

出國報告(出國類別：實習)

三輕更新投資計畫：
「OCU 烯烴轉換製程暨雙冷媒冷凍壓縮機」
專業訓練課程

服務機關：台灣中油股份有限公司

姓名職稱：楊清楠(石化事業部三輕組低溫工場長)

邱啟偉(石化事業部六輕試爐小組化學工程師)

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. OCU 烯烴轉化製程專業訓練	4
A. 四碳烴選擇性氫化裝置第一級-2100 區	4
B. 四碳烴選擇性氫化裝置第二級-1700 區	7
C. 催化蒸餾去異丁烯裝置-1800 區	9
D. 烯烴轉化裝置-1900 區	11
2. 雙冷媒冷凍壓縮機介紹	14
參、GTC TX Office 參訪記要	23
肆、FPC USA 參訪記要	22
伍、Emerson F.F.Bus Delta-V 訓練記要	24
陸、學習心得	25
柒、建議及其他	27
捌、附件	28

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。

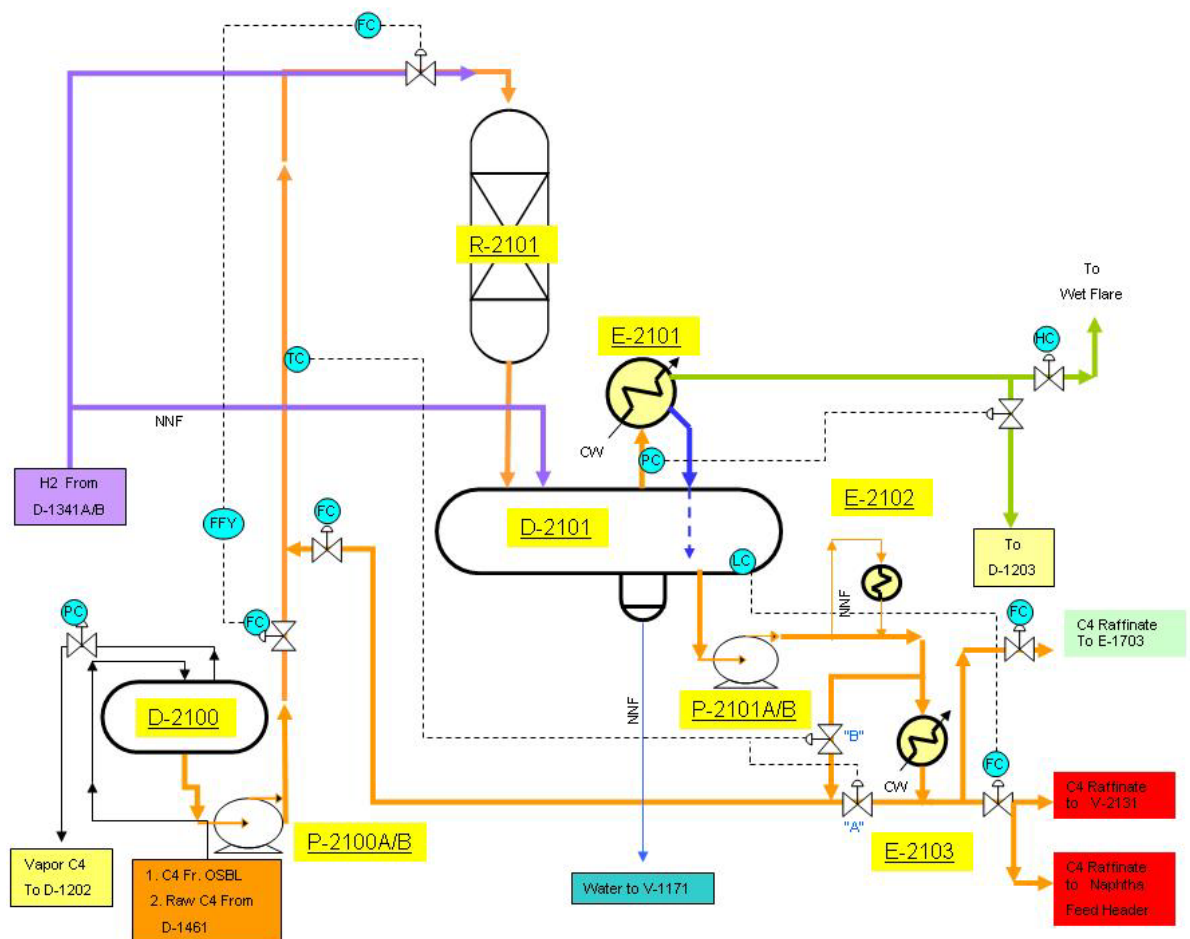
另參訪 Point Comfort FPC USA 乙烯廠，及拜訪德州 GTC 公司與德州 Austin Emerson Company 接受為期壹天之製程儀控(F.F.Bus Delta-V)專業訓練。期望試爐主管經由以上理論與實務並行之訓練，能勝任未來之試爐工作。

貳、CBI Lummus 訓練記要

1. OCU 烯烴轉化製程專業訓練

A. 製程介紹-四碳烴選擇性氫化第一級-2100 區

本區製程總覽簡圖：



製程敘述

當丁二烯萃取工場沒有操作時，來自六輕去丁烷塔回流槽的粗混合四碳烴 (Raw Mixed C4's)，以 P-2100A/B 泵送到選擇性氫化裝置第一級 (SHU-1)。在丁二烯萃取工場停爐的期間，為了替烯烴轉化工場 (OCU) 製備合格的進料，混合粗四碳烴將在第一級與第二級選擇性氫化工場 (SHU-1&SHU-2) 先氫化處理。當丁二烯工場正常操作時，SHU-1 將不操作。

進入 SHU-1 的進料中丁二烯含量為 49.92%。SHU-1 的設計是要將其出口處產出物之丁二烯含量降低至小於 0.5wt%。SHU-1 的流出物再進入 SHU-2 作進一步的氫化，再降低丁二烯含量至 50wtppm 以下。SHU-1 的設計與 SHU-2 一樣都是為了使流出物中的 2-丁烯/1-丁烯比值為 3.0，並且要避免過度飽和產出正-丁烷。

粗丁二烯進料量以流量控制器 FIC-21005 與去選擇性氫化裝置第一級進料槽 (D-2100) 的液位控制器 LIC-21001B 串級控制，進入到 SHU-1。D-2100 進料槽的液位由 LIC21001-A 控制 (註：LIC-21001A/B 不可同時操作)，粗丁二烯來自區外輸油組儲槽或六輕去丁烷塔迴流槽 (D-1461)。

粗丁二烯接著與來自 SHU-1 出口循環流混合。循環量為新鮮進料量的 13.0 倍。混合後的進料流送入選擇性氫化裝置第一級反應器 (R-2101)，在操作初期 (SOR) 兩者流量分別為 30,761kg/hr (新鮮進料/粗混合 C4) +420,000 kg/hr (循環流)。進入 R-2101 的混合粗丁二烯量與加入的氫氣量以比例控制器 (FFY-21006) 控制。反應器進料的溫度是由 TIC-21008 控制，在操作初期時新鮮及循環流混合後為 50°C，此溫度是以 TIC-21008 調整冷循環旁路 SHU-1 流出物冷卻器 (E-2103) 的流量來控制。

在操作初期 R-2101 氫氣的投入量是以化學反應需求量與粗丁二烯的進料量之比計算所得，為 879 kg/h。氫氣進料量是以比例控制器 (FFY-21006) 與粗丁二烯進料量進行比例控制，以達到丁二烯轉化率的需求。氫氣/粗丁二烯比是由操作人員手動設定，此設定值隨著反應器進/出口的丁二烯濃度而調整。對於氫化反應而言，相對於丁二烯含量，以稍微多於化學反應平衡需求的氫氣量將能提高選擇性。

來自 SHU-1 反應器的流出物進入到 SHU-1 分離槽 (D-2101)，再以 SHU-1 循環/流出物泵 (P-2101A/B) 泵送到選擇性氫化裝置第一級循環液/出料冷卻器 (E-2103)。經 E-2103 冷卻後的流出物分為兩股，一股作為 SHU-1 的淨產品，經流量控制器 FIC-21022 送到 SHU-2。另一股經流量控制器 FIC-21003 作為反應器的回流。D-2101 的液位以 LIC-21022 串級 FIC-21023 控制，液位高時將混合四碳烴送回裂解區與石油腦混合後作為裂解爐進料。

D-2101 於操作初期到末期之間壓力控制為 18.0-23.0 kg/cm²g，由 PIC-21022 控制選擇性氫化裝置第一級排氣冷凝器 (E-2101) 頂部餘氣排放。為了使壓力得到更穩定的控制，亦可直接補充氫氣進入分離槽。

來自分離槽的氣體排到 E-2101。E-2101 將氣體冷卻到 45°C 以回收四碳烴。在 E-2101 冷凝的液體以重力的方式流至下方分離槽內。流下管直接進入到分離槽的液相層中，以確保隨時都有足夠的密封效果。通過 E-2101 的氣體以壓力控制的方式送到乙烯工場的裂解氣體壓縮機第 3 級進口分液罐 (D-1203)，反應器系統的壓力是由餘氣排放量所控制。此外，在此也裝置一個手動操作的控制閥 (HV-21022)，當 SHU-1 系統壓力過高時，可由此處排放氣體到濕廢氣燃燒塔系統 (WF)，為了達到氫化系統的最佳選擇性，系統操作壓力是隨著反應器進料溫度改變的。

來自 D-2101 的液體產品以選擇性氫化裝置第一級循環液/出料泵 (P-2101A/B) 泵送到選擇性氫化裝置第一級循環液/出料冷卻器 (E-2103)，循環液及產品溫度是以溫度控制器 TIC-21008 控制。

選擇性氫化裝置第一級開爐加熱器 (E-2102) 在反應器操作末期可用以加熱反應器進料到達需求溫度。在操作初期正常時，E-2102 不需使用。TIC-21023 控制通過加熱器殼側的低壓蒸氣流量，以達到反應器進料之需求溫度。

E-2102 設有安全功能連鎖跳車系統 (I-2101)，當反應器操作不正常時，會自動關閉加熱器。連鎖系統的目的是避免因低壓蒸氣量太大或者進料量太低造成反應器溫度過高。連鎖系統同時保護加熱器及 SHU 反應器。跳車的動作包括：關斷低壓蒸氣 (XV-21022)。參考 9.4 節-連鎖系統描述以了解更多連鎖系統的細節。

SHU-1 反應器系統

SHU-1 中有四個典型的反應發生

1. 乙基乙炔 (EA) 與乙烯乙炔 (VA) 的選擇性氫化
2. 1,3-丁二烯與 1,2-丁二烯選擇性氫化成為丁烯
3. 丁烯異構化
4. 烯烴飽合反應

觸媒表面對反應物的吸附力強弱決定反應發生的先後順序，吸附力較強的物質比吸附力較弱的物質先發生反應。

吸附順序：

乙炔 >> 丁二烯 >> 正丁烯 > 異丁烯

反應在氣液固三相 (Trickle Phase) 中、相對低的反應器進口溫度 (50-80°C, SHU-1)、相對低的反應器進口壓力狀態下發生 (19.3-24.8kg/cm²g, SHU-1)。觸媒以鈀 (palladium) 做為活性物質固定在特別處理過的鋁基材上面。

