

# 翻譯

## 平 爐 の 理 論 的 建 設<sup>1)</sup> (I)

Luigi Bruno

桶 谷 繁 雄<sup>2)</sup> 譯

今日平爐を建設する場合、我々の知る限りに於ては、爐の各部分の計算は全く實驗的なものであつて、操業結果の良く知られてゐる既存の爐に其の基礎を置いてゐる。即ち其の爐部分の或る比をそのまま用ひたり、或は適當に變更して新しい爐に其の特性を移してゐる。古く建設された爐に於ては特に著しいが、一般に設計者の主觀が大きな位置を占めてゐるので、同じ容量の爐が異なる特性を持ち、而かもそれは是認し難い場合さへあるのである。近年平爐の建設が著しく發達し、或る因子は正確に定められ、且一般に採用されてゐる。計算の基礎を確定するには未だ不充分ではあるが、主として燃焼技術と熱傳導に基礎を置く理論的研究が或る現象の進行を決定し、建設者の進むべき道を示すに役立てゐる。それにも拘らず建設者は尙主觀にとらはれるのである。

平爐の研究を理論化する爲に、我々は爐の大きさには無關係な比を探究した。即ち先づ“常數”を定めた。或る爐に就て此の常數が定まれば、其の値は操業條件の同一な他の爐にも適用する事が出来る。斯くして操業状態の良好な爐に於て得た種々の常數の値から出發して、平爐各部分の最良の特性を定め得るのである。後に述べる如く爐の寸法は調和のとれた統一をなす様に研究されねばならぬ。即ち爐の各部分は之を別々に研究すべきではないのである。此の常數の値は容量の種々異なる一組の爐にそれを適用することが出来る様に選擇決定される。その場合其等各爐の寸法は或る理論的な法則に従て例外無く定められる。

本研究に於て確立された爐部分の設計に關する公式は操業の條件に一部分依存し一部分獨立な常數を含んでゐる。例へば爐の1時間の生産は冷銑の代りに熔銑を用ひれば變るであらうし、又發生爐ガスの代りに熱量の豊富なガスを用ひても變るであらう。故に先づ操業の條件を確定せねばならぬ、それは或る要素を確定する爲に不可缺であるのみならず、異なる操業條件に直面した場合に計算の所與を一層好都合に修正することが出来るからである。

操業の條件を一定にする爲に我々は鹽基性平爐の普通の型のものに據ることとする。燃料は揮發物質約 30%、平均灰分 10% 以下の優良な石炭から製造した發生爐ガスである。此の石炭は廻轉火床を有する發生爐に依り 1m<sup>3</sup> につき約 1,400 cal の熱量を有するガスを供給することが出来る。用ひられた操業の様式は屑鋼法であつて、冷銑を全裝入物の 12~30% 含んでゐる。屑鋼は削屑、薄板等薄物を 20~35% 含んだ市販のものである。我々が據た此等の爐の各

種の生産物は大體次の如く分けられる。

丸鋼及プロファイル鋼用普通軟鋼	5%
線材用軟鋼	35%
帶鋼及薄板用鋼	40%
炭素硬鋼或は高級鋼	20%

しかし適當な屑鋼を用ひ、又後に述べる如き方法で設計した爐を以てすれば、高級鋼の 100 分率を更に多くしても、不變な製産を得る事が出来る。小型及中型鑄塊の製造に於て、湯道、湯口等としての損失は 3% である。これに約 5% の燃焼に依る損失を加へて、歩留 92% と見積ることが出来る。

### 熔 解 室

今次の如く符號を定める。

T,	(t),	爐の 24 時間の生産量
S,	(m <sup>2</sup> ),	爐床面積。
h,	(m),	湯の最大深度。
k × h,	(m),	湯の平均深度。
P,	(t),	爐の容量即ち金屬裝入物の全重量。
t = T/S,		爐床 1m <sup>2</sup> に對する 24 時間の生産。
p = P/S,		爐床 1m <sup>2</sup> に對する容量。
τ,	(h),	出鋼から出鋼までの平均操業時間。
n = 24/τ,		1 日の出鋼回数。
V,	(m <sup>3</sup> ),	湯の全容積。
c <sub>1</sub> , c <sub>2</sub> , c <sub>3</sub>		常數。

熔融鋼 1m<sup>3</sup> の重量……………6.90t

熔融鋼滓 1m<sup>3</sup> の重量……………1.92t

裝入物 1t につき湯中に、

鋼 1,000kg ……………=0.145m<sup>3</sup>

鋼滓 100kg ……………=0.052m<sup>3</sup>。

裝入物 1t についての湯の容積 ……=0.197m<sup>3</sup>

此等の値から第一の關係が導き出される。即ち V=0.197P,

V=S×h×k であるから、

$$0.197P = Shk \dots\dots\dots (1)$$

と書くことが出来る。

上述の要素の中、係數 k 以外のものは説明を要しないであらう。k は湯の平均深度を出鋼口附近の最大深度の函數として、或は其の逆に、決定する爲に導入したものである。

V=Shk であるから k=V/Sh である。故に k は湯の有効容積と湯の總ての點に於ける深さが最大深度 h に等しいと假定した時

<sup>1)</sup> La construction rationnelle des fours Martin-Siemens. Revue de Métallurgie, 35 (1938) 52, 131.

<sup>2)</sup> 東京帝國大學工學部冶金學教室。

の假設的容積との比を表はす、 $k$  の價は爐床の形の函數である。後に述べる如く  $k$  は極めて重要な意味を有するのである。その價は  $1 \sim 1/3$  の間で變化するのであるが、實際問題としては其の兩極限に達することはない。第1の場合は角柱形の湯を表はしてゐる。即ち水平な底と垂直な側壁を持た深さ一定のものである。第二の場合は角錐形又は圓錐形を倒にした不規則な形の湯に相當する。湯の表面が錐形の底面に當り、出鋼口の元が其の頂點に當てゐる。實際此の場合に於ては容積は底面と高さの  $1/3$  との積に依て與へられる。實際には此の係數の價は  $0.88 \sim 0.41$  の間で變る。此の限界は次に述べる如く尙適當でないで、更に制限されなければならない。

