

バッチ燃焼式ごみ焼却炉の問題点

中央大学教授 正員 工博 内藤幸穂

1. はしがき

昭和41年1月、厚生省の諮問機関である公害審議会下水清掃部会では、永年の懸案とされていたごみ焼却炉の施設基準および維持管理基準（以下施設基準という）を作成した⁽¹⁾。

従来のごみ焼却炉の建設にあたっては、全国を統一した施設基準がなかったために、ややもすれば永年の経験のみに依存し、理論的解析の裏付けのないものが横行する傾向にあったが、当施設基準ののちで着工された昭和41年度事業からは、当施設基準に準拠しないものは、国庫補助の対象としないという線が打出されたために、一時的にも横紙やぶりの施設が建設される危険はさけることができた。

しかしながら、ごみ焼却炉の予算が大巾に増額される頃と機を同じくして、関連業界は積極的にごみ焼却炉の技術向上に対処した故もあって、当施設基準に必ずしも合致しないごみ焼却炉が販売路線に乗る傾向が認められたのである。これらの焼却炉は、必ずしも十分な理論的裏付けを伴うものばかりではなく、永年のごみ焼却技術にのみ依存し、燃えるという現実のみをもって販売されるという弊害をまねいたのである。

筆者は、上記施設基準作成後、実際にごみ焼却施設を調査し、また新しいごみ焼却炉に関する委託研究を通して、焼却炉の基準、とくに焼却率の向上について研究することができた。なかでも、バッチ燃焼式ごみ焼却炉の焼却率の向上は、この分野の大きな問題とされているだけに、特に興味深く検討したのである。

この検討に当って最も当惑した点は、当該施設基準の解釈が人によってまちまちであるということであった。人によって意見が異なることは、発展の途上にあるごみ焼却理論にあっては当然の結果であるが、誤った解釈が行政面に打出されることだけでは何とかさせたい問題である。公害審議会の下水清掃部会は当該施設基準をそのまま法律化するために作成したのではなく、「ある方向を与える」ためにとりあえず作成したものであることを認識するならば、当該施設基準が極端な場合そのまま省令化されとしても、その解釈にある程度の幅をもたせた行政指導が望まれるのである。このような観点から、当該施設基準の幅のある解説が一日も早く作成され、行政的な混乱がすっきりした形で解決されることを期待したい。そして、それらの目的にそうために、過去1年間当大学研究室が取り扱ったS式ごみ焼却炉の調査を中心に諸問題を提起し、討議の場を持ちたいものと考えてるのである。諸賢の忌憚ない御批判を乞う次第である。

2. S式ごみ焼却炉の構造と特長

さて、今回調査の対象としたS式ごみ焼却炉は、円形多面反射炉形式をとり、燃焼室にじん芥受管を設け、ごみ投入による圧密をさけながら比較的高い燃焼率をもたせているものである。従来のバッチ燃焼式炉は、殆んどが角形炉を採用しているが、同一のロストル面積を考えれば、壁面積の小さい円形炉の方が伝導伝熱量は小さくなるので、炉内温度の放熱量は円形が角形にまさっていると言えよう。

また、燃焼室が数基にわたって連続することがなく、単一炉形式であることは、実験調査には好適なものであった。

燃焼室内に障害物を設けて、ごみの直撃落下を防ぐことは、ごみの圧密を防止し、ごみの空げき率を増加せしめる意味において効果的な方法と考えられる。したがって、燃焼室内に温水管を包含したじん芥受管は有効なものといえることができる。また、じん芥受管上にごみが懸垂する間に、ごみは乾燥しあるいは燃焼を開始するので、ごみの燃焼表面積はロストル面積よりも大きくなる。

ロストルは、特殊鋳物を使用し、幅約4cm、純間隔約12cmに設計されており、従来の炉のように狭い配列は採用していない。したがって、ごみの中のかん類は容易に灰溜に落下し、ロストルにめづまりが生じて通風を悪くすることは少ないようである。

耐火煉瓦は、じん芥受管より下の炉体にS K 37を使用し、高温による破損を防止している。この種のごみ焼炉では、S K 34あるいは35を用うるのが普通であるが、当該炉の設計者の経験から、1,800度以上の高温に耐えうる材料を特に使用している。しかし、円形炉の宿命として、使用する耐火煉瓦はどうしても梯形とならざるを得ないので、原材料費が角炉に比して高価となっている。

3. 能力調査

能力調査は、まず手はじめにM市（公称能力、14t/日×5基）について予備能力調査を行ない、それによって得た体験から、測定方法に種々の改善を加え、N市（公称能力5t/日×4基）について1週間の継続測定を行なったのである。

