

行政院原子能委員會
委託研究計畫研究報告

流體化床氣化爐數值分析模型建構

Development of Numerical Analytical Models for Fluidized-Bed
Gasifier

計畫編號：NL1050595

受委託機關(構)：財團法人成大研究發展基金會

計畫主持人：江滄柳

聯絡電話：06-2757575-63676

E-mail address：jiang@mail.ncku.edu.tw

協同主持人：

研究期程：中華民國 105 年 5 月至 105 年 12 月

研究經費：新臺幣 560,000 元

核研所聯絡人員：張軒華

報告日期：105 年 11 月 29 日

目錄

目錄.....	I
圖目錄.....	II
表目錄.....	III
中文摘要.....	IV
ABSTRACT.....	V
壹、計畫的源起與目的.....	1
貳、文獻回顧.....	12
參、研究方法與過程.....	26
一、模型假設.....	26
二、統御方程式.....	27
三、化學反應動力式.....	37
四、生質燃料之相關性質.....	39
五、氣化爐之實驗模型.....	39
六、氣化爐網格模型及操作條件.....	41
肆、主要發現與結果討論.....	43
一、氣化爐內部之冷流流場分析.....	43
二、氣化爐內部之多相流流場分析.....	48
三、氣化爐內氣化劑變動對於出口成份之影響.....	53
四、床砂由燃燒區進入氣化區之不同溫度對爐內的影響.....	54
五、床砂運動路徑分析.....	55
伍、結論.....	57
柒、參考文獻.....	60

圖目錄

圖 1-1、氣化複循環發電系統【9】	3
圖 1-2、單煤粒受熱分解示意圖【15】	6
圖 1-3、三種典型氣化爐示意圖【13】	7
圖 3-2、流體化床氣化爐示意圖	42
圖 3-3、流體化床氣化爐之網格	42
圖 4-1、壓力分佈圖(Pa).....	45
圖 4-2、固相分率圖.....	45
圖 4-3、上部連接管之固相速度場(m/s).....	46
圖 4-4、下部連接管固相速度場(m/s).....	46
圖 4-5、6.8 秒時，燃燒區上部之固相速度圖(m/s).....	47
圖 4-6、燃燒區上部之固相體積分率圖	48
圖 4-7、網格獨立測試	50
圖 4-8、氣體溫度圖(K).....	50
圖 4-9、固體溫度圖(K).....	50
圖 4-10、水氣轉化反應速率圖(kgmol/m ³ -s)	51
圖 4-11、固相體積分率圖.....	51
圖 4-12、水蒸汽莫耳分率圖(mol%)	51
圖 4-13、氫氣莫耳分率圖(mol%)	51
圖 4-14、甲烷莫耳分率圖(mol%)	52
圖 4-15、一氧化碳莫耳分率圖(mol%)	52
圖 4-16、二氧化碳莫耳分率圖(mol%)	52
圖 4-17、模擬結果與參考文獻之主要出口氣體成份	53
圖 4-18、不同 SF 值之出口成份莫耳分率圖(mol%).....	54
圖 4-19、不同床砂溫度下之出口成份莫耳分率圖(mol%).....	55
圖 4-20、固相體積分率圖(無加入導角設計).....	56
圖 4-21、固相體積分率圖(加入導角設計).....	56

表目錄

表 3-1、化學動力參數表	38
表 3-2、生質燃料成份之元素分析(Ultimate Analysis).....	39
表 3-3、生質燃料成份之工業分析(Proximate Analysis)	39

中文摘要

「巴黎協定」已於 2016 年 11 月 4 日正式生效，全球減碳需求已為不可避免之趨勢。如何有效率地利用生質能源，以達成環保與經濟雙贏，已經成為各國政府不可避免之問題。由於流體化床氣化爐具有高效率、低燃燒溫度、低汙染物排放及燃料選擇限制較低等優點，因此，本研究將以計算流體力學軟體 FLUENT 為基礎，針對雙流體化床氣化爐(Dual Fluidized-Bed Gasifier)，建立以生質燃料為進料之多相反應流模擬分析模式。此雙流體化床氣化爐採用快速內循環流體化床(Fast Internal Circulating Fluidized Bed, FICFB) 的概念來設計，共分成兩個區塊：氣化流體化床區與燃燒流體化床區。這兩區域間利用床砂的流動來形成一個循環迴路，由床砂擔任反應所需要的熱載體來提供能量，以利生質燃料之氣化反應。本年度研究以分析生質燃料於流體化床氣化區之氣化反應為首要目標。因此，已針對流體化床生質燃料氣化機制建置分析模型，並進行操作參數對氣化合成氣出口成分影響之分析，諸如蒸汽與生質燃料比與床砂溫度。模擬之結果已與相關之實驗數據進行比對驗證，作為物理及計算模式修正與精進之參考，以獲取更精準之數值模擬分析模式。

Abstract

The Paris Agreement entered into force on 4 November 2016. With the global trend of low carbon emissions, it is an inevitable problem to utilize biomass resources effectively. Since fluidized-bed gasifiers are characterized by the merits of high efficiency, low combustion temperature, low pollutant emissions, and less limitation on fuel selection, in the present study, an analytical technology for the simulation of a dual fluidized-bed gasifier will be developed for the multi-phase reaction of biomass fuel by using the commercial CFD software, FLUENT. The dual fluidized-bed gasifier is designed by adopting the concept of FICFB (Fast Internal Circulating Fluidized Bed) and includes two parts: the gasification zone and the combustion zone. Two zones are linked together as a circulation loop by flowing solid particles and the heat produced in the combustion zone can be transferred to the gasification zone, facilitating the gasification reaction of biomass fuel. In the present project, the primary objective is to conduct the analysis for the biomass gasification process in the gasification zone. Therefore, the analytical model for the biomass gasification mechanism in a fluidized-bed gasifier has been developed. Effects of the operating parameters on the outlet syngas composition have been examined. The operating parameters which will be studied include the steam/biomass ratio, and the temperature of bed material from the combustion zone into the gasification zone. The flow simulation model was first validated by the experimental data. The physical and calculation models have then been modified to improve the accuracy of the flow simulation model.

壹、計畫的源起與目的

在化石能源日益減少，科技發展腳步不曾終止且更加快速，這迫使人類開始積極尋找新的替代能源，並兼顧減少對環境之衝擊。1973年及1979年發生了第一次及第二次的能源危機，能源之開發與管理已成為各國工業發展之重要課題【1-3】。近年來石油及天然氣價格，因儲量日近匱乏而節節高升。倘若每年石油之消耗量不減，未來五十年內，石油耗盡將是不可避免之結果。而根據調查全球化石能源蘊藏量中，煤炭佔總蘊藏量之72%，這意味著煤炭將會成為能量的主要來源。相較於前二者，煤炭具有下面幾個優點：(1)價格便宜；(2)開採容易、儲量豐富，約有一百多年可開採；(3)粉煤燃燒效率不斷提高；(4)可作為化工原料，用途廣泛【4, 5】。以我國為例，能源利用煤炭的供給比例從1995年的25.23%提高至2015年的29.33%，年成長率約為3.93%【6】。但目前燃燒煤炭最大之問題便是會產生高溫混合氣體，且其中包括二氧化碳、硫化物及氮氧化物，將造成全球暖化，對環境產生重大衝擊。因此抑制全球暖化現象已成國際間重要的課題，如1997年12月，於日本京都簽訂「京都議定書(Kyoto Protocol)」，即明確規範工業國家溫室氣體之減量目標。有鑑於此，各國皆積極進行淨煤燃燒技術(Clean Coal-Combustion Technology)之發展，以符合環保與經濟並重之雙重要求。隨著「京都議定書」將於2020年到期，

於 2015 年 11 月 30 日至 12 月 12 日在法國首都巴黎近郊的勒布爾熱舉行，為期 13 天之「聯合國氣候變化框架公約」第 21 次締約方會議 (COP 21)，與會國希望能通過具有法律效力的決議以取代「京都議定書」，並以「抑制全球暖化」的議題進行協議，目標是減少溫室氣體排放，讓地球暖化速度在 2100 年時，全球氣溫不會上升超 2 度，阻止全球暖化加劇。與往屆不同的是，在巴黎大會召開之前，已經約有 180 個國家提交了各國在溫室氣體減排上的自主方案 (NDC)。最終於 2015 年 12 月 12 日，聯合國氣候變化框架公約在 195 個締約國一致同意通過「巴黎協議」，在近一年努力之下，「巴黎協定」已於 2016 年 11 月 4 日正式生效。如何有效的降低碳排放，以為世界各國需考量之議題。

所謂淨煤燃燒技術，旨在最大限度之開發煤炭作為能源之運用，同時又能達成最少污染物釋放，進而完成煤炭高效、淨潔使用之目標。較典型之淨煤燃燒技術包括：加壓循環式流體化床燃燒(PCFBC, Pressurized Circulating Fluidized Bed Combustion)、超臨界粉煤鍋爐(SCPCB, Super-critical Pulverized Coal Boiler)發電、整合型氣化複循環(IGCC, Integrated Gasification Combined Cycle)發電、整合型氣化複循環燃料電池(IGFC, Integrated Gasification Fuel Cell)等技術。其中整合型氣化複循環發電系統 IGCC 之概念圖如圖 1-1 所示，而氣化燃氣複

循環燃料電池 IGFC 系統是較先進之發電技術，具有發電效率高和淨潔燃料等優點，可使發電之淨熱效率增加至 43% 左右【7-9】。

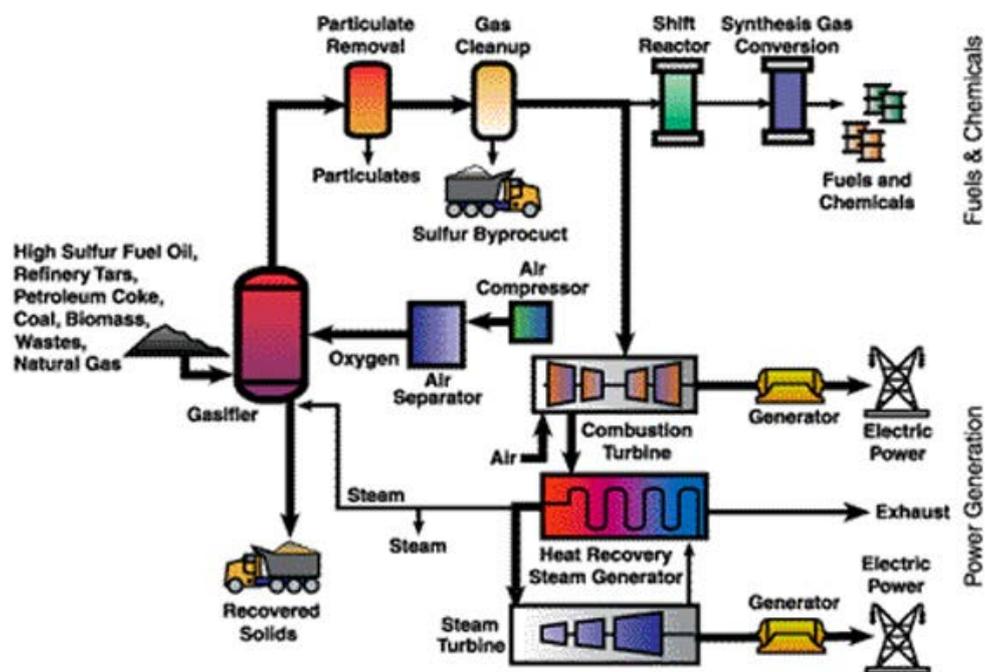


圖 1-1、氣化複循環發電系統【9】

此外，粉煤氣化其除硫率及除氮率約達 90% 及 99% 以上，煤中之灰份形成無污染顧慮之 Slag 排出，去除 SO_x、NO_x 較傳統燃煤發電機組容易且設備體積較小，廢水及溫排水量較少，CO₂ 排放量較低，所以造成之環境污染很少，對煤質的要求也較低，低品質的煤炭亦可使用，可降低發電成本【10-11】。

就國內目前的電廠狀況而言，由於核能電廠的發展已趨飽和，電力的主要來源仍以火力發電為主，其中燃煤發電於 1995 年佔 38.63%，至 2015 年，更提高達到 44.08%。在燃煤電廠方面，不但須耗費極大

成本處理污染問題。煤礦的採購亦受到限於發電機組的適用性，僅能選擇較好的煤種。因此，為了避免因燃燒煤種、相關環保及營運成本等問題之衍生，在煤炭氣化發電的評估與設立計畫，實為刻不容緩。此外，生質物經氣化後之應用，其自身碳中和之特性對於二氧化碳減排已有正面之助益，對國內再生能源比例之提升將有所助益。此外，政府政策已擬定於2025年時，綠能發電將佔全國供電比例20%以上。此亦進一步加速國內綠能技術之開發與普及。

氣化是一種非催化之不完全氧化反應【12】，亦即利用缺氧燃燒之技巧進行不完全燃燒反應。主要目的是將固體燃料轉換成一氧化碳及氫氣，做為燃氣或其他化學物品之原料。在氣化技術應用之燃料選擇上，可使用化石燃料，也可以使用廢輪胎或稻穀等廢棄物來處理，但經濟價值可能較低。所以含有較高熱值之化石燃料如煤炭等，仍是會被優先選擇【13】。但隨著巴黎協議的正式生效，生質物與廢棄物等熱值較低之燃料，預期在減碳壓力下，其應用佔比將有所提升。

煤炭燃燒與煤炭氣化不同點在於，煤炭燃燒是讓煤炭進行放熱反應提供熱能，故會產生大量之 CO_2 及 H_2O 。而煤炭氣化則是讓煤炭進行吸熱反應，使煤炭熱解成可燃氣，其中典型之生成氣有一氧化碳(CO)、氫氣(H_2)、甲烷(CH_4)等。然而現今大多數之製成產物多為 CO

及 H_2 【14】。判斷氣化結果之理想與否，通常以碳轉換率（Carbon Conversion Rate）來表示。其定義為：反應後出口處氣相部分所含之碳重與反應前入口處固相部分所含之碳重的比值。碳轉換率愈高，表示氣化效果愈好。

氣化過程十分複雜，其中包含兩個主要步驟，分別為熱解與去揮發化（Pyrolysis and Devolatilization）及焦炭氧化（Char Oxidation）。在氣化過程中，由氣體與柏油類成份之易揮發性物質會隨著氣化溫度逐漸升高而從煤炭裡熱解釋放，此易揮發性物質之釋放為去揮發化作用（Devolatilization）。單一煤粒受熱分解之示意圖，如圖 1-2 所示。揮發性物質經由氣體之氧化作用生成不同產物，有 CO_2 、 H_2O 、及 CO 等。而在去揮發化作用後生成之固態物焦炭(Char)，會與 O_2 、 CO_2 、 H_2O 及 H_2 進行反應，最後所有氣體經過淨化處理之後，即可取得所需之氣化燃氣，此即為一般所言之合成氣。

