

# 玉米穗軸燃燒爐及其集塵系統之理論研究

## Theoretical Approach for the Design of A Corncob Furnace with Dust Collection System

國立臺灣大學農業工程學研究所機械組研究生

國立臺灣大學農業機械工程學系副教授

鄭 景 亮

吳 中 興

Ching Liang Cheng

Chung-Hsing Wu

### 摘 要

本研究的目的是在建立玉米穗軸燃燒爐及集塵系統的設計及計算程序；應用微電腦將計算程序寫成電腦程式，並模擬分析燃燒室溫度分布以確立設計的可行性。

經由對玉米穗軸物理、化學特性及一般的木質、纖維質有機物燃燒動力，燃燒過程的瞭解，配合熱力學定律、傳導、對流、輻射及集塵理論、基本燃燒試驗，以建立整套的計算流程及決定適當的燃燒室溫度。

爐體及集塵系統部分均以重複法 (Iteration Method) 逐次修正風量並考慮各相關係數之改變，即可得到各部尺寸大小。

燃燒室內部溫度分布之模擬分析方面，則以區域方法 (Zone Method)，經由直接交換面積、全部交換面積的求取，再配合能量平衡方程式的建立，應用數值解法即可得各區域的溫度分布。

經分析結果顯示，根據計算流程所寫成的電腦程式可以讓使用者只要輸入幾個簡單的數據—如乾物熱值、進料速率、含水率。即可得到整個系統的各部尺寸。而區域方法的應用更可以讓我們在爐體建造之前，對設計之可行性作一事先的評估，減少失敗的可能性。

### Abstract

The objectives of this research are to study the calculation procedures for the design of a corncob furnace with its dust collection system. Apply a microcomputer to transform the calculation procedures into computer programs, and analyze the temperature distribution of the furnace to check the applicability of the design.

Through the understanding of physical and chemical properties of corncocks associated with the theories of combustion dynamics, heat transfer, and dust collection, the calculation procedures are established.

Zone method is employed to analyze the temperature distribution inside the furnace. Calculate the Direct-Exchange Area combined with the energy equilibrium function and the numerical method to predict the temperature of each region.

Input heating values, feeding rates and moisture contents into the program to obtain the simulating results. The results indicate that the whole system. The application of zone method will further ascertain the applicability of the numerical program to minimize the error before constructs a furnace.

## 一、前 言

近年來由於本省稻米過剩，於是政府有計劃的推行稻田轉作計劃；在轉作作物中以玉米最為重要。根據臺灣省農林廳的推估，民國七十四年的玉米總產量為二十萬公噸左右。因此，吾人可以預見，未來大量脫粒後的玉米廢棄物—玉米穗軸之處理問題，亟待解決。

目前一般有機廢物的處理方式有：

1. 化學或酵素水解以產生單細胞蛋白質，製成飼料、酒精或化學原料。
2. 好氣發酵法製成堆肥。
3. 焚化法以利用其熱能。

截至目前的研究結果顯示，第一種方式所需的設施及加工運轉成本相當高；而利用堆肥的方式來處理有機廢棄物，由於此種方式屬於生物處理法，生產速度緩慢，稍加不慎即可能臭氣四溢，孳生蚊蠅，成為細菌溫床，造成環境污染；且費時較久，因此堆肥法已逐漸被放棄不用。

反觀焚化法，不但可有效地減少廢棄物的體積，並且燃燒後的含塵量及有害氣體也因科技的進步可降至標準以下。雖然起始成本較高，為個人難以負擔，但若有計劃的由各地方農會興建，對地狹人稠的臺灣，從長期經濟及環境品質效益的觀點而言，則具有以下的優點：

1. 焚化法所需用地少，容易設置。
2. 焚化法可就近處理，縮短車輛之轉運。
3. 焚化不受天氣的影響。
4. 焚化可有效地減少廢棄物的體積，而且燃燒後的殘渣固定，處理方便。
5. 焚化法可回收廢熱，充分利用能源。

臺灣地區，由於各地農民種植玉米的面積分散，每戶產量有限，將來應以集中處理的方式；亦即農民在玉米採收之後，集中於各地農會乾燥、脫粒、貯藏、由農會將脫粒後的玉米穗軸焚化，利用燃燒所產生的熱能乾燥穀物。如此，不但能充分而有效的利用玉米廢棄物，同時也解決了玉米穗軸之處

理問題。

一般的焚化爐有火格子式 (Fire Grid) 焚化爐、床燃燒式及旋窖 (Rotary Klin) 燃燒方式等。一般的垃圾及農產廢棄可用火格子式焚化爐；火格子式又分固定火格子式與可動火格子式，小型爐用固定式，大型爐則用可動火格子式。

本研究所設計之焚化爐為固定火格子式，採用連續進料方式使燃燒穩定以避免熱震現象 (Thermal Shock)。爐體為圓柱型 (Cylindrical Furnace)，內政部以耐火磚襯裏，外部再以絕熱材料包住以減少熱損失及對人物的傷害，爐體的外殼為鐵板打造便於搬運。排氣煙道連接旋風分離筒以減少灰塵之排放。

焚化的過程為以少許汽油點燃，燃料在火格子上進行燃燒。玉米穗軸由漏斗型的進料口以整穗的方式由爐體側面倒入燃燒室，受重力而掉到火格子上，完成燃燒後所剩之灰渣由火格子間隙排到爐子底部，經過一段時間後再以人工收集。

對於爐體內的燃燒現象，Essenhigh提出四種可能的模式，其中第四種模式—火焰燃燒 (Flame Combustion)，即固態與氣態物質都達到燃點，燃燒作用可持續進行者，為本研究所採用。

爐體設計方法係以均混模式計算燃燒室各主要尺寸大小，設定通風口位置。由於燃燒本身是一複雜多變的化學反應程序，牽涉的層面極廣，不易掌握，微觀的部分需配合極其精密的實驗量測。故本研究之目的乃就現有的理論基礎，並參考文獻，由燃料特性、燃燒動力、質能傳遞、燃燒現象及其過程之描述、能量平衡定律等作為吾人爐體設計之依據，尋求得到一適合玉米穗軸焚化之燃燒爐。然後再以區域方法 (Zone Method) 模擬燃燒室內部溫度分佈，確立設計之可行性，並配合集塵系統，建立整套計算程序，便於往後設計玉米穗軸燃燒爐之參考。將計算程序寫成電腦程式，以交談方式直接輸入幾個簡單的數據，即可得到整個系統的各部尺寸。

### 三、文獻探討

#### (一)有關玉米穗軸燃燒之研究

對於玉米穗軸燃燒之研究，至目前為止國內尚未曾有論著發表。美國農業工程學會（ASAE）自1982-83年間曾發表多篇研究報告，然多著重於實驗結果，對爐體本身之設計及燃燒理論，燃燒過程則少有說明。另一方面，對於與玉米穗軸同性質之木質及纖維有機物燃燒之研究則有較長的歷史。Roberts 和 Clough 曾對木材進行在氮氣中之熱解分析；1965年 Tinney 模擬木材的燃燒；Blackshear 和 Murty 模擬纖維質（Cellulosic Material）有機物的燃燒。Anderson 和 Rothermel 則對含水率、風速對野草燃燒速率之影響進行研究。1967年 Murty 等人觀察有機物燃燒時熱解效應（Pyrolysis Effects）對質量及能量傳遞之影響。Kosdon 及 Kuwatta 等人則分別對纖維質有機物及紙張之燃燒進行模擬分析。1969年 Roberts 經由對木材燃燒的實驗觀察建立一有機物燃燒理論方程式。1971年 Nolan 等人利用加碼（GAMMA）射線觀察木材燃燒過程溫度、重量、密度的改變情形。1975年 Adomeit 等人模擬分析碳的燃燒。1982-84年間 Becker 和 Phillips 綜合各種熱解燃燒現象及燃燒理論，以白楊樹枝在熱風道中燃燒，模擬建立一燃燒速率方程式。至此，纖維質及木質物體的燃燒現象及理論模式的建立已有相當良好的體系。

在實驗量測方面，Essenhigh 首先在1968年提出一套完整而實際的實驗計劃，Kaiser 和 Frialman 在同年亦針對一系列廢棄物之熱解產物做定量的分析與量測。至於燃燒室內部的溫度與氣體分布，Sternitzke 和 Dvirka 在1968年提出量測報告，後來 Dvirka 在1972年更提出設計上的改良。

在燃燒室內部熱流場之模擬分析方面，以區域方法（Zone Method）為最佳方式。它是由 Hottel 等人在1985年所發展出來的一套理論，把燃燒室分成幾個具有相同同性質（包括溫度、氣體組成濃度等）的區域，而爐子內部的輻射熱傳現象則為區域與區域間的整體傳送（Bulk Transfer）。經由直接交換面積的分析計算，再考慮其它形式的能量及質量平衡，建立各區域的能量平衡方程式後，應用數值解法即可求得各區域的代表性溫度。

集塵系統部分，有旋風分離筒（Cyclone）、

淨電式、重力式、慣性力式、油網式等多種。一般小型爐都用旋風分離筒，其主要的原因有：

1. 造價便宜。
2. 操作、保養容易。
3. 適合高溫下運轉。

4. 一般的灰分及煤灰粒徑在1~200 micro (10<sup>-6</sup>m) 之間；而旋風分離筒適用於0.5~1000 micro 顆粒之收集。

旋風分離筒之操作原理，基本上是利用切線通風方式將粒子帶入筒內產生離心力，使粒子貼於筒壁上滑入貯塵槽。對此裝置之研究，截至1969年止以 Swift 所建立的模式最佳，而 William Licht 於1980年綜合各家學說建立一完整的計算公式。

#### (二)玉米穗軸的基本性質

##### 1. 本質

玉米穗軸在本質上屬半木質、半纖維物質，依元素分析法其重量百分組成如表1，斷面組織如圖1所示。

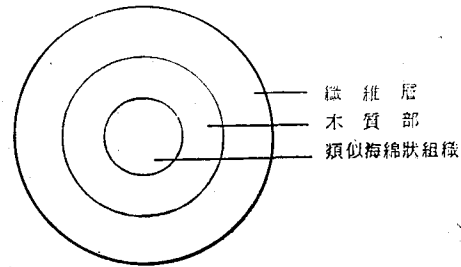


圖1：玉米穗軸斷面組織

表1：玉米穗軸所含元素重量百分組成：

碳	48.4%
氫	5.6%
氧	44.3%
氮	0.3%
灰分	1.4%

##### 2. 熱值：

因水分含量而有極大的差異，約在14000~18500 KJ/kg之間。

##### 3. 灰分溶解溫度：

約在790~815°C之間。

##### 4. 熱分解產物：

玉米穗軸之成分在熱分解過程中會氣化流失，產生揮發物和焦炭，焦炭在成分上又分固定碳和灰分兩種，其組成分述如下：

(1)揮發物：主要來之於成分中的纖維素與半纖維素，由碳氫化合物和玉米穗軸蒸餾與分解之氣體所組成。

(2)固定碳：主要為成分中的木質部形成，為焦炭中尚能燃燒的部分，密度約在 $1000\text{kg}/\text{m}^3$ 左右。

(3)灰分：為完全不能燃燒的殘分，主要成分為氧化鈣、氧化鎂、氧化鈉。

Kranzler和Stone曾分析玉米穗軸燃燒所產生的揮發物、碳分、灰分重量百分組成，如表2所示；由此顯示揮發物為主要燃燒的部分。

表2：玉米穗軸熱解產物重量百分組成：(乾基)

揮發物	90.1%
固定碳	8.2%
灰分	1.7%

### (三)燃燒之過程及條件

燃燒為燃料和空氣中的氧接觸，在適當的溫度、壓力下進行一連串複雜多變的反應而釋放能量的現象。

反應物 +  $O_2 \rightarrow$  生成物 + 熱能

在焚化玉米穗軸的過程中包含了氣態和固態燃燒。在燃燒初期，水分及固態燃料中的揮發物分離出來，此時進行所謂的分解燃燒，同時揮發物與空氣混合於火焰下進行擴散燃燒；焦炭則進行表面燃燒，這些現象可以說是同時發生。

一般而言，欲使燃料完全燃燒的四個條件為：

1. 充足的氧氣。
2. 適當的溫度。

3. 適當的擾流 (Turbulence) 以增進燃料和氧氣的混合。

4. 充分的燃燒時間。

### (四)能量、質量及動量傳遞

一般有機物及纖維質材料之質能及動量傳遞動力為擴散、傳導、對流及熱化學反應。當燃料進入燃燒室後，內部水分及揮發物經加熱氣化分解產生高壓，並且由於本身之毛細管現象向外擴散通過焦炭層 (Char Layer) 如圖2。此時若環繞在燃料表

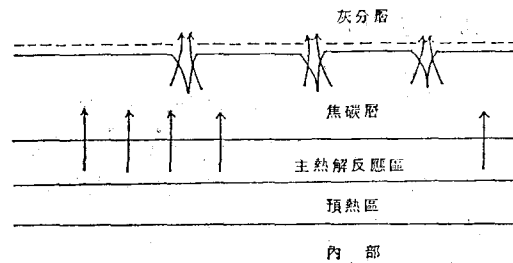


圖2：有機固體燃燒反應斷面示意圖

註：箭頭代表熱解氣體產物流動方向

面氣體的熱能足以傳遞至焦炭層，則由內部外流之熱解氣體進一步的進行極為劇烈的放熱反應，稱為二次熱分解 (Second Pyrolysis)。二次熱分解所放出的熱能可加速焦炭層的燃燒。焦炭本身也會因內部高壓，不均勻的膨脹收縮及外力的影響而產生裂痕甚至斷裂，使揮發物瞬間逸出，此時若欲完全進行二次反應，揮發物需有充分的滯留燃燒時間 (Residence Time)。因此，若以快速燃燒為目的，當燃料外表氣流大，使揮發物快速祛出燃料層時，燃燒室的溫度及高度將為最重要的完全燃燒條件。

Hottel, Becker, Kline 曾就木質燃料燃燒過程之質能及動量傳遞動力有極完整的敘述，茲分別說明如下：

### 1. 質量傳遞：

$$(1) \text{表面氣體：軸向對流} = \rho_{\infty} U_{\infty} S_0$$

$$\text{徑向對流} = \dot{m}$$

$$\text{擴散} = D_G \rho^2 S_0 B_0$$

$$\text{化學反應} = A_G \rho_{\infty}^2 S_0 B_0 \text{Exp}(-E_G/RT_{\infty})$$

其中以軸向對流傳遞為主。

### (2) 表面氣體與固質界面：

$$= M_{\infty} K_x S_0$$

此項為軸向對流及擴散的結果。

### (3) 固質體：流動排出 = $\rho_0 V_0 / t$

$$\text{對流} = \dot{m}$$

$$\text{擴散} = D_{\infty} \rho_0 S_0 / B_0$$

$$\text{化學反應} = A_w \rho_0 V_0 \text{exp}(-E_G/R T_{\infty})$$

其中以化學反應為主。

由上述質量傳遞方程式可知燃燒室氣流速度、氣體活化能、溫度、材料表面積及體積為主要的質量傳遞控制因子。

2. 動量及力：

(1) 表面氣體：

$$\text{軸向對流動量或慣性力} = \rho_{\infty} U^2 S_0$$

$$\text{徑向對流動量或慣性力} = \dot{m} (m/\rho_{\infty} S_0)$$

$$\text{黏滯力} = \mu_{\infty} U_{\infty} S_0 / B_0$$

其中以軸向對流動量為主。

(2) 固質體：

$$\text{黏滯力} = \mu_{\infty} (m \cdot / \rho_{\infty} S_0)$$

$$S_0 / D_F$$

由上述之動量及力方程式可知氣流速度及燃料表面積為主要的動量傳遞控制因子。

3. 能量傳遞：

$$(1) \text{表面氣體：軸向熱對流} = \rho_{\infty} C_{P_{\infty}} U_{\infty} S_0 (T_{\infty} - T_0)$$

$$\text{徑向熱對流} = \dot{m} C_{P_{\infty}} (T_{\infty} - T_0)$$

$$\text{熱傳導} = K_{\infty} S_0 (T_{\infty} - T_0) / B_0$$

$$\text{輻射} = K_{\sigma} V_0 \alpha T^4$$

$$\text{化學反應} = A_{\sigma} \rho_{\infty}^2 V_0$$

$$\Delta h w \exp(-E_0 / RT_{\infty})$$

其中以軸向熱對流為主。

(2) 固質體：

$$\text{熱通量} = \rho_0 C_{P_0} V_0 (T_{\infty} - T_0) / t$$

$$\text{對流熱傳} = m \cdot C_p (T_{\infty} - T_0)$$

$$\text{熱傳導} = K_0 S_0 (T_{\infty} - T_0) / B_0$$

$$\text{化學反應放熱} = A_w \rho_0 V_0 \Delta h w \exp(-E_w / RT_{\infty})$$

其中以熱傳導及化學反應放熱為主。

由以上之能量傳遞方程式可知燃燒室溫度、氣流速度，材料的表面積及形狀因子、體積為主要的控制因子。

(四) 氣化反應

所謂氣化反應乃是指碳質原料與空氣、氧、蒸氣、二氧化碳或其任何混合物作用，使產生氣體並伴隨熱分解反應的一種現象。Michalel 和 Antal 提出碳質原料的氣化過程可分為三個階段：

1. 熱分解產生揮發物和焦炭。
2. 揮發物在氣相中的再次反應。
3. 焦炭與水氣之氣化反應。

Jerry Jones 也曾對碳水化合物的氣化過程作實驗量測顯示，其所涉及的反應如表 3 所示；其特性為反應溫度高，不同程度的放熱及吸熱同時進行受熱力學平衡的控制，溫度的影響甚大。

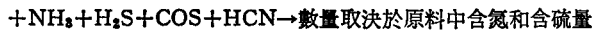
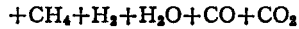
根據Blackshear, Murty, Gilchrist, Glassman, Corey, Rubel, George 等人的研究顯示溫度和反應產物的關係如下：

表 3：碳水化合物之熱分解及氣化反應

1. 碳質固體

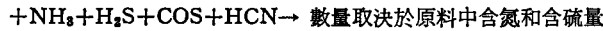
加熱→高分子量和中分子量有機液體+焦炭+分子量有機液體

(焦油和油類，一些烴類) (許多有機酸和芳香烴)

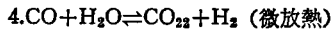
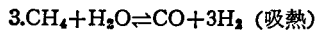


