

行政院原子能委員會
委託研究計畫研究報告

淨煤發電高溫氣體淨化技術發展

**The development of clean coal power generation of
high-temperature gas purification technology**

計畫編號：1002001INER059

受委託機關(構)：國立中央大學

計畫主持人：蕭述三

聯絡電話：(03) 4267341

E-mail address：sshsiau@cc.ncu.edu.tw

核研所聯絡人員：陳一順

報告日期：2011/12/6

目 錄

目 錄.....	i
圖目錄.....	iii
表目錄.....	vi
中文摘要.....	1
Abstract.....	2
壹、計畫目的.....	4
貳、實驗方法與設備.....	11
一、二維兩階段過濾器.....	11
(一)兩階段流場實驗分析.....	11
(二)兩階段實驗設備.....	16
(三)兩階段流場實驗步驟.....	19
二、三維兩階段過濾器週邊模型設計與建置.....	21
(一)進風口擴散段.....	23
(二)出風口漸縮段.....	28
三、三維兩階段冷性能過濾器實驗.....	31
(一)過濾機制簡介.....	31
(二)過濾效率實驗設備.....	36
(三)過濾效率實驗步驟.....	45
參、結果與討論.....	47
一、二維兩階段過濾器.....	47
(一)不同質量流率之流場.....	47

(二)不同質量流率之速度場	48
二、三維兩階段過濾器週邊模型	50
(一)本體模型	50
(二)進風口擴散段	53
(三)出風口漸縮段	55
三、三維兩階段冷性能過濾器實驗	57
(一)進口氣體速度分佈	57
(二)床體壓降與過濾效率	61
肆、結論與未來規劃.....	68
一、結論	68
二、未來規劃	69
(一)濾材質量流率	69
(二)進口風速	70
(三)粉塵粒徑分析	70
伍、參考文獻.....	72

圖目錄

圖 1 流動式顆粒床過濾器設計示意圖.....	7
圖 2 顆粒床停滯區示意圖.....	9
圖 3 兩段過濾模式.....	9
圖 4 二維不對稱過濾器模型幾何示意圖.....	12
圖 5 二維流動式顆粒床設備.....	17
圖 6 二維流動式顆粒床實際設備圖.....	17
圖 7 二維過濾器模型幾何示意圖.....	22
圖 8 開迴路風洞系統[18].....	22
圖 9 平板擴散段示意圖[17].....	23
圖 10 錐形擴散段示意圖[17].....	23
圖 11 (a)良好效益之理想擴散段 (b)效益低落—邊界層分離之實際擴散段[17].....	25
圖 12 平板擴散段流場安定圖[19].....	26
圖 13 (a)漸縮段雙 3 次方曲線方程半平面示意圖 (b)漸縮段成品原型示意圖.....	30
圖 14 三維流場實驗模型配置.....	37
圖 15 氣體供應裝置示意圖.....	38
圖 16 粉塵供應器(a)前視圖(b)側視圖.....	39
圖 17 濾材輸送裝置.....	40

圖 18 皮托管與壓力計裝置圖.....	41
圖 19 採樣裝置.....	43
圖 20 粗顆粒床 330 g/min、細顆粒床 200 g/min.....	48
圖 21 二維兩階段不同量流率流場速度向量分佈圖.....	49
圖 22 三維過濾器本體(a)同水平顆粒床(b)不同水平顆粒床(左側粗砂 濾材提高 100 mm).....	51
圖 23 進風口處氣體流經真實自由面示意圖.....	53
圖 24 三維擴散段上視圖(左上處)、前視圖(左下處)、側視圖(右處)	54
圖 25 雙三次方收縮曲線擬合圖.....	56
圖 26 三維漸縮段上視圖(左上處)、前視圖(左下處)、側視圖(右處)	56
圖 27 進口氣體速度分佈量測點示意圖.....	59
圖 28 德國 Testo 452 風速儀.....	59
圖 29 進口氣體 300L/min 下之速度分佈(測量點△：距上壁面 1 公分 處，□：中間 4.5 公分處，▽：距下壁面 1 公分處).....	60
圖 30 進口氣體 500L/min 下之速度分佈(測量點△：距上壁面 1 公分 處，□：中間 4.5 公分處，▽：距下壁面 1 公分處).....	60
圖 31 進口氣體 700L/min 下之速度分佈(測量點△：距上壁面 1 公分 處，□：中間 4.5 公分處，▽：距下壁面 1 公分處).....	61

圖 32 床體壓降測量點示意圖.....	62
圖 33 三種進口氣體流量下之壓降.....	63
圖 34 進口氣體 700L/min 流量下過濾實驗壓降變化圖.....	64
圖 35 三維冷性能過濾實驗實圖.....	65

表目錄

表 1 維兩階段過濾器設計參數.....	12
表 2 三維兩階段過濾器設計參數[23].....	28
表 3 進口氣體 700L/min 流量下冷性能過濾效率(粗、細砂質量流率 330 g/min).....	67
表 4 三維葉片-次葉片系統下之過濾效率(粗砂質量流率 450 g/min)	67

中文摘要

近年來歐、美、日等工業先進國家致力發展二十一世紀的新式先進燃煤技術，如整合型氣化煤複循環系統(IGCC, Integrated Gasification Combined-Cycle)，這些系統均會產生高溫高壓之氣體及飛灰，在進入氣渦輪機前必須有效的控制，方能使系統有效運作。

本年度計畫為延續去年計畫(名稱：進階兩段過濾器除塵系統分析與設計)流動式兩階段顆粒床過濾系統之進階設計，並以二維儲槽與二維過濾器實驗所得之結果為基礎，進行三維冷性能兩階段顆粒床過濾系統的設計與開發。計畫中針對兩階段流動式顆粒床之過濾器系統，進行二維不同質量濾材流場實驗與速度場分析，及測量三維冷性能兩階段顆粒床過濾系統模型中的進口氣體速度分佈和壓降行為，以進一步解析影響兩階段過濾器系統中的過濾效率指標。經由一系列的實驗，除了歸納出二維兩階段不同質量流率流場及進行速度場分析之外，更成功開發出一活動組合式的三維兩階段過濾器模型，並進行進口氣體速度分佈場及壓降行為的測量，另初步冷性能兩階段過濾器實驗結果，其過濾效率可達 94.75%。

上述計畫三維冷性能兩階段過濾系統模型實驗所得之結果，將可作為未來進行三維熱模實驗的基礎，計畫的最終目標則是朝向建立商業化之高溫燃氣流動式兩階段顆粒床過濾系統的目標而邁進。

關鍵詞：兩段式顆粒床過濾器、壓降、流場分佈、過濾效率

Abstract

The Integrated gasification combined-cycle system for power generation and the advanced coal-fired power plants have been developed in United States, Europe and Japan in recent years. High temperature gases are generated during the gasification of the biomass or the coal. The high temperature syngases contain many dust particulates and fly ashes which should be filtrated before entering gas turbine.

This project extended results of previous year with the development of a two-stage filtration system. The flow patterns and velocity profiles of filter granular can be obtained from quasi-2D experiments in different mass flow rate of two-stage filter media. In order to analyze the filtration efficiency of the two-stage filter system, this study measured the profile of inlet air velocity and the pressure drops of the entire system. These results will help to understand the flow behavior of two filter media in filter vessel. Also, we have successfully developed a 3D two-stage filtration system. Results of the velocity distribution of inlet gas and the behavior of pressure drop measurements are included. The filtration efficiency of this cold model can achieve 94.75% and the optimal parameters between mass flow rate, inlet gas

velocity still need deeply study.

With the result of the project, we can design the 3-D two stage moving granular bed for the cold test. The final goal of the project is to establish the design rules for the commercialized two-stage moving granular bed filter

Key words : two-stage granular bed filter, pressure drop, flow pattern, filtration efficiency

壹、計畫目的

人們對於能源的需求一直是不間斷的，尤其隨著現今科技發展與人類工業社會的迅速發展而日益增加，所以現存能源需要能被充分開發且利用。隨著環保意識的高漲，人們對於環境的要求也逐漸的增加，於是相關推廣清潔生產技術、工業廢棄物減量、發展對環境衝擊最小之廢棄物處理技術…等政策被積極推動進行。

在世界各國石油及天然氣等各種能源的存量日益減少下，煤的蘊藏量就目前而言，其量豐富且價格便宜，故為燃煤發電廠的發電主要材料之一，尤佔我國使用總體能源 32%以上。但是煤在燃燒的過程中將產生大量的微粒物質，並釋放出有害的氣體污染物質，如：硫、氮與鹼系等污染成分的物质，故發展氣體淨化技術乃為現今當前的要務之一，如此不僅可以發展廉價且安全的電力外，也可防止有害氣體排放至大氣，同時也滿足政府對有害氣體的規範。

在氣化過程中的高溫合成氣體內含有大量的粉塵微粒物質，因此在高溫高壓的狀態下需清除粉塵微粒物質，防範渦輪機(gas turbine)發電系統受到損壞，確保系統的正常運作。如不加以進行過濾處理，氣體中的粉塵微粒物質撞擊渦輪發電機進氣端之葉片，將嚴重損壞發電機之壽命。除此之外，當粉塵微粒物質排放至大氣中不僅在環境上造成污染且也危害到人類的健康，故發展高溫氣體淨化技術乃為現今電漿氣化發電技術開發中當前的要務之一，透過淨

化機構保護下游設備，如管線、熱交換器、渦輪發電機等，防止其遭侵蝕、腐蝕、或結垢等侵害，並增加下游設備之選用自由度，以達到便宜、操作簡單、高效率及高穩定性的目標。

傳統氣體淨化技術除了因低溫過濾所造成的能源利用效率降低外，更有二次污染或無法滿足下游設備規格需求等缺點。因此，世界各國皆漸漸朝高溫燃氣淨化技術的方向進行研發，其優點在於可增加顯熱利用率，提高能源效率並可簡化程序設備，如熱交換器等；且當熱回收時因有較高之溫度差，回收效率高設備成本也低，此外利用乾式過濾方式，亦可減少廢水的產生並降低處理成本，故高溫高壓除塵裝置，已為目前工業上急需之技術。

就除塵淨化裝置而言，目前商業化市場以陶瓷濾棒技術最成熟、最為被廣泛採用，陶瓷過濾技術乃利用一耐高溫高壓之桶槽內置入排列整齊之陶瓷濾棒來進行除塵。然而傳統之陶瓷濾棒在高溫下其機械可靠性差，常有陶瓷表面易堵塞、碎裂、濾材價格昂貴及機械精密度要求嚴格經常造成系統停機維修等問題。而解決這些問題的根本之道，就是重新選擇過濾濾材，而該過濾介質需符合價格成本低、耐高溫及酸鹼、機械強度高不易毀壞、使用壽命長可以循環重新再使用、容易更換以及除塵效率佳等優點。

先進國家於近十多年來，致力發展一新構想，即是選取利用細小砂礫或類似顆粒狀物質為過濾濾材，而這種利用細小砂礫來過濾

的方式，在淨水過程中已被廣泛的應用且效果良好，因而被引用到氣體的淨化上，這種以細小砂礫來過濾的方式統稱為深層過濾器或顆粒床過濾器 (granular bed filter)。先進國家如美國之能源部 (Department of Energy)[1]、歐洲非核能研究發展委員會 (European Communities Non-Nuclear Energy R&D Programme) [2-3]及日本各大實業界[4]均投入相當大之人力物力發展顆粒床淨化系統，學術界亦日益重視相關系統之研究開發[5-9]。流動式顆粒床廢氣淨化系統之設計構造及操作方式有許多種，圖 1 所示即為典型的流動式顆粒床過濾器系統架構示意圖。

圖中剖面處為一環狀容器，在內外緣壁間有數組呈百葉窗排列方式的葉片，容器內則由上而下不斷填充顆粒狀之過濾濾材，含煙塵燃氣由中央煙道進入環狀容器內側，經由內側百葉窗開口穿過顆粒過濾濾材後被淨化，再通過外側百葉窗開口流出，濾材與塵粒則沿著環狀容器往下流出，再另行分離，而分離過的濾材則藉由氣送循環系統送回過濾器再繼續使用。

此過濾系統優點為所使用的介質為不可燃物，在操作上無失火之慮且顆粒體濾質可在操作中連續淨化循環再生使用，不影響到系統的連續操作。這些優點是傳統濾袋系統所無法代替的，所以顆粒床過濾系統深具替代傳統集塵器的潛力。藉著合適之過濾器，降低進料氣體的微粒成分可提高下游設備的使用壽命和工作效率。靜電

集塵、濾袋式集塵已成功地在中溫($< 400\text{ }^{\circ}\text{C}$)中壓下，除排出氣體中的微粒子。但以上設備如在高溫、高壓下欲除去氣體中的微粒子會耗去大量的能量。由現有的循環式氣體渦輪發電、燃燒氣化、流體化床燃燒及合成氣體燃料等系統對除塵效果的要求，更再次突顯顆粒床過濾器之特點。

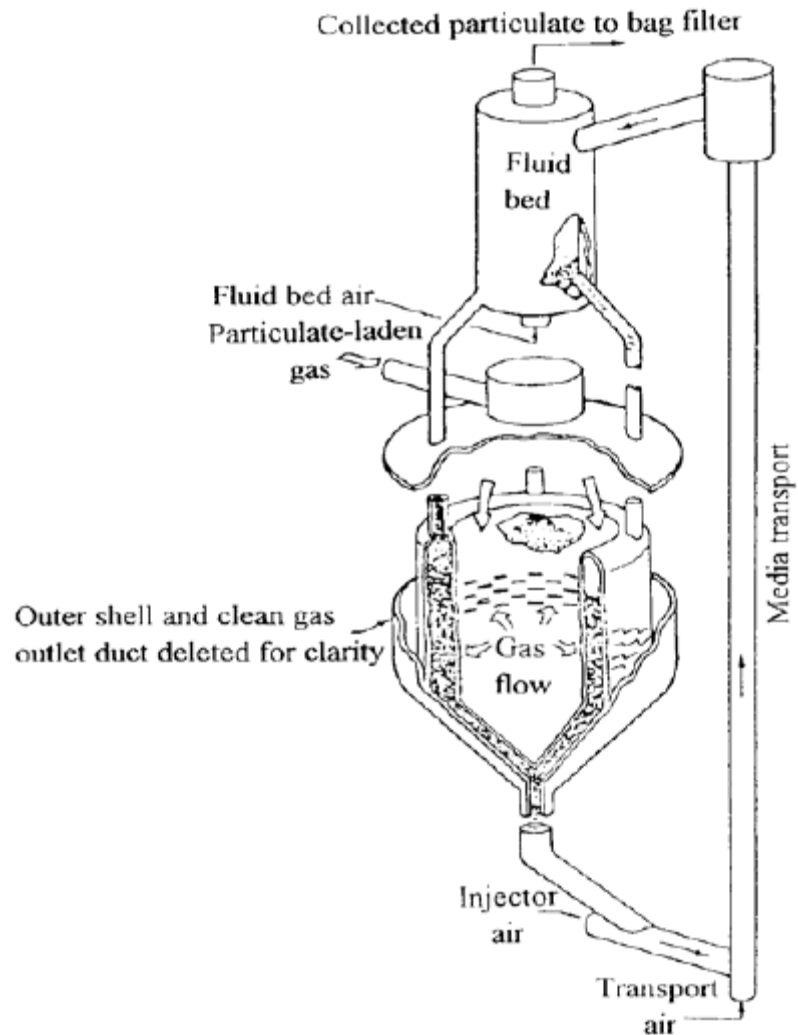


圖 1 流動式顆粒床過濾器設計示意圖

流動式顆粒床過濾器為顆粒床過濾系統設計中關鍵之一環，尤其過濾器內部的流動校正單元設計十分重要。流動校正單元之設計是為了增加燃氣進入顆粒床過濾器之進口面積，而非單單僅由進風口進入系統隨即排出，因為這些流動校正單元之存在，不僅使濾材顆粒不是單純向下垂直運動，而且也是為了消除進口與出口間所堆積形成一個停滯區(stagnant zone)或流動極為緩慢之半停滯區(quasi-stagnant zone)，如圖 2 所示。燃氣之塵粒則會為此濾材(半)停滯區之濾材吸附，終將造成燃氣進口處之堵塞，因而系統將因燃氣無法持續進入顆粒床而無法有效運作。相關研究技術發展中，這是一大瓶頸。

根據以上的問題所在與多年對高溫燃氣淨化技術研發的經驗，本計畫將利用不同粒徑之濾材進行除塵淨化過濾，並藉由粗細不同粒徑之濾材構成兩段過濾(Two stage filtration)模式，其示意圖如圖 3 所示，第一段過濾層中放置粗顆粒濾材，第二段過濾層置入細顆粒濾材，當不同粒徑大小之飛灰進到第一段過濾層時，其大粒徑之飛灰先被粗濾材阻擋，小粒徑之飛灰會通過第一段過濾層持續往第二段過濾層移動，此時小粒徑的飛灰會被該層濾材所形成的過濾層攔阻，藉著兩段過濾的模式將不同粒徑之飛灰攔阻並吸附於濾材中，如此可有效控制不同粒徑之飛灰攔阻與吸附於濾材中並且降低飛灰微粒物質的濃度，達到最佳的過濾效率。

