

.....
論 文
.....

UDC 669.162.267.4 : 662.753.3

高炉における重油置換率と重油多量吹込み操業の解析*

大 竹 康 元**・中 村 文 夫**

Consideration of Oil Replacement Ratio and Large Amount of Oil Injection in Blast Furnace

Yasumoto ÔTAKE and Fumio NAKAMURA

Synopsis:

An expression for oil replacement ratio has been fully derived on the basis of theoretical carbon rate with or without oil injection.

As two examples of the modified blast, injection of a large amount of heavy oil combined with oxygen enriched blast or with high temperature blast have been discussed by the proposed method.

Moreover, the operating results of domestic blast furnaces with liquid fuel injection have been analyzed statistically.

(Received Aug. 14, 1971)

1. 緒 言

原料炭事情の逼迫化に伴い、高炉用コークスの不足と価格高騰が懸念され、コークス比低減のための技術的努力が払われてきた。昭和 45 年 3 月にコークス比の新記録 393 kg/tHM が樹立され、コークス比 400 kg/tHM 以下の高炉が続出した。

昭和 45 年前半以来の高炉操業の質の向上は、重油多量吹込みと酸素富化送風を併用して達成したもので、複合送風によるコークス比と燃料比の顕著な低下を骨子としている。今後とも、重油多量吹込みと高酸素富化併用操業を実施する高炉は増加するであろう。

著者らはこれまでにコークス比および重油置換率の理論的考察を行なってきた^{1)~4)}。

ここでは、重油の置換率の考察において、従来検討が不十分であった重油吹込み前後で炉頂ガス比 (CO/CO₂ を示す) が変化した場合の置換率の理論計算式を新たに誘導する。

既報のコークス比に対する考え方を要約すると、①還元ガスの炉内利用率: η_{CO} , η_{H_2} が高いほど化学的効率の高い高炉であり、②一定の熱量が賦与された場合には直接還元率が高いほど熱的効率の高い高炉といえる。間接還元は消費熱量の面からは有利だが、一方消費炭素量の面では直接還元に劣る。そこで羽口先燃焼炭素の熱当量を媒介にして、理論最低コークス比を与える最適直接

還元率が操業条件に応じて決定できる。現在の高炉操業は若干熱的余裕のある (直接還元率の低い) 領域に位置していることが、高出鉄比・低コークス比高炉は大型高炉に多いことからもうかがわれる。

これらの考え方を酸素富化・重油多量吹込み操業の理論計算に応用して、燃料多量吹込みの解析を行ない、国内高炉操業実績による簡単な解析検討も実施した。

2. 重油の置換率

羽口から吹込まれた重油のコークスと置換される割合、つまり重油置換率: \bar{R} の決定は重油吹込み操業において重要かつ基本的な問題であり、この重油置換率に関する理論的検討を従来から展開し、重油吹込み前後で直接還元率が変化した場合には $R = 6B\eta_{H_2}(1+\gamma)x + A$ の一般式で表現できることを報告した³⁾。

ここでは既報の“重油の置換率に関する考察”を完成させるため、懸案の炉頂ガス比 (または η_{CO}) が吹込み前後で変化する場合の R の理論計算式を新たに誘導する⁴⁾。

2.1 炉頂ガス比一定の場合

重油からの H₂ による間接還元のうち、一部が吹込み前の CO による間接還元を代行し (その割合を x とす

* 昭和43年9月本会講演大会にて発表

昭和46年8月14日受付

** 住友金属工業(株)第一技術開発部

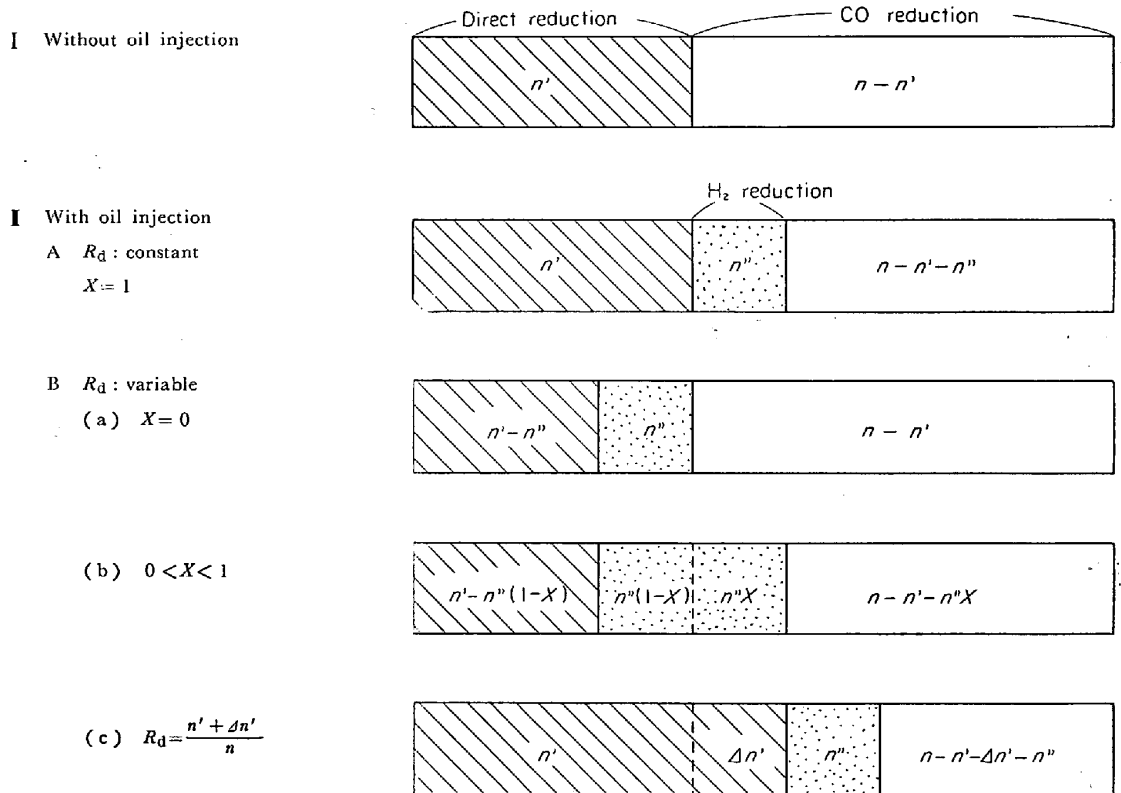


Fig. 1. Schematic expression of n divided into direct reduction and indirect reduction.

る), 残余がCによる直接還元を少なくする場合 (Fig. 1 のII B (b)参照) の置換率 R は (1) 式で与えられる。

$$R = 6B\eta_{H_2}(1+\gamma)x + A \dots \dots \dots (1)$$

A : 重油中炭素分率 B : 重油中水素分率

η_{H_2} : H_2 ガス利用率 R : 炭素節約量 ÷ 重油噴射量

x はその定義により $0 \leq x \leq 1$ の値だが, (1) 式で $x = 1$ のときは $R = 6B\eta_{H_2}(1+\gamma) + A$ と最高値となり, $x = 0$ のときは $R = A$ の最低値となる。(1) 式は重油吹込みにより直接還元率 R_d が変化し, 炉頂ガス比 γ が一定な場合の置換率を示す一般式である。