現存の爐に依り、次の公式から  $k$  は直ちに決定される。

$$k = \frac{0.197 P}{hS}$$

豫め決定された  $k, h, S$  の價から、總ての斷面に於ける爐床の正確な圖を作ることは困難である。然し實際には問題は至極簡單なのである。其の考へ方を明かにする爲に、今  $k$  を決定することが出来る實際の場合に就て、爐床の建設に關する二三の細目を述べて見よう。

爐の各部分特に  $S, k$  從て  $h$  は既に計算し、又煉瓦工事も既に終つたと假定しよう、其處には未だライニングの出來てゐない熔解室があるわけである。其の熔解室の裝入口の敷居を通る水平面は湯の表面を構成する。其の表面と出鋼口の底との間の距離は深さ  $h$  に相當する。又此の出鋼口から爐床の煉瓦までの垂直距離はドロマイトの床の最小の厚さを與へる。爐床はタールを混じたドロマイトを撞き固めて造られると假定する。斯かる爐床が結果が一番良いのであるが今は如何なる様式で建設するとしても差支へ無いのである。

先づタールを混じたドロマイトを水平な層に撞き固める。更に次の層を造るに當て爐の前方及兩端に向つて適當な勾配を與へる。爐の壁に對して次第に勾配を増して行き遂にそれと接合する。次に壁のライニングを行へば湯の表面は角の丸い矩形になる。我々が爐床面積  $S$  として一般に採用してゐるものは正しく此の矩形の二邊の寸法の乘積である。それは實際には爐床の水平の投影であるが、しかし總ての計算には此の慣例の寸法の方が便利であり有用なのである。

斯くの如き設計を以てすれば、平凡な經驗者でさへ、爐床の容量を其の有効能力と可成良く一致させることが出来る。湯の表面が要求された平面と一致しない場合には、操業の途中に於て、總ての製鋼工場で知られてゐる方法で寸法を變更することに依て、爐床の斷面を訂正することが出来る。將來次々の修繕の仕事を容易にする爲に、爐床の各點に於ける深さを、例へば爐體の縦の軸或ひは裝入口の軸に沿つて、圖に現はして置くのが良い。

係數  $k$  が重要であるのは他の總ての條件が同一である場合、 $k$  の値が生産された鋼の性質に影響を及ぼすからである。未だ正確な數字的關係は確立されてゐないが、生産された鋼の見地から、湯の形と深さが持つ重要性を一般に注意しなければならぬ。我々は次に  $k$  の値を決定する一例を擧げて見よう。

操業の特性も熔解室の寸法も同一な二つの爐がある。しかしそれは異なる  $k$  の値を持てゐる。第1のものでは  $k=0.73$  であり、第2のものでは  $k=0.61$  である。此の二つの爐に於て、同じ鋼を全く同一の精煉方法で製造する。生産された鋼は化學的及機械的性質が殆んど同じであつて、全く同一鋼種と見て差支へない。しかし爐の多くの期間の生産を檢査して見ると、總ての場合に於て、第2

の爐で出來た鋼は第1の爐で製造されたものよりも満足な結果を與へてゐると云ふことが解る。

冷間加工中に起る缺陷以外に、此等の鋼の間に質的な差異を認めることは出來ない。其の缺陷は系統的な化學的、物理的及金屬學的試験に依て其の性質と原因が明かにされた、一般に第1の爐の鋼は或る程度の纖維性を示し、第2の爐の鋼よりも多くの金屬包含物を有してゐる。從て第1の爐の鋼を以て加工された生産物に於ては多くの廢品が出るのである。

それ故に第1の爐の如き状態にある爐に於ては、容量と爐床面積、從て湯の平均深度を變更することなく、係數  $k$  を  $0.73$  から  $0.61$  に減らせる様に、湯の最大深度を増すのが適當であると云ふ事になる。即ち  $h$  と  $k$  を反對方向に變化させ、而かも  $h \times k$  は變化させないのである。此の2つの爐の生産高は實際上は同一である。然し  $k=0.73$  の爐の方が大きな操業の弾性を有して居り  $1 \text{ hr}$  の生産を更に高くすることも出来る。 $k$  を減ずれば操業は第2の爐に於ける如くもつと一樣になるであらう。脱炭の早きは更に限られた範圍の中で變り、鋼の最後の化學的成分に達する事が容易になるであらう。一方出鋼の爲に必要な温度に達するのに更に長い時間がかかる。しかしこれは却て有利な事であつて決して不便な事ではない。何故ならば斯くして、製品の性質に不利となる金屬の過熱と短か過ぎる精煉時間を避ける事が出来るからである。高い  $k$  の値は普通の品質の鋼を製造する爐に對してのみ用ひ得るのである。現今の市場の傾向は益々優良な製品へと向てゐる。故に爐の建設の計畫に於てもそれを考慮に入れる必要がある。要するに、“爐の容量”と“爐の壽命”と云ふ因子の他に“製品の性質”と云ふ因子を考へなければならないのである。比  $P/S$  を定めた時、製品の性質は  $k$  の値に依て影響される。しかし多くの場合それだけでは最早充分ではない。他の要素から完全に獨立した比は爐床面積と最大深度との比である。對應した比を得る爲に、それは  $\sqrt{S/h}$  の形に表はさなければならぬ。これは直觀的に作たもので、その正確な證明は後に述べることとする(公式(3)(4)(5))。此の比の數値は現存の爐の研究に依て定められる。その結果次の如き結論が導き出された。勿論それは同じ條件の下になされる製造に對してのみ、有效なものである。

$\sqrt{S/h}=12.5$  とすれば、非常に平坦で廣い爐床の爐となる。鋼の性質は不良。

$\sqrt{S/h}=11.5$  とすれば、普通軟鋼を製造することが出来る。

$\sqrt{S/h}=10.85$  とすれば、先に引用した第1の爐の場合である。即ち如何なる型の鋼も製造出来る、しかし若しも高級鋼の製造を目的とする場合には一樣な性質を保つことは出來ぬ。

