

出國報告(出國類別:實習)

三輕更新投資計畫：
「乙烯製程及裂解爐 SRT-III/SRT-VI」
專業訓練課程

服務機關:台灣中油股份有限公司

姓名職稱:張世堦 (石化事業部六輕試爐小組化學工程師)

羅立新 (石化事業部三輕組經理)

派赴國家:美國

出國期間:100年09月19日~09月30日

報告日期:100年11月30日

摘要

台灣中油公司自五輕建廠完成後，已經有將近 20 年的時間未再籌建新的輕油裂解工場；這期間不論是基本設計理念、材料機械科技、能源耗用或工業儀控都有長遠的進步，尤其是電子儀控方面。這次試爐團隊主管赴美至三輕更新基本設計 Lummus 公司接受為期四天的訓練，其目的是要讓所有參與試爐之主管確實熟悉製程、設備，瞭解設計理念進而對工場的原理及特性有一個全盤的概念；熟悉安全重點、試車方法及程序步驟，使試車工作能安全的推動，如期安全地進料並生產合格產品。

六輕工場儀控系統引進數位通訊技術，將 DCS 與現場智慧型儀器加以整合，其主要儀控供應商為 Emerson 公司。近年來由於數位通訊及網路技術進步非常神速，工業儀器已走向智慧型發展除本身所具有之功能之外，還可以提供其他大量的資訊；並具有運算及自我診斷的能力。

訓練行程安排如下表：

日期	工作概況	備註
9/019 (星期一)	搭機赴美-紐澤西州-紐華克機場	
9/020 (星期二)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/21 (星期三)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/22 (星期四)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/23 (星期五)	Lummus 公司六輕製程訓練	
9/24 (星期六)	紐約自費行程	
9/25 (星期日)	搭機赴德州-休士頓 IAH 機場	
9/26 (星期一)	赴台塑德州廠參訪	
9/27 (星期二)	返休士頓-Lummus 分公司參訪	
9/28 (星期三)	赴奧斯丁 Emerson 公司參訪	
9/29 (星期四)	返休士頓、搭機返台	
9/30 (星期五)	搭機返台、安全抵達	

目 錄

壹、目的	4
貳、過程	5
一、Lummus公司訓練課程	5
1、 乙烯製程	5
2、SRT-III/SRT-VI裂解爐	9
1). 對流區	9
2). 輻射區	9
3). 臨界流文氏管(Critical Flow Venturis).....	12
4). 輸送管線換熱器(TLE).....	13
5). 焦炭的形成.....	13
二、參訪台塑德州乙烯廠	144
三、參訪Emerson Process Management.....	15
參、心得	18
肆、建議	20
伍、附件	21

壹、目的

三輕更新投資計畫自民國 94 年 1 月啟動以來，工場雛型已逐漸成形；將於明年即民國 101 年進入工場建造的末期試爐前(Pre-commissioning)準備及正式試爐(Commissioning & Start-up Work)階段，這次試爐團隊主管赴美至三輕更新基本設計 Lummus 公司接受為期四天的訓練；其目的是要讓所有參與試爐之主管確實熟悉製程、設備，瞭解工場的原理及特性、安全重點、試車方法及程序步驟，使試車工作能安全的推動，如期安全地進料並生產合格產品。

訓練結束後參訪台塑德州乙烯工廠，實際了解其工廠管理狀況並交換操作經驗；接著至 Austin 參訪 Emerson Process Management，了解 Emerson 公司 Foundation Fieldbus 及 Delta V 儀控安全系統的架構，並參觀 Emerson Process Management 研發中心了解未來儀控趨勢。

貳、過程

一、Lummus 公司訓練課程

1、 乙烯製程

液體進料即石油腦 A 或石油腦 B 及 C5/C6，自區外儲槽經泵送、過濾後經過 Q. W. (驟冷水)預熱至 60°C，送入液體裂解爐；硫化物(DMDS)注入混合石油腦的注入點，是在進入預熱器的上游管線。氣態進料循環乙烷在冷箱內被裂解氣體加熱氣化後，接著於乙烷進料預熱器內受驟冷水預熱至 60°C，最後再進入循環氣體裂解爐；硫化物(DMDS)注入循環回收乙烷及丙烷管線的注入點位於預熱器的下游管線上。

裂解爐產生的裂解氣體含有許多不同的成分，它們在被分離和回收之前，必須儘快的冷卻以終止進一步的聚合反應。七座 SRT-VI 裂解爐的流出物匯集入兩條輸送管線(Transfer line)，每條輸送管線有一座共用的驟冷罐(Quench Fitting)，裂解爐流出物經驟冷油冷卻後再進入汽油精餾塔(Gasoline Fractionator)。SRT-III 循環乙烷裂解爐流出物直接送入燃料油汽提塔(Fuel Oil Stripper)進口的驟冷罐，當作汽提塔的汽提蒸汽，以維持並控制循環驟冷油(Q. O.)的黏度。

在汽油分餾塔內，裂解氣體經進一步的冷卻，裂解燃料油(PFO)在塔底分離當產品，裂解製氣油(PGO)產品由塔側取出，裂解汽油及較輕成份則以氣態的型式升至塔頂。塔底循環驟冷油之熱量以在稀釋蒸汽發生系統產生稀釋蒸汽來回收，塔側循環回流塔盤油之熱量則是在加熱送至稀釋蒸汽鼓(DS Drum)及程序水汽提塔(Process Water Stripper)之程序水來回收。在驟冷塔底部(Quench Tower)冷凝之裂解汽油用來當汽油分餾塔的迴流。一部分循環驟冷油送到燃料油汽提塔(Fuel Oil Stripper)進口驟冷罐，以循環乙烷裂解爐流出物的熱量部分蒸發後送入燃料油汽提塔(Fuel Oil Stripper)，藉以協助控制驟冷油(Q. O.)的黏度。裂解爐輸送管線換熱器(TLE)流出物的驟冷及裂解燃料油(PFO)的汽提都是為了降低循環驟冷油的黏度，增加驟冷油中輕成份濃度可以改變驟冷油組成；可以藉循環乙烷裂解爐全部流出物來汽提進入裂解燃料油汽提塔的驟冷油。如此驟冷油中大部分沸點在 280~370°C 的成份被汽提出來進入驟冷油循環迴路；因此這些中沸點的成份就不至於隨裂解燃料油產品送出系統，也因此有較多中沸點成份留在驟冷油循環迴路中，驟冷油中沸點成份油料可以維持驟冷油黏度在希望之範圍內。

汽油分餾塔頂部的裂解氣體在驟冷塔與驟冷水直接逆向接觸冷卻並部份冷凝，熱的循環驟冷水提供一些流程設備所需的較低溫熱量，例如輕油進料預熱器、C3/C4 LPG 預熱器、循環乙烷預熱器、碱洗塔進料預熱器、去乙烷塔再沸器、丙烯精餾塔再沸器、裂解燃料油產品冷卻器、丙二烯轉化反應器(MAPD Converter)進料預熱器以及鍋爐水進料預熱器。驟冷塔頂部氣體送

至裂解氣體壓縮機，重質汽油在驟冷塔底與驟冷水及冷凝的稀釋蒸汽分離，部分冷凝碳氫化合物當作汽油分餾塔的回流。其餘重質汽油及來自裂解氣體壓縮機壓縮段冷凝的中質汽油分別送到汽油汽提塔。

