

燃燒

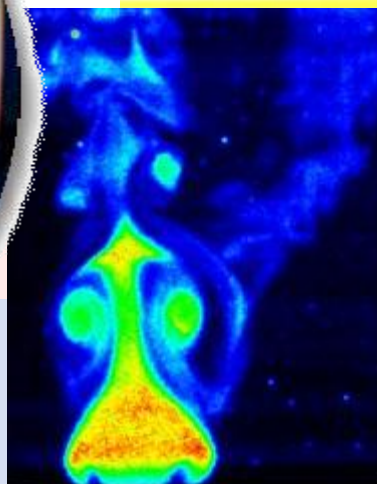
Combustion Quarterly



中華民國燃燒學會
The Combustion Institute of R.O.C

季刊

75



中華民國一百年十一月

Vol. 20, No. 4

燃 燒 季 刊

Combustion Quarterly

第二十卷 第四期

中華民國一百年十一月出版

Vol. 20, No.4

November 2011

目 錄

CONTENTS

編輯札記	1
侯順雄、陳維新	
純氧燃燒技術應用於既有重油燃燒爐之操作特性	2
紀宗成、林大惠、侯順雄、歐正章	
微富氧燃燒應用於 400,000 kcal/hr 工業爐之燃燒行為及經濟效	12
吳國光、焦鴻文、張育誠、陳遠達	
水泥業能源效率分析與排放減量方案	26
陳建華、詹益亮	
冷卻水塔最佳化操作技術建立	34
吳展維、謝賢書、鄭西顯	
火花電漿燒結法製備高效率奈米/非晶質結構之碲化鉍鎢熱電合金	48
葉建弦、周雅文	
基於火焰影像分析技術之燃燒優化控制與評估	62
徐振凱、鄭儀誠、陳佳鴻	
徵稿說明	77

編輯札記

「燃燒季刊」是我國燃燒/能源領域的代表性刊物，也成功地扮演著實務應用及學術理論交流之平臺，廣受產官學研相關領域專業人士之重視。本期共刊登六篇專業論文，分別來自大專院校、中國鋼鐵公司、工業技術研究院綠能與環境研究所等單位之研究成果。成功大學紀宗成博士生、林大惠教授、崑山科技大學侯順雄教授及中鋼公司歐正章專業工程師的研究團隊，主要探討既有重油燃燒爐進行純氧燃燒時的操作特性，研究證實經由適當的設計改裝，純氧燃燒即可應用在既有的空氣燃燒爐，由空氣燃燒狀態逐漸切換至純氧燃燒的轉換過程，不至於大幅改變既有空氣燃燒的操作方式，亦不會對於火焰穩定性帶來負面的影響。工研院綠能與環境研究所吳國光、焦鴻文、張育誠研究員以及交通大學陳遠達博士的研究團隊，將微富氧應用於 400,000 kcal/hr 之工業爐，在 21-30% 氧濃度環境下，探討燃燒空氣富氧對燃燒器之污染排放、溫度分佈以及燃料消耗之影響，研究結果得到在維持爐溫於 $1200 \pm 10^\circ\text{C}$ ，6% 過剩空氣量之條件下，重油需求量之節能量可達 40.0% 以上， NO_x 總排放量降低 23% 以上，採用膜法製氧作為氧氣源，回收年限在 3.5 年內，具有投資效益。工研院綠能與環境研究所陳建華與詹益亮研究員的研究，探討水泥業能源效率分析與排放減量方案，主要分析水泥產業的產銷及能源使用現況，並提出水泥業溫室氣體減量的方案，包括提升旋窯熱效率、增加生質物的使用、提升用電效率、發展碳捕獲與封存、提高水泥使用效率以及提高水泥添加劑比例。中鋼吳展維工程師、長榮大學謝賢書教授及清華大學鄭西顯教授的研究團隊，探討冷卻水塔最佳化操作技術建立，研究結果得到：經最佳化模式計算後調整風扇，淨效益估算可增加 200 萬度/年， CO_2 減量 1299 噸/年。工研院綠能與環境研究所葉建弦與周雅文研究員的文章，說明 SPS 製程的燒結機制並介紹目前利用高能球磨法及熔融旋淬法所得之合金粉體搭配 SPS 燒結製備出高效率奈米/非晶質結構 BiSbTe 熱電合金之研究以及工研院開發奈米結構熱電合金之現況。工研院綠能與環境研究所徐振凱、鄭儀誠與陳佳鴻研究員的研究，主要探討基於火焰影像分析技術之燃燒優化控制與評估，研究中利用燃燒火焰影像進行 O_2 濃度預測，並以系統模擬之方式驗證傳統測量與影像預測控制策略可行性與性能評估。

整體而言，本期內容涵蓋富氧燃燒技術、能源效率分析、溫室氣體減量、冷卻水塔最佳化操作技術、奈米結構熱電合金、火焰影像分析技術等多元題材，相信本刊讀者可從這些文章中獲得寶貴資訊，也請繼續支持及踴躍投稿本季刊，共同推動燃燒與能源科技之研究交流。

副總編輯 侯順雄

總編輯 陳維新

純氧燃燒技術應用於既有重油燃燒爐之操作特性 Operational Characteristics of Oxy-fuel Combustion Apply to a Retrofitted Heavy Oil Furnace

紀宗成¹、林大惠²

Chung-Cheng Chi, Ta-Hui Lin

國立成功大學機械工程學系

Department of Mechanical Engineering, National Cheng Kung University

侯順雄³

Shuhn-Shyurng Hou

崑山科技大學機械工程系

Department of Mechanical Engineering, Kun Shan University

歐正章⁴

Jenq-Jang Ou

中鋼公司能源環境事務推動辦公室

Office of Energy and Environmental Affairs, China Steel Corporation

摘要

本研究主要探討既有重油燃燒爐進行純氧燃燒時的操作特性，另一方面則驗證既有空氣燃燒爐可透過改裝進而執行純氧燃燒操作，故本研究使用 300 kWth 之工業燃燒實務操作示範爐作為實驗設備，探討提高助燃氣體氧濃度($\Omega_{O_2}=21\% - 100\%$)搭配煙道氣迴流，對於燃燒重油的操作特性影響，包括燃燒爐內的溫度、壓力變化以及污染物排放分析(O_2 、 CO_2 、 CO 、 NO_x 、 SO_x)。研究證實經由適當的設計改裝，純氧燃燒即可應用在既有的空氣燃燒爐，由空氣燃燒狀態逐漸切換至純氧燃燒的轉換過程，不至於大幅改變既有空氣燃燒的操作方式，亦不會對於火焰穩定性帶來負面的影響。

關鍵字：純氧燃燒、舊廠改建、煙道氣迴流、污染排放

Abstract

This study examined the operational characteristics as adapting an air-fuel burning furnace for oxy-fuel combustion. In order to confirm that the existing air-fuel furnaces could be retrofitted for oxy-fuel combustion, we chose a 300 kW multi-fuel combustion test furnace as the experimental facility. In the study, the effect of oxygen enrichment ($\Omega_{O_2} = 21\% - 100\%$) on the operational characteristics of heavy oil combustion incorporated with flue gas recirculation was examined. The investigation included temperature, pressure measurements and flue gas composition analysis (O_2 ,

¹ 國立成功大學機械工程學系，博士生

² 國立成功大學機械工程學系，教授，E-mail: thlin@mail.ncku.edu.tw

³ 崑山科技大學機械工程系，教授

⁴ 中鋼公司能源環境事務推動辦公室，專業工程師

CO₂, CO, NO_x, SO_x). The transition from air-fuel to oxy-fuel combustion did not bring negative impacts to the flame stability or considerable changes of the operational characteristics.

Keyword: Oxyfuel, retrofit, flue gas recirculation, emission

一、前言

純氧燃燒所使用的空氣中不反應物 N₂ 降低，使得燃燒廢氣中的 CO、CO₂、SO_x、NO_x 濃度增加，可使排煙脫硝、排煙脫硫等廢氣處理程序更有效率，降低廢氣處理設備維修及購置成本；且煙氣中主要組成物為二氧化碳和水，只需經過冷凝除水後即可得到高達 90% 以上的 CO₂ 濃度，高濃度二氧化碳可作為副產品販賣，或是經壓縮後進行封存[1]。

近年純氧燃燒的研發和示範計畫發展迅速，Wall[2]在亞太純氧燃燒研討會 (APP OFWG-2009) 中針對三個主要的二氧化碳捕獲技術提出比較說明，乾式進料 IGCC(燃燒前捕獲)、SC PC (燃燒後捕獲) 和 SC PC-OXY(純氧燃燒) 的低熱值發電效率皆達 35%，不相上下；至於發電成本，SC PC-OXY 約 45\$/MWh，SC PC 和 IGCC 皆略高，接近 49\$/MWh；三者由於碳稅所增加的發電成本則以 SC PC-OXY 為最低。純氧燃燒技術的發展從 1980 年代燃燒爐測試 (低於 1MWe) 開始，原先純氧燃燒概念目的在於製造大量二氧化碳，用以注入油井促進石油開採；直到 90 年代中期，因為全球暖化議題與大氣中二氧化碳濃度攀升，純氧燃燒技術在節能減碳的時代背景下，有了新的應用方向[3]，純氧燃燒技術在 20 年內迅速發展至接近 10MWe 工業爐應用。例如美國 Jupiter Oxygen Corporation 於 1995 年便著手相關研究[4]，不僅證明富氧燃燒實際應用的可行性，並順利完成長期商轉且減少近 70% 燃料的使用量，爾後幾年也實際驗證可使用改裝方式將傳統鍋爐改成可使用高純度氧氣運轉。

2000 年 Hu 等人[5]提出在空氣燃燒的情況下，煙道氣中的 CO₂ 濃度最大僅有約 18%，但在無氮燃燒氣體的情況下，煙道氣中的 CO₂ 濃度可高於 95%。因此在無氮的燃燒氣體情況下，CO₂ 的回收遠比在空氣燃燒的情況下容易且有效。因為純氧燃燒具有高純度二氧化碳捕獲效率，發展更快速延伸至 100MWe 級公用鍋爐，預計 2020 年以前將有美國 Pearl Plant (22MWe, PC)、澳洲 Callide (30MWe, PC)、美國 Jamestown (50MWe, CFB)、韓國 Youngdong (100MWe, PC) 和德國 Vattenfall (250MWe, PC) 等大型純氧燃燒鍋爐結合二氧化碳捕獲的示範廠開始運轉。瑞典 Vattenfall Europe 公司[6]於德國 Schwarze Pumpe 電廠建立試驗系統，並於 2008 年 11 月點火運轉，試驗系統包含完整煙道氣處理設備外，尚有二氧化碳分離廠和可提供純度 99.5% 氧氣的製氧設備。燃燒後煙道氣中 CO₂ 乾基濃度可達 80 vol%，二氧化碳經處理後注入位於德國的 Altmark 燃料氣田以研究 Enhanced Gas Recovery 發展可能性。

現階段國際間開發新及再生能源的努力，仍無法大幅取代相對便宜且方便使用的化石燃料；節約使用化石燃料雖可減緩面臨能源匱乏的壓力，但對於二氧化

碳排放減量卻無顯著幫助，一系列直接去除二氧化碳技術的開發，已然成為廿一世紀當紅的研究新課題。新近發展的純氧燃燒技術，除了具備較高能源使用效率的優點外，並可於燃燒爐後段有效的捕獲二氧化碳，國內發電和許多工業製程皆大量使用化石燃料，發展純氧燃燒技術有其積極意義。本研究主要探討既有重油燃燒爐進行純氧燃燒時的操作特性，另一方面則驗證既有空氣燃燒爐可透過改裝進而執行純氧燃燒操作，故本研究使用 300 kW_{th} 之工業燃燒實務操作示範爐作為實驗設備，探討提高助燃氣體氧濃度($\Omega_{O_2}=21\% - 100\%$)搭配煙道氣迴流，對於燃燒重油的操作特性影響，包括燃燒爐內的溫度、壓力變化以及污染物排放分析(O_2 、 CO_2 、 CO 、 NO_x 、 SO_x)。

二、實驗設備與方法

2.1 實驗設備

研究所使用的工業燃燒實務操作示範爐，可用來模擬常見汽電共生或公用設施所配置鍋爐的燃燒狀態，其整體實驗配備包括：實務操作示範爐本體、燃料和助燃氣體供應系統、燃燒器系統、煙道氣迴流系統、煙道氣組成分析系統和安全及控制系統等六大部分，茲分述於後。

2.1.1 示範爐本體

實務操作示範爐本體主要為耐火構造，整體規劃設計分為輻射區、對流區和煙氣區三個區段，如圖 1 所示。目前示範爐配置兩個燃燒室，垂直燃燒室與水平燃燒室，兩者利用接合區段相銜接，是主要輻射區。垂直燃燒室適用於固體、液體、氣體燃料，而水平燃燒室只適用液體與氣體燃料，本研究將使用水平燃燒室來進行實驗分析。水平燃燒室由三個區段所組成，最右邊區段由鋼外殼和二層耐火磚所構成，內層為 CA-185，外層為 CA-120；另外兩個區段則由鋼外殼和三層耐火磚所構成，最內層為 CA-185，中間層為 CA-155，最外層為 CA-120；每區段均設有觀測窗以利觀測火焰，了解燃燒情形。排氣對流區由六個鋼外殼區段所組成，因較靠近輻射區，煙道氣溫度很高，故以水冷方式將大量熱量帶走，避免高溫使外殼鋼損壞。至於後端區段，因煙道氣溫度已降低，故以氣冷方式逐段降溫，使其出口煙道氣的溫度與實際鍋爐煙囪出口溫度相當。煙道氣經由煙氣區、除熱區、引風機，最後由煙囪排放。

2.1.2 燃料和助燃氣體供應系統

燃料供應系統包括氣體燃料（天然氣或丙烷）、液體燃料（燃料油）供應系統，天然氣或丙烷由氣體槽或瓦斯桶供應，以供燃燒腔預熱、做為點燃燃料油之母火或實驗示範使用；燃料油則以貯槽供應，現在使用 6 號重油和柴油兩種。重油因黏度較高，故重油貯槽具加熱配備，以便提昇油溫，促進管線輸油能力。在進入燃燒器前的燃料油管線上亦加裝一具加熱配備，以便增進燃燒器之霧化效果，而加熱器的溫度需視實驗使用的油品調整，若實驗使用的油品為黏度較高的重油，則此加熱器的溫度將會設定為為 90 °C。純柴油因黏度較低，故可直接由柴油貯槽來提供。

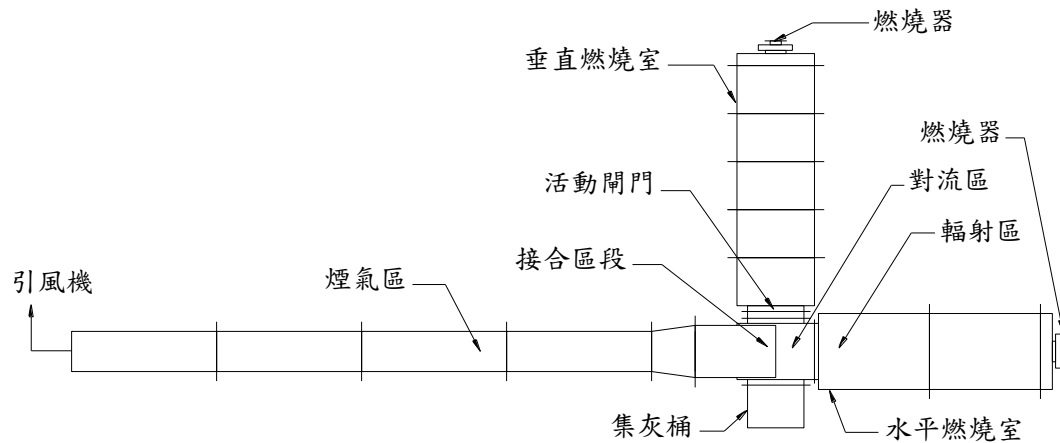


圖1、工業燃燒實務操作示範爐本體示意圖

助燃氣體供應系統可區分成二個子系統，包含空氣供應系統以及氧氣供應系統。空氣供應系統包括主要空氣及二次空氣，主要空氣(Primary Air)是做為燃油霧化用，主要空氣流率約為 $50 \text{ m}^3/\text{hr}$ ，在實驗中固定不變，以維持相同的燃油霧化情況；而二次空氣(Secondary Air)為燃燒空氣，二次空氣流率則視實驗需要做調整。兩者由一台功率為 7.5 hp ，空氣流率為 $8 \text{ m}^3/\text{min}$ ，風壓為 $600\sim 1000 \text{ mmAq}$ 的鼓風機所供應。氧氣供應系統由液態氧鋼瓶提供純氧，液態氧經蒸發器充分汽化成氣態氧，再由閥門開度控制氧氣流率並與鼓風機所供給之二次空氣混合後進入燃燒室，助燃氣體藉由空氣供應系統與氧氣供應系統依不同比例混合，視實驗需求提供所需助燃氣體流率與氧氣濃度。

2.1.3 燃料和助燃氣體供應系統

燃燒器系統為一均壓比例控制型的低壓油用燃燒器，其霧化空氣結構及二次空氣結構係各自獨立，霧化特性能保持一定，不會受到二次空氣調變的影響，故燃燒穩定，燃燒範圍寬（調整比大），熱效率高。點火方式係利用一瓦斯自動點火器先引燃一瓦斯火焰做為母火，然後再產生穩定的燃油火焰。低壓油用燃燒器可適用於柴油及 6 號重油。

2.1.4 煙道氣迴流系統

圖 2 為水平燃燒室及煙道氣迴流系統配置圖，並標示各溫度、壓力量測點裝設位置。水平燃燒室內 R7、R8 為燃燒室之爐壁溫度，R6 為水平燃燒室後端銜接區段之煙道氣溫度；K1 至 K4 為不同位置之煙道氣溫度，K5 至 K11 則是煙道氣區段利用管路進入煙道內熱交換後的冷空氣溫度，K0 及 K12 分別為爐頭外壁溫度與煙道氣排放溫度；T10、T11、T12 則為迴流煙道氣溫度，並於空氣供應系統、爐體及煙道氣迴流系統裝設 8 組壓力計，P0 至 P2 為空氣供應系統壓力，P3 至 P5 為爐內壓力分佈，P10、P12 則是煙道氣迴流系統壓力。煙道氣迴流抽取位置裝設於壓力量測點 P5 之前，煙道氣迴流管路分成兩路（一次煙道氣和二次煙道氣），分別與一次空氣（燃油霧化空氣）和二次空氣相銜接，而且煙道氣與空氣間可以任意調整切換。實驗中，一次氣體管路（燃油霧化氣體）連接空氣和煙

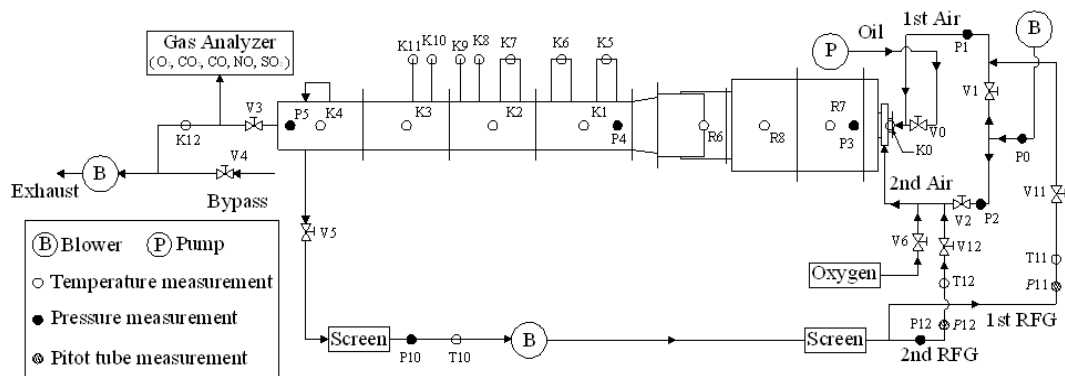


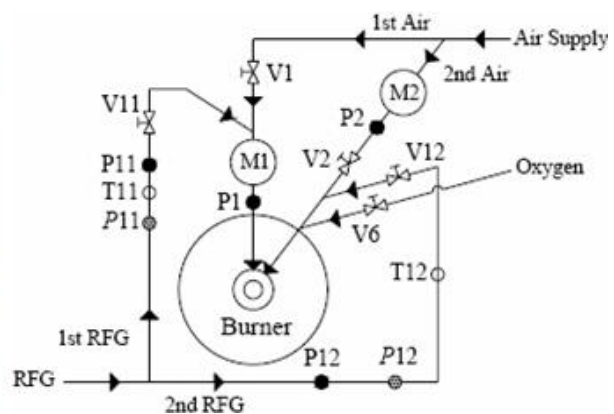
圖2、水平燃燒室及煙道氣迴流系統配置圖

道氣管路，經過閥門控制，將可選擇使用空氣、煙道氣、或空氣與煙道氣混合氣；二次氣體管路連接空氣、氧氣和煙道氣管路，經過閥門控制，將可選擇使用空氣、空氣與氧氣混合氣、氧氣與煙道氣混合氣、或空氣、氧氣及煙道氣混合氣。

抽取煙道氣用之鼓風機功率為 7.5 hp，風壓為 1200 mmAq，風量為 $8 \text{ m}^3/\text{min}$ ，耐溫 300°C 。為避免燃燒器噴嘴堵塞及延長流量計和鼓風機使用壽命，分別於鼓風機入口處及煙道氣注入二次空氣管路處裝設二道濾網過濾煙道氣中粒狀污染物，並於鼓風機出入口處裝設壓力量測點 P10、P12 及溫度量測點 T10、T11、T12。煙道氣迴流流率則使用皮托管(Pitot tube)P11、P12 量測換算其流率，最後煙道氣分別與一次空氣、二次空氣及氧氣進行混合後再進入燃燒器，助燃氣體混合管路配置如圖 3 所示。



(a) 實體圖



(b) 示意圖

圖3、助燃氣體混合管路配置圖

2.1.5 煙道氣組成分析系統

煙道氣組成分析系統裝置在煙氣區，壓力量測點 P5 下游處，廢氣經取樣去除粒狀污染物並濾水後使用 4 台 Rosemount 氣體分析儀進行氣體組成分析，氣體分析儀型號與量測範圍分別為 O_2 (Model 755, 0-25%, $\pm 0.1\%$)、 CO (Model 880,

0-1000ppm, ± 1 ppm)、CO₂(Model 880, 0-50%, $\pm 0.1\%$)、NO/NO₂/SO₂(Model NGA2000, 0-1000ppm, ± 1 ppm)。

2.1.6 安全及控制系統

安全及控制系統包括監控燃油、空氣、冷卻水的流率和溫度，並利用火焰偵測器監測燃燒狀況，火焰熄火時，燃油供應將自動切斷。

2.2 實驗程序

本工業燃燒模擬設施之燃燒室爐壁為耐火磚結構，為一熱吸收源，隨著燃燒時間其溫度會隨之上升。當爐壁溫度變動太大時，將會造成燃燒室燃燒特性之改變。為期消弭爐壁溫度對燃燒特性之影響，必須先行予以預熱一段時間，使其壁溫達到一擬穩定狀態，再進行後續相關實驗。

2.2.1 預熱升溫過程

起爐時，先以柴油供油率 $\dot{V}_D=12$ L/hr 配合空氣流率 $\dot{V}_A=140$ m³/hr 予以預熱四小時，然後改以供油率 $\dot{V}_D=16$ L/hr 配合空氣流率 $\dot{V}_A=170$ m³/hr 再行預熱四小時，最後再以最大供油率 $\dot{V}_D=20$ L/hr 配合空氣流率 $\dot{V}_A=220$ m³/hr 持續預熱，直至耐火磚壁溫達到一擬穩定狀態(即溫度變化不隨時間大幅變動)。大約需預熱 17 個小時達穩定後，始可進行後續實驗。

2.2.2 燃燒重油測試(結合煙道氣迴流)

待爐壁溫度達擬穩定狀態，始進行重油噴霧火焰燃燒實驗，調整各組實驗操作條件皆經過 5 分鐘的過渡時間，待其穩定後開始紀錄數據，每 5 分鐘紀錄一次實驗數據，每組實驗維持 25 分鐘，記錄項目包含各壓力、溫度量測點之壓力與溫度變化及煙道氣氣體組成分析，並透過窺視孔觀察爐內燃燒狀況。燃燒重油測試，固定重油供油率 $\dot{V}_H=20$ L/h，逐步調整助燃氣體氧濃度由 $\Omega_{O_2}=21\%$ 提高至 $\Omega_{O_2}=100\%$ ，並針對各助燃氣體氧濃度作燃燒調整，調整助燃氣體流率，以尋求完全燃燒之臨界點，亦即每組實驗皆以完全燃燒(煙氣中 CO 濃度低於 10ppm)為前提，僅可能的調整至最低過剩氧需求。

三、實驗結果與討論

助燃氣體流率與各助燃氣體氧濃度之對照關係整理於圖 4，固定重油供油率 20 L/h，逐步調整助燃氣體氧濃度由 21% 至 100%，並針對各助燃氣體氧濃度作燃燒調整，固定供油率且經過燃燒調整，完全燃燒所需氧氣供應量理當為一定值，故 $\dot{V}_{O,net}$ 約維持在 42Nm³/h 左右，而助燃氣體總流率 $\dot{V}_T$ 則隨助燃氣體氧濃度增加而大幅下降，當切換至純氧燃燒時，氮氣流率 $\dot{V}_{N,net}$ 則降至為 0。相較空氣燃燒狀態，在純氧燃燒時，可減少近 76% 的助燃氣體總供應流率，此顯示隨助燃氣體中氧濃度提高，可降低爐內助燃氣體總供應流率，進而減少排氣熱損失。

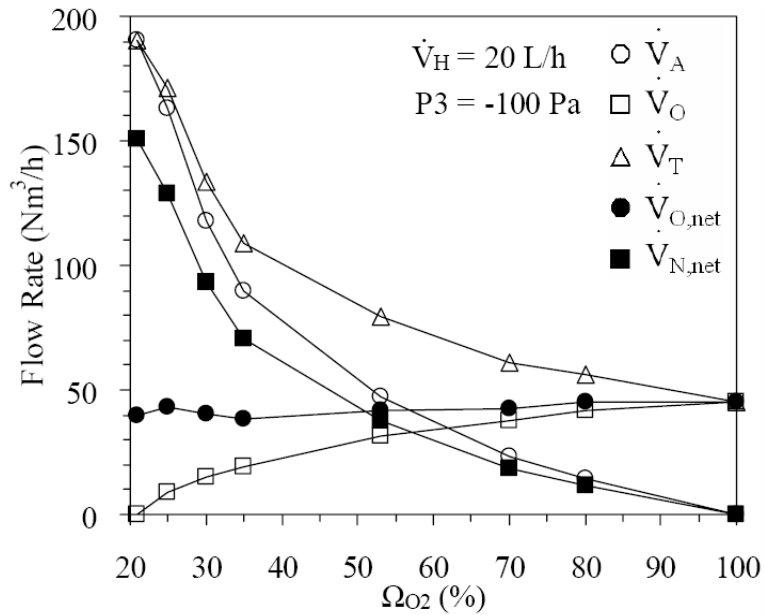


圖4、各操作條件下之助燃氣體流率變化

圖 5 整理煙道氣迴流比例於各操作條件下之變化情形，煙道氣迴流比例 FGR(Flue Gas Recirculation Ratio)定義為迴流煙道氣流率 $\dot{V}_{RFG}$ 與總煙道氣流率 $\dot{V}_{Flue,tot}$ 的比值，亦即 $FGR(\%) = (\dot{V}_{RFG} / \dot{V}_{Flue,tot}) \times 100\%$ ，隨助燃氣體氧濃度增加，總煙道氣流率將逐漸下降。因本研究並未固定迴流煙道氣流率，故迴流煙道氣流率會隨各操作條件而有所改變。燃燒爐內壓力分佈變化關係如圖 6 所示，基於操作安全性考量，各操作條件下皆為控制壓力量測點 P3 = -100Pa，以維持燃燒爐整體運轉在一微負壓的操作環境，當助燃氣體總流率 $\dot{V}_T$ 逐漸減少，燃燒爐內壓力梯度也隨之下降。

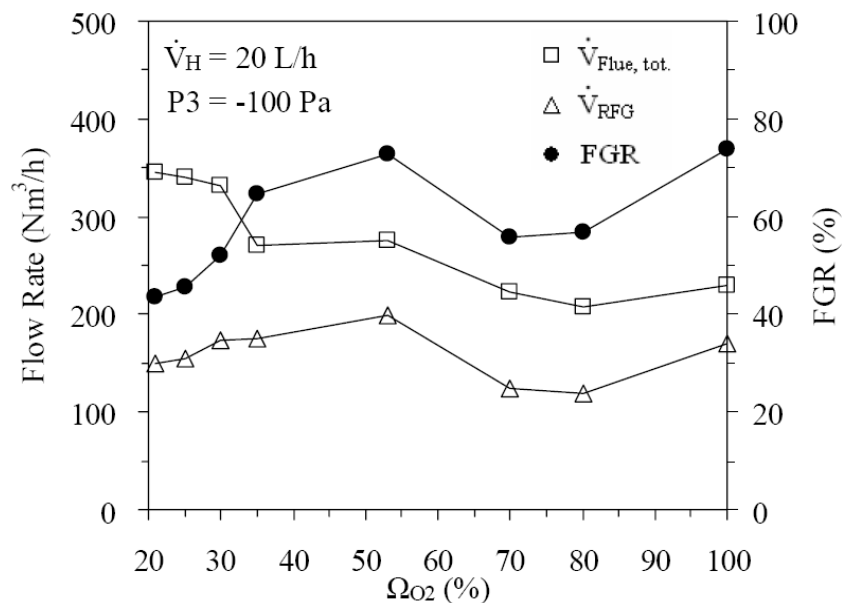


圖5、煙道氣迴流比例隨操作條件之變化

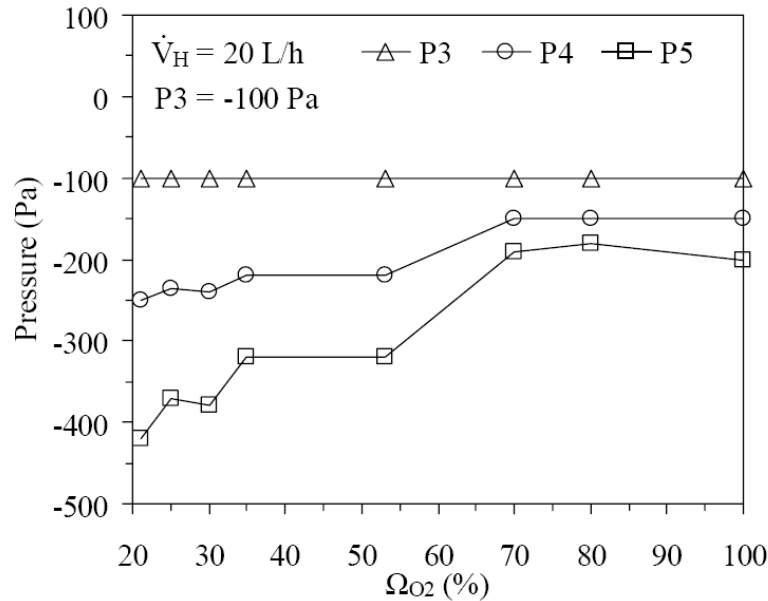


圖6、各操作條件下之爐內壓力分佈情形

燃燒爐內溫度分佈變化關係整理於圖 7，主燃燒區溫度變化狀況，K0 為爐頭外壁溫度，R7、R8 則是水平燃燒室內之爐壁溫度，圖中發現位於主燃燒區溫度隨助燃氣體氧濃度增加，R7 爐壁溫度由 946°C 升高至 1095°C，爐頭外壁溫度 K0 則由 282°C 提高至 425°C；K12 則是末端煙氣的排放溫度，煙氣排放溫度變化趨勢與主燃燒區溫度變化情形相反，隨助燃氣體氧濃度增加而下降。主燃燒區溫度上升，煙氣排放溫度下降，亦表示熱效率的提升，純氧燃燒可增進燃燒爐的加熱性能。

