

にとどめなければならないことが明らかになった。

なお、これらの検討結果から昭和37年3、4月当時4高炉で起きた流銑が特にTi化合物による銑滓粘度の上昇によるものではないことを明らかにしたが、装入原料中に砂鉄などの含Ti銑石を多量に使用した場合には、やはり炉内で強く還元されたTi化合物が銑滓粘度を著しく高くして、滓口流銑を起すものと考えられる。したがってこの場合には、滓中チタンの還元を防ぎ、銑滓の流動性をよくするような方法を考えねばならない。

終りに本研究に御指導、御鞭達を賜りました室蘭製鉄所研究所長久田清明氏、製銑部長楠野桂三氏、同副長小田部精一氏、本社生産課長山田竜男氏、室蘭製鉄原料工場長加瀬恣氏、同工場原料掛長金山有治氏に深謝致します。

文 献

- 1) J. A. HESKETT: J. Iron & Steel Inst.(U.K.) 132 (1920), 1, p. 201
- 2) 長谷川熊彦: 砂鉄, (1963), p. 230~235
- 3) 恵藤文二: 鉄と鋼, 43 (1957), 3, p. 211
- 4) K. ENDELL & G. BRINKMANN: S.U.E. 59 (1953), p. 1319
- 5) BEHRENDT & KOOTZ: S.U.E., 69 (1949) p. 399
- 6) S. ERGUN: I.E.C. 45 (1953), p. 473
- 7) J. TAYLER: J. Iron & Steel Inst. (U.K.), 187 (1957), p. 330
- 8) R. EBERT: J. Iron & Steel Inst. (U.K.) 190 (1960), p. 46
- 9) M. Ya. OSLROUKHOV: Stal in English, 7 (1962), p. 512~515
- 10) 森 芳郎: 新化学工学講座 W-1, p. 15

1t 高炉による粉炭吹込試験*

館 充**・中根千富***・金 鉄祐***・鈴木吉哉***

Experiments on the Powder-coal Injection into 1-ton Blast Furnace.

Mitsuru TATE, Chihu NAKANE, Cheoul Woo KIM and Kichiya SUZUKI

Synopsis:

In August, 1962, powder-coal injection tests were executed at the experimental blast furnace (about 0.5m³ inner volume 0.5m hearth diameter about 2m effective height) of the Institute of Industrial Science, Tokyo University. The furnace, ordinarily, was operated with 100% self-fluxing sinter (3~10mm size, CaO/SiO₂ = 1.2) and consumed about 1.8t coke per day of 10~20mm size containing 88.1% fixed carbon and 10.9% ash. About 470kg coal per day of -1mm size, which contained 45.8% fixed carbon, 39.5% volatile matter and 11.9% ash was injected through the 4 tuyeres by cold compressed air (about 0.45Nm³/min). For heat compensation, blast temperature was raised from 575°C (at normal operation period) to 670°C and oxygen was enriched so as to make its concentration in the blast about 25%, keeping total oxygen volume blown into the furnace per unit time the same as that at normal operation period.

Coke rate decreased from 1.478 t/t (at normal operation) to 1.091 t/t (by 26%), and pig output increased by 15%. Gasification ratio of coal was calculated to be only about 75%; nevertheless, apparent replacement ratio of unit coal was 1.13 unit of coke. This result is explained mainly by the remarkable decrease of solution loss caused by the reducing action of H₂ contained in the coal: this enabled an increase of burden ratio, and therefore, that of pig output, which diminished relative heat losses due to top gas and radiation of furnace.

Coke equivalent of this heat economy, as well as that of carbon contained in the coal, was calculated, the sum of which was found to have nearly the same value as the obtained replacement ratio.

(Received 22 Jan. 1964)

I. 緒 言

東京大学生産技術研究所の試験高炉では、昭和37年3~4月の第12次操業で粉コークス吹込試験と粉炭吹込の

* 昭和38年10月本会講演大会にて発表

昭和39年1月22日受付

** 東京大学生産技術研究所 工博

*** 東京大学生産技術研究所

Table 1. Chemical analysis of raw materials.

a) Coke and powder-coal

	F.C.	Ash	S	Moisture	Volatile matter	Calorific power	Composition of ash (%)		
							SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO
Coke of 13th operation	88.1	10.1	0.54	1.7	1.6	7180	47.95	27.15	6.00
Coke of 14th operation	88.9	9.5	0.52	0.7	0.9	7240	47.95	27.15	6.00
Powder-coal	45.8	11.9	0.5	2.8	39.5	7020	42.39	26.09	7.51

b) Ore and other burdens

	T.Fe	FeO	SiO ₂	Al ₂ O ₃	CaO	MgO	Mn	S
Sinter	58.22	12.83	5.55	3.14	6.52	1.35	0.41	0.02
Mn-ore	18.77		7.60	6.78	0.06	0.41	31.60	0.02
Lime stone			3.98	0.45	49.10	2.62		
Quartzite			97.40	0.74	0.82	0.25		

予備試験，ついで同年8月の第13次操業で粉炭吹込試験を行ない，昭和38年3月の第14次操業で熱補償のために用いた O₂ の作用を確かめるため酸素富化送風試験を行なった。本報は第13次操業を中心としたその報告である。

II. 原料および粉炭

各試験期における原料および粉炭の分析値を Table 1 に示す。粒度は，コークス 10~20mm であり，それ以外の鉱石類は 3~10mm，粉炭は原則として -50 mesh としたが，後に -1mm~+50 mesh のものも混用した。粉炭水分は約 3% であった。

装入鉱石は焼結鉱 100% であるが，コークスとともに川崎製鉄千葉工場のものである。

粉炭は揮発分の多い三井田川炭で，灰分，S 含量，発熱量の点で装入コークスに近く，かつ H₂ 源を多く含むものという基準でこれを選んだ。

III. 設 備

(1) 試験高炉

この試験炉は，内容積約 0.5m³，湯溜経 500mm，羽口数 4 本，羽口径約 27mm (1 インチ・ガス管)，羽ローストックライン間高さ約 1.9m である。

