

廢氣處理

脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

盧信忠*、蔡春進**

摘要

本研究建立一個實驗室規模的脈衝式濾袋屋以控制小型燃油蒸氣鍋爐廢氣中所排放的懸浮微粒。在本研究中，以平均過脈衝壓力、最大過脈衝壓力及壓力衝量當為洗袋作用力的指標，而以殘餘有效壓損做為洗袋效果之指標，並找出這些操作參數改變後對洗袋效果的影響。結果顯示，當利用低壓系統重複洗袋，其洗袋效果會較高壓系統洗袋效果好，且其消耗能量較低。當改變噴嘴孔徑時，濾袋內脈衝壓力隨噴嘴孔徑增加而增加，但過脈衝壓力並未隨之增加，其洗袋過脈衝壓力在噴嘴口徑為 13 mm 時最高，洗袋效果也最好。而洗袋後濾袋之殘餘有效壓損約與平均過脈衝壓力及壓力衝量成反比。顯示平均過脈衝壓力及壓力衝量越高則洗袋效率越好。此外並針對濾袋屋成本作成本分析，以做為濾袋屋選用之參考。

【關鍵字】

1. 脈衝噴氣式
2. 過脈衝壓力

*弘光技術學院環境工程系助理教授

**交通大學環境工程研究所教授

一、前　　言

脈衝式濾袋屋的洗袋方式是以脈衝氣流先經過噴嘴及文式管後，吹向已附著粉塵餅的濾袋之乾淨面的開口端，造成濾袋的膨脹，使粉塵餅破碎脫落，粉塵掉落到退料閥後排出。此種濾袋屋同時具有震盪式與反洗空氣式兩者的洗袋機制，其洗袋能量遠較機械震盪及反洗空氣兩種洗袋方式為高，常配以較高的氣布比，大幅減少濾袋屋的占地面積，廣泛地被利用於粒狀物防制上。

在濾袋屋的過濾方面，髒空氣自濾袋外部進入，粉塵微粒被濾在濾袋外面，形成粉塵餅附著於濾袋上，其特性與粉塵種類和過濾速度等操作因子有關，並造成濾袋內外的壓降。當濾袋內外兩側壓力降過大時，需進行洗袋以降低過濾壓差。目前實廠使用之濾袋屋的洗袋時機多以過濾壓降來決定。進行洗袋的過濾壓降變化極大，由 2~12 in-H₂O 都有人使用，其值隨著粉塵種類或過濾速度之變化而異。本研究以 4 in. H₂O 當為洗袋時之壓差。

脈衝式濾袋屋在燃煤鍋爐排放微粒的控制上，已有許多的實例^[1,2]可供參考，但在國內的研究並不多，且國內中小型工廠眾多，使用鍋爐者眾，故對鍋爐排放之粉塵控制之研究，有必要加以深入探討。本研究以模型廠之方式在燃油鍋爐現場進行測試，找出不同操作條件下所需的洗袋作用力臨界值，以不同的噴嘴管徑、洗袋壓力及洗袋能源的消耗來評估以得知最佳的設計操作組合，並經由洗袋力的測定(如濾袋內之壓力衡量，洗袋時濾袋內過脈衝壓力等)以得知不同設計方式，對洗袋力及洗袋能源消耗的影響，以節省操作成本，降低懸浮微粒之排放，當為濾袋屋設計時參考。

二、文獻回顧

2.1 操作實例

脈衝噴氣式濾袋屋在控制燃煤鍋爐所排放的懸浮微粒上，已有許多實績，而為了因應越來越嚴格的懸浮微粒排放標準，許多燃煤鍋爐亦捨靜電集塵器而使用袋式集塵器，美國海灣電力公司的 Scholz 廠原本使用空氣反洗式及機械震盪式濾袋

屋來收集燃煤鍋爐所排放的懸浮微粒，在 1989 年時採用先導型(pilot)脈衝噴氣式濾袋屋來控制燃煤鍋爐所排放的懸浮微粒^[1]，處理氣體流量為 7,000 acfm，經過 5,000 小時的測試操作，顯示其操作性能良好，排放的粉塵濃度為 0.002 gr/dscf。

在紐約州的 Electric & Gas 公司的 5Mw(e)的燃煤鍋爐將先導型脈衝噴氣式濾袋屋置於排煙脫硫的程序後，以收集煙道中之懸浮微粒^[3]，其處理量為 16,200 acfm，經 10,000 小時的實廠操作後亦顯示其操作效果良好。

美國電力研究院(EPRI)亦主導許多先導型脈衝噴氣式濾袋屋在燃煤或燃油鍋爐排放微粒的控制研究^[2]。其測試結果顯示，脈衝噴氣式濾袋屋可將鍋爐排放的微粒控制在非常低的水準，而微粒的去除效率都幾乎在 99.9%以上，澳洲自 1976 年即開始使用脈衝噴氣式濾袋屋收集燃煤鍋爐所排放出來的懸浮微粒^[4]，其處理效果及操作性能亦顯示效果良好。

在燃油鍋爐的運用上，由於燃油所排出的微粒粒徑較小，其微粒之 MMD 約等於 0.2 μm ^[2]，在經先導型脈衝噴氣式濾袋屋兩千多小時的測試後，顯示其處理效果良好，並且由於其微粒濃度較燃煤鍋爐少，因此其洗袋頻率亦顯的較少，約為燃煤鍋爐的 1/500。而國內亦有利用六米長先導型脈衝噴氣式濾袋屋針對玻璃熔爐所排放的粉塵進行控制^[5]，顯示脈衝噴氣式濾袋屋為可行的控制方法。

2.2 脈衝噴氣式濾袋屋的操作

傳統式濾袋過濾器主要包含一個壓力儲槽、壓縮空氣供氣管、數個脈片閥、壓縮空氣出口噴嘴及文氏管，其本體之後有一風扇進行抽氣，粉塵經過過濾後，在濾袋上形成粉塵餅，當濾袋屋之壓差到達一定值後，進行洗袋。洗袋時，高壓空氣由壓力儲槽釋出，氣流經主供氣管由噴嘴噴出，進入文氏管經加壓後，正向氣流在濾袋底部有底板擋住，而氣流的壓力作用在濾袋上，促使濾袋做加減速度運動，再加上壓力作用在濾袋上，使附著在濾袋上之粉塵餅掉落，而達成洗袋的目的。

在洗袋初期，供氣管的壓力急遽上升，爾後緩緩下降，濾袋上的壓力脈衝也有類似的情形。而濾袋運動的加減速度在升高後，因濾袋與籠架鬆緊度的關係，呈震盪的關係。濾袋上的壓力脈衝及加減速度為達成洗袋效果最重要的兩個因素。除了作用在濾袋的作用力外，濾袋的阻力係數大小（附著粉塵的阻力係數），粉塵餅與

濾袋的黏著力，及過濾時氣體的流速，溫濕度都會對粉塵去除的效果造成影響。

通常一個濾袋屋的操作週期，可分為過濾及洗袋兩部份。在過濾方面，主要考慮為粉塵的過濾效率，排放之粉塵量是否符合排放標準，及過濾時之壓降大小。當壓降到達 $4\text{-}8\text{in.H}_2\text{O}$ 時，則進行洗袋，而洗袋完畢壓降降低後，則可繼續進行過濾，而形成一個過濾週期。雖然洗袋時間在整個過濾週期比較之下並不長，通常在 0.03-0.1 秒之間。但經由良好的噴嘴及文氏管的組合，可產生較高的壓力脈衝，對整個過濾週期的影響非常大，但目前並不為一般使用者重視。

2.3 過濾性能

一般濾袋屋的過濾形式，主要是微粒在濾袋上形成粉塵餅，藉由粉塵餅過濾微粒可達成較高的過濾效率，而濾袋主要的作用為支撐粉塵餅，並在洗袋時使粉塵餅較易脫落，而達成較高的洗袋效率，理想的濾袋能使附著在其上的微粒迅速且均勻的形成粉塵餅，微粒在過濾時其過濾效率可由下式得知。

$$\eta(x) = (C(x) - C_0(x)) / C_0(x) \quad (1)$$

其中 $\eta(x)$ 為微粒的分徑效率； $C(x)$ 為濾袋入口的微粒濃度； $C_0(x)$ 為濾袋出口的微粒濃度。

由微粒的累積，過濾時的壓差會逐漸升高，因此濾袋材質與粉塵性質在過濾時扮演一個非常重要的角色，粉塵餅過濾時的壓差可由下式表示^[6]。

$$\begin{aligned} \Delta p / v_f &= S_E + K_2(w - w_R) = S_E + K_2 w_0 \\ \Delta p &= (S_E + K_2 w_0) v_f = R_f v_f \end{aligned} \quad (2)$$

其中 v_f 為過濾速度即濾布比， w 為粉塵附著密度， w_R 為殘餘粉塵的粉塵附著密度(residual dust areal mass density)， w_0 為洗袋完後增加至濾袋的粉塵附著密度， S_E 為有效拖曳力(effecitive drag)， K_2 為粉塵比阻力係數(specific cake resistance)， R_f 為濾袋最終阻力係數(filter final resistance coefficient)。

Dennis 等人^[7]建議使用脈衝式洗袋時，過濾時的壓差可由下式表示：

$$\Delta p = (p_E)_{\Delta w} + K_2 w_0 v_f = (p_E)_{\Delta w} + C K_2 v_f^2 \Delta t \quad (3)$$

其中 w_0 為過濾時間 Δt 內所新增加的粉塵附著密度，可表示為 $w_0 = Cv_f \Delta t$ ， C 為

濾袋入口的粉塵濃度， $(p_E)_{\Delta w}$ 定義為有效殘餘壓損(effective residual pressure loss)， $(p_E)_{\Delta w}$ 可由過濾時壓差與時間的關係線性外插求得，而過濾時壓差與時間的曲線的斜率等於 $CK_2v_f^2$ ，當過濾速度與微粒入口濃度維持一定時，即可由斜率獲得 K_2 值。

在 Dennis 等人^[8]的研究中指出，比阻抗係數 K_2 與過濾速度的幕次方呈正比關係：

$$(K_2)_2 = (K_2)_1 \times \left(\frac{V_2}{V_1}\right)^{1/2} \quad (4)$$

當過濾速度增加時，過濾氣流的拖曳力大於粉塵間之凝聚力後，會壓縮粉塵餅，使粉塵餅接觸更緊密，導致孔隙度降低，比阻抗係數增加。Dennis 等人^[8]指出，當微粒粒徑小時，因接觸面積增加，粉塵之間的凝聚力較大，吸附的粉塵傾向於維持在形成粉塵餅時之狀態，面對過濾拖曳力時，較不易被壓縮。因此，過濾速度對比阻抗係數的幕次方值，會隨著粒徑的減小而降低。Ellenbecker 及 Leith^[9]研究指出，當過濾速度由 5 cm/s 增加到 12 cm/s 時， K_2 值僅增加約 20%，但是 K_2 在過濾速度為 15 cm/s 下操作的值卻是在 12 cm/s 下的 4.7 倍，所以在高過濾速度時，粉塵餅的特性會有極大的不規則變化發生。

若洗袋時機設定在相同的過濾壓降的情況操作下，隨著過濾速度的增加， K_2 值也跟著增加，導致附著在濾袋上的粉塵面積負荷密度比過濾速度小時為低。由於洗袋時的粉塵面積質量密度可能會影響洗袋效果，因此，單以濾袋之過濾壓降決定洗袋的時機並不是最恰當的。目前全美 102 火力發電廠的濾袋屋使用中，有 46%是以過濾壓降，26%以過濾時間，28%以壓降配以過濾時間作為洗袋操作時機之決定因子^[10]。

