

空氣污染控制與設計

教材名稱、級別、時數、課程大綱

教材名稱	級別	時數	課程大綱
粒狀污染物 防制	甲乙 級	11	壹、 微粒的運動及收集機制 一、 粒徑種類及分佈 二、 微粒運動 三、 微粒收集機制 四、 靜電沉降 貳、 粒狀污染物防制設備 一、 粒狀污染物防制技術 二、 粒狀污染物控制流程及設備 三、 旋風集塵器 四、 袋式集塵器 五、 靜電集塵器 六、 濕式洗塵器 七、 防制設備優缺點比較與選用程序 參、 各項防制設備之操作維護與功能查核 肆、 設施故障緊急應變整備 伍、 案例介紹 (8小時上課,3小時操作維護與功能查核之VCD觀摩)

目 錄

壹、前言	1
1.1 粒狀污染物來源及種類	1
1.2 粒狀污染物的排放標準	2
1.3 粒狀污染物的控制設備	2
1.4 粒狀污染物的控制系統	4
貳、微粒的運動及收集機制	18
(乙級不講授、不納入出題範圍)	
2.1 微粒的粒徑及濃度	20
2.2 微粒在流體中的受力及運動速度	22
2.3 微粒的重力沉降	26
2.4 微粒的慣性衝擊、截留及擴散	29
2.5 微粒的靜電沉降	32
參、旋風集塵器	35
3.1 簡介	35
3.2 旋風集塵器之種類及構造	36
3.3 旋風集塵器之設計理論	42
3.4 旋風集塵器之設計實務	45
3.5 旋風集塵器之優缺點比較	51
肆、袋式集塵器	53
4.1 簡介	53
4.2 袋式集塵器之系統及構造	54
4.3 濾布材料與濾袋清洗	59
4.4 袋式集塵器之設計理論基礎	68

4.5 袋式集塵器之優缺點比較	80
伍、靜電集塵器	81
5.1 簡介	81
5.2 靜電集塵器的構造	82
5.3 靜電集塵的理論	85
5.4 靜電集塵器的設計參數	92
5.5 靜電集塵器之優缺點比較	98
陸、濕式洗塵器	100
6.1 簡介	100
6.2 濕式洗塵器系統	102
6.3 濕式洗塵器的設計方法	109
6.4 濕式洗塵器之優缺點比較	112
柒、各項防制設備之操作維護與故障緊急應變整備及功能查核	113
7.1 旋風集塵器	113
7.2 袋式集塵器	116
7.3 靜電集塵器	123
7.4 濕式洗塵器	133
參考資料	140

圖目錄

圖 1.1	空氣污染防制設備選用程序	6
圖 1.2	空氣污染控制基本流程	7
圖 1.3	正壓及負壓式集塵器	9
圖 1.4	一般典型的設計檢查程序	10
圖 1.5	手動式滑動閘門	12
圖 1.6	旋轉閥	12
圖 1.7	自動翻轉閥	13
圖 1.8	灰斗底部螺旋輸送機	13
圖 1.9	螺旋輸送機	14
圖 1.10	氣動輸送設施	14
圖 1.11	電熱氈	15
圖 1.12	振動馬達	16
圖 1.13	氣動敲振器	16
圖 1.14	球狀振動器	17
圖 2.1	常用的直接測量相當直徑表示法	18
圖 2.2	對數常態累積質量濃度分布函數	20
圖 2.3	圓球之阻力係數 C_d 與雷諾數 Re_p 的關係	24
圖 2.4	微粒被收集標的收集時的情形	29
圖 2.5	帶電微粒在均勻電場中的運動	33
圖 3.1	微粒之收集機構	35
圖 3.2	旋風集塵器的種類	37
圖 3.3	常用的旋風集塵器	38
圖 3.4	進氣口干擾現象	38
圖 3.5	進氣口的型式	39
圖 3.6	切線進氣式旋風集塵器之各部份名稱	40
圖 3.7	高中效率旋風集塵器設計	41
圖 3.8	傳統的旋風集塵器之截取直徑	43

圖 3.9	串聯的旋風集塵器	50
圖 3.10	四個切線進氣式旋風集塵器之並聯組合	50
圖 3.11	並聯的軸向導翼型旋風器	51
圖 4.1	工廠廢氣處理系統使用的袋式集塵器	54
圖 4.2	濾袋及其支架	55
圖 4.3	濾袋及漏斗	56
圖 4.4	內部過濾 (微粒被收集在濾袋內部)	56
圖 4.5	外部過濾 (微粒被收集在濾袋外部)	57
圖 4.6	濾袋屋之粉塵進口	58
圖 4.7	濾袋附件	58
圖 4.8	漏斗	59
圖 4.9	織布型濾材：斜織法及緞織法	61
圖 4.10	濾餅過濾現象	61
圖 4.11	毛氈式的濾材	61
圖 4.12	振盪洗袋法	65
圖 4.13	反洗空氣洗袋法	66
圖 4.14	脈衝噴氣式集塵器裝置圖	67
圖 4.15	脈衝噴氣式集塵器之空氣供應系統	67
圖 4.16	單一濾袋之性能曲線圖	70
圖 4.17	多室濾袋屋之總壓力降與時間的關係	71
圖 4.18	S 與 W 之關係	71
圖 5.1	靜電集塵器示意圖	82
圖 5.2	氣體流經平板式 ESP 的情形	82
圖 5.3	ESP 本體結構分解示意圖	83
圖 5.4	敲擊機構示意圖	85
圖 5.5	礙子室與支撐礙子示意圖	85
圖 5.6	均流板示意圖	85
圖 5.7	靜電除塵器內的不均勻電場(上視圖)	86
圖 5.8	電極線附近產生電暈放電的現象	87

圖 5.9	在電暈發光區內發生的雪崩相乘效應	87
圖 5.10	在二個電極之間空氣游離成陰離子的情形	87
圖 5.11	在微粒周圍變形之電場線	89
圖 5.12	溫度及濕度對水泥粉塵餅之顯在電阻係數的影響	95
圖 5.13	飛灰之電阻係數與煤炭含硫量及煙道溫度的關係	95
圖 5.14	多孔膨脹室之進氣口	96
圖 5.15	電力分隔區	97
圖 6.1	濕式洗塵器的除塵原理	101
圖 6.2	流動床洗塵器之收集效率與微粒粒徑的關係	102
圖 6.3	多孔平板洗滌器	104
圖 6.4	泡罩之衝擊表面詳圖	104
圖 6.5	典型的文氏洗滌器	105
圖 6.6	可變喉口之文氏洗滌器	106
圖 6.7	衝擊噴水式噴頭及螺旋式噴頭	108
圖 6.8	簡單之噴霧塔	108
圖 6.9	除霧器	109

表目錄

表 2.1	滑動校正因子 C 與微粒直徑 D_p 之關係	22
表 2.2	不同規則微粒之動力形狀因子 κ	24
表 2.3	終端沉降速度 V_{ts} 與圓球微粒直徑 D_p 之關係	28
表 2.4	$\sqrt{St_{50}}$ 與不同形狀之障礙物之關係	30
表 2.5	微粒之擴散係 D 和 100 秒後的均方位移 X_{rms} 與微粒直徑之關係	31
表 3.1	切線進氣旋風集塵器之設計尺寸比例	40
表 3.2	傳統式旋風集塵器之尺寸比例	48
表 3.3	旋風集塵器尺寸及流程變化對性能之影響	48
表 4.1	濾袋使用之典型纖維材料	62
表 4.2	典型的空氣－濾布比 (A/C 比)	73
表 4.3	一些工業製程之濾袋屋所用的典型之 A/C 比	74
表 4.4	工業用鍋爐之濾袋屋所用的典型 A/C 比	76
表 4.5	淨濾布面積 A_n 與因子 f 之關係表	77
表 4.6	典型的濾室數目與淨濾布面積的關係	78
表 5.1	典型的飄移速率表(移動速度)	91
表 5.2	某紙業公司黑液回收鍋爐及石灰窯排氣 ESP 設計參數 資料	98
表 6.1	平板洗滌器之操作特性	104
表 6.2	文氏洗滌器之操作特徵	107
表 6.3	噴霧塔之操作特徵	109
表 6.4	接觸功率法所使用的 α 及 β 參數值	111
表 7.1	耐磨材料硬度與相對壽命表	114

粒狀污染物防制

壹、前言

1.1 粒狀污染物來源及種類

粒狀污染物的主要來源分為自然及人為來源。自然源粒狀污染物以火山爆發發射許多微粒，另產生污染氣體，例如 SO_2 、 H_2S 、甲烷等；自然火災如森林與草原之意外火災，以煤煙、未燃燒碳化氫類、一氧化碳、氮的氧化物及灰燼等形狀，生成大量污染物；塵埃運載大量微粒，較小塵埃致使懸浮微粒濃度提高，較大塵埃易使道路視程減少，易引起高速公路發生事件而影響交通安全。[1]

人為粒狀污染物的主要來源可概分為：燃料燃燒、工業製程、廢棄物燃燒、逸散性排放或經由氣體的化學反應而形成。人為粒狀污染物的種類可依其來源及形成機制概分為：物理研磨及傳播、燃燒灰燼、同相核凝、異相核凝和液滴揮發後殘留不純物等。

在工業製程中，物理研磨所產生的微粒直徑多在 $10\ \mu\text{m}$ 以上。另外，當燃料微粒被注入高溫燃燒爐時，微粒中大部分的有機物會在高溫氣流中揮發及氧化，餘最終將形成不可燃的飛灰及緩慢燃燒的燒焦物，其主要粒徑範圍為 $1\text{-}100\ \mu\text{m}$ 。

同相/異相核凝是指蒸氣相物質經冷卻至露點溫度時轉換成微粒相的現象，同相核凝主要是由蒸氣相分子相互碰撞而形成新的微粒，而異相核凝則是蒸氣相物質沈積在微粒上而形成。在空氣污染源中可核凝的蒸氣相物質可分為兩個主要來源：(1)有機蒸氣、(2)金屬蒸氣。例如：在廢棄物焚化爐中，從廢棄物中揮發的有機蒸氣通常會氧化成二氧化碳及水，然而，如果翻攪燃料將造成部分有機蒸氣停留在氣流中。另外金屬物質如：水銀、鉛、鎘或氧化鈣等，亦會從高溫的焚化爐中揮發而形成金屬蒸氣。一旦氣流經過熱交換設備，這些有機及金屬蒸氣將會藉由同相/異相而核凝，此時產生粒狀物直徑介於 0.05 至 $1.0\ \mu\text{m}$ 間。

另外一些空氣污染設備使用水霧來冷卻氣體，在高溫氣體中噴入小水滴，當小水滴揮發後可以吸熱冷卻氣體，但是其中所含不溶解固體會變成小微粒，此時微粒直徑約在 0.05-20 μm 間。

1.2 粒狀污染物的排放標準

依環保署發佈的『固定污染源空氣污染物排放標準』(中華民國九十六年九月十一日)，同時管制粒狀污染物的排放濃度及不透光率。粒狀污染物的管制標準以標準質量濃度($\mu\text{g}/\text{Nm}^3$)表示。

1.3 粒狀污染物的控制設備

粒狀污染物的控制設備有很多種，包括重力沉降室、旋風集塵器、袋式集塵器、靜電集塵器及濕式洗塵器。

重力沉降室基本上是一個擴張室，氣體進入一個大的擴張室後，速度減低，讓大的微粒有足夠的時間作重力沉降。因為重力沉降室不借助外力，對小微粒的收集效果不佳，因此工業界只用它來去除空氣動力直徑(指與一個微粒具有相同重力沉降速度的單位比重圓球之直徑)在 40-60 μm 以上的大微粒。

旋風集塵器的基本原理是當氣體進入旋風器內時被迫旋轉，大微粒受離心力的影響，偏離流線而作徑向向外運動，最後到達旋風集塵器的內壁而被收集。旋風集塵器對於空氣動力直徑在 5 μm 以下的微粒去除效果不佳，因此不適合單獨使用於燃燒製程之廢氣控制，往往只作為袋式集塵器及靜電集塵器的預淨器。旋風集塵器適用時機為：粗粒粉塵、高濃度粉塵或除塵效率要求不高時。

袋式集塵器是收集微粒最常用的方法之一，它使用濾布收集廢氣中的粉塵微粒。微粒被乾淨濾材收集的最主要機制有：慣性衝擊、直接截留和擴散三種，而當濾餅形成時，濾餅過濾便成為最主要的微粒收集機制。微粒被濾布及濾餅收集後，穿過濾布的氣體成為乾淨氣體，而被收集的微粒則需定期自濾布上清除。袋式集塵器通常的使用時機為：除塵效率要求高、

具有經濟效益的粉塵回收、氣體溫度可降至攝氏二百多度以下或粉塵不具黏著性。

靜電集塵器是藉由放電電極線產生電暈放電(corona discharge)，使空氣分子游離而形成帶電的空氣離子，空氣離子進而接觸微粒使之帶電，帶電之微粒往與放電電極線之電性相反之收集板方向運動而被收集。收集板或放電電極線上累積之粉塵微粒需定期由敲擊器震落，由底部之漏斗收集及儲存，並定期排放。靜電集塵器通常的使用時機為：除塵效率要求高、具有經濟效益的粉塵回收、高溫廢氣除塵或廢氣及粉塵不具爆炸性。靜電集塵器與袋式集塵器相類似，對於 $1\ \mu\text{m}$ 以下之微粒去除率均很高。

濕式洗塵器是利用液體除去微粒或有害氣體的設備。除塵的方式可以利用水直接噴入廢氣中，或者強使氣體通過水膜或薄片狀之水霧中，使粉塵與水滴接觸而被去除。此法既可有效去除粉塵微粒，也可去除有害氣體如 HCl 或 SO_2 等。濕式洗塵器通常的使用時機為：氣體需要降溫、可燃性及爆炸性粉塵、欲同時去除粉塵及氣狀污染物或工廠有廢水處理設備時。除了文氏洗滌器(venturi scrubber)外，各種濕式集塵器對於 $1\ \mu\text{m}$ 以下微粒之去除效果不佳。

以上數種控制設備的效率由高而低依序為袋式集塵器、靜電集塵器、濕式洗塵器、旋風集塵器及重力沉降室。所謂控制設備的效率 $\eta(\%)$ 是指進入控制設備前的粉塵質量濃度 C_i (mg/Nm^3) 被去除的百分率：

$$\eta(\%) = \left(1 - \frac{C_0}{C_i}\right) \times 100\% \quad (1.3.1)$$

其中 C_0 是指經控制設備後的粉塵質量濃度(mg/Nm^3)，此 $\eta(\%)$ 不考慮微粒粒徑。如果需考慮粒狀物控制設備的效率和微粒粒徑 D_p 的關係則可參考圖 1.1-1.4。

若有兩個以上的控制設備串聯在一起，則總控制效率 $\eta_T(\%)$ 為：

$$\eta_T(\%) = \left(1 - \left(1 - \frac{\eta_1}{100}\right)\left(1 - \frac{\eta_2}{100}\right) \cdots \left(1 - \frac{\eta_n}{100}\right)\right) \times 100\% \quad (1.3.2)$$

其中 $\eta_1, \eta_2, \dots, \eta_n$ 為第 1, 2, ..., n 個控制設備之效率。

1.4 粒狀污染物的控制系統

一般「控制系統」的範圍包含廢氣的收集設施如集氣罩、輸送風管、風車、前處理設施、溫度與濕度的調理設施、集塵機的本體和集塵機所收集粉塵的輸送設施及儀控等，另包括提升控制設備效能及排除操作困難等的各種附屬設備與監控系統。

各工廠環境、資源及可利用的場地均不相同，故選用控制設備的同時，必先考慮到廠內的空間及既有的公共設施與資源，才能以最經濟的成本與最簡便的方式，獲得最有效的處理效率。

1.4.1 選擇控制設備的考量因素

在選擇合適的空氣污染控制設備之前，考慮因素大致分為工程、經濟及空間等三方面。

1. 工程方面的考量因素

(1) 污染物的特性

- A. 物理及化學性質
- B. 最大允許排放濃度及排放量
- C. 微粒的粒徑分佈
- D. 微粒的化學反應性、吸濕性、潮解性、腐蝕性、磨蝕性及毒性

(2) 廢氣的特性

- A. 處理風量
- B. 處理溫度
- C. 排放型態(管道或逸散，批次或連續)
- D. 溫度與壓力
- E. 可燃性／腐蝕性
- F. 黏度
- G. 密度

H. 毒性

(3) 其他工程因素

A. 考量設備大小及重量

B. 壓力降

C. 操作的可靠性

D. 考量處理能力的裕度

E. 能量的耗用量

F. 公共設施的配合需求

G. 溫度的極限

H. 廢熱的回收再利用

I. 保養維護的需求

J. 因應未來更嚴格標準時之處理彈性

K. 美觀的考量(如白煙及可見水蒸氣)

L. 衍生性污染物之處理(如廢水、廢棄物及噪音)

2. 經濟方面的考量因素

(1) 設置成本(包括設備、安裝與工程)

(2) 操作成本(包括公共設施與維護)

(3) 設備預期使用年限及廢棄後的利用價值

3. 空間方面的考量因素

(1) 設備的安裝位置(室內或室外，地面或屋頂)

(2) 工廠內可利用的空間(考量操作及維護空間)

1.4.2 控制設備的選用程序

經過一連串調查評估後，可能有多項設備皆為「適用設備」，故需再應用整體評估的方式選出「最佳可行控制技術 (BACT)」，其選用流程可參考圖 1.1，其主要係評量各項設備之特性、設備性能及技術可行性。

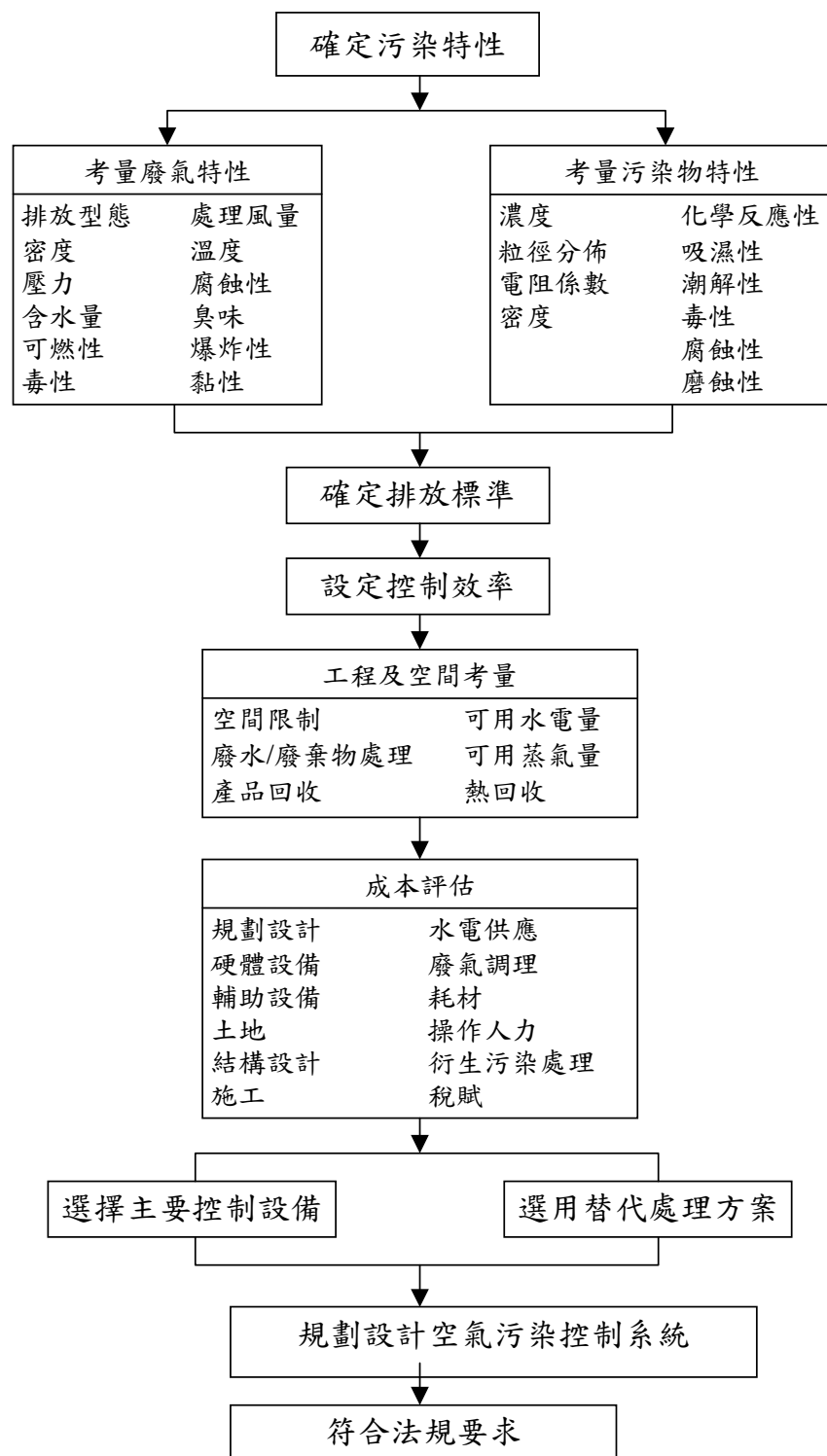


圖 1.1 空氣污染防制設備選用程序

1.4.3 典型的空氣污染控制流程

一個基本的空氣污染控制流程如圖 1.2 所示。完整的系統包括廢氣收集系統，預處理設備(如旋風集塵器)，避免因溫度過高而損害設備的溫度調理

器(如熱交換器)，控制設備本體。當然系統中包含使廢氣流動的送風機(風車)，及粉塵排放系統與相關附屬設施。以下介紹基本控制流程中幾個主要單元的功能與特性。

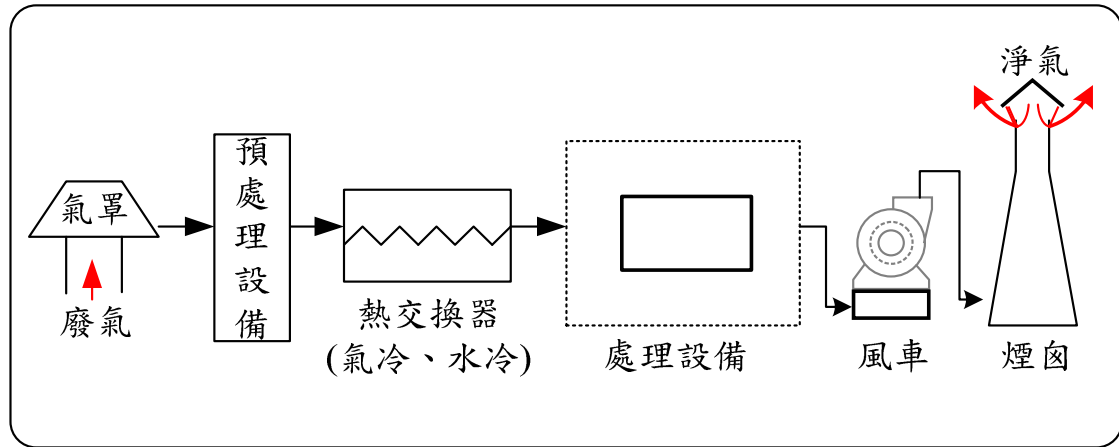


圖 1.2 空氣污染控制基本流程

1. 廢氣收集系統

廢氣收集系統是整個控制流程中最重要單元，收集效率的好壞是影響污染控制系統效能的關鍵。如收集效率不佳，縱使後續設置一套高效的處理設備，也僅能處理被收集進入處理設備內的粉塵，但其他從收集氣罩旁逸散的粉塵，則仍繼續對作業環境造成污染。

2. 預處理設備

空氣污染控制流程的規劃，須先考慮到被收集粉塵的特性，如果粉塵的顆粒太粗或過於尖銳，或有火星等可能對後續處理設備造成損害或超負荷者，這些粉塵在進入處理設備前都應先經一預處理設備後再進入後處理設備，以避免造成危害或降低其效能。

3. 溫度調理器

污染源所排放的廢氣溫度，因製程條件不同而各有差異。廢氣在進入主要設備前，必須先判斷其對設備的影響，並予以適當的調理。一般而言，廢氣須要調理的情形有下列兩種：

(1) 廢氣溫度過高

廢氣溫度太高會對處理設備造成損害或導致濾袋破裂等問題，故須於處理設備前，先降低廢氣溫度，而降低的程度，則須考慮設備材質所能承受的溫度範圍。若因濾袋的承受溫度而考量降溫，由於濾袋的材質種類及價格各異，故應同時顧及日後更換的成本。

如果處理設備為靜電集塵器，則應顧及廢氣溫度對處理效率的影響。而降溫的方式亦應同時考慮濕度對處理效率的影響。降溫可分間接或直接冷卻、氣冷或水冷等各種方式。

(2)廢氣溫度過低

各種不同的廢氣有其不同的露點(dew point)溫度，當廢氣成份中含水量高，且於露點下操作時，則廢氣中的水份將被冷凝而由氣態轉為液態，而這些冷凝水在設備中則易造成腐蝕、結垢及堵塞濾袋的現象。為避免這些現象的產生，須在控制設備前，先將廢氣予以升溫，以免損害控制設備。升溫的方法可配合控制設備的特徵選擇適當的設施。

4. 送風機(風車、風扇)

送風機設置的位置的不同對集塵機亦會造成不同的影響。若送風機置於集塵器之前將廢氣吹入集塵器，稱為「正壓式集塵器」；反之，若送風機置於集塵器之後而廢氣是被吸入集塵器時，則稱為「負壓式集塵器」，如圖 1.3 所示。若採用負壓式設計，整個集塵機的結構需特別的加強以免設備外殼受壓變形。設計正壓集塵器時可以使用稍微弱一點的結構，但需防止送風機的葉片及軸承受粉塵的撞擊而容易損壞。

1.4.4 控制設備一般設計的查核程序

欲規劃設計一個完善且有效能的空氣污染控制設備，必須先查核污染產生源的相關資料，包括製程污染狀況、污染源特性及污染物的成份等，並瞭解該污染須符合的現行排放標準，作為規劃設計依據。若已有控制設備，則須先判斷既有控制設施之效能是否符合現行排放標準。圖 1.4 為控制設備的一般設計檢查程序。

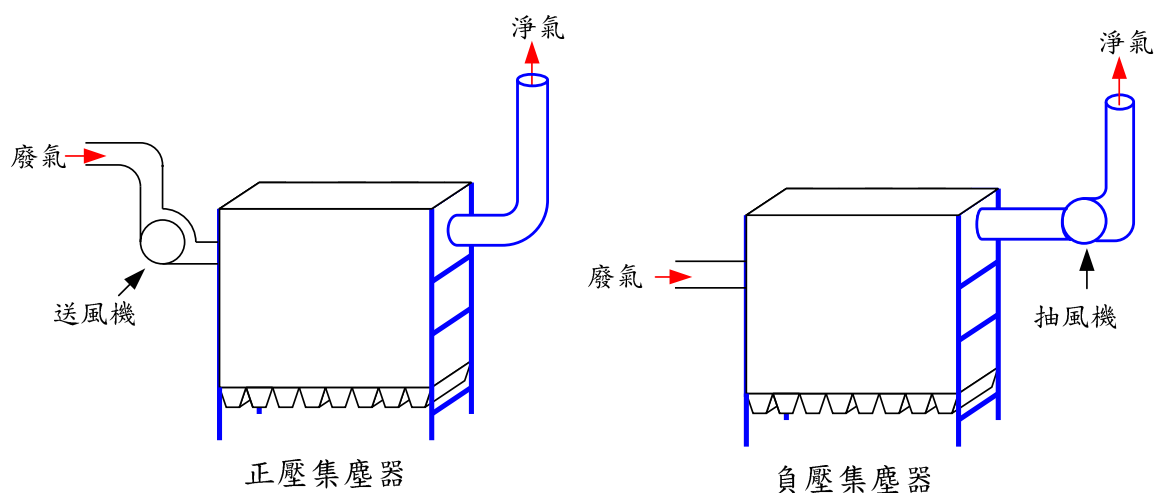


圖 1.3 正壓及負壓式集塵器

1.4.5 採購設備前應注意事項

1. 控制設備採購前需檢視製造商提供經認可之相類似運作條件下之成效測試資料及設計規格書。
2. 在無法得到足夠實廠成效測試資料的情況下，應要求設備供應商提供相同條件下之小型模廠測試資料以供評估。
3. 在控制設備選購決策過程中宜請專家參與。
4. 要求製造商提供該控制設備在指定製程運作下，符合所有相關管制法規實績保證之設備規格書。
5. 在授權排放量測試或購買控制設備前，宜先做好詳盡的物質平衡研究。
6. 採購前應先確認設備採購費用是否包括安裝費用。
7. 設備選用的評估表中，操作與維護成本應列為優先考量要素。
8. 在採購新設備前，應盡可能確認新系統所使用的控制器、過濾器、馬達等與工廠現有系統之相容性，並取得動力供應者之明確保證。
9. 設備規格書中應載明設備供應商保證提供即時技術援助、完整的操作手冊及短時間內設備運轉之注意事項。
10. 在以數量或協議鑑定專案結束情形下，製造商之交付保證中應明訂相關罰責，而驗收明細表顯得特別重要。
11. 空氣污染防制設備應設計內建故障安全防護指示器，以顯示防制設備異常狀況。
12. 保留應付款項的 10 到 15%，直到相關規範完全驗收。

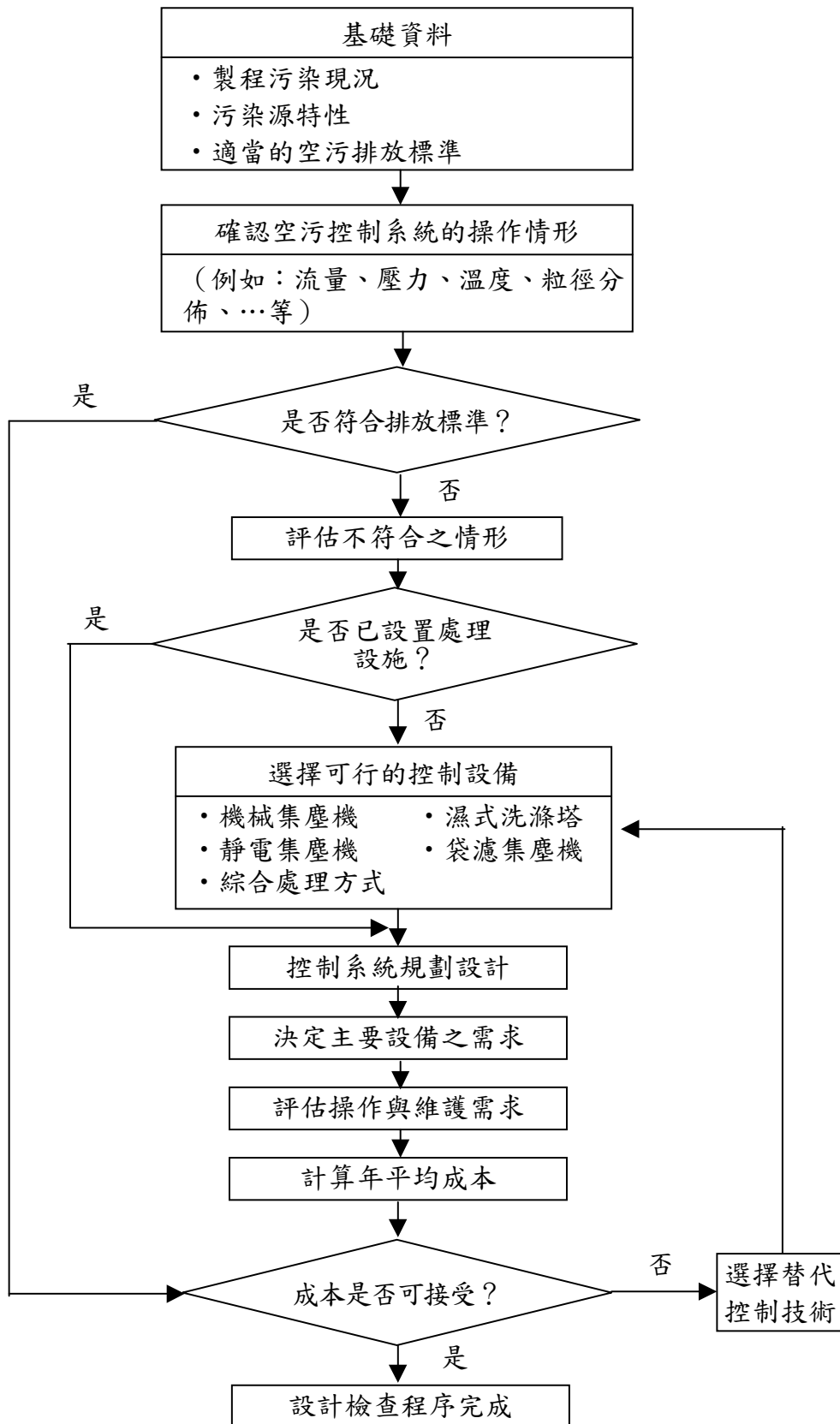


圖 1.4 一般典型的設計檢查程序

1.4.6 粒狀污染物控制系統相關設備

1. 灰斗(漏斗)

粒狀物控制設備都具有形狀大同小異的灰斗(漏斗)，常有人錯把灰斗當成貯存集塵器所收集的粉塵之用而無需定期排灰，使得灰斗內貯滿了粉塵後而造成堵塞，或因為設備不是連續操作，停機後灰斗內的粉塵溫度逐漸下降到露點溫度以下，致使粉塵內的水份因冷凝後由氣態轉變為液態，而與粉塵混合結塊，造成堵塞及無法排灰的現象。更嚴重的是，倘若廢氣中含有硫酸成份，則與水結合成硫酸液體而逐漸腐蝕灰斗的內壁，甚至造成穿孔的現象。長期的貯存亦使得粉塵有機會產生化學反應，增加粉塵凝聚的機會，而造成堵塞。

集塵器灰斗的功能應視為粉塵的匯集點，它將粉塵導引到螺旋輸送機或氣動輸送系統的各种密閉式的輸送設施，再轉送到最終的貯存地點。

灰斗傾斜角度的選擇，通常由設計者依粉塵特性選擇相似粉塵的設計經驗值(一般為 60°)。當然最主要的原則是需要保持粉塵在所設計的角度下能輕易滑落，不會因滯留於灰斗斜壁上，而造成架橋。通常會考慮各種粉塵的適用靜止角為設計的參考角度，以保持粉塵於灰斗的流動性。

2. 閘及粉塵輸送設施

為了避免灰斗內的粉塵上揚或因空氣自排放口吸入等現象，而致使集塵效率降低，進而影響製程系統平衡，可於灰斗的排放口設置手動或自動的機械閘，如滑動閘門、旋轉閘及自動翻轉閘等可有效的防止氣流進入灰斗之中，同時粉塵也可連續或週期性的被排出。

圖 1.5 一個簡單手動式滑動閘門，設備簡單，操作方便，定期以人工手動拉開閘門，將灰斗內收集的粉塵排放，但勿將灰斗內的粉塵完全排出，需保留一些粉塵於灰斗底部，以避免空氣於排放過程進入集塵系統。操作時如果開關頻繁，會造成墊圈的磨損，因而產生空隙讓空氣得以進入灰斗內，造成粉塵揚起，降低除塵效率。

圖 1.6 是旋轉閥，一般使用於中型或大型的集塵設備，閥上有裝於軸上的葉片輪，軸由馬達驅動，壁面襯以特殊的材質，使葉片與壁面形成密不透氣的接合，經由馬達可控制轉速慢慢轉動，將粉塵定時定量的連續排出，且可保持集塵系統的氣密性。

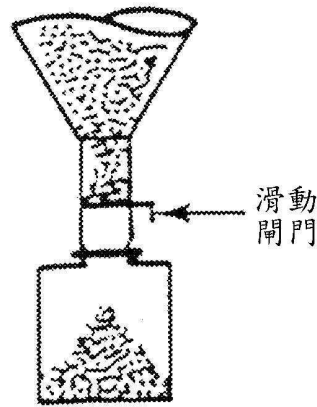


圖 1.5 手動式滑動閘門

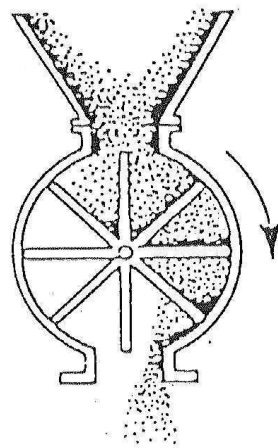


圖 1.6 旋轉閥

圖 1.7 為自動翻轉閥，閥內有兩個閥板，各有不同的權重連結於閥外，當粉塵堆積至某個重量時，克服了上面那個閥板的權重，閥門就打開，粉塵掉到下面的閥，再經由同樣的原理下面閥板的打開後，粉塵即可排出，且最重要的是兩個閥板不會同時開啟，可避免氣流直接進入集塵系統內。此閥亦可用馬達控制閥門作動。

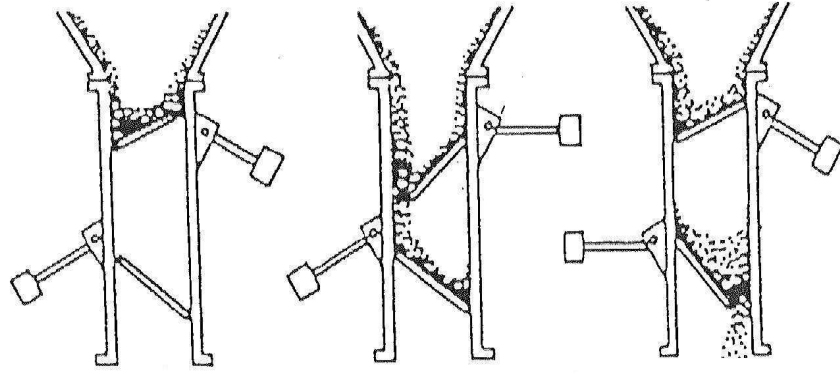


圖 1.7 自動翻轉閥

灰斗內的粉塵應盡可能在最短時間送到輸送設施，以避免於灰斗內滯留時，因堆積而造成架橋。因此，粉塵經由上述的閥門排出後，即應立即以輸送設施連續將粉塵送到貯槽內貯存。

螺旋輸送機可直接裝在集塵器的灰斗底部(圖 1.8)或與灰斗的各個排放口連收集後排放(圖 1.9)。氣動輸送設施(圖 1.10)則是利用較高壓的空氣將收集的粉塵輸送到貯存槽。兩者皆可連續輸送粉塵，並保持集塵系統的氣密性。

