

出國報告(出國類別：實習)

三輕更新投資計畫：  
(「GTC BTX 芳香烴/NMP 丁二烯萃取製程」)  
專業訓練課程

服務機關：台灣中油股份有限公司

姓名職稱：陳維德 六輕試爐小組召集人  
李明禮 六輕試爐小組

派赴國家：美國

出國期間：100年09月5日~09月16日

報告日期：100年11月4日

## 摘要

本出國案計劃編號為 004(資本支出 U9401)，主要任務為前往美國 CBI Lummus 公司，接受為期壹週之六輕製程之專業訓練，並參訪 Point Comfort FPC USA 乙烯廠，及拜訪德州 GTC 公司與德州 Austin Emerson Company 接受為期壹天之製程儀控 (F.F.Bus Delta-V) 專業訓練。期望經由理論與實務並行之訓練，使所有成員能勝任未來之試爐工作。

CBI Lummus 公司提供之課程內容以建立六輕整廠設計架構及各單元相互配合關係開始，再針對本計劃之 GTC BTX 芳香烴/NMP 丁二烯萃取製程進行細部之製程專業訓練。

德州 Austin Emerson 公司提供之課程內容以六輕 Delta-V 系統為主，包括 Delta-V Overview、Delta-V SIS 及 Delta-V Analyze。

訓練行程安排如下表：

日期	工作概況	備註
9/05 (星期一)	搭機赴美-紐澤西州-紐華克機場	
9/06 (星期二)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/07 (星期三)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/08 (星期四)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/09 (星期五)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/10 (星期六)	紐約自費行程	
9/11 (星期日)	搭機赴德州-休士頓 IAH 機場	
9/12 (星期一)	赴台塑德州廠參訪	
9/13 (星期二)	返休士頓-Lummus 分公司/GTC 公司參訪	
9/14 (星期三)	赴奧斯丁 Emerson 公司參訪	
9/15 (星期四)	返休士頓、搭機返台	
9/16 (星期五)	搭機返台、安全抵達	

# 目 錄

壹、	實習計劃說明	4
貳、	CBI Lummus 訓練記要	4
1.	GTC BTX 芳香烴製程專業訓練	4
1.1.	第七芳香烴工場製程說明	4
1.2.	芳香烴工場操作經驗分享	6
2.	NMP 丁二烯萃取製程專業訓練	7
2.1.	NMP 丁二烯萃取製程專業訓練	7
2.2.	丁二烯工場製程安全設計及操作經驗分享	8
參、	GTC TX Office 參訪記要	10
肆、	FPC USA 參訪記要	10
伍、	Emerson F.F.Bus Delta-V 訓練記要	11
陸、	學習心得	12
柒、	建議及其他	12
捌、	附件	13

## 壹、實習計劃說明

依 100 年三輕更新投資計畫中操作出國訓練計劃，安排此次出國學習課程，主要六輕製程訓練課程於美國紐澤西州 CBI Lummus 公司進行，Lummus 安排負責設計中油六輕製程之資深工程師負責教授所有學習課程，內容包括六輕整廠設計架構及各單元間相互關係，設計原理，並就本計劃之 GTC BTX 芳香烴/BASF NMP 丁二烯萃取製程進行細部之製程專業訓練。期望未來負責試爐主管人員於接受本專業訓練後，能擔負起未來種子講師之任務，督導未來試爐操作員教育訓練的工作。

另參訪 Point Comfort FPC USA 乙烯廠，及拜訪德州 GTC 公司與德州 Austin Emerson Company 接受為期壹天之製程儀控(F.F.Bus Delta-V)專業訓練。期望試爐主管經由以上理論與實務並行之訓練，能勝任未來之試爐工作。

## 貳、CBI Lummus 訓練記要

### 1. GTC BTX 芳香烴製程專業訓練課程

本課程由來自新加坡 GTC Technical Service Manager Mr.Chong Robby 負責講授，內容如下：

中油六輕新建工程，由美國 CBI Lummus 負責全案 BEP 製程設計，其中之芳香烴萃取製程，採用 GTC 公司專利之 GT-BTX 萃取蒸餾技術。

GT-BTX 萃取蒸餾技術相對於傳統的液-液芳香烴萃取的優點，是使用具有高的選擇性及吸收力的 GTC 已商業化的專利混合溶劑 Techtiv-100<sup>SM</sup>，改善萃取系統的操作條件及減少部份設備，可以降低投資金額；並經由熱整合，可降低工場能耗並減少操作費用。

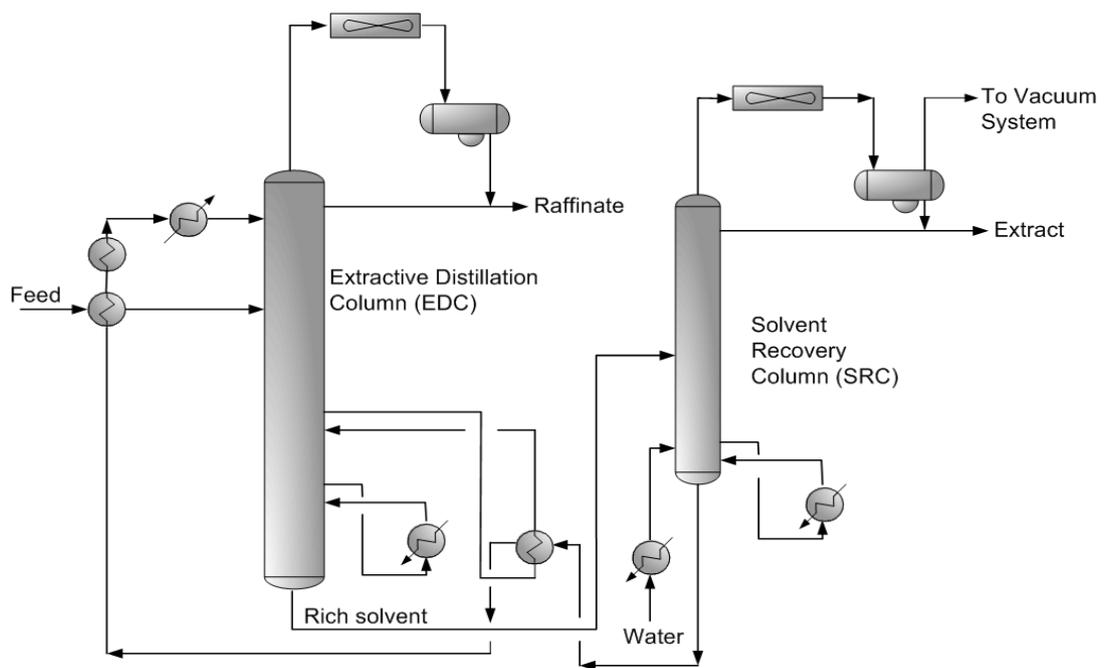
中油第七芳香烴工場，設計日進料量 14,000 桶，此進料為六輕 72 噸乙烯全產能所生產之芳香烴進料油，及四輕每小時產出 28.134 噸芳香烴進料油的總量。分離純化出苯/甲苯/混合二甲苯及萃餘油，分送成品儲槽或中間儲槽。

