

行政院及所屬各機關出國報告
(出國類別：實習)

興一、二空污改善計畫煙氣脫硫及靜
電集塵設備(FGD、ESP)規劃設計、
組裝、運轉及維護訓練

服務機關：台灣電力公司核能火力發電工程處

姓名職稱：王建中 / 機械工程員

派赴國家：韓國

出國期間：99年07月27日~99年08月25日

報告日期：99年10月6日

行政院及所屬各機關出國報告提要

出國報告名稱：興一、二空污改善計畫煙氣脫硫及靜電集塵設備 (FGD、ESP)規劃設計、組裝、運轉及維護訓練報告

頁數 29，含附件 是 否

出國計畫主辦機關/聯絡人/電話

台灣電力公司/陳德隆/02-23667685

出國人員姓名/服務機關/單位/職稱/電話

王建中/台灣電力公司/核能火力發電工處/機械工程師/(02) 23229534

出國類別： 1 考察 2 進修 3 研究 4 實習 5 其他

出國期間：99.07.27—99.08.25

出國地點：韓國

報告日期：99.10.06

分類號/目：

關鍵詞：靜電集塵器(ESP)、低低溫靜電集塵器 (Low-Low Temp. ESP)、排煙脫硫系統(FGD)、硫氧化物(SO_x)、煙氣熱交換器(Gas to Gas Heater 簡稱 GGH)、變壓整流器(T/R Set)

內容摘要

由於興達發電廠之相關環保設備排煙脫硫系統(Flue Gas Desulfurization，以下簡稱 FGD)及靜電集塵設備 (Electro-Static Precipitators，以下簡稱 ESP)，已運轉逾 20 年多，設備相當老舊無法符合未來幾年之環保要求，為了符合未來環保署所規定之空氣污染源排放標準及日後面對日趨嚴格之空氣污染源排放總量管制，並善盡企業之社會責任，乃進行本興達一、二號機空污改善工程計畫。

興達發電廠一、二機空污改善計畫煙氣脫硫及靜電集塵設備之得標負責廠家為韓商 KC Cottrell 公司，目前正於興達電廠第二號機進行改善工程。本公司為期興達一、二號機所新建之排煙脫硫工程能如期完成有關之設計、製造及運轉、維護等技術能順利移轉，故於合約中要求得標廠商應提供本公司相關人員技術訓練，藉以達成瞭解 FGD 與 ESP 系統設備整體規劃、設計理念，且操作、運轉、維護等技術能充分落實轉移於本公司。職即依約奉選派前往該公司研習排煙脫硫系統及靜電集塵設備相關技術。

本次赴韓實習特別針對興達一、二號所採用 FGD 及 ESP 之型式進行研習，另亦一併研習比較世界上之各種靜電集塵型式及各種煙氣脫硫方法。

目 錄	頁 次
壹、國外研習之時程.....	1
貳、前言及目的.....	1
參、本計畫改善項目簡述.....	2
一、興達一、二號 FGD 及 ESP 部份之舊有問題內容.....	2
二、興達一、二號 FGD 及 ESP 主要更新改善之內容項目.....	3
肆、排煙脫硫系統與靜電集塵器設備研習心得簡介.....	4
一、得標廠家 KC 公司簡介.....	4
二、興一、二 ESP 與 FGD 改善計畫之相關設計參數.....	4
三、興一、二號機靜電集塵器設備概述.....	11
四、靜電集塵器的設計製造基本原理.....	12
五、靜電集塵器之各子設備簡介.....	13
六、靜電集塵器集塵效率分析.....	15
七、集塵設備種類及其特性比較.....	19
八、排煙脫硫系統概述.....	22
九、興一、二排煙脫硫之各子系統簡介.....	25
十、排煙脫硫系統之設計參數介紹.....	27
伍、建議.....	29

壹、國外研習之時程

99年07月27日	去程(台北→首爾)
99年07月28日 至 99年08月24日	排煙脫硫系統之設計、運轉與維護及靜電集塵設備之設計、運轉與維護之研習
99年08月25日	返程(首爾→台北)

貳、前言及目的:

台灣電力公司(以下簡稱台電公司)興達發電廠位於高雄縣茄萣鄉與永安鄉交界處，興達漁港南側海灘。興達發電廠一、二號發電機組分別自民國 71 年及 72 年分別運轉至今，期間為符合各階段之空氣污染物排放標準，已持續規劃進行各項空氣污染改善工程。

近年來高雄地區由於經濟持續發展，能源消耗增加，造成此區環境負荷日益沈重，同時也加重空氣品質惡化之趨勢。有鑑於此，環保署自民國 86 年 8 月起，針對高屏地區推動空氣品質改善專案，並在高屏地區成立「高屏地區空氣品質改善專案計畫辦公室」。另高雄縣環保局根據空氣污染防制法第二十條中「直轄市、縣(市)主管機關得因特殊需要，擬訂個別較嚴之排放標準，報請中央主管機關會商有關機關核定之」，研擬「高雄縣電力業設施空氣污染物排放標準」，並已於民國 90 年起陸續施行。

由於興達發電廠空氣污染物排放總量居高雄縣第一位，而電廠僅剩一、二號機尚未有完整之空污防制設備，台電公司為因應日趨嚴格之排放標準暨總量管制策略實施，並善盡企業之社會責任，乃進行本興達一、二號機空污改善工程計畫。

本公司為期興達一、二號機所新建之排煙脫硫系統及靜電集塵設備工程能如期完成有關之設計、製造及運轉、維護等技術能順利移轉，故於合約中要求得標廠商應提供本公司相關人員技術訓練，藉以達成對 FGD 與 ESP 系統設備整體規劃、設計理念充分瞭解，且操作、運轉、維護等技術能充分落實轉移於本公司。本設備之承攬廠商為韓國 KC Cottrell(KC)公司，本人即依此一合約前往該公司研習排煙脫硫系統及靜電集塵設備相關技術。

參、興達一、二號 FGD 及 ESP 改善計畫 內容項目簡述

一、興達一、二號 FGD 及 ESP 部份之舊有問題內容：

1. FGD 除塵塔部分：
 - (1) 煙氣處理量不足。
 - (2) 除塵塔之噴嘴容易結垢。
 - (3) 廢水量大，污泥量大。
2. ESP 部分：
 - (1) 進入 ESP 後之煙道煙氣不平衡。
 - (2) 過小的比集塵面積 SCA。
 - (3) 煙氣不平衡造成過高的壓損。
 - (4) ESP 機械部份不良：
 - a. 因放電極部份為魚骨狀，與集塵板間距離很小，當極線裂開成兩半時，容易觸及集塵板造成短路，使 T/R Set 跳脫，輕者造成極板與極線兼具造成電弧，降低集塵效率，影響出灰程序之困擾，重者需停機才能檢修。
 - b. 電磁式敲擊器敲擊力量低，集塵效率低落，無法完全將集塵板及極線上之積灰敲擊乾淨，造成極線與集塵板積灰厚必須利用大修時才能水洗，不但影響集塵效率，水洗時造成易環境污染及集塵板變形。
 - (5) 既有的 ESP 電氣部份不良：
 - a. 因礙子箱易滲水，放電極線支撐礙子 (Support Bushing) 潮濕絕緣降低容易發生閃絡跳火造成破損，目前每次大修均需發包於支撐礙子內側表面塗抹矽膠高壓絕緣塗料 (HVIC)，維護費甚鉅。
 - b. 靜電集塵器之 T/R Set、敲擊器等電氣設備上，已嚴重腐蝕。

基於上述理由，經多次評估後遂決定全面更新(除原有附屬設備經評估仍然堪用外)，並將重點放在降低粒狀污染排放量及改善 ESP 集塵效率兩大重點。

二、興達一、二號 FGD 及 ESP 主要更新改善之內容項目：

1. 提升煙氣處理量至 $1.96 \times 10^6 \text{Nm}^3/\text{hr}$ 。
2. 更新拆除除塵塔。(將除塵塔併入吸收塔)
3. 更新煙氣熱交換器。(非 KC 負責)
3. 除硫率提升至 95%以上。
4. 增加導流設備改善偏流現象。
5. 更新除霧器。
6. 更新原有吸收塔、除霧器及部分煙道加貼鎳合金防蝕板。
7. 更新放電極。
8. 更新集塵板。
9. 更新敲擊系統。
10. 更新所有相關的電氣設備包含 T/R Set、控制箱、馬達、加熱器等。
11. 更新閣樓通風系統包含風扇、通風管、及加熱器。
12. 更新進出口氣流轉換裝置，包含進出口風向板、梯型片和其他氣體分佈裝置。
13. 更新鑰匙互鎖系統。
14. 更新電氣及儀控控制系統。
15. 更新其它等附屬零件。

