

© 1988 ISIJ

 ///////////////
 論 文
 ///////////////

高炉製鉄法, 直接製鉄-電気炉法, 溶融還元法のエクセルギー解析

秋 山 友 宏*・八 木 順一郎*²

Exergy Analysis of Conventional Ironmaking, Direct Reduction- Electric Furnace and Smelting Reduction Systems

Tomohiro AKIYAMA and Jun-ichiro YAGI

Synopsis:

Exergy analysis was conducted on three ironmaking systems which were conventional ironmaking, direct reduction-electric furnace and smelting reduction systems. The exergy analysis is better than an enthalpy balance or a heat balance because exergy can express the quality of energy and evaluate different forms of energy like chemical, thermal, pressure and mixing energy by a unified measure.

According to the calculated results for the specified conditions, the smelting reduction system was the lowest in net exergy loss, however, the highest in overall output exergy. The development of the efficient heat recovery process is therefore required for this system. The direct reduction-electric furnace system was the highest in net exergy loss. However, nonfired pellets were found to be effective to reduce net exergy loss. In the conventional ironmaking system, net exergy loss of its constituent processes significantly depended on the injection rate of pulverized coal and on the charging amount of nonfired pellets.

Key words: ironmaking; system evaluation; energy saving; exergy; blast furnace; direct reduction; smelting reduction; shaft furnace; fluidized beds; nonfired pellets.

1. 緒 言

従来, 化学工業プロセスのエネルギー評価は, 熱収支法あるいはエンタルピー収支法によりおこなわれてきた。これらの方法は熱力学第一法則, すなわちエネルギー保存則にもとづいて導かれ, 省エネルギーのためには熱の放散を減少させ, 熱回収を推進すべきであることを教える。しかし, プロセス内でのエネルギーの低級化および顕熱の質に関する情報は提供しないという欠点をもつ。

一方, オイルショック以降, 省エネルギー推進のためにエネルギーの量ばかりではなく質にも注目するようになった。化学工学や機械工学の分野では上記の欠点を解消したエクセルギー解析^{1)~3)}がさかんに用いられている。エクセルギー解析は熱力学第一および第二法則にもとづいており, プロセス内でエネルギーが低級化する場所を明らかにする。この解析は, われわれに投入エネ

ギーが減少していく過程を教え, エネルギーの有効利用のための独創的かつ飛躍的な方法を見いだすための有力な手段となる。また, エネルギーの経済的評価法であるため, Feasibility study や設計の最適化に適用できることが報告されている。

本報においては, エクセルギー解析を原料鉱石から鉄鉄もしくは溶鉄を製造する三種の方法に適用した。第一法は焼結機, ロータリーキルン, コークス炉, 熱風炉, および高炉の各プロセスからなる高炉製鉄システム, 第二法はロータリーキルン, 非焼成ペレット製造用シャフト炉, セメント製造キルン, ガス改質炉, シャフト炉, および電気炉からなる直接製鉄-電気炉 (DR-EF) システム, 第三法はロータリーキルン, 予備還元炉, ガス冷却改質器, 酸素製造プロセス, および鉄浴型の溶融還元炉からなる溶融還元システムである。

システム内での個々のプロセスについてエクセルギー損失を算出し, 損失の総和により三方法を相互に比較し

昭和 62 年 10 月本会講演大会にて発表 昭和 62 年 12 月 28 日受付 (Received Dec. 28, 1987)

* 東北大学選鉱製錬研究所 (Research Institute of Mineral Dressing and Metallurgy, Tohoku University, 2-1-1 Katahira Sendai 980)

* 東北大学選鉱製錬研究所 工博 (Research Institute of Mineral Dressing and Metallurgy, Tohoku University)

た。その結果, エクセルギーの損失量と損失箇所が明確となり, エネルギーの質に関する面から見た基礎的知見が得られた。

2. 理 論

熱力学第二法則においては, エネルギーは自由に変換でき形態をかえることができるが, 変換するごとに仕事をする能力 (ポテンシャル) は低下し最終的にはなくなってしまうことが示唆されている。このエネルギーの「仕事をする能力」がエクセルギー (有効エネルギー) であり, 工業的な意味でのエネルギーと対応している。

エクセルギーの一般式は次式で示される⁹⁾。

$$\epsilon = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \dots \dots \dots (1)$$

(1)式よりエクセルギーは不可逆過程でエントロピーが増加するたびに消滅していく。よつて, 流入, 流出, 放散および消滅のエクセルギーを ϵ_{in} , ϵ_{out} , $\epsilon_{diss.}$, $\epsilon_{dest.}$ とすると次式となる。

$$\epsilon_{in} = \epsilon_{out} + \epsilon_{diss.} + \epsilon_{dest.} \dots \dots \dots (2)$$

