

國立臺灣大學工程學院化學工程學所

碩士論文

Department of Chemical Engineering

College of Engineering


National Taiwan University

Master Thesis

多效蒸餾塔系統之分析與最適化設計

The Analysis and Optimum Design for

Multi-Effect Arrangements



趙育賢

Yu-Hsien Chao

指導教授：陳誠亮 博士

Advisor: Cheng-Liang Chen, Ph.D.

中華民國 100 年 7 月

July, 2011



# 誌謝

感謝恩師陳誠亮教授，兩年來的指導與鼓勵，透過身體力行教導讓我了解作研究應有的格局和態度，在此致上最高的敬意與感謝。感謝黃孝平教授與錢義隆教授與 Ward Jeff 教授亦對我的研究工作提供許多寶貴的建議，使得本論文得以順利完成。感謝中國文化大學的王子奇教授，台北科技大學鄭智成教授，在口試期間提出許多寶貴的意見與指正，使論文更臻完善。

在研究期間，特別感謝林志曜學長與李瑞元學長的細心指導，使我受益良多；另外，亦感謝慧楚、義章、士暉、玠廷、建凱、乾元、玉龍等學長姐，在生活與學業方面給我許多協助；除此之外，也要感謝研究夥伴：孟達、均諺、鎮宇、宗翰、傳真、郁迪、哲維能夠一起度過兩年有苦有樂的時光，是難得的緣分；感謝學弟妹：桐霖、子軒、旻澤、騰允、恆嘉、偉倫、紹群的陪伴，讓實驗室有很好的研究氣氛。珍重，祝福你們。

最後，感謝我的家人，因為有你們的支持我才能一往無前，毫無後顧之憂，在此獻上最真摯的感謝。



# 摘要

近年來能源短缺問題日益嚴重，如何能有效率的提升工業製程之能源使用效率，已是相當重要的課題。在傳統化學工業中，蒸餾塔是相當耗能的單元，如何設計出適當的蒸餾塔結構，有效率地使用能源降低操作成本與減少對環境的污染，已成為大家研究的方向。早在 1950 多效蒸餾塔 (Multi-effect Distillation Columns) 的概念已被 Robinson 與 Gilliland 提出，藉由調整兩根塔的壓力，造成溫度差以進行熱整合，進而達到節省能量消耗與能量再利用的目的。

本論文以 Underwood's equation 與 kings formula 計算出的理論最小蒸氣量並繪製蒸氣量圖為基礎，討論三成分系統多效蒸餾塔進料與蒸餾塔蒸氣量的關係，進而提出四成分多效蒸餾塔結構與推導各結構所需最小蒸氣量，計算出各結構節省的能量百分比，歸納在各種不同進料狀況下，所適合的蒸餾塔結構。將理論推導的結果與知名商業軟體 Aspen Plus 模擬出的最小蒸氣量做比擬，驗證本研究之準確性以及偏差的原因，並依照實際狀況提出更加省能的方法。



# Abstract

The problem of energy shortage has become serious. It is important to study useful methods for increasing the energy efficiency in process industries. Distillation process is a typical unit that uses a lot of energy in chemical plants. The topics of designing proper distillation column arrangements to utilize energy efficiently and lowering operating cost while attaining the goal of protecting environment have become important research directions. The concept of multi-effect distillation columns has already been mentioned by Robinson and Gilliland in 1950. They proposed that by adjusting the pressure of two columns, the temperature difference of them would be large enough to enable heat integration. And it can achieve the purpose of energy conservation and recovery.

Based on the Underwood's equation and King's formula to calculate the theoretical minimum vapor flow rate in a distillation column, the study attempts to discuss the relationship between the feed conditions and the minimum vapor flow rate in three components multi-effect distillation system. The results from three component separation problems are extended to multi-effects distillation columns for separating four components. The potential energy savings when compared with the conventional arrangement are investigated. The theoretical results are also confirmed by comparing its results with

those from Aspen Plus simulation.

**Key words:** Minimum vapor flow rate, Prefractionator, Multi-effect distillation arrangements, Direct-split, Indirect-split



# 目 錄

|  |           |
|--|-----------|
| 致謝   | i         |
| 摘要   | iii       |
| Abstract                                   | v         |
| 附圖目錄                                       | xi        |
| 附表目錄                                       | xv        |
| <b>1 緒論</b>                                | <b>1</b>  |
| 1.1 前言                                     | 1         |
| 1.2 多效蒸餾塔之原理與結構介紹                          | 2         |
| 1.3 文獻回顧                                   | 5         |
| 1.4 研究動機與目的                                | 7         |
| 1.5 組織章節                                   | 8         |
| <b>2 蒸餾塔最小能耗理論計算</b>                       | <b>9</b>  |
| 2.1 Underwood Equations 與 Kings formula 回顧 | 9         |
| 2.2 多成分蒸餾塔最小能耗計算                           | 15        |
| <b>3 多效蒸餾塔最小能耗理論分析</b>                     | <b>23</b> |
| 3.1 計算建立之基本假設條件                            | 23        |
| 3.2 Prefractionator 分析                     | 24        |
| 3.2.1 Prefractionator 熱整合分析                | 27        |

|          |  |           |
|----------|--|-----------|
| 3.3      | 直接序列式 (Direct-split) 分析 . . . . .          | 29        |
| 3.3.1    | 直接序列式 (Direct-split) 熱整合分析 . . . . .       | 30        |
| 3.4      | 間接序列式 (Indirect-split) 分析 . . . . .        | 32        |
| 3.4.1    | 間接序列式 (Indirect-split) 熱整合分析 . . . . .     | 33        |
| 3.5      | Petlyuk 分析 . . . . .                       | 35        |
| 3.6      | Prefractionator 熱整合方式 . . . . .            | 37        |
| 3.6.1    | 進料相對揮發度與 Prefractionator 熱整合方式分析 . . . . . | 42        |
| 3.6.2    | 進料組成與 Prefractionator 熱整合方式分析 . . . . .    | 44        |
| <b>4</b> | <b>四成分多效蒸餾塔系統分析</b>                        | <b>47</b> |
| 4.1      | Direct-Prefractionator 分析 . . . . .        | 47        |
| 4.1.1    | Direct-Prefractionator 熱整合分析 . . . . .     | 49        |
| 4.2      | Direct-Direct split 分析 . . . . .           | 51        |
| 4.2.1    | Direct-Direct split 熱整合分析 . . . . .        | 52        |
| 4.3      | Direct-Indirect split 系統分析 . . . . .       | 54        |
| 4.3.1    | Direct-Indirect split 熱整合分析 . . . . .      | 55        |
| 4.4      | Direct-Petlyuk 分析 . . . . .                | 57        |
| 4.5      | Indirect-Prefractionator 分析 . . . . .      | 59        |
| 4.5.1    | Indirect-Prefractionator 熱整合分析 . . . . .   | 61        |
| 4.6      | Indirect-Indirect split 分析 . . . . .       | 63        |
| 4.6.1    | Indirect-Indirect split 熱整合分析 . . . . .    | 64        |
| 4.7      | Indirect-Direct split 分析 . . . . .         | 66        |
| 4.7.1    | Indirect-Direct split 熱整合分析 . . . . .      | 67        |
| 4.8      | Indirect-Petlyuk 分析 . . . . .              | 69        |
| 4.9      | Binary-Binary split 分析 . . . . .           | 71        |
| 4.9.1    | Binary-Binary split 熱整合分析 . . . . .        | 72        |
| 4.10     | 多效蒸餾塔結構與能量節省分析 . . . . .                   | 74        |
| 4.10.1   | 九種多效蒸餾塔結構節省能量百分比 . . . . .                 | 76        |
| 4.10.2   | 進料相對揮發度與蒸餾塔結構討論 . . . . .                  | 79        |

|                                   |           |
|-----------------------------------|-----------|
| 4.10.3 進料組成與蒸餾塔結構討論 . . . . .     | 83        |
| 4.11 理論推導與 Aspen 模擬結果比較 . . . . . | 88        |
| <b>5 結論與未來展望 . . . . .</b>        | <b>93</b> |
| 5.1 結論 . . . . .                  | 93        |
| 5.2 未來展望 . . . . .                | 94        |
| 參考文獻 . . . . .                    | 97        |





# 附圖目錄

|   |    |
|---|----|
| 1.1 二成分分離蒸餾塔示意圖 . . . . .               | 2  |
| 1.2 二成分熱整合蒸餾塔示意圖 . . . . .              | 3  |
| 1.3 三成分兩種傳統分離結構 . . . . .               | 4  |
| 1.4 三成分四種熱整合傳統分離結構 . . . . .            | 4  |
| 1.5 二成分系統五種熱整合結構 . . . . .              | 5  |
| 2.1 無限塔板數下的 Underwood roots . . . . .   | 13 |
| 2.2 二成分蒸餾塔最小蒸氣量與蒸餾量示意圖 . . . . .        | 15 |
| 2.3 三成分蒸餾塔最小蒸氣量與蒸餾量示意圖 . . . . .        | 16 |
| 2.4 四成分蒸餾塔最小蒸氣量與蒸餾量示意圖 . . . . .        | 19 |
| 3.1 Prefractionator 示意圖 . . . . .       | 24 |
| 3.2 Prefractionator 塔一蒸氣量示意圖 . . . . .  | 25 |
| 3.3 Prefractionator 塔二蒸氣量示意圖 . . . . .  | 27 |
| 3.4 Prefractionator 熱整合示意圖 . . . . .    | 28 |
| 3.5 Prefractionator 熱整合蒸氣量示意圖 . . . . . | 28 |
| 3.6 直接序列式示意圖 . . . . .                  | 29 |
| 3.7 直接序列式蒸氣量示意圖 . . . . .               | 30 |
| 3.8 直接序列式熱整合示意圖 . . . . .               | 31 |
| 3.9 直接序列式熱整合蒸氣量示意圖 . . . . .            | 31 |
| 3.10 間接序列式蒸餾塔系統示意圖 . . . . .            | 32 |
| 3.11 間接序列式蒸氣量示意圖 . . . . .              | 33 |
| 3.12 間接序列式熱整合系統蒸示意圖 . . . . .           | 34 |

|  |    |
|--|----|
| 3.13 間接序列式熱整合系統蒸氣量示意圖 . . . . .              | 34 |
| 3.14 Petlyuk 示意圖 . . . . .                   | 35 |
| 3.15 Petlyuk 蒸氣量示意圖 . . . . .                | 36 |
| 3.16 第一種熱整合示意圖 . . . . .                     | 37 |
| 3.17 第二種熱整合示意圖 . . . . .                     | 38 |
| 3.18 第三種熱整合示意圖 . . . . .                     | 39 |
| 3.19 第四種熱整合示意圖 . . . . .                     | 40 |
| 3.20 第五種熱整合示意圖 . . . . .                     | 41 |
| 3.21 $\alpha_{AB}$ 對蒸氣量影響示意圖 . . . . .       | 42 |
| 3.22 $\alpha_{BC}$ 對蒸氣量影響示意圖 . . . . .       | 43 |
| 3.23 $z_A$ 對蒸氣量影響示意圖 . . . . .               | 44 |
| 3.24 $z_C$ 對蒸氣量影響示意圖 . . . . .               | 45 |
| 4.1 Direct-Prefractionator 示意圖 . . . . .     | 48 |
| 4.2 塔一與塔二熱整合示意圖 . . . . .                    | 50 |
| 4.3 塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .                    | 50 |
| 4.4 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .              | 50 |
| 4.5 Direct-Direct split 示意圖 . . . . .        | 51 |
| 4.6 塔一與塔二熱整合示意圖 . . . . .                    | 53 |
| 4.7 塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .                    | 53 |
| 4.8 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .              | 53 |
| 4.9 Direct-Indirect split 示意圖 . . . . .      | 54 |
| 4.10 塔一與塔二熱整合示意圖 . . . . .                   | 56 |
| 4.11 塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .                   | 56 |
| 4.12 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .             | 56 |
| 4.13 Direct-Petlyuk 示意圖 . . . . .            | 57 |
| 4.14 塔一與 Petlyuk 熱整合示意圖 . . . . .            | 58 |
| 4.15 Direct-Prefractionator 熱整合示意圖 . . . . . | 60 |
| 4.16 塔一與塔二熱整合示意圖 . . . . .                   | 62 |

|  |    |
|--|----|
| 4.17 塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .                 | 62 |
| 4.18 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .           | 62 |
| 4.19 Indirect-Indirect split 示意圖 . . . . . | 63 |
| 4.20 塔一與塔二熱整合示意圖 . . . . .                 | 65 |
| 4.21 塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .                 | 65 |
| 4.22 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖熱整合示意圖 . . . . .     | 65 |
| 4.23 Indirect-Direct split 示意圖 . . . . .   | 66 |
| 4.24 塔一與塔二熱整合示意圖 . . . . .                 | 68 |
| 4.25 塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .                 | 68 |
| 4.26 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .           | 68 |
| 4.27 Indirect-Petlyuk 示意圖 . . . . .        | 69 |
| 4.28 塔一與 Petlyuk 熱整合示意圖 . . . . .          | 70 |
| 4.29 Binary-Binary split 示意圖 . . . . .     | 71 |
| 4.30 塔一與塔二熱整合示意圖 . . . . .                 | 73 |
| 4.31 塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .                 | 73 |
| 4.32 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖 . . . . .           | 73 |
| 4.33 九種蒸餾塔結構圖 . . . . .                    | 75 |
| 4.34 一般情形下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .            | 79 |
| 4.35 CD 成分難分離下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .        | 80 |
| 4.36 AB 成分難分離下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .        | 81 |
| 4.37 AB 成分難分離下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .        | 82 |
| 4.38 A 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .        | 83 |
| 4.39 B 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .        | 84 |
| 4.40 C 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .        | 85 |
| 4.41 D 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖 . . . . .        | 86 |
| 4.42 分離四成分蒸餾塔結構圖 . . . . .                 | 88 |
| 4.43 分離四成分熱整合蒸餾塔結構圖 . . . . .              | 90 |
| 4.44 分離四成分熱整合蒸餾塔結構圖 . . . . .              | 91 |

4.45 塔一與塔二塔三進行熱整合結構圖 . . . . . 92



# 附表目錄

|                                     |    |
|-------------------------------------|----|
| 4.1 以 DDS 為基準各結構能量節省百分比 . . . . .   | 76 |
| 4.2 以 DDS 為基準各結構能量節省百分比 . . . . .   | 77 |
| 4.3 以 DDS 為基準各結構能量節省百分比 . . . . .   | 78 |
| 4.4 進料、產物、相對揮發度資料 . . . . .         | 89 |
| 4.5 進行兩次熱整合下冷凝器與再沸器能耗 . . . . .     | 91 |
| 4.6 塔一與塔二塔三進行熱整合冷凝器與再沸器能耗 . . . . . | 92 |
| 5.1 進行兩次熱整合下冷凝器與再沸器能耗 . . . . .     | 94 |



# 1

## 緒論

### 1.1 前言

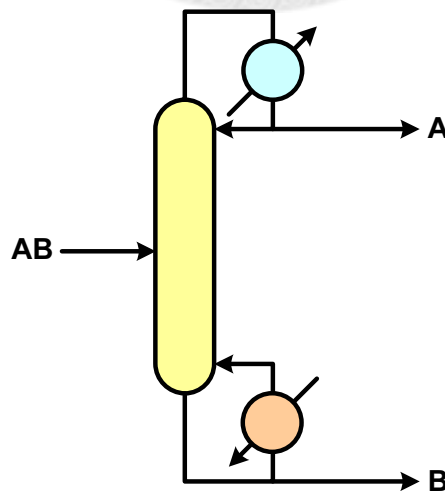
在現代，能源短缺問題日益嚴重，石化資源已不再是取之不盡，用之不竭。同時大量使用石化產品，也造成環境污染以及溫室效應，使得各國不斷找尋替代能源，像是太陽能電池、燃料電池、生質能源…。但這些能源技術還未達商業化階段，往往需要更多的成本，效率也差強人意。因此積極地研究減少能源消耗的方法，已成為我們現今努力的目標。在傳統化學工業中，95%的液體是使用蒸餾塔分離，蒸餾是使用大量熱能產生蒸氣，藉由各種物質不同的相對揮發度達到分離純化的效果，蒸餾塔是複雜而且高耗能的分離單元，占全世界能源總消耗的3%，在我國化工程序的能耗中佔了45%，面對日益上升的原油價格，如何設計出適當的蒸餾塔結構，有效率的使用能源，減少能源消耗，已成為大家非常關注的課題。

使用多效蒸餾塔最可節省高達 70% 的能量，能夠大大減低能源消耗。現在已被提出的各種熱整合蒸餾塔系統有反應蒸餾 (Reactive distillation)，內熱整合蒸餾塔 (Internally heat-integrated distillation)、隔板蒸餾 (Divided wall distillation)、多效蒸餾塔 (Multi-effect distillation)。多效蒸餾塔系統是藉由兩個以上的蒸餾塔，調整各塔的壓力，使得高壓塔的冷凝器與低壓塔的再沸器有足以提供熱量交換的溫差，本文是以多效蒸餾塔系統進行更深入的討論。

## 1.2 多效蒸餾塔之原理與結構介紹

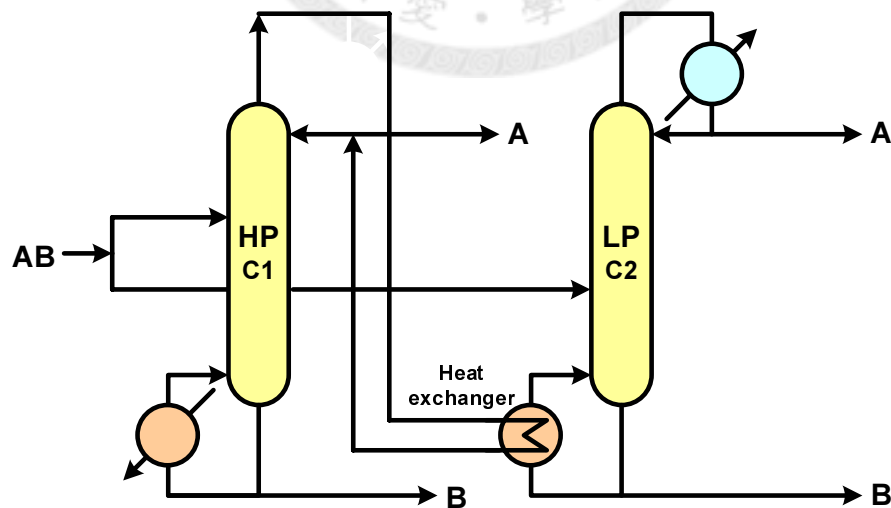
蒸餾塔是利用揮發度差異分離物質的單元，塔底有一個再沸器用外界水蒸氣提供的熱量加熱並汽化回流入塔內的物流，塔頂有冷凝器冷卻塔頂蒸氣成液態，釋放出的熱量由外界的水吸收，塔頂與塔底產生出純度較高的物流。如圖 1.1 所示。

圖 1.1 二成分分離蒸餾塔示意圖



多效蒸餾塔的基本概念是當一混合物使用兩根以上的蒸餾塔分離時，調整不同塔的壓力，使一塔的塔頂溫度大於另一根塔的塔底溫度，使得冷凝器放出的熱量可以被再沸器吸收藉此節省能量。此想法早在1950年由Robinson and Gilliland提出[15]，以圖1.1分離二成分蒸餾塔為例，可把進料分成兩股分別進入兩根蒸餾塔，如圖1.2所示，將第一根塔壓力提高，使塔頂溫度高於第二根塔塔底溫度，再藉由熱交換器進行熱整合，通常溫度差要達到20K以上[?]，如果溫差過低，熱交換器熱交換面積要變得非常大才能進行熱整合。在理想狀況下，進料分成相同兩股流時，可節省50%的能量。分成相同三股流，用三根塔進行熱整合可節省66%能量，所使用的塔數與能節省的能量會成反比。但由於需要把各塔壓力提高，而且由一根塔變成多根塔，會使得操作成本以及設備成本增加。

圖 1.2 二成分熱整合蒸餾塔示意圖



目前最常被提到的多效蒸餾塔以兩成分與三成份為主，一般而言分離三成分需要二根蒸餾塔，傳統最常被提出的架構如圖 1.3，經由熱整合的架構則會有四種，如圖 1.4。

圖 1.3 三成分兩種傳統分離結構

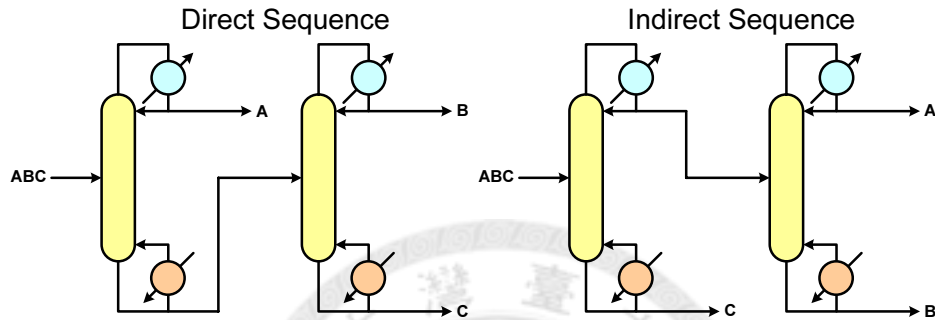
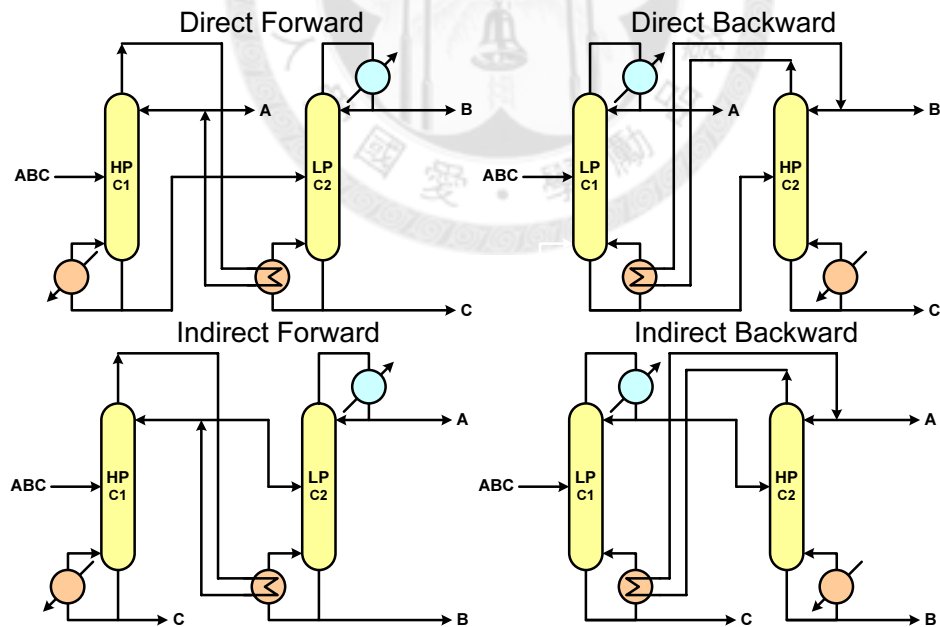


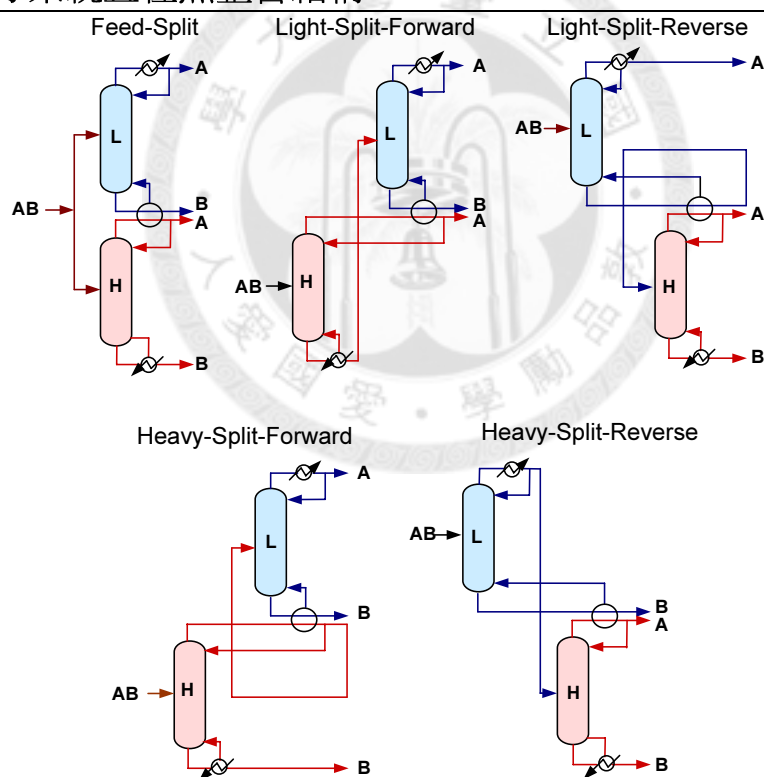
圖 1.4 三成分四種熱整合傳統分離結構



### 1.3 文獻回顧

Multi-effect 的概念很早就被提出，在 1950 年 Robinson 與 Gilliland[15] 的書中已有較完整的介紹，在此書中提到把一根塔分成兩根塔進行熱整合的想法，雖然可以節省能量，但由於需要更多的設備成本，在能源不缺乏的年代，並沒有引起大家的興趣。到了 1980 年 King[10] 提出簡化分離兩種物質的計算式，開始有更多人進行這方面的研究。1983 年 Chiang 與 Luyben[2] 提出分離二成分系統的五種熱整合架構，如圖 1.5 所示。1985

圖 1.5 二成分系統五種熱整合結構



年 Cheng and Luyben[1] 則提出分離二成分系統不同相對揮發度與組成進行比較，在高相對揮發度時，輕成分組成高以 Light-Split-Forward 較好，

在重成分組成較高時以 Light-Split-Reverse 較好。在中相對揮發度時，輕成分組成高時以 Light-Split-Forward 較好，輕成分組成中高時以 Feed-Split 較佳。在低相對揮發系統以 Feed-Split 最好。1993 年 Wankat[?] 提出了 23 種多效蒸餾塔架構，對這些結構有概略性的討論。由於三成分系統在傳統上就是使用三根塔分離，直接加壓即可進行熱整合，不必像二成分系統在熱整合時需要多加一根塔，不會增加設備成本，所以開始有大量的研究對三成分系統進行分析。

2001 年 Emtir et al.[3] 則對三成分熱整合系統系統進行模擬。發現經由熱整合過後可節省 TAC 達 32%，同一年 Rev et al.[14] 提出最小蒸氣量可視為觀察蒸餾塔耗能的一種方式。2003 年 Halvorsen 與 Skogestad[8] 運用 Underwood Equations 推導出蒸餾塔塔頂的蒸氣量計算方式，並藉此畫出二成分與三成分的最小蒸氣量圖。並在同年[7] 提出 Petlyuk 的蒸氣量計算方式。在 2005 年 Engelen 與 Skogestad[4] 提出三成分系統藉由同一張蒸氣量圖，算出有進行熱整合與沒進行熱整合整個系統所需的蒸氣量 (short-cut method)，在 2005 年 Engelen 與 Skogestad[5] 討論五成分藉由四個蒸餾塔分離，藉由三成分蒸氣量圖，兩個塔兩個塔一一做分析，並進行模擬比對，同時計算進行 Forward 與 Backward 熱整合方時，各塔所需壓力。

## 1.4 研究動機與目的

在過去研究多效蒸餾塔系統的文獻，如 Chiang and Luyben[2]、Wankant[?]、Halvorsen 與 Skogestad[8][7]、Engelien[5][4]等學者...，其研究針對的系統，都集中在二成分與三成分多效蒸餾塔的分析，很少探討到四成分多效蒸餾塔或更多成分的多效蒸餾塔分析，雖然有藉由四根塔分離五種成分的例子討論[4]，但仍是藉由三成分的蒸氣量圖分成三次討論三個塔的蒸氣量。同時二成分與三成分的蒸餾塔，能熱整合的塔數為兩根，在能源節省上頂多高達 50%，再增加塔數雖然可以節省更多的能源，但並不符合設備成本的經濟效益。

另一方面，由文獻中可以得知，多效蒸餾塔的研究主要有兩個方向，其一是提出蒸餾塔配置架構，其二則是討論進料組成與相對揮發度對蒸餾塔的蒸氣量影響，因此我們想要進一步研究三成分系統之前文獻沒有提到過的三成分進料組成與相對揮發度對蒸餾狀況的影響以及四成分多效蒸餾塔的各種架構以及最小蒸氣量，討論在不同進料相對揮發度以及組成下，何種蒸餾結構可以節省較多的能量，同時以實際物質進行最小蒸氣量模擬，比較理論計算的最小蒸氣量與模擬出來的最小蒸氣量的差異性。

## 1.5 組織章節

本文共分為五個章節，包含：

### 第一章 緒論：

介紹多效蒸餾塔系統，以及多效蒸餾塔系統的發展與型態，並回顧近幾年相關的文獻所提出的多效蒸餾塔結構與所需最小蒸氣量，並從中歸納出研究動機。

### 第二章 蒸餾塔最小能耗理論計算：

首先介紹一根塔分離多成分所需最小蒸氣量的理論推導回顧，再推導出一根塔分離四成分系統所需最小蒸氣量。

### 第三章 三成分系統多效蒸餾塔分析：

先介紹之前文獻已提出過的三成分多效蒸餾塔結構，並畫出其所需的蒸氣量圖，再討論進料對蒸餾塔蒸氣量的影響。

### 第四章 四成分系統多效蒸餾塔分析：

先提出四成分系統各種蒸餾塔結構並導出其所需最小蒸氣量公式，討論在不同進料下哪種多效蒸餾塔架構會有較佳的節能效果，並進行蒸氣量模擬，比較理論推導與實際情形的蒸氣量差異。

### 第五章 結論與未來展望：

為本論文做個總結並討論未來可能的發展性。

# 2

## 蒸餾塔最小能耗理論計算

在計算蒸餾塔能耗時，因為蒸餾塔的蒸氣是從塔底再沸器加熱而上升，當蒸餾所需的蒸氣量上升，再沸器需要吸收更多的能量，相對的塔頂冷凝器所放出的熱量也會增加。所以，蒸餾塔內的最小能耗可用最小蒸氣量表示。一般而言使用 Kings formula[10] 以及 2001 年 Halvorsen 所提出的 Underwood Equations[6] 以及來計算最小蒸氣量，並在之後的 Haversen and Skogestad 的論文[4][7][8]中，運用此計算方法進行一系列蒸餾塔能耗的研究，我們以此基礎加以延伸，探討多效蒸餾塔系統的研究。