污染物排放部份，氣體分析儀量測結果繪製於圖 8，由於本研究所有實驗條件皆經過最低過剩氧燃燒調整，以尋求完全燃燒所需的最低氧氣需求流率，因此燃燒完全，在各條件下 CO 濃度皆趨近於 0。NO_x、SO_x 與 CO₂ 排放濃度則有明顯增加，NO_x 濃度由 180ppm 提高至 400ppm，濃度增加幅度達 22%，SO_x 濃度更由 221ppm 竄升 514ppm，為空氣燃燒時排放濃度的 2.3 倍。雖然 NO_x 排放濃度增加，但相較空氣燃燒狀態，在純氧燃燒時，可減少近 76% 的助燃氣體總供應流率，從排放總量上來看，其減排效果是有其顯著的成效，且濃度提高亦可增進後續污染物處理的脫硝程序更有效率。雖然 SO_x 濃度的竄升亦有助於後續的除硫程序，但本實驗設備並未裝設除硫裝置，因此，未來需持續觀察純氧操作造成的設備腐蝕問題。至於 CO₂ 濃度則由 12.9% 提升至 38.4%，但所得到的實驗結果仍遠低於理論計算結果，主因歸於本工業爐運作時，皆維持在一微負壓的操作環境，且本工業爐初始設計乃是應用於空氣燃燒，並未針對防漏問題作特殊的設計或補強，諸多原因造成外界環境的空氣大量滲入，進而造成實驗數據與理論計算值有差距，大幅減低純氧燃燒的 CO₂ 捕獲效益。解決爐體漏氣問題為後續的首要工作。

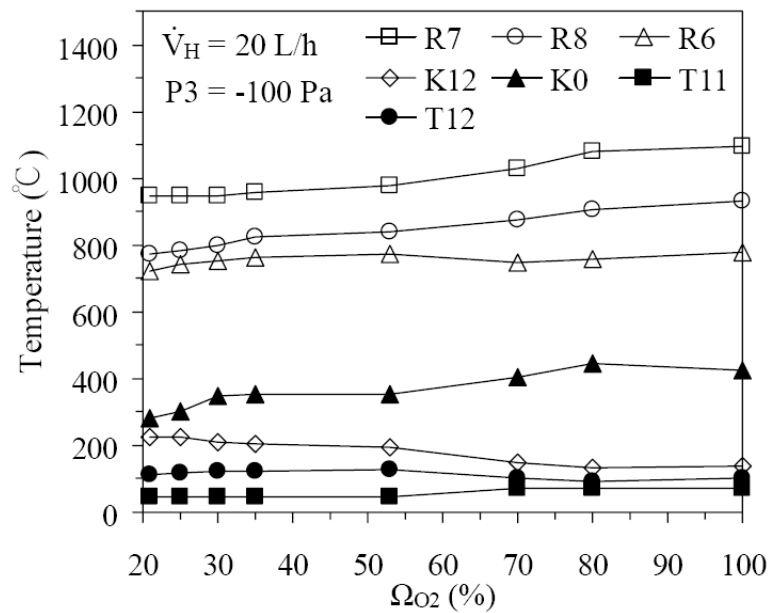


圖7、各操作條件下之爐內溫度分佈情形

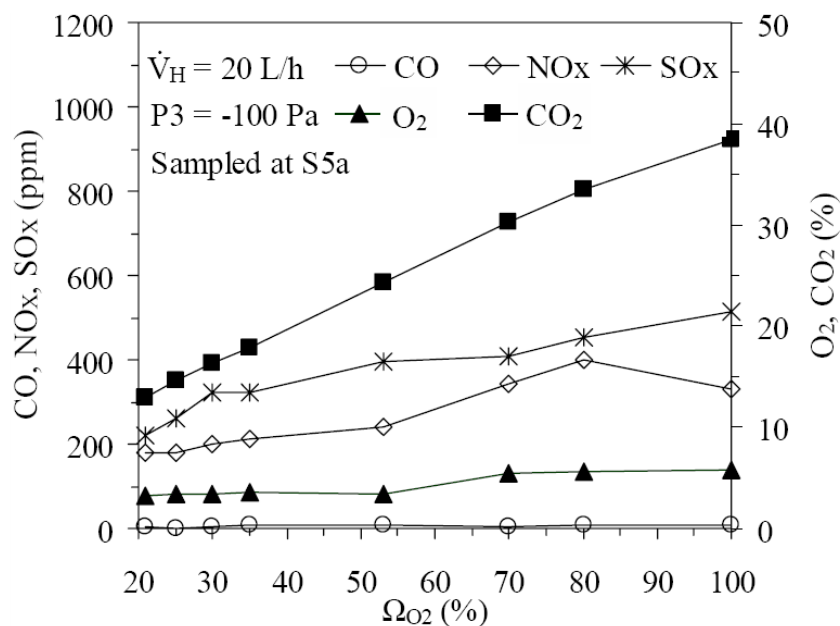


圖8、各操作條件下之廢氣組成分析

四、結論

傳統空氣燃燒，僅有 21% 氧氣參與燃燒反應，其餘 79% 氮氣並沒有作用，反而因吸熱而帶走大量的熱能，增加能源耗損。由於純氧燃燒可使排煙量降低，相較於傳統空氣燃燒的煙道氣排放流率，足足減少了近 76% 的煙道氣排放體積。因此可降低污染物的排放總量。此外，由於純氧燃燒所使用的空氣中不反應物 N_2 降低，使得燃燒廢氣中的 CO 、 CO_2 、 SO_x 、 NO_x 濃度增加，可使 CO_2 捕捉、排煙脫硝、排煙脫硫等廢氣處理程序更有效率，降低廢氣處理設備維修及購置成本。純氧燃燒在加熱性能方面，主燃燒區溫度上升，煙氣排放溫度下降，表示熱

效率的提升，提高了爐內熱量利用率。同時由於排煙量減少，排煙熱損失也相對降低，因此提高了設備熱效率，減少燃料使用量。本研究亦初步證實經由適當的設計改裝，純氧燃燒即可應用在既有的空氣燃燒爐，由空氣燃燒狀態逐漸切換至純氧燃燒的轉換過程相當順暢，不至於大幅改變既有空氣燃燒的操作方式。在純氧燃燒的條件下，接近 80% 的高煙道氣迴流比例，亦不會對於火焰穩定性帶來負面的影響。但外界環境的空氣滲入，將造成實驗數據與理論計算值有差距，大幅減低純氧燃燒的 CO₂ 捕獲效益。同時也須將純氧燃燒所衍生的高濃度硫氧化物，造成設備維護的問題納入考量。

五、致謝

本研究承蒙中國鋼鐵股份有限公司的支持與協助乃得順利進行，特此致上感謝之意。

六、參考文獻

1. M. B. Toftegaard, J. Brix, P. A. Jensen, P. Glarborg, A. D. Jensen, Oxy-fuel Combustion of Solid Fuels, *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol.36, pp.581-625, 2010.
2. T. Wall, Pulverized Coal Combustion Carbon Capture and Storage, GHG Oxyfuel Technology, Asia-Pacific Programme, *Oxyfuel Working Group Capacity Building Course*, Feb. 5-6, 2009.
3. T. Wall, Y. Liu, et al., An Overview on Oxyfuel Coal Combustion - State of the Art Research and Technology Development, *Chemical Engineering Research and Design*, Vol.87, pp.1003-1016, 2009.
4. T. Ochs, D. Oryshchyn, Results of initial operation of the Jupiter Oxygen Corporation oxyfuel 15 MWth burner test facility, *Energy Procedia*, Vol.1, pp.511-518, 2009.
5. Y. Hu, S. Naito, N. Kobayashi, M. Hasatani, CO₂ capture using oxygen enganced combustion strategies for natural gas power plants, *Fuel*, Vol. 79, Issue: 1-2, pp. 1925-1932, 2000.
6. L. Strömberg, G. Lindgren, Update on Vattenfall's 30 MWth Oxyfuel Pilot Plant in Schwarze Pumpe, *Energy Procedia*, Vol.1, pp.581-589, 2009.

微富氧燃燒應用於 400,000 kcal/hr 工業爐之燃燒行為及經濟效益

The combustion behaviors and economic benefits of oxygen-enriched combustion in a 400,000 kcal/hr industrial furnace

吳國光¹、焦鴻文²、張育誠³、陳遠達⁴

Kuo-Kuang Wu, Hon-Wen Chiao, Yu-Cheng Chang, Young-Da Chen

工業技術研究院綠能與環境研究所

國立交通大學機械系

Green Energy & Environment Research Laboratories, Industrial Technology Research Institute

Department of Mechanical Engineering, National Chiao-Tung University

摘要

本研究將微富氧應用於 400,000 kcal/hr 之工業爐，在 21-30% 氧濃度環境下，探討燃燒空氣富氧對燃燒器之污染排放、溫度分佈以及燃料消耗之影響，所採用之燃料為 6 號重油。由於增加氧濃度可減少不反應物氮氣的量，亦即煙氣量降低，故可降低排煙熱損，達到節能的效果。實驗結果顯示，在維持爐溫於 $1200 \pm 10^\circ\text{C}$ ，6% 過剩空氣量之條件下，重油需求量由 21% O_2 之 24.0 L/hr 逐步降低至 30% O_2 之 14.4 L/hr，節能量可達 40.0% 以上。在 NO_x 排放濃度方面，在 30% O_2 時比 21% O_2 增加 1.84 倍，但 NO_x 總排放量則降低 23% 以上。在經濟效益方面，採用膜法製氧作為氧氣源，回收年限在 3.5 年內，具有投資效益。

關鍵字：富氧燃燒、工業爐、節能、污染排放、經濟效益

Abstract

This experimental investigation was aimed at studying the influence of oxygen concentration of combustion air on the emissions, temperature distributions and fuel consumption between 21% O_2 and 30% O_2 for a 400,000 kcal/hr industrial furnace. The fuel was No. 6 heavy oil. Based on experimental results, the increase of the oxygen concentration led to less fuel consumption owing to less inert gas (N_2) existence. The fuel consumption from 24.0 L/hr at 21% O_2 reduced to 14.4 L/hr for enriched combustion-air at 30% O_2 when the furnace temperature was maintained $1200^\circ\text{C} \pm 10^\circ\text{C}$. The energy saving percentage reached 40.0% above. Although the oxygen-enriched combustion may increase NO_x concentration, the total NO_x

¹ 工業技術研究院綠能與環境研究所，研究員，Email: kkwu@itri.org.tw

² 工業技術研究院綠能與環境研究所，研究員

² 工業技術研究院綠能與環境研究所，研究員

² 國立交通大學機械系，博士

emission can still decrease. For example, compared with 21% O₂, the NO_x concentrations were increased 1.84 times for enriched combustion-air at 30% O₂, however, the total NO_x emissions were decreased 23% for enriched combustion-air at 30% O₂. Based on economical analysis, the payback period was within 3.5 years when the oxygen source adopted the membrane separation system.

Keyword: Oxygen combustion, industrial furnace, energy saving, emission, economic benefits

一、前言

近年來，由於能源價格的飆漲以及對環保議題的重視，如何增加能源使用效率以及減少污染排放之節能技術就成為全球研究投入的議題，而富氧燃燒技術也是其中之一。在傳統燃燒技術中，由於燃燒空氣中含有 79% 的氮氣，氮氣並不參與燃燒反應，同時會帶走大量的熱，因此傳統燃燒的能源利用率偏低，而富氧燃燒正好克服了此一缺點。一般燃燒過程所用的助燃空氣之氧濃度為 21%。如果助燃空氣之氧濃度高於 21%，就稱為富氧燃燒，極限是氧濃度 100% 的純氧燃燒。富氧燃燒與一般燃燒比較有幾點特點：(1)理論空氣量減少；(2)火焰溫度升高；(3)排煙量降低；(4)傳熱能力增加；(5)節約能源；(6)有利於降低污染排放。

目前富氧燃燒主要是應用於鋼鐵業、玻璃業、窯爐業、熔鋁業、焚化爐等需要極高溫度的產業。例如全美玻璃業已有 12% 採用純氧燃燒，玻璃纖維業更高達 50% 採用純氧燃燒[1]，其節能量及污染防制效果也相當明顯。以美國 DOE 所贊助之研究指出[2]，日產量 70 噸之玻璃廠採用純氧燃燒後，可減少天然氣使用量 10~20%，NO_x 減量更達 90%。Edward 的研究團隊利用鋼鐵業所用之 400 kW 燃燒爐進行富氧燃燒試驗，研究結果顯示在爐溫維持在 1100°C 條件下，氧氣富化率為 0% 時，所需要的燃料供應率大約為 325~365 kW 之間，而當氧氣富化率提升至 100% 時，燃料供應率則減少至 200~220 kW 之間，燃料使用量大約可節省 40%~45% [3]。雖然純氧燃燒之節能及污染防制效果相當明顯，但其主要缺點在於氧氣成本以及設備改裝費用相當高昂，因此在既有燃燒設備上要採用純氧燃燒其成本花費勢必相當可觀。為了獲得富氧燃燒的好處，但又要降低成本，解決方案的選項之一就是採用微富氧燃燒。

在相關研究方面，Dalton 等人[4]以及 Joshi 等人[5]的研究團隊發現，傳統燃燒機在低於 28% O₂ 條件下，並不需要進行改裝就能維持相當好的燃燒特性，同時燃燒器也不會有過熱的現象造成毀損。Qiu and Hayden [6]利用多孔性輻射燃氣燃燒器探討在 21-28% O₂ 範圍下之節能特性。研究結果指出，當氧濃度提昇至 28% 時，節能率可達 22%。吳國光等人[7-8]利用商用氣體燃燒器在 21-30% 氧濃度環境下，探討氧濃度對燃燒器之加熱速率、污染排放、溫度分佈以及燃料消耗之影響。實驗結果顯示，當氧濃度由 21% 增加至 30% 時，加熱速率提昇了 53.6% (加熱至 1200°C)，當將爐溫維持在 1220°C ± 10°C 時，燃料量可減少 26.1%。另外由於增加氧濃度會使火焰溫度增加，故 NO_x 排放也會上升，實驗中也發現 NO_x 的

排放量對過剩氧相當敏感。至於 CO_2 排放濃度則是和氧濃度幾乎呈線性增加關係；此外溫度分佈在高氧濃度條件下較不均勻，主要是受對流熱傳改變所影響。此外日本大阪瓦斯和松下電器曾合作將富氧燃燒應用於陶瓷燒成爐，氧濃度 26% 的節能率可達 24% [9]。中國大陸江蘇阜寧化肥廠將富氧燃燒應用於 20 ton/hr 燃煤鍋爐，節能率可達 11% [9]。

林大惠等人之研究團隊採用柴油燃燒結合煙道氣迴流，柴油供油率固定在 20 L/h，閥門開度固定，逐步調整助燃氣體氧濃度由 21% 至 47.5%，研究結果顯示，提高助燃氣體氧濃度並搭配煙道氣迴流，可提高廢氣中 CO_2 濃度由 12% 提高至 21%，並使 NO_x 排放獲得極佳的抑制，濃度維持在 95 ppm 以下[10-11]。另外該團隊也利用純氧燃燒結合煙道氣迴流的質能平衡推估出使用天燃氣或重油為燃料時，爐膛內部絕熱火焰溫度將達 4459°C 及 5084°C ，配合煙道氣迴流後，可有效降低富氧燃燒所產生絕熱火焰溫度過高的問題[12]。此外，根據相關研究指出，使用雙環同軸燃燒器，內、外管分別供應純甲烷與氧、氮的混合氣做為助燃氣體，調整氧濃度(21%~100%)。進行火焰高度、火焰穩定性、火焰型態及焰色之變化研究。研究結果顯示，助燃氣體中氧氣濃度增加，將有助於火焰強度與穩定性[13]。

在 Mohammed 的研究中[14]，他們採用四衝程柴油引擎與熱水鍋爐進行微富氧燃燒實驗。研究結果顯示，當使用氧氣濃度為 26% 時，熱水鍋爐可降低 77.2% 的一氧化碳排放，但是當使用柴油引擎為載具時，氧氣濃度提升，卻會使一氧化碳濃度增加 150.3%(氧濃度為 23%)。Hamzeh 及 Mohammad 則針對推進式加熱爐(Pusher Type Reheating Furnace)分別以三組不同位置之燃燒器(soak, top, bottom burner)進行富氧燃燒加熱試驗[15]，氧氣濃度分別為 21%、30%、40%、50% 及 60%。試驗結果顯示，對於污染排放方面，隨著氧氣含量增加，NO 排放逐漸將低，當氧氣含量由 21% 增加至 60% 時，則每噸鋼材所產出的 NO 由 5.9 kg 減少至 1.34 kg，NO 消減率約 77%。此外，在能源消耗方面，當氧氣含量為 60% 時，每噸鋼材燃料消耗量可由 1.29 GJ (21% O_2) 降低至 1.059 GJ，換言之，加熱爐每年連續運轉 340 天，大約可節省下 $5.9 \times 10^6 \text{ m}^3$ 之氣體燃料。Luo 等人則是將富氧燃燒應用於旋風爐(cyclone furnace)[16]，其所使用的燃料為生質燃料(biomass micro fuel)。根據研究結果顯示，旋風爐利用高速旋轉的空氣流使粉煤顆粒高速度旋轉，當氧氣濃度增加時，點火溫度與燃爐溫度明顯下降，另一方面，當氧氣濃度超過 40% 以上，則爐內燃燒溫度可提高到 1641°C 。Chen 等人將富氧燃燒與煙氣回流(O_2/FGR)技術，應用於廢棄物焚化處理[17]。其主要研究廢棄物燃燒特性、最佳操作條件以及污染物之生成控制，藉由不同氧氣濃度、煙氣回流率、燃燒爐床、進料組成進行測試。實驗結果顯示，使用 O_2/FGR 技術後燃燒效率有明顯的改善，並且 CO_2 的濃度可藉由煙氣回流率來控制。當進氣氧濃度為 21%、煙氣回流率為 75%、氣體流量為 60 L/min 時，流體化床之 CO_2 濃度最高可達 54%。此外，隨著煙氣回流率增加，可增加重金屬於砂床或集塵器中之分布比例，減少氣相重金屬的排放。

富氧燃燒具有極大的節能潛力及污染防制效益。國內加熱設備需要極高之操作溫度的僅佔少數，純氧燃燒或中高氧濃度燃燒並非必須。考量回收效益，發展低氧濃度的富氧燃燒技術，與搭配之燃燒控制技術較符合國內業界的需求。在前期研究中[18]，我們已針對商用燃氣燃燒機採用微富氧燃燒之節能及污染排放特性進行探討，在本研究中則採用商用燃油燃燒機，以實驗方式在 21-30%的氧濃度範圍內，探討氧氣濃度變化對節能及污染排放的影響。

二、實驗設備與研究方法

本研究燃燒實驗系統之燃燒機採用 North American 公司所生產型號 5514-6 之低壓霧化燃油燃燒機，最大可產生約 451,000 kcal/hr 的熱量，燃燒室體積為 2.58 m x 2.47 m x 1.5 m，爐壁四周包覆 25 cm 厚由 Isowool 公司所生產之陶瓷纖維耐火棉(耐溫 1400℃)，同時開有直徑 18.5 cm 之觀測視窗以觀察火焰型態；空氣源採用全風機電所生產之型號 HTB-100-505 直驅式風機，最大風量為 16.5 m³/min。在管路系統部分可分為氧氣管線、重油管線、瓦斯(NG)氣體管線、燃燒空氣管線及霧化空氣管線，實驗所需之氧氣來源為液氧，經由蒸發器氣化後再與空氣進行混合，並根據實驗條件來調節燃燒空氣中的氧氣濃度。富氧後的空氣氧氣濃度則是經由進入燃燒器之前的管線取樣，利用氧氣純度分析儀進行分析。圖 1 為本研究之實驗設備配置示意圖。

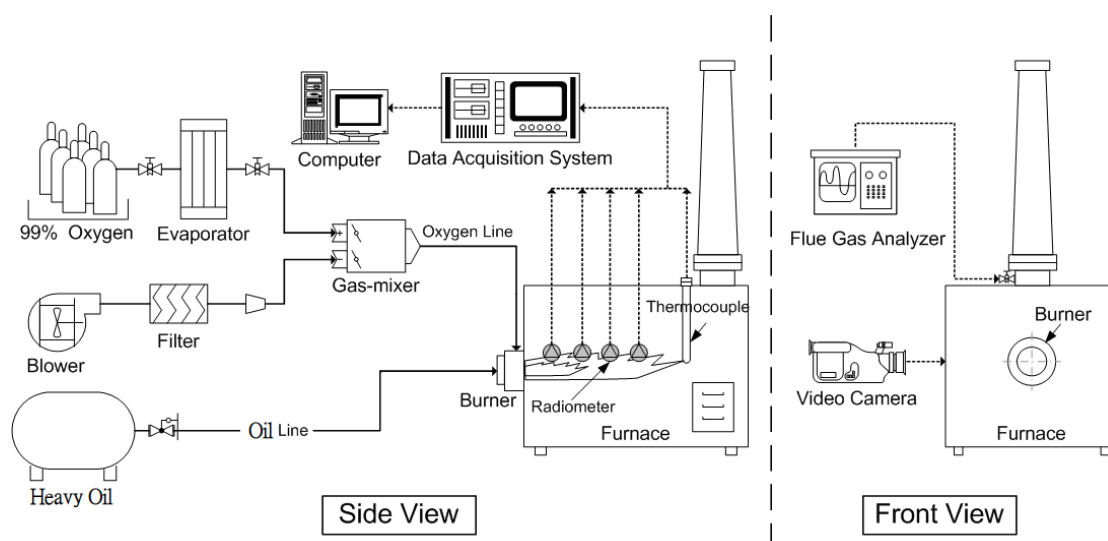


圖 1、實驗設備配置圖。

為了瞭解在微富氧環境下，氧濃度對節能及污染排放的影響，故共進行氧濃度分別為 21%、24%、26%、28%、30%之燃燒試驗，所使用的燃料為 6 號重油，同時針對火焰性狀、煙氣成分、燃料使用量等進行分析。煙氣成分我們採用日本 Fuji Electric 公司之 ZKJ-2 氣體分析儀進行即時煙氣成分分析，可分析之氣體組份包含 O₂、CO、CO₂、SO₂、NO_x，氣體分析儀的反應時間約為 30 秒，量測誤差值為全幅(full scale)的 1%以下，在量測前皆先利用標準氣體進行零點(zero)及

跨距(span)校正。在進行濃度分析時，所有量測到之數值皆修正至 6% O₂，以作為公平性的比較，修正方式如下：

$$[S]_c = [S]_m \times \frac{[O_2]_a - 6}{[O_2]_a - [O_2]_m} \quad (1)$$

其中 $[S]_c$ 為修正至 6% O₂ 之 CO, NO_x 及 CO₂ 濃度值， $[S]_m$ 為煙道氣中 CO, NO_x 及 CO₂ 量測濃度值， $[O_2]_a$ 為空氣中之 O₂ 濃度值， $[O_2]_m$ 則為煙道氣中 O₂ 量測濃度值。

在輻射熱傳方面，我們利用 Vatell 公司所生產型號 TG 9000-2 之輻射熱通量計(Radiometer)進行輻射熱通量量測分析。火焰外觀採用 Sony TRV-950 數位攝影機進行影像紀錄，之後再進行影像分析。爐溫部分採用線徑 0.5 mm 之 R-type 熱電偶進行量測，量測誤差小於全幅之 0.75%，熱電偶外層包覆直徑 17 mm 之氧化鋁陶瓷，所有資料都藉由 Fluke 公司所生產之 2680A 資料擷取器進行資料擷取，擷取頻率為每秒 1 次。

三、氧氣濃度對燃燒行為之影響

我們首先進行空燃比燃燒調整，找出完全燃燒臨界點，以求得最適化之燃燒條件。我們所使用的燃料為 6 號重油，在固定重油流量為 33.0 L/hr 條件下，過剩空氣量逐步約從 20% 開始減少，直至 CO 濃度竄升為止。由於燃燒器是採用低壓霧化重油燃燒器，因此空氣部分分為燃燒空氣及霧化空氣，在此我們僅針對燃燒空氣進行富氧。在燃燒空氣富氧方面，主要是調整燃燒空氣量，霧化空氣量仍維持不變(霧化壓力 900 mmAq)，以維持相同的霧化效果，氧氣則是加入燃燒空氣進行富氧，霧化空氣部分則未加入氧氣。實驗數據中所指的富氧濃度是針對整體濃度而言，其計算方式如下：

$$[O_2]_a = \frac{(V_o[O_2]_o + 21(V_c + V_m))}{(V_o + V_c + V_m)} \quad (2)$$

其中 $[O_2]_a$ 為整體富氧濃度， $[O_2]_o$ 為氧氣濃度， V_o 為氧氣流量， V_c 為燃燒空氣流量， V_m 為霧化空氣流量，由於氧氣只加入燃燒空氣中，因此燃燒空氣中之富氧濃度會比整體富氧濃度來的高。圖 2 為在不同富氧濃度及過剩空氣量之火焰影像。由圖觀之，重油燃燒之火焰型態和瓦斯燃燒之火焰型態有明顯不同，瓦斯燃燒之火焰是呈現藍色，而重油燃燒之火焰顏色則是呈現黃色；在火焰形狀上，瓦斯燃燒之火焰為長條狀，而燃料油燃燒之火焰則因霧化的油滴從燃燒器中的霧化器甩出，因此火焰型態呈現出碗狀。此外，由圖 2 可以看出，隨著過剩空氣量的降低，火焰顏色也逐漸由黃色轉變為紅色，甚至有黑煙產生。另一方面，隨著氧氣濃度的增加，火焰亮度也顯著增強。

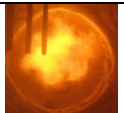
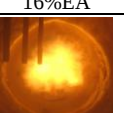
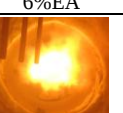
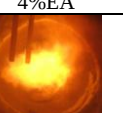
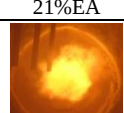
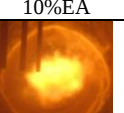
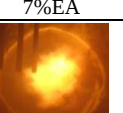
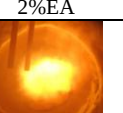
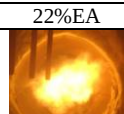
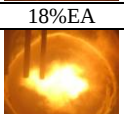
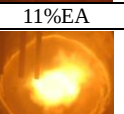
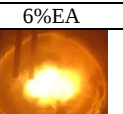
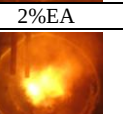
21% O ₂					
	23%EA	14%EA	12%EA	6%EA	3%EA
24% O ₂					
	22%EA	19%EA	16%EA	6%EA	4%EA
26% O ₂					
	21%EA	16%EA	10%EA	7%EA	2%EA
28% O ₂					
	22%EA	18%EA	11%EA	6%EA	2%EA
30% O ₂					
	22%EA	14%EA	13%EA	8%EA	5%EA

圖 2、燃燒空氣富氧在不同過剩空氣量之火焰照片

表 1 為燃燒調整結果，由燃燒調整結果顯示，隨著過剩空氣量降低，過剩氧濃度也持續下降，同時 CO 濃度在過剩空氣量 6%以上時濃度相當低，顯示燃燒狀況良好；當過剩空氣量低於 6%，CO 濃度就明顯增加，顯示 6%之過剩空氣量為完全燃燒臨界點，故只要將過剩空氣量控制在 6%以上，即可確保完全燃燒。另外，由實驗結果來看，與燃氣富氧燃燒試驗結果相同[18]，完全燃燒臨界點受燃燒空氣富氧濃度影響並不明顯。

在節能量方面，我們使爐溫維持在 1200℃，進行不同氧氣濃度下對所需之重油流量的影響。在此我們將過剩空氣量維持在 6%，同時調整重油流量使爐溫能保持在 1200℃，當爐溫達到穩定時(爐溫穩定時間需達 90 min)，才開始紀錄各項量測數據。圖 3 為在不同氧濃度下，持溫 1200℃時之所需重油流量。由圖 3 的實驗結果顯示，在維持爐溫於 1200℃，6%過剩空氣量之條件下，重油的使用量隨著 O₂ 濃度的增加而顯著下降，重油使用量由 21% O₂ 之 24.0 L/hr 分別逐步降低至 24% O₂ 之 19.2 L/hr、26% O₂ 之 17.0 L/hr、28% O₂ 之 16.3 L/hr 及 30% O₂ 之 14.4 L/hr，節能量分別達 20.00% (24% O₂)、29.17% (26% O₂)、32.08% (28% O₂) 及 40.00% (30% O₂)，採用富氧燃燒的可節能的主要原因是在於提高能源利用率，由於富氧燃燒中氮氣含量降低，可使排氣量減少，因而降低了排氣熱損失，故可提升能源利用率，進而達到節能的效果。同時氧氣含量越高，氮氣含量就越少，排氣量減少幅度就越大，能源利用率就越高，因此氧氣濃度越高，節能效果就越好。

