

國立中山大學環境工程研究所

碩士論文

指導教授：周明顯 博士

以蓄熱式焚化爐處理含氮  
揮發性有機物之氮氧化物生成研究

Study on the Fuel NO<sub>x</sub> Formation for Oxidation of Air-Borne  
Nitrogen-Containing VOC by Regenerative Thermal Oxidizer

研究生：潘忠柏 撰

中華民國九十四年七月

## 謝 誌

首先，感謝恩師周明顯教授在碩士班兩年的悉心教誨及耐心指導，使本研究得以順利完成，謹致以由衷之謝忱與感念。

在學位口試期間，承蒙中山大學陳康興教授及海洋科技大學林啟燦教授提出指正及寶貴建議，讓論文內容更加完整。

在研究期間，感謝黑正明學長及黃彥偉學弟全程參與實場測試部分，使得實驗順利完成，同時也感謝張耿峻、彭致豪、黃浩倫、林俊宏學長、同學彭筱婷、馬家珍及施亞儒學弟在實驗時所提供的協助。在課業及生活上，感謝實驗室學長姊、同學及學弟的相助與相伴。

感謝我最愛的父母親、家人與女友美娟，謝謝父母親對我教養之恩，提供我無需憂慮的學習環境，同時也得到家人支持與鼓勵，謝謝女友的付出讓我可以安心的做研究。最後要感謝曾經教育過我的老師及求學過程中的同學，讓我在中山大學兩年裡留下美好的回憶。

## 摘要

本研究利用蓄熱式焚化爐(RTO)處理含氮揮發性有機物(Volatile Organic Compounds, VOCs)，測試進氣中含氮VOC與燃燒生成氮氧化物( $\text{NO}_x$ )之關係，並進行設備操作性能之評估。供試RTO為雙槽式，蓄熱床尺寸為0.152 m (L) × 0.14 m (W) × 1.0 m (H)，床內填充1.11 cm 粒徑礫石1.0 m厚，填充層孔隙度為0.416。

實驗主要包括單一(DMF)及混合(MEK/DMF)進氣二階段。在進氣含DMF部分，分別試驗設備在加熱區溫度( $T_{\text{set}}=700-900^\circ\text{C}$ )、進氣風量( $Q=0.5-1.0 \text{ Am}^3/\text{min}$ ,  $\text{Am}^3/\text{min}$ 以ACMM表示)、進氣VOC濃度( $C_0=0-500 \text{ ppm}$ )及閥門切換時間(1.5 min)等操作條件對VOC之破壞去除率及燃燒生成 $\text{NO}_x$ 之關係。另外，在未處理DMF之前，測定設備在相同操作條件對其熱回收率及壓損之影響；在進氣含MEK/DMF部分，分別試驗設備在加熱區溫度( $T_{\text{set}}=600-800^\circ\text{C}$ )、進氣風量( $Q=0.5 \text{ ACMM}$ )、進氣濃度MEK/DMF比例(100/100、200/100及500/100 ppm)及閥門切換時間(1.5 min) 等操作條件對VOCs之破壞去除率及燃燒生成 $\text{NO}_x$ 之關係。

研究結果顯示：(1)單一進氣(DMF)在冷床狀態下，均無 $\text{NO}_x$ 生成。DMF之破壞去除率分別與進氣濃度(低濃度高於高濃度)及加熱區設定溫度( $900>800>700^\circ\text{C}$ )有關，進氣濃度與 $\text{NO}_x$ 之產生成一負相關；(2)混合進氣(MEK/DMF)試驗時，添加MEK可提升DMF之破壞去除率，進氣濃度與 $\text{NO}_x$ 的生成均成現一負相關。在 $T_{\text{set}}=600^\circ\text{C}$ 時，MEK/DMF混合進氣比例與去除單位DMF所生成之 $\text{NO}_x$ 成正相關，而在 $T_{\text{set}}=700-800^\circ\text{C}$ 時，則無顯著相關性。在 $T_{\text{set}}=800^\circ\text{C}$ 時， $\text{NO}_2$ 之生成明顯較低溫時高；(3)Ergun方程式可合理用於估算氣體經RTO床之壓降。



## Abstract

In this study, a regenerative thermal oxidizer (RTO) was used to test the relationship between VOC concentration and nitrogen oxides( $\text{NO}_x$ ) formed, and to estimate its performance. The RTO is electrically heated and contains two  $0.152 \text{ m} \times 0.14 \text{ m} \times 1.0 \text{ m}$  (L  $\times$  W  $\times$  H) beds both packed with gravel particles of around 1.11 cm in average diameter to a height of 1.0 m. The bed has a void fraction of 0.416.

Experiments include two phases: (1) tests to find the VOC destruction and  $\text{NO}_x$  formed with DMF only in the influent air stream in the following condition: setting temperature  $T_{\text{set}}=700\text{-}900^\circ\text{C}$ , flowrate  $Q=0.5\text{-}1.0 \text{ Am}^3/\text{min}$ , influent concentration  $C_o=0\text{-}500\text{ppm}$ , shift time  $t_s=1.5 \text{ min}$ . and before that, to test the effect to thermal recovery efficiency and pressure drop. (2) tests to find the VOC destruction and  $\text{NO}_x$  formed for the air stream with MEK/DMF mixed in the influent air stream in the following condition: setting temperature  $T_{\text{set}}=600\text{-}900^\circ\text{C}$ , flowrate  $Q=0.5 \text{ Am}^3/\text{min}$ , influent MEK/DMF ratio  $=100/100, 200/100, 500/100(\text{ppm}/\text{ppm})$ , shift time  $t_s=1.5 \text{ min}$ . and before that, to test the effect to thermal recovery efficiency and pressure drop.

Result show : (1)there have no  $\text{NO}_x$  formed in cool-bed with DMF only in the influent air stream. DMF destruction is proportional to influent concentration(low  $C_o > \text{high } C_o$ ) and setting temperature( $900 > 800 > 700^\circ\text{C}$ ). $\text{NO}_x$  formed is inversely proportional to  $C_o$ .(2)in the phase two Experiment, DMF destruction is proportional to add MEK in.  $\text{NO}_x$  formed is inversely proportional to  $C_o$ . MEK/DMF ratio is proportional to ( $\text{NO}_x$  formed/DMF removed) at  $T_{\text{set}}=600^\circ\text{C}$ ,but not closely related during  $T_{\text{set}}=700\text{-}800^\circ\text{C}$ . $\text{NO}_2$  formation is significant at  $T_{\text{set}}=800^\circ\text{C}$ . (3)Ergun equation is suitable to estimate pressure drop of RTO.

# 目 錄

中文摘要.....	I
英文摘要.....	II
目錄.....	III
表目錄.....	VI
圖目錄.....	VII
照片目錄.....	VIII
符號表.....	IX
第一章 前言.....	1
1-1 研究緣起.....	1
第二章 文獻探討.....	4
2-1 VOCs 對人體之危害.....	4
2-2 VOC 廢氣處理方法.....	5
2-2-1 熱焚化法.....	7
2-2-2 觸媒焚化法.....	7
2-2-3 蓄熱式焚化法.....	8
2-2-4 吸附法.....	9
2-2-5 吸收法.....	9
2-2-6 冷凝法.....	10
2-2-7 生物濾床法.....	10
2-3 氮氧化物生成機制.....	12
2-3-1 Thermal NO <sub>x</sub> .....	13
2-3-2 Prompt NO <sub>x</sub> .....	13
2-3-3 Fuel NO <sub>x</sub> .....	14
2-4 供試 VOCs 之性質及焚化特性.....	16
2-5 影響氮氧化物生成之操作因子.....	17
2-5-1 燃燒溫度.....	17

2-5-2 燃料成分.....	18
2-5-3 過剩空氣.....	18
2-6 氮氧化物減量技術.....	19
2-7 相關文獻.....	20
第三章 設備及方法.....	21
3-1 設備.....	21
3-1-1 實驗設備.....	21
3-1-2 分析設備.....	25
3-2 實驗藥品及氣體.....	25
3-3 方法.....	26
3-3-1 實驗方法.....	26
3-3-2 分析方法.....	28
第四章 結果與討論.....	32
4-1 單一進氣(DMF)實驗.....	32
4-2 混合進氣(MEK/DMF)實驗.....	35
4-2-1 $T_{\text{set}}=600^{\circ}\text{C}$ 混和進氣.....	35
4-2-2 $T_{\text{set}}=700^{\circ}\text{C}$ 混和進氣.....	38
4-2-3 $T_{\text{set}}=800^{\circ}\text{C}$ 混和進氣.....	40
4-3 設備操作性能之探討.....	42
4-3-1 設備之熱回收率.....	42
4-3-2 氣體通過蓄熱床之壓損.....	46
4-3-3 設備操作費用評估.....	51
第五章 結論與建議.....	52
5-1 結論.....	52
5-1-1 單一進氣.....	52
5-1-2 混合進.....	52
5-1-3 設備操作性能.....	52

5-2 建議.....	53
參考文獻.....	54
附錄一 檢量線.....	57

## 表 目 錄

表 1.1	典型石化業空氣污染物之毒性.....	2
表 1.2	VOC 相關管制規範.....	2
表 1.3	氮氧化物法規排放標準.....	3
表 2.1	VOCs 控制技術之優缺點.....	6
表 2.2	VOCs 濃度及適用方法.....	7
表 2.3	各種燃料含氮百分比.....	14
表 2.4	DMF 之性質及焚化特性.....	16
表 2.5	MEK 之性質及焚化特性.....	17
表 2.6	相關氮氧化物控制技術.....	19
表 3.1	實驗設備規格表.....	21
表 3.2	分析設備廠牌及用途.....	25
表 3.3	實驗藥品及氣體.....	25
表 3.4	處理單一 VOC 之操作條件.....	27
表 3.5	處理混合 VOCs 之操作條件.....	28
表 3.6	GC-FID 操作條件.....	29
表 3.7	礫石物理性質.....	31
表 4.1	在不同加熱區溫度，單一進氣(DMF)之破壞去除率.....	33
表 4.2	在不同加熱區溫度時，單一進氣(DMF)生成情形.....	34
表 4.3	加熱區設定溫度 600°C 時混合進氣之 NO <sub>x</sub> 生成結果.....	36
表 4.4	加熱區設定溫度 700°C 時混合進氣之 NO <sub>x</sub> 生成結果.....	38
表 4.5	加熱區設定溫度 800°C 時混合進氣之 NO <sub>x</sub> 生成結果.....	40
表 4.6	進氣不含 VOC <sub>s</sub> 時設備之熱回收率.....	42
表 4.7	空氣之物性表(1atm).....	47
表 4.8	在 $T_{max} = 558-560^{\circ}\text{C}$ 時，氣體通過蓄熱床之壓損.....	48
表 4.9	在 $T_{max} = 633-637^{\circ}\text{C}$ 時，氣體通過蓄熱床之壓損.....	49
表 4.10	在 $T_{max} = 706-715^{\circ}\text{C}$ 時，氣體通過蓄熱床之壓損.....	50
表 4.11	設備操作時之費用.....	51



## 圖 目 錄

圖 2.1 各種方法的相對處理成本與濃度之關係.....	7
圖 2.2 RTO 之構造.....	9
圖 2.3 生物濾床處理流程.....	11
圖 2.4 全球歷年來 NO <sub>x</sub> 排放統計資料.....	11
圖 2.5 在煤燃燒中, NO <sub>x</sub> 形成之三種 NO 機制分佈.....	12
圖 2.6 Prompt-NO <sub>x</sub> 機制形成主要步驟.....	14
圖 2.7 燃料中含氮物質氧化簡化步驟.....	15
圖 2.8 氮氧化物在燃燒中形成的路徑.....	15
圖 2.9 溫度與 NO <sub>x</sub> 關係.....	18
圖 2.10 過量空氣與 NO <sub>x</sub> 關係.....	18
圖 3.1 實驗設備示意圖.....	22
圖 4.1 單一進氣 DMF 濃度與 NO <sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{set}=700-900^{\circ}C$ 、 $Q=0.5ACMM$ ) .....	34
圖 4.2 混合進氣比例與 NO <sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{set}=600^{\circ}C$ 、 $Q=0.5ACMM$ ).....	37
圖 4.3 DMF 進氣濃度與 NO <sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{set}=600^{\circ}C$ 、 $Q=0.5ACMM$ ) .....	37
圖 4.4 混合進氣比例與 NO <sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{set}=700^{\circ}C$ 、 $Q=0.5ACMM$ ).....	39
圖 4.5 DMF 進氣濃度與 NO <sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{set}=700^{\circ}C$ 、 $Q=0.5ACMM$ ) .....	39
圖 4.6 混合進氣比例與 NO <sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{set}=800^{\circ}C$ 、 $Q=0.5ACMM$ ).....	41
圖 4.7 DMF 進氣濃度與 NO <sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{set}=800^{\circ}C$ 、 $Q=0.5ACMM$ ) .....	41
圖 4.8 $T_{set}=700^{\circ}C$ 、 $Q=0.5 ACMM$ 、 $shift\ time=1.5\ min$ ，蓄熱床 溫度分布曲線( $T_{max}=560^{\circ}C$ ).....	43
圖 4.9 $T_{set}=700^{\circ}C$ 、 $Q=0.5 ACMM$ 、 $shift\ time=1.5\ min$ ，蓄熱床 溫度分布曲線( $T_{max}=558^{\circ}C$ ).....	43

圖 4.10	$T_{set}=800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$ ACMM、shift time=1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{max}=637^{\circ}\text{C}$ ).....	44
圖 4.11	$T_{set}=800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$ ACMM、shift time=1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{max}=633^{\circ}\text{C}$ ).....	44
圖 4.12	$T_{set}=900^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$ ACMM、shift time=1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{max}=715^{\circ}\text{C}$ ).....	45
圖 4.13	$T_{set}=900^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$ ACMM、shift time=1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{max}=706^{\circ}\text{C}$ ).....	45
圖 4.14	在最高床溫 $T_{max} = 558-715^{\circ}\text{C}$ 時，熱回收率與空塔流速之關係.....	46
圖 4.15	在 $T_{max} = 558-560^{\circ}\text{C}$ 時，設備壓損與空塔流速之關係.....	48
圖 4.16	在 $T_{max} = 633-637^{\circ}\text{C}$ 時，設備壓損與空塔流速之關係.....	49
圖 4.17	在 $T_{max} = 706-715^{\circ}\text{C}$ 時，設備壓損與空塔流速之關係.....	50

## 照 片 目 錄

照片 3.1	蓄熱式焚化爐(RTO)設備.....	23
照片 3.2	VOC 進氣設備.....	23
照片 3.3	加熱進氣設備.....	24
照片 3.4	出口採樣點及分析設備.....	24

## 符 號 表

$a$	: 蓄熱材(礫石)比表面積, $m^{-1}$ ( $m^2/m^3$ )
$C_o$	: VOC 進口平均濃度, ppm (as methane)
$C_{pg}$	: 空氣比熱, $kJ/kg \cdot ^\circ C$
$C_{ps}$	: 礫石比熱, $J/kg \cdot ^\circ C$
$D$	: 填充厚度, m
$d_p$	: 礫石平均粒徑, m
$g_c$	: 重力常數
$k_s$	: 礫石熱傳導係數, $W/m \cdot ^\circ C$
$Q$	: 進口風量, $m^3/min$
$R_t$	: 熱回收率, %
$S_a$	: 礫石單顆粒表面積, $cm^2$
$T_g$	: 蓄熱床內氣體溫度, $^\circ C$
$T_i$	: 進口氣體溫度, $^\circ C$
$T_o$	: 出口氣體溫度, $^\circ C$
$T_{set}$	: 加熱區設定之溫度, $^\circ C$
$T_{max}$	: 蓄熱床最高溫度, $^\circ C$
$U_g$	: 氣體空塔流速, m/min 或 m/s
$Z$	: 蓄熱床深度, m
$\Delta T$	: 進排氣溫差, $^\circ C$
$\Delta P$	: 填充床之壓損, $N/m^2$
$\Delta P_t$	: 蓄熱床實際壓損, $cmH_2O$
$\Delta P_a$	: 蓄熱床理論壓損, $cmH_2O$
$\varepsilon$	: 填充床孔隙度
$\mu_g$	: 空氣黏滯係數, $kg/m \cdot s$
$\psi_s$	: 礫石平均球度
$\rho_g$	: 空氣密度, $kg/m^3$
$\rho_s$	: 礫石平均密度, $kg/m^3$

# 第一章 前言

## 1-1 研究緣起

根據世界衛生組織(World Health Organization, WHO)的定義，揮發性有機物 (Volatile Organic Compounds, VOCs) 係指沸點介於50-100至240-260°C之易揮發性有機物。其中包含碳氫化合物以及含氧、氮、硫及鹵素等碳氫化合物。含VOCs廢氣主要產源為上述化合物製造及使用之事業機構。例如石油煉製及石化工業排放主要為八碳數以下的烴類，油漆製造及塗布業排放芳香烴及含氧烴，PVC製造業及電子工業排放氣烴，另有橡膠加工業等排放硫醇、二甲基硫及碳氫化合物等揮發性有機物。

在工業製程中，VOCs 若未經妥善收集處理，除了會造成刺激眼睛、皮膚及致臭性等感官上的不適，亦容易引起起火、爆炸等工安事故。美國環保署公告之危害性空氣污染物中有機物多為 VOCs，易造成人體健康危害，例如煉油及石化工業排放之 VOCs 中包含苯、丁二烯、氯乙烯、丙烯晴、環氧乙烷等多為致癌物質，其毒性如表 1.1 所示。另外 VOCs 在空氣中經陽光照射並與氮氧化物結合，形成光化學煙霧，除阻礙視線外，尚能刺激人體眼睛並對呼吸器官造成傷害。

含氮之 VOC 更會經由燃燒而產生氮氧化物( $\text{NO}_x$ )，而氮氧化物及揮發性有機物(VOC)係形成臭氧主要之前趨物，目前我國主要的指標污染物已由臭氧取代懸浮微粒，因此 VOC 相關的污染控制更形重要。

目前，環保署已對汽車表面塗裝作業、石化業、PU合成皮業、半導體製造業及乾洗業訂定揮發性有機物排放管制規範，如表 1.2 所示。另外膠帶業、加油站油氣回收、溶劑清洗作業、油漆塗料製造、印刷業、農藥、化妝品製造業等行業也有揮發性有機物排放管制規範草案。揮發性有機物管制規範架構包括總量削減、防制設備規範、物料之規範、設施或操作規範、設施之維護及檢修、紀錄及申報等六項。氮氧化物管道排放標準如表 1.3 所示。

有鑑於此，本研究藉一小型之 RTO 裝置作為試驗。針對爐床溫度、進氣風量、含氮 VOC 濃度等因子，對氮氧化物生成之影響做初步的研究。也可藉此讓 RTO 更能廣泛的應用於污染防制，解除 RTO 在運用於

VOC 防制時產生大量氮氧化物之疑慮。

表 1.1 典型石化業空氣污染物之毒性<sup>[1]</sup>

名稱	用途	毒性
苯	溶劑、耐龍原料	致人體癌症
丁二烯	塑膠及合成橡膠原料	疑似人體致癌物
氯乙烯	PVC 橡膠原料	致人體癌症
丙烯晴	塑膠、合成橡膠、合成纖維原料	疑似人體致癌物
環氧乙烯	合成纖維(聚酯)原料	動物試驗致癌症

表 1.2：VOC 相關管制規範<sup>[2]</sup>

製程/行業	管制措施目標	管制方法	削減率	最新公告日
汽車製造業	汽車製造業表面塗裝作業空氣污染物排放標準	1. 表面塗裝相關作業排放標準應符合 110 g/m <sup>2</sup> 2. 乾燥室廢氣應符合總破壞去除率 90% 及排放管道排放標準未經含氧量校正 60 mg/Nm <sup>3</sup>	90%	88.3.24
石化業	揮發性有機物空氣污染管制及排放標準	設備元件、儲槽、廢氣燃燒塔、裝載場及排放管道污染源有管制規定	-	88.3.24
PU 合成皮	聚氨基甲酸酯之合成皮業揮發性有機物空氣污染管制及排放標準	1. 排氣未處理部分不得超過處理部分之 20% 2. 集氣處理達 95% 以上或排放濃度 150 ppm 以下	95%	88.4.27
半導體	半導體製造業空氣污染管制及排放標準	排放削減率應大於 90% 或工廠總排放量應小於 0.6 kg/hr	90%	88.4.7
乾洗業	乾洗作業空氣污染防制設施管制標準	1. 石油系烘乾機之乾洗劑回收率或削減率應達 85% 以上 2. 四氯乙烯系之冷凝回收溫度應小於 7.2°C，並且乾洗槽濃度須處理至 300 ppm 始可開啟槽門	85%	88.9.22