2.2 炉頂ガス比変化の場合

2.2.1 直接還元率が一定または減少のとき

Fig. 1 の I と II B (b) のモデルを使用する。

重油吹込み前の所要炭素量 : X_0 (kg atom C/ kg atom Fe) は全被還元酸素量 : n (kg atom O/ kg atom Fe), 直接還元による被還元酸素量 : n' (kg atom O/ kg atom Fe) とすれば (2) 式で表わされる。

$$X_0 = n(1+\gamma)[1 - (n'/n)] = (n-n')(1+\gamma) \dots (2)$$

重油吹込み量 : Y (kg/ kg atom Fe) の場合の炉頂ガス比変化量を $\Delta\gamma$ とすれば, 重油使用中の所要炭素量 : X_1 (kg atom C/ kg atom Fe) は次式で求められる。

$$X_1 = (n-n'-n''x)(1+\gamma+\Delta\gamma) \dots \dots \dots (3)$$

n'' : 重油の H_2 による間接還元酸素量 (kg atom O/ kg atom Fe)

(2) - (3) により, 重油吹込み前後の炭素量の差を求める。

$$X_0 - X_1 = n''x(1+\gamma) - (n-n'-n''x)\Delta\gamma \dots \dots \dots (4)$$

(3) 式の X_1 には重油の炭素も含むから, コークスの炭素量は $(YA)/12$ を差し引くと, (4) 式は次式で表現される。

$$n''x(1+\gamma) - (n-n'-n''x)\Delta\gamma + (YA)/12 \dots \dots \dots (4)'$$

$n'' = (YB\eta_{H_2})/2$ を (4)' 式に代入して, R を求める。

$$R = \frac{[(YB\eta_{H_2})/2]x(1+\gamma) + (YA)/12}{Y/12} - \frac{\{n-n'-[(YB\eta_{H_2})/2]x\}\Delta\gamma}{Y/12} = 6B\eta_{H_2}(1+\gamma)x + A - \frac{12\{n-n'-[(YB\eta_{H_2})/2]x\}\Delta\gamma}{Y} \dots \dots \dots (5)$$

鉍石装入物により n は決定され, 重油品質により A 、 B は一定となるので, 重油の置換率 R は水素利用率 η_{H_2} 、炉頂ガス比 γ とその変化量 $\Delta\gamma$ 、重油吹込み量 Y 、吹込み前の直接還元酸素量 n' および重油の水素による間接還元酸素量 n'' のうち CO 間接還元を代行する割合 x の 6 変数関数である。

(5) 式は直接還元率や炉頂ガス比に変化が生じた場合の置換率を示す一般式であることも自明である。

2.2.2 直接還元率が増加するとき

重油比が風温上昇などによる熱補償量より低水準の場合

合には、 R_d が増加し、 γ は小さくなると考えられるので、Fig. 1 の II B (c) に示すモデルを想定し、直接還元酸素の増加量を $\Delta n'$ 、炉頂ガス比の変化量を $-\Delta\gamma$ とすると、 R は次のとおり。

$$R = 6B\eta_{H_2}(1+\gamma) + A + \frac{12\Delta n'(1+\gamma)}{Y} + \frac{12[n-n' - (YB\eta_{H_2})/2 - \Delta n']\Delta\gamma}{Y} \dots\dots\dots (6)$$

特殊な場合だが、(6)式による置換率は第1項に x が無関係なため大きく、第2項以下も正数のため非常に大きな値になる。

2.3 置換率の向上策

以上の理論的考察で得られた(5)式を基礎にして、実際の高炉操業での液燃置換率の向上対策につき、若干検討する。

(i) x は重油吹込み前後における R_d 変化の尺度であり、 R に与える影響は非常に大きい。

x を大にするためには、高温送風・低湿分操業・高出鉄比などがあげられる。高温送風は衝風顕熱の増加により羽口先燃焼炭素の熱当量を向上させ、低湿分操業は所要熱量を低減し高出鉄比は熱損失の減少・炉下部還元の増加を招来するもので、いずれも R_d を増加させると考えられる。

(ii) $\Delta\gamma$ は x ほどの影響力はないが、 $\Delta\gamma > 0$ のときは R を低下させ、 $\Delta\gamma < 0$ ならば向上させる。

$\Delta\gamma < 0$ にするには、装入物炉内分布を適正にし、O/C を上昇させる。コークスペース・装入順序・ムーバブルアーマーなどにより、分布を適正にし、 η_{CO} は向上する。O/C は 3.5 くらいまでは η_{CO} 向上に寄与することが、実績でも確認されている。また高圧操業も η_{CO} の向上に寄与する。

(iii) η_{H_2} が高いほど R は向上する。

(iv) A が高いほど R も向上する。

炭素含有率が高い液燃はタールであるが、 H_2 の R に対する寄与率が小さい場合 (x が小) には、タールを使用する方が重油よりも R が高くなる可能性もある。

(v) B は高含有率ほど有利とは断定できない。

A/B 比が小さいほど炭化水素類の分解熱は大きくなる傾向があり、軽質油よりも重質油が価格上有利である

う。

(vi) 熱補償の種類・量により R の変動は大きい。総合的に複合送風を検討する必要もこの点にある。

3. 重油多量吹込み操業の解析

3.1 酸素富化・重油吹込み操業の理論計算による検討

酸素富化・重油吹込みの複合送風時におけるコークス比と燃料比の変化を把握するため、「付録」の理論炭素比算定法を活用した理論計算による解析を行なった。

3.1.1 前提条件

複合送風時の燃料比の挙動を明確にするため、次の7 case につき試算するが、理論燃焼温度一定の case I, II, III を主体に以下例示する。

(i) T_t は 200°C 標準とし炉頂ガス量にはほぼ比例させる。

(ii) Z は 200×10^3 kcal/t 標準で富化率 1% で 2.5% 低減させる。その他の主要な仮定につき略述すると次のとおり、

(a) 石灰焼結鉱の 100% 装入、鉱石中の鉄分 (940 kg/tHM) に対する被還元酸素量を 390.5 kg とする ($n = 1.45$)。

(b) コークス中固定炭素: $C_{fix} = 0.88$

(c) 重油成分: $A = 0.85, B = 0.12$, 予熱温度: 100°C

(d) 溶鉄成分: $[C] = 4.5\%, [Si] = 0.6\%, [Mn] = 0.6\%, [P] : 0.2\%$

(e) 鉱滓量: 300 kg/tHM, 出鉄滓温度: 1500°C

(f) 送風温度: $T_b = 1100^\circ C$

(g) ガス灰発生量はないものとする(理論計算上)。

(h) Wüstite min ($FeO_{1.05}$) の 1000°C での還元平衡値: $\zeta_{CO}^{FeO_{1.05}} = 0.288$ の 85% を CO 利用率: $\eta_{CO}^{FeO_{1.05}} = 0.245$ とみなす。

(i) H_2 間接還元は 1000°C で $FeO_{1.05}$ ($\zeta_{H_2}^{FeO_{1.05}} = 0.42 \approx \eta_{H_2}^{FeO_{1.05}}$)、および 900°C で $FeO_{1.11}$ ($\zeta_{H_2}^{FeO_{1.11}} = 0.55$) の段階のみ考える。

3.1.2 物質収支と熱収支

(1) 物質収支

Table 1 に CO および H_2 還元を考慮した場合の消費

Case	I	II	III	IV	V	VI	VII
衝風中酸素濃度: ϕ (%)	21	23	25	25	25	23	25
重油比: Oil (kg/tHM)	40	70	100	80	120	70	100
全湿分: M (%)	30	18	5	5	5	30	30
炉頂ガス温度: T_t (°C)	200	180	160	160	160	180	160
熱損失他: Z (10^3 kcal/tHM)	200	190	180	180	180	190	180

Table 1. Carbon consumption and CO requirement in consideration of gas reduction.

