

行政院原子能委員會
委託研究計畫研究報告

高效率淨煤除塵技術之研究與發展

**Application and development of high-temperature flue gas cleanup
technology**

計畫編號：1022001INER033

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

報告日期：2013/12/05

目 錄

目 錄.....	i
圖目錄.....	iii
表目錄.....	vi
中文摘要.....	1
Abstract.....	3
壹、計畫緣起與目的.....	5
貳、研究方法與過程.....	12
一、過濾機制簡介.....	12
二、冷性能過濾效率實驗設備.....	17
三、冷性能過濾效率實驗方法與步驟.....	26
四、冷性能過濾效率實驗參數.....	33
五、粉塵粒徑分析.....	42
參、主要發現與結論.....	45
一、不同雙濾材質量流率對壓降行為與過濾效率之影響.....	45
二、不同顆粒床高度對壓降行為與過濾效率之影響.....	52
三、進口過濾自由面氣體速度分佈.....	60
四、出口過濾氣體粉塵粒徑分析.....	63
肆、結論與未來規劃.....	68
一、結論.....	68
二、未來規劃.....	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.....	8
圖 2 顆粒床停滯區示意圖.....	10
圖 3 兩段過濾模式.....	10
圖 4 三維流場實驗模型配置.....	18
圖 5 氣體供應裝置示意圖.....	19
圖 6 粉塵供應器(a)前視圖(b)側視圖.....	20
圖 7 濾材輸送裝置.....	21
圖 8 皮托管與壓力計裝置圖.....	22
圖 9 採樣裝置.....	24
圖 10 過濾自由面示意圖.....	34
圖 11 過濾器內的氣體路徑.....	34
圖 12 過濾器本體(a)+0/+0 mm 顆粒床、(b)+100/+0 mm 顆粒床、 (c)+0/+100 mm 顆粒床、(d)-100/-100 mm 顆粒床示意圖.....	35
圖 13 過濾器本體(a)同水平顆粒床配置、(b)不同水平顆粒床配置(左 側提高 100 mm).....	37
圖 14 濾材輸送裝置.....	39
圖 15 雙濾材流量控制器.....	39
圖 16 過濾自由面上平均量測位置.....	41
圖 17 +0/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降.....	48

圖 18 +100/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降.....	48
圖 19 +0/+100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降.....	49
圖 20 -100/-100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降	49
圖 21 110/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降	54
圖 22 110/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降	54
圖 23 330/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降	55
圖 24 330/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降	55
圖 25 660/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降	56
圖 26 660/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降	56
圖 27 +0/+0 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈.....	61
圖 28 +100/+0 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈.....	61
圖 29 +0/+100 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈.....	62
圖 30 -100/-100 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈	62
圖 31 +0/+0 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=12.87 \mu\text{m}$ 、(b) $D_{50}=13.95 \mu\text{m}$	65
圖 32 +100/+0 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=12.57 \mu\text{m}$ 、(b) $D_{50}=12.81 \mu\text{m}$	65
圖 33 +0/+100 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=12.49 \mu\text{m}$ 、(b) $D_{50}=12.75 \mu\text{m}$	66
圖 34 -100/-100 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=27.39 \mu\text{m}$ 、(b)	

$D_{50}=28.87 \mu\text{m}$ 66

圖 35 平均粒徑(D_{50} , median size)與過濾效率之關係圖 67

表目錄

表 1 顆粒床過濾自由面高度實驗參數.....	37
表 2 不同雙濾材質量流率實驗參數.....	40
表 3 +0/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率.....	50
表 4 +100/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率...	50
表 5 +0/+100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率...	51
表 6 -100/-100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率	51
表 7 110/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率	57
表 8 110/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率	57
表 9 330/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率	58
表 10 330/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率	58
表 11 660/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率	59
表 12 660/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率	59

中文摘要

近年來工業先進國家如歐、美、日等，均致力於發展二十一世紀的新式先進燃煤技術，如壓力式流體化床複循環發電系統(PFBC, Pressurized Fluidized Bed Combustion)及整合型氣化煤複循環系統(IGCC, Integrated Gasification Combined-Cycle)等，而其中以 IGCC 系統在高溫燃燒時會產生高溫高壓之燃氣及飛灰，因此須在進入氣渦輪機前有效的控制，方能使系統有效運作。

延續上年度計畫(名稱：高溫燃氣淨化技術應用與發展)所建置的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，其中以三種主要實驗參數：自由面風速(7.4 cm/s、12.3 cm/s、17.2 cm/s)、濾材質量流率(110 g/min、330 g/min、660 g/min)及中擋板長度(40 mm、80 mm、120 mm)成功開發出最佳過濾效率實驗參數之配置，並在中擋板長度 120 mm 時搭配質量流率 330 g/min 及自由面風速 7.4 cm/s 的操作參數，得到 99.56% 之過濾效率及較佳的粒徑分佈，不過冷性能過濾效率資料庫的建立仍未臻完備。本年度計畫中將繼續採用此三維模型，並依據去年初步冷性能結果為基礎，延續進行並開發能達到更高冷性能效率之兩階段顆粒床過濾系統之相關參數操作。計畫中將針對影響過濾器效率的參數部分進行探討，如不同粗細濾材質量流率、不同粗細顆粒床高度(即不同過濾自由面面積)等，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。

本計畫中將採用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 。而未來將持續進行過濾效率實驗，以完成冷性能過濾效率資料庫之建立，計畫最終目標則是朝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：兩階段顆粒床過濾器、雙濾材、壓降、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 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 filter system. In accordance to the results of previous year, the preliminary database of cold test has been obtained. The three parameters of central plate length, inlet surface velocity, and mass flow rate of filter granules also have been discussed. The results pointed out that the higher filtration efficiency of 99.56% and better particulate distribution can be obtained in central plate length of 120 mm, free surface velocity of 7.4 cm/s and mass flow rate of filter granules 330 g/min. However, the creation of a database of cold test filtration efficiency yet completes. So the parameters of mass flow rates of filter granules in the coarse and fine particles and level of granular bed will be analyzed in this year.

During the cold test in the filtration efficiency in this 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 bed (+0/+0 mm · +100/+0 mm · +0/+100 mm · -100/-100 mm) will be employed. In the research during this year, the filtration efficiency can archive 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 is obtained from the best result of cold test. Furthermore, the measurement of pressure drop and filtration efficiency in this two-stage filter system will be recorded and analyzed. The two parameters of operation will be changed during cold test in order to compare the effects of filtration efficiency and pressure drop.

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 is to establish the design rules for the commercialized moving granular bed filter.

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質，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(GBF, 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低溫($< 400\text{ }^{\circ}\text{C}$)中壓下，除排出氣體中的微粒物。但以上設備如在高溫、高壓下欲除去氣體中的微粒會耗去大量的能量。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。

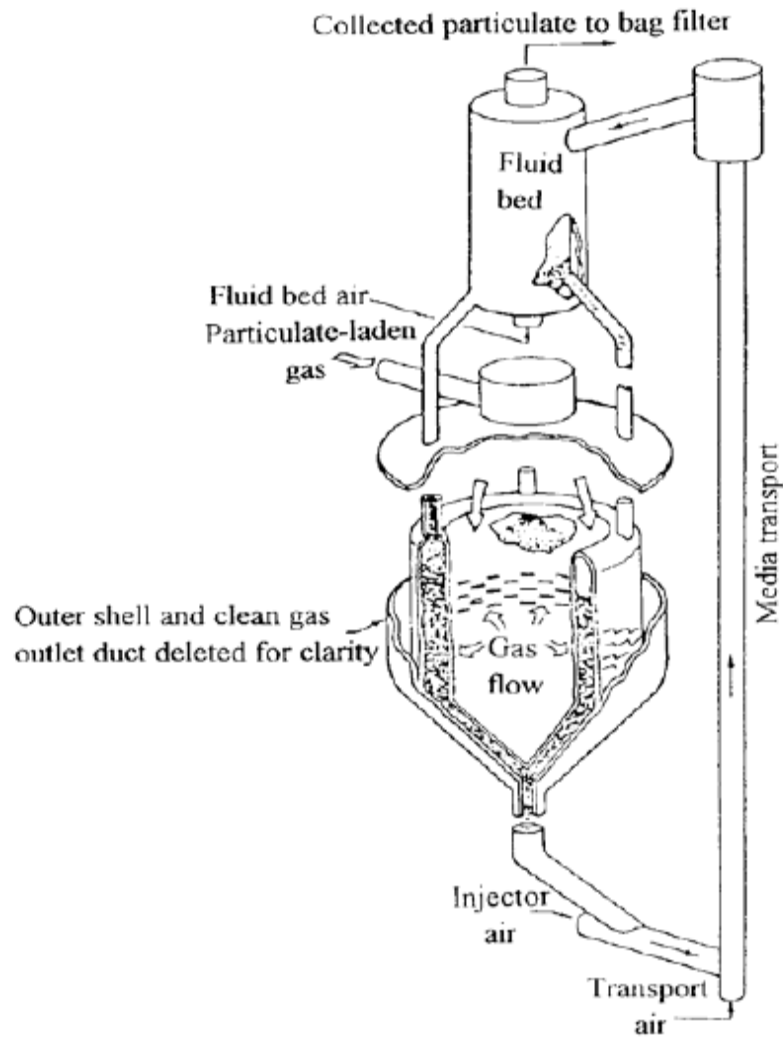


圖 1 流動式顆粒床過濾器設計示意圖

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的進口面積，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。於流動式顆粒床之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。

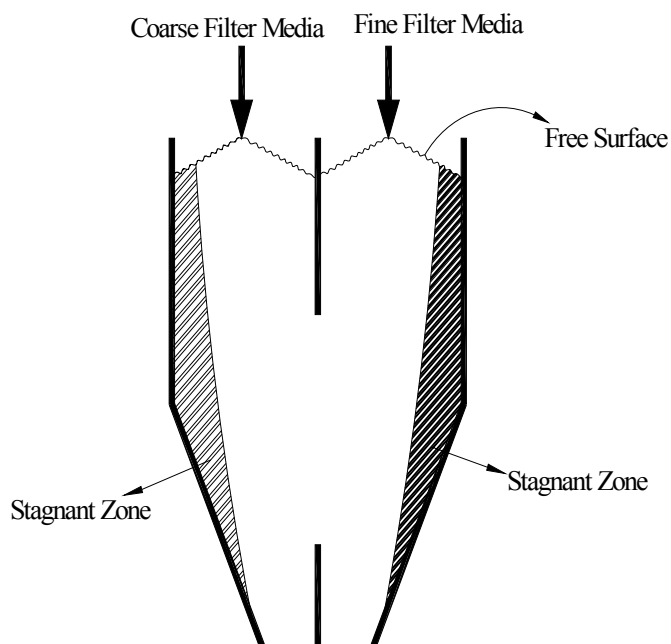


圖 2 顆粒床停滯區示意圖

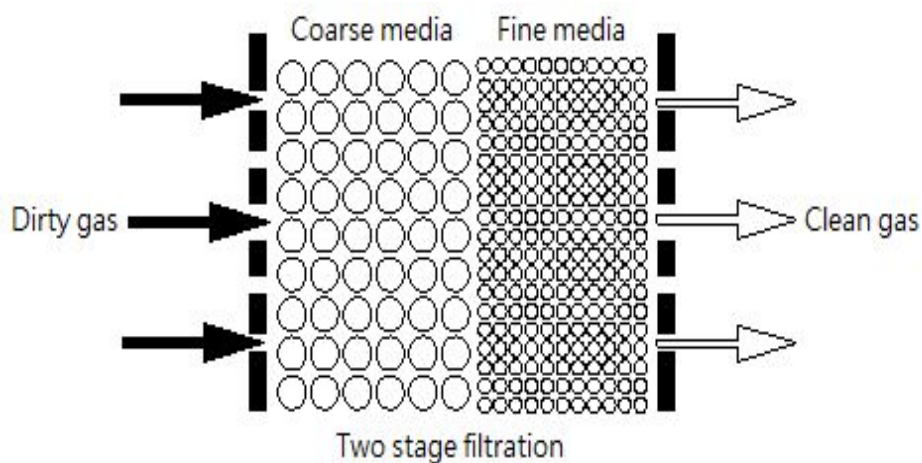


圖 3 兩段過濾模式

根據前年雙濾材流場實驗結果及已建構之三維兩階段雙濾材顆粒床過濾器及週邊系統，今年將計畫執行的一系列冷性能過濾實

驗，實驗操作參數將包含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)並搭配不同粗細顆粒床高度(+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm、-100/-100 mm)、床體間的整體壓降等來進行冷性能過濾效率測試，以進一步解析兩階段過濾器系統中最重要過濾效率指標，並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，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、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)

