

行政院原子能委員會
委託研究計畫研究報告

流體化床氣化爐之多相流模式建置與測試

Development and Test of Multi-phase Flow Model for Fluidized-Bed
Gasifier

計畫編號：1042001INER021

受委託機關(構)：國立成功大學航空太空工程研究所

計畫主持人：江滄柳

聯絡電話：06-2757575-63676

E-mail address：jiang@mail.ncku.edu.tw

核研所聯絡人員：簡綉雲

報告日期：104年11月30日

目錄

目錄.....	I
誌謝.....	II
中文摘要.....	III
ABSTRACT.....	IV
壹、計畫的源起與目的.....	1
貳、文獻回顧.....	11
參、研究方法與過程.....	21
一、模型假設.....	21
二、統御方程式.....	22
三、化學反應動力式.....	32
四、煤粒之相關性質.....	34
五、氣化爐網格模型及操作條件.....	35
肆、主要發現與結果討論.....	41
一、氣化爐內部之冷流流場分析.....	41
二、不同 ER 值對於煤炭氣化出口成份之影響.....	43
三、初始靜床高度對氣化爐之影響.....	48
四、水蒸氣與煤碳比對氣化爐之影響.....	51
五、延伸案例研究：核能所氣化爐模擬測試與驗證.....	53
伍、結論.....	58
陸、參考文獻.....	61

誌謝

本研究計畫乃由行政院原子能委員會核能研究所補助經費(1042001INER021)。計畫執行中，承蒙核研所相關同仁之支持、指導及協助，方得以順利完成，謹此誌謝。

中文摘要

粉煤於流體化床氣化爐之燃燒與氣化已成為淨煤燃燒之一重要技術。因此，本研究以計算流體力學軟體 ANSYS FLUENT 為基礎，針對粉煤於流體化床氣化爐之燃燒與氣化現象，建立一三維多相流數值分析模式。此模式考慮多相反應流場中之熱輻射效應、顆粒/氣相流交互作用、紊流效應以及氣相與固相化學反應。本研究並已針對揮發物及焦炭之燃燒及氣化反應，精進流體化床氣化爐之化學反應多相流分析模式，且進行氣化爐操作參數之測試及分析。此外，在本計畫之延伸研究中，則針對核能所提供之實驗設備數據，進行木屑於流體化床氣化爐內氣化之模擬分析。

Abstract

The technology of combustion and gasification of pulverized coal in a fluidized-bed gasifier is an essential one for clean-coal combustion. In the present study, a three-dimensional multi-phase chemical-reacting flow simulation model has been developed for combustion and gasification of pulverized coal in a fluidized-bed gasifier, based upon the commercial CFD software ANSYS FLUENT. The physical models include the thermal radiative model, the turbulent combustion model, and the char oxidation model. The particle phase is modeled as the granular flow and the interaction between gas-solid phases has been taken into account. The model has been improved for simulating the combustion and gasification of volatile and char. Testing and analyses have been conducted for the sensitivity of operating parameters of a fluidized-bed gasifier. Extended from the present study, a model has been developed to simulate the sawdust gasification process which is being studied experimentally by INER.

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 1988 年的 24.86%提高至 2013 年的 30.2%，年成長率約為 6.61%【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。

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, 8】。

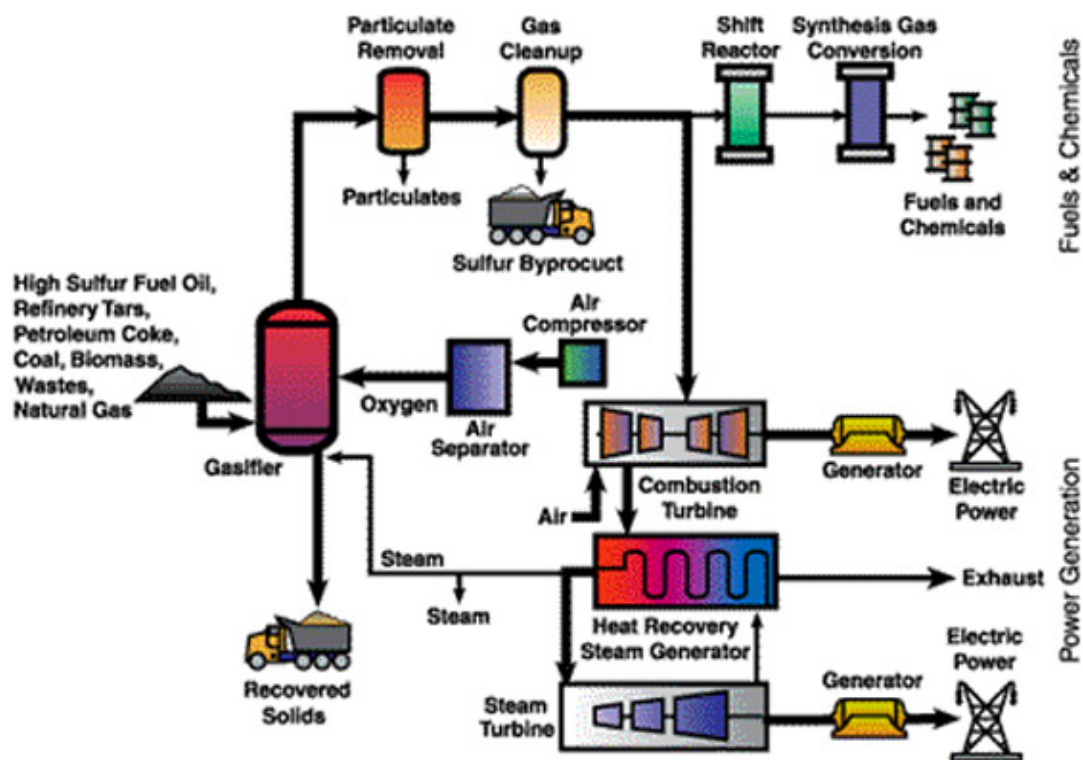


圖 1-1、氣化複循環發電系統【9】

此外，粉煤氣化其除硫率及除氮率約達 90%及 99%，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 2012 年佔 49.01%，至 2013 年，更提高達到 53.7%。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。

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】。煤炭燃燒(Coal Combustion)與煤炭氣化 (Coal Gasification)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。

煤炭之氣化過程十分複雜，其中包含兩個主要步驟，分別為煤炭之熱解與去揮發化 (Pyrolysis and Devolatilization) 及煤焦氧化 (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 CO_2 、 H_2O 及 H_2 進行氧化反應，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。

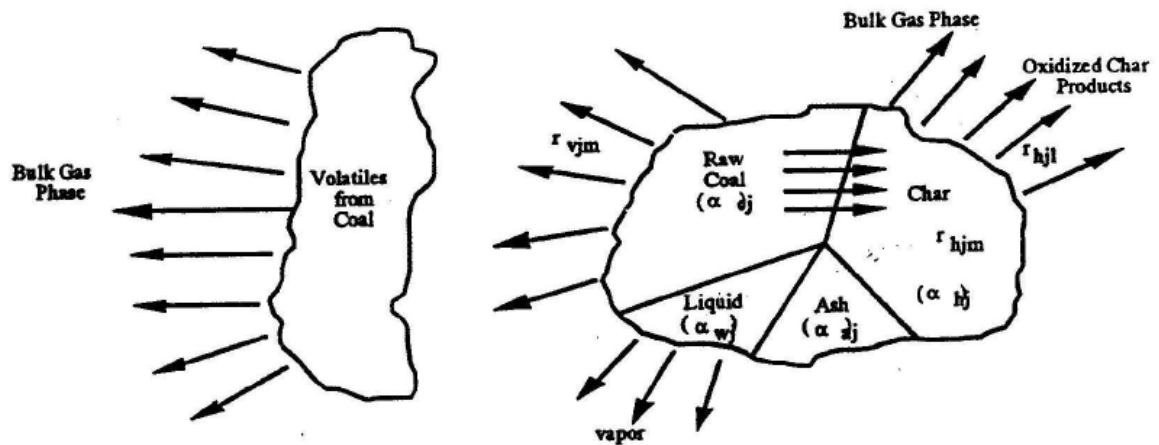


圖 1-2、單煤粒受熱分解示意圖【15】

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。

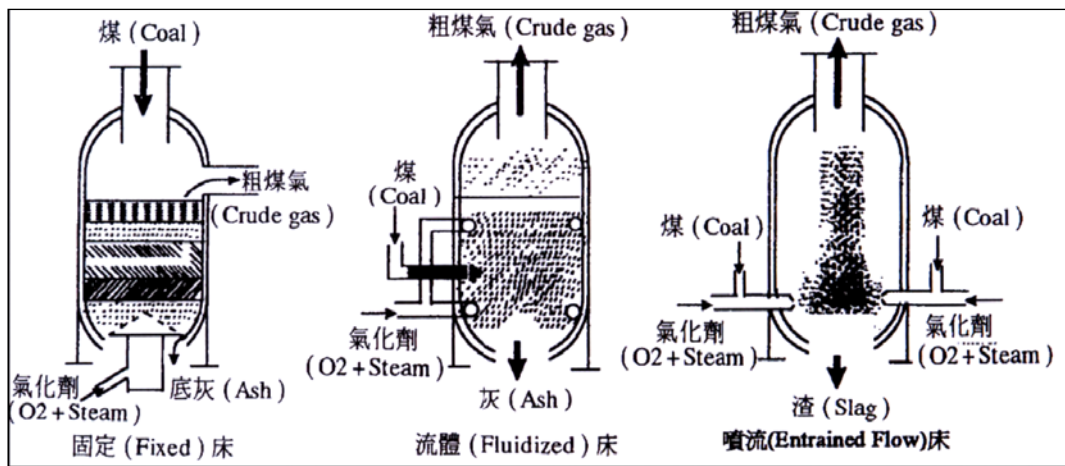


圖 1-3、三種典型氣化爐示意圖【13】

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、煤料尺寸大，反應時間長（以小時計），以及可在高壓操作與最少粉煤燃料預處理之要求，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。氣化區則為碳、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。

挾帶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汙染物排放之特性。

流體化床之流體化示意如圖 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」。

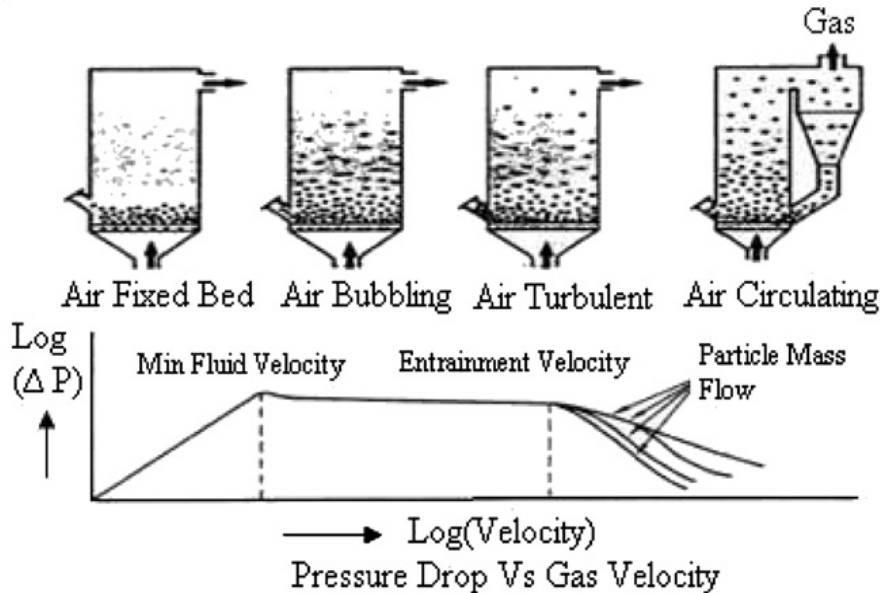


圖 1-4、流體化床流體化示意圖

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(Riser)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 【21】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【22】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【23】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：

