

污染防治技術

揮發性有機污染物之焚化技術

樓基中* 陳康興**

一、前 言

焚化(incineration)在此係指利用燃燒過程，來去除排氣中的污染物（包括氣體、蒸氣或臭味），特別是常被用在有揮發性有機氣體(volatile organic compounds, VOC)的污染控制上，諸如^{1,2}：

1. 當有氧氣存在且足量加熱時，大多數的惡臭氣體皆成為可燃性，或因化學反應變成臭味低的物質。利用焚化法可有效地破壞惡臭氣體，包括硫醇(CH₃SH)，氰化物(HCN)或硫化氫(H₂S)等。
2. 焚化法可有效地破壞造成可見煙霧之有機性煙霧質(organic aerosols)。
3. 有機物之烯烴和其他活性化合物在氮氧化合物共存下，受陽光照射會發生光霧，利用焚化法可有效地去除這些物質。
4. 在煉油及石化工廠中，基於安全考量，經常需大量釋出可燃性氣體，此時需藉由火焰燃燒塔予以燒棄，以避免引發火災，爆炸或中毒等事件。

以焚化方式處理廢氣，其廢氣的濃度可很高（如煉油廠緊急排氣），亦可很低（如油漆烘乾爐排氣）。當流量大濃度高時，可以高立的燃燒塔直接焚化，當流量小濃度低時，可以熱氧化或觸媒氧化方式處理。

在以燃燒達成廢氣控制之設備，可依其氧化或燃燒之方式分為三大類：

1. 直接燃燒或火焰燃燒塔式：此種方式之特色是空氣和所有的廢氣直接在燃燒器出口處全部以火焰之形式燃燒，其後並未有反應室供後續的氧化過程。由於幾乎無停留時間供氧化反應，故火焰之溫度為最要之操作變數，如圖 1 (A)所示。
2. 熱氧化或熱焚化爐：可燃性廢氣在經過燃燒器之火焰後，即刻進入反應室，於其內完成氧化反應如圖 1 (B)所示，此種裝置一般亦稱之為後燃燒器(afterburner)。
3. 催化燃燒或觸媒床：此種裝置與熱焚化爐相似，主要的差別在於當廢氣經過預熱火焰區後（250~480℃），即通過觸媒床，可使氧化過程在較低的溫度下（400~600℃）完成，如圖 1 (C)所示。

*國立中山大學環境工程研究所副教授

**國立中山大學環境工程研究所教授兼所長

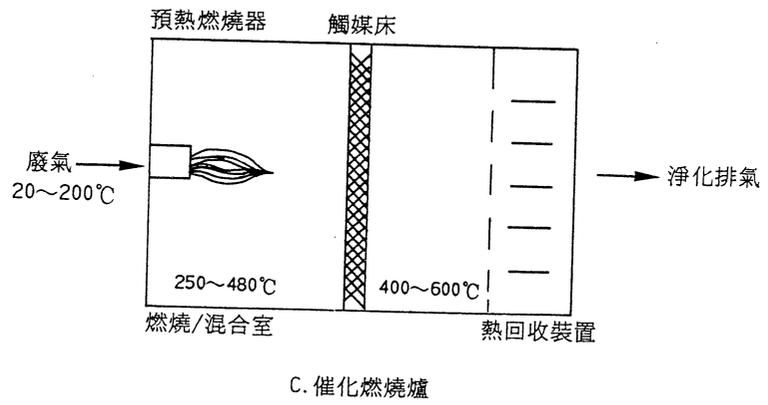
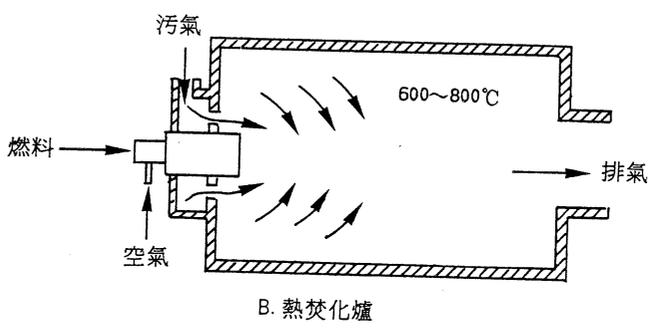
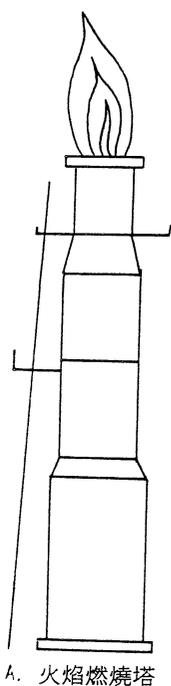


圖 1 三種焚化處理廢氣之設施

表 1 將此三種焚化設備作一比較，在前兩項之焚化處理中，均屬激烈的氧化反應，伴隨著光和火焰，本文將以此兩項為主，敘述基本原理及設計實務。

表 1 三種廢氣焚化處理方式的比較

操作範圍 \ 焚化方式	直接火焰式 (火焰燃燒塔)	熱氧化式 (後燃燒器)	催化燃燒 (觸媒床)
焚化溫度 (°C)	800~1600	600~800	250~600
氣流速度 (m/s)	30~70	3~17	3~10
停留時間 (s)	—	0.2~2	0.1~1.0
燃燒室的長度 對直徑比值	—	2~6	0.3~0.5

—：資料不足

二、基本原理

2.1 破壞效率

在污染廢氣中，絕大部份為VOC，以焚化方式進行處理，係以碳氫化合物的破壞（或銷燬）效率為指標，其定義如下：

$$\eta = \frac{[\text{HC}]_{\text{in}} - [\text{HC}]_{\text{out}}}{[\text{HC}]_{\text{in}}} \times 100\% \quad (1)$$

上式中，[HC]表示碳氫化合物的濃度(mol/m³)，下標in及out分別表示進、出焚化單元之意，計算式可參考例 1。對於HC化合物，一般皆要求η值大於90%，而對有毒氣體，經常要求達到99.99%甚至99.9999%的破壞效率。

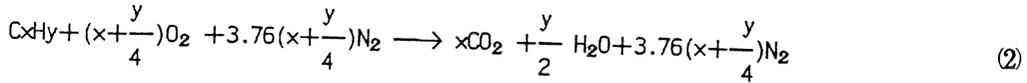
例 1：一般工業製程中，廢氣的排放溫度為450°K，內含1,500ppm的碳氫化合物及90ppm的一氧化碳。在經過 900°K之焚化處理後，其排氣中的碳氫化合物濃度為100ppm，一氧化碳濃度為270ppm，則其破壞效率為何？

[解] 已知：[HC]in=1500 ppm, [CO]in=90 ppm
[HC]out=100 ppm, [CO]out=270 ppm

依公式(1)： $\eta = (1500 - 100) / 1500 \times 100\% = 93.3\%$

2.2 計量化學

茲以碳氫化合物(CxHy)完全燃燒時來舉例說明，其計量化學式為：



其中

CxHy = 碳氫化合物之通式

$x + y/4$ = 燃燒1莫耳(mole)的CxHy所需要氧氣(O₂)的莫耳數

3.76 = 空氣中氮氣莫耳數與氧氣莫耳數的比值

標準空氣的組成列於表2中，在實際的應用上，其成份為21%的氧及79%的氮，分子量為 $\hat{M}_a = 28.97 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$ 。

由(2)式知每1莫耳或每(12x+y)公斤的CxHy在完全(或理論)燃燒時的需要的氧或空氣量為

$$\text{理論需氧量} = \left[\left(x + \frac{y}{4}\right) \times \hat{M}_{O_2} \right] / (12x + y) ; \text{kg} \cdot O_2 / \text{kg} \cdot C_xH_y \quad (3)$$

$$\begin{aligned} m_o = \text{理論空氣量} &= \left[\left(x + \frac{y}{4}\right) \times \hat{M}_{O_2} + 3.76\left(x + \frac{y}{4}\right) \times \hat{M}_{N_2} \right] / (12x + y) \\ &= 4.76\left(x + \frac{y}{4}\right) \times \hat{M}_a / (12x + y) \text{ kg} \cdot \text{Air} / \text{kg} \cdot C_xH_y \end{aligned} \quad (4)$$

而 $\hat{M}_{O_2} = 32 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$, $\hat{M}_{N_2} = 28 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$, $\hat{M}_a = 28.97 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$,
 $\hat{M}_C = 12 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$, $\hat{M}_H = 1 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$ 。

表2 乾燥空氣的組成表

氣體	氮	氧	氬	二氧化碳
莫耳成份(%)*	78.09	20.95	0.93	0.03
莫耳成份(%)**	79	21	—	—

空氣中 $N_2 : O_2 = 3.76 : 1$

*：表正常大氣之氣體組成， $\hat{M}_a = 28.97 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$

**：表實際燃燒計算之氣體組成。

經常為增進氧化效果，需添加過量氧氣，若過量氧氣量為EA，則標準狀態下的理論空氣量(m_o)與實際空氣量(m)之關係為

$$m = (1 + EA)m_o \quad (5)$$

再由(2)式知，每公斤CxHy完全燃燒生成物在標準狀態下的排氣體積為(Nm³/kg)為

$$G_{CO_2}^o = 22.4x / (12x + y) \quad (6a)$$

$$G_{H_2O}^o = 11.2y / (12x + y) \quad (6b)$$

$$G_{i_2}^0 = 84.224(x + \frac{y}{4}) / (12x + y) \quad (6c)$$

故理論總排氣量 G_i^0 (Nm³/kg) 為

$$G_i^0 = G_{i_2}^0 + G_{i_2O}^0 + G_{i_2}^0 \quad (7a)$$

$$= (106.624x + 32.256y) / (12x + y) \quad (7b)$$

而實際總排氣量 G_t [Nm³/kg] 為

$$G_t = G_i^0 + \text{過量空氣體積} \quad (8a)$$

$$= G_i^0 + 106.624EA(x + \frac{y}{4}) / (12x + y) \quad (8b)$$

表 3 列出碳、氫、硫、氯之四種元素完全燃燒時之理論需空氣量及理論排氣量。故利用前述之步驟，即可計算出任一反應物經燃燒後之需空氣量及排氣量，此兩者為送風裝置及後段控制設備煙道大小之必備數據。