2. 有機液體

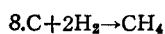
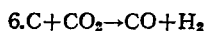
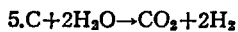
加熱→芳香族有機物+低分子量有機液體+焦炭+CH<sub>4</sub>+H<sub>2</sub>O+CO+H<sub>2</sub>+CO<sub>2</sub>



熱解氣相平衡



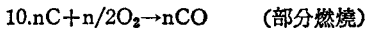
焦炭氣化反應



(吸熱)

(放熱)

燃燒供氣化熱源反應



1. 300°C~400°C 時為極強烈的吸熱反應，溫度大於400°C 後方為放熱反應，然而此時揮發物難以完全燃燒。

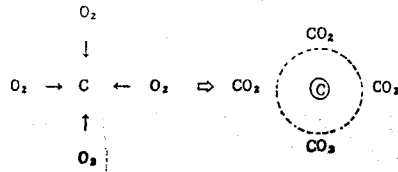
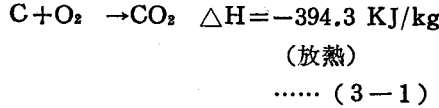
2. 500°C~600°C 時焦碳會產生大量的焦油，這些焦油若繼續燃燒則會產生芳香族碳氫化合物。

3. 芳香族碳氫化合物在650°C~1000°C下方可能完全消失；而對於一個只含碳、氫、氧、氮四元素的燃燒系統而言，當溫度小於1250°K (977°C) 時，在正常穩定的狀況下，其最終的反應產物為二氧化碳、水分子、氮氣及氧氣。

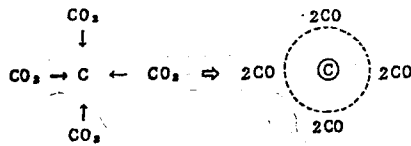
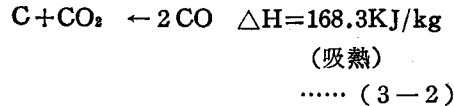
4. 溫度大於1040°C 時有氮化物產生。

(內)焦碳的燃燒

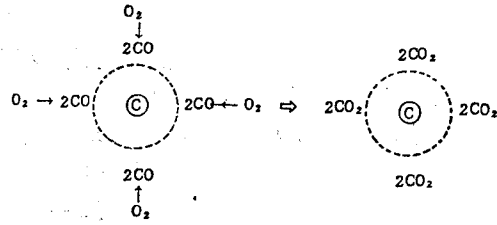
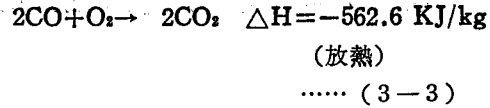
焦碳本質上分固定碳和灰分兩種，當焦碳在高溫下加熱時，初期發生的反應為：



此時幾乎沒有一氧化碳產生，若二氧化碳迅速的被帶離燃料表面時，(3-1)式的反應會不斷的發生。假使碳粒子受二氧化碳層的包圍，使得氧分子無法穿透此層薄膜和焦碳反應時，將由下式的反應取代：

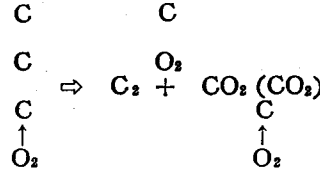


碳分子和表面的二氧化碳反應產生一氧化碳，此反應持續進行，直到表面的二氧化碳全部消失為止。此時焦碳表面將為薄薄的一層一氧化碳所包圍，即使流經焦碳表面的氣體流速極大也不易破壞此一氧化碳層。因此，除非氧氣或二氧化碳分子能擴散至焦碳表面，否則(3-1)以及(3-2)式的反應無法繼續發生；然而，只要氧氣存在於一氧化碳層的外圍，則會繼續下面的反應。

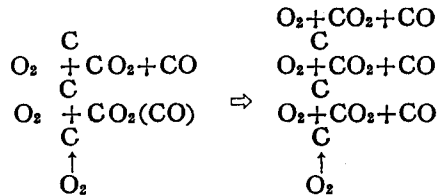


如此又會重複(3-2)及(3-3)式的反應，其淨效應和(3-1)相同，只是反應所需的時間較長，此即是微細顆粒碳粉和大塊焦碳反應速率的差別所在。

對於底部通風方式的堆積燃燒，開始燃燒時，底層的焦碳和氧氣進行(3-1)式的反應，反應所產生的二氧化碳隨著空氣往上流經上層焦碳時，(3-1)和(3-2)式的反應會同時發生產生

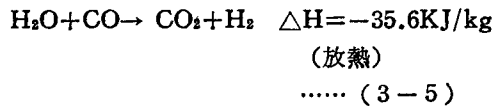
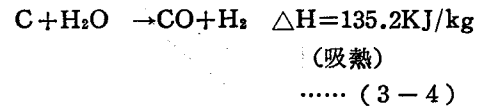


一氧化碳和二氧化碳，再往上流動時(3-1)、(3-2)和(3-3)式的反應都會發生。所以在正常狀況下離開燃料層的氣體成分應包含氧、氮、一氧化碳和二氧化碳。一般而言，厚燃料層低表

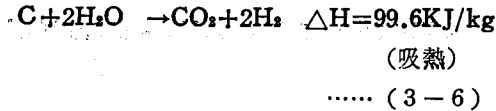


面化學活性焦碳在溫度大於800°C時會產生較大量的一氧化碳。

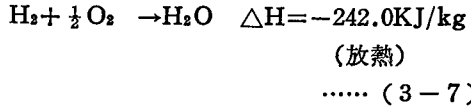
當水分加入焦碳的燃燒後，反應方程式如下：



其總和為一能量消耗反應：



在高溫狀態時，此反應有吸收過量熱能的功能，但是當水分含量太高時，燃料層的溫度可能會降低至無法自燃的程度。假使燃燒室的溫度仍高，則下面的反應可促使燃料層恢復燃燒：



另一個影響焦炭燃燒速率的因子為焦炭表面的灰分層及由內部經主熱分解反應 (Primary Pyrolysis) 流出的氣體產物，如圖 2。

焦炭外圍的灰分層會阻止外面的氣體向內擴散和焦炭反應，且阻礙了熱能傳遞。由於主熱分解反應通常都是吸熱反應，流經焦炭層時又會吸收熱能使焦炭層的溫度降低，並削弱焦炭的表面化學活性，降低反應速率。相反的，若去除灰分層的阻隔，可增加焦炭的表面化學活性，由外界傳入的熱能一方面供給內部主熱分解反應，另一方面亦供給由內部流經焦炭層的熱分解產物進行二次熱分解 (Secondary Pyrolysis)，放出大量的熱能，促使焦炭層行劇烈的反應。

#### 四、基本實驗

(一) 溫度—質量減率

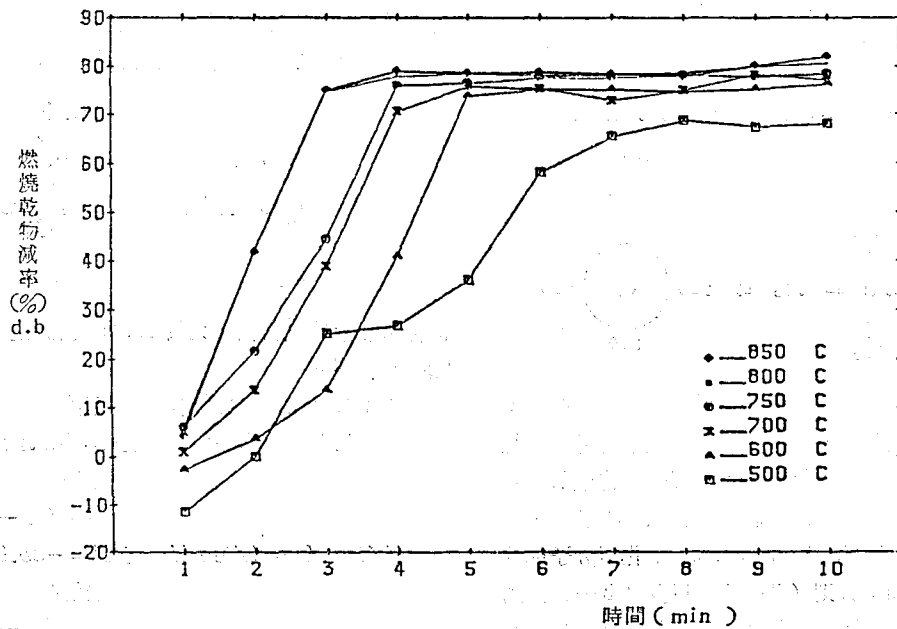


圖 3：溫度和燃燒乾物質量減率

為探求溫度對玉米穗軸燃燒速率之影響，可將玉米穗軸置於加熱器中，觀察玉米穗軸在不同溫度下的質量減率。其步驟如下：

##### 1. 實驗設備：

- (1) 紅熱絲型 (Hot Wire) 溫度控制加熱器。
- (2) BRAIN WEIGH B3000 OHAUS 電子自動秤重器。
- (3) 燒皿。
- (4) 鐵夾。
- (5) 鐵盤。
- (6) 溫度顯示器。
- (7) 計時器。

##### 2. 實驗方法及步驟：

- (1) 製作 10g 的玉米穗軸，由於形狀係數會影響燃燒速率；因此，在製作時盡量選擇幾何形狀相同者。
- (2) 慢慢的將加熱室的溫度調整至所欲控制的溫度，稱試片重 (試片可能不是 10g)。
- (3) 將玉米穗軸試片放入燒皿，用鐵夾夾至加熱室中央。
- (4) 在所欲控制燃燒時間的前 5 秒，迅速將燒皿夾出，放到電子自動秤重器上秤重。
- (5) 由於燃燒的過程可能有碳化物附著於燒皿上，因此在每一次實驗前後，均需秤燒皿的重量，以便真確計算玉米穗軸的質量減率。

- (6)實驗中儘量將門戶關閉，以免氣流影響電子自動秤重器之正常運作。
- (7)計算質量減率。
- (8)重複以上步驟。

### 3.實驗結果：

在不同溫度、時間下，玉米穗軸的燃燒減率數據及計算值列於表4，可繪出質量減率圖，如圖3。

表4：不同溫度下的質量減率

A：皿重，B：鐵盤重，C：玉米穗軸重平均含水率14.76%w.b.  
500°C

原 來 狀 態			燃 燒 時 間	燃 燒 後 狀 態			乾物減率
A+B+C	A+B	C	t	A+B+C	A+B	C減少量	%
129.19	119.04	10.15	1	128.53	119.04	0.51	-11.42
129.21	119.01	10.2	2	127.49	118.99	1.5	0.022
129.21	118.98	10.23	3	125.25	118.95	3.7	25.1
129.30	119.00	10.3	4	125.13	119	3.87	26.76
129.21	118.98	10.23	5	124.34	118.98	4.64	35.9
129.35	118.98	10.37	6	122.33	119	6.67	58.14
129.47	119	10.47	7	121.61	119	7.39	65.49
129.36	119	10.36	8	121.41	119	7.59	68.63
129.38	119.03	10.35	9	121.57	119.03	7.46	67.24
129.38	119.03	10.35	10	121.51	119.03	7.52	67.92

續表4  
600°C

原 來 狀 態			燃 燒 時 間	燃 燒 後 狀 態			乾物減率
A+B+C	A+B	C	t(min)	A+B+C	A+B	C減少量	%
131.96	121.86	10.1	1	130.7	121.85	1.26	-2.7
132.24	121.84	10.4	2	130.38	121.84	1.86	3.67
132.22	121.84	10.38	3	129.48	121.84	2.74	13.65
132.04	121.81	10.23	4	126.97	121.81	5.07	40.83
131.92	121.81	10.11	5	124.06	121.81	7.86	73.89
132.24	121.81	10.43	6	124.01	121.81	8.23	73.25
132.2	121.80	10.41	7	124.01	121.81	8.2	75.18
132.36	121.82	10.54	8	124.11	121.82	8.25	74.51
132.30	121.83	10.47	9	124.04	121.83	8.26	75.24
132.23	121.84	10.39	10	123.94	121.84	8.29	76.29



700°C

原 來 狀 態			燃 燒 時 間	燃 燒 後 狀 態			乾物減率
A+B+C	A+B	C	t(min)	A+B+C	A+B	C減少量	%
132.08	121.8	10.28	1	130	121.6	1.6	0.94
131.6	121.49	10.11	2	128.97	121.6	2.63	13.54
131.6	121.39	10.21	3	126.81	121.6	4.79	38.88
131.6	121.57	10.03	4	124.04	121.53	7.49	70.55
131.6	121.58	10.02	5	123.60	121.54	7.94	75.83
132.07	121.56	10.51	6	123.60	121.5	7.9	75.26
131.92	121.83	10.09	7	123.84	121.52	7.68	72.78
132.23	121.8	10.43	8	123.8	121.56	8.27	75
131.98	121.86	10.12	9	123.7	121.83	8.22	78.26
132.02	121.88	10.14	10	123.86	121.8	8.37	76.83

續表 4

750°C

原 來 狀 態			燃 燒 時 間	燃 燒 後 狀 態			乾物減率
A+B+C	A+B	C	t(min)	A+B+C	A+B	C減少量	%
128.93	118.94	9.99	1	126.95	118.94	1.98	5.94
128.88	118.91	9.97	2	125.58	118.91	3.3	21.52
128.75	118.86	9.89	3	123.55	118.86	5.2	44.37
128.69	118.83	9.86	4	120.84	118.83	7.85	76.08
128.54	118.83	9.71	5	120.77	118.83	7.77	76.56
128.80	118.86	9.94	6	120.79	118.86	8.05	77.69
128.89	118.88	10.01	7	120.87	118.88	8.1	77.62
128.88	118.86	10.02	8	120.86	119.09	8.15	78.10
128.91	118.98	9.93	9	120.75	118.98	8.05	77.79
129.01	119.01	10.0	10	120.85	119.01	8.16	78.41

800°C

原 來 狀 態			燃 燒 時 間	燃 燒 後 狀 態			乾物減率
A+B+C	A+B	C	t(min)	A+B+C	A+B	C減少量	%
129.04	118.89	10.15	1	127.08	118.89	1.96	5.34
128.78	118.89	9.89	2	123.82	118.89	4.96	41.52
128.56	118.85	9.71	3	120.94	118.85	7.62	74.75
128.88	118.82	10.06	4	120.71	118.82	8.17	77.96
128.87	118.81	10.06	5	120.65	118.81	8.22	78.54
128.92	118.83	10.09	6	120.72	118.83	8.2	78.02
128.88	118.87	10.01	7	120.73	118.87	8.15	78.20
129.01	118.88	10.13	8	120.72	118.88	8.29	78.68
128.94	118.89	10.05	9	120.61	118.89	8.33	79.92
128.94	118.89	10.05	10	120.55	118.89	8.39	80.62

續表 4  
850°C

原 來 狀 態			燃 燒 時 間	燃 燒 後 狀 態			乾物減率
A+B+C	A+B	C	t(min)	A+B+C	A+B	C減少量	%
128.98	118.96	10.02	1	127.02	118.84	1.84	4.23
128.64	118.63	10.01	2	123.81	118.84	5.04	41.75
129.03	119.06	9.97	3	120.94	118.82	7.85	75.05
128.84	118.73	10.11	4	120.66	118.85	8.3	79
128.96	118.95	10.01	5	120.66	118.83	8.18	78.55
129.04	118.81	10.23	6	120.67	118.82	8.38	78.78
129.01	119.03	9.98	7	120.71	118.87	8.14	78.37
129.02	119.02	10.00	8	120.71	118.81	8.1	77.71
129.02	118.96	10.06	9	120.56	118.86	8.36	80.18
129.02	118.95	10.07	10	120.43	118.89	8.53	82.06

#### 4. 結論：

如圖 3 所示，玉米穗軸燃燒質量減率隨著溫度的上升而增加。水平的部分顯示此時大部分的水分和揮發物已祛出燃料外面，進行的是焦炭的表面燃燒，故燃燒速率緩慢。溫度小於 600°C 時，水分和揮發物的揮發速率較慢，若以快速燃燒為目的，溫度應以控制在 800°C 左右為宜。曲線中有不規則的起伏是由於試片製作時形狀係數難以完全控制，且每一試片的硬度、含水率也有些差異。

#### (二) 堆積狀燃燒速度

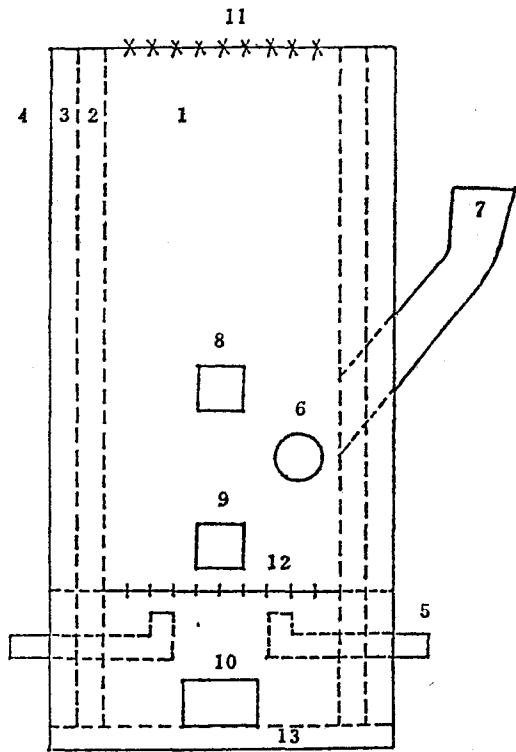
為瞭解堆積狀態的燃燒速率，將玉米穗軸置於小型火格子爐中燃燒，觀察燃燒成灰分狀態所需時間，其步驟如下：

#### 1. 實驗設備：

- (1) 小型火格子爐。
- (2) 風 扇。
- (3) 計時器。
- (4) 溫度感應顯示器。

#### 2. 實驗方法及步驟：

- (1) 將平均含水率 19% 的玉米穗軸 500g、600g



- |         |          |           |
|---------|----------|-----------|
| 1. 燃燒室  | 2. 耐火磚   | 3. 絕熱磚    |
| 4. 外表鐵皮 | 5. 底層通風口 | 6. 二次通風口  |
| 7. 進料口  | 8. 觀火口   | 9. 點火及攪拌口 |
| 10. 排渣口 | 11. 上層濾網 | 12. 火格子   |
| 13. 底座  |          |           |

