

行政院原子能委員會
委託研究計畫研究報告

中高溫除塵技術之研究與發展
**Research and development of coal cleanup technology in
intermediate/high temperature**

計畫編號：1032001INER028

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：邱耀平、陳柏壯、陳一順、李書哲

報告日期：2014 年 12 月 4 日

目 錄

目 錄.....	i
圖目錄.....	ii
表目錄.....	v
中文摘要.....	1
英文摘要.....	3
壹、計畫緣起與目的.....	6
貳、研究方法與過程.....	13
一、過濾機制簡介.....	13
二、冷性能過濾效率實驗設備.....	18
三、冷性能過濾效率實驗方法與步驟.....	27
四、冷性能過濾效率實驗參數.....	34
參、主要發現與結論.....	43
一、固定床與移動床對壓降行為與過濾效率之影響.....	43
二、不同粒徑之細砂濾材對壓降行為與過濾效率之影響.....	49
三、兩階段過濾實驗徑粒分析與過濾效率.....	58
四、雙濾材循環再生系統之設計與應用.....	64
肆、結論與未來規劃.....	76
一、結論.....	76
伍、參考文獻.....	78

圖目錄

圖 1 流動式顆粒床過濾器設計示意圖.....	9
圖 2 顆粒床停滯區示意圖.....	11
圖 3 兩段過濾模式.....	11
圖 4 三維流場實驗模型配置.....	19
圖 5 氣體供應裝置示意圖.....	20
圖 6 粉塵供應器(a)前視圖(b)側視圖.....	21
圖 7 濾材輸送裝置.....	22
圖 8 皮托管與壓力計裝置圖.....	23
圖 9 採樣裝置.....	25
圖 10 (a)過濾器本體顆粒床配置 (b)過濾自由面之淺層過濾示意圖.....	36
圖 11 雙濾材循環再生系統.....	40
圖 12 氣體輸送顆粒示意圖.....	41
圖 13 顆粒破碎後示意圖.....	42
圖 14 固定床下不同粒徑細砂濾材之壓降.....	47
圖 15 移動床下不同粒徑細砂濾材之壓降.....	48
圖 16 細砂粒徑 0.2~0.5 mm 下之壓降.....	54
圖 17 細砂粒徑 0.5~1 mm 下之壓降.....	55
圖 18 細砂粒徑 1~2 mm 下之壓降.....	56
圖 19 固定床下細砂粒徑 0.2~0.5 mm，過濾效率 99.98%， D_{50} 為 11.19	

μm 之粒徑分析.....	60
圖 20 移動床下細砂粒徑 0.2~0.5 mm，過濾效率 99.97%，D ₅₀ 為 12.49 μm 之粒徑分析.....	60
圖 21 固定床下細砂粒徑 0.5~1 mm，過濾效率 99.95%，D ₅₀ 為 12.51 μm 之粒徑分析.....	61
圖 22 移動床下細砂粒徑 0.5~1 mm，過濾效率 99.93%，D ₅₀ 為 12.58 μm 之粒徑分析.....	61
圖 23 固定床下細砂粒徑 1~2 mm，過濾效率 99.88%，D ₅₀ 為 12.68 μm 之粒徑分析.....	62
圖 24 移動床下細砂粒徑 1~2 mm，過濾效率 99.84%，D ₅₀ 為 12.74 μm 之粒徑分析.....	62
圖 25 D ₅₀ 與過濾效率之關係圖.....	63
圖 26 過濾效率隨時間變化關係[15].....	70
圖 27 雙濾材循環再生系統.....	70
圖 28 滾筒篩分系統設計簡圖.....	71
圖 29 篩網設計示意圖.....	71
圖 30 顆粒過篩示意圖[16].....	71
圖 31 實際組立完成圖-1.....	72
圖 32 實際組立完成圖-2.....	72
圖 33 漏斗與振動馬達.....	72

圖 34 雙濾材輸送系統 A.....	73
圖 35 雙濾材輸送系統 B.....	73
圖 36 氣送管路 1.....	74
圖 37 氣送管路 2.....	74
圖 38 高壓鼓風機與氣送管路.....	75
圖 39 變頻馬達控制箱.....	75

表目錄

表 1 不同粒徑細砂濾材實驗一覽.....	37
表 2 固定床下不同粒徑細砂濾材之過濾效率.....	49
表 3 移動床下不同粒徑細砂濾材之過濾效率.....	49
表 4 細砂粒徑 0.2~0.5 mm 下之過濾效率	57
表 5 細砂粒徑 0.5~1 mm 下之過濾效率	57
表 6 細砂粒徑 1~2 mm 下之過濾效率	57

中文摘要

近近年來歐、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。

去年計畫(名稱：高效率淨煤除塵技術之研究與發展)採用已成功開發之三維流動式兩階段顆粒床過濾器及其週邊系統，並依據此系統建立一套冷性能過濾效率資料庫，其中計畫採用了六種不同粗細濾材質量流率(110/330 g/min、110/660 g/min、330/110 g/min、330/660 g/min、660/110 g/min、660/330 g/min)搭配不同粗細砂床體高度(+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm、-100/-100 mm)進行冷性能過濾效率測試，並量測及記錄床體間壓降變化與過濾效率，及以實驗結果進行出口粉塵粒徑分析，而藉以探討比較此兩種操作參數對過濾效率、整體床體壓降行為及粉塵粒徑間的影響性。由相關測試結果得到，在不同粗砂細砂床體高度配合六種不同粗細濾材質量流率時，其中以+0/+100 mm 床體高度搭配 330/660 g/min 濾材質量流率時可得到最佳之過濾效率，其出口粉塵平均粒徑為 12.49 μm 。不過冷性能過濾效率資料庫的建立仍未臻完備，因此本年度計畫中將針對影響過濾器出口端粉塵粒徑的參數部分再進行探討，盼以進一步解析兩階段過濾器系統中最重要的過濾效率指標，以獲得

較小出口粉塵粒徑之結果。

在本年度計畫冷性能過濾實驗參數分別使用固定床及移動床兩種床體過濾模式，輔以出口端不同粒徑分佈大小(0.2~0.5 mm、0.5~1 mm 及 1~2 mm)之細砂濾材進行冷性能過濾效率測試實驗，並於測試期間紀錄測量床體間壓降變化與計算過濾效率，及捕集過濾床出口端粉塵以進行粉塵粒徑大小之分析。實驗結果顯示在固定床搭配粒徑 0.2~0.5 mm 時可得到最佳過濾效率 99.98%，其粒徑分析 D_{50} 則為 11.19 μm 。另外在本計畫的後半期已設計一套雙濾材循環再生系統，其中包括雙濾材篩分系統及雙濾材輸送系統，可使過濾濾材能達到永續利用的目的，並配合三維兩階段過濾器可達成濾材反覆利用之目標。由上述計畫執行三維冷性能兩階段過濾系統測試模型實驗所得之結果，將可作為未來進行三維兩階段熱模系統建置與實驗測試基礎，而計畫最終目標則是可為建立商業化之高溫燃氣流動式兩階段顆粒床過濾系統而邁進。

關鍵詞：兩段式顆粒床過濾器、雙濾材、壓降、過濾效率

英文摘要

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 the biomass or the coal. The high temperature gases contain many dust particulates and fly ashes which should be filtrated before entering gas turbine.

This project extended results of previous year with the successful development of a 3D two-stage filtration system. In accordance to the results of previous year, the database of cold test of filtration efficiency has been created. During the cold test in the filtration efficiency in last year, the parameters of mass flow rates in the coarse and fine particles (110/330 g/min、110/660 g/min、330/110 g/min、330/660 g/min、660/110 g/min、660/330 g/min) and different level of granular bad (+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm、-100/-100 mm) have be employed. In the research during this project, the filtration efficiency has archived the best result by the level of granular bed of +0/+100 mm with mass flow rate of 330/660 g/min. The median size of dust particle of 12.49 μm was obtained from the best result of cold test. However, the creation of a database of cold test filtration efficiency yet completes. So the

parameters of median size of captured dust particles from outlet will be analyzed in this year.

During the cold test of efficiency of filtration in this year, the parameters of fixed bed or moving bed and the fine filtration media of different particle sizes (0.2~0.5 mm 、 0.5~1 mm 及 1~2 mm) will be employed. The measurement of pressure drop and efficiency of filtration in this two-stage filtration system is recorded and the collected dust from outlet of the filter is analyzed. The experimental results show that the best median size (D_{50}) of 11.19 μm is obtained in the fixed bed with the particle size of 0.2~0.5 mm. In the last half year of plan, a dual-filtration media recyclable system is designed and manufactured. This system includes dual-filtration media screening system and dual-filtration media pneumatic system for propose of filtration media recycling. Therefore, the database of filtration efficiency will be accomplished due to serials of cold tests of filtration.

With the result of this project, we can design the 3D two-stage moving granular bed for the hot test. The final goal of the project, we wish the design rules for the commercialized moving granular bed filter can be developed

Key words : Two-stage granular bed filter, dual-media, pressure drop,

filtration efficiency

壹、計畫緣起與目的

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、機械强度高不易毀壞、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。

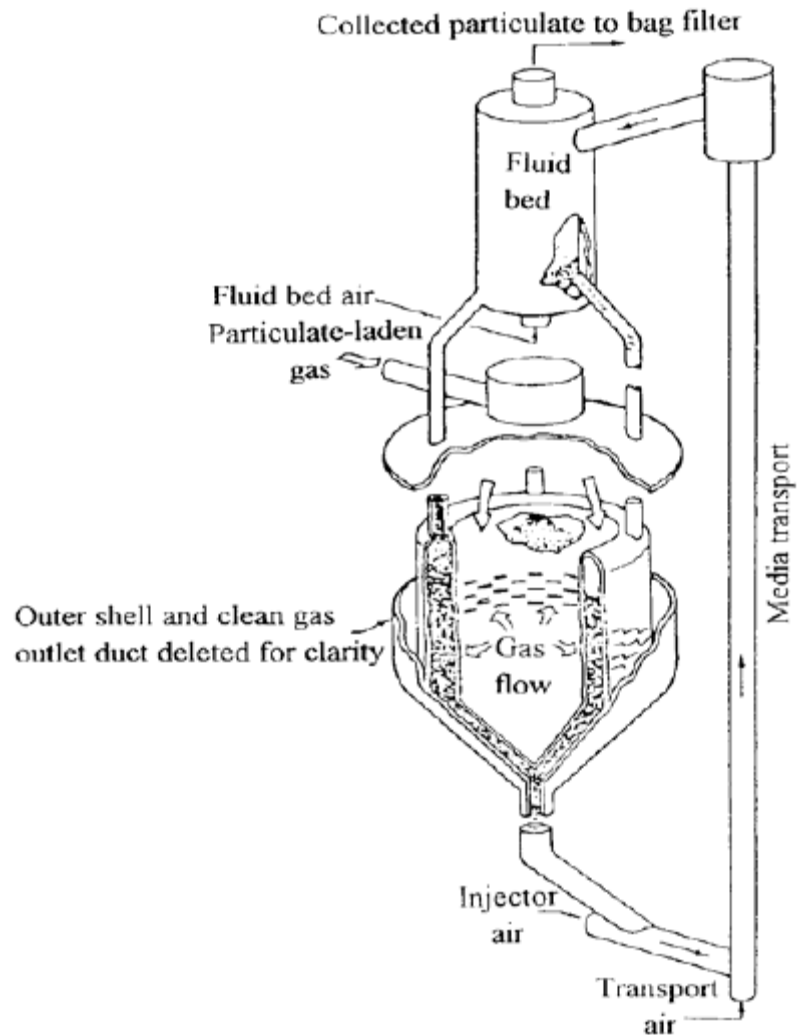


圖 1 流動式顆粒床過濾器設計示意圖

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(coarse media)，第二段過濾層置入細顆粒濾材(fine media)，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。

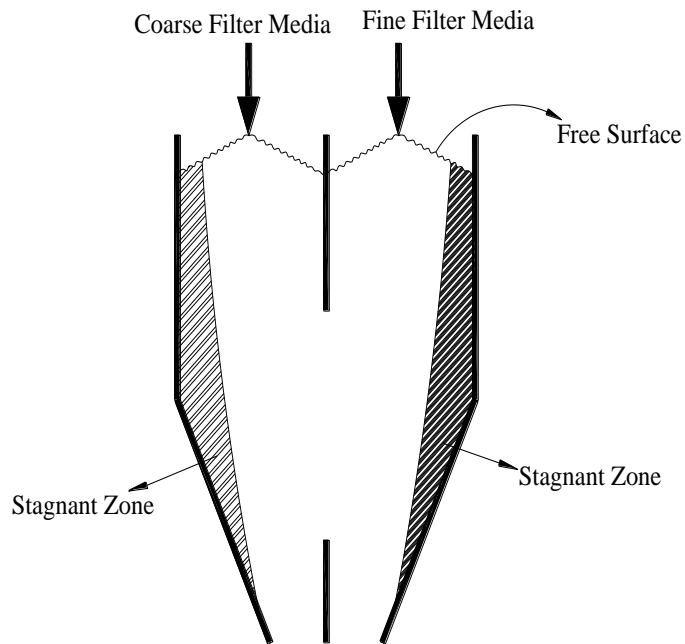


圖 2 顆粒床停滯區示意圖

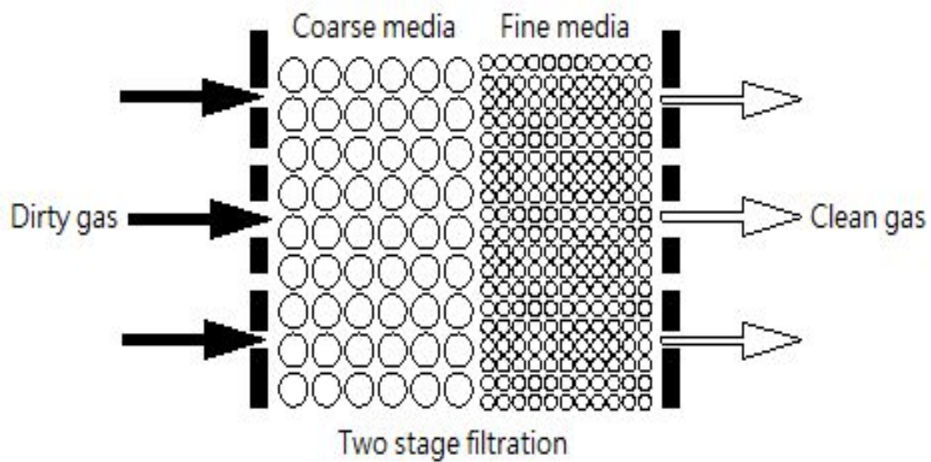


圖 3 兩段過濾模式

根據去年計畫(名稱：高效率淨煤除塵技術之研究與發展)採用已成功開發之三維流動式兩階段顆粒床過濾器及其週邊系統，採用了六種不同粗細濾材質量流率(110/330 g/min、110/660 g/min、

