

出國報告(出國類別：研究 )

新三輕主製程區(Master Unit)開/停爐  
期間高架燃燒塔最小排放量  
(Flare Minimization)之最適化研究

服務機關：台灣中油石化事業部  
林園石化廠 新三輕組 汽油氫化工場  
姓名職稱：邱啟偉 工場長  
派赴國家：美國  
出國期間:104.06.11~104.10.14  
報告日期:104. 10. 26

## 摘要：

有鑑於乙烯工場為高壓氣體製造場所，物料具有不易儲存特性，於開爐及停爐階段必須使用高架燃燒塔(Elevated Flare)排放不合格產品，將之燃燒。此燃燒過程不僅將產生火光，伴隨而來還會有因蒸汽吹驅產生的噪音，以及燃燒後會產生的黑煙、NO<sub>x</sub>、SO<sub>x</sub>等空氣汙染物質，特別是這些物質都是造成溫室效應最主要的物質，在日劇嚴格的環保法規及工關形象上，本公司有必要依據乙烯工場的生產特性制定相應之開/停爐步驟尋求最低排放量之策略。本次研究成果摘要如下：

1. 分析新三輕開爐現有策略與同類型工廠於開爐排放累積總量比較。新三輕現有開爐策略於103年開爐成效較四輕組於102年開爐之約當 Flare 排放量削減 53%，換算轉撥計價效益約為 1600 萬元。
2. 新三輕最近一次開爐與停爐高架燃燒塔(Flare)排放總量與卡達 120 噸乙烯廠於 2012 發表文章相比，其分別約當排放量為 15.9%以及 52.08% [6]，顯示本公司開停爐程序 Flare 排放量已具世界水準。
3. 針對新三輕開爐排放減量，建立妥 Chillingtrain 部分之動態模型，可進行穩態下之動態調控模擬，探討操作參數之變化情形。
4. 提出質能網絡(Mass Network)概念提供輕裂工場停爐減量策略之探討與可行性評估之建議、透過資料收集了解世界各地區乙烯工場停爐減排策略。若依照文獻報導停爐策略 Flare 累計排放量至少可較傳統方式消減 73% [8]。

## 目 錄

一、 研究目的.....	4
二、 任務過程.....	5
(一) 行程概況.....	5
(二) 交流訪問學校介紹.....	5
(三) 交流訪問單位介紹-Dan F. Smith 化學工程系,整合系統工程實驗室.....	5
(四) 研究內容.....	6
三、 新三輕與同類型工廠(四輕)開爐排放量比較及成本分析.....	7
四、 新三輕開爐排放量最適化研究-縮短粗氫氣合格時間之動態模擬模型.....	17
六、 心得與建議事項.....	35
七、 參考文獻.....	36
八、 表目錄.....	37
九、 圖目錄.....	37
十、 附錄.....	38
(一) 每週工作報告與文獻回顧翻譯整理。.....	38

## 一、研究目的

燃燒塔排放(Flaring)為化學程序工業中最攸關緊要的操作程序，燃燒塔在化學工業中扮演重要的角色，例如以設備保護或業主的角度看，Flare 可提供:保護設備防止超壓爆炸、於製程不順時緊急排放避免產品污染。但是若由環境保護的角度來看，過量的排放卻會造成對環境的衝擊以及負面的社會觀感，伴隨而來還有重大的經濟損失。

目前對於化工程序工業(Chemical Process Industry(CPI))來說，有關 Flare Minimization 的程序尚無法標準化，原因是因為每座工廠都有其不同的生產製程以及操作程序，Flare 是隨著這些根本上的不同而選擇其使用的時機。原則上能避免 Flare 排放最佳的方法就是減少排放的次數以及每次排放的量，這是污染防治的根本辦法。

對於如乙烯生產這類的氣體製程工場而言，每當製程不順或者在工場開爐/停爐期間，產生的不合格產品都有可能被排放到 Flare 去，最簡單經濟的預估的方法就是利用模擬軟體的技巧，預先了解可能的排放原因及擬定開車或停車程序，在軟體功能尚未完善以前，工場的操作都是必須仰賴操作人員的經驗、主管的決策等非科學化的決策，過去，我們也從中獲得許多慘痛的經驗。

即使到了現今，許多對於 Flare 減排的做法上，仍是採取試誤法(Trail and error)以昂貴的成本及不確定的結果來調整操作程序。不過由於日趨嚴格的法規，對於 Flare 的要求目標都是希望達到”0”排放。有關乙烯工廠排放最小化的做法方面有以下幾個方向：循環不合格物料、以最少的裂解爐進料開爐、精餾塔全迴流操作、預先補入合格的產品至系統中全迴流操作。以新三輕而言，設計起始階段就已考慮朝以上方向減少開爐期間的排放量。

本研究計畫是探討現有的操作策略與過去的廠在開爐方面獲得了哪些成果？；接著再以動態模擬方式建立、驗證開車過程中的關鍵步驟，預測較佳的開車策略供未來參考，仔細的檢驗乙烯工廠開爐程序過程中能降低 Flare 排放的可能操作步驟；最後，針對停爐的 Flare 進行減量及縮短大修期限提出可行性建議。

## 二、任務過程

### (一) 行程概況

本次赴美交流訪問位於德州之 Lamar University Dan. Smith Chemical Engineering Dept.，研究期間自中華民國 104 年 6 月 11 日起至 104 年 10 月 28 日止，共計 142 天。日程與工作內容說明如下表所示：

日期	地點	工作概況
104.06.11 (星期四)	美國德州 博蒙特市	搭機赴美- 高雄-日本東京轉機-美國達拉斯- 休斯頓(HOU)機場-轉車至博蒙特市
104.06.12~104.06.14 (星期五~日)	美國德州 博蒙特市	工作準備。尋找寄宿公寓及辦理校園出入證件、簽證報到等必要之行政流程。
104.06.15~104.10.14	美國德州 博蒙特市	最小排放開停/爐法最適化交流訪問研究
104.10.14~104.10.15	高雄	搭機返國- 美國休斯頓(HOU)-達拉斯- 日本東京-高雄

### (二) 交流訪問學校介紹

拉瑪大學(Lamar University)位於德州東南區，全校約有 15000 名學生，是全德州的學院及大學之中，成長最快的。他也是屬於德州州立大學體系之一的學校，拉瑪大學提供了一百種以上的課程學習，培養涵蓋學士、碩士、博士等學位。校園占地 270 英畝，離東邊的全美第四大城市休斯頓(Houston)大約 90 英哩，往西約 25 英哩就可進入路易斯安納州(Louisiana)。

本校所有的主要課程品質都已經過國家認可，並且依學生素質各自發展特色。與其他鄰近於休斯頓的大學相比，拉瑪大學的小班制及高師生比可使學生與具專業素養的教職員之間建立有意義的關係，這些教職員也都真正關心學生的未來能否成功。拉瑪大學會給予各學院壓力，要求無論對於哪種階段的學生都必須強調動手實作，並給予大學部的學生大量研究的機會，也提供榮譽獎助學程。本校為南方大學聯盟組成學校之一，並提供獲認可及品質認可之專業訓練課程。

### (三) 交流訪問單位介紹-Dan F. Smith 化學工程系,整合系統工程實驗室

(Lamar University, Dan F. Smith Chemical Engineering Department ,Lab of Integrated Systems of Engineering)

美國Lamar大學化學工程系的整合系統工程實驗室(Lab of Integrated Systems of Engineering)於研究乙烯工廠開停/車過程之燃燒塔減排技術(Flare Minimization)位居於世界領先地位，本實驗室依據”穩態-動態-開車”等狀態提出許多相關研究數據與文章：(1)依據物質平衡表及設備的設計操作參數，穩態建模，再以工廠的實際數據對此穩態模型進行驗證；(2)將驗證後的穩態模型導出至動態模型，加入控制器，再利用DCS歷史數據對於動態模型進行驗證；(3)利用動態模型對不同的操作策略進行模擬，得出相對

應的開車時間與減排量進行比較。

本實驗室近年來於美國化學工程師學會(AICHE)發表文章每年以平均7~10篇左右速度發表研究文章，主要研究領域可區分為三大類：1. 乙烯及LNG工場動態模擬開/停車 Flare排放減量程序。2. 環境工程領域-德州墨西哥灣區空氣汙染品質監控與分析研究。3. 工作排程作業研究(Job Scheduling)。

本實驗室目前約有三位PhD博士候選人(企業實習中或待就業)、七位PhD(哲學博士)學生、兩位DE(工程博士)學生、兩位碩士班學生。除碩士班學生外，所有博士生皆領有獎學金；由於本實驗室研究內容與實務連結性強，因此外籍學生畢業生普遍留美就業機率高，且都有不錯就業機會提供。

#### (四) 研究內容

本研究主題涵蓋開爐及停爐程序中 Flare 排放量的改善，分別以下面三個部分研究，內容於第三至第五章中撰述。

1. 新三輕與同類型工廠(四輕)開爐排放量比較及成本分析。
2. 新三輕開爐排放量最適化研究-縮短粗氫氣合格時間之動態模擬模型。
3. 輕裂工場停爐減量策略之探討與可行性評估及建議。

### 三、新三輕與同類型工廠(四輕)開爐排放量比較及成本分析

輕油裂解工場(或稱乙烯廠)為高壓氣體作業場所，按照勞動部的危險性工作場所分類，屬於甲類危險性工作場所，在目前中油公司所有的煉製/石化工場仍屬高度危險、管制嚴格的製程單元，所受到的法規要求也屬最高規格。乙烯廠由於是高壓氣體作業場所，在其開/停爐階段以及製程不順(Up-set)時，由於大量的不合格氣體無法儲存，為了保護設備的原則，必須將不合格氣體排放至高架燃燒塔燃燒(Elevated Flare)，此過程稱為 Flaring。受限於管徑及燃燒頭(Burner)的設計，以及排放內容物的組成都會影響到排出黑煙是否能完全燃燒，假若排放量超出 Flare 的無煙操作設計量(15%)，則容易有黑煙產生，一旦有黑煙產生，容易造成附近居民恐慌、影響空氣品質、打及公司形象等負面影響。因此，對於 Flare 排放量有必要進行管制與控制。

如上所述，產生 Flare 黑煙最主要的時機有三個：開爐、停爐、製程不順。開爐期間的排放，主要原因來自於一個工場經歷新建完成或每次大修結束，設備完全處尚未啟用的狀態，系統無法達成設計的分離條件(如溫度、壓力、流量等)，為了避免不合格產品汙染，影響生產品質，傳統的開爐方式，必須將不合格內容物排放至 Flare。由於本公司已有大約 40 年的輕油裂解場操作經驗，早在過去三輕/四輕時期，就已擬定開爐排放減量計畫，改用逆向開爐法，消弭開爐期間的 Flare 排放量以及縮短開爐時間，開爐時間與 Flare 排放總量有絕對的相關關係[1]。根據文獻資料，過去以傳統方式順序開爐方式所需時間約為 25 小時，簡單的推估總排放量，60 萬噸年產量的乙烯工場在單一次的開爐中約可產生 2500 噸乙烯排放掉[2]。假設 Flare 的燃燒轉化率為 98%[3] (非指無煙燃燒)，這批乙烯燃燒後的汙染空氣中將含有 15.4 百萬磅的 CO<sub>2</sub>，40 千磅的 CO，7.4 千磅的 NO<sub>x</sub>，15.1 千磅的碳氫化合物以及 100.0 千磅的 HRVOC。以上只是針對乙烯推估，如果將其他排放物也納入計算，如乙烷、丙烯、丙烷...單一廠的開爐就會產生非常大量的空氣汙染物質。

新三輕目前採用的開爐法以逆向、分區整合串連法(稱 Flare Minimization)，結合嚴謹的開車操作步驟規劃，已大幅降低總排放量，第一部分研究中，分析新三輕包含試爐期間兩次開車以及第一次大修後正式開車的記錄與數據分析，以 103 年 4 月 15 日的為進料日的數據統計與中油公司第四輕油裂解廠的開爐程序 Flare 總量比較，先了解現有情形，以利後續的改善方向。

#### (一) 乙烯工場開爐期間可能開爐期間可能產生排放之原因與削減對策

首先是問題辨識，改善之前必須先了解開爐期間有哪些排放來源?原因為何?

如何改善?

開爐準備工作期間可能排放 Flare 系統，造成 Flare 流量原因及改善對策如下表 1.說明：

表 1. 乙烯工場開爐準備工作期間可能之各種排放來源及消滅對策

進料日前(開爐準備工作)			
項次	工作項目與內容	削減或改善對策	備註
1	各系統 N <sub>2</sub> Purge	確定為氮氣可排至大氣中	
2	各系統準備開爐 Gas Purge	無法避免，白天排放、晚上暫停 以免火光遭抗議	
3	冷凍壓縮機開車-不冷凝氣體排放或設備因素	無法完全避免，只能盡量降低	

進料當日			
項次	工作項目與內容	削減或改善對策	備註
4	甲烷化反應器 N2 升溫排放	可接至 Silencer 排大氣	說明 1.
5	為使氫氣合格必須排放 Flare 使冷箱中氫氣甲烷分離溫度降低至-162 °C。	預先降低溫度，縮短排放時間	說明 2.
6	轉動機械或控制閥故障、設備管線洩漏造成緊急停爐或延後開爐	進料日前預先投入實物料測試	說明 2.

說明 1：甲烷化反應器必須在氫氣合格以前，先引入氫氣升溫，使媒床溫度預熱至 150°C 以上才能引入氫氣，甲烷化反應器觸媒主要成分為鎳金屬，在 100°C 以下、CO 的分壓 >0.01Bar，就有可能產生有毒的羰基化鎳(Nickel Carbonyl)。引入合格氫氣以前必須以氫氣預熱升溫，現有的設計是把預熱的氫氣排放到 Flare 系統，事實上此股氫氣是可直接排放大氣，並不會有任何污染產生(大氣中有 79% 的氫氣)，103 年新三輕開爐為例，此股引入的氫氣流量累計有 34285 NM<sup>3</sup>/Hr(氫氣比重 1.2506 g/L，換算後總量為 42.87 公噸)。

說明 2：第 2&3 項即為最主要設計 Flare Minimization 開爐法的目的。

## (二)新三輕主製程區最小排放開爐程序簡介

為避免在初期開爐階段，因產品不合格產生大量不合格物料排放至 Flare，而產生工安、環保、成本浪費等問題。系統先引入合格物料，物料於系統中循環，再由成品輸送管線將合格產品送回儲槽區域，形成一個密閉迴路，於此同時盡量先將低溫系統操作至接近正常操作條件，等待正式進料後，就可以停去合格物料之補入，盡快使產品合格，縮短開爐時間。

➤ 進料前，下列各系統準備工作皆已完成

1. C-1501 補充妥丙烯冷媒，循環操作中。
2. C-1601 補充雙冷媒，循環操作中。
3. 所有的反應器(至少一座)已完成還原、活化、備用。
4. 所有的乾燥器(至少一座)已完成再生、備用。
5. 系統氫氣已吹驅乾淨，完成 Gas purge。

➤ D-4 上午開 C-1501/下午開 C-1601。 乙烯精餾塔開始全迴流操作。去

乙烷塔底部補充丙烯至液位達 50%左右，啟用底部再沸器(低壓蒸汽加熱)

➤ D-3 A.建立乙烯小循環。去乙烷塔->乙炔反應器->乙烯精餾塔->球槽

->去乙烷塔迴流槽

B.建立丙烯小循環。去丙烷塔第一塔->丙烯乾燥器->PDMA 反應器(不加氫)->去丙烷塔第一塔。(No.2 Depropanizer 不操作)

➤ D-2 Chillingtrain 以區外 NG(30Kg)建壓。丙烯精餾塔系統補丙烯，待有 QW

可用，全迴流操作，若無 QW 則備用。1200 區 Gas Purge 妥、C-1201Warm-up

➤ D-1 早上 C-1201 開車自身循環，補入甲烷至出口 10Kg，補充乙烯至出

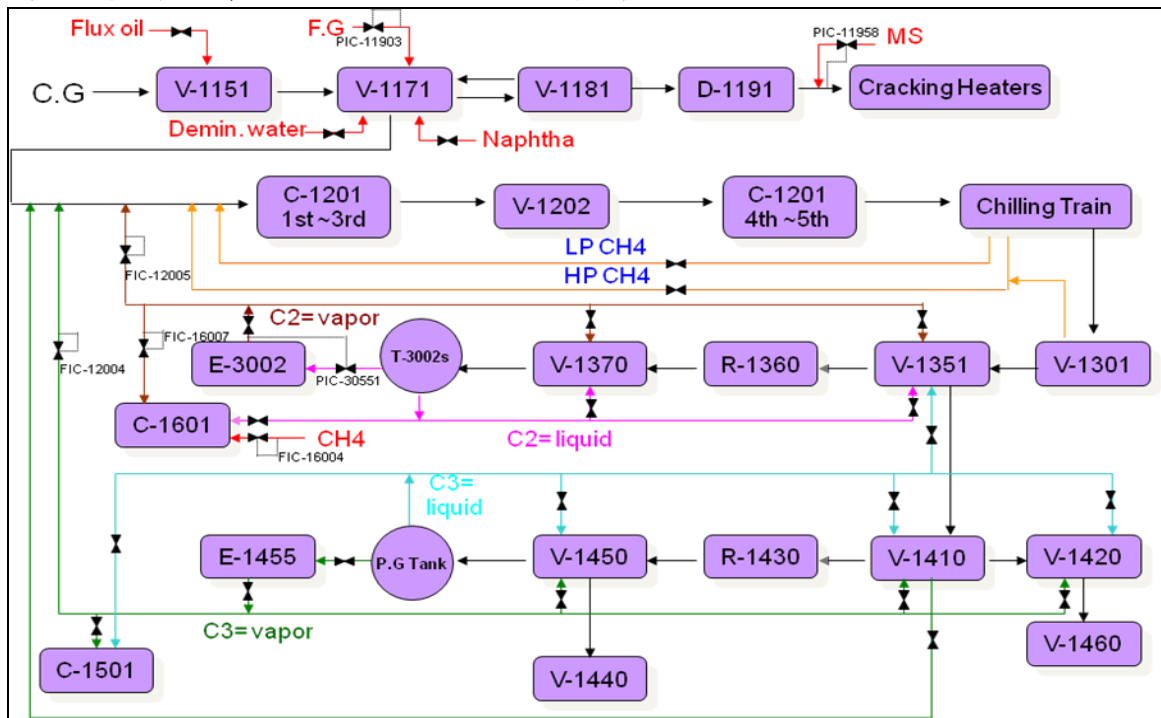
口 25Kg，補入少量 H<sub>2</sub> 使壓力>30Kg，並同時調整 mini-flow 避免

Surge。下午與低溫區連通，HP/LP 甲烷回到 D-1201。



- 18:00 甲烷化反應器開始以 N2 升溫
- D 裂解爐 Charge(3N+1E)，參數調整平衡。
- D+1 4N+1E

圖 1. 新三輕全系統 Flare Minimization 流程圖



### (三)歷次新三輕開爐 Flare 排放量統計比較

依據新三輕 Flare Minimization 開爐計畫，丙烯冷凍壓縮機的開車時間通常在裂解爐正式進料的五天以前，如表 1-第 3 項內容所述，壓縮機剛開車期間有通常需排放不凝氣體或累積在管線死角的氬氣，因此，以 C-1501 開車當日 0:00 開始作為計算基準。

統計時間終點，則以裂解爐進料當日晚上 23:59 分為止。事實上應該以氬氣合格時間作為每次開爐統計資料之終點，氬氣合格改入甲烷化反應器後通常就不會繼續排放，但因每次氬氣合格改入系統時間並不相同，為了方便比較，以訂定進料日 23:59 來比較。

第一次開爐為新三輕建廠完成後的首次開爐，各方面設備仍在測試階段，因此排程上較為保守，規畫了六天。第二次是因應 EPC 廠商及性能測試需求，進行小修而非全面開放，因此準備工作只安排四天。第三次開爐為新三輕首次歷經完整大修後的重新開爐，將來應依此計畫進度為標準。表 2 為各次開爐的準備工作區間；依據不同的開爐次數，整理了逐日 Flare 排放量統計圖，如圖 2.所示。

表 2.為新三輕歷次開爐程序所花費天數：

開爐程序\操作日期	第一次	第二次	第三次
C-1501 開車	102/08/09	102/10/01	103/04/11
裂解爐進料	102/08/14	102/10/04	103/04/15
總計天數	6	4	5
備註		停爐小修，系統未完全開放	

參考圖 2，在第三次開爐進料日，整日排放量大約 150 公噸左右，由圖 2 可發現，開爐的總排放量與操作人員經驗以及系統內狀況有關。新三輕逐次開爐的累計排放量如圖 3.所示。

第一次排放總量為 519 公噸。

第二次排放總量為 280 公噸。

第三次排放總量為 379 公噸。

其中第二次開爐總排放量偏低原因為僅局部開放，非全面性大修開爐，該筆資料僅供參考，若比較第一次與第三次的開爐排放量，第三次較第一次減少 140387Kg，約消減 27%，顯示開爐準備工作越短、排程計畫越縝密、人員經驗越豐富，總排放量將越少。

圖 2.新三輕歷次開爐每日 Flare 排放量分佈

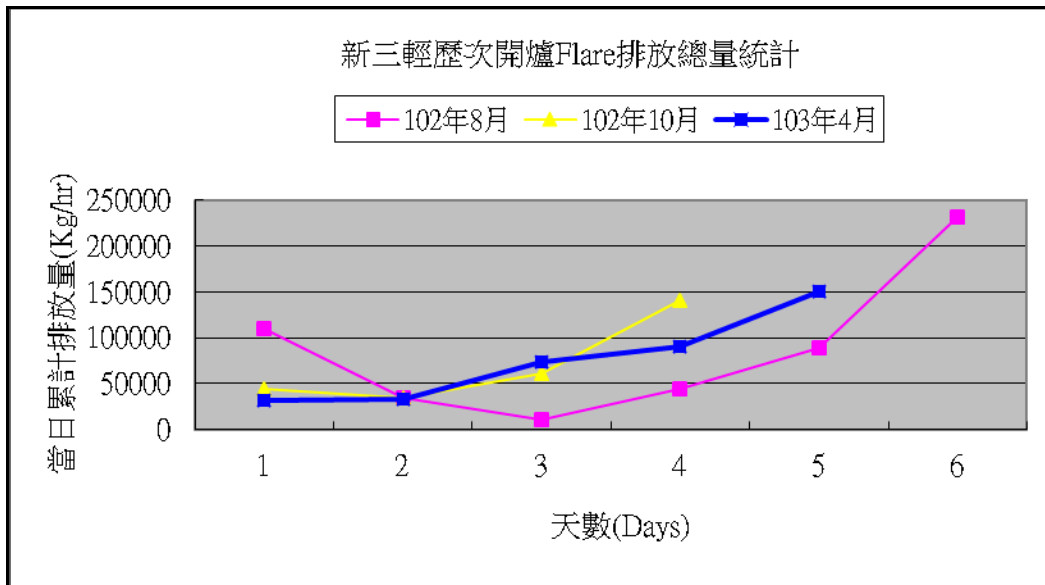
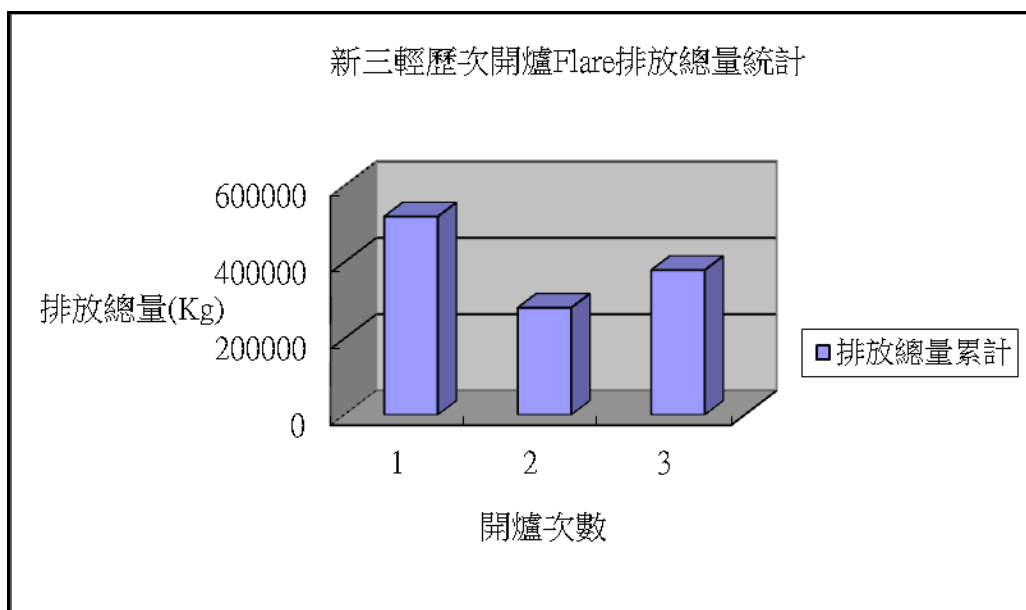


圖 3.新三輕歷次開爐排放總量累計



#### (四)新三輕最小排放開爐之物料需求與成本估算

輕裂工場每次的開爐都必須補入大量的成本物料，以及耗費許多的公用物料成本，最小排放開爐法與傳統式開爐方式最大的不同就是必須提前準備，讓三部大型壓縮機、轉動機械預先啟動，以提供冷媒、壓縮或達成塔槽全迴流操作的目的。傳統式開爐方式這些活動都在進料日當天發生，雖然減少了這部分的公用物料成本，但伴隨而來的卻是大量的 Flare 排放，若以文獻資料所推估開爐當日燃燒量為 2500 公噸，以本廠 Flare 之設計量 1500 公噸/小時而言傳統方式所造成的火焰及黑煙必定引起附近居民的抗議與恐慌，因此，這部分的投入成本是有必要的。

圖 4. 104 年 5 月 24 日因製程異常跳車，導致 Flare 排放情形。



在此，我們取四輕的開爐方式作為比較基礎，以往三輕或四輕通常在進料日前一日啟動兩部冷凍壓縮機，進料日早上啟動裂解氣壓縮機，因此，估算新三輕的最小排放開爐法時，將扣除傳統方式啟動後的公用物料成本，以了解為了執行最小排放法開爐需多支出費用會有多少？

估算開爐準備工作所需成本以前，必須先有以下假設與認知：

- (1) 只針對電力、蒸汽費用估算。
- (2) 不考慮 Flare 排放所需費用。
- (3) 假設補入開爐的流體中，氫氣&甲烷最終會回到燃料氣系統中，不排至 Flare，
- (4) 假設補入開爐的流體中，乙烯&丙烯最終會成回收為產品，不排至 Flare。
- (5) 假設傳統開爐方式冷凍壓縮機啟動時間為進料前一日晚上八點，往後時間不計算。
- (6) 假設傳統開爐方式裂解氣壓縮機啟動時間為進料當日早上九點，往後時間不計算。
- (7) 冷卻水循環系統、氮氣、儀器空氣、動力空氣等其他公用物料忽略不計。

計算蒸汽費用如下(開爐時間為 103 年 4 月，參考 103 年 3 月會計轉撥計價)：

(1) 裂解氣壓縮機 (HS)=2070 Ton \* 1717 NTD/Ton =355.4 萬元。

(2) 丙烯壓縮機 (HS)=5832 Ton \* 1717 NTD/Ton =1001.3 萬元。

(3) 雙冷媒壓縮機 (SS)=1845 Ton \* 1669 NTD/Ton =307.9 萬元。

計算電力費用如下(提前四天開爐準備工作，期間僅約一半的電力需求投入全迴流操作，故採計全煉量時每日電費之 70%)：

(1) 110 萬元\*70%\*4 天=308 萬元。

執行乙烯工場最小排放開爐法與傳統開爐法合計公用物料成本差異

(僅計算蒸汽、電力部分)=1972.6萬元。

#### (五)新三輕最近一次開爐(103 年度)D-Day 指標性參數整理

- (1) 成品合格時間：103 年開爐第一座裂解爐投料時間為 4/15 上午 11:27(參考下圖 5 )，乙烯產品合格時間為 4/16 凌晨 2:18，歷時 14 小時以內，較文獻中所提歷史最佳紀錄 25 小時快，若比較真正投料時間，確實是快了一倍。但文獻中並沒有提到是否包含準備工作，新三輕的開車準備工作時間歷時五天，對於整個開車程序要能夠順利接軌，事前的計畫與準備工作才是真正的關鍵。

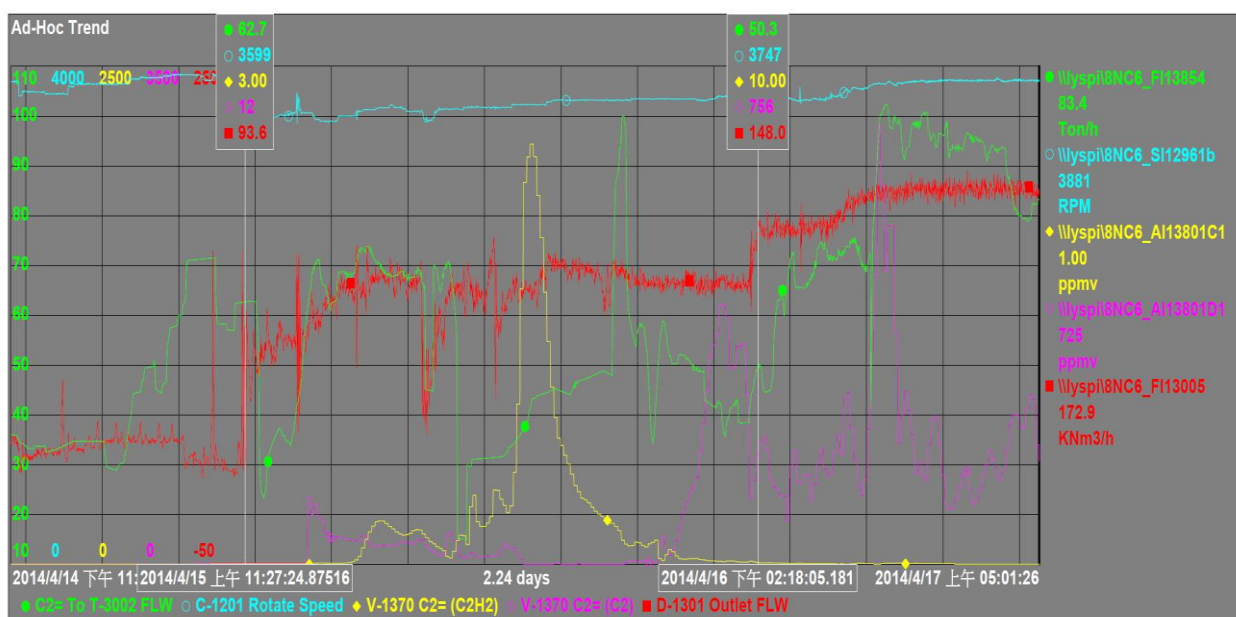


圖 5.新三輕 103 年開車期間，投料時間與成品合格時間關係圖，乙烯合格標準：乙烷 <1000ppm(粉紅色曲線)、乙炔<10ppm(黃色曲線)。

(2) 為了了解最小排放開爐法在真正投入物料以前(進料日早上八點整)，各系統的操作狀態，收集各項主要操作參數如下表 3~表 5 所示。

表 3.裂解爐投料前重要流量值與設計值關係。

儀器編號	敘述	數據	設計值	單位	達設計比例	備註
FI_13005	裂解氣流量	11.63	217	KNM <sup>3</sup> /h	5.3%	
FI_13601B	乙炔反應器進料量	38860	91321	NM <sup>3</sup> /h	42.5%	
FI_14152	PDMA 反應器進料量	119.35	215	M <sup>3</sup> /h	55.5%	需滿足低流量跳車設定

表 4.裂解爐投料前重要溫度值與設計值關係。

儀器編號	敘述	數據	設計值	單位	達設計比例	備註
TI_13176	第二氫氣甲烷分離槽頂部	-146.53	-163	°C	89.8%	
TI_13195	去甲烷塔頂部溫度	-117.06	-130	°C	90%	
TI_13135A	甲烷化反應器出口溫度	129.57	170	°C	76.21%	

表 5.裂解爐投料前重要壓力值與設計值關係。

儀器編號	敘述	數據	設計值	單位	達設計比例	備註
PI_12003B	裂解氣壓縮機一級進口	0.27	0.25	Kg/cm <sub>2</sub>	104 %	
PI_12206B	裂解氣壓縮機五級進口	34.09	39.41	Kg/cm <sub>2</sub>	86.2 %	

表 6.裂解爐投料前壓縮機轉速與正常全煉量操作值關係。

儀器編號	敘述	數據	全煉量設計值	單位	達設計比例	備註
SI_12961B	裂解氣壓縮機轉速	3580	4083	RPM	87.7%	
SI_15961B	丙烯壓縮機轉速	3540	3658	RPM	96.8%	
SI_16961B	雙冷媒壓縮機轉速	6612	6972	RPM	94.8%	

(六)新三輕&四輕開爐程序排放結果暨製程設計差異比較與建議

四輕最近一次(103年1月)的開爐排程與新三輕最近一次開爐的排程同樣為五天，我們依照開爐期間逐日 Flare 排放統計，觀察排放情形。下圖 6. 為新三輕與四輕最近一次開爐程序逐日排放量比較，由圖可知，進料當日四輕總排放量遠高過新三輕的排放量，推測是因為進料日當天四輕製程參數條件與設計參數有偏差，導致產品無法短時間內達到規範，而必須排放。不過基於設計基礎上的差異，四輕尚無法按照新三輕的最小排放開爐程序進行開爐，要達成 Flare Minimization 必須由設計階段、程序規畫、人員訓練等方式同步著手進行，此稱”乙烯工場主動式排放減量開爐程序(Proactive Flare Minimization During Ethylene Plant Start-Up)”[4]。圖 6. 為新三輕與四輕最近一次開爐期間排放總量累計圖，兩座乙烯工場分別排放總累計量為 382 公噸/434 公噸。若以新三輕乙烯年產能 72 萬公噸與四輕 38.5 萬公噸相比計算兩者之”約當”排放量，新三輕總排放消減量為 53%，若依照 Flare Gas 的轉撥計價(同燃料氣)約 32000 NTD/Ton 估計，相當於節省 1370 萬。由此可見最小排放開爐法的優勢。

圖 6. 新三輕與四輕最近一次開爐逐日排放量統計

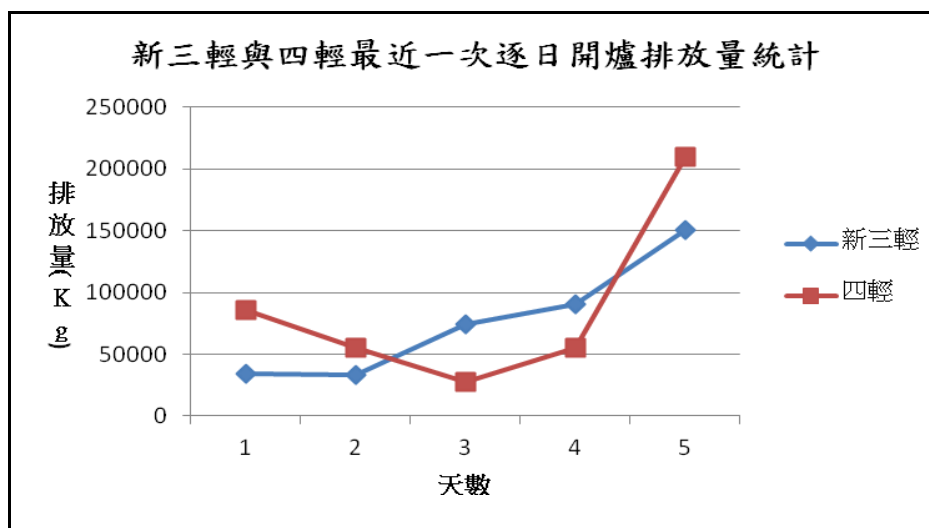


圖 7.新三輕&四輕最近一次開爐排放總量累計

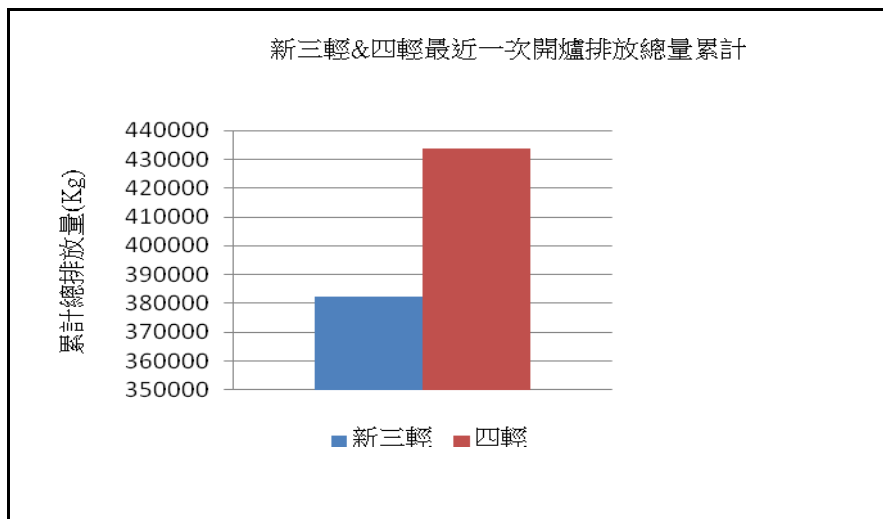


表 7. 四輕與新三輕製程設計差異及開爐方式比較



製程段敘述	四輕開爐	新三輕 Mini-Flaring	說明&討論
Chilling Train 系統內容物	以公用系統 H2 建壓至約 25Kg 以上，待一座爐子 Charge 後，C-1201 五級出口 30KG 以上再與低溫區串連	1200 區可先由 V-1171 補入甲烷，提升轉速至五級出口達 10Kg 後開始補入乙烯至 25Kg，再稍微補充 H2 達 30Kg。  Chillingtrain 可以補充未降壓之 NG 氣體至約 30Kg。  上述兩項完成後，D-1 日下午即可將裂解低溫聯通。不需 Charge 爐子。	
氫氣系統	開爐期間為使 Chilling train 降溫會由” C” 閥排放至 Flare。	以冷箱出口的 PCV 設定約 35Kg，作為 C-1201 的背壓控制，排放出口可選擇至 Flare 或燃料氣。待進料後要使氫氣合格也須排放到 Flare，但 No.2 氫氣甲烷分離槽已降至-146°C，排放時間可縮短。	
低壓甲烷系統	甲烷未合格前，可經由管線回到 D-1201 循環	甲烷未合格前，可經由管線回到 D-1201 循環	
高壓甲烷系統	無回 C-1201 一級進口管線	有回 C-1201 一級進口管線	
去甲烷塔	頂部氣體進 C-1302 壓縮。開爐期間 V-1301 頂部若未 <-100°C，則無法啟動壓縮機、無 Reflux Flow。 Pre-charge 期間頂部溫度不易下降，只能靠 D-1305~07 液體幫助降溫，影響甲烷合格時間。	頂部甲烷氣體可藉由 C-1601(雙冷媒)冷卻為液體作為回流，進料前頂部溫度已可達-100°C 以下。	
去乙烷塔	V-1304 可補入乙烯，但因 V-1302 底部無法補充丙烯、易導致底部溫度太低。蒸汽加熱再沸器狀況	塔槽底部可補充丙烯至液位約 60% 後，迴流槽補入乙烯後底部以蒸汽再沸器加熱，全回流操作，待開爐完成後 QW 溫度穩定再改。	
C2 Stream	1700 區自身循環。 V-1302 與 V-1303 無連通。乙烯精餾塔全迴流操作。	V-1351->R-1360(不加氫)->V-1370->T-3002->V-1351 形成循環迴路	V-1302 啟用丙烯補充及蒸汽再沸器，可提前完成乙烯大循環

製程段敘述	四輕開爐	新三輕 Mini-Flaring	說明&討論
C3 Stream	去丙烷塔補入丙烯?反應器是否通過? V-1403 不操作。 V-1406/07 補入丙烯，待有 QW 開始全回流操作	V-1410->D-1430->R-1430(不加氫)->D-1433->V-1410 V-1460 不操作。 V-1440/50 補入丙烯，待有 QW 才開始全回流	

### (七)結論

新三輕與四輕最近一次開爐期間排放總量計算，兩座乙烯工場分別排放總累計量為 382 公噸/434 公噸。若以新三輕乙烯年產能 72 萬公噸與四輕 38.5 萬公噸相比計算兩者之"約當"排放量，新三輕總排放消減量為 53%，若依照 Flare Gas 的轉撥計價(同燃料氣)約 32000 NTD/Ton 估計，相當於節省 1370 萬。由此可見最小排放開爐法的優勢。新三輕最近一次開爐排放量與卡達油氣公司於 2012 年所發表的文章比較[5]，該公司年產能 120 萬公噸乙烯工場經過製程修改後的模擬計算其總排放量為 4800 公噸，開爐時間二天。相較之下，新三輕約當排放量僅佔該廠總排放量之 13.25%。就此顯示在實務操作上，本公司確實投入不少經驗與心力進行改善，才能獲致現有成果。但是，反思四輕組的操作及開爐方式，值得借鏡新三輕組的現代化設計及製程控制，加以修改，必定能有所進步。

無論哪一座輕油裂解廠，對於 Flare 排放量的降低與要求，如同追求工安目標一樣，「沒有最好、只有更好」。但是對於每隔二至三年才能有一次開爐活動的工場而言，除了縝密的計畫與不斷的訓練，似乎沒有其他辦法能事先預測 Flare 排放量或各系統的操作變數調諧，如果能有辦法預先模擬、操作，那就有辦法在排放發生以前，預先知道操作程序上的缺失或應注意事項，有鑑於此，必須了解有哪些工具或方法能協助操作人員模擬工廠操作，將是本次研究的主要目的，將於第四部分介紹與說明。



#### 四、新三輕開爐排放量最適化研究-縮短粗氫氣合格時間之動態模擬模型

以需自行生產 95%粗氫氣成品用於添加至反應氣之乙烯工廠而言，於開車階段最主要的燃燒塔排放來源有：1. 激冷系統為使氫氣合格需由激冷系統出口排放至火炬，利用增加壓力差以充分利用 J-T 膨脹效應使氫氣甲烷分離罐達到設計溫度(約-162°C)2. 分離段因產品不合格為避免污染成品系統及系統尚未冷卻前可能之高壓排放。上述 2. 之燃燒塔排放目前業界已可藉由提前運轉冷媒系統(如冷卻水、丙烯冷媒、乙烯冷媒或雙冷媒系統)且事先投入成品物料進行全迴流循環降溫等操作程序，將可能之排放量降低至很少或者”0 排放”。其中有關 1. 之排放預防，仍受限於冷媒溫度之極限(-145°C)，而無法避免火炬之排放。本案例探討台灣中油公司為縮短氫氣合格時間，預先利用實物料(95%甲烷+5%氫氣+99.9%乙烯)循環預冷激冷系統，將第二氫氣甲烷分離槽降溫至約-140°C，再引入裂解爐新鮮進料的過程。實際狀況下，由於原先是三成分穩定循環，投入新鮮進料時因成分比例改變，又會使原先已穩定控制的預冷溫度不穩定，本研究將透過動態模擬模型，探討成分變化下，氫氣甲烷分離槽溫度之變化情形，以期從中尋找能再快速恢復穩態操作的方法。

##### (一)動態模型模擬乙烯工場開爐的優點

化學工廠的操作良窳與燃燒塔排放的情形有直接相關，在所有化學工廠及煉油業之間，最有可能產生大量燃燒塔排放機會就屬乙烯工場，由於乙烯工場為高壓氣體製造場所，在本國危險性工作場所分類仍屬甲類場所，高壓氣體具有不易儲存、操作條件極端的性質，加上製程複雜，有太多原因使得燃燒塔排放有可能發生。乙烯工場開爐期間可產生的排放量與開爐所需時間有正相關，意謂若能縮短開爐時間，即能減少燃燒塔排放，同時也減少可能之氣體污染物。利用動態模型的建立可以預先預測操作程序、進行練習、推估排放量，必探討可能之危害因子有哪些?以利事前的準備。

乙烯工場開爐期間的 Flare 排放會造成巨大的環境衝擊以及大量的物料浪費、能源浪費，這些被排放掉的物料原本都可被利用來生產產品獲取利益。因此，具有成本效益的乙烯工場開車策略及開車方法近日來已漸受到工業界的重視。即便如此，對於乙烯場開車的基礎性、具有量化分析的研究成果仍非常缺乏。如：(i)Flare 排放中有哪一些組成份(ii)開車期間來自不同排放源的 Flare 氣體有多少量?(iii)相對應的開車期間中各排放來源的動態排放分佈結果又是如何? 透過全廠性的動態模擬，可比較乙烯工場在不同開車策略下的 Flare 排放表現，提供排放分析與污染逸散資料，藉此科學方法了解有哪排放來源、各排放來源有多少排放量，以及開車期間的動態排放情形。提供了具有深度的研究結果並且建立了豐富的排放預測，這在以前是無法做到的。這也能提供工業界或環保管理部門了解、評估未來在於 Flare 排放最小化開車策略上的成本-效果評估。

##### (二)動態模擬方法論[1]

本研究所採用的模擬軟體為 Aspen Plus 以及 Aspen Dynamic，建立開車動態模型需分為三個階段進行，方法論如下圖 8.所示：

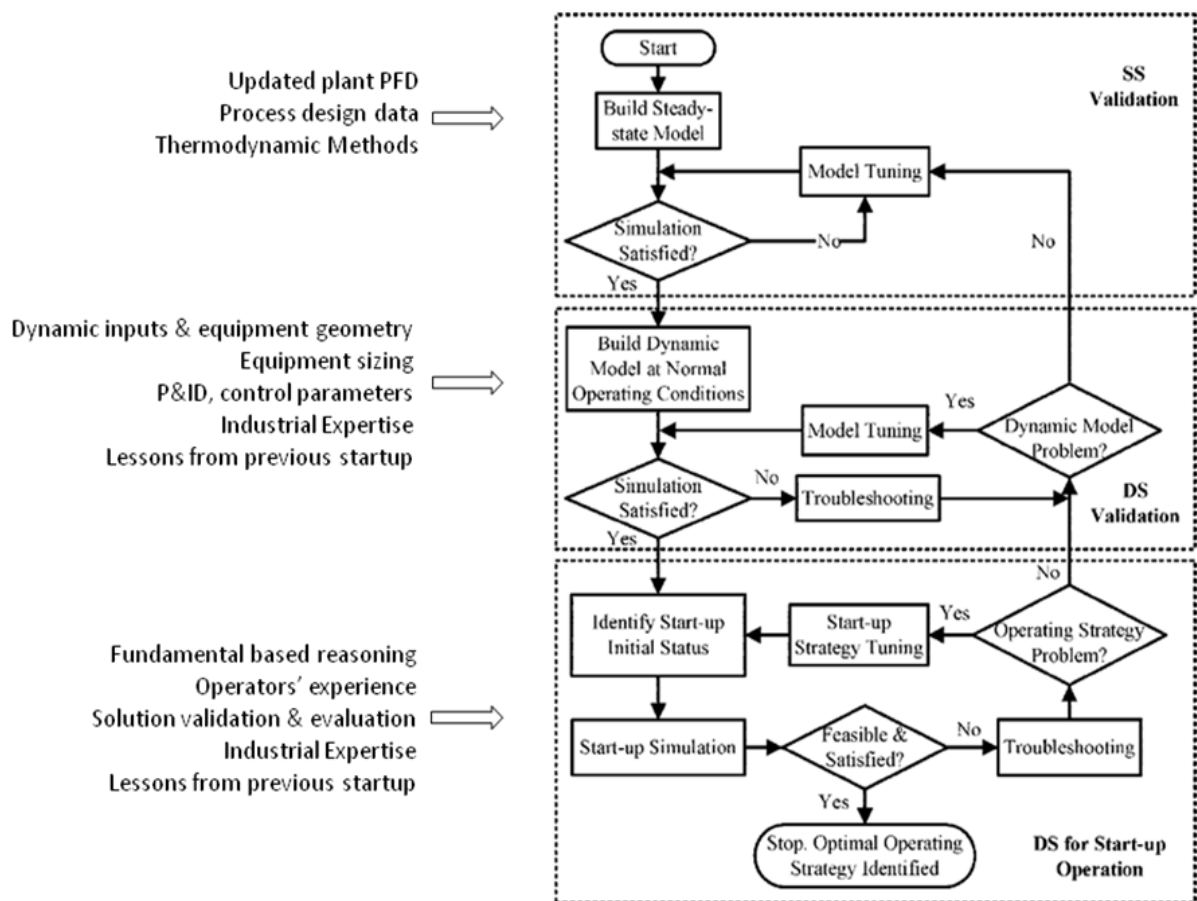


圖-8 建立動態模型方法論架構

內容分別說明如下：

### 1. 穩態驗證(Steady Status Validation)

開始建立穩態模型(或又稱為靜態模型)，在此階段必須收集工廠流程圖、物質平衡表等、歷史操作數據以及決定熱力學方法，模型建妥後進行模型運轉確定是否可以符合設計結果，若否，需檢視模型建立過程是否有缺失重新調整。直到穩態模型與所提供設計資料可吻合，此過程為穩態驗證。