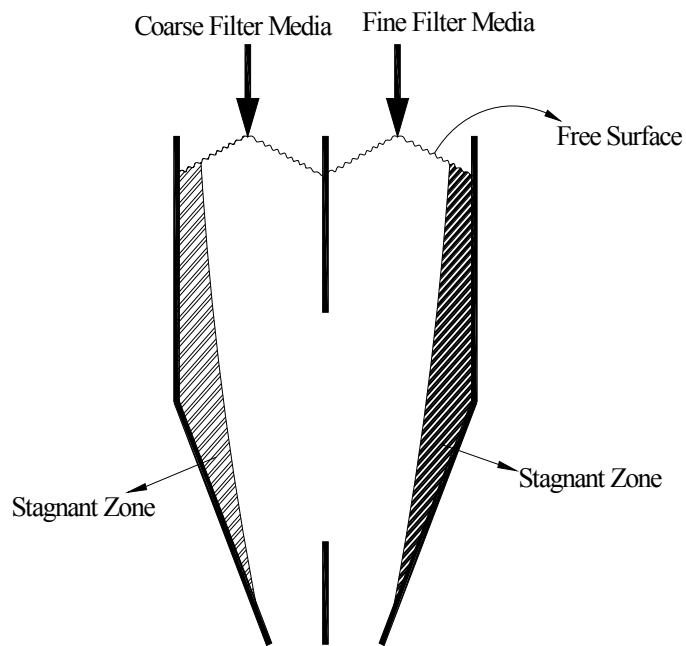


圖 2 顆粒床停滯區示意圖

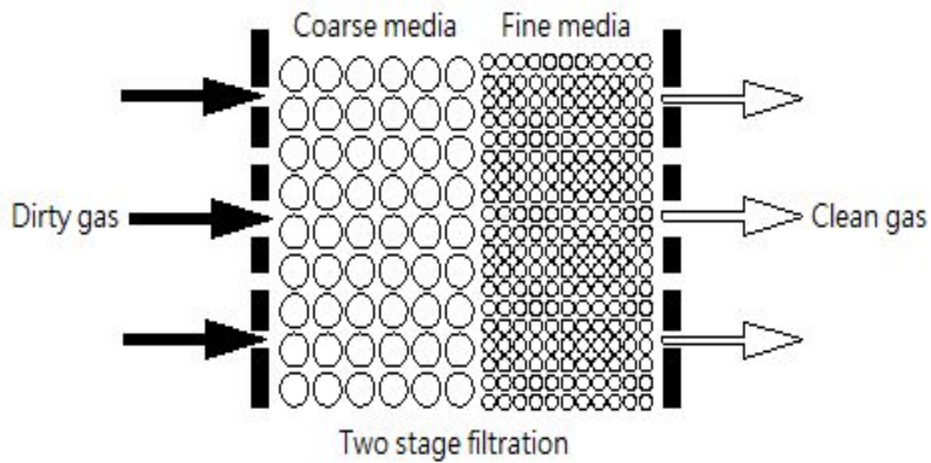


圖 3 兩段過濾模式

根據前年雙濾材流場實驗結果，設計出建構三維兩階段雙濾材顆粒床過濾器系統的重要參數依據，以利今年計畫執行分項如下：

雙濾材不同質量流率流場及速度場、三維冷性能過濾模型的建構、三維兩階段模型氣體速度分佈、壓降實驗及冷性能過濾效率的測試。根據今年度計畫的執行與測試結果，將使雙濾材過濾系統達到實際過濾不同粒徑大小之粉塵，且使過濾下來的粉塵能快速被濾材帶出床體外，進而可以因雙濾材的持續供應，持續地過濾粉塵而不停機，達到高商業可行化、可持續過濾而無需停機、過濾效率高等優點之高溫燃氣流動式兩段式顆粒床過濾系統。

貳、實驗方法與設備

本章實驗方法將分為三部份：第一部份為根據先前研究所建立之濾材流動性質資料庫及一系列二維流場實驗後，所得之最佳化內部參數配置系統繼續進行不同質量流率下流場實驗及速度場分析，所得結果可提供為未來三維冷性能過濾實驗操作參數變化之用；另由於從二維模型發展至三維過濾模型並測試兩階段系統之過濾效率，需於主系統左右兩端追加設計進風口及出風口之幾何外型，因此第二部份將說明三維兩階段過濾器過濾模型及其週邊系統之建構，包含介紹進口擴散段、出口漸縮段之相關設計基礎。第三部份說明冷性能過濾機制以及執行過濾效率實驗所需使用的儀器及實驗步驟。

一、二維兩階段過濾器

根據先前研究所得之最佳化系統內部參數配置，接續進行兩階段濾材不同質量流率的流場觀測及速度場之向量分析，藉以更充分瞭解運動粒子在過濾器內部的運動情形，分析結果未來將可搭配三維過濾器及其週邊系統的實驗作為操作變化參數之一。

(一)兩階段流場實驗分析

最佳化系統內部參數配置幾何示意圖如圖 4 所示，此模型尺寸高 1160 mm、寬 380 mm，開口寬度 140 mm，過濾器中間內置一流動校正單元，葉片長度分別為 169 mm、176 mm，與中

心垂直相交之角度則分別為 20° 、 15° ，依此最佳化配置設計不同濾材質量流率下對流場流動型態影響的實驗。

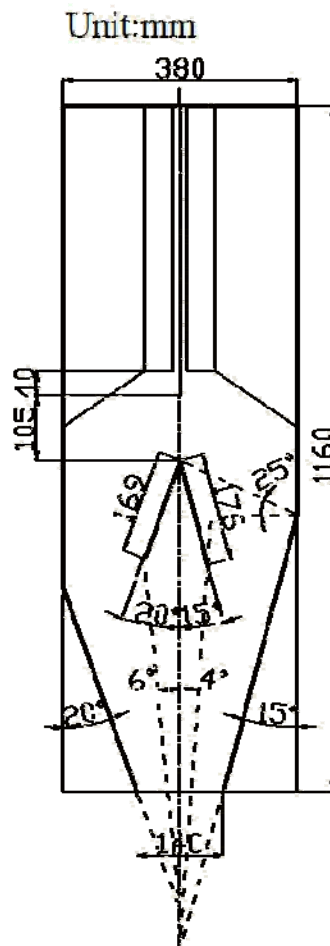


圖 4 二維不對稱過濾器模型幾何示意圖

表 1 二維兩階段過濾器設計參數

	Coarse sand	Fine Sand
$\theta_1(^{\circ})$	20	15
$\theta_2(^{\circ})$	20	15
$\pi/2 - \alpha_{c.r.} - \theta_2(^{\circ})$	-	25
$\alpha(^{\circ})$	6	4
葉片長度		
L(mm)	169	176

另為觀察兩階段不同質量流率實驗下顆粒體運動情形，僅依靠觀察停滯區流場實驗仍稍嫌不足，因此需採用一速度場分析方法，藉以觀察顆粒體在不同質量流率時，於槽體中的真實運動情形。多年來許多學者致力於顆粒體材料的實驗流場量測，一般量測儲槽速度分布的方法，大都利用追蹤物（Tracers）來追蹤分析顆粒體的運動軌跡，以直接或間接的方法觀測儲槽中顆粒體的流場，當使用追蹤物來觀測流場時，為能準確偵測顆粒速度，要求能夠連續測得追蹤物的運動軌跡是必要的。常用的軌跡追蹤法有二種[10]，分述如下：

1. 視覺（Visual）或影像（Photographic）[11-14]追蹤法：

在實驗過程中，儲槽前方使用透明的壁面，開始時將不同於顆粒床體顏色的追蹤顆粒層（Layer）放置在顆粒床體中不同高度的位置，以視覺的方式觀察每一追蹤顆粒層的膨脹變化情形；或將追蹤顆粒以相對於顆粒床體少量比例的數量，以隨機（Random）分布的方式放置在顆粒床體中，以高速攝影技術記錄追蹤顆粒在儲槽中的運動軌跡，便可精確計算出顆粒體的速度分布，進一步可藉由上層穩定不斷加入顆粒體的方式來觀察顆粒達到穩態（Steady State）時的流場變化。

2. X - Ray 或 γ - Ray 照射法[15-16]：

當儲槽的厚度增大使得以視覺或影像法無法清楚觀察顆

粒體的運動行為，便可使用 X-Ray 或 γ -Ray 照射法，此法的基本原理乃將 X-Ray 或 γ -Ray 光源照射在儲槽上並穿透儲槽後，將儲槽內顆粒體的動態運動行為適當地感光在儲槽後方的 X 光線顯像影片上，由顯像影片的動態圖形便可得知流場變化情形，隨著儲槽厚度的增加，所需的 X-Ray 光源輻射量也愈大。

由以上的討論，在所有的量測方法中，由於高速攝影技術觀測法的實驗設備架設容易，又能準確計算顆粒床體的運動行為，所以本實驗採用影像處理法配合追蹤顆粒作全流場之觀測並量測顆粒床體的流動速度分布。因此本實驗首先利用 PhotoShop 加上格線區後分為適當大小的區域來分析，其計算原理是將影像處理後所得之影像資料圖檔，運用另一影像軟體將追蹤顆粒的位置視為座標值並記錄為資料檔，由前後兩張影像中同一追蹤顆粒的座標值差得其位移，再除以影像間隔時間即得速度，關於速度向量計算其詳細步驟如下：

1.依序列印影像圖檔並完成追蹤顆粒之標號工作

因為相鄰兩張影像圖之時間間隔於擷取影像時可自由調整，如果時間間隔的選定適宜，則追蹤顆粒間的相對位置尚不至於有劇烈變化，使得標號工作雖嫌煩瑣但仍然可行。標號時追蹤顆粒流入與流出抓像區域會使得編號數隨著時間進行而

增加且有跳號的情形產生，此時需詳實記錄以避免計算過程發生錯誤。

2.將各張影像圖中各追蹤顆粒之像素位置記錄為資料檔

運用影像軟體依序將各張影像圖中各追蹤顆粒之像素位置記錄為資料檔。

3.將資料檔內容讀入速度計算公式得速度值資料

同一追蹤顆粒於前後兩張影像圖中的 X 像素座標差值後，將其差值 ΔX 乘上實際距離與像素值間之比例常數 r ，即為 X 方向實際位移量 ΔX_a 。再將 X 方向實際位移量除以兩張影像間的時間間隔 Δt ，即得該追蹤顆粒之 X 方向速度分量值 U 。同理可計算出 Y 方向速度分量值 V 。以上敘述可以下列方程式表示：

$$\text{比例常數 } r = \text{實際距離} / \text{像素值差}$$

$$\text{X 方向實際位移量 } \Delta X_a = \text{X 方向像素座標差 } \Delta X \times \text{比例常數 } r$$

$$\text{X 方向速度分量值 } U = \text{X 方向實際位移量 } \Delta X_a / \text{影像時間間隔 } \Delta t$$

$$\text{Y 方向實際位移量 } \Delta Y_a = \text{Y 方向像素座標差 } \Delta Y \times \text{比例常數 } r$$

$$\text{Y 方向速度分量值 } V = \text{Y 方向實際位移量 } \Delta Y_a / \text{影像}$$

時間間隔 Δt

將計算區域區分為若干子區域，並以通過該子區域所有追蹤顆粒速度之平均值作為該子區域之速度向量值。得一追蹤顆粒之速度值後，以前後兩張影像圖中座標值的中點作為該追蹤顆粒屬於哪個子區域的判斷條件，經過一定數量的計算後統計通過該子區域之所有追蹤顆粒的速度值再求其平均，即得這個子區域的速度向量。

(二)兩階段實驗設備

1.本體

二維流動式顆粒床設備如圖 5 所示，實驗本體為一寬 380 mm、厚 50 mm 及高 1160 mm 之儲槽/過濾器系統，固定於鐵架的正中央，並且置放一大漏斗於床台之正上方，漏斗的主要功能為儲存系統內連續釋放時所需之顆粒體。

2.(雙)濾材輸送帶

將本體內濾材由上往下的進行輸送，輸送帶搭配馬達與變頻器以控制適當的濾材質量流率。另外，濾材流動穩定性對實驗非常重要，因此本體和輸送帶須保持水平輸送、張力均勻，方能確保濾材流動平穩順暢。如圖 6 一雙濾材輸送設備實際圖所示，進行不同質量流率實驗時，採用左右兩個變頻馬達分別控制輸送帶速度，中間以一人字形鍍鋅長板分離粗砂與細砂，

以免進行不同質量流率設定時相互影響。

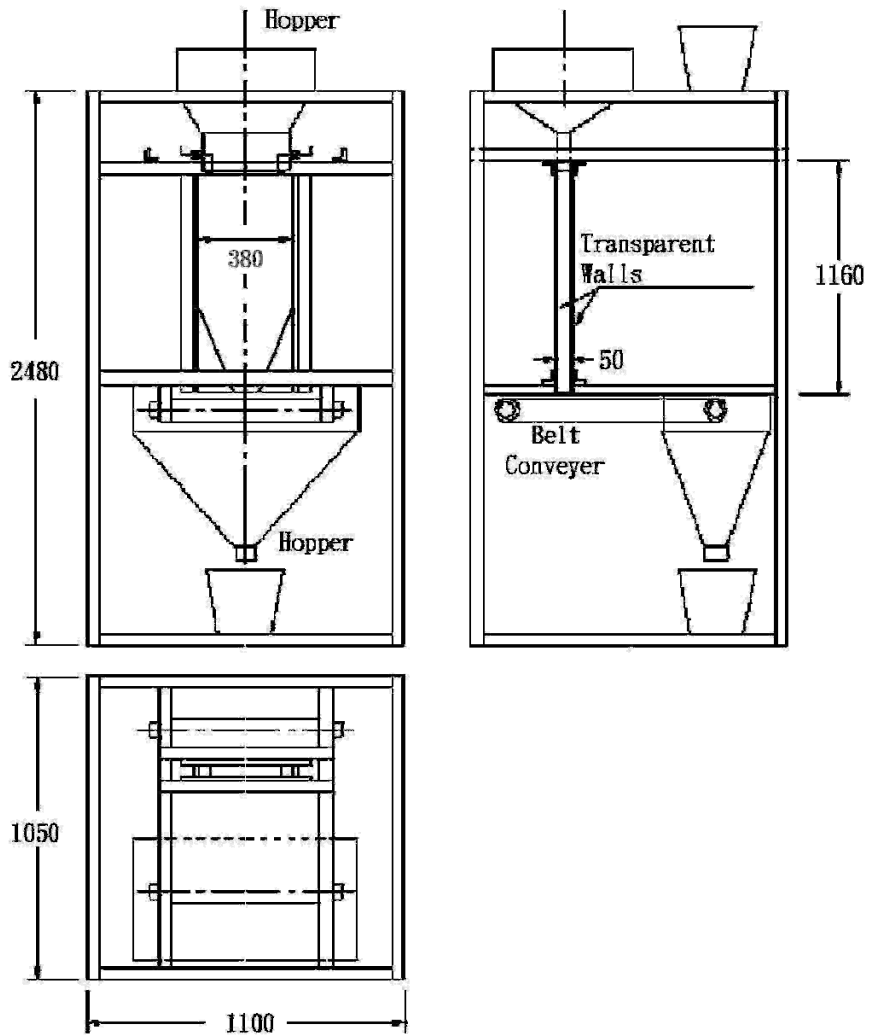


圖 5 二維流動式顆粒床設備



圖 6 二維流動式顆粒床實際設備圖

3.透明強化玻璃板

本體前後兩邊均以 8 mm 透明強化玻璃板作為壁面材料，主要目的為方便觀察記錄與後續影像分析。

4.濾材

在實驗中採用石英砂 0.2 mm 與 2~4 mm 粒徑，進行相關二維實驗，其材質為 95%二氧化矽，5%其他成分，顏色為淡褐色。二維實驗中將使用觀測與量測設備以利實驗進行，設備說明如下：

(1)電子磅秤

測量濾材質量流率，精度 0.1 g，瞬間最大荷重能力 30 kg。

(2)烘烤箱

保持濾材乾燥，免受空氣溼度變化對其流動性質的影響。烤箱材質以高密度玻璃纖維棉隔熱保溫，使內部溫度不致散失，最高溫度可達 600°C。

(3)數位影像擷取系統(Digital Image Processing System)

包括高階彩色數位攝影機 (SONY DCR-TRV900 NTSC)、數位照相機(NIKON COOLPIX 5700)、數位影像擷取卡(UPMOST UPG 502A)及個人電腦(Pentium (R) 4 3.20 GHz)。

(三)兩階段流場實驗步驟

1.確認系統各裝置

確認系統內部葉片角度、長度與位置是否正確，每個配置與整個機台是否對稱，固定是否確實，以免實驗過程中因石英砂濾材的流動、推擠而造成內部葉片的偏移。另外將輸送帶張力調整均勻，以確保每單位時間內質量流率相同。

