

行政院所屬各機關因公出國人員出國報告書  
(出國類別：研究)

蒸餾塔設計對五碳雙烯類回收之影響

服務機關：台灣中油股份有限公司 煉製研究所  
姓名職稱：黃志豪 化學工程師  
派赴國家：加拿大  
出國期間：102年5月15日至102年8月26日  
報告日期：102年11月18日

## 摘要

本研究內容主要探討蒸餾塔盤的設計對環戊二烯在蒸餾提純過程於塔內液體中發生自聚反應消耗量和塔盤效率的影響。透過 Aspen Plus 反應性蒸餾塔的模式和篩板設計與性能評估試算表之間的交互運算，獲得堰高、開孔面積分率和降液管面積分率對環戊二烯在塔內(不含再沸器)的總消耗量、板效率和氣相與液相壓降的影響。最後的結果顯示，環戊二烯的濃縮回收塔的篩板設計建議為：堰高不宜超過 5 mm，開孔面積分率可設計在 0.12~0.14 之間，而降液管面積分率則以 8%~10% 為較佳之設計。依據上述的篩板設計可降低 CPD 的反應總消耗量並兼顧板效率。

關鍵字：蒸餾塔盤設計、環戊二烯、反應性蒸餾

# 目 次

本文	
目的	4
過程	4
心得報告	5
第一章 前言	5
第二章 五碳雙烯烴純化與反應蒸餾	7
第三章 篩板式蒸餾塔設計	10
第四章 篩板式蒸餾塔性能分析與效率	19
第五章 探討塔盤設計對雙環戊二烯回收之影響	27
第六章 結論	36
參考文獻	36
建議	38

# 本 文

## 一、目的：

文獻證實五碳烴的相關分餾塔內的高溫環境，五碳雙烯類組成很容易發生自二聚或是共聚反應。本次出國研究主題要探討蒸餾塔盤設計對環戊二烯在蒸餾提純過程於蒸餾塔內發生自聚反應消耗量和塔盤效率的影響。

## 二、過程：

5/15 啓程赴加拿大 University of Alberta

5/16~8/23 進行專題研究工作

8/24~8/26 返程

### 三、心得報告：

#### 第一章 前言

台灣石化業目前主力的產品屬通用級且低價值之 PE、PP 等，此類型的產品是以薄利多銷的策略來經營，公司擁有越龐大的產能與市佔率則越具有市場競爭力。由於台灣島內環保意識高漲，新產能投資困難，而在國外則面臨中東地區低價原料的競爭，以及中國大陸石化產能膨脹的威脅，數年後更有低價頁岩氣對乙烯、丙烯價格的強烈衝擊。因此，面對如此嚴峻的經營環境，我國石化業者除重視現有產品的生產和行銷外，更需要將產品高值化，除了減低新興國家威脅外，更能夠支援下游應用產業升級。

輕油裂解工廠的副產品裂解汽油中包含許多高價的石化原料產品，其中最重要的是五碳雙烯類的產品：環戊二烯(cyclopentadiene, CPD)、異戊二烯(isoprene, IP)和間戊二烯(Piperylene, PIP)，環戊二烯因活性高通常以雙聚型態存在稱為雙環戊二烯(dicyclopentadiene, DCPD)。上述五碳雙烯類的衍生應用如：DCPD 主要用於生產五碳脂環族石油樹脂、不飽和聚酯樹脂、乙丙橡膠第三單體(EPDM)、聚雙環戊二烯樹脂，還可用於製備用途廣泛的金剛烷(三環癸烷)、2-氯-5-氯甲基吡啶(CCMP)等。IP 可用於生產異戊橡膠、丁基橡膠、苯乙烯-異戊二烯-苯乙烯共聚物(SIS)，以及精密化學品，例如甲基庚烯酮、芳樟酯香料，維生素 A、E、K 等。PIP 主要用於生產五碳脂肪族石油樹脂和環氧樹脂固化劑，以及丁戊橡膠和乳膠等。

爲了因應提升輕油裂解油料的價值，中油公司和台灣橡膠公司共同成立台耀石化材料科技公司，針對裂解汽油(pyrolysis gasoline)中的五碳烴的異戊二烯等雙烯類回收，並進一步加工製造更高價值的 SIS 橡膠。此外，中油公司煉製研究所已擬訂 103 年研究計畫，要從裂解汽油中回收並純化雙環戊二烯。

蒸餾分離依舊是化學工業製程中一個重要的技術，依據 1997 年，『化學工程』雜誌統計，全球所有的分離程序中約有 95% 使用蒸餾技術。僅單就美國地區而言就約有 40,000 座蒸餾塔，相當於約合 80 億美元的資本投資。其每日所消耗的能量相當於約 10 億桶原油。煉油廠、石化廠、天然氣處理廠和有機化學工廠等將蒸餾塔槽應用在天然氣

淨化，改善汽油品質，生產石化產品和有機產品，回收污染物。蒸餾塔廣受化學工業歡迎的主要因素如下[1]：

- (1) 與其他可供選擇的方法相比，蒸餾具有較低的設備投資成本；
- (2) 不需要任何的分離藥劑，如萃取需要溶劑，吸附需要分子篩；
- (3) 蒸餾具有百年以上的技術知識並發展出完整可靠的設計方法；
- (4) 擁有大量的氣液平衡數據資料。

由於蒸餾技術在化工分離程序上佔有如此高比例，蒸餾效率的提升可獲致相當可觀的能量節省與操作成本之降低。

過去二十年來刻意將反應與分離結合的製程如反應蒸餾或催化蒸餾廣受矚目。此種新穎的製程技術可藉由不斷地將產物移除來破壞反應的化學平衡，大幅提高反應物的轉化率，目前已經商業化成功的反應蒸餾(含催化蒸餾)程序，如酯化(esterification)、醚化(etherification)、汽油氫化(hydrogenation)及異構化(isomerization)等系統[2]。此外，反應蒸餾技術也可簡化製程，節省設備的投資費用與降低操作能耗等好處。

實際上，蒸餾塔內伴隨化學反應發生的情形早就存在石化廠中，最著名的例子即是丁二烯萃取蒸餾塔內因丁二烯等具有高度反應活性的成分在塔內發生熱聚合反應，進而導致塔盤積污甚至發生『爆米花』(popcorn)現象。除了丁二烯的例子之外，文獻[3]也曾探討過五碳雙烯類在分離塔內發生雙聚或共聚反應的現象。在丁二烯分離或是五碳雙烯烴的回收與純化過程中反應蒸餾的發生是有害的，不但會導致設備積污更甚者引發工安問題，或是降低產品的回收率並影響重成分產品如 DCPD 的純度。

台灣中油公司煉製研究所擬自行開發 DCPD 回收與純化製程，必定會遭遇 CPD 等雙烯類在蒸餾塔內進行雙聚甚至多聚反應的問題，了解雙烯類組成在蒸餾塔內的化學反應是必要的，尤其對五碳雙烯產品的回收率以及產品純度的影響程度更需詳加研究。此外，蒸餾塔盤設計對雙烯類的雙聚或共聚反應與板效率之間的影響也是另一個研究重點。因此，本研究報告首先將就雙烯類的反應對雙環戊二烯的回收率與產品純度的影響進行探討，然後再研究塔盤設計對雙環戊二烯回收率以及塔盤效率的影響。

## 第二章 五碳雙烯烴與反應蒸餾

裂解氣在壓縮、冷凍、分離過程中，五碳共軛雙烯烴同步雙聚為二聚物，基本上裂解汽油中的 DCPD 是從環戊二烯二聚反應得到。該反應是一個 Diels-Alder 平衡反應，低溫時傾向 DCPD 的聚合反應而高溫時則偏向 DCPD 解聚反應。現有商業化 DCPD 回收提純製程都是透過熱聚、分餾、解聚的步驟重複實施來達到純化之目的[4]。

由於未加氫飽和裂解汽油中的五碳甚至六碳雙烯烴類如甲基環戊二烯(methyl cyclopentadiene, MCPD)具有高度的反應性，可預知在五碳雙烯烴類的蒸餾純化過程中，無可避免地會遭遇雙烯烴類於塔內發生二聚反應。從文獻[3]最後的結論可知去戊烷塔塔頂分離出裂解汽油中的五碳烴，五碳雙烯烴在塔中確實發生熱聚合反應現象，因此反應蒸餾模式才能恰當描述去戊烷塔。

五碳/六碳雙烯烴類具有高反應性，在溫度的效應下容易發生聚合反應或裂解反應。在模擬生產粗級 DCPD 的蒸餾塔時考慮雙烯烴的反應對 DCPD 回收率的影響。模擬的結果顯示在高溫且 DCPD 濃度高的環境下 DCPD 會大量裂解，降低其回收率。

爲了了解 DCPD 在蒸餾塔內因 CPD 聚合或 DCPD 解聚對 DCPD 回收率的影響，利用以下的簡單流程，如圖 1，其中蒸餾塔參考文獻[3]引入五碳/六碳雙烯烴類 Diels-Alder 反應：



以及二聚物 DCPD 的解聚反應



蒸餾塔 V-4001 的塔板總數為 45 板，包含塔頂冷凝器(第 1 板)和塔底的再沸器(第 45 板)，除了第 1 板無化學反應外，其餘板內皆包含化學反應。假設反應發生於液相，每個板的

液體持液量(liquid holdup)設為塔板空間的 10%，而再沸器的液體體積則設計為約 10 分鐘的滯留時間。

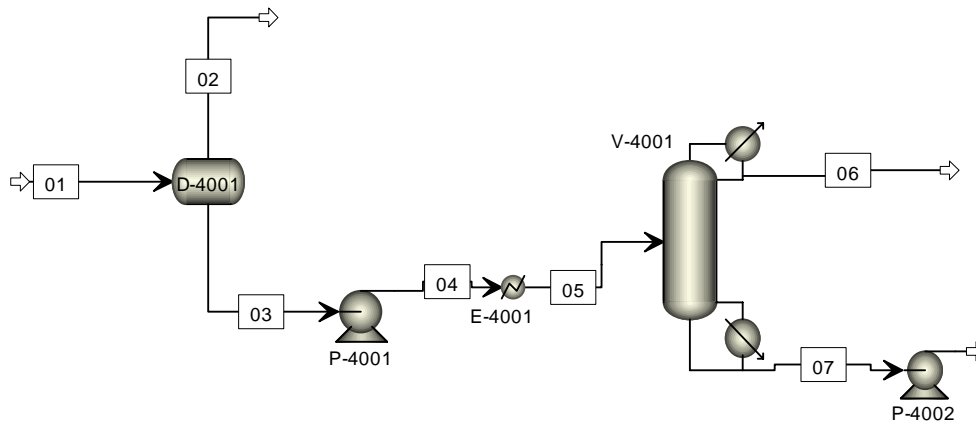


圖 1 粗級 DCPD 回收流程圖

模擬計算所使用的進料組成是以從四輕去丁烷塔 V-1403 底部取回的油料樣品化驗的碳數分佈與關鍵組成的重量百分濃度，如下表：

組成或碳數	wt%
四碳烴	1.68
CPD	5.25
IP	5.98
PIP	2.46
其他五碳烴	15.56
MCPD	0.85
其他六碳烴	42.26
七碳烴	6.69
八碳烴	0.61
九碳烴	0.31
DCPD	10.64
其他十碳烴	1.64
MDCPD	3.47
其他十一碳烴	0.20
十二碳烴以上	2.39

