

技 術 資 料

熔 滓 式 ガ ス 發 生 爐 の 工 業 化

生 駒 實*

I. 緒 言

溶滓式ガス發生爐 Slagging Gas Producer は固體燃料のガス化に際して、燃料中の灰分を溶融状態で爐外に流出せしめることを特長としたガス發生爐の一種類である。

その利點とするところは

- (1) 爐内を高温に保ち得るためにガスの品質が良好になる。
 - (2) ガス化速度を著しく高めることが出来る。
 - (3) 固體燃料、特に石炭の灰分の溶融點に對する規格を必要としない。
 - (4) クリンカー除去に對する勞力、機械力を必要としない。
 - (5) 灰中に混入する炭素損失が少ない。
- 等であるが、一方缺點として次の様な項目を擧げることが出来る。

- (1) ガス化速度が大きいためにダストによる熱損失が大きい。
- (2) 爐内高温による輻射熱が大きくなる。
- (3) 溶滓による熱損失が大きくなる。
- (4) 爐壁の溶損が大きくなる。
- (5) 灰の溶融を容易ならしめるために媒溶劑の添加を必要とする。

然し上述した缺點は本方式の利點を補つて剩りあるものであるが、酸素富化送風を行つてガスの品質を向上すると共にガス發生の副産物として銑鐵を製造することによつて、益々その利點を擴張することが出来る。

酸素富化送風によつて發生ガスの品質は自ずと向上し爐内温度、特に爐體下部を高温に保ち得ると共に、ガス化速度を著しく向上せしめて溶滓式發生法の利點は更に倍加される。一方銑鐵製造を同時に行ふことによつて缺點として擧げられた各項目が補償される。

この場合銑鐵製造に必要な熱量は、一般製銑法に於ける値と比較すれば、少くとも爐壁損失に相當する熱量が不要であると考えてよい。従つてガスの製造原價は、原

料費として酸素の費用が増加するが副産物としての銑鐵の價格を差引くから、結局相當安價なものとなつて来る。而かも普通發生爐に於ける場合より割安な燃料で作業が出来るのであるから、經濟的にも極めて有利なガス化方法である。

本文に於いては、各國に於ける溶滓式ガス發生法を紹介した後、當社に於ける工業化試験の概要を述べ、最後に溶滓式ガス發生法の將來について論じて見ようと思う。

II. 溶滓式ガス發生法の類別

溶滓式ガス發生法は、使用する固體燃料の種類、送風の種類、發生ガスの使用目的等によつて類別出来る。

- (1) 固體燃料
 - 石 炭
 - コークス
 - コーライト
- (2) 送風の種類
 - 空氣 (熱風, 冷風)
 - 酸素富化送風
 - 酸素と水蒸氣
- (3) 發生ガスの使用目的
 - 合成ガス用 (アンモニア合成, メタン合成, ガソリン合成等)
 - 金屬精鍊用
 - 加熱用 (金屬加熱, ガラス溶解等)

III. 各國に於ける溶滓式ガス發生法

(1) Ebelmann 式

熔鑛爐に似た構造を持ち、高さ 3m、内徑最大 1m、爐頂部 33cm、爐底部 25cm、と云う爐である。媒溶劑に鑛滓又は石灰を使用した本發生爐は成功しなかつた。恐らく爐の容量が小さ過ぎたためであろう。

(2) Wuerth 式

* 神戸製鋼所製鐵部品質管理課長

豫熱送風式で、除塵器を備えている。高さ 5.7m、内径上部 3m、ガス化能力は 366kg/m²/h である。出滓口を 2 個持つており、2~3 時間毎に出滓する。

(3) Georgs-Marienhütte 式

Wuerth 式に似た爐である。鐵分の多い鑛滓を使用する。4 時間毎に出滓し、出銑は 8~12 時間に 1 回行う。1 日 30t の燃料をガス化する場合、出銑量は 0.5~1.25t 位である。高さ 6.5m、内径 3.3m、1 日約 100t の燃料を使用し得る。