### 2.1 Underwood Equations 與 Kings formula 回顧

使用 Underwood Equations 的基本假設為

1. 各成分相對揮發度為定值
2. 塔板數無限

3. 恆莫耳溢流
4. 簡單蒸餾塔結構一股進料塔頂與塔底各一股出料

理想系統的理想氣體會遵守道耳吞定律 (Dalton's law)， $i$  成分的分壓 ( $P_i$ ) 與氣相莫耳組成 ( $y_i$ ) 與總壓 ( $P$ ) 有關，而理想混合物會遵守拉午爾定律 (Raoult's law)， $i$  成分的分壓 ( $P_i$ ) 會與液相莫耳分率 ( $x_i$ ) 以及該成分飽和蒸汽壓 ( $P_i^o$ ) 有關係。

$$p_i = x_i p_i^o(T) \quad (\text{Raoult's law for ideal mixtures})$$

$$p_i = y_i P \quad (\text{Dalton's law for ideal gases})$$

利用氣相莫耳分率 ( $y_i$ ) 以及道耳吞定律接著使用拉午爾定律，使得氣相莫耳分率可以用液相莫耳分率 ( $x_i$ ) 以及  $i$  成分飽和蒸汽壓 ( $P_i^o$ ) 表示。

$$y_i \stackrel{\text{law}}{=} \stackrel{\text{Dalton's}}{=} \frac{p_i}{P} = \frac{p_i}{\sum_i p_i} \stackrel{\text{law}}{=} \stackrel{\text{Raoult's}}{=} \frac{x_i p_i^o(T)}{\sum_i x_i p_i^o(T)}$$

$K$  值是氣相莫耳分率 ( $y_i$ ) 與液相莫耳分率 ( $x_i$ ) 的比值，再運用拉午爾定律以及道耳吞定律使  $K$  值與總壓 ( $P$ ) 以及該氣體飽和汽壓 ( $P_i^o$ ) 有關。

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\frac{p_i}{P}}{\frac{p_i}{p_i^o(T)}} = \frac{p_i^o(T)}{P}$$

相對揮發度 ( $\alpha_{ij}$ ) 是  $i$  成分的  $K$  值與  $j$  成分的比值。

$$\alpha_{ij} = \frac{(y_i/x_i)}{(y_j/x_j)} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{p_i^o(T)}{p_j^o(T)}$$

$$\alpha_i = \alpha_{ir} = \frac{K_i}{K_r} = \frac{p_i^o(T)}{p_r^o(T)}$$

將前面導出的 ( $y_i$ ) 式子上下同乘  $\frac{1/p_r^o}{1/p_r^o}$ 。

$$y_i = \frac{x_i p_i^o(T)}{\sum_i x_i p_i^o(T)} \times \frac{1/p_r^o}{1/p_r^o} = \frac{\alpha_i x_i}{\sum_i \alpha_i x_i}$$

$i$  成分由  $n$  板向上傳送的物流質量淨值 ( $w_i$ )，是向上離開  $n$  板的氣體質量減去相下離開  $n + 1$  板的液體，並且假設恆莫耳溢流。

$$\begin{aligned} w_i &= V_n y_{i,n} - L_{n+1} x_{i,n+1} \\ &= V y_{i,n} - L x_{i,n+1} \quad (\text{恆莫耳溢流}) \end{aligned}$$

兩邊同時乘以  $\frac{1}{V} \frac{\alpha_i}{(\alpha_i - \phi)}$ ，並把左邊的式子規定為 1。

$$\begin{aligned} \frac{1}{V} \frac{\alpha_i}{(\alpha_i - \phi)} \times w_i &= (V y_{i,n} - L x_{i,n+1}) \times \frac{1}{V} \frac{\alpha_i}{(\alpha_i - \phi)} \\ \underbrace{\frac{1}{V} \sum_i \frac{\alpha_i w_i}{(\alpha_i - \phi)}}_{=1 \text{ by choosing } \phi} &= \frac{\sum_i \frac{\alpha_i^2 x_{i,n}}{(\alpha_i - \phi)}}{\sum_i \alpha_i x_{i,n}} - \frac{L}{V} \sum_i \frac{\alpha_i x_{i,n+1}}{(\alpha_i - \phi)} \end{aligned}$$

則左式可寫成：

$$V = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i w_i}{(\alpha_i - \phi)} \quad (\text{Definition Equation})$$

此式為定義方程式(Definition Equation)，用定義方程式可以算出根  $\phi$ ，接下來使用定義方程式以及  $i$  成分向上傳送的物流質量淨值 ( $w_i$ ) 式子，可以來計算塔頂與塔底所需的蒸氣量。

$$w_i = V y_{i,n} - L x_{i,n+1}, \quad V = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i w_i}{(\alpha_i - \phi)}$$

塔頂部分的氣體蒸氣量：

塔頂  $i$  成分向上傳送的物流質量淨值 ( $w_i$ )，就是  $i$  成分塔頂產物的質量淨值，等於塔頂的蒸餾量乘以  $i$  成分的塔頂產物莫耳分率，等於  $i$  成分的進料流量 ( $F z_i$ ) 乘以  $i$  成分被蒸餾到塔頂的比例 ( $r_{i,D}$ )。

$$w_{i,T} = w_{i,D} = D x_{i,D} = r_{i,D} z_i F \geq 0$$

再把此式帶入塔頂蒸氣量的定義方程式(Definition Equation)。

$$V_B = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i w_{i,T}}{(\alpha_i - \phi)} = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i r_{i,D} z_i F}{(\alpha_i - \phi)}$$

總共有  $N_c$  個成分可以解出  $N_c$  個根 ( $\phi_1, \phi_2, \dots, \phi_{N_c}$ )，並與  $\alpha_i$  有下列的關係。

$$\alpha_1 > \phi_1 > \alpha_2 > \phi_2 > \alpha_3 > \dots > \alpha_{N_c} > \phi_{N_c}$$

塔底部分的氣體蒸氣量：

與塔部分的氣體流量相同地，塔底  $i$  成分向上傳輸的物流量淨值 ( $w_i$ ) 是塔頂的流量減去進料的流量，其值小於 0，進料的部分等於 ( $Fz_i$ )，也會等於  $i$  成分物質進料 ( $Fz_i$ ) 乘以  $i$  成分在塔底的比例 ( $r_{i,B}$ )，因其值小於 0 所以要加個負號。

$$w_{i,B} = w_{i,T} - w_{i,F} = w_{i,T} - z_i F = -r_{i,B} z_i F \leq 0$$

再把上式帶入塔底蒸氣量定義方程式(Definition Equation)。

$$V_B = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i w_{i,B}}{(\alpha_i - \psi)} = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i (-r_{i,B}) z_i F}{(\alpha_i - \psi)}$$

可以解出  $N_c$  個根 ( $\psi_1, \psi_2, \dots, \psi_{N_c}$ )，並與  $\alpha_i$  有下列的關係。

$$\psi_1 > \alpha_1 > \psi_2 > \alpha_2 > \psi_3 > \dots > \psi_{N_c} > \alpha_{N_c}$$

綜合塔頂塔底蒸氣量定義方程式所算出的根 ( $\phi_i, \psi_i$ ) 與相對揮發度  $\alpha_i$  的關係。

$$\begin{aligned} \psi_1 > \alpha_1 > \phi_1 > \psi_2 > \alpha_2 > \phi_2 > \psi_3 > \dots > \phi_{N_c-1} > \psi_{N_c} > \alpha_{N_c} > \phi_{N_c} \\ \alpha_i > \phi_i > \psi_{i+1} > \alpha_{i+1}, \quad i = 1, \dots, N_c - 1 \end{aligned}$$

在假定條件為無限塔板數以及最小回流比的條件下， $\phi_i$  與  $\psi_i$  會逐漸逼近一個值  $\theta_i$ 。

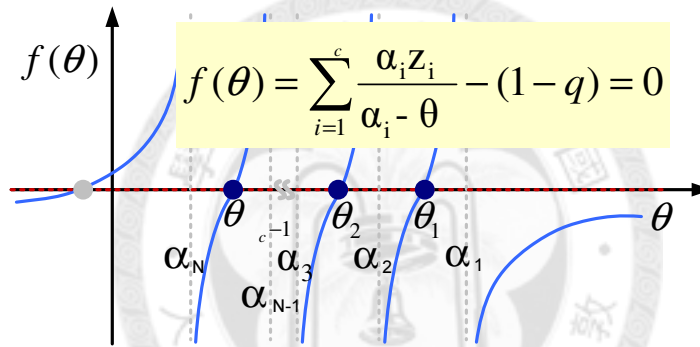
$$V \rightarrow V_{min} \implies \alpha_i > \phi_i \xrightarrow{\text{increasing}} \theta_i \xleftarrow{\text{decreasing}} \psi_{i+1} > \alpha_{i+1}$$

把塔頂蒸氣量減去塔底的蒸氣量，會等於進料的蒸氣量，此為進料方程式 (feed equation)，而此進料方程式的根就是 Underwood's equation 的根  $\theta_i$ 。

$$V_T - V_B = V_F = (1 - q)F = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i z_i}{(\alpha_i - \theta)} F \quad (\text{Feed Eq.})$$

$\alpha_i$  與  $\theta_i$  的關係如圖 2.1：

圖 2.1 無限塔板數下的 Underwood roots



$$\alpha_1 > \theta_1 > \alpha_2 > \theta_2 > \alpha_3 > \dots > \alpha_{N_c-1} > \theta_{N_c-1} > \alpha_{N_c}$$

因此要算出完全分離  $j$  成分以及  $j + 1$  成分 (sharp split) ( $r_{j,D} = 1, r_{j+1,D} = 0$ )，首先要知道進料液相百分比 ( $q$ ， $q = 1$  時為飽和液體)，各成分進料莫耳分率 ( $z_i$ ) 以及相對揮發度 ( $\alpha_i$ )，用進料方程式 (feed equation)，算出  $\theta_i$  (underwood's roots)。再用前面算出的  $\theta_i$ ，進料流量 ( $F$ )，帶入定義方程式 (Definition Equation)，可算出該塔所需最小蒸氣量。

1. Compute the common root  $\theta_j$  ( $\alpha_j > \theta_j > \alpha_{j+1}$ )

$$(1 - q) = \sum_{i=1}^{N_c} \frac{\alpha_i z_i}{(\alpha_i - \theta)}$$

2. Compute the minimum energy

$$\frac{V_{\min}}{F} = \sum_{i=1}^j \frac{\alpha_i z_i}{(\alpha_i - \theta_j)} \quad r_{i,D} = \begin{cases} 1 & \text{for } i \leq j \\ 0 & \text{for } i > j \end{cases}$$

當分離二成分混合物 AB 時， $r_A = x_A D / z_A F$  是 A 成分蒸餾到塔頂的比例， $\alpha_B = 1$ ， $q = 1$  可以使用 Kings formula 算出最小蒸氣量：

$$V_{T,\min} = \frac{r_A - \alpha_A r_B}{\alpha_A - 1} F + D$$

他是使用進料方程式 (feed equation) 先算出  $\theta_A$ ：

$$0 = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{z_B}{1 - \theta_A} \quad (q = 1; \alpha_B = 1) \Rightarrow \theta_A = \frac{\alpha_A}{\alpha_A z_A + z_B}$$

再把  $\theta_A$  帶入定義方程式 (Definition Equation)：

$$\begin{aligned} \frac{V_{\min}}{F} &= \frac{\alpha_A r_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{r_B z_B}{1 - \theta_A} = \frac{\alpha_A r_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} - \frac{\alpha_A r_B z_A}{\alpha_A - \theta_A} \\ &= \frac{(\alpha_A z_A)(r_A - r_B)}{\alpha_A - \theta_A} = \frac{(\alpha_A z_A)(r_A - r_B)}{\alpha_A - \frac{\alpha_A}{\alpha_A z_A + z_B}} \\ &= \frac{\alpha_A z_A (r_A - r_B) (\alpha_A z_A + z_B)}{\alpha_A^2 z_A + \alpha_A z_B - \alpha_A} = \frac{\alpha_A z_A (r_A - r_B) (\alpha_A z_A + z_B)}{\alpha_A^2 z_A + \alpha_A (1 - z_A) - \alpha_A} \\ &= \frac{\alpha_A z_A [r_A \alpha_A z_A + r_A z_B - r_B \alpha_A z_A - r_B z_B]}{\alpha_A z_A (\alpha_A - 1)} \\ &= \frac{r_A \alpha_A z_A + r_A (1 - z_A) - r_B \alpha_A (1 - z_B) - r_B z_B}{\alpha_A - 1} \\ &= \frac{r_A + r_A z_A (\alpha_A - 1) - \alpha_A r_B + r_B z_B (\alpha_A - 1)}{\alpha_A - 1} \\ &= \frac{r_A - \alpha_A r_B}{\alpha_A - 1} + r_A z_A + r_B z_B = \frac{r_A - \alpha_A r_B}{\alpha_A - 1} + \frac{D}{F} \end{aligned}$$

當 AB 二成分完全分離時， $r_A = 1$ ， $r_B = 0$ ，把以上條件帶入，可以簡化方程式為：

$$V_{T,\min} = \frac{1}{\alpha_A - 1} F + D$$

## 2.2 多成分蒸餾塔最小能耗計算

三成分與二成分進料混合物的蒸餾塔最小蒸氣量的計算，在 Halvorsen2003 [8][7]以及 Engeliien[4]中以有提出如圖 2.2, 圖 2.3。

圖 2.2 二成分蒸餾塔最小蒸氣量與蒸餾量示意圖

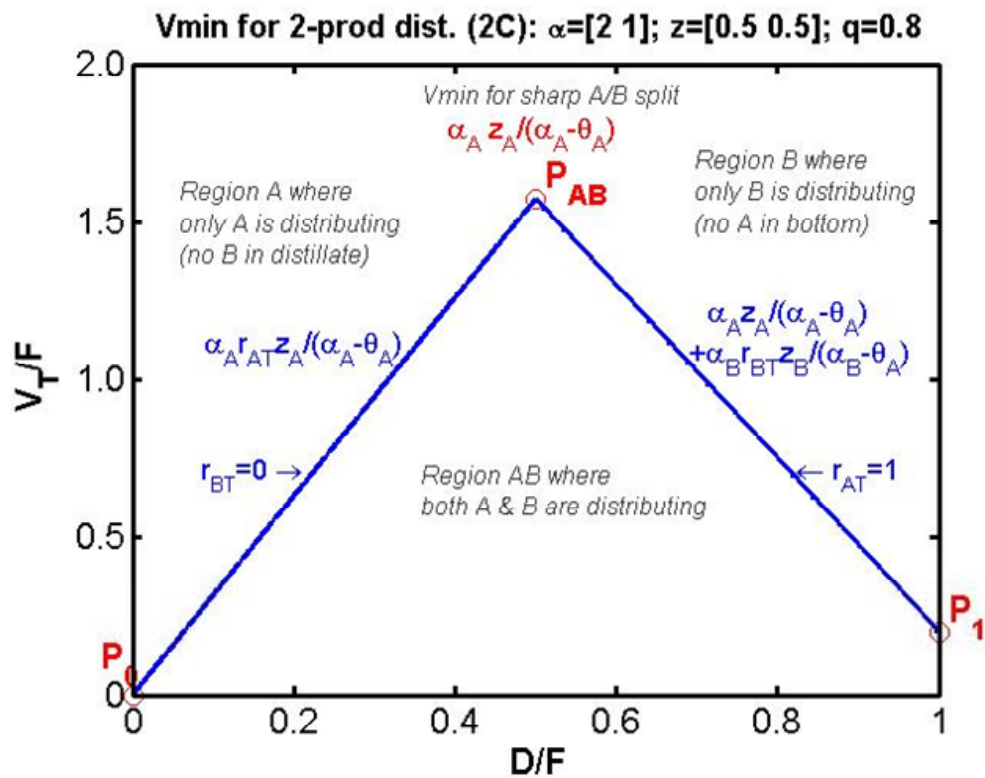
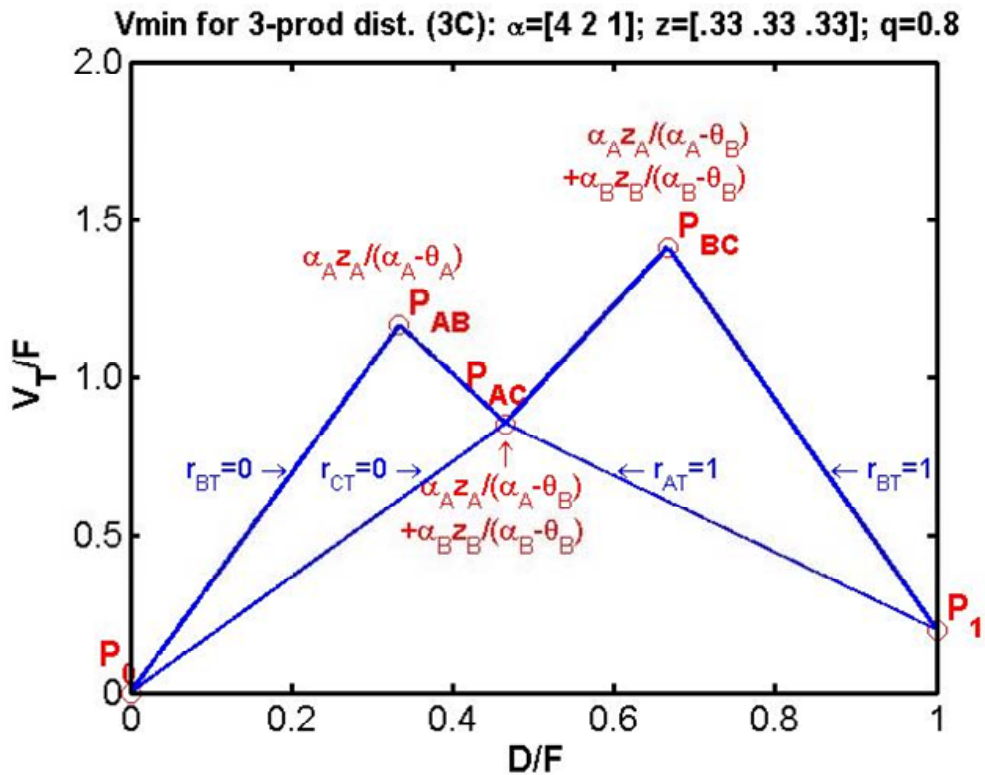


圖 2.3 三成分蒸餾塔最小蒸氣量與蒸餾量示意圖



我們以他們的論文為基礎，發展四成分最小蒸氣量的計算：需給定  $q$ ，

$z = [z_A, z_B, z_C, z_D]$ ,  $\alpha = [\alpha_A, \alpha_B, \alpha_C, \alpha_D]$  塔頂蒸餾量與最小蒸氣量為

$$\frac{V_{Tmin}}{F} = \sum_{i=A,B,C,D} \frac{\alpha_i r_{i,T} z_i}{(\alpha_i - \theta_k)} (\Rightarrow \theta_A, \theta_B, \theta_C); \quad \frac{D}{F} = \sum_{i=A,B,C,D} r_{i,T} z_i$$

兩個邊界之操作點， $P_0$  是所有成分都在塔底， $P_1$  是所有成分都在塔頂

。

$$P_0 \ [r_{A,T}, r_{B,T}] = [0, 0] \Rightarrow [D, V_{min}] = [0, 0]$$

$$P_1 \ [r_{A,T}, r_{B,T}] = [1, 1] \Rightarrow [D, V_{min}] = [1, (1-q)F]$$

$P_{AB}$ (Sharp split) 是 AB 完全分離點，全部的 A 成分在塔頂，全部的 B 在塔

底的分離點。  $P_{BC}$  ,  $P_{CD}$  亦然。

$$P_{AB} [r_{A,T}, r_{B,T}] = [1, 0] \Rightarrow [D, V_{Tmin}] = \left[ z_A, \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} \right] F$$

$$P_{BC} [r_{B,T}, r_{C,T}] = [1, 0] \Rightarrow [D, V_{Tmin}] = \left[ z_A + z_B, \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_B} \right] F$$

$$P_{CD} [r_{C,T}, r_{D,T}] = [1, 0] \Rightarrow [D, V_{Tmin}] = \left[ z_A + z_B + z_C, \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C z_C}{\alpha_C - \theta_C} \right] F$$

$P_{AC}$ (Preferred split), 所需的蒸汽量是該區段最少, 該點表示 A 成分全部在塔頂, CD 成分全部在塔底, B 成分分布在塔頂與塔底。  $P_{BD}$  是 AB 成分在塔頂, C 成分分布在塔頂與塔底, D 成分在塔底。  $P_{AD}$  是 A 成分全部在塔頂, D 成分全部在塔底, BC 成分分布在塔頂與塔底。

$$P_{AC} [r_{A,T}, r_{C,T}] = [1, 0] \Rightarrow [D, V_{Tmin}] = \left[ z_A + \beta_B z_B, \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B \beta_B z_B}{\alpha_B - \theta_B} \right] F$$

$$\beta_B = r_{B,T}^{A/C} = -\frac{\alpha_A z_A (\alpha_B - \theta_A)(\alpha_B - \theta_B)}{\alpha_B z_B (\alpha_A - \theta_A)(\alpha_A - \theta_B)} \left( \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{\alpha_B (\beta_B z_B)}{\alpha_B - \theta_A} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B (\beta_B z_B)}{\alpha_B - \theta_B} \right)$$

$$P_{BD} [r_{B,T}, r_{D,T}] = [1, 0] \Rightarrow [D, V_{Tmin}] = \left[ z_A + z_B + \beta_C z_C, \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C \beta_C z_C}{\alpha_C - \theta_C} \right] F$$

$$\beta_C = r_{C,T}^{B/D} = -\frac{\alpha_A z_A (\alpha_C - \theta_B)(\alpha_C - \theta_C)}{\alpha_C z_C (\alpha_A - \theta_B)(\alpha_A - \theta_C)} - \frac{\alpha_B z_B (\alpha_C - \theta_B)(\alpha_C - \theta_C)}{\alpha_C z_C (\alpha_B - \theta_B)(\alpha_B - \theta_C)}$$

$$P_{AD} [r_{A,T}, r_{D,T}] = [1, 0] \Rightarrow [D, V_{Tmin}] = \left[ z_A + \beta_{BD} z_B + \beta_{CD} z_C, \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B \beta_{BD} z_B}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_B} \right] F$$

$\beta_B$  是用  $\frac{V_{Tmin}}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta} + \frac{\alpha_B z_B r_B}{\alpha_B - \theta}$  當  $\theta_A$  與  $\theta_B$  帶入蒸氣量相等時,  $r_B$  的值。  $\beta_C$

是用  $\frac{V_{Tmin}}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta} + \frac{\alpha_C z_C r_C}{\alpha_C - \theta}$  當  $\theta_B$  與  $\theta_C$  帶入蒸氣量相等時,  $r_C$  的值

。用  $\frac{V_{Tmin}}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta} + \frac{\alpha_B z_B r_B}{\alpha_B - \theta} + \frac{\alpha_C z_C r_C}{\alpha_C - \theta}$  帶入  $(\theta_A, \theta_B)$ ,  $(\theta_B, \theta_C)$  得到兩組方程式解

聯立解即可得到  $\beta_B D$  與  $\beta_C D$ 。  $\beta_B$  與  $\beta_C$  證明:

$$\frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{\alpha_B z_B \beta_B}{\alpha_B - \theta_A} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B z_B \beta_B}{\alpha_B - \theta_B}$$

$$\Rightarrow \beta_B = r_{B,T}^{A/C} = -\frac{\alpha_A z_A (\alpha_B - \theta_A)(\alpha_B - \theta_B)}{\alpha_B z_B (\alpha_A - \theta_A)(\alpha_A - \theta_B)}$$

$$\frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{\alpha_C z_C \beta_C}{\alpha_C - \theta_B} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C z_C \beta_C}{\alpha_C - \theta_C}$$

$$\alpha_C z_C \beta_C \left[ \frac{1}{\alpha_C - \theta_B} - \frac{1}{\alpha_C - \theta_C} \right] = \alpha_A z_A \left[ \frac{1}{\alpha_A - \theta_C} - \frac{1}{\alpha_A - \theta_B} \right] + \alpha_B z_B \left[ \frac{1}{\alpha_B - \theta_C} - \frac{1}{\alpha_B - \theta_B} \right]$$

$$\alpha_C z_C \beta_C \frac{\theta_B - \theta_C}{(\alpha_C - \theta_B)(\alpha_C - \theta_C)} = \alpha_A z_A \frac{\theta_C - \theta_B}{(\alpha_A - \theta_C)(\alpha_A - \theta_B)} + \alpha_B z_B \frac{\theta_C - \theta_B}{(\alpha_B - \theta_C)(\alpha_B - \theta_B)}$$

$$\Rightarrow \beta_C = r_{C,T}^{B/D} = -\frac{\alpha_A z_A (\alpha_C - \theta_B)(\alpha_C - \theta_C)}{\alpha_C z_C (\alpha_A - \theta_B)(\alpha_A - \theta_C)} - \frac{\alpha_B z_B (\alpha_C - \theta_B)(\alpha_C - \theta_C)}{\alpha_C z_C (\alpha_B - \theta_B)(\alpha_B - \theta_C)}$$

$\beta_B D$  與  $\beta_C D$  證明:

Derivation of  $\beta_{BD}, \beta_{CD}$

$$\frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{\alpha_B z_B \beta_{BD}}{\alpha_B - \theta_A} + \frac{\alpha_C z_C \beta_{CD}}{\alpha_C - \theta_A} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B \beta_{BD}}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C z_C \beta_{CD}}{\alpha_C - \theta_C}$$

$$\frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B z_B \beta_{BD}}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{\alpha_C z_C \beta_{CD}}{\alpha_C - \theta_B} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B \beta_{BD}}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C z_C \beta_{CD}}{\alpha_C - \theta_C}$$

$$(1) \quad \alpha_C z_C \beta_{CD} \frac{\theta_C - \theta_A}{(\alpha_C - \theta_C)(\alpha_C - \theta_A)} = \alpha_A z_A \frac{\theta_A - \theta_C}{(\alpha_A - \theta_A)(\alpha_A - \theta_C)} + \alpha_B z_B \beta_{BD} \frac{\theta_A - \theta_C}{(\alpha_B - \theta_A)(\alpha_B - \theta_C)}$$

$$(2) \quad \alpha_C z_C \beta_{CD} \frac{\theta_C - \theta_B}{(\alpha_C - \theta_C)(\alpha_C - \theta_B)} = \alpha_A z_A \frac{\theta_B - \theta_C}{(\alpha_A - \theta_B)(\alpha_A - \theta_C)} + \alpha_B z_B \beta_{BD} \frac{\theta_B - \theta_C}{(\alpha_B - \theta_B)(\alpha_B - \theta_C)}$$

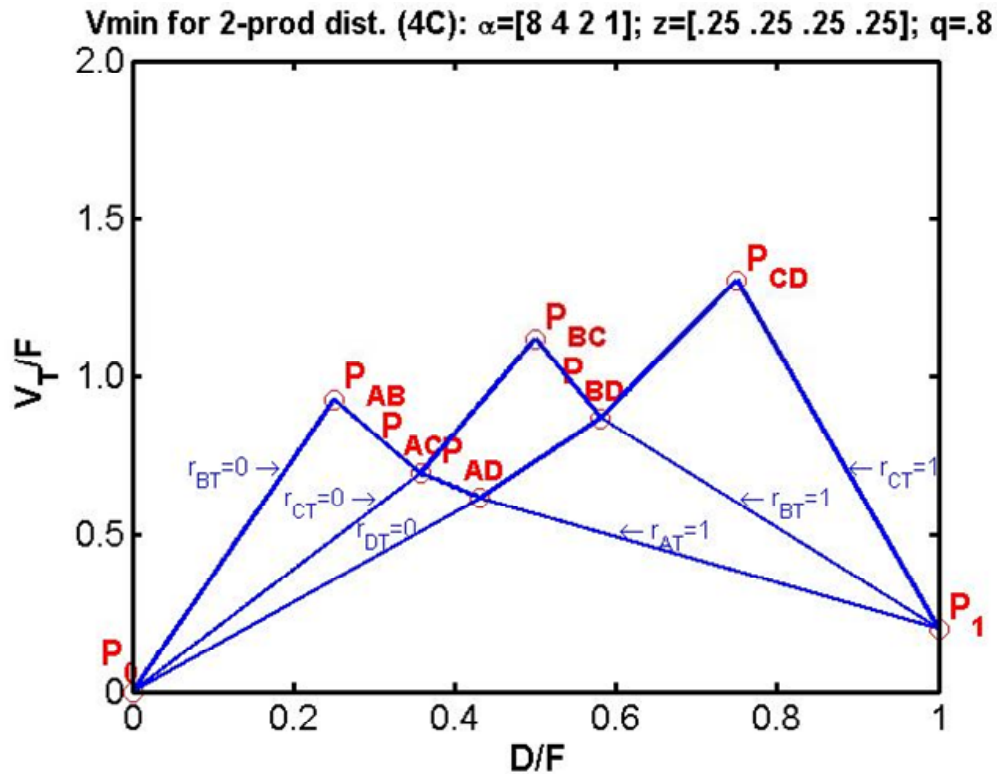
聯立解 (1) 式與 (2) 式

$$\Rightarrow \beta_{BD} = r_{B,T}^{B/D} = -\frac{\alpha_A z_A (\alpha_B - \theta_A)(\alpha_B - \theta_B)(\alpha_B - \theta_C)(\alpha_A - \alpha_C)}{\alpha_B z_B (\alpha_A - \theta_A)(\alpha_A - \theta_B)(\alpha_A - \theta_C)(\alpha_B - \alpha_C)}$$

$$\Rightarrow \beta_{CD} = r_{C,T}^{B/D} = -\frac{\alpha_A z_A (\alpha_C - \theta_A)(\alpha_C - \theta_B)(\alpha_C - \theta_C)(\alpha_A - \alpha_B)}{\alpha_C z_C (\alpha_A - \theta_A)(\alpha_A - \theta_B)(\alpha_A - \theta_C)(\alpha_C - \alpha_B)}$$

如圖 2.4 所示， $P_0 - P_{AB}$  線段表示 BCD 成分在塔底，A 成分逐漸全部蒸餾到塔頂。 $P_{CD} - P_1$  線段表示 ABC 成分全部在塔頂，D 成分逐漸全

