

論 文

UDC 669.162.267.4 : 662.611.25 : 669.162.259 : 661.51.091

炉ガスをアンモニア合成用原料ガスとして利用する
高濃度酸素富化送風製鉄について*

岡本 孝**・多田嘉之助**・杉浦 卓**

On the Highly Oxygen-Enriched Blast Furnace Operation
Utilizing Top Gas for Ammonia Synthesis

Takashi OKAMOTO, Yoshinosuke TADA and Taku SUGIURA

Synopsis:

In order that top gas of a pig iron blast furnace can be utilized for ammonia synthesis by itself, oxygen content of the blast should be enriched to about 50~60%.

It seems that there has never been any report on the industrialization of a blast furnace by such highly oxygen-enriched blast.

The authors have succeeded in the operation of test furnaces and an industrial furnace by such blast, the results of which are reported in this paper.

As the results of test furnaces, blow-in of the cleaned top gas through tuyeres together with the blast or injection of heavy oil was adopted to lower extremely high combustion temperature in front of the tuyeres and to increase the volume of ascending bosh gas.

The industrial operation was successfully continued for three years and ten months at max. 55% oxygen in blast and produced about 90 000 tons of foundry pig iron and $134 \times 10^6 \text{ Nm}^3$ of effective gas ($\text{CO} + \text{H}_2$) equivalent to about 60 000 tons of ammonia by the time of stoppage on account of change of ammonia plant.

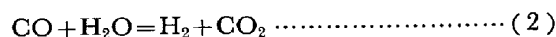
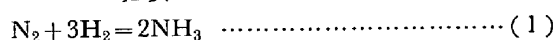
(Received Aug. 30, 1971)

1. 緒 言

矢作製鉄においては、昭和 30 年から 37 年にかけて高濃度酸素富化送風による鑄物用銑とアンモニア合成用原料ガスの併産を企図し、物質ならびに熱収支に関し種々計算し、これらに基づき技術的、経済的検討を加えるとともに、ごく小型の試験炉（ミゼット炉）から始め中間工業化試験炉を経て、日産アンモニア換算 40 t、銑鉄 40~50 t 程度の工業化炉によつて約 4 年間操業を実施した。しかし、化学工業技術の革新による原料ガス源の固体燃料から流体燃料への転換のため、銑鉄を併産するとはいえ、このような固体燃料に依存する合成化学工業は経済的に存立がむずかしくなり、きわめて短命のうちにその幕を閉じた。この技術は、当時秘密裏に行なわれ部分的に公開されたにすぎないが¹⁾²⁾、きわめて高濃度の酸素富化送風と羽口前燃焼温度の調節を目的とする回収自炉ガスの循環吹込みまたは重油吹込みを特徴とする複合送風の一つの極端な例であり、わが国の製鉄技術が踏

み込んだ特異な領域として紹介しておくことも意義があると考えられるので、以下その概要を報告する。

アンモニア合成反応は、(1)式に示すとおりであつて、製品 1 t 当たり計算上 1.973 Nm^3 の H_2 を必要とする。もつとも CO は、触媒の存在において $450 \sim 500^\circ \text{C}$ で過剰の水蒸気と反応させれば、(2)式に示すように容易に H_2 に転換でき、加圧水洗などの方法により生成した CO_2 は除去しうるので、循環的に反応させれば化学的に H_2 と equivalent と考えられる。工業技術的には、このような転換、水洗あるいは合成化学工程中における不純ガス濃縮による放出、漏洩などによる損失を考慮して、アンモニア 1 t 当たり通常 $\text{CO} + \text{H}_2$ (有効ガス) 約 2.250 Nm^3 が必要であるとされている。



当社では、昭和 28 年以来高濃度の CO を含む電気製

* 昭和46年 8 月30日受付

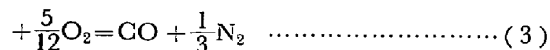
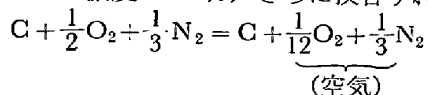
** 矢作製鉄(株) 工博

銑炉ガスをアンモニア合成用原料ガスとして隣接する東亜合成化学工業(株)に供給していたが⁶⁾, その後アンモニアの増産が計画され, ときあたかも原料ガス源の転換による合理化が業界の問題となつていたおりでもあり, 原料ガスの製造法に関して種々の方式を比較検討した.

これらのうち, 電気製銑炉ガスを利用する方式は, ガス製造のため特別の設備, 燃料あるいは電力を必要とせず, きわめて合理的な方式であり, また技術的にも十分確立されているが, 銑鉄 1 t 当たりのガス発生量が少ないので, 需要量を充足するためには所要電力の確保のほか, 鉄源ならびに生成銑鉄が量的に急激に増加するなどという難点があつた.

ここにおいて, 同様に製銑副産ガスを利用する方式ではあるが, アンモニア合成工場における水電解および空気分離の際の副産酸素を利用する酸素富化送風製銑法が取り上げられた. この方式によれば, コークスを熱源とするために, 電気製銑炉と比較して銑鉄 1 t 当たりのガス発生量が多い. しかも, かりにコークス比 1.65 で操業が可能とすれば, 計算上(計算は省略)コークス 2 t によりアンモニア 1 t 分の原料ガスと銑鉄 1.2 t が生産されることが予想され, 従来の半水性炉, ウィンクラール炉などのガス発生炉におけるアンモニア 1 t 当たりのコークス原単位 1.5 t (ウィンクラール炉においては炭灰 2.2 t) を差し引けば, 残余のコークス約 500 kg で鑄物用銑約 1.2 t ができ, また, 逆に高炉における鑄物用銑のコークス比を当時の標準の 750 kg と仮定すれば, 銑鉄 1.2 t 分のコークス 900 kg の残余の約 1.1 t でアンモニア 1 t が生産されることになり, 設備的にも二重投資が避けられることになる. したがって, 設備費などの点まで考慮すれば, 固体燃料を使用するガス発生炉はもとより, 当時開発途上にあつた重油, 原油などを原料とする方法と比較してもきわめて魅力的であると考えられた.

しかし, 深冷分離などによらず送風製銑炉ガス単味でそのままアンモニア合成用原料ガスとして利用するためには, きわめて高濃度に送風の酸素富化を行なうことが必要である. すなわち, アンモニア合成用原料ガスとしては, (1), (2)式から, ガス中の N_2 含有率が $CO + H_2$ の $\frac{1}{3}$ 容程度であることが望ましい. いま, 簡単に羽口前におけるコークス中の C と送風中の O_2 との反応だけを取り上げると, (3)式に示すように送風が $\frac{1}{2}$ 容の O_2 と $\frac{1}{3}$ 容の N_2 とから成るものであれば, すなわち送風中の O_2 濃度が 60%, さらに換言すれば空気と酸素



とをほぼ当量に混合して送風すれば, 炉ガス中の CO と N_2 の容積比がちょうど 3:1 となつてアンモニア合成用原料ガスとして都合がよい. もちろん, 炉内ではさらにガス還元, カーボン・ソリューション, 水性ガス反応など種々な反応によつて CO , H_2 の生成, 消費が行なわれて(3)式のように単純ではないが, ほぼ 50~60% 程度の高濃度に酸素を富化して送風することが必要である.

しかし, このような高濃度の酸素富化送風によつて銑鉄と合成化学工業用原料ガスを併産するという考えは, かなり以前から R. DURRER らによつて提唱され, ソ連, ドイツなどで試験されたという報告が散見されるが^{7)~9)}, その後の消息は不詳で実際企業化されたということも聞かない.

また, 溶滓式ガス発生炉方式は, わが国でも第二次大戦中に朝鮮人造石油阿吾地工場において¹⁰⁾¹¹⁾, また戦後は神戸製鋼¹²⁾¹³⁾, 住友化学などにおいて試みられた例はあるが, これらはガスの取得を主目的とするものであつて, 銑鉄の生産は第二義的な意味しかもたないものであつた.

このように高濃度の酸素富化送風による製銑操業の企業化の例が見当たらないのは, 経済的あるいは立地的な理由のほかに, 高濃度の酸素富化送風に伴う種々の技術的困難性が大きな理由となつていていると考えられた.

この報告では, まず高濃度酸素富化送風操業の技術的問題点に簡単にふれたのち, 試験炉ならびに工業化炉の操業について述べ, 終わりに若干の考察を行なつた.

2. 高濃度酸素富化送風操業の技術的問題点

送風の酸素富化に伴つて当然その N_2 含有率が低下するので, 空気送風の場合と比較して実際操業上種々の熱的, 化学的な差異が生ずることが予想される.