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：

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

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)與攔截數 (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。

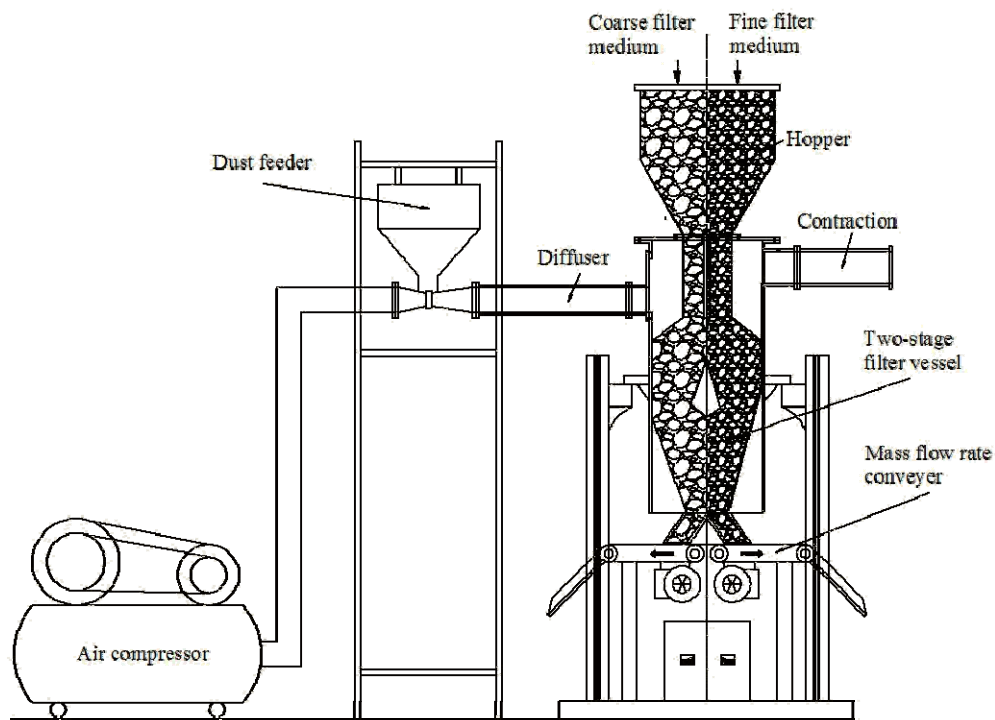


圖 4 三維流場實驗模型配置

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。

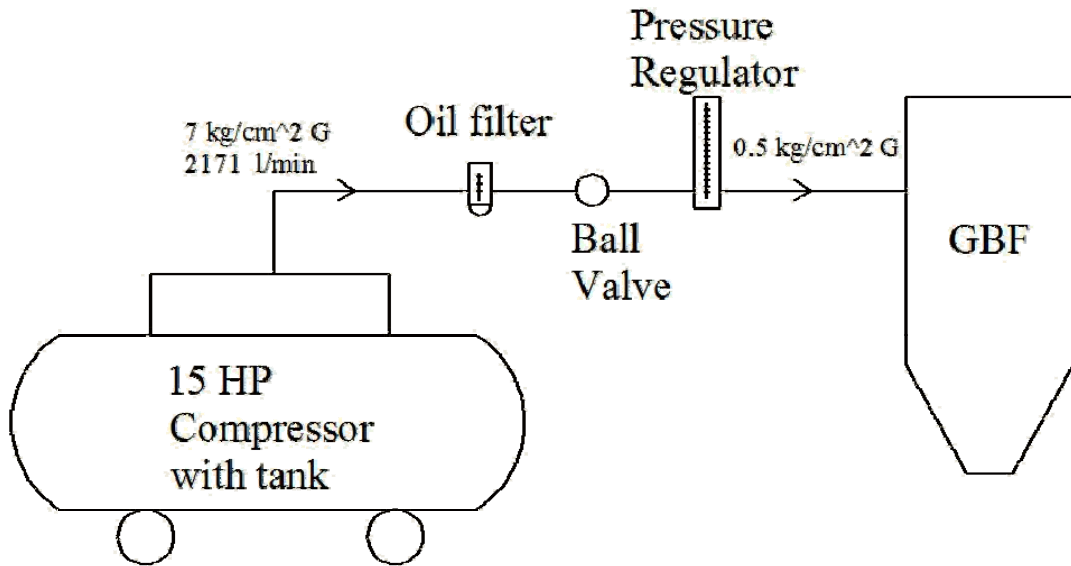


圖 5 氣體供應裝置示意圖

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。

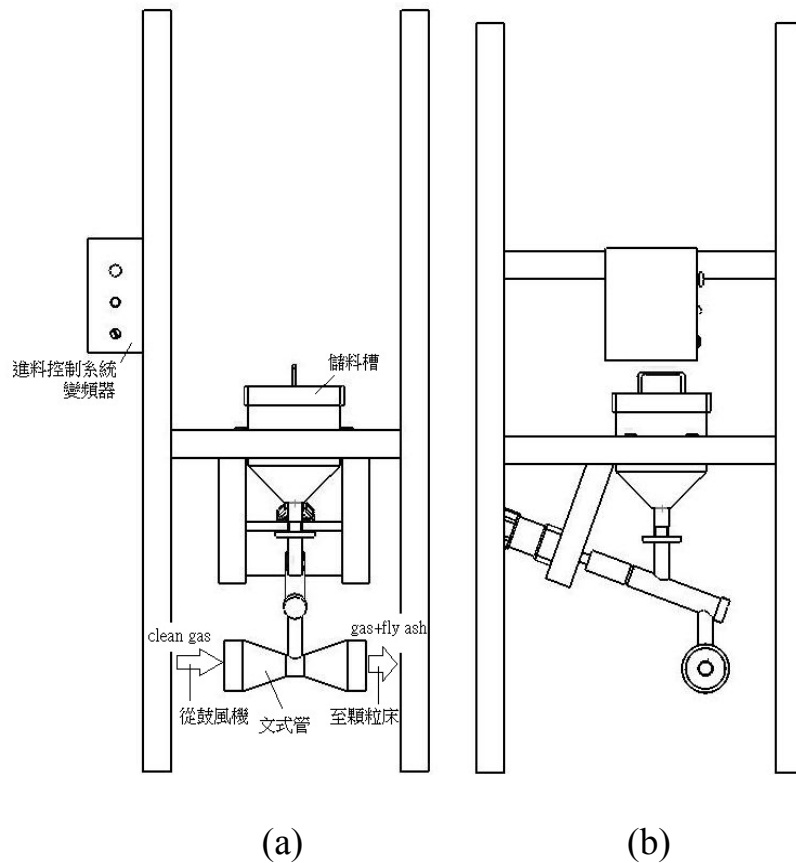


圖 6 粉塵供應器(a)前視圖(b)側視圖

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。

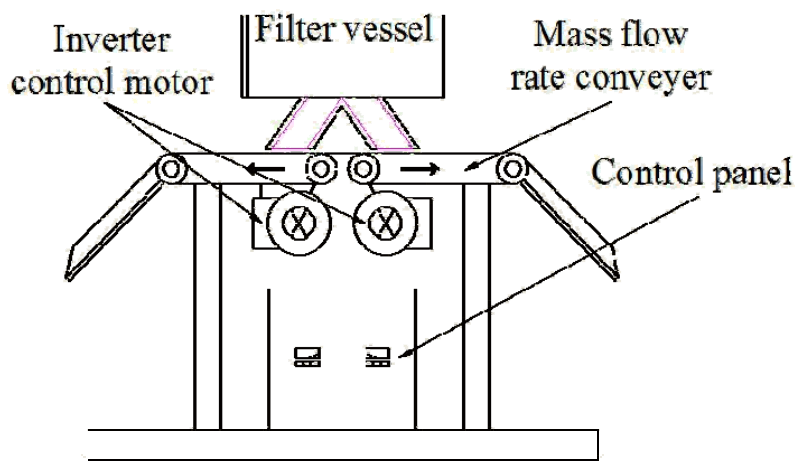


圖 7 濾材輸送裝置

(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。

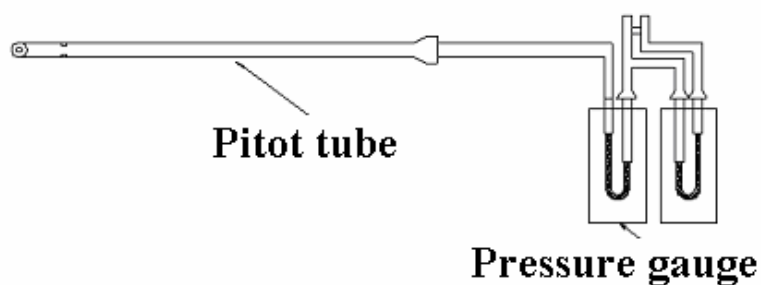


圖 8 皮托管與壓力計裝置圖

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。

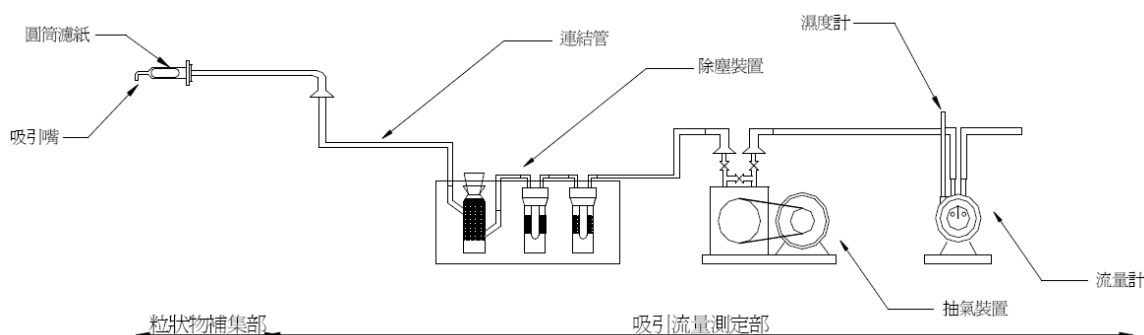


圖 9 採樣裝置

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)不同顆粒床過濾自由面高度下對過濾效率影響之分析

顆粒床水平高度是由伸入過濾器內輸送濾材用的管長所決定，當輸送管較長時顆粒床過濾自由面水平高度比較低(如圖 10 所示)，反之亦然。因此可以藉由操作輸送管深度來影響顆粒在床體內所自然形成的過濾自由面水平高度，進而影響合成氣通過過濾器內的氣體路徑(如圖 11)。當氣體行經過濾器內部路徑越

長，流動濾材將有更多機會攔阻合成廢氣中的粉塵粒子，因此本計畫測試中將變化顆粒床水平高度為高粗濾材顆粒床/低細濾材顆粒床、低粗濾材顆粒床/高細濾材顆粒床、低粗濾材顆粒床/低細濾材顆粒床等不同參數來觀察顆粒床過濾自由面高度對於過濾效率性能的影響。

