

台塑公司仁武廠排煙脫硫設備介紹

許作建*

一、前 言

台塑公司仁武廠汽電共生系統於民國64年設置246 T/hr 燃油鍋爐及33,700kw汽輪發電機一套，為配合廠區擴建對蒸汽和電力需求大增，陸續增建180T/hr 燃油鍋爐、23,500kw 汽輪發電機一套及330T/hr 燃煤／油鍋爐一套，為因應缺電危機避免生產受阻，以求供電自主，乃著力於擴建350T/hr 燃煤／油鍋爐、100,700kw 汽輪發電機各二套並於80年9月正式商業運轉，除供仁武廠區使用外，尚可回供台電公司。

本公司發電鍋爐係採燃煤／油之汽電共生設備，排氣中含有懸浮微粒、硫氧化物、氮氧化物……等，其中硫氧化物排放值雖符合目前法令管制標準，為配合政府環保政策及改善環境空氣品質除繼續採低硫煤外，並設置排煙脫硫設備，以降低硫氧化物排放，確保環境。

在燃油鍋爐使用之燃料油係中國石油公司供應之低硫油，而中油公司燃油中硫含量亦配合環保規定隨之降低，故其排放硫氧化物將低於法令管制標準。

二、排煙脫硫—濕式氫氧化鎂法介紹

1. 高壓鍋爐汽電共生及排煙脫硫流程概說

鍋爐產生高壓蒸汽先驅動汽輪機發電後產生之低壓蒸汽再送至生產工廠製程使用，燃氣則經過靜電集塵後，導入吸收塔處理燃氣中所含硫氧化物及粉塵，在吸收塔中 SO_2 與脫硫劑 (Mg(OH)_2) 接觸轉化為亞硫酸鎂再進入氧化槽轉換為穩定之硫酸鎂。經處理之燃氣再經由除水器（

* 台灣塑膠公司公用廠專員

eliminator)去除其中之水滴後由煙囪排出，吸收液中懸浮固形物經壓濾(filter press)壓榨過濾後之泥餅、廢水則分別處理。燃油 / 煤鍋爐流程見圖 1，排煙脫硫流程見圖 2。

2. 設備性能說明

(1) 排煙脫硫設備

a. 規格

製造廠商：日本富士化水公司

廢氣處理量：339, 226Nm³/hr (wet base)

吸收劑：30% Mg(OH)₂

吸收塔：6.5mφ × 20MH × SUS316

b. 設計值

入口燃氣組成：SO₂：1,100ppm 粉塵：100mg/Nm³ (dry base)

溫度：128°C

入口燃氣量：339, 266Nm³/hr (wet base)

出口燃氣組成：SO₂：50ppm以下(dry base) 粉塵：50mg/Nm³以下

溫度：58°C

出口燃氣量：375, 852Nm³/hr (wet base)

排放廢水組成：pH：5~9 CODcr：300mg/l以下 SS：200mg/l以下

(2) 預冷部 (prequench)

128°C 燃氣經靜電集塵器 (EP) 後，以增壓風扇 (boost up fan) 加壓送入預冷部，以工業用水沖刷 (流量12T/hr，壓力2kg/cm²) 雾化冷卻，冷卻液呈現強酸性為克服強酸預冷部採特殊耐酸鱗片內襯 (flake lining)，外覆耐酸磚 (kokastone) 防止沖蝕與腐蝕。

(3) 吸收塔 (absorber)

在吸收塔中循環泵所打入之循環液 (1,700m³/hr)，經上方分配器均勻散佈落下，而與往上流之燃氣接觸，這種氣液混合現象將在多孔板 (moretana plate) 上發生最佳效果，此時即能去除一部份燃氣中的SO₂及粉塵。循環過程中，部份循環液 (30m³/hr) 送至氧化槽處理。