選擇性氫化裝置第一級反應器 (R-2101) 總高度為 8250mm，直徑為 2200mm。氫氣及四碳烴進料同時由媒床頂部注入，經過分配器使媒床達到適當的氣、液相分配。該分配器的設計是基於 BASF 公司在氫化反應方面的經驗所製作出來的。反應器在三相共存媒床流動 (Trickle bed flow) 下操作。液相的碳氫化合物流經富含氫氣的氣相中。反應器內為單層媒床，有多組溫度測量儀器用來監測與操作之用。

SHU 反應器觸媒需要定期再生，將觸媒上累積的焦炭去除以恢復活性。預期 SHU 反應器的操作週期為一年。強烈的建議盡量拉長每一個操作週期，以延長觸媒的壽命。再生系統包含烯烴轉化再生氣體加熱爐 F-1922 (與 OCT 反應器共用) 以及其他再生介質的管線 (蒸氣、氫氣、動力空氣、氫氣等)。

再生的程序包含有以下的步驟：

1. 再活化 (Reactivation)
2. 脫附 (Stripping)
3. 預-氧化 (Pre-Oxidation)
4. 加熱 (Heating)
5. 燃燒 (Burning)

6. 冷卻 (Cooling)

7. 還原及氮氣吹驅 (Reduction and subsequent purge with nitrogen)

各階段的詳細描述請參考本操作手冊之 8.5 節：觸媒處理-SHU-1/2 反應器。SHU 反應器的再生過程是以手動操作，再生過程中打開或關閉閥時，沒有連鎖系統或者許可條件 (Permissive) 的保護。因此，必須小心的遵守操作說明，以避免因誤操作而發生危害。

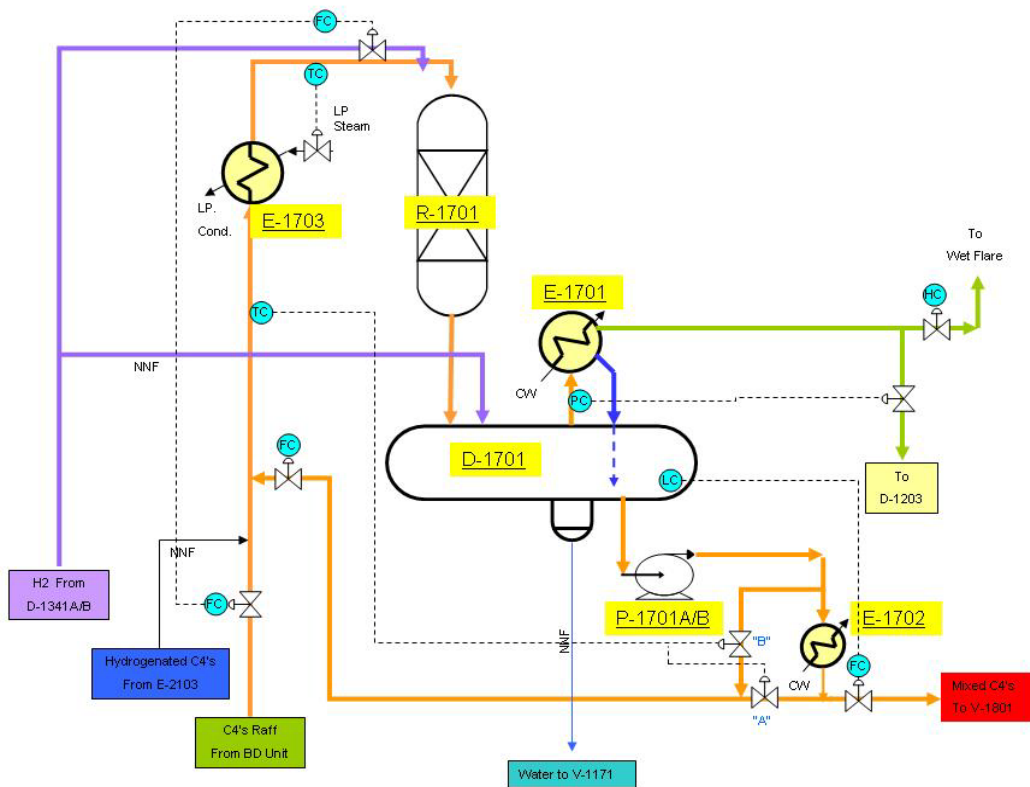
SHU 反應器周邊所有的閥都是手動操作的閘閥，配有雙關斷閥及隔離排放閥(double block and bleed arrangement)。

D-2101 收集來自 R-2101 的兩相流出物 (液、氣相)，D-2101 的主要目的是要維持整個反應器中都有液體物質，並提供適當的四碳烴緩衝容量做為 R-2101 的進料。D-2101 的設計容量可維持 R-2101 至少 3 分鐘的進料量 (循環流+淨產品)，但不考慮到下游設備的需求。

當反應器進料溫度偏低時以 SHU-1 開爐加熱器 (E-2102) 加熱。可能造成 R-2101 進料溫度偏低的原因，為來自選擇性氫化裝置進料泵 (P-2100) 的進料溫度太低。或者是 SHU-1 反應器的操作狀態已接近末期 (EOR)，反應器進料的溫度必須加熱到 80°C。E-2102 管側為冷的進料，殼側為熱媒-低壓蒸汽。

B. 製程介紹-四碳烴選擇性氫化第一級-1700 區

本區製程總覽簡圖：



製程敘述

來自丁二烯工場或是選擇性氫化裝置第一級 (SHU-1) (當丁二烯工場停爐時) 的四碳烴萃餘物 (C4's)，進入選擇性氫化裝置第二級 (SHU-2)。SHU-2 反應器出料中的丁二烯最大濃度設計值為 50ppmw。該工場也須維持反應器出料中的 2-丁烯/1-丁烯比值為 3.0，並且要避免過度飽和產出正-丁烷。

來自丁二烯工場或是 SHU-1 的四碳烴進料與選擇性氫化裝置第二級反應器 (R-1701) 的出料混合，以流量控制使循環流 (Recycle) 為進料量的 1.5 倍，進入 R-1701。進入 R-1701 的氫氣量與四碳烴進料量以比例控制方式控制。反應器進料溫度在操作初期為 50°C，此溫度的調整是以 SHU-2 循環/出料冷卻器 (E-1702) 冷卻循環流後再與新鮮進料混合而產生。

氫氣與四碳烴以化學反應需求量混合後作為 R-1701 的進料。控制氫氣的流量以滿足丁二烯的轉化。氫氣流量與四碳烴進料量是以比例控制器 FFC-17002 控制。氫氣與進料量比例調整原則是以前反應器進口/出口流體中的丁二烯濃度作為基準。氫氣進料量若是些微的超過丁二烯含量將有更好的氫化選擇性。

R-1701 的出料進入 SHU-2 分離槽 (D-1701)，產品以 SHU-2 循環液/出料泵 (P-1701A/B) 泵送，經過 E-1702 後，再以 FIC-17021 控制流量進入催化蒸餾去異丁烯塔 (V-1801)。D-1701 以液位控制 LIC-17021 與產品流量控制器 FIC-17021 串級控制，來自 D-1701 的循環流則是以 FIC-17003 來控制。

D-1701 的壓力在操作初期 (SOR) 與末期 (EOR) 分別控制在 6.52~13.14 kg/cm² 之間。以 PIC-17021 控制來自 SHU-2 排氣冷卻器 (E-1701) 的頂部排氣，以調節 D-1701 的壓力。手動調整控制閥方式添加氫氣可以使分離槽的壓力較容易控制。分離槽中的氣體進入 E-1701。E-1701 可將氣體冷卻至 45°C 以回收大部份的四碳烴液體。在重力作用下液體由冷卻器流回到分離槽中，流下管是直接插入到分離槽內的液相中，此設計是為確保該管線在任何時候都有液體密封效果。通過 E-1701 的不凝氣體再送往裂解氣體壓縮機第三級進口分液罐 (D-1203) 回收，並以此作為整個反應器系統的壓力控制。此外，另有一個可手動調整的控制閥可將 SHU-2 的壓力釋放到濕的 FLARE 系統 (WF)。為了達到選擇性氫化反應器最佳的選擇性，反應器的壓力調整必須隨著反應器進口溫度做變化。

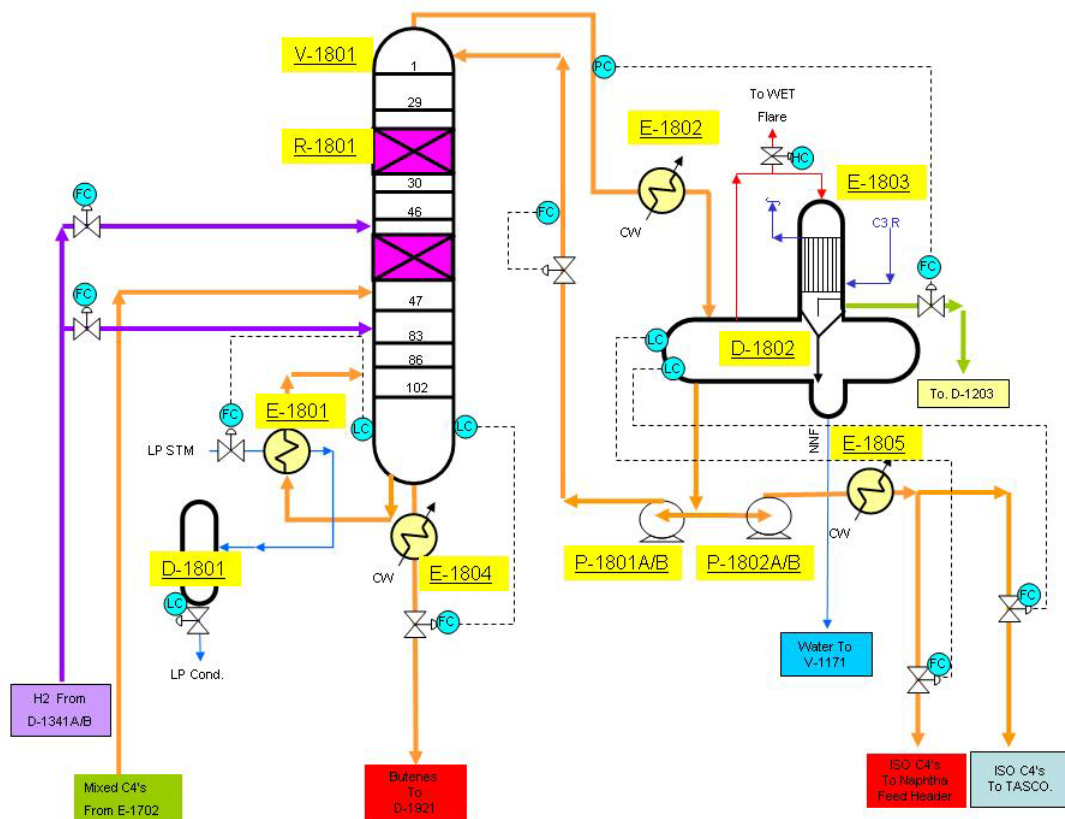
來自 D-1701 的液體產品，以 P-1701A/B 泵送到 E-1702。E-1702 同時將循環流體及產品冷卻。以 TIC-17005 來控制旁路冷卻器的流量以調節產品溫度。

