

行政院原子能委員會  
委託研究計畫期末報告

內通式流體化床氣化系統熱模建置操作分析

Construction of the Interconnected Fluidized Bed Gasification

Hot Model System and Its Operation Analysis

計畫編號：NL1050621

受委託機關(構)：國立中興大學

計畫主持人：吳 耿 東

聯絡電話：04-22840345 ext. 140

E-mail address：wukt@nchu.edu.tw

核研所聯絡人員：簡綉雲

報告日期：105 年 12 月 1 日

# 目 錄

目 錄.....	I
中文摘要.....	II
ABSTRACT.....	III
壹、計畫源起與目的.....	1
貳、研究方法與過程.....	4
參、結果與討論.....	9
肆、結論.....	18
伍、參考文獻.....	19

## 中文摘要

目前我國為 95%以上能源仰賴進口之國家，降低進口能源所帶來之衝擊，減少對於化石燃料之依賴實為根本之道，因此，政府已訂定明確的再生能源發展目標，其中生質物是我國除傳統水力能外最重要的再生能源來源，不僅有利於環境保護，且兼具能源回收的效益。氣化程序屬熱化學轉換反應，係在高溫下進行非催化性的部分氧化反應，將含碳物質（如生質物、廢棄物或煤炭等）轉換成以氣態燃料為主，可供利用的能源，兼具環保與能源效益，已成為全球生質能源利用的關鍵技術之一。

因此，本計畫旨在開發新型之生質物氣化技術，於一高 150 cm，每格 6 cm 見方之四格內通式流體化床熱模試驗系統內進行氣化實驗，探討氣化氣速及溫度對於氣化合成氣組成之影響，以作為未來建立操作參數及設計商業化內通式流體化床氣化系統之參考。本計畫之主要目標為

1. 完成 20 kW<sub>th</sub> 內通式流體化床生質物氣化熱模測試系統設計；
2. 完成 20 kW<sub>th</sub> 內通式流體化床生質物氣化熱模測試系統建置；
3. 完成氣化操作氣速對氣化合成氣組成之影響；
4. 完成氣化操作溫度對氣化合成氣組成之影響。

**關鍵詞：**內通式流體化床、生質物、氣化、合成氣

## Abstract

Because Taiwan is not rich in land-based energy resources, the ratio of imported energy is above 95% at present. In order to decrease the amount of utilization of fossil fuel, the target share has set by the government for renewable energy. The biomass is the most important renewable energy beside conventional hydropower in Taiwan. Energy recovery from biomass can not only benefit the environment but also make profits from energy produced. Gasification, the environmental-beneficial process, defined as the conversion of carbonaceous feedstock, e.g. biomass or waste, by partial oxidation at elevated temperature, has been considered as a core technology to recover energy from biomass in the world.

This study is to investigate the feasibility of developing a novel biomass gasification system. In order to establish operational parameters and provide the information for future commercial design of an interconnected fluidized bed (IFB) gasification system, All experiments are carried out in an interconnected fluidized bed hot model gasification system with four 6 cm x 6 cm compartments, and a total high of 1.5 m.

The objectives of this study are

1. Designing a 20 kW<sub>th</sub> interconnected fluidized bed gasification system;
2. Constructing a 20 kW<sub>th</sub> interconnected fluidized bed gasification system;
3. Investigating the effect of the operational gas velocity on the syngas composition; and
4. Investigating the effect of the operational gasification temperature on the syngas composition.

**Keywords:** Interconnected fluidized bed (IFB), biomass, gasification, syngas.

## 壹、計畫源起與目的

根據統計(能源局,2015),我國2014年使用化石燃料進行火力發電占總發電量的75.61%,其中石油占7.96%、煤炭占34.71%、天然氣占32.94%,這也使得我國在能源使用的二氧化碳的排放上高居不下,在2013年的總排放量達248.70 Mt,占全球總排放量的0.77%,位居全球第22名,而人均排放量為10.63 t (IEA, 2015),位居全球第20名,亞洲第1名。因此,減少對於化石燃料之依賴實為根本之道,其中生質能之利用不僅有利於環境保護,且兼具能源回收的效益。在眾多生質能技術中,生質物氣化程序(biomass gasification)屬熱化學轉換(thermochemical conversion)反應,係在高溫下進行非催化性的部分氧化反應,將含碳物質(如生質物、廢棄物等)轉換成以氣態燃料為主,可供利用的能源,兼具環保與能源效益,已成為全球生質能源利用的關鍵技術之一。

所謂「氣化(gasification)」係指在高溫下進行非催化性的部分氧化反應,將含碳物質(如廢棄物或煤炭等)轉換成以氣態燃料為主,可供利用之能源。經氣化反應所產生之可燃氣體主要包括一氧化碳、氫氣、甲烷等,可作直接為鍋爐與發電機組之燃料,供應所需之蒸汽及電力;另亦有部分燃料油、焦碳、焦油、灰份等產物,可供作其他用途,如特用化學品等;此外,氣化所生產的燃氣,亦可轉化為甲醇,配合燃料電池之使用(吳耿東、李宏台,2001)。上述部分氧化係指反應所需之空氣量(即含氧量)較其完全燃燒所需之計量空氣為少,此二者之比值稱之為空氣等值比(equivalent ratio, ER)或稱空燃比、空氣因子,一般介於0.2~0.4之間,因此氣化之最終之產物及其比例乃依不同之媒介與操作條件而有所不同,而進行非催化性部分氧化反應的介質(agent)一般為空氣、氧氣、氫氣、蒸氣、或上述之混合物等,但若空氣等值比為零,即在無氧加熱狀況下,一般稱之為裂解程序(pyrolysis)。

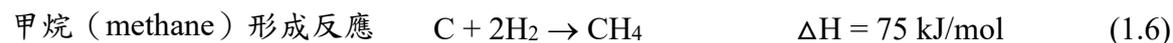
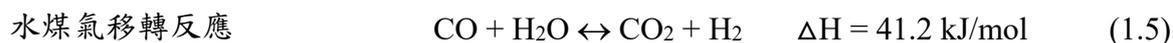
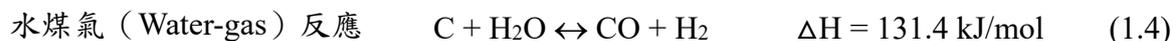
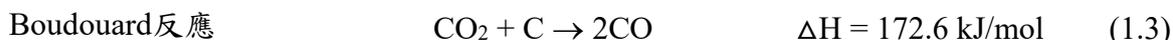
以氣化技術處理廢棄物具有不少優點,包括(1)可有效回收及利用廢棄物所蘊藏之能源;(2)氣化爐體構造簡單,操作容易;(3)廢棄物進料彈性大,用途廣;(4)所需空氣量較直接燃燒時少,除塵設備投資低;(5)氮氧化物及二氧化碳產量少,較少污染;(6)反應為部分氧化,剩餘氧量很少,可避免戴奧辛前驅物氣酚之產生(吳耿東、李宏台,2001)。