(1) N市ごみ焼炉の構造（図-1, 2, 3 参照）

燃焼室：ロストル面積 2,543 m²，ロストルより煙道下端までの高さ 1.8m

(2) 生ごみの組成

分析の結果、水分65%，灰分15%，炭素10.2%，水素 1.1%，炭素 7.8%，窒素 0.8%，イオウ 0.1

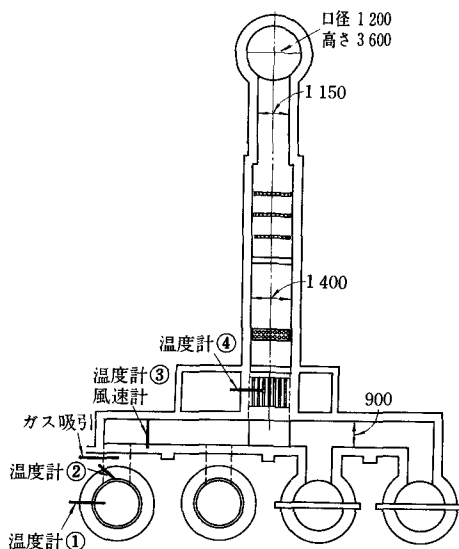


図-1 N市ごみ焼炉平面図

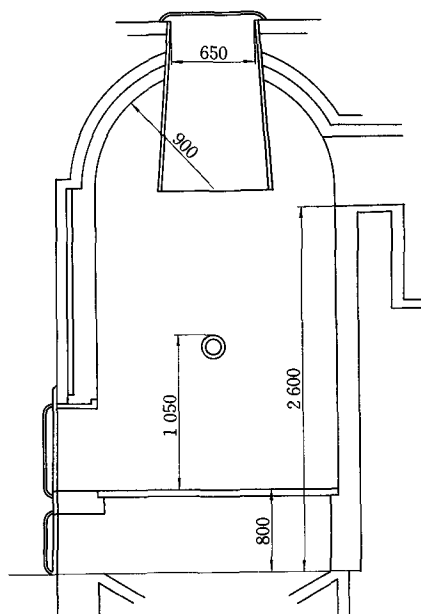


図-2 N市ごみ焼炉炉断面図

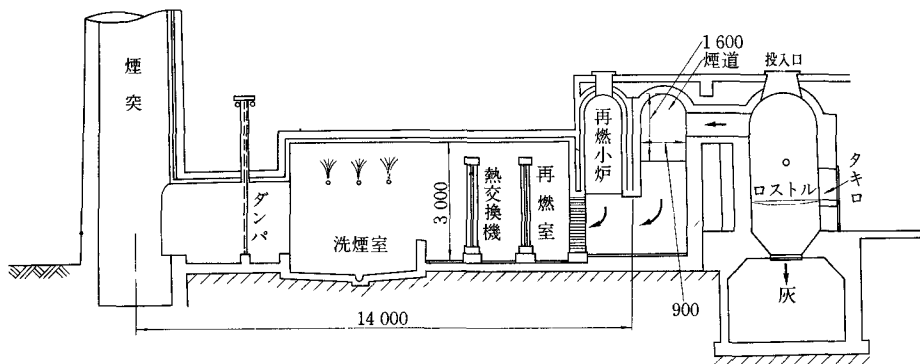


図-3 N市ごみ焼炉断面図

%を平均値と定めた。

(3) 投入量

ごみ焼却場に搬入された生ごみは、そのまま投入せず、1日の投入量が5～5.5tとなるよう調整しながら人力により投入した。

(4) 低位発熱量

計算により求めた低位発熱量は500～1,000 Kcal/kgと差異があるので、熱量計により測定し、計算値の平均値などを勘案して650 Kcal/kgと定めた。

(5) 炉内温度・煙道内ガス速度・ガス分析

1週間にわたり行なった24時間連続測定値のなかから代表的なものを、図-4、5に示す。

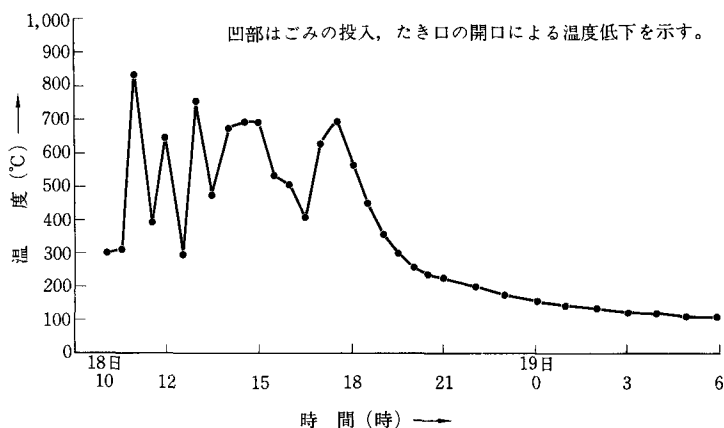


図-4 炉内温度の変化

(6) 熱精算

(イ)ごみの量(公称能力より)：

5 t/日 ÷ 8 時間/日 = 625 kg/時

(ロ)ごみの組成：上記の通り

(ハ)理論酸素量：

炭素分 $10.2 \times \frac{3}{32} = 27.2\%$

水素分 $1.1 \times \frac{1}{2} = 8.8\%$

イオウ分 $0.1 \times \frac{3}{32} = 0.1\%$

計 36.1%

酸素 7.8% (-

28.3%

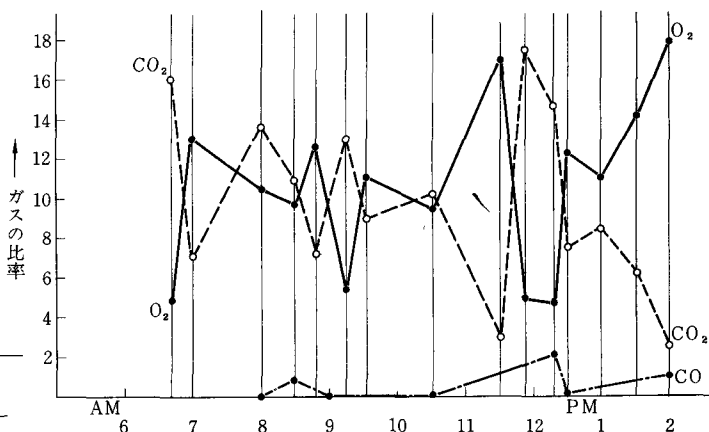


図-5 ガス分析の結果の一例