表 3 燃料或廢棄物中的可燃元素之理論燃燒表

可燃元素		燃燒反應方程式	對可燃元素 1kg 而論						
名稱	符號		燃燒生成物		需氧氣量		需空氣量		
			名稱	符號	量	符號	量	符號	量
碳	C	C + O ₂ = CO ₂ 12kg, 32kg, 44kg 22.4, 22.4Nm ³	二碳 氧 化	CO ₂	3.667kg	O ₂	2.667kg	空 氣	11.441kg
					1.867Nm ³		1.867Nm ³		8.887Nm ³
		C + 1/2O ₂ = CO 12kg, 16kg, 28kg 11.2, 22.4Nm ³	一碳 氧 化	CO	2.333kg	O ₂	1.333kg	空 氣	5.719kg
					1.867Nm ³		1.867Nm ³		4.441Nm ³
氫	H	H ₂ + 1/2O ₂ = H ₂ O 12kg, 32kg, 44kg 11.2, 22.4Nm ³	水 蒸 氣	H ₂ O	9 kg	O ₂	8 kg	空 氣	34.32kg
					11.2 Nm ³		5.6 Nm ³		26.656Nm ³
硫	S	S + O ₂ = SO ₂ 32kg, 32kg, 64kg 22.4, 22.4Nm ³	二硫 氧 化	CO ₂	2 kg	O ₂	1 kg	空 氣	4.29kg
					0.7 Nm ³		0.7 Nm ³		3.332Nm ³
氯	Cl	Cl ₂ + 1/2O ₂ = Cl ₂ O 12kg, 32kg, 44kg 11.2, 22.4Nm ³	一二 氧 氯 化	Cl ₂ O	1.226kg	O ₂	0.226kg	空 氣	0.97kg
					0.316Nm ³		0.158Nm ³		0.752Nm ³
氯	Cl	1/2H ₂ + 1/2Cl ₂ = HCl 1kg, 35.45kg, 36.45kg 11.2, 22.4Nm ³	氯 化 氫	HCl	1.028kg	H ₂	0.028kg	水 蒸 氣	0.252kg
					0.632Nm ³		0.632Nm ³		0.314Nm ³

2.3 碳氫化合物之反應動力機構

由於無論是燃燒石化燃料（如煤、石油、瓦斯）、廢棄物或焚化揮發性有機排氣，

其可燃物絕大部份均為碳氫化合物，故本節將簡述碳氫化合物的反應動力機制。

雖然碳氫化合物的實際燃燒反應動力機構極為複雜，但在許多與環工相關的問題上，一般常以一階(first order)反應來做設計之工作，而其反應式可寫成^{3,7}：

$$\frac{d[HC]}{dt} = -k[HC] \quad (9)$$

在上式中，

[HC] = 碳氫化合物的濃度， m^3/mol

k = 反應速率常數， s^{-1} ，已包含氧氣濃度

t = 反應時間，s

在一般焚化廢氣時，氧氣濃度遠大於碳氫化合物濃度，可視為定值（氧之莫耳分率 y_{O_2} 之代表值為0.15），故被併入k值中。若廢氣初始值為 [HC]_i，則公式(9)之解為

$$\frac{\ln[HC]_o}{\ln[HC]_i} = -kt \quad (10)$$

在上式中，k值可由Arrhenius式求得，即

$$k = A \exp(-E/R_u T) \quad (11)$$

上式中：

A = 碰撞頻因子， s^{-1}

E = 活化能， $cal/g \cdot mol$

R_u = 普及氣體常數為 $1.9872 cal/g \cdot mol \cdot ^\circ K$

T = 反應溫度， $^\circ K$

i, o = 下標，分別代表初始值及排放值

表 4 列出適用於一階反應模式之碳氫化合物的熱氧化參數值。由公式(10)及(11)知，若溫度T愈高或滯留時間t愈長，則排放濃度 [HC]_o 愈低，但由公式(11)知破壞（銷燬）效率愈佳。

三、基本設計考慮

3.1 燃燒的3T

在熱焚化爐設計中，停留時間(residence time)、爐床（或火焰）溫度(temperature)及紊流強度(turbulence intensity)為爐體設計（尺寸、氣流量、燃料消耗率）最重要之考慮因素，一般稱之為「3T」。

由前節知，VOC 之破壞速率由反應速率及溫度而定，欲增加破壞率，可增加廢氣之滯留時間或焚化之溫度。而當紊流強度愈強時，空氣和VOC 之混合效果愈佳，燃燒亦愈完全。

$$\tau_c = \frac{1}{k} \quad (12a)$$

$$\tau_r = \frac{V}{Q} = \frac{L}{U} \quad (12b)$$

$$\tau_m = L^2/Dt \quad (12c)$$

其中

τ_c, τ_r, τ_m = 分別為化學反應、停留及混合時間, s。

V = 反應室(或燃燒室)之體積, m^3 。

Q = 氣體之體積流量, m^3/s 。

L = 反應室(或燃燒室)之長度, m。

U = 氣體在燃燒室之平均速度, m/s。

Dt = 紊流擴散係數, m^2/s 。

且

$$Pe = \text{Peclet數} = \frac{\tau_m}{\tau_r} \quad (13a)$$

$$Da = \text{Dankohler數} = \frac{\tau_c}{\tau_r} \quad (13b)$$

當 Pe 很大且 Da 很小時(即 $\tau_m \gg \tau_r \gg \tau_c$),則氣流之混合效果為反應速率之控制因素;反之,若($\tau_m \gg \tau_r \gg \tau_c$),則化學動力機構為速率之控制因素。在一般的焚化設備中,溫度在(500~800°C)時,只要氣流的速度足夠。混合過程並非速率之控制因素;但當溫度增高時($T > 800^\circ\text{C}$),由於反應速率變得極快,此時混合過程成為燃燒速率的限制因素。

通常,增加停留時間,則增加爐體之體積,而使投資成本增加。而增加焚化溫度,可添加輔助燃料,促使操作費用增加。唯如燃燒器管道或噴嘴在良好的設計或配置下,可達到良好的混合效果,是最節省費用的方法。

在工業燃燒或空污控制之應用上,一般廢氣之停留時間 τ_r 需大於或等於化學反應時間 τ_c ,以保證燃燒得以有效且完全,而公式(12b)指出如爐室尺寸(L),氣流速度(U)與滯留時間三者中有任二者知道,即可求出第三者。而公式(12a)表示若 τ_c 或 k 知其一,則可求另一。在設計燃燒爐時,氣體停留時間需視下列幾個條件而定:

1. 廢氣的破壞效率(需符合排放標準)。
2. 焚化的溫度。

此兩項條件均與反應動力(反應速率及溫度)有關,此時需要用到2.3節中之基本原理。公式(I)為破壞效率 η ,公式(II)為反應速率常數 k 與焚化溫度 T 的關係式,但仍然缺一方程式,敘述 η 與 k 值或 η 與 T 值之關係。茲敘述一種常用的方法,以求出後者之關係式。

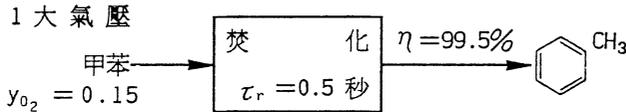
表 4 適用於 1 階反應的碳氫化合物熱氧化參數

熱氧化參數 化合物名稱	碰撞頻率因子	活化能
	A (s ⁻¹)	E 10 ⁴ (cal/g·mole)
丙 烯 醛	3.30×10 ¹⁰	3.59
丙 烯 腈	2.13×10 ¹²	5.21
丙 烯 醇	1.75×10 ⁶	2.14
氯 丙 烯	3.89×10 ⁷	2.91
苯	7.43×10 ²¹	9.59
1 - 丁 烯	3.74×10 ¹⁴	5.82
氯 苯	1.34×10 ¹⁷	7.66
1,2- 二氯乙烷	4.82×10 ¹¹	4.56
乙 烷	5.65×10 ¹⁴	6.36
乙 醇	5.37×10 ¹¹	4.81
丙 烯 酸 乙 基	2.19×10 ¹²	4.60
乙 烯	1.37×10 ¹²	5.08
甲 酸 乙 基	4.39×10 ¹¹	4.47
乙 硫 醇	5.20×10 ⁵	1.47
甲 烷	1.68×10 ¹¹	5.21
一 氯 甲 烷	7.34×10 ⁸	4.09
丁 酮	1.45×10 ¹⁴	5.84
丙 烷	5.25×10 ¹⁸	8.52
丙 烯	4.63×10 ⁸	3.42
甲 苯	2.28×10 ¹³	5.65
三 乙 基 胺	8.10×10 ¹¹	4.32
醋 酸 乙 烯	2.54×10 ⁸	3.59
氯 乙 烯	3.57×10 ¹⁴	6.33

很明顯的，3T事實上和三個代表性時間直接相關連，此三個代表性的時間即為(1)化學反應時間，(2)停留時間，(3)混合(mixing)時間，其代表值(characteristic values)可以下式計算

Lee氏等人⁷ 研究結果提出焚化溫度視破壞效率而定,且為自燃點、停留時間,及H/C之原子數比等之函數,如表5所示。於表5中,分別列出破壞率為99%,99.9%及99.99%所需之焚化溫度。一旦破壞效率決定後,即可據此求出焚化之溫度,再利用(11)及(12)式估算反應時間 τ_c ,並作為設定氣體停留時間 $\tau_r (\geq \tau_c)$ 之依據。

例2:有一焚化甲苯(toluene)的燃燒室如下圖所示,若其停留時間為0.5秒,破壞效率為99.5%,則其(1)焚化溫度為何(P=1 atm)?(2)若氣流速度為5 m/s,則燃燒室之長度為何?



