

翻 譯

平 爐 の 理 論 的 建 設 (II)

桶 谷 繁 雄 譯

爐 頭

バーナー バーナーはガス送入口(1) 空気送入口及其の隔壁より成る。此處では単一のガス送入口とこれの上部に重なる空気送入口とを有する普通の型の爐頭に關してのみ述べることにする。此の構造はガス送入口が二つあるものよりも寧ろ優れてゐるのであつて、其の實際の成績も亦充分満足すべきものである。若しもガス空気兩送入口の隔壁の終端が爐頭の端の面よりも引込んでゐれば、それは混合室になるわけである。一般には混合室は存在せず、送入口は爐頭の端の面で開口してゐる。斯かる方法は珪石煉瓦を用ひ、冷却装置を施さない場合には最も都合が良いのであるが、決して最も合理的なものではない。確かにそれは爐の良好な熱的進行と其の壽命とをうまく妥協させてはゐる。何故ならば隔壁が損傷して短くなれば爐の壽命も減ずるからである。しかし若しも爐頭の冷却が出来、其れを高級の材料で造ることが出来るならば、混合室を有する送入口を造るのが便利である。

バーナーは爐の最もデリケートな、そして最も重要な部分を構成して居り、其の良好な機能は燃焼技術の基礎の上に立たねばならぬ。然るに其の理論的研究は未だ原始的なものである。例へば我々は未だ、爐の中で燃える混合氣體の燃焼を支配する法則を知らない。それ故此處ではバーナーの寸法の計算は實地からの結果に依ることに限定するのであるが、しかし一般性を有する關係を決定しようとするのである。

燃焼の進行に本質的に影響する因子は次の如きものである。即ち送入口の方向、噴出の速度等であるが、後者は又氣體の量及導管の斷面積に關係する。

今次の如く符號を定める。

- α , (度) ガス送入口の底面が水平となす傾斜。
- β , (度) 空気送入口の底面が水平となす傾斜。
- γ , (度) 空気送入口の底面がガス送入口となす角。
- v_g , (m/sec) 0°C-760mm のガスの理想的噴出速度。
- v_a , (m/sec) 0°C-760mm の空氣の理想的噴出速度。
- Ω_g , (m²) ガス噴出口の斷面積。
- Ω_a , (m²) 空氣噴出口の斷面積。

ガス送入口の傾斜は熔解室の長さの函數でなければならない。若しも L が無限に大きいとしたならば、送入口は水平即ち $\alpha = 0^\circ$ でなければならない。L が小さくなれば、焰の噴出の角は次第に傾斜して、遂に L の無限小に對して $\alpha = 90^\circ$ となる。故に α と L との

1) Embouchure を噴出口と譯し、これと區別する爲 arrivée を送入口と譯した。送入口は上昇道と接合する部分から噴出口に至る全體を意味するものである。

關係はタンジェントの關係となる。即ち、

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

常數 c_7 の値は可成り大きい範圍の中で變り得る。實際使用されてゐる現代の爐に於ては、それは 1.5~3.5 の間にある。而してそれは爐の各種の特性に支配されるのであるが、特に燃焼ガスの型と成分に影響される。前に示した操業の條件と爐の他の部分の寸法を考慮に入れる時、次の値を得ることが出来る。

$$c_7 = 2.4$$

(若しも爐内で混雑しない様な屑鐵、或は熔銑を用ひるならば、小さい角の方が便利である。此の場合には $c_7 = 2$ 或はそれ以下にすることが出来る。)

故に次の如く書くことが出来る。

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

前掲の表中の $\tan \alpha$ の値は此の式に依て計算したものである。そしてそれに対する角 α の値は 1/2 度まで出してある。此處に於て我々は又しても小さい爐に於ける實際作業の困難性にぶつかるのである。ガス送入口の傾斜が増加するに従て、爐頭建設の困難さと操業中の修繕の困難さとが増す。加之、既に述べた如く熔解室の幅を普通のものよりも大きくしておかなければならぬとすれば、此の傾斜は更に大きくならねばならぬ。實際の場合、此の傾斜が少い程、隔壁及空気送入口の天井の構造は安定で確實になると云ふことを記憶せねばならぬ。之等の事よりして、小さい爐の理論的建設は非常に困難であると云ふことになる。實際、小さい爐に於ては、生産能率は常に大きい容量の爐よりも低いのである。