∴ 0.283 kgO₂/kg refuse あるいは 0.198 Nm³ O₂/kg refuse.

(二)理論空気量： $28.3 \times 10^{-2} / 20.9 \times 10^{-2} = 1.35 \text{ kg Air/Kg refuse}$

$$1.35 \text{ kg Air/kg refuse} / 1.29 \text{ kg/Nm}^3 = 1.05 \text{ Nm}^3 \text{ Air/kg refuse.}$$

(ホ)必要空気量：空気過剰率は図-6より250%として、

$$1.05 \text{ Nm}^3 \text{ Air/kg refuse} \times 625 \text{ kg refuse/時} \times 2.5 = 1,640 \text{ Nm}^3 \text{ Air/時} = 2,120 \text{ kg Air/時}$$

(ハ)生成ガス量：

炭素分：0.102 ∴ CO_2 ：

$$\frac{0.102 \times 22.4}{12} = 0.190$$

水素分：0.011 ∴ H_2O ：

$$\frac{0.011 \times 22.4}{2} = 0.123$$

イオウ分：0.001 ∴ SO_2 ：

$$\frac{0.001 \times 22.4}{32} \div 0.$$

窒素分：0.008 ∴ N_2 ：

$$\frac{0.008 \times 22.4}{28} = 0.006$$

水分：0.650 ∴ H_2O ：

$$\frac{0.650 \times 22.4}{18} = 0.809$$

$$\Sigma = 1.128$$

酸素：0.078 ∴ O_2 ：

$$- \frac{0.078 \times 22.4}{32} = -0.055$$

$$\Sigma = 1.073$$

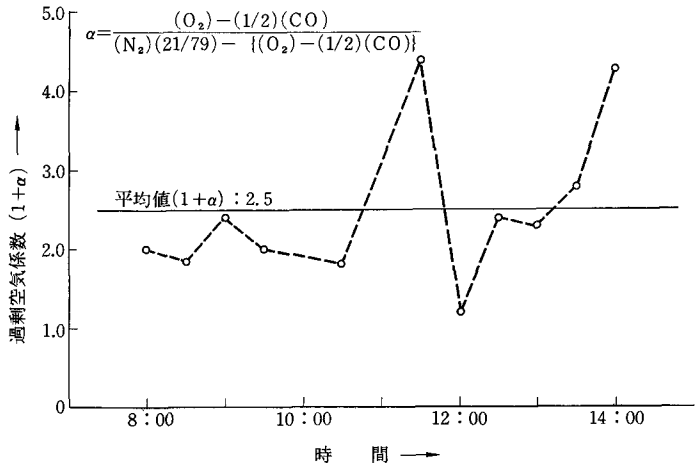


図-6 ガス分析より算出した過剰空気係数 (1+α)