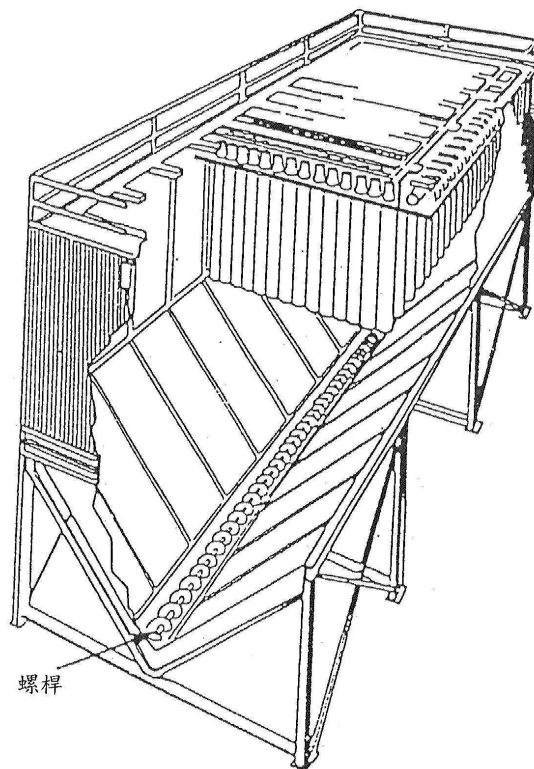


圖 1.8 灰斗底部螺旋輸送機

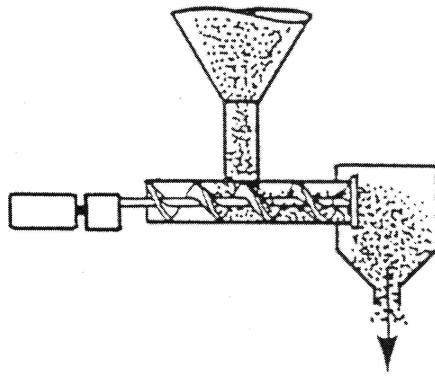


圖 1.9 螺旋輸送機

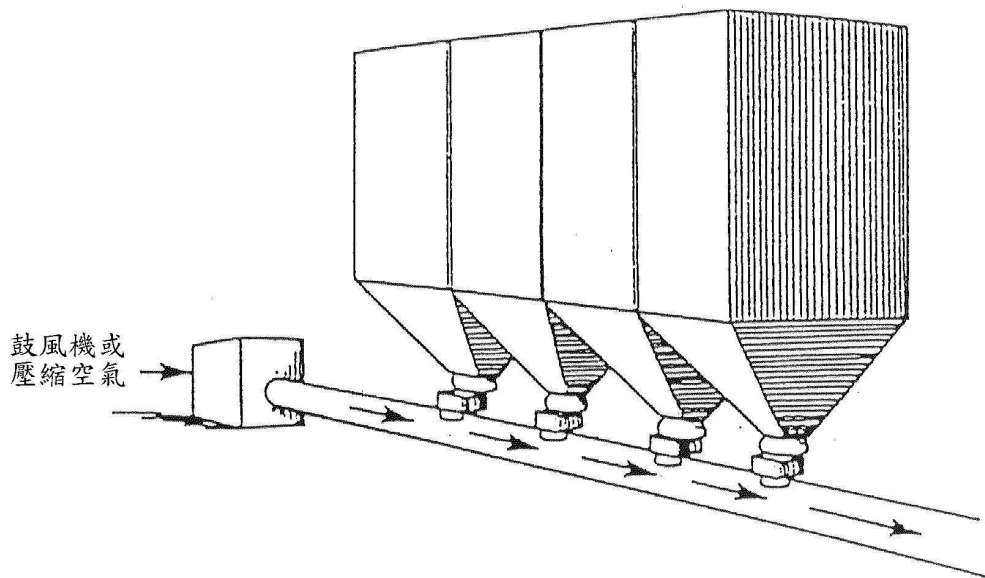


圖 1.10 氣動輸送設施

3. 保溫設施與加熱設施

為了避免因粉塵的溫度下降，而使水份凝結造成結塊堵塞，或因在露點溫度下操作造成腐蝕現象，須於集塵系統的管線及集塵器本身(包括灰斗)保溫，或者視情況僅於灰斗外加裝保溫棉，以防止內部溫度散失。

倘若灰斗內粉塵的溫度原已低於露點溫度，則須依賴加熱器來提高溫度，使之維持在露點以上操作，以利排灰。一般多採用簡便的電熱器，最常見的有兩種：(1)電熱線：可依所需加熱的熱量，選擇電熱線圈的數量，並將其纏繞於灰斗的外壁；(2)電熱氈：如圖 1.11，將電熱線先配置在一塊耐高溫的厚氈上，再覆蓋上兩層耐高溫的玻璃纖維布，上面再覆蓋一層較

厚的玻璃纖維保護層及矽化物的塗布外層。使用時可依所需之熱量，選擇不同規格之電熱氈包覆於灰斗外。此外，若廠內有蒸汽鍋爐，且與集塵器的位置相近，亦可將最近蒸汽管拉到灰斗，以蒸汽間接加熱的方式提高粉塵的溫度。無論使用以上那一種方式，灰斗最外層仍需以保溫棉加以包裹，以維持灰斗內溫度，避免熱量散失。

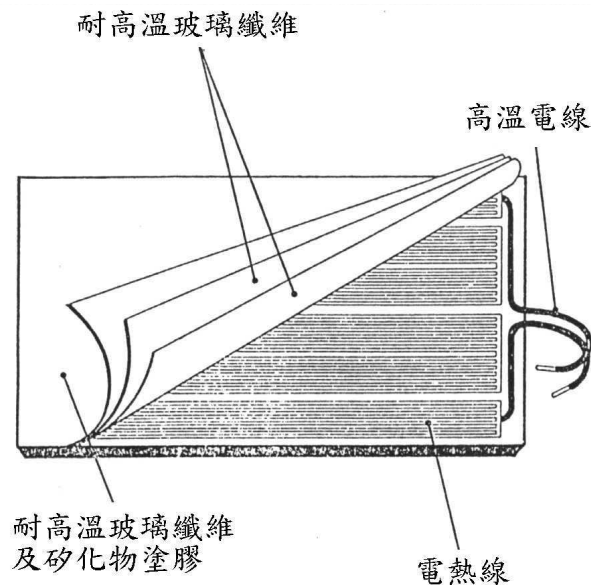


圖 1.11 電熱氈

4. 防止粉塵堵塞的設施

灰斗內的粉塵由於特性各異，為了避免造成堵塞或架橋等現象，通常於灰斗外壁設置振動馬達、氣動振動器等設施，使灰斗的外壁產生振動，間接破壞架橋，使粉塵流動。另外，可將高壓空氣直接吹入灰斗內強制攪動粉塵，以防止架橋。有些於集塵器灰斗的底部設置一錐形物來防止架橋，也有將灰斗的底部與本體間以可撓性的材質連接，再以振動馬達使底部振動的方式來防止粉塵的堵塞。以下介紹三種最常用的設施：

(1)振動馬達：一般採電動方式使軸端的兩片扇型偏心錘回轉產生離心的力量，而造成不同的頻率與振幅(圖 1.12)。也有以電磁線圈來感應電樞，使其受電量刺激而產生振動。

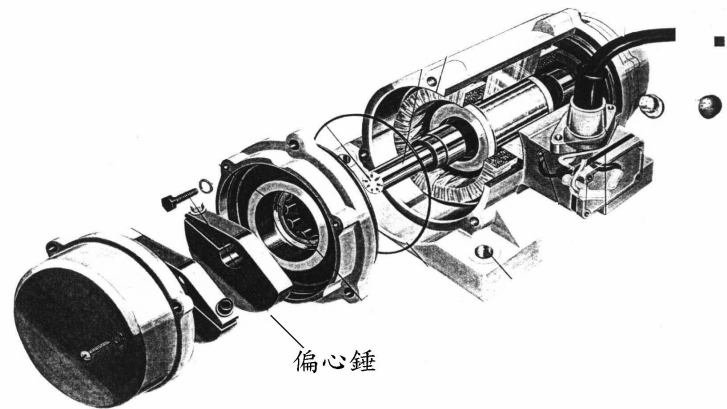


圖 1.12 振動馬達

(2)敲振器：較常使用者有氣動和球狀振動器兩種。氣動振動器是以電磁閥來引導被壓縮的空氣進一汽缸中，以高壓瞬間壓縮活塞，使活塞衝撞灰斗外壁的撞擊板而造成振動(圖 1.13)。球狀振動器(圖 1.14)是利用噴射空氣來驅動一個金屬球環繞一密閉溝槽因移動，由於圓球的偏心旋轉而產生不同振幅的振動。振幅則取決於球的重量及溝槽的尺寸。

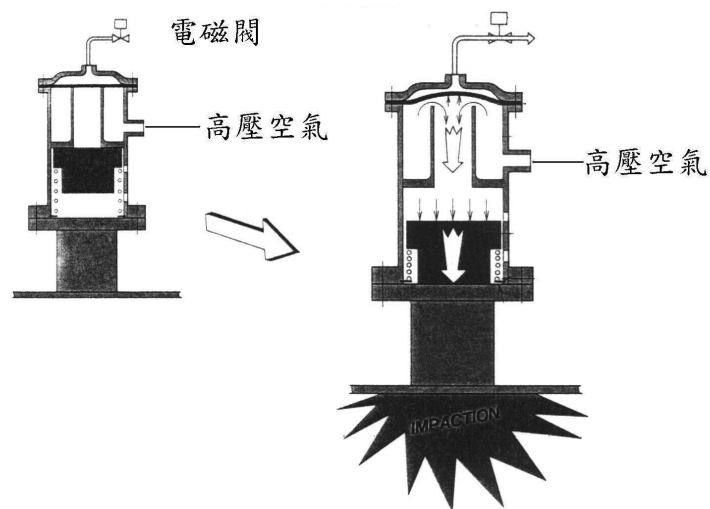


圖 1.13 氣動敲振器

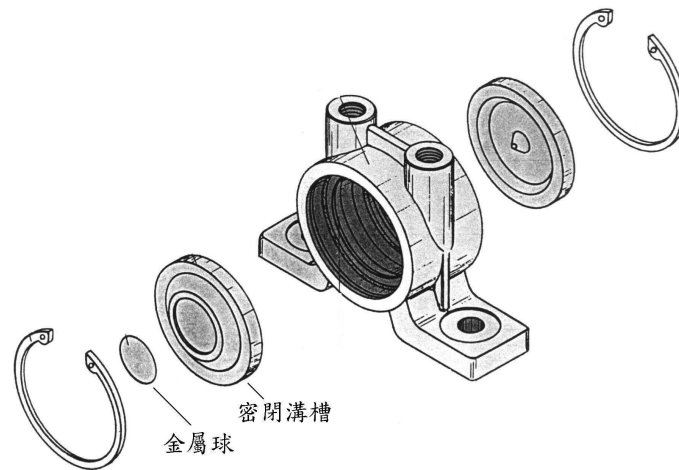


圖 1.14 球狀振動器

- (3)直接噴吹：是將噴嘴直接插入灰斗內，利用電磁閥來啟動被壓縮的空氣，直接噴入灰斗內以攪動粉塵，防止堵塞並破壞架橋，但必須考慮粉塵再揚起問題。

貳、微粒的運動及收集機制(乙級不講授，不列入考試範圍)

2.1 微粒的粒徑及濃度

微粒大小通常是影響微粒行為的最主要參數，對於圓球形微粒而言，通常以微粒直徑來表示微粒的大小。其他非圓球形微粒的大小一般則以相當或等似直徑(equivalent diameter)來表示。

描述微粒等似直徑的通常是根據微粒的幾何形狀(如等投影面積直徑、等體積直徑)，或是其他特性如氣動特性(空氣動力直徑，簡稱氣動直徑)、散光特性等來定義。等投影面積直徑是和一不規則微粒具有相同投影面積的圓的直徑(圖 2.1)；若將微粒由一個具有單位比重及與它相同沉降速度的圓球直徑來代表時，那麼圓球直徑便代表微粒的氣動直徑。因此，具有不同密度、體積直徑或形狀的微粒，都有可能具有相同的沉降速度；而具有相同氣動直徑的微粒在物理上代表相同的氣動行為，例如微粒的慣性衝擊。

圖 2.1 顯示另外兩種微粒等似直徑的表示法，菲列直徑 (Feret's diameter) 是指投影面積兩端的最長水平距離，馬丁直徑(Martin's diameter)則是指將投影面積等分為二的水平直線長度。

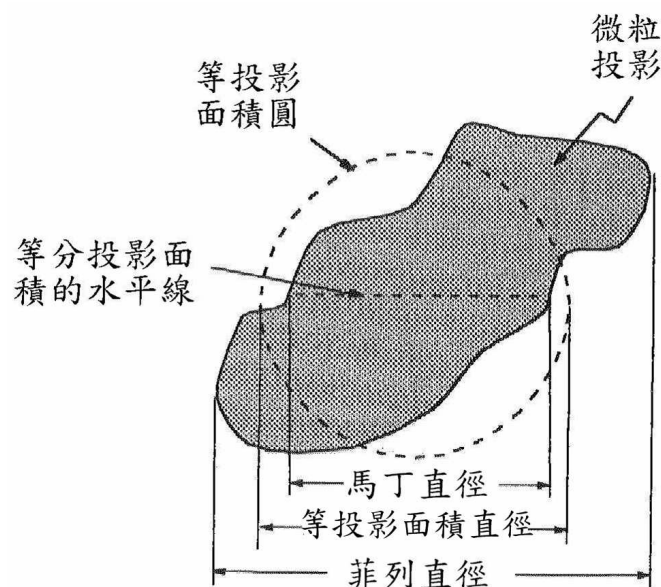


圖 2.1 常用的直接測量相當直徑表示法

在微粒的濃度方面，最常用的表示法是質量濃度(mass concentration)和數目濃度(number concentration)。質量濃度是單位氣體體積中微粒所佔的質量，常用的單位是 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ 、 mg/m^3 或 g/m^3 。一般煙道氣中之微粒質量濃度在數個至數百 mg/m^3 間，在都市大氣中的微粒濃度介於 10 至 1000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ 間(大陸黃沙侵襲台灣才有達到小時濃度 1000 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ 的實例)，濃霧中水滴濃度約在 10 mg/m^3 ，暴風砂中的砂粒濃度約為 0.1 至 10 g/m^3 。數目濃度則是單位氣體體積中的總微粒數目，常用的單位是 $\text{particles}/\text{cm}^3$ 。微粒的濃度與粒徑相關，不同粒徑區間之微粒濃度不同。很小的微粒有可能數目濃度很高，但是質量濃度不高。目前排放標準係以微粒的總質量濃度而非以數目濃度為管制標準，且未考慮微粒的粒徑。

廢氣中的微粒多有不同粒徑，屬於多徑分布。通常微粒粒徑分布呈對數常態分布，以微粒之質量濃度分布而言，粒徑在 D_p 及 D_p+dD_p 之間之微粒質量比率 dF 為：

$$dF = \frac{1}{(2\pi)^{0.5} \ln \sigma_g} \exp \left[-\frac{(\ln D_p - \ln MMD)^2}{2(\ln \sigma_g)^2} \right] d(\ln D_p) \quad (2.1.1)$$

其中 D_p 是微粒粒徑，MMD 是質量中間粒徑(mass median diameter)，而 σ_g 是幾何標準偏差(geometric standard deviation)。如果將一個對數常態累積分布畫在對數機率圖上則可獲得一直線，如圖 2.2 所示，其中縱座標為對數的粒徑刻度，橫座標為機率刻度。對數常態分布有兩個重要參數 MMD 和 σ_g ，使用這兩個參數便可決定累積分布函數的直線。例如： $d_{50\%}$ 和 $d_{84\%}$ 分別代表累積微粒濃度佔全部微粒濃度的 50% 和 84% 的微粒粒徑，則 σ_g 可以利用下式算出：

$$\sigma_g = d_{84\%}/d_{50\%} \quad (2.1.2)$$

其中 $d_{50\%}$ 即為 MMD。

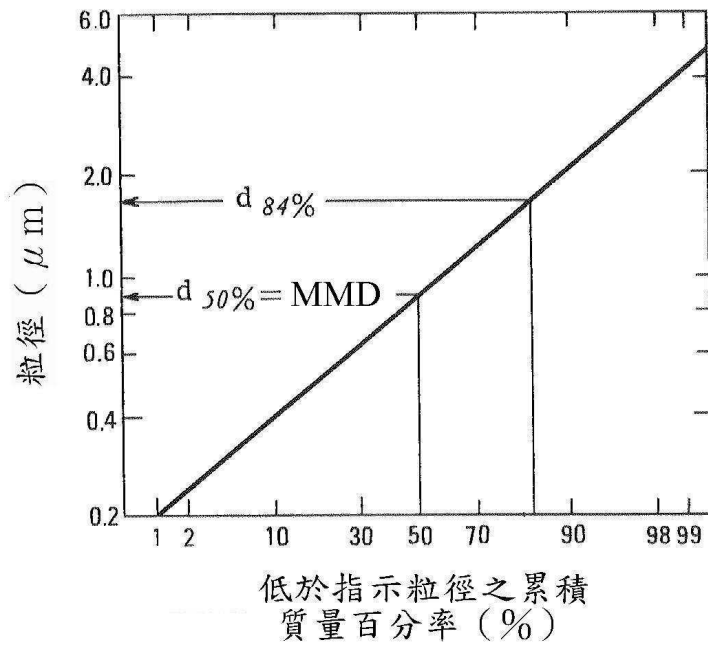


圖 2.2 對數常態累積質量濃度分布函數

微粒的數目濃度亦可呈對數常態分布，此時對應的參數為 CMD(數目中
間粒徑，count median diameter)和 σ_g 。

2.2 微粒在流體中的受力及運動速度

一個微粒在流體中運動時會遭遇到拖曳力或黏滯阻力(drag force)而改
變其運動速度。假設一個直徑為 D_p 的圓球形微粒在一維的空間上運動，則
它在瞬間所遭受的拖曳力 F_d 可以利用史脫克斯定律(Stokes' law)計算：

$$F_d = 3\pi\mu D_p V_r \quad (2.2.1)$$

上式中， V_r 是微粒與流體之相對速度(m/s)， μ 是流體之動力黏度(dynamic
viscosity)，單位為 kg/m.s。

氣體的黏度隨氣體溫度 T 的升高而升高， μ 與 $T(^{\circ}K)$ 的關係為：

$$\mu = \mu_o \left(\frac{T}{T_o} \right)^{\frac{3}{2}} \frac{T_o + S_1}{T + S_1}$$

其中：

$\mu_0 = T_0 (^{\circ}\text{K})$ 時的流體黏度

$S_1 = 110 \text{ K}$

空氣黏度 $= 1.81 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s (@293K, 1 atm)}$

因此，直徑 10 微米之圓球微粒，於靜止空氣中，瞬間行進速度為 1 m/sec 時：

$$\text{瞬間阻力 } F_d = 3\pi \times (1.81 \times 10^{-5}) \times (10 \times 10^{-6}) \times (1) = 1.7 \times 10^{-9} \text{ N}$$

，此時微粒的速度會愈來愈慢。

必須注意的是，微粒必須符合史脫克斯定律，(2.2.1)式才能使用。通常以微粒的雷諾數是否小於 0.1，來判斷微粒是否符合史脫克斯定律(當微粒的雷諾數等於 0.3 時，拖曳力理論值與實驗值的差異為 5%)。雷諾數定義於(2.2.5)式。

當微粒之半徑與空氣之自由平均路徑長相近或比它小的時候，史脫克斯定律必需加以校正。因為此時微粒似乎會在空氣分子間滑動，而使實際之阻力較公式(2.2.1)所計算者為小。這個校正因子稱為滑動校正因子 C (slip correction factor)，當流體為空氣(20°C/1 atm)時，C 值與微粒直徑 D_p 之關係列於表 2.1。

由於 C 的值均大於 1，因此實際的阻力比史脫克斯定律所算出者為小。由表 2.1 可以看出，在正常大氣狀況下，直徑超過 10 μm 的微粒之 C 值均趨近 1.0，亦即阻力之計算可以不必考慮滑動校正因子。

表 2.1 滑動校正因子 C 與微粒直徑 D_p 之關係(20°C/1 atm)

D_p (μm)	C	D_p (μm)	C
0.01	22.976	2.00	1.077
0.02	11.801	5.00	1.031
0.05	5.120	10.0	1.015
0.10	2.928	20.0	1.008
0.20	1.878	50.0	1.003
0.50	1.316	100	1.002
1.00	1.155		

除了微粒之直徑與空氣之自由平均路徑長會影響微粒所受之阻力外，微粒雷諾數 Re_p (particle Reynolds number) 也會影響圓球微粒所受之阻力。 Re_p 為慣性力和黏滯阻力的比值，定義為：

$$Re_p = \rho D_p V_r / \mu \quad (2.2.2)$$

上式中 ρ 為流體的密度(kg/m^3)。以空氣而言，其密度在 1 大氣壓 20°C 時為 1.20 kg/m^3 。

當 $Re_p > 0.1$ 時，繞過圓球微粒之流線不再對稱，當 Re_p 續增時，流線會自圓球尾端之表面分離，此時史脫克斯定律即不成立，需利用實驗求得阻力的大小。實驗所得的阻力通常化成無因次的阻力係數 C_d 如圖 2.3。

$$F_d = C_d \left(\frac{1}{2} \rho V_r^2 \right) \left(\frac{\pi}{4} D_p^2 \right) \quad (2.2.3)$$

亦即阻力為阻力係數乘上動力壓力($\rho V_r^2/2$)再乘上圓球投影面積($\pi D_p^2/4$)而得。

當 $Re_p \leq 0.1$ 時，史脫克斯定律成立，由(2.2.1)及(2.2.6)兩式可知：

$$C_d = 24/Re_p$$

當 $Re_p > 0.1$ 時，則上式需加以校正。根據前人實驗所得的 C_d 與 Re_p 的關係，可用下諸式表示：

$$C_d = \frac{24}{Re_p} \left(1 + \frac{3}{16 Re_p} + \frac{9}{160} Re_p^2 \ln(2 Re_p) \right), \quad 0.1 < Re_p \leq 2$$

$$C_d = \frac{24}{Re_p} (1 + 0.15 Re_p^{0.687}), \quad 2 < Re_p \leq 500$$

C_d 與 Re_p 的關係繪於圖 2.3 之中。一般而言，當微粒直徑不是很大時(如未超過 $50 \mu m$ 以上)，史脫克斯定律是可以使用的。只是當微粒之直徑小於 $10 \mu m$ 以下時，需再使用滑動校正因子來校正阻力。

以上的討論均假設微粒為圓球形，但大部份的粉塵微粒都不是圓球形。實驗數據顯示，在相同情況下，非圓球形微粒所受之阻力，一般可用下式表示：

$$F_d = \frac{3\pi\mu D_v V_r}{C} \kappa \quad (2.2.4)$$

其中 κ 為動力形狀因子，它和微粒的形狀有關； D_v 為與不規則微粒具有同體積之圓球直徑。表 2.2 列出各種不規則微粒之 κ 值。

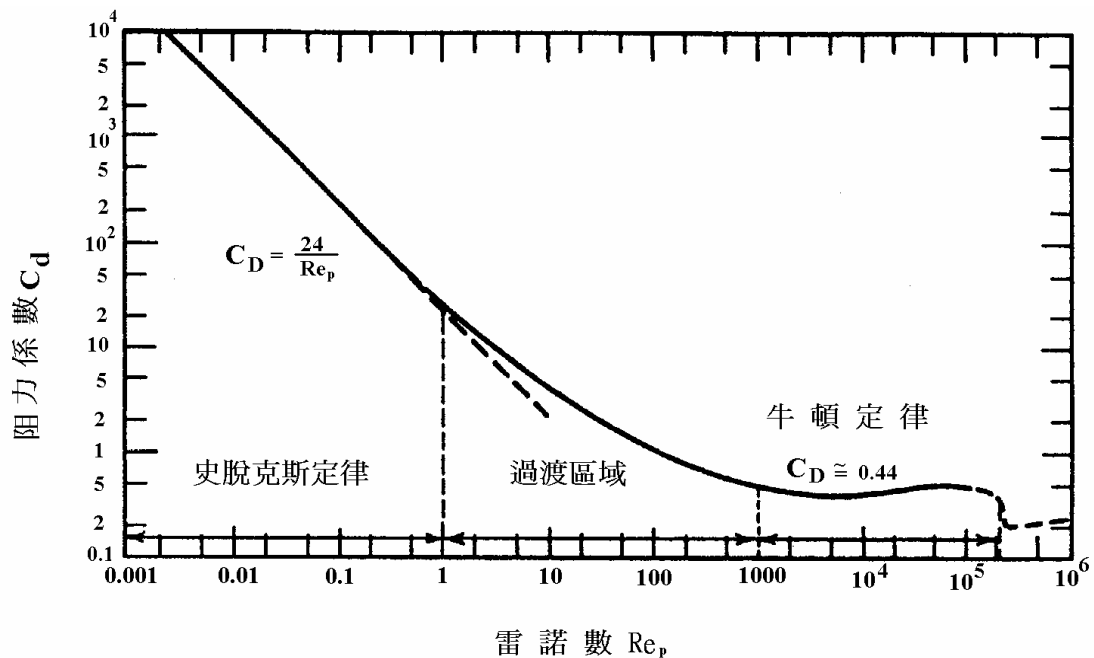


圖 2.3 圓球之阻力係數 C_d 與雷諾數 Re_p 的關係

表 2.2 不同規則微粒之動力形狀因子 κ

微粒形狀	κ	微粒形狀	κ
(1)圓球	1.0	(7)雲母	2.04
(2)立方體	1.08	(8) 2 個圓球直鏈	1.12
(3)圓柱體(長/直徑= 4.0)		(9) 3 個圓球直鏈	1.27
軸水平時	1.32	(10) 4 個圓球直鏈	1.32
軸垂直時	1.07	(11) 3 個圓球團	1.15
(4)無煙煤	1.05-1.11	(12) 4 個圓球團	1.17
(5)石英	1.36		
(6)砂	1.57		

假設圓球微粒以初始速度 V_0 水平投入一靜止流體中，微粒會受到阻力使其速度減少，最後速度變成零，呈靜止狀態。欲了解微粒之速度隨時間之變化，需解牛頓第二運動定律如下：

$$F_d = -ma$$

$$m \frac{dV}{dt} = -\frac{V}{B} \quad (2.2.5)$$

其中：

V ： 微粒之運動速度

$m = D_p^3 \rho_p \pi/6$ 微粒之質量

ρ_p ： 微粒之密度

新引進之變數 B 為動力移動性(dynamic mobility)，它意味著一個微粒受到單位力量而產生的運動速度大小。當史脫克斯定律成立時， B 可以計算如下：

$$B = V/F_d \quad (2.2.6)$$

$$= V/[(3\pi\mu D_p V)/C]$$

$$= C/(3\pi\mu D_p)$$

上式顯示，B 與微粒直徑 D_p 成反比，亦即大的微粒不易因受到外力而移動，而愈小的微粒的移動性愈佳。(2.2.6)式可以重組如下：

$$mB (dV/dt) = -V \quad (2.2.7)$$

進一步解出 V 與 t 的關係如下：

$$V = V_0 e^{-t/(mB)} = V_0 e^{-t/\tau} \quad (2.2.8)$$

上式指出，微粒之速度隨時間呈指數遞減的關係，其特徵時間 $\tau = mB$ 稱為鬆弛時間(relaxation time)。 τ 可以利用(2.2.6)式計算如下：

$$\tau = mB = \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_p \times \frac{C}{3\pi\mu D_p} = \frac{\rho_p D_p^2 C}{18 \mu} \quad (2.2.9)$$

鬆弛時間的物理意義是讓一個微粒鬆弛或調整至新的力場所需的時間。由(2.2.11)式可看出，微粒經過一個鬆弛時間後，即 $t=\tau$ 時，其速度由原速度 V_0 變成 $V_0 e^{-1}=0.37V_0$ ；經過 3 個鬆弛時間後，即 $t=3\tau$ 時，其速度由原始速度 V_0 變成 $V_0 e^{-3}=0.05 V_0$ ，很接近靜止流體的速度零。

若是我們欲知一個微粒從投射至靜止前總共行進之距離 s，我們可以將(2.2.11)式作積分得：

$$\begin{aligned} S &= \int_0^{\infty} V_0 e^{-t/\tau} dt \\ &= \int_0^{\infty} \tau V_0 e^{-t/\tau} d \frac{t}{\tau} \\ &= \tau V_0 \end{aligned}$$

這個距離，特別稱為煞車或停止距離(stopping distance)。很明顯的當微粒愈大， τ 愈大，停止距離 S 會愈長。

2.3 微粒的重力沉降

在考慮重力沉降的問題時，我們先假設流體不動，微粒以初始速度零開始垂直向下運動。我們知道因微粒受到重力，因此它的速度會從零慢慢增加，直至其阻力等於重力為止，這時微粒的沉降速度不變，稱為終端沉降速度 V_{ts} (terminal settling velocity)。一般由於微粒的鬆弛時間很短，我們可以忽略微粒到達終端沉降速度前的速度變化，令重力等於阻力時可得：

$$mg = F_d = V_{ts}/B \quad (2.3.1)$$

所以

$$\begin{aligned} V_{ts} &= mgB \\ &= \tau g \end{aligned} \quad (2.3.2a)$$

$$= (\rho_p D_p^2 C_g)/18\mu \quad (2.3.2b)$$

[計算例 2.1]

試計算一個直徑為 $10 \mu\text{m}$ 且密度為 1000 kg/m^3 的圓形微粒之終端沉降速度 V_{ts} 。

[解]

$$\begin{aligned} \tau &= (\rho_p D_p^2 C_g)/18\mu \\ &= 1000 \times (10 \times 10^{-6})^2 \times (1.015) \div [18 \times (1.81 \times 10^{-5})] \\ &= 3.12 \times 10^{-4} \text{ 秒} \\ V_{ts} &= \tau g = (3.12 \times 10^{-4}) \times 9.8 = 3.06 \times 10^{-3} \text{ 公尺/秒} \end{aligned}$$

利用微粒的重力沉降速度的觀念，吾人可以定義一不規則微粒的空氣動力直徑 D_{pa} (aerodynamic diameter)。一個不規則微粒的空氣動力直徑，為與其具有相同重力沉降速度的單位密度 ($\rho_p = 1,000 \text{ kg/m}^3$) 圓球直徑。因此不論微粒的形狀或密度為何，只要它們具有同一 D_{pa} ，則它們的重力沉降速度就相同，空氣動力行為也相同。

根據定義，一不規則微粒的動力形狀因子為 k ，密度為 ρ_p ，同體積圓球

直徑為 D_v ，且假設史脫克斯定律可以使用時，則其重力沈降速度 V_{ts} 可用下式計算：

$$\frac{3\pi\mu D_v V_{ts} \kappa}{C(D_v)} = \frac{\pi}{6} D_v^3 \rho_p g$$

或

$$V_{ts} = [\rho_p D_v^2 C(D_v) / 18\mu k] \times g \quad (2.3.3)$$

V_{ts} 單位密度圓球 ($\rho_0 = 1000 \text{ kg/m}^3$) 的重力沈降速度相同，或

$$V_{ts} = \frac{3\pi\mu D_v V_{ts} \kappa}{C(D_v)} \quad (2.3.4)$$

亦即

$$\begin{aligned} D_{pa} &= (\rho_p / \rho_0)^{0.5} D_v [C(D_v) / C(D_{pa})]^{0.5} \times (1/k)^{0.5} \\ &= D_v [(\rho_p / \rho_0) \times C \times (D_v) / C(D_{pa})]^{0.5} \times (1/k)^{0.5} \end{aligned} \quad (2.3.5)$$

其中 $C(D_v)$ 與 $C(D_{pa})$ 分別以粒徑 D_v 及 D_{pa} 算出的滑動校正因子。假設 D_v 與 D_{pa} 的差別不是很大， k 值接近 1.0 (或微粒接近圓球形)，且 $C(D_v)$ 近似於 $C(D_{pa})$ 時，則

$$D_{pa} \doteq (\rho_p / \rho_0)^{0.5} D_v \quad (2.3.6)$$

上式成立的條件是 ρ_p 值不是很大時，或是滑動校正因子接近於 1.0 時。否則需以試誤法利用公式(2.3.5)求取一不規則微粒的 D_{pa} 值。

表 2.3 列出在正常狀況下，終端沈降速度 V_{ts} 與圓球微粒直徑 D_p 之關係。

表 2.3 終端沈降速度 V_{ts} 與圓球微粒直徑 D_p 之關係

(20°C , 1 atm , $\rho_p=1000 \text{ kg/m}^3$)	
$D_p, \mu\text{m}$	$V_{ts}, \text{m / sec}$
0.01	6.92×10^{-8}
0.02	1.42×10^{-7}
0.05	3.85×10^{-7}
0.10	8.82×10^{-7}
0.20	2.26×10^{-6}
0.50	9.91×10^{-6}
1.00	3.48×10^{-5}
2.00	1.30×10^{-4}
5.00	7.76×10^{-4}
10.0	3.06×10^{-3}

[計算例 2.2]

一個 D_v 為 $10.00 \mu\text{m}$ 的圓形微粒，若密度 ρ_p 變為 $1,100 \text{ kg/m}^3$ ，求其 D_{pa} 。

[解]

$$\begin{aligned}
 D_{pa} &\doteq (\rho_p/\rho_0)^{0.5} D_v \\
 &= (1100/1000)^{0.5} \times 10.00 \mu\text{m} \\
 &= 10.49 \mu\text{m}
 \end{aligned}$$

2.4 微粒的慣性衝擊、截留及擴散

微粒在流體中被收集標的或障礙物收集的三個重要機制為慣性衝擊、直接截留及擴散(圖 2.4)。微粒之慣性衝擊是收集較大微粒的方法之一，當微粒的慣性比較大時，它便無法跟隨流體之流線繞過障礙物，繼續作直線運動而衝擊於障礙物上而被收集，收集標的可能是水滴、檔板或纖維。

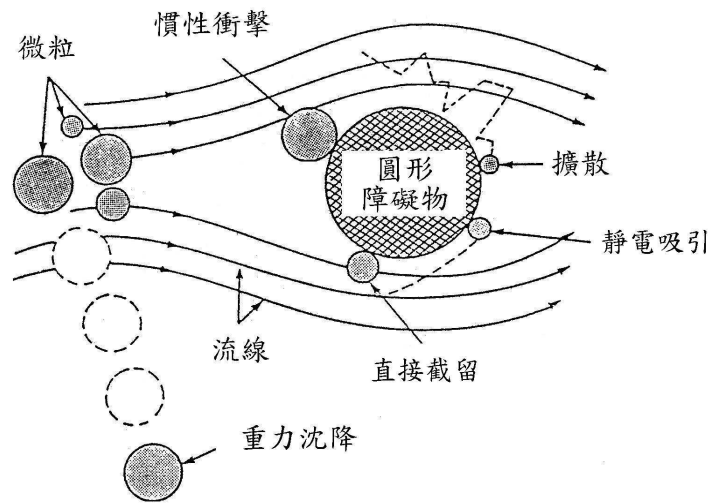


圖 2.4 微粒被收集標的收集時的情形

今假設障礙物為圓柱體，若初始位置離中心線為 y_0 之內的微粒都會因慣性而被障礙物收集，則可以定義慣性衝擊收集效率 η_I 如下(令 D_c 為圓柱直徑)

$$\eta_I = 2 y_0 / D_c \quad (2.4.1)$$

其中 y_0 必需由實驗或理論求出。換個角度來講，在圓柱投影面內所含之微粒中，實際被障礙物收集之微粒比率即為 η_I 。

不同形狀的障礙物會有不同的收集效率。收集效率 η_I 一般為 $\sqrt{St}$ 及 Re 二個無因次變數的函數。其中史脫克斯數 St (Stokes' number) 表示微粒慣性之大小，以圓柱形障礙物為例：

$$St = \tau V_r / (0.5 D_c) = \text{停止距離} / \text{障礙物之特徵尺寸} \quad (2.4.2)$$

其中 V_r 為流體與障礙物的相對速度，若障礙物不動，則 V_r 為流體之速度 U_0 ； τ 為微粒之鬆弛時間；分母 $0.5D_c$ 為一特徵尺寸，以圓柱為例，它表示半徑。 Re 為以圓柱之直徑為特徵尺寸之雷諾數。

當 50% 之微粒被收集時，相對應的 St 稱為 St_{50} 。表 2.4 表示不同形狀之障礙物之 $\sqrt{St_{50}}$ 。

表 2.4 $\sqrt{St_{50}}$ 與不同形狀障礙物之關係

形狀	$\sqrt{St_{50}}$
圓球	1.09
絲綢	0.76
凹槽	0.65
圓柱($Re < 0.2$ 時)	1.98

一般而言，當 St 接近於 1.0 時，慣性衝擊是重要的。當 St 遠小於 1.0 時，表示微粒的慣性很小而不易偏離流線，故不會被障礙物收集。

小微粒的擴散現象是造成微粒被收集的重要機制之一。空氣分子不停的作不規則熱運動，時而碰撞小微粒，小微粒也會因而呈現出不規則的蠕動，稱之為布朗寧運動(Brownian motion)。擴散現象則是微粒在濃度梯度場內由於這種布朗寧運動所造成的傳輸行為，這個現象對直徑小於 0.1 微米之微粒較為明顯。根據費克斯定律(Fick's law)，微粒在一個方向上(如 x 方向)之擴散通量 J_x (diffusion flux)，取決於擴散係數 D (diffusion coefficient)和該方向的數目濃度梯度 dn/dx ，亦即：

$$J_x = -D(dn/dx) \quad (2.4.3)$$

其中：

J_x : 擴散通量(微粒數目/($m^2 \cdot s$))

D : 擴散係數(m^2/s)

dn/dx : 數目濃度梯度(微粒數目/ m^4)

根據愛因斯坦推導出的公式，微粒之擴散係數 D 可以用下式計算：

$$D = kTB \quad (2.4.4)$$

其中：

k = 波茨曼常數(Boltzmann's constant) = 1.38×10^{-23} N.m/K

T = 絕對溫度(K)

B = 動力移動性

另外，愛因斯坦也導出在一維方向上，微粒在時間 t 之後偏離其原來的行進路線之均方根位移(root mean square displacement) X_{rms} 如下：

$$X_{\text{rms}} = (2Dt)^{0.5} \quad (2.4.5)$$

表 2.5 列出 20°C ， 1 atm 之大氣之下，微粒之擴散係數 D 和 100 秒後的均方根位移 X_{rms} 與微粒直徑 D_p 之關係。由此表可知，愈小的微粒，擴散愈顯得重要。

表 2.5 微粒之擴散係 D 和 100 秒後的均方位移 X_{rms} 與微粒直徑之關係
(20°C ， 1 atm)

$D_p (\mu\text{m})$	$D (\text{m}^2/\text{s})$	$X_{\text{rms}}(t=100\text{sec})$
0.01	5.45×10^{-8}	3.30×10^{-3}
0.02	1.40×10^{-8}	1.67×10^{-3}
0.05	2.43×10^{-9}	6.97×10^{-4}
0.10	6.94×10^{-10}	3.73×10^{-4}
0.20	2.23×10^{-10}	2.11×10^{-4}
0.50	6.24×10^{-11}	1.12×10^{-4}
1.00	2.74×10^{-11}	7.40×10^{-5}
2.00	1.28×10^{-11}	5.06×10^{-5}
5.00	4.89×10^{-12}	3.13×10^{-5}
10.0	2.41×10^{-12}	2.20×10^{-5}

微粒因擴散而被收集的主要影響參數為皮可力數 Pe (Peclet number)，Pe 代表微粒之對流強度與擴散強度之比：

$$Pe = D_c U_0 / D \quad (2.4.6)$$

其中：

$$U_0 = \text{流體之速度(m/s)}$$

$$D_c = \text{特徵尺寸(m)}$$

$$D = \text{擴散係數(m}^2\text{/s)}$$

Pe 愈大時(如流速愈快及微粒愈大時)表示微粒之擴散收集愈不重要；Pe 愈小時(如流速愈慢及微粒愈小時)，微粒之擴散收集愈重要。

當微粒不是很小也不是很大時，微粒可能因截留而被收集，造成截留的原因是流體流經障礙物時，微粒的中心點與障礙物表面距離小於微粒的半徑時，微粒會接觸障礙物而被收集。影響微粒截留的重要無因次參數為 R，它的定義如下：

$$R = D_p / D_c \quad (2.4.7)$$

亦即 R 為微粒直徑與收集標的特徵尺寸之比，R 愈大表示直接截留機制愈重要，當然 R 很大時，慣性衝擊機制可能變得更為重要。

2.5 微粒的靜電沉降

當一個微粒帶靜電荷時，它會受外加電場之影響而運動，靜電集塵器即利用此一原理設計。根據庫倫定律，二個帶同號的點電荷分開距離為 r 時，它們之間的排斥力為：

$$F_e = 9.0 \times 10^9 \times (qq' / r^2) \quad (2.5.1)$$

其中 q 及 q' 分別為二個點電荷之荷電量，而使用公制單位如下：

$$F_e : \text{牛頓(N)}$$

$$r : \text{公尺(m)}$$

q 、 q' : 庫侖(C)

