

出國報告(出國類別：實習)

三輕更新投資計畫：  
「六輕工場整體製程設計及原理」  
專業訓練課程

服務機關：台灣中油股份有限公司

姓名職稱：李宗杰 三輕組裂解工場長

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.....	5
參、GTC TX Office 參訪記要.....	16
肆、FPC USA 參訪記要.....	17
伍、Emerson F.F.Bus Delta-V 訓練記要.....	18
陸、學習心得.....	19
柒、建議及其他.....	20
捌、附件.....	21

## 壹、實習計劃說明

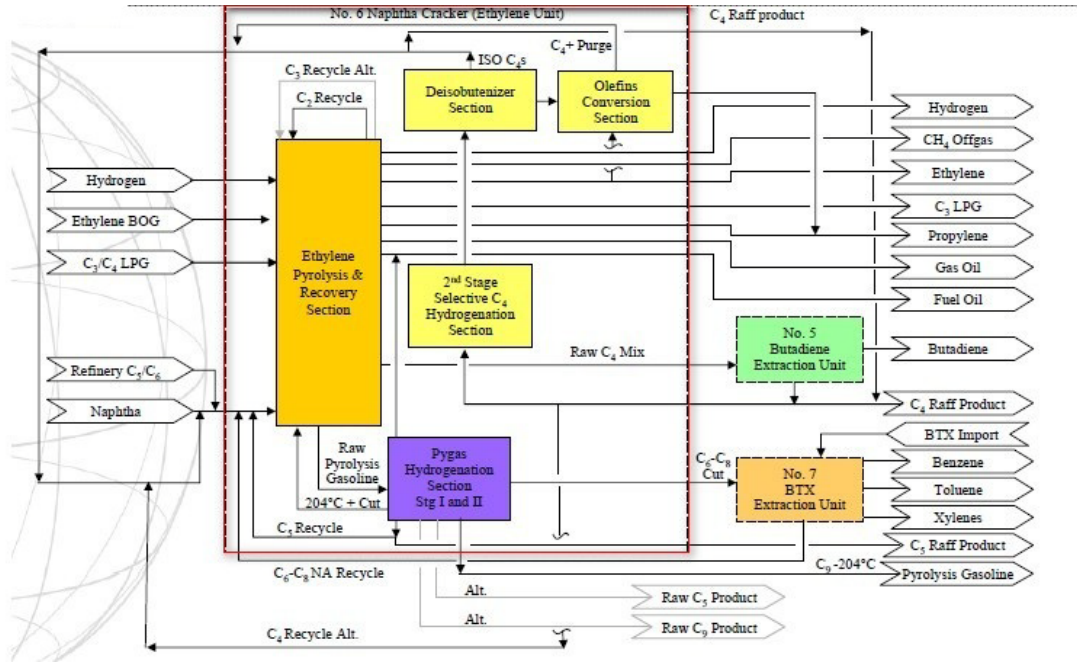
依 100 年三輕更新投資計畫中操作出國訓練計劃，安排此次出國學習課程，主要六輕製程訓練課程於美國紐澤西州 CBI Lummus 公司進行，Lummus 安排負責設計中油六輕製程之資深工程師負責教授所有學習課程，內容包括六輕整廠設計架構及各單元間相互關係，設計原理，並就本計劃之 GTC BTX 芳香烴/BASF NMP 丁二烯萃取製程進行細部之製程專業訓練。期望未來負責試爐主管人員於接受本專業訓練後，能擔負起未來種子講師之任務，督導未來試爐操作員教育訓練的工作。

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。

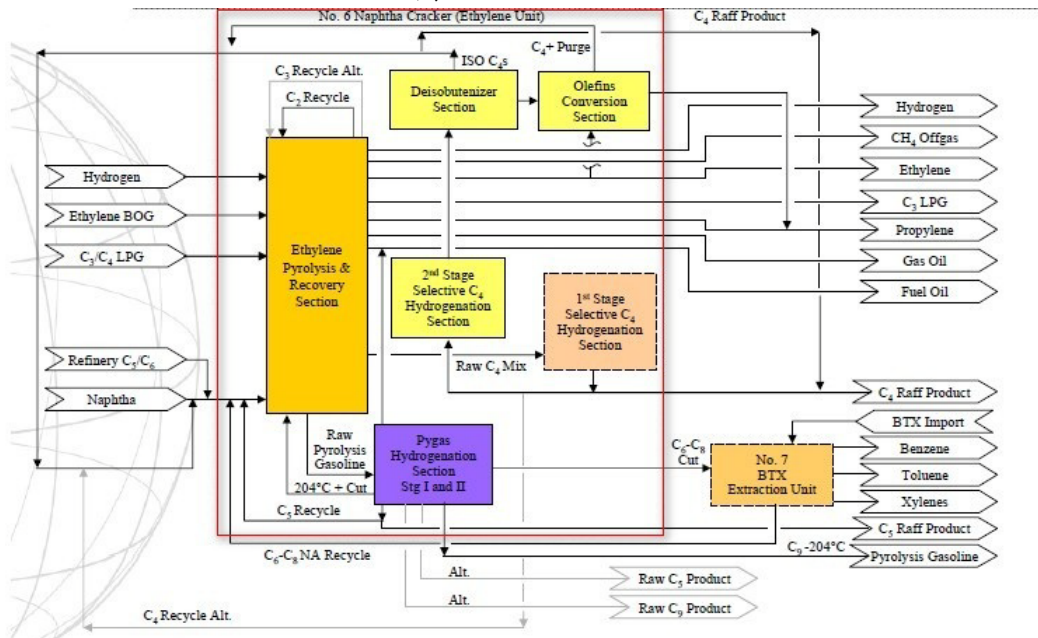
## 貳、CBI Lummus 訓練記要

### 六輕工場整體製程設計及原理

林園石化廠的六輕工場是一座年產 72 萬噸乙烯(7920 hours/yr; 330 day/yr)的輕油裂解工場，另外還有年產 13.2 萬噸丁二烯之第五丁二烯工場及日煉 14000 BPSD BTX 之第七芳香烴 BTX 工場。下圖一/圖二是方塊流程圖，圖一和圖二主要差別是當第五丁二烯工場操作時，路徑為圖一；不操作時路徑為圖二。



<圖一>



<圖二>

紅色框是輕裂工場(Ethylene Unit)，採用 Lummus 新製程，如裂解區選用 SRT-VI 石油腦裂解爐(其中有三座是氣液分流裂解爐)及 SRT-III 乙烷裂解爐、輸送管換熱器線上除焦(TLE on-line decoking)設計、裂解氣壓縮機高壓鍋爐水注入系統(BFW injection)和乾式軸封系統 Dry Gas double seals。低溫部份除選用 Lummus 傳統 LP De-methanizer 設計外，另

有C<sub>2</sub> wash氫氣提純系統(一般純度 99.5%，經過V-1340 可提純到 99.8%)、甲烷乙烯雙冷媒冷凍系統(Binary Refrigeration System)。此外丁二烯選擇性加氫飽和系統Shu-1/Shu-2 及烯烴轉換丙烯增產系統CD DIB/OCT，可調整出最適當的P/E值。第五丁二烯工場則是選用德國BASF製程，其萃取製程使用的溶劑為N-methyl pyrrolidone (NMP Solvent)。亦有最小排放量Minimum Flaring的設計，讓汙染降至最低。