肆、排煙脫硫系統、靜電集塵設備研習 後心得簡介：

一、得標廠家 K.C.公司簡介：

興達發電廠一、二號機排煙脫硫系統及靜電集塵設備空污改善工程計畫之得標廠家為 KC Cottrell Co., LTD.，該公司於 1973 年於韓國首爾創立，並於 1990 年於台灣成立分公司。在營業項目有：靜電集塵器 (ESP)、排氣脫硫系統 (FGD)、排氣脫硝系統 (DeNOx)、灰處理系統、焚化爐等排氣污染防治設備，並設立自有設備製造工廠。KC COTTRELL 公司所建置之設備除韓國以外，亦積極擴展亞洲地區市場，除台灣外亦成立有菲律賓、中國大陸、越南等分公司。

二、興一、二 ESP 與 FGD 改善計畫之相關設計參數

1. Technical Specification of ESP system

(1) 設計參數

A. General Site Data :

a. Plant site elevation (above mean sea level) : Approximately 4.0 meters
b. Design ambient dry bulb temperature : 5°C ~ 37°C

B. Coal Ultimate Analysis - Wt. percent (as received) :

	Design Coal	Check Coal
a. Moisture	9.16	18.0
b. Carbon	66.09	59.4
c. Hydrogen	4.30	4.22
d. Nitrogen	1.46	0.89
e. Chlorine	-	-
f. Sulfur	0.41	0.57
g. Ash	10.82	4.21
h. Fluorine	-	-
i. Oxygen (by difference)	7.76	12.71
Total	100	100

Vanadium, ppm	Max. 40	
Higher heating value, Kcal/kg	6,514	5,713

C. Coal ASH Analyzer - Wt. percent (Dry Basis):

	Design Coal	Check Coal
a. Silica as SiO ₂ (CaCO ₃)	65.15	38.18
b. Aluminum as Al ₂ O ₃	20.62	17.90
c. Titanium as TiO ₂	0.84	0.91
d. Iron as Fe ₂ O ₃	3.64	15.66
e. Calcium as CaO	2.22	9.86
f. Magnesium as MgO	0.64	4.18
g. Sodium/Potassium as Na ₂ O, K ₂ O	1.24	2.75
h. Sulfur as SO ₃	0.25	8.32
i. Phosphorous as P ₂ O ₅	0.82	0.58
j. Manganese Mn ₃ O ₄	0.04	0.17
k. Undetermined	4.54	1.49
Total	100	100

D. Fuel Characteristics Ranges

a. Inherent moisture range :	1~12 percent
b. Sulfur content as high as :	0.3~1.2 percent
c. Total moisture range :	5~20 percent
d. ASH content range :	4~17.43 percent
e. High heating value range :	5400~7000Kcal/kg
f. Chloride as high as	0.05 percent
g. Fluorine as high as	0.015 percent
h. Volatile Matter range :	24~38 percent
i. Fixed Carbon range :	40~60 percent
j. Nitrogen range :	0.5~2.1 percent

(2)性能保證 Performance Guarantees

A. Process Guarantees :

	Unit 1	Unit 2
a. Max particulate emissions at ESP Outlet with one TR set out of service, mg/Nm ³	≤ 32	≤ 32
b. Max particulate emissions at ESP Outlet with all TR set out of service, mg/Nm ³	≤ 26	≤ 26
c. Flyash handling system capacity, kg/hr	≥ 93,210	≥ 93,210

B. Pressure Drop Guarantees :

	Unit 1	Unit 2
a. Pressure drop from the air pre-heater outlet Through the ESP to the Booster fan inlet, mmAq	≤ 220	≤ 220
b. Pressure drop from inlet of the ESP inlet nozzle To the outlet of the ESP outlet nozzle, mmAq	≤ 40	≤ 40

C. ESP Electrical Power Consumption Guarantees :

Maximum power consumption rate (KW-hr) for the following loads.

(include ESP step down transformer power loss)

a. Unit 1(4hr period)	5408
b. Unit 2(4hr period)	5188
c. Unit 1 and 2 total(4hr period)	10595
d. Unit 1(24hr period)	32446
e. Unit 2(24hr period)	31126
f. Unit 1 and 2 total(24hr period)	63571

(3) 靜電集塵相關設備規範 ESP and Equipments Specification

A .Performance

a. Inlet particulate loading, mg/N m ³	≥ 16,380
b. Gas flow at MCR (wet base), N m ³ /hr	≥1,900,000
1) Temperature at MRC, °C	150
2) Pressure, mmAq	-430
c. Pressure drop, mmH ₂ O	≤ 40
d. Average gas velocity, m/sec	0.77
e. Treatment time, sec	20.7

B. Casing, per ESP	2
a. Material, ASTM Specification	
1) Plate	A588
2) Stiffener	A36
b. Thickness, mm	6
c. Number of chambers, per casing	4
d. Number of bus sections, per casing	12
e. Number of transformer-rectifiers, per casing	12

C. Collecting Electrodes

a. Material, ASTM Specification	A606
b. Thickness, mm	1.2
c. Spacing, mm	400
d. Number of C.E Bundle per chamber	22
e. Height, m	15,700
1) 1 & 2 Field Width, m	5,000
2) 3 & 4 Field Width, m	3,000
f. Total C.E plate collecting areas per casing, m ²	41,916
g. specific collecting area(SCA), m ² /m ³ /sec	98.25

D. Discharge Electrodes

a. Bundle number per casing	688
b. Material, ASTM Specification	A588

E. Hoppers

a. Number across width per casing	8
b. Number across depth per casing	4
c. Volume	
1) Existing Hopper, m ³	47.5
2) New Hopper, m ³	32.5
d. Storage capacity, hrs	≥ 8
e. Valley angle, degrees	≥ 55
f. Material, ASTM Specification	
1) Plate	A588
2) Stiffener	A36
g. Hopper plate thickness, mm	6
h. Hopper heaters (Only new hopper part)	
1) Type	Electric Panel
2) Heating capacity/hopper, kW	4.5
i. Hopper vibrators	
1) Type	Weigh rotation
2) Number per hopper	1

F. Rappers

a. Type	
1) C.E Rapper	Hammer rotation
2) D.E Rapper	Hammer rotation
3) Perforated Plate Rapper	Magnetic impulsive
b. Motor or Drive	
1) C.E Rapper, kW	0.37
2) D.E Rapper, kW	0.37
3) Perforated Plate Rapper Impulsive force, Kgf.m/sec	3.8

G. Purge Air Blowers

a. Type	Centrifugal
b. Number per casing	2
c. Fan performance	
1) Pressure , mmH ₂ O	350
2) Capacity, m ³ /min.	95
3) Motor, kW/Voltage/Phase	11/460/3
d. Purge air heater, Type	Electric Coil
1) Heating capacity, kW	60

H. Monorail Hoist

a. Type	Wire
b. Capacity, ton	3
c. Lifting length, m	31.3
d. Travelling length, m	76.4 , 63.5(2台)
e. Motor	
1) Hoisting, m/min, kW	2/2.2
2) Travelling, m/min, kW	15/0.37
3) Power supply type	Trolley bar
4) Monorail, I-beam	350x150x12x24
5) Control	Push button switch

2. FGD system general design description

No. Description	Original	Future
(1) Boiler fuel	Coal	Coal
(2) Temperature (°C)	160	150
(3) Flue gas flowrate (N m ³ /hr)	1,850,000	up to 1,960,000
(4) Inlet sulfur concentration (ppm)	1,000	200 ~ 1,000
(5) SO _x removal efficiency (%)	90	95
(6) Inlet particulate concentration (mg/N m ³)	500	up to 80
(7) Outlet particulate concentration (mg/N m ³)	20	20