$\sqrt{S/h}=8.7$  とすれば、前述の第2の爐の場合になる。その操業は非常に良好である。

此の最後の値を以てすれば、品質の最良の保證付きで如何なる型の鋼をも製造する事が出来る。次の如き條件、即ち比較的短い操業時間(出鋼から出鋼までの全操業時間  $5 \text{ h } 45 \text{ min} \sim 6 \text{ h } 15 \text{ min}$  で  $1 \text{ t}$  の出鋼)と  $150 \text{ kg}$  の鋼塊に鑄込むと云ふ條件の下に此の爐で造た炭素鋼は、分塊ロールを通過した高級鋼と比較することが出来る。鋼索用高張力鋼線の製造に於て全く同等の結果を示すことが出来る。

勿論同一の物理的性質を有する鋼を異なる比の爐で造ることは出来る。しかし高い比を有する爐に於ては、低い比を有する爐に比して、より大なる注意と經費を拂はねばならぬ。而かも生産された鋼は最

後の結果に關して同一の確實性を示さないのである。

87 より低い價は餘りに小さ過ぎる。何故ならばこれは 1h の生産に影響すると共に、小に過ぎる熔解室の中に裝入された屑鋼が起す非常な混雜の爲に爐の壽命に影響を及ぼすからである。加之、金屬の湯と鋼滓との間の反應が甚しく緩慢である爲に、精煉は妨げられ、生産物の品質は低減されるのである。

x x x

熔解室の他の寸法と特性を決定する爲に、爐床 1m<sup>2</sup> に対する容量 p=P/S と、爐床 1m<sup>2</sup> に対する 1 日の生産 t=T/S とを知る必要がある。此等の比は出鋼から出鋼までの時間 τ 或ひは 1 日の出鋼回数 n を介して、互に關係を持てる。

つまり T, P, S, τ (或は n) を互ひに結びつける爲には、一連の關係が必要なのである。

第一の關係(1)は既にこれを示した。第二の關係は爐に入れた裝入物に対する歩留を知れば求めることが出来る。即ち既に述べた如く、平均の燃焼損失 5% と切棄に依る 3% の損失を認めるならば次の關係が成立する。

T=0.92Pn.....(2)

操業状態の良好な現存の爐に於ける既知數を基として新しい爐の設計をする場合に、比 P/S 及 T/S を一定にした儘計算を行ふ場合が往々にしてある。此の方法は唯容量が制限された範圍内で變化する時のみ採用して良いのである。次に我々は斯かる方法をとつた場合に如何なる結果を生ずるかを検べよう。

出發の基礎として次の如き現存の爐をとる事とする。即ち平均容量 50t, 爐床面積 27.3m<sup>2</sup>, 1 日の平均生産 183t の爐である。然る時は、

P/S=1.84, T/S=67

となる。

1 日の出鋼回数は、1 回の操業時間を平均 6hrs として、大體 T/(P×0.92)=4 に依て與へられる。

今若し前に述べた如く、爐の容量が變ても、P/S と T/S を一定に保つとすれば、如何なる爐も一日の出鋼回数が同じにならなければならぬと云ふ結果になる。實際、公式 T/(P×0.92)=n に於て分子と分母を S にて割れば、t/(p×0.92)を得るが、それは一定な比となる。加之、公式(1)に依て同じ平均深度 h×k=P×0.197/S を得、更に k=常數とすれば同じ最大深度を持つこととなり、爐床面積と 1 日の生産は爐の能力に直接比例することになるのである。故にこれは容量の變化が少い時のみ適するのである。例へば 50t の爐に於ける既知量 40t の爐の建設に實際役立つ充分な操業結果を與へるのであるが、決して最良とは云へないのである。より大なる容量に對しては、想像も出來ぬ程の一日の生産と深過ぎる湯を豫想することになるであらうし、又より小なる容量に對しては、爐床 1m<sup>2</sup> 當りの裝入物は大き過ぎ、湯は甚しく深いものとなるであらう。而してこれは出發點となつた爐の容量から遠ざかるに從て顯著となるのである。

特に、小さい爐に於ては大きい爐に比して、爐床面積と湯の深さとの比が小さいと云ふ結果になる。從て生産された鋼の品質に關して、良い條件の下にある場合には、操業の彈性、熔解室中の裝入物の混雜、從て爐の壽命、生産高等の見地からは、反對に悪い條件の下にあるのである。此の事から、小さい爐は高級鋼の生産に適し、大きい爐は普通の鋼の多量生産に適すると云ふ通念を是認する事が出来る、然るに理論的の計算に依れば、小さい爐に於ては操作はよ

り容易ではあるが、總ての爐は同じ品質の鋼を生産し得るのである。

多くの爐を同じ條件にする爲には、設計及湯の寸法は相似の法則に従はねばならぬ。即ち爐床面積 S, S<sub>1</sub> と湯の最大深度 h, h<sub>1</sub>..... は容量 P, P<sub>1</sub> と次の如く關係してゐなければならないのである。

sqrt(S1)/sqrt(S) = cube root(P1/P), h1/h = cube root(P1/P)

故に, sqrt(S1)/cube root(P1) = sqrt(S)/cube root(P) = a = 常數.....(3)

cube root(h1/P1) = cube root(h/P) = b = 常數.....(4)

(3)を(4)で割て, sqrt(S)/cube root(P) × cube root(P)/h = a/b

簡單にして, sqrt(S)/h = a/b = 常數

此處に再び“製品の品質の因子”が出て來る。その色々な價を擧げて 87 が最良であると云ふことは前に述べた。斯くして如何なる型の爐にも適する最初の常數を得たのである。

sqrt(S)/h = c1, c1=87.....(5)

c1 は“製品の品質の常數”と呼ぶ事が出来る。

計算の中に爐の容量を導入する爲に、(5)式中の h に公式(1) h=0.197P/Sk から決定されるその價を代入することが出来る。然る時は sqrt(S)Sk/0.197P=87 となり、更に sqrt(S<sup>3</sup>/P)=87×0.197/k となる。これの立方根を求めれば、sqrt(S<sup>3</sup>/P)=1.198<sup>3</sup>sqrt(k)=a=常數(式(3)と比較して)。故に、

S = 1.44 / cube root(k^2) × cube root(P^2), a^2 = 1.44 / cube root(k^2)

此の關係に依れば、k が一定なる時、面積 S を P の函數として計算することが出来る。これは前にも述べた如く、如何なる容量に對しても、“製品の品質の因子” sqrt(S)/h、即ち常數 c1 を一定に保つた儘、或る定つた限界の間で爐床面積を選ぶことが出来ること云ふ事を意味する。常數 a<sup>2</sup> は單なる數であつて、これを c2 と置けば、