(ト)総生成ガス量： $1.073 \text{ Nm}^3/\text{kg refuse} \times 625 \text{ kg/時} = 671 \text{ Nm}^3 \text{ gas/時}$

$$671 \text{ Nm}^3 \text{ gas/時} \times 8 \text{ 時間/日} = 5,360 \text{ Nm}^3 \text{ gas/日}$$

$$671 \text{ Nm}^3/\text{時} \times 1.15 \text{ kg/Nm}^3 \text{ (生成ガス密度)} = 773 \text{ kg gas/時}$$

$$773 \text{ kg gas/時} \times 8 \text{ 時間/日} = 6,180 \text{ kg gas/日}$$

(チ)廃ガス量： $1,640 \text{ Nm}^3 \text{ Air/時} - 0.198 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2/\text{kg refuse} \times 625 \text{ kg/時} + 671 \text{ Nm}^3 \text{ gas/時} =$

$$2,187 \text{ Nm}^3/\text{時} \times 8 \text{ 時間/日} = 17,496 \text{ Nm}^3/\text{日}$$

$$2,120 \text{ kg Air/時} - 0.283 \text{ kg} \times 625 \text{ kg/時} + 773 \text{ kg gas/時}$$

$$2,716 \text{ kg/時} \times 8 \text{ 時間/日} = 21,728 \text{ kg/日}$$

(リ)燃焼ガス中の酸素残留量： $1,640 \text{ Nm}^3 \text{ Air} \times 1.5/2.5 \times 21/100 = 207 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2/\text{時}$

$$207 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2/\text{時} \times 8 \text{ 時間/日} = 1,656 \text{ Nm}^3 \text{ O}_2/\text{日}$$

(ヌ)燃焼ガス温度： $t^\circ\text{C}$ とし、ごみの発熱量を Q_1 とし、1 kg refuse 当り発熱量を 650 K cal/kg とする。

(ル) 燃焼ガスの持去る熱量： Q_2 とすれば、

$$2,716 \text{ kg/時} \div 625 \text{ kg refuse/時} = 4.37 \text{ kg/kg refuse}$$

$$Q_2 = 4.37 \text{ kg/kg refuse} \times (t - 20)^\circ\text{C} \times 0.25 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} = 1.09 \text{ Kcal/kg refuse} \\ \times (t - 20)^\circ\text{C}$$

(オ) 灰分の持去る熱量を Q_3 とすれば、

$$Q_3 = 0.15 \text{ kg/kg refuse} \times (t - 20)^\circ\text{C} \times 0.2 \text{ Kcal/kg}^\circ\text{C} = 0.03 \text{ Kcal/kg refuse} \\ \times (t - 20)^\circ\text{C}$$

(フ) 壁による熱量損失は5%以下なので無視すれば、

$$Q_1 = Q_2 + Q_3 \text{ の関係から、} \\ (t - 20) (1.09 + 0.03) = 650 \quad \therefore t \div 600^\circ\text{C}$$

4. 施設基準とその解釈上の問題点

(1) ごみ質

〔施設基準の1〕ごみ質の良否は、輸送の合理化、環境衛生の向上等のほか、とくにその終末処理に大きく影響する。例えば、ごみの低位発熱量をみると、下限は300 Kcal/kg から、上限は2,500 Kcal/kg に至る大きな差異を示す。

〔問題点〕ごみの低位発熱量を求めるには、ごみの水分、灰分、有機質の量を知らなければならない。特にごみの水分はその計算に当たって大きな要素となるし、ごみの水分には大きな幅があるので注意が必要である。

ごみの水分は、乾燥時で40%程度、湿潤時で80%程度と考えられる。特にわが国の東北地方や北陸地方の如く、降雨や降雪の多いところでは、その水分は80%以上になることは容易であろう。実測値としては、神戸市の40~50%⁽²⁾、横浜市の42~68%⁽³⁾などがあり、ちゅう芥のみの値は65~79%⁽⁴⁾といったものもある。

ごみの灰分は、ごみの全体に対して10~30%を占め、実測値としては東京都の16%、大阪の24%、岐阜の24%など、かなり幅のある数値を示している。⁽⁵⁾

発熱量は、可燃分と水分とを考慮したいろいろな式がある。たとえば、高位発熱量を H_0 (Kcal/kg)、低位発熱量を H_u とし、C, H, O, S をごみ中の炭素、水素、酸素、イオウの重量組成(kg/kg)とし、Wを水分(%)とすれば、⁽⁶⁾

$$\text{一般式：} H_u = H_0 - 5.85 \left(9H + W \right) \cdots \cdots (1)$$

$$\text{一般式：} H_0 = 8,100 C + 34,000 \left(H - \frac{O}{8} \right) + 2,500 S \cdots \cdots (2)$$

$$\text{Scheurer の式：} H_0 = 8,100 \left(C - \frac{3}{8} O \right) + 34,250 H + 2,250 S + 5,700 \times \frac{3}{4} O \cdots \cdots (3)$$

$$\text{Steuer の式：} H_0 = 8,100 \left(C - \frac{3}{8} O \right) + 5,700 \times \frac{3}{8} O + 34,500 \left(H - \frac{O}{16} \right) + 2,500 S \cdots \cdots (4)$$

