

## 第四章 設計與控制結構之探討

本研究是以環己烷作為夾帶劑來處理異丙醇除水的異相共沸蒸餾系統，圖 4.1 為本系統於一大氣壓下利用 Aspen plus 軟體所繪製的殘餘曲線圖 (residue curve map, 簡稱 RCM)。此 RCM 的平衡數據來源乃分別採 Gmehling and Onken (1977) 及 Sorensen and Arlt (1979) 之 VLE 數據及 Aspen plus(1998)之三成分 LLE 數據。

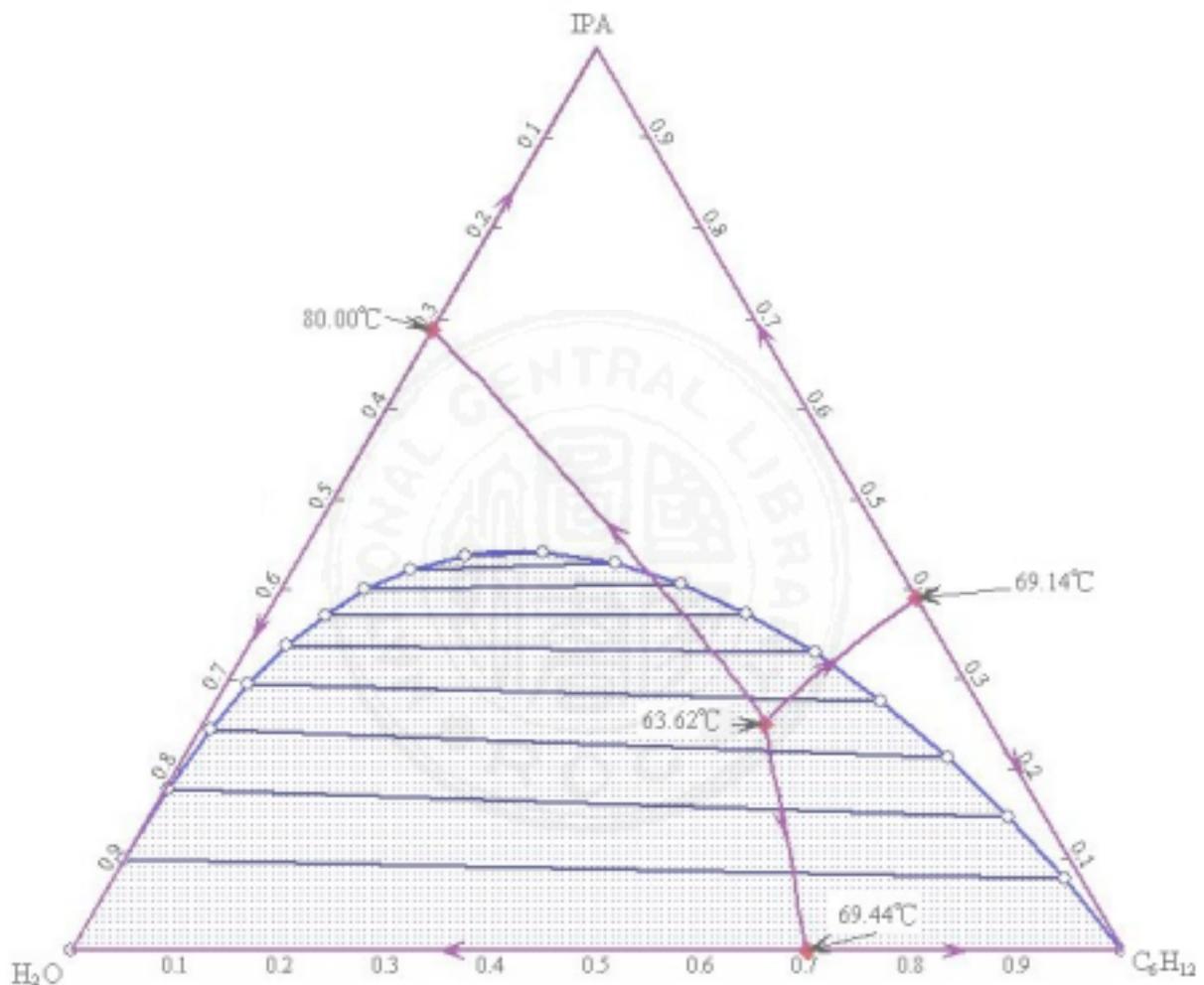


圖 4-1 異丙醇-環己烷-水系統之殘餘曲線圖

由 RCM 中得知在一大氣壓之下，異丙醇(IPA)、環己烷( $C_6H_{12}$ )、水( $H_2O$ )的沸點分別為 82.35、80.78、100.02；除了這三種純物質之外，本系統各物質間會形成三個兩成分配對的雙成分共沸物 (AZ1、AZ2、AZ3) 與一個三成分共沸物 (AZ4)。AZ1 由 IPA 與  $H_2O$  形成，其值為 80.00 (液相莫耳組成為：68.8%IPA, 31.2% $H_2O$ )；AZ2 由 IPA 與  $C_6H_{12}$  形成，其值為 69.14 (液相莫耳組成為：60.9%  $C_6H_{12}$ , 39.1%IPA)；AZ3 由  $H_2O$  與  $C_6H_{12}$  形成，其值為 69.44 (液相莫耳組成為：70.0% $C_6H_{12}$ , 30.0% $H_2O$ )，AZ4 為三成分共沸物(ternary azeotrope)，其值為 63.62 (液相莫耳組成為：25.1%IPA, 53.5%  $C_6H_{12}$ , 21.4% $H_2O$ )。這四個共沸物將整個組成圖分割成三個蒸餾區 (Region、Region、Region)。為了方便稱呼依序將靠近異丙醇、環己烷、水的區域依序編號為第一、第二、第三蒸餾區。