

# テルニ式平爐に就て

(日本鐵鋼協會昭和 16 年度第 3 回講演會講演 昭 16-6-12)

絹川 武 良 司\*

ON THE TERNI-SYSTEM OPEN-HEARTH FURNACE.

Murazi Kinugawa, Kōgakuhakushi

## 目 次

- I. 緒 論
- II. テルニ式平爐の設計
- III. テルニ式平爐の構造
- IV. テルニ式操業法
- V. 結 論

## I. 緒 論

私絹川でございます。只今は吉川先生から過分の御紹介を戴きまして汗顔の至りに存じます。

先般石田博士から日本鐵鋼協會の講演會に出て“テルニ (Terni) 式平爐に就て何か話をしたら”と言ふことでありましたので参りました次第であります。

丁度昭和 13 年 9 月 30 日に吉川先生から“お前が歐米で見て来た平爐の話のせよ”との御命令によりまして當時“歐米に於ける平爐製鋼の管見”と題して大雑把な御話を申し上げ其際にも少し許りテルニ式平爐のことに觸れて御話を申し上げましたので従つて或は皆さんの中にはその當時私の話を御聴き下さつた方があるかと思ひます。左様の方には今日の話は多少重複する點があるかと思ひます。が何卒暫く御清聴を煩はしたいと存じます。

昭和 13 年 9 月 30 日の私の御話しの骨子は、“日本では特殊鋼を製するにはどうしても無くてはならぬと考へられてゐる電氣爐と酸性平爐の中で酸性平爐は高級原料を必要とし且製鋼時間も長くかゝり不經濟でありますので良い製鋼法ではない、殊に電氣爐の容量が次第に大となり鹽基性平爐の構造並に操業法が改良せられて高級鋼の製鋼が可能になつたので、酸性平爐は電氣爐と鹽基性平爐で充分置き換へられるやうになつた。即ち世界的に見て酸性平爐法は結局亡ぶ運命にある。高級原料の乏しき、製鋼設備の充分でない我が國ではこの酸性平爐を、早く鹽基性平爐で置き換へる必要がある”と言ふことから話を進めこの酸性平爐

に置き換へられるものとして私共が設置したテルニ式平爐及びテルニ式操業法が最も都合よくはないかと主張し、其後も今日まで機會ある毎にこの酸性平爐を鹽基性平爐で置き換へることを主張し續けて来たのであります。

尤も先刻熊丸さんの御話を伺ひますと海南島には燐、硫黄の含有量の少い優秀な鑛石が澤山あると言ふことでありますので原料方面のことはそれで解決せられるかも知れない。従つて私の主張も多少修正を要するかも知れませんが修正を要するか否かは今少しく時が経過して十分に検討し盡されねば分りませんから今日は修正をせず最初の方で御話を進めて見たいと思ひます。

最近米國から来た雜誌によりますと 1940 年度の米國の鐵鋼の全生産額は 6,700 萬噸で其内酸性平爐の製品は 69 萬噸で 1/100 に過ぎない、其内鋼塊は 51 萬噸であります。米國の特殊鋼の全生産額は約 500 萬噸で其内酸性平爐製約 25 萬噸、鹽基性平爐製約 340 萬噸、電氣爐製 128 萬噸と言ふ比率になつてゐる。その特殊鋼の内容をよく検討して見なければ確かなことは言はれないが先づ先づ米國では酸性平爐無しでも困らないと言へるかと思ひます。

又最近獨逸から来た雜誌によりますと Edelstahl で航空機用の特殊鋼—C を 1.2% 程度含む珪素マンガンクロム鋼が矢張り鹽基性平爐で造られてゐる。と書いてあります。

即ち獨逸等でも酸性平爐は必ずしも必要としておらぬのではないかと思ふのであります。事によれば〇〇に廻さねばならぬかも知れない米國、その米國と鐵鋼の全生産額に於ては比較にならぬ我國、米國を〇に廻すとすればこれに匹敵する程の生産量まで増産をするか或は米國では及びもつかぬやうな高級品を廉價に製るかすることの必要である現下の世界情勢下に於て、資材不足の爲に生産擴充、意の如くならず高級原料の入手益々困難となりつゝある時代に、相も變らず非能率的な酸性平爐法に執着してよいもの

\* 住友金屬工業株式會社鋼管製造所

であらうか。

私は一日も早く、高級原料を必要とせず、能率的經濟的な鹽基性平爐によつて高級鋼材の製鋼を研究し、これに轉換することは我國製鋼技術者に與へられた國家的大問題であると考へるものであります。

單に机上論で“酸性平爐を鹽基性平爐で置き換へる”と言ふと誠に單純であり、高級原料を必要とせず能率的經濟的に高級鋼材が鹽基性平爐で出來るとしたならば、それは誠に結構な話で誰も異論のない話ではあります。私は如何なる鹽基性平爐で如何なる操業をやつても酸性平爐を置き換へることが出來ると主張するものではない。鹽基性平爐で高級鋼材を製するにはそれに適した構造、設備の爐が必要であり且又それにはそれに適した操業法が必要であり且その操業法に十分に熟練しなければならぬことは申す迄もないことで、かやうな平爐としてテル = 式平爐が適當でありかやうな操業法としてテル = 式操業法が適當である——かやうな意味で今日私はテル = 式平爐及びそのテル = 式操業法に就て御話を申し上げたいと存するのであります。

テル = 式平爐、テル = 式操業法は普通鋼の製鋼をやる場合にも從來の Friedrich 式或は新式平爐である März 式、Moll 式等に比較して經濟的であり、操業が容易であり、確實に良質のものが出來るので優良なものと言へると思ひますが、この資材の不足な時代に、直ぐ様日本の從來の鹽基性平爐を皆このテル = 式に換へて頂きたいと主張するのはないテル = 式の構造なりテニル式操業法なりの特徴を、出來るならば從來の鹽基性平爐に採り入れて頂きたい。そして吾國の國情に適合しない酸性平爐は出來る丈早くこのテル = 式鹽基性平爐で取り換へるやうに致し度いと念願するのであります。

本夕は斯界の權威者多數御參集の席上で御報告申し上げる機會を得ましたことは私このテル = 式平爐を日本に輸入致しました實質上の責任者として誠に無上の光榮に存するものであり、この點日本鐵鋼協會に篤く御禮を申し上げます。

扱てテル = 式平爐に関する御話に入る前に先づテル = 式平爐は何を狙つて、又如何なる経緯で發明せられるに至つたものかを簡単に御話して御参考に供したいと存じます。

テル = 式平爐は伊太利國ローマの東北方、汽車で 2 時間行程の Terni 町にある Società Per L'industria Elécttricità 會社 Terni 製鋼所の製鋼工場主任、鑄物工場主任、兼耐火物工場主任である Ing. Dott. Fergin-

ando Fiorelli 氏によつて發明せられた爐でその最初のもものは 1926 年 Terni 製鋼所に設置せられ今日では世界各國に採用せられてその數 88 基以上を數へるに至つてゐると言はれてゐます。

今テル = 式平爐を設置してゐると言はれてゐる工場を擧げて見ると

Acciaierie di Terni-Terni

Ferriere di Voltri-Voltri

” -Oneglia

Messrs. Soc. Acciaierie Lombarde Falck,

Ilva Alti Fornie Acciaierie d'Italia-Savona

” -Bagnoli

Messrs Soc. Hauts Fourneaux, Forges & Acieries de Pompey,

The Earl of Dudley's Round Oak Works Ltd-Dudlley

John Lysaght, Ltd-Scunthorpe

Consett Iron Company Ltd-Consett

The Patent Shaft & Axletree Company Ltd, Wednesbury, Compagnie des Forges d'Audincourt & Dependances-Audincourt,

Compagnie des Forges de Chatillon Commentry & Neuves Maisons Montluçon,

Société Anonyme des Forges et Acieries de Huta Bankova-Dawbrowa,

Schneider & Cie-Le Creusot

Sociedad Material Para Ferracarriles-Barcellona,

Société d'Angleur-Athus-Liegi

Acieries de Denain & d'Anzin-Denain

Forges de Basse Indre-Basse Indre

Messrs. Ougree Marihaye.

其他であります。

扱てこのテル = 爐の發明を完成させたテル = 製鋼所は 1884 年(明治 17 年)に創設せられた伊太利でも歴史の古い特殊鋼製造工場の一つでありましてその主なる製造設備を擧げると

電氣爐、容量 7 トン 1 基、12 トン 1 基、25~30 トン 3 基、

平爐、容量 40~50 トン 8 基、45~50 トン 1 基、90 ~110 トン 1 基

水壓機、容量 12,000 トン 1 基、其他

ロール、

其他で、これ等の設備で製られる主なる製品を示せば  
 鉄類、甲板、薄板、鉄力板  
 中型、レール、鋼棒  
 線材、  
 タイヤー、  
 鋼管類、砲身  
 鍛造物、砲彈、爆彈等  
 鋼鑄物、魚雷氣室状のもの  
 其他が主なるものであります。

これ等の製品を見ても知られるやうにテルニ製鋼所は軍用の高級特殊鋼製造会社なることが知られるのであります。私は同所の研究所の前に置かれた砲彈を打ち込んだ痕のある甲板であるとか製造途中の砲彈、爆彈、氣室状鋼鑄物、砲身状の鍛造物等をこの眼で見ました。

餘談に亘りますが私が参りました昭和 12 年頃にはテルニ製鋼所には工員が約 6,000 人程居りその中製鋼工場に關係してゐるものが約 2,000 人と云ふやうな大工場であります。

扱てテルニ製鋼所は軍需品工場であつて見れば色々な特殊鋼の而も高級材質のものを確實に造ることの必要なことは推察の出来る所ですがテルニ式平爐發明以前にはテルニ製鋼所では Moll 式平爐を採用運轉してゐたさうであります。F. Fiorelli 氏はこの Moll 式平爐で高級材質のものを造る爲に色々苦心せられその結果から指針を得てテルニ式平爐を發明したと申して居つたのであります。

即ちテルニ式平爐は炭素鋼は元より、特殊鋼の高級材質のものを確實に製鋼するに適當なる爐を狙つて發明せられたものであります。

猶又 Terni 製鋼所は軍需品工場でありますから特に伊太利の鐵鋼事情に適合するやうに狙つて發明せられたことも申す迄もないことであります。

然らば伊太利の鐵鋼事情如何と言ふに御承知の方も多からうと存じますが伊太利は我國以上に鐵鋼資源に恵まれなない國であります。

鐵鑄石は國産は殆ど無く從來は Morocco、西班牙の Bilbao 地方から輸入してゐるやうであり、屑鐵も從來は米國から輸入してゐるのであります。數年前の統計では米國の輸出屑鐵を約 400 萬噸とするとその半分の 200 萬噸は日本で輸入し残りの半分即ち 100 萬噸宛を伊太利と英國が輸入してをりました(1939 年には米國輸出屑鐵 350

萬噸、内日本の輸入 200 萬噸、英國の輸入 50 萬噸、伊太利の輸入 40 萬噸、1940 年には米國の輸出屑鐵 280 萬噸、内日本の輸入 95 萬噸、英國の輸入 95 萬噸、伊太利の輸入 30 萬噸)

又石炭も産出が甚だ少く且粗悪なもので私がテルニ製鋼所で見たいものゝ如きは未だ充分石炭になり切つてゐない褐炭で灰分 35 %、水分 25 %と言ふやうなものもあつたやうな始末であります。

かやうな始末で製鐵原料は大部分輸入で品質は揃はず而も鐵鋼事情は不安定であります。

御承知のやうに伊太利は水力は豊富でありまして電氣製鋼は發達致しておりますが鐵鋼事情不安定の爲に電氣爐に必要な屑鐵が何時でも必要量入手出来るとは限りませんからテルニ式平爐の發明に當りましては熔銑或は冷銑と鑛石でも製鋼が出来るやうな、又屑鐵と熔銑又は冷銑とでも或は又屑鐵とカーボンとでも製鋼が出来ることを狙つてゐるものであり、更に又石炭消費量の出来る丈少い構造の爐を狙つてゐる譯であります。かく考へて來るとテルニ式爐の性格は自ら定まつて參るのであります。即ち高級原料の入手難と言ふこと丈からもその製鋼方式は鹽基性でなければならぬことは明白なことであり、熔銑、冷銑、屑鐵等の使用比率を如何やうに變化させてもよい爲には平爐が適當となるのであります。

即ちテルニ式爐は當然鹽基性平爐でなければならぬ譯であります。そしてその鹽基性平爐で燃料費を節約する爲には März 式であるとか Moll 式等のやうな燃焼室を備へた新式平爐が適當であると言ふことになるのであります。

而もテルニ式平爐に於ては軍用の高級鋼材を造ることが主目的となるから電氣爐操業の特徴をとり入れた操業に都合のよい構造がよい。即ち爐内熔鋼の溫度を容易に上昇せしめることが出来、而もその調節の容易であることが先づ第一に必要であります。私共高級鋼材の製鋼を實施するに從來の平爐で困つたのは熔鋼の溫度が思ふやうに上昇せしめ難いことゝその調節が充分に出来難い點にありました。熔落ちの炭素含有量が低過ぎて而も熱の上らないときには大概失敗したのであります。然し電氣爐では昇熱が容易であります爲にかやうな困難は少ないのであります。

次に爐内熔鋼面の雰圍氣を酸化性にも還元性にも自由に變更が出来るやうにし而も熔滓を掻き出せるやうに工夫せられねばならぬ譯であります。

熔滓の鹽基度を高くしておき而も酸化性の熔滓を掻き出

せば燐が除去せられ、還元性にして熔滓を掻き出せば硫黄が除去せられることは電気爐製鋼の際に吾々の常に経験する所であります。熔滓の掻き出しには傾注爐が都合がよいがこの傾注式平爐は高級鋼材の製鋼には面白くないと言ふ意見が多いやうでありまして固定式平爐で“ノロ出し”の出来るやうに工夫する必要がある譯であります。

猶確實なる製鋼には爐頭の形状の變らないことが必要でそれには März 式, Moll 式等新式平爐よりも舊い Friedrich 式のやうな方が都合がよいので爐頭の形状としては Friedrich 式を改修し、そして適當に爐頭を冷却することを工夫すべきであります。

かやうにしてテルニ式平爐は電気爐製鋼の特徴と鹽基性平爐製鋼の特徴とを巧みに組合せた所謂テルニ式製鋼法が容易に都合よく實施し得るやう工夫せられた爐であります。

## II. テルニ式平爐の設計

テルニ式平爐は以上申し上げるやうな狙ひで研究工夫、發明されたものであります。然らばその實際設計の基礎は如何なるものであるか？ 皆さんは大部分、平爐の専門家であらせられるやうに見受けられますのでこのテルニ式平爐設計の基礎を御話し申し上げると興味深いかと存じます。幸ひ 1937 年 4 月及び 5 月號の *Revue de Métallurgie* 誌に Luigi Bruno 氏が詳細に發表せられてをりますので皆さんの中には既に御讀みになられた方も多からうと存じますがそれを参照して且又私がテルニ爐を購入するときの交渉相手であり圖面の製作者である G. B. Bruno 氏から聞知せる設計の要點を申し上げて見たいと考へます。

從來我國には獨特の平爐の設計があつたと言ふことを私寡聞にして存じません。恐らく歐米から輸入した圖面の焼直し程度のことでは精一杯ではなかつたかと思ふのであります。

歐米諸國に於ても舊い爐に於ては類似の程度でその構造並に各部の寸法等は主として設計者の主観で支配され作業実績の判明してゐる既存の爐を基礎とし新しく設計する爐では既存の爐の特徴を加味し或は寸法の一部は其儘とし他の一部分を時に應じて變へて設計した。従つて同一條件で作業せられる同一容量の爐でも設計者が異ると爐の各部の寸法は著しく異り往々にしてそれが実績から見て誤つてゐる場合が少なくなかつたのであります。然るに近年に至つて平爐設計の理論的研究が大いに進み平爐の構造寸法と操

業中に起る各種の現象と關係して多くの方則が發見せられるに至り平爐も一つの理化學機械と見做し得るに至つてゐるのであります。

従つてこれ等の方則から逆に爐の構造寸法を決定する種々の常數を定めることが出来るやうになりました。而してそれ等の常數の中には作業状態が變れば従つて變るものと、作業状態に無關係に定まるものもあり、又爐の大きさに無關係に一つの爐に適用し得る常數は作業状態を變化せしめないと言ふ條件の下で他の爐に適用してよいものもある譯であります。

即ち爐の操業状態の良否を定めるための常數値を組合せることにより最も良い特性の爐を決定することが出来ることとなります。

猶爐の寸法を決定する常數は相互調和して容量の異なる一連の爐に對しても一定方則に従つて順次變化すべきは勿論であります。

そこでテルニ式平爐の設計に當りては先づその加熱方法としては平均揮發分 30% 以上、灰分 10% 以下の石炭を使用し約 1,400 kcal/m<sup>3</sup> を發生し得る發生爐ガスを使用することとし装入物は冷銑 12~13% を使用することとし屑鐵中輕量の屑鐵即ち削屑であるとか薄板“プレスもの”等を 20~25% を使用するものとし、この爐で製鋼する製品としては 5% は丸鋼、型鋼等に使用する普通軟鋼とし、35% は線材用軟鋼、40% は帶鐵及び薄板用軟鋼、20% は高炭素鋼又は高級合金鋼と假定することゝ致します。