(4) Witkowitz 式

熱風使用の爐に属する。

(5) Fichet 式

石炭を使用する熱風式の爐、高さ 5m、羽口部径 1.7m 爐内容積 22m³

(6) Saint-Steihn 式

Fichet 式に準ずるもの。爐高 8.47m、羽口部内径 1.38m、有効高さ 6.1m、實爐内容積 22m³、有効爐内容積 16m³、で石灰にスケールを添加して使用する。

(7) Rehmann 式

コークスを使用する熱風式。水蒸気を併用する。

(8) Thyssen-Galocsy 式

合成ガス用で酸素と水蒸気で吹製する。

温度調整のために燃料ガスを併用出来る様になっている。骸炭及石炭何れでも使える。

直径 2.6m、高さ約 8m の爐 2 基で 24hr に約 560N m³ のガスを発生し、酸素は Linde Fränkel 法による 98% O₂ を 4,250m³/hr 使用している。

(9) Philipon 式

原理は Thyssen-Galocsy 式と同一である。この爐の特長は原料中に屑銑を混合することによって副産物にフェロシリコンを製造していることである。

(10) Leuna 式

コークスを酸素と水蒸気で吹製する合成ガス発生爐に属する。羽口部内径 3m、有効高さ約 5m、ガス能力 136~146t/d。ガス発生量 319,000~341,000m³/d。20 min 毎に出滓を行う。

(11) 日 亞 式

石炭を熱風でガス化して平爐燃料を得ようとしたが、工業化試験に成功しなかつた。

(12) 阿 吾 地 式

コークス、コーライトを酸素富化送風でガス化して合成用ガスを製造するもの。爐高 7.14m、羽口部内径 2.5m 有効爐内容積 44m³ で 92t/d のガス化能力を有し戦前日本窒素が朝鮮で稼動していた。

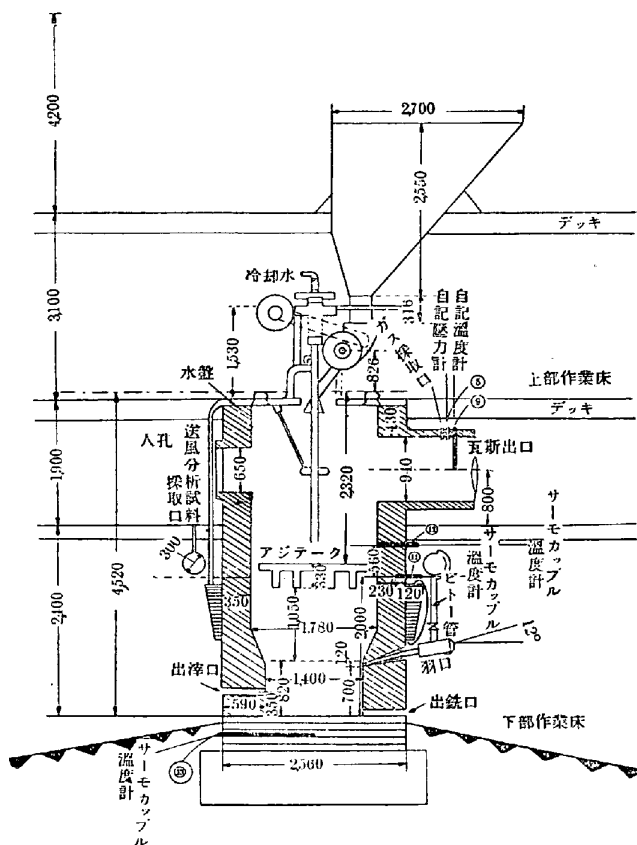
(13) 日 新 式

コークスを酸素富化送風によりガス化して、合成ガス用に使用している。現在日新化学新居濱工場で稼動されている。

(14) 神 鋼 式

石炭を酸素富化空気でガス化して製鋼用燃料を製造するもので、副産物として平爐用銑鐵が得られている。ガス発生法の類別から云えば Thyssen-Galocsy 式に属するが、酸素を利用することによつて、低質炭から高發熱量の平爐用燃料ガスを安價に生産し得ることは他に例を見ない所である。使用石炭は粘結炭でなければ、發生爐炭は言うに及ばず一般炭、低質炭が自由に使用出来る。