S = c2 × cube root(P^2).....(6)

を得る。

此の式は熔解室の最も重要な特性を表はす。常數 c2 は

c2 = S<sup>3</sup>/P<sup>2</sup>

で與へられる。

我々はこれを“單位面積の裝入量の常數”と呼ぶ。而してこれは容量に對する爐床面積、或ひは同じ事であるが爐床 1m<sup>2</sup> に對する裝入物の重量を決定するに役立つのである。此の比は單位面積の容量の比即ち P/S 或ひはその逆數と區別しなければならぬ。後者は相似の爐に於ても其の大きさが變れば變化するのである。

c2 の價は現存の爐に於て 1.78 から 3 まで變化する。今爐を c2 の價が 2, 2.5, 3 である様な 3 つの種類に分つとすれば次の如くなる。

S = 2<sup>3</sup> × cube root(P^2), 單位面積の裝入量が大きなる爐。

S = 2.5<sup>3</sup> × cube root(P^2), 單位面積の裝入量が中位なる爐。

S = 3<sup>3</sup> × cube root(P^2), 單位面積の裝入量が小なる爐。

製品の品質の係數を c1=87, なる如く一定に保てば、k の價は次の式に從て夫々 0.61, 0.44, 0.33 となる。

c2 = 1.44<sup>3</sup> / cube root(k^2), k = 1.73 / cube root(c2^3)

c2 に與へる價の決定的な選擇は、實際的な考へ例へば裝入する屑

鋼の型等に依て決定される。しかし最も重要で他の總てのものより上位にある因子は爐の熔解能力である。有力なそして又總ての點で良く工夫された爐に於ては、小さい爐床從て小さい熔解室に依る場合でさへ多量の屑鋼を装入する事が出来る。斯かる爐の中では装入物は速かに熔けて、次の装入と燃焼の自由な進行の爲の場所を作るのである。

現在では爐床の寸法は中位の装入量の爐の方に進んでゐる。最近の發表の中には寧ろ小なる装入量と思はれるものを、適當な値として報告してゐるものさへある。しかしこれは絶対に排すべきである。斯かる爐の存在は、燃焼技術が遅れてゐた時代、そして熔解が辛うじてなされてゐた時代には是認されたのであるが、今日は最早や斯かる時代ではない。斯くして定められた爐床の面積を以てしては、面積と湯の最大深度との間の満足な比を得る事は出来ない。何故ならば既に述べた  $k$  の最良の値  $k=0.33$  はそれでは實際に得られぬからである。それ故により浅い湯で我慢する必要があり、その不利を償ひ、品質の低下を防ぐ爲には深い湯の場合よりも一層ゆつくり精煉しなければならぬ。湯と鋼滓との間及鋼滓とその上のガス圏との間の接觸面が大きく、精煉の時間が長ければ、銹蝕或は他の加炭物のパーセンテージを上げる必要がある。此の場合優秀なる製品を得る爲の湯の最良の働きは殆んど望み得ない。何故ならば反應の強さが餘りに大きく、存在する相の間に平衡が保たれず、金屬は過度に酸化されるからである。

市販の普通の屑鋼を用ひて（一時に大量の細かい屑鋼を用ひる時にはブリケットの形に壓縮して）、又次に明かにする如き好都合なる條件を以てすれば、完全に固形のみを装入物と；熱量の豊富でないガスを用ひても、大なる熔解速度を得る事が出来、又大なる單位面積の装入量を有する爐を採用することが出来る。其の場合の計算は次の公式に依る。

$$S = 2^3 \sqrt{P^4} \dots \dots \dots (7)$$

斯かる爐床の寸法を持たぬ爐は、5年以來操業状態が非常に良好であつた。更に多い装入は、其の増加が10%を越さない場合にのみ適當である。然し必要に応じて持たせるべき餘裕は、計算の中ではこれを考慮に入れられない方がよい。

斯かる寸法の熔解室では耐火材料の消耗が増大し、爐の壽命を害すると云ふ非難が出るであらう。事實、時には此の様な事が起て来る。特に不良な品質の耐火材料を用ひた場合にさうである。しかし爐の壽命の見積りには、常に單位面積の装入量を考慮に入れなければならぬ。今爐床面積  $23.5 \text{ m}^2$ 、即ち  $P/S=1.7$  を有する  $40 \text{ t}$  の爐（大なる装入量の爐の場合で  $c_2=S^3/P^2=2$ ）を考へて見よう。此の爐に於て装入量を減じて中位の装入量の爐にしたとすれば、 $c_2=2.5$  となり装入量は  $29 \text{ t}$  になる。又小さい装入量の爐にしたとすれば、 $c_2=3$  となり装入量は  $22 \text{ t}$  になる。此の三つの場合に生産高に對して耐火材料の同一の消費をきたす爲には熔解室の壽命中に同一の全生産高を出さねばならぬことは明かである。何故ならば結局に於て、爐の壽命を立證する唯一の要素は全生産高であるからである。例へば、装入量の大なる爐に於て熔解室の壽命が400回の出鋼に堪へるとすれば、他の2つの場合に於ては夫々550及730回の出鋼を得なければならぬ。しかし此の比較はこれだけでは充分ではない。何故ならば、より少い時間で同じ生産を得れば工賃及一般の經費の減少と爐の他の部分の使用軽減とをきたすと云ふ事實を考へに入れなければならないからである。其の上單位面積の装入量の多い爐に於ては、容量に比して輻射面積が小さいから熱効率の良い

なるのである。要するに、出鋼の回数に依て爐の壽命を比較するのは、同じ容量と同じ單位面積の装入量を持たぬ爐の間でのみなし得ると云ふ事を記憶せねばならぬ。一般に熔解室の壽命中に於ける爐床  $1 \text{ m}^2$  當りの全生産が、爐を比較する場合の適當な項目である。此處でも亦此の與へられた量を常數の形に置く事が出来る。

若し  $N$  を熔解室の壽命中の出鋼回数とし、 $P_t$  をそれから出た全生産とすれば、比  $P_t/S$  は常數であると考へる事が出来る。

$P_t=0.92PN$  であるから、

$$N = \frac{P_t S}{0.92 P} \therefore \frac{P_t}{0.92} = N \frac{P}{S} = \text{常數}$$