#### 1.1. 第七芳香烴工場製程說明：

第七芳香烴工場之萃取蒸餾的操作原理，是在高選擇性的溶劑中，改變各種成份的相對揮發度。混合芳香烴進料在溶劑存在之下，非芳香烴的相對揮發度會被提高到超過所有芳香烴的成份；這種結果使得非芳香烴的成份可以類似傳統蒸餾般被提純到塔頂，而芳香烴則被收集在塔底。GT- BTX<sub>SM</sub> 製程的一般萃取流程示意圖（圖一），只有二座主要塔槽：萃取蒸餾塔(EDC)及溶劑回收塔(SRC)。

混合芳香烴進料以熱循環溶劑預熱後，進入萃取蒸餾塔(EDC)中段；在氣/液蒸餾操作中，貧溶劑由塔的較頂部進入，選擇性的萃取芳香烴到塔的底部；非芳香烴碳氫化合物將自塔底汽提，由塔頂離去經過水洗及冷凝後，當萃餘油產品送出，而其中一部分萃餘油則被送回塔頂當回流，把夾帶上來的溶劑洗回去。

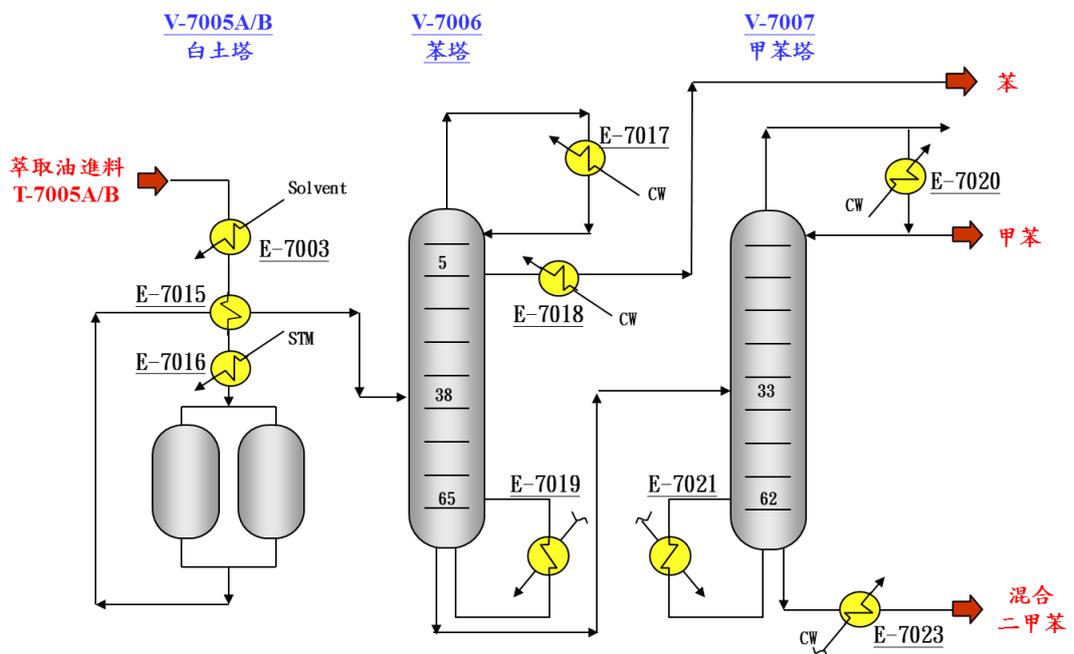
萃取蒸餾塔底部的富溶劑被送到溶劑回收塔(SRC)，溶劑回收塔在負壓狀態下操作，用以降低塔底產品的沸點，如此芳香烴將被汽提到塔頂，經冷凝後，一部分送回塔頂當回流，其餘取出當萃取油產品送到後段的蒸餾系統；SRC 底部注入汽提蒸汽用來促進碳氫化合物的汽提，而塔底的貧溶劑則經過一系列的熱交換器以回收熱源，再循環回到萃取蒸餾塔。



圖一：GT- BTX<sub>SM</sub> 製程流程示意圖

萃取蒸餾塔及溶劑回收塔塔頂的水，收集後以熱溶劑蒸發當作 SRC 底部汽提蒸汽；另溶劑再生塔用來連續處理一小部分的循環溶劑，從較重的劣化溶劑中將溶劑提純出來，再每隔一段時間將劣化溶劑由塔底排放。

溶劑回收塔塔頂的芳香烴產品再經冷凝後，取出當萃取油送到後段的傳統蒸餾系統（圖二）。先經過白土塔去除不飽和烯烴，再進一步的經苯塔及甲苯塔兩蒸餾程序，生產高純度的苯、甲苯及二甲苯。



圖二：傳統蒸餾系統簡易流程圖

## 1.2. 芳香烴工場操作經驗分享

芳香烴工場於萃取蒸餾塔一般操作常見的問題及其說明如下列：

### 1.2.1 產品合格時間

芳香烴工場自開爐進油至產品合格時間約 1~2 週。塔槽若先補充產品油，可縮短產品合格時間。固定進料及組成，固定溶劑量，而不要太頻繁調整操作變數，可使操作容易趨於穩定。

### 1.2.2 萃取蒸餾塔 Foaming

萃取蒸餾塔於開車操作時，有時會發生起泡現象。發生之原因乃因塔盤及內件表面油液於汽液輸送分離時，形成鐵鏽保護膜。起泡現象發生時，EDC 液位會快速下降，塔槽差壓增加，底部溫度快速上升。GTC 操作手冊中建議，溶劑於儲槽時即加入抗泡劑（以甲苯稀釋）。當起泡發生時，停止進料及再沸器加熱，瞬間注入大量抗泡劑至 EDC 液位穩定為止。起泡一般只發生於開爐初期。正常操作時，GTC 建議持續注入少量的抗泡劑（0.3ppm）可解決起泡的問題。

### 1.2.3 萃取蒸餾塔注入水

當進料含有重成份時，水必須注入萃取蒸餾塔底部。水注入有助於汽提重質非芳香烴到萃餘油中。白俄羅斯一裝置採連續注入之操作模式。

### 1.2.4 停止真空促進器

真空促進器僅用於開爐時抽真空，可正常操作時可停用以節約能源。中油石化事業部之第三/四/六芳香烴工場均如此操作。

### 1.2.5 注入 MEA

MEA 注入是用來維持系統的 PH 值。（溶劑：5.5~6.5；水：6.5~7.5）  
MEA 的注入需適量，可視 PH 值來調整，過量並無增益，因只當緩衝溶液。