開爐初期 SHU-2 進料加熱器 (E-1703) 加熱四碳烴進料以達到反應器進口需求溫度，以溫度控制器 TIC-17002 調整進入 E-1703 殼側的低壓蒸氣流量來控制 R-1701 的進口溫度。E-1703 的進口溫度則是控制 By-Pass E-1702 的流量來調整。

SHU-2 加熱器設有連鎖系統，在不正常操作情況下，將會跳車以保護設備。設置連鎖系統的目的是要避免反應器進口高溫發生，反應器高溫發生時將會使蒸氣流量失控，以及 (或) 進料流量降低。詳細的連鎖系統資料請參考 9.4 節。

C. 製程介紹-催化蒸餾去異丁烯裝置-1800 區

本區製程總覽簡圖：



製程敘述

來自選擇性氫化裝置第二級的四碳烴產品，進入催化蒸餾去異丁烯塔（CD Hydro Deisobutenizer）（V-1801），並加入少量高純度的氫氣以回收正丁烯（Recover the N-Butenes）。由 V-1801 頂部移除異丁烯、異丁烷以及部份來自四碳烴進料中所殘餘的丁二烯。在傳統式蒸餾（Conventional distillation）中，四碳烴進料中大多數有價值的 1-丁烯會與其沸點相近的異丁烯同時由塔槽頂部取出。因此，為了將丁烯（1-丁烯&2-丁烯）的取出達到最大化，首先在 V-1801 媒床中將 1-丁烯異構化為 2-丁烯。如此，2-丁烯可由 V-1801 塔底部取出，四碳烴進料中殘餘的丁二烯也在 V-1801 中被氫化。底部產品便富含 2-丁烯，送至烯烴轉化單元（Olefin Conversion Unit），將正-丁烯轉化為丙烯產品。四碳烴進料中大部分的異-丁烷由 V-1801 頂部產出。

催化蒸餾去異丁烯塔頂部出料以冷卻水冷凝。去異丁烯塔回流槽（D-1802）的頂部氣體冷凝器（E-1803）是利用丙烯冷凍系統中溫度最高的丙烯（13°C）作為冷媒，以減少頂部氣體的排放。排放出去的頂部氣體回到 C-1201 第三級進口槽（D-1203）回收。V-1801 頂部產品（主要為異丁烷及異丁烯、1-丁烯之混合物）送至台灣石化公司（TASCO），或者區外儲槽，又或者與 OCU 產出的 C4+混合後作為裂解爐的進料。此塔槽是以低壓蒸氣作為再沸器的加熱源，底部的產品先以冷卻水冷卻後再做為 OCU 之進料。

碳氫化合物進料控制

來自選擇性氫化反應器第二級（SHU-2）的四碳烴作為去異丁烯塔的進料，此進料溫度為 45°C，SHU-2 分離槽的液面控制器 LIC-17021 串級 FIC-17021 作為進料的流量控制。

對於反應蒸餾系統，維持穩定的塔槽進料量是使產品合格的必要操作條件。

氫氣進料控制

新鮮的氫氣進料以 FIC-18003 手動設定的方式作為流量控制進入 V-1801，開爐之後，接近 25% 的新鮮氫氣進料會以 FIC-18001 分流進入塔槽的上半段，藉此可將正-丁烯的飽和最小化。

總氫氣進料量的設定是要使煤床中氫氣分壓達到約 $0.035\text{kg/cm}^2\text{g}$ 。氫氣流量也必須要隨著其純度調整。

去異丁烯塔 (Deisobutenizer)

穩定並正確的操作催化蒸餾氫化去異丁烯塔很重要。除了作為蒸餾外，本塔槽也作為放熱反應器，本塔的操作目標為：

- 正-丁烯回收達最大化
- 將 1,3 丁二烯氫化（飽和），以及
- 1-丁烯異構化為 2-丁烯後分離，使底部的 2-丁烯產品濃縮

操作壓力、取出點的異丁烯含量以及氫氣進料率是本程序的三個主要變數，可藉此控制去異丁烯塔表現。

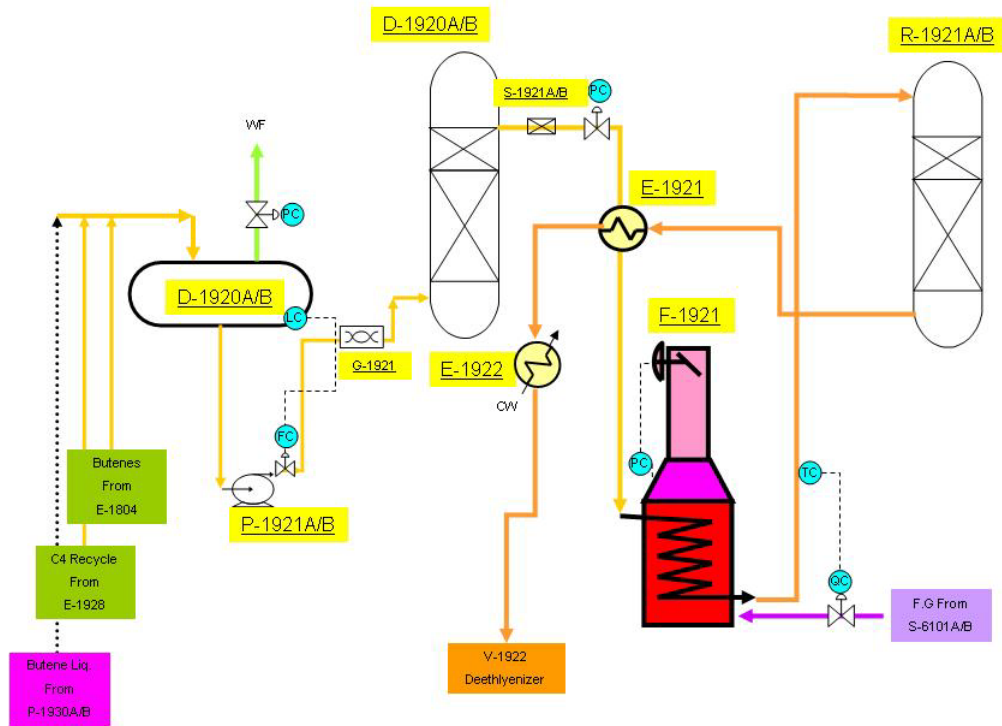
去異丁烯塔包含有 CDTech 之 CDModules 之氫化-異構化觸媒床。此煤床模組可同時提供蒸餾、氫化及異構化的反應。包括有兩個分別獨立的煤床，以及下表中所提供的溫度及壓力儀器，作為監視及操作塔槽之用。

圖：催化蒸餾去異丁烯塔(V-1801)-CDTECH 內建

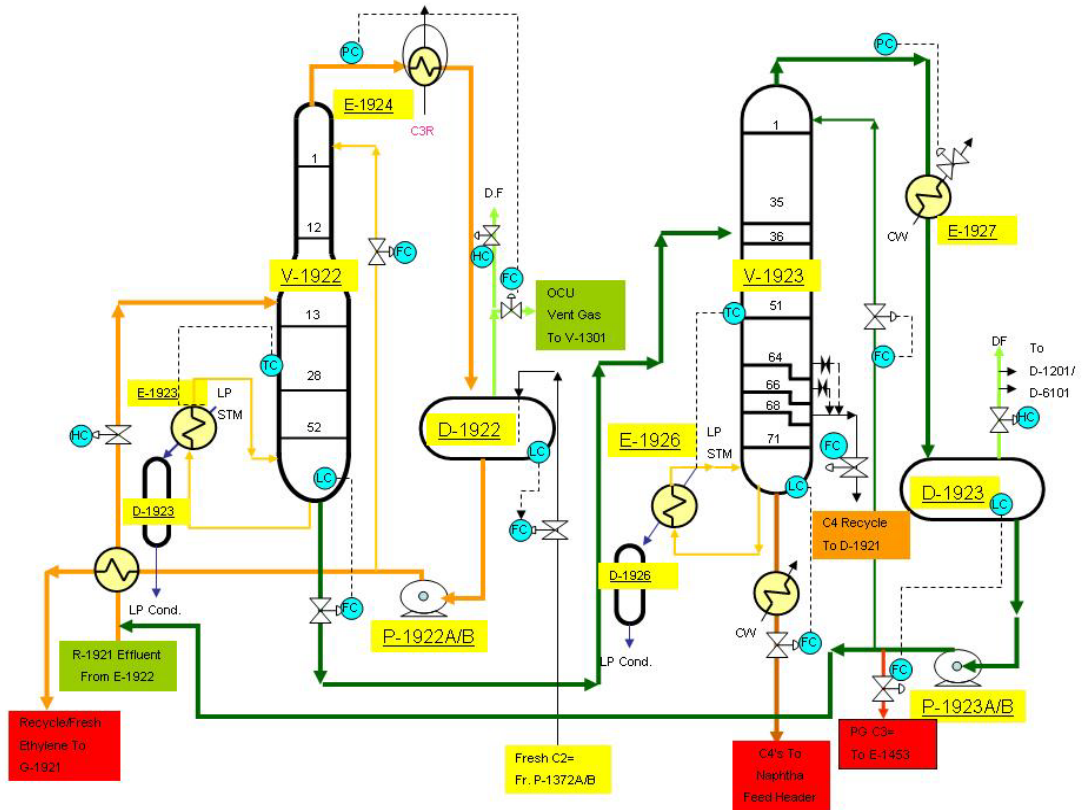


D. 製程介紹-烯烴轉化裝置 (OCU) -1900 區

本區製程總覽簡圖-1：D-1920 & R-1921



本區製程總覽簡圖-2：丙烯回收系統。V-1922&V-1923



製程敘述

新鮮/循環四碳烴緩衝罐 (D-1921) 接受的四碳烴進料來源有二：1. 去異丁烯塔塔底冷卻器 (E-1804) 及 2. 去丙烯塔 (V-1923) 的四碳烴循環流。混合後以四碳烴進料循環泵 (P-1921A/B) 泵出與來自去乙烯塔進料冷卻器 (E-1925) 的循環乙烯混合。混合後的乙烯及四碳烴再經過烯烴轉化處理進料混合器 (G-1921) 以確保混合均勻。

D-1921 的主要目的是提供烯烴轉化反應器 (OCT Reactor) 適當的進料量，另一個目的是當烯烴轉化反應器進料處理器 (D-1920A/B) 再生時作為低點排放儲液罐。緩衝槽的設計容量在低-低液面警報到高-高液面警報之間可維持 23 分鐘的進料量 (以總進料量為計算基礎)。此外，D-1921 也接受來自丁烯預填充滯留槽 (D-1930) 的排放液體。緩衝槽的氣體空間是要滿足來自處理器排放物中的蒸氣體所須。

烯烴轉化四碳烴進料泵 (P-1921A/B)，提供足夠的壓力以維持四碳烴進料在 D-1920A/B 與烯烴轉化處理器出口過濾器 (S-1921A/B) 為液相。此壓力足以使進料完全通過烯烴轉化反應器進料預熱系統、烯烴轉化反應器、最終進入去乙烯塔。D-1921 平時操作時是以 LIC-19003 串級 FIC-19001 控制 D-1920A/B 的進料量，當 D-1921 高液位時改以 LIC-19004 串級 FIC-19002，將泵出口的部份流體循環回到裂解爐做為進料。