良好な燃焼と同時に熔解室の側壁及天井の長い壽命を得る爲には、空気送入口の下面とガスの方向とのなす角を約 20° にしなければならぬ。故に此の角は明かに一つの常數である。

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

從て空気送入口の下面が水平となす傾斜角は次の如くである。

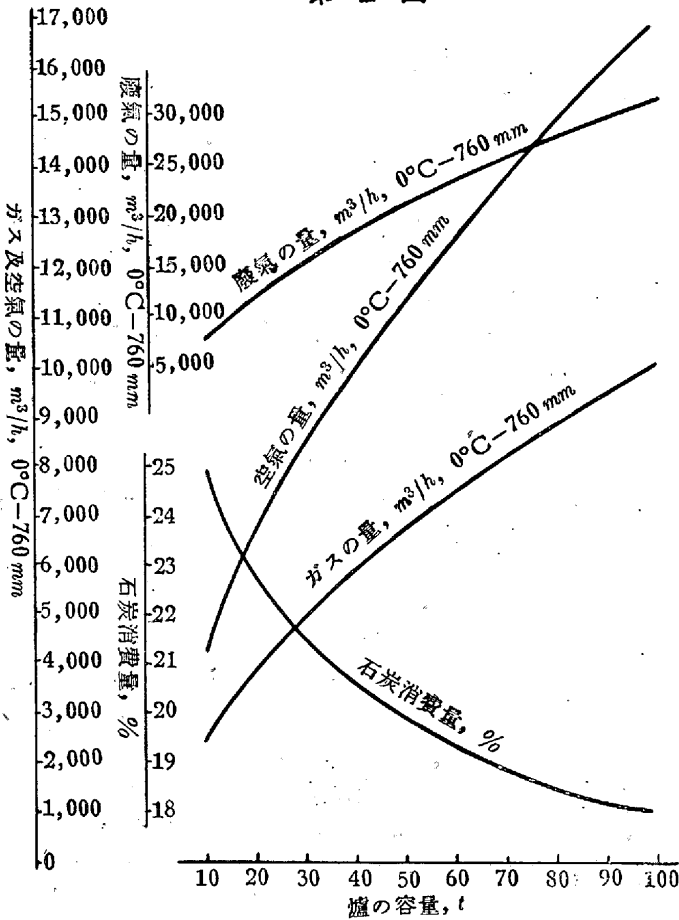
$$\beta = \alpha + 20^\circ$$

此の値の選擇が何故正しいかは後に明かとなるであらう。

β の値がより小さい場合には、操業の進行は又早くなる。しかしガスの噴出口に於て氣流が亂れるので天井を過熱してこれを損傷する。加之、其の場合には石炭の消費量は増加する。

噴出口の斷面積 斷面積を計算する爲には流體の量、從て石炭の消費量を見積らなければならぬ。許容し得る平均消費量の、實際の正味生産高に對する値は大きい爐に於ては約 18%、50% 程度の爐に於ては 20%、小さい爐に於ては 25% である。その増加の狀況は第 2 回に示す如くである。此の評価は全壽命中に於てガス發生爐で消費された全石炭の平均に相當する。故に此の値及之から計算された値は、與へられた瞬間の眞の條件に應ずるものではない

39x28=1992
第2圖



が、設計の場合の計算に役立つ平均値を與へるものである。石炭消費量の變化は必然的なものであつて、各種容量の爐に於て、爐を作るに必要な煉瓦の量と爐の容量との比が變化すれば當然變るものである。勿論全輻射面積と容量との比も變化する。此の比が大きい程、外に輻射される熱の量が多くなるから熱效率は低下する。

ガス發生爐の通常の進行條件に於て 1kg の石炭が 0°-760mm に於て 4.35m³ のガスを發生すると云ふことが解れてゐれば、消費石炭のパーセンテージから、ガスの I_h の生産量が出る。斯くして計算された相對的の値は第 2 圖に示してある。燃焼に必要な空氣の容積は直接には殆んど測られない。普通廢氣の分析から見積るのである。之等の條件の下に於て、良好な操業を得る爲には、後に述べる如き形の空氣送入口を用ひて、煙突の底部に於ける廢氣が約 12% の CO₂ を含んでゐなければならぬ。これは 50% の過剰空氣の場合に相當するもので今迄一般に最良と考へられてゐたものよりも多量である。