圖 2.4 四成分蒸餾塔最小蒸氣量與蒸餾量示意圖



部蒸餾到塔頂。

$$P_0 - P_{AB}: \quad r_{A,T} = 0 \rightarrow 1; \quad r_{B,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A r_{A,T} z_A}{\alpha_A - \theta_A}, \quad \frac{D}{F} = r_{A,T} z_A$$

$$P_{CD} - P_1: \quad r_{C,T} = 1; \quad r_{D,T} = 0 \rightarrow 1$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C z_C}{\alpha_C - \theta_C} + \frac{\alpha_D r_{D,T} z_D}{\alpha_D - \theta_C},$$

$$\frac{D}{F} = z_A + z_B + z_C + r_{D,T} z_D$$

$P_{AB} - P_{AC}$  線段表示 A 成分全部在塔頂，B 成分逐漸部分蒸餾到塔頂。

$P_{AC} - P_{BC}$  線段表示 A 成分全部在塔頂，B 成分逐漸全部蒸餾到塔頂。

$$P_{AB} - P_{AC} : r_{A,T} = 1; r_{B,T} = 0 \rightarrow \beta_B; r_{C,T} = r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{\alpha_B r_{B,T} z_B}{\alpha_B - \theta_A}$$

$$\frac{D}{F} = z_A + r_{B,T} z_B$$

$$P_{AC} - P_{BC} : r_{A,T} = 1; r_{B,T} = \beta_B \rightarrow 1; r_{C,T} = r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B r_{B,T} z_B}{\alpha_B - \theta_B}$$

$$\frac{D}{F} = z_A + r_{B,T} z_B$$

$P_{BC} - P_{BD}$  線段表示 AB 成分全部在塔頂，C 成分逐漸部分蒸餾到塔頂

。  $P_{BD} - P_{CD}$  線段表示 AB 成分全部在塔頂，C 成分逐漸全部蒸餾到塔頂。

$$P_{BC} - P_{BD} : r_{A,T} = r_{B,T} = 1; r_{C,T} = 0 \rightarrow \beta_C; r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{\alpha_C r_{C,T} z_C}{\alpha_C - \theta_B}$$

$$\frac{D}{F} = z_A + z_B + r_{C,T} z_C$$

$$P_{BD} - P_{CD} : r_{A,T} = r_{B,T} = 1; r_{C,T} = \beta_C \rightarrow 1; r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C r_{C,T} z_C}{\alpha_C - \theta_C}$$

$$\frac{D}{F} = z_A + z_B + r_{C,T} z_C$$

$P_0 - P_{AC}$  線段表示 A 成分逐漸全部蒸餾塔頂，B 成分逐漸部分蒸餾到塔

頂。  $P_{BD} - P_1$  線段表示 C 成分逐漸全部蒸餾塔頂，D 成分逐漸全部蒸餾

到塔頂。

$$P_0 - P_{AC} : [r_{A,T}, r_{B,T}] = [0, 0] \rightarrow [1, \beta_B]; \quad r_{C,T} = r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = r_{A,T} \left( \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{\alpha_B \beta_B z_B}{\alpha_B - \theta_A} \right);$$

$$\frac{D}{F} = r_{A,T} (z_A + \beta_B z_B) \quad r_{A,T} : 0 \rightarrow 1$$

$$P_{BD} - P_1 : r_{A,T} = r_{B,T} = 1; \quad [r_{C,T}, r_{D,T}] = [\beta_C, 0] \rightarrow [1, 1]$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C \beta_C z_C}{\alpha_C - \theta_C} + r_{D,T} \left( \frac{\alpha_C (1 - \beta_C) z_C}{\alpha_C - \theta_C} + \frac{\alpha_D z_D}{\alpha_D - \theta_C} \right);$$

$$\frac{D}{F} = z_A + z_B + \beta_C z_C + r_{D,T} ((1 - \beta_C) z_C + z_D) \quad r_{D,T} : 0 \rightarrow 1$$

$P_0 - P_{AD}$  線段表示 A 成分逐漸全部蒸餾塔頂，BC 成分逐漸部分蒸餾到塔頂。 $P_{AD} - P_1$  線段表示 A 成分全部在塔頂，BCD 成分逐漸全部蒸餾到塔頂。

$$P_0 - P_{AD} : [r_{A,T}, r_{B,T}, r_{C,T}] = [0, 0, 0] \rightarrow [1, \beta_{BD}, \beta_{CD}]; \quad r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = r_{A,T} \left( \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A} + \frac{\alpha_B \beta_{BD} z_B}{\alpha_B - \theta_A} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_A} \right)$$

$$\frac{D}{F} = r_{A,T} (z_A + \beta_{BD} z_B + \beta_{CD} z_C) \quad r_{A,T} : 0 \rightarrow 1$$

$$P_{AD} - P_1 : r_{A,T} = 1; \quad [r_{B,T}, r_{C,T}, r_{D,T}] = [\beta_{BD}, \beta_{CD}, 0] \rightarrow [1, 1, 1]$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B \beta_{BD} z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_C} + r_{D,T} \left( \frac{\alpha_B (1 - \beta_{BD}) z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C (1 - \beta_{CD}) z_C}{\alpha_C - \theta_C} + \frac{\alpha_D z_D}{\alpha_D - \theta_C} \right)$$

$$\frac{D}{F} = z_A + \beta_{BD} z_B + \beta_{CD} z_C$$

$$+ r_{D,T} ((1 - \beta_{BD}) z_B + (1 - \beta_{CD}) z_C + z_D) \quad r_{D,T} : 0 \rightarrow 1$$

$P_{AC} - P_{AD}$  線段表示 A 成分全部在塔頂，BC 成分逐漸部分蒸餾到塔頂。

$P_{AD} - P_{BD}$  線段表示 A 成分全部在塔頂，B 成分逐漸全部蒸餾到塔頂，

C 成分逐漸部分蒸餾到塔頂。

$$P_{AC} - P_{AD} : r_{A,T} = 0; r_{B,T} = \beta_B \rightarrow \beta_{BD}, r_{C,T} = 0 \rightarrow \beta_{CD}; r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B \beta_B z_B}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{r_{C,T}}{\beta_{CD}} ((\beta_{BD} - \beta_B) z_B + \beta_{CD} z_C) \times$$

$$\frac{\left( \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B \beta_{BD} z_B}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_B} \right) - \left( \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B \beta_B z_B}{\alpha_B - \theta_B} \right)}{((\beta_{BD} - \beta_B) z_B + \beta_{CD} z_C)}$$

$$= \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B \beta_B z_B}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{r_{C,T}}{\beta_{CD}} \left( \frac{\alpha_B (\beta_{BD} - \beta_B) z_B}{\alpha_B - \theta_B} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_B} \right)$$

$$\frac{D}{F} = z_A + \beta_B z_B$$

$$+ \frac{r_{C,T}}{\beta_{CD}} ((z_A + \beta_{BD} z_B + \beta_{CD} z_C) - (z_A + \beta_B z_B))$$

$$= z_A + \beta_B z_B + \frac{r_{C,T}}{\beta_{CD}} ((\beta_{BD} - \beta_B) z_B + \beta_{CD} z_C)$$

$$P_{AD} - P_{BD} : r_{A,T} = 0; r_{B,T} = \beta_{BD} \rightarrow 1, r_{C,T} = \beta_{CD} \rightarrow \beta_C; r_{D,T} = 0$$

$$\frac{V_T}{F} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B \beta_{BD} z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_C} + \frac{r_{B,T} - \beta_{BD}}{1 - \beta_{BD}} ((1 - \beta_{BD}) z_B + (\beta_C - \beta_{CD}) z_C) \times$$

$$\frac{\left( \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C \beta_C z_C}{\alpha_C - \theta_C} \right) - \left( \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B \beta_{BD} z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_C} \right)}{((1 - \beta_{BD}) z_B + (\beta_C - \beta_{CD}) z_C)}$$

$$= \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_C} + \frac{\alpha_B \beta_{BD} z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C \beta_{CD} z_C}{\alpha_C - \theta_C}$$

$$+ \frac{r_{B,T} - \beta_{BD}}{1 - \beta_{BD}} \times \left( \frac{\alpha_B (1 - \beta_{BD}) z_B}{\alpha_B - \theta_C} + \frac{\alpha_C (\beta_C - \beta_{CD}) z_C}{\alpha_C - \theta_C} \right)$$

$$\frac{D}{F} = z_A + \beta_{BD} z_B + \beta_{CD} z_C$$

$$+ \frac{r_{B,T} - \beta_{BD}}{1 - \beta_{BD}} ((z_A + z_B + \beta_C z_C) - (z_A + \beta_{BD} z_B + \beta_{CD} z_C))$$

$$= z_A + \beta_{BD} z_B + \beta_{CD} z_C + \frac{r_{B,T} - \beta_{BD}}{1 - \beta_{BD}} ((1 - \beta_{BD}) z_B + (\beta_C - \beta_{CD}) z_C)$$

# 3

## 多效蒸餾塔最小能耗理論分析

本多效蒸餾塔研究是以第二章所算出一個蒸餾塔最小蒸氣量以及 Engeliën[4]所做的三成分多效蒸餾塔的研究為基礎，本章所討論多效蒸餾塔有 Prefractionator，直接序列式 (Direct-split)，間接序列式 (Indirect-split)，Petluyuk 四種。運用蒸氣量示意圖算出最小蒸氣量，並比較有熱整合與沒有熱整合的蒸氣量，探討進料組成與相對揮發度對能耗的影響，以及各種結構蒸餾塔所需的最小蒸氣量。

### 3.1 計算建立之基本假設條件

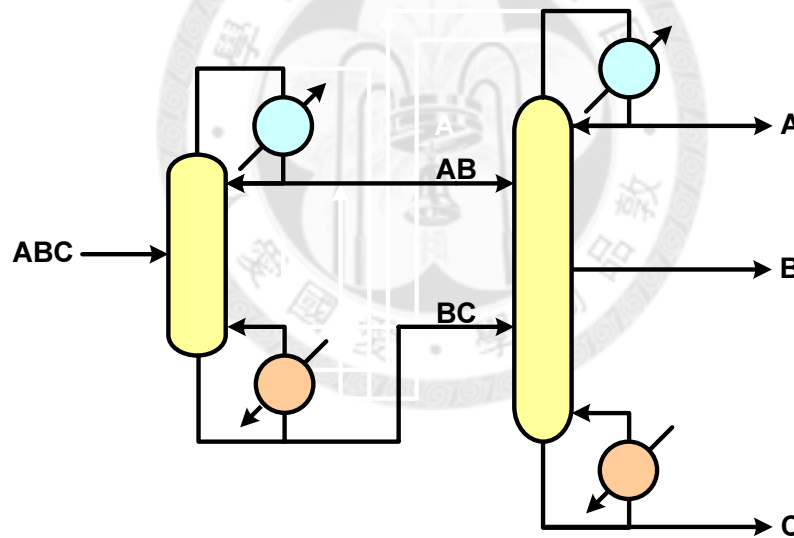
1. 蒸餾塔內壓力為定值，各成分相對揮發度為定值。
2. 恆莫耳溢流。
3. 無限塔板數，最小回流比。

4. 蒸餾塔操作在最小流量的情況。

### 3.2 Prefractionator 分析

Prefractionator 是由兩根塔組成，我們以三成分 ABC 相對揮發度  $\alpha = [4, 2, 1]$ ，進料組成  $z = [.20, .50, .30]$ ，進料液體分率  $q = 0.8$  為例，如圖 3.1 所示，塔一 (C1, Prefractionator Column) 與塔二 (C2, Maincolumn)，進料 (ABC) 進入塔一分離成二股流：塔頂是 AB 成分，塔底是 BC 成分。B 成分分布在塔頂與塔底。這兩股流接著進入塔二，純化成 A，B，C 三股流。塔

圖 3.1 Prefractionator 示意圖



一的蒸氣量式子為：

$$z_A \leq \eta \triangleq D^{C1}/F \leq z_A + z_B$$

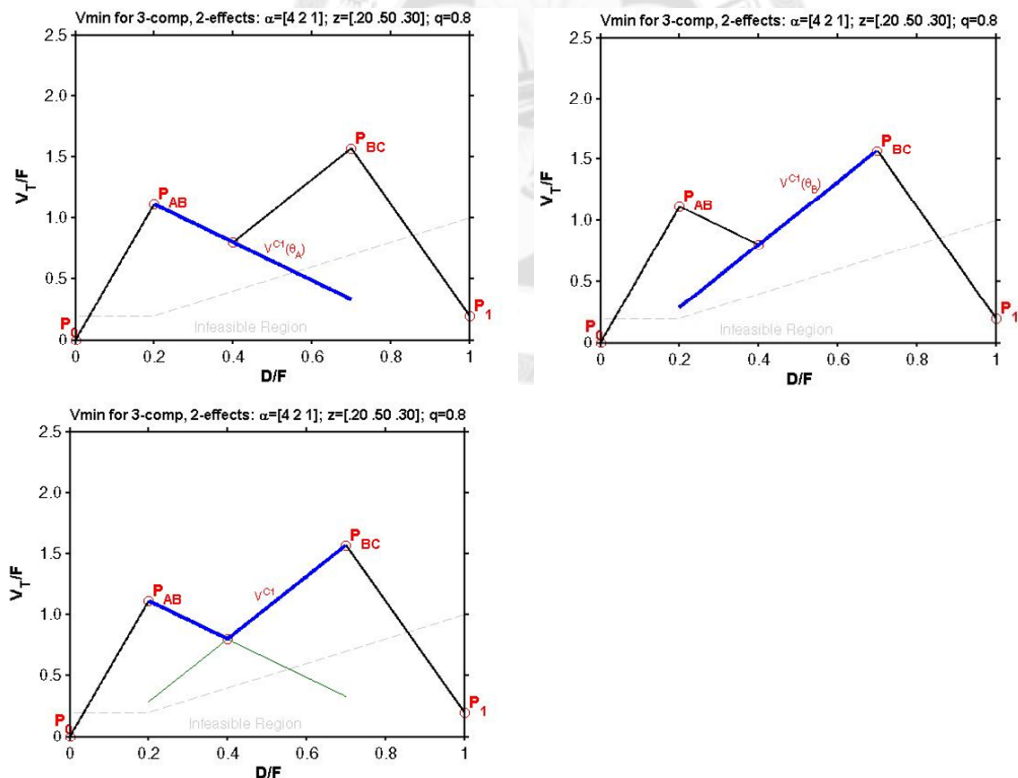
$$V_{\min(\theta=\theta_A)}^{C1}(\eta) = \left( \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta_A} + \frac{\alpha_{BC}(\eta - z_A)}{\alpha_{BC} - \theta_A} \right) F$$

$$V_{\min(\theta=\theta_B)}^{C1}(\eta) = \left( \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta_B} + \frac{\alpha_{BC}(\eta - z_A)}{\alpha_{BC} - \theta_B} \right) F$$

$$V_{\min(\eta)}^{C1} = \max \left[ V_{\min(\theta=\theta_A)}^{C1}(\eta), V_{\min(\theta=\theta_B)}^{C1}(\eta) \right]$$

$\eta$  表示塔一的蒸餾量除以進料流量，塔二的最小蒸氣量使用定義方程式帶入  $\theta_A$  時， $\theta_A$  小於  $\alpha_{AC}$  大於  $\alpha_{BC}$ ，所以  $\frac{\alpha_{BC}(\eta - z_A)}{\alpha_{BC} - \theta_A}$  會是負的，並隨著蒸餾量的增加而下降，是一條向下的直線，如圖 3.2 左上小圖粗線所示。當代入  $\theta_B$  時， $\theta_B$  大於  $\alpha_{BC}$ ，所以當蒸餾量上升時，所需蒸氣量也會上升會是一條向上的直線，如圖 3.2 右上小圖粗線所示。塔一所需的最小蒸氣量，為定義方程式帶入  $\theta_A$  與  $\theta_B$  時，取其中較大的值。也就是把圖 3.2 左上與圖 3.2 右上的兩條粗線合併，取其中較高的部分如圖 3.2 左下小圖粗線所示。

圖 3.2 Prefractionator 塔一蒸氣量示意圖



塔二塔分成兩部分，上半部 (C21) 與下半部 (C22)，上半部進料為 AB，下半部進料為 BC。上下半部各可視為兩成分系統，使用 Kings formula 計算最小蒸氣量。

$$V_{\min}^{C21}(\eta) = \left( \frac{\eta}{\alpha_{AB} - 1} + z_A \right) F$$

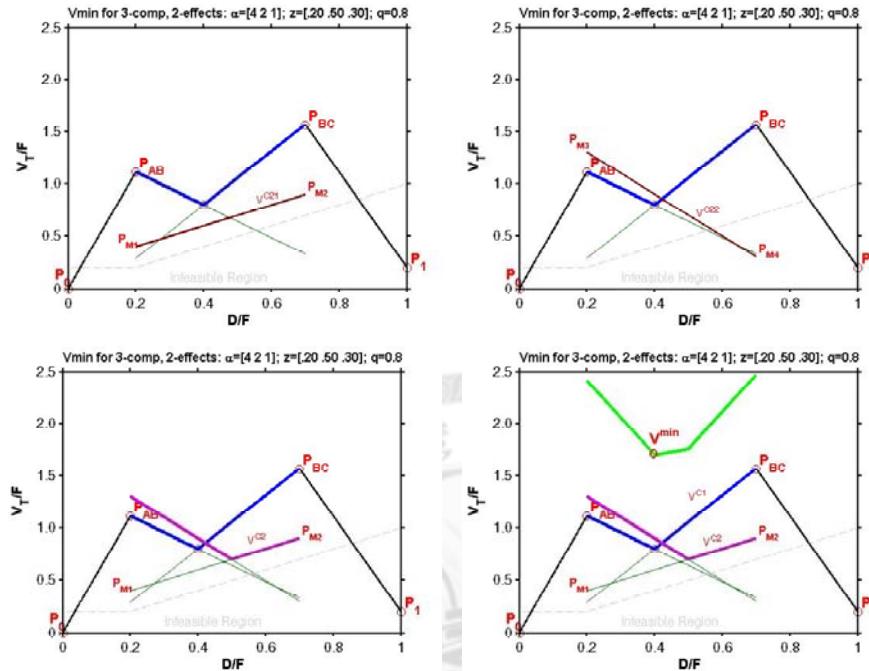
$$V_{\min}^{C22}(\eta) = \left( \frac{1 - \eta}{\alpha_{BC} - 1} + (1 - \eta - z_C) \right) F$$

$$V_{\min, P} = \min_{\eta} \left\{ V_{\min}^{C1}(\eta) + \max [V_{\min}^{C21}(\eta), V_{\min}^{C22}(\eta)] \right\}$$

塔二上半部與下半部的蒸氣量，會隨著塔一的蒸餾量  $\eta F$  影響， $\eta$  變多根塔二上半部所需蒸氣量也隨著變多，塔二下半部所需蒸氣量也跟著變少。如圖 3.3 左上角  $P_{M1} - P_{M2}$  線段所示，當塔一塔頂產物是全部的 A 成分 ( $D = 0.2$ )，則塔二上半部只需把 A 成分蒸餾出塔頂，所需的蒸氣量是  $P_{M1}$  點。隨著塔一蒸餾量變多，塔二上半部需要分離全部的 A 成分以及越來越多的 B 成分，此時根二塔所需的蒸氣量也變多，當塔一塔頂產物為全部的 AB 成分時 ( $D = 0.7$ )，塔二就需要最多的蒸氣量分離全部的 AB 成分，所需的蒸氣量是  $P_{M2}$  點。如圖 3.3 右上角  $P_{M3} - P_{M4}$  線段所示，塔一蒸餾量為全部的 A 成分時，塔二下半部需要分離全部的 BC 兩成分，所需的蒸氣量為最多，操作點為  $P_{PM3}$ 。塔一的蒸餾量增加到全部的 AB 成分時，塔二下半部只需讓 C 成分從塔底流出，所需的蒸氣量最少，操作點是  $P_{M4}$ 。塔二所需的蒸氣量即為上半部及下半部的蒸氣量取較大的值，即圖 3.3 左上與右上兩張圖的  $P_{M1} - P_{M2}$  線段與  $P_{M3} - P_{M4}$  線段合併取其較大值所需的蒸氣量以左下小圖  $V^{C2}$  線段所示。整個 Prefractionator 所需的最小蒸氣量是塔一的線加上塔二的線如圖

3.3 右下角所示。

圖 3.3 Prefractionator 塔二蒸氣量示意圖



### 3.2.1 Prefractionator 熱整合分析

Prefractionator 進行熱整合有兩種方式，如圖 3.4 所示，有 Forward 與 Backward 兩種方式。Forward 是把塔一的壓力調高塔二的壓力調低至塔一塔頂的溫度與塔二的塔底溫度相差達 20°C 以上，中間藉由熱整合器進行熱交換。Backward 是把塔一的壓力調低塔二的壓力調高至塔一塔頂的溫度與塔二的塔底溫度相差達 20°C 以上。整個系統所需的蒸氣量為塔一與塔二的中較高值。如圖 3.5 所示。

$$V_{\min,PF} = V_{\min,PB} = \min_{\eta} \left\{ \max [V_{\min}^{C1}(\eta), V_{\min}^{C21}(\eta), V_{\min}^{C22}(\eta)] \right\}$$

圖 3.4 Prefractionator 熱整合示意圖

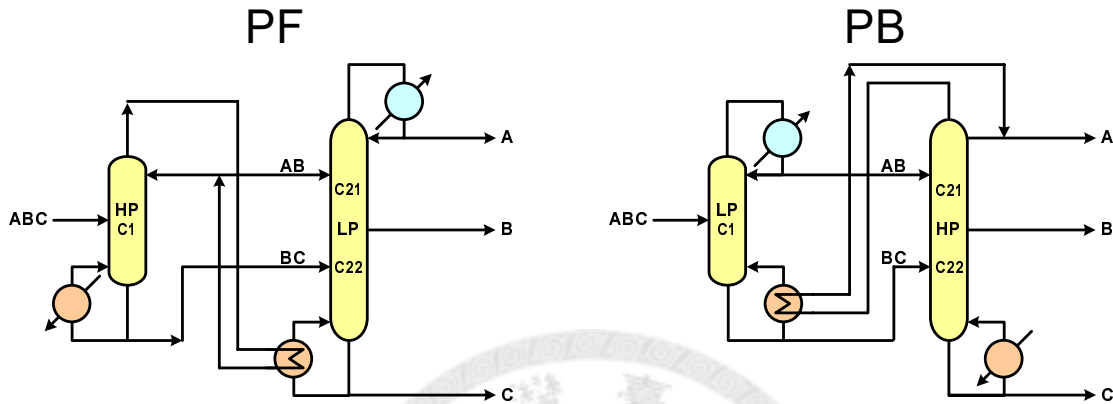
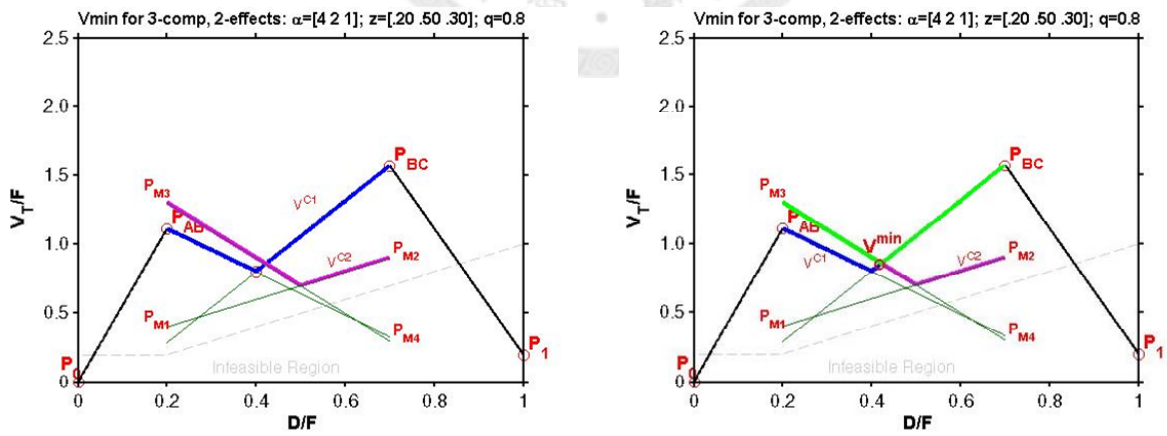


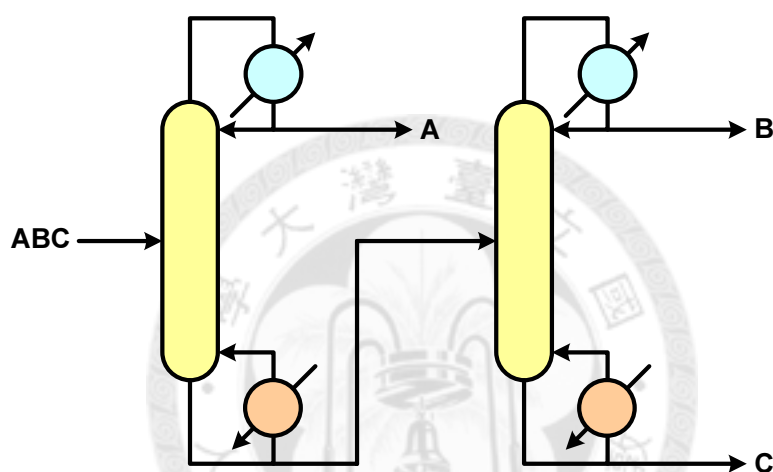
圖 3.5 Prefractionator 熱整合蒸氣量示意圖



### 3.3 直接序列式 (Direct-split) 分析

直接序列式系統如圖 3.6 所示，ABC 三成分進料進入塔一進行直接 (Direct-Split) 分離，塔頂產物為 A 成分，塔底產物為 BC 成分。塔底產物再進入塔二進行分離。

圖 3.6 直接序列式示意圖



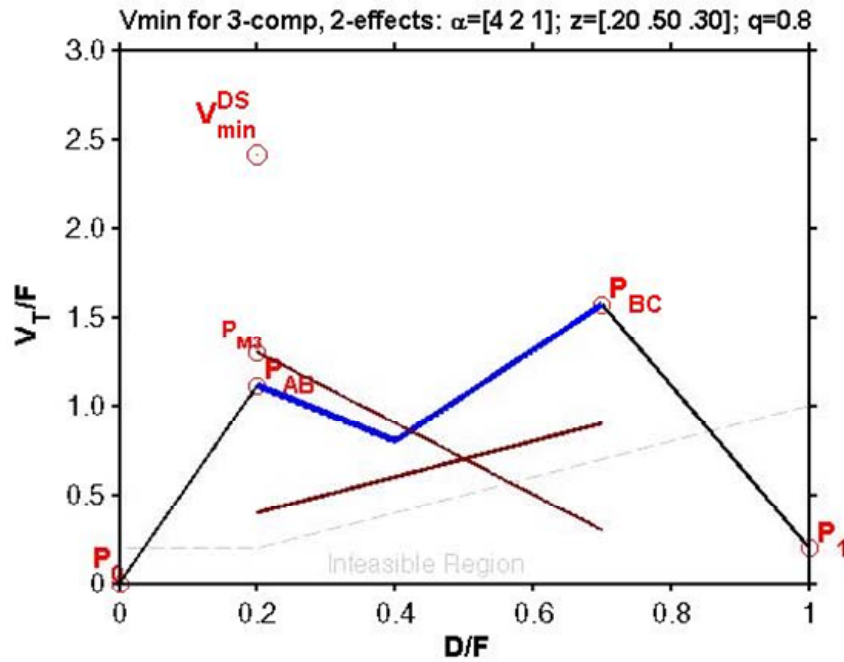
計算直接序列式的最小蒸氣量，可視為 Prefractionator 的其中一種，Prefractionator 的塔一蒸餾量  $\eta F = z_A F$  時，相當於直接序列式的塔一蒸氣量，此時 Prefractionator 塔二下半部所需的蒸氣量就是分離 BC 二成分的蒸氣量，在圖形上的操作點為  $P_{M3}$  如圖 3.7 所示，整個系統所需蒸氣量為操作點  $P_{M3}$  加上操作點  $P_{AB}$ ，計算如下面所示。

$$V_{\min}^{C1} = \frac{\alpha_{AC} z_A}{\alpha_{AC} - \theta_A} F$$

$$V_{\min}^{C2} = \left( \frac{z_B + z_C}{\alpha_{BC} - 1} + z_B \right) F$$

$$V_{\min}^{DS} = V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2}$$

圖 3.7 直接序列式蒸氣量示意圖



### 3.3.1 直接序列式 (Direct-split) 熱整合分析

直接序列式 (Direct-split) 蒸餾塔熱整合系統如圖 3.8 所示，有前整合 (Forward) 與後整合 (Backward) 兩種方式，原理與前面 Prefractionator 熱整合方式一樣，計算式如下所示，蒸氣使用量取塔一與塔二較大的值，為操作點  $P_{AB}$  與  $P_{M3}$  較高者。如圖 3.9 所示。

$$V_{\min}^{C1} = \frac{\alpha_{AC} z_A}{\alpha_{AC} - \theta_A} F$$

$$V_{\min}^{C2} = \left( \frac{z_B + z_C}{\alpha_{BC} - 1} + z_B \right) F$$

$$V_{\min}^{DS} = \max \left\{ V_{\min}^{C1}, V_{\min}^{C2} \right\}$$

圖 3.8 直接序列式熱整合示意圖

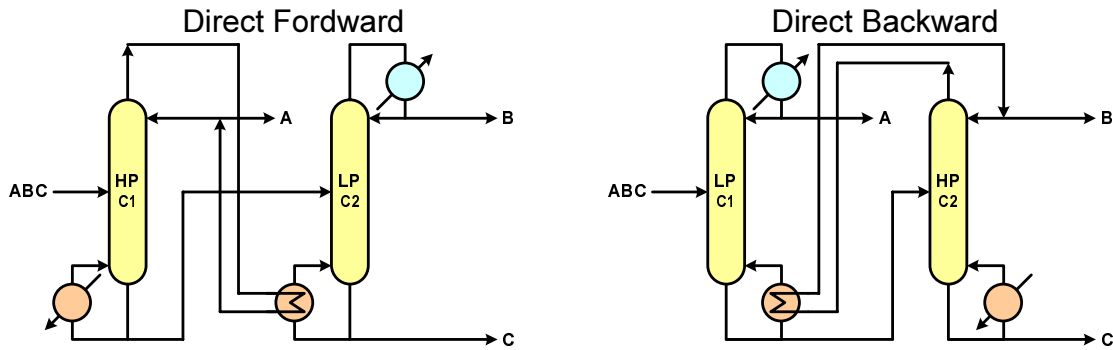
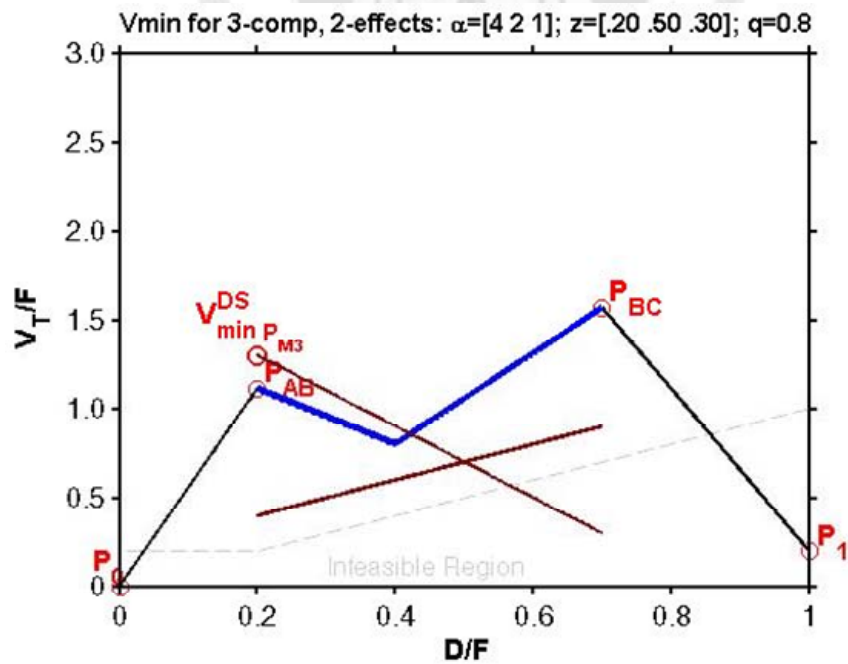