圖 4：燃燒爐及其周邊裝置示意

、700g分三次置於小型火格子爐中，以紙點燃後，啟動風扇由底部通風。

- (2)以溫度感應顯示器測火焰溫度。
- (3)記錄完全燃燒至灰分狀態所需時間。

### 3. 實驗結果：

不同重量的玉米穗軸在一固定風量下，燃燒至灰分狀態所需的時間列於表 5。

### 4. 結 論：

由表 5 的實驗結果顯示，以固定火格子焚化爐燃燒玉米穗軸，應定時加以攪拌，火格子寬度足以使大顆粒焦炭落至底座慢慢燃燒，燃燒室則以燃燒揮發物為主，以避免火格子上方燃料的持續堆積。

	Kg/kg 玉米穗軸	反應方程式	O <sub>2</sub> / 元素比	需 氧 量
碳	0.484	C+O <sub>2</sub> →CO <sub>2</sub>	2.67	1.2923
氫	0.056	H <sub>2</sub> + ½ O <sub>2</sub> →H <sub>2</sub> O	8.00	0.448
氧	0.443	—	—	-0.443

表 5：強制通風狀態完全燃燒所需時間

M.C(w.b)=19% 風量=4.3925m<sup>3</sup>/min

原 來 燃 料 量	燃 燒 成 灰 所 需 時 間
500g	5 分
600g	5 分 20 秒
700g	5 分 30 秒

## 五、燃燒爐之設計及計算

### (一)各部組成

根據前面的討論，本研究所設計之燃燒爐如圖 4。燃料由側面之進料口進入爐體，於火格子上燃燒，殘渣自火格子間隙落下經一段時間後由排渣口排出。主通風口為底部通風方式，風經過燃料層可增加燃料和空氣接觸並可促進質能傳遞。二次風採切線通風方式可增進內部之擾流，並增加大顆粒煙塵的滯留燃燒時間。火格子上方有一攪拌口，可適時加以攪拌避免燃料堆積。燃燒室頂部加一鐵絲濾網以防較大的未燃燒物質迅速排出；另一方面也可減少集塵系統的負載，降低動力需求。爐體內部襯以耐火磚外部裹以絕熱磚，整個爐體的外殼為鐵板打造，便於搬運。鐵板表面再塗上鋁箔，可減少輻射量；圓筒狀的外形可避免額外搭建支架。

### (二)理論空氣量 (Stoichiometric Air) 與廢氣量

#### 1. 理論空氣量

完全燃燒每單位燃料所需的空氣量稱之，以每公斤玉米穗軸所需的理論空氣為例，其計算步驟如下：

#### (1)玉米穗軸重量百分組成

碳	48.4%
氫	5.6%
氧	44.3%
氮	0.3%
灰分	1.4%

#### (2)計算方法

氮	0.003	—	—
每公斤玉米穗軸理論需氧量 (kg)			1.2973
每公斤玉米穗軸理論空氣量 (kg)			5.5676

2. 理論廢棄量

玉米穗軸在理想狀況下的燃燒產物為：

碳燃燒產生之二氧化碳	0.484 × 3.67 = 1.7763 kg
氫燃燒產生之水氣	0.056 × 9 = 0.504
氮	0.003 + 5.5676 × 76.7% = 4.2733

每公斤玉米穗軸燃燒所產生的廢氣量 6.5536 kg

(二) 不同進料速率及通風量下所產生的廢氣量

由前一節可推導出進料速率 M kg/min 及 N 倍理論空氣量下之廢氣量計算公式：

二氧化碳 (CO<sub>2</sub>) kg/min = 1.7763 × M ..... (5-1)

水氣 (H<sub>2</sub>O) kg/min = 0.504 × M ..... (5-2)

氮氣 (N<sub>2</sub>) kg/min = 0.003 × M + N × (5.5676 × M) × 76.7% ... (5-3)

氧氣 (O<sub>2</sub>) kg/min = (N-1) × (5.5676 × M) × 23.3% ..... (5-4)

混合氣平均分子量：

$$M = \frac{M_{CO_2} \dot{N}_{CO_2} + M_{H_2O} \dot{N}_{H_2O} + M_{N_2} \dot{N}_{N_2} + M_{O_2} \dot{N}_{O_2}}{\dot{N}_{CO_2} + \dot{N}_{H_2O} + \dot{N}_{N_2} + \dot{N}_{O_2}} \dots (5-5)$$

(四) 能量平衡方程式

為了簡化起見，將燃燒室視為一均質系統並作如下的假設：

1. 理想氣體。
2. 開放式貫流爐，內部壓力 ≡ 一大氣壓。
3. 熱能損失 10%。
4. 穩流、穩態。
5. 氣體動能、位能變化 = 0。
6. 燃燒速率 = 進料速率。

如圖 5，應用熱力學第一定律可得如下之能量平衡方程式：

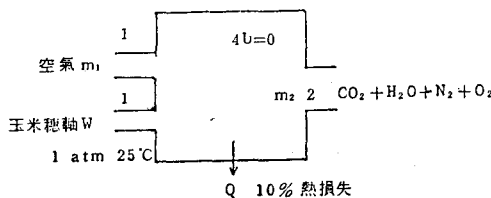


圖 5：燃燒爐能量平衡示意圖

$$H_p = 0.9 H_r \dots (5-6)$$

上式可寫成：

其中平均比熱為：

$$\hat{C}_p = \frac{C_{pCO_2} \dot{N}_{CO_2} + C_{pH_2O} \dot{N}_{H_2O} + C_{pN_2} \dot{N}_{N_2} + C_{pO_2} \dot{N}_{O_2}}{\dot{N}_{CO_2} + \dot{N}_{H_2O} + \dot{N}_{N_2} + \dot{N}_{O_2}} \dots (5-10)$$

$\dot{N}$  表各氣體莫耳流動率， $C_p$  為各氣體的比熱，其計算方法

$$\sum_j \dot{M}_{2j} (h_{2j} - h_{02}) = 0.9 [\sum_j \dot{M}_{1j} (h_{1j} - h_{01}) - \dot{W} \cdot HC] \dots (5-7)$$

若取參考溫度為 25°C 壓力為 1 atm，則上式等號右邊第一項為零，且  $h = h(T)$  故 (5-6) 式可寫成

$$\sum_j \dot{M}_{2j} C_{p,j}(T) (T_2 - T_0) = 0.9 [-\dot{W} \cdot HC] \dots (5-8)$$

由於定壓比熱為溫度的函數，且生成物包含二氧化碳、水氣、氮氣和氧氣，故可用混合氣的平均比熱及溫度代表爐氣的性質而將 (5-8) 式寫成：

$$M_2 \hat{C}_p(T) (T_2 - T_0) = 0.9 [-\dot{W} \cdot HC] \dots (5-9)$$

係利用參考文獻[43] Table B.16

$$C_{pO_2}(T) = 6.214 + 10.396 \times 10^{-8}T - 3.545 \times 10^{-6}T^2 \dots (5-11)$$

$$C_{pH_2O}(T) = 7.256 + 2.298 \times 10^{-8}T + 0.283 \times 10^{-6}T^2 \dots (5-12)$$

$$C_{pN_2}(T) = 6.524 + 1.25 \times 10^{-8}T - 0.001 \times 10^{-6}T^2 \dots (5-13)$$

$$C_{pO_2}(T) = 6.148 + 3.102 \times 10^{-8}T - 0.923 \times 10^{-6}T^2 \dots (5-14)$$

其中溫度的範圍在300~1500°K，又應用參考文獻[6]之熱值修正公式：

$$HC = (1 - MC)HH - MC \times 2460 \dots (5-15)$$

其中MC為燃料含水率，HH為乾物熱值，且廢氣產生速率和進氣速率的關係可以表示如下：

$$\dot{m}_s = \dot{m}_1 + 0.986 \times \dot{W} \dots (5-16)$$

由(5-9)~(5-16)式可得爐氣的溫度方程式：

$$T_2 = T_0 + \frac{0.9 \{ -\dot{W} [ (1 - MC) HH - MC \times 2460 ] \}}{(\dot{m}_1 + 0.986 \times \dot{W}) \hat{C}_p} \dots (5-17)$$

利用(5-17)式可求得含水率、風量、熱值、進料速率和爐氣溫度的關係。

(五) 燃燒爐尺寸之計算

由基本實驗及文獻探討可知爐氣溫度以控制在800°C左右為宜，利用前一節所建立之計算公式，以累增風量的方式，可求得一適當的風量使爐氣溫度調整至800°C左右。假設風量為 $V_1$  (m<sup>3</sup>/min)，由於爐體為貫流爐，可假設內部壓力 $\approx 1$ atm，應用理想氣體公式 $PV = nRT$ 可得爐氣流動速率 $V_2$ ：

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_1 \frac{\dot{n}_2}{\dot{n}_1} \cdot \frac{T_2}{T_1} \dots (5-18)$$

根據 Crawford 提出的揮發物完全燃燒三條件：

1. 燃燒室溫度應在375~825°C之間。
2. 燃燒時間 (t) 在0.2~0.5秒之間。
3. 為造成適當的擾流，爐氣流速應在4.5~7.5m/sec之間。

本研究設定之燃燒溫度在800°C左右，屬高溫燃燒，故燃燒時間設定為0.4秒，由於二次通風口有增強擾流的功能故設定的內部氣體流速為 $v = 6$ m/sec。因此，可以應用底下的計算公式得到燃燒室所需長度及半徑：

$$\text{燃燒室切斷面積 } A = \frac{\dot{V}_2}{V} = \pi r^2 \dots (5-19)$$

$$\text{燃燒室體積 } V = \dot{V}_2 t \dots (5-20)$$

$$\text{燃燒室長度 } L = \frac{V}{A} \dots (5-21)$$

(六) 通風口、風扇風壓之計算

底層通風口徑關係著風量的分布及通過燃料層的氣流速度。由前面所述可知燃燒室氣流速度對氣體質量、動量及熱能傳遞均有極大的影響，對焦炭的燃燒影響較輕微。

Phillips 和 Becker 曾以白楊樹枝作燃燒質量減率模擬分析 (風速 3~18m/sec，溫度 357~857°C) 顯示，燃燒室熱風溫度大於500°C時可得下面的關係式：

初期：

$$t_{1/3} = \frac{0.000506}{\alpha_0} \left( \frac{K_0}{h_{00}} \right)^{0.8} \frac{3.49 - 2304/T - 7023T}{B_0}$$

末期：

$$\varphi = \frac{M^0 - M}{M_0} = 0.87\beta^{-0.95}$$

其中  $hco \propto B_0^{1/2}$ ,  $\beta = \beta(B_0, T_{\infty})$ ,  $t_{1/3}$  代表質量減少1/3所需的時間,  $\alpha_0$  為熱擴散係數,  $K_0$  為燃料熱傳導係數,  $B_0$  為燃料形狀係數,  $T$  為爐氣溫度,  $M_0$  為初始質量,  $M$  則為  $t$  時間後的質量,  $\varphi$  為質量減率。此顯示高溫狀態下燃燒質量減率和溫度、材料本身的熱傳導及擴散係數、形狀因子有關, 受材料表面氣體流速的影響較輕微。

在不考慮火焰動力及二次通風口的影響下, 以底部主風扇為燃燒室內部質能傳遞動力, 並作如下的設定:

1. 燃料床高度維持20公分。
2. 火格子寬1.2公分, 格子間隙率50%。
3. 燃料堆積孔隙率20%。
4. 主通風管長度1公尺, 二次風管長度2公尺。
5. 主風口及二次風管氣體流動速度12m/sec。
6. 底層風量佔70%, 二次風量佔30%。
7. 燃燒室氣體流速6m/sec。

$$\text{則主風管及二次風管半徑} = \sqrt{\frac{\text{各支管風量}}{\pi \times \text{風速}}} \dots (5-22)$$

燃燒室內部壓力效應有:

1. 風扇壓力。
2. 浮力效應。
3. 通過風管及燃燒室產生壓降。
4. 通過燃料層及火格子之壓降。
5. 彎曲管路所造成的壓降。
6. 管徑變化之壓降。

應用參考文獻 [38,45] 的壓降計算公式如下:

浮力效應:

$$\Delta P_b = 0.0147 [1 - (288/T_g)(\rho_g/\rho_a)] \cdot L \text{ 吋水柱} \dots (5-23)$$

通過風管及燃燒室的壓降 (包括靜壓及動壓):

$$\Delta P_a \cdot f = \rho_g (V^2/2g) (L/D) \times F \text{ 吋水柱} \dots (5-24)$$

通過燃料層的壓降:

應用參考文獻 [45] 第五章, 以整穗玉米當作壓降計算指標, 不考慮外差效應可得:

$$\Delta P' = \frac{3.191 \times 10^{-6} Q_a^2}{\ln(1 + 0.0051 Q_a)} \text{ 吋水柱/每呎} \dots (5-25)$$

通過火格子所造成的壓降:

$$\Delta P_i = \frac{10^{-6}}{9} \left( \frac{Q_a}{\epsilon Of} \right)^2 \text{ 吋水柱} \dots (5-26)$$

其中  $\epsilon$  為燃料間隙率,  $Of$  為火格子間隙率。

彎曲管路所造成的壓降:

以90°彎曲圓形管路, 彎曲半徑  $R$  和管徑  $D$  之比1.5為設計參考:

$$\Delta P_2 = (L_d/D_d) \times 0.24/12 \text{ 吋水柱} \dots (5-27)$$

其中  $L_d$  為管路長度,  $D_d$  為管徑 (ft)

管徑變化所造成的壓降:

以30°逐漸縮小管路為設計指標, 則壓降計算公式為:

$$\Delta P_3 = 0.02 \left( \frac{V_d}{4005} \right)^2 \text{ 吋水柱} \dots (5-28)$$

其中  $V_d$  為管中的氣體流速 (ft/min)。

動壓計算公式：

$$\Delta P_k = (V/4005)^2 \quad \text{吋水柱} \dots (5-29)$$

由上述可得總壓降：

$$\Delta P = \Delta P_a + \Delta P_f + \Delta P' + \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 - \Delta P_b \quad \dots (5-30)$$

$$\text{靜壓} \Delta P_s = \Delta P - \Delta P_k \quad \dots (5-31)$$

三次風扇僅需考慮管路壓降，管路彎曲，管徑變化所造成的壓降：

$$\Delta P = \Delta P_a + \Delta P_2 + \Delta P_3 \quad \dots (5-32)$$

$$\text{靜壓} \Delta P_s = \Delta P - \Delta P_k \quad \dots (5-33)$$

(b)耐火磚及絕熱磚之厚度及熱損失

在決定耐火磚及絕熱磚的厚度時所考慮的主要因素為防止外壁溫度過熱使人員受到傷害，及儘可能地減少熱損失。此外尚需考慮目前一般廠商的製造規格，耐火磚（230×114×65）、絕熱磚（230×114×65），以免設計不當使施工困難。

爲了簡化分析起見，先作如下的假設：

1. 燃燒室爲一均質系統，內壁溫度等於爐氣溫度。
2. 不考慮外表鐵皮和耐火磚、絕熱磚界面處的熱阻抗。
3. 厚度設計指標以外壁溫度小於70°C爲準。

耐火磚及絕熱磚：

假設爐壁溫度分布如圖7所示，則爐壁溫度可下列各式加以描述：

$$\frac{d^2 T}{dx^2} = 0 \quad \dots (5-34)$$

$$\text{可得 } T_1(x) = ax + b \quad \dots (5-35)$$

$$T_2(x) = cx + d \quad \dots (5-36)$$

邊界條件：

$$T_1(0) = T_g \quad \dots (5-37)$$

$$\frac{k_1 dT_1(L_1)}{dx} = k_2 \frac{dT_2(L_1)}{dx} \quad \dots (5-38)$$

$$T_1(L_1) = T_2 \quad \dots (5-39)$$

$$-k_2 \frac{dT_2(L_1+L_2)}{dx} = h_o [T_2(L_1+L_2) - T_o] \quad \dots (5-40)$$

應用(5-35)~(5-40)式可得耐火磚及絕熱磚的橫切面溫度分布方程式：

$$T_1(x) = \frac{T_o - T_g}{\frac{k_1}{h_o} + L_2 \frac{k_1}{k_2} + L_1} x + T_g \quad \dots (5-41)$$

$$T_2(x) = \frac{T_o - T_g}{\frac{k_2}{h_o} + L_2 + \frac{k_2}{k_1} L_1} x + \left(\frac{k_2}{k_1} - 1\right) L_1 \frac{(T_o - T_g)}{\frac{k_2}{h_o} + L_2 + \frac{k_2}{k_1} L_1} + T_g \quad \dots (5-42)$$

由(5-42)式，吾人可重複設定耐火磚及絕熱磚的厚度，使得  $T_2(L_1+L_2)$ ，即燃燒爐外表溫度低於安全溫度的範圍內。

熱損失：

將燃燒室內部至外界之間當作四個熱阻抗的串聯組合，如圖6所示。由於內部對流係數  $h_i \gg h_o$ ，故可將內部熱傳阻抗予以忽略。應用參考文獻[46]，經幾何分析後可得阻抗計算公式：

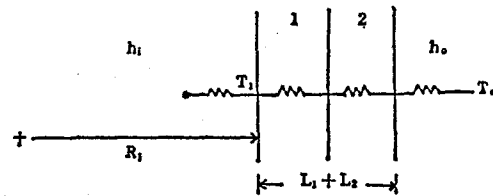


圖6：燃燒爐內外之間的傳導、對流阻抗

$$\frac{1}{U_0} = \frac{R_1 + L_1 + L_2}{k_1} \ln \frac{R_1 + L_1}{R_1} + \frac{1}{K_2} \ln \frac{R_1 + L_1 + L_2}{R_1 + L_1} + \frac{1}{h_0} \dots (5-43)$$

由於燃燒爐的熱損失應包括傳導、對流及熱輻射損失。在忽略外表鐵皮和外界氣體分子間的反射與再吸收的情況下，可得熱散逸公式：

$$Q = U_0 A_0 (T_g - T_0) + \epsilon_s \sigma A_0 T_4^2 (L_1 + L_2) \dots (5-44)$$