此の比較的大なる空氣の過剰量は、我々が直観するところに反して、操業の進行及速度に有利なのである。

銑鐵 25% と 10% のマンガンを含む鏡鐵 1% を有する裝入を以てすれば、完全に溶解した時に 0.80% の炭素を含む湯を得るのが普通である。此の湯は最後の C が 0.35(以上)であるならば、フェロ・マンガンを加へずに鑄造することが出来るものである。此の事は品質の常數 c₁ の値の最適な選擇と共に、生産された鋼の品質を優良にするものである。しかし斯くの如く見積られた空氣の量は裝入口、壁の隙間、必ずしも氣密でないところの空氣弁等から入る空氣を含んでゐる。

しかし我々は、實際にバーナーを通る燃焼用空氣の量を理論値よ

り 25% 過剰であるとしよう(實際には過剰空氣はもつと少い場合が多い)。故に發生爐ガスの各 1m³ に對して必要な空氣量は 0°C-760mm で 1.70m³ であるとする事が出来る。第 2 圖には 1kg の石炭から出る 0°C-760mm で 14m³ の廢氣を基礎として計算した空氣の I_h の必要量とそれから出た廢氣の量とが書かれてゐる。

過剰空氣を斯くの如く多くする理由は次の如く説明することが出来る。或る爐の溶解室を通過する流體の量は爐自身には殆んど無關係である。之等の流體は燃焼ガスと燃焼を支へる空氣の他に、燃焼には直接關與せず、燃焼の進行を正し熔の形及方向を保持する作用を有する流體から成てゐる。此の過剰流體は燃焼には關與しないのであるが、それがガスであるか空氣であるかと云ふことに依て熔の強さの位置が問題になる。強制通風を行はぬ場合に屢々起る様に空氣の吸入が少い時には、不燃焼流體は過剰ガスから成てゐる。爐の作業中に、燃焼の進行が最良となり、煉瓦の損耗と溶解の速度を考慮して最良の能率を得る様に熔を正さねばならぬ。過剰量のガスは煙道から逃げ或は蓄熱室或はガス道の中で隙間をもる空氣、殊に弁の間隙から入つて來る空氣に依て燃焼する。斯かる場合に完全燃焼を行はせる爲にはガスの量を減少する。然る時は熔は熔湯の面から離れ、操業は長くなり、生産高が減少して石炭消費量は大となる。若しも反對に通風機に依る場合の如く空氣の量を増加するならば、溶解室中に於ける燃焼は活潑となり更に過度となる。其の度を少し下げるとはガスの量を減少させる。斯くすれば再び燃焼状態は良好となり、ガスの代りに空氣が過剰となり石炭の消費量を減少させる。

過剰空氣に依る操業に於て酸化が少いと云ふ矛盾は次の如くにして説明することが出来る。燃焼に參與しない過剰空氣は常にガスより上位にあつて天井に沿つて流れ、熔を擴がる様に押しつけて、湯が空氣と接觸しない様にする。

其の結果酸化は僅かしか起らない、若しも反對に燃焼に與らない流體がガスであるならば、ガスは熔を横切て上昇し溶解室の上部に達する。ガスが上昇する間に必然的に流體は混合攪拌され、未だ完全に化合してゐない空氣が熔湯と接觸し、それを酸化せしめるに到るのである。

ガス及空氣の I_h の量が決定されれば、0°C-760mm としての流體の理想的速度が定められなければならない。ガス送入の速度を計算する爲には、混合物の點火速度を知らなければならぬ。しかし其の速度は不明であるから、總ての爐に就て同一條件にする爲に噴出口を出たガスの粒子は溶解室の軸に平行に直線的に最初と同じ速度で進むものと假定する。溶解室の全長を進むに要する時間は常に同一でなければならぬ。即ち、

$$v_g = L/c_g$$

常數 c_g はガスの粒子が溶解室の全長を進むに要する理想的時間である。勿論此の値は全く抽象的なものである。何故ならばガスの流れの状態は之とは全く異なるものであつて、其の眞の状態も可成り正確に知られてゐる¹⁾。