なお、本多氏によれば、ごみの可燃分B(kg/kg)、水分W(kg/kg)から、(5)式によって概算できると報告されている。

$$H_u = 4,475 B - 585 W + 21.2 \cdots \cdots (5)$$

これらの式を用いると、水分を同じ値としても、計算値にかなりの喰い違いを覚悟しなければならず、水分の定め方をかえれば、低位発熱量の値は大きな範囲となる。したがって、各種ごみ焼炉の比

較を行なう場合には、低位発熱量をある値に決めてかからなければならないのだが、施設基準にはその明確な指示が見あたらない。

(2) 公称能力

〔施設基準の2〕バッチ燃烧式の公称能力とは、1日8時間に間けつ投入し、作業終了後埋火し、翌朝作業開始時刻までに熱灼減量15%以下に焼かれたごみの量とする。

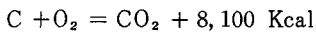
〔施設基準の3〕ごみがほぼ完全に燃烧されたか否かを確かめることは、焼却炉の機能を知るうえに大切なことである。引き出した灰の熱灼減量を測定して、その燃烧度合を求めることとする。バッチ燃烧式においては、灰の熱灼減量15%以下を差し当りの燃烧基準とする。

〔問題点〕基準をそのまま解釈すれば、1日8時間の作業時間の間に、最大30トンのごみを間けつ投入し、作業終了後埋火して翌朝までに熱灼減量が15%以下に焼かれる炉をバッチ燃烧式ごみ焼炉ということになる。

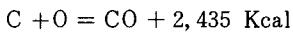
この場合、埋火とは何であるかが問題となる。すなわち、埋火とは間けつ式の最後に投入したごみによって埋火するのか、それとも灰で埋火するのかということである。いいかえるなら、1日30トン処理の炉において、間けつ投入の最後に、例えば10トンとか15トンとかいった大量のごみを投入し埋火しても基準に低触しないかという疑問である。

しかし、もしこのような極端なごみ焼方式が許されたとしたら、8時間の作業時間には全体の $\frac{1}{3}$ 、(24時間の $\frac{1}{3}$)を人手によってもやし、残りの16時間に残りの $\frac{2}{3}$ をむし焼することも許されることになる。このむし焼とは、ダンパをしめて酸素の供給を最小限におさえる燃烧法であって、いわゆる不完全燃烧の部類に属するものである。

今、完全燃烧の場合には、炭素1kgは、



となり、燃烧温度が十分に上がるけれども、不完全燃烧の場合には、



となり、燃烧温度が十分でない。このような場合には廃ガスも悪臭を発するし、いわゆる公害の原因となるので、このような不完全燃烧は許されない。したがって、完全燃烧を24時間にわたって継続させるためには、炉内温度を400°C程度に保って、埋火後の温度低下を約5時間で100～200°Cまでにとどめるような運転をせねばならない。そのためには、間けつ投入の最後に許される投入量は公称能力の20%程度であり、その程度のごみで埋火すればとくに問題は生じない筈である。

灰分の中に含まれる有機物量を15%以下にすることは、灰分の中の有機物量を灰全体の15%以下におさえることであり、普通にもえている炉なら、10%以下におさまる筈であるから、この基準はもっと厳しくてもよいと考える。

(3) 焼却率

〔施設基準の5〕ロストル面積1m²、1時間当りの平均ごみ焼却量をごみの焼却率という。ごみ焼却炉の形式、構造またはごみ質などによって焼却率に差異はあるが、その標準としては、バッチ燃烧式自然通風方式100 kg/m²・時、同強制通風方式150 kg/m²・時とする。

〔問題点〕

ごみの焼却率は、普通(6)式で求められる。

$$\text{焼却率 } C = \frac{\text{公称能力(kg/日)}}{\text{ロストル面積(m}^2\text{)} \times \text{作業時間(8時間)}} \dots\dots\dots(6)$$