每個區域內皆由一個純物質、兩個雙成分共沸物及三成分共沸物所構成，其中 AZ4 為最低共沸點屬於不穩定的節點(unstable node)；AZ1、AZ2、AZ3 皆小於純物質之沸點屬於鞍點(saddle point)；三純物質的組成點則為穩定的節點(stable node)。由以上的節點屬性可知此系統的殘餘曲線乃以三成分共沸物 AZ4 為起點而終結於各純物質的組成點。

當位於低濃度異丙醇區域裡，環己烷和水的液體會形成兩不相溶的平衡液相，其中含水組成多者稱為水相(aqueous phase)，含環己烷

組成較多的稱為有機相(organic phase)，圖中的弧狀線代表等溫等壓下的液液溶解曲線(liquid-liquid solubility curve)，在此區域內為分相區；此區域外則為均相區，接連兩平衡液相的線則稱為 Tie-line。

在本研究中利用取得的熱力學參數所預測的數據與取自工研院化工所所實驗的數據(劉文宗等人,1996) 比較,由表 1 及表 2 中可知,不論是共沸組成與共沸溫度預測值皆相當的接近實驗值,因此本研究所採用的熱力學模式及參數的準確性相當高。

表 1 一大氣壓下異丙醇-環己烷-水系統之各共沸物之沸點與組成數據

共沸物質	沸點	異丙醇 wt %	水 wt %	環己烷 wt %
異丙醇-水-環己烷	63.62	23.6	6.0	70.4
異丙醇-環己烷	69.14	31.4	0.0	68.6
水-環己烷	69.44	0.0	8.4	91.6
異丙醇-水	80.00	88.0	12.0	0.0

資料取自 Aspen-plus 模擬軟體

表 2 一大氣壓下異丙醇-環己烷-水系統之沸點與重量百分組成數據

共沸物質	沸點	異丙醇 wt %	水 wt %	環己烷 wt %
異丙醇-水-環己烷	64.3	18.5	7.5	74.0
異丙醇-環己烷	69.4	32.0	0.0	68.0
水-環己烷	69.5	0.0	8.4	91.6
異丙醇-水	80.03	87.4	12.6	0.0

