

行政院原子能委員會  
委託研究計畫研究報告

內通式流體化床氣化系統熱模建置操作分析

107 年度後續擴充案

Construction of the Interconnected Fluidized Bed Gasification Hot Model  
System and Its Operation Analysis-Subsequent Expansion Project in 2018

計畫編號：NL1070594

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

研究期程：中華民國 107 年 5 月 30 日至 107 年 12 月 5 日

研究經費：新臺幣捌拾玖萬元

核研所聯絡人員：簡綉雲

報告日期：107 年 11 月 30 日

## 目錄

目錄.....	1
中文摘要.....	2
ABSTRACT.....	3
壹、計畫的源起與目的 .....	3
貳、研究方法與過程 .....	11
一、生質物原料.....	11
二、內通式流體化床熱模氣化系統 .....	12
三、實驗變數及操作條件 .....	18
參、結果與討論 .....	19
一、氣化原料性質分析 .....	19
二、內通式流體化床氣化操作溫度對合成氣組成之影響 .....	21
三、內通式流體化床氣化操作氣速對合成氣組成之影響 .....	30
四、內通式流體化床之 ER 值對合成氣組成之影響 .....	38
五、內通式流體化床操作條件對焦油含量之影響 .....	41
六、放大設計參數與經濟效益推估 .....	43
肆、結論.....	47
伍、參考文獻.....	49
陸、附錄.....	53

## 中文摘要

目前我國95%以上能源仰賴進口，為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解決之道，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，延續上一年度的計畫，本計畫旨在一高150 cm，每格6 cm見方之20 kWth四格內通式流體化床熱模試驗系統內進行氣化實驗，探討氣化操作溫度及氣速對於生質物氣化合成氣組成及焦油含量之影響，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. 完成生質物於內通式流體化床氣化爐中，不同氣化操作溫度對合成氣組成之影響。
2. 完成生質物於內通式流體化床氣化爐中，不同操作氣速對合成氣組成之影響。
3. 完成生質物於內通式流體化床氣化爐中，不同操作條件對焦油含量及除焦效果之影響。
4. 完成內通式流體化床氣化爐之放大設計參數收集與經濟效益推估。

※ 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.

Extending the project of the previous year to establish operational parameters and provide the information for future commercial design of an interconnected fluidized bed (IFB) gasification system, all experiments including the effects of gasification temperatures and gas velocities on syngas compositions and tar contents were carried out in a 20 kW<sub>th</sub> 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. Investigating the effect of the operational gasification temperature on the syngas composition in the IFB gasifier;
2. Investigating the effect of the operational gas velocity on the syngas composition in the IFB gasifier;
3. Investigating the effect of the operational conditions on tar contents and removal; and syngas composition in the IFB gasifier; and
4. Investigating the parameters for scaling up the IFB gasifier, and assessing in the economic efficiency.

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

## 壹、計畫的源起與目的

國際能源總署 (International Energy Agency, IEA) 在 2017 年的統計報告中指出，2015 年生質能源佔全球初級能源供應結構的 9.7%，僅次於石油 (31.7%)、煤炭 (28.1%) 以及天然氣 (21.6%)。根據統計 (能源局, 2016)，我國 2015 年使用化石燃料進行火力發電佔總發電量的 80.64%，其中石油占 4.68%、煤炭占 44.58%、天然氣占 31.38%，這也使得我國在能源使用的二氧化碳的排放上高居不下。因此，減少對於化石燃料之依賴實為決解之道，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。目前生質物的應用流程分為料源前處理與製備 (feedstock preparation)、轉換程序 (conversion process) 以及產品應用，常見的生質物前處理有乾燥 (drying)、壓塊 (briquette) 和造粒 (pellet)；轉換程序分為熱化學 (thermochemical) 轉化程序 (如：裂解、氣化與燃燒反應) 與物理化學/生物化學轉化程序 (如：轉酯化反應、發酵等)。在眾多生質能技術中，生質物氣化程序 (biomass gasification) 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、焦炭、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，

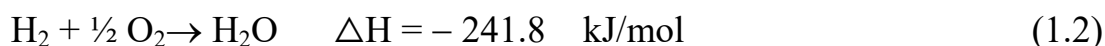
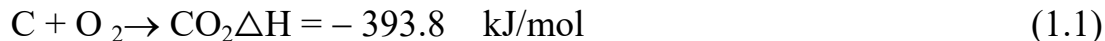
配合燃料電池之使用（吳耿東、李宏台，2001）。上述部分氧化係指反應所需之空氣量（即含氧量）較其完全燃燒所需之計量空氣為少，此二者之比值稱之為空氣等值比（equivalent ratio, ER）或稱空燃比、空氣因子，一般介於 0.2~0.4 之間，因此氣化之最終之產物及其比例乃依不同之媒介與操作條件而有所不同，而進行非催化性部分氧化反應的介質（agent）一般為空氣、氧氣、氫氣、蒸汽、或上述之混合物等。

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、焦炭、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）。

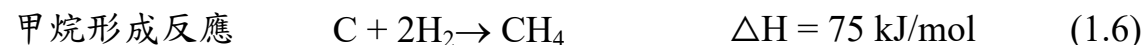
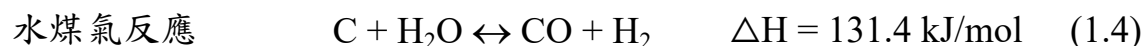
以氣化技術處理廢棄物具有不少優點，包括 (1) 可有效回收及利用廢棄物所蘊藏之能源；(2) 氣化爐爐體構造簡單，操作容易；(3) 廢棄物進料彈性大，用途廣；(4) 所需空氣量較直接燃燒時少，除塵設

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，剩餘氧氣很少，可避免戴奧辛前驅物氯酚之產生(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)或燃料油及焦炭(char)殘留物。第三階段為氧化反應(oxidation)，即是對裂解產生之焦炭、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 ( $\text{CO} + \text{H}_2$ ) 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。

近期發展的內通式流體化床（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。



#### 4-COMPARTMENT INTERCONNECTED FLUIDIZED BED

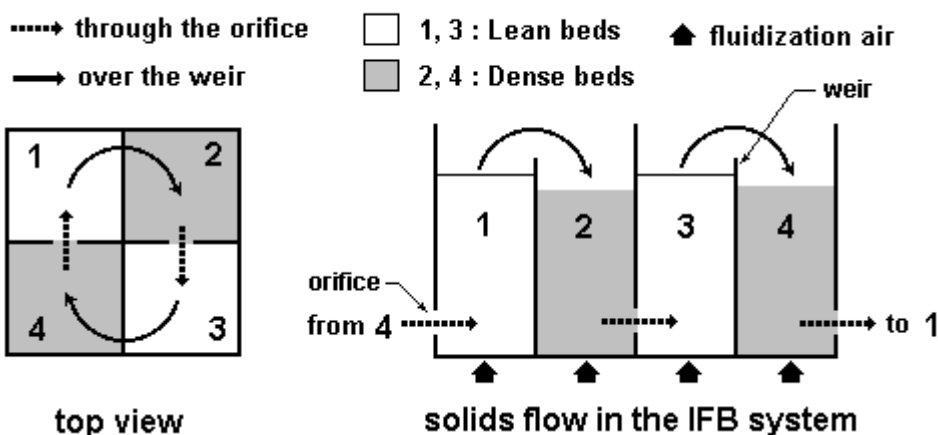


圖 1.1 內通式流體化床示意圖

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。

此外，本研究團隊 2016 年執行核研所委託「內通式流體化床氣化系統熱模建置操作分析計畫」(吳耿東等，2016)，已經建立一 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統，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；並已於 2017 年進行生質物氣化之試車，探討氣化氣速及溫度對於氣化合成氣組成之影響，可在未來進行更進一步的氣化試驗，以建立操作參數，並作為未來設計商業化內通式流體化床氣化系統之參考。初步結果顯示，隨著氣化溫度的提升，CO 與 H<sub>2</sub> 的濃度呈現增加的趨勢；CO<sub>2</sub> 與 C<sub>n</sub>H<sub>m</sub> 則呈現減少的趨勢。操作氣速增加時，CH<sub>4</sub>、CO 與 H<sub>2</sub> 會增加，CO<sub>2</sub> 則減少。C<sub>n</sub>H<sub>m</sub> 於 700°C 呈現減少之趨勢，但在 750°C

與 800°C 的條件下，則呈現增加的趨勢，推測應是稻殼 內的金屬組成，在高溫下具催化效果，導致  $C_nH_m$  呈現增加的趨勢（吳耿東等，2017）此外，使用內通式流體化床不僅可減少粒子輸送管線，且較傳統流體化床氣化爐增加一燃燒區，可大幅提昇氣化品質。

## 貳、研究方法與過程

為能應用內通式流體化床系統熱模操作之開發，本研究乃根據去年執行核研所委託「內通式流體化床氣化系統熱模建置操作分析計畫」已經建立一 20kWth 內通式流體化床氣化熱模系統，並延伸探討實際運用於熱模反應器之運作方式，進行雜木顆粒與菇類廢棄培養土顆粒之氣化實驗，以不同之稀疏床氣速及氣化溫度，探討對氣化產物之合成氣組成與焦油含量的影響，並針對木顆粒進行不同 ER 值之研究，以供未來研究設計之參考。

### 一、生質物原料

本研究為進行氣化試驗所需之生質物的組成分析，實驗所使用生質物原料有兩種，分別為雜木顆粒 (mixed wood pellet, 代號 WP)，與廢棄菇包培養土顆粒 (waste cultivation base pellet, 代號 MP)。雜木顆粒是由相思、松木、橡膠木等樹種製成，購於高雄瑩迪股份有限公司，其顆粒篩選為直徑 9.0 mm、平均長度約 2 cm 做為實驗材料；廢菇包顆粒是利用台中之菇類廢氣栽培基質進行造粒，菇類廢棄栽培基質是經過三至四次種植後，因不適生產菇類而被丟棄之廢棄物，由益豪興業有限公司協助製造成粒，其顆粒篩選為直徑 8.1 mm、平均長度為 1 cm 做為實驗材料。圖 2.1 為生質物原料之圖片。

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)。

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)、進行元素分析所使用之 Vario EL 元素分析儀 (Elementar), 以及型號 Supermini200 的波長分散式 X 光螢光 (X-ray fluorescence, XRF) 分析儀。



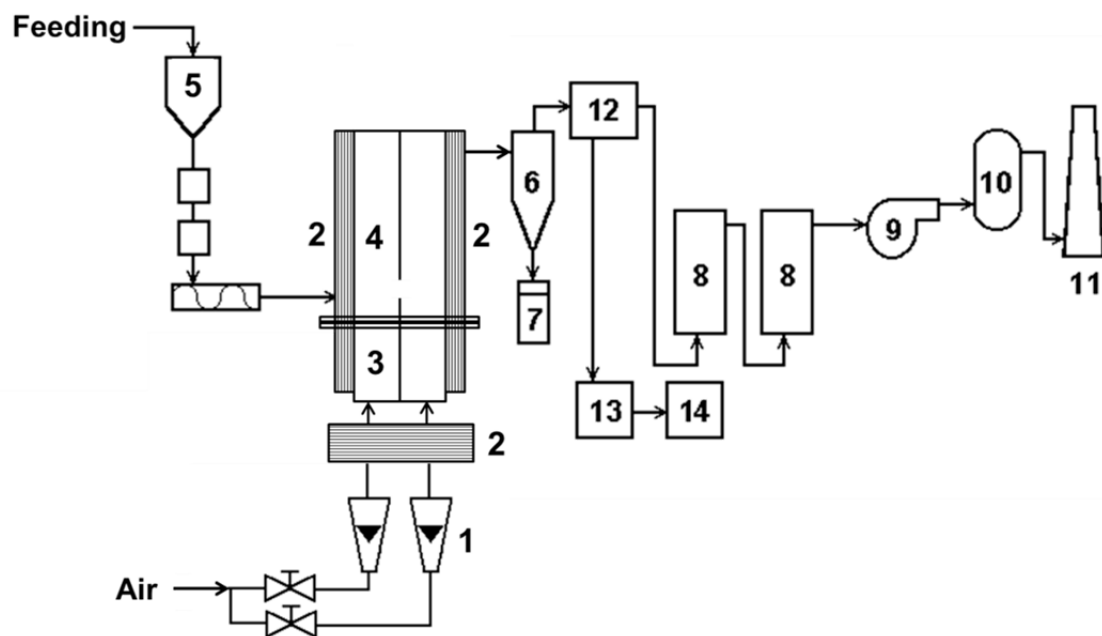
圖 2.1 生質物原料(A) 雜木顆粒；(B) 廢棄菇包培養土顆粒

## 二、內通式流體化床熱模氣化系統

本計畫所有生質物氣化試驗均在一已建置之 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統進行, 物氣化試驗, 操作條件包括氣化溫度、操作氣速、空氣等值比 (air equivalence ratio, ER) 等, 主要分析項目包括氣化合成氣組成、熱值、以及焦油量。

20 kWth 內通式流體化床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，圖 2.2 為本計畫氣化測試系統之示意圖，圖 2.3 為內通式流體化床實體照片。



- |             |            |         |               |
|-------------|------------|---------|---------------|
| 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 2.2 20 kWth 內通式流體化床生質物氣化試驗系統流程圖

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 %。



圖 2.3 20 kWth 內通式流體化床氣化熱模系統整體外觀圖

內通式流體化床氣化爐之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 500°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、800°C、900°C。

空氣供給系統使用合正機械股份有限公司 PUMA NCSE1000 型 10 匹馬力靜音式空氣壓縮機 (air compressor) 及 200 L 空氣儲存槽組成，且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,  $U_{mf}$ )，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。

生質物經氣化產出之氣化合成氣 (syngas) 會先經一旋風集塵器，以收集飛灰及焦炭 (char)，再經過兩組溼式洗滌塔 (wet scrubber)，分別為直徑 16.9 cm，高 80 cm 和直徑 24 cm、高 101 cm，並以水作為洗滌液體，將合成氣之焦油及微細粉塵洗下，並降低合成氣溫度；此外，洗滌塔內部裝設皇冠型金屬環，可增加水與焦油之接觸面積，降低焦油附著於後半段之 I.D.Fan 和氣體流量計中，以延長設備使用年限。圖 1.1 的三號及四號床為燃燒區，未氣化的焦炭 (char) 由二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。