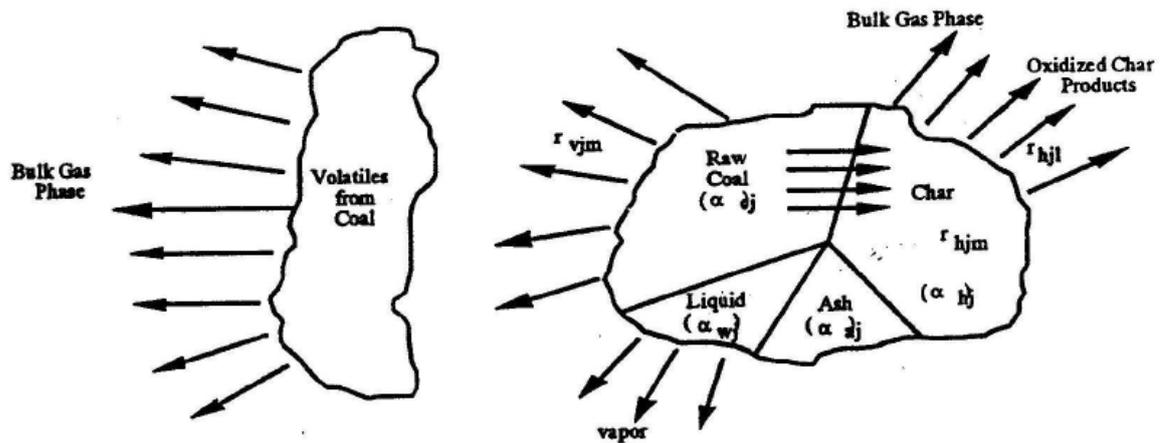


圖 1-2、單煤粒受熱分解示意圖【15】

在 1780 年就曾出現以熾熱之煤炭通以水蒸氣得到水煤氣。1839 年則發展出應用空氣與泥炭不完全燃燒製得氯化氣。19 世紀中期，西門子製作了第一台常壓操作之固定床煤炭氯化爐。第一次世界大戰後，更出現以煤炭氯化技術生產甲醇、合成氨等合成化學工業。為了滿足對氯化氣產量之需求，1920 年便出現了流體化床煤炭氯化爐。隨著科技之發展，加壓技術及工業生產富氧技術之成功，30 年代出現了加壓氯化技術，50 年代便發展出噴流床粉煤氯化技術。一般之氯化反應器可分為三種類型，分別為固定床(移動床)式(Fixed-Bed)、流體化床式(Fluidized-Bed)及噴流床式(Entrained-Bed)氯化爐等【16】，如圖 1-3 所示。

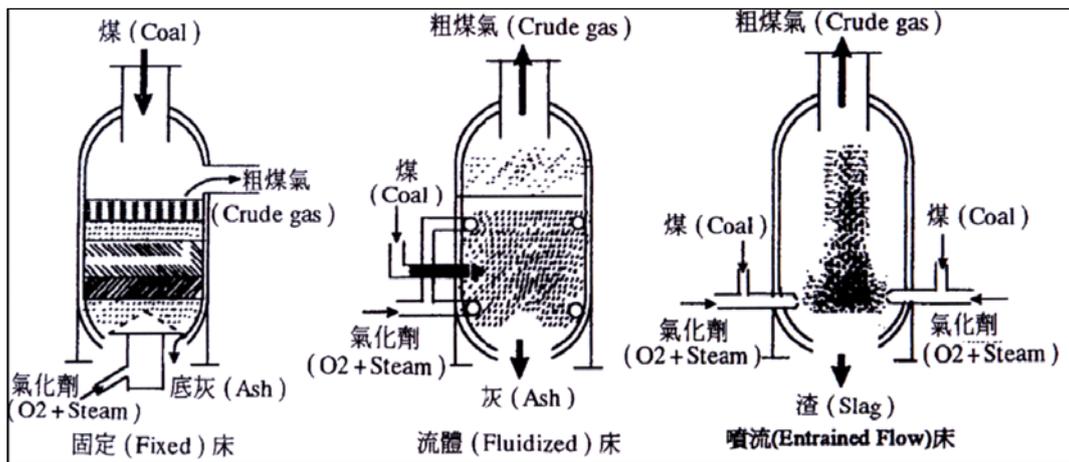


圖 1-3、三種典型氣化爐示意圖【13】

固定床式氣化爐為最常見且最古老之氣化程序。其特點為構造簡單、可靠，具有高度之熱效益、進料尺寸大，反應時間長(以小時計)，以及可在高壓操作與最少燃料預處理之要求，但單位容積處理量較小。固定床式氣化爐由下而上可概略分為四個反應區，分別為：燃燒區、氣化區、去揮發化區及乾燥區。如圖 1-3 所示，燃料由固定床式氣化爐上方進料孔進入，而由下方供應氧化劑。當流速低時，氧化劑只能從靜止煤粒間空隙穿過，均勻流通，此時相對於運動速度較大的氧化劑，煤粒床是靜止的，所以稱為固定床式氣化爐。燃燒區所產生之熱氣會與較冷之固態煤粒作熱能之交換。氣化區則為為炭、蒸氣、CO₂、H₂ 作用之區域，吸熱作用產生了 CO 與 H₂，而 H₂ 與 C 作用之微放熱反應產生了 CH₄。CO 或 H₂ 可燃氣體會在燃燒區與氧反應燃燒，而放熱燃燒反應提供後續之氣化吸熱反應與煤灰乾燥所需之能量。由於氣

化區已將所有氧氣消耗完畢，因此在氣化區上方的燃料只能受熱而產生熱解現象，而熱解通常伴有去揮發化作用，所以氣化區上方稱為去揮發化區。由於熱解需要相當多之熱能，所以乾燥區只剩少許的熱量能將燃料中的水份烘乾。流體化床式氣化爐使用尺寸較小的煤粒及較快之氧化劑流速，氣體易於在煤粒空隙處流通，並使煤粒在一定區間內浮動，讓煤料像流體一樣有自由流動之特質。其特點為煤粒與氧化劑接觸面積大，反應速度快(以分計算)，單位時間處理之燃料較多。噴流床式氣化爐之最大特點則為，氧化劑流速可再進一步提高，使用更小粒徑之燃料。而且，進料與進氣口皆位於相同位置，使用主進料口(Primary)及次進料口(Secondary)進氣道同時噴出混合之設計，讓燃料及氧化劑能在進入反應器時達到最佳之預混狀態。

相較於固定床式氣化爐，流體化床氣化爐具有高效率、高熱傳率、低燃燒溫度、低汙染物排放及燃料限制較低之優點【17】。流體化床中的氣體與燃料粒子化學反應屬於多相流反應，包括氣體間的同相反應(Homogeneous Reaction)以及氣體與燃料粒子(Fuel Particles)間的異相反應(Non-homogeneous Reaction)。其燃燒與氣化反應中，反應物方面則包含燃料、惰性粒子，氧化劑方面則是空氣(燃燒過程)及水蒸氣(氣化過程)。在流體化床氣化爐中，進入床體的氣體會以氣泡的形式快速向上通過床體並帶動床體固體粒子均勻攪拌混合。攪拌混合的過

程中，流體與固體粒子彼此相互交換熱量而達到高熱傳率之效果。因此，使得床體溫度趨向均勻分布。而且，由於床體中固體顆粒熱容量較大，導致床體溫度不易劇烈變化。因此，可使燃燒行為穩定，容易進行連續穩定之操作。

流體化床氣化爐可使用多種型態之燃料，具有高度之燃料選擇彈性。除了使用傳統化石燃料時表現優異外，對於低等級之劣質煤炭、含砂石之油頁岩或一般都市固體廢棄物，都可達到很高的氣化效率。此外，液態或氣態之燃料同樣也能在流體化床氣化爐中使用。流體化床氣化爐具有較低之燃燒溫度。一般而言，其燃燒溫度大約為攝氏 850 度，比一般煤燃燒爐低。因此，氮氧化物（NO_x）之排放濃度較低，而硫氧化物（SO_x）可藉由爐內添加石灰石（CaCO₃）吸收。因此，流體化床氣化爐具有低污染物排放之特性。

流體化床之原理如圖 1-4 所示【18-19】，當均勻分布之氣體以低速向上通過由固體顆粒所組成之緻密床時，固體顆粒未受到干擾。然而，當氣體速度加速達到最小流體化速度時，一些顆粒開始懸浮於空氣流中，固體顆粒層就會呈現類似流體的行為，此現象稱之為「流體化」。而具有流體行為的固體顆粒層就稱為「流體化床」。當氣體速度再度提升時，氣泡、旺盛的紊流便會形成，流體化床中的固體顆粒開

始表現出類似液體沸騰的現象，此時稱其為「氣泡式流體化床」。若再將氣體速度提升至挾帶速度，氣泡開始消失而固體顆粒開始被氣流向上挾帶出床體，未完全燃燒的顆粒藉由旋風分離器回收，稱此裝置為「循環式流體化床」。

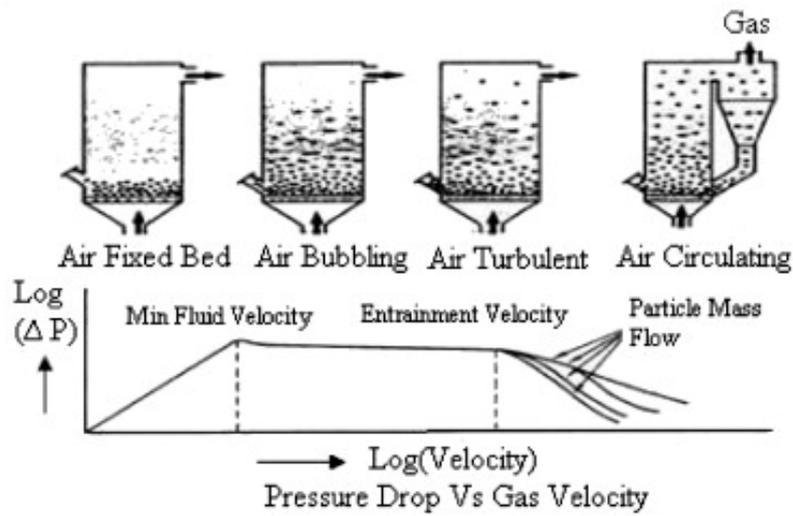


圖 1-4、流體化原理

由流動形式及構造上的不同，可將流體化床分為四類，分別為：氣泡式流體化床(Bubbling Fluidized Bed)、循環式流體化床(Circulating Fluidized Bed)、加壓式流體化床(Pressurized Fluidized Bed)以及雙循環式流體化床(Dual Fluidized Bed)【17】。氣泡式流體化床是最早發展之形式，其操作壓力為常壓，且其氣體速度保持在挾帶速度以下操作。由於氣體速度小於挾帶速度，使得流體化床燃燒爐中可明顯分為下方的流體化床區及床表面以上的乾舷區兩部分。當氣化爐操作時，固體燃料利用重力的特性投入流體化床中燃燒，會在床內因高溫分解成氣

態揮發物及固態之固定碳。固定碳的粒子會留在床內進行碳與氧氣之異相（固體—氣體）氧化反應，而氣態之揮發物會隨著向上的氣流到達上方的乾舷區進行勻相（氣體—氣體）之燃燒反應。燃燒所放出的熱能可藉由設置在爐內的熱傳管產生蒸氣加以回收。由於氣泡式流體化床在燃料之選擇上十分彈性，並可處理不易燃燒之低級燃料或成分複雜之廢棄物。因此，常應用於廢棄物焚化，燃燒生質燃料及多種燃料混合燃燒。

貳、文獻回顧

在循環式流體化床中，氣體速度大於挾帶速度，故部分尚未完全燃燒之固定碳粒子會被高速氣流挾帶離開。粒子隨著氣流一起向上流動之過程中，同時會燃燒放熱。若在上升過程中不足以完全燃燒，則未燃盡之碳粒子會被煙氣出口處之旋風分離器捕捉下來，再集中落回燃燒爐內，使得固體粒子在系統中不斷循環使用。循環式流體化床反應爐之效率非常高，所以這項技術是目前備受矚目之淨煤技術之一。

加壓式流體化床的概念是增加氣體的壓力，使空氣的黏度及密度增加，如此可以降低流體化所需要的氣體速度。與相同尺寸常壓下之流體化床反應爐相比，加壓式流體化床可提高燃料之處理量，但目前仍處於發展階段。雙流體化床之概念則是使負責燃燒之區域與負責氣化之區域(Gasification)隔離。因此，能夠避免焦炭直接與揮發物接觸。Koichi

【20】等人便曾建立燃燒器與氣化爐隔離之雙循環式流體化床，並與未隔離之對照組比對，結果發現燃燒與氣化隔離之雙循環式流體化床有較高之碳轉化率。

而早在 2001 年，奧地利的居興鎮(Gussing, Austria)便與維也納科技大學合作，建立了以木屑為燃料的雙循環式流體化床。居興鎮，原先是一個貧窮的城鎮，沒有高速公路及鐵路，但是擁有廣闊的森林，佔地約 40%。而在 1990 年代初期開始了一連串的改革，首先是停用

化石燃料，並在 1995 年興建了第一座燃燒木頭的焚化爐發電廠，且在 2001 年時和維也納科技大學合作，建造了熱電共生爐，將木頭轉換成乾淨的氣體以產生電力，大幅的降低了二氧化碳的排放。現今，當地擁有了三座熱電共生廠、四座區域供熱廠、一座太陽能電廠，居興利用當地的資源形成能源自給自足的供應鏈，還能夠提供給附近的社區使用。其中一座熱電共生爐，具有燃燒 8MW 的能力，並產生 2MW 的電力及 4.5MW 的熱能，高達了 81.3% 的效率。【21】

其中，他們的熱電共生爐採用 FICFB (Fast Internal Circulating Fluidized Bed) 的概念，如圖 2-1 所示，將流體化床分成燃燒區及氣化區兩個部份，利用一個斜的通道及固體顆粒來形成一個循環迴路，而氣化區氣化反應所需的熱將由燃燒區提供。因為是在蒸氣的環境下氣化，所以氣化區產生的合成氣幾乎沒有氮氣的存在。燃燒區則是由空氣來進行流體化，和生質燃料進行燃燒，因此，燃燒區出口處的物質的溫度會比入口處還要高，而所產生的煙氣將不會與氣化區所產生的氣體接觸。如此一來，利用兩個有內循環連接的流體化床，我們就可以得到沒有氮氣的合成氣。【22-23】

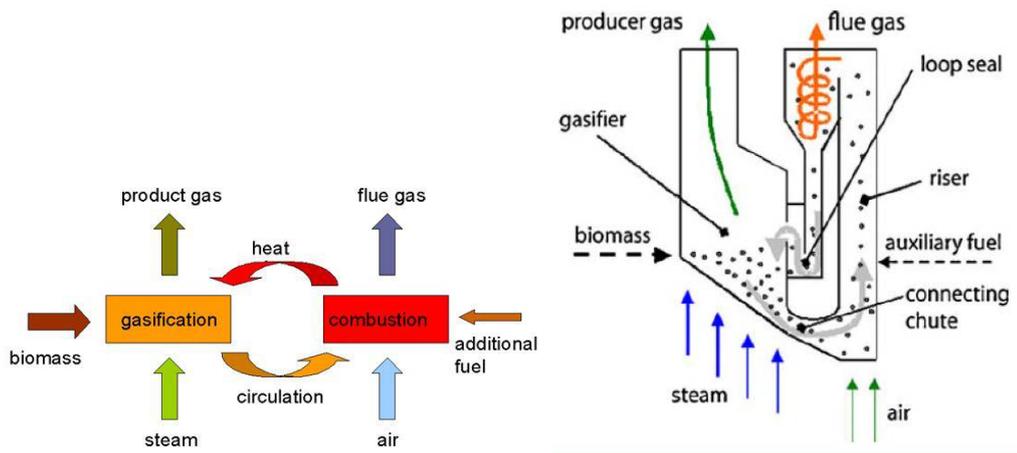


圖 2-1、FICFB 過程【23】

而在煤炭氣化之理論模式研究方面，首先關於煤炭熱解的部分，Anthony 與 Howard【24】曾針對煤炭熱解及碳氫氣化的理論模式作了詳細之探討。在高加熱率環境下，煤粒將產生比 Proximate Analysis 所得之比率還要高的揮發物，同時該文也對等溫及非等溫、一階或高階的熱解率模式作一完整之介紹，並提供了熱解時化學動力模式之主要架構。Agarwal【25】則針對單一煤粒之熱解模式，指出煤粒熱解主要受到化學動力及熱傳因素之影響。對於較大之煤粒而言 ($d_p > 1\text{mm}$)，熱傳成為主要之控制因素，煤粒內部任意點之熱解量僅為此點溫度之函數。Smoot【26】對煤炭氣化理論做了更詳細的定義，考慮了更完整之氣化物理及化學過程，其過程有：

