instead of electric furnace method.

Key words : ferromanganese ; ferroalloy ; smelting reduction process ; pulverized coal injection ; oxygen enrichment ; blast furnace ; ironmaking ; coke packed bed.

1. 緒言

高炭素フェロマンガンは、一般に電気炉で製造されているが³、約7300MJ/t¹⁾もの電力を消費するため、電力費の高い日本では製造コストが高く、安価な輸入品との競争力を失いつつある。従って、高炭素フェロマンガンを安価に製造するためには電気炉以外の製法が必要であり、わが国でも豎型炉による製造の検討が行われてきた²⁾³⁾。一方、微粉炭(PC)多量吹き込みを併用した高酸素濃度空気吹き豎型炉はFig. 1に示すごとく熱風の代わりに高酸素濃度空気を使用するので羽口前理論燃焼温度(T_f)を容易に上昇し得ることと、微粉炭を多量に使用してコークス比を低減し、炉内高温製錬領域を拡大しうることから⁴⁾、溶融還元比率の高いフェロマンガン製造に適していると考えられる。このような背景から、試験炉を使用した $[Mn]=75\%$ の高炭素フェロマンガン製造試験を実施し、その製錬特性を明らかにす

るとともに、商用炉実用化の可能性を検討したので報告する。

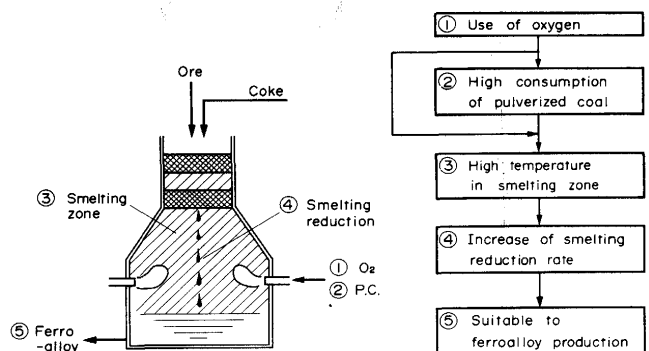


Fig. 1. Concept of production method of high-carbon ferromanganese using a shaft type furnace with coke packed bed injected with highly oxygen enriched air and a large quantity of pulverized coal.

平成4年4月3日受付 平成4年12月8日受理 (Received on Apr. 3, 1992; Accepted on Dec. 8, 1992)

* (社)日本鉄鋼連盟 (住友金属工業(株)より出向中) (The Japan Iron & Steel Federation, on leave from Sumitomo Metal Industries, Ltd., Kudan Plaza Building 2-2-3 Kudan-minami Chiyoda-ku Tokyo 102)

* 2 住友金属工業(株)鉄鋼技術研究所 (Iron & Steel Research Laboratories, Sumitomo Metal Industries, Ltd.)

2. 試験方法

2.1 試験設備

ここで使用した試験炉はシャフト式還元炉とキュボラ式溶解炉を組み合わせた製鉄法⁵⁾の機能実証試験に使用された溶解試験炉であり、今回の試験における構成を Fig. 2 に示す。溶解炉は、コークス充填層型堅型炉で、操業圧力は最高 $2.96 \times 10^5 \text{ Pa}$ であり、側壁に羽口⁶⁾を3本有し、炉頂には原燃料の装入設備、炉底側壁には出鉄口が設置されている。また Fig. 3 に示すごとく、炉床径 0.9 m ϕ 、有効炉高(羽口～層頂)は 2.1 m であり、炉内有効容積は約 1.4 m^3 である。なお、図中の“°”の単位は、円周方向の設置方向を示している。

2.2 試験方法

本試験に使用した原燃料の性状及び主要試験条件を Table 1 に示す。原料は $5 \sim 20 \text{ mm}$ に整粒し、3種類の鉱石と塩基度調整用の石灰石を混合して使用した。コークスとしては、電気炉でフェロマンガン製造時に使用される非粘

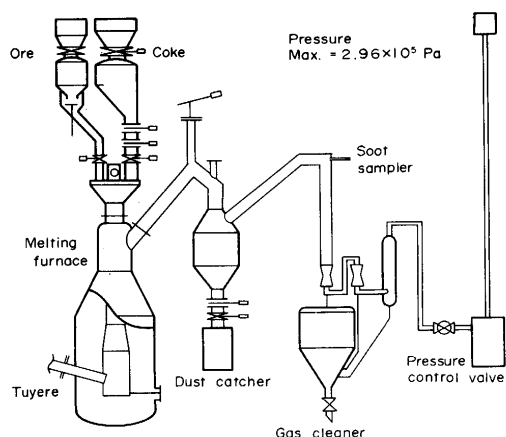


Fig. 2. Schematic diagram of the test plant.

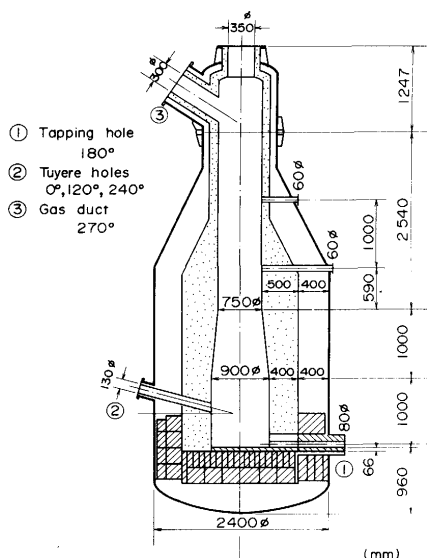


Fig. 3. Profile of the melting furnace.