一個微粒之帶電量 q ，係以它攜帶多少相當的電子電荷而定。一個電子的帶電量 e 為 1.6×10^{-19} C，這個電量又稱為基本荷電單位(elementary unit of charge)。若一個微粒攜帶 n 個電子電量或 n 個基本荷電單位，則其電量 $q=ne$ 。

參考圖 2.5，帶電微粒在兩個平板之間均勻電場 E 中運動時，它受到的電力 F_e 可計算如下：

$$F_e = qE = ne \times (\Delta V / \Delta h) \quad (2.5.2)$$

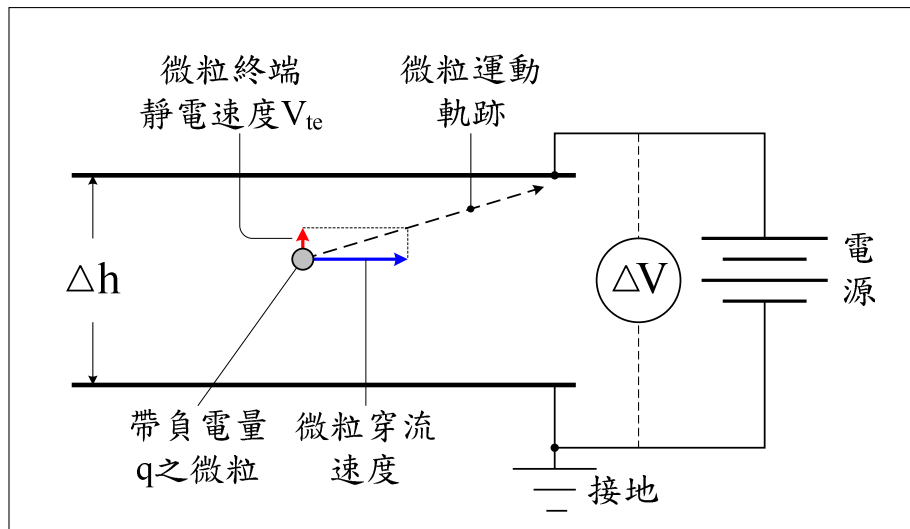


圖 2.5 帶電微粒在均勻電場中的運動

假設史脫克斯定律可以成立時，吾人可以將流體阻力與電力設為相等，進而求出微粒之終端靜電速度 V_{te} 如下：

$$F_e = F_d$$

或
$$qE = (3\pi\mu D_p V_{te})/C = V_{te}/B$$

或
$$V_{te} = qEB \quad (2.5.3)$$

上式中，假設重力不計，且微粒到達穩定之終端靜電速度 V_{te} 之時間很短，可忽略不計。為了表示微粒在電場中運動之容易與否，通常 qB 之乘積稱為電力移動性 Z_p (electrical mobility)，其定義為一個微粒受到單位電場影響而

產生的位移速度，其定義如下：

$$Z_p \equiv V_{te}/E \quad (2.5.4)$$

或 $Z_p = qB \quad (2.5.5)$

上式中表示帶電量愈大且直徑愈小的微粒，在電場中愈容易運動。這是物理上當然的現象。

[計算例 2.3]

一個直徑為 $0.5 \mu\text{m}$ 的微粒帶有 40 個多餘電子，試求出其電力移動性。假如它放在兩個距離為 0.01 m 的平板中，且一個平板電壓為 $+1000\text{V}$ ，另一個為 -1000V ，請問微粒所受的電力有多少？其終端靜電移動速度有多少？(假設流體為 1atm ， 20°C 的空氣)

[解]

直徑 $0.5 \mu\text{m}$ 微粒的滑動校正係數 $C=1.316$ (參考表 2.1)

$$\begin{aligned} \text{電力移動性 } Z_p &= qB \\ &= ne \times [C/(3\pi\mu D_p)] \\ &= 40 \times 1.6 \times 10^{-19} \times 1.316 \div [3\pi(1.81 \times 10^{-5})(0.5 \times 10^{-6})] \\ &= 9.88 \times 10^{-8} \text{ (m}^2/\text{V} \cdot \text{s)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{電場強度 } E &= \Delta V / \Delta h = [1000 - (-1000)] / 0.01 \\ &= 200,000 \text{ V/m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{靜電力 } F_e &= neE = (40 \times 1.6 \times 10^{-19}) \times 200,000 \\ &= 1.28 \times 10^{-12} \text{ N} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{終端靜電移動速度 } V_{te} &= Z_p E \\ &= 9.88 \times 10^{-8} \times 200,000 \text{ (m}^2/\text{V} \cdot \text{s)} \times (\text{V/m}) \\ &= 1.98 \times 10^{-2} \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{雷諾數 } Re_p &= \rho D_p V_{te} / \mu \\ &= 1.2 \times 0.5 \times 10^{-6} \times 1.98 \times 10^{-2} \div (1.81 \times 10^{-5}) \\ &= 0.00066 < 0.1, \text{ 故史脫克斯定律可以使用。} \end{aligned}$$

參、旋風集塵器

3.1 簡介

旋風集塵器通常用來收集氣動直徑大於 $10\ \mu\text{m}$ 以上的微粒，常用在效率高的集塵器之前，當做預淨器。旋風集塵器是一種低成本的集塵設備。

如圖 3.1 所示，微粒隨著氣體沿切線方向進入旋風集塵器內，被迫旋轉，大的顆粒受離心力的影響，偏離流線沿徑向往旋風器內壁運動，最後到達旋風集塵器的內壁而被收集。當粉塵累積到一定量後因重力及外部的振動力量掉到底部的漏斗裡。氣體在旋風集塵器的內部呈螺旋向下的運動，因此微粒有更多的機會向外偏離流線，衝擊在內壁上。

旋風集塵器的直徑可以小到 1-2 公分，這類的裝置一般用來採集粒狀污染物並求取其粒徑分佈；大的可以到 5 米直徑左右，如用於一般之工業除塵，及濕式洗滌器之後的液滴收集。微粒收集效率取決於微粒氣動直徑，旋風器直徑及其他相對尺寸的大小。有時可將數個旋風集塵器串聯或並聯使用，以增加收集效率。例如若將幾個小直徑的旋風集塵器並聯使用，作成所謂的多管式旋風集塵器，收集效率可以比單一個大的旋風器高，最小可收集到氣動直徑為 $5\ \mu\text{m}$ 以上的微粒。

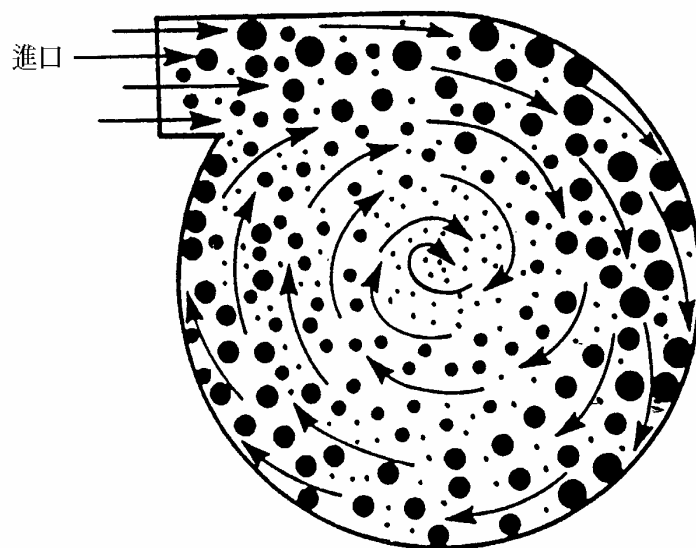


圖 3.1 微粒之收集機構

3.2 旋風集塵器之種類及構造

基本上旋風集塵器依進氣方式分成三種型式：上部進氣式、軸向進氣式及下部進氣式，如圖 3.2 所示。其中上部進氣式(圖 3.2.a)是最典型的構造之一，氣體在集塵器的上方循切線方向進入集塵器的內部，以達到集塵的目的。這種構造被廣泛的使用在木材廠、肥料廠、水泥廠、發電廠、熔煉廠及許多工業製程之中。

在軸向進氣式的集塵器中(圖 3.2.b)，氣體由上方沿軸向方向進入，經過導翼後呈螺旋式的轉動，以達成集塵的效果。軸向進氣式旋風器所具有的氣體容量，約為同直徑之上部進氣式的兩倍。軸向進氣式的旋風集塵器在相同的壓力損失下，可處理大量廢氣，通常組合成多管式旋風集塵器使用。軸向進氣式旋風集塵器所處理的粉塵的濃度有一定的限制，不可以過份磨損或堵塞入口導片。

圖 3.2.c 所示的下部進氣的構造，通常使用於濕式洗滌器之後，以方便液滴之收集。氣體由下部循切線方向進入形成漩渦，含微粒的大顆粒液滴往內壁方向運動而被收集。

常用的上部切線進氣式旋風集塵器如圖 3.3 所示，包含 4 個主要的部份：進氣口、本體(圓柱體和圓錐體)、粉塵排放口、出氣口。每一個部份都對微粒收集效率有影響。進氣口引導氣體沿切線方向進入本體中，對旋渦的形成很重要。在圓柱體內，微粒衝擊在內壁上而被收集。在下部的圓錐區中氣流的旋轉速度增加，使較小的微粒也能被收集在內壁上。附著於內壁上的粉塵微粒掉落並集中於漏斗中，且定期或連續的被排出旋風器外。從圓錐的底部開始，較乾淨的氣體由下往上形成內旋渦，經由出氣管排出。集塵器的上方有一根圓管伸入圓柱本體內，這根圓管稱為旋渦尋覓管(vortex finder)。上升的氣體形成內旋渦進入此管中，並從出氣管排出。在出氣管中可以使用螺旋形管道或接一個鼓起的大管以消除旋渦及減少壓力降。

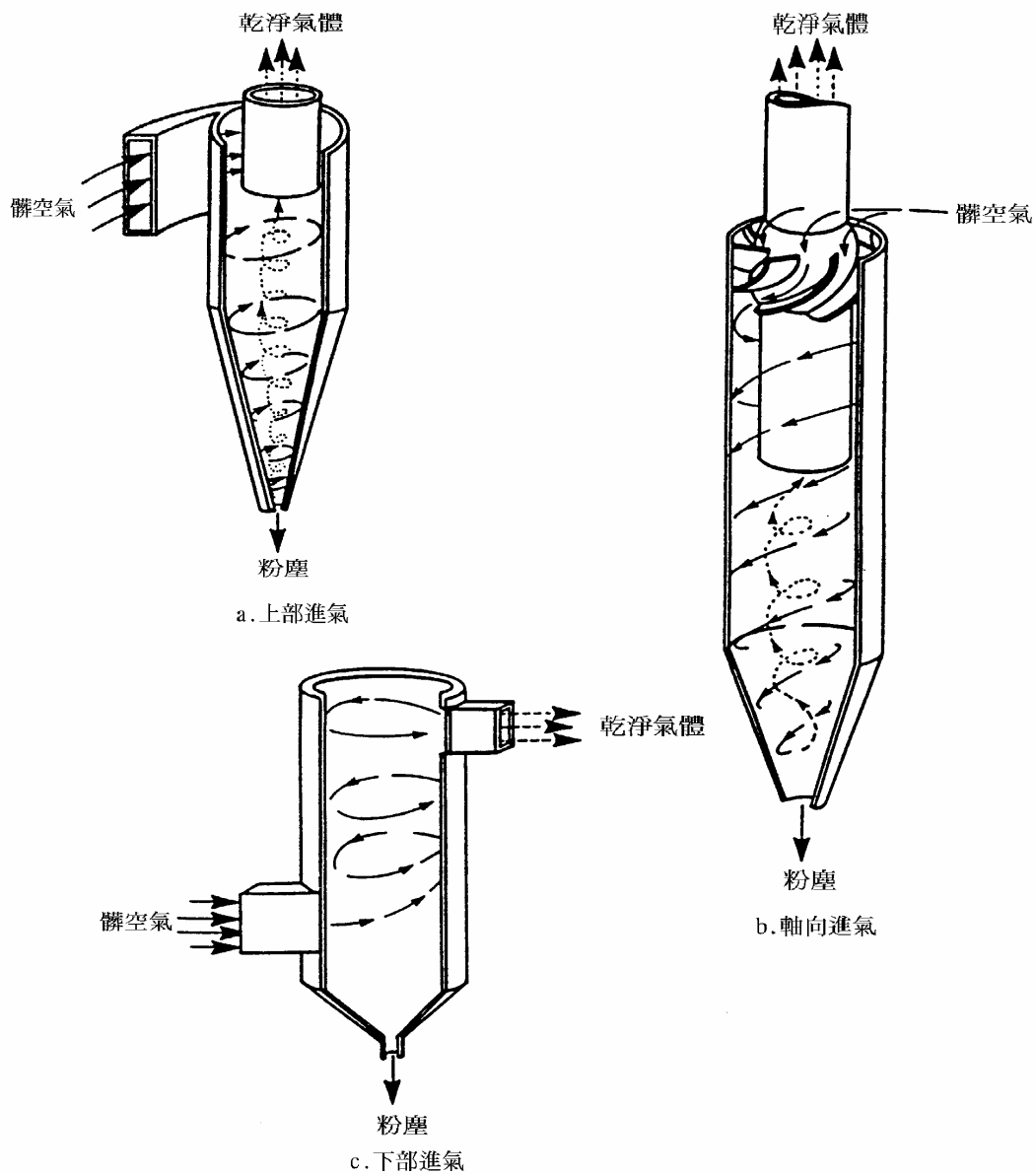


圖 3.2 旋風集塵器種類

3.2.1 進氣口

進氣口的目的是將氣體的直線運動變成旋渦運動。在進氣口處有幾個問題會產生，首先由於內部本來有氣體，進來的會被壓縮，亦即壓力損失會提高，同時若是進氣口設計不良時，會產生如圖 3.4 所示的進口亂流，進氣的能量會損失於此，無法充份的轉換成旋渦氣流。

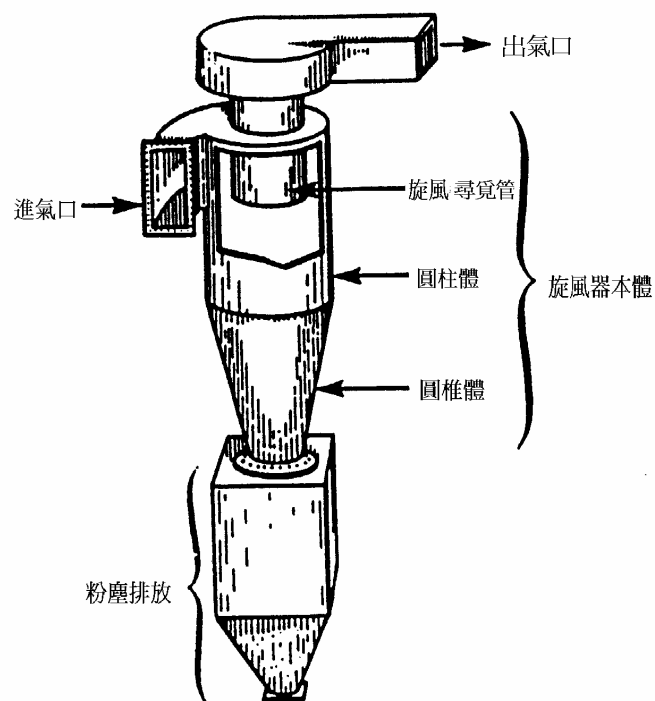


圖 3.3 常用的旋風集塵器

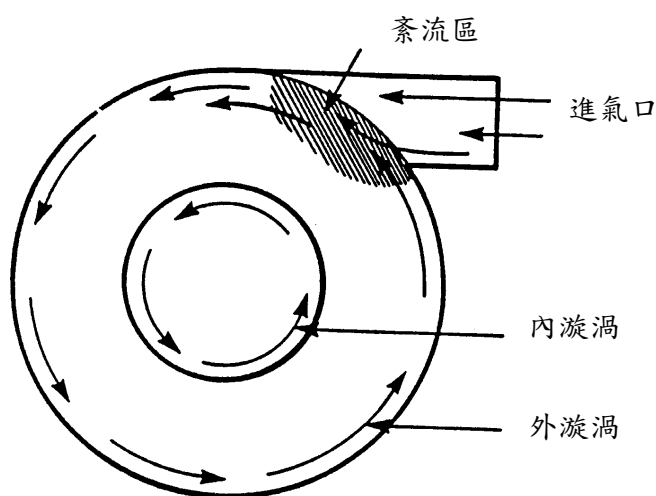


圖 3.4 進氣口干擾現象

進氣口的設計有圖 3.5 所示的數個方法。圖 3.5a 所示簡單切線進氣口會產生一些亂流現象，一部份的微粒會直接進入出氣口而被排出。如圖 3.5b 所示，若在切線方向加裝導板於旋器風器內部，可使氣流更集中於切線方向，且減少壓力損失，然導板會壓制旋渦的形成及減少收集效率。

螺旋式的進氣方式(圖 3.5c)之設計目的是使氣流有切線及向下運動的

方向，希望能有助於旋渦的逐漸形成，但目前的實驗數據不足以確定這種進氣方式是否可以增加收集效率或減少壓力損失。

內捲式進氣之旋風集塵器之進氣管內壁與筒體相切(圖 3.5d)，此設計有助於減少進口亂流的產生。實驗亦發現其效率優於切線式的進氣，且壓力降亦比較低。微粒可以更有效的被拋至筒體內壁上。

3.2.2 圓柱本體及圓錐部份

一個旋風集塵器的集塵效率與其各部份之尺寸有極大的關連。流量固定時，壓力降受本體直徑直接的影響。圓柱本體的總長度則決定與總效率有關的氣體旋轉圈數。進氣口的長度及寬度也十分重要，進氣口小，則進氣速度高，集塵效率會增加，但壓力降也隨之增加。

圖 3.6 顯示旋風集塵器之各部名稱，許多不同的設計只是改變圖 3.6 之各部位尺寸而已。表 3.1 是文獻上所載的幾種不同設計的尺寸大小，各部位的尺寸係指相對圓柱本體的直徑。

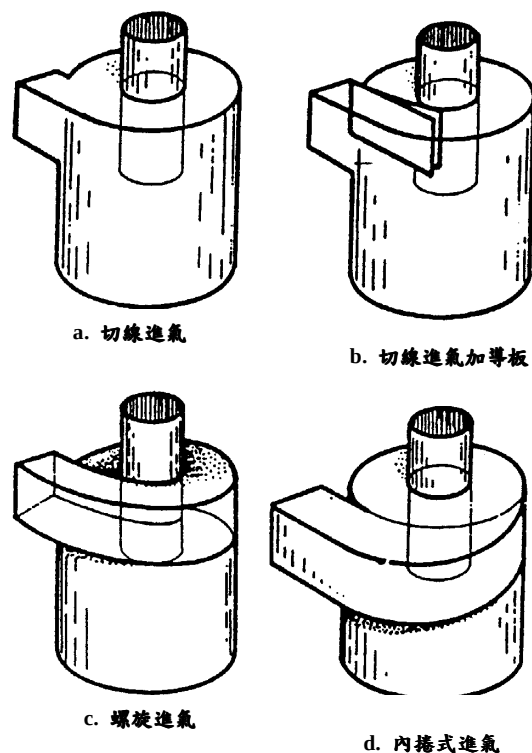


圖 3.5 進氣口型式

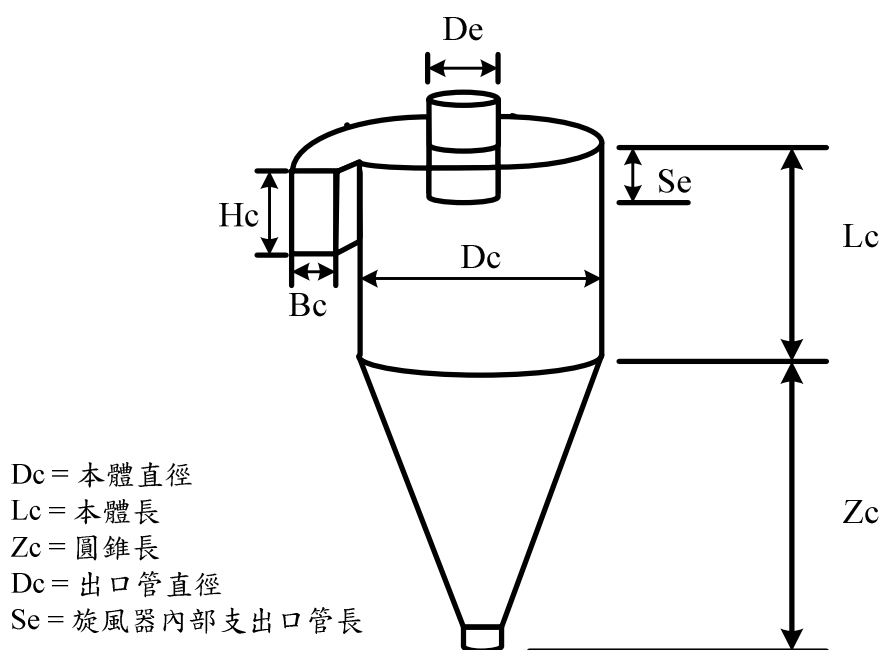


圖 3.6 切線進氣式旋風集塵器之各部份名稱

表 3.1 切線進氣旋風集塵器之設計尺寸比例

符號	名稱	高效率	中效率	傳統式
D_c	圓柱體直徑	1.0	1.0	1.0
H_c	進口高度	0.5	0.75	0.5
B_c	進口寬度	0.2	0.375	0.25
S_e	出口長度	0.5	0.875	0.625
D_e	出口直徑	0.5	0.75	0.5
L_c	圓柱體長度	1.5	1.5	2.0
Z_c	圓錐體長度	2.5	2.5	2.0
D_d	粉塵出口管直徑	0.375	0.375	0.25

高效率的集塵器通常進口、出口及本體直徑較小，全長較長。傳統的集塵器直徑在 1.2 到 3.6 公尺之間，高效率者之直徑則小於 0.9 公尺。高效率旋風集塵器之設計見圖 3.7。

旋風集塵器圓錐部份的目的在於將微粒沿著壁上送至漏斗裡。此部份的氣體切線速度快，可以除去較小的微粒。即使各部份的設計均是最佳的尺寸，但仍舊有些問題，會使效率減低。譬如粗糙的內壁會減低氣流的切

線速度，進口端的迴流或亂流會使微粒直接進入排氣管中。微粒也可能自壁上反彈，而使收集效率降低。

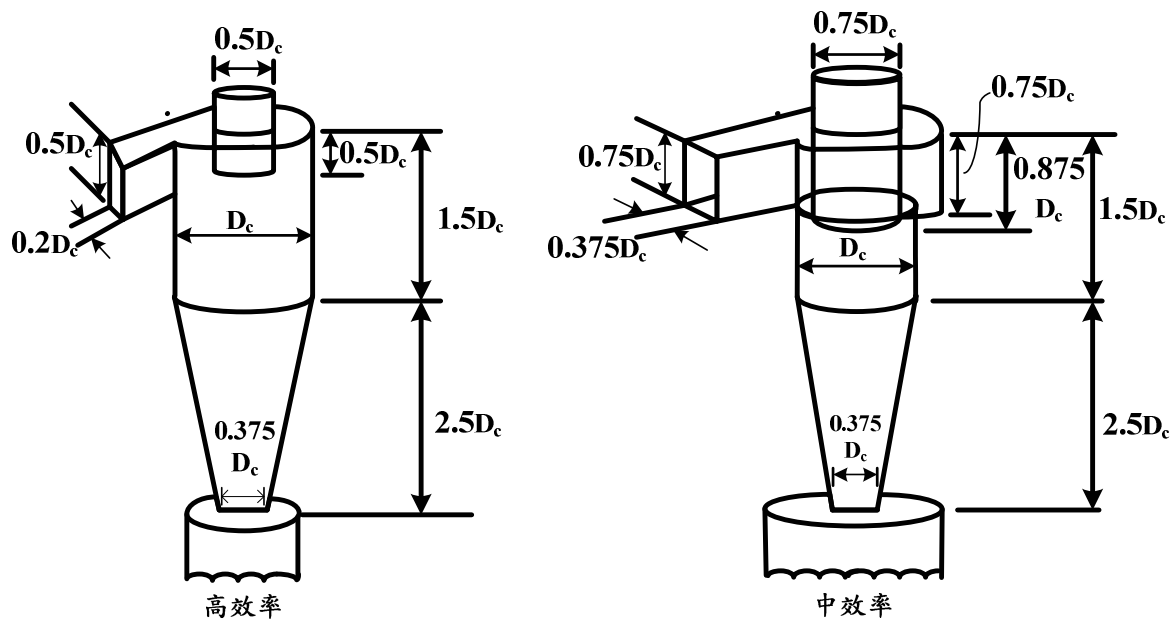


圖 3.7 高中效率旋風集塵器設計

由於內旋渦中的氣體運動速度較快造成負壓，微粒也可能自外旋渦中飄流進來。這些問題有時可以獲得解決，譬如使用較平滑的材料以減少氣體與內壁的摩擦便是可行的方法。假設微粒反彈是一個問題時，在旋風器的內壁上噴水可以防止此現象，同時兼具洗除粉塵的效果，但也要考慮內壁上附著的粉塵餅是否可以掉至漏斗中。

3.2.3 粉塵排放系統(漏斗)

除非在圓錐底部和漏斗之間加裝一些零件阻止旋渦進入，否則旋渦可能會直接進入漏斗內攪動且揚起粉塵。漏斗有漏氣現象時，由於旋渦內的空氣有輕微負壓之故，粉塵也會被吸入旋渦中。

防止粉塵再揚起問題發生的辦法之一是在圓錐底部與漏斗之間的管子加裝整流翼或軸向圓盤，以消除旋渦；或是將漏斗之體積加大加深，使旋渦無法低於收集粉塵之高度。加裝旋轉氣鎖閥可有效的防止氣流進入漏斗之中，同時粉塵也可連續或週期性的被排出，這也是較為實際可行的辦法。

3.2.4 出氣口

出氣管也是重要的設計項目之一，它的管子必須伸入旋風器內且低於進氣口的底部，以防止在進口亂流處的粉塵排入出氣管。排出氣體一部份的能量可以在出口處設置出口鼓，以較大的空間降低流速，減少壓降。

3.3 旋風集塵器之設計理論

在圓形軌道運動的微粒受到離心力的影響會往徑向向外的方向偏離圓形軌道，此離心力 F 可用下式表示：

$$F = (\pi\rho_p D_p^3/6) \times (V_i^2/r) \quad (3.3.1)$$

其中：

ρ_p ： 微粒密度(kg/m^3)

D_p ： 微粒直徑(m)

V_i ： 微粒之切線方向速度，一般假設與進口流速相同(m/s)

r ： 圓形軌道之半徑(m)

此式說明了許多有關效率的問題。 $\pi\rho_p D_p^3/6$ 是微粒質量，質量愈大，離心力愈大，偏離的程度愈大，收集效率也愈高。此外，圓形軌道半徑 r 減少時，離心力會增加。此顯示小型旋風集塵器比大型的效率高。

旋風集塵器可以用下列三個因子來表示其性能：

- (1) $[D_p]_{\text{cut}}=[D_p]_{50}=50\%$ 去除效率之截取直徑(cut-off diameter)
- (2) ΔP = 壓力降
- (3) η = 總效率

以下就此三個因子作理論分析，需注意的是每個公式的適用範圍及限制，並謹慎使用。

3.3.1 截取直徑

截取直徑($[D_p]_{\text{cut}}$)的定義為對應於 50% 收集效率時的微粒幾何直徑， $[D_p]_{\text{cut}}$ 表示可收集微粒之大小範圍。截取直徑越小，表示旋風集塵器可去

除的微粒較小，效率較高；反之則效率較差。針對截取直徑，Lapple (1951) 曾提出了常被引用的公式[11]：

$$[D_p]_{\text{cut}} = [9\mu B_c / 2\pi N_t V_i (\rho_p - \rho) C]^{0.5} \quad (3.3.2)$$

其中：

N_t = 旋轉總圈數(普通的旋風集塵器為 5 到 10 圈)

= $(L_c + 0.5Z_c) / H_c$ (L_c 、 Z_c 、 H_c 參考圖 3.6)

V_i = 進口氣體速度(m)

B_c = 進氣口寬度(m)

ρ = 氣體密度，通常遠小於微粒密度 ρ_p ，可忽略不計

C = 滑動校正因子，若 $[D_p]_{\text{cut}} > 10 \mu\text{m}$ ，則 $C = 1.0$

在上式中，氣體之旋轉總圈數 N_t 必需預先知道，才能算出 $[D_p]_{\text{cut}}$ 。假設 $N_t = 5$ ，旋風器截取直徑與本體直徑的關係如圖 3.8 所示。本體直徑愈小，增加旋轉圈數、進口速度及微粒密度等均會減小 $[D_p]_{\text{cut}}$ ，增加旋風器的效率。

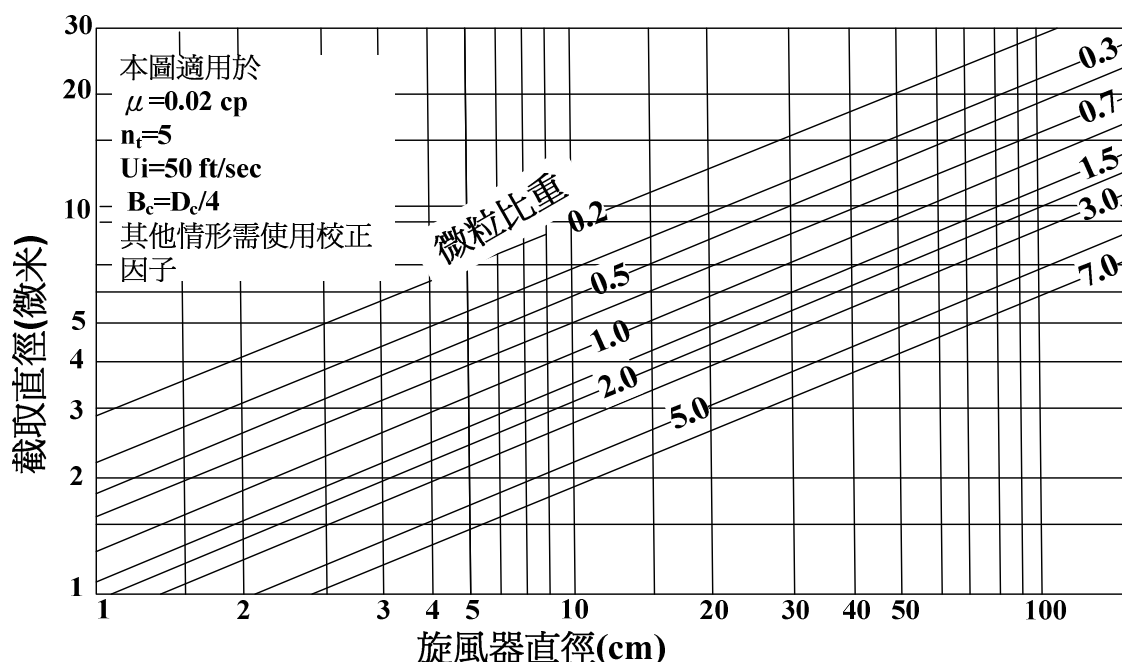


圖 3.8 傳統的旋風集塵器之截取直徑

3.3.2 壓力降

壓力降是使用污染控制設備者重要考慮參數之一。壓力降愈大的控制設備，意味著運轉所需之電力或能量愈高。一般而言，旋風集塵器之壓力降增高，集塵效率也愈高，但出口管的壓力回收裝置除外，它減少了壓力差，而集塵效率未受到影響。

旋風集塵器的壓力降 $\Delta P(N/m^2)$ 與入口速度 $V_i(m/s)$ 的關係如下：

$$\Delta P = 0.5(\rho V_i^2) \times K_c \times (H_c B_c) / D_e^2 \quad (3.3.3)$$

K_c 是一個實驗值，標準的切線進氣式時 $K_c=16$ ，導翼進氣式時 $K_c=7.5$ ，Leith(1973)[5]發現使用(3.3.3)式之預測值與實驗值之相關係數為 0.7(理想之相關係數為 1.0)。式(3.3.3)顯示壓力降與進氣速度 V_i 之平方成正比。因此，大多數的經驗方程式可以寫成：

$$\Delta P = k'_c(\rho V_i^2) \quad (3.3.4)$$

其中 k'_c 為比例常數。

式(3.3.4)中，若 ΔP 單位為英吋水柱，則 k'_c 約在 0.013 至 0.024 間。旋風集塵器之進氣速度 V_i 一般在 6-21 m/s 間，常用者為 15-18 m/s。當 V_i 超過 24 m/s，亂流度增加，效率反而降低。此外， V_i 太高且粉塵濃度也過高時，旋風器內壁可能會被微粒刮損，此刮損現象只能靠降低 V_i 來減輕。

其他的因素如旋風器的大小及設計的方式都會影響壓力差的大小。通常旋風集塵器的壓力差範圍如下：

- (1)低效率旋風集塵器：0.05-0.1 公尺水柱高(50-100 mmAq)
- (2)中效率旋風集塵器：0.10-0.15 公尺水柱高(10-150 mmAq)
- (3)高效率旋風集塵器：0.20-0.25 公尺水柱高(200-250 mmAq)

3.3.3 總除塵效率

對某一直徑的微粒而言，分級效率(grade efficiency)被定義成被收集之微粒數目與進入旋風器微粒總數之比率。目前雖已有不少理論公式可用來

估算旋風集塵器的分級效率，理論計算值雖可用來估計旋風集塵器的性能，但設計者亦經常運用經驗及實驗值來設計旋風集塵器。

早期，Lapple 曾發展出一經驗公式，描述旋風器的集塵分級效率 η_j 與 $D_p/[D_p]_{\text{cut}}$ 的關係：

$$\eta_j = 1/[1+([D_p]_{\text{cut}}/D_{pj})^2] \quad (3.3.5)$$

其中 η_j 為旋風集塵器對直徑為 D_{pj} 粉塵的分級效率，對多粒徑分佈的粉塵之總集塵效率可由下列公式求得：

$$\eta = \sum_j \eta_j m_j \quad (3.3.6)$$

其中：

m_j = 第 j 個粒徑範圍粉塵的質量分率

η = 總集塵效率

3.4 旋風集塵器之設計實務

3.4.1 旋風集塵器之設計準則

旋風集塵器常用於去除大粒徑微粒或是做為其他處理設施之前處理設備，在設計時應先收集相關資料，並依循一般設計程序即可完成。

(1) 首先應收集廢氣之基本資料，要設計旋風集塵機應具備下列資料：

A. 氣體組成、溫度、密度及黏滯度等。

B. 氣體流量、粉塵特性及粒狀污染物的粒徑分佈。

C. 排放標準及最大容許排放量。

(2) 再依以下例題的各步驟進行旋風集塵器之設計。

[計算例 3.1]

某一鋁鑄件廠以磨輪機處理鑄件表面，集氣量為 $120 \text{ m}^3/\text{min}$ (25°C)，所含粒狀物密度為 $2,800 \text{ kg/m}^3$ ，其粒徑分佈如附表所示。今擬以旋風集塵器去除粒狀

物，所需去除率至少需達 70%，試估算旋風集塵器之尺寸及壓損。

粒徑範圍 D_{pj} (μm)	0-2	2-4	4-10	10-20	20-40	40-100	> 100
質量百分率 m_j (%)	2.0	18.0	30.0	30.0	15.0	4.0	1.0

[解]

於 25°C，廢氣特性基本資料如下：

$$\text{氣體密度 } \rho = 1.18 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{氣體黏滯係數 } \mu = 1.86 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

採用傳統型低效率旋風集塵機(參考表 3.1)。

$$\text{進口高度 } H_c = 0.5D$$

$$\text{進口寬度 } B_c = 0.25D$$

$$\text{出口管直徑 } D_e = 0.5D$$

$$\text{圓柱體長度 } L_c = 2D$$

$$\text{圓錐體長度 } Z_c = 2D$$

$$\text{粉塵出口管直徑 } D_d = 0.25D$$

截取直徑可由試誤法求取。依所要求的 70%去除效率及已知的粒徑分佈判斷，先假設截取直徑 $[D_p]_{\text{cut}} = 6 \mu\text{m}$ ，計算分級效率(式 3.3.5)及總效率(式 3.3.6)結果如下：

粒徑範圍 (μm)	$D_{pj}(\mu\text{m})$	$([D_p]_{\text{cut}}/D_{pj})^2$	η_j	m_j (%)	$\eta_j m_j(\%)$
0-2	1	36	0.027	2	0.054
2-4	3	4	0.200	18	3.6
4-10	7	0.73	0.578	30	17.34
10-20	15	0.16	0.862	30	25.86
20-40	30	0.04	0.962	15	14.43
40-100	70	0.0073	0.993	4	3.97
合計			$\eta = \sum_{j=1}^6 \eta_j m_j = 65.3\%$		

總收集效率 $\eta = 65.3\% < 70\%$ 不符合要求。故另假設截取直徑 $[D_p]_{\text{cut}} = 4.5 \mu\text{m}$ ，依下表方式計算可求得總收集效率 $\eta = 73\% (> 70\%)$ ，故符合所需之除塵效率。

粒徑範圍 (μm)	$D_{pj}(\mu\text{m})$	$([D_p]_{\text{cut}}/D_{pj})^2$	η_j	$m_j(\%)$	$\eta_j m_j(\%)$
0-2	1	20.25	0.047	2	0.094
2-4	3	2.25	0.308	18	5.544
4-10	7	0.413	0.708	30	21.24
10-20	15	0.09	0.917	30	27.51
20-40	30	0.0225	0.978	15	14.67
40-100	70	0.0041	0.996	4	3.984
合計			$\eta = \sum_{j=1}^6 \eta_j m_j = 73\%$		

故可得截取直徑 $[D_p]_{\text{cut}} = 4.5 \mu\text{m} = 4.5 \times 10^{-6} \text{m}$ 。決定旋風集塵器圓柱體直徑 D

$$[D_p]_{\text{cut}} = \{9\mu B_c / [2\pi N_t V_i (\rho_p - \rho) C]\}^{0.5} \quad (\text{E } 3.1.1)$$

假設 $C = 1.0$ ，

$$\text{旋轉總圈數 } N_t = (L_c + 0.5Z_c) / H_c = (2D + 0.5 \times 2D) / (0.5D) = 6$$

(E 3.1.1)式重組得：

$$B_c / V_i = [2\pi N_t (\rho_p - \rho) / 9\mu] \times [D_p]_{\text{cut}}^2 \quad (\text{E } 3.1.2)$$

$$\begin{aligned} \text{進口風速 } V_i &= Q / (H_c B_c) \\ &= 120 \text{ m}^3/\text{min} \div 60 \text{ s/min} \div (H_c \times B_c) \text{ m}^2 \\ &= 2 \text{ m}^3/\text{s} \div (H_c \times B_c) \text{ m}^2 = 2 / (H_c \times B_c) \text{ m/s} \end{aligned}$$