330/110 g/min、330/660 g/min、660/110 g/min、660/330 g/min)搭配不同粗細砂床體高度(+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm、-100/-100 mm)進行冷性能過濾效率測試，相關測試結果得到，在不同粗砂細砂床體高度配合六種不同粗細濾材質量流率時，其中以+0/+100 mm床體高度搭配330/660 g/min濾材質量流率時可得到最佳之過濾效率，其出口粉塵平均粒徑為12.49 μm 。不過冷性能過濾效率資料庫的建立仍未臻完備，因此本年度計畫中將針對影響過濾器出口端粉塵粒徑的參數部分再進行探討，盼以進一步解析兩階段過濾器系統中最重要之過濾效率指標，以獲得較小出口粉塵粒徑之結果。另外，計畫後半期期使過濾下來的粉塵能快速被濾材帶出床體外，還可以因雙濾材的穩定供應，持續地過濾粉塵而不停機，因此擬發展一套雙濾材循環再生系統-粉塵篩分系統與雙濾材輸送系統，進而達到高商業可行化、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、研究方法與過程

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.[10]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[11]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[12]。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。

(一)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，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[12]:

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

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。

(二) 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[13]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:

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

(三) 重力沉降(gravitational setting)

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 [13]，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：

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

(四)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：

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

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：

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

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

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[10]:

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

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。

(五)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 μm ，其中 90% 需小於 5 μm 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 μm 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、冷性能過濾效率實驗設備

(一)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 4 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。

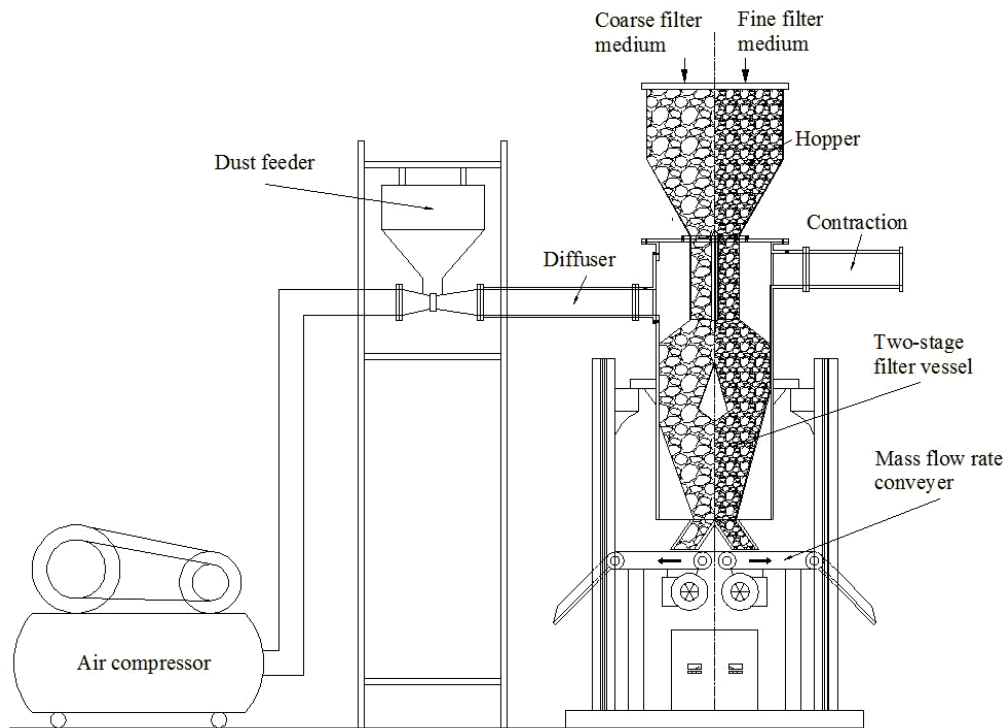


圖 4 三維流場實驗模型配置

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 5 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 \times 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 kg/cm²G 以下，可處理風量達 1.7 m³/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。

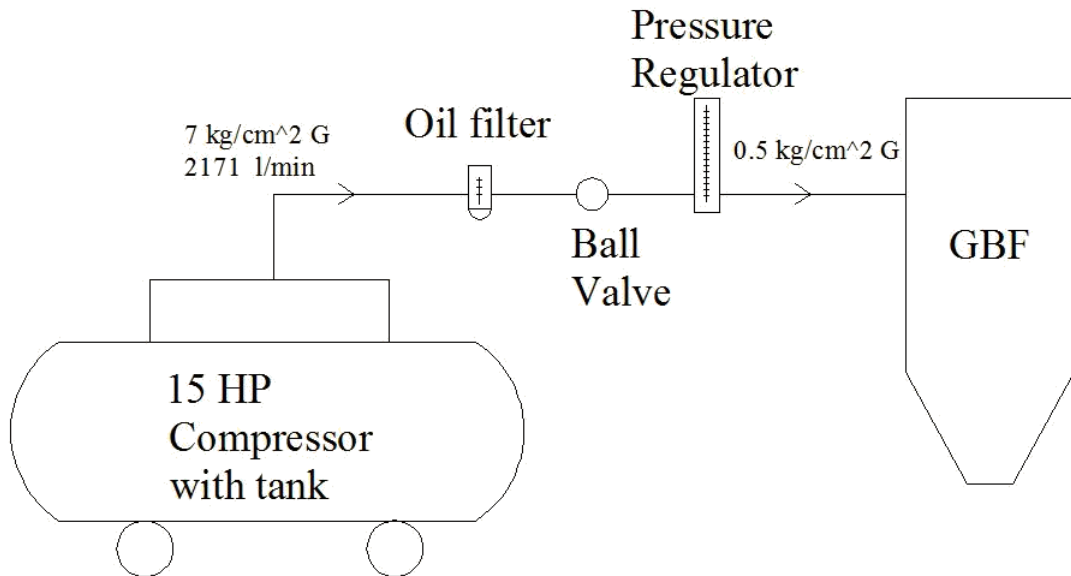


圖 5 氣體供應裝置示意圖

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 6。文式管其前後流量應相等，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，可利用此原理協助將粉塵送進過濾器內。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。

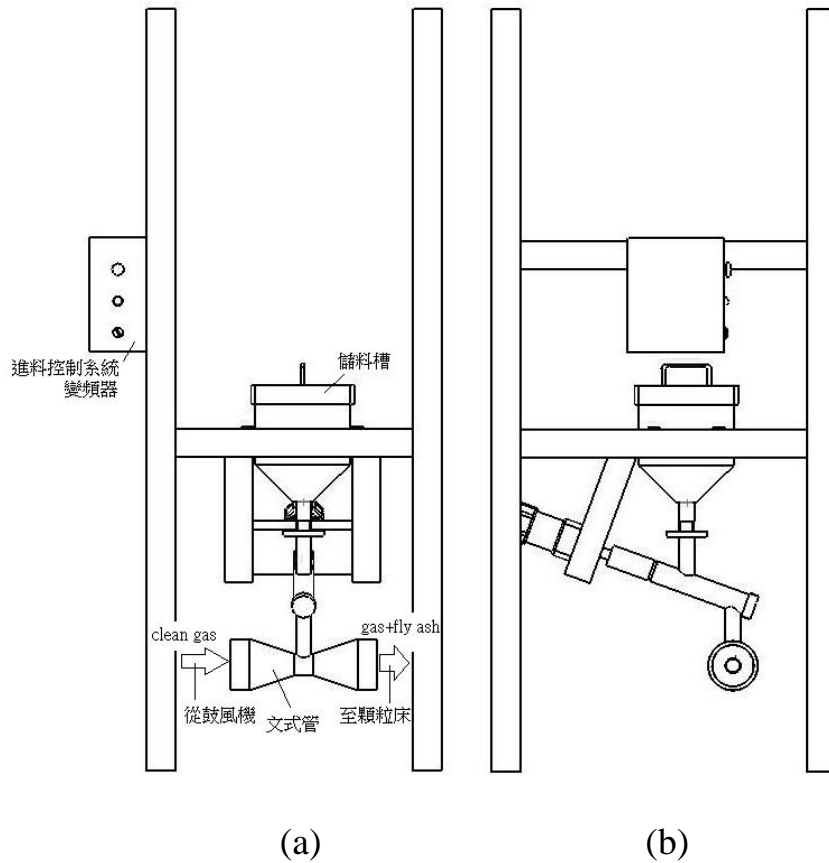


圖 6 粉塵供應器(a)前視圖(b)側視圖

3. 濾材輸送裝置

如圖 7 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。

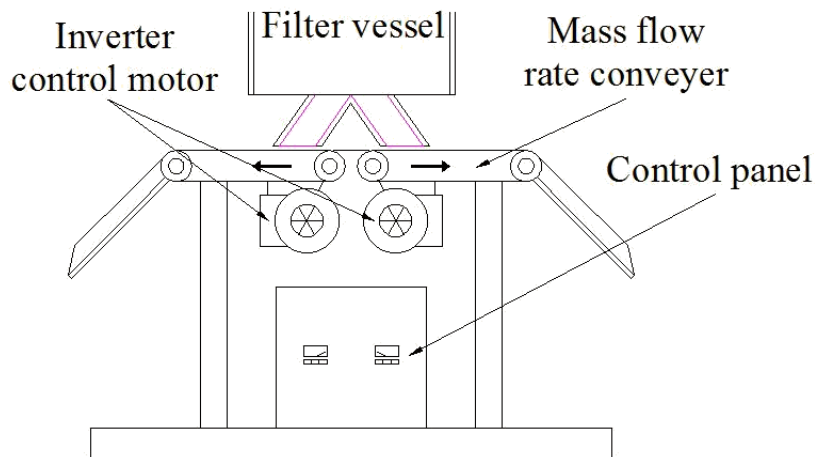


圖 7 濾材輸送裝置

(二)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 8 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。

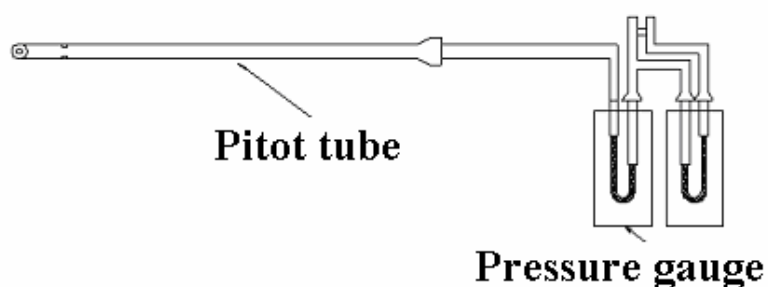


圖 8 皮托管與壓力計裝置圖

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:

(1) 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。

(2)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 9 所示即為採樣裝置。

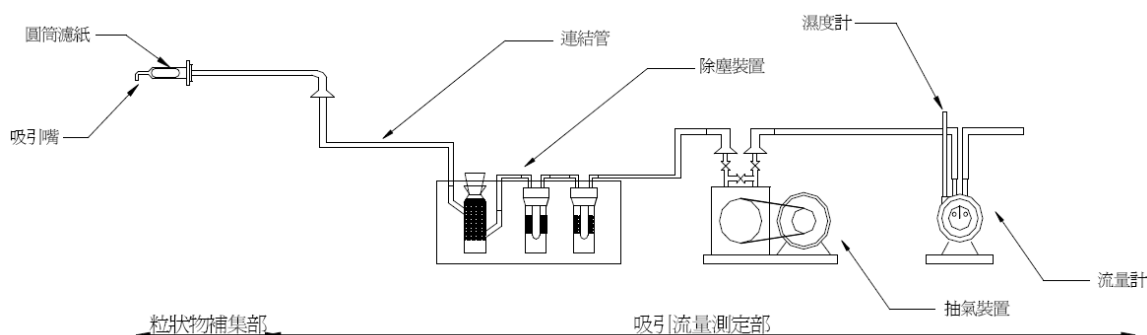


圖 9 採樣裝置

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、冷性能過濾效率實驗方法與步驟

(一)粉塵灰粒樣品採集方法

本實驗中所測試的顆粒床過濾器，主要是要過濾經過氣化或燃燒後夾雜著粉塵灰粒的氣體，在這裡將採用煙道採集懸浮微粒的方法是依據環檢所之「排放管道中粒狀污染物採樣及其濃度之測定方法」規定[14]來做採樣。以下將就選擇測定位置、選擇測定點、過濾器進口端的煤灰堆積與粒狀物的採集及保存等部分加以敘述說明：

1.選擇測定位置

在選擇測定位置時，應避免選在煙道彎曲部分或截面形狀急遽變化的部分，盡量選在排氣氣流經整流後較為一致的地方，且應選在測定作業安全又易測定的場所。所以正常測定的位置應選在離彎曲、收縮或放大管道口之管道直徑下游 8 倍以上且在其上游 2 倍以上之處；若是無法在上述條件設置適當測定孔時，則至少應該選在離彎曲處、收縮或放大煙道口之管道直徑下游 1.5 倍至 8 倍且上游 0.5 至 2 倍之處來做測量。

2.選擇測定點

應視煙道截面之形狀和大小來做選擇，依下列方法將煙道截面分成數個小等分面積，然後在每一小等分面積設測定點。測定點的週邊如果有粒狀物堆積的情形發生時，必須扣除該部分之測定截面。若為圓形截面，則是依圓形截面之測定點方法。如煙道直徑超過 4.5 m 時，測定點需要為 20 點。在本實驗設備中的燃氣排氣孔直徑小於 54 cm，在這樣的標準之下，圓形截面的測定點為一點。

3. 過濾器進口端的濾餅堆積

由於要利用表面過濾機制的運作來增加顆粒床過濾器的過濾效果，因此需要在過濾濾材的表面堆積一層濾餅。首先必須關閉顆粒體輸送裝置，接著通入粉塵灰粒混合氣體，並在煤灰粉塵在進口端堆積形成濾餅時，利用壓力計觀察進口與出口端的壓力變化，直到壓力降呈現穩定狀態後，啟動輸送帶並使濾材開始流動。

4. 採樣濾紙之保存

(1) 補集粒狀物前，濾紙需要先置於溫度 110 °C 的烘烤箱中 2 小時，進行充分的烘烤乾燥。

(2) 接著將烘烤過的採樣濾紙放置於乾燥容器中，冷卻至室溫，用微量天秤量測。在秤量的時候，最好是在相對濕度 50 % 左右的環境下進行。

(3)要秤量之濾紙，在使用前應該要妥善的保存在防塵容器中，不能沾染到粒狀物。

5.粒狀物之補集

(1)補集前處理

首先，在粒狀物採集之前，使用皮托管及壓力計來測量每個測定點的風速，測定方法如下：

A.排氣動壓之測定方法

測量排氣之動壓時，使用已知皮托管係數之皮托管及傾斜式壓差計。將皮托管之全壓孔正對於測定點之排氣流向，用壓力計測定其動壓，而動壓原則上需採用可讀到 0.1 mm 值者。在該測定點皮托管與排氣流向的角度偏差不可超過 10°。

B.排氣靜壓之測定方法

在各測定點使用壓力計量測皮托管的靜壓孔的壓力。

C.排氣流速和排氣流量的計算

將所量測到的動壓及靜壓值，代入方程式計算可得到排氣流速和排氣量，詳述如下：

(A)排氣流速的計算

各測定點的排氣流速，可使用下列方程式求出：

$$V_{air} = C \times (2gh/r)^{1/2}$$

V_{air} : 空氣流速(m/sec)