而して鑄塊の湯道、注入管による減量を 3%、熔解の歩減りを 5% 即ち正味の歩留を 92% として一應設計することゝ致します。

扱て先づ熔解室の設計に當り次の如く符號を定める。

T 24h 毎の爐の實際生産能力 (t)

S 爐床面積 (m<sup>2</sup>)

H 鋼浴最深部の深さ (m)

k × h 爐の平均深さ (m)

P 爐の全装入量 (t)

t = T/S 爐床の 1m<sup>2</sup> 當り 1 日の生産量

p = P/S 爐床の 1m<sup>2</sup> 當り装入量

τ 出鋼より出鋼迄の 1 回當り平均時間

n = 24/τ 1 日の出鋼回数

V 鋼浴の全容積 (m<sup>3</sup>)

次に熔鋼の比重を 6.90、熔滓の比重を 1.92 と假定し

前述の如き製品の製鋼に當りては平均、熔鋼の 1/10 の熔滓を以てその表面を覆ふものと假定すれば

$$\begin{array}{ll} \text{重量} & \text{容積} \\ 1,000 \text{ kg 鋼} & \dots\dots 1/6 \cdot 90 = 0 \cdot 145 \text{ m}^3 \\ 100 \text{ kg 滓} & \dots\dots 1/1 \cdot 92 = 0 \cdot 052 \text{ m}^3 \end{array}$$

即ち装入 1t 當りの占める鋼浴の容積は  $0 \cdot 197 \text{ m}^3$  となる。従つて

$$V = S \cdot k \cdot h = 0 \cdot 197 P \dots\dots (1)$$

$$k = V / (S \cdot h)$$

k は實際の鋼浴の容積と、平均深さ h なる假定の鋼浴の容積との比を示すものでその値は爐床の形狀を定めるもので、理論的には

$$k = 1/3 \sim 1$$

の間に變化し得るものであります。k=1/3 なるときは爐床は鋼浴の表面を底面とし出鋼口を頂點とする多角錐型又は逆圓錐型となり、k=1 のときは角柱型の爐床となりますが實際現場に於ては k=0.41~0.88 の間にあるのが普通であります。

扱て今この k の値を更に確定する爲に操業状態が全く同一で而も熔解室の寸法も等しく唯單に k=0.73, k=0.61 丈が異なる 2 つの爐に於て同一種類の鋼を長期に互つて製鋼したとするとこの兩爐によつて製造された鋼塊は同一化學成分をもち同一機械的性質を與へるのであるが兩爐の製品を比較すると k=0.73 の方は k=0.61 のものに比し樹枝狀結晶の發達著しく又非金屬性夾雜物も多く常溫加工を加へて見ると結局廢品率が多いことに氣が付くのであります。

上の兩爐に於て k=0.73 なるものは操業は容易で單位時間當りの生産量を上げるに便利であるが k の値の減少に従つて脱炭速度が遅くなり且溫度の上昇も遅くなるから製品の材質を害すること少く、最後の成分を合せるに容易となる。即ち k=0.73 の爐は普通の市販品の製鋼に適するが k=0.61 の爐は高級品の製鋼に適する爐であり、テル=式爐に於ては高級材質の製鋼を狙ふものであるから k=0.61 を採ることにしてあります。

製品の材質の良否は P/S の關係が定まれば k の値で一應定まる譯であるが一般的には爐床面積と鋼浴の最深の深さとの比で示すのが便利であります。即ち

$$\sqrt{S}/h = c_1$$

を製品の品質恒數と呼ぶことにすると製造方式が同一なる現存の爐に就て次の如く結論せられるのであります。

$c_1 = 12 \cdot 5$ , 爐床は平たく且廣くなり製品の鋼質普通  
 $c_1 = 11 \cdot 5$ , 普通の軟鋼の製鋼に適す  
 $c_1 = 10 \cdot 85$ , k=0.73 の場合に相當す、凡ゆる鋼を製鋼し得るも高級鋼を製る場合には充分でない。

$c_1 = 8 \cdot 7$ , k=0.61 の場合に相當するもので如何なる種類の鋼でも品質のよいものが製られる。

$c_1 = 8 \cdot 7$  以外の値をとつても同様の機械的性質、化學成分のものを製ることの出来ることは論を待たない處であるが  $c_1$  の値の大なる場合には操業に、より注意を要し、製鋼費が大となり、且製品の信頼度が低いのであります。

$c_1$  を 8.7 より一層小さくすることは普通には無い。即ちかゝる爐では小さい熔解室に多量に挿入する場合で單位時間當りの生産量を減少し且又精鍊中熔滓と熔鋼との化學反應が遅くなり過ぎる爲に品質も低下する爲でありテル=式平爐ではそれで  $c_1 = 8 \cdot 7$  ととるのであります。

猶熔解室の他の寸法の決定には T, S, P, 及び  $\tau$  等の間の關係を規定する方則を得ることが肝要であります。

扱て前に製鋼歩留りを 92% と假定しておいたから

$$T = 0 \cdot 92 P n \dots\dots (2)$$

或は  $n = T / (0 \cdot 92 P)$

とすることが出来る。

次に既に作業してゐて操業がよく行つてゐる爐のデータを基として新しく爐の形狀を定める場合には恒數を定めておいて P/S 及び T/S の比を算出するのであるがこの算出した結果は比較的狭い容量の範囲内丈でのみ適用し得るものであります。

今一例として操業のよく行つてゐる能力 50 噸の爐の爐床面積が  $27 \cdot 3 \text{ m}^2$  で 1 日の生産高を 183t とすれば

$$P/S = 50/27 \cdot 3 = 1 \cdot 84$$

$$T/S = 183/27 \cdot 3 = 6 \cdot 7$$

$$n = 183 / (50 \times 0 \cdot 92) \div 4$$

即ち P/S, T/S の上の値を一定として爐の容量を變へると爐の 1 日の出鋼回數 n は皆同一になつて來るのであります。(2) 式から

$$n = T / (0 \cdot 92 P) = (T/S) / (0 \cdot 92 P/S)$$

$$= 6 \cdot 7 / (0 \cdot 92 \times 1 \cdot 84) \div 4$$

となる譯であります。

又別に (1) 式から

$$k \cdot h = (P/S) \times 0 \cdot 197$$

$$= 1 \cdot 84 \times 0 \cdot 197 = 0 \cdot 362$$

なる関係が得られ、且前述の通り  $k=0.61$  とすれば爐の最大の深さも一定となり従つて又爐床面積及び爐の能力に比例する 1 日の生産高も等しいものになる譯であります。

但この事は爐の能力の差の著しくない場合の話で、上の 50 吨爐より導かれた恒數で 40 吨爐を新に設計すれば總ての點で最良と迄は行かなくとも實際に役立てることが出来るのであります。然しながらこれを 50t 以上の爐に適用すれば最早や 1 日の生産高は目標通りにならなくなるし 50t 以下でその差が大となれば爐床  $1m^2$  當りの装入量が大きくなり、鋼浴の深さが不適當となる、一般に小型爐に於ては大型爐に比して爐床面積と鋼浴の深さとの比は小となるが故に前述の通り一般に小型爐は高級鋼の製鋼に便利であり大型爐は多量生産の市販品の製鋼に便利であると言へるのであります。

又爐の大小如何に拘はらず爐況を同一ならしむるには構造寸法は相似的である必要があります。即ち

$$\sqrt{S_1}/\sqrt{S} = \sqrt{P_1}/\sqrt{P}, \quad h_1/h = \sqrt{P_1}/\sqrt{P}$$

$$\text{又は } \sqrt{S_1}/\sqrt{P_1} = \sqrt{S}/\sqrt{P} = a \dots \dots (3)$$

$$h_1/\sqrt{P_1} = h/\sqrt{P} = b \dots \dots (4)$$

$$\text{又は } (\sqrt{S}/\sqrt{P}) \cdot (\sqrt{P}/h) = a/b$$

$$\text{又は } \sqrt{S}/h = a/b = c_1 \dots \dots (5)$$

扱てこの品質恒數の式の  $h$  に (1) 式より求められる  $h = 0.197P/(S \cdot k)$  を代入し且  $c_1 = 8.7$  とおけば

$$\sqrt{S^3}/P = 8.7 \times 0.197/k$$

従つて  $\sqrt{S}/\sqrt{P} = 1.198/\sqrt{k} = a$

この式から  $a^2 = \frac{1.44}{\sqrt{k^2}}, \quad s = \frac{1.44}{\sqrt{k^2}} \cdot \sqrt{P^3}$

とせられる。この式から  $k$  は恒數であるから  $P$  を知れば  $S$  を求めることが出来る。この式は又

$$S = c_2 \sqrt{P^2} \dots \dots (6)$$

なる形とすることが出来、この式の

$$c_2 = S/\sqrt{P^2}$$

なる恒數を單位装入恒數と呼び、爐の容量に應じて爐床面積を決定するに役立つものであります。

實在の爐に於ては  $c_2 = 1.78 \sim 3$  の範圍内の値をとるものであるが  $c_2$  の値に應じて爐を 3 種に分類する。即ち

$$c_2 = 2.0 \dots \dots \text{適量装入爐}$$

$$c_2 = 2.5 \dots \dots \text{減量装入爐}$$

$$c_2 = 3.0 \dots \dots \text{少量装入爐}$$

と命名することゝ致します。

(3) 式から

$$S = a^2 \sqrt{P^2}$$

とせられるからこの式と(6)を對照して

$$c_2 = a^2 = 1.44/\sqrt{k^2}$$

とせられ

$$k = \sqrt{(1.44)^3}/\sqrt{c_2^3} = 1.73/\sqrt{c_2^3}$$

従つて上の  $c_2$  の 3 つの値に對して  $k$  の値は 0.61, 0.44 及び 0.33 となることは計算によつて明かであります。  $c_2$  に如何なる値を與へたらよいかは現場作業から定められる。即ち装入すべき屑鐵の形狀が影響を與へるのであるがそれにも増して最も重要なものは爐の熔解能力で、強力なる熔解能力の爐では例へば熔解室が小さくとも次の装入迄に装入物の山が熔けて下るから多量の屑鐵の装入が出来るのであります。

最近の平爐設計の傾向では燃焼機能の減退によつて熔解が困難となつたときのみ効果のある少量装入の爐は全く存在しないで減量装入の爐に向つて進んでゐるが既に述べたやうに理論的には  $k = 1/3 \sim 1$  ではあるが實際は  $k = 0.41 \sim 0.88$  の間にあるから減量装入の爐床面積の大きな爐では鋼浴の深さを小さくしなければならず、又品質のよいものを作る爲にはより長く丁寧に精鍊を行ふ必要がある譯であります。

熔鋼と滓との接觸面を大とし、熔解室と燃焼室の間の空隙の長過ぎることは精鍊時間を徒らに長くし酸化が劇しくなつて銑鐵其他の加炭劑の使用量を増加するから良質の鋼を得難くなる。従つて普通市販の屑鐵と冷銑を用ひガスも特別良くなくとも尙且早い操業を行ひ得る爐の設計にはテル=式設計では

$$S = 2 \sqrt{P^2} \dots \dots (7)$$

なる式で與へられる寸法を採用するのであります。この爐は装入量を 10 % 以上増加することは不適當ではあるが豫め或る程度の餘裕は與へてあり、而も既に 10 ヶ年近い操業經驗から充分満足し得る成績が得られてゐるのであります。

かくの如き、適量装入の爐では、煉瓦の材質の悪いときには爐の壽命が短くなり、耐火物の使用量が増加する嫌ひはあるが全體的に見て不經濟ではなく否寧ろ經濟的であるのであります。

今 40 吨の爐を例にとつて考へるに

$$S = 23.5m^2 \quad P/S = 1.7 \quad c_2 = 2$$

とするに今若しこの爐に  $c_2 = 2.5$  に相當する減量装入をす

れば實際の装入量は 29t となり  $c_2=3$  なる少量装入をすれば實際の装入量は 22t となります。

今耐火物費を比較するに生産量に對してなすものとすれば耐火物消費量を同一にするには全生産高を等しくして考へねばならぬ。即ち適量装入の爐が 400 回の壽命とすれば減量装入では 550 回、少量装入では 730 回の壽命とならねばならぬ、又この上に同一生産量を短時間に行へば賃銀費其他の一般費が當然低減せられるし又輻射が比較的少いから熱効率もよくなるのであります。

