

出國報告(出國類別:實習)

三輕更新投資計畫：  
「汽油氫化(PGHU)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:林淑品 (石化事業部三輕組丁二烯工場長)

陳俊峯 (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
二、參訪台塑德州乙烯廠 .....	14
三、參訪Emerson Process Management.....	15
參、心得 .....	17
肆、建議 .....	18
伍、附件 .....	19

## 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、汽油氫化(PGHU)製程產品及進料模式

##### 1). 產品

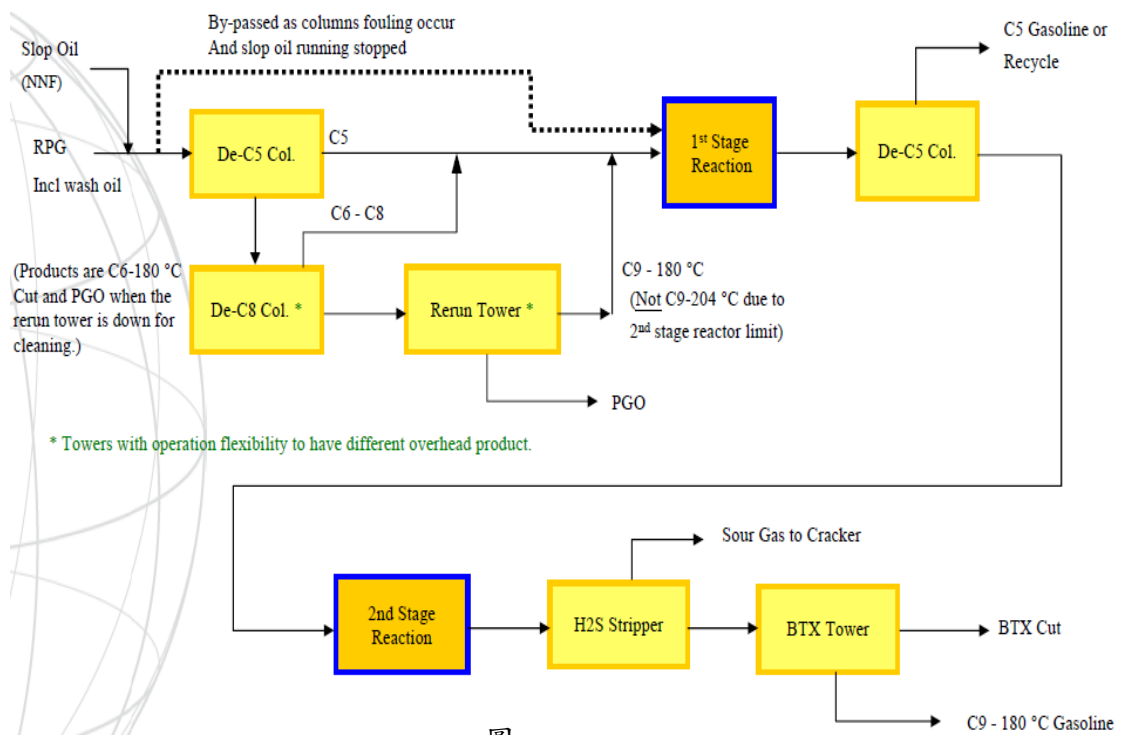
一般輕油裂解都以乙烯、丙烯、丁二烯等主要產品之產量代表其產能高低，裂解汽油等副產品產量多寡不是重點。然而在裂解汽油中，核心餾份C<sub>6</sub>~C<sub>8</sub>卻是石化產品中極具重要的一部份，取出的裂解汽油，經加氫脫硫後將C<sub>6</sub>~C<sub>8</sub>送往芳香煙工場萃取工場，更精細的分離出苯、甲苯、二甲苯。此外，C<sub>5</sub>、C<sub>9</sub><sup>+</sup>等餾份要加氫或不加氫，將可視需要做多重選擇。其產品如下列：

- BTX萃取工場進料之完全加氫的C<sub>6</sub>~C<sub>8</sub>。
- 部份加氫或未加氫之C<sub>5</sub>。
- 完全加氫的C<sub>9</sub>-180°C。
- 未加氫的C<sub>9</sub>-204°C。
- 未加氫的 180°C<sup>+</sup>或 204°C<sup>+</sup>之PGO或PFO。

2). 為因應產品多樣化，裂解汽油加氫有下列三種操作模式：

a. 正常模式: 生產部份加氫C<sub>5</sub>'S，完全加氫的C<sub>6</sub>~C<sub>8</sub>、C<sub>9</sub>-180°C及未加氫 180°C<sup>+</sup>，其流程如圖一