其中關鍵成分 IP 含 5.98 wt%，PIP 含 2.46 wt%，CPD 含 5.3 wt%，MCPD 含 0.85 wt%，DCPD 含 10.6 wt%。以此含量為模擬進料，模擬計算時發現若蒸餾塔內要避免 DCPD 裂



解可透過調節蒸餾塔壓力來降低平衡塔溫，進而使 DCPD 的裂解反應減少，提高 DCPD 的收率。下表是改變冷凝器壓力對蒸餾塔塔頂塔底溫度的影響，以及再沸器內 DCPD 裂解速率和塔底 DCPD 的回收率的影響。

Condenser Press. kg/cm <sup>2</sup> G	Condenser Temp. C	Reboiler Temp. C	DCPD rate in BTM K mole/sec	DCPD Recovery %
-0.6	22.8	153.9	-0.241	98.4
-0.4	33.0	161.4	-0.494	96.7
-0.2	40.9	167.4	-0.846	94.4
<b>-0.2</b>	<b>41.1</b>	<b>170.6</b>	<b>0.000</b>	<b>100.0</b>

因為雙烯類的反應性很高容易發生 Diels-Alder 加成反應，當溫度高於 150 °C 則開始發生裂解反應，當塔頂壓力在 -0.2 kg/cm<sup>2</sup> G 時，塔底溫度約在 170 °C 附近，若不考慮反應效應，DCPD 可完全回收，若有反應則回收率降低至 94.4%，明顯減少了 5.6%。

因此，如何降低蒸餾塔內雙烯聚合反應的發生是發展五碳雙烯類回收純化製程的關鍵技術之一。此關鍵技術正是涉及蒸餾塔的塔盤的設計之影響，特別是塔盤上的持液量(liquid holdup)的多寡對液相發生的化學反應的總量將會有顯著的影響，而持液量的改變對蒸餾的分離效率的影響將在後續的章節進一步了解與探討。

## 第三章 塔盤式蒸餾塔設計[5]

### 3-1 簡介

依據蒸餾塔內件(internal) 的型式可區分為塔盤(tray)或填充(packed)塔槽。在選擇塔槽類型的主要考慮因素為操作壓力和設計的可靠性。隨著操作壓力增加時，塔盤式內件的傳質效率變得更佳，且通常較能承受塔盤之間的壓力降。在大塔徑蒸餾塔的設計上，塔盤式的設計方法也比填料塔更可靠。因此，在有壓力的情況下，通常選用塔盤式蒸餾塔。

蒸餾塔板可以歸類為：

- 1、具有降液管(downcomer)的橫流式(cross-flow)塔盤（參見圖 2a）；
- 2、無降液管的逆流(countercurrent)塔盤（也被稱為雙流(dual-flow)塔盤）（參見圖 2b）。

雙流式塔盤的設計是讓往上的氣體和往下的液體通過塔盤上同一的開孔(opening)，因為分散高度(dispersion height)對氣體/液體的流速比非常敏感，限制了此類型蒸餾塔的操作範圍。一般而言，只有在塔槽必須滿足高煉量或高抗污垢的情況下才會採用雙流式塔盤設計。由於雙流式塔盤的操作範圍狹窄，使其在實際的蒸餾應用上較為罕見。

橫流式塔盤利用在降液管上的堰控制塔盤上噴霧的高度，提供一個穩定的氣液體分散高度，可在氣體/液體流量比較寬廣的範圍操作。一組塔盤是由塔盤甲板和降液管組合，兩者個別提供產生泡沫提供蒸汽-液體接觸和汽-液混合物分離的功能。塔內上升的蒸汽經穿越塔盤上的液體，液體和蒸汽脫離後蒸汽再進入上一層塔盤。塔內的液體則主要是依靠降液管來完成輸送至下層塔板的工作。

橫流式塔盤有三種類型：（1）篩板(sieve)，（2）閥(valve)和（3）泡罩(bubble cap)。篩板型式提供高煉量和高效率，低壓降，便於清洗，低設備成本，但調氣比(turndown ratio)較小。雖然三種類型的塔盤設計流程相似，只有篩板塔的性能數據可在公開文獻上獲得，而閥和泡罩的設計往往受專利保護，需由供應商提供相關的性能數據。

典型的塔盤佈置顯示在圖 3，分為 single-pass 和 double-pass，甚至可設計成更高的

pass 數。圖 4 是塔盤式蒸餾塔的操作示意圖，若以高速攝影機拍攝操作中的塔盤式蒸餾塔，所得的影像顯示通過塔板上液體層的蒸汽僅有零星噴出現象，只要操作的蒸汽流量高於溢漏點(weep point)，塔板上沒有氣體噴出的開孔幾乎也不會有液體滴漏的情況發生。一個設計良好的塔盤上，蒸汽和液體的交互作用可形成高度紊流的兩相混合物並具有高的比接觸面積。充氣液體(aerated liquid)可能是液體連續如泡沫(froth)發生在相對較低的蒸汽速度或蒸汽連續如噴霧(spray)發生在相對較高的蒸氣速度。

篩板式塔盤的達到最大煉量時稱為汨濫點(flooding point)。這可能是由於在塔盤之間空間發生過度的噴霧夾帶(entrainment)或在降液管內的泡沫堵塞(backup)到達上一層塔盤的出口堰(outlet weir)頂部。汨濫發生後將伴隨塔盤壓力急劇增加和塔板效率急劇下降之情況。

當蒸汽流量降低到不能完全支撐上一層塔盤上的液體，有些液體會從開孔滴漏。如果液漏變得非常嚴重以致沒有液體從出口堰溢流至降液管，這座塔將無法穩定操作。當塔盤有溫和的液漏時，即是這座蒸餾塔的最小煉量。在理想的情況下，篩板式塔板應操作在圖 5 中所示陰影部分的區域內以確保適當的操作。

塔板效率可以分為兩個部分：點效率(point efficiency)和板效率(tray efficiency)，前者是由蒸汽垂直接過液體層所決定，後者則是液體橫越流經塔盤過程被改變。點效率之高低主要是受到塔盤上氣液混合物的物理性質所影響，另有清澈液體高度(clear liquid height)也是重要的因素之一。因為此高度可決定氣體在塔盤上的滯留時間(residence time)長短，特別是對低效率的系統，增加蒸汽的滯留時間可明顯提高點效率。液體流動路程(Liquid flow pathlength)決定液體在塔盤上的滯留時間和板效率的提高程度。然而挾帶(entrainment)和液漏(weeping)擾亂了塔內的濃度分佈，壓低塔板效率。泡沫高度和液體流動路程是可提供塔盤效率最大化的兩個重要優化參數。其它的塔盤幾何變量，如開孔面積(open hole area)，孔的直徑(hole diameter)和降液管的安排(downcomer layout)，也影響塔盤水力計算和效率。塔盤設計的基本觀念就是在不影響塔內水力穩定性的條件下，達到最大的塔板效率。

## 3-2 篩板式塔板設計

### (1)數據輸入：

篩板式塔盤在設計時所需要輸入的數據包括密度(density)，粘度(viscosity)，表面張力(surface tension)，擴散係數(diffusivity)和流速(flow rate)等。這些所需的資訊可藉由商用電腦軟體例如 PRO II，ASPEN PLUS，HYSYS 等獲得。由於計算所得的數據在整座蒸餾塔中並非固定不變，在設計的實務上可採分段設計，即在同一個分段具有相同的設計尺寸和安排。一般情況是以進料板為分界點，分為上塔(精餾段)和下塔(氣提段)，讓上下塔具有不同的設計來滿足設定的設計規範。

### (2)主要設計規範：

#### (a)塔盤間距(tray spacing)

對於塔盤式的蒸餾塔而言，塔盤間距的設定是依據塔槽維護的需求來決定，塔盤間距必須提供足以讓維護人員爬行的最低高度可進行塔盤的清潔或維修。依據一般通則，塔徑小於 5 英尺的塔盤間距選用約 12 英寸，而塔徑大於 10 英尺的塔盤間距則為 18 英寸。一般而言，塔盤間距都會儘量使用最小值使蒸餾塔的建造成本較為經濟。

#### (b)降液管面積(downcomer area)

除了輸送液體的功能之外，也讓充氣液體在降液管內使氣液相分離。因此降液管面積的尺寸是依據泡沫的穩定度和充氣液體達到兩相分離所需的滯留時間來決定。對於非發泡系統(non-forming system)，約只要 3 秒的滯留時間就足夠，而對於極易發泡系統則須 9 秒。

為了避免充氣液體直接飛濺在塔壁上，降液管最小的設計寬度為 5 英寸，而且降液管側邊的最小弦長為直徑的 60%。如此可維持液體在塔盤上有良好的液體分佈。

理論上，降液管底部的液體已經完成氣液分離，降液管的下半段可考慮採用具有斜角的設計，亦即降液管底部的面積縮小可讓塔盤的充氣面積增大。在此種情況下，降液管面積底部的面積應設計為頂部面積的 60%。

#### (c)塔徑(column diameter)

當塔盤間距和降液管面積給定，即可計算出蒸餾塔的塔徑。大部分的設計者推薦塔

徑的計算公式為 Fair 的經驗式，其蒸汽的汨濫速度可由以下的公式計算：

$$U_{N,f} = C_{SB} \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5} \left( \frac{\sigma_L}{20} \right)^{0.2}$$

其中  $C_{SB}$  是 Souders-Brown 係數，可從以下的經驗式獲得

$$C_{SB} \text{ (ft sec}^{-1}\text{)} = 0.04232 + 0.1674T_s + (0.0063 - 0.2686T_s)F_{IV} \\ + (0.1448T_s - 0.008)F_{IV}^2$$

在這個計算式中， $F_{IV} = (L/V)(\rho_G / \rho_L)^{0.5}$ ， $T_s$  是板間距(單位：ft)， $L$  和  $V$  分別是液體和氣體的質量流率。這個方程式可應用在開孔面積比大於或等於 10% 的設計上，若開孔面積比為 8% 或是 6% 時，分別必須乘上 0.9 或 0.8 的修正值。獲得  $U_{N,f}$  和已知的總蒸汽流量，假設蒸餾塔操作在的汨濫點 80% 的條件上，即可計算出塔徑。