結局出鋼回数による壽命の比較は同一容量で同種の装入

物、同種の製品の場合にのみ可能であり一般には爐床  $1m^2$  當り 1 週間當りを比較するのがよいのであります。

今 N 熔解室 1 代の出鋼回数  
 $P_1$  熔解室 1 代間の全生産量

とすれば

$$P_1 = P_2 \cdot S$$

は恒數と見てよい。又

$$P_1 = 0.92 P \cdot N$$

であるから

第 1 表 適量装入の爐の形狀並に特性

		爐 容 量 (t)											
		10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100	
熔 解 室	1	爐床面積 $S=2\sqrt{P}(m^2)$	9.30	12.15	14.73	19.30	23.40	27.10	30.65	34.00	37.10	40.20	43.10
	2	爐床最深部深さ (m) $h\sqrt{S}/8.7:(k=0.61)$	0.35	0.40	0.44	0.504	0.556	0.60	0.636	0.67	0.70	0.728	0.755
	3	爐床 $1m^2$ 當容量 $P/S=P(t/m^2)$	1.07	1.23	1.56	1.55	1.71	1.84	1.95	2.06	2.15	2.24	2.32
	4	容量 1t 當爐床面積 $S/P=1/P(m^2/t)$	0.93	0.81	0.74	0.64	0.58	0.54	0.51	0.49	0.46	0.45	0.43
	5	$\tau_0=2.58P/S(h)$	2.77	3.17	3.50	4.1	4.41	4.75	5.05	5.32	5.57	5.78	5.99
	6	同 上 $(h-mn)$	2.46	3.10	3.30	4.1	4.25	4.45	5.03	5.19	5.34	5.47	6.1
	7	1 回平均操業時間 $\tau=\tau_0+1/4(h-mn)$	4.01	4.25	4.45	5.16	5.40	6.1	6.18	6.34	6.49	7.02	7.15
	8	1 日出鋼回数 $n=24/\tau$	6.1	5.44	5.05	4.57	4.24	4.1	3.81	3.65	3.52	3.42	3.32
	9	1 日良塊生産量 $T=0.92P_n(t)$	55	75	93	126	156	184	210	235	260	283	305
	10	1 h 良塊生産量 (t)	2.19	3.12	3.88	5.25	6.5	7.67	8.73	9.79	10.82	11.80	12.70
	11	$T/3$ (t/m <sup>2</sup> )	5.92	6.17	6.31	6.53	6.66	6.80	6.85	6.91	7.1	7.04	7.07
	12	$L/b=2.8$ の片湯の奥行 (m)	2.11	2.37	2.58	2.91	3.17	3.39	3.59	3.76	3.91	4.09	4.19
	13	$L/b=2.8$ 片湯の幅 (m)	4.40	5.12	5.72	6.62	7.39	8.1	8.55	9.05	9.50	9.87	10.25
	14	熔解室幅 $L=1.50(m)$	5.90	6.63	7.22	8.12	8.89	9.50	10.05	10.55	11.1	11.37	11.75
	15	湯面より天井天場迄の高さ: $H(m)$	1.79	1.88	1.92	1.93	1.94	1.94	1.95	1.96	1.96	1.97	1.98
	16	熔解室空間 $W=S.H(m^3)$	16.77	2.28	28.2	37.2	45.5	52.5	59.5	66.3	73.1	79.1	84.5
	17	空間 $1m^3$ 當容量 $P/W(t/m^3)$	0.60	0.66	0.71	0.81	0.88	0.95	1.01	1.06	1.11	1.14	1.17
	18	容量 1t 當空間容積 $W/P(m^3/t)$	1.67	1.52	1.41	1.24	1.14	1.05	0.99	0.95	0.91	0.88	0.85
爐 頭	19	ガス噴出傾斜 $\beta d=2.4/L$	0.417	0.362	0.332	0.296	0.267	0.253	0.239	0.228	0.211	0.211	0.204
	20	ガス噴出傾斜 $d=$	22°30'	20°	18°30'	16°30'	15°	14°	13°30'	13°	12°30'	12°	11°30'
	21	ガス空気交角: $\tau$	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°
	22	1h 當石炭消費量 (t)	0.57	0.74	0.88	1.12	1.34	1.53	1.71	1.86	2.02	2.15	2.28
	23	噴出出口に於けるガス速度 ( $0^\circ-760m/m$ ) $V_g=Lm/I.45/sec$	4.07	4.57	4.98	5.60	6.13	6.55	6.94	7.27	7.59	7.65	8.10
	24	ガス噴出斷面積 $\Omega_g(m^2)$	0.168	0.198	0.215	0.246	0.264	0.282	0.298	0.310	0.322	0.332	0.343
	25	空気噴出出口に於ける斷面積 $\Omega_a(m^2)$	1.1	1.18	1.28	1.46	1.57	1.68	1.78	1.84	1.92	1.97	2.05
	26	隔壁最小厚: $S=0.0428 I(m)/\cos\beta$	0.34	0.37	0.40	0.43	0.46	0.49	0.52	0.54	0.56	0.57	0.59
	27	爐頭有效長さ (m)	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
蓄 熱 室	28	格子積一對重量 (t) $Q_t=C \times 4.5$	25.8	33.5	39.8	50.4	60.3	69.1	77.1	83.8	91.1	97.1	103.1
	29	格子積一對の占むる容積 $W_t(m^3)$	41.2	53.41	63.5	80.3	96.1	110.1	123.1	133.5	145.1	154.1	164.1
	30	同 上 1t 當り $W_t/P(m^3/t)$	41.2	3.42	3.18	2.68	2.4	2.2	2.02	1.91	1.81	1.72	1.64
	31	格子積平均高さ $B=\sqrt{W_t}/1.2(m)$	2.88	3.14	3.32	3.59	3.82	4.1	4.14	4.26	4.38	4.47	4.55
	32	ガス室横斷面積 ( $m^2$ )	6.1	7.1	8.05	9.38	10.6	11.55	12.5	13.1	13.9	14.6	15.1
	33	空氣室横斷面積 ( $m^2$ )	8.3	9.8	11.1	12.9	14.6	16.1	17.2	18.2	19.2	20.1	20.8
	34	ガス室縦斷面積 ( $m^2$ )	2.52	2.98	3.38	3.94	4.46	4.85	5.26	5.52	5.85	6.15	6.35
	35	空氣室縦斷面積 ( $m^2$ )	3.66	4.35	4.92	5.7	6.5	7.1	7.65	8.05	8.54	8.9	9.25
	36	格子積中のガス速度 $0^\circ-760m/m(m/sec)$	0.274	0.3	0.317	0.357	0.363	0.38	0.392	0.407	0.417	0.420	0.434
	37	格子積中の空氣速度 $0^\circ-760m/m(m/sec)$	0.32	0.35	0.37	0.41	0.42	0.44	0.46	0.47	0.48	0.49	0.51
	38	格子積一對の放射面積 ( $m^2$ )	593	770	915	1158	1383	1585	1730	1923	2090	2225	2360
	變 更 弁	39	ガス弁開口廣さ ( $m^2$ )	0.29	0.37	0.44	0.56	0.67	0.77	0.86	0.93	1.01	1.08
40		空氣弁開口廣さ ( $m^2$ )	0.37	0.48	0.57	0.73	0.87	1.1	1.11	1.21	1.31	1.40	1.48
煙 突	41	煙突下部最大引き	29	33	37	42	46	50	53	56	58	61	63
	42	煙突煉瓦積高さ $H_c=37P/S(m)$	40	45	50	57	63	68	72	76	79	83	86
	43	煉瓦積煙突の下部斷面積 ( $m^2$ )	1.02	1.32	1.57	2.1	2.39	2.73	3.05	3.32	3.60	3.83	4.08
	44	煙突、煉瓦積の下部直徑 (m)	1.14	1.30	1.41	1.60	1.74	1.84	1.97	2.05	2.14	2.21	2.28
	45	Prat 式煙突の下部直徑 (m)	0.96	1.10	1.19	1.35	1.47	1.57	1.66	1.73	1.81	1.87	1.93
	46	Prat 式煙突用馬力 (HP)	9	12	14	24	31	38	45	52	58	65	72
	47	自動ガス發生爐所要基數 ( $\phi=2.50$ )	0.7	0.9	1.1	1.3	1.6	1.8	2.1	2.2	2.4	2.6	2.7

第 2 表 減量装入の爐の形狀並に特性

爐 容 量		10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100
熔 解 室	1 爐床面積 $S=2.6\sqrt{P^2}(m^2)$	11.6	15.2	18.4	24.1	29.2	33.9	38.3	42.5	46.4	50.2	53.9
	2 湯の最深深さ $(m)h=\sqrt[3]{S/8.7}(K=0.44)$	0.39	0.45	0.49	0.56	0.62	0.67	0.71	0.75	0.78	0.81	0.84
	3 爐床 $1m^2$ 當容量 $P/S=P(t/m^2)$	0.86	0.99	1.09	1.24	1.37	1.47	1.56	1.64	1.72	1.79	1.85
	4 容量 $1t$ 當爐床面積 $S/P=1/P(m^2/t)$	1.17	1.01	0.92	0.81	0.73	0.68	0.64	0.61	0.58	0.56	0.54
	5 平均 1 回操業時間 $\tau(h\cdot mn)$	4.01	4.25	4.45	5.15	5.40	6.1	6.18	6.34	6.49	7.02	7.15
	6 1 日良塊砲數 $T(t)$	55	75	93	126	156	184	210	235	260	283	305
	7 $T/S$ $(t/m^2)$	4.74	4.94	5.05	5.24	5.34	5.43	5.48	5.53	5.60	5.64	5.66
	8 $L/b=2.8$ の片湯の奥行 $b(m)$	2.18	2.48	2.71	3.08	3.37	3.62	3.84	4.04	4.21	4.37	4.53
	9 $L/b=2.8$ の片湯の幅 $l(m)$	5.32	6.13	6.80	7.82	8.65	9.37	10	10.50	11	11.50	11.90
	10 熔解室幅 $L=l+0.80(m)$	6.12	6.93	7.60	8.62	9.45	10.17	10.80	11.30	11.80	12.30	12.70
	11 湯面より天井天揚迄の高さ $H(m)$	1.77	1.85	1.87	1.88	1.88	1.88	1.88	1.89	1.90	1.91	1.92
	12 熔解室空間 $W=SH(m^3)$	20.5	28.2	35	45.3	55	64.8	72	80.3	88	96	103
	13 熔解室空間 $1m^3$ 當容量 $P/W(t/m^3)$	0.49	0.53	0.57	0.66	0.73	0.77	0.83	0.87	0.91	0.94	0.97
	14 容量 $1t$ 當熔解室空間 $W/T(m^3/t)$	2.05	1.88	1.75	1.50	1.37	1.30	1.20	1.15	1.10	1.07	1.03
爐 頭	15 ガス噴出傾斜 $t_g d=2.4/L$	0.392	0.546	0.316	0.278	0.254	0.236	0.222	0.208	0.203	0.195	0.189
	16 ガス噴出傾斜 $d=$	21°30	19°	17°30	15°30	14°	13°30	12°30	12°	11°30	11°	10°30
	17 ガス噴出出口に於ける速度 $V_g=L/1.45$ $(m/sec)$	4.22	4.78	5.25	5.96	6.52	7.03	7.46	7.8	8.15	8.5	8.8
	18 ガス噴出斷面積 $\Omega_g(m^2)$	0.163	0.189	0.204	0.232	0.247	0.262	0.276	0.287	0.30	0.305	0.314
	19 空氣噴出斷面積 $\Omega_a(m^2)$	0.97	1.11	1.22	1.38	1.47	1.56	1.64	1.71	1.79	1.82	1.87
20 隔壁最小厚み $S=0.0428L/\cos\beta$	0.35	0.38	0.41	0.45	0.49	0.52	0.55	0.58	0.59	0.61	0.63	
煙 突	21 煙突下部に於ける最大引き $(m/m WC)$	23	27	29	33	37	40	42	44	46	48	50
	22 煉瓦積煙突高さ $H_c=37P/S(m)$	32	37	40	46	51	54	58	61	64	66	68
	23 Prat 式煙突用馬力 $(HP)$	7	10	13	19	25	29	36	41	46	54	57

備考 第 2 表に示さざる値は第 1 表のものを採用してよい。これ等の値は爐の 1 回の装入の多寡には無関係である。

$$N=(P_s S)/(0.92 \cdot T)$$

$$P_s/0.92=N \cdot P/S$$

も恒數である。これを次の如くあらはす。

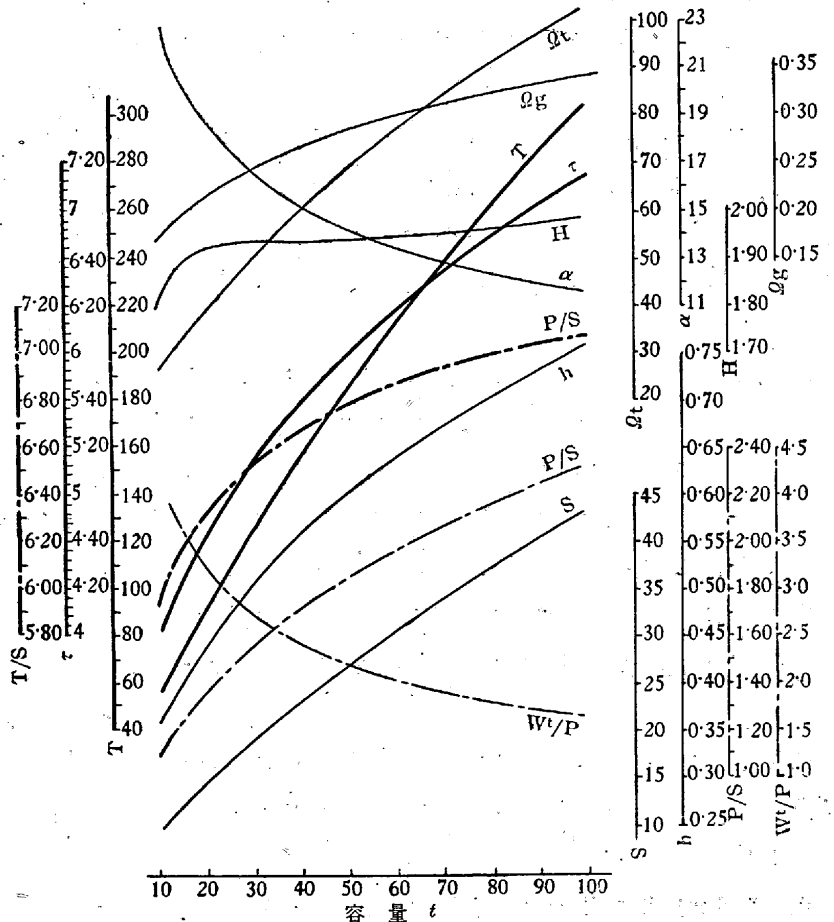
$$c_3=N \cdot P/S$$

テル = 式爐では  $c_3=820$  を標準とするが爐頭を冷却することなく而も珪石煉瓦積で  $c_3=920$  なる値も實際得られてゐるのであります。

即ちこれ等から考へて適量装入の爐に轉向することは便利であるとの結論に達するのであります。

適量装入の爐は操業に注意を要し職工の經驗を必要とはするがこれ等の點は測定器、調整器を設備すれば困難なく作業せられるのであります。第 1 表に第 (7) 式より求めた 10~100 吨爐に對する  $S$  の値其他を示した。又第 2 表には減量装入の爐に對する同様の値を示してあります。第 1 表には示してあるが第 2 表に無い値は第 1 表の値を其儘採用してよく、第 2 表の値は普通の煉瓦を使用し未熟な職工を使用し且何等かの理由で燃焼機能の充分でない場合に採用せらるべき値であります。

又容量 25 吨以下の小爐では構造及び寸法



第 1 圖 適量装入の爐の寸法及び主要特性

$T=1$  日良塊砲數  $S=$  爐床面積  $(m^2)$   $H=$  熔解室空間高さ  $(m)$   
 $\tau=1$  回所要時間  $(h \cdot mn)$   $h=$  湯の深さ  $(m)$   $\Omega_t=$  格子積一對の重量  $(t)$   
 $W_t/P=$  容量  $1t$  當格子積 1 對の占める容積  $(m^3)$   $\Omega_g=$  ガス噴出口斷面積  $(m^2)$   $\alpha=$  ガス噴出口傾斜  $(^\circ)$



を理論通りに設計することは困難でありますので第 1 表、第 2 表の中間の値を採用することがあります。それは兎も角も上の表に示した値は非常に正確に算出された値であることは認められてよいと思ふのであります。

爐床面積  $S$  が決定されると (5) 式から

$$h = \sqrt{S}/8.7$$

なる関係式で爐床の深さ  $h$  が決定せられる。かくして  $P$  の函數として  $S$  及び  $h$  は算出せられたから次には  $T$  及び  $n$  を決定する必要があります。

(2) 式の兩邊を  $S$  で除せば

$$n = (1/0.92) \times (t/p)$$

若し爐床  $1m^2$  當り 1 日の生産量  $t$  を一定と見るならば 1 日の出鋼回數  $n$  は爐床  $1m^2$  當りの裝入量  $p$  の函數として決定せられる。従つて又製鋼 1 回當りの時間  $\tau$  も 1 回の容量に正比例して變化するのであります。

扱て  $\tau = \tau_0 + \tau_1$

とおく。茲に  $\tau_0$  は修理、裝入、熔解迄の時間で、 $\tau_1$  は精鍊時間でこれは製造條件及び鋼質によつて變るものであるが一定鋼質、一定製造條件に對して略一定と見てもよいものであります。

今精鍊無しの出鋼によつて得られる 1 日の全生産高を  $T_0$  としこの際の出鋼回數を  $n_0$  とすれば

$$T_0 = 0.92 P n_0 \quad n_0 = 24/\tau_0$$

であるから  $T_0 = (0.92 \times 24 P)/\tau_0$ 、又は  $\tau_0 = 22.1 \times P/T_0$

$$\text{又は } \tau_0 = 22.1 \times (S/T_0) \cdot (P/S)$$

茲に  $T_0/S$  は近似的には恒數と見做すことが出来、既存の操業の良好なる爐に就ては軟鋼の製鋼に際しては 8.56 なる値が得られてゐるから

$$\tau_0 = (22.1/8.56) \times (P/S) = c_4 \cdot P/S \quad \dots (8)$$

なる關係式が得られます。

作業の良好なる 45 吨爐に對してはこの計算値は 4h 35 mn となるが實際には 3h 45 mn なる成績を得られてゐます。

精鍊時間  $\tau_1$  は 1~2h でこれ以上になることは少いが第 1 表には  $\tau_1 = 1h 15mn$  として加算せられてゐるのであります。

次に熔解室空間の Terni 式設計について述べることに致します。

b 熔鋼の幅  $m$

l 熔鋼の長  $m$

L 噴出口の長さ  $m$

W 熔解室の空間  $m^3$

H 鋼浴面と天井迫の距離

e 湯面の端と噴出口の距離

とすれば

Terni 式設計に於ては  $e = 300 \sim 800mm$  とし、一般の適量裝入の爐に對しては  $e = 750mm$  とし、燃焼室を設くる爐及び減量裝入の爐に對しては  $e = 400mm$  とするのでありますがこの  $e$  の値の決定は作業状態に大なる影響を與へるものであります。