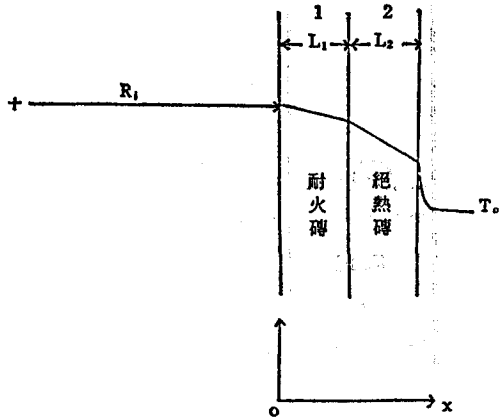


圖 7：耐火磚、絕熱磚橫切面溫度分布示意圖

## 六、燃燒室內部溫度分布模擬分析

### (一) 區域劃分及氣體放射係數

前面爐體的設計，由於為了簡化起見，將燃燒室視為均質系統。然而，通風管入口的位置，熱化學反應放能及各區域間的輻射熱傳、對流熱傳現象，使得燃燒室內部的溫度分布變得不可捉摸。從玉米軸心的熱解產物重量百分組成可知揮發物佔了極大的比例，這些揮發物大多在離開燃料層後進行燃燒，如果燃燒室的溫度太高或太低都會產生有害氣體。因此，有必要對燃燒室內部溫度分布作較仔細的分析。

應用區域方法，首先必須將爐壁區分為幾個具有相同性質的吸熱體，而把氣體也分為幾個放熱源區域，每一個區域都各自有一個代表性的溫度、氣體成分、濃度、熱通量、速度等值。因而可以計算出各個區域間的直接交換面積、全部交換面積、淨輻射熱傳量，再經由能量平衡方程式的建立，應用數值解法，就可以找出每個區域的代表性溫度。

將燃燒室爐壁沿軸向分為六個環區，氣體部分也分六個圓柱體區，如圖 8 所示。由於對一個熱傳問題的分析，實際上除了必須有能量轉換方程式外，還需要考慮流體的流場及化學反應方程式，但是由於他們彼此相互影響，使得問題變得相當複雜。

因此，本研究中將內部燃燒狀況視為已知，以為建立能量平衡方程式的依據。

燃燒室內部氣體的熱輻射效應，主要是由二氧化碳、碳粒子及蒸氣在某些頻率（波長）範圍吸收與放射能量所造成的。由於他們的放射率及爐氣的溫度有關，處理起來比較複雜，為了便於分析計算起見，採用 Hottle 和 Sarofim 的研究方式，將燃燒後的氣體放射率視為 M 種灰色氣體的加權組合（Weighting Combination）。

對單一灰色氣體而言，它的放射率可以由吸收係數 kg 和放射路徑長度 L 表示為：

$$e_g = 1 - \exp(-kg \cdot L) \dots (6-1)$$

因此混合氣的放射率可以加權組合如下：

$$e_{g,m} = \sum_{n=1}^M a_{m,n} [1 - \exp(-k_{m,n} \cdot L)] \dots (6-2)$$

上式中的  $a_{m,n}$  是灰色氣體 n 的加權係數，為溫度、碳粒濃度、二氧化碳與水蒸氣壓力的函數，而  $k_{m,n}$  則為該灰色氣體的吸收係數，如此可使氣體溫度在混合氣放射率的影響，僅由加權係數的改變來表示，而不致於要改變各灰色氣體的吸收係數，這

表 6：爐氣放射率之相關係數

(a) 不含碳粒濃度

n	Kg,n	b <sub>1,w</sub>	b <sub>2,n</sub> × 10 <sup>5</sup>
1	0	0.410	7.43
2	0.2184	0.284	2.58
3	2.256	0.211	-6.54
4	31.2	0.0958	-3.57

(b) 碳粒濃度 0.0001 kg/m<sup>3</sup>

n	Kg,n	b <sub>1,n</sub>	b <sub>2,n</sub> × 10 <sup>5</sup>
1	0.14	0.8119	-3.55
2	0.857	0.0280	10.13
3	14.76	0.1601	-6.58



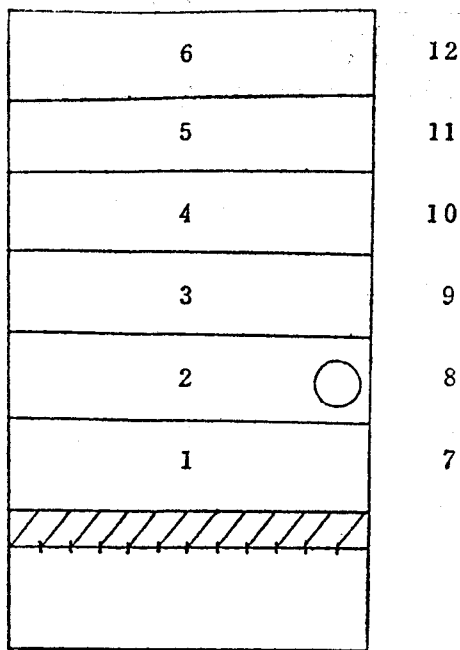


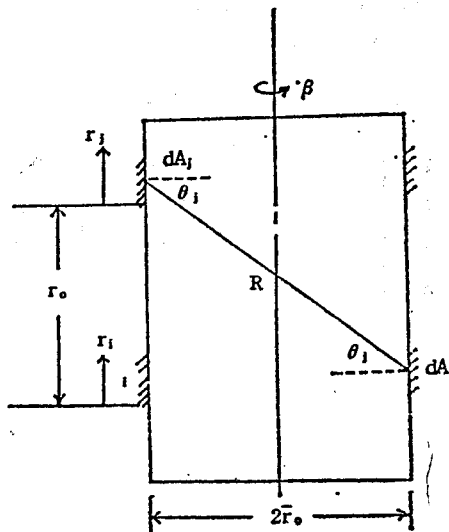
圖 8：燃燒室內部區域劃分

對於區域方法的運算，可以產生很大的簡化作用。  
溫度對加權係數的影響可以表示成如下的關係式：

$$a_{m,n} = b_{1,n} + b_{2,n} \cdot T_g \quad \dots\dots (6-3)$$

其中  $T_g$  為氣體的溫度， $b_{1,n}$  與  $b_{2,n}$  是對應於灰色氣體的常數。 $K_{m,n}$ ， $b_{1,n}$  和  $b_{2,n}$  的選定是參考

(a)  $S_1 S_j$



(b)  $G_i S_j$

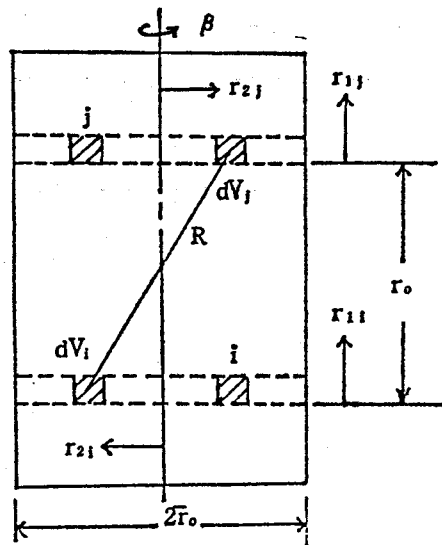
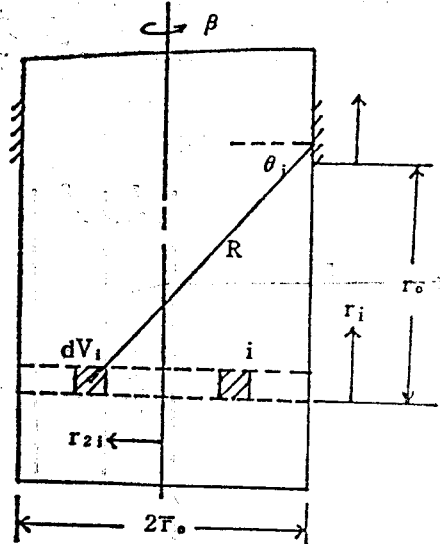


圖 9：區域間直接交換面積

Taylor 和 Foster 的實驗分析所得到的，依碳粒濃度及組成氣體個數之選定，其相關數值列於表 6。本研究在運算時採第二組。

(一) 直接交換面積與全部交換面積

爲了求取區域和區域間的能流傳遞，必須先求得各區域間直接交換面積和全部交換面積。假設每個面均爲黑體而不考慮實際上它們的反射與再吸收所引起的影響；在此種情況下，它們的輻射交換量  $\dot{Q}$  和黑體放射功率  $E$  之間的比值，是一個具有面

積因次的常數，亦即所謂的直接交換面積；以爐壁 6, 7 為例，如果  $\dot{Q}_6, \dots, \dot{Q}_7$  的值表示為  $\overline{E_6 - E_7}$  則  $\overline{67}$  就是面 6 與面 7 的直接交換面積。

各區域間的直接交換面積，以表面區—表面區，表面區—氣體區，氣體區—氣體區分別討論如下：

(1) 表面區與表面區間的直接交換面積

如圖 9 (a) 所示， $dA_i, dA_j$  分別代表區域  $i, j$  上的微小面積，則兩者的直接交換面積可以表示為  $dA_i$  上每單位立體角 (Solid Angle) 在  $\theta_i$  方向的放射量和  $dA_j$  對  $dA_i$  所夾的立體角相乘積，再乘上二者的穿透率 (Transmittance)  $\tau(R)$ 。以  $k$  代表氣體的吸收係數， $R$  代表二區域間的距離，則  $i, j$  二面間的直接交換面積可寫成如下的積分式：

$$\overline{S_i S_j} = \int_{A_i} \int_{A_j} \frac{dA_i \cos \theta_i}{\pi} \cdot \frac{dA_j \cos \theta_j}{R^2} \cdot \tau(R) \dots (6-4)$$

其中穿透率為：

$$\tau(R) = e^{-\int_0^R k dr} \dots (6-5)$$

當  $k$  為定值時， $\tau(R) = e^{-kR}$ 。經過仔細的幾何分析，以  $\beta_i, \beta_j$  分別代表二區域的圓周角，以  $r_i, r_j$  為二者的軸向長度，則 (6-4) 式的積分式可以表示如下：

$$\overline{S_i S_j} = \int_{\beta_i} \int_{\beta_j} \int_{r_i} \int_{r_j} \frac{e^{-kR} r_i^2 (1 - \cos \beta_j)^2 dr_i dr_j d\beta_i d\beta_j}{\pi R^4} \dots (6-6)$$

其中二微小面積間的距離  $R$  可以寫成：

$$R = \sqrt{(r_0 + r_j - r_i)^2 + (2r_0 \sin \frac{\beta_j}{2})^2} \dots (6-7)$$

$r_0$  為燃燒室半徑， $r_0$  為二區域間的軸向距離。

(2) 表面區與氣體區間的直接交換面積

以  $dV_i$  代表  $i$  區域上的微小體積， $dA_j$  代表  $j$  區域上的微小面積，則  $dV_i$  到  $dA_j$  的直接交換面積，可以表示為由  $dV_i$  所放射出來的能量和  $dA_j$  所能直接吸收的比例相乘積，再乘上穿透率，如圖 9 (b) 所示，以積分式表示如下：

$$\overline{g_i S_j} = \int_{V_i} \int_{A_j} (4K dV_i) \cdot \left( \frac{dA_j \cos \theta_j}{4\pi R^2} \right) \cdot \tau(R) \dots (6-8)$$

以  $r_{2,i}$  代表微小體積  $dV_i$  的徑向位置， $r_{1,i}, r_{2,j}$  分別代表二區域的軸向位置，則 (6-8) 式可以表示如下：

$$\overline{g_i S_j} = \int_{\beta_j} \int_{\beta_i} \int_{r_{1,i}} \int_{r_{2,i}} \int_{r_{1,j}} \int_{r_{2,j}} \frac{e^{-kR} K_i (r_0 - r_{2,i} \cos \beta_j)}{\pi R^3} \cdot r_{2,i} r_0 dr_{1,i} dr_{2,i} dr_{1,j} dr_{2,j} d\beta_i d\beta_j \dots (6-9)$$

其中二微小區域間的距離  $R$  為：

$$R = \sqrt{(r_0 + r_{1,j} - r_{1,i})^2 + (r_0^2 + (r_{2,i}^2 - 2r_0 r_{2,i} \cos \beta_j))} \dots (6-10)$$

(3) 氣體區與氣體區間的直接交換面積

如圖 9 (c) 所示，以  $dV_i$  代表  $i$  區域內的一個微小體積， $dA_j$  代表  $j$  區域上的微小面積，由  $dV_i$  放射出來的能量為  $4K_i dV_i E_i$  其中穿透  $dA_j$  到達  $dV_j$  的比例為  $T(R) dA_j / 4\pi R^2$ ，又被  $dV_j$  所吸收的量為  $k_j dr_j$ ，故二者間的直接交換面積為：

$$\overline{g_i g_j} = \int_{V_i} \int_{V_j} (4K_i dV_i) \cdot \left( \frac{\tau(R) dA_j}{4\pi R^2} \right) \cdot (K_j dr_j) \dots (6-11)$$

以  $r_{2,i}, r_{2,j}$  分別代表  $i, j$  兩個區域的徑向位置，而  $r_{1,i}, r_{1,j}$  代表二者的軸向位置， $\beta_i, \beta_j$  分別為二者的圓周角，則 (6-11) 式可以寫成如下：

$$g_i g_j = \int_{\beta_j} \int_{\beta_i} \int_{r_{2,j}} \int_{r_{2,i}} \int_{r_{1,j}} \int_{r_{1,i}} \frac{e^{-kR} k_i k_j r_{2,i} r_{2,j}}{\pi R^2} \cdot dr_{1,i} dr_{1,j} dr_{2,i} dr_{2,j} d\beta_i d\beta_j \dots (6-12)$$

其中二者的距離為：

$$R = \sqrt{(r_{1,i} + r_{1,j} - r_{1,i})^2 + (r_{2,i}^2 + r_{2,j}^2 - 2r_{2,i}r_{2,j} \cos \beta_j)} \dots (6-13)$$

由以上的討論可以算出各個區域間的直接交換面積。

高次積分式可以應用高斯數值積分法直接解出。以一個四次積分式為例， $f(x,y,z,w)$  對  $x$ 、 $y$ 、 $z$ 、 $w$  的積分，可以先經過變數變換，使每一個積分的上下限都在 1 和 1 之間，亦即：

$$\int_w \int_z \int_y \int_x f(x,y,z,w) dx dy dz dw \\ \int_{-1}^1 \int_{-1}^1 \int_{-1}^1 \int_{-1}^1 f(\epsilon, \eta, \vartheta, \gamma) |J| d\epsilon d\eta d\vartheta d\gamma \dots (6-14)$$

其中  $|J|$  為 Jacobian。對一個積分上下限均為  $-1$ 、 $1$  的積分式可以表示成某些點的加權組合。

$$\int_{-1}^1 \int_{-1}^1 \int_{-1}^1 \int_{-1}^1 f(\epsilon, \eta, \vartheta, \gamma) |J| d\epsilon d\eta d\vartheta d\gamma \\ = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n \sum_{k=1}^n \sum_{l=1}^n W_i W_j W_k W_l \cdot f(\epsilon_i, \eta_j, \vartheta_k, \gamma_l) |J| \dots (6-15)$$

其中  $n$  為高斯積分所取的點數； $W_i$ 、 $W_j$ 、 $W_k$ 、 $W_l$  是高斯數值積分法的加權係數， $\epsilon_i$ 、 $\eta_j$ 、 $\vartheta_k$ 、 $\gamma_l$  為對應加權係數的座標值，如表 7 所列。

表 7：高斯積分法的加權係數和座標值

點數 n	加權係數 $w_i$	座標值 $\pm i$
2	1.0	0.5773502691
4	0.3478548451 0.6521451548	0.8611363115 0.3399810435
6	0.1713244923 0.3607615730 0.4679139345	0.9324695142 0.6612093864 0.2386191860
8	0.1012285362 0.2223810344 0.3137066458 0.3626837833	0.9602898564 0.7966664774 0.5255324099 0.1834346424
10	0.0666713443 0.1494513491 0.2190863625 0.2692667193 0.2955242247	0.9739065285 0.8650633666 0.6794095682 0.4333953941 0.1488743389

#### (4)全部交換面積

由於非灰色體的放射率和放射源的溫度有關，因此全部交換面積也是一個溫度的函數，為了簡化起見，可以應用處理放射率的方法，把全部交換面積寫成幾種灰色氣體的加權組合，把溫度對全部交換面積的影響由加權係數的改變表示出來，而成為：

$$\vec{S}_i S_j = \sum [a_{g,n}(T_i)] \cdot [s_i s_j(k_n)] \dots (6-16)$$

$$\vec{G}_i - S_j = \sum^n [a_{g,n}(T_i)] \cdot [\vec{G}_i S_j(k_n)] \dots (6-17)$$

$$\vec{G}_i \vec{G}_j = \sum^n [a_{g,n}(T_i)] \cdot [\vec{G}_i \vec{G}_j(k_n)] (6-18)$$

其中箭頭所指的方向為吸熱體，如  $S_i S_j$  代表  $i$  區域為放射源而  $j$  區域為吸熱體。

(b)質能平衡如前所述，本研究採上火空氣佔通風量的70%，而下火空氣則佔30%，並作如下的假設：

- 1.上火空氣自第八區進入第二區。
- 2.火焰高度至第二區的頂端。
- 3.參考稻殼揮發物和焦炭之熱值，假定焦炭熱值為揮發物熱值的兩倍。
- 4.熱損失佔10%。

則能量平衡式可分氣體區及表面區表示如下：  
氣體區域：在穩定狀態下，所有到達氣體區的

輻射能量加上在該區域內由燃燒所放出的化學能與對流熱傳能量減去該區域的氣體所放射出的輻射能量，等於氣體流經該區域的能量改變。

表面區域：所有到達表面區的輻射能量，加上對流熱傳的能量，等於該表面區的放射能。

則各區域的能量平衡方程式為：

第一區：

$$[\text{輻射吸收能量}] + [\text{對流項能量}]$$

$$\begin{aligned}
& + [\text{熱值釋放能}] - [\text{輻射放射能量}] \\
& = [\text{氣體流經該區域能量的改變}] \\
& (\epsilon_j s_j g_{j1} \vec{E}_j + \epsilon_k g_{k1} \vec{E}_k) + hA_7(T_7 - T_1) + \dot{Q}_1 \\
& - 4V_1 \sum_n a_{g,n} k_n E_1 \\
& = \dot{M}_G C_p (T_1 - T_0) \dots \dots (6-19)
\end{aligned}$$

第二區：

$$\begin{aligned}
& [\text{輻射吸收能量}] + [\text{對流項能量}] \\
& + [\text{熱值釋放能量}] - [\text{上火空氣所需顯熱}] \\
& - [\text{輻射放射能量}] \\
& = [\text{氣體流經該區域能量的改變}] \\
& (\sum_j s_j g_{j2} \vec{E}_j + \sum_k g_{k2} \vec{E}_k) + hA_8(T_8 - T_2) \\
& + \dot{Q}_2 - \dot{M}_u C_p (T_2 - T_0) - 4V_2 \sum_n a_{g,n} K_n E_2 \\
& = \dot{M}_G C_p (T_2 - T_1) \dots \dots (6-20)
\end{aligned}$$