C : 皮托管係數，在此採用 0.85

h : 皮托管之動壓測定值 (kgf/m² 或 mmH₂O)

r : 管道內溼排氣單位體積之質量，在此採用 1.2 (kgf/m³)

g : 重力加速度(9.81 m/s²)

(B)排氣流量之計算

$$qm = \frac{\pi}{4} \times d^2 \times V_{air} \times \left(1 - \frac{X_w}{100}\right) \times \frac{273 + \theta_m}{273 + \theta_s} \times \frac{P_a + P_s}{P_a + P_m} \times 60 \times 10^{-3}$$

qm : 氣體流量計之等速吸引流量 (L/min)

d : 吸氣嘴之內徑 (mm)

V_{air} : 排氣之流速 (m/s)

X_w : 濕排氣中水蒸氣體積百分率 (%), 在此採用 25°C 的飽和水蒸汽壓為 0.78

θ_m : 氣體流量計所吸引氣體之溫度(°C)

θ_s : 排氣之溫度 (°C)

P_a : 大氣壓力 (mmHg)

P_s : 測定點之靜壓力 (mmHg), $P_s = (P_t - c^2h) / 13.6$

P_t : 測定點之全壓力 (mmHg)

P_m ：氣體流量計所吸引氣體之錶壓力 (mmHg)

(2)粒狀物的補集步驟之注意事項

- A.將採樣濾紙放置於粒狀物補集器中，然後將粒狀物補集器裝在固定器上，最後必須要確保全部裝置的氣密性。
- B.將吸氣孔保持與氣流流向相同方向送至測定點，直到吸氣開始的同時，才將吸氣孔轉向，使其正向排氣氣流，並依等速吸引方式吸引氣體，其容許範圍依下列規定：
- (A)在測定點，排氣流動方向與吸氣孔方向的角度偏差，不可超過 10° 。
- (B)由吸氣孔至吸引氣體之流速，對在測定點排氣流速之相對誤差，應在 $-5\sim+10\%$ 的範圍內。
- (C)氣體通過濾紙之表面流速(Superficial velocity)，原則上為 0.5 m/s 以下。
- (D)當總補集量達到 5 mg 以上或是採樣氣體體積達到 2000 L 時，即完成採樣，而本實驗將以 4000 L 的採樣氣體體積為補集量。
- (E)當完成吸引排氣後，立即停止吸引，並且迅速將吸氣孔背向吸氣方向。
- (F)補集粒狀物後之濾紙，應妥善保存在防塵容器中，不能使其沾有其它的粒狀物。

(3)補集後處理

A.補集粒狀物前濾紙先置於溫度 105 °C 的烘烤箱中 2 小時，進行充分的乾燥。

B.烘烤過的採樣濾紙置於乾燥器中，冷卻至室溫後，用微量天秤量之。在進行秤量時，最好將環境控制在濕度 50 % 左右來進行。

C.秤量後之濾紙，經由與補集前的重量做比較，將出口端所得到的補集重量值代入下列公式中做計算：

$$C_{Nout} = [(m_{di} - m_{do}) / m_{air}] \times 10^6$$

其中：

C_{Nout} ：排氣中粒狀物濃度(ppmw)

m_{di} ：過濾前捕集之粒狀物質量(g)

m_{do} ：過濾後捕集之粒狀物質量(g)

m_{air} ：採樣時間內所抽取的空氣總重(g)

即可得到出口端的濃度。

D.最後將出口端的濃度代入下式中，即可計算出過濾效率：

$$E = \left[1 - \frac{C_{Nout}}{C_{Nin}} \right] \times 100\%$$

其中：

C_{Nin} ：進氣中粒狀物濃度(ppmw)

C_{Nout} ：排氣中粒狀物濃度(ppmw)

E ：過濾效率(%)

(二)冷性能過濾效率實驗步驟

1.控制不同雙濾材質量流率

將雙濾材填充至上儲槽內，啟動輸送裝置，先將雙濾材流動約一小時，待測試段內之濾材流動達到穩態之後，量取固定時間間隔內流出之雙濾材質量，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不同質量流率為止，設定至此先行關閉質量流率控制器並調整好至所需雙濾材額定頻率，待固定床堆積濾餅步驟完成時才可開啟。

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

開啟空壓機，調整進口風速，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，此時為雙濾材的流動開始。

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。

四、冷性能過濾效率實驗參數

(一)兩階段過濾實驗出口粉塵粒徑分佈資料庫之建立方法

1.固定床與移動床

一般而言，過濾效率的高低為顆粒床過濾器中代表除塵能力優劣之一項重要指標，而過濾效率優劣則包含出口端的粉塵濃度與出口粉塵粒徑大小。另外當冷性能過濾實驗中進行時，過濾床體捕捉粉塵粒子所行使的過濾機制可分為深層過濾與

淺層過濾兩種。當合成廢氣通過移動顆粒床體時被流動濾材捕捉之過濾方法稱為深層過濾；而借由堆積在過濾濾材自由面上被阻擋下來的粉塵而形成的濾餅所進行的過濾機制，則稱為淺層過濾，如圖 10 所示即為過濾自由面所形成的淺層過濾示意圖。本年度計畫中所使用過濾器本體詳細設計尺寸則如圖 10(a) 所示，紅色虛線部分表示為顆粒在床體內落下後所自然形成的過濾自由面(即圖 10(b)所示)，藍色虛線部分為過濾器內輸送濾材用之管長，左右兩側輸送管則為分開設計，下方則為過濾濾材輸送出口。

在冷性能顆粒床過濾實驗操作中可分為固定床模式(fix bed)與移動床模式(moving bed)，其中實驗操作參數之一的濾材質量流率為零時，即為固定床過濾實驗。固定床過濾實驗進行中濾餅會隨著時間增加而逐漸形成具有濾餅的淺層過濾機制，同時顆粒床床體之整體壓降也會隨著時間而上升，當過濾床體捕抓粉塵粒子達到飽和狀態時必然會伴隨著除塵效率的低落，除塵效率不彰表示顆粒床捕集粉塵粒子效果有限，因此進而影響通過床體達到出口之粉塵粒徑大小；而移動床的實驗中將可藉由流動濾材控制濾餅堆積厚度，以有效解決顆粒床體整體壓降隨著時間而上升而飽和的問題，同時流動的過濾濾材所形成的動壓也比濾材停滯不動時所形成的靜壓小，以降低在

(2)不同粒徑之細砂濾材

流動式顆粒床過濾器系統過去的研究中一直是以單一濾材(2~4 mm)作為過濾濾材使用，除應用在停滯區消除的研究外，也實際應用在三維冷性能過濾除塵系統的開發及過濾性能資料庫之建立，去年執行計畫-高效率淨煤除塵技術之研究與發展中的冷性能兩階段過濾實驗，所使用的過濾濾材為粗(2~4 mm)、細(0.2 mm)兩種不同粒徑，不同粒徑的過濾濾材除了可以有效地增加除塵效率外，同時也能降低出口捕集之粉塵平均粒徑(D₅₀)，因此本年度計畫擬使用多種粒徑分佈之石英砂作為三維冷性能過濾實驗濾材。本年度實驗規畫上將延續去年所得之最佳實驗濾材質量流率參數配置，粗砂濾材 330 g/min 加上細砂濾材 660 g/min 的濾材質量流率，進行固定粗砂過濾濾材粒徑並搭配不同粒徑分佈細砂(0.2~0.5 mm、0.5~1 mm 及 1~2 mm)過濾濾材的三維冷性能兩階段過濾實驗，如表 1 所示。

表 1 不同粒徑細砂濾材實驗一覽

實驗組別	粗砂粒徑(mm)	細砂粒徑(mm)
1		0.2~0.5
2	2~4	0.5~1
3		1~2

(二)過濾濾材回收與再利用-雙濾材循環系統之設計與建立

由過去的研究中顯示，若無法將濾材進行再生程序，並將乾淨濾材重新送回至顆粒床過濾器系統，則無法達到濾材循環再生利用之目的，其中，為使雙濾材循環系統達到過濾濾材永續利用此一目的，因此本年度計畫後期將設計並建立一套雙濾材循環系統。所謂濾材再生循環程序，就是把經由顆粒床床體過濾後的骯髒濾材，藉由床體下方的篩分系統將粉塵與過濾後的濾材進行分離，使之成為可再次利用之乾淨濾材，待乾淨濾材重新輸送回至顆粒床過濾器系統後，則可以達到濾材循環再生利用之目標，且因乾淨之再生濾材經氣送循環至顆粒床體內進行反覆過濾程序，也可減少重新充填之過濾濾材成本，其中雙濾材循環再生系統配置主要有濾材/粉塵篩分系統、鼓風機與雙濾材輸送管路等，如圖 11 所示，茲將其統相關設備配置說明如下：

1.濾材/粉塵篩分系統

帶動床體濾材並移至濾材循環再生系統之進料斗，並利用氣體的作動輸送再生濾材回至顆粒床過濾系統中。

2.鼓風機

此裝置的功用在控制輸送之風量，藉由變頻器控制馬達轉速以控制輸出之風量及流速，以達到所需要輸送之濾材質量流

率。

3.雙濾材輸送管路

利用此一裝置將乾淨之再生濾材顆粒經由固定途徑流回至過濾系統之床體。

由於濾材循環再生系統為新系統之建置，因此將藉由 Tyler 標準篩及搖篩機的標準測試，分析輸送系統在不同操作參數之最佳化結果，其設備相關說明如下：

1.Tyler 標準篩

為了增加濾材與粉塵粒徑分析的需求與準確性，本計畫將使用 Tyler 標準篩。篩網的規格遵照美國材料試驗學會標準測試(American Society for Testing and Materials, ASTM)制訂規範規定設計，並選用公制單位篩網，材料為不鏽鋼，其規格範圍在 53~4000 μm ，將會購入幾種不同孔目大小之篩網，用於分析濾材與粉塵粒徑。

2.搖篩機

主要將所採樣的樣本進行粒徑分析，經由分析可知道濾材循環再生系統的整體輸送效率，使用上將篩網開口由大至小依照順序往下疊放，然後啟動開關設定振動時間便完成整個篩分程序。

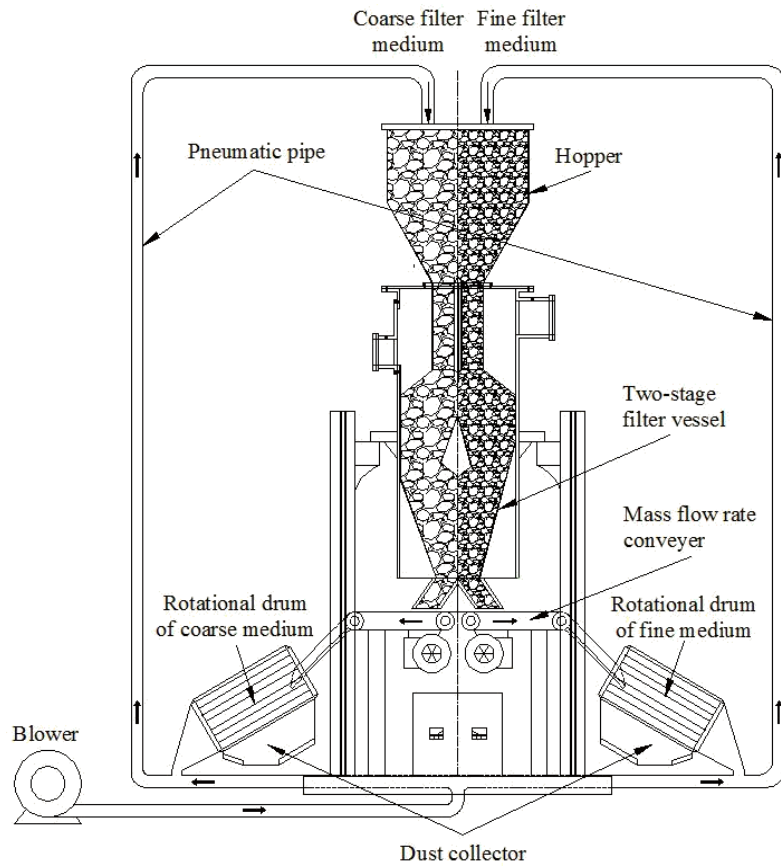


圖 11 雙濾材循環再生系統

由於本計畫所使用之濾材顆粒輸送系統，將使用氣送的方式將乾淨的再生濾材輸送至顆粒床的上方儲槽中，但是在氣送系統中可能存在著磨損及破碎的問題。因此下一年度可將對於所建立的雙濾材循環再生系統進行氣體輸送間對磨損及破碎之影響分析，期望能夠有效的控制磨損及破碎的問題，而氣體輸送風速、濾材和管壁之碰撞角度及輸送管彎曲結構(彎曲半徑、結構材質、彎曲處種類及彎曲處數量)等都是影響的因素，如圖 12 所示。

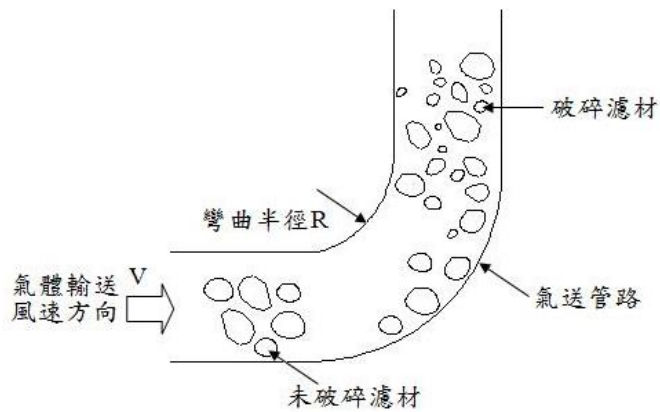


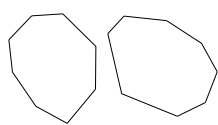
圖 12 氣體輸送顆粒示意圖

同時雙濾材進行輸送時，鼓風機操作風速的大小對於整體效能影響甚鉅，過大與過小的鼓風機風速皆會降低氣送循環系統的效率，因此如何找出此系統的最佳操作風速將是此氣體輸送系統的下一年度的目標之一，由於當風速太大時，濾材容易因為彼此顆粒間或與管壁面間激烈的磨擦與碰撞而造成濾材的破碎和磨損；但當風速太小時，濾材又因為氣體驅動力太小而無法順利和快速的被送回過濾床體，所以造成整體系統效率降低。

另外在氣送過程輸送乾淨再生濾材至顆粒床的上方儲槽將有磨損及破碎問題，其中顆粒具體發生破碎的方式非常複雜，如圖 13 所示，可能的方式可包括：

(1)等分破碎：破碎後形成兩個殘缺顆粒，粒徑不變；(2)不等分破碎：破碎為一個殘缺顆粒和若干個完全破碎顆粒；(3)破碎性破碎：破碎後形成多個破碎顆粒。根據以往文獻中參考的