### 2. 動態驗證(Dynamic Status Validation)

依據前階段所建立妥之穩態模型，建立動態模型。Aspen Dynamic 本身有匯出功能，可直接將通過穩態驗證的模型進行匯出動作，匯出之前必須確定最後一版的穩態模型可收斂運算，將其存檔，視為 Initial Status。若選擇自動匯出，動態模型將會自動加入控制器，又或者，可直接手動自行逐一加入控制器。無論採取何種方法，都必須小心謹慎的檢查，避免有遺漏，此階段可以參考實際工廠的控制器設計，惟若模型選用 Pressure Driven(壓力驅動)，軟體將會自行加入多組壓力控制器，這些控制器與工廠實際狀況不相符卻也不可刪除必須保留，只需將其放於手動模式，不需加以控制即可。若是自動匯出為動態模型，控制器之 PID 調諧將會自動填入預設值，若是手動加入的，則需自行填入(可參考實際工廠設定)。驗證過程中需再確認 Tuning 狀況。

此階段中必須針對各設備輸入其尺寸條件，建立各設備體積資料，以建立時間相關之模擬操作，管線長度或尺寸部分可暫不考慮，主要評估開/停爐狀態 Flare 排放量時，必須採取此模式才能了解經過時間以計算排放量。另一種模擬方式不考慮操作穩定時

間，只求操作結果，稱之為瞬時平衡(Instantaneous)，本模擬研究對象為冷箱，因各組板式換熱器的個別體積及換熱負載(Heat Duty)難以取得，暫時先以瞬時平衡模式求得計算結果，未來若有辦法查詢得到詳細體積與換熱負載，可再修正為時間相關模式，了解排放量變化情形。

動態驗證過程中，需準備工廠中各控制器的設定資料，如比例/積分/微分(PID)值、平時操作的設定點(Set-Point)、量測範圍(Range)、歷史趨勢圖(Historical Trend)。必要時須將歷史趨勢資料進行篩選與整理，經整理後的數據才可與動態模型的結果比對，以驗證模型是否與現實趨近。動態模型通過驗證後，可繼續下一階段的開車模擬，若無法滿足，必須進行調整與問題解決(Trouble Shooting)，反覆至模型穩定為止。若確實無法收斂，或者無法調整至可接受結果，有時必須思考是否重新回到穩態模型進行修正，就會需要耗費更多時間，也因此才強調必須在穩態階段反覆檢查仔細確認。

### 3. 開爐操作的動態模擬(DS for Start-up Operation)

在正式進入開爐動態模擬之前，必須先將模型回歸到初始狀態，此狀態可自行定義，以乙烯工廠而言，可將初始狀態定義為尚未進料前、常溫下系統充滿氮氣的狀態，又或者是定義為經過合成氣體循環後某個溫度壓力流量下的狀態。初始狀態定義好後，需進行模型初始化的步驟，此步驟是整個動態模擬中最關鍵的過程，稱之為 Model Initialize，前階段所完成的動態模型其操作參數仍為正常設計值的範圍，初始化則是一個逆向的過程，必須將各操作變數回歸到自行定義的初始狀態，舉例而言，某系統正常操作下的進料量為 100 噸/小時、進料溫度為-50°C，初始狀態為進料量 0、系統溫度 30°C，初始化過程就是需要不斷的調整各項參數以回歸到初始狀態。此過程並沒有特定的規則可循，每回歸某一個階段必須記得存檔記錄，直到達到目標止。回歸到定義之初始狀態後，即可開始進行開爐操作模擬的運作了。

進行開爐模擬運作，必須經過工作任務(Task)的設定，工作任務就好比是劇本，可定義在哪個時間點投入多少進料?在哪個狀態後開始改變哪個操作變數?任務交待清楚後，執行模型的運算再觀察結果，若遇無法收斂的情形或系統錯誤，必須再重新尋找問題、修正，反覆直到可收斂計算為止。

#### (三)Chillingtrain 部分開爐流程敘述

Mini-Flaring 開爐共可分為三個階段，逐一敘述如下：

➤ 第一階段. 以開爐氣體補入形成 C-1201→ChillingTrain→V-1301→C-1201 的循環迴路

(1) 開爐流體來源：

1. 來自 V-1171 的燃料氣以 PV-11903 控制以 FI-11904 觀察補入流量
2. 乙烯氣體來自開爐乙烯蒸發器 (E-3002) 以 FIC-12005 控制流量
3. 丙烯氣體來自開爐丙烯蒸發器 (E-1455) 以 FIC-12004 控制流量

(2) 循環流體回到 D-1201 的路線：

1. 來自 E-1330X 的高壓甲烷
2. 來自 E-1330X 的低壓甲烷

(3) 壓縮機操作狀態：

1. 使用#3→#1 Mini-Flow。
2. 使用#5→#4 Mini-Flow。
3. 控制五級出口壓力為 30~36Kg 之間。
4. 轉速約在 3000~4000rpm 之間。

(4) 系統操作狀態描述：

1. C-1501/C-1601 前一天已開車完成，以最小回流法控制。
2. ChillingTrain 系統前一天就先引公用氫氣逆流加壓至 25~30Kg 左右。去甲烷塔進料分液罐 D-1321/D-1322/D-1323 以及 D-1324/D-1325 底部 LV 關閉，氫氣不進入去甲烷塔。
3. C-1201 補入開爐流體燃料氣、乙烯、丙烯啟動，並以#5→#4 以及#3→#1（必要時還有#5→#1）的 mini-flow 控制，使壓縮機穩定控制。
4. C-1201 運轉穩定後，藉操作 mini-flow 控制漸漸提昇出口壓力至 30Kg/hr 左右。
5. 開爐氣體引入裂解氣體乾燥器，與 ChillingTrain 連通。
6. 將 LPCH4 回到 D-1201 路徑的 BV 開妥。
7. 將 HPCH4 回到 D-1201 的路徑 BV 開妥。關閉通往燃料氣及東聯管線。
8. 開爐氣體經過 ChillingTrain 進入 D-1325，慢慢打開 D-1325 的 FV-13124 至全開。使開爐氣體通過冷箱回到 D-1201。
9. 微開 D-1321/D-1322/D-1323/D-1324 底部 LV 使 V-1301 建壓。
10. V-1301 壓力建至 6Kg 左右，將 D-1321/D-1322/D-1323/D-1324/D-1325 底部 LV 關閉，改打開 TV-13116/TV-13117，使高/低壓甲烷&粗氫氣管線連通。
11. 設定 PV-13111 為 6.0Kg，使部分開爐氣體循環回到 D-1201。
12. 設定粗氫氣管線通往 DF 的壓力控制閥 PV-13105 為 36Kg。
13. 逐漸提升 C-1201 五級出口壓力至 36Kg。
14. 逐級啟用 ChillingTrain 上的丙烯及乙烯冷媒。使溫度下降。
15. 此時 D-1321/D-1322/D-1323/D-1324/D-1325 等進料分液罐應會有液體慢慢累積。待液位累積至 50%，啟用液位控制器。
16. D-1321/D-1322/D-1323 液體進入去甲烷塔，若 V-1301 液位過高，則啟動 P-1301 將內容物送至已備妥操作之後段製程。

- Phase2. 三座裂解爐 HSS，尚未進料時，低溫區/常溫區所有系統全迴流循環，不合格產品回到 D-1201
- Phase3. 裂解爐正式進料，關小各迴流管線。

循環路徑示意圖如下頁圖 9. 所示

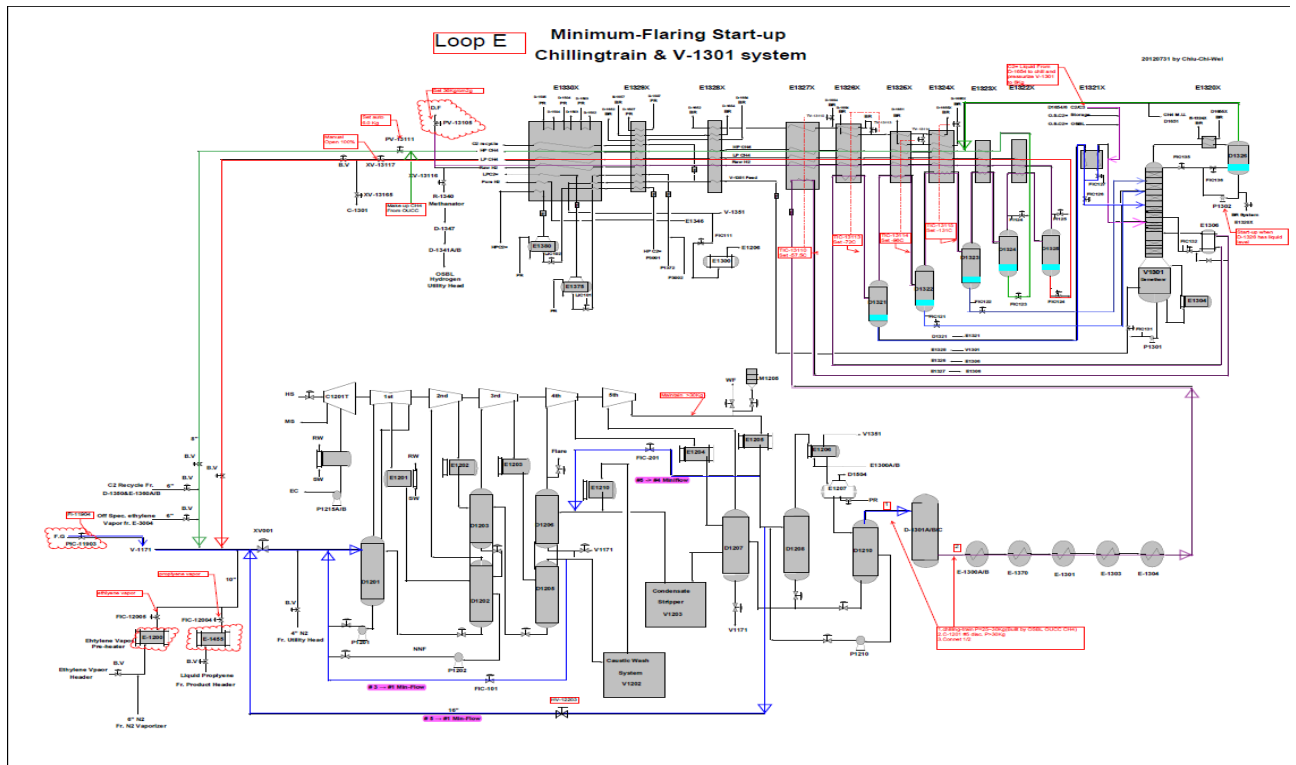


圖 9.裂解氣壓縮機與 Chillingtrain 部分串聯操作循環迴路圖

#### (四)問題陳述

Chillingtrain 迴路與裂解氣壓縮機串聯操作後，循環氣體為人工仿製之合成氣，又可稱之為雞尾酒(Cocktail) [6]，目前本場所使用合成氣之組成為氫氣、甲烷、與乙烯等三種成分，文獻中已說明證實丙烯的加入並無益於循環操作。但目前本廠於合成氣調製比例尚無法量化，僅能憑個人經驗判斷。循環操作下，經壓縮之循環氣體可利用冷媒、冷箱之焦耳-湯生效應閥(Joule-Thomson Effect)即減壓膨脹閥、以及冷卻增強閥(Spike)等相互搭配，可於正式進料前將氫氣甲烷分離槽之操作溫度預先降溫至 $-145^{\circ}\text{C}$ 附近(設計溫度為 $-162^{\circ}\text{C}$ )，此溫度是乙烯工廠氫氣合格的指標溫度，且也是停止燃燒塔排放的指標，過去尚未有 Min-Flaring 開爐預冷操作之前，必須藉由大量的排放藉以冷卻系統；冷箱的預冷速度有其機械限制(降溫速度不得 $>60^{\circ}\text{C}/\text{hr}$ )，假設採取傳統開爐方式，第二氫氣甲烷分離槽溫度由常溫( $30^{\circ}\text{C}$ )降至設計溫度( $-162^{\circ}\text{C}$ )至少需要經過 3.2 小時的連續排放，才有可能使氫氣合格停止排放；經現有新三輕開爐方式，理論上可於 17 分鐘左右即可停止排放，但於實際操作上，製程系統是在三成分換熱之穩定狀態下引入多成分新鮮進料，整個 Chillingtrain 的穩態平衡遭到破壞，無法順利接軌，期望能透過本次研究解決以下問題：

- (1) 何種合成氣組成比例較為有利於達到最低操作溫度？
- (2) 合成氣於系統中之循環量應有多少有利於達到最低操作溫度？
- (3) 如何調整各控制閥可於最短時間內達到最低溫度？

## (五)研究方法

### A. 建立氫氣甲烷分離槽第一槽及第二槽之穩態及動態模型

本研究主要目的是希望找出由合成氣體循環降溫過程引入新鮮進料之轉換過程中能快速達到穩定的方法。受限於研究期間有限，必須先定義出研究範圍，經過討論，若依圖 9 所示之系統範圍會過於龐大，短期間可能連靜態模型都無法完成，更遑論動態模型的驗證與開爐測試，於是將模型規模重新檢討、縮小。

經與 Lamar 研究所指導老師 Dr. Xu 以及博士後研究員 Dr. Jiang Zhang 討論後，擬分為兩個階段探討本模型，首先由本問題最核心部分即氫氣甲烷分離槽第一槽及第二槽建立動態模型進行驗證。選取研究範圍如下圖 10 所示：

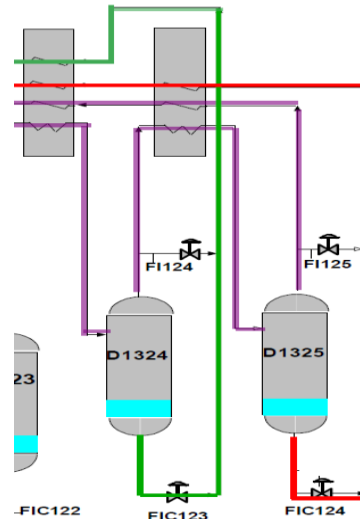


圖 10. 氫氣甲烷分離槽第一槽及第二槽製程流程圖

乙烯工場開爐過程中與 Flare 排放最關鍵的問題在於氫氣合格時間，氫氣與甲烷分離槽第二槽頂部的溫度就是氫氣合格的指標溫度，因此，我們首先選取氫氣甲烷第一槽與第二槽建立靜態模型，靜態模型如下圖 11. 所示。依據我們所提供的製程流程圖 (PFD) 以及物質平衡表 (Material Balance Table) 建立靜態模型，經過驗證，模型輸出值與原廠提供物質平衡表數值誤差落在可接受範圍，表示此模型具有可靠度。

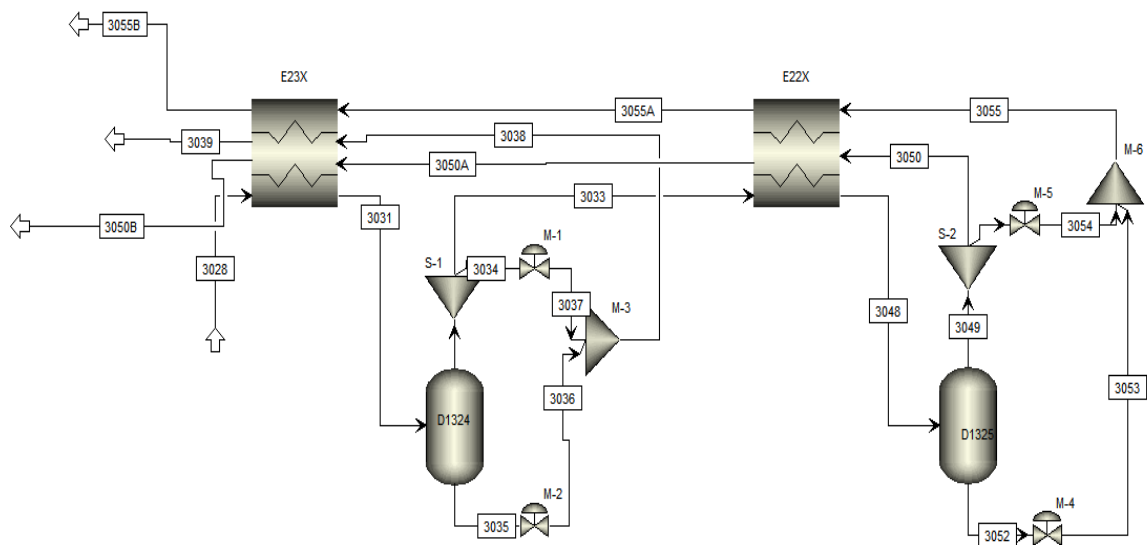


圖 11. 氫氣甲烷分離槽靜態模型

靜態模型建立妥後，接著建立動態模型，建立動態模型之前，必須先將靜態模型



初始化並且存檔，將此存妥之檔案作為建立動態模型之基礎。在 Aspen Dynamic 中有自動匯出建立動態模型的功能，建立妥動態模型如圖 12. 所示，但本次我們是以手動方式逐一加入控制器，好處是可以確保建立之模型與工廠實際配置相近，缺點是必須花較多時間。為了簡化模型，我們使用混合器(Mixer)的功能代替控制閥(Valve)，對於控制閥的設計值可以簡化，另外，由於冷箱內板式換熱器的分別熱負載(Heat Duty)以及單位重量(Mass)、材質熱傳係數(Heat Transfer coefficient)都必須要輸入才有辦法了解各換熱器降溫情形，其中單位重量及材質熱傳係數無法取得，因此只能選擇以瞬時計算(Instantaneous)的模式計算結果，在此模式下無法有時間相關資料，只能了解進料發生變化下系統的反應狀況。另外，我們以流體驅動(Flow Driven)模式進行動態模擬。

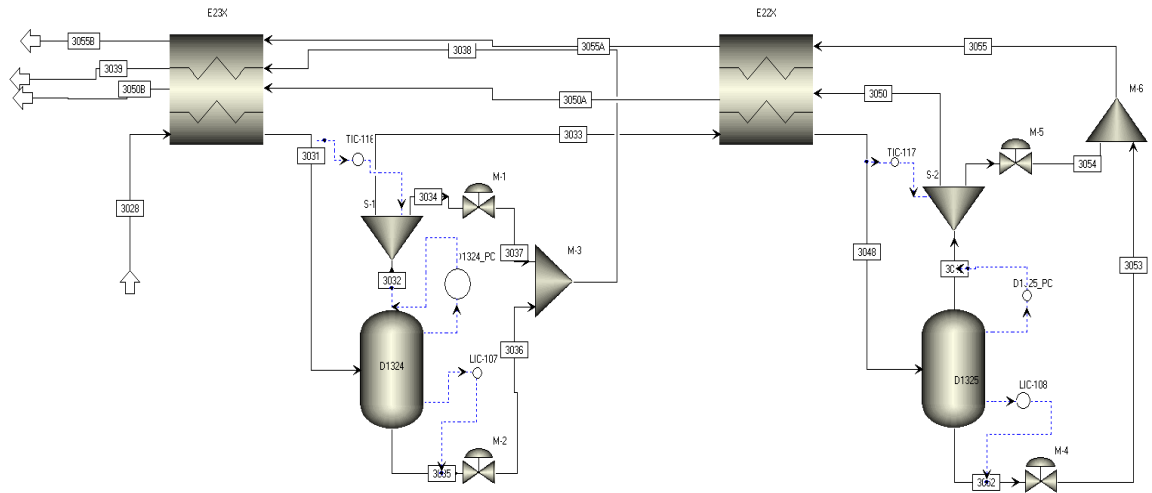


圖 12. 氫氣甲烷分離槽動態模型

動態模型的各控制器中必須輸入 PID 值以及量測範圍、設定點、歷史趨勢等資料。在美期間透過電子郵件請國內值班工程師提供相關迴路的數據與設定點，輸入後進行驗證，並且與歷史趨勢比對，此模型亦可符合需求。

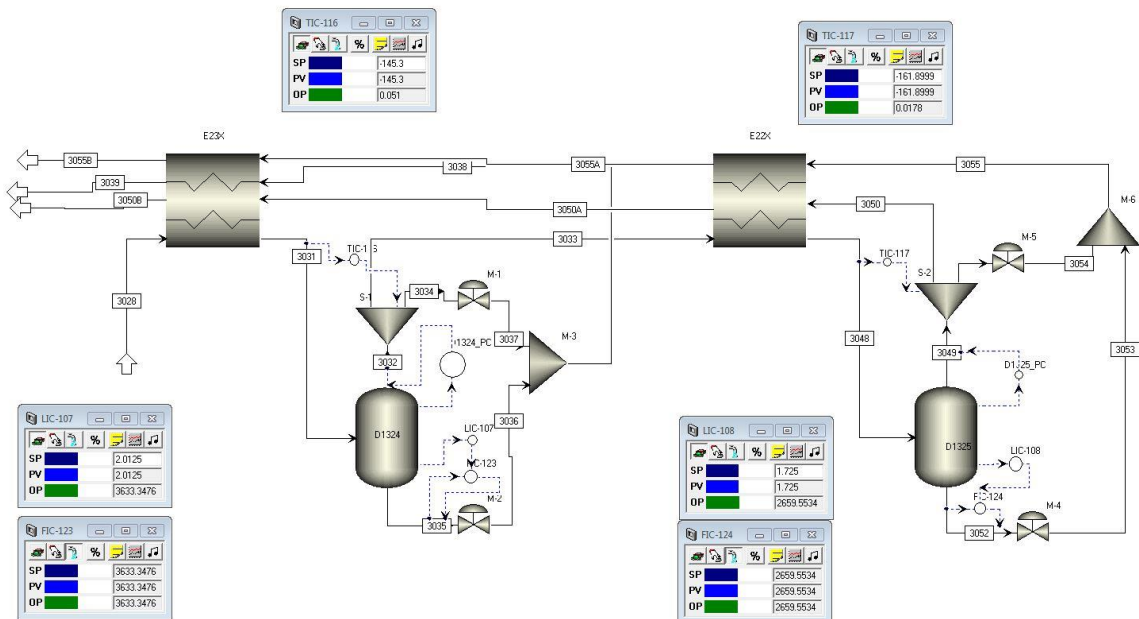


圖 13. 氫氣甲烷分離槽第一槽及第二槽進行動態模擬達穩定狀態各控制器表現

B. 延伸冷箱動態模型範圍至去甲烷塔進料槽及氫氣甲烷分離槽範圍之靜態與動態模型

有了前述氫氣甲烷分離槽的建立經驗，我們將模型的研究範圍擴大，選取包含至去甲烷塔三座分離槽及相關的冷箱，首先為了方便計算起見，我們將丙烯以及二元冷媒部分做了部分的省略與合併，但是經過運算，這樣的結果過於脆弱，經常發生無法收斂結果，原因在於再冷箱部分很容易遇到 Cross Over 的現象。模型如圖 13 所示。

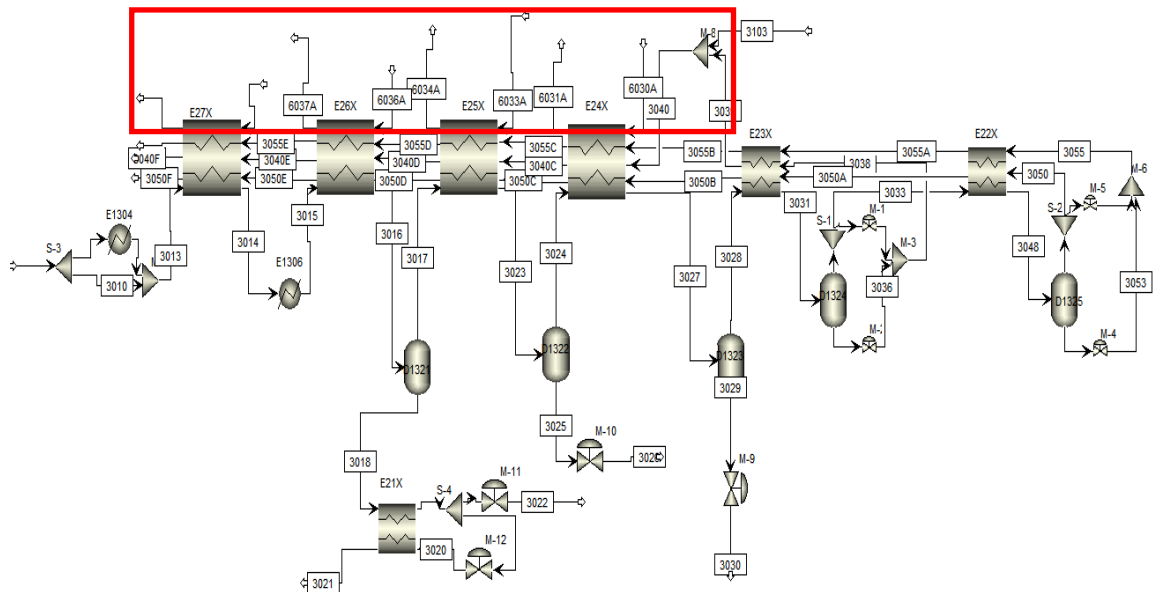


圖 14. 冷媒流簡化、擴大至涵蓋去甲烷塔三座分離槽的 Chillingtrain 穩態模型

為了解決溫度 Crossover 現象且更貼近真實工廠操作，經過討論決定不再簡化冷媒配置，回歸到原始設計，因此又再重新加入冷媒流後，建立之動態模型如圖 14 所示，總計有 6 個溫度控制器、5 個壓力控制器、5 個液位控制器，並且加入一股合成氣流 (Initial Stream)：

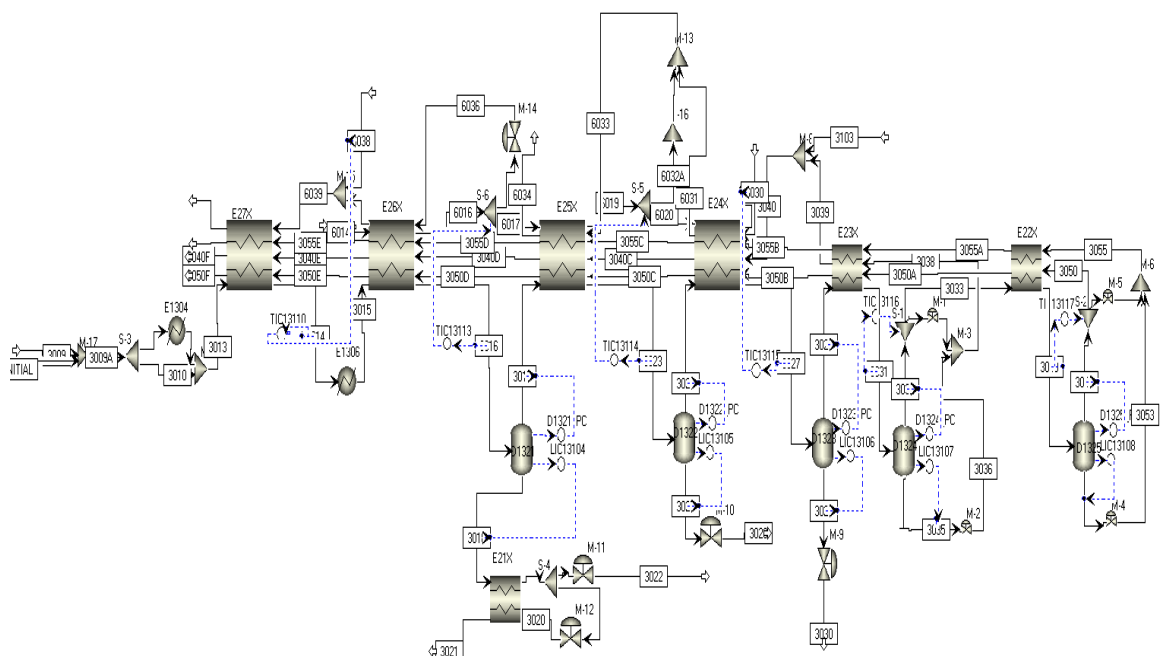


圖 15. 加入冷媒流、涵蓋去甲烷塔三個進料槽及冷箱之動態模型

此動態模型經過驗證可進行正常操作狀態之運算，下個步驟需進行初始化。



### C. 動態模型初始化狀態定義

以 Aspen Dynamic 模擬開爐階段中，必須將動態模型由穩態正常操作情況下回歸到初始狀態，此初始狀態可依據需求自行設定，回顧過去發表的論文中，有關乙烯工場的開車，會將初始階段定義為系統充滿氮氣、常溫的狀況。因此，須將動態模擬的正常進料流量不斷降低、並且提高初始流(氮氣)的流量至系統完全符合定義之需求為止。對於我們來說，初始階段我們定義在實際開爐階段進料當天早上十點之歷史資料(系統已經循環降溫妥)，此初始階段條件設定如表 8. 所示：

表 8. 研究範圍初始狀態定義表

Sensing Point	Initial status	Normal operation
E-1304 Intle Temp.	-32.29	-33.00
E-1304 Outlet Temp.	-30.22	-46.6
E-1306 Intle Temp.	-74.64	-57.50
E-1306 Outlet Temp.	-76.51	-63.5
D-1321 Inlet temp	-83.75	-72.00
D-1322 Inlet temp	-113.39	-98.00
D-1323 Inlet temp	-122.96	-131.00
D-1324 Inlet temp	-147.96	-145.30
D-1325 Inlet temp	-127.36	-162.00

### D. 動態模型初始化的方法及調整技巧

我們藉由以下操作步驟以達到動態模型的初始化：

1. 降低裂解氣體進料流量(由正常值開始下調)(3009)
2. 降低來自去甲烷塔頂部的高壓甲烷流量(3103)
3. 增加初始流(即開爐流體或稱合成氣或稱 Cocktail)以取代裂解氣體(Initial)
4. 降低去甲烷塔側再沸器與底部再沸器的熱負載(Heat Duty)
5. 降低各進料槽的液位

調整小技巧如下：

1. 每次有新的變更之前，必須將模型存檔。
2. 若有運算失敗情形發生時，需仔細檢視訊息或診斷(Diagnose)視窗、檢視每一個控制器以及各股流、運行期間檢視溫度/壓力/流量圖觀察每一個趨勢圖的變化情形，試圖找出運轉失敗的原因。
3. 由於冷箱的特殊性，初始化過程經常有溫度 Crossover 發生，可嘗試將系統勾選為允許溫度交叉發生。
4. 每次只進行很小量的變化如 10%、5%、1%、0.5%，避免大動作改變致使模型失敗。
5. 溫度控制器的設定點或量測範圍要隨之改變，有些溫度控制器可放在手動，不干預其系統變化。

## (六)結果與討論

在模型回歸初始化期間，我們逐步的降低裂解氣進料流的流量，同時提升合成氣流量，但是由於研究時間有限，很可惜的無法於停留期間將整個模型運行至真正進入開車階段，得到以下階段性結果，目前此模型仍由 Lamar University 的兩位博士生進行測試中，如果可以，預計能在明年春季的化學工程師年會(AICHE)發表，期待有此機會。

表 9 初始化階段性結果

	Stream3009 (Flowrate)	Stream3103 (Flowrate)	INITIAL (Flowrate)	E1304 (Duty)	E1306 (Duty)
Normal operation	221077	38129	1	-13.8918	-5.95363
	198969	34316	2212	-12.5026	-5.36
	176861	30503	4423	-11.1134	-4.76637
	154753	26690	6634	-9.72426	-4.17274
	132645	22877	8845	-8.33508	-3.57911
	110537	19064	11056	-6.9459	-2.98548
	.....	.....	.....	.....	.....
Initial status	1	1	22110	0	0

以下為博士生所提出的後續合作規劃：

1. 繼續執行動態模擬以求得最適化之合成氣組成比例。
2. 繼續執行動態模擬以求得最適化之合成氣流量以及循環流量。
3. 若有機會取得冷箱細部資料，希望能將現有的瞬時模式(Instantaneous Model)進階為時間相關動態模式(Dynamic Model)。
4. 進行開爐模擬，以提出開爐循環之最適化策略。

## 五、輕裂工場停爐減量策略之探討與可行性評估及建議

(一) 國際間發表文獻回顧與整理(以下為節錄各文獻內容翻譯/整理，全文請參考附錄)

### (1) 乙炔裝置開停車過程節能減排技術進展[7]

- A. 停車流程：基本流程為逐台退出裂解爐，同時降低塔槽系統負荷及液位；待裂解氣壓縮機進料量不足時，壓縮機停車將內容物排放至 Flare。
- B. 減排技術：利用循環氣體繼續吹驅並使系統溫度提升，可應用的循環氣體種類如：氮氣、天然氣、“冷裂解”氣體。
- C. 氮氣吹驅：裂解爐退出以後，CGC 通入氮氣繼續運轉，把壓縮機的輕成分輸送到後面系統，使 Chillingtrain 盡快升溫，把物料送到去甲烷塔回收，同時完成氮氣的置換，極大程度上節省了停車時間。
- D.

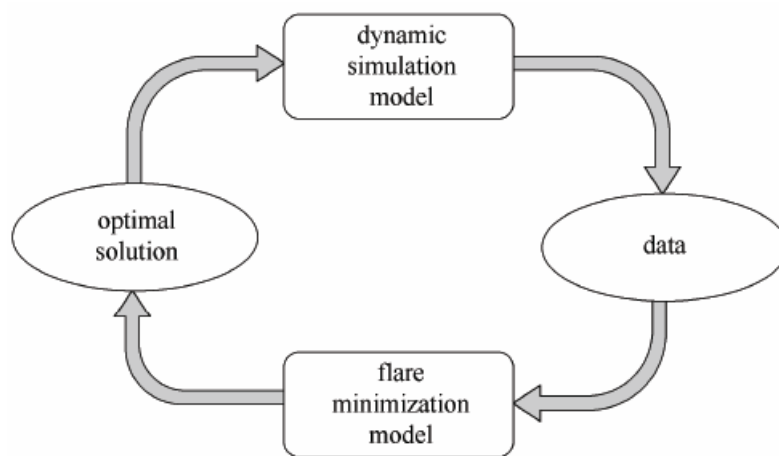


圖 4 乙炔精餾系統停車火炬減排優化模型框圖

Fig.4 Framework of ethylene splitter's shutdown flare minimization model

圖 16.乙炔精餾塔停車燃燒塔減排最適化模型架構圖

### (2) 卡達石油與氣體工業 130 萬噸廠開停爐減量計畫模擬[5]

#### A. 簡介：

1. 本場為 Ras Laffan Olefins Company Limited (RLOC), 產量是 130 萬噸/年。位於卡達的氣體進料工廠。
2. 流程上與新三輕相同，都屬於順序分離製程(即去甲烷、去乙烷塔 ….)
3. 卡達的環保局對於其排放標準要求為年排放總量小於進料量之 1%。
4. 此篇文章以”正常”開/停車對照”甲烷循環”(Methane Run)模擬。甲烷循環能顯著的減少開/停爐期間的 Flare 排放量。甲烷循環停車比照正常停車能減少 93%的排放成本，並且時間上能節省兩週。
5. 甲烷循環對於 CO2 的排放能最多能減低至正常開停車模式之 67%。

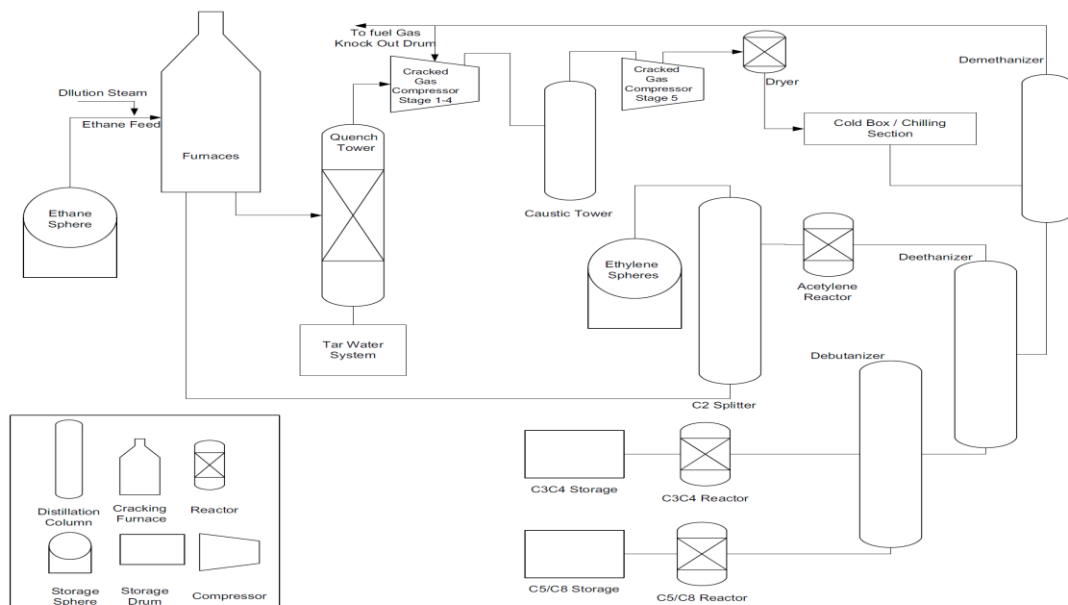


Figure 1: Simplified block diagram for RLOC Ethylene Production Process

圖 17. 乙烯生產製程流程簡化圖

如圖 18. 所示，增加一條六吋的循環管線(6" Jump Over line)所需的成本非常低廉，與工廠每日生產成本相比，幾乎可以忽略。

優點：

此一甲烷循環的最重要好處是可以減低環境衝擊。甲烷循環法開爐期間， $CO_2$  的排放量約可較正常開爐法排放量減少 67%；停爐期間， $CO_2$  的排放量約可較正常開爐法排放量減少 80%。

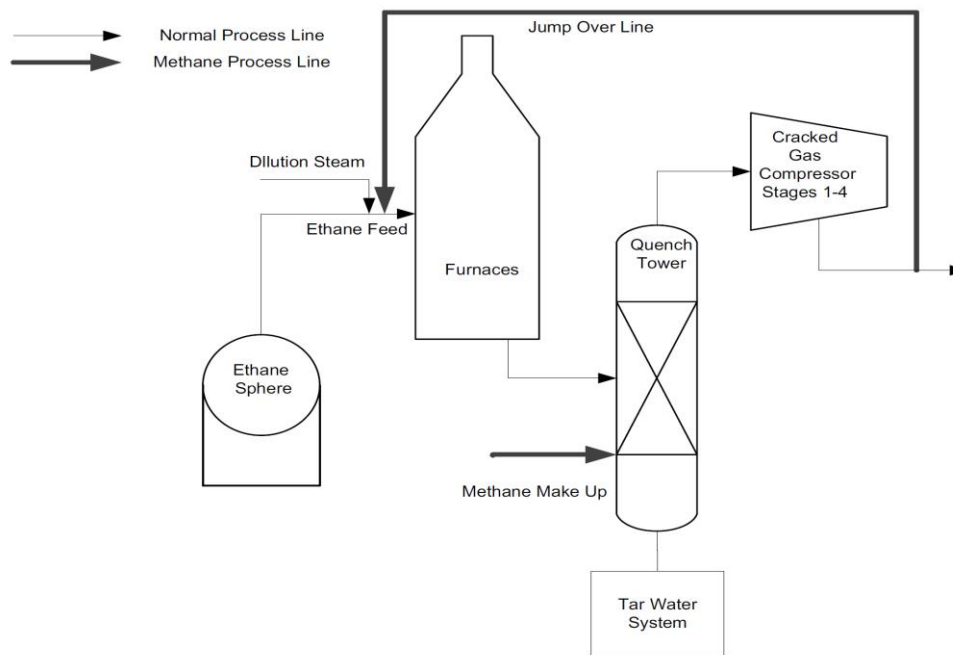


Figure 2: Methane Run – RLOC specific

圖 18. 停爐期間甲烷循環路徑

以新三輕 104 年實際開/停爐數據與 Qatari 工廠甲烷循環後所得之最適化數據比較如下：

表 9. 新三輕 104 年實際開/停爐數據與 Qatari 工廠甲烷循環結果比較表

	Start-Up		Shut-Down		Notes
	Qatari	CPC nNo. 3	Qatari	CPC nNo. 3	
Plant Cap.	1200 KTA	720 KTA	1200 KTA	720 KTA	
Gas	Methane	Methane+Ethylene	Methane	-	
Flare Duration	2 Days	5 Days	2 Days	13 Days	
Flared Quantity	4800 T	430 T	3600T	1500 T	
Process Modification	6" Jump over line from CGC discharge to Ethane Feed line	None	6" Jump over line from CGC discharge to Ethane Feed line	None	

結論與心得：

1. CPC No. 6 的開爐策略方面採用甲烷/乙烯混合進料預先開爐，經最近一次的開車程序統計，總排放量約為 430 Ton，僅約為 Qatari 的 8.96% 左右，若換算為相同煉量總排放量約為 716.6 Ton，亦僅約為 Qatari 的 14.9%。惟開車排程耗時較多，因文章中並無詳述是否此 2 天僅為啟動 CGC 的時間；CPC 的五天計算基礎是由 PRC 啟動開始計算。
2. CPC No. 6 的停爐策略方面，仍採用傳統式降低煉量、降低液位、拉長 PRC 運轉時間盡量回收乙烯、丙烯為主，尚未導入任何特殊策略，雖經統計結果總約當排放量為 2490 Ton，為 Qatari 的 69%，認為絕對有很大的改善空間，尤其若是再將可能造成的臭味、火光、耗費之時間等因素考慮進去，在此方面，本公司尚有極大空間待努力。

### (3) 應用 Flare 排放量最小化改善烯烴廠的開車與停車[8]

本篇文章是 2005 年由 Lynodell 公司一群資深工程師投稿至 Gas&Oil 期刊上的文章，依照該公司實際的 Minimization Start up & Shutdown 操作所獲得心得整理而成，所以編排及內容上較不像學術論文般強調數據及圖表的展現，不過，本篇所提的實務操作內容較值得業界參考。過往的乙烯廠開爐方式，先引入大量的新鮮進料，已達成後段所有製程的最低流量需求，但是在產品尚未合格前，必須排放大量的 Flare，所以容易造成環保及地區工關上的疑慮，至此該公司開始考慮投入相關的研究，以減少前述的疑慮，此部分與本公司所考量皆相似。

#### A. 製程說明

介紹乙烯工場流程(略)。參考下圖 19。此工場流程與 CPC 的四/六輕相似，皆為順序流程。

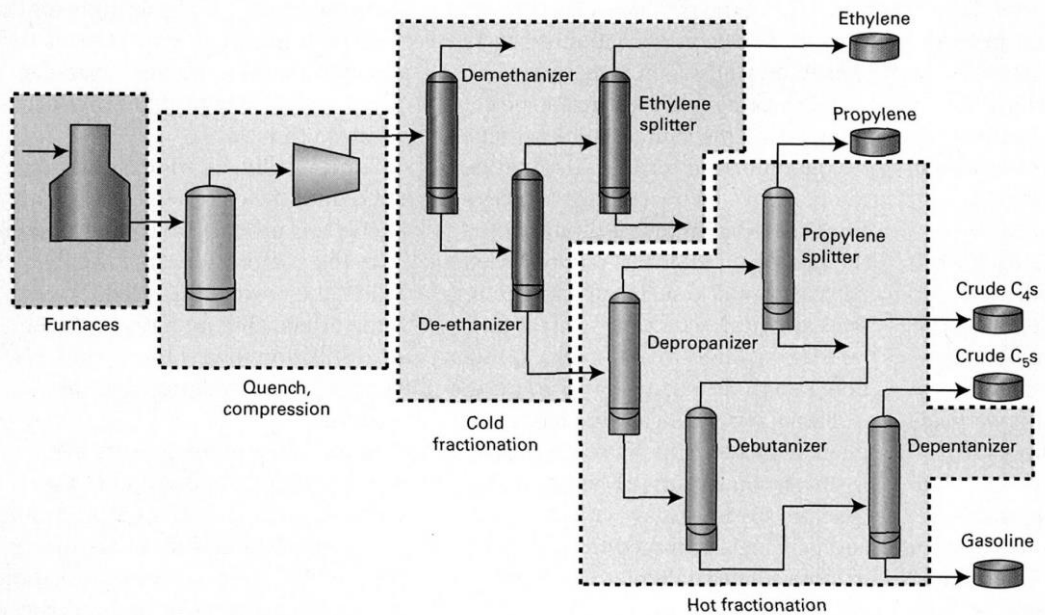


圖 19. Lynodell 公司乙烯廠流程圖

#### B. Channelview 乙烯廠的狗咬尾巴操作(Tailchase)

狗咬尾巴操作非常簡單，利用現有管線以及少部分新增管線將不合產品全數引回單一點(去乙烷塔進料)，於製程後段形成一個連續性的封閉回路。

產品精餾塔及冷凍系統事先油儲槽區引入合格產品操作。如乙烷、乙烯、丙烯、丁烷、戊烷等。當精餾塔產品操作合格後，裂解爐就以低進料率方式開始進料。裂解爐流出物就被引到壓縮區並且進入到以操作合格之分離區，生產出合格產品。

2003 年的停爐大修，他們配置了下列管線，進行追尾操作：

- 乙烯成品泵循環回到去乙烷塔進料管線。
- 丙烯成品泵循環回到去乙烷塔較料管線。
- 乙烯精餾塔底部的乙烷液體回到綠油汽提罐，再經由泵打回到去乙烷塔。
- 乙烯成品補充至乙烯精餾塔回流槽，供應給乙烯成品泵打回到去乙烷塔進料。

這些配管使得去乙烷塔下游的所有設備-包括乙炔反應器、以及 PDMA 反應器容易產生大量不合格排放的製程得以穩定的等待裂解爐進料。待循環建立完成，裂解爐就可以準備開始進料。

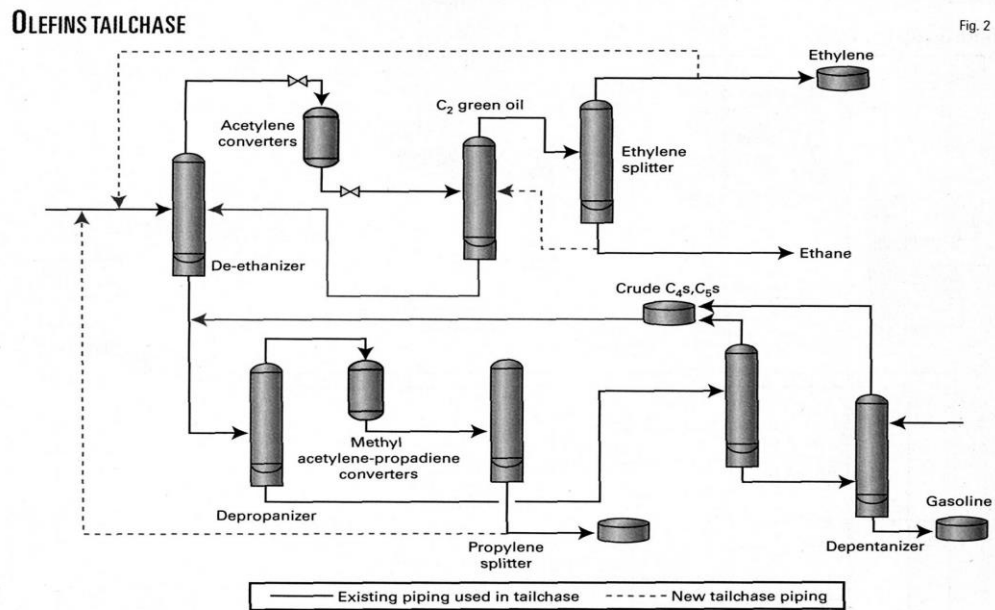


圖 20. Channel View 廠 Tail chase 開爐操作流程圖

### C. 狗咬尾巴操作(Tailchase)的好處

好處包括減少 Flare 排放，降低成本，減少對社區及環境的衝擊，此程序主要的好處有以下：

- 開爐期間，減少 Flare 排放可以減少對鄰近社區的衝擊。
- 開爐期間總排放量減少了 75-80%。
- 減少排放就節省了進料成本及產品的損失，表示成本節省。
- 能於引入進料前能確保分析儀器、各類儀器、轉動機械等設備一切正常。
- 能於大修結束後，訓練操作人員提前熟悉開爐步驟。
- 正式進料前，大部分的製程區域都能夠提前達到正常的操作參數，等待進料。