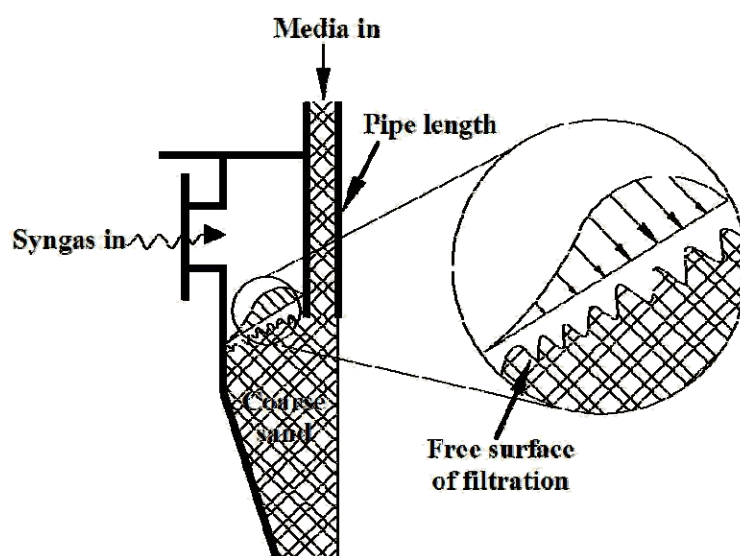


圖 10 過濾自由面示意圖

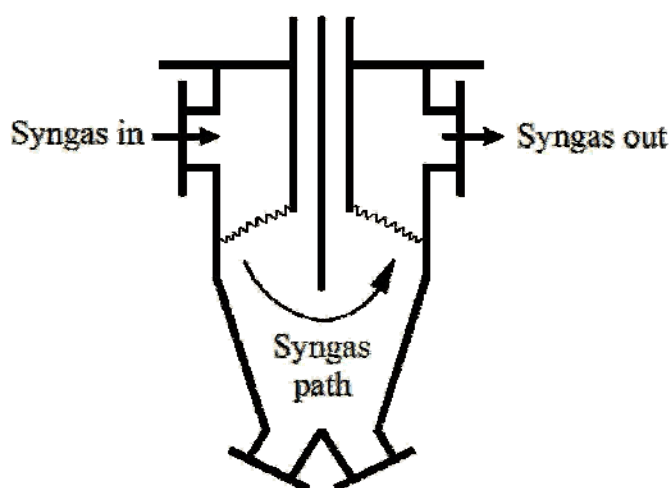


圖 11 過濾器內的氣體路徑

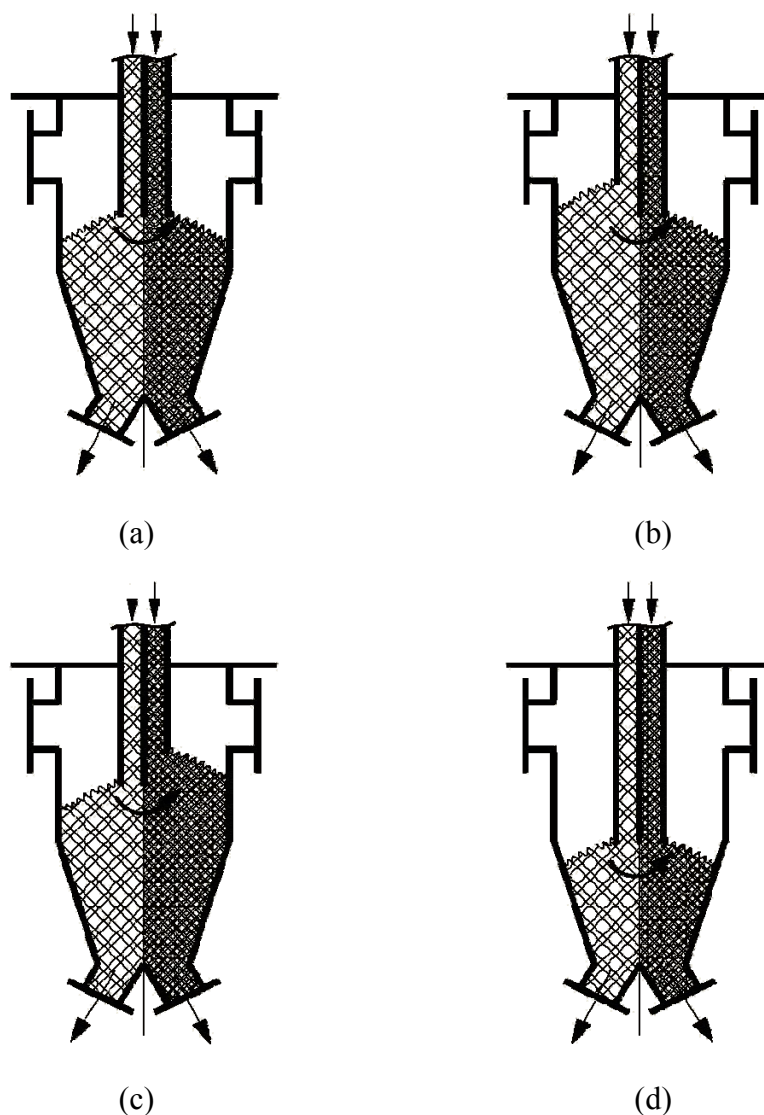


圖 12 過濾器本體(a)+0/+0 mm 顆粒床、(b)+100/+0 mm 顆粒床、
(c)+0/+100 mm 顆粒床、(d)-100/-100 mm 顆粒床示意圖

圖 12 所示即為過濾器本體不同顆粒床水平高度配置的示意圖，依據前年計畫冷性能兩階段過濾效率實驗所得之結果，最佳操作參數為進口自由面風速 7.4 cm/s、中檔板長度 120 mm、濾材質量流率 330 g/min 及+0/+0 mm 顆粒床高度(如圖 12(a)所示)，今年度計畫為建立一更完備之冷性能過濾資料庫，將變更

顆粒床水平高度(亦即不同過濾自由面)作為一實驗操作參數使用，計有如圖 12(b)之+100/+0 mm 顆粒床、如圖 12(c)之+0/+100 mm 顆粒床與圖 12(d)之-100/-100 mm 顆粒床等三種實驗操作參數，目的為變更不同高度之過濾自由面來改變合成廢氣所通過粗/細兩種濾材後之長短過濾路徑，其中第四組實驗參數-100/-100 mm 之顆粒床高度大幅降低為原先顆粒床高度 100 mm，因此行經粗細兩種過濾濾材的氣體路徑明顯縮短，希望藉以比較此實驗操作參數對冷性能過濾效濾的影響。過濾器本體詳細設計尺寸如圖 13 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，藍色虛線部分為過濾器內輸送濾材用之管長，左右兩側輸送管為分開設計，因此可以分別調整單邊輸送管的長度用以決定不同顆粒床水平高度的配置，此處較高顆粒床水平高度所採用的管長為 166 mm，較低顆粒床水平高度所採用的管長則為 266 mm，因此在不同顆粒床水平高度時設定為落差 100 mm，在表 1 實驗組別 2、3 的參數使用上也採用此落差高度為不同顆粒床水平高度。

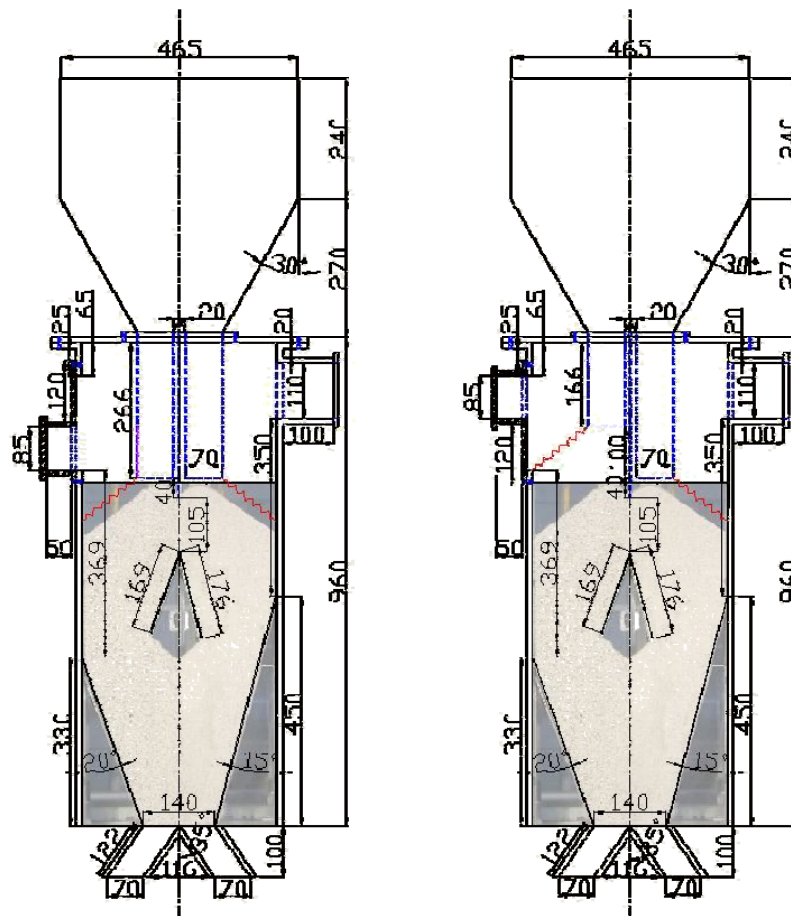


圖 13 過濾器本體(a)同水平顆粒床配置、(b)不同水平顆粒床配置(左側提高 100 mm)

表 1 顆粒床過濾自由面高度實驗參數

Test number	Level of granular bad (mm)	
	Coarse sand	Fine sand
1	+0	+0
2	+100	+0
3	+0	+100
4	-100	-100

(二) 建立雙濾材不同質量流率之過濾效率性能資料庫

如圖 14 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增加，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之效率超過飽和狀態，導致過濾效率降低。由前年計畫的實驗操作參數中均為單一濾材質量流率，要提高過濾性能的狀態，其粗細濾材質量流率必須呈現兩種不同質量流率變化狀態，方能使過濾器增加過濾效率及降低出口粉塵之粒徑分佈，如圖 15 所示為粗細雙濾材質量流率控制器，即可控制不同粗/細石英砂濾材質量流率，例如:110/330 g/min、110/660 g/min、330/110 g/min、330/660 g/min、660/110 g/min、660/330 g/min 等如表 2 所列參數，希望藉此建立更為完備之過濾效率性能資料庫。

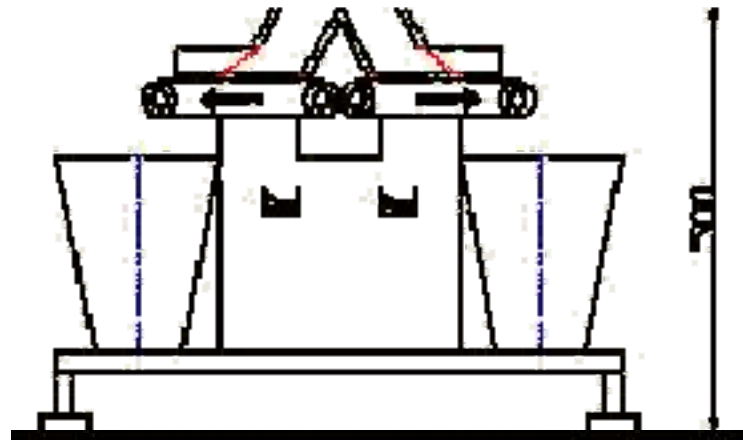


圖 14 濾材輸送裝置

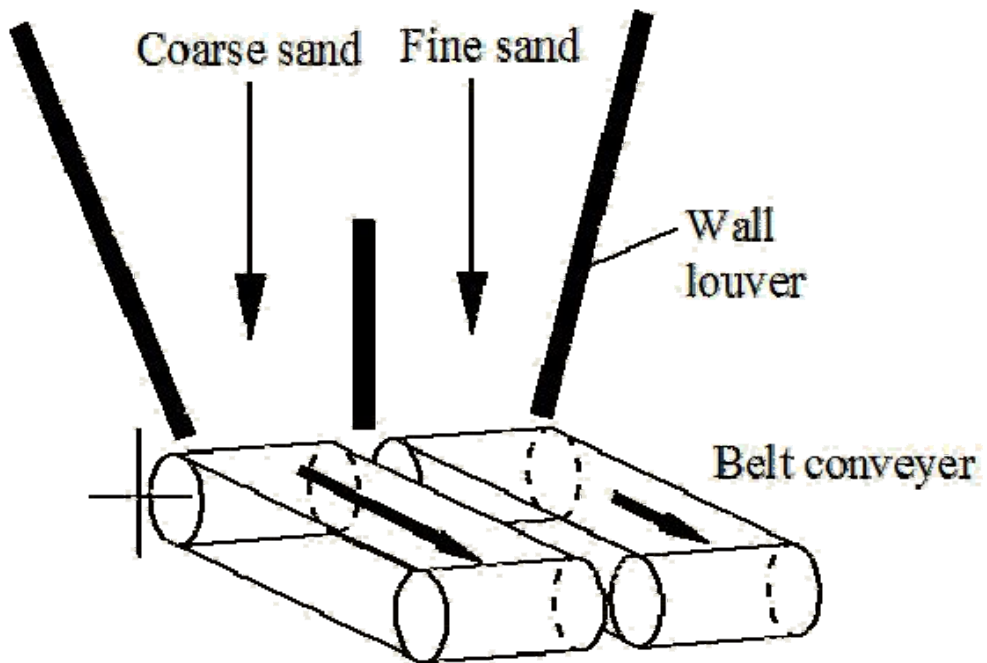


圖 15 雙濾材流量控制器

表 2 不同雙濾材質量流率實驗參數

Test number	Mass flow rate of media (g/min)	
	Coarse sand	Fine sand
1	110	330
2	110	660
3	330	110
4	330	660
5	660	110
6	660	330