吸收塔底部保存定液位之循環液，當pH下降時即自動補入吸收劑

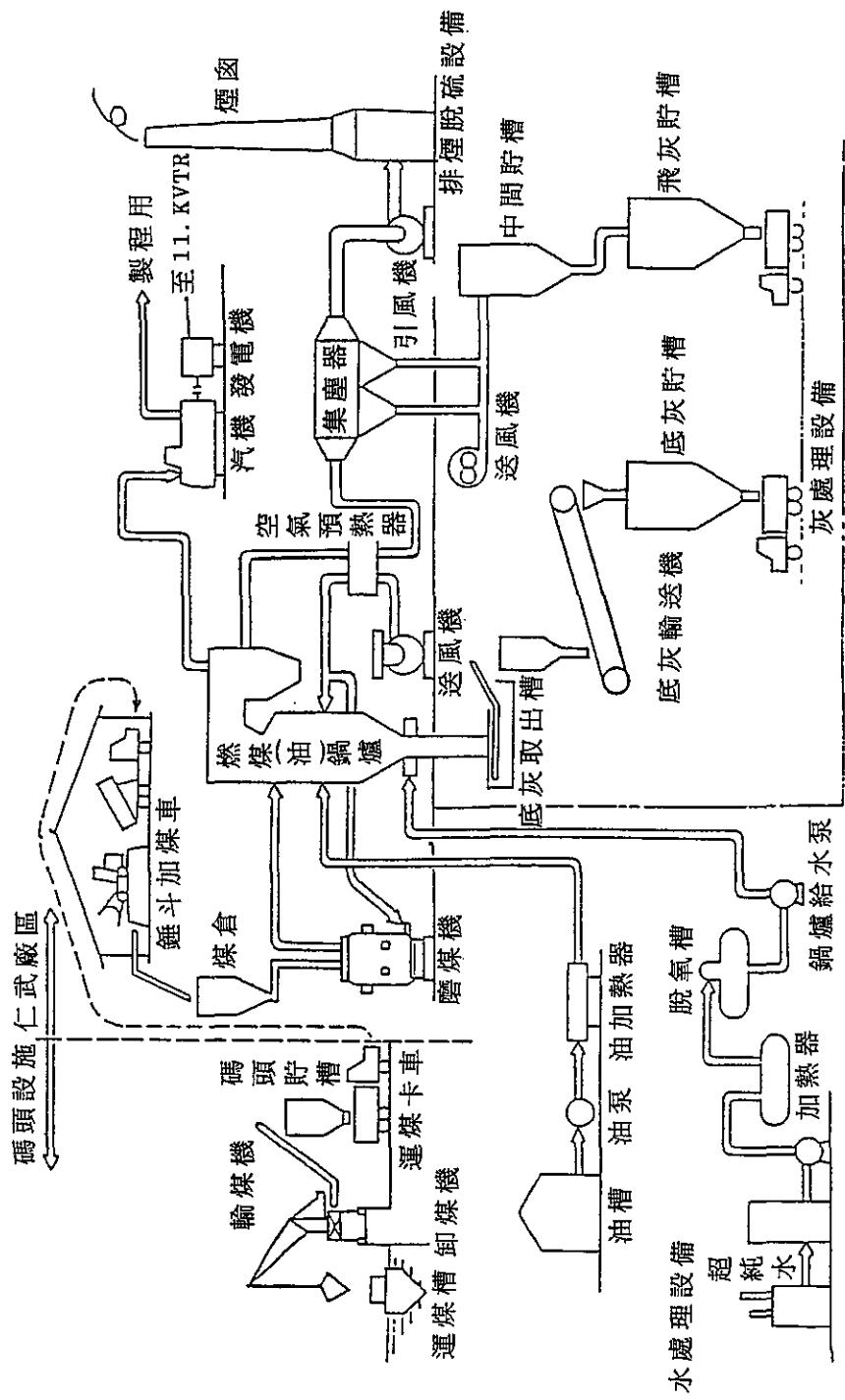


圖 1 燃煤 / 油鍋爐流程圖

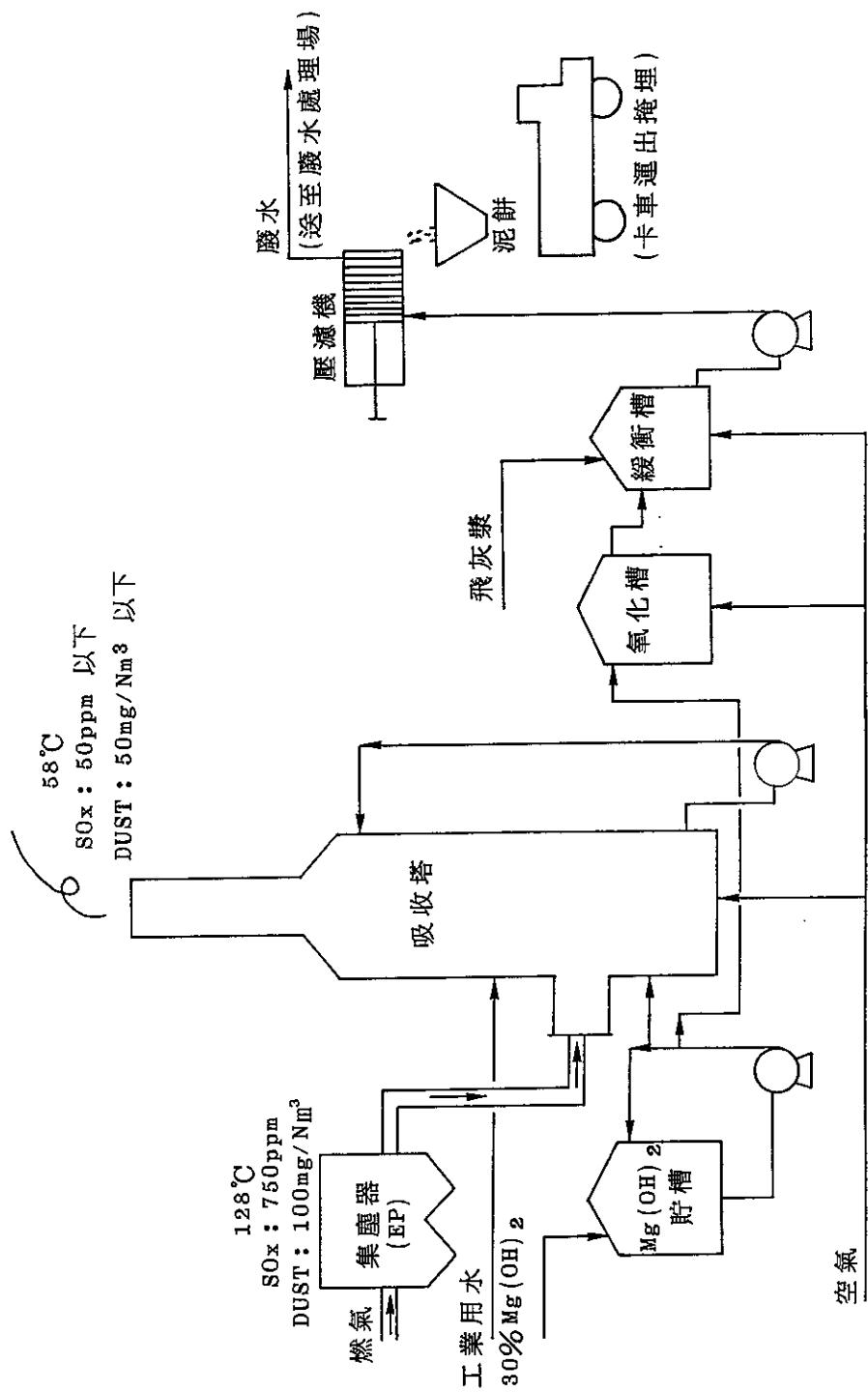


圖 2 排煙脫硫流程圖

$30\% \text{Mg(OH)}_2$ ，以控制循環液 pH 值於 6~6.5 之間。另一部份 Mg(OH)_2 與 SO_2 反應變成 MgSO_3 ，仍當吸收劑使用。

經反應後之燃氣其水滴中所含粉塵或其他懸浮顆粒於排出吸收塔前，將由除水器 (eliminator) 去除，而除水器附著之粉塵可用工業用水間斷性洗滌，以求其清潔，處理流程見圖 3。

