

行政院國家科學委員會專題研究計畫成果報告

蒸餾塔之本質性與非本質性不可逆程度分析

Analysis of the Intrinsic and Extrinsic Irreversibilities for Distillation Columns

計畫編號：NSC89-2214-E-032-007-

執行期限：89年8月1日至90年7月31日

主持人：張煖¹ 淡江大學化學工程系

計畫參與人員：莊尚智 李祈逸 淡江大學化學工程系

一. 中文摘要

本研究提出兩個層次的理想化觀念，即可逆操作理想化與熱力平衡操作理想化，並將偏離理想化之可用能損失分別定義為本質性與非本質性可用能損失。前者可指出系統結構性限制導致偏離理想化之程度，後者則可指出因輸送現象速率限制導致偏離理想化之程度。本研究進而建立去乙烷塔之可用能損失分佈特性曲線，並依照可用能損失分佈特性探討改善措施與其影響。

關鍵詞：可用能損失、蒸餾塔、能源效率

Abstract

A two level idealization for characterizing the energy performance is proposed. The deviations from reversible operation and thermodynamic equilibrium operation are defined as the intrinsic and extrinsic exergy losses. The analysis methodology and results for a de-ethanizer is provided.

Keywords: Exergy Loss, Distillation, Energy Efficiency

二. 緣由與目的

對於化工製程而言，如何提高各類操作之能源使用效率一直是一個重要的議題，然而在謀求改善之前，必須先能夠正確地掌握能源損失之所在與特性。文獻上曾提出各類

單元操作之理想化狀態，用以定義能源操作之能源利用效率。這些理想化狀態大多與熱力學上的可逆操作有關，由於系統架構 (Configuration) 之限制，會造成偏離可逆操作，亦即效率值低於1之情形。然而，若詳細檢視能量損失之導因，除上述結構性問題之外，尚有因為有限之輸送現象 (壓降、摩擦損耗、有限的熱傳與質傳速率) 導致系統之能源效率更加低於理想化目標的現象。此等現象通常與硬體設計有關，例如蒸餾塔之內部設計、熱交換器之熱交換面積等。

在能源的利用方面，除了「量」 (Quantity) 的控制之外，能源的「質」 (Quality) 之選擇也是一個重要的議題。本研究應用可用能 (Exergy) 觀念來探討上述兩類能源利用程度。可用能分析 (Exergy Analysis) 係結合熱力學第一與第二定律的分析方法，因為可以同時考量能源的質與量，故可正確表示不同能源型態之能源價值，並指出真正的能源利用效率。

本研究遂提出兩個層次的理想化觀念，即可逆操作理想化與熱力平衡理想化。前者可指出系統架構性限制導致偏離理想化之偏差，後者則可指出因輸送現象速率限制導致偏離理想化之程度。同時結合可用能分析方法定義出本質性可用能損失與非本質性可用能損失，以分別量化兩類偏離理想化之程度。

三. 結果與討論

(一) 基本定義

¹ nhchang@mail.tku.edu.tw

就一蒸餾塔而言，可針對全塔 (Overall Column) 之操作與個別板 (Individual Stage) 之操作分別基於可逆操作與熱力平衡操作理想化狀態，而定義出全塔與個別板的本質性與非本質性可用能損失，以下將說明其定義。

1. 全塔

就板式簡單蒸餾而言，可逆的操作是發生在操作曲線與平衡曲線重合之情形下。實際的操作則因系統結構性限制及塔板數為有限而會偏離於可逆操作，以雙成分系統而言，如圖 1 所示，暗影區即表示偏離之程度，其所對應之可用能損失即被定義為全塔本質性可用能損失。此外，實際之操作因輸送現象之速率限制，在每一板上均會偏離於熱力平衡操作，以雙成分系統而言，如圖 2 所示，暗影區即表示偏離之程度，其所對應之可用能損失即被定義為全塔非本質性可用能損失。

2. 個別板

當進料物流 (V_{in} , L_{in}) 之條件已被設定時，若可達到熱力平衡操作，此時之狀態改變程度為最大，其可用能損失屬本質性可用能損失 ExL_{int} ，如式 (1)。

$$ExL_{int} = (H_{V,in} + H_{L,in} - H_{V,out,lim} - H_{L,out,lim}) - T_0(S_{V,in} + S_{L,in} - S_{V,out,lim} - S_{L,out,lim}) \quad (1)$$