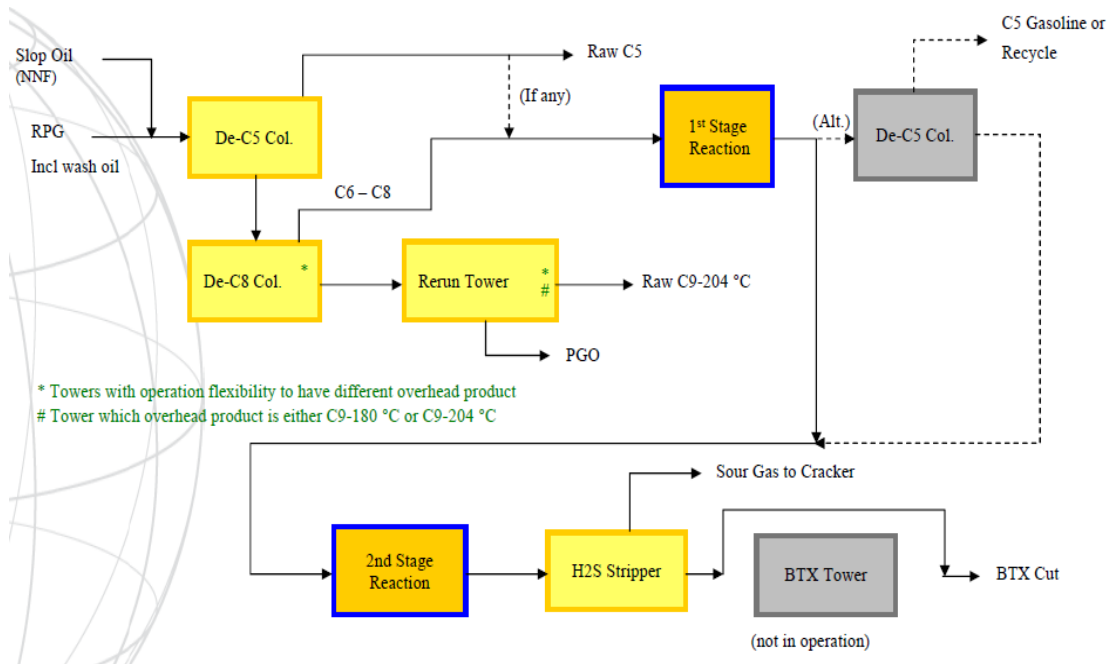
#### Normal Case (GasolineC<sub>5</sub>/C<sub>9</sub> Oriented Mode without Raw C<sub>5</sub>/C<sub>9</sub>)



圖一

b. 替代方式一：生產未加氫C<sub>5</sub>'S、C<sub>9</sub>-204°C、204°C+及全加氫的C<sub>6</sub>~C<sub>8</sub>，其流程如圖二

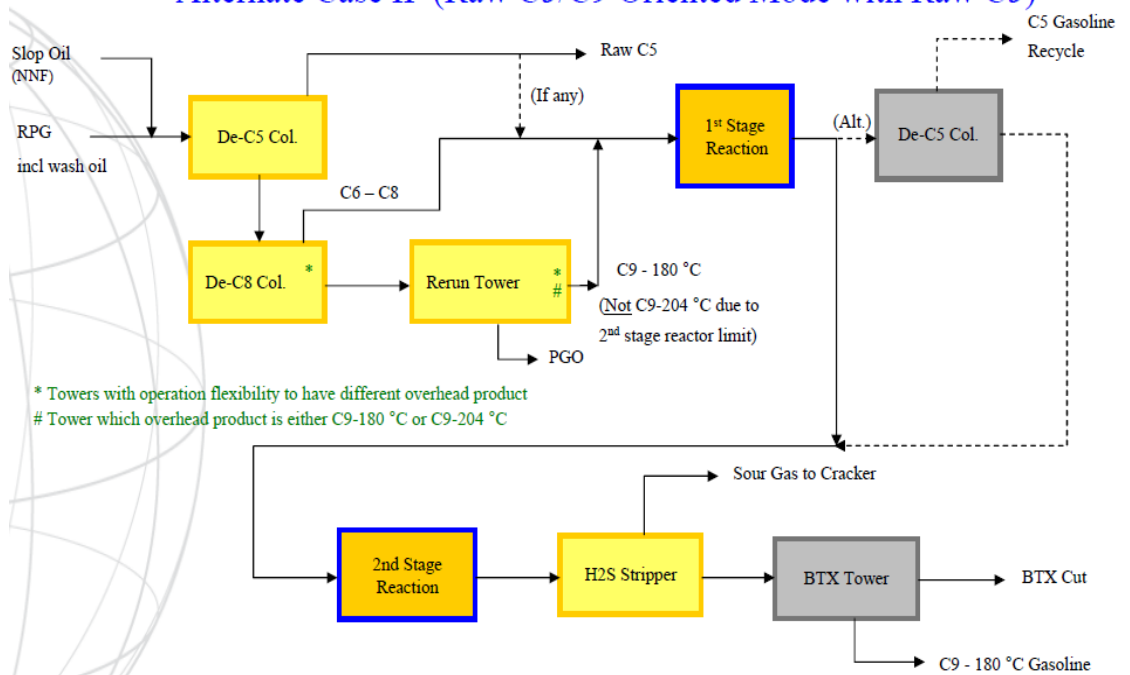
Alternate Case I (Raw C5/C9 Oriented Mode with 100% Raw C9)