此外，利用此法於大修後進行開爐，可預先測試大壓縮機的運行，避免於正式運進料後，發生大壓縮機的故障，產生非預期的排放。

### D. 停爐之去汙操作(Decontamination Process)

此兩廠區自 1996 年開始操作，分別於 2003 及 2004 進行大修，有鑑於日趨嚴格的環保法規以及基於保護操作人員的立場，有必要對於大修排空程序進行準備工作。Channelview 廠區有兩套乙烯廠，仍在開車的廠可回收欲停車的工廠內輕質成分。Channelview 廠區因有兩座廠可供互相回收，Corpus Christi 廠區只有一套，但也從中得到了一些想法。

傳統上，壓縮機與 Flare 區的維修工作是整個大修週期的關鍵路徑，因此，有必要對於此兩個區域的大修工作進行詳細的規劃進行更安全及更快速的停車，以利整個大修工期的推進。這裡提出的方法能在最短的時間內將此兩區域在最短時間內備妥進行維修。

該公司成立了一個團隊專門研究開/停爐的最小化排放操作程序，發現甲烷清掃(Methane Sweep)有利於將裂解氣體系統的苯吹除乾淨。

檢視完裂解氣壓縮機的性能取線後，認為壓縮機因分子量的關係，無法壓縮甲烷，但卻能在否特定條件下壓縮乙烷。如果出口壓力能保持得夠低，即使乙烷的分子量低於裂解氣體，壓縮機仍可以在不會 Surge 的情況下操作。藉此他們希望可以透過裂解氣體壓縮機將乙烷氣體輸送至工廠的大部分區域(含去丙烷、去丁烷、去戊烷塔等區域)，利用此循環氣體將系統內的丁二烯及苯吹除乾淨。

2003年他們首次嘗試用這種方法停爐，不過因為循環氣體分子量太重，導致許多種成分冷凝在壓縮區，造成處理不及的情況。因此，他們利用的電腦模擬了解恰當的成分比例(氫氣、甲烷、乙烷、丙烷、丁烷、戊烷)，以避免壓縮段有大量的冷凝液產生狀況。因此得以避免大量冷凝液於壓縮段產生。同年，再將此乙烷清掃(Ethane Sweep)結果應用在另一座工廠的停車上。

此去汙停爐操作應用現有的管線(包含一些短的跨越管線 Jumper line)使前述討論到的產品循環回到裂解爐的進口作為進料，然後通過驟冷區、壓縮區，以下為去汙乙烷清掃操縱的路徑：

- 一座裂解爐以 C4/C5 進料，其中不含有丁二烯。
- 兩座裂解爐採循環乙烷或外購乙烷作為進料。
- 氫氣、甲烷、丙烯循環回到裂解氣壓縮機的進口以維持恰當的分子量。
- 重裂解汽油(不含苯)引回到驟冷區。

以此正確的混合氣體可使系統的氫成分與重成分(包含苯及丁二烯)分離。

工場停爐以前，必須先拉低各種設備的內容物液位，同時，用於去汙操作所需要的各種產品就必須要備妥。停爐時除前述三座爐子外(保持低於正常裂解溫度操作)，其餘爐子都停掉，然後把去汙流體引入停爐操作的三座爐子。隨著新鮮進料降低，慢慢提高去汙流體，以維持裂解氣壓縮機的穩定進料。裂解汽油補入驟冷區以吹帶走油料中的苯，最後再隨著 C4/C5 油料送入儲槽區儲存(Slop)，後續再引回裂解爐裂解。

一旦去汙操作開始，就必須要監測系統中的苯及丁二烯含量，當系統中此兩種成分的濃度下降至一定的程度，去汙操作即可停止，並且開始進行排液的工作，本法有助於停爐開放檢查後人員與環境健康。

#### (4) Flare 排放最小化之停爐策略模擬[9]

##### A. 停爐策略

研究對象為中石油公司的大慶石化廠，據了解有兩座平行操作的乙烯廠(稱為 OP1&OP2)，製程廠家推估也是 Lummus ABB。本研究建立 OP2 的模型，假定將 OP2 的停爐內容物透過 CGC 輸送經由新增的開車路徑(藍色虛線箭頭)，由去甲烷塔後冷箱出口(高壓甲烷管線)輸送回到另一座操作中的 OP1 回收。

大慶的乙烯廠製程與本公司的順序流程有兩大差異，(1)該兩座廠皆為前脫丙烷製程，也就是裂解氣體壓縮機第三級出口先經過高低壓去丙烷塔後，再進入第四級壓縮(CGC 只有四級)，出口進入乙炔反應器、Chillingtrain、去甲烷塔、去乙烷塔、乙烯精餾塔。(2)大慶化工的乙烯、丙烯冷凍系統為開迴路設計，本公司的冷凍系統則為閉迴路設計。如下頁圖 21. 所示：

此五條配合 Flare Minimization 的開爐管線(也用來停爐)如下：

- 甲、低壓去丙烷塔頂部回 CGC 進口
- 乙、丙烯冷凍系統回收管線回到 CGC 進口。
- 丙、丙烯精餾塔頂部回到 CGC 進口。
- 丁、第二去乙烷塔頂部回到 CGC 進口。
- 戊、兩座乙烯廠跨接管線，將 OP2 冷箱出口的高壓甲烷及粗氫氣管線合併後送往 OP1 的 CGC 進口。



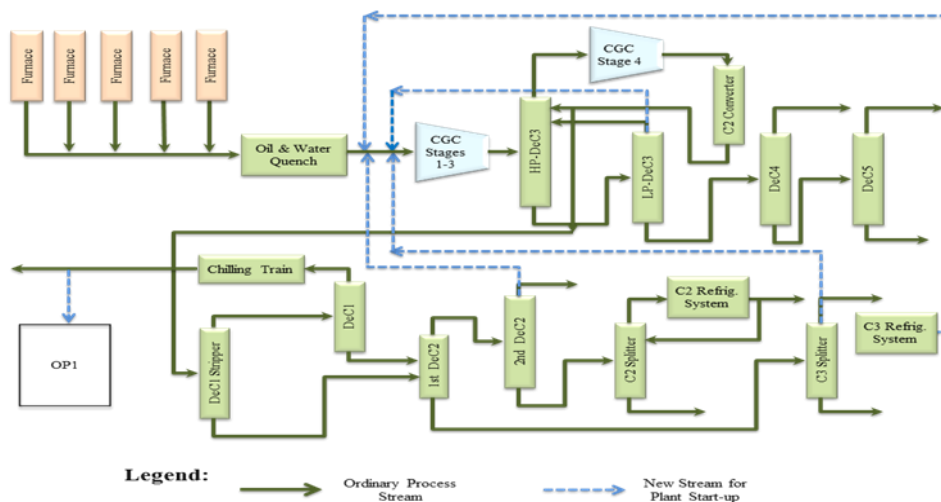


圖 21. 簡化過的中石化大慶廠 OP2 流程圖，→線段為正常路徑→為新增的開車路徑

## B. 實務做法

目前新增此五條管線的想法是依據先前的停車經驗，先停壓縮機再停爐子，所以造成內容物無法回收，只能排放到 Flare。為了能盡量回收內容物，應考慮盡量將內容物輸送到下游單元。因此提出先停掉裂解爐、維持 CGC 運轉的構想。利用 CGC 運轉期間，將工場內容物透過回流管線回收到 CGC 進口，因 CGC 持續運轉，能提供 CG 的驅動力，再利用冷箱出口管線輸送到另一座正在操作的 OP1 的 CGC 入口回收，可持續供應 OP1 的生產，避免排放到 Flare。

基於動態模擬的結果，理論推估經過步驟 2 處理後，殘留在主要的回流槽、換熱器、塔槽內的氣體或液體容量分別約為：23.4 噸/4.1 噸/12.2 噸。總計需排放到 Flare 的量為 39.7 噸。與過去記錄實際的平均排放量 147.0 噸相比，總計減少了 73%。因此，依照此方法發展製程技術將具有對環境、經濟上的利益具很大潛力。

最後，此一停爐策略是與業者共同研討提出，再以動態模型模擬所得出的結論，實際導入到工場應用時，仍應仔細討論各種風險，不確定性、以及假設條件。

## (二) 林園石化廠乙烯工場停爐排放減量策略建議

無論是四輕或者新三輕在停爐操作方面，皆有以下幾個限制與困難點：

1. 因下游供料吃緊，無法獲得寬裕大修時間。
2. 受限於法規規定，每次大修都必須將塔槽與設備全面開放，系統中所有物料都必須排放至高架燃燒塔燃燒，造成成本浪費、製造汙染。
3. 高架燃燒塔使用過程中會產生火光及噪音，造成環保及公司形象之疑慮，夜間火光可能導致周遭民眾生活受到干擾與影響。因此排放時間必須限縮在白天時間，致高架燃燒塔停用時程不斷延後、迫使大修工作壓縮嚴重。

考量上述三個有關本廠乙烯工場的停爐限制與困難，並參考國外有關期刊文獻資料，且與 Lamar University 的合作討論，提出質量網路(Mass Network)的概念，考量本廠的特有的性質，有兩座鄰近之輕油裂解廠可互相支援，無論是在開爐或停爐階段都有機會可以互相引用、回收塔槽及系統內容物。

目前新三輕與四輕之間皆有部分共用管線，我們提出相互回收的概念，利用此概念希望能達到互相支援、互相回收，有助於減少 Flare 使用的問題，Mass Network 概念如下頁圖 22.所示：

Mass Network Between  
Ethylene plant :  
No.4S/D & NNC3.Recovery

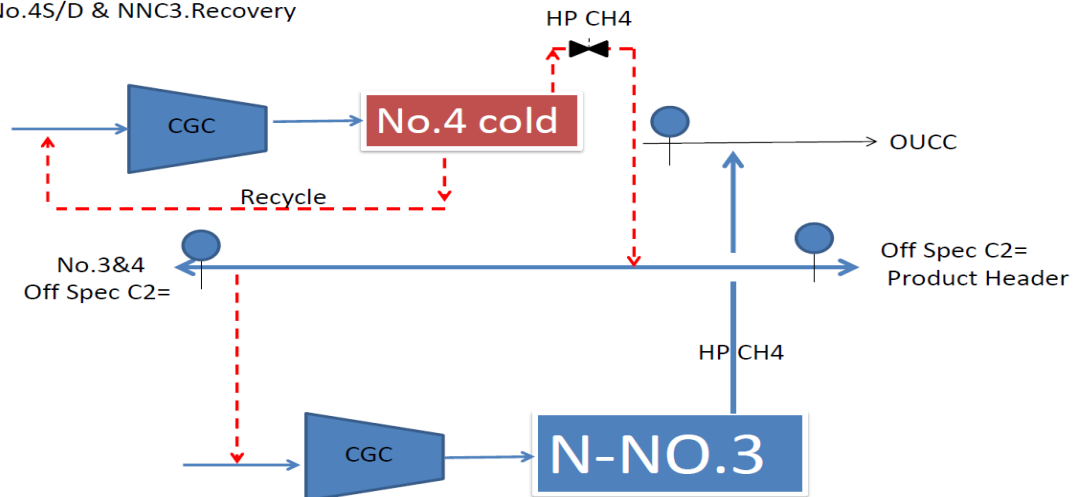


圖 22.新三輕與四輕質量網路(Mass Network)概念圖

我們可以利用兩廠之間之共同路徑，透過裂解氣壓縮機之進口低壓、成分容忍度大之特性，相互回收，以上圖 22.為例，四輕組主製程區停爐後的物料，先利用自行循環操作維持裂解氣壓縮機之運轉，避免裂解氣壓縮機突然跳車造成進口高壓排放到高架燃燒塔產生黑煙，同時間低溫工場必須停用冷媒使系統進行熱吹驅，吹驅後的內容物可透過去甲烷塔頂部的高壓甲烷管線經過冷箱加熱、離開冷箱之後輸送至廠內可利用之共同管線，藉由此共同管線接引至新三輕組之裂解氣壓縮機進口處，新三輕部分為了避免煉量過大，可適時調降裂解爐進料量，逐漸回收四輕組製程內容物，直到四輕組液體成分蒸發完畢，此操作有利於減少停爐工廠的 Flare 排放以及回收有價值尚未分離完成的半成品，至少在概念上是如此，此計畫有賴於後續討論與研究方能更臻完美。

## 六、心得與建議事項

1. 加強員工訓練與實習考核，思考更具有考驗效果之訓練模式。美國在實習制度方面建立的非常完整，本次赴美研究學校 Lamar University 位於休斯頓附近，周邊圍繞許多大型石油公司，學界與業界之間關係密切，景氣好時，業者爭相到學校辦理就業說明、並鼓勵學校學生爭取實習機會或直接提供獎學金搶訂學生；一般而言，業界提供約正式起薪之七成酬勞，實習最長可達一年。與幾位參與過實習計畫並且取得很好工作機會的學生談過、了解。具有規模的公司會直接交付給實習員執行短期計畫(Project)，例如：制定某設備檢修計畫、製程改善計畫、或參與專案計畫，從中觀察所屬是否具備相當工作能力與溝通團隊合作能力；相較之下，目前本公司進用人力經過2~3個月的基礎訓練後，下了單位可能又有一連串的專業訓練，所剩時間不多，且分發現場後多半交付工場見習、閱讀資料、資料建檔等可個人作業之工作，不易透過實作能力觀察能力良莠。
2. 強化電腦輔助之模擬工具建立能力，建議應注重自行培養建立動態模型與預測控制的能力。靜態或動態模型用來預測操作結果有許多好處與優點，並也已被廣泛的利用。研習過程中發現這類的軟體工具在學術單位普遍用來作為訓練學生以及科學研究，但是對於學校方面來說，不易取得製程相關的技術流程與設備規格等資料，甚至操作流程方面的相關知識都了解不深，必須積極找公司合作。美國的煉油石化業對於製程資訊的保護較為嚴密，與學界的專業方面的資訊交流有限，因此稍具規模的公司皆已注重自行發展動態模型的建立能力。對於企業來說，更應該積極培養這方面的人才與能力，以自有的工場建立預測模型，畢竟在於技術資料、製程理解能力都已具備。過去本公司也曾經委外建立全廠模型，但是建立全廠模型是個非常耗費時間與人力的過程(據了解，大陸的中石化公司亦有委託 Lamar University 的實驗室建立其全廠模型，包含裂解與低溫分餾區、裂解氣壓縮機，該合作計畫前後進行了四年)，除了建立模型，模型的維護與更新也是非常重要的一環，藉由模型的更新與維護，可以自行評估預測操作變數改變時的影響程度，制定處理方針。
3. 質能網絡(Mass Network)是一個較具有前瞻減排概念的操作方法，透過相鄰乙烯廠之間的相互配合回收，可減低 Flare 排放以及縮短大修設備開放時間。建議組織專案團隊(Task Force)進行討論研究與評估，此團隊應橫跨兩座乙烯廠熟悉製程工程師、公用輸儲系統人員、現場操作人員、方法工程、工安等跨領域團隊擬定策略與方針以及製程安全評估作業，再行撰寫操作步驟、人員訓練等工作。質能網路得配合由於牽涉廣泛，必須有嚴密的計劃以及操作紀律方可使效果最大化。

## 七、參考文獻

1. Xu, Q.; Yang, X.; Liu, C.; Li, K.; Lou, H. H.; Gossage, J. L. Chemical plant flare minimization via plant-wide dynamic simulation. *Ind Eng. Chem. Res.* **2009**, *48*, 3505.
2. Xu, Q.; Li, K. Dynamic Simulation for Chemical Plant Turnaround Operation. Presented at the Integrated Environmental Management Consortium Meeting, Houston, TX, June 25, 2008
3. US Environmental Protection Agency (EPA). Compilation of Air Pollutant Emission Factors, Volume I. Accessed online at <http://www.epa.gov/ttnchie1/ap42/>, accessed November 19, 2009
4. Chaowei Liu.; Xu, Q.; Emission Source Characterization for Proactive Flare Minimization Ethylene Plant Start-ups. *Ind Eng. Chem. Res.* **2010**, *49*, 5734-5741
5. Noora AlGhanim , Majeda Khraisheh , Farid Benyahia.; Flare Reduction Options and Simulation For Qatar Oil and Gas Industry. Proceeding of the 3<sup>rd</sup> International Gas Processing Symposium , March 5-7 2012, Qatar.
6. Ha Dinh.; Shujing Zhang.; Yiling Xu.; Fadwa Eljack.; Mahmoud El-Halwagi Generic Approach of Using Dynamic Simulation for Industrial Emission Reduction under Abnormal Operations : Scenario Study of an Ethylene Plant Start-up
7. 宋光、趙永臣、邱彤、盧光明、趙勁松、陳丙珍；乙烯裝置開停車過程節能減排技術進展(北京清華大學化學工程系、中國石油獨山子石化公司，新疆克拉瑪依)
8. David Chenevert., Carl Harry., Jams H.Walker., Byron Unterbrink Mike Cain. Lynodell Chemical Co. Channelview /Corpus Christi. Flare minimization practices improve olefins plant start-up, shutdowns
9. Tao Wei, Xiaofei Hou, Jiatao Yu, Jian Zhang, Ziyuan Wang , Qiang Xu., Jinsong Zhao. A Novel Shutdown Strategy for Flare Minimization at An Olefin Plant.

## 八、表目錄

1. 表 1. 乙烯工場開爐準備工作期間可能之各種排放來源及消減對策
2. 表 2. 新三輕歷次開爐程序所花費天數
3. 表 3. 裂解爐投料前重要流量值與設計值關係。
4. 表 4. 裂解爐投料前重要溫度值與設計值關係。
5. 表 5. 裂解爐投料前重要壓力值與設計值關係。
6. 表 6. 裂解爐投料前壓縮機轉速與正常全煉量操作值關係。
7. 表 7. 四輕與新三輕製程設計差異及開爐方式比較
8. 表 8. 研究範圍初始狀態定義表
9. 表 9. 新三輕 104 年實際開/停爐數據與 Qatari 工廠甲烷循環結果比較表

## 九、圖目錄

1. 圖 1. 新三輕全系統 Flare Minimization 流程圖
2. 圖 2. 新三輕歷次開爐每日 Flare 排放量分佈
3. 圖 3. 新三輕歷次開爐排放總量累計
4. 圖 4. 104 年 5 月 24 日因製程異常跳車，導致 Flare 排放情形。
5. 圖 5. 新三輕 103 年開車期間，投料時間與成品合格時間關係圖。
6. 圖 6. 新三輕與四輕最近一次開爐逐日排放量統計
7. 圖 7. 新三輕&四輕最近一次開爐排放總量累計
8. 圖 8. 建立動態模型方法論架構
9. 圖 9. 裂解氣壓縮機與 Chillingtrain 部分串聯操作循環迴路圖
10. 圖 10. 氫氣甲烷分離槽第一槽及第二槽製程流程圖
11. 圖 11. 氫氣甲烷分離槽靜態模型
12. 圖 12. 氫氣甲烷分離槽動態模型圖
13. 圖 13. 氫氣甲烷分離槽第一槽及第二槽進行動態模擬達穩定狀態各控制器表現
14. 圖 14. 冷媒流簡化、擴大至涵蓋去甲烷塔三座分離槽的 Chillingtrain 模型
15. 圖 15. 加入冷媒流、涵蓋去甲烷塔三個進料槽及冷箱之動態模型
16. 圖 16. 乙烯精餾塔停車燃燒塔減排最適化模型架構圖
17. 圖 17. 乙烯生產製程流程簡化圖
18. 圖 18. RLOC 廠於停爐期間甲烷循環路徑
19. 圖 19. Lynodell 公司乙烯廠流程圖
20. 圖 20. Channel View 廠 Tail chase 開爐操作流程圖
21. 圖 21. 簡化過的中石化大慶廠 OP2 流程圖
22. 圖 22. 新三輕與四輕質量網路(Mass Network)概念圖

十、附錄

- (一) 每週工作報告與文獻回顧翻譯整理。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(一)1040615-1040619

報告者:邱啟偉

1. Lamar University 是屬於德州大學聯盟體系，學校工程學院總排名在全美為 183 名，特別是化工系的聲望不錯，也是學校唯一有哲學博士班(PhD)學程的系，所在交換研究的大型動態模擬實驗室在 Flare Minimization 方面在世界上屬於領先的研究團隊，全世界有關的所有文獻研究報導幾乎大部分都與此研究團隊有關。
2. 承上，本實驗室研究主題中與石化廠相關領域如下：
  - (1) 乙烯廠(或 LNG 卸/收)開/停爐 Flare 排放小化、
  - (2) 裂解爐除焦排程最適化、
  - (3) 乙烯&丙烯冷凍壓縮機之間操作配比最適化、
  - (4) 三冷媒壓縮機最適化模擬
  - (5) Flare 排放與空氣品質污染相關主題
3. 研究課題主要與乙烯廠相關。在此的研究是應用穩態的 Aspen Plus 模擬，然後套入現有工廠的實際操作數據驗證(推測是大慶化工 80 萬噸廠)，最後再套入 Aspen Dynamic 作動態模擬，計算開停爐期間的排放量，以上流程是該實驗是歷經許多年才建立起來的。
4. 團隊指導老師是北京清華畢業的博士徐強教授，據了解是承接先前廠長所提到的 李谷彥 教授之研究，李教授已退休搬遷至加州，前述研究進程就是在 Dr. Li 在時就已經開始進行，到近幾年才成熟。
5. 新三輕的開爐策略方面若與其中一篇卡達石油公司所發表的報導比較了解到目前新三輕的開爐策略方面應屬世界領先地位；停爐策略方面則認為還有很大的努力空間需進行有兩個方向建議：
  - (1) 考慮自身循環停爐，將 1300 或 1400 區後段的氣體重複進料回到裂解爐進口，裂解成甲烷氣體吹驅系統排放至燃料氣系統回收，避免排放到 Flare 可盡量將苯或丁二烯重複裂解，以輕質氣體吹驅，減少開放時可能產生的臭味。
  - (2) 四輕/新三輕之間可互相回收系統內 CG，減少開爐或停爐期間 Flare 排放量。
6. 為幫助深入了解有關 Flare 減量方面的研究進展以及乙烯工場相關操作技術，爾後將盡力收集整理國外發表期刊/論文/報導。
7. 本週研讀文獻資料
  - (1) 乙烯裝置開停車過程節能減排技術進展

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(二)1040622-1040626

報告者:邱啟偉

1. 有關 Minimum Flaring 的研究部分初步已決定研究範疇(可參考附件圖) , 題目為" 以動態模型研究如何縮短乙烯工廠開爐期間於激冷系列中之粗氫氣成品合格時間 "
2. 有鑑於目前新三輕所建立之開爐模式是預先投入 燃料氣(95%甲烷+5%氫氣)+乙烯成品之三成分混合開爐流體, 搭配冷媒系統的預先操作, 據先前經驗#2 氫氣甲烷分離罐的溫度可預先降低至-140C 左右(有時更低但不穩定) 已可有效縮短氫氣合格時間, 但實際操作上, 當裂解爐引入新鮮進料, 因進入多成分狀態, 將會破壞掉系統的平衡; 依據以往經驗需五到七小時左右, 才有辦法確實穩定掌握氫氣合格溫度, 希望可建立此部分模型推估預測由自身循環狀態導入新鮮進料時可能發生問題與操作建議。
3. 裂解氣壓縮/Chillingtrain/去甲烷塔合併系統大, 很複雜, 經過討論我們將壓縮機部分簡化, 某些 Stream 在開爐循環階段也將省略不計算如高低壓乙烯送下游系統、純氫氣系統等, 雖有簡化, 仍力求與現實相近
4. 結合 Lamar University 實驗室的專長, 指導教授目前指定兩位 PhD 學生投入此專題, 將分以下階段進行
  - (1) 依選定範圍建立穩態模型
  - (2) 穩態模型驗證妥後, 轉換為動態模擬, 設置控制器(輸入實際工場的 P/I/D 值以設定點)
  - (3) 動態模擬驗證, 初始化(Initialization)。
  - (4) 編寫開爐程序操作動態模型, 收集操作變數。
  - (5) 驗證完成, 整理數據。
5. 希望可以找出較適合的操作模式了解該系統由 三成分進入多成分時, 有哪些方法可以使氫氣合格溫度穩定並且盡量縮短時間由於此系統非常複雜, 建立模型可能就非常不容易最終目標仍希望可以完成並且在美國化學工程師年會上發表, 據目前文獻收集與回顧, 尚未有此領域的研究發表
6. 職將盡力於期限內完成, 如有建議方向, 尚請長官建議。
7. 本實驗室的研究專長事實上很符合工廠的實務應用, 假若某操作區域希望改變操作變數, 可先藉由模擬結果來預測改變後的表現但由於其應用之軟體 Aspen Plus & Aspen Dynamic 於事業部只有前者之舊版本, 即使將來將成果帶回國內, 恐怕也無法再延續探討, 可能有待探討是否有需導入事業部應用之可能性。
8. 本週研讀文獻資料: Flare Reduction Options and Simulation for the Oil and Gas Industry. 卡達 130 噸乙烯廠開停爐減量計畫模擬



## Flare Reduction Options and Simulation for the Qatari Oil and Gas Industry

卡達油氣工業公司於 Flare 減量的選擇做法與模擬。

整理-邱啟偉

### A. 簡介：

1. 本場為 Ras Laffan Olefins Company Limited (RLOC), 產量是 130 萬噸/年。位於卡達的氣體進料工廠。
2. 流程上與新三輕相同，都屬於順序分離製程(即去甲烷、去乙烷塔 ….)
3. 卡達的環保局對於其排放標準要求為年排放總量小於進料量之 1%。
4. 此篇文章以”正常”開/停車對照”甲烷循環”(Methane Run)模擬。甲烷循環能顯著的減少開/停爐期間的 Flare 排放量。甲烷循環停車比照正常停車能減少 93%的排放成本，並且時間上能節省兩週。
5. 甲烷循環對於 CO<sub>2</sub> 的排放能最多能減低至正常開停車模式之 67%。

### B. 流程簡述：(略)

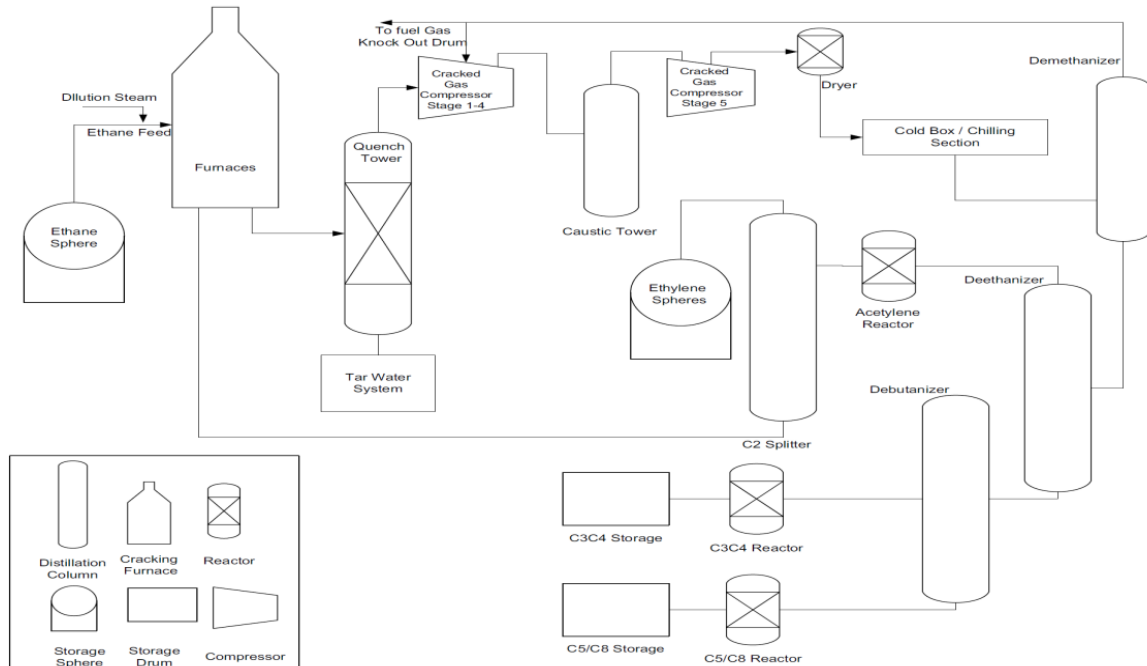


Figure 1: Simplified block diagram for RLOC Ethylene Production Process

### C. Flare 減量-工業案例研討

#### ➤ 正常開車

1. 正常開車程序：在 PRC 及 ER 在三個爐子進料(最低煉量)、兩個爐子備用下，啟用。首先將爐子升溫，將產生的高壓蒸氣改入系統，確保有充足的冷卻水及蒸氣可用。然後啟動 PRC&ERC，將冷凍系統之操作變數調整至正常，蒸餾塔開始全迴流操作。此時將三個或四個爐子進料(乙烷)，在 CGC 啟動以前，Flare Gas 由驟冷塔頂端排出，等 CGC 啟動後，低溫區尚未冷卻完成前，Flare 由 CGC 第五級排放到 Flare，等待去甲烷塔降溫及建壓。然後在乙炔合格以前，由乙烯精餾塔前排放到 Flare，等乙炔合格後再將 C2 引入乙烯精餾塔中，通常在 Qchem 公司或卡達其他公司無論是開爐或停爐都約需排放至 Flare 7~8 天。
4. 為了估算 Flare 排放總量，主要有兩個假設條件：

- I. 正常開爐狀態下，保持兩座裂解爐進料並且操作在最低煉量模式(26.5 T/H)，在加上一座爐子操作在 27T/H，三座爐子總煉量為 80 T/H，開爐總共排放了八天，排放總量為 15360 Ton 的氣體。
- II. 正常停爐狀態，爐子的總進料量降低至工廠總煉量的 30%，大約是 90T/H，停爐總排放量大約是 18432 Ton。

➤ 甲烷循環程序：

1. 停車：RLOC 的甲烷循環操作模式是由該公司的股東所提供的經驗，甲烷循環停車時，工廠會採取三到四個爐子操作在最低煉量的裂解模式，兩座爐子在備用模式。當乙烷進料中斷以後，將高壓甲烷氣體由壓縮機五級出口引回到裂解爐做為進料，同時由驟冷塔處持續補入甲烷氣體，直到出口處的苯及 1,3 丁二烯濃度降低至可接受程度。由去甲烷塔頂將物料排放去燃燒直到整個系統沒有苯及 1,3 丁二烯。
2. 開車：甲烷循環開爐時，打通所有與 CGC 連通之系統，並且以氮氣加壓至 1Kg/cm<sup>2</sup>，將 QT 至低溫區進口之間串連起來，以燃料氣加壓至最高壓力，並將氮氣置換掉，QT 持續的補入 FG，以維持 CGC 出口壓力，甲烷由 CGC 五級出口引回到裂解爐當進料。裂解氣乾燥器引 CGC 出口氣體加壓，加壓妥後與低溫區連接，裂解氣體經過去甲烷塔頂端後回到 CGC 進口，由去甲烷塔頂端將所有 N<sub>2</sub> 排空後，排放程序即告完成。去乙烷塔及乙烯精餾塔已經完成了全迴流操作，當冷區冷卻、加壓妥，開始增加乙烷進料、減低甲烷進料。此工場所做的改善就是由 CGC 五級出口增加一條 6 吋管線回到裂解爐進料管線(稱為 Jump Over Line)，如下圖 2. 所示。

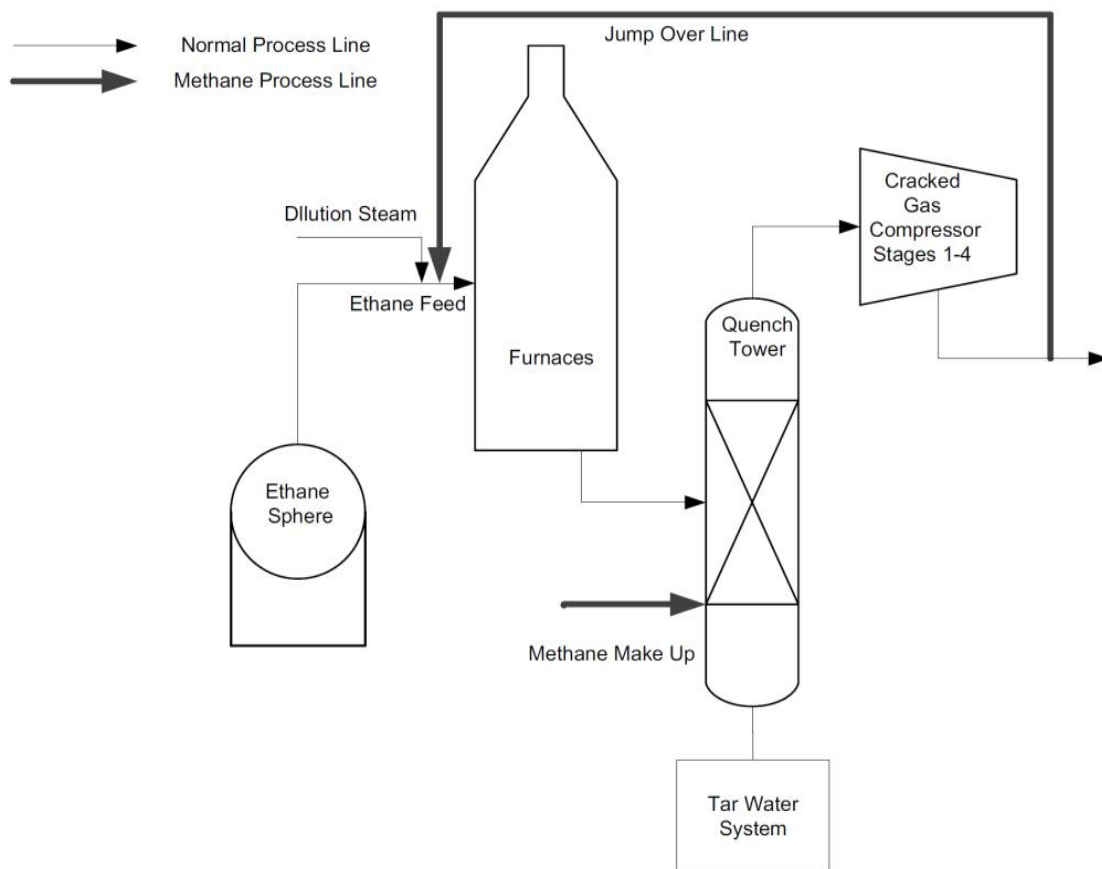


Figure 2: Methane Run – RLOC specific

如上圖所示，增加一條六吋的循環管線(6" Jump Over line)所需的成本非常低廉，與工廠每日生產成本相比，幾乎可以忽略。

優點：

此一甲烷循環的最重要好處是可以減低環境衝擊。甲烷循環法開爐期間，Co<sub>2</sub> 的排放量約可較正常開爐法排放量減少 67%；停爐期間，Co<sub>2</sub> 的排放量約可較正常開爐法排放量減少 80%。

#### D. 結果與討論

1. 此案例展示了石化廠於開爐期間顯著的減少排放量是可達成的。經過製程上的小修改，甲烷循環方式開爐比起正常的開爐方式有顯著的排放減量效果。計畫性停爐時，兩週的減量操作可減少 93% 的成本，此外，甲烷循環所需要成本僅約正常開車計畫的 74% 以下，所需付出的配管成本卻低得可忽略。

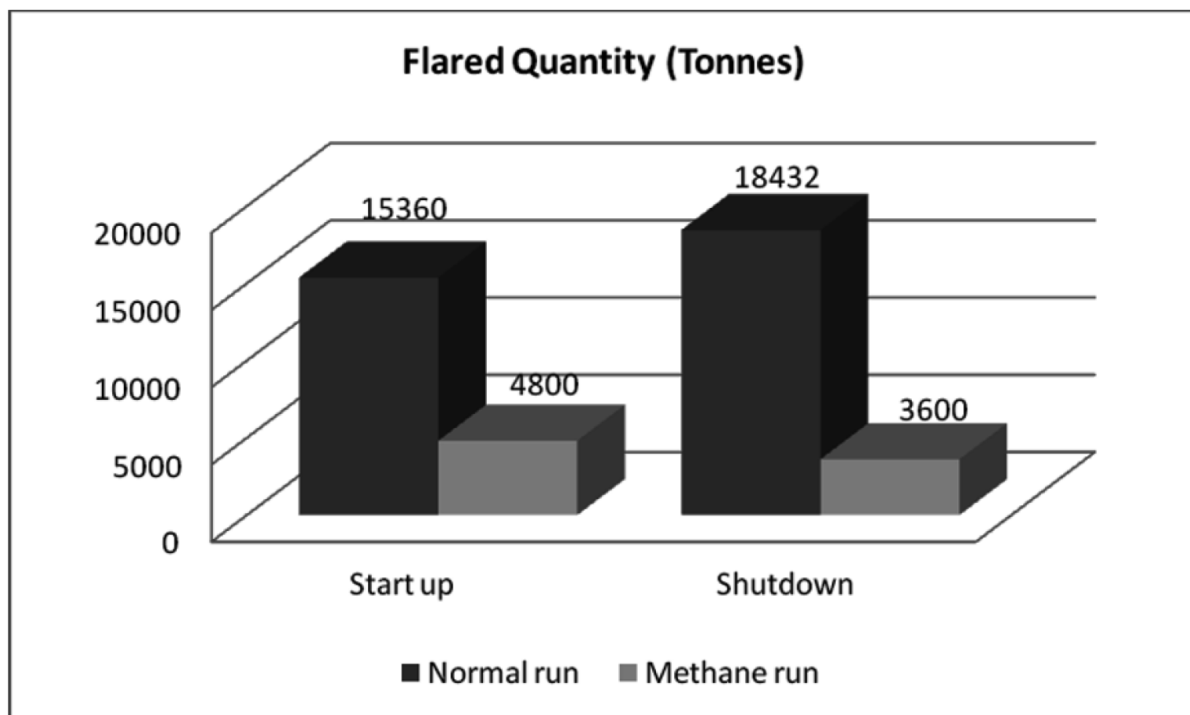


Figure 3: Flared quantity of 'Normal' and 'Methane Run'

	Startup		Shutdown	
	Normal	Methane Run	Normal	Methane Run
<b>Gas</b>	Ethane	Methane	Ethane	Methane
<b>Flaring Duration</b>	7-8 Days	2 Days	7-8 Days	2 Days
<b>Flared Quantity</b>	15360 T	4800 T	18432 T	3600 T
<b>Total CO<sub>2</sub> Emissions</b>	39,492 T	13,162 T	47,340 T	9,840 T
<b>Raw Material Cost</b>	1.8 Million \$	85,000 \$	2.2 Million \$	137,000 \$
<b>Production Losses Cost (163 T/h)</b>	27 Million \$	7 Million \$	27 Million \$	7 Million \$
<b>Process Modification</b>	-	6" jump over line from CGC discharge to Ethane feed line	-	6" jump over line from CGC discharge to Ethane feed line

#### E. 心得討論

以新三輕 104 年實際開/停爐數據與 Qatari 工廠甲烷循環後所得之最適化數據比較如下表：

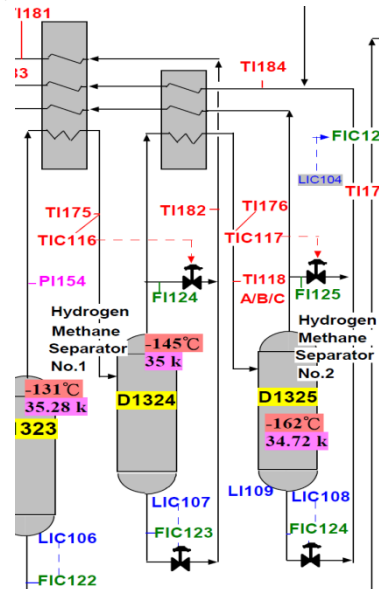
	Start-Up		Shut-Down		Notes
	Qatari	CPC nNo. 3	Qatari	CPC nNo. 3	
Plant Cap.	1200 KTA	720 KTA	1200 KTA	720 KTA	
Gas	Methane	Methane+Ethylene	Methane	-	
Flare Duration	2 Days	5 Days	2 Days	13 Days	
Flared Quantity	4800 T	430 T	3600T	1500 T	
Process Modification	6" Jump over line from CGC discharge to Ethane Feed line	None	6" Jump over line from CGC discharge to Ethane Feed line	None	

3. CPC No. 6 的開爐策略方面採用甲烷/乙烯混合進料預先開爐，經最近一次的開車程序統計，總排放量約為 430 Ton，僅約為 Qatari 的 8.96% 左右，若換算為相同煉量總排放量約為 716.6 Ton，亦僅約為 Qatari 的 14.9%。惟開車排程耗時較多，因文章中並無詳述是否此 2 天僅為啟動 CGC 的時間；CPC 的五天計算基礎是由 PRC 啟動開始計算。
4. CPC No. 6 的停爐策略方面，仍採用傳統式降低煉量、降低液位、拉長 PRC 運轉時間盡量回收乙烯、丙烯為主，尚未導入任何特殊策略，雖經統計結果總約當排放量為 2490 Ton，為 Qatari 的 69%，認為絕對有很大的改善空間，尤其若是再將可能造成的臭味、火光、耗費之時間等因素考慮進去，在此方面，本公司尚有極大空間待努力。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(三)1040628-1040704

報告者:邱啟偉

1. 開始討論建立新三輕組穩態模型，延續上週討論探討範圍 C-1201 -> Chillingtrain/Cold Box -> V-1301 ->C-1201 的循環迴路於實物料模擬階段至裂解爐實際進料的過渡狀態，探討如何取得系統穩定縮短氫氣合格時間之策略。目前有兩位博士生協助，分別為 ChuXi-Chan(China) 以及 Yogishi(India)。前者負責建立穩態模型，後者將協助動態模型之運作。由於進入動態模型之前，必須輸入控制閥及固定設備之基本資料，如控制器目前實際操作之 PID(比例/積分/微分)值，因此寫信回公司請 王偉丞 工程師協助收集。
2. 請指導教授提供與 Mini-Flaring 相關的 Reference Paper 供參考，目前已開始收集，若有新資料進來，將會寄回廠內供同仁參考。
3. 與博士後研究員 Dr. J.Chang 及準博士 Dr. Ha Dinh 討論研究範圍，兩位博士於 Flare Minimization 及 Chilling-train 方面都有許多的模擬經驗。但是由於每個乙烯廠都有不同設計及系統需求，雖然他們已有其他工廠的模型，實際上卻無法直接套用，都必須重新建立。經討論，建議我們目前的研究範圍應先縮小至本次研究主題之核心，即 D-1324&D-1325 部分。先將三成分系統進入到多成分系統時，系統穩定所需時間模擬出來，再由此核心部



分擴大：

4. 本週文獻回顧-「Flare Minimisation via Dynamic Simulation 排放量最小化之動態模擬」。本文章為 2007 年由 Lamar 大學李古諺教授為首的研究團隊發表，說明乙烯廠於開車階段的 Flare 排放來源，並以動態模擬方式探討分離區(Separation Section)的排放情形及模擬。原文及翻譯文件如附件。

## Flare Minimisation via dynamic simulation

### Flare 排放量最小化之動態模擬

整理-邱啟偉

#### 1. 簡介

燃燒塔排放(Flaring)為化學程序工業中最攸關緊要的操作程序，燃燒塔在化學工業中扮演重要的功能如：保護設備、操作人員、業主，以及環境。然而過量的排放卻會造成對環境的衝擊以及負面的社會觀感，伴隨而來還有重大的經濟損失。目前對於化工程序工業 (Chemical Process Industry(CPI))有關 Flare Minimisation 的程序尚無法標準化，原因是每座工廠都有其不同的操作製程以及操作程序。避免 Flare 排放最佳的方法就是減少排放的次數以及排放的量，這是汙染防治的根本辦法。

製程不順或者開/停車期間，產生的不合格產品都有可能被排放到 Flare 去，最好的辦法就是利用模擬的技巧，預先了解可能的排放原因及擬定開車程序，自停車後從新開車的程序通常由操作人員擬訂。每一個步驟都是由現有的操作控制系統處理。

現今對於 Flare 減排的做法上，許多工廠都是採取試誤法(Trail and error)以昂貴的成本及不確定的結果來調整操作程序。不過由於日趨嚴格的法規，對於 Flare 的要求目標都是希望達到 0 排放。有關乙烯工廠排放最小化的做法方面有以下幾個方向：循環不合格物料、以最少的裂解爐進料開爐、乙烯精餾塔全迴流操作、預先補入合格的產品至系統中全迴流操作。

本研究計畫是以動態模擬方式建立、驗證後，仔細的檢驗乙烯工廠開爐程序過程中能降低 Flare 排放的可能操作步驟。此程序的建立將能通用於乙烯工場的操作，不會僅限於單一座工場。此程序模擬是一種非常經濟的方法，能辨認出可能造成汙染的原因。

#### 2. 製程說明

本研究計畫以動態模擬的標的工廠為位於 Channelview 煉化工業區的 Equistar 化工公司。選取其回收段(Recovery Section)作動態模擬。此製程段主要包括去甲烷塔、去乙烷塔、去丙烷塔、乙炔反應器以及乙烯精餾塔。(以下製程敘述與新三輕相同，推測為順序流程，餘略)

#### 3. 穩態模擬

本研究先由穩態模擬為起點，再進入動態模擬。本模擬使用” Aspen 工程套件 10.2(Engineering Suite 10.2)”系統，僅模擬乙烯工廠的回收段及純化段。流程圖中約有 50 股流體及 14 個模塊。本模擬中的組成份減少至 16 種以加速運算速度，選用的物性方法為” RKS-BM”依據文獻，此為推薦適用於氣體處理、煉油廠、以及石化工業應用的方法。

穩態模擬的結果與工廠的去乙烷塔、乙烯精餾塔、去丙烷塔的實際操作狀況非常符合。不過為了使動態模擬能進行運算，某些較重要的流程管線(Stream)在動態模擬時就無法完全與原設計相符合，必須在穩態模擬階段加以修改、使其合理化。舉例而言，乙烯精餾塔的頂部氣體回收系統在一開始穩態模擬階段就定義為另一個單獨具有側取產品的塔槽。此系統就拆分為兩個塔槽以使動態模擬階段得以收斂。

經過上述的調整後，完成穩態模擬並且與確認不會影響到原本設計與結果。至此穩態模擬已經完成，準備進入動態模擬模型，加入製程設備資料如液位、塔槽設備尺規以及由 P&ID 圖上獲得之相關流程圖。

#### 4. 動態模擬

穩態模擬的流程圖建立好後，就準備進入動態模擬的模型。判斷動態模型是否成功的方式就需獲得如穩態模擬相同的結果。此時需於系統中加入控制器，並設定其相關的參數。把控制器放在適當的位置並輸入正確的參數是在動態模擬模型建立的過程中最重要的程序。(參考 Aspen Plus And Aspen Dynamics 11.1 User Guide, 2003)。加入控制器的程序控制流程圖表示如下圖：

## 5. 用於動態模擬的控制機制

根據製程敘述以及控制迴路，於動態模擬中需對個別塔槽調整妥其相關的PID控制。每一個控制器的調諧(Tuning)的參數可由工廠的DCS系統中取出。

對於去乙烷塔而言，在頂部冷凝器的溫度跟壓力以適當的控制器對其流量及熱負載控制在所需的設定點已有很穩定的操作變數。以一個反作用控制器維持回流量。設定點資料是基於程序控制資訊而來。頂部冷凝器及底部再沸器各以一個液位控制器維持穩定，且其流量會隨著液位之穩定而改變。去乙烷塔最重要的是溫度控制層的控制器。

去丙烷塔而言，頂部冷凝器的溫度及壓力、回流量以及頂部冷凝器及再沸器的液位都維持相同的控制器機制於其所需的設定點。

乙烯精餾塔方面，四個液位控制器幫助維持乙烯精餾塔以及不凝氣體回收塔(回流槽上方)的頂部冷凝器、再沸器。二個壓力控制器分別於乙烯精餾塔頂部級不凝氣體回收塔處藉由控制塔頂冷凝器的液體流量(回流量)控制壓力。此塔最重要的控制器為比例控制器，此控制器分析成品層中的氣相乙烯對上乙烷之成分摩爾分率，串級再沸器加熱的加熱量使成品達到設定點。

將所有正確的參數都輸入控制器後，動態模型就可以運作，以了解於開車或停車的某些時期，可觀察得到各股流體的變化及表現行為。最後再把C2及C3循環流加入到動態模型中，觀察系統變化。