本研究之焦油檢測系統如圖 2.4 所示，共分為三部分，分別為焦油取樣模組 (tar sampling module)、緩衝瓶與裝配浮子流量計之真空幫浦。含焦油之合成氣經旋風分離器後，會先經由過濾器後進入焦油收集瓶組，每隻浸液瓶高 27 cm，直徑 5 cm，體積為 500 mL；第一



浸液瓶內裝 300 mL 異丙醇，第二瓶浸液瓶內裝直徑 6 mm 玻璃珠 200 g，及 200 mL 異丙醇，第三至五瓶內裝 100 g 玻璃珠及 100 mL 異丙醇，而第六瓶浸液瓶內裝 100 mL 異丙醇，總計六支浸液瓶串連一起，並置於放有冰塊的冰浴箱中，當合成氣流過合成氣焦油收集模組時，即會冷凝於異丙醇中。此外，在末端裝設 2000 mL 之緩衝瓶，瓶內裝有回收異丙醇，目的在於將焦油取樣過程中，未完全溶於異丙醇中之焦油完全捕捉，避免焦油進入浮子流量計與真空幫浦內，造成儀器損壞。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，以利後續進行焦油濃度之計算。

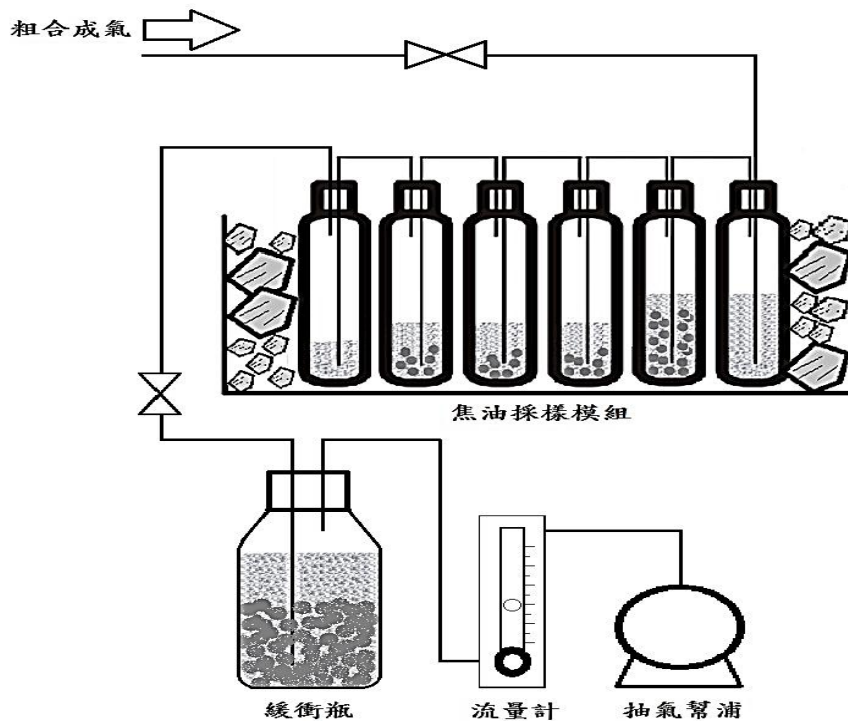


圖 2.4 焦油取樣系統 (許弘德, 2013)

採樣完後收集浸液瓶內異丙醇進行過濾，去除焦油-異丙醇中之碳粒，這些碳粒通常顆粒小，無法由旋風集塵器收集的飛灰。以茄型瓶收集澄清之焦油-異丙醇溶液，利用減壓濃縮將焦油、異丙醇分離，最後以秤重法得知焦油之含量。

氣化爐所使用床質為志純公司2號石英砂（silica sand），其顆粒密度為 $2.6 \text{ g/cm}^3$ ，平均粒徑為 $437 \mu\text{m}$ ，最小流體化速度是 $18.0 \text{ cm/s}$ ，屬B群粒子。合成氣分析系統包含合成氣採樣裝置及Agilent 7890A氣相層析儀（gas chromatograph, GC）。合成氣取樣點位在第一座濕式洗滌塔與第二座濕式洗滌塔間，以1 L採氣袋收集，利用氣相層析儀進行分析，所使用之管柱為HP-Molesieve5A（ $30 \text{ m} \times 0.53 \text{ mm.i.d.}$ ）及HP-Plot/Q（ $30 \text{ m} \times 0.53 \text{ mm.i.d.}$ ），偵測器為熱傳導偵測器（thermal conductivity detector, TCD）及火焰離子偵測器（flame ionization detector, FID），主要分析氣體包含 $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 及 $\text{CH}_4$ 。每次分析前均先注射三次標準氣體（含固定量之 $\text{H}_2$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{CO}_2$ 及 $\text{CH}_4$ ）進行分析，作為該次氣體分析之標準。

### 三、實驗變數及操作條件

表2.1為本計畫進行氣化測試之各項操作條件與參數，包括氣化原料、氣化溫度、稀疏床氣速、稠密床氣速，以及ER值。

表2.1 氣化實驗條件和操作參數

操作條件	操作參數	
氣化原料	雜木顆粒 (WP)	廢菇包顆粒 (MP)
氣化溫度(°C)	700、800、900	
稀疏床流體化數 ( $U^{*1}/U_{mf}^{*2}$ )(-)	2、3、4	
稠密床流體化數 ( $U/U_{mf}$ )(-)	1.1	
ER 值	0.2、0.3、0.4	0.2

\*1.  $U$  為空床氣速 \*2.  $U_{mf}$  為最小流體化速度

## 參、結果與討論

### 一、氣化原料性質分析

本研究為進行氣化試驗所需之生質物的組成分析，實驗所使用生質物原料為雜木顆粒與廢菇包顆粒，表 3.1 為雜木顆粒之工業分析、元素分析、熱值及金屬組成分析結果。

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)，進行元素分析所使用之 Vario EL 元素分析儀 (Elementar)，以及 Supermini200 波長分散式 X 光螢光(X-ray fluorescence, XRF)分析儀檢測原料中之金屬成分。

XRF 分析雜木顆粒及廢菇包顆粒中之金屬成分，其中以 Ca 含量最高，K 含量次之，還有微量之 Fe、Mg、Al、Mn、Cu 等成分。若為長時間進料試驗，灰分在反應器內可達到催化氣化反應之效果，例如 CaO、K<sub>2</sub>O、Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>、MgO 皆可與反應器中的 CO<sub>2</sub> 形成碳酸鹽類，然後在燃燒反應區再釋放 CO<sub>2</sub> 以此循環 (柳萬霞等人，2012)。灰分中含有鹼金族 (K、Na) 之氧化物，容易形成低熔點鹽類，且鹼土族 (Ca、Mg) 與 Si 也可能形成較低熔點之物質與床質、焦炭等結合形成團塊，因此長時間操作反應器可能發生去流體化現象 (Zevenhoven *et al.*, 2010)。根據 Hupa (2012) 指出含有 K、Ca、Si、Cl 之化合物在床區中可能交互反應形成團塊，反應式如 3.1 及 3.2 式：

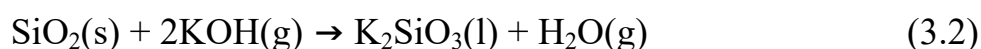


表 3.1 雜木顆粒之性質分析

Feedstock	雜木顆粒	廢菇包顆粒
Ultimate analysis (wt. %, daf)		
C	49.52	42.93
H	6.26	5.34
O	43.50	41.51
N	0.72	1.98
S	0.00	0.11
Proximate analysis (wt. %, a.r.)		
Moisture	9.95	9.52
Volatile	88.29	78.51
Fixed carbon	0.75	9.54
Ash	1.02	8.13
Heating value (MJ/kg, a.r.)		
HHV	17.69	15.86
Chemical composition ( wt. %, dry )		
Mg	0.05	0.25
Al	0.02	0.15
Si	0.10	0.87
P	0.03	0.82
S	0.08	0.28
Cl	0.05	1.77
K	0.22	0.88
Ca	0.45	4.44
Mn	0.01	0.03
Fe	0.04	0.33
Zn	0.00	0.02

## 二、內通式流體化床氣化操作溫度對合成氣組成之影響

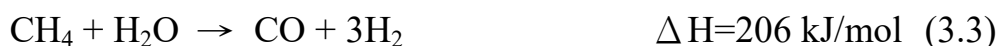
氣化溫度是氣化程序一項重要參數，不僅影響合成氣組成，連氣體產率 (Gas yield)、碳轉化率 (carbon conversion)、合成氣熱值、冷氣效率 (cold gas efficiency) 與焦油產量 (tar yield) 皆受其影響。

圖 3.1 及圖 3.3(A) 為生質物在氣化反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響，圖 3.1 及 3.2 是固定 ER 值為 0.2、0.3 及 0.4，對應不同之流體化數，研究不同氣化溫度對合成氣組成之影響。由圖 3.1 及 3.3(A) 中可觀察隨氣化溫度上升，氣化反應區合成氣之 CO 與 H<sub>2</sub> 含量逐漸增加，CO<sub>2</sub> 含量降低，而 CH<sub>4</sub> 含量則僅有些微下降。

隨溫度提升 CO、H<sub>2</sub> 含量有上升的趨勢，因氣化溫度提升會促使氣化反應速率提升，使原料中大分子斷裂成小分子合成氣，且溫度增加會受水煤氣反應 ( $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$ ) 與 Boudourard 反應 ( $C + CO_2 \rightarrow 2CO$ ) 所影響，這兩種反應皆為吸熱反應，因此當溫度提升時，反應會趨向產生 CO、H<sub>2</sub> 而消耗 CO<sub>2</sub> (Ahmed and Gupta, 2009a)。

根據 Karmakar and Datta (2011) 的研究中指出，較高的氣化溫度有利於蒸汽重組反應 ( $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$ )、乾式重組反應 ( $CH_4 + CO_2 \rightarrow 2CO + 2H_2$ ,  $C_nH_m + nH_2O \rightarrow 2nCO + (m/2)H_2$ ) 及水煤氣反應 ( $C + H_2O \rightarrow CO + H_2$ )，因此促進 H<sub>2</sub> 與 CO 含量，並使 CH<sub>4</sub> 會有些微的下降。

根據 Kook *et al.* (2016) 研究結果顯示，當氣化溫度升高時，有利於以下反應進行，：



因此，甲烷含量有可能減少，但其他前人之研究則表示甲烷含量與氣化溫度無顯著之相關聯性 (Pinto *et al.*, 2003; Lvet *et al.*, 2004; André *et al.*, 2005)。

圖 3.2 及 3.3(B)為在燃燒反應器中氣化溫度對氣體組成之影響，由圖中可觀察出，主要氣體變化為  $\text{CO}_2$ ，其他氣體  $\text{CH}_4$ 、 $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$  濃度趨近於零，根據實驗結果可推估在燃燒反應器中，最主要的反應為氧化反應 ( $\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ )，C 的來源為在氣化反應器中，未氣化的焦碳，進入燃燒反應器中進行燃燒。但在部分實驗中測到部分  $\text{CO}$  及  $\text{H}_2$ ，推測因氣化反應區合成氣經由下方孔口進入燃燒反應區中，而燃燒反應區內並未將其完全燃燒成  $\text{CO}_2$ ，因此檢測出  $\text{CO}$  與  $\text{H}_2$  之存在。

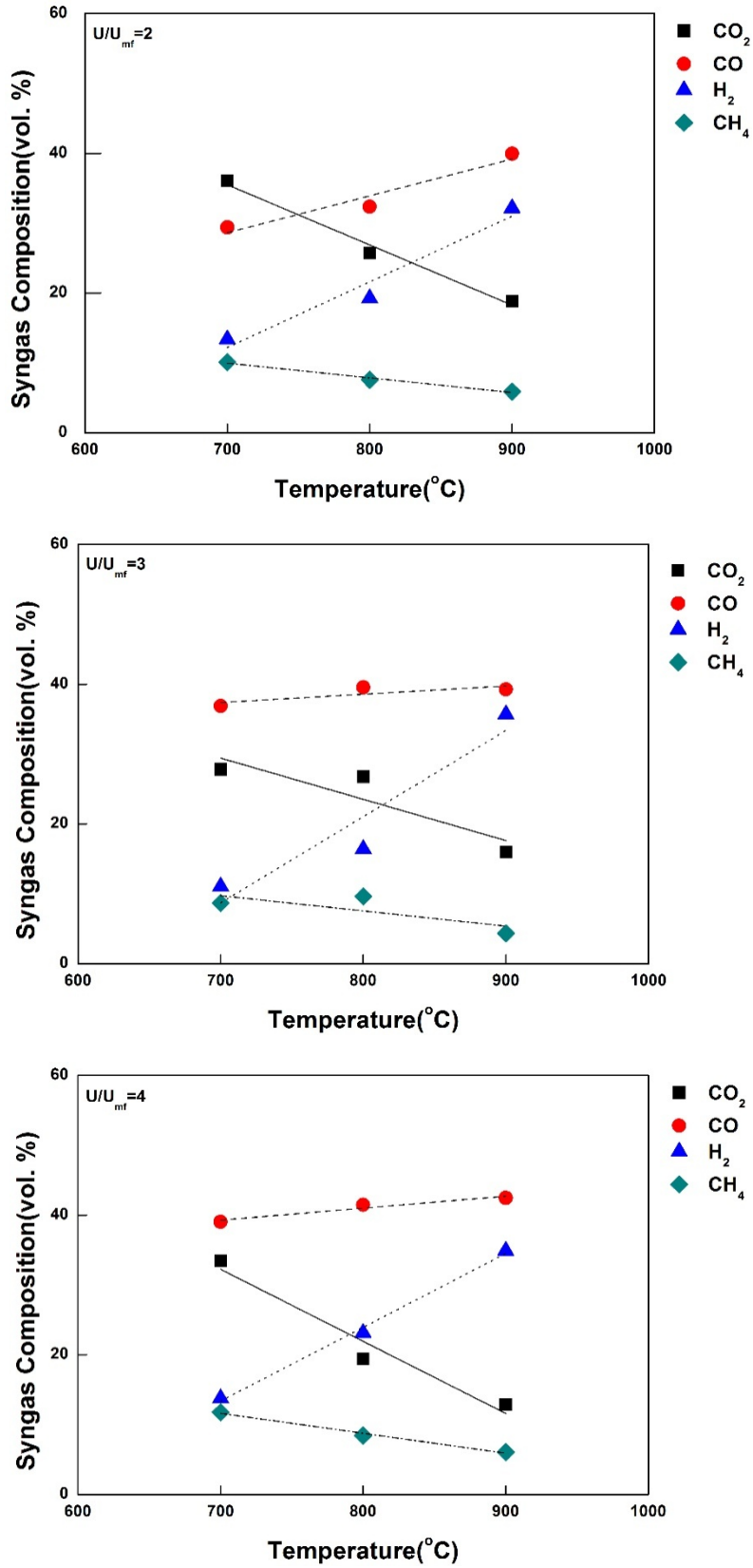


圖 3.1 雜木顆粒在氣化反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響

( $ER=0.2$ )