一般氣化反應的程序主要可分為四個階段(吳耿東、李宏台,2001),第一階段為乾燥反應(drying),以蒸發反應物(即原料)所含之水氣,溫度約為100–150°C,在此階段,反應物並未被分解。第二階段為裂解反應(pyrolysis),係對反應物進行熱分解,溫度約為150–700°C,會產生氣體、揮發性焦油(tar)或燃料油及焦碳(char)殘留物。第三階段為氧化反應(oxidation),即是對裂解產生之焦碳、焦油及氣體進行氣化或部分氧化,為一種燃燒

放熱 (exothermic) 反應，溫度約為 700–2,000°C，其反應式如下：



第四階段為還原反應 (reduction)，在缺氧的狀況下進行高溫的化學反應，但因是吸熱反應 (endothermic)，所以溫度較氧化反應階段為低，約為 800–1,100 °C。此部分的熱源可以由氧化 (燃燒) 階段來提供。此階段的主要反應包括：



式中水煤氣 (CO + H<sub>2</sub>) 即是進行氣化反應後欲被利用之主要產物。雖然整個氣化過程可區分為四個階段，但各階段並非依序發生，也有可能同時發生，或在不同的反應區域進行，此端賴反應器 (即氣化爐) 的設計而定。理論上，若原料內含碳部分完全氣化並轉化為一氧化碳等可燃氣體，其殘餘物將會只是灰渣及焦炭 (即未燃碳)。

如前所述，氣化之最終之產物及其比例乃依不同之媒介與操作條件而有所不同，一般生質物以空氣作為媒介進行氣化，其主要之合成燃氣產物分佈約是 15–30 % 的一氧化碳、10–12 % 的氫氣、2–4 % 的甲烷、5–15 % 的二氧化碳、6–8 % 的水份、以及 10–12% 的氮氣，若改用蒸氣作為氣化介質，則可提高氫氣的產率達 50 % 以上。

內通式流體化床 (interconnected fluidized bed, IFB) 係整合兩個循環式流體化床及其粒子輸送管線，由多個流體化床組成單一床體，並藉由不同的流體化速度輸送粒子於各床間，完成所需之各種反應程序。內通式流體化床的操作過程如圖 1.1 所示，流體化粒子於稠密床 (dense bed) 中下降並通過底部的孔口 (orifice) 進入稀疏床 (lean bed) 中；粒子在稀疏床中上昇，再越過頂部的堰 (weir) 進入另一稠密床中，如此周而復始。內通式流體化床具循環式流體化床之各項優點，但無其複雜的機械結構，如粒子輸送管線等，故具有較高之粒子循環率及較少之粒子損耗，可降低建造及操作成本，同時操作效率亦較各傳統式流體化床為

高。

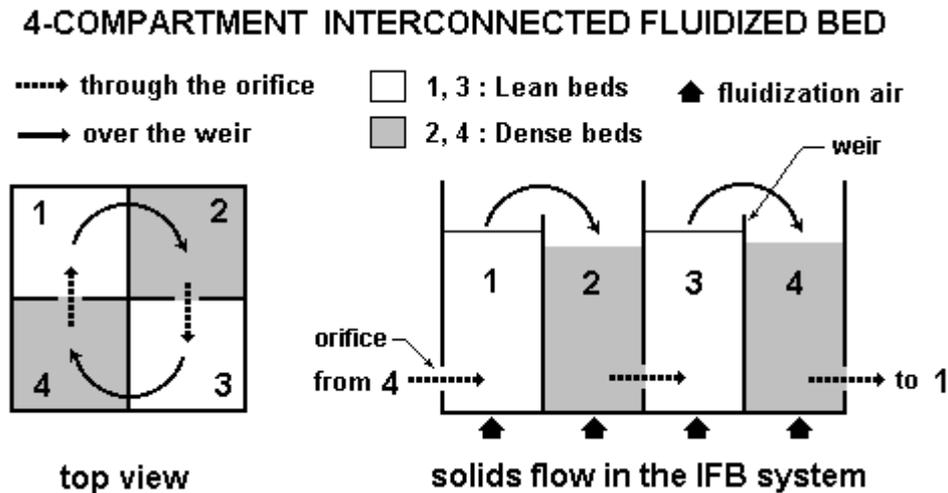


圖 1.1 內通式流體化床示意圖

內通式流體化床之概念始於 1980 年，Kunii (1980) 針對小型固體廢棄物或生質物氣化程序的應用，提出了由兩個流體化床及輸送管線整合成一單一床體之新設計理念，為將單一床體分為四部份，利用粒子於床間之循環取代原先複雜之輸送管線，以節省建造成本及增加反應效率。之後，Kuramoto et al. (1985) 首先對 Kunii 設計之四格床爐體進行了流體化氣速對粒子循環率影響之研究。

內通式流體化床大量的研究則自 90 年代展開，荷蘭 Delft 技術大學進行了一系列的研究，Korbee et al. (1991) 設計將方形床分成四等分，根據各種作參數從事各項粒子流流力行為研究，並正式稱其為「內通式流體化床」，而其床體設計理念也成為日後學者從事內通式流體化床研究者奉為圭臬。渠等針對設計因子（如孔口大小、粒子粒徑及床重等）及操作因子（如空床氣速）等變數研究其粒子循環速率，結果發現，當孔口愈大時，稀疏床氣速愈高，所產生的粒子循環速率也相對愈高，因此稠密床氣速控制在最小流體化速度時有較佳之粒子循環速率。

Snip et al. (1996a) 則提出內通式流體化床若要達到所需之流動狀態，需由設計參數及操作參數兩方面著手。設計參數包括內通式流體化床的幾何設計（孔口大小、堰堤高度及寬度、床徑或其相對大小）與粒子特性（密度、大小、球形度及摩擦特性）；操作參數則包括空床氣速及粒子床重。