表 1、燃燒空氣富氧空燃比測試結果

21% O ₂				
O ₂ (%)	CO (ppm)	過剩空氣係數	CO at 6% O ₂ (ppm)	燃燒空氣氧濃度(%)
3.88	20	1.23	18	21.0
2.64	24	1.14	20	21.0
2.17	25	1.12	20	21.0
1.19	36	1.06	27	21.0
0.63	95	1.03	70	21.0
24% O ₂				
O ₂ (%)	CO (ppm)	過剩空氣係數	CO at 6% O ₂ (ppm)	燃燒空氣氧濃度(%)
4.37	7	1.22	6	24.8
3.91	7	1.19	6	24.8
3.35	6	1.16	5	24.9
1.45	11	1.06	9	25.0
0.94	1013	1.04	791	25.0
26% O ₂				
O ₂ (%)	CO (ppm)	過剩空氣係數	CO at 6% O ₂ (ppm)	燃燒空氣氧濃度(%)
4.59	4	1.21	4	27.5
3.59	5	1.16	4	27.6
2.26	6	1.10	5	27.7
1.60	18	1.07	15	27.8
0.43	274	1.02	214	28.0
28% O ₂				
O ₂ (%)	CO (ppm)	過剩空氣係數	CO at 6% O ₂ (ppm)	燃燒空氣氧濃度(%)
5.04	7	1.22	7	30.3
4.31	9	1.18	8	30.4
2.67	10	1.11	9	30.6
1.49	9	1.06	7	30.8
0.44	251	1.02	200	31.0
30% O ₂				
O ₂ (%)	CO (ppm)	過剩空氣係數	CO at 6% O ₂ (ppm)	燃燒空氣氧濃度(%)
5.31	3	1.22	3	33.3
3.65	0	1.14	0	33.6
3.37	0	1.13	0	33.6
2.24	18	1.08	16	33.9
1.36	585	1.05	490	34.0

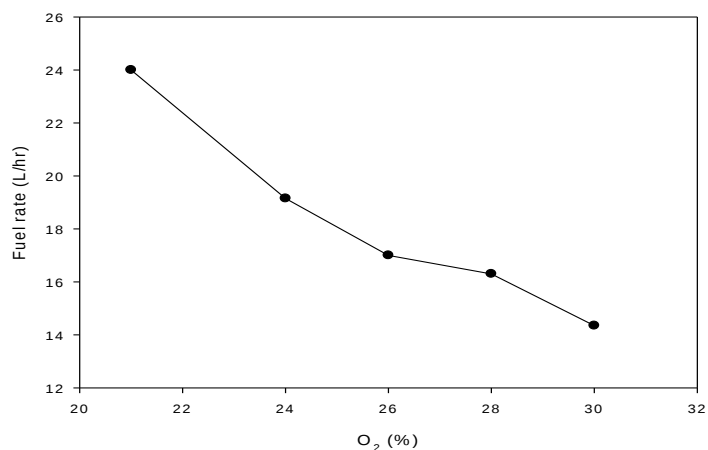


圖 3、持溫 1200°C±10°C 時之重油流量對氧濃度變化

在溫度分佈方面，圖 4 為在不同氧濃度下，持溫 1200°C 時之燃燒器中心軸之溫度分佈，溫度量測點位置分別距離燃燒器 40 cm、80 cm、120 cm 及 160 cm。由圖 4 觀之，不同氧濃度下，燃燒器中心軸溫度分佈呈現相同的趨勢，亦即靠近燃燒器之量測點溫度最高(最靠近火焰)，次一量測點溫度則大幅下降，之後溫度降幅就趨緩，例如在 24% O₂ 時，中心軸溫度分佈依次為 1335°C、1250°C、1243°C、1228°C。另外我們也發現到，隨著氧氣濃度的增加，燃燒器中心軸溫度分佈呈現下降的趨勢，例如第 1 測溫點之溫度從 21% O₂ 之 1370°C 降至 30% O₂ 之 1289°C。主要原因在於在持溫狀態下，隨著氧氣濃度的增加，重油流量及燃燒空氣量之需求量會同步下降，使火焰縮短，故高溫的區域向內縮，造成各量測點所量到的溫度呈現下降的趨勢，我們可由燃燒器耐火磚的溫度變化證實此點，如圖 5 所示。由圖 5 可以明顯看出，燃燒器耐火磚的溫度都是隨著氧氣濃度增加而上升，燃燒器耐火磚溫度主要是受火焰加熱而升溫，而較短的火焰會使耐火磚更直接受熱，致使溫度上升幅度增加，例如 21% O₂ 之耐火磚溫度為 983.9°C，至 30% O₂ 時則上升至 1103.9°C，溫度上升幅度達 120.0°C。

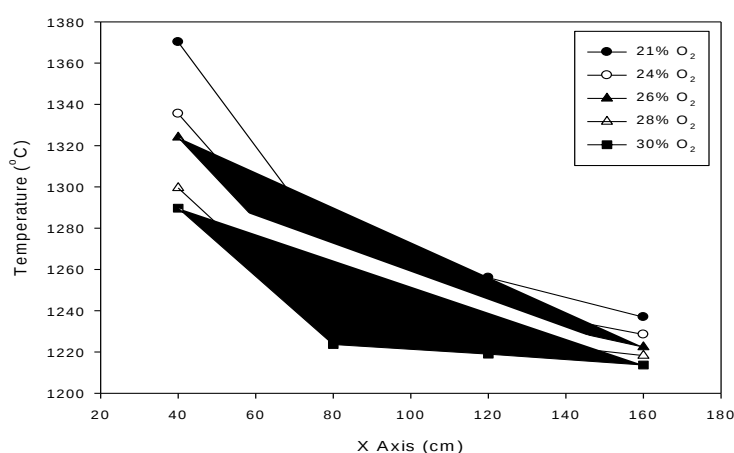


圖 4、燃燒器中心軸之溫度分佈

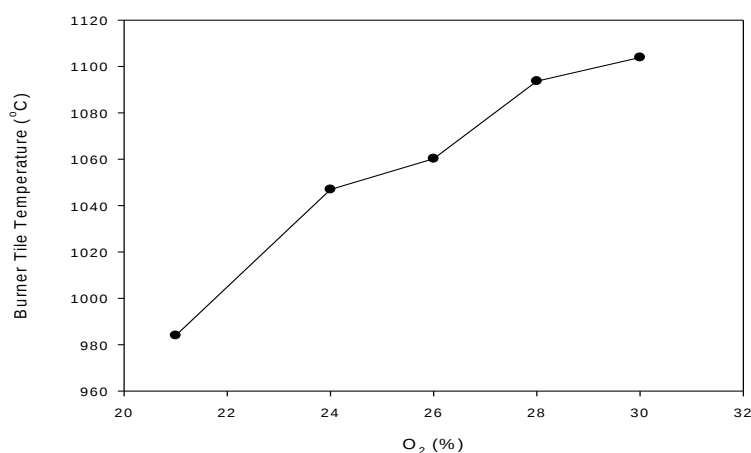


圖 5、不同氧濃度下之燃燒器耐火磚溫度

在氮氧化物排放方面，圖 6 為爐溫保持在 $1200\pm 10^{\circ}\text{C}$ ，6%過剩空氣量之條件下， NO_x 濃度對氧濃度的變化，其中 NO_x 濃度同樣修正至 6% O_2 。由實驗結果來看，氧氣濃度從 21%增加至 28%時， NO_x 濃度上升較為明顯，從 21% O_2 之 240 ppm 增加至 425 ppm，但 O_2 濃度再往上增加時， NO_x 濃度增加幅度就趨緩，但由整體來看， NO_x 濃度在 30% O_2 時還是比 21% O_2 增加 1.84 倍。由於 thermal NO_x 的生成除了和溫度有關外，也和過剩氧的多寡有極大的關係，一旦爐內有高溫且過剩氧濃度偏高的區域，亦即形成所謂的熱點(hot spot)，則 NO_x 的生成量就會增加，熱點越多， NO_x 的生成量就越大，由於燃燒空氣富氧之氧氣是在火焰外側，同時火焰也較短，可能有利於熱點的形成，故 NO_x 的濃度增加。另外和使用天然氣為燃料的結果相同，以重油為燃料時，過剩氧對 NO_x 生成的影響在微富氧燃燒下比在傳統空氣燃燒更為敏感，亦即只要微幅提升過剩氧濃度(增加過剩空氣量)， NO_x 增加的幅度在微富氧燃燒下將遠大於傳統空氣燃燒。

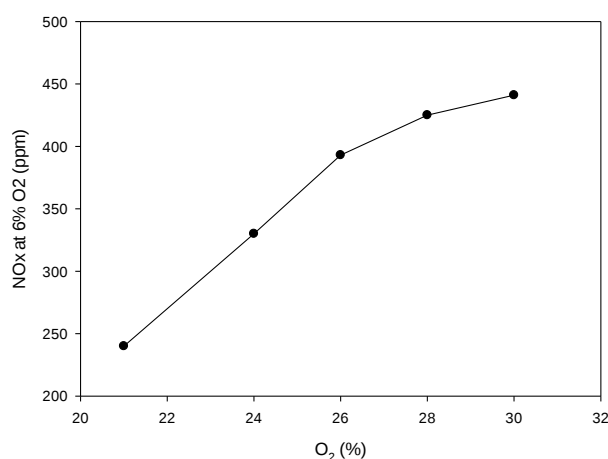


圖 6、持溫 $1200^{\circ}\text{C}\pm 10^{\circ}\text{C}$ 時 NO_x 濃度對氧濃度的變化

在 NO_x 總排放量方面，圖 7 為在持溫 $1200^{\circ}\text{C}\pm 10^{\circ}\text{C}$ ，6%過剩空氣量之條件下，在不同供氣氧濃度之單位時間 NO_x 總排放量。由圖中可以清楚看出隨著供氣氧濃度的增加， NO_x 總排放量呈現下降的趨勢，雖然供氣氧濃度從 21%增加至 30%時， NO_x 濃度增加了 184%(240 ppm (21% O_2)→441 ppm (30% O_2))，但在總排放量上卻下降了 23.09%(81.77 g/hr (21% O_2)→62.89 g/hr (30% O_2))，減量幅度相當明顯。

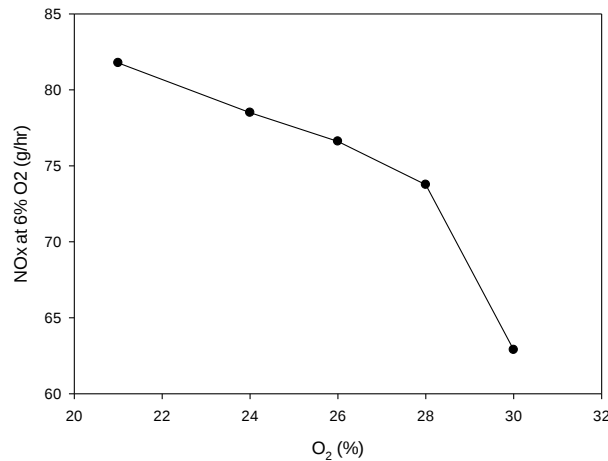


圖 7、單位時間 NOx 總排放量對氧濃度的變化

圖 8 為在持溫 $1200^{\circ}\text{C}\pm 10^{\circ}\text{C}$ ，6%過剩空氣量之條件下，在不同供氣氧濃度之單位能量 NOx 排放量變化趨勢。由實驗結果來看，單位能量 NOx 排放量介於 91.58 mg/MJ 至 121.63 mg/MJ 之間，隨著氧濃度的增加而上升，但氧濃度增至 28%後再持續提升，單位能量之 NOx 排放量反而下降，主要原因在於當氧濃度增至 28%之前，NOx 的濃度增加幅度較為明顯，故單位能量之 NOx 排放量顯著增加，一旦氧濃度再持續提升，NOx 的濃度增加幅度就趨緩，使得煙氣減量的效應被凸顯，故單位能量之 NOx 排放量反而呈現下降的趨勢。

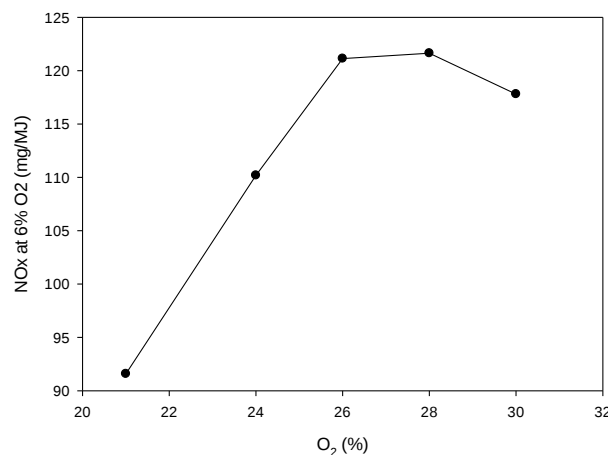


圖 8、每百萬焦耳 NOx 排放量對氧濃度的變化

在輻射熱傳部分，圖 9 為在持溫 $1200^{\circ}\text{C}\pm 10^{\circ}\text{C}$ ，6%過剩空氣量之條件下，燃燒空氣富氧在不同供氣氧濃度之爐壁單位能量之輻射熱通量分佈。由圖中可以看出輻射熱通量分佈基本上變化不大，顯示爐壁所接收到之輻射熱傳相當均勻，但其值隨著氧氣濃度的增加而升高。當氧氣濃度由 21%提升至 30%時，第二測量點之輻射熱通量由 $0.037 \text{ W cm}^{-2} \text{ kW}^{-1}$ 提升至 $0.058 \text{ W cm}^{-2} \text{ kW}^{-1}$ ，增加了 56.8%。由於氣體輻射主要是來自 CO_2 和 H_2O ，而提高供氣氧濃度會使這兩者的濃度增加，進而使氣體輻射量增強。

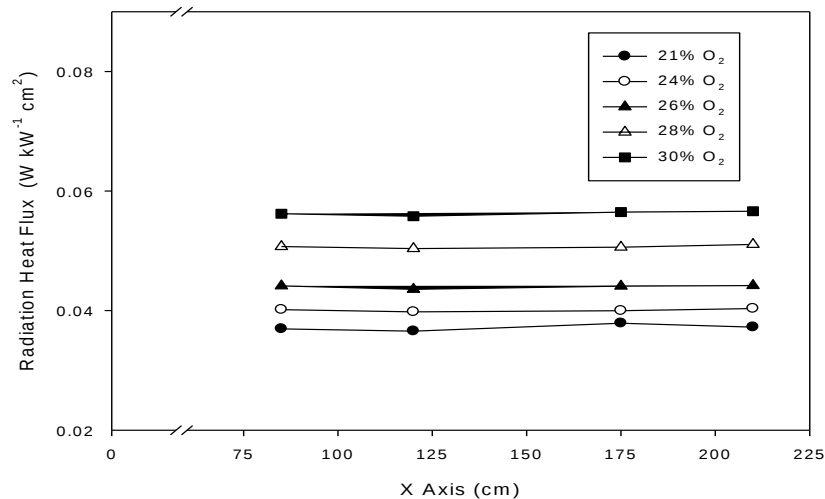


圖 9、爐壁輻射熱通量分佈

四、經濟效益分析

以本研究之實驗結果來看，以 30%富氧空氣助燃，過剩空氣量為 6%，煙氣排放溫度約 1200℃，燃料用量可從 24.0 L/hr 降低至 14.4 L/hr，燃料節約量為 9.6 L/hr。依據中油 100 年 10 月產品牌價，燃料油價格約 20,962 NT/m³，以每年運轉 8,000 小時來計算，則每年可節省燃料費約為 158.68 萬元，計算方式如下：

$$\text{節省燃料費} = 0.0096 \text{ m}^3/\text{hr} \times 8,000 \text{ hr/yr} \times 20,962 \text{ NT/m}^3 = 160.99 \text{ 萬元/yr}$$

氧氣來源主要有三，分別是液氧(一般鋼瓶)、VSA(Vacuum Swing Adsorption, 真空變壓吸附)製氧及膜法製氧，其成本分析如下：

液氧(一般鋼瓶)

以液氧作為氧氣源時，液氧需要量為 12.2 m³/hr，液氧成本約為 23.13 NT/m³，則每年所需之液氧成本約為 225.75 萬元。計算方式如下：

$$\text{液氧成本} = 12.2 \text{ m}^3/\text{hr} \times 8,000 \text{ hr/yr} \times 23.13 \text{ NT/m}^3 = 225.75 \text{ 萬元/yr}$$

氧氣成本遠超過所節省的燃料費，因此採用液氧(一般鋼瓶)作為氧氣源時，不具有經濟效益。

VSA 製氧

若用 VSA 系統製氧作為氧氣源時，其產製之氧氣濃度平均為 90%，氧氣需要量為 13.9 m³/hr，VSA 系統耗電量約為 0.5 kWh/m³，電價平均為 2.1 NT/kWh，每年運轉 8,000 hr，則每年製氧成本約為 11.68 萬元，計算方式如下：

$$\text{製氧成本} = 13.9 \text{ m}^3/\text{hr} \times 0.5 \text{ kWh/m}^3 \times 8,000 \text{ hr} \times 2.1 \text{ NT/kWh} = 11.68 \text{ 萬元/yr}$$

在建置成本方面，容量 30 m³/hr VSA 製氧系統，價格約 800 萬元，維護費每年約 10 萬，以十年折舊計算，回收年限將大於 10 年以上，故用 VSA 製氧系統並不適當。計算方式如下：

$$\text{回收年限} = 800 \text{ 萬元} \div (160.99 \text{ 萬元/yr} - 10 \text{ 萬元/yr} - 80 \text{ 萬元/yr} - 11.68 \text{ 萬元/yr}) = 13.49 \text{ yr}$$

膜法製氧

若用膜法製氧系統，可直接產製 30%之富氧空氣，氧氣需要量為 106.8 m³/hr，以容量 120 m³/hr 之膜法製氧系統用電量約為 40 kW，每年運轉 8000 hr，電價平均為 2.1 NT/kWh，則運轉每年製氧成本約為 57.12 萬元，計算方式如下：

$$\text{製氧成本} = 34 \text{ kW} \times 8000 \text{ hr} \times 2.1 \text{ NT/kWh} = 57.12 \text{ 萬元/yr}$$

至於膜法製氧系統建置成本方面，容量 120 m³/hr 之膜法製氧系統，價格約 240 萬元，維護費每年約 10 萬，以十年折舊計算，回收年限約 3.43 年，計算方式如下：

$$\text{回收年限} = 240 \text{ 萬元} \div (160.99 \text{ 萬元/yr} - 57.12 \text{ 萬元/yr} - 10 \text{ 萬元/yr} - 24 \text{ 萬元/yr}) = 3.43 \text{ yr}$$

根據以上分析，微富氧燃燒採用膜法製氧作為氧氣源時，回收年限在 3.5 年內，較具有經濟效益。

在能源效益方面，燃料用量從 24.0 L/hr 降低至 14.4 L/hr，燃料節約量為 9.6 L/hr。每年運轉 8,000 小時，則每年可節省之燃料油用量約為 76,800 L，減少 226.6 噸 CO₂ 排放量；以膜法製氧則會增加 272,000 度用電，增加 169.5 噸 CO₂ 排放量，詳細計算方式如下：

$$\text{節省燃料油量} = 9.6 \text{ L/hr} \times 8,000 \text{ hr/yr} = 76,800 \text{ L/yr}$$

$$\text{減少 CO}_2 \text{ 排放量} = 76,800 \text{ L/yr} \times 2.95 \text{ kg-CO}_2/\text{L} = 226.6 \text{ ton-CO}_2/\text{yr}$$

$$\text{增加 CO}_2 \text{ 排放量} = 272,000 \text{ kWh/yr} \times 0.623 \text{ kg-CO}_2/\text{kWh} = 169.5 \text{ ton-CO}_2/\text{yr}$$

另一方面，採用微富氧燃燒後，也可降低 NO_x 排放總量，以本研究的實驗結果來看，每年的 NO_x 排放總量可由 654.16 kg 降低至 503.12 kg，計算方式如下：

$$\text{NO}_x \text{ 排放總量}(21\% \text{ O}_2) = 81.77 \text{ g/hr} \times 8,000 \text{ hr/yr} = 654.16 \text{ kg/yr}$$

$$\text{NO}_x \text{ 排放總量}(30\% \text{ O}_2) = 62.89 \text{ g/hr} \times 8,000 \text{ hr/yr} = 503.12 \text{ kg/yr}$$

五、結論

本研究完成微富氧燃燒應用於 400,000 kcal/hr 工業爐之燃燒行為及經濟效益研究，所採用的氧氣濃度介於 21%~30%，燃料為 6 號重油。實驗結果顯示 6% 之過剩空氣量即足以達到完全燃燒，同時不因氧氣濃度改變而有明顯變化；此外，隨著過剩空氣量的降低，火焰顏色也逐漸由黃色轉變為紅色，甚至有黑煙產生，另一方面，隨著氧氣濃度的增加，火焰亮度也顯著增強。在節能方面，維持爐溫於 1200°C，6%過剩空氣量之條件下，重油的使用量隨著 O₂ 濃度的增加而顯著下降，採用 30% O₂ 時之節能量可達 40.0%；在溫度方面，燃燒器耐火磚的溫度都是隨著氧氣濃度增加而上升，但燃燒器中心軸溫度分佈則呈現下降的趨勢；在 NO_x 排放濃度方面，NO_x 濃度在 30% O₂ 時比 21% O₂ 增加 1.84 倍，但 NO_x 總排放量則降低 23% 以上。在輻射熱傳部分，氧氣濃度對爐壁輻射熱通量有正向的影響，亦即氧氣濃度越高，爐壁所接收到的輻射熱通量越強。在經濟及能源效益方面，本研究採用膜法製氧作為氧氣源時，每年可節省 76,800 L 油量，但會增加 272,000 度用電，回收年限在 3.5 年內，具有經濟效益。

六、致謝

本研究計畫承經濟部能源局提供研究經費，謹此致謝。

七、參考文獻

1. H. Yamazaki, The status of oxy-fuel technology in the glass industry, *IFRF Totem 17*, Les Vaux de Cernay, France, Sep. 2000.
2. G. B. Tuson, H. Kobayashi and M. J. Campbell, Oxygen enriched combustion system performance study phase II—100 percent oxygen enriched combustion in regenerative glass meters, *DOE report*, No. DE-FCO7-88ID12833, 1994.
3. W. G. Edward, J. P. David and B. Eric, Development of an oxygen-enriched furnace system for reduced CO₂ and NO_x emissions for the steel industry, *DOE report*, No. DE-FCO7-97ID13554, 2003.
4. A. I. Dalton and D. W. Tyndall, Oxygen enriched air/natural gas burner system development, *NTIS report*, PB91-167510, Springfield, VA, 1989.
5. S. V. Joshi, J. S. Becker and G. C. Lytle, Effects of oxygen enrichment on the performance of air-fuel burners, in *Industrial combustion technologies*, Ed. by Lukasiewicz, M. A., *American society of metals*, Materials park, OH, 1986.
6. K. Qiu and A.C.S. Hayden, Increasing the efficiency of radiant burners by using polymer membranes, *Applied Energy*, Vol. 86, pp. 349-354, 2009.
7. Y. D. Chen, K. K. Wu and C. H. Chen, Oxygen-enriched combustion in the heating process, *The 19th International Symposium on Transport Phenomena*, 17-20 August, Reykjavik, ICELAND. 2008.
8. K. K. Wu, Y. C. Chang, C. H. Chen and Y. D. Chen, The effects of oxygen concentration for energy saving and emission with a gas-fired burner, *The 20th International Symposium on Transport Phenomena*, 7-10 July, Victoria BC, CANADA, 2009.
9. 陳勇、王從厚、吳鳴，氣體膜分離技術與應用，化學工業出版社，北京、中國，2004。
10. 紀宗成、林大惠、侯順雄，使用煙道氣迴流法抑制富氧燃燒氮氧化物排放研究，*中華民國燃燒學會第二十屆學術研討會*，崑山科技大學，台南市，論文編號：C-004，中華民國 99 年 3 月 20 日。
11. 紀宗成、歐正章、侯順雄、林大惠，富氧燃燒結合煙道氣迴流的實驗研究，*中國機械工程學會第二十六屆全國學術研討會*，國立成功大學 台南市，NO. A04-004，民國 98 年 11 月 21-22 日。
12. 姚慶源、歐正章、侯順雄、林大惠，純氧燃燒結合煙道氣迴流的質能平衡特性，*中國機械工程學會第二十六屆全國學術研討會*，國立成功大學 台南市，NO. A04-008，民國 98 年 11 月 21-22 日。
13. 林詩雅、歐正章、侯順雄、林大惠，增氧對甲烷噴流擴散火焰燃燒特性的影

響，中國機械工程學會第二十六屆全國學術研討會，國立成功大學 台南市，NO. A04-009，民國 98 年 11 月 21-22 日。

14. Mohammed F.M.A., *Oxygen enriched combustion of high emission fuels*, An-Najah National University, Faculty of Graduate Studies, 2008.
15. Hamzeh J.K., Mohammad H.S., Heat transfer and energy analysis of a pusher type reheating Furnace using oxygen enhanced air for combustion, *Journal of Iron and Steel Research*, Vol. 17-4, pp. 1217, 2010.
16. Luo S.Y., Xiao, B., Hu, Z.Q., Liu, S.M., Guan, Y.W., Experimental study on oxygen-enriched combustion of biomass micro fuel, *Energy*, Vol. 34, pp. 1880-1884, 2009.
17. Chen J.C., Huang J.S., Partitioning characteristics and particle size distributions of heavy metals in the O₂/RFG waste incineration system, *Journal of Hazardous Materials*, Vol. 172, pp. 826-832, 2009.
18. 吳國光、陳遠達、焦鴻文、李毓仁、張育誠、鄭景亮，微富氧燃燒應用於高速燃燒機之研究，中國機械工程學會第 26 屆全國學術研討會，論文編號 A17-014，台南，2009

水泥業能源效率分析與排放減量方案

Analysis of Energy Efficiency and Emission Reduction Options for Cement Industrial

陳建華¹、詹益亮²

Chien-Hua Chen, Yih-Liang Chan

工業技術研究院綠能與環境研究所

Green Energy and Environment Research Laboratories, Industrial Technology Research Institute

摘要

隨著經濟的成長，建築材料如水泥和混凝土的需求不斷提高，此現象在新興經濟體尤其明顯。全球水泥生產過程中 CO₂ 排放量約占全體人為 CO₂ 排放總量的 8%，或占全體人為溫室氣體排放總量的 6%，因此水泥業在 CO₂ 減量方面面臨嚴峻的挑戰。水泥業為能源使用密集的產業，企業必須採取措施，從製程、燃料使用和產品的最終用途，以減少碳足跡並同時降低其碳排放強度。本文主要分析水泥產業的產銷及能源使用現況並提出水泥業溫室氣體減量方案，包括提升旋窯熱效率、增加生質物的使用、提升用電效率、發展碳捕獲與封存、提高水泥使用效率以及提高水泥添加劑比例。

關鍵字：水泥業、能源效率、溫室氣體

Abstract

As economies grow and get wealthier, the demand for construction materials such as cement and concrete is booming. This is particularly visible in emerging economies. Cement production contributed to roughly 8% of worldwide anthropogenic CO₂ emissions or 6% of total anthropogenic greenhouse gas emissions. The global cement industry is facing the challenge to sustain its business while decreasing its carbon intensity, from production processes, fuel uses and its product end use. The cement companies around the world must take steps to reduce their carbon footprint today, both in emerging economies and industrialized countries. The solutions proposed in this paper can help the industry move in the right direction, set targets and take action that will lead to deep greenhouse gas emission reductions.