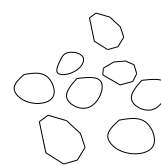
結果指出，上述三種破碎方式均存在相當的比例。因此，在下一年計畫中將可以針對這些效應進行濾材取樣實驗，取樣處主要包括：顆粒床體出口處、濾材-粉塵篩分系統出口處及氣送系統各位置處，而所取出的濾材顆粒量將可進行濾材粒徑大小分佈分析，以瞭解濾材磨損與破碎等效應間的影響性。



(1)等分破碎



(2)不等分破碎



(3)破碎性破碎

圖 13 顆粒破碎後示意圖

參、主要發現與結論

本計畫探討上半年三維冷性能兩階段過濾實驗研究成果的部分，主要為針對出口粉塵粒徑分佈在不同參數下對過濾效率的影響以及其壓降行為，探討項目可分為下列兩項：(1)固定床與移動床對壓降行為與過濾效率之影響、(2)不同粒徑之細砂濾材對壓降行為與過濾效率之影響。

一、固定床與移動床對壓降行為與過濾效率之影響

如圖 14~15 所示，分別為固定床/移動床下不同粒徑(0.2~0.5 mm、0.5~1 mm、1~2 mm)細砂濾材之壓降，實驗參數為接續去年計畫高效率淨煤除塵技術之研究與發展，採用已成功開發之三維流動式兩階段顆粒床過濾器及其週邊系統，固定實驗參數為自由面風速 7.4 cm/s、中檔板長度 120 mm、床體高度+0/+100 mm 搭配 330/660 g/min 之濾材質量流率。

圖 14 為固定床下不同粒徑細砂濾材之壓降行為，壓降從實驗一開始便逐漸地穩定攀升，依據細砂濾材粒徑實驗組別選擇的不同其到達的壓降最高點而有所變化，依實驗來說最高壓降會隨著粒徑越小而越高，這是由於採用粒徑小的過濾濾材能得到更低孔隙率(porosity)而使床體間的整體密度(bulk density)更緊密堆積，因此氣體通過床體間的壓力差升高，致使壓降會隨著過濾濾材粒徑的降低而升高，圖 14 中 0.2~0.5 mm 的細砂濾材壓降行為普遍高

於 0.5~1 mm 與 1~2 mm 兩組實驗，故實驗良好地說明了上述推論結果。同時，濾材大小的選用也影響了濾餅(dust cake)堆積的時間長短，由圖中可知粒徑愈小的過濾濾材其到達最高壓降的時間愈長，這是由於孔隙率愈低，空氣中挾帶飛灰的合成氣體愈不容易通過床體，導至飛灰積聚而成的濾餅不容易積累、形成，因此相對於粒徑較大的過濾濾材其濾餅形成的時間要耗費較久的實驗時間，由圖 14 可知三組實驗到達最高壓降的時間差距為 20~30 分鐘不等；另外當飛灰被過濾濾材攔阻到達一定時間後床體便會呈現飽和的狀態，此時整體壓降便會開始逐漸地降低，最後維持一個持續穩定的壓降狀態。固定床下不同粒徑細砂濾材之過濾效率如表 2 所示，以採用 0.2~0.5 mm 的細砂過濾濾材可達到最高過濾效率為 99.98%，次之為細砂濾材 0.5~1 mm 的 99.95%，最低過濾效率為 99.88%，採用的則是細砂濾材 1~2 mm。其中使用細砂濾材 0.2~0.5 mm 所達到的過濾效率比使用細砂濾材 1~2 mm 的過濾效率約莫可提高 0.10%之效率，另經由表 2 與實驗的壓降行為比較可以得知，過濾效率會隨著壓降行為增加而增加，所以在固定床實驗中以 0.2~0.5 mm 的細砂過濾濾材可達到最高壓降行為與過濾效率。

圖 15 為移動床下不同粒徑細砂濾材之壓降行為，移動床與固定床其壓降行為並非一致，原因在於壓降會從一開始逐漸緩緩爬

升直到達到一最高點之後便會急遽地下降，降至低點之後又會開始緩慢爬升一段後漸趨平緩，此急遽下降之壓降行為是由於操作過濾器從固定床(fixed bed)模式轉換到移動床(moving bed)模式的緣故所導致。過濾器在固定床模式時藉由堆積濾餅來利用其表面過濾機制以得到更好之過濾效果，等濾餅堆積到一定程度便會開始飽和，此時壓降上升幅度漸趨平緩；當過濾器床體轉換為移動床時，先前堆積的濾餅厚度因自由面上持續被新進的濾材所覆蓋而逐漸破壞，致使壓降行為呈現快速下降的結果，當後續移動床模式下濾材與進口氣體達到一定的混合及動態平衡，壓降才會漸漸走向平緩的態勢。圖 15 中壓降由於在切換為移動床之前(壓降最高點)床體均為固定不動，所以最高壓降點之前壓降上升的趨勢幾乎雷同，另由於實驗參數為移動床下不同之細砂濾材，故實驗在濾餅堆積階段時固定床的壓降不會受濾材質量流率的參數而影響壓降行為，當實驗切換為移動床之後壓降行為才會產生變化，且實驗過程中不論是固定床或移動床，採用 0.2~0.5 mm 之細砂過濾濾材均維持圖 15 中的最高壓降行為，這是由於採用粒徑小的過濾濾材能得到更低孔隙率，在此不再贅述，因此實驗結果顯示在移動床實驗中，壓降仍然會隨著過濾濾材粒徑的降低而升高。

如表 3 所示為移動床下不同粒徑細砂濾材之過濾效率，以採用 0.2~0.5 mm 的細砂過濾濾材可達到最高過濾效率為 99.97%，次

之為細砂濾材 0.5~1 mm 的 99.93%，最低過濾效率為 99.84%，採用的則是細砂濾材 1~2 mm。其中使用細砂濾材 0.2~0.5 mm 所達到的過濾效率比使用細砂濾材 1~2 mm 的過濾效率約莫可提高 0.13% 之效率，另移動床實驗與表 3 的過濾效率比較，移動床下的過濾效率仍然會隨著壓降行為增加而增加，所以在移動床實驗中仍然以 0.2~0.5 mm 的細砂過濾濾材可達到最高壓降行為與過濾效率。

綜合上述固定床與移動床的實驗結論，可以發現實驗壓降行為會隨著細砂濾材粒徑降低而升高，其中以細砂濾材 0.2~0.5 mm 可達到最高整體壓降，細砂濾材 1~2 mm 為最低；而過濾效率在移動床或固定床中會隨著壓降行為增加而增加，換言之過濾效率會隨著細砂濾材粒徑降低而提高，表 2、表 3 良好地說明了實驗中過濾效濾之結果。

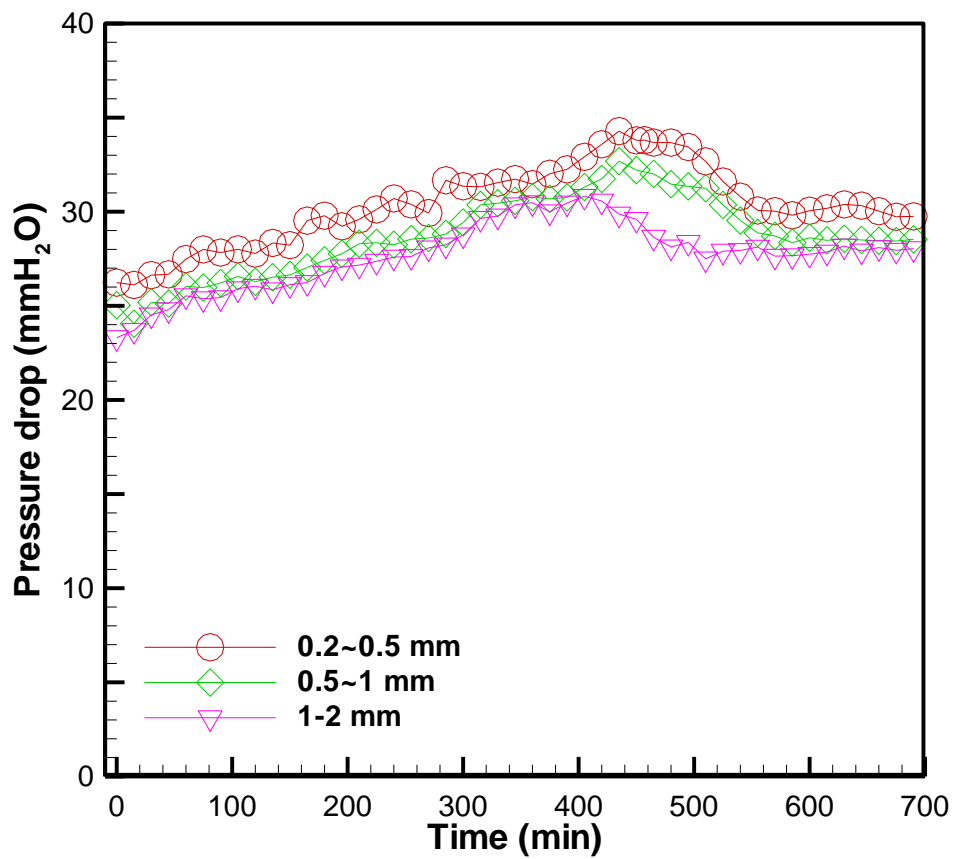


圖 14 固定床下不同粒徑細砂濾材之壓降

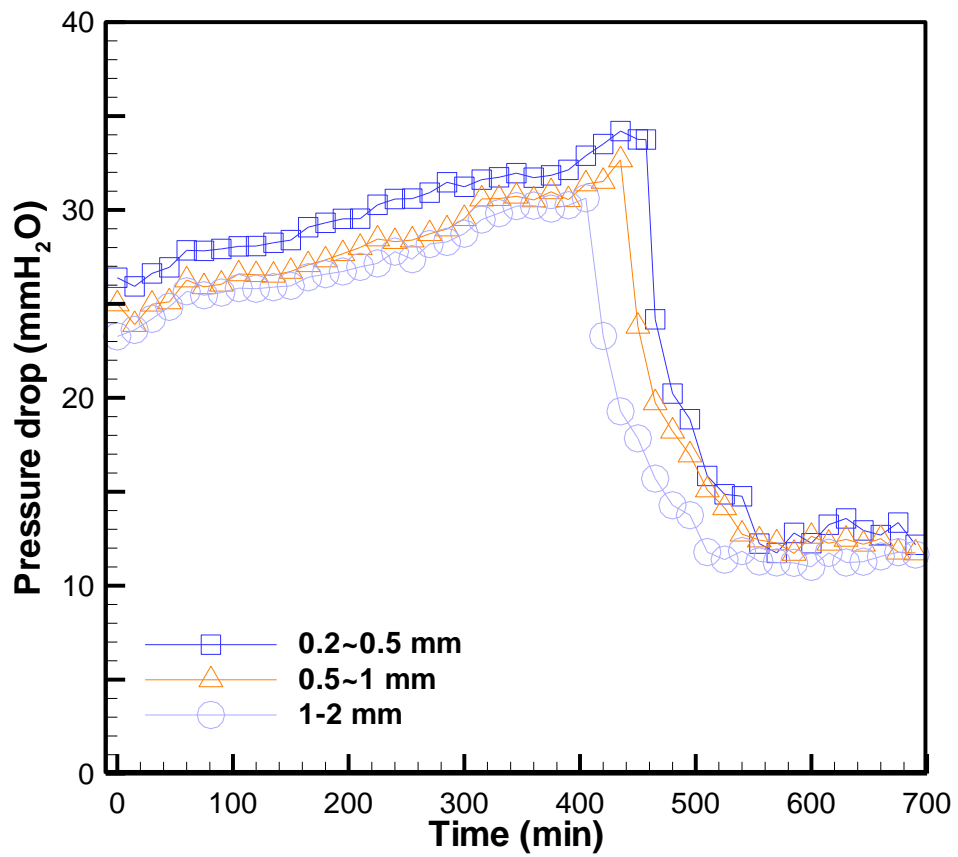


圖 15 移動床下不同粒徑細砂濾材之壓降

表 2 固定床下不同粒徑細砂濾材之過濾效率

Coarse sand		Fine sand		Filtration efficiency (%)
Size (mm)	Flow rate (g/min)	Size (mm)	Flow rate (g/min)	
2~4	0	0.2~0.5	0	99.98
		0.5~1		99.95
		1~2		99.88

表 3 移動床下不同粒徑細砂濾材之過濾效率

Coarse sand		Fine sand		Filtration efficiency (%)
Size (mm)	Flow rate (g/min)	Size (mm)	Flow rate (g/min)	
2~4	330	0.2~0.5	660	99.97
		0.5~1		99.93
		1~2		99.84

二、不同粒徑之細砂濾材對壓降行為與過濾效率之影響

如圖 16、圖 17 及圖 18 所示，分別為不同細砂濾材 0.2~0.5 mm、0.5~1 mm、1~2 mm 下固定床與移動床之壓降，實驗參數為接續去年計畫高效率淨煤除塵技術之研究與發展，採用已成功開發之三維流動式兩階段顆粒床過濾器及其週邊系統，固定實驗參數為自由面風速 7.4 cm/s、中檔板長度 120 mm、床體高度+0/+100 mm 搭配 330/660 g/min 之濾材質量流率。

圖 16 實驗整體壓降結果顯示，在同樣的細砂濾材 0.2~0.5 mm 下，壓降從實驗一開始便逐漸地穩定攀升，約莫在 450 分鐘時可達到最高壓降，由於使用一樣的細砂濾材，在到達最高壓降點時的固定床階段，兩組實驗壓降行為表現均為雷同，過濾器在此固定床模式時會藉由堆積濾餅來利用其表面過濾機制以得到更好之過濾效果，等濾餅堆積到一定程度便會開始飽和，此時壓降上升幅度漸趨平緩；450 分鐘之後採用移動床參數的實驗組別其壓降達到最高點之後便會急遽地下降，降至低點之後又會開始緩慢爬升一段後漸趨平緩，此急遽下降之壓降行為是由於操作過濾器從固定床(fixed bed)模式轉換到移動床(moving bed)模式的緣故所導致。當過濾器床體轉換為移動床時，先前堆積的濾餅厚度因自由面上持續被新進的濾材所覆蓋而逐漸破壞，致使壓降行為呈現快速下降的結果(450 分至 560 分之間)，當後續移動床模式下濾材與進口氣體達到一定的混合及動態平衡(560 分之後)，壓降才會漸漸走向平緩的態勢。

而固定床參數之實驗組別雖然其壓降行為沒有急遽地下降，但到達最高壓降點之後仍然緩慢地下降，這是因為固定床的濾材維持固定位置(濾材質量流率為零)，實驗進行一陣時間之後粉塵進入顆粒床內部被攔阻之後會達到飽和狀態，同時床體的整體壓降也到達最高點(450 分鐘)，此時位於入口端自由面處的粉塵由於床

體飽和狀態已經無法再進入床體，因此在 450 分鐘後至 560 分鐘時，聚積在自由面形成的濾餅會逐漸被破壞，造成整體壓降略為下降，原有濾餅被破壞之後會逐漸再被後來吹進至自由面的粉塵補上，所以整體壓降下降的幅度會逐漸趨緩，待累積的粉塵逐漸再形成足夠厚度的濾餅之後壓降將會再逐漸上升(560 分至 610 分)，隨後再因床體飽和而破壞新生的濾餅，如此反覆進行，因此整體壓降會持續到達此一動態平衡的行為。