熔解室の空間  $W$  としては

$$W = S \cdot H$$

とおいて實際上少しも差支はない。

次に熔解室の幅と長さの間には一定の比が成立する。即ち

$$L/b = c_5$$

普通の都合のよい爐では  $c_5 = 2.8$  なる値をとる。尤も小爐では裝入方法によつて制限せられて幅の最小値が定まり、大爐では操業の際の爐床修理法の關係で幅の最大値を考へた方がよいから  $c_5$  は常に一定であると言ふ譯には行かないことは勿論であります。

$$L = l + 2e \quad S = l \times b \quad c_5 = 2.8$$

であるから

$$(l + 2e)/b = c_5$$

$$(S/b) + 2e = bc_5$$

$$b = 0.356e + \sqrt{(0.356e)^2 + (S/2.8)}$$

この式から  $b$  を求めると  $l = S/b$ 、 $L = l + 2e$  なる關係式から  $l, L$  を求めることが出来る譯であります。

空間の容積  $W$  は容量と正比例して變化すべきで裝入時間、熔解時間は逆比例するのは當然であります。従つて

$$W = (P/\tau_0) \times c_6$$

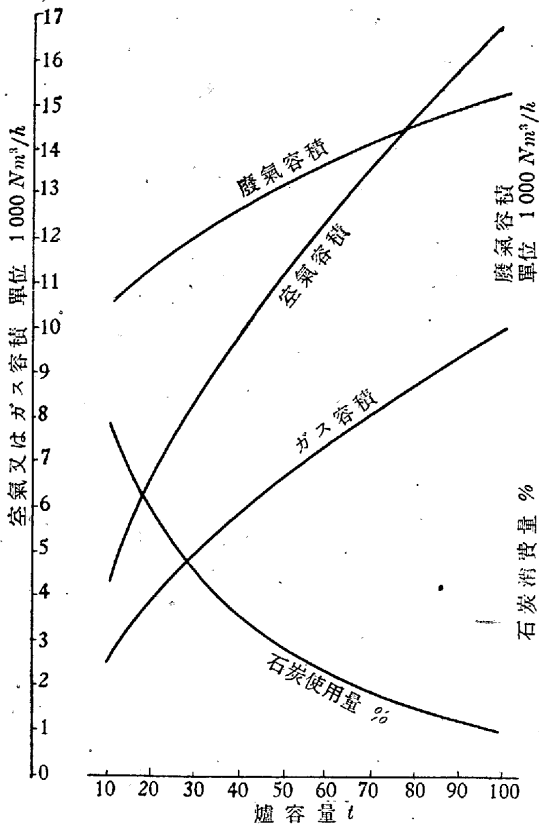
とすることが出来ます、熱分布のよい裝入の容易な既存の爐では  $c_6 = 5$  とすることが出来る。(8) 式から  $\tau_0 = 2.58 \times (P/S)$  とし  $W = S \times H$  とすれば

$$S \cdot H = \{P/(2.58 P/S)\} \times 5$$

$$H = 5/2.58 = 1.94$$

即ち高さ  $H$  は總ての爐に對して一定にとるのであります。

次に爐頭の設計について述べて見たいと考へます。噴出口を含めた爐頭の設計は燃焼機能に基礎を置いて設計せら



第 2 圖

れねばならぬ筈であるが現在の所それに必要な熱學的基礎研究は充分に出来てゐない。従つて構造寸法の決定には實際の結果をとり入れる外はないのであります。ガス噴出口と空気噴出口との關係は 1 個のガス噴出口の上に空気噴出口が重つてゐるものゝ方がガス噴出口が數個に分れてゐるもの例へば Venturi 爐の如きものに比し一般に優れてゐるとせられ、且實際の結果もこれで充分満足し得られてゐるのであります。

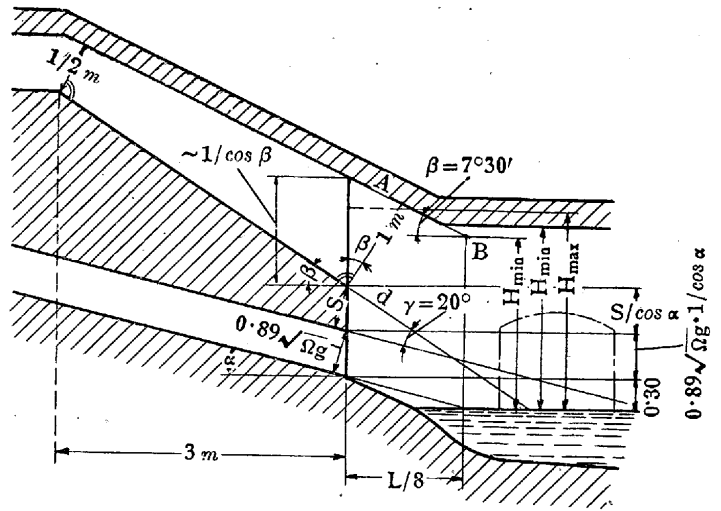
扱てガス噴出と空気噴出とは普通一般の珪石煉瓦を用ひる爐頭に於て有效確實な冷却方法を採用してない場合には爐頭の處に開口して混合室を設けないものは多いのでありますが、これは理論的に妥當であるとは言ひ難く昇熱と爐頭壽命の兩方の要求を妥協せしめてゐるに過ぎないので今若し爐頭を有效確實に冷却する手段をとるか又は爐頭に高級なる煉瓦を使用することが出来るならば混合室をつけて設計した方がよいのであります。

爐の熱効率に關係深き因子は噴出しの方向と出口に於ける速度で、この速度は空気又はガスの量とその通路の横斷面積とに關係あることは申す迄もないことであります。

今  $\alpha$  ガス噴出敷と水平面との角 ( $\alpha^\circ$ )

$\beta$  空気噴出敷と水平面との角 ( $\beta^\circ$ )

$\gamma$  空気噴出敷とガス噴出上面との角



第 3 圖

$V_g$   $0^\circ\text{C}, 760\text{mm}$  に於けるガス出口の速度  $m/s$

$V_a$   $0^\circ\text{C}, 760\text{mm}$  に於ける空気出口の速度  $m/s$

$\Omega_g$  ガス噴出口の横斷面積  $m^2$

$\Omega_a$  空気噴出口の横斷面積  $m^2$

とすれば  $\alpha$  は溶解室の長さ  $L$  の函数で  $L = \infty$  なるとき  $\alpha = 0^\circ$ ;  $L = 0$  なるとき  $\alpha = 90^\circ$  と考へてよいのであります。従つて

$$\tan \alpha = c_7/L$$

とおいてもよい。實際  $c_7 = 1.5 \sim 3.5$  の間に變化するが操業状態のよい爐では  $c_7 = 2.4$  が適當で、装入材料が高張らぬ場合、熔銑使用の場合には  $c_7 = 2.0$  或はそれ以下でもよいこともあります。従つて Terni 式設計では

$$\tan \alpha = 2.4/L \dots \dots \dots (9)$$

とすることゝする。

但小爐の場合には  $\alpha$  は大きくなり爐頭の構造が六ヶ敷く作業中の修理が困難となり、又空気とガスの隔壁、其他小天井等の構造が不安定となるので小爐の理論的設計は六ヶ敷く能率も亦悪いものとなることは免れ難いのであります。

次に燃焼状態を良好にし溶解室の壁並に天井の壽命をよくする爲に Terni 式設計では

$$\gamma = 20^\circ = c_8$$

と恒數にする。従つて當然

$$\beta = \alpha + 20^\circ$$

となる譯であります。  $\beta$  は小なる程、爐の操業は早くはなるがガスの出口で渦巻きが起りその結果天井の熔損を早め且石炭消費量も増加するのであります。

次にガスの昇りの横斷面積の決定には先づ石炭の消費量を知つてこれからガスの流量を求めねばなりません。實際

操業記録によれば良鋼匙當りの平均石炭使用量は第2圖に示す通りで大爐では約18%、約50 吨爐では20%、小爐では25% 見當であります。

この石炭消費量から爐内に於けるガスの流量を計算することが出来ます。この流量計算の基礎として Terni 式設計では消費石炭の炭素含有量 1kg につき  $0^{\circ}\text{C}$ , 760mm に於て  $4.35\text{m}^3$  に相當するガスを發生するものと假定するのであります。

この  $4.35\text{m}^3$  なる數値は可成り實際の價に接近し且適當の安全を見込んだ數値であることは容易に理解せられる所と思ひます。

然しながら上のやうにして決定せられたガス流量からは直接ガスの燃焼に必要な空氣量を決定することは出来ないで燃焼に必要な空氣量は廢棄ガス成分から決定するより外ないのであります。

良好なる操業状態のテル=式平爐の煙突下部から採取した廢棄ガス中の  $\text{CO}_2$  の含有量は12% 前後のものであるがこれは計算によつて明かであるやうに過剩空氣量約50%に相當するものであります。扱つてこの過剩空氣量を吟味して見るにこの中には空氣噴出口から送られるものの外、壁の隙間、空氣瓣其他より入るものをも含むものであるから空氣噴出口から送られるものはこれより少い筈であります。而して燃焼が完全に行はれる爲には空氣量は理論的計算量よりも多いことは必要で Prof. Mayer (Stahl u. Ei. 1908 p. 725) によれば理論的計算量の1.21 倍の空氣量でも未だ燃焼は完全でないといはれてゐます。即ちガスの完全燃焼に必要な空氣量は理論的計算量の1.21 倍と1.50 倍の間で決定せらるべきであります。従つて發生爐ガス  $1\text{m}^3$  に對し  $0^{\circ}\text{C}$ , 760mm に於て空氣は  $1.7\text{m}^3$  を送ることとするのであります。尙又 1kg の石炭を使用するときの廢棄ガスの量は標準状態に於て  $14\text{m}^3$  とするがこれも不適當なる假定でないことは容易に理解せられることと思ひます。

上に述べた如く相當量の過剩空氣を必要とする理由は色々の方面から考へられます。即ち先づ焰の形及び方向を一定に保ち且天井の煉瓦の熔損を防止する爲に全然燃焼に關係のない空氣量が必量であり、次には空氣量が不足の場合には往々過剩ガスが蓄熱室或は煙道で燃えることになるので、かゝる場合に燃焼を完全にする爲には勢ひガスの量を制限しなければならぬことになり、かくすれば焰は湯面

を離れて作業時間は長くなり生産量を減じ石炭消費量を増加し鋼質にも影響するやうになるので空氣は送風機により過剩に送るのがよいのであります。

過剩空氣によつて鋼浴の酸化は劇しくなりはせぬかと心配せられるがテル=式爐では寧ろ酸化は少くなる。それは次のやうに説明せられます。燃焼に與らない過剩空氣は常に焰の上に存在し焰を押へ付けて湯面を焰の幕で被ふやうになります。これに反しガスの方が過剩になると過剩ガスは焰を突き切つて上昇し空氣と混合するがこの際に未だ反應してない空氣が往々湯面に接觸して酸化を起すものと考へられます。

この説明からも氣付くやうに確實なる操業を行ふ爲にはガス流量の外にガスの流速を定める必要があります。

扱つて色々の容量の爐を熱的に同一状態に置く爲には噴出口を出たガスは最初速度と同一速度で溶解室の軸の方向に進むものと假定し爐の全長を通過するに要する時間は爐の容量に關係なく一定であるべきであります。即ち

$$V_g = L/c_0$$

と假定する。而して良好に操業せられてゐるテル=式爐では  $c_0 = 1.45$  であります。従つて

$$V_g = L/1.45\text{m/s} \dots \dots \dots (10)$$

とせられる。この式によりて算出せられる値は一般に採用せられる値と非常によく一致するもので、上の假定が無理でないことが證明せられます。(10)の式は又(9)式により  $L = 2.4/\tan \alpha$  であるから

$$V_g = 1.65/\tan \alpha \dots \dots \dots (11)$$

とすることが出来ます。

この(10)又は(11)式で與へられるガスの流速は充分なものであり焰の方向は不變であるが焰の長さは必ずしも適當とは言ひ難く時に噴出口の隔壁を熔損せしめたり又溶解室を超えて燃焼の起ることは無いと言へません。依つてこれに對しては別に對策を講ずることにするのであります。

ガスの流速は又空爐を焚くときに焰は爐床を管めるべきものとの假定により Yesmann 氏によつて計算せられ

$$V = \sqrt{19.2h + 5.76} \sin \alpha \dots \dots \dots (12)$$

なる式が得られてゐます。(10)式及び(12)式より計算せらるゝ値を10, 50, 100 吨爐に就て比較すれば

	10 吨	50 吨	100 吨
(12)式による $V_g$	1.73	3.20	4.16 mm/s
(10)式による $V_g$	4.07	6.55	8.10 mm/s

となります。

この兩式からの計算値は相當に大きな開きがあるが (12) 式は焔の通過に必要な最小値を示すものと見るべきで、爐の設計に當つては (10) 式を採用すべきは勿論であります。

上に述べるやうにしてガスの流量と流速が知られると、これから噴出口の大きさを定めることが出来ます。

$Q_g$  を  $0^\circ\text{C}$ ,  $760\text{mm}$  に於けるガス  $1\text{h}$  當りの流量とし、 $V_g$  を  $\text{m/s}$  で表はしてあるものとすれば

$$\Omega_g = Q_g / (V_g \times 3,600) = 1.45 Q_g / 3,600 L \quad \dots\dots\dots (13)$$

で示されます。

次にガス噴出口の敷の高さは次の如く設計致します。即ち兩側のガス噴出口の敷を結ぶ水平線と湯面の水平面との距離は、ガス噴出口の下側の面の延長が湯面の水平面と溶解室の  $1/8$  の距離で交はる如く定めることとするのであります。

今第 3 圖に於て敷の高さを  $a$  とすれば

$$\tan \alpha = a / (L \times 1/8) \quad \text{又は} \quad a = (L \tan \alpha) / 8$$

(9) 式より  $\tan \alpha = 2.4/L$  とせられるから

$$a = (L \times 2.4) / (L \times 8) = 0.30\text{m}$$

即ちテル=式爐では噴出口の敷は總ての爐に對して一定に  $0.30\text{m}$  とするのであります。

空氣噴出口の設計に當りては先づ空氣の流速を定める必要があります。舊い平爐の設計では  $V_a = V_g$  なる如く定められてゐたがテル=式平爐では

$$V_a = 3.5 V_g$$

と定める。又  $Q_a = 1.7 Q_g$  であるから

$$\Omega_a = Q_a / (3,600 V_a)$$

$$\text{又は} \quad \Omega_a = \frac{1.7 Q_g}{3,600 \cdot V_g / 3.5} = \frac{Q_g}{3,600 \times V_g} \times 1.7 \times 3.5$$

$$\text{又は} \quad \Omega_a = 5.95 \Omega_g$$

となります。尙又ガスの場合と同様に

$$V_a = L / c_{10} \quad \dots\dots\dots (14)$$

茲に  $c_{10} = 5.07$  とせられるから

$$\Omega_a = 5.07 Q_a / 3,600 L \quad \dots\dots\dots (15)$$

と言ふ風に表はすことも出来ます。

ガスの噴出は全長を通じて同一断面とし矩形の上に半圓が乗つた形とすると色々な便利があります。即ち先づ第一に抱下の詰めを無くすることが出来るし、又爐の容量に應じて断面を大きくし又は小さくするにも矩形の高さをかへるやうにすればアーチ用の煉瓦を常に同一にすることが出

來ます。最小の断面を得るには半圓丈とし、最大の断面を得るには、矩形の高さを半径の  $2/3$  にするか又は幅を高さの  $1.2$  倍とすればよい。或は又矩形の高さをアーチの半径の  $1/3$  にしてもよい。このときには噴出口の高さをその方向に直角に測れば  $0.89/\sqrt{\Omega_g}$  となります。

空氣の噴出口は比較的大きなものとなりその幅を湯面の幅の略  $1/2$  に等しくとることとする、この際に噴出口に直角に測定した噴出口の高さは  $2\Omega_a/b$  となりこれを空氣噴出の開きと命名します。計算によれば適量装入の爐に對してはこの値は皆同一に  $0.99\text{m}$  となるも簡單の爲に以下これを  $1\text{m}$  とする。空氣の噴出は兩方の昇りの開口してゐる所に迄その高さは次第に小となり、遂に  $1/2\text{m}$  となる。この結果小天井の傾斜の急になることが避けられると共に迫の構造も簡單となります。

猶この空氣噴出の開きはガスの噴出の構造及び燃焼室の構造、空氣の壓入量等と關聯してテル=式平爐の燃焼機能を特有のものたらしむるものでテル=式平爐の重要な特色の1つとなるものであります(F. Fiorelli: La pratica del forno Martin, La Metallurgia Italiana, Octobre 1931 参照)。

小天井の下の部分の勾配を定めるには上述せる所に依つて明かであるやうに空氣噴出口の敷に直角に  $1\text{m}$  をとり又空氣の昇りの立上りの部分にも直角に  $1/2\text{m}$  をとりこの兩點を結んで決定せられます。

空氣昇の立上りから噴出口の敷迄の水平距離を  $3\text{m}$  とするが故に小天井の勾配は  $\beta$  よりもその正切が  $(1/2) \times (\cos \beta / 3) = (\cos \beta) / 6$  に等しい角丈小さい。

テル=式平爐では  $\beta = 30^\circ - 30' \sim 42^\circ - 30'$  の間にあるから  $\cos \beta = 0.86 \sim 0.74$ , 従つて  $(\cos \beta) / 6 = 0.14 \sim 0.12$ , 正切がこの値に相當する角は  $8^\circ \sim 7^\circ$  となります。従つてテル=式平爐では小天井の勾配を  $\beta - (7^\circ - 30')$  と決定するのであります。

而して小天井は更に溶解室に向つて  $L/8$  迄伸びて大天井に連るもので大天井は左右の方向には少しも上り下りは無く設計するのであります。ガス噴出口と空氣噴出口との間の隔壁の最小厚を決定するにはガス流束が湯面と交はる  $L/8$  の所で空氣流束の下面とガス流束の上面とが交はるやうに設計せねばならない。

今第 3 圖に示すやうに  $s$  をガス噴出に直角に測定せる隔壁の最小厚とし、 $\gamma = 20^\circ$ ,  $d$  を空氣とガスの交點より空氣噴出口までの距離とすれば

s = d sin γ    d cos β = L/8

sin γ = sin 20° = 0.342

∴ s = 0.0428 · (L/cos β) ..... (16)

にて隔壁の最小厚は計算せられます。

扱て上に消極的意味合ひに於てガスの完全燃焼の爲に過剩空気の必要を説いたのでありますが次には積極的に送風速度を調節し得る送風機にて送風する場合の利益に就て述べることに致します。

1) 燃焼に必要な充分量の空気を供給し得ること。このことは送風機を用ひなくとも空気弁の構造の適當なるものを選ぶことにより或る程度充されるが送風機をもつた方が一層都合がよいのであります。

2) 操業中必要な空気量は變化するものであるがその調節が容易に出来る。このことも吸込に開閉を自由に調節し得る装置を施せば目的を達せられるが送風機を用ひれば一層廣範圍の調節が可能であります。

3) 蓄熱室の壽命の末期になりたるときにも操業に必要な充分の空気を供給し得ること等の利益があります。送風機の能力は第2表に示した必要空気量より算出することが出来、その最高壓力は130 mm Aq にすると都合がよいのであります。熔解室を通る火焰はその軸心は湯面と平行で、これと交はつてはならないし、又反對側の噴出口に達する迄には消滅して隔壁を熔損せしめない方がよく、且爐内湯の溫度を均一にする爲に湯の深さの深い裏壁の方に多少片寄つてゐる方が都合がよい。

テル=式平爐に於てはガス噴出口敷の高さを作業面より800mmに定める。又湯面に於て前壁の厚さを800mm、裏壁の厚さを煉瓦積700mm、ドロマイト400mm合計1,100mmとする。従つて湯面の中心と兩壁の中心線とは150mm振れることになるのでこれにより焰の位置は湯面に對して適當になるのであります。

前に述べたやうに爐の容量と關係の深い H''H=1.94m と一定に決めたが大天井と小天井の接續する位置は第3圖のB點迄進めてもよいし又Hを今少しく高くする爲に大天井と小天井の接續點をA點迄退けてもよいがこれを更に退げ過ぎると噴出口で焰に渦卷きが起るのであります。

大天井と小天井の接續點がA點まで後退したときの高さを H<sub>max</sub>、B點まで進んだときの高さを H<sub>min</sub> とすれば

H<sub>max</sub> = 0.30 + 0.89√Ω<sub>g</sub> · 1/cos α + s/cos β + 1 × cos α

H<sub>min</sub> = 0.30 + 0.89√Ω<sub>g</sub> · 1/cos α + s/cos β + { 1/cos β - L/8 tan(β-7°30') }

で示すことが出来ます。これを實際に計算して見ると次のやうになります。

Table with 2 rows: 爐の容量 t and Hmax(m), Hmin(m) for various t values (10, 15, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90, 100).