Keyword: Cement industry, energy efficiency, greenhouse gas

¹ 工業技術研究院，研究員，E-mail: wilsonchen@itri.org.tw

² 工業技術研究院，資深研究員

一、前言

2010 年國內能源消費為 120.3 百萬公秉油當量，以工業部門 64.7 百萬公秉油當量，所占比重最高，達 53.78%。2010 年非金屬礦物製造業中以水泥產業（包含水泥製造業、預拌混凝土製造業與水泥製品業）的產值比重最高，占 49.79%；玻璃相關產業比重占 22.34%，黏土建築材料業則在 6.07%，其他如耐火材、陶瓷衛浴、石材製品等產業均低於 5%。受到 2008 年全球金融風暴的影響，2009 年非金屬礦物製造業產值大幅萎縮，2010 年則恢復金融風暴前的水準。水泥業則因政府持續推動公共建設、風災後重建，以及景氣回升民間部門需求增加，產量及內銷量較 2009 年同步提高；2010 年整體非金屬礦物製造業能源密集度與前一年相比明顯降低。

二、產銷分析

表 1 為非金屬礦物製造業產值趨勢，2010 年非金屬礦物製造業產值為 2,051.56 億元，較上一年的 1,849.39 億元大幅提高 10.93%，接近金融風暴前的水準。水泥業則因政府持續推動公共建設、風災後重建，以及景氣回升民間部門需求增加，2010 年總產值回升為 1,021.5 億元，較 2009 年的 976.6 億元，增加 4.6%[1]。

水泥業與經濟景氣關聯性相當明顯，水泥的需求約落後營建業 0.5~1 年。表 2 為政府核發之建築物總樓地板面積，2010 年為 31,174,017 平方公尺[2]，較 2009 年大幅增加 56.53%，同時亦超越 2008 年。表 3 為近 5 年水泥相關產品產量變化[1][3]，2010 年水泥產量較前一年成長 2.49%；內銷量大幅成長 24.29%，外銷量則降低 11.78%；顯示 2010 年整體景氣明顯復甦，進而帶動水泥內銷需求增加。水泥製品產量亦呈現回升局面，其中預力製品上升幅度達 37.95%；預拌混凝土則上升 26.07%，預鑄製品則持續衰退 20.74%。

近年來國內水泥總供給數量高於市場需求，又加上國外進口水泥瓜分市場，國內業者只能將過剩的產能外銷至國外如中東、奈及利亞、新加坡等地。台泥與亞泥為國內水泥產業的龍頭廠商，2010 年台泥年產能約 902.4 萬噸，亞泥則約 470.4 萬噸，兩間公司合計生產量占 84.2%。台泥內銷國內比重約 42.79%，至於亞泥因產量較低，內銷國內比重約為 58.84%；台泥與亞泥的內銷量約占國內消耗量的 71.95%。在外銷部分，台泥外銷比重約為 57.61%，以中東、非洲為主；亞泥外銷比重約為 42.73%，外銷地區以亞洲為主。

表 1、非金屬礦物製造業產值趨勢

總產值	單位：百萬元；%							
	2006 年	2007 年	2008 年	2009 年	2010 年	2009 年 成長率	2010 年 成長率	成長率 差額
水泥業	121,440	114,160	112,811	97,660	102,150	-13.43%	4.60%	18.03%
非金屬礦物 製造業	219,726	217,787	215,848	184,939	205,156	-14.32%	10.93%	25.25%

表 2、核發建築物總樓地板面積

單位：平方公尺

	2006 年	2007 年	2008 年	2009 年	2010 年	2009 年 成長率	2010 年 成長率	成長率 差額
面積	36,664,413	34,732,493	26,166,355	19,915,466	31,174,017	-23.89%	56.53%	80.42%

表 3、水泥及水泥製品業主要產品產量變化

年 份	水泥(公噸)			預拌混凝土 (千立方公尺)	預力製品 (千支)	預鑄製品 (公噸)
	生產量	內銷量	外銷量			
2006 年	19,293,803	12,669,337	6,732,467	43,279	214	298,395
2007 年	18,957,337	11,685,315	7,401,601	37,202	193	285,811
2008 年	17,329,560	9,484,284	7,658,545	33,313	208	399,542
2009 年	15,908,590	7,755,409	8,173,329	29,814	166	376,406
2010 年	16,304,305	9,638,821	7,210,615	37,587	229	314,836
2010 年成長率	2.49%	24.29%	-11.78%	26.07%	37.95%	-20.74%

三、能源效率分析

水泥是經由原料配料、粉碎及拌合、燒成與研磨等過程而製成之粉體。一般流程如圖 1 所示，係將石灰石（碳酸鈣含量 80%以上）、粘土、矽砂、鐵渣等原料以適當比例配料，在研磨機內加以粉碎再經均勻拌合選粉、除塵後即為生料。生料在懸浮預熱式窯或新懸浮預熱式窯，先經懸浮預熱塔及預熱室的燃燒，而後再經旋窯以 1450 ~ 1500℃ 高溫燒至半熔融，冷卻後是為熟料。將熟料及石膏水泥磨，磨至標準細度即可成為水泥製品。

根據國際能源總署(International Energy Agency, IEA) 預測，2030 全球水泥產量約 50 億噸，為 1990 年的 5 倍以上，對溫室氣體排放將明顯造成衝擊；其中水泥產量以中國、印度及開發中國家成長最多。以水泥廠平均壽命 40 年而言，溫室氣體排放量將相當可觀。隨著製程效率、使用燃料及產品種類不同，目前生產一噸水泥約排放 0.65~0.95 噸 CO₂；以 2006 年為例，水泥生產過程 CO₂ 排放量約占全體人為 CO₂ 排放總量的 8%，或占全體人為溫室氣體排放總量的 6%。儘管效率提升，水泥相關排放量預計自 1990 至 2050 年間將增加 260%，以 2050 年全球水泥規模而言(預估 57 億噸)，CO₂ 排放強度每降低 10%，相當於減少 0.4Gt CO₂ 排放量，有助於減緩氣候變化[4]。

水泥熟料生產過程中，約 50%的 CO₂ 排放來自碳酸鈣轉換成氧化鈣的過程，約 40%來自燃燒排放，5%為運輸排放，其餘 5%為電力消耗排放。透過提升能源效率、控制燃料成本以及生質物的使用可降低 CO₂ 排放。表 4 為不同旋窯技術熱能消耗比較，經由技術不斷精進，採用新式技術(New Dry Kiln Type)，生產每

噸熟料其耗能可大幅降低至 4,000 MJ 以下。水泥廠規模亦同時影響單位耗能，具備一定規模以上者，其單位耗能可達最佳狀態。表 5 為各國水泥生產耗能比較，以 2000 年為比較基準，其中以日本、巴西及西歐國家單位耗能最佳，前蘇聯、美國、印度及中國極具改善空間，中國近年來逐步淘汰低效率水泥廠，2006 年之單位耗能已明顯降低。

水泥業產製過程中使用的能源主要可分為燃煤、電力及油等 3 種，依據經濟部能源局的調查報告，能源支出占總生產成本的三分之二以上，為能源密集度較高之產業。表 6 為水泥業各類能源費統計，2010 年水泥業消耗各項能源的比率以燃料煤為主約占總能源使用約 67.8%，其次為電力占 26.4%，原油產品占比 5.8%。總計能源使用量為 182.84 萬公秉油當量，較 2009 年增加 2.07%；其中以原油及產品能源消費量增加較多，達到 5.65%；煤及煤產品使用則增加 2.19%。

表 7 為非金屬礦物製品業能源效率分析，2010 年非金屬礦物製造業最終能源消費量為 336.41 萬公秉油當量，較 2009 年的 311.45 萬公秉油當量增加 8.01%。整體能源密集度以產值為底為 16.40 公秉油當量/百萬元，較 2009 年的 16.84 公秉油當量/百萬元下降 2.63%。2010 年水泥及水泥製品業能源密集度以產值為底為 17.09 公秉油當量/百萬元，較 2009 年的 18.34 公秉油當量/百萬元下降 2.42%。顯示需求面因素使得產值明顯增加但能源消費量僅小幅增加，加上持續進行節能改善措施有所發揮所致，因而能源密集度呈現下降趨勢。

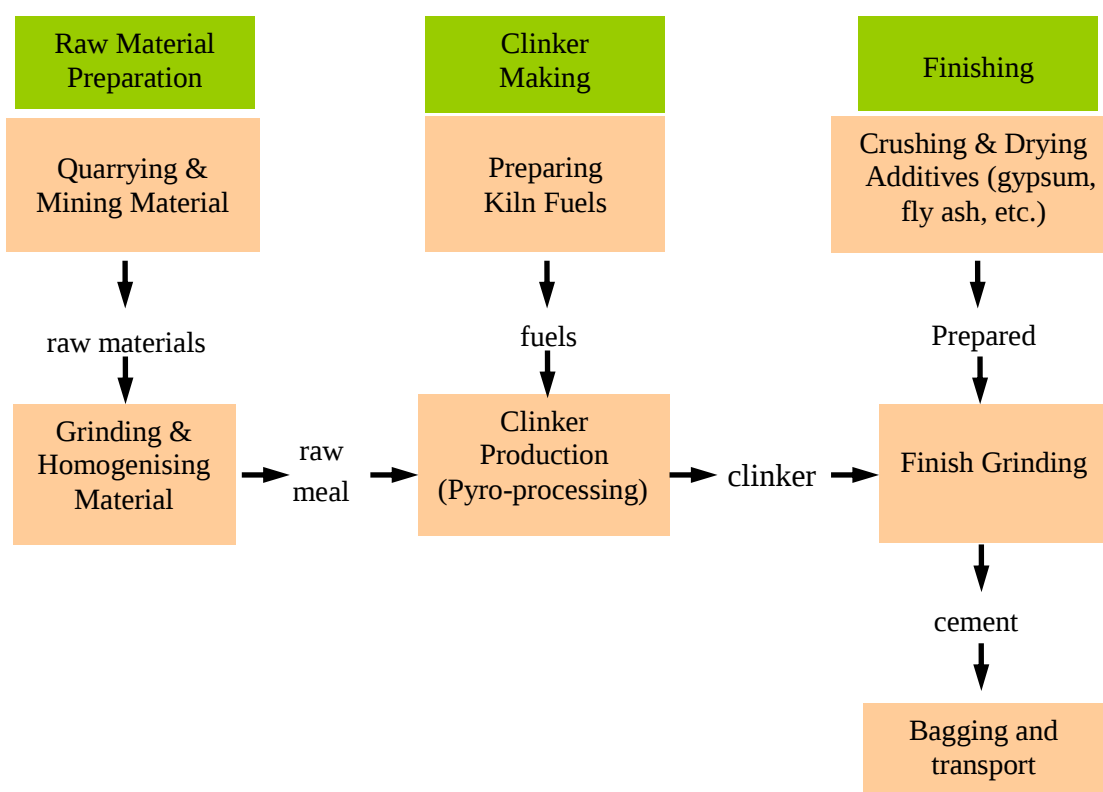


圖 1、波特蘭水泥流程

表 4、不同旋窯技術熱能消耗比較

Kiln Type	Additional Information	Energy Intensity (MJ / tonne clinker)
New Dry	Best Performance (large)	2,950
	Average (large & medium)	3,300
	Without Precalciner (small)	4,000
Long	Wet Process	5,000-6,700
	Dry Process	5,000
Lepol		3,300-5,200
Shaft		3,100-6,500
Dry Hollow		6,270-8,360

表 5、各國水泥生產耗能比較

Country	Year	Energy Intensity (MJ / tonne clinker)
Japan	2000	3,100
Western Europe	2000	4,040
Brazil	2000	3,600
China	2000	4,710
	2006	3,940
India	2000	4,710
Former Soviet Union	2000	5,520
United States	2000	5,500

表 6、水泥業能源別消費統計

能源類別	煤及煤產品(C)		原油及產品(O)		電力(e)		能源消費總計	
	消費量	占比	消費量	占比	消費量	占比	消費量	占比
2006 年	1,686,149	70.2%	103,374	4.3%	612,884	25.5%	2,402,407	100%
2007 年	1,559,068	69.9%	105,732	4.7%	565,694	25.4%	2,230,494	100%
2008 年	1,454,614	69.9%	106,283	5.1%	520,942	25.0%	2,081,843	100%
2009 年	1,212,236	67.7%	100,489	5.6%	478,673	26.7%	1,791,398	100%
2010 年	1,238,772	67.8%	106,166	5.8%	483,467	26.4%	1,828,405	100%
2009 成長率	-16.66%	-	-5.45%	-	-8.11%	-	-19.95%	-
2010 成長率	2.19%	-	5.65%	-	1.00%	-	2.07%	-

單位：公秉油當量

表 7、非金屬礦物製品業能源效率分析

最終能源消費量	單位：公秉油當量							
	2006 年	2007 年	2008 年	2009 年	2010 年	2009 年 成長率	2010 年 成長率	成長率 差額
水泥及水泥製品業	2,402,407	2,230,494	2,081,843	1,791,398	1,828,405	-13.95%	2.07%	16.02%
非金屬礦物製造業	3,854,143	3,702,103	3,549,649	3,114,519	3,364,093	-12.26%	8.01%	20.27%
總產值	單位：百萬元							
	2006 年	2007 年	2008 年	2009 年	2010 年	2009 年 成長率	2010 年 成長率	成長率 差額
水泥及水泥製品業	121,440	114,160	112,811	97,660	102,151	-13.43%	4.60%	18.03%
非金屬礦物製造業	219,726	217,787	215,848	184,939	205,156	-14.32%	10.93%	25.25%
能源密集度 (產值為底)	單位：公秉油當量/百萬元							
	2006 年	2007 年	2008 年	2009 年	2010 年	2009 年 成長率	2010 年 成長率	成長率 差額
水泥及水泥製品業	19.78	19.54	18.45	18.34	17.09	-0.60%	-2.42%	-1.82%
非金屬礦物製造業	17.54	17.00	16.45	16.84	16.40	2.41%	-2.63%	-5.04%

四、排放減量方案

水泥業溫室氣體排放減量具體做法可從生產面及使用面共同進行[4]，分述如下：

1.生產面

(1)提升旋窯熱效率

新式旋窯具備預分解窯(Pre-calciner)及懸浮預熱器(Suspension Pre-heater)，可明顯提升旋窯熱效率，透過持續進行設備更新，提高設備效能，才能進一步提升能源效率。

(2)增加生質物的使用

開發中國家水泥窯爐使用生質物的比重不高，一般在 5%以下，若能逐步提高生質物使用比重，對於 CO₂ 減量將有明顯貢獻；但此項工作極具挑戰性，須長期穩定的供應鏈包括生物廢棄物及農業廢棄物。

(3)提升用電效率

結合廢熱回收技術及高效率設備，每噸水泥耗電量可小於 40 度，相當於減

少 2/3 的廠用電。對於新設水泥廠，生產每噸水泥的最大耗電量指標，水泥業者與政府部門間應取得共識；對於暨有水泥廠亦應朝此一目標逐步推動。

(4)發展碳捕獲與封存

水泥業 CO₂ 大規模減量在現階段仍具有相當困難度，CO₂ 封存為未來可行方案之一，為了回收所排放 CO₂，新廠在設計上應考量到如何與碳捕獲與封存技術結合。

2.使用面

(1)提高水泥使用效率

藉由正確的施工法設計以及高品質水泥的使用，可明顯減少水泥用量；水泥生產者需加強與客戶之間的合作，使水泥從生產到使用整個生命週期，能夠做合理且有效的利用。

(2)提高水泥添加劑比例

普通波特蘭水泥(Ordinary Portland Cement)為目前最普遍使用的產品，優良的波特蘭水泥添加劑可減少 CO₂ 排放量達 20~80%，水泥孰料比重降低至 75%為長期努力的目標。預估至 2030 年，若添加劑比重占波特蘭水泥的 20%，則水泥業 CO₂ 排放量可減少 10%。

五、結論

2010 年非金屬礦物製造業整體產值較 2009 年明顯回升，能源密集度則明顯下降，顯示產業受到金融風暴衝擊的影響已明顯縮小。水泥業與經濟景氣息息相關，2010 年整體景氣已明顯復甦，因此水泥產量與 2009 年比較呈現回升局面；且由於內銷需求暢旺，內銷量甚至超越 2008 年水準。水泥業需求提高導致產值上升幅度高於能源使用量增加幅度，加上廠商持續進行節能改善措施，使得水泥業能源密集度呈現微幅下降。

目前國內水泥供給量已高於國內需求，市場已呈現飽和狀態，未來國內各大廠不易再有擴充產能計劃。另外從使用能源的比重來看，煤炭是水泥產業最主要的能源消費，2010 年煤炭占了總能源消費的六成以上；鼓勵廠商進行煤炭方面的節約，將直接有助於提高能源使用效率。水泥業為高耗能產業，若能利用廢棄物做為輔助燃料，除可降低燃料成本，亦有助於解決國內工業廢棄物。水泥業使用煤炭比重相當高，未來在 CO₂ 減量方面，應會受到相當程度重視；若能由政府及業者共同投資研發 CO₂ 減量技術，將有利於水泥產業長期發展。未來水泥業獲利能力將取決於 CO₂ 排放強度，暨有水泥廠藉由技術提升以及製程改善或加速淘汰低效率的設備，可明顯降低 CO₂ 排放。

六、致謝

本研究工作承蒙能源局資助，謹此致謝。

七、參考文獻

1. AREMOS 經濟統計資料庫，台灣地區工業生產統計資料庫，財團法人經濟資訊推廣中心，2010 年 2 月。
2. 中華民國統計資訊網，<http://www.stat.gov.tw/mp.asp?mp=4>，行政院主計處，2010 年。
3. 台灣區水泥工業概況，台灣區水泥同業公會，2010，4 月。
4. A blueprint for a climate friendly cement industry, *World Wide Fund International*, 2008.

冷卻水塔最佳化操作技術建立

Technology Development of Optimal Operation for the Cooling Tower

吳展維¹

Chan-Wei Wu

中鋼新材料研究發展處能源與空污防制組

Energy and Air Pollution Control Section, New Materials R&D Department, China Steel Corporation, Taiwan

謝賢書²

Shyan-Shu Shieh

長榮大學職業安全衛生系

Department of Occupational Safety and Health, Chang Jung Christian University, Taiwan

鄭西顯³

Shi-Shang Jang

清華大學化工系

Department of Chemical Engineering, National Tsing Hua University, Taiwan

摘要

本文主要探討冷卻水塔與汽輪機之間的關係，並建立兩者之最佳操作技術，在冷卻水塔風扇耗電與汽輪機發電之間找到一最大淨發電效益。本研究利用逐步回歸法(stepwise regression method)來分析影響汽輪機發電機效率以及冷卻水塔出口水溫之重要參數，進而建立冷卻水塔風扇之最佳操作模式，提供現場人員作為運轉上的決策參考，進而改善能源管理並降低運轉成本。經最佳化模式計算後調整風扇，淨效益估算可增加 200 萬度/年，CO₂ 減量 1299 噸/年。

關鍵字：冷卻水塔、汽輪機、最佳化操作、動力工場

Abstract

This paper presents a model-based optimization approach to determine operation mode of a set of fans in the cooling tower by considering turbine-generator and cooling tower as an integrated system. The optimization problem is formulated as to maximize the net power output, which is the result of subtracting power consumption of fans in cooling tower from power generated by turbine-generator. The operations of both units are characterized by a data-driven method, local model network, which presents a set of local models in the formats of linear equations. Stepwise variable

¹ 中鋼新材料研發處能源與空污防制組，工程師，E-mail: 160044@mail.csc.com.tw

² 長榮大學職業安全衛生學系，教授

³ 清華大學化工系，教授

selection is employed to identify key variables as a way of reducing the number of variables and avoiding over-fitting. The optimal problem is then solved by linear programming algorithm. A case study conducted in a commercial plant demonstrates that the proposed approach can increase net power output for about 2,000,000kWh/Year.

Keyword: Cooling tower, turbine, optimal operation, power station

一、前言

溫室氣體的排放受到全球的關注，而減少溫室氣體排放的最重要策略之一即為提高能源使用效率。在各種產業的製程中提升機台運轉效率，除了能節省能耗、降低成本外，同時也減少溫室氣體的排放。在許多產業中都有冷卻水塔搭配汽輪機的裝置，冷凝器真空壓力受冷卻水塔[1]之進出口溫度以及冷卻水之流量影響，對於汽輪機之運轉效率[2]極為重要。我國冷卻水塔使用情形非常普遍，製造廠商也不少，但深入探討研究冷卻水塔之單位卻不多，不像美國之 C.T.I(Cooling Tower Institute)和日本的 J.C.I(Japan Cooling Tower Institute)，這些協會訂定了冷卻水塔之標準，專司理論研究和技術改良促進廠商之發展，提供學術性或實用性的資料文獻。

冷凝器和冷卻水塔雖為兩個分開之機台，但卻有密不可分的關係，汽輪機利用蒸汽發電而將蒸汽通入冷凝器，蒸汽經冷凝器冷凝成為鍋爐飼水，若冷卻水溫度低，將可使冷凝器真空度提升（壓力越低），使得蒸汽使用更完全，發出更多電量；但若要求更低之冷卻水溫度，則需將冷卻水塔風扇轉速提升，如此會造成風扇之耗電功率提升。因此本研究之主要目的則是找出冷卻水最佳控制溫度，並分析冷卻水出口溫度、冷凝器真空度以及汽輪機末段發電功率之間的關係，最後利用回歸分析法取得冷卻水塔和汽輪發電機之運轉模型，進而建立兩者之間最佳化操作技術，提供現場操作人員進行風扇的控制，提高整體淨發電效益。

二、研究方法

本研究系統如圖 1 所示，包含一座冷卻水塔(CT-4)、兩部汽輪發電機(TG-6 & TG-7)。冷卻水塔主要包括六座風扇，並提供約 2.1×10^7 kg/h 之循環冷卻水在冷凝器內冷凝末段蒸汽。完成冷凝後之循環冷卻水會再次回到冷卻水塔中，經由風扇將空氣吸入塔中與冷卻水作熱交換。

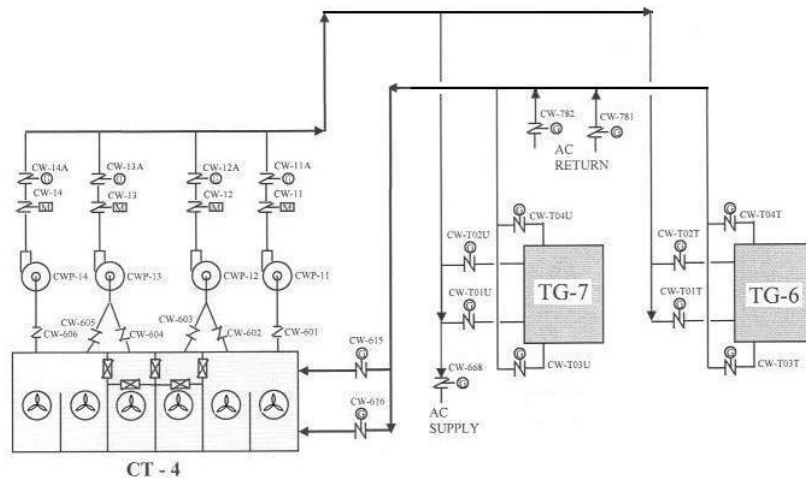


圖 1、冷卻水塔對應汽輪發電機之冷卻水循環示意圖

2.1 汽輪機系統

本研究中的汽輪發電機額定負載為 66000kW，如圖 2 所示，除了汽輪發電機主體外，還包含兩個低壓加熱器（LP-1 & LP-2, low pressure heater）與一個冷凝器，在最後低壓蒸汽排出而經由冷凝器冷凝前，中間有三段抽汽，第一段抽汽作為除氧櫃（加熱並去除飼水中不凝結之氣體）加熱使用，第二段抽汽與第三段抽汽則經由 LP-2、LP-1 加熱由冷凝器所冷凝下來的蒸汽，提高熱循環使用效率，TG-6 與 TG-7 之冷凝器冷卻水由 CT-4 提供。

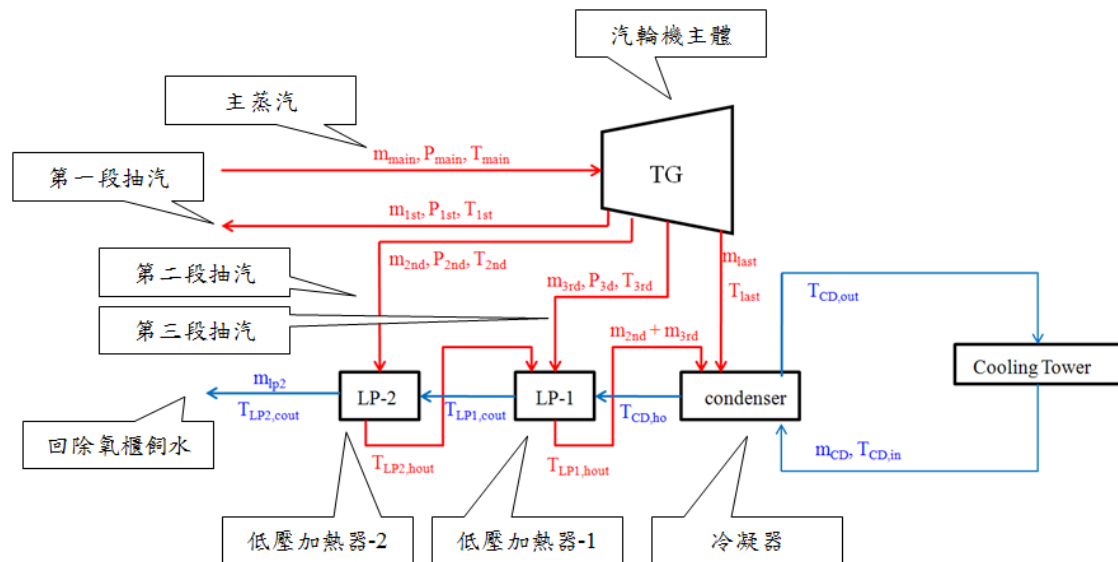


圖 2、TG-6 和 TG-7 汽輪發電機各部分示意圖

2.2 冷卻水塔

本研究中之冷卻水塔為一機械引導通風橫流式如圖 3 所示，總尺寸為 60m×22.55m×22.037m，並設有四部離心式泵浦，主要功能是提供冷卻水給 TG-6 與 TG-7 之主機冷凝器，用以冷卻作功後的蒸汽以維持其真空度，經過熱交換後

之溫水則回收至冷卻水塔予以強制冷卻，供再次循環使用，因為系統中 CT-4 冷卻循環水量目前操作變動小，因此泵浦的總耗電功率也視為定值而不列入控制。

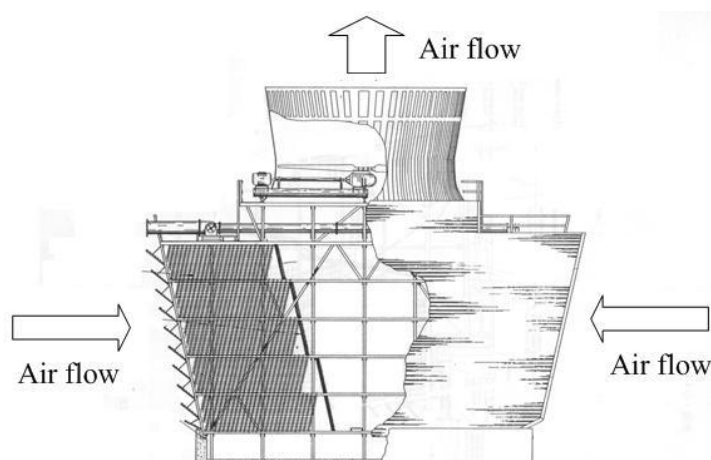


圖 3、CT-4 冷卻水塔截面圖

CT-4 冷卻水塔，共分成 6 個單位，塔底每單位設置 6 個水池，在氣、液能量與質量交換過程中所蒸發的水量或溢散的水量，會經由補水而保持其冷卻循環水的流量穩定，塔頂共設有 460V 風扇 6 座，每座負責一個單元，分為高轉速、低轉速兩段速度控制式，電流量則分別為 200A 與 40A，可視其運轉需要作選擇。

2.3 冷卻水塔

2.3.1 汽輪機模型

汽輪機之效率為發電功率與汽輪機作功的比值，且根據圖 2 系統圖得知，汽輪機作功部份除了入口主蒸汽熱焓外，尚需扣除第一到抽汽以及低壓加熱器出口流體之熱焓，因此效率計算可以表示如下：

$$m_{main} \times H_{main} - m_{1st} \times H_{1st} - m_{lp2} \times H_{LP2,cout} \quad (1)$$

本研究目的主要在於控制冷凝器冷卻水入口溫度，使得汽輪發電機與冷卻水塔系統的淨效益最大化，因此需要將上式中飼水熱焓（ $m_{lp2} \times H_{LP2,cout}$ ）表示成冷凝器冷卻水溫度之相關式。由圖 2 所示，汽輪機第二段抽汽、第三段抽汽與末段排汽透過熱交換器（LP-1 熱交換器、LP-2 熱交換器、冷凝器）與冷卻水進行熱交換，而最後結果即為流量為 m_{lp2} 與溫度為 $T_{LP2,cout}$ 的飼水，因此(1)式中飼水熱焓可表示為：

$$m_{lp2} \times H_{LP2,cout} = m_{2nd} \times H_{2nd} + m_{3rd} \times H_{3rd} + m_{last} \times H_{last} - m_{CD} \times C_{p,w} \times (T_{CD,out} - T_{CD,in}) \quad (2)$$

由上述效率計算公式(1)可知，計算汽輪發電機效率需要各段蒸汽流量、溫度、壓力（求熱焓）與冷卻水流量、溫度，可以將效率表示為：

$$\eta = f(W_{TG}, m_{main}, P_{main}, T_{main}, m_{1st}, P_{1st}, T_{1st}, m_{2nd}, P_{2nd}, T_{2nd}, m_{3rd}, P_{3rd}, T_{3rd}, m_{last}, T_{last}, m_{CD}, T_{CD,out}, T_{CD,in}) \quad (3)$$

考量到機組長年運轉下，感測器維護不易與效率計算的便利性與實用性，因此將利用統計方法建立汽輪發電機效率的統計模型。

2.3.2 冷卻水塔模型

冷卻水塔熱交換系統如圖 4 所示，乾空氣質量流率為 m_{air} ，空氣乾球溫度為 $T_{air,in}^D$ ，濕度為 H_{in} ，由冷卻水塔底部輸入，而塔頂則以空氣乾球溫度為 $T_{air,out}^D$ ，濕度為 H_{out} ，與相同的乾空氣質量流率輸出；液體方面由塔頂輸入，質量流率為 $m_{cw,in}$ ，溫度為 $T_{cw,in}$ ，塔底則以質量流率 $m_{cw,out}$ ，溫度 $T_{cw,out}$ 輸出。考慮一截面積為 S ，塔內距離塔底 Z 處之短區間 dZ ，設其空氣與水溫度分別為 T_{air}^D 及 T_{cw} ，空氣濕度為 H ，熱焓的平衡為[3]：

$$S \times m_{air} dH_{air} = S \times d(m_{cw} H_{cw}) \quad (4)$$

冷卻水塔液體蒸發量相較於液體流率而言非常微小，因此可以將 m_{cw} 視為定值。

$$m_{cw} dH_{cw} = m_{cw} C_{p,w} dT_{cw} \quad (5)$$

空氣總熱焓為三項之和：乾空氣之顯熱， T_0 (參考溫度)時液體之潛熱，蒸汽顯熱，即：

$$H_{air} = C_{pB}(T_{air}^D - T_0) + \cancel{\lambda_0} + C_{pA} \cancel{\lambda}(T_{air}^D - T_0) \quad (6)$$

式中 C_{pB} 、 C_{pA} 分別為蒸汽比熱與乾空氣比熱， λ_0 為 T_0 時液體之潛熱，而濕氣比熱 (C_s , Humid heat) 可表示為：

$$C_s = C_{pB} + C_{pA} \cancel{\lambda} \quad (7)$$

所以(6)式可以表示為：

$$H_{air} = C_s(T_{air}^D - T_0) + \cancel{\lambda_0} \quad (8)$$

同時，

$$dH_{air} = C_s dT_{air}^D + \lambda_0 d\cancel{\lambda} \quad (9)$$

故(1)式可以表示為：

$$m_{air}(C_s dT_{air}^D + \lambda_0 d\cancel{\lambda}) = m_{cw} C_{p,w} dT_{cw} \quad (10)$$

由(10)式可清楚知道，當乾空氣流量、空氣進出口溫度、空氣進出口濕度與液體流量已知下，可以計算液體出入口溫度差。

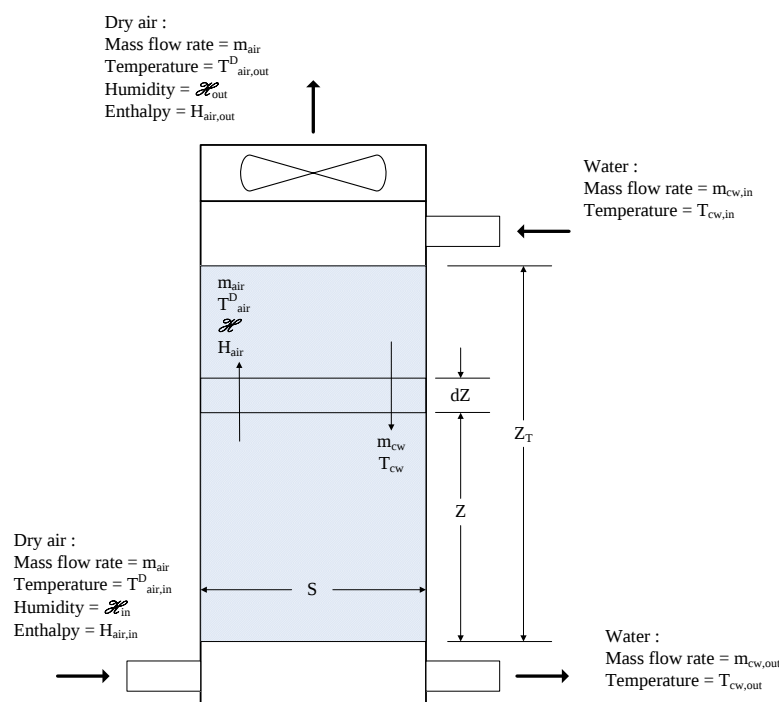


圖 4、冷卻水塔內空氣與水接觸示意圖

在現實方面，CT-4 冷卻水塔 6 個空氣出口處（風扇上方）並未設置乾、濕球溫度計與濕度計，使得乾空氣質量流率、濕空氣質量流率、空氣出口乾球溫度與濕度無法獲得，因此以各風扇的耗電功率的總和（ W_{fan} ）來代替濕空氣質量流率，同時再以冷卻水塔入口溫度（ $T_{cw,in}$ ）、入口空氣乾球溫度（ $T_{air,in}^D$ ）與空氣相對濕度（ $\mathcal{H}_{R,in}$ ）建立冷卻水塔出口水溫（ $T_{cw,out}$ ）關係式，即：

$$T_{cw,out} = f(T_{cw,in}, T_{air,in}^D, \mathcal{H}_{R,in}, W_{fan}) \quad (11)$$