圖二

c. 替代方式二：生產未加氫C<sub>5</sub>'S、180°C+，及全加氫的C<sub>6</sub>~C<sub>8</sub>、C<sub>9</sub>-180°C，流程如圖三

Alternate Case II (Raw C5/C9 Oriented Mode with Raw C5)



圖三

## 2、汽油氫化(PGHU)製程之重要設備

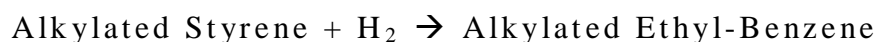
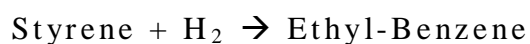
### 1). 壹/貳級氫化反應器

#### a. 基本設計資料

Reactor	DPG 1st Stage	DPG 2nd Stage
Catalyst Type	DPG-1 : (Olemax 600) Palladium Catalyst	Sud-Chemie type ODPG-III (Olemax 807) Ni-Mo 1.5mm CDS Olefin Saturation Catalyst  Sud-Chemie type ODPG-II (Olemax 806), Co-Mo 1.5mm CDS Hydrodesulphurization Catalyst
Volume Basis	To meet C5-180°C Product Spec on Diene Value and styrene content	To meet product spec on feed to aromatics extraction
Volume	24.3 m3 per bed, 48.6 m3 total	ODPG-III 6.8 m3 and ODPG-II 16.6 m3
Cycle Time	Expected 1 year	> 1 year after initial start-up expected
Estimated Life	3 years guaranteed (per reactor)	3 years guaranteed
Feed phase	liquid	Vapor
Regeneration Temp.&Press.	480°C/1.0kg/cm2	480°C/1.0kg/cm2
Catalyst state	Reduced state	Sulfided state

#### b. 化學反應

##### a). 壹級反應器的主要反應



b).Chemical Structures

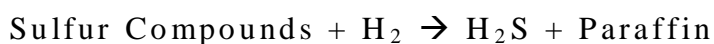
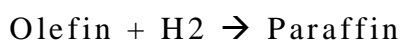


Styrene to Ethyl-Benzene



Indene to Indan

貳級反應器在氣相下反應，將烯烴加氫飽和及脫份脫除。主要的反應



c. 不純物對壹級反應器觸媒影響

a).水和硫份會造成觸媒暫時性中毒，硫份 < 400 wt ppm。

b).砷和鉛會造成觸媒永久性中毒，砷 < 30 wt ppb, 鉛 < 10 wt ppb。

d. 裂解汽油加氫壹級反應器開爐時需注意事項

a).系統已經N<sub>2</sub> Purge，O<sub>2</sub>含量在許可下。

b).系統以H<sub>2</sub>建壓後，反應器以稀釋液循環。

c).用中壓蒸汽將反應器提溫至 110°C。

d).在 110°C 下，以 H<sub>2</sub> 將觸媒活性還原。

e).將反應器溫度降至 60°C。

f).以 25%的比率進料裂解汽油。

g).將後續的塔槽及貳級反應器啟用。

h).在媒床溫度許可下，緩提進料量至 100%

e. 正常操作情況

		溫度°C		壓力kg/cm <sup>2</sup>	流量 t/h (Feed+Recycle)
		進口	出口		
壹級反應器	EOR	58	100	30	70+282
	SOR	159	190		
貳級反應器	EOR	225	273	27.72	56.9+13.7
	SOR	270	316	29.22	