當濾袋屋操穩定時，有效殘餘壓損與 K_2 會保持定值^[11]，有效殘餘壓損越低，表示有較佳的洗袋效果與較長的過濾週期，而 K_2 值則與微粒的性質與過濾速度有關，當洗袋的能量越大， $(p_E)_{\Delta w}$ 會越小，可用來當成洗袋效果的指標，Lu^[12]指出，當洗袋力增加時， $(p_E)_{\Delta w}$ 隨之降低，然後維持一定值，顯示洗袋力有一最適值，增加洗袋力有時僅造成壓縮空氣能源的浪費，並不會增加洗袋效果。

2.4 脈衝噴氣式濾袋屋的設計

影響脈衝噴氣式濾袋屋操作性能的因素很多，其中最重要為濾袋屋的設計，而在設計中以脈衝洗袋的方式、噴嘴的大小與支撐濾布籠架的設計與裝設最為重要。在脈衝噴氣式濾袋過濾器方面，針對洗袋之脈衝壓力，可分為高壓、中壓及低壓三種。而在實廠使用方面，大部分使用以高壓及低壓兩種為主^[13]。高壓的過濾器的洗袋壓力約在 70-90 psi 間，並且在濾袋上方加裝文氏管；而低壓過濾器為較新型的設計，其洗袋壓力約在 15-30 psi 間，在濾袋上方並未裝文氏管^[2]。

在高壓與低壓過濾器設計上最大的不同在於低壓過濾器具有較大的儲槽體積、較低的洗袋壓力、較高的洗袋流量、較大的供氣管直徑與較大的噴嘴口徑，且在濾袋口不加裝文氏管^[2,14]。Bustard 等人^[2]比較高壓及低壓兩種洗袋方式，濾袋長皆 20 呎，其結果顯示，兩種洗袋方式皆可讓濾袋屋維持在 4-6 in H₂O 的壓差下穩定操作，而高壓系統洗袋頻率比低壓系統高，且低壓系統之洗袋能源消耗僅有高壓系統的一半。

EPRI 的報告^[14]亦指出為達相同的洗袋效率，高壓系統需要較高的洗袋能量。然而另有研究^[15]指出加裝文氏管後的高壓系統，其能源消耗可減低 30%，其使用的濾袋長度為 3 米，而 Lu 的研究^[12]亦指出，在濾袋長度為 1.5 米時，加裝文氏管可節省能源消耗，但當噴嘴孔徑增大後，有無加裝文氏管，其能源消耗相差不大。故文氏管加裝與否並無定論，與濾袋長度、噴嘴孔徑皆有密切的關係。

在洗袋壓力方面，如使用相同洗袋形式的濾袋屋，許多研究^[12,16-18]皆指出增加儲槽壓力為增加洗袋效果最簡便的方法。在噴嘴孔徑方面，Bustard 等人之報告^[2]指出，一個高壓系統的脈衝噴氣式濾袋屋，原本採用 1.5"供氣管，1/2~3/4"之噴嘴口徑，其濾袋屋操作不佳，後經改良為 2"供氣管，11/16~13/16"之噴嘴孔徑，結果顯示改良後的濾袋屋操作良好，而 Lu 的結果^[12]亦顯示，使用較大的的噴嘴孔徑，在相同的能源消耗下，比小孔徑噴嘴具有較高的洗袋效果及較長的過濾週期，因此噴嘴孔徑是濾袋屋設計的重要考量因素之一。

故洗袋壓力、噴嘴大小、性能，皆會對濾袋屋性能有很大的影響。在噴嘴設計方面，一般僅打一個孔，或為一簡單的直管，Morris^[15]曾針對兩個不同的噴嘴進行

研究，一個為 6 mm 的孔洞，一個為商業用噴嘴(Nailsea 廠牌)，其最小部份為 6 mm。結果發現在相同的洗袋條件下，Nailsea 的噴嘴具有較高之流量。事實上，設計不良的噴嘴會損耗噴出氣流的動量，造成洗袋效果較差。

許多文獻^[19,20]指出在洗袋過程中，接近文氏管附近的濾袋在洗袋時，會有據烈的正負壓震盪的情形。此種情形不僅導致濾袋使用期限減低，洗袋效果下降，並會因負壓的關係，濾袋拍打在籠架上使粉塵滲出，造成洗袋時，濾袋屋出口粉塵濃度增高。如以直管取代文氏管則可改善此情形。

除了儲槽壓力、噴嘴孔徑外，支撐濾布籠架的設計，濾布的選擇與濾袋的安裝方式皆會影響到濾袋屋操作性能及濾袋壽命。一般脈衝噴氣式濾袋屋的籠架直徑在 5~6"間，皆由 8~14 個支撐線(wire)所連結而成，當籠架支撐線的數目過多，則造成濾袋運動不易，減低洗袋的效果，如支撐線太少則又會讓濾袋運動過遽而磨損破裂。此外支撐籠架必須光滑，且應避免腐蝕而形成尖銳處，以免濾袋磨損破裂。

在濾袋與籠架的安裝上亦是濾袋屋設計的一大重點，通常造成濾袋屋排放的懸浮微粒濃度太高的原因，除了濾袋破裂，濾袋屋設計不良以致洗袋頻率太高造成外，其中很多是因為濾袋的安裝不良，而不能與濾袋頂板密合，造成微粒由隙縫中洩出，而造成微粒收集效率不佳或超出法規標準，因此在濾袋裝設時需特別注意密合的問題。

在濾布材質的選擇上，由於燃煤鍋爐所排放的溫度較高，且會含有硫化物，其硫化物的含量與所使用的煤有很大的關係，故所使用的濾布需能耐高溫且避免腐蝕，通常以 Ryton, Acrylic, Daytex, Dacro 等材質為主，為了延長濾袋的壽命及提高洗袋的效率，通常濾袋向外(麟空氣)一側需經燒毛或鏡面處理。此外如濾袋入口之微粒粒徑很小或具腐蝕性時，可在濾袋上預先披覆一層石灰，形成粉塵餅，以收集較小之微粒。文獻^[21]指出此種方法可使排放 MMD=0.2 μm 微粒之燃油鍋爐，操作良好，且其排放量較燃煤鍋爐低很多。

2.5 脈衝噴氣式濾袋屋操作性能的評估

在設計或操作濾袋屋之前，首先要考慮的因素為濾袋屋入口的微粒濃度、種類、大小，氣體的流量、溫度、溼度、露點、腐蝕性即可燃性等。在燃煤鍋爐中所

排放的懸浮微粒粒徑在 10~17 μm 之間，粉塵濃度則隨鍋爐的負荷而定^[2]，濾袋屋的操作溫度需在氣體的露點以上以避免酸氣凝結造成腐蝕，如操作在露點之下除了腐蝕的問題，並且會造成粉塵餅的粘著力增加，使殘餘的粉塵量增多，增加洗袋頻率，造成濾袋壽命減低。此外最好在濾袋前加裝一旋風分離器，除了去除較大之微粒外，並可去除火星，降低氣體溫度，避免對濾袋造成危害，必要時再利用噴嘴在旋風分離器前噴入水霧以降低鍋爐出口氣體的溫度。

過濾時的濾布比過高會造成過濾時的壓差過高，過濾效率減低及洗袋頻率增加，一般脈衝噴氣式典型的濾布比在 2.5~ 7.5 cm/sec 之間，與粉塵粒徑及性質有較大的關係，高於機械震盪式及空氣反洗式濾袋屋。在燃煤鍋爐的使用以 2-3 cm/sec 較佳。不同行業，不同粉塵在不同洗袋方法下的最佳濾布比如表 1 所示^[21]。

過濾時的壓差太高不僅會使風扇的風量減少，造成能源的浪費，並且會因風扇之限制造成鍋爐之操作負荷無法提高，因此洗袋時的壓差，必須加以考量，通常在當過濾壓差到達 4~8 in. H₂O 時，就必須加以洗袋，以降低風扇的負荷，等壓差小於 2~3 in. H₂O 時，則停止洗袋，調查報告^[13]指出一個設計良好的濾袋有較佳的洗袋性能且有較好的壓差特性。

2.6 洗袋機制對洗袋效率之影響

氣流作用在濾袋的作用力為最重要的洗袋機制，許多前人的研究^[7,9,22]認為作用在濾袋上的壓力尖峰(peak pressure)、初始壓力上升率(initial pressure rise rate)、濾袋上的過壓力脈衝(pulse overpressure)、壓力衝量(pressure impulse)及濾袋的運動才是最重要的洗袋機制。Dennis 等人^[7]經由實驗證實初始壓力上升率大於 600 Pa/ms 時，洗袋效率才會顯著增加。其它的作者則宣稱濾袋的加減速運動才是最重要的洗袋機制，反向氣流對於去除粉塵餅僅有少許貢獻^[4,19]。

洗袋的壓力衝量的定義為 $PI = \int_{T_{pd}}^{T_{pd}} P(t)dt$ (T_{pd} : 脈衝作用時間)。Klingel 及 Löffler^[19]由實驗指出當壓力衝量，PI，大於 50 Pa*sec 時，粉塵餅的去除效率將不會繼續增加，而會維持一定值。Humphrise 及 Madden^[4]的實驗發現當壓力脈衝大於 0.3 kPa 時，粉層餅的去除效率則維持在 60% 附近，繼續增加壓力脈衝僅對去除效率有微小的影響。Löffler 及 Sievert^[23]亦指出作用在濾袋的過壓力脈衝須大於一個

400-500 Pa 的壓力臨界值，才可獲得良好的粉層餅去除效率。Lu^[12]的實驗結果亦顯示濾袋的過壓力脈衝需到達 600~800 pa 之間才可有效去除粉塵餅。

而在濾袋不同的位置，洗袋機制亦隨之不同。在濾袋上部，粉層餅鬆脫主要是由於濾袋的運動所造成^[23]，而在底部則是因為反向空氣所造成。而影響洗袋效率的因素跟粉層餅厚度亦有密切的關係，Sievert 及 Löffler 的實驗^[16]指出當粉層餅附著密度越高，在相同壓力衝量下，洗袋效率也越高。因此可利用作用在濾袋上的壓力衝量；尖峰壓力及濾袋加減速度來評估洗袋力之大小。

本研究擬利用脈衝噴氣式模型濾袋屋，在燃油鍋爐現場進行測試，以過濾週期及洗袋能源的消耗來評估脈衝噴氣式濾袋屋的操作性能，並找出適合燃油鍋爐排放微粒的控制操作參數，如濾布比及洗袋壓力等，以節省濾袋屋操作費用，在濾袋屋設計方面，則使用不同的噴嘴管徑並經由洗袋力的測定(洗袋時濾袋內過脈衝壓力等)以得知，不同設計方式，對洗袋力及洗袋能源消耗的影響，以節省操作成本，降低懸浮微粒之排放，並將濾袋屋操作及設計之技術本土化，以提供業界對濾袋屋設計之參考。

三、研究方法

本研究之濾袋屋模型廠能處理氣體流量為 $20 \text{ m}^3/\text{min}$ ，濾袋長 1.5 米，濾袋 8 只，本體高 3 米之濾袋屋模型廠，由於目前台灣之中小型蒸氣鍋爐目前大部分皆改採燃燒重油，因此研究之對象為測試燃油鍋爐所排放之飛灰，測試地點位於台中縣某皮革工廠之燃油鍋爐之煙道，進行長期測試。