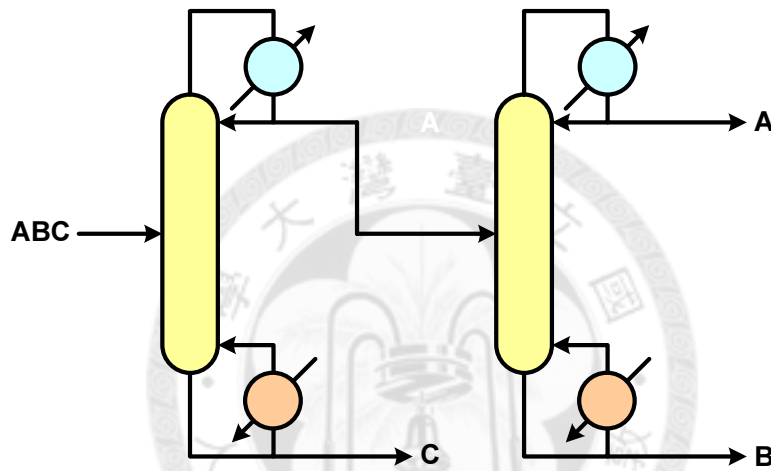
圖 3.9 直接序列式熱整合蒸氣量示意圖



### 3.4 間接序列式 (Indirect-split) 分析

間接序列式系統如圖 3.10 所示，ABC 三成分進料進入塔一進行間接 (Indirect-Split) 分離，塔頂產物為 AB 成分，塔底產物為 C 成分。塔頂產物再進入第二根塔進行分離。計算間接序列式的最小蒸氣量，可視

圖 3.10 間接序列式蒸餾塔系統示意圖



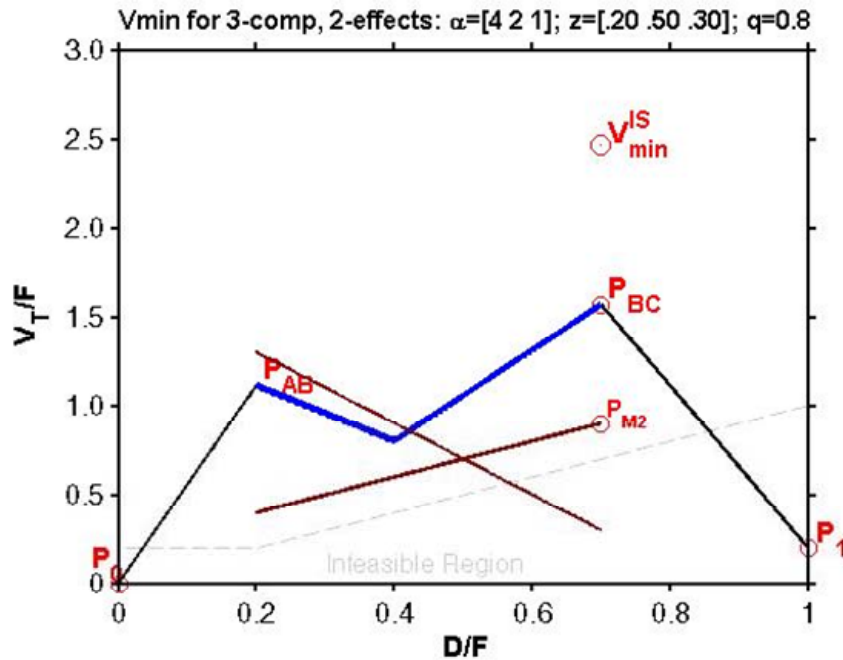
為 Prefractionator 的其中一種，Prefractionator 塔一蒸餾量  $\eta F = (z_A + z_B)F$  時，相當於間接序列式的塔一蒸氣量，此時 Prefractionator 塔二上半部所需的蒸氣量就是分離 AB 二成分的蒸氣量，在圖形上的操作點為  $P_{M2}$  如圖 3.11 所示，整個系統所需蒸氣量為操作點  $P_{M2}$  加上操作點  $P_{BC}$ ，計算如下面所示。

$$V_{\min}^{C1} = \left( \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta_B} + \frac{\alpha_{BC}z_B}{\alpha_{BC} - \theta_B} \right) F$$

$$V_{\min}^{C2} = \left( \frac{z_A + z_B}{\alpha_{AB} - 1} + z_A \right) F$$

$$V_{\min}^{IS} = V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2}$$

圖 3.11 間接序列式蒸氣量示意圖



### 3.4.1 間接序列式 (Indirect-split) 熱整合分析

間接序列式 (Indirect-split) 蒸餾塔熱整合系統如圖 3.12 所示，有前整合 (Forward) 與後整合 (Backward) 兩種方式，其原理與前面 Prefractionator 熱整合方式一樣，其計算式如下所示，蒸氣使用量取塔一與塔二較大的值，為操作點  $P_{BC}$  與  $P_{M2}$  較高者。如圖 3.13 所示。

$$V_{\min}^{C1} = \left( \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta_B} + \frac{\alpha_{BC}z_B}{\alpha_{BC} - \theta_B} \right) F$$

$$V_{\min}^{C2} = \left( \frac{z_A + z_B}{\alpha_{AB} - 1} + z_A \right) F$$

$$V_{\min}^{IS} = \max \left\{ V_{\min}^{C1}, V_{\min}^{C2} \right\}$$

圖 3.12 間接序列式熱整合系統蒸示意圖

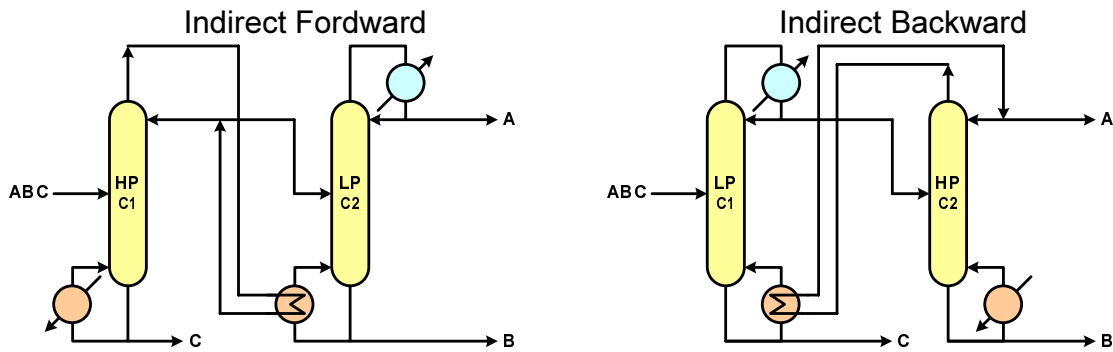
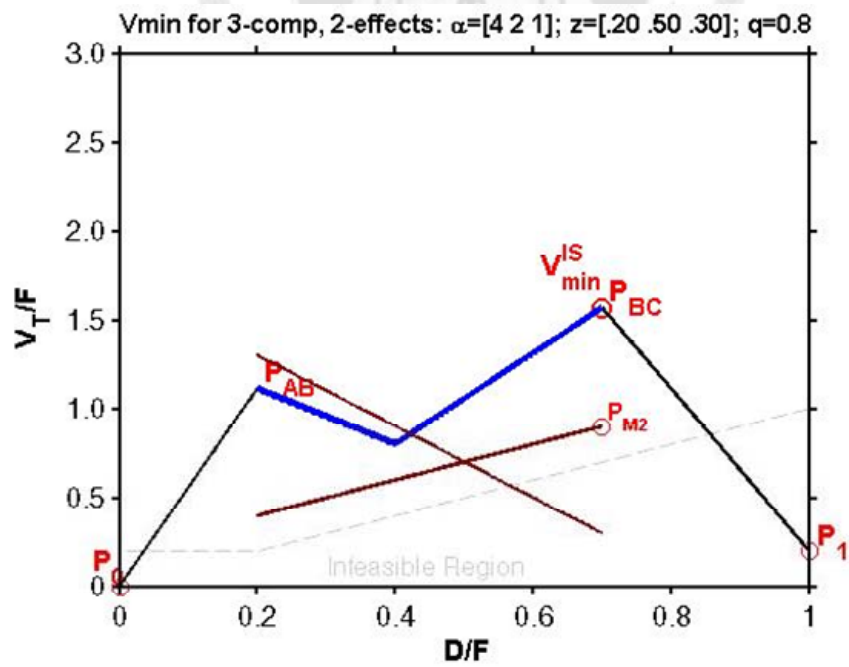


圖 3.13 間接序列式熱整合系統蒸氣量示意圖



### 3.5 Petlyuk 分析

Petlyuk 由兩個塔組成，如圖 3.14，第一根塔為 Prefractionator Column，第二根塔為 Main column。第一根塔塔頂無冷凝器直接流入第二根塔中，塔底無再沸器直接流入第二根塔中，第二根塔上半部與下半部分別有支流回流至第一根塔塔頂與塔底。其結構相當於兩個塔有進行熱整合，在 Halvorsen:2003b[7]中有詳細介紹。其所需的最小蒸氣量為  $P_{AB}$  與  $P_{BC}$  取其大值，如圖 3.15 所示，其算式為:

$$P_{AB} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_A}$$

$$P_{BC} = \frac{\alpha_A z_A}{\alpha_A - \theta_B} + \frac{\alpha_B z_B}{\alpha_B - \theta_B}$$

$$V_{\min}^{\text{Pet}} = \max \{ P_{AB}, P_{BC} \}$$

圖 3.14 Petlyuk 示意圖

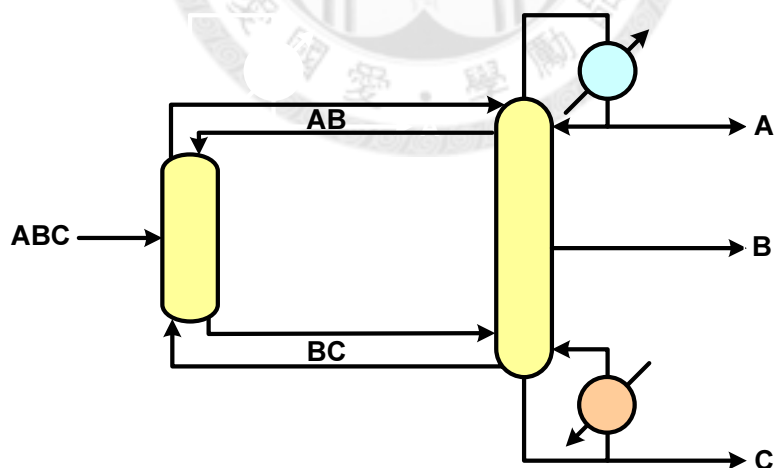
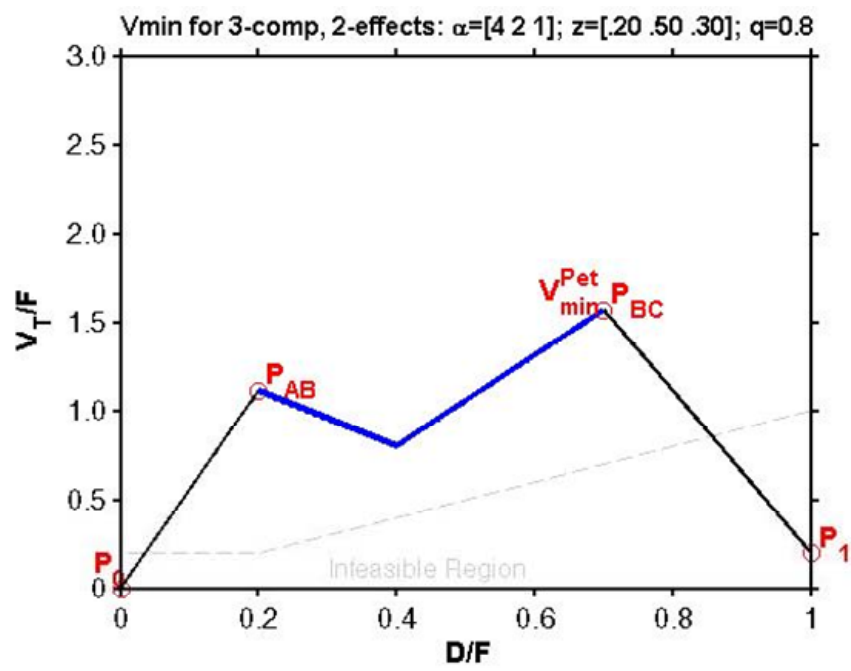


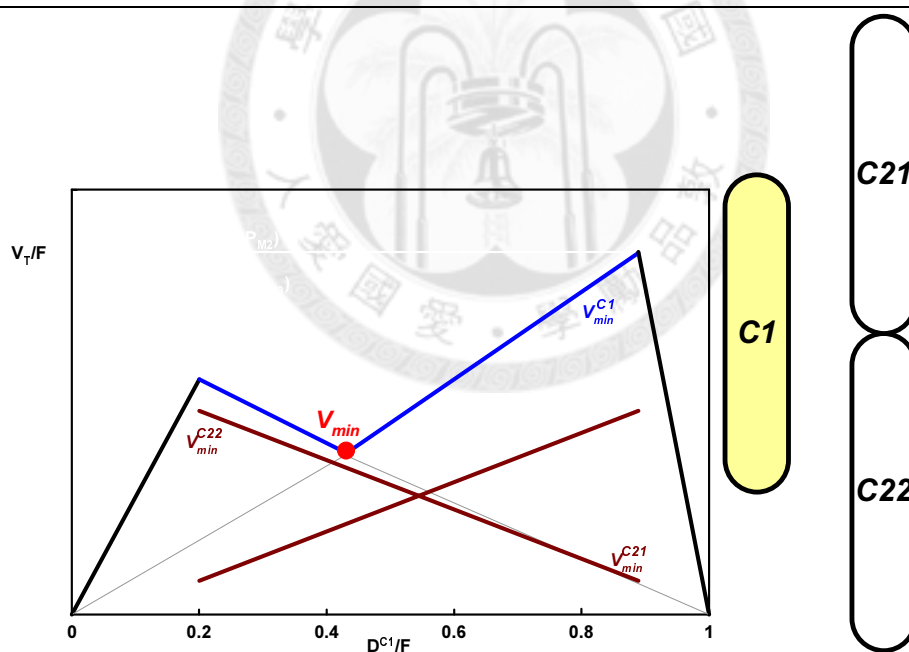
圖 3.15 Petlyuk 蒸氣量示意圖



### 3.6 Prefractionator 熱整合方式

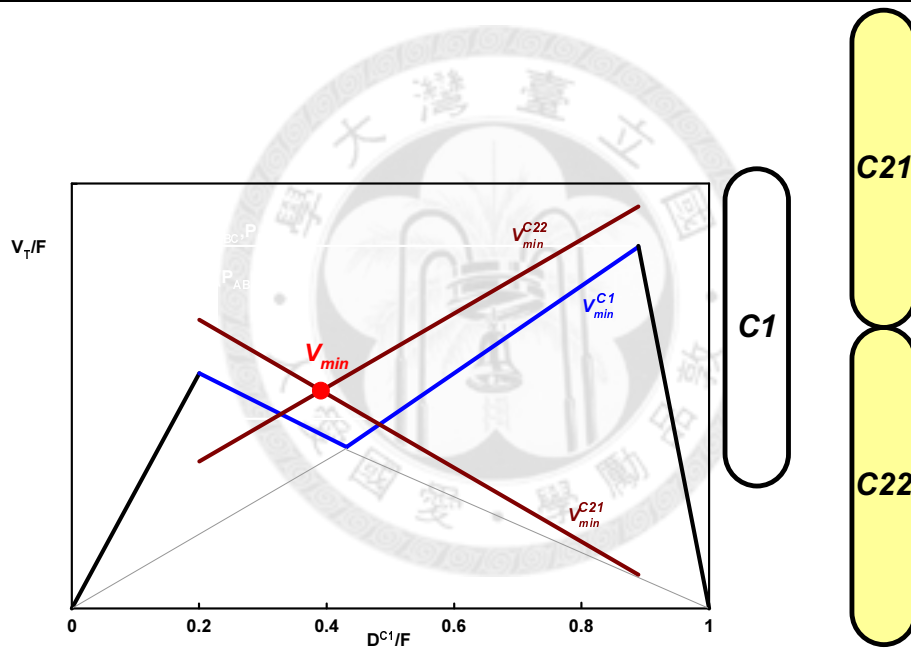
當 Prefractionator 進行熱整合時，有五種方式可以進行熱整合。第一種是如圖 3.16 所示，當塔一蒸氣量大於塔二上半部與下半部的蒸氣量時（ $\max [V_{\min}^{C21}(\eta), V_{\min}^{C22}(\eta)] < V_{\min}^{C1}(\eta)$ ），整個系統所需最小蒸氣量為塔一所需的最小蒸氣量，此時適合做向前式熱整合 (Forward)，過多的熱量也能給其他單元做熱交換，或是使塔二的產物更加純化，如果做向後式熱整合 (Backward) 則需在第二根塔與第一根塔之間多加再沸器 (heater) 提供不足的能量，塔二所需的塔高較低。

圖 3.16 第一種熱整合示意圖



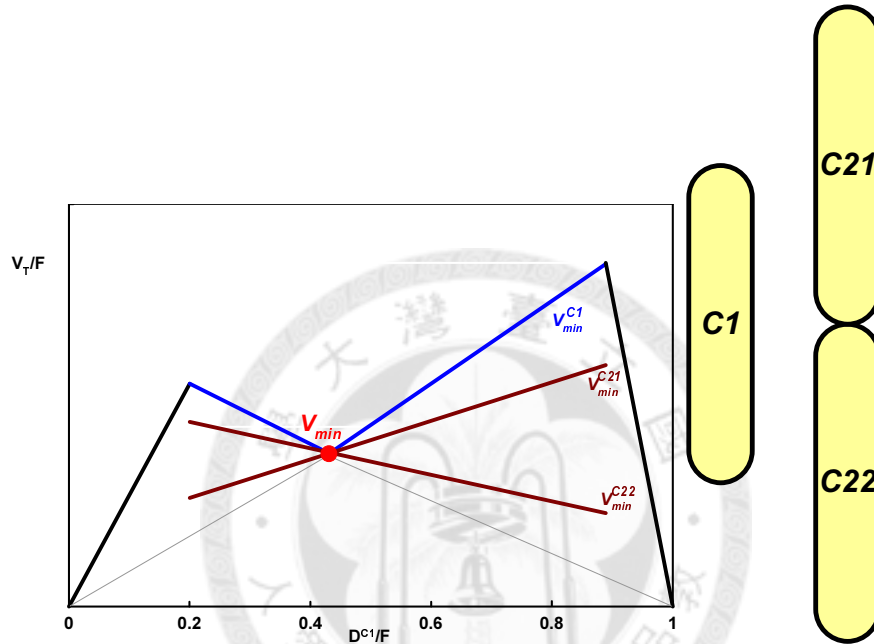
第二種是如圖 3.17 所示，當塔二上半部與下半部蒸氣量大於塔一蒸氣量時（ $V_{\min}^{C1}(\eta) < V_{\min}^{C21}(\eta) = V_{\min}^{C22}(\eta)$ ），整個系統所需最小蒸氣量為第塔二上半部所需最小蒸氣量，此時適合做向後式熱整合 (Backward)，過多的熱量也能給其他單元做熱交換，或是使塔一的產物更加純化，如果做向前式熱整合 (Forward) 則需在第二根塔與第一根塔之間多加再沸器 (heater) 提供不足的能量，第一根塔所需的塔高較低。

圖 3.17 第二種熱整合示意圖



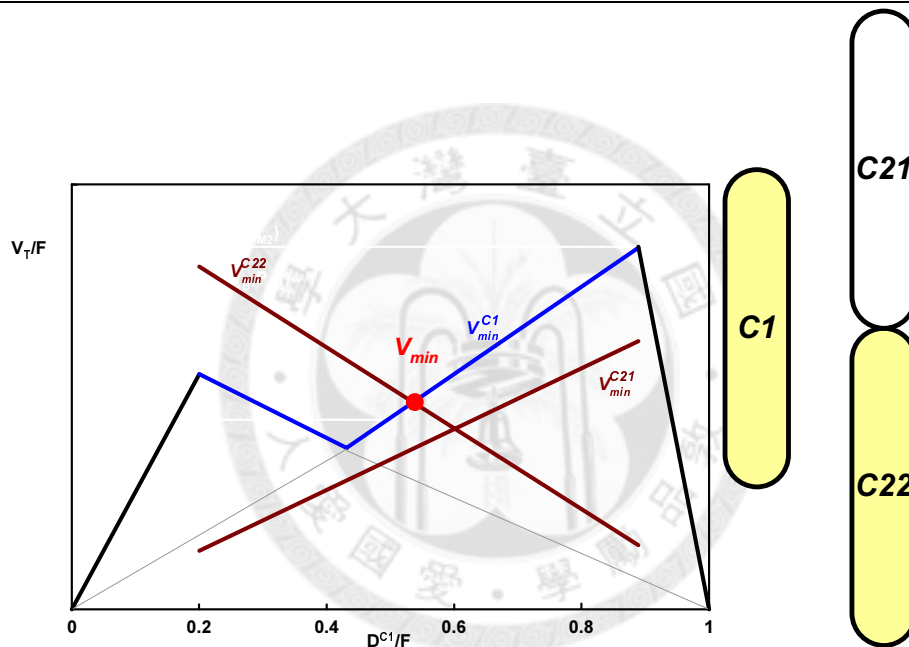
第三種如圖 3.18 所示，當三條最小蒸氣量位於三條直線交點 ( $V_{\min}^{C1}(\eta) = V_{\min}^{C21}(\eta) = V_{\min}^{C22}(\eta)$ )，整個系統所需最小蒸氣量為三根塔其中一根塔最小蒸氣量。

圖 3.18 第三種熱整合示意圖



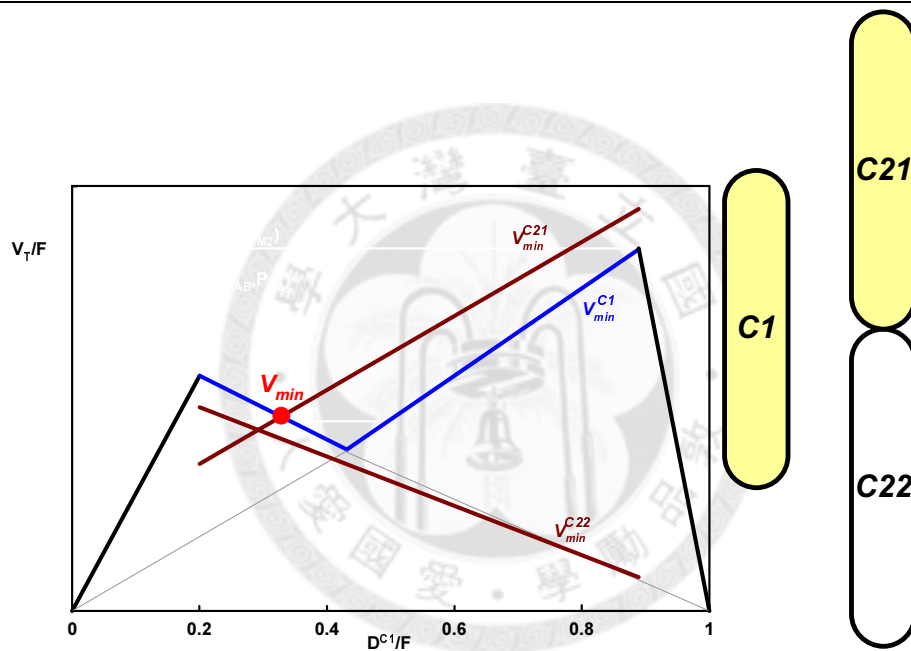
第四種如圖 3.19 所示，塔一最小蒸氣量等於塔二下半部最小蒸氣量大於塔二上半部最小蒸氣量時（ $V_{\min}^{C1}(\eta) = V_{\min}^{C22}(\eta) > V_{\min}^{C21}(\eta)$ ），整個系統所需最小蒸氣量為塔一或塔二下半部最小蒸氣量，此時可以做向前式或向後式熱整合，塔二上半部所需塔高較短，塔二上半部產物會被過度純化

圖 3.19 第四種熱整合示意圖



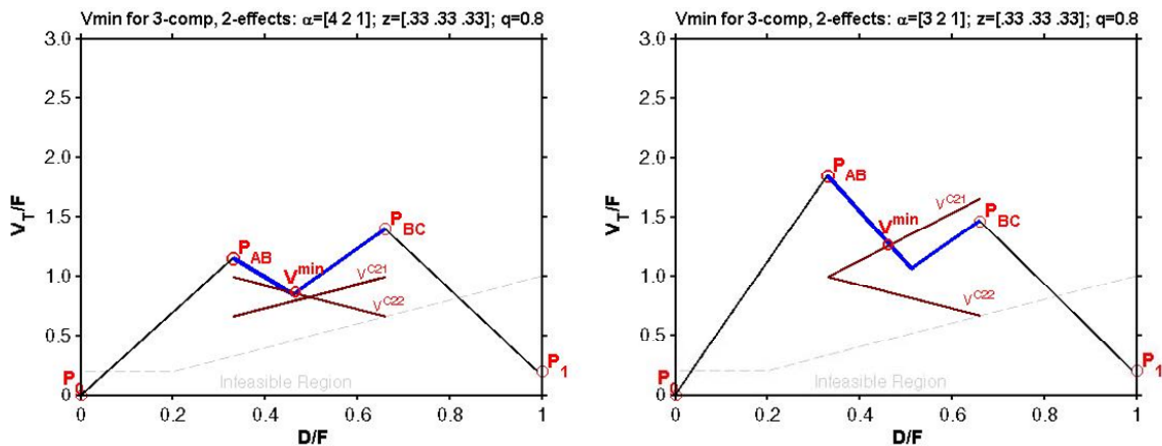
第五種是如圖 3.20 所示，塔一最小蒸氣量等於塔二上半部最小蒸氣量大於塔二下半部最小蒸氣量時 ( $V_{\min}^{C1}(\eta) = V_{\min}^{C21}(\eta) > V_{\min}^{C22}(\eta)$ )，整個系統所需最小蒸氣量為塔一或塔二下半部最小蒸氣量，此時可以做向前式或向後式熱整合，塔二下半部所需塔高較短，塔二下半部產物會被過度純化

圖 3.20 第五種熱整合示意圖

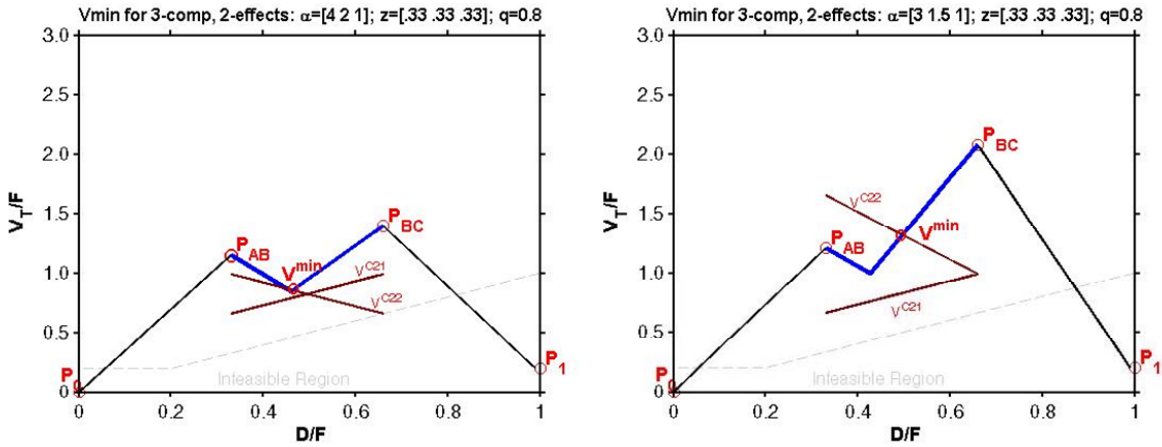


### 3.6.1 進料相對揮發度與 Prefractionator 熱整合方式分析

圖 3.21  $\alpha_{AB}$  對蒸氣量影響示意圖



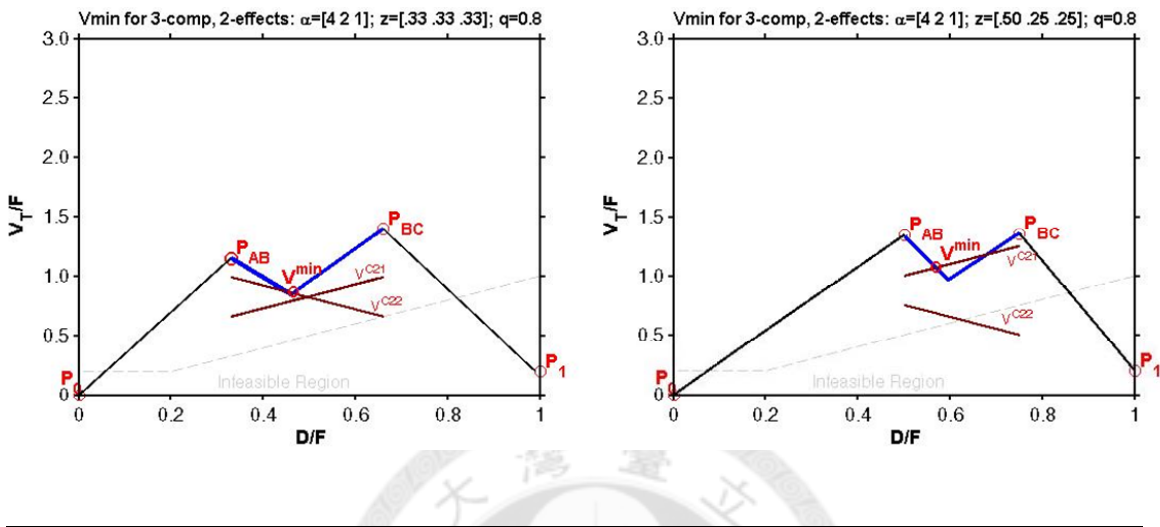
如圖 3.21 所示，左圖進料組成為  $\alpha = [4, 2, 1]$  ;  $z = [.33, .33, .33]$  ,  $\alpha_{AB} = 2$  ;  $\alpha_{BC} = 2$  。右圖的進料組成為  $\alpha = [3, 2, 1]$  ;  $z = [.33, .33, .33]$  ,  $\alpha_{AB} = 1.5$  ;  $\alpha_{BC} = 2$  。由左圖與右圖比較可發現，當  $\alpha_{AB}$  下降，AB 物質變得更難分離時，分離 AB 物質蒸氣量變多，操作點  $P_{AB}$  會上升，塔二上半部分離 AB 蒸氣量變多， $V_{\min}^{21}$  操作線上升，系統所需最小蒸氣量上升，更容易由塔一的蒸氣量與塔二上半部蒸氣量(第五種情形)決定。同樣地，當  $\alpha_{BC}$  上升，BC 成分容易分離，操作點  $P_{BC}$  下降， $V_{\min}^{22}$  操作線下降，系統所需最小蒸氣量下降，更容易由塔一的蒸氣量與塔二上半部蒸氣量(第五種情形)決定。