而在實際操作時，由於有限質傳速率所限制，使系統無法達到熱力平衡之操作，此時狀態改變程度不及熱力平衡操作下之改變程度，其可用能損失為實際可用能損失， ExL_{act} ，如式 (2)。

$$ExL_{act} = (H_{V,in} + H_{L,in} - H_{V,out,act} - H_{L,out,act}) - T_0(S_{V,in} + S_{L,in} - S_{V,out,act} - S_{L,out,act}) \quad (2)$$

非本質性可用能損失， ExL_{ext} ，則可被定義為實際可用能損失與本質性可用能損失之差，如式 (3) 所示。

$$ExL_{ext} = ExL_{int} - ExL_{act} \quad (3)$$

(二) 個案分析

1. 系統說明

在板式簡單蒸餾部分，本研究之研究個案為屬多成分系統之去乙烷塔，其進料條件與所需分離程度分別如表 1 與表 2 所示。本研究利用 CHEMCAD™ 模擬此塔，模擬結果如表 3 所示，其中非平衡模式所需參數如表

4 所示。

2. 可用能損失分析結果

對於去乙烷塔而言，系統之本質性可用能損失與非本質性可用能損失皆在進料板下方至第 30 板之間出現最大值，如圖 3、如圖 4 所示。

在圖 4，去乙烷塔個別板之非本質性可用能損失分佈中，第 30 板之後的個別板非本質性可用能損失有負值的情形產生。這是由於 CHEMCAD™ 在進行模擬時所存在質能平衡計算的容忍誤差與此段塔之可用能損失數量及相當所致。

3. 可用能損失之改善

(1) 本質性可用能損失

依全塔之分析結果，對此塔而言，可能因質傳係數模式正確性之影響，全塔之非本質性可用能損失相對而言，似較不具重要性。此結果顯示結構性設計之調整應被優先考量。依全塔非本質性可用能損失分佈曲線顯示主要集中於第 18 板至第 30 板，最大值出現在第 24 板，因此可考慮在此段塔增加中間再沸器之改善方案。

本研究使用 363K (90°C) 之驟冷水 (quench water) 作為提供熱交換之加熱物流，提供 3×10^9 J/h 之熱量於第 23 板，並重新建立其可用能損失分佈曲線，如圖 5 所示。在加入了中間再沸器後，去乙烷塔之本質性可用能損失降低 10.89%。在圖 5 中發現，中間再沸器所提供之熱量，雖然可以減少本質性可用能損失，但會使可用能損失集中於某一特定塔板。

(2) 非本質性可用能損失

以去乙烷塔之分佈特性而言，圖 4，可用能損失集中於第 18 板至第 30 板，最大值出現在第 23 板，因此若針對下段塔進行塔之內部設計改善，應可有效改善塔之非本質性可用能損失。塔內設計參數改善方向之決定係考量包括蒸餾塔之流態及特性、質傳阻力與塔內設計參數之關係，以及塔內設計參數與水力性能 (hydraulic check) 關係之影響。

對於板式去乙烷塔內部設計之改善方向包括加高堰高、減少堰長、增加進料板下方塔徑，其改善效果列於表 5。

若同時作多項參數之改變，則改善效果

如圖 6 之總合改善案例所示，非本質性可用能損失可有 48.3% 之降低。

4. 應用可用能損失分析之簡單蒸餾塔設計流程

有關簡單蒸餾塔之全塔與個別板本質性與非本質性可用能損失之定義與分析方法，及衍生之設計改善分析，本研究提出應用可用能損失分析之板式簡單蒸餾系統之設計流程，如下：

- (1) 於平衡模式下，模擬已設定結構性設計參數（如板數）系統之熱力平衡操作。
- (2) 於非平衡模式下，即利用質傳係數模式，模擬系統之實際操作（此部分需先行決定系統之內部設計參數）。
- (3) 分析全塔之本質性可用能損失與總可用能損失，可據以繪出可用能損失分佈曲線，並獲得全塔之非本質性可用能損失。
- (4) 根據非平衡模式之模擬結果，分析個別板之非本質性可用能損失分佈，並繪出個別板可用能損失分佈曲線。
- (5) 分析全塔本質性與非本質性可用能損失之相對重要性，若前者具重要性，則依據全塔本質性可用能損失分佈曲線特性，研擬評估結構性設計參數，如中間冷卻器、中間再沸器等，之改善結果。若非本質性可用能損失具重要性，則依據個別板之非本質性可用能損失分佈曲線特性，研擬並評估塔內設計參數之改善結果。

(三) 結論

本研究提出板式蒸餾塔之本質性與非本質性可用能損失之定義與分析方法，包括全塔與個別板。

由全塔之本質性與非本質性可用能損失之相對重要性，若顯示前者具重要性，則依據全塔本質性可用能損失分佈曲線特性，可探討結構性設計參數，例如塔板數、進料溫度、中間冷卻器、中間再沸器等，改變之可行性。