### 1.2.6 理想溶劑比

芳香烴工場最常被提出之問題，一般以溶劑與進料之比例來衡量，加計芳香烴含量（高芳香烴即較多溶劑）。溶劑比，一般是先以設計值來開爐，再視產品情形來調整。

### 1.2.7 萃取蒸餾塔進料層

萃取蒸餾塔設計有 3 個進料層，可依進料組成來調整，芳香烴含量較多時可提高至較上層進料。

### 1.2.8 萃取蒸餾塔迴流

萃取蒸餾塔設計是將芳香烴由進料中萃取出來，而將非芳香烴由頂部取出。增加迴流即表示增加萃取蒸餾塔的非芳香烴負荷。過量的非芳香烴將伴隨富溶劑至 SRC 塔，最終將造成萃取油產品不合格。

### 1.2.9 萃取蒸餾塔底部溫度

萃取蒸餾塔底部溫度為芳香烴萃取工場最重要的操作參數。此溫度需足夠將重質非芳香烴由進料中汽提出來。由於萃取蒸餾塔內溫度的變化是非常遲緩的，因此調整溫度時需給予足夠的時間來平衡。

## 2. NMP 丁二烯萃取製程專業訓練

本課程由 CBI Lummus Butadiene Unit Process Specialist Mr.Brummer 負責講授，內容如下：

中油六輕新建工程，由美國 CBI Lummus 負責全案 BEP 製程設計，其中之第五丁二烯萃取製程，採用 BASF 公司之萃取蒸餾技術。

第五丁二烯工場萃取製程，採用 N-甲基四氫吡咯酮（n- Methyl-2-pyrrolidone，簡稱 NMP）為溶劑，不同於中油即有之三/四/五輕所配屬之丁二烯工場使用 DMF 為溶劑。NMP 以 10% 水溶液操作，具有低毒性，操作溫度下不會分解，聚合物生成少，操作週期可長達 8 年等優點。

中油第五丁二烯工場，設計年產 1,3-丁二烯 132,000 噸(330 天)。副產品四碳炔類產品送至 LPG 儲槽或廢氣燃燒塔、VCH 送至燃料油槽、四/五碳烴送至 LPG 儲槽，以及 C4 萃餘油送回六輕烯烴轉化工場或區外 LPG 儲槽。

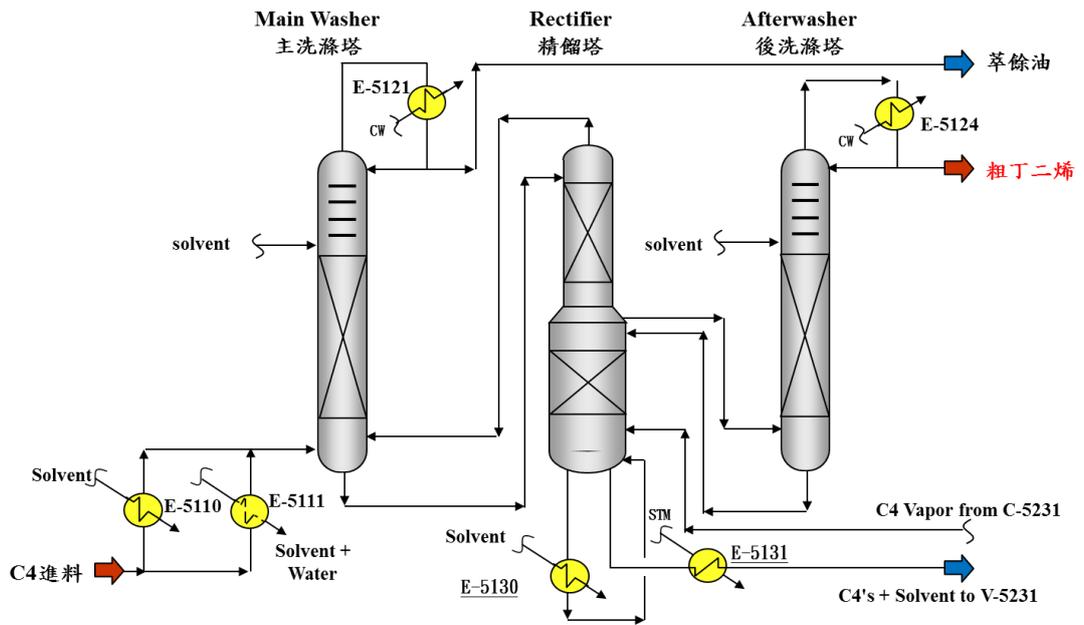
### 2.1. 第五丁二烯工場製程說明如下：

第五丁二烯萃取工場的萃取操作原理，是在高選擇性的 NMP 溶劑中，改變各種成份的相對揮發度。混合四碳烴進料在溶劑存在之下，非丁二烯類的相對揮發度會被調整；經由兩段萃取蒸餾，使得丁烷/丁烯等成份可以類似傳統蒸餾般，於一級萃取蒸餾被提純到主洗滌塔頂；粗丁二烯產品則經二級萃取蒸餾由後洗滌塔塔頂取出；而 EA/VA 等重成份則由脫氣塔汽提取出。BASF 萃取製程的一般流程示意圖如下（圖三），由主洗滌塔、精餾塔、後洗滌塔、脫氣塔及相關設備所組成。

四碳烴進料進料先汽化後，進入主洗滌塔底部，貧溶劑由塔的較頂部進入，第一次選擇性的萃取丁二烯到塔的底部；丁烷/丁烯等輕成份將自由塔頂離去經冷凝後，當萃餘油產品送出，而其中一部分萃餘油則被送回塔頂當回流，把夾帶上來的 NMP 溶劑洗回去。

主洗滌塔底部的富溶劑被送到精餾塔，精餾塔頂部氣體則再送回主洗滌塔底部；一股含丁二烯和少量炔類化合物由精餾塔側取出，送至後洗滌塔；底部富溶劑則送至脫氣塔脫氣純化。

含丁二烯和少量炔類化合物自精餾塔側提出，進入後洗滌塔底部，第二次選擇性的萃取 C4 炔類到塔的底部，再送回到精餾塔下層的頂部；粗丁二烯由後洗滌塔頂部冷凝後，送至傳統蒸餾系統進一步分離純化，部分粗丁二烯會泵回後洗滌塔頂部分餾盤當回流，用於洗去粗丁二烯產品中的 NMP 溶劑。