#### (d) 流動程數(Number of flow pass)

流動程數的設計是爲了讓塔盤操作在一個適當的堰負荷(weir loading)之下，避免過量的 weir crest。當塔徑和降液管面積給定後，堰負荷馬上就可以計算。最佳的堰負荷爲 4~6 加侖每分鐘，而最大的堰負荷爲 20 加侖每分鐘。若堰負荷超過太多時就會發生降液管堵塞(downcomer choking)，即降液管無法將液體輸送至下層塔板而累積在塔板上。增加液體的流動程數提供一個解決降液管堵塞的問題。然而較短的液體流經路徑以及液體和蒸汽在多程數塔盤上分佈不均(maldistribution)的情況都可能造成板效率下降。依據經驗，蒸餾塔內液體和氣體的處理量直接分別就是堰負荷和塔面積的函數，在大塔徑的蒸餾塔通常會採用多程數的塔板設計。

#### (3) 塔盤的幾何學(Tray geometry)

塔盤的幾何設計將會影響塔盤上的水力和板效率的計算結果，以下幾個參數在塔盤設計的過程中必須給定。

##### (a) 塔盤厚度(thickness)：

製造塔板所選用的材質主要依據流體的腐蝕特性，一般若選用碳鋼(carbon steel)其常用的厚度爲 gauge 10 (0.134 英吋或 3.4 mm)；若選用不銹鋼(stainless steel) 常用的厚度

為 gauge 12 (0.109 英吋或 2.77 mm)。考慮篩板的製作成本，塔盤上的開孔通常以打孔的方式完成，因此塔板的厚度必須小於孔徑。

**(b)孔徑(hole diameter)：**

小孔徑的範圍為 3/16 至 1/4 英吋(4.76~6.35 mm)，大孔徑的範圍則為 1/2 至 3/4 英吋(12.7~19.0 mm)，前者可提供較佳的質傳與水力性能，但後者較為便宜且具有較好的抗污能力。

**(c)開孔面積(hole area)：**

篩板上的開孔面積通常設定為起泡面積(bubbling area)的 5~16%，較低的開孔面積讓塔盤可操作在低 turndown 比，但付出高壓差的代價。因此，開孔面積和塔壓具有最直接的相關性，建議在常壓或具有壓力的操作條件下，開孔面積為 5~10%；若在負壓的條件下，開孔面積為 10~16%。開孔面積低於 5%則不被採用，因為開孔與開孔之間的距離太大容易導致液體在塔板上會有渠流(channeling)的情況發生。一般建議孔徑之間的距離(hole pitch)應該小於 2.5 英吋(6.35 cm)。另一方面，開孔面積若高於 16%時顯著的液漏與挾帶可能會共存，塔盤的設計方程式無法應用在這種情況。

**(d)堰的設計(weir design)：**

出口堰(outlet weir)的功能是用來控制塔盤上泡沫高度，對於絕大部分的塔板，出口堰的高度約在 1~4 英吋(2.5~10 cm)，降液管底部出口高度(clearance)通常比出口堰低 0.5 英吋(1.25 cm)讓降液管的底部被液體完全封住。

### **3-3 設計準則**

設計完成的塔盤通常要求能在最大煉量下操作，然而由於設計方程式(經驗式)的誤差和製程條件如流量、溫度、壓力的擾動等因素，為了讓設計出的塔盤無論在何時都能持續操作，在設計的過程中將引入設計的安全係數。

**(1)氾濫安全係數(Jet flood safety factor)**

氾濫安全係數的定義為挾帶所有液體的蒸汽最大速度和操作蒸汽速度的比值，此安全係數是用來量測挾帶程度與水力的穩定性的指標，其典型的標準值為 1.2。

**(2)調氣比(Turndown ratio)**

工場操作中許多因素會讓蒸餾塔必須在低煉量下操作。當蒸汽的速度無法支撐塔盤上的液體時即開始發生液漏，此時只要避免發生 **dumping** 的情況，塔槽依舊可穩定的操作，但塔板的效率會降低。調氣比是設計的蒸汽流量和液漏已發生但尚未嚴重影響塔板效率下的蒸汽流量的比值。建議真空蒸餾的 **turndown** 條件為液漏量達 3%，而常壓或加壓蒸餾則為 7%。

(3)降液管面積安全係數(Downcomer area safety factor, DCASF)和降液管累積安全係數(Downcomer backup safety factor, DCBUSF)

塔盤對液體的處理量是由板間距大小和降液管的設計來決定。DCASF 約等於上方降液管最小面積與讓氣液分開所需之最小降液管面積之比值，而 DCBUSF 則約等於降液管深度(=板間距+出口堰高)和降液管內泡沫高度。建議兩個安全係數的範圍為 1.5~2.0 之間。

(4)壓降(pressure drop)

假若壓力降會影響分離所需的理論板數時，一個塔盤上下端在操作中的壓力降就必須明確指出，尤其是應用在真空蒸餾。因此在真空蒸餾的系統穩定操作下，單一塔盤的壓降為 1~3 in.(2.5~7.6 cm)；加壓或常壓蒸餾的塔盤壓降為 2~5 in.(5.1~12.7 cm)。



圖 2a 降液管塔盤(橫流式)



圖 2b 無降液管塔盤(逆流式塔盤)



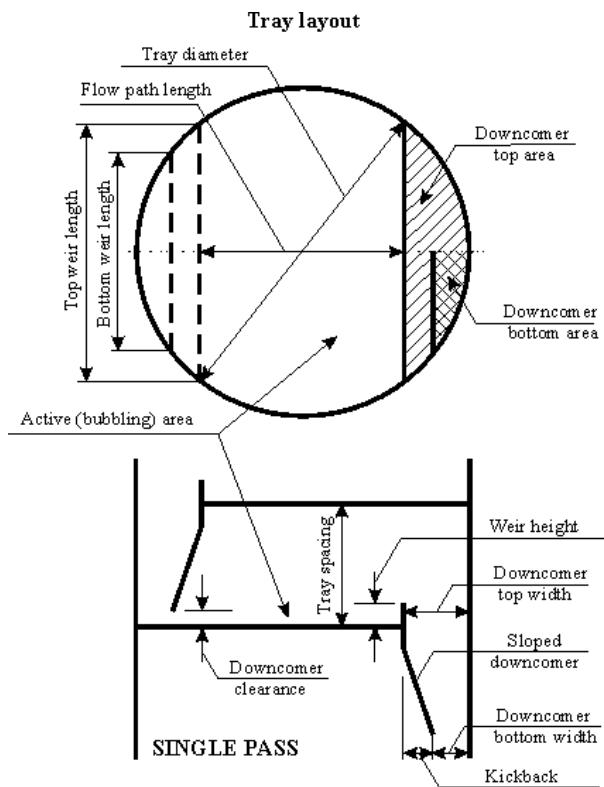


圖 3a 塔盤佈局—single-pass 塔盤

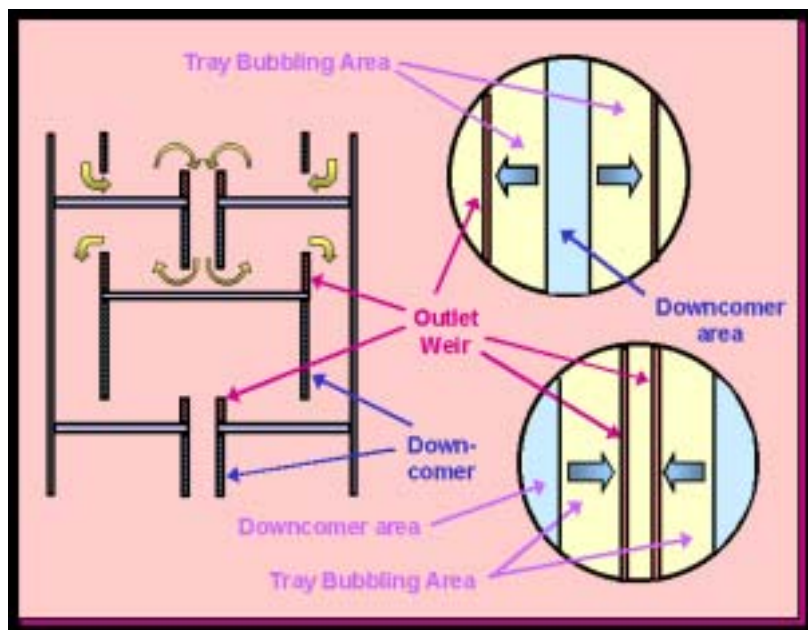


圖 3b 塔盤佈局—double-pass 塔盤

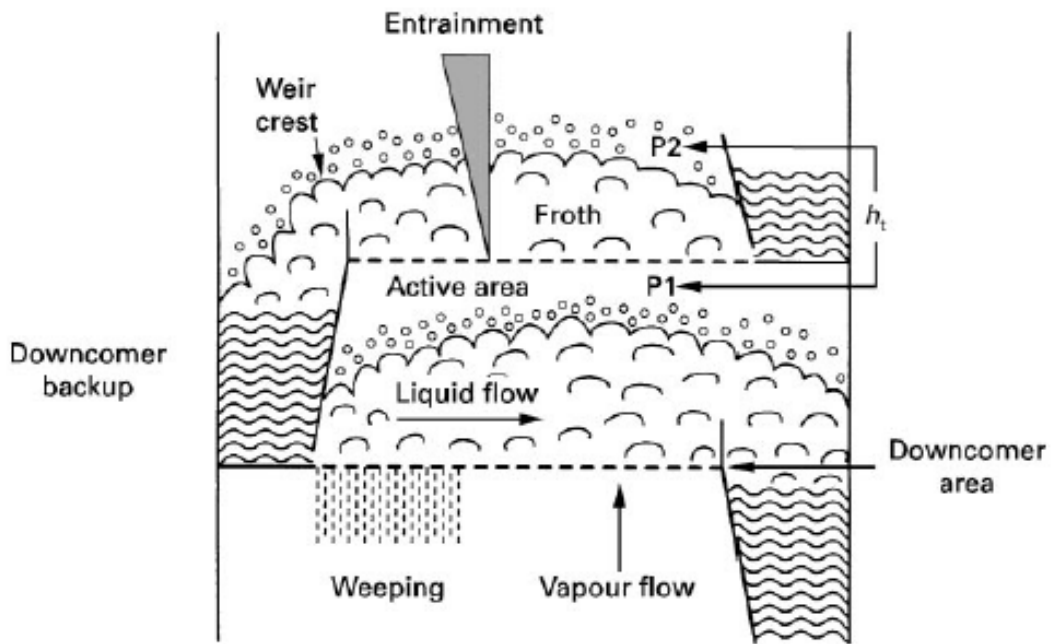


圖 4 塔盤式蒸餾塔運作架構示意圖[5]