まず熱的には, 同一送風温度においても羽口前燃焼帯の温度の上昇ならびに熱担体としてのボッシュ・ガス量の減少によつて装入物との熱交換が早期に行なわれることによるシャフト部における温度勾配の急傾斜があげられる. 後者によつて, 酸素富化送風操業の場合にはシャフトの短いいわゆる低炉となつて, 軟弱なコークスや鉍石の使用が可能となる利点はあるが, その反面間接還元率の減少や操業の不安定化を招くことになる.

つぎに化学的には, N_2 の少ない CO rich なボッシュ・ガスが発生し, この面では間接還元がかえつて促進されるということも考えられる. また, 実際操業面では, 同一送入酸素量, 同一炉床径の場合には, 炉内を通過す

るガス量が減少する結果、ダストの発生量が減り、送風量を一定とすれば送入酸素量を増加することができるので、炉の操業速度を高めることが可能である。

このほか、送風酸素濃度の増加は、送風温度、羽口における風速などとともに羽口前における酸化帯の広がりならびに炉床部における温度やその分布状況などにも影響を与えるものと考えられる。

3. 試験研究の経過

高濃度酸素富化送風操業の技術的な問題点を実験的に解明するために次のような二段階の試験研究を行なった。

3.1 ミゼット炉による予備試験

炉床面積において次に述べる工業化試験炉の1/16のごく小型炉で、炉断面としては、はじめ円形、ついで角形とし、鉄源として焼結鉄を用い、また、種々の耐火煉瓦を張り合わせて使用結果の比較も行なった。

3.1.1 試験炉要目

湯溜寸法 (mm)	羽口上高さ (mm)	羽口上 炉内容積 (m ³)	羽口数	出鉄量 (kg/hr)
200φ	735	0.023	6	4~7
160×195	710~480	0.022~0.010	4	〃

3.1.2 試験条件

送入全酸素量 (m ³ /hr)	送風温度	送風酸素濃度 (vol. %)
10~15	常温	30~55

コークス粒度(mm)	焼結鉄粒度(mm)
5~15	3~5

注：送入全酸素量とは、送風中の空気からの酸素と添加酸素との合計量である。

3.1.3 試験結果

鉄組成

成分	C	Si	S
%	2.30~4.08	1.32~10.50	0.016~0.103

炉ガス組成

成分	CO	H ₂	CO ₂
vol. %	39.3~67.3	0.2~3.5	3.4~10.0
成分	CH ₄	O ₂	N ₂
vol. %	0~0.2	0.1~0.2	24.8~54.6
成分	CO+H ₂ /N ₂		
vol. %	0.74~2.74		

3.1.4 結論

きわめて小型の炉で、1操業1~6.5hrの断続操業ではあつたが、送風酸素濃度30~55%をもつて合計18回の操業試験を行なうことによつて、定性的な傾向を把握することができた。

(1) 炉況および鉄組成

送風酸素濃度40%以上では、ハンギング、とくに上部ハンギング、棚落ちおよび生鉄下りが頻発したため、

鉄組成の不安定、高硫黄鉄の生成などを招いた。なお装入原料の炉内降下時間は計算上15~45minであつた。

(2) 炉頂ガス組成

送風酸素濃度に応じてほぼ予想したガス組成が得られ、かつ、炉況がかなり不安定でもO₂含有率はごく微量で問題とならない。なお、ガス組成から間接還元率は20~40%と推定された。

(3) コークス比

炉が小型であり断続操業のせいもあつて、コークス比は3程度にとどまつた。

(4) 耐火物

湯溜部に対しては炭素質煉瓦が最適であり、羽口以上に対しては耐食性は高アルミナ質が最もよく、ついでシャモット質、炭素質の順であるが、炭素質は装入物、スラグなどの付着が少ないという点で有効であろうと思われた。

要するに、ハンギングを防止することによつて装入原料の降下を円滑にすることが、高濃度酸素富化送風製鉄操業の要諦と考えられ、原料粒度範囲の選択、操業速度の調整、炉頂ガス、水蒸気あるいはCO₂などの吹込みによる羽口前温度の低下などによつて、炉況ならびに鉄組成の安定を図る必要があるとの結論を得た。

3.2 工業化試験

湯溜内径800mm、全炉内容積約1m³、主としてシャモット質耐火煉瓦を内張りし、予想能力として日産鉄2.5t、有効ガス(CO+H₂)7750m³の試験炉により、第1次から第3次にわたり合計92日間試験操業を行なった。

3.2.1 送風設備

送風は冷風で、酸素(99.7%)は前記化学工場の主管から吸引し、ブロアーからの空気と手動によつて流量を調整混合して所要の酸素濃度としたのち、調湿塔の水層を通過させることにより温度、湿度を調整し水滴分離器を通して、下向きに12°傾斜させた4本の羽口から炉内に吹込んだ。

第3次操業においては、洗滌した炉頂ガスの一部を循環して、Fig. 1に示すような羽口から酸素富化送風と合流させて炉内に吹込んだ。

3.2.2 操業条件

Table 1に操業条件を示す。鉄源としては硫酸滓単味の焼結鉄を使用した。

3.2.3 操業成績

Table 2に第3次操業における代表的な操業成績3例を示す。表中、試験Aは送風酸素濃度約40%、Bは55%、

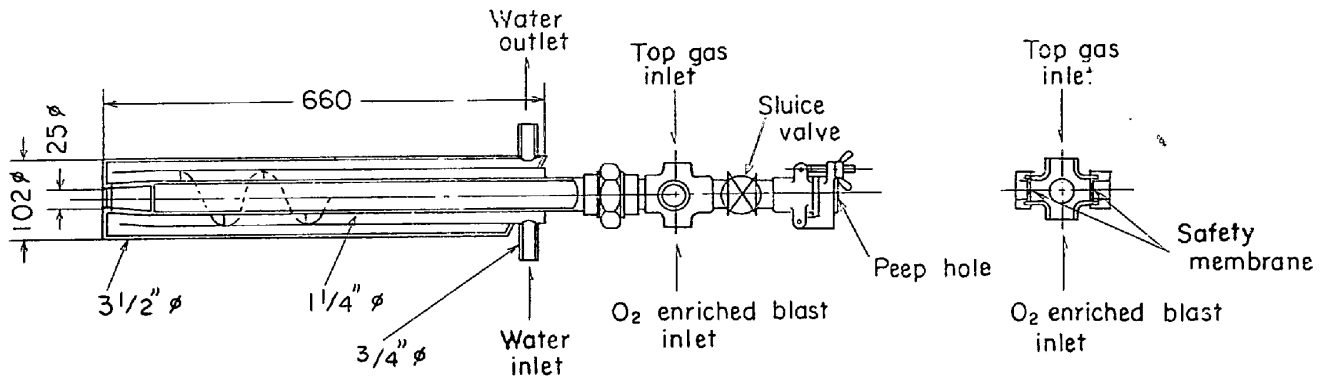


Fig. 1. Tuyere of the test furnace.

Table 1. Condition of test operation.

Blast	
Tuyere dia.	16~25 mm
Velocity at tuyeres	60~130Nm/sec
Total volume of oxygen in blast	120~170m ³ /hr
Oxygen content in blast	40~55%
Blast temperature	10~40°C
Volume of top gas blown into the furnace	0~100m ³ /hr
Burden	
Size of sinter	3~10 mm, 1.5~3 mm
Size of coke	10~20 mm

Cは同じく 55% であるが、炉頂ガスの循環吹込みを行なつて全送風中の酸素濃度を約 40% とした場合である。なお、以下の記述において、酸素富化送風（略して富化送風）に対して、これと羽口から吹込む炉頂ガスを合わせて全送風と呼び、その酸素濃度を全送風酸素濃度と呼ぶこととする。

表中、原料原単位、ガス、スラグ発生量は、装入原料中に含有される全 Fe 分からダストおよびスラグ中に移行する Fe 分を差し引き計算上求めた出銑量 1 t 当たりの値である。

3.2.4 結論

高濃度酸素富化送風製銑法が技術的に実施可能であることが明らかとなり、銑鉄の品質ならびにガスの適用性についても確信を深めることができ、かつ、採算的にも成り立ちうるという見通しがつけられたので、その工業化に踏みきることに決定した。

(1) 送風酸素濃度と炉況

送風酸素濃度 55% 程度でも操業は一応可能であつたが、ハンギングが多発し炉況が安定せず操業に苦労した。これは後に考察において述べるように、冷風の場合でも羽口前の燃焼温度は局部的にきわめて高温となるので、装入原料中に含有されている SiO₂ などの造滓成分が蒸発気化して炉内を上昇し、これが上部で凝縮して装

Table 2. Examples of test operation data.