將 V_i 代入(E 3.1.2)式得

$$\begin{aligned} 0.5(H_c \times B_c^2) &= [2\pi N_t (\rho_p - \rho) / 9\mu] \times [D_p]_{\text{cut}}^2 \\ 0.5 \times (0.5D)(0.25D)^2 &= [D_p]_{\text{cut}}^2 \times [2\pi \times 6 \times (2800 - 1.18) / (9 \times 1.86 \times 10^{-5})] \\ D &= (4.03 \times 10^{10} \times [D_p]_{\text{cut}}^2)^{1/3} \\ &= [4.03 \times 10^{10} \times (4.5 \times 10^{-6})^2]^{1/3} = 0.934 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{取 } D = 1 \text{ m}$$

決定旋風集塵器之尺寸，如表 E3.1 所示。

表 3.2 傳統式旋風集塵器之尺寸比例

符號	D _c	H _c	B _c	S _e	D _e	L _c	Z _c	D _d
比例	1.0D	0.5D	0.25D	0.625D	0.5D	2.0D	2.0D	0.25D
尺寸(m)	1.0	0.5	0.25	0.625	0.5	2.0	2.0	0.25

查核進氣速度 V_i

$$V_i = Q/(H_c \times B_c) = 2 \text{ m}^3/\text{s} \div (0.5 \text{ m} \times 0.25 \text{ m})$$

$$= 16 \text{ m/s (在 6-21 m/s 間，符合設計原則)}$$

決定壓力損失 ΔP

$$\Delta P = 0.5(\rho V_i^2) \times K_c \times (H_c B_c) / D_e^2$$

$$= 0.5 \times (16 \text{ m/s})^2 \times (1.18 \text{ kg/m}^3) \times 16 \times (0.5 \text{ m} \times 0.25 \text{ m}) / (0.5 \text{ m})^2$$

$$= 1208 \text{ N/m}^2 = 123 \text{ mm 水柱}$$

3.4.2 旋風集塵器設計的其他考慮因素

和其他的控制設備一樣，旋風集塵器之除塵效率、壓力降及成本息息相關。理論上可以考慮一部份的因素，但另外一些因素卻無法在理論中被考慮。一個周延的旋風器的設計，往往需根據以往的經驗或是利用類似的旋風集塵器的實驗值為之。表 3.2 列出旋風集塵器設計及氣體性質的改變對旋風集塵器性能的影響。

表 3.3 旋風集塵器尺寸及流程變化對性能之影響

旋風器及流程之改變	壓力差	除塵效率	成本
增大旋風器(D _c)	減少	減少	增加
加長圓柱體(L _c)	增加	增加	增加
加長圓錐體(Z _c)	增加	增加	增加
增加出氣管直徑(D _e)	減少	減少	增加
增加進氣口面積(V _i 固定)	增加	減少	減少
增加進氣速度(V _i)	增加	增加	操作成本增加
增加溫度(V _i 固定)	減少	減少	不變
增加粉塵濃度	減少(當濃度增加太多時)	增加	不變
增加微粒大小或密度	不變	增加	不變

3.4.3 旋風集塵器的設計組合

由以上的設計討論得知，小的旋風器比大的旋風器之集塵效率高，但壓降也升高。因此若將數個小的旋風器串聯或並聯起來即可達到高效率、低壓降的效果。但這種組合之旋風器易於堵塞，增加了維護上的困難，因為。此外，若僅使用一般的漏斗，粉塵再揚起也是一個困擾。

1. 串聯組合

典型的串聯組合如圖 3.9 所示。這種組合的優點是大微粒可在第一個旋風器中被收集，較細的微粒則在第二個效率較高之旋風器中被收集。如此，因第二個旋風器的塵量減少了，刮損現象自然會比較輕。串聯組合的缺點是第二個旋風器增加了壓力損失，可能導致總壓力損失太高。

2. 並聯組合

有許多種不同的並聯組合設計，圖 3.10 所示的切線進氣式旋風器之並聯組合是一例。並聯的旋風器共用一個進氣室，總壓力降小且氣體流量大。並聯的旋風器若使用同一個漏斗，每個旋風器的壓降要設計成等值，否則氣體流經每個旋風器會有流量不一樣的情形，而使集塵效率降低。

另一種並聯組合為多管式旋風集塵器，使用如圖 3.11 的軸向進氣式組合，便於煙道連接。此旋風器的集塵效率高，整體壓降小，空間使用少以及成本低廉。它們是利用導翼來產生旋渦，通常壓力降在 0.1 到 0.15 公尺水柱之間。若採用軸向進氣的方式，則比較沒有切線進氣使用導翼時產生亂流的問題。

設計此類含有數個旋風器的組合體時，需謹慎設計共用的進氣室，以使進氣能均勻的分配至每個單獨的旋風器。同時需防止黏滯性的粉塵進入本體，因為導翼及較小的出氣管都是容易阻塞的地方。

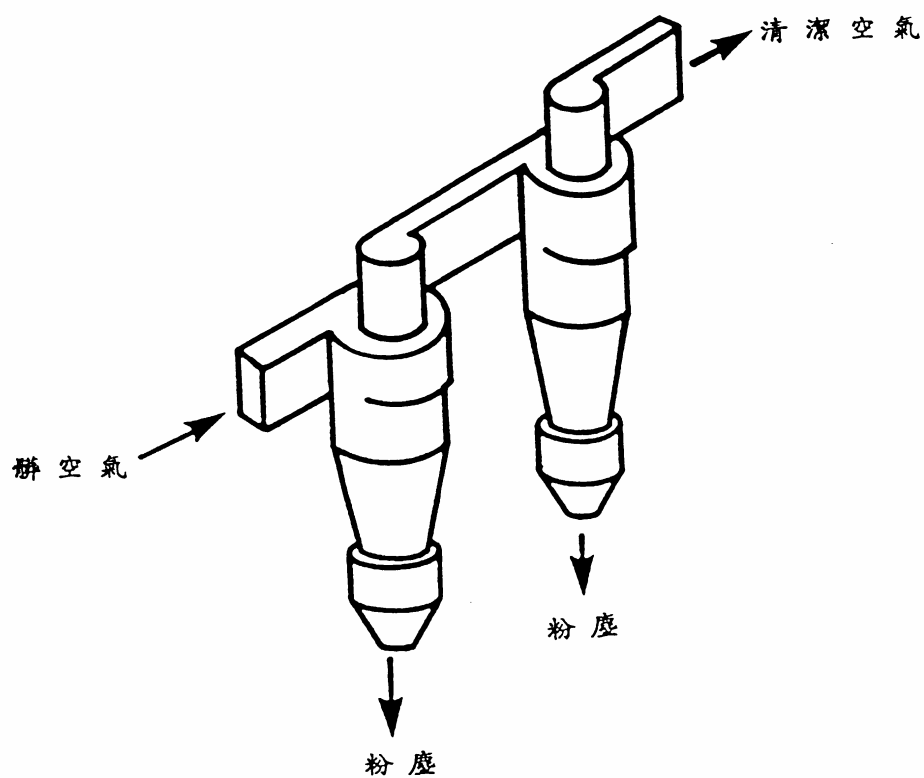


圖 3.9 串聯的旋風集塵器

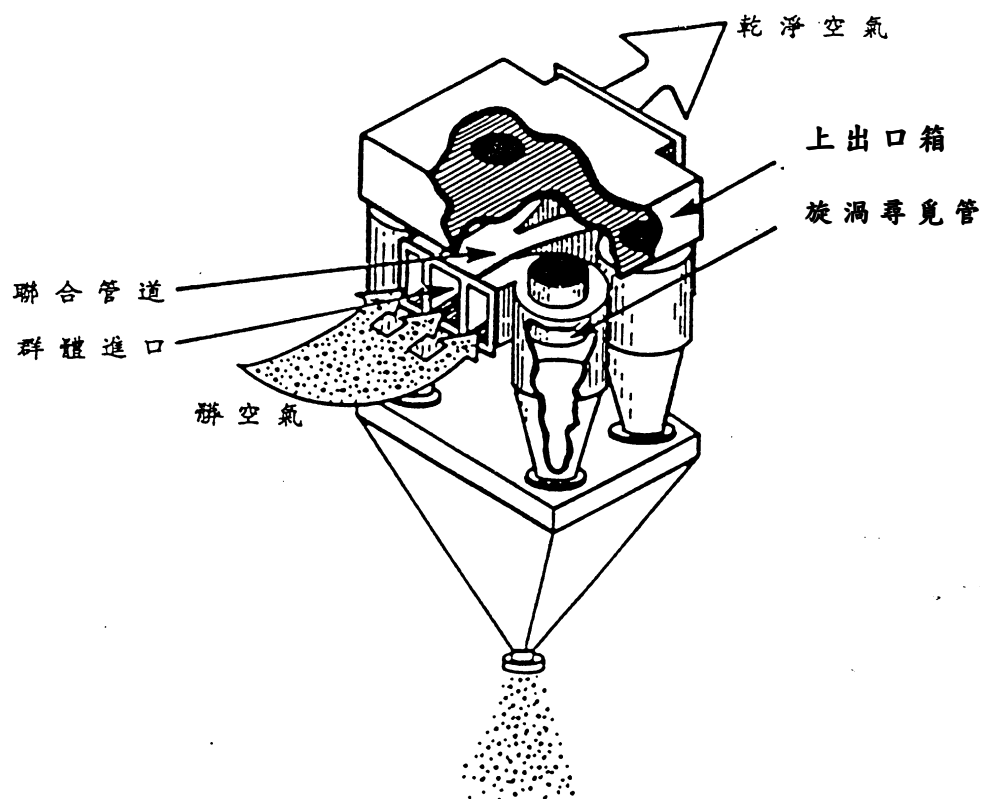


圖 3.10 四個切線進氣式旋風集塵器之並聯組合

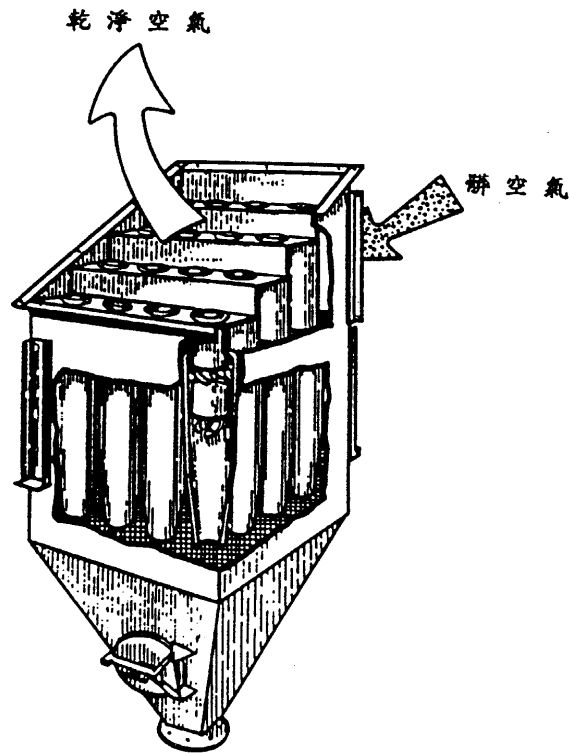


圖 3.11 並聯的軸向導翼型旋風器

3.5 旋風集塵器之優缺點比較

旋風集塵器的優缺點如下[2]：

1. 優點

- (1) 結構簡單，容易設置且所佔空間小。
- (2) 初設及操作成本低。
- (3) 操作與維護容易。
- (4) 可處理高溫氣體，較不受溫度影響。
- (5) 壓力損失低，一般在 0.05-0.15 公尺水柱。
- (6) 可回收有用之物質。
- (7) 大顆粒處理效率佳。
- (8) 適合處理高濃度含塵量廢氣。

2. 缺點

- (1) 對微細粉塵(10 μm 以下)收集效率差，需配合其他高效率集塵器處理。
- (2) 積垢與腐蝕問題。

- (3)風量小時，效率差。
- (4)無法收集氣狀污染物。
- (5)噪音高，約 80-100 dBA。

肆、袋式集塵器

4.1 簡介

袋式集塵器亦稱為濾袋屋，是收集微粒最常用的方法之一，其除塵效率是所有集塵器最高者，圖 4.1 為某工廠的袋式集塵器。

袋式集塵器使用的濾布有二種：一為可丟棄者，另一為可重覆使用者。可丟棄者一般用於室內空氣過濾，它可以作成濾墊或厚濾床(0.3 公尺以上的厚度)的型式。濾墊用玻璃纖維棉作成，外面框以鐵架補強。厚濾床則使用玻璃纖維、玻璃纖維紙或其他惰性材料(如細鋼絲)，此諸濾材對粒徑大於 $0.3\mu\text{m}$ 以上的微粒，收集效率很高(可達 99.97%)，但是當微粒已累積至相當量或壓力降增至很高時，則必須更換濾材。

工廠的廢氣處理需使用可重覆使用的濾布材料。微粒被濾布收集，穿過濾布的氣體變成乾淨氣體。可重覆使用的濾布濾材中，被收集的微粒需自濾布上清除。洗袋的方式有機械振盪式、脈衝噴氣式及反洗空氣式三種，以脈衝噴氣式濾袋屋的過濾及洗袋效果最好，最為常用。被清除的微粒掉入下方的漏斗後，定期排出或回收使用。

微粒被乾淨濾材收集的機制如第二章所述，最主要者有慣性衝擊、直接截留和擴散三種，如圖 2.5 所示。當過濾進行時，粉塵餅遂漸增厚，此時粉塵餅的過濾會變成最主要的過濾機制。

其他比較次要的收集機制如重力沉降、微粒聚結(或凝結)和靜電吸引等亦可增加微粒的收集效率。多個微粒因外力(如音波)聚結成較大的微粒時，收集效率會增高。微粒亦可被帶電荷的濾材吸引而提高效率，這種靜電吸引效應對次微米微粒的過濾效率之提高較為顯著。靜電效應在室內空氣清靜機及空調箱過濾之應用較多，在工業用的濾袋屋上很少使用。重力沉降的收集機制對大微粒於低的過濾速度，及濾材呈水平擺置時較為重要。



圖 4.1 工廠廢氣處理系統使用的袋式集塵器

4.2 袋式集塵器之系統及構造

4.2.1 概述

可重覆使用的袋式過濾系統稱為袋式集塵器系統。袋式集塵系統包括下列組件：

1. 濾袋及支架
2. 濾袋清洗設備
3. 收集漏斗
4. 外殼
5. 抽(送)風車

微粒的收集表面包括濾袋和一些支撐濾袋的支架。濾布可用上下兩個鐵環或以鐵籠支撐(圖 4.2)。大型濾袋屋由數個隔間組成，以便於維護，每個隔間內含許多布管。

袋式集塵器由數百或數千個垂直懸掛的濾袋構成。當粉塵累積至一定厚度時，粉塵被逆洗清除至下方漏斗，再利用氣壓或螺旋輸送器自漏斗中排出。集塵器外殼用薄鋼板製成，以保護濾袋免受氣候影響(圖 4.3)。

4.2.2 過濾方式

袋式集塵器依廢氣過濾方向分成兩種方式，一是內部過濾，另一是外部過濾。機械振盪式及反洗空氣式濾袋屋為內部過濾，而脈衝噴氣式濾袋屋則為外部過濾。內部過濾方式中，含微粒氣體由濾袋下方或上方經由多孔板或擴散翼進入濾袋內部，微粒在濾袋內部被收集，如圖 4.4 所示。其中，多孔板是一個環繞著濾袋口的薄鋼板，它將乾淨氣體與濾袋屋的進氣口隔開。髒氣體經過微粒被收集在濾袋內部，乾淨空氣則從濾袋外部逸出。

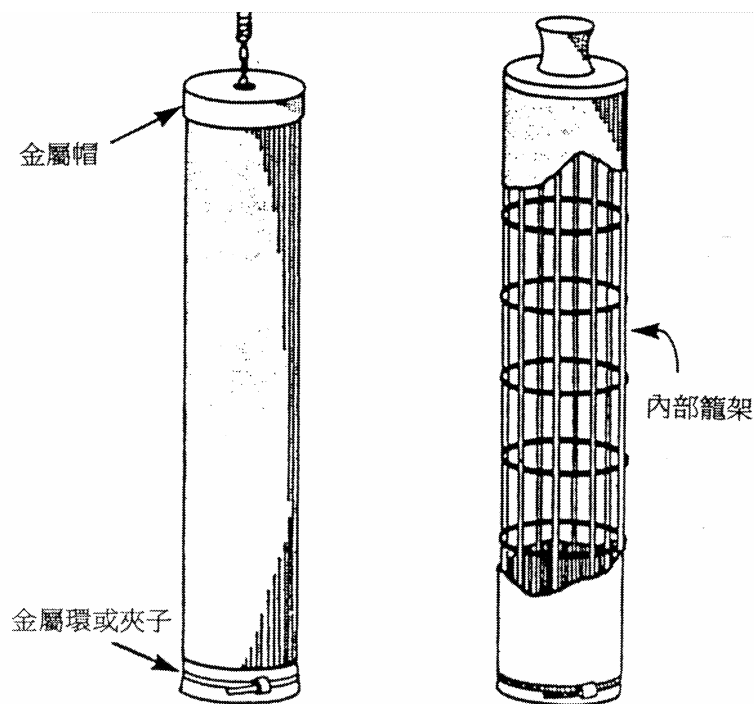


圖 4.2 濾袋及其支架

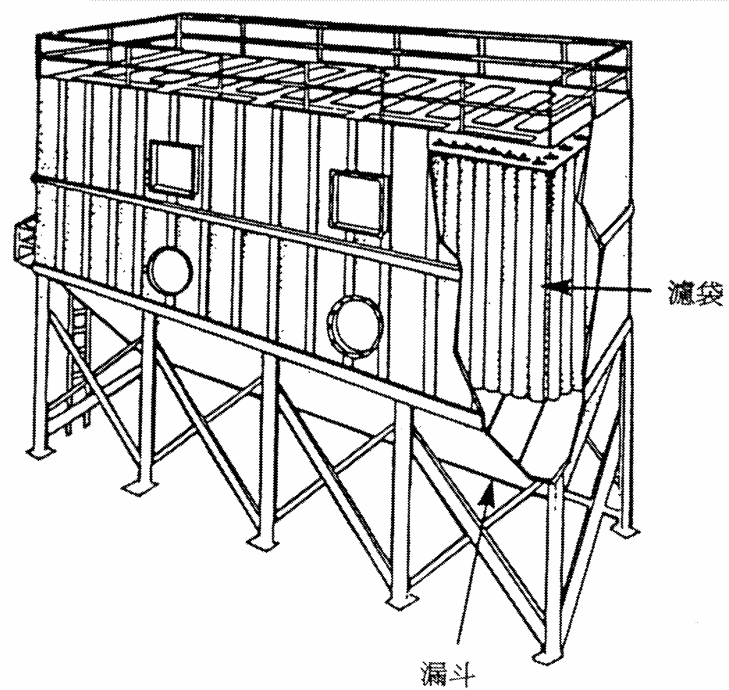


圖 4.3 濾袋及漏斗

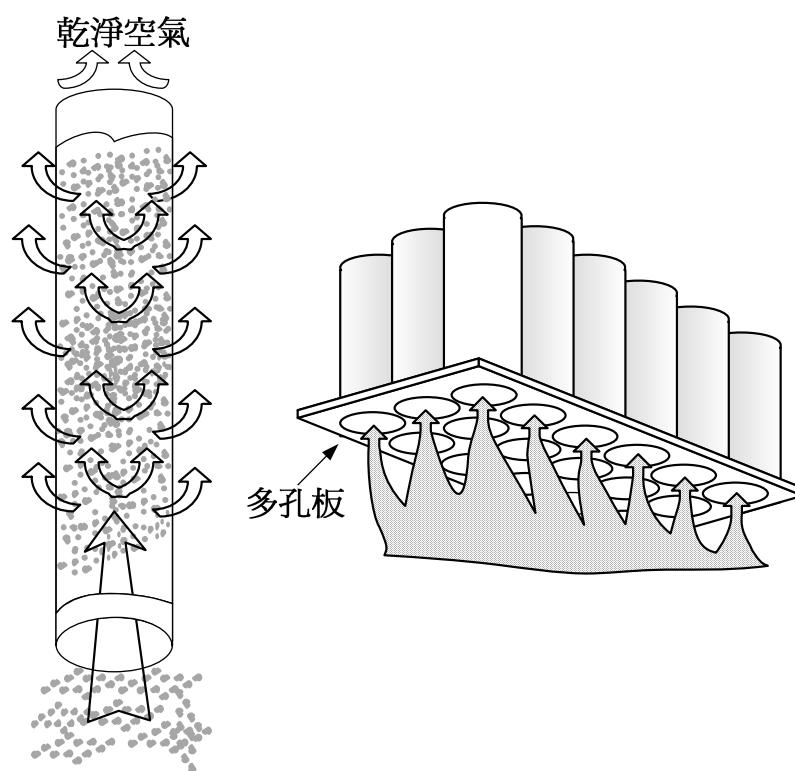


圖 4.4 內部過濾(微粒被收集在濾袋內部)

在外部過濾系統，微粒收集在濾袋外部。髒空氣自濾袋外部流進濾袋，乾淨的空氣從內部上方逸出(圖 4.5)。濾袋內部需使用鐵籠或數個鐵環支撐，否則濾袋容易損壞。

廢氣之進氣口依濾袋屋之型式與製造商之不同而異。若進氣口在上方，向下流動的氣體會有一點清洗濾袋的作用，濾袋上粉塵清洗時隔可長一點；若廢氣由下方進入，進氣口通常就位於漏斗上方(圖 4.6)。下方進氣式在設計及製造上比上方者容易一些，但是應注意氣體流動方向及分佈情形，免得將粉塵自漏斗中再揚起。為了使含有粉塵的廢氣能夠均勻分佈在每個濾袋，在漏斗內靠近進氣管的地方通常會裝設擋板，使氣流分散。

4.2.3 濾袋與其配件

濾管長度及直徑依設計及製造商之不同而異，通常長度在 3-12 公尺、直徑在 0.15-0.45 公尺間。濾袋通常垂直懸掛，下方或上方用鐵環、鐵帽、夾具或扣環等支持(圖 4.7)。多孔鋼板也用在某些系統作為濾袋支撐之用。外部過濾系統之濾袋內部用鐵籠支持，濾布則用扣環夾撐在鐵籠上。

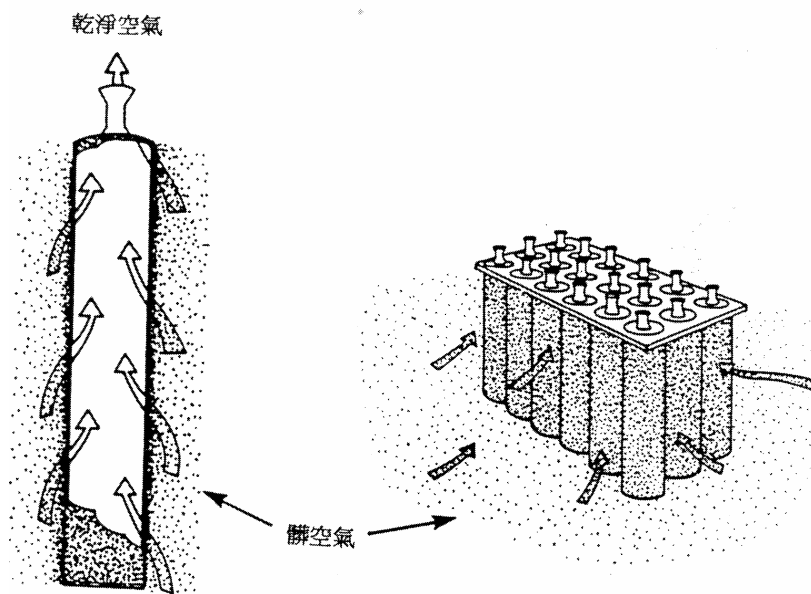


圖 4.5 外部過濾(微粒被收集在濾袋外部)

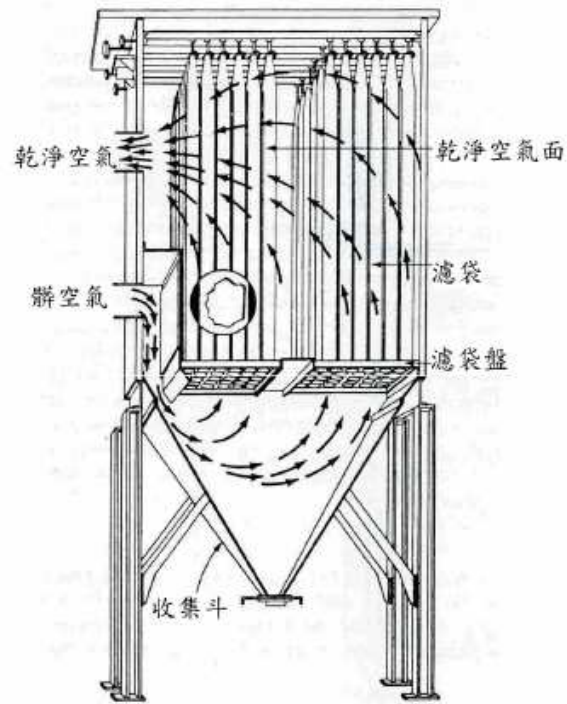


圖 4.6 濾袋屋之粉塵進口[13]

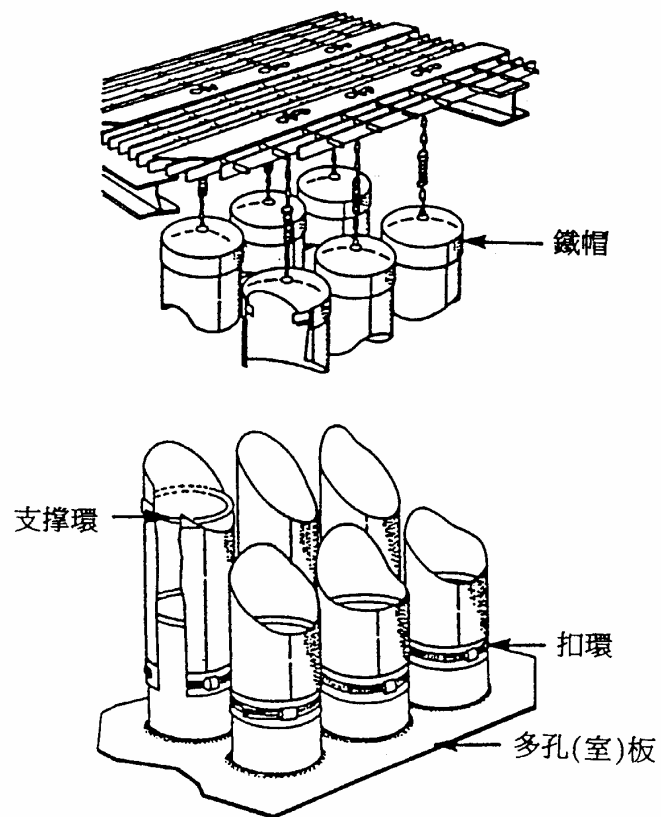


圖 4.7 濾袋附件

4.2.4 外殼

袋式集塵器由堅固的鋼板構成。它可以是處理廢氣量小時用的獨立單元，或廢氣量大時用的多個分隔室的組合。廢氣流量小的場合有噴漆或研磨等操作的廢氣排放；流量大的場合有工業鍋爐或煉鋼廠等。高溫廢氣若含水份，應考慮在濾袋屋外部使用絕緣材料，以免因氣體冷卻時水氣及酸霧凝結在壁上，加速濾袋屋的腐蝕及損壞。

4.2.5 漏斗

漏斗是儲存粉塵的裝置。通常漏斗內部設計成 60° 的斜坡，讓粉塵能從上方自由的掉到漏斗的底部。有些製造商在漏斗上裝了打擊板、振動器、敲擊器或搗灰孔等，以促進粉塵的排放。打擊板只是鎖在或焊在漏斗外壁的金屬板，若是粉塵阻塞，可以用木槌敲擊打擊板，讓粉塵掉到下方的排放裝置。漏斗外壁經常裝有保養檢查用的門或是孔，詳如圖 4.8 所示。漏斗與下方的粉塵排放裝置間需有閥門隔絕，閥及粉塵輸送設施如第一章所述。

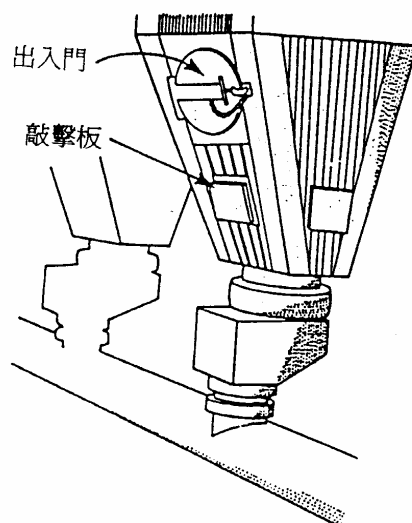


圖 4.8 漏斗

4.3 濾布材料與濾袋清洗

4.3.1 濾布材料

濾袋使用二種濾材：織布型(woven)或毛氈型(felted)兩種。織布型濾材是由細紗編織而成，毛氈型濾材是將不規則的纖維壓縮成濾墊並用較鬆散

的編織材料作背襯。織布型的濾材適用於低能量之清洗法，如振盪式或反洗空氣式濾袋屋；毛氈型濾材則適用於高能量清洗方法，如脈衝噴氣式濾袋屋。

織布型濾材的編織方法依設計及實際使用之不同而異。最簡單的編織方法是平織法，即細紗上下交叉編織而成，但此方法已不常使用。其他的編織法尚有斜織法和緞織法(圖 4.9)等。在斜織法裡，同一個方向上，細紗穿過二條細紗之上方再穿過另一條細紗之下方，這種織法較平織法緊密。在緞織法裡，在二個方向上，細紗穿過一條之上方再穿過另四條之下方，這種織法很緊，可使用很細的紗線。編織的方式會影響纖維間的空隙大小，進而影響其強度及透氣性。濾布之透氣性決定氣體在一定壓差下的流量。譬如較緊的編織法，透氣性較差，即壓力降較大(在固定流量時)，但可以去除較小的微粒。

織布型的濾材真正過濾的表面是堆積的粉塵餅(filter cake)。濾袋捕捉過濾初期時的微粒，除塵效率較差，當微粒由於衝擊、擴散及截留等機制被捕捉時，織布的空隙便逐漸被填滿，這個過程稱為濾餅過濾(圖 4.10)。當塵餅產生後，除塵效率變得很高，甚至可達 100%，這時的壓降增加太多，需要進行洗袋。有效的過濾時間依微粒之濃度而異，從 15-20 分鐘至數小時之久都有可能。

毛氈型濾材是由不規則方向的纖維壓縮在編織背襯上，毛氈與編織背襯之間以化學、加熱樹脂或縫合等法接合。與織布型濾材不同的是，這種毛氈式濾材的每根纖維都是收集粉塵的標的，即使是小微粒在過濾開始時會在濾材表面上被收集(圖 4.11)，效率即很高，當粉塵餅形成時，濾餅過濾的除塵效率變得更高，接近 100%。毛氈型的濾材較厚，厚度約織布型濾材的 2-3 倍。

毛氈式濾材通常使用脈衝噴氣式洗袋法，此法在每單位濾布面積上能處理的空氣量較振盪式或反洗式之洗袋法為高。毛氈型濾布不適用於處理含高濕度的廢氣(尤其當微粒是親水性時)，以免濾布阻塞而無法使用。

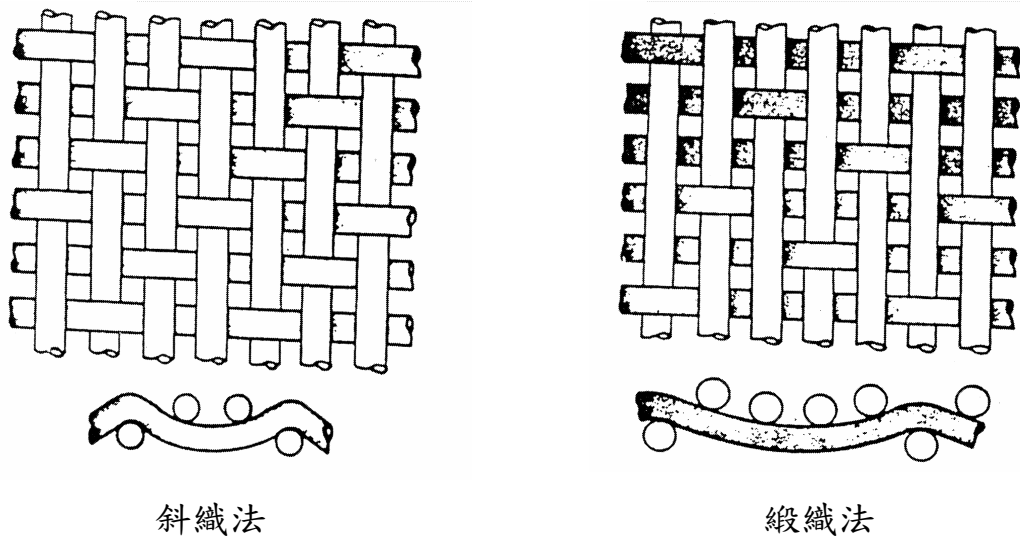


圖 4.9 織布型濾材：斜織法及緞織法

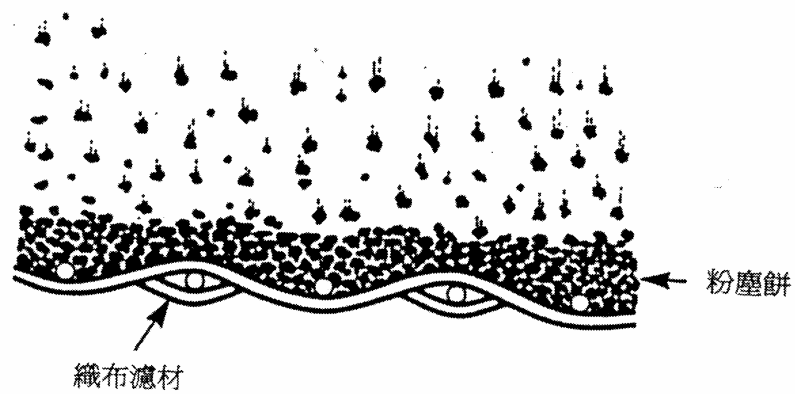


圖 4.10 濾餅過濾現象

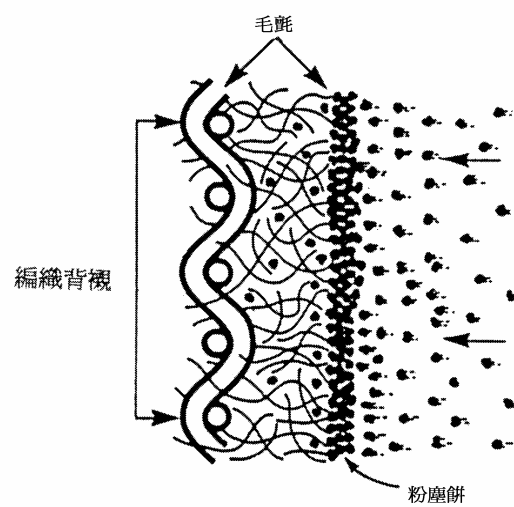


圖 4.11 毛氈式的濾材

4.3.2 纖維種類

濾布使用之纖維材料依工業應用上之不同而異，分成天然及人造纖維兩種，目前以人造纖維的使用最為普遍。天然纖維由棉花或羊毛作成，價格低廉，但氣體溫度不能超過 100℃，且耐磨性差。人造纖維的耐溫性及耐蝕性較天然纖維佳，其中聚脂纖維 (polyester)、諾美克斯(Nomex, aromatic polyamide)、桑通(Ryton, polyphenylene sulfide)、P-84 (polyimide)等常被採用，具有良好的耐溫性及耐磨性，人造纖維以聚脂纖維的價格最低。鐵弗龍(Teflon)及玻璃纖維 (Fiberglass)之耐溫性可高達 260℃，且耐酸性高，但價格昂貴。表 4.1 列出各種纖維材料之溫度上限、耐酸鹼性、抗磨性。

表 4.1 濾袋使用之典型纖維材料(EPA, 1981)

濾布種類	最高耐溫 (°C)	抗酸性	抗鹼性	抗撓曲 磨損性
棉花(cotton)	82	差	很好	很好
聚丙烯(polypropylene)	88	好-絕佳	很好	絕佳
尼龍(Nylon)	93-107	差-普通	好-絕佳	絕佳
奧龍(Orlon ^R)	116	好-絕佳	普通-好	好
壓克力(acrylic)	127	好	普通	好
聚脂纖維(polyester)	150	普通	普通	絕佳
諾美克斯(Nomex ^R)	204	普通	佳	絕佳
桑通(Ryton ^R)	180	絕佳	絕佳	佳
P-84 ^R	240	佳	普通	普通
鐵弗龍(Teflon ^R)	232	絕佳	絕佳	普通
玻璃纖維(Fiberglass ^R)	260	差	普通	普通

R：註冊商標

4.3.3 濾布處理

濾布在使用前通常需經過預先處理，如水洗、烘乾及熱固加工，以增進機械及尺寸方面的穩定性，避免使用時尺寸縮小；另外，表面也須經加

工處理，如樹脂加工、牙光加工、燒毛加工等，以提高過濾及洗袋之性能，延長濾布的壽命。例如用矽脂處理過的濾布在粉塵餅去除時效果較佳。

4.3.4 濾袋損壞的機構

濾袋破損更換佔了濾袋屋操作成本的最大比例。縮短濾袋壽命的原因主要有三種：刮損、熱損及化學侵蝕。選擇濾袋時最主要的設計參數是廢氣溫度，它決定了濾袋的材質。有時降低氣體溫度以防止熱損雖然可行，但是要注意濕氣及酸霧凝結所造成的腐蝕問題。

濾袋最常碰到的另一個問題是刮損。刮損是由於布管的距離太近，導致濾袋在洗袋時互相摩擦或是濾袋與支撐物間摩擦。例如在振盪洗袋時，若振盪太劇烈，濾袋連接支持物之處容易破裂；若採脈衝噴氣洗袋，濾袋可能因不斷與鐵籠作微小的摩擦而導致損壞。因此若是濾袋屋設計不當，使用太高的過濾速度，使得粉塵餅形成很快，需經常洗袋時，濾袋刮損的情形就會很嚴重，濾袋壽命會大幅縮短。在正常的設計及操作狀況下，濾袋應可使用一年以上或是更長的時間。

4.3.5 廢氣調理

廢氣處理時，一般需要將其降溫至濾袋材質容許之範圍，再將廢氣引入濾袋屋，以延長濾袋壽命。降溫的方法有：

1. 熱交換器：使用商用熱交換器可有效降低排氣溫度並回收廢熱，為一般工程上常用的方法，效果佳，但需投資硬體設備。
2. 稀釋廢氣：這是最簡單且廉價的方法，尤適用於高溫廢氣。方法是將常溫大氣加入熱廢氣中，達到冷卻之效果。缺點是此舉增加了待處理氣體的量，另外稀釋的空氣中可能含有濕氣及其他污染物等。
3. 輻射冷卻：在廢氣排放管外，加裝一長形未絕熱的管道，利用管道自然輻射來降低廢氣溫度。管道可作成U字形以增加輻射的面積。輻射冷卻法僅限於將氣體降至 300°C，否則需要很長的管道而使得風扇所需能量增加太多。此法另一個缺點是無法正確控制至所需的溫度，另管道中可能因微粒沉積太多而阻塞。