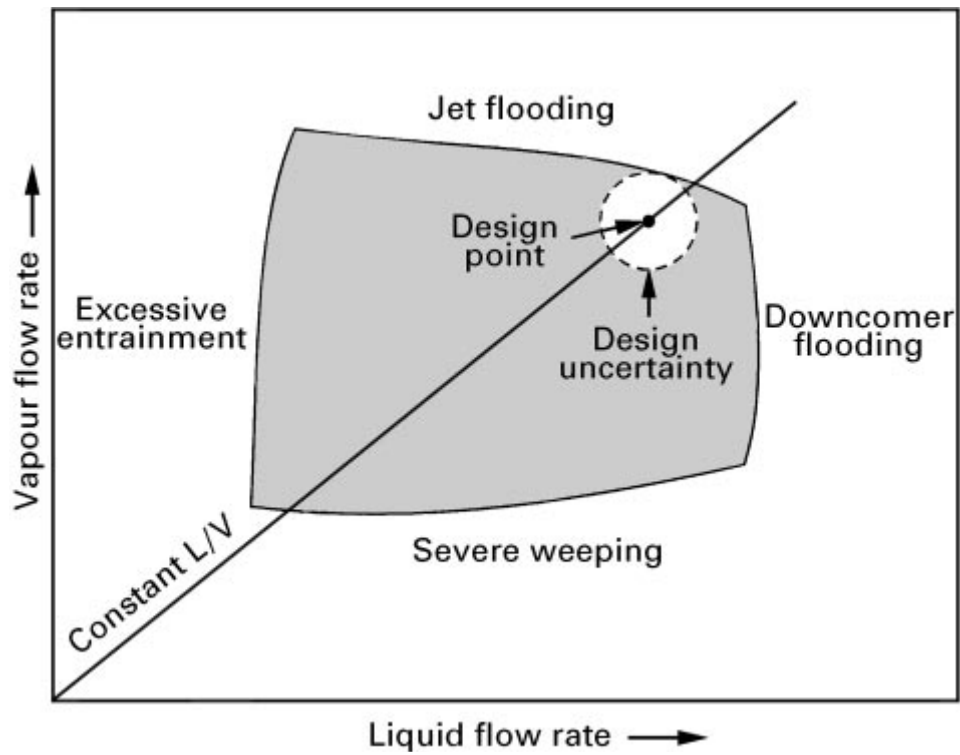


圖 5 篩板式塔盤的操作性能圖[5]

## 第四章 塔盤式蒸餾塔性能分析[6]

### 4-1 前言

塔盤設計的目標包括(1)提高氣液之間的接觸效率，讓離開塔盤時的氣液兩相能儘可能達到平衡的條件；(2)調整氣液接觸區和降液管區的面積，讓兩個區域都不會限制進料的處理量；(3)避免蒸餾塔在不良的條件下操作如液漏，汨濫或蒸氣挾帶等。

設計者選擇下列數個幾何的因素如塔徑、板間距、降液管面積，流動程數、孔徑、塔盤厚度以及堰的設計等。塔盤設計步驟仍舊依賴許多描述塔盤流體力學的經驗式和數十年的操作經驗之法則。因此，篩板式蒸餾塔的設計可說仍舊是一門藝術，商用的模擬軟體如 Aspen、Pro II 等也將這些設計程序置入其套裝軟體之中。

相較之下，塔盤的性能分析已建立一系列定義明確的步驟可以從事 Murphree 板效率、蒸餾塔效率和實際塔板數(actual number of trays)的估算，讓這類的問題更科學且精確的。

### 4-2 板效率

整體的蒸餾塔效率(overall column efficiency)  $E_0$  定義為

$$E_0 = \frac{N_{\text{equilibrium}}}{N_{\text{actual}}}$$

其中  $N_{\text{equilibrium}}$  是理想平衡板數的設計值。整體的蒸餾塔效率  $E_0$  可從性能評估計算獲得，實際塔板數  $N_{\text{actual}}$  也就被決定了。整體的蒸餾塔效率的估計與 Murphree 板效率  $E_{MV}$  有關，在操作線(operating line)和平衡線(equilibrium line)都是直線的假設之下，兩者的關係可透過以下的 Lewis 關聯式建立

$$E_0 = \frac{\ln[1 + E_{MV}(\lambda - 1)]}{\ln \lambda}$$

其中  $\lambda = mG/L$  為分離因子(separation factor)， $m$  是平衡線的斜率， $G$  和  $L$  則分別是氣體和液體的莫爾流率。為了從以上的方程式來計算塔效率，必須先獲得 Murphree 板效率  $E_{MV}$ 。依據定義可知，Murphree 板效率是用來測量塔板實際分離結果與理論平衡分離之間的差距，其定義如下：

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

其中  $y_n$  表示離開塔板  $n$  實際氣相組成， $y_n^*$  則是與離該塔板  $n$  的液體組成達平衡的氣體組成。唯有當塔板  $n$  是理想平衡板(ideal equilibrium tray)時， $y_n$  和  $y_n^*$  兩者才會相等。在現實世界的情況，兩者從未相等，所以預測塔板的效率就非常重要。事實上，在流經塔盤上的流體組成並非固定不變，會存在一個變化梯度。因此以上的板效率公式是用在局部點效率之計算，再將點效率與流動條件整合去預測出塔板效率。圖 6 就是計算塔盤效率的步驟流程，依據所需的輸入數據，逐步計算出板效率。

從圖 6 可知點效率是局部流體流動條件如氣、液相局部質傳系數等的函數。乾 Murphree 板效率(dry Murphree tray efficiency)則是結合氣、液體分佈與點效率之間的關係而得。最後，乾 Murphree 效率再結合液體挾帶和液漏的效應後獲得濕 Murphree 效率(wet Murphree tray efficiency)。

板效率  $E_{MV}$  與前面所列的塔盤幾何設計參數、系統流體的物性如密度、黏度、表面張力等以及操作條件如氣液體的流量有明確的相關性。塔盤的幾何設計參數設定完成後即可進行性能分析，完成(i)塔板的水力計算，包含壓降、流動機制、泡沫密度、挾帶與液漏等；(ii)點效率；(iii)Murphree 板效率；和(iv)塔效率。在設計一座新建蒸餾塔的初始階段，透過塔盤的幾何設計與性能分析之間來回驗證，可逐步獲得塔板的最佳設計。性能分析也可以應用在既有的蒸餾塔評估工作上。

文獻[7-9]中已摘要出許多篩板式塔盤性能計算的相關方程式。性能分析牽涉的詳細步驟有：(i)塔壓降預測；(ii)泡沫高度和密度計算；(iii)點效率預測；和(iv)塔效率預測。

#### 4-3 性能分析計算

(a)氣相壓降計算(Pressure drop calculation in vapor phase)：

通過篩板式塔盤氣相壓降可由文獻(Zuiderweg, 1982)

$$\Delta P = \Delta P_{dry} + \rho_L g h_{cl}$$

其中乾壓降(dry pressure drop)  $\Delta P_{\text{dry}}$  可用以下的方程式計算：

$$\Delta P_{\text{dry}} = \frac{1}{2} \rho_G \left( \frac{u_{g,h}}{C_D} \right)^2$$

在此  $h_{\text{cl}}$  是液體高度(單位：m)， $u_{g,h}$  是氣體流經開孔的速度(單位：m/sec)， $C_D$  則是拖曳係數(drag coefficient)， $\rho_G$  和  $\rho_L$  分別是氣體和液體的密度。液體高度  $h_{\text{cl}}$  必須從堰的幾何去預測。液體高度可用下列的關聯式來預測：

$$h_{\text{cl}} = 0.6 H_w^{0.5} p^{0.25} (FP/b)^{0.25} \quad 25\text{mm} < H_w < 100\text{mm}$$

其中  $H_w$  是堰的高度  $p$  是篩板上開孔之間間距(單位：m)，流動參數

$FP = (u_l/u_g) \sqrt{(\rho_L/\rho_G)}$ ， $b$  則是每單位 bubbling 面積的堰長(單位：1/m)。拖曳係數

$C_D$  是在一個開孔附近的流動情形的函數，可用下面的關聯式表示：

$$C_D = 0.7 \left[ 1 - 0.14 \left( \frac{gh_{\text{cl}} \rho_L}{u_{g,h}^2 \rho_G} \right)^{2/3} \right]$$

(b) 液相的壓降計算(Pressure drop calculation in liquid phase)：

在蒸餾塔內液體的輸送是藉由降液管往下傳遞。降液管必須設計具有足夠的容量來處理液體的負載量，避免成為操作上的限制，亦即讓累積在降液管內的液體不要超過設定的高度。降液管內的液體累積高度是由數個構成要素，如圖 7 所示。降液管內的總液體揚程(head)可由下式估計：

$$h_{\text{dc}} = h_t + h_{\text{da}} + h_{\text{cl}}$$

其中  $h_t$  表示圖 7 上點 a 和 b 之間的壓力差，這個壓力差確保氣體可往上的方向流動； $h_{\text{cl}}$

則是指降液管內的液體必須克服塔盤上有效的清澈液體高度的壓力降； $h_{\text{da}}$  是指液體流

經降液管裙襯所造成的壓力損失。 $h_t$  和  $h_{\text{cl}}$  在先前的章節已經介紹如何計算， $h_{\text{da}}$  則可藉

由下列的式子來估計：

$$h_{\text{da}} = 165.2 U_{\text{da}}^2$$

其中  $U_{da}$  是降液管裙襯底下的速度(單位：m/sec)，而  $h_{da}$  則是液體高度(單位：mm)。

(c) 泡沫高度與密度計算(Froth Height and Density Calculation)：

泡沫密度是應用 gamma 射線技術來測量。篩板上平均液體體積分率定義為  $\bar{\epsilon}_l = h_{cl} / h_b$  可用下列關聯式計算：

$$\frac{1}{\bar{\epsilon}_l} - 1 = c_1 \left[ \frac{u_g}{(gh_{cl})^{0.5}} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \right]^n$$

在此， $h_b$  是泡沫高度(單位：m)而  $u_g$  是氣體在 bubbling 區域的速度(單位：m/sec)。常數  $c_1$  和  $n$  的值視流動的機制決定。在噴霧機制(spray regime,  $c_1 = 265$ ,  $n = 1.7$ ，而當在混合/乳化機制(mixed/emulsion regime),  $c_1 = 40$ ,  $n = 0.8$ 。

因此在估計密度時必須評估塔盤上流體的流動機制，可從煉量因子(capacity factor, CF)計算：

$$CF = u_g \left( \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} = 0.85 \frac{g^{0.5} h_{cl}^{1.5} F}{d_h}$$

CF 的單位是 m/sec， $u_g$  是氣體在 bubbling 區域的速度(單位：m/sec)，F 是開孔面積佔 bubbling 面積的分率， $d_h$  則是開孔的直徑(單位：m)。從噴霧/泡沫機制轉換至乳化/氣泡機制是由水平液體的動量和垂直氣體動量之間的比值所控制，

$$\frac{u_l}{u_g} \left( \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0.5} = \frac{FP}{bh_l} > 3.0$$

其中  $u_g$  是氣體在 bubbling 區域的速度(單位：m/sec)， $u_l$  則是水平的液體速度(單位：m/sec)，FP 則是先前的流動參數之定義，b 則是每單位 bubbling 面積的堰長(單位：1/m)。

