

硫氧化物控制技術—— 噴霧乾燥法之設計

鄭乙任

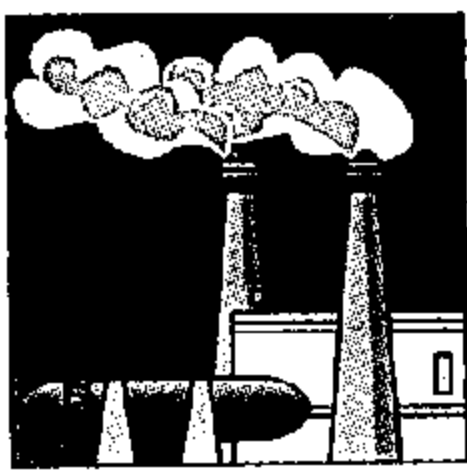
前 言

從鍋爐燃燒產生蒸汽以帶動工業發展至垃圾焚化以解決固體廢棄物問題，「燃燒」在現代工業的發展過程中，一直扮演著舉足輕重的角色。然而，在燃燒過程中，卻會因為劇烈的氧化而產生有害的氣體及粒狀物質，進而引起惱人的空氣污染問題。尤其於垃圾焚化時，會因垃圾成分不同而產生硫氧化物、氮氧化物、氟化物與氯化氫等足以造成酸雨的酸性氣體，同時還包括造成溫室效應的二氧化碳以及其它如戴奧辛（dioxins）或呋喃（furans）等有害的或致癌的氣體。此不僅危害地球生態，同時也直接或間接地影響到人體的健康。

固定污染源所排放之含硫氧化物廢氣，一般而言，可經由濕式洗滌法（wet scrubbing）、半乾式噴霧乾燥法（semi-dry spray drying）和乾式注入法（dry injection）等方式加以去除。上述三種去除方法中，濕式洗

滌法乃是將燃燒廢氣引進洗滌塔中，再噴入過量之吸收劑泥漿，使SO等酸性氣體經由擴散作用溶解到液相中，最後與存在於液相中之吸收劑發生化學反應，以達到酸鹼中和並去除酸氣的目的，由於其最終產物由塔底排出時仍呈潮濕狀態，故稱之為濕式法。另外，所謂的乾式注入法則是將吸收劑粉末直接噴入高溫的燃燒區域中或其後段的烟道中，使吸附劑在高溫下和SO_x及NO_x等酸性氣體反應而去除之，再經由後段的粒狀物控制設備加以收集處理。至於半乾式噴霧乾燥法，其原理與濕式洗滌法較為類似，即將含鹼性吸收劑之漿液經由霧化器分散噴出，使霧化液滴中之鹼性吸收劑與廢氣中之SO_x及NO_x等酸性氣體發生化學反應而達到廢氣酸鹼中和與淨化之效果。

三種除硫方式比較後得知，濕式洗滌法之除硫效果雖然最好（一般約在90%以上），但是卻會額外地衍生出廢水及污泥之問題；而乾式注入法雖不具有衍生出廢水及污泥之問題，



惟其除酸效果不佳，故一般只能屬於應急的措施，因此目前一般玻璃廠、廢棄物焚化爐或大型工廠鍋爐去除烟道廢氣之酸性氣體大多採用半乾式噴霧乾燥法。其主要原因是，在客觀條件下，與濕式法比較後，半乾式噴霧乾燥法具

1. 腐蝕問題較少；
2. 結垢和阻塞的情形較輕微；
3. 乾燥後之廢棄產物較易處理；
4. 設備之設置及維修成本較低；
5. 操作上較有彈性；
6. 設備用地較不受到限制等優點。

最近，環保署為改善空氣品質，依空氣污染防治法第十條規定：「各級主管機關得依污染源排放空氣污染物之種類及排放量，徵收空氣污染防治費用。」並基於污染者付費之原則，規劃採漸進之方式，自民國84年7月1日起，分年逐步開徵各類污染物之空氣污染防治費。而臺灣地區各大小工廠於製程中均或多或少需使用燃燒及加熱設備，屆時，半乾式噴霧乾燥

法將會成為國內業者用以去除酸性廢氣並減少繳交空污費的一項利器。因此，有必要將此技術做一介紹，期推廣於工業界以減少大量的酸性氣體排放。

噴霧乾燥法去除硫氧化物 原理

噴霧乾燥技術應用於工業上已有40多年之歷史了，其應用之範圍包括咖啡粉、奶粉、藥劑、陶瓷粉末和清潔劑之製造等。而將此原理應用在去除燃燒廢氣中酸性氣體的相關研究也是最近十多年的事，典型之半乾式噴霧乾燥除酸系統流程，如圖1所示。在噴霧乾燥過程中，鹼性的泥漿液滴被霧化（atomized）且和熱空氣或廢氣相接觸，由於噴霧程序提升了液滴表面積，而快速達到蒸發。當霧化液滴之水分被蒸發時，吸收劑也同時和乾燥廢氣發生一連串的化學反應。而隨著蒸發不斷地持續進行

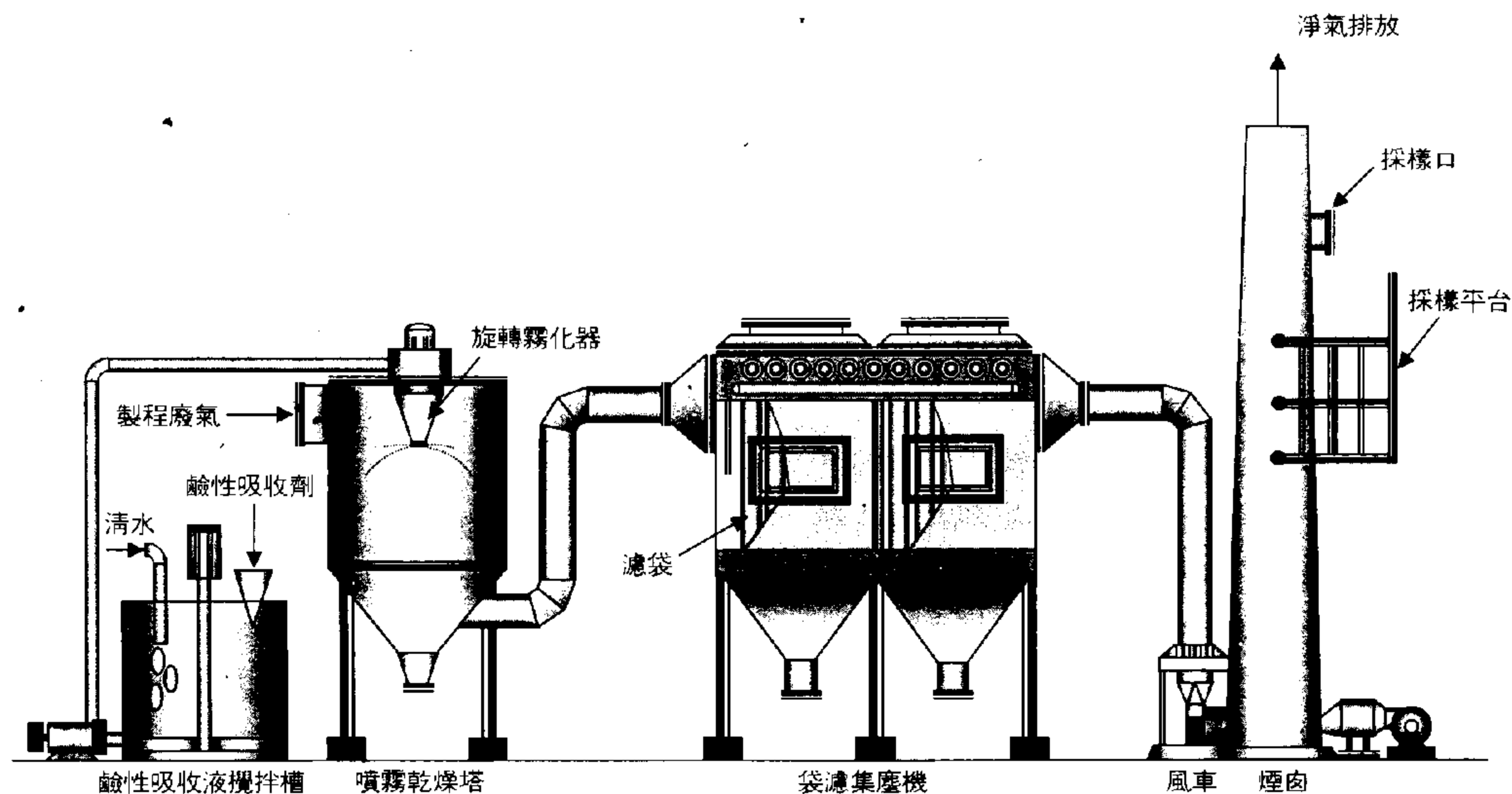
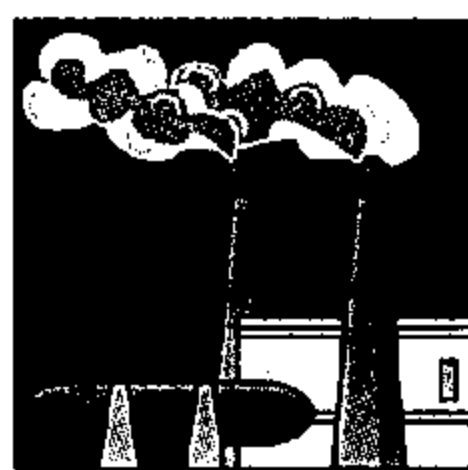


圖1 典型之半乾式噴霧乾燥除酸系統流程



，直到乾燥微粒含某一水分爲止，最後這些乾燥產物再被回收並從廢氣中分離。因此，一個完整的噴霧乾燥除硫程序（如圖2所示），須包含下列5個階段才得以完成：

1. 吸收劑種類之選擇及製備（reagent selection/preparation）；
2. 霧化液滴之形成（atomized droplet formation）；
3. 霧化液滴與烟道氣之接觸（droplet contact with flue gas）；
4. 霧化液滴蒸發／酸氣吸收（evaporation/acid gas absorption）；
5. 廢棄乾燥產物分類／去除（waste dried product departure/removal）。

影響硫氧化物去除效率之操作參數探討

在噴霧乾燥塔串聯袋濾集塵機系統以去除硫氧化物的方法中，影響硫氧化物去除效率的重要參數包括：1. 液滴霧化程度；2. 當量比值（stoichiometric ratio, SR）；3. 趨近絕熱飽和溫度（approach to adiabatic saturation temperature, AT）；4. 廢氣之組成；5. 吸收劑及添加劑（sorbents and additives）；6. 乾燥產物收集方式。而其中以1、2、3的影響較爲顯著。因此茲就這6點詳述於下。

1. 液滴霧化程度的影響

霧化器係噴霧乾燥系統的心臟，一般常用於工業上的霧化器主要可區分爲旋轉式霧化器及噴嘴式霧化器二大類，如圖3所示。其中旋轉霧化器較適合應用於流量大之漿液之霧化場合，而噴嘴式（包括壓力式及二流體型式）霧化器則較適合應用於流量小之漿液或溶液霧化。由於系統操作良否與霧化效果的好壞有直接的關係，因此，如何選擇適當的霧化器，將是

除酸系統成敗之關鍵所在。霧化方式的選擇，除了將影響到噴霧乾燥塔之槽體設計外，同時也間接地影響到除酸效果的好壞及液滴到達塔底時的乾燥程度，且將影響到下游除塵設備（如袋濾集塵機或靜電集塵機）除酸、除塵之效果。

2. 當量比值的影響

吸收劑之當量比值是影響 SO_2 等酸性氣體去除效率的主要參數之一，其定義爲泥漿溶液中吸收劑當量數與廢氣中酸性氣體當量數之比值，可以式(1)表示：

$$\text{SR} = \frac{2F_{\text{Ca(OH)}_2}}{2F_{\text{SO}_2} + F_{\text{NO}} + F_{\text{HCl}}} \quad (1)$$

$F_{\text{Ca(OH)}_2}$ ：泥漿溶液中 Ca(OH)_2 之莫耳流率，
[gmole/sec]

F_{SO_2} ：廢氣口中 SO_2 莫耳流率，[gmole/sec]

F_{NO} ：廢氣入口中NO莫耳流率，[gmole/sec]

F_{HCl} ：廢氣入口中HCl莫耳流率，[gmole/sec]

由圖4吾人可看出，硫氧化物去除效率會隨SR值之增加而增加。因此可以判定SR值的增加確實有助於除酸效率的提升，其原因乃在於液滴中有足夠的吸收劑能持續溶於液相中，持續補充被反應掉的吸收劑，使進入液相中之酸性氣體能充分反應，進而容許更多的酸性氣體溶解而去除。