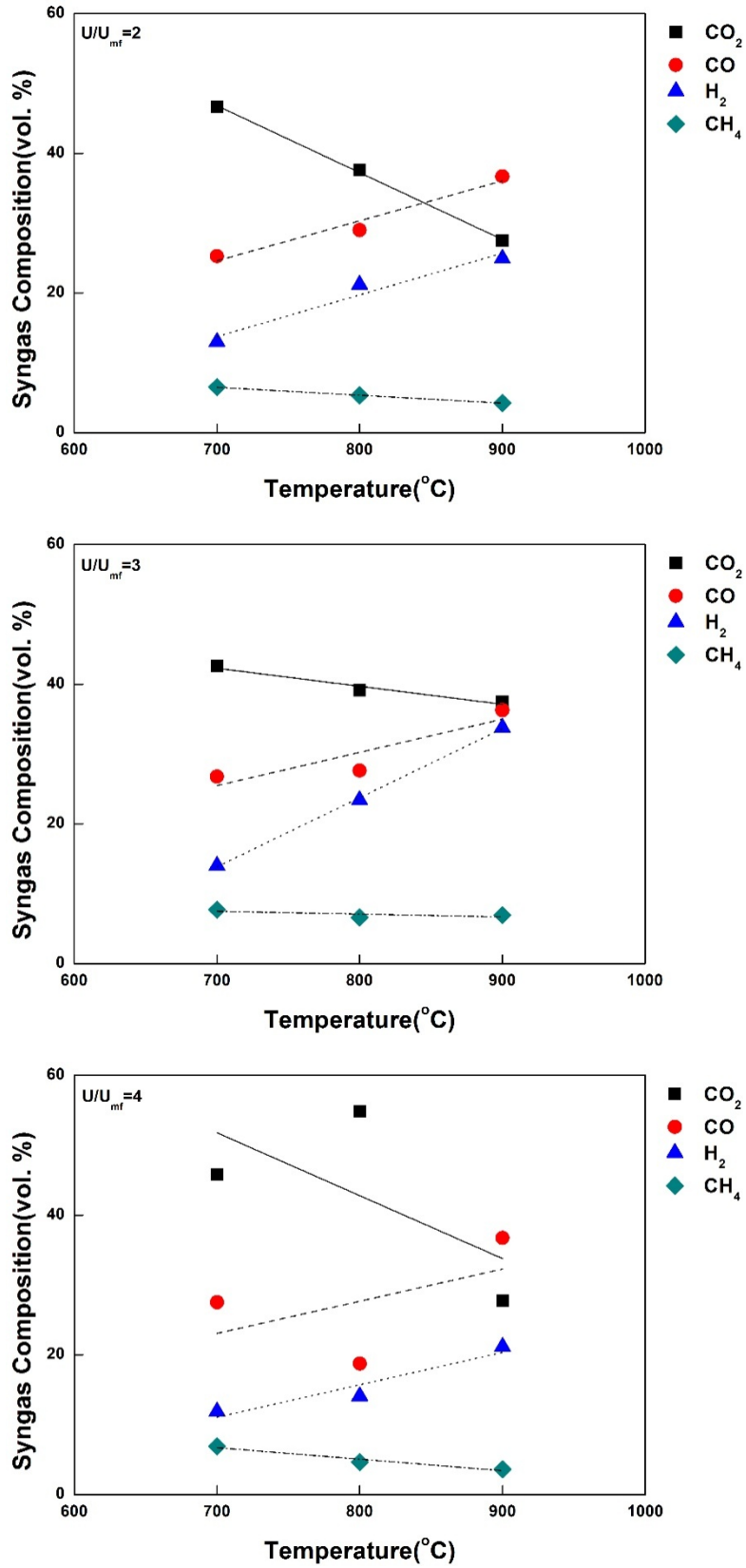


圖 3.1 雜木顆粒在氣化反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響  
( $ER=0.3$ ) (續)

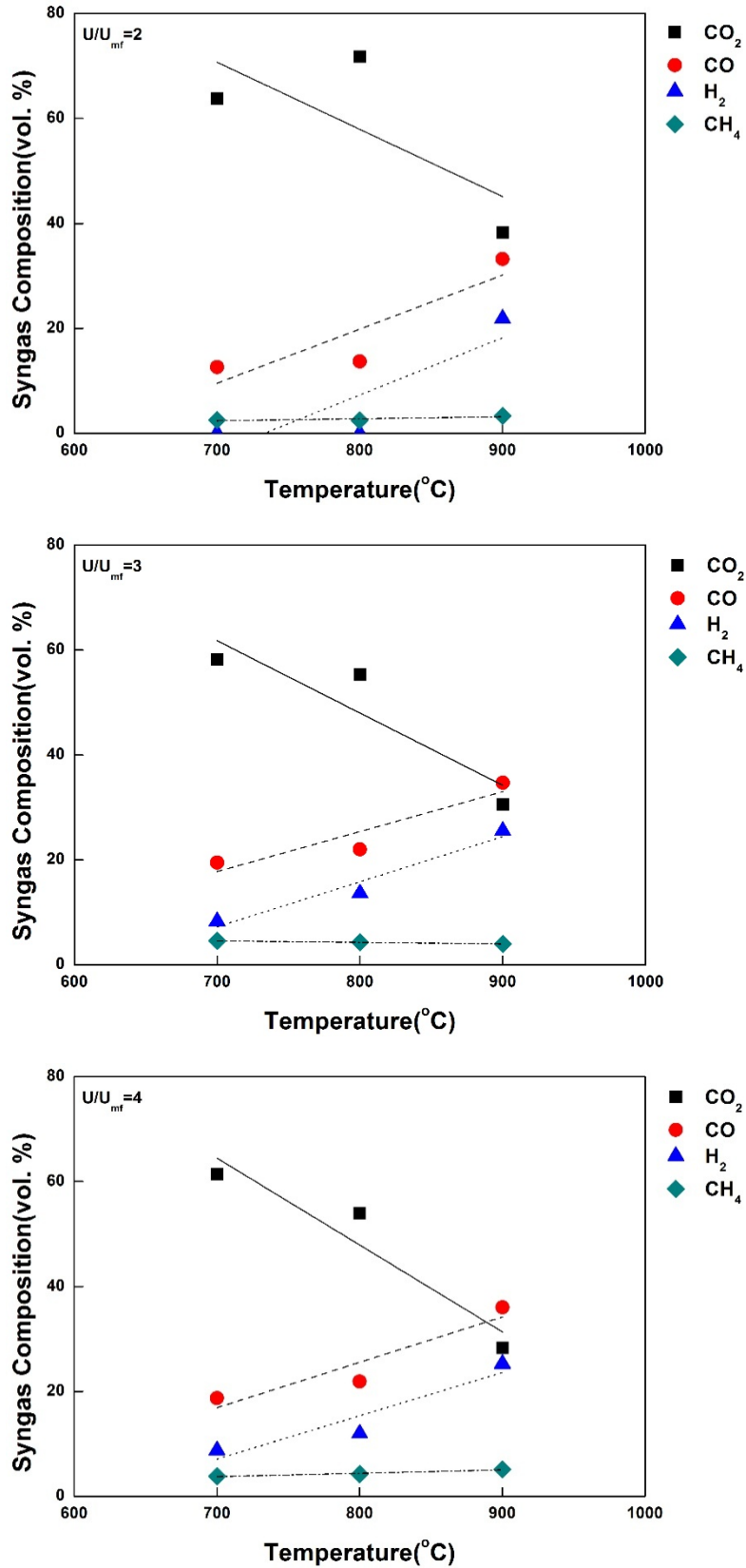


圖 3.1 雜木顆粒在氣化反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響  
( $ER=0.4$ ) (續)

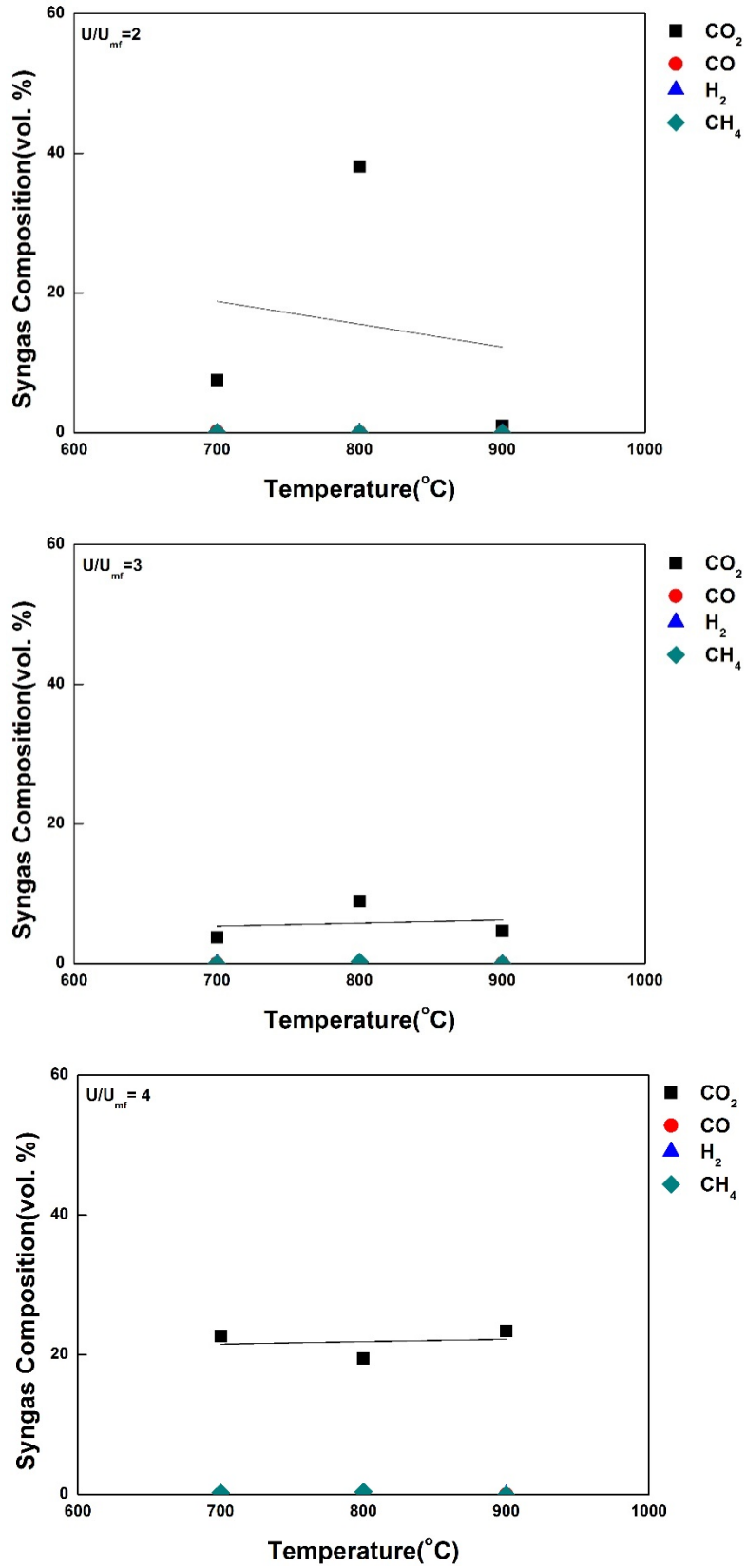


圖 3.2 雜木顆粒在燃燒反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響 (ER=0.2)