2.控制質量流率

實驗中將調整變頻器數值使輸送帶馬達達到實驗需求的濾材質量流率，適當的濾材質量流率有助濾材於系統內的流動行為。當內部葉片配置完畢後，將整個系統裝置於機台上，並調整機台是否水平。將染色黑色石英砂填充於系統中，然後啟動輸送帶，為了模擬穩態(Steady state)狀態下的流場情形，先將黑色石英砂反覆循環約 3 小時，待系統內石英砂流動速度達穩態後，得到某時間間隔內流出之黑色石英砂，以電子磅秤測量黑色石英砂質量，反覆修正輸送帶速度直到實驗所要求之質量流率為止。

3.導引粗濾材顆粒至細濾材顆粒

為了使進行過濾器實驗時兩種濾材不致於發生不可預期的混合現象，於實驗開始前採先全部置入黑色細濾材顆粒，循環 3 小時以上待流場穩定之後始置入黑色粗濾材顆粒，等黑色

粗濾材顆粒全部取代過濾器左半部份之後再進行流場觀測。

4. 置入原色的雙濾材顆粒

於觀測實驗開始前先在系統上方放置原色細濾材顆粒及粗濾材顆粒，注意原色石英砂與黑色石英砂的交接處是否位於水平位置上，將質量流率設定達到實驗所需求的速度為止，後將輸送帶停止，於本體上的漏斗置入原色顆粒即可開始進行流場觀測實驗。因為實驗的時間相當長，因此系統上方必須隨時補充原色石英砂，避免石英砂的不足而造成臨時停機，中斷原本穩態的流場。

5. 攝影記錄

本實驗所使用的影像系統為新力攝影機 (SONY TRV900)，其攝影速度為每秒 30 張，影像大小為 720×480 像素，以錄影的方式將實驗過程拍攝下來。濾材顆粒堆積時間長短會影響本身的流動性質，當濾材堆放完畢必須馬上進行後續實驗。在啟動二維系統之前，先以數位攝影機進行空白攝影，直到攝影系統確定正常無誤便正式啟動二維實驗模擬系統，並進行記錄。此部分主要為觀察整個實驗流動情形，需確保整個二維儲槽系統於拍攝畫面之中，攝影過程必須佐以適量燈光加以照明，讓顆粒顏色更加飽和明亮，以利後續影像的分析，因此光源在實驗中乃扮演著影響實驗品質的重要角色。本實驗使

用高強度的直流光源(500W Tungsten Halogen Light Source , Fostec Dcr Series)燈組以確保能夠提供整個實驗穩定且足夠的光源。光源需擺設在儲槽前方的左右兩側，以正面照明方式照明物體。

6.後續影像處理

數位錄影帶所記錄之影像資料皆需經過影像擷取卡配合個人電腦將其壓縮轉換成電腦影像檔(*.MPEG 格式)，以作為流場特性描述之依據，轉換所需的時間與錄製的時間相同。

經由 IEEE 1394 數位資料擷取卡將影像傳送至電腦中。在後續的處理中，可以將影帶中的資料直接轉成 BMP 的格式，以圖檔的方式儲存，並可以直接開啟檔案，方便分析及判定實驗的結果先開啟配合影像擷取卡的影像程式，啟動播放功能即可將影像訊號導入影像擷取卡內即可完成影像擷取工作。

二、三維兩階段過濾器週邊模型設計與建置

由於從二維模型發展至三維過濾模型並測試兩階段系統過濾效率之故，除過濾器本體設計採用二維最佳化之內部參數配置外，於過濾器本體左右兩端另需追加設計進風口及出風口之幾何外型，以導引適當的合成氣流進入過濾器內部進行除塵作業程序，示意圖如圖 7。此外，為使合成氣流可均勻通過進、出風口在過濾器內部進行除塵過濾，故參考開迴路風洞(Open-circuit wind

Tunnel)之設計，其主要構成可分為軸流風扇(Axial fan)、擴散管(Diffuser)、試驗區(Test section)、漸縮段(Contraction)等，由於此系統為非吸入式系統，因此氣流行徑路徑將依序為：軸流風扇、擴散管、試驗區、漸縮段，如圖 8 所示。將此配置應用至本計畫兩階段過濾器中，氣流行徑依序將為：空壓機氣源(軸流風扇)、進口擴散管、過濾器本體(試驗區)、出口漸縮段，以下就將擴散管及漸縮段的設計[17]說明之：

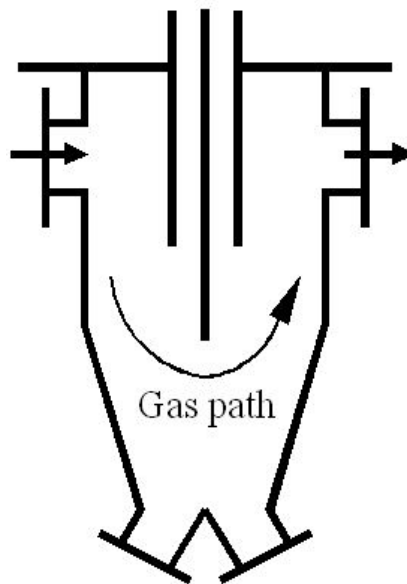


圖 7 二維過濾器模型幾何示意圖

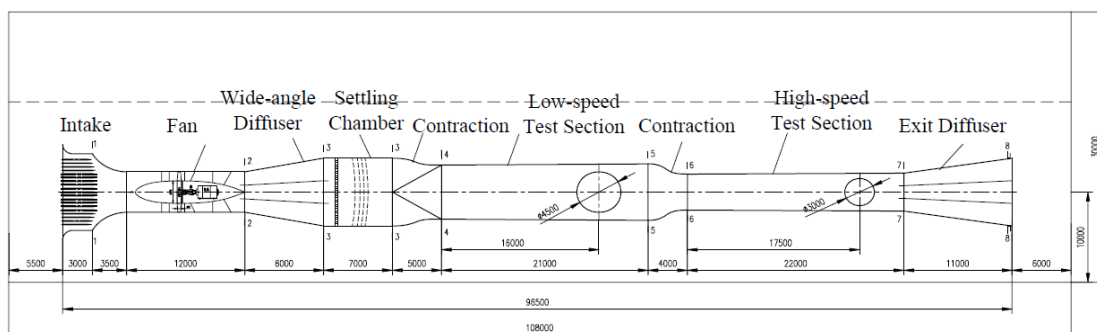


圖 8 開迴路風洞系統[18]

(一)進風口擴散段

進風口擴散段(Diffuser)如圖 9、23 所示，一般而言可分為兩種形式，平板型(Flat-walled)擴散段與錐形(Conical)擴散段。

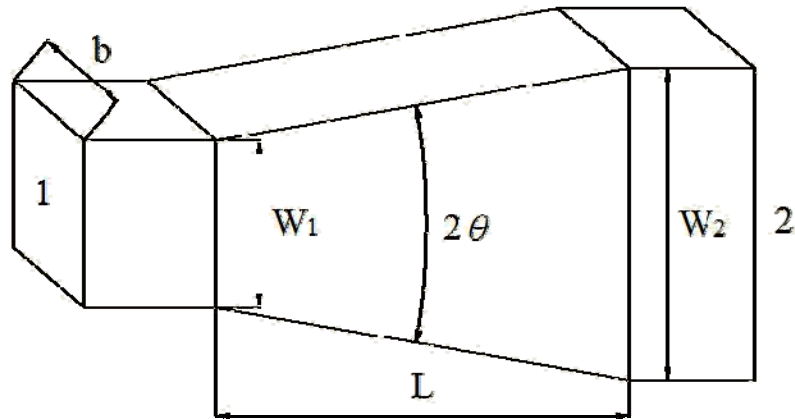


圖 9 平板擴散段示意圖[17]

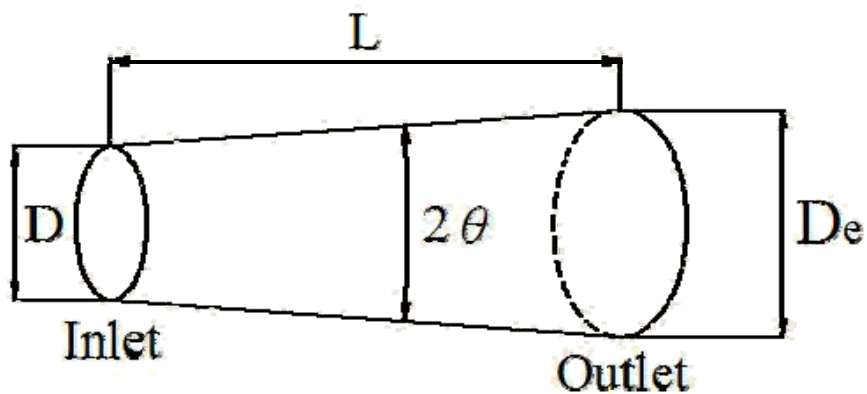


圖 10 錐形擴散段示意圖[17]

其目的為延伸或增加管內區域面積以減低流速藉以回復之間的壓差流動。忽略損失及重力效應，不可壓縮伯努利方程式的闡述如下：

$$p + \frac{1}{2}\rho V^2 = p_0 = const \quad (4)$$

p_0 是當流動達到靜止時($V=0$)忽略損失的靜壓力，這裡另外定義了一個擴散段的基本輸出的壓力回復係數 (Pressure-recovery coefficient, C_p)，定義如下：

$$C_p = \frac{P_e - P_i}{P_{ot} - P_i} \quad (5)$$

下標 e 及 t 分別表示為擴散段的出口(Exit)及入口(Inlet)。此壓力回復係數越高代表此擴散段的效益越好。以圖 15 來說明，數字 1 及數字 2 分別表示此擴散段的入口區域及出口區域，將伯努利方程應用至此擴散段可以下列式子表示：

$$p_{01} = p_1 + \frac{1}{2} \rho V_1^2 = p_2 + \frac{1}{2} \rho V_2^2 = p_{02} \quad (6)$$

Or

$$C_{p, frictionless} = 1 - \left(\frac{V_2}{V_1} \right)^2 \quad (7)$$

同時，穩態下的一維連續性流量 Q 可表示為：

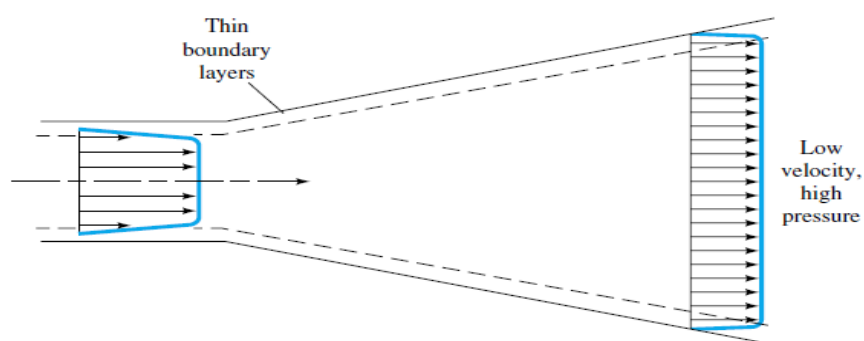
$$Q = V_1 A_1 = V_2 A_2 \quad (8)$$

結合上兩式子可以定義一參數面積比 AR (Area ratio) = A_2/A_1 ，來作為設計擴散段的效能評比：

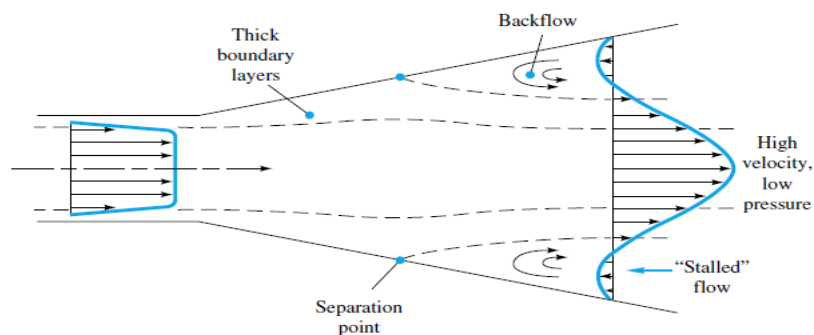
$$C_{p, frictionless} = 1 - (AR)^{-2} \quad (9)$$

擴散段設計之 AR 比通常為 5:1，上式估計之 C_p 值達到 0.96，其壓力回復幾近 100%，但實際應用上量測之 C_p 值最高可達到 0.86，最低則只有 0.24。

造成 AR 理論計算值與實際量測值最大的不同之處乃是於氣流分離的現象，如圖 11(a)、(b)所示。擴散段中增加的壓力梯度不利於氣流流動，會導致粘性的邊界層從邊壁中剝離，並且對擴散段的效能造成莫大的影響。



(a)



(b)

圖 11 (a)良好效益之理想擴散段 (b)效益低落—邊界層分離之實際擴散段[17]

1962 年 Fox[19]等學者發表關於擴散段流場四種區域的安定圖，如下圖 12 所示。

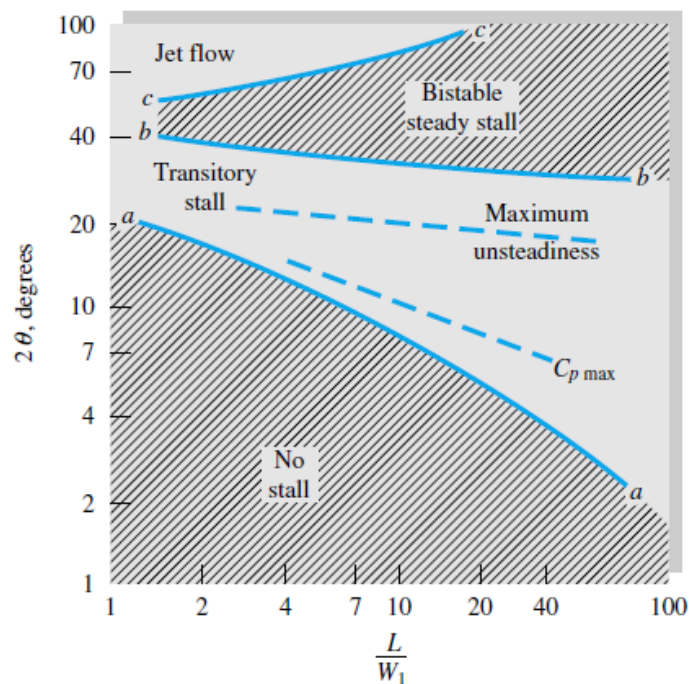


圖 12 平板擴散段流場安定圖[19]

線段 aa 之下的區域為穩態的黏性流體、沒有分離現象，並且有良好的擴散段效益，不過在此要注意的是，當兩倍半角角度 2θ 大於 10° 時，極短的擴散段也會產生氣流分離及滯留之現象。線段 aa 與線段 bb 之間的區間，流場則會發生短暫的氣流停滯，伴隨著強烈不穩定的氣體流動，最好之擴散段效益及最高之 C_p 值也在於此區域產生。介於線段 cc 與線段 cc 的第三區域，停滯流之流場可能會從一邊的壁面改變至另一邊壁面，因此此區域的擴散段為非良好之效益。第四個區域，也就是在線段 cc 之上的如圖顯示即為噴射流，主要流體截面積幾乎不變的情況下快速地通過壁面，因此氣流於壁面分離的現象非常嚴重和普遍，這也代表著此區是擴散段效益極度不良的區域。

在平板型擴散段與錐型擴散段的設計中，其左右效益價值的 C_p 值可取決於下列幾項參數：

1. 下列任兩項的幾何參數：

(1) 面積比 $AR=A_2/A_1$ 或是 $(D_e/D)^2$

(2) 擴散段分離壁面角 2θ

(3) 無因次長度 L/W_1 或是 L/D

2. 入口雷諾數(Reynolds number) $Re_t=V_1W_1/\nu$ 或是 $Re_t=V_1D/\nu$

3. 入口馬赫數(Mach number) $Ma_t=V_1/a_1$ ， a_1 為傳遞介質中的音速值

4. 入口邊界層堵塞因子(Blockage factor) $B_t=A_{BL}/A_1$ ， A_{BL} 為入口壁面面積因遲滯之邊界層流而堵塞之值，此值通常介於 0.03 至 0.12。

5. 長寬比 AS(Aspect ratio)= b/W_1

文獻指出[17]無論是平板型或是錐型擴散段的設計，效益低落通常都是由於入口遲滯邊界層流堵塞之關係，如下表所示。下表所有案例中，最佳效益錐型擴散段的設計之長度與最佳效益平板型擴散段長度相比皆長於 10%至 80%不等，然而當設計長度受限時，平板型擴散段的設計卻會較之錐型擴散段的設計要來的效益為佳。

表 2 三維兩階段過濾器設計參數[23]