## 6. 執行模擬

回收段的動態模擬模型執行時可分為三個群組，可改變下列參數：

- 進料量
- 控制器設定點
- 回流比
- 產品組成規範

以瞭解動態模型中各股流體、壓力以及溫度的改變。可以驗證塔槽中溫度及壓力分佈，有關開車/停車的動態模擬再分為三個階段。

- 製程”停車”以達”開車”狀態
- 以循環乙烷開車
- 由裂解爐引入裂解氣體開車

透過後續的三個運轉模擬，我們可以找到提供穩定開車的操作狀態。在這些穩定開車的狀態下，即可使Flare排放量最小化。

### 6.1 製程”停車”以達”開車”狀態

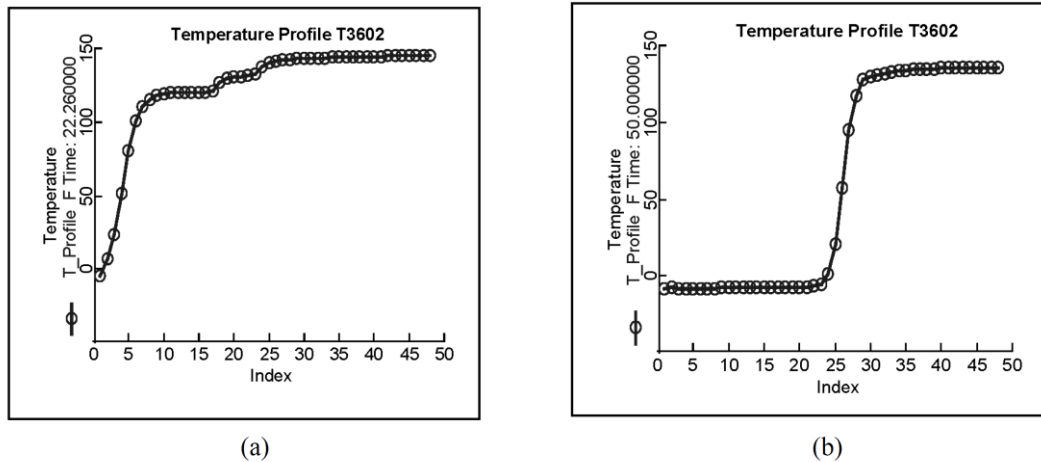
首先，乙烯及丙烯循環流引回到去乙烷塔進料管線，動態模擬的首要策略是將進料量逐漸降低至設計進料量的40%。兩股進料量都持續的減少，此時，底部至去丙烷塔的出料減至0。

觀察製程狀態，控制器的設定點調整至可維持此系統的設計操作參數。此開車程序定義為引入來自儲槽區的純乙烯及聚合級丙烯進入去乙烷並再加上通過分離區所有塔後再引回去乙烷塔進料的循環流。此開車階段的新鮮進料逐漸減少至”0”，循環流則逐漸增加至去



乙烷塔設計進料量的 40%。塔槽的溫度分佈將會隨著進料組成及產品規範改變。由於有許多種進料成分於此階段並未進入去乙烷塔，塔槽溫度分佈僅與此時的進料組成對應。如圖(2 所示)，2(a)為使用原有的溫度設定點 144°F 所獲得的溫度分佈圖。由此溫度分佈指出，去乙烷塔頂部有不穩定的產品組成。

**Figure 2** The temperature profiles of the Deethanizer (a) before and (b) after changing the control tray temperature

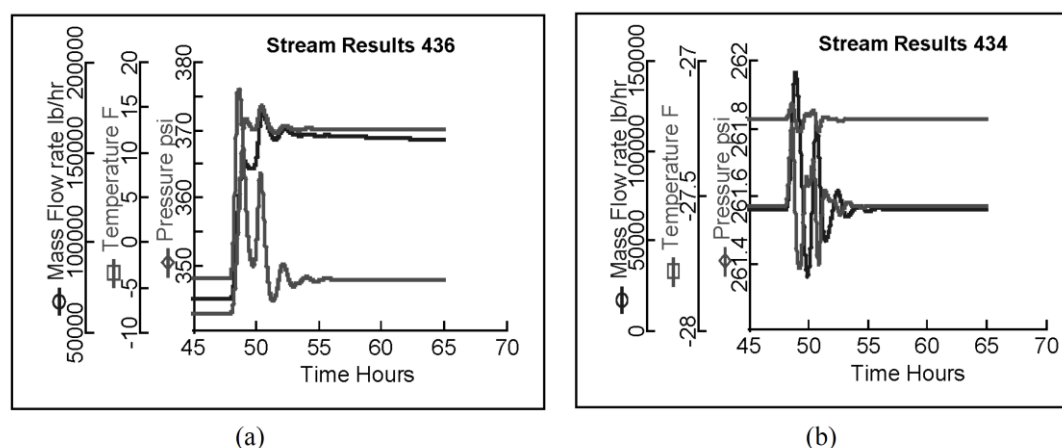


由動態模型發現，若把溫度設定點由 144°F 降為 135°F，去乙烷塔可於更穩定的狀態下操作，如上圖 2(b)所表示。此結果有助於塔槽穩定操作，並且可減少再沸器及冷凝器的負載。這表示此時去乙烷塔的頂部及底部不易受到進料不穩定而造成擾動。

## 6.2 以循環乙烷開車

以上的階段的開車狀況模擬作為下一個階段的準備。本階段於裂解爐進料之前以純乙烷將回收段的塔槽結合在一起，並進行穩定操作。需達成此必須將回收段的塔槽以及壓縮機都準備好準備建立乙烷循環。乙烷進料通過所有的區域。在回收段而言，乙烷首先由去乙烷塔投入，乙烷進料量由 0 逐漸提升至 71000lb/hr。動態模擬所得之溫度壓力及成品狀況如圖三所示。

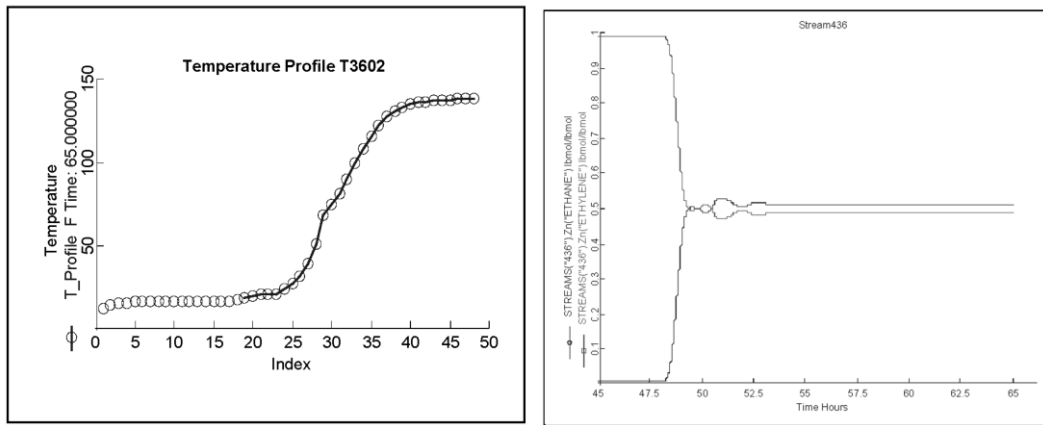
**Figure 3** The dynamic response of the process streams (a) 436 (Deethanizer top) and (b) 434 (final product), after recycle ethane is started



去乙烷塔頂部的進料組成於一小時內由 100% 的乙烯，改變為乙烯:乙烷=50%:50% 的混合物，如圖 4(b)所示。



**Figure 4** (a) The temperature profiles of the Deethanizer at the end of this phase and (b) the composition of ethylene and ethane in top product stream of Deethanizer



(a)

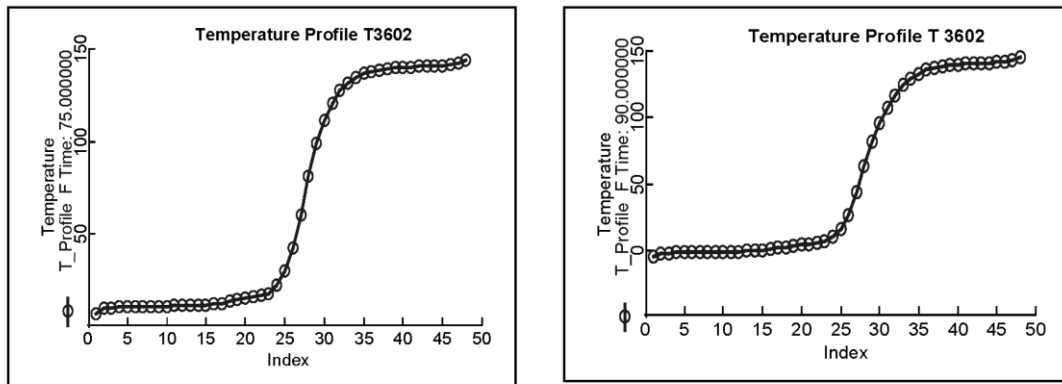
(b)

上圖 4(a)中，隨著進料組成的改變，去乙烷塔頂部塔盤溫度由 $-2^{\circ}\text{F}$ (參考圖 2(b))降至 $-12^{\circ}\text{F}$ 。

### 6.3 引入裂解氣體開車

現在工場已經可以準備進料至裂解爐，在此模擬直接由去乙烷塔進料，三支塔槽隨著進料自動控制以維持在控制範圍內。隨著更多的裂解爐進料，更多乙烯進入去乙烷塔，其頂部的乙烯:乙烷組成比例由 50%:50%變成 90%:10%，如圖 6(a)所示。塔槽頂部溫度控制器的設定點再次由  $12^{\circ}\text{F}$  改變為  $-2^{\circ}\text{F}$  以維持程序控制如圖 5(b)。在此階段，去乙烷塔頂部的乙烯:乙烷組成比例由 50:50 改變為 90:10，如圖 6(a)。乙烯產品流的變化情形如圖 6(b)所示。

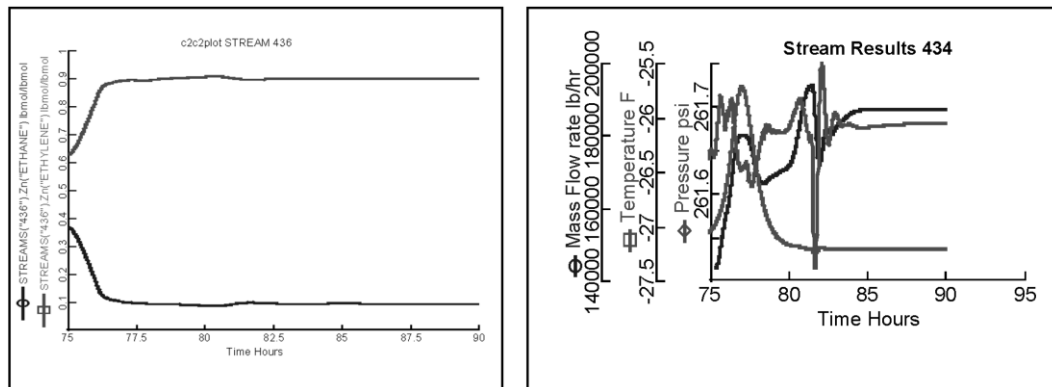
**Figure 5** The Deethanizer tower profile (a) before and (b) after changing the temperature



(a)

(b)

**Figure 6** (a) Composition of ethylene and ethane in top product stream of Deethanizer and (b) The trends of the process streams 434 (final product)



(a)

(b)

所有在乙烯工場的停車-開車表現都是由動態模型運作所獲得的結果，並將模擬結果與過去的歷史操作資料比對，再經由操作人員的確認以驗證動態模型的可靠性。經過工業界人士的驗證，建立動態模型需橫跨設計、操作、與訓練等範疇。動態模型植基於流程圖的繪製、設備及儀控資料的建立，透過適切的分析獲得有效的結果並且提供實用的改善策略如循環流體、改變控制機制特別是在於開/停車階段或系統不穩定下協助減少排放負載的建議。

透過動態模擬的協助，將不合格產品排放到 Flare 的現象將可避免。操作人員可依據動態模擬的結果採取適當的動作或設定適當的控制變數。若缺少了動態模擬的協助，就只能憑藉操作先前的經驗或以試誤法改善。

去乙烷塔及去丙烷塔的液位達穩定控制所需的時間估計會少於乙烯精餾塔所需的時間，乙烯精餾塔需穩定時間最長，約為 15 小時。這些資訊能協助操作人員於實際開車程序中能預測系統反應所需的時間大約多久。

溫度分佈隨著進料組成的改變也會變化。溫度分佈的移動，將有助於決定溫度控制點的設定及擬採用的控制策略。加熱及冷凝器的負載、回流量、或組份的變化都能在模型中驗證與分析。藉由動態模擬能預先了解系統行為，並且將排放量降至最低，也能幫助開車程序更為順利。

## 7. 成果

實際經過模擬計算後該乙烯工場於開/停車階段的排放量較同區域的同類型工場減少了 75% 以上的排放量。此成果可能與開車流程及停車前新增了排放管線有關。排放總量較停車與開車前的預估減少了 56% 以上。

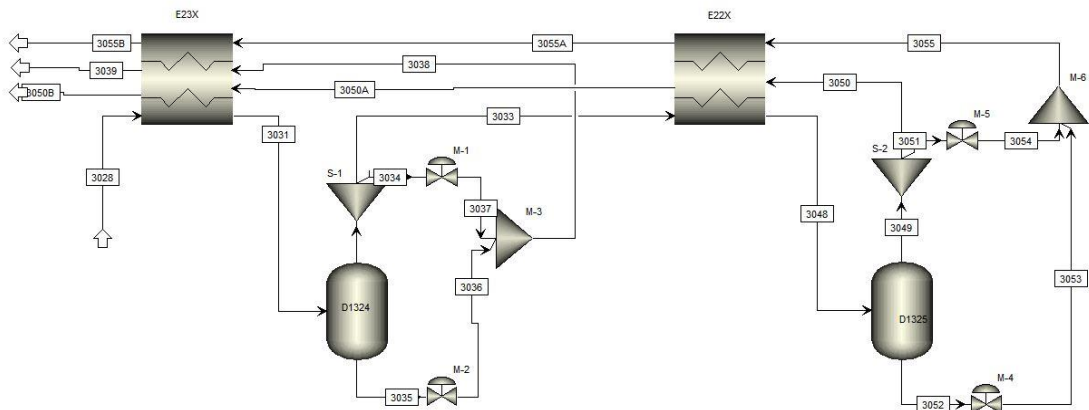
## 8. 結論

對於乙烯工廠的回收段(Recovery Section)的動態模擬開/停車程序是非常重要的工具。動態模擬可對製程行為有微觀的觀察，此點不同於穩態模擬或製程的工程計算結果。製程模擬是一種非常經濟卻又能準確辨認出污染可能性的工具。本計畫所得到的結果不僅對於環境有幫助、且也對整個社會也有幫助(減少火光及破壞臭氧)並且對於石化工業有經濟上(節省原物料及能源)及永續性的幫助。

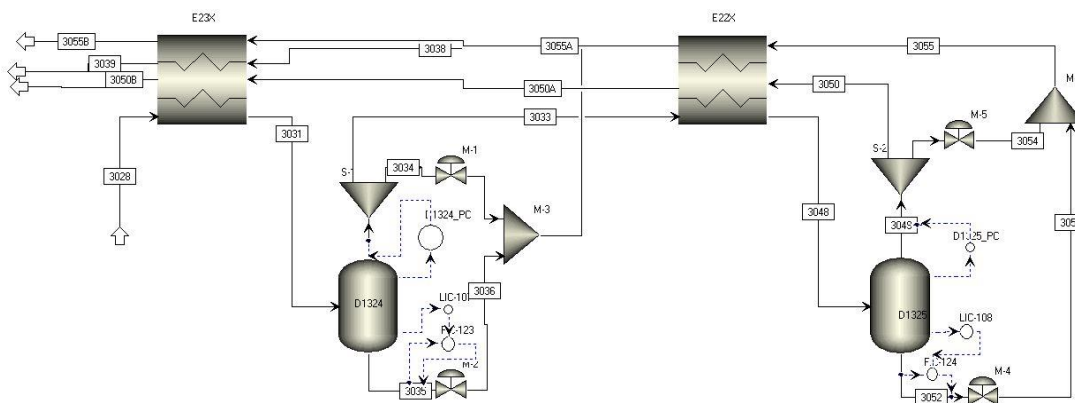
中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(四)1040706-1040710

報告者：邱啟偉

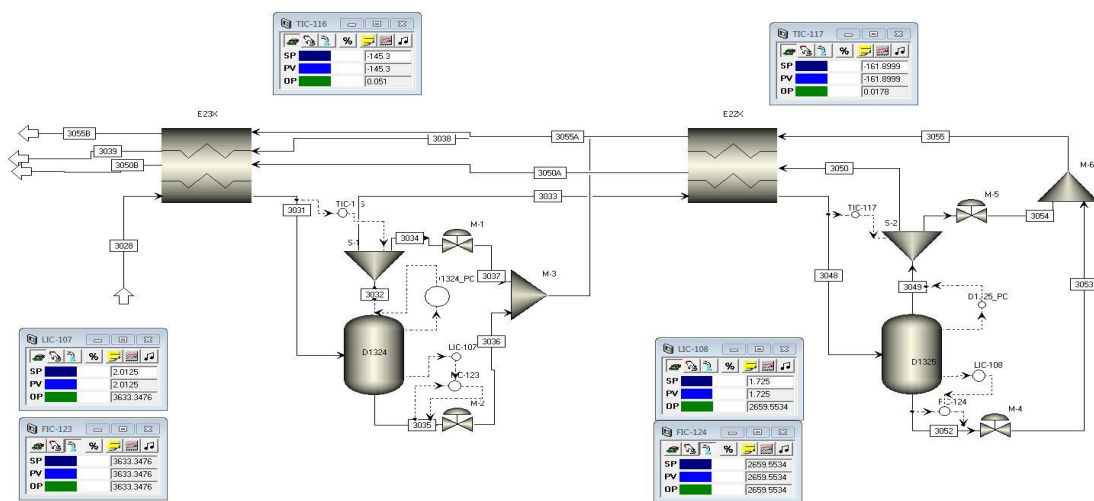
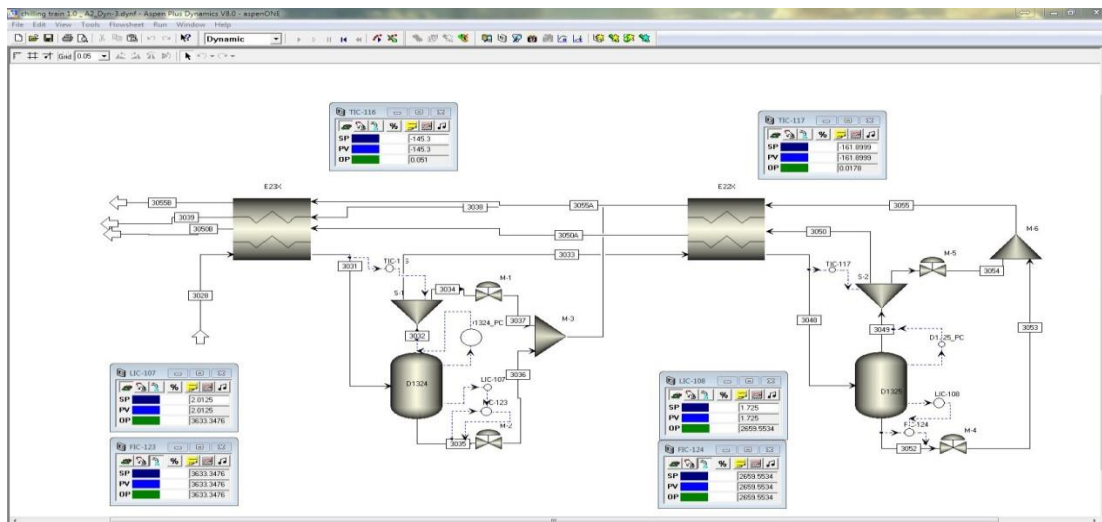
1. 建立妥 D-1324/D-1325 的穩態模型，穩態模型建立程序為：
  - A. 依照選定範圍建立 Flow Sheet(流程圖)。
  - B. 輸入 Lummus 所提供的 Material Balance 資料。
  - C. 固定某部分參數，如進料量、溫度、壓力、內容物等，其餘部分參數不固定，然後執行(Run)後驗證電腦計算出口物質結果與 Material Balance 的結果是否相符，若否，需檢視流程圖中是否有不瞭解或錯放的單元。
  - D. 穩態模擬流程圖建立如下：



2. 依前述穩態模擬流程圖，開始鍵入設備基本資料及植入控制器，控制器的初始設定 P/I/D 值及設定點、範圍等資料皆依據現有 DCS 系統所使用資料相同。動態模型流程圖如下：



3. 動態模型初步已建妥，目前在測試中，動態模型會先執行穩態操作，也就是依照現有的參數操作，觀察是否可穩定。此階段已完成。但是只要改變參數，就無法順利運作，因此尚需進行 Tuning。置入控制器後畫面如下：



4. 研讀文獻資料：應用 Flare 排放量最小化改善烯烴廠的開車與停車。Flare Minimization practice improve olefins plant start-up, shutdowns
5. 實驗室擬另外成立一個小組進行有關本公司停爐方面的排放減量研究，初步方向將規劃四/六輕之間的 Mass Network，意即探討兩個輕裂工場間可否進行互相回收、支援進行停爐或開爐之可行評估。目前中國大陸或美國部分廠也有意朝此方向研究發展，但也許基於商業機密等原因，相關之發表不多。此發展的好處列舉如下：
  - A. 可縮短停爐排空時間。依六輕 103 年停爐為例，因只有白天可使用 Flare，導致停爐後 13 天才將 Flare 熄火，若能於晚間進行內容物回收作業，將可縮短系統開放時間。
  - B. 回收後可增加收益。以六輕 103 年停爐為例，總排放量計算約 1500 噸，因內含各種成分，可能也有氮氣，假設只回收 50%，依會計組轉撥計價，Flare Gas 價格與燃料氣相同為 32250 NTD/Ton，初估可回收收益約為 2418 萬元。
  - C. 因縮短 Flare 停用時間，即可爭取大修時間，假若能提早 3 天熄火，並有機會提前三天開爐，以每日收益 1500 萬元計，初估收益為 4500 萬元。
6. 上述 5. 點的 Mass Network 方面研究可能範圍會太大，依所剩研究時間估算不易完成，所以目標先以發表可行性評估報告為目標。

## Flare Minimization practice improve olefins plant start-up, Shutdowns

應用 Flare 排放量最小化改善烯烴廠的開車與停車

整理-邱啟偉

### 1. 摘要

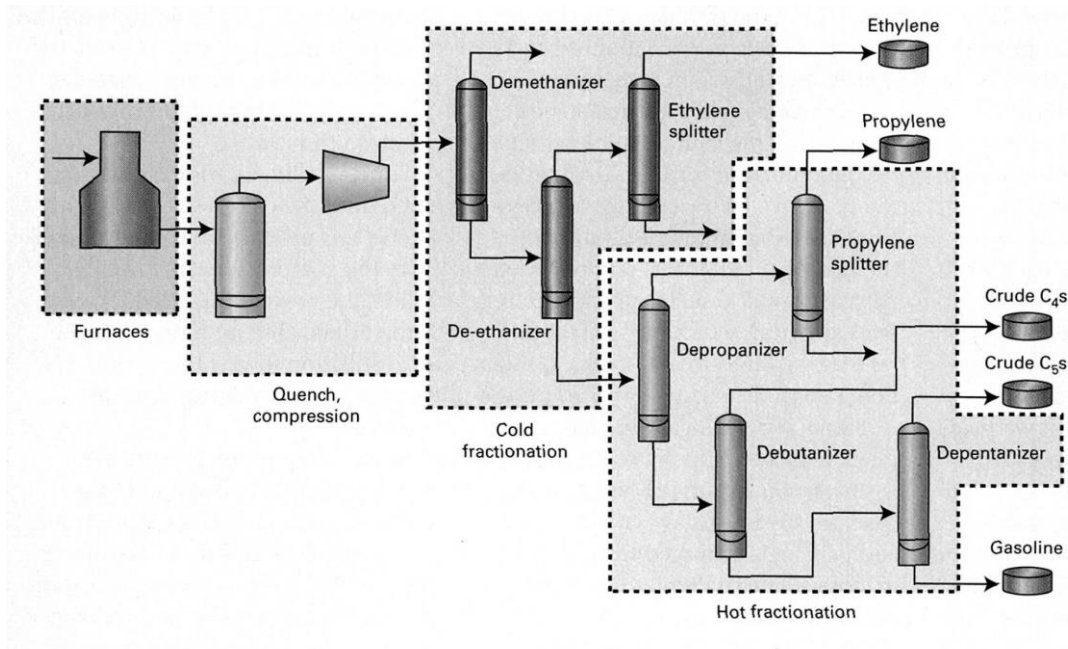
本篇文章是 2005 年由 Lynodell 公司一群資深工程師投稿至 Gas&Oil 期刊上的文章，依照該公司實際的 Minimization Start up & Shutdown 操作所獲得心得整理而成，所以編排及內容上較不像學術論文般強調數據及圖表的展現，不過，本篇所提的實務操作內容較值得業界參考。

### 2. 前言

首先提及，過往的乙烯廠開爐方式，先引入大量的新鮮進料，已達成後段所有製程的最低流量需求，但是在產品尚未合格前，必須排放大量的 Flare，所以容易造成環保及地區工關上的疑慮，至此該公司開始考慮投入相關的研究，以減少前述的疑慮，此部分與本公司所考量皆相似。

### 3. 製程說明

介紹乙烯工場流程(略)。參考下圖 1。此工場流程與 CPC 的四/六輕相似，皆為順序流程。



### 4. Lynodell 烯烴廠

此公司共有兩個乙烯廠，分別是在 1976 及 1980 年代建廠完成開工，分別為 ABB Lumms 及 S&W 製程。兩廠分別在 1995 年後作了一些去瓶頸及擴充的工程，S&W 的廠稍微修改，以符合彈性進料(可煉 LPG)操作，並增加了產量。

### 5. 去汙操作(Decontamination Process)

此兩廠區自 1996 年開始操作，分別於 2003 及 2004 進行大修，有鑑於日趨嚴格的環保法規以及基於保護操作人員的立場，有必要對於大修排空程序進行準備工作。Channelview 廠區有兩套乙烯廠，仍在開車的廠可回收欲停車的工廠內輕質成分。Channelview 廠區因有

兩座廠可供互相回收，Corpus Christi 廠區只有一套，但也從中得到了一些想法。

傳統上，壓縮機與 Flare 區的維修工作是整個大修週期的關鍵路徑，因此，有必要對於此兩個區域的大修工作進行詳細的規劃進行更安全及更快速的停車，以利整個大修工期的推進。這裡提出的方法能在最短的時間內將此兩區域在最短時間內備妥進行維修。

該公司成立了一個團隊專門研究開/停爐的最小化排放操作程序，發現甲烷清掃 (Methane Sweep) 有利於將裂解氣體系統的苯吹除乾淨。

檢視完裂解氣壓縮機的性能取線後，認為壓縮機因分子量的關係，無法壓縮甲烷，但卻能在否特定條件下壓縮乙烷。如果出口壓力能保持得夠低，即使乙烷的分子量低於裂解氣體，壓縮機仍可以在不會 Surge 的情況下操作。藉此他們希望可以透過裂解氣體壓縮機將乙烷氣體輸送至工廠的大部分區域(含去丙烷、去丁烷、去戊烷塔等區域)，利用此循環氣體將系統內的丁二烯及苯吹除乾淨。

2003 年他們首次嘗試用這種方法停爐，不過因為循環氣體分子量太重，導致許多種成分冷凝在壓縮區，造成處理不及的情況。因此，他們利用的電腦模擬了解恰當的成分比例(氫氣、甲烷、乙烷、丙烷、丁烷、戊烷)，以避免壓縮段有大量的冷凝液產生狀況。因此得以避免大量冷凝液於壓縮段產生。同年，再將此乙烷清掃(Ethane Sweep)結果應用在另一座工廠的停車上。

此去汙停爐操作應用現有的管線(包含一些短的跨越管線 Jumper line)使前述討論到的產品循環回到裂解爐的進口作為進料，然後通過驟冷區、壓縮區，以下為去汙乙烷清掃操握的路徑：

- 一座裂解爐以 C4/C5 進料，其中不含有丁二烯。
- 兩座裂解爐採循環乙烷或外購乙烷作為進料。
- 氫氣、甲烷、丙烯循環回到裂解氣壓縮機的進口以維持恰當的分子量。
- 重裂解汽油(不含苯)引回到驟冷區。

以此正確的混合氣體可使系統的氫成分與重成分(包含苯及丁二烯)分離。

工場停爐以前，必須先拉低各種設備的內容物液位，同時，用於去汙操作所需要的各種產品就必須要備妥。停爐時除前述三座爐子外(保持低於正常裂解溫度操作)，其餘爐子都停掉，然後把去汙流體引入停爐操作的三座爐子。隨著新鮮進料降低，慢慢提高去汙流體，以維持裂解氣壓縮機的穩定進料。裂解汽油補入驟冷區以吹帶走油料中的苯，最後再隨著 C4/C5 油料送入儲槽區儲存(Slop)，後續再引回裂解爐裂解。

一旦去汙操作開始，就必須要監測系統中的苯及丁二烯含量，當系統中此兩種成分的濃度下降至一定的程度，去汙操作即可停止，並且開始進行排液的工作。

## 6. 去汙操作的好處

此新的技術應用在全廠性的停爐程序，引入乙烷、丙烯、丁烷、戊烷以及裂解汽油循環，以利於將苯及丁二烯的排放最小化，有利於減少人員於這些物質的暴露危害。其他好處包括有：

- 對於周圍社區的衝擊降低，避免了噪音及環境影響。
- 苯濃度降低至原先操作狀態的 1% 以下。
- 關鍵系統(壓縮機及 Flare)的清空較先前快了四天，可縮短停爐大修時間。
- Flare 排放量相較於先前，減少了 70% 以上。理想上應可減低至 85-90% 以上。
- 減少了進料與生產損失。

## 7. 傳統開車策略-敘述以往未合格前都要排放去燒掉的操作方法(略)

## 8. Channelview 乙烯廠的追尾操作(Tailchase)

追尾操作非常簡單，利用現有管線以及少部分新增管線將不合產品全數引回單一點(去乙烷塔進料)，於製程後段形成一個連續性的封閉回路。

產品精餾塔及冷凍系統事先油儲槽區引入合格產品操作。如乙烷、乙烯、丙烯、丁烷、

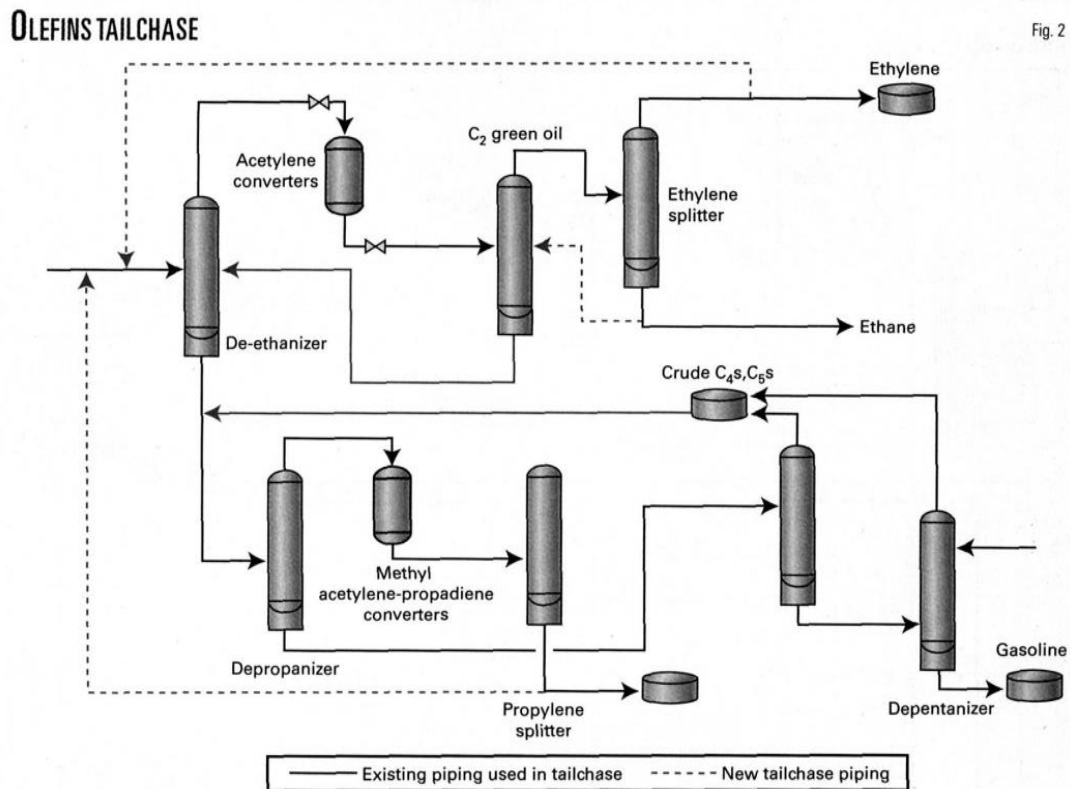


戊烷等。當精餾塔產品操作合格後，裂解爐就以低進料率方式開始進料。裂解爐流出物就被引到壓縮區並且進入到以操作合格之分離區，生產出合格產品。

2003 年的停爐大修，他們配置了下列管線，進行追尾操作：

- 乙烯成品泵循環回到去乙烷塔進料管線。
- 丙烯成品泵循環回到去乙烷塔較料管線。
- 乙烯精餾塔底部的乙烷液體回到綠油汽提罐，再經由泵打回到去乙烷塔。
- 乙烯成品補充至乙烯精餾塔回流槽，供應給乙烯成品泵打回到去乙烷塔進料。

這些配管使得去乙烷塔下游的所有設備-包括乙炔反應器、以及 PDMA 反應器容易產生大量不合格排放的製程得以穩定的等待裂解爐進料。待循環建立完成，裂解爐就可以準備開始進料。



## 9. Corpus Christi 開車步驟

由於 Corpus Christi 廠具有的成品條件與 Channelview 有點不同，所以詳細的操作步驟上有些許差異。這裡先將後段的蒸餾塔置於全迴流狀態，然後啟動裂解氣壓縮機、通過 Cillingtrain 及回到壓縮機，形成循環。他們透過添加甲烷、乙烷、丙烷到系統以符合恰當的分子量及露點。裂解爐慢慢的開始進料，並且維持循環，當乙炔反應器溫度提升 COT 及進料量再開始提升，主要操作步驟如下：

- Quench 部分補入物料
- 啟用丙烯及乙烯壓縮機
- 低溫區全區(包含 1400 區)Gas Purge
- 低溫區後段(Back End)塔槽全迴流操作
- 啟用鹼洗塔移除 CO<sub>2</sub>
- 開始冷卻
- 將後段 C<sub>2</sub>/C<sub>3</sub> 塔產品引回到裂解爐進口循環
- 裂解爐加入新鮮進料
- 乙炔氫化反應器開始加氫，提高 COT

開車期間若沒有引入爐子的進料，則必須透過管線由 Chillingtrain 出口引回到裂解氣壓縮機的進口；要能先操作鹼洗塔處理補入的甲烷或乙烷中的 CO<sub>2</sub>；確認好工廠的蒸氣平衡；正確的裂解氣體組成確保壓縮機的性能並避免部分區域產生不必要的冷凝液體。幾條由後段回到裂解氣壓縮機進口的管線原先就已配妥。另有幾段短管由 Chillingtrain 出口 Tie-in 到壓縮機進管線，壓縮機進口補甲烷的管線是原先就已經有了。他們由乙烷裂解爐的進料管線拉了幾條暫時的乙烷管線補充 Tie-In 到裂解氣壓縮機第三級(鹼洗塔)進料管線。

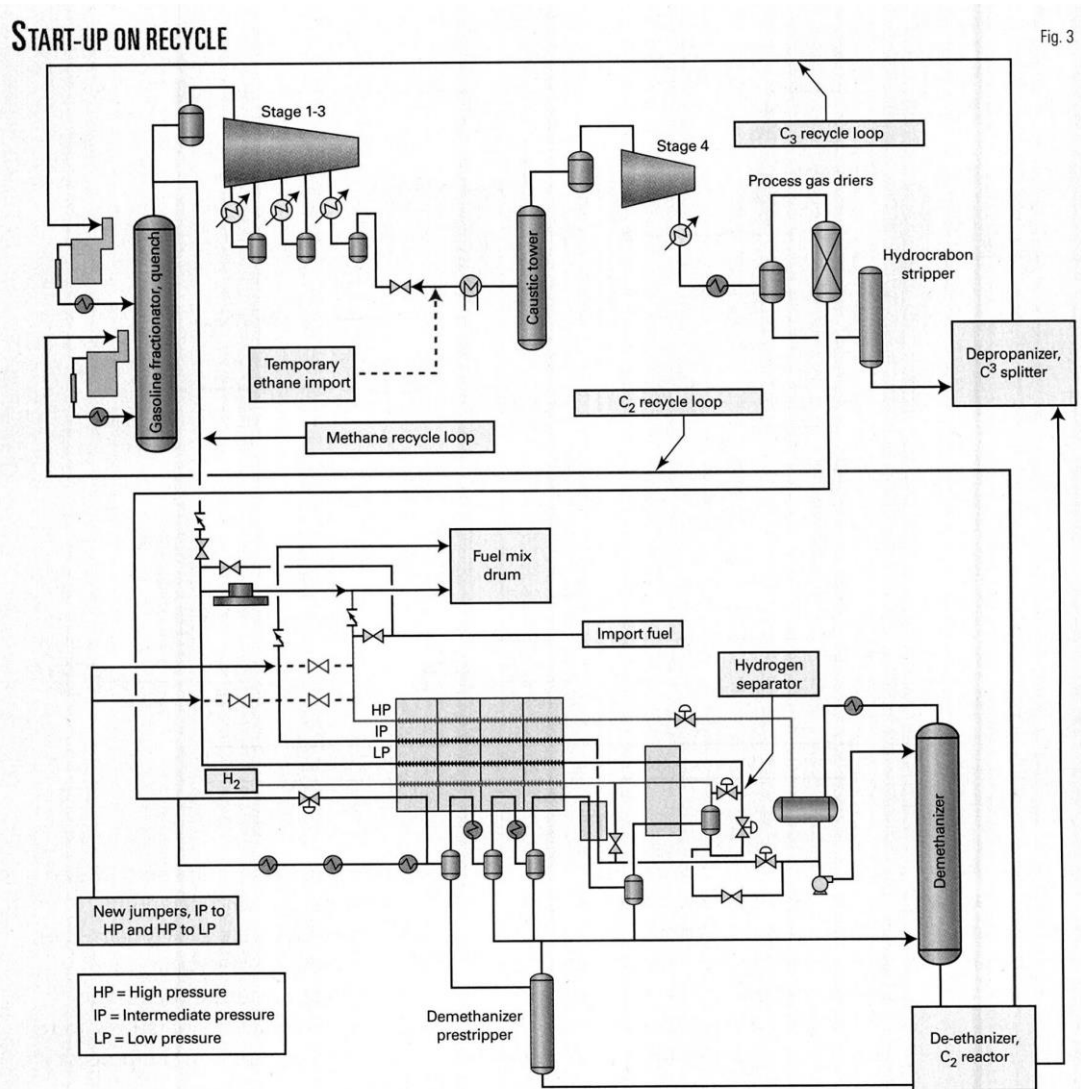
他們也在系統內新增了一些能補充乙烯或丙烯氣體的管線，補充氣體的目的是希望能將後段塔槽潛在的降溫機會降低。這些管線將可幫助後段塔槽的物料補充以及全迴流操作。其餘補充汽油以及丁烷的管線都備用。

重要的甲烷及乙烷都含有 CO<sub>2</sub>，這都有可能在冷箱中結冰以及如果處理不當可能污染乙烯產品。為了處理 CO<sub>2</sub> 的問題，必須先啟用鹼洗塔並且將補入的甲烷及乙烷在進入 Chillingtrain 之前都先經過鹼洗。

三座裂解氣體乾燥器之一於此開車步驟中先啟用一座，打算在正式進料時將改換一座，乾燥器內的分子篩會先吸收一小部分的 CO<sub>2</sub>，然後再吸收水分。

在過去，無論是開車或停車階段，蒸汽的都難以充足的備用。因此，Corpus Christi 廠區新增了汽電共生工場。乙烯廠停車之前，仔細的研究全廠區的蒸汽平衡，並且將部分的蒸汽透平改為馬達運轉，以節省蒸汽的耗用。同時也預先維護了蒸汽鍋爐以確保開停爐過程中不會因鍋爐有問題造成蒸汽不足問題。開爐用循環氣體的分子量必須確保與設計的裂解氣分子量相近，以確保通過裂解氣體壓縮機時可以保持穩定。同時也要考慮此循環氣體的露點，以免有液體於鹼洗塔系統冷凝。接下來會增加壓縮機出口壓力，使循環氣體可在 Chillingtrain 冷凝，而不會在壓縮機的級間冷卻器後冷凝。定期取樣檢查確認循環氣體的組成。





## 10. 追尾操作(Tailchase)的好處

好處包括減少 Flare 排放，降低成本，減少對社區及環境的衝擊，此程序主要的好處有以下：

- 開爐期間，減少 Flare 排放可以減少對鄰近社區的衝擊。
- 開爐期間總排放量減少了 75-80%。
- 減少排放就節省了進料成本及產品的損失，表示成本節省。
- 能於引入進料前能確保分析儀器、各類儀器、轉動機械等設備一切正常。
- 能於大修結束後，訓練操作人員提前熟悉開爐步驟。
- 正式進料前，大部分的製程區域都能夠提前達到正常的操作參數，等待進料。

此外，利用此法於大修後進行開爐，可預先測試大壓縮機的運行，避免於正式運進料後，發生大壓縮機的故障，產生非預期的排放。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(五)1040713-1040717

報告者：邱啟偉

1. 操作 D-1324/25 部分的動態模型，動態模型主要可分為壓力驅動(Pressure Driven)或流量驅動(Flow Driven)，亦即，固定某一種主要的操作參數，允許另一種參數可以隨之變化。大多數的化工廠都以壓力驅動為主，控制壓力在一個範圍內，因為碳氫化合物的物性會隨著壓力的變化而有不同，若以流量驅動為主，系統壓力將會有許多變化，連帶也使內容物的組成發生變化，與實際操作上有些差距，不過若用在推估反應時間方面，流量驅動模式較具有準確性。
2. 此模型是以壓力驅動(Pressure Driven)的模式運行，受限於軟體需求，必須在 D-1324/25 頂部各自設置一個壓力控制器，由於實際上並沒有這兩個控制器，因此，將此兩個控制器模式設為 Manual; Output 設定為 0，意即不投入控制，置入控制器後調整操作。
3. 首先以穩態操作，運行都很正常。此時系統條件為正常操作，內容物流體依據設計條件，投入氫氣、甲烷、乙烯等三種成分。Stream 3028 的初始設計溫度為 $-131^{\circ}\text{C}$ ，為求模擬開爐初期的狀態，假設流量不變(11051Kg/hr)，我們把溫度提升到 $-98^{\circ}\text{C}$ 。發現 D-1324 的液位會先滿溢，然後頂部的溫度控制閥 TV-13116 會逐漸全開，底部 LV-13107 會全開，隨著時間的變化，D-1324 的溫度維持在 $-98^{\circ}\text{C}$ ，D-1324 液位會空掉，進而使 D-1325 滿溢，同樣的 D-1325 頂部 TV-13117 全開，底部 LV-13108 先全開，但液體卻無法排空，大約經過 11 小時，系統就無法繼續收斂而出現錯誤。此點與過去六輕前兩次實際開車時發生現象吻合，根據觀察，最近一次的開爐，TV-13116&117 在進料日以前都僅微開 5%，等正式進料後才開大降溫，即可避免 D-1325 過度累積液位的現象。
4. 承 3. 若將裂解氣循環流量降低至 D-1325 液位控制閥 LV-13108 所能處理的最大量，也可避免 D-1325 液位累積的情況發生，但實際操作上要能準確控制流量，將會是一大挑戰。
5. 有關以混合流體進行 Chillingtrain & Demethanizer 循環預冷操作，此股流體在研究上稱之為(Cocktail Gas)，新三輕目前所使用的 Cocktail Gas 為 C-120 補充甲烷使出口升到 10Kg 再補入乙烯升到 30Kg，此數值是由中鼎提供，推測是依據管線容量及道爾頓分壓定律所估算，即：

$$P_{\text{total}} = P_{\text{H}_2} \cdot X_{\text{H}_2} + P_{\text{C}_2\text{H}_4} \cdot X_{\text{C}_2\text{H}_4}$$

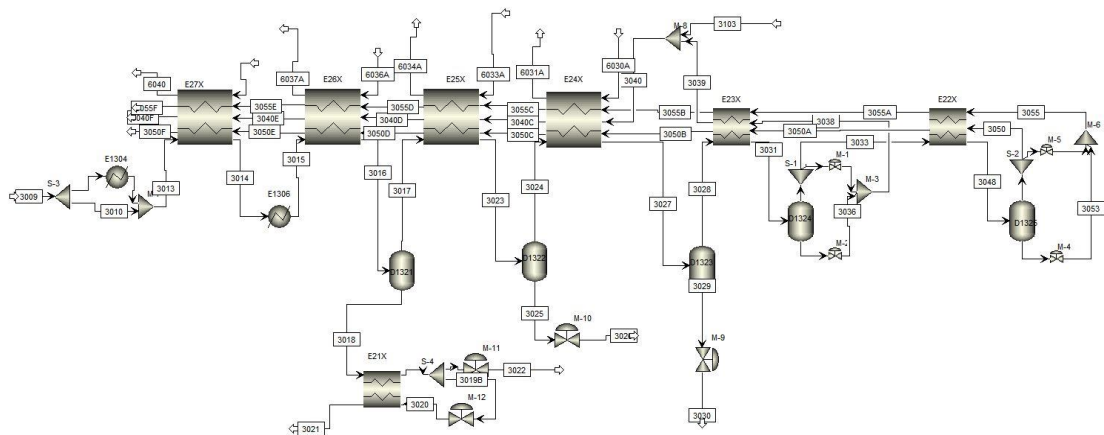
要完全準確推估 Cocktail gas 流量有一定難度，畢竟實際操作系統中壓力、溫度隨時變化，氣體具有可壓縮特性將會非常難以掌控，舉例而言，甲烷的氣態體積為液態之 600 倍，乙烯或許少一點，但只要系統有冷凝發生，對於壓縮機系統的 mini-flow 操控就會很有影響。

6. 於本實驗室先前發表論文及 CPC 自有經驗，裂解氣壓縮機所運作的 Cocktail Gas 氣體需使其平均分子量接近正常裂解氣，即 28 g/mole 左右，這與壓縮機設計有關聯性。
7. 研讀文獻資料：Flare Minimization during Start-ups of an Intergrated Cryogenic Separation System via dynamic simulation 整合低溫分離系統(ICSS)於開爐期間的排放最小化動態模擬-上(文章較長，本篇將分兩週翻譯整理)

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(六)1040720-1040724

報告者：邱啟偉

1. 暑期課程(Summer II)開始，指導教授建議並邀請我參加下列三門課的旁聽：數值方法、MATLAB 以及 Aspen Dynamic 的課程。由於暑期課程需將約四個月的一般學期課程縮短在一個月內上完，因此課程非常密集。
2. 數值方法、MATLAB(Dr. Xu 授課)課程為每天早上 09:45-12:45。ASPEN Simulation(Dr. Gossage 授課)為每日 13:15-16:15。
3. 為避免上課無法跟上進度，課餘時間需自行預習、複習。每日的行程非常緊湊。受限於電腦軟體網路管理問題，非學生者無法於上課期間同時使用授權軟體，學習上較為受限，必須於課後再借用同學電腦、網路權限練習。
4. Matlab 為一種被工程師與科學家廣為應用的高階電腦語言，可用來處理信號或訊息的圖像化、程序化，並應用在控制系統、工程計算、統計分析、財務分析等方面。MATLAB 是矩陣實驗室 Matrix Laboratory 的縮寫，可在同一時間用來處理大量的數據處理。本周內容為矩陣的應用與程式編寫，如：建立陣列、矩陣與陣列操作。
5. Aspen 課程，以 Aspen Plus V8.0 為訓練教材，上課中透過例題實作建立各式模型，並且由 Dr. Gossage 說明每一種模行建立過程中需注意的事項，以及原理，依照他自行編寫教材分章進行。本週進度如下：  
第一章：Introduction to Polymath.  
第二章：Vapor Pressure in Excel.  
第三章：Vapor-Liquid Equilibrium in Excel.  
第四章：Equilibrium Reactions in Excel.
6. 有關新三輕 Chillingtrain 部分的模型有稍作擴大，穩態模型建立妥如下，動態部分尚未建立：



