

Table 3. Standard use of oxygen addition to the hot stove by oil injection into the blast furnace.

	No. of hot stoves	Oil rate 70~80 kg/p-t		Oil rate 120 kg/p-t<	
		Low blast volume 330 m ³ /mn>	High blast volume 350 m ³ /mn<	Low blast volume 330 m ³ /mn>	High blast volume 400 m ³ /mn<
Oxygen volume m ³ /h	1	0	200~300	0	200~300
	2	200~300	200~300	0	200~300

度の制限以内に於いて常に熱風炉に助燃酸素を使用するのが効果的でありかつ経済的であると考えられる。

(ロ) C期とD期の比較

もし助燃酸素が無かつたら効率のよい1号炉の能率を落して2号炉に合わせねばならないことを考えればこのような場合助燃酸素の効果は大きい。

(3) まとめ

上記操業試験結果よりドーム制限温度以内において、最高送風温度を得るために大体次のような助燃酸素使用規準が得られる。

V. 結 言

(1) Fig. 3, Fig. 4 に示されるように助燃酸素の使用によりドーム温度は著しく高くなつていのに対して排ガス温度はほとんど高くなつていない。このことにより高温送風が可能となるだけでなく、熱風炉効率をも向上させ得ることがわかる。

(2) 高炉重油吹込時にも、高炉富化酸素は高炉必要の最少限にとどめ、他は高炉へ入れるよりも熱風炉へ助燃酸素として使用した方が有利である。ただし、まだはつきりしたことはわからないが、実際操業からみるに、現在当社の熱風炉において 300 m³/h 以上の助燃酸素の使用は、かえつてドーム温度が下り効果が低下するようと思われる。

(3) 高炉重油吹込時、最高送風温度を得るための大体の助燃酸素使用規準を実績により把握した。

はキルン内の還元反応の進行と、これに関連して重要な還元用炭材の挙動について報告を行う。

II. 還元の進行

還元機構は炉内から採取した試料の分析、顕鏡、X線などを手段として解析した。Fig. 1 は稼動炉還元曲線の数例を示す。

炉内の実質的な還元帯は 0~15m で全長に対し約 30% の区間である。還元の始発点 18m の温度は約 750°C で Fe₃O₄→FeO 反応の理論進行温度に近い値を示している。間接還元を主体とするキルン還元の律速要因は原鉱を砂鉄一定として実動炉の内部で次の項目が考えられる。

- (1) 反応温度 (炉内給熱)
- (2) 炭材の分布
- (3) 炭材の総合活性度

(1) については前報で伝熱機構を明かにした。すなわち炉内伝熱の大部分は炉壁を通じ間接的に行われる。炉内伝熱量はバーナーフレイムの範囲で炉の後部において急増する。従つて還元帯は圧縮される傾向がある。(2) については原鉱と炭材の安息角に基く分離が起り易く、これが還元帯まで持越され還元に影響することを述べた。(3) の条件は還元炭固有の活性度、粒度に基く反応表面積、発生灰分の状態に依存する。(2)(3) については炭材の挙動の項で再検討する。炉中摘出試料の顕鏡組織を観察すると、還元始発地点 18m 付近は殆んど原鉱組織のまま、僅に wüstite の発生が認められる。こ

669, 181, 4 : 622, 178, 2, 6 : 669, 046, 46

(9) キルン内の還元過程および炭材の挙動

(ロータリーキルンによる砂鉄
予備還元の検討—Ⅲ)
東北電化工業大間々工場
伊与田隆蔵・○荒川 秀雄

Process of Reduction and Behavior of Carbon-Reducing Agent in a Kiln.

(Study on the pre-reduction of iron sand with a rotary kiln—Ⅲ)
Ryūzo IYODA and Hideo ARAKAWA.