驟冷塔頂部氣體經裂解氣體壓縮機五級壓縮，每級之間冷卻至 38°C，在第三級與第四級之間，裂解氣體經 碱洗處理以移除因裂解所產生的酸性氣體，碱洗塔(Caustic Wash Tower)所產生的廢碱經汽油沖洗之後，送至區外廢水處理裝置。壓縮機第五級出口的裂解氣經去乙烷塔進料、丙烯冷媒驟冷至 16°C 時，會有一部份的冷凝液，此冷凝液會在裂解氣體乾燥器進料分液罐被分離出來；而未凝結的裂解氣經裂解氣體乾燥器進料分液罐頂部流到裂解氣體乾燥器。這一部分在操作上須留意裂解氣體的溫度不要低於 13°C，否則裂解氣體中的一些水合物會冷凍造成換熱器堵塞的問題。

自裂解氣體乾燥器進料分液罐過來的裂解氣體進入裂解氣體乾燥器，裂解氣體乾燥器有三座，通常一座操作，一座再生，另一座備用。乾燥過的裂解氣體經過逐步與流程氣體(流程氣體包括去乙烷塔進料，乙烯精餾塔側流再沸器，循環乙烷，去甲烷塔底部及其側流再沸器)，以及丙烯及雙冷媒等換熱冷凍至-72°C，冷凝液在去甲烷塔第一進料分離槽分離並分兩股與自身換熱冷凍後送入去甲烷塔。去甲烷塔第一進料分離槽的裂解氣體在冷箱內經餘氣(off gas)及雙冷媒冷凍至-98°C，冷凝液在去甲烷塔第二進料分離槽分離後液體送到去甲烷塔為第三股進料。裂解氣體進一步在冷箱內與餘氣(off gas)及雙冷媒冷凍至-131°C，冷凝液在去甲烷塔第三進料分離槽分離後液體送至去甲烷塔為第四股進料，這是去甲烷塔最冷的進料，而未冷凝的餘氣則為約含 75% 氫氣(H₂)的氣體，富含氫氣的氣體經兩級膨脹系統進一步提純至 95%以上，氫氣提純是在一絕熱換熱器中以液化甲烷經焦耳-湯普生膨脹(Joule-Thompson Expansion; J-T 膨脹)而完成。在第一級 J-T 膨脹，75% 純度氫氣冷凍至-145°C，冷凝其所含的部分甲烷及所有的 C₂ 成份，冷凍效果係由冷凝的液體膨脹至去甲烷塔的頂部壓力所提供，而富含甲烷的氣體在加熱後與去甲烷塔迴流槽頂部甲烷氣體混合再進一步加熱並送至乾燥器再生氣系統。在第二級 J-T 膨脹，則將頂部 H₂ 純度約 85% 的氣體再冷凍至-162°C，其冷凍效果係由冷凝的液體膨脹至低於燃料氣系統的壓力，而富含甲烷的氣體再經加熱後送至低壓甲烷壓縮機壓縮後送至燃料氣系統。第二級 J-T 膨脹產生 95% 純度的氫氣，經冷凍系列再加熱並送至甲烷化反應器(Methanator)以移除一氧化碳，一小部份加熱過的 95% 純度氫氣送至乙炔反應器以提供一氧化碳當乙炔反應的調節劑。

甲烷化系統處理來自第二氫氣/甲烷分離槽的 95% 氫氣，以供應下游流程的氫氣用戶使用，包括兩個主要流程步驟

- 1). 甲烷化反應是將氫氣中一氧化碳轉化或甲烷及水，一氧化碳會使後段流程氫化反應器氫化觸媒中毒。
- 2). 由於水份也會使氫化反應觸媒中毒，所以必須將氫氣乾燥。

由冷箱出來的氫氣與甲烷化反應器流出物換熱後，再用中壓蒸汽加熱至反應的起始溫度 160°C。一氧化碳轉化成甲烷是放熱反應，因此煤床溫度必須嚴密監控以防止發生脫羈反應；反應器流出物先加熱進料後，再以冷卻水冷卻，並以丙烯冷媒進一步冷卻至 16°C，在氫氣乾燥器進料分離槽將冷凝之水份分離並送回驟冷塔。一部份氫氣在提供乙炔氫化反應器、丙二烯反應器(MAPD Converter)、汽油氫化、選擇性 C4 氫化及催化蒸餾去異丁烯 (CD DeIB)等反應器前先進入氫氣乾燥器乾燥，其餘氫氣再經冷箱冷卻後進入乙烷清洗塔；乙烷清洗塔用來自冷箱由乙烯精餾塔提供的-127°C的液態乙烷將 95% H₂ 的提純至 99.5 mole% 以上。

裂解氣體經冷凍系列而產生的冷凝液與來自乙烯精餾塔以及烯烴轉化反應裝置去乙烯塔的排氣送至去甲烷塔適當位置的填充床，塔槽的壓力操作在允許頂部甲烷餘氣可使用於再生系統後，仍可送至燃料氣系統。去甲烷塔設有底部及側流再沸器，以裂解氣體當再沸器熱源，底部產品在冷箱中經丙烯冷媒及雙冷媒再加熱後分成兩股，一股送至去乙烷塔當頂部進料，另一股經裂解氣體乾燥器流出物冷凍器及第 5 級出口裂解氣體乾燥器進料第一冷凍器加熱後送至去乙烷塔當底部進料。去甲烷塔頂部氣體以雙冷媒冷凝後當迴流，迴流槽的氣體送至冷箱加熱後以高壓甲烷送至再生及燃料氣系統。

去甲烷塔底部產品分兩股進入去乙烷塔，去乙烷塔頂部氣體經-27°C的丙烯冷媒冷凝後當迴流，去乙烷塔以驟冷水當再沸器熱源，並提供一座以低壓蒸汽為熱源的備用再沸器，去乙烷塔底部產品則送至高壓去丙烷塔。去乙烷塔頂部產品中乙炔不純物使用乙炔氫化反應器進行選擇性氫化去除並轉化成乙烯和乙烷；氫氣在每一反應煤床的進口加入，反應器流出物先經冷卻水及進料冷卻後流入二碳烴綠油吸收槽，在乙炔氫化反應器產生的綠油透過來自乙烯精餾塔的沖洗液與反應器流出物接觸混合吸收，冷凝液體在二碳烴綠油脫液槽分離後送至去乙烷塔將綠油與乙烯/乙烷分離，吸收槽頂部氣體經分子篩乾燥後，送到乙烯精餾塔。

乙炔氫化反應器的觸媒是採用含銀的改良型觸媒，與傳統觸媒比較有兩項優點，第一是可以在不含 CO 的環境下操作，因此簡化反應控制且不至於產生含 CO 的不合格乙烯產品。同時 C₂ 綠油也較傳統觸媒大幅度降低至只有約 35% 的產生量，因此更易移除綠油，延長反應器操作週期。乙炔氫化反應器乙炔轉化成乙烯的選擇性在 50% 以上。

乙烯精餾塔有一座底部再沸器及兩座塔側再沸器，使乙烯精餾塔可以達到最大的熱回收，其中一座側再沸器用來冷卻裂解氣體，另外一座用來將丙烯冷媒過冷。主再沸器的熱量係透過將丙烯氣態冷媒於-5°C 冷凝來提供，頂部氣體以-40°C 的丙烯冷媒冷凝後當迴流，由乙炔氫化反應器過來的過剩甲烷及氫氣在提純段分離並由迴流槽排放至去甲烷塔。乙烯產品由乙烯精餾塔側取並可分成兩股，一股送至區外高壓乙烯產品球形槽，另一股經進一步冷凍至-98°C 後送至乙烯冷凍槽當低壓乙烯液體產品。