本研究主要考量到發電機組長年運轉下，感測器維護不易與效率計算的便利性與實用性，因此利用統計方法建立汽輪發電機效率以及冷卻水塔水溫的統計模型。

三、汽輪機與冷卻水塔模型建立與預測結果

3.1 汽輪機效率模型建立

建立汽輪機效率模型，除了需要考量符合原先物理公式意義以及模型解釋能力外，還需合乎實際模型的利用性，因此需要將某些變數固定於模型中，其餘再由逐步回歸法挑選。發電量為汽輪機的負載狀況，是工廠裡能源分配最重要變數，而汽輪機效率對發電量的關係並不是單存的線性關係，可以由圖 5 看出，無論 TG-6、TG-7 在較低或較高的第一段抽汽量下，效率與發電量的關係存在著二次函數關係，因此需要將發電量以及發電量平方兩項固定在效率的模型中，使負

載能最直接的表示與效率之間的關係。

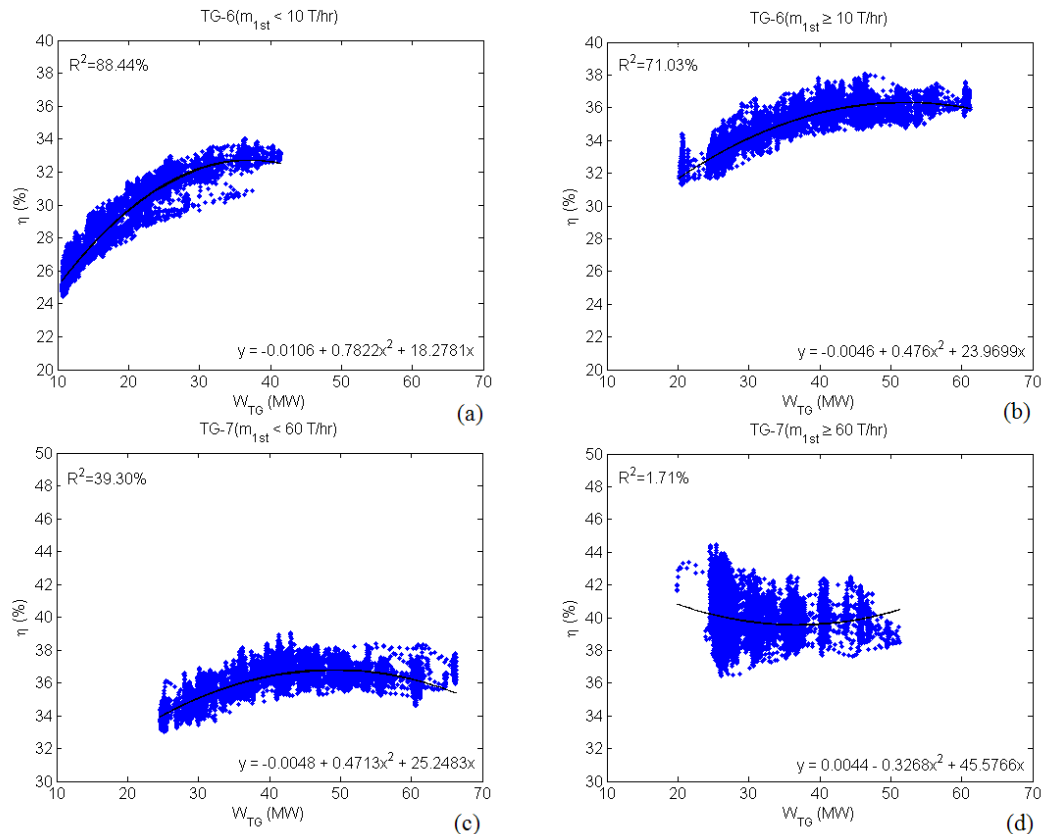


圖 5、汽輪發電機效率對發電功率關係(a) TG-6, $m_{1st} < 10$ T/hr (b) TG-6, $m_{1st} \geq 10$ T/hr (c) TG-7, $m_{1st} < 60$ T/hr (d) TG-7, $m_{1st} \geq 60$ T/hr

本研究最主要目的在於如何控制冷凝器冷卻水入口溫度使汽輪發電機與冷卻水塔系統有最大淨發電量，即使冷凝器冷卻水入口溫度相較於其他抽汽或排汽的熱焓對效率的影響來的小，但是卻為汽輪發電機受外在條件控制最重要的變數，其餘變數除主蒸汽外，皆屬於系統本身各階段抽汽壓力大小控制，因此為了反應冷卻水塔改變風扇的操作對汽輪發電機效率的影響，冷凝器冷卻水入口溫度需為效率模型中固定變數。

基於上述考量，汽輪機效率模型中則預先將 W_{TG}^2 , W_{TG} , $T_{CD,in}$ 視為固定變數，接著分別針對不同抽汽量進行挑選，以前 2/3 的數據為訓練組，後 1/3 為測試組，並就其模型解釋能力與穩定性討論所挑選之變數需要性。上述所提的汽輪機效率計算公式中包含各段蒸汽與水的流量、溫度、壓力，而經由逐步回歸法所挑選的變數中除了固定變數 (W_{TG}^2 , W_{TG} , $T_{CD,in}$) 外，TG-6 選入的變數為 $T_{LP1,cout}$, m_{1st} , P_{main} ，TG-7 則選入 m_{1st} , P_{main} ，而其餘溫度壓力如第一段抽汽的溫度與壓力，第二段抽汽的溫度與壓力，第三段抽汽溫度與壓力.....等皆未被挑選，此結果乃源自於變數本身與模型固定變數的相關性太高（可能有共線性的問題）與對效率的解釋能力不強。

綜合以上結果將 W_{TG}^2 , W_{TG} , $T_{CD,in}$ 固定於模型中，並藉由自由挑選選入其他重要變數，TG-6 與 TG-7 效率可以分別表示為：

$$\eta_{TG-6} = a_0 + a_1 W_{TG}^2 + a_2 T_{CD,in} + a_3 W_{TG} + a_4 T_{LP1,cout} + a_5 m_{1st} + a_6 P_{main}$$

$$\eta_{TG-7} = b_0 + b_1 W_{TG}^2 + b_2 T_{CD,in} + b_3 W_{TG} + b_4 m_{1st} + b_5 P_{main}$$

其中 W_{TG} 為發電量 (MW)、 $T_{CD,in}$ 為冷卻水入口溫度 (°C)、 $T_{LP1,cout}$ 為低壓加熱器冷卻水出口溫度、 m_{1st} 為第一道抽汽流量 (T/H)、 P_{main} 則是主蒸汽壓力 (kg/cm^2)。

不同的抽汽情況挑選的重要變數與模型係數皆不同，因此利用單一模型不足以來解釋汽輪發電機的效率，因此本研究另外開發多模型分析方法來建立整個模型，以涵蓋整個系統的變化。將 TG-6 和 TG-7 2 月份~3 月份之測試組數據帶入模型進行分析，結果如圖 6 所示，比較測試組實際效率與模型效率如所示，結果分別顯示 $Fit=88.58\%$ ， $MSE=0.1928$ 以及 $Fit=75.06\%$ ， $MSE=0.3541$ ，結果顯示其預測結果之相關性相當好。

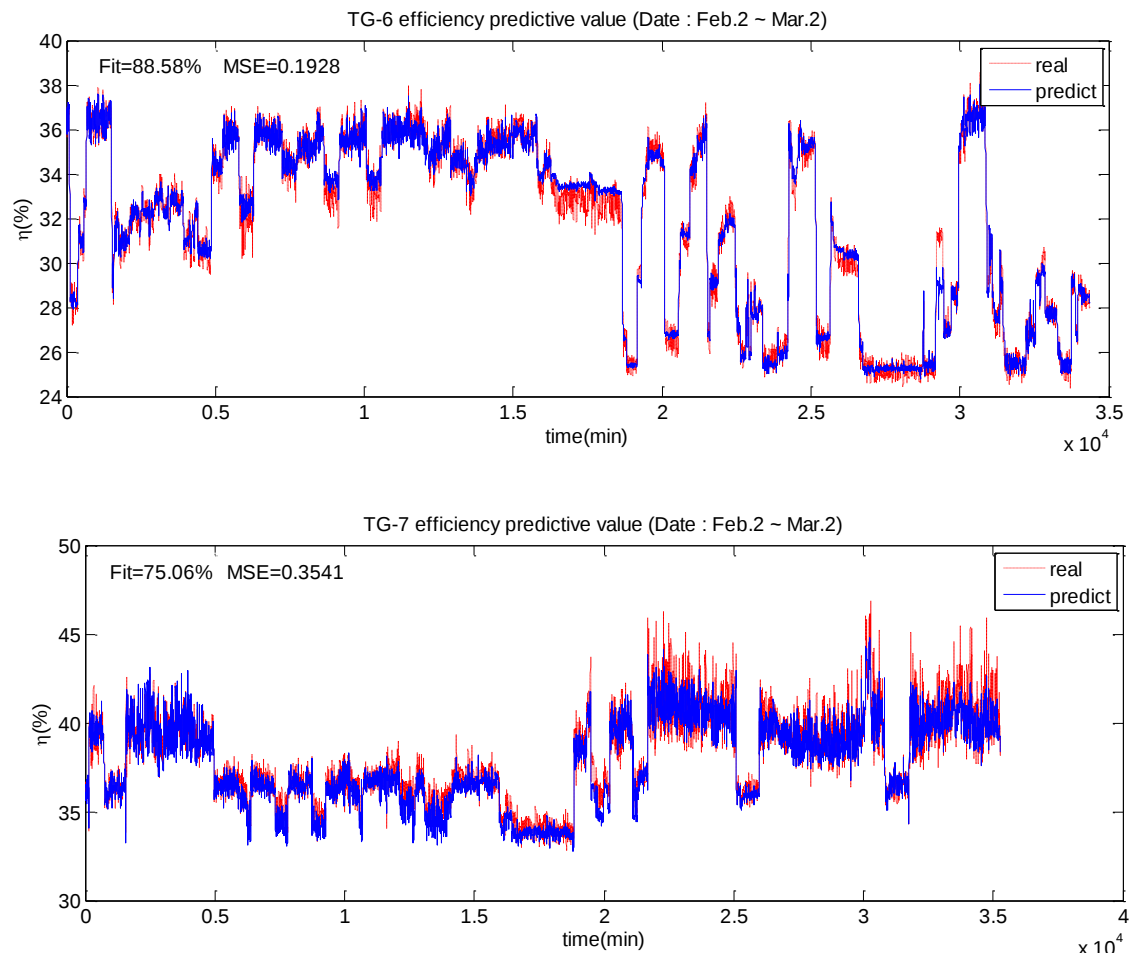


圖 6、TG-6 和 TG-7 之效率預測結果 (2/2~3/2)

3.2 冷卻水塔出口水溫模型建立

冷卻水塔水溫模型建立和汽輪發電機原理相同，同樣利用多模型方式來進

行，如下所示：

$$T_{CD,in}=T_{CW,out}=c_0+c_1T_{cw,in}+c_2T_{air,in}^D+c_3Hum_{in}+c_4W_{Fan}$$

其中 $T_{cw,out}$ 為冷卻水塔出口水溫(°C，即為冷凝器入口水溫， $T_{CD,in}$)、 $T_{cw,in}$ 為冷卻水塔入口水溫(°C)、 $T_{air,in}^D$ 為冷卻水塔入口空氣溫度(°C)、 Hum_{in} 為冷卻水塔入口空氣相對濕度(%)、 W_{Fan} 為風扇耗電。

以下為冷卻水塔出口水溫模型與預測結果，建模部分採用二月份數據(2/2~3/2)前5000筆資料，測試組數據為剩餘的二月份數據、三月份數據(3/4~3/30)與四月份數據(4/1~4/27)，測試組實際水溫與模型水溫的比較，則利用Fit值與MSE表示。

將2月份測試組數據帶入模型，比較測試組實際水溫與模型水溫如圖7所示，結果顯示Fit=77.62%，MSE=0.0682，預測趨勢和實際結果很接近。

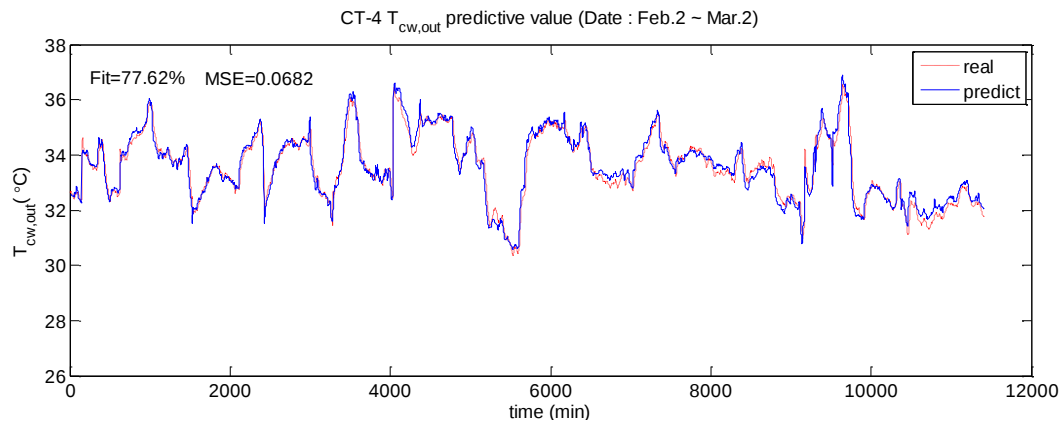


圖 7、CT-4 出口水溫預測結果 (2/2~3/2)

四、最佳化操作技術建立與應用

4.1 目標函數與最佳化流程

本文建立的目標函數為TG-6、TG-7 汽輪機發電功率總和($WTG6+WTG7$)減去冷卻水塔的風扇功率(W_{fan})消耗之最大淨值，即最大淨發電功率：

$$Max\{W_{TG6,i,j} + W_{TG7,i,j} - W_{fan,j}\} \quad (12)$$

其中 $i=1,..., n$ ， $j=1,..., M$ ， $W_{TG6,i,j}$ 、 $W_{TG7,i,j}$ 表示第 i 筆且風扇組合為第 j 種時6號與7號之汽輪機發電， $W_{fan,j}$ 表示第 j 種風扇組合的耗電功率，也就是表示在當前負載以及天氣情況下為冷卻水塔尋找一組最佳的風扇操作模式使汽輪發電機與冷卻水塔系統有最大淨發電功率，當改變風扇操作後沒有進一步效益時，則風扇操作維持原樣，此最佳化流程可以由圖7表示，其中： $W_{net,i,j}=WTG6,i,j+W_{TG7,i,j}-W_{fan,j}$ ， $W_{net,real,i}$ 為實際第 i 筆淨發電功率， $W_{net,modify,i}$ 為修改後最佳淨發電功率。

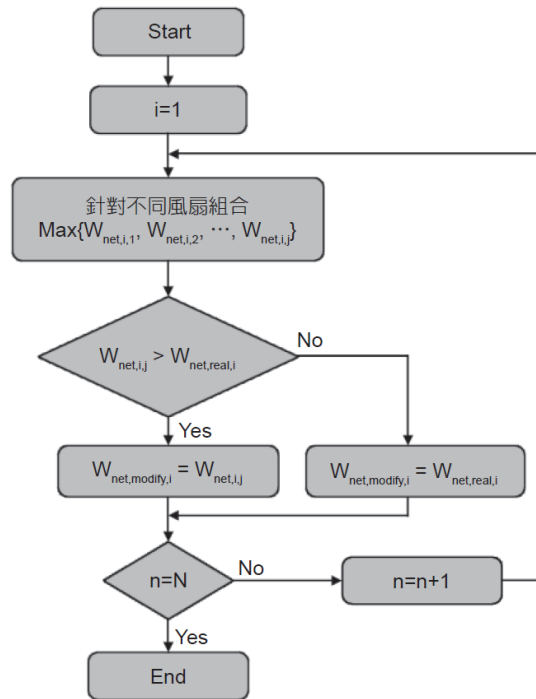
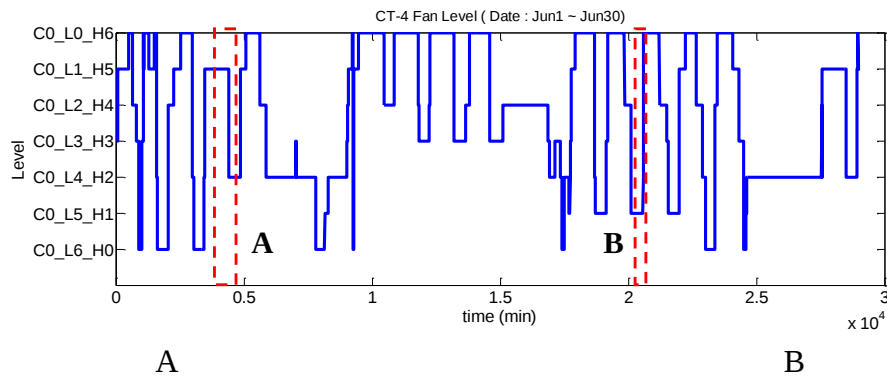


圖 8、最佳化操作流程圖

為了瞭解現場風扇的操作特性，因此先以風扇變化對出口水溫的影響進行探討。圖 9 為風扇變化與水溫的關係圖，圖上 A 和 B 則是隨意分析兩組風扇由低至高或高至低調整時的狀況，其中 Ci_Lj_Hk 分別表示六個風扇的關閉數(Ci)、低轉速數風扇數目(Lj)與高轉速數風扇數目(Hk)，其 $i + k + j = 6$ 。根據結果顯示，由於水溫與負載有關係，風扇轉速升降對水溫的影響較無法得到絕對高低的變化，因此僅能判定風扇變化到水溫穩定之間的關係，以作為後續操作時間間隔的參考。由結果顯示，當風扇操作模式改變之後，水溫變化到穩定則大約需要經過 15 至 20 分鐘，因此風扇調整之時間應該要大於 20 分鐘較為適當。



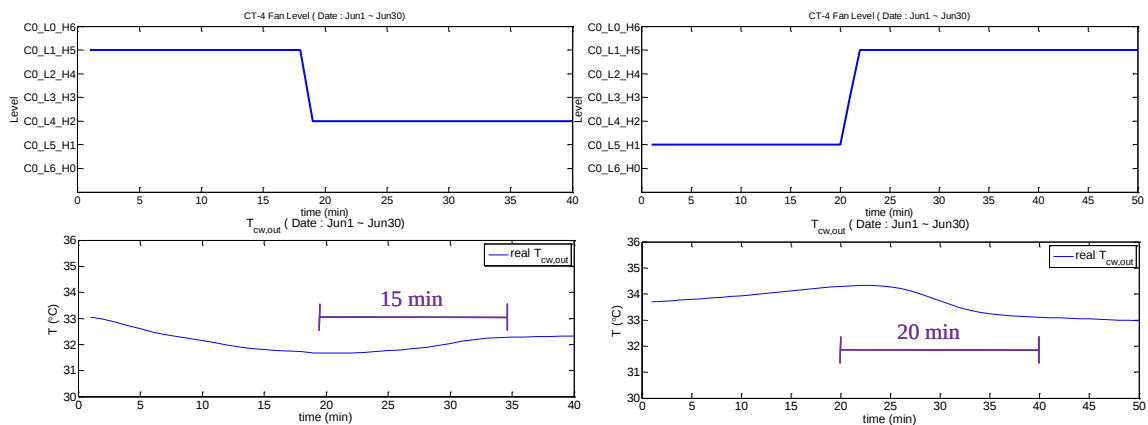


圖 9、風扇高低負載變化對水溫之影響

在了解現場風扇調整與水溫關係後，另外開始分析風扇調整之時間間距對於整個淨發電效益之影響。表 1 為變頻操作與階段操作最佳化結果，由結果可知，變頻操作的最佳化結果的確優於階段操作的最佳化結果，且隨著階段操作調整時間的增加，發電量效益會隨之遞減，但效益影響不大。由每分鐘調整一次至每 30 分鐘調整一次，發電量效益減少 3490 kWh，影響幅度僅僅約降低 2.3%。因此在現場未安裝變頻器操作之前，在考量現場操作方便性以及設備反應及安全性，決定以 30 分鐘作為最佳化操作間距較為理想。

表 1、操作模式與發電量效益的關係

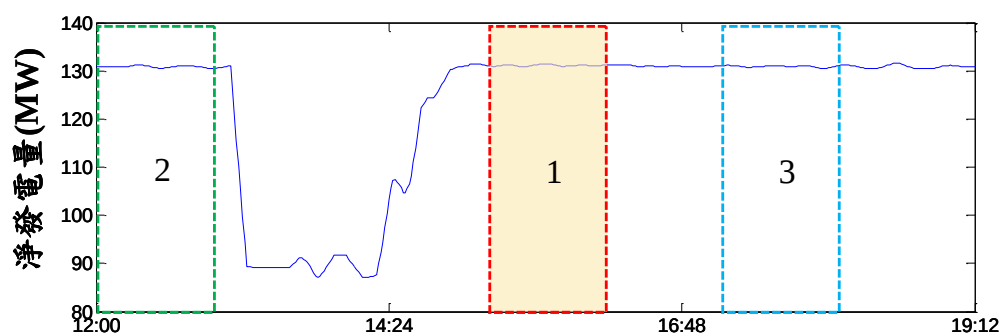
操作模式	淨發電效益(kWh/月)	影響幅度
變頻操作	150550.52	-
階段操作(每分鐘調整一次)	134203.66	-10.8%
階段操作(每 10 分鐘調整一次)	133507.90	-11.3%
階段操作(每 20 分鐘調整一次)	132242.79	-12.1%
階段操作(每 30 分鐘調整一次)	130713.21	-13.1%

4.2 On-line 試驗分析

圖 10 為 Test1 現場實際進行最佳化測試之結果，圖上 1 代表進行最佳化模式之實驗組，其餘 2 和 3 則是現場原始操作之對照組。由於淨發電量會受到現場不確定因素影響，因此在估算時則需以相同負載下之發電量進行統計。由實驗與對照組結果顯示，經過最佳化調整後的結果比未最佳化的發電淨效益（TG 發電扣除風扇耗電，分別為 131093、130850 和 130898kW），平均每小時多出 243 和 195kW（平均為 219kW），因此若以一年計算，約可增加 $219\text{kW} \times 24\text{h} \times 365\text{day} \times 0.9$ 操作率 ~ 170 萬度電，二氧化碳減量幅度可達 1089 噸/年左右。

由操作模式分析，由於第 2 組未經最佳化時之風扇模式為 C1L5H0，因為此

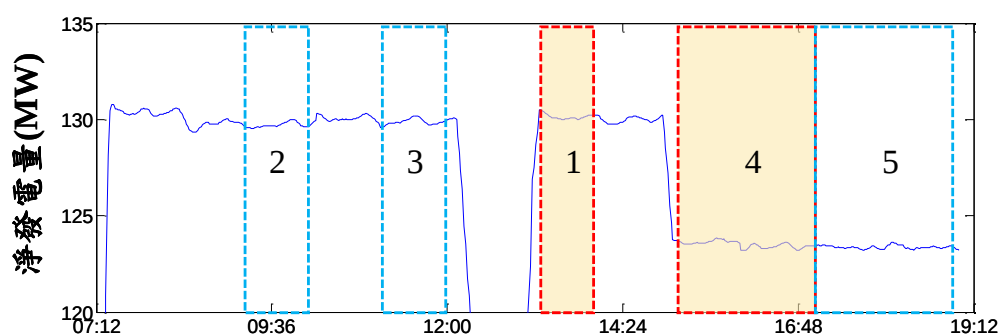
時恰逢中午，濕球溫度較高，因此 TG-6 和 TG-7 效率明顯比最佳化之第 1 組 (15:00~16:00) 來的低；而第 3 組濕球溫度理論上會比第 1 組來的低一點，但由於此時未採最佳化模式，造成風扇耗電過高，即使第三組之 TG 效率較好，但整體淨效益卻是降低的，顯示此時應以最佳化模式來調降風扇，因此第 1 組和第 3 組兩者之淨發電量的差異則是以耗電的差別較大所造成。



組別	時段	TG發電(kW)	風扇耗電(kW)	淨效益平均(kW)	TG-6效率(%)	TG-7效率(%)	風扇開關
1	實驗組 (15:00~16:00)	131207	114	131093	36.52	37.72	C0L6H0
2	對照組a(12:00~13:00)	130936	86	130850	35.97	36.94	C1L5H0
3	對照組b(17:00~18:00)	131229	331	130898	36.47	37.91	C0L3H3

圖 10、Test1 現場實際最佳化測試結果

圖 11 為 Test2 現場實際進行最佳化測試之結果，本次測試共分兩次，圖上 1 和 4 分別代表上午和下午之最佳化測試結果，其餘 2、3 和 5 則是現場原始操作之對照組。由結果顯示，第一部分 (1~3 組) 經最佳化調整後的實驗結果比未最佳化的淨效益 (分別為 130111、129749 和 129880kW)，平均每小時多出 362kW 和 231kW (平均為 296kW)，因此若以一年計算，約可增加 $296\text{kW} \times 24\text{h} \times 365\text{day} \times 0.9$ 操作率 ~ 233 萬度電，二氧化碳減量幅度可達 1484 噸/年左右。第二部分 (4~5 組) 數據經過最佳化調整後的結果比未最佳化的淨效益平均每小時多出約 260kW，因此若以一年計算，約可增加 $260\text{kW} \times 24\text{h} \times 365\text{day} \times 0.9$ 操作率 ~ 200 萬度電，二氧化碳減量幅度可達 1274 噸左右。因此根據三次實驗結果，平均可提高淨發電效益 200 萬度/年，二氧化碳平均減量可達 1623 噸/年。



組別	時段	TG發電(kW)	風扇耗電(kW)	淨效益平均(kW)	TG-6效率(%)	TG-7效率(%)	風扇開關
1	實驗組 (13:20~14:00)	130436	325	130111	36.33	37.72	C0L3H3
2	對照組a(09:00~10:00)	130071	322	129749	36.24	37.30	C0L3H3
3	對照組b(11:00~12:00)	130118	238	129880	35.78	36.78	C0L2H4

組別	時段	TG發電(kW)	風扇耗電(kW)	淨效益平均(kW)	TG-6效率(%)	TG-7效率(%)	風扇開關
4	實驗組 (15:00~17:00)	123741	106	123635	36.47	37.78	C0L6H0
5	對照組a(17:00~19:00)	123796	326	123470	36.8	38.07	C0L3H3

圖 11、 99.12.14 現場實際最佳化測試結果

根據 2 次操作模式分析，上午部分最佳化所產生的淨效益結果主要來自於提高 TG 發電所產生的，而下午則是由風扇節電所產生的。以下午結果來看，15:00~17:00（實驗組）理論上會比 17:00~19:00（對照組）之濕球溫度來的稍微高一點，但因為 17:00~19:00 風扇並未進行最佳化操作，造成風扇過度耗電，即使此時之 TG-6 和 TG-7 效率(36.8%和 38.07%)大於 15:00~17:00 之效率(36.47%和 37.78%)，但因為耗電量超過發電量的增加，造成整體淨效益下降，因此最佳化操作確實有其必要。

經由最佳化操作 on-line 試驗發現，目前改善的模式主要有兩類：一為現場 TG 處於效率較高、但風扇耗電蓋過發電增加，整體淨效益為負值，因此需以最佳化模式使其降低耗電，達到淨效益正值；另一則是 TG 效率較低、風扇耗電小，因此需要以最佳化模式提高風扇耗電、提升 TG 效率，使發電量幅度大於風扇增加之耗電，以致於整體淨效益最大，因此單純提高 TG 效率並非是最佳的手段，需整體考量淨發電效益為最佳。

五、結論

為了因應工廠內能源調度與對外購電時段的成本考量，有效的降低運轉成本以及減少污染排放相當重要。本研究主要探討冷卻水塔與汽輪機之間最佳化操作模式，提高整體淨發電效益。利用統計回歸方式分析影響汽輪機效率以及冷卻水塔進口水溫之相關變數，並建立效率與進口水溫最佳化操作模式。經實際線上試驗發現，在相同發電負載下，經最佳化模式運算所建議調整之風扇操作，整體淨效益估算每年可增加 200 萬度/年，效益約 400 萬元/年、CO₂ 減量 1299 噸/年。

六、參考文獻

1. J.E., Braun and G.T. Diderrich, Near-Optimal Control of Cooling Towers for Chilled-Water Systems, *Johnson Controls, Inc.*, Milwaukee, WI.
2. A. DeVilliers and P. Bosman, Optimizing Turbine Cycle Heat Rate Against Cooling Tower Operations, *Proceedings of the American Power Conference*, Vol. 61, NO. 2, pp.856-861, 1999.
3. McCabe, W. L., Smith, J. C. and Harriott, P., *Unit Operations of Chemical*

Engineering, 6th ed., McGraw-Hill, pp.596-621, 2004.

4. 李靖南，可變能量冷卻水塔，*中華民國冷凍空調學會季刊：冷凍空調*，第44-49頁，1997年10月。
5. M.R. Stout Jr. and J.W. Leach, Cooling Tower Fan Control for Energy Efficient, *Energy Engineering*, Vol. 99, pp.7-31, 2002.

火花電漿燒結法製備高效率奈米/非晶質結構之碲化鉍銻熱電合金

The Nano/Amorphous Structure of High Efficiency BiSbTe Thermoelectric Alloys Prepared by Spark Plasma Sintering

葉建弦¹、周雅文²

Chien-Hsuan Yeh, Ya-Wen Chou

工業技術研究院綠能與環境研究所

Industrial Technology Research Institute, Green Energy and Environment Research
Laboratories

摘要

火花電漿燒結製程為一種藉由通入複合式脈衝/直流電流，使粉體界面產生快速接合的新興製程技術，其具有燒結時間短、可控制晶粒成長、降低燒結溫度及燒結密度高等優點。本文將說明 SPS 製程的燒結機制並介紹目前利用高能球磨法及熔融旋淬法所得之合金粉體搭配 SPS 燒結製備出高效率奈米/非晶質結構 BiSbTe 熱電合金之研究及工研院開發奈米結構熱電合金之現況。

關鍵詞：火花電漿燒結、脈衝/直流電流、高能球磨、熔融旋淬、奈米/非晶結構

Abstract

Spark plasma sintering (SPS) is a novel sintering method to join the interface of the powders rapidly by high power density pulse/DC current. The SPS method has the advantages of shorter sintering time, lower sintering temperature, the grain growth control and high sintering density. This report made a brief explanation of the mechanism of SPS technique and introduced the research and development of the nano/amorphous structure of BiSbTe thermoelectric materials prepared by high energy ball milling and melt spinning methods.