吸收過程基本反應式：

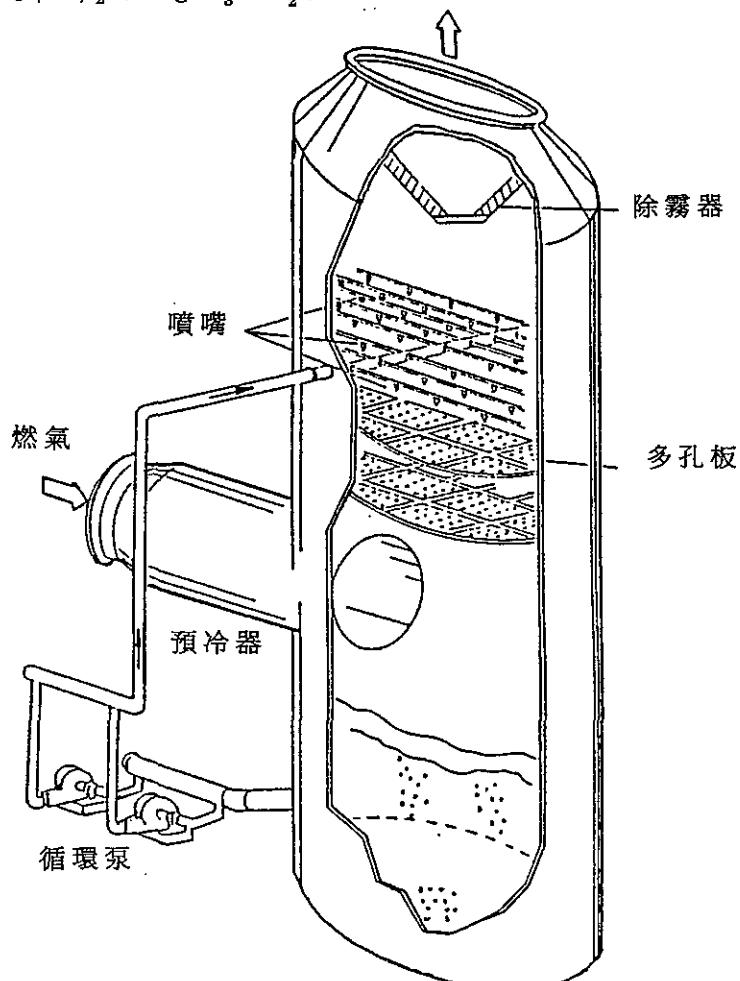
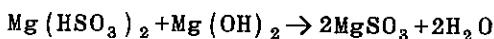
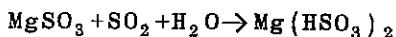
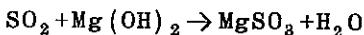
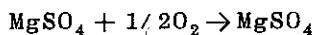


圖 3 吸收塔處理流程

(4) 氧化槽 (oxidizer)

在氧化槽中，循環液之亞硫酸鎂 ($MgSO_3$) 及亞硫酸氫鎂 ($Mg(HSO_3)_2$) 將氧化變為硫酸鎂 ($MgSO_4$)，而此氧化作用是以鼓風機送入空氣，經擴散器之氣曝方式完成，為確保循環液完全反應及 pH 值大於 6 亦自動控制加入 30% $Mg(OH)_2$ 。

氧化過程基本反應式：



(5) 脫水設備

a. 緩衝槽 (cushion tank)

氧化槽之溢流液暫存於緩衝槽中，其後再由泵送入壓濾機處理，為防懸浮顆粒沉積槽底，亦設有擴散器以行曝氣功能。

b. 壓濾機 (filter press)

貯存於緩衝槽之循環液由泵送至壓濾機作固、液分離壓濾成之泥餅卡，由車運出掩埋，濾液則經泵送至廢水處理場處理後排放。

c. 灰漿給料槽 (body feed tank)

將 EP 所收集之飛灰加以調配成 5% 水溶液再由泵送入緩衝槽，當作助凝劑使用，因壓濾機給料液中之懸浮顆粒須大於 2,000mg/l。

(6) 吸收劑供應設備

採礦產 MgO 加入 70°C 熱水攪拌槽中攪拌，約二小時後，水解成 30% $Mg(OH)_2$ 再由泵送至 $Mg(OH)_2$ 貯槽，供吸收塔、氧化槽使用。

