

溫室氣體

燃燒後捕獲二氧化碳技術-鈣迴路捕獲 CO₂ 技術國際現況與國內發展介紹

柳萬霞*、徐恆文**、黃欽銘***、陳威丞*、歐陽湘**

摘要

鈣迴路(calcium looping)捕獲二氧化碳之技術係屬於一種燃燒後處理技術。鈣迴路捕獲二氧化碳之技術主要是利用石灰(CaO)在高溫(>600°C)吸收燃氣中的二氧化碳(稱之為碳酸化反應)，並形成石灰石(CaCO₃)，石灰石在煅燒爐中可再生成 CaO 及高純度的 CO₂。有鑑於國內石灰石產量豐富、價格合理且取得原料容易條件下，極適合用於發展燃燒後鈣循環捕獲二氧化碳捕獲技術。

本文主要介紹歐洲、加拿大及工研院研發建立的鈣循環捕獲二氧化碳實驗廠與示範廠包括目前的規模及發展現況與未來放大的規劃。

【關鍵字】二氧化碳捕獲、鈣迴路捕獲 CO₂、CO₂ 捕獲示範廠

*工研院綠能所 研究員

**工研院綠能所 正工程師(正研究員)

***工研院綠能所 副研究員

一、前言

在 1997 年於日本京都召開的聯合國氣候變化綱要公約第三次締約國大會中所通過的京都議定書，明訂針對 6 種溫室氣體進行削減，包括：二氧化碳(CO₂)、甲烷(CH₄)、氧化亞氮(N₂O)、氫氟碳化物(HFCs)、全氟碳化物(PFCs)及六氟化硫(SF₆)。其中後 3 類氣體造成溫室效應的能力最強，但對全球升溫的貢獻百分比來說，二氧化碳由於含量較多，所佔的比例也最大約 55%。若若能短時間減少大氣中二氧化碳濃度二氧化碳捕獲及封存，不失為一可行方法。但目前費用仍高，尚需努力以達經濟可行的目標。捕獲 CO₂ 方法依據燃料轉化成熱能或電能一般區分燃燒前捕獲、燃燒後捕獲及純氧燃燒。依國內資源取得及二氧化碳排放源考量，優先發展燃燒後捕獲技術將是最能縮短研發時程的選項，而又因國內目前東部地區石灰石量產豐富、價格便宜極適合發展以石灰(CaO)捕獲 CO₂ 技術。碳酸化/煅燒迴路(CaCO₃/CaO looping)概念最早在 1867 年被提出，在 1931 年 Glud^[1]等就採用 CaO 吸收水煤氣反應產生的 CO₂，促進 CO 轉化和 CO₂ 分離，製備高純度氫氣。1966 年 Curran^[2]等提出用鈣基吸收劑脫除煤炭氣化的過程中所產生的 CO₂，但當時 CO₂ 釋放入大氣當中並不是一個重要的議題，因此沒有再進一步的研究。1976 年時 Squires^[3]於煤炭氣化所產生的混合氣體中加入石灰(CaO)處理 CO₂，同樣也未受到大家的注意。一直到了 1994 年 Han^[4]等提出了利用碳酸化/煅燒的可逆反應，作為製氫過程中高溫分離 CO₂ 的方法，這種思考才重新引起大家的注意。1999 年 Shimizu^[5]等採用雙流體化床反應器對燃燒過程中脫除煙氣中的 CO₂ 進行了研究，2002 年 Abanades^[6]和其研究夥伴 Grasa 等分析了 CO₂ 與 CaO 反應時的轉化極限，提出了吸收劑最大吸收能力只和循環次數有關的半經驗模型。

鈣迴路捕獲二氧化碳技術概念如圖 1 所示。此技術主要採取兩個交互相連反應器進行連續性反應，來自電廠、水泥廠或工業排放含 CO₂ 的煙氣引入碳酸化爐內，在 650°C 溫度和石灰(CaO)進行碳酸化反應；處理後煙氣經除塵設備引入煙囪。固體吸附劑(主要成份為 CaCO₃ 與 CaO)則離開碳酸化爐進入煅燒爐進行再生。再生程序會釋放出高濃度 CO₂ 煙氣，再將高濃度 CO₂ 煙氣引導再壓縮、輸送及貯存。CaO

吸附 CO₂ 成 CaCO₃ 為放熱反應。反應如方程式 1，CaCO₃ 可經過高溫再生為 CaO，如方程式 2。

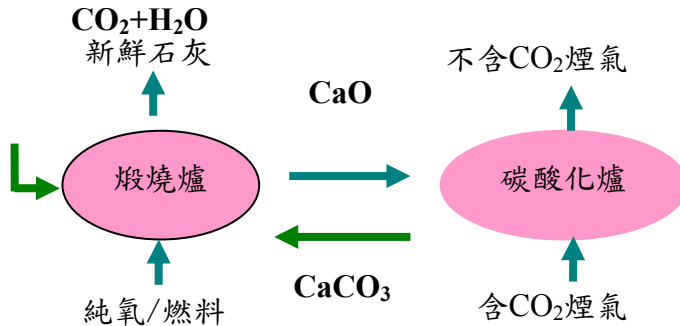
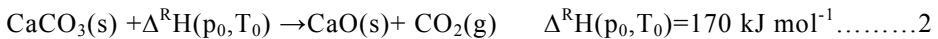
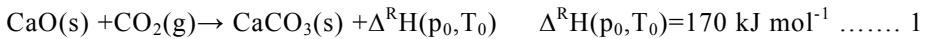