目前內通式流體化床在實際熱模的應用上並不多，最早是由荷蘭 Delft 技術大學 Korbee et

al. (1991, 1994)及 Snip et al. (1995, 1996b)進行內通式流體化床脫硫再生之試驗；國內則有工研院於十年前左右開發 200 kWth 內通式流體化床氣化爐，整合氣化與燃燒兩個稀疏相流體化床，以提昇氣化效率 (Wu et al., 2004)。而今日發展之化學迴路程序恰可應用於內通式流體化床，就化學迴路燃燒而言，兩個稀疏床可分別作為空氣反應器及燃料反應器；而以鈣迴路進行燃燒後捕獲二氧化碳的程序中，兩個稀疏床亦可分別作為煅燒爐及碳酸化爐。由此可見，由於內通式流體化床兼附多種反應器之優勢，顯示其在化學迴路之運用上之可行性與前瞻性。

本研究團隊在過去兩年執行核研所委託「新型內通式流體化床化學迴圈反應器流力行為之研究計畫」(吳耿東等, 2014)及「粉體循環式流體化床操作參數分析與設計優化計畫」(吳耿東等, 2015)，於一每格 10 cm 見方之四格內通式流體化床冷模中探討玻璃珠、石灰石及鐵粉於各種不同參數下的粒子循環率，主要操作參數包括粒子床重、稠密床氣速、孔口直徑、孔口高度，以期作為未來建立操作參數及設計商業化內通式流體化床反應系統之參考。實驗結果顯示，四種不同粒子的實驗結果中，隨著稀疏床操作氣速之增加，粒子循環率皆呈現上升的趨勢，床重增加時，粒子循環率亦會增加，當孔口直徑增加時，粒子循環率呈現上升之趨勢，而孔口高度增加時，大致上 CRS 呈現先升後降的情形。此外，石灰石隨操作時間增加，平均粒徑減少；在稀疏床氣速增加時，平均粒徑降低；隨著床重增加平均粒徑下降，當床重增加至 13.5 kg 時，粒子因稠密床床高已越過堰堤，粒子倒流回稀疏床，減少粒子彼此間應力造成平均粒徑增加；但增加孔口直徑，平均粒徑會呈現上升的趨勢；隨孔口高度增加，平均粒徑亦增加。使用鐵粉時，隨著操作時間增加，鐵粉之平均粒徑並無太大變化，所以操作時間並不會影響到平均粒徑。綜觀上述研究結果，其對未來在建置熱模先導設施設備上具有一定的參考價值，且透過這些不同參數下的試驗結果與數據，亦可建立起內通式流體化床反應器的操控參數，並作為將來商業化設計與開發之參考依據。

因此，本計畫之主要目的旨在發展新型之生質物氣化技術，應用內通式流體化床技術於生質物氣化程序中，建置一內通式流體化床氣化熱模測試系統，以探討生質物於不同氣化操作溫度下，其氣化合成氣之組成、氣化效率等之影響，以提昇內通式流體化床反應系統之性能，並建立其操控條件，作為未來設計商業化內通式流體化床氣化反應系統之參考。

## 貳、研究方法與過程

### 2.1 生質物組成分析

本計畫進行氣化試驗之生質物主要係以柳杉 (*Cryptomeria japonica*) 碎木片 (woodchip)

為主，其組成分析包括工業分析 (proximate analysis) (包括水份、可燃分、灰分等) 與元素分析 (ultimate analysis) (包括碳、氫、氧、氮、硫等元素) 及熱值之分析。上述檢測所採行之分析方法係依照我國行政院環境保護署環境檢驗所訂定之檢測標準，主要包括 NIEA R213.20C (檢測水份)、NIEA R205.01C (檢測灰分、可燃分)、NIEA R409.21C (元素分析) 及 NIEA R214.01C (熱值分析)。

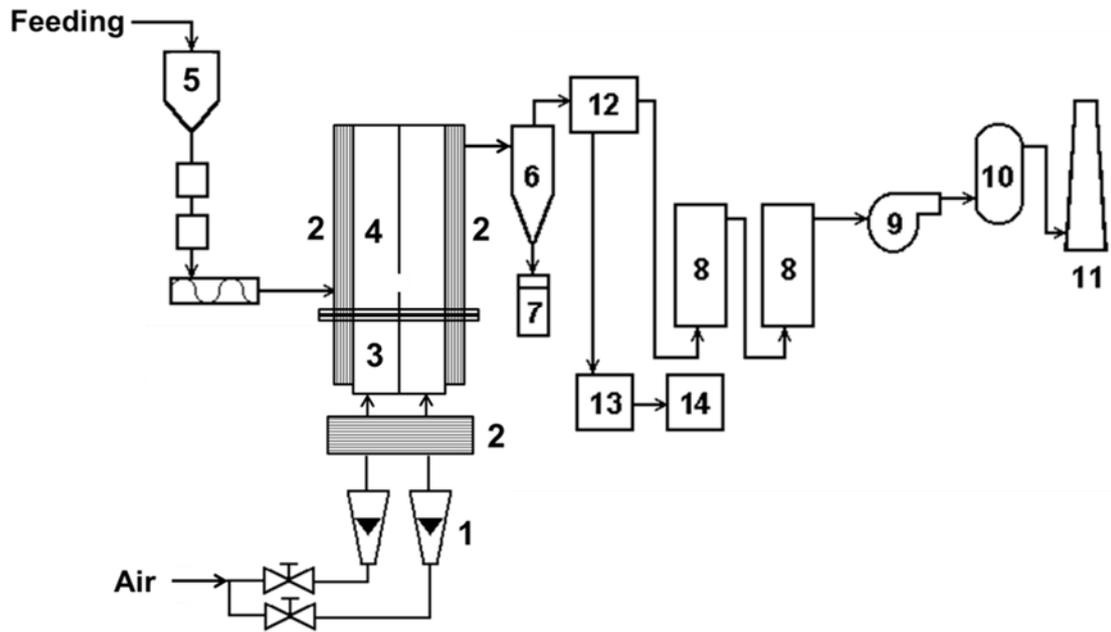
另本試驗所使用之設備包括測定水分用之 Channel DV-602 熱風循環烘箱，測定灰份、可燃分用之 Channel MF-40 高溫爐 (+50°C~1,600°C)，測定熱值用之 Parr 6300 氣彈式熱卡計 (Calorimeter)，以及進行元素分析所使用之 Vario EL 元素分析儀 (Elementar)。

## 2.2 內通式流體化床氣化熱模系統建置與操作

本項工作旨設計及建置一 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統，並進行生質物氣化試驗，操作條件包括氣化溫度、空氣等值比 (air equivalence ratio, ER)，主要分析項目包括氣化合成氣組成、熱值、以及焦油量。