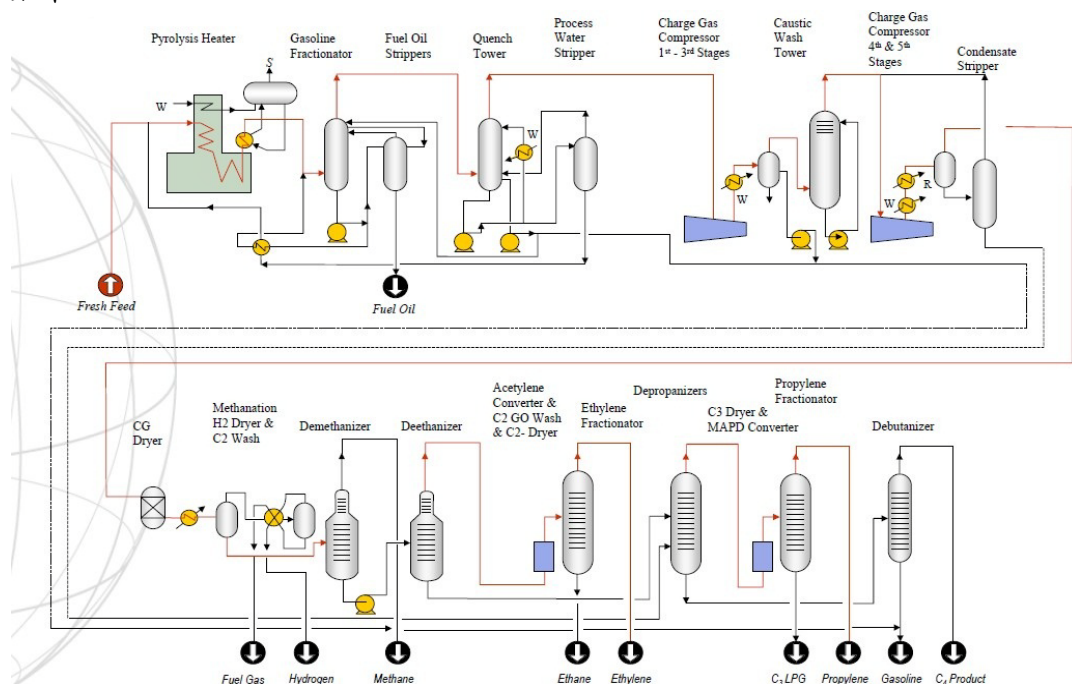
(1) 輕裂工場(Ethylene Unit)簡介：

第六輕油裂解工場有八座裂解爐，一座 SRT-III 循環氣體裂解爐 F-1101 及七座 SRT-VI 裂解爐 F-1102~F-1108，其他主要設備有驟冷罐(QF)G-1150A/B、汽油分餾塔 V-1151、驟冷塔 V-1171、裂解氣體壓縮機 C-1201、丙烯冷凍壓縮機 C-1501、雙冷媒冷凍壓縮機 C-1601 等設備。

裂解爐的主要進料有液體進料(包含石油腦A、石油腦B、大林廠C<sub>5</sub>/C<sub>6</sub>、及來自 DPG工場的C<sub>5</sub>、OCU工場的C<sub>4</sub>S)與氣體進料(包含C<sub>3</sub>/C<sub>4</sub> LPG及循環乙烷/丙烷)。而它的產物主要是：

- 來自輕裂工場的高純度氫氣(一般純度 99.5，經過 V-1340 可提純到 99.8)
- 來自輕裂工場的甲烷氣
- 來自輕裂工場聚合級乙烯
- 來自輕裂工場聚合級丙烯
- 來自輕裂工場的C<sub>3</sub> LPG
- 來自丁二烯萃取工場或 SHU-I 工場或/且 CD DeIB 工場
- 來自汽油氫化工場的C<sub>5</sub>
- 來自汽油氫化工場的C<sub>9</sub>~204°C
- 來自汽油氫化工場的裂解汽油(C<sub>9</sub>~180°C)
- 來自輕裂工場裂解製氣油(PGO，Pyrolysis Gas Oil)
- 來自輕裂工場裂解燃料油(PFO，Pyrolysis Fuel Oil)

其製程如下：

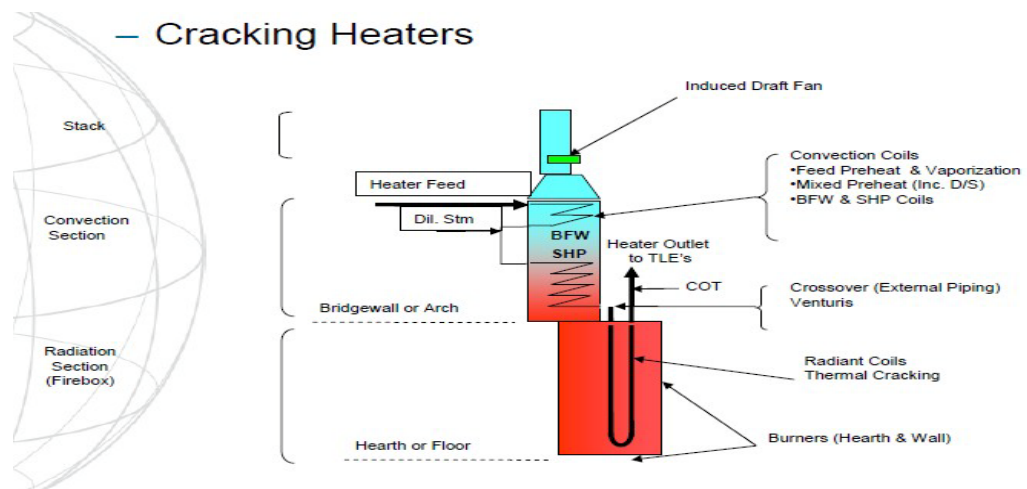


## (2) 裂解爐

裂解爐簡介：

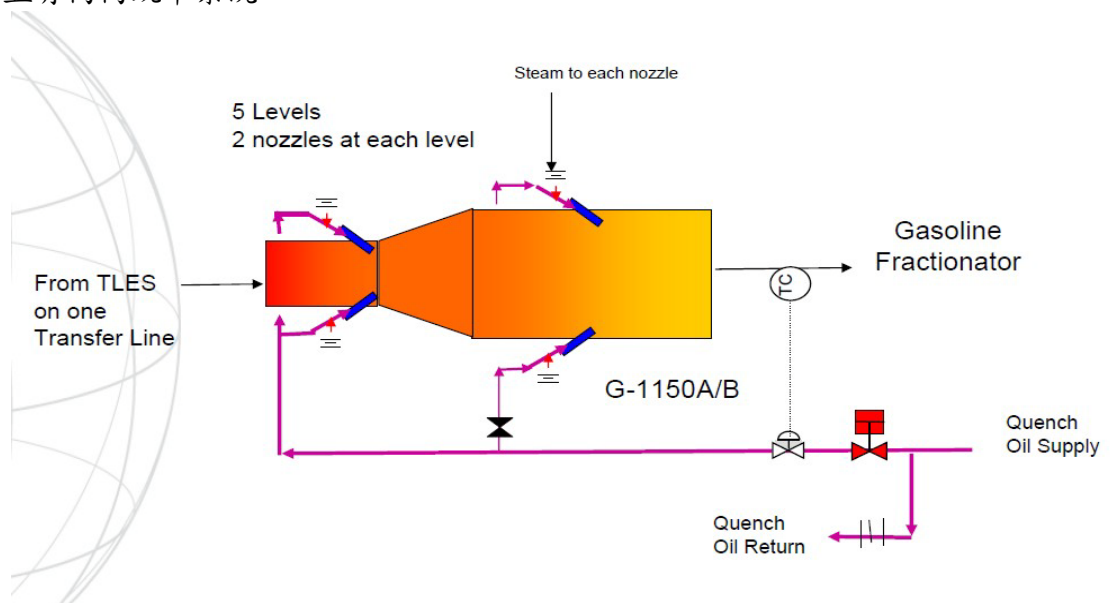
- 裂解反應在輻射區爐管進行，乙烯/丙烯產率可由 COT 來調整
- 最少有 93.5% 的熱效率
- 在相同 S/HC 比例下，進料範圍可以 70~110%
- 使用 100% 燃料氣
- 輻射區爐管及 TLE 使用線上除焦
- 對流區仍有保留 DENOX 空間
- 爐底燃燒器的風門可以使用風門拉桿(Jackshaft)手動、均勻的調整
- 每座裂解爐皆有線上 GC