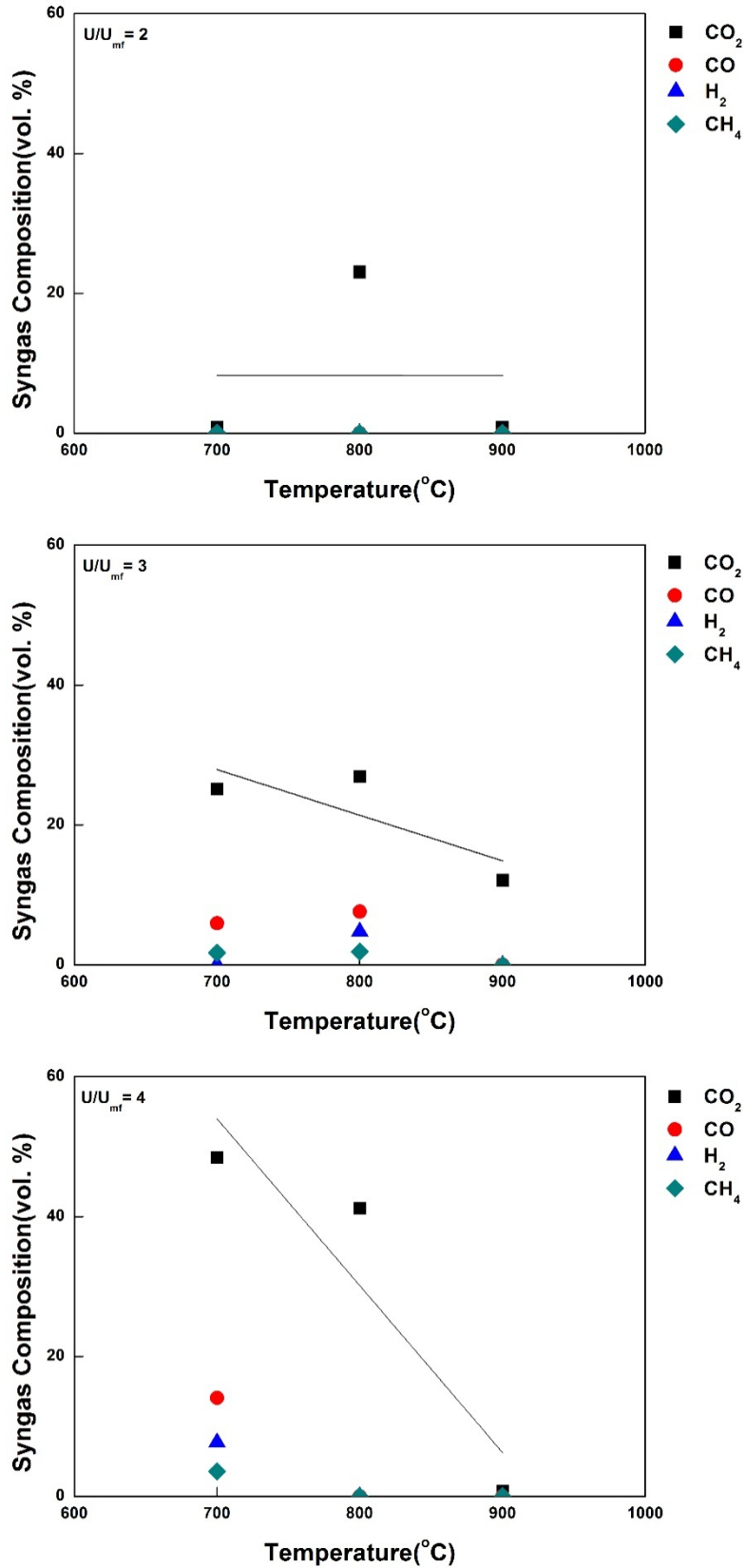


圖 3.2 雜木顆粒在燃燒反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響 (ER=0.3) (續)

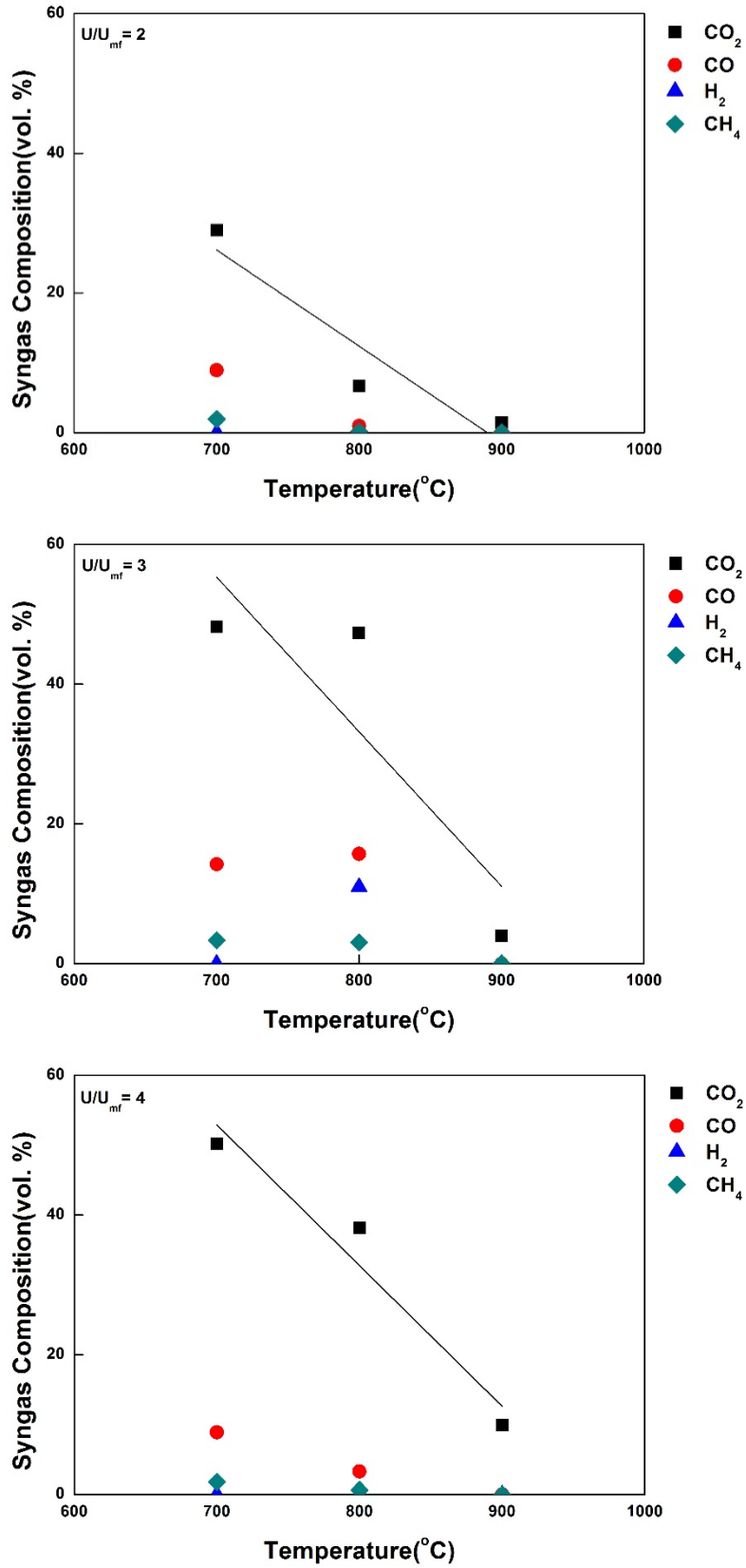


圖 3.2 雜木顆粒在燃燒反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響 (ER=0.4) (續)

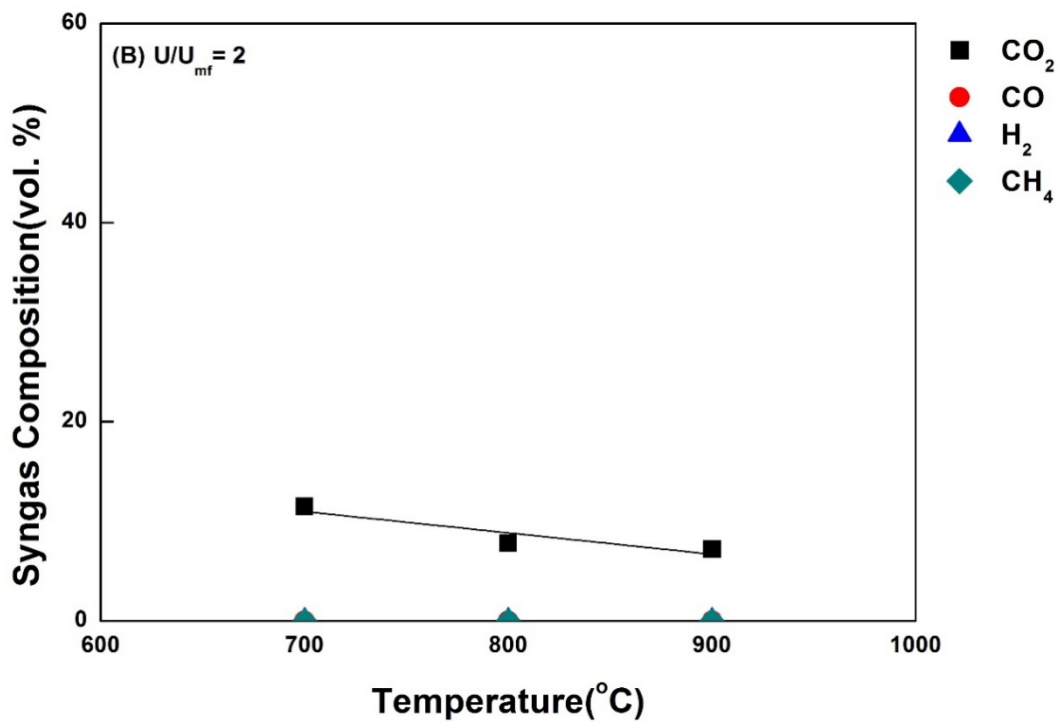
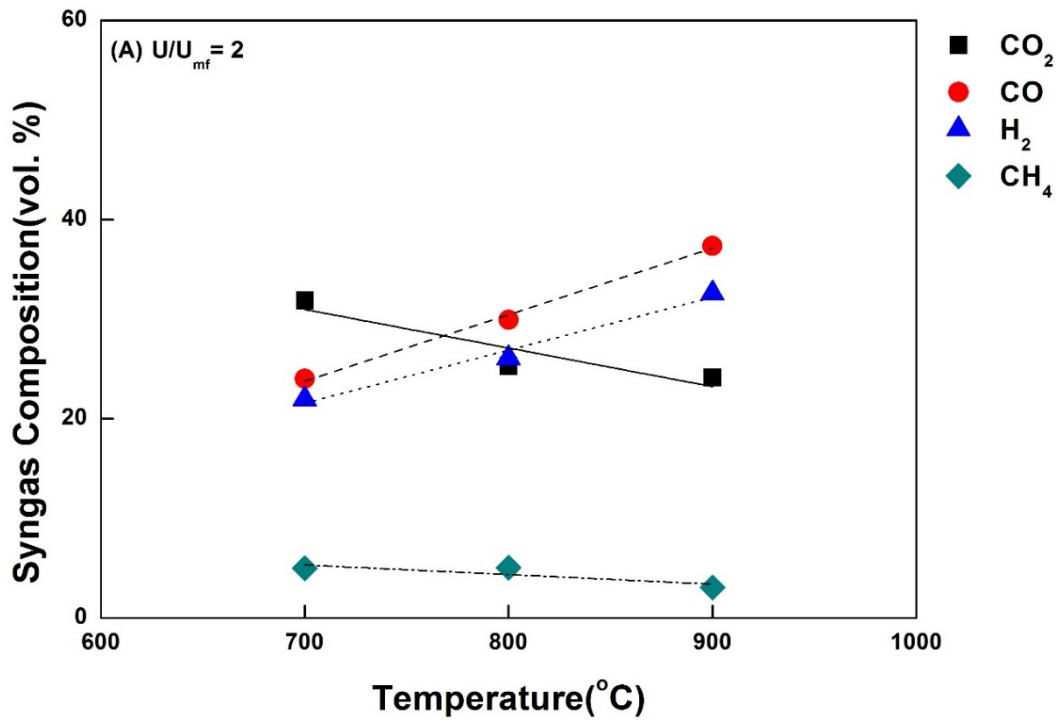


圖 3.3 廢菇包顆粒在不同反應器中氣化溫度對合成氣組成之影響 (ER=0.2)  
 (A)氣化反應器 (B)燃燒反應器

### 三、內通式流體化床氣化操作氣速對合成氣組成之影響

在本研究中，氣化操作氣速以流體化數示之，亦即空床氣速 ( $U$ ) 與最小流體化速度 ( $U_{mf}$ ) 之比值 ( $U/U_{mf}$ )。圖 3.4 及 3.6(A) 為生質物在氣化反應器中流體化數對合成氣組成之影響，當反應溫度為 700、800°C 時，CO 含量會隨流體化數的提升而增加，當反應溫度為 900°C 時則無明顯變化；H<sub>2</sub> 之含量隨流體化數提升並無趨勢可言；CH<sub>4</sub> 含量隨流體化數改變並無明顯之變化。

圖 3.5 及 3.6(B) 為燃燒反應器之氣體組成，CO<sub>2</sub> 含量會隨氣速的提升而增加，因氣速改變使通氧量提升，有利於燃燒反應進行，而經過氣體分析後，仍有偵測微量之 CO 及 H<sub>2</sub>，是因氣速過快會將氣化反應器內之合成氣帶入燃燒反應器中。

一般而言，流體化床之床質與料源是否均勻混合會受到實際操作之流體化數影響。當料源隨氣化反應形成質輕、尺寸較小的焦炭，會隨合成氣離開反應器並於旋風集塵器被分離與收集。流體化數增加的優點是促進床質與料源之間的混合，使料源受熱均勻且穩定；另外，因為有更多床質在床表面與乾舷區之間流竄，令反應器乾舷區溫度分佈更均一，有助於傳遞熱量至氣相分子，缺點為逸流顆粒之粒徑變大且揮發分在乾舷區的滯留時間 (Residence time) 也縮短 (錢建嵩等人，1992)。內通式流體化床之流體化數除了影響床質與料源之混合之外，還有運送床質與料源至稠密床區的功能，並能增進床區頂部區域之氣相合成氣與固相床質接觸時間促進氣化反應完全。