(三)進口過濾自由面氣體速度分佈量測

一般而言，理想進風口之主要作用為將進口之氣體均勻擴散至顆粒床體，但大都受限於設計尺寸與擴散的目的，而出現進風口系統之中心風速最大，而接近系統兩側時的風速最小，因此將導致分佈於顆粒床過濾器的氣體速度呈現不均勻現象，造成整體之床體的濾材使用率降低，就整體顆粒床過濾器系統連續化開發而言，開發一均勻氣體流場分佈之進風口系統將顯得格外重要。本計畫將量測過濾自由面上的平均進口風速，並利用不均勻分佈因子(標準差)來定義顆粒床體內的速度分佈均勻性。

在氣體流場速度量測方面，主要利用皮托管裝置進行各量測截面上的速度量測。量測上預計在進風口過濾自由面上取得三點位置分別為 V_1 、 V_2 、 V_3 (如圖 16 所示)進行平均風值速度的量測。由於整體系統的深度方向(Z 方向)為 500 mm，因此在該 Z 方向將分別以三點 V_1 、 V_2 、 V_3 過濾自由面位置下量取不同深度位置下的速度值，其中主要以深度方向 10 mm、130 mm、250 mm、370 mm 及 490 mm 處共 5 點進行速度的量測，並由五個深度方向的速度值進行平均，而得該量測截面下之量測孔的平均速度值，而所有的平均速度值取得皆進行數次的量測平均而得。

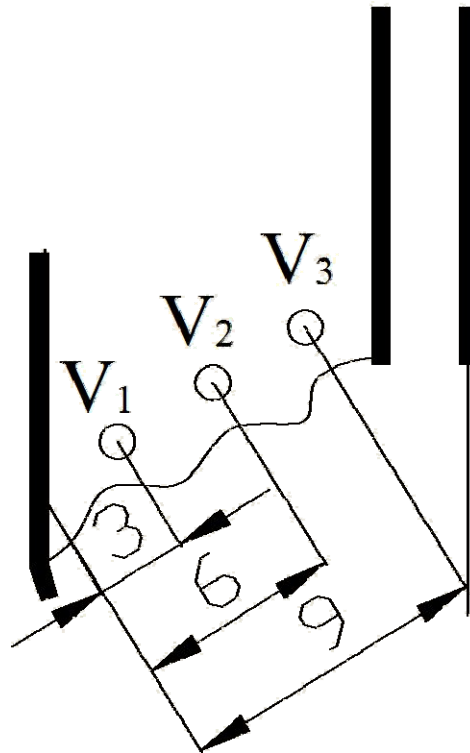


圖 16 過濾自由面上平均量測位置

在進風口系統的設計影響下，由氣體流場速度量測實驗可得不同顆粒床高度變化下的整體進風口氣體速度分佈結果。而依據整體速度分佈結果，定義出一速度分佈標準差指標，以分析不同導流板設計下的整體進風口速度分佈的均勻性。其速度分佈標準差指標定義為：

(1)

其中， V_i 為量測 A 截面上第 i 點速度量測孔位置下的速度 (m/s)； N 為速度量測孔的總數目； \bar{V} 為氣體速度分佈的平均速度 (m/s)。因此由上式定義可知當速度標準差值越小時，則表示其整體進風口氣體速度分佈越均勻，反之則越不均勻。而由該指標定義將可瞭解進口過濾自由面對於整個氣體流場均勻性乃至於整體過濾效率的影響。

五、粉塵粒徑分析

粉塵粒徑分析可應用範圍甚廣，如陶瓷製品(陶瓷材料的品質管理、工程管理及研究開發)、化工業(橡膠、聚合物的品質管理、研究開發)、塗料、顏料(油墨、漆料、粉末塗料等等的品質管理、研究開發)、藥品、化妝品(製藥廠的藥品品質管理，農藥、點眼藥

劑等)、食品(牛奶、水果食品、沙拉醬等品質管理)，經由上述之例子說明，凡是與粒子有關之產品，都需要測定它們的大小，以管制產品的品質。近年來對粉粒體大小的要求已達奈米等級，因此粒徑的測定技術不僅重要，對於本研究來說也可作為間接判定過濾器操作參數的適用性與否。本實驗採用 HORIBA 的 LA-950 雷射光散射式粒徑分佈分析儀，其量測原理為 Mie 散射原理，可測量範圍從 10 nm 到 3 mm 不等，粒徑分佈結果通常可分 D_{90} 粒徑、 D_{50} 粒徑、 D_{10} 粒徑，其下標數字代表平均粒徑分佈曲線中累積分佈為 90%、50%、10% 時的最大顆粒的等效直徑(平均粒徑)，本實驗以 D_{50} 作為判斷標準，也就是說當一個樣品的累計分佈百分數達到 50% 時所對應的粒徑，它的物理即為粒徑大於它的顆粒占 50%，小於它的顆粒也占 50%，因此 D_{50} 也稱作為中位徑或中值粒徑。

由前述相關兩段式顆粒床過濾器過濾性能實驗，將對冷性能過濾效率測試後所捕集到的粉塵進行粒徑大小分佈分析。在進出氣口端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大小分佈分析。在未來執行計畫研究中將定義粉塵粒徑 10 μm 為一分水嶺進行分析，以決定最佳的兩段式顆粒床過濾性能參數，以符合由過

濾器過濾後的粉塵粒徑能符合後端渦輪機裝置對粉塵粒徑大小的
嚴格規範標準。

參、主要發現與結論

本計畫將研究成果探討三維冷性能兩階段過濾器內不同參數下對過濾效率的影響以及壓降行為，探討項目可分為下列幾項：(1)不同雙濾材質量流率對壓降行為與過濾效率之影響、(2)不同顆粒床高度對壓降行為與過濾效率之影響、(3)進口過濾自由面氣體速度分佈、(4) 出口過濾氣體粉塵粒徑分析。

一、不同雙濾材質量流率對壓降行為與過濾效率之影響

如圖 17~圖 20 所示分別為+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm 顆粒床高度與-100/-100 mm 顆粒床高度下六組不同雙濾材質量流率(110/330 g/min、110/660 g/min、330/110 g/min、330/660 g/min、660/110 g/min、660/330 g/min)之壓降，實驗參數固定為自由面風速 7.4 cm/s、中檔板長度 120 mm。

圖 17~圖 20 內其中六組不同雙濾材質量流率壓降行為均顯示，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，此行為乃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 17~圖 20 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，其最高壓降點之前壓降上升的趨勢幾乎雷同，因實驗變異參數為移動床下不同雙濾材質量流率，故固定床時的壓降不受濾材質量流率此一參數影響。當實驗切換為移動床之後，不同濾材質量流率參數差異將會影響實驗壓降結果。如同圖 17 所示，實驗剛切換為移動床體時，濾材質量流率越大的實驗組別其下降趨勢會越為明顯，因其壓降受濾材質量流率影響從固定不動到瞬間流動的劇烈變動甚鉅；當壓降劇烈變動之後會逐漸降低至一水平狀態，在 600 分鐘後其最終逐漸穩定的壓降會隨著實驗參數濾材質量流率的降低而升高，這都因為濾材質量流率較低時顆粒流動時其間的縫隙較小，造成氣體通過顆粒床時相對困難，故濾材質量流率越低時壓降會越高，反之亦然。另外從實驗結果可以比較得知，粗砂濾材質量流率對於床體壓降的影響比細砂濾材質量流率來的明顯，此因進口氣體隨著導流通道進入到顆粒床體時最先接觸為粗砂濾材之過濾自由面，而後才通過細砂濾材至出口端，故粗砂濾材質量流率影響床體壓降較為明顯。圖 18 為+100/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降，其固定床時的壓降趨勢與移動床時的壓降

趨勢均為類似，在移動床體時實驗末期的穩定壓降也會隨著實驗參數濾材質量流率的降低而升高，唯一較為明顯地不同是初始床體壓降並不同，這乃是因為顆粒床水平高度設置參數之影響，當粗砂床體較高時進口氣體會通過較多顆粒的阻礙，氣體路徑也隨之延長，因此造成圖 18 的+100/+0 mm 顆粒床高度之初始床體壓降會高於圖 17 的+0/+0 mm 顆粒床高度之設置，故圖 18 的最高壓降會高於圖 17 之最高壓降也是因此關係。

過濾效率方面如表 3~表 6 所示，為+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm 顆粒床高度與-100/-100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率。表 3 中以濾材質量流率 330/660 g/min 表現之過濾效率為最佳，次之為 330/110 g/min，再次之分別為粗砂 660 g/min 兩組及粗砂 110 兩組，由表中可以知道粗砂對於過濾效率之影響仍大於細砂之影響，同是在粗砂 330 g/min 中細砂的影響僅差別為 0.06%，餘表 4~表 6 中其他三組顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率趨勢也與表 3 中呈現相同的結果。