本研究針對不同的過濾速度，洗袋儲槽壓力對洗袋效果、噴嘴管徑之影響進行測試，在本研究中平均過脈衝壓力、最大過脈衝壓力及壓力衝量(PI)用來當成洗袋作用力的指標，而殘餘有效壓損可當成洗袋效果之指標。故在本研究中將探討初始儲槽壓力對平均過脈衝壓力、最大過脈衝壓力及壓力衝量(PI)的影響，及洗袋作用力(平均過脈衝壓力、最大過脈衝壓力及壓力衝量)對洗袋效果(殘餘有效壓損)之影響。

3.1 濾袋屋洗袋性能評估

本實驗所用之脈衝噴氣式濾袋屋如圖 1 所示，其中包括了高壓空氣儲槽、出口端控制流量之電磁閥、空氣吹管(blow tube)、噴嘴、文式管、抽氣機及濾袋屋主體。濾袋屋主體內含有八個 Nomex 濾袋，長度為 1.5 米，直徑為 130 mm，裡面各別以柱狀鐵籠支撐。將鍋爐出口處之煙道粉塵引入濾袋屋內之前，先經過一個氣冷式之冷卻器，將煙道氣冷卻，避免燃燒未完全之火星進入濾袋而引起燃燒。濾袋屋的出口管線中，加裝有流量控制系統，它包括了流孔流量計、壓力計、電壓比較器及電磁閥，使實驗進行中的過濾速度可操縱在設定值左右。粉塵由煙道進入濾袋屋後，隨抽風機吸入濾袋屋的主體中。實驗進行期間，以電腦隨操作時間記錄通過濾袋前後端的總過濾壓降及通過末端流孔流量計的壓差值，以找出粉塵餅之比阻抗係數及洗袋後的有效殘留壓降低值；當過濾時的壓差，達到 4 in. H₂O 時，由電腦送出訊號開啟脈片閥，使高壓儲槽內之空氣，經由噴嘴及文式管後，吹入濾袋口對濾袋進行洗袋，當過濾的壓差小於設定值時則停止洗袋。並利用壓力轉換器將該時的脈衝壓力傳到數位/類比轉換卡後存到電腦中，以記錄洗袋瞬間濾袋上不同位置的脈衝壓力之變化情形。由濾袋之上方固定端算起 30、70、110cm 處各有一壓力之記錄點。

經由電腦紀錄過濾的時間與壓差之關係，在不同的操作條件下，可求得過濾週期，並計算得知粉塵比阻力係數(K_2)，與有效殘餘壓損，(p_E)_{Δw} 之值，本研究中濾袋內之脈衝過壓力為影響洗袋效能的主要作用力，而洗袋後殘存的有效殘留壓降，為洗袋效能的評估因子，可用於找出不同操作下的洗袋臨界值，避免洗袋能量的浪費。最後經由壓縮儲槽壓力的變化，可計算得知壓縮氣體的消耗量，由這些數據與粉塵的排放濃度判斷，可找出濾袋屋操作時最佳的濾布比及洗袋壓力，當為濾袋屋設計或規模放大時之參考。

3.2 過濾速度之控制

當濾袋屋操作時，隨氣流過濾而附著的粉塵，會導致通過濾袋的流量下降。為探討過濾速度對洗袋性能之影響，有需要隨時調整出口端閥門的開口大小，以維持實驗進行時的氣布比為一定值。

通過流孔板的的壓差值由壓力轉換器 (MODUS instruments, Inc., Model: R22-

01505) 測量，轉成電壓值輸出到電壓比較器，藉以控制出口端閥門的開口大小，使得通過流孔的壓差維持在一定值，令濾袋屋操作時的過濾速度得以控制，防止流量因濾袋上的粉塵附著而降低。藉由電腦擷取壓差與時間的數據，可得知濾袋過濾時的洗袋週期。在濾布比改變方面可經由風扇前之控制系統調整。

本研究擬以平均過脈衝壓力、最大過脈衝壓力及壓力衝量當為洗袋作用力的指標，而以殘餘有效壓損做為洗袋效果之指標，並以過濾速度、儲槽壓力及噴嘴孔徑當為操作參數，找出這些操作參數改變後對洗袋效果的影響，評估濾袋屋的最佳操作條件。經由上述之研究，可得知濾袋屋操作時的最佳濾布比、洗袋殘餘壓力及洗袋過脈衝壓力，並得知較佳的設計參數，以提高濾袋屋的設計能力，節省洗袋的能源消耗，進而節省濾袋屋的建造成本。濾袋屋操作條件如表 2 所示。

四、結果與討論

4.1 初步測試結果

濾袋屋初期，鍋爐燃油飛灰直接經由冷卻器，導入濾袋屋內，由於在鍋爐排氣中，粉塵之濃度非常低，因此在初始試車期間，過濾速度為 8 cm/sec ，洗袋脈衝壓力為 $4\text{-}6 \text{ kg/cm}^2$ ，濾袋屋壓差洗袋設定值為 $4 \text{ in. H}_2\text{O}$ ，實際運轉之濾袋壓差與過濾時間圖如圖 2 所示。圖中顯示，煙道氣在冷卻後，且過濾速度較高(8 cm/sec)，而濾袋未事先披覆一層碳酸鈣粉塵之情形下，濾袋屋之壓差會隨時間逐漸升高，當壓差到達 $4 \text{ in. H}_2\text{O}$ 時，則利用 $4\text{-}6 \text{ kg/cm}^2$ 高壓空氣洗袋，洗袋完畢後，由圖可看出，濾袋屋之殘餘壓力並未降低很多，約至 $3.5 \text{ in. H}_2\text{O}$ 左右，然後再過濾，使濾袋屋壓差在上升至 $4 \text{ in. H}_2\text{O}$ ，再繼續洗袋，其過濾週期約在 $10\text{-}25 \text{ min}$ 。顯示因過濾速度太高，且濾袋未用粉塵披覆保護之情況下，燃油飛灰與濾袋黏性太高，使濾袋有阻塞的現象，導致洗袋時未能將大部分粉塵洗下，形成洗袋頻率過高。增加洗袋之儲槽壓力亦無法降低洗袋完畢後之殘餘壓降值，因此為解決此一問題，在每次過濾開始後洗袋完成後，先利用抽風機將碳酸鈣粉成導入袋屋中，使過濾壓差上升至 $2.5\text{-}3 \text{ in. H}_2\text{O}$ 左右，在導入碳酸鈣粉塵的同時，濾袋屋仍正常過濾，當過濾壓差上升至

36 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

2.5~3 in. H₂O 後，則停止導入碳酸鈣粉塵，使燃油飛灰持續過濾，其過濾之週期如圖 3 所示。圖中顯示操作狀態正常，過濾速度為 6.11 cm/sec，洗袋時儲槽壓力為 4-6 kg/cm²，過濾時濾袋屋壓差由 2.5 in. H₂O 上升至 4 in. H₂O 之間時間約為 100~200 min 左右，洗袋後殘餘壓損在 2.1~2.6 in. H₂O 之間，顯示在此種情況下，一天 8 小時之操作，洗袋之頻率約為 3~5 次/天。由圖可知，將濾袋屋過濾速度由 8 cm/sec 降低至 6.1 cm/sec 後，並將濾袋先披覆一層粉塵後，可以有效利用高壓空氣將粉塵打下，避免因燃油飛灰因黏性或因冷卻溫度太低，使飛灰黏在濾袋上而造成阻塞，此外過濾速度亦不能太高，以避免洗下之粉塵尚未掉落就被抽風機吸引而上，造成洗袋完後，濾袋屋殘餘壓損過高，洗袋效果不佳。

4.2 過濾速度(濾布比)對過濾行為之影響

過濾速度為設計濾袋屋最重要之參數，也是操作濾袋屋最重要之參數，當過濾速度越小，濾袋屋之洗袋頻率會隨之減少，洗袋殘餘壓損減低，且濾袋阻塞之機率減少，會使的濾袋屋更容易操作。但較低的過濾速度代表較大的濾袋屋體積，也就必須花費更多的濾袋屋成本。

圖 4 為濾袋屋壓損在不同的過濾速度下，濾袋屋壓損上升之情形，由圖可知濾袋屋壓損在過濾速度越快時，其壓損上升之斜率越高，由過濾時間與過濾壓損之關係圖，可利用方程式(3)求出粉塵比阻抗係數(K_2)及有效殘餘壓損($(p_E)_{\Delta W}$)。

經由上述方法求出 K_2 與過濾速度(V)之關係，其 K_2 值在過濾速度為 8、6.1、4.3 cm/sec 時，分別為 307,888、267,479、250,200 sec⁻¹ (5.13, 4.45, 4.17 N * min/g * m)， K_2 與過濾速度(V)之關係為：

$$K_2 = 1.53 \times 10^5 V^{0.3271} \quad R^2 = 0.92$$

Cheng 等人[24]之研究結果指出，燃煤飛灰之 K_2 與過濾速度(V)之關係為：

$$K_2 = 2.24 \times 10^5 V^{0.665} \quad R^2 = 0.98$$

由上兩式可看出燃煤飛灰之 K_2 受到過濾速度之影響較小。

研究⁽⁹⁾指出，當過濾速度由 5 cm/s 增加到 12 cm/s 時， K_2 值僅增加約 20%，但是 K_2 在過濾速度為 15 cm/s 下操作的值卻是在 12 cm/s 下的 4.7 倍，使得在高過濾

速度下， K_2 會增加許多，而更容易阻塞。

在本研究中，建議使用之過濾速度不超過 4.3 cm/sec，洗袋儲槽壓力建議在 4 kg/cm² 以上，因為在過濾速度過高時(8 cm/sec)，濾袋會有阻塞現象，致使洗袋工作失效，而在過濾速度為 6.1 cm/sec，雖然利用較高之洗袋儲槽壓力可將過濾壓損降低，但洗袋後濾袋屋殘餘壓損依然在 2.5 in. H₂O 以上，過濾週期較 $v=4.3$ cm/sec 短，造成洗袋能量較高，且較高之洗袋壓力會造成濾袋壽命減低，造成濾袋成本增加。

4.3 儲槽壓力與洗袋作用力之關係

圖 5 為無文氏管，過濾速度為 4.0 cm/sec，噴嘴孔徑為 13 mm 時，初始儲槽壓力與平均過脈衝壓力之關係，由圖可看出初始儲槽壓力與平均過脈衝壓力之關係為線性，當儲槽壓力增加時平均過脈衝壓力亦隨之增加，故僅增加儲槽壓力就可增加洗袋作用力(平均過脈衝壓力)。儲槽壓力越高洗袋作用力就越高，如果較高之洗袋作用力可獲得較好之洗袋效果，則增加儲槽壓力為增加洗袋效果最簡便之方法。

4.4 洗袋作用力對洗袋效果之影響

經由各種不同過濾速度及洗袋儲槽壓力下所獲得之有效殘餘壓損可整理成圖 6，為噴嘴孔徑為 13 mm， $(P_E)_{\Delta W}/V$ 與初始儲槽壓力之關係。圖 6 為 $(P_E)_{\Delta W}$ ，過濾速度(V)與洗袋儲槽壓力(p_{tk0})之關係，其關係如下：

$$(P_E)_{\Delta w} = 1.44 V P_{tk0}^{-0.62}$$

其中 $(P_E)_{\Delta W}$ 之單位為 in. H₂O，V 之單位為 cm/sec， p_{tk0} 之單位為 kg/cm²。由此關係可得之洗袋後之有效殘餘壓損與過濾速度成正比，而與洗袋儲槽壓力之 0.62 次方成反比。顯示洗袋儲槽壓力越高則洗袋效果越好。