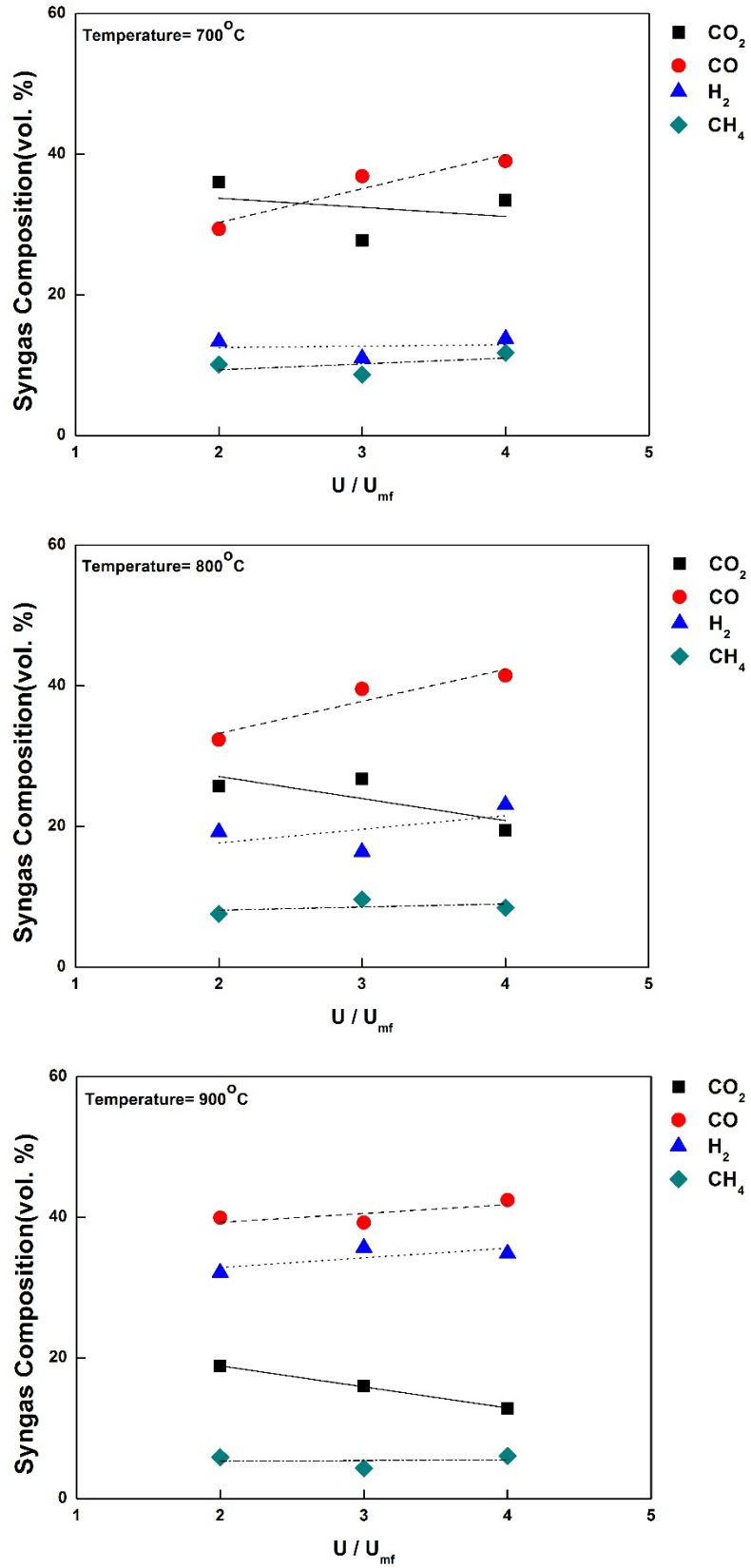


圖 3.4 雜木顆粒在氣化反應器中流體化數對合成氣組成之影響

(ER=0.2)



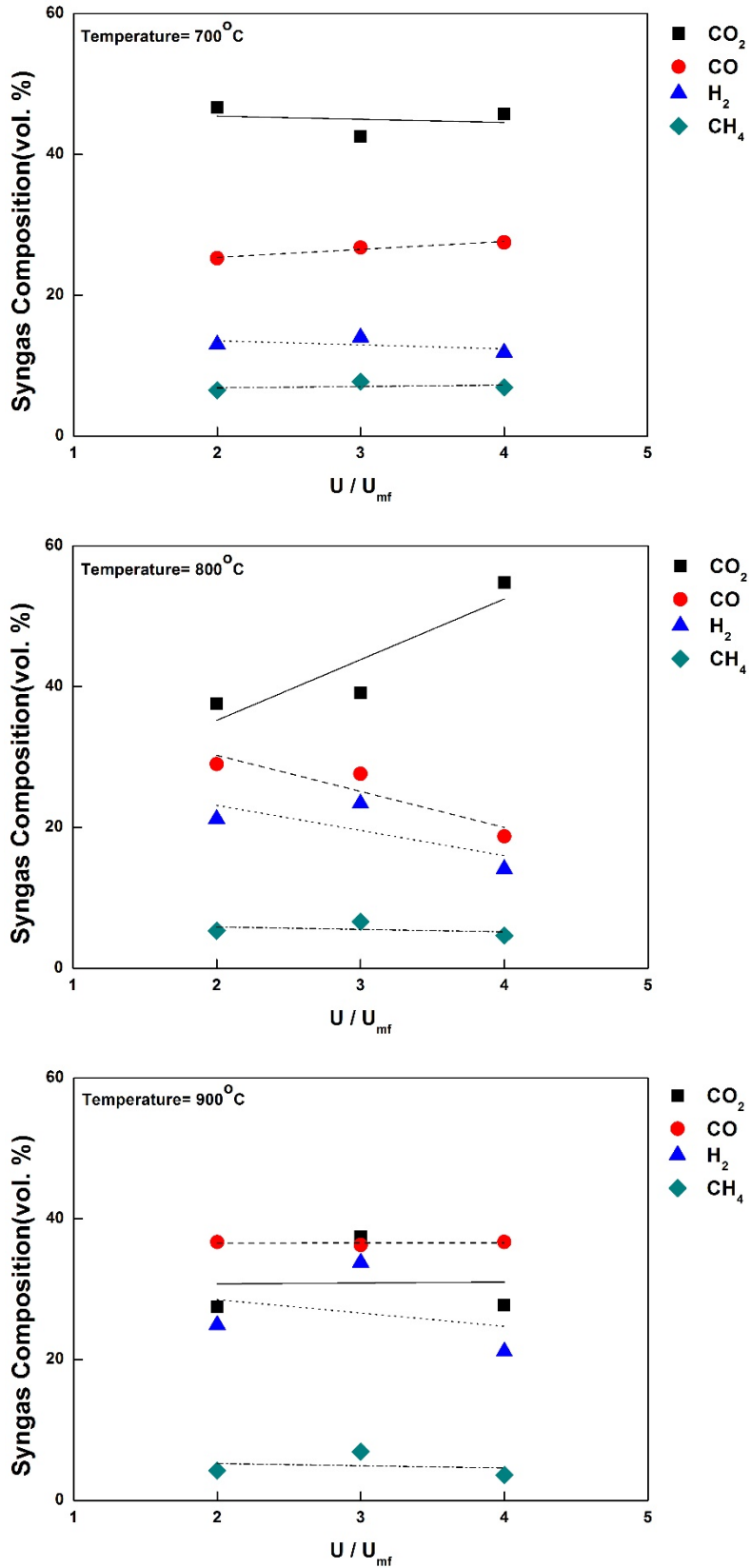


圖 3.4 雜木顆粒在氣化反應器中流體化數對合成氣組成之影響 (ER=0.3) (續)

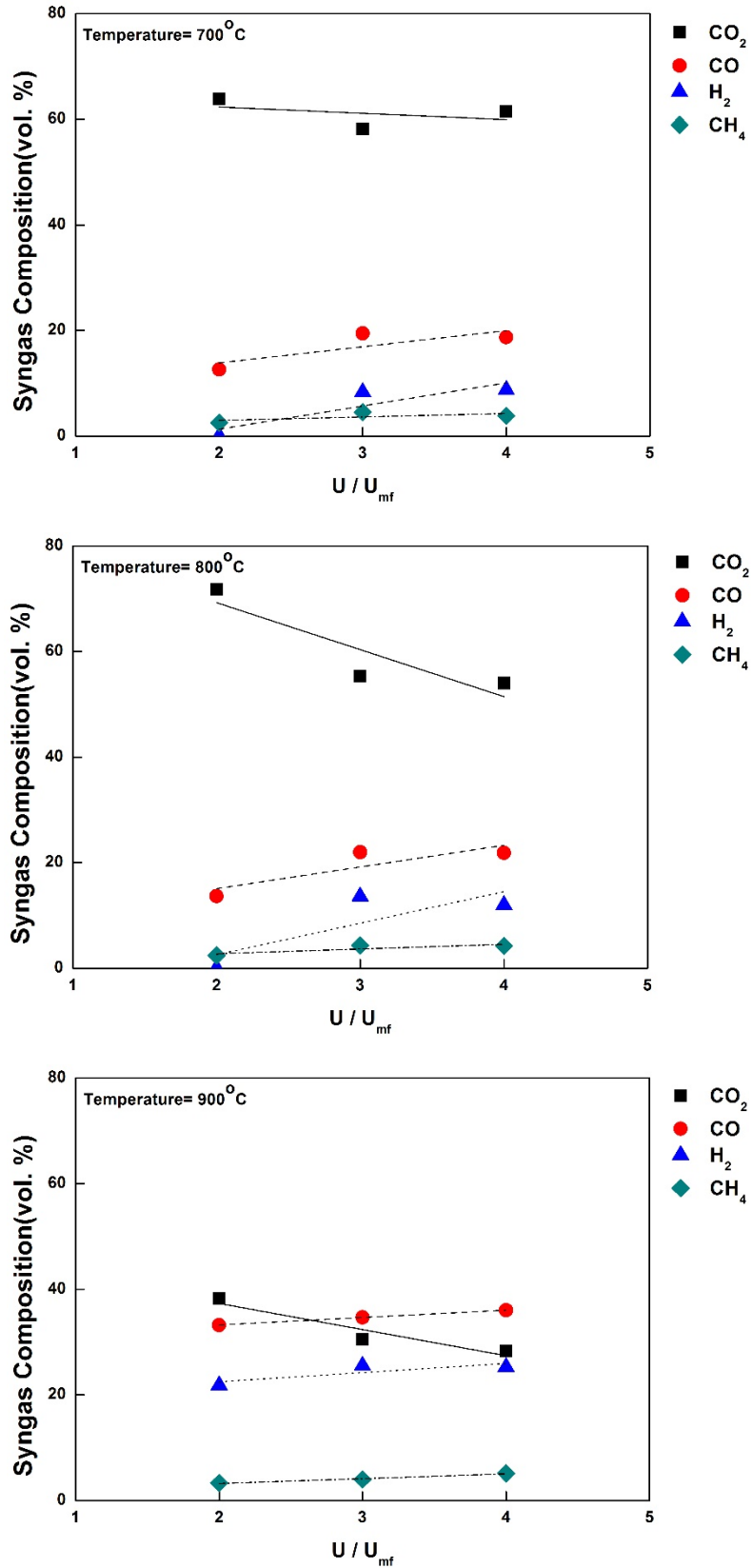


圖 3.4 雜木顆粒在氣化反應器中流體化數對合成氣組成之影響

(ER=0.4) (續)

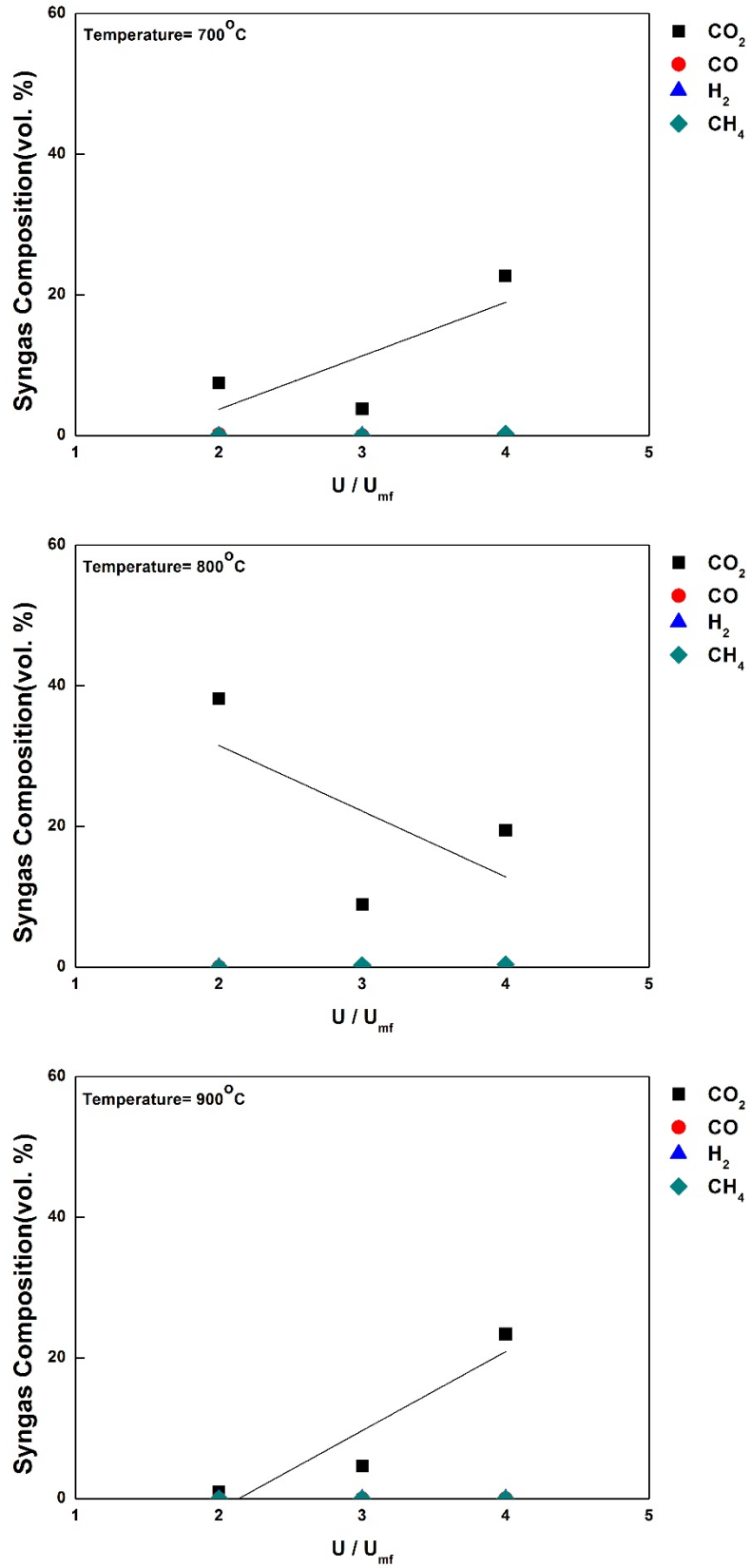


圖 3.5 雜木顆粒在燃燒反應器中流體化數對合成氣組成之影響

( $ER=0.2$ )