Table 1. Compositions and grain sizes of ore, fuels and flux, and operation condition of the test plant.

| | Chemical compositions (%) | | | | | | | | | Size d_p (mm) | Blending ratio (%) |
|-----------|---------------------------|------|------------------|------|--------------------------------|------|------------------|--------------------------------|-----|-----------------|--------------------|
| | T-Mn | MnO | MnO ₂ | T-Fe | Fe ₂ O ₃ | CaO | SiO ₂ | Al ₂ O ₃ | MgO | | |
| A-Ore | 49.5 | 3.8 | 73.6 | 3.0 | 4.3 | 0.1 | 6.2 | 4.0 | 0.1 | 11.3 | 36~47 |
| B-Ore | 31.4 | 3.2 | 33.5 | 23.7 | 33.9 | 0.5 | 4.8 | 8.0 | 0.2 | 13.9 | 12~21 |
| C-Ore | 51.4 | 42.7 | 29.0 | 3.2 | 4.6 | 3.7 | 6.9 | 3.7 | 2.2 | 12.6 | 31~32 |
| Limestone | tr | tr | tr | tr | tr | 54.5 | tr | tr | 1.1 | 13.8 | 8~13 |

| | Proximate analysis (%) | | | | Ultimate analysis (%) | | | | | Size d_p (mm) | D1 ₉₀ (%) |
|------|------------------------|------|------|------|-----------------------|-----|-----|-----|------|-----------------|----------------------|
| | FC | VM | Ash | Mois | C | H | N | O | S | | |
| Coke | 87.8 | 0.9 | 10.7 | 0.6 | 96.7 | 0.2 | 1.4 | 1.0 | 0.65 | 32.2 | 86.3 |
| Coal | 51.1 | 35.3 | 10.4 | 3.2 | 85.9 | 4.5 | 1.8 | 7.0 | 0.71 | 325mesh >90% | — |

| Items | | Conditions |
|------------------------------------|---|-------------|
| Blast | Bosh gas (Nm ³ /h) | 898 ~ 903 |
| | T _f (°C) | 2093 ~ 2514 |
| | O ₂ (Nm ³ /h) | 240 ~ 270 |
| | N ₂ (Nm ³ /h) | 150 ~ 170 |
| | Steam (kg/h) | 0 ~ 36 |
| | Pulverized coal (kg/h) | 240 ~ 267 |
| | PC/O ₂ (kg/Nm ³) | 0.98 ~ 1.00 |
| Top pressure (Pa) | 2.48×10^5 | |
| CaO/SiO ₂ of burden (-) | 0.97 ~ 1.5 | |
| Tapping | 6 ~ 10 times/d | |

炭56%配合の低強度コークスを $20 \sim 50 \text{ mm}$ に整粒して使用した。微粉炭は 200mesh 以下に粉砕した高揮発分炭を羽口より吹き込んで使用した。また、微粉炭/酸素比は 1.0 kg/Nm^3 、ボッシュガス量 (V_B) は約 $900 \text{ Nm}^3/\text{h}$ 一定とし、炉内圧力 $2.48 \times 10^5 \text{ Pa}$ で行った。ここで、 V_B とは CO 、 H_2 、 N_2 を成分とした羽口前燃焼生成ガス量をさし、 T_f は Ramm⁷⁾の方法にしたがって計算した。

試験のケースとしては、5ケースを設定した。Case 1, 2, 3は T_f の影響を調査するため、装入物の塩基度1.7の条件下で T_f をそれぞれ $2100, 2300, 2500^\circ\text{C}$ とした。また、Case 3, 4, 5はスラグ塩基度の影響を調査するため、 $T_f=2500^\circ\text{C}$ の条件下で前述の装入物の塩基度をそれぞれ1.7, 1.4, 1.2に設定した。

3. 試験結果

3.1 操業の推移と結果

各ケースの操業の変化を Fig. 4 に●印で示す。各ケースの出鉄回数は、それぞれ8, 8, 12, 8, 5 Tapであり、プロットされたデータは各ケースの移行期間を除いた数 Tapの平均値である。図中の○印は後述の熱・物質収支モデルによる計算結果を示し、白矢印と黒矢印はそれぞれ T_f 上昇および装入物の塩基度低下アクションと結果との対応を示している。ここで、Schcnck⁸⁾⁹⁾の式より導出した(1)式で計算されるMnのスラグ・メタル分配比 (N_{Mn}/N_{Mn0}) に対して(2)式で示される平衡到達度 R_{Mn} を導入し、Case 1とCase

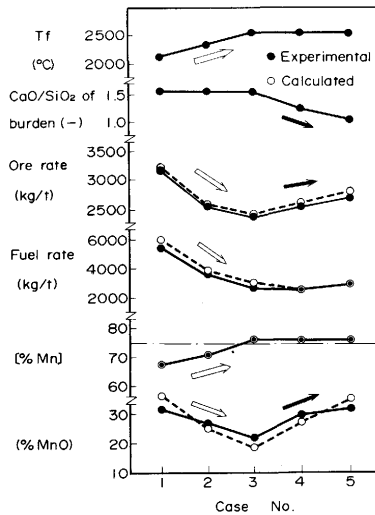


Fig. 4. Operational variations of test cases.