第三區至第六區均為：

$$\begin{aligned}
& [\text{輻射吸收能量}] + [\text{對流項能量}] \\
& + [\text{熱值釋放能量}] - [\text{輻射放射能量}] \\
& = [\text{氣體流經該區域能量的改變}]
\end{aligned}$$

其能量平衡方程式分別為：

第三區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j g_{j3} \vec{E}_j + \sum_k g_{k3} \vec{E}_k) + hA_9(T_9 - T_3) \\
& + \dot{Q}_3 - 4V_3 \sum_n a_{g,n} K_n E_3 \\
& = (\dot{M}_G + \dot{M}_u) C_p (T_3 - T_2) \dots \dots (6-21)
\end{aligned}$$

第四區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j g_{j4} \vec{E}_j + \sum_k g_{k4} \vec{E}_k) + hA_{10}(T_{10} - T_4) \\
& + \dot{Q}_4 - 4V_4 \sum_n a_{g,n} K_n E_4 \\
& = (\dot{M}_G + \dot{M}_u) C_p (T_4 - T_3) \dots \dots (6-22)
\end{aligned}$$

第五區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j g_{j5} \vec{E}_j + \sum_k g_{k5} \vec{E}_k) + hA_{11}(T_{11} - T_5) \\
& + \dot{Q}_5 - 4V_5 \sum_n a_{g,n} K_n E_5 \\
& = (\dot{M}_G + \dot{M}_u) C_p (T_5 - T_4) \dots \dots (6-23)
\end{aligned}$$

第六區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j g_{j6} \vec{E}_j + \sum_k g_{k6} \vec{E}_k) + hA_{12}(T_{12} - T_6) \\
& + \dot{Q}_6 - 4V_6 \sum_n a_{g,n} K_n E_6 \\
& = (\dot{M}_G + \dot{M}_u) C_p (T_6 - T_5) \dots \dots (6-24)
\end{aligned}$$

第七區至第十二區均為：

$$\begin{aligned}
& [\text{輻射吸收能量}] + [\text{對流項能量}] \\
& = [\text{輻射放射能量}]
\end{aligned}$$

其各區的能量平衡式為：

第七區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j s_{j7} \vec{E}_j + \sum_k g_{k7} \vec{E}_k) + hA_7(T_1 - T_7) \\
& = (\sum_j s_{j7} s_j \vec{E}_j + \sum_k g_{k7} \vec{E}_k) \dots \dots (6-25)
\end{aligned}$$

第八區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j s_{j8} \vec{E}_j + \sum_k g_{k8} \vec{E}_k) + hA_8(T_2 - T_8) \\
& = (\sum_j s_{j8} s_j \vec{E}_j + \sum_k g_{k8} \vec{E}_k) \dots \dots (6-26)
\end{aligned}$$

第九區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j s_{j9} \vec{E}_j + \sum_k g_{k9} \vec{E}_k) + hA_9(T_3 - T_9) \\
& = (\sum_j s_{j9} s_j \vec{E}_j + \sum_k g_{k9} \vec{E}_k) \dots \dots (6-27)
\end{aligned}$$

第十區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j s_{j10} \vec{E}_j + \sum_k g_{k10} \vec{E}_k) + hA_{10}(T_4 - T_{10}) \\
& = (\sum_j s_{j10} s_j \vec{E}_j + \sum_k g_{k10} \vec{E}_k) \dots \dots (6-28)
\end{aligned}$$

第十一區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j s_{j11} \vec{E}_j + \sum_k g_{k11} \vec{E}_k) + hA_{11}(T_5 - T_{11}) \\
& = (\sum_j s_{j11} s_j \vec{E}_j + \sum_k g_{k11} \vec{E}_k) \dots \dots (6-29)
\end{aligned}$$

第十二區：

$$\begin{aligned}
& (\sum_j s_j s_{j12} \vec{E}_j + \sum_k g_{k12} \vec{E}_k) + hA_{12}(T_6 - T_{12}) \\
& = (\sum_j s_{j12} s_j \vec{E}_j + \sum_k g_{k12} \vec{E}_k) \dots \dots (6-30)
\end{aligned}$$

對於氣體區中熱值釋放能量項 $\dot{Q}$ ，可以依據 Rosler 的討論，利用火焰的長度求出軸向已燃氣體的比例分配情形。以上代表爐長， $L_r$ 代表火焰長度，則已燃氣體所佔的比例 $f$ 為：

$$f = \begin{cases} 3\left(\frac{z}{L_r}\right)^2 - 2\left(\frac{z}{L_r}\right)^3, & 0 \leq z \leq L_r \\ 1, & L_r \leq z \leq L \end{cases} \dots \dots (6-31)$$

其中 $z$ 為區域高度。由 $f$ 的變化，配合前面的假設及玉米穗軸熱解產物的百分組成，便可得知各個區域的熱值釋放量。

#### 四數值計算方法

根據前面所求得的燃廐室尺寸，經區域劃分後，先以高斯數值積分法求出各區域間的直接面積及全部交換面積。由於直接交換面積的計算相當耗時

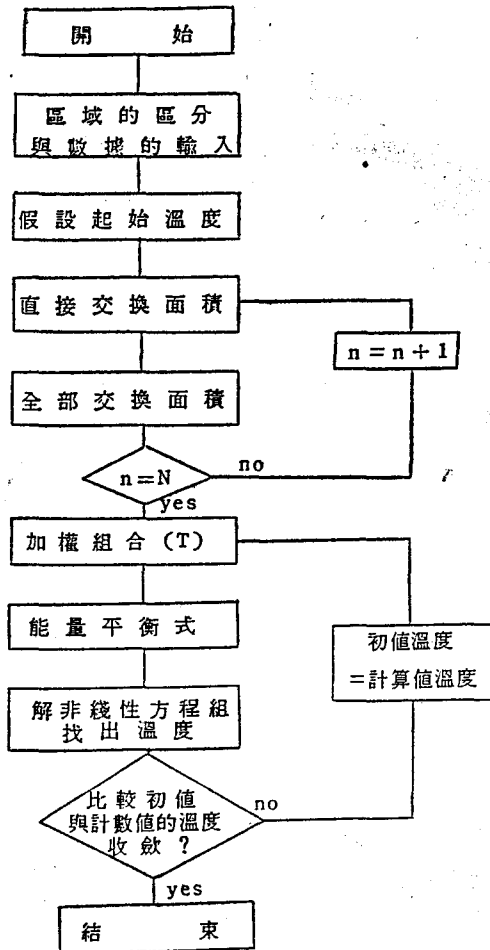
，所以先設定一溫度，並假設爐氣是幾種灰色氣體的加權組合而求得一組交換面積；以後在不同的溫度下，只要改變加權係數作不同的組合即可。

由前一節能量平衡方程式的建立，可得一非線性聯立方程組：

$$\begin{aligned} &(a_{11}t_1 + a'_{11}t_1^4) + (a_{12}t_2 + a'_{12}t_2^4) + \dots + (a_{1n}t_n + a'_{1n}t_n^4) - b_1 = 0 \dots\dots\dots \\ &(a_{11}t_1 + a'_{11}t_1^4) + \dots + (a_{1j}t_j + a'_{1j}t_j^4) + \dots + (a_{1n}t_n + a'_{1n}t_n^4) - b_1 = 0 \dots\dots\dots \\ &(a_{21}t_1 + a'_{21}t_1^4) + \dots + (a_{2j}t_j + a'_{2j}t_j^4) + \dots + (a_{2n}t_n + a'_{2n}t_n^4) - b_2 = 0 \dots\dots\dots \end{aligned} \quad (6-32)$$

其中 $a_{ij}$ 、 $a'_{ij}$ 、 $b_i$ 可由能量平衡方程式得到，如表8所示，為各區域溫度的函數。

此非線性聯立方程組可用 Newton Raphson 的計算方法，找出每個區域的實際溫度。取一起始溫度 $t_{j0}$ ，求得一修正溫度量 $c_j$ 可得一新的溫度  $t_j = t_{j0} + c_j$ ，再由 $t_j$ 求 $c_j$ ，重複進行直到 $c_j$ 收斂至某一



範圍為止。 $c_j$ 可由下式得：

$$\begin{aligned} &f_{11}c_1 + f_{12}c_2 + \dots + f_{1n}c_n + f_1 = 0 \dots\dots\dots \\ &f_{11}c_1 + \dots + f_{1j}c_j + \dots + f_{1j}c_j + \dots + f_{1n}c_n + f_1 = 0 \dots\dots\dots (6-33) \\ &f_{21}c_1 + \dots + f_{2j}c_j + \dots + f_{2n}c_n + f_2 = 0 \dots\dots\dots \end{aligned}$$

其中各項係數：

$$f_1 = \sum_{j=1}^n (a_{1j}t_{j0} + a'_{1j}t_{j0}^4) - b_1 \dots\dots\dots (6-34)$$

$$f_{1j} = a_{1j} + 4a'_{1j}t_{j0}^3 \dots\dots\dots (6-35)$$

$c_j$ 可用 Gauss Jordan Method 求得，整個區域方法的計算過程如下所示流程圖。

### 七、集塵系統——旋風分離筒之設計

(-) 模式及計算公式

旋風分離筒 (Cyclone) 的特性取決同圓筒直徑  $D$  和形狀因子 ( $\frac{a}{D}$ 、 $\frac{b}{D}$ 、 $\frac{D_e}{D}$ 、 $\frac{S}{D}$ 、 $\frac{h}{D}$ 、 $\frac{H}{D}$ 、 $\frac{B}{D}$ )，其基本形狀如圖10所示。

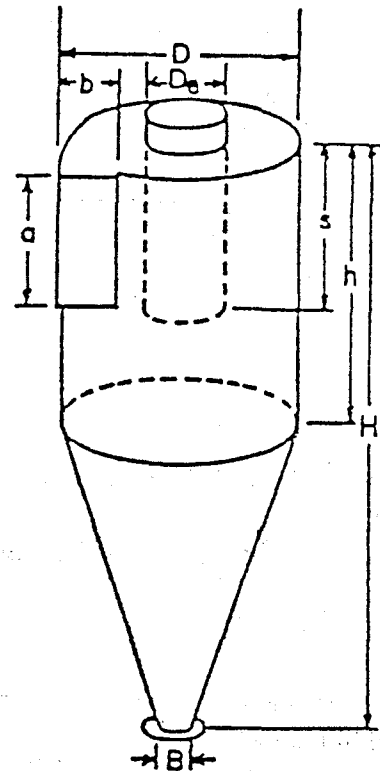


圖10：旋風分離筒 (Cyclone) 構造圖

表 8 : 非線性能量平衡方程組各係數項

$$a_{11} = (-hA_7 - \dot{m}_G C_p)$$

$$a'_{11} = -4v_1 \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_1) K_n \sigma$$

$$a_{12} = 0$$

$$a'_{12} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_2) (\overline{G_1 G_2})_{n\sigma}$$

$$a_{13} = 0$$

$$a'_{13} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_3) (\overline{G_1 G_3})_{n\sigma}$$

$$a_{14} = 0$$

$$a'_{14} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_4) (\overline{G_1 G_4})_{n\sigma}$$

$$a_{15} = 0$$

$$a'_{15} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_5) (\overline{G_1 G_5})_{n\sigma}$$

$$a_{16} = 0$$

$$a'_{16} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_6) (\overline{G_1 G_6})_{n\sigma}$$

$$a_{17} = hA_7$$

$$a'_{17} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_7) (\overline{G_1 S_7})_{n\sigma}$$

$$a_{18} = 0$$

$$a'_{18} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_8) (\overline{G_1 S_8})_{n\sigma}$$

$$a_{19} = 0$$

$$a'_{19} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_9) (\overline{G_1 S_9})_{n\sigma}$$

$$a_{1,10} = 0$$

$$a'_{1,11} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_{11}) (\overline{G_1 S_{11}})_{n\sigma}$$

$$a_{1,12} = 0$$

$$a'_{1,12} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_{12}) (\overline{G_1 S_{12}})_{n\sigma}$$

$$b_1 = -(\dot{m}_G C_p T_0 + \dot{Q}_1)$$

$$a_{21} = \dot{m}_G C_p$$

$$a'_{21} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_1) (\overline{G_2 G_1})_{n\sigma}$$

$$a_{22} = -(hA_8 + \dot{m}_n C_p + \dot{m}_u C_p)$$

$$a'_{22} = -\sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_2) K_n 4v_2 \sigma$$

$$a_{23} = 0$$

$$a'_{23} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_3) (\overline{G_2 G_3})_{n\sigma}$$

$$a_{24} = 0$$

$$a'_{24} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_4) (\overline{G_2 G_4})_{n\sigma}$$

$$a_{25} = 0$$

$$a'_{25} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_5) (\overline{G_2 G_5})_{n\sigma}$$

$$a_{26} = 0$$

$$a'_{26} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_6) (\overline{G_2 G_6})_{n\sigma}$$

$$a_{27} = 0$$

$$a'_{27} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_7) (\overline{G_2 S_7})_{n\sigma}$$

$$a_{28} = hA_8$$

$$a'_{28} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_8) (\overline{G_2 S_8})_{n\sigma}$$

$$a_{29} = 0$$

$$a'_{29} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_9) (\overline{G_2 S_9})_{n\sigma}$$

$$a_{2,10} = 0$$

$$a'_{2,10} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_{10}) (\overline{G_2 S_{10}})_{n\sigma}$$

$$a_{2,11} = 0$$

$$a'_{2,11} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_{11}) (\overline{G_2 S_{11}})_{n\sigma}$$

$$a_{2,12} = 0$$

$$a'_{2,12} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_{12}) (\overline{G_2 S_{12}})_{n\sigma}$$

$$b_2 = -(\dot{Q}_2 + \dot{m}_u C_p T_0)$$

$$a_{31} = 0$$

$$a'_{31} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_1) (\overline{G_3 G_1})_{n\sigma}$$

$$a_{32} = (\dot{m}_G + \dot{m}_u) C_p$$

$$a'_{32} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_2) (\overline{G_3 G_2})_{n\sigma}$$

$$a_{33} = -[hA_9 + (\dot{m}_G + \dot{m}_u) C_p]$$

$$a'_{33} = -4v_3 \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_3) K_n \sigma$$

$$a_{34} = 0$$

$$a'_{34} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_4) (\overline{G_3 G_4})_{n\sigma}$$

$$a_{35} = 0$$

$$a'_{35} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_5) (\overline{G_3 G_5})_{n\sigma}$$

$$a_{36} = 0$$

$$a'_{36} = \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_6) (\overline{G_3 G_6})_{n\sigma}$$

$$a_{37} = 0$$

$$a'_{37} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_7) (\overline{G_3 S_7})_{n\sigma}$$

$$a_{38} = 0$$

$$a'_{38} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_8) (\overline{G_3 S_8})_{n\sigma}$$