表 1.3 氮氧化物法規排放標準

空氣污 染物			施行日期			備註
			排放管 道	新污染 源	既存污染源	
氮氧化物 (NO <sub>x</sub> 以NO <sub>2</sub> 表示)	燃	氣體	(1) 300ppm	標準(2)自 日起全 國施行。 標準(2)自 日起在 台北市、 新北市、 高雄市、 屏東縣、 花蓮縣、 台東縣 地方適 用標準(1)。	標準(2)自 日起在 台北市、 新北市、 高雄市、 屏東縣、 花蓮縣、 台東縣 地方適 用標準(1)。	1. 鍋爐 4 噸以上及其他 燃燒設備熱輸入 2. $64 \times 10^6$ kcal/hr 以 上者。 2. 混合燃料以下列公式 計算排放值： 排放限值 = Ax + By + Cz 排氣以乾基計算 A：氣體燃料之 NO <sub>x</sub> 排放 標準。 B：液體燃料之 NO <sub>x</sub> 排放 標準。 C：固體燃料之 NO <sub>x</sub> 排放 標準。 x：氣體燃料佔總熱輸入 量之百分率。 y：液體燃料佔總熱輸入 量之百分率。 z：固體燃料佔總熱輸入 量之百分率。
		燃料	(2) 150ppm			
	燒	液體	(1) 400ppm			
		燃料	(2) 250ppm			
	設	固體	(1) 500ppm			
		燃料	(2) 350ppm			
	備	燃燒以 外製程	(1) 500ppm			
			(2) 250ppm			

## 第二章 文獻探討

揮發性有機物(VOCs)係指有機化合物成分之總稱，包括碳氫化合物以及含氧、氮、硫、及鹵素等碳氫化合物。但不包括甲烷一氧化碳二氧化碳碳酸碳化物碳酸鹽碳酸銨等化合物<sup>[2]</sup>。

含揮發性有機物廢氣主要源自該等化合物的製造及使用事業。例如石油煉製及石化工業排放主要為八個碳數以下的烴類，油漆製造及塗佈業排放芳香烴及含氧烴，PVC 製造業及電子工業排放氯烴、含氧烴、含矽烴，另有橡膠加工業等排放硫醇、二甲基硫、及碳氫化合物等揮發性有機物<sup>[3,4]</sup>。

環保署已於民國 86 年起分別公告實施石化業、半導體業、PU 合成皮業、汽車製造業及乾洗業揮發性有機空氣污染物管制標準，揮發性有機物為目前空氣污染防治重點。

### 2-1 VOCs對人體之危害

VOCs 具有滲透、脂溶及揮發等特性，可藉由接觸、吸入與食入三種暴露途徑進入人體。這些溶劑會對人體皮膚、眼睛、呼吸系統、神經系統、消化系統、血液循環系統產生刺激、中毒及致癌腫瘤等生理反應。由環保署報告中<sup>[5]</sup>指出VOCs 對人體造成之危害可分為三大類：

#### (1)皮膚接觸引起之危害

高濃度VOCs 蒸汽會刺激眼睛黏膜而使人流淚；與皮膚接觸會溶解皮膚油脂而滲入組織、干擾生理機能，且因皮膚乾裂而感染細菌，引起表皮角質老化，刺激表皮引起紅腫及起泡；若溶劑滲入人體則會破壞血球及骨髓等。

#### (2)經由呼吸器官引起之危害

VOCs 經由呼吸器官進入人體之後，往往會產生麻醉作用。蒸汽吸入後大部分經氣管而達肺部，再經血液或淋巴液傳送至其他器官，達到不同程度的中毒現象。人體肺泡面積為體表面積之十倍以上，加上血液循環擴散速率甚快，因此，常會對呼吸道、神經系統、肺、腎、血液及造血系統產生重大毒害，故VOCs 經由呼吸器官吸入之中毒現象最受重視。

### (3)經由消化器官引起之危害

主要因為在有機溶劑作業場所進食、抽煙或手指沾口等，其引起之危害首先為口腔，再進入食道及腸胃，引起噁心、嘔吐現象，然後再經由消化系統危害到其他器官。

## 2-2 VOC廢氣處理方法<sup>[6-9]</sup>

VOCs為急待處理之廢氣，只要有應用到溶劑的行業均會產生VOCs廢氣，尤其是高科技產業，其處理方式通常分三方面來考慮。濃度高且溶劑單價高時大都以回收溶劑為其處理方式；如果高濃度、價值低且排氣量大時，大都以高溫氧化法為其處理方式；如果低濃度排氣特性，則以活性炭吸附或生物過濾法處理至無臭、無害為原則。而在選擇VOCs廢氣處理技術時，須以下列幾點準則來判斷該技術之可行性<sup>[10]</sup>：

### (1)去除率

污染源之組成及濃度若產生變動時，系統仍可保持穩定之去除效率，且經處理後之污染物濃度亦須符合環保法規。

### (2)持久性

需考慮該設備可使用年限，如洗滌液更換頻率、活性炭再生時程、觸媒有效壽命等。

### (3)經濟性

有些處理技術雖然解決了廢氣問題，但往往又產生二次污染，而二次污染勢必又須另行投資其他污染控制設備。另外，系統初設費用、操作費用及維護難易性...等均需考慮。針對不同濃度之VOCs，排氣的處理方法很多，例如觸媒焚化(Catalytic incineration)、生物濾床(Biofiltration)、蓄熱式焚化爐(Regenerative thermal oxidizer)、活性炭吸附(Activated carbon adsorption)，各有其優缺點，選擇上需注意其經濟及有效性。表2.1列舉一些VOCs控制技術之優缺點，圖2.1表示各種方法的相對處理成本與濃度之關係，表2.2列舉出各種處理技術所適當的濃度範圍濃度。



表2.1：VOCs 控制技術之優缺點<sup>[11]</sup>

控制技術	優點	缺點
熱焚化 (Thermal Incineration)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 適用廣範圍的污染物</li> <li>• 對高濃度廢氣不需輔助燃料下，能源效率佳</li> <li>• 污染物之破壞效率高</li> <li>• 有能源回收的可能性</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 對低濃度廢氣，燃料成本高</li> <li>• 操作溫度高</li> </ul>
觸媒焚化 (Catalytic Incineration)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 操作溫度較熱焚化高</li> <li>• 燃料消耗量較小</li> <li>• 污染物之破壞效率高</li> <li>• 可能源回收的可能性</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 觸媒易被毒化</li> <li>• 對某些污染物濃度及成份有限制</li> </ul>
活性碳吸附 (Adsorption)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 能源需求低</li> <li>• 適合於低濃度下的各種污染物</li> <li>• 有溶劑回收的可能</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 高投資成本，尤其是有再生系統</li> <li>• 不適合高濃度廢氣</li> <li>• 不適合含水分之溶劑</li> <li>• 不適合含有粒狀之廢氣</li> <li>• 有火災之危險</li> </ul>
吸收(Absorption)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 能源需求低</li> <li>• 適合多種污染物</li> <li>• 對臭味的去除有很高的效果</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 投資成本亦可能高</li> <li>• 不適合低濃度廢氣</li> <li>• 產生廢水(二次污染)</li> </ul>
冷凝(Condensation)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 有溶劑回收的可能</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 能源消耗量高</li> <li>• 水溶性混合物易溶於水氣中</li> <li>• 只適合高濃度廢氣</li> </ul>
生物濾床法 (Biofiltration)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 無二次污染之問題</li> <li>• 不需添加化學藥劑</li> <li>• 設備造價低廉</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 佔地面積較大</li> <li>• 水溶性混合物易溶於水氣中</li> <li>• 只適合高濃度廢氣</li> </ul>
廢氣燃燒塔(Flare)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 任何 VOCs 皆可處理</li> <li>• 處理效果佳</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 投資成本高</li> <li>• 高熱值廢氣方能處理</li> </ul>
洗滌法(Scrubbers)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 設備簡單</li> <li>• 設備投資及操作維護費低</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• 必須加藥方能達到排放標準</li> <li>• 排水必須處理</li> <li>• 加藥後操作維護費增加</li> </ul>

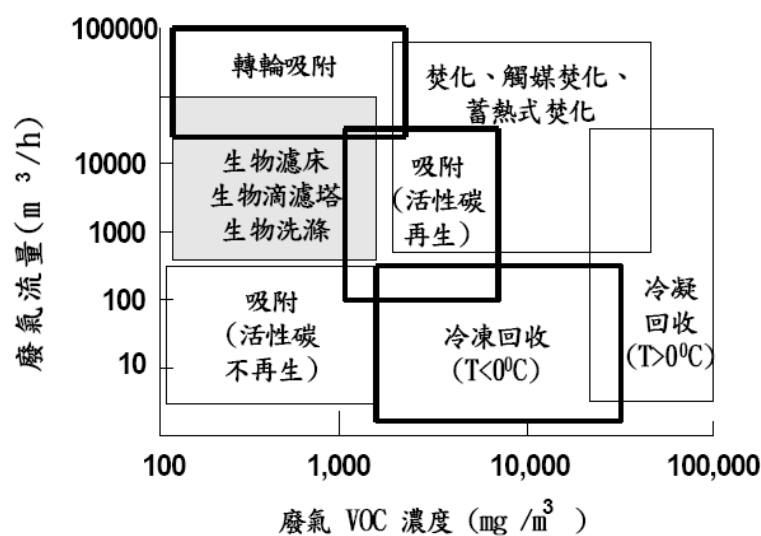


圖2.1：各種方法的相對處理成本與濃度之關係<sup>[12]</sup>

表2.2：VOCs濃度及適用方法<sup>[13]</sup>

	適合濃度範圍(mg c/m <sup>3</sup> )	適合處理方法
低濃度	<10~20	活性碳吸附
中低濃度	<1000	生物法(活性污泥吸收氧化法、生物滴濾塔、生物濾床)
中高濃度	500~10,000	觸媒焚化
高濃度	>5,000~10,000	火焰焚化、冷凝、活性碳吸附回收

### 2-2-1熱焚化法

焚化法主要係利用熱將臭味及毒性氣體氧化裂解成無害物質，可分為直接焚化之熱分解。一般而言，焚化法適用於高濃度廢氣處理，對於VOCs的分解效率則視操作溫度、在該溫度的停留時間、在燃燒爐內的混合狀態及VOCs的濃度等而定，雖然處理廢氣量大、處理效率高、處理速度快，且焚化器中所產生高溫之煙道氣，具有較高之熱能，因此可在煙道氣或燃燒空氣之間裝置熱交換器以作熱交換，利用這些熱能產生熱蒸氣而作熱能回收。但是須消耗大量燃料，而且設備昂貴，控制系統複雜，同時有NO<sub>x</sub>等問題產生。

### 2-2-2觸媒焚化法

觸媒焚化法係藉由觸媒作用，以低於直熱式焚化之反應溫度氧化廢氣中之VOC。觸媒在焚化時僅加速反應速率，本身並未發生改

變。在VOC焚化時，較常採用之觸媒床結構為金屬製網墊(metal mesh-mat)或陶製蜂巢式(ceramic honey-comb)，這些結構設計可加大觸媒之接觸面積。觸媒可為球狀或粒狀式，而廢氣在進入觸媒床之前須預先加熱。影響觸媒焚化器操作效能之因素，主要包括有：(1)操作溫度、(2)置換速度(space velocity，停留時間之倒數)、(3) VOC之組成與濃度、(4)觸媒特性、(5)在進氣中是否有對觸媒產生毒害性之物質。置換速度可定義為觸媒床進氣(包括進流廢氣、輔助燃料及燃燒空氣等)之體積流速除以觸媒床之體積。一般而言，增加觸媒焚化器之燃燒溫度或減低其置換速度，可增加破壞去除效率。觸媒焚化器對VOC之破壞去除效率可達98%。

### 2-2-3蓄熱式焚化法

一般蓄熱式焚化系統(Regenerative thermal oxidizer, RTO)至少包括二個蓄熱床、進氣控制設備、加熱及溫度控制設備，如圖 2.2 所示。蓄熱床內填充石質或陶瓷蓄熱材料，欲處理氣體先進入一蓄熱床(A 床)預熱至一定溫度以反應去除其中之 VOC，反應後高溫氣體通過另一蓄熱床(B 床)時，氣體熱能將傳入原已冷卻之蓄熱材，即高溫氣體之顯熱已被儲存，氣體則以較低的溫度排放。待一定時間後，欲處理氣體則導入該高溫床(B 床)預熱，反應後高溫氣體能量則儲存於 A 床，完成一操作循環(Operation cycle)。

氣體焚化設施之熱回收率( $R_t$ )一般定義為：

$$R_t = \{ (Q\rho_g)_o C_{pg1} (T_{max} - T_o) / [(Q\rho_g)_i C_{pg2} (T_{max} - T_i)] \}$$

其中

$(Q\rho_g)_o$ ：流出焚化爐氣體的平均質量流速(mass flow rate) (kg/s)

$(Q\rho_g)_i$ ：流入焚化爐氣體的平均質量流速(mass flow rate) (kg/s)

$C_{pg1}$ ：氣體在  $T_{max}$  及  $T_o$  間之平均比熱(J/kg.K)

$C_{pg2}$ ：氣體在  $T_{max}$  及  $T_i$  間之平均比熱(J/kg.K)

$T_{max}$ ：焚化爐膛內氣體最高溫度(K)

$T_o$ ：焚化爐系統煙道排氣溫度(K)

$T_i$ ：廢氣進入焚化爐系統溫度(K)

由於本研究供試含 VOC 氣體 99% 以上為空氣，空氣在進入焚化爐系統溫度  $T_i$  (27-33°C) 之比熱為 1.0 kJ/kg.K，在焚化爐腔內氣體最高溫度  $T_c$  (600-800°C) 之比熱為 1.1 kJ/kg.K，故  $C_{pg1} \approx C_{pg2} \approx 1.05$  kJ/kg.K；另因進氣中 VOC 濃度 < 0.2%，且本系統採電熱(未加輔助燃料)，故  $(Q\rho_g)_e \approx (Q\rho_g)_i$ 。熱回收率可簡化為：

$$R_t = \frac{T_{\max} - T_o}{T_{\max} - T_i} \quad (2.1)$$

式中  $T_{\max}$ 、 $T_o$ 、 $T_i$  分別為加熱區氣體最高溫度(即最高氧化溫度)、蓄熱床出口(即 RTO)、欲處理氣體之溫度。

另外，RTO 亦可在較低溫度下操作，稱低溫 RTO (low-temperature RTO，簡稱 LT-RTO)，其特徵為在焚化溫度 300-450°C、氣體停留時間 1 秒之操作條件下，系統可將 20-7,000 ppm (以甲烷計) 之乙醇、丙酮、丁酮、甲苯、油漆溶劑等 VOC 去除 95% 以上。

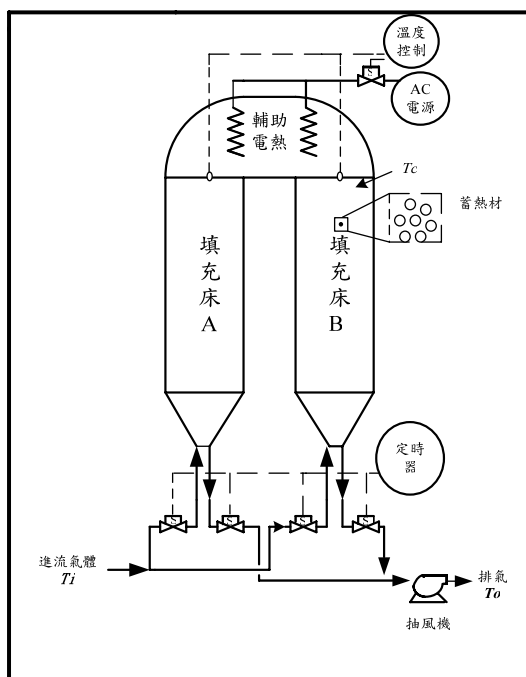


圖 2.2 RTO 之構造<sup>[9]</sup>

#### 2-2-4 吸附法

吸附法主要是利用吸附劑會對氣體產生吸附特性來去除 VOCs 廢氣，一般吸附分為物理吸附(活性炭、沸石、矽膠)，與化學吸附(離子交換、氫氧化鐵、氧化鋅)。影響吸附效率之因子包括：吸附劑有效表面積、吸附物質之濃度、溫度、化學組成、吸附劑與吸附質的

物理性質、接觸時間與活性等。活性炭吸附對多種VOCs的吸附效果良好，且回收再生容易，因此廣泛應用於處理VOCs廢氣。尤其對於濃度較低的廢氣，其去除效率高，且能源需求低，但亦有其適用限制及缺點如處理溫度須38°C以下、處理氣體之成份性質與水分含量會影響並降低吸附劑之吸附能力、處理氣體中的粉塵與高分子量有機物及不純物均會降低吸附劑的吸附能力、再生吸附劑恐有二次污染等問題。

### 2-2-5 吸收法

吸收法係利用液體(吸收液)之溶解作用以去除廢氣中之可溶解成分。當吸收液氣體濃度低於平衡濃度時，即可對氣體發生吸收作用，平衡濃度和實際濃度之差值提供了吸收作用之推動力。目前較常用之吸收作用系統，有包括填充塔(Packed tower)、噴淋塔(Spray chamber)及文式洗滌器等。這些系統之設計目的在提供氣體/液體間較大之接觸機會以增加其間之質量傳送速率。填充塔式洗滌器在塔內裝設填充物質以提供氣體之濕接觸面。廢氣從洗滌器底部流進，首先受填充床之溶液洗滌，然後再經噴灑器或液體分散器(Liquid distributor)洗滌之液粒後，再排至大氣。吸收系統對於廢氣中污染物之去除其決定因素包括有：(1)污染物在溶劑中之溶解度、(2)濃度、(3)溫度、(4)氣體及液體之流率(液體對氣體流率比)。

### 2-2-6 冷凝法

由於冷凝法需在高壓或低溫條件下操作，能量消耗量高，且一般處理效率不高，且若廢氣中含有大量水汽，會降低其回收效率。通常被當成焚化、吸附與吸收等系統的前處理單元。

### 2-2-7 生物濾床法

生物濾床法為一種固定生物膜(Fixed biofilm)處理法，其作用主要是讓廢氣通過多孔隙濾材，利用附著在濾材表面的微生物去除廢氣中的VOCs，並且透過控制濾床的溫度、溼度、pH值等，讓微生物發揮最大活性，加速反應進行，提升濾床效率，因此適用對象是以可被微生物作用分解氧化的VOCs為主，處理效率則決定於污染物的傳輸效率、氧氣的傳輸效率及生化反應速率等三大因素。目前已知可以生物處理的污染物包括：碳氫氧組成的各類有機物、簡單有機硫化物、有機氮化物、硫化氫及氨氣等無機類。而生物處理法對於濃度低、

廢氣量大之VOCs廢氣處理特別有效，且較洗滌法、吸收法及焚化法經濟，亦無二次污染問題，但一般工業廢氣並非連續排放，系統可能會遭遇工廠停機而無法供給碳源給微生物合成新細胞，可考慮緩衝系統來解決此問題，其典型流程見圖2.3。