2では、事前試験の結果より、 $R_{Mn}=3.3$ 一定と仮定して鉱石配合を設定したが、 $[Mn]$ はそれぞれ67%、70%と計画値75%は未達であった。そこで、Case 1, 2および電気炉¹⁾、W. Altpeter¹¹⁾のデータを整理したところ、Fig. 5に示すように塩基度の影響の大きいことが判明した。なお、Fig. 5にはCase 3~5の試験結果も併記した。

$$\log(N_{Mn}/N_{MnO})^* = 1.586(CaO/SiO_2) - \log P_{CO} + 3.17 \dots (1)$$

$$R_{Mn} = \left[\frac{N_{Mn}}{N_{MnO}} \right]_{\text{実績}} / \left[\frac{N_{Mn}}{N_{MnO}} \right]^* \dots \dots \dots (2)$$

N_i : i成分のモル分率(-), P_i : i成分の分圧(Pa), CaO: スラグ中CaO濃度(wt%), SiO₂: スラグ中SiO₂濃度(wt%)

従って、Fig. 5中の★印で示すように塩基度に対して平衡到達度を再設定し、Case 3~5として操業を実施した。その結果Fig. 4に示すごとくCase 3以降では、 $[Mn]=75\%$ を安定して達成することができた。

結果をTable 2に示す。同表のCase 3, Case 5は、それぞれスラグ塩基度が高い場合と低い場合を示しているが、いずれのCaseでも微粉炭と非粘炭56%配合低強度コークスを使用して、約2600~2700kg/tの燃料比で高炭素フェロマンガンを製造できることが確認された。また本法は炭材原単位が電気炉より高くなるので、炭材由来のPにより製品中のPは高くなると考えられるが、低P含有量の石炭を使用することによりその影響を軽減することができると考えられる。本法は一般炭を微粉炭として多量に使用し、その選択範囲が広くとれる分、オールコークス操業と比較すると有利と考えられる。

3・2 原単位

Fig. 4に示されるごとく燃料比は T_f 上昇により低下するが、高 T_f になるほど低下の割合が減少する結果が得られた。また製品トン当たりのボッシュガス量 $V_R(Nm^3/t)$ も T_f 上

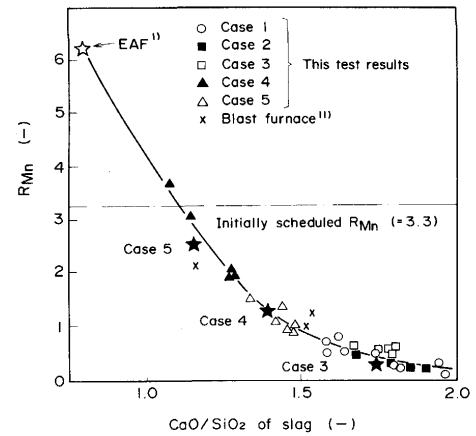


Fig. 5. Relationship between basicity (N_{CaO}/N_{SiO_2}) and the degree of Mn partition equilibrium (R_{Mn}).

Table 2. Operation results of the test plant.

| Case of operation | Case 1 | Case 2 | Case 3 | Case 4 | Case 5 | |
|-------------------|---------------------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
| Ore | Rate (kg/t) | 3219 | 2546 | 2421 | 2567 | 2678 |
| Blast | O ₂ (Nm ³ /h) | 241 | 255 | 272 | 270 | 271 |
| | N ₂ (Nm ³ /h) | 151 | 151 | 170 | 170 | 170 |
| | Steam (kg/h) | 3.6 | 2.1 | 0 | 0 | 0 |
| | PC (kg/h) | 237 | 256 | 267 | 263 | 266 |
| | T _f (°C) | 2109 | 2292 | 2509 | 2513 | 2508 |
| | Bosh gas (Nm ³ /h) | 887 | 899 | 908 | 902 | 903 |
| Top gas | Temp. (°C) | 650 | 694 | 722 | 720 | 729 |
| | Pressure (Pa) | 2.48 x 10 ⁵ | 2.48 x 10 ⁵ | 2.48 x 10 ⁵ | 2.48 x 10 ⁵ | 2.48 x 10 ⁵ |
| Fuel rate | Dust conc (g/Nm ³) | 35.8 | 47.8 | 69.7 | 69.8 | 71.9 |
| | Coke (kg/t) | 2580 | 1692 | 1087 | 1099 | 1117 |
| | Fuel (kg/t) | 2964 | 2032 | 1502 | 1514 | 1598 |
| Production | Fuel (kg/t) | 5544 | 3724 | 2589 | 2613 | 2715 |
| | Production (t/d) | 1.91 | 3.03 | 4.26 | 4.17 | 3.99 |
| Product | Productivity (t/d-m ³) | 1.39 | 2.21 | 3.11 | 3.04 | 2.91 |
| | Temp of hot metal (°C) | 1395 | 1423 | 1380 | 1369 | 1377 |
| | [% Mn] | 66.5 | 71.3 | 76.2 | 75.1 | 75.1 |
| | [% C] | 6.6 | 6.8 | 6.9 | 6.8 | 6.6 |
| | [% Si] | 0.13 | 0.23 | 0.17 | 0.37 | 0.22 |
| | [% P] | 0.44 | 0.35 | 0.31 | 0.32 | 0.34 |
| | (% MnO) | 32.1 | 26.4 | 23.3 | 30.0 | 32.1 |
| | (% Al ₂ O ₃) | 15.0 | 16.7 | 17.8 | 15.7 | 15.8 |
| | Slag CaO/SiO ₂ (-) | 1.77 | 1.79 | 1.70 | 1.40 | 1.29 |
| | N _{Mn} /N _{MnO} (-) | 1.82 | 2.33 | 2.73 | 2.11 | 1.94 |
| Mn yield (%) | 84.4 | 87.3 | 84.9 | 85.6 | 79.3 | |