(解): (1)求焚化溫度:

表5中,有 T_{99} 及 $T_{99.9}$ 之公式,並無 $T_{99.5}$ 之公式。吾人可先求出 T_{99} 及 $T_{99.9}$ 之值,並以內差法求 $T_{99.5}$ 。對甲苯($C_6H_5CH_3$)言,表5中之各參數如下:

$$V_1 = \text{C原子數} = 7, \quad V_2 = \text{芳香族指標} = 1, \quad V_3 = \text{碳碳雙鍵指標} = 1$$

$$V_4 = \text{N原子數} = 0, \quad V_5 = \text{自燃點} = 1026(^{\circ}\text{F}), \quad V_6 = \text{氧原子數} = 0$$

$$V_7 = \text{硫原子數} = 0, \quad V_8 = \text{H/C (原子數比)} = 8/7 = 1.14,$$

$$V_9 = \text{乙烯基指標} = 0$$

$$V_{10} = \text{碳碳雙鍵與氧鍵指標} = 0$$

$$V_{11} = \ln(\gamma_r) = \ln 0.5 = -0.693$$

$$\text{故 } T_{99} = 577 - 10.0(7) + 110.2 \times 1 + 67.1 \times 1 + 0 + 0.586(1026) - 0 - 0 + 85.2(1.14) - 0 + 0 - 76.1(-0.693) = 1435.4^{\circ}\text{F} = 779.7^{\circ}\text{C}$$

$$T_{99.9} = 594 - 12.2(7) + 117 \times 1 + 71.6 \times 1 + 0 + 0.592(1026) - 0 - 0 + 87.1(1.14) - 0 + 0 - 75.3(-0.693) = 1456.1^{\circ}\text{F} = 791.2^{\circ}\text{C}$$

由此例知,當焚化溫度上升僅約 11.5°C 時,甲苯之破壞效率即刻從99%提昇至99.9%。

(2)求燃燒室長度:

$$\begin{aligned} \text{由(12b)式: } L &= U \cdot \tau_r \\ &= (5 \text{ m/s}) \cdot (0.5 \text{ s}) \\ &= 2.5 \text{ m} \end{aligned}$$

3.2 自燃點及燃燒界限

自燃點(auto-ignition temperature)亦稱發火溫度,係指在該溫度時,可燃性物質可不需外來火源(如火星塞或火焰)即可發火的溫度。表6列出一些碳氫化合物之發火溫度。

可燃氣體在與空氣於一定溫度下混合時,其體積之濃度分率必需在某一範圍內才可燃燒。燃燒(或爆炸)下限L是指最小蒸氣(或氣體)濃度分率,在此以下時,即使接

表 5 碳氫化合物破壞效率與燃燒溫度之模式

$T_{99.00} = 557 - 10.0V_1 + 110.2V_2 + 67.1V_3 + 72.6V_4 + 0.586V_5 - 23.4V_6 - 430.9V_7 + 85.2V_8 - 82.2V_9 + 65.5V_{10} - 76.1V_{11}$	$R^2 = 0.989$ $S = 19.8$
$T_{99.90} = 594 - 12.2V_1 + 117.0V_2 + 71.6V_3 + 80.2V_4 + 0.592V_5 - 20.0V_6 - 420.3V_7 + 87.1V_8 - 66.8V_9 + 62.8V_{10} - 75.3V_{11}$	$R^2 = 0.987$ $S = 20.9$
$T_{99.99} = 605 - 13.8V_1 + 122.5V_2 + 75.7V_3 + 85.6V_4 + 0.597V_5 - 17.9V_6 - 412.0V_7 + 89.0V_8 - 55.3V_9 + 60.7V_{10} - 75.2V_{11}$	$R^2 = 0.985$ $S = 22.1$
$T_{99.00} = 99.00\%$ 銷燬溫度 (°F) $T_{99.90} = 99.90\%$ 銷燬溫度 (°F) $T_{99.99} = 99.99\%$ 銷燬溫度 (°F) R^2 = 多元相關係數 S = 標準誤差	<p style="text-align: center;">參 數</p> V_1 = 化合物中碳原子數 V_2 = 0 = 非芳香族; 1 = 芳香族 V_3 = 碳碳雙鍵指標 (0: 無, 1: 有) V_4 = 氮原子數 V_5 = 自然點 (°F) V_6 = 氧原子數 V_7 = 硫原子數 V_8 = 氫 / 碳原子數比 V_9 = 乙烯基指標 (0: 無, 1: 有) V_{10} = 碳碳雙鍵與氮鍵連結指標 (0: 無, 1: 有) V_{11} = 停留時間(s)的自然對數 $\ln(t)$

表 6 碳氫化合物的自燃點

物質名稱	化學式	自燃點(°C)	物質名稱	化學式	自燃點(°C)
丙酮	CH ₃ COOH	538	乙 烯	H ₂ C=CH ₂	450
丙 烯 醛	CH ₂ CHCHO	234	1,2- 二氯乙烷	C ₂ H ₄ Cl ₂	413
丙 烯 腈	H ₂ C=CHCN	481	氫	H ₂	580
氨	NH ₃	649	氫 化 氰	HCN	538
苯	C ₆ H ₆	579	硫 化 氫	H ₂ S	260
正 丁 烷	CH ₃ (CH ₂) ₂ CH ₃	480	異 丁 烷	(CH ₃) ₂ CHCH ₃	510
1 - 丁 烯	CH ₂ =CHCH ₂ CH ₃	384	甲 烷	CH ₄	537
丁 醇	CH ₃ (CH ₂) ₂ CH ₂ OH	367	甲 醇	CH ₃ OH	470
一 氧 化 碳	CO	652	氯 甲 烷	CH ₃ Cl	632
氯 苯	C ₆ H ₅ Cl	674	甲 乙 酮	CH ₃ COCH ₂ CH ₃	515
環 己 烷	C ₆ H ₁₂	268	酚	C ₆ H ₅ OH	715
乙 烷	C ₂ H ₆	530	丙 烷	CH ₃ CH ₂ CH ₃	466
乙 醇	C ₂ H ₅ OH	426	丙 烯	CH ₃ CH=CH ₂	455
乙 酸 乙 脂	CH ₃ COOC ₂ H ₅	486	苯 乙 烯	C ₆ H ₅ CH=CH ₂	490
乙 苯	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	465	甲 苯	C ₆ H ₅ CH ₃	552
氯 乙 基	C ₂ H ₅ Cl	518	氯 乙 烯	CH ₂ =CHCl	472
乙 烯	H ₂ C=CH ₂	450	二 甲 苯	C ₆ H ₄ (CH ₃) ₂	495

觸火源，也不發生燃燒。燃燒（或爆炸）上限U是指最大蒸氣（或氣體）之濃度分率，在此界限上，即使接觸火源，亦不燃燒。而在L與U之間，為可燃範圍，亦稱燃燒範圍（range of flammability）。

表7為在標準狀態下（1氣壓及25°C時），各種可燃性氣體之燃燒界限，這些值受溫度及壓力的影響。一般言，壓力增加，燃燒範圍亦增加，唯其影響較小。當溫度升高時，L值減小，U值增加，即燃燒範圍增加，（如圖2所示），且可依下式估算

$$L = L^{\circ} - (0.8L^{\circ} \times 10^{-3})(T-25) \quad (14a)$$

$$U = U^{\circ} - (0.8U^{\circ} \times 10^{-3})(T-25) \quad (14b)$$

亦即每上升100°C，對空氣的燃燒下限減低約8%，而燃燒上限增加約8%。上式中，L[°]、U[°]表示在1大氣壓及25°C下的值。

在處理可燃性廢氣（如VOC）時，為了安全考量，一般的保險規則要求廢氣輸送管線的濃度需低於下限值L的25%；若超過時，需以空氣稀釋。

對可燃性的混合燃燒下限及上限可由Le Chatelier式求得，即

$$L = \frac{100}{C_1/L_1 + C_2/L_2 + \dots + C_n/L_n} \% \quad (15a)$$

$$U = \frac{100}{C_1/U_1 + C_2/U_2 + \dots + C_n/U_n} \% \quad (15b)$$

上式中， L_i 、 U_i 為 i 成分的下限和上限，而 C_i 為在可燃性混合物的濃度分率（體積%）。

表 7 碳氫化合物的燃燒（爆炸）界限（1大氣壓，25°C，向上傳播，vol.%）

物質名稱	下限, L	上限, U	物質名稱	下限, L	上限, U
氫	4.0	75	異丙烷	0.9	6.5
一氧化碳	12.5	74	環己烷	1.3	7.8
甲烷	5.0	15	甲基環己烷	1.1	6.7
乙烷	3.0	12.4	甲醇	6.7	36
丙烷	2.1	9.5	乙醇	3.3	19
丁烷	1.8	8.4	二甲醚	3.4	27
己烷	1.2	7.4	二乙醚	1.7	27
乙烯	2.7	36	乙醛	4.0	36
乙炔	2.5	100	丙酮	2.6	13
丙烯	2.0	11	丁酮	1.9	10
1-丁烯	1.6	10	硫化氫	4.0	44
2-丁烯	1.7	9.7	二硫化碳	1.3	50
1,3-丁二烯	2.0	12	氯氣	15.0	28
苯	1.3	7.9	聯氨	4.7	100
甲苯	1.2	7.1	汽油	1.3	7.1
二甲苯(o,m)	1.1	6.4	氯乙烯單體	4.0	21.7
二甲苯(p)	1.1	6.6	環氧乙烷	3.0	100

例 3：已知一可燃混合物的成分及組成，如下表所示，求混合物之燃燒下限。

成份	體積百分比(%)	下限值 L_i
己烷	0.8	1.2
甲烷	2.0	5.0
乙烯	0.5	2.7

試求混合物的下限值 L 。

[解]：由已知條件知，可燃性混合物之體積百分率為
 己烷 + 甲烷 + 乙烯 = $0.8\% + 2.0\% + 0.5\% = 3.3\%$
 即空氣佔 96.7% 。
 故每一化合物於可燃性混合物之體積百分率為

$$\text{己烷}C_1 = \frac{0.8}{3.3} \times 100\% = 24.2\%$$

$$\text{甲烷}C_2 = \frac{2.0}{3.3} \times 100\% = 60.6\%$$

$$\text{乙烯}C_3 = \frac{0.5}{3.3} \times 100\% = 15.2\%$$

由公式 (15a) 得，(各混合物的Li值參見表 7)

$$\text{合成}L = \frac{100}{24.2/1.2 + 60.6/5.0 + 15.2/2.7} \% = 2.6\%$$

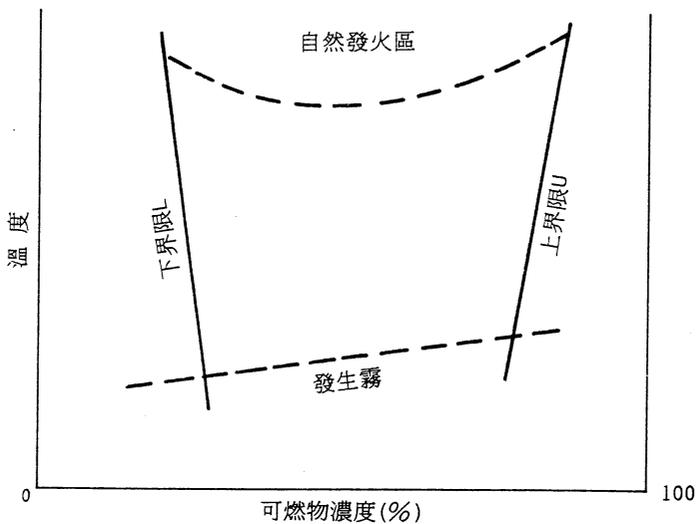


圖 2 燃燒 (爆炸) 界限與溫度的關係

四、熱焚化爐

4.1 概說

如第 1 節所述 (參見圖 1 及表 1)，當可燃性廢氣之濃度很低時，則需依賴輔助燃料，一般廢氣先經預熱再於燃燒室內焚化，有時亦加入額外的空氣以補足氧氣量或提高混合效果。圖 3 為一含預熱廢氣熱焚化爐之示意圖。