Test	A	B	C
Period (days)	5.5	5.3	4.7
Blast			
Oxygen content in enriched blast (%)	39.0	57.0	54.5
Air (m ³ /hr)	310	143	158
Oxygen (m ³ /hr)	92	120	117
Total oxygen (m ³ /hr)	157	150	150
Top gas blown (m ³ /hr)	0	0	90
Oxygen content in total blast (%)	39.0	57.0	41.1
Temperature (°C)	14.3	23.4	23.3
Charge (kg/t pig iron)			
Sinter	1 528	1 565	1 530
Coke	2 100	1 952	2 452
Limestone	346	421	484
Dolomite	127	116	149
Mn ore	51	47	55
Pig iron			
Production (kg/day)	2 428	2 373	2 287
Analysis (%)			
C	2.71	2.97	3.01
Si	7.36	5.26	6.34
S	0.041	0.076	0.045
Top gas			
Production (m ³ /t pig iron)	5 356	4 059	5 281
Analysis (vol. %)			
CO	54.1	66.5	65.2
H ₂	3.0	4.9	5.0
N ₂	37.8	22.2	24.5
CO ₂	4.8	6.1	5.0
O ₂	0.1	0.1	0.1
CH ₄	0.2	0.2	0.2
%CO+%H ₂ /%N ₂	1.51	3.22	2.87
Slag			
Volume (kg/t pig iron)	705	771	866
%CaO+%MgO/%SiO ₂	1.40	1.32	1.51

入物の粒間をふさぎ、炉ガスの通過を妨げるため、ミゼット炉による試験ならびにこの試験においてつぶさに経験した。ミゼット炉試験において発生した白い fume の分析値の 1 例は下のようである。実際試験操業にあつても、炉頂ガスの洗滌排水の濁りの色によつて、スラグ組成ないし炉内の還元製錬状況をほぼ判定できるほどであつた。

$$C=7.38 \quad SiO_2=32.24 \quad CaO=17.72\%$$

また、装入原料は炉頂の低温度帯から急速に羽口直上

の高温帯に達し、短時間内に還元溶解される。結果として、炉ガス中のCO濃度が高いにもかかわらず間接還元率は30~40%と低く、炉況は不安定となつた。

これに対し洗滌した炉頂ガスの一部を循環して羽口から吹込み、送風酸素を希釈して全送風酸素濃度を40%程度としたところ、いちじるしく炉況を改善することができた。また酸素富化送風主管の途中に設けた調湿塔の水温を20°Cから33~35°Cに高め送風中の水蒸気量を増加しても、ハンギングを防止し安定操業を続けることができた。

(2) 炉頂ガス

炉頂ガス組成は、ミゼット炉による試験と同様に、ほとんど物質精算によつて予想したとおりであつて、送風関係を自動調整方式とすれば、炉況の安定化とともにガス組成の変動も少なくなることが期待でき、また、ガス中のO₂、CH₄、H₂S、SO₂などの含有率もきわめて少ないことがわかつた。

(3) コークス比

試験操業の結果によれば、コークス比2で操業することはややむずかしいようである。しかし、炉がより大型化して熱効率が向上し、かつ炉頂ガスの循環吹込みなどによつてハンギングを防止し、炉況が安定化すればコークス比はさらに低下できるであろうと考えられた。

4. 工業化炉の操業

4.1 経過

当初の規模としては、アンモニア生産計画、他設備の能力などから炉頂ガスとして日産アンモニア換算40t、銑鉄40tとし、基礎的研究の結果に基づき設備的にとくに次のような点に考慮を払つた。

(1) 炉頂ガスを循環させて羽口から酸素富化送風とともに吹き込むことによつて、送風酸素濃度を希釈して羽口前が極度の高温になることを避け、かつ、炉内の温度勾配の緩和を図る。

(2) 送風条件の変動を少なくし、炉況ならびに炉頂ガスの組成および発生量の安定化を図るために、空気、酸素、循環ガスの各送風とともに20°Cで水蒸気を飽和させた恒温恒湿の冷風とし、また、富化送風酸素濃度の自動制御、循環ガスの比率制御ならびに定量送風を行なうような方式とする。

(3) 装入原料の整粒を強化する。

(4) 炉頂ホッパーへの装入にはベルト・コンベアーを用い、かつ、ホッパーから炉内へは装入速度の調節が可能な連続装入方式を採用して、ストック・ラインを常に予定された高さに一定に保つ。これは通常の高炉操業

に比べて、高濃度酸素富化送風操業においては炉況がストック・ラインの変動に対してはるかに敏感であるという特性に対処するためである。

(5) 炉内耐火物は、外側はシャモット質耐火煉瓦とするが、内側は湯溜から炉胸までカーボン・ブロックを用いる。

企業化の当初においては、重油、原油などの流体燃料を原料とするガス発生方式もまだ一般的には行なわれておらず、この製鉄法によつて得られるガスは製造原価において従来のウィンクラー炉あるいは半水性炉ガスに対して優位にあつたので、コークス比が高くても十分に採算がとれた。したがって、技術的にも困難性が多いと予想される熱風方式を避けて上述のように冷風方式とし、炉体も湯溜径2580mmに対して羽口上の有効高さは4100mmの低炉型のプロフィールとした。

試験炉の経験から、少なくとも初期にはかなりトラブルが発生するものと考えて操業を開始したが、実際は予想に反して始めからきわめて円滑にスタートすることができ、以後約1年にわたつて予期以上の経済的実績をあげた。(第1次操業)すなわち、硫酸滓単味の焼結鉱を原料とし、Si 2~3%の鋳物用銑35~40t/dayを、送風酸素濃度55%程度の冷風により、コークス比1.4~1.6をもつて吹製し、同時に銑鉄1t当たりアンモニア換算900~950kgの原料ガスを生産することができた。

これは、試験炉に比較して炉容が大きくなつたこと、原料の整粒を強化したこと、富化送風酸素濃度は55%程度であつたが循環ガスの吹込み量を多くして全送風酸素濃度を30~36%に保つたことなども影響しているが、連続装入、送風条件の自動調整など設備上採用した種々の新しい方式が炉況の安定化に対して功を奏したことも見逃すことができないと考えられる。

その後、銑鉄増産の要請に応ずるため、炉体の改造を行ない、炉高の延長、炉内容積の拡大を図り第2次操業に移つた。第2次操業においては、自溶性焼結鉱の使用、コークス灰分の低下(従来の13.5~14%を11~11.5%へ)、混合原料装入方式からCO CO 装入方式への切り換えなどを実施した結果、出銑量は約90t/dayに増加し、コークス比は1.3から1.1程度に低下した。

これらの間において、アンモニア製造業界においては、従来の石炭、コークスなどの固体燃料から天然ガス、コークス炉ガス、重油あるいは原油などの流体燃料へのガス源転換の機運が高まり、供給先の化学工場においても原油炉を採用することに決定し、CO、H₂の製造原価がいちじるしく下がることになつた。したがって、酸素富化送風製鉄法としては、極力コークス比を下げ、

そのうえで生成するガスはできるだけ多くアンモニア原料として供給するという高炉本来の方式に一步近づいた方向に転進せざるをえなかつた。ただし、この際従来の炉形を改造することなく銑鉄生産量を維持するためには、ある程度の送風の酸素富化は必要であり、また化学工場の原油炉ガスには N_2 が少ないので、低酸素濃度としても炉頂ガスをかなりアンモニア合成用に供給しうるという面もあつた。よつて、金属管換熱式の熱風炉を設置し、比較的酸素濃度による熱風操業に移行した。(第3次操業)

富化送風酸素濃度は、アンモニア原料用として供給している電気製銑炉ガスの輸送量、化学工場におけるガス発生炉の稼動状況などによつて異なるが、第1、2次操業において50~60%、平均55%であり、第3次操業において35%程度であつたが、いずれの場合も炉頂ガスの循環吹込みによつて全送風酸素濃度を冷風のときは30~36%、熱風(600°C)のときは26~30%に維持することによつて、炉況の安定化ならびに生成銑鉄中のSiの調整維持を図つた。

なお、炉頂ガスの循環吹込みは、含有される CO_2 によつてコークスおよび熱量が消費されるので、第3次操業の後半ごろからは、重油吹込みに変更した。重油吹込

みは、高率吹込みをねらい、羽口前で短焰燃焼させる目的などで、圧縮空気によるエア・アトマイズ法によつたが、これはわが国における高炉への重油吹込みの工業化操業に先鞭をつけたものであろう。