- (一).反應物紊性混合 (Turbulent Mixing)
- (二).煤粒紊性散佈 (Turbulent Dispersion)
- (三).煤粒熱對流加熱 (Convective Coal Particle Heatup)
- (四).煤粒熱輻射加熱 (Radiative Coal Particle Heatup)
- (五).煤炭去揮發化作用 (Devolatilization)
- (六).生成揮發物之氣體反應 (Gaseous Reaction of Volatiles)
- (七).煤焦中之異相反應 (Heterogeneous Reaction of Char)
- (八).煤渣 (Ash/Slag) 之形成與殘留 (Residue)

Smoot【23】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【24】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【25】，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【26】探討了利用流體化床（Fluidized-Bed）附加抽風管（Draught Tube）以取得高熱量（High Calorific Value, High CV）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【27】針對壓力之大小、反應之動能變化及炭焦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【28】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煤焦顆粒(Char Particle)，煤焦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煤焦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【29】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【30】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【31】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【32】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，進料量預定為 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【33】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【34】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【35】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【36】以簡化成份後之氣化

燃氣 (CO、H₂)，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【37】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 O₂/Coal、H₂O/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【38】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 O₂/C、H₂O/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 O₂/C 比例降低時，則會使 CO₂、H₂O 生成量減少，CO、H₂ 及 CH₄ 生成量增加。當改變 O₂ 量使 O₂/C 比例降低時，則會使 CO₂、CO 及 H₂O 生成量減少，H₂ 及 CH₄ 生成量增加，同時氣化爐內積碳量也會增加。當 H₂O/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。因此，本研究將針對粉煤於流體化床氣化爐之燃燒與氣化建立一化學反應多相流數值模擬分析模式，以期能提供流體化床氣化爐設計及建造所需之參數資料。

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。執行能源局及核能所計畫，進行水氣轉化反應、煤炭氣化之數值模擬分析。各計畫皆已順利結案，並獲得具體之成果，發表於國內外期刊及研討會上。過去一年，本研究以計算流體力學軟體 ANSYS FLUENT 為基礎，已成功建立煤炭於氣泡式流體化床氣化內氣化之數值分析模式。該計算模式以歐拉-歐拉法處理流體化床氣化爐內氣-固兩相流動，不同相流場將被視為互相滲透的連續流體來處理。模擬所含之物理模型包括煤炭氣化、紊流燃燒模型、熱輻射模型以及顆粒流分子運動論，其中氣相以 $k-\varepsilon$ 紊流模型處理，固相視為顆粒流利用顆粒流分子運動論加以描述。該研究結果已能成功描述氣化爐內之氣化情形，故本研究團隊能以先前在流體化床氣化爐建立之分析能力為基礎，順利執行本提案計畫，完成流體化床氣化爐操作參數

分析與設計之優化研究。

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，並使用其中的 Eulerian Model 處理流體化床之固相流場，因此，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:

- (一).壁面為絕熱且無滑移條件(Non-Slip Condition)。
- (二).假設氣體為理想氣體，遵循理想氣體狀態方程式。
- (三).兩相交作用中，考慮阻力、熱傳以及異相反應(heterogeneous reaction)。
- (四).氣相包含 O_2 、 CO 、 CO_2 、 H_2O 、 N_2 、 CH_4 、 H_2 ；固相包含 Char、 $CaCO_3$ ，並以 $CaCO_3$ 作為砂床床質。
- (五).熱解之部分，由於去揮發反應極為快速，故假設煤炭在入口處已完成乾燥及去揮發過程，小分子如焦煤(Char)、揮發物(Volatile)等由

入口處進入。

(六).不考慮煤渣(ash)對於氣化爐之影響，元素分析中，煤渣所佔有之比例歸於氮氣之中。

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【39】:

(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【40】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【41】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【42】，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：

$$\beta = \frac{3}{4} C_d \frac{\alpha_s \rho_s |\overline{V_s - \overline{V_g}}|}{d_s} \alpha_g^{-2.65} \quad (12)$$

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，

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

其中：

$(P_s I + \alpha_s \tau_s) : \nabla \vec{V}_s$ ：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 等人之方程式表示：

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

非彈性碰撞所造成的振盪能量損失：

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

(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)：

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

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

式(22)與(23)中之 $\overline{V_m}$ 、 ρ_m 項分別混合速度、混和密度，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【43】：

$$C_\mu = 0.09$$

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

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

$$\sigma_k = 1.0$$

$$\sigma_\varepsilon = 1.3$$

(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：

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

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

(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 【44】 降低計算成本。

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

$m_{pq,i}$ 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_i^q 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：

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

R_i ：生成物產生率

其中，阿瑞尼斯速率(Arrhenius Rate)表示如下：

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

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：

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

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

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)。

而本研究為穩態，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)

當煤炭粒子內之揮發物質散出之後，煤焦表面將會進行異相反應(Heterogeneous Reaction)，其反應速率 R 可由下式表示：

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

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：

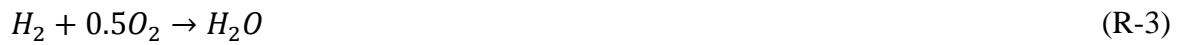
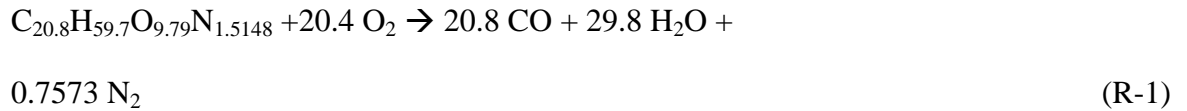
T_{ip} 表示 ip 相之溫度

T_{ref} ：參考溫度，通常為 298.15K

三、化學反應動力式

在煤炭揮發物部份，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 $C_{20.8}H_{59.7}O_{9.79}N_{1.5148}$ (忽略 S 成份)。

其中，化學反應式包含九條，六條同相反應及三條異相反應；當煤粒進行熱解之後，將釋放出可燃氣體，並形成固態煤焦(Char)及揮發物(Volatile)【45】。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)是本研究參考 Weimer AW【45】等人提出之焦炭去揮發反應後各成分的質量分率，並依據 Pablo 等人【46】提出的 Volatile 去揮發反應化學式而得。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)	Reference
(R-2)	1.00E+15	1.3302E+08	【47】
(R-3)	5.16E+15	2.8517E+07	【47】
(R-4)	3.552E+14	1.3053E+08	【47】
(R-5)	2.78E+03	1.2554E+07	【47】
(R-6)	1.05E+05	4.5544E+07	【47】
(R-7)	1.76E+06	1.1296E+08	【48】
(R-8)	76.31	1.8827E+08	【48】
(R-9)	76.31	1.8827E+08	【48】

四、煤粒之相關性質

本研究所採用之煤種(以產地分類)為哥倫比亞煤，表 3-2 及表 3-3 為元素分析(Ultimate Analysis)和工業分析(Proximate Analysis)，如下表：

表 3-2、煤成份之元素分析(Ultimate Analysis)

Ultimate Analysis	Wt%
C	75.3
H	5.4
O	15.6
N	1.8
S	0.4

表 3-3、煤成份之工業分析(Proximate Analysis)

Proximate Analysis	Wt%
Volatile	41.8
Fixed Carbon	54.1
Moisture	2.6
Ash	1.5

五、氣化爐網格模型及操作條件

流體化床的使用，主要在於其床體內所含之固體顆粒與流體的運動使床體內部有良好的傳熱性能，床體內部之溫度相當均勻且易於控制，可使燃燒行為穩定，容易進行連續穩定之操作。而目前燃料的選用上，基於藏量豐富且易於取得的特性，主要是使用煤炭作為燃料，因此本文將針對以煤炭為燃料之流體化床氣化爐進行數值模擬分析。

本文以 Ocampo 【49】 等人之實驗作為模擬之對象，並以其實驗結果作為模擬之驗證數據，在該實驗之中，下方為氣體其實驗裝置如圖 3-1 所示。

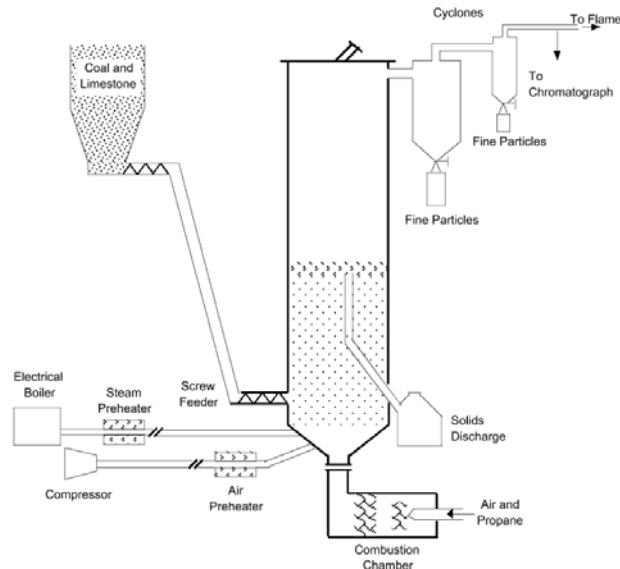


圖 3-1、Ocampo 等人之實驗裝置【49】

於實驗之中，由碳酸鈣組成之砂床藉由下方甲烷燃燒室燃燒後產生之氣體加熱，當砂床達到一定溫度時(可點燃煤炭之溫度)，甲烷燃燒室便會被關閉，而後水蒸氣與空氣透過預熱器加溫後進入氣化爐，煤炭同時採用重力落料的方式進入氣化爐中進行反應，砂床之初始高度為 100 公分。

本研究所模擬之幾何外型如圖 3-2 所示。氣化爐整體高度為 200 公分的圓柱體，空氣及水蒸氣入口(Air and Steam Inlet)直徑為 22 公分。側管則為煤炭之入口(Coal Inlet)，距離底部 30 公分高，砂床之初始高度為 100 公分。

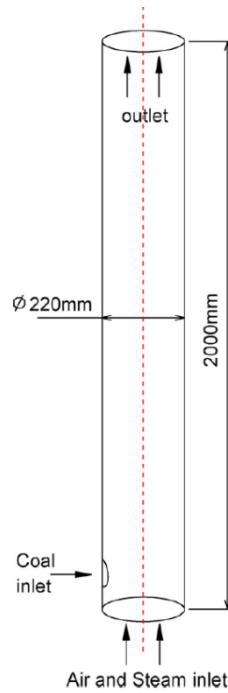


圖 3-2、Ocampo 等人所設計之流體化床氣化爐示意圖【49】

本文按照文獻提供之幾何外型，建立計算使用之三維結構網格，如圖 3-3，圖中藍色部分為入口類型邊界條件，紅色為出口類型邊界條件，白色則為壁面類型邊界條件並假設為絕熱。整體網格數為 74728 且網格質量皆在 0.5 以上。