3. 趨近絕熱飽和溫度的影響

趨近絕熱飽和溫度（approach to adiabatic saturation temperature, AT）係指噴霧乾燥塔出口處廢氣之乾球溫度與濕球溫度之差值，用以表示廢氣中的含水量。一般而言，趨近絕熱飽和溫度愈小表示相對濕度愈大，AT值可以式(2)表示：

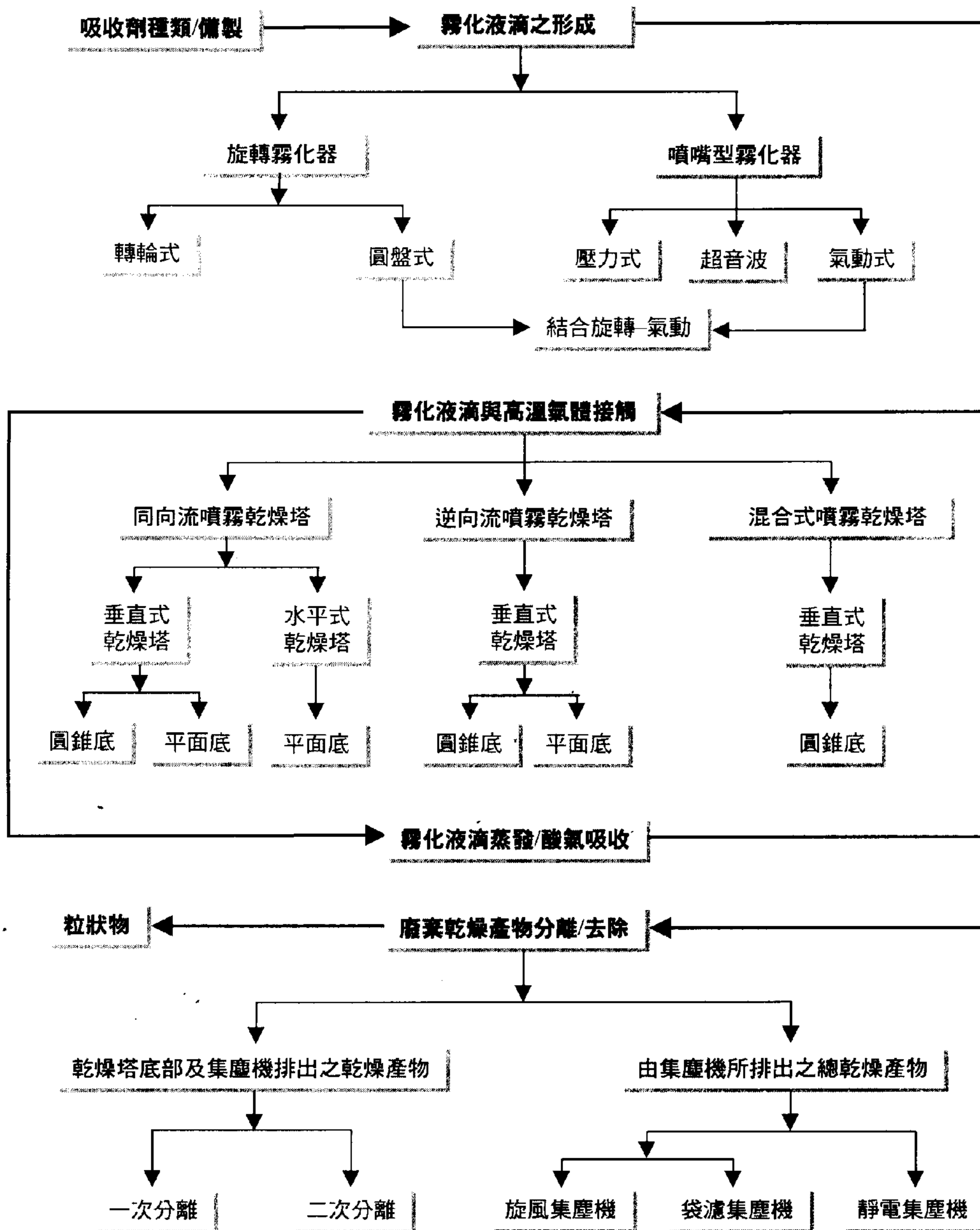
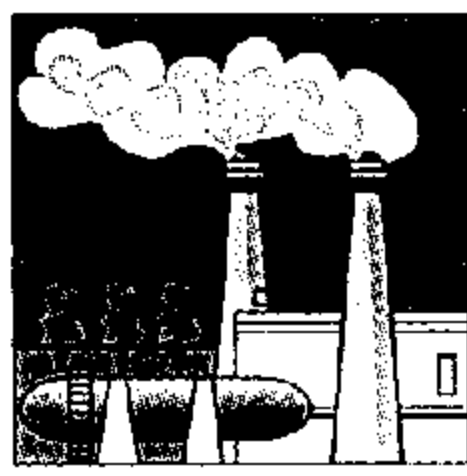


圖 2 噴霧乾燥去除酸性氣體之一般程序

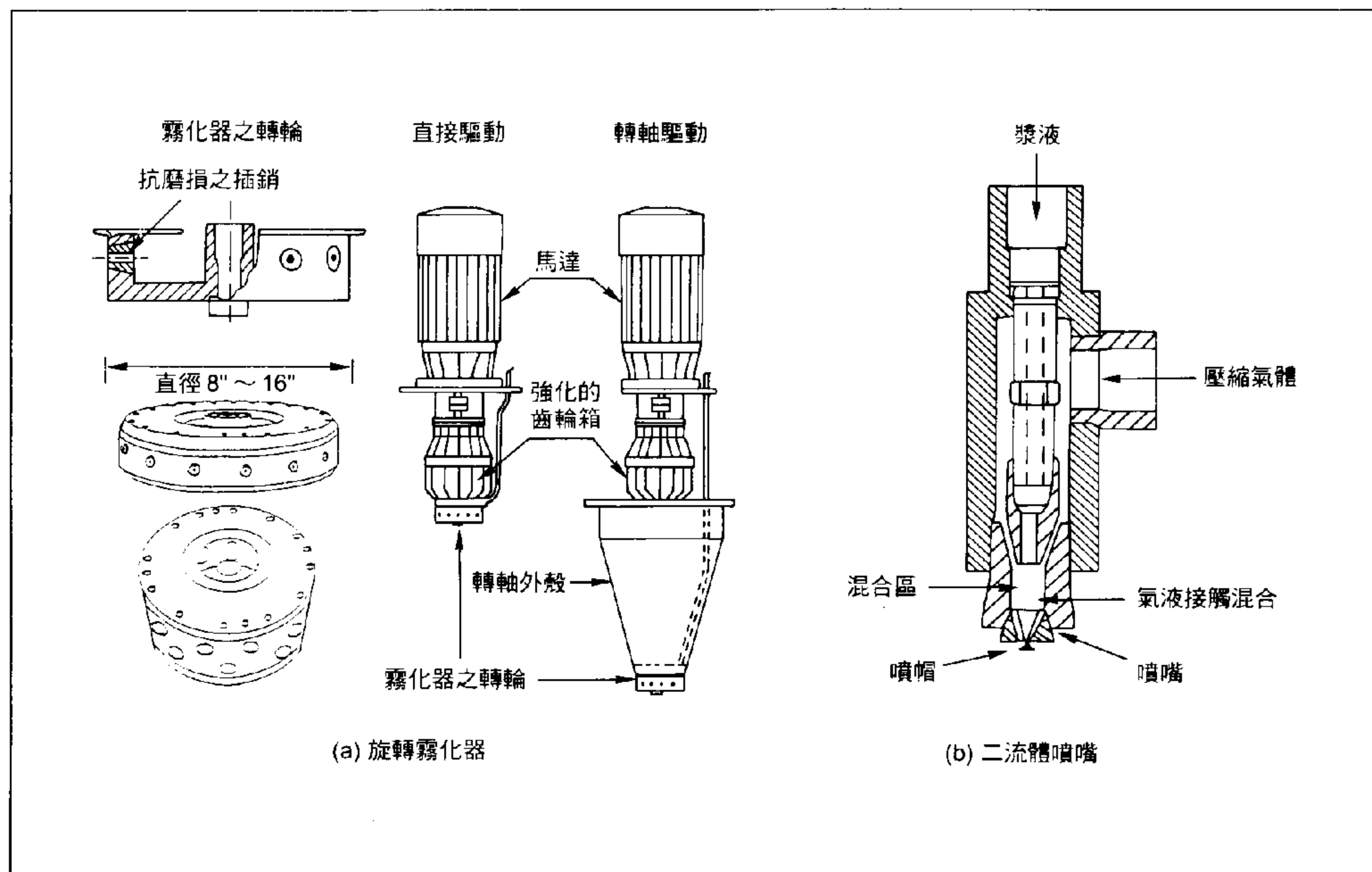
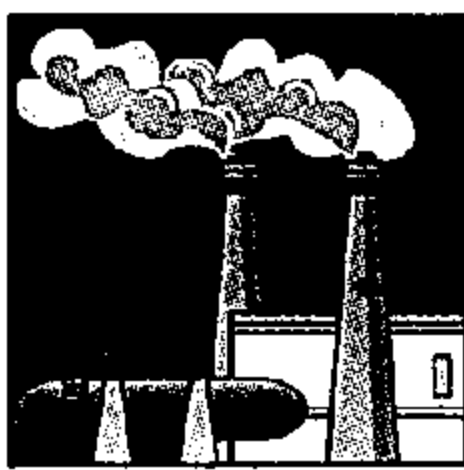


圖3 常用之液滴霧化器

$$AT = TO - TW \quad (2)$$

AT：趨近絕熱飽和溫度，[$^{\circ}\text{C}$] 或 [$^{\circ}\text{F}$]

TO：廢氣出口乾球溫度，[$^{\circ}\text{C}$] 或 [$^{\circ}\text{F}$]

TW：廢氣出口濕球溫度，[$^{\circ}\text{C}$] 或 [$^{\circ}\text{F}$]

在相同的廢氣入口條件下，若AT值較高時表示吸收劑泥漿中含水量較少，在塔底出口處則得到較乾燥的氣體；相反的，當AT值較低時，表示吸收劑泥漿中含有較多的水量而得到較潮濕的出口氣體。由圖5之實驗數據顯示，吾人不難發現，當AT值較小時，則酸性氣體去除效率可大幅提升，但是此時廢氣中因含水氣過高，易引起下游集塵設備（如袋濾集塵機）的腐蝕及濾布阻塞問題，故一般操作時將AT值調整至其酸露點以上 $8^{\circ}\text{C} \sim 25^{\circ}\text{C}$ 左右，以避免不必要的集塵設備操作維護問題。反之，若AT值過高則去除效率無法彰顯，同時還可

能因出口廢氣過高而使濾布燒毀，故AT值之選擇需審慎評估，不得馬虎。

4. 廢氣組成的影響

在相同的操作條件下，當廢氣組成改變時，酸性氣體之去除效率亦會隨之改變。而廢氣入口中含水量的多寡往往造成硫氧化物去除效率相當大的影響；當廢氣入口含水量增加時，會提高酸性氣體之去除效率。此乃由於增加廢氣入口含水量意謂著增加廢氣中之相對濕度，降低水分蒸發時的質傳速率，而延長吸收劑液滴的乾燥時間，導致去除效率的增加。另外，由於各種酸性氣體對水之溶解度不盡相同，故會在吸收反應的過程中對吸收劑產生競爭的現象，如HCl對水之溶解遠高於 SO_2 ，而 SO_2 之溶解度又大約是NO之1,500倍，故於吸收反應時發現HCl之去除效率（一般約在95%以上）