圖 1 鈣迴路捕獲二氧化碳技術概念圖



鈣迴路捕獲二氧化碳技術目前需要突破之處是在迴路吸脫附過程當中，吸附劑對 CO₂ 的吸附能力會隨著循環次數的增加而快速衰減，一般天然石灰石第一次在碳酸化爐的轉化率可達 70~75%，但經過 10 次以後則會衰減至 10~15%^[6,7,17]。雖然使用石灰石作為吸附材成本考量具競爭性，但隨吸/脫附循環次數的增加而造成吸附容量快速遞減。需要補充新鮮吸附劑來維持捕獲的效率。如此，不但會造成成本的抵銷效應也會因新鮮吸附劑補充前需進行煅燒程序而發生的能耗。目前研究聚焦於降低吸附劑的失活性及捕獲容量減少的改善，最經濟及有效方式之一為藉由蒸氣使吸收劑再活化^[10,11,17]；或探討最佳補充量及吸附劑使用量以得到最大效率^[19,22]。

二、國際間鈣迴路捕獲 CO₂ 示範廠介紹

當前國際上燃燒後捕獲 CO₂ 技術以醇胺吸收法的發展較為快速。一級醇胺 (MEA/DGA) 常用於吸收 CO₂，其反應速率很快但會與 COS 與 CS₂ 形成不可逆的反應物，造成 MEA 損失及設備腐蝕。二級醇胺 (DEA 及 DIPA)，DEA 常被用來作為

74 燃燒後捕獲二氧化碳技術-鈣迴路捕獲 CO₂ 技術國際現況與國內發展介紹

石化業的氣體處理，除用來吸收 CO₂ 及 H₂S 以外更可以處理 COS 與 CS₂，但其在再生溫度時會裂解，因此必需使用真空蒸餾回收^[18]。除此以外，在吸收劑再生時需要將溫度升高至 120°C 左右，此時需要有蒸汽的供應。每公斤 CO₂ 約需要 4MJ 的熱。

除了低溫吸收反應捕獲 CO₂ 外，國際間亦開始研究以固體在高溫條件下進行 CO₂ 捕獲。極有潛力的技術為採用天然石灰石(CaCO₃)作為固體吸附劑進行 CO₂ 捕獲。鈣迴路捕獲 CO₂ 技術其優點為可以選用價格便宜的吸收劑、吸收劑運輸及取得容易、其高溫程序在能源使用上可以容易和電廠蒸汽發電整合。使熱能充份循環利用、亦可以與水泥業結合以失去活性的吸附劑作為製造水泥的原料、或與水泥煨燒程序結合，將煨燒後的石灰(CaO)取得應用，節省大量捕獲技術煨燒時的能耗。鈣迴路捕獲 CO₂ 技術近年來快速發展並已經由實驗室發展邁入示範廠的階段，顯見該技術發展潛力與商業化的契機。以下將對目前國際間鈣迴路捕獲 CO₂ 技術的發展及實驗廠進行說明。

1. 西班牙國家煤碳研究院科學研究高級委員會(INCAR- CSIC) 30kWth 實驗廠與 1.7 MWth 示範廠

INCAR- CSIC 在 2008 年建置 1 座 30kWth 小型實驗廠^[12]，並於 2011 年在歐盟 (European community's ceventh Framework programme (FP7/2007-2013)計畫與西班牙北部 Asturias 省地方政府所共同出資下另興建了一座 1.7MWth 示範廠。以下分別對 2 座廠介紹。

(1) INCAR-CSIC 30kWth 實驗廠如圖 2。採用循環式雙流體化床反應器，分別是碳酸化爐及燃燒空氣的煨燒爐，碳酸化爐與煨燒爐分別高 6.5m 及 6.0m；內徑皆是 10cm。2 座反應器都設有高效率的旋風集塵器，從氣體中分離固體吸附劑。加熱方式採用電熱，但每個豎板(進料器)亦有固體燃料進料設備，也可以採用燃燒方式操作。進料系統有集料槽(hopper)及底部有渦形齒輪可以變化轉速。碳酸化爐操作溫度 600~700°C；煨燒爐操作溫度 800~900°C。此實驗廠已經進行多種參數實驗並獲得良好的結果，包括：(A)捕獲 CO₂ 效率可達 70~85%、(B)鈣碳比得到 10:1、(C)碳酸化最佳轉化率為 0.1 等。以上結果兼具效率與吸附劑最佳使用量。CSIC 並依據實驗廠得到的參數，在 2010 年進行 1.7MWth 放大示範廠的設計及建造。