本氣化測試系統係屬氣泡式流體化床型式，最大處理量為 4 kg/hr，系統主要包括內通式流體化床氣化爐、進料、供氣、燃氣後處理和分析設備等五部分系統，圖 2.1 為本計畫氣化測試系統之示意圖，圖 2.2 為內通式流體化床床體構造。

內通式氣泡式流體化床氣化爐主體係以 6 mm 厚 SUS310 不鏽鋼建構，方型之四格床中，每格為 6 cm 見方，床體總高為 150 cm，稠密床側邊中線處設有 3 cm 直徑孔口，距分配板高為 6 cm。稀疏床側邊之堰高為 30 cm，故床質高度亦為 30 cm，粒子將在在稀疏床中上昇，再越過頂部的堰進入另一稠密床中。風箱亦為四格 6 cm 見方，高 30 cm 之方管，氣體由其底部送入，送氣風管為直徑 2.54 cm 之 SUS310 不鏽鋼管；爐體並覆以保溫棉，防止熱量散失。另氣體分佈器為 2 mm 厚之 SUS310 不鏽鋼穿孔板，孔徑 1.5 mm，開孔比為 2%。



- |             |            |         |               |
|-------------|------------|---------|---------------|
| 1. 進氣       | 2. 預熱器     | 3. 風箱   | 4. 內通式流體化床氣化爐 |
| 5. 進料系統     | 6. 旋風分離器   | 7. 飛灰儲桶 | 8. 水洗塔        |
| 9. ID Fan   | 10. 燃燒機    | 11. 煙囪  | 12. 焦油取樣系統    |
| 13. 合成氣取樣系統 | 14. 檢測分析系統 |         |               |

圖 2.1 20 kWth 內通式流體化床生質物氣化試驗系統流程圖

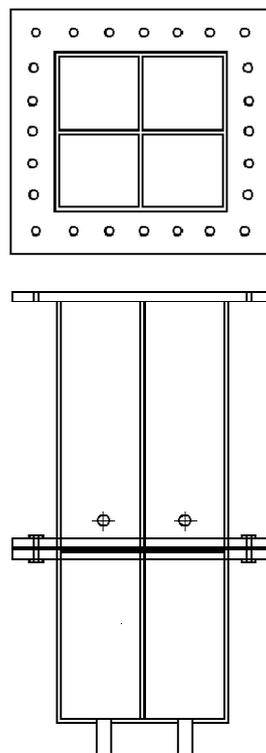


圖 2.2 內通式流體化床床體構造

加熱系統包括進氣加熱器及爐體加熱器，以電熱方式加熱，加熱線圈末端使用銅質匯流板，整合後與電源線端子連接，加熱溫度則經由 PID 無段控制。進氣加熱器可將 7 Nm<sup>3</sup>/hr 空氣由室溫加熱至 800°C，爐體加熱器則可將爐體保持在 900°C。本計畫之氣化爐操作溫度設定在 700°C、750°C、800°C。

小型試驗爐所設計之單一床區流量為 2 - 10 Nm<sup>3</sup>/hr，以流量計進行控制，並以 PU 軟管及銅管接頭並聯使用，由各流量計控制閥調整流量。操作時，稠密床氣速維持在 1.1 倍最小流體化氣速 (minimum fluidization velocity, Umf)，稀疏床氣速分別操作在 2、3、4 倍 Umf。此外，爐體由上到下裝設數個測壓點及測溫點。

氣化爐所使用床質為平均粒徑 437 μm 的石英砂，其最小流體化速度是 18.0 cm/s，屬 B 群粒子。生質物經氣化產出之氣化合成氣 (syngas) 會先經一旋風分離器，以收集粉塵及焦炭，再經兩組直徑 16.9 cm，高 80 cm 之濕式洗滌塔 (wet scrubber)，內部填充皇冠型金屬環，以水作為洗滌液體，將合成氣之焦油及微細粉塵洗下，並降低合成氣溫度，以利取樣分析之用。合成氣則透過取樣袋直接抽出，並注射至 Agilent 7890A 氣相層析儀 (GC) 進行分析，主要分析氣體包括氫氣、一氧化碳、甲烷、二氧化碳等。氣化合成氣熱值則依 GC 所量測之氣體組成比例，利用本單位自行設計之計算表進行熱值之計算。

氣化過程產生之焦油則依據歐盟焦油量測相關計畫所產出的「焦油及粉塵量測標準規範」(Guideline for Standardized Tar and Particle Measurement) 3.3版進行相關建構取樣檢測系統，該規範最後版本為國際能源總署 (IEA)，歐盟及美國能源部所採用，並成為歐洲標準委員會 (Comité Européen de Normalisation, CEN) 之量測標準。本取樣系統包括抽吸管線、過濾系統、焦油收集瓶組及真空幫浦。抽吸管線接在氣化爐旋風集塵器之後，為 1/2 in 的 316 不鏽鋼管，在進入過濾系統及焦油收集瓶組前均包覆保溫材料，並維持其溫度在 350°C 左右。過濾系統則用以過濾微細粉塵，採用台灣旭然公司 (Bright Sheland Int'l Co., Ltd) 所生產之 Filtrafine IDV10S-3/4 型 316 不鏽鋼過濾器，高 34.1 cm，直徑 10.6 cm，內含 316 不鏽鋼濾網；過濾器並包覆保溫材料，維持其溫度在 350°C 左右，以防焦油冷凝。

含焦油之合成氣通過濾器後即進入焦油收集瓶組，每支浸液瓶高 27 cm，直徑 5 cm，內裝直徑 6 mm 玻璃珠 100 g，及 200 ml 異丙醇，共計五支浸液瓶串連一起，置於放有冰塊的冰浴箱中。抽吸含焦油合成氣進入之焦油收集瓶組係採用 Gast 公司 Model 0523-V3-G588EDX Rotary Vane 的 1/3 hp 真空幫浦 (vacuum pump)，其抽吸流量範圍為 1.5 - 3.1 cfm，另亦加裝

一流量計，測量抽吸流量，以後續進行焦油濃度之計算。

當焦油取樣完成後，將浸液瓶中之混合溶液取出並倒入四口反應器中，反應器一端則接上熱電偶溫度控制器，另一端則接上冷凝管；將溫度調整在90°C（異丙醇之沸點為82.5°C），進行蒸餾分離焦油及異丙醇，以測得焦油的總重。