Dennis 等人^[8]曾利用燃煤飛灰所獲得之 $(P_E)_{\Delta W}$ ，過濾速度(V)與洗袋儲槽壓力(p_{tk0})之關係，其關係如下：

$$(P_E)_{\Delta w} = 6.08 V P_{tk0}^{-0.65}$$

其中 $(P_E)_{\Delta W}$ 之單位為 in. H₂O，V 之單位為 ft/min， p_{tk0} 之單位為 psig。Dennis 等人^[8]之結果亦顯示洗袋後之有效殘餘壓損與過濾速度成正比，而與洗袋儲槽壓力之

0.65 次方成反比。

4.5 不同噴嘴孔徑對洗袋效果之影響

圖 7 為無文式管，噴嘴孔徑分別 8 mm，過濾速度為 4 cm/sec 時之過濾週期，由圖 7 可看出，在 A、B、C、D、E 點的洗袋儲槽初始壓力分別為 1、2、3、4、5 kg/cm²，其洗袋後殘餘壓力分別為 3.52、3.48、3.46、3.34、3.29 in. H₂O，結果顯示，利用噴嘴口徑為 8 mm 之洗袋效果不佳，在 5 kg/cm² 的儲槽壓力下，其洗袋後殘餘壓力最多僅能下降至 3.29 in. H₂O，因此在 $d_n=8$ mm 的情況下，僅增加儲槽之初始壓力並不能有效使洗袋效果增加太多，因此必須改變洗袋方式，以增加洗袋效果，其方式為當壓差到達設定點(4 in. H₂O)時，進行一次洗袋，當洗袋完成後，立即進行第二次洗袋，如圖 7 的 A1 及 B1 點所示，可發現當利用 1 kg/cm² 及 2 kg/cm² 的儲槽壓力進行重複洗袋的動作時，洗袋後殘餘壓力會下降至 2.13 及 2.42 in.H₂O，使洗袋效果增加。而在圖中亦可看出利用洗袋壓力為 3、4、5 kg/cm² 進行一次洗袋時，其洗袋效果並不佳，洗袋週期在 60 min 左右，如利用 1 kg/cm² 及 2 kg/cm² 的儲槽壓力進行重複洗袋，則會使洗袋週期增加至約 150min，使洗袋效果增加。因此在本系統中利用低壓壓縮空氣(1, 2kg/cm²)進行重複洗袋，其洗袋效果遠較為利用高壓空氣(4, 5kg/cm²)進行一次洗袋之效果為佳。而其消耗的洗袋能量如表 3 所示。

由表可看出，利用低壓重複洗袋的方式，可獲得較佳之洗袋效果，且其消耗之洗袋能量，較高壓系統一次洗袋之能量低，因此在實際操作時，如一次洗袋時之效果不佳，建議利用二次重複洗袋之方式以達到較佳之洗袋效果。

濾袋內平均過脈衝壓力與洗袋壓力的關係圖可整理成如圖 8 所示，由圖 8 可看出平均與最大過脈衝壓力並不隨著噴嘴孔徑增加而增加，於 $d_n=13$ mm 時，平均過脈衝壓力最高，其平均過脈衝壓力隨儲槽壓力增加的斜率也較高，而在 $d_n=8$ 及 20 mm 時，其平均過脈衝壓力隨著儲槽壓力增加的斜率較不明顯，會造成平均與最大過脈衝壓力並未隨著噴嘴孔徑增加之原因為當噴嘴口徑增加時，由噴嘴釋出的氣體流量亦隨之增高，如濾袋屋體積太小，則氣流因釋出不及壓力會累積在濾袋外，使在濾袋外之壓力增高，造成過脈衝壓力(濾袋內脈衝壓力減濾袋外脈衝壓力)減少。如在噴嘴口徑小時，因釋出之氣體流量較少，此情形較不明顯，而在噴嘴較大時則此現象

則較為嚴重，會致使增加儲槽壓力只能增加濾袋內之壓力而不能有效的增加濾袋內過脈衝壓力，而導致能源的浪費。

圖 9 為不同噴嘴孔徑下，初始儲槽壓力與洗袋後殘餘壓力之關係，由圖可看出，在 $d_n=13\text{ mm}$ 時，濾袋屋之洗袋效果較佳，而在 $d_n=8, 20\text{ mm}$ 時，洗袋效果較差，在 $d_n=8\text{ mm}$ 時，洗袋效果較差之原因為噴嘴所釋出之流量較小，因此在濾袋內形成之脈衝壓力也較小，因此其洗袋效果較噴嘴孔徑為 13 mm 時差，而在噴嘴口徑為 20 mm 時，其釋出之氣體流量較高，相對的在濾袋內形成之脈衝壓力也最高，但因濾袋屋本體之體積較小，導致濾袋外之壓力也隨之增高，因此導致濾袋內之洗袋脈衝壓力利用率不高，因此平均過脈衝壓力較 $d_n=13\text{ mm}$ 時小，因而導致洗袋效果較 $d_n=13\text{ mm}$ 時差。

圖 10 為在不同噴嘴孔徑下，濾袋內平均過脈衝壓力、最大過脈衝壓力與洗待後殘餘壓力之關係，由圖可看出在平均過脈衝壓力與有效殘餘壓損之關係方面，有效殘餘壓損約與平均過脈衝壓力之 0.13 次方成反比，臨界過脈衝壓力約為 $2,000\text{ pa}$ ，與第一年計畫結果約相同。在最大過脈衝壓力與有效殘餘壓損之關係方面，有效殘餘壓損約與最大過脈衝壓力之 0.075 次方成反比。圖 11 為過濾速度為 4.0 cm/sec ，不同噴嘴孔徑時，壓力衝量與有效殘餘壓損之關係。由圖 10 及 11 可知當過壓力脈衝或壓力衝量越高，其洗袋效果也越好，但太高之過脈衝壓力或壓力衝量並不能增加太多之洗袋效果，有時甚至會減少濾袋之壽命。Sievert 及 Löffler^[16]指出作用在濾袋的過脈衝壓力須大於一個 $400\text{-}500\text{ Pa}$ 的壓力臨界值，才可獲得良好的粉層餅去除效率。Lu⁽¹²⁾利用燃煤飛灰的實驗結果亦顯示，當過濾速度為 2 cm/sec 時，濾袋的過脈衝壓力需到達 $600\text{-}800\text{ pa}$ 之間才可有效去除粉塵餅。蔡^[25]利用碳酸鈣所做之實驗指出，當過濾速度為 $2, 3, 4\text{ cm/sec}$ 時，過脈衝壓力之臨界值分別為 $800, 1,200$ 及 $1,400\text{ pa}$ ，顯示越高之過濾速度需要越高之過脈衝壓力之臨界值。本研究所得之臨界過脈衝壓力約為 $2,000\text{ pa}$ ，唯一相當高之值，推測其原因為過濾速度較高($v=4.0\text{ cm/sec}$)，且收集之粉塵之溼度較高，其黏著力較強，因而不易被洗袋脈衝壓力所震落或吹出，因此需較高之洗袋脈衝壓力。

4.6 濾袋屋經濟效益評估

典型之濾袋屋成本可分為固定成本及操作成本，濾袋屋總成本最佳化之選擇可由總成本最低值求得，其主要之取捨為濾袋面積(面積越大則固定成本越高)及過濾時之壓差(風扇之操作成本)，而濾袋屋之設計則需使濾袋屋操作穩定，且減少維修及更換濾袋以減低維護成本。

4.6.1 固定成本分析

1. 濾袋屋設備成本

濾袋屋設備成本之估算主要根據下列幾種因素考量[26]：

- (1). 濾布材質、型式及濾布比(過濾速度)
- (2). 24 小時連續操作或離線洗袋操作
- (3). 濾袋屋裝設於風扇之吸入側或出口側
- (4). 標準設計或顧客特別要求
- (5). 洗袋之方式(脈衝噴氣式、反洗空氣式或機械震盪式)
- (6). 濾袋屋建造之材質

基本濾袋屋設備成本可由濾袋之面積估算，基本濾袋屋成本估算如下：(基本濾袋屋只由鍍鋅鐵製造、未保溫且濾袋屋置於風扇出口側)

$$BBP=a_1+b_1NCA \quad (5)$$

其中 BBP：基本濾袋屋價格(未含濾袋)，美元(1977 年)；NCA：濾袋總表面積 (ft^2)； a_1, b_1 ：常數

$$SSA=a_2+b_2NCA \quad (6)$$

其中 SSA：濾袋屋由不鏽鋼製造所增加之價格，美元(1977 年)； a_2, b_2 ：常數

$$INS=a_3+b_3NCA \quad (7)$$

其中 INS：濾袋屋增加保溫措施所增加之價格，美元(1977 年)； a_3, b_3 ：常數

$$SAO=a_4+b_4NCA \quad (8)$$

其中 SAO：濾袋屋採設於風扇之吸入側增加之價格，美元(1977 年)； a_4, b_4 ：

常數 其中常數值(a_i, b_i)可參考表 4 求得。

2. 濾布之成本分析

濾布之選擇與廢氣成分、濾袋屋操作溫度、粉塵濃度及粉塵性質有關，此外不同的洗袋方式及過濾速度亦會影響濾布材質之選擇，如脈衝噴氣式濾袋屋大部分皆採用不織布之材質，如 Darcron, Nomex 等；而反洗空氣式及機械震盪式之濾袋屋則大部分採用織布材質如 Fiberglas, Cotton 等，不同材質濾袋每平方呎之價格如表 5 所示^[27]。

3. 初步固定成本預估

空污防治設備固定成本包含設備成本 (equipment cost) 與裝設成本 (installation cost)，設備成本包含設備本身、控制設計、附屬設備及儀器之直接成本外，裝設成本則包含裝設之直接成本及間接裝設成本。設備之裝設成本需考慮下列情況：

- (1). 組裝方式及控制方法之設計：如現場組裝或組裝完成載運送至現場裝設。
- (2). 工廠設備配置之方式。
- (3). 公用系統支援之情形：如水、電、蒸氣及壓縮空氣之支援等。
- (4). 設備置於建築物內或建築物外。
- (5). 空污設備是加裝於現有工廠或裝設於新工廠。

直接裝設成本主要需考慮到設備基礎、建築物、電氣設備、接管及保溫等費用；而間接裝設成本則需考慮工程進行時之支出、薪水和意外事故等。各種空污控制設備成本與裝設成本之成本因子如表 6 所示^[26]，主要是將設備成本因子當為 1，其他費用之成本因子則以設備成本之百分比表示。這些因子可當為估算空污設備成本時之參考，如有特殊要求則可以隨時調整。

由表中可看出濾袋屋從採購至裝設完成之總成本 (total installation cost, TIC) 為採購成本 (purchased equipment cost, PEC) 之 2.17 倍。

$$TIC = 2.17 \times PEC \quad (9)$$

4.6.2 操作成本分析

年度操作費用 (annual operating cost, AOC) 之預估如表 7 所示^[27]，包含直接操作成本和間接操作成本，直接操作支出如人工、操作及維修所需之材料、濾袋更換費用、公用系統如水電之支出及廢棄物處理之費用；間接操作支出如稅、保險費、設

4.2 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

備之折舊及利息支出。如不用表 7 預估，亦可用表 8 預估直接操作成本和間接操作成本^[28]。

1. 直接操作成本

空氣污染控制設備在維修及操作上所花費的人工與材料費與工廠的自動化程度、氣體的性質、設備操作的久暫有關。正常而言，這些費用約佔總年度操作費用之 2%~8%，當工廠自動化程度增加後則在人工及值班主管方面所花費之支出即可減少。

所有人工之支出與每班人工花費在空污設備的時間有關，對小工廠而言，每年的操作時間可能為每天一班，每週五天，每年 50 週；而對諸如煉鋼廠、化工廠而言，則每年的操作時間為 365 天，每天三班。每班人工花費在空污控制設備時間預估如表 9 所示，表中亦包含每班人工花費在維修上的工作時數，如在小型工廠，總維修費亦可以 5% 之設備成本預估。