Case		I		II		III	
H ₂ ·H ₂ O	(Nm ³ /t HM)	37.3		22.4		6.2	
H ₂ ·oil	(")	53.8		94.1		134.4	
* O _H ^{FeO_{1.05}}	(kg/t HM)	27.5		35.2		42.5	
R _d	(%)	40	20	40	20	40	20
C _d	(kg/t HM)	117.2	58.6	117.2	58.6	117.2	58.6
C _{comb}	(")	159.4	457.3	143.7	441.7	130.1	428.0
[C] + C _{H₂O} + C _{Si, Mn, P}	(")	73.3	73.3	65.3	65.3	56.6	56.6
Carbon consumption	(")	349.9	589.2	326.2	565.6	303.9	542.2
CO _d	(Nm ³ /t HM)	218.6	109.3	218.6	109.3	218.6	109.3
CO _{comb}	(")	297.2	852.9	268.1	823.8	242.6	798.3
CO _{H₂O} + CO _{Si, Mn, P}	(")	52.8	52.8	37.9	37.9	21.7	21.7
** CO requirement	(")	568.6	1015.0	524.6	971.0	482.9	929.3

* : $O_H^{FeO_{1.05}} = (H_{2 \cdot H_2O} + H_{2 \cdot oil}) \div 3 \cdot 3105$

** : $CO \text{ requirement} = (O^{FeO_{1.05}} - O^{FeO_{1.05}} \cdot R_d - O_H^{FeO_{1.05}}) \times 5.715$

Table 2. Reduction heat of iron oxide.

Case		I		II		III	
Reaction	R _d (%)	40	20	40	20	40	20
	Heat						
3Fe ₂ O ₃ + CO = 2Fe ₃ O ₄ + CO ₂ (600°C)	Fe ₂ O ₃ (kg/t) 10 ⁸ kcal/t HM	1 365.4 -35.99	1 365.4 -35.99	1 365.4 -35.99	1 365.4 -35.99	1 365.4 -35.99	1 365.4 -35.99
Fe ₃ O ₄ + CO = 3FeO + CO ₂ (800°C)	Fe ₃ O ₄ (kg/t) 10 ⁸ kcal/t HM	1 025.4 14.48	1 025.4 14.48	1 025.4 14.48	1 025.4 14.48	1 025.4 14.48	1 025.4 14.48
Fe ₃ O ₄ + CO = 3FeO + CO ₂ (900°C)	Fe ₃ O ₄ (kg/t) 10 ⁸ kcal/t HM	272.2 3.32	281.5 3.43	264.4 3.22	277.4 3.38	256.3 3.12	273.3 3.33
Fe ₃ O ₄ + H ₂ = 3FeO + H ₂ O (900°C)	Fe ₃ O ₄ (kg/t) 10 ⁸ kcal/t HM	22.2 1.14	12.9 0.66	30.0 1.55	17.0 0.88	38.1 1.96	21.1 1.09
FeO + CO = Fe + CO ₂ (1 000°C)	FeO (kg/t) 10 ⁸ kcal/t HM	414.6 -23.45	769.3 -43.51	381.4 -21.57	736.1 -41.63	349.9 -19.79	704.6 -39.85
FeO + H ₂ = Fe + H ₂ O (1 000°C)	FeO (kg/t) 10 ⁸ kcal/t HM	118.8 6.37	118.8 6.37	152.0 8.15	152.0 8.15	183.5 9.84	183.5 9.84
FeO + C = Fe + CO (1 400°C)	FeO (kg/t) 10 ⁸ kcal/t HM	709.3 333.56	354.6 166.75	709.3 333.56	354.6 166.75	709.3 333.56	354.6 166.75
Total heat (10 ⁸ kcal/t HM)		299.43	112.19	303.40	116.02	307.58	120.05

炭素量と所要 CO 量を R_d=40, 20% につき例示したが、太字で示した C_{comb} に注目すべきである。

(2) 還元反応熱

Table 2 に鉄鉱石の還元反応熱の計算結果を示した。

Wüstite max(FeO_{1.11}) の 900°C における CO·H₂ 還元への分配は、Table 2 の合計 H₂/CO 量比に (ζ_{CO}^{FeO_{1.11}} - η_{CO}^{FeO_{1.05}}) / (ζ_{H₂}^{FeO_{1.11}} - ζ_{H₂}^{FeO_{1.05}}) を乗じた比率で配分する。すなわち case I, R_d=40% の場合を例示すると {568.6 × (0.500 - 0.245)} / {91.1 × (0.55 - 0.42)} = 12.3 倍になるので、Fe₃O₄ (in Wüstite) 294.4 kg/tHM の

CO 還元分は 294.4 × (12.3/13.3) = 272.2 kg, H₂ 還元分は 22.2 kg と算出できる。被還元酸素量に換算すると、それぞれ 15.9, 1.3 kg/tHM に該当する。

(3) 銑中炭素の加熱に要する熱量とその溶解熱
炭素の溶鉄中への溶解熱を考慮した。

C (gr) → C_{sat.} ΔH = 5 400 + 5 810(1 - N²_{Fe}) cal/mol⁵⁾を用いると、5 400 × (45.0/12.01) = 20.23 × 10⁸ kcal/tHM と算出され、「付録」の加熱分を合算すると 47.16 × 10⁸ kcal である。

(4) 鉱石中酸素および直接還元用炭素の加熱熱量

「付録」と同一だが、 H_2 還元を設け、湿分ならびに Si, Mn, P の還元や鉱石中酸素の影響も考慮した。

(5) 湿分の分解熱量 (顕熱控除)

送風湿分の羽口先コークスによる分解反応熱: $\Delta H_{1773} = 31\,535 \text{ cal/mol} = 1\,750 \text{ kcal/kg H}_2\text{O}$ と $T_b = 1\,100^\circ\text{C}$ における水蒸気の平均比熱 0.5312 kcal/kg などを用い、湿分添加に伴う吸熱量を求めた。

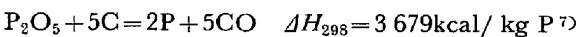
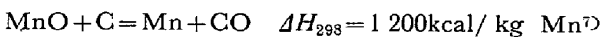
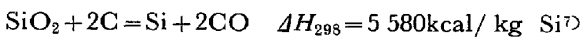
(6) 重油の分解熱量 (顕熱控除)

重油分解熱も正確ではないが $A/B = 85/12$ から約 450 kcal/kg とし、蒸発潜熱分を合算して 500 kcal/kg と仮定した³⁾⁶⁾。また重油の予熱温度 100°C の平均比熱に $0.456 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$ を採用して、重油添加に伴う吸熱量を求めた。

(7) 炉頂ガス中 H_2 の顕熱

重油・湿分添加により炉内で究極的に未反応な H_2 の炉頂顕熱を考慮すべきである。

(8) Si, Mn, P の炭素による直接還元吸熱量



(9) 全所要熱量

その他の熱精算項目については「付録」と同様もしくは鉄分補正などで算出できるので、Table 3 に全所要熱量を総括した。

(10) 燃焼用炭素の熱当量

$T_b = 1\,100^\circ\text{C}$ 一定で、衝風中酸素濃度・炉頂ガス温度が異なる場合の燃焼炭素 1 kg の熱当量の計算結果を示すと次のとおりである (Table 3 にも併記した)。

ϕ (%)	T_f ($^\circ\text{C}$)	ΔQ_{sen} kcal	$\Delta Q_{\text{heating}}$ kcal	ΔH_{comb} kcal	Thermal equivalent kcal/kg C
21	200	1 268	53	2 334	3 549
23	180	1 206	37	〃	3 503
25	160	1 153	33	〃	3 454

酸素富化に伴って、衝風顕熱の減少により熱的效果が漸減するのが特徴的である。

(11) 熱的所要炭素量

「付録」と同様に、羽口先で燃焼すべき炭素量: C_{comb} を算定し、Table 3 の最下欄に示した。

3.1.3 試算結果

Table 3 の C_{comb} は Table 1 のその範囲内に収まるので、理論炭素比の算定を「付録」と同一手法で行なうことができるが詳細は割愛し、次の Table 4 に計算結果だけを総括した。