4. 蒸發冷卻：在濾袋前管道中噴入微細水滴，讓水滴蒸發吸熱而降低廢氣溫度。此法十分有效，且可準確控制廢氣溫度，但需注意降溫後不能低於酸氣(如： SO_2 , NO_2 , HCl 等)之露點，以防止腐蝕發生。另需能保證噴出的水霧全部蒸發掉，否則會產生金屬腐蝕及濾餅阻塞等問題。

4.3.6 濾袋清洗

濾袋之清洗方式依時間順序區分為間歇性、週期性及連續性洗袋等三種。間歇性法是在需要時才洗袋，洗袋時需停止操作，濾袋一排一排或同時被清洗，此法適用於批式生產製程。週期性法用於具有多個分隔室(濾室)的濾袋屋除塵設備，洗袋時將廢氣自欲清洗的那個分隔室轉入其他已清洗好的分隔室，過濾因而不會中斷，一個分隔室清洗完之後再轉至其他分隔室清洗，週而復始。

連續洗袋是一種自動的方法。常用的例子有脈衝噴氣式法。此法最大的好處是過濾不受影響，在每一個時段裡，總有一排濾袋正在接受清洗，其他濾袋則正常操作。大型的濾袋屋通常設計成許多的分隔室，若某一分隔室的濾袋破損，僅需將該部份停機修理即可。

濾袋清洗的方式常用者包括機械振盪、反洗空氣及脈衝噴氣式三種。機械振盪法(圖 4.12)可藉手動來達成，但大型濾袋屋通常使用機械振盪，振盪可以水平或上下方向為之。在振盪洗袋法裡，濾袋的上方密封連接扣環或掛鉤，下方則敞開連接多孔板。

振盪的力量及頻率依製造商之設計及粉塵餅之性質而異。若是收集黏性大的粉塵，振盪所需力量太大，容易損壞濾布，因此振盪式清洗法不適用於收集黏性大的粉塵。有一些設計使用如圖 4.12 所示的音波振盪來進行洗袋，由於音波頻率低，不至於發生可感知的噪音，目前此法並不常用。

反洗空氣法是最簡單的方法之一(圖 4.13)。在此法中，廢氣暫時停止進入濾袋屋，在過濾的反方向引入低壓之乾淨空氣使濾袋凹陷，黏於其上的粉塵餅便自然破裂並掉落漏斗中。由於洗袋之力量溫和，若使用反洗空氣法時，可以使用抗磨性較差的濾材如 Fiberglass 等。使用反洗空氣式洗袋法

時，通常將濾袋屋分成多個濾室。當一個濾室被清洗時，其他濾室仍可照常運作。

在袋式集塵器中，空氣-濾布比(air to cloth ratio, A/C 比)是一個很重要的操作參數。A/C 比定義為單位濾布面積所通過的氣體流率，其單位為 $(\text{cm}^3/\text{sec})/\text{cm}^2$ 。A/C 比與過濾速度之意義相同。反洗空氣式的濾袋屋 A/C 比較低，在 0.5-1.5 cm/s 間。比較之下，振盪式的濾袋屋過濾速度較高，其值在 1.0-3.0 cm/s 間。過濾速度高(或 A/C 比高)，表示單位濾布面積可以處理較大流量的氣體，因此就處理相同的廢氣流量而言，反洗空氣式濾袋屋之體積比振盪式者龐大。

第三種濾袋清洗法是常用的脈衝噴氣法。現在的濾袋屋絕大部份使用此方式洗袋。高壓的空氣經由濾袋上方的文氏管由上往下噴出，形成壓力波往下方移動，濾袋遇此壓力波時會膨脹，附著於其外的濾餅隨即破裂掉入漏斗之中(圖 4.14)。壓力波到達濾袋底部再折回之時間約 0.3-0.5 秒。在有些設計中，並未使用文氏管，空氣脈衝直接由吹管上之噴嘴噴入濾袋中，進行洗袋。

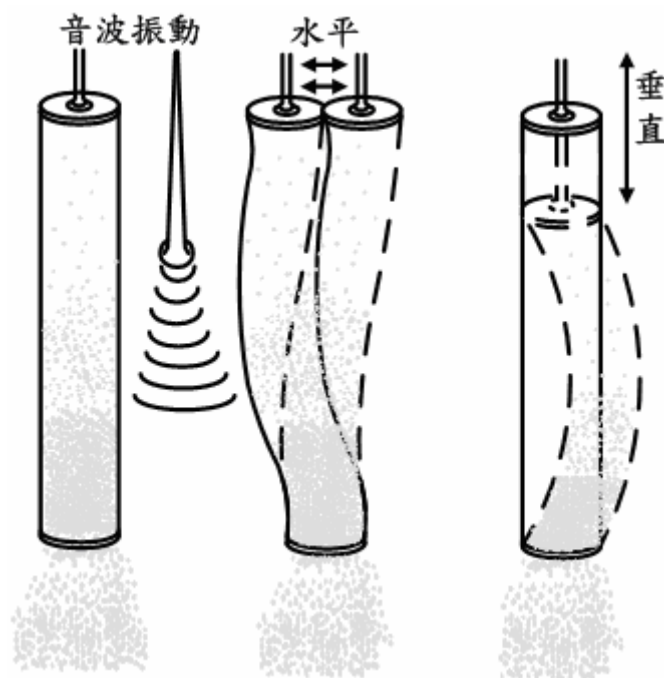


圖 4.12 振盪洗袋法

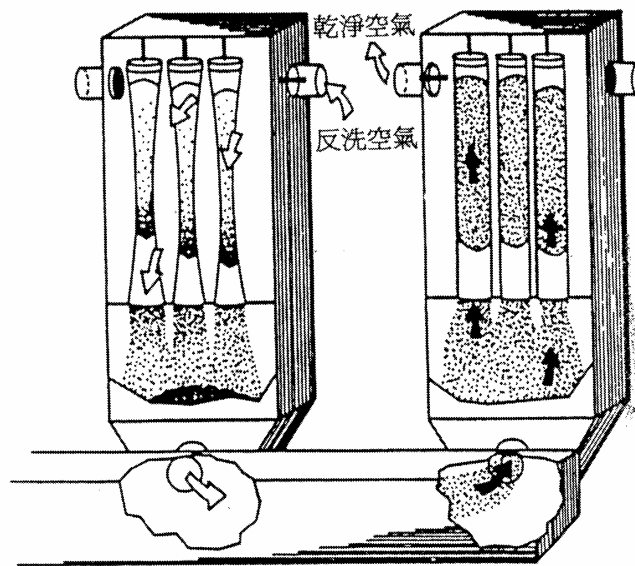


圖 4.13 反洗空氣洗袋法

脈衝噴氣反洗系統設計時，需注意噴出氣體強度需足使壓力波到達袋底且能使濾餅裂開。空氣由一排濾袋上方的共用管路中供應，經由每個濾袋上方的文氏管產生強氣流。使用的壓力在 414-689 kPa 間(參見圖 4.15)。

脈衝噴氣洗袋法使用之濾袋直徑在 0.10-0.15 公尺間，長度為 3.05-3.66 公尺，也可長達 7.6 公尺。相對之下，機械振盪式及反洗式之濾袋比較大，其直徑在 0.15-0.45 公尺間，長度可達 12 公尺。

脈衝噴氣式的過濾速度之設計值比其他方式為高，在 1.0-7.5cm/s 間。因為強壓力波的關係，濾材需使用毛氈式的材料，比較耐用。由於沒有可動的機械零件，同時清洗的時間很短暫，此方法廣受歡迎，但是濾布之抗拉強度要求較高，才能應付強壓力波的衝擊。使用脈衝噴氣方法若能減少洗袋的頻率，濾布壽命可延長。

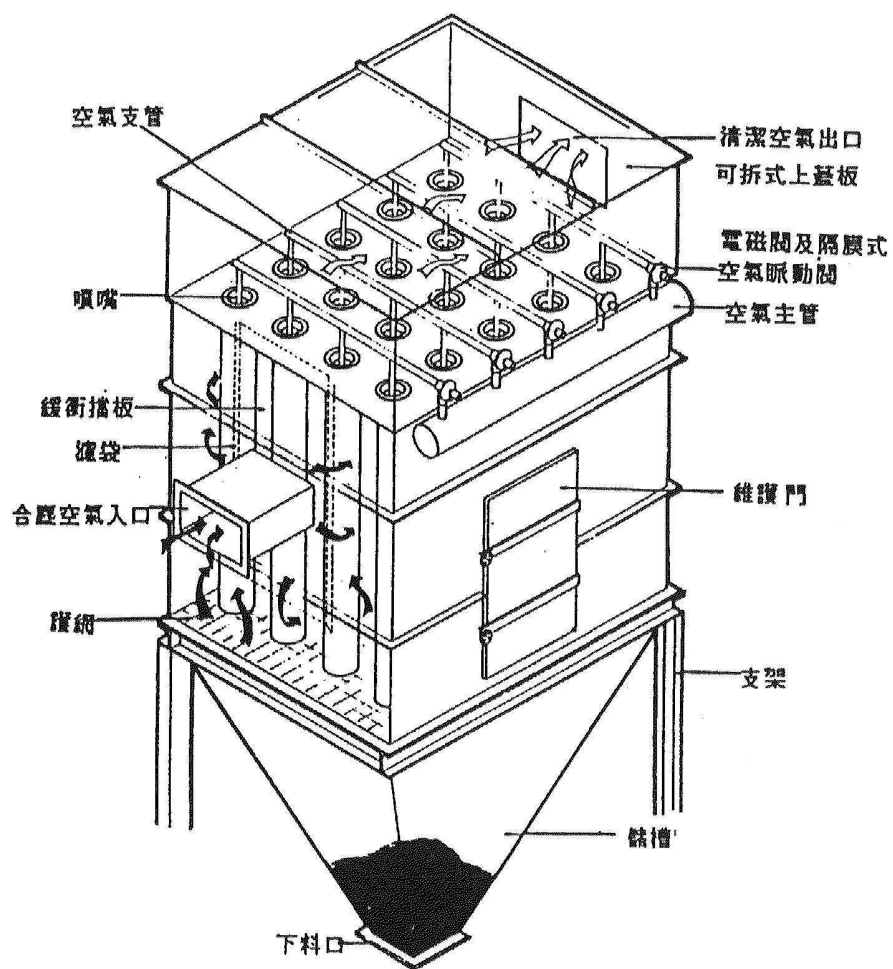


圖 4.14 脈衝噴氣式集塵器裝置圖

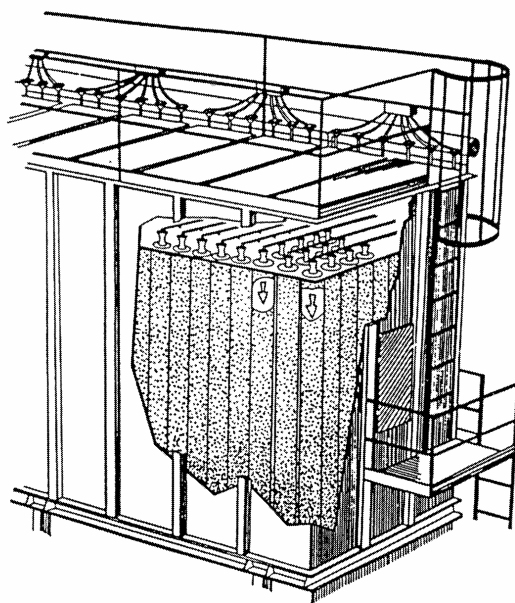


圖 4.15 脈衝噴氣式集塵器之空氣供應系統

4.4 袋式集塵器之設計理論基礎

設計濾袋屋時需考慮多項變數：壓力降、過濾阻力、空氣-濾布比、除塵效率以及廢氣調理等。設計時參照-製造商所累積的經驗，或類似生產過程使用濾袋屋的經驗，都可得到相當大的助益。

4.4.1 壓降

壓降是設計濾袋屋之重要變數之一，它決定了風扇馬力的大小。對同一廢氣流量而言，壓降大的系統表示操作成本較高。

壓降最主要的來源是氣體經過乾淨濾布、洗袋後殘留之粉塵及粉塵餅時遭受到的阻力。預測通過乾淨濾布的壓力降 ΔP_f 最簡單的方法為達西定律(Darcy's law)：

$$\Delta P_f = K_1 V_f \quad (4.4.1)$$

其中

ΔP_f = 通過乾淨濾布之壓力降(cm H₂O)

K_1 = 濾布阻力係數(cm H₂O/(cm/s))

V_f = 過濾速度(cm/s)

式(4.4.1)中的 K_1 是廢氣氣體黏度及濾布特徵如厚度、多孔性等的函數。在洗袋後殘留粉塵餅產生的壓力降 ΔP_r 可表示成

$$\Delta P_r = S_E V_f \quad (4.4.2)$$

其中

S_E = 濾布粉塵系統之阻力特徵，為洗袋方法及週期之函數

(cm H₂O/(cm/s))

通常 ΔP_r 遠大於 ΔP_f 。當濾布過濾達一個平衡狀態時，每次洗袋週期的 S_E 值大略不變。

通過粉塵餅的壓力降 ΔP_c 可用式(4.4.3)表示：

$$\Delta P_c = K_2 C_i V_f^2 T = K_2 W V_f \quad (4.4.3)$$

其中

ΔP_c = 通過粉塵之壓力降(cm H₂O)

C_i = 進氣粉塵濃度(g/cm³)

T = 過濾時間(s)

W = 粉塵餅面積密度= $C_i V_f T$ (g/cm²)

式(4.4.3)中的 K_2 可由實驗求得，它與氣體黏度、微粒密度和粉塵餅孔隙率有關。孔隙率與透氣性有關，按照 ASTM 標準 D737-69 的定義，透氣性係指能通過 0.093 m² (1.0 ft²) 濾材面積且引起之壓力降不超過 1.27 cm H₂O (0.5 inch water) 水柱高時的空氣體積流率。

總壓力降 ΔP_T 是通過乾淨濾材及通過殘留粉塵與粉塵餅壓力降之和：

$$\Delta P_T = \Delta P_f + \Delta P_r + \Delta P_c = \Delta P_r + \Delta P_c$$

或

$$\Delta P_T = S_E V_f + K_2 W V_f \quad (4.4.4)$$

式(4.4.4)中，吾人將 ΔP_f 略而不計。式(4.4.4)僅能用以估算壓力差，實際的工業過濾過程則比較複雜。譬如當濾餅被清除時仍舊有部份粉塵黏在濾布上，這時的 K_1 值高於乾淨濾布造成的 K_1 值。在實際操作時，若壓力降超過某個定值(如 15 公分水柱高)時，表示粉塵餅太厚，必需進行洗袋。當然對各種不同系統之需求，洗袋時之壓力降可以不同，一般而言大型的濾袋屋洗袋時的壓力降比較低。

4.4.2 過濾阻力

過濾阻力是指氣體通過濾材與粉塵餅時的阻力，可以下式表示：

$$S = \Delta P_T / V_f \quad (4.4.5)$$

其中

S = 過濾阻力(cm H₂O/(cm/s))

真正的過濾表面在粉塵堆積層而非濾袋，粉塵阻塞了濾袋纖維間的孔隙，使過濾效率及阻力增加。圖 4.16 顯示一個濾袋之過濾阻力與收集之粉塵質量的關係(或稱性能曲線圖)。圖 4.16 上的點 C_r 表示乾淨濾材之阻力。由此點開始，阻力隨粉塵收集量之增加呈緩慢增加，然後變成直線型的增加。有效的過濾時間是當阻力呈直線上升的階段。當總壓力降超過某一設計值時，就需開始洗袋。

含多個分隔室的濾袋屋之性能曲線與圖 4.16 不太相同。因為在同一個時段裡僅有一個分隔室在進行洗袋，因此系統之壓力降曲線呈現如圖 4.17 之鋸齒狀，在鋸齒之下凹點代表一個分隔室已被洗袋完成。圖上之虛線代表系統之平均壓力降。一個設計良好之多室濾袋屋壓力降小，且接近一常數值。慎選濾布及洗袋方法有助於壓力降的減少及均衡。

吾人可利用過濾阻力模式(filter drag model)及實驗數據來預測總壓力降 ΔP_T ，但需注意此模式只適用於反洗空氣及振盪式濾袋屋。如前所述， ΔP_f 通常可以略去不計， ΔP_T 為

$$\Delta P_T = S_E V_f + K_2 W V_f \quad (4.4.6)$$

以過濾阻力 S 表示成所謂的過濾阻力模式如下：

$$S = \Delta P_T / V_f = S_E + K_2 W \quad (4.4.7)$$

S 、 K_2 與 W 的關係可以表示成圖 4.18。一個良好之洗袋系統在 S - W 曲線延伸至 $W=0$ 時之 S 值會十分接近 S_E 值。

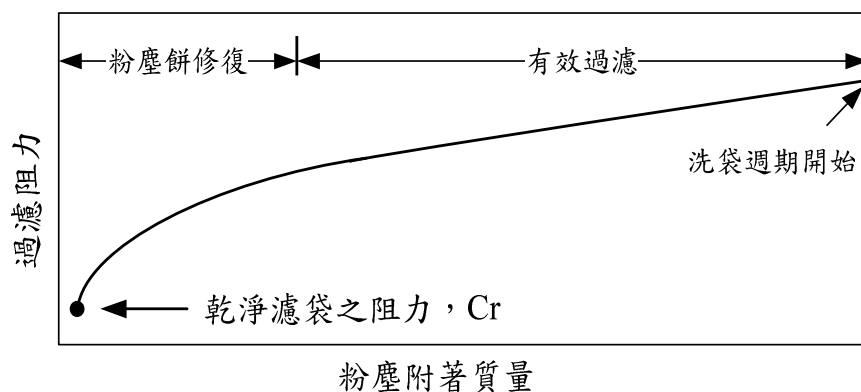


圖 4.16 單一濾袋之性能曲線圖

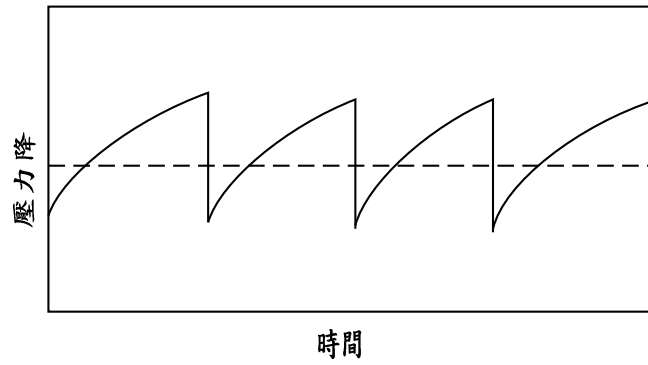


圖 4.17 多室濾袋屋之總壓力降與時間的關係

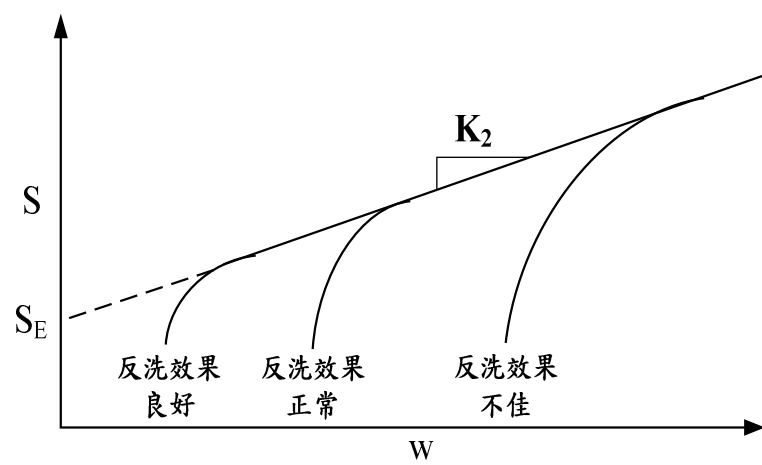


圖 4.18 S 與 W 之關係

S_E 及 K_2 值是由實驗數據求得的。例如有一個系統之 $C_i = 5.0 \times 10^{-6} \text{ g/cm}^3$ ， $V_f = 1.5 \text{ cm/s}$ ，而總壓力降與時間之關係測得如下：

時間(s)	總壓力降(cm H ₂ O)
0	1.50
300	3.80
600	5.05
1200	6.16
1800	6.90
3600	9.90

上表可以化成如下的 S-W 關係表：

$S = \Delta P_T / V_f \text{ ((cm H}_2\text{O)/(cm/s))}$	$W = C_i V_f T \text{ (g/cm}^2\text{)}$
1.00	0.0000
2.53	0.0225
3.37	0.0045
4.11	0.0090
4.60	0.0135
6.60	0.0270

利用線性迴歸法，可求得

$$S_E = 2.73 \text{ cm H}_2\text{O}/(\text{cm/s})$$

$$K_2 = 143 \text{ cm H}_2\text{O}/[(\text{cm/s})(\text{g/cm}^2)]$$

假設過濾時間為 70 分鐘(4200 s)，此時洗袋前這個濾袋系統的總壓力降可以求得：

$$W = C_i V_f T = 5.0 \times 10^{-6} \text{ g/cm}^2 \times 1.5 \text{ cm/s} \times 4200 \text{ s} = 0.0315 \text{ g/cm}^2$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= V_f \times (S_E + K_2 W) \\ &= 1.5 \text{ cm/s} \times (2.73 + 143 \times 0.0315) \text{ cm H}_2\text{O}/(\text{cm/s}) \\ &= 10.8 \text{ cm H}_2\text{O} \end{aligned}$$

4.4.3 過濾速度

如前所述，過濾速度與空氣-濾布比(A/C)是相同的。過濾速度愈高，表示濾布的使用面積較少，初設成本較低，但是太高的過濾速度會使洗袋的頻率增加，濾袋的壽命會縮短，反而增加更換濾袋的費用。過濾速度可以用下式表示：

$$V_f = Q/A_c \quad (4.4.8)$$

其中

$$Q = \text{氣體之體積流率}(\text{cm}^3/\text{s})$$

$$A_c = \text{濾布表面積}(\text{cm}^2)$$

空氣-濾布比(A/C)是單位濾布表面積所能過濾之空氣流量，與過濾速度具相同之物理意義。A/C 比隨不同之濾袋屋設計而異(表 4.3)。機械振盪式與反洗空氣式之濾袋屋 A/C 較小，分別小於 3 與 1.5 cm/s；脈衝噴氣式之 A/C 較大，在 1.0-7.5 cm/s 間；對於燃燒廢氣之處理，通常使用的 A/C 在 1.0-2.0 cm/s 間。亦即對同一廢氣流量而言，脈衝噴氣式濾袋屋比其他兩種濾袋屋體積來的小。

A/C (或過濾速度)是設計及操作濾袋屋之重要參數。假若操作時 A/C 過高，粉塵餅可能會被緊壓在濾袋上，造成嚴重的壓力降，而且粉塵餅可能過早破裂，造成效率降低。A/C 比低之濾袋屋的問題是濾袋屋之體積會變得龐大一些。

濾袋屋的設計需使 A/C 在表 4.2 所列範圍內，操作時的 A/C 亦需在該範圍內。

表 4.2 典型的空氣－濾布比(A/C)

濾袋屋洗袋方式	A/C 範圍(cm/s)
振盪式	1.0-3.0
反洗空氣式	0.5-1.5
脈衝噴氣式	1.0-7.5

高的 A/C 將造成壓力降過高，效率降低，粉塵阻塞，以及因高應力導致濾袋提前破損等。表 4.3 及 4.4 列出不同的工業製程之濾袋屋所使用的典型 A/C 值。這些值僅作參考之用，實際的設計值仍需考慮現況。譬如當粉塵濃度太高或是微粒粒徑太小時，應使用比較小的 A/C 值。

表 4.3 一些工業製程之濾袋屋所用的典型之 A/C (cm/s) (EPA, 1981)

工 業	濾布過濾 A/C 比		
	反洗空氣	脈衝噴氣	機械振盪
鹼性吹氧煉鋼爐	0.76-1.01	3.05-4.06	1.27-1.52
磚塊製造	0.76-1.01	4.57-5.08	1.27-1.63
可鑄性耐火材	0.76-1.01	4.06-5.08	1.27-1.52
黏土耐火材	0.76-1.01	4.06-5.08	1.27-1.63
清潔劑製造	0.61-0.76	2.54-3.05	1.02-1.27
電弧爐	0.76-1.01	3.05-4.06	1.27-1.52
飼料工廠	-	5.08-7.62	1.78-2.54
鐵合金工廠	1.01	4.57	1.02
玻璃製造	0.76	-	-
灰鐵鑄造	0.76-1.01	3.56-4.06	1.27-1.52
製鐵及煉鋼(燒結)	0.76-1.01	3.56-4.06	1.27-1.52
石灰窯	0.76-1.01	4.06-4.57	1.27-1.52
磷肥	0.91-1.01	4.06-4.57	1.52-1.78
磷礦粉碎	-	2.54-5.08	1.52-1.78
聚氮乙烯生產	-	3.56	-
波特蘭水泥	0.76-1.01	3.56-5.08	1.02-1.52
二次鋁熔煉廠	-	3.05-4.06	1.02
二次銅熔煉廠	-	3.05-4.06	-

由氣布比 A/C 可以決定總濾布面積如下：

淨濾布面積 A_n 可以計算成

$$A_n = Q/V_f \quad (4.4.9)$$

其中氣體流量 Q 必須在決定了預冷之方法後才可計算出。考慮安全係數，總濾布面積 A 必須比淨濾布面積 A_n 大，以一大於 1.0 的因子 f 乘上 A_n 可得總濾布面積 A ：

$$A = f \times A_n = f \times Q/V_f \quad (4.4.10)$$

安全因子 f 可由表 4.5 查得。

[計算例 4.1]

有一廢氣流量為 $300 \text{ Am}^3/\text{min}$ ，，若過濾速度採 2 cm/s ，試計算濾袋面積。

[解]

$$V_f = Q/A_n$$

$$\begin{aligned} A_n &= Q/V_f = 300 \text{ m}^3/\text{min} \div 60 \text{ s/min} \div 0.02 \text{ m/s} \\ &= 250 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$f = 2 \text{ (表 4.6)}$$

$$A = 2 \times A_n = 500 \text{ m}^2$$

表 4.4 工業用鍋爐之濾袋屋所用的典型 A/C 比

鍋爐大小 (10 ³ 磅蒸汽/小時)	溫度 (°F)	A/C (cm/s)	清除機制	濾布材料
260 (3 個鍋爐)	400	2.24	線上或線外，脈衝或反洗空氣	玻璃纖維加 10%鐵弗龍塗覆(24oz/yd ²)
170 (5 個鍋爐)	500	2.29	反洗空氣加脈衝輔助	玻璃纖維加 10%鐵弗龍塗覆
140 (2 個鍋爐)	360	1.02	反洗空氣	4 號玻璃纖維加矽樹脂-石墨-鐵弗龍塗覆
250	338	1.17	振盪及放氣	玻璃纖維織布加矽樹脂-石墨塗覆
200 (3 個鍋爐)	300	1.83	振盪及壓凹	玻璃纖維織布加矽樹脂-石墨塗覆
400 (2 個鍋爐)	285- 300 (供煤機) 300 (粉煤)	1.27	反洗空氣	玻璃纖維加鐵弗龍塗覆
75	150	1.42	反洗空氣	玻璃纖維加鐵弗龍塗覆
50	350	1.52	線上脈衝	玻璃纖維加鐵弗龍塗覆
270 (2 個鍋爐)	330	1.88	線上脈衝	玻璃纖維加鐵弗龍塗覆(23 oz)
450 (4 個鍋爐)	330	1.88	線上脈衝	玻璃纖維加鐵弗龍塗覆(23 oz)
380	NA	1.02	反洗空氣/ 振動器補助	玻璃纖維加 10%鐵弗龍塗覆
645	NA	1.02	反洗空氣/ 振動器補助	玻璃纖維加 10%鐵弗龍塗覆
1,440 (3 個鍋爐)	360	1.73	振盪及壓凹	玻璃纖維織布加矽樹脂-石墨塗覆

表 4.5 淨濾布面積 A_n 與因子 f 之關係表

淨濾布面積 A_n (m ²)	淨濾布面積 A_n (ft ²)	Factor f
1 – 371	<4,000	2.0
372 - 1,114	4,000 – 12,000	1.5
1,115 - 2,229	12,000 – 24,000	1.25
2,230 - 3,344	24,000 – 36,000	1.17
3,345 - 4,459	36,000 – 48,000	1.125
4,460 - 5,574	48,000 – 60,000	1.11
5,575 - 6,689	60,000 – 72,000	1.10
6,690 - 7,803	72,000 – 84,000	1.09
7,804 - 8,918	84,000 – 96,000	1.08
8,919 - 10,033	96,000 – 108,000	1.07
10,034 - 12,263	108,000 – 132,000	1.06
12,264 - 16,722	132,000 – 180,000	1.05
> 16,723	> 180,000	1.04

一個濾袋除塵器可以分成多個濾室(compartment)，當一些濾室正在使用時，另外一些濾室可以進行洗袋或維護後備用。若使用這種洗袋方式稱為離線洗袋法(off-line cleaning method)，需增加投資。通常脈衝噴氣式洗袋可利用線上洗袋法(on-line cleaning method)，機械振盪法及反洗空氣法則需利用離線洗袋法。表 4.6 列出典型的濾室數目與淨濾布面積的關係，實際的設計上，仍需保持適當的彈性。

表 4.6 典型的濾室數目與淨濾布面積的關係

淨濾布面積 $A_n(m^2)$	淨濾布面積 $A_n(ft^2)$	濾室數目
1 - 371	<4,000	2
372 - 1,114	4,000 – 12,000	3
1,115 - 2,322	12,000 – 24,000	4-5
2,323 - 3,716	24,000 – 40,000	6-7
3,717 - 5,574	40,000 – 60,000	8-10
5,575 - 7,432	60,000 – 80,000	11-13
7,433 -10,219	80,000 –110,000	14-16
10,220 -13,935	110,000 –150,000	17-20
> 13,936	> 150,000	>20

(註：淨濾布面積為真正在使用中之總濾布面積)

4.4.4 除塵效率

即使很小的微粒也可以被濾袋收集，通常除塵效率可以高達 99.99%。過濾後的乾淨空氣內若不含有毒物質時，亦可以循環於工廠內作加熱使用。但是若設計不當，需經常洗袋時，出口粉塵濃度會增加，除塵效率會降低。

濾袋屋之除塵效率計算，通常不使用理論推導的效率分率曲線，而是使用設計者的經驗值。製造商利用經驗公式設計濾袋屋及其大小，期能符合粒狀物排放標準及不透光率的管制標準。

[計算例 4.2]

有一電弧爐煉鋼廠之振盪洗袋式濾袋屋之進口粉塵濃度 C_i 為 18.83 g/m^3 ，氣體之真實流量為 $18.87 \text{ m}^3/\text{s}$ ，每個濾袋長 2.44 、直徑 0.15 m ，洗袋時間 t_c 240 s 、過濾時間 t_f $3,600 \text{ s}$ 。已知 $S_E = 5 \text{ cm} \cdot \text{H}_2\text{O}/(\text{cm}/\text{s})$ ， $K_2 = 2.615 \text{ cm H}_2\text{O}/[(\text{cm}/\text{s})(\text{g}/\text{cm}^2)]$ ，求濾袋數目及風扇設計壓降。

[解]

由表 4.3 查得 $V_f = 1.27 \text{ cm}/\text{s}$ ，因此：

$$\text{淨濾布面積 } A_n = Q/V_f = 18.87 \text{ m}^3/\text{s} \div 0.0127 \text{ m}/\text{s} = 1,486 \text{ m}^2$$

$$f = 1.25 \text{ (表 4.5)}$$

$$\text{總濾布面積 } A = 1.25 \times 1,486 = 1,857 \text{ m}^2$$

$$\text{濾室的數目 } N = 4-5 \text{ (表 4.6)}$$

$$= 5 \text{ (考慮一個濾室需離線洗袋或保養)}$$

$$\text{每個濾室之濾布面積} = 1,857 \div 5 = 371 \text{ m}^2$$

$$\text{總濾袋數目} = 1,857 \text{ m}^2 \div (0.15 \times 3.1416 \times 2.44) \text{ m}^2 = 1,615$$

$$\text{未洗袋期間過濾速度 } V_N = 18.87/1857 = 0.0102 \text{ m}/\text{s}$$

$$\text{洗袋期間過濾速度 } V_{N-1} = 18.87/(1857 \times 4/5) = 0.0127 \text{ m}/\text{s}$$

$$\text{未洗袋期間過濾時間 } T_N = 3,600 - (240 \times 4) = 2,640 \text{ s}$$

$$\begin{aligned} \text{未洗袋期間，粉塵累積量} &= 18.87 \text{ m}^3/\text{s} \times 2,640 \text{ s} \times 18.83 \text{ g}/\text{m}^3 \div 1,857 \text{ m}^2 \\ &= 505 \text{ g}/\text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{總洗袋期間 } T_{N-1} = 240 \times 4 = 960 \text{ s}$$

$$\begin{aligned} \text{洗袋期間，其他袋粉塵累積量} &= 18.87 \text{ m}^3/\text{s} \times 960 \text{ s} \times 18.83 \text{ g}/\text{m}^3 \div (1,857 \text{ m}^2 \times 4/5) \\ &= 230 \text{ g}/\text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{洗袋前，最高粉塵累積量 } W = 505 + 230 = 735 \text{ g}/\text{m}^2 = 0.0735 \text{ g}/\text{cm}^2$$

$$\begin{aligned} \text{洗袋前，最高壓降 } \Delta P_T &= V_{N-1} \times (S_E + K_2 W) \\ &= 1.27 \text{ cm}/\text{s} \times (5 + 2.615 \times 0.0735) \text{ cm} \cdot \text{H}_2\text{O}/(\text{cm}/\text{s}) \\ &= 6.56 \text{ cm H}_2\text{O} \\ &= \text{風扇設計壓降(僅濾袋，尚須加其他壓降)} \end{aligned}$$

4.5 袋式集塵器之優缺點比較

袋式集塵器利用過濾作用(直接截取)原理來收集直徑大於 $0.3\ \mu\text{m}$ 之粉塵，去除率 $>99\%$ 。廢氣通過袋式集塵器前需將廢氣降溫，可利用廢氣稀釋、輻射冷卻及蒸氣冷卻作為前處理。袋式集塵器的優缺點如下：[2]

1. 優點

- (1)設置空間需求小。
- (2)除塵效率高， $>99\%$ 。
- (3)設備成本低。
- (4)可回收塵料。

2. 缺點

- (1)不適用高溫廢氣。
- (2)對濕度敏感。
- (3)需常清理。
- (4)濾布老化更新成本高。
- (5)過濾有機質易生爆炸。
- (6)對過濾速度敏感。

伍、靜電集塵器

5.1 簡介

利用靜電力沉降微粒之靜電集塵器(ESP, electrostatic precipitator)已成功的應用在燃煤發電鍋爐、水泥窯、紙漿及造紙廠、酸液廠、燒結廠、PVC 膠布廠、乳膠或 PVC 手套廠及其他工業製程之排氣粉塵或油霧污染防治。ESP 對小於 $1\mu\text{m}$ 微粒的控制效率頗佳。

ESP 分乾式及濕式兩種，乾式主要應用於乾塵去除，濕式用於油霧去除。ESP 主要構成是：(1)集塵器本體(含放電電極線、集塵或集油板、敲擊器或水洗壁、外殼)；(2)入口及出口管道；(3)漏斗及出灰或集油設備；(4)供電系統(如變壓整流組)；(5)其他附件(如礙子、礙子加熱用風機、漏斗加熱器、漏斗震動器等)(圖 5.1)。

放電極線是能產生電暈放電(corona discharge)的金屬線，它可游離空氣分子進而使微粒充電。集塵板(收集電極板)之電壓與放電電極線之電性相反，使帶電之微粒被收集在其上。敲擊器是產生振動的裝置，用以將集塵板或放電電極線上累積之粉塵微粒振落；水洗壁可將集塵壁上之油污洗除；漏斗及出灰(油)設備則是在 ESP 底部用以收集及輸送粉塵或回收油液之裝置。

平板型 ESP 主要用於乾式集塵，圓管型用於油霧收集。如圖 5.2 所示，髒空氣流經收集平板間或管內，粉塵或油霧受高電壓電極線充電後，被收集於與電極線帶相反電壓之集塵板或集油管內壁上，板上之微粒由敲擊器除去，管內壁以沖水洗除，微粒或回收油液掉至底部之漏斗中儲存，並由出灰或油液裝置輸送。

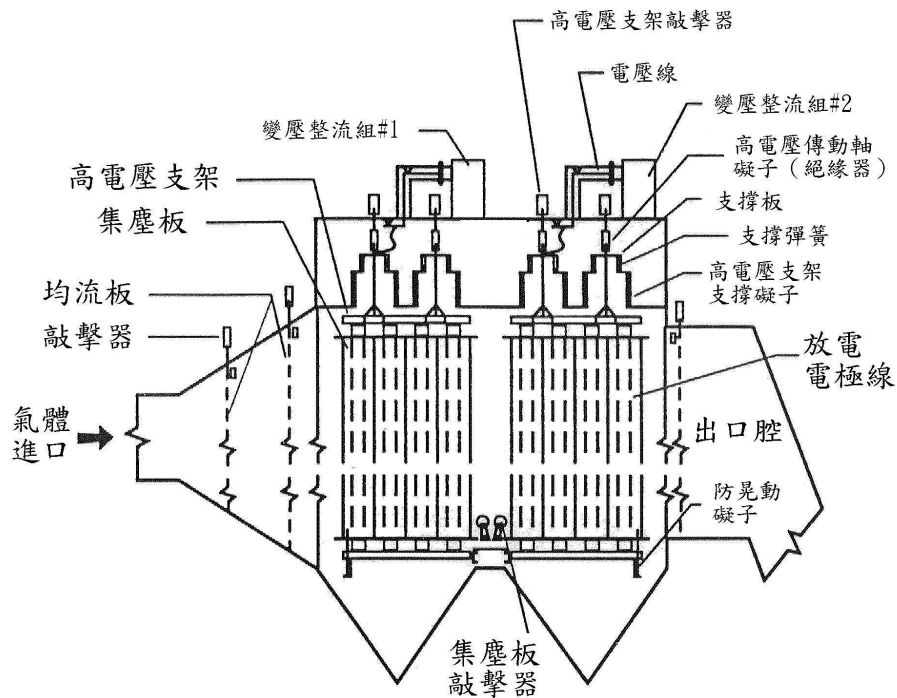


圖 5.1 靜電集塵器示意圖

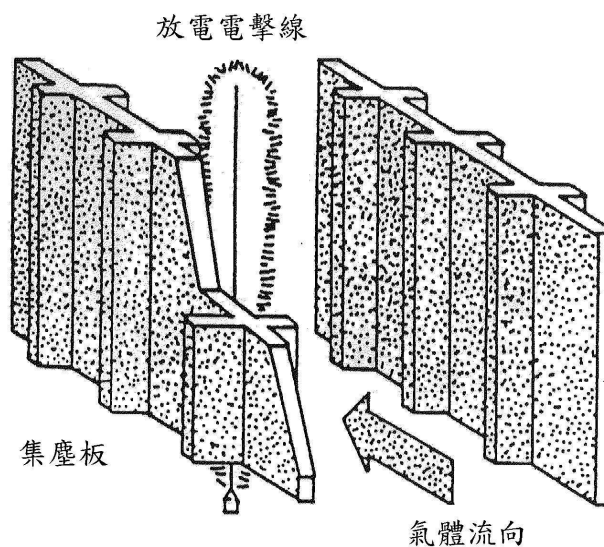


圖 5.2 氣體流經平板式 ESP 的情形

5.2 靜電集塵器的構造

5.2.1 集塵器本體

圖 5.3 為 ESP 斷面圖。一般外殼在斷面上有若干通路並列，各通路內部含如圖 5.3 所示的平板型集塵板和以支架支持的線狀電極，在煙氣流向分

割為多段的集塵室。欲處理高流量之廢氣，視需要可串列成 6-8 個集塵室，模組化多段式 ESP 具有下列優點：

1. 集塵室大小可適當的標準化，在製作及安裝上方便不少。
2. 上游、中游、下游各個集塵室的放電電暈電壓電流特性及火花電壓各異，在適當之操作條件下可得最高的集塵性能。例如在上游之集塵器，微粒濃度較高，空間電荷之效果大，電流受抑制，同時在集塵附近之電場上升之結果，會使火花電壓下降，反之下游集塵室因空間電荷效果大幅減低，火花電壓及電暈電流可以提高。