(d) 點效率計算(Point Efficiency Calculation)：

文獻上有許多預測篩板式塔盤上質傳系數的經驗公式，其中 1993 年 Chen 和 Chuang 以 FRI 工業級尺寸的蒸餾塔所進行實驗數據為基礎而獲得的經驗式[10]。點效率  $E_{OG}$  和整體傳送單元數(overall number of transfer units)  $N_{OG}$  之間的關係為

$$E_{OG} = 1 - \exp(-N_{OG})$$

在沒有液漏與挾帶情形下的數據，Chen 和 Chuang 以下列的關係式計算  $N_{OG}$

$$N_{OG} = \frac{11 \frac{1}{\mu^{0.1} \varphi^{0.14}} \left[ \frac{\rho_L F_s^2}{\sigma^2} \right]^{1/3} (D_G t_G)^{0.5}}{\lambda \frac{11}{14} \left( \frac{D_G \rho_G}{D_L \rho_L} \right)^{0.5} \left( \frac{M_G L}{M_L G} \right) + 1}$$

在此  $F_s = u_s \sqrt{\rho_G}$  是外表的 F-因子單位為  $\text{kg}^{0.5} / \text{m}^{0.5} \text{sec}$ ， $t_G = h_f / u_s$  是氣體相的接觸時間，單位  $\text{sec}$ ，而  $h_f$  是泡沫的高度，單位為  $\text{m}$ 。特別值得提出說明的是這個公式結合了幾何參數，系統性質和操作條件。此公式預測出的點效率與實驗值之間的差異在 5% 之內。

(e)Murphree 板效率計算(Murphree Tray Efficiency Calculation)：

在 McCabe-Thiele 方法中使用理想理論板的假設是建立在塔板上每個點上流體流動是均態(homogeneous)。如果這個假設成立，塔板上的每點的點效率都會相等。然而，已有存在許多強而有力的證據證明塔盤上的流體流動是非均態，塔徑越大的塔非均態的程度就越高。因此，有許多的研究者嘗試去測量篩板上流體速度的分佈，而越來越多人使用計算流體動力學(computational fluid dynamics)做為預測篩板上流場的有力工具 [11-13]。這些流體流動的訊息必須和點效率整合才可預測出 Murphree 板效率。

今若僅考慮流體流動縱向的混合效應(effect of longitudinal mixing)，Murphree 板效率

$E_{MV}$  和點效率  $E_{OG}$  之間的關係如下：

$$\frac{E_{MV}}{E_{OG}} = \frac{1 - \exp[-(\eta + Pe)]}{(\eta + Pe) \{1 + [(\eta + Pe)/\eta]\}} + \frac{\exp(\eta) - 1}{\eta \{1 + [\eta/(\eta + Pe)]\}}$$

其中

$$\eta = \frac{Pe}{2} \left[ \left( 1 + \frac{4\lambda E_{OG}}{Pe} \right)^{0.5} - 1 \right]$$

$Pe$  是 Peclet 數定義為  $Pe = Z_l^2 / D_E t_l$ 。在此  $Z_l$  是液體行進的距離或是以兩個堰之間的距離，而  $t_l$  是液體的滯留時間。上式需要計算有效擴散系數(effective diffusivity)  $D_E$  的計算，其公式如下：

$$\sqrt{D_E} = 0.0124 + 0.017u_G + 0.0025L + 0.015W$$

其中  $D_E$  的單位是  $\text{ft}^2 / \text{sec}$  板效率， $u_G$  是表面氣體速度。塔徑較大的蒸餾塔因  $Z_l$  較大，所得的  $Pe$  也會趨向較大值，表示板效率將會大幅提升。然而上述計算  $E_{MV}$  的公式僅考慮縱向混合的效應，而流體在大塔徑的篩板上流動情況卻是相當複雜。因此當  $E_{MV} / E_{OG}$  的值高於 1.2 時必須小心使用，這在實際的情況下是不可能被實現的。

(f) 挾帶對 Murphree 板效率的影響(Effect of Entrainment on Murphree Tray Efficiency)：

挾帶對 Murphree 板效率的影響可用下列的式子來估計：

$$E_{MV, \text{entrain}} = E_{MV} \left[ \frac{1}{1 + E_{MV} \psi / (1 - \psi)} \right]$$

其中

$$\psi = \frac{e}{L + e}$$

其中  $e$  是被挾帶液體的量，單位 mole/hr。

(g) 液漏點決定(Weeping Point Determination)：

當氣體的速度太小時，塔盤上的液體將會從篩板上的開孔流下，而不是從降液管。若液漏很顯著時，造成兩個相鄰塔盤之間的液體混合，降低了蒸餾塔的性能。爲了要避免液漏的發生，蒸餾塔操作必須設立一個最小氣體速度的限制。Zuideweg 以下列的關聯式來預測最小的操作限制：

Mixed/free bubbling regime：

$$CF_w = F \sqrt{gh_{cl}} \left[ 1 - 0.15 \frac{FP}{bh_{cl}} \right]$$



Emulsion flow regime :

$$CF_w = 0.45F \sqrt{gh_{cl}}$$

其中  $CF_w = u_g \sqrt{\rho_G / (\rho_L - \rho_G)}$  是在液漏點(weep point)時的煉量因子，(單位：m/sec)，而  $F$  是每單位 bubbling 面積上開孔面積所佔的比例。特別值得注意的是液漏很少發生在噴霧機制，因為在設計的條件下，氣體的速度應足以讓液漏不會發生。

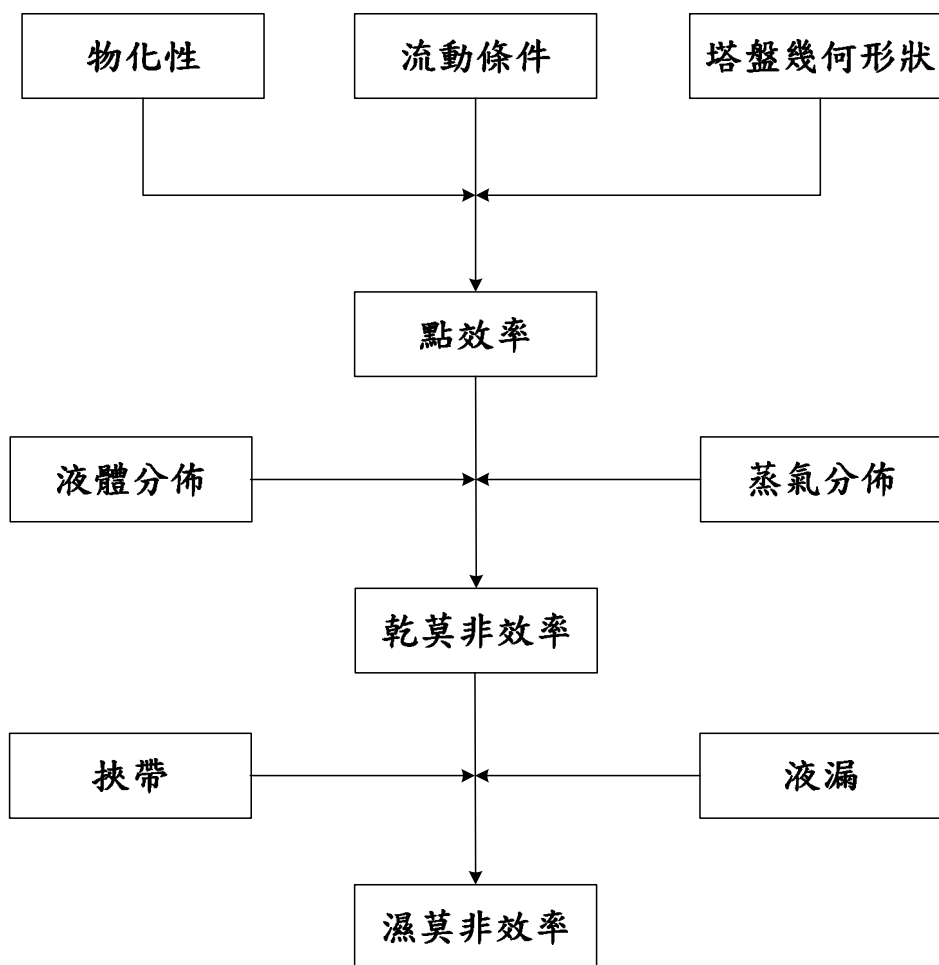


圖 6 Murphree 效率計算步驟

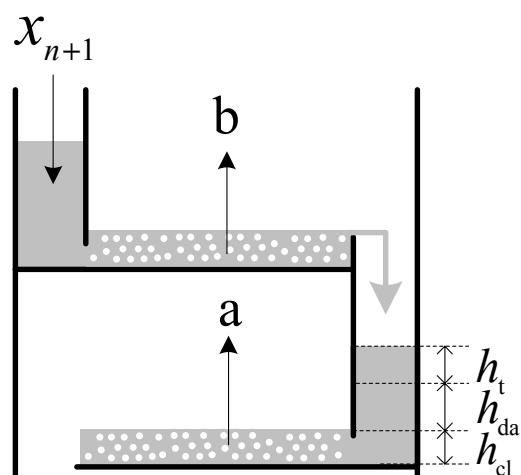


圖 7 降液管內壓降分析

## 第五章 探討塔盤設計對雙環戊二烯回收之影響

### 5-1 前言

低純度雙環戊二烯的生產如下：原料源自乙烷、丙烷、輕油、或製氣油之裂解工廠(以下簡稱輕裂廠)的副產物—五碳裂解汽油，有即時雙聚與靜置雙聚二種生產方法[4]。即時雙聚法係將裂解汽油先經去戊烷塔取出富含環戊二烯的五碳烴，然後以熱吸法加速油中的環戊二烯偶聚合，再以蒸餾法得到低純度 65 ~ 85 wt%的雙環戊二烯；靜置雙聚法則是將裂解汽油室溫下長時間靜置，環戊二烯自行偶聚合得雙環戊二烯，再經蒸餾塔移除五碳汽油、六至九碳芳香烴，即可得雙環戊二烯。

低純度雙環戊二烯進一步提純至 95 wt%以上，則以裂解法將粗級雙環戊二烯解聚為環戊二烯，解聚氣先經蒸餾步驟去除六碳烴以上的不純物或直接再重聚合，得較高純度的雙環戊二烯。

在生產高純度雙環戊二烯的過程中，被解聚後的環戊二烯在蒸餾濃縮時，環戊二烯會在塔內液相發生雙聚反應，形成雙環戊二烯與其他高沸點的烴類從塔底排出，降低環戊二烯的回收率。環戊二烯的在塔盤上的總反應量與塔盤上的持液量(liquid holdup)成正比，降低持液量雖可減少環戊二烯的損失，但同時也縮短氣液接觸的時間，導致塔盤效率變差。因此，如何藉由塔盤設計在環戊二烯的損失量與塔盤效率之間取得一個平衡點。

### 5-2 反應性蒸餾與篩板設計

爲了探討上述環戊二烯在蒸餾塔內因反應而損失的問題，可利用 Aspen Plus 的反應蒸餾塔模式來描述，相關的反應動力學參數可參照文獻[3]。從 Aspen Plus 的模式中，因塔頂冷凝器溫度低，雙烯類的二聚或共聚反應可忽略，其餘層板內皆有化學反應發生，含塔頂冷凝器與塔底再沸器共 16 板，進料板爲第 11 層。塔底再沸器的液體積存量設定爲液體負載 10 分鐘，初步計算先假設每層液體的積存量爲該層體積的 10%。以上設定完成並執行計算後，即可獲得塔內液體與氣體的流量、密度、液體黏度等蒸餾塔設計所需的流體物性數據。