此の假説は總ての爐に於て構造が相似であり流體の性質及成分が同一であるとするならば通用するのである。此の論文に於ては斯かる規範を許すとして、上掲の式を採用し、その c_g に最良の値として 1.45 を與へることが出来る。即ち、

$$v_g = L/1.45 \text{ (m/sec)} \dots \dots \dots (10)$$

¹⁾ 例へば Stahl und Eisen, Heft 7, 1935, F. Kofler, G. Schefels: 平爐溶解室中の氣流の状態、を見よ。

斯かる方法で計算した速度(表を見よ)は一般に採用されてゐる値と良く一致する。それは之等の値が條件が全く同一である場合でなくとも同様に用ひ得ると云ふことを意味するものである。

v_g は α の函数として直接に求めることも出来る。

公式(9)を $L=2.4/\tan\alpha$ として(10)の中に代入すれば

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

α 及 v_g を計算する式が餘り簡單過ぎるので、此の式では燃焼の法則に完全に一致させることが出来ないのではないかと思はれる。此の式が總の場合に満足な結果を與へることを次に示さう。此の式に於ては、焰が一定不變の方向を保つに充分な速度を持ち、而も出口になつてゐる噴出口をひどく損じたり熔解室の外で燃焼したりしない程度の長さを焰が保てゐると云ふ事が明かに考慮されてゐる。其の上、空の爐に於て焰の通る道が爐床を舐めて通りそれを確實に熱することが出来るかを確かめる必要がある。

Yesmann に依れば平爐の噴出口から出る流體の流れは次の如き式に依て表はされる高さを持った拋物線に従ふのである。

$$h_1 = \frac{v^2 \sin^2 \alpha}{2g} \cdot \frac{\gamma_r}{\gamma_a - \gamma_r}$$

式中 h_1 は射出の高さを示すのであるが今の場合少くとも火堰¹⁾から出鋼口までの垂直の高さ、即ち h と次に述べる如く 0.30m に相當する距離との和に等しくなければならない。 v はガス²⁾の有効初速度である。角は空氣とガスの射出の方向が作る角ではなく α を採用する。何故ならば空氣の方向は焰の方向に對しては少しの影響はなく、唯渦流運動に影響があるだけであるからである。 γ_a 及 γ_r は周圍の氣圈の比重と噴出する流體の比重である。式の中に溫度を導入する爲に次の如く變形する。一般に、

$$\gamma = \frac{\gamma_0}{1 + \frac{1}{273}t} \quad \text{であるから、} \quad h_1 = \frac{v^2 \sin^2 \alpha}{2g} \cdot \frac{273 + t_a}{t_r - t_a}$$

となる。

焰の溫度は 1,850°C と見積ることが出来る。周圍の溫度は最大 800°C と見積らう。此の溫度に於て焰が爐床を舐める様にならなければならない。故に $t_a = 800^\circ\text{C}$ 。

從て、

$$h_1 + 0.30 = \frac{v^2 \sin^2 \alpha}{2g} \cdot \frac{1073}{1050} = \frac{v^2 \sin^2 \alpha}{19.2}$$

更に、 $19.2h + 5.76 = v^2 \sin^2 \alpha$

結局、

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

故に(12)は湯の最大溫度とガス噴出口の傾斜の函数としてのガスの有効初速度を與へる。例へば 10t, 50t 及 100t の爐に對する v を計算すると夫々次の如くなる。

$$v \text{ (m/sec)} : 9.34; 17.3; 22.5.$$

この値を $1+t/273$ で割て 0°C—760mm の理想値に直せば、

$$v_g \text{ (m/sec)} : 1.73; 3.20; 4.16.$$

此の速度は焰の満足な道を與ふる爲の許容し得る最小値であるが、我々の計算値は夫々次の如きものである(第1表を見よ)。

$$v_g \text{ (m/sec)} : 4.07; 6.55; 8.10$$

斯くの如く焰の方向と長さを考慮に入れた速度は爐床を舐め得

る最小速度よりも著しく大であるから、此の値を採用すれば全く安全である。之等二つの値の差が大きい故に噴出口の傾斜が小さい場合でも良好な操業が行はれ得るのである。

公式(12)はガスの流速の計算の役には立たないが、疑はしい場合に最小速度を簡單に吟味する役には立つ。

俗てガスの速度と量を知れば出口の斷面積を研究することが出来る。

$$\Omega_g = \frac{Q_g}{v_g 3600} = \frac{1.45 Q_g}{3600 L} \dots\dots\dots(13)$$