f. 影響壹級反應器重要操作變數

a). 進口溫度

反應器進口溫度是最重要的操作變數。調整反應器進口溫度，以維持所須的反應激烈度。但反應器溫度太高卻會增長烯烴的飽和，其初級反應是二烯烴、苯乙萘烴化合物的選擇性氫化反應。

b). 液體循環

循環液具有雙重功能，緩和流經反應器因放熱氫化反應的溫度上升，和提供沖洗效果減少觸媒結垢。粗裂解汽油不能用來當反應器初啟用之循環液，其規範要符合【Wt% 烯烴 + 1.5 X (wt% 芳香烴) ≤ 17】的要求，避免不飽和物含量過高，使煤床溫度上升。輕裂工場典型的安全循環液就是石油腦或芳香烴工場之萃餘油。

c). 進口壓力

反應器以液相反應，其壓力與氫分壓有直接關係，液體進料對氫氣有吸收和反應的傾向。反應器壓力以調整進料的氫氣流量為首要。

d). 過剩氫氣

反應器內部須一些過剩氫氣以維持足夠的氫氣分壓。正常情況，大約 10% 過剩氫氣將滿足反應的需要。假如反應器的過剩氫氣量太低時，提高反應器的溫度並不會改善成品的品質。

g. 壹級反應器煤床高溫原因：

a). 循環液失效

b). 進口溫度過高

c). 流量分佈不均產生區域性熱斑

溫度上升速率  $>7^{\circ}\text{C}/\text{min}$  時，要關掉進料及氫氣，並將經過冷卻器的循環液開至最大量。

h. 壹級反應器連鎖系統

a). 跳車因素

- 煤床高溫度
- 所有循環泵浦失效
- 循環泵浦進口 XV 關
- 手動跳車

b). 跳車後被作動之設備或元件

- 停進料泵浦

- 關進料流量控制閥和氫氣壓力控制閥
- 作動警報

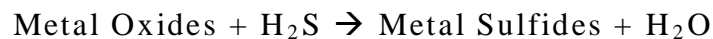
i. 貳級反應器主要的功用是

- a). 將流經壹級反應器之油料中剩餘的烯烴飽和。
- b). 將油料中之硫份，與氫氣形成硫化氫去除硫份，硫<0.2ppm。

j. 貳級觸媒預硫化

觸媒必須預硫化以獲得充分的活性和選擇性。操作硫化不完全的觸媒，將導致苯及芳香族的氫化。芳香族的氫化是種高放熱反應，會造成整個反應器溫度過度上升，偏離正常範圍。也是產品不合格原因。

觸媒必須從氧化直接轉化為硫化態，因為氧化態觸媒暴露在230°C以上的氫氣，將使觸媒轉為還原態，在還原態下就不能確實的硫化。硫化會產生水，其反應式為



水會冷凝積存在高壓驟沸槽，進料前要排淨。排放水會逸散硫化氫，排放時需在密閉下進行。

k. 成品規範

a). 壹級成品

Existing gum	mg/100 ml	4 max
Diene value		2 max
Induction period	minutes	480 min
C4s and lighter	wt%	2 max
Benzene	wt%	0.3 max
C6s plus	wt%	3.5 max

b). 貳級成品

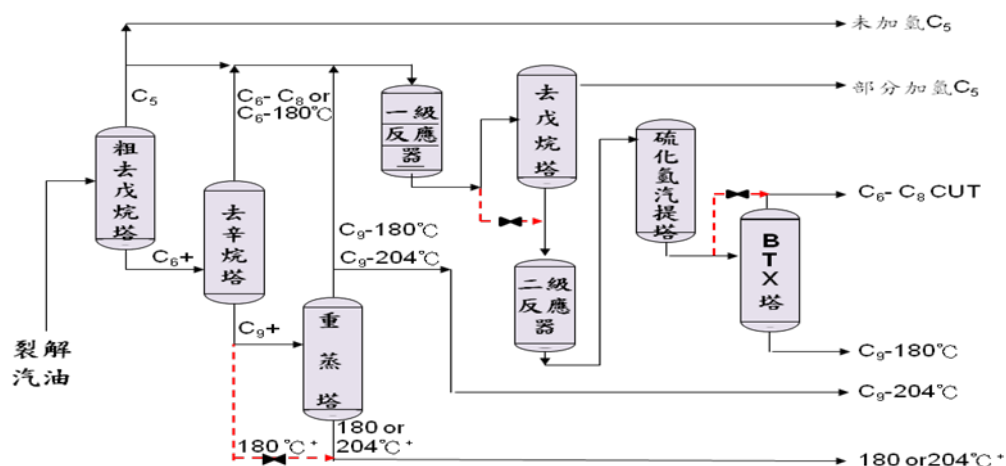
C5s and lighter	wt%	1 max
C9s and heavier	wt%	1 max
Total Sulfur	wppm	1 max
Bromine Index	mg/100g	150 max
Diene Index		1 max
Thiophene	wppm	0.2 max
Water	wppm	Nil
Chlorides	wppm	1 max
Carbonyls	wppm	1.5 max
Nitrogen	wppm	0.5 max
Styrene	wppm	250 max