資料取自工研院化工所實驗

## 熱力學參數與物理性質

本系統之模擬建立在許多熱力學模式上，對於氣液相平衡使用 NRTL model，其參數是利用 Gmehiling and Onken (1977) 之 VLE 實驗數據，以 NRTL 活性係數模型及 Bender and Block(1975)方法決定參數，參數見表 3；而對液液相平衡使用 UNIQUAC model，其參數使用 Aspen plus 內建之實驗文獻參數，參數見表 4。

## 異丙醇脫水系統設計理念

對於異丙醇脫水系統可有 4 種操作方式合成，分別為：(1)單塔水相不回流、(2)單塔水相回流、(3)雙塔水相回流、(4)雙塔水相不回流。以單塔操作而言，無論水相部分是否回流，均會牽涉到廢水的問題。以現今的環境概念，僅以操作成本與少數重要設備作為考量而忽略了環保問題所提出的製程設計是不被看好的。而在水相回流操作上，只有 Rovaglio et al., (1995)於乙醇脫水系統上使用水相回流，而 Chien et al. (2004)、Luyben (2006)和 Chien et al. (2007)在異丙醇脫水系統或乙醇脫水系統上皆是以水相不回流來設計，其原因為水相回流之組成大部份成份是水，這會造成共沸塔之熱負荷增加，而且對異丙醇產量也沒有增加。

表 3 NRTL 參數 ( 1=異丙醇 , 2=環己烷 , 3=水 溫度為 K )

$\beta_{ij}$	J=1	J=2	J=3
I=1	0.0	294.5264	185.4495
I=2	662.5504	0.0	1629.0
I=3	777.3484	2328.0	0.0

$\alpha_{ij}$	J=1	J=2	J=3
I=1	0.0	0.5	0.5
I=2	0.5	0.0	0.242
I=3	0.5	0.242	0.0

表 4 UNIQUAC 參數 ( 1=異丙醇 , 2=環己烷 , 3=水 溫度為 K )

$\beta_{ij}$	J=1	J=2	J=3
I=1	0.0	132.94	207.45
I=2	-305.48	0.0	-1247.3
I=3	-249.36	-540.36	0.0

$\alpha_{ij}$	J=1	J=2	J=3
I=1	0.0	0.0	0.0
I=2	0.0	0.0	0.0
I=3	0.0	0.0	0.0

資料取自 Aspen plus

基於上述理念本研究提出以雙塔操作加上沒有水相回流的設計，可同時解決廢水問題以及獲得高純度的異丙醇;利用共沸塔處理異丙醇的純化問題，由塔底產生異丙醇，而塔頂蒸餾物為三成份共沸物，將共沸塔塔頂蒸餾物與夾帶劑送入分相器會產生液液分相，其油相部份送回共沸塔進行再純化，而水相部份送回回收塔進行水分之去除，回收塔塔底為水，塔頂蒸餾物則回流進行再次純化。

另一方面，由於 Kovach and Seider (1987b) 及 Wong et al. (1991) 再以 Prkopakis and Seider (1983a)之條件下進行模擬與實驗發現塔內有分相行為發生。同時他們均認為共沸塔在模擬中仍應考慮 VLLE 理論，所以本研究在共沸塔皆考慮 VLLE 現象。

本研究藉由改變進料位置和改變回流位置來了解其對產品濃度之影響情況，找出一個符合經濟效益且符合環保規範的設計程序，並對此程序做控制策略的探討，使雙塔可以穩定操作且產品維持在要求的純度下。

### 進料位置之探討

由於進料位置對分離效率有很大的影響，所以本研究提出兩個進料位置來進行討論。CASE 是進料由共沸塔的第五板進入，其蒸餾製程圖如圖 4-2 所示。CASE 為進料由分相器進入，先經由分相處