2. 間接操作成本

間接操作成本包含稅、保險、管理費用、雜費及設備折舊，稅、保險、管理費用約佔固定成本之 4%，而雜費之支出約為總操作與維修人工之 80%，空污控制設備折舊後之資本回收率(capital recovery cost)可由下式計算：

$$\text{資本回收率} = \text{固定成本} \times \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \quad (10)$$

其中 i 為年利率，n 為成本回收年限

如成本回收期定為 10 年，利息之年利率為 10%，則資本回收率為 0.16275。

4.6.3 幣值修正

通常在估算空污控制設備之成本時，通常會用到數年前之資料，故需將以前之幣值校正至現在之幣值，最常用之指標為消費者物價指數(consumer price index, CPI)，可反應每年物價變動之情形。因此目前設備之價格可由下列方式求得：

$$\text{目前設備價格} = \text{以前設備價格} \times \left(\frac{\text{目前之 CPI}}{\text{以前之 CPI}} \right) \quad (11)$$

經由本節所述之濾袋屋設備成本估算、裝設成本估算以及操作成本之估算後，

即可估算出每年之總操作成本。並由此可求出濾袋屋裝設後之經濟效益。

4.6.4 濾袋屋實際成本估算

脈衝式濾袋屋成本估算與處理的氣體流量有很大之關係，以處理氣體為 100 m³/min 為例，其成本估算如下：

在設計濾袋屋時需考慮濾袋屋操作時之過濾速度，在使用脈衝噴氣式濾袋屋時，其過濾速度之範圍在 2~4 cm/sec 間，今以過濾速度(濾布比)為 2 cm/sec 為例，則其總濾布面積可由 $A=Q/V$ 獲得，可求得 $A=90 \text{ ft}^2$ 。

1. 濾袋屋本體之固定成本

除過濾速度外，其次需考慮到濾袋屋本體之材質，當其選用鍍鋅鐵製造、未保溫時，其成本如方程式 6 所示

$$BBP=a_1+b_1NCA$$

其中 BBP：基本濾袋屋價格(未含濾袋)，美元(1977 年)

$$BBP=5,730+7.6\times 90=6,054 \text{ 美元}$$

當其選用不鏽鋼(stainless)製造、未保溫時，其增加之成本如方程式 7 所示：

$$SSA=a_2+b_2NCA$$

其中 SSA：濾袋屋由不鏽鋼製造所增加之價格，美元(1977 年)

$$SSA=1,650+5.0\times 90=2,100 \text{ 美元}$$

如考慮到保溫之問題，則增加之成本如方程式 8 所示，

$$INS=a_3+b_3NCA$$

其中 INS：濾袋屋增加保溫措施所增加之價格，美元(1977 年)

$$INS=4,910+2.4\times 90=5,126 \text{ 美元}$$

如不加以保溫且選用鍍鋅鐵材質則其總成本為 6,054 美元(1977 年)，如加以保溫且選用不鏽鋼材質則其濾袋屋本體總成本= BBP + SSA+INS 為 13,280 美元(1977 年)。

2. 濾袋屋本體之裝設成本

濾袋屋裝設時除考慮到濾袋屋本體之成本外，濾袋之成本亦需加以考慮，本研究使用 NOMEK 濾袋其價格如表 5 所示。

濾袋價格為 $90 \times 1.3 = 117$ 美元(1977)

此外設備基礎、建築物、電氣設備、接管、工程進行時之支出、薪水和意外事故等費用亦需加以考慮。各種空污控制設備成本與裝設成本之成本因子如表 6 所示，由表 6 中可看出濾袋屋從採購至裝設完成之總成本(total installation cost, TIC)為採購成本(purchased equipment cost, PEC)之 2.17 倍($TIC=2.17PEC$)，如不考慮建築物之費用，則 $TIC=1.67PEC$ 。為反應每年物價變動之情形。因此目前設備之價格可由方程式(11)求得。

故如不考慮建築物之費用則

(1) 不加以保溫且選用鍍鋅鐵材質，則濾袋屋從採購至裝設完成之總成本。

$$TIC=1.67 \times (6,054+117)=10,305 \text{ 美元(1977 年)}.$$

$$\text{故 } TIC(1998)=TIC(1977) \times (231.6/99.5)=23,986 \text{ 美元}$$

其中 231.6 為 1998 之 CPI，99.5 為 1977 之 CPI。

(2) 不加以保溫且選用不鏽鋼材質則濾袋屋從採購至裝設完成之總成

$$TIC=1.67 \times (6,054+2,100+117)=13,813 \text{ 美元(1977 年)}.$$

$$\text{故 } TIC(1998)=TIC(1977) \times (231.6/99.5)=32,152 \text{ 美元}$$

(3) 加以保溫且選用不鏽鋼材質，則從採購至裝設完成之總成本。

$$TIC=1.67 \times (6,054+2,100+5,126+117)=22,373 \text{ 美元(1977 年)}.$$

$$\text{故 } TIC(1998)=TIC(1977) \times (231.6/99.5)=52,076 \text{ 美元}$$

如考慮建築物之費用則

(1) 不加保溫且選用鍍鋅鐵材質則濾袋屋從採購至裝設完成之總成本，

$$TIC=2.17 \times (6,054+117)=13,391 \text{ 美元(1977 年)}.$$

$$\text{故 } TIC(1998)=TIC(1977) \times (231.6/99.5)=31,775 \text{ 美元}$$

(2) 不加以保溫且選用不鏽鋼材質則濾袋屋從採購至裝設完成之總成本，

$$TIC=2.17 \times (6,054+2,100+117)=17,948 \text{ 美元(1977 年)}.$$

$$\text{故 } TIC(1998)=TIC(1977) \times (231.6/99.5)=41,776 \text{ 美元}$$

(3) 加以保溫且選用不鏽鋼材質，則從採購至裝設完成之總成本，

$$TIC=2.17 \times (6,054+2,100+5,126+117)=29,071 \text{ 美元(1977 年)}.$$

故 $TIC(1998)=TIC(1977) \times (231.6/99.5)=67,667$ 美元

結果整理成表 10。

四、結論與建議

經由上述之結果與討論所獲得之結論如下：

1. 當濾袋塗敷粉塵後，可以有效利用高壓空氣將粉塵打下，避免因燃油飛灰因黏性或因冷卻溫度太低，使飛灰黏在濾袋上而造成阻塞。
2. 當噴嘴孔徑為 13 mm， $(P_E)_{\Delta w}/V$ 與初始儲槽壓力之關係如下：
$$(P_E)_{\Delta w} = 1.44 V P_{ik0}^{-0.62}$$
 由此關係可得知洗袋後之有效殘餘壓損與過濾速度成正比，而與洗袋儲槽壓力之 0.62 次方成反比。顯示洗袋儲槽壓力越高則洗袋效果越好。
3. 當利用低壓系統重複洗袋，其洗袋效果會較高壓系統洗袋效果好，且其消耗能量較低。
4. 當改變噴嘴孔徑時，濾袋內脈衝壓力隨噴嘴孔徑增加而增加，但過脈衝壓力並未隨之增加，其洗袋過脈衝壓力以 $d_n=13$ mm 時最高，洗袋效果也越好。
5. 洗袋後濾袋之殘餘有效壓損約與平均過脈衝壓力及壓力衝量成反比。顯示平均過脈衝壓力及壓力衝量越高則洗袋效率越好。
6. 經由濾袋屋成本分析，可當為選用濾袋屋之參考。

致謝

本研究感謝國科會永續會計畫(NSC89-EPA-Z-241-001)經費之支持，使本研究得以順利完成。

參考文獻

1. Dean, A. H. and Cushing, K. M. "Survey on The Use of Pulse-Jet Fabric Filters", *JAPCA*, Vol. 38, No. 1, pp. 90-96, 1988.

46 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

- 2.Bustard, C. J., Cushing, K. M. and Chang, R. L. "The Potential of Pulse-Jet Baghouse for Utility Boilers. Part 2: Performance of Pulse-Jet Fabric Filter Pilot Plants", *J. Air & Waste Manage. Assoc.*, Vol. 42, pp. 1240-1249, 1992.
- 3.Blythe, G. M. Petersen, J. R. Burnette, A. D. and Rhudy, R. G. "Results of Spray Dryer/ Pulse-Jet Fabric Filter Pilot Unit Tests at the EPRI High Sulfur Test Center", in *Proceedings of the 1991 SO₂ Control Symposium*, Electric Power Research Institute, Washington, D. C., December 3-6, 1991.
- 4.Humphris, W. and Madden, J. J. "Fabric Filtration for Coal-Fired Boilers: Dust Dislodgment in Pulse Jet Filters", *Filtration and Separation*, Vol. 21, No. 5, pp. 40-44, 1984.
- 5.謝長良，黃志峰，袋式集塵技術與小型焚化爐廢氣處理應用實例介紹，工業污染防治，第 65 期，pp. 19-30，1998.
- 6.Donovan, R. P., *Fabric Filtration for Combustion Source: Fundamental and Basic Technology*, Marcel Dekker Inc.: New York, 1985.
- 7.Dennis, R., Wilder, J. E. and Harmon, D. L. "Predicting Pressure Loss for Pulse jet Filters", *JAPCA*, Vol. 31, No. 9, pp. 987-992, 1981.
- 8.Deannis, R., H. A. Klemm and W. Battye, "Fabric Filter Model Sensitivity Analysis", *GCA/Technology Division, EPA-600/7-79-043c*, pp. 40-51, 1979.
- 9.Ellenbecker, M. J. and Leith, D. "Dust Removal from Non-Woven Fabric-Cleaning Methods Need to be Improved", *Filtration and Separation*, Vol. 20, No. 5, pp. 41-45, 1984.
- 10.Merritt, W. J. and Bush, V. "Status and Future of Baghouses in the Utility Industry", *Journal of Air and Waste Management Association*, Vol. 47 pp. 704-709, 1997.
- 11.Dennis, R. and Hovis, L. S. "Pulse-Jet Filtration Theory: A State of the Art Assessment", in *Fourth Symposium on the Transfor and utilization of Particulate Control Technology*, EPA-600/9-84-025a, pp.22-36, 1984.

- 12.Lu, H. C., "A Study of The Cleaning Performance for a Pulse-Jet Baghouse", Ph. D. thesis, Institute of Civil Engineering, National Chiao-Tung University, Taiwan, 1997.
- 13.Belba, V. H., Grubb, W. T. and Chang, R., "The Potential of Pulse-Jet Baghouse for Utility Boilers. Part 1: A Worldwide Survey of Users", *J. Air & Waste Manage. Assoc.*, Vol. 42, pp. 209-217, 1992.
- 14.Lanois, G. D. and Wiktorsson, A. "Current Status and Future Potential for High-ratio Fabric Filter Technology Applied to Utility Coal-Fired Boilers.", *Proceedings of the First Conference on Fabric Filter Technology for Coal-Fired Power Plants*, Denver, pp. 4-125 to 4-154, 1982.
- 15.Morris, W. J., "Cleaning Mechanisms in Pulse Jet Fabric Filters", *Filtration and Separation*, pp. 50-54, 1984.
- 16.Sievert, J. and LÖffler F., "The Effect of Cleaning System Parameters on the Pressure Pulse in a Pulse-jet Filter", *Proc. of the Conference on Particulate and Multiphase Process*, Vol. II, pp. 647-662, 1985.
- 17.Morris, K., Cursley, C. J. and Allen, R. W. K. "The Role of Venturis in Pulse-jet Filters", *Filtration and Separation*, Vol. 28, pp. 24-31, 1991.
- 18.Lu, H. C. and Tsai, C. J. "Numerical and Experimental Study of Cleaning Process of a Pulse-Jet Fabric Filtration System", *Environ. Sci. and Technol.* Vol. 30, pp. 3243-3249, 1996.
- 19.Klingel, R. and LÖffler, F. "Influence of Cleaning Intensity on Pressure Drop and Residual Dust Areal Density in a Pulse-Jet Fabric Filter", *Proc. of the Filtech Conference*, London, pp. 306-314, 1983.
- 20.Rothwell, E., "The Design and Operating Characteristics of Reverse-jet Assemblies for Pulse-jet Dust Collectors", *Filtration and Separation*, Vol. 25, No. 4, pp. 257-262, 1988.
- 21.Turner, J. H., Viner, A. S. McKenna, J. D. Jenkins, R. E. and Vatavuk, W. M. "Sizing and Costing of Fabric Filters", *JAPCA*, Vol. 37, No. 6, pp. 749-759, 1987.