烯烴轉化處理器進料混合器 (G-1921) 可確保混合相 (氣、液) 的新鮮/循環乙烯在進入 D-1920A/B 之前，已被液相的四碳烴進料所吸收。

混合四碳烴液體為 49°C，氣/液混合相乙烯為 6°C，兩者混合後形成 100% 的液體，溫度為 41°C、操作壓力為 46.6 kg/cm²g。混合物質依不同的操作溫度及四碳烴/乙烯比例會有起泡壓力 (Bubble Pressure)，此壓力介在 29.0~37.0 kg/cm²g 之間。無論何種狀況下，烯烴轉化進料處理器的進料都是以單一液相為考量。

D-1920A/B 設計以除去四碳烴進料中可能造成觸媒暫時性中毒的物質，觸媒中毒會降低 OCU 中烯烴轉化反應器的效能表現。此暫時性毒化物包括氧化物 (Oxygenates)、羰基化物 (Carbonyls)、醇類 (Alcohols)、硫化物 (Sulfur compounds) 以及水 (water)。

處理器的進口及出口各設有一個通用性的分析儀器，可同時偵測羰基化物、硫化物、水、以及二氧化碳的濃度 (ppm)。吸收劑 (adsorbent) 是使用巴斯夫 (BASF) 公司的 CD/COS 選擇性吸收劑 (Selexsorb)。此吸收劑對於極性有機物質及水分提供良好的吸收能力。除了線上分析儀器外，建議每天取樣送到實驗室分析，以監控處理器的效能、並作為線上分析儀的調整參考。處理器進/出口物質都應送至實驗室分析，以了解化合物 (水、氧化物、羰基化物、硫醇、二氧化碳) 經過處理器的變化情形。

系統中有兩座處理器，一座操作，另一座進行再生或備用。備用的處理器要開始操作時 (或者線上之處理器進行再生程序時) 按照自動連鎖系統【I-1904】順序步驟操作，此連鎖系統是由操作人員啟用。再生程序的初期，兩座處理器會先並聯操作，再將需要進行再生的處理器隔離開來。以來自低溫區的熱甲烷氣體，通過處理器的吸收床進行再生。每一個處理器每隔 72 小時必須再生一次，依照時間順序，再生的步驟如下：

- (1) 改換
- (2) 排放
- (3) 釋壓
- (4) 丁烯脫除
- (5) 加熱
- (6) 冷卻

- (7) 丁烯預載
- (8) 加壓
- (9) 補入液體

關於再生氣體流量、溫度、時間的細節資料，請參考”OCT 反應器再生系統”。再生過程是完全自動化，由一個流程順序控制器（Process Sequence Controller）控制。連鎖系統在”第 14 節-儀器連鎖敘述”中有說明各閥的開/關順序。

自動轉換控制連鎖（I-1904）中，加壓階段是使用乙烯氣體或者處理器進料。補入液體（Filling）階段使用處理器進料。準備再生的處理器利用烯烴轉化進料處理器排放泵（P-1920 A/B）將大部份的液體送回到 G-1921 的出口，進入另一座使用中的處理器。剩下的部份液體再以乙烯氣體加壓排放到 D-1921。

再生時，首先用丁烯氣體吹驅（目的是回收處理器吸收劑中的丁烯），然後先使用熱再生氣、再使用冷再生氣吹驅以除去吸收劑上的不純物質。再生氣來自低溫工場，且已加熱到所需要的再生溫度。處理器以循環乙烯來進行加壓/排放/填充（Filling）。

再生程序的第一階段中，來自丁烯預填充滯留槽（D-1930）的丁烯以 P-1930A/B 泵送到丁烯預填充/烯烴轉化反應器開爐加熱器（E-1930），此蒸發器是以低壓蒸汽將丁烯蒸發及過熱。丁烯氣體通過 D-1920 A/B，以回收吸收劑上的丁烯液體，然後進入到丁烯預填充冷凝器（E-1931），E-1931 以冷卻水為冷媒將丁烯氣體冷凝下來，再將丁烯液體送回 D-1930。在此再生階段，D-1930 的液位會隨著由吸收劑上所回收的丁烯液體而逐漸增加。當丁烯回收階段完成，處理器中的吸收劑就可以使用熱的或冷的再生氣體再生。

再生氣體的流量、溫度都是以自動控制，在所需要的週期時間內完成再生。使用過的再生氣體送回到低溫工場的再生系統中。再生末期時，小量來自 E-1930 的丁烯氣體會引入到媒床作為再加壓或填充。

處理器系統所使用的閥都是定時/順序（timed/sequenced）控制的關斷閥（XV）。三個關斷閥包含一個自動的排放閥，形成雙關斷閥及隔離排放閥配置。關於閥的詳細資料可以參考烯烴轉化處理器 A/B 的 P&ID 圖（圖號:E20235-19005B & E20235-19005C）中的細節 A/B 之說明。所有的關斷閥（XV）都納入連鎖系統中並且受到烯烴轉化進料處理器連鎖系統 I-1904 的控制，以確保再生過程中有遵循正確的作動順序。連鎖系統可避免再生系統壓力過高以及再生氣體進入製程中，各關斷閥上都有極限開關（Limit switch）送出閥開度信號，當偵測到關斷閥開關位置不正確時，連鎖系統提供的安全功能就會中斷再生程序。

處理器流出物以烯烴轉化處理器流出物過濾器（S-1921A/B）過濾，除去任何微細的吸收劑顆粒，避免進入到烯烴轉化反應器（R-1921A/B）中。這些細小顆粒是由於吸收劑在裝填、開爐或者平常的操作中磨損所產生。當系統不順時可能會產生很多的細小顆粒（如：Popcorn Effect）。筒式（Cartridge-type）過濾器共有兩座，一座操作、另一座為備用，濾心的孔徑為 10μ （10-microns）。

2. 雙冷媒冷凍壓縮機介紹

A. 製程發展簡介

六輕製程中的 C-1601 為雙冷媒冷凍壓縮機，雙冷媒顧名思義乃冷媒為雙成份，分別為乙烯與甲烷兩者。雙冷媒冷凍系統為 2000 年 Lummus 發展出之新冷凍系統，2001 年成功的應用於中國大陸 Sinopec 燕山石化乙烯廠之擴建案(450 kta 至 710 kta)；全世界至今已有一套雙冷媒冷凍系統正在操作使用中，另有六套系統仍在設計中。故本系統仍屬 Lummus 擁有較新之製程。

本系統取代了舊製程之甲烷化冷凍系統及乙烯冷凍系統；藉著甲烷/乙烯(mole 比約 41.5:58.2)，剩下約 0.3mole% 的氫氣。兩種冷媒以固定比例混合於壹冷凍壓縮機系統中，只需操作壹台冷凍壓縮機即可提供製程-40°C 以下所必須的各不同階冷媒，溫度分別為 -68°C、-85°C、-111°C、-144°C，足敷製程所需低溫度冷媒，尤其是氫氣/甲烷冷凍分離所須溫度。

B. 雙冷媒冷凍壓縮機流程介紹

雙冷媒雙冷媒冷凍系統供應製程純化步驟所須的低溫冷媒，本低溫冷媒溫度為 -40°C 以下，它由六輕自產之乙烯/甲烷混合流體組成，依據冷媒不同的氣化背壓可提供製程不同溫度等級的冷媒，冷媒氣體經三級壓縮後出口壓力接近 44.45 kg/cm²g，經去過熱後再經一系列丙烯冷媒冷卻，與-40°C 丙烯冷媒換熱後部分冷凝成液體，再經自身-48°C 的冷媒換熱後全部變液體。本冷媒系統不須級間冷卻，因為每一級進口的氣體已經充分的冷卻。以下將縮冷媒壓縮機流程分四部份介紹

(1) 壓縮機三及出口至儲液罐

冷媒氣體從壓縮機三級出口流出，首先與換熱器 E-1651 以冷卻水去過熱，再經雙冷媒第一冷卻器 E-1656 與 13 及-4°C 丙烯冷媒換熱後、再經雙冷媒第二冷卻器 E-1567 與-27°C 丙烯冷媒換熱後、再經第八餘氣換熱器 E-1329X 與-40°C 丙烯冷媒換熱後部分冷凝成液體，再經第七餘氣換熱器 E-1328X 與自身-48°C 的冷媒換熱後全部變液體，最後液體進入雙冷媒儲液罐 D-1654，如圖一所示。

(2) 第三級進口緩衝罐冷媒路徑介紹

D-1654 底部的一部份液體經減壓成三級進口的壓力，在第七餘氣換熱器 E-1328X 提供-48°C 冷媒給自己用，在第八餘氣換熱器 E-1329X 冷媒被過熱成-35°C，然後進入三級進口緩衝罐 D-1653，如圖二所示。

(3) 第二級進口緩衝罐冷媒路徑介紹

從 E-1326X 來的部份過冷液體經減壓成二級進口的壓力，在第五餘氣換熱器 E-1326X 提供冷媒將裂解氣由-63°C 冷至-72°C，在第六餘氣換熱器 E-1327X 提供冷媒將裂解氣由-45°C 冷至-57°C，在第七餘氣換熱器 E-1328X 雙冷媒被過熱成-40°C，然後進入壓縮機二級進口緩衝罐 D-1652，如圖三所示。

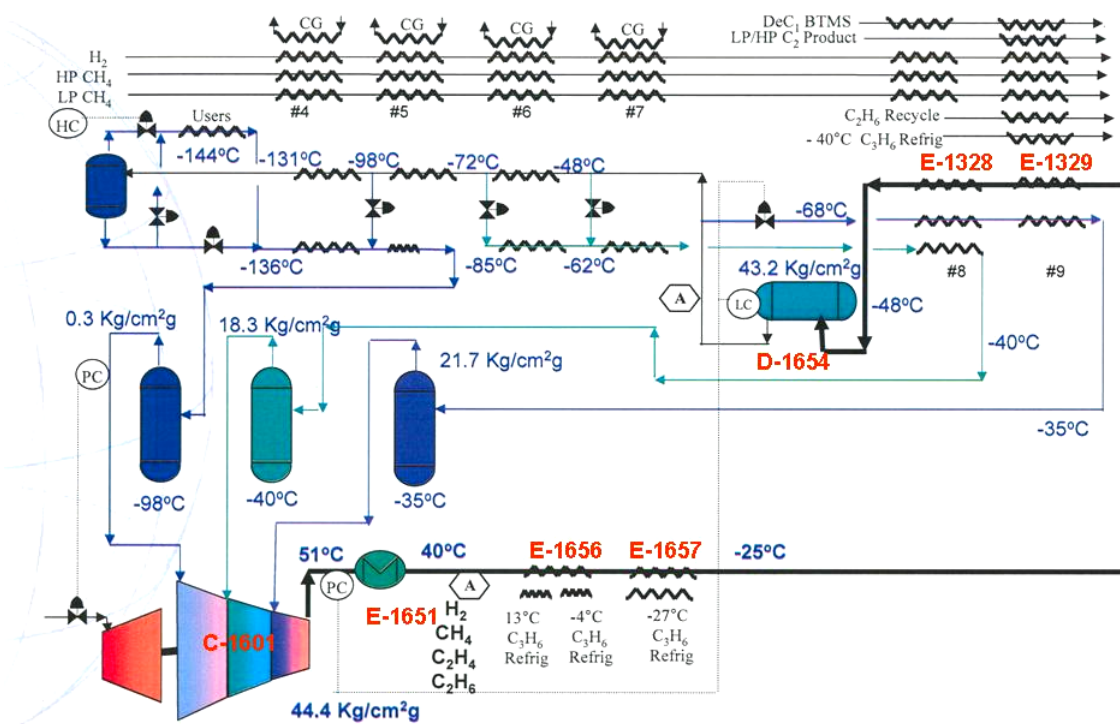
(4) 第一級進口緩衝罐冷媒路徑介紹

D-1654 底部的一部份液體經第五餘氣換熱器 E-1326X、第四餘氣換熱器 E-1325X 及第三餘氣換熱器 E-1324X 後過冷成約-131°C 的液體，最後進入雙冷媒逆流罐 D-1655X(Retrograde Drum)。D-1655X 提供氫氣在碳氫化合物(指乙烯及甲烷)的溶解行為補救，如此會使氫氣在極低的溫度下汽化壓力增加(說明：