理，再送進共沸塔和回收塔進行純化，其蒸餾製程圖如圖 4-3 所示。

本研究之進料先經由濃縮塔簡單處理後，使塔頂組成濃縮至 IPA 65mol %、H<sub>2</sub>O 35mole %，以 100 mole/min 在 25 °C、1 大氣壓下進入，本研究將每板的壓力差設為經驗值 0.008 bar，共沸塔有 25 板、回收塔有 10 板，由塔頂最頂板視為第一板，再沸器視為最後一板，塔板的標示以三位數表示，共沸塔塔頂最頂板標示為 101，共沸塔第二板標示為 102，其餘以此類推。表 5 為兩個 CASE 的穩態操作條件與模擬結果。在相同產品規格下，CASE 1 所需的總再沸器熱值為 264.403 kW，而 CASE 2 所需的總再沸器熱值為 334.426 kW，CASE 1 所需的熱值比 CASE 2 所需的熱值多了 26.48 %，而且由 RCM 圖(圖 4-4 至圖 4-7)可知道兩個進入共沸塔的組成差不多，由表 6 得知 CASE 1 共沸塔之總進料流量為 511.121 mol/min，而由表 7 得知 CASE 2 共沸塔之總進料流量為 364.367 mol/min，所以 CASE 1 之共沸塔再沸器所需能耗較多，而且 CASE 2 之回收塔進料組成含有較多的 IPA 和水且其進料流量也比 CASE 1 大，以至於 CASE 2 之回收塔再沸器所需能耗較多，所以進料位置由共沸塔之設計為較佳的製程。