昇に伴い低下し、 $T_f=2500^{\circ}C$ で $5115Nm^3/t$ (Case 3)となった。

鉱石比については、Case 1とCase 2の原料配合は同じであるが、Case 2では T_f を上げた結果、Mn酸化物の還元が促進され、メタル量が増加したので、Fig. 4に示されるごとく鉱石比は減少している。

一方、 T_f が上昇してもTable 2に示されるように炉頂ガス温度の大幅な上昇も見られず、 T_f 上昇による入熱増加がMn製錬に有効に作用し、生産速度の増大につながった。また、熱・物質収支から得られた熱放散速度は T_f が上昇しても870MJ/h前後を推移し、増大することはなかった。その結果、ヒートロス原単価が低下するとともに燃料比、 V_R が低下したことになる。

4. 考察

4・1 Mnのスラグ・メタル分配

高炉におけるMnのスラグ・メタル分配については、温

度、スラグ組成などを考慮した梶谷ら¹²⁾や E.T.Turkdogan¹³⁾の報告があるが、本試験で得られたデータは E. T. Turkdogan の検討に近い結果が得られるものの、必ずしも正確には表現できなかった。本検討では Mn 濃度が高いことが原因と考えられたのでとりあえず(1)式を使用して試験を実施した。しかし、試験の結果、 N_{Mn}/N_{MnO} は単に塩基度だけに依存するものではなく、温度に支配される要因も有するとともに、塩基度への依存性そのものを見直しも要することが判明した。

(1)スラグ塩基度 (CaO/SiO₂) の影響

Mn 分配の塩基度依存性を示す係数としては、Fig. 6 に示すごとく、 T_f で分類した結果、 T_f 一定の条件では 0.382 の値が得られた。

$$\frac{\partial \log(N_{Mn}/N_{MnO})}{\partial (CaO/SiO_2)} = 0.382 \dots\dots\dots (3)$$

(2)温度の影響

温度指標として、出滓温度 T_{slag} (°C) を採用した場合の Mn 分配比との関係を Fig. 7 に示す。全データを T_f や塩基度で分類しなければ、図中の破線内におさまる一つのデータ群とみなせることから、このデータ群の T_{slag} に対する温度依存性は $MnO + C = Mn + CO$ の反応の平衡定数の温度

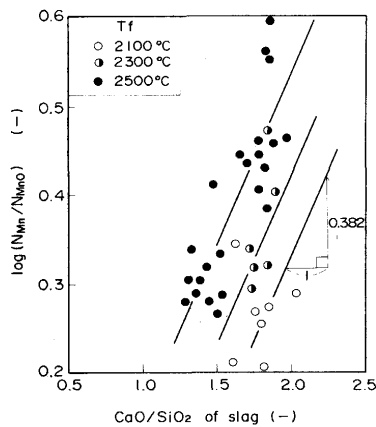


Fig. 6. Influence of slag CaO/SiO₂ on N_{Mn}/N_{MnO} .

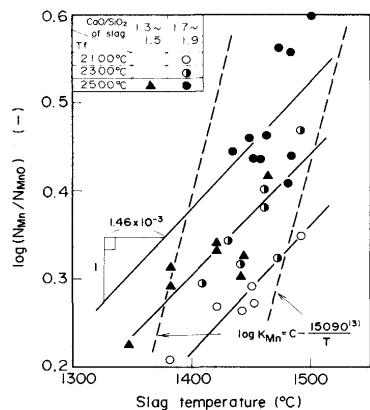


Fig. 7. Influence of slag temperature on the Mn partition ratio between slag and metal.

依存性に近いものとなっていることがわかる。ただし、図中▲印の塩基度 1.3~1.5 のデータの方が○印の塩基度 1.7~1.9 のデータよりも高い分配比となり、(3)式の関係とは一致しない。他方、Fig. 8 に示すごとく、分配比は T_f に依存し、(4)式で表されるとともに、Mn 分配の T_f への依存度は塩基度で分類され、(3)式の関係とも一致している。 T_f が N_{Mn}/N_{MnO} に影響する理由としては、Mn 酸化物の還元が吸熱反応であるため、 T_f の上昇により熱供給速度が増加し、その結果、還元が促進されるといった形で関与してくるものと考えられる。

$$\frac{\partial \log(N_{Mn}/N_{MnO})}{\partial T_f} = 5.43 \times 10^{-4} \dots\dots\dots (4)$$

Fig. 7 に戻り、塩基度だけで整理した結果と(3)式との不一致は T_f が考慮されていないためと考えられる。すなわち、Fig. 7 のデータを、実線で示すように T_f と塩基度で分類すると、(5)式のように整理できた。

$$\frac{\partial \log(N_{Mn}/N_{MnO})}{\partial T_{slag}} = 1.46 \times 10^{-3} \dots\dots\dots (5)$$