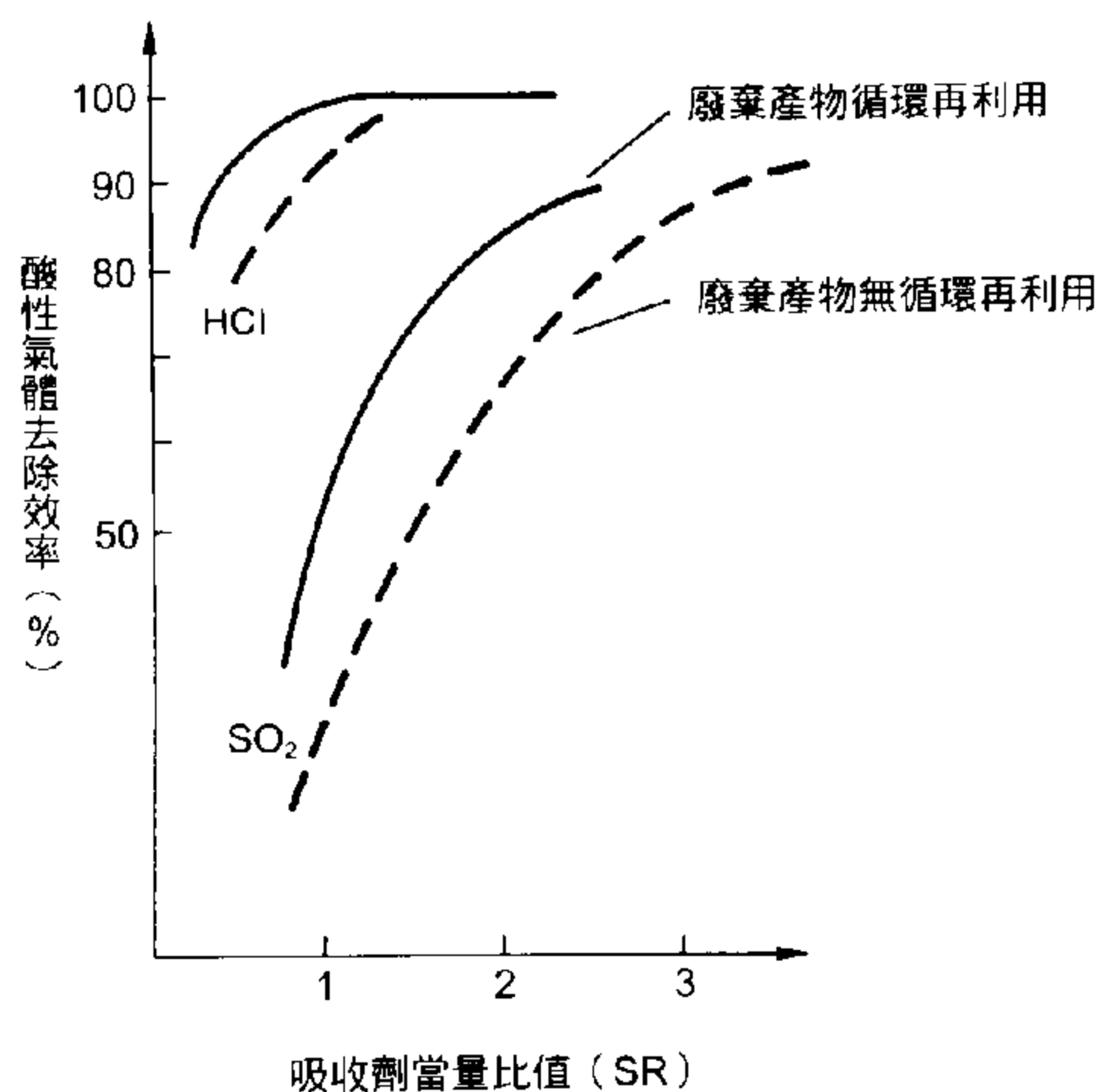
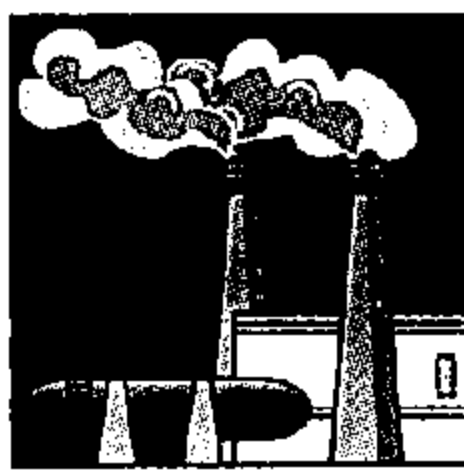


圖4 吸收劑當量比值與廢棄循環產物再使用對酸性氣體去除效率之影響

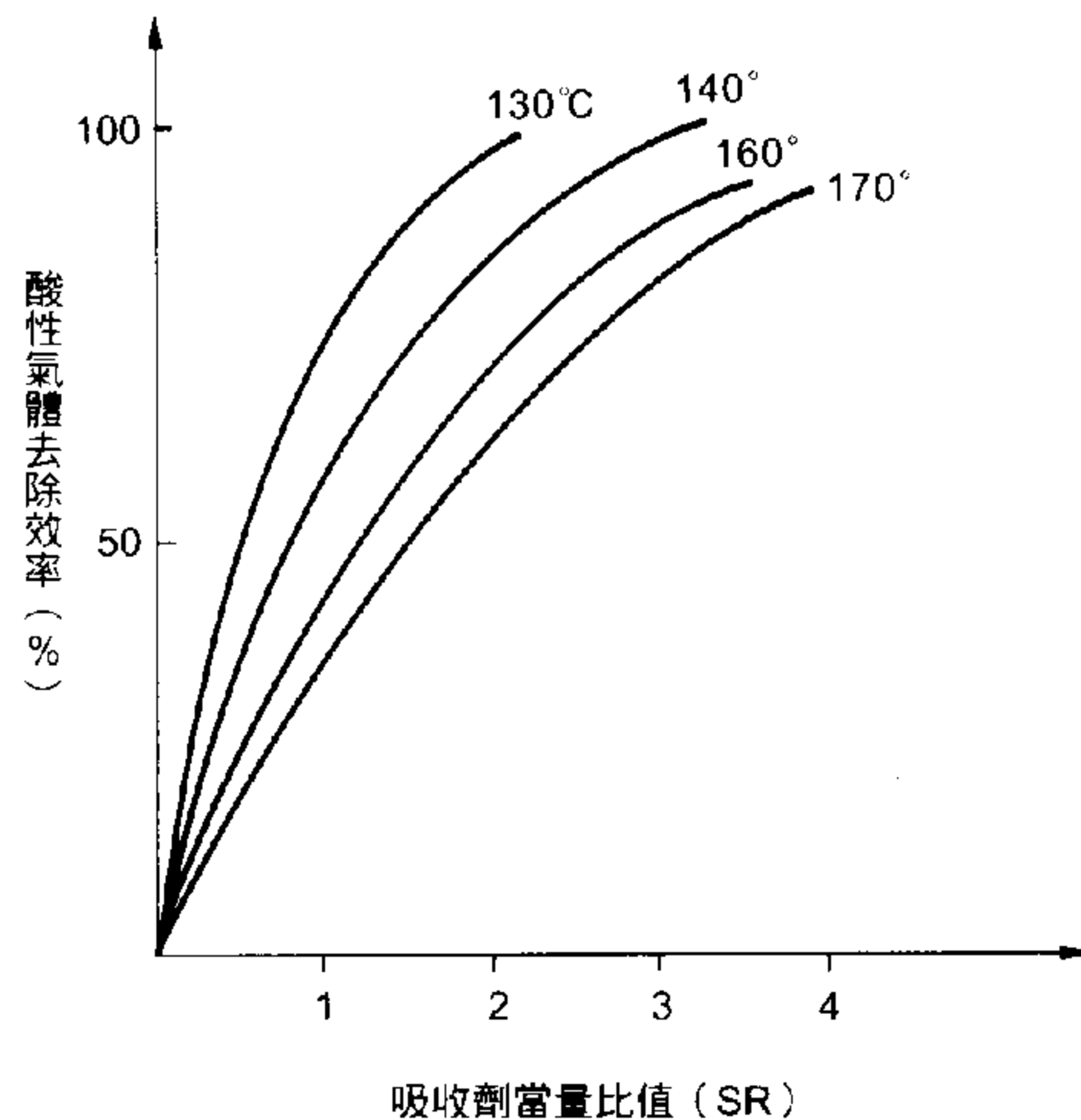


圖5 廢氣出口溫度對吸收劑之消耗及硫氧化物去除效率之影響

高於 SO_2 ，而 SO_2 去除效率（一般約在80~90%）又遠高於 NO （一般至30%以下），如圖4所示。此現象在多種氣體同時去除且越高的吸收劑SR值時更是明顯，即較易去除者將更易去除，較難去除者將更難去除。

5. 吸收劑及添加物的影響

(1) 吸收劑對除酸效果之影響

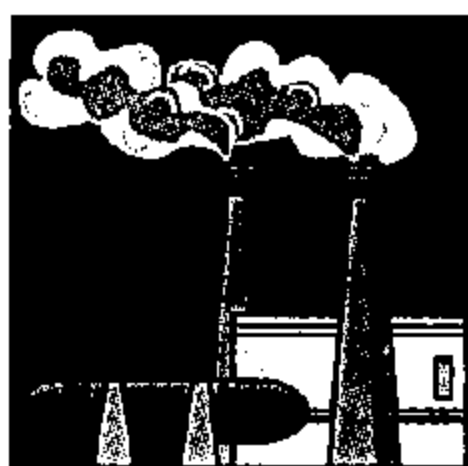
可用以去除酸性氣體之吸收劑非常多，一般可約略分為鎂基吸收劑（如氫氧化鎂、氧化鎂等）、鈉基吸收劑（如氫氧化鈉、碳酸氫鈉等）及鈣基吸收劑（如碳酸鈣、氫氧化鈣等）。其中鎂基吸收劑大多用於濕式洗滌系統，因其溶解度較高，較無結垢問題，但相對地，其費用較高，故不適合於乾式洗滌系統。而鈉基吸收劑除酸效果不錯且較 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 不易受溫度影響，可用於濕式及乾式洗滌系統，但由於吸收劑費用較高（去除1kg SO_2 需約15~26元），故半乾式或乾式系統一般仍以鈣基吸收劑去除酸氣為主。同時根據Beachler調查，在

所有已設置的煙道氣脫硫系統中，約有75%使用石灰或石灰石泥漿為吸收劑，這是因為鈣基吸收劑費用低廉，且天然礦產豐富不虞匱乏之故，但其缺點是容易產生結垢、阻塞等問題。

吸收劑之除酸效果，主要與其孔隙度、比表面積、溶解度及pH值有關，如石灰之溶解度遠高於石灰石（於0°C時，0.185g $\text{CaO}/100\text{g H}_2\text{O}$ ）表面積也較石灰石高（ $15\text{m}^2/\text{g}$ 石灰）且pH值較高，故其除酸效果較佳。而吸收劑反應性好與壞，主要跟石灰石礦之特性、鍛燒條件及消化方法有關。

(2) 添加物對除酸效果的影響

在氣體被吸收的程序中，常常會因為吸收劑中存在某些不純物質而增加或降低氣體被吸收之效率，不管這些物質是具有正面或負面之影響，我們均將其稱之為添加物（additive）。而添加物的加入可能會加強鹼性吸收劑與酸性氣體間之反應性，或扮演和鹼性吸收劑一樣的角色和酸性氣體發生化學反應。因石灰石／



石灰泥漿對 SO_2 的去除能力被鈣鹼度 (calcium alkalinity) 之相對低溶解性所限制，故於泥漿中添加較易溶解之鹼性物質已證實可明顯地增加去除效率及石灰石利用率。

6. 乾燥產物收集方式的影響

一般而言，乾燥產物之收集方式以袋濾集塵機或靜電集塵機為主。而噴霧乾燥塔串聯袋濾集塵機系統 (spray dryer-fabric filter system) 已被廣泛的應用於特定污染源 (如：都市垃圾焚化爐) 之控制，而且被認為是去除酸性氣體的最佳可行控制技術 (BACT)，最主要是因為此系統不但可收集粒狀物，更可以形成濾餅對酸性氣體進行氣固反應 (即吸附反應)，使酸性氣體去除效率再予提升。在一般的設計條件下，對乾式洗滌系統而言，經過濾餅吸附之 SO_2 等酸性氣體，其去除效率大約是10~30%左右。若單獨使用袋濾集塵機來去除 SO_2 時，則其去除效率有的甚至可達到40~60%左右。因此，可證實累積在濾布上之濾餅對酸性氣體之去除確實有所助益。當然這和濾布之種類、粉塵在濾布上之分布和酸性氣體之特性有關。

噴霧乾燥去除硫氧化物系統 實例設計

半乾式噴霧乾燥塔脫硫系統可用於發電廠、玻璃業、廢棄物焚化廠及各工業鍋爐等固定污染源之煙道氣硫氧化物去除。一般而言，噴霧乾燥除酸系統之主要設備為廢氣降溫塔、噴霧乾燥塔及乾燥產物集塵設備等三大部分，其中廢氣降溫塔為一般常用之單元操作設備在此不加贅述，而本設計例擬以噴霧乾燥塔及其下游之集塵設備為設計之主要重點，其基本設計步驟如圖6所示。同時，將於內文針對每一設計步驟作進一步的探討與計算，期以基本之設

計概念讓大家對噴霧乾燥脫硫系統有更進一步的了解。

步驟一

1. 進行噴霧乾燥塔入口廢氣之特性分析

於噴霧乾燥塔設計之初，需掌握了解廢氣之主要特性，才能將廢氣控制得宜，並達到污染防治之目的。表1假設為某公司加熱燃燒源產生之焚化廢氣特性分析，本設計例將以此數據為基準，進行一簡要的估算及設計。