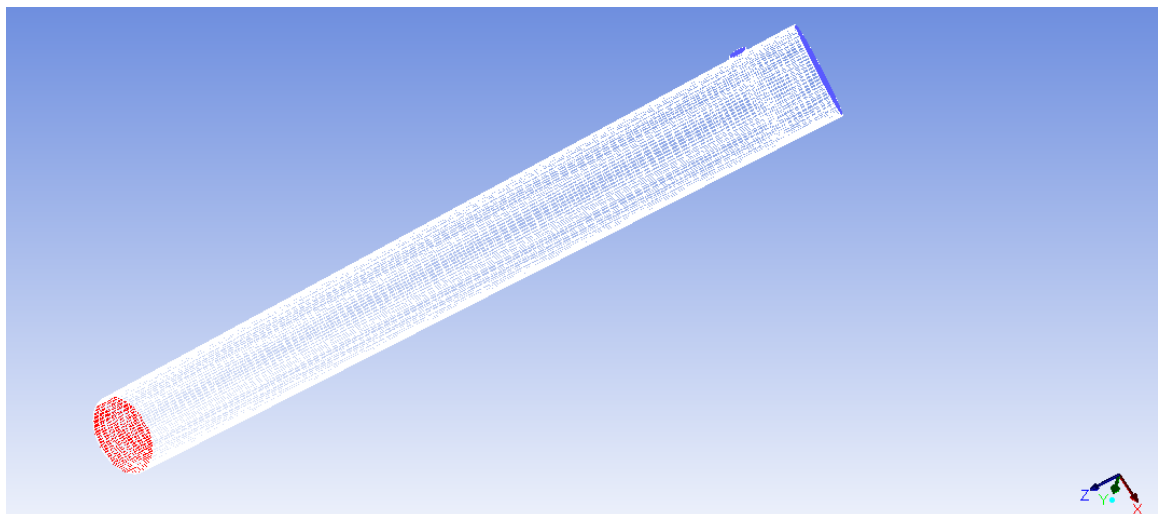


圖 3-3、流體化床氣化爐之網格

由於歐拉模型屬於兩相流問題，不同相被視為互相滲透之連續體，在組分之分類上，氣相包含： O_2 、 CO 、 CO_2 、 H_2 、 CH_4 、 H_2O 、Volatile、 N_2 ；固相則包含 $CaCO_3$ 以及 $C(s)$ ，並以 $CaCO_3$ 作為床砂。

此外，在流體化床之操作中，砂床粒子的粒徑與氣體的流速相當重要，此二值之操作範圍會決定該氣化爐之流體化程度。其中砂床顆粒之區分，如圖 3-4 所示，根據平均粒徑(0.62mm)可知吾人所選定之床砂屬於 B 類，當選定床砂粒子後，氣體流速之操作範圍直接將界定流體化床之種類。

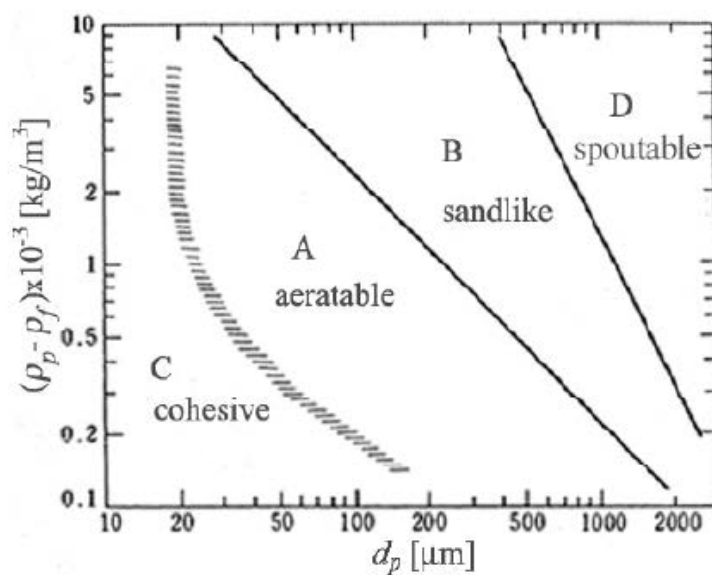


圖 3-4、床砂粒子分類【50】

根據 Bi【51】等人提出之無因次化圖： $Ur^* - Ar^{\frac{1}{3}}$ ，透過此圖可界定流體化床氣化爐之操作範圍，如圖 3-5。

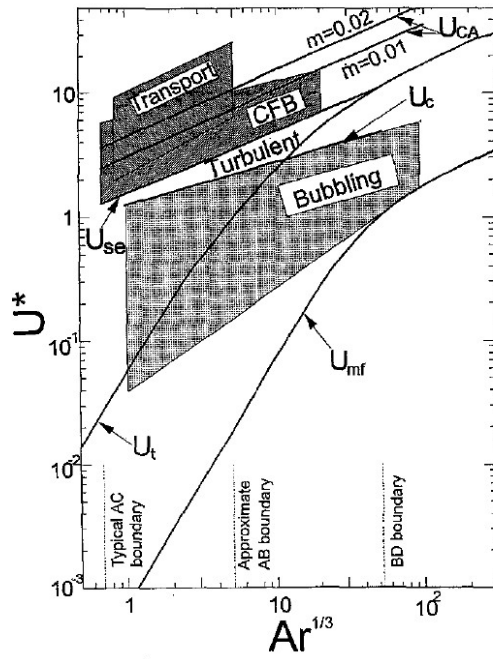


圖 3-5、 $Ur^* - Ar^{1/3}$ 之無因次化圖

其中：

$$Ur^* = U \left[\frac{\rho_g^2}{g\Delta\rho\mu_g} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (55)$$

$$Ar^{\frac{1}{3}} = \left[\frac{\rho_g\Delta\rho g\bar{d}_p^3}{\mu_g^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (56)$$

模擬之操作條件如表 3-4，本研究假設煤炭於入口處很快便完成裂解反應，故由入口注入煤炭裂解後之各成份，各成份之比例來自於煤炭的元素分析，列於表 3-2 與表 3-3。本文所使用之出入口邊界條件列於表 3-5。

表 3-4、操作條件

No.	1	2	3	4	5
Coal feed (kg/hr)	8	6.6	6.6	6.6	8
Air supply (kg/hr)	21.9	12.65	17.0	18.96	17
Steam supply (kg/hr)	4.7	4.7	4.7	4.7	4.7
Air and steam inlet temperature(K)	693	663	663	663	686
Mean particle diameter(mm)	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62
ER	0.286	0.2	0.269	0.3	0.217

在 FLUNT 中邊界條件，吾人所設立之邊界條件類型(Boundary Type) 如表 3-5 所示。其中，入口部分採用 Mass Flow Inlet，出口處則採用 Pressure Outlet，出口壓力值於外界大氣壓力相同(1atm)。

表 3-5、邊界條件類型

空氣水蒸氣入口 (Air and Steam inlet)	Mass Flow Inlet
煤炭入口 (Coal Inlet)	Mass Flow Inlet
出口 (Outlet)	Pressure Outlet
壁面 (Wall)	Wall

初始值部分，固體顆粒起始充滿高 100 公分以內區域之砂床，初始床

溫為 1128K，而出口部分之壓力值與大氣壓力相同。本文所採用之化學反應動力式如表 3-1 所示。

肆、主要發現與結果討論

一、氣化爐內部之冷流流場分析

在本文之計算過程中，為增加計算時之收斂性，會先行計算不含化學反應之冷流場，當基本的流場建立後，再行加入化學反應計算。流場發展情況如下，流體通過床體在兩相間之阻力之作用下，使顆粒向上推動，床體膨脹，導致顆粒間之空隙加大，氣體填滿空隙，氣泡便因此而產生(氣泡係指氣體之體積分率大於固體許多時稱之)。隨後氣體挾帶著粒子向上移動，而由於濃度之差異氣體分子會向周圍擴散，並於壁面形成新的氣泡。氣泡破裂後，粒子將向下掉落撞擊床砂，造成床砂頂部波動。各階段流場之發展如圖 4-1、圖 4-2 及圖 4-3 所示：