4.2 設 備

4.2.1 炉体内形

Fig. 2 に炉体内形の推移を示す。コークス燃焼率(湯溜単位面積単位時間当たりコークス燃焼量)は、第1次炉においては $0.6 t/m^2hr$ より多少余裕をみて設計したが、実績は 0.41 で湯溜径がやや過大であつたようであり、第2次炉、第3次炉の実績はそれぞれ 0.87 、 0.68 となつている。炉高に関しては、当初全送風酸素濃度を40%と想定していたが、実際操業においてはこれではまだ炉況が不安定で30~36%にしてはじめて安定操業を続けることができた。このため、炉内通過ガス量が増して炉頂ガス温度も $400^\circ C$ を越すに至つた。加えて銑鉄増産の要請もあつたので第2次炉においては槽を改造しない範囲で炉高を延長した。

第1次炉においては朝顔を全く欠いているが、これは試験炉の経験からハンギングを恐れたこと、およびLiège¹⁴⁾、Gerlafingen¹⁵⁾、Trostberg¹⁶⁾などの低炉の例を参考にしたことなどに基づく。ところが実際操業の結果、

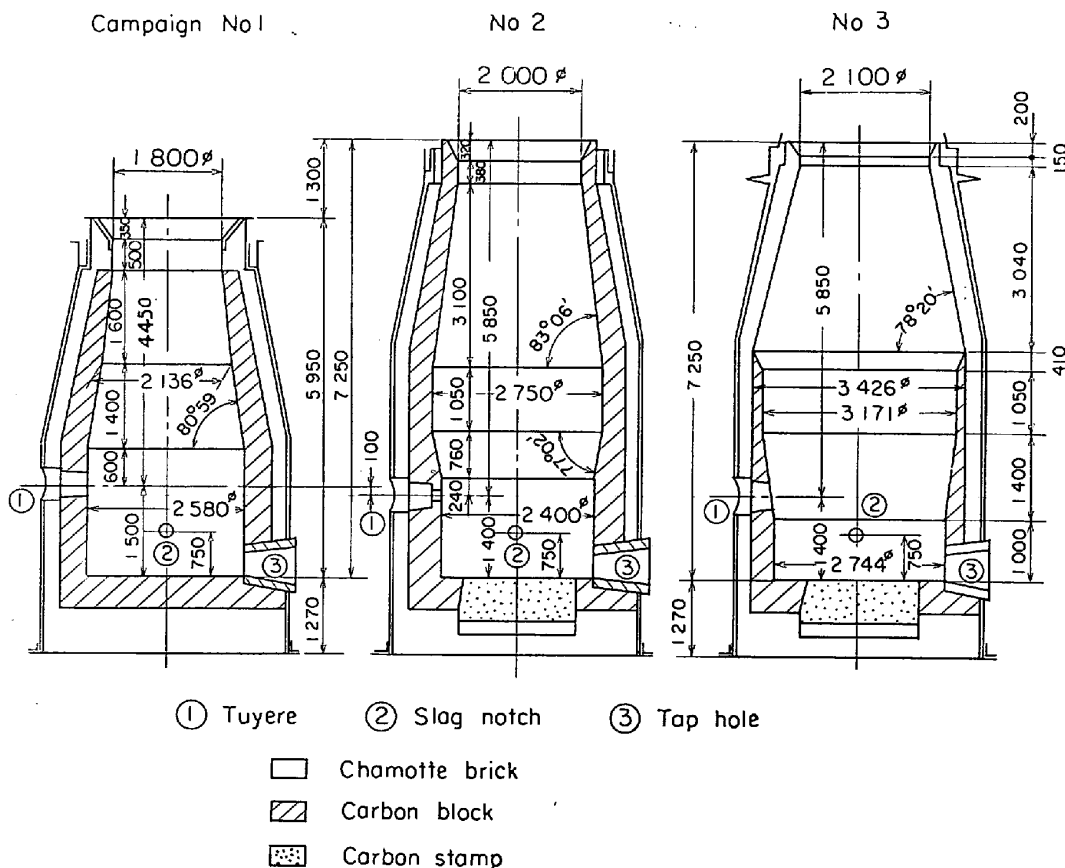
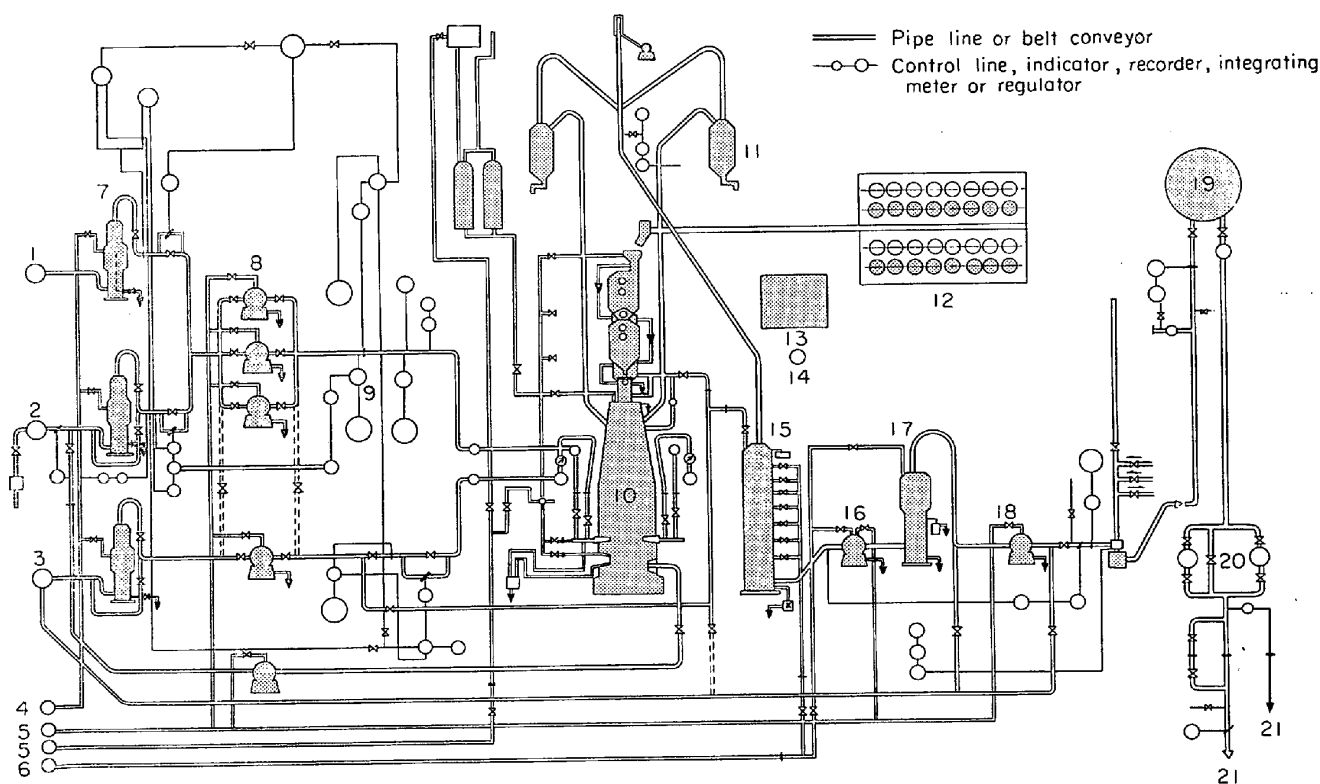


Fig. 2. Profiles of the highly oxygen-enriched blast furnace.

Table 3. Comparison of low shaft furnaces.

Campaign	Yahagi Iron Co. industrial furnace				Liège ¹⁷⁾	Oberhausen ⁸⁾	Gerlafingen ¹⁵⁾
	No1 A*	No1 B**	No 2	No 3			
Hearth dia. (mm) <i>D</i>	2 580	2 580	2 400	2 744	Oval 1 200× 3 000	2 400	1 500
Throat dia. (mm)	1 800	1 800	2 000	2 100	"	2 200	1 500
Working height (mm) <i>h</i>	4 100	4 100	5 530	5 650	5 620	5 700	2 700
<i>h/D</i>	1.59	1.59	2.31	2.06	2.88	2.37	1.80
Working inner volume (m ³)	16.5	16.5	27.5	39.6	20.8	33.0	4.8
Total oxygen blown per unit area of hearth (m ³ /m ² hr)	258	259	520	406	490	485	226
Coke burnt per unit area of hearth (kg/m ² hr)	407	414	867	680	808	700	Coal 546
Pig iron production per unit of total inner volume (t/m ³ day)	1.37	1.51	2.57	2.69	2.07	1.12	1.20
Velocity of top gas at the throat (Nm/sec)	0.68	0.67	0.94	1.00	—	0.78	0.20
Velocity of top gas at the throat at top gas temp. (m/sec)	1.39	1.34	1.93	2.57	—	1.76	—
Temp. of top gas (°C)	285	276	290	430	—	619	—
Oxygen content in enriched blast (%)	53.6	50.2	55.7	33.1	26.4	30.5	40
Oxygen content in total blast (%)	33.0	33.2	35.1	28.0	—	—	—
Temp. of enriched blast (°C)	65	61	65	570	773	641	atm. temp.