5.2.2 靜電集塵器的主要構件

1. 放電電極線：放電電極線有形成電場與單極性空氣離子(air ion)供給兩種功能。放電電極線有下列三種要求：
 - (1)可靠的機械性質，不能有斷線及破損而引起短路事故之發生。
 - (2)藉敲擊作用能去除極線附著之灰，常保最佳之放電狀態。
 - (3)供給之離子電流能均勻分佈整個電場。

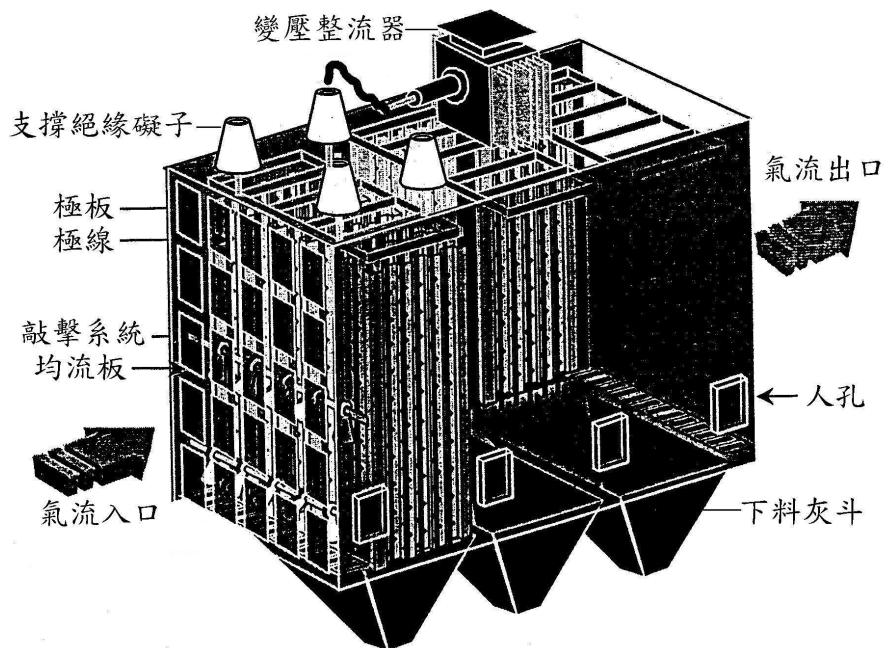


圖 5.3 ESP 本體結構分解示意圖

2. 集塵板(電極)

- (1)形成電場。
- (2)離子電流之吸收。
- (3)帶電微粒之捕集。
- (4)捕集微粒之聚集。
- (5)微粒層之脫離。

3. 敲擊器

參考圖 5.4，敲擊裝置有一定數量之鐵錘裝在共同驅動軸上，由驅動馬達帶動。驅動軸有的裝於外殼內，有的裝於外殼外。敲打方向是以垂直方向或水平方向為之，敲擊時應注意灰塵再揚起問題、時間之控制及煙氣之變化等，要考慮運轉之安定性，使用最適當之敲擊程序。除機械的驅動方式外，還有利用凸輪來敲擊，或利用氣壓式之空氣錘或電磁吸引之重錘敲擊，後者可隨意調整敲擊之強度為其優點。放電電極線的敲擊需把驅動機構與大地絕緣。

4. 礙子室

支持放電極框組的礙子(support insulator)或礙管如圖 5.3 及 5.5 所示。礙子置於在特別的礙子室內，室內送入加熱空氣以保持礙子表面之清淨及高溫狀態，防止礙子潮濕影響絕緣。更利用熱風由上部開口向收集室吹送，防止污濁煙氣侵入放電極支撐礙子。

5. 均流板

在煙氣之入口罩內部設有如圖 5.6 所示之多孔板或格子，使煙氣之流速能夠均分化與均一化，這些均流板（或稱為導流板、多孔板），也會附著多量的灰塵，因此也需設置敲擊設備。

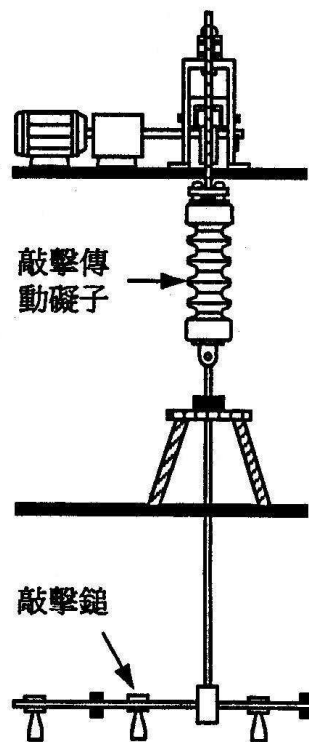


圖 5.4 敲擊機構示意圖

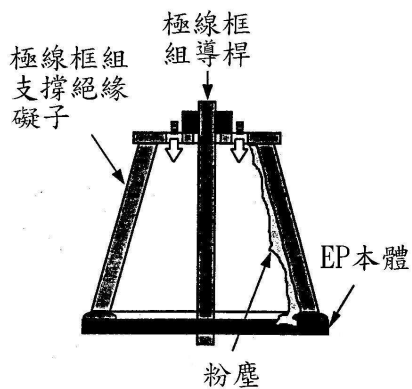


圖 5.5 礙子室與支撐礙子示意

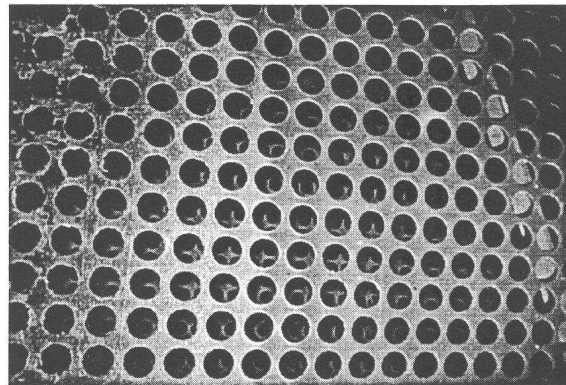


圖 5.6 均流板圖示

5.3 靜電集塵理論

粉塵微粒進入靜電集塵器後，與電極線因電暈放電現象而產生的空氣陰離子接觸而帶電，帶電的微粒在電極線與集塵板之間之不均勻電場(圖 5.7)中往集塵板移動而被收集。

1. 電暈放電

當放電電極線之電壓加高至其周圍產生淡藍色的亮光時，稱為電暈放電。電暈放電是由於在放電電極附近，電場強度很高，產生的電子及離子被加速至極高速度，碰撞空氣分子並使之游離，被游離的每個空氣分子各產生一個正離子和一個自由電子，如圖 5.8 所示。

游離的正離子及自由電子再與其他空氣分子作高速碰撞，又產生額外的正離子及自由電子，這個過程不斷的產生，稱為雪崩相乘效應(avalanche multiplication)如圖 5.9 所示。此效應發生於放電電極附近的發亮區域。在離開電極線較遠處，電場降至不能維持游離空氣分子所需之強度時，這種效應才會停止。被游離之正離子游回帶負電的放電電極時，因碰撞電極線或空氣分子又產生更多的新自由電子。這些自由電子則循電場方向往接地之集塵板方向運動。

當電子離開放電電極線後，由於電場強度降低而使運動的速度減慢，當這些電子與空氣分子接觸碰撞時使空氣分子變成陰離子。這些空氣陰離子是使粉塵粒子充電之主要機制(圖 5.10)。

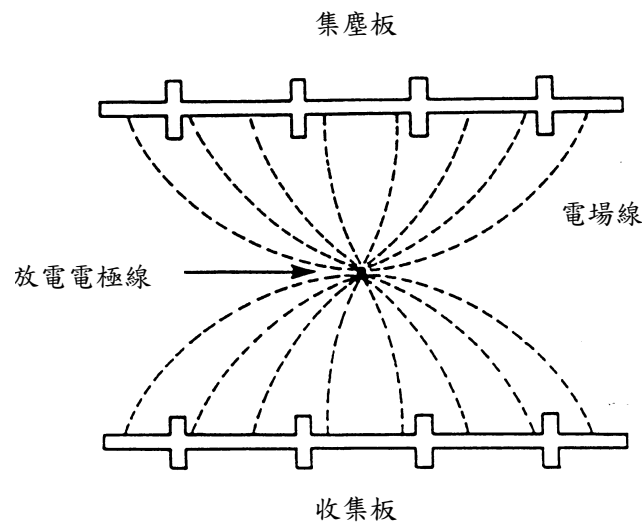


圖 5.7 靜電除塵器內的不均勻電場(上視圖)

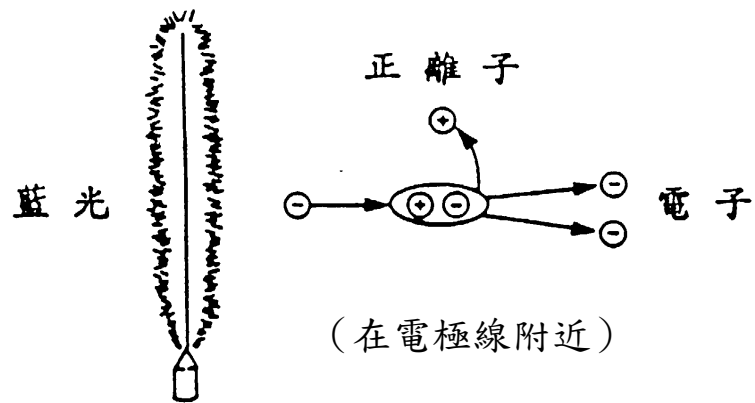


圖 5.8 電極線附近產生電暈放電現象

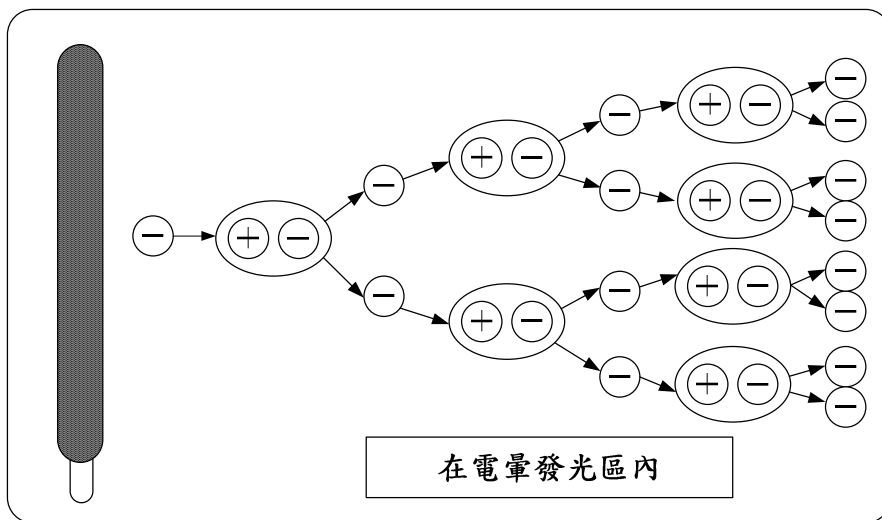


圖 5.9 在電暈發光區內發生的雪崩相乘效應

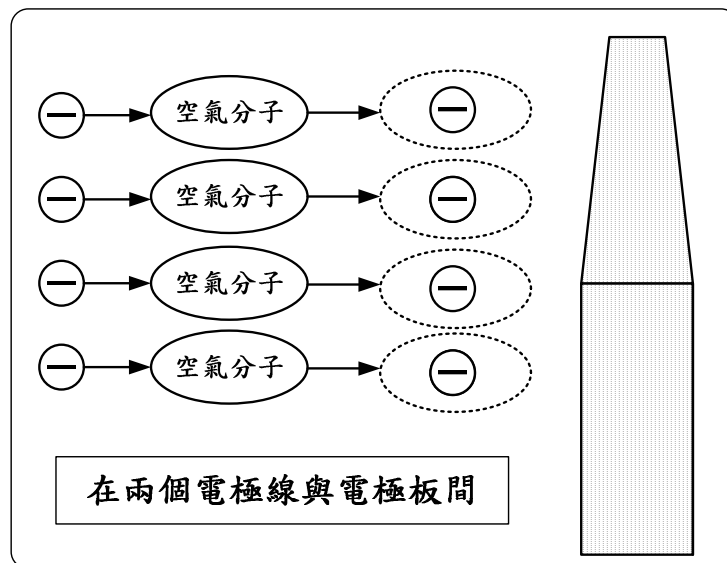


圖 5.10 在二個電極之間空氣游離成陰離子的情形

2. 微粒充電之機制

往電極板運動之空氣陰離子與微粒接觸而使之帶電。充電的主要機制有電場充電(field charging)及擴散充電(diffusion charging) 兩種。電場充電主要對粒徑大於 $1.0\ \mu\text{m}$ 之微粒有效；擴散充電則對小於 $0.3\ \mu\text{m}$ 粒徑之微粒有效；對在 0.3 至 $1.0\ \mu\text{m}$ 間之微粒，兩種機制效用較低。

在電場充電機制裡，進入電場的微粒使其附近的電場產生局部變形。空氣陰離子循著變形的電力線運動，繼而碰撞到粉塵微粒而使之帶電(圖 5.11)。這個過程連續不斷，直至微粒之帶電量增至飽和值為止。這時空氣陰離子無法再靠近微粒，攜有飽和負電之微粒往電極板方向運動而被收集。

飽和充電量 q_s 為電場充電機制中微粒之最大帶電量，通常微粒由零電荷達到飽和充電量的時間很短，微粒電量 q_s 可表示如下：

$$q_s = \frac{3\kappa}{\kappa + 2} \pi \epsilon_0 E_0 D_p^2 \quad (5.3.1)$$

其中

q_s = 微粒之飽和充電量(C，庫侖)

ϵ_0 = 空間介電係數 $= 8.84 \times 10^{-12}\ \text{C}^2/\text{N.m}^2$

E_0 = 電場強度(V/m) (V，伏特)

D_p = 微粒直徑(μm)

κ = 微粒介電係數，對導電微粒而言 $\kappa = \infty$

對於小於 $0.3\ \mu\text{m}$ 之微粒，由於空氣陰離子與微粒的布朗寧運動，而使得兩者互相接觸致使微粒帶電，稱為擴散充電，其充電量可用下式計算

$$q = \frac{2\pi\epsilon_0 D_p kT}{e} \ln \left[1 + \frac{D_p \bar{c}_i e^2 N_i t}{8\epsilon_0 kT} \right] \quad (5.3.2)$$

其中

k = 波茨曼常數 $= 1.38 \times 10^{-23}\ (\text{N.m/K})$

$T =$ 絕對溫度(K)

$\bar{C}_i =$ 空氣離子之平均熱運動速度(m/s)

$N_i =$ 空氣離子的數目濃度($1/m^3$)

$t =$ 微粒之充電時間(s)

$e =$ 一個電子之帶電量(基本電荷) $=1.603 \times 10^{-19} \text{ C}$

由電場充電公式(5.3.1)知，大於 $1.0 \mu\text{m}$ 微粒之飽和充電量隨著微粒之粒徑平方成正比，與電場強度亦成正比，因此大微粒之帶電量多，易被收集；小於 $0.3 \mu\text{m}$ 的微粒因擴散機制帶電，雖其帶電量隨粒徑減小而減少，但因其動力移動度增大，致使電動性隨粒徑減小而增加，微粒收集效率也會增加。因此造成次微米微粒($0.1\text{-}1.0 \mu\text{m}$)在靜電集塵器內的集塵效率最低。

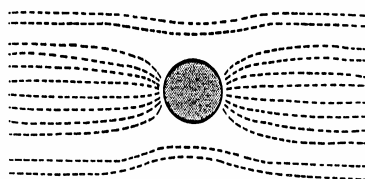


圖 5.11 在微粒周圍變形之電場線

3. 集塵效率

為了要進一步的了解 ESP 的除塵過程及控制機制，必須瞭解靜電集塵器之除塵效率的計算方法。在理想狀況下，ESP 之除塵效率可以使用德安(Deutsch-Anderson)方程式計算：

$$\eta = 1 - e^{(-U \frac{A}{Q})} \quad (5.3.3)$$

其中

$\eta =$ 除塵效率

$A =$ ESP 收集板之有效面積(m^2)

$Q =$ 氣體實際流量(m^3/s)

$U =$ 帶電粒子移動至收集板之飄移速度(m/s)

[計算例 5.1]

一靜電集塵器用以處理一流量為 $7,500 \text{ m}^3/\text{min}$ 之廢氣，使其塵粒去除效率 $>99\%$ ，假設塵粒在電場中之運動速度為 6 m/min ，請估算其相關參數。

[解]

(1)先由 Deutsch-Anderson 求收集板面積

$$\begin{aligned} A &= (Q/U) \times \ln[1/(1-\eta)] \\ &= -7,500 (\text{m}^3/\text{min}) \div 6 (\text{m/min}) \times \ln[1/(1-0.99)] \\ &= 5,756 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

(2)求通道數：

設定 $H =$ 集塵板高 $= 10 \text{ m}$

設定 $D =$ 集塵板間距 $= 0.25 \text{ m}$

設定 $V =$ 氣體穿過集塵板間之流速 $= 100 \text{ m/min}$

$$\begin{aligned} \text{通道數 } N_d &= Q/(VDH) \\ &= 7,500 \text{ m}^3/\text{min} \div (100 \text{ m/min} \times 0.25 \text{ m} \times 10 \text{ m}) \\ &= 30 \end{aligned}$$

(3)求通道長：

$$\text{通道長 } L = A \div N_d \div 2 \div H = 5756 \div 30 \div 2 \div 10 = 9.59 \text{ m}$$

多年來，德安方程式一直被廣泛應用於除塵效率的理論。但是由於下列三個因素，使理論值與實際值之誤差可達 2 倍以上。第一，它忽略了敲擊時，集塵板上之粉塵可能被吹散而再進入氣流之中；第二，它假設不同粒徑微粒的飄移速度相同，但實際上飄移速度隨微粒粒徑之增加而減少；第三，它假設氣體流速均勻分佈，但實際上有些氣體經由漏斗上方之空間運動。這些因素均會影響德安方程式的準確性。因此，這個方程式僅能使

用於除塵效率之初步估算。

被充電的微粒會往電極板之方向運動，其飄移速度 U 的大小與除塵效率息息相關。 U 可由靜電力及微粒的阻力的平衡式計算：

$$U = \frac{qE_p}{3\pi\mu D_p} \quad (5.3.4)$$

其中

q = 微粒帶電量(C)

E_p = 電場強度(V/m)

μ = 氣體黏度(kg/m.s)

D_p = 微粒直徑(m)

由(5.3.4)式可看出，電場強度愈高，飄移速度 U 愈大，除塵效率愈高。

許多因素會影響飄移速度的大小，如粉塵濃度、粉塵電阻、空氣的溫溼度以及其他因素等，這些因素的影響程度不易被精確估算。因此，理論計算僅供參考，ESP 設計者常用如表 5.1 所列經驗值。

表 5.1 典型的飄移速率表(移動速度) (EPA, 1981)

用途別	飄移速度 U (cm/s)	用途別	飄移速度 U (cm/s)
電廠飛灰	4.0-20.4	開式熔爐廠	4.9-5.8
粉煤飛灰	10.1-13.4	煉爐廠	6.1-14.0
紙漿及造紙	6.4-9.5	熱磷廠	2.7
硫酸液滴	5.8-7.62	閃火式煅燒爐	7.6
濕式水泥廠	10.1-11.3	多爐體煅燒爐	7.9
乾式水泥廠	6.4-7.0	觸媒粉塵	7.6
石膏廠	15.8-19.5	坩鍋	3.0-3.7
熔煉廠	1.8		

4. 微粒在收集板上放電

電阻為一個微粒接受電荷之能力。當微粒與電極板接觸時，微粒之電荷僅有一部份被釋出，另一部份則由於微粒本身之電阻仍存於微粒上，這些電荷增加微粒吸附在收集板上之力量。粉塵在收集板上之堆積厚一般在 0.08-1.27cm 間，厚度太厚時，粉塵可能變成絕緣層，使電場無法建立。

5. 將微粒自電極板上敲落

由以上討論得知，要維持連續不斷的微粒去除，需不斷的將收集板及放電電極上的微粒除掉。在濕式的 ESP，這個工作由噴水來達成；在大部份的乾式 ESP，則是由加諸於極板或極線上的振動裝置來去除，此裝置稱為敲擊器，被敲落之粉塵掉入下方的漏斗內。

敲擊的時機是當粉塵餅累積至 0.08-1.27cm 厚時才進行。被敲落的粉塵片比較重，可順利的掉落至漏斗中，不會被空氣吹散而再揚起。一般的 ESP 均設計有可依粉塵負荷狀況而調整強度及頻率之敲擊器。被敲落的粉塵掉入漏斗中，而漏斗通常由螺旋桿或氣動傳輸裝置定時將粉塵清掉，以防粉塵堆積太高。

5.4 靜電集塵器設計參數

設計 ESP 時，需考慮多項參數。本節將討論如粉塵餅電阻、比收集面積、收集板長高比、氣流分佈、電力之分區隔離及附屬設備等多項參數。

5.4.1 粉塵餅比電阻係數

比電阻係數(specific resistance)係指粉塵堆積層對電流之阻力。粉塵餅之電阻係數的定義為面積 1 平方公分且厚度 1 公分的粉塵餅的電阻值，單位為「歐姆.公分」(ohm.cm)，可視為粉塵對電荷傳遞之阻力。粉塵之電阻係數可以分成下列三個範圍：

1. 低比電阻係數： 10^4 - 10^7 ohm.cm
2. 正常比電阻係數： 10^7 - 10^{10} ohm.cm

3. 高比電阻係數： $>10^{10}$ ohm.cm

低比電阻係數(10^4 - 10^7 ohm.cm)之微粒不容易被收集，因為它們雖容易被充電，但是當微粒到達電極板時，微粒的電荷容易消失於電極板上而失去附著力。因此，微粒易再進入氣流之中，而未被收集。未燃碳粒及碳黑等即是低比電阻係數之粉塵。假若低比電阻係數之粉塵為較粗大的微粒時，它們可以在 ESP 上游用旋風集塵器預先去除，或是在收集板上加裝擋板以防止彈回現象。

使用氨氣改變粉塵之比電阻係數已被使用多年。據理論推測，氨在 ESP 中與硫酸作用產生硫酸氨微粒，增加了比電阻係數。氨注入量為使氣流在進入 ESP 之管道中達 15-40 ppm 的濃度，以達上述效果。在實際的例子上，氨氣的加入可提高低溫度之燃煤火力發電廠排氣中飛灰的比電阻係數。

含正常比電阻係數(10^7 - 10^{10} ohm.cm)的微粒到達收集板上時，電荷不會全部消失。這些微粒緩慢的釋出電荷，靜電力加上微粒與收集板分子間的吸引力使微粒附著良好。粉塵可以慢慢的增厚，直至適當的厚度為止。粉塵之比電阻係數在此範圍時，除塵效率最高。

具高比電阻係數($>10^{10}$ ohm.cm)的微粒不容易被充電。即使在高電場強度時能充電，當它到達收集板上時電荷亦不易消失。當粉塵增厚時，其表面便有負電荷(中心不帶電)，可能會產生背電暈的現象。背電暈發生時，有背電暈之處粉塵餅會破裂，在粉塵餅上留下坑洞。同時，背電暈發生時，產生的正離子會向負電極線移動，抵消了電暈放電的效果，即降低除塵效率。根據研究，若發生背電暈會降低除塵效率，嚴重時將使效率降至 50% 以下。

減低比電阻係數之方法可藉由調整氣體之溫度和濕度來達成，如圖 5.12 所示，微粒的電阻在高溫及低溫時較低。又由圖 5.12 知，增加氣體的濕度可以減低比電阻係數。增加濕度的方法可以藉在 ESP 前之管道中噴水或注入水蒸汽達成。在調節溫度和濕度以改變粉塵電阻時，必需維持氣體在露點以上，以免發生腐蝕問題。

當氣流中含有 SO_3 時，粉塵之電阻係數會降低。燃煤大部份會產生 SO_2 氣體，僅 1% 的硫變成 SO_3 氣體， SO_3 之濃度隨著煤之含硫量增加而提高。如圖 5.13，使用低硫煤時，會產生比電阻係數過高的飛灰，不利於 ESP 之粉塵收集。若在 ESP 前之管道中噴入 10-20 ppm 之 SO_3 ，即能將飛灰之比電阻係數降至正常範圍。其他可用以調整比電阻係數的添加劑包括硫酸、氯化鈉及碳酸鈉(蘇打灰)等。

另外，有兩種減少比電阻係數影響收集效率的方法，包括增加收集面積及提高 ESP 之進氣溫度。前者增加了 ESP 成本，不太理想；後者可利用高溫的 ESP 來達成。

5.4.2 收集比面積

收集比面積(specific collection area, SCA)定義為收集面積與氣體流量之比，亦即：

$$\text{SCA} = \text{粉塵總收集面積}(\text{m}^2)/\text{氣體流量}(\text{m}^3/\text{hr})$$

SCA(=A/Q)是德安方程式中計算去除效率時重要的參數，增加 SCA 通常可以提高除塵效率。在比較保守的設計上，要達到 99.5% 的除塵效率所需之 SCA 為每 $1000 \text{ Am}^3/\text{h}$ 之流量需要 $20\text{-}25 \text{ m}^2$ 之收集面積。通常 SCA 之範圍為 $11\text{-}45 \text{ m}^2/(1000 \text{ Am}^3/\text{h})$ ，實際的數值需由 ESP 之設計條件及所需之收集效率而定。

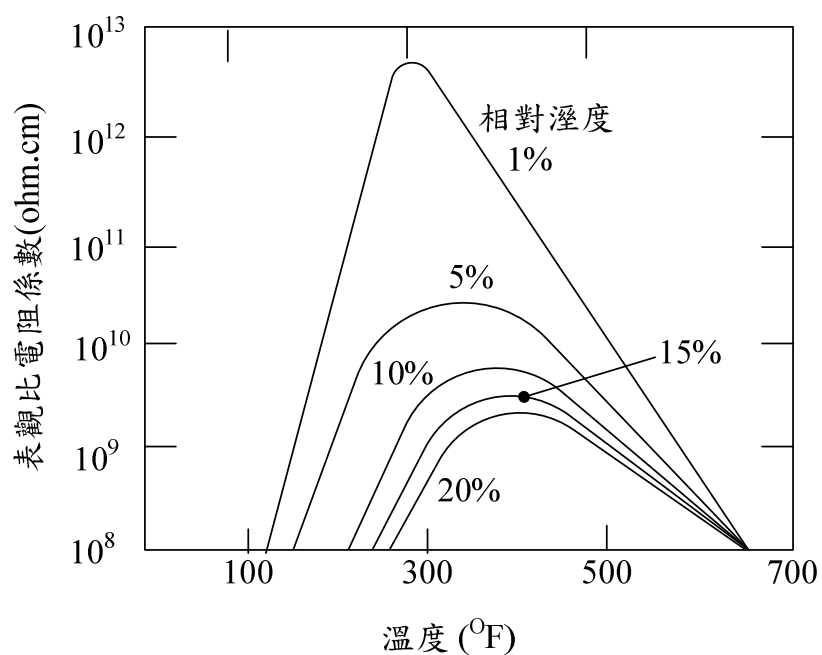


圖 5.12 溫度及濕度對水泥粉塵餅之表觀(apparent)比電阻係數的影響

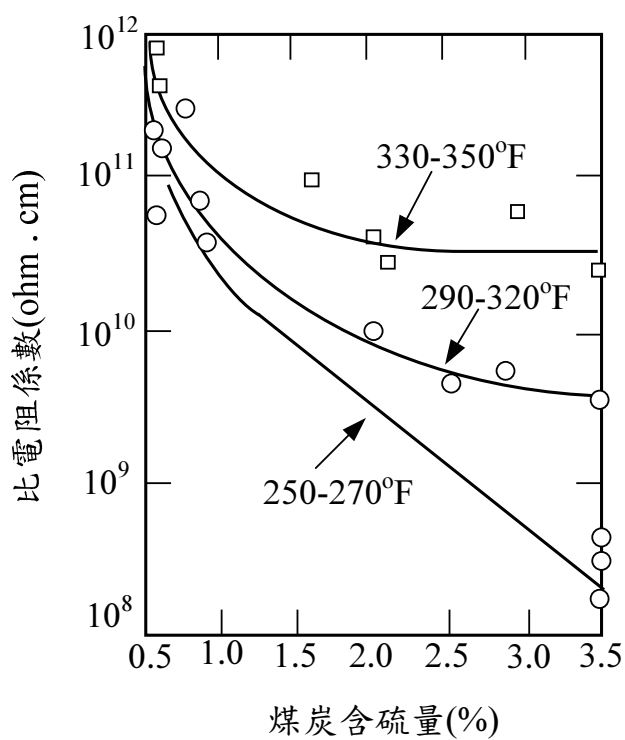


圖 5.13 飛灰之電阻係數與煤炭含硫量及煙道溫度的關係

5.4.3 縱橫比

縱橫比(aspect ratio, AR)之定義為收集表面全長及高度之比，亦即：

$$AR = \text{有效長/有效高}$$

在理想的狀況下，使用 AR 大的 ESP 效果較好，但需受限於空間大小及成本。一般的 AR 值在 0.5 至 2.0 間。若 ESP 除塵效率需 >99.5%，AR 值應大於 1.0。

5.4.4 氣流分佈

流經 ESP 除塵室的氣流速度應該緩慢且均勻。氣體在 ESP 前之管道流速宜在 6-24 m/s，在進入 ESP 前可用如圖 5.14 之多孔膨脹進氣室減低其流速，使微粒有足夠的時間被 ESP 收集。

膨脹進氣室含有多孔式的擴散平板，使氣流能均勻的分佈於 ESP 內，氣體流速在 0.6-2.4 m/s。若 AR 為 1.5 時，最佳之氣體流速為 1.5-1.8 m/s。

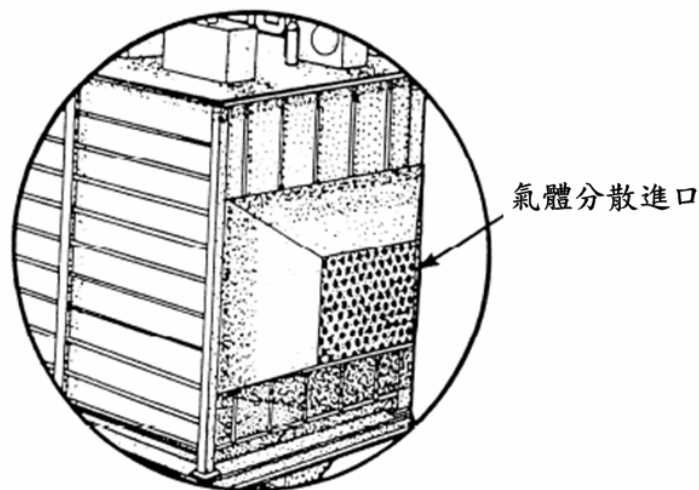


圖 5.14 多孔膨脹室之進氣口

5.4.5 電力的分隔區

ESP 的性能和電力分隔區的數目有關。在每個電力分隔區內，按照氣體及微粒的特性，使用最適當的電壓，使每個分隔區內的收集效率最高。為了達到最佳的除塵效果，使用愈多分隔區愈好。每個電力分隔區都有各自獨立的電力供應及控制設備，可隨氣體條件之改變而調整區內電壓。

現代化的 ESP 都具有自動限制電量的電壓控制設備。就每個電力區而言，最佳的電壓值，是使火花產生頻率控制在一定值下的電壓值，這時的收集效率最好。火花產生的原因為粉塵堆積過厚而致放電極線與集板間距過小而放電，或塵粒電阻率過低而放電，當火花產生之頻率過高時，電力會自動減少直至恢復到正常火花產生頻率為止。

由於 ESP 內不同區位所需之電力不同，因此需要分成多個電力分隔區。在進口處的粉塵濃度較高，有阻止電暈放電的現象，這個時候需要電力使微粒充電。在後半部，粉塵濃度較低，電暈放電比較容易。因為要收集較細、電阻係數較高的粉塵微粒，所需的電力仍舊要高。

假若整個 ESP 僅使用一個電力區，那麼在某個位置上的過度火花產生頻率，必定限制了整個 ESP 的電力，使 ESP 的效率無法提高。如圖 5.15 所示，一個 ESP 可分成一連串的電力分隔區。每區均有獨立的變壓-整流器 (T-R, transformer-rectifier)、穩壓器及產生電暈放電所需的高電壓設備。ESP 的製造者建議，一個 ESP 至少需 4 個不同之電力分隔區。若收集效率需達 >99.9%，需要 7 個以上電力分隔區。

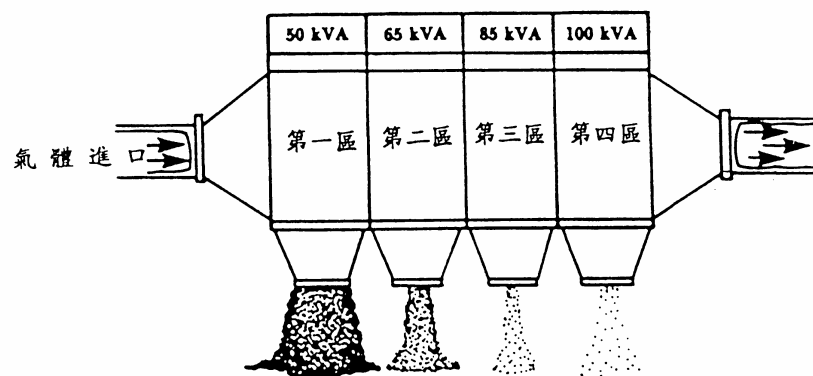


圖 5.15 電力分隔區

5.4.6 ESP 規範例

台灣某紙業公司使用黑液燃燒鍋爐及以石灰石製造石灰，其排氣以 ESP 回收硫酸鈉及石灰，相關規範及操作數據如表 5.2。ESP 集塵板操作電壓分別為 80 及 60 kV 或 80,000 及 60,000 伏特(volts)。

表 5.2 某紙業公司黑液回收鍋爐及石灰窯排氣 ESP 設計參數資料

	黑液回收鍋爐排氣		石灰窯排氣
	1 號機	2 號機	
1. 抽氣機額定馬力(HP)	573	573	150
2. 抽氣機額定抽風量(ACMM)	5,400	5400	850
3. 抽氣機額定靜壓(mmAq)	-270	-270	-400
4. 抽氣機操作電壓(V)	3,300	3,300	3,300
5. 抽氣機操作電流(A)	91.2	90.3	24.2
6. ESP 進氣溫度(°C)	168	185	150
7. ESP 排氣流量(ACMM)	5,121	5,400	850
8. ESP 進氣粒狀物濃度(mg/Nm ³)	15,000	15,000	21,000
9. ESP 排氣粒狀物濃度(mg/Nm ³)	300	35	50
10. 粉塵去除率η (%)	98	>99.7	>99.7
11. ESP 進氣粒狀物粒徑(μm)	0.1-200	0.1-200	0.5-50
12. ESP 進氣粒狀物比電阻(ohm.cm)	10 ⁵⁻⁸	10 ⁵⁻⁸	
13. ESP 集塵板總面積(m ²)	4,385	8,640	1,050
14. ESP 集塵板間距(m)	0.25	0.30	0.30
15. ESP 集塵板操作電壓(kV)	80	80	60
16. 每小時粉塵回收量(kg/hr)	2,900	4,800	700
17. 回收物質名稱	Na ₂ SO ₄	Na ₂ SO ₄	CaO/CaCO ₃
18. SCA (m ² /(1000 Am ³ /h))*	13.5	26.7	20.6
19. 漂移速度 U (cm/s) **	9.5	6.0	7.8

*SCA=A/Q=集塵板總收集面積(m²)/[氣體流量(1,000 m³/h)]

**漂移速度 $U = \ln[1/(1-\eta)] \div (A/Q)$ ，η=粉塵去除率(%/100)

5.5 靜電集塵器之優缺點比較

一般而言，靜電集塵器係利用塵粒帶電性加以收集直徑大於 0.3 μm 之塵粒，去除率達>99%。ESP 常使用在濕式集塵器不適用場所。常用在燃煤

發電廠，初級及二級煉製廠等。靜電集塵器的優缺點如下：[3]

1. 優點

- (1)對粒徑大於 $1\mu\text{m}$ 以上的粒狀物可達到高集塵效率。
- (2)操作及維護費用便宜。
- (3)廢氣壓力損失較小。
- (4)能源消耗低。
- (5)可處理大量廢氣。
- (6)適用於高溫廢氣。
- (7)耐酸鹼性及耐濕性較佳。

2. 缺點

- (1)設備成本高。
- (2)操作維護不易，需要技術層次較高之人員。
- (3)不適用易燃氣體。
- (4)安全較有顧慮。
- (5)使用愈久，效果愈差。
- (6)對粒徑介於 $0.1-1\mu\text{m}$ 之粒狀污染物，因荷電困難，故不易去除。
- (7)集塵效果受進氣條件變化影響較大。

陸、濕式洗塵器

6.1 簡介

濕式洗塵器（又稱為洗滌器）種類很多，它是利用液體（通常為水）去除微粒或有害氣體的設備。濕式洗塵器的最大的特點是可同時去除粒狀及氣狀污染物。濕式洗塵器的設計彈性比其他污染控制設備大，除塵效率也可以設計得很高，但是它會衍生出一些其他的問題，譬如對除塵效率要求高時則壓力降太大、操作成本較高、產生的副產品不易處理、空氣污染問題可能轉化成水污染及工廠需要有廢水處理設備等。

以成本言，濕式洗塵器比簡單的旋風集塵器高，但較高效率的靜電集塵器和袋式集塵器經濟。近年來由於環保標準的提高，在正常操作情況下單獨使用濕式洗塵器並無法達到嚴格的粉塵排放標準。利用濕式洗塵器（如填充塔）去除有害酸鹼氣體是目前最廣為使用的方式，此時可能有部份的大微粒會同時被去除，但是對於小於 $1\mu\text{m}$ （次微米）的微粒的去除效果不佳。

濕式洗塵器與其他控制設備相比，有如下的優點：

1. 空間需求小：整個系統可以設計在地面窄小、屋頂不高的地方。
2. 沒有二次粉塵產生：被收集的粉塵不會再逸出或再進入系統中。
3. 可同時收集微粒和氣體：對規模小的工業比較經濟，不需再投資不同的設備來收集微粒及氣體。尤其是焚化爐排氣處理更適合使用。
4. 可處理高溫、高濕氣體：可以避免 ESP 及袋式集塵器之溫度限制以及凝結問題，因在濕式洗滌器中氣體受冷且積塵不斷的被洗除。
5. 使氣體加濕：噴水過程使氣體溫度降低，體積流率減小，故風車及管道尺寸可以減小。
6. 火災及爆炸性災害最小：因為利用噴水洗塵，故其他乾式集塵器特有的火災及爆炸事件，在濕式洗塵器很少發生。