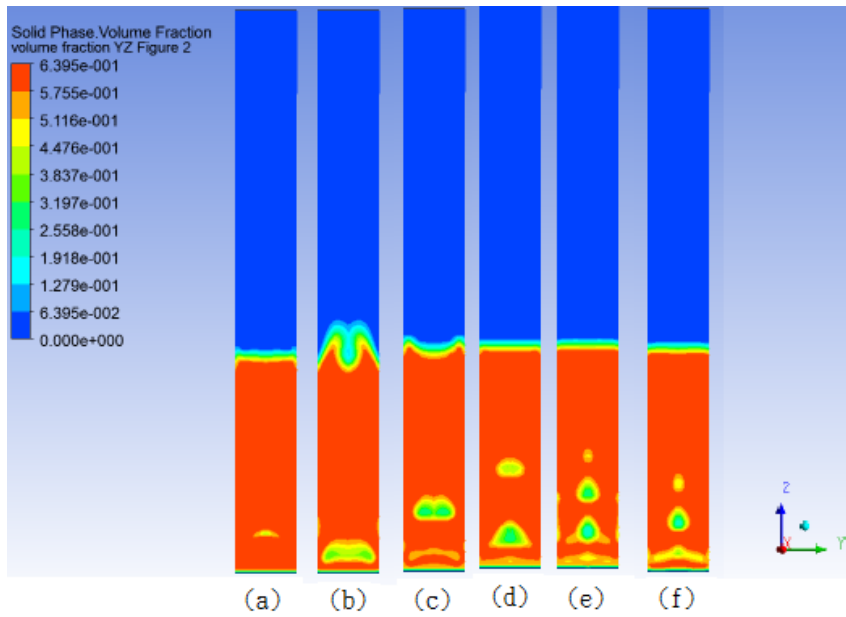


圖 4-1、 $X=0$ 切面之各時間之固相體積分率圖

(a)0.4s(b)0.6s(c)0.8s(d)1.0s(e)2.0s(f)4.0s

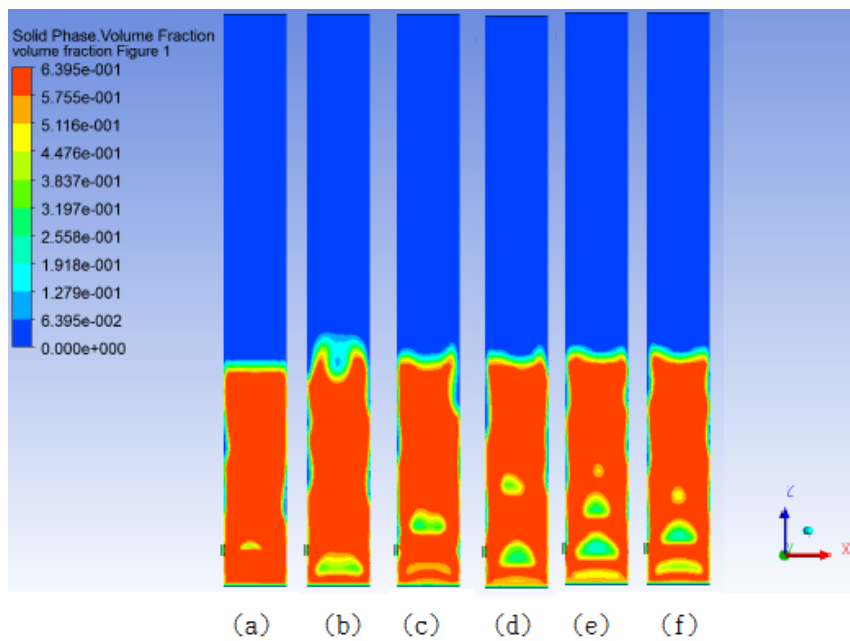


圖 4-2、 $y=0$ 切面之各時間之固相體積分率圖

(a)0.4s(b)0.6s(c)0.8s(d)1.0s(e)2.0s(f)4.0s

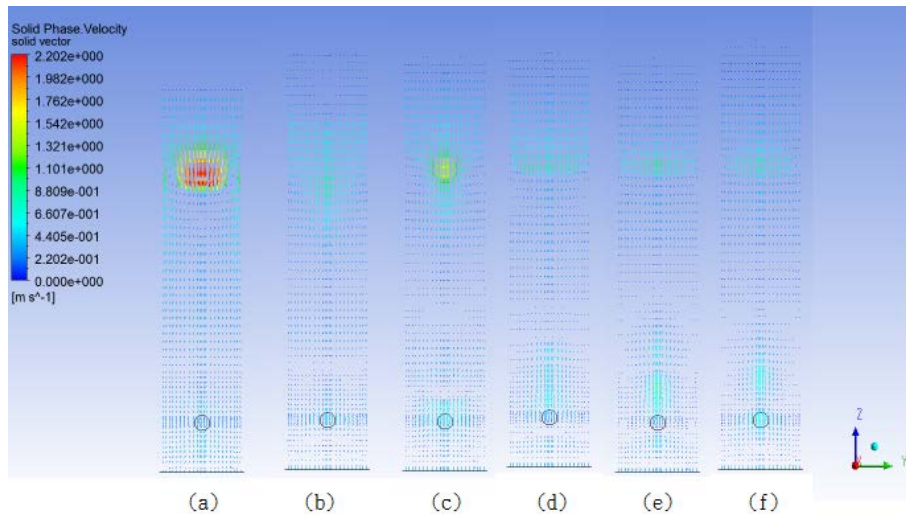


圖 4-3、x=0 切面之固相速度向量圖

(a)0.4s(b)0.6s(c)0.8s(d)1.0s(e)2.0s(f)4.0s

二、不同 ER 值對於煤炭氣化出口成份之影響

由於氣化爐中涉及燃燒、氣化的反應，氧化劑之流量大小對於氣化產氣有直接性之影響。在流體化床中，燃料的供給率以及空氣之提供量可以分開獨立操作，故須有一個判斷的標準來決定燃料與空氣之間的比例，故有了 ER 值的概念，本文中所使用之 ER 值定(Equivalence Ratio)義如下：

$$ER = \frac{(A/F)_{ac}}{(A/F)_{st}} \quad (58)$$

實際應用之流體化床氣化爐其 ER 值約處於 0.2~0.3 之間【52】。為使參數設計之區間符合現實，本文中設計之 ER 值亦落在這個階段，且基於控制變因之故，吾人在設計上 ER 值上採用固定之 S/C 比(水蒸氣質量/煤炭質量)之方式，並取表 3-4 中第三組數據作為對照，該組數

據之 $ER=0.269$ 。而 $ER=0.2$ 及 $ER=0.3$ 之操作條件分別為表 3-4 之第二及第四組數據。

由圖 4-4 之溫度分佈結果可觀察到，床區之溫度是整個氣化爐中高的地方，其原因為入口處之 O_2 濃度較高，而燃燒在此處發生之緣故，隨著高度上升，當氧氣耗盡時反應將以氣化反應為主導，導致流場溫度下降。而隨著 ER 值之變化，床體溫度並無太大差異，可知 ER 值對於床溫影響較小。

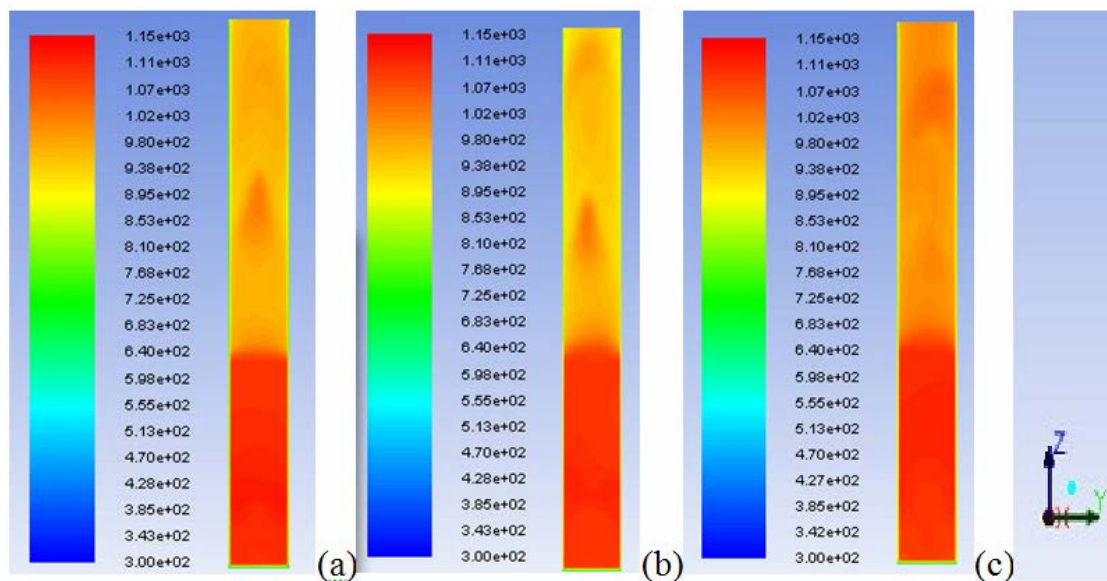


圖 4-4、不同 ER 值下之溫度分佈(K)(a)0.2(b)0.269(c)0.3

水氣轉換反應是平衡氣化爐中各項氣體成份的重要反應，由圖 4-5 的水氣轉換反應速率圖可以得知靠近床砂頂部時，其反應速率較快，乃是因為水氣轉換之反應物濃度 CO 較高之故(O_2 增加燃燒作用使 CO 提升)。由圖 4-6、4-7 可知隨著 ER 值的提高，可以觀察到水氣轉換

順向反應之高反應速率地帶面積擴大，表示 H_2 、 CO_2 的大量生成，然而在稍高之區域，由於 H_2 、 CO_2 濃度較高之故，水氣轉換之逆反應發生反而增加 CO 之濃度。由圖 4-8 發現隨著 ER 值增加，出口處之 CO 濃度也會有所提升， H_2 則呈現下降之趨勢。

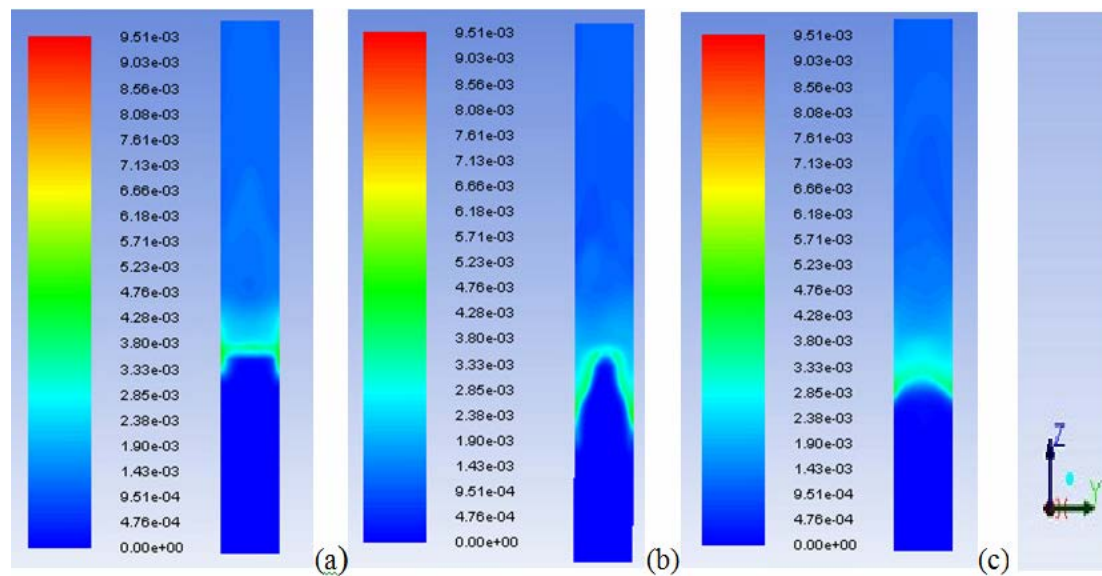


圖 4-5、不同 ER 值下之水氣轉換反應速率分佈 ($\frac{kgmol}{m^3s}$)