* Non-fluxing sinter operation
** Self-fluxing sinter operation



1. Air 2. Oxygen 3. Cleaned top gas 4. Temp. conditioning water 5. Cooling water 6. Gas washing water 7. Humidity conditioning tower 8. Blower 9. O₂ analyser 10. Furnace body 11. Dust catcher 12. Ore and coke bins 13. Indicator of revolution of charger 14. Stock-line recorder 15. Gas cooling tower 16. Theisen washer 17. Mist separator 18. Booster 19. Gas holder 20. Blower 21. To the chemical plant.

Fig. 3. Operation control system of the highly oxygen-enriched blast furnace.

ハンギングは循環ガスの吹込みなどによつて防止できることがわかつたので、その他の原因による炉況不安定とくに生鉄下りの防止のためにはかえつてある程度朝顔部があつたほうがよいという結論に達した。したがって、第2次炉以降においては炉殻鉄皮は垂直のまま、炉体耐火物によつて朝顔部および炉腹部を形成するようにした。なお、第1次炉において炉胸部の傾斜を2段にしたのは、やはりハンギング防止に対する配慮に基づく。

Table 3 に炉体諸元などについて他の低炉と比較して示す。

4.2.2 炉体耐火物

高濃度酸素富化送風操業において、ハンギングなどを防止し炉況の安定化を図るためには、循環ガスの吹込みなどの手段を用いることのほかに、試験炉における成績から炉体耐火物として原料や半溶融物の付着の少ない炭素質耐火物を選ぶことも有効であると考えて、第1次炉および第2次炉においては湯溜から炉胸にいたるまで内側にカーボン・ブロック（厚さ炉底 500 mm, 湯溜 400 mm (第1次炉), 490 mm (第2次炉), 炉胸上端 200 mm) を、その外側にシャモット質耐火煉瓦（厚さ炉底 720 mm, 側面 230 mm) を使用して裏張りを行なつた。この場合とくに炉底および湯溜においては、カーボン・ブロックとシャモット質耐火煉瓦との境界面温度を銑鉄の融点以下に保つことがカーボン・ブロックの浮上りを防ぐために望ましいが、上記の寸法を採用したので、境界面温度は計算上炉底において 1250°C 、湯溜側面において 1000°C となり、また熱損失量はそれぞれ $1200, 3000 \text{ kcal/m}^2\text{hr}$ 程度となつた。

小型炉であるので熱損失をできるだけ少なくするために、当初は炉体耐火物の強制冷却は全く行なわなかつたが、第2次操業の後半以降において炉胸部に外部から注水して冷却し、耐火物の保護ならびに炉内温度勾配の調整を図つた。実際操業の結果、危惧したハンギングもほとんど問題とならず、とくに炉胸においては冷却函のないためもあつてカーボン・ブロックの損耗がかなり激しかったので、第3次炉においては炉胸にカーボン・ブロックを使用せずシャモット質耐火煉瓦のみとし炉内容積の拡大を図つた。なお、炉腹以下の耐火物は第2次炉のまま引き続き使用した。また、第2次炉および第3次炉においては、炉底中心部にカーボン・ブロックの代わりにカーボン・スタンプを用いた。

なお、羽口周囲にはシリマナイト質煉瓦を、また乾燥、予熱および吹入れ時におけるカーボン・ブロックの初期損耗を防ぐために低耐火度酸性煉瓦を内面に張つた。

4.2.3 送風装置

当時供給先の化学工場における原料ガスとしては、酸素富化送風製銑炉ガスが $1/2$ 程度で、残りは半水性炉ガスならびに量的には少ないが電気製銑炉ガスであつて、これらの混合ガスからアンモニアを合成しており、酸素富化送風製銑炉ガス単味で使用されることは少なかつた。すなわち、本炉ガスは、アンモニア生産量、半水性炉ガス、電気製銑炉ガスの供給量に応じて、 $\text{CO} + \text{H}_2 / \text{N}_2 = 3$ 前後の指定値に調整し指定量を供給しなければならず、また酸素の使用可能量にも時間的変動があつた。

空気、酸素および羽口前の燃焼温度の低下の目的で吹込む循環ガスからなる複合送風によつて操業する場合に、送入全酸素量、富化送風酸素濃度あるいは循環ガスの混合比率が変動することは、ガス供給の面で支障があるばかりでなく、操炉上も羽口前燃焼温度や炉内の溶解帯などの位置を変化させ、ハンギング、炉況不安定などの結果を招くことになる。たとえば後述するように送風酸素濃度 1% の差は羽口前の理論燃焼温度に対して送風温度としてほぼ 65°C の変化に相当する影響を与える。よつて前述のように、これら3種類の送風のおおの流量を個々に調整するだけでなく、富化送風酸素濃度および循環ガスの混合比率も自動制御できるような特殊の

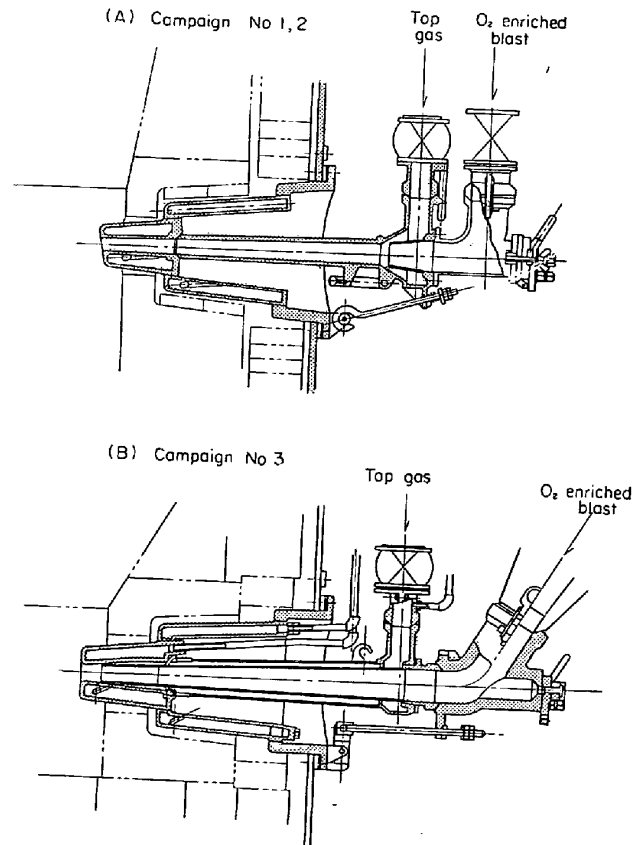


Fig. 4. Tuyaere of the industrial furnace.

Table 4. Examples of industrial operation data.

Campaign	No 1		No 2		No 3		
	Cold blast	Cold blast	Cold blast	Cold blast	Hot blast	Hot blast oil injection	
Period, data obtained (hr)	96		96		48		
Blast	96		96		727		
Oxygen content in enriched blast (%)	50.2		55.1		33.5		
Air (m ³ /hr)	1 700		2 410		6 150		
Oxygen (99.2~99.7% O ₂) (m ³ /hr)	1 000		1 860		1 120		
Total oxygen (m ³ /hr)	1 354		2 352		2 403		
Top gas blown (m ³ /hr)	1 380		2 440		1 300		
Oxygen content in total blast (%)	33.2		35.1		28.0		
Temp. of enriched blast (°C)	61		65		570		
Temp. of top gas blown (°C)	64		68		83		
Analysis of raw materials (%)							
Sinter	T.Fe	54.39	56.91	54.23	57.49	56.65	61.73
	CaO	7.20	9.61	10.43	7.77	8.19	1.48
	SiO ₂	10.99	7.44	7.62	8.03	7.45	8.24
	moisture	0.75	0.76	0.75	1.55	0.76	0.75
Coke	V.M.	1.24	1.59	1.51		1.12	
	F.C	84.66	87.12	87.44		87.76	
	Ash	14.10	11.29	11.05		11.12	
	moisture	4.16	4.29	4.05		4.04	
Charge (kg/t pig iron)							
Self-fluxing sinter	1 709		1 627		639		
Coke	1 336		1 033		872		
Limestone	293		0		0		
Mn ore	39		13		9		
Heavy oil	0		0		0		
Pig iron							
Production (t/day)	36.8		87.1		106.5		
Analysis (%)	C	3.79	4.06	4.04	3.98	3.98	
	Si	2.72	2.44	2.47	2.27	2.27	
	Mn	0.48	0.55	0.50	0.49	0.49	
	S	0.04	0.02	0.02	0.03	0.03	