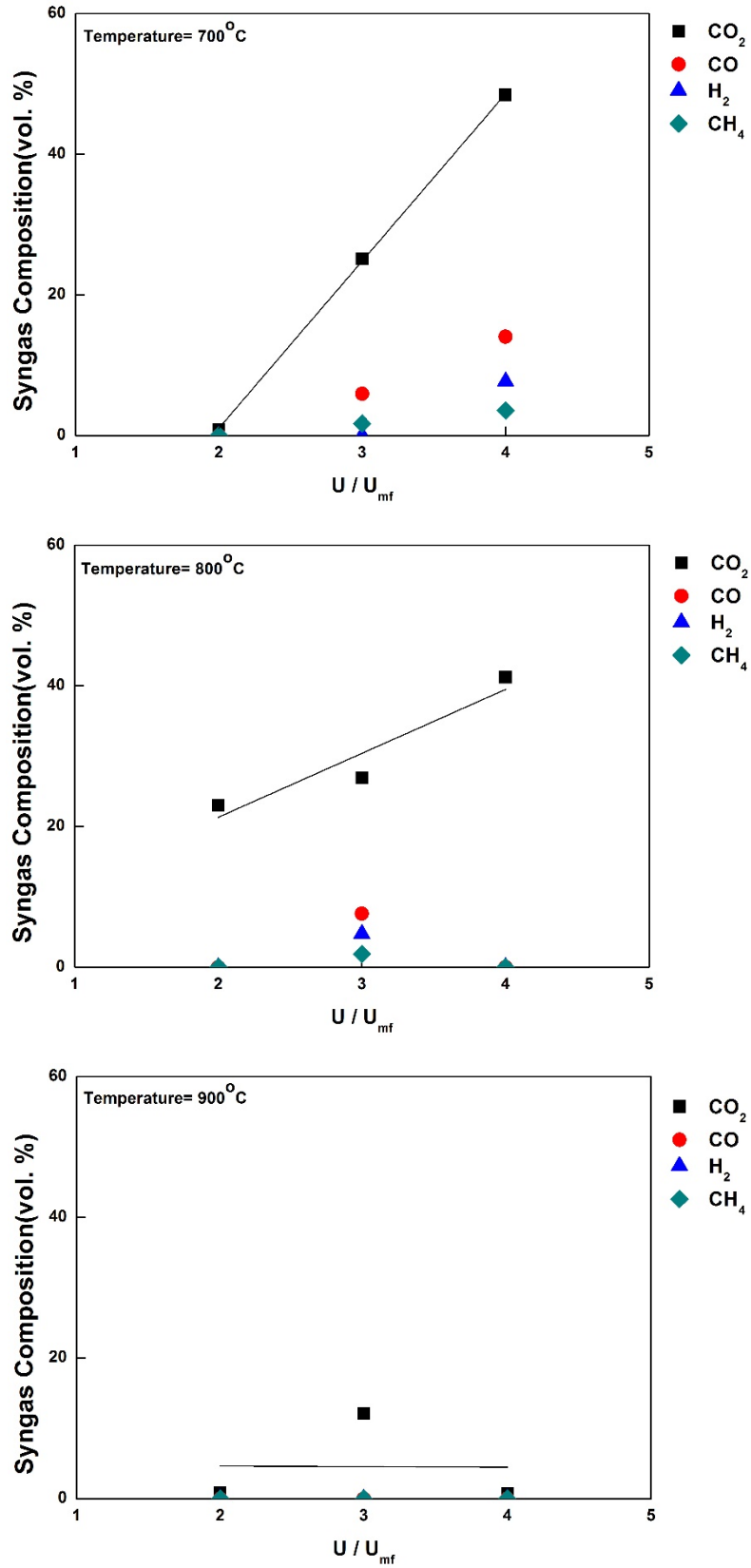


圖 3.5 雜木顆粒在燃燒反應器中流體化數對合成氣組成之影響

(ER=0.3) (續)

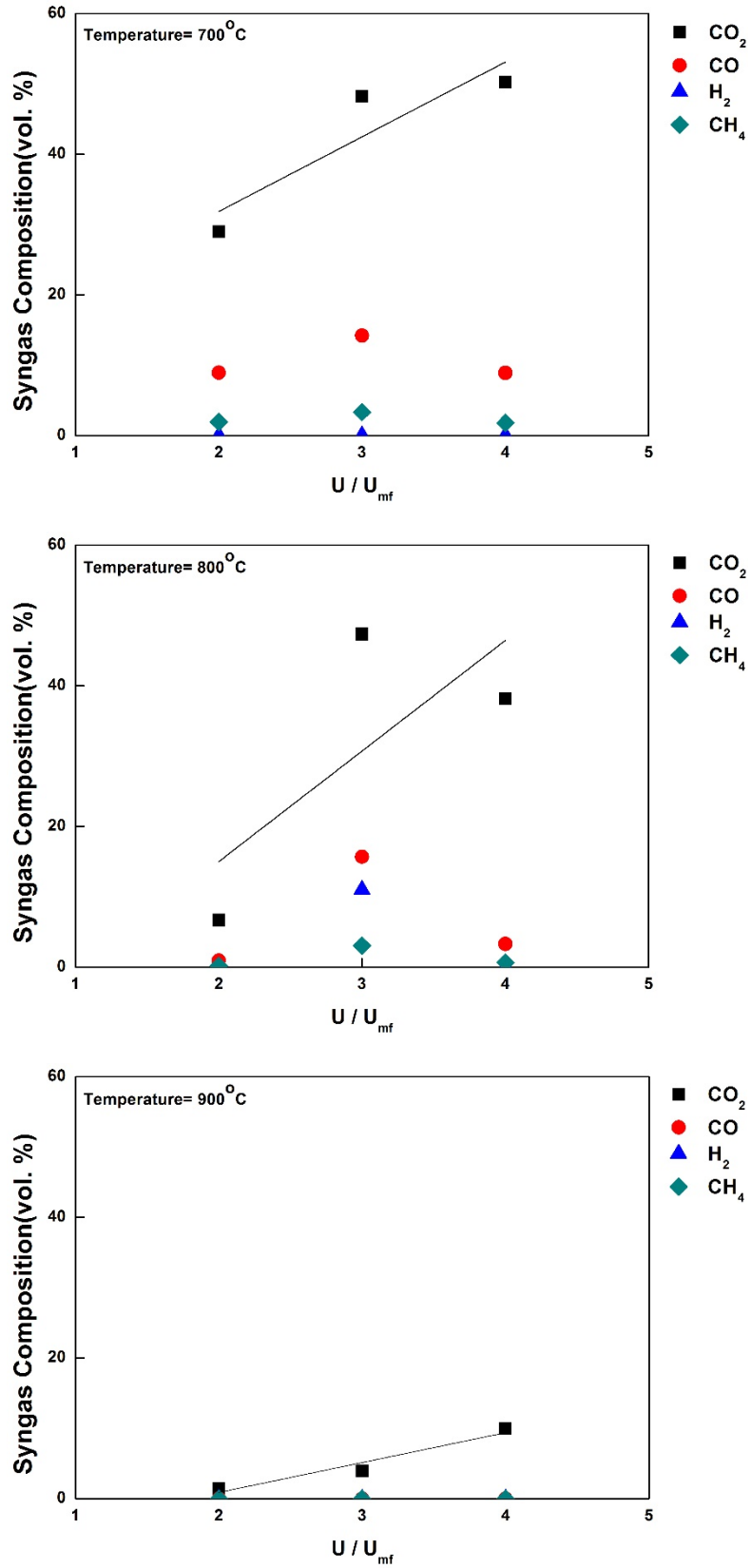


圖 3.5 雜木顆粒在燃燒反應器中流體化數對合成氣組成之影響

(ER=0.4) (續)

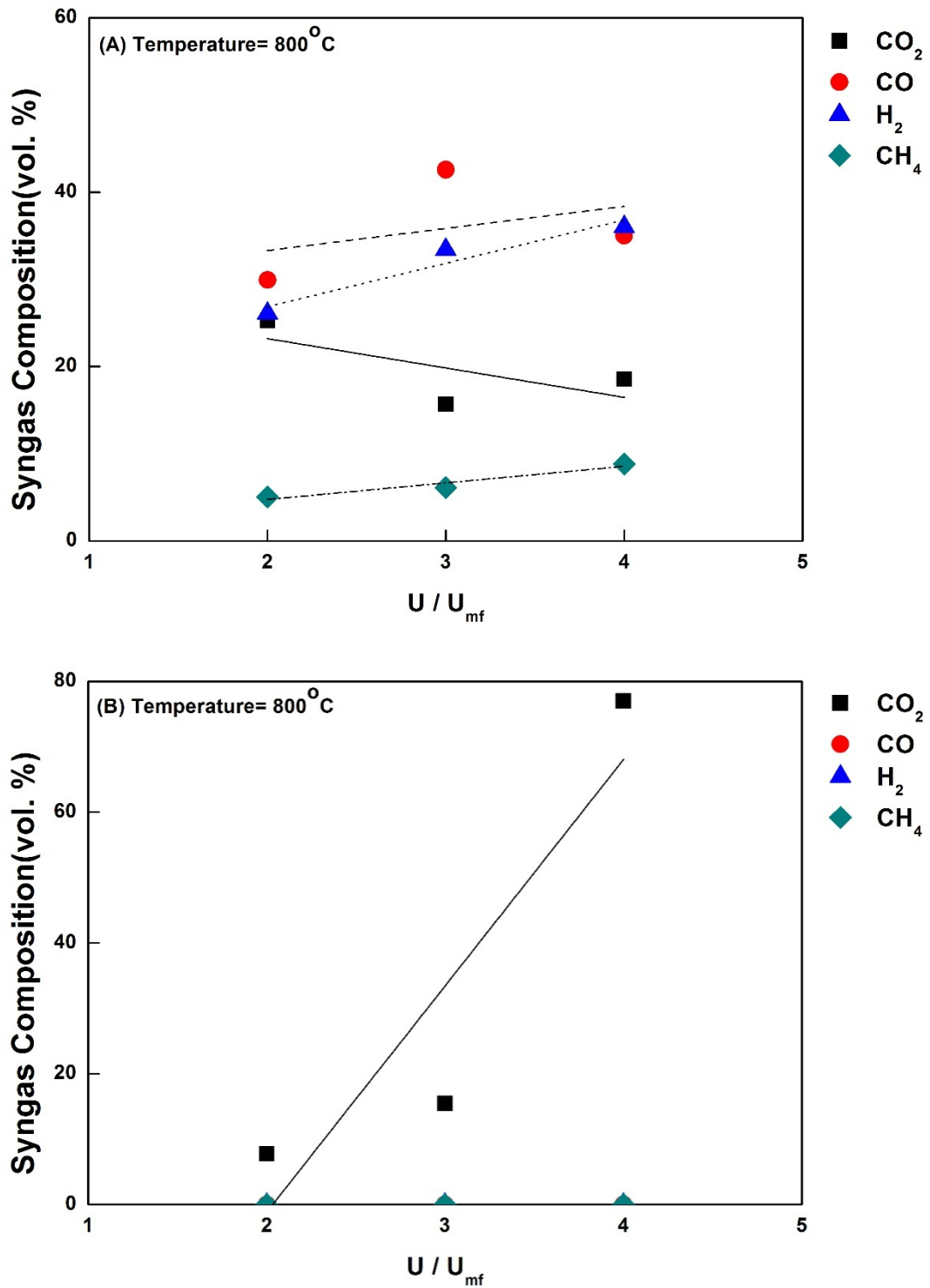


圖 3.6 廢菇包顆粒在不同反應器中流體化數對合成氣組成之影響  
(ER=0.2) (A)氣化反應器 (B)燃燒反應器

#### 四、內通式流體化床之 ER 值對合成氣組成之影響

當氣化反應床區 ER 值提升表示系統能提供更多氧氣，根據勒沙特列原理 (Le Chatelier's Principle)，當供氧量提升會促使  $\text{CO} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$  反應，導致雜木顆粒在氣化反應器內的燃燒反應增加，使氣化過程的料源質量消耗量也會上升，使未反應之殘餘焦炭量降低 (Sharma and Sheth, 2016)，因而導致合成氣  $\text{CO}_2$  含量提升， $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$ 、 $\text{CH}_4$  含量則下降。

如圖 3.7，除了  $\text{CO}_2$  含量上升之外， $\text{CO}$ 、 $\text{H}_2$  與  $\text{CH}_4$  含量皆有下降之趨勢，其中  $\text{CO}$  含量下降最為明顯，與 Kuo *et al.* (2014) 研究結果相符，表示氣化區在氧氣量增加的情況下有助於合成氣氧化，可提供反應床區熱能，增加雜木顆粒乾燥與熱裂解等氣化程序之溫度，降低焦炭殘留量。

圖 3.8 中，當  $U/U_{mf}=2$  的時候， $\text{CO}_2$  含量百分比隨 ER 值增加時下降，其餘操作條件下之燃燒反應器皆呈上升趨勢，推測是因  $800^\circ\text{C}$ 、 $U/U_{mf}=2$  中氣化反應器之  $\text{CO}_2$  含量百分比特別高的緣故，表示雜木顆粒在氣化反應器中傾向完全氧化反應，因此較少有焦炭至燃燒反應床區反應。