これを次の如く表はすこととする。

$$c_3 = N \frac{P}{S}$$

$c_3$  は本當の常數としてよりも寧ろ指數として考へるべきものであるが、其の値は此處で考へてゐる如き爐に對しては平均して820である。爐頭の冷却を行はず、珪石煉瓦を用ひれば、 $c_3=920$  を得る。

此の事から、假令操業がより困難であり、職工のより大なる經驗を必要とするとしても、大なる装入量の爐の方に向ふのが適當であると云ふ結論になるのである。近代の爐の概念は、爐を煉瓦工場の製品としてではなく一つの機械として見る傾向があると云ふ事を忘れてはならぬ。（それ故に測定とか検査の設備に手ぬかりがあつてはならぬ）。今日まで爐の専門の建設者達は使用し得る耐火材料の耐火度が小なる爲、常に大なる困難に直面してゐた。この小なる耐火度の結果として、爐の容量と生産能率と壽命との間の妥協的な解決を何時も採用する必要があつた。此の見地からして工業は今將に新しい耐火材料を造らんとして居り、從て爐の建設も亦、より適した耐火材料が安價に得られる様になつた時には、新しく大きな一歩をふみ出すであらう。

第1表には公式(7)より得られる  $S$  及び以後順次述べる種々の寸法や比を記してあるのであるが、其等の値は單位面積の装入量が大なる場合の  $10 \sim 100 \text{ t}$  の爐に對するものである。其等の種々の數値は非常な正確さを以て出されたものであると云ふ事を今特に注意して置かう、これは値の變化に對して標準となり計算の基となるべきものであるからである。勿論此等の數値を實際に適用する場合には、適當にラウンド・ナンバーにして用ひてよいのである。

第2表には單位面積の装入量が中位の爐の特性を列記した。しかし此は普通の煉瓦を用ひ、經驗の少い職工を使用する場合、或は何等かの理由に依て燃焼が良好でない場合等にものみ採用すべきである。特に  $25 \text{ t}$  より少い容量を有する小さい爐に對しては、此等の數値或は2つの型の中間の數値を用ひてもよい。何故ならば斯かる場合には、後に述べる如く、寸法の決定と理論的な建設は非常に困難であり、從て又良好な燃焼と早い操業を得ることが出来ないからである。

一度爐床面積が決定されれば公式(5)  $h = \sqrt{S/87}$  に依り最大深度の値を計算することが出来る。

後掲の2つの表の中(第3行)に  $P/S$  なる比がある。其の値は爐の能力に依て變化する故、種々の爐の間の絶對的な比較の項目にはならないのである。次の行には其の逆數の値が示されてゐる。これは比較の爲に便利であり、又屢々専門的な論文の中に用ひられてゐるからである。

斯くして我々は容量  $P$  の函數として  $S$  と  $h$  の値を得た。次に爐の主要な特性を完結する爲に、 $T$  と  $n$  の値を決定しなければならぬ。公式(2)に依り、