Table 4. (Continued)

Top gas	2 952	2 144	2 407	2 405
Production(m ³ /t pig iron)	2 952	2 144	2 407	2 405
Analysis (vol%)				
CO	59.6	59.5	40.4	32.4
H ₂	1.7	3.3	2.0	2.8
CO ₂	10.3	13.4	13.7	11.9
N ₂	28.1	23.6	43.8	52.8
CH ₄	0.3	0.2	0.1	0.1
%CO+%H ₂ /%N ₂	2.18	2.66	0.97	0.67
Temperature (°C)	276	290	430	360
Slag				
Volume (kg/t pig iron)	709	374	363	325
Analysis (%)				
CaO	41.03	42.81	40.72	44.69
SiO ₂	34.41	34.85	33.91	34.89
%CaO/%SiO ₂	1.19	1.23	1.20	1.28

Definition :

Air } = Enriched blast }
 Oxygen } = Total blast }
 Top gas blown }

Total oxygen blown = Oxygen in the industrial oxygen gas + oxygen in the air

送風制御装置を採用した。

なお、高純度酸素用としては特殊仕様のブローアを必要とするが、この送風系においてはこれを避けるため、空気、酸素それぞれ流量調整弁を通したのち混合し通常のブローアで吸引送風する方式とした。また、空気、酸素、循環ガスともに、ブローアにはいる前に調湿塔において井戸水（年間ほぼ 20°C）を撒水することにより簡

単に恒温恒湿化を図った。Fig. 3 は熱風炉を設置する前の全設備の操作系統図である。

4.2.4 羽口

試験炉に使用した羽口は前述のとおり簡単な構造のものであり、炉内から逆火することがしばしばあつたので、本炉においては Fig. 4 A, B に示すように、火焰伝播速度を考慮して循環ガスの噴出間隙を狭くして十分な噴出速度を与えるような構造とした。ノズルは 鋳鋼製、耐火モルタル内張り（第 1, 2 次炉）、あるいは 18-8 ステンレス製（第 3 次炉）とした。羽口数は 8 個、羽口径は第 1, 2 次炉において 60 mm, 第 3 次炉において 67 mm とし、羽口出口における風速は 80~100 Nm/sec とした。

第 3 次操業においては、循環ガスの代わりにエア・アトマイズ方式の重油吹込みを行なつたが、重油温度 40~50°C, 圧力 4~5 kg/cm², 霧化空気圧力 2.5~3.5 kg/cm², ノズル孔径 2 mm とし、羽口 1 本当たり 1 l/min 程度以下の重油を吹込んだ。

4.2.5 熱風炉

第 3 次操業においては、富化送風だけを予熱して循環ガスと合わせて吹込む熱風操業に移行したが、富化送風

酸素濃度はなお 35% 程度であつたので、送風温度を 600°C におさえることとし、金属管換熱式熱風炉を採用した。伝熱管は内径 40 mm, 肉厚 3 mm, 材質として高温部には SUS 41, 中間には SUS 27, 低温部には STP 38 を用い、伝熱面積は合計 290m², 管中の富化送風の速度は約 8.3Nm/sec とした。

4.3 操業成績

工業化炉は昭和 33 年 4 月吹入れ以来、昭和 37 年 4 月吹止めに至るまで、第 1 次から第 3 次にわたり合計約 3 年 10 月間操業し、銑鉄約 9 万 t, 有効ガス (CO+H₂) 約 134×10⁶Nm³ (アンモニア換算約 6 万 t) を生産した。この間における操業成績の数例を Table 4 に示す。表中第 3 次操業については、重油吹込みの最も多かつた場合の例も示してあるが、第 1 次から第 3 次にかけて、熱風、重油の使用、石灰石使用量の減少、間接還元率の増加、スラグ保有熱および損失熱の減少などによつてコークス比は順次低下している。

5. 考 察

5.1 全送風酸素濃度と羽口前における理論燃焼温度との関係

炉頂ガスを循環させて (第 3 次操業の後半には代わりに重油を) 羽口から富化送風とともに吹込むことによつて羽口前が過度に高温になることを防止し、かつ上昇ガス量を増加して炉内の温度勾配の緩和を図つたことが、上述の高濃度酸素富化送風による安定操業を可能にした最も大きな要因であると考えられる。炉頂ガスの循環吹込みの場合、炉況を安定化させるための全送風酸素濃度範囲として、冷風の場合には 30~36%, 富化送風を約 600°C に予熱した場合には 26~30% が最も適当していることが、実際操業上の経験から明らかとなつた、これは主として全送風酸素濃度と羽口前の燃焼温度との関係に基づくと考えられるので、若干の考察を加えたい。

なお、以下に述べる羽口前理論燃焼温度の計算は、次のような前提に基づいて行なつた。

(1) 気体の平均比熱の計算には、簡単のため CO, O₂, N₂ とともに次式を使用するが、循環ガス中の CO₂, H₂ は量的に少ないので、これらも同様な平均比熱をもつものとして計算した。

$$0.302 + 0.000022 t \quad (\text{kcal/m}^3/\text{°C}, t \text{ は温度 } \text{°C})$$

(2) コークス中の C が燃焼帯まで降下する間に炉内上昇ガスによつて予熱されるために顕熱として持ち込まれる熱量は、R_{amm} の式¹³⁾に準じ、 $0.4 \times 0.75 t_G$ kcal/kg C とする。

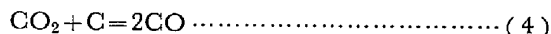
ただし $0.4 : C$ の平均比熱 (kcal/kg/°C)

t_G : 理論燃焼温度 (°C)

$0.75 t_G : C$ の予熱温度 (°C)

(3) 送風はいずれの場合においても乾燥状態であると仮定し、送風中の水蒸気の分解による吸熱は考慮しない。

(4) 循環ガス中の CO₂ はコークス中の C により (4) 式に従つて全部 CO となるものとする。ただし、循環ガス中の CO, H₂ は変化しない。



(5) 重油の組成を C=86%, H=12% とする。

以上のような前提のために、結果として得られた理論燃焼温度の値自体には問題があるが、相対的に大体の傾向はつかむことができると考える。

5.1.1 炉頂ガスの循環吹込みの場合

羽口前面では、コークス中の C が送風中の O₂ によつて CO まで燃焼するものとし、熱損失ならびにコークス中の灰分、揮発分の存在を無視すれば、前述の前提に基づき、ここで燃焼するコークス中の C 1 kg (ただし送風中の O₂ と反応する C 1 kg を基準とし、循環ガス中の CO₂ により (4) 式に従つて消費される C は外数とする) に対して次の (5) 式が成立する。

$$\begin{aligned} & V_B \times (0.302 + 0.000022 t_B) \times t_B + 2445 \\ & - 1709\text{CO}_2 + 0.4 \times 0.75 \times \left(1 + \text{CO}_2 \times \frac{12 \cdot 01}{22 \cdot 4}\right) \times t_G \\ & = V_G \times (0.302 + 0.000022 t_G) \times t_G \dots\dots\dots (5) \end{aligned}$$

ただし、 V_B : 全送風量 (m³)

V_G : 生成ガス (ボッシュ・ガス) 量 (m³)

t_B : 送風温度 (°C)

t_G : 理論燃焼温度 (°C)

CO₂ : 全送風中の CO₂ (m³)

2445 : コークス中の C の CO への燃焼熱 (kcal/kg C)

1709 : コークス中の C の CO₂ との反応熱 (kcal/m³CO₂)

(5) 式によつて、送風温度、全送風酸素濃度と理論燃焼温度との関係を求めると Fig. 5 のようになる。図中曲線 A は空気送風の場合の送風温度と理論燃焼温度との関係、曲線 B は酸素富化 (0°C 冷風) の場合の全送風酸素濃度と理論燃焼温度との関係であり、このうち曲線 B₀, B₂, B₄, B₆ はそれぞれ全送風中の CO₂ が 0, 2, 4, 6% の場合に対するものである。また曲線 C は酸素富化 (600°C 予熱) の場合の全送風酸素濃度と理論燃焼温度との関係を示し、曲線 C₀, C₂ はそれぞれ全送風中の CO₂ が 0, 2% の場合のものである。