基準によれば(6)式により求めた焼却率が、自然通風方式で100 kg/m²・時、強制通風方式で150kg/m²・時以下のものををパッチ燃焼式ごみ焼却炉ということになっている。しかし前述のように20%の埋火を認めた場合には(6)式の分子には0.8を乗じなければならない。分母にロストル面積を与えた理由は、従来のいわゆる角炉の形式ではロストル面積と燃焼表面積とがほぼ等しいことから生じたものと考えられるし、燃焼というものを実際に論ずる場合には燃焼表面積を考えなければならない。かくすれば、(6)式は(7)式のように書きかえられる筈である。

$$\text{焼却率 } C = \frac{\text{公称能力(kg/日)} \times 0.8}{\text{燃焼表面積(m}^2\text{)} \times \text{作業時間(8時間)}} \dots\dots\dots(7)$$

したがって、(7)式がもし正しいものとするならば、(7)式によって求められた焼却率が100kg/m²・時程度の炉であれば自然通風を可とし、150 kg/m²・時程度のものでは強制通風の必要があることになる。しかしながら、この施設基準にいう自然通風とか強制通風ということばの使い方にかなりの問題がひそんでいることに気付くのである。すなわち、強制通風方式とは、強制通風用の送風機を必須の条件とするか否かに問題が残るのである。

これらの問題点を究明するために、筆者は2、3の室内実験を行ない、⁽⁷⁾ごみの水分と空間率との関係から、表－1に示すような関係を求めたのである。これらの結果は、自然通風を建前とした野積堆肥化法を対象とし、低温恒温室内にごみを充填し

表－1：ごみの水分と空間率

ごみ水分 %	空間 率 %	水分60%の拡散量を1.0 としたときの拡散量
60	32.0	1.0
69	27.0	0.7
73	22.5	0.4
77	19.5	0.3

た塩ビ製の空気拡散塔をおき、ピログロールによる酸表の吸収量を測定した一連の実験の結論である。⁽⁸⁾これらを端的に表現するならば、自然通風方式においては水分が多くなれば初期の効果はほと

んど期待できないということになる。したがって、自然通風方式によって期待しうる酸素の供給量よりもはるかに大きな供給量を必要とする場合においては、どうしても強制通風方式を採用しなければならないということが言える筈である。

しからは、強制通風方式によって、所要の空気がごみ層内を均一に拡散することができるか否かの検討が次の段階として必要になる。今、ごみ層中に固体粒子の存在を考慮して、個々の粒子が流体(空気)からうける圧損失は、(8)式によってあらわされる。

$$\Delta p = \frac{R_f \cdot N}{A} \dots\dots\dots(8)$$

ここに、 Δp = 圧損失(kg/m²)、 R_f = 個々の粒子が流体からうける平均抵抗(kg)、 N = 粒子の数、 A = 炉の断面積(m²)

いま、粒子を球形と考えれば、

$$\frac{A}{AL} = \frac{1 - \epsilon}{\left(\frac{\pi}{6}\right) \cdot D_p} \dots\dots\dots(9)$$

ここに、 L = ごみの層の厚さ(m)、 ε = 空間率、 D_p = 粒径(m)

また、 R_f は粒子を球形とするなら、流体が粒子からうける運動エネルギー($\rho u^2/2g$)、および粒子の運動方向に垂直な面への投影面積 $A_p(\pi D_p^2/4)$ によって定まり、(10) 式をもって表わされる。

$$R_f = C \cdot \left(\frac{\rho u^2}{2g} \right) \cdot \left(\frac{\pi D_p^2}{4} \right) \dots\dots\dots (10)$$

ここに、 u = 見かけ速度(m/秒)、 C = 抵抗係数 (レイノルズ係数の関数)

つぎに、粒子の配列係数 ξ を考慮すれば、(9)、(10) 式を (8) 式に代入して (11) 式が求められる。

$$\Delta p = \xi \cdot C \cdot \left(\frac{\rho u^2}{2g} \right) \cdot \left(\frac{\pi D_p^2}{4} \right) \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\left(\frac{\pi}{6} \right) D_p^3} \cdot L \dots\dots\dots (11)$$

(11) 式において、 f_b = ごみ層の摩擦係数 = $3 \xi C (1 - \varepsilon)/8$ とおけば、

$$\Delta p = 4 f_b \cdot \left(\frac{L}{D_p} \right) \cdot \left(\frac{\rho u^2}{2g} \right) \dots\dots\dots (12)$$