プロセスにおけるエクセルギー損失を Fig. 1 に示す。プロセス内でのエクセルギーの全損失 ϵ_{loss} は流入エクセルギーから流出エクセルギーを減じることにより求められ, 次のように書くことができる。

$$\epsilon_{loss} = \epsilon_{diss.} + \epsilon_{dest.} \dots \dots \dots (3)$$

ここで右辺第一項は未使用のまま外部に放出されるエクセルギー (第一種損失), 第二項は装置内部での不可逆性にもとづくエクセルギーの消滅 (第二種損失) をあらわしている⁴⁾。不可逆性にもとづく損失はプロセス内で化学反応, 加熱・冷却, 圧力損失, 混合が生じると発生する。したがつて, エクセルギーはエネルギー変換をおこなうごとに減少し, 最終的には消滅することになる。

ϵ_{loss} はプロセスを進行させるために必要な最少仕事量で, プロセス特性に依存する特有の値である。したが

つて, 同じ原料から同じ製品を作る方法がいくつか考えられる場合, $\Sigma \epsilon_{loss}$ を比較し, どのシステムが総合的にエクセルギー損失を最少にするか, ならびに構成プロセスのどこで多量の損失を生じるかを知ることができエネルギーの有効利用法を考察できる。

本報ではエクセルギーの絶対値に注目して議論を進めていく。Table 1 は(1)式を定常流れ系の仮定のもとに展開しエクセルギーの値を算出するために整理した式である⁵⁾。ここで, n_i , ϵ_i^0 , C_{pi} はそれぞれ i 成分のモル数, 標準化学エクセルギー, 平均比熱をあらわしている。実際の計算には比熱の温度変化を考慮した汎用プログラムを作成し使用した。

Table 2 に採用した環境条件を示す。環境は 25°C の水蒸気飽和の大気組成とした。

Table 3 は鉄鋼製錬における主要な物質の標準化学エ

Table 1. Fundamental exergy equations.

$\epsilon = \epsilon_C + \epsilon_T + \epsilon_P + \epsilon_M$		
From of exergy	Equation	
Chemical	$\epsilon_C = \sum n_i \epsilon_i^0$	
Temperature	$\epsilon_T = (\sum n_i C_{pi}) T - T_0 - T_0 \ln(T/T_0) $	
Pressure	$\epsilon_P = (\sum n_i) R T_0 \ln \{ \sum (P_i/P_0) \}$	
Mixing	$\epsilon_M = R T_0 \sum [n_i \ln \{ n_i / (\sum n_i) \}]$	

Table 2. Environmental conditions for exergy analysis.

$T_0 = 298.15 \text{ K}, P_0 = 1 \text{ atm}$		
Condensed phase :	$\text{H}_2\text{O}(l)$ at T_0, P_0	
Gas phase :	Substances	Mole fraction
	N_2	0.7560
	O_2	0.2034
	H_2O	0.0312
	CO_2	0.0003
	Ar	0.0091

Table 3. Standard chemical exergy of substances selected for ironmaking processes.

$T_0 = 298.15 \text{ K}, P_0 = 1 \text{ atm}$		
Substance	Reference substance	ϵ^0 (kJ/mol)
$\text{Al}_2\text{O}_3(s)$	Al_2O_3 (s : α -corundum)	0.00
C(s)	$\text{CO}_2(g)$	410.83
$\text{CaO}(s)$	CaCO_3 (s : calcite)	110.41
$\text{CO}(g)$	$\text{CO}_2(g)$	275.55
$\text{CO}_2(g)$	$\text{CO}_2(g)$	20.11
$\text{CH}_4(g)$	$\text{CO}_2(g), \text{H}_2\text{O}(g)$	830.74
Fe(s)	Fe_2O_3 (s : hematite)	368.41
$\text{Fe}_x\text{O}(s)$ ($x=0.947$)	Fe_2O_3 (s : hematite)	118.74
$\text{Fe}_3\text{O}_4(s)$	Fe_2O_3 (s : hematite)	96.97
$\text{Fe}_2\text{O}_3(s)$	Fe_2O_3 (s : hematite)	0.00
$\text{H}_2(g)$	$\text{H}_2\text{O}(g)$	235.39
$\text{H}_2\text{O}(g)$	$\text{H}_2\text{O}(g)$	8.60
$\text{MgO}(s)$	$\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$ (s : dolomite)	50.83
$\text{MnO}(s)$	$\text{MnO}_2(s)$	100.36
$\text{N}_2(g)$	$\text{N}_2(g)$	0.69
$\text{O}_2(g)$	$\text{O}_2(g)$	3.95
P(s)	$\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2(s)$	866.58
S(s)	$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}(s)$	603.22
Si(s)	SiO_2 (s : α -quarz)	853.35
$\text{SiO}_2(s)$	SiO_2 (s : α -quarz)	0.00