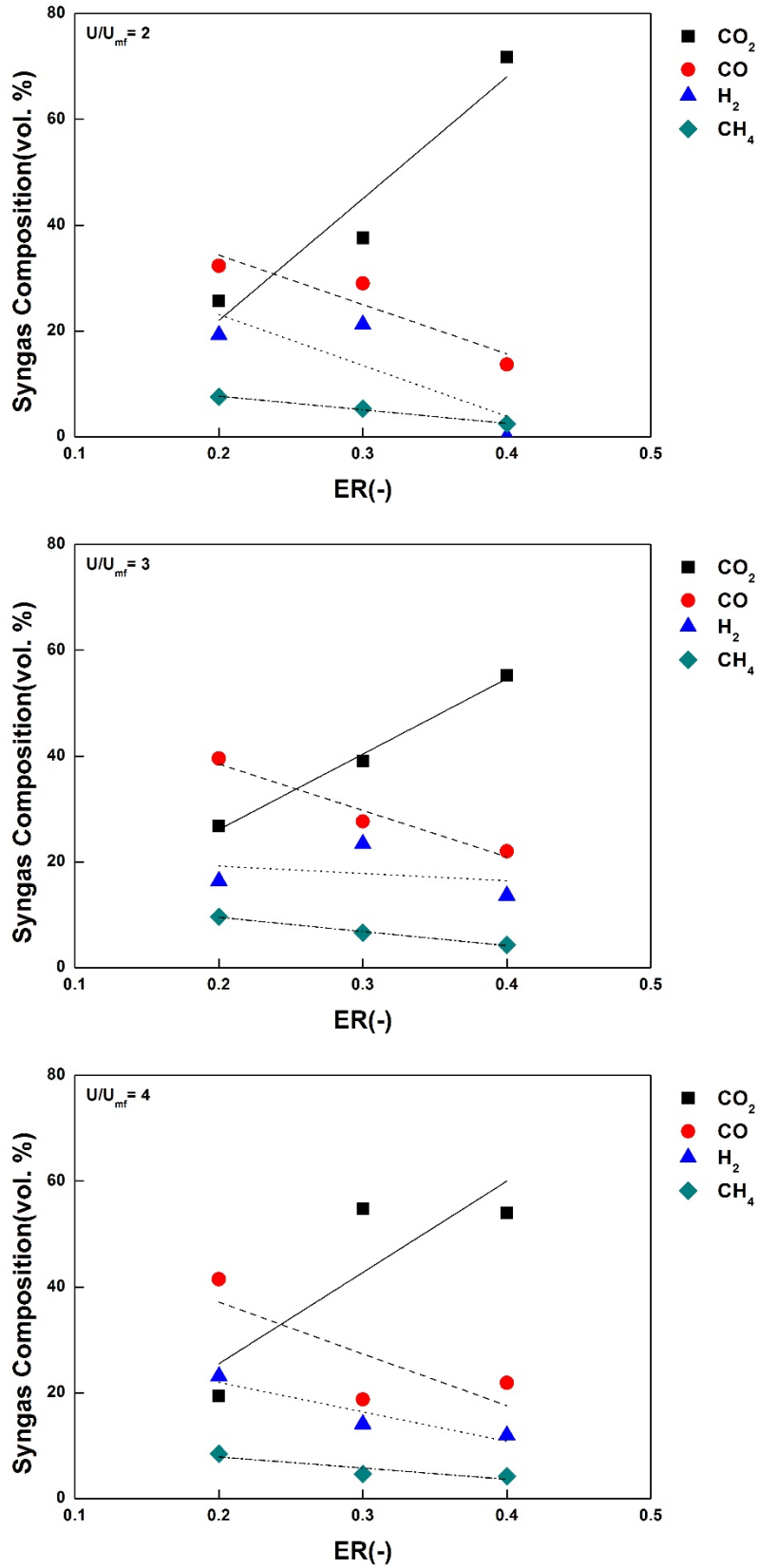


圖 3.7 雜木顆粒在氣化反應器中 ER 值對合成氣組成之影響

( Temperature = 800°C )



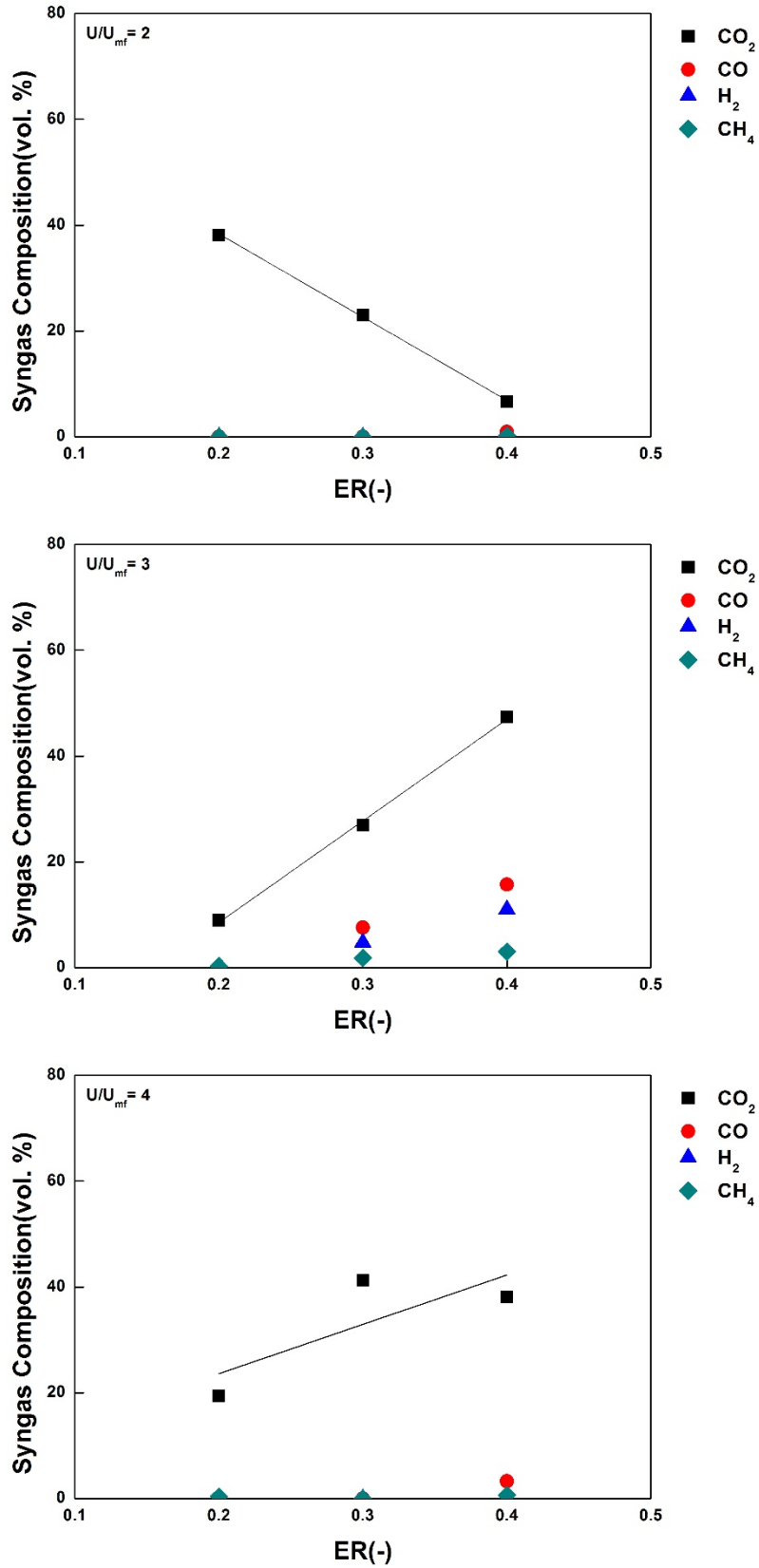


圖 3.8 雜木顆粒在燃燒反應器中 ER 值對合成氣組成之影響

( Temperature =  $800^\circ\text{C}$  )

## 五、內通式流體化床操作條件對焦油含量之影響

合成氣中的焦油含量容易受料源種類、料源灰分種類與含量、床質種類、催化劑、氣化溫度、流體化數、ER 值等操作參數與反應器爐體結構影響。通常可藉由提升氣化溫度或者 ER 值達到降低焦油含量的目的，由圖 3.9 可觀察出，在木顆粒的部分因具有較高之揮發成分，因此當反應溫度為 700°C 時有大量長鍊之聚合物產生，導致有較多之焦油含量，而隨溫度上升，焦油含量有大幅下降之趨勢。在廢菇包顆粒的部分則無明顯之變化，主要因廢氣菇類培養基質內含之大分子聚合物受養菌影響使其變成小分子聚合物，因此在氣化過程中使用能大幅減少焦油之形成。而流體化數對焦油含量之影響如圖 3.10 所示，焦油含量皆隨流體化數提升而有上升之趨勢，推測是因床砂擾動，使生質物原料反應較為劇烈所致。

焦油含量多寡，會影響後續應用於化學品合成，會有純化成本過高的問題，但焦油係具有高热值之碳氫氧化合物，故適合在氣化反應器後端直接加裝燃燒室利用，以避免焦油中所含之酸性物質腐蝕管線。或者在氣化反應器後端再加裝催化反應器，將粗製合成氣經催化程序減少焦油量並增加合成氣組成含量，(Dong *et al.*, 2013 和 Zhang *et al.*, 2016)。

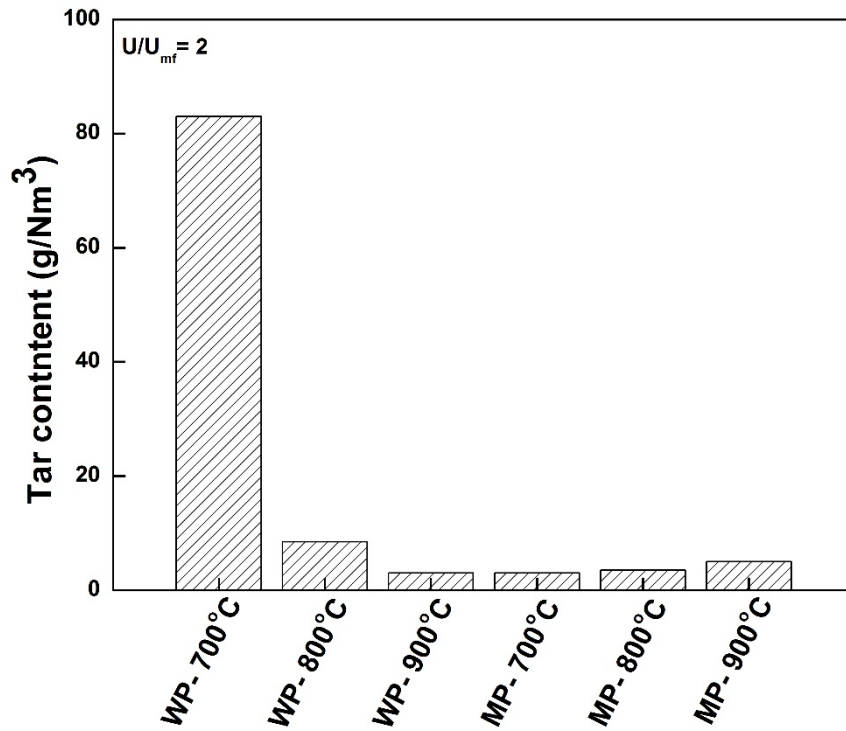


圖 3.9 氣化溫度對焦油含量之影響 ( $U/U_{mf} = 2$ ,  $ER = 0.2$ )

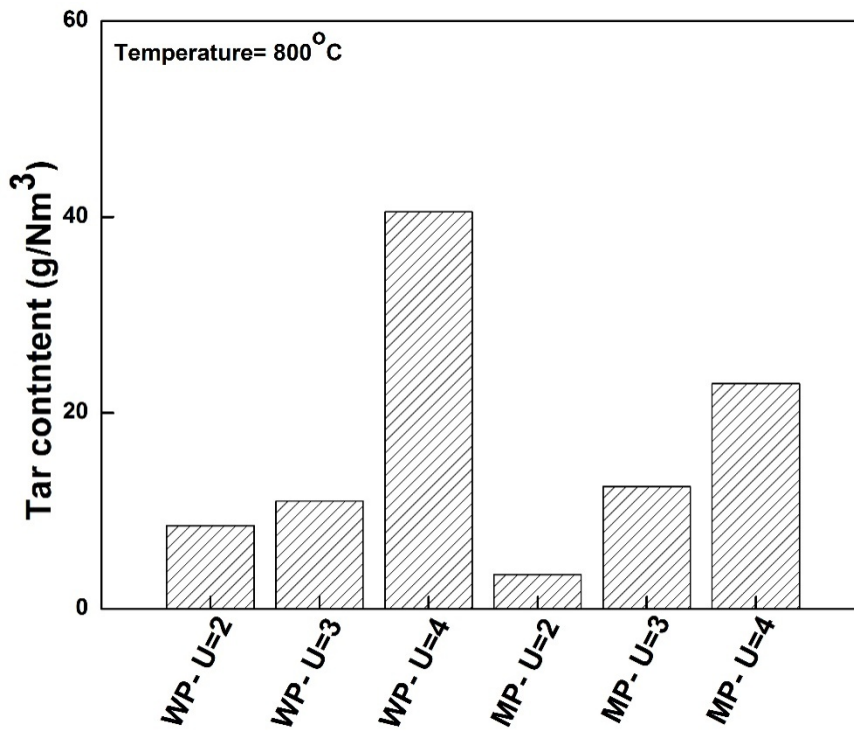


圖 3.10 流體化數對焦油含量之影響  
(Temperature = 800°C,  $ER = 0.2$ )

## 六、放大設計參數與經濟效益推估

與一般之流體化床不同，內通式流體化床具有床底部的孔口及床頂部的堰。根據目前已知的文獻顯示，並未有進行內通式流體化床規模放大之研究，但依本研究團隊之操作經驗，底部孔口在放大過程中仍需維持在一定尺寸，即 3~5 cm，距分配板高度在 6~10 cm 左右；堰高可設定在單一床格寬度之 3~5 倍；床質高度為 2/3 堰高。其餘參數即依一般流體化床規模放大準則即可。