48 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

- 22.Klinge, R. and LÖffler, F. "Dust Collection and Cleaning Efficiency of A Pulse Jet Fabric filter", *Filtration and Separation*, pp. 250-208, 1983.
- 23.LÖffler F. and Sievert, J., "Fabric Cleaning in Pulse-jet Filters", *Chem. Eng. Process.*, Vol. 26, pp. 179-183, 1989.
- 24.Cheng, Y. H., Tsai, C. J. and Szymanski, W. W. "Factors Influencing the Pressure Drop through the Dust Cake During Filtration", *Aerosol Science and Technology*, in press 1998.
- 25.蔡明倫，脈衝噴氣式濾袋屋洗袋性能研究，交通大學環工所碩士論文，1997。
- 26.Neveril, R. B., Price, J. U. and Engdahl, K. L. "Capital and Operating Costs of Selected Air Pollution Control Systems-V", *JAPCA*, Vol. 28, No. 12, pp.1253-1256, 1978.
- 27.Vatavuk, W. M., and Neveril, R. B. "Part XI: Estimate the Size and Cost of Baghouse", *Chemical Engraining*, Vol. 89, No.6, pp. 153-156, 1982.
- 28.Cooper, C. D., and Alley, F. C. *Air Pollution Control-A Design Approach*, Waveland Press, Inc.: Illinois, pp. 181-183, 1985.

表 1 不同行業，不同粉塵在不同洗袋方法下的最佳灑布比⁽²¹⁾。

粉塵	機械震盪式 反洗空氣式 (ft/min)	脈衝噴氣式 (ft/min)
alumina	2.5	8
Asbestos	3.0	10
Bauxite	2.5	8
Carbon black	1.5	5
Coal	2.5	8
Cocoa, chocolate	2.8	12
Clay	2.5	9
Cement	2.0	8
Cosmetic	1.5	10
Enamel frit	2.5	9
Feeds, grain	3.5	14
Feldspar	2.2	9
Fertilizer	3.0	8
Flour	3.0	12
Fly ash	2.5	5
Graphite	2.0	5
Gypsum	2.0	10
Iron ore	3.0	11
Iron oxide	2.5	7
Iron sulfate	2.0	6
Lead oxide	2.0	6
Leather dust	3.5	12
Lime	2.5	10
Limestone	2.7	8
Mica	2.7	9
Paint pigments	2.5	7
Paper	3.5	10
Plastic	2.5	7
Quartz	2.8	9
Rock dust	3.0	9
Sand	2.5	10
Sawdust(wood)	3.5	12
Silica	2.5	7
Slate	3.5	12
Soap, detergents	2.0	5
Spices	2.7	10
Starch	3.0	8
Sugar	2.0	7
Talc	2.5	10
Tobacco	3.5	13
Zinc oxide	2.0	5

50 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

表 2 本研究中所使用之濾袋屋操作及設計參數

濾袋屋操作及設計參數	
過濾速度, V_f	4-8 cm/sec
洗袋時的過濾壓差值, ΔP	4 in. H ₂ O
粉塵種類	燃油飛灰
洗袋電磁閥開啟時間	300 ms
初始洗袋槽壓, P_{tk0}	1 ~ 6 kg/m ²
濾袋長度	1.5 m
濾袋口徑	130 mm
濾袋材質	Nomex
文式管, Venturi	無
噴嘴口徑, d_n	8, 13, 20 mm

表 3 不同洗袋壓力下消耗之能量與洗袋後殘餘壓力之關係

洗袋方式	dn=8 mm		dn=20 mm	
	消耗能量(kJ)	洗袋後殘餘 壓力(in. H ₂ O)	消耗能量(kJ)	洗袋後殘餘 壓力(in. H ₂ O)
1 kg/cm ² , 一次洗袋	4.0	3.52	8.1	3.54
1 kg/cm ² , 二次洗袋	8.1	2.13	16.1	1.93
2 kg/cm ² , 一次洗袋	5.7	3.48	16.2	3.14
2 kg/cm ² , 二次洗袋	11.4	2.42	32.4	1.97
3 kg/cm ² , 一次洗袋	7.3	3.46	20.3	3.26
4 kg/cm ² , 一次洗袋	8.9	3.34	24.3	3.09
5 kg/cm ² , 一次洗袋	11.3	3.29	29.2	3.00

表 4 方程式(5)-(8)中所使用之濾袋價格係數^[26]

		濾袋屋型式		
價格係數		機械震盪式	反洗空氣式	脈衝噴氣式
(BBP)	a1	\$6,600*	\$25,680	\$5,370
	b1	\$3.50/ft ²	\$3.00/ft ²	\$7.60/ft ²
(SSA)	a2	\$7,340	\$11,620	\$1,650
	b2	\$1.90/ft ²	\$1.79/ft ²	\$5.00/ft ²
(INS)	a3	\$2,280	\$11,200	\$4,910
	b3	\$1.77/ft ²	\$1.66/ft ²	\$2.40/ft ²
(SAO)	a4	\$2,260	\$1,690	0
	b4	\$0.25/ft ²	\$0.32/ft ²	0

此處所有之價格皆以 1977 年 12 月之物價為準，單位為美元；價格係數 b_i 與濾袋之總表面積有關。

表 5 不同濾袋材質之價格, 美元/ft²^[27]

濾袋材質	濾袋屋型式		
	機械震盪式 <20,000 ft ²	反洗空氣式或機械震盪 式>20,000 ft ²	脈衝噴氣式
Cotton	0.45	0.40	--
Nylon	0.75	0.70	--
Polypropylene	0.65	0.55	0.70
Orlon	0.65	0.55	0.95
Dacron	0.40	0.35	0.60
Nomex	1.15	1.05	1.30
Glass	0.50	0.45	--

* 此處所有之價格皆以 1977 年 12 月之物價為準。

52 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

表 6 估算空污控制設備固定成本之成本因子^[26]

	靜電集塵器	洗滌器	濾袋屋	燃燒塔	吸附器
直接成本					
(1)設備請購成本					
A. 自動控制設計	As Req'd				
B. 附屬設備	As Req'd				
C. 儀器與控制設備	0.10				
D. 稅	0.05				
E. 運送費用	0.05				
總計	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
(2)裝設費用直接成本					
A. 基礎及支撐	0.04	0.06	0.04	0.08	0.08
B. 建築物費用	0.50	0.40	0.50	0.14	0.20
C. 電氣設施	0.08	0.01	0.08	0.04	0.08
D. 接管費用	0.01	0.05	0.01	0.02	0.05
E. 絝熱隔離設施	0.02	0.03	0.07	0.01	0.02
F. 油漆費用	0.02	0.01	0.02	0.01	0.01
總計	1.67	1.56	1.72	1.30	1.44
間接成本					
(3)裝設費用間接成本					
A. 工程監督	0.20	0.10	0.10	0.10	0.10
B. 建造及現場支出	0.20	0.10	0.20	0.05	0.05
C. 建造薪水	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10
D. 設備啟動	0.01	0.01	0.01	0.02	0.02
E. 試車	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01
F. 模式研究	0.02				
G. 意外事故	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03
總計	2.24	1.91	2.17	1.61	1.75

表 7 每年操作成本之預估^[26]

直接操作成本	成本因子
1. 操作人工	
a. 操作員	\$7.87/man-hour
b. 值班主管	15% of 1a
2. 維修	
a. 人工	\$8.66/man-hour
b. 材料	100% of 2a
3. 更換部分	As request
4. 公用系統	
a. 電	\$0.0432/Kwh
b. 燃料油	\$0.47 /gal
c. 天然氣	\$1.98/Mcf
d. 水	\$0.25/1,000gal
e. 蒸氣	\$5.04/Mlb
f. 壓縮空氣	\$0.02/1,000cf
5. 廢棄物丟棄	\$5-10/ton
間接操作成本	
6. 雜費	80% of 1a+1b+2a
7. 稅	1% 之固定成本
8. 保險	1% 之固定成本
9. 管理費	2% 之固定成本
10. 資本回收率(capital recovery cost)	0.16273
a. 10%利息	
b. 設備為 10 年之壽命	
11. 回收之產品	

*此處所有之價格皆以 1977 年 12 月之物價為準。

表 8 年度設備操作成本預估表^[28]

直接操作成本
人工支出： hour/year×工資/hour
值班主管： 15% 人工支出
維修費： 5%之固定成本
公用系統
電： kWh/year×cost per kWh
蒸氣： lb/year×cost per lb
冷卻水： gal/year×cost per gal
間接操作成本
除人工外之雜費： 60%之總人工支出
稅： 1% 之固定成本
保險： 1% 之固定成本
折舊： as request

表 9 每班人工花費在空污控制設備時間預估^[26]

空污控制設備	操作人工 (man-hours/班)	維修人工 (man-hours/班)
濾袋屋	2-4	1-2
靜電集塵器	0.5-2	0.5-1
洗滌塔	2-8	1-2
燃燒器	0.5	0.5
吸附塔	0.5	0.5

表 10 處理廢氣流量為 100 m³/min 之脈衝式濾袋屋所需之固定成本

	不加保溫且選用鍍 鋅鐵材質	不加以保溫且選用 不鏽鋼材質	加以保溫且選用 不鏽鋼材質
不興建建築物	23,986 美元	32,152 美元	52,076 美元
興建建築物	31,775 美元	41,776 美元	67,667 美元