1. 反應物紊性混合 (Turbulent Mixing)
2. 煤粒紊性散佈 (Turbulent Dispersion)
3. 煤粒熱對流加熱 (Convective Coal Particle Heatup)
4. 煤粒熱輻射加熱 (Radiative Coal Particle Heatup)
5. 煤炭去揮發化作用 (Devolatilization)
6. 生成揮發物之氣體反應 (Gaseous Reaction of Volatiles)
7. 焦炭中之異相反應 (Heterogeneous Reaction of Char)
8. 煤渣 (Ash/Slag) 之形成與殘留 (Residue)

Smoot 【27】並針對不同之反應時間、壓力、煤種及氣化後之污染物，作了詳細之理論分析。煤炭之反應過程包含了同相反應 (Homogeneous Reaction) 及異相反應 (Heterogeneous Reaction)。而不同成分間之反應包含了煤炭與 O_2 、 CO_2 及 H_2O 間之反應，其中壓力、煤種、溫度、煤炭性質及氧化劑濃度之不同，皆會影響其反應速率之變化。在高溫之操作條件下，將可增加反應速率及減少氣體及固體之殘留時間，生成較多之合成氣及較少之甲烷氣生成量。在高壓之條件下，可增加煤炭之轉換率及能量釋放之效率。雖然高溫高壓之氣

化反應爐具有較好之反應效能，但在反應爐之設計上會有較高之困難度及較多之成本。Neogi 等人【28】針對實驗用之流體化床（Fluidized-Bed）氣化爐作了實驗及理論分析。考慮化學反應及固-氣相之質傳熱傳在等溫系統中的氣化過程，以簡化過之化學反應機構表示，氣相部分考慮 CO_2 , H_2O 與 CO , H_2O 之轉換反應。由於使用之煤粒粒徑很小，故假設熱解反應無限快。其分析結果顯示：當氣流溫度升高時，氣體生成物之生成率相對提高。因其反應時加入水蒸氣氣流，產生之含熱質氣體主要以 H_2 為主。

工研院及台電電研所提出之報告中【29】，曾分析了各種煤氣化反應器之優劣性，並針對溫度與壓力對氣化的影響做了定性之分析。當溫度提高或壓力降低時， CO 及 H_2 之量會提高，而 CH_4 則會減少。由於生成產物中 CH_4 僅佔少數，故一般皆以提高 CO 、 H_2 之量為目標。Kim 等人【30】探討了利用流體化床型（Fluidized-Bed）附加抽風管（Draught Tube）以取得高熱量（High Calorific Value）之生成氣。由於流體化床型式存在著本身因煤破壞而造成相當高之碳損失，以及因旁通管造成部份氣體沒有參與反應之缺失，所以加入抽風管分離兩個反應區（抽風管區與環區）解決此一問題。

在加壓情況下反應之研究方面，Liu 等人【31】針對壓力之大小、

反應之動能變化及焦炭之結構對加壓式噴流床氣化爐所造成之影響進行研究，並與其他文獻進行比較分析。並發現其模擬之結果顯示，分別在常壓與高壓之計算結果與實驗值相當一致，但若直接將常壓之反應動力參數外推(Extrapolate)至高壓情況時，將會高估 15% 左右之碳轉換率，顯示高壓環境下之反應動力參數無法直接從常壓之數據直接外推來獲得。煤炭中若含有較多之揮發性物質，由於快速之熱釋放，將可得到較高之煤炭轉換率。Wall 等人【32】指出壓力對於氣化反應之影響，並指出過往文獻大多著重於實驗分析，較少以計算模擬進行探討；在高壓下將生成高孔隙率之焦炭顆粒(Char Particle)，焦炭結構對於其燃燒室出口殘留量以及煤渣(Ash)之生成量扮演著相當重要之角色。一般而言，在高壓下，煤之顆粒將以較快之速率燃燒，並形成較小之煤渣顆粒。提高反應物之壓力將能夠提昇焦炭之燃燒以及氣化反應速率，此現象可由吸附-脫附機制中獲得解釋。

除上述簡化之數學模式及自行發展之計算程式外，亦有一部份研究是採用泛用型計算流體力學程式進行煤炭氣化氣及之模擬，例如 Skodras 等人【33】以商用軟體 FLUENT 4 模擬泡沫式熔融煤渣(Foaming Molten Slag)氣化反應器之效能，並採用自訂函數描述其氣化現象，同時求解氣化現象之流場及熱傳等方程式。其模擬與實驗比對之結果相當一致，顯示出其所提出之分析模式，對於熔融煤渣氣化

反應器之操作中，乃是一相當實用之分析工具。Zhong 等人【34】採用三維 Eulerian 多相模式，封閉式(Closure Law)顆粒流(Granular Flow)之反應動能模式(Kinetic Theory)，以分析挾帶床之氣-固流場行為；並探討非理想顆粒之撞擊現象之限制對於氣化效能之影響；結果顯示此限制對於氣化之影響相當大，與實驗比較，此限制係數為 0.93 時，方能模擬出其分析之反應器之特性。模擬結果同時顯示，對於煤炭氣化過程中，當噴流氣體流率與流體化氣流量相同之情況下，將有最佳化之氣-固流場模式。此外，從徑向之顆粒分佈可知，氣體阻力以及顆粒撞擊是主導顆粒移動軌跡之主要因素。

早期之軟體只能以較簡略之方式模擬氣化之程序，發展至約 2007 年為止，軟體在氣化方面之模擬才較成熟，例如 Syred 等人【35】指出商用軟體 FLUENT 6.0 已被證實能夠以 Lagrangian 軌跡法分析複雜流場中之燃燒顆粒行為。其對於入口處之固態燃料之燃燒能夠藉由適當調整以獲得初始之流場之空氣動力行為，但若顆粒會流經整個反應器時，此軟體則無法處理。尤其是氣旋式燃燒器(Cyclone Combustors)以及藉由離心力增強之顆粒氣化反應器等情況，此軟體只能藉由改變顆粒之尺寸分佈之方式，即採用破碎(Fragmentation)方式來處理顆粒之氣化或燃燒行為。此篇研究探討將破碎模式納入 FLUENT 分析模式中步驟，並應用至各種不同之反應系統。其結果顯示，採用其納入

之破碎模式能夠在許多計算上有困難之處得到改進，但對於真實破碎條件仍需要建立較佳之反射行為以分析不同形態之實驗系統。最後並指出，其提出之單步破碎模式(Single Step Fragmentation)需要更進一步之擴展，尤其在具有許多微小顆粒之反應器中更需要多步之破碎模式，方能準確的模擬其特性。Grabner 等人【36】以商用軟體 FLUENT 6.2 針對加壓式流體化床(Pressurized Fluidized Bed)氣化概念建立分析模式。其氣化模式乃是採用 Steam/Oxygen 以及褐煤(Lignite)為燃料，氣化量預定為 4800 噸/天(1000MW)，且操作在 33bar 之情況下。以其提出之數值模式探討流場形態，紊流行為，產氣組成，溫度以及熱幅射等現象。並與文獻中類似之流體化床系統相比較得到相符之結果。並指出，為了預測固體之行為、因熱解使得顆粒濃度、顆粒大小改變及表面反應等現象，顆粒的軌跡乃是採用 Eulerian-Lagrangian 模式來描述。當改變總顆粒之質流率時，會發現以反應器高度為函數之壓力降存在。Wang 等人【37】針對挾帶床式氣化爐，在採用不同燃料噴注器情況下，探討其熱傳現象及損壞之情況，並發現錐型燃料噴注器比較容易燒壞。但一但操作時間夠久，兩種燃料噴注器都會損壞，此是因為原先設計用以保護燃料噴注器之防火磚在高溫環境下終將失效，故使燃料噴注器直接暴露在沒有任何保護之反應室中之故。Wang 等人【38】針對挾帶床氣化爐搭配不同紊流模式與去揮發化模型探討

不同模式之計算結果，並發現紊流模式對結果之影響很顯著。在測試的 5 種紊流模式當中，標準的 k-ε 跟 RSM 模式會有一致的結果。而在測試的 4 種去揮發化模式中，單步 (Single Step) 與化學滲出 (Chemical Percolation) 模式會得到適中且一致之去揮發化速率。而改變粒徑大小時之測試中發現，當粒徑變大導致粒子之慣性增加時，噴注之煤粒會與氣流撞擊產生強大之迴流區，該迴流區能夠延長煤粒在氣化爐內之停駐時間。

周【39】用含觸媒之焦炭以探討流體化床之氣化現象。實驗是在一直徑 90 毫米的床體內進行，於不同操作條件下，包括流體化速度，床內溫度，空氣/焦炭比，水蒸氣/焦炭比以及含浸觸媒種類，探討對於生成氣體組成，氣體熱值以及碳轉化率之影響。由實驗結果發現，氫氣與一氧化碳會隨著床內溫度上升而增加；氣化含觸媒焦炭時，碳轉化率與氣體熱值在增加流體化速度與床內溫度時會比不含觸媒焦炭時為高；當增加空氣/焦炭比，碳轉化率會隨之上升，但氣體熱值會減少；當增加水蒸氣/焦炭比時，氫氣與氣體熱值會上升，但碳轉化率會減少。在其實驗中，就焦炭催化氣化反應來說，使用 10% K_2SO_4 + 1% $Ni(NO_3)_2$ 會有最好之催化效果。吳【40】以簡化成份後之氣化燃氣 (CO 、 H_2)，取代天然氣之燃燒，發現了 CO 含量愈多的氣體，可得到較高的燃燒溫度，但也得到較多的 NO 含量，反之亦然。此結

果意味著，天然氣雖有較高的反應熱，但 NO 的生成量亦是不少，而愈少的 CO 含量之氣化燃氣雖然僅能提供較少的燃燒能量，但是卻不會產生較多的 NO 含量，對於能源的利用及環境的保護，有正面的幫助。

國內亦有採用軟體進行氣化爐之模擬，例如楊【41】以 PCGC-3 程式模擬噴流床氣化爐，發現影響煤炭轉換率之重要參數，除 $O_2/Coal$ 、 $H_2O/Coal$ 等參數外，當操作壓力越高時則煤炭轉換率將隨之提高。而當粉煤粒徑越小，其轉換率也相對提高，故操作壓力、粉煤粒徑皆是影響氣化效率之重要參數，該研究並驗證 PCGC-3 程式之可靠性。郭【42】同樣採用 PCGC-3 程式，以三維模式模擬粉煤於上吹式噴流床氣化爐中之燃燒及氣化特性，模擬上吹式噴流床煤炭氣化爐，並與實驗比對以驗證程式之可靠性。接著針對 O_2/C 、 H_2O/C 、粉煤粒徑大小，及氣化爐進給角度進行參數分析。由其結果發現，當改變粉煤負載率使 O_2/C 比例降低時，則會使 CO_2 、 H_2O 生成量減少， CO 、 H_2 及 CH_4 生成量增加。當改變 O_2 量使 O_2/C 比例降低時，則會使 CO_2 、 CO 及 H_2O 生成量減少， H_2 及 CH_4 生成量增加，同時氣化爐內積碳量也會增加。當 H_2O/C 比例增加時，氣相反應區重組反應趨勢會提高，並產生較多之 H_2 ，使得在出口處 CH_4 生成量減少， H_2 生成量增加。另外增加 H_2O/C 比例、渦旋直徑及縮小粉煤粒徑，皆有助於降

低粉煤氣化所需之時間。

由於煤炭氣化技術之應用，可有效降低燃燒煤炭產生之污染對環境造成衝擊，並可應用於高效率複循環發電系統 IGCC 中，以達到 43% 以上之發電效率。雖然國外發展氣化複循環系統已經行之有年，規模已達商業運轉，如美國印第安那州 Wabash River 發電廠。但目前國內煤炭氣化技術之應用屬萌芽發展階段，必須建立氣化爐建造之評估能力。尤其是針對相當複雜之流體化床氣化爐之燃燒及氣化現象，需要建立一模擬分析技術，以探討研究粉煤於流體化床之多相流及複雜之燃燒與氣化現象。

Priyanka 【43-45】 等人成功的模擬了在居興的 8MW 熱電共生爐的氣化區以及燃燒區的二維模型。Thapa 【46】 等人也成功的用商業軟體 Barracuda virtual reactor, VR15 , Eulerian-Eulerian 及 Eulerian-Lagrangian 兩種方法來模擬三維的氣化區模型。Tao 【47】 等人進行了實驗，觀察氣化區的溫度及 steam/biomass 比對氫氣的產量、合成氣的成份、氣化區及燃燒區的碳轉化率以及總碳轉換率，實驗結果發現，氣化區的溫度上升會造成氫氣的產量下降、一氧化碳的產量上升；steam/biomass 比對合成氣的影響並不大；氫氣的產量及氣化區的碳轉換率會在氣化區溫度為 820°C 及 steam/biomass 比為 1.4 時

達到最大值；氣化區的焦油含量會隨著 steam/biomass 比的增加而減少，在 steam/biomass 比從 0.8 上升至 1.4 時最為明顯，其後的變化並不大。Woei【48】等人提到說，在生質能的進料中，純 biosolid 會比純木屑在氫氣的產量上的效果好。Bull【49】提到各種參數對產生的氣體的影響，氣化爐的溫度上升會使得氫氣及一氧化碳上升，而二氧化碳和甲烷下降；壓力的增加會讓二氧化碳和甲烷上升，但是氫氣及一氧化碳下降；steam to biomass ratio 上升會造成氫氣上升(尤其是高溫更明顯)、二氧化碳上升、一氧化碳下降、甲烷，過多的蒸汽會讓更多的能量消耗，但是可以減少焦油的產生；高的當量比會讓熱值下降，因為氫氣及一氧化碳的濃度下降和二氧化碳含量的上升；氣化比例上升會使氫氣、一氧化碳和甲烷的減少，以及二氧化碳和 C₂ 碳氫化合物的增加；燃料的組成中，碳、氫、氧的影響最大，當燃料擁有較多的碳及較少的氧時，可以產生的氫氣是最多的。

Weimer 等人【50】研究指出，揮發物的熱解產物可用特定方程式來計算來近似。參考 Guerrero 等人【51】學術論文，可以得到更準確的尤加利木去揮發後的產物含量。許等人【52】利用尤加利木屑為原料，並建立 30kW 氣泡式流體化床反應器，研究指出，隨 ER 值的上升合成氣 CO、CH₄、H₂ 的含量比亦會隨之增加，而 CO₂ 則反之。當隨溫度提高時，CO、H₂ 的含量比會隨之上升，而 CO₂ 則反之，CH₄、

C_nH_m 則因含量不高使得趨勢不明顯。Kantarelis 等人【53】研究指出 Boudouard 反應與水煤氣反應隨溫度的升高而加快，使生成氣中的 CO、 H_2 含量比增加，其中，Boudouard 反應的重要性會在攝氏 830 度時超越水氣轉化反應。參考由程祖田等人所著的「流體化床燃燒技術及應用」【54】，查看有關揮發物析出的過程，書中指出煤是由一些有機物質和礦物質組成的大分子，隨著溫度的提高煤分子的分子鍵開始出現斷裂，其長鍵的分子會以焦炭的形式存在，短鍵的分子則以揮發物的形式從煤中逸出。