この計算によれば15噸以下の爐ではH<sub>min</sub>の方が却つてH<sub>max</sub>より大となりますがこれはB點がA點を通り越して後退することを意味するからH<sub>min</sub>、H<sub>max</sub>は同一になるA點で大天井と小天井を接續させねばならないし、又H<sub>min</sub>が1.94m以上になる60噸以上の爐ではH<sub>min</sub>を採用し大天井と小天井とはB點で接續させねばなりません。但噴出の形狀寸法の異なる爐ではHの値は多少變化することは已むを得ないことであります。

爐頭の長さは爐の壽命に最も關係深いものでテル=式平爐ではその長さを水平距離3mにとります。これよりも短かければ壽命が短くなり、長過ぎれば操業中に噴出口に手入するに不便となります。この長さを爐頭の有效長さと呼ぶことに致します。ガス及び空気の昇りの横斷面積は噴出口の横斷面積の各1.5倍にし、昇りの間に絞ることはしないのであります。

猶上述せる通りかくの如き設計は充分に理論的であるとは言ひ難く往々焰は反對側の噴出しから相當の距離迄續き焰の先端を反對側の噴出しに接近せしめやうとするとガスと空氣噴出の隔壁と大天井に熔損を起す場合があります。かくの如き場合には燃焼を湯面の手前に起させるやうに爐頭をかへるとよい。然してこの際には燃焼室の長さは(L/8-e)とするのであります。

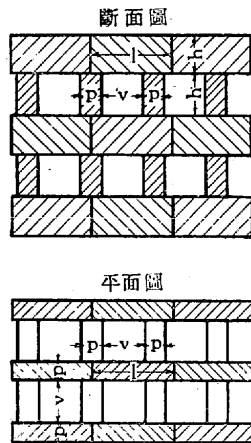
但普通は燃焼室の長さを1mに定めると都合がよくこの場合にガス噴出口の横斷面積並に傾斜を計算するには前のLの代りに(L+e)とすればよい。尙この際には小天井の傾きが小さくなるのでその交點は爐頭から測つてL/10と致します。

ガスの流束が湯面と交はる點、従つて又ガスの流束と空氣の流束の交はる點は爐頭の端から少しく離れた所に来るやうに噴出口の敷の高さ、隔壁の厚さを計算し直す必要がある譯であります。空氣とガスの混合室を設けると1h當りの生産量の増加と従つて燃料費の節約が出来、且爐頭の熔損を減ずることも出来る譯であります。

次にテル=式平爐に於ける蓄熱室の設計に就て述べたい

と考へます。

蓄熱室の設計に當つてはテル = 式平爐では異形煉瓦の使用は避けて並煉瓦を使用することとする。而してその積方に當つても側面を閉塞して垂直な孔とする積方及び平行積みの積方は避けて第 4 圖に示すやうな同一水平面に平行に置かれ且一段おきに垂直に並べられた通し目の積み方を採用するのであります。



第 4 圖

第 1 の場合は重量に比して輻射面積が少く且 1ヶ所に故障が起れば總ての目の機能に影響を與へるし、第 2 の場合には氣流は常に方向が變り假令熱交換はよく出來るとしても目の塞がりりが非常に早い。これに反し第 3 の場合は確實で作業能率の變化が最も少いものであります。即ち塵埃又は熔滓等による機能の障害が最も少いのであります。

今次の如く符號を定める。

- $Q_a(t)$  空氣室中の煉瓦積の重量
- $Q_g(t)$  ガス室中の煉瓦積の重量
- $Q_t(t) = Q_a + Q_g$
- $S_a(m^2)$  空氣室煉瓦積の輻射面積
- $S_g(m^2)$  ガス室煉瓦積の輻射面積
- $S_t(m^2) = S_a + S_g$
- $S(m^2)$  輻射面積/ $m^3$
- $V(m^3)$  煉瓦の有効容積
- $W_t(m^3)$  一對のガス室、空氣室の煉瓦積の占める容積の和
- $B(m)$  各室の平均の高さ
- $A(m^2)$  煉瓦積通路の水平面積/煉瓦積  $m^3$
- $A_a(m^2)$  空氣室通路の水平面積
- $A_g(m^2)$  ガス室通路の水平面積
- $c(t)$  1h 當り石炭消費

且又煉瓦積に関する符號を第 4 圖の通りとし  $m$  であらはすこととすれば

$$V = P/(v+p) \dots \dots \dots (17)$$

$$S = 2/(v+p) + 2pv/\{h(v+p)^2\} \dots \dots \dots (18)$$

$$A = v^2/(v+p)^2 \dots \dots \dots (19)$$

とせられることは容易に知られます。これ等の式で與へられる  $V, S, A$  等の値は、煉瓦の比重を

1.85 とすれば煉瓦の  $1m^3$  當り重量は  $V/1.85$  であるから、唯二列の間の目の間隙によつてのみ支配せられることになります。

第 5 圖には  $l \times h \times p = 0.23 \times 0.115 \times 0.065$  なる寸法の煉瓦と  $l \times h \times p = 0.23 \times 0.08 \times 0.08$  なる煉瓦を使用した場合の値を比較して圖示してあります。

格子積の各列の間隙は輻射面積と煉瓦積の壽命から決定せられるものであります。

ガス室に対しては混合清淨ガス使用の場合にはこの間隙を最小 40mm 迄小とせられるも普通の發生爐ガスに対しては最小 100mm, 最大 140mm の間にしなければならぬ。これより小さいと目の塞りは早くなり又これより大となれば輻射面積が小となります。依つてテル = 式爐では 120mm に決定するのであります。

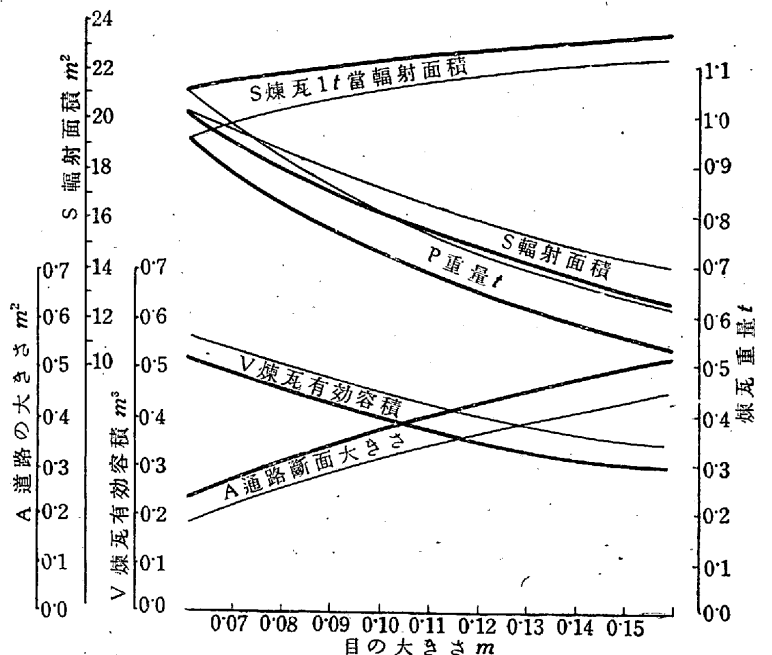
次に空氣室に就て考へることとする。それには先づ

$$Q_a/Q_g = C_{11}$$

と一定値にする。ガスは蓄熱室の入口で  $500^\circ C$ , 出口で  $1,200^\circ C$ , 空氣は入口で  $0^\circ C$ , 出口で  $1,200^\circ C$  と假定する。且前述のやうにガス  $1m^3$  に對し空氣  $1.7m^3$  を要し (ガス  $1kg$  に對し空氣  $2kg$  の比) 空氣の比熱を  $0^\circ \sim 1,200^\circ C$  の間で 0.26 としガスは  $H_2$  含有量を 14% とし  $500^\circ \sim 1,200^\circ C$  の間で比熱を 0.94 とすれば煉瓦積重量の比は

$$Q_a/Q_g = \{2 \times 0.26 \times (1,200 - 0)\} \div \{1 \times 0.94 \times (1,200 - 500)\} = 625/660 = 0.95$$

——  $0.230 \times 0.115 \times 0.065 m$  煉瓦の場合  
 ——  $0.265 \times 0.08 \times 0.08$



第 5 圖

となるが上の温度の假定が必ずしも正確でないことを考慮すれば  $Q_g/Q_s=1$  としても大して無理と言ふ譯ではない。即ちガス室と空氣室とは同一にしても差支がないのであります。

次に空氣室の輻射面積を決定する爲に先づ蓄熱室で交換せられる熱量の計算を試みるに一般に熱交換は輻射と對流に依つて行はれるものとすれば

$$\text{熱量 } kcal = KS(T-t)\tau \dots\dots(20)$$

なる式で計算することが出来ます。茲に  $K$  は煉瓦の表面積に關係する係數で一の恒數と見ることが出来、 $S$  は輻射面積、 $(T-t)$  は温度差、 $\tau$  は熱交換の行はれる時間従つて又これは氣流速度、或は通路の自由面積の函數として示し得るものであります。

扱て輻射面積  $S$  は煉瓦積が同一である限り一定のものであり  $(T-t)$  は茲では空氣に對しては  $(1,200-0)=1,200^\circ C$ 、ガスに對しては  $(1,200-500^\circ C)=700^\circ C$  として差支なくその比は  $1,200/700=1.7$  であるから空氣に對しては  $(T-t)$  の代りに  $1.7 \times (T-t)$  とせられる。

熱交換時間  $\tau$  は通過速度の函數で通路が一定の時は氣流の平均容積に比例する。尙又前述の通り空氣必要量とガス量との比は  $1.7$  であり假りにガスの平均温度を  $850^\circ$ 、空氣の平均温度を  $600^\circ C$  とすれば兩者の比容積は絶對温度に比例するから

$$\text{空氣} : (600+273)/273=3.2$$

$$\text{ガス} : (850+273)/273=4.1$$

となりこの比は  $4.1/3.2=1.29=1.3$  となります。故に空氣に對しては  $\tau$  の代りに  $(\tau/1.7) \times 1.3$  とおくべきであり従つて空氣及びガスに與へられる熱量の比は

$$\frac{KS \times 1.7(T-t) \times \tau / 1.7 \times 1.3}{KS(T-t)\tau} = 1.3$$

となるのであります。

即ちガスと空氣は等しき熱量を必要とするが空氣蓄熱室は同一時間内にガス蓄熱室の  $1.3$  倍に相當する熱量を輻射するから空氣室に對しては同一重量の煉瓦積に對して輻射面積を  $1/1.3$  に小とすればよい。然しこれは實際は不可能であります。何故なればガスに對しては格子間隙を  $120\text{ mm}$  と決めたからこの計算に従へば空氣室に對しては  $190\text{ mm}$  になるがかくは空氣の通路は均齊にならないからであります。

又空氣室とガス室の煉瓦積を等しくすることも出来ない。それは空氣室に對しては過剰となるからであります。

す。

それでテル=式爐では

$$Q_g/Q_s = c_{11} = 1.3 \dots\dots\dots(21)$$

となるやうにガスの格子積の間隙  $120\text{ mm}$  に對し空氣の場合は  $130\text{ mm}$  にとる。然るときはガス及び空氣格子積の占める容積比は

$$W_g/W_s = c_{12} = 1.38$$

となります。

かくの如く設計した蓄熱室の壽命は  $40\sim 50t$  程度の爐に對しては熔解室の壽命の  $3$  倍位になるのであります。

次に決定すべきは一對の格子積の重量であります。この決定に當つてはこれは氣流の質量従つて石炭使用量に比例するものとして差支へない。即ち

$$Q_t/c = c_{13}$$

とせられる。而して實際作業から

$$c_{13} = 45 \dots\dots\dots(23)$$

とすることが出来ます。即ち石炭消費量  $1\text{ t}$  當り  $1\text{ t}$  なるときは煉瓦積  $1$  對の重量は  $45\text{ t}$  となるのであります。

煉瓦の比重を  $1.85$  とすれば格子積の容積は第  $5$  圖及び第  $1$  表から求められる。格子各々の占める容積は前に  $1:1.38$  になることを述べたから

$$\text{ガス室} : W_t \times \{1/(1+1.38)\} \text{ 又は } 0.42W_t$$

$$\text{空氣室} : W_t \times \{1.38/(1+1.38)\} \text{ 又は } 0.58W_t$$

で求められる。煉瓦積の重量及び輻射面積は第  $1$  表に示すものよりも  $20\%$  迄は減少してもよいが餘裕の意味で同表の如く定めるのであります。

次に格子積の平均高さ  $B$  は

$$\sqrt[3]{W_t/B} = c_{14} = 1.2$$

なるとき満足すべき結果が得られるからこの式から計算が出来る。

従つて又第  $3$  圖から通路の自由表面が求められ

又第  $2$  圖に示した容積に對する空氣及びガスの標準状態に於ける相對的流速が求められます。尙

$$S_t/c = c_{15} = 1030$$

なる關係即ち一對の格子積の輻射面積と石炭消費量との比は一の恒數となることが導き出されるのであります。換言すれば  $1\text{ kg}$  の石炭消費量に對し約  $1\text{ m}^2$  の輻射面積が相當するものであります。

蓄熱室に關しては更に格子積下部畦の高さは氣流を妨げない爲に少くとも  $800\text{ mm}$  以上を置くこととするのであります。

熔滓室の設計に關してはその有效容積を蓄熱室格子積の容積の約 1/2 とする以外に特に述べることはないと思ひます。

變更弁はガスに對しては石炭消費量 1t/h に對し 0.5m<sup>3</sup>, 空氣に對しては 30% 増しとする。煙道は蓄熱室への通路も煙突への通路も同一でよく、大煙道は Prat 式の煙突を採用するときは石炭使用量 1t/h に對し 0.9m<sup>2</sup> の断面を持たせる。これ以上とすれば變更に際し往々爆發を起すことを想起すべきであります。

次には煙突の設計であります。煙突は勿論操業の初期に於て廢棄ガスの流量の多いときにも充分にこれを吸引し、又爐の壽命の末期に於て廢棄ガスの通路が塞がれた場合にも充分に抵抗に打ち勝つ能力のあることが必要であります。がテル = 式平爐では操業の初期に理論上必要な吸引力よりも 20% を増加して設計するのであります。

煙突の吸引力は理論上 P/S に比例することは知られてゐる所であり煙突下部の吸引  $\Phi$  を水柱の高さ mm で示せば

$$\Phi = c_{16} \cdot P/S \dots \dots \dots (24)$$

となり最大吸引のとき

$$c_{16} = 27$$

となりこの値を常にもたせることとする。この  $\Phi$  の値は爐の容量によつて異り又裝入量によつても變ることは見易き道理で石炭消費量の函數として

$$\Phi = 1.78C$$

で示すことが出来るものであります。

次に煙突の高さ H<sub>0</sub> を求める爲に

廢氣の平均温度を 430°C とし

(15°C, 760mm) に於て空氣 1m<sup>3</sup> を 1.23kg とし

(0°C, 760mm) に於て廢氣 1m<sup>3</sup> を 1.30kg とすれば

1m 當りの吸引は圓柱の空氣及び廢棄ガスの重量差で示されるものでありますから。

$$(273+430)/273 = 2.58$$

であるから廢棄ガスの 430°C の 1m<sup>3</sup> の重量は

$$1.3/2.58 = 0.50kg.$$

従て吸引は

$$1.23 - 0.50 = 0.73mm(Aq)$$

となり煙突の高さは

$$H_0 = \Phi/0.73$$

となりこれに (24) 式の値を代入すれば

$$H_0 = (27/0.73) \cdot (P/S) = 37 \cdot P/S \dots \dots (26)$$

にて計算せられます。

次に煙突の断面の計算であります。煙突底部の廢棄ガスの流速は 3~7m/s に變化するものであるがテル = 式平爐の自然吸引の煙突に對しては 5m/s, Prat 式の強制吸引の煙突に對しては極大量 7m/s をとるものとし 40~50 吨爐の急速熔解を行ふ場合には廢棄ガスの温度煙突下部に於て 550°C を必要とするから

今  $\Omega(m^2)$  煙突下部断面

c(t) 1h 當石炭消費量

V<sub>g</sub> (0°C, 760mm) の廢棄ガスの比容量

t 底部の廢棄ガスの温度

$\alpha$  熱膨張係數 1/273 = 0.0037

V 廢棄ガスの速度 = 5m/s.