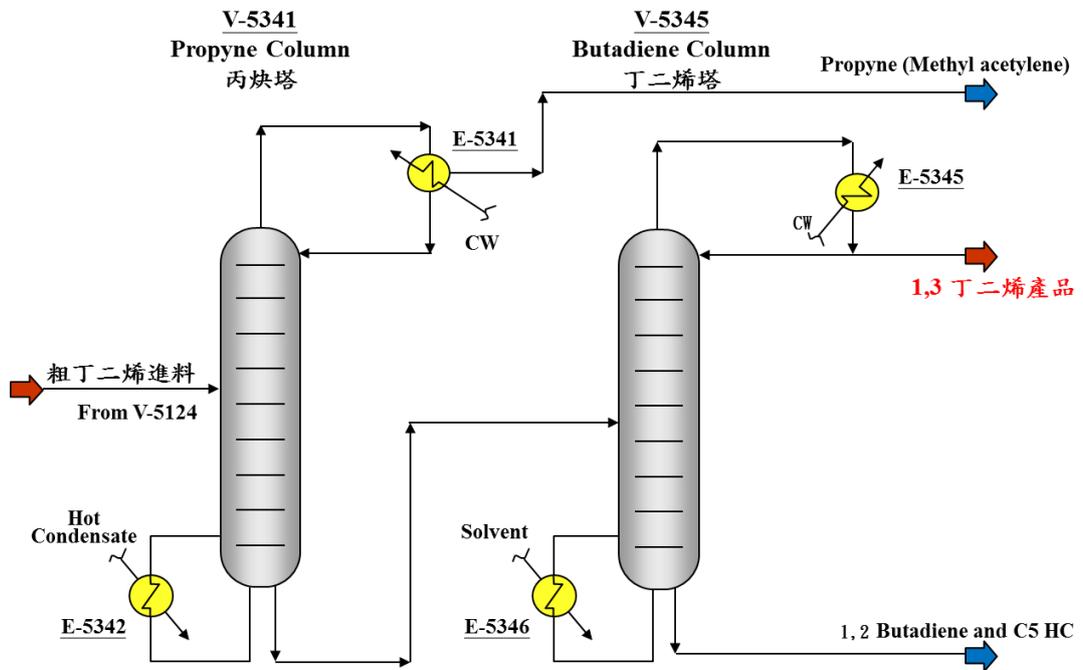


圖三：BASF 丁二烯萃取流程示意圖

精餾塔底部富溶劑經預熱後進入脫氣塔脫氣，脫氣後的貧溶劑經一系列的換熱器回收熱源後，再冷卻循環回主洗滌塔及後洗滌塔；脫氣塔頂部氣體經冷卻塔冷卻再經循環氣體壓縮機壓縮後，當精餾塔底部汽提蒸汽；二級萃取出四碳炔類由脫氣塔以側提取出經後續處理後，依各副產品特性分流送出。

溶劑再生塔用來連續處理一小部分的循環溶劑，從含聚合物及化學添加劑的溶劑中將溶劑提純出來，再每隔一段時間將濃縮的溶劑由塔底排放。

粗丁二烯產品進一步的經丙炔塔及丁二烯塔兩蒸餾程序，生產高純度 1,3-丁二烯產品（圖四）。



圖四：傳統蒸餾系統圖

## 2.2. 丁二烯工場製程安全設計及操作經驗分享

第五丁二烯工場設計上除考量流程操作控制及熱整合以節約能源外，亦特別加強製程安全控制及丁二烯聚合的抑制。

### 2.2.1 NMP 溶劑的選用

第五丁二烯工場萃取製程，採用 N-甲基四氫吡咯酮 (n-Methyl-2-pyrrolidone，簡稱 NMP) 為溶劑，不同於三/四/五輕使用 DMF 為溶劑；NMP 本身具有低毒性，操作溫度下不會分解，聚合物生成少等優點。

目前使用於丁二烯萃取製程之溶劑有三種：NMP，ACN，DMF。ACN 本身毒性較強，且蒸汽壓高揮發性強，對人體傷害較大，非必要不採用。而 NMP 以 10% 水溶液操作，其沸點 128°C 較使用純溶劑 DMF 之 153°C 低，操作時汽提之能耗較低；對丁二烯溶解力高，可使用較少溶劑循環使用量，減少溶劑成本及能耗；較低蒸汽壓，溶劑不易揮發，則人體不易吸入引起危害；另外低毒性，對碳鋼不具有腐蝕性，大大提高溶劑操作之安全性。

### 2.2.2 設備高壓防止設計

第五丁二烯塔槽設備操作安全設計：

第一階段高壓警報，連鎖接管設備加熱控制系統，降低操作溫度以降低壓力。

第二階段高高壓連鎖，停止進料，停止內部溶劑循環的加熱系統，關斷中壓蒸汽。

第三階段高高壓跳車，安全閥作動保護。

### 2.2.3 製程之丙炔/丁炔/1,2-丁二烯/再生溶劑熱分解之防範

製程之丙炔/丁炔/1,2-丁二烯/再生溶劑於一特定條件下會發生熱分解之危害，設計以 1,3-丁二烯/萃餘油/水來稀釋使控制於安全範圍外，另藉由線上分析儀器及操作溫度之連續監測，及連鎖安全停車裝置，以確保製程之操作安全。

### 2.2.4 1,3-丁二烯之溢散防治

丁二烯為第二類毒化物管制化學品。為有效抑制丁二烯氣體溢散至空氣中，採取下列方法：

- 製程泵均採用雙軸封泵。
- 泵送高純度丁二烯則直接選用無軸封泵，有效阻絕丁二烯自轉機軸封漏出。
- 高純度丁二烯管線閥件，使用波紋管密封(bellow seal)，使達到零洩漏的目的。

### 2.2.5 丁二烯聚合產生之爆米花聚合物(popcorn)

丁二烯工場操作時一直遭遇到丁二烯、乙烯乙炔、及它們的混合物操作中生成聚合物的問題，尤其是純丁二烯聚合產生之爆米花聚合物(popcorn)。傳統方式是於丙炔塔及丁二烯塔塔頂冷凝器分別注入添加劑 TBC，但仍無法完全有效地抑制 popcorn 的生成。

第五丁二烯工場為防止聚合反應的產生，針對聚合反應之機構來抑制，採取有效之對策如下列：

- 減少氧氣或過氧化物的存在
- 去除鐵鏽(全廠酸洗)
- 亞硝酸鈉沖洗鈍化全系統(除氧)
- 控制操作溫度

- e. 避免 C5 重成份的進料污染
- f. 減少設計滯留區或以丁二烯成品流體沖洗系統死角
- g. 注入聚合抑制劑 (TBC)
- h. 添加抑制劑於溶劑中 (亞硝酸鈉)