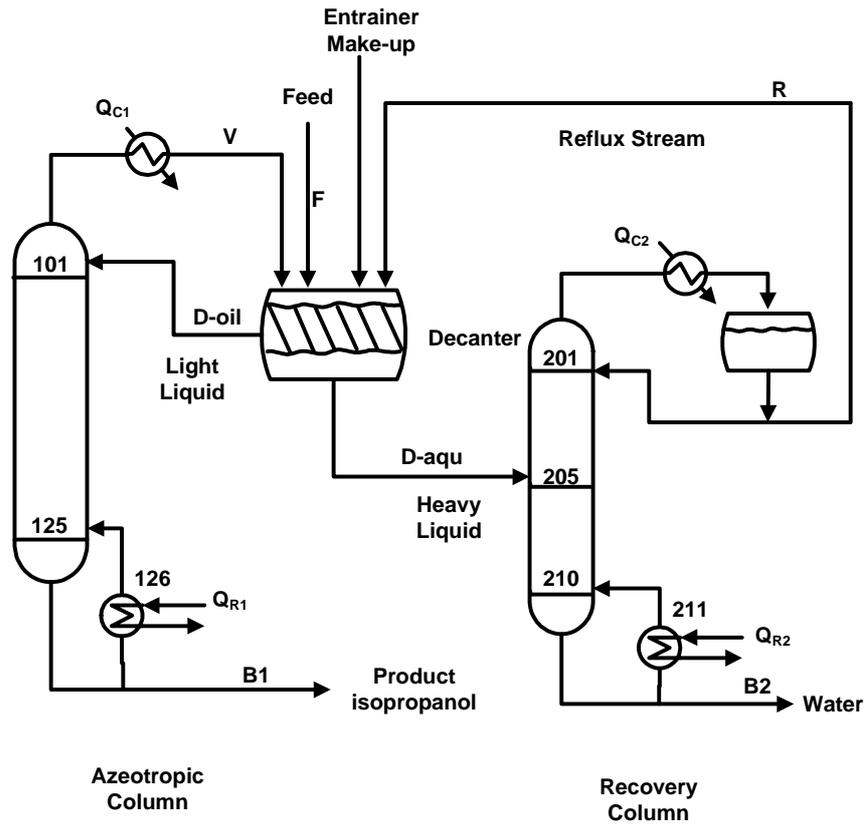


圖 4-2 CASE 進料由共沸塔進入

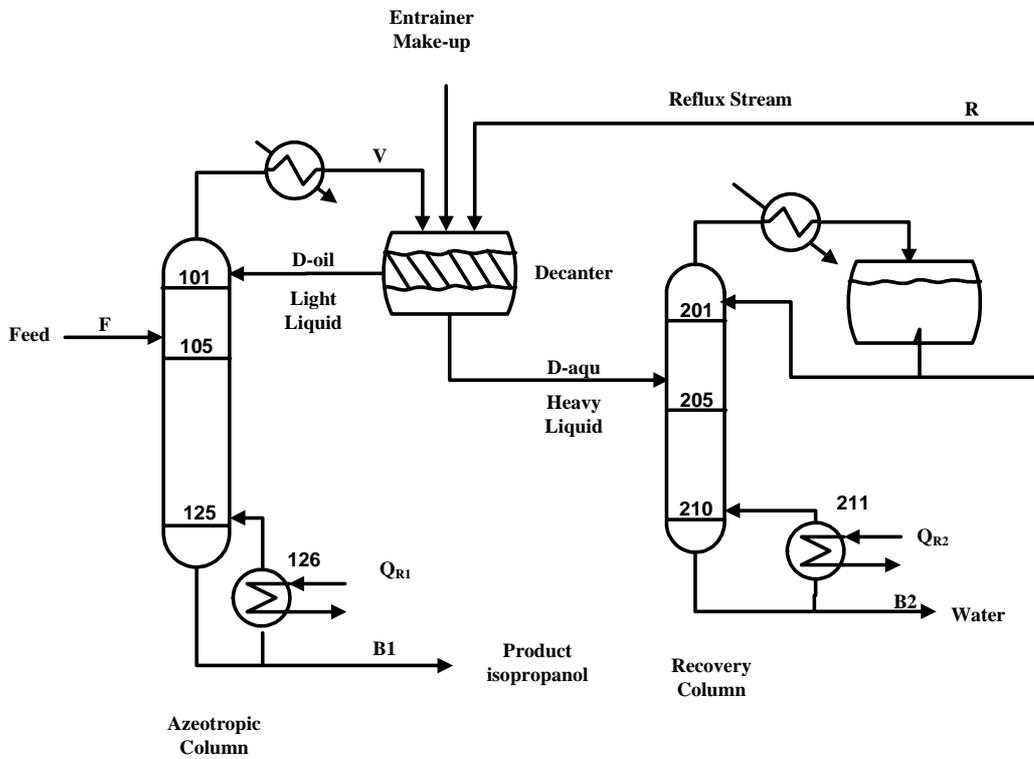


圖 4-3 CASE 進料由分相器進入

表 5 CASE 和 CASE 的穩態操作條件與模擬結果

	CASE	CASE
IPA feed (mol/min)	65	65
H <sub>2</sub> O feed (mol/min)	35	35
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> feed (mol/min)	0.3	0.32
塔頂操作壓力( bar )	1.0132	1.0132
塔壓降(bar)	0.008	0.008
共沸塔板數	26	26
進料板	5	分相器
共沸塔塔底產物流量(mol/min)	65.655	65.652
IPA	0.990	0.990
塔底組成 H <sub>2</sub> O (m.f.)	5.431E-03	5.157E-03
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	4.558E-03	4.820E-03
共沸塔再沸器熱值(kW)	202.819	231.854
回收塔板數	11	11
水相進料板	5	5
回收塔塔底產物流量(mol/min)	34.643	34.659
IPA	trace	trace
塔底組成 H <sub>2</sub> O (m.f.)	1.000	1.000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	trace	trace
回收塔再沸器熱值(kW)	61.584	102.572
總熱值(kW)	264.403	334.426