Inlet blockage	Flat-walled		Conical	
	$C_{p,max}$	L/W_1	$C_{p,max}$	L/d
B_t				
0.02	0.86	18	0.83	20
0.04	0.80	18	0.78	22
0.06	0.75	19	0.74	24
0.08	0.70	20	0.71	26
0.10	0.66	18	0.68	28
0.12	0.63	16	0.65	30

(二)出風口漸縮段

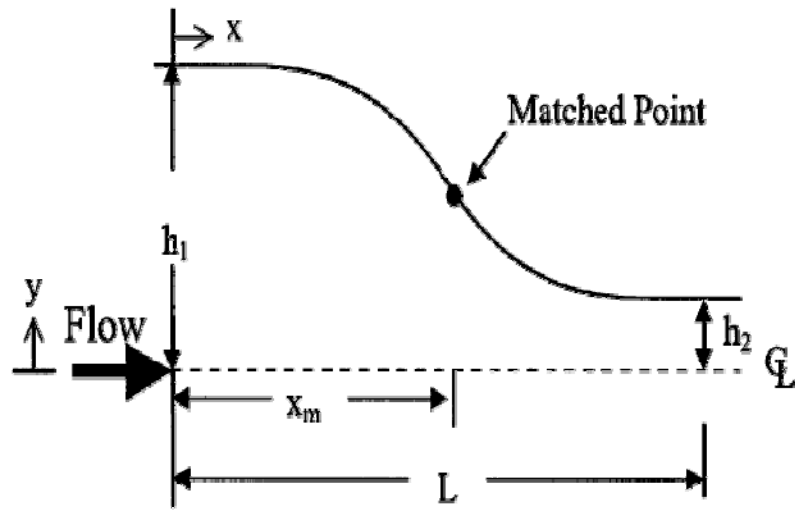
收縮段作為過濾器的一部分，其結構和形式對過濾器出口氣流的均勻度、控制流場紊流度有著關鍵的作用，當氣流沿著收縮段流動時，流速會單調的增加以避免氣流和壁面產生分離，可使出口氣流分佈均勻且穩定，對於出口端粉塵粒子的捕集及粉塵過濾效率的測定有正面上的幫助。漸縮段性能的優劣主要決定於兩個因素：一是漸縮比(CR)，二為漸縮曲線。關於漸縮曲線的設計，B. Lindgren[20]等人提出漸縮段收縮曲線可分為兩個部份：第一部份為漸縮段前端凹陷壁面，盡可能地延長此壁面是為了避免氣流邊界層分離現象發生；第二部份則為漸縮段壁面凸起部份，同樣地由於正向壓力梯度之關係，此處也

極易引起氣流之分離現象，不過可藉由設置一些邊界層阻礙物裝置像是 V 形粗糙元件來消除此分離效應。另外常見的漸縮曲線有維辛斯基曲線、雙 3 次方曲線、5 次方曲線和多軸維辛斯基曲線，李綱[21]等人指出，維辛斯基曲線其特點為進口附近氣流漸縮快、出口附近氣流則漸縮緩慢，具有出口速度較均勻的優點，但是由於進口漸縮速度太快會出現明顯的負壓梯度，採用而雙 3 次方曲線及 5 次方曲線進口附近氣流漸縮程度則較平滑，不過在出口速度方面，雙 3 次方曲線表現會比 5 次方曲線為好。李軍[22]以 Fluent 軟體模擬維辛斯基曲線及學者 Fang.[23]等人的兩條雙 3 次方收縮曲線模型，得到以下列漸縮曲線方程 [23]模擬出為較佳結果：

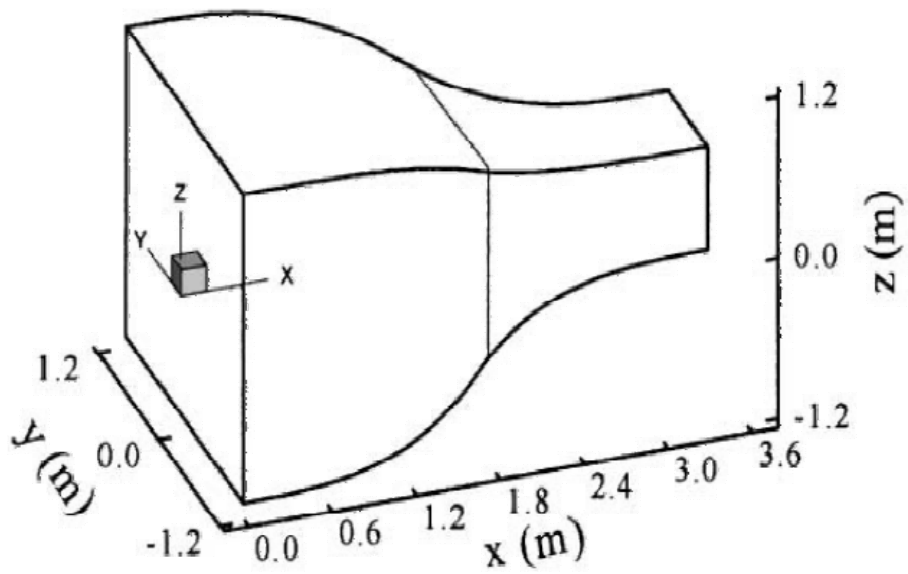
$$y(or z) = (h_1 - h_2) \left[1 - \frac{1}{X_m^2} \left(\frac{x}{L} \right)^3 \right] + h_2, x < x_m, \quad (10)$$

$$or = \frac{(h_1 - h_2)}{(1 - X_m)^2} \left(1 - \frac{x}{L} \right)^3 + h_2, x > x_m, \quad (11)$$

式(10)、(11)分別表示第一及第二線段的雙 3 次方曲線， h_1 表示漸縮段入口高度， h_2 則為漸縮段出口高度， X_m 為第一線段至第二線段擬合點之長度， L 為總長，下圖 13(a)、(b)及為漸縮段的雙 3 次方曲線示意及成品原型示意圖。



(a)



(b)

圖 13 (a)漸縮段雙 3 次方曲線方程半平面示意圖 (b)漸縮段成品原型示意圖

三、三維兩階段冷性能過濾器實驗

本節以本計畫所發展出的三維兩階段過濾器及其週邊系統進行初步測量，包含進口氣體速度分佈、壓降行為、過濾效率等，另主要針對影響過濾效率的參數作一簡介，以及說明過濾效率實驗所需設備及操作步驟。

(一)過濾機制簡介

在顆粒床過濾中為使過濾參數更加完整化，同時也可依據實驗所得之最佳參數進行無因次參數式的定義，以方便提供在未來相關領域研究的參考。相關研究文獻中模擬高溫氣體溫度 850°C、壓力為 1000 Kpa 的條件下，定義且設計出在常溫 20°C 狀態下操作的顆粒床過濾器且在相同過濾無因次參數下，實際進行過濾實驗，由結果顯示過濾效率超過 99% 與低壓降之結果，由此研究得知無因次參數定義乃可在常溫下模擬高溫及高壓下之過濾行為。

Zevenhoven et al.[24]中提到分離過濾機制方面共有慣性衝擊 (Inertial Impaction)、重力沉降 (Gravitational Settling)、擴散 (Diffusion)、攔截 (Interception) 與靜電集塵 (Electrostatic Attraction) 等項目，大致而言，在粉塵微粒大於 0.5 μm 以上的過濾機制，主要以慣性衝集、攔阻與重力沉降[25]為主；就粉塵微粒粒徑在小於 0.1 μm 時，主要過濾機制為擴散[26]。而底

下將逐一說明機制的原理，以更進一步了解分離過濾機制對於過濾實驗的影響。

1. 慣性衝擊(Inertial impaction)

當一粉塵微粒尺寸大到不能迅速地適應氣體流線遇到濾材顆粒而突然改變方向時所產生過濾機制行為，而粉塵微粒將會因慣性作用被阻止改變流動方向，因而撞上濾材(Filter material)顆粒而被其捕集下來，此一特性為沿著原氣體路徑而此繼續被捕捉於過濾濾材上，此一特性稱為慣性衝擊(Inertial impaction)。而史托克數(Stokes Number, St) 為該機制過濾效率下的重要指標[26]:

$$St = \frac{\rho_p d_p^2 UC_s}{9\mu d_g} \quad (12)$$

其中， ρ_p 與 d_p 分別為粉塵飛灰顆粒的密度與粒徑；U 為表面速度； C_s 為康寧漢滑移修正係數(Cunningham slip correction factor)； μ 為氣體黏度； d_g 為濾材粒徑，一般而言，當過濾效率大於 90% 時其 St 則大於 0.01。

2. 攔截(Interception)

攔截機制發生於伴隨著氣流流線而來的粉塵微粒，當粉塵微粒中心處至過濾濾材表面距離將小於粉塵微粒半徑時，觸碰到濾材時便隨即會被捕集下來。而此機制若粉塵微粒粒徑與床

體濾材顆粒粒徑比為 1:1000 或更小[27]時，該機制可以被忽略。而該機制則可以以攔截數(Interception Number, R)來表示：

$$R = \frac{d_p}{d_g} \quad (13)$$

3.重力沉降(Gravitational)

依據重力原理可將大粒徑且移動慢的粉塵微粒捕集，因此對於越大的粉塵微粒該機制的影響也就相當明顯。但由於此過濾機制適用於大微粒與低氣速之過濾，將會導致過濾粒徑過大與不符合經濟範圍，且對於氣體中的粉塵微粒小於 100 μm 時 [27]，粉塵粒子不容易受重力作用而沉降，一般而言該機制對於細微粉塵的微粒影響是可選擇忽略的。該機制將可以 Grashof number 無因次參數來表示：

$$G_r = \frac{\rho_p d_p^2 g C_s}{18\mu U} \quad (14)$$

4.擴散(Diffusion)

當粉塵微粒小於 0.1 μm 時，其微粒與氣體分子間的運動會因碰撞而導致不規則(Random)的移動，此隨機運動稱為布朗寧運動(Brownian motion)現象，而微粒子因擴散作用而偏離氣流流線後，被捕捉收集於過濾濾材上。而該機制可用 Peclet number 無因次參數來決定其過濾效率，其表示式為：

$$P_e = \frac{3\pi\mu d_p U d_g}{C_s kT} \quad (15)$$

其中， k 為波茲曼常數(Boltzman constant)與 T 為絕對溫度。此外，當描述過濾材與氣體間行為時，須用幾何、流體動力及濾材的移動軌跡路徑來加以進行描述。其中，幾何方面則藉由固定過濾器直徑 D 與濾材粒徑 d_g 比例：

$$L = \frac{D}{d_g} \quad (16)$$

而流體動力方面則依據濾材粒徑定義出雷諾數(Reynolds Number, Re) 無因次參數來描述：

$$Re = \frac{\rho_f U d_g}{\mu} \quad (17)$$

其中， ρ_f 為氣體之密度。另外，在顆粒軌跡路徑上則使用 Stokes Number (就慣性衝擊機制而言)、Peclet number (就擴散機制而言)與 Grashof number (就重力沉降機制來講)與 Interception Number 來描述。而就一慣性衝擊過濾器的過濾效率，則可定義為下列關係表示式：

$$\eta = f(St, Re, R) \quad (18)$$

另外，顆粒床過濾器中需要再用氣體與流體密度比(Ratio of gas and fluid densities, P)與福祿數(Froude number, Fr)，來描述其移動床中的流體動力行為，而無因次參數表示式如下：

$$P = \frac{\rho_g}{\rho_f} \quad (19)$$

$$Fr = \frac{U^2}{gd_g} \quad (20)$$

因此，就一移動式顆粒床過濾器的整體過濾效率，則可以表示底下一關係式[24]:

$$\eta = f(St, Re, R, P, Fr) \quad (21)$$

針對不同過濾之應用方面上，在本研究中將對過濾相關參數定義過濾無因次參數，而這些無因次參數的定義，可作為未來顆粒床過濾系統設計上的依據。

5. 粉塵濃度及粒徑分析

一般業界所使用高溫燃氣系統都控制在濃度 5000~10000 ppmw 之間，在實驗中粉塵濃度控制在 7500 ppmw，而在此濃度範圍內，若風速能承載的濃度越高，其經濟效益越好，但仍須考慮粉塵濃度過高時，會導致進風管路中有粉塵堆積現象的產生。目前的新式燃煤發電系統中，由於燃煤氣化過程中粉塵飛灰，必須加以過濾清除，否則會附著在系統輸送管線、管壁及發電機進氣口端，使得氣渦輪機葉片造成侵蝕、腐蝕或結垢等破壞，進而造成發電機運轉之發電效率及壽命。為了保護渦輪機，一般對於粉塵微粒物質的濃度與粒徑分佈皆有相當嚴格之規範，而不同公司所生產的渦輪機因其設計特性，對於規範

的限制也略有不同，但趨勢皆是其粒徑越大則相對所能容忍的濃度則越低，亦即粒徑越大則對渦輪機發電設備的破壞越大。燃煤系統產生燃氣中各種污染物對發電設施之危害與允許規範為：粉塵微粒物質的粒徑應小於 $10\ \mu\text{m}$ ，其中 90% 需小於 $5\ \mu\text{m}$ 否則會造成侵蝕，濃度則要小於 100 ppmw，而大於該值則會產生沈積。

因此在本研究中將針對顆粒床過濾前後的粉塵飛灰粒徑及濃度進行分析，將定義其粉塵飛灰粒徑 $10\ \mu\text{m}$ 與濃度 100 ppmw 為一分水嶺進行分析，並使被顆粒床過濾器過濾後的出口粉塵飛灰粒徑及濃度，符合渦輪機的規範。

(二)過濾效率實驗設備

1. 實驗測試裝置

本論文所採用的三維模型，係依照二維模擬系統之最佳結果設計，建立三維模型配置系統，如圖 14 所示。

顆粒床床高 1570 mm，床寬 380 mm，床深 500 mm)，內置一不對稱流動校正單元(左葉片與中心夾角 20° ，長 169 mm，右葉片與中心夾角 15° ，長 176 mm)，乾淨濾材從上儲槽(Hopper)置入，由上往下垂直接流動，並經由輸送帶將使用過的濾材排出，左側為混合空氣與粉塵灰粒的待測氣體入口，此處的設計為一擴張段(Diffuser)，可降低模擬廢氣或燃氣通過濾

材時的速度，且均勻分散至自由流動濾材端面進行過濾。右側為氣體通過過濾床後的漸縮段(Contraction)出氣口，經由軟管連接至模擬煙道之壓克力硬管，並在此測量過濾效率。

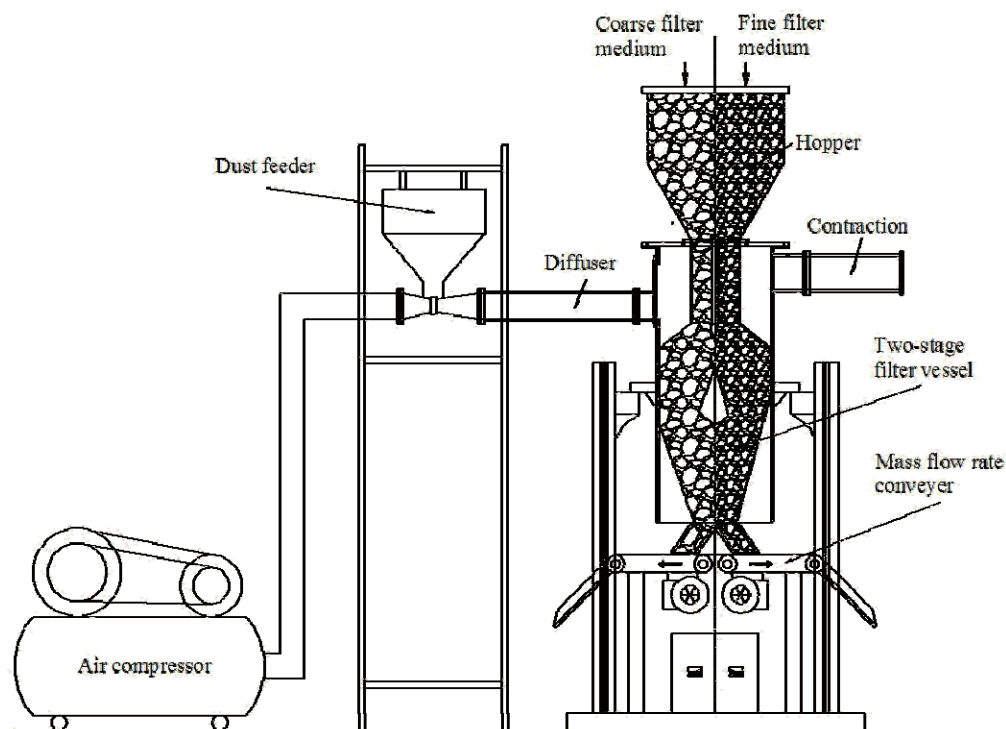


圖 14 三維流場實驗模型配置

冷模設備之氣體供應裝置、粉塵灰粒供應裝置、濾材輸送裝置分別說明如下：

(1) 氣體供應裝置

如圖 15 所示，包含以下各部件：

- A. 空壓機及高壓氣瓶：所使用空壓機型號為復盛 TA-120 /15HP 單段氣冷往復式空壓機，使用壓力介於 0~7 kg/cm²G，活塞變位量 2171 L/min，並附帶一 ϕ 550 mm