本研究團隊在過去多年之研究中，已針對挾帶床式氣化爐建立含有化學動力反應機制之三維多相燃燒氣化數值模擬分析模式。並針對使用各種紊流燃燒模式，包括：非預混平衡燃燒模式、非預混 Flamelet 燃燒模式、EDC (Eddy Dissipation Concept) 結合 CHEMKIN 化學反應模式、及 FREDM (Finite-rate / Eddy-dissipation) 模式等對模擬準確度之影響進行探討研究。在過去之研究中，並已針對不同煤種及混合生質燃料，模擬分析其在挾帶床式氣化爐之氣化效能。本研究團隊在能源科技及數值模擬方面已有多年之研究經驗，其中包括執行國科會（現為科技部）計畫，針對含有氫氣分離薄膜之薄膜水氣轉化反應產氫技術進行數值模擬分析研究、結合轉化反應器之薄膜蒸氣重組反應器產氫技術研究、模擬分析研究質子交換膜燃料電池(PEMFC)之三維

動態反應流場。因此，本研究團隊將以在流體化床氣化爐建立之分析能力為基礎，並以 Hofbauer 等人之實驗模型【21】為範本，建立雙流體化床氣化爐之氣化區生質燃料數值模擬分析，以及設計優化研究。

參、研究方法與過程

本研究以泛用型商用軟體 ANSYS-FLUENT 來進行模擬計算，由於流體化床氣化爐中粒子數量極多，若使用 Eulerian-Lagrangian 方法將需要大量之計算資源。因此，本研究將以 Eulerian-Eulerian 方法針對流體化床氣化爐之多相流建立分析模式，不同相流場將被視為互相滲透的連續流體來處理，相關物理模型將在下列進行說明。

一、模型假設:

1. 壁面為絕熱且無滑移條件
2. 氣體遵循理想氣體狀態方程式
3. 考慮重力的影響， $g=9.8 \text{ m/s}^2$
4. 氣相物質包含 O_2 、 H_2 、 CO 、 CO_2 、 H_2O 、 CH_4 、 N_2 ；固相包含 Char、 SiO_2 ，並以 SiO_2 作為床質。
5. 不考慮灰(ash)對於氣化爐之影響，元素分析中，燃料所佔有之比例歸於氫氣之中。
6. 生質燃料去揮發反應速率極為快速，因此生質燃料在注入入口附近瞬間完成去揮發過程，所以在數值模擬設定上，本研究假設生質燃料在注入前即已完成去揮發反應，並以焦炭(Char)、揮發物(Volatile)和水蒸汽由入口處直接進入。

二、統御方程式:

在氣相(g)與固相(s)方面將包含質量、動量、能量以及組分守恆方程式【42】:

(一)連續方程式(Continuity Equation)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{V}_g) = \dot{m}_{sg} \quad (1)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{V}_s) = -\dot{m}_{sg} \quad (2)$$

其中， α ：體積分數

v ：瞬時速度

ρ ：密度

\dot{m}_{sg} ：從固相到氣相之質量

其中，氣相密度（理想氣體）採用理想氣體方程式，如下：

$$\rho_g = \frac{P}{RT \sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{W_i}} \quad (3)$$

而對於固相密度而言，其混合密度如下表示：

$$\rho_s = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{Y_i}{\rho_i}} \quad (4)$$

其中， Y_i ：質量分率

ρ_i ：第 i 個組分之密度

(二)動量守恆(Momentum Equation)

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_g \rho_g \vec{V}_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \vec{V}_g \vec{V}_g) = -\alpha_g \nabla P_g + \nabla \alpha_g \cdot \tau_g + \alpha_g \rho_g g + \beta(\vec{V}_s - \vec{V}_g) \quad (4)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_s \rho_s \vec{V}_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \vec{V}_s \vec{V}_s) = -\alpha_s \nabla P_s + \nabla \alpha_s \cdot \tau_s + \alpha_s \rho_s g - \beta(\vec{V}_s - \vec{V}_g) \quad (5)$$

其中， ∇P_s ：顆粒撞擊所造成之固相壓力

β ：相間之交換係數

μ_s ：固體剪切黏性

τ ：應力張量

而應力張量 τ 分為氣相與固相兩種表現方式：

$$\tau_g = \alpha_g \mu_g \left[-\frac{2}{3} \alpha_g \mu_g (\nabla \vec{V}_g) \right] \quad (6)$$

$$\tau_s = \alpha_s \mu_s \left[-\frac{2}{3} \alpha_s \mu_s (\nabla \vec{V}_s) \right] + \alpha_s \lambda_s \cdot \nabla \vec{V}_s \quad (7)$$

式(7)中之 λ_s 為體積黏性(bulk viscosity)，可由 Lun 【55】 等人提出之

形式表示如下：

$$\lambda_s = \frac{4}{5} \alpha_s \rho_s d_s g_0 (1 - e) \left(\frac{\Theta}{\pi} \right)^{0.5} \quad (8)$$

而式(7)中之 μ_s 為固體剪切黏性則可由 Gidaspow 【56】 所列之方程式

表示固相剪切應力之撞擊項(collision part)及動能項(kinetic part)之：

$$\mu_s = \frac{10\rho_s d_s \sqrt{\Theta\pi}}{96(1+e)g_0} \left[1 + \frac{4}{5}\alpha_s g_0(1+e) \right]^2 + \frac{4}{5}\alpha_s^2 \rho_s d_s g_0(1+e) \left(\frac{\Theta}{\pi} \right)^{0.5} \quad (9)$$

固相壓力之定義方式與固體剪切黏性 μ_s 類似，分為撞擊項(collision part)及動能項(kinetic part)：

$$P_s = \alpha_s \rho_s \Theta + 2(1+e)\alpha_s^2 g_0 \rho_s \Theta \quad (10)$$

其中在式(8)、(9)、(10)中出現之符號統一說明如下：

Θ ：顆粒溫度(Granular Temperature)(單位為 ms^{-2})

g_0 ：徑向分布函數(Radial Distribution Function)：

$$g_0 = \left[1 - \left(\frac{\alpha_s}{\alpha_{s,max}} \right)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (11)$$

e ：顆粒之撞擊恢復係數

式(10)中出現之 e 為顆粒之撞擊恢復係數，一般而言， e 在0.8~1.0之間【57】，而本研究所採用之值為0.9。

在動量方程式中，氣-固兩相間存在交互作用，因此氣相與固相間之交換係數(β)也需要考慮，可依 α 之大小決定：

當 $\alpha \geq 0.8$ 時：

$$\beta = \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha_s \rho_s |\bar{V}_s - \bar{V}_g|}{d_s} \alpha_g^{-2.65} \quad (12)$$

當 $\alpha < 0.8$ 時：

$$\beta = 150 \frac{(1-\alpha_g)\mu_g}{\alpha_g d_s^2} + 1.75 \frac{\rho_g \alpha_s |\overline{V}_g - \overline{V}_s|}{d_s} \quad (13)$$

其中：

$$Re_s = \frac{\alpha_g \rho_g d_s |\overline{V}_g - \overline{V}_s|}{\mu_g} \quad (14)$$

當 $Re_s < 1000$ 時：

$$C_d = \frac{24}{Re_s} (1 + 0.15 Re_s^{0.687}) \quad (15)$$

當 $Re_s \geq 1000$ 時：

$$C_d = 0.44 \quad (16)$$

考慮粒子溫度 (Granular Temperature) 來測量粒子的波動動能 (Fluctuating Kinetic Energy)，定義顆粒溫度 Θ_s (Granular Temperature)：

$$\Theta_s = \frac{1}{3} \overline{V_s'}^2 \quad (17)$$

其中， $\overline{V_s'}$ 為固體振盪速度，而瞬時速度 \overline{V}_s (Instantaneous Velocity) 以平均速度 \overline{V}_s (Mean Velocity) 以及振盪速度 (Fluctuation Velocity) 表示：

$$\overline{V}_s = \overline{V}_s + \overline{V_s'}$$

(三) 顆粒流運動理論 (Kinetic Theory of Granular Flow)

固相能量波動 (Solid Fluctuating Energy) 之傳輸方程式，

$$\frac{2}{3} \left[\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s \Theta) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \overline{V}_s \cdot \Theta) \right] = -(P_s I + \alpha_s \tau_s) : \nabla \overline{V}_s + \nabla \cdot k_s \nabla \Theta - \gamma + \phi_s \quad (18)$$

其中：

$(P_s I + \alpha_s \tau_s) : \nabla \bar{V}_s$ ：剪應力所作之功造成振盪能量之增加

$\nabla \cdot k_s \nabla \Theta$ ：擴散之能量(k_s 為擴散係數)

γ ：非彈性碰撞所造成的振盪能量損失

ϕ_s ：氣固間之能量交換 = $3\beta\Theta$ (19)

而(18)式之擴散係數 k_s 可由 Gidaspow 等人【56】之方程式表示：

$$k_s = \frac{150\rho_s d_s \sqrt{\Theta\pi}}{384(1+e)g_0} [1 + \frac{6}{5}\alpha_s g_0(1+e)]^2 + 2\rho_s \alpha_s^2 d_s(1+e)g_0 \sqrt{\frac{\Theta}{\pi}} \quad (20)$$

非彈性碰撞所造成的振盪能量損失：

$$\gamma = 3(1 - e^2)\alpha_s \rho_s g_0 \Theta \left[\frac{4}{d_s} \left(\frac{\Theta}{\pi} \right)^{0.5} - \nabla \cdot \bar{V}_s \right] \quad (21)$$

(四)混合紊流模型(Mixture Turbulence Model)：

混合紊流模型包含紊流動能 k 與其消散率 ε 之傳輸方程式

(Mixture Turbulence Model)：

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m k) + \nabla \cdot (\rho_m \bar{V}_m k) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_k} \nabla k \right) + G_{k,m} - \rho_m \varepsilon \quad (22)$$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_m \varepsilon) + \nabla \cdot (\rho_m \bar{V}_m \varepsilon) = \nabla \cdot \left(\frac{\mu_{t,m}}{\sigma_\varepsilon} \nabla \varepsilon \right) + \frac{\varepsilon}{k} (C_{1\varepsilon} C_{k,m} - C_{2\varepsilon} \rho_m \varepsilon) \quad (23)$$

式(22)與(23)中之 \bar{V}_m 、 ρ_m 項分別混合速度、混合密度，可以下式求

之：

$$\rho_m = \sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i \quad (24)$$

$$\overline{V}_m = \frac{\sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i \overline{V}_i}{\sum_{i=1}^n \alpha_i \rho_i} \quad (25)$$

而紊流黏度 $\mu_{t,m}$ 為：

$$\mu_{t,m} = \rho_m C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (26)$$

紊流動能 $G_{k,m}$ 為：

$$G_{k,m} = \mu_{t,m} \left(\nabla \overline{V}_m + (\nabla \overline{V}_m)^T \right) : \nabla \overline{V}_m \quad (27)$$

而紊流模式中所使用之相關經驗常數如下【58】：

$$C_\mu = 0.09$$

$$C_{1\varepsilon} = 1.44$$

$$C_{2\varepsilon} = 1.92$$

$$\sigma_k = 1.0$$

$$\sigma_\varepsilon = 1.3$$

(五)能量守恆(Energy Equation)

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_g \rho_g H_g) + \nabla \cdot (\alpha_g \rho_g \overline{V}_g H_g) = \nabla \lambda_g \nabla T_g + Q_{gs} \quad (26)$$

$$\frac{\partial}{\partial t} (\alpha_s \rho_s H_s) + \nabla \cdot (\alpha_s \rho_s \overline{V}_s H_s) = \nabla \lambda_s \nabla T_s + Q_{sg} \quad (27)$$

其中， H ：焓

h_{sg} ：氣固兩相間之熱傳系數

Q_{gs} ：氣相轉換至固相之能量 = $-Q_{sg}$

而 Q_{gs} 可由下式取得：

$$Q_{sg} = h_{sg}(T_s - T_g) \quad (28)$$

$$h_{sg} = \frac{6k_g \alpha_s \alpha_g Nu_s}{d_p^2} \quad (29)$$

(六)熱輻射(Radiative Transfer Equation)

而在眾多熱輻射模式中，將選擇最常用之 P-1 Model 【59】。

而熱輻射通量 q_r 為：

$$q_r = -\Gamma \nabla G \quad (31)$$

G 為入射輻射量(Incident Radiation)，與輻射強度有關：

$$G = \int_0^{4\pi} I d\Omega \quad (32)$$

而 Γ 考慮煤炭粒子之影響，以下式表示：

$$\Gamma = \frac{1}{3(a+a_p+\sigma_p)} \quad (33)$$

a ：氣體吸收率

a_p ：粒子吸收係數

σ_p ：粒子之散射率

而考慮粒子項之熱輻射項之傳輸方程式，經過修正為下式：

$$-\nabla q_r = (a + a_p)G - 4\pi \left(an^2 \frac{\sigma T^4}{\pi} \right) \quad (34)$$

(七)成份守恆方程式

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t} (\rho^q \alpha^q Y_i^q) + \nabla \cdot (\rho^q \alpha^q \vec{V}^q Y_i^q) = -\nabla \cdot (\alpha^q \vec{J}_i^q) + \alpha^q R_i^q + \\ \sum_{p=1}^R (m_{pq,i} - m_{qp,i}) + R \end{aligned} \quad (35)$$

其中： R_i^q 為 q 相中 i 成份經由化學反應之生成率

m_{qjpi} 表示方向由 q 相到 p 相，成份 j 與 i 間之質量轉移

R 表示異相反應之反應速率

α^q 表示 q 相之體積分率

Y_{iq} 表示 q 相 i 成份之質量分率

$$\vec{J}_i = -(\rho D_{i,m} + \frac{\mu_t}{S_{ct}} - D_{T,i} \frac{\nabla T}{T}) \quad (36)$$

其中 $D_{i,m}$ 為成份 i 之擴散係數

$D_{T,i}$ 為熱力擴散係數

μ_t 為紊流黏滯係數

S_{ct} 為施密特數 (Schmidt Number)

(八) 紊流反應模式

在本研究中，採用的紊流反應模式為有限速率模式(Finite-Rate Model)架構搭配渦流消散模式(Eddy Dissipation Model)；此模式的特色為考慮兩種反應速率，即為阿瑞尼斯速率式以及紊流混合速率式兩者，實際上採用之反應速率則是由兩者間，反應速率較慢者來決定，如下式所示：

$$R_i = \min(R_{Arrhenius}, R_{Turbulence}) \quad (37)$$

R_i ：生成物產生率

其中，阿瑞尼斯速率(Arrhenius Rate)表示如下：

$$R_{Arrhenius} = \Gamma(v_{i,r}'' - v_{i,r}')k_{f,r} \prod_{j=1}^{N_r} [C_{j,r}]^{\eta_{j,r}'+\eta_{j,r}''} \quad (38)$$

Γ ：第三體(Third Body)

$k_{f,r}$ ：反應 r 的正向速率常數，以 Arrhenius 型式表示：

$$k_{f,r} = A_r T^\beta e^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (39)$$

而紊流混合速率表示式：

$$R_{Turbulence} = v_{i,r}' M_{w,i} A \rho \frac{\varepsilon}{k} \min\left(\frac{Y_R}{v_{R,r}' M_{w,R}}\right) \quad (40)$$

$$R_{Turbulence} = v_{i,r}' M_{w,i} A B \rho \frac{\varepsilon}{k} \left(\frac{\sum_P Y_P}{\sum_j v_{R,r}'' M_{w,j}}\right) \quad (41)$$

其中：

N_r ：反應 r 的化學物質數目

$C_{j,r}$ ：反應 r 中每種反應物或生成物 j 的莫爾濃度

$v'_{j,r}$ ：反應 r 中反應物 i 的化學計量係數

$v''_{j,r}$ ：反應 r 中生成物 i 的化學計量係數

$\eta'_{j,r}$ ：反應 r 中每種反應物或生成物 j 的正向反應速度指數

$\eta''_{j,r}$ ：反應 r 中每種反應物或生成物 j 的逆向反應速度指數

Y_P ：任何產物 P 之質量分率

Y_R ：特定反應物 R 之質量分率

A：經驗常數，為 4.0

B：經驗常數，為 0.5

Γ 對反應速率的淨影響，通常此資料極難得知，故本研究在反應速率計算中忽略第三體影響，其值視為 1 (Unity)。計算初始化後，在 ANSYS-FLUENT 中有限速率渦流耗散模式 (Finite-Rate/Eddy Dissipation Model) 模式中提到，為使反應能產生，會將所有成份之質量分率，在初始設定為 0.01。