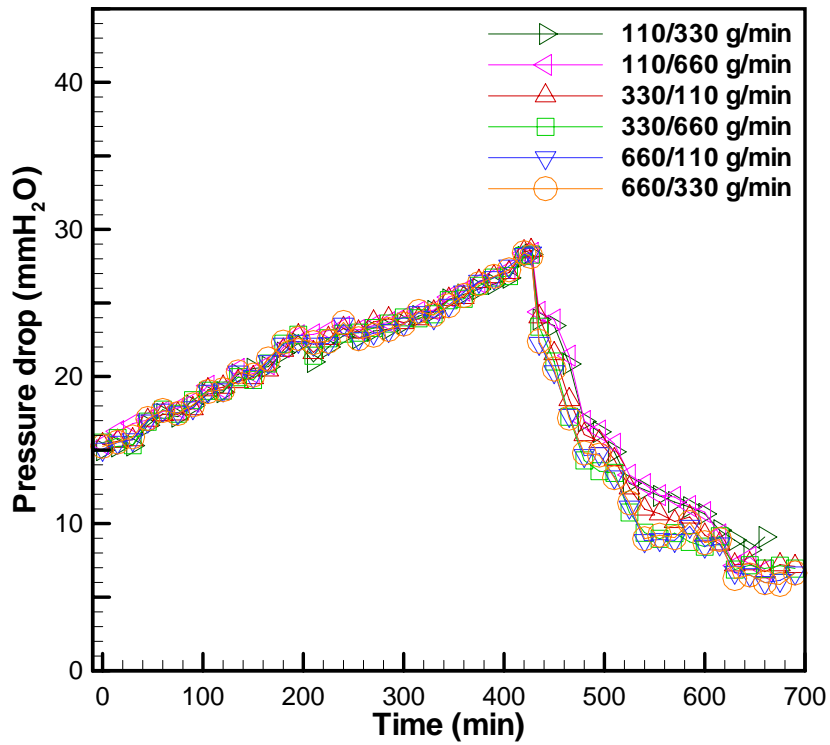


圖 17 +0/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降

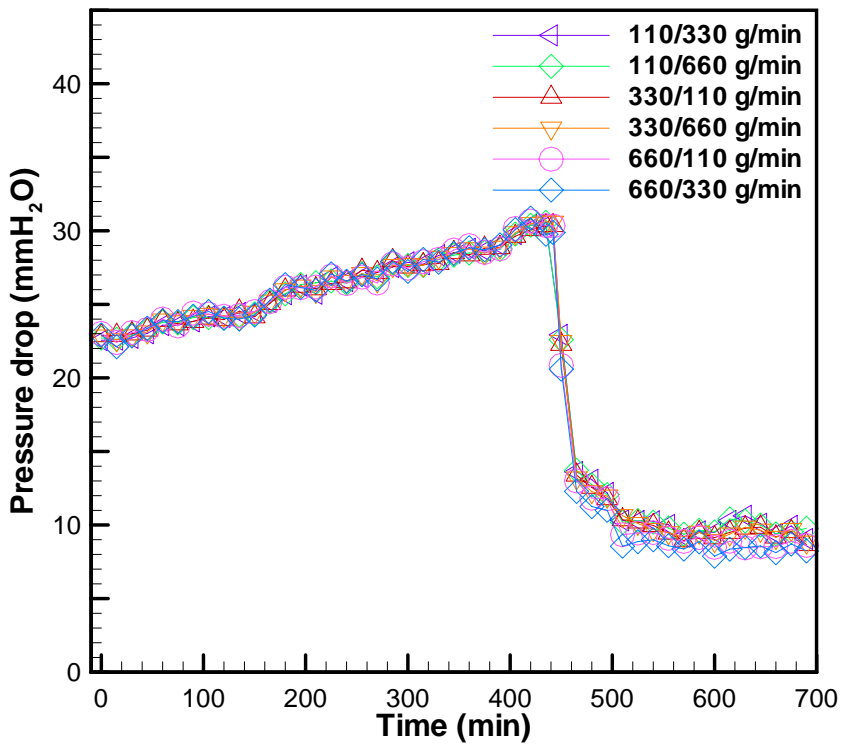


圖 18 +100/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降

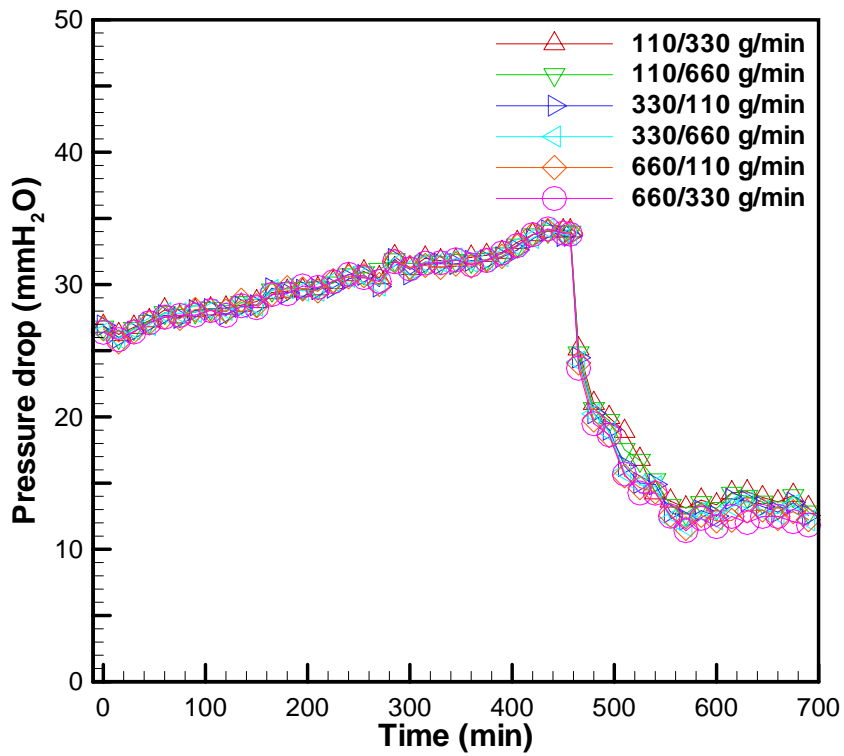


圖 19 +0/+100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降

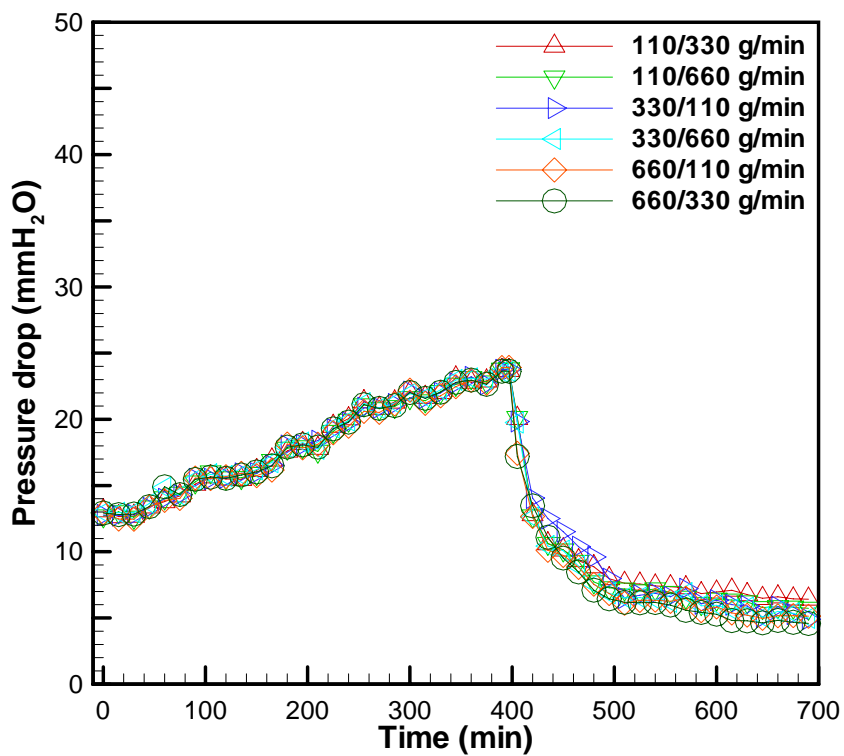


圖 20 -100/-100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之壓降

表 3 +0/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
		110	330	99.32
		110	660	99.30
+0	+0	330	110	99.67
		330	660	99.73
		660	110	99.43
		660	330	99.50

表 4 +100/+0 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
		110	330	99.78
		110	660	99.69
+100	+0	330	110	99.82
		330	660	99.93
		660	110	99.77
		660	330	99.80

表 5 +0/+100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
		110	330	99.83
		110	660	99.71
+0	+100	330	110	99.87
		330	660	99.97
		660	110	99.78
		660	330	99.85

表 6 -100/-100 mm 顆粒床高度下不同雙濾材質量流率之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
		110	330	99.11
		110	660	99.05
-100	-100	330	110	99.33
		330	660	99.42
		660	110	99.18
		660	330	99.27

二、不同顆粒床高度對壓降行為與過濾效率之影響

如圖 21~圖 26 所示分別為不同雙濾材質量流率(110/330 g/min、110/660 g/min、330/110 g/min、330/660 g/min、660/110 g/min、660/330 g/min)下四組不同顆粒床高度(+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm 顆粒床高度與-100/-100 mm 顆粒床高度)之壓降，實驗參數固定為自由面風速 7.4 cm/s、中檔板長度 120 mm。

圖 21~圖 26 中兩組不同雙濾材質量流率壓降行為均顯示，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，此行為乃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 21~圖 26 中顯示，不同的顆粒床高度配置壓降趨勢在一樣的濾材質量流率比較下均無甚大變化，固定床時壓降趨勢與移動床時的壓降趨勢與前一節敘述相同，穩定壓降均會隨著實驗參數濾材質量流率的降低而升高，而+0/+100

mm 顆粒床高度水平配置之初始床體壓降都高於各圖中的+0/+0 mm 顆粒床高度之設置，這也是由於氣體通過較長顆粒床路徑之緣故。

過濾效率方面如表 7~表 12 所示，為固定雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率比較一覽。列表 7 中均以+0/+100 mm 顆粒床高度之過濾效率優於其他顆粒床高度，這可能是因為帶有粉塵的進口氣體經過顆粒床高度+0/+100 mm 的參數設定之路徑較長，故粉塵有更多的機會被床體中的顆粒體所攔阻下來，因此導致過濾效率的提升。同時由表中也可以知道粗砂對於過濾效率之影響仍大於細砂之影響，這點原因與上節所述相同故不在此贅述，表 8~表 12 中過濾效率優劣均與表 7 中呈現相同的趨勢，其中顆粒床高度的實驗操作參數中，仍以-100/-100 mm 的顆粒床高度所得知過濾效率為最低，從氣體行經顆粒床體的氣體路徑長短來判斷，-100/-100 mm 顆粒床高度之參數配置為最短氣體路徑之配置，故粉塵被行經床體中的顆粒體後被攔阻的機會更少，導致於過濾效率為四組顆粒床高度參數中效率最差的一組參數，由此實驗結果顯示氣體路徑明顯影響過濾效率的高低。