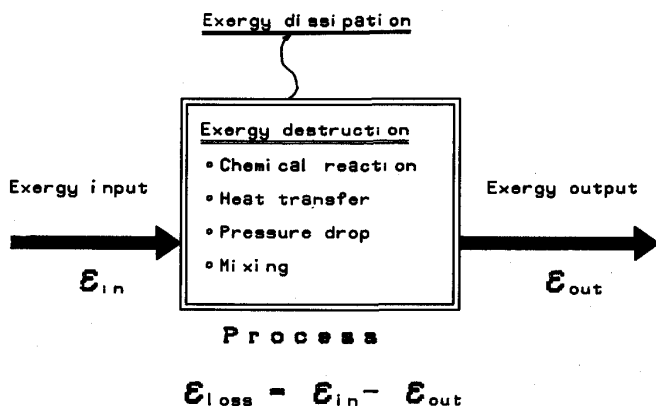


Fig. 1. Net exergy loss in a process.

Table 4. Approximate equations to evaluate chemical exergy of fuels by RANT.

Phase	Gas	Liquid	Solid
ϵ (kJ/kg)	$0.95 \times HCV$	$0.975 \times HCV$	$LCV + rw$

HCV: High Calorific Value (kJ/kg)
LCV: Low Calorific Value (kJ/kg)
r: Latent Heat of Water (2438 kJ/kg)
w: Water content (-)

Table 5. Conversion factors to exergy.

	Conversion factor	Process
Electricity	9.83 MJ/kWh	Steam power generation ^a
CO ₂ removal	5.02 MJ/Nm ³ (CO ₂)	Benfield process ^b
O ₂ production	5.21 MJ/Nm ³ (O ₂)	Air liquefaction

^a: Thermal efficiency of generation = 36.6%
^b: $K_2CO_3 + CO_2 + H_2O = 2KHCO_3 + Heat$

クセルギーの値を示している。標準物質の選定は日本工業規格⁶⁾にもとづいた。この標準化学エクセルギーは物質の経済的評価と正の相関がある。しかし、経済性評価のための価格関数とは異なり経済状況に左右されない一定の物理量であるため、基本的なシステムの設計にエクセルギーの概念は適している。

燃料のエクセルギーに関しては、Table 4 に示す RANT の近似式⁷⁾を採用した。ただし、CO, H₂, CH₄ を主成分とした燃料の場合は基礎式にもとづき計算をおこなった。

また、Table 5 は各システムを解析する際に用いた電力製造、炭酸ガス除去、酸素製造に要するエクセルギー値を示す。電力の換算は火力発電を想定し 36.6% の発電効率とした。

3. エクセルギー解析の適用

エクセルギーの概念を用い鉱石から銑鉄ができるまでの三方法におけるエネルギーの利用状況を比較検討した。対象は以下に述べる高炉製銑法、直接製鉄-電気炉法、熔融還元法であり、おのおの2ケースずつ合計6ケースについてエクセルギー解析をおこなった。いずれのシステムも原料の予備処理(粉碎, 混合, 塊成化, コークス化), 還元, 溶解, ガス製造の各プロセスを解析の対象としている。

解析手法としてはおのおののプロセスの損失に着目し, その損失割合と損失総和を明確にする方法(プロセス・エクセルギー解析)とシステム全体に着目し流入, 流出するエクセルギーを算出する方法(システム・エクセルギー解析)の二通りを採用した。Fig. 2 に二つの解析法における検査面の設定例を示す。プロセス・エク

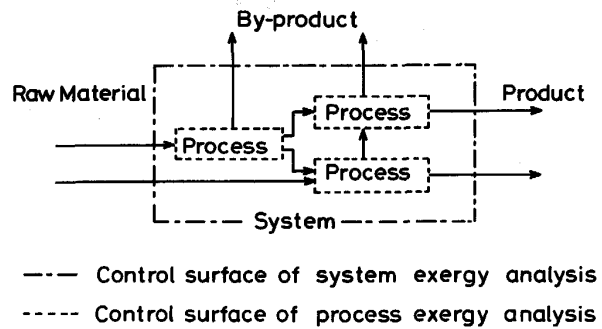


Fig. 2. Example of exergy analysis for a process-system.

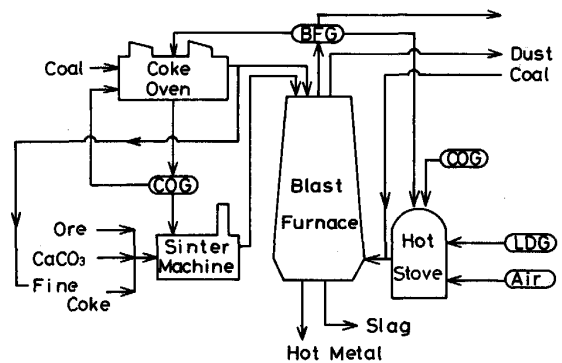


Fig. 3. Conventional ironmaking system.