とすれば

$$\begin{aligned} \Omega &= 14 \times 1,000 \times c \times V_g (1+dt) / 13,600 V \\ &= 14 \times 1,000 \times c \times 0.75 (1+0.0037 \\ &\quad \times 550) / 3,600 V = 8.9c/V \end{aligned}$$

によつて計算せられます。茲に 1kg の石炭使用によつて發生する廢棄ガスは前述の通り 14m<sup>3</sup> として計算したのであります。

煙突上部の断面は廢棄ガスの温度が 1m につき 2°C 宛降下するものと假定して同様に計算せられるのであります。

Prat 式強制吸引の煙突では下部に於て温度 550°C, 廢棄ガス速度 = 7m/s として計算し直径の最小部分では下部の直径の 1/2 ととるものであります。

此際吸引に必要な馬力は

$$P = (\gamma Q H / 75 \eta) \times K$$

で與へられます。茲に

$\gamma$  廢棄ガスの比重

Q 廢棄ガスの容積

$$= \frac{1,000 \times c \times 14(273+430)}{273 \times 3,600} = 10c$$

H 排出の高さ

$\eta$  吸引效率 = 0.6

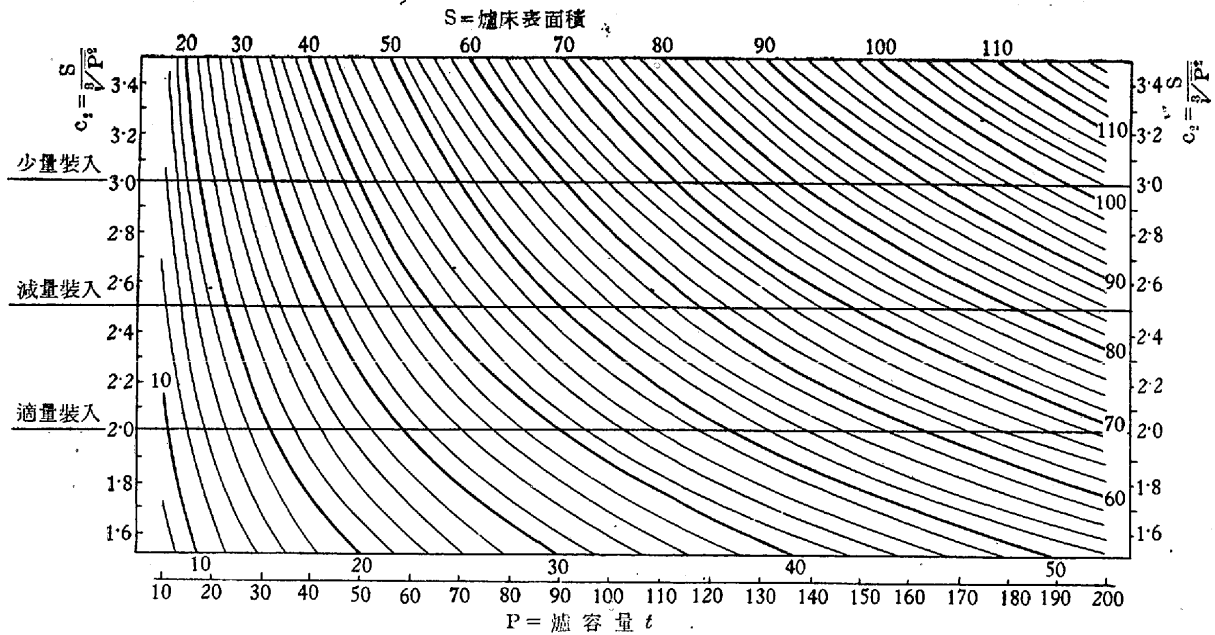
K 煙突の形式による因子, Prat 式では自然吸引 6~8mm を含めて 2.25 となる

$$\text{故に } P = c \left\{ (10 \times \Phi) / (75 \times 0.6) \right\} \times 2.25 = 0.5c \Phi \dots (26)$$

となるのであります。

ガス發生爐の設計に當つてはテル = 式にては内徑 2.5~3.0m, 一般に 2.5m のものを採用することにする。その爐





第 6 圖

床面積は  $4.90\text{m}^2$  でその氣化能力は  $170\text{kg/m}^2$  即ち 1 日  $20\text{t}$  焚きであります。

ガス發生爐の必要基數は前述石炭消費量より計算せられ豫備爐は普通 3 基に對し 1 基を置くことゝします。

上述ガス發生爐は勿論  $200\text{kg/m}^2$  程度まで氣化の可能なことは申す迄もなく操業中平均以上のガス量を要する場合にも充分にこと足るのであります。

又ガス發生爐に附屬して石炭  $1\text{kg}$  に對し  $28\text{m}^3$  の空氣を送る送風機、 $6\sim 7\text{atm}$  の蒸氣  $460\text{g}$  を送り得る汽罐を必要とするものであります。

以上極めて大雑把ではありますが私が F. Fiorelli 氏、G. B. Bruno 氏其他 Terni 工場の設計に關係してゐる人々から聞いて理解し得た處を Luigi Bruno 氏の記述の順序に従つて申し上げたのであります。以上御説明申し上げた處から御氣付きのことゝ思ひますが Terni 爐の設計には常に何がしかの理論を伴つてゐるのでありまして、尤も蓄熱室の設計理論は殆ど省略致しましたがこの理論を伴つてゐると言ふことは Terni 式設計の特色で、私共理論を伴はない設計に對しては全服の信頼をおき難いと感じるものであります。

製鋼設備の如き、知られてない因子の多いものを、多くの假定の上に打ち立てた理論で設計することは又危険な話であります。テルニ式平爐に於ては理論から導き出されたデータをば  $15\sim 20\text{t}$ 、 $20\sim 25\text{t}$ 、 $25\sim 35\text{t}$ 、 $35\sim 40\text{t}$ 、 $40\sim 45\text{t}$ 、 $45\sim 50\text{t}$ 、 $50\sim 60\text{t}$ 、 $60\sim 70\text{t}$ 、 $70\sim 75\text{t}$ 、 $75\sim 80\text{t}$ 、 $100\sim 120\text{t}$  と言ふやうな廣範圍の容量に亘

つて  $85$  基以上の實際操業せられてゐる成績良好な實在の爐から得られるデータで修正してゐるのでありましてこの點安心して採用が出來ると考へるものであります。

從來多くの鹽基性平爐の設計に當つては生産高を増加すること、製鋼費の遞減を計ること等に主目的を置いてゐるのであります。テルニ式設計に當つては品質恒數と言ふやうなものを規定してゐる點等からも氣付かれるやうに長年月の操業実績から、何が製品の材質に影響するかと言ふことを充分に研究し高級材質の製品を作ることを目標にして設計してゐると言ふことは一つの見逃し難い特色と言ふことが出來ます。

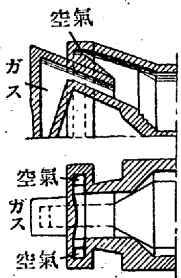
又設計の基本假定として合金鋼をも製鋼することが容易に出來ることにしてあるがその結果は Terni 製鋼所、Creusot 製鋼所、Montlucon 製鋼所其他で實證せられてゐるやうに Cr 含有量、Ni 含有量  $5\%$  以下位の合金鋼は日常製造せられて好成績を得てゐるのであります。

テルニ式平爐の設計は必ずしも理想的であると言ひ難い點も勿論少くない。其點は發明者自身既に氣付けてゐる所も少くないのであります。然らばテルニ式平爐に優る設計の爐があるかと言ふに März 式、Moll 式、Venturi 式其他の新式平爐に對し F. Fiorelli; G. B. Bruno 氏等がテルニ式平爐と比較してその缺點を指摘してゐるに對し März 氏等は最新式の設計にはテルニ式の特色を次第に多分に採り入れて設計してをること等を見ても先づ公平に見て他にこれより優るものが無いのではないかと感ぜられる次第であります。

### III. テルニ式平爐の構造

以上申し述べた處に依つてテルニ式平爐は如何なるものであるかと言ふことは大凡そ御理解を願へたことと存するのでありますが扱て然らば“お前の處で設置してゐる爐の構造寸法は今迄述べたものと全く同一であるか”と言ふ御質問もあるかと存じますがそれに對しては“大部分は勿論同一であります但中には理論から導かれた數値を実績によつて修正した第 1 表の數値を更に猶一層餘裕のある方向に移動して採用してゐる部分もある”と御承知願ひたいと存じます。

猶上の御説明丈では十分に飲み込み難い點もあるかと思ひますので數字を離れて概念的にテルニ式平爐構造上の特色を申し上げて見たいと存じます。



第 7 圖

1) 爐頭の形狀 テルニ式平爐の最も大きな特色は前にも申しました通り爐頭の形狀の特異な點を擧げることが出來ます。

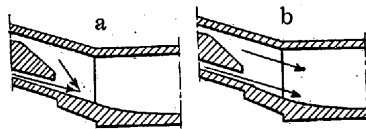
空氣の 2 つの昇りはガスの昇りを夾んで上り、Friedrich 式と同様空氣は上方からガスを押へ(第 7 圖参照)て空氣とガスは平行に燃焼室に開口致

します。このガス噴出數と空氣噴出の數の間の角が重要でありましてこの構造に依つて爐頭の熔損が防止せられると同時に確實なる操業が出来る譯であります。

2) 燃焼室 テルニ式平爐に燃焼室を設けてゐることは März 式、Moll 式等の新式平爐と同様でこれによつて製鋼の際高温迅速熔解が出來て失敗を防止せられると同時に製鋼時間が短縮せられて熱經濟になるのであります。

3) 空氣の壓入 も亦テルニ式平爐の特色の 1 つでありまして而もその量が容易に調節せられるやうになつておりますのでこのことと爐

頭の形狀とが相關聯して第 8 圖に示すやうに製鋼の初期に於ては空氣を多量に壓入して



第 8 圖

高温の短焰 (a) の如くして裝入物の山をその周圍から熔解してゆき熔解の進むにつれ壓入する空氣量を次第に減少して順次裝入物の山が小さくなるにつれ焰を長くし常に焰の最高熱部が裝入物の山の周圍に當る如くする。而して完全に熔解すれば空氣の壓入を中止して焰を長くし徐々に燃焼

する光輝焰により。(圖 b) 熔鋼面を還元状態にすることが出来るのであります。

4) 覗き孔 この焰の長さ、方向等を操業中絶えず觀測する便利の爲に燃焼室と熔解室の境の壁に覗き孔を設けてあります。

5) 熔滓掻出口 テルニ式平爐では電氣爐の場合等と同様精鍊中熔滓を更改して有害不純物の除去に便にする爲に中央裝入口の處から熔滓を爐前作業床の下に流し出される構造になつてゐるのであります。

6) 爐頭冷却装置 爐頭の熔損を防止し爐の壽命を長くすると共に精鍊を確實にする爲には爐頭に高級煉瓦を用ひること、爐頭冷却方法を採用すること等が普通行はれる對策であり爐頭冷却方法としては水冷式が専ら行はれるのでありますがこの方法には次のやうな缺點が伴ひます。

i) 水冷式では操業中必要の無いときにも絶えず冷却しておかねばならないから水が不經濟であり熱損失が多い。

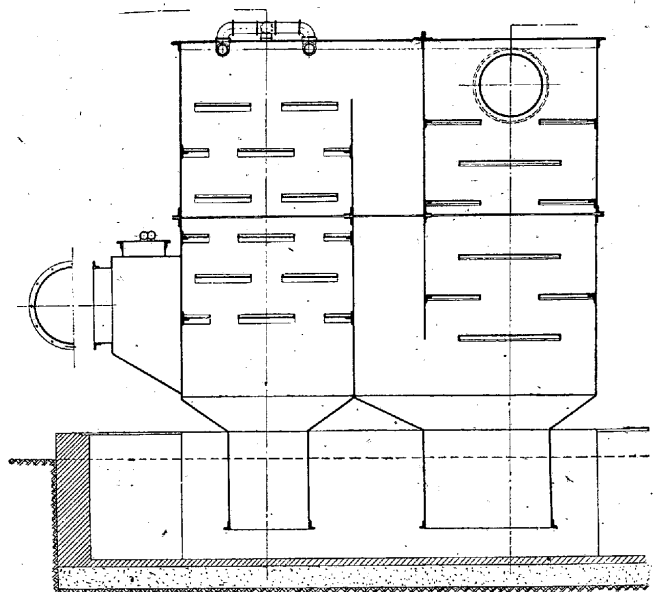
ii) 水冷却部に熔滓其他が附着して氣流を妨げることが少くない。

iii) 送水装置に故障が起れば爐内に水の流入する危険もある。

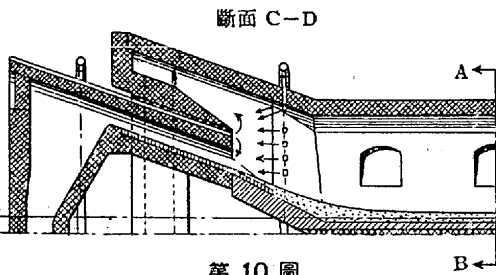
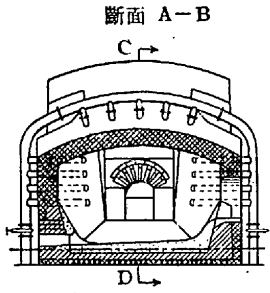
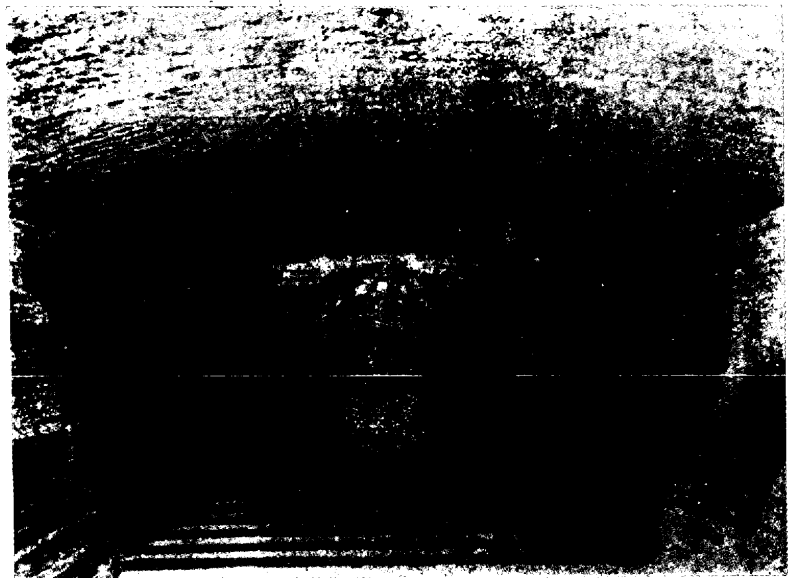
等等