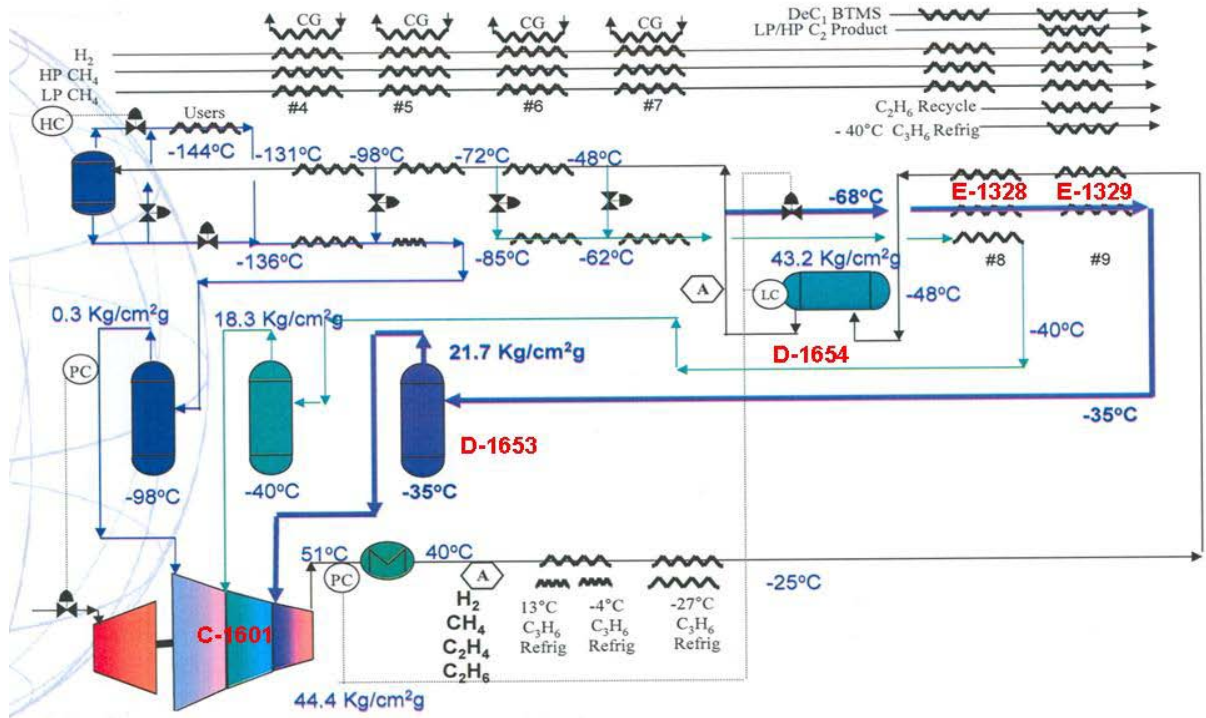
液體開始沸騰而汽化的溫度，氣體開始冷凝而液化的溫度稱為泡點 bubble point)，氫氣可能不再溶解於液體內會形成一氣室，會使得充滿液體的逆流罐 D-1655X 出現液位。D-1655X 底部的過冷液體經減壓(LV-13112/LV-13145)成一級進口的壓力，提供冷媒給去甲烷塔冷凝器 E-1320X、乙烷洗滌塔進出料換熱器 E-1346 及在第四餘氣換熱器 E-1325X 及第三餘氣換熱器 E-1324X 提供冷媒將裂解氣由 -72°C 冷至 -131°C ，在 E-1325X 雙冷煤被過熱成大約 -98°C 然後進入壓縮機一級進口緩衝罐 D-1651，如圖四所示。

進雙冷煤冷凍壓縮機體各進口緩衝罐的氣體均為過熱狀態，因為在固定的壓力下，混合的冷煤氣體可被操作於一溫度範圍內，所以在相同冷煤供應壓力下，可提供不同溫度等級的冷媒需求，這點是與單成份冷煤的最大不同點，單成份冷煤每一級溫度有一特定的壓力，從冷煤使用者出來的氣體溫度進入各進口緩衝罐必須為高於露點(dew point)的過熱氣體，以防止有液體積存於各進口緩衝罐。

Binary Refrigeration Discharge

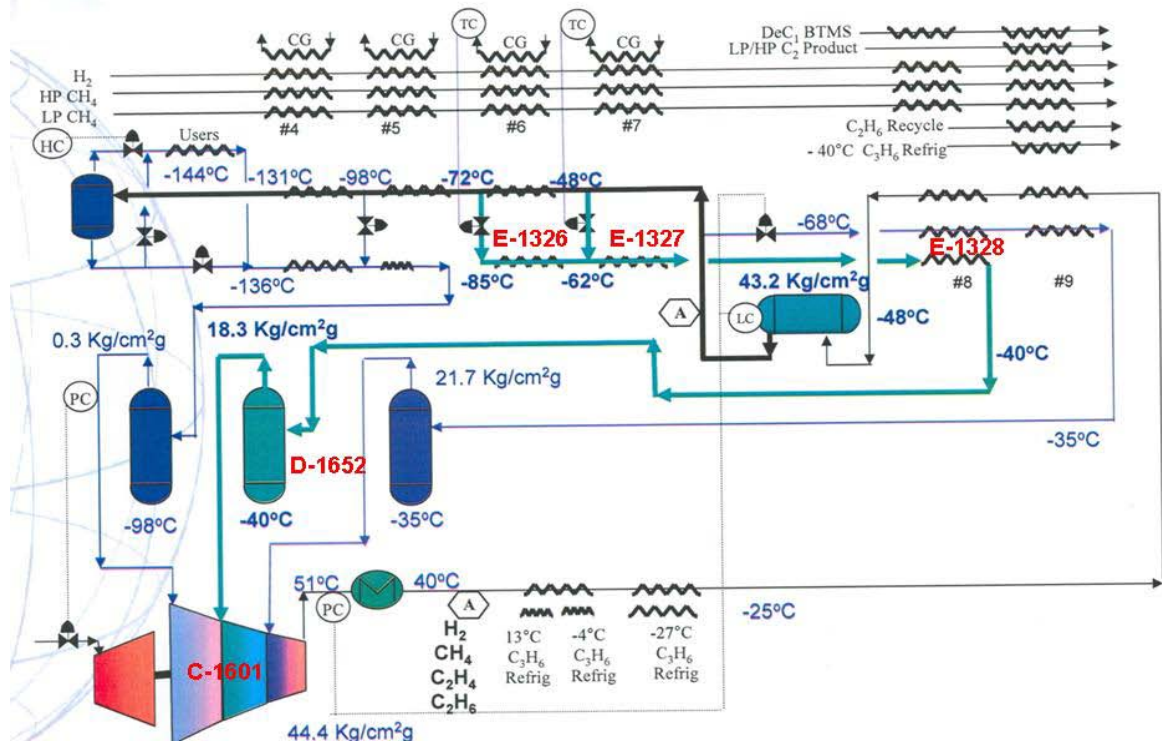


Binary Refrigeration 3rd Stage



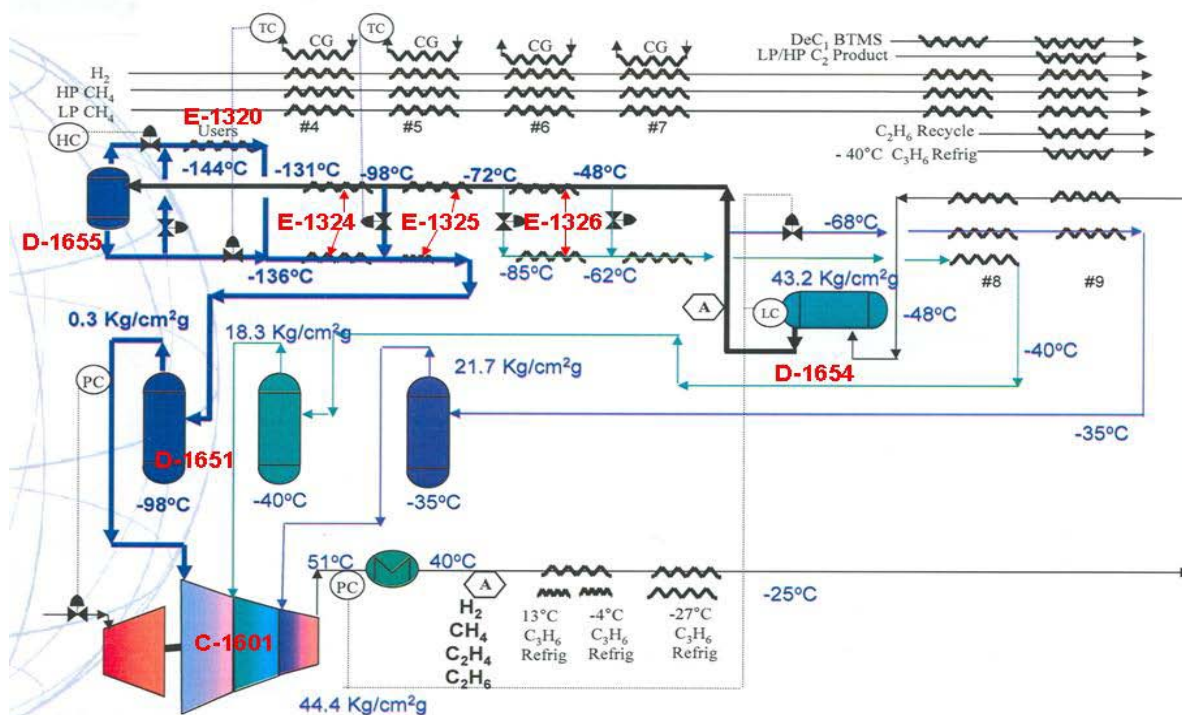
圖二

Binary Refrigeration 2nd Stage



圖三

Binary Refrigeration 1st Stage



圖四

3. 雙冷媒冷凍系統重要操作變數及控制說明

壓縮機出口的氣體被進一步的去過熱，首先在 E-1651 以冷卻水冷卻去過熱，然後經第一冷卻器 E-1656 與第二冷卻器 E-1657 以丙烯冷媒(E-1656 冷媒為：13 及 -5°C，E-1656 冷媒為 -27°C)冷卻，再經第八餘氣換熱器 E-1329X 與丙烯冷媒換熱後部分冷凝成液體，再經第七餘氣換熱器 E-1328X 與自身的冷媒換熱後全部變液體，然後液體進入雙冷媒儲液罐 D-1654。