(3)~(5)式で塩基度、 T_f 、 T_{slag} が独立変数として取り扱えたと仮定して積分し、 $MnO + C = Mn + CO$ の CO 分圧 P_{CO} の影響を考慮して、実績の Mn の分配比 $\log(N_{Mn}/N_{MnO})_{Experimental}$ との比較により積分定数を求めると Mn の分配式は(6)式のように整理される。 $\log(N_{Mn}/N_{MnO})_{Experimental}$ と(6)式で計算される $\log(N_{Mn}/N_{MnO})_{Calculated}$ との関係を Fig. 9 に示す。両者の間には良好な直線関係が成立する。

$$\log(N_{Mn}/N_{MnO}) = 0.382(CaO/SiO_2) + 5.43 \times 10^{-4} T_f + 1.46 \times 10^{-3} T_{slag} - \log P_{CO} + 1.545 \dots\dots\dots (6)$$

4・2 Mn 及び SiO₂ の収率

Mn 収率と V_R の間に明確な相関関係は得られなかった。これは、 T_f 上昇により V_R を低下させているため、 T_f 上昇によるダスト濃度上昇効果が、 V_R 低下によるダスト発生量低減効果により相殺されたためと考えられる。そこで、ロス量 \propto ダスト量 (=ダスト濃度 \times ガス量) という関係を使

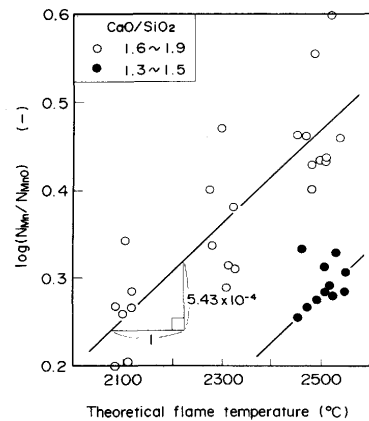


Fig. 8. Influence of T_f on the Mn partition ratio between slag and metal.

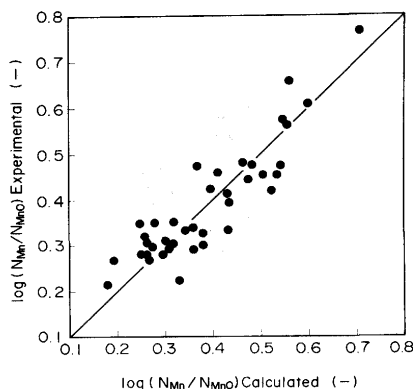


Fig. 9. Comparison of Mn partition ratio between test plant results and calculation results by Eq. (7).

用して以下に収率を分析した。

(1) Mn 及び SiO₂ ロス量とダスト量との関係

溶解炉発生ダスト量と、Mn 及び SiO₂ ロス量との関係を Fig. 10 に示す。ここで、Mn 及び SiO₂ ロス量としては、装入物中に含まれる量と銑滓中に含まれる量との差を採用した。ダストの総量は、ダストキャッチャーに捕捉された量と通過した量の和として(7)式で示される。

$$W_{dust} = W_{d,d} + 10^{-3} W_{s,d} V_g \dots \dots \dots (7)$$

W_{dust} : 溶解炉発生ダスト量 (kg/tap)

W_{d,d} : ダストキャッチャー捕捉ダスト量 (kg/tap)

W_{s,d} : ダストキャッチャー通過ガス中ダスト濃度 (g/Nm³)

V_g : 溶解炉発生ガス量 (Nm³/tap)

Fig. 10 から、ダスト中 Mn 及び SiO₂ 濃度は、ロス量のダスト量に対する比として図中点線で示された範囲の平均値をとると、それぞれ45%、25%になる。一方、Table 3 に示すダスト分析結果では、Mn濃度は約30%、SiO₂濃度は13%であり、上記値と差が見られるが、ダスト量の正確な計測が困難であることもあり、後述の熱・物質収支モデルでは前者の値を採用することとした。

(2) ダスト濃度への影響因子

ダスト発生要因としては、炉下部温度指標として T_f や

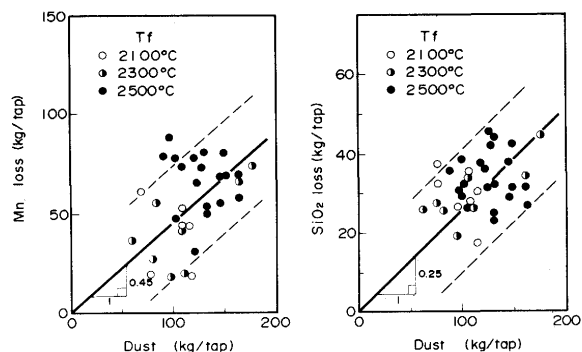


Fig. 10. Relationship between Mn-loss, SiO₂-loss and dust.

Table 3. Properties of dust in the top gas.

| a) Size distribution (%) | | | | | | | |
|--------------------------|-----|------|------|------|------|------|------|
| mesh | +32 | 32 | 60 | 100 | 150 | 200 | 325 |
| | ~60 | ~100 | ~150 | ~200 | ~325 | | |
| Dust catcher | 2.0 | 8.3 | 7.4 | 5.6 | 3.7 | 5.6 | 67.4 |
| Outlet of D.C. | tr | tr | 0.02 | 0.04 | 0.08 | 0.35 | 99.5 |
| Total | 1.2 | 5.0 | 4.4 | 3.3 | 2.3 | 3.4 | 80.4 |
| | | | | | | | 27.4 |

| b) Chemical composition (%) | | | | | | | | | | | |
|-----------------------------|------|------|------------------|--------------------------------|-----|-----|-----|-------------------|------------------|-----|------|
| | T | Mn | SiO ₂ | Al ₂ O ₃ | CaO | MgO | Fe | Na ₂ O | K ₂ O | T.S | T.C |
| Dust catcher | 30.1 | 11.3 | 6.8 | 6.4 | 0.9 | 2.8 | 0.5 | 1.9 | 0.9 | 0.9 | 26.4 |
| Outlet of D.C. | 30.8 | 15.1 | 7.9 | 6.4 | 1.4 | 1.1 | 1.1 | 3.8 | 1.7 | 1.7 | 14.3 |
| Total | 30.4 | 12.8 | 7.2 | 6.4 | 1.1 | 2.1 | 0.7 | 2.7 | 1.2 | 1.2 | 21.5 |