×1604 mm 之高壓氣瓶，儲存容量為 360 升。

B.微油過濾器：型號為 T15P，使用壓力為 $10 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ 以下，可處理風量達 $1.7 \text{ m}^3/\text{min}$ ，目的為過濾含有微油之供應氣源，以達到提供無油氣源的目的。

C.流量控制球閥：可控制流量用，搭配流量計使用。

D.壓力調節/顯示暨流量顯示器：為壓力調節器搭配一孔口板式流量計。

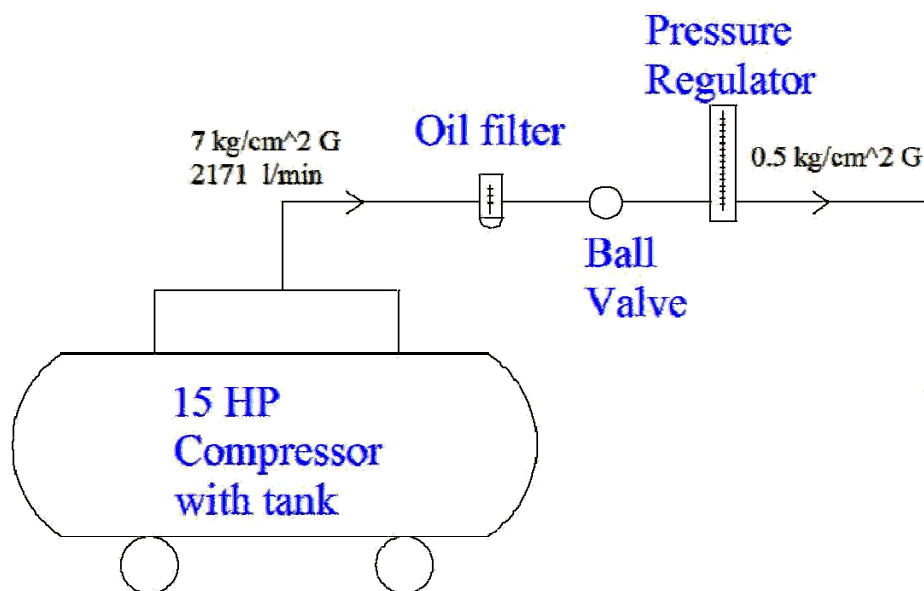


圖 15 氣體供應裝置示意圖

(2)粉塵灰粒供應裝置

此裝置的功用在控制混合粉塵灰粒的進料量，藉由變頻器控制馬達轉速以控制螺旋閥的轉速，達到所需要的粉塵灰粒的進料量，如圖 16。裝置下方採用一文式管設計，可協助將粉塵送進過濾器內。文式管原理乃利用其前後流量應相

等，故在單位時間內前端截面積大，氣體流速慢且壓力大，後端則因截面積小，氣體流速快且壓力小，故當粉塵灰粒進入下方文式管後即可快速地進入過濾器中。螺旋閥的上方架設一漏斗形儲槽存放粉塵灰粒，為了防止粉塵灰粒在儲槽內結塊與架橋的現象發生，在儲槽邊壁上架設一攪拌器，利用不停的攪拌動作破壞粉塵灰粒在儲槽內的架橋現象。

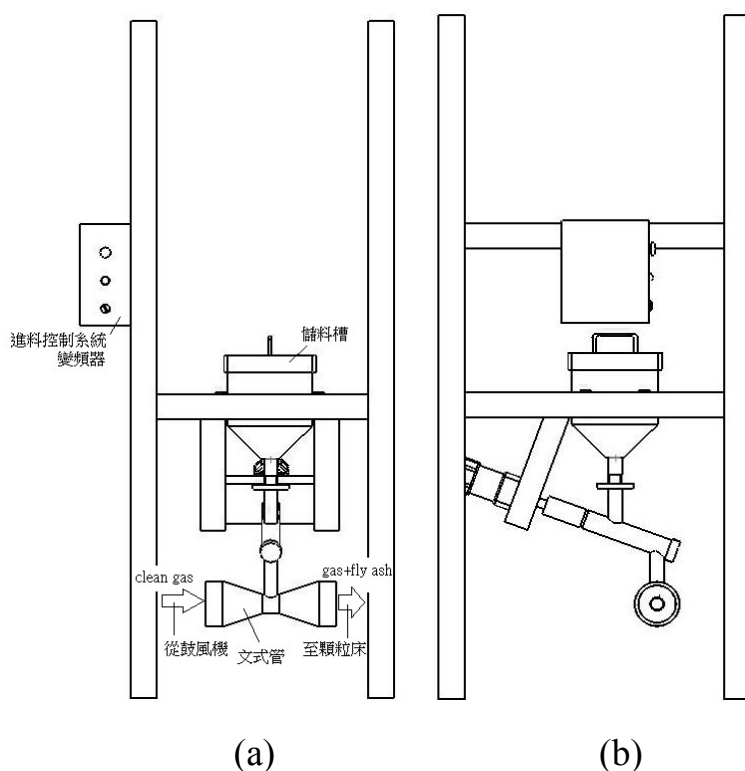


圖 16 粉塵供應器(a)前視圖(b)側視圖

(3) 濾材輸送裝置

如圖 17 所示，此裝置為控制濾材質量流率用，藉由兩組變頻器控制馬達轉速，以調整所需要的濾材質量流率。若質量流率調整適當，則能使過濾器的過濾效率達到高點，若

質量流率太快，因為濾材間快速的重力衝擊作用則會有產生大量的濾材破碎，且濾材間孔隙過大會使得過濾器的過濾性能下降；反之，質量流率太慢，雖然濾材間重力衝擊作用減少使得濾材破碎量下降，但是會使濾材攔阻粉塵而超出飽和，使得過濾效率降低。

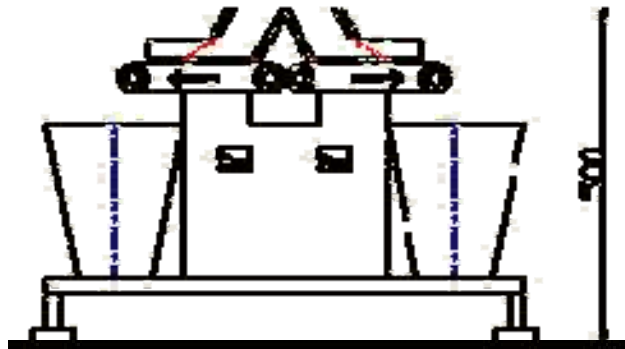


圖 17 濾材輸送裝置

2. 量測與觀測設備

(1) 電子磅秤

使用在量測濾材的循環流率測量，精度 0.1 g，最大荷重能力 30kg。

(2) 數位影像擷取系統(Digital Image Processing System)

包括高階彩色數位攝影機 (SONY DCR-TRV900 NTSC)、數位照相機(NIKON COOLPIX 5700)、數位影像擷取卡(UPMOST UPG 502A)及個人電腦(Pentium III 1800 MHz)。

(3) 皮托管及斜臂式壓力計

使用在量測進口空氣流速及壓力，並採用符合規定之皮托管(日本品川 NG-4)及傾斜式壓力計(日本品川 NG-5)，一台用於量測過濾器之壓降，另一台用於量測出口端的壓差。如圖 18 所示，在斜臂式壓力計所用之水管與水槽液面面積比值，一定要超過 100 倍以上。

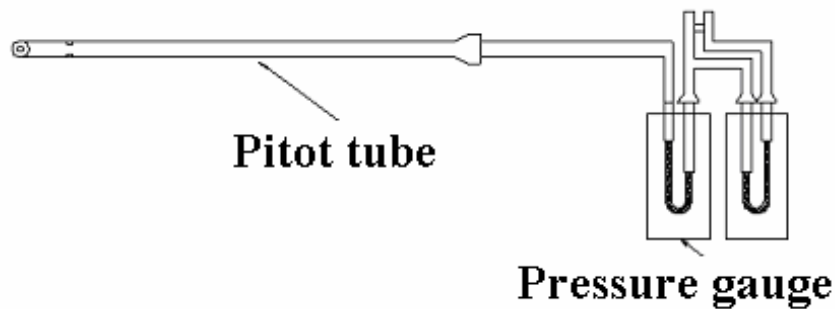


圖 18 皮托管與壓力計裝置圖

(4)粒狀物採樣裝置

採樣時在測定點先測其排氣速度，求得等速吸引流量之後，接著可同時進行排氣吸引及粒狀物試樣過濾補集工作，可分為兩部份：粒狀物補集部及吸引流量測定部，簡單說明如下：

A.粒狀物捕集部：

粒狀物補集部之組成如下：由吸引嘴(常規為 4、6、8、10 mm)、濾紙、濾紙固定器(日本品川)、連結管等所構成。本實驗使用之吸引嘴為 8 mm 之錐形玻璃製品，用來導引已過濾之出口合成氣流進到圓筒濾紙，而且必須滿

足以下條件：

(A)為避免吸氣嘴內外之氣體產生亂流，吸引嘴之內徑須大於 4 mm 以上。

(B)吸氣嘴之前端，須加工成 30° 以下之銳角或成平滑之半球狀。

(C)吸氣嘴之內外面皆須平滑。

(D)吸氣嘴至粒狀物補集部之採樣管，內面需平滑，其截面不可急遽變化或彎曲。

(E)吸氣嘴之材料需用：硬質玻璃、石英玻璃、不銹鋼或具相同等級性能者。

此部份除吸引嘴外，尚由濾紙及濾紙固定器所組成，濾紙捕集到之飛灰烘乾後即可用來計算過濾效率，其形狀有圓形濾紙和圓筒濾紙，依不同形狀使用不同的濾紙固定器。但是圓形濾紙使用應在有效直徑 30 mm 以上者。所使用之過濾材料，應為採集捕集率為 99 % 以上者，為避免濾紙發生破損情形，濾紙背面之金屬網須要使用固定器支持。裝濾紙處不能有漏氣的現象，宜採用依濾紙形狀並容易裝卸濾紙之固定器，且濾紙固定器須由耐腐蝕性材料所製作而成。在固定器及連結管的選擇上，如下：

(A)固定器：用於支撐穩定粒狀物補集器，故宜用不銹鋼

或其他同等性能材料所製。

(B)連結管：從粒狀物捕集部到吸引用橡皮管(真空管)之連接部分。

B.吸引流量測定部：

吸引流量測定部部分包括除塵裝置(日本品川)、真空吸引幫浦(美國 GAST)、濕度計、流量計所構成，如圖 19 所示即為採樣裝置。

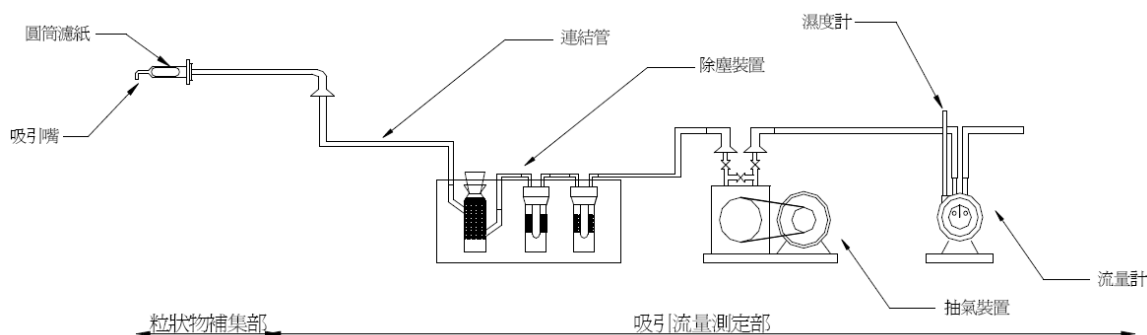


圖 19 採樣裝置

經連結管之保護裝置可用來除濕、除塵、除酸，其用意為保護下游之抽氣裝置、溼度計及流量計，不至於因空氣中雜質及溼度而影響過濾效率測定之準度。真空吸引幫浦設有一真空壓力調節旋鈕，可調整幫浦內真空程度以達到調節空氣流量，並使粒狀物捕集器入口端與過濾器出口端達到等速吸引之目的。吸引流量測定裝置則是由體積流量計及依體積流量計校正後之面積流量計或瞬間流量計等所組成。體積流量計用於吸引氣體總量之測定，而瞬間

流量計則是用於吸引流量的確認。

(A)體積流量計:可採用濕式或乾式之氣體流量計，但若是使用乾式氣體流量計時，通過之氣體須先經過乾燥處理。

(B)面積流量計或瞬間流量計:依規定方法先予以校正及操作，僅作含水量測定時，可不用裝設瞬間流量計。在吸引流量測定部的設備上，目前是採用體積流量計來做為吸引氣體體積的量測設備。

此部之作用乃是利用捕集合成氣流經過濾器出口端的飛灰粒徑後，與入口飛灰濃度相比經計算而得，便可知曉本過濾系統的過濾效率。

(5)乾燥容器及乾燥劑

乾燥劑將置於乾燥容器中，而乾燥容器將使用在濾紙做烘乾處理後，放置保存及冷卻。乾燥容器採用直徑 30 cm、高 15 cm 的圓筒型容器及顆粒狀的乾燥劑。

(6)微量天平

微量天平用在量測濾紙重量，精度可達 0.001 g。

(7)測試濾紙及濾紙稱量瓶

以圓筒形的濾紙為測試濾紙(美國 WHA-TMAN88RH)，而濾紙稱量瓶則採用長形的玻璃圓筒。

(8) 烘烤箱

型號為 RHD 902 加一 PID 控制器，可控制內部溫度及設定溫度使用，左側及上方均有一進一出之氣孔，作為調節空氣之用。本烘烤箱使用在濾紙的烘乾用途上，最大加熱溫度為 600 °C。

(三) 過濾效率實驗步驟

1. 控制濾材質量流率

將濾材填充至上儲槽內，啟動輸送裝置，先將濾材流動約一小時，待測試段內之濾材流動達到穩態之後，量取某時間間隔內流出之濾材質量，反覆修正輸送裝置速度控制開關之讀數，直至達到實驗所要求之質量流率為止，但是實驗到此先關閉質量流率控制器，只需先調整好所需之讀數即可，待堆積濾餅步驟完成方可開啟。

2. 控制並開啟粉塵灰粒體的進口濃度

先開啟輸送粉塵灰粒體的螺旋供應器約 5 分鐘，待供應量呈現穩定狀態之後，利用量杯及微量天平將粉塵灰粒體的供應量調整至單位時間內所需的大小，本實驗將濃度調整至 7500 ppmw。

3. 控制並開啟進口風速

開啟鼓風機，調整控制器頻率，待風速穩定之後選擇適當

刻度的斜臂式壓力計，然後將連接於斜臂式壓力計之皮托管放置於燃氣進口的管路中，經由壓力計的刻度顯示，再將壓力差代入白努力定理，即可換算得到進口風速值。

4.開始堆積濾餅階段

由於此時質量流率控制器尚未啟動，顆粒床過濾器是屬於固定床階段，通入之燃氣粉塵會在自由面上堆積形成濾餅，從此階段開始每隔 30 分鐘觀察並記錄過濾器壓降變化情形，藉由壓降變化來判定濾餅是否堆積完成。

5.開始移動床實驗

待壓降穩定後，啟動濾材質量流率控制器的開關，此時顆粒床過濾器由固定床轉變為移動床，此時為濾材的流動開始。

6.粉塵過濾效率採樣

將粒狀物補集器及吸氣嘴由測定孔插入排氣管管道內部，以等速吸引法來做捕集動作，再將粒狀物補集器所補得之粒狀物質量及流量吸引裝置所吸得之氣體量 2000 公升，求出過濾效率。

參、結果與討論

一、二維兩階段過濾器

(一)不同質量流率之流場

實驗採用 $d_{50}=0.412$ mm 之白/黑細砂及 $d_{50}=2.483$ mm 之白/黑粗砂為濾材。一開始充填黑色濾材，是為了讓之後充填的白色濾材更容易分別，以利觀測整個過濾器流場情況。實驗開始時，第一步驟先充填黑色細砂至過濾器當中，之後再持續充填黑色細砂使其循環三次後達到穩態，以避免因流場內部濾材整體密度不均所引起的流場一高一低而不均勻的現象。第二步驟開始由左半部充填黑色粗砂，形成兩階段過濾器流場，值得注意的是到此步驟為止都還是在同質量流率的流場情況下作為設置。如圖 20 所示，本實驗設定左邊粗砂質量流率為 330 g/min，右邊設定細砂質量流率為 200 g/min，實驗開始時第 0 分鐘即是在不同質量流率流場的情況下。當第 15 分鐘時即可觀察出左邊粗砂流場流速較右邊為快，經過第 60 分鐘至第 120 分鐘時，左邊黑色粗砂暫時停滯區已幾近消除，而右邊黑色細砂因流速較慢之緣故，於傾斜壁面時還有少許暫時停滯區面積滯留著，於第 240 分鐘之後也已幾近消除。除因為流速變緩而導致暫時停滯區的消除時間跟著拉長之外，位於流動校正單元頂點的粗細砂濾材交界處，會因為流場速度不同而變化，如圖中第 60 分鐘