通常於焚化室之停留時間為 0.2~2 秒 (1 秒為代表值)。廢氣熱值在 40~750 kJ/Nm³ 之間，氣流的流率則在 10~1,000 m³ /min 之間。焚化爐所需溫度則視廢氣成份及破壞效率而定，表 8 為 VOC 及 CO 之焚化溫度與破壞效率之代表值。

熱焚化爐 (thermal incinerator) 之燃燒過程可概分為兩個階段

1. 燃料之燃燒，
2. 廢氣之燃燒。

在第一階段中，來自於一次空氣中的氧氣或是自廢氣中之氧（或二次空氣）迅速與燃料混合且發生不可逆之氧化反應，並釋出大量之熱能，此放出之熱能用以加熱燃燒生成氣體及廢氣。

在第二階段中，包含了燃燒生成氣體與廢氣之混合，由於反應放熱使氣流溫度驟升，而使廢氣得以完成燃燒反應，並以清淨氣體排出。

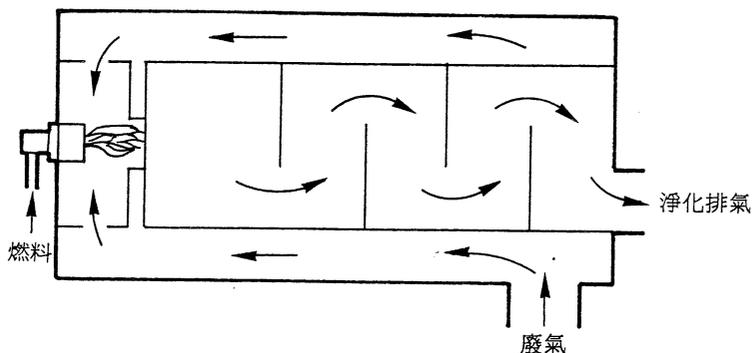


圖 3 熱焚化爐（含預熱裝置）示意圖

表 8 熱焚化爐焚化溫度範圍及其破壞效率

廢氣成份	焚化溫度 (°C)	破壞效率 (%)
VOC	600~650	75~85
VOC	630~720	85~90
VOC	650~760	90~100
CO	700~750	75~90
CO	710~830	90~99

4.2 質能平衡計算

在熱式焚化爐（後燃燒器）之設計項目中，所需之資料如下：

1. 基本資料：廢氣之成份、溫度、壓力、物性（熱值、密度）流量等。
2. 設計項目：焚化溫度，二次燃料（空氣）、氣體流量或爐體尺寸等，
3. 法規資料：破壞效率或排放標準。

在設計項目中，係藉由質能平衡之計算，並配合已知數據（包括基本及法規資料），以求得未知之數值。茲以一典型的熱焚化爐（圖 4）之穩態 (Steady-State) 質能流程說明之。

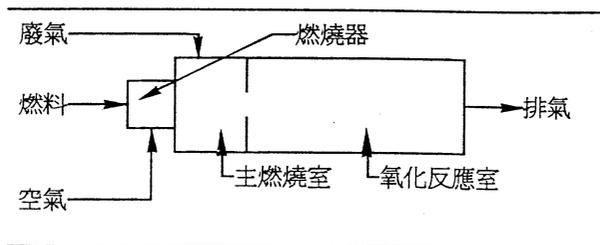


圖 4 典型熱焚化爐 (穩態) 質能平衡圖

整體的質量平衡為

$$\sum_{in} \text{質量} = \sum_{out} \text{質量}$$

$$\text{故, } \dot{m}_f + \dot{m}_w + \dot{m}_a = \dot{m}_e \quad (16)$$

上式中, \dot{m} 為單位時間內氣體之流量 (kg/min), 而下標 f, w, a 及 e 分別代表燃料、廢氣、空氣及清淨排氣。

整體的能量平衡為

$$\sum_{in} \text{熱能量 (含燃燒能)} = \sum_{out} \text{熱能}$$

即

$$\dot{m}_f h_f + \dot{m}_w h_w + \dot{m}_a h_a + \dot{m}_f (\Delta h_c)_f + \sum_{w,i} x_i \dot{m}_f (\Delta h_f)_{w,i} = \dot{m}_e h_e + \dot{Q}_L \quad (17)$$

上式中,

h = 物質的熱 (enthalpy), kJ/kg

Δh_c = 物質的燃燒熱, 一般指低熱值 (LHV), 如為放熱反應, 則取正值, kJ/Kg

x_i = 廢氣中成份 i 所佔的質量分率

\dot{Q}_L = 熱損失率, kJ/min

為簡化計算步驟, 常使用的假設 (assumptions) 為:

A1: $\dot{Q}_L \sim 0$ 或假設 \dot{Q}_L 為進入熱量 (一般以燃料的 $\dot{m}(\Delta h_c)$) 的某一百分比。合理之設計, \dot{Q}_L 值為 5%~15%。

A2: 通常假設焚化爐內 (主燃燒室 + 化學反應室) 溫度呈均勻分佈, 且等於排氣溫度 T_e 。

A3: 一般氣體, 如空氣、碳氫化合物、廢氣等, 其比熱均與溫度呈相似之函數形式, 且值近似。故可令 $h_f \sim h_w \sim h_e \sim h_a$, 即氣體之熱焓皆採用空氣的值。

在實際焚化爐中, 氣流的溫度分佈受到進氣濃度、溫度、熱傳係數, 爐體體積/爐體面積等因素的影響, 且一般先上昇 (由於燃燒放熱), 再下降 (由於熱損失至爐壁)。典型的氣流溫度分佈如圖 5 所示。

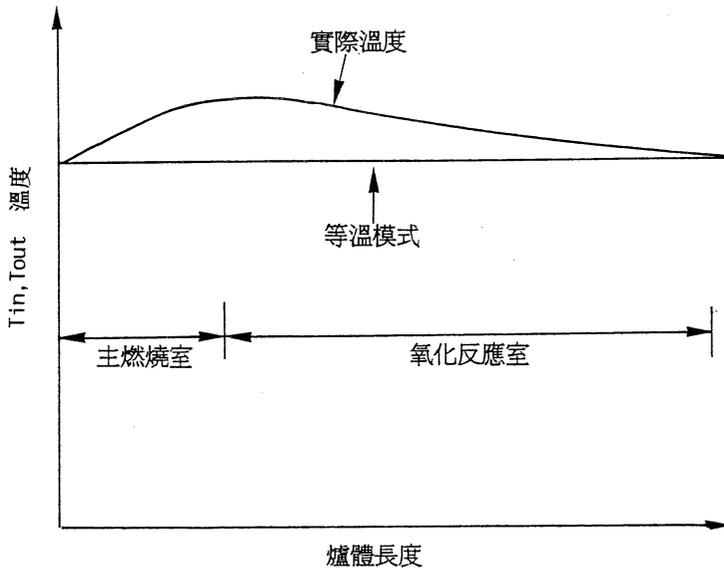


圖 5 焚化室之典型氣流溫度分佈

若採用 A1~A3 之假設，則 (17) 式簡化成

$$\dot{m}_f h_{Tf} + \dot{m}_w h_{Tw} + \dot{m}_a h_{Ta} + \dot{m}_f (1-f_L) (\Delta h_c)_f + \sum_{w,i} x_i \dot{m}_w (\Delta h_c)_{w,i} = \dot{m}_e h_{Te} \quad (18)$$

上式中

$$f_L = \dot{Q}_L / (\dot{m} \Delta h_c)_f = \text{熱損失分率}$$

且 h_{Tf} , h_{Tw} , h_{Ta} 及 h_{Te} 分別為空氣於溫度 T_f , T_w , T_a 及 T_e 之熱值；如前所述，下標 f , w , a 及 e 分別代表燃料、廢氣、空氣及排氣。如將質量平衡式 (16) 代入上式，整理可得

$$\dot{m}_f = \frac{\dot{m}_w (h_{Te} - h_{Tw}) + \dot{m}_a (h_{Te} - h_{Ta}) - \dot{m}_w \sum_{w,i} x_i (\Delta h_c)_{w,i}}{(h_{Tf} - h_{Te}) + (1-f_L) (\Delta h_c)_f} \quad (19)$$

若將上式應用於兩種理想的情形下，又可再作簡化：

(1) 若廢氣濃度很低，而致其總燃燒熱值遠低於燃料之總燃燒值，則上式分子之 $(\Delta h_c)_{w,i}$ 項可省略。此種情形適用於一般之後燃燒（器）爐，而上式簡化成

$$\dot{m}_f = \frac{\dot{m}_w (h_{Te} - h_{Tw}) + \dot{m}_a (h_{Te} - h_{Ta})}{(h_{Tf} - h_{Te}) + (1-f_L) (\Delta h_c)_f} \quad (20)$$