其結構如下：



## (3) 驟冷罐(QF)G-1150A/B

七座 SRT-VI 裂解爐 F-1102~F-1108 共用兩座驟冷罐 G-1150A/B，其中 F-1102~1105 至 G-1150A/F-1106~8 至 G-1150B。G-1150A/B 有五組注入器(十個注入點)，並有高高跳車系統。



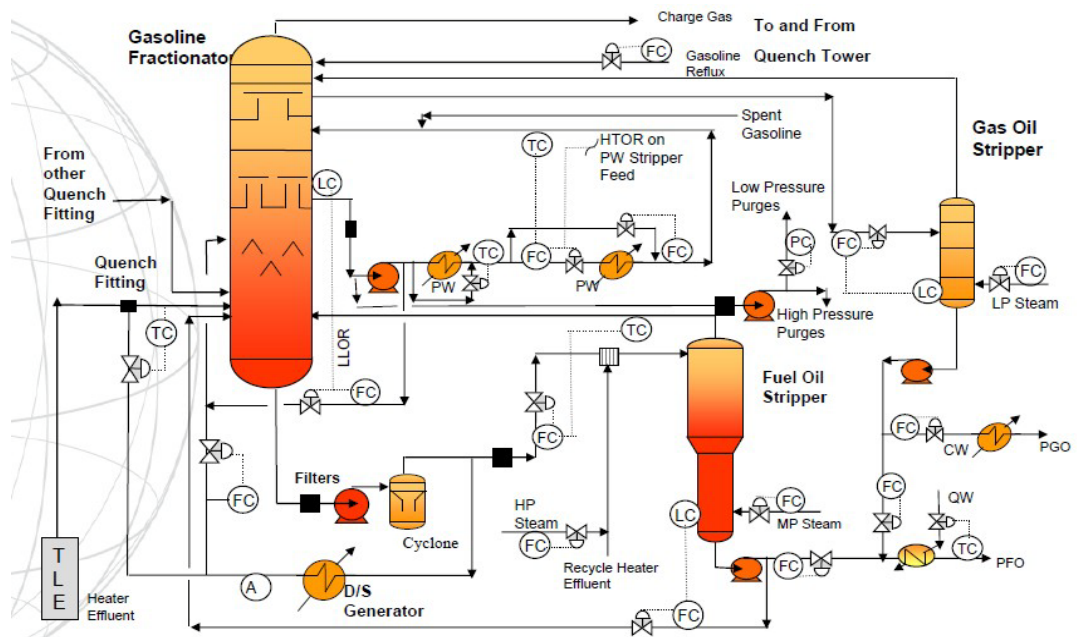
(4) 汽油分餾系統(汽油分餾塔 V-1151/裂解燃料油汽提塔 V-1161)

汽油分餾塔主要功能：

- 將汽油內的重成分分離
- 將製程流體(裂解氣體)的熱移除
- 驟冷油循環(如使用於驟冷罐)
- 塔盤油循環
- 塔槽底部驟冷油溫度越高、黏度越低，則熱交換效率越佳