T_{slag} が³, 又、ダストが充填層中に捕捉される要因として、炉頂ガス温度 T_g (°C) が考えられるが、おのおのとの相関関係を調査した結果、Fig. 11 に示すごとく T_g と T_f に対する相関が認められ、溶解炉発生ダスト濃度 D (g/Nm³) は次のように定式化された。

$$D = 0.0875 \cdot T_f + 0.1 \cdot T_g - 214 \dots \dots \dots (8)$$

以上の結果を用いれば、Mn ロス量 D_{Mn} (kg/t) と SiO₂ ロス量 D_{SiO₂} (kg/t) は次式で示される。

$$D_{Mn} = 0.45 \times 10^{-3} \cdot D \cdot V_R \dots \dots \dots (9)$$

$$D_{SiO_2} = 0.25 \times 10^{-3} \cdot D \cdot V_R \dots \dots \dots (10)$$

(3) Mn の蒸発ロスの可能性

Mn ロスの原因については、Mn の沸点が約2050°C と本操業の T_f と比較して低いこと、及び、ダスト形状が Photo. 1 に示すごとく球状を呈していることから、Mn の蒸発ロスの可能性が高いと考えられる³⁾。

試験終了時点で直ちに炉内を N₂ 冷却して得られた解体調査結果を Fig. 12 に示す。図中の炉内温度 (Solid temp.) はコークスの黒鉛化度 L_c 測定結果より算出したものであり、(MnO) は採取試料中の Mn の形態分析結果を示したものである。炉内に装入された Mn 鉱石は急速に約1300°Cまで加熱され Mn 酸化物は MnO まで、Fe 酸化物は FeO と一部 Fe まで還元される。また、1300~1500°C の帯域では、FeO の還元は進行しているが、MnO の還元はほとんど進行しておらず、Mn への還元は約1500°C以上の滴下帯で進行している。

同図右上には Mn ロスが全量 Mn 蒸発によるものと仮定

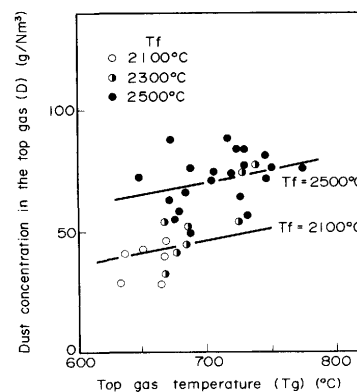


Fig. 11. Influence of top gas temperature and T_f on the dust concentration in the top gas.

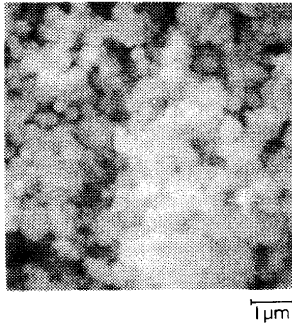


Photo. 1. Photograph of the dust sampled from the off gas.

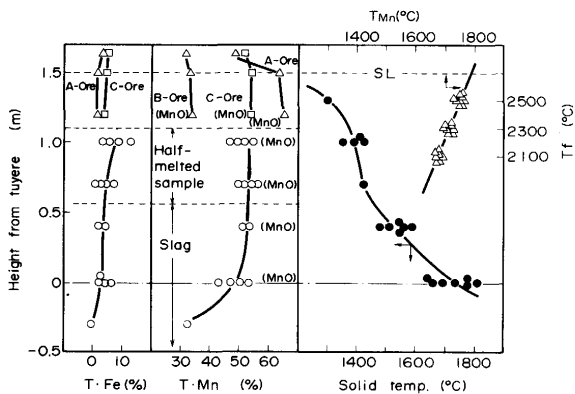


Fig. 12. Dissection results of the melting furnace.

して、Case 1～5の試験データに対して(11)式と(12)式から算出したMn平衡蒸気圧温度 T_{Mn} と T_f との関係を△印で示した。ここで、 W_{Mn} (kg/h)は装入Mn量と銑滓中Mn量との差であり、 P_{top} (Pa)は炉頂圧、 a_{Mn} はフェロマンガンのMn活量である。 a_{Mn} はSchenck⁸⁾の方法にしたがって計算した。また、Mnロスについては、装入物の飛散ロスや炉内における捕捉が考えられるが⁹⁾、ここではMnロスに及ぼす T_f の定性的な影響を調べるため、全量Mn蒸気が凝縮して生成したフェームダストのみによるものとし、炉内での装入物による捕捉は無視するものと仮定した。

$$P_{Mn} = (22.4 \cdot W_{Mn} \cdot P_{top}) / (54.94 \cdot V_B) \quad \dots\dots\dots (11)$$

$$\begin{aligned} Mn(l) = Mn(g) \quad \Delta G^\circ &= 235768 - 197.0 \cdot T_{Mn}^{10)} \\ &= -R \cdot T_{Mn} \cdot \ln(P_{Mn}/a_{Mn}) \quad \dots\dots\dots (12) \end{aligned}$$