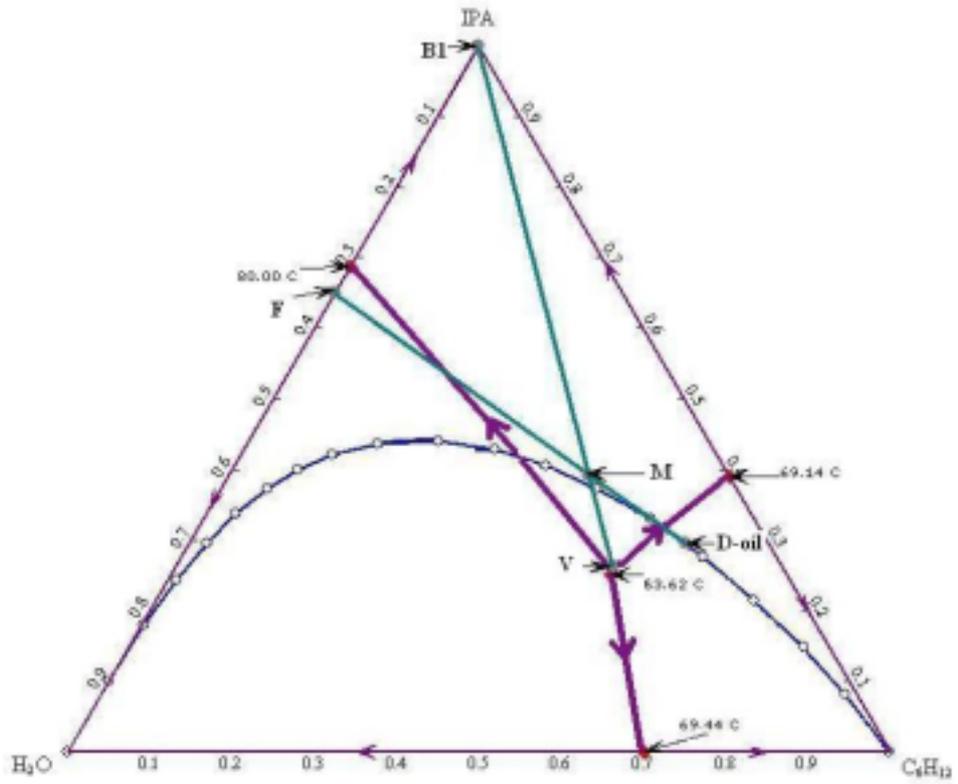


圖 4-4 CASE 之共沸塔 RCM 圖

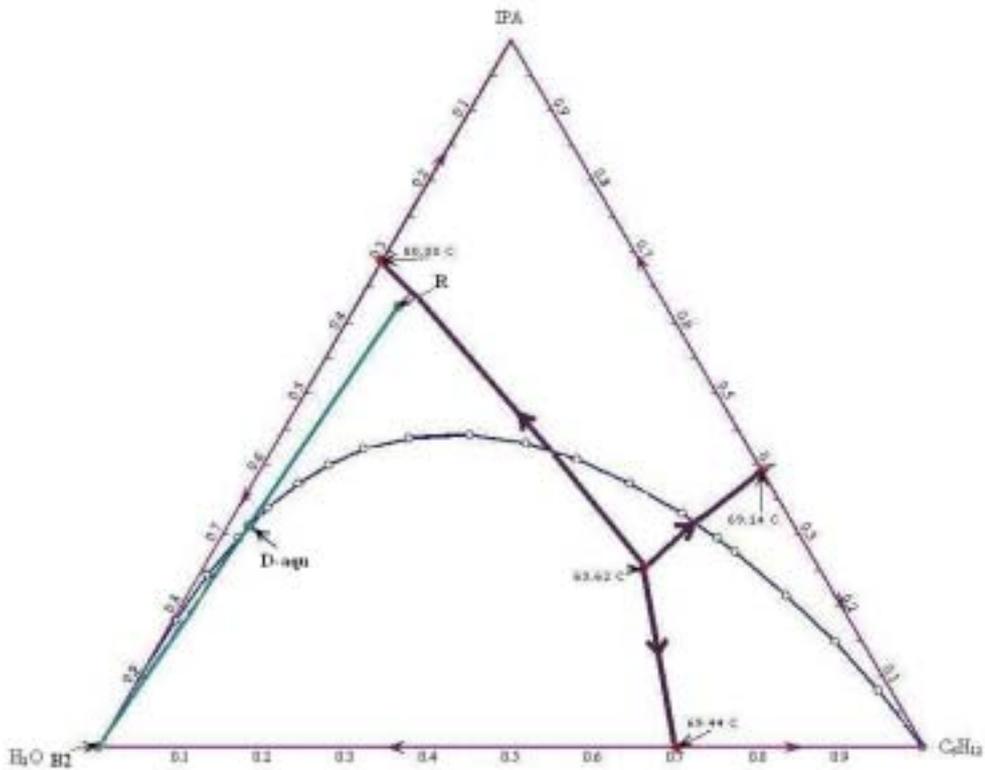


圖 4-5 CASE 之回收塔 RCM 圖

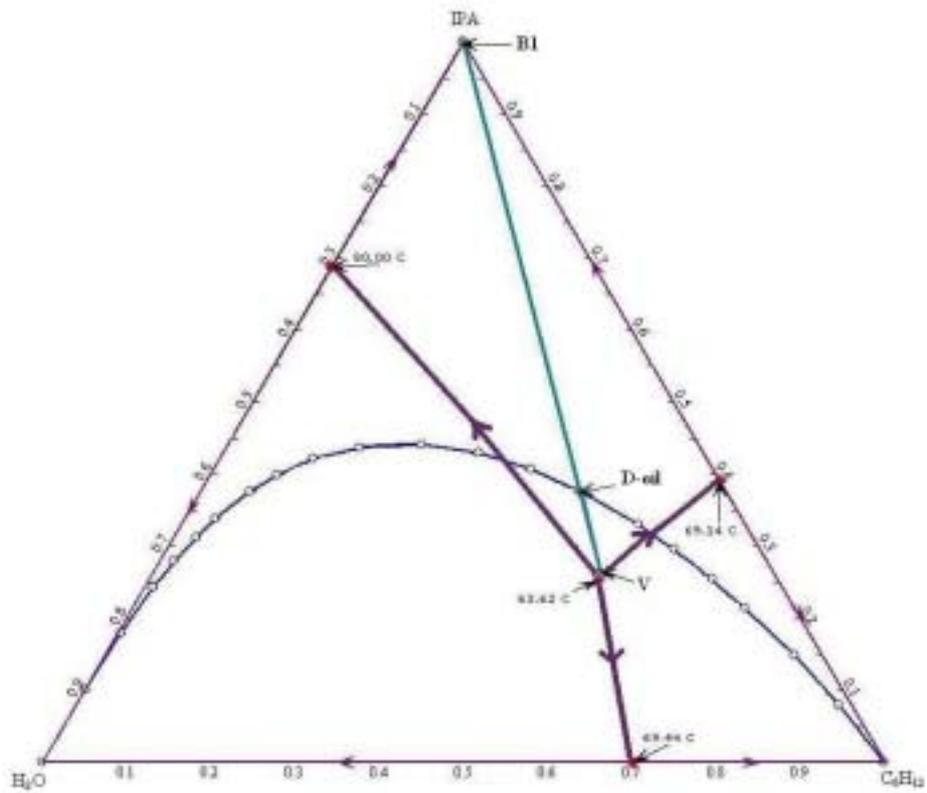


圖 4-6 CASE 之共沸塔 RCM 圖

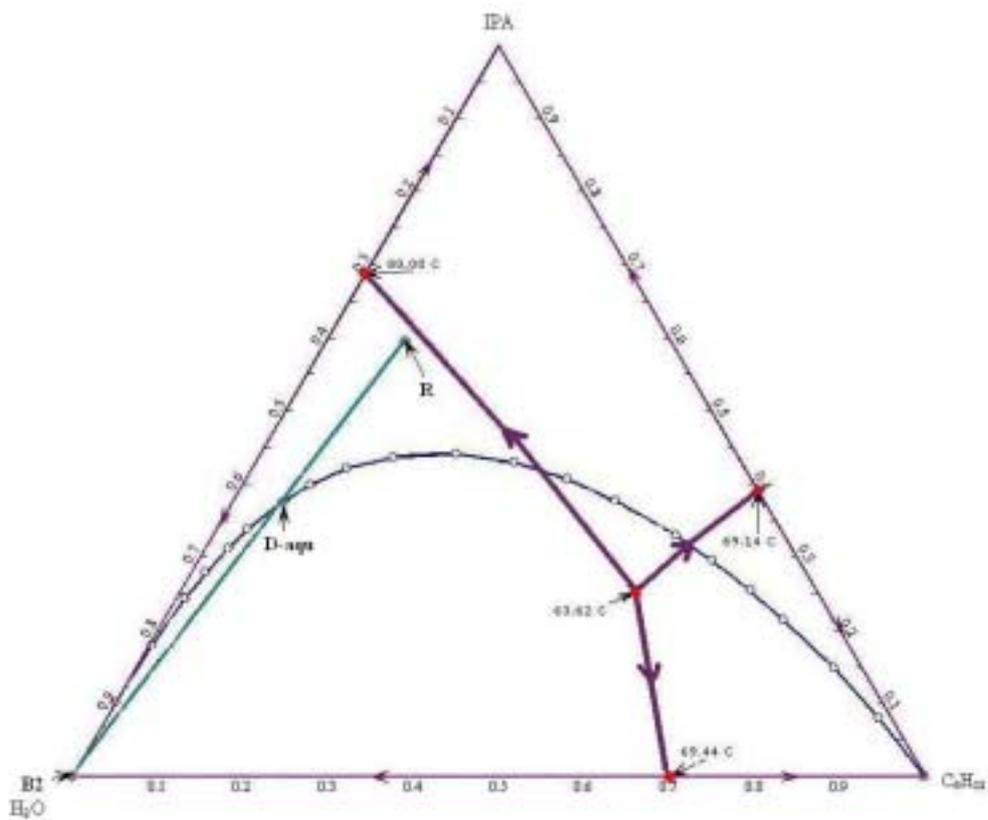


圖 4-7 CASE 之回收塔 RCM 圖

表 6 CASE 之整廠物流表

Stream	F	V	D-oil	D-aqu	R	B1	B2
Pressure (atm)	1.20	1.00	1.00	1.10	1.00	1.20	1.09
Temperature (K)	298.00	336.77	323.15	323.15	342.05	359.57	375.52
IPA (m.f.)	0.6500	0.2614	0.2954	0.3116	0.6232	0.9900	trace
H <sub>2</sub> O (m.f.)	0.3500	0.2064	0.1022	0.6615	0.3230	0.0054	1.0000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> (m.f.)	0.0000	0.5322	0.6024	0.0269	0.0538	0.0046	trace