式中 Q_g は 0°C—760mm に於けるガスの 1h の容積である。之に依て計算した値は表に掲げてある。

ガス送入室を一般に出口に向て細くするが、これは實際上全く無益であることが證明されてゐる。導管の全長に亘て同一斷面積を保てば良いので、これに依て煉瓦工事も著しく簡單になるのである。斷面の形は幅が高さよりも小さくならない様にせねばならぬ。天井は半圓形にするのが便利な構造である。これは他の多くの利點の中、構造の弱點となる所の拱基石の稜を作らずに済ませると云ふ利點を持てゐる。斯くして得られる斷面の形は導管の最大の幅の所に相當する矩形の上に半圓が接續したものと成る。各種の大きさの爐を作る場合、煉瓦の型を一定にして、導管の天井の半徑は變へず、矩形の部分の高さを變化させれば良い。最小の斷面に對しては半圓のみとなり、其の場合幅は高さの2倍になる。最大の斷面に對しては矩形の高さは圓の半徑の2/3に達し、其の時は幅が全高さの1.2倍となる。

矩形の高さが天井の半徑の1/3になる様にするのが良い。此の場合幅が要石の所に於ける全高の1.5倍となる。導管の方向に垂直に測定した其の高さは次の如くなる。

$$0.89 \sqrt{\Omega_g}$$

火堰の高さ 火堰の高さは湯の面とガス送入室が爐内に開口する所に於ける、其の底部の末端を通る水平面との間の垂直距離である。

直線的に進むと假定した焰の下部が熔解室の1/8の所で湯の面を打つ様に火堰の高さは定められなければならない。故に次の如き簡単な幾何學的關係が成立する。

火堰の高さを a とすれば(第3圖を見よ)、

$$\tan\alpha = \frac{a}{L/8} \quad \text{故に} \quad a = \frac{L \tan\alpha}{8} \quad \text{式(9)に依り}$$

$$\tan\alpha = \frac{2.4}{L} \quad \text{從て} \quad a = \frac{L \times 2.4}{L \times 8} = 0.30m$$

故に α の値が前に計算したものに相當する場合には、火堰の高さは總ての爐に對して一定であつて 30cm である。

空氣送入室 我々が此處に述べようとする空氣の速度は、曾て採用され且又今日も尙多くの設計者に依て用ひられてゐる値とは全く異なるものである。 v_g/v_a なる比は曾ては1の上下に著しく變化したのであるが我々はこれを 3.5 とする。即ち、

$$\Omega_g = \frac{Q_g}{3600 v_g}; \quad \Omega_a = \frac{Q_a}{3600 v_a}$$

又 $v_g = 3.5 v_a$ 及 $Q_a = 1.7 Q_g$ であるから第二の式は次の如くなる。

$$\Omega_a = \frac{1.7 Q_g}{3600 \cdot \frac{v_g}{3.5}} = \frac{Q_g}{3600 v_g} \times 1.7 \times 3.5$$

結局、

$$\Omega_a = 5.95 \Omega_g$$

1) 火堰は l'autel の譯、第3圖にてガス噴出口末端から湯の端までの部分。

もつと直接に出口に於ける理想速度を熔解室の長さの函数として計算することが出来る。

$$v_a = \frac{L}{c_{10}} = \frac{L}{5.07} \dots (14)$$

従て

$$\Omega_n = \frac{5.07 Q_n}{3600 L} \dots (15)$$

故に噴出口の断面積は比較的大きな面積となる。其の形は幅が湯の幅の約半分になる如きものでなければならぬ。此の場合送入室に垂直に測た他の寸法は次の如くなる。

$$\frac{2 \Omega_n}{b}$$

此の寸法は空気を送入室の“開き”を與へる。

これを計算すれば此の値は總ての爐に於て等しく、單位面積の装入量の異なる爐に對しては約 0.99m であることが解る。送入室の天井の要石の所まで測て、1m に等しい開きを我々は採用しよう。