セルギー解析により投入エクセルギーの減少の場所と量が明確となり, その損失和を比較することにより各システムを評価することができる。また, システム・エクセルギー解析はシステム内での物質の循環を考慮したうえで, 流入, 流出エクセルギーの絶対値を評価できる。

3.1 高炉製銑システム

高炉製銑システムの概要を Fig. 3 に示す。このシステムは, 高炉のほか, コークス炉, 焼結機, ロータリーキルン, 熱風炉から成り立っている。また, エネルギー回収設備としての排熱回収設備(焼結機), CDQ 設備(コークス炉), 炉頂圧回収タービン(高炉)に関しては解析対象には含まれていない。

大型高炉を擁する銑鋼一貫製鉄所の操業データにもとづきエクセルギー解析をおこなった。使用したデータは1か月間の平均値であり, 定常状態が保持されていることが物質の収支関係から確認された。また, 操業方法の違いによるエクセルギーの変動を調べるために2ケースについて解析をおこなった。

Table 6 に対象とした高炉の操業条件を示す。高炉の規模は内容積 3240 m³ で公称能力 7000 t/d を有している。ケース A-1 は標準的なオールコークス操業, ケース A-2 はコークスを減じて微粉炭吹込み (PCI) 操業

Table 6. Operational data of the blast furnace.

	Case A-1	Case A-2
Production rate(t/day) [t/day/m ³]	6 395[1.97]	6 972[2.15]
[Fuel Ratio]		
Coke(kg/thm)	507	450
Pulverized coal injection (kg/thm)	0	47
[Raw Material]		
Sinter/F. P. ^a /N. P. ^b /Ore	70.0/6.3/4.9/18.8	69.9/15.9/0/13.7
[Hot metal]		
Temperature(°C)	1 497	1 517
Discharging rate(kg/thm)	1 000	1 000
Composition(%)		
C	4.68	4.76
Si	0.12	0.31

^a: Fired pellet ^b: Nonfired pellet

Table 7. Exergy flows for the blast furnace.

Inflow	Case A-1	Case A-2	Outflow	Case A-1	Case A-2
Raw Material	310	297	Hot Metal	8 653	8 736
Coke	15 322	13 602	Slag	669	623
Pulverized coal	0	1 464	Top Gas	5 586	5 121
Blast	1 176	1 293	Dust	267	256
Electricity	246	264			
Total	17 054	16 920	Total	15 175	14 736 (MJ/thm)

Table 8. Summation of net exergy losses in the conventional ironmaking system.

Process	Case A-1			Case A-2 (MJ/thm)		
	Inflow	Outflow	Net loss	Inflow	Outflow	Net loss
Blast furnace	17 054	15 175	1 879(20.8%)	16 920	14 736	2 184(24.1%)
Coke oven	22 657	18 580	4 077(45.1%)	20 110	16 491	3 619(39.9%)
Hot Stove	1 983	1 276	707(7.8%)	2 100	1 423	677(7.5%)
Sintering machine	3 014	764	2 250(24.9%)	3 074	733	2 341(25.8%)
Rotary kiln	138	33	105(1.2%)	339	79	260(2.9%)
Nonfired pellet	190	170	20(0.2%)	—	—	—
Total	45 036	35 998	9 038(100%)	42 543	33 462	9 081(100%)

をおこなっている。鉱石に関しては70%が焼結鉱，残り30%がペレットおよび各種生鉱石であるが，ケースA-1では5%非焼成ペレットが装入されている。生産性でみるとケースA-1は中生産，ケースA-2は高生産時のものである。また，ケースA-1で鉄鉄中のSi濃度が0.12%と極低Si操業となつているのが特徴である。

計算結果をTable 7に示す。Table 7の数字からケースA-1，ケースA-2の場合について，それぞれ流入，流出エクセルギーの合計に対する各項目のエクセルギーの百分率をとり，特徴を調べると以下ようになる。流入エクセルギーのうちコークスおよび微粉炭で89.9%，89.0%を占めている。これは炭素の標準化学エクセルギーが非常に大きいためである。一方，流出エクセルギーについては，鉄鉄が57.0%，59.3%を占め最も大きい，ついで炉頂ガスのエクセルギーが36.8%，34.8%あり，高炉のガス発生炉としての側面をあらわしている。また，スラグは高温で排出されるため温度エクセルギーが高く，4.4%，4.2%を占めている。

コークス炉は，各時期とも二つの炉が稼動しており，エクセルギーの流れはそれぞれの操業データにもとづき

算出している。コークス炉の炭化室の大きさは5000 mmH×450 mmW×13590 mmLで，室数は100-110ある。燃料としてBFG(高炉ガス)，COG(コークス炉ガス)，LDG(転炉ガス)を使用している。発生するCOGは化学エクセルギーの高いガスで，一部コークス炉に使用するほか，焼結機，熱風炉の燃料として用いられる。