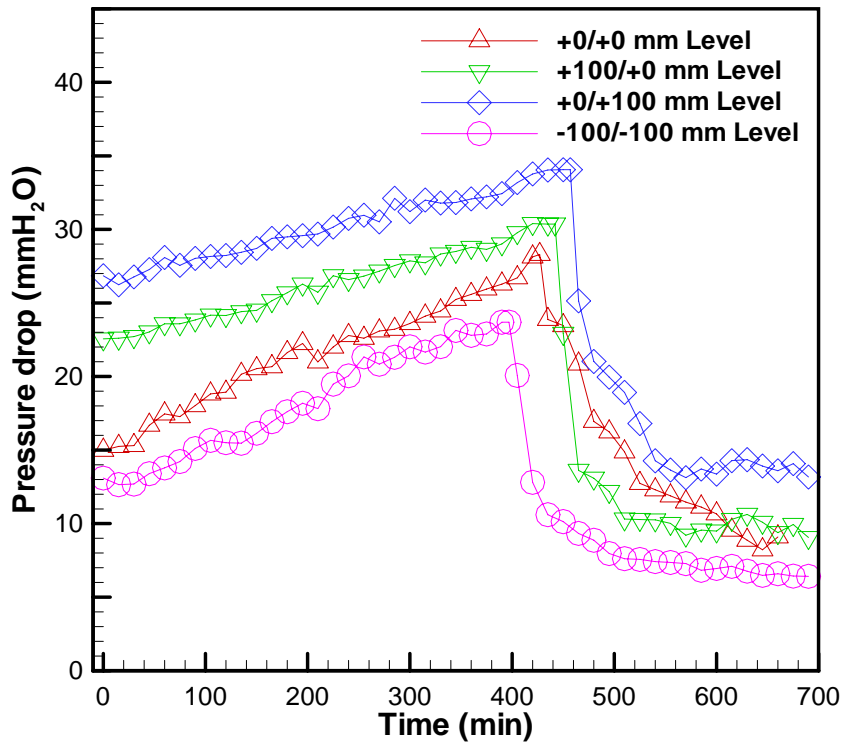


圖 21 110/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降

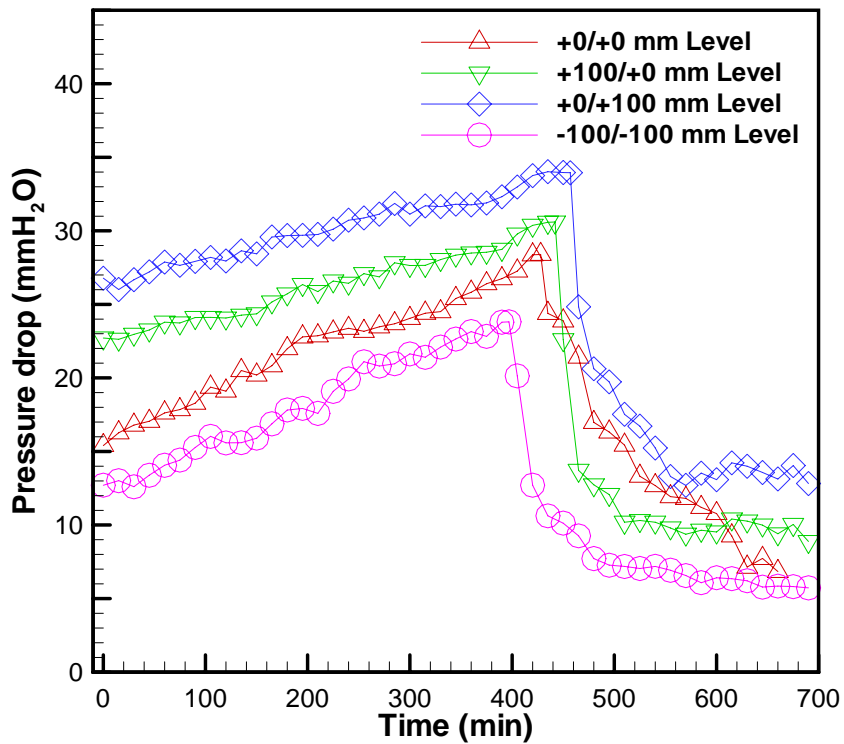


圖 22 110/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降

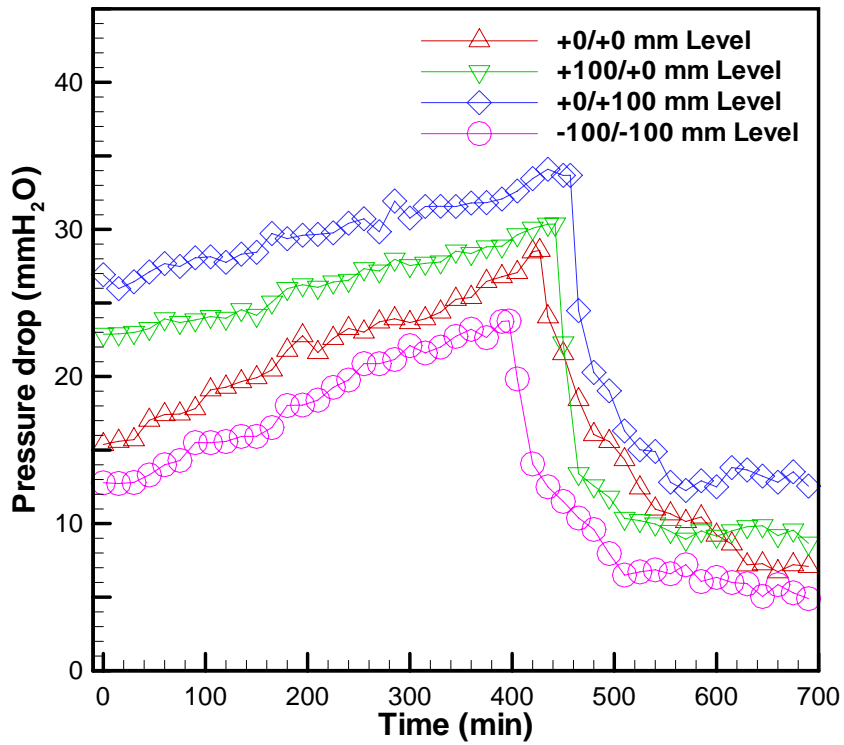


圖 23 330/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降

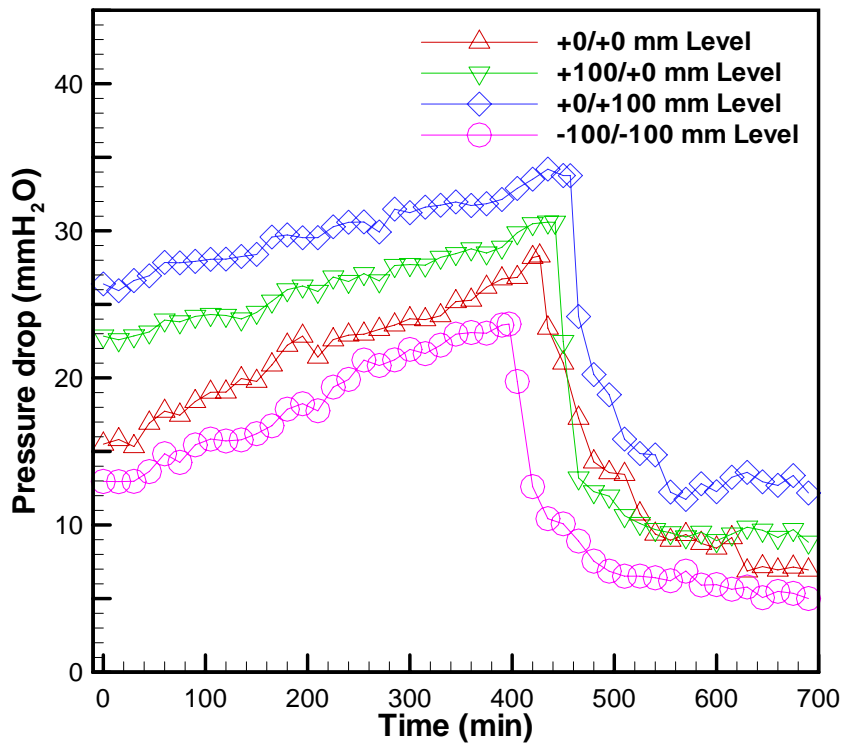


圖 24 330/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降

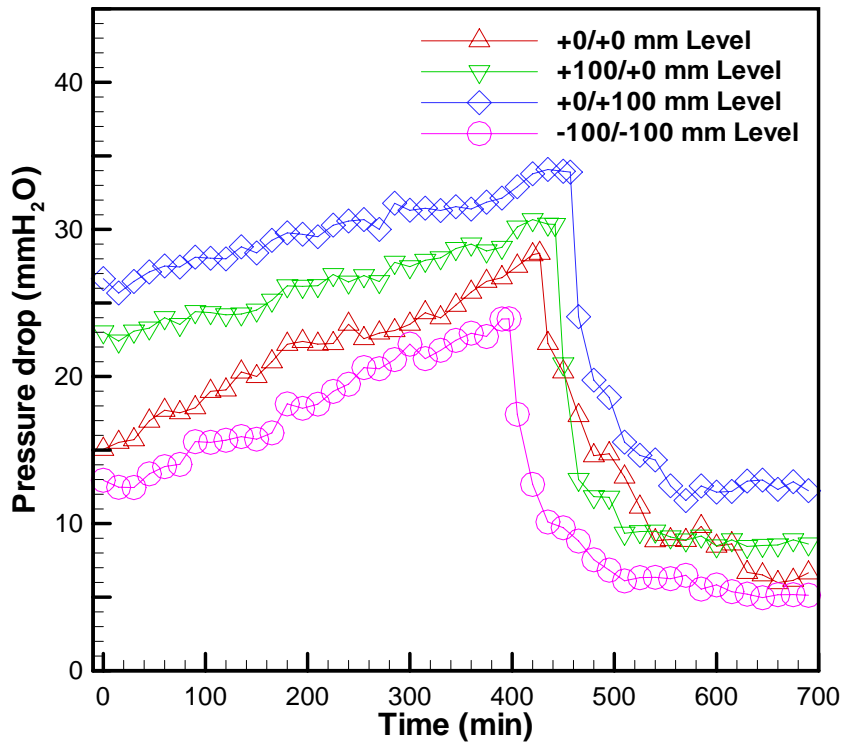


圖 25 660/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降

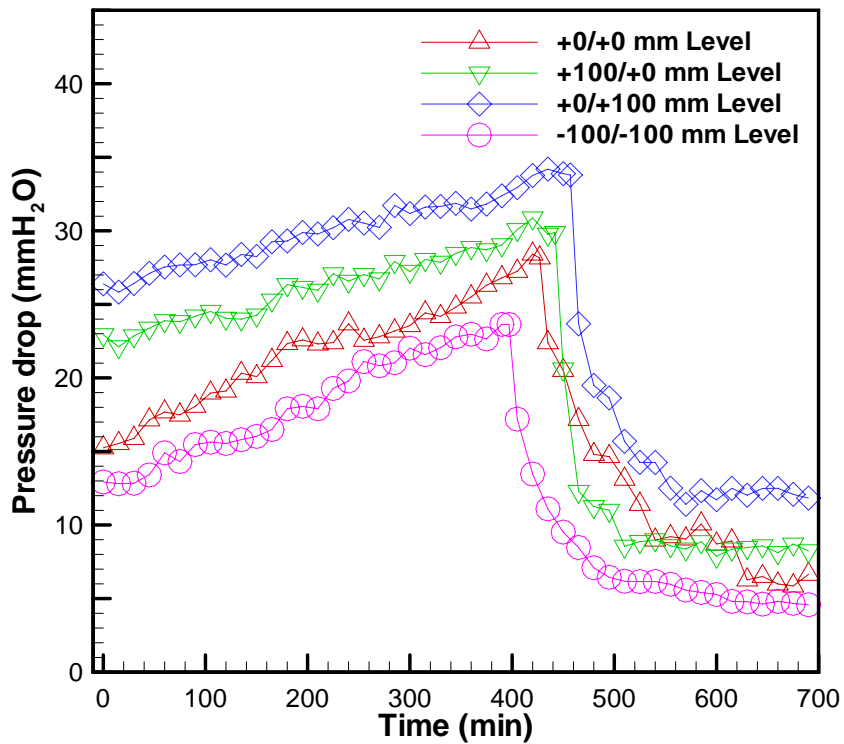


圖 26 660/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之壓降

表 7 110/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
+0	+0			99.32
+100	+0	110	330	99.78
+0	+100			99.83
-100	-100			99.11

表 8 110/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
+0	+0			99.30
+100	+0	110	660	99.69
+0	+100			99.71
-100	-100			99.05

表 9 330/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
+0	+0			99.67
+100	+0	330	110	99.82
+0	+100			99.87
-100	-100			99.33

表 10 330/660 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
+0	+0			99.73
+100	+0	330	660	99.93
+0	+100			99.97
-100	-100			99.42

表 11 660/110 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
+0	+0			99.43
+100	+0	660	110	99.77
+0	+100			99.78
-100	-100			99.18

表 12 660/330 g/min 雙濾材質量流率下不同顆粒床高度之過濾效率

Level of granular bad (mm)		Mass flow rate (g/min)		Filtration efficiency (%)
Coarse sand	Fine sand	Coarse sand	Fine sand	
+0	+0			99.50
+100	+0	660	330	99.80
+0	+100			99.85
-100	-100			99.27

三、進口過濾自由面氣體速度分佈

在氣體流場速度量測方面，主要利用皮托管裝置進行各量測截面上的速度量測。量測上預計在進風口過濾自由面上取得三點位置分別為 V_1 、 V_2 、 V_3 (如圖 16 所示)進行平均風值速度的量測。由於整體系統的深度方向(Z 方向)為 500 mm，因此在該 Z 方向將分別以三點 V_1 、 V_2 、 V_3 過濾自由面位置下量取不同深度位置下的速度值，如圖 27~圖 30 所示，其中 V_1 為圖中 X 軸 3 mm 位置、 V_2 為圖中 X 軸 6 mm 位置、 V_3 為圖中 X 軸 9 mm 位置，實驗測得該量測截面下之量測孔的平均速度值，而所有的平均速度值取得皆進行數次的量測平均而得。在進風口系統的導引影響下，實驗由氣體流場速度量測實驗可得不同顆粒床高度變化下的整體進風口氣體速度分佈標準差指標結果，其氣體速度分佈標準差結果越小表示氣體速度分佈越平均，表示氣體分布均勻性越好。如圖 27~圖 30 所示為不同顆粒床高度(+0/+0 mm 與+100/+0 mm)下之過濾自由面氣體速度分佈，圖 27 中氣體速度分佈標準差結果顯示越靠近床體中央(V_3 位置)越大，亦即氣體速度分佈較不均勻，實驗結果也顯示濾材質量流率高低並不劇烈影響進口氣體速度分布；圖 27~圖 30 結果則顯示氣體速度分佈標準差指標較為平緩，且受顆粒床高度些微影響而偏高，量測結果顯示整體進口氣體速度分布較為均勻。