(九) 異相反應之反應速率 (Heterogeneous Reaction Rates)

當生質燃料粒子內之揮發物質散出之後，生質燃料粒子表面將會進行異相反應 (Heterogeneous Reaction)，其反應速率 R 可由下式表示：

$$R = k \prod_{i=1}^{NR} \left(\frac{Y_i \rho_{ip} VOF_{ip}}{MW_i} * 1000 \right)^{st} * 10^{-3} \left(\frac{kmol}{m^3 s} \right) \quad (42)$$

其中：

Y_i 表示 i^{th} 成份之質量分率

NR 表示總反應物之數目

ρ_{ip} 表示 ip 相之體積密度 (Bulk density)

VOF_{ip} 表示 ip 相之體積分率

MW_i 表示反應物成份之重量(kg/kmol)

st 表示反應物之化學計量係數(Stoichiometric Coefficient)

$$k \text{ 表示速率常數：} k = A \left(\frac{T_{ip}}{T_{ref}} \right)^b \exp\left(\frac{-E}{RT_{ip}}\right) \quad (43)$$

其中：

T_{ip} 表示 ip 相之溫度

T_{ref} ：參考溫度，通常為 298.15K

三、化學反應動力式

在生質燃料揮發物部份，是利用 ANSYS-FLUENT 的煤炭計算器 (Coal Calculator) 去計算，目前採用之揮發物質為 $C_{16.7}H_{33.4}O_{15.7}N_{0.1056}$ (忽略 S 成份)。

其中，化學反應式包含八條，五條同相反應及三條異相反應；當生質燃料進行熱解之後，將釋放出可燃氣體，並形成固態煤焦(Char)及揮發物(Volatile)【50】。而氣相反應的部份，則包含了同相間的氧化(Oxidation)反應以及水氣轉換(Water Gas Shift)反應，其反應如下：





其中，(R-1)是揮發物熱解的方程式。揮發物熱解產生之物質將繼續進行同相反應如(R-2)至(R-5)。

而煤焦與三種氣體成份進行異相反應，其反應式如下：



表 3-1、化學動力參數表

Equation	Pre-Exponential Factor(A_r)	Activation Energy(J/kgmol)	Reference
(R-2)	2.78e+03	1.2544e+07	【60】
(R-3)	1.05e+05	4.5544e+07	【60】
(R-4)	0.3	1.25e+08	【46】
(R-5)	2.65e-11	2.7353e+08	【46】
(R-6)	76.31	1.88e+08	【61】
(R-7)	76.31	1.88e+08	【61】
(R-8)	79.2	2.18e+08	【62】

四、生質燃料之相關性質

本研究所採用之生質燃料為木屑，表 3-2 及表 3-3 為元素分析【64】

(Ultimate Analysis)和工業分析(Proximate Analysis)，如下表：

表 3-2、生質燃料成份之元素分析(Ultimate Analysis)

Ultimate Analysis	Wt%
C	49.9
H	5.7
O	42.6
N	0.25

表 3-3、生質燃料成份之工業分析(Proximate Analysis)

Proximate Analysis	Wt%
Volatile	76.748
Fixed Carbon	14.32
Moisture	10.5
Ash	1.432

五、氣化爐之實驗模型

本文以 Hofbauer 等人在奧地利建立雙流體化床系統為模擬對象，並以其實驗結果作為模擬之驗證數據，下方為其實驗裝置，如圖 3-1 所示。

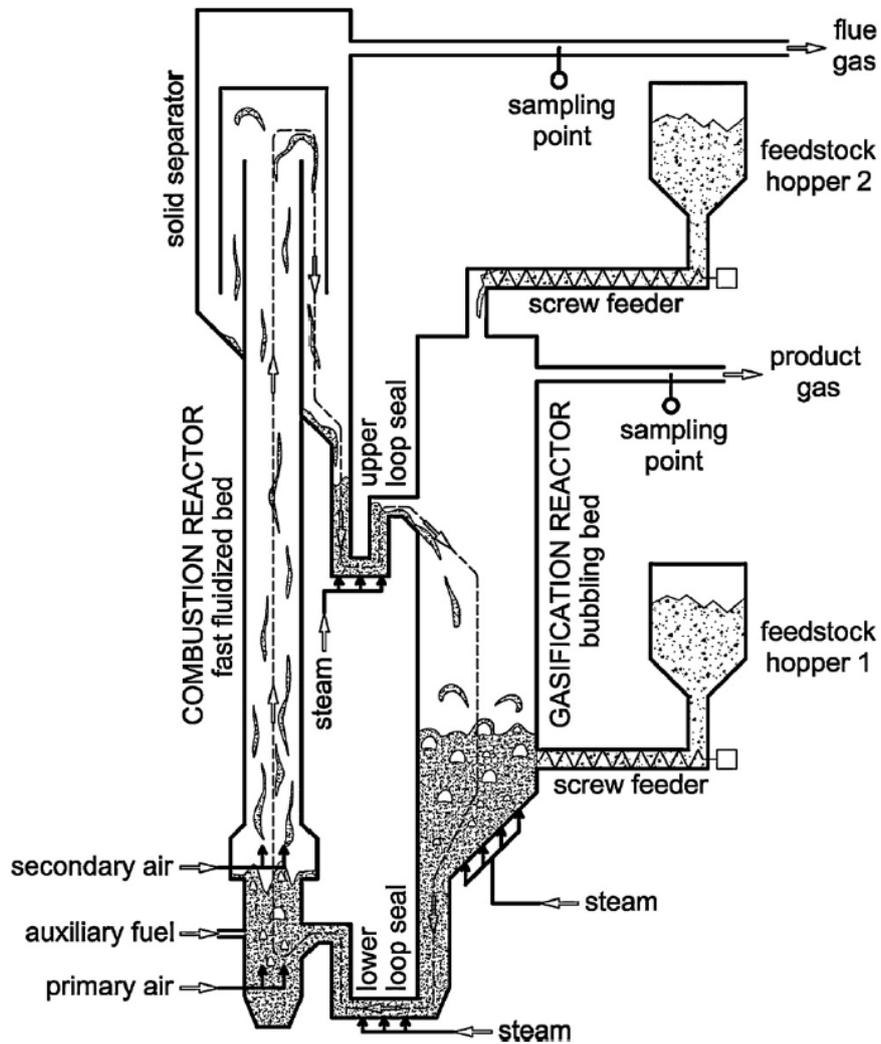


圖 3-1、實驗裝置【63】

在實驗中是採用快速內循環流體化床(Fast Internal Circulating Fluidized Bed, FICFB)的概念來實現間接式氣化技術。FICFB 的概念是將傳統上的流體化床重新分配成兩個區間來實現氣化的效果，分別是氣化區和燃燒區。這兩區域間利用床砂的流動來形成一個循環迴路，由床砂擔任反應所需要的熱載體來提供能量，但氣體則保持分離，分別是燃燒區燃燒後的廢氣以及氣化區反應後的合成氣。循環於兩個流

體化床的床砂物質是作為從燃燒區到氣化區的熱載體。生質燃料被供給到氣化區，在含有蒸汽的環境下氣化；因此，這個區域所產生的氣體幾乎是沒有氮氣存在的。床中的熱載體先是為氣化反應提供熱量，而後與尚未氣化的生質燃料（一般已為焦炭）一同循環至燃燒區，在燃燒區則注入空氣形成流體化，並注入油料進行燃燒反應以提供熱量給循環至此的熱載體。因此，燃燒區出口處的熱載體比在入口處具有更高的溫度。透過床砂的循環流動來達到傳遞能量的效果，而氣體則因為分成兩個區塊而保持分離流動，因此可以得到高品質的合成氣體。

六、氣化爐網格模型及操作條件

本研究為了減少計算時間，因此先採用二維模型來進行模擬，以確認模型設定，後續再行擴展至三維模型，其二維幾何外型如圖 3-2 所示。其中圖的左半部為燃燒區、右半部為氣化區，燃燒區整體高度為 3.9 公尺，氣化區整體高度為 3 公尺，連接燃燒區與氣化區的管長直徑為 0.05 公尺。在燃燒室頂部的檔板用來分離固、氣相，使燃燒後的廢氣與床砂分離。在燃燒區，一次空氣流是垂直注入於燃燒區的底部，而二次空氣流是在距離燃燒區底部 0.2875 公尺處分成兩入口注入，藉此方法使床砂與空氣充分混合。在連接管部分，則會在「U」

形管底端注入水蒸氣使床砂保持懸浮。而在氣化區中，生質燃料入口是在距離氣化區底部 1.02 公尺處注入。整體床砂之初始高度為 1.2 公尺。

本文按照文獻提供之幾何外型，建立計算使用之二維結構網格，如圖 3-3 所示，整體網格數為 15,434，並且整體網格質量都在 0.85 以上。

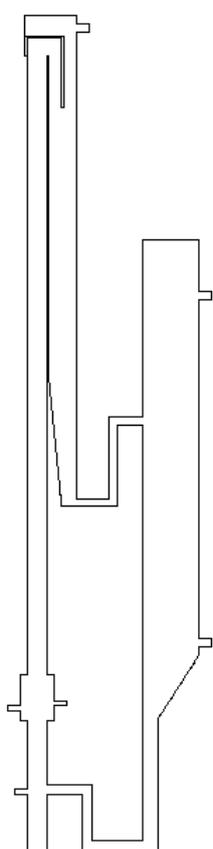


圖 3-2、流體化床氣化爐示意圖

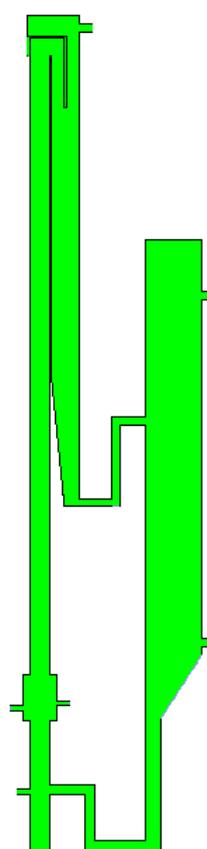


圖 3-3、流體化床氣化爐之網格

肆、主要發現與結果討論

一、氣化爐內部之冷流流場分析

由於本模型兩相流模式採用歐拉模型，因此不同相被視為互相滲透之連續體，在組分的分類上，氣相包含： O_2 、 CO 、 CO_2 、 H_2 、 H_2O 、Volatile、 N_2 、 CH_4 ；固相則包含 SiO_2 以及 $C(s)$ ，並以 SiO_2 作為床砂。

模擬之操作條件如表 4-1，本研究假設生質燃料於入口處極快完成裂解反應，故由入口注入生質燃料裂解後之各成份，各成份之比例來自於生質燃料的元素分析及工業分析，如表 3-2 和表 3-3。

表 4-1、邊界條件類型

一次空氣流入口	Velocity Inlet
二次空氣流入口	Velocity Inlet
水蒸氣入口	Velocity Inlet
生質燃料入口	Mass Flow Inlet
合成氣出口	Pressure Outlet
廢氣出口	Pressure Outlet
壁面	Wall

通過數值模擬計算後，可觀察流場與壓力等分佈圖，由圖 4-1 中可發現從氣化爐到燃燒室的連接管（即下環封）中壓力明顯高於其他區域，是因為在此區有來自氣化區的床砂壓力以及水蒸氣由連接管底端注入的氣體壓力，因此可以將燃燒區和氣化區的氣體有效的隔離。在燃燒區流化床是屬於快速流體化床，因此在此區域固相粒子會被快速挾帶至頂部，而氣化區則是鼓泡流體化床，並於蒸汽注入點進入床砂後，於床砂內產生大量氣泡的形式向上移動，這時氣固兩相會有比較強烈的混合。固相體積分率分佈方面，由圖 4-2 可知固相分率於兩反應器皆呈現，隨著高度增加而漸減之趨勢。

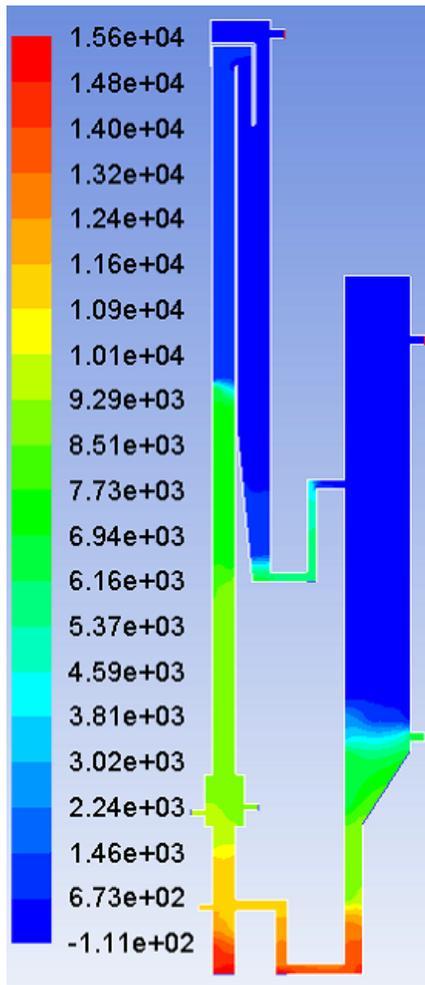


圖 4-1、壓力分佈圖(Pa)

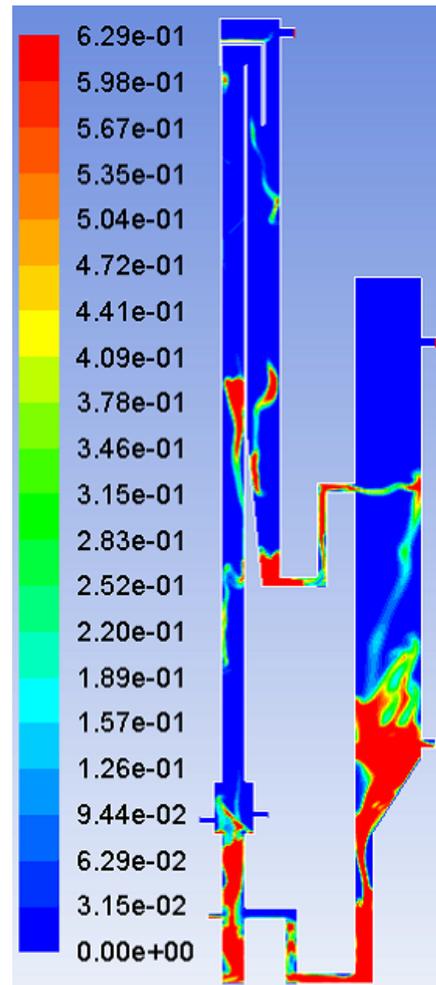


圖 4-2、固相分率圖

固相粒子在上下連接管(環封)的流動情況可以分別由圖 4-3 和圖 4-4 來觀察到，在上部連接管的固相粒子速度場是由燃燒區流向氣化區，而下部連接管固相速度場則是由氣化區流向燃燒區，如此一來這兩區域間將可以利用床砂的流動來形成一個循環迴路，吸收在燃燒區燃燒後的热量再流動至氣化區，並提供能量使氣化反應得以順利進行。