時，於頂點處右邊白色細砂已有少許部份穿透至左邊粗砂，隨著實驗時間的拉長至第 240 分鐘，白色細砂已延續至流動校正單元左側葉片表面處。這是由於除濾材質量流率速度不同造成內部濾材整體密度變化之外，較快速的流動濾材也會牽引著較慢流動濾材朝較快那方移動，因此才會有細砂濾材滲透至左側流動校正單元葉片處的現象。當實驗進行 240 分鐘之後即停止實驗，以上為不同質量流率的實驗。

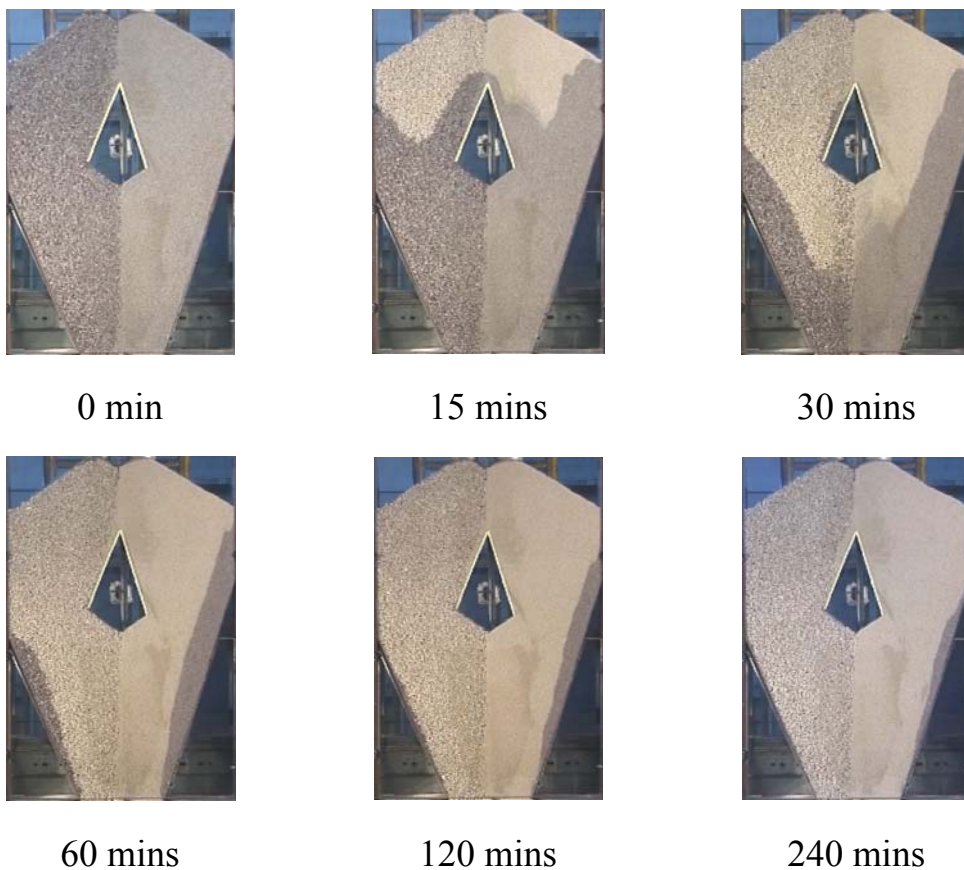


圖 20 粗顆粒床 330 g/min、細顆粒床 200 g/min

(二)不同質量流率之速度場

二維流場速度向量分析實驗中以影像拍攝實驗流場的結

果，藉由速度場的分析更瞭解整個系統內濾材顆粒流動型態和流場內每個濾材顆粒位置的速度。

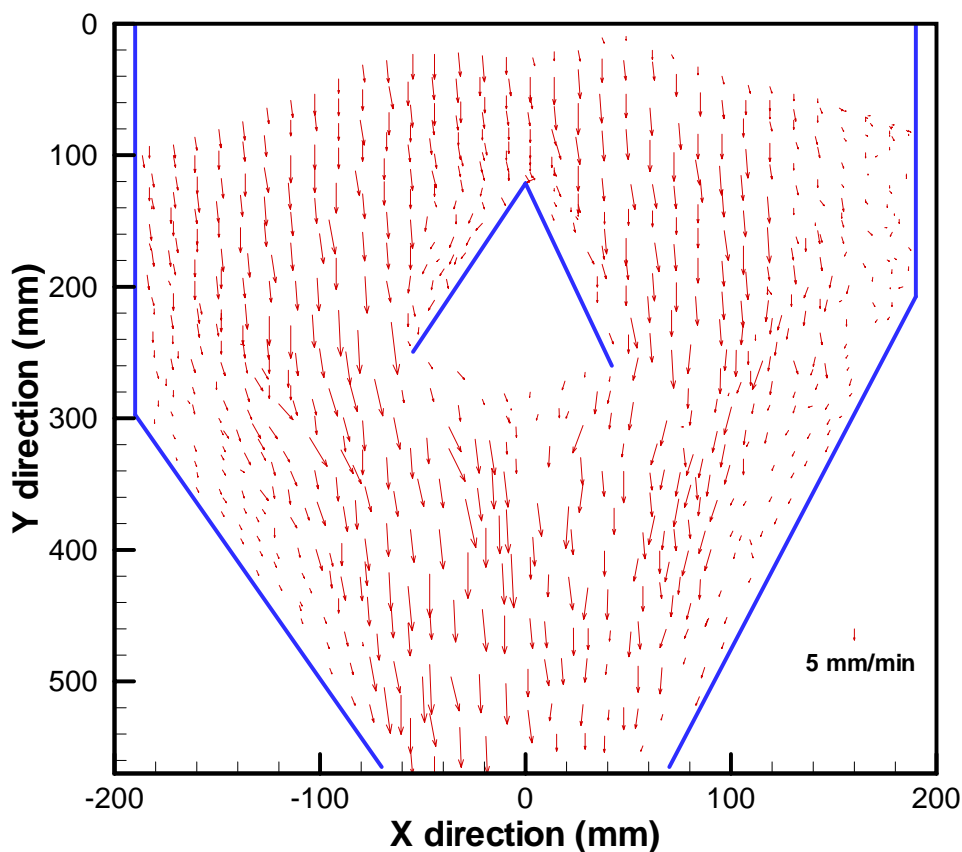


圖 21 二維兩階段不同量流率流場速度向量分佈圖

圖 21 為二維流場速度向量分布圖，在速度分布圖上，當水平速度為正值時，其方向為由左向右，水平速度為負值時，其方向為由右向左。垂直速度皆為負值，其方向為由上向下；因顆粒體床台流動時只具有向下的運動，顆粒體不可能逆流而上，所以不會有正值產生。實驗所設置不同質量流率參數為左邊粗砂質量流率為 330 g/min，右邊設定細砂質量流率為 200

g/min，流場實驗結果經由速度場向量分析後可以發現，其速度向量分佈趨勢說明顆粒體在左邊的行進速度較為快速，尤其在流動校正單元轉折處速度向量變化更為明顯，另濾材於過濾器槽體中間流動速度為最快，部份右邊細砂顆粒會伴隨著左邊流動速度較快之粗砂顆粒移動，因此會產生部份中間細砂顆粒速度向量與壁面速度向量較不一致的現象。另由圖中觀察可以得知，越往槽體兩側壁面接近，受到流場流動所產生剪力的影響越小，所以可發現速度向量變得較小，形成速度向量較小之低速區，此即為實驗流場之濾材顆粒半停滯區(Quasi-stagnant zone)。當顆粒體開始流向槽體開口時，由於面積逐漸變為狹小，故使中間顆粒體開始加速通過，所以流場中間速度向量與兩側比較起來均較為大。

二、三維兩階段過濾器週邊模型

(一)本體模型

根據去年研究成果所得之最佳化參數配置，其之二維尺寸結果為高 1160 mm、寬 380 mm，開口寬度 140 mm，過濾器中間內置一流動校正單元，葉片長度分別為 169 mm、176 mm，與中心垂直相交之角度則分別為 20° 、 15° ，三維兩階段過濾器模型即依此設計為基礎所建造。本體模型如圖 22(a)所示，設計構想此三維模型分為五個部份，每一個部份均為可活動式以利組

合搬運，拆卸時也可達到節省儲放空間的目的，此五部份分別為上部儲槽、中間過濾器本體、下部輸送通道、左側進風口連接段及右側出風口連接段，以下就各部份分別說明之。

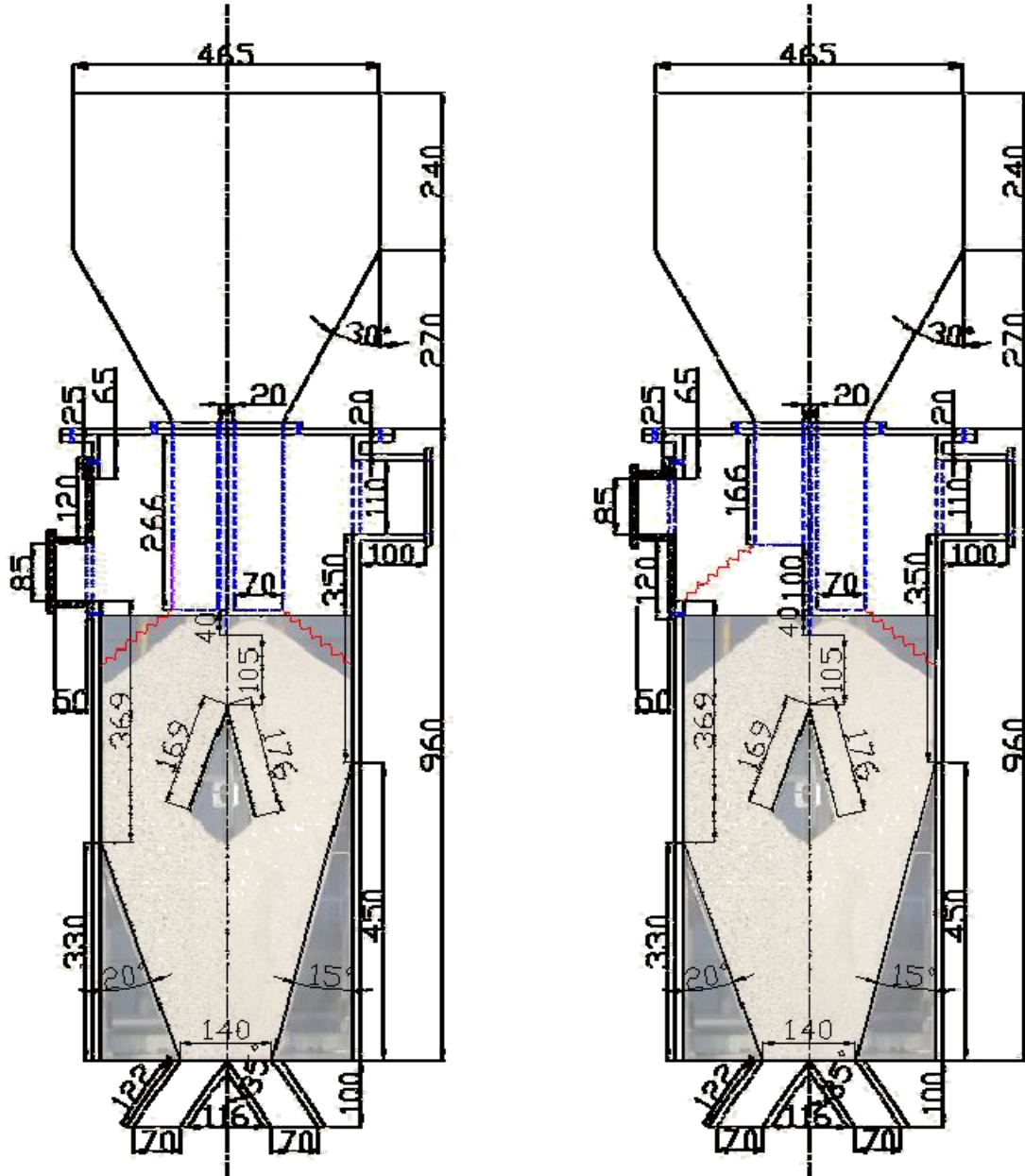


圖 22 三維過濾器本體(a)同水平顆粒床(b)不同水平顆粒床(左側粗砂濾材提高 100 mm)

上部儲槽可用來儲存三維實驗所需之過濾濾材，以利連續

輸送粗細兩種濾材致使實驗過程中不中斷；中間過濾器本體部份，內部參數設計主要依循二維尺寸，但是考量到整體設計高度過高，且儲槽至過濾器內部的輸送管路過於冗長，並無實質用處，因此將原本二維過濾器本體高度從 1160 mm 縮短至三維過濾器整體高度為 960 mm，以去除多餘的空間。另為有利於日後實驗參數規劃，流動校正單元設計方式為垂直可動式，除可驗證流動校正單元於理論位置的過濾效率之外，也可上下微調垂直高度，藉此測量流動校正單元於不同位置的過濾效率優劣與否；顆粒床的水平高度位置也在考慮之列，如圖 22(b)所示左側輸送管路縮短 100 mm，即顆粒床水平高度提高 100 mm，因此進風口的設計也必須隨之調整，否則依圖(a)之設計，當濾材從輸送管路中出來之後自然形成之自由面濾材，將會滾落至進風口連接段中，更甚者滾落至進風口擴散段影響氣流分佈均勻性。進風口連接段的設計考量上述情況可能發生，應隨著濾材自由面的提高而提高，所以在此採用一體兩用之設計，即將連接段拆卸之後上下顛倒 180°便可達到此要求。

另進風口高度 85 mm 的設計如下：如圖 23 所示為濾材從管路中流出後形成之自由面示意圖，在此定義 S 為濾材自由面， x 為此自由面接觸到壁面與管路邊壁最短之水平距離， α 為自由面與水平面之夾角， H 即為氣流經過之真實自由面。經量測後

$S=136.4\text{ mm}$ 、 $\alpha=38^\circ$ ，所以可得 H 為：

$$H=\sin 38^\circ \times 136.4\text{ mm}=83.97\text{ mm}\doteq 85\text{ mm}$$

在此即採用真實自由面高度 H 為 85 mm 作為過濾器本體的進風口高度；出風口連接段高度的設計，則依據連接管路現品規格 110 mm 為基準。

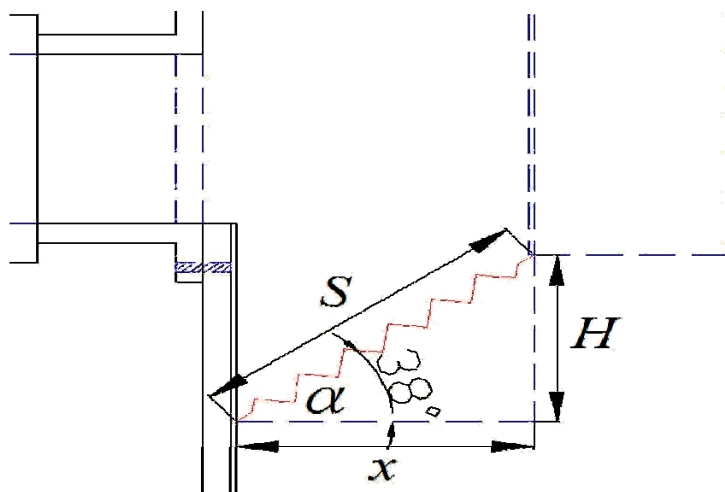


圖 23 進風口處氣體流經真實自由面示意圖

(二)進風口擴散段

根據前節所述，本實驗的進風口擴散段面積比 AR 為：

$$500\text{ mm}/85\text{ mm}=5.88$$

依據式子(9)

$$C_{p,frictionless} = 1 - (5.88)^{-2} \times 100\% = 97\%$$

幾乎可達到 97% 的回復率，不過根據文獻指出最高只能達到 86% ，當然這是由於氣流分離現象所致，在此並不贅述。根

據表二指出，無論圓錐型擴散段或平板型擴散段，入口邊界層堵塞因子 B_t 越小，所能得到的 C_p 值通常也越佳，因此本擴散段設計以 $B_t=0.02$ 最小值為前提而論，當圓錐型擴散段無因次參數 L/d 為 20 時，擴散段長度會等於入口寬度 $85\text{ mm} \times 20 = 1700\text{ mm}$ ；當平板型擴散段無因次參數 L/W_1 為 18 時，擴散段長度會等於 $85\text{ mm} \times 18 = 1530\text{ mm}$ 。同時表二也指出，當無因次參數長度受限時，同樣的 B_t 下，以平板型擴散段得到的 C_p 值較佳，這同時也代表著擴散段長度設計受限時，採用平板型擴散段會得到較均勻之氣體流場。本擴散段受限於場地緣故，以固定 1000 mm 為擴散段總長度來建造，如圖 24 所示，擴散段入口端可連接粉塵供應器，其寬度為 85 mm ，出口則連接過濾器本體的進風口連接段，其寬度為 500 mm ，總共設計三個小型漸擴段，第三層漸擴段並以符合最小半角角度不可大於 10° 作為設計，來儘量降低氣流分離及滯留壁面之現象。