表2.1為本計畫進行氣化測試之各項操作變數。

表2.1 氣化實驗條件和操作參數

操作條件	操作參數
氣化溫度 (°C)	700、750、800
稀疏床氣速 ( $U/U_{mf}$ ) (-)	2、3、4
稠密床氣速 ( $U/U_{mf}$ ) (-)	1.1

$U$  = 空床氣速； $U_{mf}$  = 最小流體化速度

## 參、結果與討論

### 3.1 生質物組成分析

本項工作為進行氣化試驗所需之生質物的組成分析。生質物主要為針葉樹種的日本柳杉 (*Cryptomeria japonica*) 碎木片 (woodchip)，主要用於棧板之製造，為一運送貨物之扁平交通運輸結構，方便叉車、搬運車或其他升降設備之工作。

柳杉之組成分析包括工業分析 (proximate analysis) (包括水份、揮發分、固定碳、灰分等) 與元素分析 (ultimate analysis) (包括碳、氫、氧、氮、硫等元素) 及熱值之分析。

表 3.1 即為柳杉之組成分析，由表中可知，其含水量約在 7.47%，而其可燃物部分 (揮發分及固定碳) 可達 91.85%。

表 3.1 柳杉之組成分析

Ultimate analysis (wt%, daf)		Proximate analysis (wt%, ar)	
C	51.30	Moisture	7.47
H	6.18	Volatile	59.92
O	42.35	Fixed carbon	31.93
N	0.17	Ash	0.69
S	0.00	LHV (MJ/kg, ar)	18.55

### 3.2 內通式流體化床氣化熱模系統設計與建置

本計畫 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統 (20 kWth interconnected fluidized bed gasification hot model system) 的建置，主要係用於進行生質物氣化試驗，操作條件包括氣化溫度、空氣等值比 (air equivalence ratio, ER)，主要分析項目包括氣化合成氣組成、熱值、以及焦油量。

本氣化熱模系統係屬氣泡式流體化床型式，最大處理量為 4 kg/hr，系統主要包括內通式流體化床氣化爐、進料、供氣、燃氣後處理和分析設備等五部分系統。內通式氣泡式流體化床氣化爐主體係以 6 mm 厚 SUS310 不鏽鋼建構，方型之四格床中，每格為 6 cm 見方，床體總高為 103 cm，稠密床側邊中線處設有 3 cm 直徑孔口，距分配板高為 6 cm。稀疏床側邊之堰高為 30 cm，床質高度則為 20 cm，粒子將在在稀疏床中上昇，再越過頂部的堰進入另一稠密床中。風箱亦為四格 6 cm 見方，高 30 cm 之方管，氣體由其底部送入，送氣風管為直徑 2.54 cm 之 SUS310 不鏽鋼管；爐體並覆以保溫棉層的加熱套 (15 cm)，防止熱量散失。

另氣體分佈器為 2 mm 厚之 SUS310 不鏽鋼穿孔板，孔徑 1.5 mm，開孔比為 2%。主爐體設計圖如圖 3.1 所示，圖 3.2 為包覆主爐之加熱套之示意圖；圖 3.3 為 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統整體外觀圖，圖 3.4 則為內通式流體化床氣化熱模系統內部體化床氣化爐管實體圖。