テルニ式爐頭冷却方法は廢棄ガスを水冷却しておきこれを操業中必要の時期に吸込側の爐頭に吹き付けるのであります。

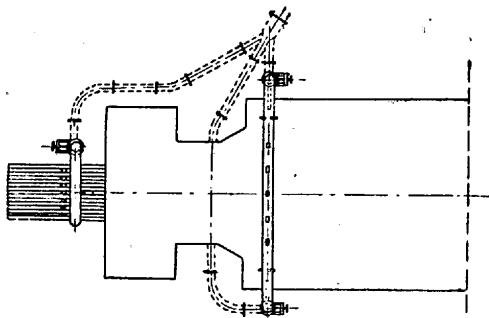
この方法によつてはガスの通路が塞がれる心配もなく、冷却水爐内流入の心配もなく、爐熱上昇を妨げることなく冷却水も經濟であり熱損失も少くて而も十分に爐頭冷却の



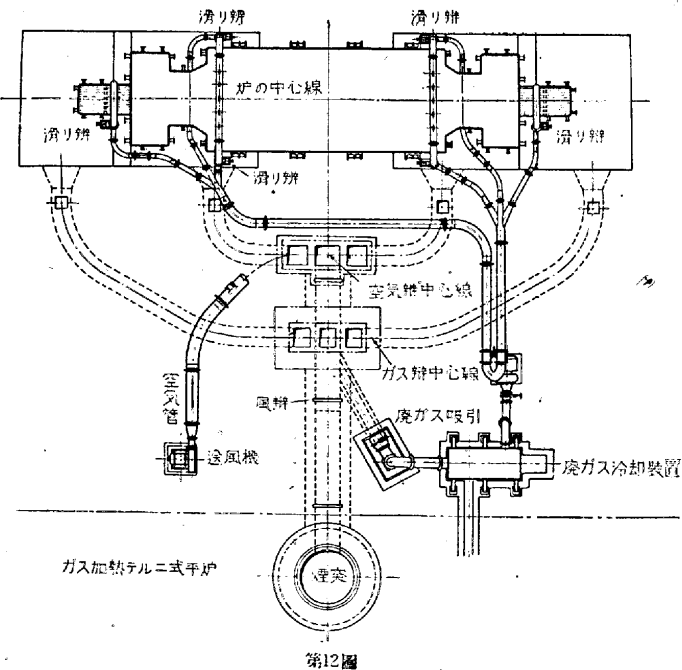
第 9 圖



第 10 圖



第 11 圖



第12圖

ら長時間に亙り熔鋼の化學成分を不變ならしむることが出来る便利があります。

その實際の装置は煙道に吸引管をとり付けて廢棄ガスを吸引し第 9 圖の如き冷却装置に導き上方より冷却水を落して冷却し第 10 圖のやうに必要な際に吹き付けるのであります。廢棄冷却ガスの配管の様子は第 11 圖に示し第 12 圖にはこれに關聯して爐の煉瓦積の様を示した。茲に注意を要することはガス變更瓣の變更の際に煙突に逃げる發生爐ガスが廢棄ガスとして吸引せられないやう操作に注意せねばならぬことであります。この冷却方法は F.

Fiorelli 氏の考案になるものであります。誠に優れたよい思ひ付きであると感じてゐる次第であります。

7) 蓄熱室 猶熱効率を上げる爲には迅速熔解と言ふことは最も大切なことでありその爲にはガスの流量を大にすることは絶対に必要な條件であります。その爲にはテルニ式平爐では蓄熱室を大きくしないことゝその煉瓦積に注意し通し目にして氣流を妨げないやうにしてあります。更に又ガスの流速を大ならしむる方法として

8) 煙突の高さ に注意を拂つてゐるのであります。吸引をよくする爲に強制吸引の Prat 式煙突を用ひる場合もありますが故障等も多く經濟的でないと思はれて居ります。

最後に私共の規ひはあくまでも高級鋼材の製鋼にある譯であります。それには設計の項に於ても述べたやうに爐の構造が重大關係をもつ外に爐の容量の選擇が重要であります。先に述べたやうにテルニ式平爐には容量 15 t 位から 100 t 位までのものが 85 基以上現實に操業せられておりますがその内で比較的容量の小さいものが高

目的を達することが出来ます。

猶又初め高温に熔解しておき精鍊末期に至つてこの爐頭冷却方法を適度に採用するときは鋼浴表面の熔滓の温度が適度に低下し熔洞と熔滓の間の化學反應が停止せられるか

級鋼の熔解に適し大型のものは普通の市場品の熔解に適すと述べたが又小型爐の設計は中々理論通りにやり難いと等もあり結局容量 40~50 t 程度の爐が高級品の製造には最も適するものでありまして事實テルニ式平爐で最も數多く設置せられてゐるのは容量 40~50 t 程度のものであります。

かやうに製品の材質に應じ適當なる容量の爐を選択することが又大切なことがらであります。尤も大型の爐では高級材質の製品が絶対に出來ないと言ふのではなく高級材質のものは製鋼には比較的小型の爐が便利であると言ふ意味であります。

以上テルニ式平爐の構造に就て申し述べましたがこれ等を要約して見ると特に目新しい考案は少い、大抵は吾々の考へ付きさうな事許りでありますがこの私共が考へて良ささうな事柄をば全部とり入れて設計してあるのがテルニ式平爐であると思ひます。

吾々は考へはするが良ささうな事でも中々實行に移さないがそれを實行してゐるのがテルニ式平爐であります。

#### IV. テルニ式操業法

テルニ式平爐の設計並に構造は上述の通りで必ずしも理想的であると言へないまでも相當優れたものであり經濟的に精鍊が出来る丈では無く材質の優良なものを造るにも便利に出來てゐるのであります。然しそれは附帶設備もそれぞれ良く出來てをり、製鋼原料も亦適當であり、操業がよく行はれての話でありましてそれ等を抜きにしてテルニ式平爐の成績を考へる譯には行かないのであります。

例へば附帶設備中汽罐の能力が不足で必要量の蒸氣をガス發生爐に送れない。その爲所期の發生爐ガスが送れないと言ふ場合には勿論よい成績が得られない、それは當然の話であります。又使用石炭がガス發生爐用として使へないやうなものであるとか、爐床築造用ドロマイトの耐火度が低過ぎて用をなさないとか或は又銑鐵、屑鐵其他が普通の鹽基性平爐原料として適當でないやうなものをも使用しなければならぬやうな昨今の如き情勢では又充分な成績の得られないことは當然の話であります。

更に又操業方法の適否、職工の熟練の程度が製品に影響するのはこれ又當然の話でありますが見角世間にはそれ等の條件を抜きにして成績の比較をやりたがる人がありますので特に斷つておく次第であります。

扱て附帶設備、使用原料等がそこそこに行つてゐるとし

て然らば操業方法を如何にするかと言ふ問題になります。先にも申しましたやうに電氣爐操業の特色を鹽基性平爐の操業法の特色に加味したテルニ式操業法に就て次に申し述べて見たいと考へます。

このテルニ式操業法は私 Terni 製鋼所で見學してその優れたことを認めた丈ではない、テルニ式平爐を設置してゐる處では例へば Montlçon の製鋼所であるとか John Lysaght の工場であるとか或は Patent Shaft の工場であるとかでは皆このテルニ式操業法を採用して優秀な成績をおさめており又私が Terni 製鋼所で實習してゐたときは Creusot の技師も一緒に實習を致しましたし、更に又テルニ式平爐を設置してゐる歐洲大陸諸國の工場では大概テルニ工場に技師を派遣してゐるか又は G. B. Bruno 氏が出掛けて行つて操業法を教へてゐるのでありまして多分皆テルニ式操業法を実施してゐることゝ考へるのであります。

テルニ式操業法を述べるに當り特に斷つて置きたいのは緒論でも述べたやうにテルニ爐では熔銑或は冷銑と鑛石とでも、又銑鐵と屑鐵とでも或は又屑鐵と炭素とでも製鋼が出来るのが特色であります。従つてそれ等の一々の場合に就き例へば低炭素鋼を造る場合一而も半鎮靜鋼、鎮靜鋼を造る場合、軟鋼を造る場合一高炭素鋼を造る場合、合金鋼を造る場合等がある譯であります。精鍊の精神は皆一貫して同一でありますから次にその一例を擧げて説明致し度いと存じます。

##### 1) 製品の種類及び規格

C%	Si%	Mn%	P%	S%	Cu%
0.1~0.2	痕跡	0.3~0.5	<0.03	<0.03	<0.2

なる成分の半鎮靜鋼高級材質のものを造る豫定。

##### 2) 平 爐

40~50 噸容量のテルニ式平爐

##### 3) ガス發生爐

11~12 噸焚ガス發生爐 3 基使用、發生爐ガス、壓力 = 30 mmAq, 化學成分次の通りであります。

CO%	H <sub>2</sub> %	CH <sub>4</sub> %	C <sub>n</sub> H <sub>2n</sub> %	CO <sub>2</sub> %	N <sub>2</sub> %	O <sub>2</sub> %
27.9	12.0	2.9	0.5	3.5	54.0	—

##### 4) 装入

銑鐵	銑鐵屑	壓延屑	葉鐵屑	削屑	ポンチ屑	雜屑	計
7,000	3,000	2,000	4,000	2,000	2,000	30,000	50,000t

##### 5) 操業

15° 50'	第一次装入始め	} この間 40mn.
17 30	第一次装入終り	

- 18°00' 第二次装入始め } この間 20mn  
 20 第二次装入終り }  
 19 00 装入物の周圍熔解す, フェロシリコン 15 kg 投入, 焰の尖端が装入物の山の處に来るやうに壓入空氣量を調節す  
 20 フェロシリコン 15 kg 投入  
 45 熔解す, 装入始めより熔解まで 3h 55mn なり, 出滓  
 50 試料採取, 炭素 0.25~0.30% 見當, 鐵礦石 100 kg 投入  
 20 00 出滓  
 05 試料採取 C=0.25%; 石灰 500 kg 投入, 焰を長くする爲空氣の壓入を中止す  
 10 フェロマンガ ン 100 kg 投入  
 15 出滓, 螢石 20 kg 投入  
 20 出滓  
 25 石灰 150 kg 投入  
 27 石灰 50 kg, 螢石 10 kg 投入  
 35 試料採取 C=0.15%  
 40 出滓  
 50 石灰 40 kg, 螢石 10 kg 投入  
 石灰 40 kg, 螢石 10 kg 投入  
 55 螢石投入  
 21 00 螢石 10 kg 投入  
 03 試料採取  
 05 フェロマンガ ン 200 kg 投入  
 フェロマンガ ン 150 kg 投入  
 15 試料採取  
 17 出鋼始め  
 20 出鋼終り  
 22 鑄造始め

6) 製品の成分

	C%	Si%	Mn%	P%	S%	Ca%
規格	0.1~0.2	痕跡	0.3~0.5	<0.030	<0.030	<0.20
製品	0.14	痕跡	0.43	0.018	0.024	—

7) 廢棄ガス成分

本實驗中の廢棄ガスの成分次の通りであります。

CO%	H <sub>2</sub> %	CH <sub>4</sub> %	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> %	CO <sub>2</sub> %	O <sub>2</sub> %	N <sub>2</sub> %
—	—	—	—	13.5	4.5	82.0

8) 連続 5 熔解の實績

猶本實驗中銑 14%, 屑銑 6%, 削屑 4%, 普通屑

76%配合せる装入にて連続 5 熔解を行へる實績は次の通りであります。

製鋼番號	装入時刻	熔解時刻	出鋼時刻	製鋼時間	生産額 kg	製品材質 (抗張力)
1	10°45'~13°05'	14°40'	15°40'	4°55mn	46,380	48~52kg/mm <sup>2</sup>
2	15°50'~18°20'	19°45'	21°10'	5°20'	47,420	36~40
3	21°50'~24°45'	2°10'	3°35'	5°45'	48,150	42~45
4	3°50'~6°35'	8°10'	9°30'	5°40'	46,790	42~45
5	9°45'~12°15'	14°10'	15°15'	5°30'	45,600	41~45
6	15°30'~				234,290	

9) 綜合成績

上記 5 熔解の綜合成績は次の通りであります。

生産額 = 193.9 t / 24h 又は (234.29 / 28h 49mn) = 8.0 t/h  
 石炭消費高 = 181 kg/t (鋼) (42.550 / 234.290)

この成績からも知られますやうにテル=式平爐は單に經濟的方面を考へても März 式, Moll 式等の新式平爐に比較して優良なる成績と言ふことが出来ると思ひます。

以上の熔解例は電氣爐の普通操業の場合と同様低炭素に熔解して半鎮靜鋼を造る場合のものであります。同様の熔解によつて鎮靜鋼を造る場合には精鍊後期に於て更に必要量のフェロシリコン, フェロマンガ ン等を爐中に装入しフェロシリコンを出鋼の際取鍋中に加へるのであります。多量の銑鐵を使用して熔解炭素の高き場合の精鍊法は初期の精鍊は普通の鹽基性平爐の精鍊法其儘で差支なく後期に至つて電氣爐精鍊と同様な精鍊を採用するのであります。

高炭素の製品の製鋼に當つては熔解炭素を高くして精鍊を進め場合によつては取鍋中に出鋼の際炭素を加へて所期の炭素量に保たしむることがあります。

合金鋼の製鋼に當つては還元期の初期或は酸化期の末期, 熔滓掻出直後に酸化せられ難きフェロアロイ或は合金元素例へばニツケル, 銅, フェロモリブデン等の如きを先づ加へ, 稍酸化せられ易きもの例へばフェロクロム等は還元期に入りて早期に加へ, 酸化劇しき例へばフェロシリコンの如きは珪素量を一定に保つ必要あるときは取鍋中に加へるのであります。

かくの如くしてテル=式平爐に依つては極軟鋼, 軟鋼程度の高級炭素鋼は勿論のこと

C	Si	Mn	P	S	Cr	Ni (%)
0.59	0.15	0.98	0.02	0.02	0.08	0.16

程度の高炭素彈丸鋼, 其他 Ni=2~5% 程度, Cr=1~2% 程度の兵器用高級合金鋼も Terni 製鋼所では日常極めて容易に製鋼してゐるのであります。

鹽基性平爐, 特にテル=式平爐に於ては精鍊時間が短か

いのであるから製鋼技術者は十分に熟練して刻々の爐況の判断を誤ることなく精鍊するにあらざれば優秀なる成績の得難きことは當然の話であります。それでテルニ式平爐の操業に當つては各種科學的測定設備をなすことが望ましいのであります。例へば *C, Mn, Si, Cr* 其他の熔鋼中の化學成分の迅速定量設備であるとか、熔滓中の *Mn*、或は *FeO* の迅速定量設備、熔鋼中の含有ガスの測定、脱酸程度の判定、熔滓の粘度の測定、熔鋼の温度の測定等の如きはその一例であります。

### V. 結 論

以上甚だ大雑把でありましたがテルニ式平爐並にそのテルニ式操業法に就て御報告申し上げました。今その要點を總括的に申し上げますと

- 1) テルニ式平爐は伊太利國の鐵鋼事情—即ち製鐵原料は總て輸入によらねばならないから不定であること—に適應するやうに銑鐵鑛石法でも銑鐵屑鐵法でも或は屑鐵與炭法でも製鋼の出來ることを覘つて發明されたものであります。
- 2) テルニ式平爐は高級原料を必要とせず、鹽基性操業によつても高級材質の軍用炭素鋼並に合金鋼が困難なく確實に精鍊し得るやうに研究工夫せられたものであります。
- 3) テルニ式平爐は高級鋼は勿論、普通鋼も極めて經濟的に生産し得るやうに研究工夫せられたものであります。

而してかくの如き規ひが達成せられる爲にその設計に當つては

- 4) 爐に關聯する各部の構造寸法の決定に當つて常に理論的研究に基礎を置いて設計、計算せられてゐるものであります。
- 5) 又既に運轉せられて好成績を得られてゐる 85 基以上の既存の爐の操業より得られるデータによつて理論的計算の結果を修正しております。
- 6) のみならず更に新しく爐を設計せんとする際には上の理論的、現場的に決定せる數値を一層安全な方向に移動させて採用してゐるのであります。

従つて Terni 式設計による爐は安全であると言ふことが出來ます。

かくの如き安全確實なる設計と、電氣爐操業の特色を鹽基性平爐操業法の特色に加味せる所謂テルニ式操業法に充

分熟練することによつて上に述べた規ひが達成せられるのであります。

テルニ式平爐の操業によつて經濟的に最も優秀なる成績を收めてゐるのは“Poland”、の Huta Bankova Dawbrowa 製鋼所でありましたが茲では舊式平爐をテルニ式新式平爐に改造せることにより

- (i) 爐の生命を 30~50% 増加し得た。
- (ii) 生産量を 40~60% 増加し得た。
- (iii) 人力を 5~15% 程度減少せしめ得た。

と言はれてゐるのであります。

猶テルニ式平爐によつて擧げられてゐる成績を März 式及び Moll 式等の新式平爐に比較すれば大體次の通りとなります(容量 40~50 吨爐に就て爐の設計者の發表せる所による)。

	Terni 式	März 式	Moll 式
鋼生産高 t/h	7.5~8.2	8.7	6.6~7.2
石炭消費高 kg/t(鋼)	170~200	180~250	~255
耐火物消費高 kg/t(鋼)	12~15	8	~15