三、興一、二號機靜電集塵器設備概述：

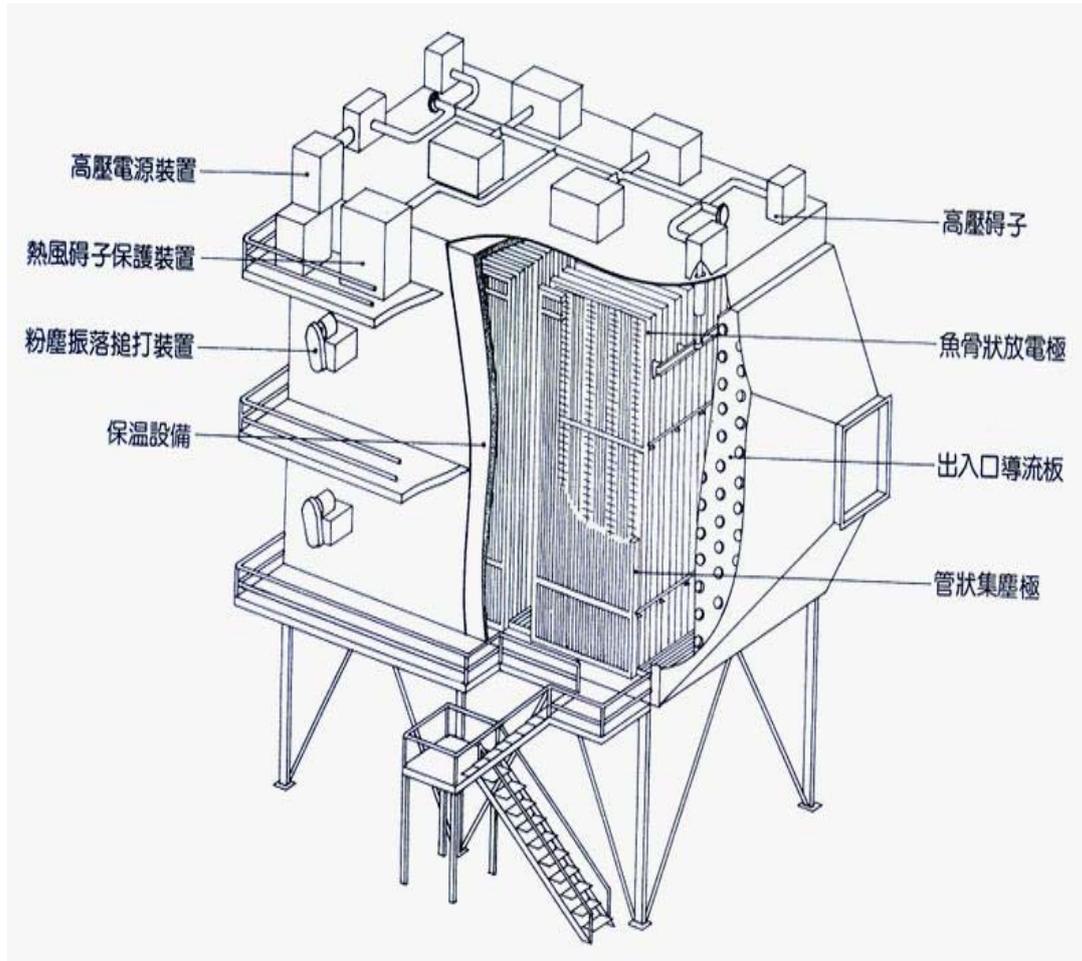


圖 1：靜電集塵器之主結構圖

靜電集塵器廠家所提供之設備範圍：自空氣預熱器 (APH) 出口至引風機 (IDF) 入口間之所有機械、電氣設備，電源供應設備、儀器控制及 CRT 工作站運轉狀態指示等電腦週邊設備。

機械設備有：入口及出口煙道、膨脹接頭、靜電集塵器本體；本體主要由外殼及其內之頂樓、導流板、多孔板、集塵板、放電極、敲擊設備、灰斗、人孔走道及支持鋼架等組成。

電氣設備有：變壓整流器、支持礙子、礙子室清掃加熱風扇及加熱器、灰斗加熱器、冷卻風扇、維護用吊車、敲擊設備、人孔通道之鑰匙連鎖等。

電源供應設備：Power Center、MCC 及相關電纜。

儀控及電腦週邊設備：極板、極線敲擊器控制器、T/R Set 控制系統、控制盤、可程式邏輯控制器 (P.L.C.)、CRT 工作站、不透光率計、熱電偶、灰位計、流量計、壓力計等。

四、靜電集塵器的設計製造基本原理：

交流電源（480V）經升壓變壓器提升電壓，（電壓大小視靜電集塵器之容量而定），高電壓經由全波整流變成直流電，其接地之正電接至集塵板，負電則經由絕緣礙管接至放電極；放電極通以直流高電壓，如升高電壓值，則在某一臨界值電壓（此值稱電暈開始電壓），此時放電極產生負電暈放電，有如點狀之光點（亦稱負電暈點）出現，同時由此放電負極向集塵正極放電，而有負離子電流開始流動；如再把電壓提高，則由離子流所產生之電流（電暈電流）亦會上升。在某一電壓（火花電壓）時，發生「火花放電」，如果將電壓維持在稍微低於火花放電電壓，此時將含灰塵之污濁煙氣（Flue Gas）引入靜電集塵器，如下示意圖（圖 2）所示。

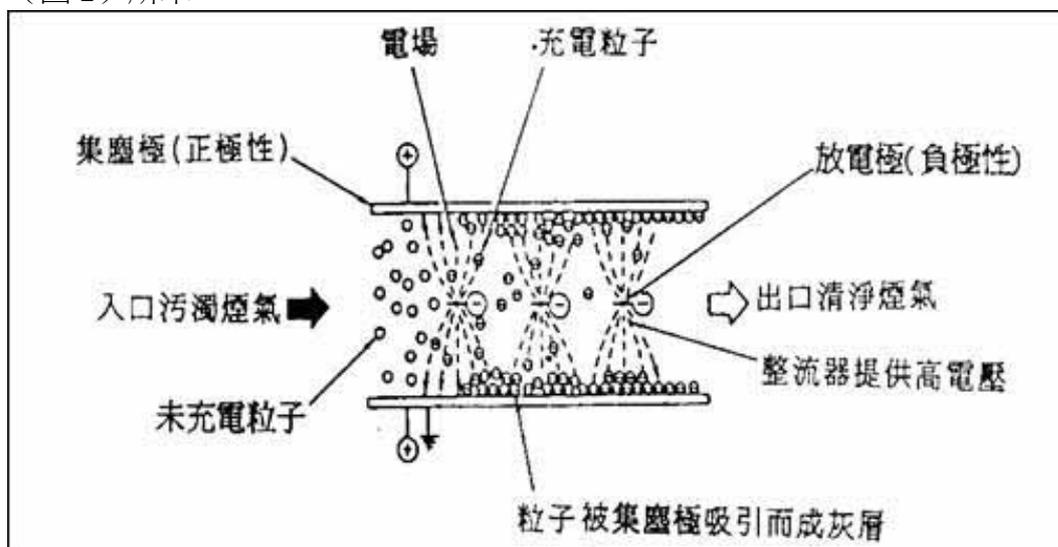


圖 2：靜電集塵器基本原理示意圖

因帶負電之放電極和帶正電之集塵板間有強力的直流電場而形成靜電場（Electrical Field）之游離效應，當污濁之煙氣流經靜電場時，由於離子化之作用，因此煙氣中之灰塵粒子會帶電荷（Charged Particles），並受到強大的庫倫力作用而向兩邊帶正電之集塵板移動，並累積成層附著在放電極表面，而達到集塵之目的，此積層達一定厚度時，如不加以處理，亦會阻礙放電作用，因此經過一段時間亦需加以敲擊使其脫落。此即靜電集塵器之基本工作原理。