圖 2 INCAR-CSIC CaO Looping 實驗廠相片(30kW)

(2) La Pereda 示範廠^[19]，如圖 3。示範廠位於西班牙北部，此區域具有規模較大的傳統燃煤電廠及煤礦產量。La Pereda 廠是一座既存的 50MWe 循環式流化床(CFB, circulating fluidized bed)電廠，屬於 Hulleras del Norte (HUNOSA)旗下電廠。示範廠煙氣引自 La Pereda 電廠，經過靜電集塵器除塵之後排放的煙氣。示範廠面積大約有 800m²，足以建造反應器和相關的輔助設備。碳酸化爐及煅燒爐採用循環式流體化床(CFB)，2 座反應器高度為 15m。系統所需的燃料為煤炭或液化石油氣(LPG)。反應器後端銜接旋風集塵器(Cyclon)作為吸附劑粉體的收集設備。本座示範廠已於 2011 年 11 月底進行運轉測試。相關結果應會陸續發表於文獻中。INCAR-CSIC 團隊規劃預訂於 2014 年將系統放大至 30MWth，朝商業化規模持續前進。

76 燃燒後捕獲二氧化碳技術-鈣迴路捕獲 CO₂ 技術國際現況與國內發展介紹

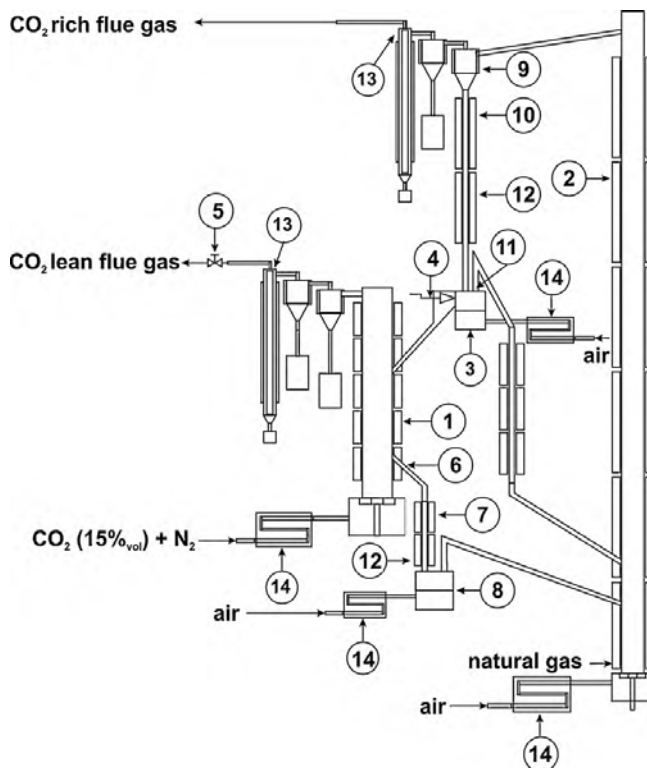


圖 3 西班牙 La Pereda CaO Looping 示範廠相片 (1.7MWth)

2. 斯圖加特大學(University Stuttgart)實驗廠設備 10kWth 及 200kWth^[20,21,23]

德國斯圖加特大學(University Stuttgart)鈣迴路捕獲 CO₂ 技術主要由燃燒與電廠技術研究院(IFK)進行相關的研究。碳酸化爐採用氣泡式流體化床(bubbling fluidize bed, BFB)，煅燒爐則為循環式流體化床(CFB)，實驗時的煙氣則來自燃煤鍋爐。

(1)IFK-10kWth 實驗廠，設備高度為 12.4m；碳酸化爐的內徑為 11.4cm，操作溫度 630~700℃；煅燒爐的內徑則為 7cm，操作溫度 850~900℃。實驗廠主要研究項目包括：(A)技術及成本可行性研究、(B)鈣循環與電廠蒸汽整合模擬與設計、(C)CFB 及 BFB 反應模型-流體力學與碳酸化反應模擬與設計、(D)雙流體化床系統設計及發展-流體力學冷模、(E)吸收劑分析與特性、(F)實驗室設備參數調查及吸收劑評估、(G) 放大 200kWth 穩定實驗測試與放大設計。該廠的實驗結果 CO₂ 捕獲效率已經達到 90%，成本預估捕獲 1 公斤 CO₂ 在 20~40 歐元之間。IFK-10kWth 設備示意圖請參見圖 4~圖 5。



圖說：①氣泡式流體化床、②煅燒爐豎板、③雙出口循環封(double exit loop seal)、④核心閥(core valve)、⑤壓力控制閥、⑥氣泡式流體化床溢流管、⑦較低豎管、⑧較低循環封、⑨旋風集塵器、⑩較高豎管、⑪循環封堰(looping seal weir)、⑫石英豎板段、⑬濾蕊過濾器、⑭電熱預熱。

圖 4 IFK 鈣循環設備示意圖(10kWth)^[20]