來自 D-1654 底部的部份冷媒液體在第五餘氣換熱器 E-1326X、在第四餘氣換熱器 E-1325X、在第三餘氣換熱器 E-1324X 被過冷成 -131°C，然後進入逆流罐 D-1655X，D-1655X 液體冷媒為過冷，所以減壓至進口壓力會降低起始的閃蒸溫度(initial flash temp.)，因此提供溫度驅動力給製程流體使熱量轉移。逆流罐 D-1655X 位於過冷路徑的末端(因為經 E-1325X、E-1324X 過冷後入 D-1655X)以分離因為氫氣逆流現象可能存在 D-1655X 的氫氣氣體。在 D-1655X 內，因溫度降低使得氫氣汽化點(bubble point)升高(亦即隨溫度升高，在操作溫度範圍內氫氣的溶解度會降低)。逆流罐 D-1655X 正常下是充滿液體(液位為 100%)，假如在 D-1655X 觀察到液面時，D-1655 頂部設有手動排放閥 HV-16003 減壓排放至下游端或由 HV-16002 排放至去甲烷塔 V-1301。

去甲烷塔回流槽 D-1326 上的液位控制(LIC-13112)會控制過冷的液體進入 E-1320X 的量，在 E-1320X 內冷媒液體會提供 V-1301 頂部的氣體冷能而部份汽化，位於入 V-1340 進口的溫度控制 TIC-13145 控制從 D-1655X 至乙烷洗滌塔進出料換熱器 E-1346 的過冷液體冷媒量，位於 E-1324X 裂解氣的溫度控制 TIC-13115 則控制 D-1655X 剩餘的過冷液

體冷媒量，並與從 E-1320X 出來的冷媒一起混合後再進入 E-1324X，在 E-1324X 雙冷媒液體與裂解氣換熱被氣化，而裂解氣由-98°C 降溫成-131°C，雙冷媒在 E-1325X 與裂解氣換熱被進一步汽化並過熱(大約-98°C)，而裂解氣由-72°C 降溫成-98°C。若有需要，位於 E-1325X 的裂解氣體溫度控制 TIC-13114 會注入雙冷媒液體至 E-1324X 出口的冷媒並與之混合，從 E-1325X 出來的過熱冷媒最後進入一級緩衝罐 D-1651。

D-1654 底部經 E-1326X 的過冷雙冷媒液體藉由位於 E-1326X 的裂解氣體溫度控制 TIC-13113 控制減壓最後送至二級進口緩衝罐 D-1652 的冷媒量，在 E-1326X 雙冷媒液體與裂解氣換熱被部份汽化，而裂解氣由-63°C 降溫成-72°C，該股離開 E-1326X 的雙冷媒與另一股位於 E-1327X 裂解氣體溫度控制 TIC-13110 控制的冷媒會合後一起進入 E-1327X，在 E-1327X 雙冷媒液體與裂解氣換熱，而裂解氣由-45°C 降溫成-57°C，在 E-1328X 雙冷媒氣體被過熱成-40°C，然後進入二級進口分液罐 D-1652，一部份的雙冷媒藉由流量控制(FIC-13002)進入乙烯精餾塔 V-1370 頂部冷凝器 E-1373，但有低溫(TIC-16065)優先超越控制，雙冷媒在 E-1373 全部被氣化成氣體。

位於 C-1601 出口的壓力控制 PIC-16002 控制一部份從 D-1654 底部的液體(PV-16002)至 E-1328X 以完全冷凝另一股入 D-1654 的冷媒(自身冷凝)，從 E-1373 換熱後的雙冷媒與此股冷媒會合後一起進入 E-1329X，在 E-1329X 雙冷媒氣體被過熱成-35°C，然後進入三級進口緩衝罐 D-1653，出口作壓力控制(PIC-16002)的目的是：藉由控制 D-1654 的冷凝溫度來維持出口的壓力。

當乙烯須進冷凍槽 Q-701 時，從 D-1654 的部份液體冷媒則開入 E-1385，冷媒在此被過冷然後兩股，一股藉由乙烯成品的溫度控制 TIC-13852 減壓至一級進口的壓力，供應溫度較低的冷媒給乙烯成品，另一股冷媒則藉由冷媒離開 E-1385 出口溫度控制 TIC-13002 減壓至二級進口壓力，供應溫度較高的冷媒給乙烯成品，此兩股冷媒進 D-1651/D-1652 前均已被過熱。

雙冷媒氣體在 E-1329X 被-40°C 的丙烯冷媒部份冷凝，丙烯冷媒提供冷能的方式是儲液罐 D-1507 以熱虹吸的方式液體進入 E-1329X 後氣體回 D-1507，D-1507 有液位控制 LIC-15002 控制冷媒補入 D-1507。

D-1654 充當本冷凍系統的主要液體緩衝罐，該槽液體有消耗，須週期性的補充甲烷及乙烯，乙烯是從 E-1330X 的低壓乙烯系統管線補充，該管線也用於開爐期間補乙烯進入系統內，D-1654 無進行液位控制，但有提供低液位(LIC-16002)優先超越控制，D-1654 頂部有壓力控制 PIC-16003 高壓或有惰性氣體時排放至去甲烷塔 V-1301 或乾式燃燒塔。

於最低回流(min-flow)操作期間可能會夾帶液體及未氣化的驟冷液體進入各級進口緩衝罐 D-1651/D-1652/D-1653，在每一進口緩衝罐均有高液位警報，在二/三級進口緩衝罐 D-1652/D-1653 均有液位控制閥(LIC-16004/LIC-16006)將累積的液體排至一級進口緩衝罐 D-1651，在 D-1651 內的液體液位可藉由手動打開控制閥(HV-16004)引出口來的熱氣體入 D-1651，藉由分佈器(Sparger)將液體氣化，可將液位降低，D-1651 亦可將液體排放至吹除罐(binary refrigerant suction drum blowcase)D-1656，且引入出口氣體加壓將累積的液體壓回 D-1654 而降低 D-1656 的液位，少量的液體也可排回去甲烷塔 V-1301，各進口緩衝罐有高-高液位開關可使壓縮機跳車以避免壓縮機損壞，一級進口緩衝罐 D-1651 的壓力(PIC-16005)來控制透平機的轉速，在 D-1651 頂部有壓力控制(PIC-16004)，高壓時會打開控制閥排放至乾式燃燒塔。

雙冷媒冷凍壓縮機的機殼排放(casing drain)可放至雙冷媒機殼排放槽 D-1506，D-1506 收集來自 C-1501/C-1601 的機殼排放。

雙冷媒壓縮機 C-1601 為防止激變(surge)，設有最低回流(min-flow)將出口氣體循環回各級進口，壓縮機一/二級進口設有流量 FIC-16003/FI-16005 可算出流量，壓縮機出口氣體於出口下游雙冷媒第一冷卻器 E-1651 出口以流量控制循環適當量的氣體回各級進口當最低回流(min-flow)，循環回一級進口的最低回流(FV-16003) 的量是以一級進口的流量(FIC-16003)來控制，循環回二級進口的最低回流(FV-16005) 的量是以一級進口(FIC-16003)加上二級進口 (FI-16005) 流量的總和(FIC-16005)來控制，循環回三級進口的最低回流(FV-16001) 的量是以出口的流量 FIC-16001 來控制。以此方式，最低回流量可被控制，各級進口短缺的量可用最低回流控制閥來補充。

於最低回流大量開回各級進口期間，最低回流的氣體溫度比壓縮機設計所能容忍的溫度高，因此，必須要將溫度降低，方法是從 D-1654 引驟冷液體來降低溫度，一/二/三級均有混合器(mixer) G-1651/G-1652/G-1653，每一混合器均保證最低回流氣體和驟冷液體能充分混合後再進到各緩衝罐，驟冷液體的量以溫度控制，以維持混合後氣體比各級進口緩衝罐的操作溫度高 5-10°C 範圍內，驟冷液體控制閥與壓縮機跳車作連鎖，一旦壓縮機跳車將會自動關斷控制閥，以防止液體充滿各級進口緩衝罐，用以上所描述的方式，壓縮機可於開爐期間、某些緊急狀況及被用狀況下以全回流的方式來操作。

壓縮機各級進出口均設有電動隔離閥以完全隔離壓縮機，假設各電動閥中的任何一個有關斷小超過 20% 情況發生，壓縮機會自動跳車。

壓縮機出口設有高-高溫(TT-16001A/B/C) 壓縮機自動跳車，以保護壓縮機免於高溫；壓縮機出口也設有高-高壓(PT-16001A/B/C) 壓縮機自動跳車。

開爐期間，系統起初為乙烯，然後再補充甲烷進入系統，不會冷凝的氣體(指惰性氣體、補充甲烷氣時所夾帶的氫氣)可用手動方式將其排放。

4. 雙冷媒冷凍壓縮機連鎖

A. 製程發生下列情況時將會使透平機跳車：

- (1) 三級出口高-高壓 (三級出口 PT-16001A/B/C)。
- (2) 三級出口高-高溫 (三級出口 TT-16001A/B/C)。
- (3) 任一進口緩衝罐高-高液位(一二三級進口緩衝罐，LT-16003A/B/C、LT-16005A/B/C、LT-16007A/B/C)。
- (4) 壓縮機各級進出口 MOV 開度過低，關小超過 20% (XV-16001、XV-16002、XV-16003、XV-16005)。

B. 機械連鎖系統

下列情況時機械連鎖(machine interlock)也會作動使透平機跳車：

- (1) 透平機或壓縮機滑油低-低壓力。
- (2) 乾式軸封密封氣體低-低壓力。
- (3) 每一組止推軸承高-高軸移。
- (4) TTV 關掉。
- (5) 電子感測器測到超速或機械超速。
- (6) 透平機速度感測器失效。

壓縮機跳車時會採取下列措施：

- (1) 透平機蒸汽進口 XV。

- (2)透平機進口 TTV。
- (3)各級的驟冷液體控制閥(TV-16003、TV-16004、TV-16005)會關斷。
- (4)D-1654 底部液體出口兩個 XV(16008 與 16009)會關斷。
- (5)三個最低回流(min-flow)控制閥(FV-16001、FV-16003、FV-16005)會打開。

5. 雙冷媒冷凍壓縮機開停車

A. 開車前準備工作

- (1)系統內以 N₂ 完成吹驅且 O₂ 含量 1% 以下。
- (2)雙冷媒系統完成乾燥，系統各點測露點(Dew point)至少 -50°C 以下。
- (3)透平/壓縮機電子儀器系統完成測試並備用。
- (4)滑油系統泵浦完成測試並備用。
- (5)以氣體乙烯進行系統吹驅，將系統內 O₂/N₂ 趕出。

B. 開車步驟

假設丙烯冷凍壓縮機開車完成，雙冷媒冷凍壓縮機開車初期暫先以乙烯開車，D-1654 先以烯建壓接近至 20.4kg/cm²，然後 D-1654 補入液態乙烯。開車步驟如下：