裂解燃料油汽提塔主要功能：

- 控制驟冷油黏度
- 汽提驟冷油內的輕質成份
- 產生裂解燃料油

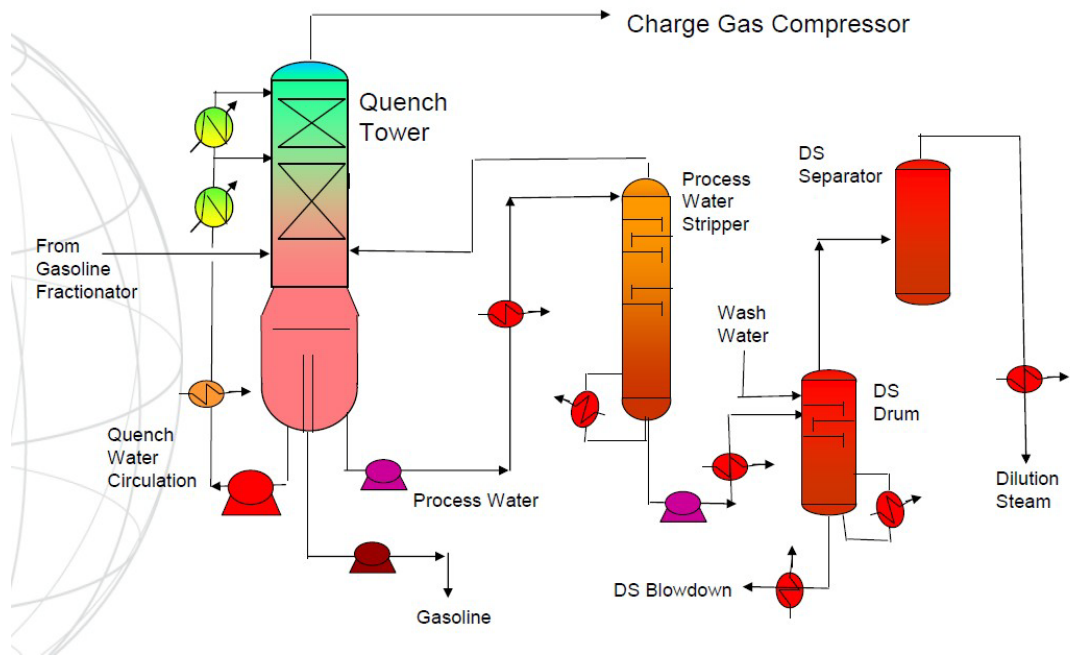


(5) 驟冷塔 V-1171 及驟冷水循環系統

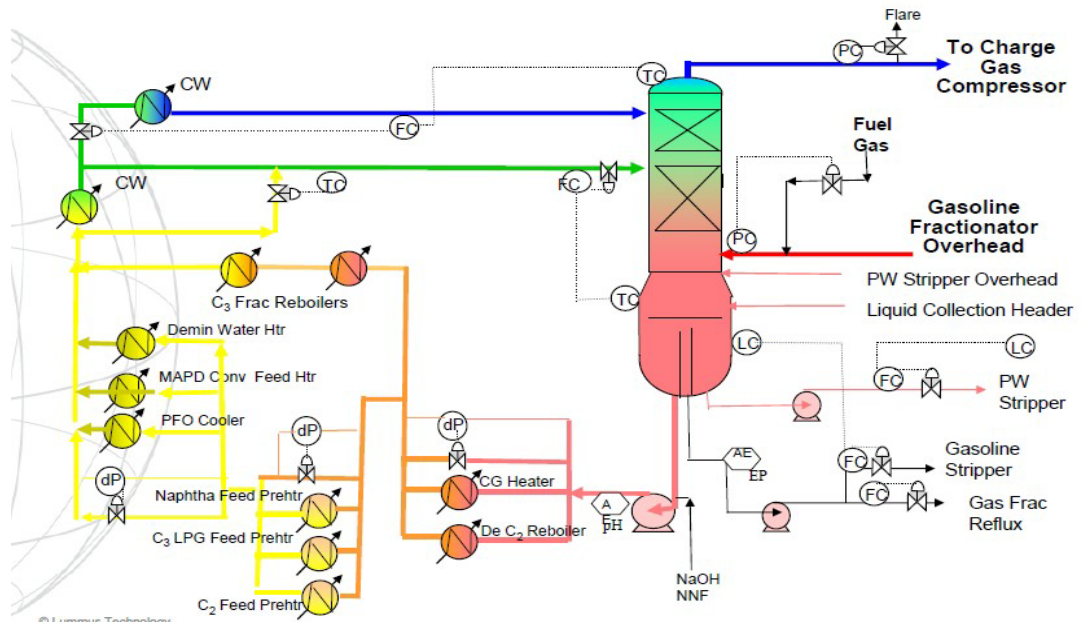
驟冷塔主要功能：

- 在裂解氣體進入壓縮機之前，將它冷卻
- 提供流體給汽油分餾塔做回流
- 將冷凝液及稀釋蒸汽回收
- 冷凝的稀釋蒸汽做驟冷水再利用





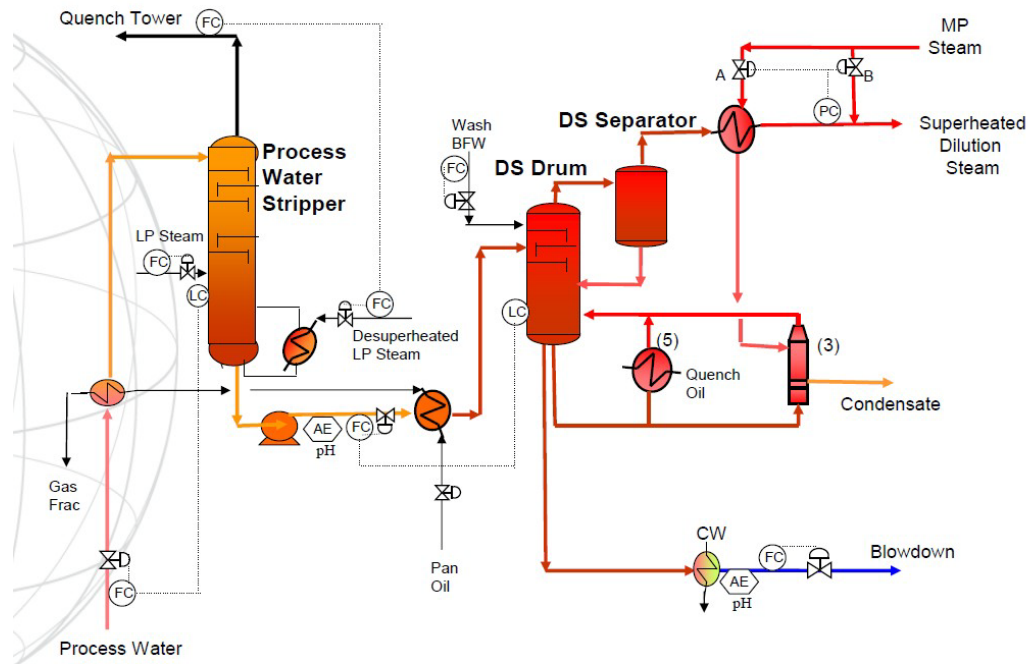
驟冷水循環系統主要功能：移除驟冷塔的熱能



(6) 製程水汽提塔稀釋蒸汽產生系統

主要功能：

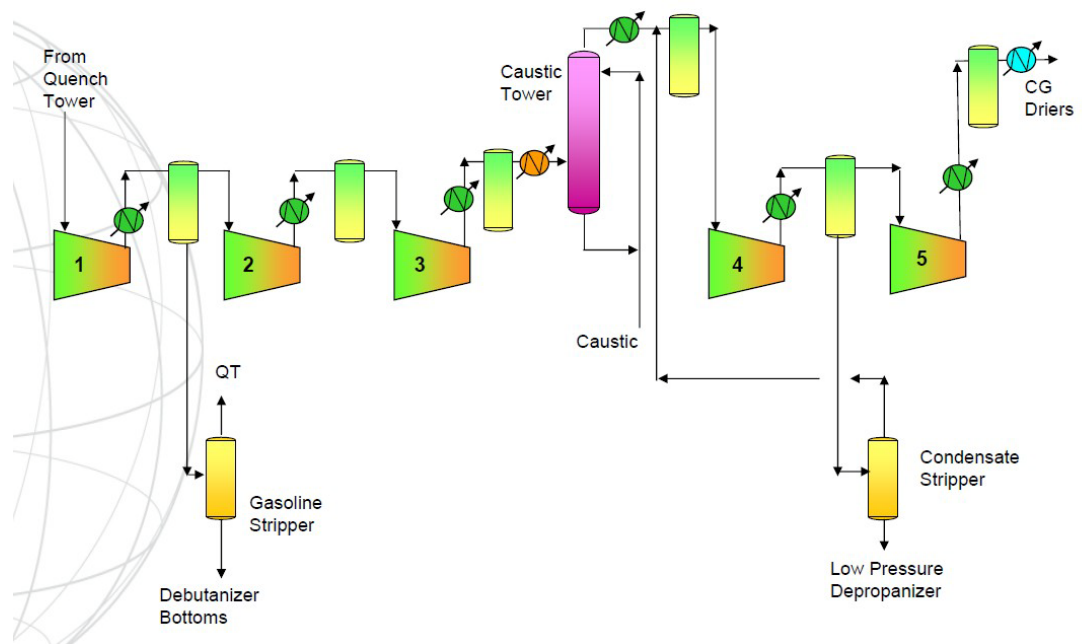
- 將冷凝的稀釋蒸汽中之不純物氣提
- 提供程序水給稀釋蒸汽產生系統
- 維持水量的平衡
- 移除驟冷油及塔盤油的熱
- 產生稀釋蒸汽
- 將冷凝水中不純物排除



(7) 裂解氣體壓縮機 C-1201

裂解氣體壓縮機 (C-1201) 系統包含了有五級壓縮程序及其級間冷卻器、氣液分離罐、透平驅動系統，和各種的輔助裝置。

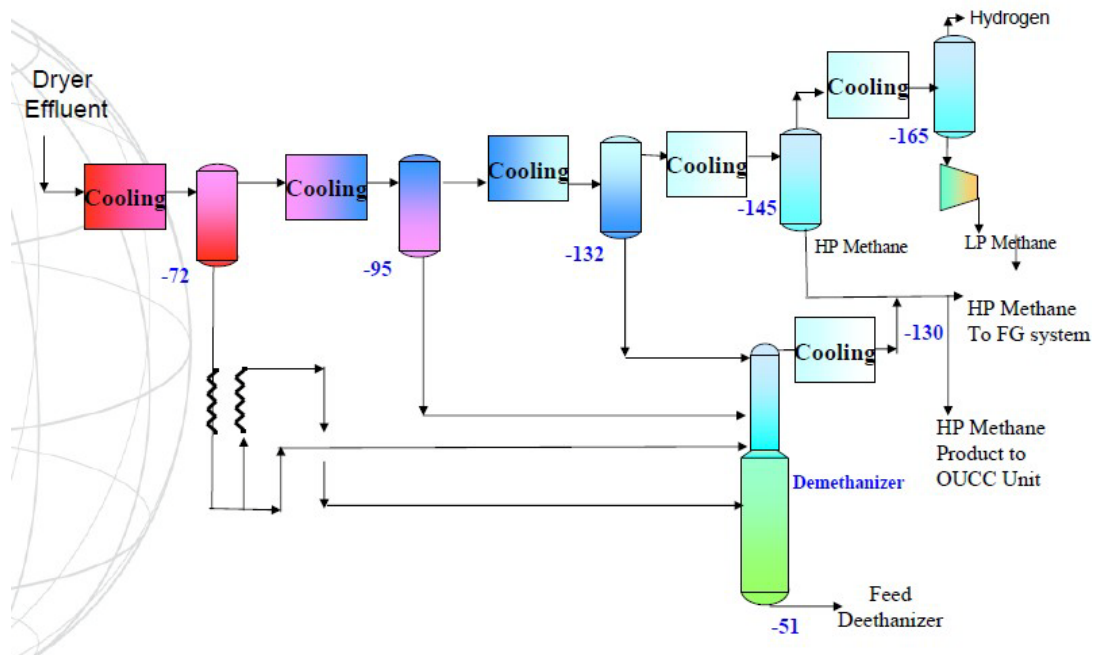
此離心式壓縮機乃五級壓縮，每級以幾乎同等的壓縮比，將裂解氣體由 0.22 kg/cm<sup>2</sup>g 壓縮至 39.4 kg/cm<sup>2</sup>g。壓縮機是藉由多級透平機驅動，而透平機是以高壓蒸汽為動力來源，高壓蒸汽帶動此多級透平機，供給壓縮機動力後，作完功的蒸汽再送至表面冷凝器，並從中萃取出中壓的蒸汽回收使用。其他輔助裝置還有潤滑油系統，提供潤滑油予壓縮機殼、和透平轉軸等使用；另外，新型裂解氣體壓縮機的軸封是使用一種稱做「Dry Gas」型式的雙機械軸封。