步驟二

1. 廢氣停留時間之決定：

(1)為了確保最大之霧化液滴能在高溫蒸發條件下轉為乾燥產物，廢氣停留時間之長短就非常重要。由表2吾人可知，一般廢棄物焚化或燃料燃燒時所需之廢氣停留時間約在7~12sec，而最常操作在10~12sec之範圍內。

(2)雖然廢氣停留時間一般操作值設定在10~12sec，但由於很少系統會操作在100%之設計流量，致使大部分噴霧乾燥系統之廢氣實際操作停留時間約在12~15sec。在此廢氣停留時間設定在10sec，應可使霧化液滴到達塔時達到完全乾燥之程度。

2. 入口廢氣之含水量計算：

(1)一般而言，廢棄物焚化或燃料燃燒產生之廢氣其溫度約在 $1,000 \pm 100^\circ\text{C}$ ，而在進入噴霧乾燥系統時，若不將廢氣溫度以驟冷塔 (quench tower) 或熱交換器降至 $260^\circ\text{C} \sim 170^\circ\text{C}$ ，則除酸效果將因蒸發速率過快而大打折扣。

(2)當廢氣降到 200°C 且相對濕度為7%時，由圖7 (即Mollier濕度圖) 可查出廢氣中所保有的水分為47g水/kg Air。而這與備製的吸收溶液中水分添加量有相當大之關

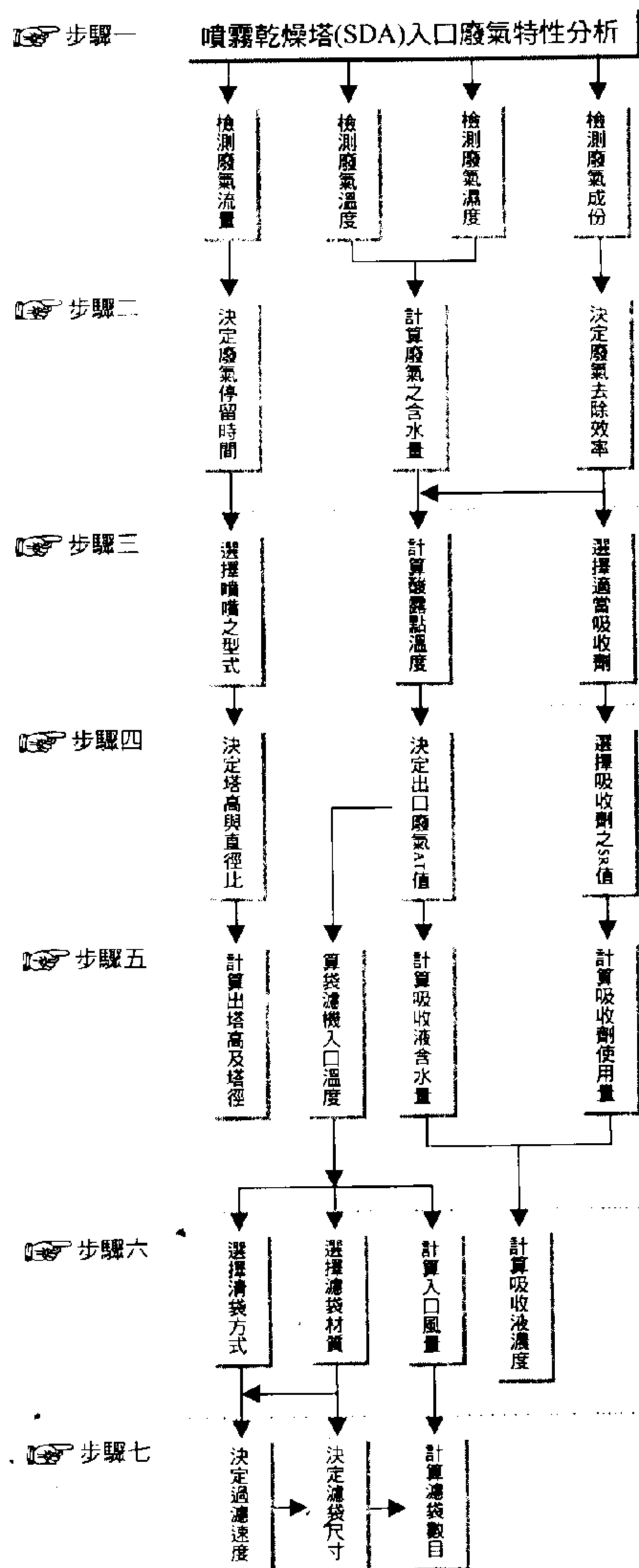
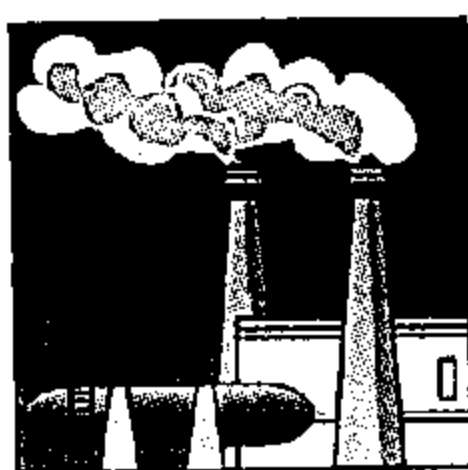


圖 6 噴霧乾燥去除酸氣系統之設計步驟

係。

3. 廢氣中酸性氣體去除效率之決定：

(1)一般而言， SO_2 在噴霧乾燥塔之去除效率約可達65~75%左右，經過下游設置之袋

表 1 焚化廢氣之特性分析

焚化廢氣特性	實際數值
廢氣溫度(°C)	200
廢氣風量(m^3/min)	350
廢氣相對濕度(%)	7.0
廢氣之 O_2 含量(%)	6.0
廢氣之 SO_2 濃度(ppm)	400
廢氣之 NO_x 濃度(ppm)	300
廢氣之含氮量(%)	73.5
廢氣之 CO_2 含量(%)	8.4

表 2 噴霧乾燥塔中廢氣停留時間之設計值

操作參數 廢棄物種類	廢氣停留時間	廢氣出口溫度
一般廢棄物焚化 (或燃料燃燒)	7 ~ 12 sec (設定值)	110 ~ 150°C
	10 ~ 12 sec (操作值)	
有害廢棄物焚化	15 ~ 20 sec (低溫)	120 ~ 160°C
	25 ~ 30 sec (高溫)	175 ~ 230°C

濾集塵機時則可再去除部分殘留 SO_2 （一般在15~30%），使總去除效率達85~90%。但 NO 由於對水之溶解度最差，故一般總去除效率約在40%以下。

(2)為提升酸性氣體去除效率，並節省空污費之支出，可於吸收劑中添加 $\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 、 NaOH 或海水等添加物使整體之去除效率達93%左右。故在此設定添加 $\text{CaCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ 於吸收劑中可使噴霧塔去除 SO_2 之效率達75%，同時再經過袋濾集塵機之濾餅吸附作用，可使 SO_2 之總去除效率達93%。

步驟三

1. 霧化器之選擇：

(1)霧化器是噴霧乾燥系統之心臟所在，工業上其較常為商業使用之種類為旋轉霧化器及二流體噴嘴。一般而言，旋轉霧化器較適用於流量大的漿液霧化，而二流體則較

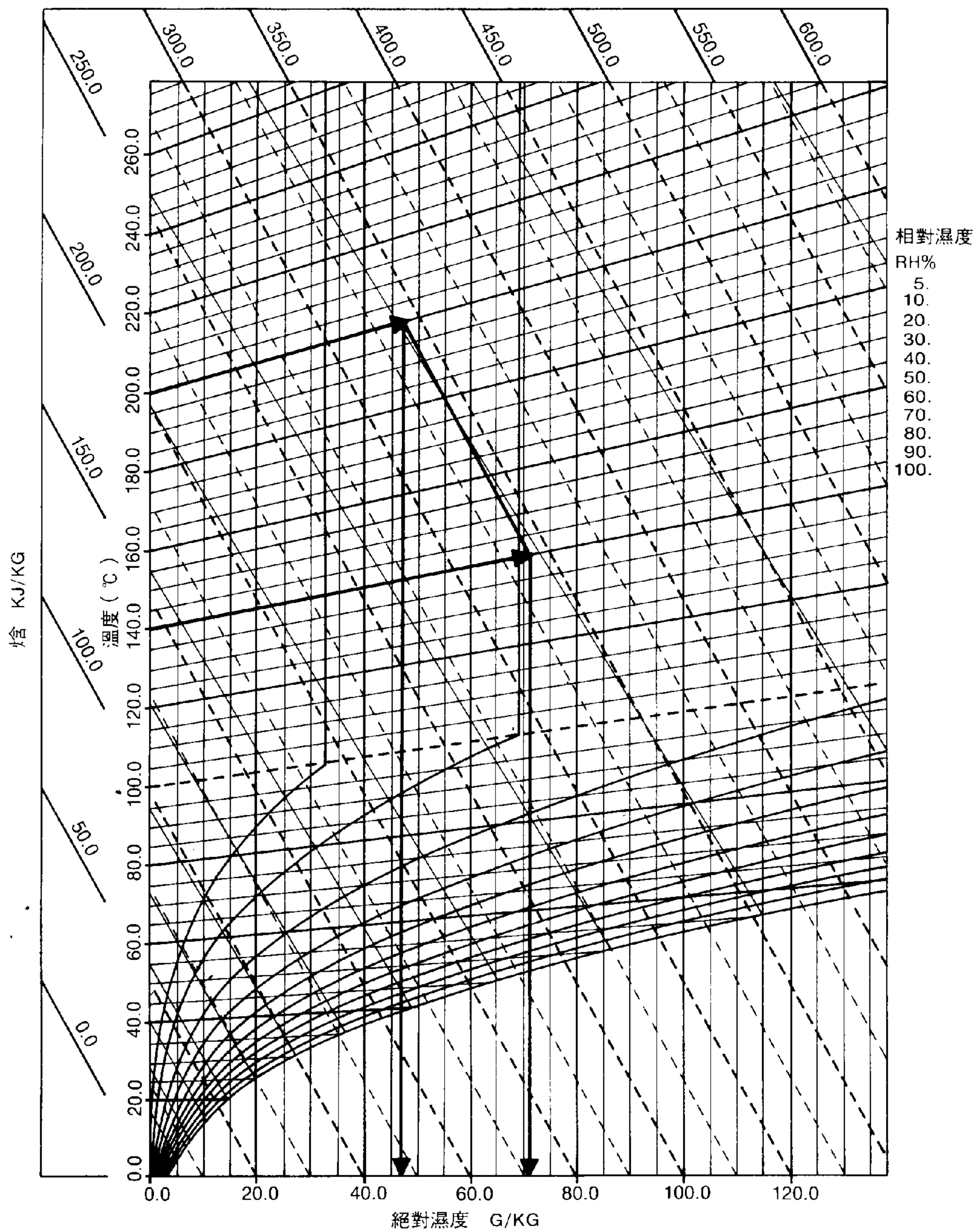
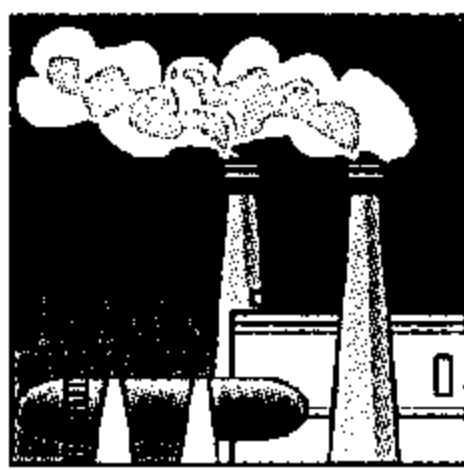
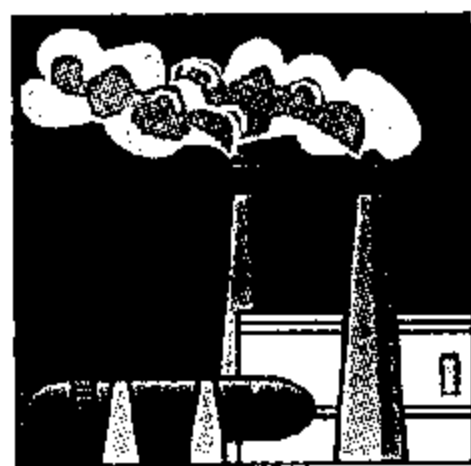