- (1)若開車前的準備工作已完成，關閉機殼排液閥後，緩慢的打開 TTV 至全開。然後以調速器控制，提轉速至低怠速運轉#1。
- (2)確認密封蒸汽管線來源已排液且過熱，啟用密封蒸汽系統；啟用格蘭抽真空冷凝器，調整格蘭抽真空使蒸汽不外漏的最低量；啟用表面冷凝器抽真空系統來移除不凝結氣體，系統包含 hogging ejector, 一級/二級 ejectors，慢慢地抽真空。(剛開俾時真空度 -0.1 kgf/cm²G 且當轉速在低怠速運轉#1 穩定時依額定真空度抽真空)。
- (3)在低怠速運轉#1，約為 600rpm 時，確認手動跳車功能是否正常，以確保安全。之後重新提轉速至低怠速運轉#1，且維持此轉速如下圖開車曲線所示。
- (4)使用 TTV 來監控轉速在低怠速運轉#1，TTV 的控制邏輯是當真空排氣增加，調整所需要的蒸汽流量，且運轉途中還要確認所有機械狀況都良好。
- (5)控制轉速以大約 10 rpm/sec 的速率增加，每一次的怠速運轉至少都要達到最低要求時間（如圖中顯示），直到達到所須的機械狀態。
- (6)此一連串的開俾過程是藉由自動連續加速邏輯控制，將轉速從零提高到調速器所需之最低轉速（如開車曲線所示），在每一怠速運轉期間，確認機械狀態可接受(See Note-1 及 2)。

- (7)對於有灑水系統的冷凝式透平機，在低負載操作下排氣溫度不會上昇。
- (8)除臨界轉速之外，以大約 10 rpm/sec 自動加速度來改變轉速。以大約 40 rpm/sec 自動加速度來通過臨界轉速區域。
- (9)如曲線所示，在調速器所需最低轉速運轉的末期，檢查操作狀況是否良好，然後可進行正常操作，啟用萃取壓力控制和壓縮機性能控制，當轉速超過最低調速器轉速，要再次確認 TTV 是否全開。

Note-1 在改變轉速之前確認軸承溫度和震動值是否穩定，如果在下一個定轉速發生震動，則降低轉速到先前步驟，並且維持此轉速直到震動值下降。

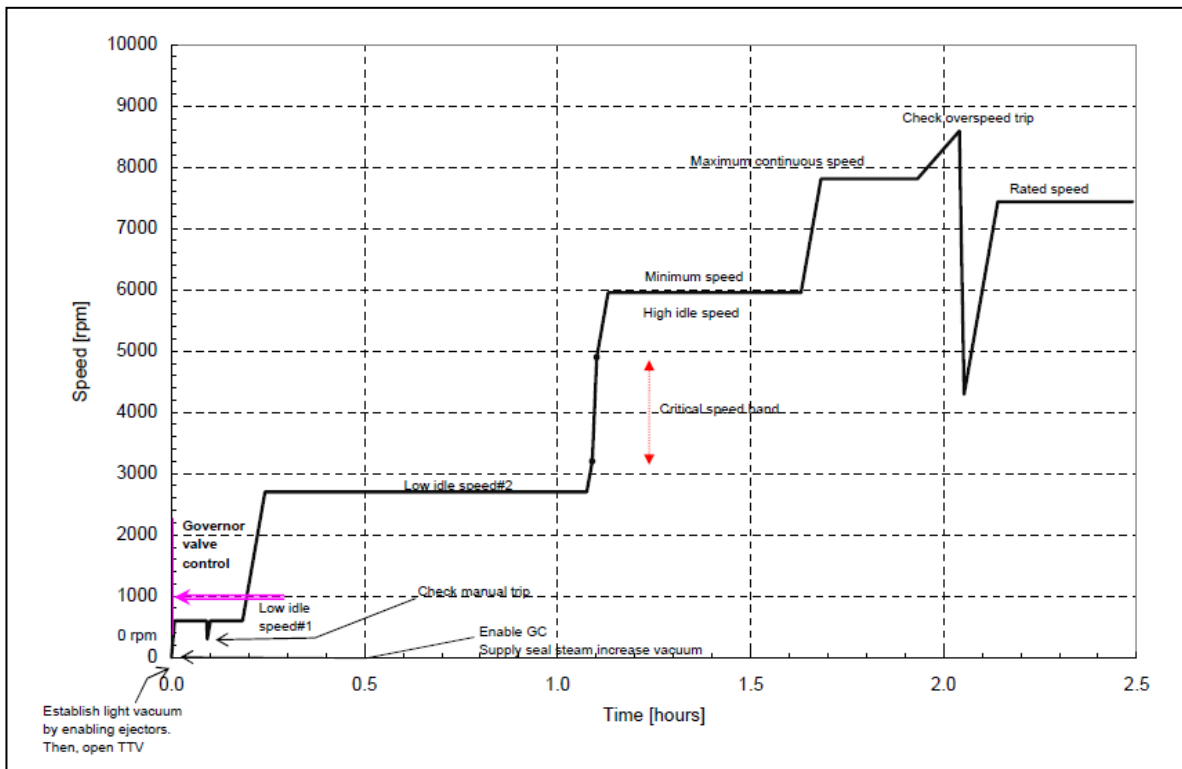
Note-2 如果壓縮機發生不符合標準程序，則採用另一對策，換言之，強制節流 TTV 直到調速器閥全開，如此內部蒸汽實際流量才能一致，假如情況仍需要的話，繼續節流 TTV 並且降少許轉速。

Note-3 臨界轉速

側向振動	SQV-6	3503,3338 rpm (測試值)
	38M5/5	3453,3403 rpm (測試值)
	29M7-6	4375,4387 rpm (測試值)
扭轉振動		533,3493,18302,-rpm (計算值)

Note-4 臨界轉速

	轉速	最少所需維持時間
低怠速運轉#1	600 rpm	10 minutes
低怠速運轉#2	2700 rpm	50 minutes
臨界轉速區域	3200-4900 rpm	
高怠速運轉#1	5950 rpm	30 minutes
最小轉速	5950 rpm	
最大連續運轉速度	7810 rpm	
超速跳車轉速	8591 rpm	
額定轉速	7438 rpm	



C. 停車步驟

當壓縮機跳車，系統壓力會上升，PC 自動排 Flare。系統僅餘乙烯液體(甲烷汽化)，關 TTV，關 Stm Valve，打開 Mini-flow，關驟冷液凡耳，故障排除後，準備開車。循各級 PC 釋壓至 Flare。停車步驟如下：

- (1) 停止所有的輔助控制系統（例如：流程遠端控制，萃取控制等等）。
- (2) 降低轉速至調速器所需最小速度。
- (3) 按下”跳俾”按鈕。
- (4) 在透平機轉速完全停止之前，將密封蒸汽系統和格蘭抽真空冷凝器停止運作，然後破除真空。

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 年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 Verder，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 @ 2nd 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) 第一週於紐澤西的 Lummus 總部受訓期間。

我們可以很深刻的感受到 Lummus 公司對於我們的訓練課程之用心，每天的課程都安排的非常緊湊。課程講義的編排更是非常用心，完全都是針對六輕的設計資料、設備編號、儀器名稱..等基礎而準備。舉凡設計原理、試爐準備、開爐、停爐步驟都涵蓋在課程內容中。不過礙於受訓時間有限，無法把全部的內容講解的很仔細。最後，等到我們回國以後，Lummus 公司特別還將所有的課程講義放到網路上供我們下載。對於這樣的服務精神，很值得我們學習。

(2) 台塑德州廠參觀-參訪管理部份。

早年台塑德州廠成立之初，曾派員至本公司四輕訓練、並且管理階層主要都是台灣人，因此緣故，本次得以安排參訪行程。台塑公司對於來賓的參訪非常重視，所有參訪來賓必須填寫詳細個人資料，製作個人識別証，並且換穿防護衣後才得以進入參觀（如圖 1。）。



圖 1：進入台塑德州廠參觀必須換穿防護衣

該防護衣為純棉質料，長袖、單件式。衣擺長度大約及膝。主要目的是避免於參觀過程中，可能被油氣、蒸氣接觸造成傷害。參觀來賓除防護衣外，還必須配戴安全帽、防護眼鏡、耳塞，配備齊全後才得以進入廠區。

(3) 台塑 OL-1 廠參觀：

進入廠區後，來賓不可以進行拍照。除主管批准之公司職員外，其餘人一律不準攜帶照相機或含有照相功能之手機。以下所拍照片為本公司人員請廠方人員代拍，在此加以說明。

保溫、保冷層彎頭處，需作 CUI（保溫下腐蝕）檢查的部份，在挖洞的位置安裝一個鋁質環座，外部再以塑膠材質蓋子覆蓋，塑膠蓋與鋁質環座之間以鐵鍊連結。當進行管線定檢時就不需要再請廠商挖洞，可提升檢查過程之方便性。再者塑膠蓋與鋁質環座接合度較為緊密，也可預防雨水滲入情形發生，不需擔心防水膏塗覆不均或變質問題。如圖 2

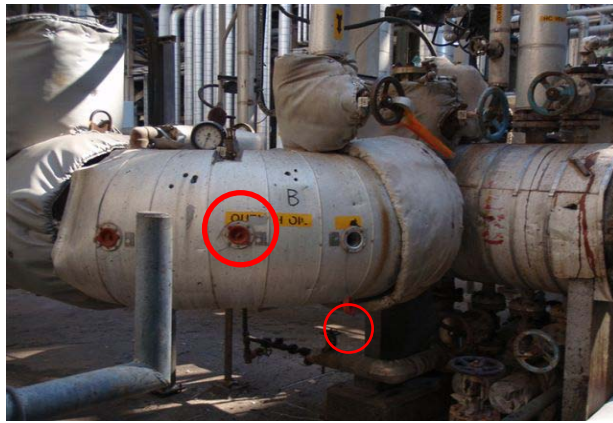


圖 2：管線彎頭保溫處，CUI 檢查孔預留方式。



圖 3：公用站管理。管線配置為橫向且安裝快速接頭及 Coke Valve 方便操作。

公用站管理：公用站的流體種類與本公司相同，但是管線的尾端都改接為橫向，並且安裝快速接頭或是 Coke Valve，此設計較方便使用。惟須特別注意的部份是，如果廠區面積較小，就必須考慮人員走動空間是否因此受阻。如圖 3

(4) Emerson-公司訓練

Emerson Process Management, Emerson 公司的製程管理事業部，位於 Austin, Texas。也就是我們去參觀受訓的地方。利用課程的空檔。負責接待我們的 Leo Bello (Principal Engineer) 快速的帶我們去參觀公司內部的實驗室（不過也同樣基於商業機密之考量，無法拍照）。進入實驗室之前，先帶我們經過一條「專利走廊」。Emerson 公司將歷年來所獲得的專利證書，一一燙印為小型牌匾，掛滿了整個走廊的牆上，接待人員很自豪的為我們介紹這些專利，並強調創新、研發為 Emerson 公司的最大核心價值。

實驗室內部佈滿了各式的電腦主機、伺服器、網路線，針對其各類產品不斷的進行測試與分析。員工三、五成群的討論各項測試報告的進度與結果，感覺上非常的熱絡。接著參觀無線網路系統，據稱以後無線網路將成為下世代的儀器主要規格。當天 Mr. Leo 就以無線的液位傳送器將信號送到 DCS 操作台中進行控制，傳送器上方安裝一個發送天線，透過天線與操作機台溝通，如此一來，日後如果傳送器故障或者新增傳送器，就不需要再考慮重新拉電線管路的問題。

不過，以我們目前所了解的狀況，在現場可能會有許多電磁波干擾的狀況，尚不確定是否會影響到無線信號的傳輸，假設無線信號容易受到干擾而不穩定，那麼對於工廠操作而言，就具有很大的風險。也許這方面是未來需釐清的部份。