(2) 若廢氣為濃度很高之可燃性氣體，其總燃燒熱值足以維持良好之焚化，並不需要或僅需少量之輔助燃料，此時 (19) 式分母中之 $(\Delta h_c)_f$ 項可省略，而 (19) 式簡化成

$$\dot{m}_f = \frac{\dot{m}_w (h_{Te} - h_{Tw}) + \dot{m}_a (h_{Te} - h_{Ta}) - \dot{m}_w \sum_{w,i} x_i (\Delta h_c)_{w,i}}{(h_{Tf} - h_{Te})} \quad (21)$$

例4：參考圖4，一熱焚化爐欲以730°C之溫度焚化處理90°C, 60Nm³/min的廢氣。若空氣引進之溫度為30°C, 流量為6Nm³/min, 試求輔助燃料(甲烷)於30°C之質量流量率為何? 假設熱損失率為10%, 廢氣之燃燒放熱量可忽略不計。

[解]：由空氣物性表知，於30°C (303°K)，密度為 $\rho_a = 1.177\text{kg/m}^3$

$$\text{故 } \dot{m}_w = 60\text{Nm}^3/\text{min} = 70.62\text{kg}/\text{min}$$

$$\dot{m}_a = 6\text{Nm}^3/\text{min} = 7.06\text{kg}/\text{min}$$

查表知，空氣之熱焓為

$$T = 303^\circ\text{K}, h_a = 300.5 \text{ kJ/kg} = h_{T_a} = h_{T_f}$$

$$T = 303^\circ\text{K}, h_a = 361 \text{ kJ/kg} = h_{T_w}$$

$$T = 1003^\circ\text{K}, h_a = 1046.2 \text{ kJ/kg} = h_{T_e}$$

甲烷之低熱值為 $\Delta h_c = \text{LHV} = 50040 \text{ kJ/kg}$

將以上數據代入(20)式得

$$\dot{m}_f = \frac{70.62(1046.2 - 361) + 7.06(1046.2 - 300.5)}{50040(1 - 0.1) + (300.5 - 1046.2)} = 1.21 \text{ kg}/\text{min}$$

而依質量平衡(16)式得，排氣率為

$$\dot{m}_e = \dot{m}_a + \dot{m}_f + \dot{m}_w = 7.06 + 1.21 + 70.62 = 78.89 \text{ kg}/\text{min}$$

4.3 焚化爐尺寸

當質能平衡之計算工作完畢後，其他之設計，諸如爐體之尺寸(長度、直徑)、排氣管之直徑、停留時間等即可進行估算，其步驟如下：

1. 由氣流之質量流量 \dot{m}_e 計算其體積流量 \dot{Q}_e ，即

$$\dot{Q}_e = \frac{\dot{m}_e}{\rho_e} \quad (22a)$$

$$\text{由理想氣體定律：} \rho = \frac{P}{RT} = \frac{\hat{M} P}{R_u \cdot T_e} \text{ 故 } \dot{Q}_e = \frac{\dot{m}_e \cdot R \cdot T}{\hat{M} P} \quad (22b)$$

上式中， \hat{M} 為氣體之分子量， P 為壓力， R_u 為普及氣體常數， R 則為氣體常數，三者關係為：

$$R = \frac{R_u}{\hat{M}}$$

2. 焚化室內氣流之速度 U ，長度 L 及停留時間 τ_r ，此三者關係為(12b)式所示即

$$L = U \tau_r \text{ 或 } \tau_r = L/U$$

故必須知其中兩者，方可求得第三者。經驗顯示，為了達到良好地紊流混合及燃燒完全的效果，一般

$$U = 6 \sim 15 \text{ m/s}$$

$$\tau_r = 0.4 \sim 0.9 \text{ s}$$

3. 計算焚化室之直徑

$$\text{因 } \dot{Q}_e = UA = \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right) U$$

$$\text{故 } D = \sqrt{\frac{4Q_e}{\pi U}}$$

23

4. 其他：依質量守衡律，故排氣量 \dot{m}_e 在所有的管路上均相同，故亦可利用(22a)及(23)式計算煙囪之直徑 D （若排煙速度已知），其中 ρ_e 以爲在該管路處（如煙囪）之氣流密度替代即可。

例5：若在上例中，於焚化室內之氣流平均速度定在 10m/s ，停留時間定在 0.7s ，試求焚化室之直徑及長度，且氣流之分子量與空氣相近。

[解]：已知 $U = 10\text{ m/s}$ ， $\tau_r = 0.7\text{ s}$ ， $\dot{m}_e = 78.89\text{ kg/min}$ ， $T_e = 1003^\circ\text{K}$

$$\text{由(12b)式：} L = U \tau_r = (10)(0.7) = 7\text{ m}$$

因氣流之分子量與空氣相近，故 $\hat{M} = 29\text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$

$$\text{由(22b)式：} \dot{Q}_e = \frac{78.89 \times 0.08206 \times 1003}{29 \times 1} = 223.9\text{ m}^3/\text{min}$$

$$\text{由(30b)式：} D = \sqrt{\frac{4 \times (223.9/60)}{3.14 \times 10}} = 0.69\text{ m}$$

4.4 熱焚化爐之型式

如前所述，在設計及選擇焚化爐之尺寸及型式，以下之資料必需先取得或估算出：廢氣之質量流量、成份、溫度、壓力等。

根據Hemsath及Susey(1974)之研究及實務經驗指出，選擇熱焚化爐型式有三個參數

1. 廢氣中氧(O_2)之含量（%體積/體積）。
2. 廢氣之濃度（%體積/體積），或廢氣之燃燒熱值(kJ/m^3)。
3. 輔助燃料之種類：天然瓦斯或燃油。

Hemsath-Susey 將前兩項參數分爲四個區間，又依第三項參數，將焚化爐分成三類，其中方法彙列於表9中。由於HC化合物之燃燒熱值大概爲 2.235 kJ/m^3 故法規要求廢棄濃度低於25%的燃燒下限LEL值爲 558.8 kJ/m^3 。

由表9知，第一類的氧氣量足夠，可由天然氣或燃油作爲輔助燃料；第二類型的氧氣量不足，需另加輔助空氣，並可適用混合式燃料（如燃油、天然氣等）。第三種爲氧氣量極少，燃燒值在 $0 \sim 37,254\text{ kJ/m}^3$ ($0 \sim 1,000\text{ Btu/ft}^3$)或更高，此種情形在煉油製程中較多見，屬富燃料燃燒爐，亦需供應輔助空氣，圖6(A)~圖6(D)，爲四種型式的熱焚化爐。

表 9 熱焚化爐設備之選擇及型式比較

項 目		型 1	型 2	型 3	型 4
氧氣量(%)		>15	<15	< 3	15
碳氫濃度%(LEL)		<25	<25	不適用	25
燃燒熱值(kJ/m ³)		<558.8	<558.8	0~37,254	<558.8
燃 料	天 然 氣	煙囪焚化爐	多 燃 料	富 燻 煙	危 險 (應避免使用)
	燃 油	多燃料焚化爐	焚 化 爐	焚 化 爐	
輔 助 空 氣		不 需 要	需 要	需 要	-
示 意 圖		圖 6 (A)	圖 6 (B)	圖 6 (C)	圖 6 (D)

4.5 廢熱回收及再利用

廢熱回收亦為熱焚化處理方式中重要之考慮因素，此乃由於輔助燃料之使用，大量增加操作費用，故站在能源節約的角度而言，廢熱回收是必需的。

最常用之方法是加裝熱交換器(heat exchanger)，而最直接之方法，即是利用廢熱預熱燃料或空氣，此可改進燃燒效率，達到節省燃料之目的，除此之外，亦可回收廢熱，作製程所需之蒸氣或其他的目的。圖 7 為典型的熱回收示意圖。一般能量的回收可達 40~60% 不等，實際經驗指出，加裝熱交換器之壓力損耗回收效率而定，若回收效率為 10、30、50 及 70%，則壓力降分別為 50、150、200 及 250 毫米水柱(mmH₂O)。

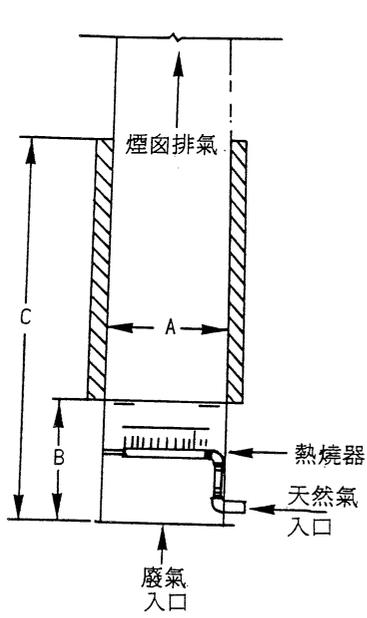
唯在廢熱回收之規劃上，應避免回收過多之熱量，若排氣溫度太低，易發生凝結現象。如廢氣中有酸性氣體(如硫酸蒸氣)，且溫度低於露點(約 149℃)時，則酸性液滴將會附著於管壁上，形成酸性腐蝕。

五、火焰燃燒塔

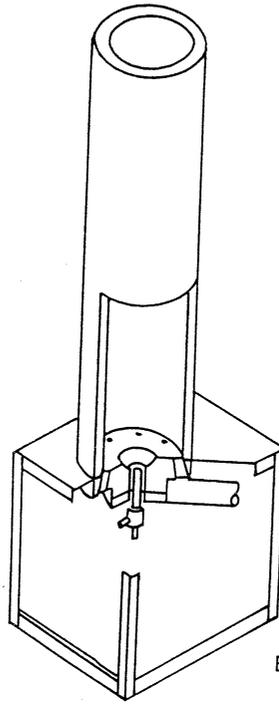
5.1 概說

火焰燃燒塔(flare)通稱廢氣燃燒塔，為煉油廠及石化工場中不可缺少之安全設備。當製程中的壓力容壓或設備的壓力過高時，其多餘的壓力必須洩放，以保護容器及設備。此大量洩放的氣體，或濃度高，易燃或具毒性，必需將此種氣體導入燃燒塔中予以燒棄後再排放。為符合環保的需求，其排放的濃度及噪音需在管制以下。