## 2). 塔槽

### a. 各塔槽主要功能

塔槽名稱	主要功能 參圖四
粗去戊烷塔	取出未加氫 C <sub>5</sub> 's 成品
去辛烷塔	取出 C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub> 或 C <sub>6</sub> -180°C (如重蒸塔不操作) 當壹級反應器進料
重蒸塔	取出 C <sub>9</sub> -180°C 當壹級反應器進料或 C <sub>9</sub> -204°C 未加氫成品，把重成份及膠質聚合勿移除
去戊烷塔	取出部份加氫 C <sub>5</sub> 's 成品
硫化氫汽提塔	將二級反應器出料之硫化輕氫及輕成份(氫氣、甲烷等)吹除
BTX 塔	分離出 C <sub>6</sub> -C <sub>8</sub> 、C <sub>9</sub> -180°C 兩股成品

六輕裂解汽油加氫簡圖



圖四

裂解汽油加氫之再沸器都以中壓蒸汽為熱媒，為避免塔槽底部生成聚合物及結垢之機會，各塔槽都以較低壓力操作，以降低底部操作溫度。在去辛烷塔及重蒸塔底部再沸器更配置泵浦，強制循環，避免死角而致高溫。

塔槽之溫度控制，除了硫化氫汽提塔，是由頂部氣體流量串聯控制再沸器之蒸汽流量外，其餘各塔槽都在適當的塔盤以溫度串聯控制再沸器之蒸汽流量。各塔槽溫度只要可以使必要的油品分離即可，都應避免加熱過度，溫度過高，以降低結垢或生成聚合物的機會。

## b.塔槽連鎖系統

### a).作動時機

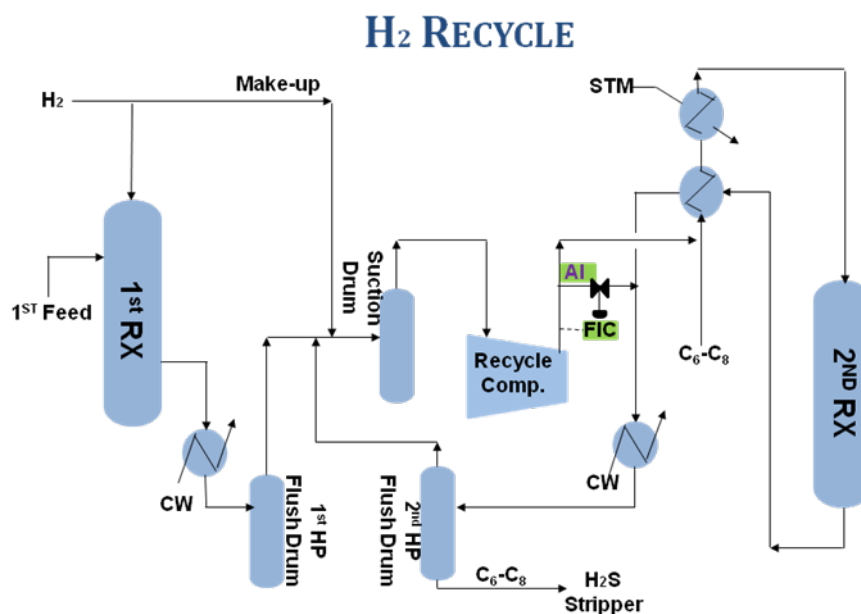
- 塔槽高壓時
- 停冷卻水
- 停電

### b).作動元件

- 再沸器加熱蒸汽閥

## 3).貳級氫氣壓縮機循環系統

循環氫氣流量為  $1170\text{Nm}^3/\text{ton liquid feed}$ ，降低進料露點，進料凝結液體是觸媒結焦的原因，並提供反應足夠的氫氣分壓。其概略流程如圖五