圖7 水-空氣系統之 Mollier 濕度圖 (中溫) @ 壓力 101.325kpa



適用於流量小之漿液或溶液霧化。

- (2)使用旋轉霧化器之噴霧乾燥其塔係長度與直徑比值（即L/D）較小，一般約在0.8~1故其型狀較為短胖。而使用二流體者其L/D則較大，典型的值在2:1，故其外型較為細長。

2. 出口廢氣之酸露點溫度決定：

- (1)由於噴霧乾燥塔下游串聯一袋濾集塵機，故在避免設備腐蝕及濾袋潮濕阻塞情況下，需決定出此時廢氣之酸露點溫度。
- (2)一般燃燒廢氣中，所含之硫氧化物中約有95%以上之 SO_2 及1~5%之 SO_3 或1~3%之硫化固體物。依據經驗，在水分含量及 SO_3 濃度之影響下將會使1~5% SO_2 轉化成 H_2SO_4 ，且通常 H_2SO_4 之濃度至少在1 ppm以上，此結果將造成廢氣中露點溫度之上升，即為所謂的酸露點溫度。
- (3)由於噴霧乾燥塔所設定之 SO_2 去除效率約在75%，故此時出口廢氣中之 SO_2 濃度可假設為400ppm（1-75%）=100ppm，又假設約有1%轉為 H_2SO_4 ，則得知 H_2SO_4 之濃度為100ppm $\times$ 1%=1.0ppm。最後，再經由圖8即可查得此出口廢氣於11%相對濕度時之酸露點溫度為116°C。

3. 去除酸氣之吸收劑種類選擇：

- (1)目前用於半乾式噴霧乾燥塔以去除酸氣吸收劑以鈣基吸收劑（如 CaCO_3 、 CaO 及 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ，及鈉基吸收劑如 NaOH 、 Na_2CO_3 、 NaHCO_3 ）最為普遍。
- (2)鈉基吸收劑一般較鈣基吸收劑之吸收反應效果為佳。但由於鈉基吸收劑之成本較高，故除了大型電廠或鍋爐外，一般均採用鈣基吸收劑。
- (3)鈣基吸收劑中以 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 之吸收效果最佳，但因其備製過程需經過研磨、過篩、消化及過濾等較為複雜之程序，故較

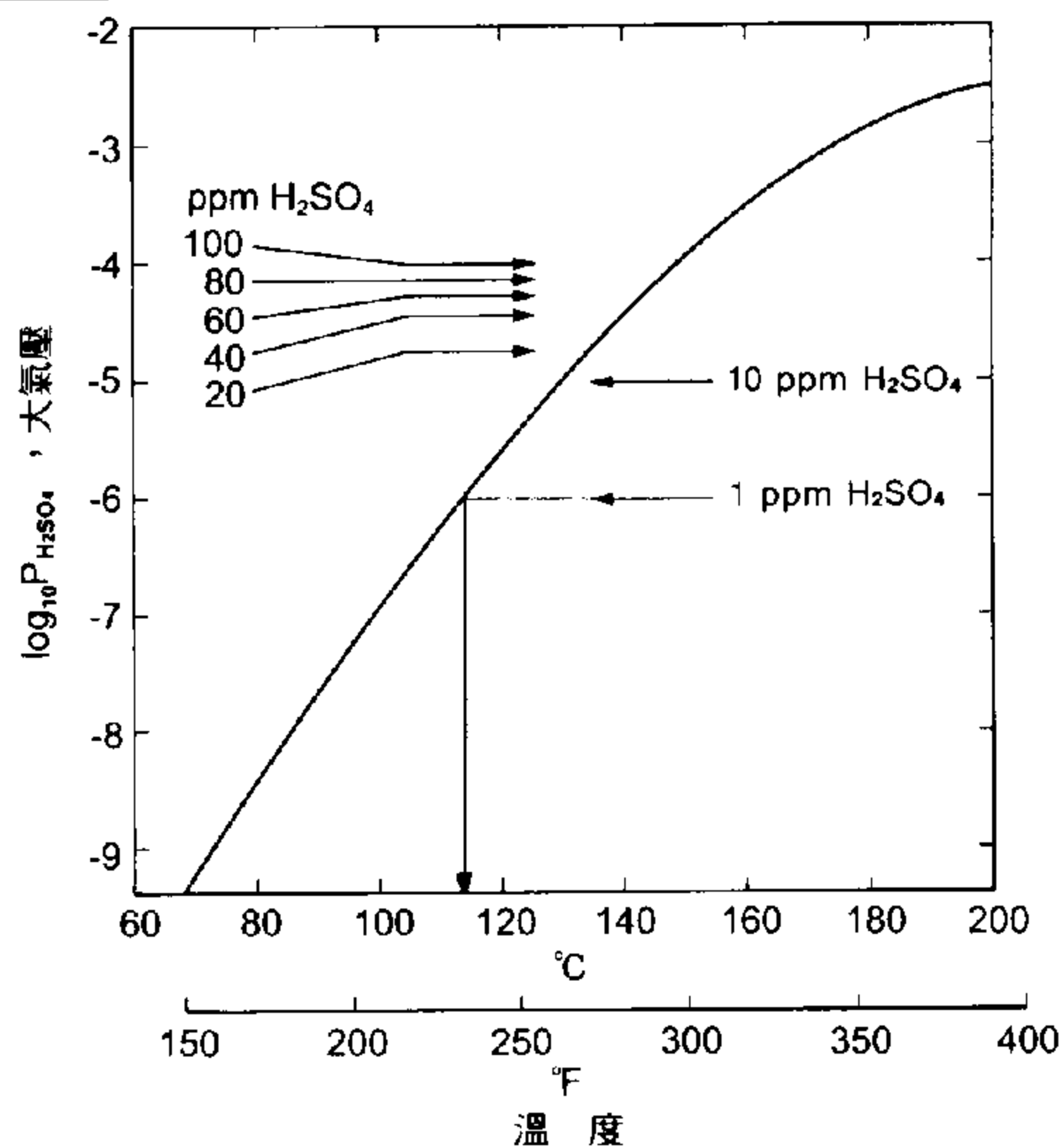


圖8 含水率為11%時之煙道氣酸露點曲線

CaO 費約至少30%。不過，在使用的觀點來看，使用 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 為吸收劑所需之資源損失卻較少（因其利用率較高），故針對一般中小型之處理廠仍以 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 為主。

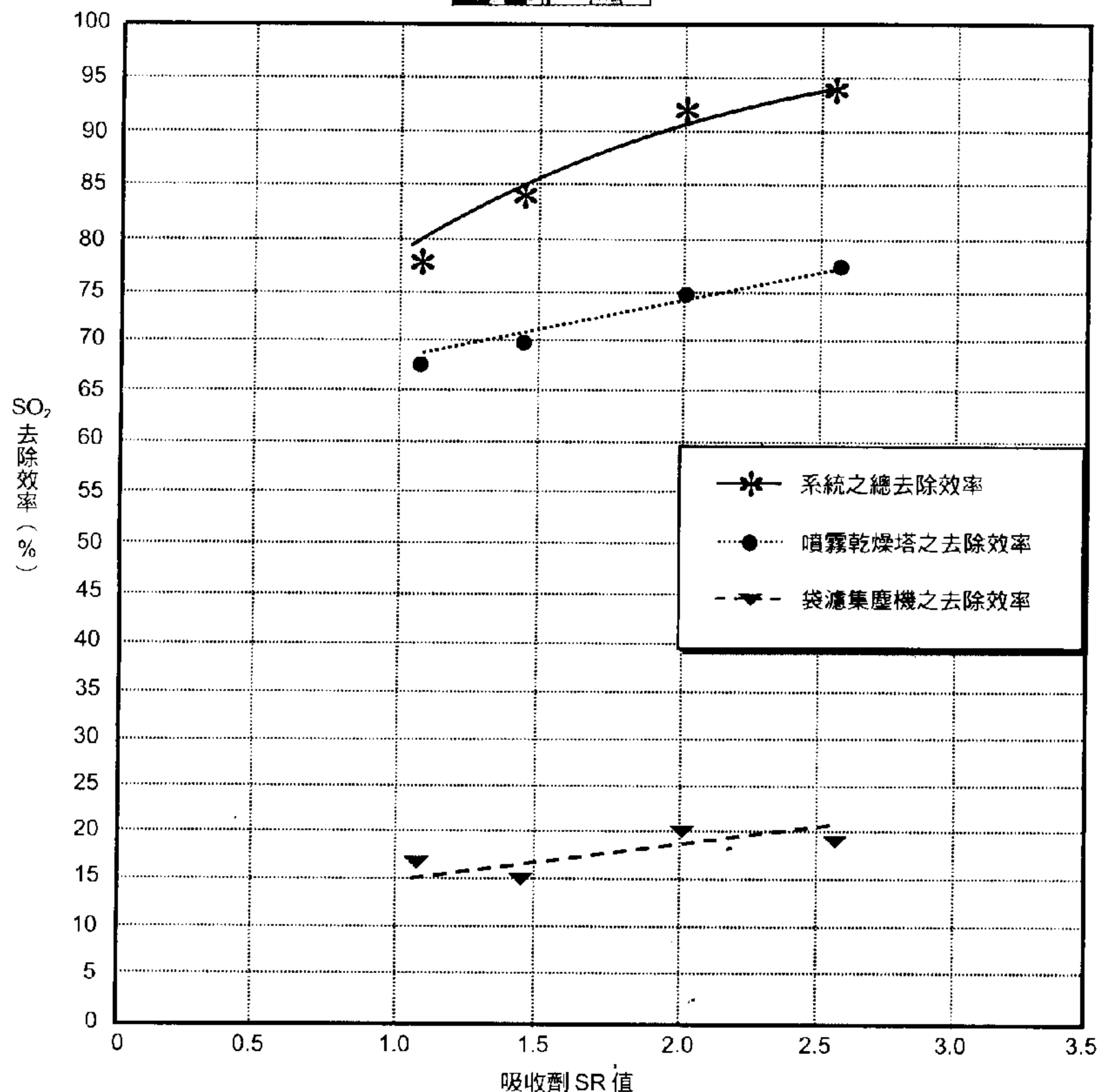
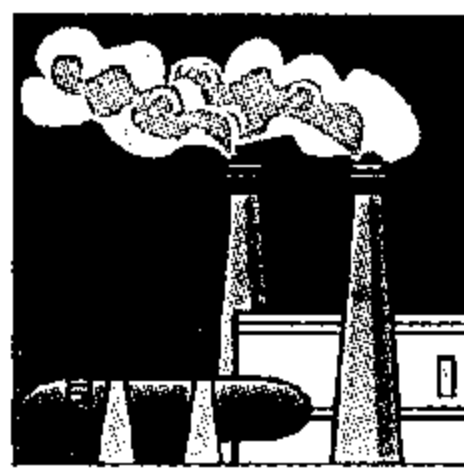
步驟四

1. 決定塔高與直徑比值：

由步驟三之1.中，吾人根據資料可決定出噴霧乾燥塔之塔高與塔徑比值（L/D）為2。

2. 出口廢氣之AT值設定：

- (1)出口廢氣之AT值是影響酸性氣體去除效率之重要因素，當系統操作條件不變時，則AT值越小者，其酸氣去除效率越高。但為避免系統操作時因廢氣溫度不穩定所造成之不良影響，一般將廢氣出口溫度設定在酸露點以上8°C~25°C。
- (2)為兼顧除酸效率及防止酸霧腐蝕噴霧乾燥塔下游之集塵設備，本除酸系統將出口廢



操作條件：SO₂入口濃度（400 ppm） 入口廢氣溫度（200℃）
NO入口濃度（300 ppm） 入口廢氣相對濕度（7%）
出口廢氣之AT值=24℃
添加劑重量百分比（CaCl₂·6H₂O/Ca(OH)₂）=20%

圖9 特定操作條件下，吸收劑（Ca(OH)₂）之當量比值（SR）對SO₂去除效率之影響

氣之AT值設定為24℃。

3. 吸收劑計量比值（SR）之決定：

(1)雖然SR值越高則除酸效果越佳，但相對地吸收劑之利用率則越低，尤其當SR值高於2以上時，則除酸效率之增加幅度就越趨於和緩。

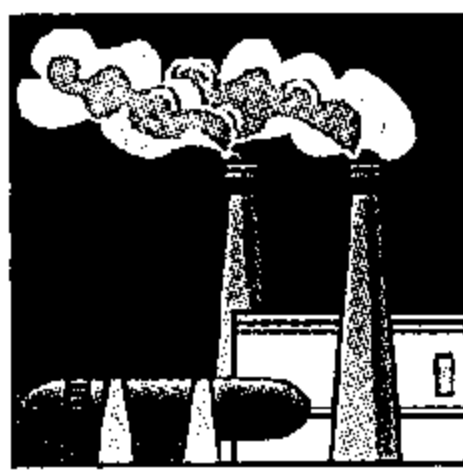
(2)由圖9可查出，當吸收劑之SR值為2，並添加20%之CaCl₂·6H₂O（與Ca(OH)₂