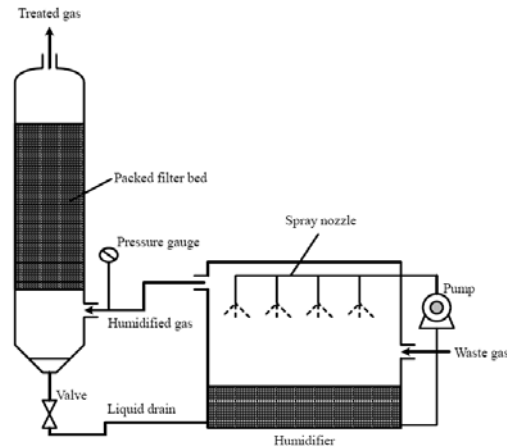


圖 2.3：生物濾床處理流程<sup>[6]</sup>

本研究所使用的蓄熱式焚化設備，適用於中、高濃度廢氣(> 5,000-10,000 mg C/m<sup>3</sup>)，雖然其初設成本高，約US\$ 45/SCFM (Standard cubic foot per minute)，但是燃料花費低，操作時之處理僅需少量外加電熱或燃料，高操作彈性，可處理含微粒、重金屬、及VOC廢氣，就長期來看仍屬經濟。

雖然RTO有良好的去除效率，但在處理含氮揮發性有機物時仍有產生氮氧化物(NO<sub>x</sub>)之虞。1989年，Dignon等人提出全球NO<sub>x</sub>的歷史排放統計資料如圖2.4，顯示出其排放量從1850年後逐漸的上升，排放量更是從1950開始迅速增加，其中主要的污染物為NO、NO<sub>2</sub>、及N<sub>2</sub>O三種。

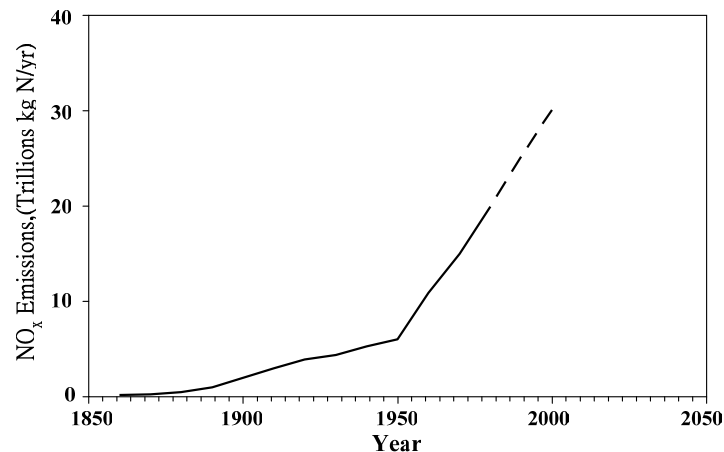


圖2.4：全球歷年來NO<sub>x</sub>排放統計資料<sup>[15]</sup>

實驗統計資料更顯示，有25-30%的酸雨是由 $\text{NO}_x$ 及 $\text{SO}_x$ 所造成，它們並會形成光化學煙霧、造成臭氧層的破壞及溫室效應，使的氣候產生異常的變化。

根據相關文獻指出含氮的揮發性有機物在FBC中燃燒並不會全部反應成為 $\text{NO}_x$ ，且相反的含氮量越多反應物卻僅有少量(不到5%)會形成 $\text{NO}_x$ ，其餘皆反應成為無害的氮氣或其他反應物，因此蓄熱式焚化爐處理含氮揮發性有機物之氮氧化物生成研究實必所需。 $\text{NO}_x$ 生成相關機制將於後面詳細介紹。

### 2-3 氮氧化物生成機制<sup>[15,16,17,18,19,20]</sup>

燃燒科學家歸類燃燒廢氣中的氮氧化物為 Thermal、Prompt 及 Fuel  $\text{NO}_x$ ，熱氮氧化物是由氧和氮在火焰中或別的熱源加熱形成的，如閃電。Prompt  $\text{NO}_x$  表示氮氧化物來自火焰中之燃料濃富區(Fuel-rich)，它們不可能在無碳火焰中產生，如  $\text{H}_2$ 。只簡單的加熱  $\text{N}_2$  和  $\text{O}_2$  不能產生氮氧化物，必須在燃料中有某些活性碳氮化合物參與。燃料的氮氧化物是轉換燃料中之氮為  $\text{NO}_x$ (煤及高沸點化石燃料含有大量有機氮;低沸點化石燃料及天然氣則無)。此三種氮氧化物皆存在於燃燒氣中。

圖 2.5 估計煤燃燒時熱、瞬間及燃料的機制對  $\text{NO}_x$  排放影響之分佈。低於  $1300^\circ\text{C}$ ，熱  $\text{NO}$  機制與其他兩者比較是可以被忽略的，依此估計，低於  $1300^\circ\text{C}$ ，熱機制不產生  $\text{NO}_x$ ，但如圖所示，就觀測仍有  $\text{NO}_x$  之排放。

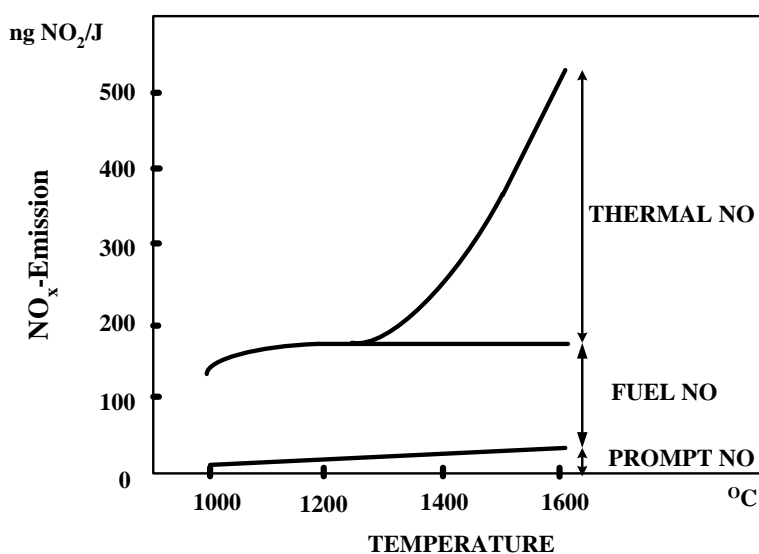


圖 2.5 在煤燃燒中， $\text{NO}_x$  形成之三種 NO 機制分佈

### 2-3-1 Thermal NO<sub>x</sub>

由圖 2.5 可看出，在最高溫區，熱機制是產生 NO 之最重要途徑，而對於瞬間及燃料 NO 來說對溫度並不敏感。

熱 NO 形成機制，最常被提到的是在 1946 年由 Zeldovich 所提出的機制，其假設 O 自由基撞擊 N<sub>2</sub> 分子，且 N 自由基可由下列方程式產生 NO：



經由一連串的假設及簡化推導後，可得下式：

$$[\text{NO}]/[\text{NO}_2] = [1 - \exp(-\alpha t)]/[1 + \exp(-\alpha t)] \quad (2.4)$$

$$\alpha = 2 k_b [\text{NO}]_e / [\text{O}_2]^{1/2}$$

其中  $t$  = 時間(sec)， $k_b$  = 逆反應之速率常數。Zeldovich 機制預測在高溫火焰或其他高溫狀況下，N<sub>2</sub> 和 O<sub>2</sub> 形成 NO 之速率是相當準確的。在低溫火焰如廚房爐子燃燒和含氮燃料其預測值則較低。1994 年由 Baulch 等人提到在溫度由 1200 上升到 2000°C 時，可使某反應速率因子上升萬倍。

### 2-3-2 Prompt NO<sub>x</sub>

一些研究(Miller and Bowman, 1989; Fenimore, 1971; Hayhurst and Vince, 1980)指出，並非所有的氮氧化物均可由 Zeldovich 機制解釋而得，在氮氣經由燃燒與氧氣反應形成 NO<sub>x</sub> 可透過另一途徑，雖然在燃燒中氮原子的形成遠多於 CH 基，但由於 CH 基的活化能低，使的他為主導反應形成 NO 的中間產物，其反應途徑如圖 2.6：



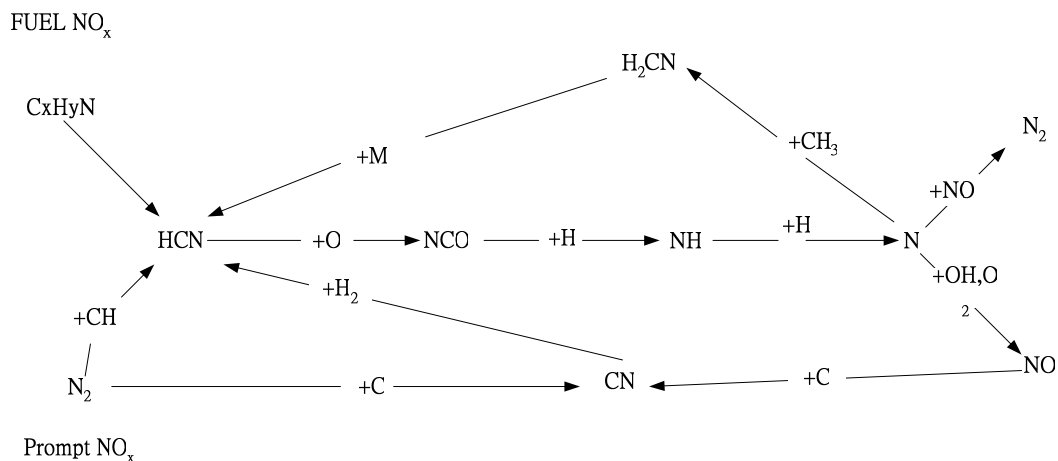


圖 2.6 Prompt-NO<sub>x</sub> 機制形成主要步驟<sup>[15]</sup>

此機制產生只會於燃燒區內燃燒並不完全的地方發生，並且必須有碳氫鍵的存在參與反應，反應過程非常的迅速，故稱為瞬間氮氧化物，雖然此部分通常來說佔總 NO<sub>x</sub> 來講很少，可能只有數 ppm，但卻也是很難控制的部分，但在防制熱氮氧化物技術越來越進步後，瞬間氮氧化物的存在也就顯的相形重要。

### 2-3-3 Fuel NO<sub>x</sub>

大部分氣體及液體燃料含有少量氮，它佔燃燒所產生 NO 之比例很微小。然而某些煤及來自油頁岩之碳氫化合物含有高至 2% 之 N，一般種類燃料含氮量如下表 2.3 所示。

表 2.3 各種燃料含氮百分比<sup>[15]</sup>

Fossil fuels		Biomasses & waste-derived fuels	
Coal	0.5-3	Wood	0.1-0.5
		Bark	~0.5
Oil	<1	Straw	0.5-1
Natural gas	0.5-20		
Light fuel oil	~0.2	Sewage sludge	~1
Heavy fuel oil	~0.5	Car tyre scrap	~0.3
		Municipal solid waste(MSW)	1-5
Peat	1-2	Refuse derived fuel(RDF)	~1
		Packaging derived fuel(PDF)	~1
Petroleum coke	~3	Auto shredder residue(ASR)	~0.5
		Leather waste	~12
Orimulsion <sup>TM</sup>	~4	Black liquor solids	0.1-0.2

Rozendaal (1999)也指出，燃料中的氮含量關係著形成氮氧化物的產生量。大部分燃料但在火焰中轉化成HCN，然後再轉化成NH或NH<sub>2</sub>。這NH及NH<sub>2</sub>能跟氧反應產生NO+H<sub>2</sub>O，或跟NO反應產生N<sub>2</sub>及H<sub>2</sub>O。因此燃料氮在火焰中產生NO之比例和NO/O<sub>2</sub>之比例有關係，在火焰高溫區，降低氣體之氧含量，可減少燃料氮轉化成NO。

在排氣中，燃料氮轉化成NO<sub>x</sub>之比例，大約是20至50%，依照爐子狀況和燃料中N之化學性質。燃料氮之反應步驟如圖2.7所示。

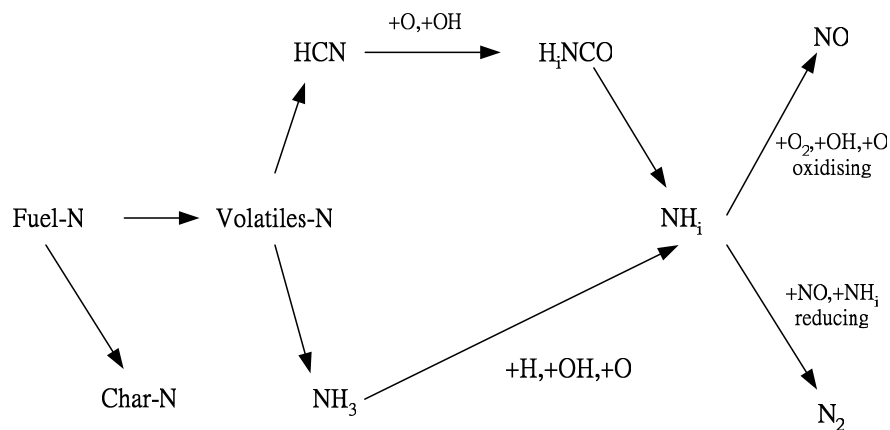


圖 2.7 燃料中含氮物質氧化簡化步驟<sup>[15]</sup>

圖 2.8 雖然簡化許多實際參與反應的機制，但表示出三種 NO 形成機制的主要途徑及如何交互作用：

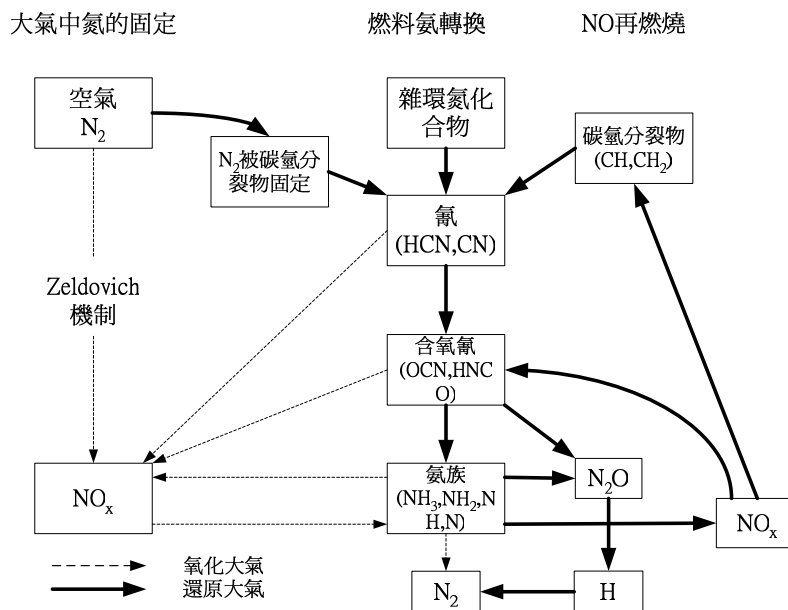


圖 2.8 氮氧化物在燃燒中形成的路徑<sup>[20]</sup>

氮氧化物在燃燒中形成的路徑，熱機制在圖的左側，由空氣中的氮經由 Zeldovich 機制後生成 NO<sub>x</sub>，而瞬間機制由左上側氮氣開始，經由中間區的中間產物到左下側形成 NO<sub>x</sub>，燃料氮的轉換由中間上端開始，經由中間到左下或中間下側，其路徑端是中間區視行氧化或還原反應而定。

## 2-4 供試 VOCs 之性質及焚化特性

本研究處理之 VOCs 包括二甲基甲醯胺(DMF)及丁酮 (MEK) 兩種，其中二甲基甲醯胺為環保署公告之毒性化學物質，其性質如表 2.4 所述。

表 2.4：DMF 之性質及焚化特性

序號	260
化學式	HCON(CH <sub>3</sub> )H <sub>2</sub>
物理/化學特性	物理狀態：液體 顏色：無色至微黃色液體 氣味：不舒服的魚腥味 沸點：153°C 自燃溫度：445°C 蒸汽壓：2.7 mmHg @20°C 密度：0.95 蒸汽密度：2.51 溶解度：全溶於水 爆炸界限：2.2-15.2% (@100°C)
毒性	一、急性 吸入：1.可造成腹痛，疝氣，食慾減退，反胃，嘔吐便秘，腹瀉，臉部發紅(尤其在飲酒後)，肝傷害，興奮，血壓增加。 2.刺激黏膜及呼吸道。 皮膚接觸：1.立即經皮膚吸收。 2.輕微皮膚刺激，乾燥、龜裂。 眼睛：1.蒸氣會輕微刺激眼睛，接觸液體會疼痛發紅。 二、慢性 1. 皮膚發疹。 2. 可能造成肝臟可恢復性的傷害。 3. 有肝病、腎臟病和心血管疾病者易受危害。 4. 可能損害發育中的胎兒。
危害分解物	爆炸性過氧化物，如丁酮過氧化物。

表 2.5：MEK 之性質及焚化特性

序號	174
化學式	CH <sub>3</sub> COC <sub>2</sub> H <sub>5</sub>
物理/化學特性	<p>物理狀態：液體</p> <p>顏色：無色</p> <p>氣味：丙酮味</p> <p>沸點：79.6°C</p> <p>自燃溫度：404°C</p> <p>蒸汽壓：77.5 mmHg @20°C</p> <p>密度：0.805</p> <p>蒸汽密度：2.41</p> <p>溶解度：26.8-29 mg/100mL(H<sub>2</sub>O)</p> <p>爆炸界限：1.8-10%</p>
毒性	<p>一、急性</p> <p>吸入：</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>100-200 ppm 會刺激鼻、喉。更高濃度可能壓抑中樞神經、引起頭痛、噁心、頭昏眼花、睏倦。</li> <li>極高濃度可能導致意識喪失、甚至死亡。</li> </ol> <p>皮膚接觸：引起輕度刺激。</p> <p>眼睛：蒸汽會引起刺激。</p> <p>食入：影響與吸入同。</p> <p>二、慢性</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>對神經、肝及皮膚有影響。</li> </ol>
危害分解物	爆炸性過氧化物，如丁酮過氧化物。

## 2-5 影響氮氧化物生成之操作因子

### 2-5-1 燃燒溫度與停留時間

由圖 2.9 可知，爐溫對於 NO<sub>x</sub> 影響成一比例關係，爐溫影響熱氮氧化物在於溫度上升後其熱傳速率增加了，也就是說較低的最高火焰溫度會形成的熱氮氧化物也較少。在高溫區停留的時間越久，則相對產生的氮氧化物也會增加。

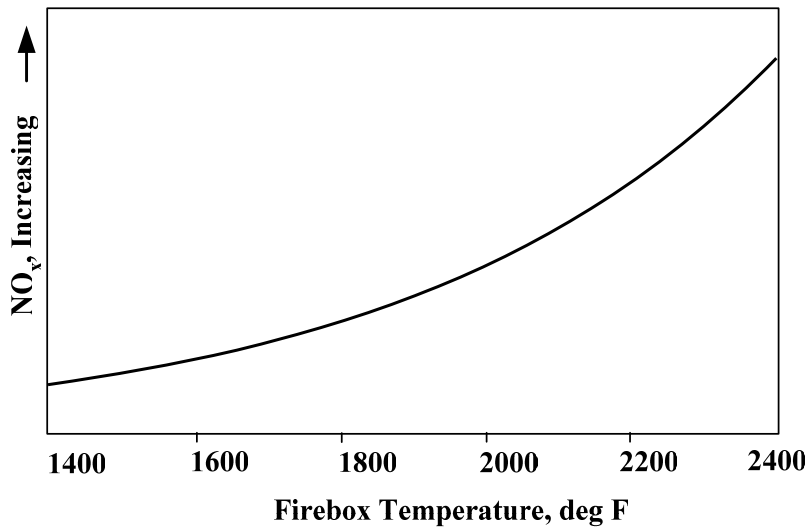


圖 2.9 溫度與  $\text{NO}_x$  關係<sup>[15]</sup>

### 2-5-2 燃料成分

由表 2.3 可知，大部分的燃料含氮量介於 0.1-5 dry wt% 間，而燃料成份也由於影響最高火焰溫度而直接影響熱氮氧化物生成，不同的燃料能夠達到不同的火焰溫度。