焼結機の規模は床面積280 m²，公称能力9500 t/dのドワイトロイド型のものである。原料としては鉄鉱石のほか石灰石，粉コークス，返鉱，床敷鉱が装入される。また，点火のための燃料としてCOGが使用されている。

対象とした熱風炉は内燃式のカウパー型で，スタッガードパラレル操業をおこなっている。蓄熱期は，BFG，COG，LDGを燃焼させけい石れんが(チェッカーれんが)を加熱し顕熱蓄熱をおこない，送風期に空気を導入し1000-1150°Cの熱風を作りだしている。高炉への送風圧力は3.5-3.8 kg/cm²であり高圧操業をおこなっている。

Table 8はエクセルギーの流れを構成プロセスごとに示したものである。高炉製鉄システムにおいて，エクセ

ルギー損失量が最も大きいのは高炉ではなくコークス炉である。その割合はケース A-1 では全損失の 45.1%，ケース A-2 では PCI 操業のため 39.9% とやや低い値となっている。ついで焼結機，高炉が 20 から 25% を占めている。なお，ロータリーキルンによる焼成ペレット製造のエクセルギー，CORAC 法による非焼成ペレット製造のエクセルギーは前報⁹⁾で評価した値を使用した。

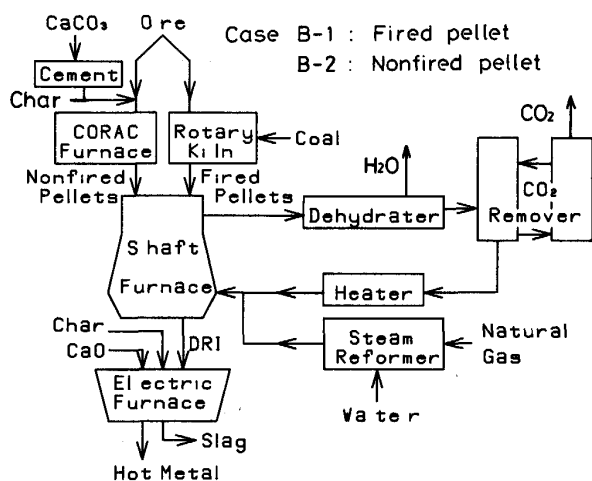


Fig. 4. Direct reduction system.

3.2 直接製鉄-電気炉システム

Fig. 4 は直接製鉄-電気炉システムを示しており，ペレット製造，還元，溶解および還元ガス製造の各プロセスからなる。ここで電気炉は溶解のみをおこない，精錬はおこなわないものとする。ケース B-1, B-2 はそれぞれ焼成ならびに炭材を内装した非焼成ペレットを使用した場合である。還元鉄の製造は 1 t/d のシャフト炉⁸⁾で実験をおこない，それ以外のプロセスに関しては工業的規模の操業データにもとづいた。電気炉と還元ガス製造プロセスを除く還元鉄製造プロセスについては前報⁹⁾で報告した値を使用した。

シャフト炉の還元ガスは，500 t/d の装置の操業データ¹⁰⁾にもとづき天然ガスを水蒸気改質したガスと炉頂ガスを脱炭酸，脱湿した循環ガスを等量ずつ混合したものである。電気炉において還元鉄は溶解され未還元酸化鉄の酸素が除去される。電力から熱への変換効率は炉の熱損失も含めて 80% と仮定し，操業データは熱および物質の収支にもとづいた。本システムにおけるエクセルギーの流れを構成プロセスごとに示すと Table 9 のようになる。

3.3 熔融還元システム

種々の熔融還元システム¹¹⁾が各国のエネルギー供給事情にあわせ提案されているが，ここでは石炭を主原料とする予備還元炉付きの鉄浴型熔融還元システムを想定

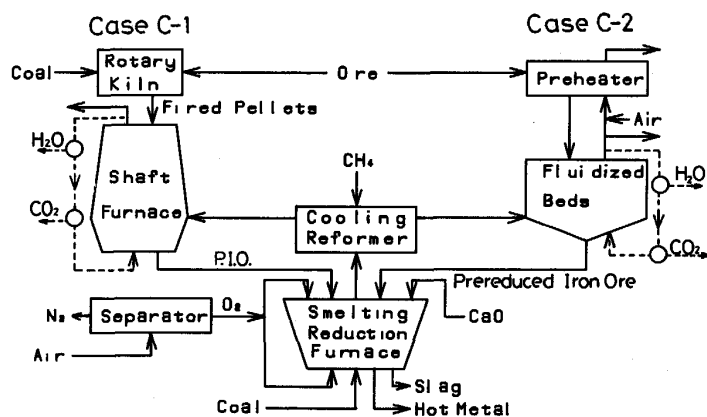


Fig. 5. Smelting reduction system.

Table 9. Summation of net exergy losses in the DR-EF system for fired (Case B-1) and nonfired (Case B-2) pellets.