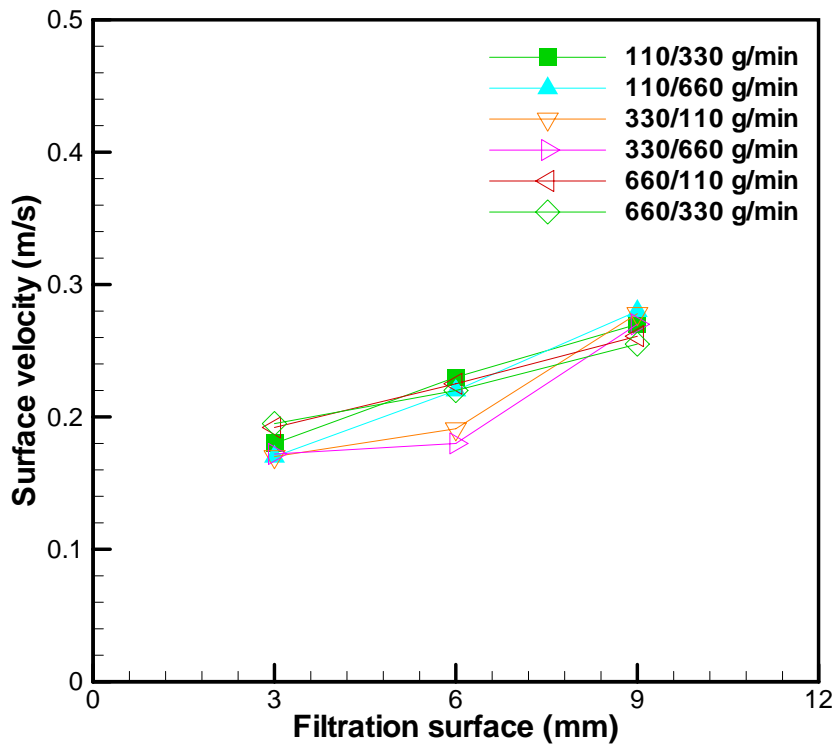


圖 27 +0/+0 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈

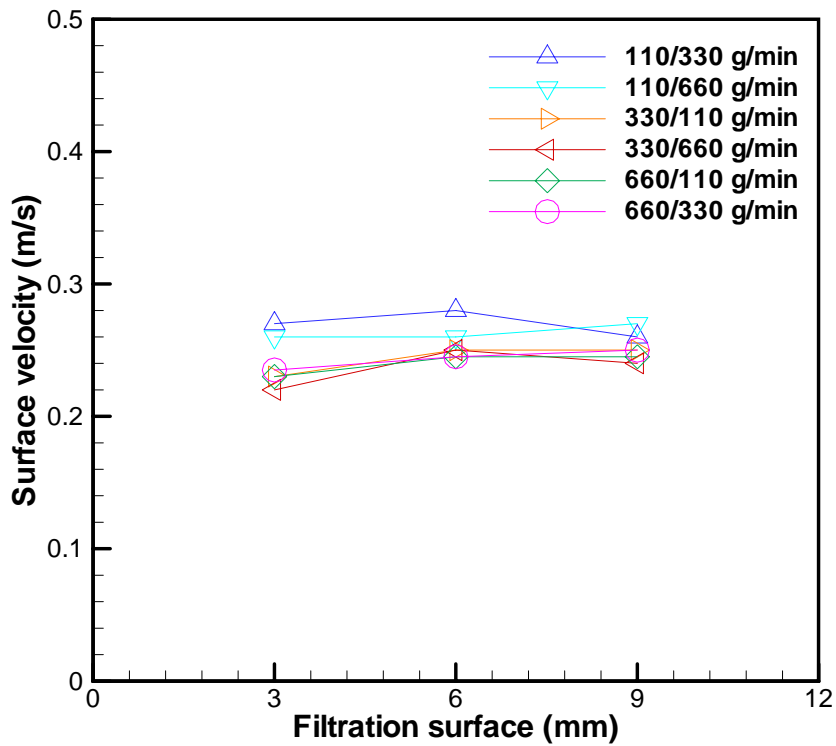


圖 28 +100/+0 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈

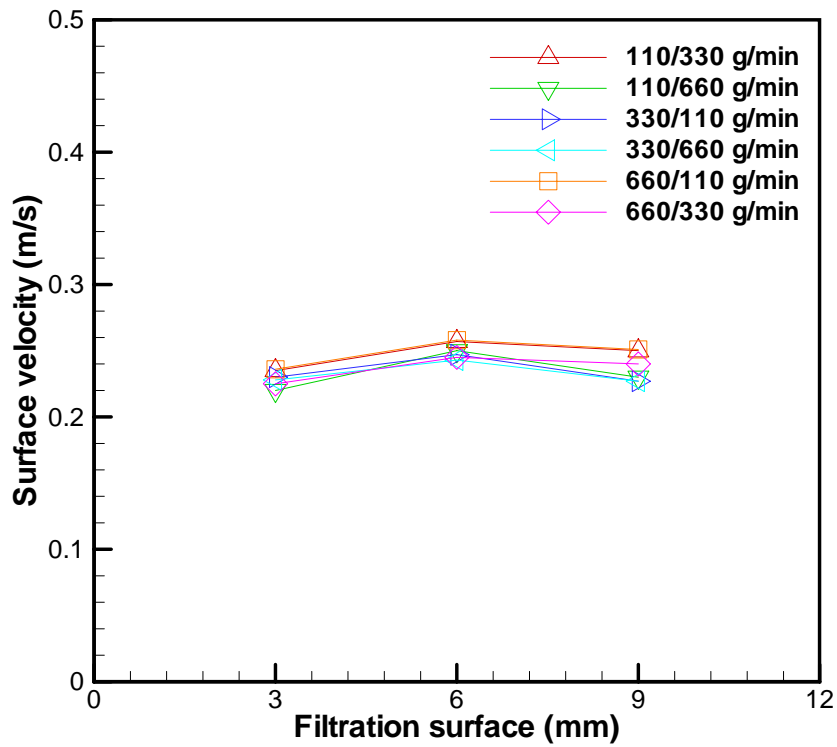


圖 29 +0/+100 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈

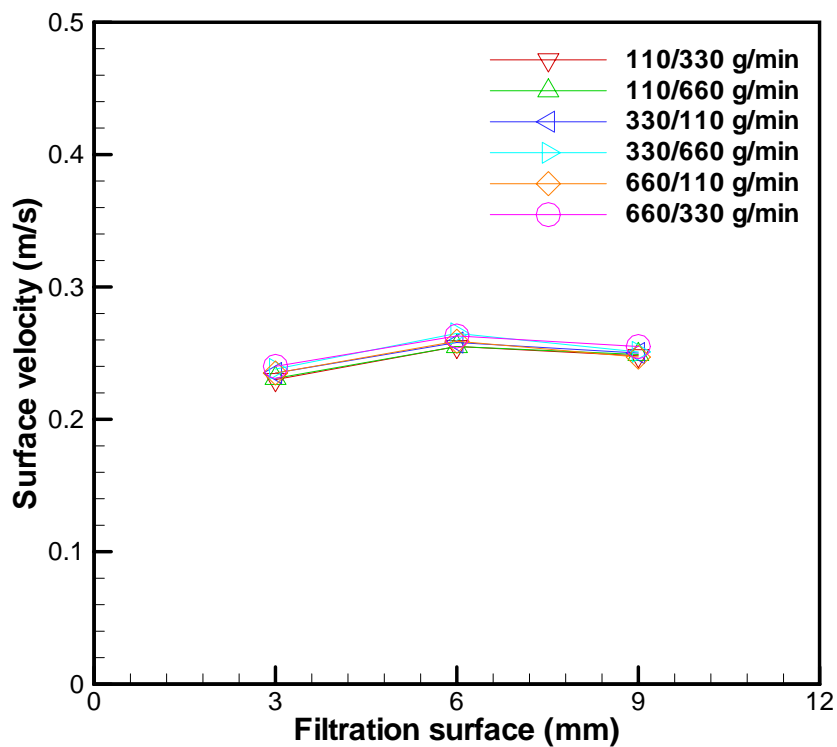


圖 30 -100/-100 mm 顆粒床高度下之過濾自由面氣體速度分佈

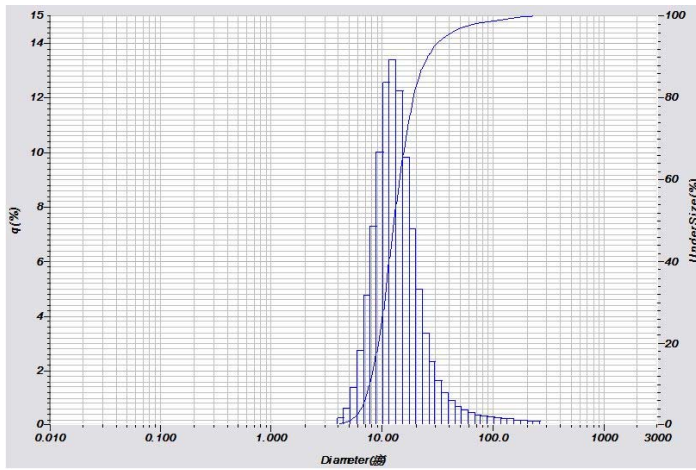
四、出口過濾氣體粉塵粒徑分析

本節針對上述兩階段冷性能粉塵過濾實驗中具有代表性的組別進行出口過濾氣體粉塵粒徑分析。過濾實驗中四組不同顆粒床高度下的過濾效率分別均以 330/660 g/min 質量流率下可達到最佳過濾效率，而以 110/660 g/min 則為最差過濾效率的參數組別，所以實驗中將以四組不同顆粒床高度中最佳及最差之過濾效率的實驗參數進行粉塵粒徑分析，共合計八組。

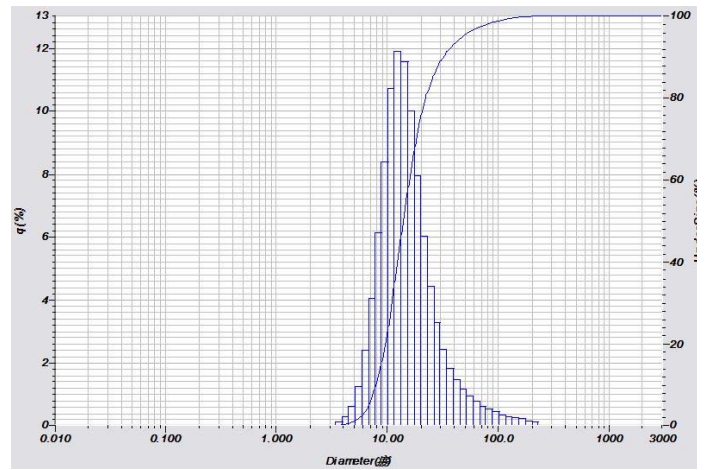
其中+0/+0 mm 顆粒床下粉塵粒徑分析最佳平均粒徑為 12.87 μm 、最差平均粒徑為 13.95 μm ，+100/+0 mm 顆粒床下粉塵粒徑分析最佳平均粒徑為 12.57 μm 、最差平均粒徑為 12.81 μm ，+0/+100 mm 顆粒床下粉塵粒徑分析最佳平均粒徑為 12.49 μm 、最差平均粒徑為 12.75 μm ，-100/-100 mm 顆粒床下粉塵粒徑分析最佳平均粒徑為 27.39 μm 、最差平均粒徑為 28.87 μm ，如圖 31~圖 34 所示，圖中粒徑分布皆呈現高斯分布，意即量測粒徑中主要顆粒所佔的比例大於兩側極大或極小顆粒的比例，這表示對於平均粒徑 D_{50} 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 35 所示為平均粒徑(D_{50} , median size)與過濾效率之關係圖。由圖中結果發現，當顆粒床參數位於+100/+0 mm 及+0/+100 mm 的高度時，普遍可得到較佳的過濾效率與較小之平均粒徑分布，而顆粒床參數位於-100/-100 mm 高度時，過濾效率與平均粒徑之分布則有較差的表現，所以可知增加氣體路徑不僅可提高過濾效率的表現，也會因為可攔阻較多之粉塵而得到較小平均粒徑之分布。



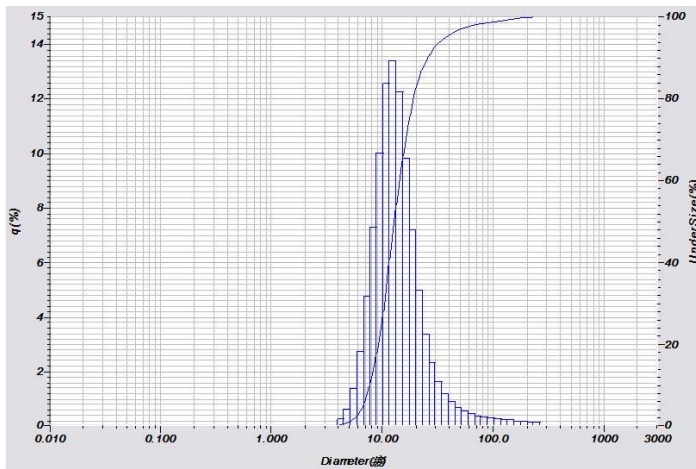
(a)