#### 2.2.6 主洗滌塔起泡

- a. 起泡可能導因於使用不適用的矽油抗泡劑，可更換矽油處理。
- b. 若為進料蒸發器第一加熱器 (E-5110A/B) 洩漏，可退出檢修。
- c. 因貧溶劑脫氣不完全而造成，可提高脫氣塔底部溫度來改善。

#### 2.2.7 丙炔塔/丁二烯塔及相關再沸器產生爆米花聚合物 (popcorn)

- a. 開爐前鈍化工作不徹底。
- b. 氧氣濃度太高，需查漏或增加亞硝酸鈉注入量。
- c. 抗聚合抑制劑未正確注入。
- d. 過量 C5 重成份的污染。

### 參、GTC TX Office 參訪記要

9/13 抵 GTC 公司總部設在 Houston, TX 總部。GTC Technical Service Dept Manager Mr. Cole Nelson 與新加坡 GTC Technical Service Manager Mr. Chong Robby 負責接待我們。

Mr. Cole Nelson 簡報顯示 GTC 為一家全球性公司，旗下擁有許多有關石化、煉油、天然氣加工等方面的專利技術，並為各方面工業提供工程服務技術、製程設備解決方案、化學品和催化劑。GTC 是由 Forster Wheeler 集團所擁有的質傳設備公司-Glitch 中的製程解決方案中所獨立出來、1994 成立至今已歷經十多年的業務擴充。

2002 年，GTC 的股權以各自 50%，分屬於管理團隊成員及 GS 集團所擁有。正式成為一個擁有獨立化學工程專利授權技術的合資企業。在接下來的七年，GTC 經歷了前所未有的成長，獲得了數十個專利權，並且在煉油、石化、芳香烴市場中打出了知名度。

至今，GTC 在美國、歐洲、亞洲都派駐有銷售人員，因此得以快速的響應客戶不斷變化的需求、以及不斷變化的市場動態。

試爐小組也反映對 Techtiv-100 價格之疑慮，Mr. Cole Nelson 表示 Techtiv-100 屬 GTC 專利產品，價格應是全球一致。未來會協助 CPC 解決 Techtiv-100 相關操作與化驗問題。另 GTC 建議由彼派員檢查七芳之萃取蒸餾塔、回收塔、苯塔、甲苯塔之內件安裝，試爐小組同意 GTC 建議。(附記：萃取蒸餾塔 V-7001 已於 9/23 由 GTC Adviser Mr. Ian Buttridge 完成檢查)

### 肆、FPC USA 參訪記要

9/11 試爐小組抵 Point Comfort FPC TX USA 廠，羅正陽廠長負責接待，安排試爐小組住進招待所，9/12 並參觀 OL-1 乙烯廠。

台塑美國公司成立於 1978 年。年收入超過 40 億美元，僱用超過 2,100 人，在此經營 6 個業務部門，並區分為 18 個生產經營單位：分別為烯烴，聚烯烴，乙烯，特種聚氯乙烯，氯鹼，石油和天然氣。台塑 FPC USA，總部設在新澤西州利文斯頓。核心業務為生產塑料樹脂及石化產品。在全美有三個生產基地：Delaware City, Delaware、Baton Rouge, Louisiana、Point Comfort, Texas

台塑德州-Point Comfort 廠位於 Point Comfort, TX 佔地 1600 英畝，為一個石化專

區，共有 13 個生產經營單位、包括了公用支援設施。該工業區最早在 1983 年，開始量產 VCM/PVC。1994 年公司增加了 150 億美元的投資，增加了幾個經營單位 - 烯烴 (Olefin)，線性低密度聚乙烯 (LLDPE)，高密度聚乙烯 (HDPE)，聚丙烯 (PP)，氯鹼，二氯乙烷，聯產 (蒸汽和電力) 和一個新的廢水處理設施。

在 1998 年，FPC,TX 開始投入第二個主要擴建項目。投資 900 萬美元增加了第二個烯烴廠 (OL-2)，HDPE 第二廠和第二套聚丙烯裝置。雖然增加了 60% 的生產能力，FPC,TX 於 1993 年再次取得用水許可且於 2002 年該工廠再投資一個循環用水再生方案。

Point Comfort OL-1/2 目前正在進行之製程改善及新計劃項目：

- a. 乙炔氫化反應觸媒由 G-58C 改為 Olemax 207，新觸媒操作週期為 G-58C 兩倍，有媒床溫差小，選擇性佳，乙炔產率高等優點。六輕已選用 G-58C，Olemax 207 可作為未來更新參考。
- b. 分餾塔採用 Down Flow Condenser 設計，不用迴流泵，可節省能耗。
- c. 乙炔精餾塔採用 Heat Pumped C2= Splitter 設計，可大量節省 C3=冷媒能耗。亦節省 Capital Cost。
- d. 參與 Eagle Ford Shale Gas Project, 籌劃 90 萬噸 OL-3 乙炔廠。

#### 伍、Emerson F.F.Bus Delta-V 訓練記要

9/14 試爐小組抵 Emerson 公司總部設在 Austin,TX 總部。Emerson Business Development VP Mr. Ducan Schleiss 與台灣巨路 Marketing Manager Mr.Max 負責接待我們。

Emerson 是 CPC No.6 N.C. DCS 系統之 Vender，由於 CPC 是台灣地區第一家採用 Foundation Field Bus 之廠家，Emerson 十分重視試爐小組到訪，安排 5 小時針對 CPC 系統之介紹課程，如下表：

Sep.14,2011@2<sup>nd</sup> Floor Pecan Room –Executive Conference Center

Time	Content	Hold By	Notes
08 : 30	Welcome/ Introduction	Ducan Schleiss VP,Business Development	
08 : 40	CPC Overview ,Project /Visit Goal	W.D Chen CPC NC6 ,Commissioning Manager	
09 : 00	Emerson Overview	Ducan Schleiss VP,Business Development	
09 : 30	DeltaV Overview / Demo	Leo Bello Principal Engineer	
10 : 45	DeltaV SIS Overview	Mike Boudreaux Director,Platform Business Development	
11 : 30	Lunch		
13 : 00	Foundation Fieldbus Project Implementation	Dan Daugherty Fieldbus Consultant Process System and Solution	
14 : 00	DeltaV Analyze	Brain Atkinson Principal Engineer	

14：30	DeltaV Development Center Tour	Leo Bello Principal Engineer	
15：00	Adjourn	-----	

試爐小組說明 CPC No.6 N.C.計劃排程，Emerson 講師也針對六輕 DeltaV SIS/Analyze 充分說明。如操作畫面，Alarm 呈現方式，試爐小組成員若於如此短時間無法完全吸收講師所教內容，Emerson/Lumax 承諾未來充分協助 CPC No.6 N.C.試爐訓練需求。