若非本質性可用能損失具重要性，則依據個別板之非本質性可用能損失分佈曲線特性，可探討於可用能損失集中位置作塔內設計參數，例如塔徑、堰高、堰寬等，改變之可行性。

四. 計畫成果自評

本研究已達成計畫書之研究目標與成果，建立了本質性與非本質性可用能損失之定義與分析方法，將可推廣應用於其他系統與單元設備之能源利用性能分析。就所探討之去乙烷塔而言，此一分析方法已展現了可指出改善方向與所在之能力與效果。

五. 參考文獻

1. AIChE, *Bubble Tray Design Manual: Prediction of Fractionation Efficiency*, AIChE, New York (1958).
2. Bejan, A., *Advanced Engineering Thermodynamics*, John Wiley & Sons, Inc., New York (1988).
3. Bird, R.B., W.E. Stewart and E.N. Lightfoot, *Transport Phenomena*, John Wiley and Sons, Inc., New York (1960).
4. CHEMCAD™ V.5, Chemstations, Inc. (2000).
5. Dhole, V. R. and B. Linnhoff, "Distillation Column Targets," *Comp. & Chem. Eng.*, 17, 549 (1993).
6. Fonyó, Z., "Thermodynamic Analysis of Rectification, I. Reversible Model of Rectification," *Inter. Chem. Eng.*, 18 (1974).
7. Ishida M. and R. Taprap, "Application of Energy-Utilization Diagram for Graphic Exergy Analysis of Multicomponent Distillation Columns," *J. of Chem. Eng. Japan*, 25, 4, 396 (1992).
8. Ishida M. and R. Taprap, "Introduction of Individual Energy Level for Exergy Analysis of Process Systems with Multiple Components," *J. of Chem. Eng. Japan*, (1993).
9. King, C.J., *Separation Process*, McGraw-Hill, New York (1980).
10. Le Goff, P., T. Cachot, and R. Rivero, "Exergy Analysis of Distillation Processes," *Chem. Eng. Technol.*, 19, 478 (1996).
11. Murphree, E.V., *Ind. Eng. Chem.*, Vol. 17, 747 (1925).
12. Soave, G., "Equilibrium Constants from a modified Redlich-Kwong Equation of State," *Chem. Eng. Sci.*, 27, 1197(1972).
13. Taylor, R. and R. Krishna, *Multicomponent Mass Transfer*, John Wiley & Sons, Inc. (1993).

表 1 板式去乙烷塔進料條件與成分

溫度 (K)	壓力 (Mpa)	流量 (kmol/h)	成分之莫爾分率			
			乙烯	乙烷	丙烯	丙烷
272.3			0.630	0.142	0.155	0.071
6	2.7	1500	5	1	7	7

表 2 板式去乙烷塔之產品規範

產品	成分與回收率	
	成分	回收率
塔頂	乙烷	0.99
塔底	丙烯	0.98

表 3 板式去乙烷塔之模擬結果

項目	平衡模式	非平衡模式 (AIChE 方法)
板數 ¹	40	40
進料位置	17	17
冷凝器負載 (MJ/h)	16671.08	16962.92
再沸器負載 (MJ/h)	16337.05	16694.00
回流比	0.7796	0.8173

註 1: 含冷凝器及再沸器, 冷凝器為第 1 板。

表 4 板式去乙烷塔之塔內設計結果

項目	塔內設計結果	
	上段 (第 2-16 板)	下段 (第 17-39 板)
板形式	Sieve tray	Sieve tray
塔徑 (ft)	6.5	8.5
板間距 (in.)	24	24
板材質	碳鋼	碳鋼
板厚度 (in.)	0.135	0.135
通道數	1	1
堰高度 (in.)	2	2
堰長度 (in.)	14.5	18.25
孔洞直徑 (in.)	0.5	0.5
孔洞間距 (in.)	1.5	1.5
孔面積/有效面積	0.1	0.1
液體導流區面積 / 總面積	0.12	0.12

表 5 去乙烷塔不同塔內設計下之非本質性可用能損失

項目		基本案例	加高堰高	減少堰長
塔內設計參數	上段塔 塔頂塔徑 (ft)	6.5	6.5	6.5
	塔頂堰高 (in)	2	3.5	2
	塔頂堰長 (in)	14.5	14.5	12.25
	下段塔 塔底塔徑 (ft)	8.5	8.5	8.5
	塔底堰高 (in)	2	3.5	2
	塔底堰長 (in)	18.25	18.25	16
分析結果	回流比	0.817266	0.805488	0.81399
	冷凝器負載 (J/h)	-1.70E+10	-1.69E+10	-1.70E+10
	再沸器負載 (J/h)	1.67E+10	1.66E+10	1.67E+10
	個別板非本質性可用能損失 (J/h)	1.14E+07	7.26E+06	1.15E+07
	個別板非本質性可用能損失降低程度 (%)	-	36.28	-0.98