之重量比）於吸收劑時，可使SO₂之去除效率達92%。

步驟五

1. 計算噴霧乾燥塔之塔高與直徑：

(1)因為SDA之體積為58.33m³〔即廢氣流量（350m³/min）乘以廢氣停留時間（10 sec）〕，且設定之塔體L/D值為2，若採



用錐形槽底，其角度為 60° ，則可利用公式(3)，求出塔高6.4m（約21 ft取18 ft）及塔徑為3.2m（約10.46 ft取10.5 ft）。

$$*A=0.7854 D^2 (L+0.2886 D) \quad (3)$$

(2)檢核廢氣停留時間 $=0.785 (3.2^2) (6.4 + 0.289 \times 3.2) / (350\text{m}^3/60\text{sec}) = 10.1 \text{ sec} > 10\text{sec}$ ，符合要求。

表3 各種振落方式及使用之濾袋

粉塵振落方式	濾 布	
	種 類	形 狀
1. 機械振動	編織布	圓 筒
2. 逆洗式	編織布	圓 筒
3. 脈動式	不織布	圓筒（封筒）

[註] 1. 編織布含一般編織布及玻璃編織布
2. 不織布主要指針植不織布

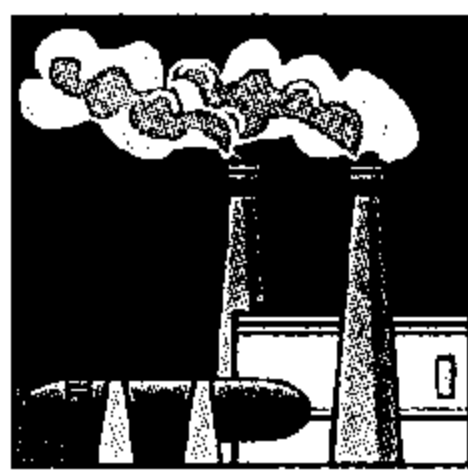
表4 濾袋及其表面處理特性

項 目	諾美克斯 (nomex)	賴 通 (ryton)	P84	鐵氟龍 (teflon)
耐溫程度	200°C	180°C	240°C	260°C
耐磨性	極佳	佳	普通	佳
能量吸收	佳	佳	佳	佳
過濾特性	極佳	極佳	極佳	普通
耐濕熱性	佳	佳	佳	極佳
抗鹼性	佳	極佳	普通	極佳
抗礦物酸性	普通	極佳	佳	極佳
含氧量 (10%+)	極佳	差	極佳	極佳

表5 不同粉塵之過濾速度基準值

粉塵種類	基準值 A ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{-min}$)
活性碳	2.5~2.8
荳蔻粉入口槽	2.2~3.0
鹼性之纖維素(乾、片狀)	3.0~3.5
杏仁	2.8~3.9
明礬	1.8~2.0
鋁	2.7~3.0
氧化鋁	3.0~3.5
磷酸二氫胺	1.8~2.2
硫酸銨	3.0~3.5
酸酐	3.0~3.5
動物粉	2.0~2.5
無煙煤	1.8~2.4
陶土	2.5~3.5
石棉	2.5~3.1
灰(飛灰)	2.3~3.1
電木粉	2.7~3.0
硫酸鋇	3.6~4.0
大麥粉、錘磨	1.5~2.1
礦渣	2.3~3.0
鋁礦砂	1.8~2.3
鼓風爐渣	2.3~2.5
血粉	1.8~2.3
鍋爐渣	3.6~4.8
骨粉	1.8~2.3
硼砂	1.8~2.3
	1.3~1.7

粉塵種類	基準值 A ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{-min}$)
水泥業：	
石灰石、泥灰岩	2.5~3.1
熟料粉塵：	
過濾時有空氣冷卻裝置	2.0~2.4
熟料粉塵：	
處理、貯存、配比等	2.2~2.6
研磨或乾燥過程	1.8~2.3
原料粉塵	3.0~3.4
原料粉	2.5~3.0
水泥磨：	
· 沒有研磨輔助	2.0~2.4
· 有研磨輔助	1.7~2.0
水泥粉(處理、貯存、出料時)	2.4~3.0
陶瓷磨碎劑	1.5~2.1
陶瓷色素	2.2~2.9
穀實的皮殼	3.6~3.8
粉筆	2.5~2.8
粉筆灰(石膏粉或亞硫酸鈣)	2.0~2.4
智利硝石	1.3~1.8
巧克力粉	3.3~3.6
硃砂	1.4~1.7
黏土	2.3~2.8
黏土粉	1.8~3.2
煤：	
無煙煤	2.3~2.8

表6 設備型式校正值 A_n

振動或逆洗式		噴射式(含文氏管)		脈動式	
信封型濾布	圓筒型濾布	信封型濾布	圓筒型濾布	單一濾布	多支濾布
A_4	A_3	A_2	A_1	A_5	A_6
0.45	0.65	0.5	1.0	1.5	1.3

表7 用途之校正值 B

用途	例子	B
除塵集塵	粉體在移動時，輸送機、篩、填充站等在輸送所發生的粉塵之清除。	1.0
成品收集	空氣輸送、粉碎機、乾燥機、分級機、振動篩等成品收集。	0.9
處理氣體之過濾	噴霧乾燥、反應器爐體、乾燥機等氣體過濾。	0.8

表8 粉塵粒徑校正值

粒徑(μm)	C
100 以上	1.2
50 ~ 100	1.1
10 ~ 50	1.0
5 ~ 10	0.9
2 ~ 5	0.8
2 以下	0.7

表9 視比重校正值 F

視比重(g/m^3)	大於 0.5	0.4 ~ 0.6	0.20 ~ 0.4	小於 0.20
F	1.0	0.9 ~ 1.0	0.8 ~ 0.9	0.5 ~ 0.8

* 適用於逆洗式、脈動式袋濾集塵機

2. 出口廢氣之溫度設定：

因為此時廢氣之酸露點溫度為 116°C ，若加上出口廢氣之AT值為 24°C ，則預設定之出口廢氣的溫度約為 140°C 左右。

3. 吸收液之添加水量計算：

(1)由Mollier圖（即濕度圖7）可查出，當廢氣由 200°C ，濕度為7.0%，於1atm情況下，要將廢氣溫度降至 140°C 時所需噴入塔中之水量為25g水/kg空氣（=72g水/kg

表10 氣流狀況校正值 G（流向：由下往上）

過濾速度 ($\text{m}^3/\text{min}/\text{m}^2$)	≤ 1.4	1.8	2.2	2.6	3.0	3.4	3.8	4.2
G	1.0	0.95	0.90	0.85	0.8	0.75	0.7	0.65

表11 氣候校正值 H

熱帶地區	0.8
一般	1.0

空氣-47g水/kg空氣）。

(2)由於廢氣流量為 $350\text{m}^3/\text{min}$ ，且此時廢氣密度為 $0.738\text{kg}/\text{m}^3$ ，故吸收液中需加入的水量為： $25\text{g水}/\text{kg空氣} \times 350\text{m}^3\text{空氣}/\text{min} \times 0.736\text{kg空氣}/\text{m}^3\text{空氣} = 6.62\text{kg水}/\text{min}$

4. 吸收劑用量之計算：

(1)廢氣之莫耳流量：

$$\frac{350\text{m}^3}{\text{min}} \times \frac{273}{(273+200)} \times \frac{1\text{mole}}{22.4\text{l}} \times \frac{1000\text{l}}{1\text{m}^3} = 9018.3\text{ moles}/\text{min}$$

(2) SO_2 之莫耳流量： $9018.3\text{mole}/\text{min} \times 400 \times 10^{-6} = 3.61\text{ moles}/\text{min}$

NO之莫耳流量： $9416.4\text{ mole}/\text{min} \times 300 \times 10^{-6} = 2.71\text{ moles}/\text{min}$ （假設 NO_x 全部為NO，因為在高溫時，約有95%以上之 NO_x 是以NO形式存在）

(3)由為SR值為2，故可利用公式(1)式計算式以計算出 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 之用量為：

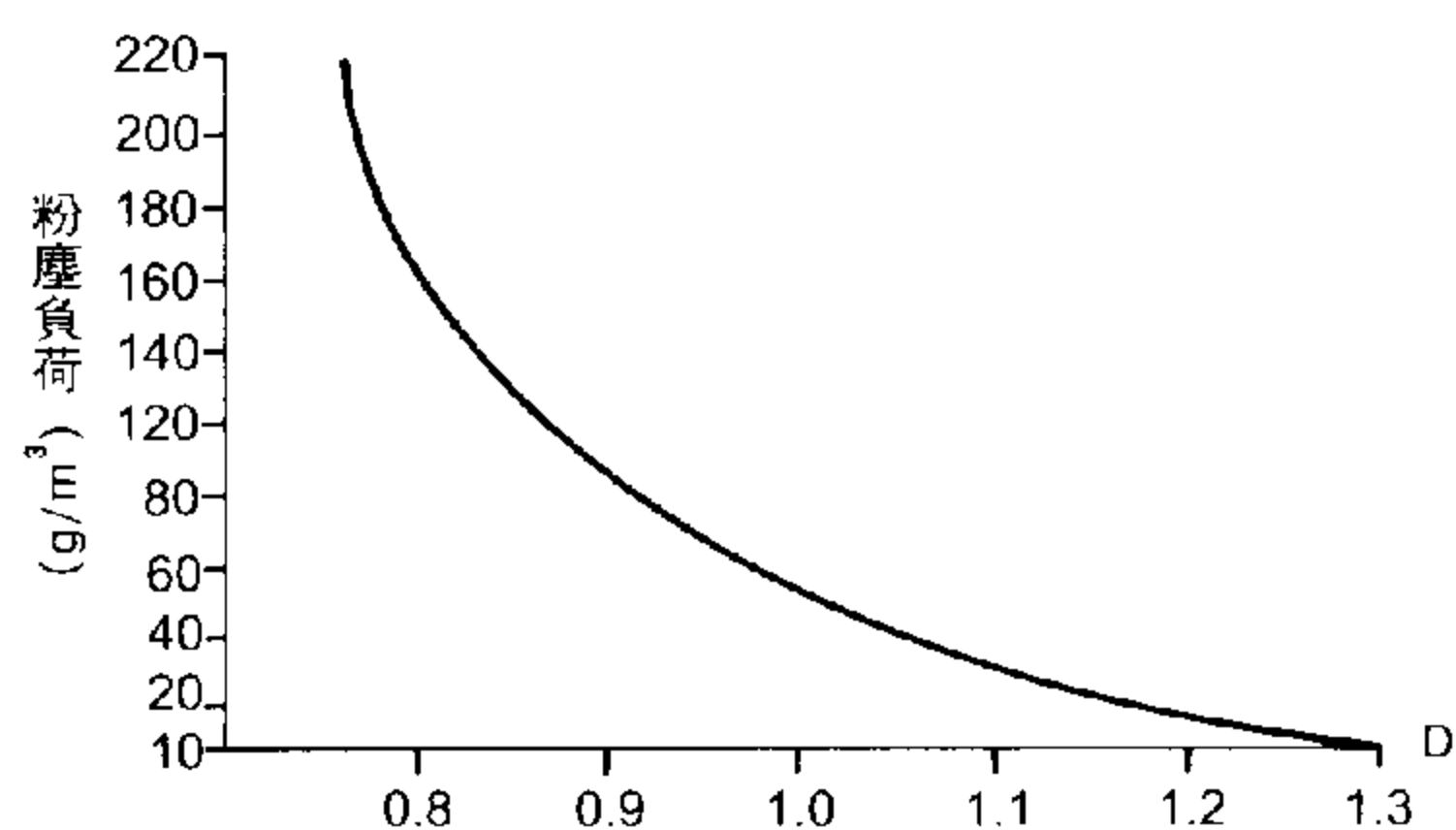
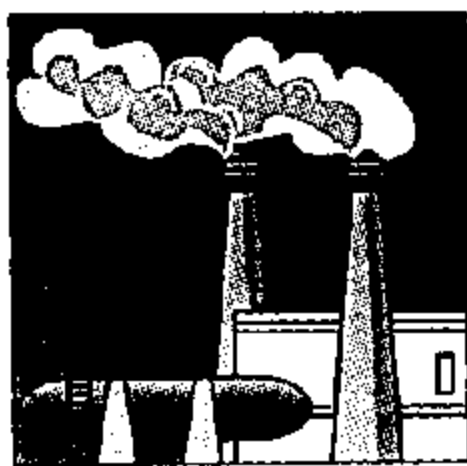