去丙烷塔採雙塔系統，操作在不同壓力，採用兩支分餾塔可將丙烯冷媒的需求降至最低，去乙烷塔底部大量 C3S 成份，導入高壓去丙烷塔而凝油汽提塔底部流體則送到低壓去丙烷塔；高壓去丙烷塔操作在頂部氣體能以冷卻水冷凝的壓力，部分冷凝液當作迴流，其餘則送至丙二烯反應器當進料，底部再沸器由低壓蒸汽提供熱量，高壓去丙烷塔底部含有足夠的 C3S 以保持較低溫度防止聚合。高壓去丙烷塔底部流體以低壓去丙烷塔頂部流體冷卻後導入低壓去丙烷塔，低壓去丙烷塔操作在頂部氣體能以 13°C 丙烯冷媒完全冷凝的壓力，在此低壓操作之下可將底部聚合作用降至最低；底部再沸器由低壓蒸汽提供熱量。低壓去丙烷塔頂部產品再以高壓去丙烷塔底部流體預熱後進入高壓去丙烷塔底部，低壓去丙烷塔底部的流體富含 C4 及較重成份，送至去丁烷塔。

去丁烷塔頂部操作在能使頂部氣體能完全被冷卻水冷凝的壓力，底部再沸器由低壓蒸汽提供熱量，頂部冷凝液部份當迴流，另一部份為混合四碳烴產品，直接送至丁二烯萃取工場或區外儲槽。底部產品為輕質汽油，與來自汽油汽提塔的粗裂解汽油混合之後經冷卻水冷卻，送至汽油氫化裝置或區外儲槽。

高壓去丙烷塔頂部產品泵出經分子篩乾燥確保去除水份後進入丙二烯反應器，丙二烯反應器使用 Lummus / BRICI 的氫化觸媒，此觸媒對 MA、PD 轉化為丙烯的選擇性達到 50~55%。氫化反應為放熱反應，所產生的熱量用來蒸發一部份的 C3 進料以維持溫和的溫升。氫化過程中小部份的 MA、PD 會轉化成聚合物稱為 C3 綠油，反應器流出物送至丙二烯反應器流出物驟沸槽，此槽備有熱虹吸再沸器以低壓蒸汽為熱源，在此槽中部份反應器流出物被蒸發，蒸發氣中主要為丙烷及丙烯，送至丙烯精餾塔，驟沸槽液體成份主要為 C3 綠油，則循環回高壓去丙烷塔，這股液體基於下列原因必須送回高壓去丙烷塔。

- 1). 稀釋反應器進料中 MA、PD 的濃度，以降低反應器的溫度上升，將三碳烴的蒸發量降至最低同時提升整個反應的選擇性並減少綠油產生量。
- 2). 移除所有反應產生的綠油送至去丙烷塔底部最後併入粗裂解汽油。

丙烯精餾塔採用雙塔系統，將進料分餾成聚合級丙烯，底部產品主要為丙烷；丙烯精餾塔操作在第二丙烯精餾塔頂部氣體能以冷卻水全部冷凝的壓力，丙烯精餾塔再沸器的熱源由循環驟冷水提供。聚合級丙烯產品由第二丙烯精餾塔塔側取出經泵出後與來自烯烴轉化裝置的聚合級丙烯產品混合並以冷卻水冷卻後送至區外高壓丙烯儲槽。在丙烯精餾塔頂部有一提純段將來自反應器殘存的甲烷和 H₂ 自聚合級丙烯產品中移除，由迴流槽出來的排放氣體經丙烯冷媒冷卻後送至裂解氣壓縮機第三級出口分液罐。C3 LGP 產品由第一丙烯精餾塔塔底取出，泵出後經冷卻水冷卻送至區外儲槽或循環回裂

解爐當進料。

2、SRT-III/SRT-VI 裂解爐

1). 對流區

SRT-III 裂解爐的對流區爐管，由上而下的排列順序如下：

- 進料預熱爐管(FPH)
- 鍋爐進料水預熱爐管(BFWP)
- 上層混合預熱爐管(UMP)
- 上層蒸汽過熱爐管(USSH)
- 下層蒸汽過熱爐管(LSSH)
- 下層混合預熱爐管(LMP)

SRT-VI 裂解爐的對流區爐管，由上而下的排列順序如下：

- 上層進料預熱爐管(UFP)
- 鍋爐進料水預熱爐管(BFWP)
- 下層進料預熱爐管(LFP)
- 稀釋蒸汽過熱爐管(DSSH)
- 上層混合預熱爐管(UMP)
- 上層蒸汽過熱爐管(USSH)
- 中層蒸汽過熱爐管(MSSH)
- 下層蒸汽過熱爐管(LSSH)
- 下層混合預熱爐管(LMP)

對流區爐管是水平並列式的排列，與輻射區上下垂直式的排列不同。

2). 輻射區

SRT-III 裂解爐在輻射區爐管的分佈是 4/2/1/1/1/1，總共在輻射區跑了 6 程的配置；4 支平行小口徑的進口管由上往下，爐底相鄰 2 支小口徑的爐管以 Y 型連結成 1 支口徑稍大的爐管共 2 支由下往上；接近爐頂時這 2 支爐管以倒 Y 連結成 1 支口徑更大的爐管後往下，接著繼續在輻射區跑 3 程；2 支相鄰的出口管以倒 Y 型連結之後進入 TLE 的進口錐形管(CONE)，每一股輻射區爐管承接進料控制閥及稀釋蒸汽控制閥的進料。

SRT-VI 裂解爐設計有 8 股輻射區爐管，經過文氏管之後懸吊在嵌有耐火物的爐壁之間；輻射區安裝有爐壁燃燒器及爐底燃燒器，讓爐管可以得到均衡的熱量。2 程爐管中的第一程爐管是進口管共有 6 支小口徑的平行爐管由上往下，在爐底 6 支小口徑的爐管匯集成 1 支口徑較大的出口爐管由下往上。這種由 6 支小口徑的進口爐管及 1 支大口徑的出口爐管所組成的 6-1 爐管模組為 SRT-VI 裂解爐的表徵，4 組 6-1 爐管模組結合成一股輻射區爐管並以 24-4 爐管表示。每一組 24-4 爐管承接進料