此捕集灰塵粒子之電極稱為集塵極（Collecting Electrode），中間加壓之電極稱為放電極（Discharge Electrode）。

五、靜電集塵器之各子設備簡介：

靜電集塵器（EP）主要構件如下：

(1) 變壓器組：

包含有變壓器、絕緣礙子、電熱器、風扇等，主要功能是將 480V 之廠內用電之電壓提升至 5 萬伏特以上之高壓電以產生電暈作用，使空氣離子化而造成帶電荷之塵埃。

(2) 放電極線：

其形狀為使易於放電，有製成爲帶狀、線狀、齒狀如圖 4 所示，使在受 5 萬伏特之高壓電時能產生電暈並釋出大量電子使粉塵粒子帶電，以便收集。

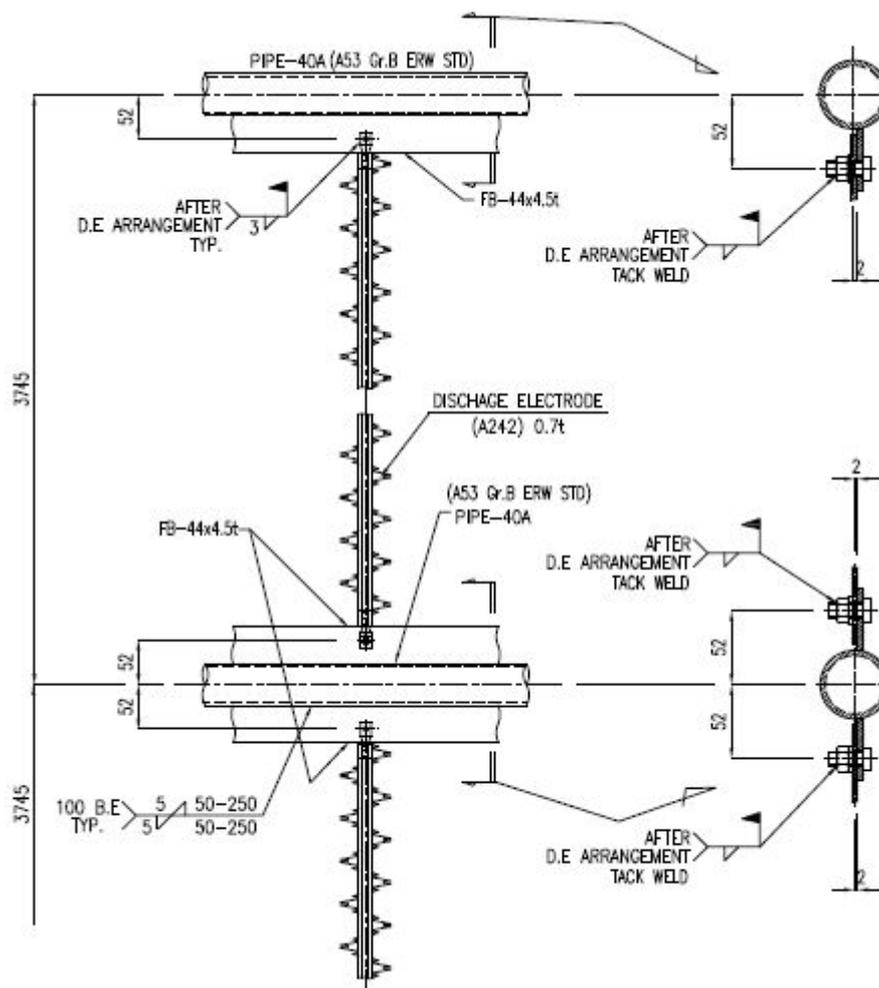


圖 3：興達一、二放電極形狀

(3) 集塵極板：

此爲板狀以利於集灰，爲靜電集塵器之正極，在粉塵粒子帶負電時，藉庫倫

力之吸引作用使帶電粉塵粒子被捕集於正極之極塵極上，而使粉塵粒子與乾淨氣體分離。

(4)敲擊系統：

帶電之粉塵附著於集塵極與放電極上逐漸堆積，必須定時採用敲擊力量，使粉塵脫落掉到集塵器下部之集灰斗內，再排到指定之場所儲存或拋棄，一般採用鐵鏈裝置，係利用旋轉馬達帶動轉軸轉動，在轉軸上裝設許多鐵鏈，當轉軸轉動至某一角度時，則該角度上之鐵鏈因重力自由落下，敲擊極板，此種方式用於集塵極板較多。一般之設計，最小敲擊力為 150G，16~18lb 之鐵鏈。

六、靜電集塵器集塵效率分析

靜電集塵器之集塵效率(η)可以下列之德氏(Deutsch)方程式求出：

$$\eta = 1 - e^{-(A/V)*W}$$

W：集塵常數 (ft/sec , m/s)

A：集塵面積 (ft² , m²)

V：集塵氣體流量 (ft³/sec , m³/s)

1. 影響靜電集塵器之重要因素：

- Size of the particle 粒狀污染物之尺寸大小
- Particle content of the Gas 粒狀污染物之含量
- Electrical resistance of particle 粒狀污染物之電阻性
- Components of the particle 粒狀污染物之成分
- Gas composition 煙氣成分
- Conductivity and percentage of moisture in Gas 煙氣的濕度及導電性

2. 依德氏方程式及圖 4 推導出下列重要之效率分析：

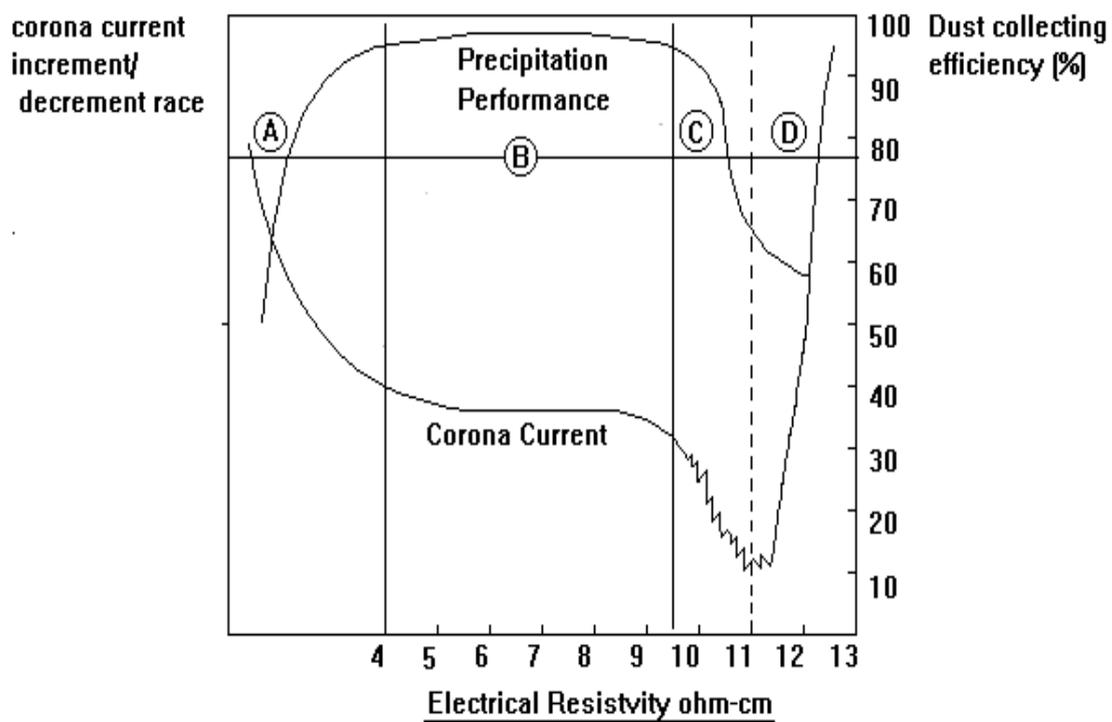


圖4：電阻性對靜電集塵器之效率分析圖

(1)集塵效率隨集塵面積增加而增加，隨集塵氣體體積增加而減少，此二因素相

除(A/V)稱之為集塵面積比(Specific Collection Area)簡稱 SCA，單位為 $\text{ft}^2/1000\text{ACFN}$ SCA 之數值除可判定集塵效率外，亦為靜電集塵器大小之重要參考依據，通常隨所提供燃煤之成分而做彈性選擇，如煤中含硫量成份高時，就必須以較小之 SCA 配合以降低成本，若煤中含硫量低時則須選擇較大之 SCA 以達所要求之集塵效率。

- (2)以有限體積之集塵器，不可能獲得百分之一百的效率，但可做到非常接近。
- (3)集塵效果隨集塵常數 W 之增加而增加，W 又隨所加電壓之增高而迅速增加，但電壓不能加的太高以免極片間發生短路或跳火，通常集塵器之電壓都被加至不發生短路或跳火之極限。火花之發生大部分在極間距離最短之處。即使是調整的最好的極塵器所能容許之最大電壓亦受粉塵粒子之成份所限，當電壓降低時集塵器之效率也跟著降低。運轉時集塵器電極上會聚集一層飛灰，電暈電流必須穿透這一層飛灰層才能到達接地集塵極板，但由於這一層灰具電阻性，因此會產生壓降使放電極與集塵板間之電場梯度較之極片乾淨時來得小，為了維持原有電場強度，極片間之電壓必須提高，惟若飛灰層上之電壓若超過飛灰層之介電強度，將使灰層崩潰而產生火花，而飛灰層之電壓梯度等於電流密度與其電阻之乘積。若飛灰層電阻極高，則在很小的電暈電流下就會使其崩潰，此情況稱為反電暈，此時飛灰層內會產生帶正電離子並游向放射極(負極)，且在其游移路途中中和一部分之負離子而降低集塵效率，反電暈現象發生可由極高電流但極低電壓現象而察覺出來。

3. 靜電集塵器低效率之改善

裝設集塵器以高效率，低耗電率為考慮之原則，一個完善之集塵器必須在原始設計選擇時即做周密之研究，但在煤質多變之時，靜電集塵器之效率則難維持一定之水平，為求集塵器之高效率，煙氣調質則不失為解決辦法。