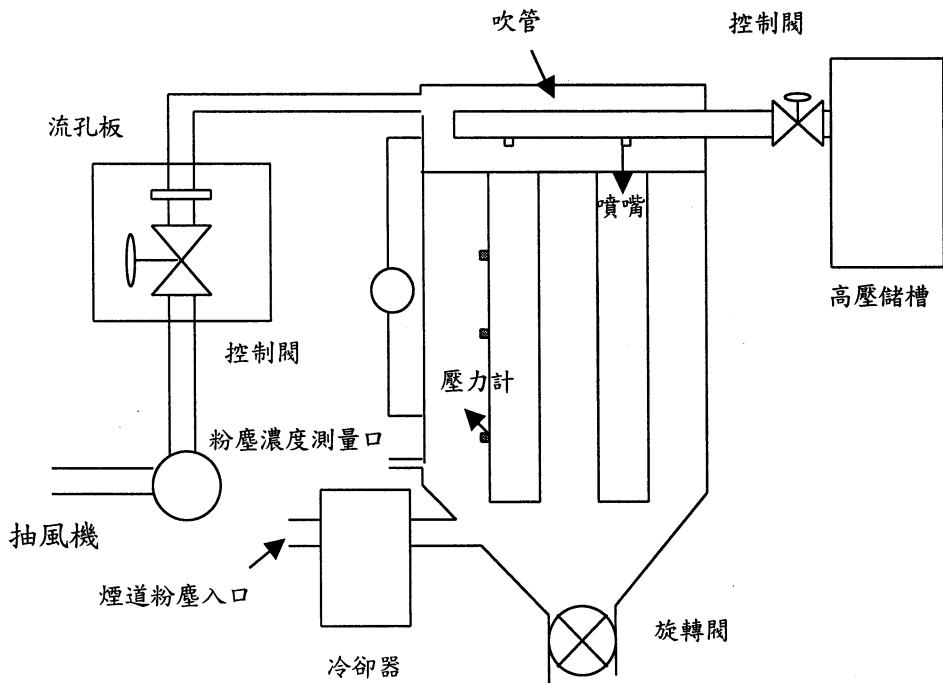


圖 1 脈衝噴氣式濾袋屋示意圖

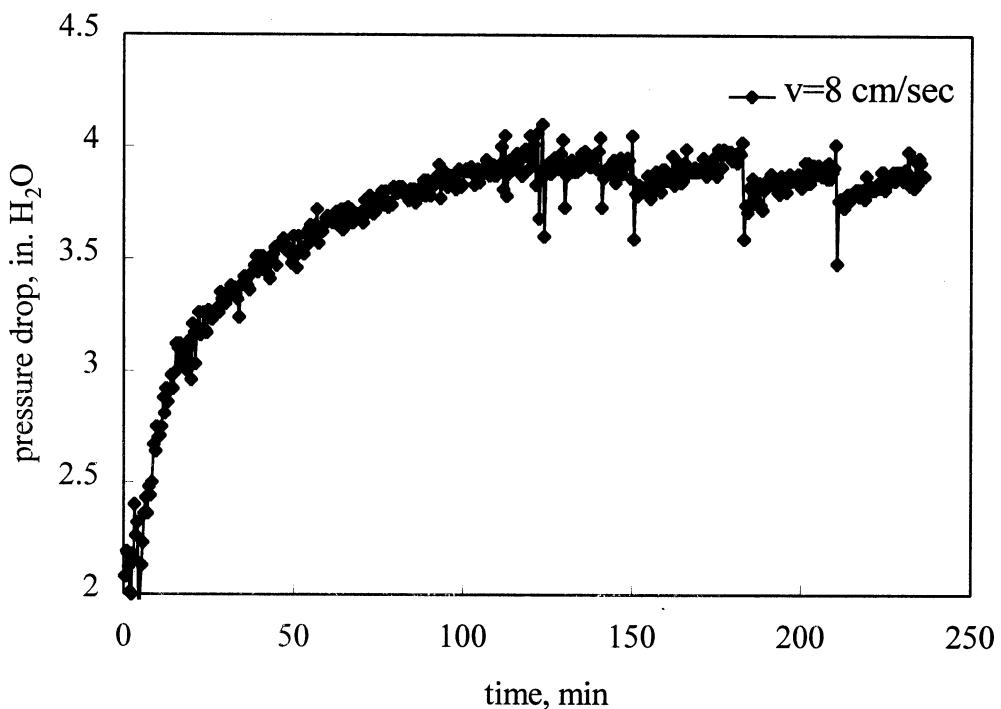


圖 2 過濾速度為 8 cm/sec，洗袋脈衝壓力為 4-6 kg/cm²，實際運轉之濾袋壓差與過濾時間圖

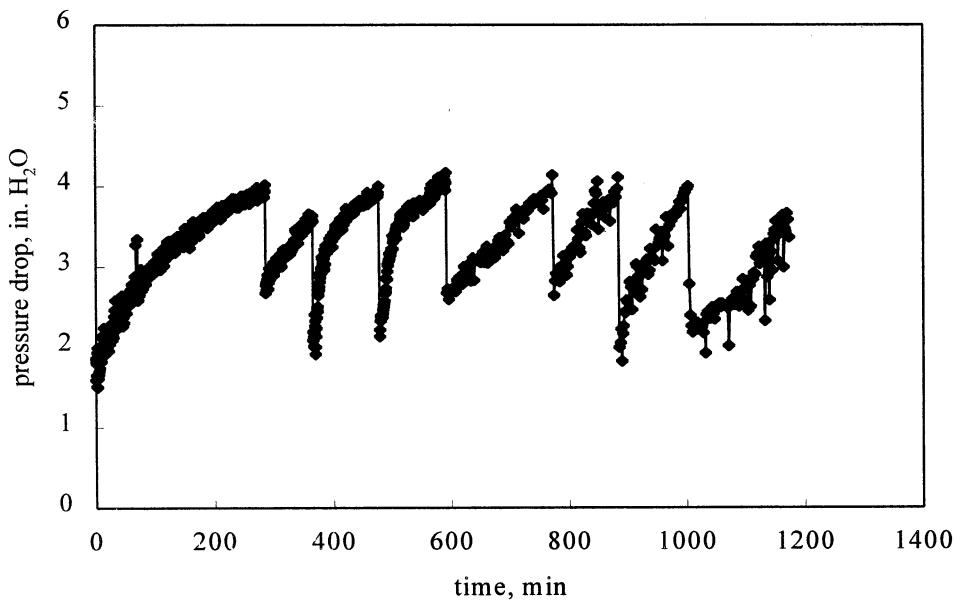


圖 3 導入碳酸鈣粉塵後，濾袋屋實際運轉時，濾袋壓差與過濾時間之曲線圖

58 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

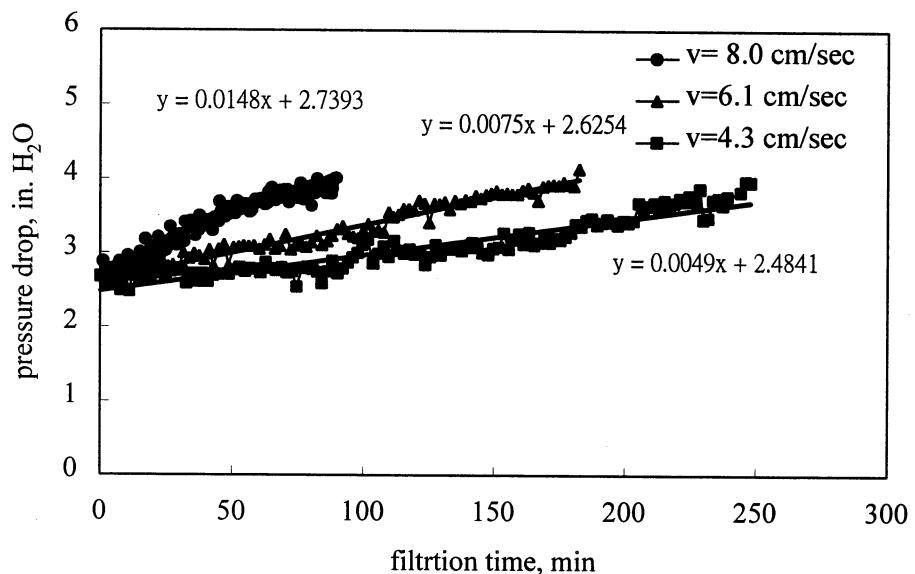


圖 4 在不同的過濾速度下，濾袋屋壓損上升之情形

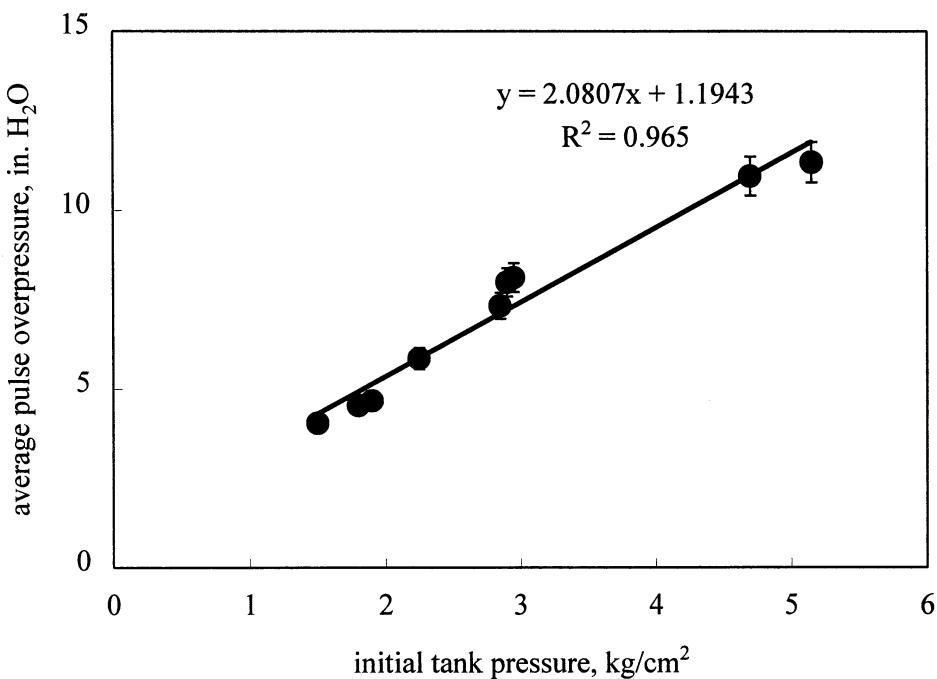


圖 5 無文氏管， $v_f=4.0 \text{ cm/sec}$ ， $d_n=13 \text{ mm}$ 時，初始儲槽壓力與平均過脈衝壓力之關係圖

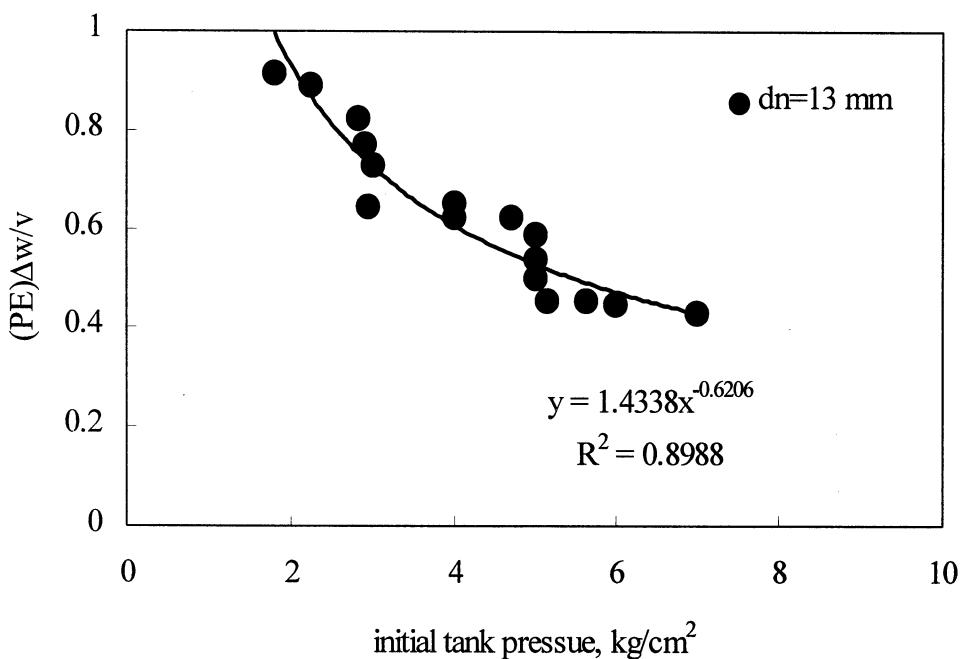