### (8) 冷箱(Chilling Train)

主要功能：

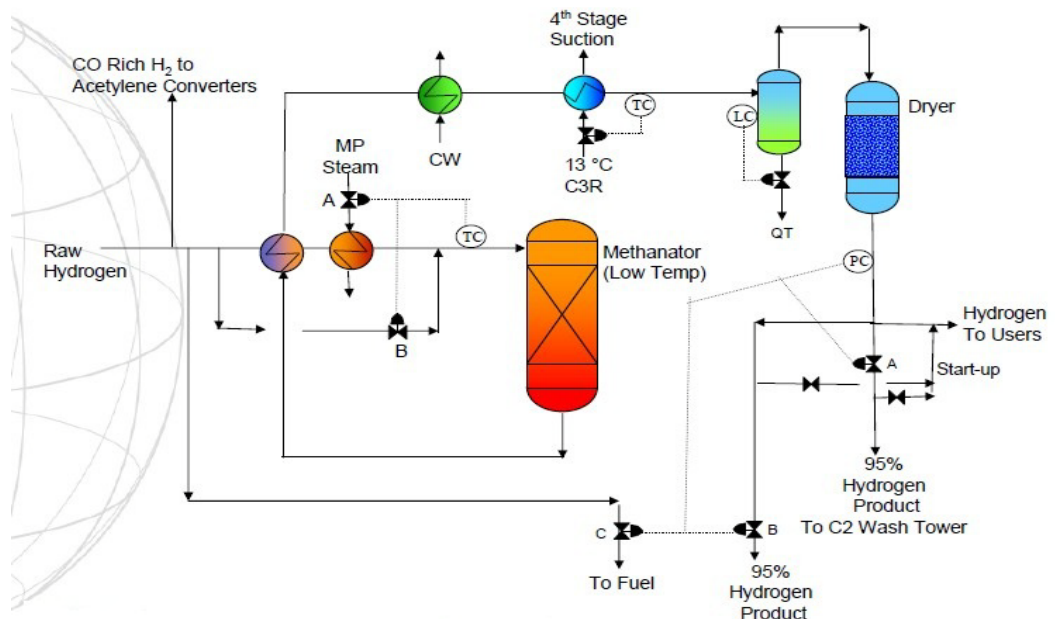
- 提供去甲烷塔的液體進料
- 利用低溫分離將甲烷及氫氣
- 減少甲烷燃料氣中 $H_2/C_1$ 的比例，已降低損失
- 和製程流體作熱交換
- 冷的成品流體再送至區外時，作冷能回收
- 冷凍流體作冷能回收

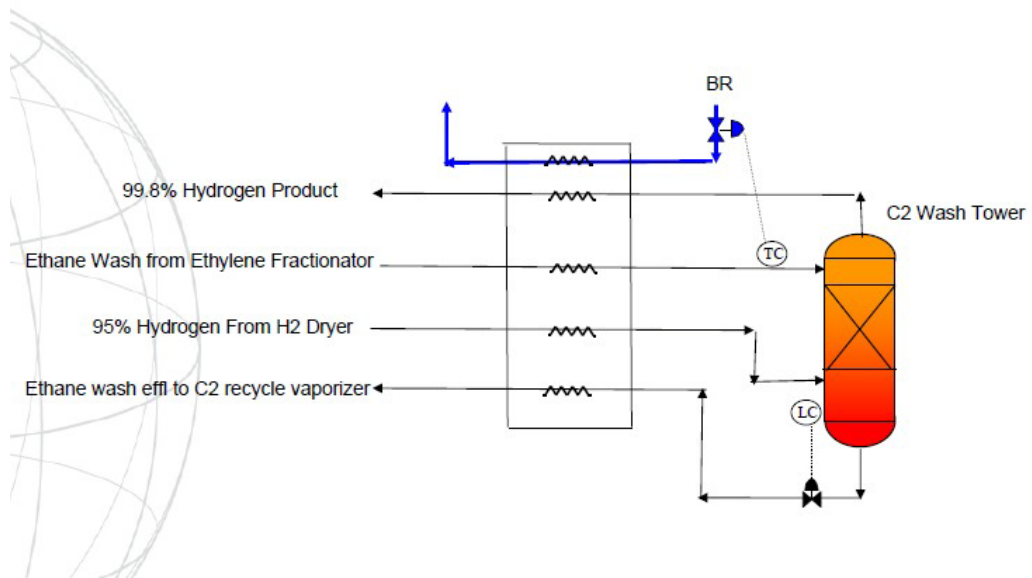


### (9) 氫氣純化 - 甲烷化反應器 R-1340(使用低溫甲烷化觸媒)

主要功能：

- 將氫氣中的 CO 移除
- 產生 95% 以上的乾燥氫氣，並送至區外
- 經乙烷清洗塔將甲烷移除，產生 99.8% 氫氣





(10) 去甲烷塔/去乙烷塔/乙炔反應器/乙烯精餾塔

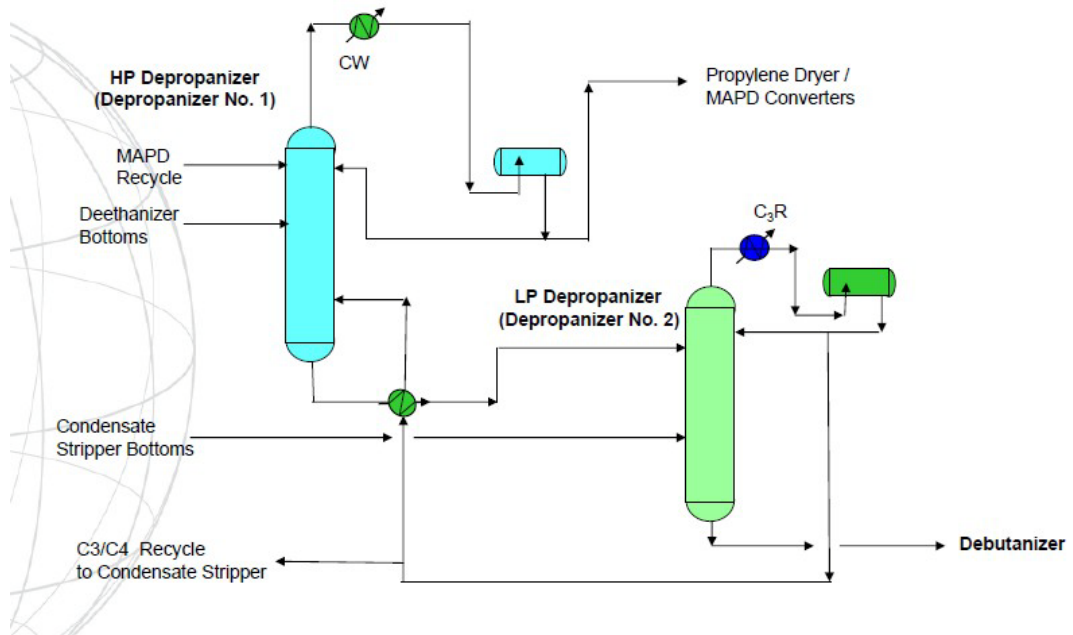
主要功能：

- 去甲烷塔：甲烷由頂部移出，底部液體則是做去乙烷塔的進料
- 去乙烷塔：移去 $C_3S$ 及重成份中的乙烷及乙烯，並維持乙炔反應器的穩定進料
- 乙炔反應器：將乙烷及乙烯中的乙炔反應掉
- 乙烯精餾塔：頂部利用預防污染段(Pasteurization Section)將甲烷、一氧化碳、氫氣移除；乙烯由第 10 層側提出來；底部乙烷則當乙烷裂解爐的進料