Keywords: Spark plasma sintering, pulse/DC current, high energy ball milling, melt spinning, nano/amorphous structure

¹工業技術研究院綠能與環境研究所，研究員，E-mail: chien-hsuan@itri.org.tw

²工業技術研究院 綠能與環境研究所，正研究員

一、前言

近幾年來，由於與生活息息相關的石化能源日漸耗竭引發油價飆漲問題，使得各國不得不開始尋找其他替代能源來減少能源短缺對國內的衝擊。目前國際間已有許多國家及研究單位紛紛投入資源進行風力、太陽能、地熱、生質能、海洋能及熱能等替代能源的技術開發，使各國的再生能源使用比例佔總能源使用比例逐漸上升，減少對石化能源的依賴。眾多能源中，熱能是我們日常生活中隨處可見的一種能量，大到高溫鍋爐，小到人體體溫都是熱能的來源。倘若能把這些熱能妥善地轉換應用於發電將能夠擴展再生能源的發展。

熱電技術為一種可以直接把這些熱能轉換成電能的新興再生能源技術。熱電轉換是熱電材料藉由控制內部載子的移動，以不需機械動件的方式直接進行熱能及電能間的轉換，因此具有應用於溫差發電、廢熱回收、電子元件冷卻及空調系統等方面的商業化潛力。熱電技術的發展現況可以分成高性能材料開發及發電/製冷應用模組，目前熱電模組最大的應用瓶頸在於價格過高及重量限制，性能表現也受限於熱電材料效率過低及模組化後的效能耗損，導致熱電模組無法廣泛地被應用，因此目前許多研究單位及資源大多積極投入在高效率熱電材料的開發，以提升熱電效能。評估熱電材料的熱能與電能間轉換效率通常是以熱電優值 (Thermoelectric figure of merit) ZT 值表示。 $ZT = S^2 \sigma T / \lambda$ ，其中 S 為 Seebeck 係數、 σ 為電傳導率、 T 為絕度溫度及 λ 為熱傳導率[1]。 ZT 值越高，表示該熱電材料之熱能與電能的轉換效率越高。欲得到高 ZT 值的熱電材料，可以藉由增加材料的導電率與 Seebeck 係數或減少熱傳導率來達到。然而在一般材料的性質表現上，欲增加材料導電率的同時通常也會增加其熱傳導率，導致材料 ZT 值增加幅度有限，因此目前是以具有小能帶間隙的半導體材料，利用製程條件控制來使 Seebeck 係數、熱傳導率及導電率之間取得一最佳的平衡，以期達到最大之熱電性能表現。

現在的高效率熱電材料開發主要的研究方向有二：提高材料電性表現：材料的電性質主要是跟載子特性及傳輸現象有關，可以藉由改變摻雜(Dopping)雜質的種類及濃度比例來調整材料的載子傳輸特性，提高材料的導電率。同時材料結構的奈米化效應亦可形成晶界位能層過濾低能載子並且改變電子態密度(Density of States)，增加 Seebeck 係數，提升材料的功率因子。

降低材料熱傳導性：材料的熱傳性質分別是由載子熱傳導及晶格熱傳導所貢獻，因此熱傳導率可以用 $\lambda = \lambda_e + \lambda_L$ 來表示， λ_e 為載子熱傳導率， λ_L 為晶格熱傳導率。晶格的熱傳導主要是利用聲子(Phonon)來進行傳遞，所以增加材料內部的聲子散射將能有助於降低材料熱傳導率。聲子的散射可以藉由複雜的晶體結構及材料結構微細化來達到。在材料結構方面，由於聲子在材料內部移動的平均自由徑約為數百 nm 左右，製造出具有奈米結構及非晶質結構的熱電材料，使材料組織中存在相當多的晶界或界面，將可以造成聲子的大量散射，而大大地降低材料的熱傳導特性，達到提升材料熱電性能的目的。

然而在現在許多的材料製程中，例如合金熔煉製程與傳統的粉末冶金製程，欲得到奈米結構或非晶質結構的熱電塊材並不容易，火花電漿燒結製程便提供了

一種快速燒結的方式，可以製備出具有奈米結構及非晶質結構的高效率熱電塊材。

二、火花電漿燒結製程(Spark plasma sintering method)

火花電漿燒結製程主要是在燒結時利用複合式脈衝/直流電流通過欲燒結粉體，如圖1所示，使粉體界面間產生高能量電漿及粉體本身的電阻熱，產生粉體表面局部熔融，且粉體原子快速擴散產生燒結現象，同時在燒結過程中輔以外加壓力讓粉體緻密化，得到高密度塊狀材料。由於整個燒結製程僅需數分鐘即可完成，因此可以達到快速燒結的目的。火花電漿燒結由於脈衝/直流電流輔助及快速燒結的特性，因此具有燒結時間短、可控制晶粒成長、降低燒結溫度、燒結密度高、可燒結梯度材料及複合材料等優點，同時電漿亦可有效清除表面雜質，提高材料品質，因此成為相當具有潛力的燒結技術。

熱電材料結構奈米化能形成大量界面散射效應，增加聲子的散射，同時改變電子態密度(Density of States)，增加Seebeck係數，使材料的ZT值提高。奈米結構熱電材料目前在實驗室以有機金屬化學氣相沉積法(MOCVD)或是分子束磊晶法(MBE)製造出奈米結構熱電鍍膜，其ZT值可以達到2.4以上[2]，但是若要具有可以商業化量產的可能，仍需開發可於塊材中製造奈米/非晶質結構的製程技術，才能滿足熱電轉換應用的需求。對於製備高效率奈米/非晶質結構熱電塊材，由於火花電漿製程的燒結溫度低且僅在數分鐘內即可完成燒結，有利於維持微細結構及高燒結密度，亦能消除粉體表面氧化物及雜質，具有量產製程潛力等特性，因此適合應用在奈米結構及非晶質結構熱電材料的製程技術開發。

熱電材料利用火花電漿燒結技術進行燒結可以藉由燒結溫度、燒結壓力、升溫速率、持溫時間及燒結氣氛等製程參數的調整來得到具有最佳化熱電優值的奈米/非晶質結構。目前國際間的研究單位，如美國麻省理工學院、新加坡理工大學及中國武漢大學等都已成功利用火花電漿燒結製程製備出奈米/非晶質結構之碲化鉍基熱電合金，並有豐碩的研究成果發表於重要的國際期刊[3-5]。

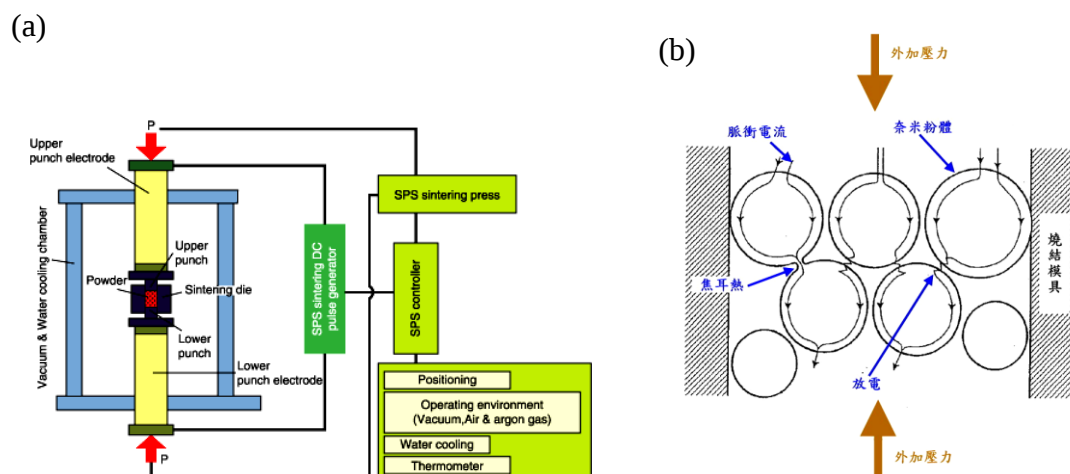
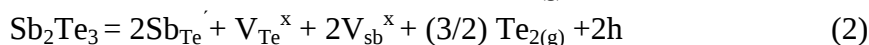
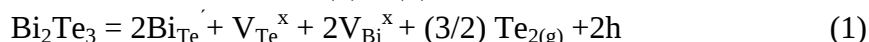


圖 1、(a)火花電漿燒結設備示意圖及(b)燒結機制圖[6]

三、碲化鉍熱電材料

碲化鉍(Bismuth telluride, Bi_2Te_3)材料是目前室溫下最常使用的熱電材料系統，長期以來也被認為是最好的熱電材料之一，其熱電優值可達到 $ZT=1$ 被認為是碲化鉍材料系統的極限。 Bi_2Te_3 的晶體結構為Rhombohedral方式堆疊，每個晶格具有重覆三個排序單位而成， $\text{Te}^{(1)}-\text{Te}^{(1)}$ 、 $\text{Te}^{(1)}-\text{Bi}$ 與 $\text{Te}^{(2)}-\text{Bi}$ ，其中 $\text{Te}^{(1)}-\text{Te}^{(1)}$ 為凡得瓦力鍵結，由凡得瓦力鍵結連接的層狀結構，擁有阻礙熱傳的效果，但也因為其鍵結力較弱，相對的降低 Bi_2Te_3 的機械性質，同時 Bi_2Te_3 合金的熔點為 585°C ，因此無法在較高的溫度下操作，但是由於物理性質方面具有明顯之異向性，又因整體的晶體結構完整，故擁有一定程度的導電性。 Bi_2Te_3 熱電材料是50年代以來所發現熱電優值最高的材料，此材料的發現使得熱電模組的應用得以實現，也促進了後續其他材料系統的開發與研究。此後，以 Bi_2Te_3 合金為基礎，常加入其他元素包括Sb、I、Ag、Se、Cu等[7-9]來提升其熱電性能。

Bi_2Te_3 合金中加入Sb元素形成BiSbTe合金，為目前組裝商用熱電元件最常被使用到的p型熱電材料。 BiSbTe 合金因為Bi-Te及Sb-Te彼此的陰電性標(Electronegativity)相近，呈現低的鍵結極性(Bond polarity)。製作成合金時，由於高溫過程使得Te散失形成Te的原子空位，當合金中的Bi或Sb原子去佔據到Te空位時，產生錯位缺陷(Anti-site defects)，提高載子濃度，因而具有良好的導電特性[10,11]。其生成anti-site defects機制如(1)及(2)式所示[12]：



另外根據文獻[1]提及 Bi_2Te_3 可與 Sb_2Te_3 在成份上形成二元或三元連續固溶體合金，儘管後者的熱電優值與 Bi_2Te_3 相比較低，但 Sb_2Te_3 與 Bi_2Te_3 形成適當配比的合金後，卻可以提升材料的Seebeck係數並改變能隙寬度。在降低熱傳導率方面，許多研究利用機械球磨或者化學合成的方式製備的粉體，利用真空熱壓法或火花電漿燒結法燒結出具有奈米結構的BiSbTe熱電合金[13-15] 以增加聲子散射機率，降低晶格熱傳導率。圖2為目前幾種不同溫域熱電材料的ZT值與溫度關係圖，從圖中可以得知具有奈米結構的BiSbTe合金，其熱電優值已經得到明顯地提升，由原本的ZT值為1.1提升至1.4以上，增加了30 %的效率。

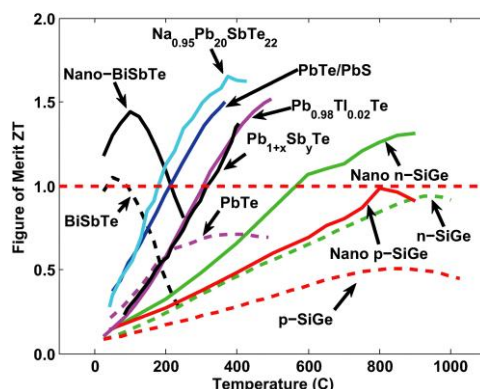


圖 2、不同溫域熱電材料的 ZT 值與溫度關係圖[16]

四、機械球磨搭配火花電漿燒結之熱電材料製程

奈米結構BiSbTe熱電材料的製備首先要先製作出具有奈米結構的合金粉體。目前常見的合金粉體製備方式有兩種，第一種方式是先將Bi、Sb及Te元素顆粒經過布里居曼法(Bridgman method)及區域熔融法(Zone-melting method)製備出具有優異導電率的BiSbTe單晶棒材亦或是合金熔煉製程的多晶合金棒材作為初始材料，之後將其搗碎後放入球磨罐中與球磨球進行粉體球磨，粉體粒徑和結構尺度受球磨時的轉速及時間影響。再者BiSbTe合金棒是利用高溫所製備而成，在製作過程中常常伴隨著材料內有錯位缺陷的產生，此錯位缺陷在球磨過程中由於機械力作用會與材料內部的空孔(Vacancies)產生交互作用，交互作用如式(3)所示[17]，反而生成過多的電子。球磨時間越長，其交互作用越顯著。對於p型BiSbTe合金來說，會造成電洞濃度的降低。此一情況，可以藉由增加合金中Te比例來改善。

另一種製備方式則為將Bi、Sb及Te元素粉體直接置入球磨罐中，利用高速機械運轉使球磨球之間產生撞擊及研磨作用，如圖3所示，讓各元素粉體間藉由機械能使元素粉進行機械合金化形成BiSbTe合金粉體，以及達到細化的效果，同時亦由於高能量的互相撞擊，使粉體產生奈米尺度晶粒。合金粉體的合金化程度與球磨轉速、球磨球與粉體比例及球磨時間等參數有關，球磨能量越高，其合金化程度越高。合金粉體的合金化程度優劣影響著合金組成與相結構的均勻性，進而影響材料的熱電性質表現。因此利用元素粉進行機械合金，欲得到較佳的合金化效果通常需要球磨較長的時間，甚至要到數十小時。

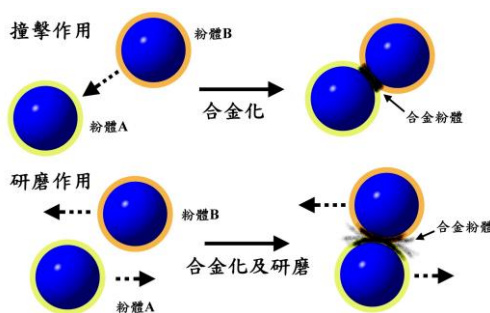


圖3、高能球磨之撞擊及研磨作用示意圖

奈米BiSbTe合金粉體接著利用具有快速燒結特性的火花電漿燒結製程進行燒結。燒結時為了避免奈米結構被破壞以及其他化合物相的生成，燒結溫度約在350至500°C之間，整個燒結時間則控制在數分鐘左右。其燒結所得樣品ZT值可達1.4~1.5左右。Bed Poudel等人利用 $\text{Bi}_{0.5}\text{Sb}_{1.5}\text{Te}_3$ 合金棒將其經過球磨至奈米尺度粉體，如圖4所示，奈米粉體平均粒徑約為20 nm左右且具有良好的結晶性，之後經由快速燒結後所得之熱電材料結構如圖4(b,c)，圖中可以看到奈米粉體經由快速燒結後仍保有奈米晶粒於結構當中，並且在晶界及晶粒基底中觀察到富Sb組成

的奈米點及Te奈米析出物存在，其尺寸都在2至30 nm之間。而Gang Chen等人則使用高純度Bi、Sb及Te元素粉體利用球磨法進行合金化處理，圖5(a)為經機械合金後所得BiSbTe奈米粉體，其相結構為單一BiSbTe相結構，顯示合金粉體具有良好的合金化程度，且晶粒尺寸分佈約在5至20 nm之間，之後利用火花電漿快速燒結後亦得到奈米晶晶體結構，且有Sb及Te析出物出現於晶界及基底處，這些奈米點及析出物都能有效地增加聲子的散射，使得熱電材料熱傳導率降低。

圖6為BiSbTe商用合金棒材、合金棒材經球磨處理及元素粉體經機械合金後所得的奈米BiSbTe合金粉體利用火花電漿燒結製程後所得熱電塊材的熱電性質與溫度關係圖，從圖中可以觀察到經過球磨所得奈米粉體經燒結後所得塊材具有相似的電性表現。而三者導電率都隨著溫度增加而逐漸下降，呈現接近金屬的特性。兩種球磨所得粉體經燒結後之塊材導電率由於具有較高的載子濃度而明顯高於商用合金棒，同時亦因為載子濃度的影響，使得Seebeck係數略為降低，但是最大值逐漸往高溫區間移動。而在熱傳導率方面，則明顯看到奈米晶結構及奈米析出物可以有效地造成聲子的散射，大幅降低了BiSbTe的熱傳導率，最低值約為0.9~1 W/m-K左右。綜合高導電率、Seebeck係數及低熱傳導率的結果，其三種不同製備方式的BiSbTe合金ZT值可以達到1.5左右，顯示熱電材料之奈米結構是能夠提高合金之導電性以及降低熱傳導率，同時奈米粉體利用具有快速燒結優點的火花電漿燒結製程有助於維持合金的奈米結構，同時提升合金的熱電性質表現。

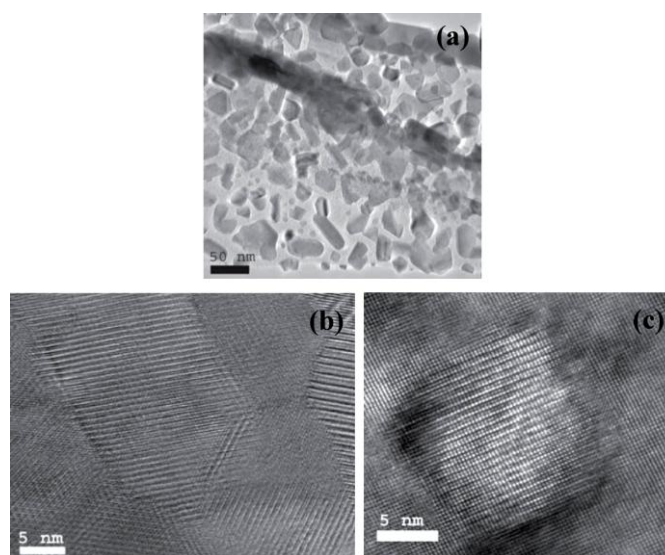


圖 4、(a)BiSbTe 合金棒經球磨後之奈米粉體及經 SPS 燒結後所得塊材(a)奈米晶結構與(c)富 Sb 奈米點之 TEM 圖[3]

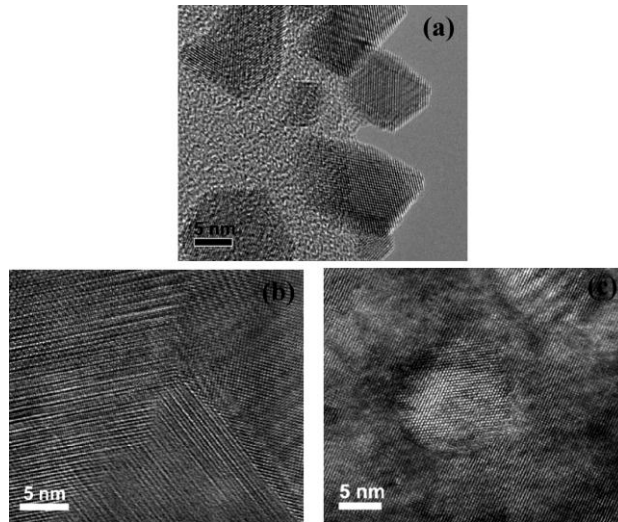


圖 5、(a)Bi、Sb、Te 元素粉經機械合金球磨後之奈米粉體及經 SPS 燒結後所得塊材(a)奈米晶結構與(c)奈米析出物之 TEM 圖[18]

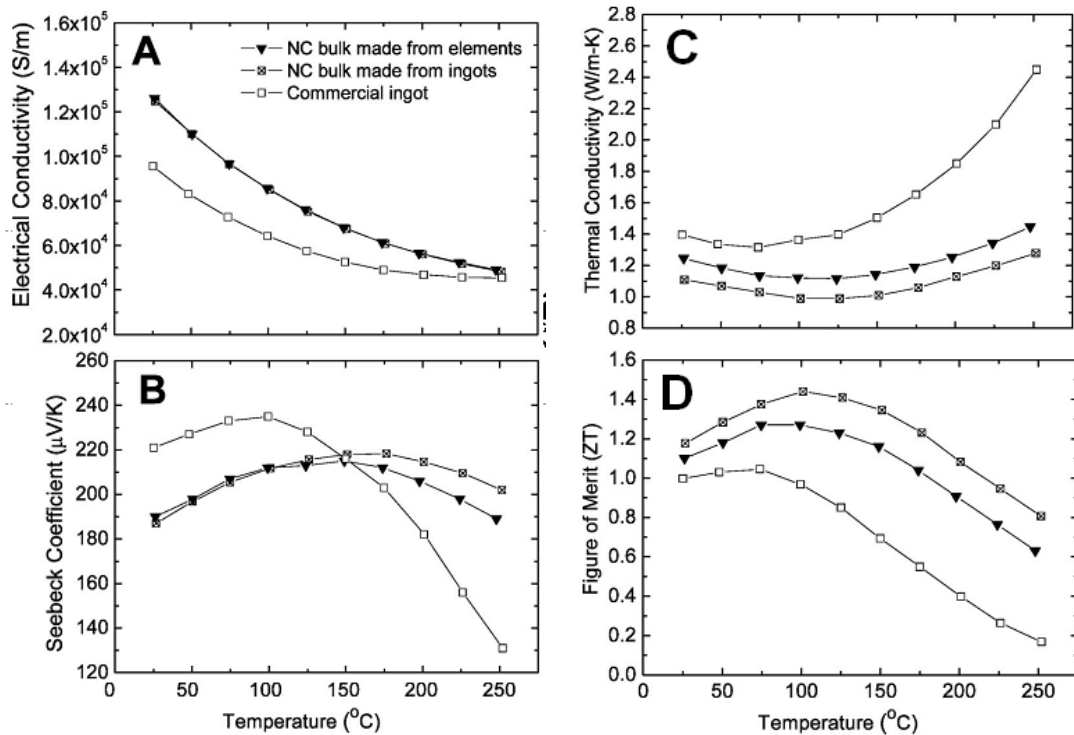


圖 6、奈米 BiSbTe 合金粉體利用火花電漿燒結製程後所得熱電塊材的熱電性質與溫度關係圖[18]

工研院綠能所於2007年建置高能球磨及火花電漿燒結的製備技術，進行具奈米結構的高效率熱電塊材技術開發，所開發的材料系統包含碲化鉍合金、鉛碲合金、高熵合金等材料系統。所使用的SPS設備條件為最大加壓可達50 KN、最大壓縮距離為200 mm、最大脈衝電流輸出1000 A與升溫速率最快可達100 °C/min。並在2010年開發出新的製程方式製備出高效率奈米結構BiSbTe熱電合金。其製程

利用化合物粉體藉由高能球磨進行機械合金，使粉體在較短的球磨時間便可以得到高合金化程度的奈米結構合金粉體，並且搭配火花電漿燒結製程製備出具有奈米晶及奈米晶界析出物之合金結構。本製程具有成份穩定性高、降低缺陷間交互作用、製程時間短、可得奈米尺度結構以及可大量生產等優點，而具有商業化應用的潛力。

化合物粉經高能球磨合金化後與SPS燒結後所得塊材之相結構分析如圖7所示，XRD圖主要為BiSbTe結晶相，顯示高能球磨後可得到高合金化程度之合金粉體，粉體經過SPS燒結後其結晶性及塊材合金化程度增加。而塊材微觀結構如圖8所示，呈現粉體燒結後的基底組織以及任意分佈的微細層狀結構形成，同時亦在基底組織中觀察到奈米析出物的出現，其析出物為Sb組成。熱電性質趨勢表現亦與Gang Chen的研究結果相似，顯示利用化合物粉體搭配火花電漿燒結製程製備BiSbTe合金，其結構亦為奈米結構，使得所得塊材合金具有良好的導電性表現及低熱傳導率($0.8 \sim 0.9 \text{ W/m-K}$)，合金之ZT值達到1.37，與國際指標相當。

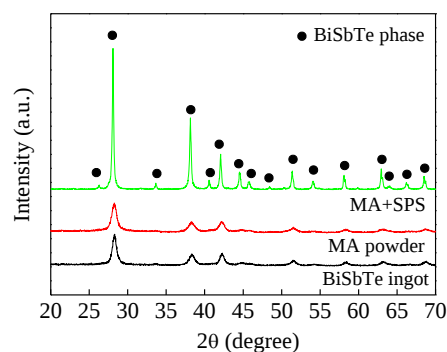


圖 7、化合物粉體經高能球磨所得粉體(MA powder)以及 SPS (MA+SPS)燒結後塊材 XRD 圖

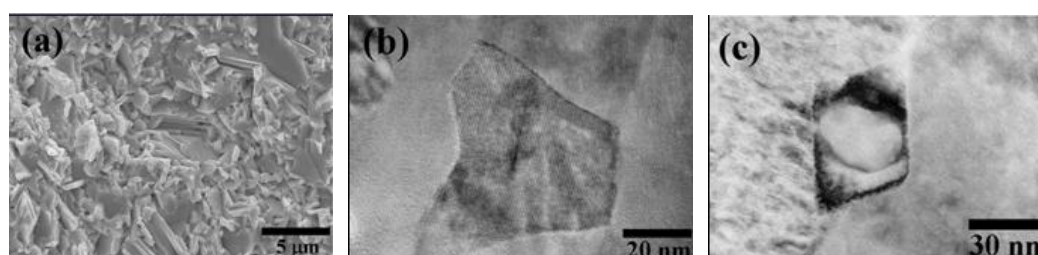


圖 8、奈米合金化粉體經 SPS 燒結後所得塊材顯微組織 SEM 圖

五、熔融旋淬法搭配火花電漿燒結之熱電材料製程

除了前述利用高能球磨與SPS製程製備出合金的奈米結構外，非晶質結構(Amorphous structure)亦是可以提供大幅降低材料熱傳導率的方式之一。非晶質合金在材料製程上能藉由急速冷卻，使液態合金在未發生成核及晶粒成長前轉變為固態來得到，因此在2008年以後便有研究開始嘗試將用於製作非晶質金屬的熔

融熔淬法(melt-spinning method)搭配火花電漿燒結製程用來製備出奈米/非晶質的高效率BiSbTe熱電合金。融熔淬法的合金製備方式為利用電磁感應線圈，通入交流電源，使合金內部產生渦電流，讓合金中的電阻產生高熱，進而熔合金，之後再將熔融態合金倒入至高速旋轉之冷卻銅輪，予以瞬間冷卻，其冷卻速率可達 10^6 K/s，而獲得具有奈米結構或非晶質結構之合金薄帶，設備如圖9。



圖 9、融熔淬設備圖(Prof. B. Kieback of the Technical University Dresden, Germany)

由於融熔淬法擁有可以將熔融態合金在極快速的冷卻速率下，使合金晶體未發生成核成長前即予以冷卻至固態，而得到非晶質結構之合金的特性，因此也適合應用於高效率奈米結構BiSbTe合金製備。中國武漢大學Wenjie Xie與T. M. Tritt等人便利用融熔淬法搭配火花電漿燒結製程製備出同時具有奈米結構及非晶質結構的BiSbTe合金薄帶[5,19]。奈米結構及非晶質結構的產生是由於熔融態之合金接觸到冷卻銅輪時，因為其冷卻速率的差異使然，BiSbTe合金薄帶結構如圖10所示，圖10(b)為冷卻後合金薄帶之銅輪接觸面至自由表面之薄帶橫截面圖，從圖中可以看到在銅輪接觸面處因冷卻速率最快，而呈現非晶質結構，之後越往右側移動至自由表面，隨著冷卻速率的降低，其結構逐漸轉變為奈米晶(5-10 nm)與樹枝狀結構(200-500 nm)。

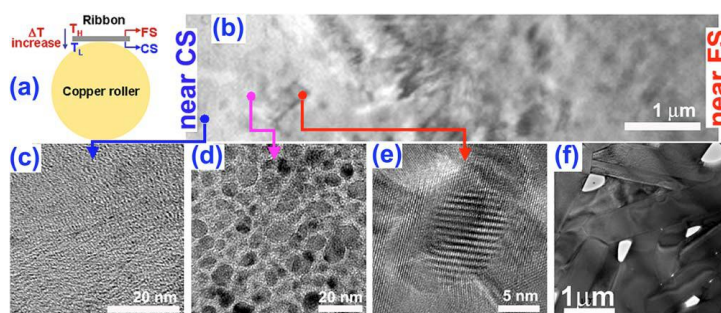


圖 10、合金薄帶之銅輪接觸面至自由表面之薄帶橫截面圖[19]

將融熔淬所得之奈米晶/非晶質合金薄帶經研磨後所得合金粉體利用火花電漿燒結製程進行燒結，其燒結所得塊材之顯微結構圖如圖11所示，從圖中可以觀察到燒結組織主要為非晶質結構，其中亦有因為SPS燒結時發生局部成核與晶粒成長所生成的奈米晶粒(圖11(b))，使合金內部結構成為具有奈米晶的非晶質結

構。此非晶質結構反應於熱電性質上，其導電率因為合金內有大量的界面存在，不利於載子傳輸，因而導電率較低，約為700 S/cm左右，如圖12，與高能球磨製程所製備的合金導電率來得低許多；而在Seebeck係數方面，由於奈米/非晶質結構效應，界面產生能量過濾作用，因而有較佳的Seebeck係數表現，最大值為在87 °C的238 $\mu\text{V/K}$ 。在熱傳導率方面，非晶質結構提供了大量的界面，有效地增加了聲子的散射，大大地降低合金熱傳導率(0.7 W/m-K)，使具有奈米/非晶質結構的BiSbTe合金在27 °C時ZT值可以達到1.56，較上一節所介紹的高能球磨與SPS所得之BiSbTe合金高出11%。

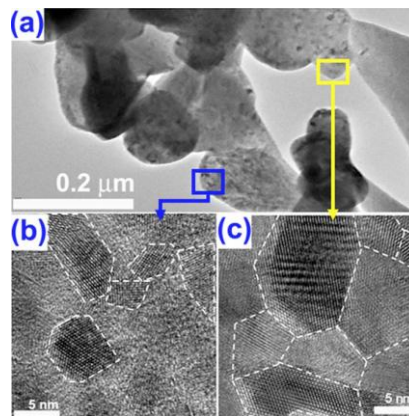


圖 11、熔融旋淬法搭配火花電漿燒結製程所得之 BiSbTe 塊材 TEM 圖，(a)非晶質結構 BiSbTe 合金，(b)奈米晶存在於非晶質組織，(c)奈米晶粒[5]