但濕式洗塵器亦有下列缺點：

1. 腐蝕：水及被吸收之氣體可能產生腐蝕性的酸液，選用材料時需特別的

注意。

2. 白煙：自濕式洗塵器排出之高濕度氣體會形成可見的蒸氣柱，此問題以冬天最嚴重。
3. 壓力降及功率需求高：只有當壓力降高的時候，濕式洗塵器的除塵效率才會高，因此操作成本會相對提高。
4. 水污染：通常需使用廢水處理設備處理排出的廢水，以符合廢水排放標準，因此若工廠無廢水處理設備時，需增加廢水處理設備。
5. 難回收副產品：因為污泥脫水及乾燥之成本高，粉塵之回收再利用比較困難。

濕式洗塵器之除塵原理是使粉塵微粒與 50 至 500 μm 直徑的水滴接觸而被收集。這些含微粒之大水滴藉著重力、與擋板衝擊或離心力自廢氣中分離，而達除塵目的。圖 6.1 所示者為一般濕式洗塵器內的兩個區域：接觸區及分離區。液滴經由噴嘴、文氏管或機械帶動的轉子產生，在接觸區內微粒藉由三種機制與水滴接觸，即慣性衝擊(inertial impaction)，直接截留(direct interception)及擴散(diffusion)。慣性衝擊是粒徑大於 1 μm 以上微粒之最重要收集機制；直接截留對粒徑接近於水滴粒徑之微粒比較重要。在濕式洗塵器內，水滴粒徑通常大於 50 μm ，但微粒粒徑則通常小於 5 μm ，故直接截留並非重要的除塵機制。由於擴散效應，小微粒接觸水滴的機會也很大，導致收集效率的增加。圖 6.2 顯示一個流動床洗塵器之收集效率與粒徑的關係。由圖可見，很大及很小的微粒分別因為慣性衝擊及擴散的收集機制比較重要的緣故，收集效率比較高。

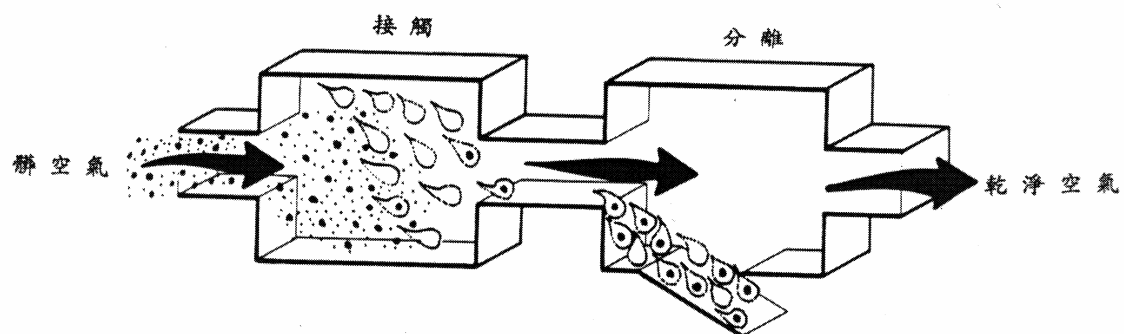


圖 6.1 濕式洗塵器的除塵原理

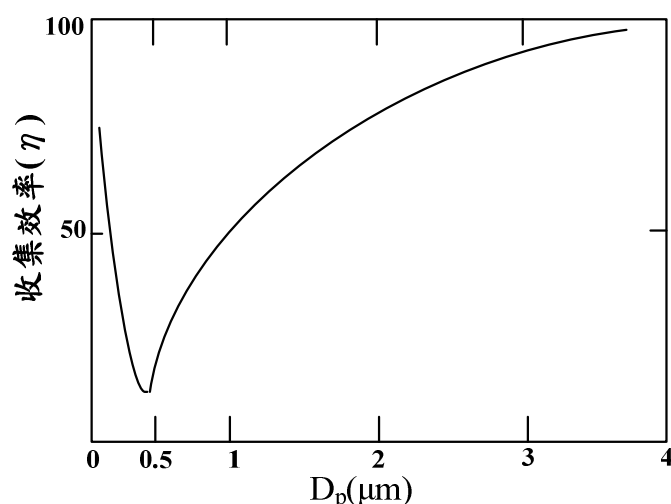


圖 6.2 流動床洗塵器之收集效率與微粒粒徑(D_p)的關係

6.2 濕式洗塵器系統

商用的濕式洗塵器系統含有下列諸項組件中的部份：噴嘴、文氏縮管、衝擊面(如擋板、填充物、泡罩等)、旋風集塵器等。由上列組件之不同組合便可變成數種不同的濕式洗塵器。

洗塵器利用氣體之壓力降(ΔP)可分低能量($\Delta P < 2$ 公分水柱($\text{cm H}_2\text{O}$))，中能量($\Delta P: 2-6 \text{ cm H}_2\text{O}$)及高能量 ($\Delta P: >6 \text{ cm H}_2\text{O}$) (註 $1 \text{ cm H}_2\text{O} = 98 \text{ Pa}$)。大部份濕式洗塵系統遵循收集效率隨功率消耗(與 ΔP 成正比)增加而增加的原則。氣體之壓降愈大表示除塵效率愈佳，但操作成本也會愈高。

濕式洗塵器依能量消耗方式分為氣相接觸式、液相接觸式、氣液相接觸式及機械補助式等四種：

6.2.1 氣相接觸式洗塵系統

利用製程排出的廢氣提供微粒及液體接觸能量者稱為氣相接觸洗塵系統。當氣流通過一個液面時，液體被剪力打碎變成液滴。氣體中的微粒被液滴收集，最後液體被旋風或重力方式除去。剪力的產生方法有許多種，氣體可以強行通過自平板流下之液體，或氣體從覆有液體之平板上的小洞吹出或文氏管(venturi tube)等均能產生液滴。這類洗塵器包括平板洗滌器(plate scrubbers)及文氏洗滌器(venturi scrubbers)。

1. 平板洗滌器

平板洗滌器如圖 6.3 所示。在逆流式的系統中，水由上往下流，廢氣由下往上流動。當廢氣穿過小孔時霧化孔中的液體，廢氣中之微粒打擊在液滴上而被收集。平板上每平方公尺含 6,500-3,200 個小孔。在對流式的設計中，最乾淨的液體在最上方的平板上收集最乾淨之氣體中之微粒。與氣體吸收不同的是，這個系統通常 2-3 個即足夠。對微粒之收集而言，增加平板數目並不能顯著的提高除塵效率。

減少孔徑以及增加平板上小孔的數目皆可提高除塵效率，在每個小孔上加裝衝擊板也可提高除塵效率，固定的衝擊擋板迫使氣流之方向改變，使微粒更易於接觸液滴。氣體通過小孔之速度在 370-610 cm/s 間，小孔孔徑為 0.32-0.64 cm 間。氣體流向被迫改變的結果是液體霧化之效果增加，平板上方也產生紊流泡沫，這些現象都會使微粒與氣體之接觸機會大增，效率可以提高，但是壓力降會增加。

平板洗滌器之問題出在氣體流量降低時，液體會自小孔中向下流出，因而降低衝擊的速度、泡沫量及收集效率。當製程之排氣流量不穩定或太低時，可以使用如圖 6.4 所示泡罩式之衝擊面。

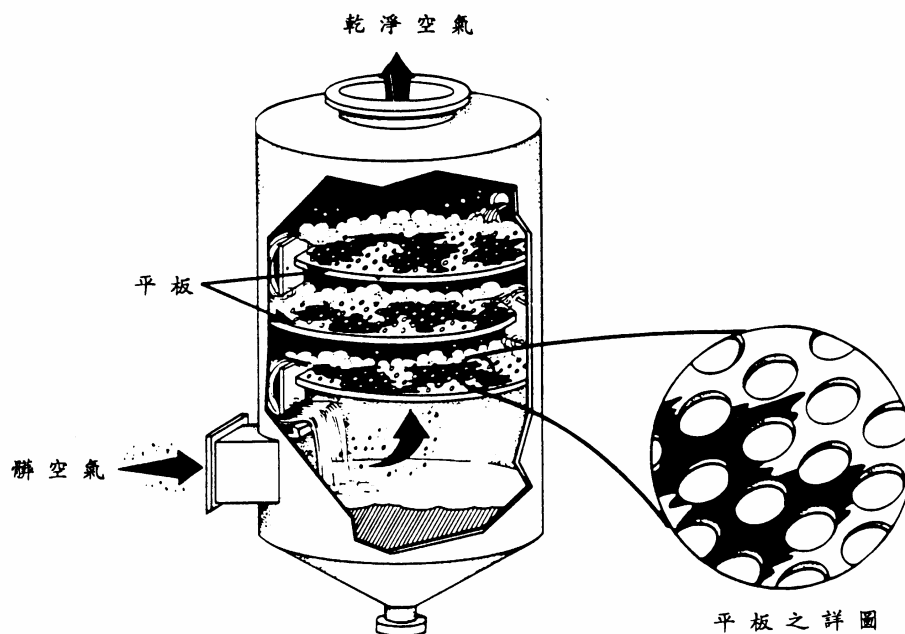


圖 6.3 多孔平板洗滌器

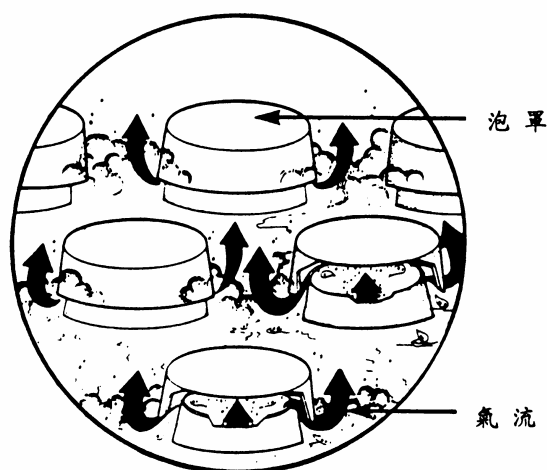


圖 6.4 泡罩之衝擊表面詳圖

平板洗滌器是中能量型之洗滌器，除塵效率中等。當它使用於高濃度之粉塵、黏性粉塵或結垢性粉塵時可能會阻塞平板上的小孔。它適用於同時去除氣體污染物及粒狀污染物。表 6.1 列舉一般平板洗滌器之操作特性，平板洗滌器無法去除小於 $1.0\ \mu\text{m}$ 之微粒。

表 6.1 平板洗滌器之操作特性

壓降 (ΔP)	液/氣比 (L/G)	液體入口 壓力 (P_L)	截取直徑 (D_{Pcut})	應用
每盤 2.5-20 公分水柱高	0.3-1.2 公升/ m^3	$< 0.33\ \text{kg}/\text{cm}^2$	$> 2.0\ \mu\text{m}$	煤碳乾燥機、煉鋼煅燒 爐、鍋爐、化工製程、 煉油廠、焚化廠

2 文氏洗滌器

圖 6.5 顯示了最簡單的文氏洗滌器的示意圖。文氏洗滌器是所有濕式洗滌器中，效率可提昇至最高者，也是唯一可以去除次微米微粒者，雖然欲達到高的除塵效率時，文氏洗滌器需要大的壓力差，但是因為系統之彈性使它的運用範圍很廣。

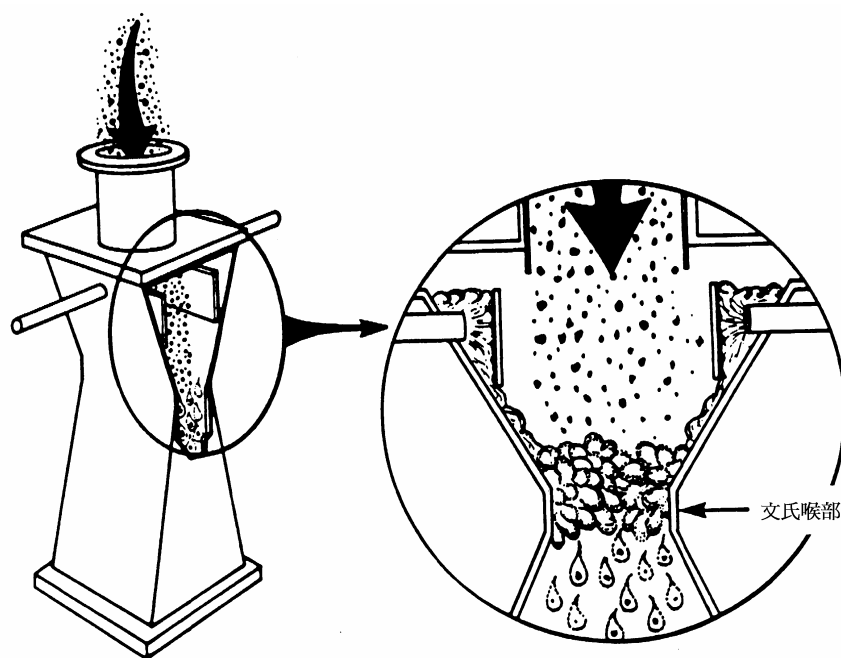


圖 6.5 典型的文氏洗滌器

文氏管是利用氣體通過窄小的喉部，產生高速氣流，剪斷並打碎注入管壁之液體，因而產生液滴。氣體通過窄小的喉部時，速度可高達 61-244 m/s (200-800 ft/s)。這個高速氣流亦產生了小的液滴，因而可以增加收集效率。在喉部產生的無數液滴以及喉部的紊流使微粒與水霧碰撞之機會大增。注水量與液滴之產生有關，通常增加液/氣量之比可以提高除塵效率。但水量超過某個上限值時，除塵效率就不再增加。含塵粒之液滴最後仍需被排除。液滴直徑通常在 50-500 μm 間，因直徑大容易被旋風集塵器及除霧器的複合系統去除。商用文氏洗滌器有許多不同種類，差異在注水方式及喉部設計。譬如有的液體注入方式是由上而下旋轉進入喉部，潤濕喉部後，再被高速氣體霧化。

在噴水式的文氏洗滌器中，以 $0.33\text{-}1.0\text{ kg/cm}^2$ 的低壓水噴入喉管之中，能使液體在大一點的喉口中更均勻的分佈。液體霧化之效果來自噴嘴及高速氣流，但仍以高速氣流之霧化為主。文氏洗滌器需維持一定之氣體壓力差(或氣體流量)以保持相當之除塵效率，有一些洗滌器係專為氣體流量隨時改變之製程而設計，圖 6.6 即是這一類的設計。

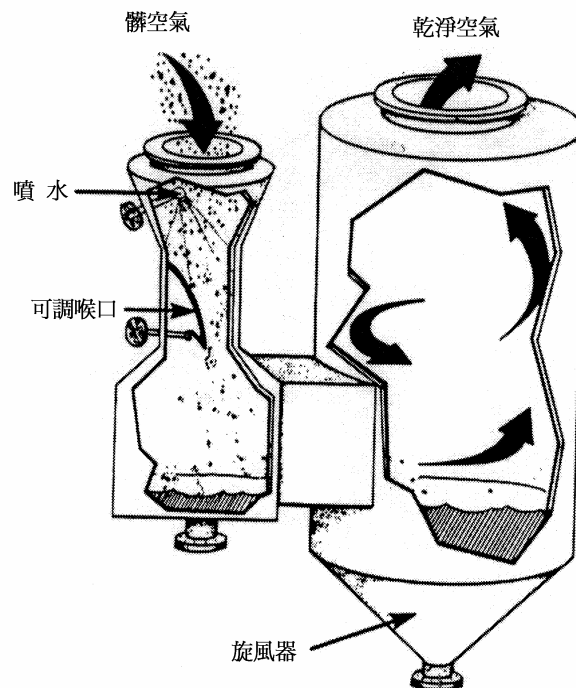


圖 6.6 可變喉口之文氏洗滌器

雖然文氏洗滌器主要用於去除粉塵微粒，但亦可用於吸收氣狀污染物，其優點是結垢及粉塵阻塞的問題比較少。唯氣體吸收需要的接觸時間較長，吸收效率才會提高，然而在文氏管喉部氣體與液體接觸時間很短暫，使氣體吸收效率難以提高。另外，夾帶粉塵之高速氣體往往造成文氏洗滌器內喉部及其他表面被刮損。因此，文氏管之喉口經常需塗覆碳化金屬類之硬質材料，以防刮損產生。在洗滌器下方通往旋風器之肘管充水，也可防止因微粒直接打擊表面造成刮損的現象。在一些用噴嘴噴水的設計中，若使用循環水可能會阻塞噴嘴，需定期作檢查維修。

文氏洗滌器之操作條件隨應用及設計方式之不同而異。表 6.2 是文氏洗滌器操作之範圍，文氏洗滌器可以去除次微米的微粒，但是壓力降需 $>100\text{-}200\text{ cm H}_2\text{O}$ 。

表 6.2 文氏洗滌器操作特徵

壓力降 (ΔP)	液/氣比 (L/G)	液體入口 壓力(P_L)	截取直徑 (D_{Pcut})	應用
12.5-254 cm H ₂ O	0.67-2.67 公升/m ³	<0.07-1.0 kg/cm ²	0.2 μm (依壓降而定)	紙漿及製紙工業 酸液廠

				採礦工業 乾燥機 非鐵金屬工業 製鐵及煉鋼工業 火力及工業鍋爐 焚化爐 化工
--	--	--	--	--

6.2.2 液相接觸式洗塵系統

前一節所述之氣相接觸式洗滌器係利用製程排氣霧化液體，再利用液滴收集粉塵。液相接觸式洗滌器則利用噴嘴霧化液滴，與氣體中的微粒碰撞接觸而除塵，因此主要的能量消耗於水的霧化，氣體的壓力降不高，消耗的能量也較少，且除塵率效率不佳，無法去除次微米的微粒。

噴嘴包括衝擊噴水式(圖 6.7)、圓錐式、螺旋式(圖 6.7)等三種。在衝擊式噴嘴中，高壓的液體撞擊一個平板或者一根針產生均勻粒徑之水滴。圓錐式的噴嘴中，中心之水柱與噴嘴壁上旋轉之水流碰擊而產生水滴。螺旋式的噴嘴產生較寬角度的水霧，阻塞問題也比較少。液相接觸式洗滌器最主要者為噴霧塔。

噴霧塔又稱為重力噴霧塔、噴霧洗滌器或噴霧室，基本設計如圖 6.8 所示。液體由一排或多排噴嘴中噴出於圓柱型或長方型的噴霧室中。水霧與通常是逆流而上的髒空氣接觸，便能除去其中所含的微粒。若是洗滌液重覆循環使用，噴嘴易被阻塞。因此本系統使用乾淨的水來作噴霧會較無問題。噴霧塔是低能量之裝置，其能量消耗比文氏洗滌器低很多，通常壓力降為 2.5 cm H₂O。

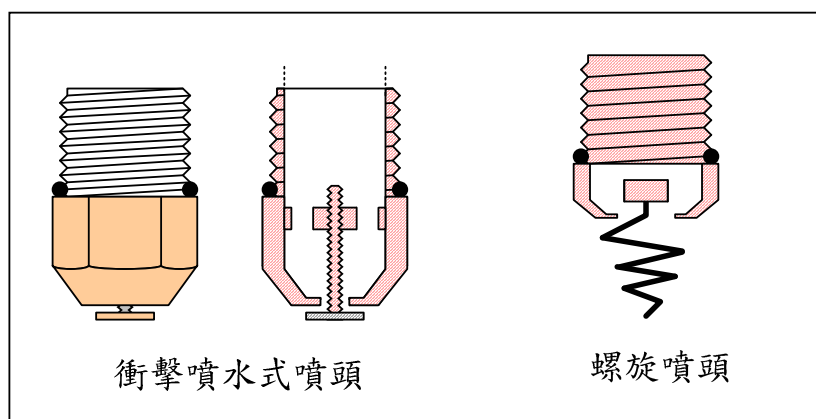


圖 6.7 衝擊噴水式噴頭及螺旋式噴頭

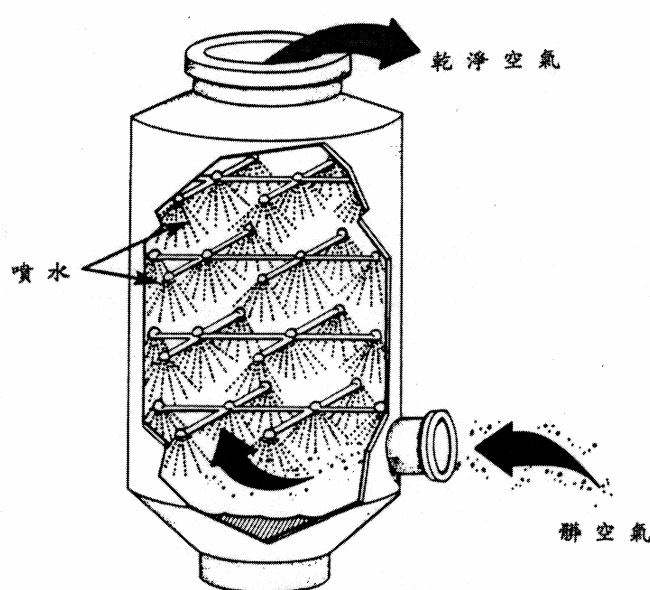


圖 6.8 簡單之噴霧塔

噴霧塔之除塵效率比其他高能量設備低。一般而言，噴霧塔對 $10-25\ \mu\text{m}$ 粗微粒之收集是可行的。增加噴水之壓力雖可產生較細的液滴，進而除去較小的微粒。但當水滴變小時，其終端沈降速度降低，氣體與液體之相對碰撞速度便降低，可能會降低除塵效率。一般而言，發現重力噴霧塔之最佳液滴直徑範圍為 $500-1,000\ \mu\text{m}$ 間。Bethea (1978)發現當噴水壓力高達 $20-30\ \text{kg/cm}^2$ 時，產生之水霧中含有十分小的水滴，此時收集機構有別於撞擊收集，因此效率可提高很多[7]。

製程排氣進入截面積大的噴霧塔後膨脹，且被水霧冷卻。因此大流量之廢氣可以在噴霧塔中經調理後，再排出或再引入小一點的高效率設備中

再處理。噴霧塔中氣體流速很低，在 0.61-1.5 m/s 間。若是氣體流速太高，會將小水滴帶入出口之氣流中。噴霧塔之出氣口通常含有水霧，可用除霧器去除。圖 6.9 所示者為鋼絲網及 "S" 或 Chevron 曲線型的除霧器，置於噴霧塔的最上方，作排氣之最後處理。其他洗滌器也需要加裝除霧器，以避免水滴從排氣口排出來。

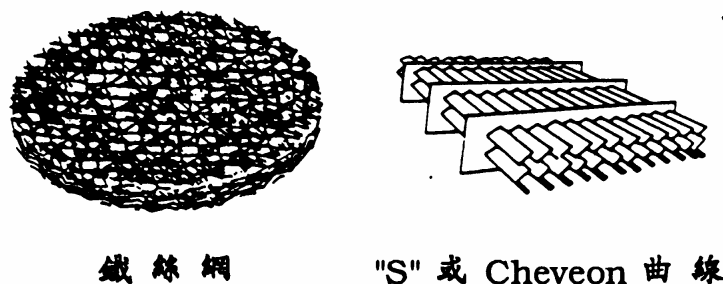


圖 6.9 除霧器

噴霧塔是去除大微粒的低成本設備，它亦可用以調理製程排氣（降溫及加濕）。表 6.3 列出其操作特徵，由此表可知，噴霧塔以去除數微米以上的大微粒為主。

表 6.3 噴霧塔之操作特徵

壓力降 (ΔP)	液/氣比 (L/G)	液體入口壓力 (P_L)	截取直徑 (D_{Pcut})	應用
1.28-7.62 公分 水柱高	0.67-2.67 L/m^3	0.68-27 kg/cm^2	2-8 μm	採礦 製鐵及煉鋼 鍋爐及焚化爐 化工

6.3 濕式洗塵器設計方法

許多濕式洗塵器的理論基礎源自微粒動力學，但是由於水滴與微粒各有不同之粒徑分佈，使得兩者之間的互動關係變得複雜，因而除塵效率及壓力降無法全靠理論計算求得。設計者經常需使用實驗測得的因子，使理論的計算結果趨於合理，在許多情況之下，理論模式與經驗方法是相輔相成的。茲敘述最實用之接觸功率法。

研究發現，在同一功率消耗下，不管收集的機制為何，不管壓力降是因氣體或液體高速流動所造成，同一類型的洗塵器不論其大小，對同一種

粉塵的收集效率大致相同，亦即收集效率為功率消耗的函數。

Semrau (1963)[12]根據 Lapple 與 Kamack (1956)[11]的研究發展出接觸功率法，濕式洗塵器系統之總功率消耗 E_T 為噴射液體之功率 E_L 及運送氣體通過系統之功率 E_G 之和，即：

$$E_T = E_G + E_L \text{ (單位為 kWh/1000 Am}^3\text{)} \quad (6.3.1)$$

其中 E_G 可用洗滌器之氣體壓力降 ΔP 表示如下：

$$E_G = 0.0272 \Delta P \quad (6.3.2)$$

其中 ΔP = 壓力降 (cm H₂O)。使用於液體中之功率 E_L 可寫成：

$$E_L = 0.0272 \times P_L \times (Q_L/Q_G) \text{ (kWh/1000 Am}^3\text{)} \quad (6.3.3)$$

其中 P_L = 液體噴注壓力 (cm H₂O)， Q_L/Q_G = 液體流量與氣體流量比，無因次。

Semrau (1959, 1963) 導出除塵效率 η 與 E_T 之關係式：

$$\eta = 1 - \exp(-\alpha E_T^\beta) \quad (6.3.5)$$

其中 α 與 β 為實驗值，與粉塵微粒之特徵有關。表 6.4 列出不同工業製程中使用接觸功率時之 α 及 β 值。

接觸功率法不能預測某一粒徑微粒之收集效率。因接觸功率法之計算公式與洗滌器實體大小無關，因此可以先設計一個模型洗滌器求出在某一個收集效率下的壓力降，然後再由接觸功率理論求出全尺寸洗滌器之壓力降 ΔP 。

表 6.4 接觸功率法所使用的 α 及 β 參數值

氣懸膠	洗滌器種類	α	β
原排氣(石灰粉塵及蘇打煙霧)	文氏和旋風噴水	3.49	1.05
預洗排氣(蘇打煙霧)	流孔、管線及旋風噴水	2.17	1.05
滑石粉塵	文氏	4.0	0.362
	流孔及管線	3.64	0.362
黑液回收爐煙霧			

冷洗滌(濕氣)	文氏和旋風噴水	2.91	0.620
熱煙霧溶液洗滌(濕氣)	流孔、管線及旋風噴水	1.5	0.861
熱黑液洗滌(乾氣)	文氏蒸發器	1.06	0.861
磷酸液滴	文氏	2.26	0.647
鑄鐵爐粉塵	文氏	2.25	0.621
開放式煉鋼爐煙霧	文氏	2.01	0.569
滑石粉塵	旋風器	1.99	0.655
矽化鐵爐煙霧	文氏及旋風噴水	1.27	0.459
臭味液滴	文氏	1.16	1.41

[計算例 6.1]

一文氏洗塵器用以處理流量 $Q_G = 100 \text{ Am}^3/\text{min}$ 之含滑石粉塵廢氣，設定氣體壓力降 $\Delta P = 50 \text{ cm H}_2\text{O}$ 、 $Q_L/Q_G = \text{液體流量與氣體流量比} = 2 \text{ L/m}^3 = 0.002 \text{ m}^3/\text{m}^3$ 、 $P_L = \text{液體噴注壓力} = 10,000 \text{ cm H}_2\text{O}$ ，試估算總功率消耗 E_T 、除塵效率 η 、小時耗電量。

[解]

$$\begin{aligned}
 \text{總功率消耗 } E_T &= E_G + E_L \\
 &= 0.0272 \Delta P + 0.0272 \times P_L \times (Q_L/Q_G) \\
 &= 0.0272 \times (50 + 10,000 \times 0.002) \\
 &= 1.904 \text{ (kWh/1000 Am}^3\text{)}
 \end{aligned}$$

$$\alpha = 4.0 \text{ (表 6.4)}$$

$$\beta = 0.362 \text{ (表 6.4)}$$

$$\text{除塵效率 } \eta = 1 - \text{Exp}(-\alpha E_T^\beta) = 0.994 \text{ (99.4\%)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{小時耗電量} &= Q_G \times E_T \\
 &= 100 \text{ Am}^3/\text{min} \times 60 \text{ min/h} \times 1.904 \text{ (kWh/1000 Am}^3\text{)} \\
 &= 11.4 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

6.4 濕式洗塵器之優缺點比較

濕式洗塵器利用慣性衝擊(液體吸收)來收集直徑大於 0.3 μm 之微粒，增加氣體速度或液滴流速，收集效率亦會增加。該設備常使用在處理特殊工業廢氣。濕式洗塵器的優缺點如下：[3]

1. 優點

- (1)除塵效率不受電阻係數影響。
- (2)具酸性氣體去除作用。
- (3)能量使用低。
- (4)可以有效去除顆粒微細的粒子。

2. 缺點

- (1)受氣體流量變化的影響大。
- (2)產生大量廢水，必須處理。
- (3)酸性氣體吸收率有限，無法去除所有酸氣。
- (4)腐蝕情況嚴重，集塵器本體及放電極與收集板需使用抗蝕材質。

柒、各項防制設備之操作維護與故障緊急應變整備及功能查核

7.1 旋風集塵器

旋風集塵器對微細粉塵的處理效率雖低，但能夠處理高濃度含塵量的氣體。一般設計上旋風集塵器經常被選用為其他更高效率集塵器的前處理設備，一方面可降低後處理設備的負荷，一方面又可提升收集效率，延長使用壽命，一舉數得。

7.1.1 旋風集塵器之操作

旋風集塵器的除塵性能幾乎是依其形狀、尺寸、比例而決定，在一般操作情形下，最常遭遇到的問題不外是磨損、腐蝕及堵塞等。操作時常會遭遇廢氣中含高硬度的粉塵或屬於高濕度的氣體，對付這種高速氣流所攜帶的粉塵，必須採用極堅硬的合金導片，才能獲得滿意的使用壽命。導片一經磨損，旋風集塵器的效率就會降低，必須定期更換，以維持其應有的效能。正常選用的設備，壽命可維持五年以上。

處理附著性較強的粉塵時，一開始若已有粉塵附著於器壁，隨之就會愈來愈多，並且由於受到離心力的強力壓縮，粉塵不容易脫落終造成阻塞現象。此時如果全面堵塞而影響到抽吸作用時，就能夠迅速發現，但如果只有圓錐下堵塞就不容易發現，因此必須隨時檢查捕集粉塵的排出狀況加以防患。以上這些異狀都可由壓力損失變化觀察出來，檢查既方便又簡單。

粉塵附著所造成的內部故障比外部變形的故障為多，必須特別注意。談到粉塵附著的防止方法時必須瞭解附著的原因，處理高溫多濕的含塵氣體不僅要注意旋風集塵器全體是否完全保溫，有時也要考慮是否需要另外加熱；電熱器裝置的費用並不高，且確實能消除許多運轉問題，特別是對裝置在室外的除塵設備。電熱器能自動開關，耗費的電力有限。如果蒸汽的來源方便，採用蒸汽加熱也很實在。

粉塵的附著情形隨旋風集塵器的大小而有所不同，如果事先已經知道要處理的氣體含有黏著性的粉塵，圓柱體直徑就必須設計在 50 cm 以上，

粉塵排出口徑也要比標準尺寸稍微大些。

7.1.2 旋風集塵器之維護

旋風集塵器使用一段時間後，效能可能會降低，其原因大半是由於器壁的磨損。在幾乎不施行機器保養的工廠裡，常常會發現有些旋風集塵器的圓錐部份早已磨穿成孔，卻仍繼續使用。因器壁磨損或粉塵排出裝置氣密性不良所引起的洩氣，會造成上吹現象而使效能降低，因此在發現後應即時修復再行使用。

處理高溫氣體的旋風集塵器，若其外側設有保溫裝置，通常不易發現是否已經磨損，因此要特別注意。雖然腐蝕也是器壁磨損的原因之一，但是仍以粉塵的磨損最為嚴重，這也是旋風集塵器所無法避免的宿命。選擇適當的耐磨材料，可以降低磨損速度，粉塵粒子高速運行且受到強勁的離心力時，所造成的磨損現象容易集中於材料組織較弱之處。此種現象與固體間磨擦(面間磨擦)所發生的磨損性質不同，耐磨材料在金屬材料中除高硬度的特殊鋼以外不易尋得。一般較常使用之材料其硬度及相對壽命如表 7.1 所示。依照粉塵的負荷及磨損力，製造者一定要選擇最適合的導片。

表 7.1 耐磨材料硬度與相對壽命表

材 質	勃氏硬度	相對壽命(年)
灰鑄鐵	180	1
鉻鐵	325	1.5
白鑄鐵	500	2

旋風集塵器應擬定一適當之維護程序，將可減少維修時之時間損失及維修費用。若能按照下列各項基本之方法進行，將可有效地達成維護工作：

- (1)嚴重磨損之部份(如進氣口或導翼)選用較耐磨材料製造，可能發生故障之零件應設置於更換按裝容易之位置。
- (2)建立旋風集塵機之資料檔案，其內容應包括原始之操作數據，諸如氣體處理量、操作溫度、進口及出口風速、壓力損失、粉塵負荷及其他影響

操作之數據等。

- (3)保存旋風集塵器之操作手冊或構造圖，如部份個體構造圖或備用零件圖，以及所使用之零件如墊圈、螺絲、螺帽及皮圈等規格尺寸。
- (4)隨時檢查捕集粉塵之排出狀況，並防止圓錐下部全面堵塞而影響抽吸作用，此等異狀皆可自壓力損失之變化觀察而得，藉由壓差變化進行檢查既方便又簡單。
- (5)集塵斗中之粉塵需定時清除，並檢查旋風集塵器之各部份，以確保操作正常。
- (6)因集塵斗壁面磨損或粉塵排出裝置不良所引起之洩漏，會造成上吹現象，而使旋風集塵器之性能降低，因此在發現後應即時修理再行使用。
- (7)旋風集塵器不能有漏氣現象發生，機體各部份連接處如粉塵排放口及維修門均需保持緊密，方能有效進行集塵作業。
- (8)檢查旋風集塵器之漏氣並不困難，可使用燈光進行檢查，即於夜晚或陰暗處將燈光從底部照入集塵機內，當有墊圈破損或焊接不佳時，從集塵機外部即可察覺燈光透出設備本體。

7.1.3 旋風集塵器之功能查核

檢查項目	檢查週期
(1)製程操作狀況(如廢氣溫度、壓力、廢氣處理量等)之觀察及記錄	每小時
(2)檢視排氣之不透光率	每日(目視)
(3)粉塵排出系統(包括螺旋輸送機、旋轉閥及其他閥門之操作情形，及集灰量與底部潮濕情形)。	每日
(4)集塵斗敲振情形(包括敲振之頻率、強度及順序)	每日
(5)旋風集塵機本體、及其他各連接部氣密情形之查漏	每週
(6)添加潤滑油(包括旋風集塵機本體、粉塵排出系統及風車驅動部份)	每週
(7)集塵斗內粉塵量計測裝置之準確性	每月

(8)風車(包括軸承溫度、振動及皮帶張力情形)	每月
(9)檢查塗裝、腐蝕、磨耗情形(包括本體、栓、焊接、集塵斗等)	每季
(10)檢測排氣之污染物濃度	每半年

7.2 袋式集塵器

7.2.1 袋式集塵器之操作

1. 影響濾袋壽命的因素

(1)廢氣量

因袋式集塵器之設計集塵面積，完全決定於氣布比(A/C ratio)。若因製程的不穩定造成氣布比超過原設計值，則可導致廢氣通過濾袋表面速度加快，因而造成塵粒磨損纖維及纖維張力受損，導致濾袋易於損壞，且若含塵濃度不變時將導致濾袋壓差迅速增加，因而造成洗袋次數增加易使濾布鬆散，且因廢氣快速通過濾袋易造成小顆粒卡在纖維內層，導致濾袋阻塞。

(2)廢氣溫度

因袋式集塵器的濾袋材質須因應製程廢氣溫度而定，若因製程的不穩定，溫度上下超過袋子所能承受最高或最低值時，纖維將增長而失去彈性，可能導致濾袋的損壞。高溫導致濾袋熔化破洞，低溫導致露點發生，尤其是溫度升降很大時，會造成一些區域性低溫，產生腐蝕現象。

(3)水份

水份是濾袋的最大剋星，水份常會因為低溫而發生凝結水，造成濾袋堵塞，若凝結水與灰餅相結合更易導致壓差發生，造成袋子損壞，纖維失去彈性而破裂，凝結水常常發生的位置為艙蓋口、灰斗、流體死角等地方。

(4)廢氣化學性

廢氣中或多或少含有些酸鹼性物質，隨著這些化學物質濃度不同造成露點的改變，若一般操作啟動或停機時則常常操作在露點以下，則氣體中的 SO_2 遇水變成 H_2SO_4 ，若沾在袋子上，造成纖維溶化拉長失去彈性而破

洞，若煙氣中含 HF 則會使玻璃纖維濾袋損壞。例如玻璃纖維濾袋暴露在 HF 含量 200 ppm 以下之 260°C 煙氣，操作可維持二年；在同溫，若 HF 達 1,200 ppm，最多持續 2 個月。

(5) 塵粒濃度及特性

塵粒濃度、粒徑分佈及硬度的大小影響著洗袋頻率。若清潔頻率過高，易使織布類的濾袋組織鬆散，造成小顆粒的滲透；粒徑若過小易造成濾袋阻塞，粒徑過大的飛灰則容易磨損濾袋；硬度大的顆粒則易造成濾袋的磨損；塵粒若具有黏性則容易造成黏性的灰餅，將造成濾袋清潔的困難，嚴重時可導致濾袋阻塞失去功能；塵粒中若含有火星則可能將濾袋燒破，嚴重的可引發塵爆等問題，最好先使用旋風集塵器去除之。

(6) 濾袋所造成的壓差

氣體流經濾布時，因受纖維的阻礙一定會產生壓力差，因此壓力差是濾袋狀況的指標，為維持良好的操作狀況，一定範圍的壓力差是必然的，而壓力差也因為袋濾器種類，氣布比、濾布種類不同而不同，其大約範圍為 5-15 公分水柱，若發生壓力差過大時則表示濾袋阻塞，若壓差過小時則表示濾袋破洞。

(7) 出灰系統

積灰斗中的灰若不即時清除，且灰斗內溫度若低於露點時，極易造成架橋結塊，阻塞出口管路，腐蝕外殼等問題，且堆在灰斗內的灰又極易受氣體的影響而飛揚，造成塵粒濃度增加。若積灰高及濾袋時更會減少集塵面積造成氣布比增加，因此灰斗內積灰需定期排放。

2. 操作程序

袋式集塵器之操作過程可分為啟動、一般操作及停機等三項，分別介紹如下：

(1) 啟動

不正常的啟動程序，會影響到許多的濾袋，同時也會減短濾袋的壽命

增加運轉的成本，故啟動前應先檢查所有的橡皮封、分佈器元件、煙道、螺栓、濾袋、擋板、固定濾袋元件、清潔系統、出灰系統、各儀錶功能，並更換需換的備件，檢查風車及擋板(damper)等設備是否一切正常，且人員工具完全離開後，方可蓋上艙門開始啟動風車。