また，炉頂圧 0.5kg/cm² の高圧操業をも行ないうるよう全鉄皮式としてあり，炉頂ガス圧調節系統および圧力平衡系統を有している。

装入系統は，スキップ垂直捲揚-コンベア

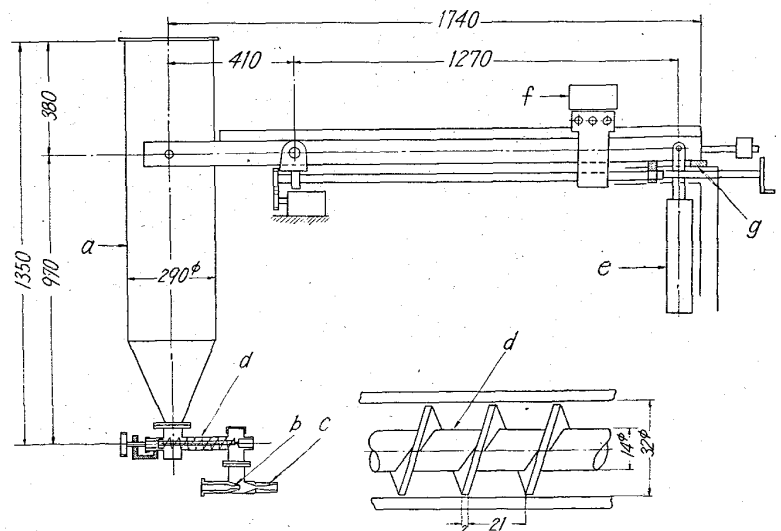
横送一旋回ホッパーへ落下の方式により上ベル上に原料を送るが，高圧時の均圧操作を含む上・下ベル開閉動作とともに，すべてタイム・スケジュールにしたがつて，連動装入または自動装入できる。

(2) 吹込装置

予備試験の経験より screw-feeder と jet-injector を組合せた装置を試作し，この screw-feeder の原動機として V.S. モーターを使用し，その回転数を変えて吹込量を加減することを試みた。本装置を Fig. 1 に示す。

羽口 2 本ごとに 1 台の吹込装置を用い，全羽口に均等に吹込むようにした。jet-injector から blow-pipe までは 4/8 インチ鋼管を用い，羽口先端より約 1m 手前の位置で，blow-pipe の軸に 45° の傾斜で接続した。

輸送空気はコンプレッサーより流量計を経て，全量



a. coal tank b. nozzle c. diffuser d. screw-feeder (driven by V.S. motor) e. counter balance f. movale balance g. wire strain gauge.

Fig. 1. Powder-coal injection apparatus.

0.3~0.5m³/min の圧縮空気が送られ、分岐後一方に流量計があり、約半量に分けて各装置に送った。

IV. 試験方法と結果

粉炭の吹込を行なわない基準操業を行なった後、酸素富化によつて、理論燃焼温度が基準時と等しくなるように熱補償して、装入コークスの 20% 相当量を連続的に吹込み、炉況があつ目に向うのを確認してから、コーク

スの 1 回装入量を 20% 減少させるようにした。吹込量の目標は 1 日の装入コークス量を 1,800 kg として設定した。熱補償は計算により粉炭吹込量 5% について酸素濃度 1% の上昇を基準とした。このさい初めはボッシュ・ガス量を基準時のそれと等しくすることを目標としたが、吹込全酸素量の増加にしたがつて出鉄量も増加することが認められたので、後にはボッシュ・ガス量一定の目標を、吹込全酸素量一定に変更した。

Table 2. Results of experiments.

Subject of experiment	Charge (dry, kg/day)					Pig iron				
	Coke	Sinter	Mn-ore	Lime stone	Quartzite	Analysis %				Temp. °C
						C	Si	Mn	S	
Normal operation	1745	1901.4	43.0	251.0	34.8	4.36	1.20	1.02	0.045	1396
Powder-coal injection (20%)	1616	2197.3	49.6	278.7	30.0	4.34	1.23	1.04	0.034	1403
Powder-coal injection (25%)	1480	2127.4	48.1	270.7	29.4	4.35	1.20	1.01	0.047	1398
Oxygen enrichment	1912	3027.8	50.5	286.8	57.2	4.37	1.57	0.88	0.042	1399

Subject of experiment	Blast						Top gas			Temp. °C
	O ₂ enriched Vol. Nm ³ /min	Temp. °C	Press. g/cm ²	Oxygen Nm ³ /min	Oxygen %	Moisture %	Analysis %			
							CO ₂	CO	H ₂	
Normal operation	4.095	574	178	—	—	2.76	5.53	30.92	1.99	481
Powder-coal injection (20%)	3.356	569	131	0.161	24.94	2.86	6.82	33.78	4.24	424
Powder-coal injection (25%)	3.051	672	127	0.164	25.36	2.75	7.67	33.10	4.96	414
Oxygen enrichment	3.788	435	174	0.168	24.86	0.88	10.29	31.53	1.10	304

Subject of experiment	Powder-coal			Slag		Pig iron product kg/day	Coke rate kg/t-p	Ore/coke	Ore ratio t/t-p	Slag ratio kg/t-p
	Weight kg/day	Transporting air Nm ³ /min	Moisture %	Basicity CaO/SiO ₂	Temp. °C					
Normal operation	—	—	—	1.35	1494	1108.9	1477.7	1.114	1.647	582.5
Powder-coal injection (20%)	350.4	0.352	3.14	1.30	1501	1377.7	1173.0	1.390	1.631	568.2
Powder-coal injection (25%)	479.1	0.419	3.09	1.32	1497	1356.4	1091.1	1.470	1.604	541.7
Oxygen enrichment	—	—	—	1.38	1540	1947.6	981.7	1.600	1.581	481.5

Subject of experiment	Corrected value*		Total oxygen volume Nm ³ /day	Top gas volume Nm ³ /day	Bosh gas volume Nm ³ /day	Dry blast volume Nm ³ /day	Moisture in blast Nm ³ /day
	Oxygen concent. %	Blast temp. °C					
Normal operation	21.0	574	1284.3	7364.8	7260.2	5738.4	158.4
Powder-coal injection (20%)	24.52	517	1345.6	7131.5	7030.9	5197.5	142.0
Powder-coal injection (25%)	24.83	594	1272.8	6771.9	6685.8	4869.4	127.4
Oxygen enrichment	24.53	435	1349.8	7151.7	6827.2	5409.3	45.5

* Mean value of hot blast and cold transporting air.