(a)0.2(b)0.269(c)0.3

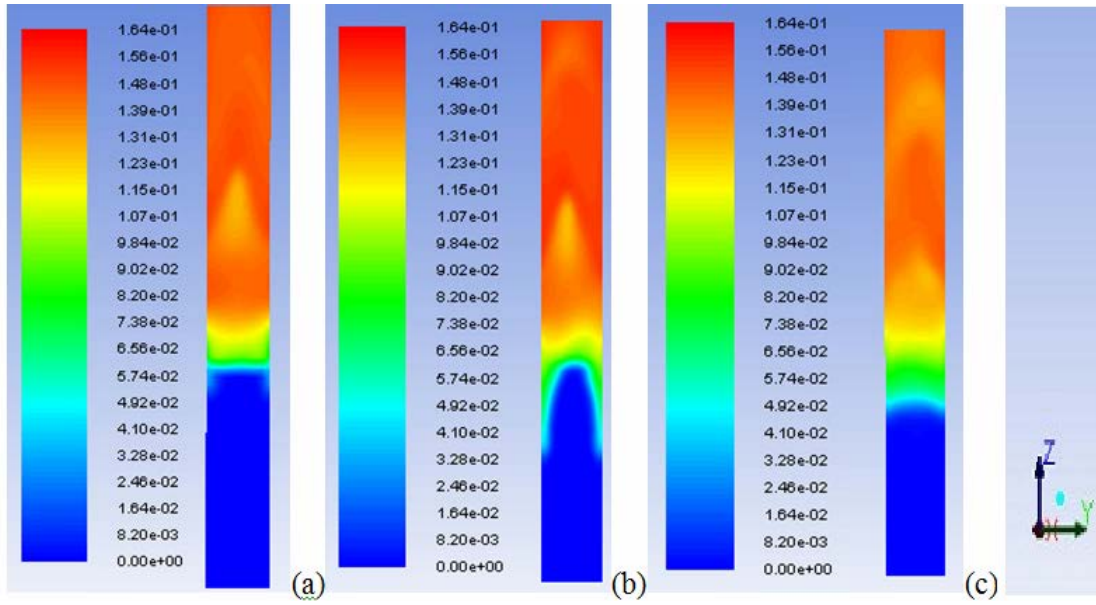


圖 4-6、不同 ER 值下之 CO_2 分佈(mol%)(a)0.2(b)0.269(c)0.3

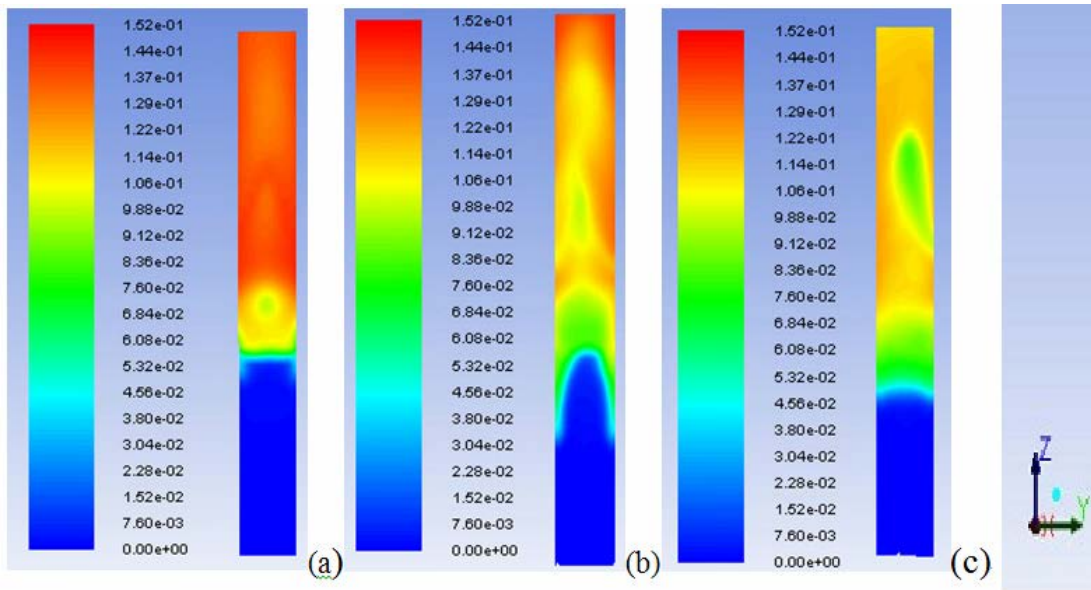


圖 4-7 不同 ER 值下之 H_2 分佈(mol%)(a)0.2(b)0.269(c)0.3

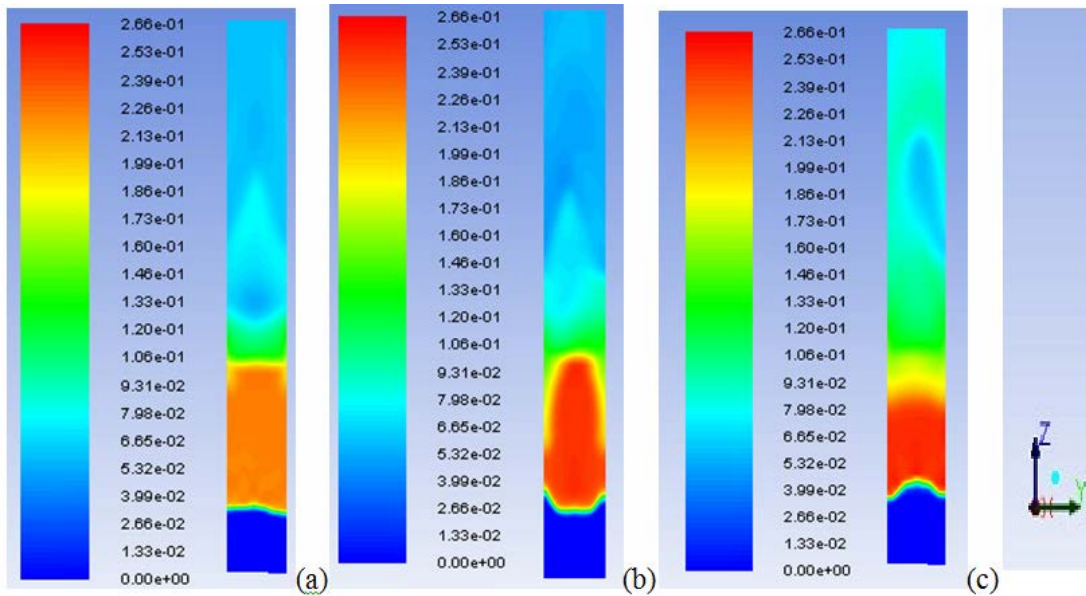


圖 4-8 不同 ER 值下之 CO 分佈(mol%) (a)0.2(b)0.269(c)0.3

在 ER 分別為 0.2、0.269、0.3 的狀態下，來進行模擬測試並將模擬結果進行討論。由圖 4-9 觀察可發現，隨著 ER 值增加，出口處之 CO 濃度也會有所提升而 H₂ 則呈現下降之趨勢。

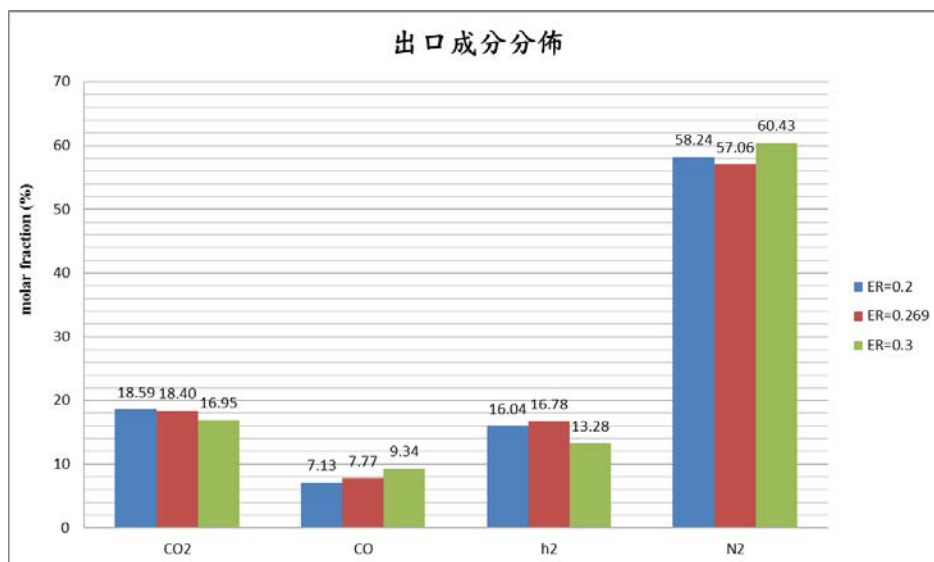


圖 4-9、不同 ER 值下之出口成份分佈

三、初始靜床高度對氣化爐之影響

在 $ER=0.217$ 的狀態下，初始床高分別以高 22、36、50、75、100、125cm 來進行測試並將模擬結果進行討論。由圖 4-10 觀察可發現初始床砂高度對出口氣體莫爾分率影響並不明顯，因此由模擬結果可以驗證，床砂為熱傳的媒介且不參與化學反應，因此對氣體出口成份影響不大。

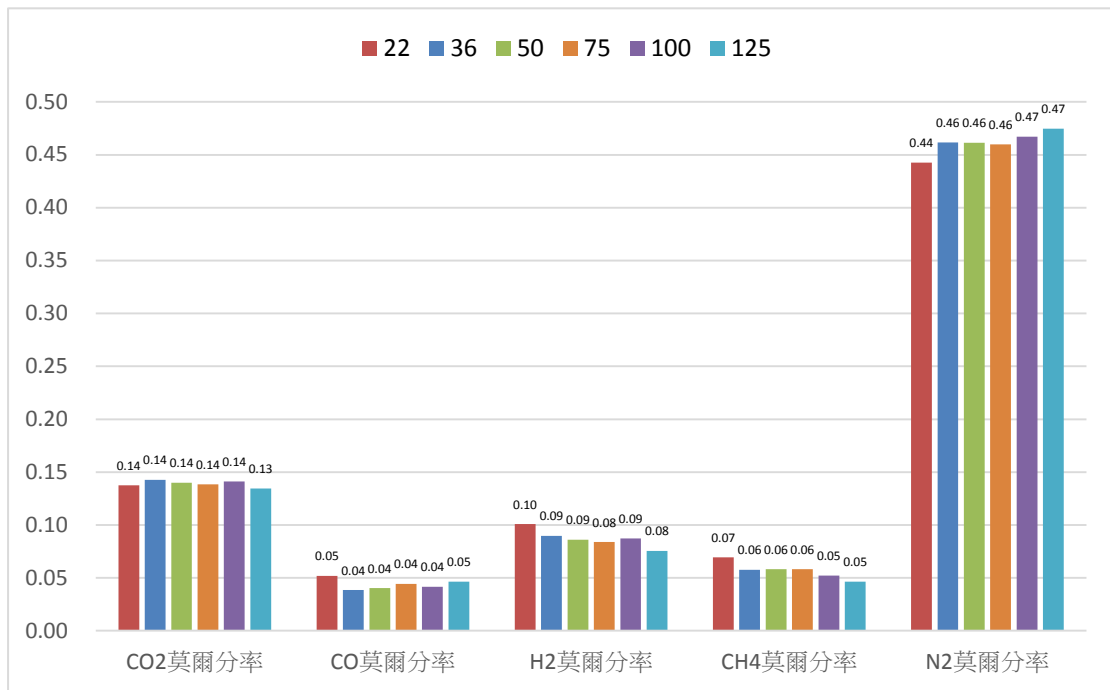


圖 4-10、不同床砂高度之出口氣體莫爾分率

由圖 4-11 可發現氣化爐整體氣體溫度偏低，其原因大抵是因為模擬過程中揮發物全部都是以氣化反應進行，而不是以燃燒反應進行，又氣化反應是吸熱反應，因此爐內總體溫度會偏低。由圖中可以觀察到在爐內有一部分溫度會出現驟降，這是因為在此區正在進行水氣轉化

反應，吸走部分的熱，使溫度降低。除了床砂高度 22cm(低於煤炭進料入口高度)外，由各圖可以觀察到初始床砂高度對爐內溫度分布影響不大。床砂 22 公分溫度分佈之所以會有所相異，主要原因為床砂高度較煤炭入口低，所以煤料的反應的高度位置會較低，因而造成整體爐內溫度分佈的差異。