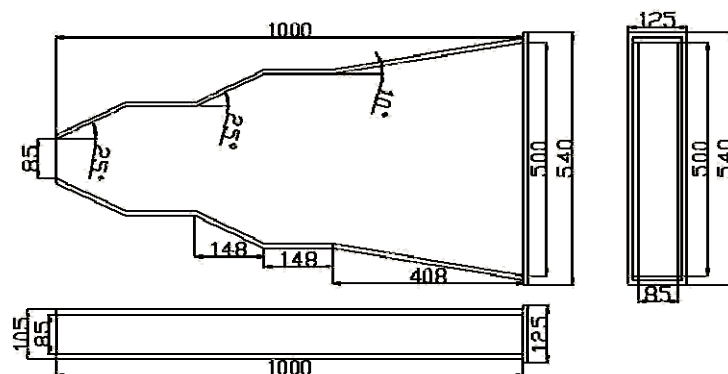


圖 24 三維擴散段上視圖(左上處)、前視圖(左下處)、側視圖(右處)

(三)出風口漸縮段

收縮段為合成氣體流經過濾器本體之後的出口，因此其曲線對出口氣流的影響必定有著關鍵作用，本實驗收縮段採用了 Fang.學者等人的雙三次方收縮曲線模型，來作為設計基礎。實驗參數入口寬度 h_1 為 500 mm，出口寬度 h_2 為 110 mm，總成 L 為 500 mm， X_m 表示線段之匹配點，在此定為 0.5。式子(12)表示匹配點之前的線段，代入本收縮段參數可表示為：

$$y(or z) = (500 - 110) \left[1 - \frac{1}{0.5^2} \left(\frac{x}{500} \right)^3 \right] + 110, x < x_m, \quad (12)$$

式子(13)表示匹配點之後的線段，同樣代入本收縮段參數可表示為：

$$or = \frac{(500 - 110)}{(1 - 0.5)^2} \left(1 - \frac{x}{500} \right)^3 + 110, x > x_m, \quad (13)$$

利用 Matlab 將此兩式子聯立代入即可得到擬合後的曲線，如圖 25 所示。將此曲線套用至漸縮段的設計之中，即為本漸縮段的雛型，如圖 26 所示。

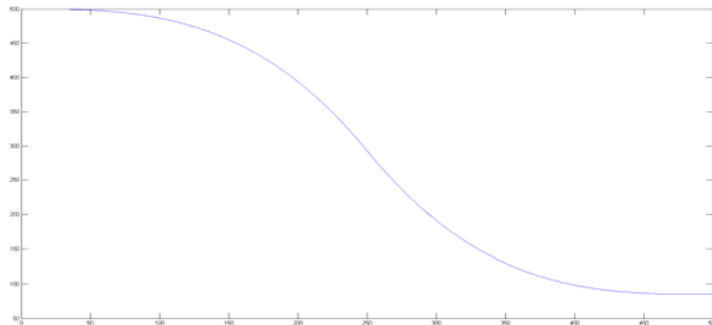


圖 25 雙三次方收縮曲線擬合圖

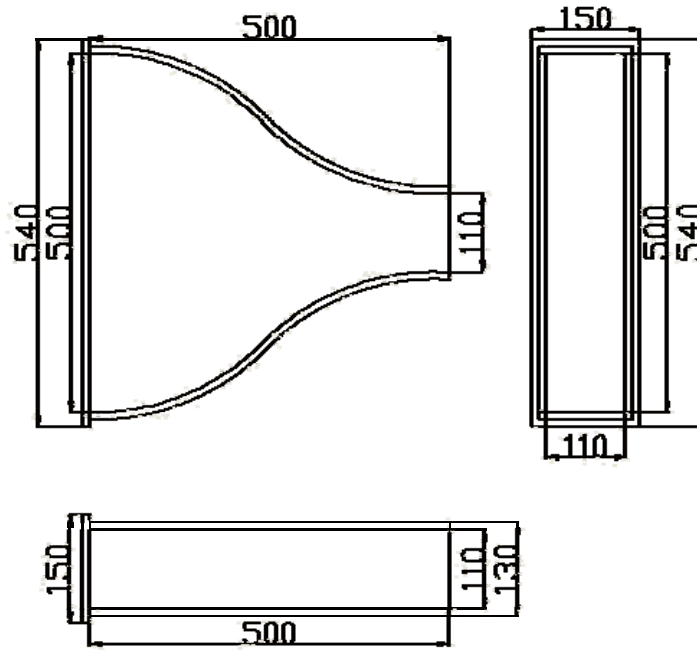


圖 26 三維漸縮段上視圖(左上處)、前視圖(左下處)、側視圖(右處)

三、三維兩階段冷性能過濾器實驗

本節主要分為兩個部份：(一)進口氣體速度分佈的量測、(二)床體壓降及冷性能過濾效率實驗。量測進口氣體速度目地在於觀察其分佈之情形，有助於兩階段過濾器在三維冷性能測試中，進口氣體摻雜粉塵進入兩階段過濾器床體內自由面之分佈，為了通入之氣體能有均勻速度且使粉塵均勻堆積至自由面上為重要之目標，未來可依此量測結果並將其缺點加以改善。而床體壓降計有三組 300 L/min、500 L/min、700 L/min 流量下固定顆粒床的整體壓降，以及一組冷性能過濾效率實驗的壓降；另冷性能過濾效率將與先前研究之過濾效率作一比較，以供未來一連串冷性能過濾效率實驗改善之用。

(一)進口氣體速度分佈

圖 27 為進口氣體速度分佈量測點的示意圖，如圖入口端壓克力部件寬 50 公分、高 8.5 公分，部件前端鎖附於過濾器本體上，後端則連接一不鏽鋼擴散入口段。量測孔位置分別設於壓克力部件上端，以中心為原點，每點間隔距離 5 公分，距離左右壁面處 1 公分各加設一量測孔，共有 11 點量測孔。探針量測位置依入口端壓克力部件高度 8.5 公分取其 3 點位置測量，分別為距離上下壁面 1 公分處及中心 4.5 公分處；進口氣體流量參數設定為 300 L/min、500 L/min 至最大為 700 L/min，因觀察流量

至 700L/min 時濾材已因細砂顆粒體重量過輕，無法承載此風速導致右側自由面隨時處於崩塌狀態，故最大進口風量設定至 700L/min。

量測儀器為德國 Testo 452 多能量測器，如圖 28 所示，採用熱電偶探針式探頭，量測範圍從 0 至 10 公尺/秒，誤差值為 0.01 公尺/秒，採樣率為 1 次/秒，工作溫度則介於攝氏 0°C~40°C。測量方法為探針伸入壓克力部件中最高點位置，也就是距離上壁面 1 公分處，後依序由左至右測量共 11 點位置並每次紀錄各測量點之平均風速，待完成之後進行第二次測量(壓克力部件高度中心 4.5 公分處)，而後一樣依序反覆進行 11 點之測量，以此類推；平均風速測量則是待探針伸入至欲測量固定點，伺風速讀表穩定之後取 30 秒平均風速為其值。進口氣體速度分佈量測結果如圖 29、圖 30、圖 31 所示，進口氣體 300 L/min 流量下分佈大致以中間氣體流速最快，次之為壓克力部件裡距離上壁面 1 公分處量測點，最低的進口氣體速度則發生在距離下壁面處，而 500 L/min、700 L/min 下之進口氣體流量的速度分佈曲線也呈現與 300 L/min 流量的分佈趨勢，整體流量分佈來說均傾向於右側，且流量越低的情況下其速度分佈的曲線越均勻。

Unit : cm

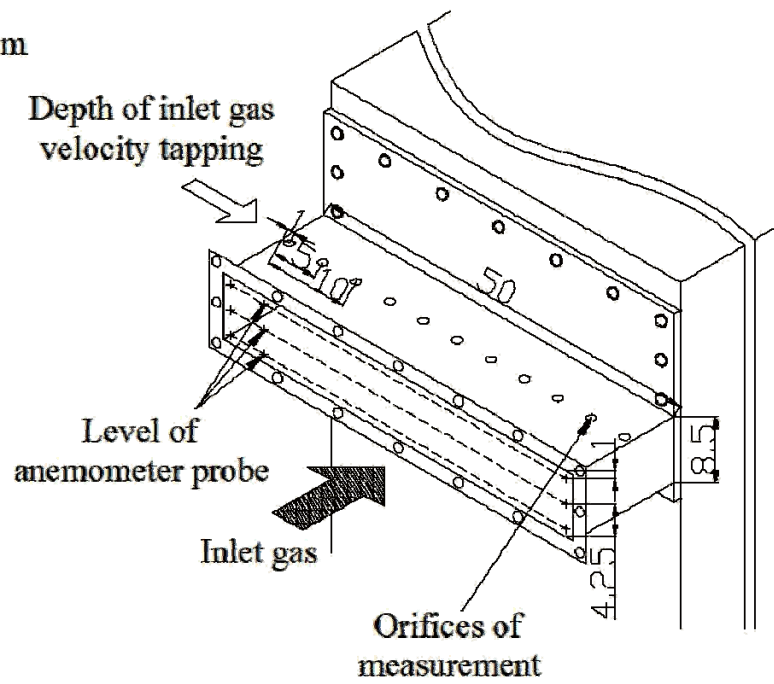


圖 27 進口氣體速度分佈量測點示意圖



圖 28 德國 Testo 452 風速儀

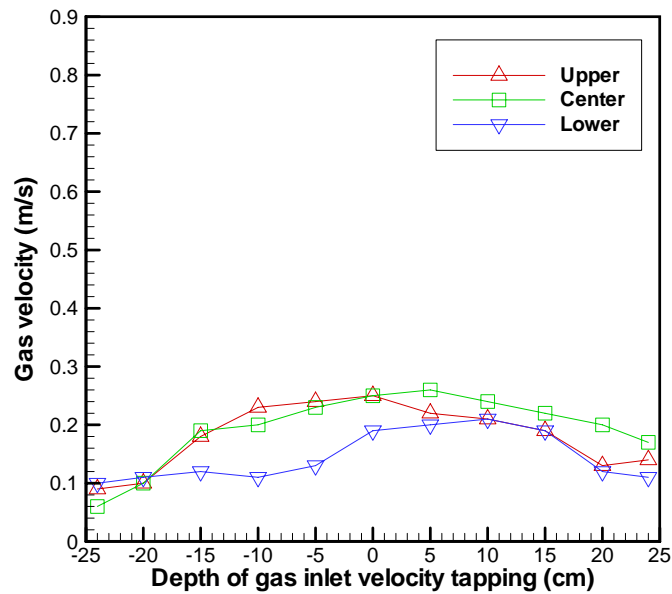


圖 29 進口氣體 300 L/min 下之速度分佈(測量點△：距上壁面 1 公分處，□：中間 4.5 公分處，▽：距下壁面 1 公分處)

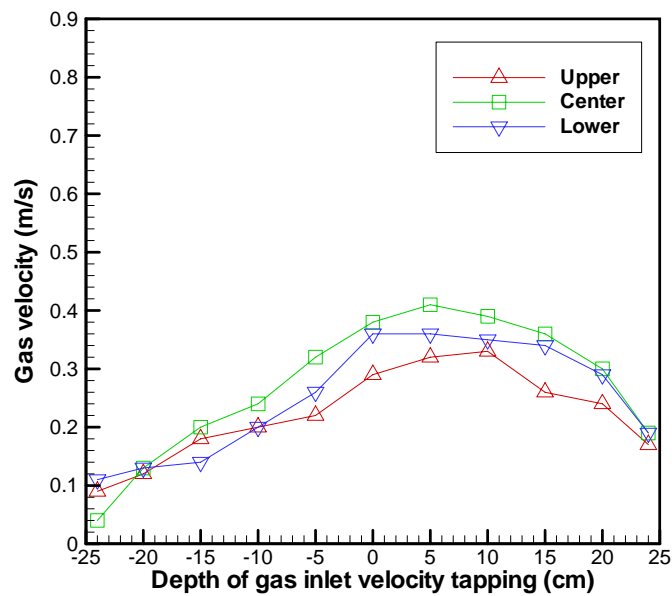


圖 30 進口氣體 500 L/min 下之速度分佈(測量點△：距上壁面 1 公分處，□：中間 4.5 公分處，▽：距下壁面 1 公分處)

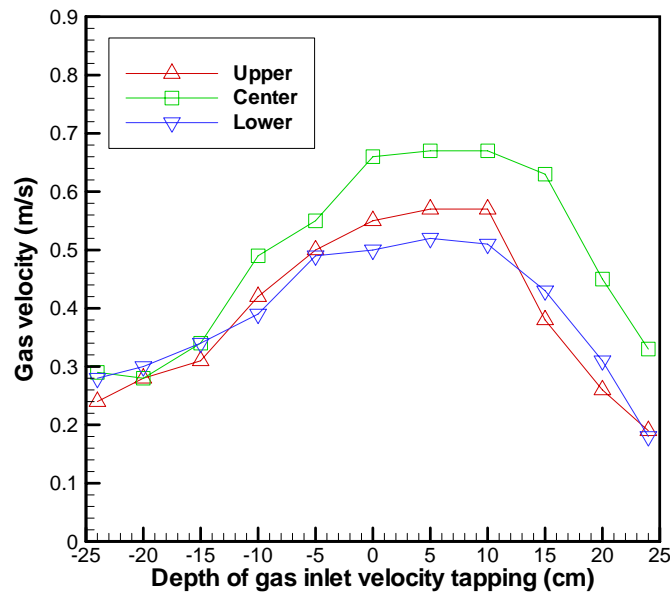


圖 31 進口氣體 700 L/min 下之速度分佈(測量點△：距上壁面 1 公分處，□：中間 4.5 公分處，▽：距下壁面 1 公分處)

(二)床體壓降與過濾效率

圖 32 為三維兩階段過濾器固定顆粒床體壓降測定孔的位置，測定孔的選定依據環檢所之規定[28]，原則上應避免選在排放管道彎曲部分或截面形狀急遽變化的部分，而應選在排氣氣流經整流後較為一致的地方，並應選在測定作業安全且易測定的場所。故正常測定位置應選在離彎曲、收縮或放大管道口之下游 8 倍管道直徑以上且在其離彎曲、收縮或放大管道口之上游 2 倍管道直徑以上之處；當無法在上述條件設置適當測定孔時，則至少應選在離彎曲、收縮或放大排放管道口之下游 1.5 倍至 8 倍管道直徑且在其離彎曲、收縮或放大管道口之上游 0.5

至 2 倍管道直徑之處。此三維兩階段過濾器系統受限於壓克力進出口段長度及仍需另外分別連接擴散段、漸縮段，因此測定孔的選擇僅以達到最小限度之標準為止，亦即離彎曲、收縮或放大排放管道口之下游 1.5 倍處且在其離彎曲、收縮或放大管道口之上游 0.5 倍管道直徑之處，所以本系統上游(進氣口端)測定孔為距離過濾器槽體前 42.5 mm 處，下游(出氣口端)測定孔為距離過濾器槽體後 127.5 mm 處。圖 33 即為兩階段固定床體三種進口氣體 300 L/min、500 L/min、700 L/min 流量下之壓降圖，換算成自由面速度時分別為 7.4 cm/s、12.3 cm/s、17.2 cm/s，在此三種流量下其壓降分佈由圖所知呈線性分佈。