I. 緒 言

前報において回転円筒内粒子の流れおよび熱移動について論じ、キルン内の原料は構成成分粒度によつて偏析が起り易いこと、還元キルンでは原料構成が2成分以上の系となるので、成分間偏析を起した場合、温度分布あるいは還元反応に影響をおよぼすことを指摘した。本報

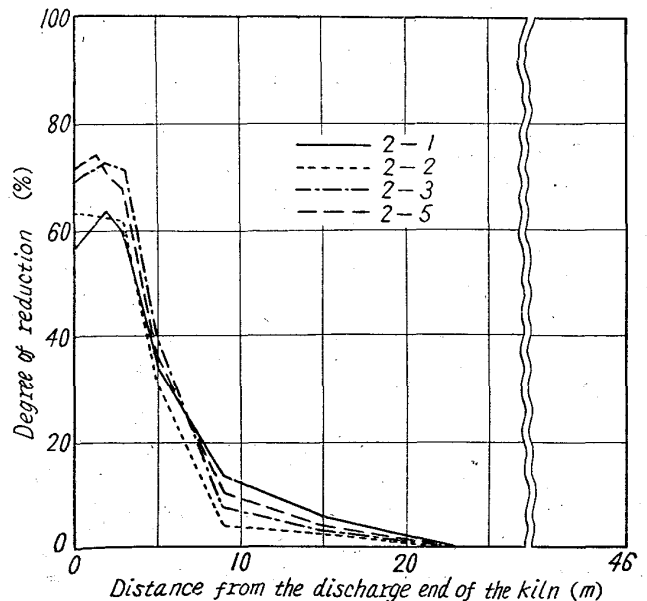
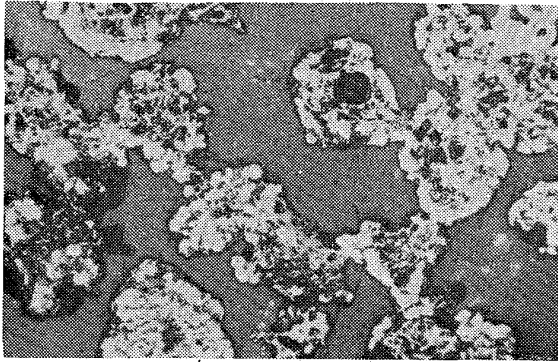


Fig. 1. Reduction curves in the rotary kiln.



2-2 product unetched $\times 200(1/2)$

Photo. 1. Microstructure of iron sand-sponge.

の地点以後排出口に向い漸時 wüstite の発達と共にこれに接して微細な金属鉄が発生する。しかし組織の変化が明瞭になるのは 9m 付近であつて、wüstite の sinter, 金属鉄の成長, 連接が起る。この地点から鉱石粒子の疎な結合が起り造粒が進む。Photo. 1 は排出されたスポンジ組織の 1 例 (2-2) で造粒しても原 鉄砂鉄粒子の形が判別できる。このようなスポンジの空隙率は非常に大きく被還元性も良い。スポンジの組織は処理温度履歴によつて著しく変化する。

III. 還元炭材の挙動

還元用炭材の炉内分布に関しては前報で詳述した。Fig. 2 は操業中原料を保持したまま停止した炉内原料状態を調査した結果の概略を示す。前報で触れたように投入原料は最初 8m 位の間安息角の差から炭材が層周囲に

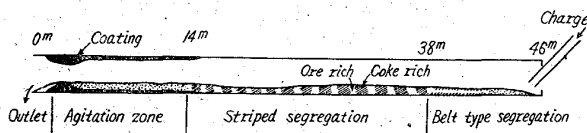


Fig. 2. Segregation of raw material in the kiln.

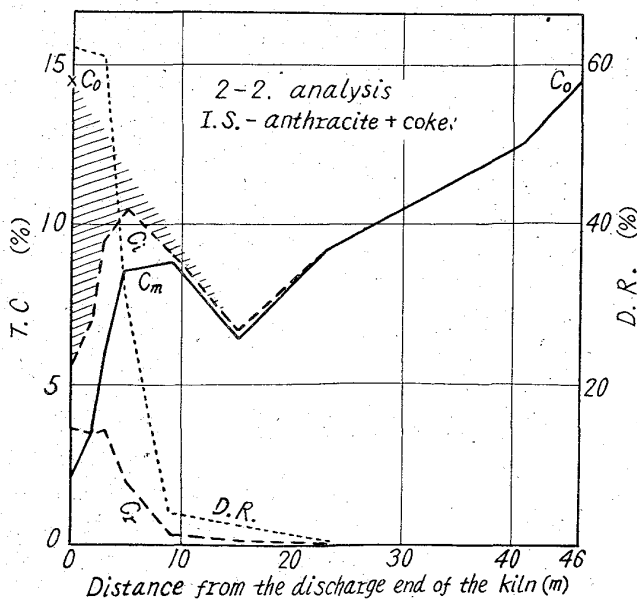


Fig. 3. Consumption of carbon in the kiln.