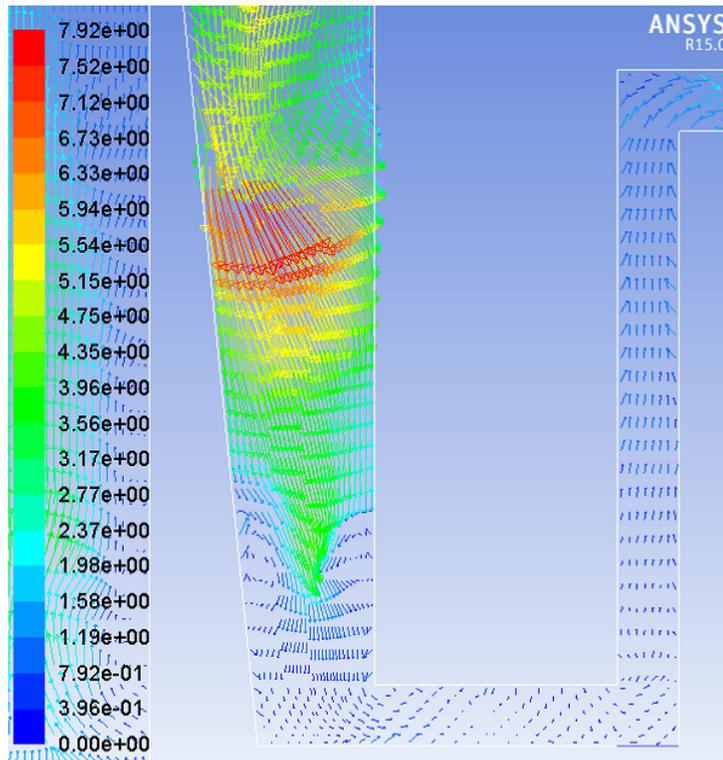


圖 4-3、上部連接管之固相速度場(m/s)

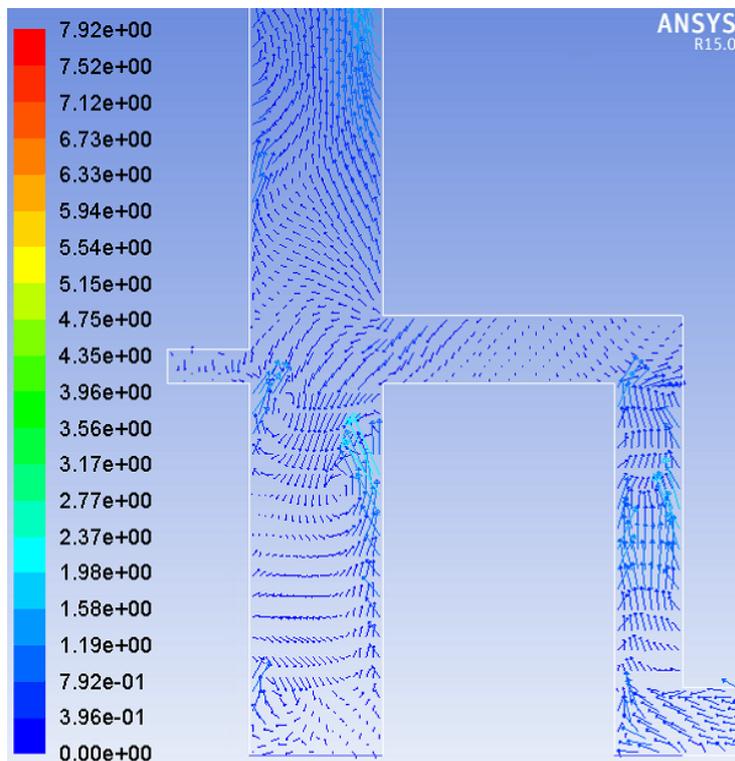


圖 4-4、下部連接管固相速度場(m/s)

在雙流體化床冷流場方面，由圖 4-5 可以看到在 6.8 秒的時候，

燃燒區上部之固相的速度是往上的；為進一步判別此一現象，將固相體積分率圖的顯示的最大體積分率設為 0.001，如果大於 0.001 時，則會以空白來顯示，其於 6.8 秒、7.3 秒與 7.8 秒的結果如圖 4-6 所示。在 6.8 秒的時候固相粒子尚未到達燃燒室檔板上部，但是當時間到達 7.3 秒及 7.8 秒後便可以看到床砂已經開始積累在燃燒室檔板上部，並有部份的床砂會從廢氣出口流出，推測是因為建模時面積大小估算錯誤。

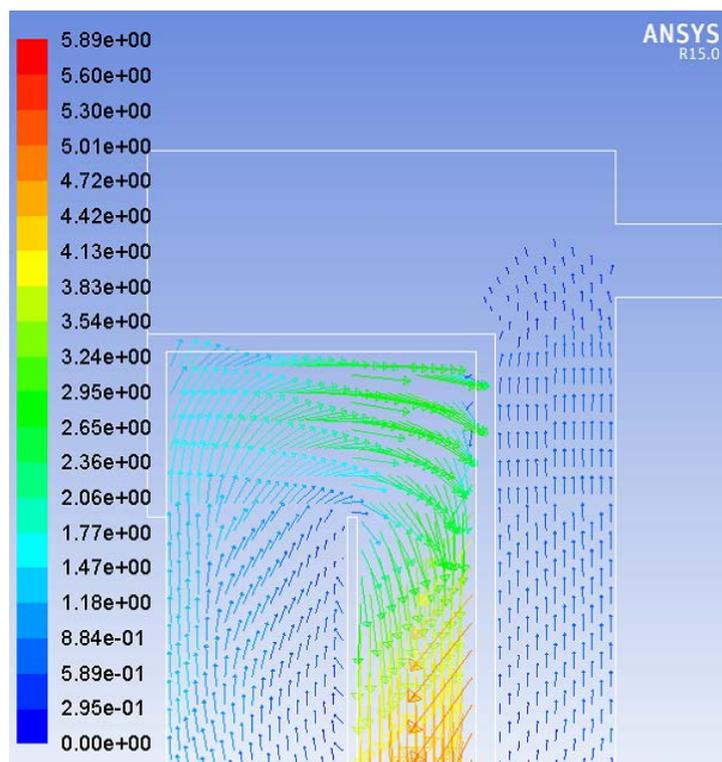


圖 4-5、6.8 秒時，燃燒區上部之固相速度圖(m/s)

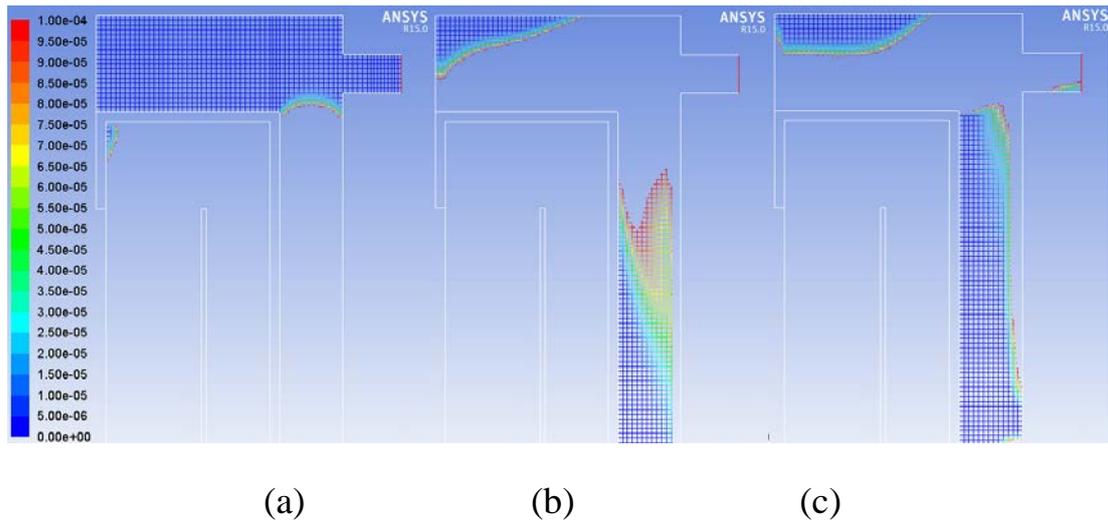


圖 4-6、燃燒區上部之固相體積分率圖 (a)6.8s (b)7.3s (c)7.8s

二、氣化爐內部之多相流流場分析

由於同時於全尺寸計算床砂流動以及化學反應會耗費較高之計算時間，因此本研究先採用分段模擬之方式進行初步結果之獲得。後續確認較佳之模型以及操作參數後，可再經由全尺寸模型運算來進行驗證。其分段模擬之方式，為先採用全尺寸冷模型計算，在不加入化學反應之計算下，藉此計算獲得床砂在兩反應器之循環速率。之後再將此循環速率作為氣化區上連接管之邊界條件，如此即可於化學反應器算時，先省略燃燒區之模擬，可加快計算速度，省卻計算時間。透過數值模擬的計算後，得到了雙流體化床的氣化爐內的化學反應模擬結果，並透過如圖 4-7 所示之網格獨立測試，在出口成份上面雖略有落差，但因為差距不大及為了節省計算時間，所以

選用的網格數為 30,596 的模型作為計算分析之基礎。

由圖 4-8、圖 4-9 及圖 4-10 為 21 秒時的溫度分佈及水氣反應速率分佈，在氣化爐的中間部分，由於水氣轉化反應的進行，並且因為水氣轉化反應是吸熱反應，所以該區域的溫度會下降，而在更下面的地方，因為反應較弱，所以溫度的變化不大，而在圖 4-8、圖 4-9 中可以看到在氣化爐上方會有溫度降低的趨勢，由圖 4-10 可以看到該處有氣化反應發生，但提供熱量的床砂極少甚至是沒有，如圖 4-11 所示，因此沒辦法提供足夠的熱量以維持溫度。由圖 4-12 觀察可得，在下部連接管左方的氣體全部為水蒸汽，以及上部連接管也是充斥著水蒸汽，所以在氣化爐產生反應所得的合成氣並不會經過連接管到達燃燒室去。為了方便比較，將圖 4-13~16 的尺度調整為一樣，其中，觀察這四張莫耳分率圖可以看出氫氣及二氧化碳所佔的比例是較高的，而一氧化碳由於水氣轉化反應的關係，因此所佔的比例較少。

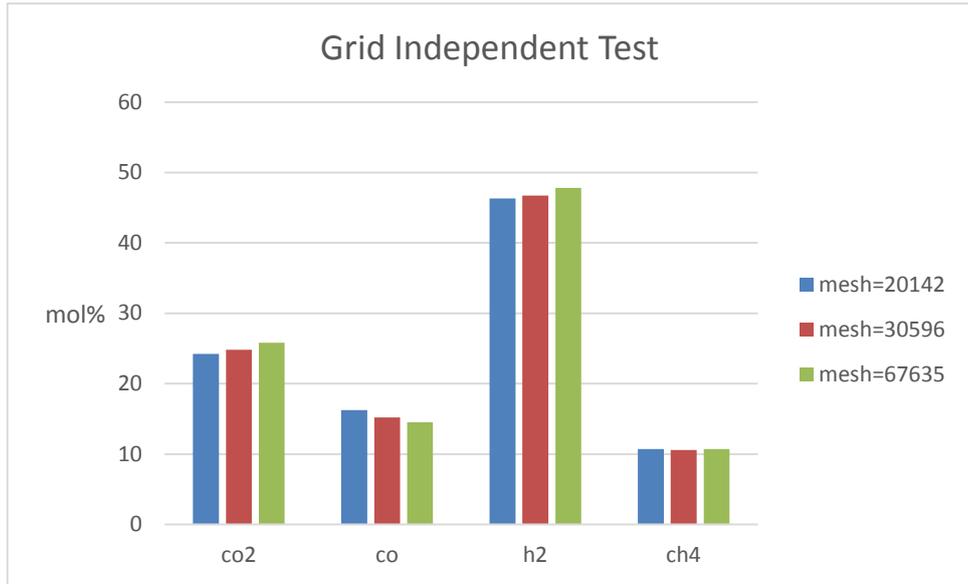


圖 4-7、網格獨立測試

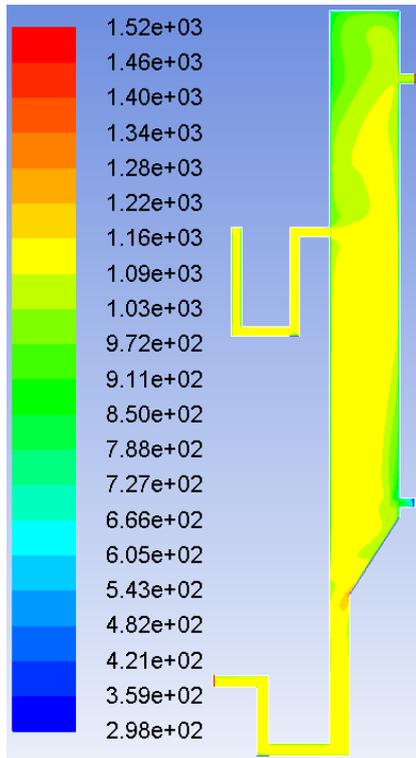


圖 4-8、氣體溫度圖(K)

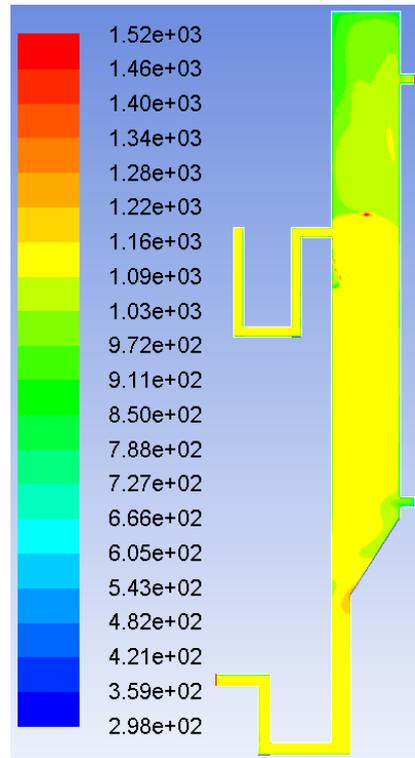


圖 4-9、固體溫度圖(K)

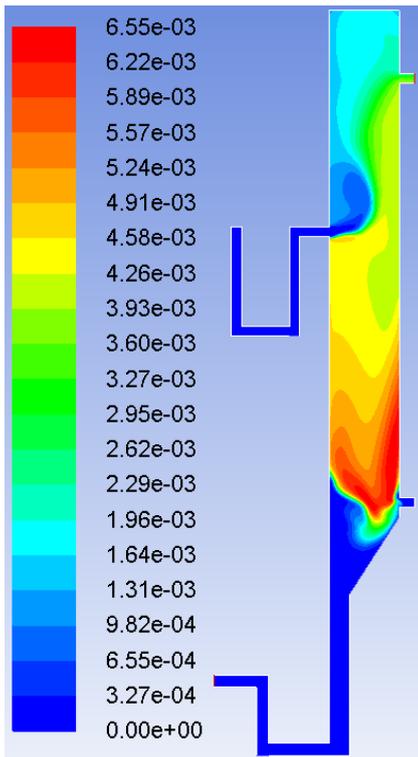


圖 4-10、水氣轉化反應速率圖
($\text{kgmol}/\text{m}^3\text{-s}$)