Process	Case B-1			Case B-2 (MJ/thm)		
	Inflow	Outflow	Net loss	Inflow	Outflow	Net loss
Pretreatment	43	0	43(0.4%)	44	0	44(0.5%)
Rotary kiln	2010	483	1527(14.1%)	—	—	—
CORAC furnace	—	—	—	3264	3117	147(1.5%)
NSP kiln	—	—	—	467	222	245(2.5%)
Shaft furnace	28949	28581	368(3.4%)	32054	31372	682(7.0%)
Gas reformer	31473	24532	6941(63.9%)	31473	24532	6941(71.0%)
Electric furnace	11100	9117	1983(18.3%)	11824	10109	1715(17.5%)
Total	73575	62713	10862(100%)	79126	69352	9774(100%)

した。装置のフローシートを Fig. 5 に示す。このシステムは、鉱石の予備処理，ペレット製造，予備還元，熔融還元，ガス冷却改質，酸素製造，生石灰製造の各プロセスから成り立っている。

熔融還元炉には上部より予備還元鉱を投入し，下部より石炭と酸素を吹き込む。石炭の燃焼熱により鉱石は熔融し，石炭中の炭素により還元され銑鉄になる。発生する CO ならびに H₂ は炉の上部より吹き込まれる酸素により 2 次燃焼し鉄浴に着熱する。

熔融還元炉への大量の酸素と石炭の投入を避け，投入エネルギーを減少させるために，鉱石の予備還元をおこなう。還元ガスは，熔融還元炉から発生する高温ガスをメタンとの吸熱反応 (CO₂ + CH₄ = 2H₂ + 2CO, H₂O + CH₄ = CO + 3H₂) により改質し 800°C にまで下げる。予備還元炉としてシャフト炉 (ケース C-1) と流動層 (ケース C-2) を用いた場合の 2 ケースについてエクセルギー解析をおこなった。システムの構成方法として，図中に点線で示した予備還元炉の排ガスを脱湿，脱炭酸し循環する方法もあるが，ここでは循環しないケースについて検討した。

工業的規模における熔融還元炉の操業データは報告されていないのでいくつかの仮定にもとづき熱と物質の収支より評価した。また，熔融還元技術に関しては速度論

的な研究が一部報告されているだけで全容についてはいまだあきらかではない。しかし，速度論的には気体-固体間反応にくらべ，銑鉄，スラグに関する反応は極めてはやいので，熱と物質の収支による平衡論的な取扱いが可能であると考えた。

熱と物質の収支に基づき作成した操業データを Table 10 に示す。計算は石炭投入量を変数として入熱，出熱量が等しくなるまで収束計算をおこなった。石炭投入量に大きく影響をおよぼす因子は鉱石の予備還元率，二次燃焼率，着熱効率，石炭揮発分，熱損失量であつた。

計算条件として予備還元率にシャフト炉の場合 70%，流動層の場合 70% 以上にするとスティッキングの問題があるので 60% をあたえた。また，還元鉄は 800°C で高温装入されるものとした。

2 次燃焼率はガスの酸化度で定義されるが，現行の転炉操業のデータから可能と考えられる 28% とした。着熱効率は 90% を仮定したが，これは二次燃焼による発熱量の 90% が熔融還元炉に，残りの 10% がガスの昇温に寄与することを意味する。熱損失量は入熱量の 10% とした。

予備還元炉の熱と物質の収支をとる際には CH₄ 生成反応や炭素析出反応は起こらないものとした。また，常圧操業を想定している。流動層については工業的規模の

Table 10. Operational data of the smelting reduction furnace by heat and mass balances (Case C-1 : Shaft furnace, Case C-2 : Fluidized beds).

Input	Case C-1	Case C-2	Output	Case C-1	Case C-2
PIO ^a (kg/thm)	1 166	1 194	Gas ^d (Nm ³ /thm) (°C)	1 123 1 697	1 319 1 697
PR ^b (%)	70	60	PCD ^e (%)		28
Oxygen (Nm ³ /thm)	430	493	HRE ^f (%)		90
Coal ^c (kg/thm)	602	703	Hot metal (%)		Fe/C = 97/3
CaO (kg/thm)	101	109	(°C)		1 500
			Slag (%)		FeO = 10
			(°C)		1 500
			Basicity (—)		CaO/SiO ₂ = 1.3

^a: Prereduced iron ore ^b: Pre-reduction degree ^c: VM 27%, HCV 30.6 MJ/kg, C/H/N/O/S = 82.2%/4.6%/1.9%/10.8%/0.5% (Dry ash free)
^d: Equilibrium of water gas shift reaction ^e: Post-combustion degree ^f: Heat recovery efficiency

Table 11. Exergy flows for the smelting reduction system (Case C-1 : Shaft furnace, Case C-2 : Fluidized beds).