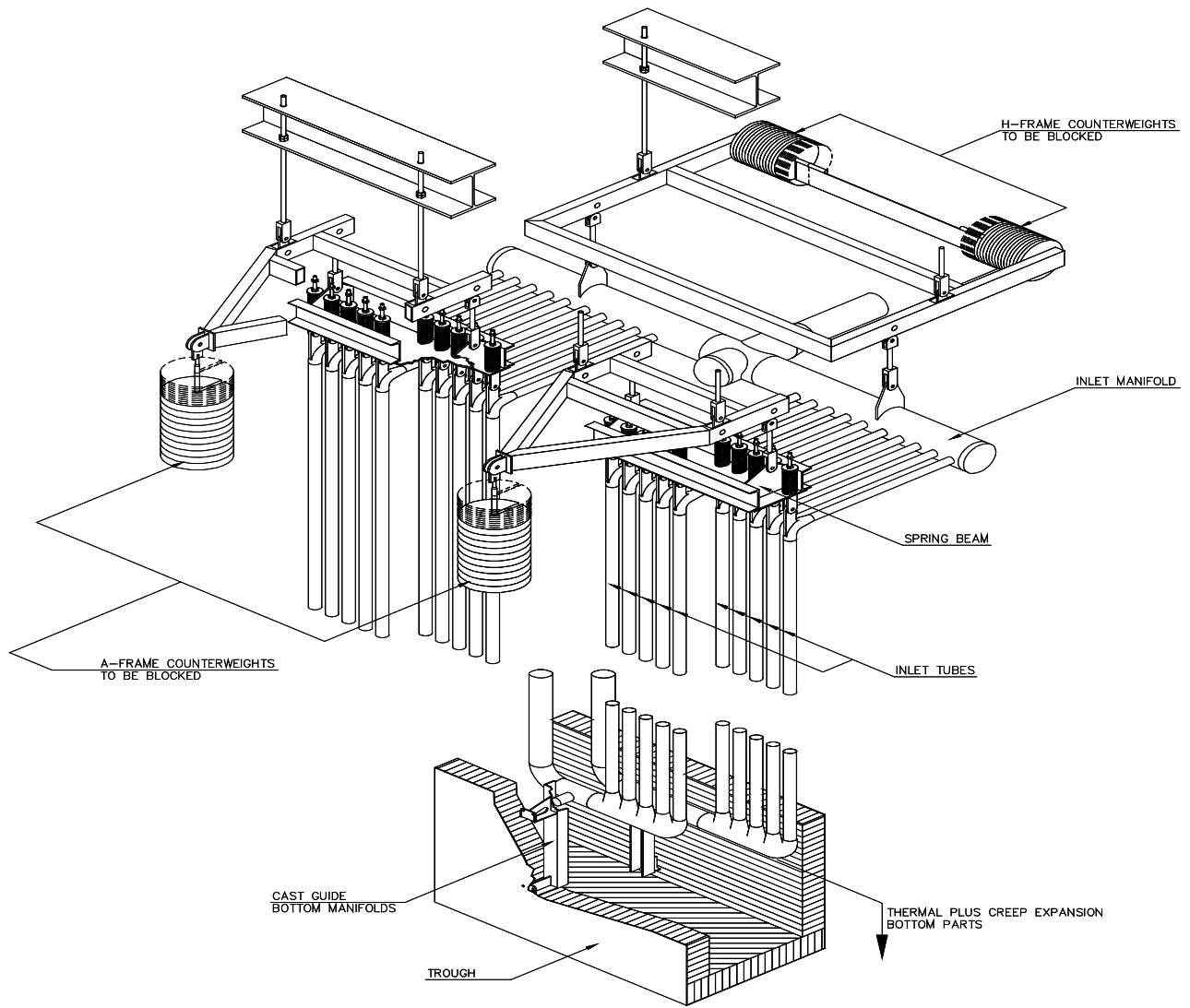
控制閥及稀釋蒸汽控制閥的進料然後導入一座 TLE，每股進入輻射區進口集管的進料利用臨界流文氏管(Venturi)來使流量均勻分配至 24 支進口管。

Lummus 公司以優異的冶金技術生產含 35% Cr、45% Ni 的高等級微合金鋼爐管，爐管管壁比舊式的爐管還薄可以增進熱傳效率。設計最高爐管表面溫度可以達到 1125°C，裂解爐操作週期保證是以平均爐管表面溫度在 1115°C 為基礎，所以有比較長的操作週期。微合金鋼爐管具有較高的抗碳化性減緩爐管的碳化速率，高潛變強度使爐管在升溫、降溫的過程中比較不會變形、彎曲或劣化；可以延長爐管的使用壽命，一般 SRT-VI 裂解爐爐管的使用壽命可長達 8~10 年。

SRT-VI 裂解爐改良並簡化懸吊系統，舊式 SRT-III 裂解爐輻射區及交界區的爐管以傳統彈簧吊勾的方式規畫懸吊系統；在高溫的不良環境下彈簧吊勾的故障率偏高，尤其每一股 coil 位在爐內輻射區頂部的 tube hanger 常在操作中斷裂；讓整座裂解爐必須退出操作影響裂解爐的調度及烯烴產能。SRT-VI 裂解爐改善這種缺點以 A 字型骨架及單一砵碼支撐爐管進口歧管，用連桿及砵碼支撐交界區外部管線以保持其靈活性；爐底沒有導桿穿過爐床、頂部也沒有 tube hanger，在支撐系統的中心點裝設耐磨轉子軸承以保證活動自如；整個支撐系統在裂解爐建構階段調整完成後除非更換爐管，否則只需作小幅度的調整，可以降低維修費用及維修時間。

砵碼在交界區爐管及”A”型骨架與”H”型骨架低溫時的位置與高溫時的位置必須以油漆線標示起來，以便容易、方便的比較參考；監測爐管的伸長及潛變移動的情況。在升溫階段每升高 100°C 就要記錄一次爐管的伸長狀況，確定所有爐管都在均衡的移動狀況下；且所有的支撐與導桿都正常運作。輻射區爐管需觀察有無過度彎曲，如果爐管的伸長狀況不如預期則要停止升溫；直到找到確實的原因並排除才能繼續升溫，當然裂解爐降溫時也一樣要記錄爐管的狀況。一般在操作初期進口爐管會向下伸長約 200~250mm，而操作末期則會達到 250~300mm。

SRT-VI 裂解爐”A”型骨架與”H”型骨架及爐底集管 Guide 如下圖所示：



一般輻射區爐管會將出口端固定在輸送管線換熱器(TLE)上，支撐系統的設計須讓爐管不受限制的自由伸縮；為了降低爐管因伸縮所產生的應力，在爐底有個溝槽可提供適當的間距，並將爐管伸出爐拱讓爐管可以作水平與垂直方向不同的移動。爐管垂直方向的移動是由 TLE 的固定端向下移動，由於 TLE 位在爐管的上方當溫度上升時出口爐管向下延伸；溫度下降時則反向縮回原來的位置。至於水平方向的伸縮則是以 TLE 的中心線為準向二側伸縮，必須確認水平及垂直方向的伸縮移動都沒有束縛；限制這些移動會導致高負荷及高應力，使爐管產生彎曲。如對爐管水平或垂直方向的移動施以不適當的限制，導致非正常的膨脹或收縮，或者產生過多的推力等；經過一段時間的操作以後爐管可能因受熱應力、碳化、潛變及熱循環等而彎曲。材質也會因老化而比較無法吸收限制熱膨脹產生的應力，輻射區爐管也會因潛變而變長；所以隨著操作時間的增長爐管較不穩定時要嚴密監測爐管的移動仍能不受限制，並注意支撐系統才能延長爐管的使用壽命。

SRT-VI 裂解爐進料在爐管裡面的滯留時間比舊式的 SRT 裂解爐更

短；較短的滯留時間可以有效的降低二次反應發生的機率因而提高烯烴的產率；藉由烯烴產率的提高可以降低生產每公噸乙烯所需的進料成本與能源耗用。

3). 臨界流文氏管(Critical Flow Venturis)

眾多小口徑的爐管被使用在 SRT-VI 裂解爐第一程輻射區爐管。每一支第一程輻射區爐管的進口都裝設臨界流文氏管(每一座 SRT-VI 裂解爐有 192 支)；臨界流文氏管可以確保每一股輻射區爐管的進料集管將進料均衡的分配到 24 支小管。第一程輻射區爐管的壓降很低(不計文氏管)，因而 24 支小管間不同的流動阻力會影響進料的分配；裂解爐操作期間焦炭會不均勻的沉積在爐管表面，爐管間不同的壓降會使進料分配不均，導致爐管過早結焦而縮短操作週期。因此 SRT-VI 二程輻射區爐管的設計，會在第一程輻射區爐管的進口安裝臨界流文氏管使進料平均分配到每一支小爐管。