炉内温度分布との対比より、 T_{Mn} は羽口レベル付近の温度に相当することがわかる。また、 T_{Mn} は出銑温度との相関関係は見られず T_f と直線関係にあり、高 T_f は高 T_{Mn} となっている。従って、 T_f が上昇すると、羽口レベルの温度も上昇する結果、Mn蒸気圧が上昇しMnロスが増大することが推察される。

4・3 Mn製錬収支モデル

以上の結果を考慮にいて、熱・物質収支モデルを作成した。本モデルでは、Mn酸化物は1000°C以下でCOによりMnOまで還元され、その後CによりMnOが還元されると仮定している。Fig. 4に、計算結果を○印で示す。●印

の実績値と比較すると、主要諸元に対する予測精度はほぼ満足できるものであることがわかる。

4・4 170t/d規模のプラント諸元の検討

上述のMn製錬収支モデルにより、ヒートロス量を仮定すれば、コマーシャルプラント(C.P.)の操業諸元を計算することができる。ここではC.P.の生産規模を170t/dとして、ヒートロス量、炉体プロフィールをフェロマンガン製錬高炉実績¹¹⁾(以下高炉とは本高炉のことをさすものとする)と本試験結果との比較照合からTable 4に示すごとく設定し、Table 5に示す原単位を算定した。Table 4中のアンダーラインは、後述のC.P.のプロフィール設定及びヒートロス設定に使用した数値を示したものである。また、Table 5中の“Hot”, “Cold”はそれぞれ熱風送風、常温送風を表す。

(1) 炉体プロフィール

本試験炉における出銑比は3.11t/(d・m³)で高炉をはるかに上回るが、使用したコークスサイズは20～50mm、鉬石サイズは5～20mmであり、実機と大差はないので、伝熱・反応速度(J/(m³・h), kmol/(m³・h))の指標である出銑比はスケールアップしても維持されるものと考えられる。

Table 4. Profile comparison between the blast furnace and this process.

| | | Blast furnace ¹¹⁾ | | This process | |
|------------|--------------------------------------|------------------------------|-------------|--------------|-------------|
| | | Case A | Case B* | T.P.* | C.P.* |
| Production | Production (t/d) | 280 | 336 | 4.26 | 170 |
| | Productivity (t/(d・m ³)) | 0.622 | 0.746 | <u>3.11</u> | <u>3.11</u> |
| | Productivity (t/(d・m ³)) | 13.2 | <u>15.8</u> | 6.7 | <u>15.8</u> |
| Profile | Volume (m ³) | 450 | | 1.37 | 55 |
| | Hearth dia. (mφ) | 5.2 | | 0.9 | 3.7 |
| | Height (m) | 21.2 | | 2.15 | 5.11 |
| | Wall surface area (m ²) | 364.3 | | 6.08 | 59.4 |
| Heat loss | Heat loss (MJ/h) | 30995 | 29522 | 870 | 4971 |
| | Heat flux (MJ/(h・m ²)) | <u>84.9</u> | 81.2 | 143.1 | <u>84</u> |
| | Rate (MJ/t) | 2657 | 2109 | 4904 | 703 |

* Case B : O₂ enriched blast condition
T.P. : This test plant
C.P. : Commercial plant

Table 5. Comparison of operation indices between the blast furnace and this process.

| | | Blast Furnace ¹¹⁾ | | This Process | | |
|-------------------------------|-------------------------------------|------------------------------|----------------------|----------------------|----------------------|----------------------|
| | | Case A | Case B* | Test Plant | Acid | Basic |
| Material | Ore rate (kg/t) | 2035 | 1968 | 2421 | 2497 | 1981 |
| Fuel | Coke rate (kg/t) | 1420 | 1374 | 1087 | 664 | 711 |
| | PC rate (kg/t) | 0 | 0 | 1502 | 1063 | 826 |
| | Fuel rate (kg/t) | 1420 | 1374 | 2589 | 1727 | 1537 |
| Total coal consumption (kg/t) | | 2190 | 2120 | 3179 | 2087 | 1923 |
| Blast | Air (Nm ³ /t) | Hot 4053 | Hot 3153 | 0 | 0 | Cold 575 |
| | O ₂ (Nm ³ /t) | 0 | 154 | 1530 | 886 | 705 |
| | N ₂ (Nm ³ /t) | 0 | 0 | 926 | 0 | 0 |
| | Steam (kg/t) | 0 | 0 | 0 | 66 | 0 |
| | T _f (°C) | 2190 | 2420 | 2509 | 2500 | 2500 |
| | Bosh gas (Nm ³ /t) | 4902 | 3963 | 5115 | 2800 | 2766 |
| | Top pressure (Pa) | 2.04×10 ⁵ | 2.08×10 ⁵ | 2.48×10 ⁵ | 2.48×10 ⁵ | 2.48×10 ⁵ |
| Product | Temp. of metal (°C) | 1450 | 1470 | 1380 | 1400 | 1450 |
| | [% Mn] | 76.4 | 76.6 | 76.2 | 74.5 | 74.5 |
| | [% MnO] | 12.0 | 11.1 | 23.3 | 44.5 | 13.8 |
| | Slag CaO/SiO ₂ (-) | 1.54 | 1.56 | 1.70 | 0.77 | 1.85 |
| | Mn yield (%) | 89.5 | 90.8 | 84.9 | 91.6 | 92.2 |