(11) 去丙烷塔系統 V-1410/V-1420

主要功能：

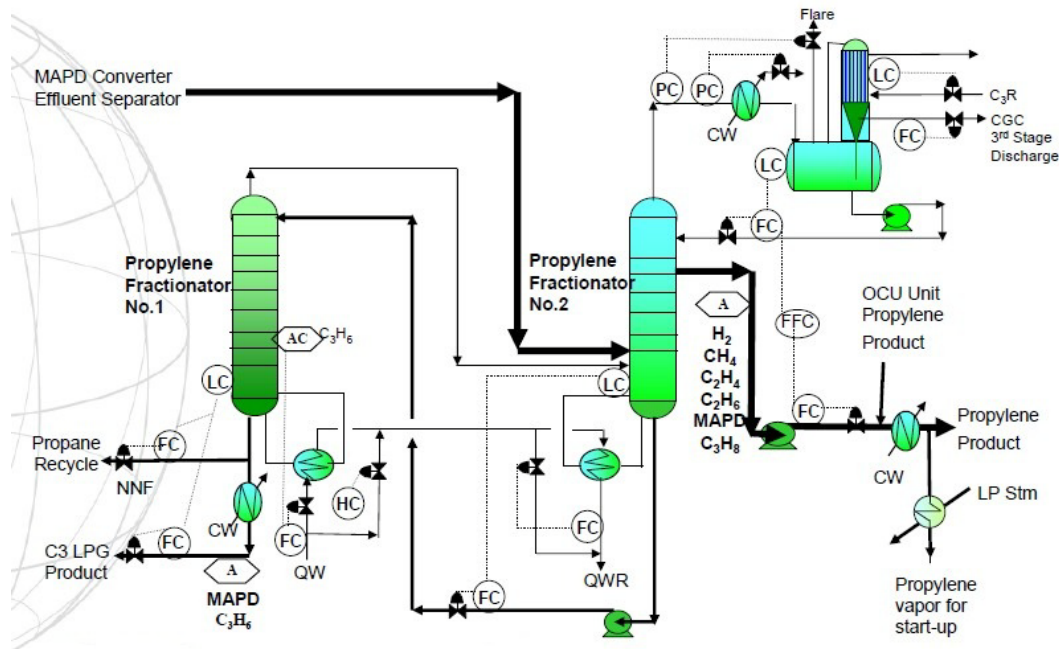
- 將 $C_3S$ 和較輕成份從 $C_4+$ 成份中分離
- 頂部至 MAPD 反應器；底部則至去丁烷塔



## (12) 丙烯精餾塔

主要功能：

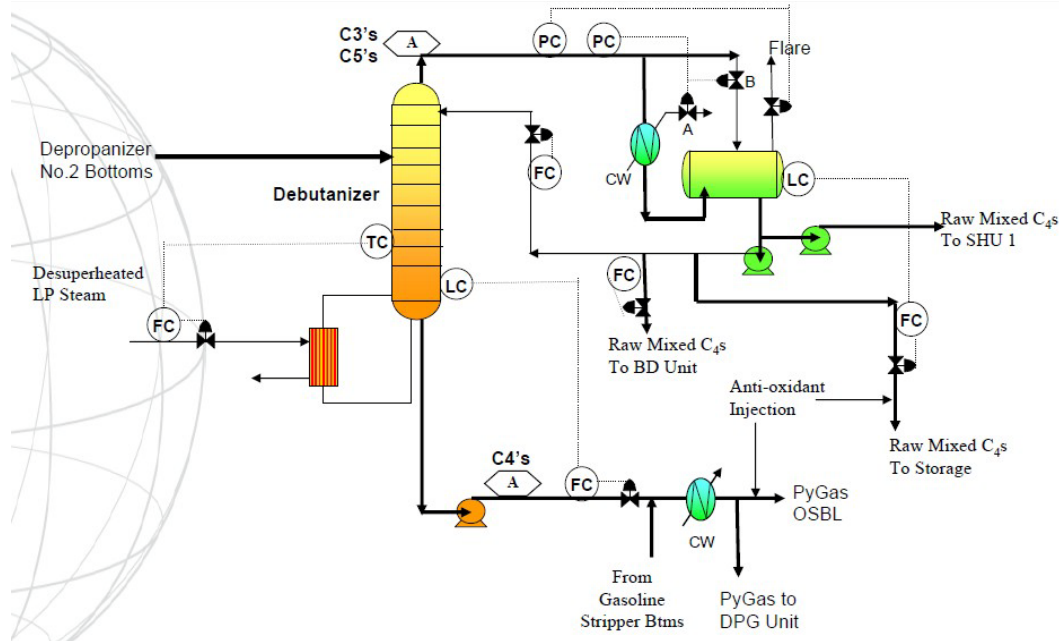
- 精餾側提 99.8% 的丙烯
- 將丙烯中的輕成份移除(氫氣及甲烷)
- 底部  $C_3$  LPG 及丙烷回收至裂解爐當進料



## (13) 去丁烷塔

主要功能：

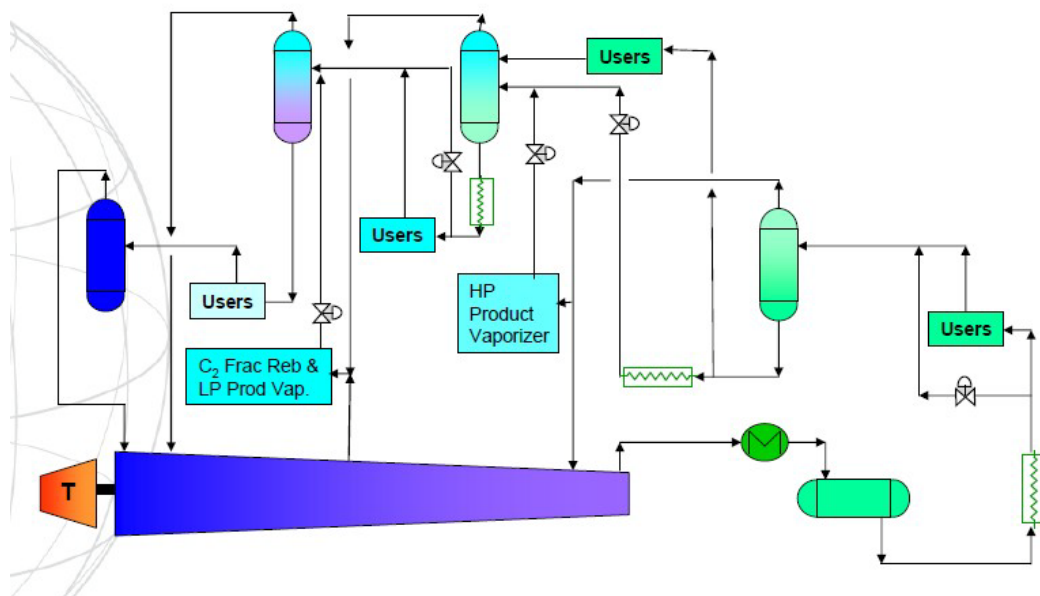
- 將  $C_4S$  和  $C_5+$  成分分開
- 頂部  $C_4S$  送至丁二烯工場或 SHU 1 或區外
- 底部裂解汽油送至汽油氫化工場或區外