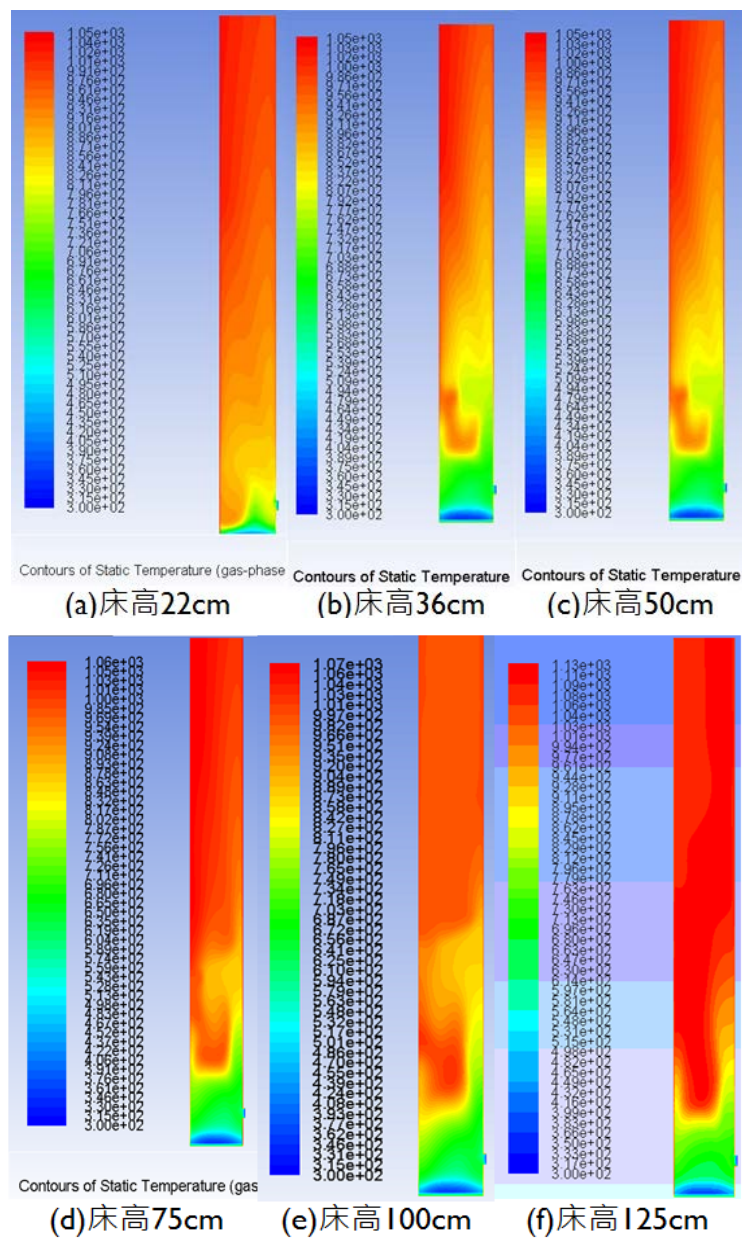


圖 4-11、不同床砂高度之氣體溫度分佈

在床砂高度 100 公分狀態下，在圖 4-12(a)中，測試的三條線分別為 $x=+-5.5$ 以及 0 公分且 z 由 0 到 200 公分的直線;圖 4-12(b)則是 $y=+-5.5,0$ 公分且 z 由 0 到 200 公分的直線。由於煤炭噴入方向是 $+x$ ，所以圖 4-12(a)溫度曲線會出現比較大的落差。為了方便觀測，之後都以 $y=+-5.5,0\text{cm}$ 來探討問題。

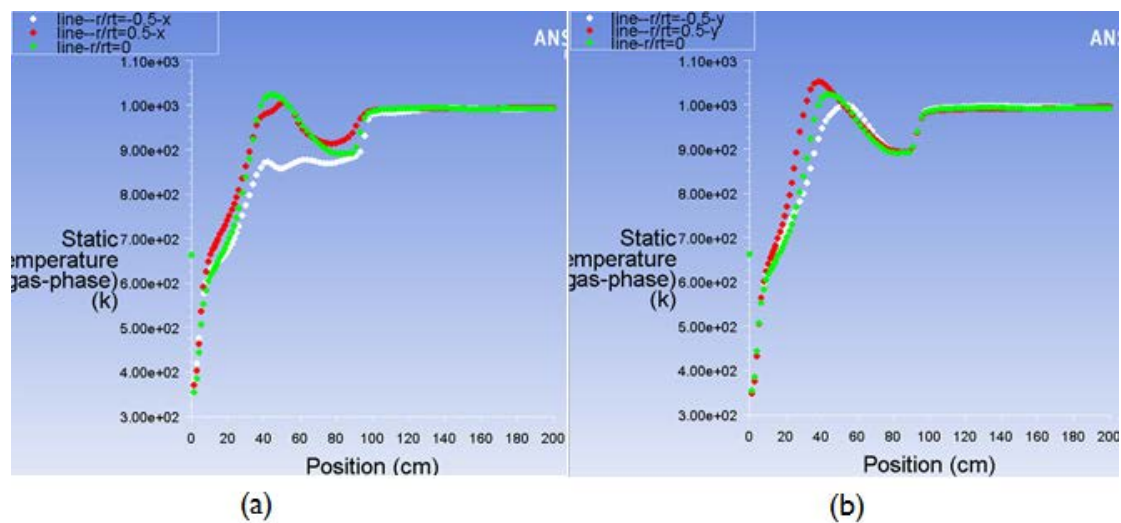


圖 4-12、氣體溫度分佈

在高約 40cm 處，溫度會有高峰值，主要原因是因為煤炭由高 33cm 側管噴入，在此區域會先發生燃燒反應並產生熱能，之後再發生氣化反應吸走熱能，使溫度在高峰值後會出現一個降低的趨勢，在接近床砂頂部會有一個相對低值。接近床砂頂部由於固體體積分率減少，所以總體熱容量減少，又由圖 4-13 可知水氣轉化逆反應速度超越順反應式，因此處於放熱狀態，所以隨著高度提升會有一個陡升的溫度變化趨勢。

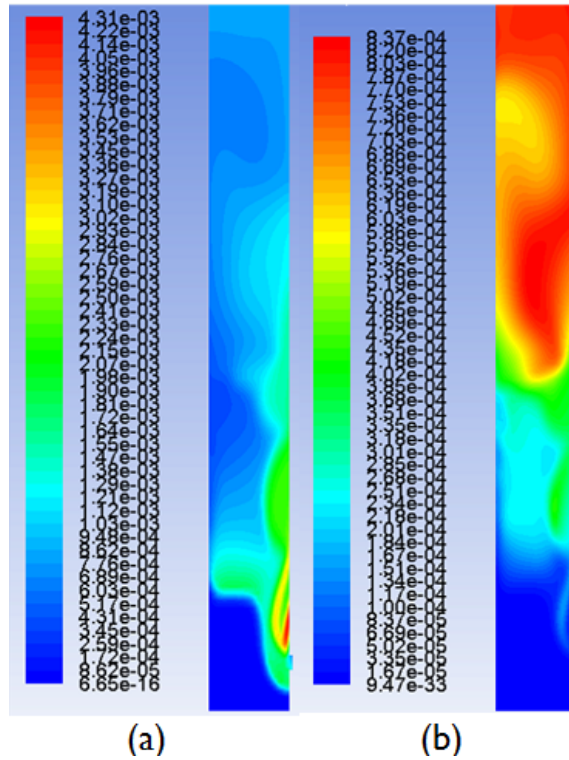
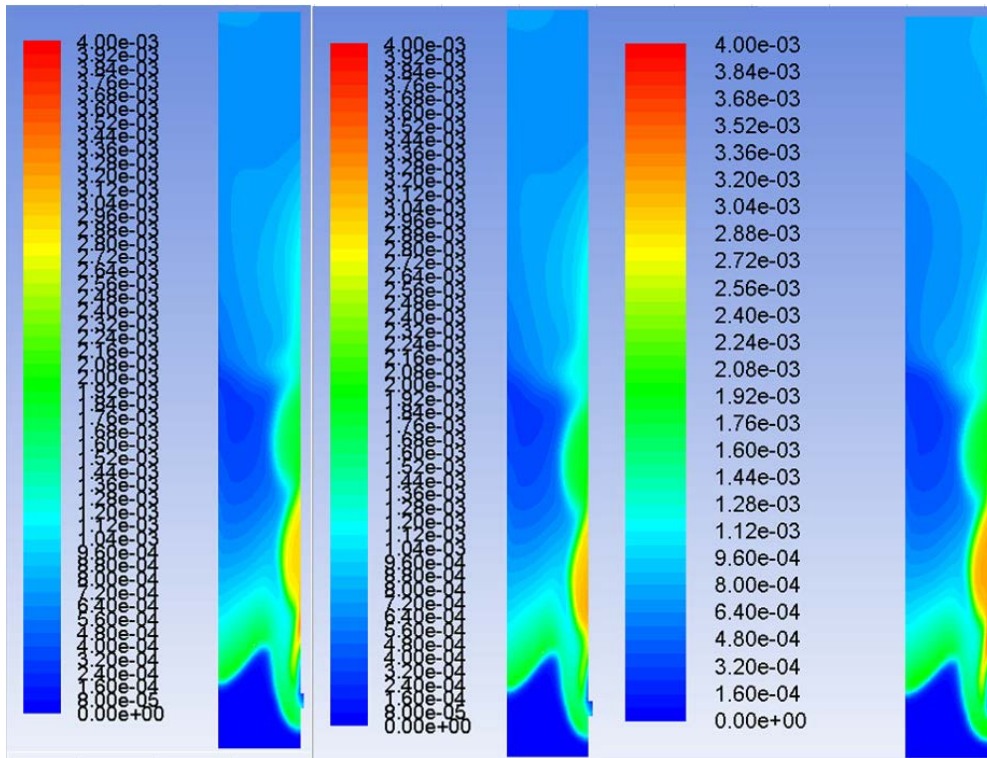


圖 4-13、(a)水氣轉化反應順式(b)水氣轉化反應逆式

四、水蒸氣與煤碳比對氣化爐之影響

在 $ER=0.217$ 的狀態下，本研究以水蒸氣與煤炭比分別為 0.5、0.5875、0.675 進行測試並將模擬結果進行討論。由圖 4-14 可以發現水氣轉化反應的速率在水蒸氣與煤炭比為 0.675 時，水氣轉化反應具有最快的反應速度；由圖 4-15 亦可觀察到隨著水蒸氣與煤炭比增加，氫氣的莫爾分率會有些微的增加。