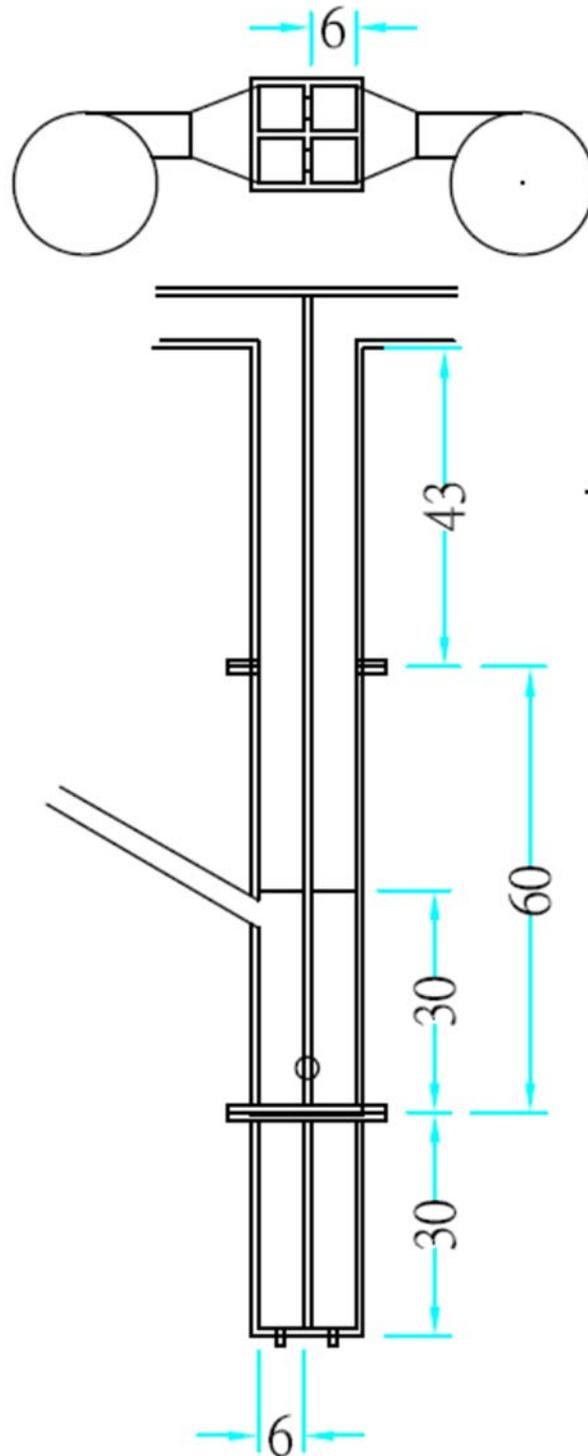


圖 3.1 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統主爐體設計圖（單位：cm）

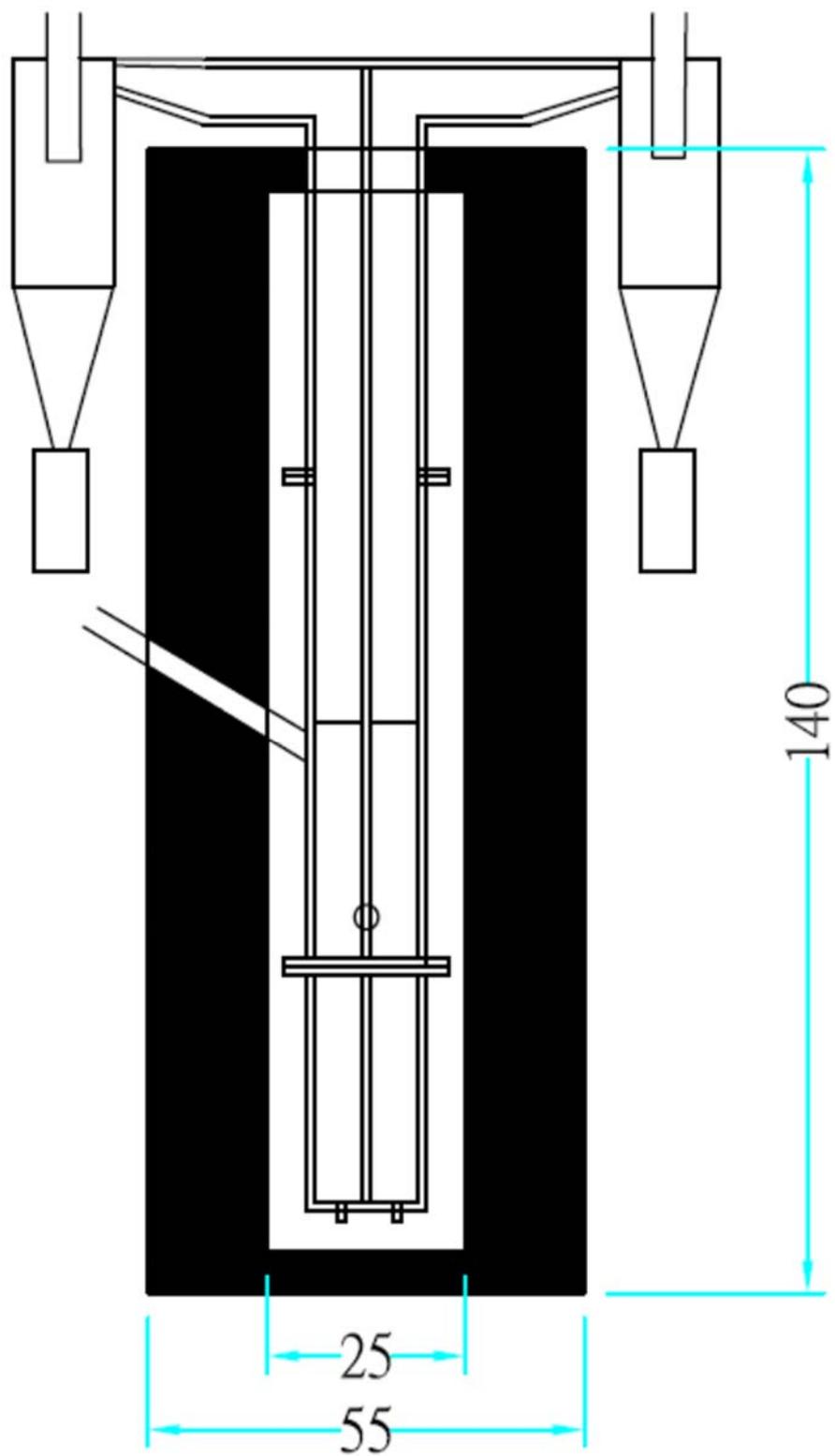


圖 3.2 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統加熱套及旋風分離器設計示意圖 (單位: cm)



圖 3.3 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統整體外觀圖

加熱系統包括進氣加熱器及爐體加熱器，以電熱方式加熱，加熱線圈末端使用銅質匯流板，整合後與電源線端子連接，加熱溫度則經由 PID 無段控制。進氣加熱器可將  $7 \text{ Nm}^3/\text{hr}$  空氣由室溫加熱至  $800^\circ\text{C}$ ，爐體加熱器則可將爐體保持在  $900^\circ\text{C}$ 。本計畫之氣化爐操作溫度設定在  $700^\circ\text{C}$ 、 $750^\circ\text{C}$ 、 $800^\circ\text{C}$ 。

小型試驗爐所設計之單一床區流量為  $2 - 10 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ ，以流量計進行控制，並以 PU 軟管及銅管接頭並聯使用，由各流量計控制閥調整流量。操作時，稠密床氣速維持在 1.1 倍最小流體化氣速（minimum fluidization velocity,  $U_{mf}$ ），稀疏床氣速分別操作在 2、3、4 倍  $U_{mf}$ 。此外，爐體由上到下裝設數個測壓點及測溫點。



圖 3.4 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統內部體化床氣化爐管實體圖

氣化爐所使用床質為平均粒徑437 mm的石英砂，其最小流體化速度是18.0 cm/s，屬B群粒子。生質物經氣化區域（如圖1.1中的四號及一號床）產出之氣化合成氣（syngas）會先經一旋風分離器（如圖3.2左方），以收集粉塵及焦碳，再經兩組直徑16.9 cm，高80 cm之濕式洗滌塔（wet scrubber），內部填充皇冠型金屬環，以水作為洗滌液體，將合成氣之焦油及微細粉塵洗下，並降低合成氣溫度。圖1.1的二號及三號床為燃燒區，未氣化的焦炭（char）由一號床進入此區進行燃燒，燃燒後之煙道氣（flue gas）會經另一旋風分離器（如圖3.2右方），以收集粉塵及灰分，並再經上述同樣的兩組之濕式洗滌塔。所有氣體經濕式洗滌塔洗滌後因仍含有可燃之合成氣，會再經一組二次燃燒系統燃燒後再排放至大氣。

氣化過程產生之焦油則依據歐盟焦油量測相關計畫所產出的「焦油及粉塵量測標準規範」(Guideline for Standardized Tar and Particle Measurement) 3.3版進行相關建構取樣檢測系統，該規範最後版本為國際能源總署 (IEA)，歐盟及美國能源部所採用，並成為歐洲標準委員會 (Comité Européen de Normalisation, CEN) 之量測標準。本取樣系統包括抽吸管線、過濾系統、焦油收集瓶組及真空幫浦。抽吸管線接在氣化爐旋風集塵器之後，為1/2 in的316不鏽鋼管，在進入過濾系統及焦油收集瓶組前均包覆保溫材料，並維持其溫度在350°C左右。過濾系統則用以過濾微細粉塵，採用台灣旭然公司 (Bright Sheland Int'l Co., Ltd) 所生產之Filtrafine IDV10S-3/4型316不鏽鋼過濾器，高34.1 cm，直徑10.6 cm，內含316不鏽鋼濾網；過濾器並包覆保溫材料，維持其溫度在350°C左右，以防焦油冷凝。