圖 3.22  $\alpha_{BC}$  對蒸氣量影響示意圖

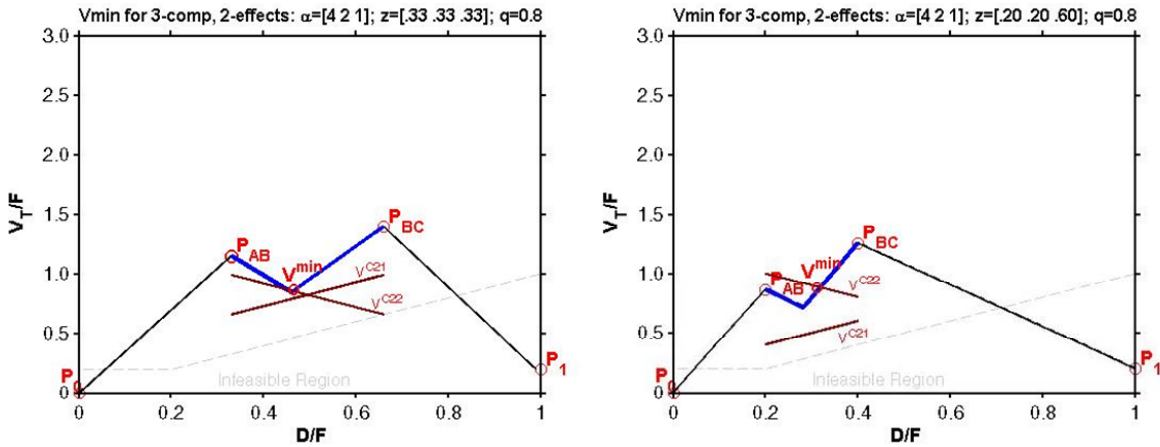
如圖 3.22 所示，左圖進料組成為  $\alpha = [4, 2, 1]$  ;  $z = [.33, .33, .33]$  ,  $\alpha_{AB} = 2$  ;  $\alpha_{BC} = 2$  。右圖的進料組成為  $\alpha = [3, 1.5, 1]$  ;  $z = [.33, .33, .33]$  ,  $\alpha_{AB} = 2$  ;  $\alpha_{BC} = 1.5$  。由左圖與右圖比較可發現，當  $\alpha_{BC}$  下降，BC 物質變得更難分離時，分離 BC 物質蒸氣量變多，操作點  $P_{BC}$  會上升，塔二下半部分離 AB 蒸氣量變多， $V_{min}^{22}$  操作線上升，系統所需最小蒸氣量上升，更容易由塔一的蒸氣量與塔二下半部蒸氣量(第四種情形)決定。同樣地，當  $\alpha_{AB}$  下降，AB 成分容易分離，操作點  $P_{AB}$  下降， $V_{min}^{21}$  操作線下降，系統所需最小蒸氣量下降，更容易由塔一的蒸氣量與塔二下半部蒸氣量(第四種情形)決定。

### 3.6.2 進料組成與 Prefractionator 熱整合方式分析

圖 3.23  $z_A$  對蒸氣量影響示意圖



如圖 3.23 所示，左圖進料組成為  $\alpha = [4, 2, 1]$  ;  $z = [.33, .33, .33]$  ,  $z_A = 0.33, z_B = 0.33, z_C = 0.33$  。右圖的進料組成為  $\alpha = [4, 2, 1]$  ;  $z = [.50, .25, .25]$  ,  $z_A = 0.50, z_B = 0.25, z_C = 0.25$  。由左圖與右圖比較可發現，當  $z_A$  上升，進料 A 成分變多時，分離 AB 物質蒸氣量變多，操作點  $P_{AB}$  會上升，塔二上半部分離 AB 蒸氣量變多， $V_{\min}^{21}$  操作線上升，系統所需最小蒸氣量上升，會更容易由塔一的蒸氣量與塔二上半部蒸氣量(第五種情形)決定。同樣地，當  $z_C$  下降，操作點  $P_{BC}$  下降， $V_{\min}^{22}$  操作線下降，系統所需最小蒸氣量下降，更容易由塔一的蒸氣量與塔二上半部蒸氣量(第五種情形)決定。

圖 3.24  $z_C$  對蒸氣量影響示意圖

如圖 3.24 所示，左圖進料組成為  $\alpha = [4, 2, 1]$  ;  $z = [.33, .33, .33]$  ,  $z_A = 0.33, z_B = 0.33, z_C = 0.33$  。右圖的進料組成為  $\alpha = [4, 2, 1]$  ;  $z = [.20, .20, .60]$  ,  $z_A = 0.20, z_B = 0.20, z_C = 0.60$  。由左圖與右圖比較可發現，當  $z_C$  上升，進料 C 成分變多時表示 A 成分相對變少，操作點  $P_{AB}$  下降，塔二下半部分離 BC 蒸氣量變多， $V_{\min}^{22}$  操作線上升，系統所需最小蒸氣量上升，更容易由塔一的蒸氣量與塔二下半部蒸氣量(第四種情形)決定。相反地，當  $z_A$  下降，操作點  $P_{AB}$  下降， $V_{\min}^{21}$  操作線下降，系統所需最小蒸氣量下降，更容易由塔一的蒸氣量與塔二下半部蒸氣量(第四種情形)決定。

綜合以上可歸納出當 AB 成分難分離，BC 成分好分離，A 成分進料莫耳分率大，C 成分進料莫耳分率小時，系統熱整合會是第五種情形。相反地當 AB 成分好分離，BC 成分南分離，A 成分進料莫耳分率小，C 成分進料莫耳分率大時，系統熱整合會是第四種情形。



# 4

## 四成分多效蒸餾塔系統分析

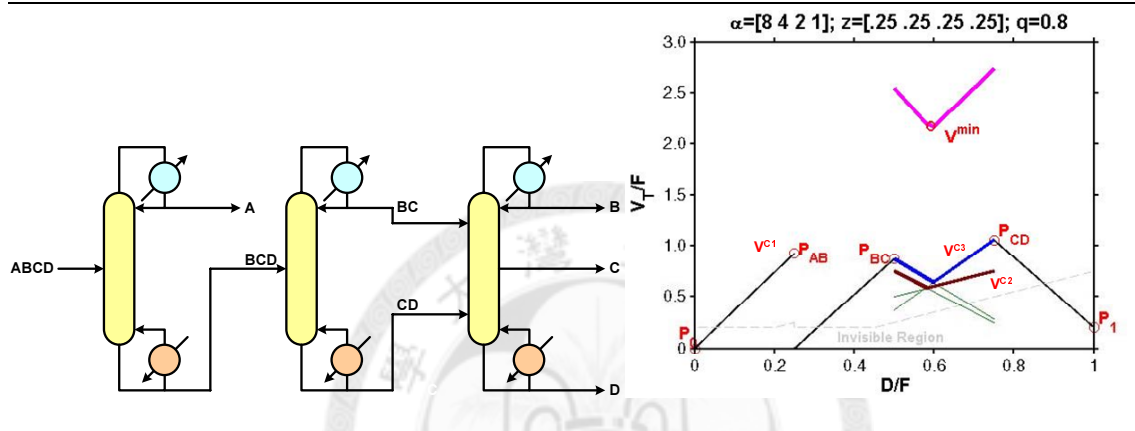
### 4.1 Direct-Prefractionator 分析

Direct-Prefractionator 結構如圖 4.1 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行直接分離 (Direct-split)，塔頂產物為 A 成分，塔底產物 BCD 進入 Prefractionator 進行分離，第三根塔出料為 B，C，D 三股流。蒸氣量計算如下所示。

$$\begin{aligned}V_{\min}^{C1} &= \frac{\alpha_{AD}z_A}{\alpha_{AD} - \theta_A} F \\V_{\min(\theta=\theta'_B)}^{C2}(\eta) &= \left( \frac{\alpha_{BD}z_B}{\alpha_{BD} - \theta'_B} + \frac{\alpha_{CD}(\eta - z_A - z_B)}{\alpha_{BD} - \theta'_B} \right) F \\V_{\min(\theta=\theta'_C)}^{C2}(\eta) &= \left( \frac{\alpha_{BD}z_B}{\alpha_{BD} - \theta'_C} + \frac{\alpha_{CD}(\eta - z_A - z_B)}{\alpha_{BD} - \theta'_C} \right) F \\V_{\min}^{C2}(\eta) &= \max \left\{ V_{\min(\theta=\theta'_B)}^{C2}(\eta), V_{\min(\theta=\theta'_C)}^{C2}(\eta) \right\} \\V_{\min}^{C31}(\eta) &= \left( \frac{\eta}{\alpha_{BC} - 1} + z_B \right) F \\V_{\min}^{C32}(\eta) &= \left( \frac{1 - z_A - \eta}{\alpha_{CD} - 1} + (1 - \eta - z_C - z_A) \right) F \\V_{\min,P} &= \min_{\eta} \left\{ V_{\min}^{C1}(\eta) + V_{\min}^{C2}(\eta) + \max [V_{\min}^{31}(\eta), V_{\min}^{32}(\eta)] \right\}\end{aligned}$$

蒸氣量圖如圖 4.1 右圖所示，我們以進料 ABCD 相對揮發度  $\alpha = [8, 4, 2, 1]$ ，進料莫耳組成  $z = [.25, .25, .25, .25]$  為例，操作點  $P_{AB}$  為塔一蒸氣量， $V^{C2}$  為塔二蒸氣量， $V^{C3}$  為塔三蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為三根塔總和。

圖 4.1 Direct-Prefractionator 示意圖



### 4.1.1 Direct-Prefractionator 熱整合分析

Direct-Prefractionator 熱整合結構有三種，第一種結構如圖 4.2 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min,PF} = \min_{\eta} \left\{ \max [V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2}(\eta)] + \max [V_{\min}^{31}(\eta), V_{\min}^{32}(\eta)] \right\}$$

蒸氣量如圖 4.2 右圖所示。

第二種結構如圖 4.3 左圖所示，為塔二與塔三進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min,PF} = V_{\min}^{C1} + \min_{\eta} \left\{ \max [V_{\min}^{C2}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta)] \right\}$$

蒸氣量如圖 4.3 右圖所示。

第三種結構如圖 4.4 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，塔二與塔三進行熱整合，總共進行兩次熱整合。其式子為：

$$V_{\min,PF} = \min_{\eta} \left\{ \max [V_{\min}^{C1}, V_{\min}^{C2}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta)] \right\}$$

蒸氣量如圖 4.4 右圖所示。

圖 4.2 塔一與塔二熱整合示意圖

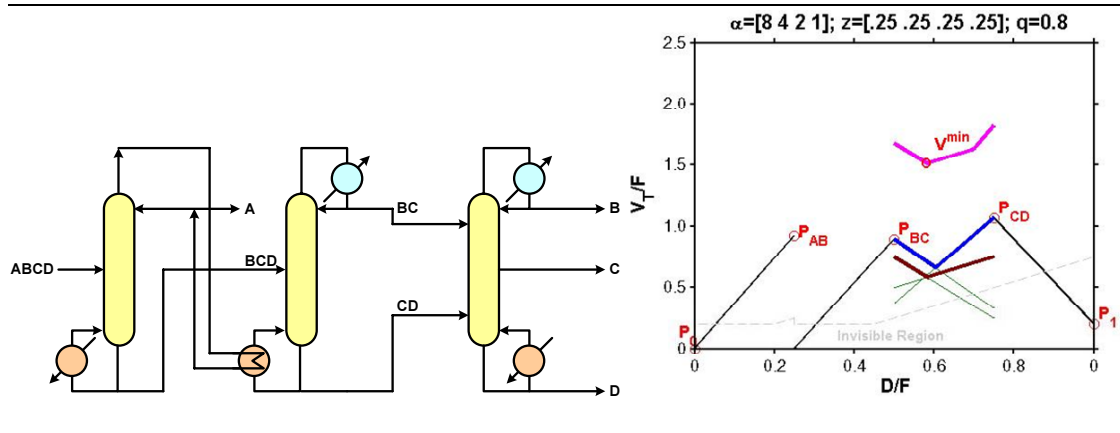


圖 4.3 塔二與塔三熱整合示意圖

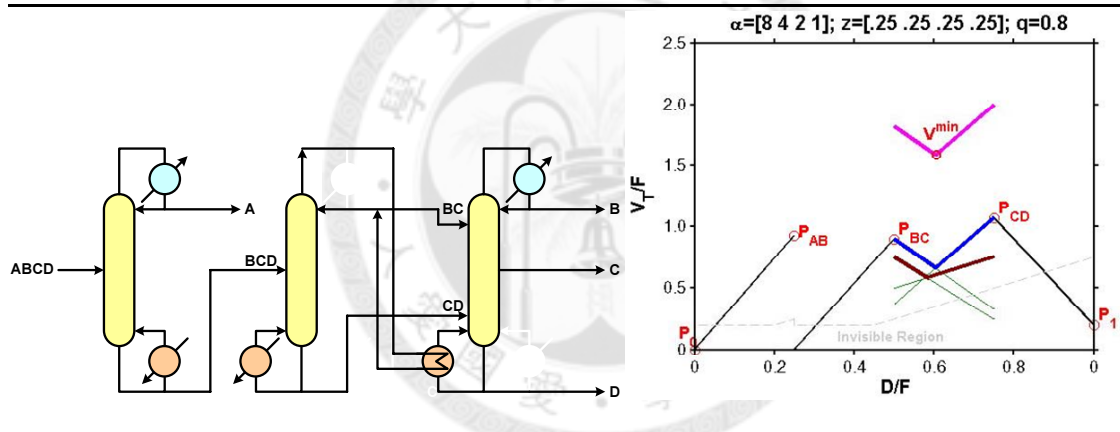
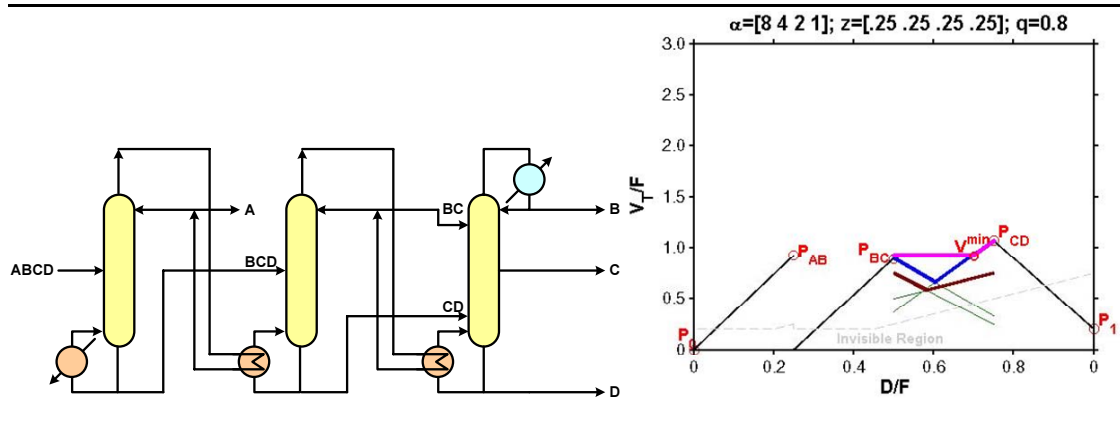


圖 4.4 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖



## 4.2 Direct-Direct split 分析

Direct-Direct split 結構如圖 4.5 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行直接分離，塔頂產物為 A 成分，塔底產物 BCD 進入塔二進行直接分離，塔頂產物為 B 成分，塔底產物為 CD 成分進入塔三分離，塔頂產物為 B 成分。蒸氣量計算如下所示。

$$V_{\min}^{C1} = \frac{\alpha_{AD} z_A}{\alpha_{AD} - \theta_A} F$$

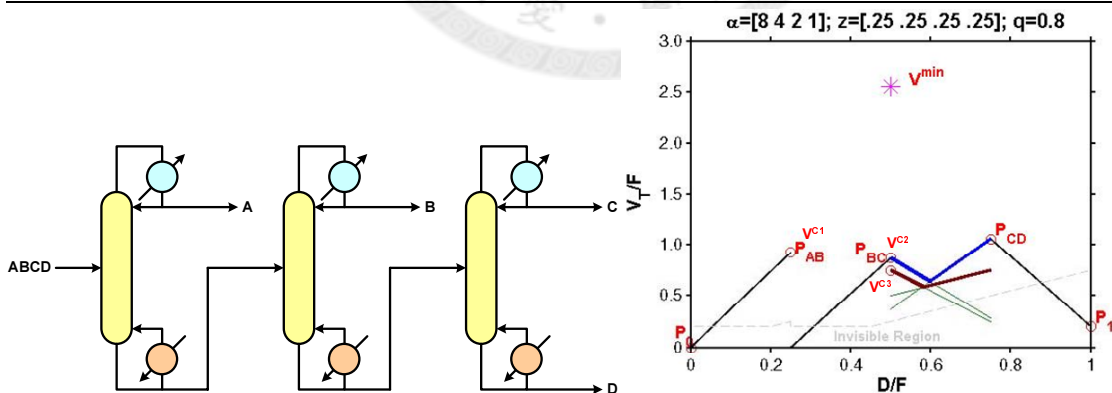
$$V_{\min}^{C2} = \frac{\alpha_{BD} z_B}{\alpha_{BD} - \theta'_B} F$$

$$V_{\min}^{C3} = V_{\min(\eta=z_B)}^{C32} = \left( \frac{z_C + z_D}{\alpha'_{CD} - 1} + z_C \right) F$$

$$V_{\min}^{DDS} = V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2} + V_{\min}^{C3}$$

蒸氣量如圖 4.5 右圖所示，操作點  $P_{AB}$  為塔一蒸氣量，操作點  $P_{BC}$  為塔二蒸氣量，點  $V^{C3}$  為塔三蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為三根塔總和。

圖 4.5 Direct-Direct split 示意圖



### 4.2.1 Direct-Direct split 熱整合分析

Direct-Direct split 熱整合結構有三種，第一種結構如圖 4.6 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DDS}} = V_{\min}^{\text{C3}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.6 右圖所示。

第二種結構如圖 4.7 左圖所示，為塔二與塔三進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DDS}} = V_{\min}^{\text{C1}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.7 右圖所示。

第三種結構如圖 4.8 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，塔二與塔三進行熱整合，總共進行兩次熱整合。其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DDS}} = \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.8 右圖所示。

圖 4.6 塔一與塔二熱整合示意圖

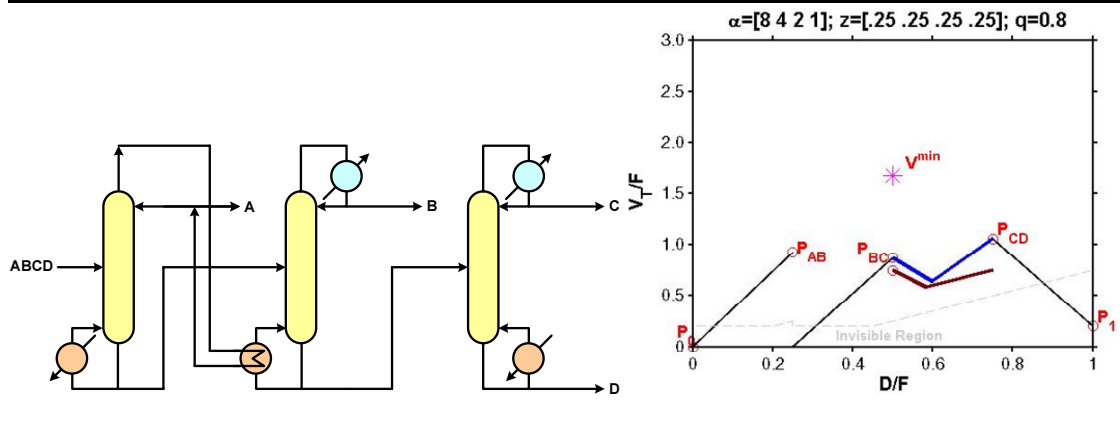


圖 4.7 塔二與塔三熱整合示意圖

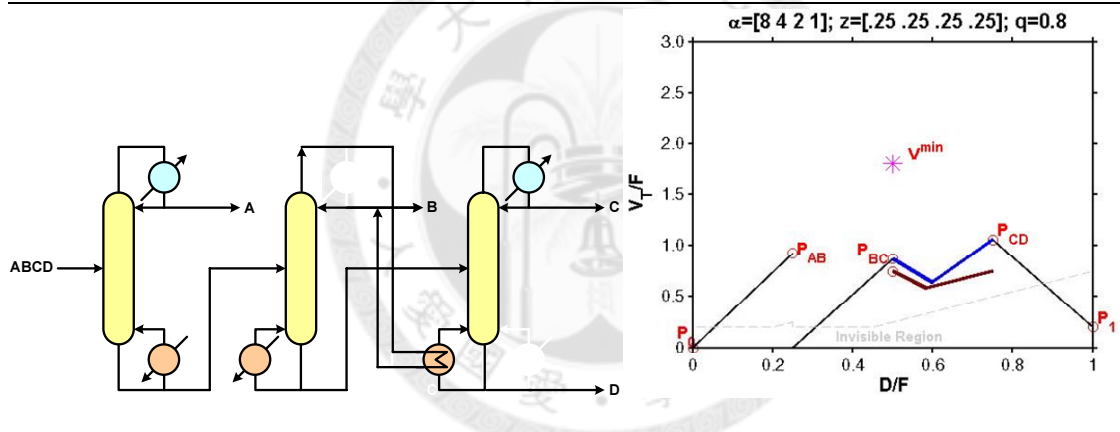
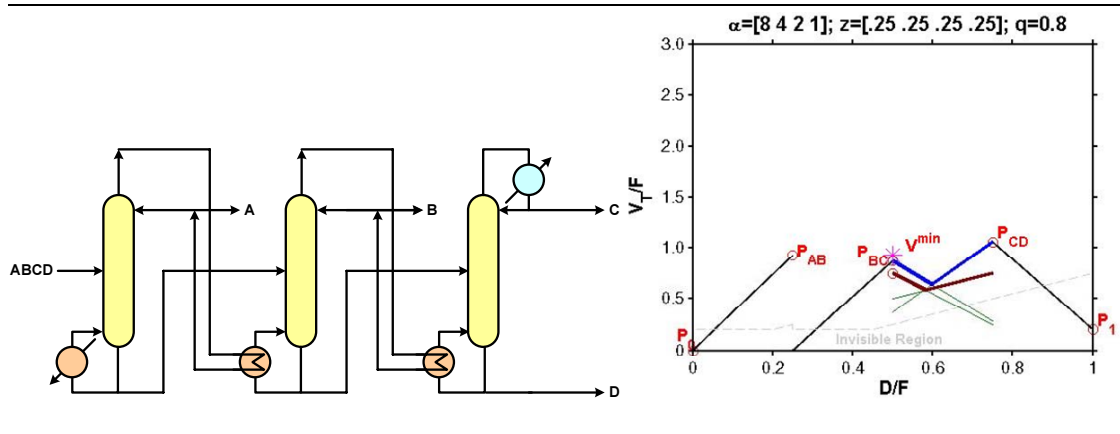


圖 4.8 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖



### 4.3 Direct-Indirect split 系統分析

Direct-Indirect split 結構如圖 4.9 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行直接分離，塔頂產物為 A 成分，塔底產物 BCD 進入塔二進行間接 (indirect-split) 分分離，塔頂產物為 BC 成分進入塔三分離，塔底產物為 D 成分。蒸氣量計算如下所示。

$$V_{\min}^{C1} = \left( \frac{\alpha_{AD} z_A}{\alpha_{AD} - \theta_A} \right) F$$

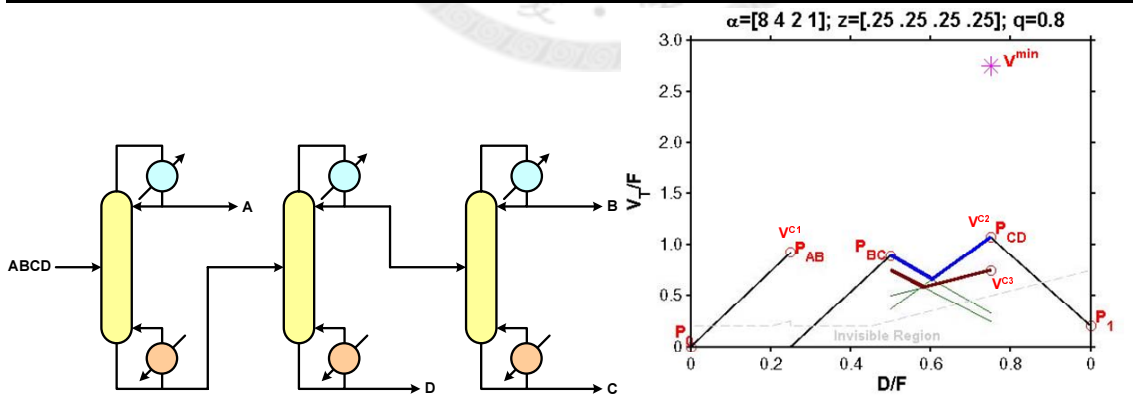
$$V_{\min}^{C2} = \left( \frac{\alpha_{BD} z_B}{\alpha_{BD} - \theta'_C} + \frac{\alpha_{CD} z_C}{\alpha_{CD} - \theta'_C} \right) F$$

$$V_{\min}^{C3} = \left( \frac{z_B + z_C}{\alpha'_{BC} - 1} + z_B \right) F$$

$$V_{\min}^{\text{DIS}} = V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2} + V_{\min}^{C3}$$

蒸氣量圖如圖 4.9 右圖所示，操作點  $P_{AB}$  為塔一蒸氣量，操作點  $P_{CD}$  為塔二蒸氣量，點  $V^{C3}$  為塔三蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為三根塔總和。

圖 4.9 Direct-Indirect split 示意圖



### 4.3.1 Direct-Indirect split 熱整合分析

Direct-Indirect split 熱整合結構有三種，第一種結構如圖 4.10 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DIS}} = V_{\min}^{\text{C3}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.10 右圖所示。

第二種結構如圖 4.11 左圖所示，為塔二與塔三進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DIS}} = V_{\min}^{\text{C1}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.11 右圖所示。

第三種結構如圖 4.12 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，塔二與塔三進行熱整合，總共進行兩次熱整合。其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DIS}} = \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.12 右圖所示。

圖 4.10 塔一與塔二熱整合示意圖

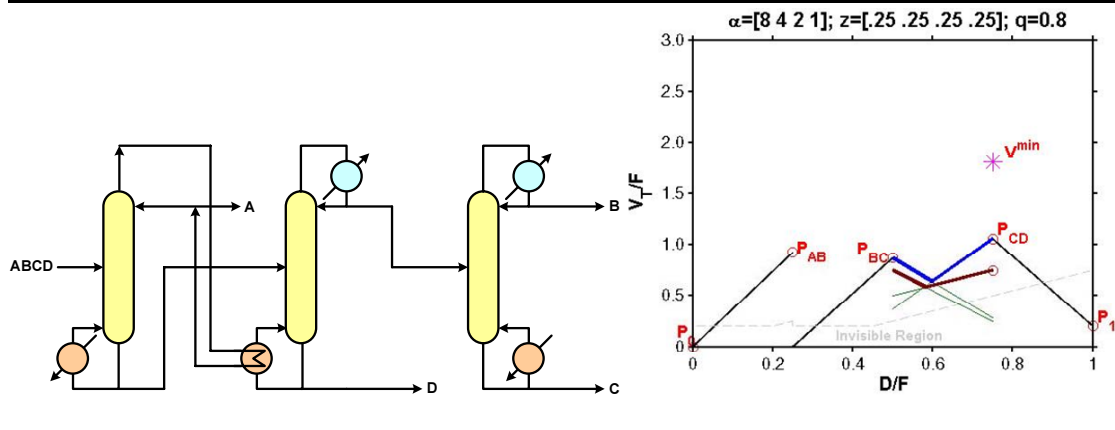


圖 4.11 塔二與塔三熱整合示意圖

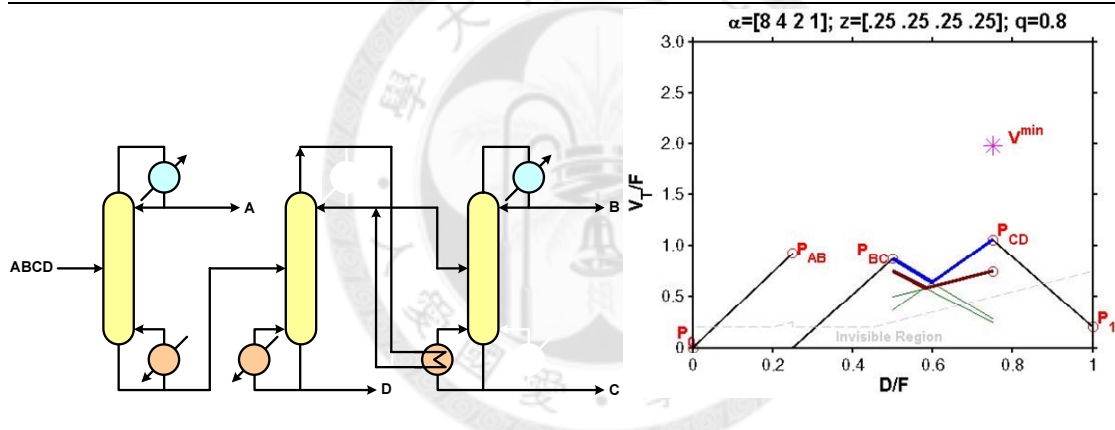
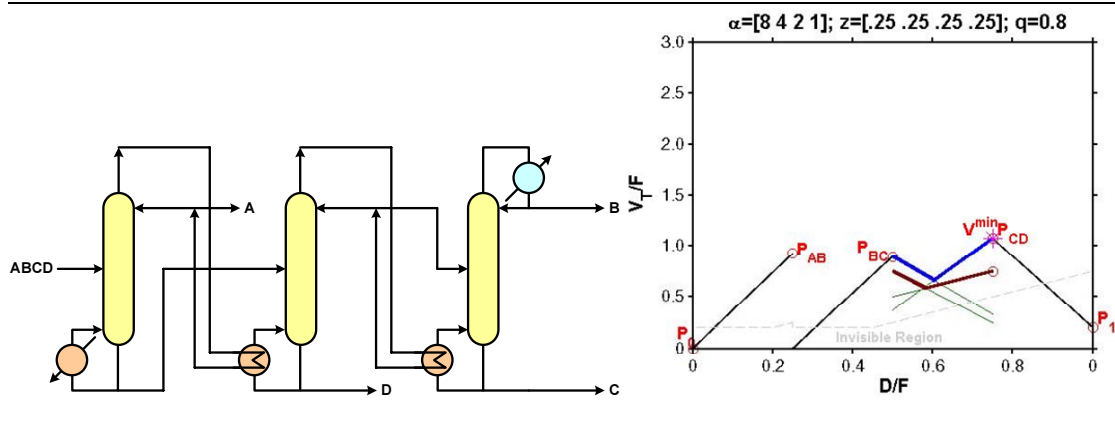