### 2-5-3 過剩空氣

由圖 2.10 可知，在燃燒器中，氮氧化物的增加與過量空氣並非呈現性關係，也就是說增加定量的過量空氣並不會增加定量的氮氧化物排放。

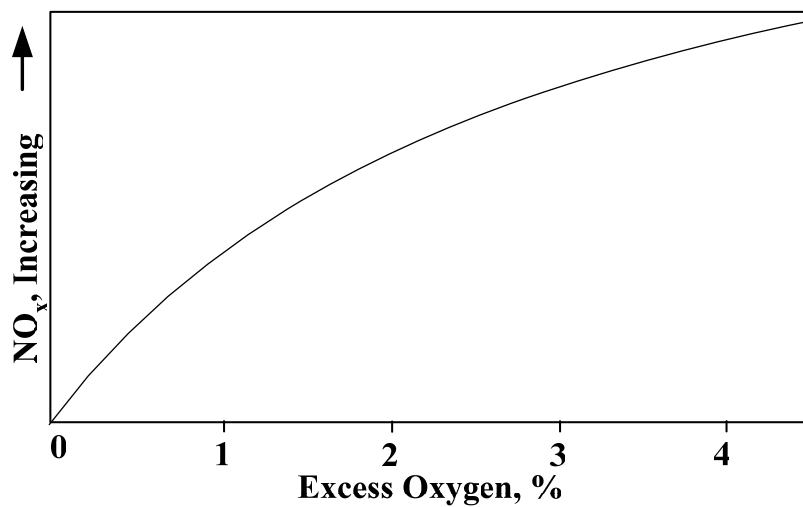


圖 2.10 過量空氣與  $\text{NO}_x$  關係<sup>[15]</sup>

## 2-6 氮氧化物減量技術

氮氧化物的減量技術很多，所針對的項目也不盡相同，但大部分還是針對熱氮氧化物這部分做控制，相關的控制技術如表 2.6 所示。

表 2.6：相關氮氧化物控制技術<sup>[21]</sup>

NO <sub>x</sub> 控制技術	對象
<p><b>排氣循環(FGR)</b></p> <p>1.循環 10%-30%的燃燒廢氣回燃燒室，利用廢氣循環稀釋使火焰各部溫度降低，為常被使用的一種方法。</p>	熱氮氧化物
<p><b>水或蒸汽注入</b></p> <p>1.利用注入水或蒸汽降低燃燒時的溫度。</p>	熱氮氧化物
<p><b>加速燃燒</b></p> <p>1.減少燃燒區域及最高溫度區停留時間避免熱氮氧化物生成機會。</p> <p>2.此技術通常限定於氣體燃料。</p>	熱氮氧化物
<p><b>更換燃料</b></p> <p>1.將含氮量較高的燃料改換成含氮量較低的燃料。</p>	燃料氮氧化物
<p><b>燃燒器調整</b></p> <p>1.調整燃燒器過剩空氣量為最低避免過量的 CO。</p> <p>2.可提供較大的火焰、較低的溫度及可能避免於火焰中心。</p>	熱氮氧化物 燃料氮氧化物
<p><b>分段供氣</b></p> <p>1.分成兩段或三段提供燃燒空氣，這樣火焰區可形成燃料濃富區可因此降低 NO<sub>x</sub> 生成，火焰溫度也會降低。</p>	熱氮氧化物 燃料氮氧化物
<p><b>分段供給燃料</b></p> <p>1.分成兩段或更多段提供燃料，可因此形成燃料濃富區而降低 NO<sub>x</sub> 生成，火焰溫度也會降低。</p>	熱氮氧化物 燃料氮氧化物
<p><b>低 NO<sub>x</sub> 燃燒器</b></p> <p>1.新的燃燒器設計，結合分段供氣、排氣循環及分段供給燃料來降低 NO<sub>x</sub> 生成。</p>	熱氮氧化物 燃料氮氧化物
<p><b>再燃燒</b></p> <p>1.此技術結合分段供給燃料及分段供氣，約 90%燃料透過此燃燒器燃燒，再注入二次燃料(約 10 之總燃料)以形成再燃區，此區域中二次燃料在微缺氧的高溫環境下裂解產生大量 CH<sub>3</sub> 自由基，這些自由基與上游主燃燒區所生成的氮氧化物反應，最終將氮氧化物還原成氮氣達到減量的效果。</p> <p>2.此技術只運用於大的燃燒器。</p>	熱氮氧化物 燃料氮氧化物 瞬間氮氧化物

## 2-7 相關文獻

依 Ron Zevenhoven (1999)等研究<sup>[22]</sup>，八種含氮的燃料在流體化床燃燒狀態下(850°C、1 bar、7% O<sub>2</sub>)，結果顯示含氮量較高的燃料燃燒後形成 NO 的比例反而是最低的，而相反的，含氮量較低的有較多的 NO 形成。

Ron Zevenhoven (2000)等接續之前的研究<sup>[23]</sup>，利用同樣的八種含氮燃料，在流體化床燃燒狀態下，針對不同的溫度(750-950°C)、樣品量及氣體介質進行實驗，實驗結果顯示形成 NO 的量恰與其燃料含氮量成反比。至於溫度、氣體介質、樣品量及的影響則需要更進一步的研究。

Liu(1999)等研究<sup>[24]</sup>，對碳的燃燒來說，影響 NO<sub>x</sub> 排放因素主要是受燃料氮含量、焦炭氮含量、燃料氫含量、燃料碳含量及固定碳含量等五個。而氧/氮比例及燃料比例對 NO<sub>x</sub> 的排放並不具影響。

Lj Molerdo (1996)等研究<sup>[17]</sup>，利用兩種含不同氮含量(1619 及 3231 ppm)之重油燃料，在溫度 900-1200 °C 下及四種不同的氣體當量比(0.714、0.833、1.000、1.200)下，研究其氮氧化物生成排放狀況，結果顯示在相同狀態下，貧燃料(Fuel-lean)下燃料氮轉化至氮氧化物的比率較富燃料(Fuel-rich)高。而在同樣當量比下，燃料氮含量高者形成較含量低者多的氮氧化物。而在無論當量比高或低及燃料氮含量高或低狀態下，溫度幾乎都會造成明顯的轉化率提高。

張毓華(1992)<sup>[25]</sup>以觸媒燃燒方式處理 DMF，分別以三種不同的貴重金屬觸媒，在不同的空間速度及進口濃度下探討其處理效率，結果顯示在空間速度為 30,000 hr<sup>-1</sup>、溫度 300 °C 下，三種觸媒對 DMF 之去除效率均達 80%。

## 第三章 實驗設備及方法

### 3-1 設備

#### 3-1-1 實驗設備

實驗設備如圖 3.1 所示，主要構造包括兩個蓄熱床(外圍包覆陶瓷纖維棉)、1 組電熱加熱器、10 支溫度感應器(每床各 4 支，加熱區及出口各一支)、4 組電磁閥(切換氣體流向用)、一部鼓風機及溫度控制系統等，詳細規格及數量如表 3.1 所示，設備實體如照片 3.1 所示，VOC 進氣設備如照片 3.2 及 3.3 所示，出口採樣點及分析儀器如照片 3.4。

表 3.1 實驗設備規格表

設備/材料名稱	規格	數量
蓄熱床	0.152 m(L)×0.14 m(W)×1.0 m(H)	2 床
蓄熱床填充材	材質：礫石 平均粒徑( $d_p$ )：1.11 cm 孔隙度( $\epsilon$ )：0.416 平均密度( $\rho_s$ )：2,583 kg/m <sup>3</sup> 填充高度：1.0 m	0.043 m <sup>3</sup>
陶瓷纖維棉毯	7200(L)×600(W)×25(t) mm KAOWOOL	數塊
鼓風機	馬力：5 HP, 220 VAC 流量：2 CMM 靜壓：5000 mmAq	1 台
電熱加熱器	4 kW	1 組
電磁閥	內徑：2 inch	4 組
溫度感應器	K type	10 支
蓄熱床溫度記錄器	HP 34970A	1 台
桌上電腦	PENTIUM 133MHz	1 台
VOC 氣體 產製設施		1 組



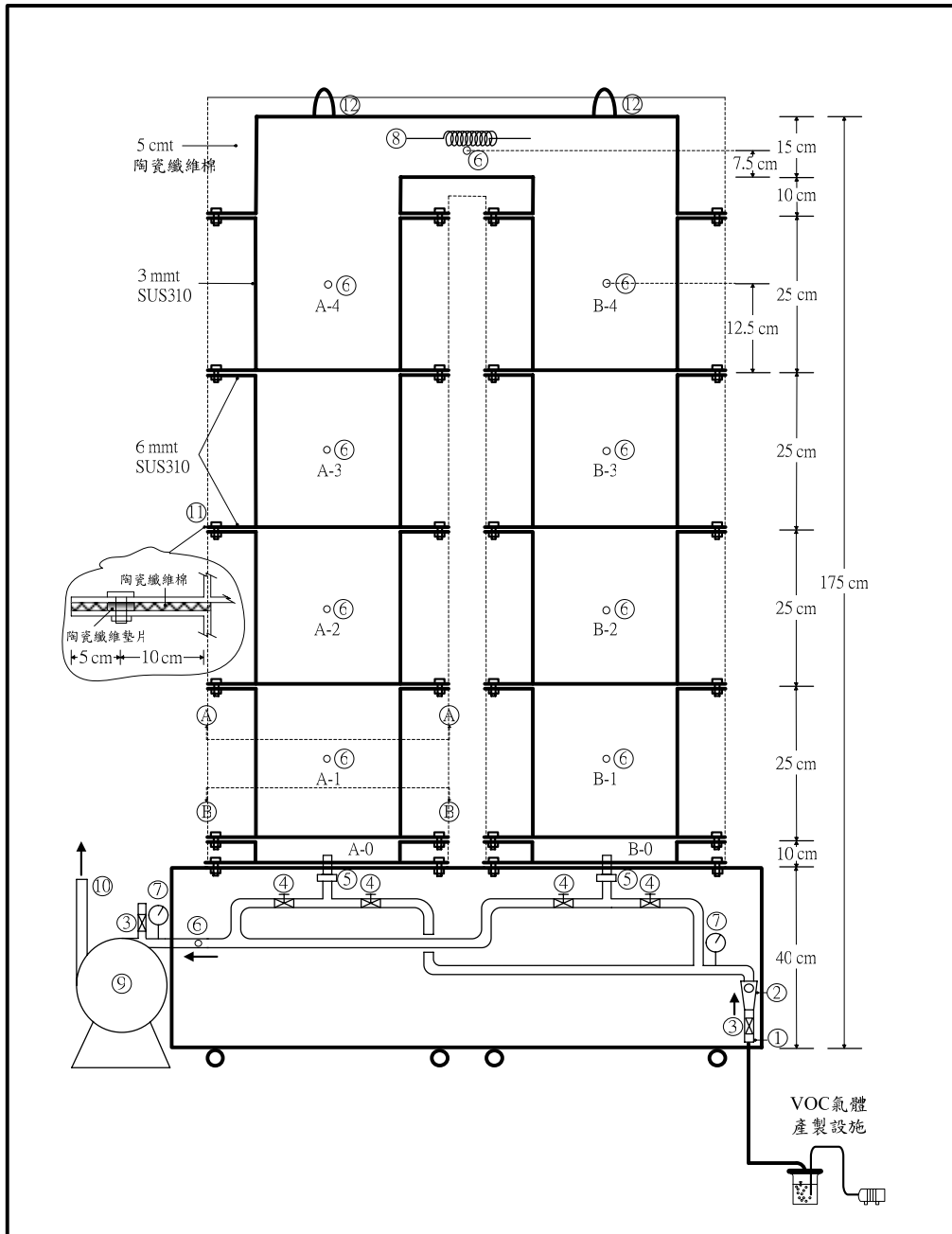


圖 3.1 實驗設備示意圖



照片 3.1：蓄熱式焚化爐（RTO）設備



照片 3.2：VOC 進氣設備



照片 3.3：加熱進氣設備



照片 3.4 出口採樣點及分析設備

### 3-1-2 分析設備

分析設備廠牌及用途，如表 3.2 所示。

表 3.2 分析設備廠牌及用途

設備名稱	廠牌	用途
氣相層析儀- 火焰離子偵測器 (GC-FID)	Shimadzu, Japan	分析 VOC 濃度
攜帶型 FID	PE Photovac, Micro FID, CZGH339, USA	分析 VOC 濃度
攜帶型溫度計	Yu Fong, Taiwan	量測 RTO 進口溫度
煙道氣體分析儀	IMR 2000 Gas Analyzer, USA	分析 CO、NO、NO <sub>2</sub> 濃度
烘箱	Member, Taiwan	將有機溶劑揮發
風速計	Testovent4300, Germany	量測 RTO 進口風量
採樣幫浦	SKC PCXR4, USA	輔助吸附管採樣

### 3-2 實驗藥品及氣體

本研究在進行檢量線配製、焚化處理 VOCs 及產物分析時，所使用藥品及氣體如表 3.3 所示。

表 3.3 實驗藥品及氣體

名稱	純度/濃度	製造商	用途
DMF (HCON(CH <sub>3</sub> )H <sub>2</sub> )	99.8%	Tedia	產生 VOC
MEK (CH <sub>3</sub> COCH <sub>2</sub> CH <sub>3</sub> )	99.8%	Tedia	產生 VOC
NO <sub>x</sub> 校正氣體	98.6、803 ppm	-	校正煙道氣體分析儀
氮氣	-	錦德氣體公司	GC-FID 分析用
氫氣	-	錦德氣體公司	攜帶型 FID 之燃料 及 GC-FID 分析用

### 3-3 方法

#### 3-3-1 實驗方法

主要包括單純含 DMF 及含 MEK/DMF 混和進氣之操作方法，內容詳述如下：

##### 一、進氣單純含 DMF 時之操作方法

首先先個別進行高、低濃度及高、低風量時之冷、空床實驗，確定在 RTO 蓄熱床為冷床時及設定溫度下無進氣之空床實驗，系統排氣有無  $\text{NO}_x$  產生，所得之數據當作實驗背景值。隨後設定三種不同加熱區溫度( $T_{\text{set}}=700、800$  及  $900^\circ\text{C}$ )，並分別在不同進口風量( $Q=0.5$  及  $1.0 \text{ Am}^3/\text{min}$ ， $\text{Am}^3/\text{min}$  以 ACMM 表示)及兩種不同進氣 VOC 濃度( $C_0=0-100$  及  $400-500 \text{ ppm}$ )，閥門切換時間均為 1.5 分鐘下操作。待系統達穩定後開始進行實驗，其操作條件如表 3.4 所示，實驗程序如下：

設定加熱區溫度分別為 700、800、 $900^\circ\text{C}$ 、進口風量分別為  $Q=0.5、1.0 \text{ ACMM}$ ，閥門切換時間為 1.5 分鐘(Cycle time=3 min)，待其床溫及風量穩定後(約 48 小時後)，觀察風量、壓差及進出口溫度穩定後，先進行無進料之空床實驗，確定有無 Thermal- $\text{NO}_x$ ，隨後開始進行低濃度實驗，當進氣濃度達穩定後，於同時間採集進出口氣體進行相關項目分析，相同的步驟進行三次，結果取平均值計算。完成低濃度後續行高濃度實驗，條件及步驟皆與低濃度相同。

表 3.4：處理單一 VOCs 之操作條件

加熱區溫度設定 $T_{set}$ (°C)	進口風量 $Q$ (ACMM)	VOC	進氣 VOC 濃度(ppm)
0	0.5	DMF	低，0-100
			高，400-500
	1.0	DMF	低，0-100
			高，400-500
700	0.5	-	無
		DMF	低，0-100
	1.0	DMF	高，400-500
			低，0-100
800	0.5	-	無
		DMF	低，0-100
	1.0	DMF	高，400-500
			低，0-100
900	0.5	-	無
		DMF	低，0-100
	1.0	DMF	高，400-500
			低，0-100

## 二、DMF 及 MEK 混合進氣時之操作方法

本方法主要目的在探討進口 VOCs 濃度、焚化溫度、VOC 破壞去除率與  $\text{NO}_x$  生成量之關係。首先先個別進行不同進氣濃度比例時之冷床實驗，確定在 RTO 蓄熱床為冷床時有無  $\text{NO}_x$  產生，再進行各設定溫度之空床實驗，所得之數據當作實驗之背景值。隨後設定三種不同加熱區溫度( $T_{set}=600、700$  及  $800^\circ\text{C}$ )，並分別在不同進口風量( $Q = 0.5$  及  $1.0$  ACMM) 及三種不同進氣濃度比例  $\text{MEK}(\text{ppm})/\text{DMF}(\text{ppm})=100/100、200/100$  及  $500/100$ ，閥門切換時間均為 1.5 分鐘下操作。待系統達穩定後開始進行實驗，其操作條件如表 3.5 所示，操作步驟如下：

設定加熱區溫度分別為  $600、700、800^\circ\text{C}$ 、進口風量分別為  $Q=0.5$  及  $1.0$  ACMM、閥門切換時間為 1.5 分鐘 (cycle time = 3 min)，待其床溫及風量穩定後(約 48 小時後)，觀察風量、壓差及進出口溫度

穩定後，先進行無進料之空床實驗，確定有無 Thermal-NO<sub>x</sub>，隨後進行 MEK(ppm)/DMF(ppm)=100/100 實驗，當進氣濃度達穩定後，於同時間採集進出口氣體進行相關項目分析，相同的步驟進行數次，完成後續行 MEK(ppm)/DMF(ppm)=200/100 及 500/100 進氣，條件及步驟皆與上述相同。

表 3.5：處理混合 VOCs 之操作條件

加熱區溫度設定 $T_{set}(^{\circ}C)$	進口風量 $Q$ (ACMM)	VOC 種類	進氣 VOC 濃度(ppm)
常溫	0.5	MEK、DMF	MEK/DMF=100/100
			MEK/DMF=200/100
			MEK/DMF=500/100
600	0.5	-	無
		MEK、DMF	MEK/DMF=100/100
			MEK/DMF=200/100
700	0.5	-	無
		MEK、DMF	MEK/DMF=100/100
			MEK/DMF=200/100
800	0.5	-	無
		DMF	MEK/DMF=100/100
			MEK/DMF=200/100
			MEK/DMF=500/100

### 3-3-2 分析方法

#### 一、檢量線之建立

兩種 VOCs 檢量線製作方式，是以定量有機溶劑注入稀釋瓶(1084 mL 內，將稀釋瓶置於烘箱(80°C)內進行揮發，再以氣針定量注入 GC-FID 分析，GC-FID 設定操作條件如表 3.6 所示，檢量線如附錄一所示。

表 3.6：GC-FID 型號及操作條件

型號	Shimadzu GC-14B
層析管	Alltech Cat.NO16843
載流氣體	氮氣
載流氣體壓力	20 KPa
載流氣體流速	20 mL/min
氫氣壓力	65 KPa
空氣壓力	50 KPa
Initial Temp.	50°C
Initial Time	0 min
Final Temp.	150°C
Final Time	2 min
Program Rate	20 °C/min
Inj/Det Temp.	150°C

## 二、產物分析

產物樣品採集及分析位置，皆於 RTO 出口進行，分析方式由末端出口出連接一管道至煙道氣體分析儀分析，分析項目包括 CO、CO<sub>2</sub>、NO、NO<sub>2</sub> 濃度等，儀器在每次實驗前皆須進行自行校正，NO<sub>x</sub> 濃度由 NO 與 NO<sub>2</sub> 相加得之。

## 三、蓄熱材料物理性質

本研究以礫石作為蓄熱材料，礫石主要物理性質包括填充孔隙度 ( $\epsilon$ )、平均粒徑 ( $d_p$ )、平均密度 ( $\rho_s$ )、顆粒表面積 ( $S_a$ )、粒子球度 ( $\phi_s$ )、比表面積 ( $a$ ) 等，前述物理性質之實驗及計算方法如下所述，計算結果如表 3.5 所示。