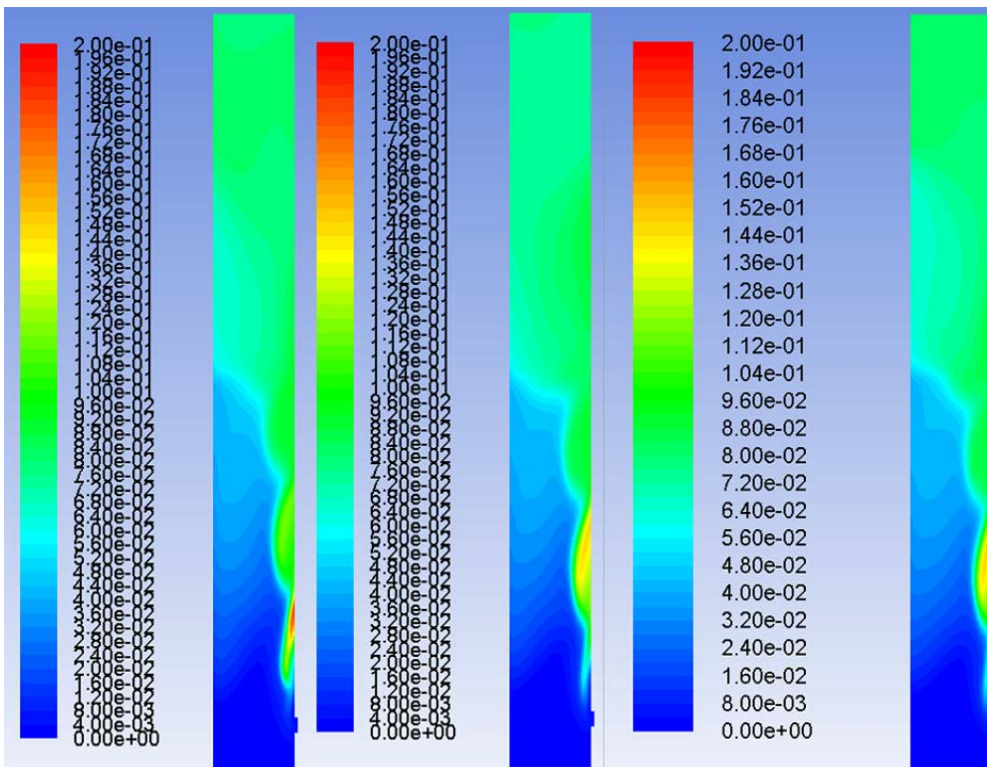


(a) $s/c=0.5$

(b) $s/c=0.5875$

(c) $s/c=0.675$

圖 4-14、水氣轉化反應速率圖 ($\frac{\text{kgmol}}{\text{m}^3\text{s}}$)



(a) $s/c=0.5$

(b) $s/c=0.5875$

(c) $s/c=0.675$

圖 4-15、氫氣莫爾分率圖

五、延伸案例研究：核能所氣化爐模擬測試與驗證

通過上述模擬結果，可證實此模型是可行的，因此沿用其相關設定，來模擬核能所建立之實驗組。其氣化爐整體高度為 580 公分的圓柱體，空氣入口(Air and Coal Inlet)的圓管直徑為 6.2 公分;側管則是煤炭入口(Coal Inlet)，其圓管直徑為 5 公分，側圓管中心距離底部 17.5 公分高，煤炭噴入方向為沿著 -Y 方向，並以重力落料方式注入流體化床內。

本文按照提供之幾何外型，建立計算使用之三維結構網格。如圖 4-16 所示，圖中紫色部分為空氣入口類型邊界條件，黃色為煤炭入口類型邊界條件，綠色則為壁面類型邊界條件並假設為絕熱。

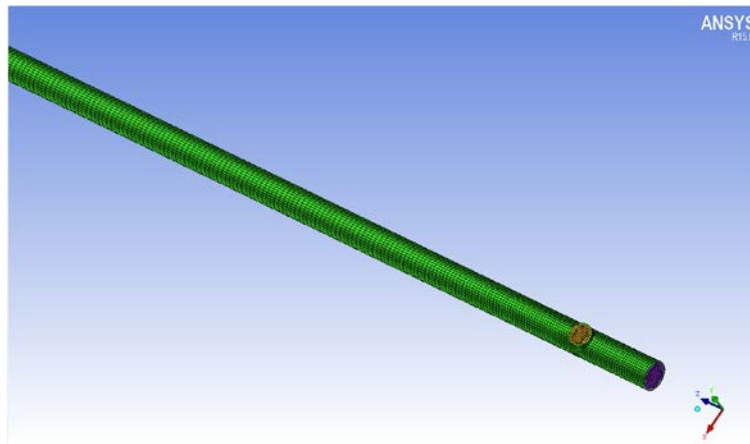


圖 4-16、流體化床氣化爐之網格

在 FLUNT 中邊界條件，吾人所設立之邊界條件類型(Boundary Type)如表 4-1 所示。其中，入口部分採用 Mass Flow Inlet，出口處則採用 Pressure Outlet，出口壓力值於外界大氣壓力相同(1atm)。

表 4-1、邊界條件類型

空氣入口 (Air Inlet)	Mass Flow Inlet
煤炭入口 (Coal Inlet)	Mass Flow Inlet
出口 (Outlet)	Pressure Outlet
壁面 (Wall)	Wall

本研究已建立與參考資料相互驗證之可行分析模型，另針對核能所已建置之以木屑為進料之流體化床進行計算模型應用於生質物氣化之驗證。模擬採用網格數量為 78,676 來討論。根據實驗操作條件，木料以-Y 的方向注入於高 17.5 公分處的圓柱側管；空氣以+Z 方向注入於底部入口處，選用二氧化矽作為床砂材質，且初始床砂高度為 15 公分，如圖 4-17 示意圖所示。在冷流場模擬方面，不同時間下的流場發展如圖 4-18 所示，其模擬結果與燃料使用煤炭的流體化床模擬結果相符，模擬過程中空氣會形成氣泡挾帶著粒子向上移動並持續向周圍擴散形成較小的氣泡。當氣泡於床砂頂端破裂時，會使床砂會有劇烈的振動現象產生，如圖 4-18(C)。觀察出口氣體流量，當流量達穩定時，即可判定冷流已達穩態。在熱流模擬方面，模擬結果可以發現 CO₂ 出口莫爾分率為 0.162、CO 為 0.103、H₂ 為 0.162、N₂ 為 0.572，所得到的模擬數據將可以與核能所的實驗數據進行相關驗證。

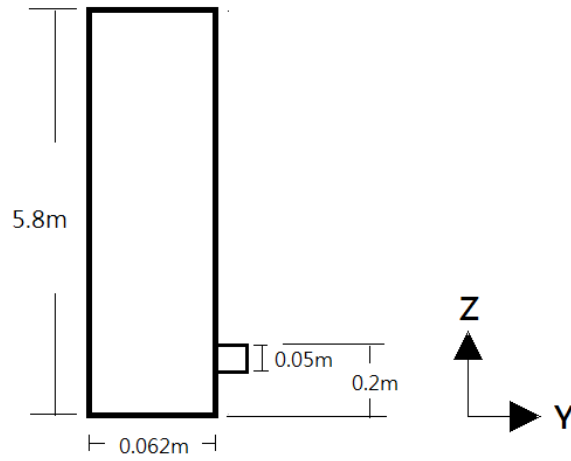


圖 4-17、氣化爐示意圖

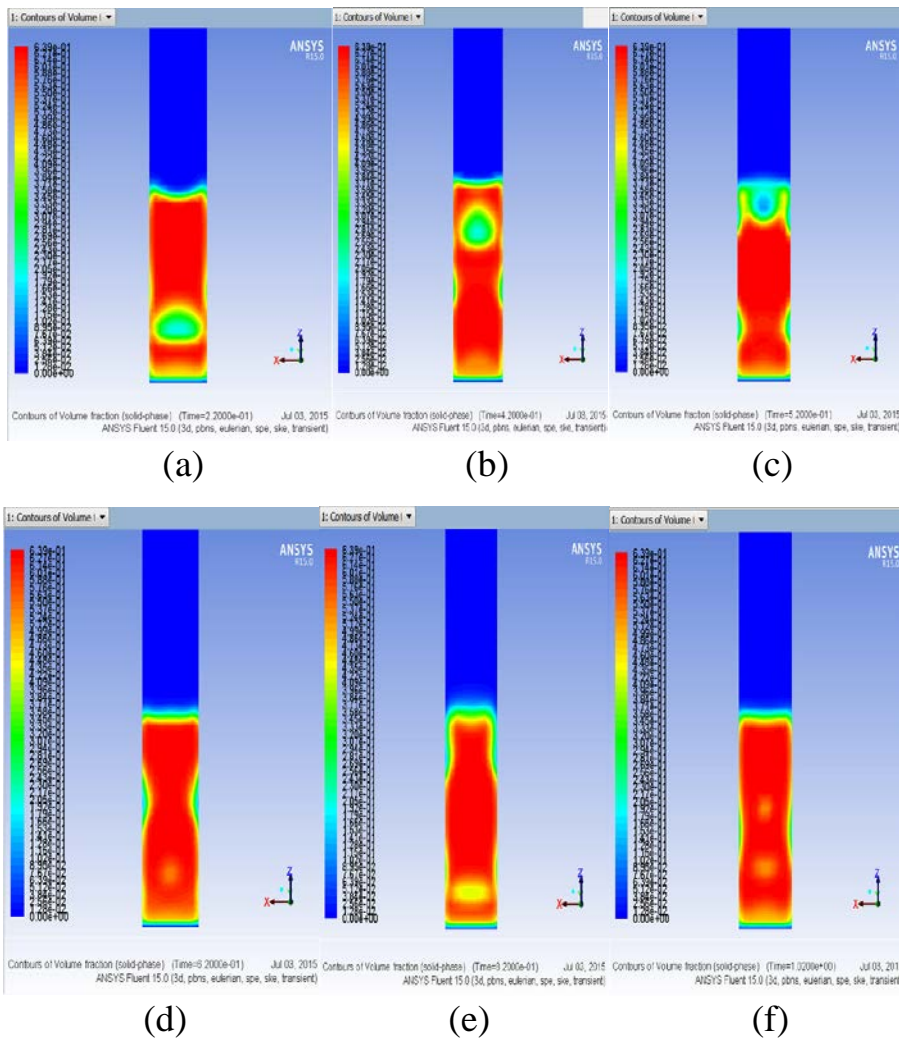


圖 4-18、Y=0 切面之各時間之固相體積分率圖

(a)0.22s(b)0.42s(c)0.52s(d)0.62s(e)0.82s(f)1.02s

由圖 4-19 可了解軸向(Y=0 切面)CO 之分布，C(s)由側管噴入並與床

砂均勻混合，使得 C(s) 燃燒反應迅速發生並產生大量 CO，由圖 4-20 碳與氧的異相反應速率可以與圖 4-19 互相驗證。觀察圖 4-21 反應爐溫度分佈可以發現碳與氧不完全燃燒產生 CO 並放出熱使得床區溫度大幅升高。氧氣會與氣化爐裡焦炭進行反應並放出大量的熱，產生之熱能為水氣轉化反應提供所需之能量。當氧氣快耗盡時，水氣轉化反應才會開始進行，由圖 4-22 與圖 4-23 可觀測到 H₂ 之分佈主要是由水氣轉化反應而得到。