文氏管的設計不論是操作初期或操作末期，在任何操作情況之下其喉部的速率都必須達到音速(阻氣流)；因此無論操作狀況如何改變，在文氏管上游的狀況永遠都不會變；所以分配到每一支小爐管的流量可以由文氏管的喉部精確、均勻的控制。進料在交界區不同的溫度會有不同的密度，導致文氏管上游的壓力會稍微改變但影響不大。文氏管喉部的直徑都經過精密的鑽鑿，使其流量分配的誤差在百分之一以下(相對於一組 24-4 爐管)。對於每一組 6-1 模組於 6 支進口管中會有 1 支進口管於文氏管後裝設現場壓力表(PG)，用以監測文氏管下游壓力；文氏管下游的壓力表同時也可用來與輻射區進口集管上游的壓力(交界區的壓力)比較，以監測流體經過文氏管的壓降，讓我們可以知道文氏管是否仍具有阻氣流的效果。由於這些進口管在正常的操作情況下幾乎不會結焦，所以 6-1 模組的單一文氏管壓差量測；理論上可以代表連接到相同爐底集管的其他進口管。

文氏管喉部的直徑大小必須提供足夠的餘裕，在輻射區爐管進口壓力(文氏管下游)從操作初期增加到操作末期時；仍能保持阻氣流狀態。計算文氏管喉部的直徑大小時必須考慮降低煉量、最大流量、最高爐管出口壓力(COP)等狀況。不管在正常操作狀況、高蒸汽備用情況或在除焦操作時，都必須讓文氏管喉部能保持阻氣流狀態。當文氏管壓差 PD(文氏管上游壓力-文氏管下游壓力(絕對壓力因此 PG 必須加上 1.0335 kg/cm²)與輻射區爐管進口集管壓力的比值超過 1/10，表示文氏管能保持阻氣流(choked)狀態喉部的流量可以均衡；PD/PG 小於 0.1 表示非阻氣流(unchoked)狀態喉部的流量分配不均，會造成輻射區第 1 程爐管的分配不均衡。文氏管 PD/PG 的比值須經常留意，在正常操作期間若有下降的趨勢時可看成裂解爐不正常的徵兆。

4). 輸送管線換熱器(TLE)

輸送管線換熱器(TLE)的功能是把裂解爐流出物迅速的冷卻下來，將不希望的聚合作用和結焦的反應減到最低；並回收熱能產生高壓蒸汽。從輻射區 24-4 爐管出來的流出物直接導入輸送管線換熱器，每一座 SRT-VI 液體裂解爐有 8 座 TLE，每一股輻射區爐管有 1 座 TLE。SRT-III 循環氣體裂解爐有 2 座 TLE，每二股輻射區爐管共用 1 座 TLE。每一座 TLE 出口都有裝設溫度指示計及高溫警報，可以監測換熱器的性能並預防 TLE 及下游輸送管線過熱所造成的損壞。TLE 為具有特殊環紋雙套管設計的直立式換熱器，熱的裂解氣體經由換熱器底部的進口錐形管 (CONE 內部有內襯) 進入 TLE 內管然後往上流動；高壓鍋爐進料水經由底部的分支管進入 TLE 的外管，蒸汽與水的混合物與製程氣體同向一起往上流動；蒸汽會產生一個向上的迴路，同時高壓鍋爐水流下管介於蒸汽鼓與 TLE 之間，因此熱虹吸作用可以維持部分氣化(約 10%)的循環水自然循環，而不需要再使用鍋爐水泵浦。製程側管壁的相對高溫，可以降低製程氣體中焦油冷凝在內管壁的機會；消除製程側管壁的結垢問題。

TLE 的熱傳與操作週期內 TLE 的結垢有關，在操作初期由於 TLE 的內管剛剛清理乾淨因此熱傳效率最佳；SRT-III 循環氣體裂解爐在操作初期 TLE 的出口溫度約在 400~420°C 之間，SRT-VI 液體裂解爐在操作初期 TLE 的出口溫度約在 365~370°C 之間。隨著操作時間的增長 TLE 的內管會逐漸的結垢因而降低熱傳效率，直到 TLE 的出口溫度達到最高限度；溫度的變化情況與進料種類及裂解激烈度有關。TLE 的結垢如果較為嚴重則必須進行機械清理，當裂解爐操作到 TLE 的機械設計溫度時建議一定要進行 TLE 的機械清理。或者在線上除焦以後 TLE 的壓降快速增高，TLE 的出口溫度也比一般操作初期 TLE 的出口溫度為高這種狀況同樣建議要進行 TLE 的機械清理。經驗顯示在裂解爐的操作初期 TLE 出口溫度增高的速率會比較快，接著就會慢慢緩和下來。

Alstom Bathtub TLE 與傳統 TLE 一樣都是雙套管的設計，但 Bathtub TLE 特殊的橢圓形浴缸型進口設計，可以有效降低裂解氣體的滯留時間；傳統 TLE 的滯留時間為 40 milliseconds，Bathtub TLE 的滯留時間為 20 milliseconds；降低裂解氣體的滯留時間可以有效的降低二次反應發生的機率因而提高烯烴的產率。

5). 焦碳的形成

焦碳是裂解反應不可避免的副產物，隨著操作時間慢慢累積在爐管及 TLE 內管表面；焦碳累積的結果會增加熱傳的阻力，而提高爐管金屬溫度。一旦裂解爐的爐管金屬溫度達到設計極限，裂解爐就必須退出操作進行除焦；對乙烯工場的裂解爐而言，除焦是指利用蒸汽與空氣的混

合流體；通過輻射區爐管及 TLE 內管以燒除累積在裡面的焦碳的過程。裂解爐焦碳過度累積需要除焦的指標為，輻射區爐管壓降增高、TLE 出口溫度高、TLE 進口壓力高；TLE 的熱傳與操作週期內 TLE 的結垢有關，在操作初期由於 TLE 的內管剛剛清理乾淨因此熱傳效率最佳。對液體進料而言，操作週期內由於裂解爐流出物中的重成份會沉積在 TLE 內管表面；逐漸降低熱傳效率直到 TLE 出口溫度達到最高溫度限制。焦碳在 TLE 的進口或 TLE 的管內沉積會增加 TLE 的壓降，因此操作過程中壓降增加表示 TLE 管內結垢；監測 TLE 的壓降趨勢讓 TLE 的內管不要在操作中堵塞的是很重要的，當某些管子堵塞時，將使未堵塞的管子流量增加。高流量造成高流速，因此沖蝕(erosion) 可能傷害 TLE 進口內管及 TLE 出口導槽。同時也可以看到 TLE 出口溫度升高。

裂解爐的操作週期指的是從進料進入乾淨爐管的操作初期 (SOR) 到進料退出準備除焦的操作末期 (EOR) 的期間，因此，如果其他因素如裂解激烈度及總進料量相同；則短操作週期可直接視為減少產能操作，而長操作週期則為增加產能操作。當操作過程中焦碳逐漸累積在爐管中時，可緩慢降低轉化率和/或進料量以稍為延長操作週期並更易規劃除焦排程。然而在實際上，最佳操作週期並不是理論上可行的最長操作週期；例如提高裂解激烈度可使每單位進料獲得更多高價值的產品，但高裂解激烈度是靠提高 COT 來達成；因此導致較高的結焦速率而縮短操作週期，在 SRT-VI 液體裂解爐的正常操作範圍內，提高裂解激烈度所得的產能利益超過縮短操作週期的產能損失。