### 1. 填充孔隙度 ( $\epsilon$ )

將礫石靜置於水槽並待其含飽和水後，再將礫石置於刻度為 40 公升容器內，當礫石壓實至 40 公升刻度時停止。以水緩慢加入



容器內，直至液面達 40 公升刻度時停止，並記錄所添加水量，添加水量其所佔 40 公升容器之體積分率即為孔隙度。

## 2. 平均粒徑( $d_p$ )

計算上述 40 公升體積中礫石數量  $N$ ，由式 3.1 即可估算出平均粒徑  $d_p$ (cm)。

$$d_p = [6(1-\varepsilon)(40000)/(N\pi)]^{1/3} \quad (3.1)$$

## 3. 平均密度( $\rho_s$ )

將上述 40 公升體積之礫石烘乾去除水份，再冷卻至室溫秤得其重量  $W$ (kg)後，由式 3.2 求出平均密度  $\rho_s$ (kg/m<sup>3</sup>)。

$$\rho_s = W/[0.04(1-\varepsilon)] \quad (3.2)$$

## 4. 顆粒表面積( $S_a$ )

上述之礫石隨機取十個樣本，用鋁箔紙單層包覆，秤其個別包覆之鋁箔紙重量與單位面積鋁箔紙重量相互比較，即可估算出顆粒表面積。

## 5. 粒子球度( $\phi_s$ )

粒子球度定義為「相同體積之圓球表面積/顆粒真正的表面積」，如式 3.3 所示。

$$\phi_s = \pi d_p^2 / S_a \quad (3.3)$$

## 6. 比表面積( $a$ )

比表面積為單位填充體積之石頭表面積，可由式 3.4 求出。

$$a = 6(1-\varepsilon)/(d_p \phi_s) \quad (3.4)$$

表 3.7：礫石物性

項目	符號	數值	單位	數值來源
比熱	$C_{ps}$	840	J/kg.°C	參考文獻 <sup>[26]</sup>
熱導係數	$k_s$	1.9	W/m.°C	參考文獻 <sup>[26]</sup>
平均粒徑	$d_p$	1.11	cm	實驗求得
平均密度	$\rho_s$	2,583	kg/m <sup>3</sup>	實驗求得
顆粒表面積	$S_a$	6.22	cm <sup>2</sup>	實驗求得
比表面積	$a$	509.2	m <sup>-1</sup>	實驗求得
粒子球度	$\phi_s$	0.62	-	實驗求得
填充孔隙度	$\varepsilon$	0.416	-	實驗求得

## 第四章 結果與討論

本章將分別針對單一進氣(DMF)、混合進氣(MEK/DMF)對 NO<sub>x</sub> 的生成與 VOC 去除效率及設備操作性能三部分進行討論。

### 4-1 單一進氣(DMF)實驗

供試 RTO 對 DMF 之去除效率如表 4.1 所示。摘述如下：

- (1) 在冷床狀態下並無 NO<sub>x</sub> 生成，而在各溫度未進氣狀況下均無 NO<sub>x</sub> 生成。
- (2) 在操作風量 0.5 ACMM、加熱區溫度設定為 700°C，閥門切換時間為 1.5 min 之條件下，DMF 之平均破壞去除效率為 85.2%。
- (3) 在操作風量 1.0 ACMM、加熱區溫度設定為 700°C，閥門切換時間為 1.5 min 之條件下，DMF 之平均破壞去除效率為 85.7%。
- (4) 在操作風量 0.5 ACMM、加熱區溫度設定為 800°C，閥門切換時間為 1.5 min 之條件下，DMF 之平均破壞去除效率為 85.6%。
- (5) 在操作風量 1.0 ACMM、加熱區溫度設定為 800°C，閥門切換時間為 1.5 min 之條件下，DMF 之平均破壞去除效率為 90.5%。
- (6) 在操作風量 0.5 ACMM、加熱區溫度設定為 900°C，閥門切換時間為 1.5 min 之條件下，DMF 之平均破壞去除效率為 91.1%。
- (7) 在操作風量 1.0 ACMM、加熱區溫度設定為 900°C，閥門切換時間為 1.5 min 之條件下，DMF 之平均破壞去除效率為 89.2%。

DMF 之去除率與進氣濃度及加熱區設定溫度有關，進氣濃度提高則去除率降低，平均破壞去除率在 700、800、900°C 分別為 85.4、88.1 及 90.1%。

表 4.1：在不同加熱區溫度，單一進氣(DMF)之破壞去除率

Data number	試驗條件			DMF*		
	加熱區溫度設定 (°C)	進氣風量 (Am <sup>3</sup> /min)	閘門切換時間 (min)	進氣 (ppm)	排氣 (ppm)	去除 (%)
1	700	0.5	1.5	198.5	23.2	88.3
2			1.5	412.3	74.0	82.1
3		1.0	1.5	108.3	10.7	90.1
4			1.5	495.1	92.6	81.3
5	800	0.5	1.5	137.8	20.5	85.1
6			1.5	411.1	57.1	86.1
7		1.0	1.5	109.7	16.5	85.0
8			1.5	390.4	15.6	96.0
9	900	0.5	1.5	136.8	11.8	91.4
10			1.5	506.3	46.7	90.8
11		1.0	1.5	113.5	10.1	91.1
12			1.5	487.3	61.7	87.3

\*進、排氣平均濃度以 ppm as CH<sub>4</sub> 計

表 4.2 顯示，NO<sub>x</sub> 的產生與進氣 VOC 濃度及加熱區設定溫度有關。相同溫度下，進氣濃度較高則產生較高的 NO 及 NO<sub>2</sub> 濃度，而當溫度到達 800°C 以後才会有穩定大量的 NO<sub>2</sub> 產生。「NO<sub>x</sub> 生成濃度 / DMF 去除濃度」與進氣濃度之關係，如圖 4.1 所示。結果顯示進氣 VOC 濃度與 NO<sub>x</sub> 之產生呈一負相關，即進氣濃度越低，去除單位 DMF 所產生之 NO<sub>x</sub> 則相對的提高，推測原因可能是因為在 Fuel-lean 狀態下含氮化合物透過氧化基而反應成 NO 所致，而當進氣濃度提高則趨向 Fuel-rich 狀態進而還原成氮氣，導致 NO<sub>x</sub> 濃度下降。

表 4.2：在不同加熱區溫度時，單一進氣(DMF)之 NO<sub>x</sub> 生成情形

Data number	加熱區溫度設定(°C)	進氣風量(Am <sup>3</sup> /min)	閥門切換時間(min)	DMF			排氣濃度(ppm)			NO <sub>x</sub> 生成/DMF 去除(ppm/ppm)
				進氣(ppm)	排氣(ppm)	去除(%)	CO	NO	NO <sub>2</sub>	
1	700	1.0	1.5	108.3	10.7	90.1	118	97	0	0.99
2	800	0.5	1.5	137.8	20.5	85.1	405	570	30	5.12
3	800	0.5	1.5	411.1	57.1	86.1	658	955	68	2.89
4	800	1.0	1.5	390.4	15.6	96.0	791	1090	70	3.09
5	800	1.0	1.5	109.7	16.5	85.0	356	487	23	5.47
6	900	0.5	1.5	136.8	11.8	91.4	346	630	33	5.30
7	900	0.5	1.5	506.3	46.7	90.8	742	980	86	2.32
8	900	1.0	1.5	113.5	10.1	91.1	346	609	29	6.17
9	900	1.0	1.5	487.3	61.7	87.3	663	980	57	2.44

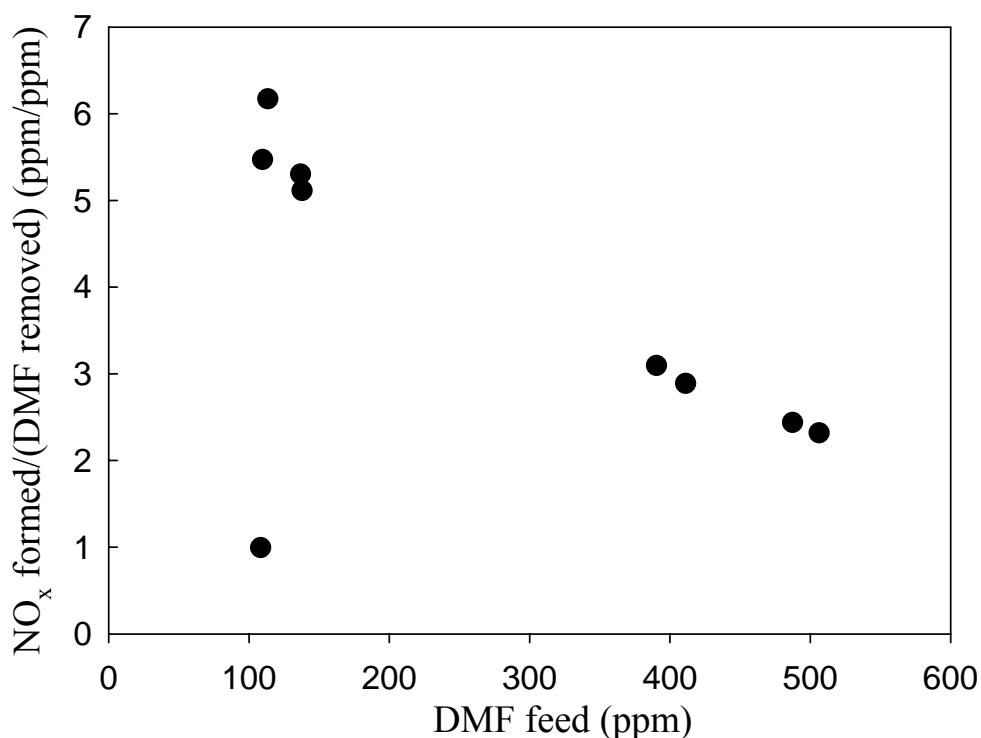


圖 4.1：單一進氣 DMF 濃度與 NO<sub>x</sub> 生成之關係( $T_{\text{set}}=700-900^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$  ACMM)

## 4-2 混合進氣(MEK/DMF)實驗

實驗設定溫度由 600-800°C，進氣風量為 0.5 Am<sup>3</sup>/min，閥門切換時間為 1.5 min 下，結果顯示在冷床及各溫度未進氣狀態下皆無 NO<sub>x</sub> 生成。

### 4-2-1 $T_{\text{set}}=600^{\circ}\text{C}$ 混合進氣

加熱區設定溫度  $T_{\text{set}}=600^{\circ}\text{C}$ ，閥門切換時間為 1.5min、進氣風量為 0.5 ACMM (@33°C)，結果如表 4.3 所示。顯示加入 MEK 後可以提升 DMF 破壞去除率，出口均無 DMF 存在，MEK 之破壞去除率均超過 90%，平均破壞去除率達 96.5%。混合進氣濃度比、DMF 去除濃度及 NO<sub>x</sub> 生成之關係如圖 4.2 所示，顯示 MEK/DMF 混合進氣比例與去除單位 DMF 所生成之 NO<sub>x</sub> 成正相關，進氣比例越大則產生 NO<sub>x</sub> 則較大，與預期之結果並不相符。

從圖 4.3 可知，進氣濃度與氮氧化物的生成呈現一負相關，當進氣濃度越高則去除單位 DMF 所產生之 NO<sub>x</sub> 則降低，推測原因可能是在 Fuel-lean 狀態下氮化物透過氧化基而反應成 NO 所致，而當進氣濃度提高則趨向 Fuel-rich 狀態進而還原成氮氣，導致 NO<sub>x</sub> 濃度下降。

表 4.3：加熱區設定溫度 600°C 時混合進氣之 NO<sub>x</sub> 生成結果

Data Number	MEK			DMF			進氣濃度比	排氣濃度(ppm)		
	進氣 (ppm)	排氣 (ppm)	去除 (%)	進氣 (ppm)	排氣 (ppm)	去除 (%)	MEK/DMF (ppm/ppm)	CO	NO	NO <sub>2</sub>
1	95.2	6.39	93%	112.8	0	100%	0.84	377	157	1
2	75.7	6.28	92%	99.9	0	100%	0.76	253	112	0
3	64.7	6.26	90%	70.3	0	100%	0.92	203	105	0
4	196.2	6.8	97%	63.4	0	100%	3.09	281	110	0
5	90.9	6.32	93%	73.2	0	100%	1.24	292	132	0
6	164.8	6.4	96%	92.1	0	100%	1.79	274	124	0
7	225.8	6.8	97%	73.4	0	100%	3.08	273	110	0
8	160.1	6.5	96%	66.8	0	100%	2.40	294	116	0
9	222.3	6.9	97%	61.7	0	100%	3.60	429	149	0
10	162.3	6.8	96%	64.3	0	100%	2.52	263	89	0
11	458.2	7.4	98%	66.1	0	100%	6.93	347	125	0
12	620.5	7.8	99%	86.9	0	100%	7.14	423	130	0
13	532.4	8.1	98%	66	0	100%	8.07	358	112	0
14	531	7.6	99%	58.6	0	100%	9.06	362	121	0
15	401.6	7.2	98%	121.8	0	100%	3.30	320	134	1
16	310.3	7.3	98%	87.4	0	100%	3.55	338	126	1
17	951	8.8	99%	81.5	0	100%	11.67	523	147	0
18	963.6	8.6	99%	98.1	0	100%	9.82	595	173	2
19	652.2	7.7	99%	112.1	0	100%	5.82	585	223	1

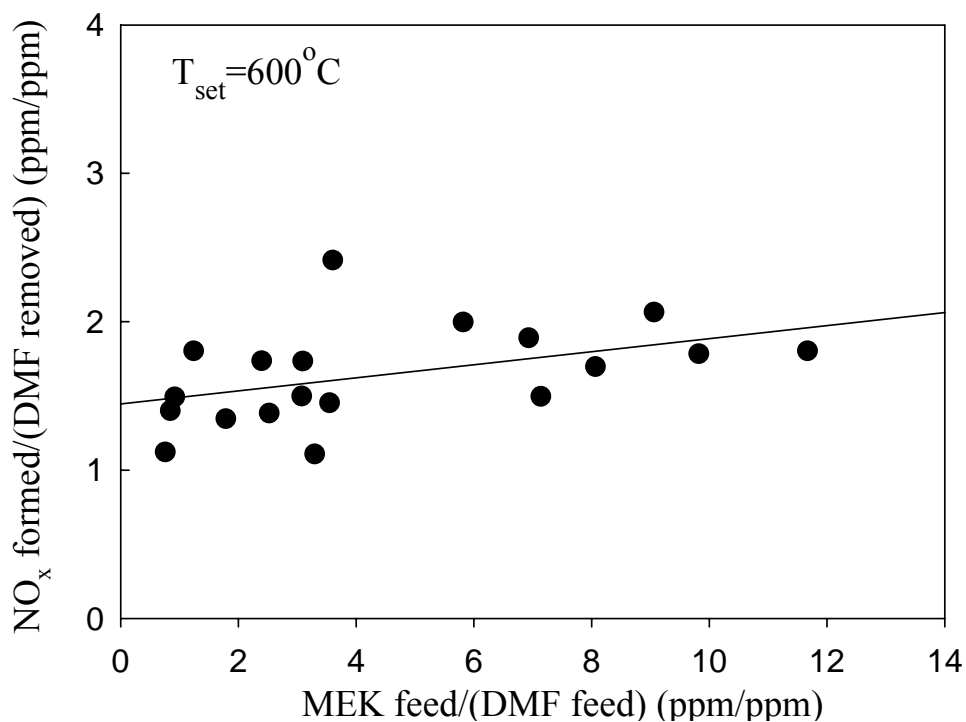


圖 4.2：混合進氣比例與 NO<sub>x</sub> 生成之關係( $T_{\text{set}}=600^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$  ACMM)

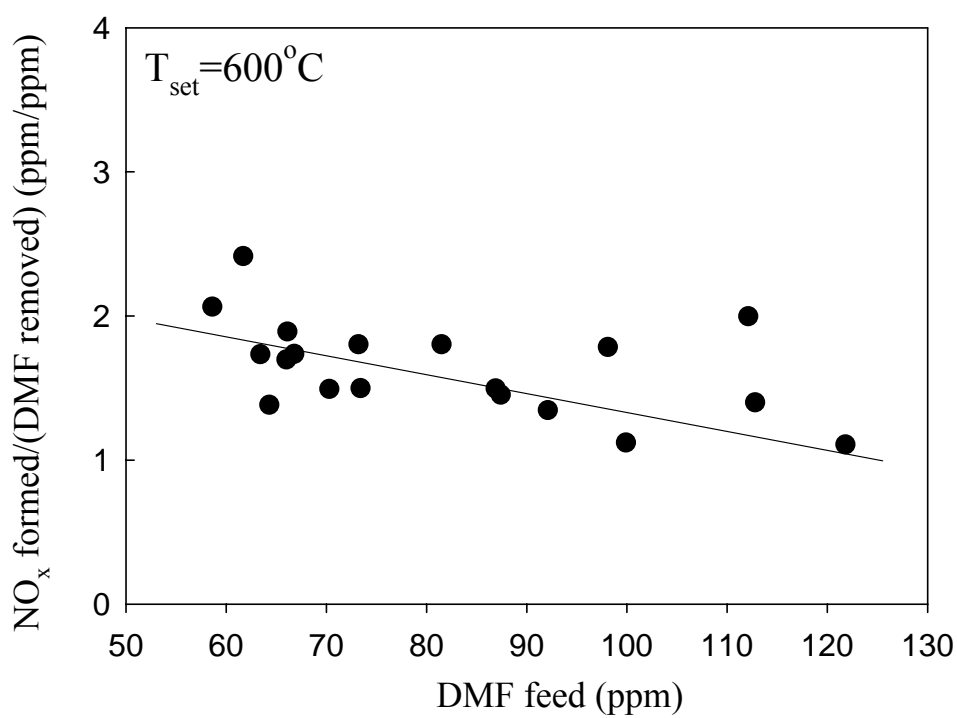


圖 4.3：DMF 進氣濃度與 NO<sub>x</sub> 生成之關係( $T_{\text{set}}=600^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$  ACMM)



#### 4-2-2 $T_{set}=700^{\circ}\text{C}$ 混合進氣

加熱區設定溫度  $T_{set}=700^{\circ}\text{C}$ ，閥門切換時間為 1.5min、進氣風量為 0.5 ACMM (@ $35^{\circ}\text{C}$ )。結果如表 4.4 所示，顯示加入 MEK 後可以提升 DMF 破壞去除率，出口均無 DMF 存在，MEK 之破壞去除率均超過 90%，平均破壞去除率達 97.5%，較  $600^{\circ}\text{C}$  來的高。混合進氣濃度比、DMF 去除濃度及  $\text{NO}_x$  生成之關係如圖 4.4 所示，顯示 MEK/DMF 混合進氣比例與去除單位 DMF 所生成之  $\text{NO}_x$  並無一顯著相關性，與預期的結果並不吻合，推測可能是因為當溫度提高後，所加入之 CH 量不足夠還原氮氧化物，所以並無造成降低的現象，單位 DMF 去除所生成之  $\text{NO}_x$  較  $600^{\circ}\text{C}$  低。

從圖 4.5 可知，進氣濃度與氮氧化物的生成呈現一負相關，推測原因可能是 Fuel-lean 狀態下氮氧化物透過氧化基而反應成 NO 所致，而當進氣濃度提高則趨向 Fuel-rich 狀態進而還原成氮氣，導致  $\text{NO}_x$  濃度下降。

表 4.4：加熱區設定溫度  $700^{\circ}\text{C}$  時混合進氣之  $\text{NO}_x$  生成結果

Data Number	MEK			DMF			進氣濃度比 MEK/DMF (ppm/ppm)	排氣濃度(ppm)		
	進氣 (ppm)	排氣 (ppm)	去除 (%)	進氣 (ppm)	排氣 (ppm)	去除 (%)		CO	NO	$\text{NO}_2$
1	224.1	6.7	97%	86.3	0	100%	2.60	92	101	0
2	208.7	6.7	97%	102.1	0	100%	2.04	111	122	0
3	204.8	6.6	97%	81.9	0	100%	2.50	74	95	0
4	67.7	6.3	91%	96.9	0	100%	0.70	125	130	0
5	130.4	6.6	95%	98.2	0	100%	1.33	103	117	0
6	141.5	6.5	95%	108.1	0	100%	1.31	89	109	0
7	189.6	6.5	97%	107.7	0	100%	1.76	146	126	0
8	539.6	7.2	99%	76.6	0	100%	7.04	135	109	0
9	699.2	7.5	99%	96.8	0	100%	7.22	165	131	4
10	353.6	7.1	98%	89.2	0	100%	3.96	182	132	0
11	408.9	7.3	98%	114.5	0	100%	3.57	147	122	0
12	592.6	7.7	99%	113.4	0	100%	5.23	201	124	4
13	546.7	7.5	99%	92.5	0	100%	5.91	169	109	0
14	458.7	7.4	98%	94.7	0	100%	4.84	154	109	0
15	1131	8.8	99%	97.9	0	100%	11.55	165	105	2
16	1115	8.9	99%	93.8	0	100%	11.90	270	114	2
17	1119	9	99%	94.3	0	100%	11.87	250	120	3
18	832.8	7.4	99%	103.6	0	100%	8.04	250	136	5