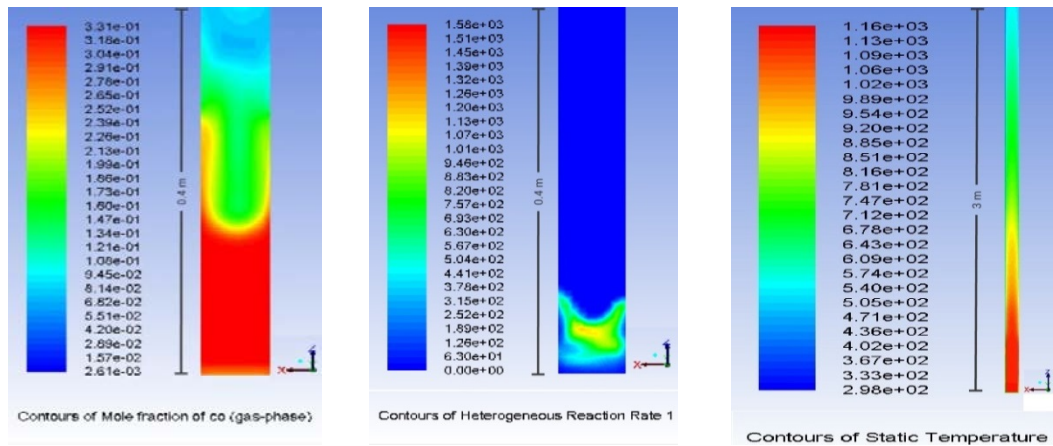


圖 4-19、CO 的莫爾分率 圖 4-20、C(s)-O₂ 之反應速率 ($\frac{\text{kgmol}}{\text{m}^3\text{s}}$) 圖 4-21、反應爐溫度分佈

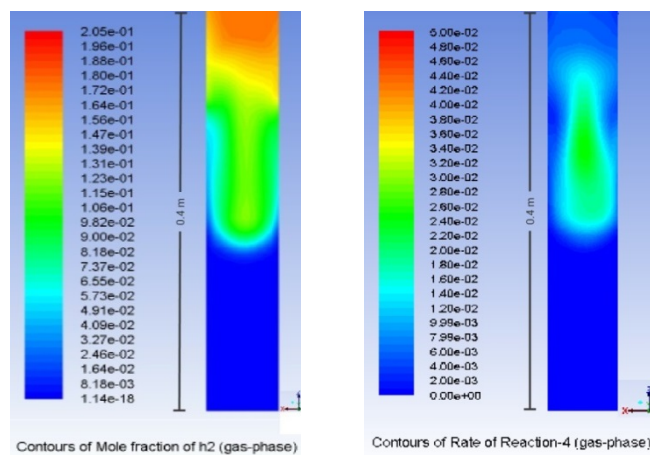


圖 4-22、H₂ 的莫爾分率 圖 4-23、CO-H₂O 之反應速率 ($\frac{\text{kgmol}}{\text{m}^3\text{s}}$)

在流場溫度方面，由圖 4-21 之溫度分佈結果可觀察到，床區溫度是

整個氣化爐中最高的地方，其原因為入口處之 O_2 濃度較高，而燃燒在此處發生之緣故，隨著高度上升，當氧氣耗盡時反應將以氣化反應為主導，導致流場溫度下降。

根據床砂的平均粒徑為 0.5mm，由圖 3-4 可以知道實驗所選定床砂應屬於 B 類，根據 Bi【52】等人提出之無因次化圖： $Ur^* - Ar^{1/3}$ ，透過此圖可界定流體化床氣化爐之操作範圍，由表 4-2 的操作條件，可知其範圍落在 Bubbling 的範圍內，如圖 4-24，因此可以確定此流體化床種類應為氣泡式。

表 4-2、流體化床操作條件

Coal feed (kg/hr)	2
Air supply (kg/hr)	2.7
Steam supply (kg/hr)	0
Air and steam inlet temperature(K)	648
Mean particle diameter(m)	0.0005
ER	0.3
Ur^*	0.498296
$Ar^{(1/3)}$	14.49865

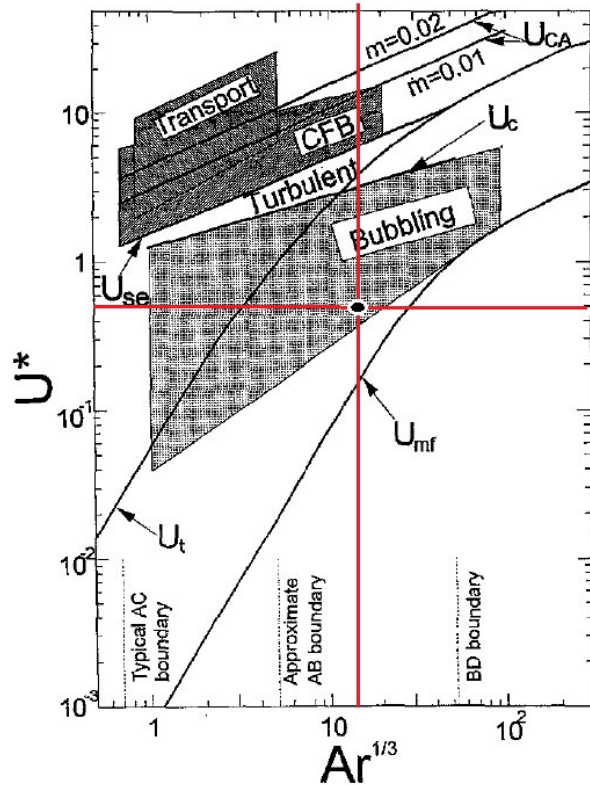


圖 4-24、 $U^* - Ar^{1/3}$ 之無因次化圖

伍、結論

本研究已成功使用計算流體力學軟體 ANSYS FLUENT 建立煤炭於流體化床內氣化之三維數值分析模式，並針對其流場狀態以及煤焦之氣化進行可視化分析。所用之歐拉模型將兩相氣-固兩相視為互相影響之連續體，在計算中以 $k - \epsilon$ 模擬氣相紊流，固相則以顆粒流運動理論計算。本文之研究成果歸納如下：

1. 冷流流場部分，在於流體通過床體時，在兩相間之阻力之作用下，使顆粒向上推動，床體膨脹，導致顆粒間之空隙加大，空隙便由氣體填滿，形成氣體挾帶著粒子向上移動的狀況。上升過程中，由於濃度

之差異，這些填滿顆粒間空隙的氣體分子會向周圍擴散，並於壁面形成新的氣泡。氣泡破裂後，粒子將向下掉落撞擊床砂，造成床砂頂部波動。透過冷流場之分析。此冷流場分析搭配 Bi 等人【52】之無因次化圖，可界定流體化床之操作範圍。

2.針對實驗常用之 ER 值 0.2~0.3 進行模擬，計算結果發現 ER 值對於床溫影響較小是由於目前成果之操作範圍位於 $U^*-Ar^{(1/3)}$ 下段，故影響較小。

3.針對不同的初始床高進行模擬，可發現初始床砂高度對出口氣體莫爾分率影響並不明顯，因此由模擬結果可以驗證，床砂為熱傳的媒介且不參與化學反應，因此對氣體出口成份影響不大。另外除了床砂高度 22 公分(低於煤炭進料入口高度)外，由各圖可以觀察到初始床砂高度對爐內溫度分布影響亦不大。

4.針對不同的水蒸氣與煤炭比分別為 0.5、0.5875、0.675 進行測試，由結果顯示，當水蒸氣與煤炭比為 0.675 時，水氣轉化反應具有最快的反應速度。

5.由氣體溫度分佈可知，在高約 40cm 處，氣體溫度會有高峰值，主要原因是因為煤炭由高 33cm 側管噴入，在此區域會先發生燃燒反應並產生熱，之後再發生氣化反應吸走熱能，使溫度在高峰值後會出現一個降低的趨勢，而在接近床砂頂部處會有一個相對低值。接近床砂

頂部由於固體體積分率減少，所以總體熱容量減少，又水氣轉化逆反應速度超越順反應式，因此處於放熱狀態，所以隨著高度提升會有一個陡升的溫度變化趨勢。

陸、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*, 2008.
- 【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, 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】 Smoo 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, 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, 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】 Anthony DB and Howard JB, "Coal Devolatilization and

- Hydrogasification", *AIChE J.*, Vol. 22, pp.625-656, 1976.
- 【22】 Agarwal PK, "A Single Particle Model for the Evolution and Combustion of Coal Volatiles", *Fuel*, Vol. 65, pp.803-810, 1986.
- 【23】 Smoot LD, "Coal Gasification", *Encyclopedia of Energy Technology and the Environment*, Vol. 4, pp. 769-792, 1995.
- 【24】 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.
- 【25】 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.
- 【26】 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.
- 【27】 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.
- 【28】 Wall TF, Liu G-s, Wu H-w, 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.
- 【29】 Skodras G, Kaldis SP, Sakellariopoulos 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.
- 【30】 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.

- 【31】 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.
- 【32】 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.
- 【33】 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, p. 011001 (10 page), 2010.
- 【34】 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.
- 【35】 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.
- 【36】 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.
- 【37】 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.
- 【38】 郭家豪, "粉煤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.
- 【39】 ANSYS, *ANSYS FLUENT 14.0 Theory Guide*, ANSYS, Inc.,

Southpointe, 2011.

- 【40】 Lun C, Savage S, Jeffrey D, Chepurmy 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.
- 【41】 Gidaspow D, *Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions*, Academic Press, London, 1994.
- 【42】 Enwald H, Peirano E, Almstedt AE, Leckner B, "Simulation of the Fluid Dynamics of a Bubbling Fluidized Bed Experimental Validation of the Two-Fluid Model and Evaluation of a Parallel Multiblock Solver", *Chem Eng Sci*, vol.54, pp.311-328, 1999.
- 【43】 Launder BE, Spalding DB, *Lectures in Mathematical Models of Turbulence*, Academic Press, London, England, 1972.
- 【44】 Cheng P, "Two-Dimensional Radiating Gas Flow by a Moment Method", *American Institute of Aeronautics and Astronautics*, vol. 2, pp. 1662-1664, 1964.
- 【45】 Weimer AW and Clough DE, "Modeling a Low Pressure Steam-Oxygen Fluidized Bed Coal Gasifying Reactor", *Chemical Engineering Science*, vol.36, pp.549-567, 1981.
- 【46】 Cornejo P and Farías O, "Mathematical Modeling of Coal Gasification in a Fluidized Bed Reactor Using a Eulerian Granular Description", *International journal of Chemical Reactor Engineering* vol.9, 2011.
- 【47】 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.

- 【48】 Klimanek A, "Towards a Hybrid Eulerian–Lagrangian CFD Modeling of Coal Gasification in a Circulating Fluidized Bed Reactor", *Fuel*, vol.152, pp.131–137,2015.
- 【49】Ocampo A, Arenasb E, Chejne F, Espinela J, London C, Aguirrea J, *et al.*, "An Experimental Study on Gasification of Colombian Coal in Fluidized Bed", *Fuel*, Vol. 82, pp. 161-164, 2003.
- 【50】Vasconcelo S, "Minimum and Full Fluidization Velocity for Alumina Used in the Aluminum Smelter", *International Journal of Engineering Business Management*, vol.3, no 4, pp.7-13, 2011.
- 【51】 Bi HT and Grace JR., "Flow Regime Diagrams for Gas-Solid Fluidization and Upward Transport", *Int. J. Multiphase Flow*, vol.21, pp.1229-1236, 1995.
- 【52】Basu P, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, CRC Press, 2006