Process	Case C-1			Case C-2 (MJ/thm)		
	Inflow	Outflow	Net loss	Inflow	Outflow	Net loss
Pretreatment	42	0	42 (0.5%)	42	0	42 (0.5%)
Calcination	362	172	190 (2.2%)	389	185	204 (2.6%)
Rotary kiln	1 945	468	1 477 (17.3%)	—	—	—
Shaft furnace	20 393	20 092	301 (3.5%)	—	—	—
Fluidized beds	—	—	—	23 962	23 581	381 (4.8%)
O ₂ production	2 971	632	2 339 (27.4%)	3 402	722	2 680 (33.7%)
Cooling reformer	21 125	20 389	736 (8.6%)	24 807	23 958	849 (10.7%)
SRF ^a	23 678	20 314	3 364 (39.4%)	26 186	22 393	3 793 (47.7%)
Total	70 516	62 067	8 449 (100%)	78 788	70 839	7 949 (100%)

^a: Smelting Reduction Furnace

装置は少なく報告も限られている。ガス組成については H_2 リッチな条件であり、 CO/H_2 混合ガス系におけるスティッキングの問題など未知の部分が多い。ここではこれらの要因を取り込んだモデルを作成するまでには至っておらず、簡単な熱と物質の収支にもとづき操業を予測している。

溶融還元炉、予備還元炉のエクセルギー損失の計算結果に鉱石の予備処理、ペレット製造、生石灰製造、ガス冷却改質、酸素製造プロセスのエクセルギー損失を加えシステム内のエクセルギー流れを Table 11 に示した。

4. 結果および考察

Fig. 6 にシステムを構成する各プロセス内でのエクセルギー損失量の総和 (プロセス・エクセルギー解析) を示す。この値はそれぞれのシステムを運転するために必要な最少の仕事量をあらわしている。三方法を比較すると、溶融還元法、高炉製鉄法、直接製鉄-電気炉法の順にエクセルギー損失が少ないことがわかる。高炉製鉄法ではコークス炉、直接製鉄-電気炉法では還元ガス製造、溶融還元法では溶融還元炉と酸素製造の各プロセスでエクセルギー損失が大きい。これらプロセスでの損失を減少させるか、あるいは代替プロセスの設計が各システムの当面の課題といえる。

次に、鉱石の還元・溶解という機能に注目すると、高炉は (シャフト炉+電気炉) や (予備還元炉+溶融還元炉) にくらべ損失が少なくすぐれている。しかし、高炉製鉄法では石炭のコークス化、鉱石の塊成化プロセスで

のエクセルギーの損失が高炉での損失にくらべ大きい。そのために全体として溶融還元法にくらべエクセルギー損失が大きくなっている。コークスを微粉炭にかえる PCI 操業は、明らかにコークス化という面からみるとエクセルギー的に有利である。また、装入物では非焼成ペレットと生鉱石の割合 (ケース A-1 で 23.7%, ケース A-2 で 13.7%) を増やすことは鉱石の塊成化のためのエクセルギーを減少させる。

溶融還元法に関しては、プロセス・エクセルギー解析において最少損失であるが、Fig. 7 に示すシステム全体でみた流入、流出エクセルギー (システム・エクセルギー解析) は、他の二方法にくらべ大きい。ここで想定した溶融還元システムは大量のエクセルギー消費システムである反面、大量のエクセルギー発生システムであることがわかる。現実には、システムから発生する高温で化学エクセルギーが高い副生ガスの回収が大きな問題となろう。予備還元炉からの副生ガスを循環するシステムも考えられるが、ガスの脱湿、脱炭酸にさらにエクセルギーを要することになる。したがって、効率の良い化学・熱エクセルギー回収装置の開発、あるいは他の化学工業プロセスとの結合も一つの方法といえる。また、酸素製造プロセスが約 30% と大きな損失割合を占めている。圧力スイング吸着 (PSA) 法など他の酸素製造プロセスの開発により、この値は、今後、減少する可能性がある。

直接製鉄-電気炉法において流入、流出のエクセルギーが少ないのはシャフト炉の排ガスをすべて循環しているためである。しかし、脱湿、脱炭酸は天然ガスを水蒸気改質するより多損失であるため、循環しないシステムでは正味のエクセルギー損失はわずかに減少するが、逆に流入、流出エクセルギーは倍増する。また、非焼成ペレットを使用した場合は、焼成ペレットを使用した場合にくらべてエクセルギー損失量が 90% であることも注目される。もし、高炉装入物、溶融還元の前備還元炉の装入物として使用可能であるならば、両システムのエクセルギー損失はさらに減少することになる。

ここでは電力の一次エクセルギー変換効率を 36.6% としたが、最新の熱電併給 (コージェネレーション) の火力発電所では 40% のところもある。この値を使つて計算すると各ケースとも減少するがとくに電力多消費の酸素製造プロセスでのエクセルギー消費の割合が減少し溶融還元法が有利になる。

また、高炉製鉄法において 3.1 節で述べたエネルギー回収設備によつても、約 0.6 GJ/thm のエクセルギーが回収される程度である。これに対して、解析した高炉製

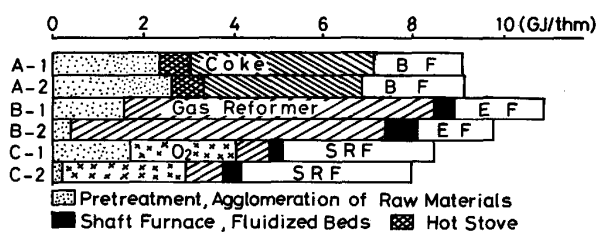


Fig. 6. Summation of net exergy losses in different ironmaking systems (process exergy analysis).