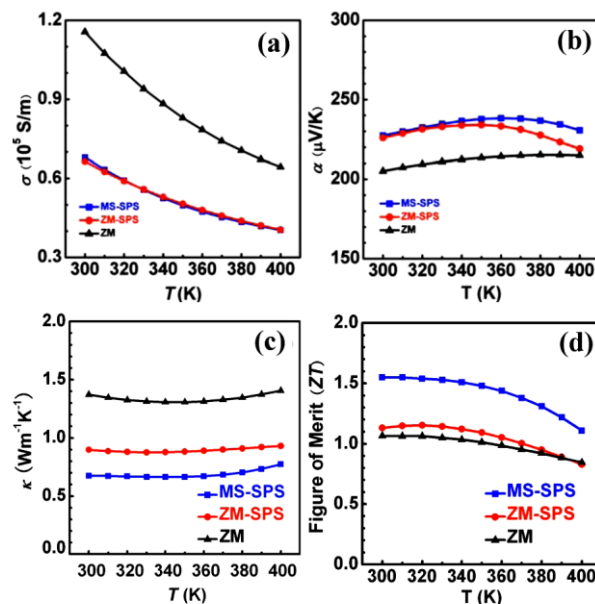


圖 12、奈米/非晶質結構 BiSbTe 合金之熱電性質與溫度關係圖[5]

在2010年新加坡南洋理工大學Shufen Fan等人則利用熔融旋淬法製作出奈米/非晶質BiSbTe合金之夾雜物(Nano inclusions)，並於BiSbTe合金棒進行機械球磨

過程時依10 %、20 %、40 %與100 %比例混合加入，接著在將含有奈米夾雜物之合金粉體搭配火花電漿燒結製程製備出BiSbTe合金，其顯微結構如圖13所示，呈現奈米複合結構，圖13(a)為微米晶粒內存在奈米晶粒，奈米晶粒尺寸小於200 nm，同時亦發現在奈米晶粒中有富Sb組成的奈米析出物出現。這種奈米複合結構BiSbTe合金因有許多晶界與界面，載子移動受到阻礙，影響遷移率，導致導電率隨著添加奈米夾雜物的比例上升而下降，但在熱導性方面，則能有效地降低晶格熱導率，使合金熱導率降低(如圖14所示)，降低程度與球磨時加入的奈米夾雜物比利成正比，在比例為100%時有最低熱導率為0.5 W/m·K。綜合電性與熱導性的結果可以得到在奈米夾雜物比例為40%時，奈米結構BiSbTe合金可達到1.8左右，使合金熱電優值得到提升。

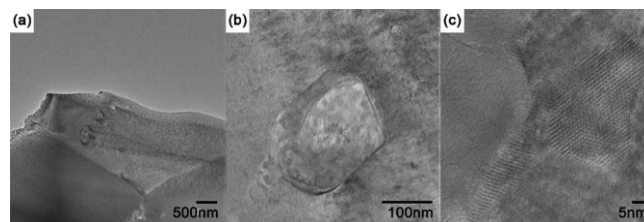


圖 13、奈米複合結構 BiSbTe 合金 TEM 圖，(a) 奈米晶存在於微米晶粒中，(b) 奈米晶粒結構，(c)富 Sb 奈米析出物攜出於奈米晶內[4]

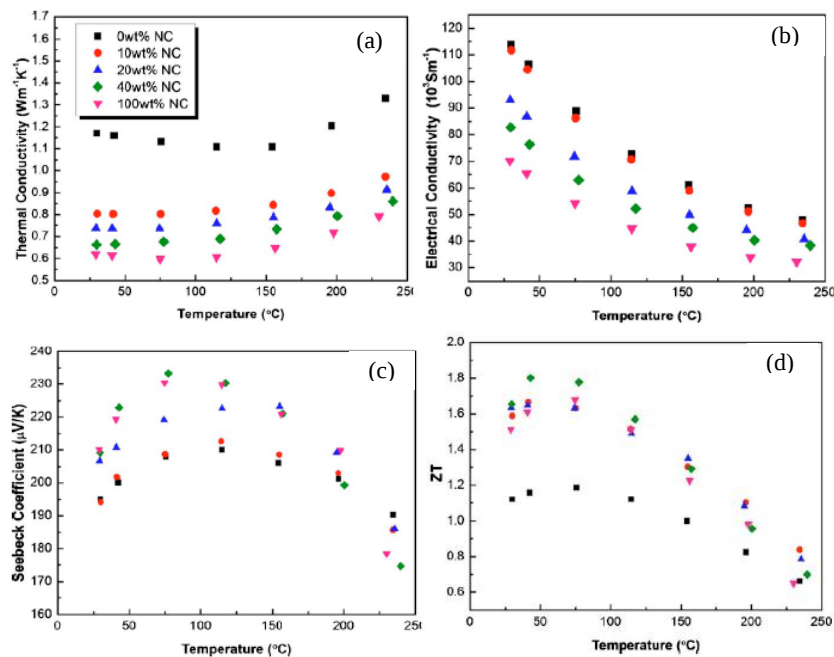


圖14、奈米複合結構BiSbTe合金之熱電性質與溫度關係圖[4]

六、結論

以高能球磨製程及熔融旋淬法製作出之奈米/非晶質結構的BiSbTe熱電合金粉體，結合火花電漿燒結製程，確實能發揮快速燒結之功用，使燒結後之塊材合

金仍能夠保有奈米/非晶質晶體結構，並且於晶界處與晶粒內產生奈米析出物，明顯增加材料內部聲子的散射，大幅降低合金熱傳導率，同時界面亦有能量過濾作用，過濾低能量載子，使得導電率及Seebeck係數提高，有助於增加合金之熱電優值，進而得到高效率熱電性能之奈米/非晶質結構BiSbTe熱電合金。

火花電漿燒結製程由於在燒結時除了溫度及壓力作用外，亦有脈衝/直流電流作用進行燒結，使得粉體得以在短時間內燒結成為高緻密性之塊材合金，因而具有燒結時間短、可控制晶粒成長、降低燒結溫度、燒結密度高、可燒結梯度材料及複合材料等優點，使其成為具有發展潛力的燒結技術。

目前工研院綠能所發展將化合物粉體利用高能球磨搭配SPS製程製備出奈米結構BiSbTe合金，其製程的成份穩定性高、減少缺陷間的交互作用及製程時間短，並有效降低熱電合金熱傳導率。目前最佳BiSbTe合金材料ZT值可達到1.37，後續將藉由調整火花電漿燒結製程之燒結參數，提升燒結合金的緻密化程度，同時藉由控制界面奈米析出現象，以提高奈米結構BiSbTe合金之電性表現，使合金ZT值有機會突破1.5。

七、致謝

本研究工作承蒙經濟部能源局能源研究發展基金委辦計畫之經費資助，謹此致謝。

八、參考文獻

1. D. M Rowe., *CRC Handbook of Thermoelectric*, 1st ed., CRC Press, Boca Raton, pp. 7-25, 1995.
2. R. Venkatasubramanian, E. Siivola, V. Colpitts, and B. O'Quinn, Thin-Film Thermoelectric Devices with High Room-Temperature Figures of Merit, *Nature*, Vol. 413, pp. 597-602, 2001.
3. B. Poudel, Q. Hao, Y. Ma, Y. Lan, A. Minnich, B. Yu, X. Yan, D. Wang, A. Muto, D. Vashaee, X. Chen, J. Liu, M. S. Dresselhaus, G. Chen and Z. Ren, High-Thermoelectric Performance of Nanostructured Bismuth Antimony Telluride Bulk Alloys, *Science*, Vol. 320, pp. 634-638, 2008.
4. S. Fan, J. Zhao, J. Guo, Q. Yan, J. Ma and H. H. Hng, p-Type $\text{Bi}_{0.4}\text{Sb}_{1.6}\text{Te}_3$ Nanocomposites with Enhanced Figure of Merit, *Applied physics Letters*, Vol. 96, pp. 182104-1-182104-3, 2010.
5. W. Xie, X. Tang, Y. Yan, Q. Zhang and T. M. Tritt, High Thermoelectric Performance BiSbTe Alloy with Unique Low-Dimensional Structure, *Journal of Applied Physics*, Vol. 105, pp. 113713-1-113713-8, 2009.
6. M. Tokita, Mechanism of Spark Plasma Sintering, *Sumitomo Coal Mining Company, Ltd.*, East Bldg. 108, Kanagawa Science Park KSP.
7. S. Sugihara, S. Kawashima, I. Yonekura and H. Suzuki, Doping Effects on the

- Electronic Structures of Bi_2Te_3 and Thermoelectric Property, 16th *International Conference on Thermoelectric*, The Institute of Electrical and Electronics Engineers, pp. 63-67, 1997.
8. M. Z. Tahar, S. A. Nemov, D. I. Popov and T. E. Svechnikova, Transport Properties of Sn and SbI_3 Doped Single Crystal p- Bi_2Te_3 , *Journal of Physics: Conference Series*, Vol. 150, pp. 022082-1- 022082-4, 2009.
 9. M. K. Zhitinskaya, S. A. Nemov and T. E. Svechnikova, Interaction of Electrical Active Intrinsic Defects in Sn-doping Bi_2Te_3 , *Materials Science in Semiconductor Processing*, Vol. 6, pp. 449-452, 2003.
 10. J. HORÁK, K. ČERMÁK and L. KOUDELKA, Energy Formation of Antisite Defects in Doped Sb_2Te_3 and Bi_2Te_3 Crystals, *Journal of Physics and Chemistry of Solids*, Vol.47, pp. 805-809, 1986.
 11. H. Iwasaki, A. Ohishi, T. Kajihara and S. Sano, Control of the Figure of Merit by the Anti-site Defect in Thermoelectric Materials $(\text{Bi,Sb})_2\text{Te}_3$, *Japanese Journal of Applied Physics*, Vol.42, pp.5477-5479, 2003.
 12. D. B. Hyun, T. S. Oh, J. S. Hwang and J. D. Shim, Effect of Excess Te Addition on the Thermoelectric Properties of the 20% Bi_2Te_3 -80% Sb_2Te_3 Single Crystal and Hot-Pressed Alloy, *Scripta Materialia*, Vol. 44, pp. 455-460, 2001.
 13. Y. Q. Cao, T. J. Zhu, X. B. Zhao, X. B. Zhang and J. P. Tu, Nanostructuring and Improved Performance of Ternary Bi–Sb–Te Thermoelectric Materials, *Applied Physics A*, Vol. 92, pp. 321-324, 2008.
 14. C. H. Kuo, M. S. Jeng, J. R. Ku, S. K. Wu, Y. W. Chou and C. S. Hwang, p-Type PbTe Thermoelectric Bulk Materials with Nanograins Fabricated by Attrition Milling and Spark Plasma Sintering, *Journal of Electronic Materials*, Vol. 38, pp. 1956-1961, 2009.
 15. L. P. Bulat, V. T. Bublik, I. A. Drabkin, V. V. Karataev, V. B. Osvenskii, Yu. N. Parkhomenko, G. I. Pivovarov, D. A. Pshenai-Severin and N. Yu. Tabachkova, Bulk Nanostructured Polycrystalline p-Bi-Sb-Te Thermoelectrics Obtained by Mechanical Activation Method with Hot Pressing, *Journal of Electronic Materials*, Vol. 39, pp. 1650-1653, 2010.
 16. A. J. Minnich, M. S. Dresselhaus, Z. F. Ren and G. Chen, Bulk Nanostructured Thermoelectric Materials: Current Research and Future Prospects, *Energy and Environmental Science*, Vol. 2, pp. 466-479, 2009.
 17. L. D. Zhao, B. P. Zhang, W. S. Liu, H. L. Zhang and J. F. Li, Effects of Annealing on Electrical Properties of n-Type Bi_2Te_3 Fabricated by Mechanical Alloying and Spark Plasma Sintering, *Journal of Alloys and Compounds*. Vol. 467, pp. 91-97, 2008.
 18. Y. Ma, Q. Hao, B. Poudel, Y. Lan, B. Yu, D. Wang, G. Chen and Z. Ren,

Enhanced Thermoelectric Figure-of-Merit in p-Type Nanostructured Bismuth Antimony Tellurium Alloys Made from Elemental Chunks, *Nano Letters*, Vol. 8 , pp. 2580-2584, 2008.

19. W. Xie, X. Tang, Y. Yan, Q. Zhang and T. M. Tritt, Unique nanostructures and enhanced thermoelectric performance of melt-spun BiSbTe alloys, *Applied Physics Letters*, Vol. 94, pp. 102111-1-102111-3, 2009.

基於火焰影像分析技術之燃燒優化控制與評估

Control and Assessment of Combustion Process Based on Flame Image Analysis

徐振凱¹、鄭儀誠²、陳佳鴻¹

Chen-Kai Hsu、Yi-Cheng Cheng、Jia-Hong Chen

工業技術研究院綠能與環境研究所

Industrial Technology Research Institute, Green Energy and Environment Research Laboratories

摘要

依據煙道口氧氣濃度可以進行燃燒效率調整，但由於氣體濃度量測時延，以控制學理而言，應該還可以藉由縮減控制變異來達到進一步的節能效益，因此本文發展了基於影像之預測控制技術，基於感官式火焰區分方法可迅速地識別出燃燒火焰並進行特徵轉換，建立即時氧氣濃度之預測模型，再將虛擬儀表之感測結果傳至 PI 控制器達到燃燒優化控制之目的，並進行傳統測量控制策略以及影像預測控制策略之性能分析與比較，從分析結果証實影像預測控制理論上會比傳統控制效果優異，另外經由實際實驗燃燒爐驗證影像預測控制策略之有效性。

關鍵字：火焰影像、燃燒效率、影像預測控制、性能評估

Abstract

Combustion efficiency of industrial furnaces is effectively regulated based on the oxygen concentration in the flue gases. According to the concept of control, the more energy conservation can be reached by reducing the control variance due to the measurement delay. The image-based predictive control is proposed in this paper. A flame identification technology using fuzzy logics is applied and calculation of flame features is processed simultaneously. A control strategy combining the prediction model of oxygen concentration and use of an ideal PI controller has put into practice for the optimization of combustion operation. This paper compares and assesses the performance of analyzer-based and image-based control strategies as well as the application to an experimental furnace. The results show the image-based predictive control has higher efficiency than the traditional control strategy.

Keyword: Flame image、combustion efficiency、image-based predictive control、performance assessment

¹ 工業技術研究院綠能與環境研究所電能技術組，副研究員，E-mail: ChenKai@itri.org.tw

² 工業技術研究院綠能與環境研究所電能技術組，研究員

一、前言

工業燃燒系統是製造業不可缺少之重要設備，加熱爐、蒸汽鍋爐或熱媒鍋爐在工廠中常作為產品生產製造之加熱熱源，而在汽電共生或火力發電行業中，更使用高壓蒸汽鍋爐來推動發電機以產生電力使用，在所有燃燒系統的操作過程中，燃燒效率和安全性指標是常被關注之議題，現階段針對大型燃燒系統，燃燒安全性可以透過火檢器和爐膛影像監視系統的設置獲得提升，而從操作面上提升燃燒效率，可以藉由減少過剩空氣量的使用來降低熱量自煙囪排出的損失[1]，根據 Siegert 公式得知，每增加煙道口 1% 的氧氣濃度，會導致整體燃燒效率降低 0.75%，目前已有不少此類燃燒優化操作的商業產品，將其概念整理成圖 1，考慮不同負載下氧氣濃度可操作範圍，作為燃燒系統空燃比控制之操作條件，稱為燃燒特性曲線或是 O_2 操作曲線(Visualization of the O_2 setpoint-curve)[2]。

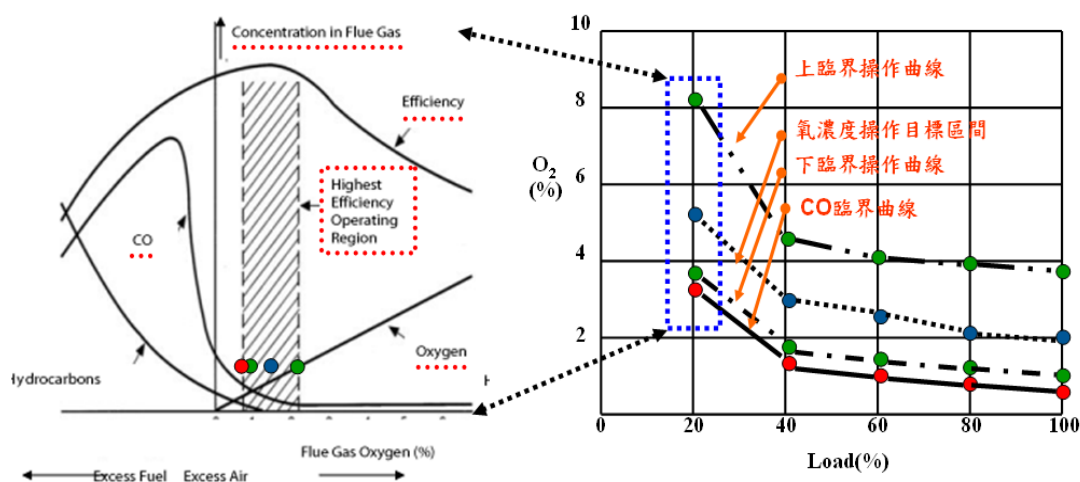


圖 1、左圖為燃燒效率與 O_2 、CO 關係，右圖為不同負載下之燃燒特性操作曲線

以分析煙道口的氧氣濃度進行控制操作可以改善燃燒效率，但氣體分析系統存在著量測時間延遲的現象，而量測時間延遲對控制系統而言是支配著其控制性能之關鍵要因，若能減低量測時延的程度，理論上可以大幅降低尾氣濃度之變異，氧氣濃度變異量的縮減表示可以再減少熱量的損失與降低黑煙的產生機率，因此文獻上有應用其他光學感測設備於燃燒系統之輔助控制。Burkard[3]利用紫外線和紅外線光學感測器量測火焰狀況，但是此方法只能提供有無火焰資訊，對控制操作上無實質的幫助；William[4]等人以光譜分析儀測量火焰資訊並提供給燃燒控制器以達到燃燒優化操作目的，但是光譜儀只能量測部份火焰區域，因此會有火焰資訊誤偵測之風險。另外 Jerome[5]以光學攝影機收集火焰資訊，並經過類神經網路判斷火焰燃燒狀況，將燃燒狀況與其他製程資訊進行鍋爐操作優化，此方法不容易解釋鍋爐操作狀況與火焰影像之間的關係。

本文探討基於推論式感測器之控制系統應用於燃燒控制之性能評估，作法是以可見光攝影機擷取燃燒影像，並以影像分析技術萃取燃燒影像之量化特徵，再

以火焰特徵建立排放氣體 O_2 濃度的預測模型[6,7]，爾後擷取之火焰影像經過模型可直接計算出即時的 O_2 濃度資訊，並直接輸出至控制器進行燃燒操作調節，此外亦比較傳統量測控制策略與影像預測控制策略之性能表現，詳細作法與結果將於各節分述。

二、燃燒影像分析

火焰顏色與形狀通常能反映燃燒狀況並且直接影響到煙道口氣體濃度反應，以往老師傅能根據操作經驗以及觀察火焰外觀變化判斷燃燒狀況之優劣，但是操作員必需經歷多年的經驗累積，才能具備精準的判斷能力[6]。由於光學感測技術上的成熟發展，已經有許多影像分析技術應用在燃燒製程上的監控與控制，其中主要關鍵因素在於如何迅速且有效的進行火焰區分與特徵擷取，並足以代表整個火焰的燃燒狀態，進一步使用這些火焰特徵資訊特徵進行監控、製程參數預測與控制。

過去火焰區分需要蒐集一定數量的燃燒影像來建立識別模型，或透過設定火焰的亮度門閥值以獲得燃燒火燄區域，不同操作狀態的數據蒐集以及門閥值設定，在實際應用上會有所設限。有鑑於此，本文開發了以人類視覺為基的感官式火焰區域識別分析技術，使用者只需設定幾個簡單參數步驟，就能進行不同燃料下之火焰範圍區分。

2.1 火焰影像區分

火焰影像區分的方法是藉由模糊邏輯(Fuzzy Logic)理論[8]，嘗試把人對色彩的感官知覺以模糊化的表達方式建立一模糊關係規則庫，經由此規則庫能迅速將火焰影像識別結果以符合人類視覺感官之區分結果，透過此方法可以不需要事先建立任何的影像分割模型。

本文在開始模糊分類之前會將 RGB 轉換為 HSV 色彩模型空間，主要是因為 HSV 色彩模型可以將亮度資訊和色彩資訊作分離，所以可以提供如同人類之顏色感知，另外，火焰影像在 HSV 空間上具有某些物理涵義之解釋，例如 H 可代表不同燃燒物質所反映出的顏色；S 可代表不同色溫所表現出的飽和度；V 可代表煙灰的不同灰階程度。因此需先將擷取的 RGB 色彩空間影像轉換至 HSV 色彩空間影像，便於後續模糊邏輯演算法之推論及建立，因此本文基於 HSV 色彩空間下建立模糊邏輯模型，進行火焰區域範圍之識別。如圖 2 為火燄影像區分流程圖，其中當原始影像轉換為 HSV 色彩空間，就會進入到模糊分類的核心，最後由使用者定義火焰顏色類別，取得最後火焰影像範圍。

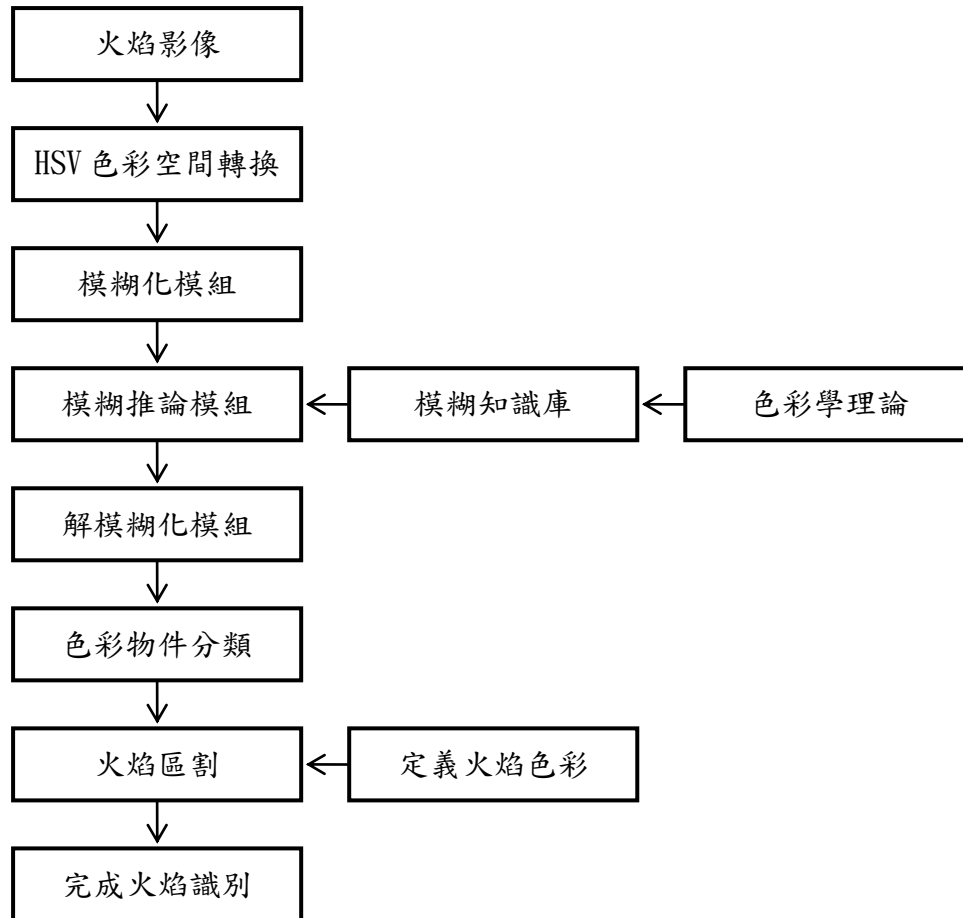


圖 2、感官式火焰區分流程圖

2.2 火焰影像特徵擷取

燃燒火焰是種連續且複雜的物理化學反應過程，主要是由燃燒物質與助燃物質進行氧化反應以達到放熱現象，其中某部份釋放出的能量會位於可見光譜區間，火焰影像含有這些豐富且複雜的資訊內容，實際上不太可能直接用原始的影像數據進行分析與應用，常見的做法會將影像數據經過特徵萃取計算過程，將火焰影像資訊轉換成具有物理意義之特徵參數，火焰影像特徵依性質通常可以區分為色彩特徵以及幾何特徵兩種；其中色彩特徵擷取依計算方式又可區分為 (a) 統計分析、(b) 輻射能量、(c) 頻譜分析等；而幾何特徵擷取方法可區分為 (a) 火焰幾何、(b) 空間分佈等[9-12]，表 1 將目前文獻上火焰影像常用之幾種特徵進行整理與說明：

表 1、常見之火焰影像特徵

特徵名稱	說明
火焰面積比例	計算圈選火焰區域之面積百分比 物理意義：火焰面積直觀反應了火焰之大小
火焰質量中心位置	計算火焰區域之質量中心位置 物理意義：火焰中心代表火焰能量分佈狀態，有文獻探討火焰穩定性狀態
量度值平均	計算選擇區域量度平均值 物理意義：平均值代表輻射能量之強度
量度值變異	計算選擇區域量度變異值 物理意義：變異值代表火焰閃爍的程度，若是穩定火焰狀態下，其變異呈現較平穩的情況
量度值標準差	計算選擇區域量度標準差
顏色熵值	計算選擇區域量化值的資訊均勻度 物理意義：代表火燄可用資訊程度

三、燃燒控制架構分析

3.1 不同 DIC 進流濃度下的連續培養

圖 3 為本文實驗用之燃燒系統控制架構圖，其中 O_2 濃度是經由取樣式氣體分析儀擷取煙道口氣體所獲得，燃燒空氣則是以變頻控制方式進行風量調整；在固定重油燃料流量下進行燃燒效率優化控制，考量實驗環境與安全，煙道口氧氣濃度的操作範圍將限制在 6.5%至 10%間，燃燒空氣量則是操作在每小時 180 至 400 立方米區間。另外即時氧氣濃度的虛擬儀表則是採用類神經網路 RBF 模型 (Radial Basis Function, RBF)，建立燃燒影像特徵與尾氣濃度之回歸關係。

因為實驗用之燃燒爐並沒有負載，爐內溫度並非長期處於穩態，為了完整比較傳統量測控制與影像預測控制之間的差異性，本文先以實驗設計方式收集燃燒模型所需之相關數據，並以模擬之方式比較傳統量測控制與影像預測控制之性能，最後再嘗試以實驗爐進行即時影像預測控制。

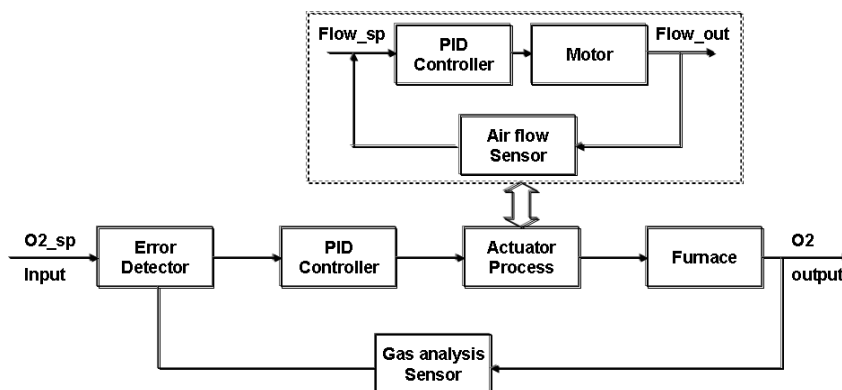


圖 3、實驗用之燃燒系統整體控制架構圖

3.2 傳統控制模擬架構

本文以 Matlab Simulink 建構系統模擬控制架構，如圖 4 為傳統測量控制模擬架構圖，其中 Furnace Model 是依據燃燒爐實驗數據收集所建立的數學模型，實驗設計如圖 5 中燃燒系統之步階響應變化(Step response)，且為了滿足實際設備之安全顧慮與燃燒空氣之作動限制，系統架構加入一 Saturation 功能，限制了燃燒風機之出風量在 180 至 400(立方米/小時)區間內，以符合實際輸出情況，而對控制輸入的擾動設定為 power density=50，實際的變異量約為 17。另外圖 4 中 Furnace Model 採用一階轉移函數之數學模型，其中系統參數 K 、 τ 以及 T 係利用典型系統識別方法求得一組模型參數，其最後求得之模型如公式 1 所表示。

$$G(s) = \frac{0.03835}{(17.752s + 1)} e^{-15.52s} \quad (1)$$

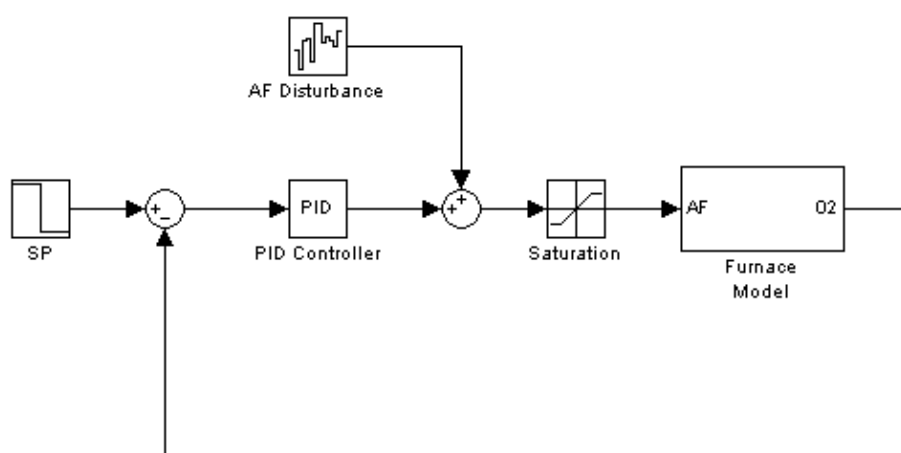


圖 4、傳統測量燃燒系統架構圖

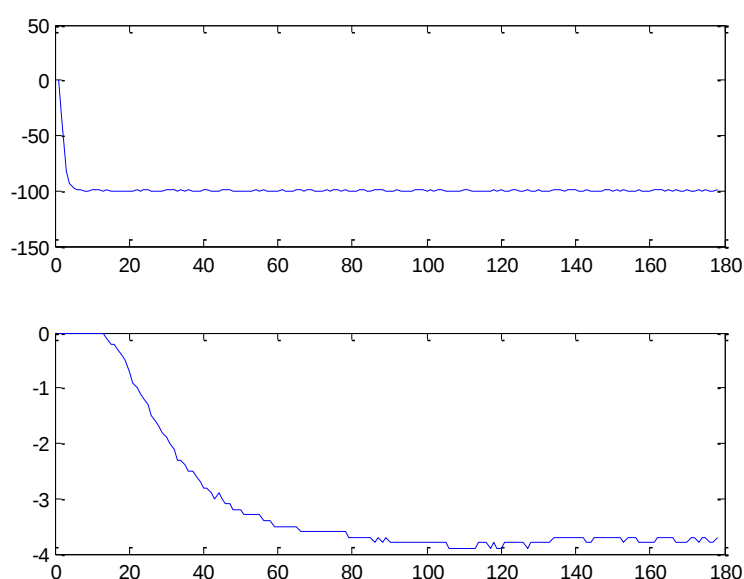


圖 5、燃燒空氣(上)與 O₂(下)之響應圖

為了驗證所建立爐膛模型之準確度，本文實際收集另一批實驗資料進行測試，圖 6 為驗證系統模擬之結果圖，其中上圖為實際實驗之燃燒風量改變曲線，下圖為實際之 O_2 濃度值(藍線)以及將實驗數據帶入模型中所模擬出之 O_2 值(紅線)，圖中可觀察模擬出來之數據與量測數據變化趨勢相符，驗證本文所建立之 O_2 反應模型具有一定之精準度，因此將公式 1 模型參數輸入至圖 4 之 Furnace Model 內。