假設蒸餾塔進料爲一股富含 CPD 和 MCPD 的油料，其中 CPD 含 27.2 wt%，MCPD

含 4.6 wt%，總流量為 15,530 kg/hr。在這座蒸餾塔的分離操作，CPD 是 Light Key，而 MCPD 為 Heavy Key，操作規範為 Heavy Key 在塔頂的含量小於 1wt%。

從以上的設定所建立出的 Aspen Plus 模式可計算出分離 CPD 和 MCPD 的反應性蒸餾塔內氣液負載量。基本上，以進料為分界，以上為上塔，以下則為下塔。從模擬結果可知上塔與下塔氣體與液體的負載量，如圖 8，分別以第 2 板和第 12 板最高。這兩板內氣體和液體的負載量與計算塔板效率的相關物性數據如下表所列：

		Tray#2		Tray#12	
		Liquid Phase	Vapor Phase	Liquid Phase	Vapor Phase
mass flowrate	kg/hr	17875.1961	30377.409	34678.2417	31650.53
volumetric flowrate	cum/hr	24.4823031	7600.28369	47.8716262	7549.204
molecular weight	kg/kmole	69.0805168	68.9355041	72.8487337	70.29345
density	kg/cum	730.127226	3.99687831	724.400746	4.192565
viscosity	Ns/sqm	0.00027202	8.5872E-06	0.00026906	8.68E-06
surface tension	N/m	0.01704467	—	0.01665013	—
x_LK/y_LK*	LK=CPD	0.9953	0.9985	0.6379	0.8433
x_HK/y_HK*	HK=MCPD	0.0047	0.0015	0.3621	0.1567
diffusivity(CPD)	sqm/s	4.91E-09	3.20E-06	5.38E-09	3.14E-06
diffusivity(MCPD)	sqm/s	4.59E-09	2.86E-06	4.74E-09	2.79E-06
m (separation factor)		0.35985	—	0.66266	—

\*擬二成分莫爾分率(pseudo binary mole fraction)

首先設計塔盤的幾何參數如下：

tray thickness	3.4 mm
hole diameter	7.6 mm
hole area%	10.0 %
hole pitch	22.9 mm
outlet weir height	40 mm
downcomer clearance	30 mm
tray spacing	457.2 mm
downcomer area%	10.0 %

具備了以上的資訊，依據蒸餾塔的設計步驟即可計算出塔徑的大小：上塔 1.833 m，下塔 1.919 m，因此選定 2.0 m 為塔徑。因為塔徑稍微放大，此時必須重新確認上塔和下塔的氾濫百分比，分別為 67.2%和 73.7%，符合在 50%~85%的範圍內的設計準則。

接著，塔板的堰長(weir length)必須決定，堰長的設計準則為大於 0.6 倍的塔徑。堰

長和降液管的面積百分比有關，在此設定的降液管面積為 10%，經換算後堰長為 1.453 m，符合設計準則。堰長決定後，配合液體流量可計算出堰負載(weir loading)，其結果上塔為 1.87 gpm/in，下塔則為 3.66 gpm/in。雖然無法滿足 4~6 gpm/in 的設計準則，但無須擔心堰負載過重導致液體汨濫的情況發生。因為液體在塔板上的負載很小，使用單一流動程數(single flow path)的設計即可。基本上，塔板的設計已經完成。

塔盤的幾何設計完成後，應用第四章中所列的性能公式來獲得相關的數據，檢驗所設計的塔盤性能是否滿足參考準則。下表所列是計算結果：

	Top	Bottom
%flooding	67%	74%
clear height, $h_{cl}$	0.025	0.030 m
froth height, $h_f$	0.213	0.245 m
froth density	0.115	0.122
vapor pressure drop	74	83 mmliq.
(dc backup)liquid pressure drop	103	128 mmliq.
downcomer residence time	4.8	3.0 sec
liquid holdup	0.144	0.144 cum
$N_{OG}$	1.32	1.18
point Efficiency $E_{OG}$	73.4%	69.4%
$Pe$	39.2	53.5
Murphree Efficiency $E_{MV}$	88.0%	83.3%
$\psi$	0.04	0.027
entrainment Murphree Efficiency $E_{MV}^e$	84.9%	81.4%

因此，在考慮具有縱向逆流混合加上氣沫挾帶效應的 Murphree 板效率  $E_{MV}^e$  計算結果上塔為 84.9%，下塔為 81.4%。此外，CPD 和 MCPD 在塔盤上的總反應量如下：

**CPD reaction loss in #2~10 tray(top) -1.54349 kmol/hr**  
**CPD reaction loss in #11~15 tray(btm) -0.27246 kmol/hr**

其中“-”表示反應消耗。

上述的性能計算僅是初步設計，其主要的目的是要獲得液體在塔板上的清澈高度  $h_{cl}$  和 Murphree 板效率  $E_{MV}^e$  做為後續評估的重要參數。清澈液體高度  $h_{cl}$  配合降液管內的清澈液體高度可以推算出塔盤上液體的積存量，修正初始設計中液體積存量設定值。應用計算出的塔板液體積存量再重新模擬蒸餾塔，獲得塔內的各項訊息後，再次計算出 CPD

的反應消耗量與 Murphree 板效率  $E_{MV}^c$ 。更進一步，可調整堰高、開孔率、降液管面積分率等塔板設計參數，得到板效率  $E_{MV}^c$  和 CPD 反應消耗總量的相關數據。

### 5-3 調整設計參數的模擬結果

#### (1) 堰高

篩板上的開孔率設定為 10% 和降液管面積百分比設為 10% 的條件下，改變堰的高度從 25、35、40、43、50、75、100 mm 計算 CPD 消耗量與上下塔的板效率，結果如圖 9a。從圖 9a 上可觀察到板效率(上塔：黑色方塊，下塔：藍色十字)和堰高正相關，隨著堰高增加上塔的板效率從 0.8 提升至 1.0，而下塔的板效率低於上塔約 0.03。CPD 的總消耗量(紅色圓點)基本上也是隨堰高成正相關，但是在堰高 35 mm 附近有存在一個最小值。

堰高的調整對氣體的壓降和液體的壓降(降液管內液體累積高度)，如圖 9b 所示。圖 9b 所顯示是單一板的壓力降以液體高度為單位，堰的高度增加時，氣相的壓降也隨之上升，但液相的壓降則呈現有一個最小值存在的變化，發生在堰高約 35~45 mm 處。

#### (2) 開孔率

在堰高設定為 40 mm 和降液管面積百分比設為 10% 的條件下，開孔率的變化對板效率和 CPD 的反應消耗總量的變化如圖 10a。開孔率越高 CPD 的總消耗量明顯降低，而板效率則微幅減小。氣體的壓降和液體的壓降則隨開孔率的提高兩者都隨之降低，如圖 10b。

#### (3) 降液管面積分率

在堰高設定為 40 mm 和開孔率設為 10% 的條件下，降液管面積分率從 6% 等量增加 2% 至 14%，板效率和 CPD 的反應消耗總量的變化如圖 11a。從圖 11a 可知，降液管面積分率增加讓板效率些微的下降，而讓 CPD 的反應消耗總量在 8% 附近有一個極小值。降液管面積分率增加對液體的壓降影響不顯著，但是讓氣體的壓降則明顯上升，如圖 11b。

## 5-4 討論

1. 從塔盤設計的觀念可知，塔盤上液體的積存量必定和堰高有高度的關聯性，堰的高度越大塔盤上的液體積存量也越大。塔盤上清澈液體的高度越高也可增加氣體與液體之間的接觸時間，提升塔盤的氣液之間的質傳效果，讓板效率提升。然而，塔盤上累積過高的液體會讓塔盤上下之間的壓力降變大，嚴重者可導致蒸餾塔無法操作。再者，在具有液相反應的情況下，液體量越多則反應的總量也會隨之提高。因此，在分離 CPD 和 MCPD 的蒸餾塔的塔盤設計，若以降低 CPD 被反應消耗總量為目標，則塔板設計方向應是降低堰高，但如此的設計將導致板效率的降低。
2. 在計算 CPD 的總消耗量時，一併考慮板效率的因素，在此利用計算所得的板效率將理論板數換算成實際板數。因此，在低板效率的例子中，總實際板數會增加 1~2 板，反而讓 CPD 的總消耗量增加。如圖 9a 中，在堰高 25 mm 的條件下，CPD 的總消耗量高於 35 mm 的例子。
3. 爲了能將讓塔盤上的液體能累積後再流過堰進入降液管，上方降液管的出口高度通常設計低於堰高約 10 mm。因此，當堰的高度設計越小時，降液管出口的高度也會降低。這將導致液體從降液管出口流出時的速度變大，反而增加的壓力損失，讓液體在降液管內的壓降變大。相反地，若堰的高度增加時，塔盤上液體累積高度越高，也會讓液相的壓降越大。圖 9b 上降液管內的液體高度隨堰的高度由小變大時，即呈現兩端大中間小的現象。特別是下塔的液體流量大，更突顯低堰高時，液體從小的降液管出口流出的壓力損失更大，讓降液管內的液體高度更高。
4. 當篩板上的開孔率提高時，氣相的壓降必定明顯降低，同時也讓液相的壓力降低。如此也會讓液體在降液管的高度降低，減少了清澈液體在降液管內的體積，讓 CPD 反應總消耗量下降。
5. 降液管面積分率的提升會排擠 active area 的面積，讓氣相的壓力降提高。然而，降液管面積分率對液相壓力的影響不明顯，幾乎維持不變。因此，降液管面積分率大時，降液管內積存的液體較多，讓 CPD 反應的總消耗量增加。
6. 爲了降低 CPD 的反應總消耗量並兼顧板效率，環戊二烯的濃縮回收塔的篩板設計建