爐體構造は第 1 圖に示す通りである。羽口部斷面積は 1.58m²、有効爐内容積は約 4m³ である。チャップマン式攪拌棒を備えているのが特長である。



第 1 圖 熔滓式ガス発生爐々體構造

内張には高礬土質煉瓦を使用し、羽口直上部は外部から水冷している。羽口は水冷式銅鑄物で爐底に向つて 12° の傾斜がつけてある。装入物はホツパーからチャップマン式給炭機を通して爐内に装入される。

酸素と空氣の混合は送風本管内で行われる。

IV. 神戸製鋼所に於ける工業化試験の概要

第1表 ガス発生用燃料分析表

	工業分析						灰分分析			
	水分%	灰分%	揮発分%	固定炭素%	硫黄%	發熱量 kcal/kg	SiO ₂ %	CaO%	Al ₂ O ₃ %	Fe ₂ O ₃ %
ガスコークス	16.0	14.9	4.5	80.7	0.6	6460	47.0	22.0	16.8	8.0
發生爐炭	2.9	14.5	39.3	44.4	0.6	6460	52.0	5.1	30.4	7.0
一般炭	1.5	30.9	37.2	30.5	1.1	4930	60.8	1.1	33.0	4.1
褐炭	6.7	15.1	41.4	38.2	0.9	5860	56.8	3.9	31.2	6.4
粘結炭	1.7	12.6	37.4	48.3	0.5	6620	52.8	2.7	31.1	8.8

(1) ガス発生用燃料

工業化試験として入手可能な燃料を一通り全部使用した。使用燃料の分析表を第1表にかかげる。

コークスのガス化は最も容易である。灰分の多いことは殆ど問題にならない。特に高級のコークスを必要とせず、ガスコークス程度で充分である。

石炭操業中に爐況が著しく變調となる様なときにも、コークスを若干添加すれば速かに回復出来る。これは、装入中のボイドが大きいために、爐内通風が良くなるからで、石炭は乾溜層の通風抵抗が特に大きいのである。

コークス操業をしながら、徐々に石炭の装入量を増して行くと、爐内の通風抵抗が遂次増加するのがよく判る。石灰配合量が75%以上になると、石炭に應じた操業条件を選ばないと順調なガス化を繼續出来なくなる。

調整条件の主なもの次は次の通りである。

- i) 媒溶劑の量
- ii) 添加鐵分の量
- iii) 酸素濃度
- iv) 添加水蒸氣の量

發生爐炭、一般炭、低質炭は單獨にガス化出来るが、粘結炭(試験には崎戸炭を使用した)は單獨で使えず、勝田炭の様な石炭と混用しなければならなかつた。添加量は勝田炭 80, 崎戸炭 20 位迄である。

生成ガスは平爐に直結されて、製鋼用燃料となるから現在は石炭のみを使用している。

最近の燃料事情では Kcal 當りの炭價は高級炭程安價であるために、經濟的に最も有利になる發生爐炭を主に使用しているが、炭價の變動に應じて粘結炭以外は低質炭に至る迄自由に利用出来ることを特に強調しておきたい。