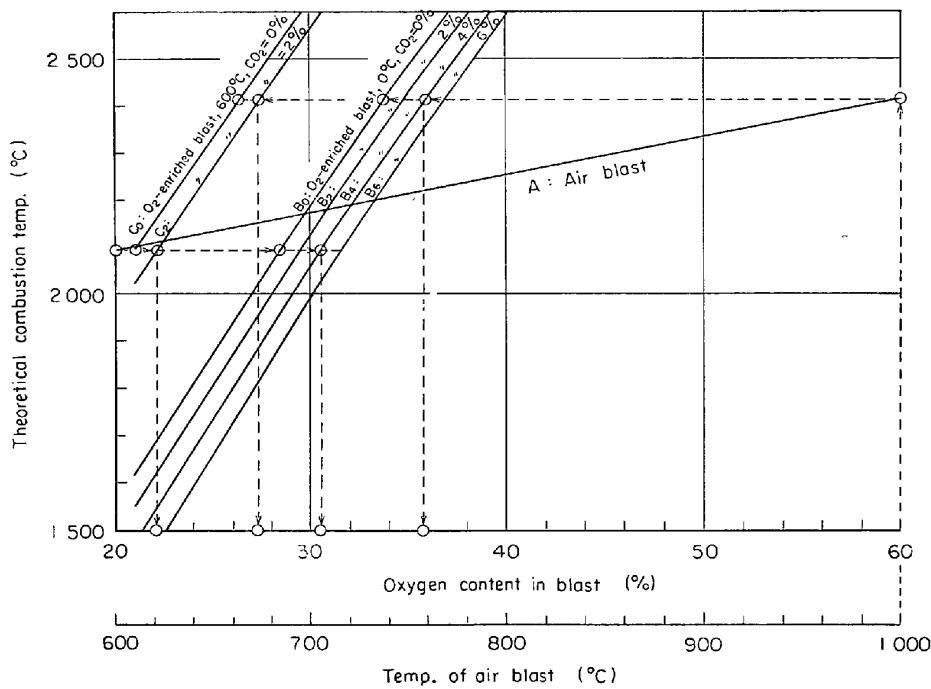


Fig. 5. Relation between blast temp., oxygen content in enriched blast and theoretical combustion temp.

Table 5. Range of oxygen content (vol %) in total blast of which the theoretical combustion temperature is equivalent to that of hot air blast at 600~1000°C.

CO ₂ content in total blast (%)	0	2	4	6
Cold blast (0°C)	28~34	29.5~35	30.5~36	31.5~37
Hot blast (600°C)	21~26.5	22~27.5	—	—

いま、高炉における空気送風の場合の通常の送風温度範囲を 600~1000°C とすれば、図からこれと理論燃焼温度の等しい全送風酸素濃度の範囲を求めると Table 5 のようになる。操業実績によれば全送風中の CO₂ は第 1 次、第 2 次操業（冷風）において約 4%，第 3 次操業（熱風約 600°C）において約 2% であるので、表から全送風酸素濃度がそれぞれ 30.5~36%、22~27.5% の場合に通常の高炉と等しい羽口前燃焼温度をもつことになる。しかして、前者の場合には実際操業における送風温度は 0°C ではなく、60~70°C であるという条件の差はあるが、全送風酸素濃度範囲は 30~36% で上述の値とよく一致している。また、後者の場合に実際操業が 26~30% で全送風酸素濃度が若干高いのは、主として富化送風のみを予熱し循環ガスを予熱しないことに基づくと考えられる。もつとも以上の考察において、その根拠とした高炉における通常の送風温度範囲の 600~1000°C と

いう値も一応の目安であり、また送風中に含有する水蒸気量についても考慮する必要はあるが、とにかく以上に述べたところによつて、炉況を安定させるために実際操業上上述のような全送風酸素濃度範囲に維持する必要がある理由を、通常の高炉との羽口前の理論燃焼温度の比較からかなり定量的に説明することができると思う。

なお、全送風酸素濃度と生成鉄鉄の Si 含有率との間にはかなり高度の正の相関関係があるので、実際には目標とする鉄鉄の Si 含有率に応じて上述の全送風酸素濃度範囲内の濃度を選択して操業した。

5.1.2 重油吹込みの場合

重油中の水分、灰分、O、N、S、顕熱などの影響を無視し、前述の炉頂ガス吹込みの場合と同様な(6)式を用いて、送風温度、送風酸素濃度および重油吹込み率と理論燃焼温度との関係を求めると Fig. 6 のようになる。

$$V_B \times (0.302 + 0.000022t_B) \times t_B + 2445 - 440$$

$$\times \frac{x}{0.86} + 0.4 \times 0.75 \times (1-x) \times t_G$$

$$= V_G \times (0.302 + 0.000022t_G) \times t_G \dots\dots (6)$$

ただし、式はコークスおよび重油中の C 合計 1 kg に対するものであり、重油中の C の CO への燃焼熱はコークスと同一であるとした。

式中、

x : 重油の吹込み率、羽口前面で送風中の O₂ によつて燃焼するコークスおよび重油中の C の合計に対

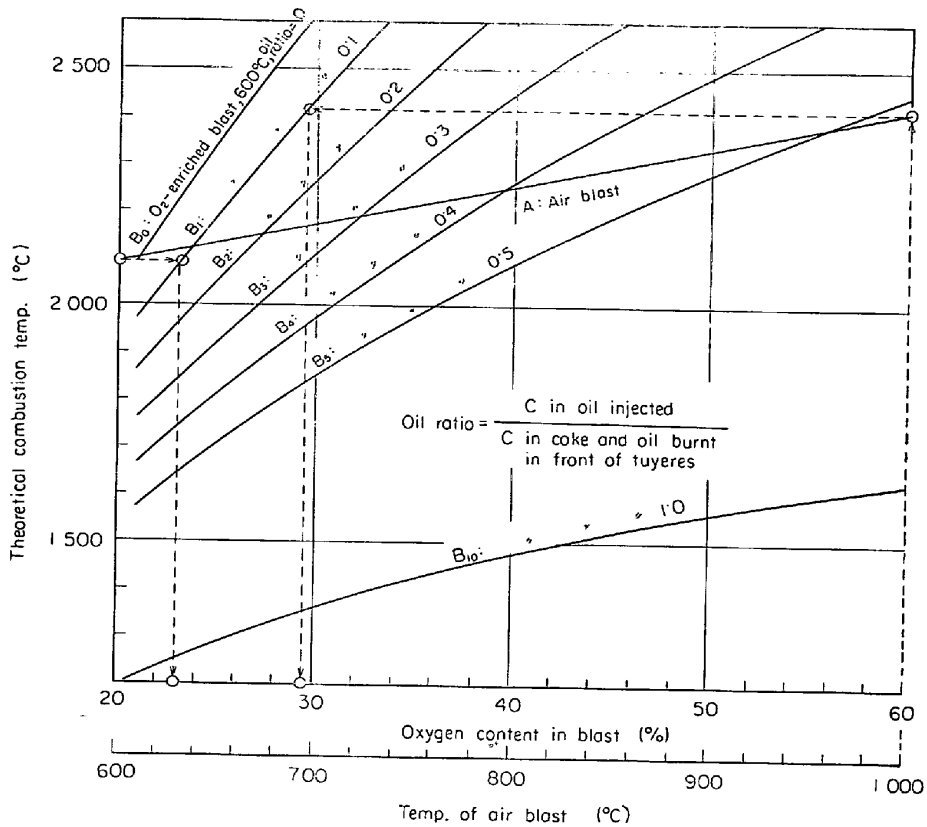


Fig. 6. Relation between blast temp., oxygen content in enriched blast, oil ratio and theoretical combustion temp.

する重油中のCの割合

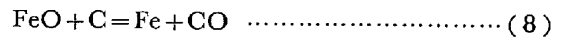
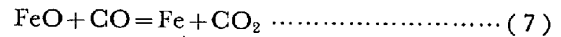
440 : 重油の分解熱 (kcal/ kg 重油)

図中曲線Aは Fig. 5 と同様に空気送風の場合の送風温度と理論燃焼温度との関係、曲線Bは酸素富化(600°C 予熱) の場合の重油吹込み率、送風酸素濃度と理論燃焼温度との関係を示す。前と同様に高炉における通常の送風温度範囲 600~1000°C と等しい理論燃焼温度をもつ送風酸素濃度を、重油吹込み率0.1の場合について求めると 23~29.5% となり、工業化炉における重油吹込み率 0.07~0.14 のときの送風酸素濃度の実績 26~27% とほぼ一致している。

5.2 ガス還元率

炉内における反応に関して、炉頂ガスの循環吹込みの影響を考えると複雑になる。すなわち、炉が定常状態で操業されている場合には、吹込みガスと炉頂ガスの組成は同一であり、最も単純に考えれば、結果的に吹込まれたガスはそのままの組成で炉頂から排出され、したがって、炉内反応系から分離して循環していると考えられることもできる。しかし、微視的には前述の理論燃焼温度の計算においても前提したように、少なくとも吹込まれた炉頂ガス中の CO₂ は羽口前の高温度で灼熱コークスの存在する領域をそのままの状態を通過すると考えることは