#### 陸、學習心得

1. 第七芳香煙工場之萃取蒸餾設計，整合了傳統液液萃取及汽提蒸餾塔，相對設備裝建費用可以減少；加上使用配方溶劑，溶劑之循環使用量較低，相對可以減少蒸汽使用量，降低操作成本。汽提蒸餾塔底部新增汽提蒸汽，搭配進料層的調整，可使進料彈性提高，方便未來產銷的調度。
2. 五丁設計上已將列管之毒化物丁二烯及苯，使用無軸封泵以解決轉機軸封的洩漏，另於高濃度丁二烯系統之閥件更採用無洩漏型之密封組件（bellow seal），徹底抑制揮發性有機物質的溢散，提高環境的品質。
3. 五丁採用 BASF 之 NMP 製程，由於 NMP 溶劑特有之無毒、操作溫度下不會分解、聚合物生成少且操作週期可長達 8 年，有利於未來工場的穩定操作。本製程 1,3-丁二烯產品因使用溶劑的改變，已不含有二甲基胺，但也因製程的修改而使產品帶有飽和水，未來於產品輸儲時需加以提醒。
4. 試爐小組提出一份 Questionnaire，如附件捌。Lummus 也於課程中逐一說明，澄清了許多 PID/PFD/SOM Review 所產生之疑慮，獲益良多。

#### 柒、建議及其他

1. 第七芳香煙工場操作設計上需持續加注入抗泡劑於萃取蒸餾塔。參考目前林園石化廠第三/四/六芳香煙工場，正常操作時均不需添加此抗泡劑，未來將視實際操作情況再評估是否將抗泡劑之連續注入改為操作異常時再添加，以減少廢溶劑事業廢棄物的產生量。
2. 第五丁二烯工場操作設計上需持續加注入抗泡劑於主洗滌塔。比較目前台灣中油三/四/五輕之丁二烯工場，正常操作時均不需添加此抗泡劑，未來將視實際操作情況再評估是否將抗泡劑之連續注入改為操作異常時再添加。
3. 目前於三/四輕 BD 工場已增加使用抗聚合抑制劑 DEHA，能有效地抑制 popcorn 的產生，未來亦將評估是否比照添加使用。

## Questionnaire of PID/PFD/SOM

08/30/2011

### 一、Heater Area

1. The intermittent blowdown header of each heater hasn't installed a block valve and a spacer for blinding.  
If the steam drum is to be opened for inspection, how can we isolate the steam drum from intermittent blowdown system (Other heaters are still running)?
2. Could you explain the major function of those strainers on the cross-over line of each Heater?
3. We found no "steam or fuel gas purging" design to prevent coke plugged for the nozzle of PG/PDI in the bottom of V-1151 baffle tray section. Any reason for that?
4. Once the heater goes to a partial trip and the hearth firing duty controller QIC is placed in automatic mode, the setpoint will be reset to a firing rate that is appropriate for the partial trip standby conditions.  
Could you tell us how much firing duty is appropriate?
5. When a Heater activated total or partial Shutdown, the dilution steam flow will continue at the higher of the last setpoint. Based on ratio control to each coil feed controller setpoint(3400 kg/h per coil for naphtha feed) or the minimum setting of dilution steam minimum flow HIC-11XXX (3050 kg/h per coil for naphtha feed. Which are typically set at 90% of normal coil dilution steam flow.)  
We worry the dilution steam flow seems not adequate to maintain choked flow(4525 kg/h per coil) through venture and possibly causing inlet tube maldistribution. Results in the radiant coil may experience coke spalling and flow maldistribution.
6. Pan oil pump discharge line has a portion of pan oil combined with QO back to V-1151 baffle tray #15 by FIC-601.  
What is the purpose of this pan oil line?
7. Most of the Heater's trip is initiated by 2 out of 3 sensors, But some trips are initiated by only 1 sensor, such as loss of hearth fuel gas, induced draft fan trip, loss of decoke air during decoke and loss of feed.  
Why they have these differences?

8. Each Heater has the minimum setting of dilution steam minimum flow. But for split cracking Heaters, F-1102/F-1103/F-1104, there are two different feeds. The minimum setting of dilution steam should be based on ethane recycle feed or naphtha feed? Could we set two minimum settings of dilution steam minimum flow, one for ethane recycle, Coil 5 to Coil 8 the other for naphtha feed, Coil 1 to Coil 4? Please advise two minimum settings of dilution steam are acceptable or not?

9. BFW flow to the High Pressure Steam Drum is controlled by a three element control strategy. The setpoint of the BFW controller is manipulated based on the measured flow of steam production minus desuperheater BFW fraction and plus the output of the drum level controller. Could we create another level controller (in DCS) with hand selector to maintain BFW flow by steam drum level variation, in case the three element control strategy is Malfunction?

## 二、Cold Section

1. The liquid level of D-1504 (C-15014th Stage Suction Drum) is not controlled but is indirectly maintained by the compressor discharge pressure controller (PIC-15001) which controls the letdown of subcooled liquid from accumulator (D-1505). (SOM Sec.3 P143)  
We found no control loop can keep the liquid level of D-1504 stable, please inform us the right way to maintain the level of D-1504 not too high or too low.
2. In D-1341 H<sub>2</sub> dryer regeneration sequence control logic, we found no purging step by hydrogen gas after regeneration completed. We worry the methane gas existing in desiccant may contaminate the hydrogen product when regenerated dryer put on line (very short period).
3. The effective space velocity (defined as volume of gas per volume of catalyst) is reduced thus favoring a more selective reaction. (SOM Sec.3 P-96). Please **explain why effective space velocity is reduced thus favoring a more selective reaction?**
4. The main pressure controller resets the net overhead flow controller to maintain the tower pressure while the secondary pressure controller sends the overhead vapor from the reflux drum on high pressure to Dry Flare. This control scheme will function to vary the net Deethanizer (V-1351) overhead with changes in plant feed rate since the tower pressure will vary, resulting in a resetting on the net overhead flow controller. In order to prevent minor pressure swings upsetting the forward feed, the pressure reset signal from the main pressure controller to the net overhead flow controller is tuned to allow a reasonable pressure change before the reset response is significant. (SOM Sec3 P-91)  
Would you please explain more detail and show us by controller tag name.