9) の理論燃焼温度の算定には羽口先白熱コークスの含熱量は A. N. RAMM の式を使用せず、 $\Delta Q_{273 \rightarrow 1\,773} = 7\,252 \text{ cal/mol} = 603.8 \text{ kcal/kg C}$ 、すなわちコークス加熱温度 $1\,500^\circ\text{C}$ 一定と仮定したが、 T_f が大幅に変動しない限り相対値としては問題ないと思える。

3.1.4 解析結果

Table 4 から 4 項目を抜萃して Fig. 2 に示すが、酸素富化・重油多量吹込み操業の解析をこれらを参照して行なう。

(1) 理論燃焼温度一定の場合 (case I, II, III)

T_f を $2\,116 \sim 2\,119^\circ\text{C}$ に維持するため、酸素富化時の重油比当量 $15 \text{ kg/t HM}/\% \text{O}_2$ では湿分を減少させる

Table 3. Heat requirement and carbon for combustion.

Case	I		II		III	
	40	20	40	20	40	20
R_d (%)						
1 Reduction heat of iron oxide	299.43	112.19	303.40	116.02	307.58	120.05
2 Heating and melting of iron	296.99	296.99	296.99	296.99	296.99	296.99
3 Heating of soluble carbon and solution heat	47.16	47.16	47.16	47.16	47.16	47.16
4 Heating of O_{ore} and C_d	17.85	17.17	17.70	14.20	14.52	11.41
5 Heating of slag (-heat of formation)	82.65	82.65	82.65	82.65	82.65	82.65
6 Dissociation heat of moisture (-sensible heat)	34.97	34.97	20.98	20.98	5.83	5.83
7 Dissociation heat of oil (-sensible heat)	18.18	18.18	31.82	31.82	45.45	45.45
8 Sensible heat of H_2 in the top gas	3.10	3.14	3.55	3.61	3.80	3.86
9 Reduction heat for Si, Mn, P	48.04	48.04	48.04	48.04	48.04	48.04
10 Heat loss, etc.	200.00	200.00	190.00	190.00	180.00	180.00
Total heat requirement (10^3 kcal/t)	1 048.37	860.49	1 042.29	851.47	1 032.02	841.44
Thermal equivalent (kcal/kg C)	3549	3549	3503	3503	3454	3454
Carbon for combustion (kgC/t HM)	295.4	242.5	297.5	243.1	298.8	243.6

Table 4. Calculating results at oil injection plus oxygen enrichment.

Case	S	I	II	III	IV	V	VI	VII
Oxygen concentration in blast : φ (%)	21	21	23	25	25	25	23	25
Heavy oil rate : Oil (kg/t HM)	0	40	70	100	80	120	70	100
Amount of moisture : M (")	30	30	18	5	5	5	30	30
Top gas temperature : T_t (°C)	200	200	180	160	160	160	180	160
Heat loss, etc. : Z (10 ³ kcal/t HM)	200	200	190	180	180	180	190	180
Calculating results:								
1) Coke rate (kg/t HM)	514.9	464.4	421.8	378.6	404.1	353.3	426.8	389.0
2) Degree of direct reduction (%)	35.53	32.25	31.27	30.44	32.10	28.81	29.76	27.28
3) Degree of utilization of CO (%)	44.14	44.54	45.11	45.74	45.48	45.97	44.85	45.16
4) Degree of utilization of H ₂ (%)	44.28	43.95	43.98	44.01	43.95	44.05	43.89	44.11
5) Volume of dry blast (Nm ³ /t HM)	1 224	1 221	1 102	998	1 000	996	1 105	1 004
6) Volume of oxygen enriched (")	0	0	29	53	53	53	29	53
7) Make of dry top gas (")	1 788	1 757	1 655	1 563	1 560	1 566	1 674	1 678
8) Make of bosh gas (")	1 556	1 606	1 529	1 461	1 436	1 485	1 563	1 531
9) Theoretical flame temperature (°C)	2 243	2 116	2 119	2 117	2 186	2 049	2 069	2 011
Analytical results :								
i) Oil replacement ratio(kg/kg oil)	base	1.26	1.33	1.36	1.38 [*]	1.35	1.26	1.26
ii) Production increase(%/ % O ₂)	—	base	2.52	2.48	2.96	2.04	1.38	1.22
iii) *Limiting oil injection(kg/t HM)	—	94.1	95.4	96.4	96.6	96.2	95.7	97.0

*: The amount possibly injected in an over-coefficient of oxygen of 1.2

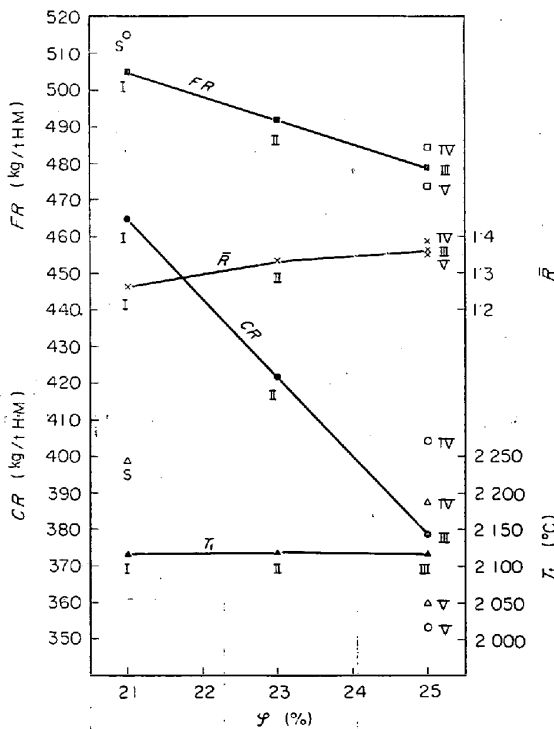


Fig. 2. Effect of oxygen enrichment on CR, FR, T_t and \bar{R} .

必要がある。

(a) 酸素富化に伴い重油比を増加させると、理論コークス比は直線的に低下し、燃料比も同一傾向にある。

(b) 酸素富化により、重油の置換率は若干向上するが、これは湿分低下の寄与分とみなすべきである。

case S を基準操業にすると、理論コークス比の節約量を重油比で除して積算置換率が得られる。(5)式で示

される理論計算式は湿分・Si, Mn, P への還元由来の $CO \cdot H_2$ 還元分が重油噴射前後で異なる場合には直接的に適用できない欠点がある。

比較のために、出鉄量一定 ($Z = 200 \times 10^3$ kcal/tHM) で他の条件は case I, III と同一な場合の置換率を試算すると、1.30, 1.32 であり、 \bar{R} はそれぞれ 0.03, 0.04 ずつ低下する。

A. K. LAHIRI ら⁸⁾も燃料置換率につき考察を行ない、酸素富化は置換率を低下させ、燃料吹込み量の増大により置換率は漸減すると報告している。

一般に酸素富化により燃料の燃焼効率が向上し、置換率も向上するとの見解がある。確かに未燃炭素および未分解炭化水素類に起因して置換率が低いときには、酸素富化による向上は期待できる。

しかしながら、第2章の考察は重油が羽口先で完全に CO と H_2 に分解すると仮定しての検討である。著者らも酸素富化は本質的に置換率を積極的に向上させる要因 ($x \cdot \Delta \gamma$) は少ないと考える。

ここで重要なのは、“複合送風”としての適当な操業条件の選定(たとえば酸素富化率-重油吹込み量-湿分の最適な組み合わせ)により、Table 4 の解析結果のように置換率の若干な向上が期待できることである。