圖五

### a.壓縮機進氣有三來源：

- 壹級反應器出料高壓驟沸槽
- 貳級反應器出料高壓驟沸槽
- 新鮮氫氣補充

### b.跳車因素

- 循環壓縮機進口緩衝槽高液位
- 循環壓縮機出口高溫
- 循環壓縮機出口低流量
- 手動緊急停機(從現場或控制室)
- 壓縮機機械跳車,如滑油低壓,高震動

- c.跳車後連鎖作動元件：
  - a).停循環壓縮機馬達
  - b).停二級進料泵
  - c).關二級進料控制閥
  - d).開啟 miniflow Valve
  - e).觸動跳車警報
- d.氫氣循環目的：
  - a).確保氫氣分壓
  - b).稀釋二級進料中之結垢前驅物
  - c).提供預硫化之氫氣

### 3、汽油氫化(PGHU)製程之反應器再生

#### 1). 壹級反應器

觸媒因聚合物沉積，阻塞反應位置導致活性衰退；當反應器進口溫度已提高至極限，產品不能符合規範或反應器煤床差壓已達  $2.0\text{kg}/\text{cm}^2$ ，即須進行反應器再生，再生需謹慎，燃燒在控制下進行，步驟如下：

- a. 先將煤床之揮發性物質吹除並升溫至  $400^\circ\text{C}$ 。
- b. 開入蒸氣及空氣 1 mol%，開始燃燒程序。煤床溫度上升，表示沉積物質在燃燒。
- c. 燃燒的前緣溫度高於  $400^\circ\text{C}$ ，這高溫的部位將從頂部往底部移動。
- d. 監視煤床溫度並調整空氣注入量，使溫度維持在  $450^\circ\text{C}$  以下。逐步的增加空氣比率至 5 mol%。在主要的燃燒完成後，將空氣關斷並將煤床提溫至  $425^\circ\text{C}$ 。
- e. 再注入空氣進行二次燃燒，並逐步的增加空氣比率至 10 mol%。
- f. 如果煤床高溫或發現溫度快速升高，要立即減少空氣流量使煤床溫度降至  $450^\circ\text{C}$  以下。要迅速採取行動，別讓溫度高峰值出現  $480^\circ\text{C}$  以上，超過  $500^\circ\text{C}$  會損害觸媒。

#### 2) 貳級反應器

反應器煤床差壓已達  $2.0\text{kg}/\text{cm}^2$ ，或反應器出口溫度已達  $320^\circ\text{C}$ ，反應器就需準備再生。再生程序和壹級反應器類似。

## 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 Emersion 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 Emerson 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 AO 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).六輕之一級氫化反應器在觸媒的配置與三/四輕有諸多相異處，六輕之上/下媒床體積採 1:1 設計(上/下各為  $24.3\text{m}^3$ ，媒床總體積為  $48.6\text{m}^3$ )，三/四輕則採 1:3 設計。在反應器溫度控制設計也不同，此氫化反應為高度放熱反應，六輕反應器於進口端注入冷循環油，以控制反應器進口溫度，上/下媒床間並無側邊驟冷油(side quench oil)。為避免媒床高反應溫度，因此利用冷循環油來控制反應器進口溫度；冷循環油也有”清洗”效果，可減緩觸媒積垢速率，故反應器進口溫度將是最重要操作參數。設計資料，一級氫化反應進口溫度初期為  $58^\circ\text{C}$ ，媒床溫差為  $36.8^\circ\text{C}$ ；末期為  $164^\circ\text{C}$ ，媒床溫差為  $26.3^\circ\text{C}$ 。
- (2).較高迴流比，塔頂/塔底成品分離的精細度較佳，但也要在產品可合格之裕度內，否則會提高再沸器的負荷，增加再沸器結垢的趨勢。其結垢起因於進料中苯乙烯，烷基苯乙烯，和節的高濃縮造成。故重蒸塔/去辛烷塔操作在真空狀態下操作，以降低塔槽溫度。其目的就是在減少塔槽和再沸器結垢。也使用泵浦強制循環再沸器(Forced-circulation Reboiler)增加流通量，避免溫度過高，以防止再沸器管子結垢。

## 肆、建議

- (1). 遼道參觀台塑德州廠，該廠操作也有些年，然設備外觀並不顯老舊，在維護上必然下功夫。在操作中的 Lummus SRT VI 裂解爐旁不感覺熱，請教陪同的現場人員，他居然帶我的手掌貼著爐壁，真不可思議，這太令人震撼，爐區環境甚為整潔令人稱羨。相較之下，我們的舊廠，或許是設計不夠先進，或是操作人員對設備呵護不足，但也深深覺得同仁的敬業精神需再加強。
- (2). 國內石化產業附加價值低，此時正值政府積極推動石化品高值化之際，為油品尋求更好出路是共同目標。C<sub>5</sub>、C<sub>9</sub>等餾分一直未被充份利用，欣聞為生產DCPD、Isoprene等C<sub>5</sub>系列產品已有合作對象，C<sub>9</sub>、C<sub>4</sub>s等餾分如果也有所突破，對加強石化產業上、下游垂直整合，及公司長期發展與經營具正面助益。