議為：堰高不宜超過 5 mm，開孔面積分率可設計在 0.12~0.14 之間，而降液管面積分率則以 8%~10% 為較佳之設計。

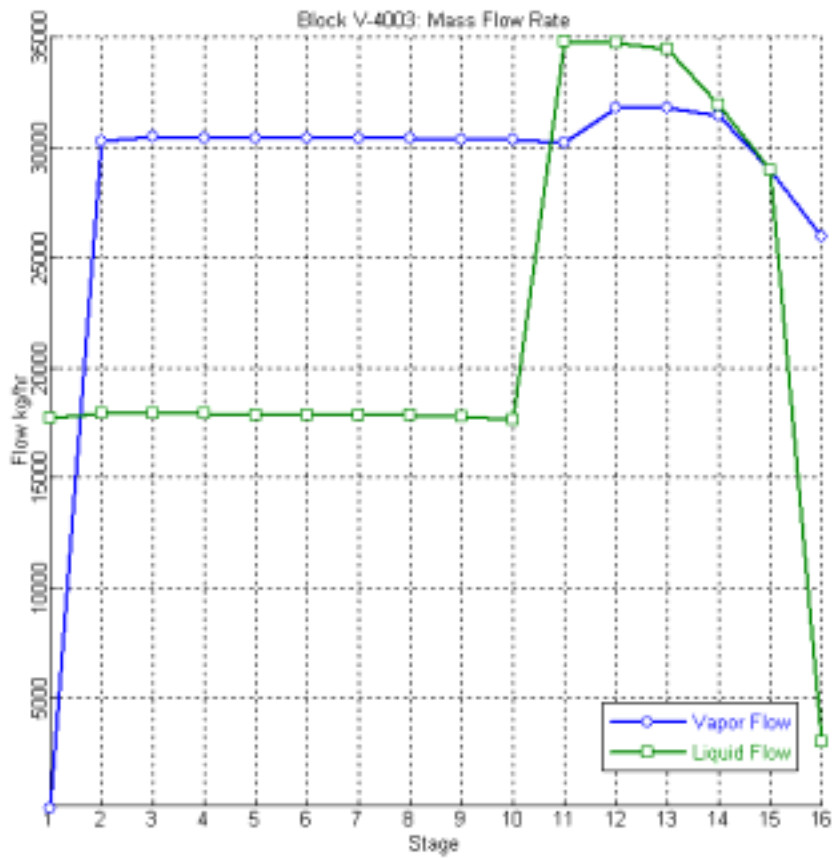


圖 8 反應性蒸餾塔內氣體流量與液體流量分佈



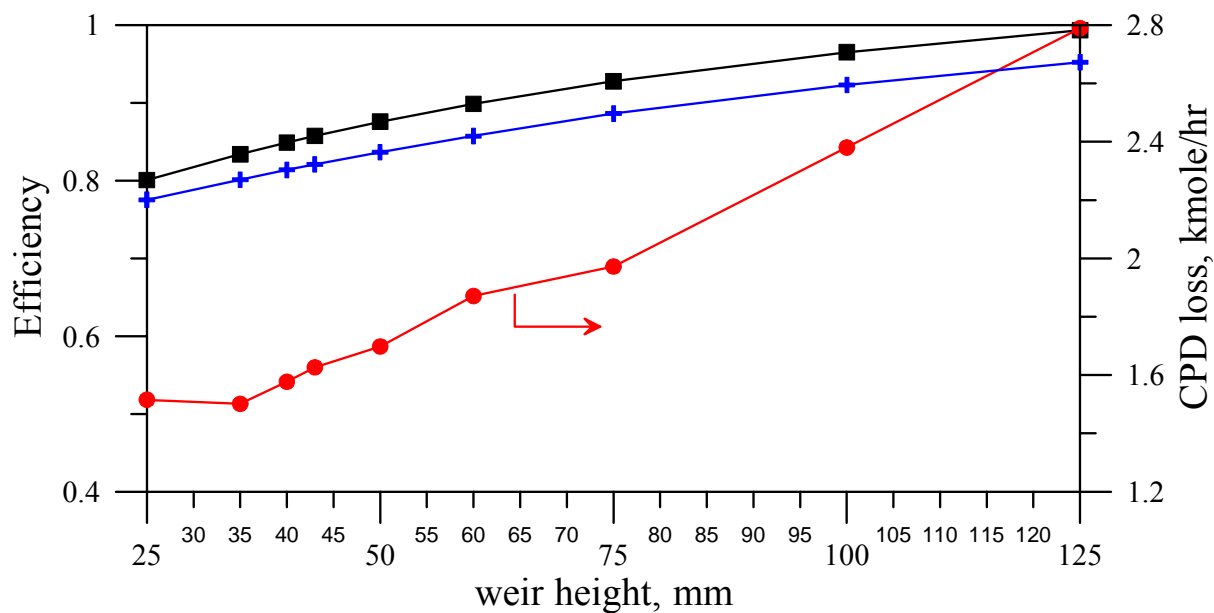


圖 9a 堰高和板效率與 CPD 總消耗量之關係(●：CPD 總消耗量，■：上塔板效率，+：下塔板效率)

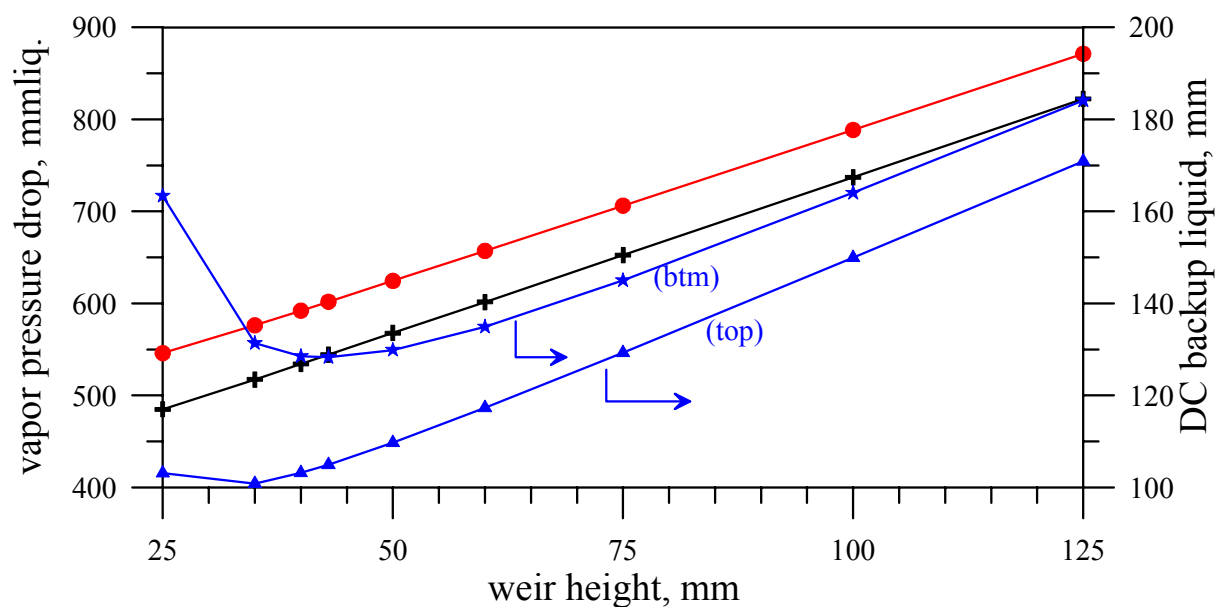


圖 9b 堰高和氣相壓差與液相壓差之關係(●：上塔氣相壓降，+：下塔氣相壓降，▲：上塔液體壓降，★：下塔液體壓降)

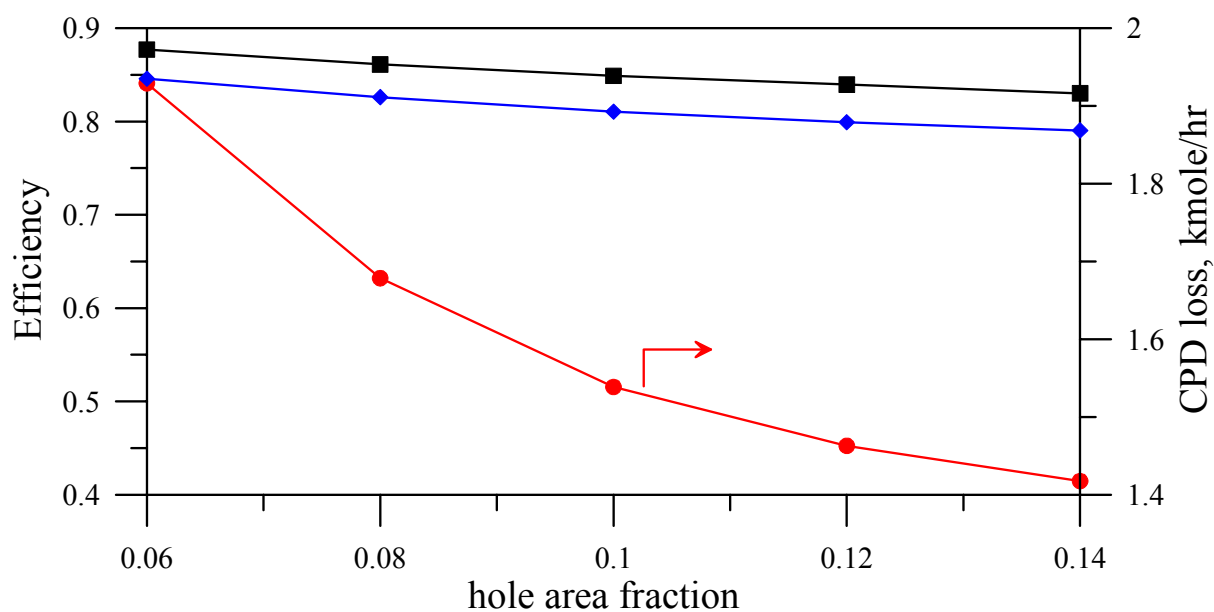


圖 10a 開孔面積分率和板效率與 CPD 總消耗量之關係(●：CPD 總消耗量，■：上塔板效率，+：下塔板效率)

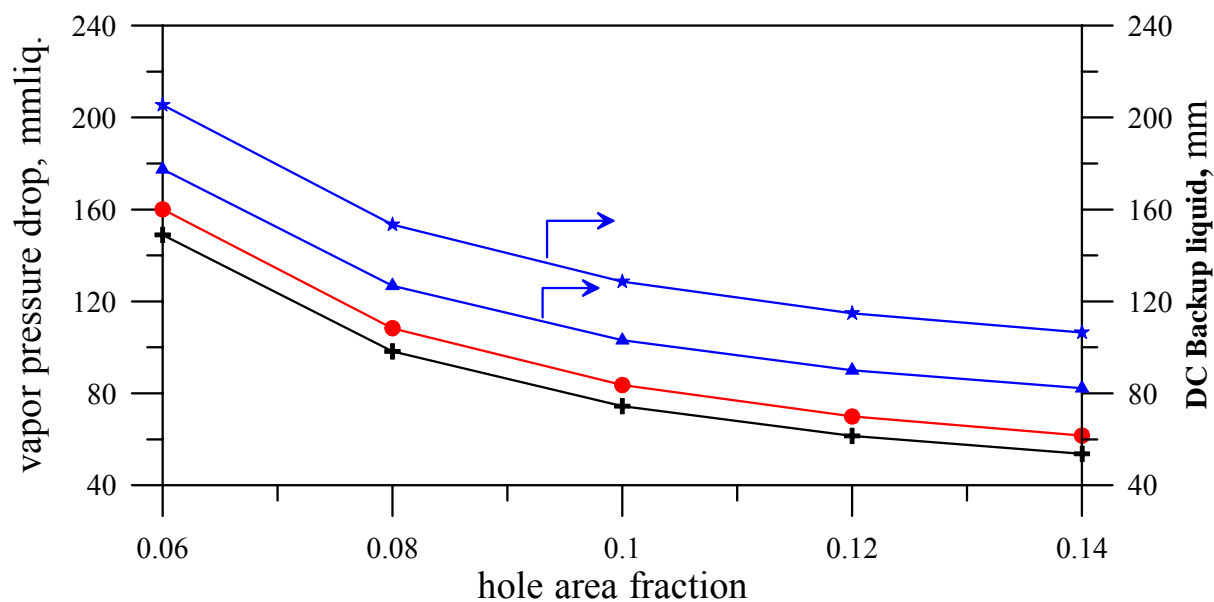


圖 10b 開孔面積分率和氣相壓差與液相壓差之關係(●：上塔氣相壓降，+：下塔氣相壓降，▲：上塔液體壓降，★：下塔液體壓降)