(14) 丙烯冷凍壓縮機 C-1501

主要功能及設計：

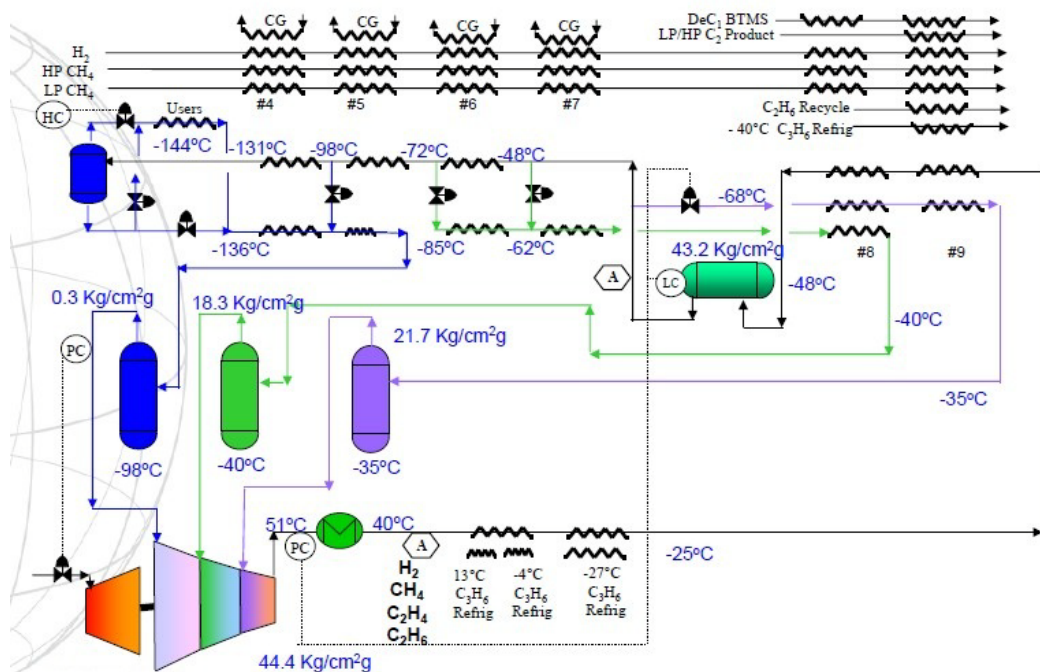
- 提供冷能及冷凝製程流體
- 提供冷能及冷凝雙冷媒冷凍壓縮機
- 共有四級，1、2、4 級有 suction；2、4 級有 discharge
- 冷媒為丙烯



(15) 雙冷媒冷凍壓縮機 C-1601

主要功能及設計：

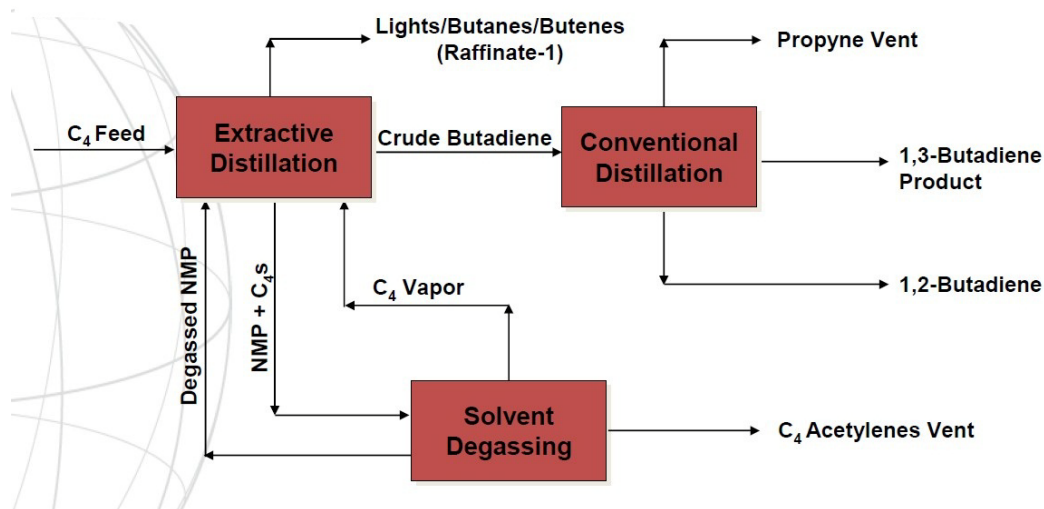
- 提供低於-40°C 的冷凍系統
- 共有 3 級壓縮
- 冷媒主要由乙烯及甲烷所組成



## (16) 第五丁二烯工場

簡介：

- 德國 BASF 所設計
- 主要將C<sub>4</sub>中的 1,3-丁二烯給分離出來，得到高純度的成品
- 兩段式的萃取蒸餾及兩段式的傳統蒸餾
- 其他成分可回收至輕裂工場

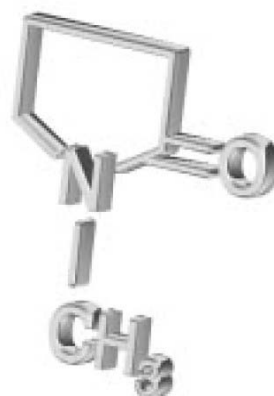


萃取蒸餾/傳統蒸餾：

- 丁烯、丁烷、乙炔乙炔和 1,3-丁二烯沸點太相近，用傳統蒸餾不易分離，需用萃取蒸餾
- 1,2-丁二烯、丙炔、一些C<sub>5</sub>碳氫化合物和 1,3-丁二烯沸點差較遠，用傳統蒸餾即可分離

溶劑 NMP 物性及結構：

Solvent	<i>N</i> -Methylpyrrolidone NMP
Boiling Point, °C	
pure solvent	205
solvent with 10 wt.% water	128
1,3-butadiene solubility at 20°C	
in pure solvent, m <sup>3</sup> (STP)/m <sup>3</sup> bar	93
Flash point, °C	91
Ignition point, °C	270
Explosive Limits in Air, % (v/v)	1.3 - 9.8



## 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 價格應是全球一致，屬 GTC 專利產品。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，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，乙烯產率高等優點。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. 乙烯精餾塔採用 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 乙烯廠。

## 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 Vendor，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

改變迴流將產生任何多成份蒸餾塔的典型分餾效果。較多的迴流量會有一個較好的分離效果，因而得到較低的汽油終沸點。得到較輕製氣油，塔底溫度及驟冷油的熱回收也會降低。

然而迴流量對塔頂溫度的效應是非典型的，有時可能會誤導操作員，不像其他大部分的分餾塔，其迴流的成分會重於(高於其沸點)其淨塔頂產品(裂解流出物扣除油料產品)。所有的迴流都會在塔內再蒸發，並離開塔頂成為塔頂產品的一部份，總塔頂產品(淨塔頂產品加迴流)在其露點(頂部溫度)離開汽油分餾塔。

增加迴流對塔頂產品成份會有兩種影響，首先分餾情況會改善即減少重成份由頂部溢出，其結果是汽油終沸點較低。第二頂部產品中汽油成份增加這是迴流蒸發離開的結果。根據每個效果影響的大小，在固定底部溫度的情況下，頂部溫度可能下降也可能上升，由於這個原因汽油的終沸點不能直接用來表示塔頂溫度。一般而言增加迴流量主要的初期影響為塔頂的溫度會先下降，隨後的影響則取決於整體的熱平衡和成份平衡受到的影響程度而定。

## 柒、建議及其他

1. 台塑德州廠廠長告訴我們，當地的法律是很嚴格的，平時它是不干預工場操作的，工場採取自理操作，但如果工場發生事故，他們則會派屬真正有經驗的操作專家來做嚴格的糾正指導。台灣制法人員要去深入了解工廠的操作，與產業界人士討論，並訂定一套有效的化工廠管理制度，並確實執行。
2. 為新進人員介紹工場時，除了文字上的介紹外，還要做現場介紹，但由於現場過於吵雜，說明上往往事半功倍。所以建議可將一辦公室改成一小型展示廳，不僅可向新進人員介紹，有其他公司人員來參訪時，也可由此來加以詳細說明。

## 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 lining. 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 difference feeds.