表 5 去乙烷塔不同塔內設計下之非本質性可用能損失 (續)

項目		增加下半部塔徑	總合改善
塔內設計參數	上段塔 塔頂塔徑 (ft)	6	6.5
	塔頂堰高 (in)	2	3.5
	塔頂堰長 (in)	13	14.5
	下段塔 塔底塔徑 (ft)	9	9
	塔底堰高 (in)	2	3.5
	塔底堰長 (in)	19.75	19.75
分析結果	回流比	0.8173	0.8034
	冷凝器負載 (J/h)	-1.70E+10	-1.69E+10
	再沸器負載 (J/h)	1.67E+10	1.66E+10
	個別板非本質性可用能損失 (J/h)	1.05E+07	5.89E+06
	個別板非本質性可用能損失降低程度 (%)	7.97	48.31

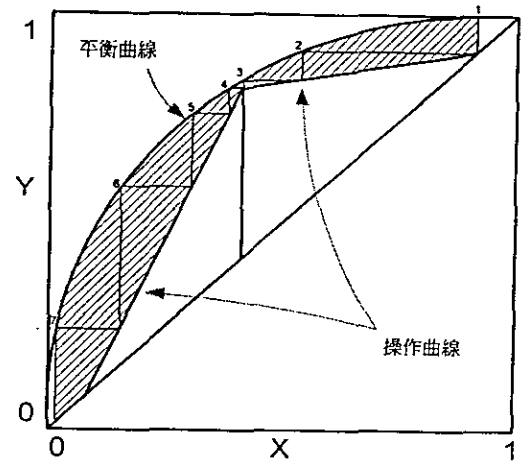


圖 1 板式蒸餾塔固定板數下, 各板熱力平衡操作示意圖 (暗影區表示與可逆操作之間的偏差程度—即本質性可用能損失)

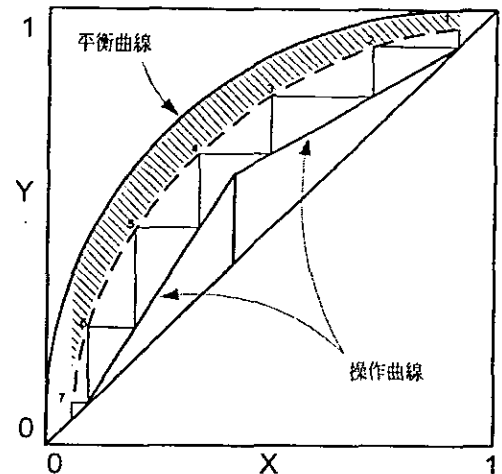


圖 2 板式蒸餾塔固定板數下, 實際操作示意圖 (暗影區表示與熱力平衡操作之間的偏差程度—即非本質性可用能損失)