空気を送入室の側面は垂直で平均な或は煉瓦工事の安定さを増す爲に多少外方に傾斜した2つの壁で圍はれてゐる。そして此の送入室は爐頭の上部に於て2つの上昇道(上昇管)と接続する爲に廣くなつてゐる。上部の断面即ち上昇道の出口は送入室の所で送入室の高さを減少することに依て其の面積を半減してゐる。従て送入室の縦断面の形は出口の方が開いたものであり、其の爲送入室の天井は過度に傾斜することなく其の建設が容易であると云ふ利點も生ずるのである。或る理論的で正確な規範に従ひ非常に良い結果を與へる所の爐頭の構造の一變形が次の如くにすれば可能である。即ち定められた關係に従てガス送入室の傾斜、空気を送入室の上下の面の傾斜を定め、適當な寸法の混合室を設け、定められた方法に依て燃焼用空気の量及壓力を變化させるのである。しかし我々は其の細かい點にまで立ち入るのは止めよう、何故ならば其の目的が燃焼技術のより合理的な進行と云ふ所にある之等總てのもの及それを操業の色々な部分に取り入れることは特許せられて居るのであり又“Terni”爐¹⁾の重要な部分を構成するものであるからである。

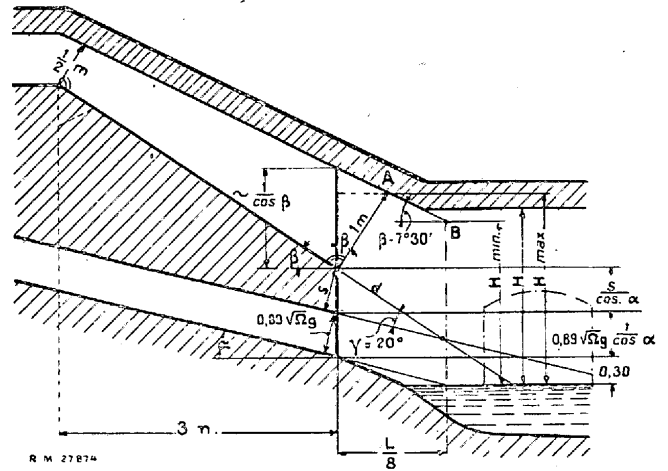
傾斜天井の傾斜を決定するには空気を送入室の底面の下部に垂線を立て、其の上に“開き”の値を取り、又底面の上部にも垂線を立て、其の上に開きの値の半分を取るのである。此の2點を結ぶ線分は傾斜天井の下面の基準線を構成する。其の傾斜は空気を送入室の底面の傾斜 β 及送入室の長さの函数である。後者は次に述べる如く 3m と決つてゐるから、傾斜天井の傾斜は \tan が下の如き値になる角だけ β よりも小である(第3圖を見よ)。其の角の \tan は次の如くなる。

$$\frac{1}{2} \times \frac{\cos \beta}{3} = \frac{\cos \beta}{6}$$

我々が考へてゐる爐に於ては β は $30^\circ 30'$ から $42^\circ 30'$ まで變るから、 $\cos \beta$ は 0.86 から 0.74 まで變化する。従て $\frac{\cos \beta}{6}$ は 0.14 から 0.12 まで變り、 \tan がこの値に相當する角は 8° から 7° まで變化する。我々の計算に於ては天井の傾斜を $(\beta - 7^\circ 30')$ とする。

此の天井は熔解室の方へ伸びて來て、最大熔解室の長さの 1/8 の所まで達し、其處で水平天井或は主要天井と接続する。水平天井は其の長さの方向に於ては全然傾斜してゐない。ガス送入室を垂直に測た送入室隔壁の最小の厚さはガスの東の下部が湯の表面に當る所

第 3 圖



即ち L の 1/8 の所で、空気を送入室の下部がガス東の上部に當る様に作られねばならぬ。勿論此の場合噴出口の附近では流體が直線的に進むと假定する。

s をガス送入室に垂直に測た最小の厚さとし、 γ を總ての場合に 20° に等しいのであるがガス—空気の間の角とし、d をガス—空気の交點と隔壁の断面の上部の稜との間のガス東に平行に測た距離とすれば、

$$s = d \sin \gamma \quad \text{及} \quad d = \frac{L}{8} \frac{1}{\cos \beta}$$

となり、従て、

$$\sin \gamma = \sin 20^\circ = 0.342, \quad s = 0.0428 \frac{L}{\cos \beta} \dots (16)$$

此の数値は表に掲げてあるが、それは標準的な値であつて全く満足なものである。それが燃焼及爐の壽命の要求に應ずる許りでなく、隔壁の煉瓦工事の良好な構造をも可能にすると云ふことは、空気がガスの流れの間の角 γ として 20° を選んだことが正しかつたことを證明するものである。