* Case B : O₂ enriched blast condition

よって、C. P. の出銑比を $3.11\text{t}/(\text{d}\cdot\text{m}^3)$ とし、その出銑量 $170\text{t}/\text{d}$ から炉容積は 55m^3 とした。

また、炉床単位断面積当たりの生産性は本試験炉の場合 $6.7\text{t}/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ であり、高炉の半分であるが、通気性からみてボッシュガス流速に余裕があるので、高炉並の $15.8\text{t}/(\text{d}\cdot\text{m}^2)$ は可能と仮定した。従って、これより炉床径は $3.7\text{m}\phi$ とした。

(2) ヒートロス量

高炉におけるヒートロスは、 $29522\sim 30995\text{MJ}/\text{h}$ であり炉壁面積で除して熱流束を算定すると約 $84\text{MJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ となる。これに対し、本試験炉では $143\text{MJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ とやや高いが、C. P. では大型化により高炉並の値が期待されると考え、炉壁熱流束 $84\text{MJ}/(\text{m}^2\cdot\text{h})$ を採用した。この結果、C. P. のヒートロスは $4971\text{MJ}/\text{h}$ となる。

(3) 対高炉法原単位比較

電気炉法と同じくスラグ中に MnO を残し、シリコマンガン用原料として使用する操業形態（酸性操業）と、高炉法と同じくスラグ中の MnO を徹底的に低下させ、スラグは廃棄する操業形態（塩基性操業）について計算した。Table 5 中の“Acid”, “Basic”はそれぞれ酸性操業および塩基性操業を示す。熱・物質収支モデル計算によれば、いずれの操業形態でも、燃料比、鉱石比の面から高 T_r が有利である。さらに、塩基性操業でよりいっそうスラグ中の MnO を低下させるには Air 添加によるボッシュガス中 CO 分圧低下が効果的であることがわかった。そこで、酸性並びに塩基性操業に対し、Table 5 に示す条件を適正条件として設定し、各種諸言を求め同表に示した。

Mn 収率、鉱石比の面で、高炉法と本法とは等価であるが、本法では微粉炭（一般炭）及び非粘炭56%配合低強度コークスを使用できることから、燃料構成の面で優ると考えられる。また、コークス製造時の石炭から塊コークスへの歩留りを65%と仮定した場合、高炉法(Case B)の石炭比 $2114\text{kg}/\text{t}$ に対し、本法(Basic)の石炭比は $1920\text{kg}/\text{t}$ となる。従って、本法の燃料比は高炉法と比較してやや高くなるものの、微粉炭を多量に使用するため石炭比の低下が可能で

あり、脱電力プロセスとして成立する見通しが得られた。

5. 結言

微粉炭の多量吹き込みを併用する高炭素濃度空気吹き型試験炉を使用して高炭素フェロマンガンの製造試験を実施し、以下の結果が得られた。

1. 試験炉では、微粉炭比 = $1502\text{kg}/\text{t}$ 、コークス比（非粘炭56%配合） = $1087\text{kg}/\text{t}$ で $[\text{Mn}] = 75\%$ の高炭素フェロマンガンを安定して製造することができ、出銑比 $3.11\text{t}/(\text{d}\cdot\text{m}^3)$ の実績を得た。

2. 本試験結果をもとに、 Mn 製錬収支モデルを作成、コマーシャルプラント（ $170\text{t}/\text{d}$ 規模）諸元を予測した結果、燃料比は高炉法と比較してやや高くなるものの微粉炭を多量に使用するため石炭比の低下が可能であり、脱電力プロセスとして成立しうる見通しが得られた。

文 献

- 1) W. Naruse: Proceedings of the 1st International Ferroalloys Congress (INFACON 74), (1974), p. 69
- 2) 森本照明, 吉本正明, 高橋洋光, 浜田尚夫, 福島演雄, 桜井昭二: 川崎製鉄技報, **19** (1987), p. 24
- 3) 国分春生, 稲谷稔宏, 野崎 努, 藤森寛敏, 増川匡伸, 大森康明: 鉄と鋼, **75** (1989), p. 602
- 4) 山岡秀行, 亀井康夫: 鉄と鋼, **77** (1991), p. 1601
- 5) 宮崎富夫, 山岡秀行, 亀井康夫, 中村文男: 鉄と鋼, **72** (1987), p. 2122
- 6) 山岡秀行, 亀井康夫: 鉄と鋼, **77** (1991), p. 2099
- 7) A. N. Ramm: Contemporary Problems of Metallurgy, ed. by Samarin (Translated from Russian), (1960), p. 51 [Consultants Bureau]
- 8) H. Schenck and F. Neumann: Arch. Eisenhüttenwes., **30** (1959), p. 705
- 9) H. Schenck, M. G. Froberg and T. G. Gammal: Arch. Eisenhüttenwes., **31** (1960), p. 567
- 10) E. T. Turkdogan: Physical Chemistry of High Temperature Technology, (1980), p. 15 [Academic Press, New York]
- 11) W. Altpeter: Dissertation zur Erlangung des Grades eines Doktor-Ingenieurs, genehmigt von der Fakultät für Bergbau und Hüttenwesen der Technischen Hochschule Clausthal, Tag der mündlichen Prüfung, 30, Juni, (1967)
- 12) 槌谷暢男, 田口整司, 高田至高, 岡部侠児: 鉄と鋼, **63** (1977), p. 1791
- 13) E. T. Turkdogan: Metall. Trans. B, **9B** (1978), p. 163