20%置換の結果を確認した後、吹込量を 25% 相当量まで増し、結局装入コークスを 25% 減らすことができた。ただしこのときは熱補償は酸素富化と送風温度の上昇(粉炭吹込量 5%あたり約 70°C)とを併用した。

基準操業、粉炭 20%、25% 吹込時の成精を Table 2 に示す。これによつてもわかるように、粉炭 25% の吹込により、同一出鉄成分、同一出鉄温度の下で、出鉄量は約 15% 増し、コークス比は約 26% 低下した。ただし 20% 吹込のときの出鉄量の増加は、酸素添加量が一時多すぎたことの影響がでているので、データとして確かなものではない。

また大型高炉では送風に酸素富化しても、コークス比が低下しないことが確認されているが、1t 高炉では必ずしもそういえないのであり、したがって熱補償のための酸素富化が粉炭の効果と重つていないかという懸念がある。これを明かにするため、第 14 次操業で粉炭 25% 吹込時と同一条件(ただし春と夏の送風中水分の差を送風温度で補正した)の操業を行なつた。

この結果も Table 2 に示す通りで、CO 利用率の顕著な向上、炉頂温度の著しい低下、出鉄量の激増およびコークス比の大幅な低下が認められた。

V. 試験結果の検討

以上の結果について、1. 粉炭ガス化率、2. CO および H₂ ガスの利用率と間接還元率、3. 温度補償、4. 酸素富化の効果、5. 置換率の諸点について検討を行なう。

(1) 粉炭ガス化率

操業中、粉炭の吹込開始とほとんど同時に炉頂ブリーダより黒煙の出ること、炉内ガスの滞留時間が 1sec に満たず、長くて数秒と思われること、炉頂ガスを熱風炉で燃焼する場合のダストなどの状態などより、粉炭の一部は完全になんらの変化も受けずに炉外に出ることもあり得ると想像されるので、一部は生で炉外に逃げるか、熱分解を受けてから逃げて、分解を受けたあとの灰分と固定炭素はコークスと同様の挙動を行なうものと考えてガス化率を計算した。

いま N₂ バランスより次式が得られる。

$$0.79V_{A-D} + \frac{a}{100}G_{P-D} \cdot N_{2-P} = \frac{1}{100}N_{2-top} \cdot V_{top} \dots\dots\dots (1)$$

ここで、

- V_{A-D}: 乾燥空気量, 輸送空気も含む m³/day
- V_{top}: 乾燥炉頂ガス量 m³/day
- a: 粉炭の分解を受けた割合 %
- G_{P-D}: 乾燥粉炭量 kg/day

N_{2-P}: 乾燥粉炭 1kg 中の揮発分の N₂ 量 m³/kg-drycoal

N_{2-top}: 乾燥炉頂ガス中の N₂ %
また C バランスより次式が得られる。

$$\frac{1}{100}(CO_{top} + CO_{2-top}) \cdot V_{top} \times \frac{12}{22.4} - (C_{coke} - C_{pig} - C_{dust}) = \frac{a}{100}G_{P-D}(CO_P + CO_{2-P}) \times \frac{12}{22.4} + \frac{b}{100}G_{P-D} \cdot C_P \dots\dots\dots (2)$$

ここで、

CO_{top}, CO_{2-top}: それぞれ乾燥炉頂ガス中の CO, CO₂ %

C_{coke}: コークスの固定炭素 kg/day

C_{pig}: 銑鉄中の C 量 kg/day

C_{dust}: ガス灰中の C 量 kg/day

CO_P, CO_{2-P}: それぞれ乾燥粉炭 1kg 中の CO, CO₂, m³/kg-dry coal

b: 粉炭中の固定炭素と分解した炭化水素より生ずる C の焼燃の割合 %

C_P: 粉炭の固定炭素と炭化水素の C の合計量 kg/kg dry coal

両式より V_{top} を消去すれば

$$\frac{12(CO + CO_2)_{top}}{22.4N_{2-top}} \times 0.79V_{A-D} - (C_{coke} - C_{pig} - C_{dust}) = \frac{a}{100} \times \frac{12}{22.4} \times G_{P-D} \left\{ CO_P + CO_{2-P} - N_{2-P} \times \frac{(CO + CO_2)_{top}}{N_{2-top}} \right\} + \frac{b}{100} \times G_{P-D} \times C_P \dots\dots\dots (3)$$

a, b 以外はすべて測定によつて得られる数値で、計算の実施にあたっては 1 日当りの量を用いたが、銑鉄トン当りの数値でも同じである。

いま粉炭はすべて分解を受け、固定炭素と炭化水素中の C が一部未燃のまま炉外に出たと仮定すれば、a = 100 で、b = a としたときのガス化率、すなわち α が求められる。

また粉炭の一部が完全に変化を受けずに炉外に出て、他は分解し、燃焼するものとすれば、a = b = β のときのガス化率、すなわち β が求められる。

実際にはこの両者およびその中間の複雑な反応を行なうものであろうが、計算で求めることは困難である。

各試験期のガス化率 α および β を Table 3 に示す。

いづれの場合も 20% 吹込時の方が 25% 吹込時よりガス化率が高く、約 75% 程度は確実にガス化している。種々の点からみて、α の方が真に近いと思われる。

Table 3. Several index numbers concerning the effects of coal injection.