柒、建議及其他

- (1) 本次至紐澤西的 Lummus 總公司參加六輕製程訓練，由於輕裂工場操作所需具備的知識繁多，再加以時間較為緊迫，所準備的課程資料，講師無法完全講解完成。有部分資料只能自己自習、研讀。授課講師對於輕裂工場的設計概念經驗豐富的，除明年試爐期間可能會有機會再由 Lummus 派人來六輕指導開爐，建議未來可再細分各單項訓練，分別派人赴美參加專長訓練，讓更多人有機會參與討論，兼且可將工廠的操作數據帶過去討論，由 Lummus 人員對於工廠運作提出診斷。
- (2) 根據了解，大陸方面近年來也有許多大型的乙烯工場計畫不斷開展，其中也不乏 80 萬噸級以上的工廠開工完成。也有工廠是引用 Foundation FieldBus 的通訊技術作為 DCS 操作平台之支援。如果有機會，或許也可到對岸去了解目前操作中的情形，以及試爐期間可能會遭遇到的問題。「他山之石可以攻錯」，藉由觀摩學習，將可以避免掉相同的錯誤。
- (3) GTC 公司近年來在芳香烴萃取領域上知名度漸開，主要因為 GTC 是一個以「專利製程」為核心價值的公司，以本次七芳工廠的芳香烴萃取製程而言，GTC 製程採用的溶劑名稱為 Tective-100。據了解，Tective-100 當中有 90% 的成分為 Saflone (UOP 製程的溶劑)，其餘的 10% 即為 GTC 公司的 Know-How。GTC 以該 Know-How，就可以大大改善原本 Saflone 製程上的缺點，使 GTC 公司的萃取蒸餾系統獲得大多數石化公司的青睞。並且也因此可大大提高 Tective-100 的售價，進而獲利。建議公司的研究部門，也可朝向此方向發展，以獲取專利為目標，研究開發有價值的生產製程。除協助內部的生產改善外，也有機會成為如 GTC 這樣的 Know-How Provider。
- (4) 赴德州 Lummus 分公司參觀時，接待人員請了 CDTECH 的負責小組來為大家介紹 CD-Module 的構造、功能、特色，並且詳細講解了有關的安裝技術。其中有一位工程師，曾參與六輕 V-1801 的設計，但是因為健康因素暫時離開團隊，當天只是禮貌性的與我們見面。據其他人員告訴我們，該工程師可能因為長期從事觸媒裝填有關的設計、建造、安裝、檢查等現場工作，而得到肺癌。這也提醒我們在現場如果遇有關於觸媒處理的流程，必須全程戴上防護口罩，並且也建議公司日後可訂立嚴格的規範，要求相關施工人員，強制戴上相當等級的口罩或防護器材，以避免這方面的危害發生。

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 .

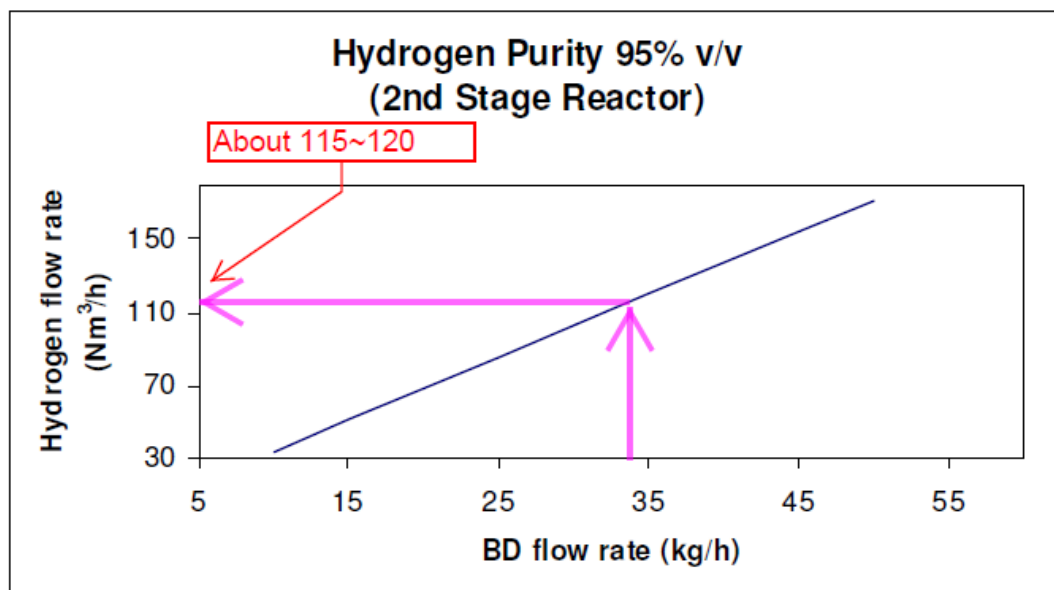
三、 OCU Section

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 ³ /hr 【density of Hydrogen=0.09Kg/Nm ³ 】
8401	C4 Feed	37660 Kg/hr 【BD@Feed =37660 *0.09%=33.9Kg/hr】

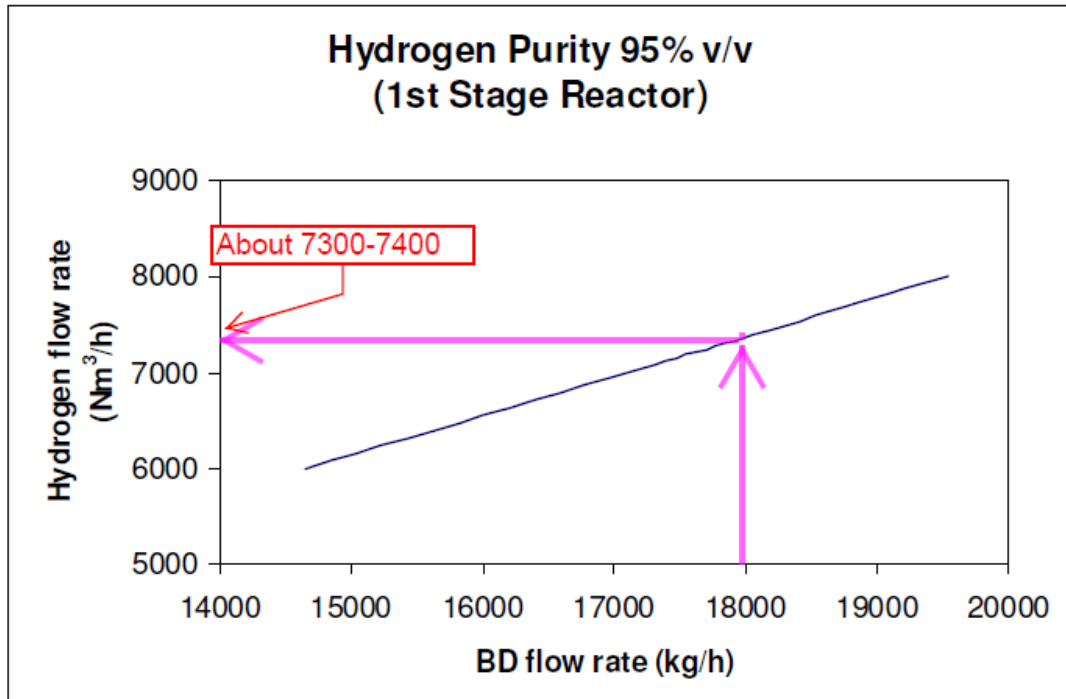
Then put the calculated data into Diagram 3.26.1



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

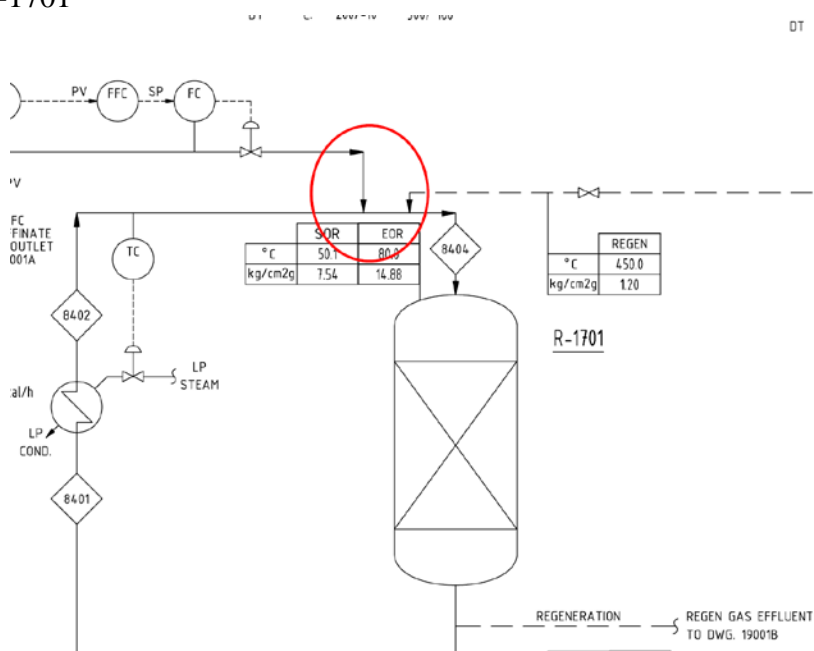
Stream No.	Description	Flow rate
3087	Hydrogen	879kg/hr =9766 Nm ³ /hr 【density of Hydrogen=0.09Kg/Nm ³ 】
8401	C4 Feed	450761 Kg/hr 【BD@Feed =37660 *3.99%=17985Kg/hr】

Then put the caculated data into Diagram 3.29.1

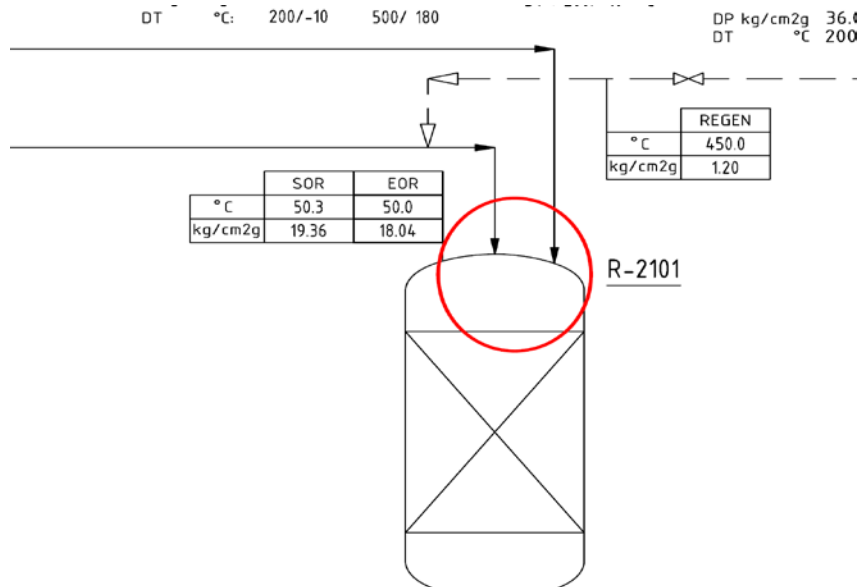


5. We found hydrogen feed Tie-in Point is different on R-1701 & R-2101 ◦ Please tell us why we have this difference ◦

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 .