圖 6 $d_n=13 \text{ mm}$, $(P_E)_{\Delta W}/V$ 與初始儲槽壓力之關係圖

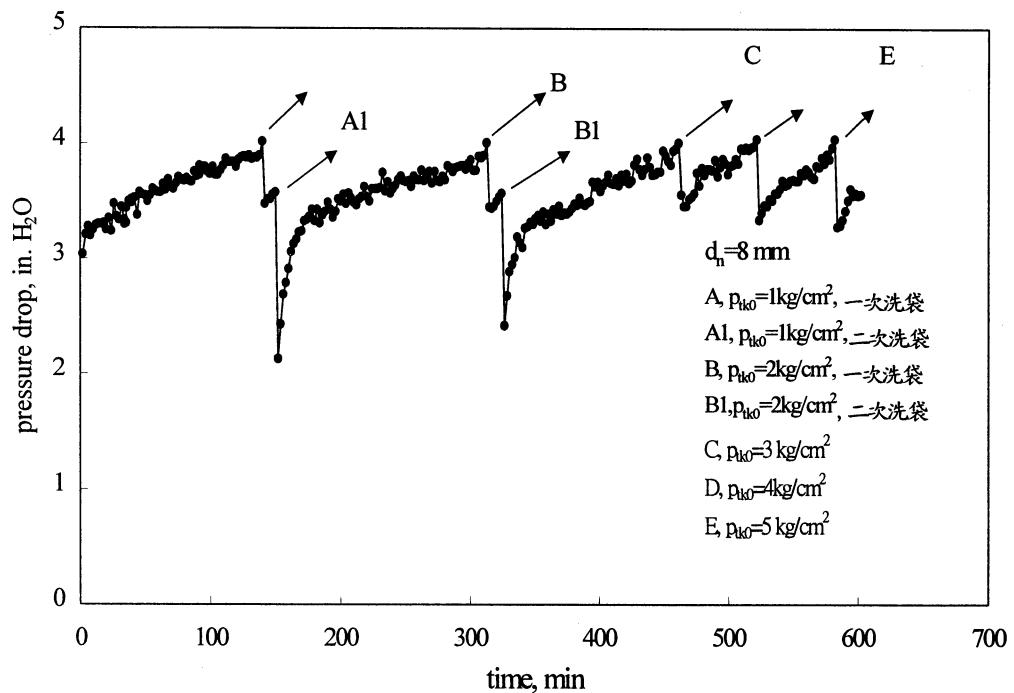


圖 7 無文式管，噴嘴孔徑 8 mm，過濾速度為 4 cm/sec 時，不同洗袋壓力下之過濾週期

62 脈衝濾袋屋實驗模型廠在鍋爐排氣控制之應用

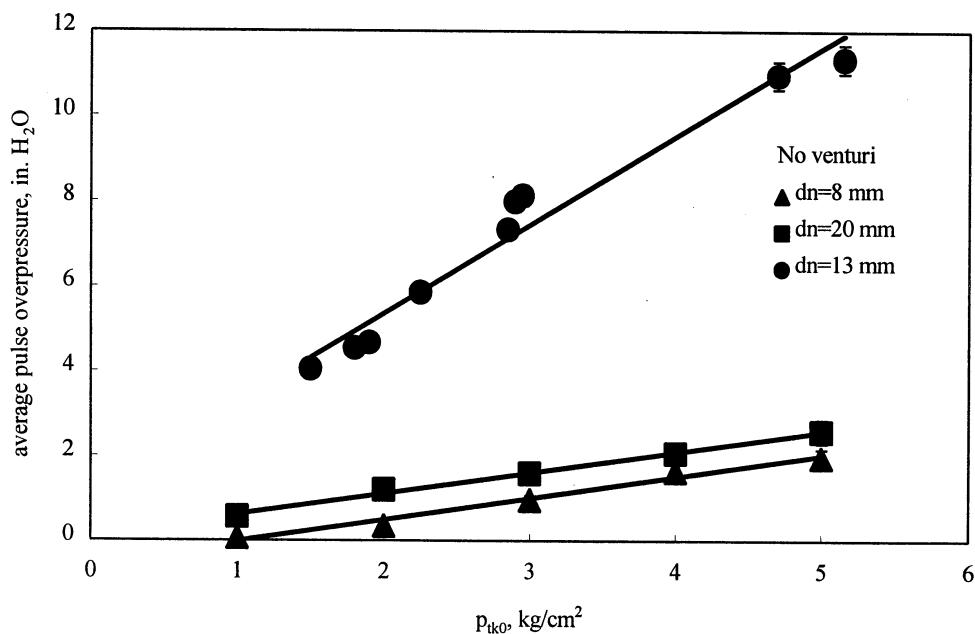


圖 8 在不同噴嘴口徑下，平均過脈衝壓力與洗袋壓力的關係圖

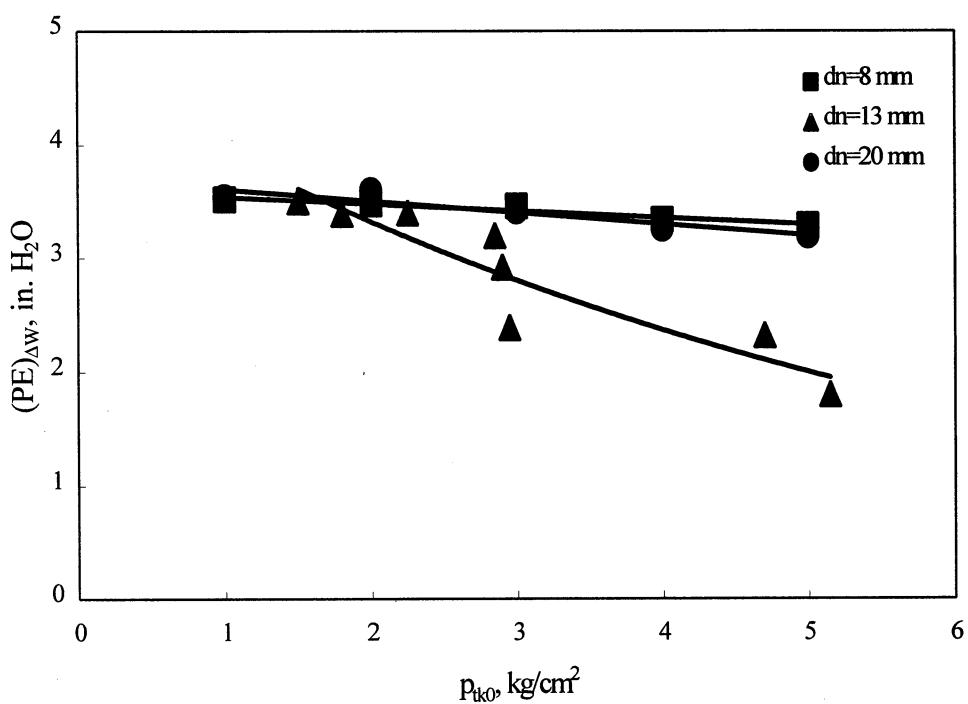


圖 9 為不同噴嘴孔徑下，初始儲槽壓力與洗袋後殘餘壓力之關係

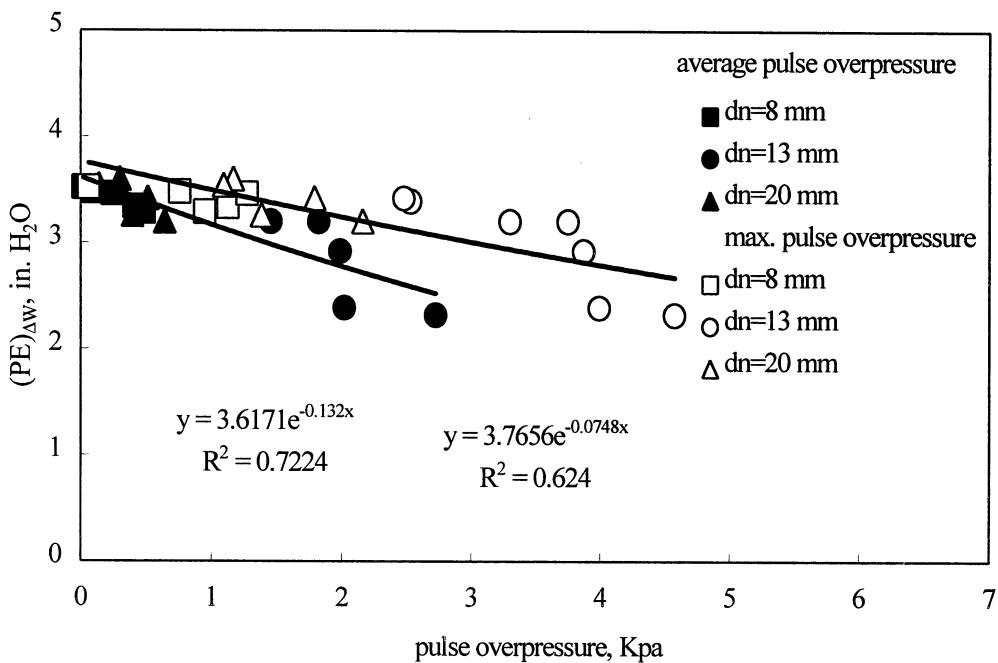


圖 10 無文氏管， $v_f=4.0$ cm/sec，不同噴嘴孔徑下，平均過脈衝壓力、最大過脈衝壓力與有效殘餘壓損之關係

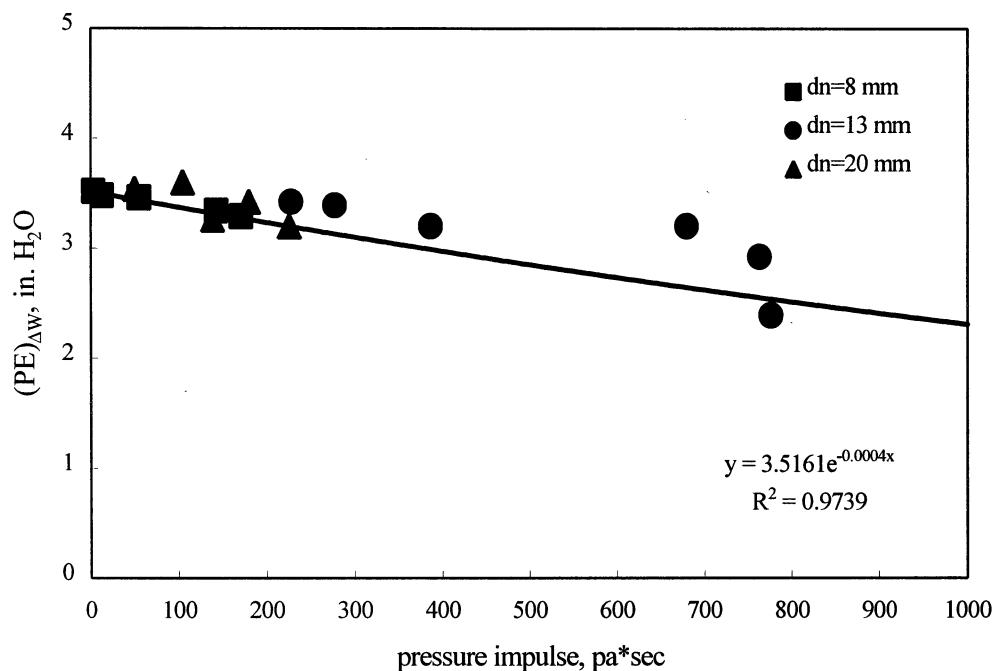


圖 11 無文氏管， $v_f=4.0 \text{ cm/sec}$ ，不同噴嘴孔徑下，壓力衝量與有效殘餘壓損之關係