圖 10 粉塵負荷校正值 D

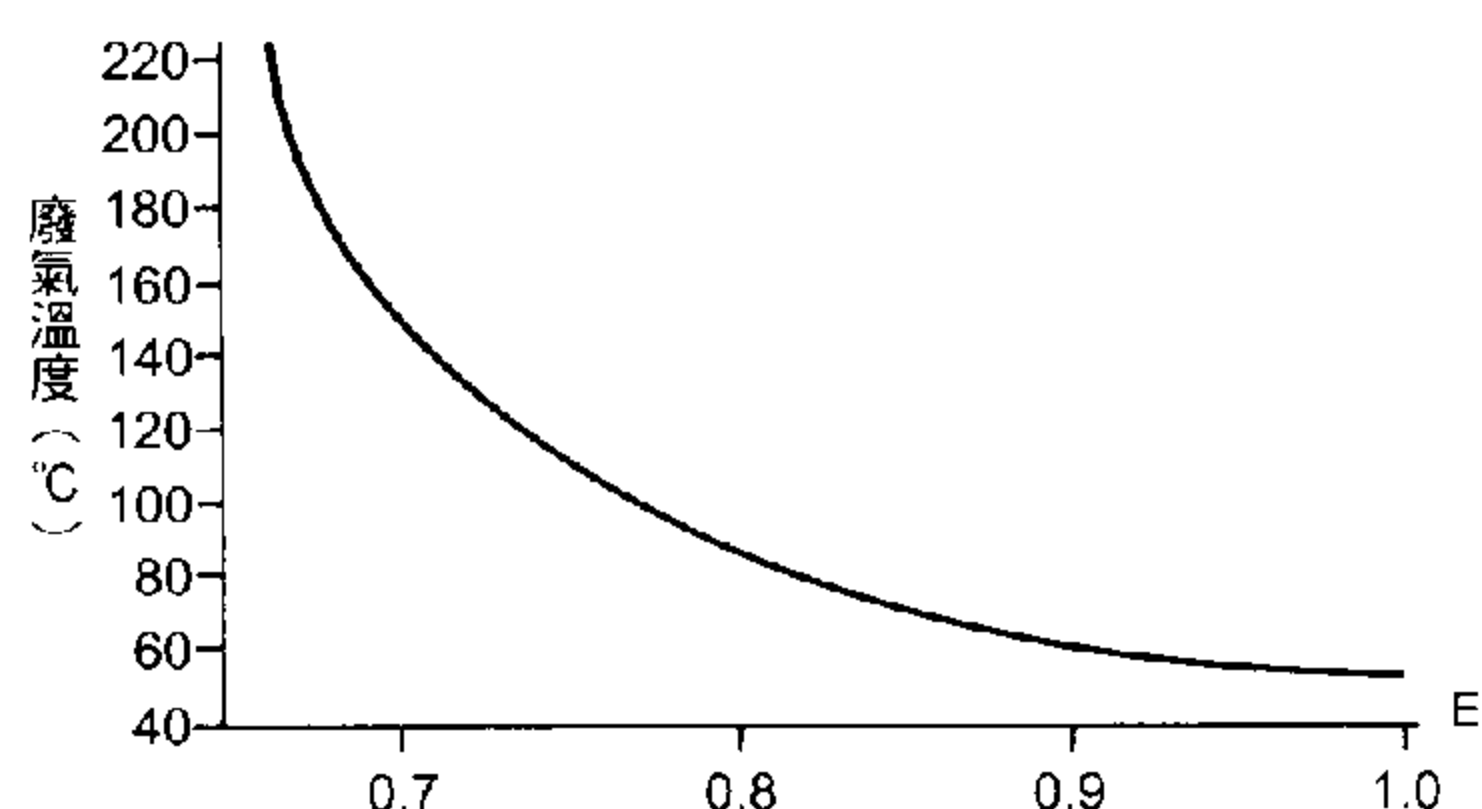


圖 11 廢氣溫度校正值 E

$$2 = \frac{2F_{\text{Ca(OH)}_2}}{2F_{\text{SO}_2} + F_{\text{NO}}} = \frac{2F_{\text{Ca(OH)}_2}}{(2 \times 3.61 + 2.71) \text{ moles/min}}$$

$$\Rightarrow F_{\text{Ca(OH)}_2} = 9.93 \text{ moles/min}$$

故所需之 Ca(OH)_2 為 $9.93 \times 74 = 734.8 \text{ g/min}$
 $= 0.74 \text{ kg/min}$

步驟六

1. 濾袋入口風量之計算：

由於進入濾袋的廢氣溫度設定在 140°C ，故此時之風量為 $350 \text{ m}^3/\text{min} \times \left[\frac{(140^\circ\text{C} + 273)}{(200^\circ\text{C} + 273)} \right] \times (\text{壓力修正} \approx 1)$
 $= 306 \text{ m}^3/\text{min}$ 。（在此假設壓力之變化對其風量之影響不大）

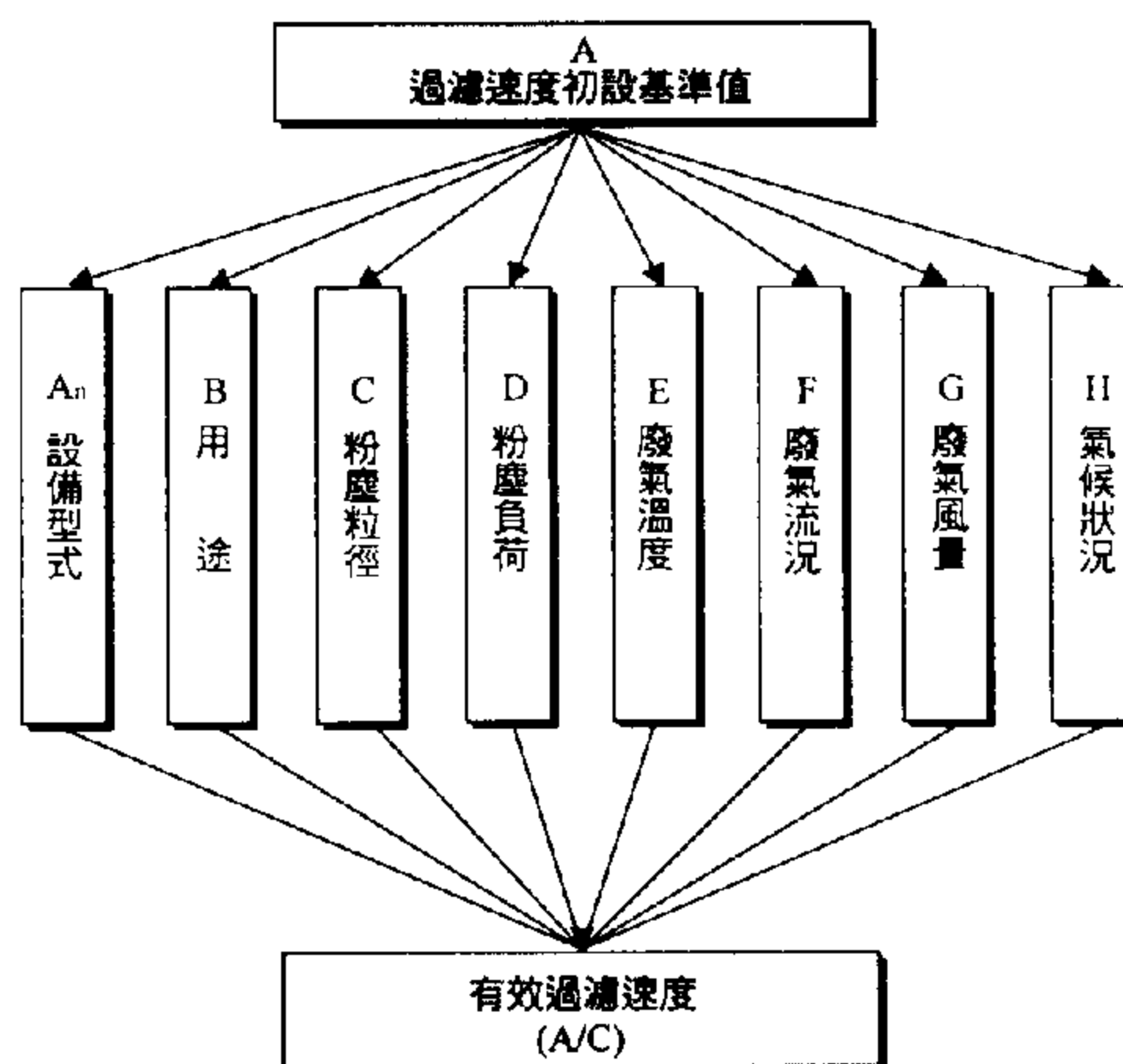


圖 12 有效過濾速度決定流程圖

2. 濾袋清洗方式之選擇：

(1) 由表3得知，目前有三種主要的濾袋清洗方式，即震動式、逆洗式及脈衝式。一般而言，逆洗式較適用於大廠，而脈衝式則較常用於中小型工廠。其中以空氣逆洗式及脈衝噴射式最為工業界所使用。

(2) 脈衝式由於具有過濾速度高、設備體積小、濾袋壽命長且可應用於處理高溫廢氣等優點，故可採選為適當的粉塵清除方式。

3. 濾袋材質之選擇：

(1) 濾袋依編織方式可分為織布與不織布，其中織布適用於空氣逆洗式而不織布只適用於脈衝式袋濾集塵機。因目前廢氣特性除了高溫外，還含有水氣及酸氣，故在選擇濾布時，需針對耐溫程度及抗酸強度及濾布價格等三方面加以考量。

(2) 由表4，吾人可知在耐溫及抗酸特性上以Ryton、P84、Teflon及陶瓷纖維等4項材質為佳。因Nomex材質雖在耐溫特性上不錯，但在抗酸方面則顯得較為普通，而Teflon及陶瓷纖維又價位較高，故最後在

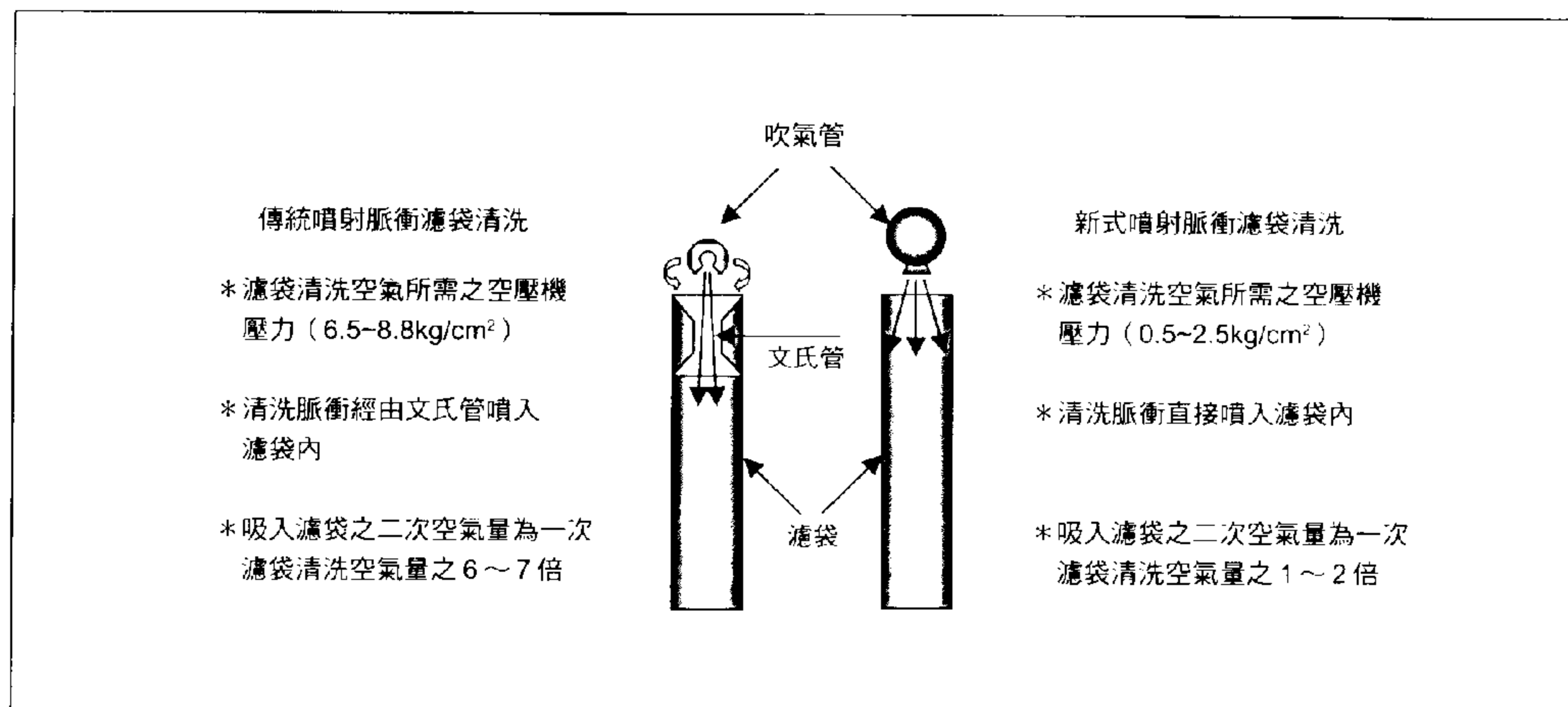


圖 13 傳統與新式噴射脈衝濾袋清洗方式之比較

功能及經濟之考量上，以採取Ryton為濾布材質。

4. 吸收液濃度之計算：

- (1) 一般而言，為了增進除酸效率及防止噴嘴阻塞，吸收劑之濃度需小於30%。
- (2) 由於加入吸收溶液中之水量為6.62 kg/min，且而吸收劑Ca(OH)₂之進料量為0.74 kg/min，故可得知其溶液重量百分濃度為10.05%（約10%）小於30%，故符合要求。