而圖 17 採用細砂濾材 0.5~1 mm 的實驗整體壓降結果也顯示了如同上述的情況，壓降從實驗一開始便逐漸地穩定攀升，約莫在 435 分鐘時可達到最高壓降，由於使用一樣的細砂濾材，在到達最高壓降點時的固定床階段的實驗壓降行為表現均為雷同，此時正在進行濾餅堆積的機制；435 分鐘之後採用移動床參數的實驗組別其壓降達到最高點之後便會急遽地下降(440 分鐘至 540 分鐘之間)，降至低點之後會因濾材與進口氣體達到一定的混合及動態平衡(540 分鐘之後)，壓降才會漸漸走向平緩的態勢。而固定床參數實驗組的床體整體壓降的最高點一樣為 435 分鐘，此時位於入口端自由面處的粉塵由於床體飽和狀態已經無法再進入床體，因此在 435 分鐘後至 560 分鐘時，聚積在自由面形成的濾餅會逐漸被破壞，造成整體壓降略為下降，原有濾餅被破壞之後會逐漸再被後來吹進至自由面的粉塵補上，所以整體壓降下降的幅度會逐

漸趨緩，待累積的粉塵逐漸再形成足夠厚度的濾餅之後壓降將會再逐漸上升，隨後再因床體飽和而破壞新生的濾餅，如此反覆進行，因此整體壓降在 560 分鐘之後會持續到達此一動態平衡的行為。

另外圖 18 則採用細砂濾材 1~2 mm 的濾材，實驗整體壓降結果顯示了如同上述兩組實驗的情況，壓降從實驗一開始便逐漸地穩定攀升，約莫在 405 分鐘時可達到最高壓降，由於使用一樣的細砂濾材，在到達最高壓降點時的固定床階段的實驗壓降行為表現均為雷同，此時正在進行濾餅堆積的機制；405 分鐘之後採用移動床參數的實驗組別其壓降達到最高點之後便會急遽地下降(400 分鐘至 510 分鐘之間)，降至低點之後會因濾材與進口氣體達到一定的混合及動態平衡(510 分鐘之後)，壓降才會漸漸走向平緩的態勢。固定床的床體整體壓降的最高點仍為 405 分鐘，與移動床實驗參數組相同，因床體處於飽和狀態時粉塵已經無法再進入床體，因此在 405 分鐘後至 500 分鐘時，聚積在自由面形成的濾餅會逐漸被破壞，造成整體壓降略為下降，原有濾餅被破壞之後會逐漸再被後來吹進至自由面的粉塵補上，所以整體壓降下降的幅度會逐漸趨緩，待累積的粉塵逐漸再形成足夠厚度的濾餅之後壓降將會再逐漸上升，隨後再因床體飽和而破壞新生的濾餅，如此反覆進行，因此整體壓降在 500 分鐘之後會持續到達此一動態平

衡的行為。

表 4、表 5 及表 6 分別為細砂粒徑 0.2~0.5 mm、0.5~1 mm、1~2 mm 下固定床與移動床之過濾效率一覽表。其中細砂粒徑 0.2~0.5 mm 下固定床實驗可得到過濾效率 99.98%，移動床實驗過濾效率則為 99.97%；細砂粒徑 0.5~1 mm 下固定床實驗可得到過濾效率 99.95%，移動床實驗過濾效率則為 99.93%；細砂粒徑 1~2 mm 下固定床實驗可得到過濾效率 99.88%，移動床實驗過濾效率則為 99.84%，由表中可以明顯比較出固定床實驗過濾效率均優於移動床實驗過濾效率，且細砂粒徑越小兩者過濾效率相差之百分比越小，細砂粒徑 0.2~0.5 mm 下之過濾效率僅相差 0.01%，次之為細砂粒徑 0.5~1 mm 下之過濾效率相差為 0.02%，最後為使用細砂粒徑 1~2 mm 時，兩者過濾效率相差 0.04%。以短時間的實驗數據(過濾效率實驗 700 分鐘)雖得到固定床過濾效率均優於移動床之過濾效率，然以 IGCC 發展的必要條件來審視，為充分利用顆粒床過濾器之優勢及使用之過濾濾材能達到永續利用的目的，忽略微小差異藉以得到更大的優勢是勢在必行的作法。

綜合上述採用不同細砂粒徑的實驗結論，可以發現相同細砂粒徑下實驗壓降行為的趨勢在固定床階段皆為雷同，到了移動床階段則有不同的趨勢變化，且最高壓降到達的時間則隨著細砂粒徑越小而越短，其中以細砂濾材 1~2 mm 可最早達到最高整體壓

降；過濾效率的表現方面，從實驗數據普遍來說固定床實驗優於移動床實驗，然就以長期運轉之目標及妥善再循環利用過濾濾材的優勢而論，其微小差異實可略過不計。

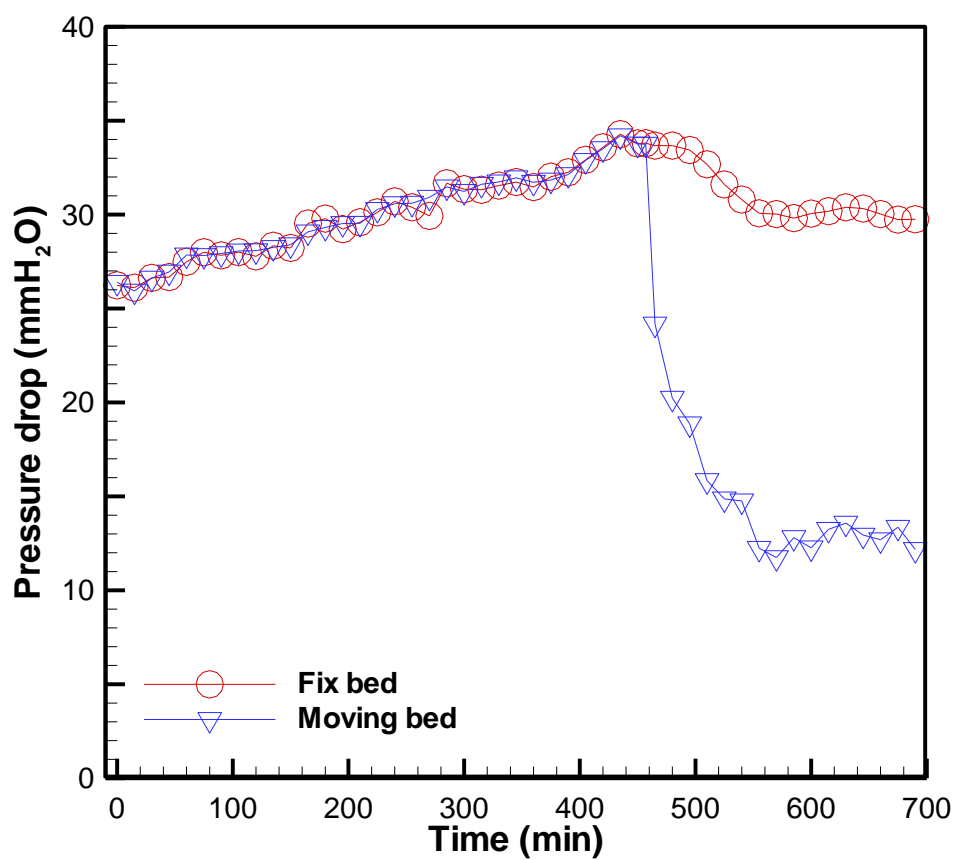


圖 16 細砂粒徑 0.2~0.5 mm 下之壓降

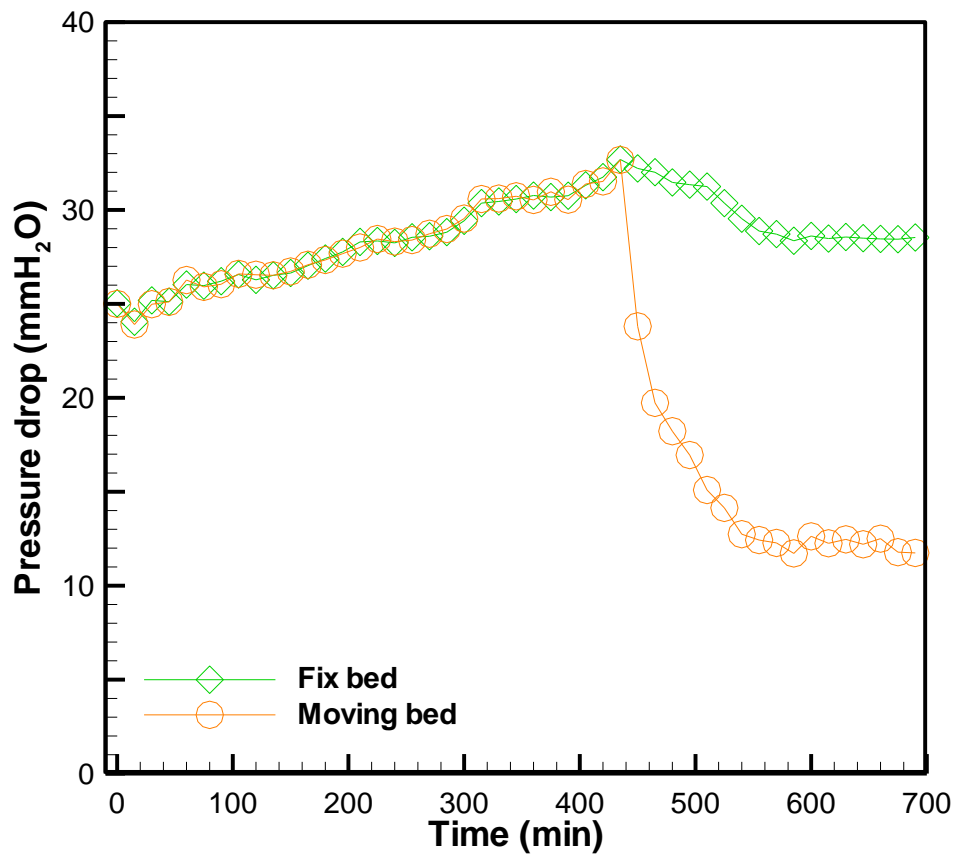


圖 17 細砂粒徑 0.5~1 mm 下之壓降

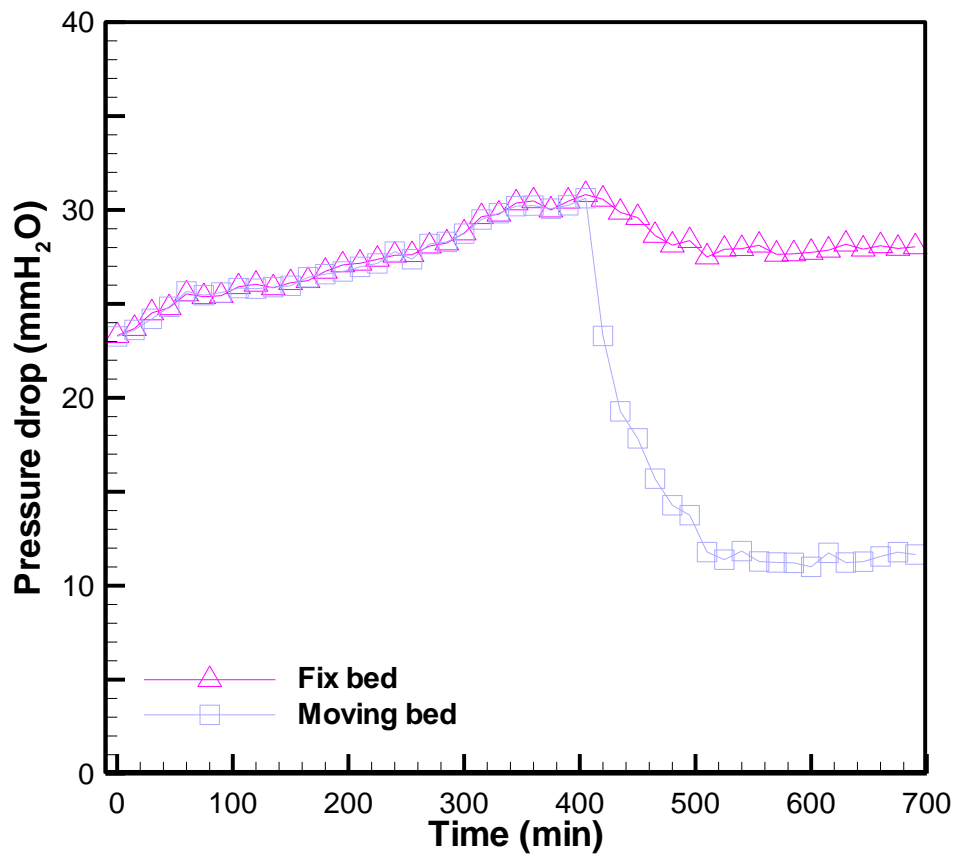


圖 18 細砂粒徑 1~2 mm 下之壓降

表 4 細砂粒徑 0.2~0.5 mm 下之過濾效率

Coarse sand		Fine sand		Filtration efficiency (%)
Size (mm)	Flow rate (g/min)	Size (mm)	Flow rate (g/min)	
2~4	0	0.2~0.5	0	99.98
	330		660	99.97

表 5 細砂粒徑 0.5~1 mm 下之過濾效率

Coarse sand		Fine sand		Filtration efficiency (%)
Size (mm)	Flow rate (g/min)	Size (mm)	Flow rate (g/min)	
2~4	0	0.2~0.5	0	99.95
	330		660	99.93

表 6 細砂粒徑 1~2 mm 下之過濾效率

Coarse sand		Fine sand		Filtration efficiency (%)
Size (mm)	Flow rate (g/min)	Size (mm)	Flow rate (g/min)	
2~4	0	0.2~0.5	0	99.88
	330		660	99.84

三、兩階段過濾實驗粒徑分析與過濾效率

本節針對上述兩階段冷性能粉塵過濾實驗進行出口過濾氣體粉塵粒徑分析，此過濾實驗中使用不同細砂濾材 0.2~0.5 mm、0.5~1 mm、1~2 mm 進行固定床與移動床過濾實驗共計六組，並採用一中值粒徑(D_{50} , median size)作為解析標準， D_{50} 亦即樣品數的累計粒徑分佈百分數達到 50%時所對應的粒徑，其物理意義是粒徑大於它的顆粒佔 50%，小於它的顆粒也佔 50%，因此 D_{50} 也叫中位徑或中值粒徑，所以也常用以表示顆粒體中的平均粒徑。

