

出國報告(出國類別:洽公)

(芳香烴增產研究)

服務機關：台灣中油股份有限公司
姓名職稱：李明禮 第四媒組工場長
派赴國家：美國
出國期間：97年11月1日~11月9日
報告日期：98年3月

摘要：

本次出國前往美國環球油品公司(UOP)，與UOP地區業務經理陳德裕博士及專案經理Kevin Arms，針對U9501 第三芳香煙工場擴產計劃之目的：增產芳香煙，並配合明年擴產計劃完工後前期操作階段性之需求，第四媒組工場需先以原設計操作一段時間（大林媒組工場去瓶頸工程需時十個月）；再於操作中轉換，依新規劃設計運轉，此部份修改由石化事業部策略組與轄區芳一組整合後，再經由細部設計廠家擎邦所繪製的P&ID，提出與UOP討論，事先針對未來可能遇到之問題列出，並尋求解決方案，期使第三芳香煙工場擴產計劃順利完成。

行程安排如下：

2008.11.01 下午飛機直飛美國

2008.11.02 到達美國芝加哥，入住飯店

2008.11.03 與 UOP 陳德裕博士討論第四媒組工場自行去瓶頸之工程

2008.11.04 總統大選，休息

2008.11.05 與 UOP 陳德裕博士及專案經理 Kevin Arms 討論第三芳香煙工場擴產計劃工程變更部份

2008.11.06~07 同上

2008.11.08 上午出境搭機

2008.11.09 返回高雄

目錄：

	頁次
壹、 目的.....	3
貳、 第四媒組工場增產芳香煙之方案.....	4
參、 第三芳香煙工場製程修改.....	6
肆、 心得與建議.....	6

壹、 目的：

石化事業部林園石化廠第四媒組工場為十大建設之石化工廠，於民國 66 年投產，採用全球最大的芳香烴製程設計公司美國環球油品公司(UOP LLC)第一代CCR製程。本工場為將低辛烷值之石油腦經由觸媒轉化反應後，生產富含芳香烴的媒組油、汽油、LPG及燃料氣，日煉量 20,000 桶。富含芳香烴的媒組油，再經由芳香烴萃取工場處理，分離出純苯、甲苯、混合二甲苯。而燃料氣因含氫氣比例較高，可再經PSA處理，生產高純度氫氣。

石化事業部所需混合二甲苯進料，除部分由第四媒組及三/四輕裂的芳香烴油供應外，半數需由煉製事業部提供或自行進口，原料來源明顯不足。目前石化事業部每年需進口約 20 萬公秉混合二甲苯作為生產原料，在原料價格高漲的時候，除進口來源難以掌握外，也壓縮獲利能力，因此於民國九十三年提出第三芳香烴工場增產計畫，以提高混合二甲苯之自給能力，提高芳香烴工場整體獲利能力。

由於第四媒組工場及第三芳香烴工場均為已操作 30 年的工場，塔槽/壓縮機主體設備的擴充性較小。在保留既有設備以減少投資費用原則下，及考慮大林廠第六媒組去瓶頸工程後之芳香烴油去化，計劃將芳香烴進料油之處理力由 12,000 桶提升到 18,000 桶，以增產二甲苯原料油。

石化事業部林園石化廠第三芳香烴工場擴產計畫基本設計工作於民國 95 年 6 月由美國環球油品公司(UOP LLC)取得並完成，而細部設計工作則於民國 97 年 2 月起由擎邦公司執行。在本公司與基本設計公司UOP的合約中規定，UOP有義務及責任審查細部設計公司所完成的技術資料，包含P&ID的查核，以符合基本設計的精神並達成基本設計所承諾的保證性能。細部設計公司擎邦依UOP的基本設計P&ID為藍本，整合原始建場的P&ID，在策略組與轄區芳一組充分討論後整合及修改後完成細部設計P&ID，並針對自行修改部份明列，並提出細部設計執行後未來預設遇到的一些問題，與UOP共同研討，並修改操作手冊，以期於 98 年大修開爐時，一切順利。

第三芳香烴工場由原來 B. T. X(苯、甲苯、二甲苯)進料改為 B. T(苯、甲苯)進料，混合二甲苯產品則在三芳萃取進料前先提出，如此則可以在三芳原設備容量進料量下達到產品增產的目的。為使混合二甲苯產品在三芳萃取進料前先提出，我們在芳香烴工場進料上游先整合第四媒組工場的分餾塔槽，增設一套重組油分離塔(P-V47)系統。由第四媒組工場去戊烷塔底來源外，另增加了第五/六媒組的媒組油產品，這是針對大林廠擴產後之產品來設計我們所需的進料，B. T(苯、甲苯)由重石組油分離塔(P-V47)頂部提出當作芳香烴工場萃取的進料，底部 A8+油料經增設的白土塔處理後，利用既有的第四媒組精餾塔 P-V11 由頂部取出混合二甲苯，直接供下游二甲苯分離工場進料，這就是 UOP 於三芳去瓶頸規劃案內二甲苯分離區。

貳、 第四媒組工場增產芳香煙之方案

1. 第四媒組工場進料品質提升

第四媒組工場使用石油腦當進料，經由觸媒重組後，生產芳香煙。
其反應機制如下：



同性質之正庚烷、正辛烷等即轉化為甲苯、二甲苯。

但對於正己烷之異構物如甲基戊烷等，於觸媒催化下只能脫氫形成甲基環戊烷，無法轉換為苯產品，其程式如下：



因此如何提高進料的初餾點達以去除戊烷即為一主要目標。

第四媒工場 97 年更新之脫氧塔工程，受限於設備的負載，僅可餾除進料中之 15% 輕成份。於一般進料下，可將進料之初餾點提高至 175°F 以上，已滿足需求。但對於進料之重成份，因無去除之設備，只能由上游來管控，必要時需降低操作溫度以減少觸媒積碳來配合調整。