有關內通式流體化床生質物氣化發電設施之建廠成本估算，一般而言，中小型氣化廠從規劃設計到建廠完成約需一至兩年間，基本上氣化廠建造成本是以氣化爐主體、機電設備及附屬增加設備為主，有關廠區土木工程和廠房建造則未包含計算在內。設計機電設備使用年限是 15 年，機電設備建造成本以 6% 利息計算，機電設備購買成本包含安裝與測試部份，因此建造期間所產生之費用包含在機電設備內。設備成本以平均年賦金額（annual operating cost estimates, AOC）計算，年賦金額包含利息和年賦積金，計算公式如下：

$$AOC = P \times [(i \times (1 + i)^n) / ((1 + i)^n - 1)] \quad (6.1)$$

其中 AOC 為年賦金額，P 為工程費， $i$  為年利率，即 6%， $n$  為使用年限。

考量生質物來源之供應，假設熱值平均為 16 MJ/kg，經粗估後，以每小時進料 1 噸，即建造 5 MWth 內通式流體化床氣化爐規格進行分析，其設備建造經費（含機電設備，但未含內燃機，另含規劃設計與監造費）約為 200,000 仟元（國內廠商自建，每 MWth 為 40,000

仟元)，各設備平均年賦金額則如表 6.1 所示。此外，將設備成本平均至每熱進料率（MWth）所需要之設備單位成本亦列於表 6.2 中。

表 6.1 氣化系統建廠年賦金額費用

	金額	備註
氣化爐規模	5 MWth	
建廠成本總計(仟元)	200,000	15 使用年限
攤提(仟元/年)	20,593	利息以 6%計算
設備單位成本 (仟元)	4,119	千元/(年×MWth)

在營運成本估算方面，主要分為人事費用、燃料費用、電費、操作維護費用（包括維護費、消耗性材料費用和行政管銷等其他費用）。由於氣化爐設備是屬於廠區內公共能源供應，因此必須配合廠區整體工程作業進行，現場是以 24 小時運轉，工作人員分為三班制，再加上一組人員輪休，因此現場人員以四班計算，每一班工作人員計四人，其中氣化系統部分（包含氣化爐本體、燃氣淨化設備和發電系統）佔約公共能量整廠 1/4 人力。因此氣化爐系統部份約佔員額四人，另外再加上行政人員（含廠長會計人事等部門）0.5 人力，總計有關氣化系統人事員額計 4.5 人。預估每人每月平均薪資 30,000 元，每年人事費用以 16 月計（含薪資 14.5 月，其他保險管銷 1.5 月），因此人事費用為 2,160 千元。

在燃料費用部分，國內廢木材每噸約為 1,000 元，以運轉條件為 24 小時、300 天/年，5 MWth 氣化系統需要燃料 1,125 kg/hr，則所需

費用分別為 8,100 千元。

電費主要消耗量主要在空壓電力（包含空污設備壓損），電費之計算方法又分為尖峰時段和離峰時段，其時段與費用分別是夏季（6月-9月）尖峰時段 3.29 元/度；離峰時段 1.41 元/度；非夏季尖峰時段 3.17 元/度；離峰時段 1.11 元/度。設尖峰時段用電 10 小時/天，離峰時段用電 14 小時/天，則夏季每天平均電費 2.19 元/度；非夏季每天平均電費 2.09 元/度。若以全年運轉操作時間是 300 天/年計之，則設 5 MWth 氣化系統之耗電量為 11.2 kW，則每年電費為 171 千元。

在操作維護費用部分，維護費主要是在於機電定期維護費用，其所需要之費用是以機電設備成本 3%估算；消耗性材料費用則包含材料、水費、藥品等開銷，其估算是以機電設備成本 2%估算；另有關行政管銷部份包含有保險、稅捐、管理費等是以機電設備成本 1%估算，合計操作維護費用共為 6%。

綜合上述營運費用，其單位成本為 3,046 千元/(年×MWth)，如表 6.2 所示。

表 6.2 氣化系統營運成本

項目	金額 (千元/年)	備註
氣化爐規模	5 MWth	
人事費	2,160	4.5 人
燃料費	8,100	
電費	171	
操作維護費	4,800	6%計算
合計	15,231	
營運單位成本	3,046	千元/(年×MWth)

綜合設備成本與營運成本，可計算得每熱進料率 MWth 所須之總

成本，如表 6.3 所示。若將熱進料率轉換成電力，並假設氣化冷氣效率為 80%，發電轉換率為 30%，總發電效率則為 24%，則每年每單位 MWth 可發 1,728 MWh 電力（每年操作 300 天，每天 24 小時），則可計算出每度電力的發電成本，亦如表 6.3 所示。

表 6.3 內通式流體化床生質物氣化系統總成本分析表

規模	設備成本	營運成本	總成本	發電成本
	千元/(年 ×MWth)	千元/(年 ×MWth)	千元/(年 ×MWth)	元/度
5 MWth	4,119	3,046	7,165	4.1464

綜合上述計算可知，設立 5 MWth 的內通式流體化床生質物氣化系統，若計 6% 利息，攤提 15 年，則發電成本為每度電 4.1464 元，且每年需要生質物達 8,100 噸。此一發電成本遠高於我國 108 年度再生能源電能躉購費率（生質能，無厭氧消化設備）的 2.5765 元/度（能源局，2018b），約 1.6 倍；因此若無政府相關補助措施，如投資抵減與再生能源其他相關獎勵等措施，以目前國內躉購費率低廉的現況，氣化發電並無利可言。因此，若未來電價逐漸攀高，再加上合成氣運用與農林廢棄物處理費用等週邊收入，以及未來碳稅的施行，則氣化系統將有很高之經濟效益。

在碳足跡方面，5 MWth 氣化系統，每年可發電 8.64 百萬度的電，則依我國 106 年度電力排放係數(0.554 kg CO<sub>2e</sub>/度)(能源局，2018a)計算，每年可減少二氧化碳排放達 4,787 公噸。

## 肆、結論

本研究目的是探討實際運用內通式流體化床熱模反應器之運作，進行雜木顆粒與廢菇包培養基質顆粒之氣化實驗，以不同之稀疏床氣速、氣化溫度及 ER 值，探討對氣化產物之合成氣組成與焦油含量的影響，並根據實驗結果得以下幾點結論：

1. CO、H<sub>2</sub> 含量在氣化反應器中隨反應溫度的提升而增加，CO<sub>2</sub> 則隨溫度上升而減少，在較高的溫度下，利於蒸氣重組反應 ( $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ )、乾式重組反應 ( $\text{CH}_4 + \text{CO}_2 \rightarrow 2\text{CO} + 2\text{H}_2$ ， $\text{C}_n\text{H}_m + n\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2n\text{CO} + (m/2)\text{H}_2$ ) 及水煤氣反應 ( $\text{C} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$ )。
2. 在燃燒反應器中氣體組成變化主要為 CO<sub>2</sub>，僅含有微量之 CO、H<sub>2</sub> 及 CH<sub>4</sub>，因在燃燒反應器中主要為燃燒未氣化之焦碳。
3. 不同之操作氣數在氣化反應器中，CO 隨氣數增大而增加，CO<sub>2</sub> 則呈相反趨勢，CH<sub>4</sub> 無明顯之變化。流體化數提升有利於床質與料源之混合之外，並能增進床區頂部區域之氣相合成氣與固相床質接觸時間促進氣化反應完全。
4. 操作氣數對合成氣組成在燃燒反應器中，CO<sub>2</sub> 含量會隨氣速的提升而增加，因氣速改變使通氧量提升，有利於燃燒反應進行，而偵測微量之 CO 及 H<sub>2</sub>，是因氣速過快會將氣化反應器內之合成氣帶入燃燒反應器中
5. ER 值的提升會增加供氧量，氣化反應器內所行之反應趨向燃燒反應 ( $\text{C} + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2$ ) CO<sub>2</sub> 含量增加，並促進合成氣氧化，使 CO 及 H<sub>2</sub> 及 CH<sub>4</sub> 含量降低。
6. 操作較高之反應溫度的有利於降低焦油之生成，而流體化數的提升則呈相反趨勢。



7. 設立 5 MWth 的內通式生質物氣化系統，若計 6%利息，攤提 15 年，則發電成本為每度電 4.1464 元，高於我國 108 年度生質物躉購費率的 2.5765 元/度，仍需政府其他相關獎勵等配套措施，以降低成本。

## 伍、參考文獻

- André, R. N., F. Pinto, C. Franco, M. Dias, I. Gulyurtlu, M. A. A. Matos and I. Cabrita, Fluidised bed co-gasification of coal and olive oil industry wastes. *Fuel* 84(12):1635-1644 (2005).
- Ahmed, I and A. K. Gupta, Characteristics of cardboard and paper gasification with CO<sub>2</sub>, *Applied Energy*, 86:2626-2634 (2009a).
- Dai, X., C. Wu, H. Li and Y. Chen, The fast pyrolysis of biomass in CFB reactor, *Energy & Fuels*. 14:552-557 (2000).
- Dong, L., M. Asadullah, S. Zhang, X.S. Wang, H. Wu and C.Z. Li, An advanced biomass gasification technology with integrated catalytic hot gas cleaning: part I: technology and initial experimental results in a lab-scale facility. *Fuel* 108:409-416 (2013).
- Hupa, M., Ash-related issues in fluidized-bed combustion of biomasses: recent research highlights. *Energy & Fuels* 26(1):4-14 (2012).
- IEA, Key World Energy Statistics 2015, International Energy Agency (IEA), Paris (2015).
- IEA , Key world energy statistics 2017. International Energy Agency.(IEA), Paris (2017)
- Jones, D. R. M. and J. F. Davidson, “The Flow of Particles from a Fluidised Bed through an orifice ,” *RheologicaActa*, 4(3), 180-192 (1965).
- Karmakar, M. and A. Datta, “Generation of hydrogen rich gas through fluidized bed gasification of biomass,”*Bioresource technology*, 102:1907-1913 (2011).
- Korbee, R., J. C. Schouten and C. M. van den Bleek, “Modelling Interconnected Fluidized Bed Systems,” *AIChESymp. 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).
- Kook, J. W., H. M. Choi, B. H. Kim, H. W. Ra, S. J. Yoon, T. Y. Mun, J. H. Kim, Y. K. Kim, J. G. Lee and M. W. Seo, Gasification and tar removal characteristics of rice husk in a bubbling fluidized bed reactor. *Fuel* 181: 942-950 (2016).
- 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).
- Kaliyan, N. (2008) *Densification of biomass*. ProQuest.
- Kuo, P.-C., W. Wu and W.-H. Chen, Gasification performances of raw and torrefied biomass in a downdraft fixed bed gasifier using thermodynamic analysis. *Fuel* 117:1231-1241 (2014).
- Lv, P. M., Z. H. Xiong, J. Chang, C. Z. Wu, Y. Chen and J. X. Zhu, An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed. *Bioresource Technology* 95(1):95-101 (2004).
- Pemberton, S. T. and J. F. Davidson, "Elutriation from Fluidized Beds - I. Particle Ejection from the Dense Phase into the Freeboard," *Chem. Eng. Sci.*, 41 (2), 243–251 (1986).
- Pinto, F., C. Franco, R. N. André, C. Tavares, M. Dias, I. Gulyurtlu and I. Cabrita, Effect of experimental conditions on co-gasification of coal,

- biomass and plastics wastes with air/steam mixtures in a fluidized bed system. *Fuel* 82(15):1967-1976 (2003).
- Sharma, S. and P. N. Sheth, Air-steam biomass gasification: Experiments, modeling and simulation. *Energy Conversion and Management* 110: 307-318 (2016).
- 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,” *AIChESymp. 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,” *AIChESymp. 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).
- Yang, H., R. Yan, H. Chen, D. H. Lee, D. T. Liang and C. Zhebg, “Pyrolysis of palm oil wastes for enhanced production of hydrogen rich gases”, *Fuel Processing Technology*, 87: 935-942 (2006).
- Zhang, S., Y. Song, Y. C. Song, Q. Yi, L. Dong, T. T. Li, L. Zhang, J. Feng, W. Y. Li and C. Z. Li, An advanced biomass gasification technology with integrated catalytic hot gas cleaning. part III: effects of inorganic species in char on the reforming of tars from wood and

- agricultural wastes. *Fuel* 183:177-184 (2016).
- Zevenhoven, M., P. Yrjas and M. Hupa, Ash-forming matter and ash-related problems. In *Handbook of Combustion*. (eds M. Lackner, F. Winter and A. K. Agarwal) John Wiley & Sons, Inc., New Jersey (2010).
- 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)。
- 許弘德，焙燒生質物於流體化床進行氣化之研究，國立中興大學森林學系碩士論文，台中 (2013)。
- 柳萬霞、徐恆文、黃欽銘、陳威丞、歐陽湘，燃燒後捕獲二氧化碳技術-鈣迴路捕獲 CO<sub>2</sub> 技術國際現況與國內發展介紹。*工業污染防治季刊* 121: 71-86 (2012)。
- 錢建嵩 (主編)、黃正忠、楊玉樹、歐建志、張瑞顯、吳耿東、游逸將，*流體化床技術*，初版，高立股份有限公司，台北 (1992)。
- 能源局，105 年能源統計手冊，能源局，台北 (2016)。
- 能源局，106 年度電力排放係數，能源局，台北 (2018a)。
- 能源局，108 年度再生能源電能躉購費率計算公式預告草案，能源局，台北 (2018b)。

## 陸、附錄

本計畫於「107 年森林資源永續發展研討會」發表之論文，榮獲生物材料組海報發表（學生）佳作，獎狀如附。

張維峻、邱耀平、東吟靜、吳耿東、楊凱成、陳柏壯、簡瑞與木質生質物於內通式流體化床進行氣化之研究，107 年森林資源永續發展研討會，台北（2018）。



# 獎狀

林陽字第 107000051 號

張維峻、邱耀平、東吟靜、吳耿東、楊凱成、陳柏壯、簡瑞與 參加 107 年森林資源永續發展研討會，表現優異，特頒此狀，以資鼓勵。

題目：木質生質物於內通式流體化床進行氣化之研究  
組別：海報發表-生物材料組  
(學生)

名次：佳作

理事長 **王升陽**



中華民國一〇七年十二月十四日