圖3.5 焦油過濾器



圖3.6 焦油收集瓶



圖3.7 抽吸用真空幫浦

含焦油之合成氣經旋風分離器後，會先通過濾器 (如圖 3.5 所示) 後即進入焦油收集瓶組，每支浸液瓶 (如圖 3.6 所示) 高 27 cm，直徑 5 cm，內裝直徑 6 mm 玻璃珠 100 g，及 200 ml 異丙醇，共計五支浸液瓶串連一起，置於放有冰塊的冰浴箱中。抽吸含焦油合成氣進入之焦油收集瓶組係採用 Gast 公司 Model 0523-V3-G588EDX Rotary Vane 的 1/3 hp 真空幫浦 (vacuum pump) (如圖 3.7 所示)，其抽吸流量範圍為 1.5 - 3.1 cfm，另亦加裝一流量計，測量抽吸流量，以後續進行焦油濃度之計算。

經焦油取樣檢測系統後之合成氣則透過取樣袋直接抽出，並注射至 Agilent 7890A 氣相層析儀 (GC) 進行分析，主要分析氣體包括氫氣、一氧化碳、甲烷、二氧化碳等。氣化合成氣熱值則依 GC 所量測之氣體組成比例，利用本單位自行設計之計算表進行熱值之計算。

當焦油取樣完成後，將浸液瓶中之混合溶液取出並倒入四口反應器中，反應器一端則接上熱電偶溫度控制器，另一端則接上冷凝管；將溫度調整在 $90^{\circ}\text{C}$ （異丙醇之沸點為 $82.5^{\circ}\text{C}$ ），進行蒸餾分離焦油及異丙醇（如圖3.8所示），以測得焦油的總重。



圖 3.8 焦油分離裝置

### 3.3 氣化氣速對合成氣組成之影響

本項工作旨在進行不同稀疏床操作氣速下（ $U/U_{mf}$  為 2、3、4），固定進料量，其對合成氣組成之影響。

於固定進料下（ $23.58\text{ g/min}$ ），在  $800^{\circ}\text{C}$  時，當稀疏床氣速（ $U/U_{mf}$ ）為 2、3、4，換算成 ER 值為 0.2、0.3、0.4。

初步測試結果顯示， $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$  與  $\text{CH}_4$  含量隨著操作氣速的增加而下降，但  $\text{CO}_2$  含量上升。由於本實驗是固定進料量，而改變空氣（氧氣）量，所以當操作氣速增加時相較下就有較多的氧氣進行反應，與氣化反應相較下促進了焦炭燃燒反應，造成低濃度的可燃氣體（ $\text{CO}$ 、 $\text{CH}_4$  及  $\text{H}_2$  等）濃度和較高濃度的  $\text{CO}_2$ ，故使得  $\text{CO}_2$  含量隨操作氣速增加而增加。

與其他單一氣泡式流體化床氣化爐相較，四格床的內通式流體化床因多了未燃碳燃燒系統，可提供更多熱源給氣化端使用，使得其氣化合成氣中  $\text{CO}$  的比例較高。

圖 3.9 即為柳杉在  $800^{\circ}\text{C}$  進行氣化時，不同的稀疏床操作氣速下的合成氣組成。在操作氣速為 2 倍  $U_{mf}$  時， $\text{CO}$  含量可高達 50%； $\text{H}_2$  含量皆大約在 20% 附近，另外甲烷含量則低於 10% 以下，且在不同操作氣速下條件下變化量並不大。

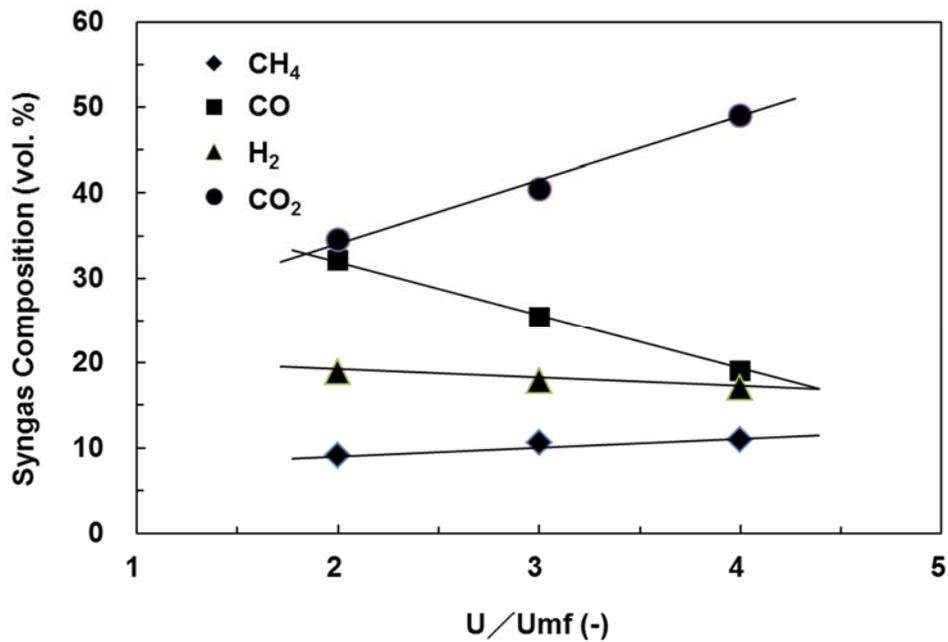


圖 3.9 不同稀疏床操作氣速對氣化合成氣組成之影響  
 (進料=柳杉; 操作溫度=800°C; U/Umf, 即稀疏床氣速為 2、3、4 時, 換算成 ER 值為 0.2、0.3、0.4。)

### 3.4 氣化溫度對合成氣組成之影響

本項工作旨在進行固定操作氣速時, 於不同操作溫度下, 其對合成氣組成之影響。圖 3.10 為固定進料 (23.58 g/min) 及稀疏床操作氣速 (U/Umf=2) 下, 不同操作溫度 (700°C、750°C、800°C) 時, 其合成氣組成分佈圖。