調製流程見圖 4。

礦產 MgO 成份要求：

MgO Wt% : 91.62% 以上

CaO Wt% : 1.75% 以下

SiO_2 Wt% : 1.75% 以下

Fe_2O_3 Wt% : 0.26% 以下

Al_2O_3 Wt% : 0.26% 以下

$NaCl$ Wt% : 2.2% 以下

水份 Wt% : 5 % 以下

粒度 (as 30% $Mg(OH)_2$ Slurry) : 4 μ pass 99% 以上

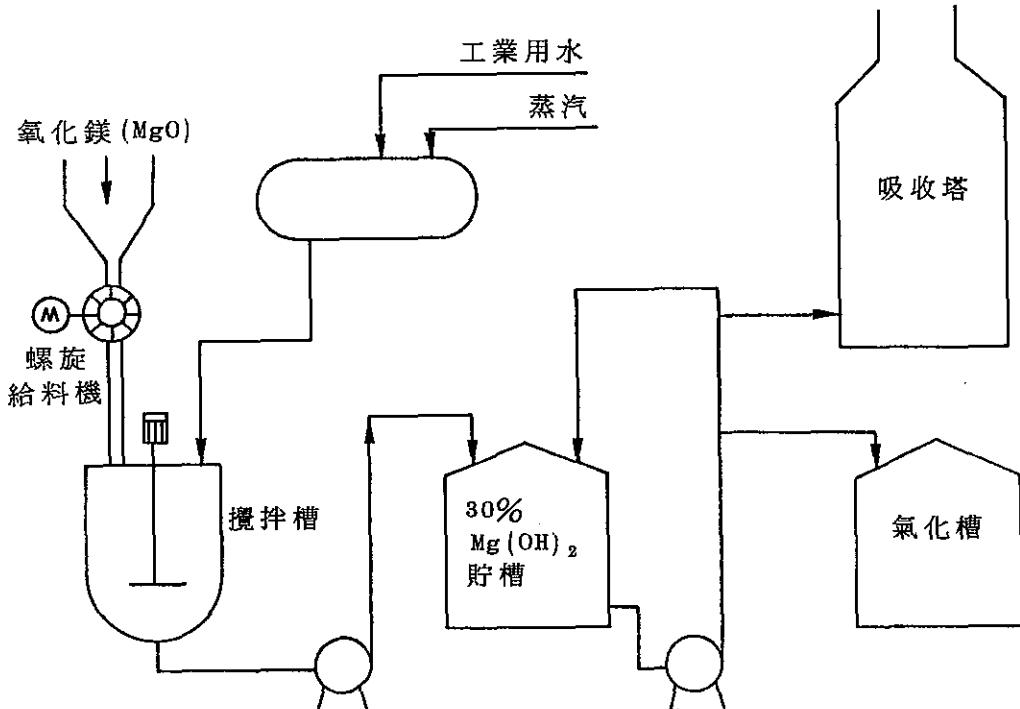


圖 4 吸收劑調製供應流程

(7) 白煙防止

白煙成因及防止對策可由圖 5 說明。

濕式排煙脫硫有一個共通問題即脫硫後的排煙被冷卻下來，但濕度卻增加了，若直接排放至大氣中會受到氣象條件影響而產生白煙，且擴散條件也會惡化。本廠採設備最簡單，投資費用最低廉的方式，即以蒸汽加熱空氣再以風車打入煙囪，即可防止白煙產生。