(c) 単位時間羽口先(ボッシュ)ガス量一定の条件で生産増を試算すると、1%富化で約2.5%ずつ増加することになり、前提条件の熱損失他(Z)の低減率に等しく、妥当な仮定といえる。

(d) 炉頂ガス量の比率はI, II, IIIでそれぞれ 200,

188, 178 であり、炉頂ガス温度の 200, 180, 160 とは低減率が異なつた。

(e) Table 4 の最下段に示した制限重油比は、酸素過剰係数： $\mu = 1.2$ で重油の完全燃焼が保証されると仮定した場合の最大吹込み量であるが、各 case とも約 95 kg/tHM なのは、酸素富化によつて送風原単位が著減するため、衝風中の全酸素量がほぼ一定に保たれるからである。

(2) 湿分一定な場合 (case I, VI, VII)

酸素富化率の重油比当量が一定でも、湿分が一定だと T_f は基準より低下する。

(a) 酸素富化・重油多量吹込み操業で湿分一定な場合には、理論コークス比は $\varphi = 23, 25\%$ でそれぞれ case II, III に比較して、 $+5.0, +10.4 \text{ kg}$ の値を示す。

(b) 重油の置換率は 1.26 一定。

(5) 式の応用例として、case S を基準操業に 40 kg 吹込んだ場合 (case I) の置換率を試算してみよう。

重油吹込み前後における直接還元で奪われる酸素量の差を求める。

$$\Delta n_{cI} = n(R_{d.s} - R_{d.I}) = 1.45(0.3553 - 0.3225) = 0.0475$$

重油の H_2 により還元される酸素量 n'' のうち CO 間接還元の代行割合が求められる。 $x_1 = (n'' - \Delta n_{cI}) / n'' = (0.0626 - 0.0475) / 0.0626 = 0.2412$

(5) 式を (6) 式のように書き換え、置換率： R を試算する。

$$R_I = 6B\gamma_{H_2} \cdot (1 + \gamma_S) x_1 + A$$

$$\frac{12(n - n'''_{CO.S} - n''''_{H_2.S} - n''''_{CO.S} - n'_S - n''x_1)(\gamma_I - \gamma_S)}{Y_I} \dots \dots \dots (6)$$

$$= 0.1728 + 0.8500 + 0.0835 = 1.1063$$

$$\bar{R}_I = 1.1063 / 0.88 \approx 1.26$$

結局、(6) 式の適用性は吹込み前後での湿分の差異とそれに由来する η_{CO}, η_{H_2} の変動に依存する。

(c) 生産増加は 1.2~1.4% で、 T_f 一定の場合の約 1/2

(d) $\pm 1 \text{ kg H}_2\text{O/tHM} \approx \mp 4.2^\circ\text{C } T_f$

(e) 酸素富化・湿分添加の複合送風は、コークス比上昇・生産の伸びの両面から不利であり、とくに重油多量吹込み時には自然湿分で対処すべきである。

(3) 重油比増減の場合 (case III, IV, V)

φ, M が同一条件であれば、重油比により T_f は変動するので、それによる差異を検討する。

(a) 燃料比は重油比が高いほど低くなる。これは置換率が多量吹込みの場合でも全収支的にはあまり悪化しないことによる。

(b) 置換率は重油比が低水準 (T_f 上昇) ほど高くなる。

(c) 生産増は低重油比ほど大きくなる。

(d) 燃焼工学的に通常バーナーで吹込める最大量は約 100 kg/tHM であるので、120 kg/tHM を高出鉄比を維持しながら達成するには燃焼方法の改善が必須であろう。しかしながら、case V の場合に全収支的には置換率の悪化は少ないが、高炉下部での熱不足を招来する可能性 (羽口先ガス量が少なくして燃焼温度が低い場合) が考えられるので、実操業で Oil 120 + CR353 = FR 473 の実現はのぞめないと考えられる。それよりも置換率の向上を計るため十分な熱補償を行なつて、燃料比の低下に努力すべきであろう。

3.2 高温送風・重油吹込み操業の理論計算による検討

重油多量吹込みの熱補償の手段として、外燃式熱風炉による高温送風との組み合わせによる複合送風も 1 つの

Table 5. Calculating results at oil injection plus high blast temperature.

Case	S	G	H
Blast temperature (°C)	1 100	1 200	1 200
Heavy oil rate (kg/t HM)	40	60	90
Amount of moisture (")	30	30	5
Top gas temperature (°C)	200	190	190
Heat loss, etc. (10 ³ kcal/t HM)	200	190	190
1) Coke rate (kg/t HM)	464.4	426.6	378.6
2) Degree of direct reduction (%)	32.25	31.53	32.21
3) Degree of utilization of CO (%)	44.54	45.32	46.24
4) Degree of utilization of H ₂ (%)	43.95	44.05	44.02
5) Volume of dry blast (Nm ³ /t HM)	1 221	1 158	1 149
6) Make of dry top gas (")	1 757	1 692	1 658
7) Make of bosh gas (")	1 606	1 556	1 524
8) Theoretical flame temperature (°C)	2 116	2 108	2 113
i) Oil replacement ratio (kg/kg oil)	1.26	1.47	1.51
ii) Production increase (%/100°C)	base	3.2	5.4
iii) Limiting oil injection (kg/t HM)	94.1	89.2	88.5

方向なので、簡単な理論計算を試みた。

Table 5 に前提条件、計算および解析結果を総括した。

(a) 理論コークス比は case G (Oil 60+M 30) で 426.6 kg/t, case H (Oil 90+M 5) で 378.6 kg/t となり、酸素富化率 2,4% の case II, III にそれぞれ匹敵するもので、風温 100°C 上昇の効果と湿分低下の影響はきわめて大きいことがわかる。

(b) 置換率は基準の 1.26 からそれぞれ 1.47, 1.51 と顕著な向上が認められる。とくに case H では湿分低下の寄与もあり、 R_d が 40 kg 吹込み時と同値の 32.2% であることが置換率向上の主因である。

(c) T_f はこれらの前提条件ではほぼ一定の 2108, 2113°C となったので、羽口先における熱補償上は問題ない。

(d) 生産量は多量吹込み時ほど伸びる。

(e) 燃焼工学的制限重油量は 90 kg 以下となり、若干酸素富化に比較して不利な要因である。

以上のように、設備上の諸問題が解決できれば、高温送風は燃料比低減に大きく寄与するので、酸素富化-高温送風-重油多量吹込みの複合送風が最適である。

3.3 国内高炉操業実績の検討

液燃吹込み操業を実施中の国内各社高炉実績につき、以下の簡単な解析検討を行なった。

3.3.1 置換率

1970年10月度における液体燃料吹込み操業中の製鋼用鉄吹製高炉 51 基を選び、Fig. 3 の補正コークス比と液燃比の関係を調査した。

補正コークス比は次式に従って算出したものである。

$$\begin{aligned} \text{補正コークス比} = & \text{実績コークス比} - k(\text{風温} - 1025) \\ & - 0.9(\text{塊成鉍比} - 77.0) + 10(\text{コークス灰分} - 11.3) \\ & + 0.2(\text{鉍滓量} - 300) + 70([\text{Si}] - 0.60) + 0.6(\text{全湿分} \\ & - 22) + 0.2(\text{石灰石量} - 23) \dots\dots\dots (7) \end{aligned}$$

ここで、風温の補正係数 k は、 $1000 \leq T_b$ で 0.20, $1000 < T_b < 1100$ のとき 0.15, $T_b \geq 1100$ で 0.10 と仮定した。