第 1 表 單位面積の裝入量大なる爐の寸法及特性

爐の容量 (t)	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100
1 爐床面積 $S=2^3 \sqrt{P^2}$ ( $m^2$ )	9.30	12.15	14.73	19.30	23.40	27.10	30.65	34. —	37.10	40.20	43.10
2 湯の最大深度 $h=\sqrt{S/8.7}$ ( $k=0.61$ ) ( $m$ )	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 $1m^2$ 當りの容量 $P/S=p$ ( $t/m^2$ )	1.07	1.23	1.36	1.55	1.71	1.84	1.95	2.06	2.15	2.24	2.32
4 容量 $1t$ 對する爐床面積 $S/p=1/P$ ( $m^2/t$ )	0.93	0.81	0.74	0.64	0.58	0.54	0.51	0.49	0.46	0.45	0.43
5 $\tau_0=2.58 P/S$ ( $h$ )	2.77	3.17	3.50	4. —	4.41	4.75	5.05	5.32	5.57	5.78	5.99
6 同上 ( $h-min$ )	2.46	3.10	3.30	4. —	4.25	4.45	5.03	5.19	5.34	5.47	6. —
7 平均製鋼時間 $\tau=\tau_0+1.1h/4$ ( $h-min$ )	4.01	4.25	4.45	5.15	5.40	6. —	6.18	6.34	6.49	7.02	7.15
8 1日の平均出鋼回數 $n=24/\tau$	6. —	5.44	5.05	4.57	4.24	4. —	3.81	3.65	3.52	3.42	3.32
9 1日の生産高 $T=0.92 Pn$ ( $t$ )	55	75	93	126	156	184	210	235	260	283	305
10 1時間の生産高 ( $t$ )	2.19	3.12	3.88	5.25	6.5	7.67	8.73	9.79	10.82	11.80	12.70
11 $T/S$ ( $t/m^2$ )	5.92	6.17	6.31	6.53	6.66	6.80	6.85	6.91	7. —	7.04	7.07
12 湯の幅 $L/b=2.8$ なる時 ( $m$ )	2.11	2.37	2.58	2.91	3.17	3.39	3.59	3.76	3.91	4.07	4.19
13 湯の長さ $L/b=2.8$ なる時 ( $m$ )	4.40	5.12	5.72	6.62	7.39	8. —	8.55	9.05	9.50	9.87	10.25
14 熔解室の長さ $L=l+1.50$ ( $m$ )	5.90	6.62	7.22	8.12	8.89	9.50	10.05	10.55	11. —	11.37	11.75
15 湯から天井の中心までの高さ $H(m)$	1.79	1.88	1.92	1.93	1.94	1.94	1.94	1.95	1.96	1.97	1.98
16 熔解室の自由容積 $W=S.H.(m^3)$	16.77	22.8	28.2	37.2	45.5	52.5	59.5	66.3	73. —	79. —	85.3
17 自由容積 $1m^3$ 當りの容量 $1/W$ ( $t/m^3$ )	0.60	0.66	0.71	0.81	0.88	0.95	1.01	1.06	1.1	1.14	1.17
18 容量 $1t$ 對する自由容積 $W/P$ ( $m^3/t$ )	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 ガス送入口の傾斜 $\tan \alpha=2.4/L$	0.417	0.362	0.332	0.296	0.267	0.253	0.239	0.228	0.218	0.211	0.204
20 ガス送入口の傾斜 $\alpha$	22°30'	20°	18°30'	16°30'	15°	14°	13°30'	13°	12°30'	12°	11°30'
21 ガス-空氣間の角 $\gamma$	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°	20°
22 石炭の1時間の消費 ( $t$ )	0.57	0.74	0.88	1.12	1.34	1.53	1.71	1.86	2.02	2.15	2.28
23 噴出口に於けるガスの速度 ( $0^\circ C-760mm$ ) $v_g=L/1.45$ ( $m/sec$ )	4.07	4.57	4.98	5.60	6.13	6.55	6.94	7.27	7.59	7.65	8.10
24 ガス送入口の斷面積 $\Omega_g$ ( $m^2$ )	0.168	0.198	0.215	0.246	0.264	0.282	0.298	0.310	0.322	0.332	0.343
25 空氣噴出口の斷面積 $\Omega_a$ ( $m^2$ )	1. —	1.18	1.28	1.46	1.57	1.68	1.78	1.84	1.92	1.97	2.05
26 隔壁の最小厚さ $s=0.0428 L/\cos \beta$ ( $in$ )	0.34	0.37	0.40	0.43	0.46	0.49	0.52	0.54	0.56	0.57	0.59
27 爐頭の有效長さ ( $m$ )	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
蓄 熱 室											
28 煉瓦積一對 (ガス及空氣) の重量 $Q_t=C \cdot 45$ ( $t$ )	25.8	33.5	39.8	50.4	60.3	69. —	77. —	83.8	91. —	97. —	103. —
29 煉瓦積一對に依て占められる容積 $W_t$ ( $m^3$ )	41.2	53.41	63.5	80.3	96. —	110. —	123. —	133.5	145. —	154. —	164. —
30 容量 $1t$ 對する煉瓦積一對の容積 $W_t/P$ ( $m^3/t$ )	4.12	3.42	3.18	2.68	2.4	2.2	2.02	1.91	1.81	1.72	1.64
31 煉瓦積の平均の高さ $B=\sqrt[3]{W_t}$ ( $ft$ )	2.88	3.14	3.32	3.59	3.82	4. —	4.14	4.26	4.38	4.47	4.55
32 ガス室の水平斷面積 ( $m^2$ )	6. —	7.1	8.05	9.38	10.6	11.55	12.5	13.1	13.9	14.6	15.1
33 空氣室の水平斷面積 ( $m^2$ )	8.3	9.8	11.1	12.9	14.6	16. —	17.2	18.2	19.2	20. —	20.8
34 ガス室の通路の斷面積 ( $m^2$ )	2.52	2.98	3.38	3.94	4.46	4.85	5.26	5.52	5.85	6.15	6.35
35 空氣室の通路の斷面積 ( $m^2$ )	3.66	4.35	4.92	5.7	6.5	7.1	7.65	8.05	8.54	8.9	9.25
36 $0^\circ C-760mm$ のガスの煉瓦積中の速度 ( $m/sec$ )	0.274	0.3	0.317	0.357	0.38	0.38	0.392	0.407	0.417	0.420	0.434
37 $0^\circ C-760mm$ の空氣の煉瓦積中の速度 ( $m/sec$ )	0.32	0.35	0.37	0.41	0.42	0.44	0.46	0.47	0.48	0.49	0.51
38 煉瓦積一對の輻射面積 ( $m^2$ )	593	770	915	1158	1383	1585	1750	1923	2090	2225	2360
變 更 瓣 及 煙 突											
39 ガス瓣の通路面積 ( $m^2$ )	0.29	0.37	0.44	0.56	0.67	0.77	0.86	0.93	1.01	1.08	1.14
40 空氣瓣の通路面積 ( $m^2$ )	0.37	0.48	0.57	0.73	0.87	1. —	1.11	1.21	1.31	1.40	1.48
41 煙突の底部に於ける最大減壓 ( $mm$ 水柱)	29	33	37	42	46	50	53	56	58	61	63
42 煉瓦製煙突の高さ $H_c=37 P/S$ ( $m$ )	40	45	50	57	63	68	72	76	79	83	86
43 煉瓦製煙突の底部に於ける斷面積 ( $m^2$ )	1.02	1.32	1.57	2. —	2.39	2.73	3.05	3.32	3.60	3.83	4.03
44 煉瓦製煙突の底部に於ける内徑 ( $m$ )	1.14	1.30	1.41	1.35	1.47	1.57	1.66	1.73	1.81	1.87	1.98
45 Prat 式強制通風煙突の底部に於ける内徑 ( $m$ )	9	12	14	24	31	38	45	52	58	65	72
46 Prat 式強制通風煙突用動力の方量 ( $HP$ )	0.7	0.9	1.1	1.3	1.6	1.8	2	2.2	2.4	2.6	2.7
47 自動式ガス發生爐の最小必要數 $\phi \cdot 2.50$											