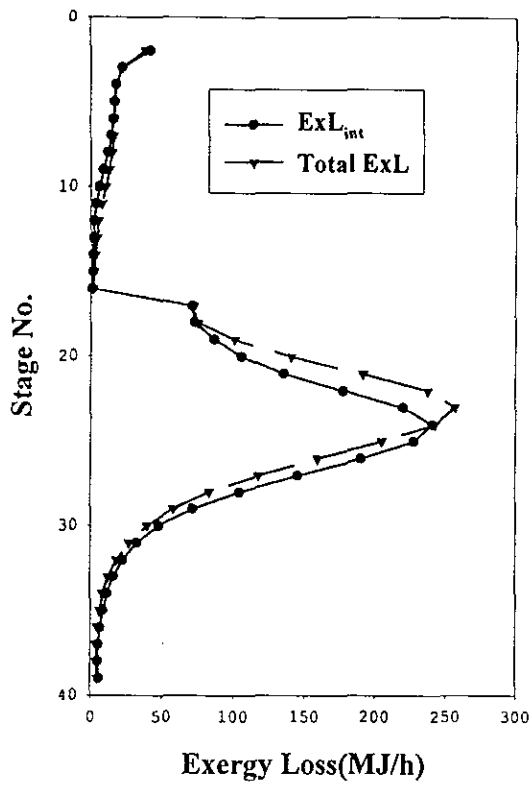


圖 3 去乙烷塔全塔本質性可用能損失與總可用能損失分佈

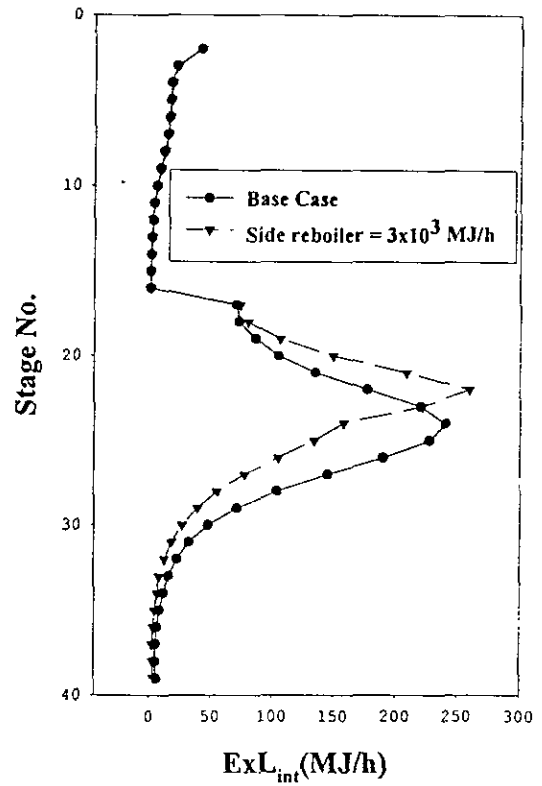


圖 5 不同中間再沸器負載下去乙烷塔全塔之本質性可用能損失改善情形

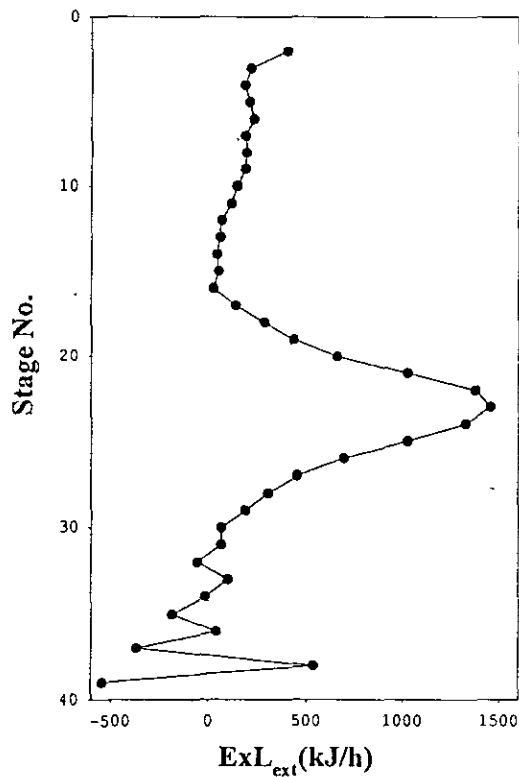


圖 4 去乙烷塔個別板之非本質性可用能損失分佈

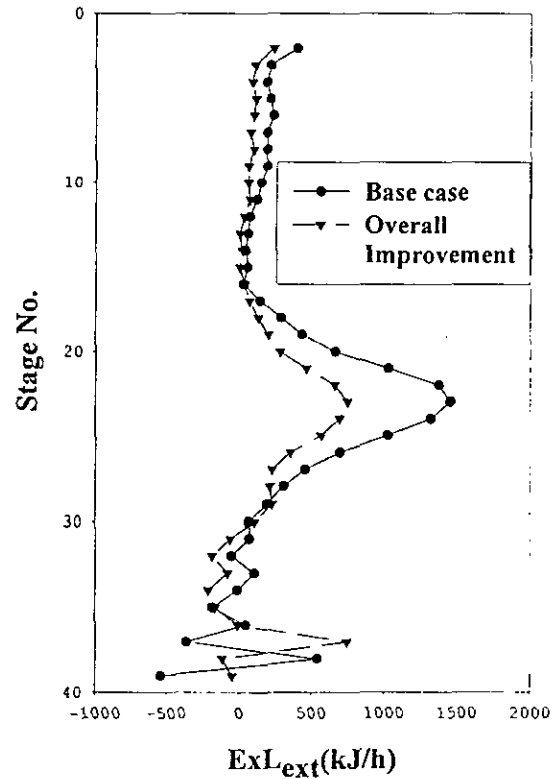


圖 6 總合改善案例之去乙烷塔之個別板非本質性可用能損失