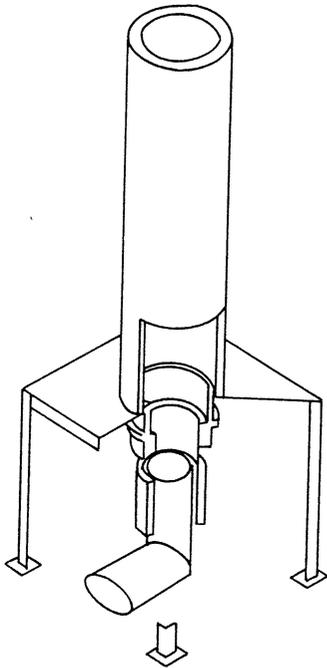
一典型的火焰燃燒塔配置如圖 8 所示，其包含重要的壓力釋放閥、安全閥、水封罐、燃燒器及高聳的煙囪。由於緊急狀況的釋壓，並非經常發生，而且時間都很短暫，而平時微量氣體只有緊急狀況的 1%。是故，廢氣燃燒塔的設計操作容量需有彈性，其處理的氣流速度可從 0.01~305 m/s。



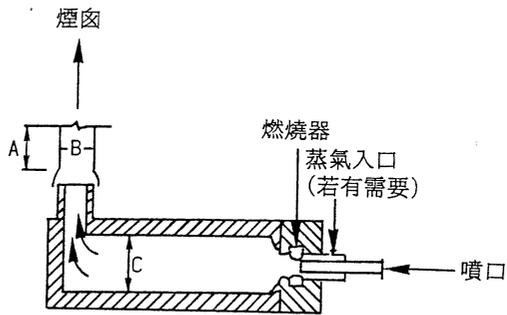
A. 煙囪焚化爐



B. 多燃料焚化爐



C. 富煙煙焚化爐



D. 噴入式焚化爐

圖 6 四種型式的熱焚化爐

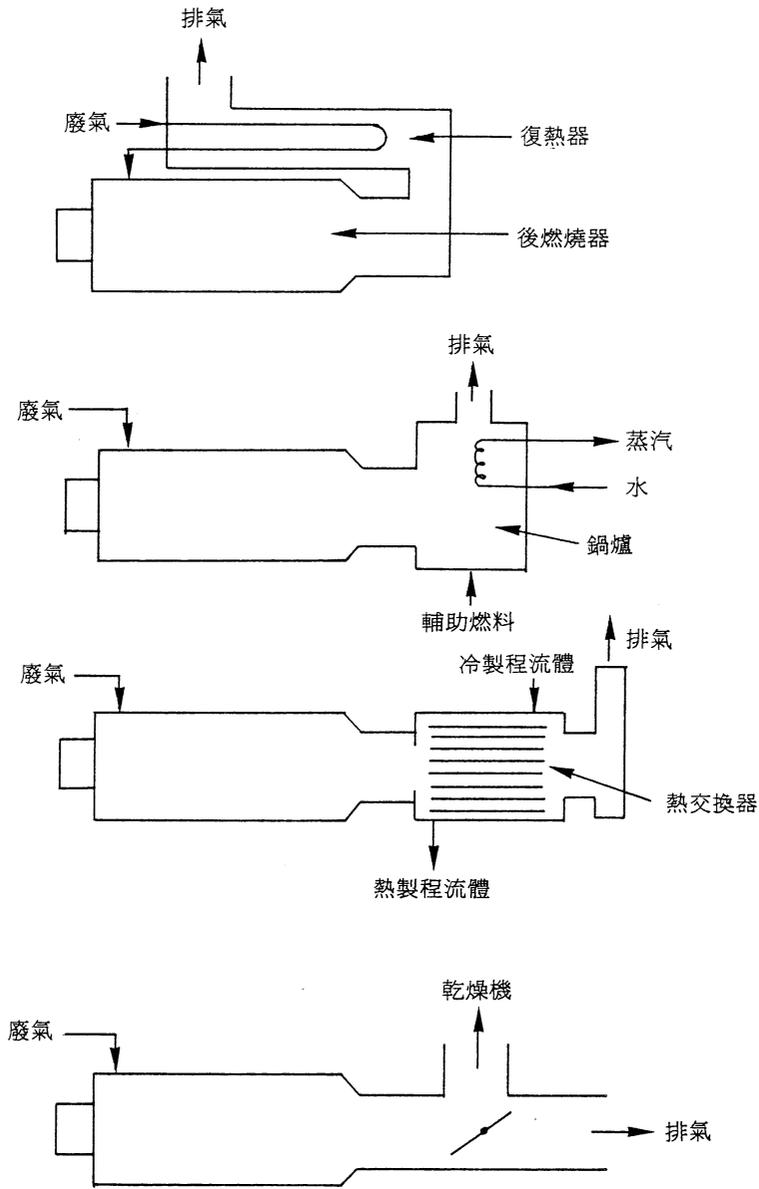


圖 7 熱焚化爐後燃燒器的四種熱回收系配置圖

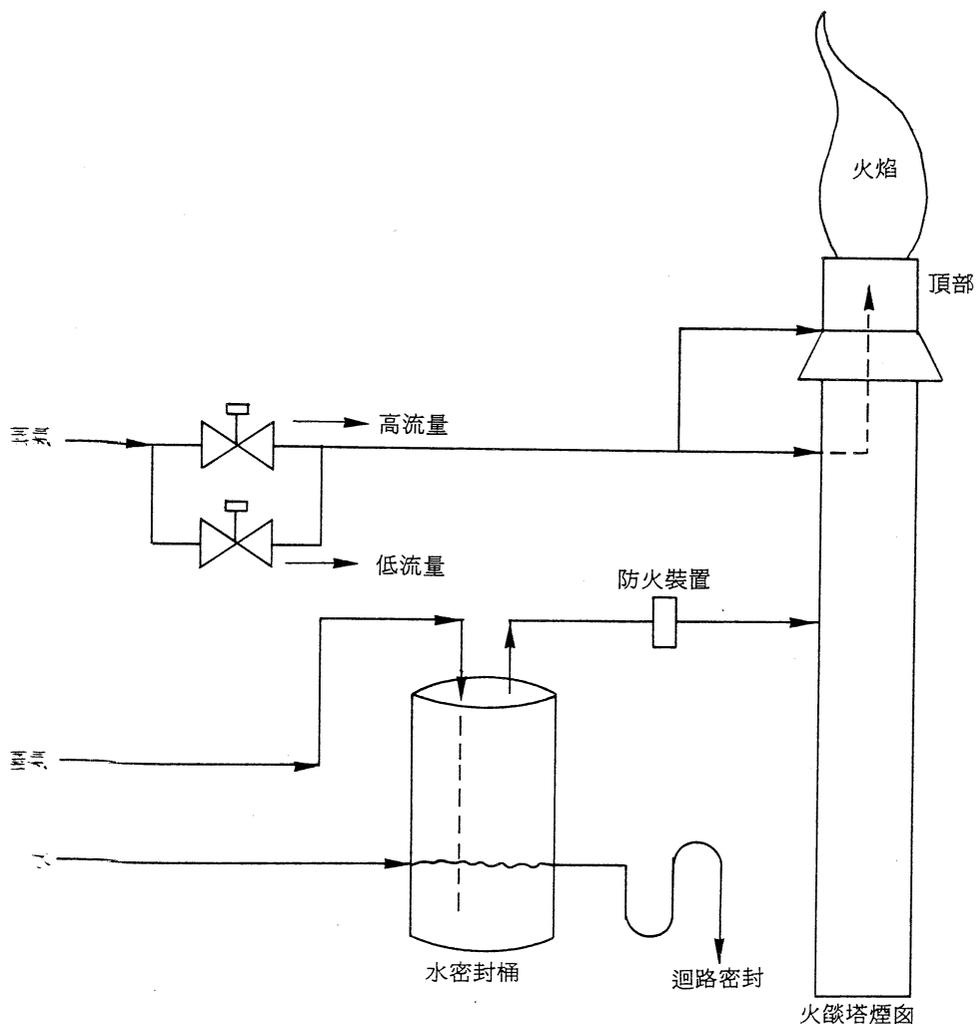


圖 8 緊急排氣燃燒塔示意圖

三操作時，有機廢氣以連續地方式注入煙道並從煙囪口燃燒形成火焰後排至大氣，其燃燒溫度在 $800\sim 1,600^{\circ}\text{C}$ 之間。若氣流的H/C比值在0.3以上且有良好的混合，則可保持穩定的燃燒狀況。當操作狀況良好時，其火焰呈藍色，此時若天空的背影亦為藍色，則為藍色狀。若操作狀況不佳時，則會呈橘黃色的火焰及有黑煙的尾流產生。在煙囪頂部注入適量的蒸氣，可增加混合效果並改善燃燒情況。然若大量注入蒸氣，則會產生較大的噪音而生困擾；通常每公斤之製程氣體，注入 $0.1\sim 0.5$ 公斤的蒸氣。

火焰燃燒塔的設計及操作，牽涉到許多不同的單元，諸如可靠的點火系統、燃燒的穩定性及完全性、液體收集罐、安全閥、煙囪的直徑、高度等⁴，由文獻資料中可得知：以下將僅就煙囪直徑、高度及火焰輻射熱之設計方法作說明^{5,6}。

5.2 煙囪直徑

若廢氣之流量 \dot{m}_w 為已知，則

$$\dot{m}_w = \rho_w V_w A = \left(\frac{\pi}{4} D^2 \right) \rho_w V_w \quad (24)$$

上式中

\dot{m}_w = 廢氣流量，kg/s

ρ_w = 廢氣密度，kg/m³

A = 煙囪之截面積 = $\frac{\pi}{4} D^2$, m²

D = 煙囪之直徑，m

V_w = 煙囪內氣流之平均速度，m/s

實驗研究顯示，若煙道內氣流之速度 V 超過其對應音速之20~30%時，則煙囪口火焰有被吹熄(blow out)之慮。為了安全起見，設計值係以20%的音速為準，故

$$V_w = 0.20C \quad (25)$$

$$\text{且 } C = \sqrt{\gamma R_u T / \hat{M}_w} = 91.18 \sqrt{\gamma T / \hat{M}_w} \quad (26)$$