煙氣調質主要是在降低煙氣中之飛灰電阻係數，飛灰電阻係數在高至 $2 \times 10^{10} \Omega \cdot \text{cm}$ 以上時，電暈電流即有崩潰之虞，即是放電極上覆有一層高電阻係數之飛灰顆粒時，電暈系統中所產生之區域性放電極，由於電暈電流之影響，電極層會崩裂形成小孔，此一現象稱為反電暈 (Back Corona)，對防範此現象及降低電阻實為有效且直接。

煙氣調質方法主要有下列四種：

(1)水分添加法：

在燃燒的過程中，以水分添加法為一般標準方式，有蒸氣注入、水霧化噴入或生煤潮濕法。煙氣中吸進水分及水之化學分子元素，可以增加灰粒之導電率，

降低電阻性(詳如圖 5)，煙氣溫度在 250~300°F時更為有效。在常溫時，灰粒所需水份為 1~2%，在 250~300°F時則需 10~20%之水份，如此方能有效的調節其導電性；以噴水方式來調節煙氣時，須避免不均勻的噴灑，以免與飛灰混合時產生稀泥之現象。同時設計上應考慮預留寬敞之空間及確定溫度控制系統的良好。

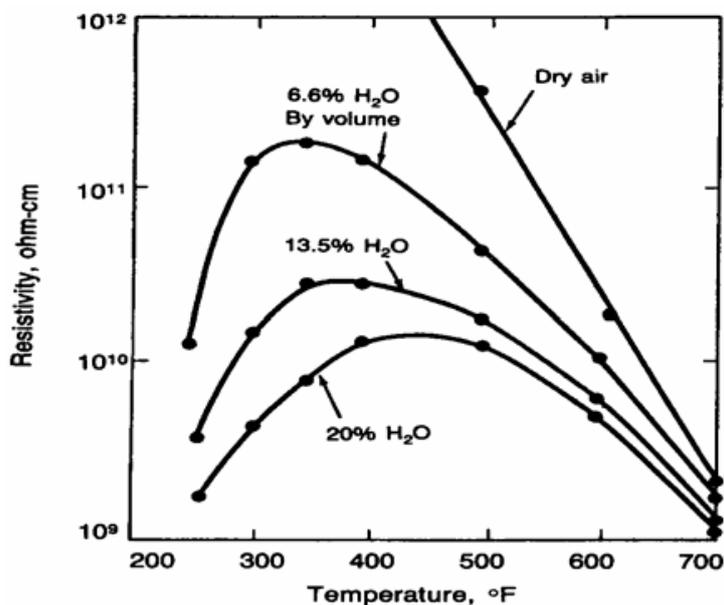


圖5：水含量與靜電集塵器電阻性之關係

(2)加硫法：

近年來經實驗結果，對抑制高電阻之飛灰，採加入 H_2SO_4 或 SO_3 。在煙氣中若加入 15~20PPM 之 SO_3 時，飛灰之電阻係數即行下降(詳如圖 6)，但在使用上尚有困難須待解決，如腐蝕之維護問題，化學技術及 SO_3 之安全性等，故加 SO_3 法目前實際上仍少使用。

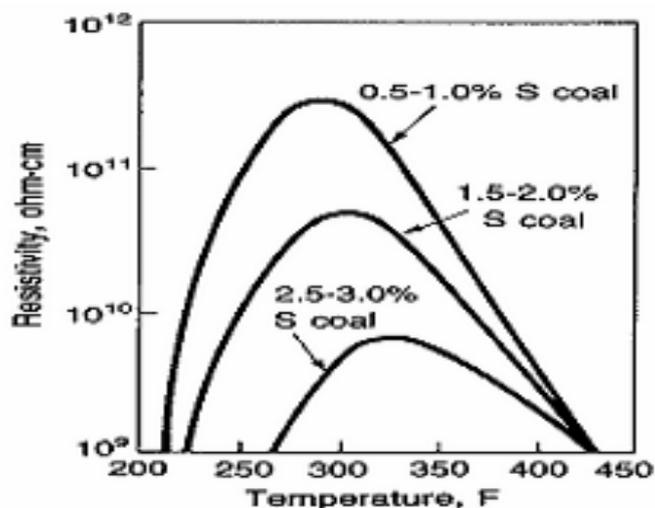
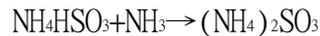


圖6：硫含量與靜電集塵器電阻性之關係

(3)加氨法：

如在煙氣中加入 15PPM 之氨(NH₃)時，飛灰之電阻係數可由 5×10¹¹ Ω - cm 降至 10¹⁰ Ω - cm，以集塵效率而言，可將原為 96%之效率提高至 99.8%，若煙氣溫度在 350~400°F時更為有效。NH₃ 當然也有其危險性，但比 SO₃ 安全，在使用 NH₃ 經驗中知，其在降低電阻係數上雖有影響，但並不特別顯著，然在效率上卻有立竿見影之成效，主要原因在於 NH₃ 與其他元素產生反應時之影響：



式中之 NH₄HSO₃ 與(NH₄)₂SO₃ 形成氧化力，影響灰粒相互擠狀，無形中增加了電場空間，亦即是形成煙氣流中低密度之狀態，增強靜電集塵器之電場強度，以致能有效的補集飛灰；降低飛灰之電阻係數，其實只是其副效果而已。

(4)加鈉法：

鈉在 350°F以上之溫度時對飛灰電阻係數之影響最為明顯，煤中所含之鈉，在燃燒過程中與飛灰結合而抑制了飛灰高電阻係數之產生，低鈉煤有時會產生高達 10¹² Ω - cm 以上之電阻係數，情形比低硫煤有時更形嚴重。鈉之加入有在煤場先行混合，或在燃燒前加入，都有效果，只加入 2~3%之鈉，即有降低電阻係數之趨勢，在煙氣中加入 NaCl 等亦有效果。

七、集塵設備種類及其特性比較

針對火力發電廠粒狀污染物控制排放系統，目前已商業化之除塵設備主要可區分為靜電集塵器(ESP)及袋式集塵器(Baghouse or Bag Filter，簡稱 BF)兩大類。而靜電集塵器又可因進氣溫度條件不同、極板設計可移動進行清灰及採用水洗清灰等機制區分為傳統低溫靜電集塵器(LESP 與上述之 ESP 相同)、低低溫靜電集塵器(Low Low Temperature ESP，簡稱 LLESP)、移動電極板靜電集塵器(Moving Electrode Type ESP，簡稱 MEEP)及濕式靜電集塵器(Wet ESP，簡稱 WESP)等，以下針對靜電集塵器(ESP)及袋式集塵器(BF)兩大類集塵設備之技術及特性進行說明。

1. 靜電集塵器種類

(1). 傳統低溫靜電集塵器(LESP)

主要元件有固定放電電極、固定式收集電極板、敲擊系統與絕緣礙子(Insulator)。其集塵效率易受煤質種類不同的影響，當塵粒之電阻抗(Dust Resistivity)介於 $10^4 \Omega\text{-cm} \sim 10^{11} \Omega\text{-cm}$ 時，其有較穩定之集塵效能，電阻抗若低於此範圍，收集之塵粒易再揚起；若高於 $10^{12} \Omega\text{-cm}$ 時，收集電極板所附著之高電阻抗塵粒累積後，將使電暈電流減少、礙子功能受損與產生逆離子化現象，導致整體集塵效率降低，因此必須增加集塵板面積，造成 ESP 佔地空間增大。此類靜電集塵器之粒狀污染物設計排放濃度保證值一般訂在 $20\text{-}30 \text{ mg/Nm}^3$ ，檢修時須配合停機，一般利用電廠機組大修的時間進行檢修工作。

(2). 低低溫靜電集塵器(LLESP)

傳統低溫 ESP 係裝置於空氣預熱器之後，運轉溫度約在 140°C 左右。「低低溫」靜電集塵器代表的是煙氣低於酸露點但高於水汽的露點溫度，界於 $90\text{-}100^\circ\text{C}$ 之間，相對於傳統「低溫」靜電集塵器的煙氣設計溫度界於 $130\text{-}160^\circ\text{C}$ 之間，該溫度皆高於酸露點及水汽的露點溫度。「低低溫」靜電集塵器主要是利用在低低溫時的灰電阻值可以大幅度下降，使得煙氣中的飛灰比起傳統低溫狀態較易於捕集。因此，低低溫靜電集塵器在灰電阻值大幅度降低及煙氣體積也降低的集塵有利條件下，能以較少的極板面積獲取較高集塵效率。表 1 為傳統低溫 ESP 與低低溫 ESP 之比較，以造價、用地面積來看，低低溫 ESP 仍比較佔優勢，維修費用方面則約略相當。