次の如き利點を得る爲に可變速通風機に依て二次空気を供給すべきである。

1. 燃焼の爲に充分な空気の量。
2. 操業の各段階に於ける必要空気容量の容易にして確實な調整。
3. 爐の壽命中に蓄熱室に多少の障害を起した場合にも必要な空気を得ることが出来ること。

第1に於ては、導管中に於ける送入室の損失を減少し、又各種の寸法を適當に選んで空気の不足を補ふことが出来るし、又他方空気を弁例へばバル型の弁に於て方向の急激な變化と狹隘化を避けることが出来、更に弁の開口を單に調整することに依て満足すれば第2を棄ることが出来るのであるが、其の場合でもやはり第3の爲に通風機が必要である。送風機の容量は第2圖に掲げられた過剰でない場合の空気量から計算される。最大の正規全壓力は水柱で 130mm の前後でなければならぬ。バーナーの軸は湯の表面に平行でなければならぬが一致してはならぬ。装入口の所で焔を弱める爲と、湯の溫度を更に一樣にする爲に、湯がより深くなつてゐる後壁の方へ焔を極く僅か向ける必要がある。推賞すべき構造は次に述べる如きものである。

装入口の敷居の高さを操業を行ふ面から上約 0.80m に一定し、湯の表面に於ける前壁及後壁の厚さを決定する。中位の爐に於ては前壁は 80cm とすることが出来る。後壁の保護を確實にする爲にタ

¹⁾ F. Fiorelli: La pratica del forno Martin (平爐の實際作業). La Metallurgia Italia, Octobre 1931.

ールを混じたドロマイトを湯の面に於て約 0.40cm の厚さに撞き固めてライニングを行ふ。此の壁は上方に向けて次第に薄くする。後壁の厚さを 70cm とすればライニングと共に 1.10cm の厚さになる。同じ軸に従て水平天井と傾斜天井とを作れば、湯の軸は縦の軸に對して 15cm ずれた位置になる。斯くすれば熔解室の全部分で對して唯一つの縦軸を與へるだけで湯に對して良好な焰の位置を得るのである。大ききの異なる爐に於ては各數値は變るが他の點は相似であつて同じ様な結果を得る事が出来る。

爐頭の入口の總ての寸法が計算されたから、次に熔解室の自由高度 H を決定することが出来る。既に述べた如く、爐の容量に最も良く適した H の値は 1.94m である。燃燒に關する限り水平天井と傾斜天井との交線は熔解室の 1/8 の所、第 3 圖の B 點、即ち空氣とガスが交り、ガスが湯の面を打つ所と同一の鉛直面内にあらねばならぬ。然しながら熔解室が餘り低くてはいけなない場合には此の交線は A 點 (第 3 圖) までずらしても良い。A 點は空氣道の底面の下端の中點からの垂線と傾斜天井との交點、即ち空氣送入口の“開き”の上部の點である。A 點を越すことは得策でない。何故ならば此の場合は噴出口の出口に於て焰の渦を生ずるからである。

第 3 圖を参照すれば、前に示した形を持た許容し得る最大高さは近似的に次の如きものとなる。

$$H_{max} = 0.30 + 0.89 \sqrt{\Omega_g \frac{1}{\cos \alpha} + \frac{s}{\cos \alpha}} + 1 \cos \beta$$

又許し得る最小の高さは、

$$H_{min} = 0.30 + 0.89 \sqrt{\Omega_g \frac{1}{\cos \alpha} + \frac{s}{\cos \alpha}} + \left[\frac{1}{\cos \beta} - \frac{L}{8} \tan(\beta - 7^\circ 30') \right]$$

之等二つの式に於ては、ガス送入口の形を前に述べた如く即ち矩形の部分の高さを半圓形の部分の 1/3 とし、又空氣送入口の幅は湯の幅の半分、其の開きは 1m とすることが豫想されてゐる。

式中の各値は第 3 圖より容易に知ることが出来る。

上式の計算を行へば次の價が得られる。

爐の容量(t)	10	15	20	30	40	50	60	70	80	90	100
H _{max} (m)	1.79	1.88	1.94	2.01	2.08	2.13	2.17	2.22	2.25	2.27	2.30
H _{min} (m)	(1.87)	1.88	1.89	1.90	1.91	1.92	1.94	1.95	1.96	1.97	1.98