其中，

C = 於煙囪內溫度 T 之聲速，m/s

R_u = 普及氣體常數 = 8.3144 kJ/kg · mole · °K

T = 廢氣於煙囪內之平均溫度，°K

\hat{M}_w = 廢氣之分子量，kg/kg · mole

γ = 廢氣之熱值比 = C_p / C_v

C_p, C_v = 廢氣在定壓及定容下的比熱，kJ/kg · °K

故廢氣於煙道內之排氣速度安全值為

$$V_w = 18.236 \sqrt{\gamma T / \hat{M}_w} \quad (27)$$

而廢氣之密度可由理想氣體公式求得

$$\rho_w = P \hat{M}_w / R_u T \quad (28)$$

上式中 P 為煙道廢氣之壓力，其單位需與 R_u 之單位相配合。例如若 P 之單位為atm，則 $R_u = 0.08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kg} \cdot \text{mole} \cdot \text{°K}$ 。通常碳氫化合物的 $\gamma \sim 1.2$ 。將(27)及(28)式代入(24)式並整理得

$$D^2 = 0.07 \left(\frac{\dot{m}_w \cdot R_u}{P} \right) \sqrt{\frac{T}{\gamma \hat{M}_w}} \quad (29)$$

例6：若一燃燒塔處理碳氫化合物之操作條件為

$\dot{m}_w = 150000 \text{ kg/hr}$ ， $\hat{M} = 50 \text{ kg/kg} \cdot \text{mole}$ ，

$T = 150^\circ\text{C}$ ， $P \sim 1 \text{ atm}$ ，試求其煙囪之直徑。

[解]：取 $\gamma = 1.2$ 及 $\dot{m}_w = 150,000 \text{ kg/hr} = 41.667 \text{ kg/s}$ ， $T = 423^\circ\text{K}$ 。將已知數據代入

(29)式得

$$D^2 = 0.07 \left(\frac{41.667 \times 0.08206}{1} \right) \frac{423}{1.2 \times 50} = 0.64 \text{ m}$$

$$\therefore D = 0.8 \text{ m}$$

5.3 火焰輻射熱及塔高

由於廢氣塔的火焰曝露在大氣中散出強烈的輻射熱，如果塔高不夠，或人員、設備未作適當的防護措施，會造成皮膚灼傷、火災等事故。故燃燒塔高度的設計，需先對安全輻射熱通量及火焰輻射熱的計算有所了解。

人體皮膚在承受輻射熱量會感覺疼痛之界限值與曝露時間(exposure time) t_{ex} 呈反比關係，如圖 9 所示。從圖 9 中，若 $t_{ex} = 5s$ ，其輻射熱極限值為 $34,060 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{hr}$ 。因太陽照射於地表面上的熱通量均值(太陽常數)為 $5,022 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{hr}$ 故以此值為 $t_{ex} \rightarrow \infty$ 時的極限值；此值亦為所謂的安全輻射值。

假設當緊急釋放廢氣時，在煙囪底部的人員需要 5 秒的反應時間(reaction time, t_r) 後方才疾奔，由統計資料顯示，人之疾奔速度均值為 6.11 m/s (20 fps)。在疾奔至安全區所需的時間稱為「逃跑時間」 t_{es} (escape time)，其與人所能承受之最大輻射熱通量之關係式示於圖 10 中，圖中顯示，若承受的輻射熱通量愈大，則所允許的逃跑時間愈短。

圖 11 為以銅製儀器為例，在形狀因子(與熱源距離之平方成反比)為 0.5 時在不同曝露時間及輻射量下儀器表面的溫度。若輻射量愈高，曝露時間愈長，則儀器表面的溫度亦愈高。例如曝露在熱輻射量為 $34,100 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{hr}$ 下 20 分鐘，則儀器表面的溫度會高達 175°C 。

圖 12 為金屬(曲線 I)及木製(曲線 II)器材，分別在形狀因子為 0.5 及 1 時，熱輻射通量與器材於熱平衡時的溫度關係。圖中顯示，木製器材若時續受到 $14,000 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{hr}$ 的輻射照射，則會達到其脫水(dehydration)的溫度(約 250°C)，並於 370°C 時開始分解(decomposition)， 415°C 時開始著火。

以上四圖顯示，在高輻射熱量的照射下，人員設備均需作好適當的防護措施，以免災害發生。

茲考慮一廢氣燃燒塔高度為 H ，直徑為 D ，火焰長度為 L ，火焰之中心點為 EQ ，地面上任一點 P 距塔底之距離為 X ，如圖 13 所示。假設火焰面上之輻射熱通量均勻分佈，則中心點 EQ 至地面 P 點之輻射熱通量為

$$q_r = \frac{\dot{Q}_r}{4\pi R^2}$$

上式中， \dot{Q}_r 為火焰之總輻射熱 (kJ/hr)，且

$$\dot{Q}_r = \epsilon \dot{Q}$$

故，由上二式得

$$q_r = \frac{\epsilon \dot{Q}}{4\pi R^2}$$

30

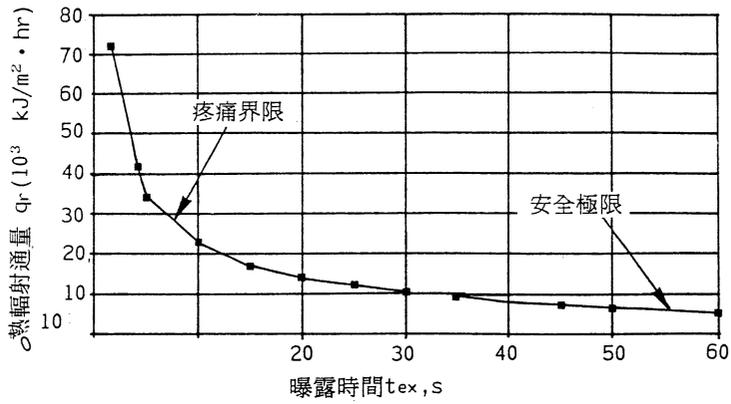


圖 9 人體皮膚在曝露於熱輻射通量下之疼痛界限

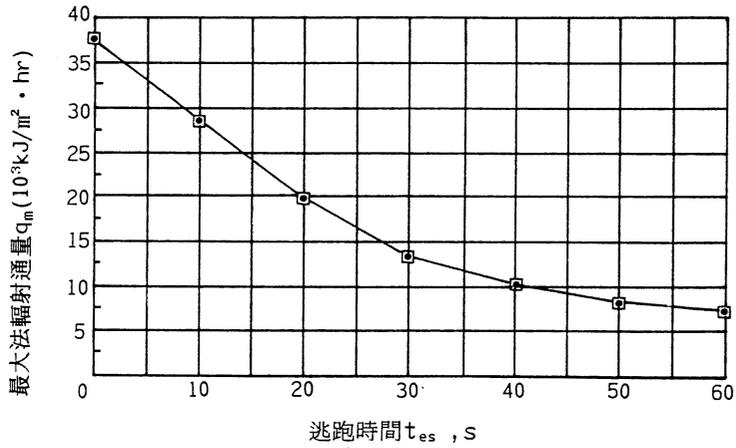


圖 10 最大輻射熱通量與所需逃跑時間之關係
(反應時間為5秒鐘)

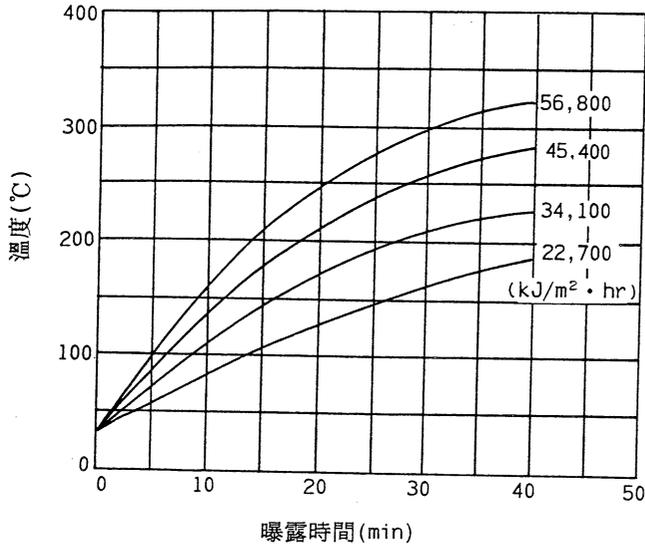


圖11 在不同熱輻射通量及曝露時間下，鋼製器材的表面溫度
 假設：器材表面積很大，厚度為0.635cm，有效放射數為1.0，形狀因子為0.5，
 對流等之冷卻效果未考慮。