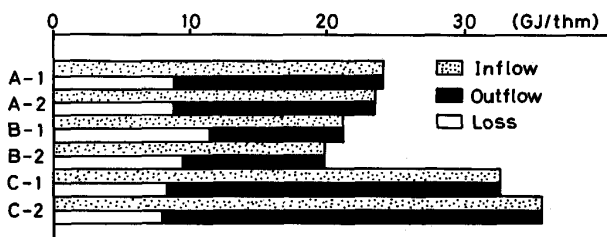


Fig. 7. Overall exergy flows in different ironmaking systems (system exergy analysis).

鉄法のシステム構成では BFG の 40%, COG の 25% をシステム内で利用し残りをシステム外に持ち出しているため、有効利用すれば Fig. 7 の値はさらに 5 GJ/thm 程度減少し, DR-EF 法より少なくなる。

算出したエクセルギー損失量はシステム構成やプロセスの操業方法により変動し絶対的な値ではない。今後、システム構成や操業方法 (たとえば、高炉への酸素吹込み操業, 溶融還元における予備還元率, 二次燃焼率, 着熱効率など) がエクセルギー損失におよぼす影響を検討する必要がある。

5. 結 言

エネルギー評価にエクセルギーの概念を用い, 高炉製鉄法, 直接製鉄-電気炉法, 溶融還元法について解析をおこなった。その結果以下のことが明らかとなった。

1) 三方法のうちエクセルギー損失が最少であるのは溶融還元法である。特徴としては溶融還元炉と酸素製造プロセスでエクセルギー損失が大きい, 高炉製鉄法にくらべ石炭のコークス化過程を必要としないためシステムとしては正味のエクセルギー消費量は最少となる。予備還元炉についてはシャフト炉にくらべ流動層は, 鉱石を塊成化しないためさらに少ないエクセルギー損失となる。

2) 溶融還元法のエクセルギー損失は酸素製造プロセスが約 30% を占める。酸素製造の技術改善によりさらに低減の可能性がある。

3) 直接製鉄-電気炉法の非焼成ペレットを使用したケースは焼成ペレット使用の場合の 90% のエクセル

ギー損失である。高炉製鉄法, 溶融還元法 (シャフト炉使用) に非焼成ペレットの使用も有力である。

4) 酸化鉄の還元・溶解という機能でみるとエクセルギー損失は

高炉 < (シャフト炉 + 電気炉) < (予備還元炉 + 溶融還元炉) となる。三方法のうち高炉がエクセルギー損失最少のプロセスである。

本研究をすすめるにあたって新日本製鉄(株)名古屋製鉄所より高炉製鉄法に関するデータをご提供いただいた。また、溶融還元法については(株)神戸製鋼所の西田礼次郎氏に、直接製鉄-電気炉法に関しては東北大学の高橋礼二郎助教授に有益な御討論をいただきたいへん参考になった。記して謝意を表す。

文 献

- 1) D. R. MORRIS and F. R. STEWARD: Metall. Trans. B, 15 (1984), p. 645
- 2) N. G. MORAN: Availability Analysis (1982) [Prentice-Hall, Englewood Cliffs, N. J.]
- 3) 石田 愈, 西田直矩: 燃料協会誌, 60 (1981), p. 952
- 4) 石谷清幹: 熱管理士教本 (1977) [共立出版]
- 5) 笛木和雄, 鯉沼秀臣, 城子克夫, 原田 卓: 省エネルギー, 35 (1983)2, p. 11
- 6) 有効エネルギー評価方法通則, JIS Z9204 (1980)
- 7) Z. RANT: Warmetechn, 10 (1961), p. 172
- 8) 八木順一郎, 高橋礼二郎, 秋山友宏: 東北大学選研彙報, 42 (1986), p. 91
- 9) 秋山友宏, 高橋礼二郎, 八木順一郎: 鉄と鋼, 73 (1987), p. 2108
- 10) Y. HARA, T. WAKABAYASHI and N. OTSUKI: The 8th Japan-USSR Joint Symposium on Physical Chemistry of Metallurgical Processes, Tokyo (1981), p. 229
- 11) R. B. SMITH and M. J. CORBETT: Ironmaking Steelmaking, 14 (1987), p. 49