比較項目	傳統低溫 ESP：低低溫 ESP	備註
建造成本	1：0.5~0.6	傳統低溫 ESP 之 GGH 係採洩漏式，造價較非洩漏式的低廉；低低溫 ESP 的集塵板面積比傳統低溫 ESP 的集塵板面積減少約 1/2，因此造價亦為降低。
用地面積	1：0.5~0.6	傳統低溫 ESP 的尺寸長度較長、寬度較窄；低低溫 ESP 的尺寸長度較短、寬度較寬。
比集塵面積 (SCA)	1：0.4~0.6	以在相同煤質灰份條件下比較。
維修費用	1：1	約略相當

表一：傳統低溫 ESP 與低低溫 ESP 之比較表

(3). 移動電極板靜電集塵器(MEEP)

移動電極板為日本廠商所研發，一般裝置在傳統固定型 ESP 後端，用來解決集塵板面積不足、廠區 ESP 設置空間侷限或高電阻抗塵粒之問題。其利用旋轉清潔刷清除收集電極板之塵粒，使收集電極板維持在一清潔狀態，持續進入集塵區收集塵粒，以提升集塵效率。此類靜電集塵器除有上述之適用特性，其優點為不會產生傳統敲擊系統因高電阻抗而無法敲落之問題、可防止再逸散 (Re-entrainment) 現象及集塵區空間較傳統式固定收集電極板 ESP 小等。

移動電極板 EP 依收集電極板型式又可分為網狀式與平板式：

網狀式：為日本 MHI 公司所研發，其結構大致分為不鏽鋼收集網、放電電極與旋轉刷。不鏽鋼收集網之特性為採與處理煙氣流向垂直之方式設置，與傳統收集電極板和煙氣流向平行之設置方式不同。放電電極至於收集網之前方，放出負電荷使塵粒帶電；旋轉刷之材質為樹脂(Resin)，置於收集網下方以清除收集塵粒。

平板式：平板式移動收集電極板技術(MEEP)為日本 HPT(HITACHI PLANT TECHNOLOGIES, LTD)公司之專利技術。其工作原理為藉由鏈輪 (Chain Wheel) 驅動，使分割成短柵板狀之收集電極板(與煙氣流向平行)以約 0.5m/min 之速度(速度快慢控制採變頻可調設計)緩慢轉動來捕集塵粒，並利用設置於底部之鋼製旋轉刷來清除收集塵粒。

(4). 濕式靜電集塵器(WESP)

濕式靜電集塵器技術乃於收集電極板上方噴水，藉由於極板上形成的均勻水膜，帶走收集到的粒狀污染物和水霧。其特點是不會讓粒狀污染物再逸散及保持穩定除塵效率。一般電廠對於使用濕式靜電集塵器的主要考量在於它可控制使用高硫煤所產生之硫酸產物。當使用濕式排煙脫硫設備時，氣態 SO_3 會被冷凝在吸收塔內，形成次微米($0.1\sim 0.5\ \mu\text{m}$)的硫酸霧滴，大多數酸霧無法被吸收塔去除而因騰帶(Carry-over)被攜出，於是發展出濕式集塵器被裝設於濕式排煙脫硫設備後，用以去除微小粒狀污染物之處理流程。

濕式靜電集塵器若搭配置於前端煙氣處理流程之除塵設備，則粒狀污染物之排放濃度一般可保證在 $5\ \text{mg}/\text{Nm}^3$ 以下，惟相對亦衍生系統用水及後續廢水處理問題。一般濕式靜電集塵器對於微細粒狀污染物之實際去除效率約在 70~90%之間。

濕式靜電集塵器所產生之廢水處要為煙氣下洗之粒狀污染物，可整體規劃至廠區綜合廢水處理廠處理或就近設置獨立之廢水處理設施，處理水可循環再利用來清洗極板，但此回收型廢水處理系統為避免循環水累積灰量負荷過大，仍須定量排放廢水並補注生水。

2. 袋式集塵器(BF)

袋式集塵器係使用不織布或毛氈為過濾材料，將廢氣中粒狀污染物過濾掉之設備。袋式集塵器具有高除塵效率，一般在 99.9%以上，若選用特定之濾布，可去除煙氣中之次微米粒徑($\text{PM}_{2.5} > 99.9\%$)大小的微粒，除塵範圍廣，除塵效率不受飛灰組成成份(如 Na_2O 、 K_2O 等)的影響，不因燃料中的硫含量過低而降低除塵效率，不需要使用高壓電，亦無水污染的問題，但其缺點為壓力損失大、操作不甚容易引起火災等意外且濾袋必須定期清洗(機械搖蕩、逆空氣噴流、逆空氣清洗、人工清潔法)。另外袋式集塵器的外型尺寸可以配合現場作調整，在設備配置上較靜電集塵器具彈性，並在配合其他技術設施條件下，可同時潔淨煙氣中固、液、氣三類污染物。

八、排煙脫硫系統概述

1. 濕式石灰石石膏排煙脫硫法

濕式石灰石石膏排煙脫硫法 (Wet Limestone - Gypsum process)，其簡易流程圖(詳圖 7)如下所述：

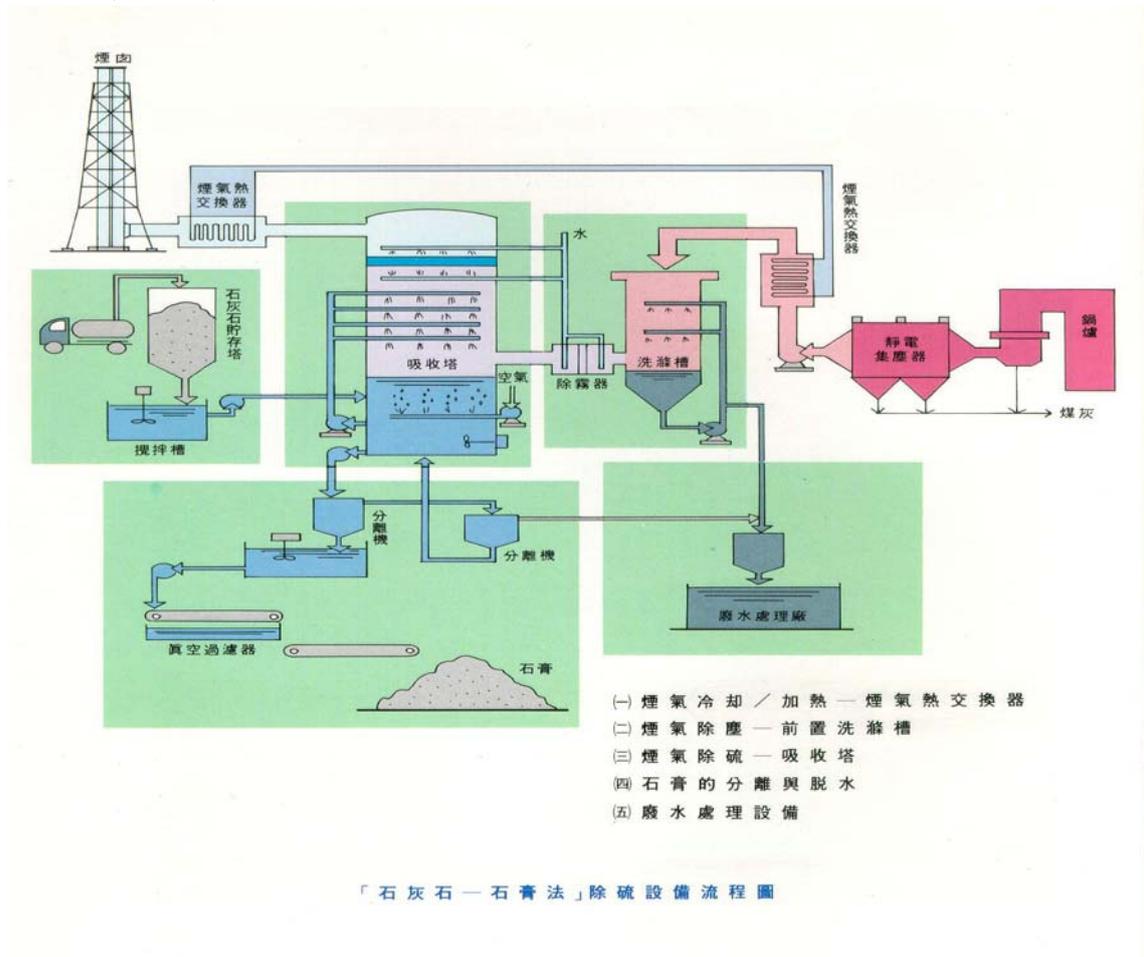
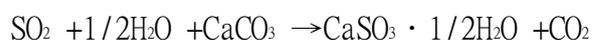