## 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 .

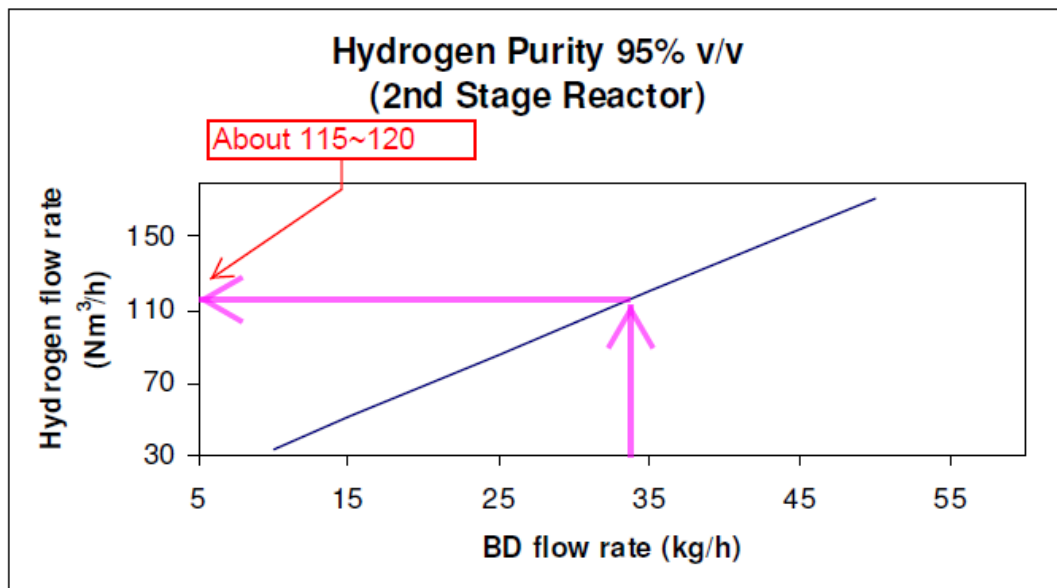
### 三、 OCU Section

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】

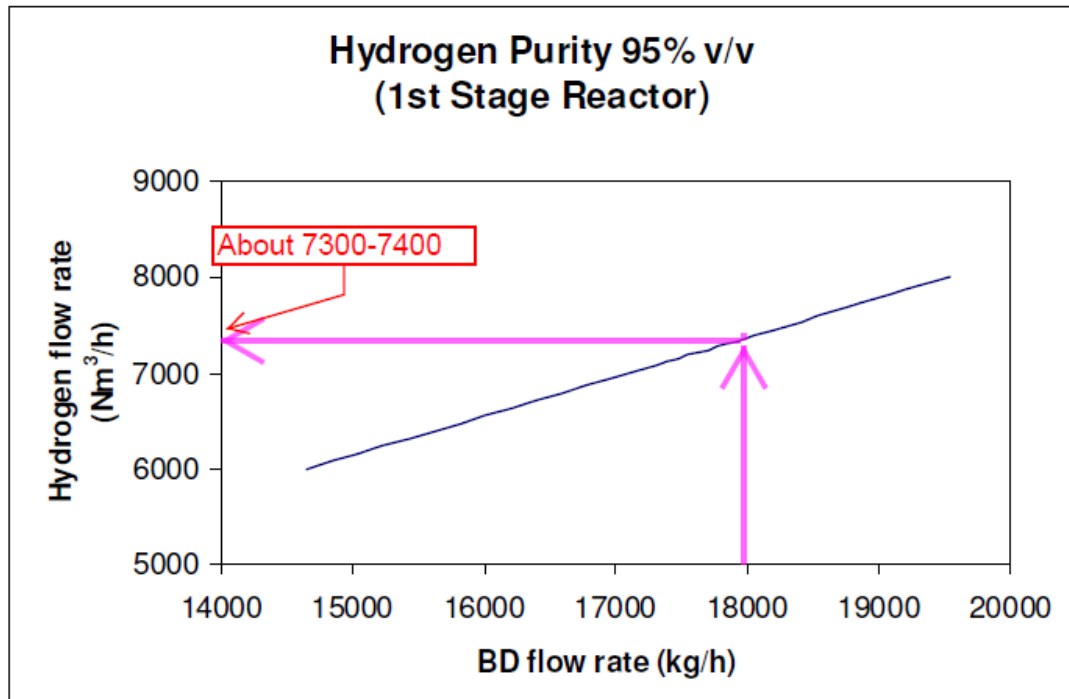
Then put the calculated data into Diagram 3.26.1