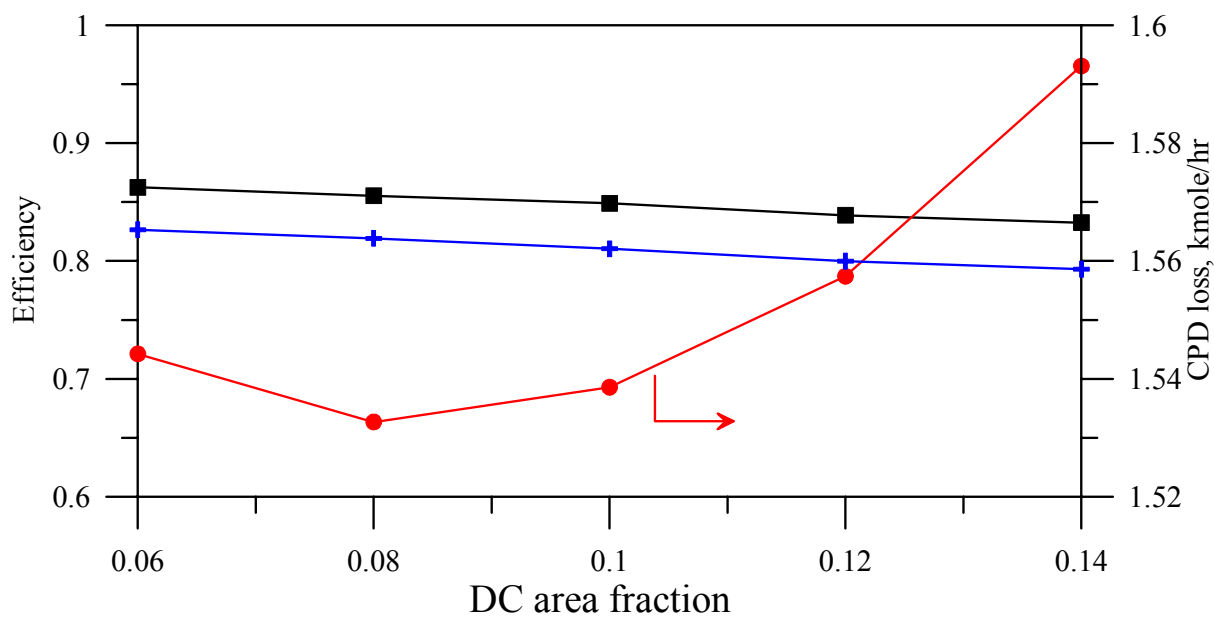


圖 11a 降液管面積分率和板效率與 CPD 總消耗量之關係(●：CPD 總消耗量，■：上塔板效率，+：下塔板效率)

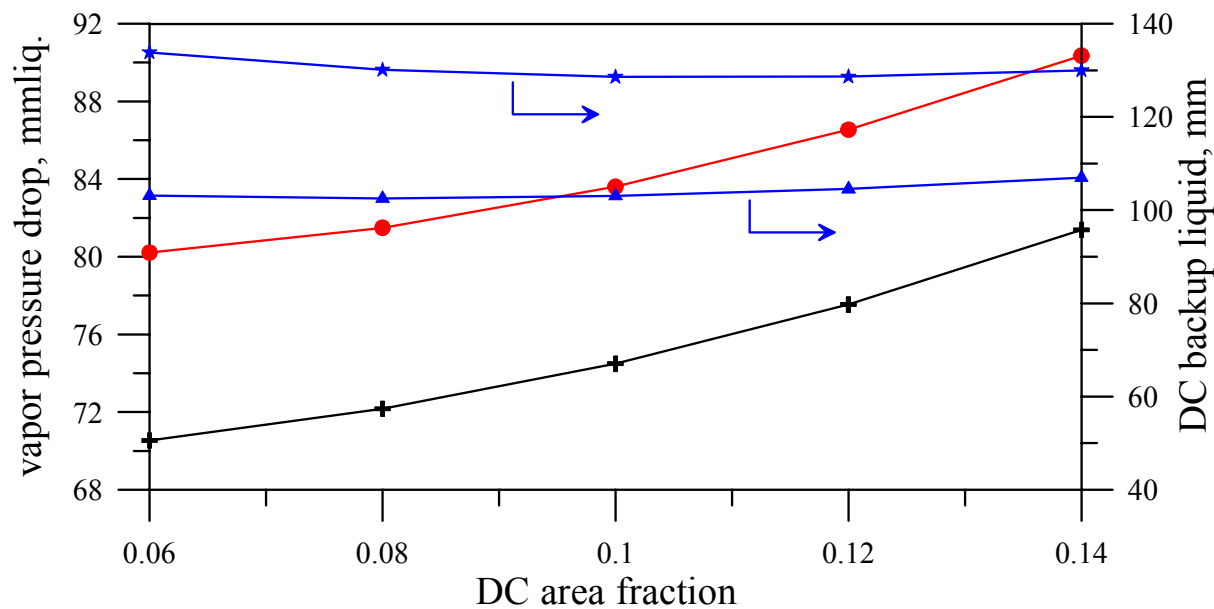


圖 11b 降液管面積分率和氣相壓差與液相壓差之關係(●：上塔氣相壓降，+：下塔氣相壓降，▲：上塔液體壓降，★：下塔液體壓降)

## 第六章 結論

這次專題研究主題『蒸餾塔設計對五碳雙烯類回收之影響』係配合煉研所因應石化高值化—雙環戊二烯提純研究專題相關的研究項目，研究內容主要探討塔盤的設計對環戊二烯在蒸餾過程於塔盤的液體內發生自聚反應以及塔盤分離效率的影響。

針對此研究題目，我們先應用 Aspen Plus 建立反應性蒸餾塔的模式，從模式的模擬結果獲得塔盤設計與性能評估所需的流體數據。接著，將上一步驟獲得的數據輸入已建立的篩板式塔盤設計與性能評估試算表，獲得塔板上液體的積存量。修正 Aspen Plus 模式中液體積存量，重新模擬獲得一組塔內的流體數據，並輸入性能評估試算表，得塔板氣相與液相壓降計算、點效率、Murphree 板效率等訊息。透過調整堰高、開孔面積分率和降液管面積分率等塔板設計參數，再依上述的步驟獲得 CPD 在塔內(不含再沸器)的總消耗量、板效率和氣相與液相壓降的變化結果。最後的計算結果顯示，CPD 的濃縮回收塔的篩板設計建議為：堰高不宜超過 5 mm，開孔面積分率可設計在 0.12~0.14 之間，而降液管面積分率則以 8%~10%為較佳之設計。依據上述的篩板設計可降低 CPD 的反應總消耗量並兼顧板效率。

裂解汽油中五碳雙烯具有很高的應用價值，若能有效回收純化必能提升中油公司的產值。目前這些回收製程技術都掌握在歐美與日本等先進國家的手中，若能開發出新的回收技術，除了可供公司自行使用，亦可將技術輸出。

### 參考文獻：

- [1] Kunesh, J. G., Kister, H. Z., Lockett, M. J., and Fair, J. R., "Distillation — Still towering over other options", Chem. Eng. Prog., 91, 43 (1995).
- [2] Venkataraman, S., Chan, Willie K., and Boston, Joseph F., "Reactive distillation using ASPEN PLUS," Chemical Engineering Progress, 86, 45 (1990).
- [3] 蘇維彬, 陳琦瑜, 魏國銘, 林棕斌, 洪正宗, 賴文煌, 陳正文, 鄭鴻渠, 應用反應蒸餾模式解析去戊烷塔以提煉石化級五碳裂解汽油, 石油季刊, 第 45 卷,第 2 期, 63 (2009).
- [4] Cheung, T. T. P., "Cyclopentadiene and Dicyclopentadiene," Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, Vol.8, John Wiley & Sons, Inc., 219 (2001).
- [5] Chuang, K. T. and Nandakumar, K., "Tray Columns: Design," Encyclopedia of Separation Science, II/Distillation, Academic Press Wilson, 1135 (2000).
- [6] Nandakumar, K. and Chuang, K. T., "Tray Columns: Performance," Encyclopedia of Separation Science, II/Distillation, Academic Press Wilson, 1140 (2000).
- [7] Zuideweg, F. J., "Sieve trays: A view of the state of the art," Chemical Engineering Science, 37, 1441 (1982).

- [8] Lockett, M.J., *Distillation Tray Fundamentals*, Cambridge University Press, (1986).
- [9] Kister, H. Z., *Distillation Design*, New York: McGraw-Hill, (1992).
- [10] Chen, G. X. and Chuang, K. T., "Prediction of point efficiency for sieve trays in distillation," *I & EC Research*, 32, 701 (1993).
- [11] Gesit, G. K., Nandakumar, K., and Chuang, K.T., "CFD modeling of flow patterns and hydraulics of commercial-scale sieve trays," *AIChE Journal*, 49, 910 (2003).
- [12] Wang, X. L., Liu, C. J., Yuan, X. G., Yu, K. T., "Computational fluid dynamics simulation of three-dimensional liquid flow and mass transfer on distillation column trays," *Ind. Eng. Chem. Res.* 43, 2556 (2004).
- [13] Rahimin, R., Sotoodeh, M. M., and Bahramifar, E., "The effect of tray geometry on the sieve tray efficiency," *Chemical Engineering Science*, 76, 90 (2012).

## 建議：

本次的出國專題研究能順利完成係歸功於選擇的研究題目與目前煉研所配合公司推動石化高值化的研究計畫相互一致，且在出國前已經對此專題進行了相關的研究，所以即使轉換至一個陌生的工作環境，也可以迅速掌握題目的要點，切入研究主題，毫無調適與銜接的問題。另一方面，莊教授是國際知名的蒸餾專家，無論在傳統蒸餾或是反應蒸餾的技術具有世界級研究水準。他的研究專長完全契合本專題研究計畫執行所需，且又長期擔任本公司的顧問，對公司的研究方向非常了解，有效協助個人完成這三個半月的研究成果。

個人深感幸運能獲得此次出國的專題研究之機會，除了可接受莊子棠教授的指導，充實蒸餾方面的觀念與技術，並可見識國際知名的學府的學術研究環境，提升個人的視野。建議若能增加此類型出國研究的員額，對員工的研究能力與素質的提升必定有正面的幫助。