15t 以下の爐に於ては計算に依て決められた最小の H は最大の H より大きくなる。それは最大の爐から最小の爐に行くに従て、B 點が常に A 點に近づき、15t 以下の爐に於て遂に A 點を越すことに依るのである。勿論此の場合には兩天井の交線は A 點に定めるべきである。即ち最小の H を最大の H と等しくするのである。

若しも最小の高さが 1.94m に等しいか其れより大なる時には最小の H の値を採用する。此の場合傾斜天井と水平天井との交線は熔解室の長さの 1/8 の所 (第 3 圖の B 點) に来る。斯かる爐はバーナの口に於ける渦が最も少いから、燃燒の見地からして最良の條件下にあることになる。若しも H_{min} = H_{max} ならば他に採るべき値は無いから此の場合には天井の交線は A 點に来る。之等の中間

の場合には H_{max} と H_{min} の間に於て出来るだけ 1.94m に近い値を取る。決定的な高さは第 1 圖及第 1 表に示してある。若しもバーナの形と寸法が上述のもの異なるならば、勿論高さ H も變化させなければならぬ。主として特殊な形の煉瓦の數を最小に減ずる爲には、多くの小さい變化を實際計畫にまで持ち來さなければならぬ。之が實際計畫の最も微妙な部分であるが、其處では設計者は總ての寸法を最も良く調和させる爲に實際作業から望まれ或は課せられた總ての特殊事情を考慮しなければならないのである。

單位面積の裝入量が中位な爐に對しては空氣送入口の幅従て開きが、小さい範圍に於てではあるが、噴出口の斷面積に従て變化する。前に述べた計算方法に従て算出した値が第 2 表に掲げてある。表中には其の他、比 P/W 及其の逆が示されてゐる。これは比較の爲に有用な値である。

爐頭の軸方向の長さは爐の充分な壽命を保證するものでなければならぬ。何故ならば送入口の隔壁は爐の中に於て最も酷く消耗する部分であるからである。熔解室の端から空氣上昇道の内側の部分までの水平距離は約 3m でなければならぬ。此の寸法のことを“爐頭の有效長さ”と呼ぶ。これより短い寸法では、壁の消耗が大きくなる。これより大きい寸法では操業の間で送入口を修繕することが著しく困難になる。ガス送入口は空氣上昇道の外面まで伸ばし、ガス上昇道を爐頭の他の部分から離してもよい。

ガス上昇道の横斷面積は送入口斷面積の約 1.5 倍である。空氣上昇道の各々もこれと同じ横斷面積にする。空氣の上昇道から噴出口までの道管の中に狹隘な部分がないかを確かめなければならない。

既に述べた如く、此處に示されたバーナが最も合理的なものではない。我々は流體の流れの交點及焰と湯との交點を爐頭から熔解室の 1/8 の距離の所の鉛直面内に来る様にした。斯くして焰は爐頭から遠い所で始めて盛に燃え、それを爐頭に近づけると云ふことは混合室を用ひ得るのでなければ隔壁の餘りにも弱い構造と水平天井低下の不利を來すのみである。混合室を用ひる場合には爐頭の入口は次の如く改變するべきである。即ち完全燃燒を湯の端部で起きるのであるが此の場合には燃燒室の深さは L/8 - e となるであらう。噴出口の斷面積及隔壁の厚さは前と變らず、水平及傾斜天井の交線も前と同様である。然しながら混合室の深さは約 1m に一定するのが好都合である。今 L の代りに L+e を代入し、混合室の深さは、焰が出口の方の爐頭の中まで達しない様に、二度加へず一度だけ加へて、ガス送入口の斷面積と傾斜とをもう一度計算して見よう。ガス—空氣間の角 (20°)、空氣噴出口の斷面積及開きは不變とする。傾斜天井の傾斜が減少することは容易に了解出来る。兩天井の交線は隔壁からではなく爐頭から測て L/10 の距離の所に来る。

又ガス束が湯に當る線と空氣束がガスに當る線とが、爐頭の端から少し離れた同一垂直平面内に来る様に火堰の高さと隔壁の厚さを計算しなほさう。混合室がある場合には單位面積の生産高は前に述べたものよりも大となり、燃料消費量は少く、従てバーナの過度の消耗を防ぐことが出来る。(未完)