回帰式は $CR = -1.87 \times LFR + 558.7$ で、高度に有意であるが、置換率 1.87 は実際的には高すぎる値であろう。この原因は①補正係数が各炉または同一炉でも操業水準により異なること、②補正基準は 10 月度の全国平均値で必ずしも 51 基の平均値でないこと、③一般に補正コークス比-液燃比の関係から算定される置換率はかなり高目であることなどであるが、同一炉での操業解析ではかなり妥当な置換率を与える場合もある。

今回の補正係数は、従来各社で慣用の風温・全湿分の

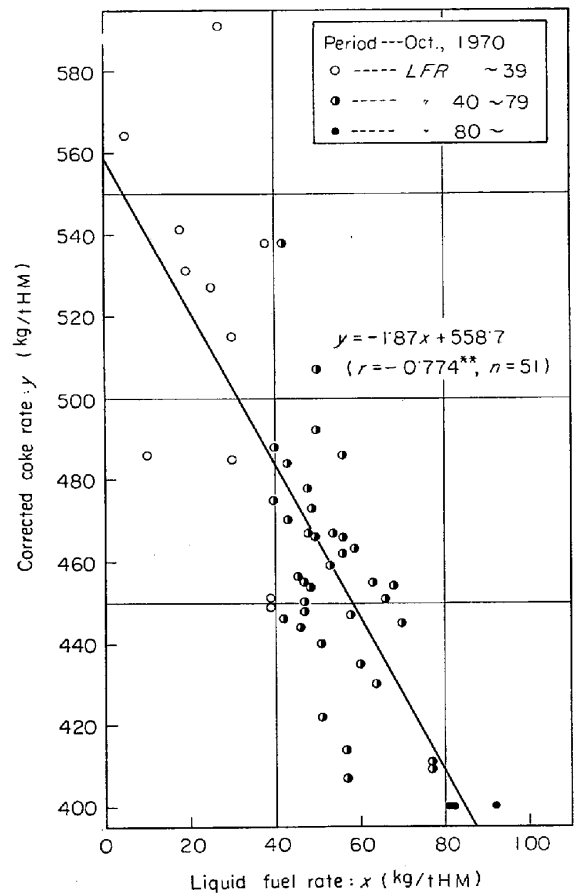


Fig. 3. Corrected coke rate vs. liquid fuel rate.

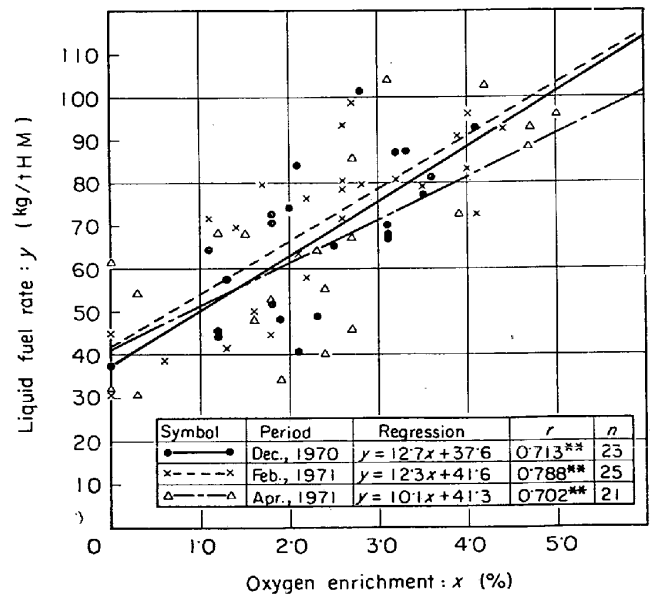


Fig. 4. Liquid fuel rate vs. oxygen enrichment.

値につき若干の見直しを行なった。

3.3.2 酸素富化による液燃比増加量

次の Fig. 4 には液燃比と酸素富化率の関係を示す。各期間とも $LFR \geq 30 \text{ kg/tHM}$ および出鉄比 $\geq 1.8 \text{ t/d}\cdot\text{m}^3$ (普通圧), $\geq 2.0 \text{ t/d}\cdot\text{m}^3$ (高圧) の条件を満足する

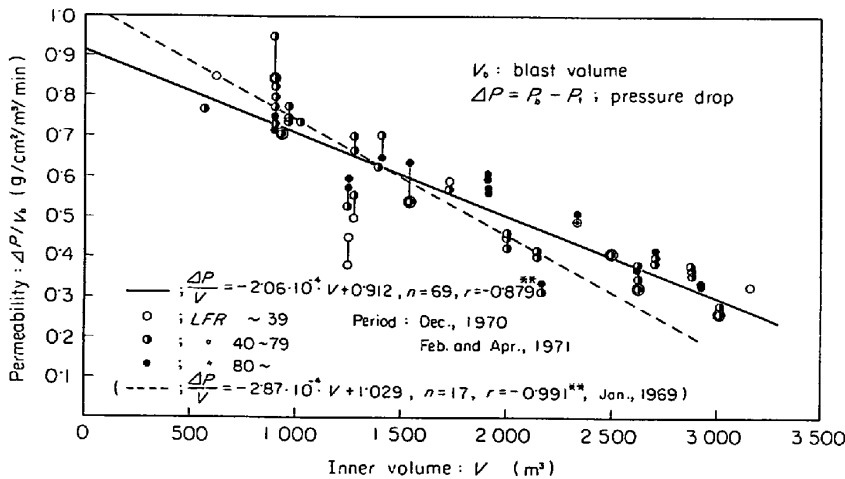


Fig. 5. Permeability index vs. inner volume.

製鋼用銑吹製炉を選定し、解析に供した。

各期間について高度に有意な相関が得られたが、酸素富化なしでの基準液燃比は約 40 kg/tHM、酸素富化率 1%あたりの液燃増加量は 10~13 kgであり、いずれも第 3 章の理論計算の前提値に近い数値となった。

文献⁹⁾でも理論燃焼温度一定における酸素富化 1%あたりの重油は 18.5~13.5 kg ($\varphi = 21 \sim 26\%$)と報告されており、重油単独の変化量は 15 kg 以下が酸素富化 1%あたりの羽口先熱補償当量と考えるべきである。

3.3.3 通気性指数

高炉の通気性を表現する指標は多数提示されている。これでは現場に簡易かつ有用な指数として慣用されている $\Delta P/V_0$ (g/cm²)/(m³/min) を算出し、内容積との関連を液燃比で層別して Fig. 5 に示す。

参考までに '69 年 1 月度の操業実績解析結果 ($n = 17$, $r = -0.991^{**}$) と比較すると、1500m³ 以上の大型高炉での通気性指数の上昇 (通気性悪化) が認められる。液燃比の高い高炉は出銑比にも依存するが、通気性は悪化している。

4. 結 言

1. 重油の置換率に関する考察を完成させた。

(a) 重油吹込みに伴い、直接還元率と炉頂ガス CO/CO₂ 比が変化する場合の重油置換率: R の理論計算式を誘導した。

$$R = 6B\eta_H(1+\gamma)x + A - \frac{12(n-n' - n''x)\Delta\gamma}{Y} \dots (8)$$

(b) x は重油吹込み前後における直接還元率変化の尺度であり、置換率を大きく変動させる。

(c) $\Delta\gamma$ は x ほどの影響力はないが、 $\Delta\gamma > 0$ のときは置換率を悪化させ、 $\Delta\gamma < 0$ ではその逆である。

(c) (8) 式には直接表現していないが、燃料吹込み

の有無により湿分の分解・Si, Mn, P の還元由来する被還元酸素量 ($n'''CO$, $n''''H_2$ および $n''''CO$) が変動すれば、直接的に (8) 式は適用できない欠点があり、その場合には理論コークス比の差から求める本来の計算法に戻る必要がある。