Kind of operation	Gasification ratio %		Utilization ratio of gas. %				Theoretical combustion temperature °C	
			Gasific. ratio α		Gasific. ratio β		Gas. ratio α	Gas. ratio β
	α	β	CO	H ₂	CO	H ₂		
Normal operation	—	—	13.9	2.8	—	—	1850	—
Coal injection (20%)	79.0	80.3	15.4	28.6	15.4	17.8	1805	1835
Coal injection (25%)	73.8	75.3	17.9	36.1	17.9	22.3	1807	1859

Kind of operation	Indirect reduction ratio %						Weight of injected coal dry kg/t-pig	Apparent coke equivalent of coal kg/kg
	Gasification ratio α			Gasification ratio β				
	CO	H ₂	CO+H ₂	CO	H ₂	CO+H ₂		
Normal operation	53.85	0.65	55.50	—	—	—	—	—
Coal injection (20%)	56.42	16.98	73.40	56.36	9.44	65.80	246.4	1.237
Coal injection (25%)	64.70	26.77	91.47	64.60	15.53	80.13	342.3	1.129

が、これは、分解後炉外に出るものと、未変化のまま炉外に出るものでは、前者の方が多いことを示すのではないだろうか。いずれにせよ決定は困難である。

(2) CO ガスおよび H₂ ガスの利用率と間接還元率
 上述の粉炭分解率 α が α 方式と β 方式で異なる以上、ボッシュ・ガス組成も異なつて計算される。両方式の利用率と間接還元率を Table 3 に示す。

CO 利用率は吹込量に比例して明りょうに大きくなつており、 α 、 β のいずれでもその値は等しい。第 14 次操業の結果からみて装入コークスの減少に伴う ore/coke の増大が CO の利用率向上を招いたとみることができる。

H₂ 利用率もまた基準時の 2.8% にくらべて特に大きくなつてはいるが、 α 方式と β 方式ではその値に相当のひらきがある。分解率 α が α 方式では 100 であり、 β 方式では 75~80 であるから計算上からも α 方式の方が β 方式より大きくなるのは当然である。結局いずれの方式が真に近いかがはつきりしない以上、両方の値が上限と下限であるとしか云えない。

しかし CO 利用率よりも H₂ 利用率の方が大きいのは炉高のうち高温帯の占める部分の大きい小型炉の特徴を示すものといえる。また、H₂ の還元作用が小型炉では大いに有効であることも示している。

CO、H₂ の利用率が向上した結果、これらによる還元率がいちじるしく上り、直接還元率が低下したのは当然である。

間接還元率を Table 3 に示す。利用率のときと同じく β 方式の H₂ 還元率が小さくなつてはいる。しかし CO 還元率は両方式ともほとんど同じであり、粉炭量の増加

に比例して還元率も向上している。これに伴つて直接還元、すなわちソリューション・ロスが著しく減少していることがわかる。

(3) 熱補償

Table 2 および Table 3 の理論燃焼温度の欄を見れば、炭吹込のさい、この温度を一定にするという意味での熱補償が十分でなかつたのに、出鉄成分や温度を基準時と同じ水準に保つのに十分であつたことが明かである。

この経験は重油や天然ガス吹込などに関する国内国外の経験と符合する。

Table 4 に熱バランスを示す。鉄鉄トン当りの値について基準時と 25% 吹込時を比較すると、吹込時は入熱合計で約 58 万 kcal/t-p の減少になつてはいるが、出鉄量増加の影響もこれに含まれていて、出熱項目中の熱損失で吹込時が約 16 万 kcal/t-p 小さくなつてはいることで知れよう。1日当りの値についてみれば、熱損失は吹込時が約 5.5 万 kcal/day 多くなつてはいる。しかしこの差は全熱損失の約 3% 弱で、1日当りの炉体熱損失一定の条件を満たしている。以下1日当りの熱バランスについて比較検討する。

入熱合計で、吹込時は約 14 万 kcal 少なくなつてはいる。これは送風関係で 11 万 kcal、コークスおよびメタンの羽口前燃焼熱で 5 万 kcal の減少が主なものである。

熱補償を必要するものとして、粉炭および粉炭の水分 CO₂ の分解熱 6 万 kcal、送風中水分の分解熱の減少 3 万 kcal は熱補償を軽減するので、11+5+6-3=19 万 kcal が熱補償不足分となる。

Table 4. Heat balance.

No.	Items	Normal operation		25% Coal injection		O ₂ enrichment oper.	
		Kcal/day	Kcal/t-p	Kcal/day	Kcal/t-p	Kcal/day	Kcal/t-p
1	Sensible heat of blast	1,011,740	856,750	848,010	625,190	692,720	355,680
2	Sensible heat of moisture in blast	31,190	26,410	28,500	21,010	7,050	3,620
3	Sensible heat of added oxygen			55,410	40,850	33,580	17,240
4	Combustion heat of coke before tuyere	3,142,370	2,661,000	3,051,680	2,249,840	3,454,500	1,773,720
5	Reduction heat of iron oxide	61,570	52,140	79,970	58,960	99,310	50,990
6	Formation heat of slag	96,390	81,620	102,870	75,840	131,370	67,450
7	Combustion heat of CH ₄ in coal			35,470	26,150		
Total heat input		4,343,260	3,667,920	4,201,910	3,097,840	4,418,530	2,268,700
1'	Reduction heat of FeO by H ₂	1,170	990	36,810	27,140		
2'	Reduction heat of MnO	15,040	12,740	17,210	12,690	21,520	11,050
3'	Reduction heat of SiO ₂	76,480	64,760	89,140	65,720	165,180	84,810
4'	Heat of solution loss reaction	311,060	263,410	84,460	62,270	312,510	160,460
5'	Decomposition heat of lime stone	93,620	79,280	100,780	74,300	107,120	55,000
6'	Sensible heat of molten pig	346,190	293,160	397,070	292,740	566,030	290,630
7'	Sensible heat of molten slag	295,200	249,980	315,470	232,580	464,890	238,700
8'	Decomposition heat of moisture in blast	192,450	162,970	163,420	120,480	57,260	29,400
9'	Decomposition heat of moisture in coal			24,630	18,160		
10'	Decomposition heat of CO ₂ in coal			13,380	9,850		
11'	Decomposition heat of coal			23,220	17,120		
12'	Vaporization heat of moisture in charging materials	46,910	39,720	130,920	96,520		
13'	Sensible heat of top gas	1,081,820	916,100	853,690	629,380	678,370	348,310
14'	Enthalpy of steam in the furnace top gas	7,870	6,660	21,240	15,660	37,960	19,490
15'	Heat loss (radiation, convection, etc)	1,875,450	1,588,150	1,930,470	1,423,230	2,007,690	1,030,850
Total heat output		4,343,260	3,677,920	4,201,910	3,097,840	4,418,530	2,268,700