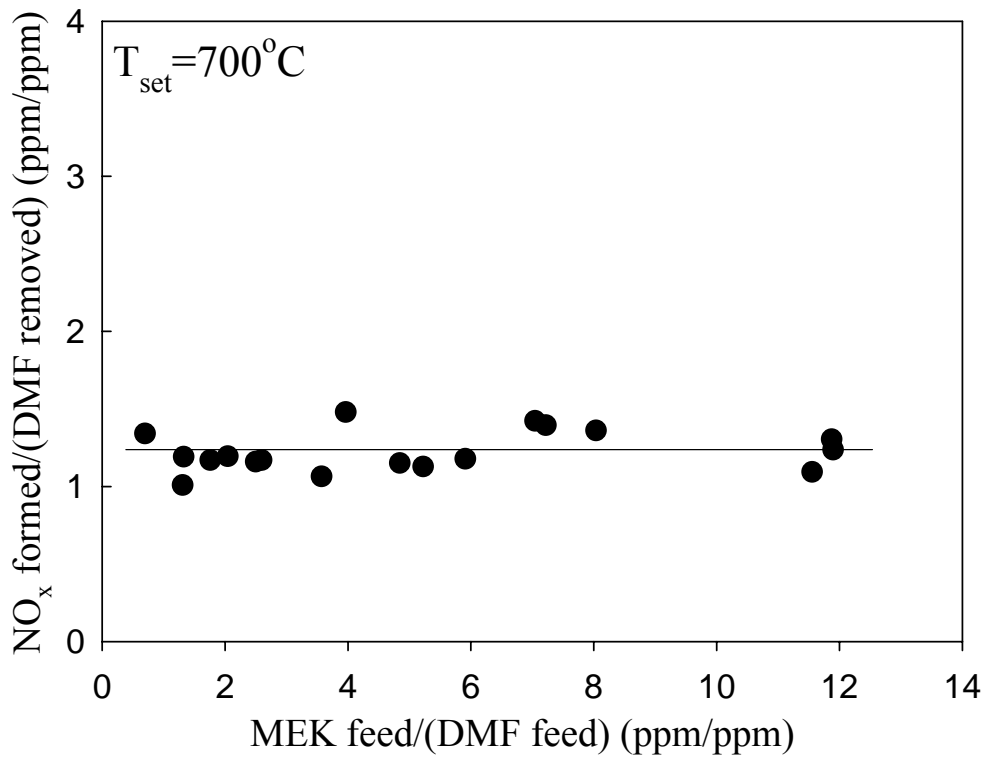


圖 4.4: 混合進氣比例與 NO<sub>x</sub> 生成之關係( $T_{\text{set}} = 700^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 0.5$  ACMM)

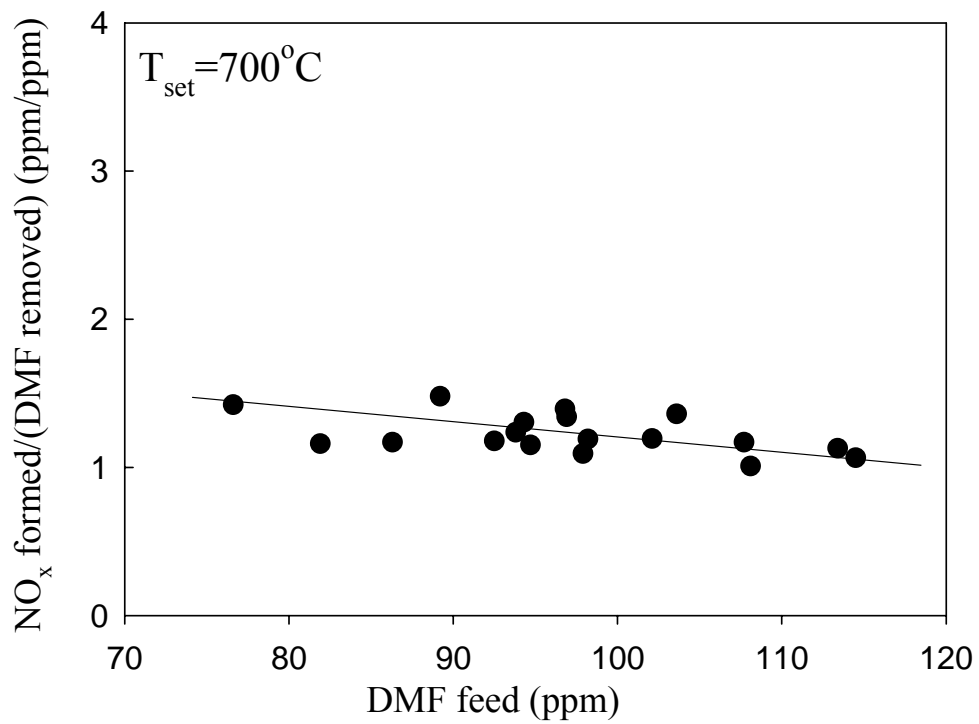


圖 4.5: DMF 進氣濃度與 NO<sub>x</sub> 生成之關係( $T_{\text{set}} = 700^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 0.5$  ACMM)

### 4-2-3 $T_{set}=800^{\circ}\text{C}$ 混合進氣

加熱區設定溫度  $T_{set}=800^{\circ}\text{C}$ ，閥門切換時間為 1.5 min、進氣風量為 0.5 ACMM (@ $34^{\circ}\text{C}$ )，結果如表 4.5 所示。顯示加入 MEK 後可以提升 DMF 破壞去除率，出口均無 DMF 存在，MEK 之破壞去除率大都超過 90%，平均破壞去除率達 95.7%， $\text{NO}_2$  濃度明顯較低溫時為高。混合進氣濃度比、DMF 去除濃度及  $\text{NO}_x$  生成之關係如圖 4.6 所示，顯示 MEK/DMF 混合進氣比例與去除單位 DMF 所生成之  $\text{NO}_x$  並無一顯著相關性，與預期的結果並不吻合，推測可能是因為當溫度提高後，所加入之 CH 量不足夠還原氮氧化物，所以並無造成降低的現象，單位 DMF 去除所生成之  $\text{NO}_x$  較前兩部分高。

從圖 4.7 可知，進氣濃度與氮氧化物的生成呈現一負相關，當進氣濃度越高則去除單位 DMF 所產生之  $\text{NO}_x$  則降低，推測原因可能是因為進氣濃度升高後，使其呈現接近 Fuel-rich 的狀態因而降低  $\text{NO}_x$  之生成。

表 4.5：加熱區設定溫度  $800^{\circ}\text{C}$  時混合進氣之  $\text{NO}_x$  生成結果

Data Number	MEK			DMF			進氣濃度比 MEK/DMF (ppm/ppm)	排氣濃度 (ppm)		
	進氣 (ppm)	排氣 (ppm)	去除 (%)	進氣 (ppm)	排氣 (ppm)	去除 (%)		CO	NO	$\text{NO}_2$
1	80	6.8	92%	117.2	0	100%	0.68	164	232	13
2	106.9	6.3	94%	125.3	0	100%	0.85	152	193	11
3	153.1	6.4	96%	106.3	0	100%	1.44	136	171	9
4	235.7	6.5	97%	60.2	0	100%	3.92	118	143	8
5	408.1	7	98%	88.8	0	100%	4.60	131	155	8
6	323.8	6.7	98%	73.9	0	100%	4.38	145	212	12
7	254.8	6.7	97%	88.6	0	100%	2.88	132	194	11
8	208.1	6.7	97%	67.0	0	100%	3.11	107	139	7
9	40.2	6.27	84%	89.6	0	100%	0.45	194	271	17
10	267.7	6.9	97%	118.2	0	100%	2.26	167	274	16
11	246.4	6.7	97%	126.6	0	100%	1.95	174	253	10
12	561.0	7.5	99%	107.4	0	100%	5.22	129	189	10
13	423.0	7.5	98%	82.2	0	100%	5.15	94	157	8

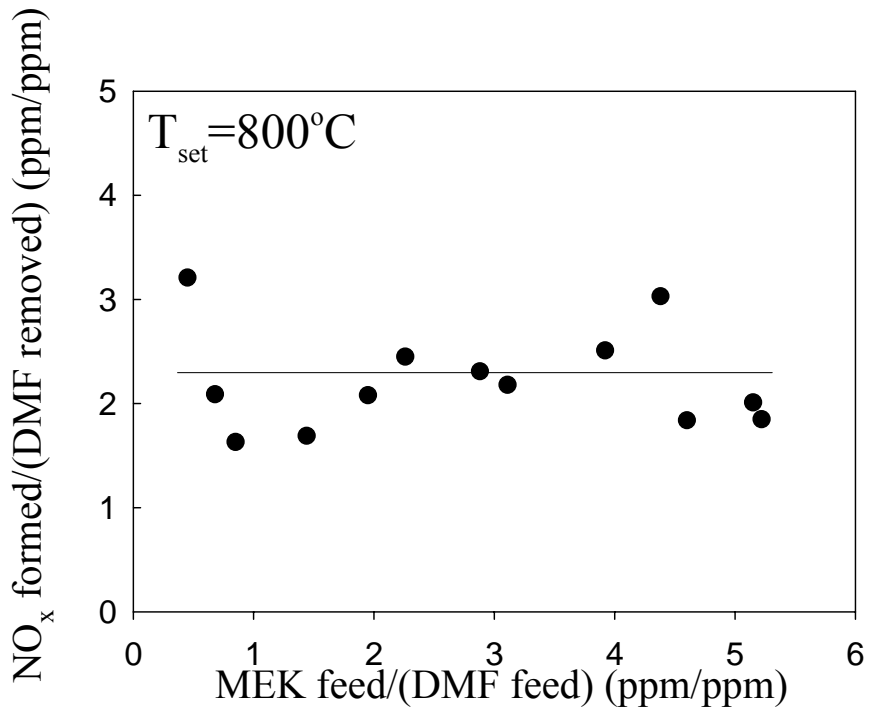


圖 4.6: 混合進氣比例與 NO<sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{\text{set}}=800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$  ACMM)

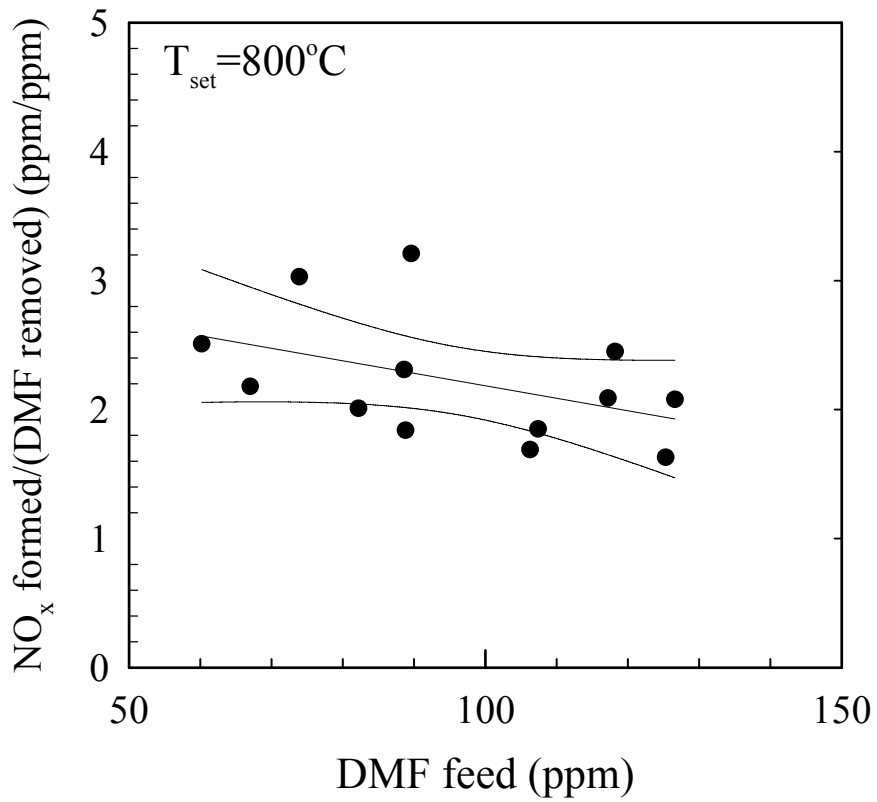


圖 4.7: DMF 進氣濃度與 NO<sub>x</sub> 生成之關係 ( $T_{\text{set}}=800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$  ACMM)

### 4-3 設備操作性能之探討

設備操作性能部分，分別以熱回收率、壓損及操作費用等進行探討。

#### 4-3-1 設備之熱回收率

進氣不含 VOC 時，在不同加熱區設定溫度( $T_{set}=700、800、900^{\circ}\text{C}$ )條件下，分別記錄各床溫度及進排氣溫度，結果如圖 4.8-4.13 所示。利用公式 4.1 計算設備之熱回收率( $R_t$ )，計算結果如表 4.6 所示，氣體空塔流與熱回收之關係如圖 4.14 所示，結果顯示熱回收率皆能維持在 88% 以上，當氣體空塔流速增加時，則熱回收率隨之降低，氣體空塔流速為主要影響熱回收率之因素。

$$R_t(\%) = \frac{(T_{\max} - T_o)}{(T_{\max} - T_i)} \times 100 \% \quad (4.1)$$

式中， $T_{\max}$ 、 $T_i$ 、 $T_o$ 分別為蓄熱床最高溫度、進氣溫度、排氣溫度。

表 4.6：進氣不含 VOCs 時，供試 RTO 之熱回收率

加熱區溫度 $T_{set} (^{\circ}\text{C})$	進氣風量* $Q$ (ACMM)	蓄熱床最高溫度 $T_{\max} (^{\circ}\text{C})$	進氣溫度 $T_i (^{\circ}\text{C})$	排氣溫度 $T_o (^{\circ}\text{C})$	熱回收率 $R_t (\%)$
700	0.5	560	32	68	93.2
700	1.0	558	33	91	89.0
800	0.5	637	33	77	92.7
800	1.0	633	37	105	88.6
900	0.5	715	35	85	92.6
900	1.0	706	38	117	88.2

\*進氣風量分別為 0.5 及 1.0 ACMM (@進氣溫度)時，空塔流速分別為 0.37 及 0.74 Am/s。

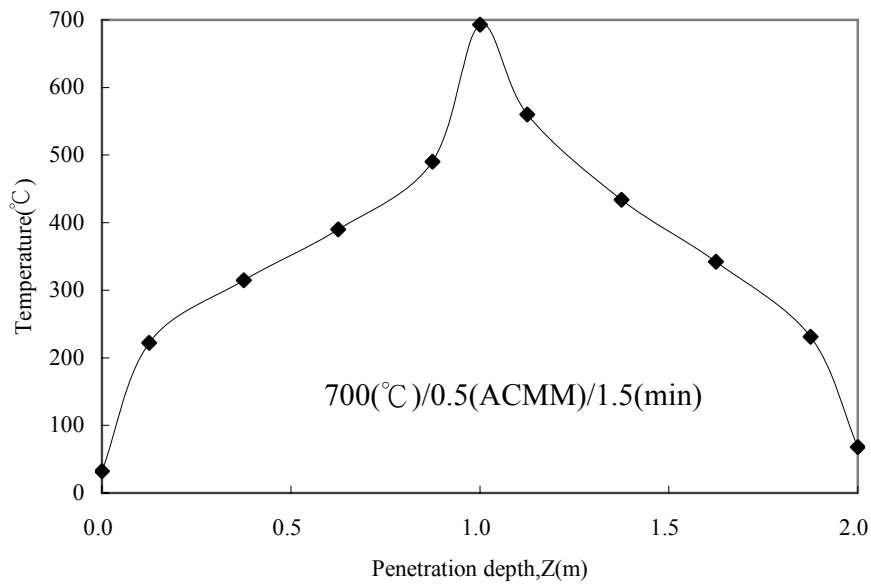


圖 4.8 :  $T_{\text{set}} = 700^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 0.5$  ACMM、Shift time = 1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{\text{max}} = 560^{\circ}\text{C}$ )

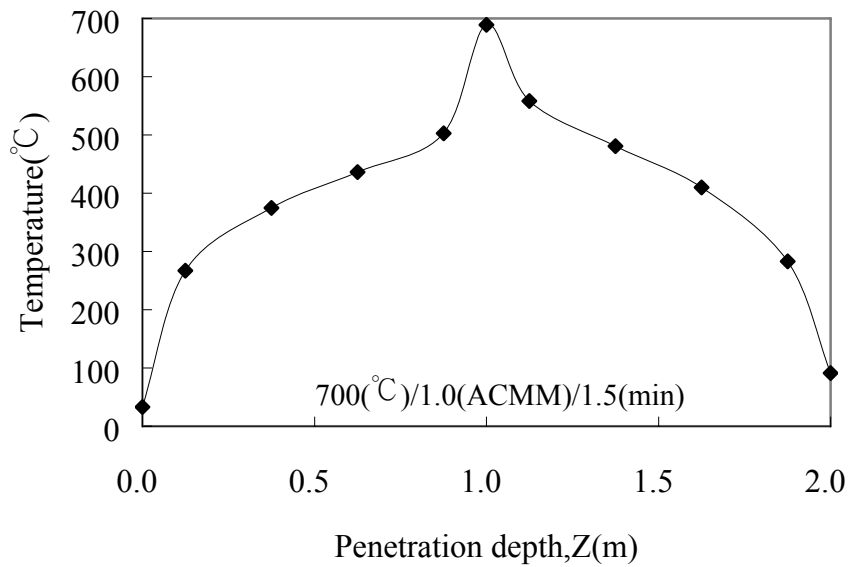


圖 4.9 :  $T_{\text{set}} = 700^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 1.0$  ACMM、Shift time = 1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{\text{max}} = 558^{\circ}\text{C}$ )

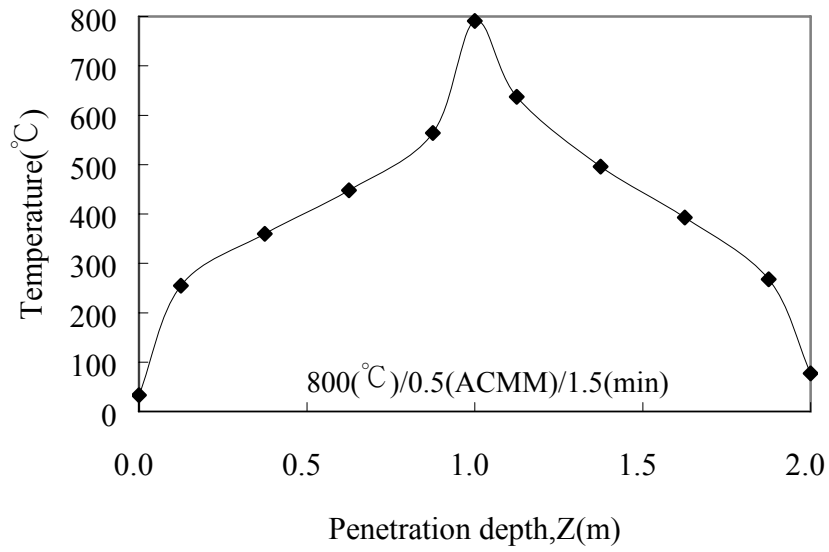


圖 4.10 :  $T_{\text{set}}=800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$  ACMM、Shift time = 1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{\text{max}}=637^{\circ}\text{C}$ )