7. 研讀文獻資料：5. Flare Minimization during Start-ups of an Intergrated Cryogenic Separation System via dynamic simulation/5. 整合低溫分離系統(ICSS)於開爐期間的排放最小化動態模擬-全

## Flare Minimization during Start-ups of an Intergrated Cryogenic Separation System via dynamic simulation

整合低溫分離系統(ICSS)於開爐期間的排放最小化動態模擬

整理-邱啟偉

摘要：

整合低溫分離系統泛指激冷系列與去甲烷塔之合稱，此為乙烯工場內之重要生產系統。於乙烯工場整個開爐期間，此系統所佔用的 Flare 排放量與排放時間大約 50% 以上。傳統的開爐計畫排程基本上以試-誤法所建立，較不具效率與危險。本文章以動態模擬驗證不同開爐策略下潛在的危險與不合理操作。找出最佳的開爐方案，求得最短時間及最少排放量的開爐方式。為了使系統充滿開車所需的氮氣。

### 1. 簡介

2012 年全球乙烯產量估計已達 145.6 百萬公噸，預計 2013-17 年間將以 4.4%/年的速率持續增加。一般而言，乙烯工場每隔 3-6 年進行一次停爐大修及開爐，此期間大量的不合格品必須安全的排放到 Flare 燃燒。初步估計以一座 55 萬公噸年產量的乙烯廠來說，開爐期間的排放量約為 2500 公噸，約產生 40000 磅的 CO，7500 磅的 NO<sub>x</sub>，15100 磅的碳氫化合物以及 100000 磅的高活性有機揮發物(HRVOC's)。依據研究指出，ICSS 的 Flare 排放量佔了總排放量的 46.8% 以及開車當天排放量的 55.6%。

ICSS 包含了 Chilling train 及去甲烷塔，此段為溫度最低的區域，並扮演了將氮氣與甲烷分離的最重要角色，此分離溫度大約為 -165°C，並包含了許多溫度等級的冷媒以及低溫設備。

傳統的開車程序為，逐漸提高裂解爐的進料量，啟動裂解氣壓縮機，啟用 ICSS 然後按著流程順序啟用下游設備。ICSS 引入裂解氣體後，將由大氣溫度開始下降至 -160°C 以下。這個階段將消耗許多時間以及排放所多廢氣。除此之外，由於降溫過程中設備材料的應力變化可能導致物料的洩漏。因此，ICSS 成為開爐工作之瓶頸之一。

許多預冷技術在近期被報導出來。首先被報導的技術就是在裂解爐投料之前以 N<sub>2</sub> 先預冷。CGC 以及冷凍壓縮機都要先啟動以提供驅動力及冷凍能力使 N<sub>2</sub> 冷卻，大約可使 N<sub>2</sub> 冷卻到 -140°C，大大的縮減了投料至氮氣合格的時間。第二種預冷方式是引入天然氣 NG，在工場裡面通常更易取得。NG 中主要成分是甲烷，比起第一種方式，將更容易置換為實際的進料成分。此外，也有一些其他的策略，如將不合格產品循環回到 CGC 或裂解爐，以人工調製組成比例接近正常裂解氣之氣體啟動 CGC。這些都具有將 ICSS 預冷的功能，但都必須新增相關的管線。

以上所提及的技術都是基於理論與經驗所建立，同時也有許多不可預期的因素將導致非計畫性停爐或意外。德州 Channelview 的 Lyondell 化學公司於 2007 年使用比正常操作分子量更重的混合氣體進行停車，導致大量的液體於壓縮段冷凝，不成熟的操作技術導致難以將壓縮段的冷凝液排除。如果以嚴謹的動態模擬技術評估過這個新的停車技術，這種預料外的事件或許就能先預知並且避免。

板式換熱器的動態行為最早是由 Pingaud 及 Roetzel 所建立發表一個通用的模型對於一維板式換熱器的動態回饋表現及熱交換網絡評估，藉由 Laplace Transform 及 FFT(一階傅立葉轉換)可隨意調整板式換熱器的進口溫度及進料量來預測動態模擬的表現。Xin 根據簡化過的 Pingaud 模型對多股流換熱器所發展出的矩陣模型，已獲得分析解及多股流換熱器的動態反饋。不過，以上的數值方法都難以應用在 ICSS 的開車程序上。因為系統中另包含有兩個蒸餾塔。ICSS 包含了多股流換熱器、分離槽、以及蒸餾塔其數值研究仍然缺乏。

由於商業模擬軟體的優勢，有許多建立妥的物理性質，能更方便的與許多模型結合，並且於

工場間延伸運用，近期有許多動態模擬被應用在驗證設計工場的開車/停車程序，用以檢驗潛在的製程操作風險及不合理之設計。Singh 開發了乙烯工場分離段的排放最小化動態模擬，包含去乙烯塔、去丙烯塔、乙炔反應器以及乙烯精餾塔，並且利用乙烷檢驗其開車程序。Xiongtao 發展了全廠的動態模擬以增進環氧乙烷工廠的開爐程序。原有的開車程序是朝著最快安全開車的方式設計。Xu 建立了全場動態模擬並且以全迴流方式測試了開爐模擬。動態模擬的 Flare 排放量與原有的最短時間開爐方式減少了 60%。因此全廠動態模擬主要包含了蒸餾塔、ICSS 則是簡化使模型易收斂。結果顯示，ICSS 的開車模擬與分離段的模擬完全不同。

以 Aspen 動態模擬 7.3 版建立 ICSS 模型，以了解不同的策略的最小排放結果。開車動態模型中投入了熱值資料(Heat Capacity data)在過去已的發表文獻中並未提及。如果要精確求出時間相關參數如開車時間、排放量、降溫速率等，那麼熱值資料就很重要。

本文第 2 節將減短介紹 ICSS 的流程，第 3 節介紹建立動態模型的方法論。藉由改變兩種主要卻相似的熱值及計算參數獲得一些結論。第 4 節敘述開車的情境以及假設，第 5 節為結果分析。

## 2. 整合低溫分離系統敘述

典型的整合低溫分離系統如圖所示，S1 為氣體進料、S2 為液體進料由去甲烷塔的回流槽進入。S1 一般含有 21.6mol% 的 H<sub>2</sub>、40.5mol% 的 CH<sub>4</sub>、31.5mol% 的 C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>、3mol% 的 C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>、3.2mol% 的 C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>、0.2mol% 的 C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>。S2 一般含有 1.2mol% 的 H<sub>2</sub>、14.6mol% 的 CH<sub>4</sub>、49.5mol% 的 C<sub>2</sub>H<sub>4</sub>、7.2mol% 的 C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>、26.5mol% 的 C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>、1.0mol% 的 C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>。兩股進料具相同溫度(T=-34°C)壓力(3.5MPa)。S1 經過以丙烯冷媒冷卻之 EH-1 冷卻到-50°C，然後進入 E 氣液分離罐(EV-1)分離。EV-1 的液體與 S2 液體進料混合後進入去甲烷塔汽提塔的頂部(ET-1)。EV-1 的氣體進料 S4 在 EH-2 被丙烯冷媒冷卻到-70°C，然後在去甲烷塔第一進料槽(EV-2)氣液分離。氣相進料 S6 在第三冷箱 CB-3 被有乙烯冷媒的 EH-3 被冷卻到-97°C，然後進入去甲烷塔第二進料槽(EV-3)氣液分離。接著液體進料 S39 被引入 ET-2，同時氣相進料 S9 在 CB-4 被冷卻到-128°C 後進入去甲烷塔第三進料分離槽 EV-4。液相進料 S-41 在 CB-4 中被作為冷媒以回收冷凍負荷然後引導進 ET-2 中。氣體進料 S11 冷卻到-165°C 然後送入驟沸罐 EV-5 中以分離氫氣與甲烷。底部產品 S-15 主要為甲烷流經 J-T 膨脹閥 V5 以產出冷凍能力將熱流冷卻。以 CB-5、CB-4、CB-3、CB-2、CB-1 的順序冷卻。部分的頂部氣體 S-14 導引經過 V6 並且與底部流體 S-12 混合控制溫度在-165°C。剩下的 EV-5 頂部 S13 主要成分為氫氣，也引導進入激冷系統回收冷能。

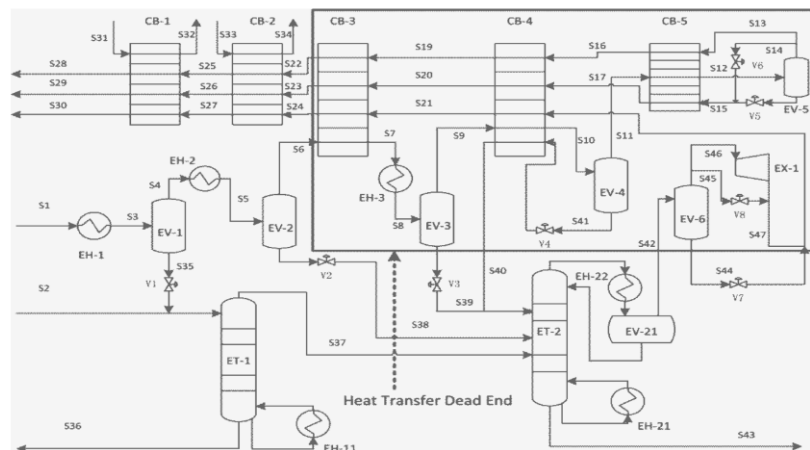


Figure 1. Typical flow sheet of ICSS.

圖 1-典型的 ICSS 流程圖。

ET-1 只有一股頂部進料，底部的產品 S36 幾乎沒有甲烷，直接送至下游，頂部產品 S37



直接進料到去甲烷塔 ET-2。ET-2 有四股進料，前面三股是來自去甲烷塔進料槽底部，即 EV-2/EV-3/EV-4，第四股來自去甲烷塔進料汽提塔 ET-1 頂部。ET-2 底部流 S-43 導引到下游單元，當主要為甲烷的頂部流體 S-42 在 EV-6 分離。EV-6 頂部氣體 S-46 引入到甲烷膨脹罐 EX-1，EV-6 底部的液體 S44 與 EX-1 出口混合。EV-6 主要是設計為保護 EX-1 的鱗片避免被液體沖蝕。S-44 與 S-47 的混合流稱為低壓甲烷(LP-CH<sub>4</sub>)作為冷媒使 Chillingtrain 中的熱流備冷卻並且自身加熱至大氣溫度。

整個 ICSS 系統可粗分為兩部分，激冷系列(包含冷箱及驟沸罐)以及去甲烷塔系列(包含 ET-1，ET-2 以及 EX-1)。

### 3. 一般方法論(General Methodology)

在先前的文獻<sup>14-16</sup>研究中並未使用熱負載資料，如果時間相關的變數對於開爐期間的不同策略模擬很重要，或者動態模型的溫度希望能任意變化，那麼熱負載資料就是必須的。如 ICSS，如果降溫速度超過 60°C/hr，物料就有可能因為設備的金屬應力差距太大造成外洩，所以預冷溫度由 25°C 下降到 -165°C，對於 Flare 的排放就會有很大的影響。

本研究使用 Aspen 7.3 版建立穩態以及動態模型，並且依流程由最前端開始逐步往下建立，由於 ICSS 內容物在高壓環境下為非極性或具有很小的極性。採用的熱力學模組為 PR-BM。

#### 甲、穩態模型及驗證(Validation)

根據設計資料建立穩態模型後再與實際操作中的工場之 DCS 資料相互比對，結果發現兩者之間符合性很高。表示確定穩態模型建立的很好。

表 1 以及圖 2 表示兩者之間的比較。清楚了解模擬結果與工場實測值相近，據此建立良好的動態模型基礎。

Table 1. Integrated Cryogenic Separation System Steady-State Model Validation<sup>a</sup>

	T	P	T	P	T	P	T	P	T	P
	EV-1		EV-2		EV-3		EV-4		EV-5	
plant measurement	-50	3485	-70	3461	-97	3432	-128	3418	-162	3404
simulation	-50	3484	-70	3472	-99	3443	-126	3420	-165	3415
	S28		S25		S22		S19		S16	
plant measurement	32	3352	-42	3365	-78	3377	-106	3388	-133	3397
simulation	31	3365	-46	3375	-76	3385	-110	3395	-136	3405

<sup>a</sup>Units: P [kPa], T [°C].

表 1. ICSS 穩態模型驗證

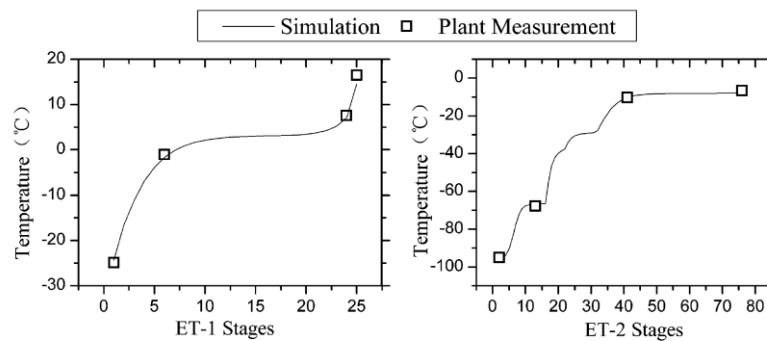


Figure 2. Temperature profiles of ET-1 and ET-2 at normal steady-state.

圖 2. 正常操作穩態下去甲烷汽提塔(ET-1)以及去甲烷塔的温度分佈。

#### 乙、動態模型及驗證

從穩態進入動態時，必須投入設備的尺寸(如直徑、高度、塔盤的類型、以及其他細節)控制策略，以及控制參數、設備的熱傳方法、製程容量、控制、熱力學資訊。

動態模型建妥後，控制迴路必須依照 P&ID 圖建立，然後輸入各控制器的 PID 值，並且依照實際的控制策略設定，然後投入一些擾動後，觀察模擬系統變化情形，再據此與 DCS 的歷史資料比對，如圖 3, 4-6 所示模擬結果大致與工廠實際表現吻合。ET-1 頂部

壓力的實際量測結果比模擬結果還要高，經過技術人員確定後，原因是壓力計沒有歸零。驗證程序是動態模擬的關鍵步驟。

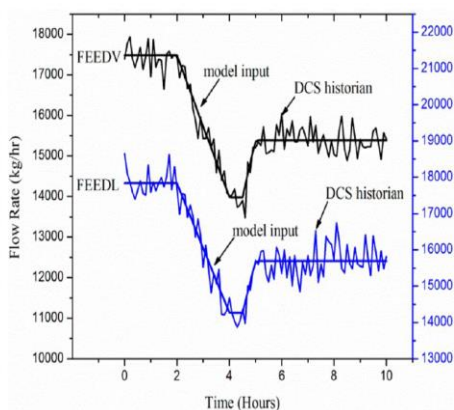


Figure 3. Flow rate of input stream, FEEDV and FEEDL.

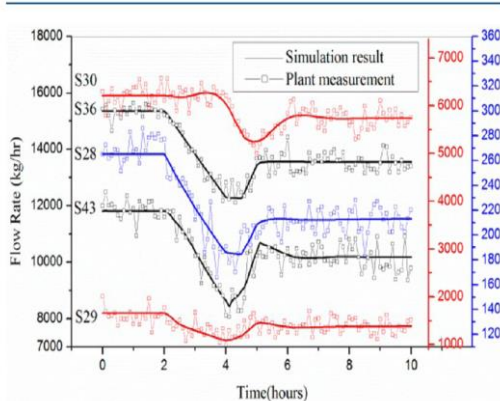


Figure 4. Dynamic response flow rate of products.

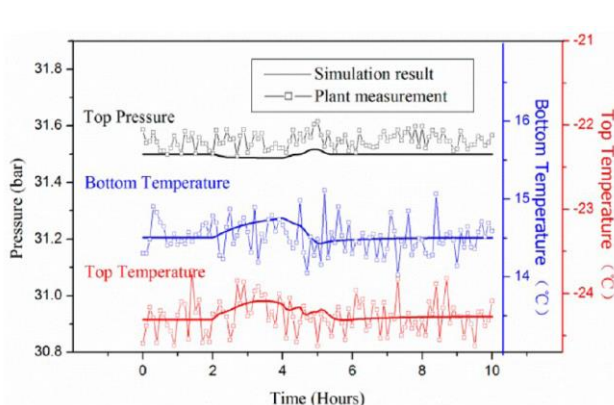


Figure 5. Dynamic response of ET-1.

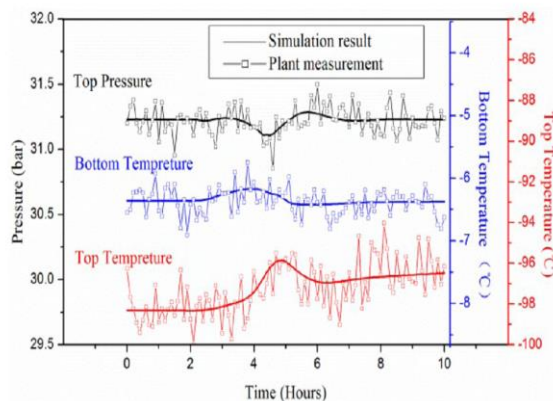


Figure 6. Dynamic response of ET-2.

### 丙、開車初始化

傳統上而言，開車以前，設備內充滿了氮氣。然而，動態模型的初始狀態是穩態模型正常操作下的結果，開車的最初狀態應該是沒有輸入及輸出。Xu 及 Yang 提出一個通用計算式 (General Algorithm) 如圖 7a 所示。提到，不止需要改變輸入值，同時也需要拓撲變化 (topology) 以及操作狀態的變化 (註：溫度、壓力、濃度以及控制參數的改變)。因此，本文章中所提及的氮氣之溫度、壓力以及組成與 Xu、Yang 先前提出的碳氫化合物內容組成有很大的不同。此外，有五座 MHeatX 在內的模型使得收斂非常困難。Xu 以圖 7a 中紅色點標示表示，無法保證多股流板式換熱器在改變進料溫度以及流量的狀態下可以獲得收斂。

因此，另外發展出基於參數改變的初始計算以完成模型狀態，如圖 7b 所示，以此應用到動態開車模型模擬，其中也包含多股流板式換熱器以及其他單元操作模型。與先前 Xu 發表的文章主要差異在圖 7b 中紅色虛線所圈起的位置。這個參數調整計算的方法不止減少了可能無法收斂的動態模型，也相對於 Xu 及 Yang 先前發表的文章減少了許多時間。比對來看，兩個動態模型是以兩種不同的計算基礎分別發展出來。結果顯示，對於相同的系統擾動會有相同的動態回應。不過，本篇發表的方式將可較前篇的方式縮短 60% 的時間，這樣可以避免由正常操作狀態轉換到氮氣狀態。

步驟 1. 製做一個 DS 模型依照 3.2 節的方式驗證 (此模型以 DS1 命名)，此模型以正常的穩態操作。

步驟 2. 以 3.1 節描述的 SS 模型在氮氣狀態下運轉操作。首先，將 FEEDV 以及 FEEDL 的

內容物由碳氫化合物改為氮氣。分別加入兩股氮氣比起直接改變進料成分的方式會比較好。其次，藉由將所有換熱器出口溫度設定點改為大氣溫度的方式使整個系統溫度一致。把這個模型存檔，命名為 SS-N2。

步驟 3. 將 SS-N2 依照 3.2 節的方式匯出製成流量導向(Flow-Driven)的動態模型，命名為 DS2。參考工場提供資料修改控制策略並且控制 PID 參數。

步驟 4. 把 DS2 的參數更新後，另存檔為 DS3，此檔是準備好當作開車測試的最終動態模型。採取與 DS1 及 DS2 相關的參數，比較對應的熱傳相關係數可獲得關鍵操作參數(Key Parameter)。需要許多類似且重複工作才能獲得所有的關鍵操作參數。

步驟 5. 以後面第 4 節將提到的開車策略測試 DS3 模型。如果所有的開車程序都能執行，表示初始化動作完成。如果無法順利執行所有程序，就要回到步驟 5. 以求出更多的熱傳相關係數直到 DS3 可準備妥開車測試。

注意，在步驟 4. 中所獲得的關鍵操作參數與 ASPEN Plus 模型資料庫中所提供的不同。如熱傳中間溫度(Heat Transfer medium temperature)以及換熱器傳熱面積，MHeatX 的 UAs，塔槽的熱傳中間溫度等..。做這個改變的理由是因為，DS2 的模型，是由 SS-N2 模型得來的結果，與 DS1 結果相比較後會發現 DS2 並不適用實際的工場。換句話說，DS3 的參數是由 DS1 提供；DS3 的初始狀態則是由 DS2 提供。操作參數計算基礎的必要條件修改可避免由 DS1 轉換為 DS3。如圖 7a 所示，容易造成動態模型的無法收斂。

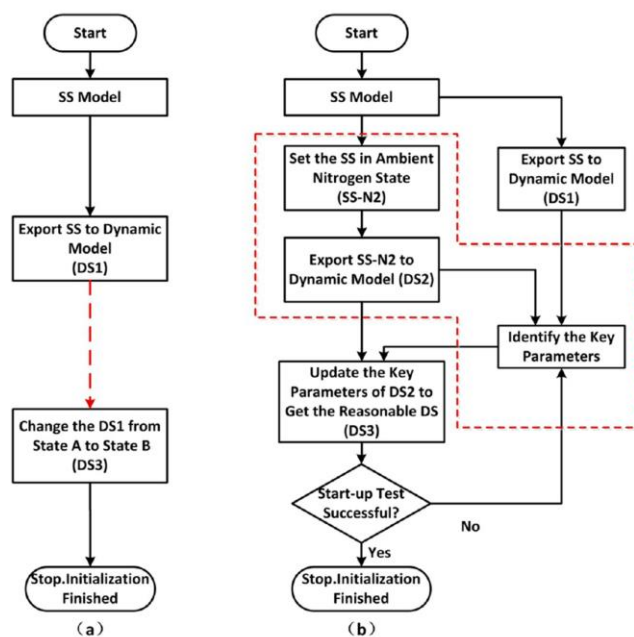


Figure 7. Initialization algorithm of start-up model. (a) Initialization algorithm of Xu and (b) initialization algorithm based on parameter modification.

#### 4. 實施方案與假設條件

在實際運用新的開車策略之前，必須先詳細的分析以及進行風險評估以了解是否可行與安全。即便如此，仍有許多無法預期或不安全的操作狀態只有在實際操作上發生。直接操作經驗所獲得的試-誤法會有相對高的成本與危害。因此，建立一個可靠的動態模型模擬檢討以降低不同開車策略的操作可行性、可靠度以及安全問題。如同 3.2 節所提，動態的 ICSS 模型建立妥後與 DCS 的歷史資料比對驗證。因此，動態的 ICSS 模型可以用來測試不同的開車策略。

本文所提之開車策略意味著將工場由最初的狀態轉換到正常操作狀態(就是氮氣置換完成)。表 2. 為三種典型的 ICSS 開車策略。策略 1 是傳統開車方式，先啟用爐子跟 CGC 後



再引入 ICSS，然後再引入少量的 CG 將 N2 置換掉，當置換完成後，CG 在 2 小時內提升到正常流量。

策略 2 近年來已被逐漸接受。以 N2 先啟動 CGC，在裂解爐進料以前，CGC 壓縮了 N2 以預冷 ICSS，然後 Naphtha 再開始引入爐子再將 CG 引入 CGC 進入後段，事實證明策略 2 大大的減少了開車時間以及 Flare 排放量，即使預冷階段發生了洩漏，也因為內容物是 N2 而不會有危險。

策略 3 是基於大量的動態模擬結果所發展出來，以特別的甲烷流(33bar, -95°C)預冷 ICSS，然後以甲烷及乙烯混合物預先去甲烷塔第二塔(ET-2)並進行全迴流操作。選用甲烷及乙烯混合流體的原因是因為，對於雙成分蒸餾塔的全迴流操作效果比起多成分蒸餾塔的全迴流效果來的好<sup>5</sup>。比較兩種不同流體組成的全迴流操作的效果，一種是純乙烯，另一種是乙烯與甲烷混合流。結果顯示，純乙烯的全迴流效果與正常之操作溫度及組成分比較結果差很多，在策略 3 下，使用純乙烯要使 ET-2 接近正常穩定操作所需的時間竟然跟策略 1 所需要的時間很接近。

值得注意的是，工場的開車操作是一個複雜且需計畫周詳的過程，其中，包含依照操作人員的經驗與判斷完成各類控制器的調諧(Tuning)。因此，利用 Aspen Dynamic 的任務(Task)功能，可以模擬自訂的開車程序以及操作人員的控制習慣，預先設定好程式的敘述條件並置入動態模型中。然後 DS 的開車程式就準備好要運作了，且模擬的結果將能完全的重現。

此外，以下的假設條件將使開車模擬更加合理化：

- A. 不合格產品將直接被排到 Flare。
- B. 當所有 Stream 中的 N2 濃度小於 1mol%時，視為氮氣置換完成。
- C. 無法預期的狀況或洩漏將被忽略掉。
- D. 為了減少計算上的負擔，進料率將被簡化為由 0 開始於 2 小時內增加到正常的流量，這並不會影響比對的結果。

Table 2. Three Typical ICSS Start-Up Scenarios<sup>a</sup>

	scenario 1	scenario 2	scenario 3
initial state	ambient N <sub>2</sub>	ambient N <sub>2</sub>	ambient N <sub>2</sub>
procedures	(a) Precooling with CG (b) Displacement with CG (c) Feeding and cooling	(a) Precooling with N <sub>2</sub> (b) Displacement with CG (c) Feeding and adjustment	(a) Precooling with CH <sub>4</sub> (b) Total reflux of column (c) Feeding and adjustment
final state	products on-spec	products on-spec	products on-spec

<sup>a</sup>CG: cracked gas. N<sub>2</sub>: nitrogen. CH<sub>4</sub>: methane.

## 5. 結果與分析

圖 8 顯示五的驟沸罐的動態溫度變化。在策略 1. 中 0-2.5 小時是以表 2. 所提到的裂解氣進行預冷程序。由於此階段中 EH-1, EH-2 及 EH-3 沒有冷媒，所有的驟沸罐都預冷到與進料相同的-38°C。然後冷媒才引入相對應的換熱器中將 Chillingtrain 冷卻至其操作溫度，如圖 8a 的 2.5-9.9h 所示。

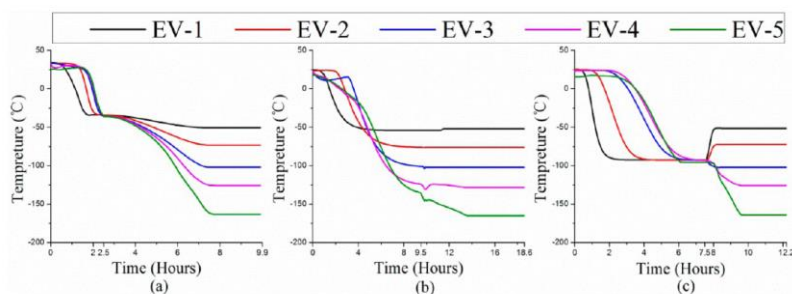


Figure 8. Dynamic temperature variation (a) scenario 1, (b) scenario 2, and (c) scenario 3 (CG feeding times are 2.5, 9.5, and 7.5 h, respectively).

以類似的方式，在策略 2. 中 0-9.5h 是以 N2 進行的預冷程序，如圖 8b. 所示。清楚的看

到CG尚未導入前，有冷媒投入狀況下，在Chillingtrain中的溫度分佈情形更好了。這減少了驟沸罐可穩定氣-液分離的時間，自7.5h開始溫度趨於穩定，2小時後，裂解爐開始投入進料。這些驟沸罐的氣-液分離溫度的穩定性很重要，關係到ET-2的操作穩定，分離溫度穩定後才會有穩定的進料，也才能使ET-2穩定操作。

策略3中，0-7.5h是在沒有冷媒狀況下以甲烷預冷階段，如圖8c即便如此，最冷的溫度也達到-90°C，這也能縮短氣-液分離溫度至2h。這能節省很多冷媒，但是低溫的甲烷流是需要的，策略3的應用是依靠在特殊甲烷股上。

依照製造商的冷卻率曲線上，調整冷媒(乙烯或丙烯)冷卻速率以及預冷的速度須確保不會快於設備設計的上限值60°C/hr。以避免物料的洩漏。對於工場操作實務而言這是很重要的一點。

圖9.顯示各式產品合格時間，了解這個時間可以用來決定Flare的使用時間以及排放量。進料後，粗氫氣產品流(S28)濃度達到95%的時間於三種策略下分別為7.7/3.8/2.3小時。這個發現不止縮短了Flare的排放時間，也使對下游設備很重要的甲烷化反應器的啟用時間提前了。因為氫氣是後續反應器的進料之一，也是整個開車程序的瓶頸步驟。這也是為何所有的廠家想方設法以預冷手段提早開爐完成的關鍵。

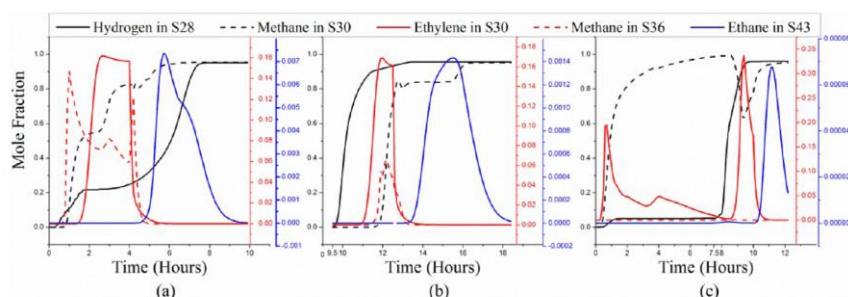


Figure 9. Dynamic mole fraction variation of key components in important product streams (a) scenario 1, (b) scenario 2, and (c) scenario 3.

圖10.表示ET-1的溫度分佈與開車程序中不同。來自ET-1底部的液體只有佔總進料率的15%，所以對於ET-1的穩定操作影響不大。此外，圖10a-c都有相似的溫度分佈。

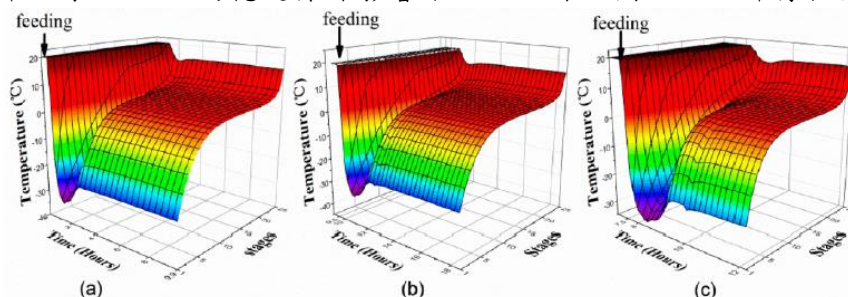


Figure 10. Dynamic temperature profile variation of ET-1.

因此，圖11中可看到與ET-2有很大的不同。策略1中，ET-2花了9.9小時達到穩定，同時Chillingtrain花了7.9小時以及ET-1花了4.5小時。因此ET-2成了ICSS的開車瓶頸。由比較圖11a以及9a，雖然ET-2降溫及建立溫度分部只花了大約4小時，但卻需再花5小時才能穩定。可由圖9.a清楚看到底部的CH<sub>4</sub>摩爾分率變化。底部S36的甲烷摩爾分率必須小於10ppm才可送入下游，因為有過多的甲烷時，不易使乙烯產品合格，必須排放很多至Flare。因此，需有一些作為使ET-2盡快穩定。

如圖11b，即使先以N<sub>2</sub>(0-9.5小時)預冷。ET-2仍需9.1小時以達到穩定。ET-2在動態模擬開爐階段的細部分析顯示，總計9.1小時(4小時建立液位、5.1小時溫度分佈穩定)。是可以策略3的預冷手段縮減的。

策略3主要的改善手段在於預先補充開爐流體並且使ET-2以甲烷與乙烯混合流體操作在全迴流操作，如圖11c中0-7.5h之間所說明。結果顯示，在7.5h時的溫度分佈已經接近

於正常狀態，因此 ET-2 在進料 4.7 小時可達到穩定。

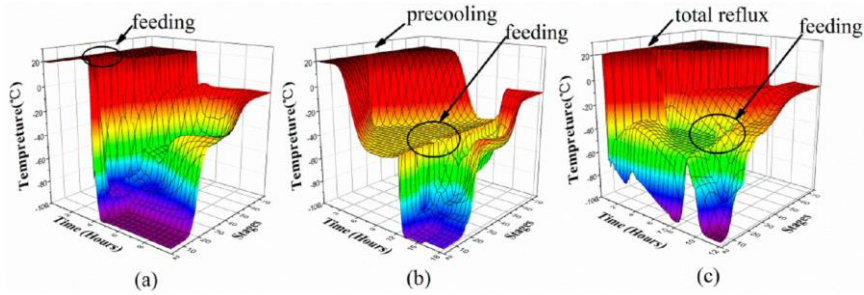


Figure 11. Dynamic temperature profile variation of ET-2.

在策略 2&3 進料前的準備時間，可以合併為工場的預試爐階段，所以並不會增加開車的時間。

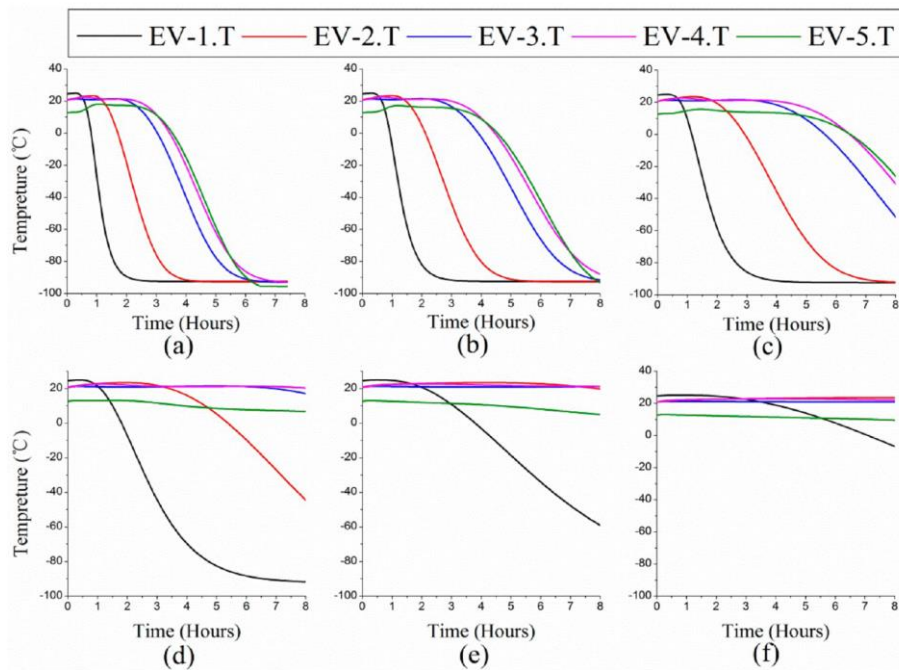


Figure 12. Temperature variation of chilling train precooled with flow rate of  $CH_4$ : (a) 2000, (b) 1500, (c) 1000, (d) 500, (e) 200, and (f) 100 kg/h.

策略 3 的開車時間是最短的。因此應用此策略前，開車前需詳加檢視操作排成的理性以及安全顧慮。策略 3 之預冷的關鍵因素為  $CH_4$  的流量，當流量減少十，預冷的程序就變得越來越困難，如圖 12 所示。當甲烷的流量低於 500kg/h 時，圖 12d，EV-3, EV-4 以及 EV-5 的溫度將保持固定。原因是因為 S22, S23, S24 的冷度以被 S6 在 CB2 及 CB1 之間被拿走，所以剩下的部份冷度不足以使圖 1 中的方塊區域被冷卻下來(稱之為熱傳終點-Heat Transfer Dead End)，

如果實際操作中發生此現象，預冷的程序將無法完成。

因此，如果甲烷流量低於 500kg/h，有三種方法可以解決：

- A. 拉長預冷的時間。
- B. 將 EH-3 的乙烯冷媒投入操作。
- C. 如果此時沒有乙烯冷媒備用，打開 EV-5 底部排放到 Flare 的閥以減少進入 S22/S23/S24 的流量。

如圖 13，假設甲烷流量僅剩 200kg/h 下，驗證上述 3 種方法，比較延長預冷時間至 (b)30h 及 (c)40h。



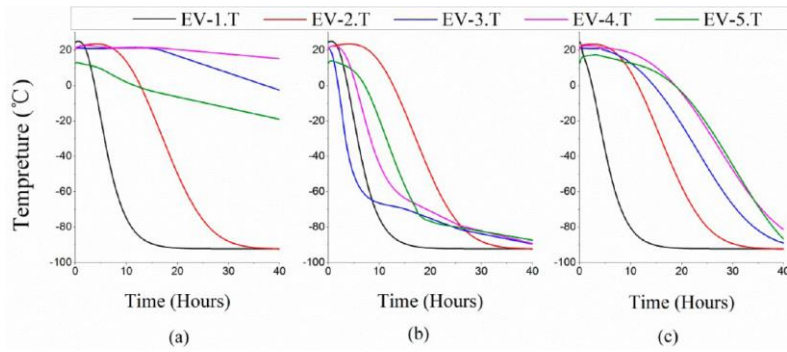


Figure 13. Temperature variation of chilling train under different solutions: (a) extending precooling time, (b) put refrigerant of EH-3 into service, and (c) open the flare emission valve of EV-5.

相對而言，以動態模擬方式分析開車所需時間及 Flare 排放量式較為簡單的，實際操作卻不可能。開車時間的計算是以真正投入進料時間為起點，如圖 14 所示。圖 15 顯示獨立系統以及總排放量。此外，特別計算兩種主要產品乙烯/丙烯的數據。

策略 3 是 ICSS 的最佳開爐策略，因為開車時間減少 53%，總排放可以減少 73% 以及排放掉的烯烴(Olefin)為 76%。其次是策略 2，能被廣泛接受是因為 N2 的可利用性及優點。因此，不同的工場可根據模擬計算結果以及工廠的獨特性選用較為合適的策略進行開車。

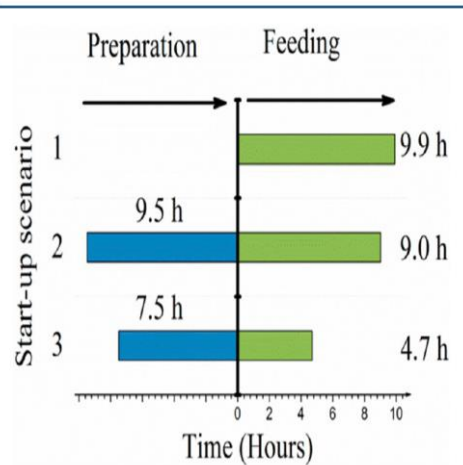


Figure 14. Start-up times of different scenarios.

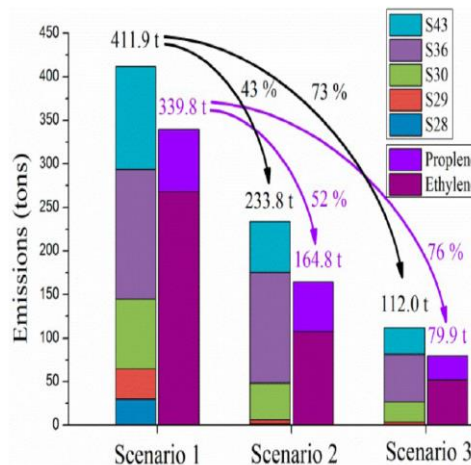


Figure 15. Emissions of different scenarios.

## 6. 結論

對於化學工場的開爐程序策略分析而言，動態模擬成為一種強大且實際的應用工具。本文探討 ICSS 基於實際的設計資料如 P&ID、DCS 歷史資料等的展現了不同開車策略下的動態模擬結果。ASPEN Dynamic 模型中也加入了設備的熱負載資料，以決定適當的預冷流體流量，控制冷卻速率以及辨識出隱藏在其中的操作疑慮，如熱傳的死點(Dead End)。以操作參數修改為基礎化的初始化的計算獲得適當的開車狀態。動態模擬合理的預測了開車程序中的動態行為，這是在實際操作上不可能獲得的。也幫助確認了開車狀態中的瓶頸步驟，並決定出最適化的開車策略以及最短時間及最低的排放量。

不同的開車策略所需花費的時間以及排放量，將與下一次開車的實際資料比對驗證。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(七)1040727-1040731

報告者：邱啟偉

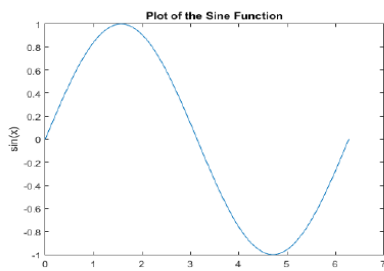
1. 數值分析課程：介紹如何利用 Excel Solver(規劃求解)功能。首先必須在 Excel 中安裝 Solver 功能。規劃求解是一種強大的 Add-in 元件，可用於工程、經濟學、及其他一些學科的最適化求解，包括以下一些功能：

- A. 線性規劃
- B. 非線性規劃
- C. 線性迴歸
- D. 非線性迴歸
- E. 求函數在某個區間的極值

雖然 Solver 能解決上述的某些問題，但不是全部的問題都可以由 Solver 解決，或者 Solver 有時解出來的問題並不一定是最佳解，還是需經由判斷或比較才能了解。

2. MATLAB 課程：本周進度是 2D 與 3D 繪圖。利用 MATLAB 可以繪出精美的工程數據圖，範例如下：

- A. 2D 繪圖，三角函數的 sin



By adding a third input argument to the plot function, you can plot the same variables using a red dashed line.  
`plot(x,y,'r--')`

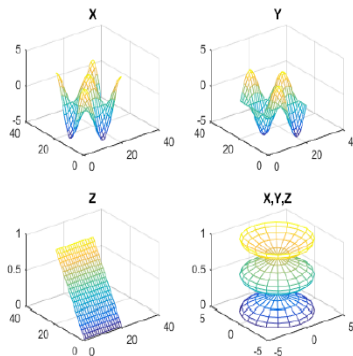
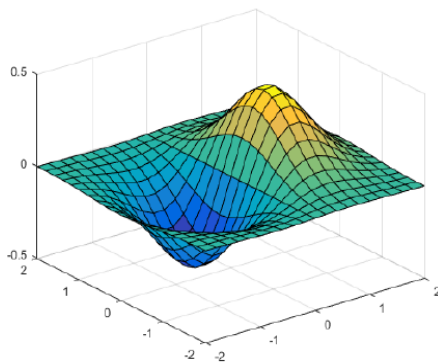
```
x = 0:pi/100:2*pi;  
y = sin(x);  
plot(x,y)
```

```
[X,Y] = meshgrid(-2:.2:2);  
Z = X .* exp(-X.^2 - Y.^2);
```

Then, create a surface plot.

```
surf(X,Y,Z)
```

- B. 3D 繪圖，



- C. MATLAB 也用來協助求最適解，此功能與 Excel 中的 Solver 相同，不過必須以編寫程式方式取代 Excel 中表格顯示的敘述方式，因此需了解程式編寫邏輯及語言。

3. ASPEN 課程：本週進度如下：  
第五章：Mass Balance in Excel  
第六章：Introduction Aspen Plus 8.0V.
4. 研讀文獻資料：6. A Novel Shutdown Strategy for Flare Minimization at An Olefin Plant  
/6. Flare 排放最小化之停爐策略

## A Novel Shutdown Strategy for Flare Minimization at An Olefin Plant<sup>†</sup>

### Flare 排放最小化之停爐策略模擬

整理-邱啟偉

摘要：

乙烯廠停爐操作產生大量的 Flare 排放，可能造成環境與社會衝擊，以及大量的物料及能量損失。因此，對於資方來說，停爐程序最適化是非常重要的。目前的停車程序仍是仰賴有經驗的操作員、工程師或者工場管理者，仍然欠缺如何有效降低成本的系統性研究。本文中，將介紹一個新的停爐策略更新。將開發一個全廠規模的動態模型以驗證此策略是否可行。結果顯示，新的停爐策略將可較歷史資料減少 73%的排放量。

#### 1. 背景說明

本段即文獻回顧，內容與先前文章相似，強調 Flare 排放會造成影響。及論述強調未曾有研究討論停爐操作之模擬不再逐字翻譯整理(略)

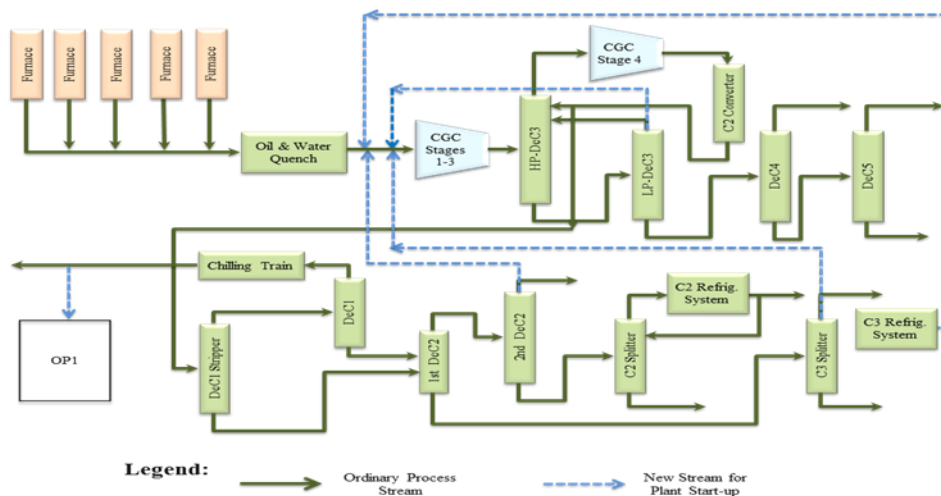
#### 2. 停爐策略

##### A. 製程更新敘述-以下內容為綜合整理，部分非逐字翻譯

研究對象為中石油公司的大慶石化廠，據了解有兩座平行操作的乙烯廠(稱為 OP1&OP2)，製程廠家推估也是 Lummus ABB。本研究建立 OP2 的模型，假定將 OP2 的停爐內容物透過 CGC 輸送經由新增的開車路徑(藍色虛線箭頭)，由去甲烷塔後冷箱出口(高壓甲烷管線)輸送回到另一座操作中的 OP1 回收。

大慶的乙烯廠製程與本公司的順序流程有兩大差異，(1)該兩座廠皆為前脫丙烷製程，也就是裂解氣體壓縮機第三級出口先經過高低壓去丙烷塔後，再進入第四級壓縮(CGC 只有四級)，出口進入乙炔反應器、Chillingtrain、去甲烷塔、去乙烷塔、乙烯精餾塔。(2)大慶化工的乙烯、丙烯冷凍系統為開迴路設計，本公司的冷凍系統則為閉迴路設計。

如圖一所示：



圖一：簡化過的 OP2 流程圖，→線段為正常路徑→為新增的開車路徑

此五條配合 Flare Minimization 的開爐管線(也用來停爐)如下：

己、低壓去丙烷塔頂部回 CGC 進口

庚、丙烯冷凍系統回收管線回到 CGC 進口。

- 辛、 丙烯精餾塔頂部回到 CGC 進口。
- 壬、 第二去乙烷塔頂部回到 CGC 進口。
- 癸、 兩座乙烯廠跨接管線，將 OP2 冷箱出口的高壓甲烷及粗氫氣管線合併後送往 OP1 的 CGC 進口。

目前新增此五條管線的想法是依據先前的停車經驗，先停壓縮機再停爐子，所以造成內容物無法回收，只能排放到 Flare。為了能盡量回收內容物，應考慮盡量將內容物輸送到下游單元。因此提出先停掉裂解爐、維持 CGC 運轉的構想。利用 CGC 運轉期間，將工場內容物透過回流管線回收到 CGC 進口，因 CGC 持續運轉，能提供 CG 的驅動力，再利用冷箱出口管線輸送到另一座正在操作的 OP1 的 CGC 入口回收，可持續供應 OP1 的生產，避免排放到 Flare。

乙烯冷凍系統原本就有連接到 CGC 進口，丙烯冷凍系統則是新增回收管線到 CGC 進口。也就是說兩個冷凍系統的內容物都可以回收到操作中的裂解氣壓縮機進口。其他分離單元部分再沸器持續保持操作，而頂部冷凝器則停止操作，以確保塔槽內容物能被充分氣化回收。(此點與真實操作有落差，提前停止頂部冷凝器將可能造成壓力過高的現象，應保持冷凝，避免超壓)