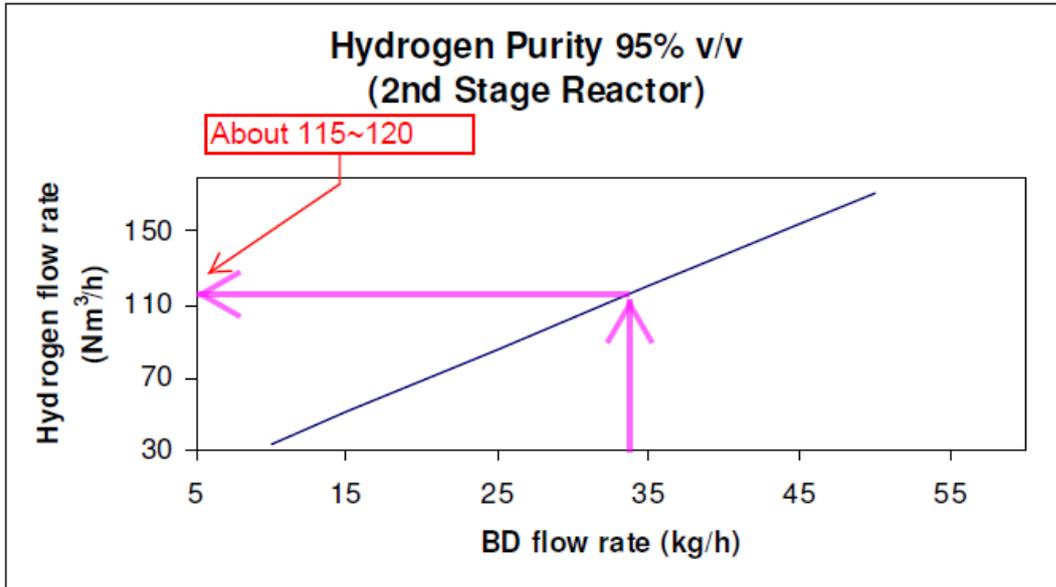
5. We are not so clearly knowing the principle of Ethane Wash Tower V-1340 ◦  
Please offer further explanation ◦
6. The refrigerant flow to the Dryer Feed Chiller No. 2 (E-1207) is on temperature control from the hydrogen stream flowing to Hydrogen Dryer KO Drum (D-1347 ). (SOM Sec3 P-142) ◦  
The above description looks incorrect ◦ Please revise ◦
7. The retrograde drum is provided to compensate for the behavior of dissolved hydrogen in hydrocarbon, which could result in an increase of bubble point pressure at very cold temperatures. Hydrogen may no longer remain dissolved in the liquid, will form a vapor space, and a liquid level will appear in the normally liquid full retrograde drum. (SOM Sec3 P-150) ◦  
Please explain the above physical effect more clearly ◦
8. The Binary Refrigerant Retrograde Drum (D-1655X) is provided at the end of the subcooling path to separate possible hydrogen rich vapor formed from the retrograde phenomena of hydrogen, where the bubble point increases with decreasing of temperature (i.e. as the temperature increases, the solubility of hydrogen decreases in the operating temperature region). The retrograde drum is normally liquid full. (SOM Sec3 P-152) ◦  
Please explain the above physical effect more clearly ◦

### 三、 OCU Section

1. 1. In 『I-1904』 Sequence No.21 / Point No.8 > The Operator manually fills the treater ramping up the fill rate via FIC-19025.....May we modify it as making this ramping step by DCS (by Sequence controller) ? DCS system should be more reliable than Operator to prevent the system offset ◦
2. In 『I-1904』 Sequence No.21 / Point No.9 > The Operator monitors the level in D-1920 via LI-19022.....FIC-19025 manually ramping down..... The Same as item 1. May we ramp down the flowrate by level transmitter ?
3. AI-17021 is used as MAPD analyzer. Why we need to monitor MAPD? If MAPD value is high, What we need to do? According to the Material Balance Case 1 Stream No.8401 MAPD=0.12 (R-1701 Feed Line) ,Stream No.8417 MAPD=0.17 (R-1701 effluent) . MAPD looks increasing , why ? (By adding hydrogen ,some MAPD should convert into propylene w/ Pd catalyst should be reduced)
4. Regarding the Diagram 3.26.1 & Diagram 3.29.1 (SOM sec 3) , if we select the material balance data to calculate the 『Hydrogen consumption VS. BD flow rate』 , the result **will not** match the diagram. Dose the Diagram need to be revised ? Or our calculation procedure is incorrect?  
From SOM Volume IIA Page 279/446 Diagram 3.26.1 – R-1701  
Select the material balance Case1 data :

Stream No.	Description	Flow rate
3087	Hydrogen	13 kg/hr =144 Nm <sup>3</sup> /hr 【 density of Hydrogen=0.09Kg/Nm <sup>3</sup> 】
8401	C4 Feed	37660 Kg/hr 【BD@Feed =37660 *0.09%=33.9Kg/hr】

Then put the caculated data into Diagram 3.26.1

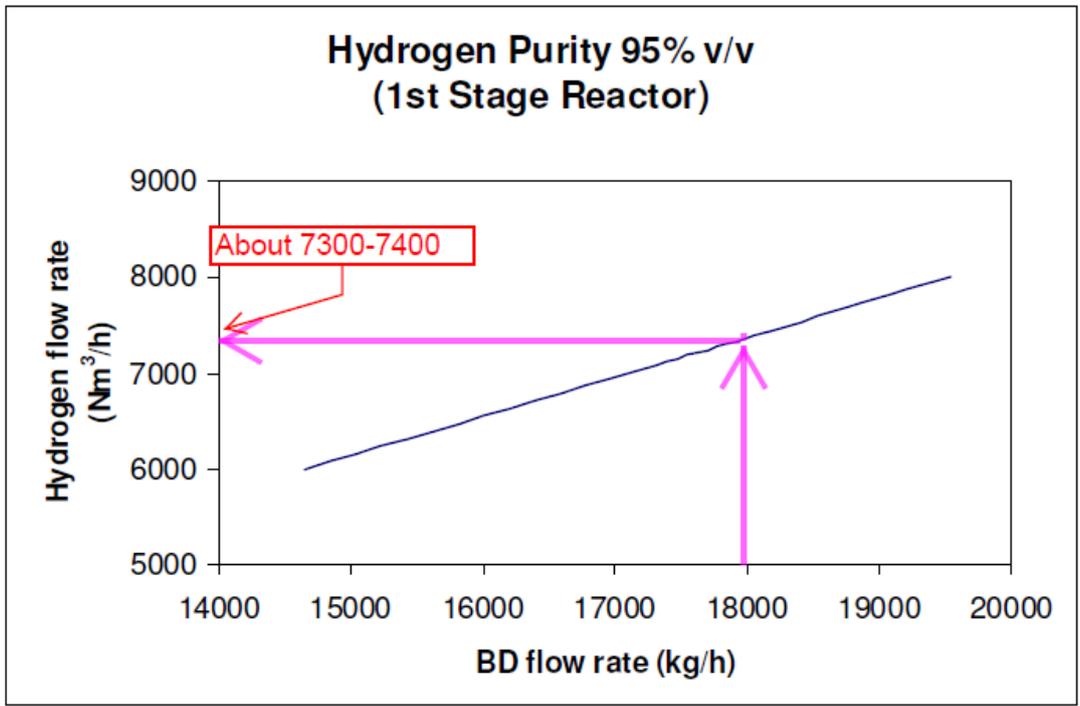


From SOM Volume IIA Page 341/446 Diagram 3.29.1 – R-2101

Select the material balance Case-1 data :