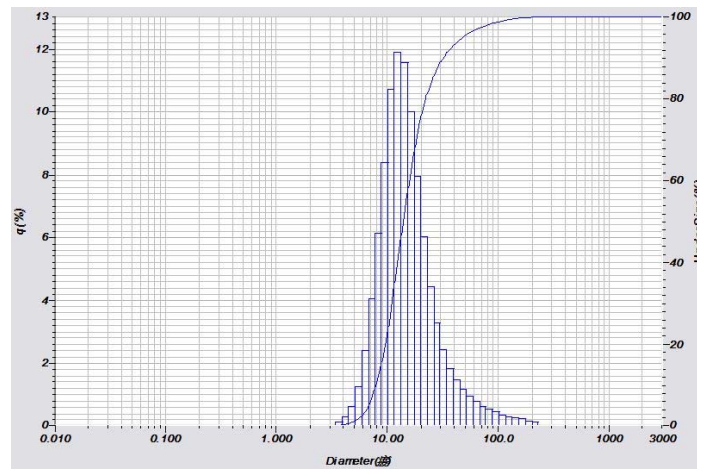
(b)

圖 31 +0/+0 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=12.87 \mu\text{m}$ 、(b)

$D_{50}=13.95 \mu\text{m}$



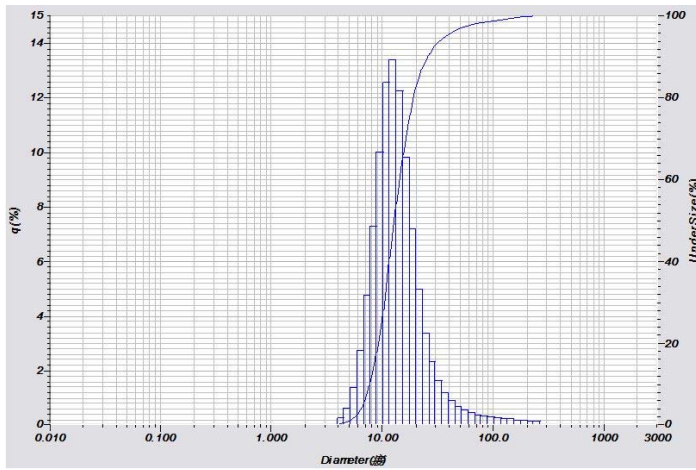
(a)



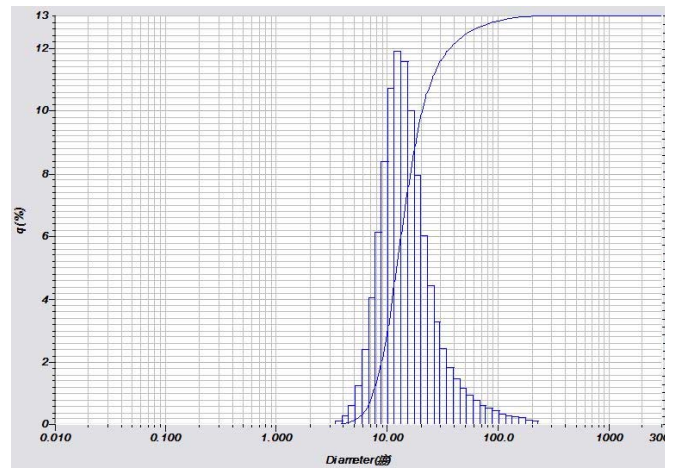
(b)

圖 32 +100/+0 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=12.57 \mu\text{m}$ 、(b)

$D_{50}=12.81 \mu\text{m}$



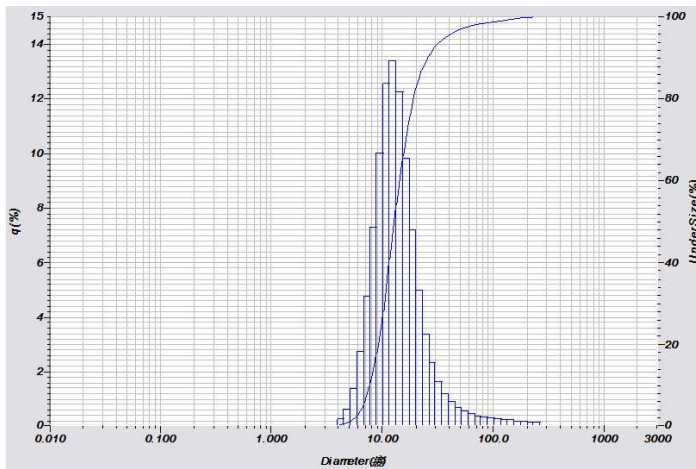
(a)



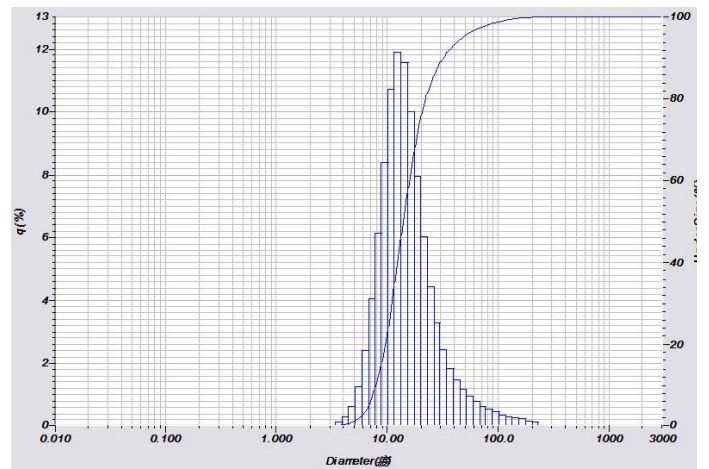
(b)

圖 33 +0/+100 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=12.49 \mu\text{m}$ 、(b)

$D_{50}=12.75 \mu\text{m}$



(a)



(b)

圖 34 -100/-100 mm 顆粒床之粉塵粒徑分析(a) $D_{50}=27.39 \mu\text{m}$ 、(b)

$D_{50}=28.87 \mu\text{m}$

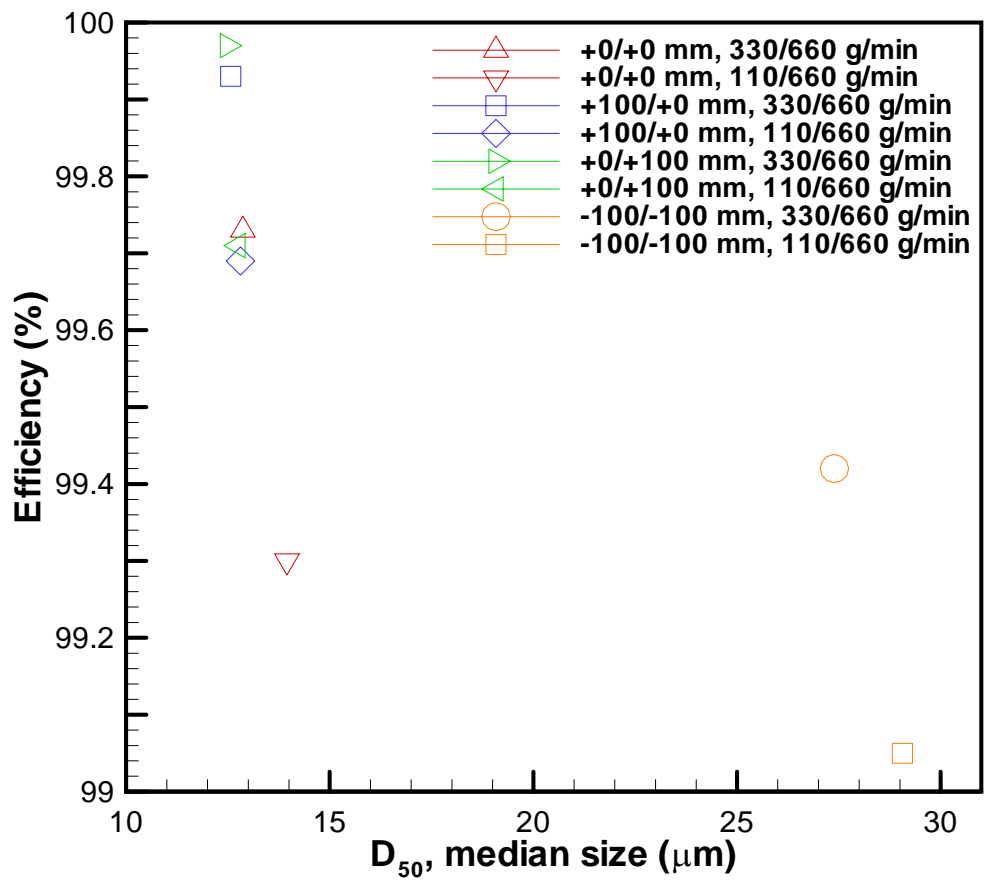


圖 35 平均粒徑(D_{50} , median size)與過濾效率之關係圖

肆、結論與未來規劃

一、結論

根據去年雙濾材流場實驗結果及已建構之三維兩階段雙濾材顆粒床過濾器及週邊系統，今年將計畫執行的一系列冷性能過濾實驗，實驗操作參數將包含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 及 660/330 g/min)並搭配不同粗、細顆粒床高度(+0/+0 mm、+100/+0 mm、+0/+100 mm 及 -100/-100 mm)、床體間的整體壓降等來進行冷性能過濾效率測試，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，並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)不同雙濾材質量流率對壓降行為與過濾效率之影響：於固定床之操作模式時，其壓降不受濾材質量流率參數影響，當切換為移動床體時，其最終逐漸穩定的壓降會隨著實驗參數濾材質量流率的降低而升高，另外粗砂濾材質量流率對於床體壓降的影響比細砂濾材質量流率來的明顯。過濾效率方面以濾材質量流率 330/660 g/min 表現之過濾效率為最佳，可達到 99.97%。
- (二)不同顆粒床高度對壓降行為與過濾效率之影響對壓降行為與過濾效率之影響：冷性能過濾實驗結果顯示，+0/+100 mm

顆粒床高度之整體壓降行為在同樣濾材質量流率的參數比較下，均會高於其餘三組(+0/+0 mm、+100/+0 mm 及-100/-100 mm)，由圖 19~圖 24 中可清楚比較得知，無論是實驗開始時的起始壓降，或是達到最高點之後由固定床轉為移動床階段後之壓降變化，甚至是移動床趨於穩定之後的平穩壓降。依據氣體行徑路線的長短及難易度，均是以顆粒床高度+0/+100 mm 之操作條件最佳顆粒床高度為首，故其壓降為最高；而過濾效率方面在同樣濾材質量流率的操作參數下，均以+0/+100 mm 顆粒床高度之過濾效率優於另三組顆粒床高度，因此可以說過濾效率會隨著壓降行為升高而增進。

(三)進口過濾自由面氣體速度分佈：+0/+0 mm 顆粒床高度中，由氣體速度分佈標準差結果顯示越靠近床體中央(V_3 位置)，其氣體速度變化越大，亦即氣體速度分布較不均勻，而量測結果也顯示濾材質量流率高低並不會劇烈地直接影響進口氣體速度分布；當實驗操作參數為+100/+0 mm、+0/+100 mm 和-100/-100 mm 顆粒床高度之量測結果時，其顯示氣體速度分佈標準差指標較為平緩，量測結果顯示整體進口氣體速度分布較為均勻。

(四)出口過濾氣體粉塵粒徑分析：當顆粒床高度為+0/+0 mm 之操作條件，其粉塵粒徑分析最佳平均粒徑為 12.87 μm ，最差

平均粒徑為 13.95 μm ，顆粒床高度為+100/+0 mm 之粉塵粒徑分析，其最佳平均粒徑為 12.57 μm ，最差平均粒徑為 12.81 μm ，在+0/+100 mm 之顆粒床高度下，其粉塵粒徑分析最佳平均粒徑為 12.49 μm ，最差平均粒徑為 12.75 μm ，在-100/-100 mm 顆粒床高度下，其下粉塵粒徑分析最佳平均粒徑為 27.39 μm ，最差平均粒徑為 28.87 μm ；另外，其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。

二、未來規劃

未來研究規劃中，將持續本計畫中三維兩階段過濾系統實驗資料的建立，並進行過濾效率之測試，未來規劃項目分別簡述如下：

(一)過濾效率測試及冷性能資料庫之建立

將持續進行對於顆粒床過濾器的冷性能過濾效率實驗。實驗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，過濾後將依據粉塵濃度來進行過濾效率的計算，後續實驗將繼續補足冷性能資料庫尚欠缺之部份。

(二)粉塵粒徑分析

未來研究中將定義粉塵粒徑 $10\ \mu\text{m}$ 與濃度 $100\ \text{ppmw}$ 為一分水嶺進行分析，並使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. 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.