許されない。すなわち、吹込みガス中の CO₂ は、送風中の水蒸気と同様に羽口前の高温度帯で(4)式に従って灼熱コークスと反応してCOを生成し、コークスと送風中の O₂ あるいは水蒸気との反応によつて生成したCOと合流すると考えるべきであろう。しかして、(4)式の反応が羽口前でおこれば、これと(7)式(式中 FeO は酸化鉄を代表して示す) とを加えると結局(8)式のようになり、それだけ間接還元が減つて直接還元が増加したよ



うな結果となる。なお、循環ガス中のCOおよび H₂ に関しては、結果的にそのまま羽口前の高温度帯を通過すると考える。

Table 6は工業化炉の操業成績から計算した物質精算の結果に基づき、ガス還元率(CO および H₂ による還元率) および鉄鉄 1t 当たりのソリューション・ロス・カーボンを求めたものである。表中、Aは循環ガスがそのままの形で炉を循環していると考えて反応系から除外した場合であり、Bは循環ガス中の CO₂ が羽口前でいったん全部COになると考えた場合である。Bの場合には羽口前における(4)式による反応を考慮したために、結果的にこれに対応する分だけ直接還元が減り間接還元

Table 6. Comparison of gas reduction and solution loss carbon in the industrial operation (kg/t pig iron).

Campaign			Oxygen reduced				Gas reduction of O _{Fe} (%)			Solution loss carbon		
			O _{Fe}			O _{others}	Reduced by		Total	at	above	
			C	CO (b)	H ₂ (c)	Total (a)	Reduced by C	CO ($\frac{b}{a}$)	H ₂ ($\frac{c}{a}$)			Total ($\frac{b+c}{a}$)
No 1	Non-fluxing sinter charge	A	155	156	50	361	31	43	14	57	—	116
		B	73	238	50	361	31	66	14	80	61	55
No 1	Self-fluxing sinter charge	A	153	170	32	355	35	48	9	57	—	115
		B	91	232	32	355	35	65	9	74	47	68
No 2	"	A	144	205	23	372	32	55	6	61	—	108
		B	82	267	23	372	32	72	6	78	46	62
No 3	"	A	110	236	25	371	32	63	7	70	—	83
		B	83	263	25	371	32	71	7	78	21	62

O_{Fe}: O reduced from iron oxide

O_{others}: O reduced from oxides other than iron oxide

Gas reduction of O_{Fe} (%):

$$\frac{\text{O}_{\text{Fe}} \text{ reduced by CO and H}_2}{\text{O}_{\text{Fe}}} \times 100$$

A: Calculated assuming that top gas blown into the furnace together with enriched blast circulates independently of reactions in the furnace.

B: Calculated assuming that CO₂ in top gas blown reacts with C in coke to form CO in front of tuyeres.

が増加している。

5.3 装入原料の炉内降下時間と間接還元率との関係

酸素富化送風操業の特徴として、ボッシュ・ガスの量が少なくなるために装入原料との熱交換が早期に行なわれる結果、炉高を低くできるというような利点がある反面、鉍石/コークスの比を一定とすれば空気送風の場合に比較して装入原料の炉内降下時間が短くなり、送入全酸素量の増加が可能でこととあいまって、間接還元の進行に対して有効な温度領域ならびにこの領域における装入原料の滞留時間の短縮によつて間接還元率の減少が予想される。しかし他方、ボッシュ・ガス中におけるCO分圧の増加の点からは間接還元増進の可能性も考えられる。これらの点から、結局結果としてどの程度の間接還元率に落ち着くかということは、コークス比とも関連するのできわめて興味があり、かつ重要な問題である。

ミゼット炉、中間工業化試験炉ならびに工業化炉の操業成績を検討した結果に基づき、装入原料の炉内降下時間と間接還元率（ガス還元率中COによる還元率で、5.2のBの場合、すなわち循環ガスを吹込んだ場合には含有されるCO₂による羽口前における(4)式のソリューション・ロスの反応に対する補償分をも含めて考えたもの）との関係を示すと Fig. 7 のようになる。図中、ミゼット炉による試験の間接還元率は信頼すべき物質精

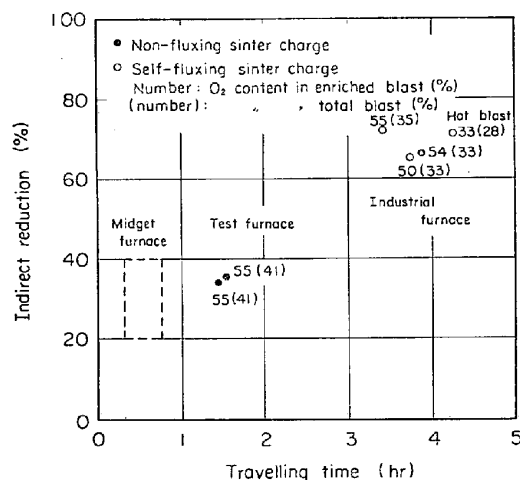


Fig. 7. Relation between travelling time and indirect reduction.

算を行なうことが困難であつたので、炉頂ガス組成から推定した大略の範囲である。装入原料の炉内降下時間の計算には、装入原料の容積比重（1m³当たりの重量）、炉内における収縮率などかなり不確実な因子がはいり、また炉内容積も侵食、付着物などによつて変化する。また間接還元率としては、酸化鉄から還元除去されるO中COによつて除去されるOの割合を取り上げたが、これにも通常の高炉の場合と異なり前述の循環ガス中のCO₂

に対する顧慮が必要となる。したがって、図はこれらのことを前提としてながめる必要があるが、まず装入原料の炉内降下時間が間接還元率に非常に大きく影響しており、送風酸素濃度 33~55% の範囲ではこれによるボッシュ・ガス組成の変化の影響はほとんど認められない。ただし、炉内降下時間は普通高炉と比較してきわめて短いにもかかわらず、間接還元率はとくに工業化炉の場合には普通高炉と同程度、あるいはやや高目となっている。また、炉が小型になるほどコークス比は高く、すなわち工業化試験炉では 2.2~2.4 程度、ミゼット炉では 3 程度であり、したがって炉ガス中の CO/CO₂ 比は小型炉ほど大きいにもかかわらず間接還元率があまり進んでいないのも結局炉内降下時間の短いことが大きく影響していると考えられる。

6. 結 言

この報告は、炉ガスをアンモニア合成用原料ガスとして利用する高濃度酸素富化送風製鉄に関して、著者らの工場で行なった試験炉ならびに工業化炉の操業実績の概要を紹介したものであり、比較的短期間のことでもあったので理論的な検討、考察も不十分で現場的な報告にすぎないが、世界製鉄史上においてもまれと思われる経験の一つとして、高炉における複合送風技術上多少でも参考になれば幸いである。なお、この技術の企画、試験ならびに工業化に関して終始懇切なご指導を賜った九州大学教授八木貞之助工学博士に改めて深く謝意を表す。

文 献

- 1) 学振製鉄54委員会: 第51回会議資料, No 596-1 (1960), p. 1~8
- 2) 学振製鉄54委員会: 第54回会議資料, No 656 (1961)
- 3) 杉浦: 学位論文, (1962)
- 4) 岡本: 学位論文, (1962)
- 5) 多田, 鹿島: 鉄と鋼, 54(1968)8, p. 994~995
- 6) 多田: 鉄と鋼, 39(1953)8, p. 866
- 7) H. KOPPENBERG and W. WENZEL: Die Sauerstoffmetallurgie der Schachtofenprozesse, (1953), p. 128~156 [Verlag Stahleisen]
- 8) H. SCHUMACHER: Stahl u. Eisen, 73(1953)5, p. 257~266 (W. Wenzel)
- 9) デュラー(浅井, 金森訳): 鉄の製錬(1955), p. 153~154 [丸善]
- 10) 宗像: 分離, (1951), p. 147~171 [丸善]
- 11) 保本: 熔鉱炉製鉄法, (1954), p. 170~175 [産業図書]
- 12) 生駒: 神戸製鋼, 1 (1951)1, p. 19~23
- 13) 杉沢ほか: 神戸製鋼, 1 (1951)4, p. 15~27
神戸製鋼, 2 (1952)2, p. 61~69
- 14) Iron Steel, 26(1953)1, p. 5~9
- 15) H. ERNE: Stahl u. Eisen, 74(1954)25, p. 1644~1648
- 16) H. HELLBRÜGGE: Stahl u. Eisen, 69(1949) 8, p. 256~258
- 17) P. COHEUR: J. Metals, 7(1955)8, p. 872~876
- 18) A. N. RAMM: Sovremennyye Problemy Metallurgii, (1958), p. 35