2. 重油多量吹込み操業の解析結果は次のとおり。

(a) 酸素富化率を上昇させ重油を多量に吹込む場合の理論計算を羽口先燃焼炭素の熱当量を活用して行なった。

理論燃焼温度一定: 酸素富化に伴い重油比を増加させる (湿分低下) と、理論コークス比は直線的に低下し、燃料比も同一傾向にある。重油置換率は基準操業の 1.26 から富化率 2, 4% でそれぞれ 1.33, 1.36 と若干向上するが、これは 15 kg/tHM/%O₂ では T_f 維持上湿分の低下を余儀なくされたためである。ボッシュガス一定で試算した出銑量の伸び率は 2.5%/O₂ であった。酸素過剰率 1.2 での完全燃焼を保証する最大重油比は約 95 kg/tHM で酸素富化によつてもこの制限値は衝風中酸素量がほぼ一定なため上昇しない。

湿分一定: 酸素富化・湿分添加の複合送風はコークス比上昇・出銑量の伸び率小の両面から不利であり、とくに多量重油吹込み時には自然湿分で対処するのが理想的である。

重油比増減: 高重油比ほど燃料比は低くなり、これは置換率が全収支的にはあまり悪化しないことによるが、高炉下部での熱不足を招来する可能性があり、その場合には置換率の大幅な低下は自明である。同一酸素富化率・湿分では低重油比ほど置換率は高くなり、出銑量の伸び率は大きくなる。

(b) 送風温度を上昇させて重油を多量に吹込む場合の理論計算を理論燃焼温度ほぼ一定で行なった。理論コークス比は case G (重油比 60 + 湿分 30) で 426.6 kg/t, case H (重油比 90 + 湿分 5) では 378.6 kg/t となり、酸素富化 2, 4% の case I, II にそれぞれ匹敵し、風温 100°C 上昇および湿分低下の効果は著しい。置換率は基準の 1.26 から 1.47, 1.51 へと顕著な向上が認められ、これは直接還元率の低下が軽微なためである。完全燃焼を保証する最大重油比は 90 kg/tHM 以下で、若干酸素富化に比し不利な要因である。現時点では設備上の諸問題もあるが、高酸素富化同様に高温送風も燃料多量吹込みとの複合送風による燃料比低減に大きく寄与するものとする。

(c) 液体燃料吹込み操業実施中の国内高炉実績につき簡単な検討を行なった。補正コークス比と液燃比の関係式は $CR = -1.87LFR + 558.7$ が得られ、実際的には高すぎる置換率である。液燃比と酸素富化率の関係式は $LFR \approx (10.1 \sim 12.7)x + (37.6 \sim 41.6)$ であり、酸素富化1%あたりの液燃比増加量は 15 kg/tHM 以下と羽口先熱補償上考えられる。通気性指数 $\Delta P/V_b$ は低液燃比の時期に比し大型高炉で悪化し、とくに液燃比の高い高炉ほど通気性は悪化する。

著者らは和歌山製鉄所中谷文忠博士のご指導に対して感謝の意を表します。

文 献

- 1) 中谷, 向井, 中村: 鉄と鋼, 52(1966)6, p. 923
- 2) F. NAKATANI, T. MUKAI, and F. NAKAMURA: Trans. ISIJ, 6(1966)6, p. 263
- 3) 中谷, 角南, 中村: 鉄と鋼, 53(1967)9, p. 1081
- 4) 中谷, 渡辺, 角南, 中村: 鉄と鋼, 54(1968)10, S 357
- 5) 小坂, 養輪: 鉄と鋼, 53(1967)13, p. 1475
- 6) A. DECKER: Stahl u. Eisen, 81(1961)19, p. 1266
- 7) 鉄鋼熱勘定数値小委員会: 鉄鋼熱計算用数値, (1966) [日刊工業新聞社]
- 8) A. K. LAHIRI and V. SESHADRI: JISI, 207 (1969)5, p. 578
- 9) S. HENKAL, K. D. HAVERKAMP, and E. WILMS: Stahl u. Eisen, 90(1970)7, p. 321
- 10) A. N. RAMM: Stal in Eng., (1964)10, p. 760
- 11) 若林, 藤浦, 森, 井上: 鉄と鋼, 55(1969)10, p. 867
- 12) 川村, 重見, 阿部, 酒見: 製鉄研究, (1971)272, p. 9749
- 13) BFI 委員会: わが国における高炉への燃料吹込み技術の進歩 (1966)

【付録】 理論炭素比についての補足

本文の基礎となる理論炭素比の算定法につき、既報¹⁾を改訂したので補足する。

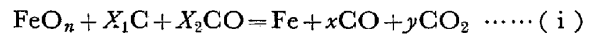
Table (1). Carbon consumption and CO requirement in gas-solid equilibria.

R_d (%)	100	90	80	70	60	50	40	30	20	10	0
C_d (kg/tHM)	308.0	277.2	246.4	215.6	184.8	154.0	123.2	92.4	61.6	30.8	0
C_{comb} (")	—	—	—	—	—	61.0	198.7	336.7	474.4	612.3	750.0
C_i (")	—	—	—	1.0	108.2	215.0	321.9	429.1	536.0	643.1	750.0
[C] (")	45.0	45.0	45.0	45.0	45.0	45.0	45.0	45.0	45.0	45.0	45.0
Total C (")	353.0	322.2	291.4	260.6	229.8	260.0	366.9	474.1	581.0	688.1	795.0
CO_d (Nm ³ /tHM)	574.5	517.1	459.6	402.2	344.7	287.3	229.8	172.4	114.9	57.5	0
CO_{comb} (")	—	—	—	—	—	113.8	370.6	627.9	884.7	1141.9	1398.7
CO_i (")	—	—	—	1.9	201.8	401.1	600.4	800.3	999.6	1199.4	1398.7
Total CO (")	574.5	517.1	459.6	402.2	344.7	401.1	600.4	800.3	999.6	1199.4	1398.7

C_d : Carbon consumption for direct reduction
 C_{comb} : Carbon burning at tuyeres (or carbon for combustion)
 C_i : Carbon consumption for indirect reduction
 [C]: Carbon in hot metal

1. 還元方程式

FeO_n で表現された酸化鉄の還元は、間接還元と直接還元を区別すると、下式で示される。



鉄 1 kg atom (55.85 kg) に該当する酸化鉄を還元するための所要炭素の kg atom 数は、次式で求められる。

$$X_1 + X_2 = n(1 + \gamma)(1 - R_d) = \{n(1 - R_d)\} / \eta_{CO} \dots (ii)$$

n : 鉄 1 kg atom に対する被還元酸素の kg atom 数

γ : 炉頂ガス CO/CO₂ 比, η_{CO} : CO ガス利用率

R_d : 直接還元率

2. 間接還元を平衡論的に考えた場合の所要炭素量

既報¹⁾との若干の相違点を列記すると次のとおり:

(i) Wüstite min の間接還元温度を 1400→1000°C に改訂. そのため Wüstite min の重量を 1234.9→1242.7 kg/tHM に変更し、段階的平衡値も 24.6→28.8% と向上させる。

(ii) Wüstite max の間接還元温度を 1100→900°C に改訂. 所要重量 1269.6→1259.9 kg/tHM に変更

(iii) Fe₃O₄・Fe₂O₃ の間接還元温度を 800・600°C に改訂.