(2) 生成ガス

生成ガスの成分は次の各條件に應じて變化する。

- i) 燃料の種類

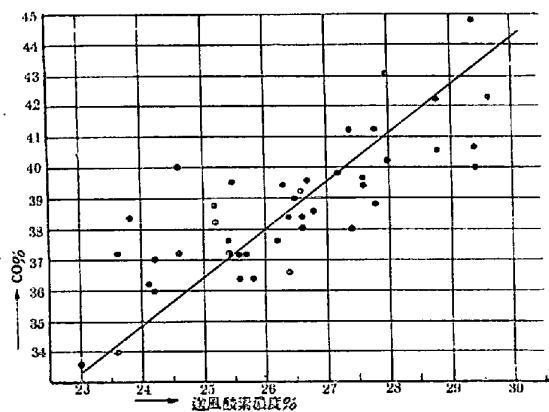
ii) 送風中の酸素濃度

iii) 水蒸氣量

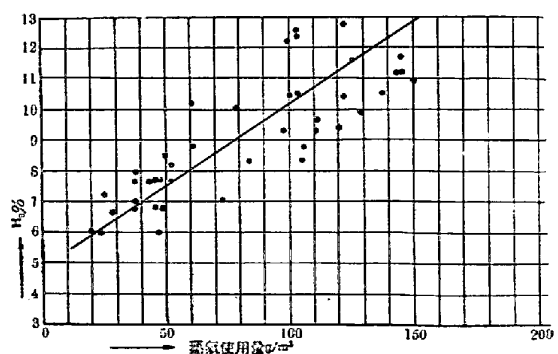
iv) 装入物中の酸化鐵及石灰石の量

燃料中に含まれる水分、揮発分の量によつてガスの成分が變ることは説明を要しないであらう。灰分の量や成分はガスの成分に影響を與えない。

送風中の酸素濃度が増すとガス中の N₂% が減少して生成ガスのカロリーが増加する。蒸氣吹込量はガス中の H₂% と相關を持つ。第2圖、第3圖は送風中の O₂% 及び水蒸氣量とガス成分の關係を示すものである。



第2圖 送風酸素濃度%と生成ガス中の CO%

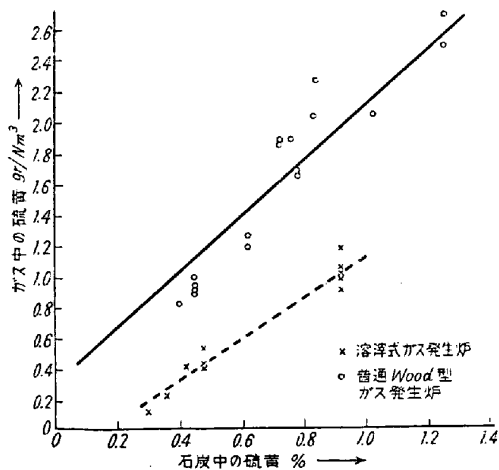


第3圖 蒸氣吹込量と生成ガス中の H₂%

装入物中の酸化鐵は大部分が爐體下部で直接還元を受けるから、CO ガスを生成し、装入量が増加すれば、ガスの發熱量は増加する。媒溶劑として添加される石灰石が増すと、ガス中に分解された CO_2 が混入してガスの發熱量が低下する。しかし酸素濃度及水蒸氣吹入量に較べるとこれ等が影響する程度は割合に小さい。

溶滓式ガス発生爐のガス發熱量は $1800 \sim 2000 \text{Kcal/m}^3$ で、普通發生爐の 1500Kcal/m^3 に比し著しく高い。酸素濃度を増加すれば、もつと高發熱量にすることが可能である。

普通發生爐と比較して更に重要な利點があげられる。それはガス成分の變動が少いことで、このことはガスを使用する面で非常に大切なことである。ガス成分に變動の少い理由は、爐内に於ける對流物、即ち上部から下部に移動する燃料及び添加物と、下部から上部に流れ出るガスとの間に、各部分で定常状態が保たれるため、普通發生爐ではこうした良質のガスを連続的に製造することは極めて困難であり、特別の注意と技術が必要である。ガス中の硫黄量及水分は普通發生爐のガスに比してかなり低い。第4圖は石炭中の S% とガス中の S% を兩發生法について比較したものである。



第4圖 石炭中の硫黄とガス中の硫黄

ガス中の水分は $8 \pm 3\%$ 位で、未分解水蒸氣が普通の發生爐ガスより少ないのが特長である。

(3) ガス化能力

現在使用している發生爐は爐底面積が 1.54m^2 である。この爐で酸素濃度約 27% 迄の試験を行つた結果、ガス化能力は1日の石炭使用量 $25 \sim 48 \text{t}$ であつた。最大値は $3 \text{t/m}^2/\text{h}$ で、Thyssen-Galocsy 爐と殆んど同値である。