圖 7：濕式石灰石石膏排煙脫硫法之簡易流程圖

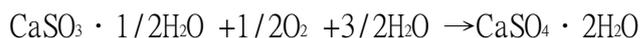
燃煤電廠於鍋爐燃燒後所產生之煙氣，經靜電集塵器 (ESP) 除塵後，將煙氣推送至煙氣熱交換器 (Gas to Gas Heater 簡稱 GGH)，使煙氣降溫，以避免鍋爐之高溫煙氣破壞吸收塔本體，並藉由降溫大大減縮煙氣體積，之後再送入吸收塔，煙氣進入噴灑式吸收塔，接受一連串高濃度石灰石粉漿溶液之沖洗，煙氣自吸收塔由下往上與自上噴灑而下之石灰石粉漿溶液逆向接觸，而產生吸收與氧化。此時煙氣內之硫氧化物 (SO_x) 即被石灰石漿液吸收並與空氣氧化，完成脫硫程序，其主要吸收與氧化的化學反應

如下：

吸收化學反應過程如下：



氧化化學反應過程如下：



脫硫後的冷乾淨煙氣夾帶之水滴被位於吸收塔頂部之除霧器(ME)去除，經煙氣熱交換器再加熱，避免低溫之煙氣進入煙囪造成結露腐蝕，並避免低溫排入大氣後產生白煙。

2. 海水脫硫法介紹

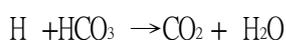
一般火力發電廠爲了取得大量海水作爲冷卻水，故大都緊鄰海濱而立，海水除硫法(詳圖 8)就是利用通過冷凝器後的海水，對煙氣實施大量的沖洗，海水 PH 值爲 8~9，所以，不需要加入任何鹼性反應劑，就可達到煙氣除硫的功用，一般海水除硫的效率可高於 95%。以下便是海水除硫法的工作原理：

吸收化學反應過程如下：



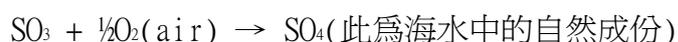
由上式得知要有大量的 H₂O (海水)，才能促使煙氣中的 SO_x 被吸收。

中和化學反應過程如下：



HCO₃ 是海水中的鹼性物質，中和過程仍爲變酸的海水被其他大量的海水(未吸收 SO_x)再中和，此時在吸收塔內的 SO₂ 有一部份氧化成 SO₄ 及以 SO 或 SO₃ 的形式存在，這就是 COD 的來源。

最後爲氧化過程：



除硫後之酸性海水自吸收塔底部以重力或泵送方式導入後續海水處理系統。在海水處理系統中，此酸性海水將與未參與脫硫反應之冷卻循環海水混合並同時通入空氣，將海水 pH 值調至趨於中性再由排放渠道排入海中。通入空氣之目的在降低海水之 COD 值、增加海水之溶氧量(DissolvedOxygen, 簡稱 DO)及吹出 CO₂(g) 以提升海水 pH 值。

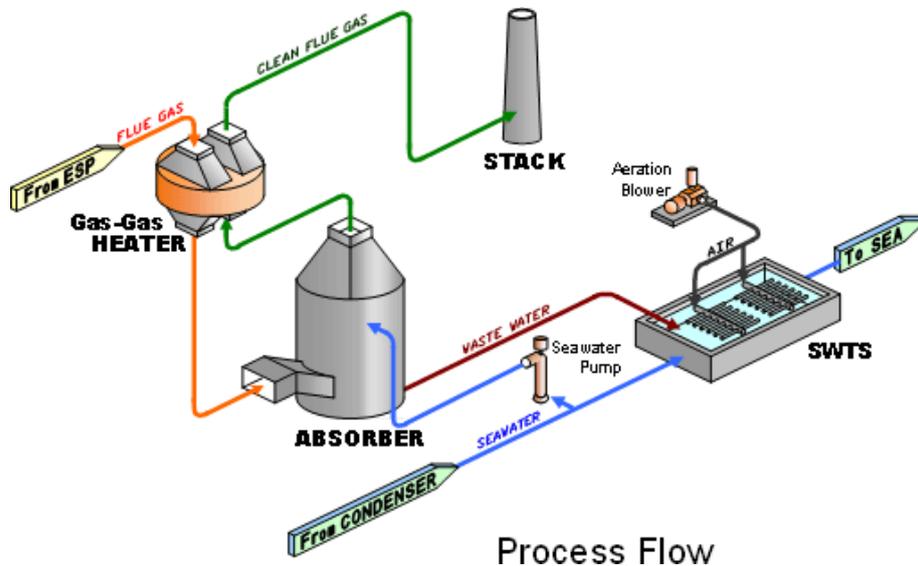


圖 8：海水脫硫法之簡易流程圖

3. 濕式石灰石石膏與海水排煙脫硫法之比較

項目	石灰石石膏法	海水法
用地面積	相關設施包括石灰石儲倉、石灰石漿槽、吸收塔、脫水設備、石膏儲倉、廢水處理設施等用地面積較大。	相關設施包括吸收塔及曝氣池，用地面積約為石灰石-石膏法的 60~70%。
建造成本	相關設備較多，建造成本較高。	處理設施單純，建造成本約為石灰石-石膏法的 50~70%。
生水耗用	須使用大量生水調配石灰石乳漿。	生水耗用係用於設備清洗，用量約僅石灰石-石膏法 3~4%
藥品耗用	須持續添加石灰石原料，藥品耗用量較高。	利用海水天然鹼度，必要時才添加其他化學鹼劑，藥品耗用量較少。
運轉維護	吸收塔易產生腐蝕及固體結垢問題，設備運轉維護較困難。	設備及處理流程簡單，無結垢腐蝕問題，操作維護較容易。
副產品處理	石膏副產品可標售再利用，但須另設密閉空間儲放，且若受市場因素影響再利用率，將衍生堆置及處理問題。	無固體副產品產生，無後續標售或廢棄物處置問題。
廢水處理	石膏乳液脫水之上澄液含高濃度 SS、COD 等，可經廢水處理程序，處理至符合放流水標準。	作業廢水之污染物濃度增量低，經曝氣氧化處理後，可符合放流水標準。
環境影響	僅少量放流水排放，對環境無明顯影響。	將 SO_2 轉化為海水背景成份之 SO_4 ，且污染濃度增量低，對海域水質無明顯影響。

九、興一、二排煙脫硫之各子系統簡介

排煙脫硫系統(簡稱 FGD)為一連串的化學反應與多項處理子系統所組成，而其子系統(詳細流程圖請參考附件一、二)約可劃分如下：

1. 鍋爐煙氣系統：

鍋爐煙氣系統 (boiler air and gas system) 為鍋爐燃燒後之煙氣經由 FGD 系統去除硫份後排放至煙囪，其中此系統包含幾項重要設備，如煙氣熱交換器、通風管、調節閥等等，而比較重要的設計考慮因子有：引風機(ID FAN)之設計風壓及風量、引風機出口煙氣溫度高低、煙氣於煙道中流速。

2. 石灰石粉調製傳送：

本項系統 (limestone handling system) 原理較為簡單最主要為提供石灰石漿液系統之前置作業，亦即將由石灰石粉廠家所購買之石灰石粉藉由卡車運載至大型儲存區域後再傳送到石灰石粉筒倉，其中主要設備包含了導槽、皮帶清潔器、皮帶、驅動器、送料斗等等。

3. 石灰石粉漿液系統：

石灰石粉漿液系統 (limestone slurry system) 為將本公司所購買之石灰石粉調製成泥漿並且控制其水分多寡及泥漿比重以供應吸收塔使用。其中本系統所包含幾項重要設備為石灰石筒倉、石灰石漿液儲存槽及攪拌器、石灰石漿液傳送泵、管路及閥類等等。

4. 吸收塔裝置系統：

吸收塔系統 (absorption system) 最主要功能為噴灑石灰石漿液去除煙氣中所含二氧化硫。本系統主要設備有吸收塔模組、反應槽及攪拌器、除霧器(M.E.)、噴嘴、吸收塔循環泵等等。於吸收塔內有四層噴灑層由上而下裝設，每層安裝有數個耐蝕性大型噴嘴，分別配置 4 台吸收塔循環噴灑泵，每一噴嘴皆有一高漿液生產容器，可產生細小液滴。所有噴嘴噴灑方向皆與煙氣逆向，因此可產生極佳之液－氣接觸，並使液滴極均勻地分布在整個吸收區。因此其設計考慮有上述煙氣成份、煙氣量、處理效率…等因素進而決定塔內液/氣比、噴灑量及噴頭數量、生成物量等，並防止結垢發生。

5. 回收水系統：

此項系統 (reclaim water system) 功能為回收槽中(reclaim tank)將已過濾回收水(filtrate return water)及生水傳送至 FGD 系統之內，而該系統主要