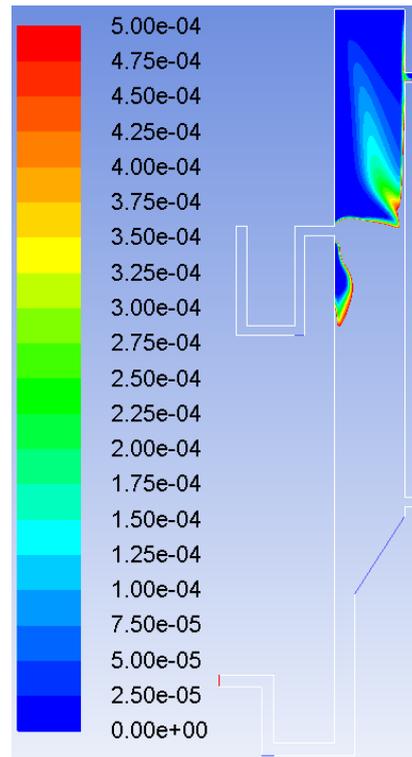


圖 4-11、固相體積分率圖

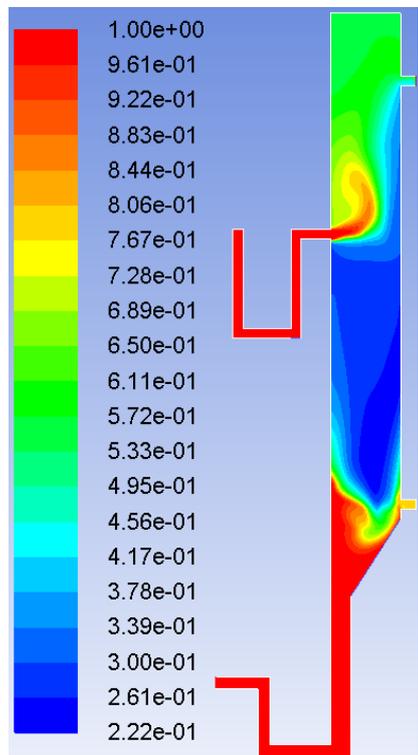


圖 4-12、水蒸汽莫耳分率圖
(mol%)

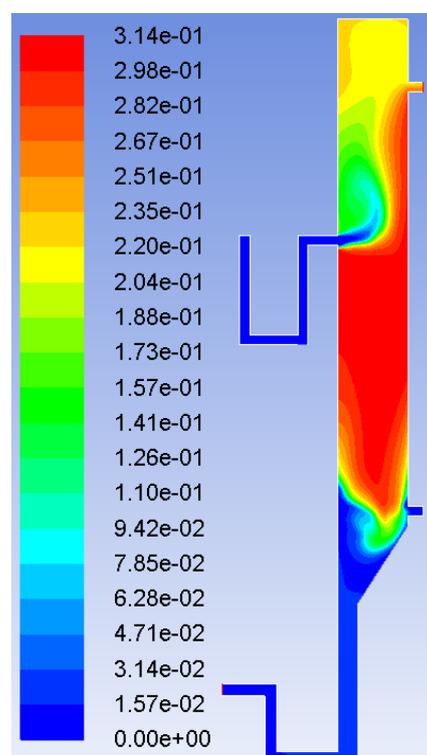


圖 4-13、氫氣莫耳分率圖
(mol%)

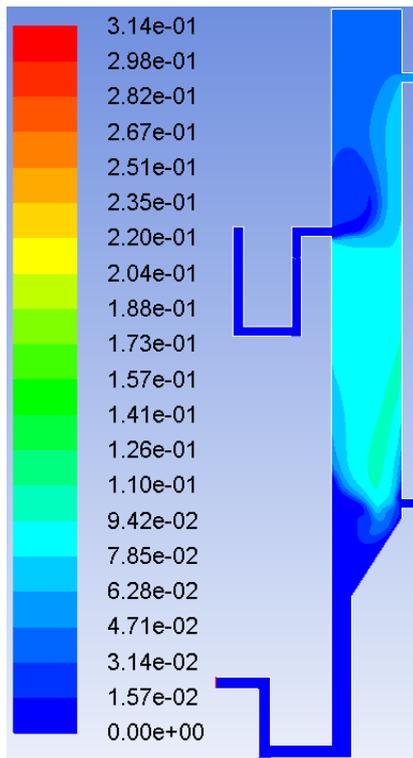


圖 4-14、甲烷莫耳分率圖
(mol%)

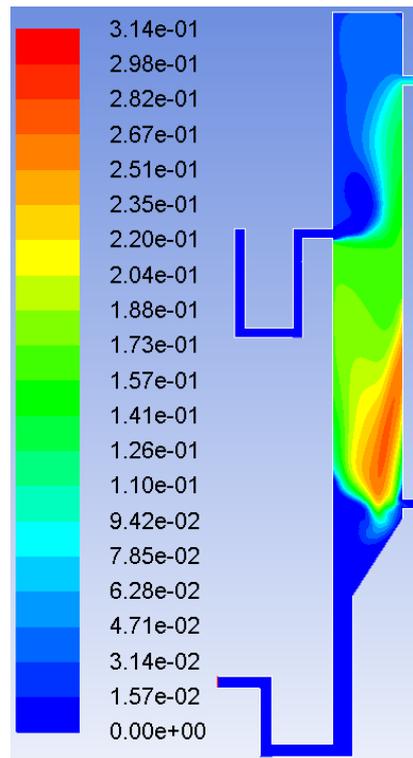


圖 4-15、一氧化碳莫耳分率圖
(mol%)

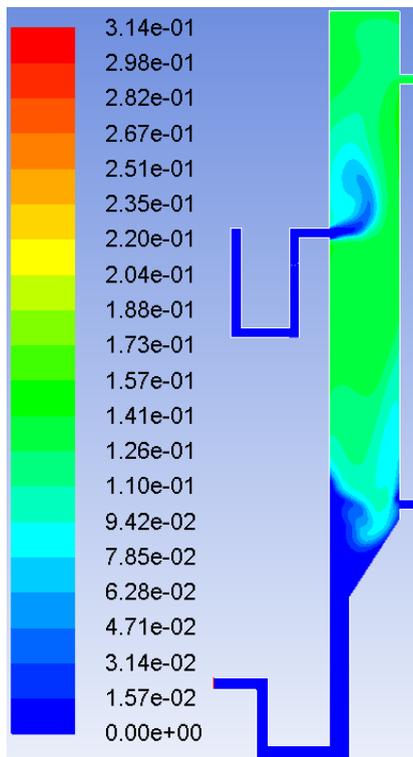


圖 4-16、二氧化碳莫耳分率圖
(mol%)

本研究與參考文獻比對的數據如圖 4-17 所示。由圖 4-17 可以發現，氫氣及二氧化碳的產量略高於實驗值，一氧化碳的產量則略低，推論此乃由於水氣轉化反應的反應速率設定略高於實際試驗之表現，亦或是本研究先採用簡化二維模型模擬所造成之差異，唯其差異量在可接受之區間，而甲烷的產量則與實驗值相當。

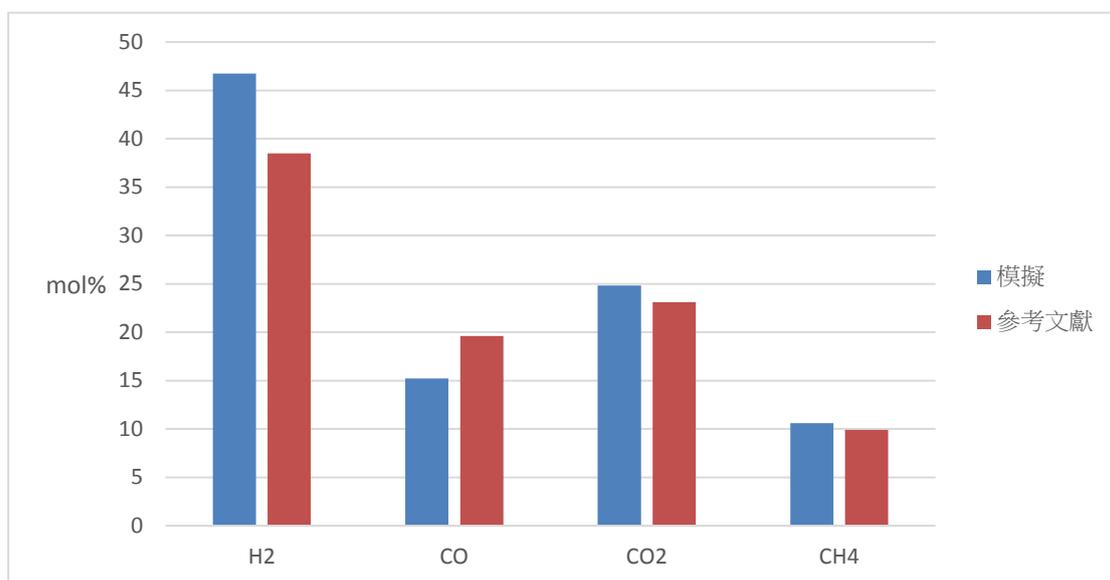


圖 4-17、模擬結果與參考文獻之主要出口氣體成份【64】

三、氣化爐內氣化劑變動對於出口成份之影響

本研究採用水蒸氣與燃料比(SF, steam to fuel ratio)之定義為上連接管所注入的水蒸氣加上氣化爐內所注入的水蒸氣加上生質物所含有的水份之總合除以不含水的生質物所得到之比值。由圖 4-18 可以觀察到當 SF 值變大 (0.9 至 1.1) 時，二氧化碳及氫氣產量會

上升，而一氧化碳則會下降，甲烷則是幾乎沒有變化。

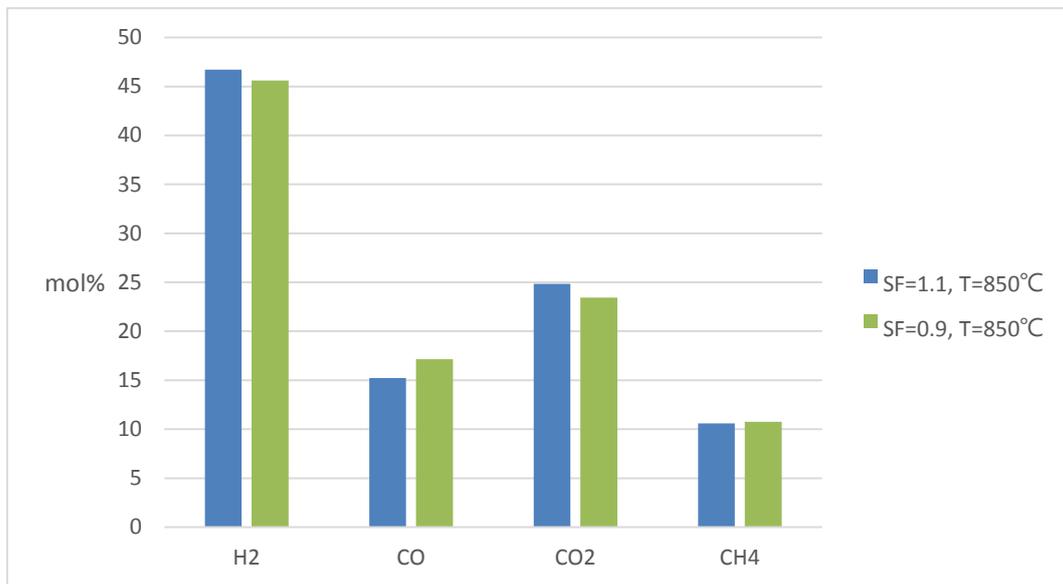


圖 4-18、不同 SF 值之出口成份莫耳分率圖(mol%)

四、床砂由燃燒區進入氣化區之不同溫度對爐內的影響

由圖 4-19 可以觀察到，當床砂進入溫度由 800°C 增加至 850°C 時，其二氧化碳及氫氣產量會下降，而一氧化碳則是上升，甲烷則幾乎沒有變化。顯示溫度增加會抑制水氣轉化反應。

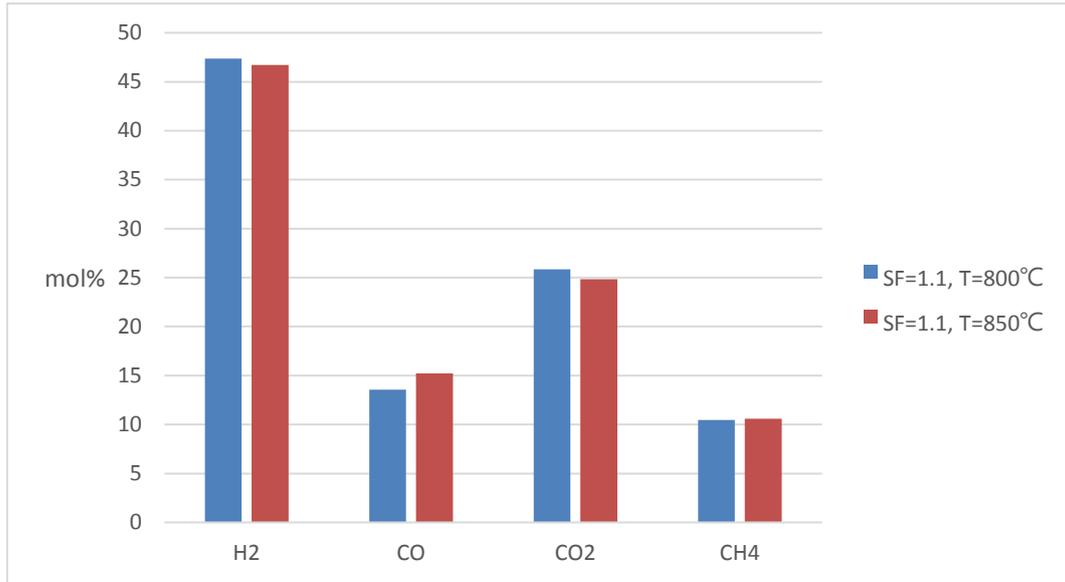


圖 4-19、不同床砂溫度下之出口成份莫耳分率圖(mol%)

五、床砂運動路徑分析

由圖 4-20 可以觀察到，原先的床砂進入氣化爐後會因為速度過大而撞上壁面，經過參照參考文獻後，將原所加入之出口導角設計以及調整上連接管水蒸氣的入口面積以改變速度後，結果如圖 4-21 所示，床砂在進入氣化爐後便不會因為速度過大而直接撞上壁面，而是直接落至下方所堆積的床砂中，而後在三維模型建立中將可以協助模型之建立以獲取更完整之爐內物理現象。

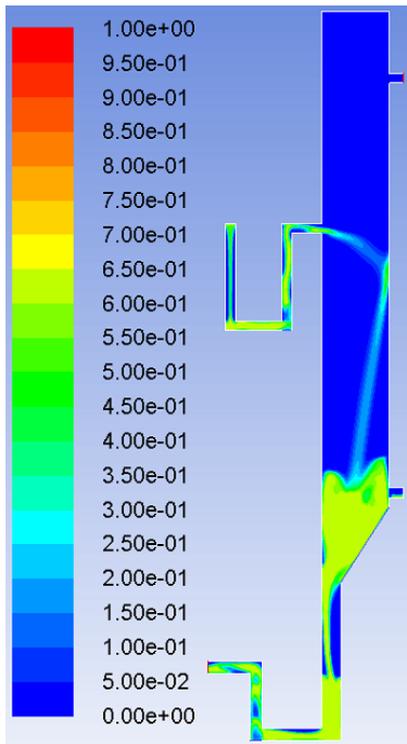


圖 4-20、固相體積分率圖(無加入導角設計)

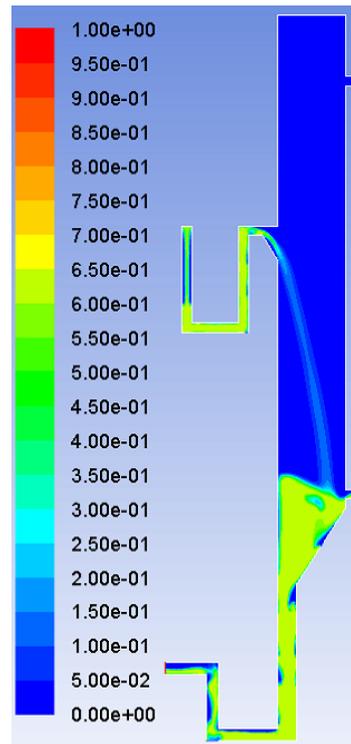


圖 4-21、固相體積分率圖(加入導角設計)