其中粉塵粒徑分析顯示，採用細砂粒徑 0.2~0.5 mm 時，於固定床實驗當過濾效率 99.98% 時可獲得 D_{50} 為 11.19 μm ，移動床實驗在過濾效率 99.97% 時 D_{50} 為 12.49 μm ；採用細砂粒徑 0.5~1 mm 時，於固定床實驗當過濾效率 99.95% 時可獲得 D_{50} 為 12.51 μm ，移動床實驗在過濾效率 99.93% 時 D_{50} 為 12.58 μm ；採用細砂粒徑 1~2 mm 時，於固定床實驗當過濾效率 99.88% 時可獲得 D_{50} 為 12.68 μm ，移動床實驗在過濾效率 99.84% 時 D_{50} 為 12.74 μm ，如圖 19~圖 24 所示，圖中所有粒徑分布皆呈現高斯分布，意即量測粒徑中主要顆粒所佔的比例大於兩側極大或極小顆粒的比例，這表示對於平均粒徑 D_{50} 來說，受兩端極大或極小顆粒的影響較為不明顯，因此所測得平均粒徑結果可說較為準確。若粉塵粒徑分析呈現雙峰現象，則可能第二峰值會出現於極大顆粒端或是極小顆

粒端兩個方向，無論偏向何者皆會影響到第一峰值平均粒徑的準確度，舉例來說若第二峰值出現出現在極大顆粒端，則量測結果將因分布比例右移的現象而導致平均粒徑提高的結果，造成判讀誤差，反之亦然。另粉塵粒徑分析還可能呈現平坦的粒徑分布，這表示無論是兩側極大顆粒、極小顆粒或是中間顆粒的粒徑分布皆較為平均，也就是大小粒徑皆充分混合在一起，因此粒徑分布呈現平坦的現象，本研究粉塵粒徑分析均呈現高斯分布，故平均粒徑結果可說較為準確。圖 25 所示為 D_{50} 與過濾效率之關係圖。圖中空心符號代表固定床，實心符號則表示為移動床，相同符號則為使用同一細砂濾材作為過濾實驗組別，由實驗結果發現 D_{50} 跟隨著過濾效率的提升而下降，尤以採用細砂粒徑 0.2~0.5 mm 搭配固定床實驗時可獲得最佳 D_{50} 為 11.19 μm ，與前年計畫產出結果粉塵粒徑分析最佳 D_{50} 為 12.87 μm 時比較，其中值粒徑約莫降低 13% 左右，此一結果並符合計畫中預期達成目標。

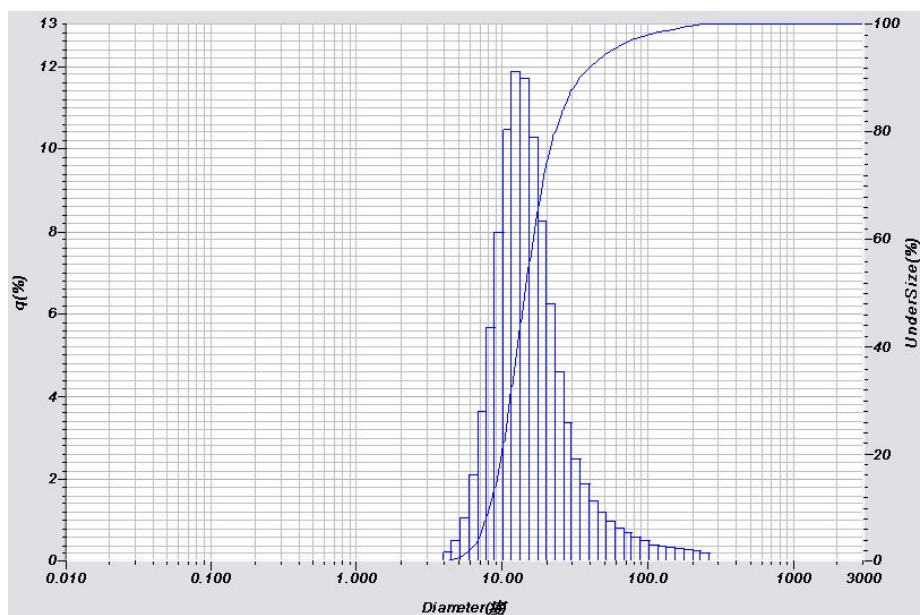


圖 19 固定床下細砂粒徑 0.2~0.5 mm，過濾效率 99.98%， D_{50} 為 11.19

μm 之粒徑分析

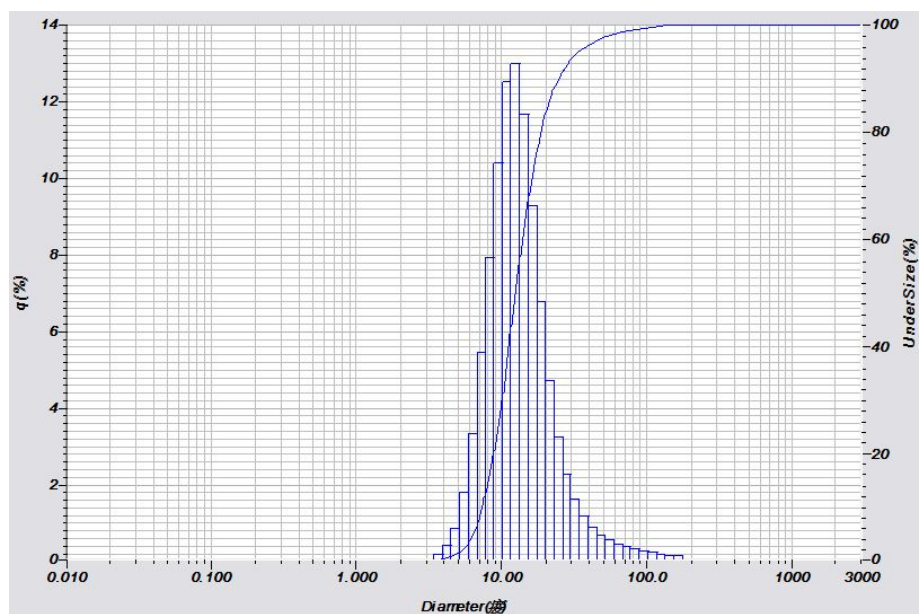


圖 20 移動床下細砂粒徑 0.2~0.5 mm，過濾效率 99.97%， D_{50} 為 12.49

μm 之粒徑分析

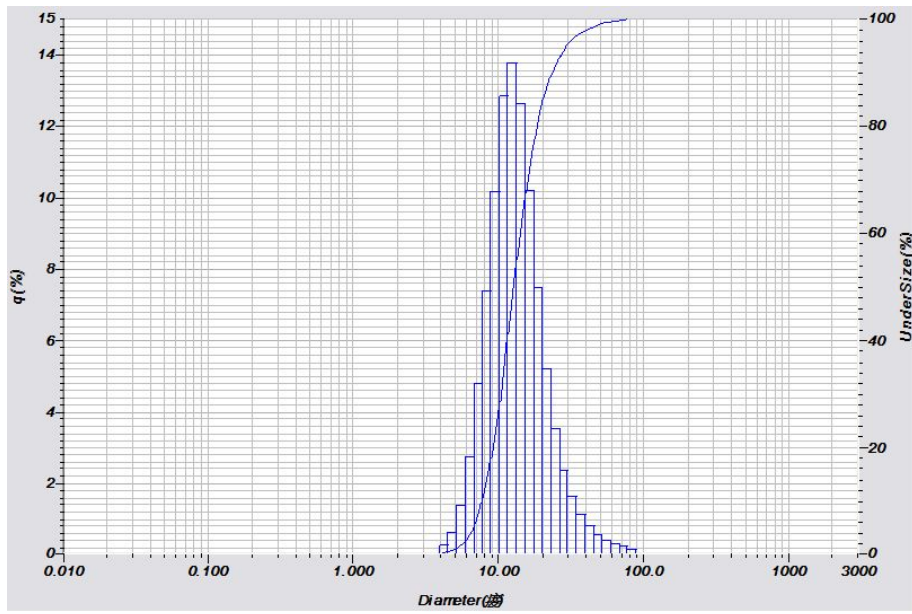


圖 21 固定床下細砂粒徑 0.5~1 mm，過濾效率 99.95%， D_{50} 為 12.51

μm 之粒徑分析

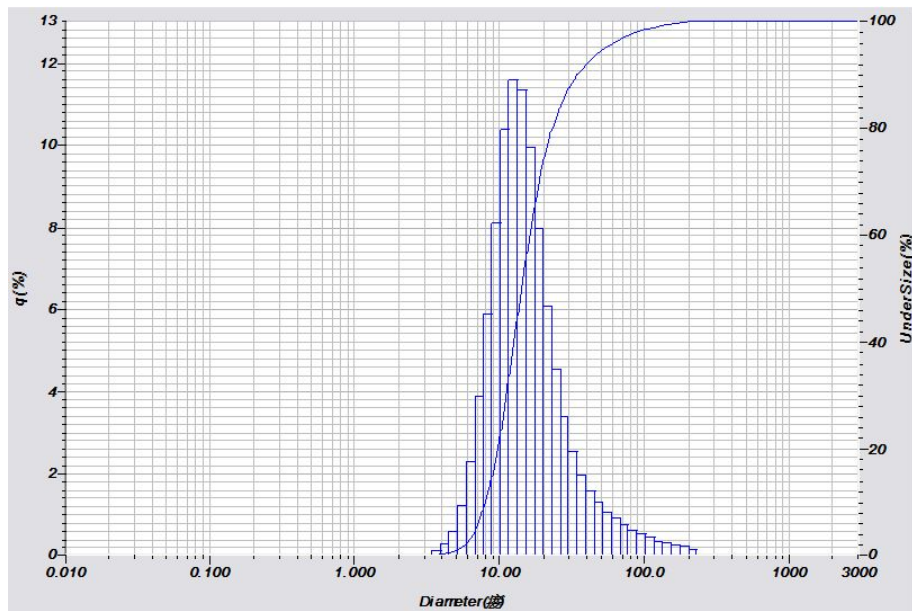


圖 22 移動床下細砂粒徑 0.5~1 mm，過濾效率 99.93%， D_{50} 為 12.58

μm 之粒徑分析

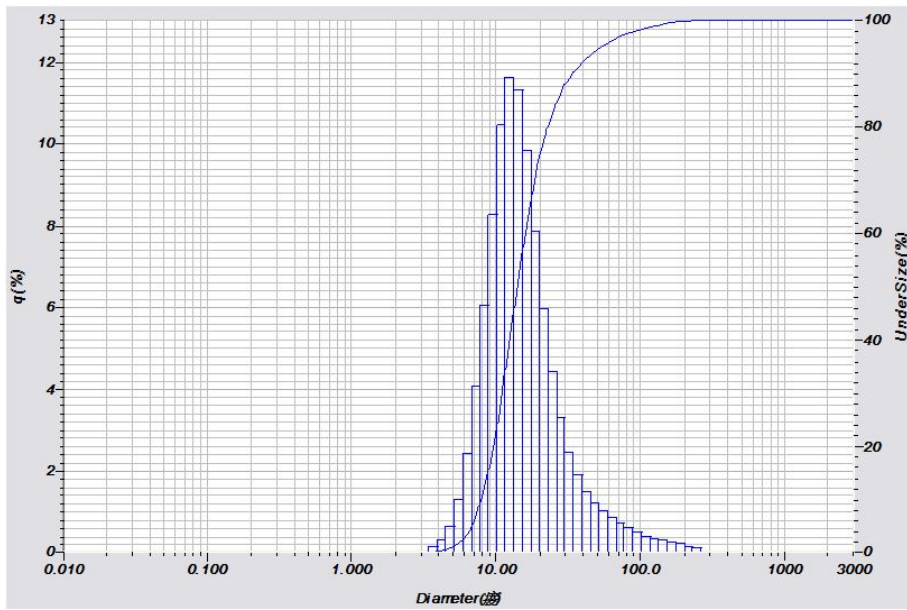


圖 23 固定床下細砂粒徑 1~2 mm，過濾效率 99.88%， D_{50} 為 12.68 μm 之粒徑分析

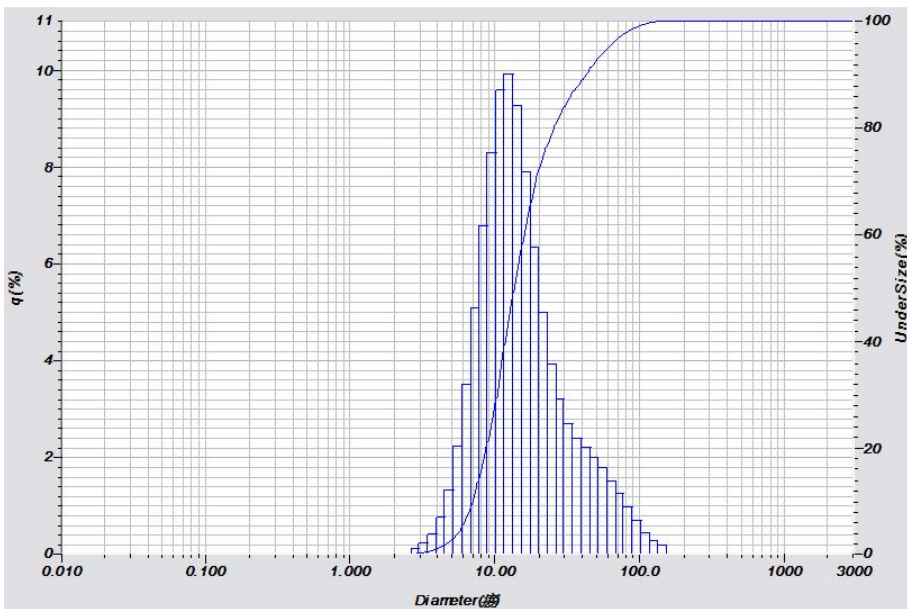


圖 24 移動床下細砂粒徑 1~2 mm，過濾效率 99.84%， D_{50} 為 12.74 μm 之粒徑分析

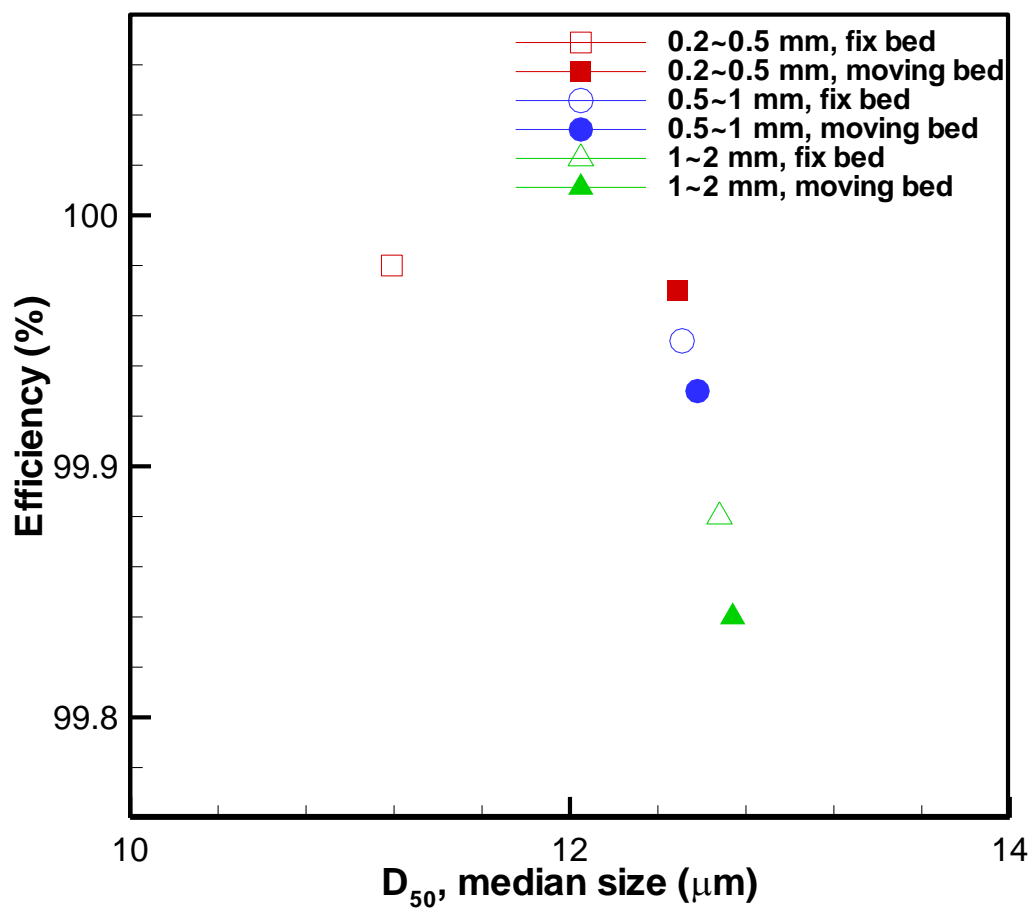


圖 25 D_{50} 與過濾效率之關係圖

四、雙濾材循環再生系統之設計與應用

由過去的研究中顯示，若無法將濾材進行再生程序，並將乾淨濾材重新送回至顆粒床過濾器系統，則無法達到濾材循環再生利用之目的，而其中為達到永續利用過濾濾材此一目的，本年度計畫後期設計並建立一套雙濾材循環系統。