さて、単位単積中の粒子の流体に接する表面積を S とすれば、

$$S = 4\pi \left(\frac{D_p}{2} \right)^2 \cdot N \dots\dots\dots (13)$$

一方、単位体積中の粒子の占める体積は、 $(1 - \varepsilon)$ に等しいから、

$$\frac{4}{3} \pi \left(\frac{D_p}{2} \right)^3 N = (1 - \varepsilon)$$

$$\therefore N = \frac{6(1 - \varepsilon)}{\pi D_p^3} \dots\dots\dots (14)$$

(14) 式を (13) 式に代入すれば、

$$S = 4\pi \left(\frac{D_p}{2} \right)^2 \cdot \frac{6(1 - \varepsilon)}{\pi D_p^3} = \frac{6(1 - \varepsilon)}{D_p}$$

となり、単位体積中の流体の体積 V は、 ε に等しいことから、動水半径 $D_p/4$ は (15) 式であらわされる。

$$\frac{D_p}{4} = \frac{V}{S} = \frac{\varepsilon D_p}{6(1 - \varepsilon)} \dots\dots\dots (15)$$

(12) 式に (15) 式を代入し、 $f_c = 4 f_b \cdot \varepsilon^3 / 6(1 - \varepsilon)$ とおけば、最終的に (16) 式が求まる。

$$\Delta p = 3 f_c \left(\frac{L}{g} \right) \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \right) \left(\frac{\rho u^2}{D_p} \right) \dots\dots\dots (16)$$

この (16) 式は、いわゆる石炭層の燃焼を論じた Ergun の式と同形の式となり、Ergun は (16) 式の $3 f_c$ を実験によって 1.75 と定めたものと考えられる。いいかえれば、粒子による圧力損失 Δp は、 f_b (あるいは f_c) を実験的に求めておかなければ計算することはできないことになり、レイノルズ数を知らなければならないことになる。

ごみ層中の粒子の径 D_p は、決して均一とは考えられないので、実際には (16) 式最後の項の分母の D_p は $D_p \phi$ とかき、 ϕ を均一係数 (均一なら 1 とする) とするならば、レイノルズ数の式も ϕ を考慮して、

$$R_{ec} = \frac{\rho D_p \phi u}{6(1-\epsilon)\mu}$$

と表現されなければならない。したがって、今 $\phi = 1$ とおき、 $D_p = 5 \text{ cm}$ 程度のもを考えると、 R_{ec} の値は 100 前後の値となり、非常に小さい値となるので、 Δp はかなり大きな値となる。たとえば、今 $L = 1 \text{ m}$ 、 $D_p = 5 \text{ cm}$ 、 $u = 10 \text{ m/秒}$ 、レイノルズ数 = 400 とするならば、 $f_c = 0.48$ となり、水分が 60% のごみについての $\Delta p = 24.3 \text{ mm}$ 、69% のごみでは $\Delta p = 36.8 \text{ mm}$ 、73% のごみでは 53.2 mm というかなり大きな圧損失が求められるのである。

以上の考察からいえることは、ごみ焼炉の中にごみを 1 m 厚につんだ場合には、自然通風の効果は期待できず、確かに強制通風の作用が必要となるのである。しかしながら、ごみ層中に強制通風をした場合には、いわゆるチャネリング現象がおこって、空気は壁面とごみ層との接触面、あるいはごみ層中に生じた穴を通して吹き抜けてしまうのが常である。したがって、チャネリング現象下においては、 Δp を求めることは意味をなさず、送風機の設計によりどころがなくなるのである。

そこで、当大学研究室が現在行なっている当面の実験は、チャネリング現象をおこさせないで、強制通風の効果をあげる方法を見出すことと、バッチ燃焼式ごみ焼炉の実態にあった Δp を求める式を定めることに集中している。実験装置は、図-7 に示すような塩ビ製空気拡散塔を低温恒温室中に収め、下部室で NaHCO_3 と硫酸とを反応させて生じた炭酸ガスがごみ層を通過する際に、どのような分布を示すかを測定し、あわせて吸引と送風との比較を行ないながら Δp を求める方法をとっている。その実験結果は数旬の中に得られるものと考えているが、現在までに知り得た事実を概念的に述べるなら、チャネリング現象を否定する限りにおいては、吸引が通風より勝っていることである。上述の S 式焼却炉（5 t/日）においては、煙突を大きくすることによって吸引力を高め、強制通風の効果を測定することができたので、上記実験より得られた吸引の優位性がある程度は立証することができるけれども、実プラントにおける運転が果して実態にあったものか否かは引き続き疑問である。