$$a_{39} = hA_9$$

$$a'_{39} = \sum_{n=1}^N a_{s,n}(T_9) (\overline{G_3 S_9})_{n\sigma}$$

$$a_{3,10} = 0$$

$$\begin{aligned}
a_{3,10} &= \sum_{n=1}^N a_{3,n}(T_{10}) (\overline{G_3 S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{3,11} &= 0 \\
a'_{3,11} &= \sum_{n=1}^N a_{3,n}(T_{11}) (\overline{G_3 S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{3,12} &= 0 \\
a'_{3,12} &= \sum_{n=1}^N a_{3,n}(T_{12}) (\overline{G_3 S_{12}})_{n\sigma} \\
b_3 &= -\dot{Q}_3 \\
a_{41} &= 0 \\
a'_{41} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_1) (\overline{G_4 G_1})_{n\sigma} \\
a_{42} &= 0 \\
a'_{42} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_2) (\overline{G_4 G_2})_{n\sigma} \\
a_{43} &= (\dot{m}_G + \dot{m}_u) C_p \\
a'_{43} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_3) (\overline{G_4 G_3})_{n\sigma} \\
a_{44} &= -[hA_{10} + (\dot{m}_G + \dot{m}_2) C_p] \\
a'_{44} &= -4v_4 \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_4) K_{n\sigma} \\
a_{45} &= 0 \\
a'_{45} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_5) (\overline{G_4 G_5})_{n\sigma} \\
a_{46} &= 0 \\
a'_{46} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_6) (\overline{G_4 G_6})_{n\sigma} \\
a_{47} &= 0 \\
a'_{47} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_7) (\overline{G_4 S_7})_{n\sigma} \\
a_{48} &= 0 \\
a'_{48} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_8) (\overline{G_4 S_8})_{n\sigma} \\
n\sigma a_{49} &= 0 \\
a'_{49} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_9) (\overline{G_4 S_9})_{n\sigma} \\
a_{4,10} &= hA_{10} \\
a'_{4,10} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_{10}) (\overline{G_4 S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{4,11} &= 0 \\
a'_{4,11} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_{11}) (\overline{G_4 S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{4,12} &= 0 \\
a'_{4,12} &= \sum_{n=1}^N a_{4,n}(T_{12}) (\overline{G_4 S_{12}})_{n\sigma} \\
b_4 &= -Q_4 \\
a_{51} &= 0
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a'_{51} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_1) (\overline{G_5 G_1})_{n\sigma} \\
a_{52} &= 0 \\
a'_{52} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_2) (\overline{G_5 G_2})_{n\sigma} \\
a_{53} &= 0 \\
a'_{53} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_3) (\overline{G_5 G_3})_{n\sigma} \\
a_{54} &= (\dot{m}_G + \dot{m}_u) C_p \\
a'_{54} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_4) (\overline{G_5 G_4})_{n\sigma} \\
a_{55} &= -[hA_{11} + (\dot{m}_G + \dot{m}_u) C_p] \\
a'_{55} &= -4v_5 \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_5) K_{n\sigma} \\
a_{56} &= 0 \\
a'_{56} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_6) (\overline{G_5 G_6})_{n\sigma} \\
a_{57} &= 0 \\
a'_{57} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_7) (\overline{S_7 G_5})_{n\sigma} \\
a_{58} &= 0 \\
a'_{58} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_8) (\overline{S_8 G_5})_{n\sigma} \\
a'_{58} &= 0 \\
a'_{58} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_9) (\overline{S_9 G_5})_{n\sigma} \\
a_{5,10} &= 0 \\
a'_{5,10} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_{10}) (\overline{S_{10} G_5})_{n\sigma} \\
a_{5,11} &= hA_{11} \\
a'_{5,11} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_{11}) (\overline{S_{11} G_5})_{n\sigma} \\
a_{5,12} &= 0 \\
a'_{5,12} &= \sum_{n=1}^N a_{5,n}(T_{12}) (\overline{S_{12} G_5})_{n\sigma} \\
b_5 &= -Q_5 \\
a_{61} &= 0 \\
a'_{61} &= \sum_{n=1}^N a_{6,n}(T_1) (\overline{G_6 G_1})_{n\sigma} \\
a_{62} &= 0 \\
a'_{62} &= \sum_{n=1}^N a_{6,n}(T_2) (\overline{G_6 G_2})_{n\sigma} \\
a_{63} &= 0 \\
a'_{63} &= \sum_{n=1}^N a_{6,n}(T_3) (\overline{G_6 G_3})_{n\sigma} \\
a_{64} &= 0 \\
a'_{64} &= \sum_{n=1}^N a_{6,n}(T_4) (\overline{G_6 G_4})_{n\sigma}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a_{65} &= (\dot{m}_G + \dot{m}_u) C_p \\
a'_{65} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_5) (\overline{G_5 G_6})_{n\sigma} \\
a_{66} &= -[hA_{12} + (\dot{m}_G + \dot{m}_u) C_p] \\
a'_{66} &= -4V_6 \sum_n a_{g,n}(T_6) K_n \sigma \\
a_{67} &= 0 \\
a'_{67} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_7) (\overline{S_7 G_6})_{n\sigma} \\
a_{68} &= 0 \\
a'_{68} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_8) (\overline{S_8 G_6})_{n\sigma} \\
a_{69} &= 0 \\
a'_{69} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_9) (\overline{S_9 G_6})_{n\sigma} \\
a_{6,10} &= 0 \\
a'_{6,10} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{10}) (\overline{S_{10} G_6})_{n\sigma} \\
a_{6,11} &= 0 \\
a'_{6,11} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{11}) (\overline{S_{11} G_6})_{n\sigma} \\
a_{6,12} &= hA_{12} \\
a'_{6,12} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{12}) (\overline{S_{12} G_6})_{n\sigma} \\
b_6 &= -\dot{Q}_6 \\
a_{71} &= hA_7 \\
a'_{71} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_1) (\overline{G_1 S_7})_{n\sigma} \\
a_{72} &= 0 \\
a'_{72} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_2) (\overline{G_2 S_7})_{n\sigma} \\
a_{73} &= 0 \\
a'_{73} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_3) (\overline{G_3 S_7})_{n\sigma} \\
a_{74} &= 0 \\
a'_{74} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_4) (\overline{G_4 S_7})_{n\sigma} \\
a_{75} &= 0 \\
a'_{75} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_5) (\overline{G_5 S_7})_{n\sigma} \\
a_{76} &= 0 \\
a'_{76} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_6) (\overline{G_6 S_7})_{n\sigma} \\
a_{77} &= -hA_7 \\
a'_{77} &= -\sigma \left( \sum_{j=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_7) (\overline{S_7 S_j})_n \right) \\
a_{78} &= 0
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a'_{78} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_8) (\overline{S_8 S_7})_{n\sigma} \\
a_{79} &= 0 \\
a'_{79} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_9) (\overline{S_9 S_7})_{n\sigma} \\
a_{7,10} &= 0 \\
a'_{7,10} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{10}) (\overline{S_{10} S_7})_{n\sigma} \\
a_{7,11} &= 0 \\
a'_{7,11} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{11}) (\overline{S_{11} S_7})_{n\sigma} \\
a_{7,12} &= 0 \\
a'_{7,12} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{12}) (\overline{S_{12} S_7})_{n\sigma} \\
b_7 &= 0 \\
a_{81} &= 0 \\
a'_{81} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_1) (\overline{G_1 S_8})_{n\sigma} \\
a_{82} &= hA_8 \\
a'_{82} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_2) (\overline{G_2 S_8})_{n\sigma} \\
a_{83} &= 0 \\
a'_{83} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_3) (\overline{G_3 S_8})_{n\sigma} \\
a_{84} &= 0 \\
a'_{84} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_4) (\overline{G_4 S_8})_{n\sigma} \\
a_{85} &= 0 \\
a'_{85} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_5) (\overline{G_5 S_8})_{n\sigma} \\
a_{86} &= 0 \\
a'_{86} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_6) (\overline{G_6 S_8})_{n\sigma} \\
a_{87} &= 0 \\
a'_{87} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_7) (\overline{S_7 S_8})_{n\sigma} \\
a_{88} &= -hA_8 \\
a'_{88} &= -\sigma \left[ \sum_{j=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_8) (\overline{S_8 S_j})_n \right. \\
&\quad \left. + \sum_{k=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_8) (\overline{S_8 G_k})_n \right] \\
a_{89} &= 0 \\
a'_{89} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_9) (\overline{S_9 S_8})_{n\sigma} \\
a_{8,10} &= 0 \\
a'_{8,10} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{10}) (\overline{S_{10} S_8})_{n\sigma} \\
a_{8,11} &= 0
\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
a'_{8,11} &= \sum_{n=1}^N a_{8,n} (T_{11}) (\overline{S_{11}S_8})_{n\sigma} \\
a_{8,12} &= 0 \\
a'_{8,12} &= \sum_{n=1}^N a_{8,n} (T_{12}) (\overline{S_{12}S_8})_{n\sigma} \\
b_8 &= 0 \\
a_{91} &= 0 \\
a'_{91} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_1) (\overline{G_1S_9})_{n\sigma} \\
a_{92} &= 0 \\
a'_{92} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_2) (\overline{G_2S_9})_{n\sigma} \\
a_{93} &= hA_9 \\
a'_{93} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_3) (\overline{G_3S_9})_{n\sigma} \\
a_{94} &= 0 \\
a'_{94} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_4) (\overline{G_4S_9})_{n\sigma} \\
a_{95} &= 0 \\
a'_{95} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_5) (\overline{G_5S_9})_{n\sigma} \\
a_{96} &= 0 \\
a'_{96} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_6) (\overline{G_6S_9})_{n\sigma} \\
a_{97} &= 0 \\
a'_{97} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_7) (\overline{S_7S_9})_{n\sigma} \\
a_{98} &= 0 \\
a'_{98} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_8) (\overline{S_8S_9})_{n\sigma} \\
a_{99} &= -hA_9 \\
a'_{99} &= -\sigma \left[ \sum_{j=1}^N \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_9) (\overline{S_9S_j})_n \right. \\
&\quad \left. + \sum_{k=1}^N \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_9) (\overline{S_9G_k})_n \right] \\
a_{9,10} &= 0 \\
a'_{9,10} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_{10}) (\overline{S_{10}S_9})_{n\sigma} \\
a_{9,12} &= 0 \\
a'_{9,12} &= \sum_{n=1}^N a_{9,n} (T_{12}) (\overline{S_{12}S_9})_{n\sigma} \\
b_9 &= 0 \\
a_{10,1} &= 0 \\
a'_{10,1} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_1) (\overline{G_1S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,2} &= 0 \\
a'_{10,2} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_2) (\overline{G_2S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,3} &= 0
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a'_{10,8} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_8) (\overline{G_8S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,4} &= hA_{10} \\
a'_{10,4} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_4) (\overline{G_4S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,5} &= 0 \\
a'_{10,5} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_5) (\overline{G_5S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,6} &= 0 \\
a'_{10,6} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_6) (\overline{G_6S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,7} &= 0 \\
a'_{10,7} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_7) (\overline{S_7S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,8} &= 0 \\
a'_{10,8} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_8) (\overline{S_8S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,9} &= 0 \\
a'_{10,9} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_9) (\overline{S_9S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,10} &= -hA_{10} \\
a'_{10,10} &= -\sigma \left[ \sum_{j=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_{10}) (\overline{S_{10}S_j})_n \right. \\
&\quad \left. + \sum_{k=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_{10}) (\overline{S_{10}G_k})_n \right] \\
a_{10,11} &= 0 \\
a'_{10,11} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_{11}) (\overline{S_{11}S_{10}})_{n\sigma} \\
a_{10,12} &= 0 \\
a'_{10,12} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_{12}) (\overline{S_{12}S_{10}})_{n\sigma} \\
b_{10} &= 0 \\
a_{11,1} &= 0 \\
a'_{11,1} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_1) (\overline{G_1S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,2} &= 0 \\
a'_{11,2} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_2) (\overline{G_2S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,3} &= 0 \\
a'_{11,3} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_3) (\overline{G_3S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,4} &= 0 \\
a'_{11,4} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_4) (\overline{G_4S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,5} &= hA_{11} \\
a'_{11,5} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n} (T_5) (\overline{G_5S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,6} &= 0
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a'_{11,6} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_6) (\overline{G_6 S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,7} &= 0 \\
a'_{11,7} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_7) (\overline{S_7 S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,8} &= 0 \\
a'_{11,8} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_8) (\overline{S_8 S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,9} &= 0 \\
a'_{11,9} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_9) (\overline{S_9 S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,10} &= 0 \\
a'_{11,10} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{10}) (\overline{S_{10} S_{11}})_{n\sigma} \\
a_{11,11} &= -hA_{11} \\
a'_{11,11} &= -\left[ \sum_{j=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{11}) (\overline{S_{11} S_j})_n \right. \\
&\quad \left. + \sum_{k=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{11}) (\overline{S_{11} G_k})_n \right] \\
a_{11,12} &= 0 \\
a'_{11,12} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{12}) (\overline{S_{12} S_{11}})_{n\sigma} \\
b_{11} &= 0 \\
a'_{12,1} &= 0 \\
a_{12,1} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_1) (\overline{G_1 S_{12}})_{n\sigma} \\
a'_{12,2} &= 0 \\
a_{12,2} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_2) (\overline{G_2 S_{12}})_{n\sigma} \\
a'_{12,3} &= 0 \\
a_{12,3} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_3) (\overline{G_3 S_{12}})_{n\sigma} \\
a'_{12,4} &= 0 \\
a_{12,4} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_4) (\overline{G_4 S_{12}})_{n\sigma} \\
a'_{12,5} &= 0 \\
a_{12,5} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_5) (\overline{G_5 S_{12}})_{n\sigma} \\
a'_{12,6} &= hA_{12} \\
a_{12,6} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_6) (\overline{G_6 S_{12}})_{n\sigma} \\
a_{12,7} &= 0 \\
a'_{12,7} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_7) (\overline{S_7 S_{12}})_{n\sigma} \\
a_{12,8} &= 0 \\
a'_{12,8} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_8) (\overline{S_8 S_{12}})_{n\sigma} \\
a_{12,9} &= 0
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
a'_{12,9} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_9) (\overline{S_9 S_{12}})_{n\sigma} \\
a_{12,10} &= 0 \\
a'_{12,10} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{10}) (\overline{S_{10} S_{12}})_{n\sigma} \\
a_{12,11} &= 0 \\
a'_{12,11} &= \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{11}) (\overline{S_{11} S_{12}})_{n\sigma} \\
a_{12,12} &= -hA_{12} \\
a'_{12,12} &= -\left[ \sum_{j=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{12}) (\overline{S_{12} S_j})_n \right. \\
&\quad \left. + \sum_{k=1}^N \sum_{n=1}^N a_{g,n}(T_{12}) (\overline{S_{12} G_k})_n \right] \\
b_{12} &= 0
\end{aligned}$$

採用Swift 模式，其各部尺寸比例如表 9 所示，並應用 William Licht, Kalen Zenz 所提出的計算公式，進口速度計算公式為：

表 9：Swift 模式各部尺寸比 (以 D=1)

D	1.0	h	1.4
a	0.44	H	3.9
b	0.21	$\ell$	2.04
S	0.5	K	699.2
De	0.4		

$$U_T = 16.95 \times \frac{4}{3} g \left[ \frac{\mu \rho_p}{\rho_f^2} \right] \frac{(b/D)^{1.2}}{(1-b/D)} D^{0.201} \dots\dots\dots (7-1)$$

將  $U_T$  以  $Q/(a \times b)$  代入後可得：

$$D = 0.0502 \left[ \frac{Q \rho_f^2}{\mu \rho_p} \frac{(1-b/D)}{(a/D)(b/D)^{2.2}} \right]^{0.454} \dots\dots\dots (7-2)$$

其中  $Q$  為氣體流量 (ft<sup>3</sup>/sec)， $\rho_f$  為流體密度 (lb/ft<sup>3</sup>)， $\mu$  為流體黏滯係數 (lb/ft·sec)， $\rho_p$  為粒子密度 (lb/ft<sup>3</sup>)，而進口速度  $U_T$  則限制在 15, 24~27, 43m/sec (50~90ft/sec) 之間以避免流速太快，粒子和筒壁撞擊造成再回入 (Entrainment)，影響收集效率。不同粒徑的收集效率計算公式如下：

$$\eta_i = 1 - \exp[-2(\varphi_{ci} K^{\frac{1}{2n+2}})] \dots\dots\dots (7-3)$$

$$\text{其中 } \varphi_{ci} = (n+1) \frac{T_i Q}{D^3} \dots\dots\dots (7-4)$$

$K$  為幾何參數， $n$  為無單位實驗參數。

$$n = 1 - (1 - 0.67D^{0.14}) \cdot \left(\frac{T}{283}\right)^{0.8} \quad (7-5)$$

其中 D 之單位必須以 m 表示，T 為流體溫度 (°K)。滯留時間函數 T<sub>1</sub> 為：

$$T_1 = \frac{\rho_p d_p^2}{18\mu} \quad (7-6)$$

(二)設計方法

應用前面所決定的燃燒所需風量，可計算出排出的爐氣量及溫度，並由前一節 (7-3) ~ (7-6) 式可知收集效率的外在控制因子，主要為入射風量、溫度及附帶改變的混合氣黏滯係數。

如圖 11 所示進入旋風分離筒的氣體是稀釋風和爐氣的混合氣。採果增稀釋風量的方式，應用上一節的計算公式，重複計算比較收集效率，並檢查進口速度是否在 15.24~27.43m/sec (50~90ft/sec) 之間。其方法如下：

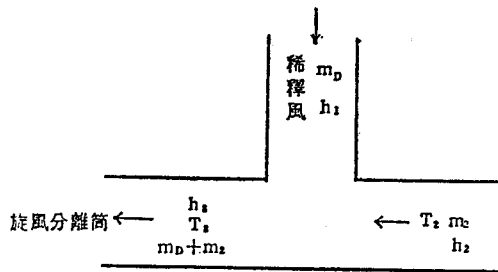


圖 11：旋風分離筒入射風混合示意圖

圖 11：旋風分離筒入射風混合示意圖

假設燃燒室出口至旋風分離筒間有 10% 的熱損失，則可得能量平衡方程式如下：

$$(\dot{m}_D + \dot{m}_2)h_3 = \frac{90}{100} \cdot (\dot{m}_D h_1 + \dot{m}_2 h_2) \quad (7-7)$$

以 1 大氣壓，25°C 為已知狀態 (Datum State)，則等號右邊第一式為零。上式可寫成：

$$(\dot{m}_D + \dot{m}_2) \hat{c}_s (T_3 - T_1) = \dot{m}_2 \hat{c}_p (T_2 - T_1) \cdot \frac{90}{100} \quad (7-8)$$

由上式可得混合氣的溫度 T<sub>3</sub>：

$$T_3 = T_1 + \frac{0.9 \times 0.9 \times [-\dot{W} \times HC]}{(\dot{m}_D + \dot{m}_2) \hat{c}_{ps}} \quad (7-9)$$

混合氣比熱  $\hat{c}_{ps}$  可應用 (5-11) ~ (5-14) 式及各氣體分子的質量流率、莫耳流率加以修正。氣體流率 Q 可由理想氣體公式求得：

$$Q = \frac{\dot{m}_D}{\rho_a} \frac{T_3}{T_1} + \dot{V}_2 \frac{T_3}{T_2} \quad (7-10)$$

將 (7-10) 式代入 (7-1) ~ (7-6) 式可得旋風分離筒的各部尺寸、入口速度、收集效率。

在計算過程中，由於混合氣的黏滯係數為溫度的函數，且和各氣體的莫耳流率有關，需隨稀釋風量的改變加以修正。此項修正可應用參考文獻 [43] 的數據，利用降伏法 (Regression Method) 可得各氣體分子的黏滯係數溫度函數：

$$\mu_{O_2}(T) = 8.74 \times 10^{-6} \exp(1.639 \times 10^{-3} T), \quad \text{lb/ft} \cdot \text{s} \quad (7-11)$$

$$\mu_{CO}(T) = 0.01183 \exp(-5.237 T) \quad (7-12)$$

$$\mu_{N_2}(T) = 1.0255 \times 10^{-5} \exp(9.61 \times 10^{-4} T) \quad (7-13)$$

$$\mu_{CO_2}(T) = 5.8713 \times 10^{-6} \exp(1.923 \times 10^{-3} T) \quad (7-14)$$

則混合氣的黏數為：

$$\hat{\mu}(T) = \frac{\mu_{O_2} \dot{N}_{O_2} + \mu_{H_2O} \dot{N}_{H_2O} + \mu_{N_2} \dot{N}_{N_2} + \mu_{CO_2} \dot{N}_{CO_2}}{\dot{N}_{O_2} + \dot{N}_{H_2O} + \dot{N}_{N_2} + \dot{N}_{CO_2}} \quad (7-15)$$

## 八、結果與討論

本研究計算所引用的數據列於表 10。

表 10：本研究計算引用之數據

玉米穗軸乾物熱值	18500 KJ/kg
水 蒸 發 熱	2460 KJ/kg
外界空氣溫度	25 °C
外界空氣密度	1.185 kg/m <sup>3</sup>
燃料堆積孔隙率	20%
火 格 子 孔 隙 率	50%
耐火磚摩擦係數	0.6
通風管壁摩擦係數	0.2
燃料層厚度	20 Cm
底部風管長度	1 m
二次風管長度	2 m
煙塵顆粒密度	1000 kg/m <sup>3</sup>
外界自然對流係數	17.04 w/m <sup>2</sup> °C
燃燒室對流係數	340.8 w/m <sup>2</sup> °C
耐火磚熱傳導係數	1.004 w/m°C
絕熱磚熱傳導係數	0.151 w/m°C
參 考 長 度	0.4 m