しかるに出熱側で炉頂ガス顕熱の減少分が約 21 万 kcal あつて、ほぼこれを補つていようにみえるが、これは酸素富化とソリューション・ロスの減少による CO の減少などによるガス量の減少、単位ガス量あたりの装入鉱石増加にもとづく熱交換率の向上などによるガス温度の低下、などに起因している。

さらに同一出鉄温度、同一出鉄成分のもとで出鉄量の増加が実現されたことを考慮すれば、出熱項目中の Si、Mn の還元熱の増加分 5 万 kcal、溶銑滓の顕熱増加分 7 万 kcal、装入物中水分の蒸発熱増加分 8 万 kcal の合計 20 万 kcal が必要である。これらは当然であるがソリューション・ロス反応の減少による 23 万 kcal の出熱減で賄われたのである。

要するに理論燃焼温度一定という熱補償条件は実現できなかつたが、主としてソリューション・ロスの減少がこれを補い、かつ成分、温度とも基準時と等しい出鉄量を増加し得たのである。

(4) 酸素富化の効果

Table 2 の最下欄は試験高炉における酸素富化の効

果を調べるために行なつた試験の結果を示すものである。(試験を行なつた時期—3月—の関係で、送風の水分が低くなつており、このため送風温度を下けているが、その他の条件は粉炭 25% 吹込時とほとんど同じにして、粉炭吹込時の O₂ 富化の効果を明らかにするよう計画した)。この表でわかるように、O₂ のみを富化した操業では ore/coke=1.6、出鉄量=1.943 t/day、コークス比=981.7 kg/t であり、しかも Si はまだ高く、さらにコークス比を下げる余地があるように見える。これからすれば粉炭 25% 吹込時のコークス比の低下は、大部分 O₂ 富化の効果であり、粉炭の吹込はむしろこの効果を抑えるもののように思われる。この点を明らかにするため、O₂ 富化時の好成績の原因を検討しよう。

一般に高炉における送風の O₂ 富化の効果は、送風中の N₂ 量—したがつてガス量全体の減少にあると考えられている。(これとともにガス中の CO 濃度の向上も考えねばならないが、これについては後にふれる)。ガス量の減少は炉頂温度の低下をも招くから、結局炉頂ガス顕熱が減少し、それが熱的に有利に反映すると考えられ

る。しかし (1) 炉頂温度はガス量 (単位時間あたり) に比例する; (2) CO の利用率は基準操業と同じである; (3) 炉体熱損失も基準時と同じである。の3条件のもとで、O₂ 富化によるコークス比と出銑量を計算すると、それぞれ 1.33 t/t-pig, 1.2 t/day 程度にすぎない (出銑量と solution loss を未知数として、C バランスの式と熱バランスの式をたて、これを連立的に解いて求める)。したがってこの意味での O₂ の直接の効果によつては、実績のような好成绩がえられないことは明らかである。

送風水分の影響についても送風温度による補償が 139 °C で、理論値 (基準時の水分 2.76% にたいし、0.88% で 1.88% 低いから、 $1.88 \times 75 = 141^\circ\text{C}$) に近いから、これも考えに入れなくてよい。

これ以外にも 2, 3 考えられる要因はあるが、それらはいづれも次に述べる CO 濃度と同様、決定的な原因とは考えにくい。

したがって前述の出銑量ないしコークス比の計算でたてた前提に誤りがないかどうかを検討せねばならない。事実3つの条件のうち (1) と (2) は実績に合わないことがわかる。すなわち (1) O₂ 富化操業時の炉頂温度は Table 2 からわかるように 304 °C であり、基準時の炉頂ガス量ないし bosh gas 量との比から計算される値にくらべて著しく低い。O₂ 富化時の全酸素量が基準時にくらべてかなり多いことを考慮に入れば、基準時との炉頂温度の差ははるかに大きくなる。すなわち O₂ 富化のさいの炉頂温度の低下は、単にガス流量の減少だけによるものではなく、熱交換率の本質的な変化によるものである。

(2) 次に CO の利用率についても、Table 2 の炉頂ガスの CO₂% が著しく高いことから、当然かなり変化していることが予想されるが、計算によれば 25.2% となつていて、ここでもやはり利用率一定という前提が不合理であることが明りょうである。すなわち CO 利用率の大きな変化を招いた系統的要因が働いたものと考えねばならない。

このうち CO 利用率の向上の原因としては、bosh gas 中の CO 濃度の向上が考えられるが、この要因の影響は O₂ 富化試験の直前に行なつた高送風温度 (750 °C) の送風に関する試験でも、同様に CO 利用率の顕著な向上が認められたという事実からみて、少くとも決定的なものではなかつたということが出来る。(前述のその他 2, 3 の要因の影響も同じ理由によつて無視できる)。ついでながら高温送風操業のさいにも、O₂ 富化送風の場合ほどはなはだしくはなかつたが、炉頂温度の明りょうな