此部分可深入研究，如何調適 OP2 回到 OP1 的 Cocktail 比例以及排程，減少對 OP1 的操作衝擊。依照推論，OP2 的停爐初期因為冷箱溫度偏冷，因此輸送回到 OP1 的內容物將有可能是以輕成分居多，逐漸因為溫度升高，成份開始偏重，對另一座乙烯廠來說是否不易操作，可研究這其中如何達到最適化。目前看來本篇研究焦點為 OP2，值得延續。

a. 可研究回收排程(按照系統、內容物大小劃分)求出對 OP1 影響最小的情況。

## B. 停爐操作敘述

一般而言，停車操作有三個階段：

- (1) 除留下三座裂解爐操作 80%容量外，其餘爐子退出。同時，確保產品合格的前提下，拉低所有設備的液位。此步驟為減少內容物存量，未停爐做準備。
- (2) 如同 2. A 所述開啟循環管線，將物料引回到 CGC 進口。將三座爐子退出，保持 CGC 在低煉量下運轉(避免 Surge)。在此階段需維持再沸器的操作，關閉頂部冷凝器，以確保塔槽內液體能被完全蒸發。此步驟目的是希望盡可能回收所有 Hydrocarbon。由於冷凝系統停用了，所有的液體都能持續氣化並回收，所有的氣體能通過 CGC 及所有的正常流程，最終透過區間管線到達 OP1 回收，而不需要排 Flare。
- (3) OP2 系統內所有的氣體質量逐漸減少，到最後不夠供應 CGC 抽取時，停掉 CGC 以及關斷補充的天然氣。同時，OP2 開始注入氫氣持續吹除殘餘的 HC 排放到 Flare，進入大修準備工作階段。

## 3. 動態模擬結果

透過全廠性的動態模擬計算停爐的排放情形，依據前述的三個停爐步驟，第二個步驟是最關鍵的。因此，採用步驟二的動態模型計算模擬之結果。本文中將指出兩個重要資訊。也就是第二階段中，每一個塔槽、設備的動態模型中的壓力以及液位隨時間的變化情形。假設第二階段開始的時間為 0(即爐子退出開始計算)，如圖 2~9 表示各個迴流槽或塔槽的液位與壓力隨時間的變化情形。

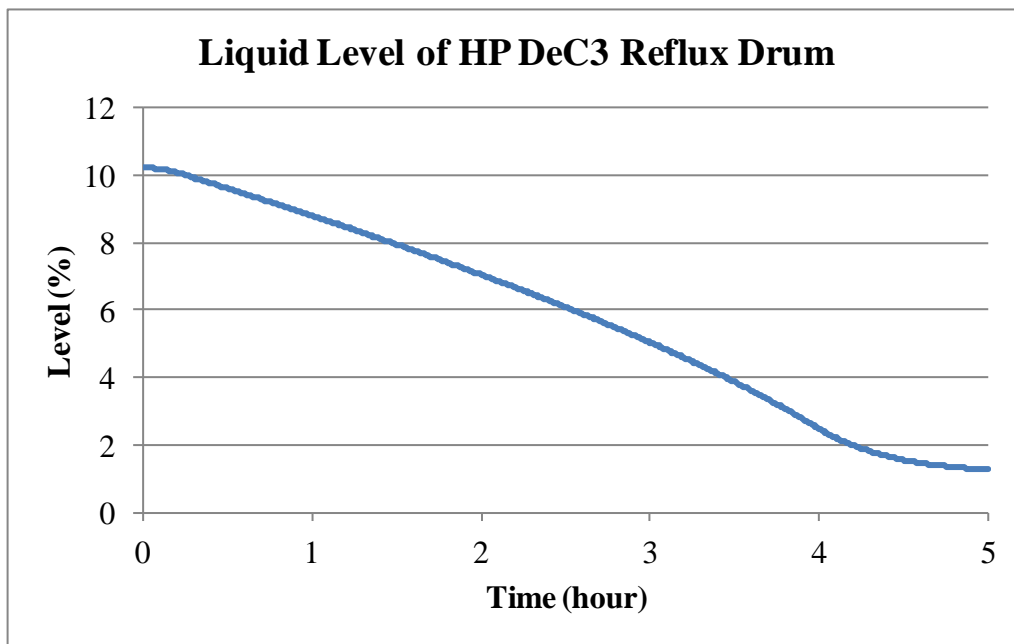
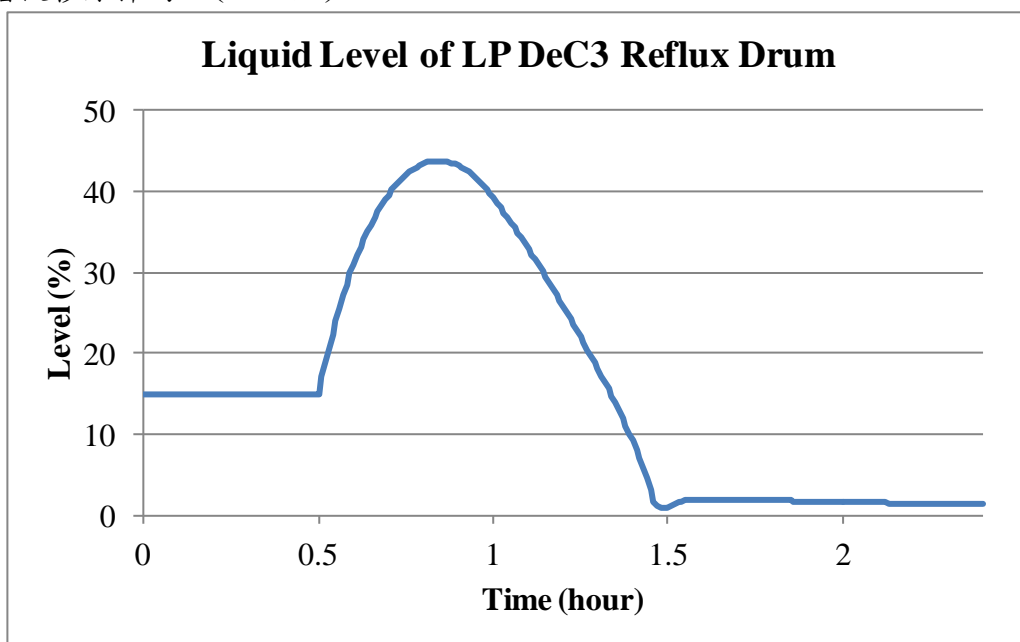
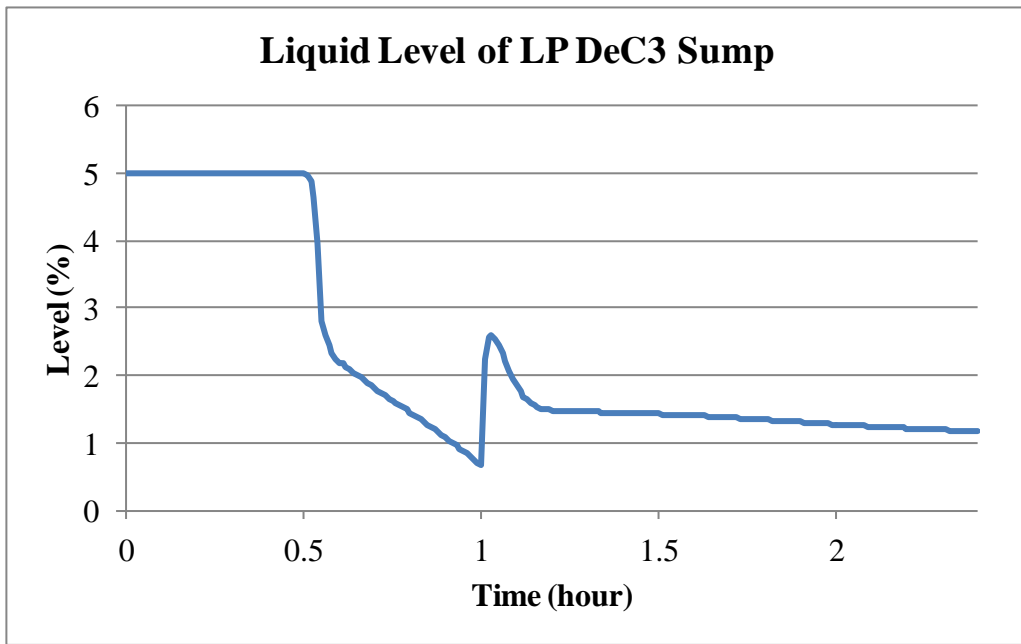


Figure 2. Dynamic change of reflux drum level of HP-DeC3 during the planned shutdown.  
 圖 2. 顯示高壓去丙烷塔回流槽的液位變化。為了保護底部的回流泵，在停爐的第一階段期間，液位最低只能拉低到 10% 左右，藉由蒸發的效果，最終降低至 1.5%。因此，殘餘液位中的 85% 是在第二階段移除掉的。 $(10-1.5)/10*100\%=85\%$ 。



(a)

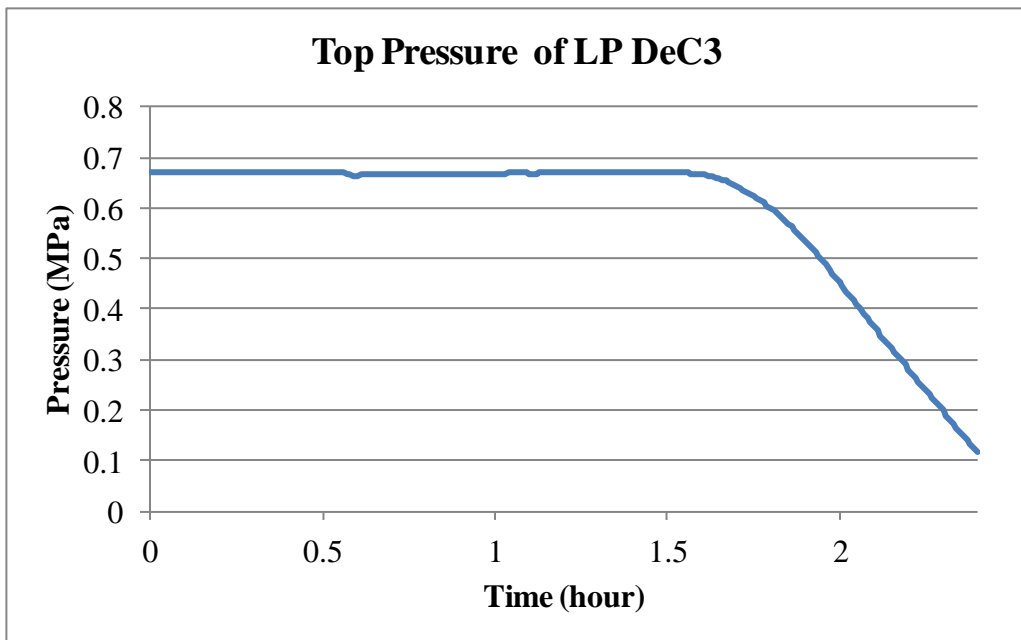




(b)

圖 3. (a)&(b)顯示低壓去丙烷塔及其回流槽的液位變化。圖(a)中看到液位在 0.5~1.5 小時之間會升高，是因為液體出口閥關掉，並且蒸發上去的氣體被冷凝後，也會使液位升高。雖然冷凝器的負載也減少了，仍須至少 0.5 小時來反應在塔槽操作上，所以 0.5~0.9 小時之間液位會升高 0.9~1.5 小時之間就降低了。

總而言之，到最後的液位會因為持續蒸發的原因而降得很低。第 1.5~2.5 小時期間，因蒸發量不足，導致塔槽壓力開始下降，如下圖(C)所示。



(c)

Figure 3. Dynamic change of (a) reflux drum level, (b) sump level, and (c) top pressure of LP-DeC3 during the planned shutdown.

圖 4-6 顯示去甲烷氣提塔、去甲烷塔以及乙烯精餾塔的塔底液位變化。總體而言，塔底液位隨著蒸發效果而持續降低。

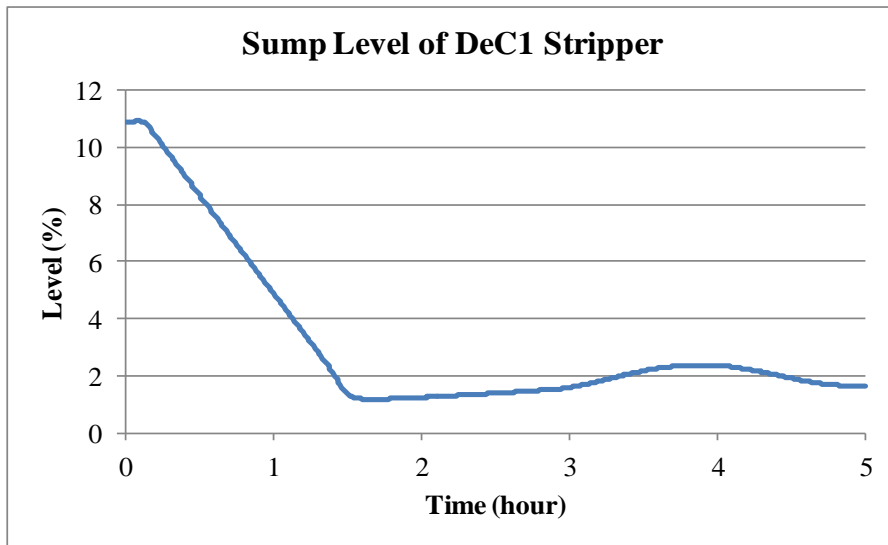


Figure 4. Dynamic change of sump level of DeC1 stripper during the planned shutdown.

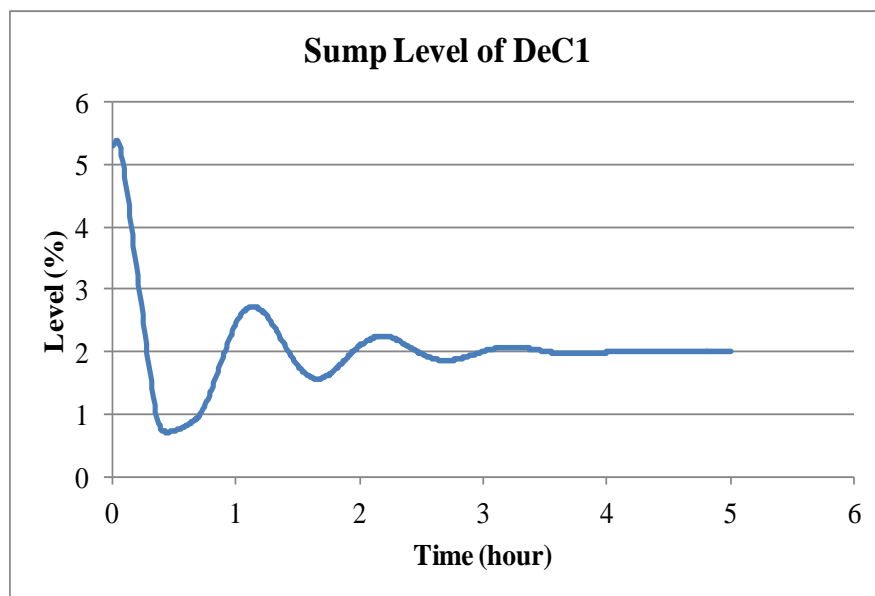


Figure 5. Dynamic change of sump level of DeC1 during the planned shutdown.

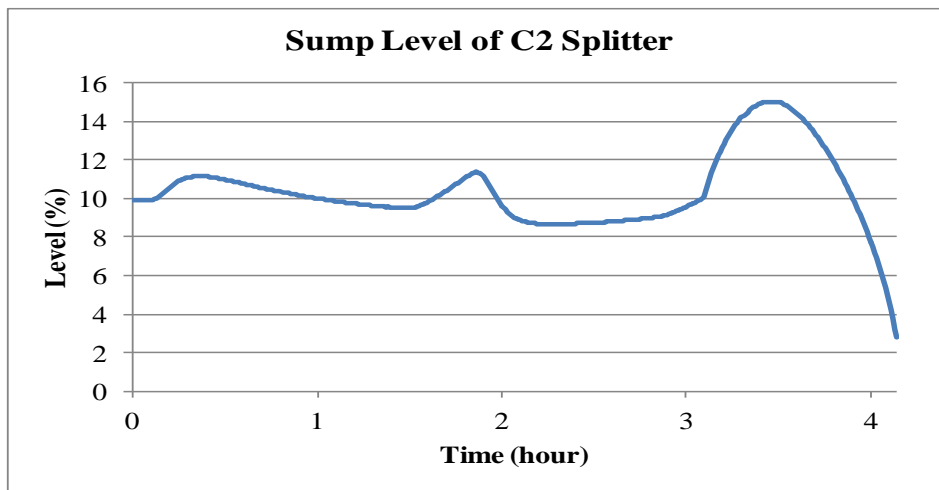
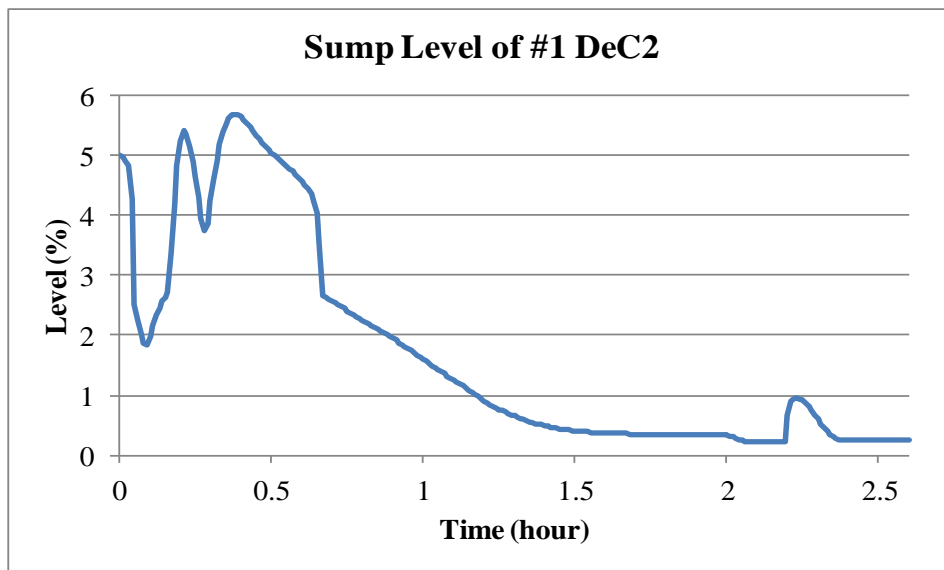
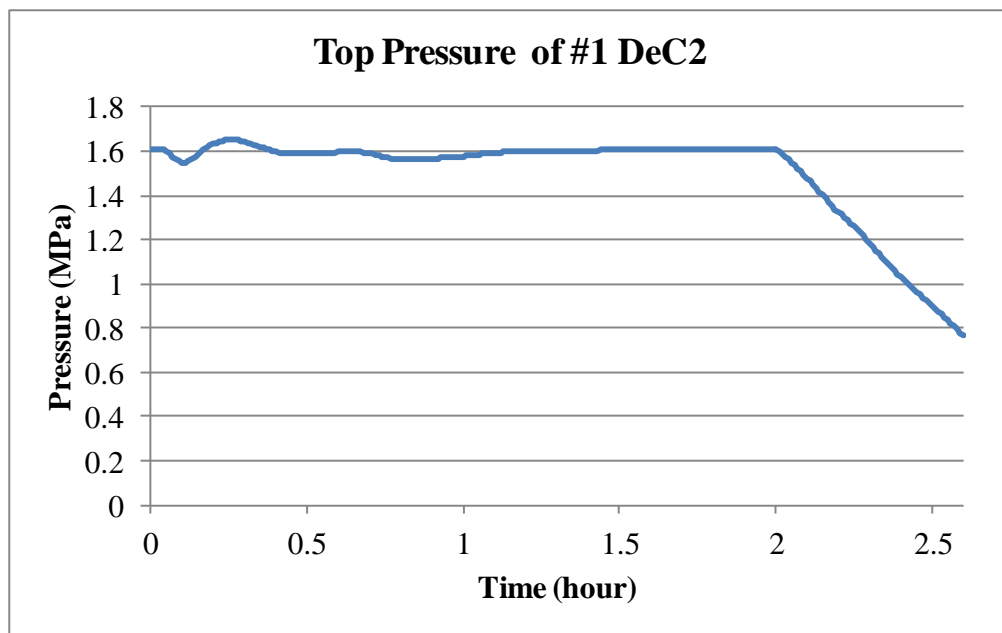


Figure 6. Dynamic change of sump level of C2 splitter during the planned shutdown.

圖 7-9 顯示，第一去乙烷塔、第二去乙烷塔以及丙烯精餾塔的液位和壓力變化。由於期間有氣體的循環，塔槽頂端的壓力逐漸的減少。

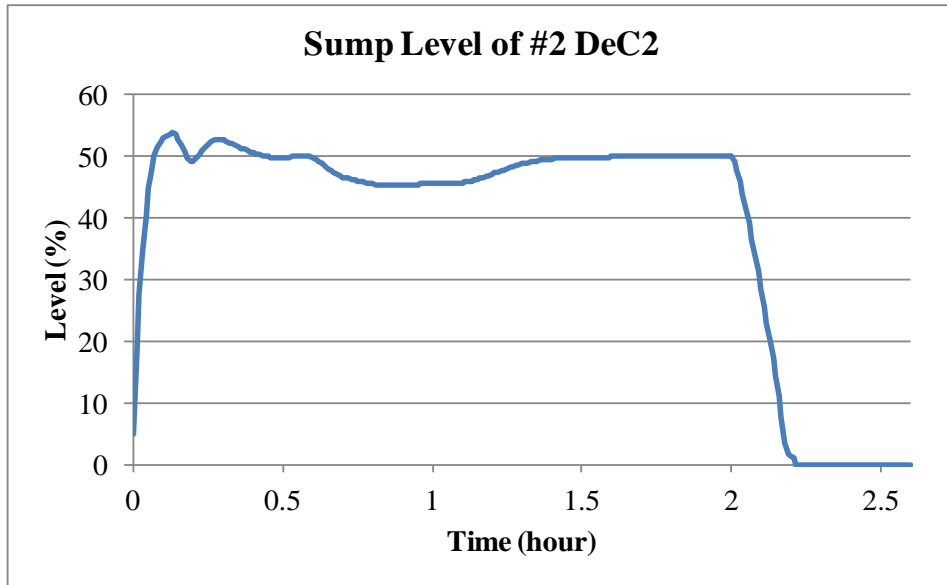


(a)

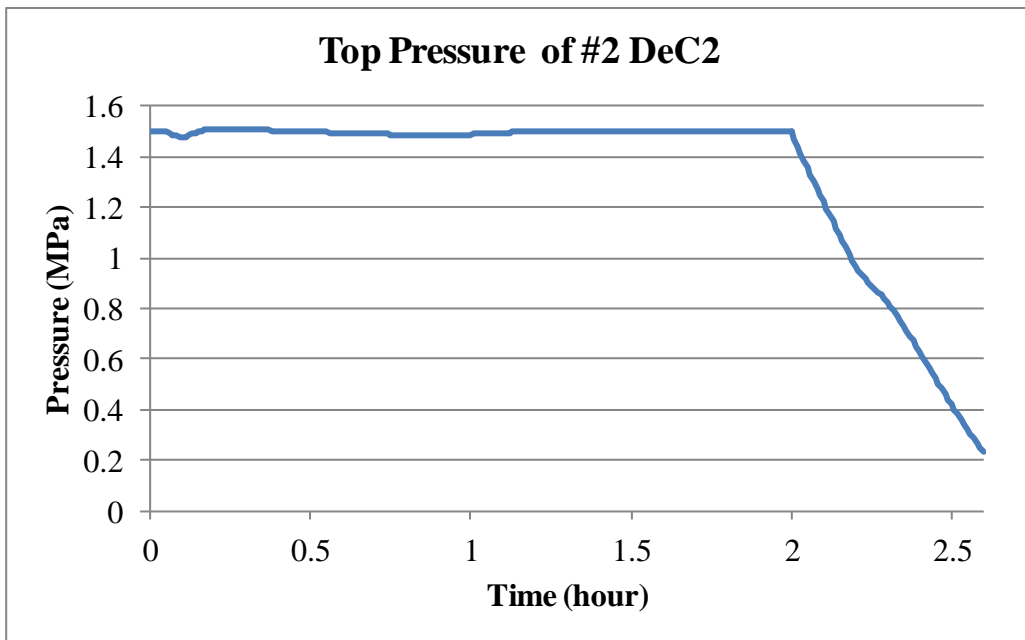


(b)

Figure 7. Dynamic change of (a) sump level and (b) top pressure of 1st DeC2 during the planned shutdown.

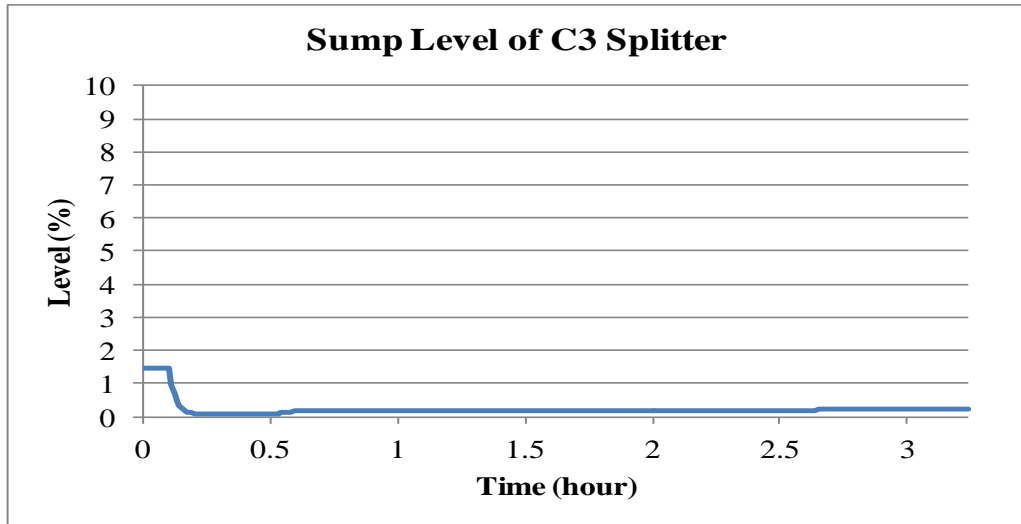


(a)

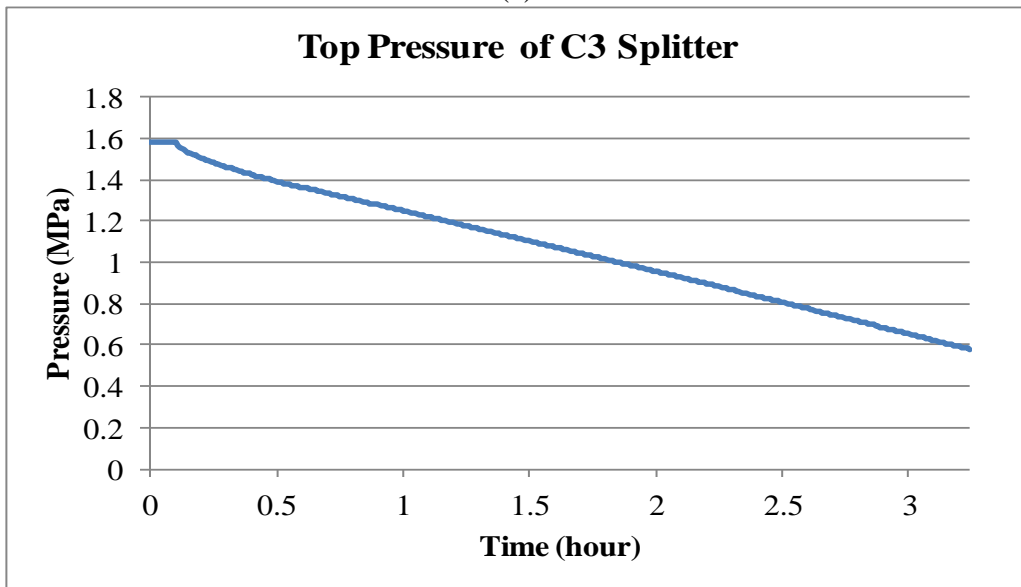


(b)

Figure 8. Dynamic change of (a) sump level and (b) top pressure of 2nd DeC2 during the planned shutdown.



(a)



(b)

Figure 9. Dynamic change of (a) sump level and (b) top pressure of C3 splitter during the planned shutdown.

基於動態模擬的結果，理論推估經過步驟 2 處理後，殘留在主要的回流槽、換熱器、塔槽內的氣體或液體容量分別約為：23.4 噸/4.1 噸/12.2 噸。總計需排放到 Flare 的量為 39.7 噸。與過去記錄實際的平均排放量 147.0 噸相比，總計減少了 73%。因此，依照此方法發展製程技術將具有對環境、經濟上的利益具很大潛力。

最後，此一停爐策略是與業者共同研討提出，再以動態模型模擬所得出的結論，實際導入到工場應用時，仍應仔細討論各種風險，不確定性、以及假設條件。

#### 4. 結論

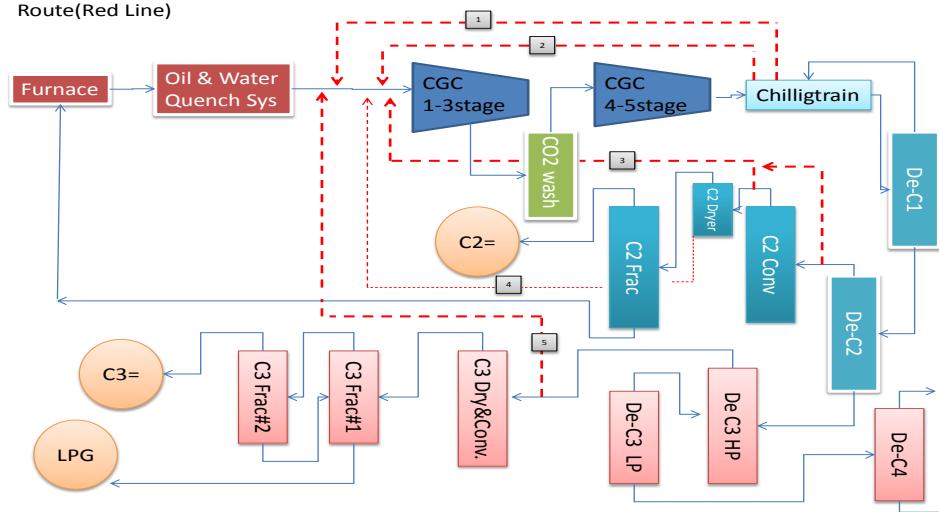
本文介紹一個新的停爐策略。利用開發好的一個全廠規模的動態模型以驗證此策略是否可行。結果顯示，新的停爐策略將可較歷史資料減少 73% 的排放量。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(八)1040803-1040807

報告者：邱啟偉

1. 數值分析課程：線性迴歸方程式求解介紹。
2. MATLAB 課程：應用 MATLAB 求解線性迴歸的參數，並且繪製其曲線圖。課程應用範例為溶解度與溫度之間關係，利用已知的五組溫度及溶解度數據，套入溶解度公式  $S=a*\exp^{bT}$   
 $S=\text{Solubility}; T=\text{Temperature}$ 。最終可求出 a, b 的數值，即可建立此公式的線性迴歸曲線。”迴歸 Regression”一詞看起來像是在求過去的歷史資料，實際上並非如此，是利用過去的歷史資料建立一個趨勢曲線，然後利用此趨勢曲線預測將來的數值表現。課程範例中所採用的溶解度公式是已知的公式，不過在實際的工場操作如果要分析資料時，不見得能有特定公式，必須從已取得的數據資料來建立出迴歸關係，比方說溫度、壓力、流量，等參數，從多組參數中，可以嘗試用不同的方式求得曲線，如直線方程、線性迴歸、非線性迴歸、三角函數等方式，再把實際的參數點放到回歸出來的曲線中對照，可發現哪一種曲線是最接近，即可以該曲線進行未來的預測。
3. 動態模型：有兩種類型計算可供選擇：Instantaneous 可求得操作後最終可獲得的溫度、壓力、流量等資料。另一種為 Dynamic 模式，可準確預測開車期間所需要的總時間。原本希望能製作 Dynamic 的運算模型，但為了達到此條件必須準確輸入各項設備的內容量，以及各股總質量。需要 Coldbox 中各股詳細的體積、各股重量，但是實際上，我們並沒有這類資料可供輸入，原因在於冷箱內的板是換熱器無法真正區分出各股的總體積，或者總質量，這部分運用在模擬孩是由其極限，過去本實驗室所進行的案例，於此部分計算多半還是採取前述 Instantaneous 計算法，以求得平衡後條件為主。
4. ASPEN 課程：因上課教室座位有限，且已進入上機作業及當節課繳交作業的階段，因此無法繼續進入教室旁聽，階段性學習結束。收集教材自行練習與研讀。
5. 旁聽課程下週起將進入課程尾聲，即期末考試或報告。因此下週起將無法參加旁聽，課程上主要形式將改為小組討論。由於是暑期課程，因此課程都非常緊湊，舉例而言，一堂三學分的課程，若是以春季或秋季正常學期 16 週計算，總上課時數為 48 小時，暑期課程則以每週三天，共六週方式進行。一般而言，暑期修課至多選修 2~3 門。
6. 針對未來可能的新三輕/四輕停爐期間物料回收系統繪製概念流程圖如下：

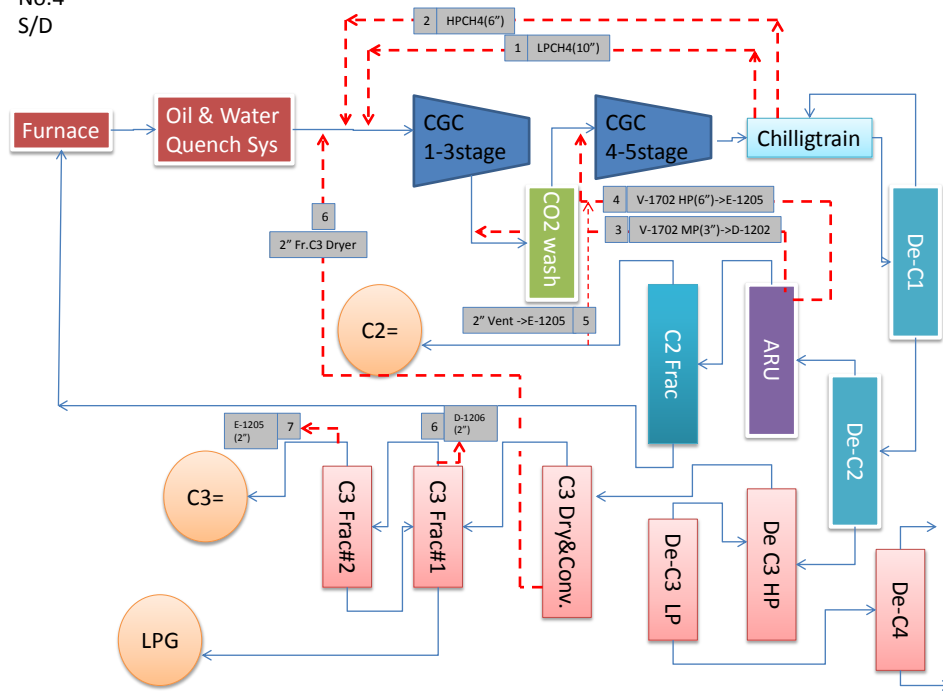
No.6 S/D Recover  
Route(Red Line)



新三輕部分共有五條適合運用之回收管線。



No.4  
S/D



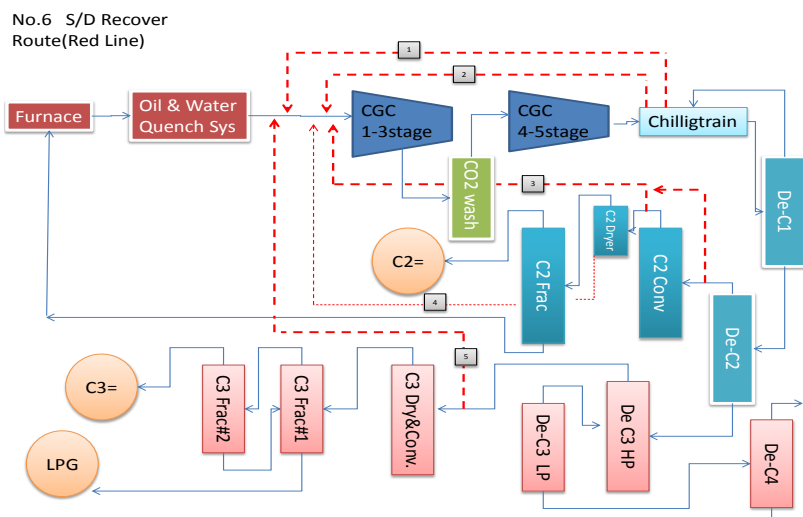
四輕部分共有七條適合運用之回收管線。

7. 研讀文獻資料：七-乙烯工場開爐期間排放之Flare來源特徵分析-上  
**Emission Source Characterization for Proactive Flare Minimization during Ethylene Plant Start-ups**

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(九)1040810-1040814

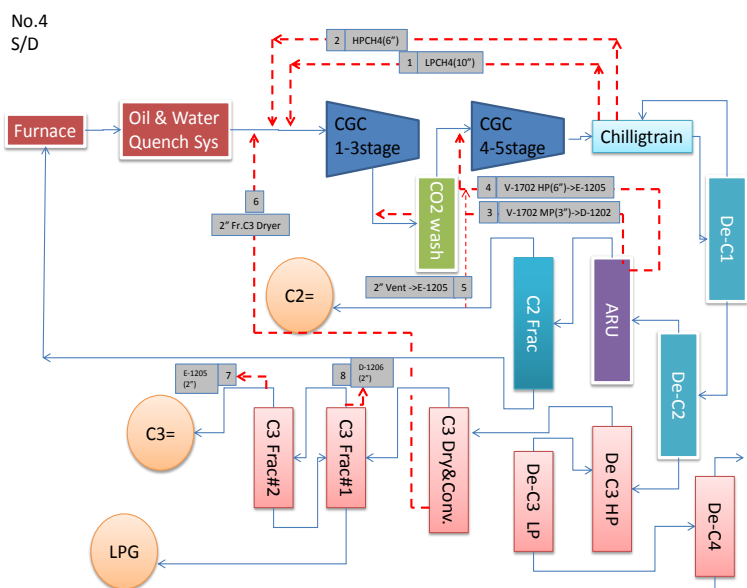
報告者：邱啟偉

1. 本週課程進度為學生的期末報告準備週，本實驗室研究課題中有一個主要方面為 Job Scheduling，研究工場工作排程最適化，期末報告題材為半導體工作排程之最適化，職因未修課因此沒有參加討論，僅閱讀本課程相關文章，但因與本研究無關，僅作參考。
2. 補列管線資料-針對未來可能的三輕/四輕停爐期間物料回收系統繪製概念流程圖如下：



新三輕部分共有五條適合運用之回收管線，分別列舉如下：

1. 冷箱出口高壓甲烷管線回到 C-1201 一級進口 (8" P130219-AAD-N)
2. 冷箱出口低壓甲烷管線回到 C-1201 一級進口 (6" P130800-AAD-N)
3. 乙炔氫化反應氣進/出料循環管線回 C-1201 一級進口 (6" P131027-BRA-C)
4. 乙烯乾燥器底部排放管線回 C-1201 (2" P131133-AJL-N)
5. 去丙烷塔頂部回 C-1201 進口 (8" P140026-BAD-N)



四輕部分共有七條適合運用之回收管線，分別列舉如下：

1. 6" 高壓甲烷回 C-1201 進口。
2. 10" 低壓甲烷回 C-1201 進口。
3. 3" MP C2 由 V-1702 回到 D-1202。

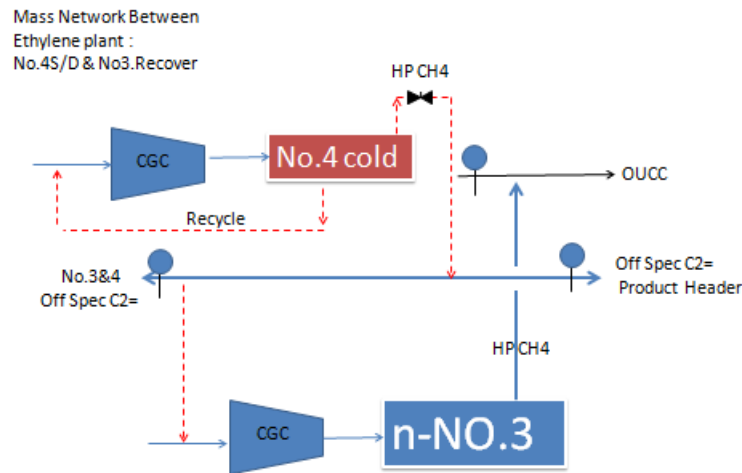
保存年限：3 年

表單核定日：104.01.19

81/117

5B0-HRD-06-12

4. 6" MP C2 由 V-1702 回到 E-1205。
  5. 2" V-1303 vent Gas → E-1205。
  6. 2" D-1403 A/B → D-1201。
  7. 2" D-1406 PV-14022B → D-1206。
  8. 1-1/2" D-1407 vent Gas → E-1205。
3. 有關兩廠互相回收停爐氣體問題若依照先前所提出以雙方C-1201提供輸送動力，初步與楊清楠專案討論後建議，可利用區間的不合格乙烯管線來回收，此系統目前停用中，可查核相關系統隔離，即可配管，因眼前即將面對的是十一月的四輕停爐，四輕內容物回收至新三輕可依照下圖流程表示。



4. Tie-In點部分建議如下，詳細情形需現場查核始能確定：
- (1) 四輕部分：HP 甲烷出口控制閥後接至不合格乙烯系統。(往東聯甲烷處隔離，停送東聯，停送期間改排燃料氣系統)。本次停爐需由不合格乙烯系統拉管線至C-1201進口，以利下次新三輕停爐回收其內容物。
  - (2) 新三輕部分：若借用不合格乙烯系統，回收四輕內容物不需配管。未來停爐需配置高壓甲烷控制閥後段連接到不合格乙烯系統始能讓四輕回收。
5. 研讀文獻資料：七-乙烯工場開爐期間排放之Flare來源特徵分析

### **Emission Source Characterization for Proactive Flare Minimization during Ethylene Plant Start-ups**

## Emission Source Characterization for Proactive Flare Minimization during Ethylene Plant Start-ups

### 乙烯廠開爐期間 Flare 排放來源特徵分析

整理-邱啟偉

#### 摘要：

乙烯工場開爐期間的 Flare 排放會造成巨大的環境衝擊以及大量的物料浪費、能源浪費，這些被排放掉的物料原本都可被利用來生產產品獲取利益。因此，具有成本效益的乙烯工場開車策略及開車方法近日來已漸受到工業界的重視。即便如此，對於乙烯場開車的基礎性、具有量化分析的研究成果仍非常缺乏。如：(i)Flare 排放中有哪一些組成份(ii)開車期間來自不同排放源的 Flare 氣體有多少量?(iii)相對應的開車期間中各排放來源的動態排放分佈結果又是如何？透過全廠性的動態模擬，本文章比較了乙烯工場在不同開車策略下的 Flare 排放表現，提供排放分析與污染逸散資料，藉此科學方法了解有哪排放來源、各排放來源有多少排放量，以及開車期間的動態排放情形。提供了具有深度的研究結果並且建立了豐富的排放預測，這在以前是無法做到的。這也能提供工業界或環保管理部門了解、評估未來在於 Flare 排放最小化開車策略上的成本-效果評估。

#### 1. 簡介

乙烯為石化工業的基礎原料，根據推估 2007-2012 年間乙烯需求量約為每年增加 4.4%。一般來說，乙烯工場每隔 3-6 年停爐大修一次，這個區間是可依照市場需求、設備狀況或法規要求來調整。不過由於近年的極端氣候影響，墨西哥灣區飽受颶風的威脅，使得非計畫性停爐的機會有增加的趨勢。簡單的推估，60 萬噸年產量的乙烯工場在單一次的開爐中約可產生 2500 噸乙烯排放掉。假設 Flare 的燃燒效率為 98%，這批乙烯燃燒後的污染空氣中將含有 15.4 百萬磅的 CO<sub>2</sub>，40 千磅的 CO，7.4 千磅的 NO<sub>x</sub>，15.1 千磅的碳氫化合物以及 100.0 千磅的 HRVOC。以上只是針對乙烯推估，如果將其他排放物也納入計算，如乙烷、丙烯、丙烷...單一廠的開爐就會產生非常大量的空氣污染物質。本篇僅針對正常的開爐程序評估，假設是不正常的開車、跳車程序、製程不穩定現象，將更難以預料其排放的量及排放內容物種類。另外，製程內容物排放到 Flare 意謂著將損失更多的成品。因此，乙烯工場開爐期間的排放減量

過去有許多文章發表，各種不同的開車策略以減少 Flare 開車期間的排放，這些文章的發表都是依據自身發展出來的經驗、嚴謹的開車計畫所達成的所謂“無煙排放”開車，已漸漸不適合於今日的環保要求。近期，動態模擬評估被廣泛的應用。不幸的是，對於排放來源的探討仍是被忽略了。

為了針對乙烯工場開車過程的排放量化，以下三個問題必須了解(i)Flare 排放中有哪一些組成份(ii)開車期間來自不同排放源的 Flare 氣體有多少量?(iii)相對應的開車期間中各排放來源的動態排放分佈結果又是如何？在此，不合格的產品將被送去燃燒，事實上這些排放仍有可能被重新製作為產品回收，因此，本文強調如何在這些被送去燃燒之前的物質如何減少及其特徵辨識之研究。顯然的，以上三個問題的答案與開爐程序非常有關，如果在真正開爐以前能被成功的陳述，將能提供相關的減量建議，將對程序工業有很大幫助。

美國環保局發表了估計單點污染源排放的標準方法，此法稱為 AP-42。其他方法包含堆疊測試(Stack testing)、設備供應商測試資料、如表面處理的物質平衡表等..。以上方法經常因工廠的開車複雜性而有所限制。

## 2. 乙烯工場介紹

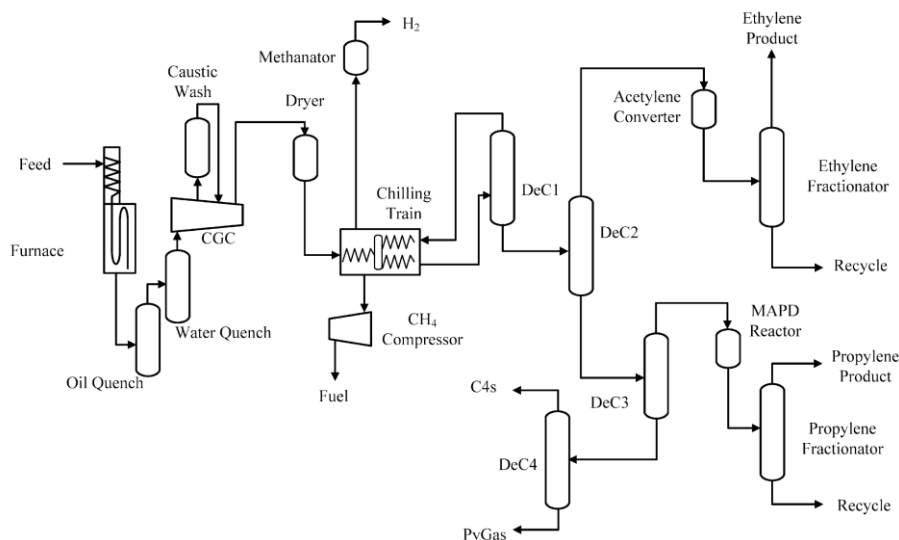


Figure 1. Flowsheet of a typical ethylene plant.