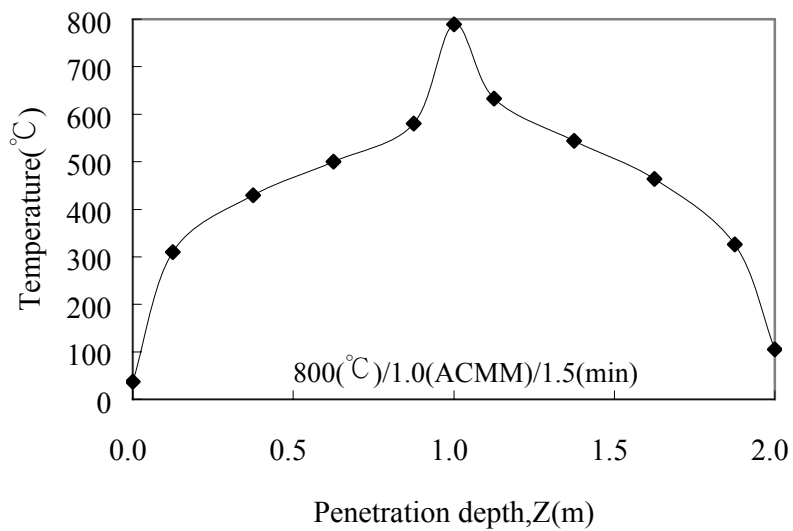


圖 4.11 :  $T_{\text{set}}=800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=1.0$  ACMM、Shift time = 1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{\text{max}}=633^{\circ}\text{C}$ )

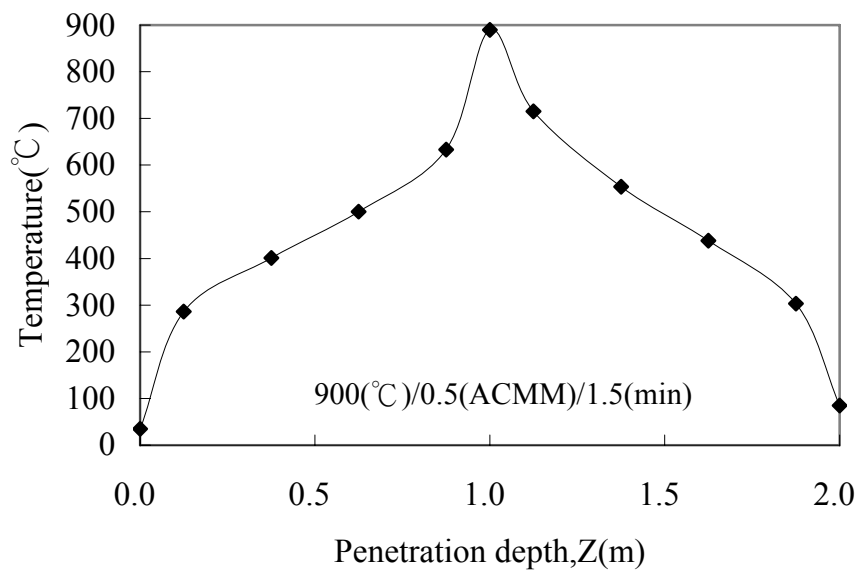


圖 4.12 :  $T_{\text{set}} = 900^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 0.5$  ACMM、Shift time = 1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{\text{max}} = 715^{\circ}\text{C}$ )

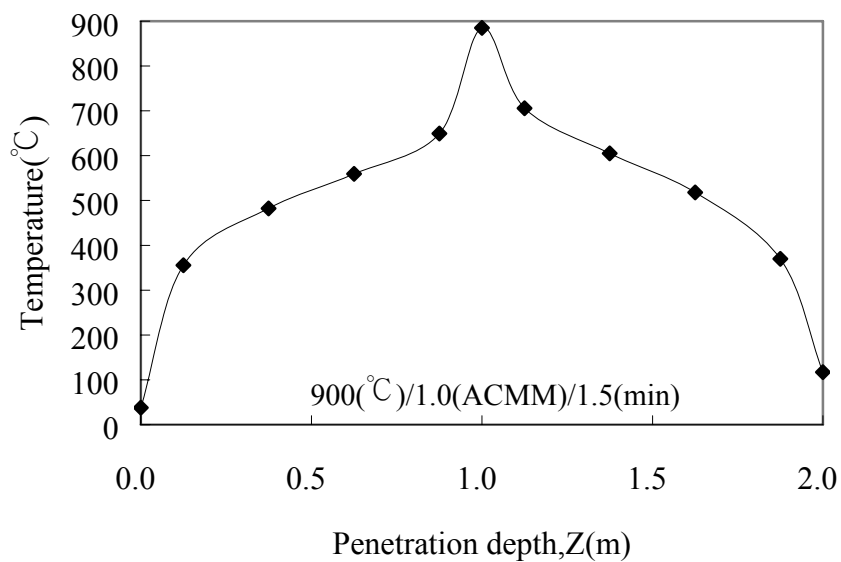


圖 4.13 :  $T_{\text{set}} = 900^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 1.0$  ACMM、Shift time = 1.5 min，蓄熱床溫度分布曲線( $T_{\text{max}} = 706^{\circ}\text{C}$ )



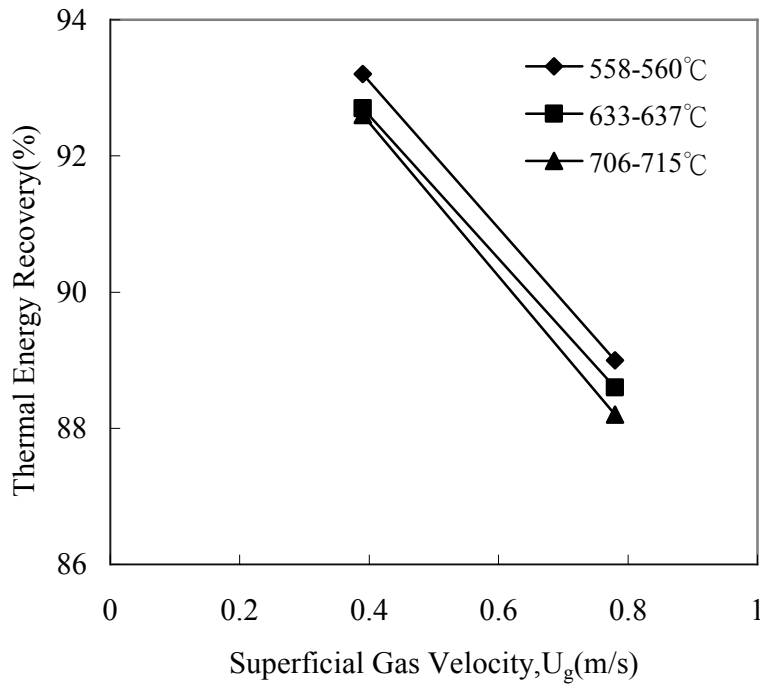


圖 4.14：在最高床溫  $T_{\max} = 558-715^\circ\text{C}$  時，熱回收率與空塔流速之關係

#### 4-3-2 氣體通過蓄熱床之壓損

本研究在 RTO 進出口處各安裝一負壓力錶，以計算實際壓損，另外利用 Ergun 方程式(公式 4.2)配合表 3.7 及 4.7 資料可計算出理論壓損<sup>[27]</sup>。計算結果如表 4.8-4.10 所示，顯示理論壓損為實測壓損 1.16-1.38 倍，實測及理論壓損之差異是與床之短流效應有關。氣體空塔流與氣體通過蓄熱床之關係如圖 4.15-4.17 所示，當氣體空塔流速增加時，則壓損隨之增加，另外，由表 4.8-4.10 之結果，顯示蓄熱床平均溫度增加時，則壓損隨之增加，這是因為溫度上升時，空氣黏滯係數同時上升。故蓄熱床平均溫度及進氣風量是影響壓損之主要因素。

$$\frac{\Delta P g_c}{D} \frac{\phi_s d_p}{\rho_g U_g^2} \frac{\varepsilon^3}{1-\varepsilon} = \frac{150(1-\varepsilon)}{\phi_s d_p U_g \rho_g / \mu_g} + 1.75 \quad (4.2)$$

式中， $\Delta P$  = 壓損( $\text{N/m}^2$ )、 $\varepsilon$  = 蓄熱床填料孔隙度、 $Z$  = 填充厚度(m)、 $\phi_s$  = 礫石球度、 $d_p$  = 礫石粒徑(m)、 $\rho_g$  = 空氣密度( $\text{kg}/\text{Am}^3$ )、 $g_c$  = 重力常

數( $=1 \text{ kg}\cdot\text{m}/\text{N}\cdot\text{s}^2$ )、 $\mu_g$  = 空氣黏滯係數( $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ )、 $U_g$  = 氣體空塔流速 ( $\text{Am}/\text{s}$ )

表 4.7：空氣之物性表(1atm)<sup>[28]</sup>

絕對溫度( $T$ ) K	密度 ( $\rho_g$ ) $\text{kg}/\text{Am}^3$	比熱 ( $C_p$ ) $\text{kJ}/\text{kg}\cdot\text{K}$	黏滯係數 ( $\mu_g$ ) $(\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s})\times 10^5$	熱傳導係數( $k$ ) $\text{W}/\text{m}\cdot\text{K}$	熱焓 ( $H$ ) $\text{kJ}/\text{kg}$
300	1.1774	1.0057	1.8462	0.02624	300.43
350	0.9980	1.0090	2.075	0.03003	350.73
400	0.8826	1.0140	2.286	0.03365	401.25
450	0.7833	1.0207	2.484	0.03707	452.07
500	0.7048	1.0295	2.671	0.04038	503.30
550	0.6423	1.0392	2.848	0.04360	555.01
600	0.5879	1.0551	3.018	0.04659	607.26
650	0.5430	1.0635	3.177	0.04953	660.69
700	0.5030	1.0752	3.332	0.05230	713.51
750	0.4709	1.0856	3.481	0.05509	676.53
800	0.4405	1.0978	3.625	0.05779	822.15
850	0.4149	1.1095	3.765	0.06028	877.35
900	0.3925	1.1212	3.899	0.06279	933.10
950	0.3716	1.1321	4.023	0.06525	989.38
1000	0.3524	1.1417	4.152	0.06752	1046.16
1100	0.3204	1.160	4.44	0.0732	1161.11

表 4.8：在  $T_{\max}=558-560^{\circ}\text{C}$  時，氣體通過蓄熱床之壓損

蓄熱床 深度 $Z$ (m)	填充 厚度 $D$ (m)	蓄熱床 溫度 $T_g$ (K)	氣體空塔 流速 $U_g$ (m/s)	空氣 密度 $\rho_g$ ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )	空氣黏 滯係數 $\mu_g(10^5)$ ( $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ )	理論 壓損 $\Delta P_a$ ( $\text{cm H}_2\text{O}$ )	實際 壓損 $\Delta P_t$ ( $\text{cm H}_2\text{O}$ )
$T_{\text{set}}=700^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=0.5$ ACMM 時							
0.125	0.25	495	0.63	0.713	2.652	2.17	17.5
0.375	0.25	588	0.75	0.601	2.977	2.67	
0.625	0.25	663	0.85	0.533	3.217	3.09	
0.875	0.25	763	0.98	0.463	3.518	3.68	
1.125	0.25	833	1.07	0.424	3.717	4.09	
1.375	0.25	707	0.90	0.499	3.353	3.34	
1.625	0.25	615	0.79	0.574	3.066	2.82	
1.875	0.25	504	0.64	0.700	2.685	2.22	
合計						24.09	
$T_{\text{set}}=700^{\circ}\text{C}$ 、 $Q=1.0$ ACMM 時							
0.125	0.25	540	1.38	0.655	2.813	8.09	69.5
0.375	0.25	648	1.65	0.545	3.171	9.93	
0.625	0.25	709	1.81	0.497	3.359	10.98	
0.875	0.25	776	1.98	0.455	3.556	12.19	
1.125	0.25	831	2.12	0.425	3.712	13.17	
1.375	0.25	754	1.92	0.468	3.493	11.80	
1.625	0.25	683	1.74	0.517	3.279	10.53	
1.875	0.25	556	1.42	0.636	2.868	8.36	
合計						85.05	

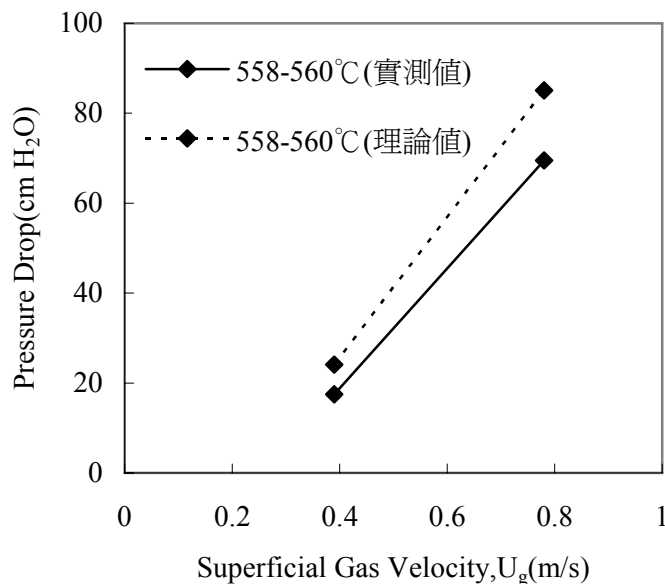


圖 4.15：在  $T_{\max}=558-560^{\circ}\text{C}$  時，氣體通過蓄熱床之壓損與空塔流速之關係

表 4.9：在  $T_{\max} = 633-637^{\circ}\text{C}$  時，氣體通過蓄熱床之壓損

蓄熱床深度 $Z$ (m)	填充厚度 $D$ (m)	蓄熱床溫度 $T_g$ (K)	氣體空塔流速 $U_g$ (m/s)	空氣密度 $\rho_g$ (kg/m <sup>3</sup> )	空氣黏滯係數 $\mu_g(10^5)$ (kg/m.s)	理論壓損 $\Delta P_a$ (cmH <sub>2</sub> O)	實際壓損 $\Delta P_t$ (cmH <sub>2</sub> O)
$T_{\text{set}} = 800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 0.5$ ACMM 時							
0.125	0.25	528	0.67	0.689	2.770	2.38	20.0
0.375	0.25	633	0.81	0.558	3.123	2.91	
0.625	0.25	721	0.92	0.490	3.395	3.41	
0.875	0.25	837	1.07	0.422	3.729	4.09	
1.125	0.25	910	1.16	0.388	3.924	4.54	
1.375	0.25	769	0.98	0.459	3.536	3.69	
1.625	0.25	666	0.85	0.530	3.227	3.09	
1.875	0.25	541	0.69	0.661	2.816	2.42	
合計						26.55	
$T_{\text{set}} = 800^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 1.0$ ACMM 時							
0.125	0.25	583	1.47	0.606	2.960	8.62	75.5
0.375	0.25	702	1.77	0.502	3.338	10.60	
0.625	0.25	773	1.94	0.457	3.547	11.86	
0.875	0.25	853	2.15	0.414	3.773	13.26	
1.125	0.25	906	2.28	0.390	3.914	14.23	
1.375	0.25	817	2.06	0.432	3.673	12.62	
1.625	0.25	737	1.85	0.479	3.442	11.23	
1.875	0.25	599	1.51	0.589	3.015	8.87	
合計						91.30	

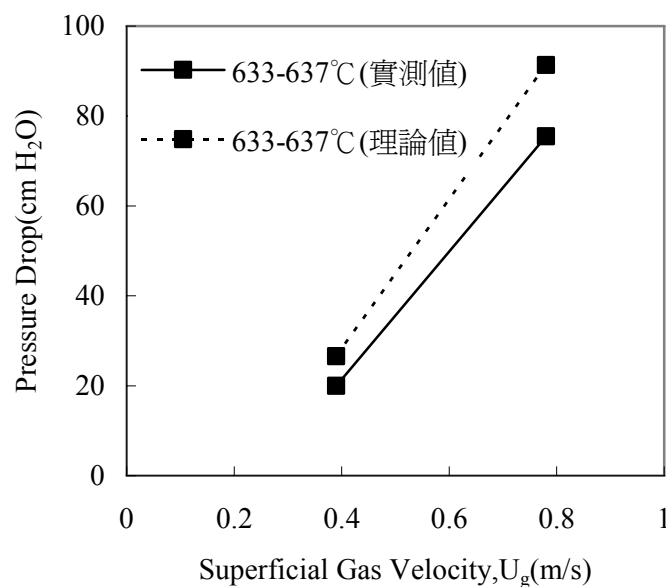


圖 4.16：在  $T_{\max} = 633-637^{\circ}\text{C}$  時，氣體通過蓄熱床之壓損與空塔流速之關係

表 4.10：在  $T_{\max} = 706-715^{\circ}\text{C}$  時，氣體通過蓄熱床之壓損

蓄熱床深度 $Z$ (m)	填充厚度 $D$ (m)	蓄熱床溫度 $T_g$ (K)	氣體空塔流速 $U_g$ (m/s)	空氣密度 $\rho_g$ ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )	空氣黏滯係數 $\mu_g(10^5)$ ( $\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$ )	理論壓損 $\Delta P_a$ ( $\text{cm H}_2\text{O}$ )	實際壓損 $\Delta P_t$ ( $\text{cm H}_2\text{O}$ )
$T_{\text{set}} = 900^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 0.5$ ACMM 時							
0.125	0.25	559	0.71	0.633	2.879	2.48	23.0
0.375	0.25	674	0.85	0.524	3.251	3.11	
0.625	0.25	773	0.98	0.457	3.547	3.68	
0.875	0.25	906	1.15	0.390	3.914	4.47	
1.125	0.25	988	1.25	0.357	4.121	4.97	
1.375	0.25	827	1.05	0.427	3.701	3.99	
1.625	0.25	711	0.90	0.496	3.365	3.31	
1.875	0.25	576	0.73	0.614	2.936	2.57	
合計						28.57	
$T_{\text{set}} = 900^{\circ}\text{C}$ 、 $Q = 1.0$ ACMM 時							
0.125	0.25	629	1.58	0.562	3.110	9.33	85.5
0.375	0.25	755	1.89	0.468	3.495	11.48	
0.625	0.25	832	2.09	0.424	3.715	12.82	
0.875	0.25	922	2.31	0.383	3.954	14.44	
1.125	0.25	979	2.46	0.360	4.098	15.45	
1.375	0.25	878	2.20	0.402	3.840	13.65	
1.625	0.25	791	1.98	0.446	3.599	12.10	
1.875	0.25	643	1.61	0.549	3.155	9.56	
合計						98.82	

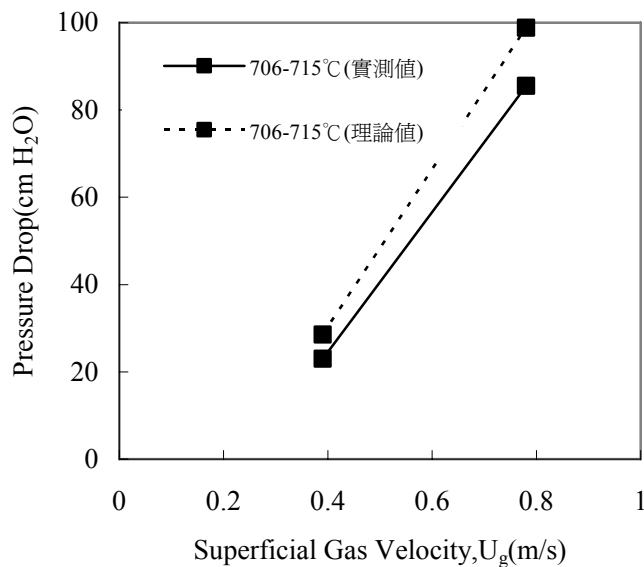


圖 4.17：在  $T_{\max} = 706-715^{\circ}\text{C}$  時，氣體通過蓄熱床之壓損與空塔流速之關係

### 4.3.3 設備操作費用評估

蓄熱式焚化爐的操作費用，主要是包括電熱器及鼓風機的運作電費。電熱器及鼓風機的用電功率計算公式，如公式 4.3 及 4.4 所示。

$$\text{電熱器用電功率(kW)} = Q \times \rho_g \times C_{pg} \times \Delta T \div 60 \quad (4.3)$$

$$\text{鼓風機用電功率(kW)} = 1.81 \times 10^{-4} \times Q \times 35.3 \times \Delta P \div 25.4 \quad (4.4)$$