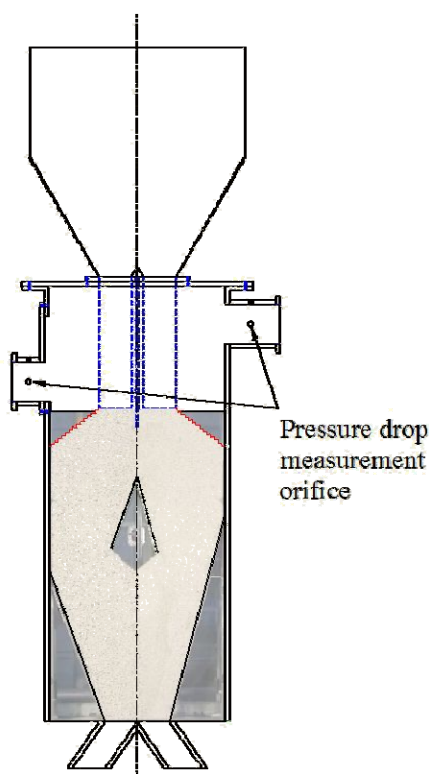


圖 32 床體壓降測量點示意圖

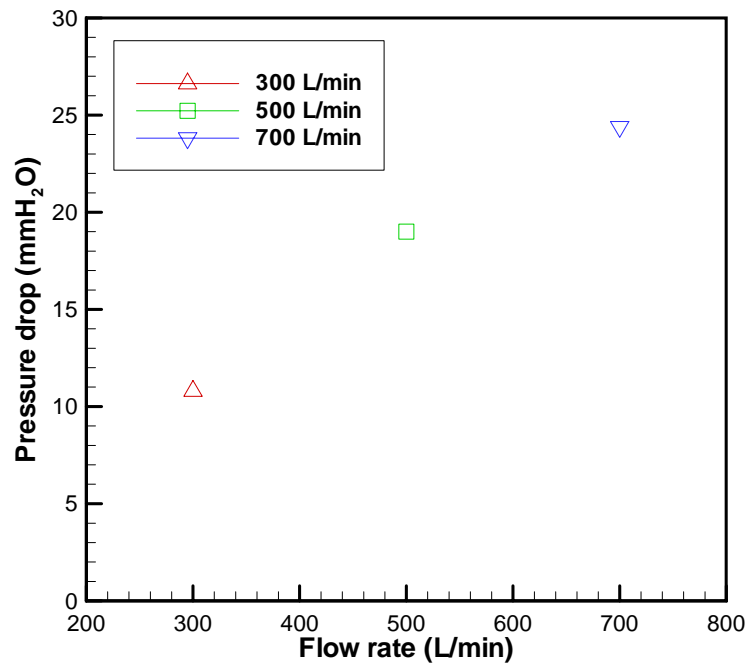


圖 33 三種進口氣體流量下之壓降

在前述一連串研究[29]中葉片-次葉片系統採用單一粗砂顆粒、質量流率為 450 g/min 的冷性能過濾實驗，其自由面風速設定參數為 20 cm/s、25 cm/s、30 cm/s；依現有兩階段過濾器系統中三種進口氣體流量下，唯有 700 L/min (自由面風速 17.2 cm/s) 的流量較具比較性，因此選擇流量 700 L/min 作為本冷性能過濾效率實驗的選擇。圖 34 為進口氣體 700 L/min 流量下過濾實驗壓降的變化圖，粉塵承載濃度為 7500 ppmw，粗、細砂濾材的質量流率控制在 330 g/min，每隔 30 分鐘紀錄床體壓降變化，由圖可知，實驗一開始壓降會隨著濾餅的堆積逐漸上升，當到達穩定後，開啟顆粒體輸送帶裝置，顆粒床由原本固定床轉變為

移動床後會牽動著過濾器進出口壓降，並且緩緩下降至穩定為止。當過濾實驗啟動時，堆積濾餅壓降開始由 24.1 mmH₂O 上升至 31.5 mmH₂O，再緩緩下降至 29.6 mmH₂O，總共堆積了 230 分鐘。當顆粒床於 230 分鐘時由固定床轉變成移動床，濾餅厚度因被破壞而逐漸流失，壓降亦隨之降低，由壓降 29.6 mmH₂O 瞬間降到 26 mmH₂O，之後壓降持續輕微上下震盪，直到 390 分鐘之後至 600 分鐘為止，濾材與進口摻雜粉塵之模擬廢氣達到一定的混合，而後過濾器進出口壓降才達到平衡的狀態；圖 35(a)、(b)即為兩階段過濾實驗濾餅實際堆積狀態。

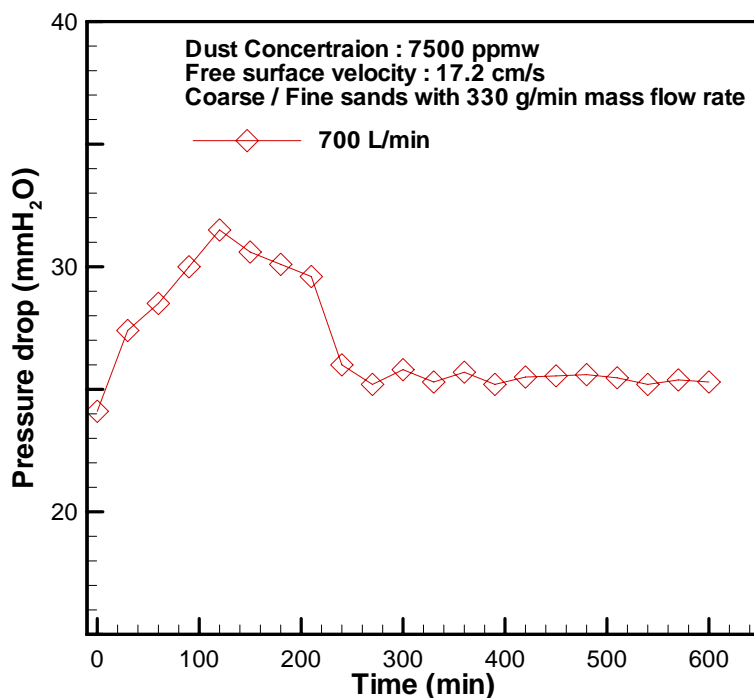


圖 34 進口氣體 700 L/min 流量下過濾實驗壓降變化圖



(a)



(b)

圖 35 三維冷性能過濾實驗實圖

兩階段冷性能過濾效率實驗結果顯示，在進口氣體 700 L/min (自由面風速 17.2 cm/s) 流量下、粉塵濃度 7500 ppmw、粗細砂質量流率各 330 g/min 時的過濾效率僅達 94.75 %，如表 3 所示，與三維葉片-次葉片系統中最差的過濾效率 98.32 % (表 4) 比較之下仍有 3.57 % 的差距。這可從以下幾個因素來探討：1. 氣體路徑：由圖 35(b) 觀察可知，位於粗、細兩種濾材中間並無隔板阻擋以增加氣體行經路徑，因此氣體容易由最短路徑逕行通過，如此一來粉塵無法在濾材中多作停滯，連帶造成濾材用以過濾粉塵的利用體積減少，致使過濾效率不彰。2. 濾餅堆積：此因素其實與第一點為相依關係，氣體由最短路徑通過，因此也就無法均勻地流向至自由面上，如此一來粉塵也無法有效堆積，也就少了淺層過濾這項機制，故過濾效率不彰。3. 質量流率：三維葉片-次葉片系統經過一連串前人研究才確立單一顆粒粗砂最佳質量流率為 450 g/min，而三維兩階段冷性能過濾系統仍為初步測試階段，且進口氣體風速(自由面速度)與濾材質量流率仍存在一定比值關係才能達到最佳過濾效率；本過濾效率實驗則是初步採用二維停滯區消除流場的最佳質量流率作為參數，故合理推測此質量流率搭配進口氣體 700 L/min (自由面風速 17.2 cm/s) 之流量尚未達到最佳化，相關研究將於下一年計畫中提出更進一步的報告。

表 3 進口氣體 700 L/min 流量下冷性能過濾效率(粗、細砂質量流率 330 g/min)

Free surface velocity of air (cm/s)	Filtration efficiency (%)
17.2	94.75

表 4 三維葉片-次葉片系統下之過濾效率(粗砂質量流率 450 g/min)

Free surface velocity of air (cm/s)	Filtration efficiency (%)
20	98.89
25	99.17
30	98.32

肆、結論與未來規劃

一、結論

本研究分析二維兩階段不同質量流率流場以及速度場之實驗結果，並將最佳內部參數配置應用至三維兩階段設計之中；同時針對三維兩階段過濾器模型的設計作一說明，並以此模型進行三組進口氣體速度分佈量測、壓降量測及一組冷性能過濾效率實驗，以下茲將研究實驗之結果整理如下：

- (一)二維兩階段不同質量流率流場的實驗結果中，兩種濾材的質量流率不同造成內部濾材整體密度變化，流動較快速的濾材會順勢帶動著流動較慢之濾材移動，因此會產生右側細砂濾材滲透至左側流動校正單元葉片處的現象。
- (二)三維兩階段過濾器可分為五個部份，分別為上部儲槽、中間過濾器本體、下部輸送通道、左側進風口連接段及右側出風口連接段，除因採可活動式以利組合搬運外，拆卸時也可達到節省儲放空間的目的；另外進風口連接段採一體兩用的設計，可因應未來參數規劃。
- (三)進風口擴散段之設計因長度受限，採用平板型擴散段效益比圓錐型擴散段為佳，即平板型擴散段氣流分佈較為均勻，所以設計為三個小型擴散段，第三層則符合最小兩倍半角角度 2θ 等於 10° 作為設計；出風口漸縮段則採用雙三次方收縮曲線

擬合而得，此有助於出風口氣流分佈均勻，對粒子之捕集與提昇過濾效率有實質助益。

(四)進口氣體速度整體分佈流量傾向於右側，最低的進口氣體速度則發生在距離下壁面處，而 500L/min、700L/min 下之進口氣體流量的速度分佈曲線也呈現與 300L/min 流量的分佈趨勢，整體流量分佈來說均傾向於右側，且流量越低的情況下其速度分佈的曲線越均勻。

(五)兩階段冷性能過濾效率實驗結果顯示，在進口氣體 700L/min (自由面風速 17.2 cm/s)流量下、粉塵濃度 7500 ppmw、粗細砂質量流率各 330 g/min 時的過濾效率僅達 94.75 %，分析其過濾效率偏低的原因為氣體路徑過短、濾餅的堆積量不足及濾材質量流率及進口風速的搭配尚未達最佳化之故。三維兩階段冷性能過濾系統仍為初步測試階段，更進一步的相關研究將於下一年計畫中提出。

二、未來規劃

未來研究規劃中，將持續三維兩階段冷性能過濾系統實驗資料庫的建立，並進行過濾效率之測試，未來規劃項目分別簡述如下：

(一)濾材質量流率

由顆粒體輸送裝置所控制，若質量流率調整適當，則能使

過濾器的過濾效率達到高點，若質量流率太快，因為濾材間快速的重力衝擊作用則會有產生大量的濾材破碎，且濾材間孔隙過大會使得過濾器的過濾性能下降；反之，質量流率太慢，雖然濾材間重力衝擊作用減少使得濾材破碎量下降，但是會使濾材攔阻粉塵而超出飽和，使得過濾效率降低。

(二)進口風速

由鼓風機控制裝置所調整，當風速越大時，所能承載的粉塵量相對也較多。但對過濾器而言，當風速過大時，將會導致過濾器還來不及將粉塵燃氣攔阻就已排出，造成過濾效率降低；反之，風速過小時，則粉塵會堆積於進風口處，導致系統快速堵塞。因此風速若調整至適當值時，才能使得過濾器發揮最大作用，卻又不失經濟價值。在實驗中，使用進口風速 30 cm/s 來進行一系列的實驗。

(三)粉塵粒徑分析

對進行兩階段顆粒床過濾器冷性能過濾效率實驗後捕集之粉塵粒徑分析，在進出氣口中需設有採樣設備對粉塵粒狀污染物進行採樣，含粉塵氣流由進氣管道進入過濾器，經過過濾器淨化後，乾淨之氣流由出口管道排出，過濾後將採樣器收集到的粉塵進行粒徑分析。未來研究中將定義粉塵粒徑 10 μm 為一分水嶺進行分析，使被顆粒床過濾器過濾後的出口粉塵粒徑符

合渦輪機的規範。

為俾使三維顆粒床過濾器系統實現可商業化及實際達到中高溫除塵的目標，未來研究規劃了此三維冷性能測試，希望建立一朝向高效率除塵之高溫淨煤氣化系統的里程碑，並為地球的綠色環保盡一份心力。

伍、參考文獻

1. Cicero, D. C., Dennis, R. A., Geiling D. W. and Schmidt, D. K., 1994, “Hot-Gas Cleanup for Coal-Based Gas Turbines,” ASME Mechanical Engineering, pp. 70-75.
2. Zevenhoven, C. A. P., Andries, K. R. G., Hein, K. R. G. and Scarlett, B., 1993, “High Temperature Gas Cleaning for PFBC Using a Moving Granular Bed Filter,” in Gas Cleaning at High Temperatures, edited by R. Clift and J. P. K. Seville, Blackie Academic & Professional, pp. 400-418.
3. Andries, J., Scarlett, B., Bernard, J. G., Zevenhoven, C. A. P., van de Leur, R. H. M., Ennis, B., de Hann, P. H., Hogervorst, A. C. R., and Nikolic, M., 1987, “Closed loop controlled integrated hot gas clean up,” Final Report EC Contract EN3F-0028-NL (GDF) , Delft University of Technology.
4. Ishikawa, K, Kawamata N. and Kamei K., 1993, “Development of a Simultaneous Sulfur and Dust Removal Process for IGCC Power Generation System,” in Gas Cleaning at High Temperatures, edited by R. Clift and J.P.K. Seville, Blackie Academic & Professional, pp. 419-435.
5. Doyle, III, F. J., Jackson, R., and Ginestra, J. G., 1986, “The Phenomena of Pinning in an Annular Moving Bed Reactor with Crossflow of Gas,” Chemical Engineering Science, Vol. 41, No. 6, pp. 1485-1495.
6. Tsubaki, J. and Chi T., 1988, “Gas Filtration in Granular Moving Beds - An Experimental Study,” Canadian J. of Chemical Engineering, Vol. 66, pp. 271-275.
7. Macias-Machin, A., Cuellar, J., Estevez, A. and Jaraiz, E., 1992, “Simple Design of a Crossflow Moving Bed Heat Exchanger-Filter,” Filtration & Separation, March/April, pp. 155-161.

8. Song, X., Wang, Z., Jin Y. and Gong M., 1993, "Investigations on Hydrodynamics of Radial Flow Moving Bed Reactors," *Chemical Engineering Technology*, Vol. 16, pp. 383-388.
9. Ghadiri, M., Seville, J. P. K. and Clift, R., 1993, "Fluidised Bed Filtration of Gases at High Temperatures," *Trans. ICHemE*, Vol. 71, Part A, pp. 371-381.
10. Tüzün, U., Houlsby, G.T., Nedderman, R.M. and Savage, S.B., 1982, "The flow of granular materials-II: velocity distribution in silo flow," *Chemical Engineering Science*, Vol.37, pp.1691-1709.
11. Gardner, G.C., 1966, "Chemical Engineering Science," Vol.21, pp.261.
12. Buchele, M.V. and Wynn, P., 1980, "Chemical Engineering Tripos Part2.," Research Project Report, University of Cambridge.
13. Pariseau, W.G., and Pfeleider, E.P., 1968, "Trans. AIME," 241.
14. Tüzün, U., 1979, PH.D. Thesis, University of Cambridge.
15. Athey, J.D., Cutress, I.O., and Pulfer, R.F., 1966, "Chemical Engineering Science," Vol.21, pp.835.
16. Cutress, J.O. and Pulfer, R.F., 1967, "Powder Technology," "Vol.1, pp.213.
17. Frank M. White, 1998, "Fluid Mechanic," Mcgraw-Hill College; 4 Har/Dsk edition.
18. Kai Chen, Xin-Yang Jin, Ji-Da Zhao, 2009, "Design and Characteristics of a Large Boundary-Layer Wind Tunnel with Two Test Sections," The Seventh Asia-Pacific Conference on Wind Engineering, Taipei, Taiwan.
19. P. W. Runstadler, Jr., et al., 1975, "Diffuser Data Book," Creare Inc. Tech. Note 186, Hanover, NH.
20. B. Lindgren, A. V. Johansson, 2002, "Design and Evaluation of a Low-Speed Wind-Tunnel with Expanding Corners," Technical Reports from Royal Institute of Technology Department of

Mechanics SE-100 44 Stockholm, Sweden.

21. 李鋼、徐燕驥、鮑鐵鑄、孟濤、王元凱、聶超群、朱俊強，低速風洞收縮段設計加工與流動數值模擬，科技導報，2008，26(23)
22. 李軍，風洞收縮段曲線的數值模擬研究，中國科技論文在線，2006
23. Fuh-MinFang, J.C.Chen, 2001, “Experimental and analytical evaluation of flow in a square-to-square wind tunnel contraction,” *Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics*[J], Vol.89, pp.247-262.
24. Zevenhoven, C.A.P., Scarlett, B., Andries, J., 1992, The Filtration of PFBC combustion gas in a granular bed filter, *Filtr. Sep.*, 29, 239-244.
25. Lee, K. W. and Schmidt, E. W., 1984, Collection of aerosol particles using granular bedfilters in the maximum penetration regime. In: “Powder Technol.” 547-556. Iinoya et al. Eds. Hemisphere Publ. Corp., New York, USA.
26. Gal, E., Tardos, G. and Pfeffer, R., 1985, “A study of inertial effects in granular bedfiltration,” *AIChE J.*, 31, pp.1093-1104.
27. Coury, J. R., Thambimuthu, K. V. and Clift, R., 1987, Capture and rebound of dust in granular bed filters. “Powder Technol.” 50, 253-265.
28. 行政院環境保護署環境檢驗所，2002，「排放管道中粒狀污染物採樣及其濃度之測定方法」， NIEA A101.71C.
29. 蕭述三、邱耀平、Jiri Smid、陳柏壯、陳一順，2010，進階兩段過濾器除塵系統分析與設計，核能研究所技術報告，報告編號：NL0990499