第 2 表 單位面積の装入量中位なる爐の寸法及特性

爐 の 容 量 (t)	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 <sup>2</sup> )	11.6	15.2	18.4	24.1	29.2	33.9	38.3	42.5	46.4	50.2	53.9
2 湯の最大深度 $h=\sqrt{S/8.7}$ (k=0.44) (m <sup>2</sup> )	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 <sup>2</sup> に対する容量 $P/S$ (t/m <sup>2</sup> )	0.86	0.99	1.03	1.24	1.37	1.47	1.56	1.64	1.72	1.79	1.85
4 容量 1t 當りの爐床面積 $S/P$ (m <sup>2</sup> /t)	1.17	1.01	0.92	0.81	0.73	0.68	0.61	0.61	0.58	0.56	0.54
5 平均製鋼時間 $\tau$ (h-min)	4.01	4.25	4.45	5.15	5.40	6.1	6.18	6.34	6.49	7.02	7.15
6 1 日の生産高 T (t)	55	75	93	126	156	184	210	235	260	283	305
7 T/S (t/m <sup>2</sup> )	4.74	4.94	5.05	5.24	5.34	5.43	5.48	5.53	5.60	5.64	5.66
8 湯の幅 L/b=2.8 なる時 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 湯の長さ L/b=2.8 なる時 l (m)	5.32	6.13	6.80	7.82	8.65	9.37	10.1	10.50	11.1	11.50	11.90
10 熔解室の長さ $L=l+0.80$ (m)	6.12	6.93	7.60	8.62	9.45	10.17	10.80	11.30	11.80	12.30	12.70
11 湯から天井の中心までの高さ 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 熔解室の自由容積 $W=S \cdot H$ (m <sup>3</sup> )	20.5	28.2	35.1	45.3	55.1	64.8	72.1	80.3	88.1	96.1	103.1
13 自由容積 1m <sup>3</sup> に対する容量 $P/W$ (t/m <sup>3</sup> )	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 に対する自由容積 $W/P$ (m <sup>3</sup> /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 ガス送入口の傾斜 $\tan \alpha=2.4/L$	0.392	0.346	0.316	0.278	0.254	0.236	0.222	0.208	0.203	0.195	0.189
16 ガス送入口の傾斜 $\alpha$	21°30'	19°	17°30'	15°30'	14°	13°30'	12°30'	12°	11°30'	11°	10°30'
17 噴出口に於けるガスの速度 $v_g=L/1.45$ (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 ガス送入口の断面積 $\Omega_g$ (m <sup>2</sup> )	0.163	0.189	0.204	0.232	0.247	0.262	0.276	0.287	0.30	0.305	0.314
19 空気噴出口の断面積 $\Omega_a$ (m <sup>2</sup> )	0.97	1.11	1.22	1.38	1.47	1.56	1.64	1.71	1.79	1.82	1.87
20 隔壁の最小厚さ $s=0.0428L/\cos \beta$ (m)	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 煙突の底部に於ける最大減壓 $\phi$ (mm 水柱)	23	27	29	33	37	40	42	44	46	48	50
22 煉瓦製煙突の高さ $H_0=37P/S$ (m)	32	37	40	46	51	54	58	61	64	66	68
23 Prat 式強制通風煙突用動力の力量 (HP)	7	10	13	19	25	29	36	41	46	52	57

注意 本表に記入してない値は第1表のものを用ひる。其等の値は爐の單位面積の装入量に無關係なものである。

$$n = \frac{1}{0.92} \cdot \frac{T}{P}$$

分子分母を S にて割り、

$$n = \frac{1}{0.92} \cdot \frac{t}{p}$$

若し  $t=T/S$ =常數と假定すれば p の直接の函數として n を決定することが出来、從て  $\tau$  は單位面積の容量に直接比例して變化する。而して  $\tau$  は二つの部分から成てゐる。其の一つは  $\tau_0$  で修繕と装入と熔解との合計時間に相當する。それは p に直接比例して變化する。他の部分の  $\tau_1$  は精煉の時間に相當し、製鋼の種類と條件にのみ依存する。それは一度定めれば殆んど一定と考へてよいものである。

故に次の如く書くことが出来る、

$$\tau = \tau_0 + \tau_1$$

今精煉の時間を零とした場合の假定的の 1 日の全生産を  $T_0$  とし、又同じ假定に於て 24 時間中の操業の回数を  $n_0$  とする、然る時は、

$$T_0 = 0.92 P n_0, \quad n_0 = 24/\tau_0, \quad \text{從て,}$$

$$T_0 = 0.92 P \cdot 24/\tau_0, \quad \text{となり, } \tau_0 = 22.1 P/T_0, \quad \text{となる。}$$

S を上下に分けて掛ければ次の如くなる。

$$\tau_0 = 22.1 \frac{S}{T_0} \frac{P}{S}$$

比 P/S は既に解てゐる。

近似的に  $S/T_0$  或はその逆數の  $T_0/S$  を常數と考へる事が出来る。それ故にその値は、既に定められた他の既知數に對應して、實際に於て良い操業状態を有する爐から引出す事が出来る。種々の融數の多くの爐に於て、全壽命中に於て數年の間に、軟鋼に對しては平均値として 8.56 を得たのである。從て、

$$\tau_0 = c_4 \frac{P}{S} = 2.58 \frac{P}{S} \dots \dots \dots (8)$$

(第1表第6行を見よ)

上に示した製鋼に對しては  $\tau_1$  は 1~2hrs の間で變り、稀にはそれ以上に變る。高級鋼、特に、熔解の容易な硬鋼はより長い精煉時間を必要とするのであるが、此等の鋼に對しては、此の差は、少くとも幾らかは、装入と熔解の時間に依て償はれる。何故ならば此の場合には精選されたスクラップが用ひられ、從て  $\tau_0$  が計算された値よりも小さいからである。都合よく行つた場合には 45t の装入に對して、 $\tau_0$  は 3hrs 45min であるが、その計算値は 4hrs 35min となる。然しながら我々が最大の關心を持つものは合計時間であるからして、我々は  $\tau_0$  が常に公式 (7) 以前に計算したものと同じと考へることが出来る。それに反して  $c_4$  の値はより小さくなり、從て  $\tau_1$  の値は眞の平均よりも小となる。此の結果出て来る架空の平均は 1hrs 15min である。第1表の第7行に  $\tau$  の價として、 $\tau_0$  に 1hrs 15min を加へたものを示して置いた。斯くして 1 日の平均生産高 T

=0.92 Pn 及比 T/S を相繼いで計算することが出来る。

單位面積の装入量が中位の爐の全操業時間は既に計算したものと等しい。それ故第2表に於ける  $\tau$  及  $n$  の値は第1表のものと同じである。従て比 T/S も此の場合の静な操業に釣合ふ様に變化する。

此の表の中に示されてゐる T の値は、少くとも 25t 以上の爐に關しては、優秀なる平均値である。又良い状態の下に於ては、或は爐に無理をさせれば更に多い1日の生産を得る事が出来る。例へば 27t の爐は其の全壽命を通して、1日の平均生産が 115t ではなくて 140t にまでなる。然しながら、此の場合には操業を強制するから、珪石質より成る爐は其の壽命を著しく害される。其上爐は  $c_0=1.78$  の値に達するまで過度に装入されるのである。これより更に高い値は異なる操業の條件の場合に與へられるのである。熔銑を用ひると、大部分高級鋼を製造してさへ、先の計算からの値を 20~30% 超過する1日の生産にまで達する事が出来る。