圖 4.12 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖



## 4.4 Direct-Petlyuk 分析

Direct-Petlyuk 結構如圖 4.13 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行直接分離，塔頂產物為 A 成分，塔底產物 BCD 進入 Petlyuk 分離 BCD 三成分。蒸氣量計算如下所示。

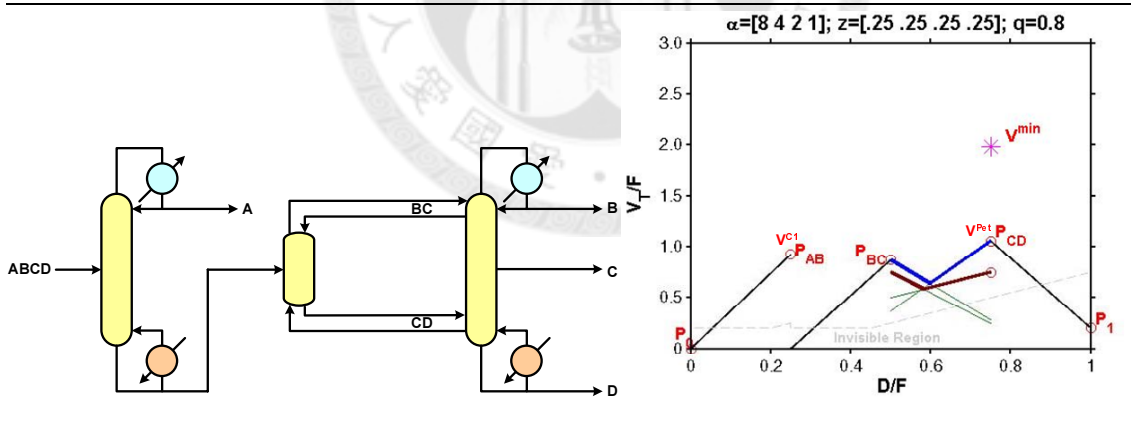
$$V_{\min}^{\text{Cl}} = \frac{\alpha_{AD} z_A}{\alpha_{AD} - \theta_A} F$$

$$V_{\min}^{\text{Pet}} = \max \left\{ \frac{\alpha_{BD} z_B}{\alpha_{BD} - \theta'_B}, \frac{\alpha_{BD} z_B}{\alpha_{BD} - \theta'_C} + \frac{\alpha_{CD} z_C}{\alpha_{CD} - \theta'_C} \right\}$$

$$V_{\min}^{\text{DPet}} = V_{\min}^{\text{Cl}} + V_{\min}^{\text{Pet}}$$

蒸氣量圖如圖 4.13 右圖所示，操作點  $P_{AB}$  為塔一蒸氣量，操作點  $P_{CD}$  為 Petlyuk 蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為第一根塔加上 Petlyuk 的蒸氣量。

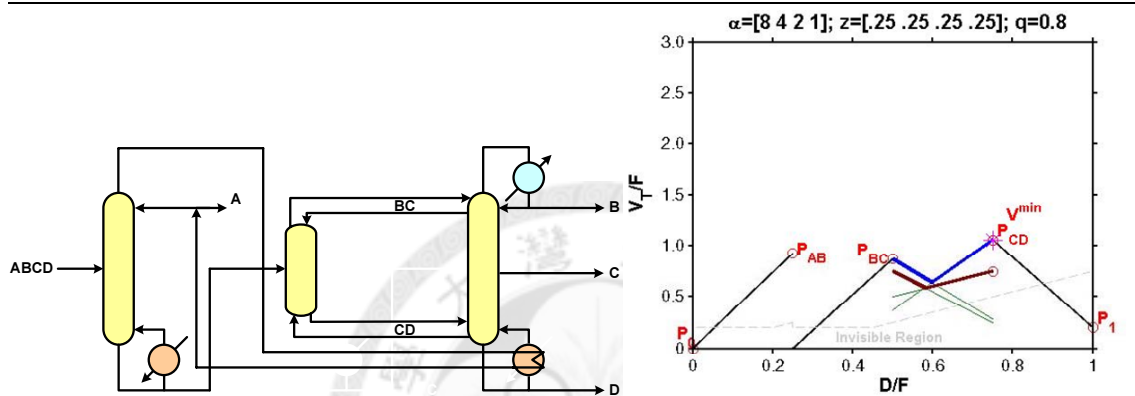
圖 4.13 Direct-Petlyuk 示意圖



Direct-Petlyuk 的第一根塔可以跟 Petlyuk 再做熱整合，如圖 4.14 左圖所示，其所需蒸氣量為如下所示，蒸氣量圖如圖 4.14 右圖所示。

$$V_{\min}^{\text{DPet}} = \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{Pet}} \right\}$$

圖 4.14 塔一與 Petlyuk 熱整合示意圖



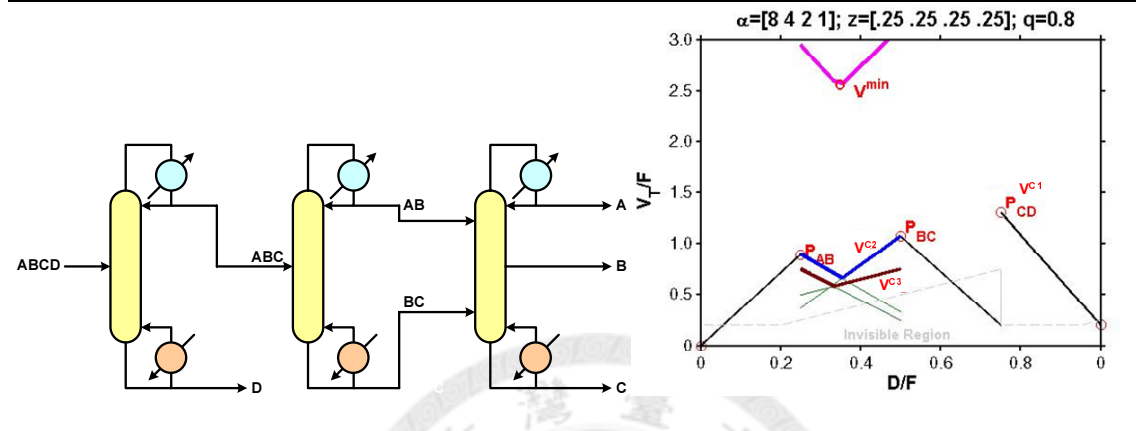
## 4.5 Indirect-Prefractionator 分析

Indirect-Prefractionator 結構如圖 4.15 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行間接分離 (Indirect-split)，塔底產物為 D 成分，塔頂產物 ABC 進入 Prefractionator 進行分離，塔三出料為 A，B，C 三股流。蒸氣量計算如下所示。

$$\begin{aligned}
 V_{\min}^{\text{C1}} &= \left( \frac{\alpha_{AD}z_A}{\alpha_{AD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{BD}z_B}{\alpha_{BD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{CD}z_C}{\alpha_{CD} - \theta_C} \right) F \\
 V_{\min(\theta=\theta'_A)}^{\text{C2}}(\eta) &= \left( \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta'_A} + \frac{\alpha_{BC}(\eta - z_A)}{\alpha_{AC} - \theta'_A} \right) F \\
 V_{\min(\theta=\theta'_B)}^{\text{C2}}(\eta) &= \left( \frac{\alpha_{AC}z_B}{\alpha_{AC} - \theta'_B} + \frac{\alpha_{BC}(\eta - z_A)}{\alpha_{AC} - \theta'_B} \right) F \\
 V_{\min}^{\text{C2}}(\eta) &= \max \left\{ V_{\min(\theta=\theta'_A)}^{\text{C2}}(\eta), V_{\min(\theta=\theta'_B)}^{\text{C2}}(\eta) \right\} \\
 V_{\min}^{\text{C31}}(\eta) &= \left( \frac{\eta}{\alpha_{AB} - 1} + z_A \right) F \\
 V_{\min}^{\text{C32}}(\eta) &= \left( \frac{1 - \eta - z_D}{\alpha_{BC} - 1} + (1 - \eta - z_C - z_D) \right) F \\
 V_{\min, P} &= \min_{\eta} \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}(\eta) + V_{\min}^{\text{C2}}(\eta) + \max [V_{\min}^{\text{C31}}(\eta), V_{\min}^{\text{C32}}(\eta)] \right\}
 \end{aligned}$$

蒸氣量圖如圖 4.15 右圖所示，操作點  $P_{CD}$  為塔一蒸氣量， $V^{C2}$  為塔二蒸氣量， $V^{C3}$  為塔三蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為三根塔總和。

圖 4.15 Direct-Prefractionator 熱整合示意圖



### 4.5.1 Indirect-Prefractionator 熱整合分析

Indirect-Prefractionator 熱整合結構有三種，第一種結構如圖 4.16 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min, P} = \min_{\eta} \left\{ \max [V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2}(\eta)] + \max [V_{\min}^{31}(\eta), V_{\min}^{32}(\eta)] \right\}$$

蒸氣量如圖 4.16 右圖所示。

第二種結構如圖 4.17 左圖所示，為塔二與塔三進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min, PF} = V_{\min}^{C1} + \min_{\eta} \left\{ \max [V_{\min}^{C2}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta)] \right\}$$

蒸氣量如圖 4.17 右圖所示。

第三種結構如圖 4.18 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，為塔二與塔三塔進行熱整合，總共進行兩次熱整合。其式子為：

$$V_{\min, PFF} = \min_{\eta} \left\{ \max [V_{\min}^{C1}, V_{\min}^{C2}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta), V_{\min}^{C31}(\eta)] \right\}$$

蒸氣量如圖 4.18 右圖所示。

圖 4.16 塔一與塔二熱整合示意圖

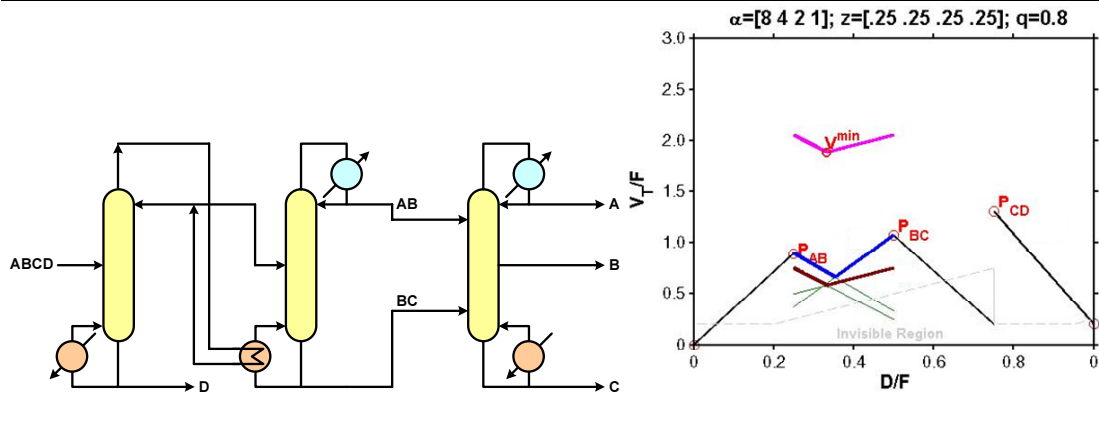


圖 4.17 塔二與塔三熱整合示意圖

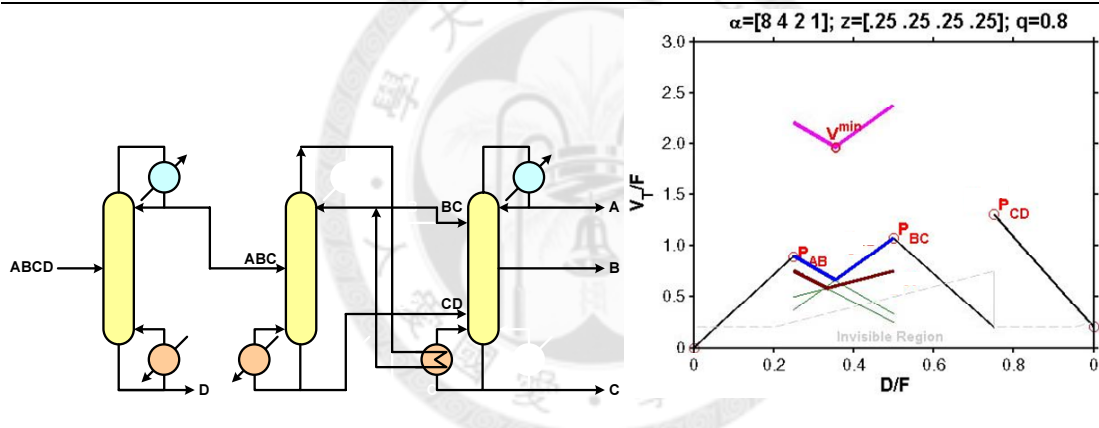
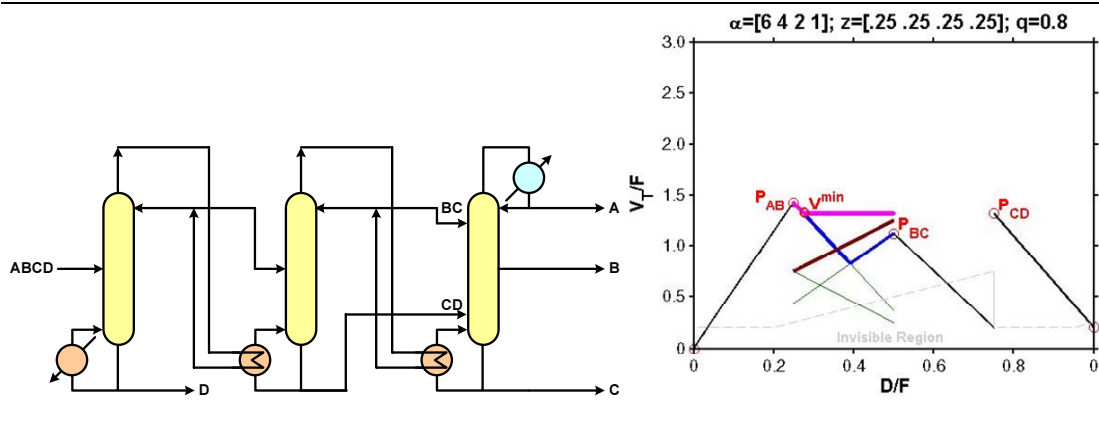


圖 4.18 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖



## 4.6 Indirect-Indirect split 分析

Indirect-Indirect split 結構如圖 4.19 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行間接分離，塔底產物為 D 成分，塔頂產物 ABC 進入塔二進行間接分離，塔頂產物為 AB 成分進入塔三分離，塔底產物為 BC 成分。蒸氣量計算如下所示。

$$V_{\min}^{C1} = \left( \frac{\alpha_{AD}z_A}{\alpha_{AD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{BD}z_B}{\alpha_{BD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{CD}z_C}{\alpha_{CD} - \theta_C} \right) F$$

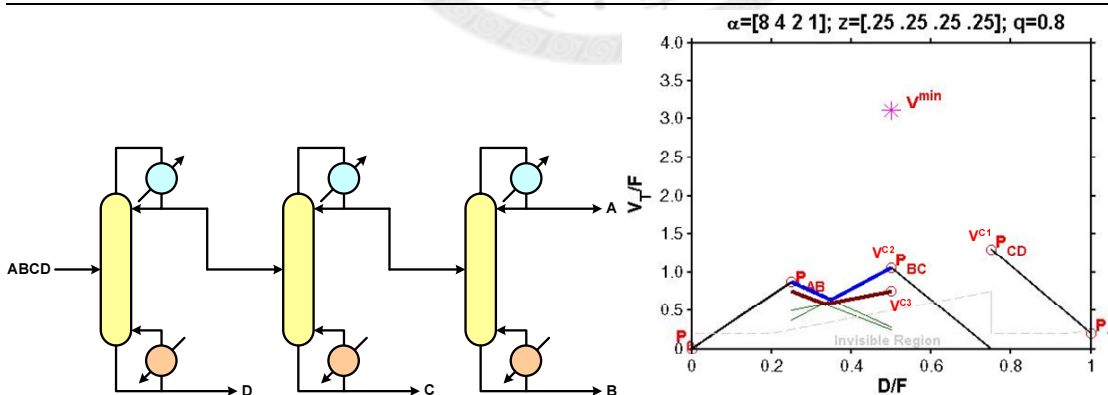
$$V_{\min}^{C2} = \left( \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta'_B} + \frac{\alpha_{BC}z_B}{\alpha_{BC} - \theta'_B} \right) F$$

$$V_{\min}^{C3} = V_{\min(\eta=z_A+z_B)}^{C31} = \left( \frac{z_A + z_B}{\alpha'_{AB} - 1} + z_A \right) F$$

$$V_{\min}^{IIS} = \max \left\{ V_{\min}^{C1}, V_{\min}^{C2}, V_{\min}^{C3} \right\}$$

蒸氣量圖如圖 4.19 右圖所示，操作點  $P_{CD}$  為塔一蒸氣量，操作點  $P_{BC}$  為塔二蒸氣量，點  $V^{C3}$  為塔三蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為三根塔總和。

圖 4.19 Indirect-Indirect split 示意圖



### 4.6.1 Indirect-Indirect split 熱整合分析

Indirect-Indirect split 熱整合結構有三種，第一種結構如圖 4.20 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{IIS}} = V_{\min}^{\text{C3}} + \max \{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}} \}$$

蒸氣量如圖 4.20 右圖所示。

第二種結構如圖 4.21 左圖所示，為塔二與塔三進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{IIS}} = V_{\min}^{\text{C1}} + \max \{ V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \}$$

蒸氣量如圖 4.21 右圖所示。

第三種結構如圖 4.22 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，為塔二與塔三進行熱整合，總共進行兩次熱整合。其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DDS}} = \max \{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \}$$

蒸氣量如圖 4.22 右圖所示。

圖 4.20 塔一與塔二熱整合示意圖

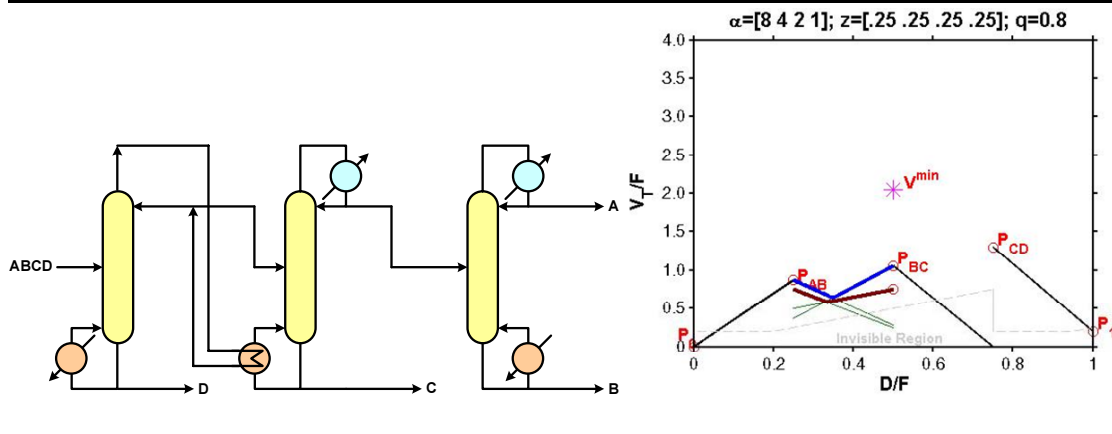


圖 4.21 塔二與塔三熱整合示意圖

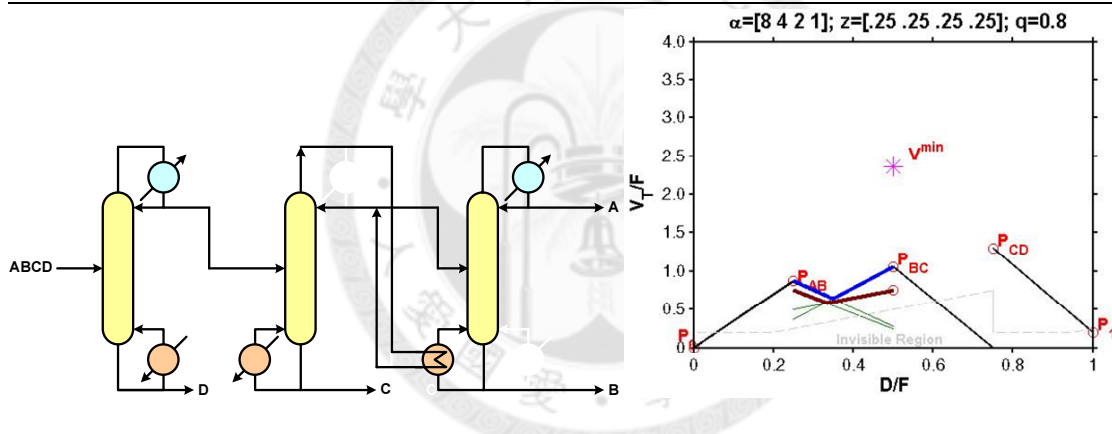
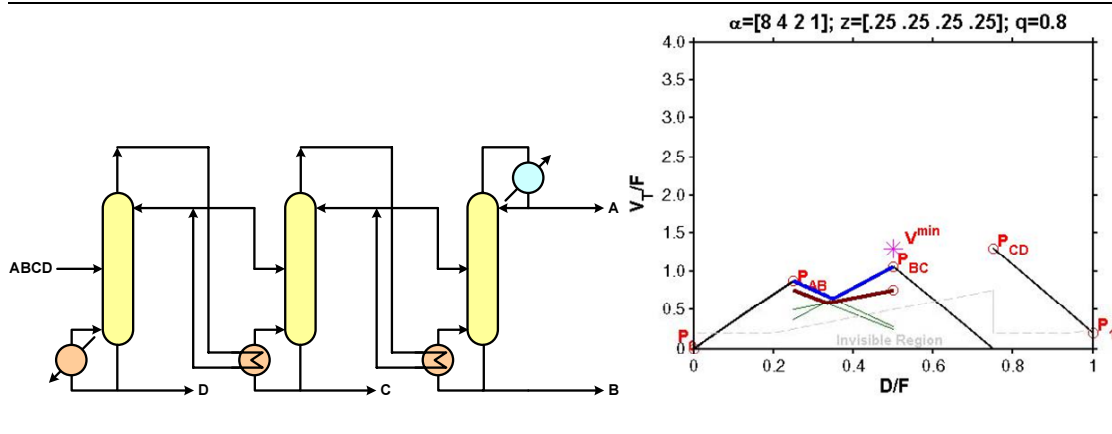


圖 4.22 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖熱整合示意圖



## 4.7 Indirect-Direct split 分析

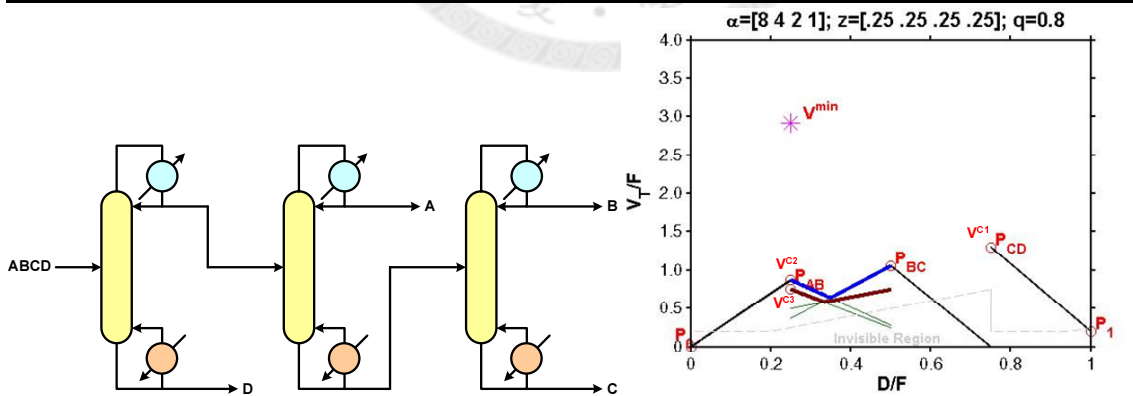
Indirect-Direct split 結構如圖 4.23 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行間接分離，塔底產物為 D 成分，塔底產物 ABC 進入塔二進行直接 (direct-split) 分離，塔底產物為 BC 成分進入塔三分離，塔頂產物為 A 成分。

蒸氣量計算如下所示。

$$\begin{aligned}
 V_{\min}^{C1} &= \left( \frac{\alpha_{AD}z_A}{\alpha_{AD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{BD}z_B}{\alpha_{BD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{CD}z_C}{\alpha_{CD} - \theta_C} \right) F \\
 V_{\min}^{C2} &= \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta'_A} F \\
 V_{\min}^{C3} &= \left( \frac{z_B + z_C}{\alpha'_{BC} - 1} + z_B \right) F \\
 V_{\min}^{IDS} &= V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2} + V_{\min}^{C3}
 \end{aligned}$$

蒸氣量圖如圖 4.23 右圖所示，操作點  $P_{CD}$  為塔一蒸氣量，操作點  $P_{AB}$  為塔二蒸氣量，點  $V^{C3}$  為塔三蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為三根塔總和。

圖 4.23 Indirect-Direct split 示意圖



### 4.7.1 Indirect-Direct split 熱整合分析

Indirect-Direct split 熱整合結構有三種，第一種結構如圖 4.24 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{IDS}} = V_{\min}^{\text{C3}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.24 右圖所示。

第二種結構如圖 4.25 左圖所示，為塔二與塔三進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{IDS}} = V_{\min}^{\text{C1}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.25 右圖所示。

第三種結構如圖 4.26 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，為塔二與塔三進行熱整合，總共進行兩次熱整合。其式子為：

$$V_{\min}^{\text{DIS}} = \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.26 右圖所示。

圖 4.24 塔一與塔二熱整合示意圖

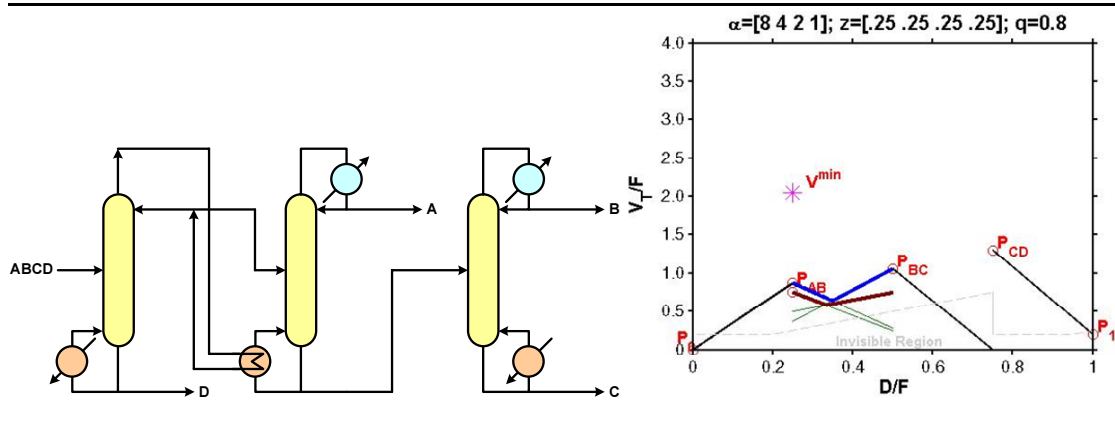


圖 4.25 塔二與塔三熱整合示意圖

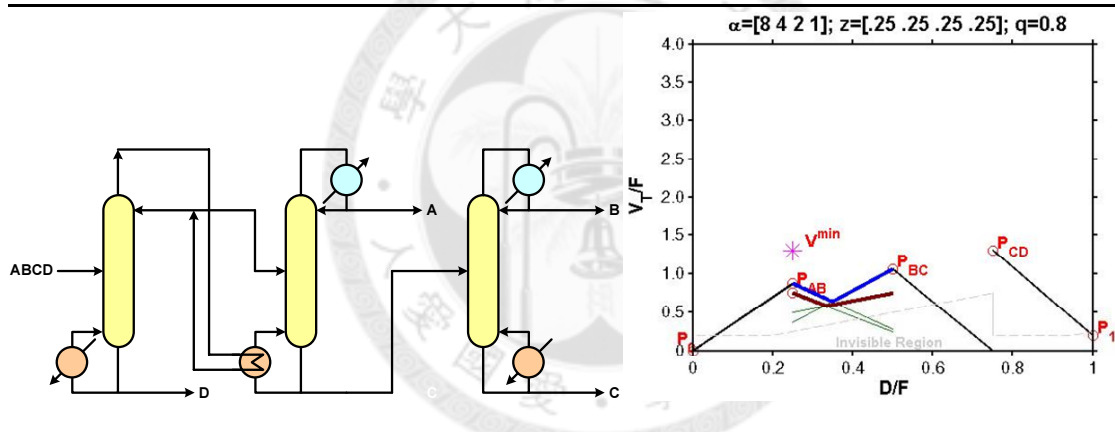
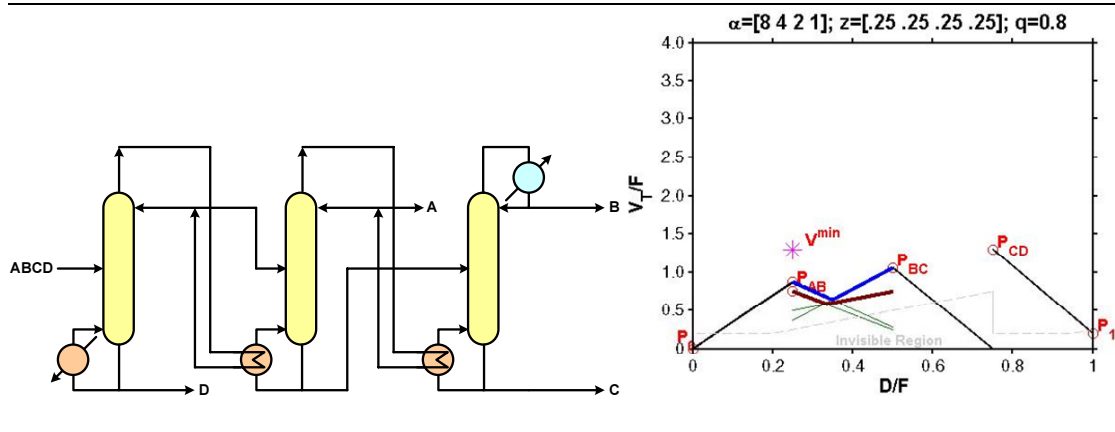


圖 4.26 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖



## 4.8 Indirect-Petlyuk 分析

Indirect-Petlyuk 結構如圖 4.27 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行間接分離，塔底產物為 D 成分，塔頂產物 ABC 進入 Petlyuk 分離 ABC 三成分。蒸氣量計算如下所示。