步驟七

1. 濾布氣／布比（A/C）之決定：

- (1) 為了降低集塵機之初設費用，某些設計者會採用其單位面積可處理較大風量之濾布，即所設定之過濾速度較大，如此將使設備小型化。但若過濾速度過大則相對地會有加速濾布之損耗、降低除塵效率，濾布壓損過大及粉塵阻塞等缺點產生。
- (2) 典型的氣布比值（A/C）會隨不同之濾布結構及型式而有所改變。一般而言，織布

型濾袋操作在較低之過濾速度（<1.8m³/min/m²）以避免粉塵穿過濾布而影響收集效果。而不織布由於材質較厚，故可操作在較高之過濾速度。

- (3) 由於脈衝式袋濾集塵機使用較厚之不織布當濾袋，故其A/C比較大，約在1~3m³/min/m²。
- (4) 真正過濾速度（即V=A/C）可由公式(4)求得：

$$V = A \times A_n \times B \times C \times D \times E \times F \times G \times H \quad (4)$$

A：由粉塵種類所定之基準值

A_n：由設備型式所定之係數

B：用途校正

C：粒徑校正值

D：含塵濃度校正值

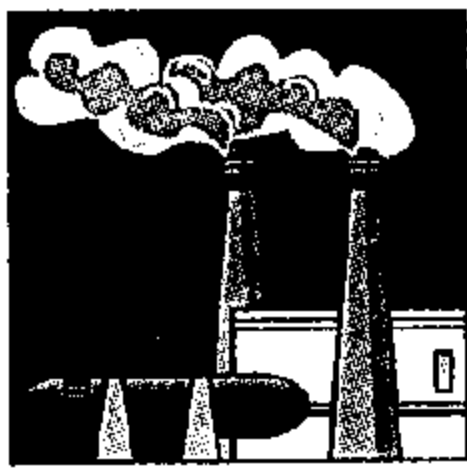
E：溫度校正值

F：視比重（bulk density）校正值

G：氣流狀況校正值

H：氣候校正值

此過濾速度（A/C）之決定方式，乃是先



查表5以得一基準值，再考慮不同之設備型式、用途、溫度及粉塵粒徑、比重與負荷等因素後，經查表6~11及圖10、圖11得到各種不同的修正因子以進行校正，最後即可得到一個較為適切的過濾速度值。其計算流程如圖12所示。

以目前廢氣狀況，經由查表及查圖可得

A : 2.2 ($2.0 \sim 2.4 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$)

A_n : 1.3

B : 0.8

C : 1.1

D : 0.85

E : 0.72

F : 1

G : 0.9

H : 1

故 $A/C = 2.2 \times 1.3 \times 0.8 \times 1.1 \times 0.92 \times 0.72 \times 1 \times 0.9 \times 1 = 1.5$

2. 濾袋尺寸及數量之決定：

(1) 一般而言，典型的美國濾袋，其長與直徑之比 (L/D) 約30~33，而歐洲設計之濾袋則較短約在16左右。

(2) 常用的脈衝噴射式濾袋尺寸，其直徑約5"~6" (即12.7~16cm)，而長度約8~19 ft (即2.4~5.8m)。

(3) 在本設計例中，選取每支濾袋之長度為10 ft，而直徑為6"。

(4) 因為過濾速度 (A/C) 為 $1.5 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{min}$ ，而廢氣風量為 $305 \text{ m}^3/\text{min}$ ，故可算出所需之濾布面積為 204 m^2 。而每支濾布之面積為 $\pi \times D \times L = \pi \times 0.153 \times 3.05 = 1.466 \text{ m}^2$ ，故最少需裝設之濾袋為 $204 (\text{m}^2) / 1.466 (\text{m}^2/\text{支}) \approx 140 \text{ 支}$ (即10×14支)。

3. 清洗濾袋時間、週期及壓力大小之決定：

(1) 一般對脈衝式濾袋清洗時間長短而言，約在0.1sec左右，視粉塵之濕度及黏度大小

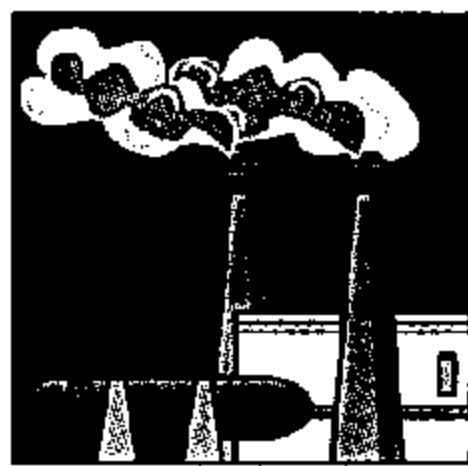
而定，若粉塵較濕或黏則清洗時間需縮短。

(2) 濾袋清洗週期依濾餅所造成之壓損或粉塵性質而定，一般是以壓損大小控制 (即裝置差壓計，以設定最高之壓損值為準如150~200mmAq以決定清洗之週期)，或是以時間控制 (即憑操作經驗而訂定，如幾分鐘清洗一次)。其中以壓差控制較為合適，故依經驗在此選定之壓差值為160 mmAq。

(3) 傳統之噴射式脈衝濾袋清洗方式是將90~125psi (相當於 $6.5 \text{ kg}/\text{cm}^2 \sim 8.8 \text{ kg}/\text{cm}^2$) 之空壓機氣體打入濾袋上方之文氏管，藉由文氏管口攜帶相當於6~7倍空壓機氣體之外界空氣以清洗濾袋粉塵，但由於此時脈衝減弱不少，故很快地減少其所能清洗之容量。而另一種噴射脈衝濾袋清洗方式 (未使用文氏管) 則是將7~35psi (相當於 $0.5 \text{ kg}/\text{cm}^2 \sim 2.5 \text{ kg}/\text{cm}^2$) 之低壓噴射脈衝，直接經由吹管吹入待清洗之濾袋中，如此一來，因吸入外界之二次空氣較少，致使所得到的清洗脈衝較快，同時脈衝傳遞到袋底之損失也較小，故濾袋清洗較為乾淨且適合長濾袋之使用。有鑑於此，我們可採用後述之噴射脈衝濾袋清洗方式以清洗濾袋。以上二種不同濾袋清洗方式之比較如圖13所示。

結 論

基於酸性氣體產生酸雨對環境造成之危害及開徵硫氧化物、氮氧化物之空氣污染防治費對產業界所造成之影響與衝擊，推廣設置除酸效率高又不會產生廢水問題之半乾式噴霧乾燥除酸系統，將是未來的趨勢，也是本文述說之主要目的。



參考資料

- Anthony J. Buonicore, Wayne T. Davis, "Air Pollution Engineering Manual," Air & Waste Management Association, Van Nostrand Reinhold, (1992).
- Arun S. Mujumdar, "Handbook of Industrial Drying," Marcel Dekker, Inc., New York and Basel, (1987).
- Ahlbeck J. R. and Ronnblad, S. "Fabric Filter Fundamentals in Flue-Gas Desulfurization," Abo Akademi University, Abo, Finland, (1992).
- Davis and Cornwell, "Introduction to Environmental Engineering," McGraw-Hill, Inc., second edition, (1996).
- Donovan, R. P. "Fabric Filtration for Combustion Sources," Marcel Dekker, Inc., New York and Basel, (1985).
- Gelter, J. L. H. L. Shelton, and D. A. Furlong, "Modeling the Spray Absorption Process for SO₂ Removal," JAPCA, Vol.29, No.12, p.1270 (1979).
- Holmes, D. R., ed.: Dewpoint Corrosion, Ellis Horwood, Ltd., Chichester, England, p.19 (1985).
- Howard E. Hesketh, "Air pollution Control Traditional and Hazardous Pollutants," Technomic Publishing Company, Inc., (1991).
- Jarl R. Ahlbeck and Stefan Ronnblad, "Removal of Sulfur Dioxide in a Fabric Filter," Air & Waste Management Association, Vol.44, p.413 (1994).
- K. Maststers, "Spray Drying Handbook," 5th ed., John Wiley & Son, Inc., New York, (1991).
- Noel de Nevers, "Air Pollution Control Engineering," McGraw-Hill, Inc., (1995).
- Peter G. Maurin, H. James Peter, and Vincent J. Petti, "Two-Fluid Nozzle vs. Rotary Atomization for Dry-Scrubbing Systems," CEP April (1983).
- Ruiz-Alsop, R., Rochelle, G. T., "Effect of Deliquescent Salt Additives on the Reaction of Sulfur Dioxide with Dry Ca(OH)₂," Symposium on Environmental Science of Fossil Fuels, Miami, Florida, 30, ACS Div. of Fuel Chemistry, (1985).
- Yuan, C. S. "Simultaneous Collection of SO₂, NO_x and HCl via Spray Drying: Using Sodium Based and Calcium Based Sorbent with Select Additives," Ph. D. Dissertation, Univ. of Illinois, Urbana-Champaign, (1989).
- 袋濾集塵機設計選擇與操作，工業污染防治服

務團，83年6月。

鄭乙任，「添加物應用在噴霧乾燥塔串聯袋式集塵器去除酸性氣體之影響研究」，國立中山大學碩士論文，85年6月。

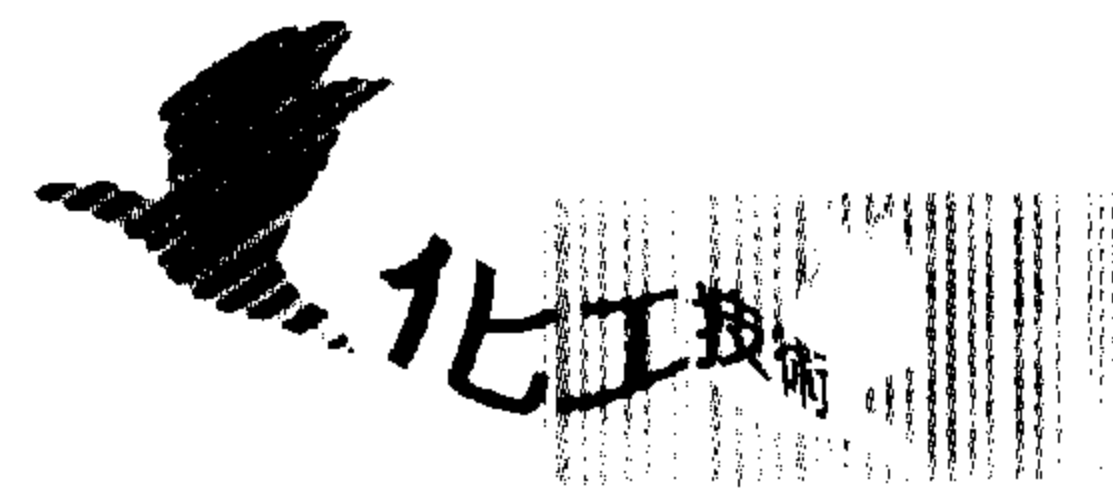
鄭乙任，「噴霧乾燥除酸系統之設計實務」，酸性氣體控制技術講習會，工業污染防治服務團，87年4月。

作者簡介：

鄭乙任先生，國立中山大學環境工程研究所碩士。現任職於中國技術服務社工業污染防治中心工程師。研究專長為煙道氣除硫、脫硝控制技術、工業製程局部排氣控制技術。

一九九九年六月號

捕捉知識·如獲至寶



1999.2 NO.10