(4) 乾燥工程

〔施設基準の 6〕傾斜ロストルをもつ場合は、ここにごみを投入して乾燥させる。

〔問題点〕たとえば、ごみ水分を 65%、灰分 15% とすれば、残りの 20% は揮発性質と固定炭素量になるが、前述の如くごみの発熱量はこの揮発性質の関数としてあらわされる。一般に、固定炭素と揮発性質との比率、すなわち燃料比の低いごみは燃焼性がよいといえることができる。しかし、65% という水分は燃焼学的にいえば、著しく高い水分であり、ある程度の乾燥を行わない限り着火しない。そのために、炉の中には乾燥用のロストルを設けて乾燥を行なう方法が一般にとられている。数多くのごみ焼炉の設計書をみると、ロストル単位面積あたりの焼却率を計算する際に、ロストル面積には乾燥用ロストルの面積を加味しているものが多い。

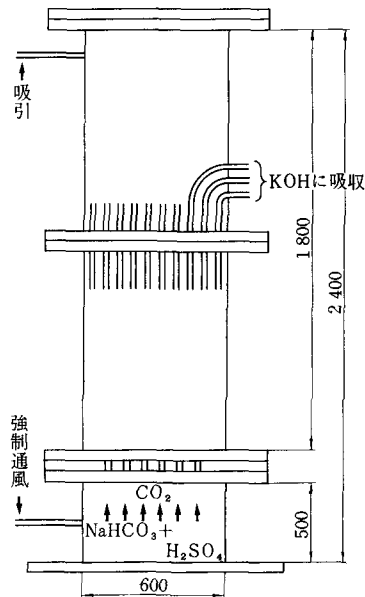


図-7 ろ過実験塔概略図

しかしながら、この乾燥という工程は、燃焼工学的にはかなりの問題がある。つまり、ごみを炉の内で乾燥している間には、かなりの揮発性物質が未燃ガスとして発散するので、悪臭の原因となることは勿論、燃料比がぐい減して、ますますもえにくい形へと移行する筈である。したがって乾燥の工程は、炉内の高温度を直接利用する方法は好ましくなく、揮発性物質が発散しにくい低温度（大気温度に近い）もとで行なうか、あるいはpHを高めて揮発性物質を不揮発性の塩としておさえながら乾燥させることが、最も好ましい姿といえるのである。

この理論は、実際のごみ焼炉の運転結果とはへだたりがあるようだが、少なくとも焼却率を計算する場合に、乾燥ロスと表面積まで加味することは誤りではないだろうか。建設されたごみ焼炉が設計値通りにもえないという話を各地で耳にするが、問題はこの辺にも存在するのではないだろうか。

以上とりあえず気の付いた施設基準の問題点を列記したが、これ以上にもまだ問題点はある。しかし、平山直道博士が述べているとおり、⁽⁹⁾“焼却炉に関する限り、設計条件は一つの点ではなく、領域でなければならない”のであり、この設計領域のうちのいずれを選ぶかは、なかなか難しい問題である。したがって、とりあえずの方針を与える意味において作成されたこれらの施設基準を運用する人々は、施設基準には幅の広い領域のあることを深く認識して、新しい技術および作品が前向きに進みうるように誘導する責任がある。コンポスティングが一時斯界をにぎわしたときに、「コンポスティングは30年以前の活性汚泥と同様である」と述べたスネル博士の言葉⁽¹⁰⁾を引用するまでもなく、ごみ焼炉、特にバッチ燃焼式ごみ焼炉は、まだまだ未開の分野であることを心に銘じて、調査研究を続けたいものである。

なお、本稿を録するにあたり、実験の手伝いをしてくれた中央大学理工学部土木工学科技術員阪口享君の努力を謝するものである。

参 考 文 献

- (1) 公害審議会下水清掃部会：「ごみの処理とくにその焼却に関する施設基準ならびに維持管理基準」，昭41年1月
- (2) 海淵養之助：「神戸市におけるごみの高速堆肥施設について」，P 49～52，第19回全国都市問題会議文献，昭32年
- (3) 児玉 威他：「都市じん芥の高速堆肥化実験」，P 4～8，横浜市汚物科学処理施設調査会，横浜市清掃局，昭31年5月
- (4) 三浦大助：「ごみの量と質」，P 15～23，ごみ処理の理論と実際，日本環境衛生協会，昭和36年
- (5) 松本順一郎：「ごみ処理法の解説」，P 68～72，衛生工業協会雑誌，昭36年11月
- (6) 平山直道：「ごみ焼却炉設計上の問題点(1)」，P 47，水処理技術，昭42年6月
- (7) 内藤幸穂：「堆肥中の酸素拡散について」，土木学会第21回年次学術講演会，昭41年5月
- (8) 内藤幸穂：「じん芥中の空気の流通機構」，土木学会第22回年次学術講演会，昭42年5月
- (9) (6)に同じ，P 45
- (10) Snell, J.R.：「堆肥製造の日本における可能性について」，第7回上下水道研究発表会，昭31年