所謂濾材循環再生程序，就是把經由顆粒床床體過濾後的骯髒濾材，藉由床體下方的篩分系統將粉塵與過濾後的濾材進行分離，使之成為可再次利用之乾淨濾材，待乾淨濾材重新輸送回至顆粒床過濾器系統後，則可以達到濾材循環再生利用之目標，且因乾淨之再生濾材經氣送循環至顆粒床體內進行反覆過濾程序，也可減少重新充填之過濾濾材成本。以往研究[15]更指出，過濾效率與回收的再生/破碎濾材百分比呈現相同的成長趨勢，如圖 26 所示，應證了回收之再生/破碎濾材的存在及其量的多寡確實會影響過濾器之過濾效率，如此一來確實指出雙濾材循環再生系統有進行設計與應用之必要性。

而其中雙濾材循環再生系統配置主要包含了濾材/粉塵篩分系統與雙濾材輸送管路等，如圖 27 所示，茲將其統相關設備配置說明如下：

(一)濾材/粉塵篩分系統

濾材/粉塵系統其設計簡圖如圖 28 所示，主要包括:進料斗、

滾筒篩本體、轉動馬達等部分，詳細說明如下：

1. 進料斗

本體由不鏽鋼製成，主要為承接經由三維壓克力模型中向下流動之濾材，並經由螺旋供給器控制其流量後而進入滾筒篩本體中。

2. 滾筒篩本體

由一六邊形滾筒為主體所組成，其篩筒本體以傾斜方式安裝在機台上，並利用入口端馬達帶動齒輪組以直接帶動滾筒的方式作動，而六邊形滾筒的每一個面的面積為 $108\text{ mm} \times 628\text{ mm}$ ，厚度為 1 mm 的沖孔薄板篩網，如圖 29 所示，篩分顆粒床床體內的破碎濾材，而篩網乃經過電鍍處理能有效避免發生摩擦情形，由圖 28 可看到濾材經由上方進料斗進入，經過質量流率控制器控制其流量，再進入滾筒篩本體後，以迴轉運動的方式進行篩分，而大部分的粉塵及破碎濾材會被篩出掉落，並收集至破碎濾材及煤灰重量紀錄系統中；而良好的濾材及部分破碎濾材則會繼續向前輸送至氣體輸送循環系統中並氣送回流至過濾床本體內重新循環再生使用，如此便完成破碎濾材及粉塵的過篩分離動作。

3. 轉動馬達

馬達型號為 41K25RGN-A，搭配型號為 4GN5K 的減速齒

輪組來帶動滾筒篩本體，滾筒篩分系統之轉速範圍經轉速計測出為 8.4~63.6 rpm。在實際過濾系統中所使用的濾材/粉塵分離設備中，並不需要達到 100 % 的分離率。事實上在分離達到某個程度時，若濾材上所沾黏之粉塵在操作過程中不易發生被燃氣吹離濾材的情形，即可合乎使用上的需要。

篩分技術廣泛的被應用於環保、煤炭、冶金、化工、醫藥等方面，經過長期的發展，人們對篩分過程不斷的深入探討，於是相關篩分理論及技術被發展。篩分機是一種廣泛用於將鬆散物料分為兩種或多種粒度級別的設備，在工業應用中，篩孔可以小至 0.25~0.5 mm 範圍，而在實驗室篩析用的標準篩，其篩孔可小至 0.037 mm。

篩分用的篩網其規格往往延用歐美的習慣以英吋中有多少篩格來稱呼，但因網線的粗細會左右篩之間距，所以同一篩格數可能有篩距不同的現象，故現在各國標準篩多用篩距來表示。國際上使用的標準篩，多依據 ISO 建議，盡量採用有互換性之篩目(mesh)及篩距，而標準篩篩號(網目數)是指每英吋間有幾個篩孔數。近年來製作篩網的材料多以不鏽鋼或尼龍、聚酯等化學纖維為主。目前常用的標準篩有:(1)美國標準規格(ASTM)，(2)日本工業規格(JIS)，(3)英國標準規格(BS)，(4)德國標準規格(DIN)，(5)泰勒(Tyler)社規格(W.S. Tyler

Standard)。

篩分是將兩種不同粒徑的混合物在篩網上運動而達到分離的目的，在此運動中，依其大小及機率通過篩網，推導出粒子的粒徑 x 過篩距為 α_s 之篩網的機率 P 為：

$$P = \left(\frac{\alpha_s - x}{\alpha_s} \right)^2 \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_s + \delta} \right)^2$$

其中 δ 為網線直徑。

滾筒式篩分系統乃利用滾筒之迴轉運動將物料按粒度進行分級的機械裝置，其篩面為打孔薄板而篩體以傾斜方式安裝，當物料進入篩體內隨篩體的轉動做螺旋狀翻動，其粒度小於篩孔的物料被篩出，而粒度大的物料則被留在篩體內從篩體底端排出。而篩筒長度、直徑、轉速、傾角、篩孔直徑、穿孔率等均會直接影響滾筒篩的篩分效果，其設計須滿足分離所需的動力和停留時間為目標。

篩孔的功用乃將不同粒度的物料按粒徑進行篩分，但在篩分過程中卻錯綜複雜，假設在理想條件下，有一略小於孔徑的顆粒物料運動至篩孔邊緣，如圖 30 所示，就顆粒物粒於篩網內的內部速度作用為：

$$V = V_n + V_r$$

$$V_n = V \cos \alpha$$

$$V_r = V \sin \alpha$$

其中， V :物料運動速度(m/s)， V_n :物料法向分速度(m/s)， V_r :物料切向分速度(m/s)， α :物料出篩角。

當 $V_n \gg V_r$ 時，則物料從篩網內穿透出來；當 $V_n \ll V_r$ 時，物料跨過篩孔而持續於篩網內運行；當 V_n 接近 V_r 時，則物料穿透而出與跨過篩孔的機率幾乎相等。另外，篩孔孔徑與顆粒粒徑差越大，則穿過篩孔的機率越大，反之則越小。滾筒篩的篩筒是由幾個滾輪支撐，藉由馬達及減速器帶動筒體產生迴轉運動。此外，滾筒篩的傾斜角度會影響物料在篩筒體內的滯留時間，當傾斜角越大，則物料在篩筒內所經的時間越短而篩分越快，但是傾斜角過大，則會使物料可能來不及篩分便到達出口，並增大返料量，相反的若傾斜角越小，則物料篩分越慢而造成篩分能力低。圖 31 至圖 33 即為設計完成之濾材/粉塵篩分系統實際圖。

(三)雙濾材輸送管路

利用此一裝置將乾淨之再生濾材顆粒經由固定途徑流回至過濾系統之床體。當進行雙濾材進行輸送時，鼓風機操作風速的大小對於整體效能影響甚鉅，過大與過小的鼓風機風速皆會降低氣送循環系統的效率，如圖 34 雙濾材輸送系統 A 所示，當使用單一高壓鼓風機時，將不易控制濾材輸送速度，且氣體輸送不均勻，或許將造成顆粒體輸送忽快忽慢，而如圖 35 雙濾材

輸送系統 B 所示，利用兩部鼓風機裝置之濾材輸送速度較均勻，且兩邊可獨立控制，容易達成穩定的雙濾材輸送。

另外，因此如何找出此系統的最佳操作風速將是此氣體輸送系統的下一年度的目標之一。當風速太大時，濾材容易因為彼此顆粒間或與管壁面間激烈的磨擦與碰撞而造成濾材的破碎和磨損；但當風速太小時，濾材又因為氣體驅動力太小而無法順利和快速的被送回過濾床體，所以造成整體系統效率降低。

另外在氣送過程輸送乾淨再生濾材至顆粒床的上方儲槽將有磨損及破碎問題，其中顆粒具體發生破碎的方式非常複雜，如圖 30 所示，可能的方式可包括：

- 1.等分破碎：破碎後形成兩個殘缺顆粒，粒徑不變。
- 2.不等分破碎：破碎為一個殘缺顆粒和若干個完全破碎顆粒。
- 3.破碎性破碎：破碎後形成多個破碎顆粒。

根據以往文獻中參考的結果指出，上述三種破碎方式均存在相當的比例。因此，在下一年計畫中將可以針對這些效應進行濾材取樣實驗，取樣處主要包括：顆粒床體出口處、濾材-粉塵篩分系統出口處及氣送系統各位置處，而所取出的濾材顆粒量將可進行濾材粒徑大小分佈分析，以瞭解濾材磨損與破碎等效應間的影響性。圖 36 至圖 39 即為設計完成之雙濾材輸送管路系統實際圖。

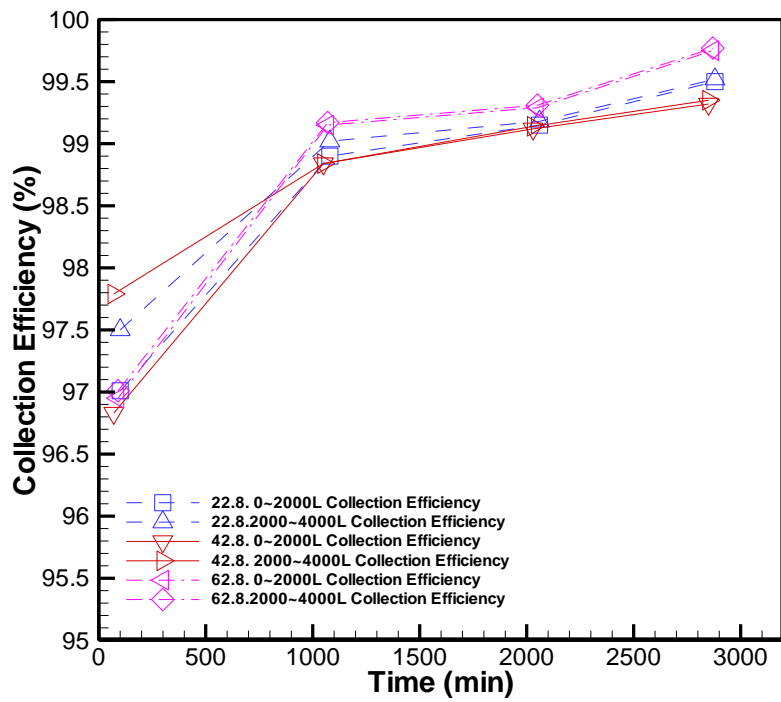


圖 26 過濾效率隨時間變化關係[15]