二、參訪台塑德州乙烯廠

位於德州 Point Comfort 的台塑美國石化廠佔地 1600 英畝，共有 13 座石化上/下游工場；其中有 2 座烯烴生產工場，烯烴一廠年產乙烯 73 萬公噸，烯烴二廠年產乙烯 82 萬公噸；訪客要進入工場區參訪必須先在管理中心辦妥繁雜的手續，穿著工作袍、戴耳塞、戴防護眼鏡及安全帽，在被拜訪單位人員的陪同下才能進入工場區，進入工場區先到控制室由該單位的工安人員作一些安全提示及訪客注意事項，並檢查個人各項裝備合格後才在操作人員的陪同下到現場去參觀；給人留下一種工安紀律嚴謹的印象。

因烯烴二廠適逢大修此行僅參觀烯烴一廠，環境算得上是整潔乾淨，尤其裂解爐各層操作平台都保持的非常整潔乾淨；沒有擺放一些備用的施工材料，如墊圈、鋁皮、工具等雜物。操作中工場沒有看到維修人員穿梭其中在作維修的工作，也沒有看到操作中工場的動火工作；想必是大修工作從規劃到施工都作的不錯的結果。管線及設備的保溫施工及維護都非常好，沒有看到保溫鋁皮或防水膏有破損的情況，比較特別的是他們的彎頭保溫鋁皮是採用一體成型的鋁皮(如下照片)，不像我們是由一片一片小的鋁皮銜接起來的，看起來比較堅固不滲水。而須要經常拆保溫作維修的設備則大量使用保溫夾克，既環保又省錢。



裂解爐耐火物的施工與維護也非常好，站在輻射區爐壁旁不會感覺到悶熱，他們的操作人員允許我們用手去觸摸輻射區的爐壁，實際體驗一下裂解爐耐火物的狀況；摸起來溫溫的不會感覺燙，其裂解爐的熱效率應該不錯。裂解爐煙囪誘導式抽風扇的驅動方式有 Turbine 及馬達二種，在那麼高的地方設置那麼多的 Turbine 看起來有些雜亂；也造成一些蒸汽及冷凝水洩漏的問題，事實上他們的操作人員也比較喜歡以馬達驅動的誘導式抽風扇，還好六輕所有的誘導式抽風扇都是以馬達來驅動。

驟冷油循環泵浦的基座一直是乙烯工場較不易維持整潔乾淨的部分，因為驟冷油的顏色比較深；基座只要沾染到一點驟冷油看起來就髒髒的也不好清理，又有焦炭的問題造成泵浦的維修頻率較高；烯烴一廠驟冷油循環泵浦的基座與同廠區其他泵浦的基座比較也是髒了一些。

值班工作只分二班即日班及夜班二種，採行四班二輪的方式輪流輪值日夜班，以 28 天為一個循環，每一個循環 A、B、C、D 各班分別輪值一輪 3 天的日班及，與一輪 4 天的日班及夜班；並有一次長達 7 天的 off 班，方便值班人員作較長時間的假期規劃；因此他們的值班同仁都非常喜歡這種排班的方式。對管理者的好處是每天都有 2 個 off 班，當有人請假須找人出來代班時比較好找；其輪值排程如下表。

A		N	N	N				D	D	D	D							N	N	N	N					D	D	D	
B	N				D	D	D		N	N	N				D	D	D	D									N	N	N
C					N	N	N	N				D	D	D		N	N	N				D	D	D	D				
D	D	D	D	D								N	N	N	N				D	D	D		N	N	N				

N：夜班 D：日班

三、參訪 Emerson Process Management

六輕工場儀控系統引進數位通訊技術，將 DCS 與現場智慧型儀器加以整合，六輕工場統包工程由中鼎工程公司承包，其主要儀控供應商為 Emerson 公司。近年來由於數位通訊及網路技術進步神速，工業儀器已走向智慧型發展除本身所具有之功能之外，還可以提供其他大量資訊；並具有運算及自我診斷的能力。透過網路通訊的技術，使得控制系統與現場儀器的搭配變得比

較順暢，儀控系統導入 Field Bus 技術及周邊產品經數十年來的改善，已趨於穩定，數位通訊化已成為必然趨勢。目前商業上已發展成熟的兩大 Fieldbus Protocol 系統，一個是美國的 Foundation Fieldbus 架構系統；另外一個則是由德國 Siemens 所發展的 Profibus(Process Fieldbus)系統；六輕製程控制系統選用美國的 Foundation Fieldbus Protocol(FF) 架構系統。

Fieldbus Protocol 是一種國際標準的通訊協定，運用網路架構技術取代傳統式輸配線路的發展，乃是利用單組網路線作雙向數位傳輸給多組的儀器。H1 控制卡到現場之接線箱為一對雙絞線稱之為幹線(Trunk Cable)，接線箱至現場傳送儀器稱之為支線(Spur Cable)；H1 控制卡到現場傳送儀器稱之為一個網段(Segment)，一個網段的長度為 1900m(Total cable length)，而各別支線的線長最大為 120m(Branch cable length 為 120m)，Spur Cable 的線長度是指全數之儀器之加總長度，而此 120m 的限度是現場儀表規劃在 12 devices 以內，愈多的現場儀器則 Spur 的線長度設限愈短。

傳統式控制系統為 4~20mA 類比信號，通過雙絞線從遠端設備單元一路傳送到控制室、Rack Room、遠端終端設備；然後 4~20mA 的控制信號從控制室到現場裝置又是一條線，每個儀表就是一組獨立的電源與輸配線所構成之迴路，大量的現場佈線往往把電線、電纜、終端變的亂糟糟的；而 Fieldbus Protocol 架構為數位信號傳輸一個網段可以掛數個儀表；其不同的迴路示意圖如下：



Fieldbus Protocol H1 系統，介面被叫做 H1 卡，H1 控制系統是指 H1 卡與控制系統，Fieldbus 信號之現場儀錶可將各種測量的信號均轉換成標準的 Ff 數位信號，多個儀錶也可以並聯在一條 Fieldbus 上，各儀錶的測量和維護訊息可全部通過 Fieldbus 傳遞到控制系統。六輕所採用 Fieldbus 廠家為 Emersion 公司之 Ff 系統，一個 Ff 的 H1(H1 Card)提供兩個 fieldbus Port，每個 Port 可連接一個 Ff 網段(Segment)，每個 Ff Segment 最多可接 16 個 Ff 現場儀錶。六輕工廠的迴路應用設計上每個網段原則上最多只接 12 個 Ff 現場儀錶，初步會先以接 8 個 FF devices 來設計其中 3 個點為 A0 輸出點，保留 4 個 devices 的空間作為未來擴充所用，其他如 SIL 等級較高的或者迴路上較為 Critical 則會逐次的減少控制迴路以確保製程上的變數安全。

Foundation Fieldbus 之儀錶在技術上比傳統式之儀器有很大的突破與改變，整個儀錶電子元件部份採用數位晶片運算，宛如一個小型電腦掛在現場的儀錶上，因此六輕在製程控制策略上也作了一些改變，例如以往傳統控

制系統之PID控制僅能置放在DCS的控制器來運算執行，而六輕製程之單迴路控制系統之PID控制會下放到控制閥之定位器上，這樣可以大幅降低控制迴路的變異性(variability)與縮短控制迴路的執行時間，而且當製程控制系統當機時，現場控制迴路還可以保持自我運算及控制的功能；而其他較為複雜之運算及高階控制則會考慮放在DCS的控制器內。