低下が認められたことを指摘する必要がある。

こうして O₂ 富化による操業成績の好転は、送風温度を高くした場合と同じ要因によつて説明されねばならない。それは炉の下部の温度水準の上昇ということである。かりにその代表として理論燃焼温度をとれば、O₂ 富化時のそれは 2082 °C と計算され、基準時あるいは粉炭吹込時にくらべて格段に高い。しかし炉の下部の高温したがって熱的余裕の存在が ore/coke の向上を可能にしたと考えられるとしても、もしこのさい CO 利用率ないし熱交換率が向上しなければ、ore/coke の増大はたかだかコークス比を 1.33 に下げる程度のものであつたことは前に述べた通りである。事實は ore/coke の向上につれて CO 利用率と熱交換率が向上し、そのことがまた ore/coke の向上→利用率、交換率の向上を招くという具合に進行したのである。そしてこのような現象は ore/coke が低く、炉頂温度が高く、かつ CO 利用率が低水準にある極小型炉では、十分起りうるものと考えられる。

こうして O₂ 富化の効果は結局理論燃焼温度で代表されるような炉の下部温度の上昇と、bosh gas 量の減少にあることが判明した。したがって、もし O₂ 富化と粉炭吹込とを同時に行なえば、O₂ 富化のこれら 2 つの固有の利点が打ち消されてしまうことが明らかである。すなわち粉炭吹込により羽口附近の温度は低下し、bosh gas 量は増大してしまうから、ore/coke を上げるような熱的余裕がなくなり、したがって、また CO の利用率の向上も熱交換率の向上も期待できないのである。それゆえ粉炭吹込時の O₂ 富化の効果は、ガス量の増大を招かないような熱補償剤としての効果であつたということが出来る。

しかし粉炭吹込時の O₂ の上述の作用を、極小型炉における O₂ 富化の非常に有利な効果とを混同すべきでない。つまり小型炉では単に出銑量を増し、コークス比を下げるだけの目的には、酸素富化が有利であるが、だからといって、粉炭吹込と O₂ 富化を併用した時のコークス比の低下が O₂ 富化の「薄められた」効果だとみるべきではない。

なお ore/coke が十分大きく、CO 利用率が十分高く、かつ炉頂温度が十分低い大型高炉では、上述の意味での O₂ 富化の効果がなくなつてしまうことはいうまでもない。

参考のため Table 4 の熱バランスには、O₂ 富化時のそれをも比較しておいた。CO 利用率の向上を反映して、solution loss の熱が基準時にくらべて少いこと。しかし、間接還元率が粉炭吹込時よりずっと低いことに

一致してこの熱が粉炭吹込時に比べればかなり多いことが注目される。

(5) 置換率

Table 2 と Table 3 から、基準時と 25% 吹込時の諸量を比較すると、粉炭を銑鉄トン当り 342.3 kg 吹込んだ結果、出銑量が約 15% 増大し、コークス消費量はトン当り 386.6 kg 減少し、約 26% が置換えられたこと、したがって粉炭のコース置換率が、みかけ上 1.129 と計算されることがわかる。このように粉炭に有利な置換がどのようにして得られたか、また果してこれを真の置換率とみなしうるかを検討する。

Table 4 の熱バランスによると、25% 粉炭吹込時の銑鉄トン当り全入熱、すなわち全所要熱量が基準時よりも 580,080 kcal/t-p だけ少なくなっているが、この減少は次のような出熱の減少によつて可能となつたものである。

- i) ソリユーション・ロスの減少分: 201,140 kcal
- ii) 炉頂ガス顕熱の減少分: 277,720 "
- iii) 熱損失の減少分: 164,920 "

上記の項目中で、粉炭そのものの効果を検討し、粉炭以外の効果については補正をする必要がある。

i) は粉炭中に含まれる H₂ の還元作用によつて生じた利益で、粉炭の直接的効果とみることができる。

ii) は CO 利用率の向上による CO₂ 濃度の増大、ガスの H₂ 濃度の上昇、CO と H₂ の間接還元率向上の結果としてのガス量の減少、ガス量の減少と ore/coke の増大にもとづく熱交換の改善による炉頂温度の低下、出銑量の増大に伴う銑鉄トン当りの相対ガス量の減少、などのさまざまな要因から成立している。しかしこれらのうち送風条件の設定誤差によるもの（ガス量および炉頂温度）を除けば、他はすべて粉炭吹込の効果とみてよい。

iii) は出銑量増加に伴う相対的減少で、出銑量の増加が粉炭吹込の効果とみられる以上（全酸素量が一定であるから）この熱量減も粉炭の効果とみてよい。

こうして補正を必要とするのは、基準時と吹込時のボッシュ・ガス量が等しかつたときの炉頂ガス量と炉頂温度に関するものだけである。

一般に炉頂温度は単位時間あたりのガス量に比例するとみななければならない。ところが Table 2 に示したように基準時と吹込時とでは、1 日あたりボッシュ・ガス量に 600 m³ 近くの差がある。もちろん吹込時に、吹込んだ粉炭が完全に燃焼しなかつたことによつてボッシュ・ガス量が減少していたが、たとえ 100% 燃えたとしても 25% 吹込時で 6801.5 m³/day、20% 吹込時で 7098.3 m³/day にすぎない。したがって基準時のボッシュ・ガス量 7260.2 m³/day と 25% 吹込時の理論ボッシュ・

ガス量 6801.5 m³/day との差約 460 m³/day は、ボッシュ・ガス量一定の条件が守られなかつた結果生じたものである。

そこで、ボッシュ・ガス量に差がなかつたとしたら、炉頂温度にどのような変化があつたかを計算し、それによるガス顕熱の補正を行なわねばならない。基準時の補正炉頂温度を t°C とすれば

$$t = 481 \times \{7364 \cdot 8 - (7260 \cdot 2 - 6801 \cdot 5)\} / 7364 \cdot 8 = 481 \times 6906 \cdot 1 / 7364 \cdot 8 = 451$$