(一)各變因之關係

應用前面所推導出的 (5-17) 式，固定幾個變

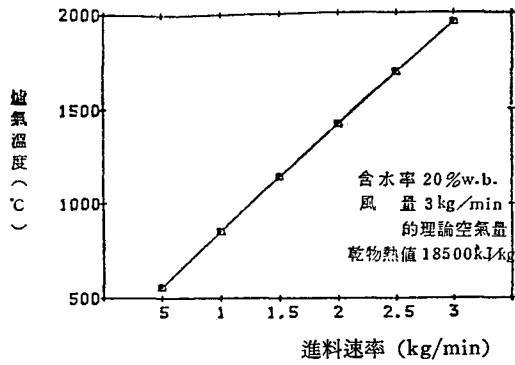


圖12：爐氣溫度——進料速率關係圖

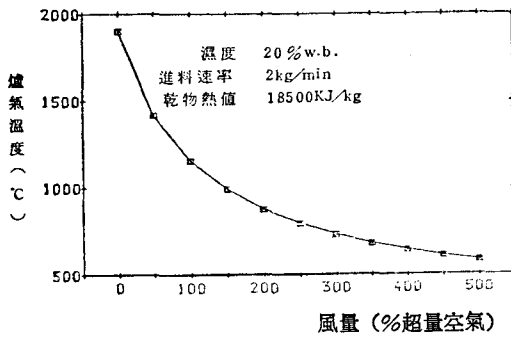


圖13：爐氣溫度——風量關係圖

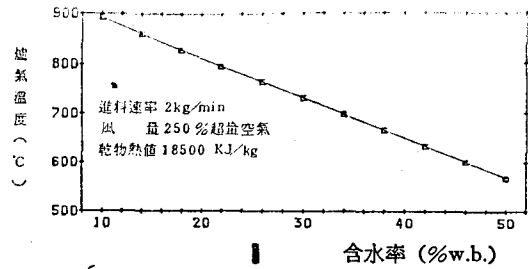


圖14：爐氣溫度——含水率關係圖

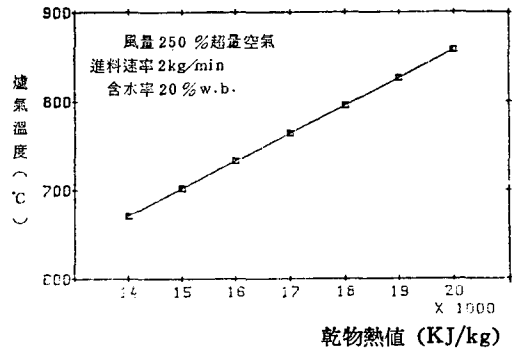


圖15：爐氣溫度——乾物熱值關係圖

因，並考慮係數修正的情況下，可以得到各變因之間的關係如圖12~19。圖12顯示當風量大於理論空氣量時，爐氣溫度隨著進料速率的增加而上升。圖13顯示爐氣溫隨風量增加而降低，而且風量太大時

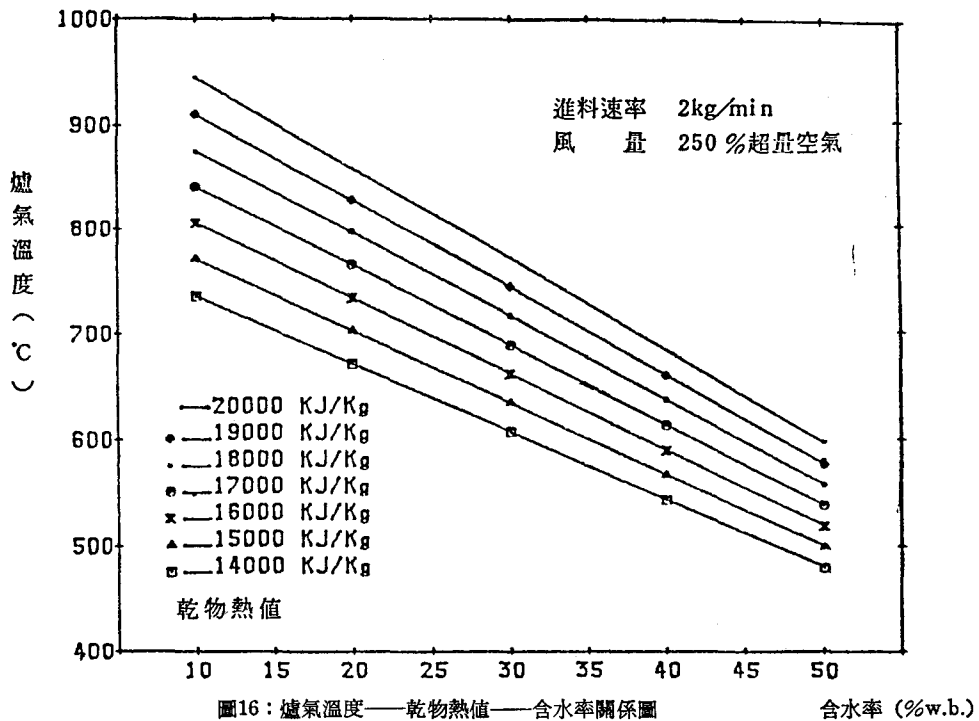


圖16：爐氣溫度——乾物熱值——含水率關係圖

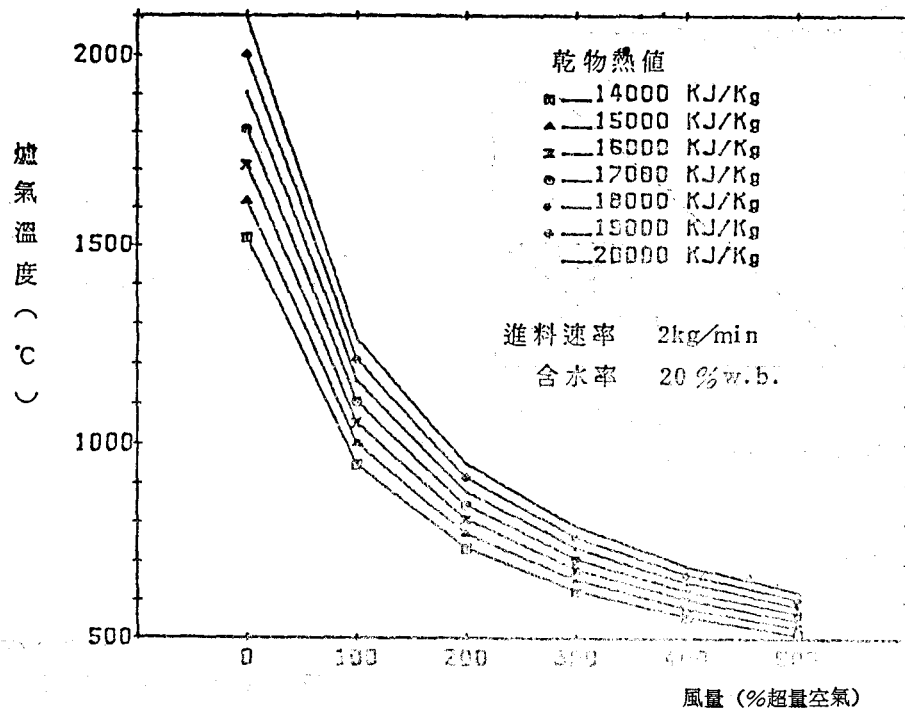


圖17：爐氣溫度——乾物熱值——風量關係圖

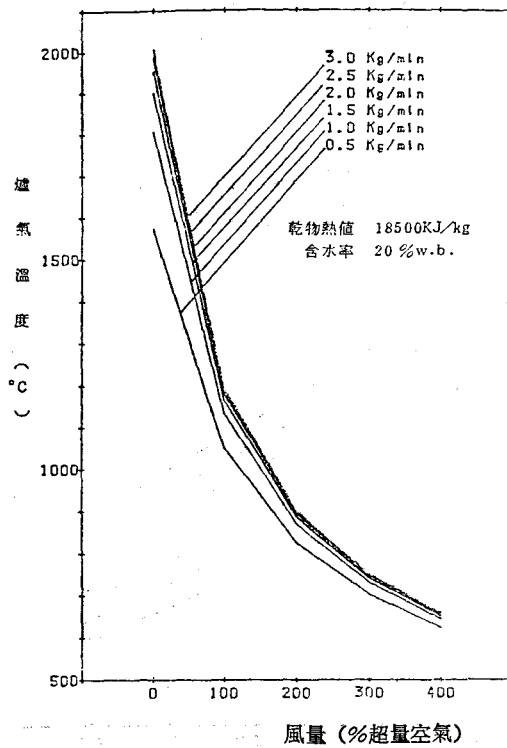


圖18：爐氣溫度——進料速率——風量關係圖

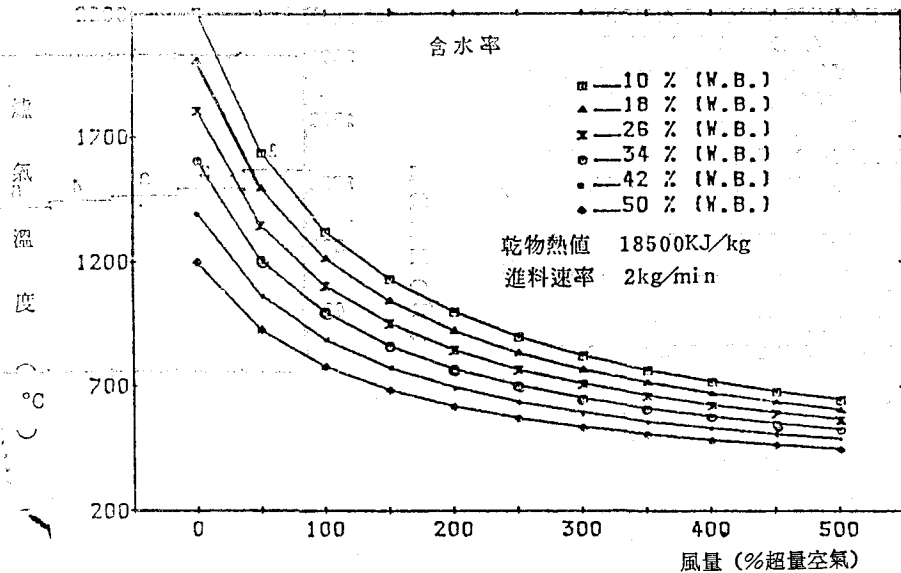


圖19：爐氣溫度——風量——含水率關係圖

，溫度可能降至無法自然的程度。圖14顯示，由於玉米穗軸的乾物熱值極高，所以在含水率相當高的情況下，爐氣的溫度仍高，燃燒可以持續進行。圖

15~17可適於具不同熱值的農產廢棄物。圖18顯示在其它變因均固定時，不同進料速率下溫度之差異主要是由於爐氣平均比熱不同。圖19顯示玉米穗軸的含水率愈高所需的風量愈小，否則可能使溫度降至燃點以下。

(二) 燃燒爐及集塵系統各部尺寸：

根據五、七章的討論可繪出如圖20的計算流程圖，經寫成電腦程式後，使用者只需輸入乾物熱值、含水率、進料速率，即可得到玉米穗軸燃燒爐及其集塵系統的各部尺寸如表11。

表11：玉米穗軸燃燒爐及其集塵系統計算範例

CORN COB FURNACE AND AIR POLLUTION CONTROL SYSTEM DESIGN	
FEED RATE (KG/MIN)	=2
HEATING VALUE (KJ/KG)	=18500
MOISTURE CONTENT (%)	=20
1. FURNACE TEMP (C)	=804.387759
2. AIR FLOW RATE (CU. M/MIN)	=22.0824641
3. FURNACE RADIUS (CM)	=27.2903994
4. TOTAL FURNACE HEIGHT (M)	=3.3
LEN. FIRE GRID-GROUND (CM)	=50
FUEL THICKNESS (CM)	20
GROUND BRICK THICKNESS (CM)	20
COMBUSTION CHAMBER HEIGHT (CM)	2.4
*** MAIN AIR FLOW PIPE ***	
5. PIPE 1 RADIUS (CM)	=4.13439264
6. PIPE 2 RADIUS (CM)	=4.13439264
7. PIPE 3 RADIUS (CM)	=4.13439264
8. PIPE 4 RADIUS (CM)	=4.13439264
*** SECOND AIR FLOW PIPE ***	

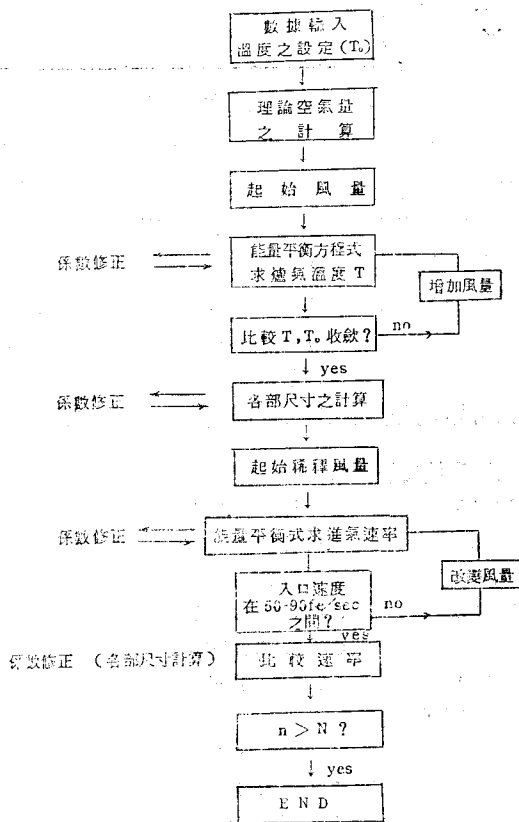


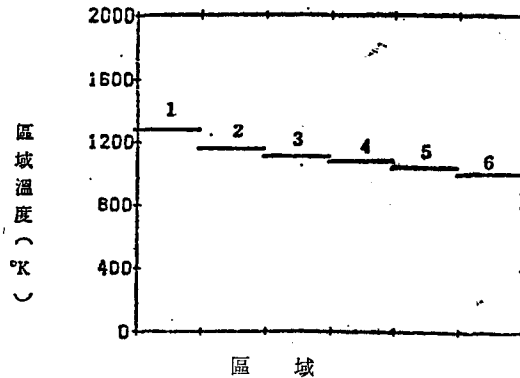
圖20：燃燒爐及集塵系統的計算流程

9. PIPE 5 RADIUS (CM)=5.41319063  
 10. FIRECLAY AND INSULATION  
 OUTSIDE WALL TEMP (C)=59.7661314  
 INSULATION THICKNESS (CM)=17.25  
 FIRECLAY THICKNESS (CM)=11.5  
 FURNACE HEAT LOSS (%)=1.25655827  
 11. SIDE LEN.-FIRE LOOKING GATE (CM)  
 =15  
 12. SIDE LEN.-FEEDING PORT (CM)=20  
 13. SIDE LEN.-ASH EXHAUST GATE (CM)  
 =18.1935996  
 \*\* MAIN AIR PORT 1,2,3,4 \*\*  
 1,2,3,4 AIR FLOW RATE (CFM)=136.366318  
 1,2,3,4 TOTAL AVERAGE PRESSURE DROP  
 (IN. WATER)=4.78296015  
 1,2,3,4 AVERAGE STATIC PRESSURE DROP  
 (IN. WATER)=4.41334615  
 \*\* SECOND AIR PORT 5  
 AIR FLOW RATE (CFM)=233.941924  
 TOTAL PRESSURE DROP (IN. WATER)  
 =6.62013756  
 STATIC PRESSURE DROP (IN. WATER)  
 =6.27226557  
 CYCLONE DESIGN  
 \*\* UNIT:FEET \*\*  
 1. DILUTION AIR CAPACITY (CUM/MIN)  
 =39.7484354  
 2. AVERAGE COLLECTION EFFICIENCY  
 =99.2540512  
 3. AIR INPUT DUCT WIDTH=.596772936  
 4. AIR INPUT DUCT HEIGHT=1.25038139  
 5. CYLINDER DIAMETER=2.84177589  
 6. CYLINDER HEIGHT=3.97848625  
 7. EXIT DUCT DIAMETER=1.13671036  
 8. EXIT DUCT HEIGHT=1.42088794  
 9. DUST PORT=1.13671036  
 10. TOTAL HEIGHT=11.082926

(二) 燃燒室溫度分布

以表11所得的燃燒室大小為分析範例，經由區域方法所得到的直接交換面積如表12所示。初始設

(a) 氣體區



(b) 表面區

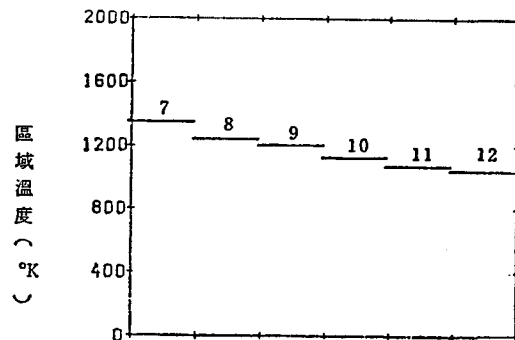


圖21：燃燒室各區域溫度分布

定溫度為 1073°K，由於爐體形狀對稱，只需求得不同區域間隔距離的直接交換面積一組，即可得知各個區域間的直接交換面積；溫度的影響則加在加權係數上隨時修正。在各區域的能量平衡方程式建立之後，應用 Newton Raphson 的數值解法，即可得到各區域的溫度分布，如圖21所示；經由玉米穗軸燃燒產物重量百分比組成及溫度和燃燒產物的關係可知，此分析所得的燃燒室溫度分布應有助於揮

表12(a)：表面區——表面區直接交換面積

	KB=0.056	KB=0.3428	KB=5.904
$S_7S_8$	0.131199879	0.0908607566	3.98824452E-4
$S_7S_9$	0.0223288655	0.0121623427	5.80914855E-7
$S_7S_{10}$	5.38385702E-3	2.24521518E-3	5.44279058E-10
$S_7S_{11}$	1.75937588E-3	5.55487842E-4	6.48377207E-13
$S_7S_{12}$	7.08834797E-4	1.68709178E-4	8.76728024E-16

12(b)：氣體區——表面區直接交換面積

	KB=0.056	KB=0.3428	KB=5.904
$G_1S_7$	0.0167555158	0.0130568115	1.96283274E-4
$G_1S_8$	7.71488018E-3	5.47420741E-3	1.79883919E-5
$G_1S_9$	1.94347597E-3	1.0631843 E-3	2.42159268E-8

$G_1S_{10}$	7.44180494E-4	3.08927601E-4	3.31941013E-11
$G_1S_{11}$	3.59340987E-4	1.12631877E-4	5.23635655E-14
$G_1S_{12}$	1.99302191E-4	4.70613379E-5	9.08201516E-17