ガス化能力を上記の如く大幅に變化し得ることは、ガス發生爐として極めて好都合である。

最小限界は定常状態を繼續出来る限度で定められる。

平爐の小修理、煙道掃除期間程度であれば、石炭操業の儘休風しても約 3hr 後には定常状態に復すことが出来る。

(4) 副産物

溶滓式ガス發生爐の副産物として銑鐵が製造出来ることは、この發生法の經濟的見地から特に重要なことである。試験當初は銑鐵成分中 Si% が高く、平爐に使用し難いものであつたが、現在では C= 約 3%, Si=1~3% S=0.03~0.06% 程度の銑鐵が得られている。

銑鐵成分の調整は高爐操業と同一であるから、装入原料の管理が最も大切である。現在の設備では残念乍ら充分な管理が行い難く、従つて銑鐵成分の變動も大きい。ガスの製造原価を低下するためにも、副産物の品質の管理が重要な項目となつて来るであろう。

銑鐵の生産量は $4 \sim 5 \text{t/d}$ である。

現在使用している鐵源は、主として歴延スケールであつて、粉狀の儘装入している。媒溶劑として使つている自家發生の鹽基性平爐滓の中にも約 10% の Fe 分を含有しており、その大部分が回收されている。

鐵滓は現在一部のものゝを鐵滓綿にして利用している外は大部分水滓處理を行つた上棄てゝいる。鐵滓成分は高爐滓に似たものであるから、鐵滓セメント、鐵滓煉瓦等として利用の途がひらけると思う。

鐵滓の FeO は 1% 以下であり、 CaO/SiO_2 は大略 1.0 を目標として操業している。 Al_2O_3 は 20% 以下である。

出銑並びに出滓は 2hr おきに行つている。銑鐵の爐内滞留時間が短い割合に脱硫率が良好である。これは、銑鐵の量に較べて鐵滓の量が多いからである。出滓量は $11 \sim 13 \text{t/d}$ であつて、銑鐵 t 當り鐵滓量は $1.8 \sim 2.8 \text{t}$ で普通の高爐に較べて著しく多い。

(5) 溶滓式ガス發生爐の操業

溶滓式ガス發生爐の操業上注意すべき點を 2, 3 述べて見よう。

溶滓式ガス發生爐と、熔鐵爐の爐内反應は全く規を一にする。ただ溶滓式發生爐は爐高が低く、従つて装入物の爐内滞留時間が著しく短い。上述した爐についていえば平均して 2~3hr である。更に爐内上部には石炭の乾溜層があつて、操業條件によつて乾溜狀況が變化し、従つて羽口前で燃焼する乾溜炭の性質が變る譯である。故に爐内の溫度分布を適當ならしめて、通風度を調整することが最も重要であり、之を誤ると棚吊り hanging を起す。一度び懸滯を起すと爐内の定常状態が破れて安定