如圖 1 所示為一般的乙烯工廠流程。(以下為流程敘述..略)

乙烯工場開爐期間，有關 Flare 排放最關鍵的操作區域包含 CGC、Chilling-train、去甲烷塔、去乙烷塔至去丁烷塔，因此有機會達成 Flare 減量將在這些部分。特別注意，來自特定裂解爐的裂解氣體的濃度、組成都是固定的，為了減少計算負擔及兼顧模擬準確性，爐子的模擬將獨立開來。採計爐子出口以及驟冷區的裂解氣體的流量、組成作為模擬的輸入資料。

### 3. 主動性的乙烯工場開車 Flare 減量策略

為了減少開爐的 Flare 排放，主要手段就是要減少開爐所需時間，在工程上有兩個主要方向可達成減少排放時間，第一就是要在真正進料前模擬正常操作環境、第二就是要將不合格物料循環回到製程的上游。顯然的為了要達到這樣的目的，所謂主動性 Flare 減量開爐策略即是在設計階段以及開爐操作策略上將兩者整合。

#### 甲、Flare 減量的主動性設計

共有兩種設計方式，設計一如圖 2 所示，共有四條頂部氣體管線回到 CGC 進口，以及一條去丁烷塔頂部氣體回到去乙烷塔進料。為了達成預先循環目的，正式進料前，必須補入特定組成的氫氣、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯等產品作為循環流，以啟用各設備使之達到穩定狀態。當裂解爐正式開始進料，爐子逐一進料，慢慢的增加進入設備的進料量，同時，各股循環流將慢慢的減少，在開爐終了時，所有的循環流量將會變成“0”，同時所有的裂解爐也全部進料完畢，進入正常操作模式。

不過，以上的策略存有安全上的疑慮，就是在於此股 C4 的循環，回到去乙烷塔的底部，將有可能影響到去乙烷塔的操作，並且伴隨的去乙烷塔頂部氣體回到 CGC 進口，若一不小心可能造成 C4 重成分進入冷箱中結冰，唯一能解決重成分結冰的方法就是停爐升溫重新再來，如此將會造成很大的困擾。因此，必須為此股 C4 找到一個更好的循環路徑。

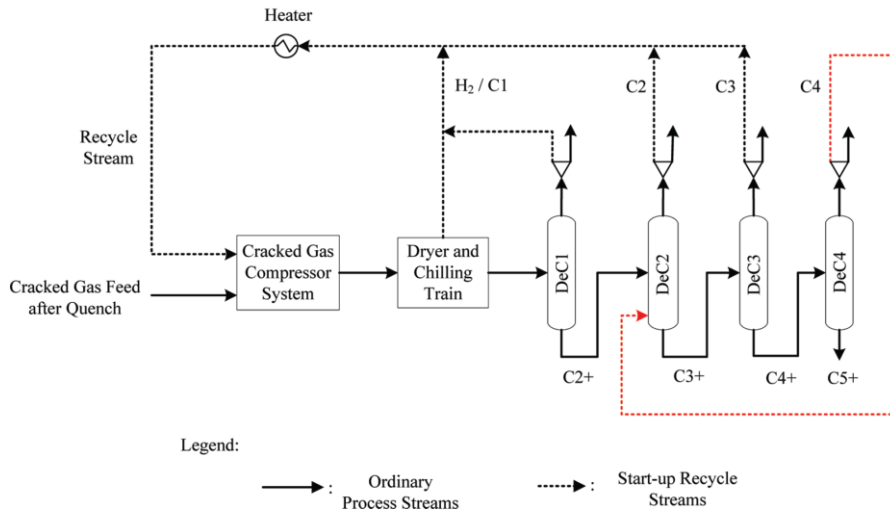


Figure 2. Design 1 for an ethylene plant start-up.

如下圖 3 所示，採用新的策略以解決上述討論之安全疑慮，修改了 C4 的循環路線，使其回到去丁烷塔的進口，並且保留了原有的循環管線，不過，實際的排放量計算仍需以模型驗證。

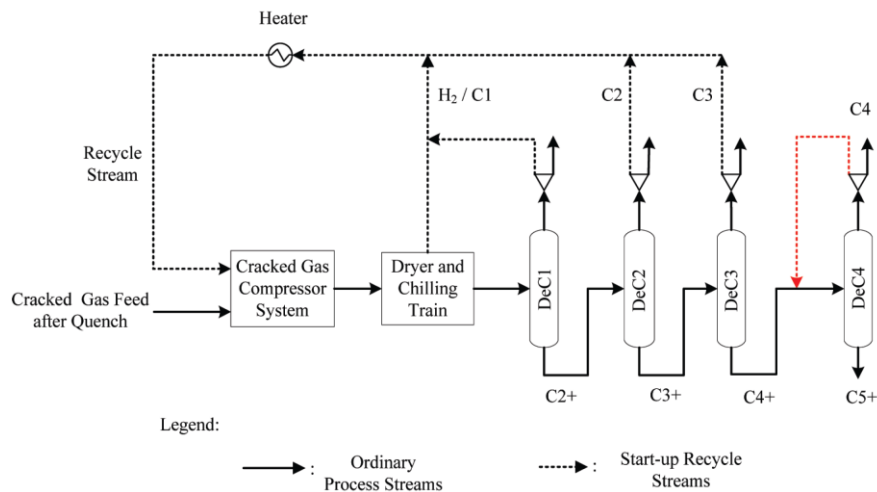


Figure 3. Design 2 for an ethylene plant start-up.

## 乙、開車操作程序

本文章所定義的開車程序是指由試爐完成階段(commission, 也就是 Ready to start-up)轉換為正常操作的程序。下圖 4 為策略 1 及策略 2 的開爐程序圖。說明了開爐步驟將如何進行，此案例顯示總共有七座爐子進料，首先以兩座重石油腦為進料的爐子投入。首先投入第一座，第一座爐子的煉量分兩次間隔半小時提到設計量，第二座爐子在開始進料後第三個小時投入，並於第四個小時提升到設計煉量。接下來五座以輕石油腦進料的爐子逐一投入，這五座爐子提量也分別各為兩個階段提，但中間不再有等待時間。接著整座工場將維持進料率直到達設計操作條件。



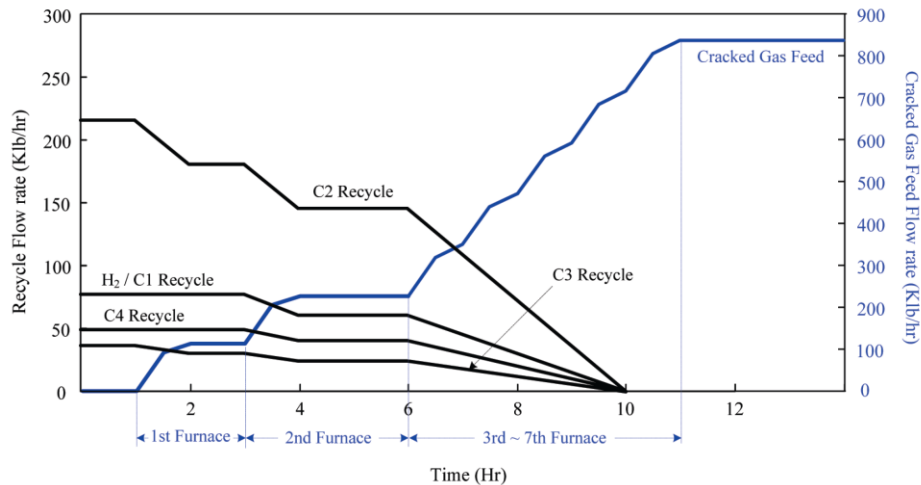


Figure 4. Start-up operating procedure for designs 1 and 2.

如前所述，各股循環流隨著進料量的增加而逐漸減少，直到最後循環流量為”0”。操作情形請參考圖4。注意，為了要比較策略1&2的差異，同樣都採用如圖4的開爐策略。這樣的進料速率是由工業界所提供的開爐程序。

#### 4. 模擬與假設條件

為了比較減少排放的成效，以及成本效益，必須建立全廠性的動態模型來模擬。這將會是一個艱難的挑戰。不只是進料的改變，還有頂部成分的改變(回流及輔助流體)還有廣泛的操作狀態改變(如溫度、壓力、濃度及控制參數)。本篇文章的模型建立方法論可分為四個步驟。首先是建立以及驗證穩態模型(SS)，第二階段是把穩態模型(SS)，轉換為動態模型(DS)，第三階段是把動態模型調整在開車的初始狀態操作，準備好DS可用來作開車模擬狀態。最後階段，以不同的開車程序模擬求得模擬結果。

由於乙烯廠的系統多數為非極性或低極性的混合物，並且操作在高壓的環境下，模擬的熱力學套件是選用PR-BM(Peng-Robinson cubic equation of state with the Boston-Mathias alpha function)。

必須注意，工場的開車程序是一個計劃好的轉換程序，大多數的控制器設定點甚至動態模型都必須隨之調整，許多控制器在一開始的時候都會置於手動，意謂著操作員會依據自身的經驗及現場觀察，調整相關的操作變數。為了要模擬這部分的操作行為，會利用程式敘述方式(亦稱為開車自動任務”Tasks”)。將之載入開車程序中，因此，開車狀態的動態模擬將可被自動的執行。

如圖2&3所示，乙烯工場開爐期間可能由去甲烷塔、去乙烷塔、去丙烷塔及去丁烷塔頂部排放到Flare。這些塔槽頂部氣體各有兩種可能的路徑，一種是回到上游做為循環氣體、另一種則是排放到Flare。在此要注意的是，即使頂部氣體在開車階段可能回收循環到上游去，當循環流逐漸減少時，剩下的不合格產品仍要排放到Flare去。排放氣體的主要組成有氫氣、甲烷、乙烯、乙烷、丙烯、丙烷、1,3丁二烯，丁烯異構物、丁烷以及其他可能的重成分，這些都有可能產生空氣的汙染物質，如HRVOC, NO<sub>x</sub>, CO等。為了要對這些物質排放來源進行量化特徵分析，動態模型將每隔36秒鐘記錄開爐排放結果，據此獲得準確的排放量及來源。

本文中，有以下幾項開車期間對於排放來源特徵的合理假設：

- (1) 除了前面提到的開爐循環流外，其餘來自去甲烷塔至去丁烷塔頂部的氣體在系統穩定之前都會排放到Flare。不考慮其他儲存或再利用的可能性。
- (2) 所有排放到Flare系統的氣體都必須燃燒掉，雖然Flare系統都會有壓縮機回收氣體

及分離液體，但是在開爐期間因排放量太大，不考慮使用回收壓縮機。  
 (3) 不考慮開爐期間設備的洩漏。

## 5. 結果與分析

基於動態模擬的結果，無論是策略 1 或 2，開爐時間都會在 14 小時內完成，14 小時內，參考表 1 為各排放來源以及排放量。C5+的排放在此忽略不計。無論何種策略，排放的氫氣量皆相同。兩者比較，策略 2 在 C1&C2S 的排放量略多於策略 1，C3s 較少，C4s 則明顯減少。策略 2 中 C4s 明顯減少的原因是因為自身將 C4 循環回到去丁烷塔進口。因此 C4s 的排放量直接受到去丁烷塔操作的影響。對於策略 1 而言，C4s 的排放量受到去乙烷塔至去丁烷塔之間流程影響，意謂去乙烷塔頂部至去丁烷塔之間將不可避免的含有 C4s，確實會影響到開爐期間排放總量的增加。因此，對於排放減量而言，策略 2 將比策略 1 來的好。

注意到表 1 顯示，乙烯仍為主要排放物質，分別約佔了策略 1&2 總排放物質的 34.2 以及 35.9wt%。如果計算洩露源的 HRVOC，則分別為 3754.4(總量的 70%)K1b 及 3543.5(總量的 69.3%)K1b 為乙烯工場開爐的主要排放成分。HRVOC 對於區域空氣品質有著很重要的影響，由其是使臭氧濃度增加格外明顯。

**Table 1. Detailed Emission Sources Comparison between Designs 1 and 2**

aggradations	components	formula	flared amount under design 1 (K1b)	flared amount under design 2 (K1b)
hydrogen	hydrogen	H <sub>2</sub>	59.0	59.0
C1	methane	CH <sub>4</sub>	905.0	905.7
C2	acetylene	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	15.6	15.6
	ethylene	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	1833.2	1832.3
C3	ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	393.2	393.4
	methyl-acetylene	C <sub>3</sub> H <sub>4</sub>	31.8	31.2
	propylene	C <sub>3</sub> H <sub>6</sub>	997.3	1000.7
C4	propane	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	38.6	31.5
	1,3-butadiene	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>	309.2	255.5
C5+	isomers of butene	C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	614.7	455.0
	n-butane	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	163.7	130.1
			0.0	0.0

排放物最終被燒掉，如果現有的 Flare 燃燒效率假設為 98%，則排放出來的 CO、CO<sub>2</sub> 以及 HRVOCs 的估算量如表 2 所示。NO<sub>x</sub> 及 CO 會伴隨著燃燒產生，其產生量是參考 EPA 所提供的公式計算。

**Table 2. Comparison of Flare Minimization Results**

	startup time (hrs)	amount of flared raw materials (Klbs)				major emissions <sup>a</sup> (Klbs)			
		C1	C2	C3	C4+	CO <sub>2</sub>	CO	NO <sub>x</sub>	HRVOCs
historical best startup <sup>b</sup> (base case)	25	2163	5569	3017	2782	22 198	106.1	19.5	183.6
design 1	14	905	2242	1068	1088	8995	43.1	7.9	75.1
design 2	14	906	2241	1063	841	8803	41.2	7.6	70.9
emission reduction of design 1 compared with the base case (%)	44.0	58.2	59.7	64.6	60.9	59.5	59.4	59.3	59.1
emission reduction of design 2 compared with the base case (%)	44.0	58.1	59.8	64.8	69.8	60.3	61.2	61.1	61.4

<sup>a</sup> Assume 98% flaring efficiency based on US EPA Flare Efficiency Study, 1983.<sup>28</sup> <sup>b</sup> Data obtained based on Xu et al.<sup>5</sup>

為了方便比較，表 2 中也顯示了過去最佳的開爐記錄。開爐所需時間與總排放量有著顯著的相關性，基於主動性減排設計(循環管線)無論策略 1 或 2 都能比過去歷史最佳紀錄減少大約 60% 的排放量。策略 2 的總排放量較策略更好、有更低的排放量、也能避免 Chillingtrain 的堵塞，因此開爐設計上應更偏向策略 2。

動態模擬也能提供各股流體動態的排放量分佈，如圖 5~8 所示。圖 9 表示 HRVOC 排放量變化。隨著時間增加，爐子逐一的投入，循環流會漸漸關小，排放量會逐步的提高。圖 6 中，前 6 個小時有兩次的突然增加流量，是因為投入兩個重石油腦裂解爐所造成。第一個爐子投入後等待一小時，第二個爐子投入後等待二小時，第五至第十一小時之間連續投入剩下的五座輕石油腦爐，並且各爐投入之間沒有等待時間。第十一小時之後，Flare 排放量會達到最高，直到產品流合格。在第十五小時產品合格後因工場已達到合格，所有的 Flare 排放都切斷。

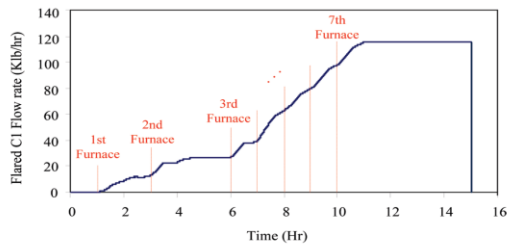


Figure 5. Dynamic flow rate of flared C1 during the start-up.

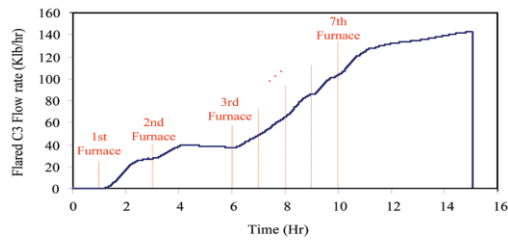


Figure 7. Dynamic flow rate of flared C3 during the start-up.

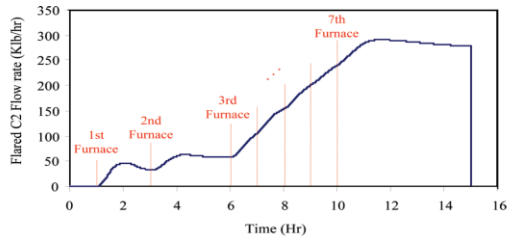


Figure 6. Dynamic flow rate of flared C2 during the start-up.

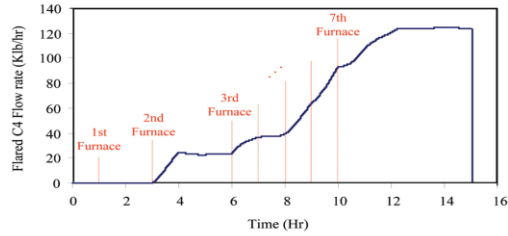


Figure 8. Dynamic flow rate of flared C4 during the start-up.

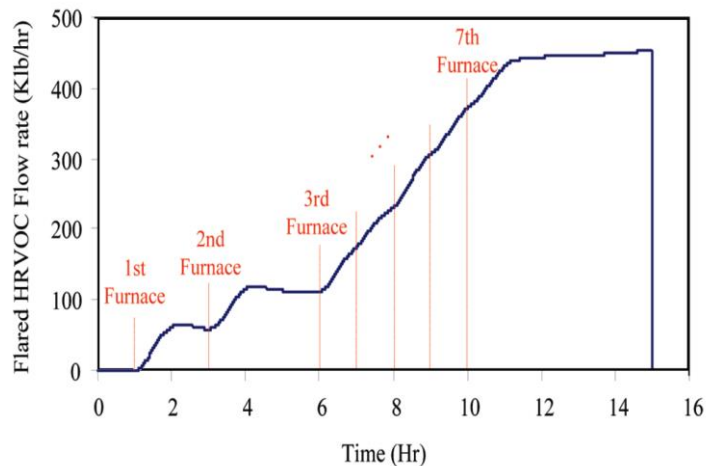


Figure 9. Dynamic flow rate of flared HRVOC during the start-up.

為了了解開爐階段各來源的排放情形，圖 10 提供了每一座爐子完全投料後排放物流的分佈情形。因此，可看到七個不同的階段排放量及成分變化。氫氣的比例幾乎保持固定在 1%，C1 在 17~19% 之間，C2S 的比例在第八個小時達到最高（第五個爐子投入之前）。C3 比例首先逐漸減少後來保持在 20% 比例左右。C4 的比例在一開始沒有然後逐步增加，但卻在投入第四個爐子時減到最少的 12%。圖 11 的表現方式非常具有代表性。可同時顯示隨著時間變化的排放流量及各成分佔比分部。另外將第 4 及第 15 小時的排放分佈放大來觀察各成分造成 HRVOCs 的排放量。

基於動態模擬的結果，獲得以下的結論：(i) 減少 Flare 排放量的關鍵點就是開爐的時間。(ii) 主動性 Flare 減排開車計畫必須由設計及操作面同時兼顧，也要考慮到安全。(iii) 排放流量會隨著進料的爐子數量而增加，主要的排放物質為乙烯、丙烯、甲烷、異丁烯、乙烷以及丁二烯。這些都會產生 HRVOCs。(iv) 動態模擬是一種具有經濟效益的途徑可虛擬的驗證並且比較不同的工場開車策略，並且將 Flare 排放源辨識出來。策略 1 已經被應用在工場實務上，確實的開車時間約為 14 小時，總排放約較舊有方式節省 50%，與模擬所得結果相近。

可以確定的，全場性動態模擬不止能幫助工場選擇適當的開車策略也能幫助現有的開車策略之最適化。舉例而言，也可建議適當的提量以及穩定需要的時間。(見圖 4)。同時，還能在開車期間分離段，協助調適蒸餾塔溫度控制器的設定點。總之動態模擬有許多應用上的好處。

最後，還是要強調，本篇文章著重在乙烯工場開車期間排放點的辨識，找出來的排放點資料將有助於量測排放量以及協助工業界改善程序。可幫助了解 Flare 燃燒後的氣體樣

態，有助於後續對於空氣品質的研究。因此，這個方向的結果將有助於未來對於不同的開車策略對空氣影響程度的深入調查。

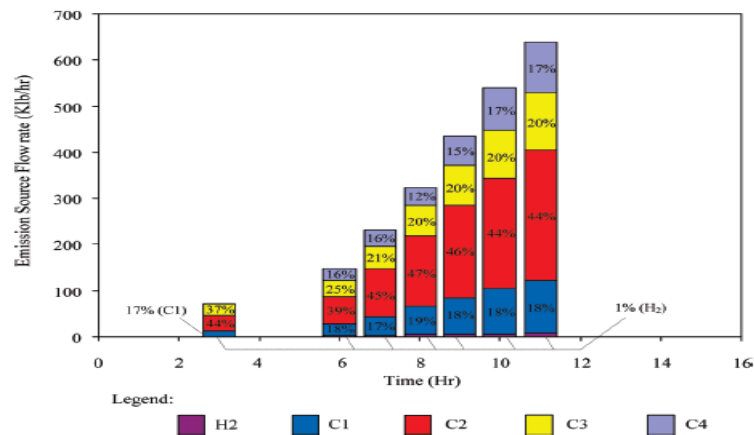


Figure 10. Emission source distribution with start-up time.

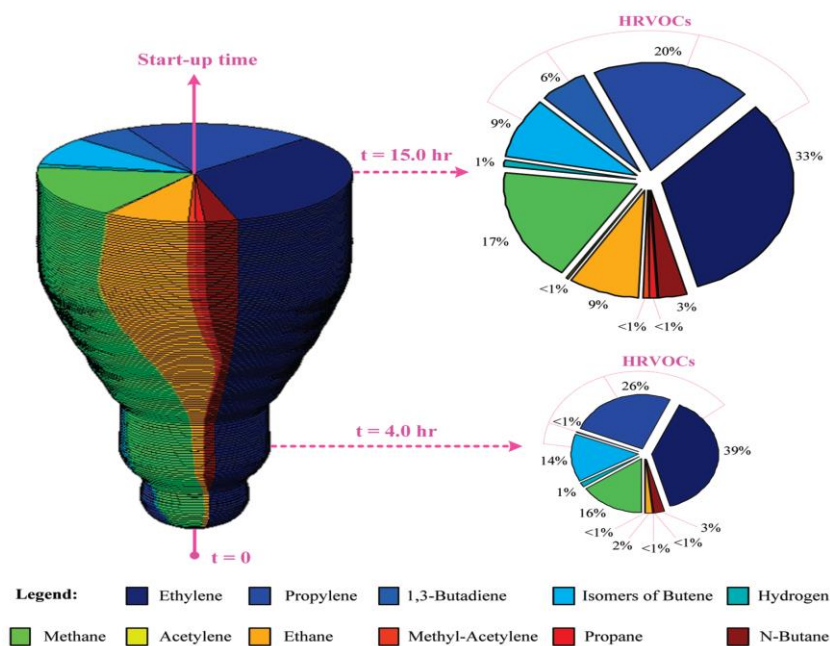


Figure 11. Holographic characterization of emission sources.

## 6. 結論

利用全廠的動態模擬評估乙烯工場開爐期間的 Flare 排放量是一種強而有力的工具。嚴謹的動態模型需依據工場設計資料、P&ID、DCS 歷史資料，以及工場專家。透過全廠性的動態模擬，本文章比較了乙烯工場在不同開車策略下的 Flare 排放表現，提供排放分析與污染逸散資料，藉此科學方法了解有哪排放來源、各排放來源有多少排放量，以及開車期間的動態排放情形。提供了具有深度的研究結果並且建立了豐富的排放預測，這在以前是無法做到的。這也能提供工業界或環保管理部門了解、評估未來在於 Flare 排放最小化開車策略上的成本-效果評估。



中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(十)1040817-1040821

報告者：邱啟偉

1. 準備 Lamar 化工系邀請之演講。講題為” Practice of Ethylene Plant Startup Flare Minimization” ，內容大綱如下：
  - (1) Petrochemical Industry in Taiwan.
  - (2) Introduction of CPC,Taiwan
  - (3) CPC, Petrochemical Division
  - (4) Brief Introduce of No.6 Naphtha cracker
  - (5) What is Flare?
  - (6) Why Flaring?
  - (7) When Flaring?
  - (8) How to Minimize?
  - (9) Real Practice
  - (10) Future Work
2. 研讀文獻資料：**ASSESSMENT OF FLARE STACK EFFICIENCY OF EMISSION CONTROL OF GREENHOUSE GASES IN OIL AND GAS INDUSTRY** 評估高架燃燒塔於油氣工業中對於溫室氣體排放控制效率(上)

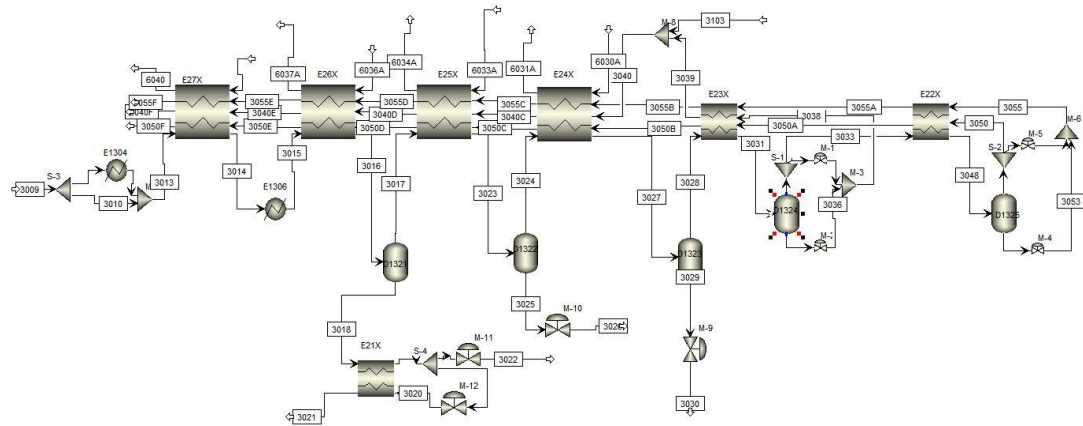
中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(十一)1040824-1040828

報告者：邱啟偉

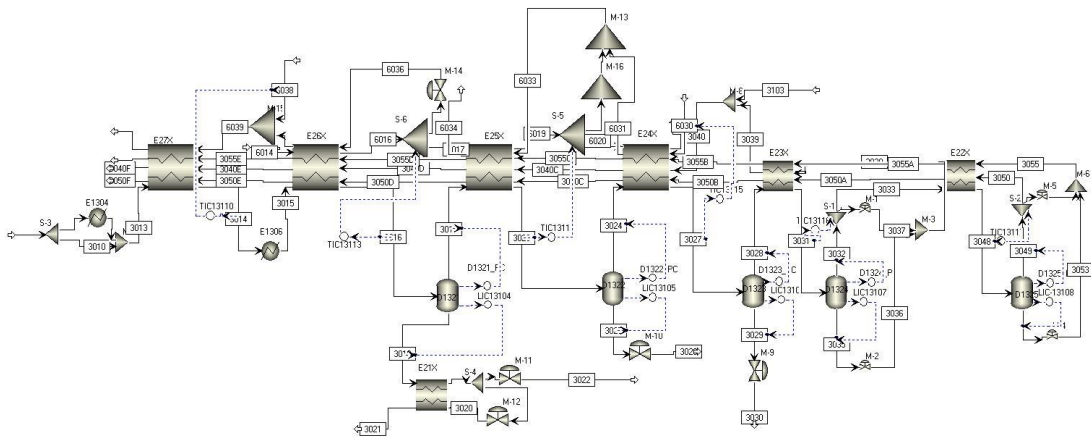
1. 星期三進行系上研討會的演講，講題為” Practice of Ethylene Plant Startup Flare Minimization”。
2. 承上，化工系一位台灣老師 Dr. Daniel Chen(陳浩)，邀請下週再作一次演講，講題為” Flare System Operation & Control”，課程內容如附件 pdf 檔案。
3. 美國當地對於 Flare 管制法規，與台灣有所差異，國內主要的管制重點在於排放的量以及產生的煙霧或火光。在美國主要重視 Flare 的燃燒效率(規定要在 98% 以上)，及燃燒過後的品質，所以法規規定必須在 Flare Header 裝設 Btu 量測儀器(種類不詳)，排放的物質必須保持在一個特定的 Btu 範圍(待查)，系統上需另裝設氫氣及天然氣(NG)管線，透過這兩種成分的添加以達到合格的 BTU 範圍。
4. 有關化工廠的排放，無論是 Flare 或者煙囪的排放，依據學術方面的研究建議，如果能夠加以選擇的話，晚間的排放對於總體空氣汙染品質管控是比較有利的，工廠的排放氣體中主要以 CO/NOx/CO2 為主，這三種成分在經過紫外線的照射後容易形成臭氧，高空中的臭氧層能保護人類免受紫外線的侵害，但若是在接近地面附近形成的臭氧，則會對人體有健康之影響。影響程度如下表：

臭氧濃度 / ppm	空氣污染指標 (psi)	對人體健康之影響
0.06	50	無影響
0.12	100	普通
0.3	250	刺激眼睛，對人體不良
0.5	400	減低肺功能，對人體極不良
1.0	> 500	咳嗽，疲勞，呼吸阻力增加，對人體有害
10.0	> 500	肺水腫，急性細支氣管炎，脈搏微弱，對人體極有害

5. 承上，指導老師建議，對於裂解爐除焦操作的主要燃燒階段，盡量避免於中午附近進行，曾有研究指出，同樣的除焦操作週期，把主要燃燒階段往晚間移動，即可大大減少排放物質形成臭氧的機會。
6. 冷箱動態模型研究：採用 Instantaneous 模式進行運算，此模式最終能求得各項操作變數的變化數據，但無法求得時間參數(需用 Dynamic 模式)。要求得時間參數必須輸入冷箱各個模塊的材料種類、各股流體內容積、各換熱器模塊的重量，考慮研究時間不足以及資料取得困難，先採取 Instantaneous 計算。
7. Initial Status 假定條件為(C-1201 投入甲烷/乙烯混合氣體先假設為 1:2)循環、冷媒全開狀態、D-1325 頂部達到-145°C、循環量(先假設為正常操作量的 10%)，目前仍在努力將 Normal Operation 往 Initialize 方向調控中。原先模型中冷箱的冷媒簡化，程式執行後在穩定狀態下沒問題，開始減少流量後卻會有換熱器的冷熱流 Cross Over 問題，所以重新將冷媒的 Stream 還原為原本設計狀態。穩態模型如下：



動態模型如下：



- 研讀文獻資料： **ASSESSMENT OF FLARE STACK EFFICIENCY OF EMISSION CONTROL OF GREENHOUSE GASES IN OIL AND GAS INDUSTRY** 評估高架燃燒塔於油氣工業中對於溫室氣體排放控制效率(全)



## ASSESSMENT OF FLARE STACK EFFICIENCY OF EMISSION CONTROL OF GREENHOUSE GASES IN OIL AND GAS INDUSTRY

### 評估高架燃燒塔於油氣工業中對於溫室氣體排放控制效率

整理-邱啟偉

#### 摘要：

隨著人口的增長與社會對於環境汙染的重視影響到墨西哥東南區的油氣工業的燃燒塔排放受到許多的限制。顯然地在近年來在社區與工業界之間存在一些認知的差異，有必要於燃燒塔的效率與排放做個評估，以對未來的中長期管理提供參考。在評估之前，回顧過去對於燃燒塔所發表之理論、效率以及燃燒內容物組成等方面的文獻是有必要的。透過不同的偵測來源指示，估算排放至燃燒塔流量以及氣相層析法了解排放物質內容，評估的結果有利於提供社區更佳的安全保障。

#### 1. 簡介

油氣工業中當製程發生問題時有氣體遭排放或引導出來(Venting)，至高架或開放的燃燒塔燃燒，假設是完全燃燒的情形。事實上，燃燒塔並非設計用來處理這個程序，高架燃燒塔是安全控制元件。燃燒塔排放在全球的油氣工業中很常見。當發生氣體無法輸送或儲存的情況下，高架燃燒塔可確保這些氣體被安全的處理掉，另一個有關安全的議題是物質燃燒後產生有毒物質。如硫酸。

高架燃燒塔基本上是由一個金屬的管子，用來輸送氣體以改善位於頂端的燃燒頭效率，底部有分液灌以去除氣體流中的液體。由於高架燃燒塔會產生熱、光、噪音以及可能的可燃性碳氫化合物，因此通常都會備設置在較偏遠的地方。

國際上大多數的油氣生產公司都朝向 Flare 排放最小化的方向努力，但是有些技術上、經濟上或地理環境上，無法做到的限制，氣體就必須當成廢氣排放。在墨西哥，近幾年已引入了 Flare 排放最小化的政策，但是，東南區域的社區及工業之間希望了解有關的 Flare 排放評估。

1970 年代，墨西哥國家石油公司開始在東南區域鄉下生產油氣，以 Flare 排放無法處理的氣體。當時附近的居民都感到害怕，社區與工業界之間也沒有溝通的管道，環境法律方面尚未訂定標準，幾年間，人口持續的增長，考慮環境以及新的法律頒布，對於社區居民以及工業間雙法都帶來影響。工業界方面，一直以來也沒有很準確評估燃燒效率的方法。對社區居民來說，不斷下降的生活品質使其感到恐懼，這種進退兩難狀況下，必須了解是否有方法在不消除 Flare 的前提下提出雙方都可以接受的控制策略。

一般而言，油氣工業所排放的氣體中所含的成分以甲烷佔了大部分，甲烷是主要的溫室效應氣體(GHG)，除了甲烷以外的碳氫化合物是 GHG 的前驅物(Precursors)。意即甲烷的處理或消滅是對社區或全球氣候變遷最重要的一環。透過燃燒(Flaring)氣體，可直接有效的避免 GHG 的排放，但現有的效率卻足以滿足工業界及居民的需求。

根據文獻報導，Flare 的燃燒效率為 98%以上，Flare 的燃燒效率並非直接計算，而是以 1983 年美國環保署所公布的排放因子及其計算法而得。值得一提的是，在 EPA 所提方法中，設備是假設在最佳狀態下的效率，化學計量是採取理想值、適當的混合氣體比。此外，排放係數中並未涵蓋排放氣體組成比、風速，排放係數影響到效率的計算，只能獲得不確定的計算結果。即便如此，計算上都還是假設燃燒效率為 98%，實際上 EPA 自己也已提出空氣輔助式 Flare 的燃燒火焰是遠離 Flare Tip 時，燃燒效率只有 50-60%。這種遠離式燃燒(Detached Flame)在實際觀察時經常發現。

實際上，高效率的燃燒不止要有絕佳的設備狀態、包括風速、化學計量混合、內容物組成、以及熱含量(BTU)。另外，Flare TIP 邊緣因為沒有足夠的溫度也會造成不完全燃燒的效果。Flare Gas 在尚未備燃燒以前是無法計算出其燃燒效率，有些文獻指出 Flare 的燃燒效率是介於 66-98% 之間，範圍會是如此廣泛的原因就是因為不容易被計算以及準確的評估，隨著工廠環境及外界因素都會有所差異與改變。

目前對於 Flare 排放出來的懸浮微粒(Soot)的評估也是有所缺乏，現金的作法是指派經過訓練的人員觀察煙塵的透光度，實際上也無法將其量化，即使是無煙燃燒，也仍有許多的懸浮微粒無法量化。

完全燃燒有三個主要因素：高溫、正確的混合比或擾流、滯留時間。如果有其中一點無法滿足則無法完全燃燒。完全燃燒的產物為 CO<sub>2</sub> 以及水(H<sub>2</sub>O)。排放氣體中有硫份以及氮氣，所以產物中會有 SO<sub>x</sub> 以及 NO<sub>x</sub>。NO<sub>x</sub> 的形成主要與溫度有關，N 分子遇上 O 分子就可能形成。不完全燃燒的產物有 VOC、CO、懸浮微粒、以及 CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O、SO<sub>x</sub>、NO<sub>x</sub>、中間燃燒化合物、揮發性有機化合物(COV)以及其他未燃燒氣體如甲烷、硫化氫。其中 CO、COV 為破壞臭氧層的前驅物、也屬 GHG，懸浮微粒的碳粒子是對空氣品質的強破壞物。如此一來，未完全燃燒的物質都會對大氣以及氣候造成深遠的破壞與影響。

不完全燃燒的產物有：VOC、CO、懸浮物(Soot)、CO<sub>2</sub>、H<sub>2</sub>O、NO<sub>x</sub>、SO<sub>x</sub> 及中間有機燃燒化合物(COV)，以及其他未燃燒物質如甲烷、硫化氫。COV/CO/CH<sub>4</sub> 是臭氧的前驅物，同時也是溫室氣體及來自懸浮物的碳黑都是氣候異常影響物。

## 2. 材料與方法

記錄來自油氣工業所排放的 Flare 氣體流量，每日有 1.35 百萬標準立方英尺透過燃燒塔(Burning Stack)燃燒，樣品在 04:00/12:00/20:00 取樣，委託第三方實驗室分析，取所得結論之平均值用於計算。

### 甲、方法

1. 氣體重量，以所取得氣體體積(m<sup>3</sup>)乘以混合氣體密度。  
重量=密度(g/cm<sup>3</sup>) X 總體積(m<sup>3</sup>)  
密度=0.0018(g/cm<sup>3</sup>)  
氣體體積=1.35 mmscfd= 38228 m<sup>3</sup>/day
2. 各組成的重量。氣體中各組成的重量以總重量乘以氣相層析所得到的重量%比結果相乘而得：  
某組成氣體重量=該組成氣體重量% X 混合氣體重量
3. 排放物理論重量依照效率的百分比計算。轉化率以 60/70/90/99% 計算出參數。以此推估出完全燃燒及非完全燃燒的理論排放重量。  
理論效率= 總重量 X 效率/100 %
4. CO<sub>2</sub> 當量。甲烷的重量乘以其全球暖化潛力 GWP(Global Warming Potential)，20 年及 100 年的相對值為 72 或 21。  
eqCO<sub>2</sub>= weight (mass) of CH<sub>4</sub> X GWP

## 2. 結果

### 1. 氣相層析(GC)

依據 GC 的結果，燃燒物中含有 96.5% 的碳氫化合物及 3.5% 的非碳氫化合物。表示主要空氣汙染防治目標及排放特徵即是重點在碳氫化合物必須完全的燃燒。

Table 1. Chemical composition of gas

Chemical components of the gas	Molecular Weight	Weight
	(MW)	(%)
CO <sub>2</sub>	44.01	1.0656
H <sub>2</sub> S	34.08	2.0004
N <sub>2</sub>	28.01	0.4276
CH <sub>4</sub> (Methane)	16.03	5.0369
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (Ethane)	30.07	14.6458
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (Propane)	44.09	30.484
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (Butane)	58.12	28.761
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (Pentane)	72.15	14.609
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (Hexane)	84	2.9797
		100.00

2. 氣體重量百分比

依據累積流量(每日/月/年)及 GC 測得物質重量百分比，計算出氣體重量。如下表 2 所示。

Table 2. Gas weight

Components of gas	Weight (%)	Gas weight		
		Day	Month	Year
		Tons		
CO <sub>2</sub>	1.07	0.74	22.24	266.92
H <sub>2</sub> S	2.00	1.39	41.83	501.98
N <sub>2</sub>	0.43	0.30	8.93	107.11
CH <sub>4</sub> (Metano)	5.04	3.50	105.14	1,261.68
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> (Etano)	14.65	10.19	305.72	3,668.60
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (Propano)	30.48	21.21	636.32	7,635.88
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> (Butano)	28.76	20.01	600.36	7,204.29
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> (Pentano)	14.61	10.16	304.95	3,659.38
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub> (Hexano)	2.98	2.07	62.20	746.38
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>69.59</b>	<b>2,087.68</b>	<b>25,052.21</b>

Volume per day= 1.35 mmscf (38, 228 m3)

Density = 0.00182 gr/cm3

3. 理論燃燒效率與排放殘餘物

為了依據效率百分比計算排放量，在此假設了不同的效率百分比評估完全燃燒及不完全燃燒的殘留物。依此法，所得的結果是推算結果不試時計量測結果(如表 3)，以一年總排放量 250522 噸為例，70%的效率表示完全燃燒將 17536 噸排放物轉化為 CO<sub>2</sub> 及水，30%的效率表示不完全燃燒量有 7615 噸產生 CO/COV/ 甲烷/ 懸浮微粒。依同樣的方法估算分別產物。

Table 3. Theoretical weight of emissions according to percent efficiency

Combustion Efficiency (%)	Complete combustion* (ton/year)	Incomplete combustion** Residual (ton/year)	Total gas emission (ton/year)
60%	15,031	10,020	25 052
70%	17,536	7,515	25 052
90%	22,546	2,505	25 052
99%	24,801	250	25 052

\*CO<sub>2</sub> and water \*\* CO, VOC, soot, unburned hydrocarbons (Methane, Ethane, etc.)

4. 潛在環境影響排放物(甲烷)

表 4 的結果說明了甲烷的排放，當不同的時間軸下甲烷所貢獻的 GWP(溫室氣體潛力因子)會換算成 CO<sub>2</sub> 濃度當量後會有所不同。假設有 1261.68 噸/年的甲烷排放，20 年的 GWP 是 72，所得到的 CO<sub>2</sub> 濃度當量為 90840.96。與 100 年的 GWP 得到結果不同。

**Table 4.** Methane warming potential emissions in equivalent tons of CO<sub>2</sub> (TeqCO<sub>2</sub>)

Total methane emission ton/year	Equivalent tons of CO <sub>2</sub> = GWP x ton/year emitted	
	GWP 100 year time horizon	GWP 20 year time horizon
1,261.68	<b>26,495.28 TeqCO<sub>2</sub></b>	<b>90,840.96 TeqCO<sub>2</sub></b>

\*100 year GWP = 21 \*\* 20 year GWP = 72

### 3. 結論

現今的估算面對的是不確定性、技術方面的限制以及仍有未被了解的領域存在，仍待積極的投入研究與探索，測量技術方面仍有限制，提供的數據及曲線指出了碳氫化合物的燃燒技術性的將氣體排放控制與量測結果之間的結合。較高的燃燒效率以及準確的量測排放氣體組成將更有利於監控溫室氣體的排放對於環境的影響。依據所有的結果顯示，燃燒塔的技術不再適用於排放控制，獨立的排放系統將會是替代方案之一。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(十二)1040831-1040904

報告者：邱啟偉

1. 星期一應邀參加化工系台灣老師 Dr. Daniel Chen(陳浩)實驗室每週會議，講題為” Flare System Operation & Control”。
2. 承上，該實驗室研究方向是以 CFD(Computational Fluid Dynamic)探討 Flare 或煙囪頂部的排放氣體流體力學，這類研究是由 Dr. Chen 及 Dr. Lou 兩位老師共同合作。會議中交流操作面以及學術面對於 Flare 系統的了解與未來的研究趨勢。美國德州方面有一個組織稱為 TCEQ(Texas Commission on Environmental Quality )
3. Chillingtrain 部分 Initial Status 設定如下表(參考 104/04/15 09:00 歷史資料)：

參考點	Temp. °C	Pressure (Kg/cm2)	Flowrate (KNm3/h)	Level (%)	Note
Cracking Gas Flowrate			11.63		
D-1325 TOP Temperature	-146.53				
V-1301Top Temperature	-117.06				
CGC #1 suction P		0.27			
CGC #5 discharge P		34.69			
D-1321 Liquid Level				14.4	
D-1322 Liquid Level				62.0	
D-1323 Liquid Level				3.9	
D-1324 Liquid Level				3.6	
D-1325 Liquid Level				4.3	

4. 與 Dr. Daniel Chen 討論有關 Flare 排放議題，並請其提供德州有關 Flare 管制法規資料，討論內容如下(紅色字體為職回覆內容)：
  - (1) In the flare cascade control: what do you measure and what are the control objectives for the primary and secondary loop (I guess is steam flow)? Actually, on slide 32, I saw the P&ID shows ratio control between vent gas and steam flow.  
The Primary and secondary loop are all steam, the reason why have split control is they have different flowrate and valve size, Valve A is 3" Control valve, Valve B is 6" CV, Split control can help steam control more effective and economic. For the cascade control, it's just a very simple cascade steam flowrate set by ratio controller which the ratio is set by manual setting value. Actually, we don't use ratio control or Auto control for steam flowrate, we just use "visual control" to adjust steam for smokless purpose. Do you have any ideal or suggestion with this control loop?
  - (2) What do you monitor in the flare operations (e.g., vent gas flow rate, molecular weight, species, net heating value in addition to steam flow)? For Operation Department, Vent gas flowrate and Flame(light&Smoke) are two most important factor. But when we receive large amount venting gas, we'll reference molecular weight, species to help us find out the emission source. For our environment management department, they collect all data above (except heating value) and submit to EPA every month.
  - (3) In the manual control, how do you determine opacity? any color code (e.g., Ringelmann number in the EPA method 9)? No such detail controlled. Only focus on smoke.
  - (4) How often do butadiene/BTX get into the flare header system? How low is the pressure at LP flare? Not very offent for normal operation, While BD get into Flare System, Analyzer will show C4 conc. higher than usual. If BTX vent gas

保存年限：3 年

表單核定日：104.01.19

97/117

5B0-HRD-06-12

into flare system, usually operators will noted by recover compressor interstage KO drum high level alarm. There is no pressure gauge on LP line, The main flare header line is 0.1 Kg/cm<sup>2</sup> (Gauge Pressure).

- (5) Is diversion seal drum different from knock-out drum? Yes, They are different. Diversion Seal Drum keeps water seal to prevent air, KO Drum separate Vapor & Liquid.
- (6) What does the Dyson bladeless multiplier do in the flare system? Does it help steam-assisted flares? I just took a sample to explain how steam ejector work. Both of them applied Bernoulli's principle. Steam for Flare tip played the same role with air for Dyson. Through different area change Steam Ejector bring more air into flare tip to help vent gas combustion.
- (7) Is purge gas fuel gas or N<sub>2</sub>? Also is there a typo on slide 26 "must riser by purge gas (Fuel gas)"? Another typo in Slide 34, Obey National/Local Government laws and Industrial Park's regulations. The purge gas is Fuel gas (85-90% of methane, 10% of ethane, 5% of Hydrogen) Hope my answer can give some help, if there any further I didn't mention or not clear, we can discuss face to face. Do you have US EPA government law or related document about Flare emission limitation for industry? For example, Taiwan EPA ask CPC to submit report if the total emission flowrate is greater than 30KM<sup>3</sup> within 24 hours. Or, how to forfeit a company if their flare emission with smoke for too long time?