未加熱空氣時，當燃氣由 B → D 其中 $E_1 \rightarrow E_2$ 間為白煙生成區域（均在飽和曲線外）， E_2 點 → D 白煙即消失。

當加熱空氣時，將燃氣由 B → I，即提高排放燃氣之溫度，其熱焓亦提高，再排放至大氣 (D 點)，此時 I → D 均在飽和曲線內，故不生白煙。

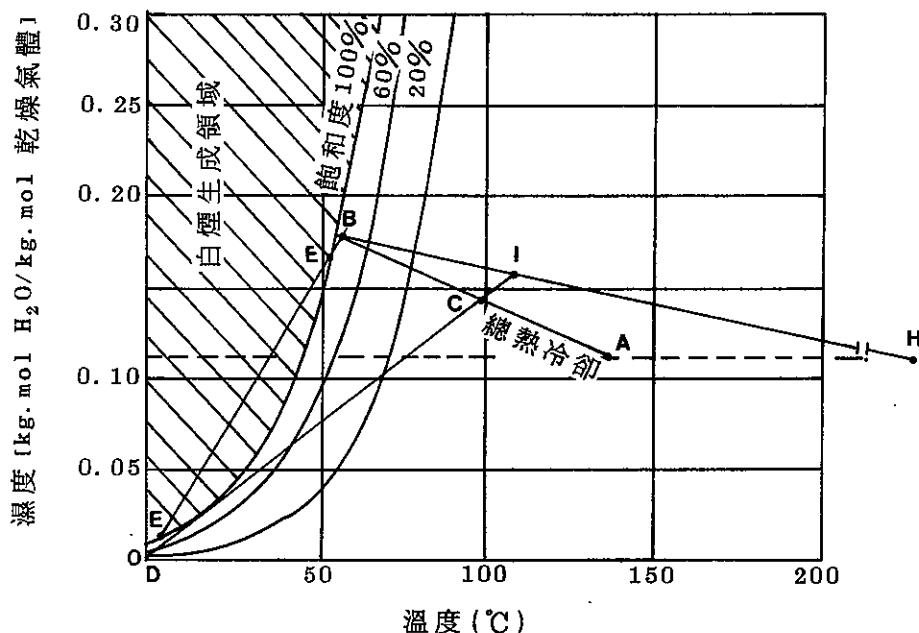


圖 5 白煙成因與防止對策之原理

- A : 脫硫設備入口排煙狀態
- B : 脫硫設備出口排煙狀態
- D : 大氣狀態
- H : 热源 (热空氣)
- I : 燃氣出口經热空氣加熱後
- $E_1 E_2$: E_1 點進入白煙生成領域， E_2 點白煙消失
- A-B : 絶熱冷卻過程
- B-E₁-E₂-D : 與大氣之混合

白煙防止流程如圖 6 所示。

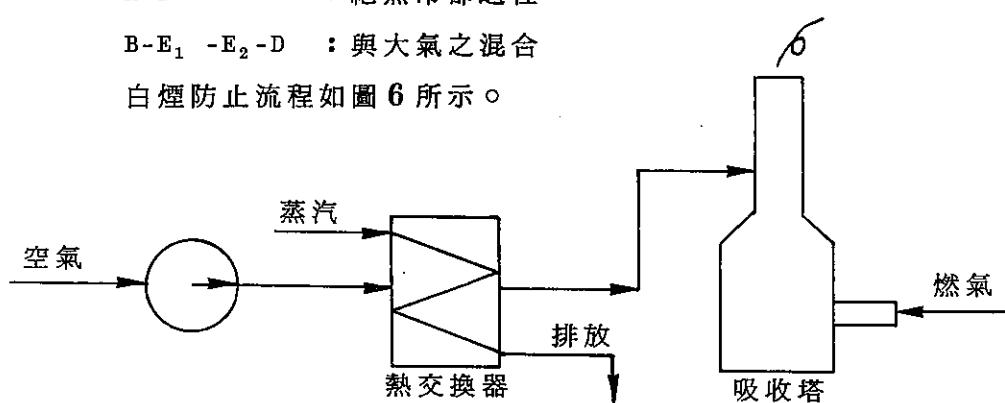


圖 6 白煙防止流程

三、運轉成本

1. 總投資費用：9,500萬元。

2. 運轉成本如下：

成本 項次	變動成本		固定成本	
1	電力	811,000元/月	折舊	2,650,000元/月
2	MgO	1,440,000元/月	維修	237,500元/月
3	工業用水	216,000元/月	—	—
4	儀控空氣	600元/月	—	—
小計		2,467,600元/月		2,887,500元/月
合計		5,355,100元/月		
說明	1. 電力： $704\text{KWH/hr} \times 1.6\text{元/KWH}$ 2. MgO： $500\text{Kg/hr} \times 4\text{元/Kg}$ 3. 工業用水： $25\text{mg/hr} \times 12\text{元/m}^3$	1. 折舊：以二年平均折舊計 2. 維修：以投資費用 3% 計		

四、運轉實績

1. 廢氣排放：

本FGD設備經試車完成，正式運轉，經委託環保署認可之環境檢測公司施行檢測，結果如下：

管制別 項目 量測值	法令管制值 (82.7.1~)	處理前	處理後
SOx	500ppm	440~650ppm	34ppm
Dust	69mg/Nm ³	20~60mg/Nm ³	4mg/Nm ³

2. 廢水排放：

項目 量測值	管制別 放流水標準 (82. 1. 1~86. 12. 31)	實測值
pH	6.0~9.0	6.1
CODcr	50mg/l	23mg/l
SS	50mg/l	3mg/l

3. 廢水排放量：15M³ / hr

五、結論

國內經濟發展迅速，對電力需求大增，且因台電增設發電設備受阻，供電吃緊之際，時時有限電危機，為求企業正常運轉及配合政府推廣各企業設置汽電共生以符合有效利用能源政策，故投資興建汽電共生設備。除足夠供應廠區用電時，亦可回供台電公司，對目前電力需求亦有正面的回饋。

本公司對環境保護推展一向不餘遺力，更不惜鉅資對新建或既有設備加以改善，且不以政府法規最低標準自足，就空氣品質改善增設排煙脫硫設備而言，其排出SO_x小於50ppm，而82年管制值為小於500ppm，除遠超法規標準外，並達先進國家未來標準。