小さい爐の場合には此の値に達するのは困難である。何故ならば此の場合には、装入方法及理論的に行ひ難き爐の建設が不利な影響を及ぼすからである。

熔解室の自由容積——次のものに依て設計する。

- b, (m) 装入口の水準に於ける熔解室の幅、それは湯の幅に等しい。
- l, (m) 湯の長さ。
- L, (m) バーナーの間で測つた熔解室の長さ。
- W, (m<sup>3</sup>) 熔解室の自由容積、即ち湯の表面と天井の間の空間。
- H, (m) 自由高度、即ち湯の平面と天井の中心との間の垂直距離。
- e, (m) 湯の端とバーナーとの間の距離。

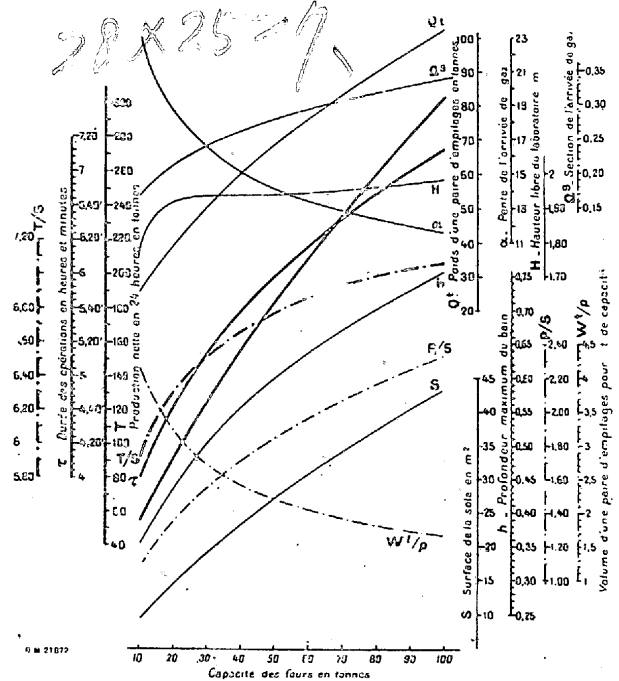
熔解室の長さは湯の長さとは異なる。何故ならば湯はバーナーの所までは達してゐないからである。バーナーと湯の端との間に少し許りの餘裕を残すのであるが、其の距離は總ての爐に於て一定にすることが出来る。其の値は 30~80cm の間で變り得るが、我々は大なる装入量の爐に對しては  $e=0.75$ 、中位の装入量の爐及所謂混合室或は燃焼室を有する爐に對しては  $e=0.40$  を採用する。e の値の正鵠を得た選擇に依て、燃焼の進行に影響の大なる熔解室の形のすんなりしてゐることと、實際問題として熔解室の幅が或る程度以上なければならぬと言ふことを容易に妥協させる事が出来るのは我々にとつて大なる關心事ではなければならぬ。自由容積としては  $S \times H$  を採用する。然る時は湯とバーナーの間の窪んだ部分は無視することになるが、屑鋼が其處まで達することはないから差支へない。又側壁の高さが少し小さくなつてゐることも無視するのであるが、これは天井の膨みに依て一部償はれてゐる。結局  $W = S \times H$  なる値は確實と云ふよりも簡便な値である。しかし斯かる近似値で我々の目的には充分なのである。

爐の熱的進行状態には各種の相對的寸法が大きな影響を持つてゐるのであるが、或る場合には現場的な條件がそれを支配してゐて適當な寸法の設定を困難にしてゐる。元來熔解室の長さとの比は一定でなければならぬ。

$$L/b = c_0$$

“熔解室のすんなりしてゐること”と一致する  $c_0$  の最良の値は 2.8 である。しかし此の値を常に用ひることは出来ない。何故ならば、小さい爐に於ては、装入装置の爲に爐の幅を或る最小値より下げられず、又反對に大きい爐に於ては、操業中に爐床を修繕することが出来なくなるから、或る最大値より上げられないのである。

第1圖 單位面積の装入量大なる爐の重要寸法及特性



$$\frac{l+2e}{b} = c_0 \quad \text{及} \quad l = \frac{S}{b} \quad \text{とすれば,}$$

$$\frac{S}{b} + 2e = bc_0 \quad \text{となり, } c_0 = 2.8 \quad \text{とすれば,}$$

$$b = 0.356e + \sqrt{(0.356e)^2 + \frac{S}{2.8}} \quad \text{となる.}$$

b の値が計算されれば相次いで次の値を得ることが出来る。

$$l = S/b \quad \text{及} \quad L = l + 2e$$

實際に於ては此等の値から著しく外れることがある。殊に小さい爐に於て然りである。何故ならば小さい爐の場合には計算に依る b の値では人力装入が非常に小さい装入機械に依らなければならないからである。而して斯かる場合には前に計算した一日の生産高は到底到達し得られないのである。幅を大にすれば装入は容易になるが、しかし爐の熱的状态はバーナーの間隔が短か過ぎるので最早や最良の條件の下にあるとは云ひ得ない。斯かる場合には、若しも出来るならば、特に混合室(或は燃焼室)を採用するのが便利であらう。又各種の容量の爐を造る場合、或は爐のアーチ型や煉瓦の型を標準化する場合等には、又他の種々の修正が必要である。

自由容積 W は容量に比例して、又装入と熔解の時間  $\tau_0$  に反比例して變らねばならぬ。それは相次いで装入するに當て、既に装入した原料は熔け始め、それに依て占められてゐた空間を減少するからである。従て、

$$W = \frac{P}{\tau_0} c_0$$

装入及熱的状态に關して好條件にある爐の  $c_0$  の値は 5 に等しい。若しも  $\tau_0 = 2.58 P/S$  なることを想起し、W に  $S \times H$  を代入すれば次の如くなる。

$$SH = \frac{P}{2.58 \frac{P}{S}} \times 5, \quad \text{従て} \quad H = \frac{5}{2.58} = 1.94$$

故に高さ H は總ての爐に對して 1.94m となる。然しながら自由高度は燃焼と密接な關連があり、従てバーナーとも關係がなければならぬ。それ故にガス及空氣の送入道の形を決定してから、もう一度高さ H の値を計算しよう。(未完)