Foundation Fieldbus 技術之現場接線方式與傳統接線方式，最大的不同在於傳統式的接線方式是從現場接線箱至控制室需要佈設多對式的控制電纜線(multi-pair cable)，一個儀錶為一對兩線式(Two Wire)的迴路系統，Fieldbus 之接線方式只需由 FF 接線模組配一條帶屏蔽雙絞線(主幹線-Trunk Cable)至 FF 電源模組/FF H1 卡。其他 FF 現場儀錶接至 FF 接線模組之電纜則為稱為支線(Spur)。Fieldbus 現場接線模組本身具有短路保護功能，例如迴路中遇有短路現象時此迴路的短路指示燈會亮起，並自動隔離這個短路的迴路；確保整個 FF 網段(segment)的正常運行。

分散式控制系統(DCS)採用 Fieldbus Protocol 架構設計，然而國際標準規範 IEC61511/61508 明定對於緊急停車系統(ESD)目前還是不能採用數位信號，對其 SIF(Safety Instrumented Function)之安全儀控功能的現場偵測儀器(Sensor)必須採用類比信號(Analog Signal)，以免因一些假信號或誤動作造成不當的系統跳車，所以目前六輕之安全儀控系統(Safety Instrumented System)還是選用 HART 4~20mA 的類比信號。

緊急停車系統(ESD)之現場偵測儀器，在過去多仰賴於液位開關(Level Switch)、壓力開關(Pressure Switch)、溫度開關(Temperature Switch)等元件作為緊急停車系統元件，往後會以類比信號直接進入可程式邏輯控制系統(PLC)，例如以壓力傳送器的 4~20mA 信號替代壓力開關信號，以 TT 轉換器替代溫度開關，以減少開關作動卡住或是機械問題的一些故障。

參、心得

- (1). 六輕在驟冷油循環泵浦的出口，設計了一套驟冷油的過濾系統；將全部驟冷油導入過濾系統後再回到驟冷油循環迴路，估計每週約可濾除 300 公斤的焦炭。可以有效避免焦炭夾雜在驟冷油系統中堵塞換熱器或對管線及設備造成嚴重的沖蝕。這一套驟冷油過濾系統是由 Facet 公司所設計，改善以往只提取一小部分的循環驟冷油流經過濾器濾除焦炭的設計。
- (2). Lummus 公司自 1964 年發展出第一代 SRT-I 裂解爐以來，歷經數次改良分別以 SRT-II、SRT-III 等表示，六輕裂解工場選用的是 Lummus 公司最新型式的 SRT-VI 裂解爐；與舊式的 SRT 裂解爐比較具有滯留時間短、操作週期長、爐管使用壽命長及維修容易等特性，每一股第 2 程進口爐管採用變徑管設計，內徑由 51.8mm 逐漸擴大到 127mm 可以減少爐管局部過熱有效防止爐管變形。
- (3). 裂解反應是一種吸熱反應，因此轉化率越高所需要的熱量就越多，由於乙烷的轉化率比石油腦高；所以每公噸乙烷進料所需要的熱量會高於同樣重量的石油腦進料。基於這個原理以石油腦為基準所設計的氣液分流裂解爐，當進料乙烷時會受限於 Burner 所能提供的熱量不足；而無法將每個 Coil 的煉量提高到進料石油腦時的流量，這時就要提高 DS 的流量以維持文氏管的阻氣流(choked flow)；下表是 H.C 流量高於設計煉量 70% 的情況；其數據是讓裂解爐可以維持阻氣流(choked flow)或低結焦操作的最低 H.C 流量所規範的 S/HC 比率，其他介於中間情況所需的最小 S/HC 可利用線性內插法，以四捨五入取到小數點 2 位。

case	進料	總 H.C 進料量 kg/hr	設計/HC 比率 (wt/wt)	最低 S/HC，使文 氏管維持阻氣 流 (註 a, c)		最低 S/HC，使 爐管維持低結 焦率(註 b, c)	
				80% 煉量	70% 煉量	80% 煉量	70% 煉量
1	NAPHTHA A MIX	54470	0.5	0.52	0.61	0.63	0.79
2	NAPHTHA B MIX	61479	0.5	0.43	0.51	0.63	0.79
3	NAPHTHA A MIX	48597	0.5	0.64	0.74	0.63	0.79
UFPH	LPG	57243	0.4	0.39	0.48	0.50	0.63
BYPASS UFPH	LPG	60909	0.4	0.32	0.41	0.50	0.63

註：a. 維持文氏管在阻氣流(choked flow)的最低 S/HC。

b. 為低結焦率而降低 H.C 進料下建議的最低 S/HC。

c. 從阻氣流(choked flow)和低結焦速率的兩個數值中選擇較高者。

- (4). 裂解爐可以控制的變數為進料量，稀釋蒸汽量、燃料氣流量及 COT。若要達到某種操作狀況，最重要的變數是 COT 的控制；然而轉化率的控制則是最基本的目標。但是轉化率除了 COT 的控制之外，與滯留時間也有關係；轉化率與 COT 及滯留時間的關係如下所示。

$$X = 1 - e^{-k\theta}$$

其中 x =轉化率

$$K=COT$$

$$\theta = \text{滯留時間}$$

因此不同的裂解爐爐管設計，因滯留時間不同；若要得到相同的裂解流出物轉化率，則滯留時間較短者其 COT 要較高，如 SRT-VI 裂解爐進料乙、丙烷時，若要得到與使用 SRT-III 裂解爐相同的轉化率，則 SRT-VI 裂解爐的 COT 須提高到 850°C 左右。

肆、建議

- (1). 保溫夾克的使用已經非常普遍，雖然第一次製作時費用較高，但是可以重複多次使用；而且沒有保溫廢料處理的問題，拆裝保溫時也沒有粉塵污染的問題；是一種既省錢又環保的保溫方式。可惜我們的 EPC 統包工程未將保溫夾克列入工程合約，致使操作單位以後還要逐年編列預算逐步更換；無形中浪費很多人力、財力、物力，又不符合環保原則。建議興工處研擬保溫夾克規範，將之納入工程合約；將須要經常拆保溫作維修的設備規定使用保溫夾克作為保溫的材料。
- (2). 現代人越來越重視休閒生活，台塑德州乙烯廠四班二輪的值班方式；既方便輪班人員規劃休閒生活，也讓主管比較容易安排請假人員的代班問題，人事單位應可與工會討論這種值班方式的可行性。

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 .