带状に偏析を起して行く、次いで砂鉄と炭が交互に濃淡をなす縞状の偏析となり還元帯に入るまで経続する。この縞偏析が破られるのは、主として還元発生ガスのリフティング作用による安息角の低下と、凹凸の多い炉壁コーティングの攪拌が原因と考えられるが、少なくとも還元初期には偏析の影響が大きいと思われる。同図は 3 mm 篩下コークス使用の例であるが、安息角の大きい炭材を使用した時は更に偏析は強くなる傾向がある。

キルンの還元は殆んど間接還元の温度領域で進行し、かつ原料層内のガスの強制通風がないので、炭材の活性度は還元に対し大きな律速段階となる。しかし高活性度であることは同時に易燃焼性でもあり、還元にとらず消費する炭が増大する。Fig. 3 において C_m は炉中採取試料の全炭素量を試料中 T.Fe 一定の仮定で補正した T.C の絶対量変化である。今原料流れが定常状態に在り、かつ炉内の変化がなかつたとすると、排出口における炭の含有量は投入と同じく C_0 にある筈である。一方本測定の還元率曲線 D. R. に応じた間接還元必要炭素量は C_r であり、還元消費のない場合の炭素量変化は C_i で表される。従つて曲線の形から推定すると、大体斜線を施した部分が燃焼消費した部分と看做される。過剰炭は排出口に到るまで燃焼分は漸増する。勿論過剰炭の燃焼熱は入熱に入るもので損失ではなく、排出口付近の還元物の再酸化を防止する。一般に再酸化を防止するためにある濃度の炭が存在することが必要である。

還元炭材の総合的活性度は前に述べたように粒度、固有活性度および灰分によつて決まる。揮発分を持った炭を、キルン内を通過するような温度軌跡で処理すると、JIS 分析法のように急熱によつて揮発分を飛ばした場合より活性度は低下する。Fig. 4 は炉中採取試料から磁選分別した炭を JIS 法により揮発分を抜き、一定粒度に破碎し、重量法によつて 1000°C および 1200°C における対 CO_2 反応性を測定した例である。2-1 測定はコークス単味操業の場合で、キルン全長に亘り活性度 a は大きな変化を示さない。他方 2-2 測定では無煙炭 90% とコークス 10% の混合使用の場合で、 1200°C の活性度は 23m 以後下降し、5m からは急減してコークス並

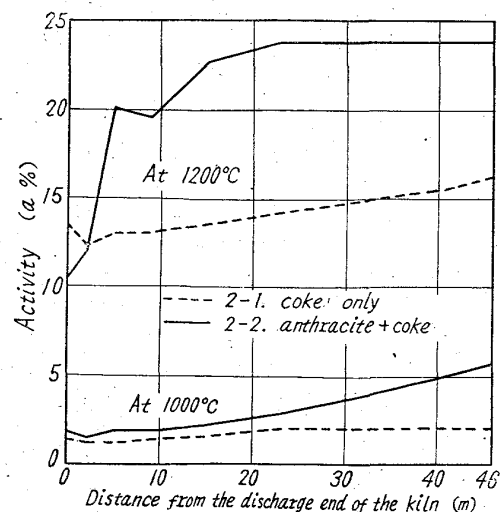


Fig. 4. Variance of activity of carbon in the kiln.