(2)IFK-200kWth 實驗廠 (A) 碳酸化爐為湍動流體化床(turbulent CFB)高 6 公尺，比較快速流體化床(fast CFB)有較低的挾帶(entrainment)，L-閥控制循環率，底部循環封斗(loop seal)調整床存料，溫度調整經由循環率及流化床熱交換、(B)煅燒爐為快速流體化床(fast fluidize bed, CFB)高 10m，氣速 4~6m/sec，溫度控制採純氧燃燒，而此煅燒爐亦可以當作是空氣或氧氣的循環式流體化床煤炭燃燒器。200kWth 實驗廠測試時間已經超過 500 小時，CO₂ 捕獲效率已達 90% 以上，並且系統提供了更多的彈性及穩定性可以進行更多實驗。

78 燃燒後捕獲二氧化碳技術-鈣迴路捕獲 CO₂ 技術國際現況與國內發展介紹

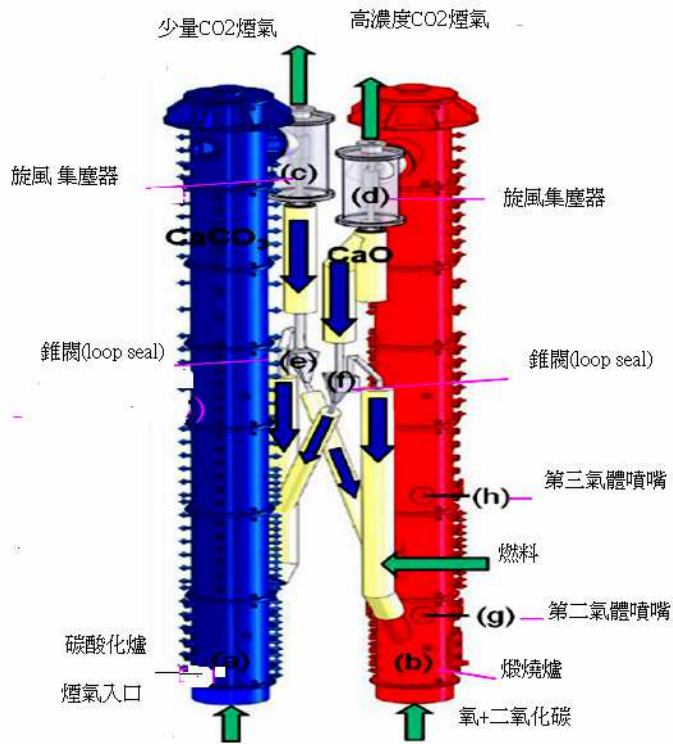


圖 5 IFK 鈣循環設備示意圖(200kW)

3.加拿大渥太華能源技術中心自然資源(CANMET energy technology centres ottawa, natural resources canada,) 75kWth 實驗廠^[22]

此實驗廠碳酸化爐為氣泡床(bubbling bed)或移動床(moving bed)型式，煨燒爐為氣泡床或循環式流體化床燃燒器型式，如圖 6。固體輸送系統包括固體提升管(riser)、輸送旋風集塵器、碳酸化爐迴流管(return leg)。碳酸化爐高度 4.5m，煨燒爐高度 2m，反應器內部直徑為 10cm，在外邊設有三組 4.5kW 電熱器加熱。煨燒爐流化氣體來自鼓風機(blower)，加熱方式則為富氧或純氧燃燒，可以控制爐溫並使得煨燒爐排氣含有高濃度的 CO₂。實驗廠在 2008 年累計 50 小時運轉測試結果，前面幾次循環捕獲 CO₂ 的效率高於 90%，超過 25 次循環則捕獲 CO₂ 的效率降為 72%。