2. 媒組觸媒之選用

流動媒床媒組白金觸媒的進步，UOP 除了標準之 R-132/R-134 以外，尚有 R-172/R-174 之高效能觸媒及可增產芳香煙及提高液體產率之觸媒 R-234/R-274；另有高密度之觸媒 R-264 可避免觸媒貼壁效應，提高產能。

除 UOP 以外，商業化之媒組白金觸媒，尚有 Axens、Criterion 等數家，包括中國大陸中石化集團，亦有媒組白金觸媒之開發與生產（96 年第四媒組工場更換觸媒，由中石化 P-S5 得標），且各家同樣有數種媒組白金觸媒，視製程情形提供所需之觸媒。

由市場上眾多媒組白金觸媒中，如何在政府採購法架構上，選擇一適用之觸媒，是一大挑戰；尤其是對一座舊工場，受限於反應之大小，當觸媒量無法放大時，選擇一高效率芳香煙產率之觸媒，是未來增產必走之方向。

3. 分餾塔槽整合規劃（媒組油分餾塔/白土塔之增設）

為提高芳香烴油之處理能力，第四媒組增設一媒組分餾塔及白土塔，由去戊塔底部自產之媒組油再匯入第六媒組所產之媒組油，分流進入媒組油分餾塔 P-V47。

媒組油分餾塔 P-V47 頂部產品為苯及甲苯之輕質芳香烴油料直接供應第三芳香烴工場當進料，如此對於第三芳香烴工場之總進料並未增加，僅進料成份之改變，工場之設備不需做重大之修改。

媒組油分餾塔 P-V47 底部為二甲苯之重芳香烴油料，經白土塔處理後，再回流至第四媒組工場之精煉塔 P-V11 分餾，頂部混合二甲苯可直接供應芳二組吸附分離工場當進料或立至儲槽；底部 A9⁺ 重芳烴，可直送兩套轉烷化工場當進料。

由於此次去瓶頸工程分兩階段完工啟用，第四媒組工場需先進油生產，此時需保留現有之所有管路及控制系統，並整合更新之媒組分餾塔 P-V47 系統。因此第四組工場將有兩套生產操作流程，於操作中轉換，需有較完整之操作訓練使操作人員了解流程之改變。

對於精煉塔再沸加熱爐 P-H6，由於精煉塔之負荷降低，其熱負荷亦相對降低，因此 UOP 設計將減少其流量至舊設計之 6 成，低流量跳車為 30%；尤於需先使用原設計進油操作，為避免更新後之加熱爐流量太低（50%連鎖跳車），因此保留舊有之控制設備，於第二階段轉換操作時，再降低加熱爐流量，以確保加熱爐之操作安全。

4. 節約能源

媒組進出料換熱器 P-E1，原設計為固定管板殼管式換熱器，在能源費用高漲的時代，適時更換為板式換熱器有其必要性。雖然投資金額很大，但節約之能源費用更可觀，每年可節省燃料費高達 9,000 萬元，1 年即可回收，投資效益顯著。

加熱爐的效率提升是另一有效節能方向，目前商業化有眾多節能方案可選擇。第四媒組工場近年來由煉製研究所協助，逐步汰換使用高隔熱效率之陶纖維耐火材料，每年為工場節省之可觀之能源費用；再加上加熱爐之局部修改與調整，有效提高加熱爐熱效率。未來尚可評估於媒組反應爐管塗佈陶磁塗料，來提高熱效率，節約能源。

參、 第三芳香煙工場製程修改

既有的三芳萃取部分及分餾區進料量雖不變，但因進料成分已由原來 B.T.X(苯、甲苯、二甲苯)進料改為 B.T(苯、甲苯)進料，非芳香煙油含量也不同，因此經 UOP 重新評估計算後，煉製設備必須作部份內件修改或更新，才能符合未來的進料成份改變。

另為整合廠內粗苯再提純的需求，三芳成品分餾塔苯塔及甲苯塔系統，相關變動修改的部份較大，略述如下：

苯塔：配合苯產量增加，在保留既有槽體及內件原則下，側取產品管線放大。相關再沸器、頂部冷凝器均需配合修改放大負載，另苯產品泵浦更新為無軸封式以符合新環保法規。

甲苯塔：配合甲苯產量增加，在保留既有槽體及內件原則下，產品管線同樣需放大。再沸器需配合修改放大，頂部冷凝器更新。

由於第三芳香煙工場之流程，均依循原有之流程設計。因此配合進料成份之改變，修訂各系統之操作控制變數，是未來的主要工作。

肆、 心得與建議

第四媒組工場配合第三芳香煙工場的去瓶頸工作，程序上較新工場之設置複雜；再加上第四媒組工場需先進料生產以供應混合二甲苯油料，使後段分餾塔槽有雙線複雜的設計。此變動部份將影響日後操作，因此於細部設計時，針對 UOP 基本設計未考量周全的部分與中油自行修改的部份再詳細查核，尤其是加熱爐連鎖安全系統，配合實際之需求調整是有其必要性。

對於第四媒組工場操作中轉換，牽連有兩組不同之管路，且部份管線尚需共用，需有較嚴謹之作業手冊來遵循，以避免油料混流，甚至造成工安環保事故，將是試車驗收時一大考驗。