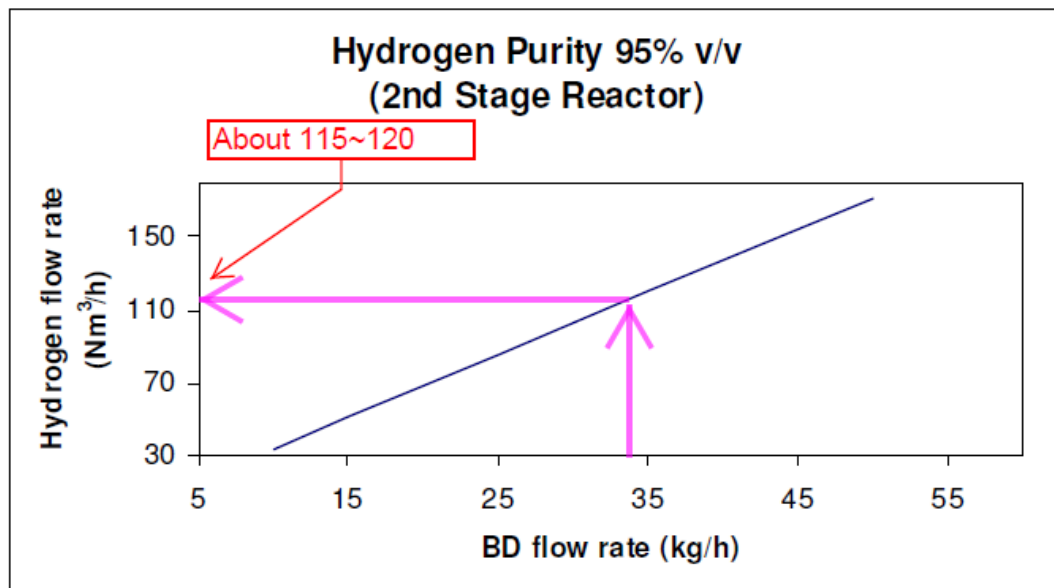
三、 OCU Section

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】

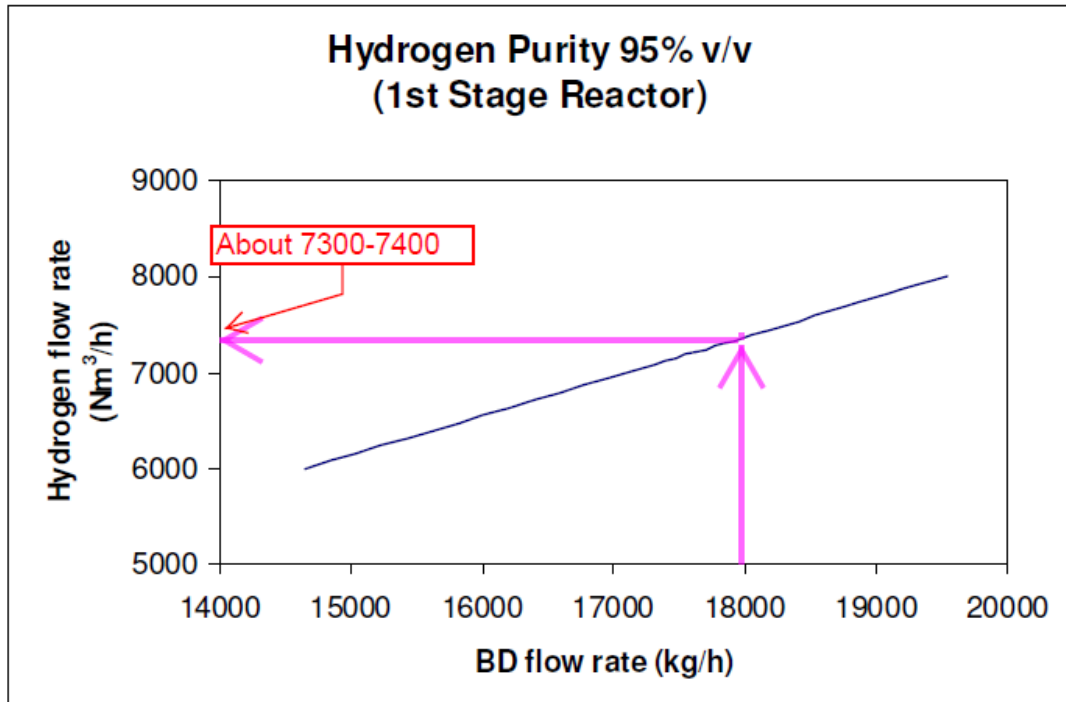
Then put the calculated data into Diagram 3.26.1



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

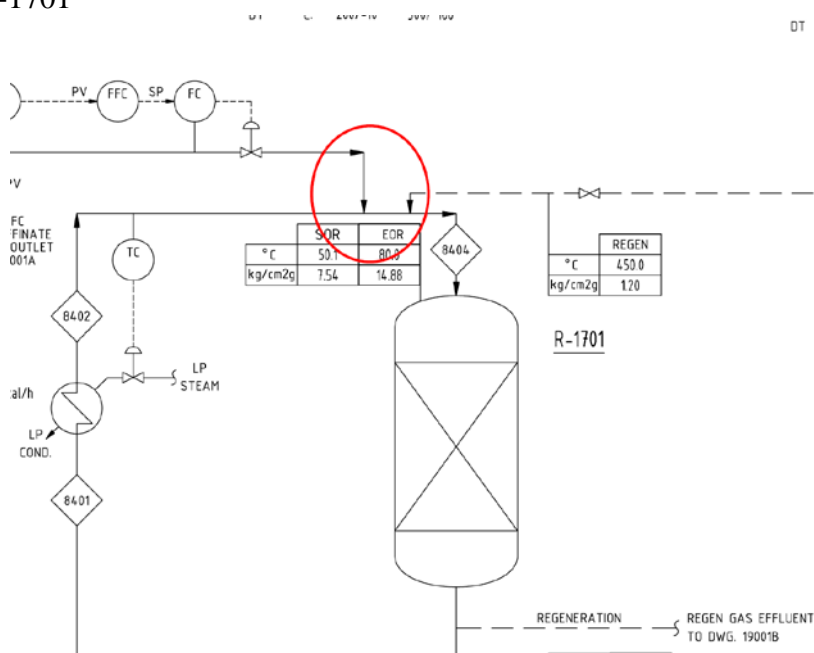
Stream No.	Description	Flow rate
3087	Hydrogen	879kg/hr =9766 Nm ³ /hr 【density of Hydrogen=0.09Kg/Nm ³ 】
8401	C4 Feed	450761 Kg/hr 【BD@Feed =37660 *3.99%=17985Kg/hr】

Then put the caculated data into Diagram 3.29.1

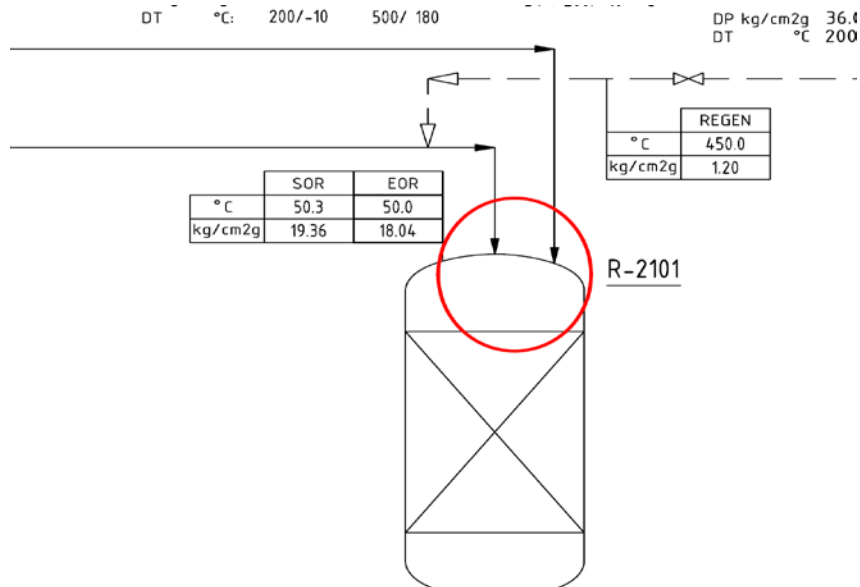


5. We found hydrogen feed Tie-in Point is different on R-1701 & R-2101 ◦ Please tell us why we have this difference ◦

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 .