設備包含了回收槽、回收槽攪拌器、回收泵、管路及閥類等。

6. 吹灰壓縮空氣系統：

主要設備有空氣壓縮機、空氣過濾器、空氣接收器等。

7. 強制氧化系統：

強制氧化系統 (oxidation air system) 為提供空氣進入反應槽進行化學反應或者氧化廢棄泥漿所需空氣，主要設備有空氣壓縮機、空氣過濾器、潤滑油系統等等。

8. 吸收塔排放系統：

此系統 (absorber drain system) 主要為收集由排煙脫硫系統及設備所排放出來之廢水及泥漿，此系統亦提供泥漿暫時性儲存以供應未來在任何一个化學反應槽急須維修時不便之處。此系統包含了緊急儲存槽 (emergency holding tank)、攪拌器、污水泵、緊急儲存槽泵等等。

9. 廢水處理系統：

煤炭在鍋爐燃燒所排放煙氣中含有重金屬化合物、氯化物、氟化物、硫氧化物 (SO_x) (大部分為二氧化物— SO_2)、飛灰等物質。這些物質隨著煙氣進入 FGD 吸收塔，二氧化硫與石灰石漿液反應再經氧漿液化形成石膏；其它物質亦被石灰石漿液沖洗溶解為水溶性化合物，此等溶解性化合物隨吸收漿液連續循環，濃度慢慢增加，因此廢水系統 (wastewater treatment system) 為吸收濕式石灰石法化學作用後所產生的廢水，其處理的項目包括：

- (1) 重金屬：Fe Mn Cd Pb Cr Hg Cu Zn
- (2) 懸浮固體：SUSPENDED SOLID (SS)
- (3) 化學需氧量：CHEMICAL OXYGEN DEMAND (COD)

處理此等廢水時，因影響因子實在龐大，如因煙氣流速較快而導致有未反應完全之石灰石泥漿、鍋爐所使用之燃煤品質不穩定、或者是生水量、PH 值等等眾多問題，故處理難度相較增加許多，因此於設計階段應嚴格審查其質量平衡計算書，並嚴格管制上游 FGD 運轉操作及排水，如此才可能使得日後廢水能符合環保法規之要求。

10. 石膏脫水系統：

石膏脫水系統 (gypsum dewatering system) 為收集及脫水後之石膏泥漿，本系統內容包含了吸收塔流出泵、旋風式脫水機、真空過濾器、過濾器供應槽及

攪拌器等等。

11. 石膏處理系統：

石膏處理系統(gypsum handling system)是將去除水分之後的石膏暫時存放在儲存間內，再經由卡車帶離電廠。本系統內包含了皮帶機、皮帶秤重器、卡車秤重器、導槽等等相關設備。

12. 吸收塔除霧裝置及清洗系統：

除霧器裝於吸收塔出口處，以除去由吸收塔內部所排放出之飽和煙氣中夾帶(carry over)的大量水滴，避免煙氣中水蒸氣凝結，腐蝕煙道及造成排放白煙。

除霧系統為包含第一和第二段疊層/packages)的兩階段系統。除霧器沖洗系統的設計是由系統的整體可靠性來決定，並且與沖洗時間和除霧器自動設備相結合，以便提供最好的可用設備。

十、排煙脫硫系統之設計參數介紹

1. PH 值：

排煙除硫系統的基本反應是煙氣中 SO_2 氣體經化學反應被吸收後成為液態亞硫酸(H_2SO_3)，隨後解離成亞硫酸根離子，而部分石灰石則溶解成鈣離子與亞硫酸根離子產生反應，並於反應槽內繼續強制氧化形成石膏，如此即達到自煙氣中除硫之目的。因此溶液之 pH 值愈高愈則有利於 SO_2 吸收，pH 值愈低則愈有利 CaCO_3 之溶解。 SO_2 被石灰石漿液吸收後進入反應槽，此時 pH 值會因 CaCO_3 之溶解而提高，也進一步增加 SO_2 之吸收去除。提高 pH 值最有效的方法便是提高化學計量比，亦即 CaCO_3 之用量。但是相對的勢必增加用藥成本且容易造成結垢現象，因此化學計量比控制就顯得非常重要。一般以石灰石為吸收劑時，pH 值均應維持在 7 以下，太低或太高之 pH 值均不利於排煙除硫系統的操作、運轉。

2. 液氣比：

液氣比是指循環之石灰石漿液與吸收塔入口煙氣流量之比值，其單位為 L / Nm^3 。高液氣比將提供較佳之液氣混合及接觸面積，使得 SO_2 較易被石灰石漿液吸收，故提高液氣比可以提高除硫效率。而增加石灰石漿液之循環將可造成液氣比提高，但如此勢必增加循環泵之運轉能量，亦可能造成循環流損壞或運轉成本增加。

3. 化學計量(Ca/S)比：

化學計量比是指吸收劑主要成份石灰石(CaCO_3)之用量與 SO_2 之去除量兩者之莫耳數比值。理論上一莫耳之 CaCO_3 可與一莫耳之 SO_2 反應，但為求反應完全，通常化學計量比之值均大於 1。化學計量比愈高，pH 值愈高，除硫效率愈佳，但 CaCO_3 耗用量亦增大，因此控制系統之化學計量比在最適當的比值是相當重要的。

4. 氯離子濃度：

排煙脫硫設備之吸收塔 (absorber) 中，氯離子的主要來源大都來自燃煤本身燃燒後所產生之 HCl 。

氣態的 HCl 比 SO_2 更易溶解於水中，並耗用部份石灰石後反應生成 CaCl_2 。 CaCl_2 是一種溶解度極高的化合物，此種氯離子會漸漸累積在反應槽中，造成石灰石漿液之 pH 值降低，進而影響系統之除硫效率。此外氯離子濃度高亦會加速設備的腐蝕，是以系統設計時，氯離子之濃度不可超過 20000ppm，以避免設備腐蝕損壞。此外由於 HCl 氣體與石灰石漿液起反應，因此必須提高化學計量比來補充被 HCl 所耗用之石灰石，以維持最適當的石灰石漿液的 pH 值，並利 SO_2 的吸收。

5. 煙氣速度：

煙氣速度的大小會影響吸收塔內液氣的接觸效果，提高煙氣速度可增加其擾流之程度，使液氣之接觸面積增加，進而提高 SO_2 的去除率，但煙氣速度若大於某一臨界值，則容易造成水氣隨煙氣逸出的 carryover 現象。水滴中常含有石灰石漿液及飛灰等成份，當含此水滴的煙氣通過除霧器時，容易造成除霧器結垢與堵塞。另外煙氣速度也會影響煙氣中液滴的數量及大小，因此煙氣速度對於除霧器之設計及效率有極大的影響。

伍、建議：

1. 面對環保署未來可能更加趨嚴之空污排放標準之規定，參考上述低低溫靜電集塵器具有佔地面積小、節省鋼購材料設備成本、除塵效率高的特點，建議本公司於未來新建火力機組之靜電集塵設備，應優先考慮採用低低溫靜電集塵器（Low-Low Temp. ESP）設備。

2. 排煙脫硫系統應用於煙氣中硫氧化物的去除，已有相當長的歷史，該技術自 1950 年代末期發展以來，在歐、美、日等先進國家皆已廣泛採用，迄今研發成功之 FGD 製造技術也日新月異，但針對未來燃煤火力發電廠之適用性及環保符合性方面，亦須考量經濟成本，如吸收劑成本、副產品處理、廢棄物處置成本、水電能源的耗用、投資金額等。目前興達一、二號機所採用之濕式石膏法所面臨壓力如因水泥廠東移將造成吸收劑石灰石粉成本增加、日本化學石膏及東南亞天然石膏大量傾銷台灣市場，明顯壓縮脫硫石膏的銷售利益，所需設備眾多導致電力需求大。而據瞭解，世界上已有越來越多的中、大型發電機組採用海水脫硫法，且海水法因使用天然海水做為吸收劑，不需添加藥品，亦無石膏產生，整個系統架構相當簡單、佔地面積小，運轉維護容易，可靠性佳且無結垢問題，設置成本僅為石灰石石膏法的七成左右，操作維護成本也僅為石灰石石膏法的五成左右，故在經濟效益及操作維護上極具競爭力，故建議未來新建火力機組設計應優先考慮採用海水脫硫法為主。

3. 建議持續派遣相關技術人員前往排煙脫硫之海水脫硫法與低低溫靜電集塵器之設備廠家，學習相關技術及並瞭解國外先進電廠採用海水脫硫系統與低低溫靜電集塵器之實際運轉情形，以供未來新建機組引用參考。