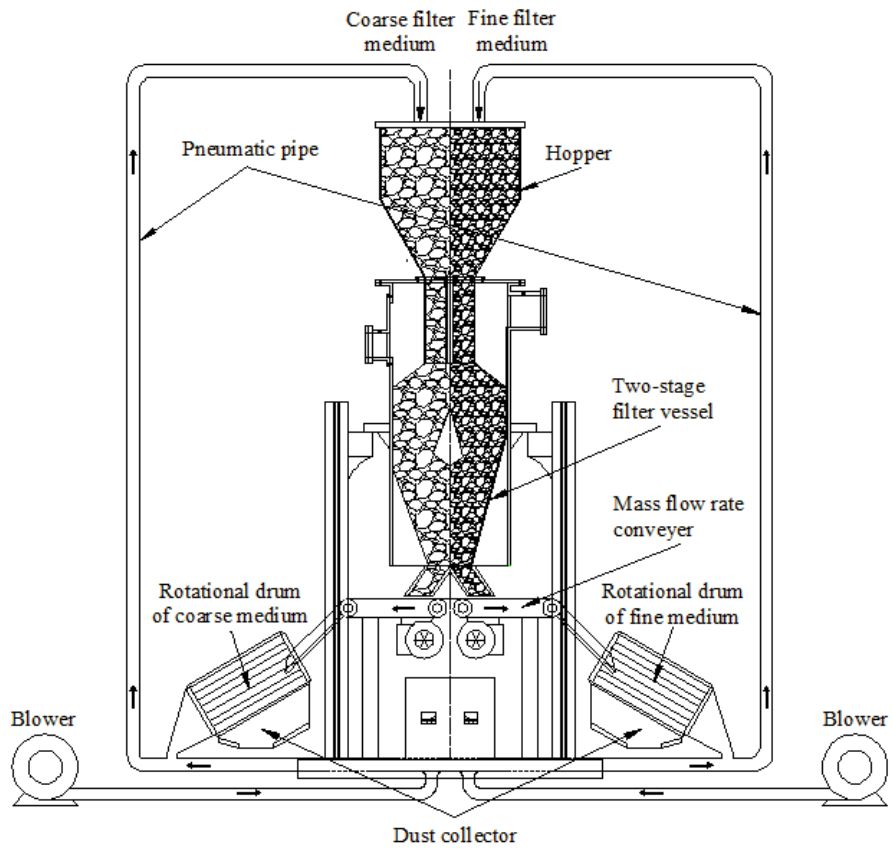


圖 27 雙濾材循環再生系統

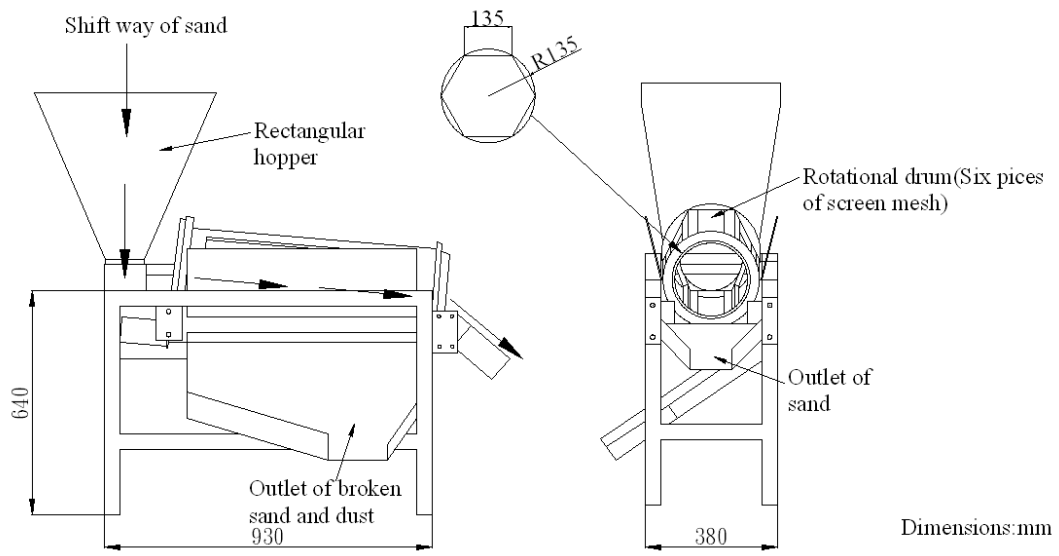


圖 28 滾筒篩分系統設計簡圖

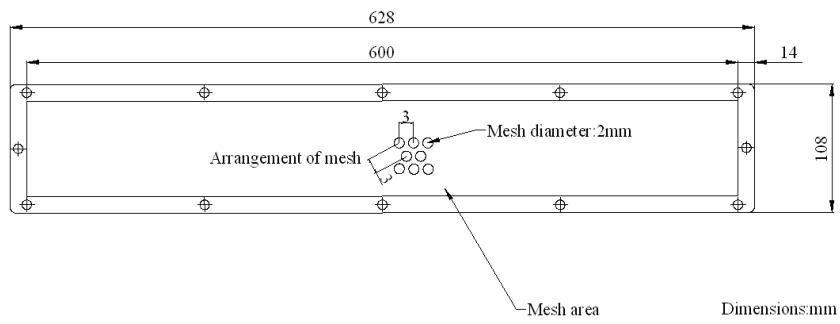


圖 29 篩網設計示意圖

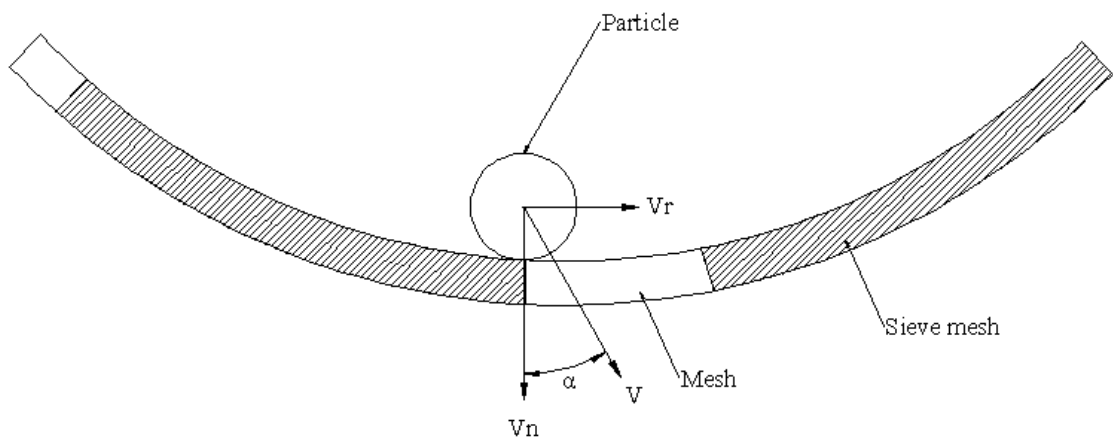


圖 30 顆粒過篩示意圖[16]



圖 31 實際組立完成圖-1



圖 32 實際組立完成圖-2



圖 33 漏斗與振動馬達

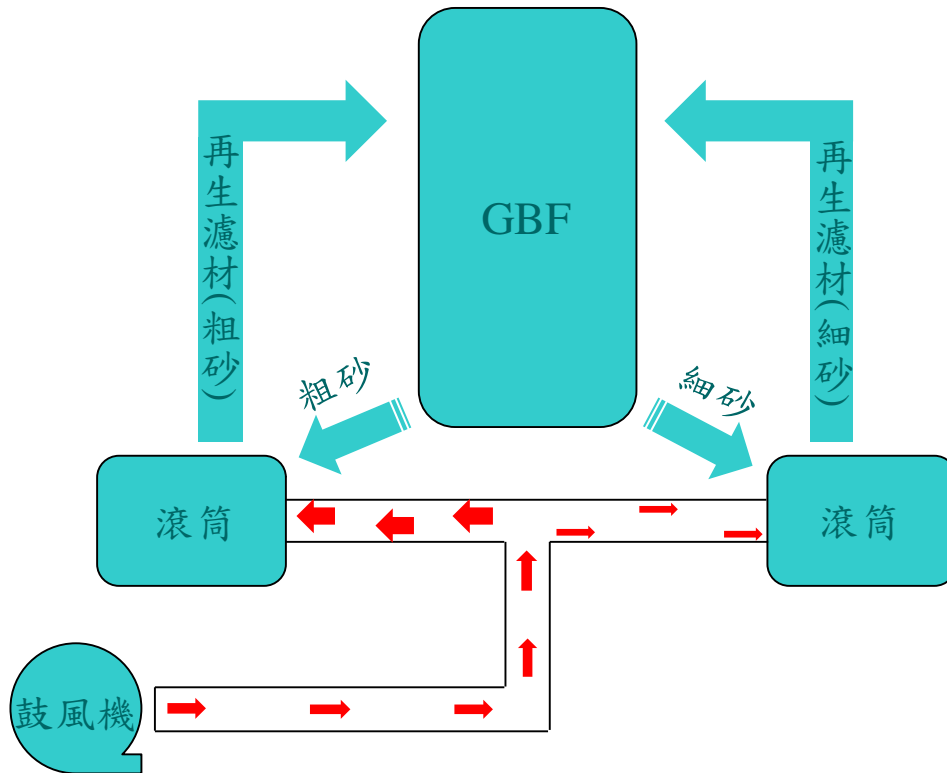


圖 34 雙濾材輸送系統 A

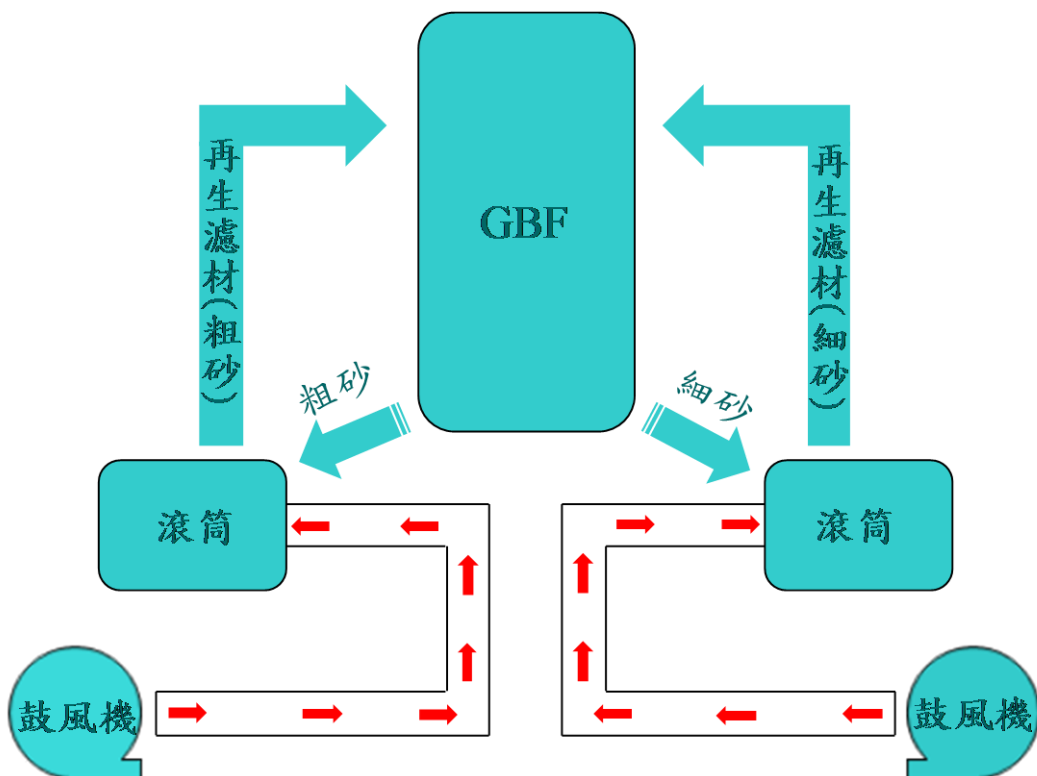


圖 35 雙濾材輸送系統 B



圖 36 氣送管路 1



圖 37 氣送管路 2

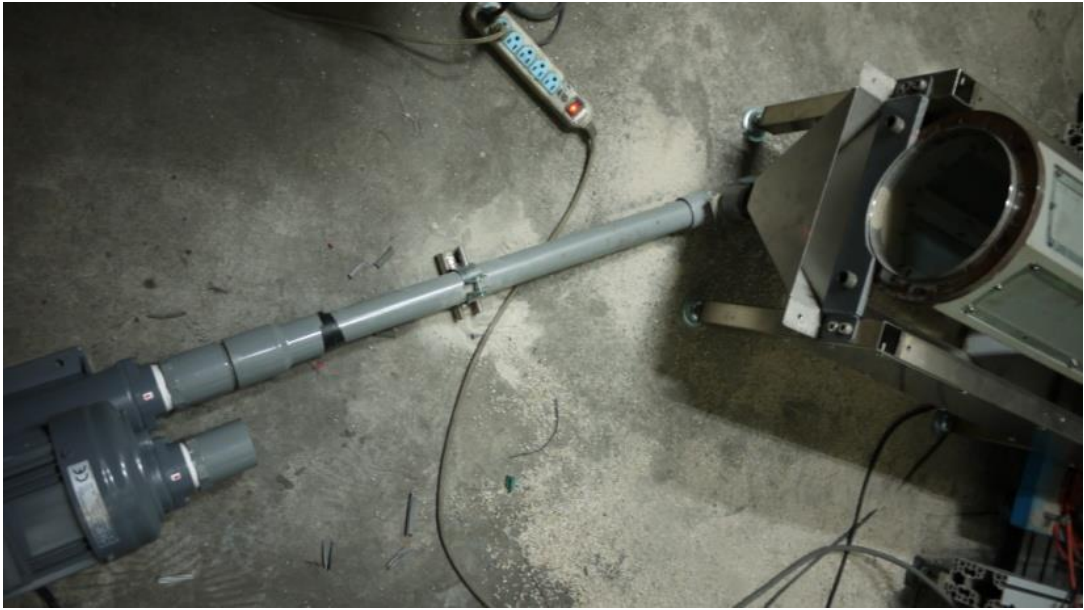


圖 38 高壓鼓風機與氣送管路



圖 39 變頻馬達控制箱

肆、結論與未來規劃

一、結論

依據前年建構之三維流動式兩階段顆粒床過濾器及其週邊系統，今年將執行計畫的一系列冷性能過濾實驗，實驗操作參數分別使用固定床及移動床兩種床體過濾模式，輔以出口端不同粒徑分佈大小(0.2~0.5 mm、0.5~1 mm 及 1~2 mm)之細砂濾材進行冷性能過濾效率測試實驗，並於測試期間紀錄測量床體間壓降變化與計算過濾效率，及捕集過濾床出口端粉塵以進行粉塵粒徑大小之分析，期使雙濾材過濾系統能達到實際過濾不同粒徑大小粉塵之目的，以下茲將研究實驗之結果整理如下：

(一)固定床與移動床對壓降行為與過濾效率之影響

實驗結果顯示，壓降行為會隨著細砂濾材粒徑降低而升高，其中以使用細砂濾材 0.2~0.5 mm 可達到最高整體壓降，細砂濾材 1~2 mm 為最低；而過濾效率在移動床或固定床中會隨著壓降行為增加而增加，換言之過濾效率會隨著細砂濾材粒徑降低而提高，這也良好地說明了實驗中過濾效率之結果。

(二)不同粒徑之細砂濾材對壓降行為與過濾效率之影響

經由實驗結論可以發現，使用相同細砂粒徑下實驗壓降行為的趨勢在固定床階段皆為雷同，到了移動床階段則有不同的趨勢變化，且最高壓降到達的時間則隨著細砂粒徑越小而越

短，其中以細砂濾材 1~2 mm 可最早達到最高整體壓降；過濾效率的表現方面，從實驗數據普遍來說固定床實驗優於移動床實驗，然就以長期運轉之目標及妥善再循環利用過濾濾材的優勢而論，其微小差異實可略過不計。

(三)兩階段過濾實驗粒徑分析與過濾效率

實驗結果發現 D_{50} 跟隨著過濾效率的提升而下降，尤以採用細砂粒徑 0.2~0.5 mm 搭配固定床實驗時可獲得最佳 D_{50} 為 11.19 μm ，與前年計畫產出結果粉塵粒徑分析最佳 D_{50} 為 12.87 μm 時比較，其中值粒徑約莫降低 13% 左右，此一結果並符合計畫中預期達成目標。

(四)雙濾材循環再生系統之設計與應用

本年度計畫已設計並建立一套雙濾材循環再生系統，配合三維兩階段過濾器可達成濾材反覆利用之目標

另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，未來研究擬規劃濾材再生循環系統與一系列之三維冷性能測試，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. Zevenhoven, C.A.P., Scarlett, B., Andries, J., 1992, "The filtration of PFBC combustion gas in a granular bed filter," *Filtr. Sep.*, Vol. 29, 239-244.
11. Lee, K. W. and Schmidt, E. W., 1984, "Collection of aerosol particles using granular bedfilters in the maximum penetration regime," *Powder Technol.*, pp. 547-556. Iinoya et al. Eds. Hemisphere Publ. Corp., New York, USA.
12. Gal, E., Tardos, G. and Pfeffer, R., 1985, "A study of inertial effects in granular bedfiltration," *AIChE J.*, Vol. 31, pp.1093-1104.
13. Coury, J. R., Thambimuthu, K. V. and Clift, R., 1987, "Capture and rebound of dust in granular bed filters," *Powder Technol.*, Vol. 50, pp. 253-265.
14. 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.
15. 李宣億，2008，「流動式顆粒床過濾器之滾筒式粉塵分離系統與冷性能過濾及破碎效應研究」，國立中央大學機械工程研究所。
16. 王超，2005，「垃圾中轉站滾筒篩的設計及動態仿真研究」，北京機械工業學院。