伍、結論

本研究以計算流體力學軟體 FLUENT 做為模擬之計算軟體，模擬分析氣-固兩相流之二維流體化床流場。研究中發現，當蒸汽與生質燃料比提高時，有利於水氣轉化反應的進行；而當床砂溫度提高時，則不利於水氣轉化反應的進行。後續將就整體雙流體化床模型以及三維模型進行模型精進。本文之研究成果歸納如下：

1. 蒐集雙流體化床氣化系統之模擬與實驗等相關參考文獻

達成說明：

完成 64 篇文獻蒐集，於後續工作有助益與驗證之文獻摘錄說明如下：根據 Hermann 等人用 FICFB (Fast Internal Circulating Fluidized Bed) 的概念，可以建立雙流體化床模型以得到沒有氮氣的合成氣。而在模擬方面可以由 Priyanka 及 Thapa 等人所成功模擬的例子來作為參考。

2. 建立雙流體化床氣化系統之氣化爐內冷流場分析模型

達成說明：

在雙流體化床氣化系統之氣化爐內冷流場分析模型方面，本研究跟據 Hermann 等人所建立的雙流體化床模型來建立模型，但為了節省計算時間，因此採用 2D 模型來進行冷流數值模擬。

3. 建立雙流體化床氣化系統之氣化爐內多相流分析模型。

達成說明：

由氣化爐內部的反應速率圖以及氣相的莫耳分率圖可以得知，在氣化方面已經成功的模擬出來，內部的生質燃料以及水蒸氣都有充分的反應，並由網格獨立測試結果，選用網格數 30,596 的模型來進行接下來的驗證。

4. 生質燃料於雙流體化床氣化系統之氣化爐內數值模擬分析並與參考數據之比對驗證。

達成說明：

由模擬結果與參考數據比對驗證後發現氫氣與二氧化碳會高於參考數據值，而一氧化碳則是會低於參考數據值，此一部分可能為水氣轉換反應較快所導致。

5. 氣化爐內氣化劑變動對於出口成份之影響

達成說明：

由模擬之結果可以看出，改變水蒸氣與燃料比對於出口合成氣所造成的影響，當水蒸氣與燃料比上升時，會促進水氣轉化反應，使得二氧化碳及氫氣產量增加，而一氧化碳的產量則是減少。

6. 床砂由燃燒區進入氣化區之不同溫度對爐內的影響

達成說明：

由模擬之結果可以看出，當改變床砂進入溫度時，會造成二氧化碳及氫氣產量下降，而一氧化碳上升，顯示了溫度的增加會抑制水氣轉化反應。

7. 完成雙流體化床氣化系統之雙床流動現象解析

達成說明：

從雙流體化床氣化爐內流場可以觀察到，由氣化區到燃燒室間的連接管之壓力明顯高過其它區域，因此可將燃燒區和氣化區的氣體做有效的分離。另外，根據固相粒子的流動情況可以看出，固相粒子會由氣化區經由下部連接管流至燃燒區，而又從上部連接管流回氣化區，來形成一個完整的循環迴路，因此本研究已成功模擬出雙流體化床氣化系統之雙床流動現象。

柒、參考文獻

- 【1】 Hinrichs RA and Kleinbach M, *Energy: Its Use and the Environment*, Harcourt, Inc., 2002.
- 【2】 Ristinen RA and Kraushaar JJ, *Energy and the Environment*, Wiley, New York, 1999.
- 【3】 Ruth LA, "Energy from Municipal Solid Waste: A Comparison with Coal Combustion Technology", *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 24, pp. 545-564, 1998.
- 【4】 DOE, "Commercial-Scale Demonstration of the Liquid Phase Methanol (LPMEOH) Process", *FETC*, 2000.
- 【5】 洪福亮, "煤炭氣化技術之應用", 2001.
- 【6】 經濟部能源局, *能源統計手冊*, 2015.
- 【7】 工研院能資所研究報告, "氣化複循環發電技術引進的策略規劃", 1999.
- 【8】 台電電力綜合研究所研究報告, "煤炭氣化技術及淨化技術之研究", 1994.
- 【9】 <http://www.power-technology.com/projects/isab/isab1.html>
(2011/03/08 accessed)
- 【10】 周至成, 賴維祥與劉軒誠, "石油焦於固定床式氣化爐之氣化研究", *民航/航太/燃燒學術聯合會議*, 2002.
- 【11】 陳維新, 陳建中, 蔡慶達, 陳建勳, 吳世豐與宋勁賢, "固定床氣化爐中煤炭氣化之探討", *中華民國燃燒學會第十三屆學術研討會*,

pp. 81, 2003.

【12】 Smoot LD and Pratt DT, *Pulverized Coal Combustion and Gasification: Theory and Applications for Continuous Flow Processes*, Kluwer Acad.Publrs, 1979.

【13】 周志成, "石油焦氣化技術研究", 國立成功大學航空太空工程研究所碩士論文, 2002.

【14】 Smoot LD and Smith PJ, *Coal Combustion and Gasification*, Plenum Press, New York, 1985.

【15】 Tree DR, Black DL, Rigby JR, McQuay MQ and Webb BW, "Experimental Measurement in the BYU Controlled Profile Reactor", *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 24, pp. 355-383, 1998.

【16】 鍾文清, "IGCC 發電方式簡介", *技術與訓練* 23 卷, 6 期, 127-133, 1998.

【17】 <http://scitechvista.nsc.gov.tw/zh-tw/Articles/C/0/12/10/1/1420.htm>
(2014/12/05 accessed)

【18】 Singh RI, Brink A and Hupa M, "CFD Modeling to Study Fluidized Bed Combustion and Gasification", *Applied Thermal Engineering*, Vol. 52, pp. 587-588, 2013.

【19】 *Energy Efficiency in Thermal Utilities*, Bureau of Energy Efficiency, Ministry of Power, Government of India, 2005.

【20】 Matsuoka K, Hosokai S, Kuramoto K and Suzuki Y, "Enhancement of Coal Char Gasification Using a Pyrolyzer-Gasifier Isolated Circulating Fluidized Bed Gasification System", *Fuel Processing Technology*, Vol. 109, pp. 43-48, 2013.

【21】 Hofbauer H, Reinhard R, Klaus B, Reinhard K and Christian A, "Biomass CHP Plant Güssing – A Success Story", *Pyrolysis and Gasification of Biomass and Waste*, pp. 527-536, 2001.

- 【22】 Hofbauer H, Veronik G, Fleck T, Rauch T, Mackinger H and Fercher E, "The FICFB – Gasification Process", *Developments in thermochemical biomass conversion*, Vol. 2, pp. 1016-1025, 1997.
- 【23】 Matt S, Liao CH, Reinhard S, Robert C, Richard H and Reinhard R, "Biomass Combined Heat and Power in the Agricultural Processing Sector Using Fluidized Bed Gasification", 2013.
- 【24】 Anthony DB and Howard JB, "Coal Devolatilization and Hydrogasification", *AIChE J.*, Vol. 22, pp.625-656, 1976.
- 【25】 Agarwal PK, "A Single Particle Model for the Evolution and Combustion of Coal Volatiles", *Fuel*, Vol. 65, pp.803-810, 1986.
- 【26】 Smoot LD, "Coal Gasification", *Encyclopedia of Energy Technology and the Environment*, Vol. 4, pp. 769-792, 1995.
- 【27】 Neogi D, Chang CC, Walanwender WP and Fan LT, "Study of Coal Gasification in an Experimental Fluidized-Bed Reactor", *AIChE J.*, Vol. 32, pp. 17-28, 1986.
- 【28】 工研院能資所與台電綜合研究所, "煤炭氣化複循環發電機組可行性研究期末報告", 1991.
- 【29】 Kim YJ, Lee JM and Kim SD, "Coal Gasification Characteristics in an Internally Circulating Fluidized Bed With Draught Tube", *Fuel*, Vol. 76, No. 11, pp. 1067-1073, 1997.
- 【30】 Liu GS, Rezaei HR, Lucas JA, Harris DJ and Wall TF, "Modeling of a Pressurized Entrained Flow Coal Gasifier: The Effect of Reaction Kinetics and Char Structure", *Fuel*, Vol.79, pp.1767-1779, 2000.
- 【31】 Wall TF, Liu Gs, Wu Hw, Roberts DG, Benfell KE, Gupta S, Lucas JA and Harris DJ, "The Effects of Pressure on Coal Reactions During Pulverised Coal Combustion and Gasification", *Progress in Energy and Combustion Science*, Vol. 28, No. 5, pp. 405-433, 2002.

- 【32】 Skodras G, Kaldis SP, Sakellaropoulos GP, Sofialidis D and Faltsi O, "Simulation of a molten bath gasifier by using a CFD code", *Fuel*, Vol. 82, No. 15-17, pp. 2033-2044, 2003.
- 【33】 Zhong W, Zhang M, Jin B and Yuan Z, "Three-dimensional Simulation of Gas/Solid Flow in Spout-fluid Beds with Kinetic Theory of Granular Flow", *Chinese Journal of Chemical Engineering*, Vol. 14, No. 5, pp. 611-617, 2006.
- 【34】 Syred N, Kurniawan K, Griffiths T, Gralton T and Ray R, "Development of Fragmentation Models for Solid Fuel Combustion and Gasification as Subroutines for Inclusion in CFD Codes", *Fuel*, Vol. 86, No. 14, pp. 2221-2231, 2007.
- 【35】 Grabner M, Ogriseck S and Meyer B, "Numerical Simulation of Coal Gasification at Circulating Fluidised Bed Conditions", *Fuel Processing Technology*, Vol. 88, No. 10, pp. 948-958, 2007.
- 【36】 Wang T, Silaen A, Hsu HW, and Shen CH, "Investigation of Heat Transfer and Gasification of Two Different Fuel Injectors in an Entrained Flow Coal Gasifier", *Journal of Thermal Science and Engineering Applications*, Vol. 2, pp. 011001/1-10, 2010.
- 【37】 Silaen A and Wang T, "Effect of turbulence and devolatilization models on coal gasification simulation in an entrained-flsi gasifier", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Vol. 53, pp. 2074-2091, 2010.
- 【38】 周可仲, "含觸媒焦炭在氣固流體化床氣化反應的實驗探討", 大同大學化學工程研究所碩士論文, 2001.
- 【39】 吳建彤, "氣化燃氣燃燒流場之數值模擬分析", 國立成功大學航空太空工程研究所碩士論文, 2002.
- 【40】 楊家瑋, "粉煤氣化之數值模擬分析", 國立成功大學航空太空

工程研究所碩士論文, 2003.

【41】 郭家豪, "粉媒氣化之三維數值模擬分析", 國立成功大學航空太空工程研究所碩士論文, 2005.

【42】 ANSYS , *ANSYS FLUENT 14.0 Theory Guide*, ANSYS, Inc., Southpointe, 2011

【43】 Kaushal P, Pröll T and Hofbauer H, "Model development and validation: Co-combustion of residual char, gases and volatile fuels in the fast fluidized combustion chamber of a dual fluidized bed biomass gasifier", *Fuel*, Vol. 86, pp. 2687-2395, 2007.

【44】 Kaushal P, Pröll T and Hofbauer H, "Modelling and simulation of the biomass fired dual fluidized bed gasifier at Guessing/Austria", *International Conference on Renewable Energies and Power Quality*, 2007.

【45】 Kaushal P, Proell T and Hofbauer H, "Application of a detailed mathematical model to the gasifier unit of the dual fluidized bed gasification plant", *Biomass and Bioenergy*, Vol. 35, pp. 2491-2498, 2011.

【46】 Thapa RK, Pfeifer C and Halvorsen BM, "Modeling of reaction kinetics in bubbling fluidized bed biomass gasification reactor", *International Journal of Energy and Environment*, Vol. 5, pp. 35-44, 2014.

【47】 Song T, Wu J, Shen L and Xiao J, "Experimental investigation on hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds", *Biomass and Bioenergy*, Vol. 36, pp. 258-267, 2012.

【48】 Saw W, McKinnon H, Gilmour I and Pang S, "Production of hydrogen-rich syngas from steam gasification of blend of biosolids and wood using a dual fluidised bed gasifier", *Fuel*, Vol. 93, pp. 473-478, 2012.

【49】 Bull D, "Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants", *A thesis submitted in partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Engineering in Chemical and Process Engineering*, University of Canterbury, 2008.

【50】 Weimer AW and Clough DE, "Modeling a low pressure steam-oxygen fluidized bed coal gasifying reactor", *Chem Eng Sci*, Vol. 36, pp. 549-567, 1981.

【51】 Guerrero M, Ruiz MP, Alzueta MU, Bilbao R and Millera A, "Pyrolysis of eucalyptus at different heating rates: studies of char characterization and oxidative reactivity", *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, Vol. 74, pp. 307-314, 2005.

【52】許弘德, 林士強, 林哲宇, 陳一順與邱耀平, "尤加利木屑於流體化床反應器進行氣化之研究", 第二十六屆燃燒與能源學術研討會, 2016.

【53】 Kantarelis E, Donaj P, Yang W and Zabaniotou A, "Sustainable valorization of plastic wastes for energy with environmental safety via High-Temperature Pyrolysis (HTP) and High-Temperature Steam Gasification (HTSG)", *Journal of hazardous materials*, Vol. 167, pp. 675-684, 2009.

【54】程祖田, "流化床燃燒技術及應用", 中國電力出版社, 2013.

【55】 Lun C, Savage S, Jeffrey D and Chepurniy N, "Kinetic Theories for Granular Flow: Inelastic Particles in Couette Flow and Slightly Inelastic Particles in a General Flow Field", *Journal of Fluid Mechanics*, Vol. 140, pp. 223-256, 1984.

【56】 Gidaspow D, "Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions", Academic Press, London, England, 1994.

【57】 Launder BE and Spalding DB, *Lectures in Mathematical Models of*

Turbulence, Academic Press, London, England, 1972.

【58】 Badzioch S and Hawksley PGW, "Kinetics of Thermal Decomposition of Pulverized Coal Particles", *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, Vol. 9, pp. 521-530, 1970.

【59】 Cheng P, "Two-Dimensional Radiating Gas Flow by a Moment Method", *American Institute of Aeronautics and Astronautics*, Vol. 2, pp. 1662-1664, 1964.

【60】 Wang X, Jin B and Zhong W, "Three-Dimensional Simulation of Fluidized Bed Coal Gasification", *Chemical Engineering and Processing*, Vol. 48, pp. 695-705, 2009.

【61】 Klimanek A, Adamczyk W, Katelbach-Woźniak W, Węcel G and Szlęk A, "Towards a Hybrid Eulerian–Lagrangian CFD Modeling of Coal Gasification in a Circulating Fluidized Bed Reactor", *Fuel*, Vol.152, pp.131–137, 2015.

【62】 Janajreh I and Al Shrah M, "Numerical and Experimental Investigation of Downdraft Gasification of Wood Chips", *Fuel*, Vol.152, pp.131–137, 2015.

【63】 Koppatz S, Pfeifer C and Hofbauer H, "Comparison of the performance behaviour of silica sand and olivine in a dual fluidised bed reactor system for steam gasification of biomass at pilot plant scale", *Chemical Engineering Journal*, Vol. 175, pp. 468-483, 2011.

【64】 Schmid JC, Wolfesberger U, Koppatz S, Pfeifer C and Hofbauer H, "Variation of Feedstock in a Dual Fluidized Bed Steam Gasifier – Influence on Product Gas, Tar Content, and Composition", *Environmental Progress & Sustainable Energ*, Vol. 31, pp. 205-215, 2012.