第2表 溶滓式ガス発生爐と Wood 型ガス発生爐の熱精算比較

爐の種類		溶滓式ガス発生爐		溶滓式ガス発生爐		溶滓式ガス発生爐		Wood S.B 10型ガス発生爐		Wood H.D 10型ガス発生爐	
使用炭種		發生爐炭		一般炭		褐炭		發生爐炭		發生爐炭	
計測日		昭和26年 6月21日		昭和26年 9月3日		昭和26年 8月1日		昭和25年秋		昭和25年秋	
		×10 ³ Kcal/t %		×10 ³ Kcal/t %		×10 ³ Kcal/t %		×10 ³ Kcal/t %		×10 ³ Kcal/t %	
入熱	石炭の發熱量	6521.0	99.3	5016.0	97.8	5863.0	99.4	6667.8	99.4	6641.6	99.4
	石炭及び造滓材の顯熱	8.8	0.2	9.8	0.2	12.1	0.2	7.1	0.2	8.6	0.2
	送入空氣及酸素の顯熱	21.4	0.3	10.0	0.2	15.6	0.3	15.9	0.3	13.5	0.3
	濕分の顯熱	2.6	—	2.0	—	3.3	—	2.2	—	5.2	0.1
	送入水蒸氣の顯熱	4.5	0.1	90.3	1.8	2.4	—	4.9	0.1	2.3	—
入熱計		6558.3	100	5128.6	100	5896.4	100	6697.9	100	6671.2	100
出熱	發生ガスの潜熱	4249.0	64.9	3250.4	63.4	3756.4	63.8	4371.9	65.3	4210.4	63.1
	乾發生ガスの顯熱	434.0	6.6	155.1	3.0	210.5	3.6	595.6	8.9	594.8	9.0
	タールの潜熱	723.7	11.0	522.5	10.2	865.3	14.7	928.8	13.9	943.4	14.1
	タールの顯熱	30.3	0.5	11.7	0.2	31.7	0.5	34.5	0.5	35.2	0.5
	ダストの潜熱	134.5	2.0	24.5	0.5	78.1	1.3	74.5	1.1	74.5	0.1
	ダストの顯熱	4.8	0.1	0.7	—	2.7	0.1	1.5	—	1.5	—
	ガス中蒸氣の顯熱	20.7	0.3	14.3	0.3	25.8	0.4	103.2	1.5	123.0	1.9
	水分の蒸發熱	53.3	0.8	59.6	1.2	59.8	1.1	—	—	—	—
	銑鐵中の炭素の顯熱	34.3	0.5	45.0	0.9	47.9	0.8	—	—	—	—
	銑鐵中の炭素の潜熱	31.4	0.4	30.0	0.6	31.5	0.5	—	—	—	—
	銑鐵の還元熱	170.4	2.7	269.0	5.2	292.1	4.9	—	—	—	—
	銑鐵滓の顯熱	122.8	1.9	304.5	5.9	109.5	1.9	—	—	—	—
	石灰石の分解熱	—	—	136.3	2.7	8.1	0.1	—	—	—	—
	灰中未燃炭素の潜熱	—	—	—	—	—	—	73.7	1.1	79.0	1.2
	冷却水損失	129.1	1.9	77.3	1.5	114.6	2.0	86.7	1.3	99.4	1.5
其他	爐壁よりの熱損失	15.9	0.2	14.9	0.3	11.3	0.2	427.5	6.4	510.0	7.6
	其他の熱損失	395.5	6.0	212.8	4.1	251.0	4.3	—	—	—	—
出熱計		6558.3	100	5128.6	100	5896.4	100	6697.9	100	6671.2	100
効率	冷効率 %	64.9		63.4		63.8		65.5		63.3	
	温効率 %	83.3		77.1		83.0		89.9		88.6	
	爐内効率 %	88.8		90.9		91.0		—		—	

した操業が續けられなくなる。爐内の通風度を調整するためには装入物の粒度調整を行うことが是非必要である。

溶滓式發生爐の生成ガスはかなり高發熱量であり、かつ濕分の少い乾燥ガスであるから、爆發防止には特別注意を拂わなければならない。このために設備上種々の安全装置を準備しておく必要がある。

爆發事故は休風時、爐況不良の場合、特に棚落を起す時に發生しやすいものである。

(6) 熱精算

溶滓式ガス發生爐と Wood 型ガス發生爐の熱精算の比較を第2表にかかげる。爐効率には著しい差が認められない。

(7) 經濟的検討

本溶滓式ガス發生爐は、平爐に高發熱量のガスを供給することを目的とするから、酸素發生装置を必要とし、

その設備費が餘分に嵩んで来るが、發生爐爐體のみについていえば、普通發生爐より安価である。殊に爐體に回轉部分が無いから修理費が安くなる。原料配合設備、副産物處理設備は普通發生爐より高くつく。

ガス製造費の比較を第3表に示す。即ち發生ガス 10⁶ Kcal 當り、従來の發生法と比べて 182 圓安くなる。

これは酸素の價格を 10圓/m³ として算定したものであるが、2000m³/hr の様な大容量の酸素發生装置を使用するときは酸素の價格が 5圓/m³ 程度となるから、ガス熱量 10⁶Kcal 當りで 341 圓安くなる。石炭 1t 當りに換算すると