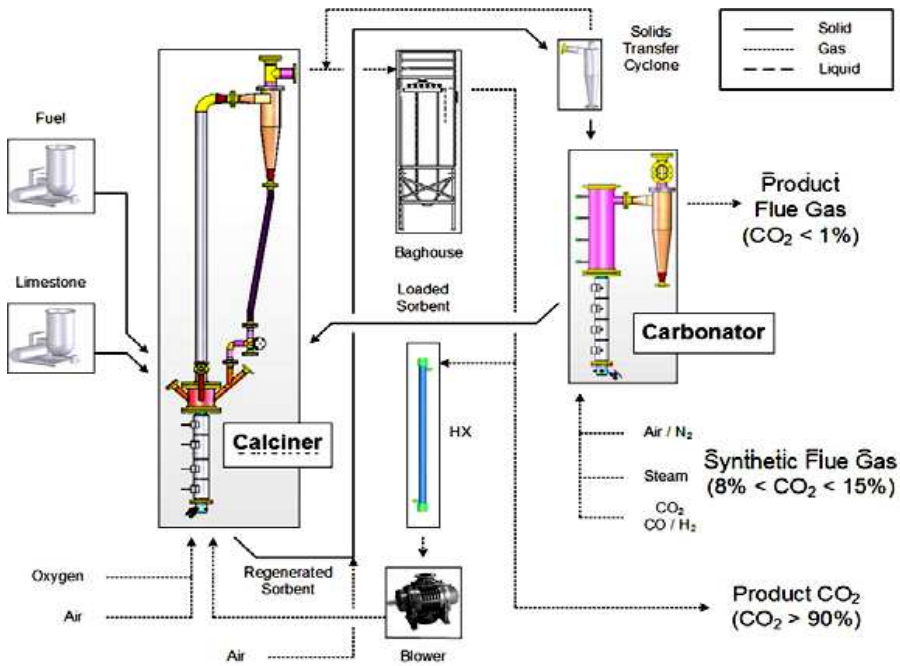


圖 6 CANMET 鈣循環捕獲 CO_2 實驗廠流程圖(75kWth)^[22]

4. 達姆斯塔特大學(TUD)能源系統與技術研究所(EST) 1MWth 示範廠^[24]

TUD- 1MWth 示範廠有良好的氣體和固體混合，反應器的選擇為循環式流體化床(CFB)，床體可當作鈣循環或化學循環(chemical looping)技術共用的平台。碳酸化溫度 $720^{\circ}C$ 、煅燒溫度 $760\sim 800^{\circ}C$ ，燃燒煤炭當作煙氣來源。煙氣經過熱交換器降溫到 $180^{\circ}C$ 連續供給，固體吸附劑選擇粒徑 $430\mu m$ 。爐子出口的煙氣先進入旋風集塵器氣/固分離，蒐集的固體回則到循環封斗。此示範廠目前僅先測試單一反應器。 CO_2 捕獲效率達 80%。示範廠之示意圖如圖 7~圖 8 所示。

80 燃燒後捕獲二氧化碳技術-鈣迴路捕獲 CO₂ 技術國際現況與國內發展介紹

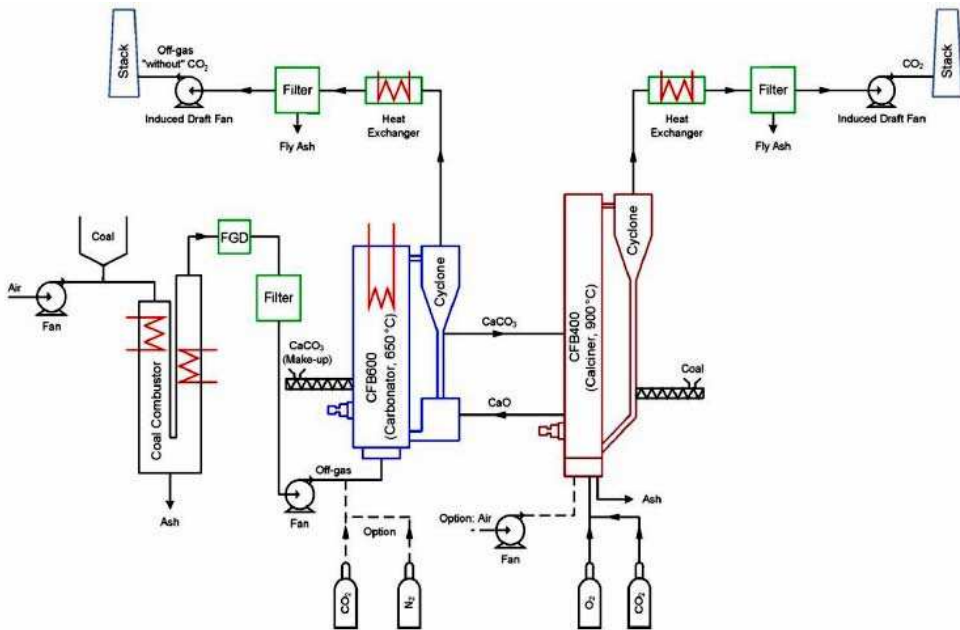


圖 7 EST 鈣循環捕獲 CO₂ 示範廠流程圖(1MWth)^[24]

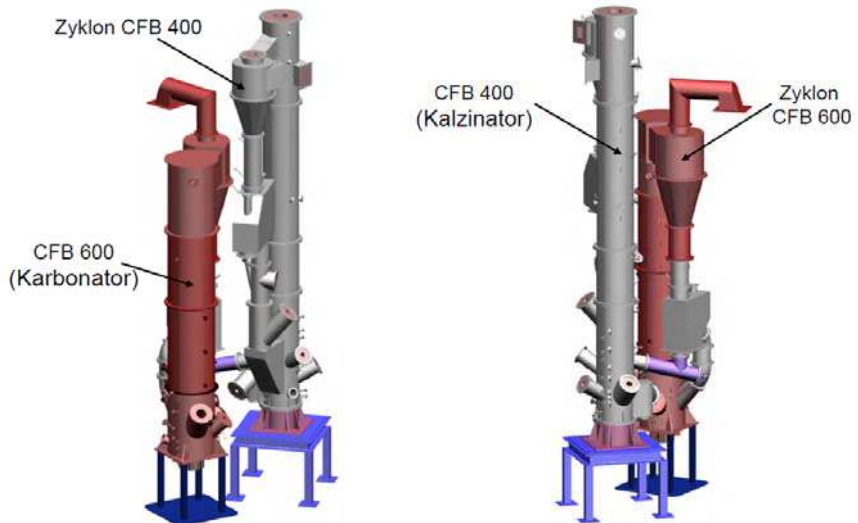


圖 8 ETS(a) 碳酸化爐反應器 (CFB 600), (b) 煅燒爐反應器(CFB 400)^[24]