The minimum setting of dilution steam should base on ethane recycle feed or naphtha feed ? Could we set two minimum setting 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 H2 dryer regeneration sequence control logic, we found no perging step by hydrogen gas after regeneration completed.We worry the methane gas existing in dessicant 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 ◦

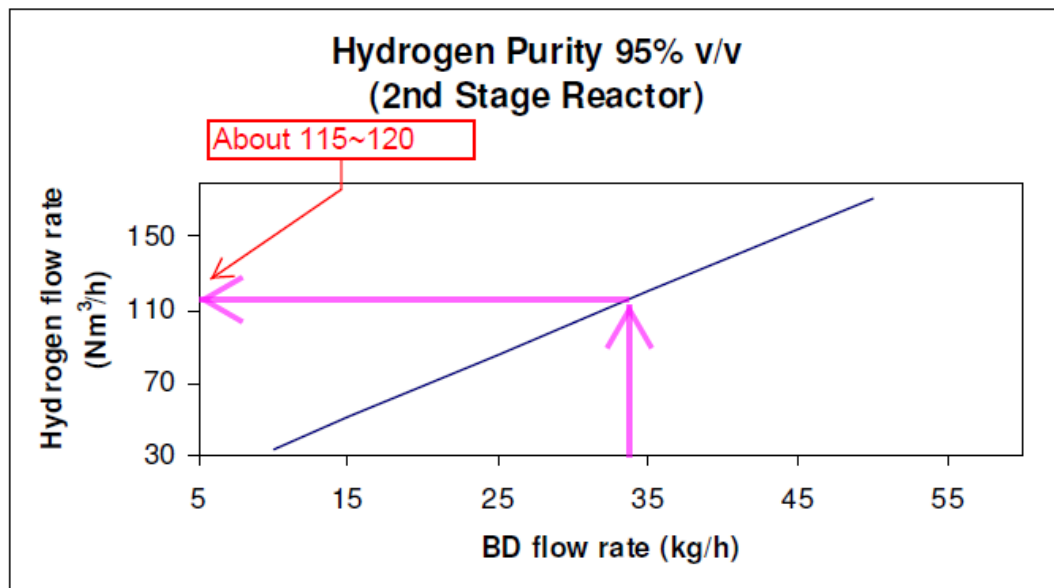
### 三、 OCU Section

1. 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】

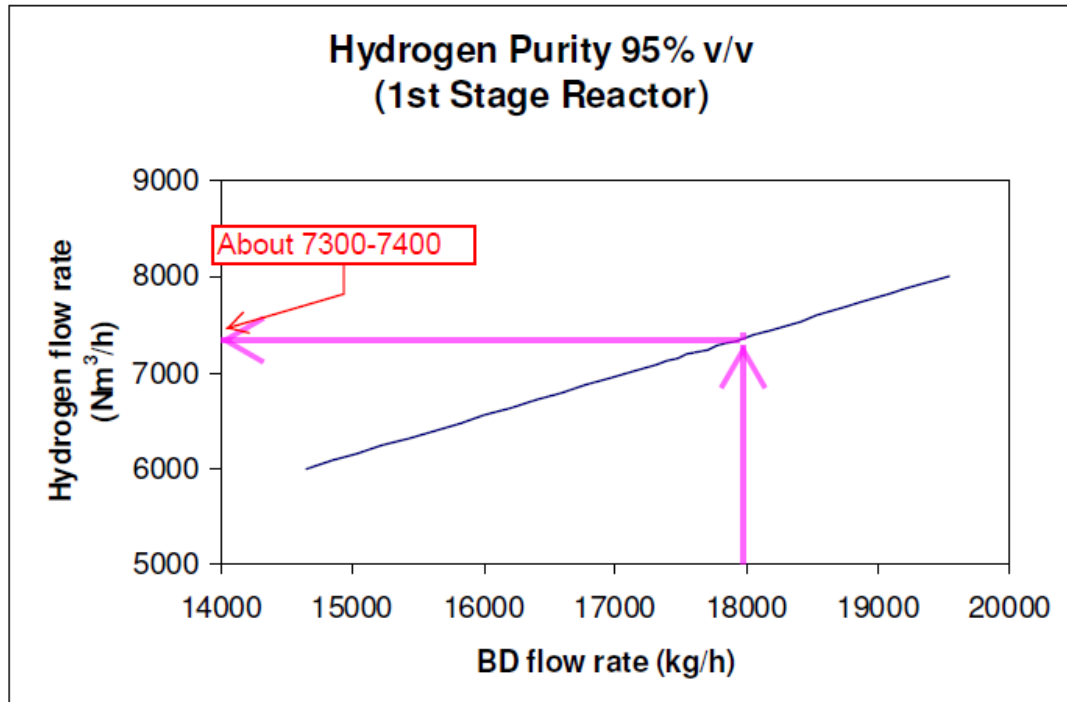
Then put the calculated data into Diagram 3.26.1



From SOM Volume IIA Page 341/446 Diagram 3.29.1 – R-2101 Select the material balance Case-1 data :

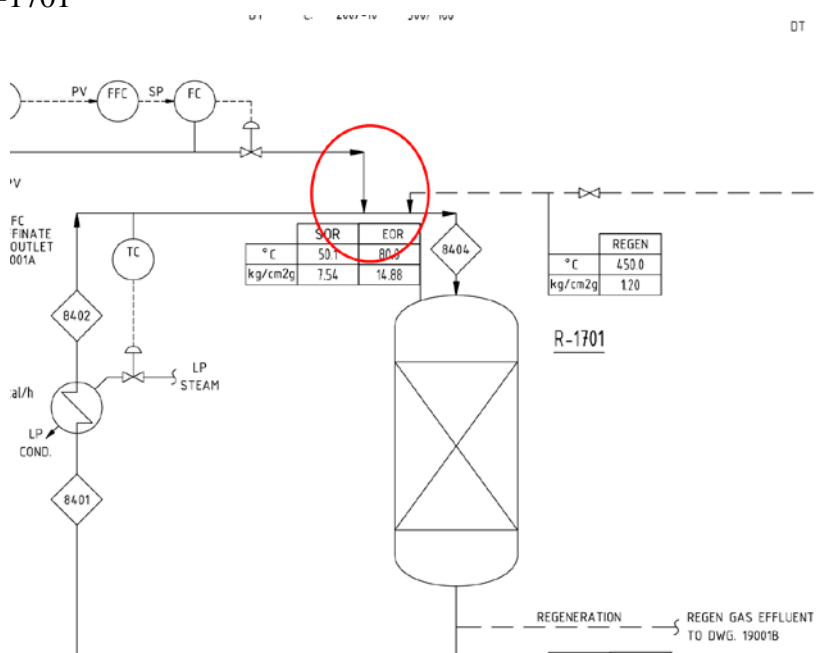
Stream No.	Description	Flow rate
3087	Hydrogen	879kg/hr =9766 Nm <sup>3</sup> /hr 【density of Hydrogen=0.09Kg/Nm <sup>3</sup> 】
8401	C4 Feed	450761 Kg/hr 【BD@Feed =37660 *3.99%=17985Kg/hr】

Then put the caculated data into Diagram 3.29.1



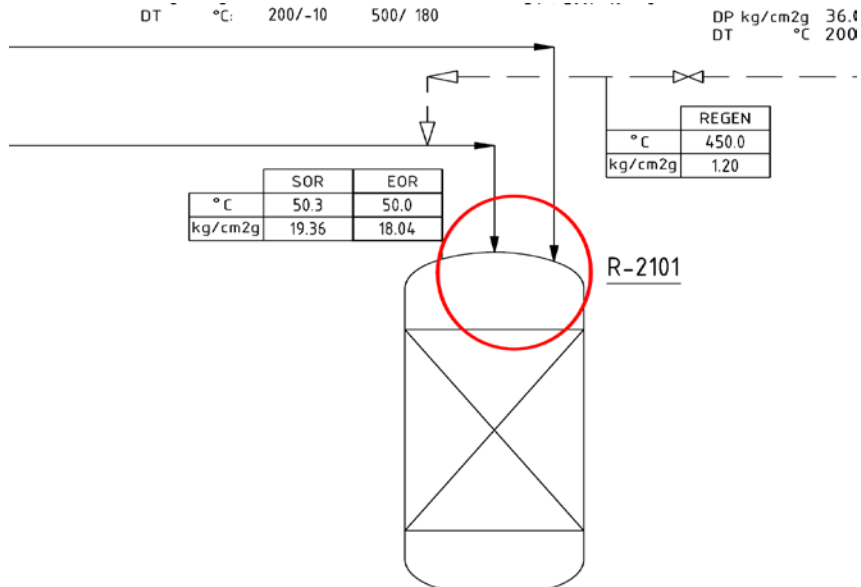
5. We found hydrogen feed Tie-in Point is different on R-1701 & R-2101 ◦ Please tell us why we have this difference ◦

R-1701





## 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 .