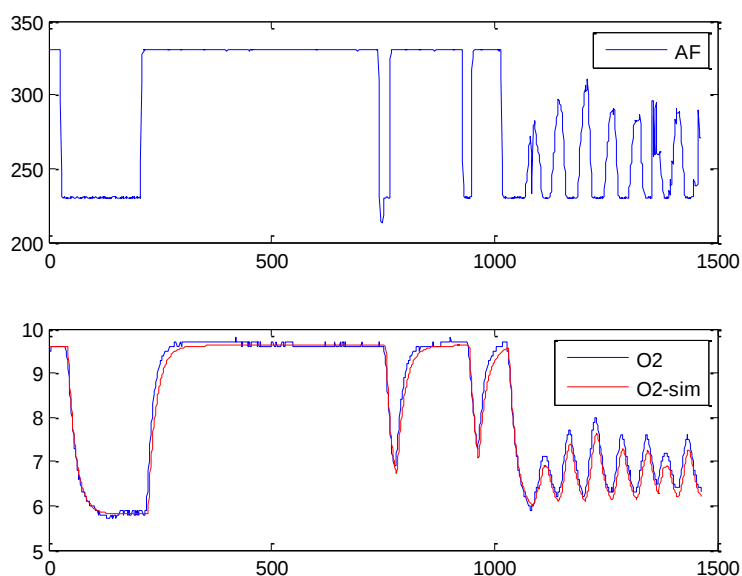


圖 6、 O_2 模擬與實際值之測試結果

3.3 影像預測控制模擬建構

影像預測主要優點可以消除燃燒火焰至煙囪段之量測與輸送上的時間延遲，然而風機空氣至燃燒機之間仍存在短暫的輸送延遲時間，因此圖 4 燃燒模擬延伸為圖 7 之系統架構，其中將 Furnace Model 展開成圖 8，保留原本之燃燒模擬設定，此外加入影像預測部分，並將 Image Delay 設為 1 以及加入影像預測誤差項次(Error Variance)。

其中關於 Error Variance 之設定方式，首先利用步階操作變化模式收集之所有火焰影像以及 O_2 濃度數據，依據燃燒影像處理技術萃取出火燄影像特徵，並結合 RBF 神經網路方式建立火焰影像特徵與 O_2 之關係模型，如圖 9 為影像特徵預測之趨勢圖，表 2 為影像預測之殘差結果，最後將影像預測之誤差變異量作為 Error Variance 設定參數。

表 2、影像預測 O_2 之殘差分析

RMSE	MAE	MAPE	R2
0.0744	0.059	0.9261	0.9948

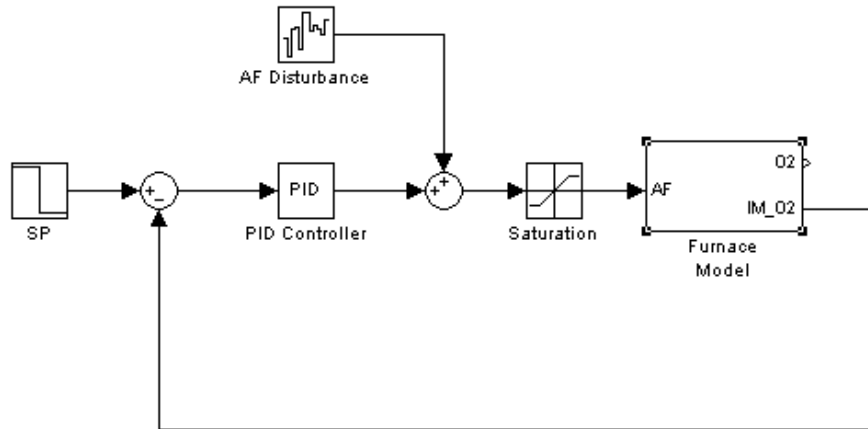


圖 7、影像預測之燃燒系統架構圖

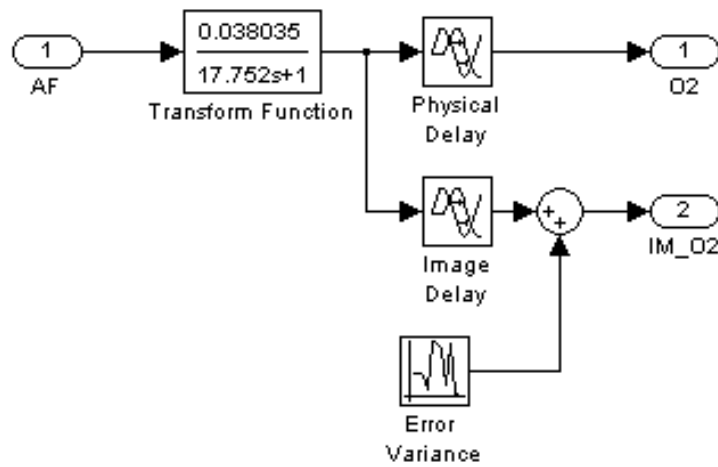


圖 8、影像預測之 Furnace Model 架構圖

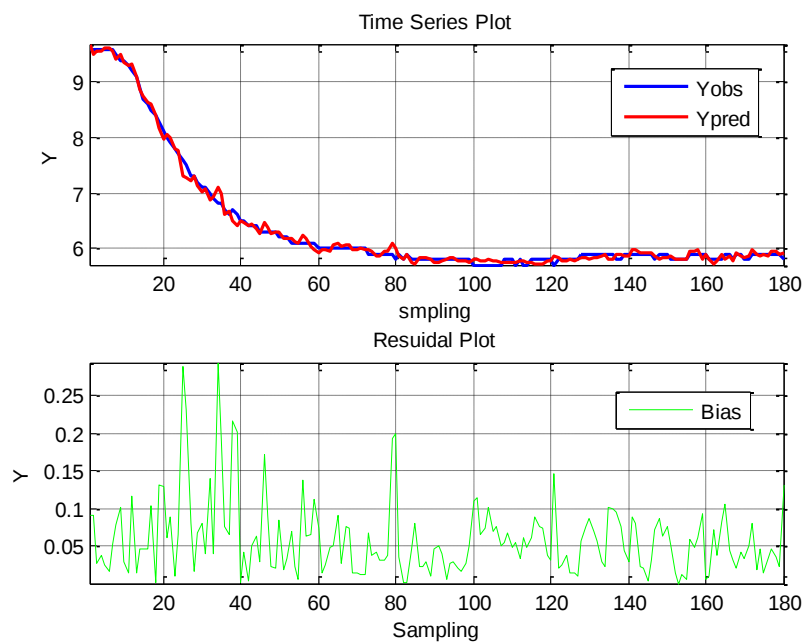


圖 9、步階操作下之影像預測 O₂ 結果圖

當完成前述之燃燒空氣風量、火焰影像特徵與 O₂ 彼此關係的模型建立，接續要選取控制器架構，本文在控制器上選擇 PI 控制架構(Proportional-integral Controller)，其中關於 PI 控制器參數係應用 Huang 在 2002 所提出的演算方法，其主要控制規格採取 IAE 為最小，關於 PI 控制參數的計算方法如公式 2、公式 3，最後的計算參數結果分別為表 3、表 4 所表示。

$$K_c = \frac{0.59 \cdot \tau}{K \cdot T} \quad (2)$$

$$T_i = \tau \quad (3)$$

其中 T 為延遲時間

表 3、傳統測量之 PI 控制器參數

	K_p	T_i	T_d
Min(IAE)	17.7429	0.9995	0

表 4、燃燒影像預測之 PI 控制器參數

	K_p	T_i	T_d
Min(IAE)	275.3695	15.5120	0

四、模擬與線上測試結果

圖 10 是以傳統測量控制架構模擬燃燒操作之結果圖，將 O₂ 設定值從 0 改變為-3，設定點變化發生於取樣點為 20 的位置，其中藍色線代表設定曲線，紅色線代表 O₂ 控制響應曲線。根據表 4 得知系統本身存在延遲時間為 15.52 秒，因此推估 PV 模擬變化理想上應發生在 sampling 為 35 位置，因此計算傳統 O₂ 控制策略之性能指標 IAE 為 108.9551。

圖 11 為實際模擬影像預測控制之結果圖，模擬條件設定與傳統測量控制策略相同，圖中藍色線代表設定曲線，紅色線代表虛擬感測預測 O₂ 之控制響應曲線，綠色線代表實際煙道口 O₂ 之控制響應曲線，本文性能評估分析係以實際煙道口 O₂ 為主要分析對象，關於影像預測控制策略之 IAE 性能指標為 89.20。

圖 12 為實際以燃燒爐設備進行火燄影像預測控制策略所獲得之應答圖，因考慮實際操控之安全性，所以燃燒空氣範圍設定從 400 到 230 立方米區間，此外圖中藍線為實際感測器測量到的 O₂ 濃度值，紅色線為 O₂ 設定點，從圖中可察覺當 O₂ 的設定點改變，燃燒空氣操作降至最低界線值，並且漸漸趨於達到穩定狀態。但比較傳統測量控制策略，燃燒影像之控制實驗確實有提早動作進行燃燒空氣量調整，但 O₂ 濃度趨勢卻無法立即穩定在目標值上，導致 IAE(121.12)性能指標大於模擬預測之結果，根據實驗之後的結果分析與探討，認為原因可能來自於燒爐在無負載情況下，爐內溫度影響到燃燒影像的呈現異於往常，造成實際應用虛擬感測器有些微偏差量，未來影像預測控制策略可加入預測模型自適應方式，消除即時尾氣濃度之預測誤差。

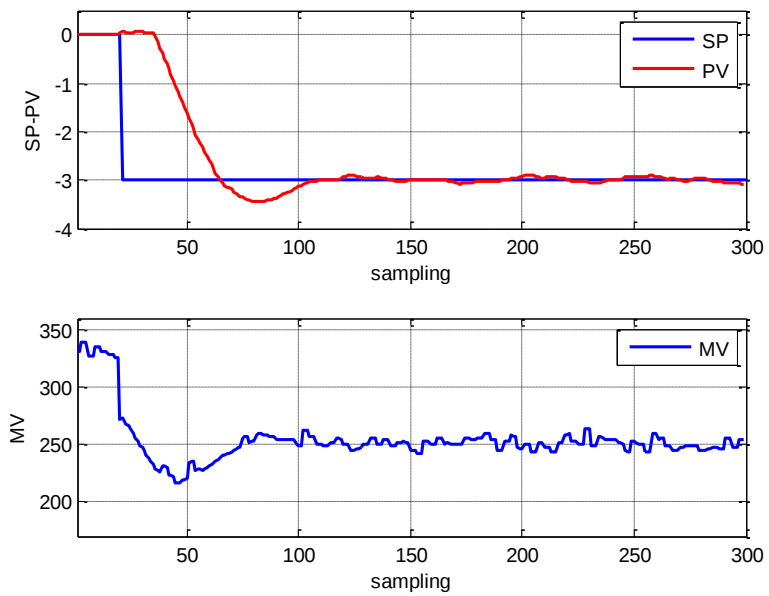


圖 10、傳統測量控制響應圖

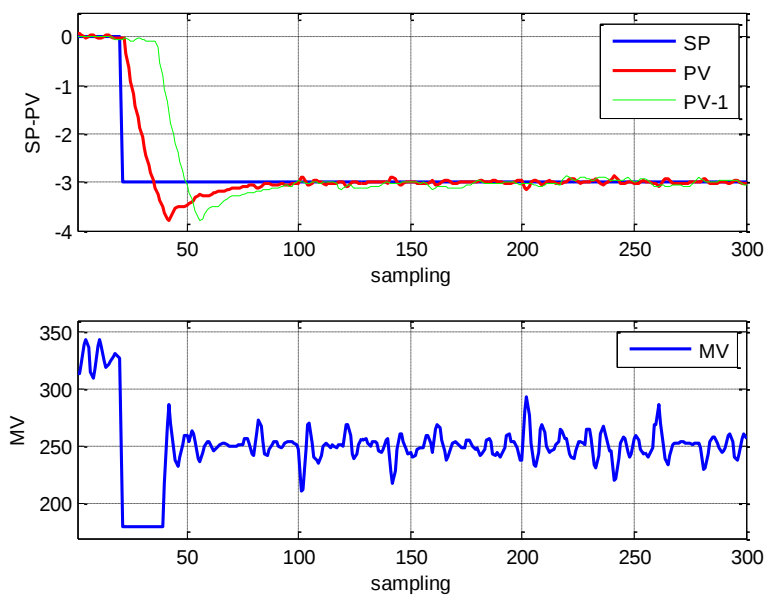


圖 11、影像預測控制響應圖

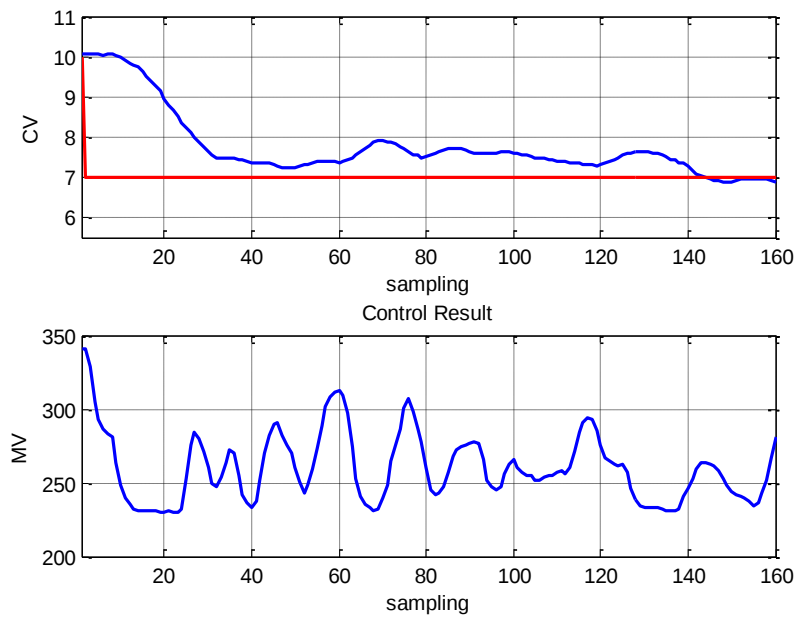


圖 12、實際以實驗爐進行影像預測控制之響應圖

五、結論與討論

本文利用燃燒火焰影像進行 O_2 濃度預測，並以系統模擬之方式驗證傳統測量與影像預測控制策略可行性與性能評估，其模擬結果顯示，影像推論控制與傳統控制 IAE 性能比值為 81.87%，理論上說明影像控制有較佳的性能；最後以實驗平台進行實際影像推論控制，雖然實際影像預測與模擬方式之 IAE 百分比為 135%，但透過完整方法的引入，是有機會達到理論的控制效果。

如何挑選具有強韌性之火焰影像特徵，確保影像特徵不容易受到外界周圍環境影響，另外後續工作可加入模型自適應修正功能降低預測誤差，使得整體影像預測控制上會更具備抗干擾能力與準確性。未來可以將影像預測控制技術應用在旋轉窯等產品控制，以提高製程產率，將會有更高的預期效益。

六、誌謝

本研究作者感謝經濟部技術處的支持，謹此致謝。

七、參考文獻

1. Hsueh, H. T., Li, W. J., Chen, H. H., Chu, H., Carbon Bio-fixation by Photosynthesis of *Thermosynechococcus* sp. CL-1 and *Nannochloropsis* *Oculata*, *Journal of Photochemistry and Photobiology B: Biology*, Vol. 95, pp. 33-39, 2009.
2. Hsueh, H. T., Chu, H., and Yu, S. T., A Batch Study on the Bio-fixation of Carbon Dioxide in the Absorbed Solution from a Chemical Wet Scrubber by Hot

- Spring and Marine Algae, *Chemosphere*, Vol. 66, pp. 878-886, 2007.
3. Moreno, J., Vargas, M. A., Olivares, H., Rivas, J., and Guerrero, M. G., Exopolysaccharide Production by the Cyanobacterium *Anabaena* sp. ATTC 33047 in Batch and Continuous Culture, *Journal of Biotechnol*, Vol. 60, pp. 175-182, 1998.
 4. Sánchez, J. F., Fernandez-Sevilla, J. M., Acien, F. G., Ceron, M. C., Perez-Parra, J., and Molina-Grima, E., Biomass and Lutein Productivity of *Scenedesmus Almeriensis*: Influence of Irradiance, Dilution Rate and Temperature, *Applied Microbiology and Biotechnology*, Vol. 79, pp. 719-729, 2008.
 5. Carvalho, A. P., and Malcata, F. X., Effect of Culture Media on Production of Polyunsaturated Fatty Acids by *Pavlova Lutheri*, *Cryptogamie Algologie*, Vol 21, No. 1, pp. 59-71, 2000.
 6. Meireles, L. A., Guedes, A. C., and Malcata, F. X., Increase of the Yields of Eicosapentaenoic and Docosahexaenoic Acids by the Microalga *Pavlova Lutheri* Following Random Mutagenesis, *Biotechnology Bioengineering*, Vol. 81, No. 1, pp. 50-55, 2003.
 7. Meireles, L. A., Guedes, A. C., and Malcata, F. X., Lipid Class Composition of the Microalga *Pavlova Lutheri*: Eicosapentaenoic and Docosahexaenoic Acids, *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, Vol. 51, No. 8, pp. 2237-2241, 2003.
 8. Carvalho, A. P., and Malcata, F. X., Optimization of Omega-3 Fatty Acid Production by Microalgae: Crossover Effects of CO₂ and Light Intensity under Batch and Continuous Cultivation Modes, *Journal of Marine Biotechnology*, Vol. 7, No. 4, pp. 381-388, 2005.
 9. Hsueh, H. T., Chu, H., and Chang, C. C., Identification and Characteristics of a Cyanobacterium Isolated from a Hot Spring with Dissolved Inorganic Carbon, *Environmental Science & Technology*, Vol. 41, pp. 1909-1914, 2007.
 10. Brown, R. C., Hybrid Thermochemical/Biological Processing, *Applied Biochemistry and Biotechnology*, Vol. 137, pp. 947-956, 2007.
 11. Charpenay, S., Serio, M. A., Bassilakis, R., and Solomon, P. R., Influence of Maturation on the Pyrolysis Products from Coals and Kerogens. 1. Experiment, *Energy & Fuels*, Vol. 10, pp.19-25, 1996.
 12. Ferreira, A. G., Maia, C. B., Cortez, M. F. B., and Valle, R. M., Technical Feasibility Assessment of a Solar Chimney for Food Drying, *Solar Energy*, Vol. 82, No. 3, pp.198-205, 2008.
 13. Tran, H. L., Hong, S. J., and Lee, C. G., Evaluation of Extraction Methods for Recovery of Fatty Acids from *Botryococcus Braunii* LB572 and *Synechocystis* sp. PCC 6803, *Biotechnology and Bioprocess Engineering*, Vol. 14, No. 2, pp.

- 187-192, 2009.
14. Yang, H. P., Yan, R., Chin, T., Liang, D. T., Chen, H. P., and Zheng, C. G., Thermogravimetric Analysis-Fourier Transform Infrared Analysis of Palm Oil Waste Pyrolysis, *Energy Fuels*, Vol. 18, pp. 1814-1821, 2004.
 15. Worasuwannarak, N., Sonobe, T., and Tanthapanichakoon, W. J., Pyrolysis Behaviors of Rice Straw, Rice Husk, and Corncob by TG-MS Technique, *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, Vol. 78, pp.265-271, 2007.
 16. Takeuchi, T., Utsunomiya, K., Kobayashi, K., Owada, M., Karube, I. J., Carbon Dioxide Fixation by a Unicellular Green Alga *Oocystis* sp, *Journal of Biotechnology*, Vol. 25, pp. 261-267, 1992.
 17. Holm-Hansen, O., Coombs, J., Volcani, B. E., and Williams, P. M., Quantitative Micro-determination of Lipid Carbon in Microorganisms, *Analytical Biochemistry*, Vol. 19, pp. 561-568, 1967.
 18. DuBois, M., Gilles, K. A., Hamilton, J. K., Rebers, P. A., Smith, F., Colorimetric Method for Determination of Sugars and Related Substances, *Analytical Chemistry*, Vol. 28, pp. 350-356, 1956.
 19. Bradford, M. M., A Rapid and Sensitive Method for the Quantitation of Microgram Quantities of Protein Utilizing the Principle of Protein-dye Binding, *Analytical Biochemistry*, Vol. 72, pp. 248-254, 1976.
 20. Hsieh, C. C., and Wu, W. T., Cultivation of Microalgae for Oil Production with a Cultivation Strategy of Urea Limitation, *Bioresource Technology*, Vol. 100, pp. 3921-3926, 2009.
 21. Tian, F. J., Yu, J. L., McKenzie, L. J., Hayashi, J., and Li, C. Z., Conversion of Fuel-N into HCN and NH₃ During the Pyrolysis and Gasification in Steam: A Comparative Study of Coal and Biomass, *Energy Fuels*, Vol. 21, No. 2, pp. 517-521, 2007.
 22. 曾漢生、劉占增、張道明、丁翠嬌，煙氣分析儀在提高燃燒效率中的應用，*能源與熱工學會論文*，2006。
 23. 焦鴻文、李毓仁、劉興權，微電腦空然比變頻控制器之應用，*Lamtec 公司技術文件*。
 24. Burkardt, H., Image analysis and contrl of combustion processes. *The international seminar on imaging in transport processes*, athen, May 1992.
 25. William VonDraese, Oak Forest, etc., *Method and apparatus for optical flame control of combustion burners*, Unite States Patent, 2001.
 26. Jerome H., *Automatically optimized combustion control*, Unite States Patent, 1999.
 27. 徐振凱、鄭儀誠、陳志堅、傅家麟、黃嘉弘，基於視覺影像之燃燒狀態監控暨氣體濃度推估平台建置，*NI 第八屆論文徵文比賽*，2009。

28. Honglu Yu, *Development of vision-based inferential sensors for process monitoring and control*, Thesis for doctor of philosophy, McMaster University, 2003.
29. C. Freksa, Fuzzy Logic: An Interface Between Logic and Human Reasoning, *IEEE Expert*, pp. 20–21, 1994.
30. Y. Yan, G. Lu, M. Colechin, Monitoring and characterization of pulverized coal flames using digital imaging techniques, *Fuel*, pp. 647-656, 2002.
31. Honglu Yu, *Development of vision-based inferential sensors for process monitoring and control*, Thesis for doctor of philosophy, McMaster University, 2003.
32. Handi Cokrojoyo, *Analysis of flame images in gas-fired furnaces*, Thesis for doctor of philosophy, University of Missouri-Columbia, 2007.
33. Marlene Cardin, *Inferential latent variable models for combustion processes*, Thesis for Master, McMaster University, 2009.

八、附件-影像特徵計算

特徵名稱	計算方法	說明
火焰面積比例	$A = \sum_x \sum_y M(x, y)$ $\forall (x, y), M(x, y) = \begin{cases} 1, & \text{if } \text{Im}(x, y) \in G(g) \\ 0, & \text{otherwise} \end{cases}$ $\bar{A} = A / N$ A：為選擇區域範圍之面積 $\bar{A}$：相對原始影像大小之面積比例 N：原始影像總像數值 $\text{Im}(x, y)$：表示在該影像中位置 (x, y) 的像素 $G(g)$：表示色彩空間 G 之第 g_i 個子空間集合，$i=1, 2, \dots, n$，其中 g_i 對應至 Fuzzy 色彩模型之 n 個色彩分類中的某一類	計算圈選火焰區域之面積百分比 物理意義：火焰面積直觀反應了火焰之大小
火焰質量中心位置	$C_x = \frac{\sum_x \sum_y x \cdot I(x, y)}{\sum_x \sum_y I(x, y)}, \quad C_y = \frac{\sum_x \sum_y y \cdot I(x, y)}{\sum_x \sum_y I(x, y)}$ $\bar{C}_x = C_x / w, \bar{C}_y = C_y / h$ C_x, C_y：質量中心位置 $\bar{C}_x, \bar{C}_y$：相對原始影像之質量中心位置 (x, y)：分別選擇區域像素點位置 $I(x, y)$：選擇區域像素 (x, y) 之量化值 w, h：分別為影像之寬與高	計算火焰區域之質量中心位置 物理意義：火焰中心代表火焰能量分佈狀態，有文獻探討火焰穩定性狀態
量度值平均	$U = \frac{1}{A} \sum_x \sum_y I(x, y)$ $\bar{U} = U / 255$ U：量化值平均 $\bar{U}$：相對原始影像之量化值平均	計算選擇區域量度平均值 物理意義：平均值代表輻射能量之強度

	A ：代表選擇區域面積 $I(x, y)$ ：選擇區域像素 (x, y) 之量化值	
量度值變異	$V = \frac{1}{A} \sum_x \sum_y [I(x, y) - U]^2$ $\bar{V} = V / 255$ V ：量化值變異量 $\bar{V}$ ：相對原始影像之量化值變異量 U ：量化值平均 A ：選擇區域面積 $I(x, y)$ ：選擇區域像素 (x, y) 之量化值	計算選擇區域量度變異值 物理意義：變異值代表火焰閃爍的程度，若是穩定火焰狀態下，其變異呈現較平穩的情況
量度值標準差	$s = \sqrt{\frac{1}{A} \sum_x \sum_y [I(x, y) - U]^2}$ $\bar{s} = s / 255$ s ：量化值標準差 $\bar{s}$ ：相對原始影像之量化值變標準差 U ：量化值平均 A ：選擇區域面積 $I(x, y)$ ：選擇區域像素 (x, y) 之量化值	計算選擇區域量度標準差
顏色熵值	$E = - \sum_{i=0}^{255} p_i \log_2 p_i$ $i = 0, 1, 2, \dots, 255$ E ：量化值熵值 P_i ：選擇區域內量化值 i 的像素比例	計算選擇區域量化值的資訊均勻度 物理意義：代表火燄可用資訊程度

徵稿說明

下列專欄，歡迎大家耕耘：

1. 專題研究--分為五大方向，分別為「能源發展與應用」、「動力設施與燃燒」、「防火與消防」、「燃燒科技發展」、「空污控制與生物效應」。
2. 燃燒科技交流--燃燒應用技術、新技術或新產品介紹、疑難討論與經驗交流、國內外相關研究機構介紹、國內外相關學會、機構、團體之動態等，相關研討會論文摘要或全文、燃燒現象照片等。
3. 燃燒論壇--開放討論基本燃燒現象、基本燃燒原理及燃燒詞彙定義等。
4. 即時資訊--政府相關政策、國內外相關科技資訊、研討會或相關活動訊息等即時之動態資訊。能源委員會、環保署、國科會、消防署等相關機構委託執行計畫之研究成果介紹等。
5. 其他--讀者意見迴響交流與燃燒相關之其他任何訊息或稿件。

來稿請寄本會【[電子信箱](#)】或

【700 台南市中西區樹林街2段33號，綠色能源科技學系 陳維新教授 收
e-mail：vwhchen@gmail.com；Tel：（06）2605031】

投稿須知

1. 文字：稿件應以中文或英文撰寫，中文文字之字型應為標楷體字，英文文字字型應為Times New Rome。
2. 題目：應力求簡潔且能充分表達論文之重要概念，請附中、英文題目各一式，英文題目請附於中文題目之後。
3. 作者：請附上中、英文之作者姓名、服務單位及職稱。作者之服務單位及職稱請以附註之方式書寫同一頁之末端，若作者為兩個人以上者，請以不同之符號標示之。
4. 摘要：以簡明扼要之方式表達論文之內容。無論以中文或英文撰寫，一律附上500 字以內之中、英文摘要各一份。英文摘要請置於中文摘要之後。
5. 字型大小：題目以12pt 黑體字，摘要、前言、文章內容之標題請以12pt 黑體字，作者介紹及文章內容以12pt 標楷體字書寫之。
6. 關鍵字：中英對照關鍵字，最多以5 個為限。
7. 圖表說明：圖說與表說應統一使用中文或英文，圖標題應在圖之下方；表標題應在表之上方。

8. 參考文獻：（列於正文之後，書寫時請依於文章中出現之先後順序排列）
Combustion Quarterly Vol. 52 17 No. 2 May 2008
- (1) 書籍：作者，書名，出版社，出版地，頁數，年。
中文如：柯清水，*石油化學概論*，正文書局，臺北，pp. 183-191，1992。
英文如：K. Owen and T. Coley, *Automotive Fuel Reference Book*, 2nd ed.,
Society of Automotive Engineers, pp. 551-587, 1997.
- (2) 期刊論文：作者，篇名，期刊名稱，卷期，頁數，年。
中文如：葉江榮，鍋爐高溫腐蝕，*台電工程月刊*，第276期，pp. 10-18，
1979。
英文如：J. T. Kummer, Catalysts for Automobile Emission Control, *Progress
in Energy and Combustion Science*, Vol. 6, pp. 177-199, 1981.
- (3) 研討會：作者，篇名，研討會論文集，出版者，頁數，年月或年。
中文如：萬皓鵬，汽電共生系統效率提升技術，*2002 汽電共生系統技術
研討會論文集*，經濟部能源委員會，pp. 84-91，91年4月。
英文如：C. K. Law, Dynamics of Stretched Flames, *Twenty-Second
Symposium (International) on Combustion*, The Combustion
Institute, pp. 1381-1402, 1988.

燃燒季刊 2011.11

發行單位：中華民國燃燒學會

發行人：施聖洋

總編輯：陳維新

副總編輯：江鴻龍、侯順雄、陳建中、蔡建雄（依姓氏筆畫排列）

編輯：江金龍、朱力民、吳志勇、吳明勳、吳耿東、洪榮芳、
姜庭隆、郭振坤、梁智創、楊授印、楊進丁、管衍德、
趙裕、蔡欣倫、劉國基、蘇崇輝（依姓氏筆畫排列）

秘書：許耀文

發行地址：32001桃園縣中壢市中大路300號

國立中央大學工學院能源研究中心

電話：(03) 4267354 ; 4267391

中華民國八十一年十二月創刊

中華民國一百年十一月出版

局版台誌號第玖玖零捌號