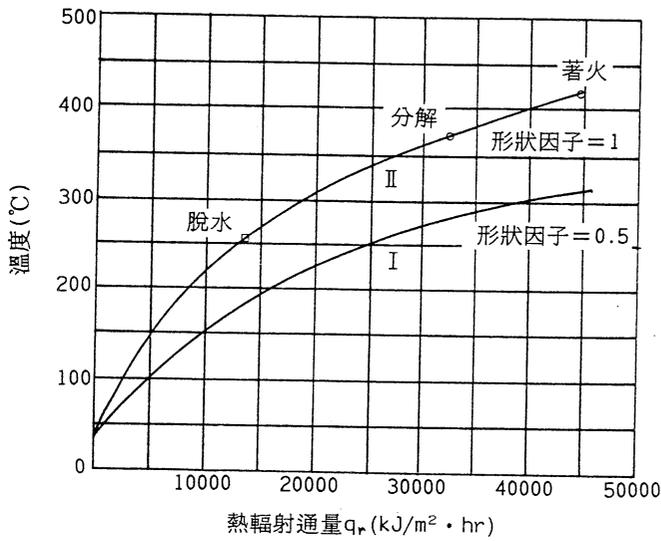


圖12 在承受不同熱輻射通量下，物體的平衡溫度曲線，曲線 I 為金屬儀器，曲線 II 為
 木製器材

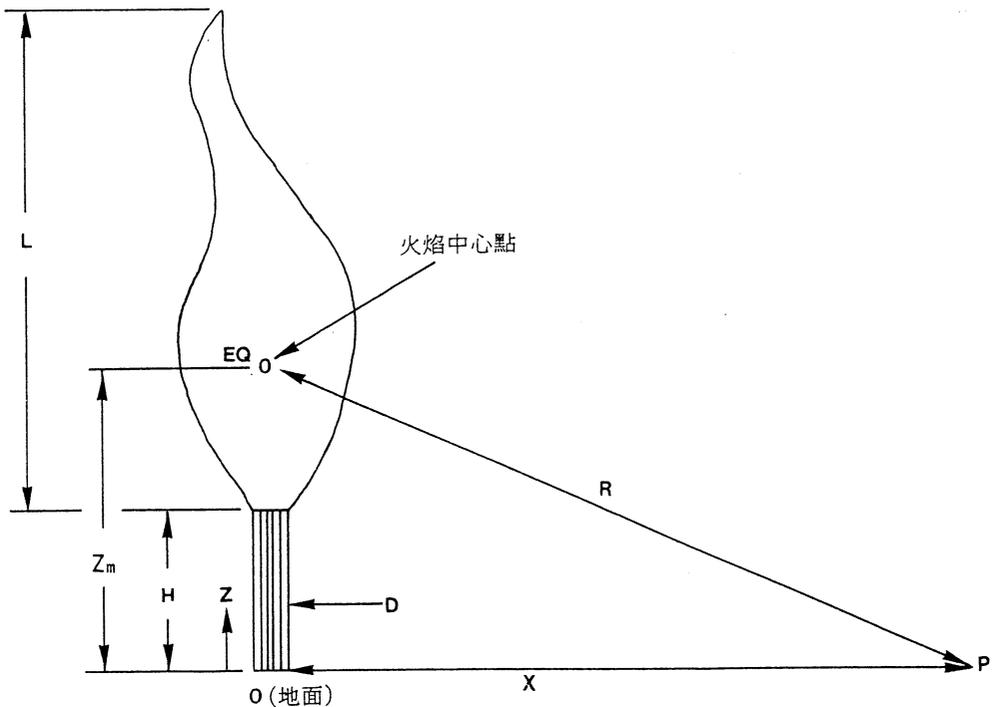


圖13 火焰燃燒塔輻射熱量至地面P點的幾何關係

上式中 \dot{Q} 為火焰所產生之熱量， ϵ 為火焰之放射係數(emissivity)。火焰所產生之熱量 \dot{Q} 可直由廢氣流量 \dot{m}_w 及其燃燒值 $\Delta h_{c,w}$ (低熱值, LHV) 計算，即

$$\dot{Q} = \dot{m}_w \Delta h_{c,w} \quad (31)$$

而對碳氫化合物燃燒所生之火焰放射係數值為0.2~0.4，如表9。

表9 碳氫化合物火焰之放射係數

名稱	分子量(kg/kg·mole)	放射係數, ϵ
甲烷 (CH ₄)	16	0.2
丙烷 (C ₃ H ₈)	44	0.33
其他	>44	0.4

由圖13知，火焰中心點EQ至地面之最短距離為 Z_m (煙囪底部)，該處之輻射熱通量為最大值 q_m ，故由(31)式得，

$$q_m = q_r|_R = Y = \frac{\epsilon \dot{Q}}{4 \pi Z_m^2} \quad (32a)$$

$$\text{或 } Z_m = \left(\frac{\epsilon \dot{Q}}{4 \pi q_m} \right)^{1/2} \quad (32b)$$

q_m 亦可利用火焰單位長度熱通量 \dot{Q}/L 積分(30)式求得，即

$$q_m = \int_H^{H+L} \frac{\epsilon (\dot{Q}/L) dz}{4\pi z^2} = \frac{\epsilon \dot{Q}}{H(H+L)}$$

上式中 Z 為垂直地面的座標軸或距離（見圖13）。比較上兩式可得

$$Z_m = \sqrt{H(H+L)} \quad (33)$$

$$\text{或 } H = \frac{\sqrt{(L^2 + Z_m^2)} - L}{2} \quad (34)$$

上式中， H 即為煙囪高度， L 為火焰之垂直長度，如5、2節中所述，煙囪之直徑 D ，係以廢氣於煙道內之速度 $V_w = 0.20 C$ （音速的20%）計算而得，而在此條件下，實驗之歸納結果顯示，在不發生吹熄之情況下，火焰長度之極限值為

$$L = 120 D \quad (35)$$

而由圖13之幾何關係及(33)式可得

$$R^2 = X^2 + Z_m^2 = X^2 + H(H+L) \quad (36)$$

於前節中已敘述 Q 及 D 之求法。而在公式(32)(34)及(36)三式中，仍有四個待解數 q_m ， Z_m ， H 及 R ，此時可利用圖10，但 t_{ex} 值必需為人員已跑至安全的距離。由圖10知，人體所承受之安全輻射量為 $5.022 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{hr}$ ，將此值代入(30)式，可得地面上安全點距火焰中心點的輻射距離 R_s ，即

$$R_s = \left(\frac{\epsilon \dot{Q}}{4\pi (5022)} \right)^{1/2} = \left(\frac{\epsilon \dot{Q}}{63108.3} \right)^{1/2} \quad (37)$$

故當緊急排氣時，地面人員從煙囪底部急奔的安全距離(safe distance) X_s 為

$$X_s = \sqrt{(R_s^2 - Z_m^2)} \quad (38)$$

如前述及，人之急奔平均速度為 6.11 m/s ，故所需之逃跑時 t_{es} 值為

$$t_{es} = \frac{X_s}{6.11} \quad (39)$$

而設計之依據即為圖9中之 t_{ex} 等於(39)式之 t_{es} ，但由於其關係屬內隱式，故必需用「試誤法」疊代求得，其解題步驟如下及圖14所示。

1. 由(29)式求得 D ，由(31)式求得 \dot{Q} 。
2. 由(35)式求得 L ，由(37)式求得 R_s 。
3. 假設 t_{es} 值，並由圖10求得 q_m 值。
4. 由(32b)式求得 Z_m 。
5. 由(34)式求得 H ，由(38)式求得 X_s 。
6. 由(39)式求得計算值 t_{es} 。
7. 比較「假設值 t_{es} 」與「計算值 t_{es} 」是否相等，若相等，則計算完成；若不等，則修正假設值 t_{es} ，並回到步驟3再重覆計算。

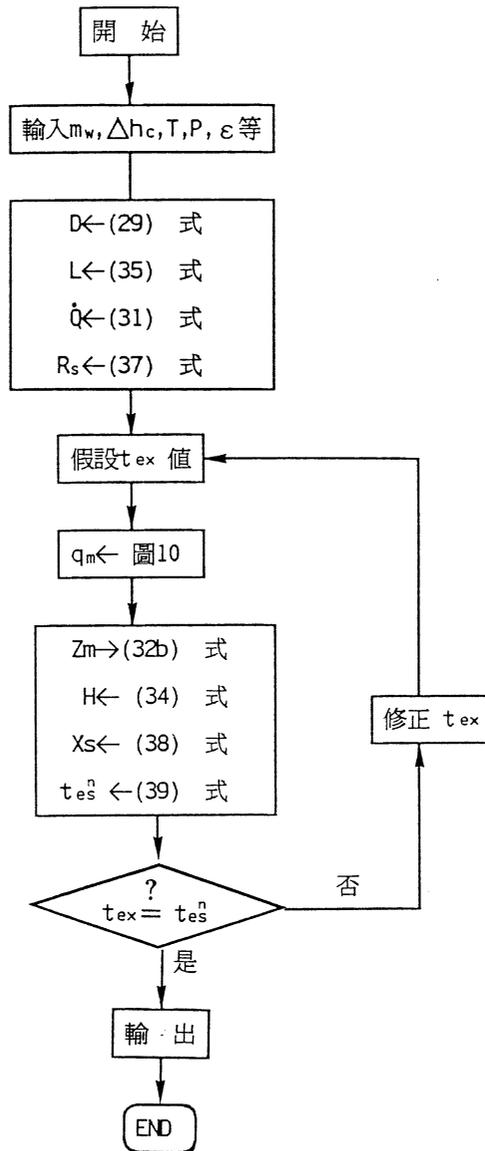


圖 14 廢氣燃燒塔設計流程

例 7：試求例 6 中燃燒塔煙囪的高度。

[解]：從例 6 得 $D = 0.8\text{m}$ ，故

由 (35) 式可得 $L = 120 \times 0.8 = 96\text{m}$

碳氫化合物的平均低熱值為

$\Delta hc = \text{LHV} = 11 \text{ kcal/g} = 46,046 \text{ kJ/kg}$

由 (31) 式： $\dot{Q} = (150,000)(46,046) = 69,069 \times 10^5 \text{ kJ/hr}$

因 $\hat{M} = 50 > 44$ ，由表 9 得， $\epsilon = 0.4$

由(37)式：

$$R_s = \left[\frac{0.4(69069 \times 10^5)}{63108.3} \right]^{1/2} = 209.23m$$

接著先假設 t_{ex} 值，再由前述之「誤試法」疊代計算，並彙整於下表：

假設 t_{ex} (s)	q_m ** (kJ/m ² ·hr)	Z_m (m)	H (m)	X_s (m)	t_{es} (s)
0	37670	76.40	13.34	194.78	31.88
10	28420	87.95	17.1	189.84	31.07
20	19860	105.21	46.43	180.85	29.60
25	16590	115.12	26.95	174.71	28.60
27	15294	119.90	28.80	171.47	28.06
28*	14646	122.52	29.82	169.61	27.75

*此時， $t_{ex} \sim t_{es}$ ，故取 $H=29.8m$

** q_m 由圖10求得

參考資料

1. C.D.Cooper and F.C.Alley, Air Pollution Control, A Design Approach, Waveland Press, Inc, 1986.
2. K.Wark and C.F. Warner, Air Pollution-Its Origin and Control, 2nd ed., Harper & Row Pub. Co., New York, 1982.
3. Kenneth, K. Kuo, 1986, Principles of Combustion, John Wiley & Sons.
4. 游太平，廢氣燃燒塔淺說，環保（半年刊）第二期，中國石油公司出版，pp9~13，民國79年。
5. Soen H.Tan, Flare System Design Simplified, in Waste Treatment & Flare Stack Design Handbook, Gulf Pub. Company.
6. G.R.Kent, Practical Design of Flare Stacks, in Waste Treatment & Flare Stack Design Handbook, Gulf Pub. Company.
7. 張一令，廢棄物焚化技術，聯經出版社，民國80年。
8. K.H. Hemsath and P.E. Susey, Plume Incineration Kinetics and Its Applications, Am. Inst. of Chem. Engrs Symp. Series, Vol. 137, NO. 70, pp.439~449, 1974.