若袋式集塵機系統中有換袋子，新袋子一開始若受大量塵粒負載很容易磨損(因新袋子壓差最低，大量氣流流經該袋造成氣布比，增加極易磨損)。有兩種方法可處理此問題，一是讓袋濾器由輕負載開始慢慢升載(如果允許的話)，另一是先將新濾袋預覆(precoat)一層灰(如高嶺土或石灰石粉末)，造成濾袋表面有阻力即可。

露點也是重要的考慮因素，因為啟動時很容易在露點溫度下操作，加上袋濾器因長時間停機濾袋表面會有冷凝水，若有大量灰塵進入濾袋時將在濾袋表面造成泥狀物，而塞住了濾袋，此時可用石灰石粉末預覆一層，因石灰石遇水會凝固，但當升溫則容易烘乾而流動。對於含有較黏性顆粒(如瀝青及火星)的燃氣均可使用此法以防止濾袋被阻塞燒破，若是濾袋屋之前裝設旋風集塵器，也可避免一部份這種問題的發生。

因啟動時不完全的燃燒將會產生黏性的未燃碳物質，黏在濾袋上或落在灰斗中，無形之中容易造成二次燃燒，因此，繞流(by pass)這些燃燒排氣直到穩定的燃燒後再將部份排氣導入，使濾袋預熱直到袋濾器熱平衡後，再完全導入。

脈衝式濾袋屋在啟動時應注意下列項目：

1. 待壓差升到 7.5-10 公分水柱時將進口擋板全開。
2. 在開機時不要使用計時器控制脈衝系統，待壓差達 10-12.5 公分水柱時才開始使用脈衝系統。
3. 啟動時若是為了乾燥濾袋，則除了風車不開外其餘所有附屬設備均開啟。
4. 啟動風車時擋板應全關，以避免過載。

5. 使用脈衝噴氣式洗袋設備，並保持壓差在設定值內操作，壓縮空氣越強週期越短，壓差則越小，反之壓差越大。

反洗空氣式濾袋屋在啟動時應注意下列項目：

1. 使用灰斗加熱器預熱濾袋。
2. 濾袋在沒有預熱前不可將廢氣導入。
3. 使用瓦斯或燃油鍋爐預熱煙道管。
4. 使用瓦斯或燃油鍋爐預熱濾袋。
5. 預覆濾袋表層。
6. 檢測濾袋表面確實預覆一層。

(2)一般操作

在正常情況下操作袋式集塵器，應隨時注意集塵器的出口之不透光計(若有裝設時)，並固定自動記錄長時間追蹤，若發生破袋致針孔出現時，不透光計的讀值會上升以供判別。

每個濾室的壓差也是觀察濾袋器狀況的指標，並應自動記錄各室狀況，因而判斷那一室有袋子破裂或阻塞(不過當溫度變化時也會影響壓差)。另外利用風車馬達的電流也可判斷壓差的狀況。廢氣風量、溫度則應隨時注意並自動記錄。至於粉塵粒徑分佈，進口塵粒濃度、水份、化學性也應該保持記錄，所有操作記錄均應長時間保存，以供日後參考。

每一班均應有人做例行檢查清潔系統及出灰系統，以保持良好的操作狀態。

A.脈衝噴氣式一般操作時應注意事項

1. 在清灰時，壓差計也應跳一下，若沒反應，應拆去與大氣接通的一端，看是否有壓差，若沒則表示濾袋阻塞。
2. 在沒有清灰時，檢查空氣儲存器內壓力有無下降，決定膜片閥有無洩漏。

3. 在清灰時，傾聽各膜片閥及電磁閥，動作需乾脆而不延遲。
4. 在清灰時，不透光計讀值應上升一些，但如有破洞時則應上升許多。
5. 檢查壓縮空氣儲存槽內是否有水或油，若有則應加裝祛水器及祛油器。

B.反洗空氣式或機械震動式一般操作時應注意事項

1. 檢查差壓計是否有阻塞，方法同脈衝噴氣式。
2. 在振動洗袋時差壓計應為 0，若仍有壓差表示擋板洩漏。
3. 在反洗空氣式洗袋時產生逆壓造成壓差減少。
4. 檢查預覆層系統，此系統僅應操作在清灰週期時。

(3)停機操作

停機時最應注意的是露點問題，因此沖吹(purge)濾袋以將酸性物質及水份排出袋濾器為第一優先，在停機後應先清潔所有濾袋二個週期，待濾袋表面的灰餅完全清除，再清除所有灰斗的灰，以防止灰塵再度上揚，且可避免因停機降溫而造成的結塊及人員進入造成傷害。

7.2.2 袋式集塵器之維護、功能查核與故障緊急應變整備

任何設備都有一定的壽命，為使得設備在預定計劃下運轉，定期的檢修是有必要的，而問題的診斷則是檢修的方針，但問題的診斷尚需許多的經驗方可做正確的判斷，以下將提供工作安全、資料管理及問題診斷以供參考。

1. 工作安全：

(1) 個人安全設備應符合工業安全衛生法規中粉塵危害預防標準的規定，於高粉塵下作業應有的設備，安全帽、防塵眼鏡、防塵呼吸器（或口罩）、防塵衣帽、手套、安全鞋、耳塞等設備。

(2) 進入袋式集塵機中應有的安全常識：

- A. 所有的灰斗門應有安全連鎖裝置，僅在停機時可進入。
- B. 門上應有檢視孔及二道鎖，以防止門後有大量灰，造成開門時人員受傷。
- C. 所有系統接地，防止靜電引起塵爆。
- D. 敲擊灰斗避免有灰積在死角，當人員進入時突然倒落使人員受傷。
- E. 確定灰斗中灰已清除，以免熱灰傷人。
- F. 工作環境的通風避免有毒害氣體或氣爆發生。
- G. 使用安全燈避免明火造成氣爆。
- H. 若該袋式集塵器用來收集毒害性化學物質，應避免吸入、攝取或接觸皮膚。
- I. 如尚有其餘袋式集塵器在並聯使用時，進入前應確定所有隔阻門氣密，以避免有毒氣體洩漏。

2. 資料管理：

一部袋式集塵器的性能關係者許多因素，因此若要使袋式集塵器的性能能完全發揮，應有的資料收集及保管是不可缺的。一個良好的工程師能由許多資料中找尋蛛絲馬跡，修正操作方式，確使袋式集塵器能保持良好的狀況。資料可分為：

(1) 試車資料：

試車資料是一部袋式集塵器最原始的資料，所以應該最詳細，以做為往後操作維修的基準，其中應包含條件資料、設計資料、測試資料及完整的圖面，由於每次維修後或多或少會有些改變，故試車資料最好在每次維修後再做一次，俾作為下次操作的基準。

試車資料應包括：(1)污染源、(2)氣體流量、(3)氣體溫度、(4)氣體性質、(5)塵粒種類、(6)塵粒徑分佈、(7)進出口塵粒濃度、(8)塵粒硬度、(9)風車馬力、(10)風車型式、(11)風車靜壓、(12)風車動壓、(13)風車電壓、(14)風車

電流、(15)擋板開度、(16)每室(module)的壓差、(17)每組溫度、(18)清袋週期、(19)震動馬達的電壓電流、(20)逆洗風扇馬達電壓、電流、靜壓、動壓、(21)壓縮空氣壓力、(22)出灰系統、(23)警報設定值、(24)不透光計讀值。

(2) 操作資料：

由於袋式集塵器除塵效率下降並非一下就改變，需長時間才看的出來，因此每 2 個小時至少有一次資料的記錄，資料至少應包含：(1)污染源、(2)氣體流量、(3)氣體溫度、(4)氣體性質 CO、CO₂、O₂、SO_x、NO_x 等、(5)各濾室(module)差壓、(6)風車馬達電壓、電流、(7)擋板開度(8)每組溫度、(9)不透光計讀值、(10)清潔週期、(11)出灰系統狀況。又由於氣體溫度、各室壓差、濁度計對濾袋屋的操作影響很大，故最好有 24 小時連續記錄以觀察袋式集塵器的變化。

(3) 維護資料：

每次進行維修時，袋式集塵器內部或多或少會有些改變，並且對於損壞的袋子應做詳細的記錄，並依照方位加以編號，並定出破袋位置。記錄更新濾袋的材質、時間、廠牌等資料。資料管理應分類處理並加標示後妥為儲藏，並應隨時拿出來分析以供問題診斷。

3. 診斷檢查：

(1) 脈衝噴氣式

不透光計讀值升高時，可將壓差較低的袋子隔離，再由清潔側檢查是否有破洞。由於塵粒會在袋口散佈很廣，如肉眼無法判斷時可用螢光燈來檢查，如壓差過大或不透光率不高時，則可能是濾袋阻塞，有可能是清潔空氣中含有油或水份因而阻塞濾袋，此情況可由清潔側查出。若發現濾袋阻塞可由集塵側檢查，若發現濾袋表面有大塊灰餅，可用手去彈，若灰很容易掉落則表示灰是乾的，可能是洗袋系統不良所致，反之則可能是水份過高，有水凝結，可能是操作溫度造成的問題。若發現濾袋底部破裂，則可由濾袋底部觀查，是否有濾袋相碰，若有可能是支架(cage)歪斜，也可能是支板(tube sheet)變形所致。若要測試袋子是否受到酸性腐蝕可用螺絲刀插

入袋子，若能很容易撕破則表示袋子受到腐蝕，反之則沒有。換裝袋子時應十分小心，因為支架表面若不光滑，極可能傷到袋子，若所有破洞均發生在袋口，則可能是洗袋時壓縮空氣的噴口有沒對正袋中心。

(2) 反洗空氣式及機械振盪式

量測袋式集塵器入口及出口之 O_2 及 CO_2 ，出口之含氧量不應大於入口 1%。若超過，則可能是搖動設備或逆洗設備有洩漏所導致。若發現不透光計讀值持續升高，或壓差高或低則應檢查清潔側，若有濾袋有破洞可以很容易看出明顯的灰塵痕跡。用手握住袋子若可完全握緊，表示袋子張力不足應換新。測試濾袋是否受到腐蝕也可用前節方式測試，濾袋破洞可能因高溫、水份及化學物質等腐蝕磨損，或正常的振動過久而磨損，多數濾袋都是磨破，除非受化學物質腐蝕否則是不可能撕破的。

4. 緊急操作

當突發性高溫，檢測出火花或因製程損壞需緊急停機，此時在停機前可先旁通廢氣，以避免濾袋損壞，但若遇到灰斗內起火或濾袋起火時，可能讓它燃燒比緊急停機要適當，因為不讓廢氣流入而有火存在時極易發生爆炸，更不可用水滅火，因會導致水在高熱又缺氧的情況下水解生成氫氣，更易造成爆炸。如果是其他製程損壞時僅需旁通廢氣，待恢復正常後再切入即可，若短時間不能處理好的問題則需停機，但同時要注意露點問題。值得一提是鍋爐吹灰時應旁通廢氣，若礙於環保要求則應盡量使用過熱蒸氣或乾燥壓縮空氣吹灰。

7.3 靜電集塵器

7.3.1 靜電集塵器之操作

1. 操作注意項目

靜電集塵器之效率受含塵氣流之成分、溫度、速度、電氣阻抗及濕度等因素之影響，操作時應注意下列各項情形：

(1) 入口溫度改變：阻抗會隨溫度而改變，當含水率固定時，在 $200^{\circ}C$ 以

下時，溫度降低，阻抗也隨著降低，收集效率提高。在 200-300°C 間，溫度升高，阻抗則隨著上升，集塵效率降低。

- (2) 含塵氣流成分：若廢氣中含有 SO_x 時，雖有助於增加效率，但其極易與水反應生成 SO_3 與 H_2SO_4 嚴重地腐蝕極板。
- (3) 速度改變：若含塵氣流不穩定，則集塵器內之氣流速度隨著改變，若速度增加則降低效率，故在操作時，排氣及風壓的大小足以影響除塵效率。
- (4) 一氧化碳含量：因操作不當，導致一氧化碳含量過高，即跳脫。
- (5) 停電或瞬間電壓降落，導致跳機。
- (6) 敲擊系統操作不當：若集塵電極上聚集的灰塵被吸附不掉落，則可持續累積至形成厚灰層。最後才因重力局部的剝落，造成厚灰層表面不正常的突起。如果放電電極保持吸灰狀態，則電極上吸附的灰塵將不斷增加，直到放電電暈的現象逐漸被壓制，最後集塵的功能亦將消失。
- (7) 高電壓絕緣器破壞：絕緣器表面聚積的任何濕氣或灰塵將會降低其絕緣阻抗，限制充電電壓，引起甚至在實際操作 ESP 時不會發生的破壞性火花意外。
- (8) 積塵過多：集塵灰斗中的灰塵，逐漸堆積後將高過灰斗頂端甚至碰到放電極極線，造成破壞性火花，而使 ESP 的操作無法維持穩定，集塵效率降低。

2. 試車前檢查

為避免靜電集塵器於操作過程中發生故障並造成損害，操作應針對各設備及各項目謹慎的進行檢查，其檢查項目與重點應包含下列各項。

(1) 集塵機外殼

- 1. 去除彎曲外壁。
- 2. 去除彎曲及不平的角。

3. 檢查支撐穩固性及水平度。
4. 去除過多的粉塵結垢。
5. 去除隔間條板及角板。
6. 廢氣進口擋板開啟程度正確且無阻塞現象。

(2) 放電極線

1. 極線保持垂直完整。
2. 避免極線被固定栓扣掛或牽引。
3. 固定極線支撐衍架使保持牢固且平穩。
4. 固定極線使保持垂直且堅固。
5. 去除極線上附著的粉塵，並接地線。
6. 依設計規範校正極線之準線。

(3) 集塵斗

1. 移除施工用之鷹架。
2. 清除排放口。
3. 檢查粉塵高位控制器有無阻塞。
4. 關閉擋風門及維護門。
5. 檢查加熱器、震動器及警報器的操作正常。

(4) 屋頂及絕緣室

1. 清洗絕緣器及套管清除積碳。
2. 所有地線需與儲槽支架連接。
3. 檢查加熱器、密封氣體的系統控制，警報、擋板及過濾器的裝置與操作。
4. 檢查密封氣體的風車馬達轉向並清除排氣管之阻塞物。

5. 關閉所有維護門。

(5) 敲震裝置

1. 檢查所有擺動之槌或錘棒安裝正確且操作自如。
2. 檢查軸承與套筒完整性。
3. 檢查控制系統與極線的結合性。
4. 檢查指示燈與儀錶的操作性。
5. 清除靜電集塵器內的障礙物。
6. 確定工作人員遠離集塵機。
7. 檢查所有連鎖操作系統並鎖定。

(6) 變壓器/整流器組

1. 絕緣油的液面保持規定位置。
2. 高壓連結器製造完善。
3. 集塵器本體、輸出礙子、各室風管及電線導管接地線。

(7) 整流器控制單元

1. 控制器接地。
2. 檢查供電系統及警報線路的完整性。
3. 連鎖系統資料鍵入轉換區。

(8) 溫度

集塵器的操作溫度避免超過使用材質所能承受的最高溫度，以免集塵器受損或降低使用壽命。相反的，集塵器的操作溫度亦不能低於廢氣露點溫度之下，以免造成腐蝕，故操作溫度應依設計要求，並持續保持，故建議設置溫度檢測器於靜電集塵機之廢氣入口。

(9) 粉塵排放系統

1. 檢查粉塵排放系統及輸送設備有無積聚灰塵並予以清除，以避免損

壞排放系統等設備，繼而影響集塵機收集效率。

2. 集塵機若為負壓，應進行氣密測試，以避免因空氣洩入而產生腐蝕。
3. 檢查所有管線上的檢查門密封及法蘭墊圈有無氣密。

(10)觀察煙囪

觀察煙囪不透光率，若發現有煙塵排放的異常現象，應進行檢測分析含塵濃度。

3. 操作程序

(1) 啟動前檢查程序

1. 完成一切維修工作，並清除機內殘留的工具及雜物，且確定機內的工作人員已離開。
2. 清除機內堆積、附著或凝結的粉塵。
3. 關閉所有廢氣進出口擋板，並保持氣密。
4. 關閉所有檢查門及維護門。
5. 檢查防爆門及其他安全措施於正常操作位置。
6. 檢查粉塵排放系統及輸送設備或集塵斗需能防塵且正常操作。
7. 檢查所有檢測與控制器應已開啟運作。
8. 檢查保溫系統等相關設施，確定其操作正常。
9. 視需要先使靜電集塵器進行預熱。
10. 檢查系統的接地線。
11. 檢查變壓器/整流器組確定其正常操作。
12. 啟動系統風車，檢測是否正常操作。
13. 完成維修、單元檢修及系統檢查等工作之後，應繼續檢查轉動機械的轉動方向是否正確及保護裝置的正常操作。

(2) 啟動程序

1. 通知控制中心。
2. 於啟動變壓/整流器組及廢氣進入靜電集塵器的 4 小時前先啟動絕緣體的加熱系統。直到靜電集塵器內的溫度以被加熱到操作溫度，則關閉加熱系統。若系統有溫度調節控制器，可將其切換溫度設於集塵機之操作溫度。
3. 重新設定敲震循環控制機械的時間，並啟動敲震器。
4. 啟動粉塵排放系統及輸送設備。
5. 打開阻風擋板並設定位置。
6. 依操作條件啟動風車。
7. 當靜電集塵器內溫度上升至 200 °C 後啟動變壓/整流器。

(3) 停機程序

1. 通知控制中心。
2. 依操作條件：關閉風車電源後關閉擋板。
3. 確定集塵器內已沒有粉塵後關閉變壓/整流器組電源，同時觀察安全檢測器。
4. 關閉所有擋板。
5. 粉塵排放系統應繼續運轉，直到集塵斗內的粉塵完全排除後始完全停止運轉。
6. 關閉集塵斗的加熱系統。
7. 敲震系統繼續操作一段時間，直到集塵機內的溫度降至室溫後始可關閉停止。以避免敲震槌及集塵板受損。
8. 集塵器完全停止後，若是短期停機則繼續加熱器的操作以保持機內的溫度，若為長期性停機，則必須關閉電源。

7.3.2 靜電集塵器之維護、功能查核與故障緊急應變整備

靜電集塵器屬於敏感性高且操作因素複雜之除塵設備，故平常及應予以周密詳甚之維護保養，以確保操作時能正常運轉與最佳效率，平時應針對下列各項進行定期之操作維護。

1. 放電電極

- (1) 極線變形或偏離將嚴重影響收集效率，由於靜電集塵器之特性，良好的收集效率要維持正確的電極空間距離與正確之電擊準心，否則，極易產生火花放電而跳機。極板之距離通常維持在 0.2 公尺左右，極線則應垂直於兩片極板的中央，若有太大的偏心，將影響同組若干極線之送電，而此一偏心極線將導致整段集塵器發生火花放電使極板極線造成電蝕而損傷。平時維護時除目視整排之準度外，欲知確實之距離，除詳細量測外別無二途。如發現極線有變形或偏離之現象應即調整或更換，以確保收集效率。
- (2) 操作過程極線會附著一些粉塵，有時集聚之粉塵可達 25-75 mm 厚，雖然極線上被覆一層均勻之粉塵並不會改變集塵器之基本特性，但如果集聚太厚增加線徑，而須加大電壓以維持其電暈作用之電流，則可能引起電壓之敏感性，最後因電極之極距間電壓梯度增高而導致火花放電。故平時維護時應將附著之粉塵清除，以確保操作之正常。
- (3) 檢查極線架之固定裝置，避免因發生擺動引起電極損傷集塵器的底部。
- (4) 機械故障：當使用扭曲形的極線時，於極線與高壓支撐架的接觸點附近經常會發生機械故障。而機械疲勞的結果使電極線產生週期性的移動，造成電極材料的過冷操作。然而週期性的移動通常是受敲震或高速廢氣衝擊等情形造成。維護保養時應加強極線與高壓支撐架的接觸點或極線本身的鎖緊裝置。且鎖緊裝置不使產生應力集中的情形。

- (5) 電弧磨蝕：當極線與支撐接觸不良時會產生氣縫，或集塵板隆起有銳角的地方都會產生電弧，這種故障很容易於極線的平面或粗糙面觀察出，遭磨蝕的機械結構對於小尺寸的極線最不利。當高電流的電弧集中於放電極線的一點，部分電極材料於放電過程中會被帶出。
- (6) 極線不牢固：當放電極線太長或支撐和固定支架太長時會造成極線不牢固的現象。操作時若發生粉塵集聚太多、熱膨脹及結構彎曲等情形，致使系統無法使用長的極線和連接套筒以維持極線的對心。改善極線不牢固的方法是增加其質量且降低張力重量質心，及減小極線密度。同時也發覺若懸吊錘能限制極線的移動，則任何一種懸錘式極線系統都可以保持穩定，但這不是一個實際的解決方法。實際的作法可在集塵板的底部和底部固定支架的中間安裝固定棒以保持極線的穩定。

2. 極板之變形、腐蝕與積灰

- (1) 含塵氣體內之腐蝕成分或溫度降至露點下運轉而導致極板逐漸腐蝕。
- (2) 極板由於承受長期積灰與敲震或激烈之溫度變化等因素，而導致變形，影響收集效率，在定期維修時應詳細檢查並予以維修。
- (3) 檢查極板固定裝置，避免鬆脫傾斜，使極板與極線之距離改變而影響極板上所收集附著之粉塵，若粉塵具有電阻性，縱然是薄薄一層亦可能導致火花放電，若非電阻性，則聚集至 25-50 mm 之厚度亦不至產生電氣崩潰（亦即變壓整流器過負載），積灰厚度若增加至阻礙電子流通時，將使電極電流減小，相對電壓增高，而減低收集效率，故當電壓、電流發生激變時，應考慮清除集塵板之積灰，以維持集塵效率。

3. 支承礙子積灰、潮濕或龜裂

靜電集塵器之礙子附有高壓絕緣及支承電極之任務，而其表面幾乎均

與粉塵接觸，故操作保養工作極為重要。

- (1) 由於礙子長時間暴露於粉塵中，維護時應進行徹底之內部清洗，完全清除積灰。
- (2) 維護時應檢查有無龜裂並立即更換，以避免漏電或支承不良的現象。
- (3) 礙子套管於送電前應先預熱或乾燥，避免因潮濕引起漏電而頻跳火花。
- (4) 一般以設置加熱器保持絕緣礙子的乾燥，但設計時應避免加熱器太靠近絕緣礙子或高溫區，以使操作失常。最佳設置宜使絕緣礙子與加熱器保持 125 mm，溫度調節控制器周圍空氣應保持 120 °C 左右，且不超過 150 °C。

4. 敲震裝置失效或操作不當

敲震裝置包括機械衝擊式、電磁式、氣動式等各有其優缺點，維護時須針對其特性檢修。

- (1) 機械式鎚擊敲震器，應隨時檢校敲震器軸伸入集塵室機殼內連接之處，與敲震系統接觸之內部機器，並隨時檢校敲震器塵氣處之機件，如轉動元件之磨耗，防漏墊料之緊密等。敲震器之鎚頭型式與效率有關，假如在某種條件下敲震器始終不能發揮效果時，似可考慮改善鎚頭，改用衝擊式較為有利。
- (2) 電磁式敲震器彈簧及線圈之故障常由於過度頻繁之強力敲震，應儘量避免，維護中應定時檢查電磁鐵之氣隙。控制箱及機箱應保持清潔或加裝防塵裝置。電磁鎚故障最初可由氣封涵蓋或螺栓密封發現，氣體自涵蓋洩漏會使圓管硬化並腐蝕螺栓。更換品質較好的墊圈及密封材料，並於密封加裝夾套可改善洩漏問題。
- (3) 氣動式敲震器之維護應注意所使用之壓縮空氣必須確實予以除水。即氣源設備應有後冷器，進管處須附裝自動除水裝置。同時進

氣管線最好施以絕熱被覆以防止管外冷空氣接觸管壁。

5. 灰斗內積塵過多

- (1) 檢視灰斗側壁尤其在靠近設備頂部接觸廢氣部分，有無因在露點下操作而凝結水氣，使粉塵附著無法清除，改善集塵斗內水分凝結最直接的方法是在外壁增設加熱器及保溫層。
- (2) 集塵器內部阻塞常因隔夜殘留的粉塵聚積而無法排放。改善法為保持格板與喉部的距離大於 450 mm，且集塵器停止前清除集塵斗內所有的粉塵。
- (3) 空氣的洩入通常自維護門及排放門的細縫進入，門及閥的密封墊圈損壞或鬆弛應經常更換，並應定期檢查磨損情形。
- (4) 集塵斗相對兩邊各設振動器以低頻震動會比單邊高頻振動為佳。

6. 機體外壁與保溫之維護

長期間之運轉下可能產生機體外壁腐蝕及保溫破裂等現象，使冷空氣自保溫孔隙洩入，與機體接觸，導致機殼局部冷卻，內部產生冷凝而造成機殼腐蝕，故應定期維護保溫層及機殼之完整性。

7. 維護門

維護門為人員進入 ESP 內部維護用，維護門平時應保持密閉以避免廢氣洩入集塵器內，但過度的緊迫也會使密封的材料斷裂或破損，若不立即改善，由於維護門局部溫度升降的改變將引起彎曲，或因缺乏適當的維護及使用較差的密封而需更換整個維護門。

8. 腐蝕

腐蝕的原因大都是由於集塵器於露點以下溫度操作，造成酸腐蝕，故最根本的辦法是維持在酸露點以上溫度操作，但是常常因為製程廢氣的限制而無法如願，一般除增設保溫或加熱器維持溫度以外，只有選用適當的材質或於集塵器內部塗敷防腐材料改善。

9. 平行校正

放電電極線及集塵板的平行度校正是維護程序中重要的工作之一，導致平行度不正的原因包括：建造時材料管理不當、安裝不良、熱膨脹等。將導致放電電極線的懸吊系統偏移及集塵器彎曲等現象。

7.4 濕式洗塵器

各種不同的濕式洗塵器，在實際操作上發生的問題都不盡相同，雖然濕式洗塵器是較簡單的空污設備，但仍需適當的維護以確保長期操作壽命與順利運轉。適當的設計與設置雖然有助於集塵系統之完整性及除塵效率的提高，但是仍需做到定期的檢視與維護，以維持最佳的操作效率。不適當的操作性能可由下列各種跡象中發現：

1. 不適當的系統設計或操作。
2. 製造系統改善導致設備功能及效率無法發揮。
3. 設備之機械狀況損壞導致性能無法符合原有要求。

在除塵技術上使用濕式收集法較其他設備有更多的異常現象，其主要問題大部分是由水引起的。例如供水、排水設備的機件磨損、控制不良、水位不夠、排氣管之阻塞、腐蝕等問題。尤其是採用噴水或噴霧方式時，常會有噴嘴阻塞現象。此外，所收集之塵粒以污泥狀態排除時需考慮污水及污泥的處理。由於本型式之設備費不高，但操作費及污水處理費用大，所以在規劃前必須事先做好詳細的評估。

應用在有害氣體吸收時所考慮的經濟因素包括有初設費的高低、維護操作費用以及使用年限等問題。而機件受到吸收液的酸鹼度影響，在馬達、風箱、噴嘴處會有腐蝕、結垢等問題。

綜上所述，濕式洗塵器中發生的問題不外乎腐蝕、固體微粒的堆積、機件磨損以及噴嘴的堵塞等。為減少廢液量常將洗滌液循環使用，因此阻塞的原因除了由於噴嘴、管線不適當以外，洗滌液中固體含量太高、不良的操作與設計等都是問題的來源。這個現象可以由噴出液滴的形式觀察得知，另外液體量減少也是一種徵兆。所以應該選用適當的噴嘴及管線，並且經常清洗，同時適時地排放廢液。

固體微粒的堆積係導因於物理沈澱或是化學反應所產生，一般發生在紊流狀況較低的地方，如管線、導管或偵測儀器的管線上。可以增加氣液比、控制 pH 以及添加化學藥劑等方式來改善操作狀況。當氣體中含有酸性物質或電解質時最易發生腐蝕，可用 pH 控制或選用適當材質來改善。若氣體中含有易引起磨擦的物質，當氣體在紊流狀態中或突然改變流動方向時易產生磨擦而磨損機件。這個現象常發生在文氏喉管、靠近離心收集氣進口處的壁面以及彎管等地方，故應使用預處理設備和彎度較小的導管。此外，風車和泵等旋轉設備亦較易磨損。

7.4.1 濕式洗塵器之操作

1. 操作前檢查

濕式洗塵器安裝完成後，系統正式運轉前各單元設備應進行下列各項檢查：

- (1) 洗滌塔內應先注滿清水後再予以排放，以清除洗滌塔內的髒物或其他雜物。
- (2) 清除管線及風車內部的積垢或雜物。
- (3) 用手撥動風車的葉片，以確定葉片可正常轉動，且不會觸及風車進口或機殼。
- (4) 檢查風車皮帶的張力，若太鬆弛應立即調整至適當的緊度；另注意皮帶如磨損，應即更換。
- (5) 啟動風車電源開關，以確定風車葉片轉動正常。
- (6) 檢查泵循環是否順暢及泵馬達的對心準確度。
- (7) 若泵具有填料箱封函，應檢查其確實已安裝密封函。
- (8) 用手轉動的轉軸，確定所有轉動部分皆可正常轉動。
- (9) 拆除泵的連接套筒，並輕觸按鈕短暫啟動泵以確定葉片可以正常轉動，若轉動方向相反，泵可能造成嚴重損壞。當確定一切轉動正常後，重新接回連接套筒。

- (10)檢查泵軸承以確定已加注潤滑油。
- (11)若泵使用機械軸封，需加潤滑劑，或連續的以清水沖洗。故水量需調整至適當需要量。
- (12)關閉洗滌塔的排放閥，並於洗滌塔內注滿清水，直至注入水開始自溢流連接管流出。
- (13)調整連續進入洗滌塔的補充水量。
- (14)開啟循環管線上的所有閥門，並開啟循環泵。這時洗滌塔內的水量會稍微下降，因為部分水會流入管線內或填充料內。這是正常現象，當操作幾分鐘後，水位又會回升至溢流位置。
- (15)利用循環管線上的節流閥設定循環水量。
- (16)若有洩漏，應檢查循環管上及法蘭迫緊處是否有洩漏處。
- (17)觀察洗滌塔內的噴霧或分流板，以確定水量能均勻分佈，若有分佈不均的現象，應予以調整。
- (18)關閉洗滌塔的維修門，並打開系統上所有的閥門，但風車進口端的擋板仍應保持關閉，啟動風車然後逐漸打開進口擋板至設計的需求風量。
- (19)調整系統擋板使系統風量符合設計的需求風量。
- (20)檢查風車的過量噪音與振動原因，並予以調整維護，以避免造成對心偏離。
- (21)檢查所有儀器並記錄系統的功能。
- (22)啟動循環泵及風車運轉 2 小時後停機，並排放洗滌塔內的洗滌水。
- (23)重新檢查噴霧嘴及過濾器有無阻塞，並予以清除。

2. 啟動與停機

濕式洗塵器之功能可能為吸收或洗塵，其啟動之程序各不相同，停機的程序則相同，分別如下所述：

(1) 吸收功能之正常啟動程序

- A. 關閉水槽排水閥並注滿至溢流位置為止。
- B. 打開補助閥。其水量已於事先設定好。
- C. 啟動泵，預先設定好節流閥。泵轉動 2~3 分鐘後再啟動風車。一般均先啟動泵再開風車，系統關閉時則先關風車再關泵。
- D. 啟動化學注料系統，注意藥桶要有藥品。
- E. 檢查所有的液體流量、氣體流量、壓力及壓力之減降大小。

(2) 除塵功能之正常啟動程序

- A. 由正常操作控制注入液體至預先設定的量。
- B. 啟動所有泵的軸封及風車冷卻水的液體控制系統。
- C. 關閉所有液體洩漏後啟動循環泵。
- D. 調整液體流量到設計值。
- E. 檢查系統跳脫裝置並依初設程序啟動洗塵系統。
- F. 啟動風車並檢查振動狀況。若有進氣調節閥，在風車轉速正常前勿開啟閥門。
- G. 檢查重要操作變數（如氣體飽和溫度、液體流量、液面高度、風車壓力變化、管線壓力減降及洗滌器整體壓力減降）。
- H. 緩慢開啟排放系統以便慢慢地提高污泥濃度。測定最終濃度作為查核放流率計算之用。
- I. 調整補充水流量以維持液體需要量。

(3) 正常停機

- A. 關掉風車及風車冷卻系統並自洗滌系統分離出來。
- B. 維持液體系統運轉一陣子，以冷卻洗滌器並可藉以降低污泥濃度。
- C. 關閉補充水系統，然後讓系統的水正常洩漏。

- D. 當液面降至最小水位時（泵會有噪音發生），立即關閉泵，然後關閉泵軸封水。
- E. 打開系統的人孔，洩氣閥及其他排水孔口。若有爆炸之虞時需先以惰性氣體淋洗一次。在任何狀況下若欲進入內部檢查前均須以空氣淋洗。

7.4.2 濕式洗塵器之維護

濕式洗塵器啟動後系統循環水量及風量應重新檢查其是否符合系統的設計要求。連續操作二週後，應停機檢查噴霧嘴有無堵塞及重新安排填充料之高度是否維持設計之要求。通常這些現象於啟動的前二週最容易發生。在正常操作下，每天應檢查循環水至分流系統的情形及補充水量。若有使用化學藥劑，每天應檢查藥劑的適量填加量。並且每天紀錄各儀錶的讀數，如壓力計、溫度計、流量計等，且分析有無異常狀況。

下列項目係針對一般洗塵器檢視所發現的典型問題來源，除須定期檢查外，並得依手冊上的建議做適當的保養工作。

1. 在氣流下游及液體流速加速度的地方經常發現嚴重的磨蝕。
2. 檢查洗塵器內表面的腐蝕狀況。（一至三個月一次）
3. 檢查是否有過量的堆積現象，特別是在乾/濕交界區。（三個月到半年）
4. 檢查是否有過量的結垢現象，這可能受到諸如溫度、pH、灰塵化學組成或補充水之化學成分，迴流率降低、負荷增加或固粒子去除系統故障等操作程序改變之影響。
5. 檢查噴嘴是否結垢，有雜質堆積或者損壞。
6. 檢查沖刷管線是否有堆積現象，可預留清潔孔管線在不停機狀況下進行清理的工作。（一到三個月一次）
7. 檢查管線及容器內之腐蝕及洩漏現象。特別是有防蝕襯裏的管線，應預防有老化衰退的現象。（一至三個月一次）

8. 檢查除液滴器的操作。液滴的形成可能由於氣流量過大、除液滴器阻塞或出風口的冷凝作用。應檢查支撐結構並順利的操作。(三個月到半年一次)
9. 檢查泵的磨蝕狀況、軸封水、墊片及操作平滑性。(每週一次)
10. 檢查節流閥及閥聯接點的磨蝕及積垢現象。(每月一次)
11. 檢查風車潤滑、風車軸承冷卻系統、皮帶磨蝕及張力和導翼的腐蝕/沖蝕程度。(每週一次)
12. 檢視在主要放流狀況下之內表面及槽支撐狀況。(半年一次)
13. 檢視所有程序及控制管線、導風管及外接頭的漏水現象。(半年一次)
14. 檢視所有儀器的操作設定狀況。
15. 檢視和天氣有關的問題，如冰凍時對管線須有適當的保護或加熱程序。

7.4.3 濕式洗塵器之功能查核與故障緊急應變整備

正常操作注意事項：

濕式洗塵器之操作問題包括固體顆粒堆積、機件磨損、腐蝕、噴霧嘴堵塞、液體循環不順暢或桶槽洩出泡沫等問題：

1. 濕區及乾區形成：濕式洗塵器可能設計不當而造成乾區，致使含塵氣流與無法洗滌之內壁接觸而堆積。可延長導管至洗塵器內或使塔內壁保持完全濕潤。
2. 噴嘴堵塞：堵塞原因包括噴嘴選擇不當、噴嘴口大小、洗滌液太濃、接頭設計不良及原操作不正常、化學藥劑結垢及機件無法操作等問題。
3. 流量不穩定：受外界壓力影響導致流量不穩定，可以擋板及節流閥調整適當之流量解決。

4. 積垢：通常由於洗滌液之化學成分、溶解度、溫度及 pH 值等問題影響而內壁形成積垢現象。除非積垢產生於操作使用處，否則並無影響。結構可以在設計及程序上予以改良。
5. 局部腐蝕：腐蝕是降低洗滌塔操作壽命之主要因素。平常應避免凹槽處積水，同時有粉塵附著處應予以充分沖洗。
6. 儀器配件阻塞：儀器配件阻塞情形是系統上最嚴重的問題，因此通常以特殊之設計配件與接頭取代一般之標準配備。
7. 槽體產生漩渦：漩渦常發生在旋風式的洗塵器。洗滌液形成漩渦會造成嚴重的磨蝕及排水問題，可以反渦流及大量排水方式解決。
8. 小液滴：液滴分離氣操作不當時易產生小液滴。幾乎所有洗塵器都有這樣的問題，只能以適量之設計使降低至最小程度。
9. 霧化：排水不當與流量不規則會在液滴去除裝置上方發生再霧化作用。同時會發生於高流速煙囪或因配件突出而產生高速氣流之處。
10. 液氣分佈不良：任何洗塵器均需有適當的氣液分佈。不良之原因可能有隔板設計不良、粉塵堆積、機件故障、腐蝕、接頭鬆脫或設計不當。
11. 熱衝擊效應：當熱氣流遇到冷的洗滌液時會產生熱衝擊效應，適當之設計使溫度逐漸降低勿急速改變，可以分類冷卻方向解決。
12. 阻封損失：在濕式洗塵器接頭處通常以液體為阻封，阻封應於冷卻器頂部或溢流接口處。為避免氣體的洩漏必須做好阻封，阻封效應不良時常造成堵塞及機件故障。
13. 磨蝕：除非是局部集中的腐蝕否則並無影響。不幸的是濕式洗塵器磨蝕部分通常在操作位置。故只有經常更換磨蝕嚴重之處，高粉塵濃度常引起嚴重的磨蝕。
14. 振動：濕式洗塵器之風車及泵經常發生振動問題，通常以監測器控制及經常地做防止振動方面之保養。

參考資料

1. 郁仁貽，空氣污染，復文書局，1992。
2. 林健三，環境工程概論，鼎茂圖書出版股份有限公司，2008。
3. 張乃彬，垃圾焚化廠系統工程規劃與設計(上)，新雅出版社，1998。
4. Lapple, C. E., 1951. Processes Use Many Collection Types. Chem. Eng. 58: 145-151.
5. Leith, D. and Mehta, D., 1973. Cyclone Performance and Design. Atmos. Environ. 7: 527-549.
6. Stairmand, C. J., 1956. The Design and Performance of Modern Gas-cleaning Equipment. J. Inst. Fuel. 29: 58-81.
7. Bethea, R. M., 1978. Air Pollution Control Technology. Van Nostrand Reinhold Co. New York.
8. Johnstone, H. F., Field, R. B., and Tassler, M. C., 1954. Gas Absorption and Aerosol Collection in a Venturi Atomizer. Ind. And Eng. Chem. 46: 1601-1607.
9. Nukiyama, S. and Tanasawa, Y., 1983. An Experiment on Atomization of Liquid by Means of Air Stream, Trans. Soc. Mech. Eng. Japan: 4, 86.
10. Calvert, S., Lundgren, D. and Mehta, D. S., 1972. Venturi Scrubber Performance. J. Air Poll. Control Assoc. 22:529-532.
11. Lapple, C. E. and Kamack, H. J., 1955. Performance of Wet Dust Scrubbers. Chem. Eng. Prog. 51:110-121.
12. Semrau, K. T., 1963. Dust Scrubber Design-A Critique on the State of the Art. J. Air Poll. Control Assoc. 13:587-593.
13. Courtesy of Wheelabrator Frye, Inc., Mishawaka, Ind.