高炉内反応温度に若干でも近似させた改訂により、間接還元に必要な平衡論的所要炭素・CO 量を計算すると Table (1) が得られる (純 Fe₂O₃ 1365.4 kg/tHM 使用の場合)。

3. 熱バランス的所要炭素量

3.1 還元反応熱

所要酸化鉄を R_d に応じて配分し、反応温度での酸化鉄 1 kg の反応熱を乗じて、還元反応熱を求める。

3.2 鉄の加熱・溶解に必要な熱量

鉱石中の鉄だけの 25→1500°C の加熱・溶解熱量は $\Delta Q_{298 \rightarrow 1773} = 17646 \text{ cal/mol} = 301.73 \times 10^3 \text{ kcal/tHM}$ と計算される。前報¹⁾では約 $500 \times 10^3 \text{ kcal/tHM}$ と鉱石の酸素加熱分を過大評価していた。

3.3 溶解炭素の加熱量

鉄中溶存炭素の 25→1500°C の加熱熱量は [C] = 4.5% として $45.0 \times 598.5 = 26.93 \times 10^3 \text{ kcal/t HM}$ を考慮する。

3.4 鉱石中酸素および直接還元用炭素の加熱熱量

新規に考慮した本項目は多少問題点もあるが、結論的には熱量値自体も小さいので、次のように単純化する。

- ① 直接還元で生成した CO の炉頂ガス温度での顕熱
 - ② 間接還元で生成した CO₂ の炉頂ガス温度での顕熱とそれと同量の CO 顕熱の差
 - ③ 鉱石中酸素の 25°C における熱容量
 - ④ 直接還元用炭素の 25°C における熱容量
- 結局, ①+②-③-④で計算される。

ここで燃焼用炭素の扱いが問題である。つまり②の中には羽口先で発生した CO に由来する CO₂ も含有されるにもかかわらず④だけ考慮したが, 入熱の項で燃焼用炭素の加熱相当分を差し引き, 計算上の煩雑さを除いた。

3.5 鉱滓の加熱に必要な熱量 (鉱滓生成熱控除)

一例として, 300 kg/tHM の鉱滓量を考える。

$$25 \rightarrow 1500^\circ\text{C} \text{ まで加熱するための熱量: } 300 \times (0.280 \times 1500 - 0.180 \times 25) = 124.65 \times 10^3 \text{ kcal/tHM}$$

鉱滓生成熱は 140 kcal/kg と仮定して 42.00×10^3 kcal を控除して, 86.85×10^3 kcal/tHM が得られる。

3.6 熱損失その他

一例として, 200.00×10^3 kcal/tHM を考える。

以上で全所要熱量が計算できるが, 仮想高炉 (熱損失鉱滓なし) の最低所要熱量は $R_d=40\%$ で約 63 万 kcal/tHM であり, R_d 10% あたり約 10 万 kcal ずつ増減する。熱損失と鉱滓 (300 kg) を考慮すれば約 92 万 kcal となる。

3.7 羽口先燃焼炭素の熱当量

(1) 送風顕熱 (ΔQ_{sen})

各送風温度: T_b (°C) で羽口先燃焼炭素 1 kg につき賦与される顕熱: ΔQ_{sen} (kcal/kgC) は乾燥空気 ($N_2: O_2=0.768:0.232$) の場合, 次式で計算できる。 (T_t (°C): 炉頂ガス温度)

$$\Delta Q_{sen} = 5.742 \times C_{pm}'(\text{Air}) \times T_b - [5.742 \times 0.768 \times C_{pm}'(N_2) \times T_t] - [(1 + 5.742 \times 0.232) \times C_{pm}'(CO) \times T_t] \dots (iii)$$

従来は単純に 200°C の送風顕熱を控除して ΔQ_{sen} を算定したが, 炉頂ガスの容量増加を考慮すべきであり, (iii) 式のように改訂した。

(2) 燃焼用炭素の加熱に要する熱量 ($\Delta Q_{heating}$)

$\Delta Q_{heating}$ (kcal/kgC) は C が 1/2 O₂ で燃焼することにより増加した熱容量から, 装入時の顕熱を控除したものと考えればよい。

$T_t=200^\circ\text{C}$ の例では 53 kcal/kgC である。

(3) 燃焼熱 (ΔH_{comb})

羽口前炭素温度を 1500°C とすると, $\Delta H_{comb} = -28030 \text{ cal/mol} = -2334 \text{ kcal/kgC}$ が得られる。

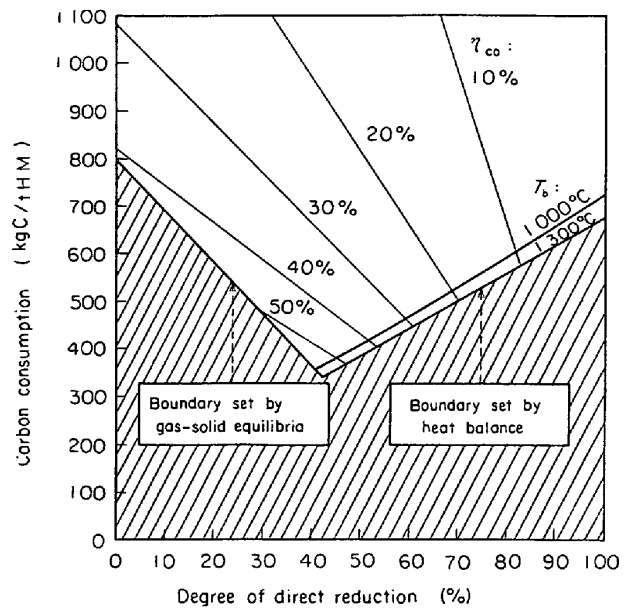


Fig. (1). Carbon consumption vs. degree of direct reduction (with boundaries).

以上で炭素 1 kg が燃焼した場合の熱当量が求まる。

3.8 熱的所要炭素量

製鉄反応を熱的に維持するための所要炭素量は, 全所要熱量を燃焼炭素の熱当量で除して求められる。

4. 理論最低炭素比

Table (1) と熱的所要炭素量から, 平衡論的・熱バランス的制限を満足する各 $T_b \cdot R_d$ における理論炭素比が求められる。Fig. (1) にはその一例として, $T_t=200^\circ\text{C}$ で鉱滓および熱損失を考慮しない理想的な条件における理論炭素比を示した。具体的に理論最低炭素比: C_{min} を算定するには, 平衡論・熱バランス上の C_{comb} が一致する最適直接還元率: $R_{d,opt}$ を求め, その $R_{d,opt}$ での C_{min} は $C_{comb} + C_d + [C]$ で与えられる。

前報¹⁾における C_{min} は約 410 kg/tHM ($T_b=1000^\circ\text{C}$, $T_t=200^\circ\text{C}$ で $R_d \approx 39\%$, $\eta_{CO} \approx 51\%$) であつた。

今回の熱的再検討結果では同一条件での C_{min} は 359 kg/tHM ($R_d \approx 41\%$, $\eta_{CO} \approx 58\%$), T_t が 100°C に低下すると 350 kg/tHM になり, 鉱滓 300 kg と熱損失その他 20 万 kcal を考慮し熱的制限を強化した場合には 413 kg/tHM ($R_d \approx 36\%$, $\eta_{CO} \approx 54\%$) と上昇する。

本文第 3 章の解析には, 主要前提を極力実際高炉に近づけた上で, 理論炭素比の考え方を活用した。

T_t (°C)	T_b (°C)	ΔQ_{sen} kcal/kgC	$\Delta Q_{heating}$ kcal/kgC	ΔH_{comb} kcal/kgC	Thermal/equivalent of carbon kcal/kgC
200 < 100 >	1000	1113 < 1279 >	53 < 25 >	2334	3394 < 3588 >
" < " >	1100	1268 < 1434 >	" < " >	"	3549 < 3743 >
" < " >	1200	1425 < 1592 >	" < " >	"	3706 < 3901 >
" < " >	1300	1584 < 1751 >	" < " >	"	3865 < 4060 >