この成績からも知られるやうにテルニ式平爐は他の新式平爐に比較して見ても經濟的に相當優秀な成績を示すことが知られます。況んや高級材質のものゝ製鋼に對してはテルニ式平爐は斷然他のものよりも便利に出來てゐると言ふことは斷言し得ると思ひます。

今試みに我が國に於て最も古き歴史を有する製鐵所の一つである A 工場製 Friedrich 式鹽基性平爐鋼の高級鋼材とテルニ式鹽基性平爐鋼の同様材質のものとを比較すれば次の通りであります。

爐	鋼番	C	Si	Mn	P	S	Cu(%)
テルニ式	1	0.17	痕跡	0.31	0.005	0.012	0.09
	2	0.14	〃	0.23	0.009	0.017	0.05
	3	0.15	〃	0.30	0.003	0.016	0.08
	4	0.15	〃	0.31	0.009	0.010	0.10
	5	0.15	〃	0.29	0.008	0.012	0.13
Aフリツエーヒ工場式	1	0.10	0.02	0.40	0.024	0.028	0.16
	2	0.13	0.02	0.36	0.027	0.020	0.17
	3	0.12	0.01	0.39	0.028	0.027	0.14

茲に A 工場使用原料は特に硫黃の含有量少き冷銑と良質の屑鐵を選別してゐるに對しテルニ式爐に使用原料は

符號	C	Si	Mn	P	S	Cu
B	4.18~	1.30~	1.03~	0.30~	0.034~	痕跡
	4.45	1.45	1.28	0.34	0.044	
H	3.95~	0.77~	0.46~	0.33~	0.035~	0.05~
	4.11	0.96	0.54	0.34	0.061	
K	4.01~	1.46~	2.14~	0.15~	0.024~	痕跡
	4.07	1.64	2.17	0.22	0.028	
N	3.12~	0.51~	0.63~	0.38~	0.030~	0.04~
	4.34	1.58	1.45	0.56	0.116	

前頁右欄下際の表に示す程度の冷銑と普通市販の屑鐵とを用いたものであり、これ等兩製品を比較してテル=式爐の製品が只に燐、硫黃等の含有量少い丈では無くこれを使用して製品を造るときに歩留りも亦よいのであります。

猶 B 工場の傾注式新式平爐の製品と比較すれば次の通りであります。

爐	鋼番	C	Si	Mn	P	S	Cu
B式 工場 傾注 爐	1	0.16	0.028	0.43	0.007	0.029	0.006
	2	0.16	0.022	0.35	0.008	0.024	0.008
	3	0.13	0.012	0.47	0.008	0.028	0.010
	4	0.18	0.015	0.39	0.008	0.028	0.014
	5	0.10	0.007	0.35	0.009	0.030	0.009

傾注式爐では熔滓が更改せられるから燐の除去は容易でありますが熔鋼並に熔滓を還元状態に保ち難いから硫黃の除去はテル=式に及ばないのであります。

猶全く同一程度の原料を用いた場合の電氣爐鋼と比較すれば次の通りであります。

爐	鋼番	C	Si	Mn	P	S	Cu
弧光 電氣 爐	1	0.15	0.07	0.31	0.011	0.010	0.12
	2	0.15	0.05	0.41	0.015	0.012	0.09
	3	0.18	0.07	0.45	0.012	0.012	0.11
	4	0.13	0.06	0.35	0.011	0.011	0.11
	5	0.17	0.04	0.40	0.020	0.014	0.13

この成績によれば同一程度の原料を使用した場合にはテル=式平爐は電氣爐に比し硫黃の除去が心持ち劣り、燐の除去が少しく優つてあると言へます。この事實からテル=式平爐は酸化期の酸化度は電氣爐に少しく優り還元期の還元度が心持ち劣ると言ふことが出来るかと思ひます。尤も作業方法によつては全く同一程度にすることも可能であることは勿論であります。鎮靜鋼の熔解、高炭素鋼の熔解、合金鋼の熔解に於ても有害不純物の除去に關しては同様のことが言はれ、其他の主要成分に關しては Ni, Cr 等の含有量 5% 以下位の普通の低合金鋼に關する限り弧光電氣爐と同一程度にすることが容易であります。

テル=式鹽基性平爐の製品と鹽基性弧光爐の製品とが同一性質をもつことは理論的にも容易に考へられる所であります。即ち電氣爐操業の特色は

- (i) 熔鋼温度の調節が容易で高温が得られること
- (ii) 酸化、還元の調節自由なること
- (iii) 熔滓の更改容易なること

等は主なるものと考へますがこれ等の特色は其儘テル=式平爐の特色であり加熱方法、酸化還元の調節の手段が多少異なるに過ぎないのであります。即ち一方は電弧熱によつて加熱するに對し他はガスの燃焼熱を以てし、一方は鐵鑛石、フェロアロイ及びコークスの燃焼による CO ガスに

よつて調節するに對し他は鐵鑛石、フェロアロイ及び發生爐ガスによつて調節する點丈が異なるに過ぎない。従つて若し其間何等かの差異が考へられるとすれば熔鋼中の水素含有量が相違せぬかと思はれる點位のものかと考へます。

然るに熔鋼中の含有ガス特に水素は御承知のやうに熔落ち迄の間に殆ど飽和状態に迄達し精練中鑛石投入によつて著しく減少し、而して其後精練の経過と共に漸次増加の傾向にあるやうに思ひますが私共の實驗によれば低炭素鎮靜鋼の精練に於ては熔鋼中の水素含有量は

電氣爐	テル=爐	
酸化期末期	0.00032~0.00048	0.00035 (%)
還元期出鋼前	0.00045	0.00039~0.00059

程度でテル=式平爐も電氣爐も大差がないのであります。

この事は又テル=式操業と電氣爐操業の熔滓成分が殆ど同一にすることが出来ることから考へられる所でありませす。熔滓成分は色々に變化せしめられますが一例を示せば次の通りであります。

	CuO	SiO <sub>2</sub>	MnO	FeO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	MgO	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	S	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
電氣爐 酸化期	31.90	22.65	5.48	14.80	3.88	11.96	0.15	0.141	2.25
" "	24.45	25.90	7.66	20.31	6.34	4.46	0.62	0.123	1.50
テル= " "	41.27	20.85	9.31	8.12	1.46	9.14	2.16	0.190	4.66
電氣爐 還元期	41.97	23.30	0.66	1.59	0.49	27.55	0.18	0.409	2.80
" "	36.09	32.05	0.28	0.87	0.97	25.09	0.12	0.300	3.24
テル= " "	46.58	25.55	7.66	8.71	3.24	11.75	2.36	0.274	4.47

尙これは當然の話ではありますが非金屬介在物の量等も電氣爐の場合とテル=式平爐の場合は大差が無いのであります。出鋼直前の熔鋼につき一例を示せば次の通りであります。

	T.R.	SiO <sub>2</sub>	FeO	MnO	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> %
電氣爐	0.0079	0.0009	0.0002	0.0003	0.0065
" "	0.0027	0.0038	0.0004	0.0001	0.0012
テル=爐	0.0059	0.0026	0.0002	tr.	0.0031
" "	0.0109	0.0017	tr.	0.0003	0.0089

これを要するに電氣爐鋼とテル=式平爐鋼の間には本質的に著しき差なくテル=式爐は精練がより確實に出来るやうな感があり製鋼費が低廉なる利點がある譯であります。

最後に問題の酸性平爐とテル=式鹽基性平爐の比較であります。皆様御承知のやうに獨り我國丈ではなく酸性平爐の本場である英國等に於ても次第に良質の鐵鑛並にコークス等が減少して來てゐる爲に酸性操業用原料の入手難を來してゐる有様であります。従つて世界各國とも酸性平爐では屑鐵は鹽基性平爐で洗つたものを用ひ、これと炭素とで精練を行はねばならぬ時代が到達しつつあるやうに思はれるのであります。かくの如き不便、不經濟を忍びながら猶

且酸性平爐操業は續けなければならぬものでありませうか。

私は鹽基性平爐の構造の研究及び操業法の進歩に依つて鋼質の點で酸性平爐鋼に劣らぬものが鹽基性平爐で出来ると確信するものであります。現に炭素鋼に於ては化學成分の同一な酸性平爐鋼と鹽基性平爐鋼を比較して兩者に本質的な著しき性質の差を認めることは出来ないであります。

又我々の經驗によれば

C	Si	Mn	P	S	Ni	Cr	Mn(%)
0.3~0.4	<0.30	0.3~0.7	<0.035	<0.035	2.5~3.5	0.4~0.9	0.2~0.6

程度の合金鋼に於ても酸性平爐鋼と鹽基性電氣爐鋼との間に化學成分の等しき限りその本質的性質に著しき差を認めることは出来なかつたのであります。而して電氣爐鋼とテル＝式鹽基性平爐鋼の間に著しき差を認め難きことを想起するならば酸性平爐鋼とテル＝式鹽基性平爐鋼の間にも著しき差がないと断定し得るのではあるまいか。

然らば次に問題となるのは指定成分の鋼を造る場合の造り易さであります。酸性平爐に於ては40~50 噸程度の爐で一熔解 10~13h 程度を費してゐる點から見ても解るやうに爐内化學變化が劇しくないので所定成分の鋼を得ることは比較的容易であるに對しテル＝式鹽基性平爐では冷銑を使用しても一熔解 5h30mn~7h00mn 程度であるから化學變化は劇しい。従つて一見化學成分を合はせること困難であるかの如く想像されるのであるが各種測定器の研究が出来てゐるので實際は何等困難なく特にテル＝式爐に於ては爐自體の構造上の特色から爐内化學變化を或る程度抑制し得ること既に述べた通りであります。即ちテル＝式鹽基性平爐を用ひ、テル＝式操業法を行ふならば立派に酸性平爐鋼と同様のものが同様の確實さ容易さを以て而も原料の高級なるものを用ひず、燐、硫黄等の遙かに少い良質のものが得られると確信するのであります。

世間には合金鋼を造る場合に酸性平爐よりも鹽基性平爐の方が白點が出易いと言ふ人があるとの話であります。それは果して實驗から得られた結論であらうか。私はかくの如き結論が出せる迄に少くとも我國では鹽基性平爐による合金鋼の製鋼が研究せられてゐないのではないかと思ひます。

鹽基性電氣爐鋼が酸性平爐鋼よりも白點が出易いと言ふ人もあるやうであります。私の經驗によりますと我國でも相當有名な C 製鋼所、D 製鋼所製の酸性平爐鋼で上に掲げ

た如き成分のニツケルクロムモリブデン鋼には盛んに白點が出たのに對し E 工場製の同様な成分の鹽基性電氣爐鋼には全然白點が現はれなかつた。私は白點の原因を研究したことは無いのではありますがかやうのことを想起して操業法が酸性、鹽基性である爲に白點の出現に差があるのではない、操業法の良否により酸性爐でも鹽基爐でも或は白點がなく或は白點が出るのであらうと思ふ。

即ち鹽基性平爐鋼で充分酸性平爐鋼の代用が出来ると迄に現代の平爐構造の研究が進みその操業法が進歩して來た。而してその進歩せる代表的のものとして、而も最も便利なものとしてテル＝式平爐とテル＝式操業法を擧げたいと考へるものであります。

最後に現在は資材不足の時代ではあるが良質の製鋼原料の入手は益々困難となりつゝありますが故に、一日も早くこのテル＝式平爐とテル＝式操業を研究せられて酸性平爐に置き換へるやうに致し度い。又資材不足が緩和するに至つたならば一般市場品を造る製鋼工場の従來の舊式平爐をテル＝式平爐で置き換へることも優良品廉價製造に好都合かと考へるものであります。

甚だ雜駁なことを申し上げましたがこれでテル＝式平爐に關する私の御報告を終ります。長時間の御清聽を感謝致します。

### 質 問 應 答

問 仕上の鋼滓の例があれば、ちよつと御話願ひます。

答 只今手許に書いたものを持つて來て居りませんが造るものによつて必ずしも同一でありませんが大體電氣爐の鋼滓と似たものだと御承知下さい。

問 いま御話を伺つて居りますれば、テル＝式爐の一つの特徴は、熱の調節が自由であると云ふやうに拜聽しました。空氣の方は加減して居られるやうに伺ひましたが、ガスの方は、最初と終りまで必要に應じて矢張り量を加減して居られますか。

答 加減は出来るやうになつて居りますが、減多に加減しません。ガス量を制限すれば焰が湯面を離れることになり經濟的にも鋼質上からも面白くない結果になります。

問 主に空氣の方でありますか。

答 さうです。

問 さうすると熱が上つて來ると、終ひの方は噴出口が傷むと云ふので、先程の圖面で伺ひますと、其處へ冷い空氣を吹き付けて居られる譯ですか。



答 廢棄ガスを冷して吹き付けるのです。空氣ではありません。空氣を吹き付けますと次に變更した際に格子の中に空氣が入つて居りますから、ガスが中に入つて爆發します。

問 冷ましたものですか。

答 冷ました廢棄ガスを吹き付けるのです。

問 煙突へ持つて行きますか。

答 煙突のちよつと手前の所から取ります。

問 燐や硫黄が非常に少いのは、大部分鋼滓を掻き出されると云ふことに原因があるのでありまして、爐から行きますと März 式と大して變りがないのではないかと、御講演で聞きましたが、如何ですか。

答 還元と酸化が自由になると、鋼滓を掻き出せるのと其の2つだらうと思ひます。酸化にならないと、幾ら鋼滓を掻いても燐が取れない。還元にならないと硫黄が取れないのです。

問 それは März 式でも或る程度加減できるのではないかと思ひます。只今の御話ではハツキリした區別が分らないのですが——。

答 März 式でも私の方で取つて居る程容易に燐、硫黄がとれますか。

問 鋼滓を出しますと、或る程度とれます。

答 実績がございますか。

問 それは從來やつて居りますことで、一、二度しかありませんが——。

答 鋼滓は掻き出せるやうになつて居りますか。

問 鋼滓は特別の装置をしまして、前に出します。残りますから、只今の御話の程度に取れないかも知れませんが——。

答 ノロ箱を前に置いてやるのですね。さう云ふ所が初めから計畫的にやらないで、後から間に合せ的にやつたのでは中々巧く行かぬだらうと思ひます。

問 さうすると其の邊は假りに3つなら3つの戸の所に計畫的に鋼滓のタップを造られたのですか。

答 初めから真中の戸の下からノロが出せるやうに造つてあります。

問 温度が大分上るやうなお話ですが、平均どの位上りますか。

答 平爐で温度を測るのは何の位置の處をどうやつて測つたら宜いのか、ちよつと六ヶ敷いのですが——。

問 大體眼で見たところで、どの位の見當ですか。

答 眼で見たのだと、Friedrich 式爐のとは非常に違ひ

ます。

問 非常に違ふとすると、耐火物が問題になります。非常に良い耐火物を使はないと、その爐を造れないことになりますね。

答 私の方では普通の耐火物を使つて居りますが、先程申上げたやうに温度の上るのは湯面に於ての話でありまして、天井の温度が上ると云ふのではないのであります。ですからさう非常に良い耐火物を使ふ必要はなからうと思ひます。尤も耐火物が良ければ無論宜いのです。

問 今のテルニ式の噴出口の形は、私も10年ほど前に雑誌で見ただけでちよつとやつて見たことがあります。今のやうに廢棄ガスを吹き付けるとか、送風機で空氣を送ると云ふことまでやつたのでなく、唯噴出口の形だけやつて見たのでありますが、今のお話で成程あれの良い所もあると思ひますが、送風機で吹き付けて、装入物の上に空氣を角度を急角度に下すと云ふことでありますが、さう急角度に装入物の山に吹き當てたならば、前後壁に吹き散らかつて、天井などは命數が非常に短かいと思ひますが、どうですか。

答 案外やられません。それには引きの良いことが必要です。テルニ爐では引きがよくしてあります。

問 其の時に何か分析でもせられて、廢棄ガスの空氣の過剰はどの位になつて居りますか。

答 それは精鍊の各時期に依つて違ふのです。

問 熱の一番上る時分です。

答 熱の一番上る時分は、空氣が過剰になつて居ります。測つて居りますが、其のデータを今日持つて來て居りませんが、還元性になると、CO が少し残ります。是は併しCO を残すのは宜いのではない、残さない方が宜いのであります。其處の調節が中々難かしいものでありますから、まだ充分に其處まで行つてない譯であります。

問 テルニに酸性の平爐はありませんか。

答 あります。

問 それでは何を造つて居りますか。

答 同じやうなものを造つて居ります。

問 砲身鋼は酸性ですか。

答 砲身鋼も向ふでは鹽基性爐でやれると言つて居りますが、本當は何でやつて居るか知りません。鹽基性爐で結構やれると言つて居ります。

問 テルニ爐でフェロアロイの損失は矢張り電氣爐の程度でございますか。

答 略と同じ位であります。(完)