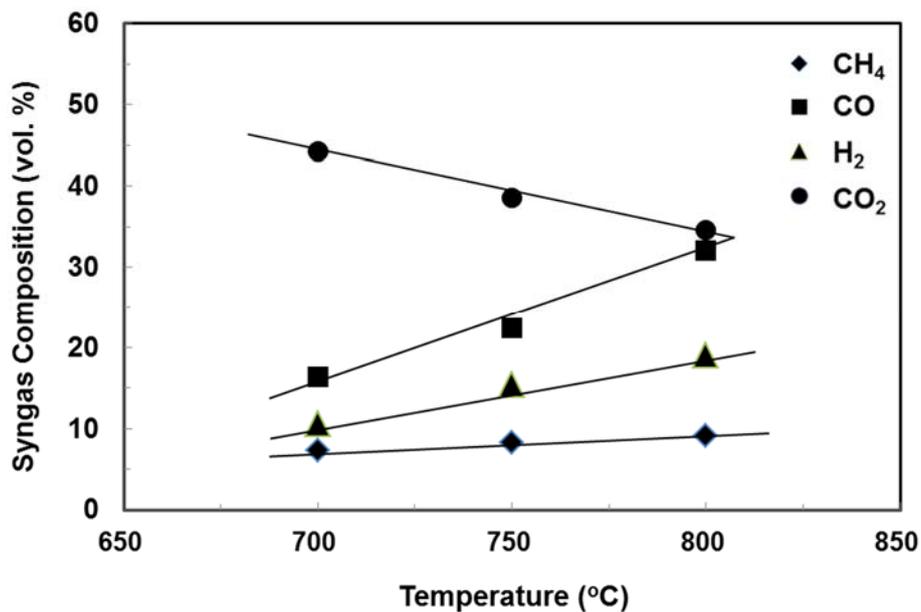


圖 3.10 不同氣化操作溫度對氣化合成氣組成之影響  
 (進料=柳杉; 稀疏床操作氣速=2 U<sub>mf</sub>)

初步測試結果顯示，CO、H<sub>2</sub>與CH<sub>4</sub>含量隨著操作溫度的增加而增加，但CO<sub>2</sub>含量呈現相反趨勢。主要原因在於氣化反應是屬吸熱反應，溫度越高越有利於吸熱反應，且四格床的內通式流體化床因多了未燃碳燃燒系統，在高溫下，更可提供更多熱源給氣化端使用，也使得其氣化合成氣中CO的比例在高溫時較高。對於需在800°C以上才能進行的Boudouard反應（ $\text{CO}_2 + \text{C} \rightarrow 2\text{CO}$ ）提供了良好的反應環境。

## 肆、結論

1. 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統已建置完成，氣化爐主體係以 6 mm 厚 SUS310 不鏽鋼建構，方型之四格床中，每格為 6 cm 見方，床體總高為 103 cm，稠密床側邊中線處設有 3 cm 直徑孔口，距分配板高為 6 cm；稀疏床側邊之堰高為 30 cm。
2. 在不同稀疏床操作氣速下，固定進料量及操作溫度，CO、H<sub>2</sub> 與 CH<sub>4</sub> 含量隨著操作氣速的增加而下降，但 CO<sub>2</sub> 含量上升，此因當操作氣速增加時相較下就有較多的氧氣進行反應。
3. 在固定稀疏床操作氣速下，CO、H<sub>2</sub> 與 CH<sub>4</sub> 含量隨著操作溫度的增加而增加，但 CO<sub>2</sub> 含量呈現相反趨勢。主要原因在於氣化反應是屬吸熱反應，溫度越高越有利於吸熱反應，
4. 與其他單一氣泡式流體化床氣化爐相較，四格床的內通式流體化床因多了未燃碳燃燒系統，可提供更多熱源給氣化端使用，使得其氣化合成氣中 CO 的比例較高。

## 伍、參考文獻

- IEA, Key World Energy Statistics 2015, International Energy Agency (IEA), Paris (2015).
- Korbee, R., J. C. Schouten and C. M. van den Bleek, "Modelling Interconnected Fluidized Bed Systems," *AIChE Symp. Ser.*, 87(281), 70-77 (1991).
- Korbee, R., O. C. Snip, J. C. Schouten and C. M. Bleek van den, "Rate of Solids and Gas Transfer Via an Orifice between Partially and Completely Fluidized Beds," *Chem. Eng. Sci.*, 49(24B), 5819-5832 (1994).
- Kunii, D., "Chemical Reaction Engineering and Research and Development of Gas- Solid Systems," *Chem. Eng. Sci.*, 35(9), 1887-1911 (1980).
- Kuramoto, M., T. Furasawa and D. Kunii, "Development of a New System for Circulating Fluidized Particles within a Single Vessel," *Powder Technol.*, 44, 77-84 (1985).
- Snip, O. C., R. Korbee, J. C. Schouten and C. M. van den Bleek, "The Influence of Hydrodynamics on the Performance of an Interconnected Fluidized Bed System for Regenerative Desulfurization," *AIChE Symp. Ser.*, 91(308), 82-92 (1995).
- Snip, O. C., R. Korbee, J. C. Schouten and C. M. van den Bleek, "Solids and Gas Transport from and between Aerated and Fluidized Beds," *AIChE Symp. Ser.*, 92(313), 76-80 (1996a).
- Snip, O. C., M. Woods, R. Korbee, J. C. Schouten and C. M. van den Bleek, "Regenerative Removal of SO<sub>2</sub> and NO<sub>x</sub> for 150 MWe Power Plant in an Interconnected Fluidized Bed Facility," *Chem. Eng. Sci.*, 51A(10), 2021-2029 (1996b).
- Wu, K.-T., J. S. Wang, H. F. Lee, S. J. Hwang, H. T. Lee, "Gasification of Refuse Derived Fuel in an Interconnected Fluidized Bed Gasifier", 9th Asian Conference on Fluidized-Bed and Three-Phase Reactors (ASCON), 97-102, Taipei (2004).
- 吳耿東、李宏台，廢棄物氣化技術，工程月刊，74(4)，85-96 (2001)。
- 吳耿東、東吟靜、邱耀平、陳柏壯、許弘德，新型內通式流體化床化學迴路反應器流力行為之研究，行政院原子能委員會核能研究所委託研究計畫報告，NL1030484 (2015)。
- 吳耿東、蔡佳儒、邱耀平、陳柏壯、許弘德，新型內通式流體化床化學迴路反應器流力行為之研究，行政院原子能委員會核能研究所委託研究計畫報告，NL1030484 (2014)。
- 能源局，104年能源統計手冊，能源局，台北 (2015)。