5. 協助程控課 侯呈龍 工程師了解有關 Delta V 進行模擬預測控制相關設定問題。Delta V 系統中可透過訊息溝通與動態模型聯結。程控課近期已有購買相關 License，但在於系統設定上有一些困難尚待解決，Dr. Xu 研究室有一位美國學生正在進行這方面的研究，恰巧可請教此問題，因國內目前尚未有公司或教學單位引進此技術，廠商(巨路)方面相關經驗也很缺乏。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(十三)1040907-1040911

報告者：邱啟偉

1. 本系為 TCEQ 空氣汙染方面的任務小組，TCEQ 全名為(Texas Community Environment)，德州區域環境品質聯盟。一直以來都有拿到 TCEQ 提供的研究經費進行墨西哥灣區的空氣品質研究經費，因為德州灣區有太多的化學工廠，有必要進行多方位的了解與分析研究。舉例而言：化工廠的 Flare 排放物質含有 CO & NOx 兩者經過不同強度 UV 照射產生的臭氧濃度會不同，所以就有依據這樣的結果建議政府單位要求事業單位把主要排放移動到晚間。或者另一個例子就是車輛排放(實際上為主要空氣汙染來源)，汽車速限不同產生的廢氣濃度會有差異，經過監測後，會依此建議政府部門進行速限調整來達到空汙減量的目的。
2. 承上，實驗室小組討論裂解爐除焦流程的操作，指導老師希望研究除焦過程中裂解爐所產生的煙道氣對於溫室氣體效應的影響為何?為進行此方面的分析與了解，必須先了解煙道氣的流量與組成。流量方面，我們以通入的除焦空氣量、稀釋蒸汽量、燃料氣量、以及依據燃料氣量反推的助燃空氣量來推估，配合 ID Fan 的設計流量進行驗證；組成方面新三輕裂解爐有量測 CO/O<sub>2</sub>/NO<sub>x</sub> 的線上數據，目前我收集了 F-03/F05 的除焦數據各兩組提供分析請其提供溫室氣體方面的減量建議，將來如果環保主管機關有進一步要求或疑慮，或許此部分將會有利用潛力。
3. 本週五例行會議，指導老師 Dr. Xu 為研究生進行 Microsoft Visio 的訓練課程，此軟體適合用來繪製各種工業製程、電路圖、邏輯圖等。在撰寫報告過程中經常需要繪製流程圖來加以說明。此工具即非常方便使用，圖形品質也不差。
4. 文獻回顧-9-減少物料損失的低負荷開車法-茂名乙烯廠 2004 發表文章。



### 減少物料損失的低負荷開車法 茂名石化-魯衛國 李強

整理-邱啟偉

摘要：根據乙烯工場的前脫丙烷流程的特點探討單一座裂解爐投料(10%)的低負荷開車步驟，並對投料開車的難點進行分析，採取相對應的對策。

#### 9. 前脫丙烷流程簡介開車方法

##### 1.1 流程簡介

採用 S&W 製程專利，屬前脫丙烷前加氫流程。餘流程略。

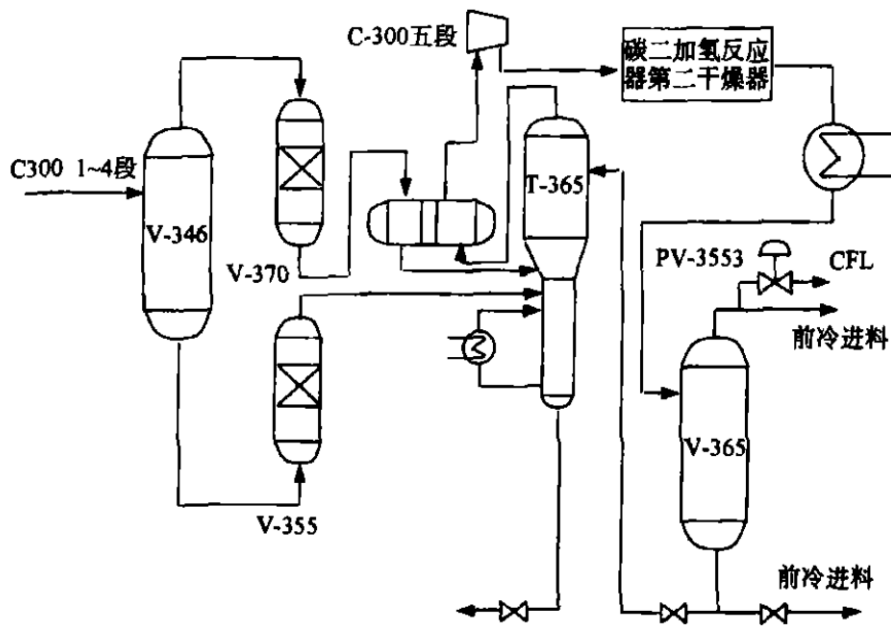


图 1 前脱丙烷前加氢流程

V - 346 凝液分离罐; V - 370 气相干燥器; V - 355 液相干燥器;  
C - 30C 裂解气压缩机; T - 365 高压脱丙烷塔; V - 365 高压脱  
丙烷塔回流罐

##### 1.2 傳統開車方法

- (1) CGC 先用 N2 試轉，穩定後投料。
- (2) 投入四座爐子。操作變數調整。高壓脫丙烷塔頂部排放 Flare。
- (3) 高壓脫丙烷冷卻過程反應器先 Bypass，溫度合格後改入，不合格 Flaring。
- (4) 乙烯合格後引氣體加壓去甲烷塔及冷箱，不合格品排放到 Flare 等待氫氣甲烷合格。
- (5) 去甲烷塔底部甲烷合格後，開入去乙烷塔。
- (6) 去乙烷塔、乙烯精餾塔合格錢都 Flaring。待條件許可取出合格成品。

#### 3. 改進後開車方法

- (1) 用 N2 開 CGC，待穩定後投料。

- (2) 投入一座裂解爐(相當於全場 10%負荷),以一座爐子的進料量將前脫丙烷塔級反映氣系統操作合格。
- (3) 提高負荷,再投入三座裂解爐至 50%負荷量。裂解氣引入 Chillingtrain。
- (4) 依傳統法(4)~(6)步驟操作。
- (5) 減少了物料排放、縮短開車時間。

#### 4. 改進的開車方法難點分析即採取對策

##### 3.1 遭遇問題

茂名乙烯的設計最低負荷為 70%，設備的說明裝置最低負荷為 50%開車，即最少四台裂解爐開車，以低煉量開車將面臨以下問題：

- (1) 單元操作難度變大，塔槽內易發生偏流現象。造成分離效果差。
- (2) 轉動機械操作困難，物料量太少容易造成 Surge、抽空等現象，常會有跳車。
- (3) 物料平衡較難調整。
- (4) 熱量平衡較難調整。

##### 3.2 改善策略

- (1) 以 Anti surge Valve 改善 CGC 抽入量不足問題，避免壓縮機跳車，同時也可維持鹼洗塔的操作，避免鹼洗塔因上升氣體不足而無法分離。
- (2) 除了以 Anti-surge 系統維持循環流量外，也要注意出口壓力必須維持一定的值。
- (3) 高壓前脫丙烷與 C2 加氫反應氣的調整：為了滿足反映氣的最低流量限制，增加了五級出口回到五級進口的管線可防止 Surge。同時也可以滿足反應器進料，細部相關作法如下：

- A. 提高前脫丙烷塔的設計回流比，一座爐投料下，將回流比由設計的 0.25 提高到 0.88。
- B. 加氫反應器的最低操作量需求為 70%，透過反應器的 Tailchase line 滿足其進料量，並且因為是引入出口低濃度品，具有稀釋進料不合格品的功能。
- C. 投入單一座爐子時，氫氣含量很少，前脫丙烷製程中 C2 反應器可消耗裂解氣體中自身含有的 H<sub>2</sub>，剩下的氫氣就很少了，因此丙烯部分仍無法合格。反之，若是前冷製程(如四輕、新三輕)就不適用 10%的進料負荷開車。

低負荷開車時，裂解爐產生的熱量太低，經過驟冷油、驟冷水、塔盤油吸收後熱量不足以產生足夠的蒸汽，此時仍須依賴公用系統補充。從熱量考慮上，分離系統不適合以單座爐投料操作。

#### 5. 結論

改善後的開車方法可以回收大量物料，並且能減少物料排放對大氣的污染，依據估算，改進後的物料大約可以節省 400~500 噸。縮短開車時間至 4~6 小時。對於前加輕反應器而言，進料中 C4 對前加輕觸媒的影響需進一步探討。如果 C4 對前加氫催化劑影響不大，可提前將加輕反應器改入操作，進一步縮短開車時間。

#### 6. 讀後心得

此篇文章為 2004 年所發表，就職所了解，當時的三/四輕開車能力較此文章發表流程應已相對成熟許多。不過事實上，一座乙烯廠的開車排放控制與其製程設計特性、公用系統的能力、操作人員的訓練、設備的可靠度有絕對的相關，茂名乙烯廠當時可能在某些客觀條件下不如現在的石化事業部規模，如氫氣的來源，林園廠就可以由四/新三輕/大林廠等相互共應，對於開車時間的減少就較有利。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(十四)1040914-1040918

報告者：邱啟偉

1. Chillingtrain 動態模型參數調整驗證。
2. 本週四隨同 Lamar 大學內的 ASME 協會相關教職員工參觀 Cheniere 公司 LNG 出口港及相關設施。
3. Cheniere 公司為北美洲 LNG 方面進出口的領先公司，主要在德州及路易斯安那州分別有 Corpus Christi 及 Sabine Pass 有兩座天然氣進出口接收港。受利於美國近年來頁岩氣開採的具體成果，美國由一個 LNG 進口國轉型為出口國，該公司也在近年來積極投入港口經營的轉型，增設相關設施中，本次該公司即發函邀請 Lamar 化工系及 ASME 協會成員參加，我也因此有機會由化工系老師邀請一同前往。
4. 參觀的港口為位於路易斯安那州的 Sabin Pass LNG Terminal，本港於 2008 年才正式啟用，佔地 1000 英畝，共有 40 個 Channel，距離海岸約 3.7 海浬，有兩個碼頭及五個儲存槽各 17 Bcf，每日可出料蒸發能力 4 Bcf/d。  
註： Bcf - Billion Cubic Feet 十億立方英尺。目前正在進行液化設施的擴建計畫中，本計畫投資金額為 200 億美金，據稱為全美單一投資項目金額中排名第四名，根據評估，此廠附近德州灣區可供給的頁岩氣可連續達 100 年。
5. 文獻回顧：10-Start up Process of Cracking Gas Compressor via dynamic Simulation 乙烯廠裂解氣壓縮機開車過程動態模擬(北京清華大學化工系)

Start up Process of Cracking Gas Compressor via dynamic Simulation

乙烯廠裂解氣壓縮機開車過程動態模擬

北京清華大學化工系(宋光等四人,2014 發表)

整理-邱啟偉

摘要：

裂解氣壓縮機為乙烯廠的核心設備，順利啟動裂解氣壓縮機對於乙烯工場的開車有著極其重要的關係，傳統乙烯工場的開車流程大多使用裂解氣，近年來已被氮氣、天然氣、混合烴等開車介質取代。由於無法實際以壓縮機進行測試，因此透過化工模擬技術作為解決上述問題的重要工具。本文根據穩態-動態-開車的研究方法，建立了裂解氣壓縮機的穩態模擬模型，確定了氮氣、混合烴以及裂解氣操作時的穩態參數，再將穩態模型轉換為動態模型，通過動態模擬驗證各種操作程序轉換的安全性與可行性。

前言：

- (1) 裂解氣壓縮機的開車對於乙烯場的Flare排放將有最直接的關係，近年來利用氮氣、天然氣、混合烴開車的研究都已有發表，但是要利用壓縮機進行直接的測試是不切實際的，利用模擬軟體確實具有其價值。
- (2) 本文亦參考Lamar大學最早由李谷諺教授主持研究中，博士生Yang所提出的Steady state-Dynamic state-Start up等三階段驗證方法進行模擬。

1. 壓縮機操作區間

下圖為壓縮機典型的性能曲線操作區間，此區間由最高及最低速度以及激變曲線、石牆曲線所組成。

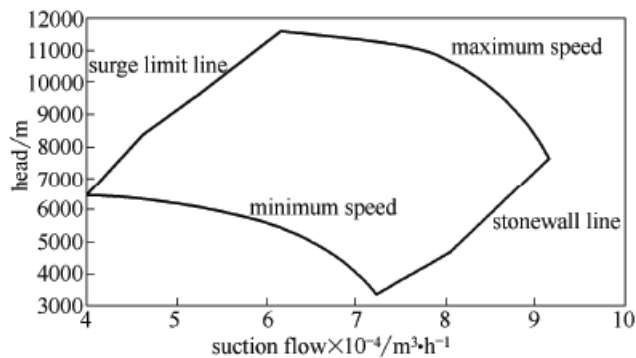


图1 压缩机性能曲线

Fig.1 Schematic diagram of compressor performance curve

操作變化中的壓縮機性能曲線，假設進料絕熱指數K相等(或相近)，介質壓縮因子Z相等(或相近)，Mach數 $M_m$ 數和Reynolds數 $R_m$ 分別滿足允許範圍，多變壓頭 $H_p$ 和多變效率 $\eta_p$ 在近料條件變化時保持相等(或相近)，參考下表1，表中說明氮氣以及混合烴於裂解氣壓縮機中操作仍能大致符合其設計性能曲線。

表 1 相似条件的检验

Condition	Crack gas	N <sub>2</sub>	Mixed gas
$T_w/^\circ\text{C}$	30.8	20	20
$P_m/\text{MPa}$	0.035	0.035	0.035
$M_w$	27.34	28.01	15.25
$k$	1.215	1.403	1.221
$Z$	0.9917	0.9996	0.9913
$Re_m$	$1.37 \times 10^5$	$8.66 \times 10^4$	$1.48 \times 10^5$
$M_m$	0.056693	0.065471	0.070181
similar condition	designed value	satisfied	satisfied

Note: Mixed gas is composed of N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>.

## 2. 穩態模擬研究

下圖為本次建模壓縮機的流程示意圖，本壓縮機為四及壓縮，共有 3 回 1 以及 4 出回 4 進的兩組 Miniflow 抗激變管線。

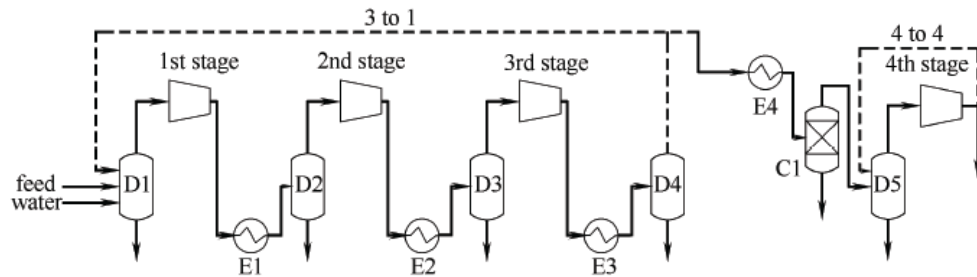


图 2 裂解气压缩机流程

Fig.2 Flowsheet of crack gas compressors

本文所研究內容是以氮氣啟動壓縮機，啟動後利用混合氣置換氮氣，並在裂解爐投料後利用裂解氣置換混合氣的過程，並對後兩步驟進行穩態和動態模擬研究，因此，通過穩態模擬確定三種開車介質下壓縮機穩定運行的狀態是本研究的第一步。

表 2 3 种开车工质稳态模拟结果

Start-up working medium	N <sub>2</sub>	Mixed gas	Crack gas
speed/r · min <sup>-1</sup>	5900	5800	6235
1st—3rd stage flow rate/kg · h <sup>-1</sup>	80110	100120	94806
4th stage flow rate/kg · h <sup>-1</sup>	80733	108691	81279
outlet pressure × 10 <sup>-5</sup> /Pa			
1st stage	2.74	4.08	3.26
2nd stage	5.63	8.22	7.23
3rd stage	11.65	16.74	17.43
4th stage	23.20	35.86	37.60

本模型是採用 Aspen 軟體，應用嚴格的性能曲線模擬壓縮機。上表 2 為利用三種不同開車介質所模擬結果。氮氣運轉時，進料流量相對較小，而且各段壓力相對較低。混合氣運行時，由於已接近正常操作狀態，因此各段壓力與裂解氣操作時相近。裂解氣操作時，由於裂解氣壓縮液化。因此第四段流量比前三段大幅減小。

## 3. 動態模擬研究

下圖三為模擬的模型，由於採用壓力驅動 (Pressure Driven) 方式模擬，因此進口和回流線都需要流量控制器進行控制，同時，各吸入罐和排出罐都需要利用液位控制器來控制。加入控制器後，分別對混合氣置換氮氣過程和裂解氣置換氮氣過程進行動態模

擬。

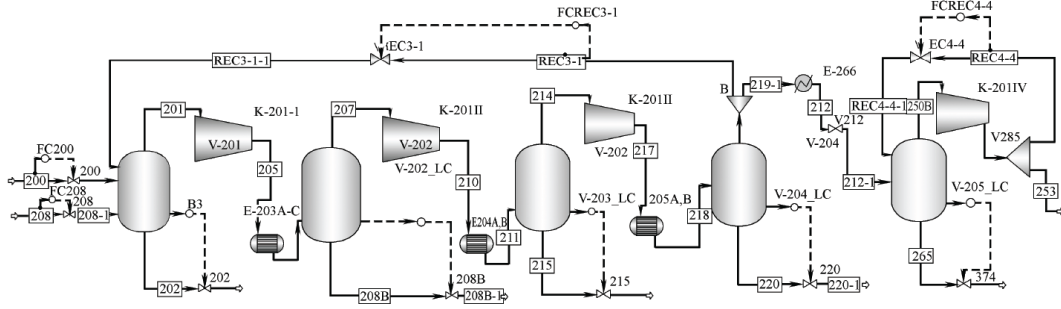


图3 动态模型流程  
Fig.3 Flowsheet of dynamic simulation

### 3.1 混合氣置換氮氣

壓縮機先以氮氣開車，然後引入混合氣置換，圖4~7顯示此過程中各級的變化，圖8顯示出口壓力的變化。

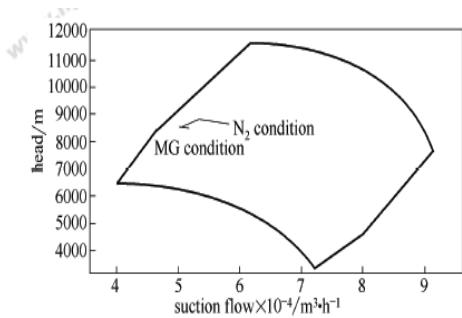


图4 混合气置换氮气过程压缩机1段运行状况  
Fig.4 Compressors' 1st stage running condition for mixed gas replacing nitrogen process

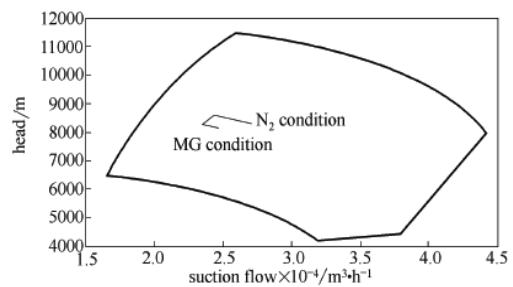


图5 混合气置换氮气过程压缩机2段运行状况  
Fig.5 Compressors' 2nd stage running condition for mixed gas replacing nitrogen process

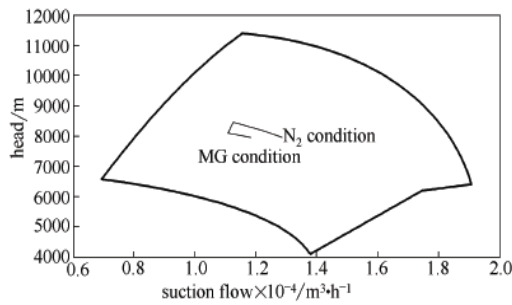


图6 混合气置换氮气过程压缩机3段运行状况  
Fig.6 Compressors' 3rd stage running condition for mixed gas replacing nitrogen process

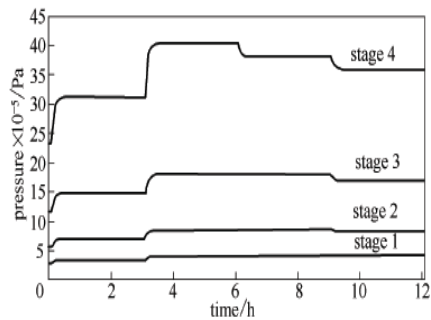


图8 混合气置换氮气过程压缩机各段出口压力变化  
Fig.8 Outlet pressure trend for mixed gas replacing nitrogen process

從圖中可發現因混合氣的分子量較氮氣小，各級吸入氣體的體積逐漸縮小，當體積減小到接近激變曲線時，降低壓縮機轉速。由於轉速降低，壓縮功率也隨之降低，因此吸入體積升高，壓縮機四級在操作期間都應保持在適當性能表現區間，但是降低轉速後會看到一級壓縮機的性能曲線接近激變曲線，必須加大回流或提高進料量來解決此問題。

### 3.2 裂解氣置換混合氣

裂解爐投料後，改用裂解氣置換掉混合氣，以達到正常生產狀態，圖9~12說明此過程中四級的運轉狀態。圖13說明出口壓力變化。

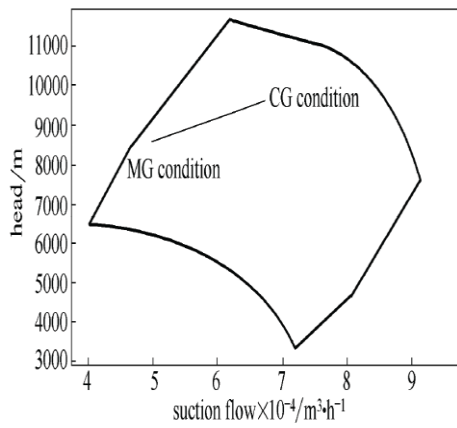


图9 裂解气置换混合气过程压缩机1段运行状况  
Fig.9 Compressors' 1st stage running condition for crack gas replacing mixed gas process

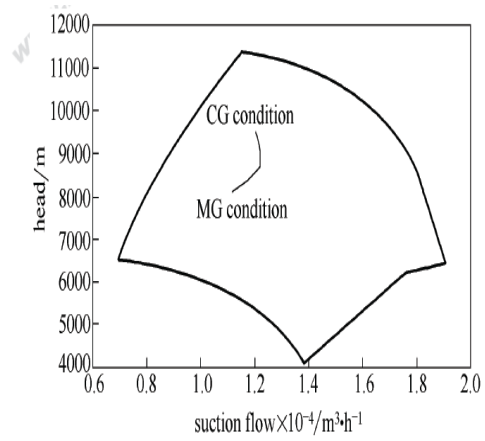


图11 裂解气置换混合气过程压缩机3段运行状况  
Fig.11 Compressors' 3rd stage running condition for crack gas replacing mixed gas process

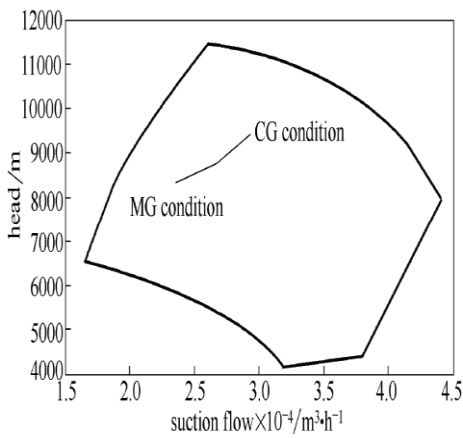


图10 裂解气置换混合气过程压缩机2段运行状况  
Fig.10 Compressors' 2nd stage running condition for crack gas replacing mixed gas process

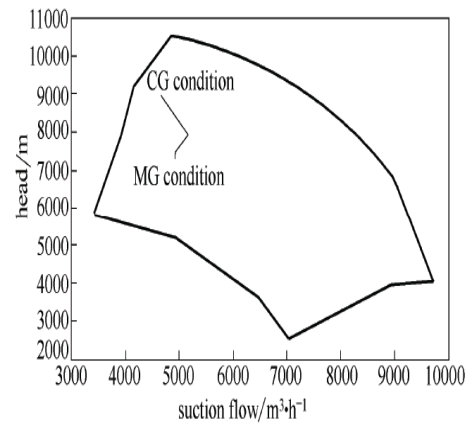


图12 裂解气置换混合气过程压缩机4段运行状况  
Fig.12 Compressors' 4th stage running condition for crack gas replacing mixed gas process

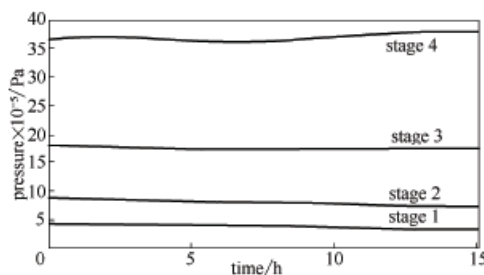


图13 裂解气置换混合气过程压缩机各段出口压力变化  
Fig.13 Outlet pressure trend for crack gas replacing mixed gas process

從圖中可看出，由於裂解氣的分子量大大於混合氣，因此各段的吸入體積逐步提高，但是第三段和第四段壓力較大，隨著裂解氣的流量提高，在第三段和第四段發生了部分氣體的液化，如圖11和圖13顯示，三級和四級的吸入體積出現了減小的現象，在置換過程中，壓縮機四段的操作點都保持在相對應的性能曲線區間，說明了此過程的安全性及可行性。



#### 4. 結論

經過模擬驗證，裂解氣壓縮機最先以氮氣開車後，通入混合氣將氮氣置換掉，然後再正式引入裂解氣的兩階段過程操作的安全性和可行性。

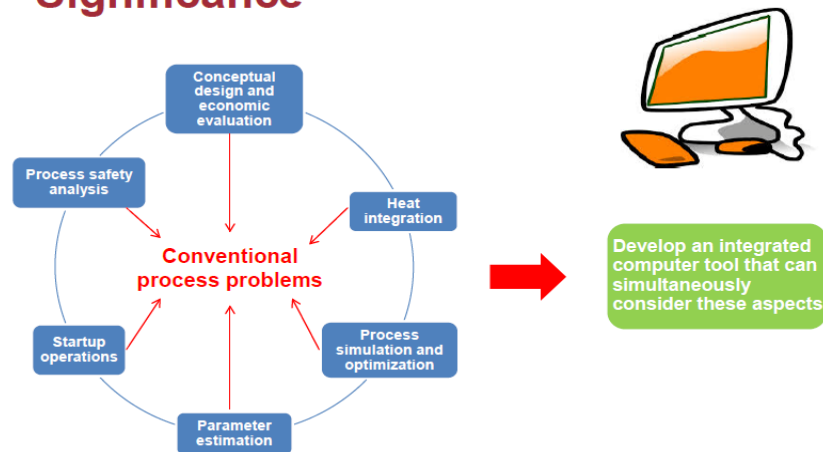
#### 5. 讀後心得

在目前世界上所有討論壓縮機或者Chilling train的預先開爐議題中，所引用的介質不外乎有氮氣、天然氣、混合氣(Cocktail)等三種。職分別有如下看法：

- A. 氮氣開車：雖然分子量與正常裂解氣相近，壓縮機部分較不容易發生Surge、轉速過高等問題，但存在後續置換上的困難，置換氮氣過程需伴隨大量Hydrocarbon，對於減小Flaring不見得是很好的方法。
- B. 天然氣開車：天然氣中大約含有90%以上的甲烷，分子量通常 $<16 \text{ mol/g}$ ，遠較裂解氣低，因此較容易發生轉速過高、Surge現象，且因天然氣中乙烯含量少，無法於Chillingtrain中蓄積液位提供去甲烷塔進料，會影響正式進料所需時間。
- C. 以本公司過去經驗而言，混合氣開車是目前最熟悉也認為最恰當的開車介質，混合氣含有乙烯或者丙烯有助於提前將去甲烷塔操作起來，但是丙烯不宜太多，容易導致CGC四級或五級有液位累積起來，排液費時費力。

1. Chilling train 動態驗證。冷箱部分一直遇到溫度 Crossover 的問題，使模型無法回到 Initial Status，即便以本廠過去歷史趨勢協助驗證，在模型上仍很不容易順利運行，原因是在於板式換熱器的模組不容易收斂，博士班學生仍在努力嘗試中。實際操作時，裂解氣體開始進入 Chillingtrain 循環前，所有冷媒系統就已經投入，在冷箱中由於合成氣體流量不足，冷媒負荷已達設計，有可能會出現 Cross Over 的現象，也就是冷熱流溫度反轉，對於現場操作來說這樣的現象短期之間並不會有影響，但是對於動態模型來說，就會有無法收斂計算的結果，會造成模型運算失敗，目前嘗試將所有冷箱的溫度 CrossOver 功能允許，再視其模擬結果。
2. 本週實驗室例行會議由博士班學生 Ms. Sujing-Zhang 報告實習經驗與研究內介紹，該生實習公司為 Gargill 位於 New Jersey 的研發總部，Gargill 是全美最大食品公司，主要生產食品原料、動物飼料。食品製造過程也與化學工程製程相關，如純化、分離、乾燥等等議題。該生實習的重點時，公司要求其建立生產製程的動態模型，利用 Aspen 中一種客製化參數的功能自行建立模型所需代用的參數，因此須了解如何透過實驗收集、分析數據的趨勢，建立數學模型再將公式中的參數利用數學工具求解。

## Significance



3. 文獻回顧-11. 乙烯裝置深冷系統開車前的氮氣預冷金山油化纖公司(劉谷平、徐如明)

乙烯裝置深冷系統開車前的氮氣預冷  
金山油化纖公司(劉谷平、徐如明)

整理-邱啟偉

摘要：

上海30萬噸乙烯裝置首次開車時利用獨創的Chillingtrain氮氣預冷法，成功的解決了Chillingtrain系統中洩漏的問題。多方面探討以氮氣開車的影響因素，對於乙烯裝置的首次開車具有參考價值。

前言：

Chillingtrain系統開車一般都會有嚴重洩漏發生，可能導致緊急停爐影響進度，所以冷箱的開車程序一般會被視為乙烯裝置初次開車的難題。利用氮氣預先冷卻Chillingtrain是一種具有成效的方式。為以後的系統開車累積了一些經驗。

1. 深冷系統(Chillingtrain)氮氣預冷法及實施效果

下圖為上海30萬噸廠的Chillingtrain部分系統圖，預先利用乙烯及丙烯冷媒將透過CGC輸送的N<sub>2</sub>預冷，此時將所有法蘭進行冷加鎖，尤其是溫度最低的氮氣甲烷分離槽。此工場為1989年12月3日首度將CGC以氮氣開車，然後將高壓氮氣引入Chillingtrain，並且陸續啟用乙烯及丙烯冷媒，三天後使低壓甲烷節流閥後降至-180°C，氮氣甲烷分離槽溫度降到-150°C。首次開車時間為16hr 15min。

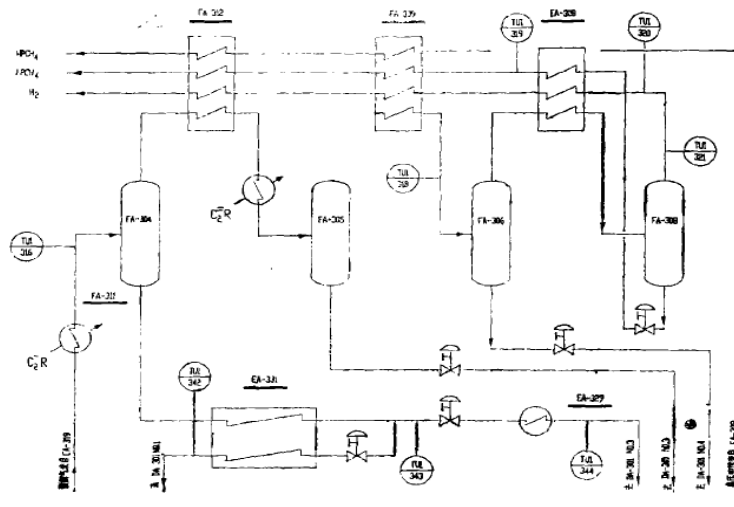


圖1 上海30萬t乙烯裝置深冷系統流程(一)

隔年大修後開車再經改善開車的流程，投料後裂解氣引入去甲烷塔第一進料槽及第二進料槽的液位出現時間最快僅需12分鐘。進料後4小時，引入甲烷化反應器，5小時後去甲烷塔頂部溫度穩定。

表 1 首次开车 N<sub>2</sub> 预冷冷箱各点最低温度

温度位号	位 置	最低温度 (°C)
TUI-316	FA-304 进口	-74
TU1-317	FA-305 进口	-100
TUI-318	FA-306 进口	-94
TUI-319	低压甲烷经 EA-308 后线	-100
TUI-320	LCV-314 节流后 (低压甲烷线)	-181
TUI-321	FA-308 顶 H <sub>2</sub> 管线	-154

第 1 期

金山油化纤

· 31 ·

表 2 1990 年大修后开车深冷系统 N<sub>2</sub> 预冷最低温度

系 统	仪表位号	测温点位置	设计温度(°C)	1990年预冷时所述最低温度 (°C)
冷箱系统	TUI-315	EA-307 出口	-37	-38.9
	TUI-316	FA-304	-72	-76.3
	TUI-317	FA-305	-99	-99.6
	TUI-318	FA-306	-129	-117.5
	TUI-319	EA-308 出口	-138	-134.2
	TUI-320	LCV-314 后	-170	-182.3
	TUI-321	FA-308	-165	-176.4
脱甲烷塔系统	TUI-341	塔 顶	-135	-91
	TUI-345	FA-309	-129	-108.1
	TUI-339	塔 釜	-53	-84.1
	TUI-342	第一进料	-76	-83.7
	TUI-344	第二进料	-94	-115.9
	TUI-336	塔第二层填料		-101.5
	TUI-337	塔第四层填料		-108.4

## 2. 深冷系统(Chillingtrain)氮氣預冷的因素分析

### 2.1 氮氣壓力

氮氣的壓力與預冷效果相關，壓力若維持正常則冷箱溫度就能獲得控制，若壓力下降，冷箱的溫度就會上升。

### 2.2 節流效應

高壓的氮氣是維持冷度的必要條件，最終目標是要使氮氣甲烷第二分離罐的溫度達到最低，光靠氣相的降壓無法獲得良好的降溫效果，必須借助氮氣液體的減壓才能使溫度降低，要將氮氣液化，根據氮氣的相圖，條件為 33Kg 以上，溫度 -150°C 以下。經過減壓後最低可使溫度下降至 -180°C，過程中可將所有法蘭加鎖，避免掉開車期間的洩漏風險。

### 2.3 氮氣流量

流量不足時無法獲得明顯的降溫效果，因此，需增配高壓氮氣配合操作。

### 2.4 甲烷冷媒壓縮機(去甲烷塔頂部)

高壓甲烷壓縮機的啟用時機為去甲烷塔頂部溫度降至 -135°C 以下，這個前提下同樣適用於氮氣的開爐，如果高壓甲烷壓縮機沒有啟用，去甲烷

塔頂部溫度就沒辦法降到設計值。金山在氮氣開爐時就同時將高壓甲烷壓縮機啟動，利用頂部的乙烯冷媒將氮氣冷卻，再將氮氣壓縮，引入回流回到去甲烷塔，交互作用下把去甲烷塔底部溫度降低，最終可使去甲烷塔頂部降溫至 $-98^{\circ}\text{C}$ 以下。

### 3. 結果與討論

氮氣開車具有許多優點，可消除開爐過程中預冷造成的法蘭洩漏問題， $\text{N}_2$ 直接參與提早運轉Chillingtrain系統，使 $\text{H}_2$ 提早合格，把去甲烷塔底泵提前預冷，把投料過程中的衝擊降到最低。歸納結果如下：

3.1 氮氣預冷開車是消除乙烯首次開車中Chillingtrain洩漏的最佳方法。

3.2 氮氣預冷開車使氮氣不僅參與預冷反應，且作為物料替代物提前運轉Chillingtrain

3.3 氮氣預冷冷箱，使氮氣很快就合格。

### 4. 心得與感想

本篇屬非常早期發表的文章，該廠以氮氣將裂解氣壓縮機以及冷箱預冷開起來，並在接連引入正式進料接續開爐，整篇文章並未寫到有關Flare的排放，重點是著重在洩漏預防、避免緊急停爐，由此可見在當時有關Flare排放產生的火光、噪音等環境疑慮並非很急迫，與我們目前所希望追求的目標有所差距，根據推估，氮氣開爐後若接續著進料至少需要5~6倍以上的Hydro carbon才有可能把殘餘氮氣排放乾淨，因此勢必產生許多的Flare Gas，若是沒有排放乾淨就將高/低壓甲烷或氮氣改入系統，可能會造成但氣四處流竄的汙染，不容易將氮氣排除乾淨。另外有關高壓甲烷壓縮直接引入氮氣壓縮的問題，我認為有點疑慮，這方面可能需請機動協助了解，假若應用在四輕未來的開爐，或許在去甲烷塔開始進料後，就可以開始考慮啟動高壓甲烷壓縮機，提供去甲烷塔回流，提前達成預冷去甲烷塔的目的。

1. 博士生 Mr. Ziyuan Wang 介紹實習心得與研究內容，該生實習公司為 Invensys，也就是新三輕壓縮機控制系統的母公司。課程內容如下：

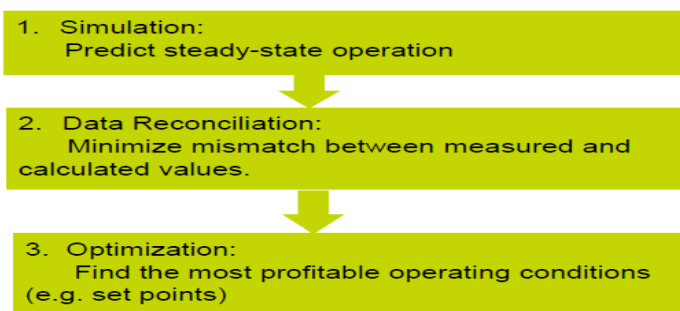
(1) 介紹 SIMSCI 整合套件

### SIMSCI Solution Suites

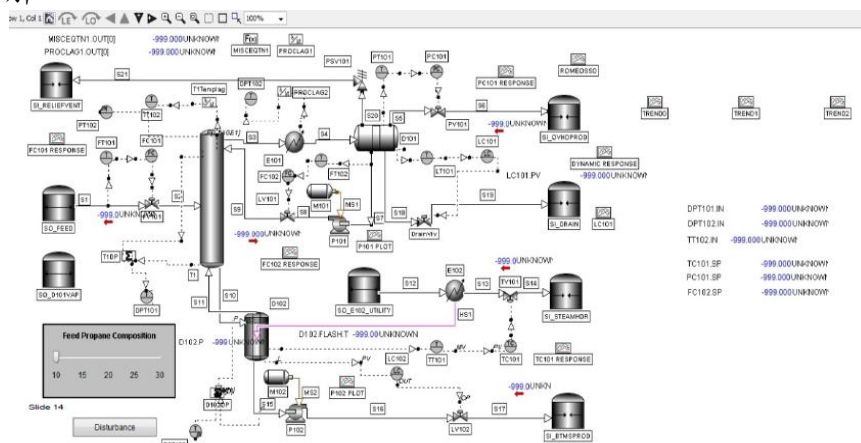


(2) 電腦模擬科學的發展歷史。

(3) 以 Dysin 整合 RTO(real time Optimazation 即時最適化)與 APC(透過 OPC)。

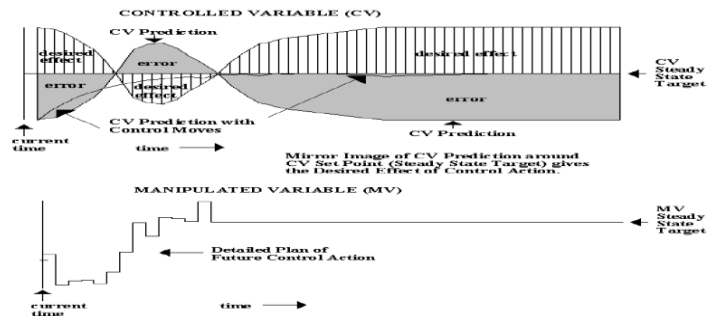


(4) 模型範例講解。



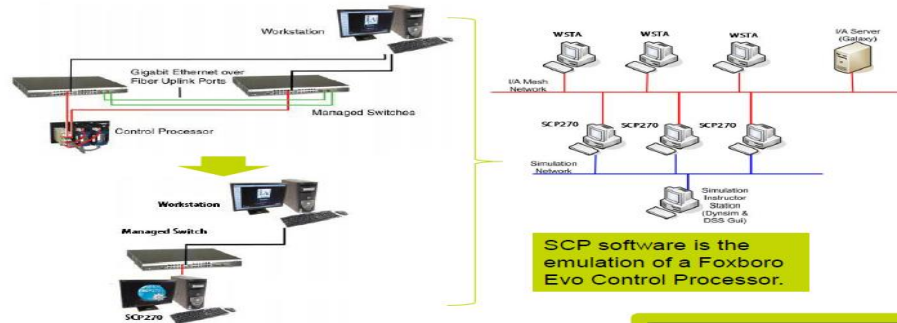
(5) 模擬結果說明。

(6) 預測控制邏輯概念說明。



(7) 整合 OTS 系統架構

Integrating APC and RTO with OTS



2. 承上，OTS(Operator Training System)系統為目前市面上主要的程序控制模擬公司非常感興趣的項目與研究方向，基本上架構是將各公司現有 DCS 操作介面搭配模擬程控軟體的模擬計算進行結合，並且引入模擬器縮短計算所需時間，藉以訓練面盤操作操作人員。接受訓練的操作人員可以直接操作 OTS，並且不會有風險產生，藉此訓練如進退爐、反應器跳車、壓縮機跳車等等的假想題目，以免日後真正進入開停爐操作時有不熟悉的操作觀念。
3. 目前各種模擬軟體已經較具有準確性與可預測性，如本次研習的 Lamar University 就非常的注重學生在使用這些工具上的訓練，並且加強這些工具背後的基礎知識訓練。舉例而言，Aspen 中所選用的熱力學方法較常見的有 Pen-Robinson，在基礎學科中就必須要了解甚麼樣的條件適合選用此方法，如何判斷計算方法的選擇。然後再應用在軟體的訓練上，也因此 Lamar 化工系的學生很受到業界的歡迎，自 9 月份開學以來，每週至少有 2~3 場次的 Company Info Session，是由各公司主動派員來系上 Seminar Room 辦理公司業務說明、並且提示公司希望找具備何種條件的員工、如何面對實習或正式工作的應徵、以及如何在大學期間培養專業能力等內容，同時也提供餐點給學生享用，在此點上個人認為美國的大學教育很成功，值得國內參考借鏡，而非一味的追求高等教育卻無法培養出能動手做事的員工，以上為研習期間對於美國校園生活的觀察心得。
4. 參考資料回顧與整理-12. Texas Technology Conference” Flare Systems Emission Control” 德州技術會議 Zecco 公司 Flare 系統排放控制。

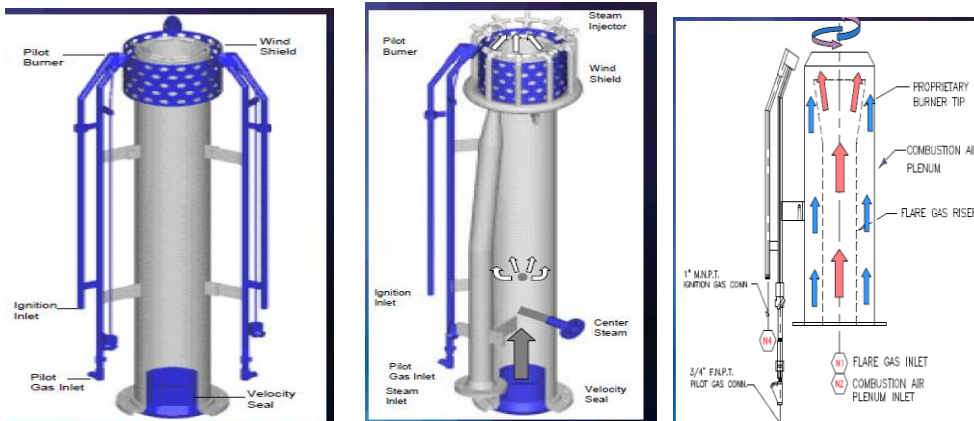


Texas Technology Conference ” Flare Systems Emission Control”  
德州技術會議 Zecco 公司 Flare 系統排放控制

整理-邱啟偉

1. Zecco 公司主要為 Flare 生產製造商，與林園廠 Flare 的製造商 John Zink 相似。該公司總部設於德州休斯頓。
2. 美國聯邦環保署(Federal EPA)的法規規定，Flare 的燃燒效率(Combustion Efficiency)必須>98%(參考 40. CFR. 60.18)。
3. 有關 40. CFR. 60.18 的整理重點有以下：
  - A. 必須具有持續供應的母火系統(Flare Pilot)
  - B. 無輔助燃燒的 Flare 系統，排放氣體 LHV 不得低於 200 btu/scf
  - C. 有空氣或蒸汽輔助燃燒的 Flare 系統，排放氣體 LHV 不得低於 300 btu/scf
  - D. 出口流速計算標準不包含開/停車，Flare 失效或其他跳車狀況。
4. Flare 燃燒效率>98%的基礎由以下測試所提出：
  - A. EPA/CMA 於 1982 年的聯合測試計畫(丙烯/氮氣/天然氣混合氣)
  - B. EPA/EER 於 1984-86 年間的測試計畫(H<sub>2</sub>S/丙烷/氮氣混合氣)
  - C. EPA/Dupont 於 1997 年的測試計畫(H<sub>2</sub>)

5. EPA/CMA 的 Flare 測試，使用的 Flare 類型有：



無輔助燃燒型

8" 蒸汽輔助

4" 空氣輔助

另每一個 Tip 有兩支分別規格為 300000 Btu/hr 的 Pilot，沒有中央輔助蒸汽；吹驅空氣 7.5HP。

6. 不同的 Flare 類型所獲得的測試其有效的燃燒效率結果平均值分別為：99.6%、99.7%、99.6%。
7. EPA/CMA 對於測試的結論如下：
  - A. Flare 對於大操作範圍碳氫化合物都可有效的處理。
  - B. 過多的蒸汽可能會造成燃燒效率的降低。
  - C. 燃燒大量的低熱值氣體將會造成燃燒效率降低。
  - D. 黑煙不代表就是不完全燃燒。

- E. 雖然以硫份作為燃燒產物追蹤劑的成果已可信，但仍需更多的技術待發展。
- F. 雖然是以工業界操作為基礎的測試，取樣點處的燃燒效率相當於或高於一般在大氣中可取得的數據。
- G. 對於音速 Flare 的測量：第 81 組測試、音速流體、丙烯、燃燒效率 99.8%

8. EPA/EER 對於 Flare 的測試目標有：

- A. 延伸之前的測試研究成果
- B. 納入輔助燃燒氣體的類型
- C. 分析現有商業應用的 Flare
- D. 改善測試方法論
- E. 建立掃描(Screening)及化驗設備

9. 承 8，EPA 作出的結論有：

- A. Flare 的燃燒效率及分解效率可達 98-99%以上。
- B. Flare 效率與火焰的穩定度有關，在燃燒區域(Envelope)中，可穩定的燃燒，除非引入了過多的蒸汽或空氣。
- C. Flare 若操作在非燃燒區域就會非常不穩定，就可能造成燃燒效率低於 98%以下。
- D. 特定的燃燒區域跟 Flare Tip 的設計以及燃氣的組成有關。
- E. 對於特定氣體速度與熱值下所構成的 Flare 其操作狀態對於火焰穩定度有巨大的影響。與 Flare 類型、蒸汽的壓力、空氣或母火輔助都會影響到火焰的穩定度及燃燒分解效率。結果顯示，儘管具有相同的燃燒熱值不同的氣體組成的火焰在相同的 Flare 上也會構成不同的燃燒區域。

10. 對於不同測試方法獲得結果之共通點有：

- A. 排放具有較低燃燒熱值的混合氣體時 CE(燃燒效率)會受到影響
- B. Flare Tip 必須保持有母火
- C. 穩定的火焰時，CE 都可以很高
- D. 低燃值氣體的 CE 受到出口速度的影響
- E. Flare 的 CE 都可在 98%以上。

11. 維持 Flare 效率的關鍵因素有：

- A. 維持 Flare Tip 與 Pilot 的良好保養與狀態
- B. 確保燃燒氣體的 LHV
- C. 確保適當的蒸汽與空氣的控制



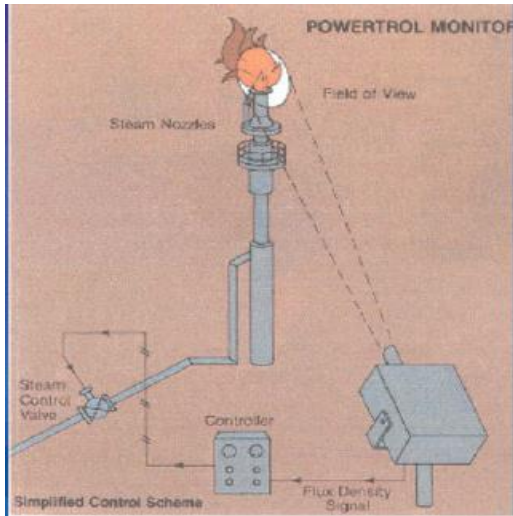
維持良好的保養與機械設備很重要

12. 蒸汽注入對燃燒效率的影響：

- A. 蒸汽對碳氫化合物比 3.5:1 或更低時，燃燒效率 98%。
- B. 蒸汽對碳氫化合物比 5.8:1 或更低時，燃燒效率 82%。
- C. 蒸汽對碳氫化合物比 6.7:1 或更低時，燃燒效率 69%。

13. 蒸汽控制的方法：

- A. 量測 Flare Gas 流量進行比例控制
- B. 火焰光學分析結果串級蒸汽流量控制
- C. 手動調整至無煙操作
- D. 輻射溫度量測串級蒸汽流量



火焰光學分析結果串級蒸汽流量控制示意圖

14. 燃燒效率可達 99%以上之各類型 Flare 燃燒照片。



穩定，音速燃燒 空氣輔助燃燒 有黑煙燃燒

穩定無煙蒸汽輔助

15. 燃燒效率低於 70%以下之各類型 Flare 燃燒照片。



不穩定火焰、音速燃燒

蒸汽過量燃燒

16. 結論：

- A. 高架燃燒塔有好的維護、適當的操作條件下，燃燒效率可以達到 99.5%以上。
- B. 不恰當的操作會產生燃燒不完全 HC 逸散。

中油公司石化事業部 104 年度國外專題研究  
每週工作進度報告(十七)1041005-10410009

報告者：邱啟偉

1. 本週為留美最後一週，著手進行資料整理與撰寫回國報告，以下為返國報告目錄如下：

一、研究目的

二、任務過程

(一) 行程概況

(二) 交流訪問學校介紹

(三) 交流訪問單位介紹-Dan F. Smith 化學工程系,大型動態模擬實驗室

(四) 研究內容

三、新三輕與同類型工廠(四輕)開爐排放量比較及成本分析

四、新三輕開爐排放量最適化研究-縮短粗氫氣合格時間之動態模擬模型

五、輕裂工場停爐減量策略之探討與可行性評估及建議

六、建議事項

七、參考文獻

八、表目錄

九、圖目錄

十、附錄

(一) 每週工作報告與文獻回顧翻譯整理。