式中， $Q$  = 進氣風量(ACMM)、 $\rho_g$  = 空氣密度(kg/Am<sup>3</sup>)、 $C_{pg}$  = 空氣比熱(kJ/kg.K)、 $\Delta T$  = 進排氣溫度差(K)、 $\Delta P$  = 進排氣壓損(mmAq)。(4.4)式中，35.3 為將風量由 ACMM 轉換 A ft<sup>3</sup>/min (acfm)之係數，25.4 為將壓損由 mmAq 轉換為 inch H<sub>2</sub>O 之係數。

操作費用是以處理 1000 m<sup>3</sup> 氣體計算，如公式 4.5 所示。

$$\text{操作電費(元/1000 m}^3 \text{ 進氣)} = \text{耗電功率(kW)} \times \text{NT\$ 1.5/kWh} \div [Q \text{ (ACMM)} \times 60 \text{ min/h} \div 10^3 \text{ m}^3] \quad (4.5)$$

表 4.11 是在不同操作溫度及進氣風量條件下，設備操作時所消耗的電費，結果證明用電量主要來自電熱加熱器及鼓風機之操作，因為當加熱區設定溫度及進氣風量上升時，則用電量及操作電費也隨之增加。

表 4.11：設備操作時之費用

加熱區設定溫度 $T_{set}(^{\circ}\text{C})$	進氣風量 $Q$ (ACMM)	用電量(kW)			操作電費 (元/1000m <sup>3</sup> )
		電熱器	鼓風機	合計	
700	0.5	0.35	0.36	0.71	35.5
	1.0	1.12	2.89	4.01	100.3
800	0.5	0.43	0.42	0.84	42.0
	1.0	1.30	3.14	4.43	110.8
900	0.5	0.48	0.48	0.96	48.0
	1.0	1.50	3.55	5.05	126.3

## 第五章 結論與建議

### 5.1 結論

本研究利用蓄熱式焚化爐(RTO)焚化含氮VOC廢氣，目的為測試燃燒生成氮氧化物( $\text{NO}_x$ )與進氣中含氮VOC之關係。研究內容為探討氮氧化物生成與燃燒區溫度設定、進氣含氮VOC濃度、風量及單純含氮VOC進氣或含氮混合非含氮VOCs進氣等做相關探討，並且對設備操作性能做一相關研究。

在溫度設定  $T_{\text{set}}=600-900^\circ\text{C}$ 、進氣流量  $Q=0.5$  及  $1.0$  ACMM、進氣物種為 DMF 或 MEK 混合 DMF、進氣濃度  $C_0=0-500$  ppm (as  $\text{CH}_4$ ) 及閥門切換時間  $1.5$  min 實驗條件下，獲致下列結論：

#### 5.1.1 單一進氣

1. 在冷床狀態下，各種進氣濃度(0-500 ppm)及風量(0.5 及 1.0 ACMM)均無  $\text{NO}_x$  生成。
2. 單純進氣 DMF，其去除率跟進氣濃度與加熱區設定溫度有關，分別為  $900>800>700^\circ\text{C}$ ，而進氣濃度提高則去除率降低，平均去除率由低溫至高溫分別為 85.4、88.1 及 90.1%。進氣濃度與  $\text{NO}_x$  之產生一負相關。

#### 5.1.2 混合進氣

1. 加熱區設定溫度  $T_{\text{set}}=600-800^\circ\text{C}$ ，閥門切換時間為  $1.5$  min、進氣風量為  $0.5$  ACMM 下，加入 MEK 後可以提升 DMF 去除率， $T_{\text{set}}=800^\circ\text{C}$  後， $\text{NO}_2$  濃度明顯較低溫時為高。
2. 加熱區設定溫度  $T_{\text{set}}=600-800^\circ\text{C}$ ，閥門切換時間為  $1.5$  min、進氣風量為  $0.5$  ACMM 下，進氣濃度與氮氧化物的生成均呈現一負相關。
3. 在加熱區設定溫度  $T_{\text{set}}=600^\circ\text{C}$ ，MEK/DMF 混合進氣比例與去除單位 DMF 所生成之  $\text{NO}_x$  成正相關，而在  $T_{\text{set}}=700-800^\circ\text{C}$  則無顯著相關性。

#### 5.1.3 設備操作性能

1. 氣體空塔流速為主要影響熱回收率之因素，兩者成一負相關。

2. 理論壓損較實測壓損高，約 1.16-1.38 倍，兩者差異與床之短流效應有關，蓄熱床平均溫度增加時，則壓損隨之增加。蓄熱床平均溫度及進氣風量是影響壓損之主要因素。

## 5.2 建議

1. 嘗試提高 MEK/DMF 之濃度比例，以進一步確認 CH 基與氮氧化物生成之關係。
2. 利用不同的 de-NO<sub>x</sub> 物種，找出有效、可行降低氮氧化物之還原劑，如氨。



## 參考文獻

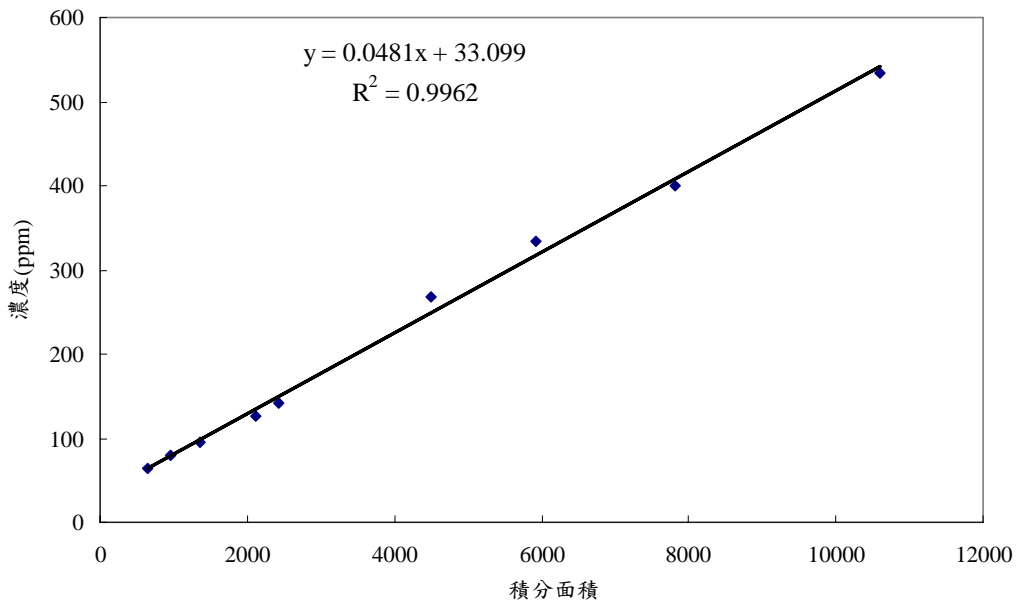
- 1.黃柏仁，「以蓄熱式觸媒焚化設施處理排氣中揮發性有機物質之理論解析與驗證」，國立中山大學環境工程研究所碩士論文，中華民國八十七年六月。
- 2.行政院環境保護署環境保護人員訓練所，「空氣污染防治法規」，行政院環境保護署環境保護人員訓練所，中華民國九十年五月。
- 3.張書豪、張木彬，「科學園區空氣污染物排放特性之探討」，國立中央大學環境工程研究所研究成果報告，1999。
- 4.黃思蕓，「電子半導體業揮發性有機物排放處理之本土化全自控生物濾床模組設備研發」，國科會/環保署科技合作研究計畫 NSC87-2218-E-216-002 期末報告，1998。
- 5.新竹縣環境保護局(1999)，「新竹工業園區空氣品質改善規劃書」。
- 6.許世杰，「生物濾床法應用於半導體實場操作之研究」，國立中興大學環境工程研究所碩士論文，中華民國九十一年六月。
- 7.林志芳，「以理論探討生物濾床法處理 VOCs 之研究」，國立中興大學環境工程系碩士論文，中華民國九十年六月。
- 8.劉妙生，「高科技電子業揮發性有機污染物管制理論與實務」，元智大學機械工程學系碩士論文，中華民國九十年六月。
- 9.黑正明，「以蓄熱式焚化爐處理含氯揮發性有機物之操作性能研究」，國立中山大學環境工程研究所碩士論文，中華民國九十年六月。
- 10.魏銀河，「生物濾床處理五種樹脂工廠混合混合 VOCs 廢氣之研究」，國立中興大學環境工程學系碩士論文，中華民國八十九年。

11. 劉國棟，「VOC 管制趨勢展望」，工業污染防治第48期，第15至24頁，民國82年。
12. 周明顯，黃柏仁，鄭文熙，「以蓄熱式觸媒焚化設施處理排氣中揮發性有機物質之理論解析與驗證」，第十五屆空氣污染控制技術研討會論文集，1998。
13. 李偉勝，「模場與實場蓄熱式焚化爐處理排氣中揮發性有機物之操作性能研究」，國立中山大學環境工程研究所碩士論文，中華民國八十八年六月。
14. 蘇艾，「工業鍋爐污染物  $\text{NO}_x$  ·  $\text{SO}_x$  排放調查與實廠減量及輔導改善計畫」，八十九年一月十二日。
15. R . T. WAIBEL, “ULTRA LOW  $\text{NO}_x$  BURNERS FOR INDUSTRIAL PROCESS HEATERS”, JOHN ZINK COMPANY, JULY19-22 ,1993.
16. Dr. Jerry J.W. Yuan, “Prediction of  $\text{NO}_x$  Emissions in Recovery Boilers-An Introduction to  $\text{NO}_x$  Module”, April, 1999.
17. LJ MOLERO, “COMBUSTION GENERATED  $\text{NO}_x$  AND  $\text{SO}_2$  FROM HEAVY LIQUID FUELS”,  
<http://www.chemeng.ucl.ac.uk/research/combustion/javmad.html>
18. Zevenhoven & Kilpinen,  
<http://www.hut.fi/~rzevenho/NITROX-a.PDF> , 18.1.2004.
19. “Nitrogen Oxides ( $\text{NO}_x$ ), why and how they are controlled”,  
<http://epa.gov/ttn/catc/dir1/fnoxdoc.pdf> ,U.S EPA, November 1999
20. Never, N. D. “Air Pollution Control Engineering”pp 455-538,  
McGraw-Hill, Inc., 1995。
21. CHAPTER 5- UNDERSTANDING ATMOSPHERIC EMISSIONS,  
[http://www.energysolutionscenter.org/BoilerBurner/Resources/Primer/Primer\\_Chap5.pdf](http://www.energysolutionscenter.org/BoilerBurner/Resources/Primer/Primer_Chap5.pdf) .
22. Ron Zevenhoven, “Nitrogen oxides from nitrogen-containing waste fuels at FBC conditions - Part 1” , the 39th IEA FBC meeting,  
November 22-24 1999

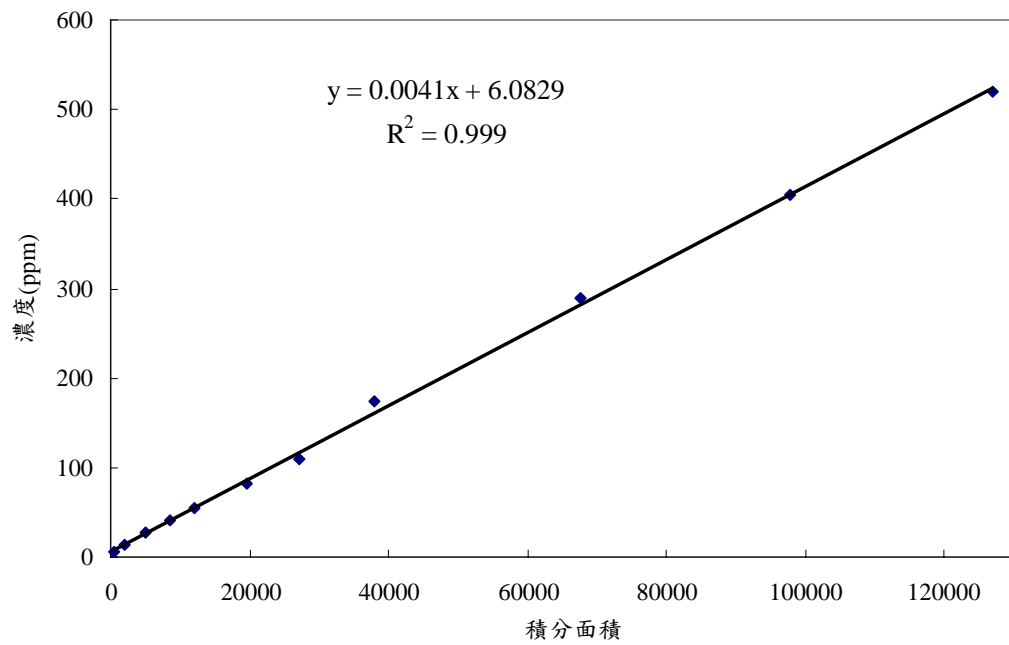
23. Ron Zevenhoven, "Nitrogen oxides from nitrogen-containing waste fuels at FBC conditions - Part 2", the 40th IEA FBC meeting, May 24-25, 2000.
24. De-Chang Liu, "Influence of Coal Properties on Emissions of Nitrous Oxides and Nitric Oxides", *Energy&Fuels*, 13(6), 1111-1113, 1999.
25. 張毓華, 「揮發性有機物之觸媒燃燒處理:二甲基甲醯胺」, 國立台灣大學環境工程研究所碩士論文, 中華民國八十年六月。
26. Gennkoplis, C. J., "Transport Process and Unit Operation", Third Edition, Prentice-Hall Inc., U.S.A., 1995。
27. Cooper, C. D. and Alley, F. C., *Air Pollution Control, A Design Approach*, Waveland Press, Inc., Illinois, 1990。
28. Perry, R. H. and Green D., "Perry's chemical engineers' handbook, 6th Ed.", McGraw-Hill International Ed., 1984。
29. 周明顯, 「揮發性有機物控制技術講義」, 中山大學環境工程研究所, 中華民國九十三年二月。
30. Henry C. Perkins 著, 林政剛等編譯, 「空氣污染」, McGraw-Hill, Inc., 1995。
31. 江金龍等編著, 「空氣污染與控制」, 高立, 1997。

## 附錄一 檢量線

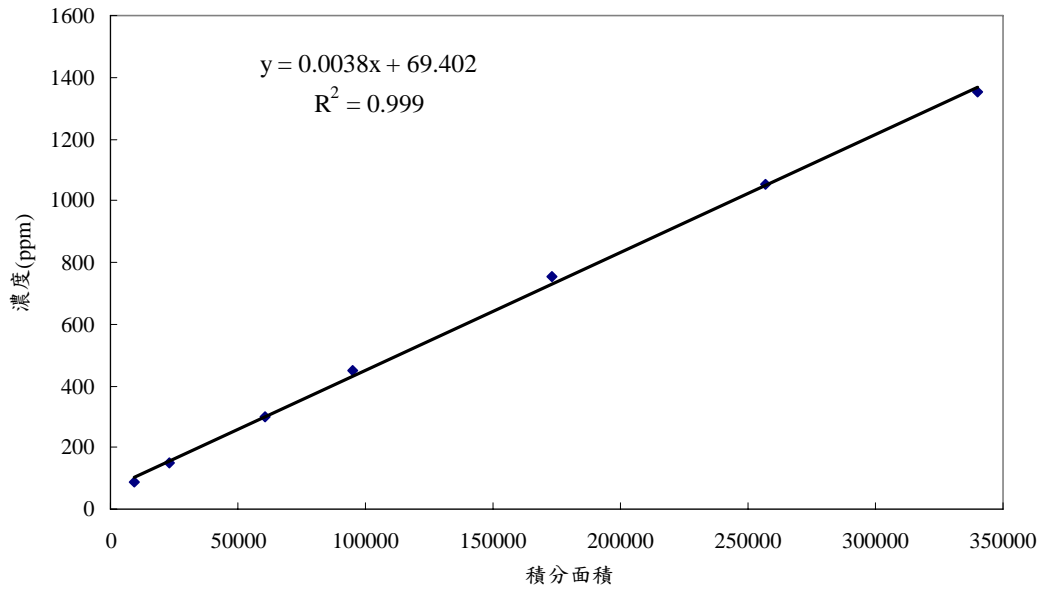
二甲基甲醯胺檢量線



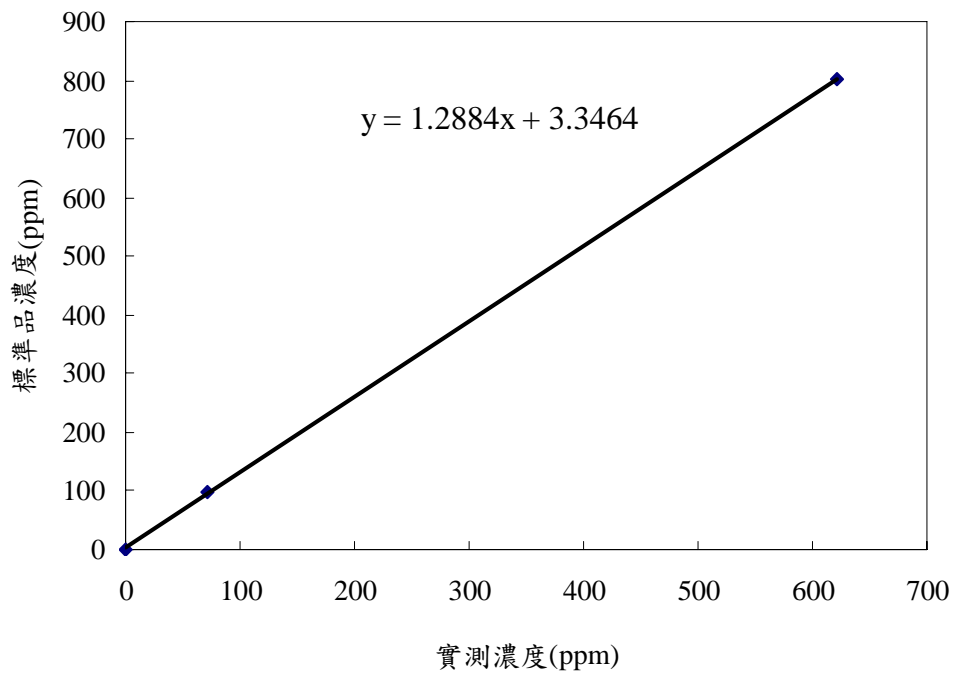
丁酮低濃度檢量線



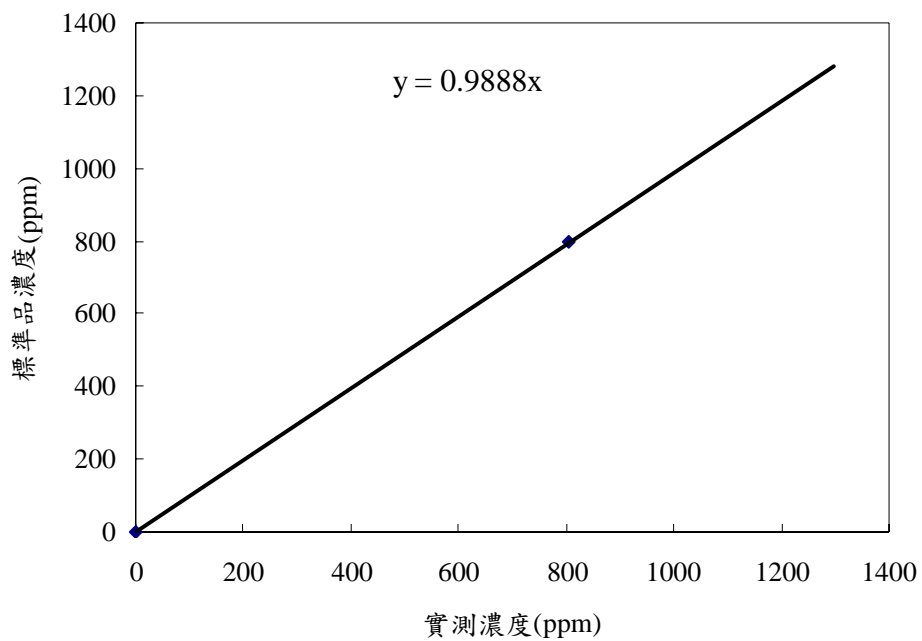
丁酮高濃度檢量線



NO濃度校正圖



CO濃度校正圖



CO<sub>2</sub>濃度校正圖