四、國內鈣循環捕獲 CO₂ 示範廠介紹

在經濟部能源局經費的支持下，工研院於 2008 年建置國內第 1 座鈣迴路捕獲 CO₂ 實驗廠，實驗廠在煨燒爐反應器設計上與前述國外採用的方式有所不同。3kWth 實驗廠碳酸化爐採用氣泡式流體化床(BFC)，內徑為 10.16cm 高 2m、處理氣量 2.8 Nm³/hr(25°C)，爐內氣/固反應時間 6~8sec，吸附劑來自台灣東部粒徑 250~500um，石灰石原料以 X 光螢光繞射分析(XRD)，氧化鈣(CaO) 占有 54.86%，碳酸化反應溫度 650~680°C。而煨燒爐則採用旋轉窯，內徑 10.63 公分，長度 5m，煨燒溫度控制在 850~950°C。碳酸化爐捕獲 CO₂ 後之氣體則經旋風集塵器將粉顆粒捕集下來再將氣體排放。收集的固體吸附劑則再經過煨燒爐再生成 CaO 循環使用，失活吸附劑則適量排出並補充新鮮吸附劑維持捕獲效率，粉體傳輸採用氣送系統輸送。模擬煙氣由空氣壓縮機產生空氣(air)與來自 CO₂ 鋼瓶(>99%)的氣體混合成濃度 15%的煙氣，在進入碳酸化爐前則先以電熱方式加溫至 300~400°C。煨燒爐則以燃燒瓦斯升溫。此外，因為吸附劑的活性會隨著碳酸化/煨燒循環次數的增加而衰退，所以以水合反應來進行改質，改質後的吸附劑在熱重分析儀(TGA)進行吸/脫附測試，循環 100 次碳酸化轉化率(conversion)仍可維持 30%。一般未經改質的天然吸附劑在吸/脫附 30 次後往往衰退到轉化率僅剩約 7~10%。工研院 3kWth 實驗廠於 2011 年進行 148 小時連續運轉，吸附劑採用未經過改質的石灰石，CO₂ 捕獲效率 100 小時可達 85%以上，圖 9 為工研院 3kWth 實驗廠。



圖 9 工研院鈣循環捕獲 CO₂ 實驗廠相片(3kWh)

2011 年開始根據實驗廠設計及操作參數在台灣水泥公司和平廠建立 1.9MWth(3.1t/hr)鈣迴路捕獲 CO₂ 的先導試驗廠，煨燒爐加熱將進一步測試純氧燃燒與 CO₂ 煙氣迴流方式控溫，捕獲 CO₂ 效率>85%，2012 年 9 月以後將進行整體系統試車。先導試驗廠基本設計與 3kWh 實驗廠相似，主要差異：(1)引入真實煙氣、(2)系統設備溫控設計、(3) 高 CO₂ 濃度煙氣進行壓縮規劃。含 CO₂ 煙氣引自台泥和平水泥廠的 2 號窯煙囪排氣，煙氣中 CO₂ 濃度約為 30%，排氣溫度約為 100°C。煙氣經煙道由風車引入碳酸化爐，碳酸化爐為氣泡式流體化床 (BFB)，直徑 3.3m，高度 4.2m。煙氣在碳酸化爐內與 CaO 粉體進行碳酸化反應，CaO 與 CO₂ 化反應形成 CaCO₃，乾淨煙氣先經旋風分離器除去大顆粒粉體，再以熱交換器進行降溫至 150°C，進入袋式集塵器捕集微粒後，再回到原引出口煙囪排放。碳酸化反應為放熱反應，避免溫度影響 CO₂ 捕獲效率，所以在碳酸化爐設計了熱回收管用以調整爐內溫度。另煨燒爐採用旋轉窯，直徑 1.3m，長度 6m，加熱系統採用燃燒純氧與柴油，並有 CO₂ 煙氣迴流設計，將煨燒後高濃度 CO₂ 煙氣引部份回到煨燒爐燃燒室，藉以控制煨燒溫度，煨燒產生高 CO₂ 濃度煙氣經過降溫進行壓縮規劃。碳酸化及煨燒溫度如實驗廠分別操作於 650~680°C 和 850~950°C。吸附劑(CaO)仍多次循環使用，失活吸附排出後將進入水泥廠作為製