であるから、基準時の炉頂ガス顕熱は次のように補正される。

$$Q = 922,760 \times 451 / 481 = 865,210 \text{ kcal/t-p}$$

ガス量についても、上と同様の理由で補正を行なう必要がある。すなわち、もし基準時のガス量が 7364.8 m³/day ではなく 6906.1 m³/day であつたと仮定すれば、炉頂ガス顕熱は

$$Q = 865,210 \times 6906 \cdot 1 / 7364 \cdot 8 = 811,320 \text{ kcal/t-p}$$

となるべきである。

こうして粉炭吹込そのものによる炉頂ガス顕熱の減少は前述の 277,720 kcal ではなく、811,320 - 645,040 = 166,280 kcal/t-p とみこまねばならない。この減少分はおそらく、ガスと原料の熱交換率の向上、ソリユーション・ロスの減少によるガス顕熱減少、出銑量の増大に基づくトン当り炉頂ガス量の減少、という三つの要因によるもので、粉炭吹込によつておこつた炉頂ガス顕熱の減少の最大値である。これに対してソリユーション・ロスの減少による分は粉炭吹込による直接のガス顕熱減少分であるから、これを別にとりだせば次のようになる。

$$451 \times \{(81 \cdot 3 - 19 \cdot 2) \times 1 \cdot 3564 \times 22 \cdot 4 / 12\} / 6771 \cdot 9 = 10 \cdot 47 \text{ } ^\circ\text{C}$$

これによる熱量の減少は

$$(451 - 10 \cdot 5) \times \{(81 \cdot 3 - 19 \cdot 2) \times 1 \cdot 3564 \times 22 \cdot 4 / 12\} \times 0 \cdot 32 = 22,160 \text{ kcal/t-p}$$

したがって間接的なガス顕熱減少分は

$$166,280 - 22,160 = 144,120 \text{ kcal/t-p}$$

となる。

以上を要するに、粉炭の吹込による所要熱量の減少という熱的利益は次の通りである。

直接的利益: ソリユーション・ロスの減少によつて

$$201,140 + 22,160 = 223,300 \text{ kcal/t-p}$$

間接的利: 炉頂ガス顕熱の減少によつて

$$144,120 \text{ kcal/t-p}$$

熱損失の減少によつて 164,920 "

これらの合計 532,340 kcal/t-p は全入熱の減少分 580,080 kcal/t-p の約 90% を占めている。また粉炭の

利益のうち約 40% が直接的効果, 残りが間接的利益で出鉄量の増加に依存するところがきわめて大きい。

以上によつて得られた熱的利益の各構成部分を, それぞれに等価なコークスに換算できれば, 粉炭のコークス等量, すなわち置換率を求めることができる。以下これを試みよう。

i) ソリューション・ロスの減少による直接的利益に等価な炭素量。

これは間接還元に与つた H_2 が炉内で発生する有効熱量と, これによつて減少したソリューション・ロスの C の有効熱量に等しいと考えて, 次の式によつて求めることができる。

$$C_1 \cdot q_{cd} = \zeta_{H_2} \cdot V_{H_2-bosh} \cdot q_{H_2}$$

ここで C_1 : ソリューション・ロスの減少による熱的利益の炭素当量 kg/t-p

q_{cd} : Fe の直接還元で費される C の有効発熱量 kcal/kg

ζ_{H_2} : H_2 の利用率

V_{H_2-bosh} : ボッシュ・ガス中 H_2 量 $m^3/t-p$

q_{H_2} : 間接還元に使われる H_2 の有効発熱量 kcal/ m^3

であり, かつ

$$q_{cd} = 2340 - 1.867 C_O T_{G_0}$$

$$q_{H_2} = 2580 - (C_{H_2O} - C_O) T_G$$

ただし C_O, C_{H_2O} : 2 原子ガスおよび H_2O の比熱

T_{G_0}, T_G : 基準および吹込時の炉頂温度 $^{\circ}C$

$C_O, C_{H_2O}, T_{G_0}, T_G$ にそれぞれ数値を入れると

$$q_{cd} = 2052.7 \text{ kcal/kg}$$

$$q_{H_2} = 2553.9 \text{ kcal}/m^3$$

がえられるから, $\zeta_{H_2} = 22.3\%$, $V_{H_2-bosh} = 311.9 m^3/t-p$ として C_1 を求めると, $C_1 = 86.5 \text{ kg/t-p}$ となる。

ii) 炉頂ガス顕熱の減少による間接的利益の炭素当量
これは熱的利益を炭素の燃焼によつて発生させるとした場合の炭素量を求めればよい。したがつて, この炭素量を C_2 とすれば

$$C_2 \cdot q_C = 144,120 \text{ kcal}$$

を解くことになる。ただし q_C は燃焼炭素 1 kg の有効発熱量で, 次のように表わされる。

$$q_C = 2340 + V_B(C_O \cdot t_B + \phi \cdot C_{H_2O} \cdot t_B - 2580\phi) - V_G \cdot C_O \cdot T_{G_0} + \zeta_{CO} \{5640 - 1.867(C_{CO_2} - C_O) T_{G_0}\}$$