の指数を示している。この事実は活性度の大きい無煙炭が優先的に消費され排出口直前ではコークスだけが残留することを表わしている。炭の固有活性度は還元を律速する重要な要因であるから、活性度に大きな開きのあるコークスと無煙炭の操業結果は明瞭な差が生じてよい筈である。しかし測定の結果は必ずしも大きな差を示さなかつた。これ等の説明は講演時説明する。

IV. 結 言

ロータリーキルンによる砂鉄還元の進行状態を明かにし、反応に関与する炭材の挙動を解析し次の結論を得た。

- (1) 還元帯は比較的最終部に圧縮される。
- (2) 還元の始発は偏析によつて阻害される傾向がある。この現象は(1)とも関係がある。
- (3) 活性度の高い炭材を使用するには粒度、配合を考慮する必要がある。

669, 162, 267, 4, 662, 753, 3
 (10) 西島第1高炉における重油吹込
 操業について

大阪製鋼

630/0

堺千代次・堤 寿孝・成川 広・○新実稔生

On the Operation of No. 1 Blast Furnace
 with Oil Injection at Nishijima. 299~301

Chiyoji SAKAI, Toshitaka TSUTSUMI,

Hiroshi NARIKAWA and Toshio NIINOMI.

I. 緒 言

高炉への重油吹込みはようやく普遍化しつつあるが、当社においても昭和37年3月より重油吹込みを開始し、5月以降本格的吹込み操業を行つている。ここにその経過をのべ、あわせて重油吹込時に発生する炉頂ダストの性状変化に関する調査の結果を報告する。

II. 吹 込 方 式

重油吹込み装置はきわめて簡単なもので全て操作は手動によつて行つている。また吹込方式は当初、羽口貫通型であつたが、重油の燃焼状況を改善すべくノズル径を

Table 1. Operating data on oil injection

Period		I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	X
1962		5.6~ 5.11	5.13~ 5.26	5.28~ 6.7	6.10~ 6.18	6.20~ 6.29	7.7~ 7.20	7.22~ 7.29	8.1~ 8.6	8.12~ 8.17	8.20~ 8.31
Production t/d		542	540	531	519	520	447	443	429	450	467
Production with calibration t/d		544	550	550	519	531	451	443	429	450	475
Coke rate kg/t		550	506	442	420	391	378	367	391	405	387
Oil rate kg/t		40	52	86	117	107	131	153	135	128	112
Blast	Volume m ³ /mn	489	477	451	451	432	362	357	362	399	401
	Press. g/cm ²	716	612	582	671	600	592	701	727	820	738
	O ₂ enrichm. %	4.3	3.7	3.8	4.3	4.5	5.5	6.4	6.1	5.0	3.9
	Humidity g/m ³	71	61	40	38	16	22	24	22	23	22
	Temp. °C	906	963	1004	1012	1024	1042	1048	1045	1048	1031
Top gas	CO ₂ %	17.0	17.4	17.6	18.1	19.2	19.6	19.3	19.2	18.7	17.8
	CO%	27.6	26.4	24.7	24.1	22.6	23.6	24.5	23.8	24.1	20.5
	H ₂ %	3.6	4.3	4.8	5.7	5.1	5.1	5.7	5.3	4.6	3.9
	Temp. °C	216	197	198	213	202	222	240	246	236	210
Pig iron	Si%	0.80	0.58	0.54	0.63	0.53	0.59	0.70	0.76	0.77	0.61
	S%	0.034	0.043	0.037	0.027	0.033	0.029	0.022	0.027	0.021	0.027
Slag CaO/SiO ₂		1.22	1.19	1.20	1.23	1.23	1.19	1.19	1.13	1.15	1.16
Burden	Sinter %	81.5	77.4	93.0	100	100	100	100	100	100	100
	Ore ratio	1.651	1.665	1.670	1.732	1.714	1.704	1.717	1.695	1.725	1.676
	Ore/coke	3.01	3.28	3.78	4.12	4.38	4.51	4.67	4.33	4.25	4.33
	Mean size mm	20.7	17.2	25.0	25.5	28.2	29.0	25.4	32.2	31.3	30.0
	Under 5mm%	6.8	5.3	6.4	6.0	8.0	9.7	8.9	8.6	9.1	8.3
Slip ratio*%		3.6	7.1	3.0	0.2	0.7	1.6	0.8	0.6	0.5	0.9

* Slip ratio = $\frac{\text{No. of slip}}{\text{No. of charge}} \times 100$