表12(c)：氣體區——氣體區直接交換面積

	KB=0.056	KB=0.3428	KB=5.904
$G_1G_2$	4.39117537E-4	3.23718665E-4	4.34137996E-6
$G_1G_3$	2.19314842E-4	1.23267943E-4	1.2440297 E-8
$G_1G_4$	1.4315856 E-4	6.06374375E-5	2.71895494E-11
$G_1G_5$	1.04178812E-4	3.31984863E-5	6.15428815E-14
$G_1G_6$	8.00984862E-5	1.91877522E-5	1.42897163E-16

發氣體的完全燃燒。另一方面，由於燃燒室內部有某些高溫區，可在這些區域多加一層耐火磚及斷熱磚。

四根據圖21所得的區域溫度分布，將氣體及表面區均當作黑體，以面7及氣體區1為例其輻射熱交換量為：

$$\begin{aligned} \dot{Q}_R &= \sigma(T_1^4 - T_7^4)A_7 \\ &= 5.6697 \times 10^{-4} \text{ J/m}^2 \cdot \text{K}^4 \cdot \text{sec} \\ &= (1346.7^4 - 1277.3^4) \times 2\pi(0.2729) \times 0.4 \\ &= 2.44 \times 10^4 \text{ J/sec} \end{aligned}$$

對流熱交換量則為：

$$\begin{aligned} \dot{Q}_C &= hA_7(T_1 - T_7) \\ &= 340.8 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \times 2\pi(0.2729) \times 0.4 \times \\ &= (1346.7 - 1277.3) \\ &= 1.62 \times 10^4 \text{ J/sec} \end{aligned}$$

由以上的計算可知熱輻射量約佔總熱傳量的60%左右，較熱對流更形重要。因此在分析燃燒室的溫度分布時，輻射熱傳為必須考慮的因素。

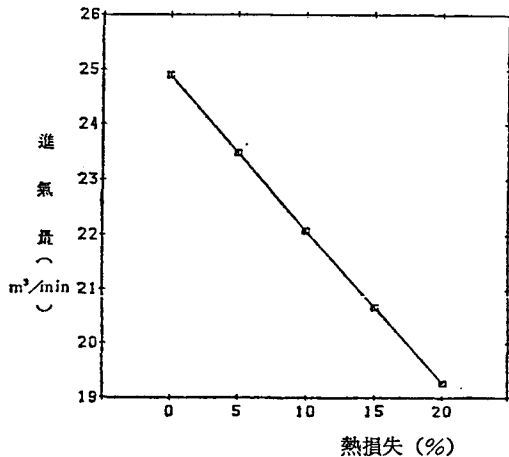


圖22：熱損失及燃燒室半徑大小的關係

(五)根據表11所得的結果顯示熱散逸量佔總熱值的1.26%左右，由於未完全燃燒的熱損失無法估計，故先前假設爐體有10%的熱損失以作為計算的依據應屬合理。由圖22、23可以看出，當熱損失量增加時為了保持燃燒室內部溫度達一設定的溫度故進

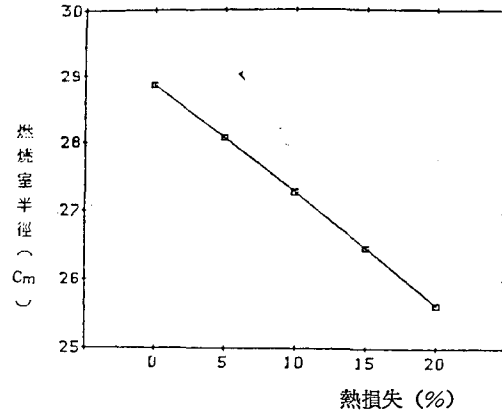


圖23：熱損失及進氣量的關係

氣量應減少，而燃燒室半徑根據(5-19)~(5-21)式亦變小；以保持燃燒室氣體流速，增強擾流的效果。

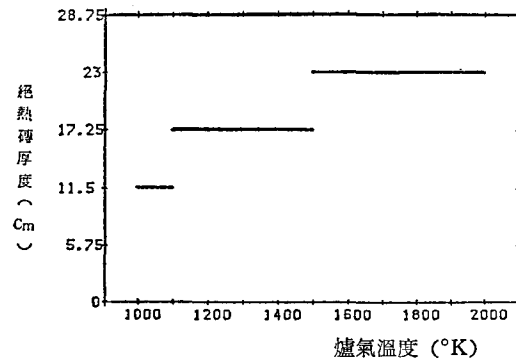


圖24：燃燒室爐氣溫度和所需絕熱磚厚度之關係



(六)表11顯示進氣量為  $24.9\text{m}^3/\text{min}$  約為160%的超量空氣 (Excess Air) 此超量空氣的意義為當燃料燃燒時需有足夠的氧分子和燃料混合燃燒，超量空氣可加速此作用並適當的降低燃燒室溫度，增加爐體的使用壽命，減少熱能損失。

(七)圖23顯示燃燒室內部溫度較高時，為了保護操作人員的安全，減少熱損失，故所需絕熱磚亦較厚。在溫度較高時需用耐火度較高的耐火材料 (SK36~SK45)，方能避免爐壁因熱應力而遭受破壞。由於一般耐火磚、絕熱磚的厚度為11.5公分，故本研究基於實際施工時之考慮採5.75公分為一增量 (約半厚度)，避免施工之困難。

(八)圖3顯示玉米穗軸在燃燒初期如同一般碳水化合物一樣，揮發物和水迅速揮發，燃燒末期屬焦碳之表面燃燒，燃燒速度緩慢。由於玉米穗軸有極高的熱值且焦碳含量少，故應以揮發物燃燒為主以達到快速燃燒的效果。

## 九、建 議

由前面的討論可知玉米穗軸燃燒爐及其集塵系統可應用本研究的設計計算程序以確定設計的可行性，減少設計錯誤的發生。然而，由於燃燒反應的不確定性，元素分析法所受變因的影響都亟待進一步的探索。

燃燒所產生的熱能直接應用於穀物乾燥應是一個極佳的構想。若成本效益上可行的話，今後應可進一步致力於自動控制機構的設置；由於穀物乾燥有一定的風量及溫度，可依據穀物乾燥所需的溫度、風量，應用溫度感應器，風量測定器及訊號轉換器控制進料馬達及風機馬達或附屬電磁開關的啟動、閉合，隨時調整進速率及風量的大小。

## 符 號 說 明

A 面積  
 a 加權組合係數  
 B 每一個區域所取的軸向長度，m  
 B<sub>0</sub> 形狀係數，m  
 C<sub>p</sub> 氣體比熱，KJ/Kgmole °K  
 $\widehat{C}_p$  爐氣的平均比熱，KJ/Kgmole °K  
 $\widehat{C}_{ps}$  混合氣體的比熱，KJ/Kgmole °K  
 D 直 徑  
 D<sub>0</sub> 氣體擴散係數

D<sub>w</sub> 固質體擴散係數  
 d<sub>p</sub> 粒子直徑，10<sup>-6</sup>m (micro)  
 E 黑體放射功率，KJ/m<sup>2</sup> min  
 E<sub>a</sub> 氣體活化能  
 E<sub>w</sub> 固質體活化能  
 ε 氣體放射係數  
 F 摩擦係數  
 $\overrightarrow{GS}$  氣體和吸熱面間的全部交換面積  
 $\overrightarrow{GG}$  氣體和氣體區間的全部交換面積  
 $\overline{GS}$  氣體和吸熱面間的直接交換面積  
 $\overline{GG}$  氣體和氣體區間的直接交換面積  
 g 重力加速度  
 HC 玉米穗軸的修正熱值，KJ/kg  
 HH 玉米穗軸的乾物熱值，KJ/kg  
 H<sub>p</sub> 產物的熱含量，KJ  
 H<sub>r</sub> 反應物的熱含量，KJ  
 h 熱焓，KJ/kg  
 h<sub>0</sub> 外界自然對流係數，KJ/m<sup>2</sup> · °K.S  
 h<sub>∞</sub> 熱流場對流係數，KJ/m<sup>2</sup> · °K.S  
 K 輻射吸收係數，1/m  
 K<sub>x</sub> 燃料徑向傳導係數，KJ/m °K.S  
 k<sub>1</sub> 耐火磚熱傳導係數，KJ/m<sup>2</sup> °K.S  
 k<sub>2</sub> 絕熱磚熱傳導係數，KJ/m<sup>2</sup> °K.S  
 L 管路長度  
 L<sub>r</sub> 火焰高度，m  
 M 質量流率  
 m<sub>D</sub> 稀釋空氣  
 m<sub>u</sub> 上火空氣  
 n 莫耳流率  
 O<sub>r</sub> 火格子間隙率  
 ΔP 壓降，吋水柱高  
 Q<sub>a</sub> 氣體流率，ft<sup>3</sup>/ft<sup>2</sup>. min  
 Q̇ 熱值釋放能，KJ/min  
 Q̇ 流入旋風分離筒的風量流率，ft<sup>3</sup>/min  
 R 氣體常數  
 $\overline{r_0}$  燃燒室半徑  
 $\overrightarrow{SS}$  吸熱面和吸熱面間的全部交換面積  
 $\overline{SS}$  吸熱面和吸熱面間的直接交換面積  
 S<sub>0</sub> 固質體和氣體間的界面積  
 T 溫 度

t 時間  
 $t_{1/3}$  質量減少  $\frac{1}{3}$  所需的時間  
 $U_{\infty}$  熱流場流速  
 $V_0$  原體積  
 $V$  體積流率  
 $u$  爐氣流速, m/s  
 $\dot{W}$  進料速率, kg/min  
 $Z$  軸向長度  
 $O$  波茲曼常數  
 $\tau$  穿透率  
 $\epsilon$  燃料間隙率  
 $\epsilon_s$  爐體表面放射係數  
 $\alpha$  熱擴散係數  
 $\rho$  密度  
 $\mu$  黏滯係數  
 $\beta, \theta$  角度  
 $\epsilon, \eta, \xi, \gamma$  高斯積分座標值

下 標

0 原始狀態或大氣狀態  
 1 狀態 1  
 2 狀態 2  
 3 狀態 3  
 $\infty$  流場  
 b 空氣  
 g 爐氣  
 i 第 i 區域  
 j 第 j 區域  
 k Kinetic  
 s Static  
 $\omega$  固質體  
 co 對流

文 獻 參 考

1. Essenhigh, R. H., 1968. Incineration—A Practical and Scientific Approach. Environmental Science and Technology.
2. Kranzler, G. A. and M. Z. Stone., 1982. Performance of A Direct Combustion Biomass Furnace. ASAE PAPER NO. 82-3604
3. Foster, G. H. and K. D. Baker., 1982. Combustion Drying with Renewable

- Energy. ASAE PAPER NO. 82-3522
4. Vande Morey, R., 1982. A Corncob Fuel Drying System. ASAE PAPER NO. 82-3518
5. Loewer, O. J., R. J. Black, R. C. Brook and I. J. Ross, 1982. Economic Potential of On-Farm Biomass Gasification for Corn Drying. TRANSACTIONS of the ASAE.
6. Loewer, O. J., R. J. Black, R. C. Brook and I. J. Ross., 1982. Feasibility of Gasification for Drying as Related to Energy Availability in Corn Biomass. TRANSACTIONS of the ASAE.
7. Zink, H. R., S. L. Bozdech and J. C. Popp, 1982. Seed Drying with Cob Gasification. ASAE PAPER NO. 82-3607
8. Wahby, M. F., 1983. Efficiency of A Vortex Biomass Furnace. ASAE PAPER NO. MCR 83-119
9. Charles, E., 1982. Performance of A Biomass Furnace for Grain Drying. ASAE PAPER NO. 82-3524
10. Anderson, M. F., G. J. Bern and J. L. Boker., 1983. Corn Drying with Biomass Combustion Products. ASAE PAPER NO. 83-3005
11. Sizemore, S. W., O. J. Loewer, J. L. Taraba and I. J. Ross., 1983. Retention of Gasification-Combustion Products by Corn. ASAE PAPER NO. 83-3006
12. Barrett, J. R., R. B. Jacko and H. R. Sumner, 1983. Corn Residue Furnace Emissions. TRANSACTIONS of the ASAE.
13. Richey, C. B., J. R. Barrett and G. H. Foster, 1982. Biomass Channel-Gasification Furnace. TRANSACTIONS of the ASAE.
14. Jacko, R. B., G. H. Foster and J. R. Barrett, 1982. Contaminant Residues on Corn Dried By Combustion Gases

- From Biomass Furnaces. ASAE PAPER NO. 82-3523.
15. Smith, R. D., J. B. Liljedahl and R. M. Peart, 1983. Storage and Drying of Corn Cobs. ASAE PAPER NO. 83-3007.
  16. Have, H., T. Tougaard Pedersen, 1983. Heat Energy from Wet Biomass by Combined Drying Combustion and Heat Recovery, ASAE PAPER No. 83-3008.
  17. Roberts, A. F., and G. Clough, 1963. Thermal Decomposition of Wood in An Inert Atmosphere, Ninth Symposium (International) on Combustion, pp. 158-166.
  18. Tinney, F. P. 1965. The Combustion of Wooden Dowels in Heated Air, Symp. Int. Combustion, 10th, pp. 925-930.
  19. Blackshear, JR. P. L. and K. A. Murty, Heat and Mass Transfer to, from, and within Cellulosic Solids Burning in Air. tenth Symposium (International) on Combustion. pp 911-923
  20. Anderson, H. E. and R. C. Rothermel., 1965. Influence of Moisture and Wind upon The Characteristics of Free-Burning Fires. Tenth Symposium (International) on Combustion. pp 1009-1019
  21. Murty, K. A. and P. L. Blackshear. 1967. Pyrolysis Effects in the Transfer of Heat and Mass in Thermally Decomposing Organic Solids. Eleventh Symposium (International) on Combustion. pp. 517-523
  22. Kosdon, F. J., F. A. Williams and C. Buman., 1967. Combustion of Vertical Cellulosic Cylinders in Air. Twelfth Symposium (International) on Combustion. pp 253-264
  23. Masayoshi Kuwata, J. P. Stumbar and R. H. Essenhigh., 1967. Combustion Behavior of Suspended Paper Spheres. Twelfth Symposium (International) on Combustion. pp 673-675
  24. Roberts, A. F., 1969. Problems Associated with the Theoretical Analysis of the Burning of Wood. Thirteenth Symposium (International) on Combustion. pp 893-903
  25. Nolan, P. F., D. J. Brown and E. Rothwell., 1971. Gamma-Radiographic Study of Wood Combustion. Fourteenth Symposium (international) on Combustion. pp 1143- 1150
  26. Adomeit, G., G. Mothtuddin and N. Peters., 1975. Boundary layer Combustion of Carbon. Sixteenth Symposium (International) on Combustion. pp 731-743
  27. Phillips, A. M. and H. A. Becker., 1982. Pyrolysis and Burning of Single Sticks of Pine in a Uniform Field or Temperature, Gas Composition, and Gas Velocity. Combustion and Flame 46. pp 221-251
  28. Phillips, A. M. and H. A. Becker., 1984. Pyrolysis and Burning of Pine in Wind at 357-857 C and 3-18 m/s: The Initial Period. Combustion and Flame 58:255-271
  29. Phillips, A. M. and H. A. Becker., 1984. Burning of Pine in Wind at 357-857 C and 3-18 m/s: The Wave Propagation Period. Combustion and Flame 58. pp 273-289
  30. Kaiser, E. R. and S. B. Friedman., 1968. The Pyrolysis of Refuse Components, Combustion. pp 31-36
  31. Sternitzke, R. F. and M. Dvirka., 1968. Temperatures and Air Distributions in Large Rectangular Incinerator Furnaces-Part I. Proc. Nat. Incinerator Conf., ASME. New York. pp 295-302
  32. Dvirka, M., 1972. Temperatures and Air Distribution in Large Rectangular Incinerator Furnaces-Part I. Proc.

- Nat. Incinerator Conf., ASME, New York, pp 217-229
33. Hottel, H. C. and E. S. Cohen., 1958. Radiative Heat Exchange in a Gas-Filled Enclosure Allowance for Non-uniformity of Gas Temperature. A. I. ch. E. Journal, vol. 4. No. 1, March, 3-14
34. Swift, P., 1969. Steam Heating Eng'g. 38: pp 453
35. William, L and Z. Kalen., 1980. Pollution Engineering and Technology. Marcel Dekker, INC. pp 233-264
36. Michalel, J. and Jr. Antal., 1979. The Effects of Residence Time, Temperature and Pressure on Steam Gasification of Biomass. Preprints, Div of Petrol chem. ACS, pp 455
37. Jerry Janes, 1978. Converting Solid Wastes and Residues to Fuel. Chem. Eng., 85(1), pp 87
38. Gilclirist, J.D., 1977. Fuels, Furnaces and Refractories. Pegamon Press, New York.
39. Glassman, I. V., 1977. Combustion. Academic Press, New York.
40. Corey, R. C., 1969. Principles and Practices of Incineration. Wiley-Inter Science, New York.
41. Rubel, F. N., 1974. Incineration of Solid Wastes. Noyes Data Corporation, Park Ridge, New Jersey.
42. George, T., T. Hilary and E. Rolf., 1977. Solid Wastes.
43. Reynold, W. C. and C. P. Henry., 1977. Engineering Thermodynamics. Macraw-Hill Book Company.
44. Crawford, M., 1977. Air Pollution Control Theory. Macraw-Hill Book Company.
45. Brooker, D. B., F. W. B Arkema and C. W. Hall., 1957. Drying Farm Crops.
46. Hottel, H. C. and A. F. Sarofim., 1967. Radiative Transfer. McGraw-Hill Book Company, New York.
47. Taylor, P. B. and P. J. Foster., 1974. The Total Emissivities of Luminous and Nonlumious Flame. Int. J. Heat and Mass Transfer, vol 17, pp 1591-1605
48. Taylor, P. B. and P. J, Foster., 1975. Some Gray Gas Weighting Coefficients for CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>O-Soot Mixtures. Int. J. Heat and Mass Transfer vol 18, 1331-1332
49. Rosler, F.C., 1967. Chem. Eng. Sci., NO 22, pp 1325.
50. Siegel, R. and J. R. Howell., 1981. Thermal Radiation Heat Transfer. McGraw-Hill Book Company, pp 396

## 劍 都 企 業 行

負責人：詹 萬 元

地 址：花蓮市中山路 639 號

電 話：3 2 6 9 2 6