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

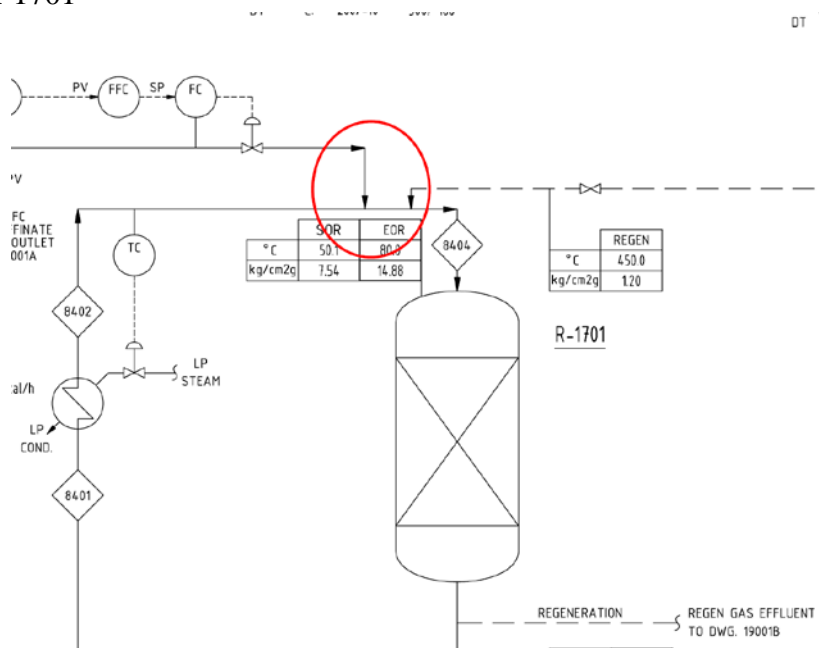
Stream No.	Description	Flow rate
3087	Hydrogen	879kg/hr =9766 Nm <sup>3</sup> /hr 【density of Hydrogen=0.09Kg/Nm <sup>3</sup> 】
8401	C4 Feed	450761 Kg/hr 【BD@Feed =37660 *3.99%=17985Kg/hr】

Then put the calculated data into Diagram 3.29.1

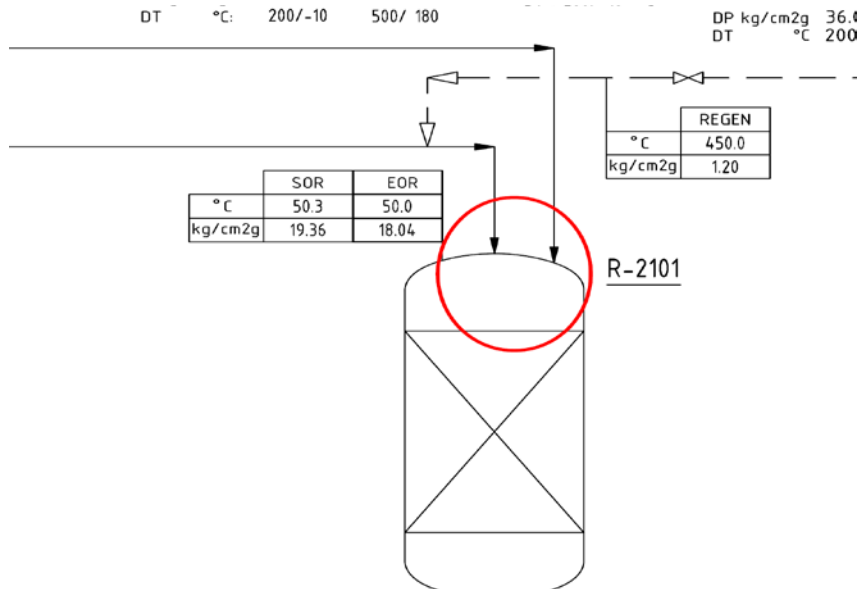


5. We found hydrogen feed Tie-in Point is different on R-1701 & R-2101 ◦ Please tell us why we have this difference ◦

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 .