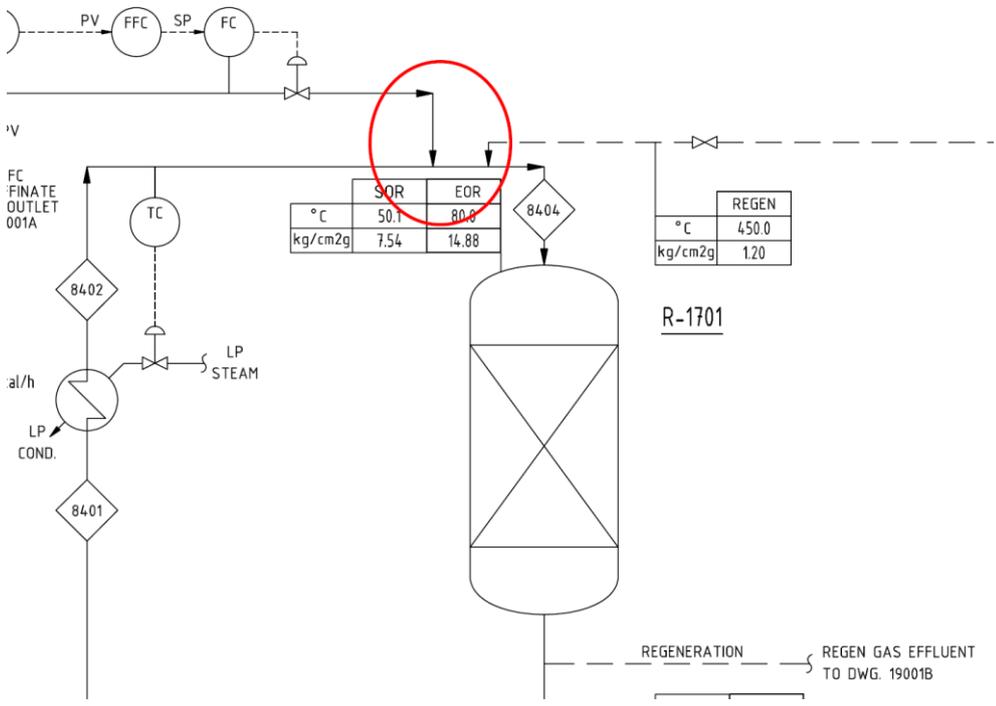
Stream No.	Description	Flow rate
3087	Hydrogen	879kg/hr =9766 Nm <sup>3</sup> /hr 【 density of Hydrogen=0.09Kg/Nm <sup>3</sup> 】
8401	C4 Feed	450761 Kg/hr 【BD@Feed =37660 *3.99%=17985Kg/hr】

Then put the caculated data into Diagram 3.29.1

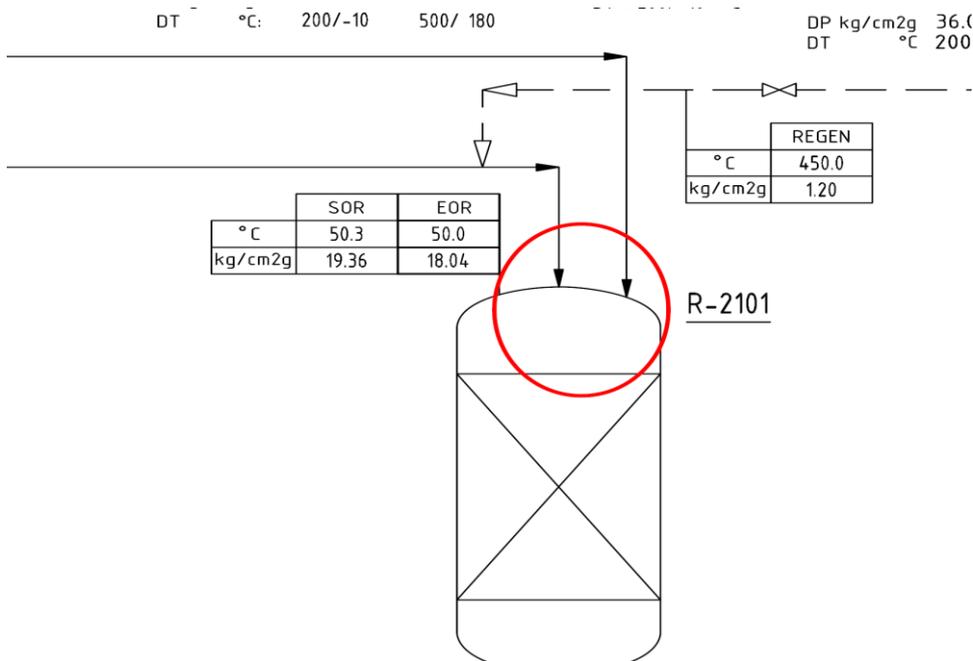


5. We found hydrogen feed Tie-in Point is different on R-1701 & R-2101 .  
Please tell us why we have this difference .

DT



R-2101



#### 四、PGHU Section

- 1、From V-4330 OVHD, we may withdraw C6-C8 or C6-180°C 。 Could you advise the set point of No.38 tray temperature controller TIC-43110 for both products ? how much reflux rate will be required for both products ?
- 2、From V-4370 OVHD, we may also withdraw C9-180°C or C9-204°C ， Could you advise the set point of No.35 tray temperature controller TIC-43210 for both products ? how much reflux rate will be required for both products ?

#### 五、BD Section

1. In BD unit, major tower like Main Washer、Rectifier、After Washer and Degasser all are packing tower 。 Do we need to remove the packing out for cleaning and inspection in each T/A ? Or only dedicated tower need to proceed packing moving out for cleaning 。
2. For process piping high point, we would like to install plug instead of vent valve. By this plug we may ensure the piping high point filled with passivation fluid and improve passivation effect 。

#### 六、GTC Section

1. For solvent Tectiv 100 ， our understanding its quality periodical checking method is the same as Sulfolane. Is it correct ?
2. May we replace Tectiv 100 with Sulfolane if in emergency case Tectiv 100 can not be provided in time 。