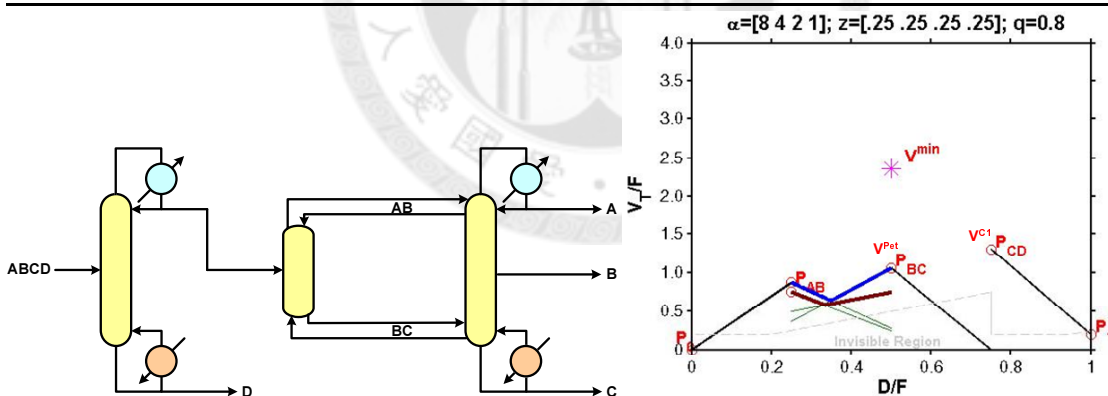
$$V_{\min}^{C1} = \left( \frac{\alpha_{AD}z_A}{\alpha_{AD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{BD}z_B}{\alpha_{BD} - \theta_C} + \frac{\alpha_{CD}z_C}{\alpha_{CD} - \theta_C} \right) F$$

$$V_{\min}^{\text{Pet}} = \max \left\{ \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta'_A}, \frac{\alpha_{AC}z_A}{\alpha_{AC} - \theta'_B} + \frac{\alpha_{BC}z_B}{\alpha_{BC} - \theta'_B} \right\}$$

$$V_{\min}^{\text{IPet}} = V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{\text{Pet}}$$

蒸氣量圖如圖 4.27 右圖所示，操作點  $P_{CD}$  為第一根塔蒸氣量，操作點  $P_{BC}$  為 Petlyuk 蒸氣量，整個系統所需蒸氣量為第一根塔加上 Petlyuk。

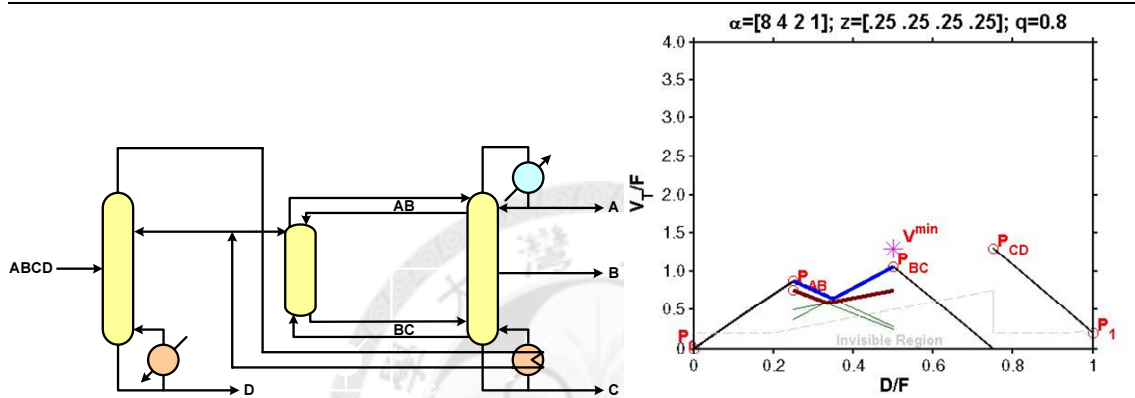
圖 4.27 Indirect-Petlyuk 示意圖



Indirect-Petlyuk 的塔一可以跟 Petlyuk 再做熱整合，如圖 4.28 左圖所示，其所需蒸氣量為如下所示，蒸氣量圖如圖 4.28 右圖所示。

$$V_{\min}^{\text{IPet}} = \max \left\{ V_{\min}^{\text{C3}}, V_{\min}^{\text{Pet}} \right\}$$

圖 4.28 塔一與 Petlyuk 熱整合示意圖



## 4.9 Binary-Binary split 分析

Binary-Binary split 結構如圖 4.29 左圖所示，四成分 ABCD 進入塔一進行 BC 成分分離 (preferred split)，塔頂產物為 AB 成分，進入塔二進行分離，塔底產物 BC 成分進入塔三進行分離。蒸氣量計算如下所示。

$$V_{\min}^{C1} = \left( \frac{\alpha_{AD} z_A}{\alpha_{AD} - \theta_B} + \frac{\alpha_{BD} z_B}{\alpha_{BD} - \theta_B} \right) F$$

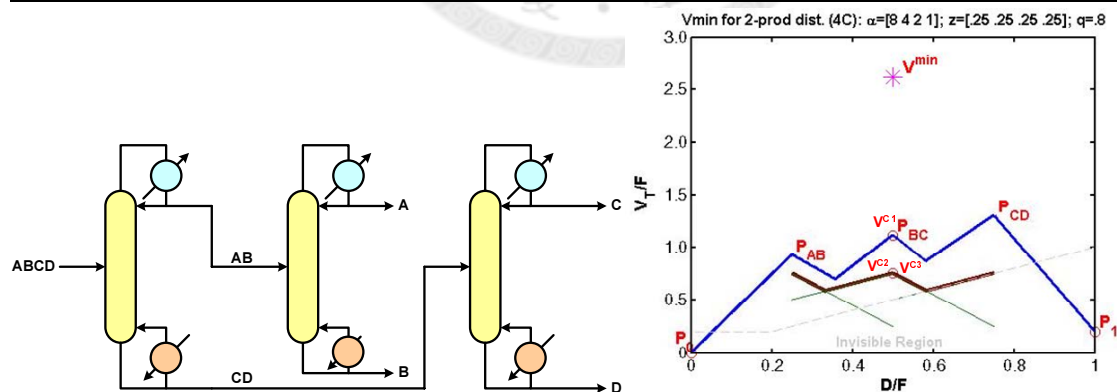
$$V_{\min}^{C2} = V_{\min}^{C31}(\eta=z_A+z_B) = \left( \frac{z_A + z_B}{\alpha'_{AB} - 1} + z_A \right) F$$

$$V_{\min}^{C3} = V_{\min}^{C32}(\eta=z_B) = \left( \frac{z_C + z_D}{\alpha'_{CD} - 1} + z_C \right) F$$

$$V_{\min}^{BBS} = V_{\min}^{C1} + V_{\min}^{C2} + V_{\min}^{C3}$$

蒸氣量如圖 4.29 右圖所示，操作點  $P_{BC}$  為塔一蒸氣量，操作點  $V^{C2}$  為塔二蒸氣量，點  $V^{C3}$  為塔三蒸氣量，在此例中這兩個操作點蒸氣量是相同的，整個系統所需蒸氣量為三根塔總和。

圖 4.29 Binary-Binary split 示意圖



### 4.9.1 Binary-Binary split 熱整合分析

Binary-Binary split 熱整合結構有三種，第一種結構如圖 4.30 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{BBS}} = V_{\min}^{\text{C3}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.30 右圖所示。

第二種結構如圖 4.31 左圖所示，為塔二與塔三進行熱整合，其式子為：

$$V_{\min}^{\text{BBS}} = V_{\min}^{\text{C1}} + \max \left\{ V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.31 右圖所示。

第三種結構如圖 4.32 左圖所示，為塔一與塔二進行熱整合，為塔二與塔三進行熱整合，總共進行兩次熱整合。其式子為：

$$V_{\min}^{\text{BBS}} = \max \left\{ V_{\min}^{\text{C1}}, V_{\min}^{\text{C2}}, V_{\min}^{\text{C3}} \right\}$$

蒸氣量如圖 4.32 右圖所示。

圖 4.30 塔一與塔二熱整合示意圖

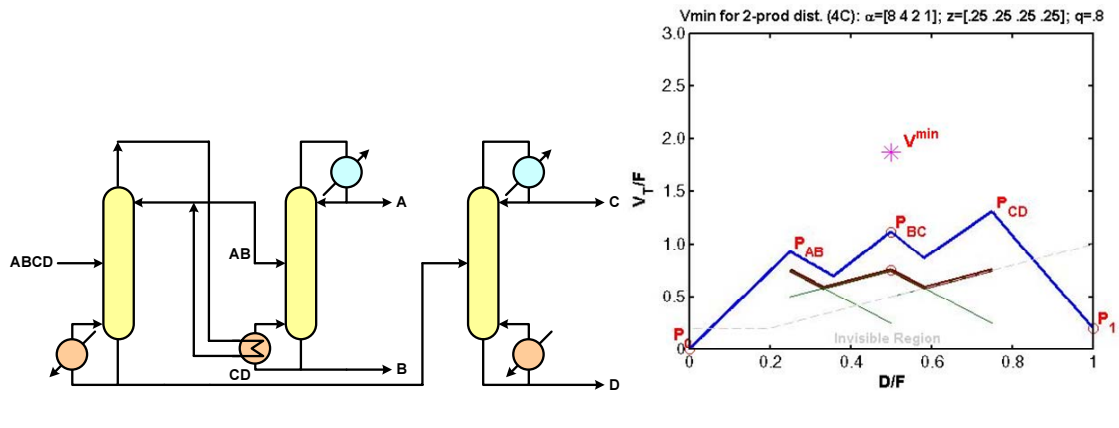


圖 4.31 塔二與塔三熱整合示意圖

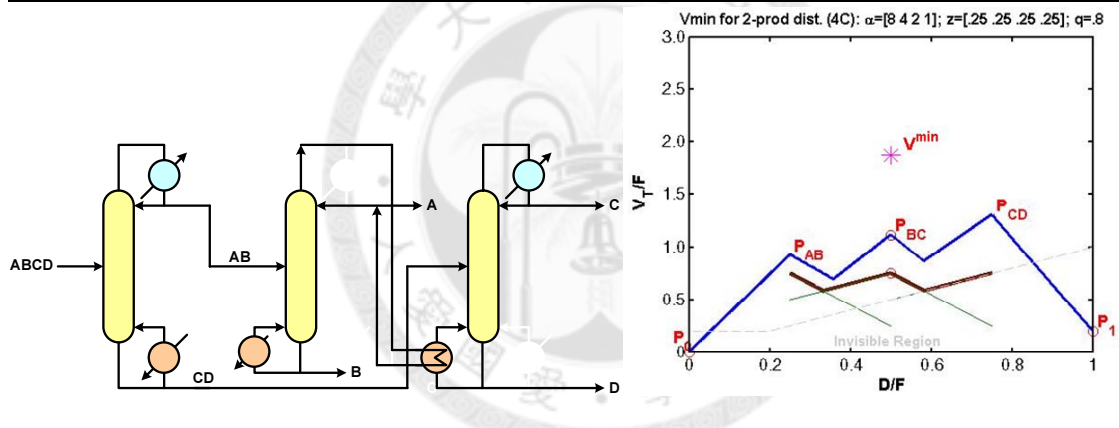
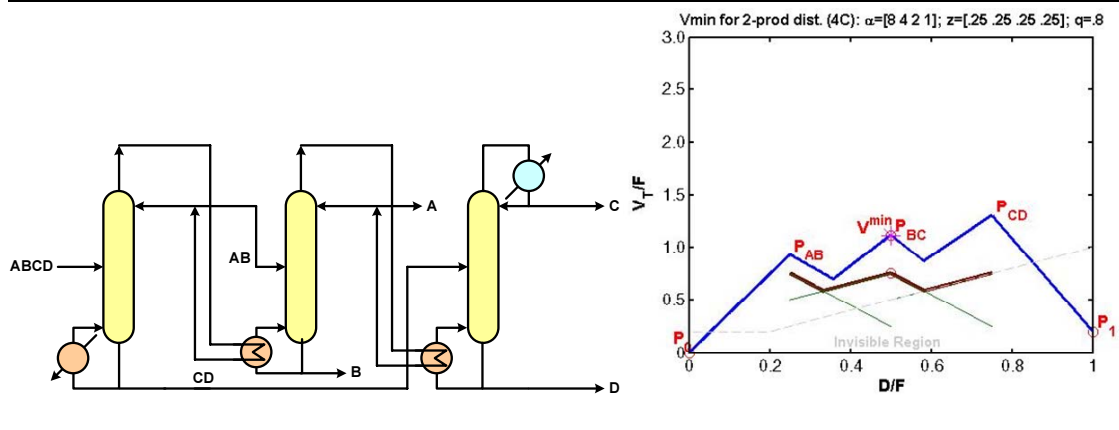


圖 4.32 塔一與塔二，塔二與塔三熱整合示意圖

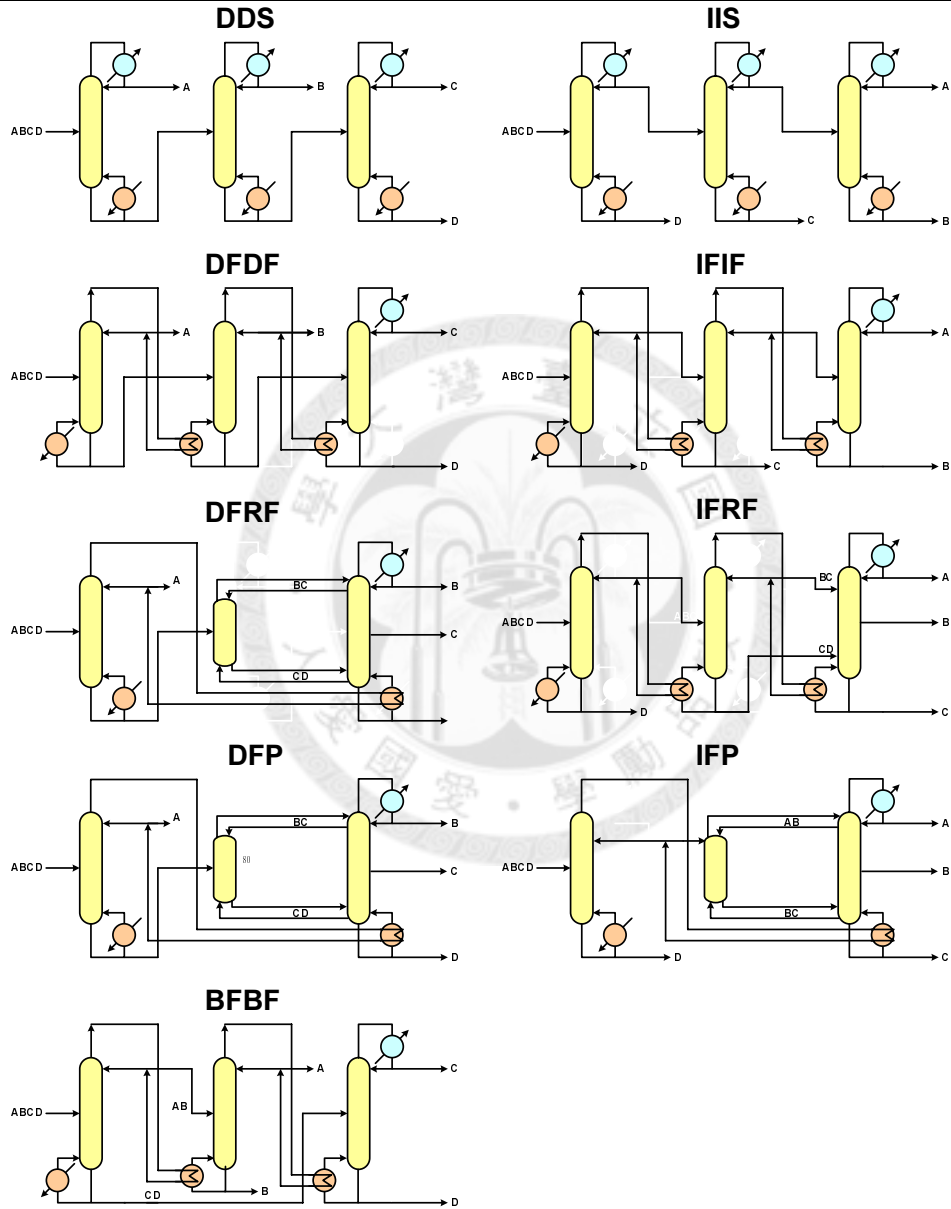


## 4.10 多效蒸餾塔結構與能量節省分析

在此我們討論九種蒸餾塔結構所節省的能量比較。這九種結構分別是 DDS、DFDF、DFRF、DFP、IIS、IFIF、IFRF、IFP、BFBF 如圖 4.33 所示。



圖 4.33 九種蒸餾塔結構圖



#### 4.10.1 九種多效蒸餾塔結構節省能量百分比

我們以 DDS 所需的最小蒸氣量為基準，與其它結構做比較，算出節省的能量百分比如表 4.1，表 4.2，表 4.3 所示。

表 4.1 以 DDS 為基準各結構能量節省百分比

|      | Column arrangement | $\alpha$ |         |         |         |           |          |
|------|--------------------|----------|---------|---------|---------|-----------|----------|
|      |                    | 12:4:2:1 | 8:4:2:1 | 5:4:2:1 | 8:3:2:1 | 8:4:1.5:1 | 12:6:3:1 |
| 0.25 | DDS                | 0.00     | 0.00    | 0.00    | 0.00    | 0.00      | 0.00     |
| 0.25 | DFDF               | 61.78    | 65.27   | 39.50   | 51.17   | 53.18     | 61.00    |
| 0.25 | DFRF               | 72.25    | 65.27   | 39.50   | 65.95   | 66.57     | 61.00    |
| 0.25 | DFP                | 51.29    | 56.97   | 39.50   | 51.17   | 44.41     | 61.00    |
|      | IIS                | -30.49   | -28.00  | -19.06  | -23.70  | -22.63    | -33.32   |
|      | IFIF               | 40.16    | 46.53   | 42.80   | 45.33   | 36.19     | 51.16    |
|      | IFRF               | 40.16    | 46.53   | 59.35   | 51.23   | 36.19     | 51.28    |
|      | IFP                | 40.16    | 46.53   | 40.40   | 45.33   | 36.19     | 51.16    |
|      | BFBF               | 51.40    | 55.48   | 42.80   | 43.22   | 53.18     | 50.26    |
| 0.70 | DDS                | 0.00     | 0.00    | 0.00    | 0.00    | 0.00      | 0.00     |
| 0.10 | DFDF               | 35.98    | 29.18   | 13.70   | 41.06   | 33.11     | 25.34    |
| 0.10 | DFRF               | 35.98    | 29.18   | 13.70   | 41.06   | 33.11     | 25.34    |
| 0.10 | DFP                | 35.98    | 29.18   | 13.70   | 41.06   | 33.11     | 25.34    |
|      | IIS                | -91.24   | -80.52  | -45.22  | -81.81  | -71.05    | -84.69   |
|      | IFIF               | 34.77    | 29.58   | 14.00   | 35.14   | 33.37     | 25.71    |
|      | IFRF               | 34.77    | 33.94   | 21.96   | 41.41   | 37.52     | 30.32    |
|      | IFP                | 34.77    | 29.29   | 13.78   | 35.14   | 33.21     | 25.41    |
|      | BFBF               | 36.31    | 29.57   | 14.00   | 36.85   | 33.37     | 25.71    |

表 4.2 以 DDS 為基準各結構能量節省百分比

|      | Column arrangement | $\alpha$ |         |         |         |           |          |
|------|--------------------|----------|---------|---------|---------|-----------|----------|
|      |                    | 12:4:2:1 | 8:4:2:1 | 5:4:2:1 | 8:3:2:1 | 8:4:1.5:1 | 12:6:3:1 |
| 0.10 | DDS                | 0.00     | 0.00    | 0.00    | 0.00    | 0.00      | 0.00     |
| 0.70 | DFDF               | 35.44    | 45.22   | 34.81   | 28.60   | 54.67     | 43.10    |
| 0.10 | DFRF               | 39.69    | 48.83   | 34.81   | 34.50   | 57.15     | 46.75    |
| 0.10 | DFP                | 35.44    | 45.22   | 34.81   | 28.60   | 50.00     | 43.10    |
|      | IIS                | -45.69   | -38.86  | -20.76  | -36.82  | -38.02    | -38.16   |
|      | IFIF               | 30.82    | 40.80   | 36.39   | 25.02   | 45.84     | 38.38    |
|      | IFRF               | 44.92    | 53.07   | 65.00   | 56.10   | 45.84     | 57.52    |
|      | IFP                | 30.82    | 40.80   | 35.24   | 25.02   | 45.84     | 38.38    |
|      | BFBF               | 30.58    | 40.60   | 36.39   | 24.78   | 50.15     | 38.28    |
| 0.10 | DDS                | 0.00     | 0.00    | 0.00    | 0.00    | 0.00      | 0.00     |
| 0.10 | DFDF               | 45.61    | 68.86   | 59.11   | 52.71   | 31.20     | 56.27    |
| 0.70 | DFRF               | 69.53    | 71.35   | 66.25   | 74.12   | 62.17     | 75.23    |
| 0.10 | DFP                | 40.61    | 44.50   | 55.63   | 52.71   | 27.49     | 51.62    |
|      | IIS                | -3.96    | -1.70   | -0.76   | -0.34   | -3.69     | -2.12    |
|      | IFIF               | 37.21    | 40.79   | 52.36   | 52.47   | 24.32     | 47.41    |
|      | IFRF               | 37.21    | 40.79   | 52.36   | 52.47   | 24.32     | 47.41    |
|      | IFP                | 37.21    | 40.79   | 52.36   | 52.47   | 24.32     | 47.41    |

表 4.3 以 DDS 為基準各結構能量節省百分比

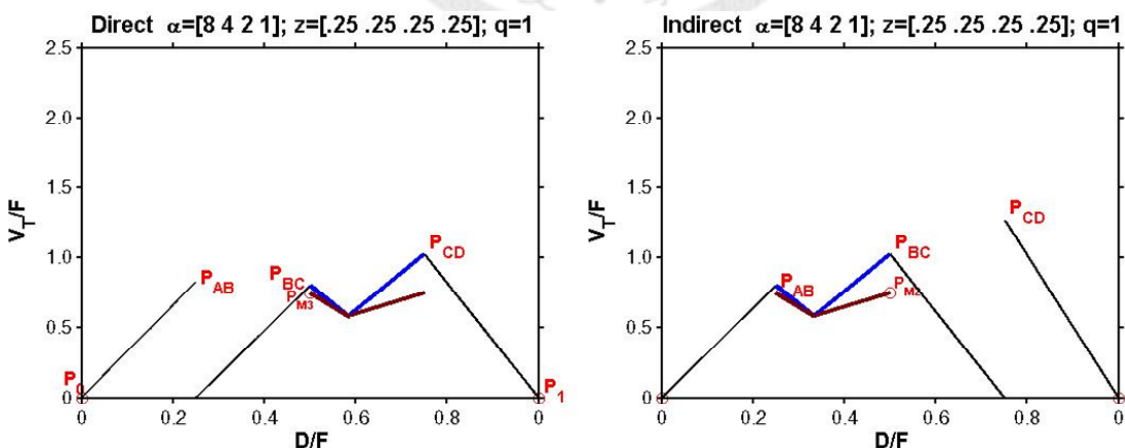
|      | Column arrangement | $\alpha$ |         |         |         |           |          |
|------|--------------------|----------|---------|---------|---------|-----------|----------|
|      |                    | 12:4:2:1 | 8:4:2:1 | 5:4:2:1 | 8:3:2:1 | 8:4:1.5:1 | 12:6:3:1 |
| 0.10 | DDS                | 0.00     | 0.00    | 0.00    | 0.00    | 0.00      | 0.00     |
| 0.10 | DFDF               | 45.52    | 49.55   | 57.08   | 54.82   | 32.46     | 60.46    |
| 0.10 | DFRF               | 54.55    | 57.91   | 57.08   | 62.00   | 42.28     | 67.79    |
| 0.70 | DFP                | 42.74    | 46.97   | 57.08   | 51.57   | 31.29     | 55.72    |
|      | IIS                | 4.45     | 4.83    | 3.51    | 8.48    | 5.29      | -5.19    |
|      | IFIF               | 40.43    | 44.62   | 59.05   | 49.33   | 30.25     | 50.93    |
|      | IFRF               | 40.43    | 44.62   | 59.05   | 49.33   | 30.25     | 50.93    |
|      | IFP                | 40.43    | 44.62   | 59.05   | 49.33   | 30.25     | 50.93    |
|      | BFBF               | 45.52    | 49.55   | 63.03   | 54.82   | 36.46     | 60.46    |
| 0.40 | DDS                | 0.00     | 0.00    | 0.00    | 0.00    | 0.00      | 0.00     |
| 0.10 | DFDF               | 59.96    | 51.92   | 29.08   | 62.75   | 53.33     | 43.31    |
| 0.10 | DFRF               | 59.96    | 51.92   | 29.08   | 62.75   | 60.91     | 43.31    |
| 0.40 | DFP                | 59.96    | 51.92   | 29.08   | 62.75   | 51.40     | 43.32    |
|      | IIS                | -39.63   | -38.33  | -27.19  | -33.70  | -24.78    | -52.78   |
|      | IFIF               | 42.84    | 49.21   | 30.22   | 49.12   | 42.46     | 44.50    |
|      | IFRF               | 42.84    | 49.21   | 40.07   | 49.12   | 42.46     | 49.94    |
|      | IFP                | 42.84    | 49.21   | 29.75   | 49.12   | 42.46     | 43.91    |
|      | BFBF               | 54.75    | 53.27   | 30.21   | 50.02   | 53.33     | 44.51    |
| 0.10 | DDS                | 0.00     | 0.00    | 0.00    | 0.00    | 0.00      | 0.00     |
| 0.40 | DFDF               | 52.15    | 57.20   | 47.47   | 41.46   | 52.63     | 53.19    |
| 0.40 | DFRF               | 64.40    | 68.15   | 47.47   | 58.43   | 66.77     | 65.04    |
| 0.10 | DFP                | 44.82    | 50.63   | 47.47   | 41.46   | 35.73     | 53.19    |
|      | IIS                | -23.50   | -19.96  | -11.35  | -17.60  | -19.31    | -20.84   |
|      | IFIF               | 40.73    | 46.79   | 52.99   | 39.77   | 33.52     | 49.64    |
|      | IFRF               | 40.73    | 46.79   | 65.79   | 54.17   | 33.52     | 47.73    |
|      | IFP                | 40.73    | 46.79   | 47.94   | 39.77   | 33.52     | 49.64    |
|      | BFBF               | 48.77    | 53.66   | 52.99   | 38.99   | 53.27     | 49.26    |

### 4.10.2 進料相對揮發度與蒸餾塔結構討論

我們把這九種結構依照塔一的分離方式分成直接系統 (DDS, DFDF, DFRF, DFP) 與間接系統 (IIS, IFIF, IFRF, IFP), 圖 4.34 為這兩種系列在進料  $\alpha = [8, 4, 2, 1]; z = [.25, .25, .25, .25]$  的圖形, 左圖為直接系統, 右圖為間接系統。在直接系統下操作點  $P_{AB}$  高於  $P_{CD}$  時, DFDF 的蒸氣量將會等於 DFRF 以及 DFP 的蒸氣量等於操作點  $P_{AB}$  的值。當操作點  $P_{AB}$  小於  $P_{CD}$  高於  $P_{BC}$  與  $P_{M3}$  時, DFDF 蒸氣量會等於 DFRF 蒸氣量小於 DPET 蒸氣量, DPET 需要較多蒸氣, 此時 DPET 蒸氣量為操作點  $P_{CD}$ 。當  $P_{AB}$  小於  $P_{BC}$  或  $P_{M3}$  時, DFRF 蒸氣量會小於 DFDF 小於 DPET, 使用 DFRF 可以節省較多能量。

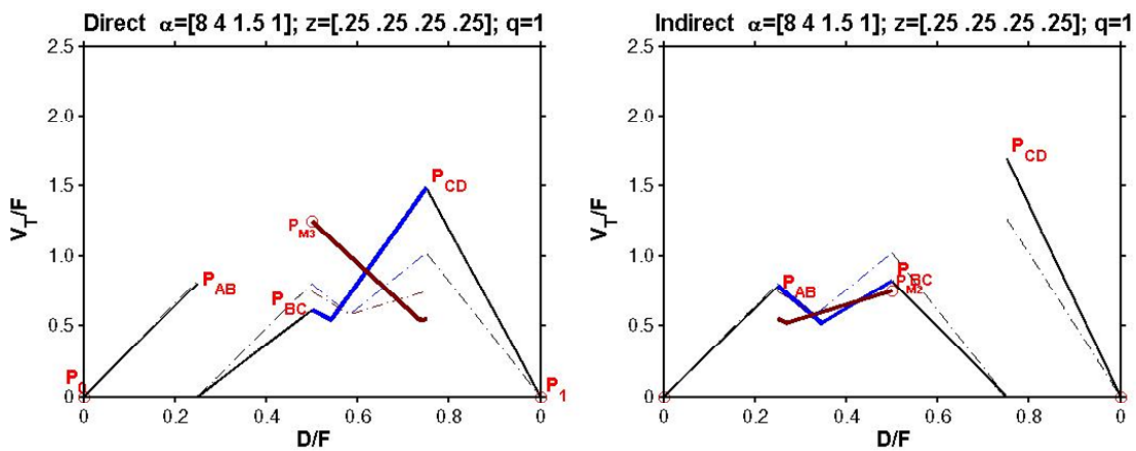
在圖形中也可以看出間接系統的操作點  $P_{CD}$  高於其他點, 所以其所節省的能源也會比較少。此時 DFRF 可以節省最多的能量。

圖 4.34 一般情形下直接與間接系統蒸氣量圖



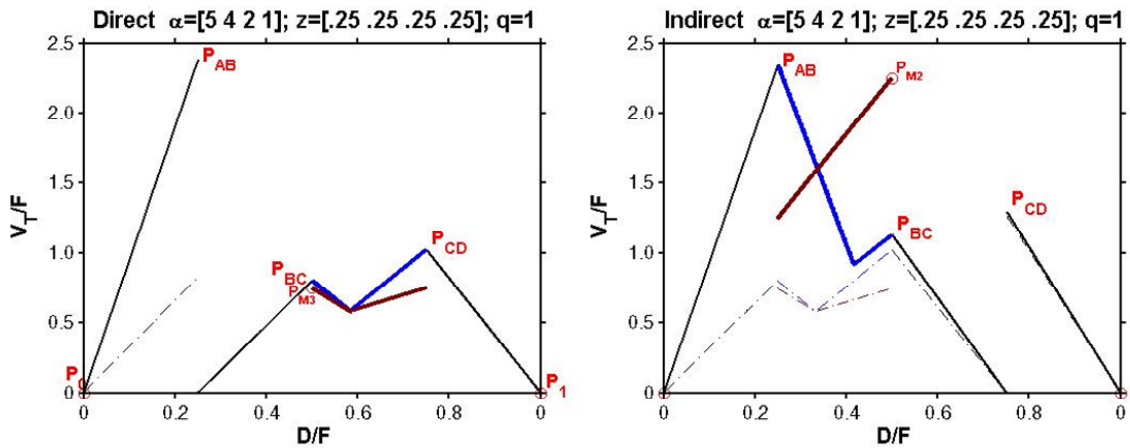
如圖 4.35 所示，圖形中的虛線是進料組成  $\alpha = [8, 4, 2, 1]; z = [.25, .25, .25, .25]$  的圖形，以此圖型為基準，把 C 成分相對揮發度改為 1.5，CD 成分難分離，此時操作點  $P_{CD}$  會大幅上升，直接系統可以節省較多的能量，操作點  $P_{CD}$  小於  $P_{M3}$  所以 DFRF 可以節省最多的能量。