ここで V_B : 乾燥空気量 $m^3/kg C$

V_G : ボッシュ・ガス量 $m^3/kg C$

t_B : 基準時の送風温度 $^{\circ}C$

ϕ : 送風中水分 m^3/m^3

ζ_{CO} : CO 利用率

C_{CO_2} : CO_2 の比熱

では i) と同様である。Table 2 その他の数値を入れて計算を行なえば,

$$q_C = 2794.0 \text{ kcal/kg C}$$

となる。したがつて

$$C_2 = 144,120 / 2794.0 = 51.6 \text{ kg}$$

がえられる。

iii) 熱損失の減少による間接的利益の炭素当量

これについても ii) と同様に

$$C_3 \cdot q_C = 164,290 \text{ kcal}$$

が成立するから, 上で求めた q_C の値を入れて

$$C_3 = 164,290 / 2794.0 = 59.0 \text{ kg}$$

が求められる。

iv) 粉炭中の C の炭素当量

粉炭の C とコークスの C とが等価であるか否かを検討するためには, 粉炭の C 1 kg 当りの有効発熱量 q_C' を求め, これと前述の q_C とを比較する必要がある。このさい q_C' は次の式によつて計算せねばならない。

$$q_C' = 2340 + V_B'(C_O \cdot t_B + \phi \cdot C_{H_2O} \cdot t_B - 2580\phi)$$

$- V_G' \cdot C_O \cdot T_G - Q + \zeta_{CO} \{5640 - 1.867(C_{CO_2} - C_O) T_G\}$

ここで V_B' : 粉炭の C 1 kg 当り酸素富化空気量

V_G' : 粉炭の C 1 kg 当りのボッシュ・ガス量

Q : 粉炭および粉炭中の CH_4, CO_2 の分解熱

t_B : 吹込時の送風温度

T_G : 吹込時の炉頂温度

分解熱およびボッシュ・ガス量を求めるのにガス化率を考慮して $q_C' = 2602.4 \text{ kcal/kg C}$ という値を得た。

故に粉炭の C 1 kg はコークスの C で $2602.4 / 2794.0 = 0.931 \text{ kg}$ と等価である。そこで吹込粉炭のガス化率を考慮してコークスと等価な炭素 C_4 を求めれば

$$C_4 = 342.3 \times 0.931 = 318.8 \text{ kg}$$

となる。以上求めた $C_1 \sim C_4$ をコークス量に換算すれば

ソリューション・ロス減少分のコークス当量

$$(C_1) \quad 98.2 \text{ kg}$$

炉頂ガス顕熱減少分のコークス当量 (C_2) 58.6 kg

熱損失減少分のコークス当量 (C_3) 67.0 kg

粉炭中の C のコークス当量 (C_4) 162.0 kg

合計 385.8 kg

したがつて熱量計算による置換率は $385.8 / 342.3 = 1.127$ となり, 実績のみかけ置換率に極く近い値となる。

VI. 総 括

以上検討して来たことから次のことがいえる。

(1) 粉炭吹込により, 出鉄量が約 15% 増加し, コ

ークス比は $386 \cdot 6 \text{ kg/t-p}$ 減少し、約 26% を置換えられた。

(2) ガス化率は約 75% であるが、計算によつて真の値を得ることは困難で、 α と β の中間の値であろう。

(3) CO および H_2 の利用率は大幅に改善され、間接還元率が向上した。この結果、粉炭吹込による熱的利益が得られた。

(4) 粉炭吹込のときの成績には熱補償以外の酸素の効果は含まないものと考えられる。

(5) 粉炭吹込によつて H_2 還元が進行し、ソリュー

ション・ロスの減少によつて、実質的な熱補償が行なわれたとみられる。

(6) 熱量計算によつても、みかけ置換率にごく近い置換率がえられた。

このように粉炭に有利な置換が行なわれた原因は、ソリューション・ロスの減少、出銑量の増加に伴うガス顕熱および熱損失の減少にある。

粉炭の C は熱補償が十分であれば、コークスの C と等価である。

純酸素転炉における各種酸化鉄系冷却剤について*

本間悦郎**・大久保静夫**・大矢竜夫**・松永 久**

On Iron Oxide Coolants in the LD Process.

Etsurō HONMA, Shizuo ŌKUBO, Tatsuo ŌYA and Hisashi MATSUNAGA

Synopsis:

In the LD process, the operation, using sintered ore, briquet, iron sand, and Marcona pellet as iron-oxide coolants, was investigated about the following items comparing with mill scale operation: slopping conditions, total iron contents in the final slag, dephosphorization and desulphurization during the blowing, the metallic yield, oxygen consumption and the cooling effects.

This article shows the results obtained from the test blowing charged with the above-mentioned coolants.

- 1) These coolants slightly increase slopping.
- 2) The addition of iron sand or pellet increases the total Fe content in slag by about 2% respectively, and improves dephosphorization efficiency.
- 3) The use of briquet reduces desulphurization efficiency.
- 4) The use of sintered ore, iron sand and pellet lowers the metallic yield by 0.4%, 1.1%, and 0.3% respectively.
- 5) Oxygen consumption is the same as in the normal operation.
- 6) The relative cooling coefficients of sintered ore, briquet, iron sand and pellet to scrap are 2.6, 1.8, 2.2 and 2.8 respectively.

Considering the handling troubles, the cost of these coolants and the amounts of domestic supply of mill scale, 10k/t-ingot sintered ore and 10 to 15kg/t-ingot mill scale are now used in our LD shop.

(Received 27 Jan. 1964)

I. 緒 言

純酸素転炉において鋼浴の冷却剤としては通常屑鉄、ミルスケール、鉄鉱石、石灰石などが使用されている。ミルスケール、鉄鉱石、石灰石は冷却剤としての使用のほか造滓剤としても使用されている。冷却剤としての屑鉄をどの程度配合するかは主として各転炉工場の原料供給状況に支配されることが多い。

広畑製鉄所の転炉工場においては、月間平均の屑鉄配

率は 23~27% の範囲で月々の原料需給状況で変動している。出鋼目標温度 (1570°C ~ 1600°C : 鋼種、出鋼所要時間によつて異なる) まで鋼浴を冷却するためには上記の屑鉄配合率では不足し冷却用副原料を使用している。その原単位は酸化鉄系冷却剤が 20~25 kg/t-ingot, 石

* 昭和38年10月本会講演大会にて発表
昭和39年2月27日受付

** 富士製鉄株式会社広畑製鉄所