酸素 10圓/m³ のとき 900圓/t. coal

酸素 5圓/m³ のとき 1700圓/t. coal

安くなると云うことが出来る。

このほかに平爐え高發熱量のガスが供給されるための利益が考えられる譯であるが、正確な數字が得られてい

ないので、こゝには計上しなかつた。

第3表 製造費の比較
(發生ガスの熱量 10⁶Kcal 當り)

	溶滓式ガス發生爐	SB 10 型發生爐
石 炭	1209.0圓	1152.0圓
鹽基性平爐滓	24.6	—
壓延スケール	92.2	—
石 灰	2.7	—
酸 素	319.0	—
電 力	30.7	3.6
蒸 氣	11.4	75.7
用 水	8.8	—
人 件 費	50.9	—
小 計	1749.3	1231.3
副産物控除	-700	—
計	1049.3	1231.3
差額	182圓/10 ⁶ Kcal	

本文にかかげた溶滓式ガス發生爐の工業化試験は國庫から昭和 25 年度の工業化試験補助金の交附を受けて實施されたものである。

V. 將來の展望

固體燃料の完全ガス化と、ガス化速度を促進する目的のために、ガス發生爐に酸素を利用して爐内温度を高温に保ち、灰分は溶滓の形で流出せしめる方式は、今日迄のこの種のガス發生法の推移を考えると、將來ますます發達して行くに違いない。その利用の途も、冶金用、化學工業用、窯業用、ガス工業用等廣汎に開けて行くであらう。

殊に酸素を利用することによつて、ガスと銑鐵とを同時に生産する酸素熔鐵爐の新しい發展が期待されるのであつて、當社でもこの方面に對する不斷の研究が進められている。(昭和 27 年 4 月寄稿)

熔 鋼 の 連 續 鑄 造 法

小 島 義 正*・下 川 義 雄*

I. 緒 言

熔鋼の連續鑄造に關する歴史は相當古く今から約 100 年前英國の H. Bessemer が一組の水平ロールの間に熔鋼を注入して直接壓延鋼板を得ようと試みて失敗して以來多くの研究者技術者によつて試みられたに拘らず¹⁾²⁾³⁾未だ十分に工業的生產に使用されるに到っていない。併しアルミニウム合金銅合金等非鐵金屬に於ては既に十數年前より工業化が完成しその製品は世界各國に於て大量に生産されている。例えば吾が國に於ても第二次大戰以前より Al の連續鑄造は實施されており新扶桑金屬工業株式會社に於ける月産 3,000t 以上の Al 鑄塊が連續鑄造によつて生産された。又銅合金に對しては Junghaus 法、Erdred 法等の代表的な連續鑄造裝置の完成により實用化の域にあり、既に戦前に於て Junghaus 法を採用していた Scovil Co. では直徑 8 $\frac{1}{2}$ 吋の眞鍮の丸棒を 1,500,000 lb/ 週の割合で生産していたことが報告され⁴⁾米國の Continuous Metal Corp. の社長 Irving Rossi⁵⁾によれば同社では最近迄に 15 台の工業的生產を行うための連續鑄造機械を完成しているが、その内 2 台のみが鋼に對するもので他は何れも銅合金用であると

述べられている。熔融金屬より連續的に鑄造塊を作る方法は別すると直接壓延法と連續鑄造法となる。前者は熔融金屬を直接壓延ロールの間に注入して連續的に壓延材を得ようとするものであつて板、小徑の棒、線等を作る場合に用いられ Hazlett 法がその代表的方法と考えられる。後者はそれに對し底の無い鑄型内に熔融金屬を注入しこれを下方に引出すことによつて連續的に長い 1 本の鑄塊を得ようとするもので Junghaus 法、Erdred 法、Williams 法等がその代表的方法と考えられる。

現在熔鋼の連續鑄造に關しては研究も工業化も専ら後者に集中されている故前者に關しては唯その一端に觸れるに止め、後者について過去及び現在の概況を報告する。

II. 連續鑄造法の現在迄の經過

連續鑄造法を歴史的に回顧すれば既に述べた如く H. Bessemer が 1856 年 St. Pancras Factory で脱炭した鐵を一組の水平ロールの間に入れて厚さ 1mm 長さ

* 新扶桑金屬工業株式會社鋼管製造所