圖 4.35 CD 成分難分離下直接與間接系統蒸氣量圖



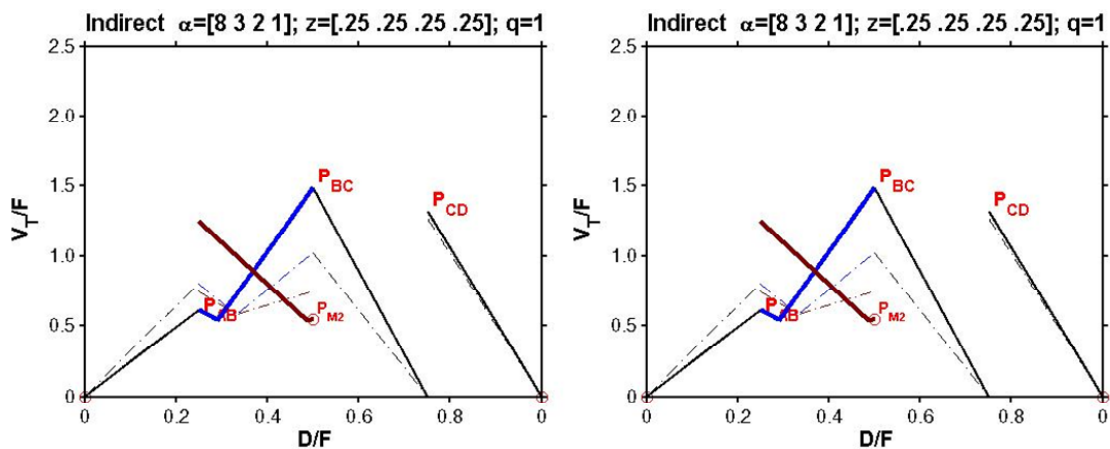
如圖 4.36 所示，把 A 成分相對揮發度改為 5，AB 成分難分離，此時操作點  $P_{AB}$  會大幅上升，間接系統系統可以節省較多能量且  $P_{CD}$  小於  $P_{M2}$ ，IFRF 可以節省最多的能量。

圖 4.36 AB 成分難分離下直接與間接系統蒸氣量圖



如圖 4.37 所示，把 B 成分相對揮發度改為 3，BC 成分難分離，此時操作點  $P_{BC}$  會大幅上升，間接系統與直接系統所需要的蒸氣量差不多，在直接系統下， $P_{AB}$  小於  $P_{BC}$ 。在間接系統下， $P_{CD}$  小於  $P_{BC}$  使用 prefractionator 的結構優於其他結構。

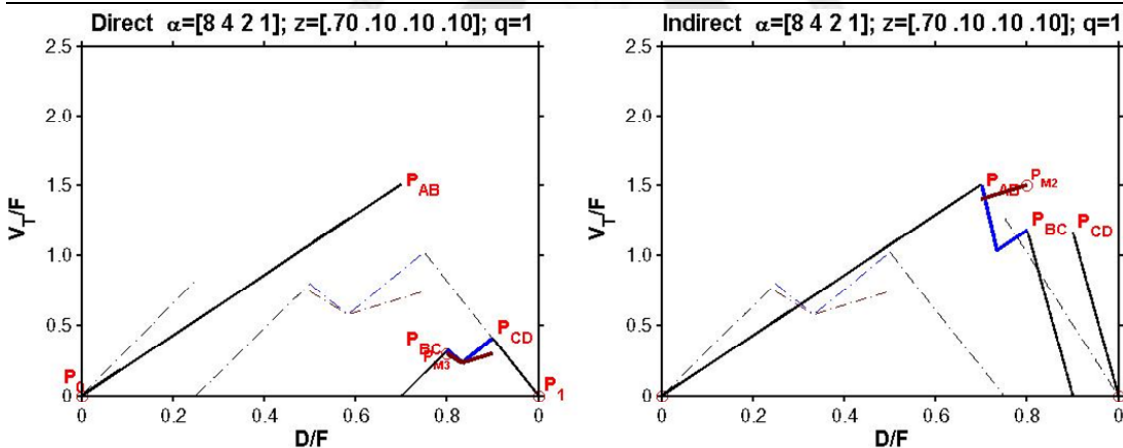
圖 4.37 AB 成分難分離下直接與間接系統蒸氣量圖



### 4.10.3 進料組成與蒸餾塔結構討論

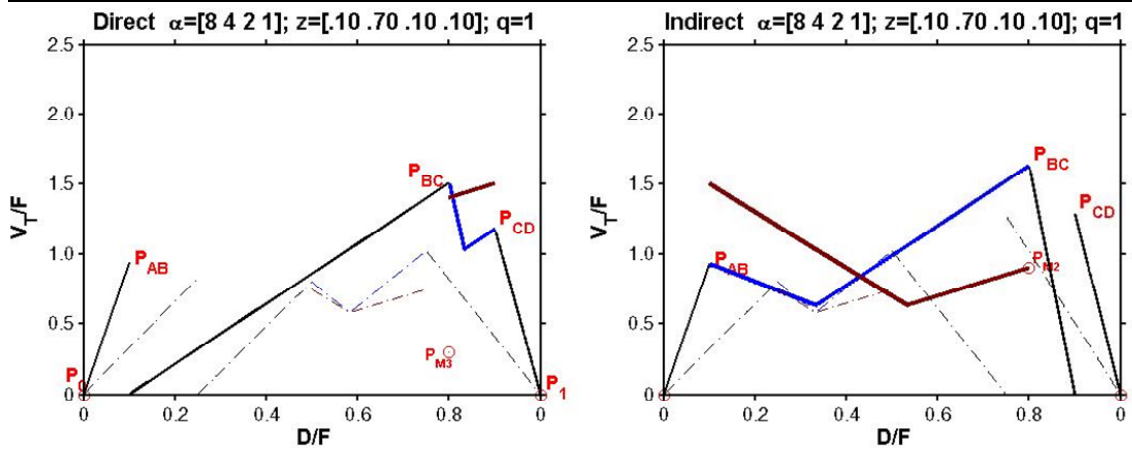
如圖 4.38 所示，把相對揮發度固定為  $\alpha = [8, 4, 2, 1]$ ，把進料組成改為  $z = [.70, .10, .10, .10]$ ，當進料 A 成分很多的時候，操作點  $P_{AB}$  會大幅上升，在直接系統下，大部分物質由塔一所蒸餾出，所以塔二只需少部分蒸氣即可分離剩餘物質，間接系統操作點  $P_{CD}$  小於  $P_{M2}$ ，塔一只蒸餾出少部分物質，塔二需大量蒸氣分離剩餘物質，在未進行熱整合下，間接系統需要消耗非常大的能量，但在進行熱整合下 IFRF 可以節省最多能量。

圖 4.38 A 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖



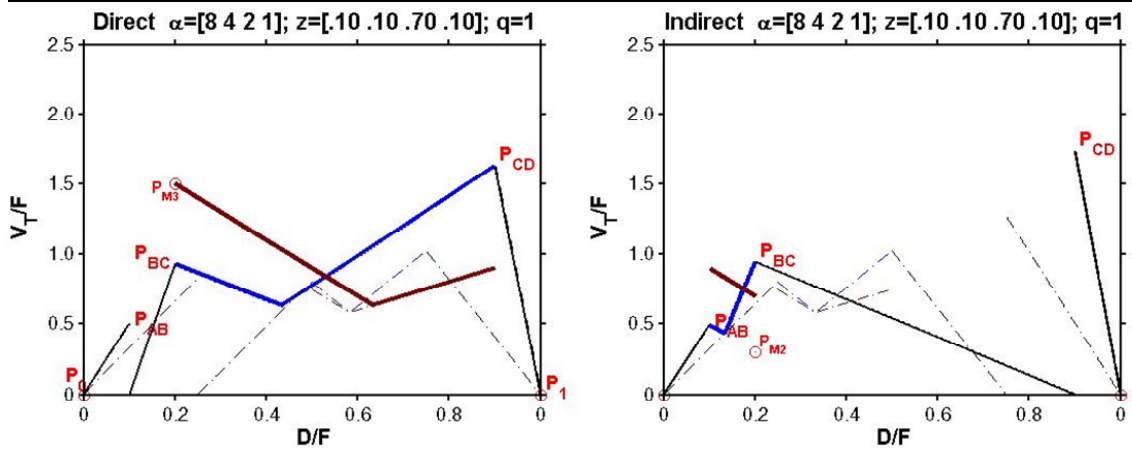
如圖 4.39 所示，當進料 B 成分很多的時候，在直接系統下，分離 AB 成分的操作現會大幅上升，間接系統會節省較多能量，IFRF 可以節省最多能量。

圖 4.39 B 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖



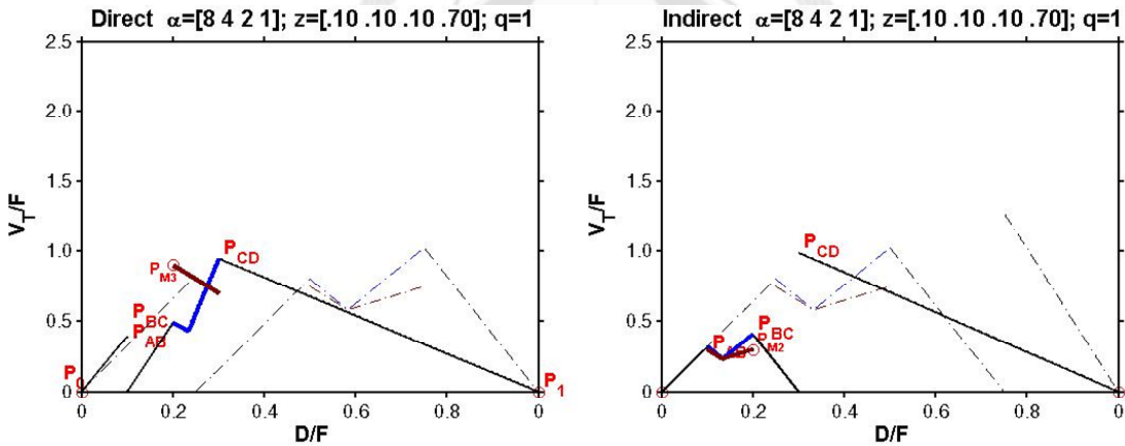
如圖 4.40 所示，當進料 C 成分很多的時候，在間接系統下，操作點  $P_{CD}$  高於其他的操作點，直接系統會節省較多能量，DFRF 可以節省最多能量。

圖 4.40 C 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖



如圖 4.41 所示，當進料 D 成分很多的時候，在直接系統下，塔一分離出占進料非常少量的 A 成分，塔二仍需大量的蒸氣分離大部份的物質。在間接系統下，塔一即需大量的蒸氣分離 D 成分所以兩種系統的操作點  $P_{CD}$  不會變動太多，但間接系統少量的 ABC 成分進入塔二分離，只需少量的蒸氣便可分離這些成分，所以操作點均下降，通常在改變進料組成下，直接系統與間接系統的操作點  $P_{CD}$  均不會有大幅改變。此時未進行熱整合下，間接系統較省能。進行熱整合時，由圖形可看出，直接系統的  $P_{AB}$  低於  $P_{M3}$  所以 DFRF 可以節省最多能量。

圖 4.41 D 成分較多情形下直接與間接系統蒸氣量圖



由以上討論可知，在熱整合系統下，當 AB 相對揮發度大，BC 與 CD 相對揮發度小，進料 C 與 D 成分多，A 與 B 成分少時，最適合使用 DFRF。當 AB 相對揮發度小，BC 與 CD 相對揮發度大，進料 C 與 D 成分少，A 與 B 成分多時，最適合使用 IFRF。當 A 與 D 成分較多的時候，B 與 C 成分較多的時候，使用直接系統與間接系統所節省的能量差不多。

由節省能量表也可發現在不進行熱整合下，當 AB 成分較多時，使用直接系統會比間接系統節省更多能量，尤其以 A 成分較多時節省最多，B 成分多寡對蒸氣量影響則比 A 成分小。當 CD 成分較多時使用間接系統則比直接系統省能，D 成分較多時影響較多，C 成分多寡對蒸氣量影響則比 D 成分小。

### 4.11 理論推導與 Aspen 模擬結果比較

分離一個四成分系統，四成分分別是丙烷 (Propane,  $\alpha = 7.98$ )、異丁烷 (i-Butane,  $\alpha = 3.99$ )、正丁烷 (n-Butane,  $\alpha = 3.0$ )、正戊烷 (n-Pentane,  $\alpha = 1.0$ ) 其塔高與進料相對揮發度資料是使用 Engelen 與 Skogestad 在[5]所提到的。將此四成分用三個塔分離，塔一進行直接分離，塔頂產物為丙烷。塔二進行間接分離，塔底產物為正戊烷。塔三分離異丁烷與正丁烷。以此四成分進行 Aspen Plus 模擬，其熱力學模式為理想系統，將各塔的冷凝器回流比調整至最小所得出來的結果如圖 4.42 所示，各塔進料組成、各成分相對揮發度、進料溫度、再沸器與冷凝器耗能如表 4.4 所示。

圖 4.42 分離四成分蒸餾塔結構圖

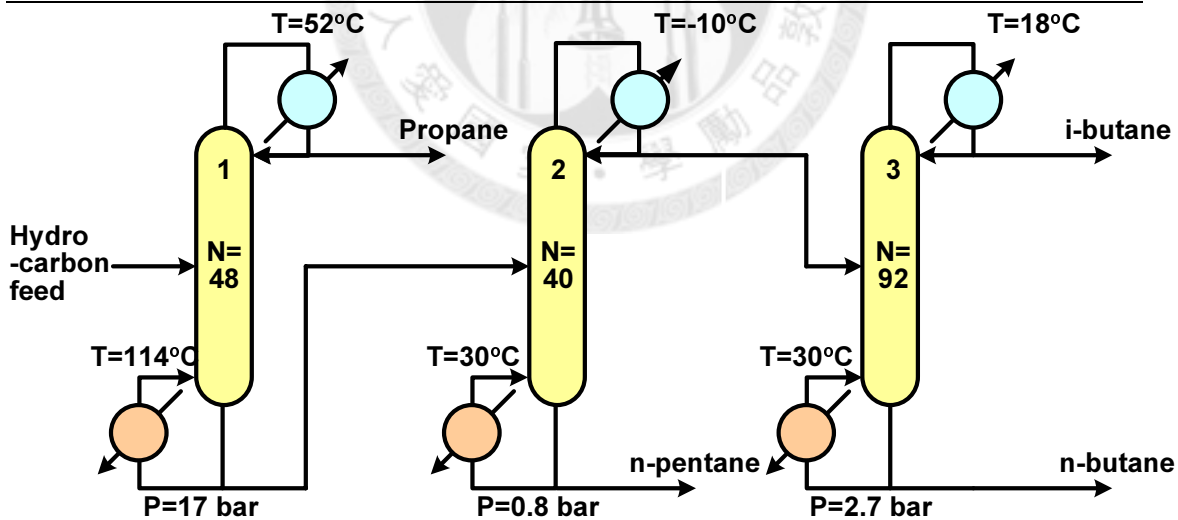


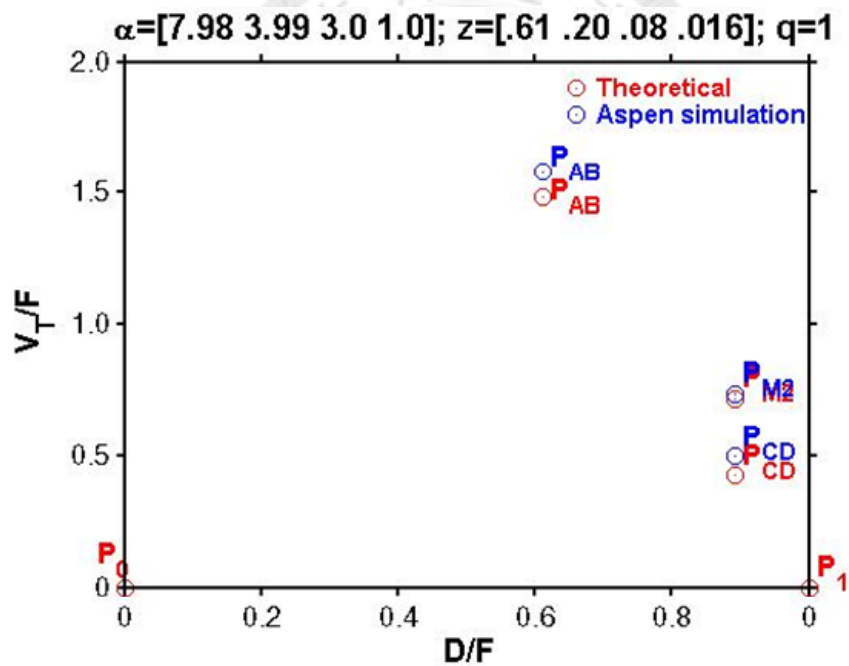
表 4.4 進料、產物、相對揮發度資料

|                           | 第一根塔    | 第二根塔        | 第三根塔        | 產物莫耳分率 |
|---------------------------|---------|-------------|-------------|--------|
| 丙烷 ( $\alpha = 7.98$ )    | 0.6124  | $3.58e - 4$ | $4.96e - 4$ | 0.9900 |
| 異丁烷 ( $\alpha = 3.99$ )   | 0.0800  | 0.2015      | 0.2791      | 0.9899 |
| 正丁烷 ( $\alpha = 3.0$ )    | 0.1991  | 0.5214      | 0.7185      | 0.9938 |
| 正戊烷 ( $\alpha = 1.0$ )    | 0.1056  | 0.2768      | $1.85e - 3$ | 0.9900 |
| 進料流率 (kmol/h)             | 1981.02 | 757.41      | 666.30      | -      |
| 溫度 ( $^{\circ}\text{C}$ ) | 72.50   | 114.20      | -60.20      | -      |
| 冷凝器能耗 (kW)                | -10887  | -6157       | -8091       | -      |
| 再沸器能耗 (kW)                | 12544   | 2326        | 8865        | -      |
| 再沸器耗能總和 (kW)              |         |             | 23735       |        |



將模擬出來的蒸氣量結果與使用各成分相對揮發度理論計算出來的蒸氣量結果做比較，結果如圖 4.43 所示。紅點表示理論計算出來的蒸氣量，藍點表示模擬出來的蒸氣量。模擬出來的蒸氣量塔一，塔二，塔三分別是 [1.5771,0.7368,0.4950]F。而理論計算出來的蒸氣量是 [1.4835,0.7183,0.4249]F 由此可以看出模擬出來的蒸氣量與理論計算的蒸氣量有些微差距，其可能的原因為蒸餾塔非操作在無限塔高，真實情形相對揮發度會隨壓力改變，無法達到完全分離。

圖 4.43 分離四成分熱整合蒸餾塔結構圖



將塔一與塔二進行熱整合如圖 4.44 所示，調整塔一壓力使塔頂溫度高於塔二塔底溫度  $20^{\circ}\text{C}$ ，並使得塔二塔頂溫度高於塔三塔底溫度  $20^{\circ}\text{C}$  以進行熱整合。其冷凝器與再沸器耗能如表 4.5 所示。

圖 4.44 分離四成分熱整合蒸餾塔結構圖

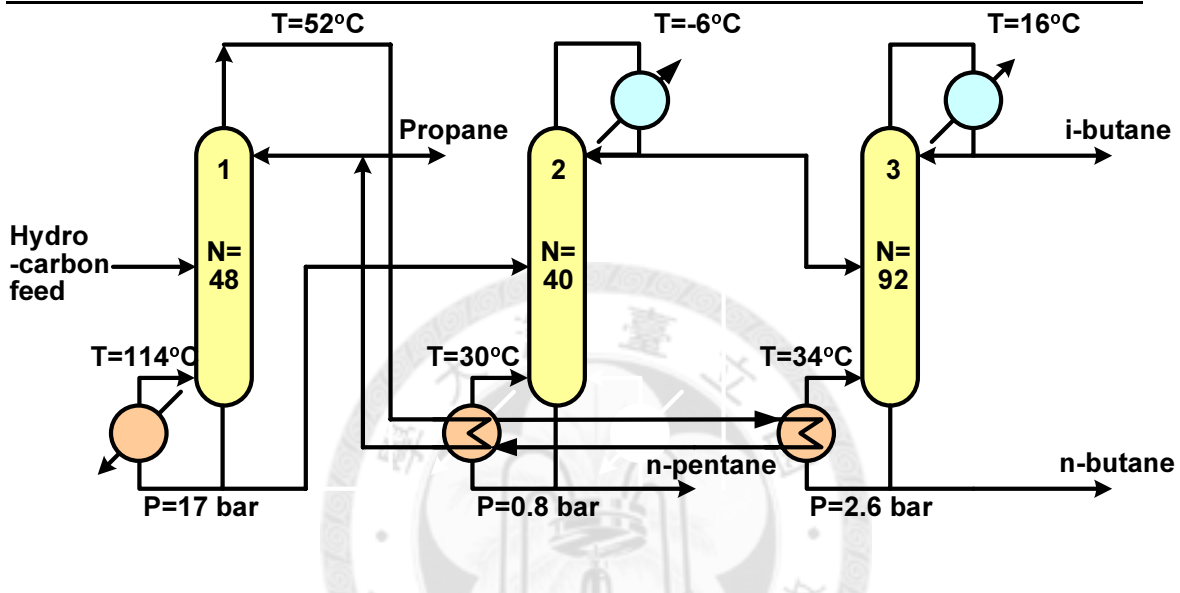


表 4.5 進行兩次熱整合下冷凝器與再沸器能耗

|              | 第一根塔  | 第二根塔  | 第三根塔  |
|--------------|-------|-------|-------|
| 冷凝器能耗 (kW)   | -8438 | -     | -7057 |
| 再沸器能耗 (kW)   | 12904 | -     | 267   |
| 再沸器耗能總和 (kW) |       | 13171 |       |

理論計算熱整合可減少 43.52% 的能耗，而經由模擬出來的結果可節省 44.50% 的能耗，但為了要進行熱整合調整壓力到有足夠的溫差，塔一需要上升壓力到 19bar，而塔三壓力需下降到 0.37bar，造成塔一壓力太高而塔三壓力太低的現象。由於塔二塔底所需的吸收的能量較少，塔一塔頂所放出的能量除了可以給塔二吸收，剩餘的能量也可給塔三使

用，我們把蒸餾塔結構改為塔一整合塔二與第三根塔如圖 4.45 所示，這樣塔一的壓力可由 19bar 降為 17bar，而塔三的壓力則可上升至 2.7bar，同時塔三塔底也不需要多的再沸器提供能量，使得整體能耗能再減少。這種結構的熱整合可節省能量提升至 46.14%，其冷凝器與再沸器耗能如表 4.6 所示。

圖 4.45 塔一與塔二塔三進行熱整合結構圖

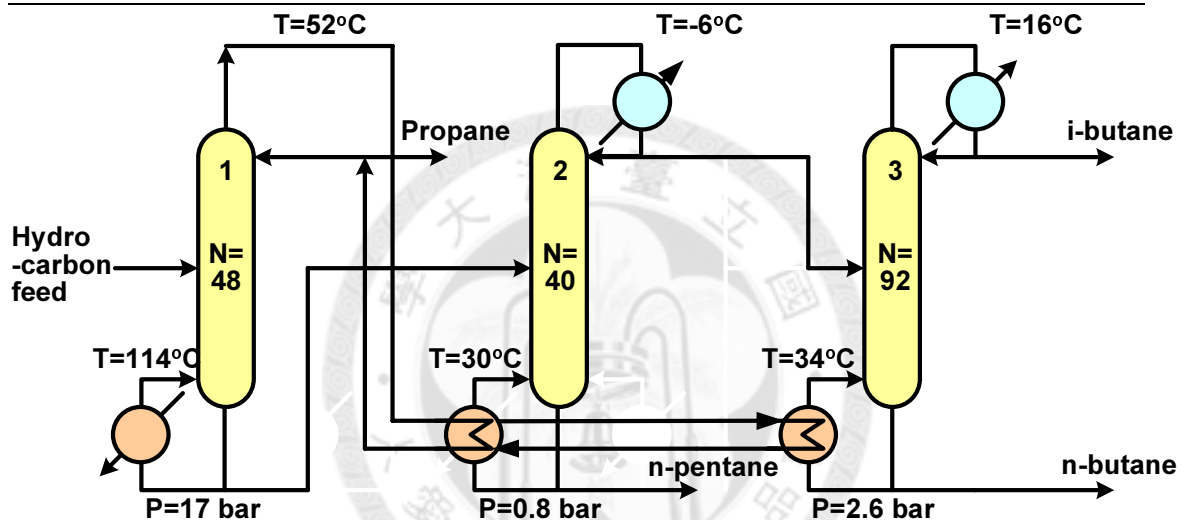


表 4.6 塔一與塔二塔三進行熱整合冷凝器與再沸器能耗

|              | 第一根塔  | 第二根塔  | 第三根塔  |
|--------------|-------|-------|-------|
| 冷凝器能耗 (kW)   | -1285 | -4980 | -7791 |
| 再沸器能耗 (kW)   | 12784 | -     | 0     |
| 再沸器耗能總和 (kW) |       | 12935 |       |

# 5

## 結論與未來展望

### 5.1 結論

之前已有大量關於二成分與三成分多效蒸餾塔的研究，本文根據之前的研究，討論三成分多效蒸餾塔在不同相對揮發度與組成對多效蒸餾塔蒸餾方式的影響，在 Prefractionator 結構下，發現在進料輕成分多與 AB 物質難分離時，蒸餾塔的蒸氣量會由塔一以及塔二上半部決定，在重成分多與 BC 物質難分離時，蒸餾塔蒸氣量由塔一以及塔二下半部決定，接著我們畫出四成分混合物進入單一一根塔分離的最小蒸氣量圖，提出各種四成分多效蒸餾塔架構，推導出其計算式，並討論在何種進料相對揮發度與組成下，何種結構能節省最多的能量其結果如表 5.1 所示。

接著藉由推導出來的 Direct-Indirect split 系統的式子計算出蒸氣量並與 Aspen Plus 模擬出來的蒸氣量進行比較，發現兩者蒸氣量雖有些微差距

表 5.1 進行兩次熱整合下冷凝器與再沸器能耗

| $\alpha_{AB}$ | $\alpha_{BC}$ | $\alpha_{CD}$ | $z_A$ | $z_B$ | $z_C$ | $z_D$ |
|---------------|---------------|---------------|-------|-------|-------|-------|
| large         | small         | small         | small | small | large | large |

適合使用 Direct-Prefractionator 兩次熱整合結構

| $\alpha_{AB}$ | $\alpha_{BC}$ | $\alpha_{CD}$ | $z_A$ | $z_B$ | $z_C$ | $z_D$ |
|---------------|---------------|---------------|-------|-------|-------|-------|
| small         | large         | large         | large | large | small | small |

適合使用 Indirect-Prefractionator 兩次熱整合結構

但是是接近的，造成其誤差原因可能為真實情形蒸餾塔非塔板數無限、非完全分離、相對揮發度會隨壓力而改變。接著進行熱整合模擬，發現當一般兩次熱整合的情形(塔一對塔二，塔二對塔三)的熱整合並不一定會使得能耗最小，當塔一有過多的蒸氣量時，可以直接對塔三進行熱整合，如此一來塔一的壓力就不用再升高，塔三的壓力也不用再降低，也可達到較多得能耗節省。

## 5.2 未來展望

目前四成分蒸餾塔蒸氣量圖，仍需使用三成分蒸氣量圖配上四成分蒸氣量圖來看，進行直接與間接等特例進行討論，只能進行點狀式的分析，希望未來能有像三成分成分蒸氣量圖的模式，如此就能進行四成分系統含有 Prefractionator 結構的討論，進行線段式的分析，也能讓四成分多效蒸餾塔的結構更加豐富化。

本研究所討論的例子都為理想系統，進行模擬所找的成分也均為分子間作用力小，可視為理想物質的成分，並且忽略壓力對相對揮發度

的影響，使得在理論分析上 Forward 與 Backward 熱整合所需的蒸氣量會相同，希望未來能研究出更貼切實際情形的式子，使此計算蒸氣量的方法更為普遍性。





# 參考文獻

- [1] Cheng, H. C. and Luyben, W. L. Heat-Integrated Distillation Columns for Ternary Separations. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, (24):707–713, 1985.
- [2] Chiang, T. P. and Luyben, W. L. Comparison of Energy Consumption in Five Heat-Integrated Distillation Configurations. *I and EC Oricess Des. Develop.*, (22):99–104, 1983.
- [3] Emtir, M., Mizsey, P., Rev. E. and Fonyo, Z. Rigorous Simulation of Energy Integrated and Thermally Coupled Distillation Schemes for Ternary mixture. *Applied Thermal Engineering*, (21):1299–1317, 2001.
- [4] Engeliën, H. K. and Skogestad, S. Minimum Energy Diagrams for Multieffect Distillation Arrangements. *AIChE*, 51:1714–1725, 2005.
- [5] Engeliën, H. K. and Skogestad, S. Multi-effect distillation applied to an industrial case study. *Chemical Engineering and Processing*, (44):819–826, 2005.
- [6] Halvorsen, I. J. *Minimum Energy Requirements in Complex Distillation Arrangements*. PhD thesis, Norwegian University of Science and Technology, 2001.
- [7] Halvorsen, I. J. and Skogestad, S. Minimum Energy Consumption in Multicomponent Distillation. 2. Three-Product Petlyuk Arrangements. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2003.
- [8] Halvorsen, I. J. and Skogestad, S. Minimum Energy Consumption in Multicomponent Distillation. 1. Vmin Diagram for Two Product Column. *Ind. Eng. Chem. Res.*, (42):596–604, 2003a.
- [9] Hewitt, G., Quarini, J., and Morell, M. More efficient distillation. *The chemical Engineer*, 1999.
- [10] King, C. J. *Separation Processes*. McGraw-Hill, 2 edition, 1980.
- [11] Linnhoff, B., Townsend, D. W., Boland, D. and Hewitt, G. F. User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. *Institution of Chemical Engineers*, 1982.

- [12] Luyben, W. L. *Plantwide Dynamic Simulators In Chemical Processing and Control*. Marcel Dekker, 2002.
- [13] Luyben, W. L. *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. John Wiley and Sons, Inc., 2006.
- [14] Rev, e., Emtir, M., Szitkai, Z., Mizsey, P., Fonyo, Z.,. Energy savings of integrated and coupled distillation systems. *Computer and Chemical Engineering*, 25:119–140, 2001.
- [15] Robinson, C. S. and Gilliland, E. R. *Elements of Fractional Distillation*. McGraw-Hill Book Co., 1950.
- [16] Wankat, P. C. Multieffect Distillation Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.*, (32):894–905, 1993.