造水泥的原料。鈣迴路捕獲 CO₂ 技術與水泥業結合極為適當，不會產生廢棄物，未來更可以朝煨燒技術及熱回收應用整合。圖 10 為先導試驗之規劃流程圖。

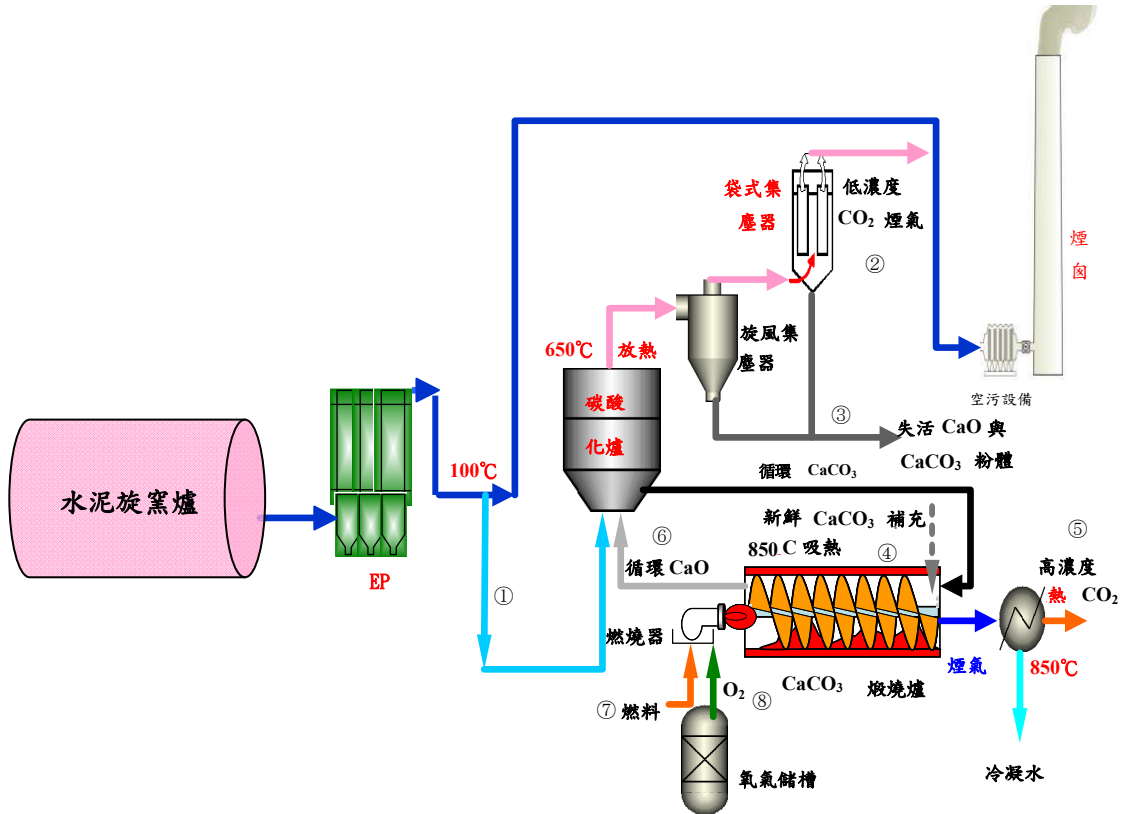


圖 10 鈣迴路捕獲 CO₂ 先導試驗廠流程圖

五、結論

鈣迴路捕獲 CO₂ 技術(CaO/CaCO₃ looping)為歐洲及國內積極發展的 CO₂ 捕獲技術，經過多年的實驗室開發，即將進入試驗廠(pilot plant)運轉階段，預定 2014 年之後將會有 30MWth 示範廠(demonstration plant)。但在技術發展突破方面仍需針對能源的最適化整合、提升吸附劑吸附量、降低吸附劑衰退及系統規模放大時面臨的粉體輸送及流化等問題做更深入的研究。

六、致謝

感謝經濟部能源局對本研究的支持並提供示範設施之建造經費。

參考文獻

1. Production Hydrogen, US patented July 28, 1931.
2. George P. Curran., Carle. Fink, and, Everett Gorin, CO₂ Acceptor Gasification Process, Fuel gasification chapter 10, pp.141-165.
3. A.M. Squires, Cyclic Use of Calcined Dolomite to Desulfurize Fuels Undergoing Gasification, Fuel gasification, in: F.C. Schora (Ed.), Advances in Chemistry, 69 American Chem. Soc., Washington, DC, pp.205-229, 1967.
4. Chun Han, Douglas P. Harrison, Simultaneous shift reaction and carbon dioxide separation for the direct production of hydrogen, Chemical Engineering Science Volume 49, Issue 24, Part 2, pp. 5875-5883, December 1994.
5. T. Shimizu, T. Hirama, H. Hosoda, K. Kitano, M. Inagaki, K. Tejima, A Twin Fluid-Bed Reactor for Removal of CO₂ from Combustion Processes, Chemical Engineering Research and Design, Volume 77, Issue 1, pp.62-68, January 1999.
6. Abanades, J.C., The maximum capture efficiency of CO₂ using a carbonation/calcination cycle of CaO/CaCO₃, Chemical Engineering Journal 90, pp.303-306, 2002.
7. Abanades, J.C., Álvarez, D., The conversion limits in the reaction of CO₂ with lime. Energ. Fuel 17, pp.308-315, 2003.
8. Abanades, J., Anthony, E., Lu, D., Salvador, C., Alvarez, D., Capture of CO₂ from combustion gases in a fluidized bed of CaO, AIChE J. 50, pp.1614-1622, 2004.
9. Abanades, J., Anthony, E., Wang, J., Oakey, J.E., Fluidized bed combustion systems integrating CO₂ capture with CaO. J. Environ. Sci. Technol. 39, pp.2861-2866. Abanades, J.C., Grasa, G., Alonso, M., Rodriguez, N., Anthony, E.J.,

- Romeo, L.M., 2007. Cost structure of a postcombustion CO₂ capture system using CaO. *Environ. Sci. Technol.* 41, pp.5523-5527, 2005.
- 10.Sun,P., Grace,J. C.,Lim,C.,Anthony,E.J. Investigation of Attempts to Improve Cyclic CO₂ Capture by Sorbent Hydration and Modification. *Ind.Eng.Chem.Res.*47, pp.2024-2032, 2008.
- 11.Monovac,V., Lu,D.,Anthony, E.J., Steam hydration of sorbents from a dual fluidized bed CO₂ looping cycle reactor,*Fuel*87,pp.3344-3352, 2008.
- 12.Abanades, J.C., Alonso, M., Rodríguez, N., González, B., Grasa, G., Murillo, R., Capturing CO₂ from combustion flue gas with a carbonation calcination loop. Experimental results and process development. *Energ. Procedia* 1, pp.1147-1154. Arias, B., 2009.
- 13.Romeo,LM.,Lara,Y.,Lisbona.P.,Escosa,J.M, Optimizing make-up flow on a CO₂ capture system using CaO. *Chem.Eng.J.*147, pp.252-258, 2009.
- 14.Abanades, J.C., Grasa, G.S., An analysis of the effect of carbonation conditions on CaO deactivation curves. *Chem. Eng. J.* 167, pp.255-261, 2011.
- 15.Anthony, E.J., Wang, J., Fennell, P.S., The calcium looping cycle for large-scale CO₂ capture. *Prog. Energ. Combust.* 36, pp.260-279, 2010.
- 16.Charitos, A., Hawthorne, C., Bidwe, A.R., Korovesis, L., Schuster, A., Scheffknecht, G., Hydrodynamic analysis of a 10 kWth calcium looping dual fluidized bed for post-combustion CO₂ capture. *Powder Technol.* 200, pp.117-127, 2010.
- 17.Ana Martínez et al, Energy penalty reduction in the calcium looping cycle, *International Journal of Greenhouse Gas Control* pp.774-81., 2012.
- 18.洪世諭，李夢輝，混合溶液 MEA/TEA 水溶液吸收二氧化碳之反應動力學數據量測研究，碩士論文，中華民國 90 年 6 月。
19. <http://www.caoling.eu/>
- 20.A. Charitos, C. Hawthorne, A.R. Bidwe, S. Sivalingam, A. Schuster, H. Spliethoff, G. Scheffknecht, Parametric investigation of the calcium looping process for CO₂

86 燃燒後捕獲二氧化碳技術-鈣迴路捕獲 CO₂ 技術國際現況與國內發展介紹

- capture in a 10kWth dual fluidized bed, International Journal of Greenhouse Gas Control 4, pp.776-784., 2010.
- 21.C. Hawthorne, H. Dieter, A. Bidwe, A. Schuster, G. Scheffknecht, S. Unterberger, M. Käß, CO₂ Capture with CaO in a 200 kWth Dual Fluidized Bed Pilot Plant, GHGT-10, 2000.9.
- 22.Dennis Y. Lu, Robin W. Hughes, Edward J. Anthony, Ca-based sorbent looping combustion for CO₂ capture in pilot-scale dual fluidized beds, Fuel Processing Technology 89, pp.1386-1395., 2008.
- 23.Nuria Rodriguez, Monica Alonso, Juan Carlos Abanades, Alexander Charitos, Craig Hawthorne, Gunter Scheffknecht, Dennis Y. Lu, Edward J. Anthony, Comparison of experimental results from three dual fluidized bed test facilities capturing CO₂ with CaO, Energy Procedia, pp.4393-401, 2011.
- 24.Epple, <http://www.est.tu-darmstadt.de> Energy Systems and Technology, Technische Universität Darmstadt.
- 25.Nuria Rodriguez, Monica Alonso, Juan Carlos Abanades, Alexander Charitosb, Craig Hawthorneb, Gunter Scheffknechtb, Dennis Y. Luc, Edward J. Anthonyc, Comparison of experimental results from three dual fluidized bed test facilities capturing CO₂ with CaO, GHGT-10 Energy Procedia, pp.4393-401, 2011.