Total Flow (mol/min)	100	298.71	264.37	69.29	34.64	65.66	34.64

表 7 CASE 之整廠物流表

Stream	F	V	D-oil	D-aqu	R	B1	B2
Pressure (atm)	1.00	1.00	1.00	1.10	1.00	1.20	1.09
Temperature (K)	298.00	336.77	323.15	323.15	338.59	359.56	375.52
IPA (m.f.)	0.6500	0.2628	0.3770	0.3750	0.5952	0.9900	trace
H <sub>2</sub> O (m.f.)	0.3500	0.2054	0.1739	0.5661	0.3112	0.0052	1.0000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> (m.f.)	0.0000	0.5319	0.4490	0.0590	0.0936	0.0048	trace
Total Flow (mol/min)	100.00	352.11	417.77	93.67	59.01	65.65	34.66

## 回流位置之探討

本研究提出兩個回流位置來進行討論，CASE 為回流至分相器，先經由分相器處理後再個別送入共沸塔和回收塔進行純化，其蒸餾製程圖，如圖 4-2 所示，CASE 為回流先和進料混合，再由共沸塔的第五板進入，其蒸餾製程圖，如圖 4-8 所示，表 8 為兩個 CASE 的穩態操作條件與模擬結果。由 RCM 圖(圖 4-9 至 4-12)和整廠物流表，可得知這兩個 CASE 進入共沸塔的總組成是差不多的，由表 9 得知 CASE 的總流量是 366.967 mol/min，而由表 10 得知 CASE 的總流量是 387.927 mol/min，所以 CASE 之共沸塔塔底再沸器熱值用量較 CASE 少，而在回收塔的部份，CASE 的進料組成含的較少的 IPA 與 H<sub>2</sub>O 且流量也較 CASE 小，所以 CASE 之回收塔塔底再沸器熱值用量較 CASE 少。CASE 為共沸器能耗低和回收塔能耗高，而 CASE 則是相反，所以要以總能耗來比較，CASE 所需的總再沸器熱值為 267.127 kW，而 CASE 所需的總再沸器熱值為 273.534 kW，CASE 所需的總熱值比 CASE 所需的總熱值多了 2.45%，由此可得知回流至分相器為較好的選擇。

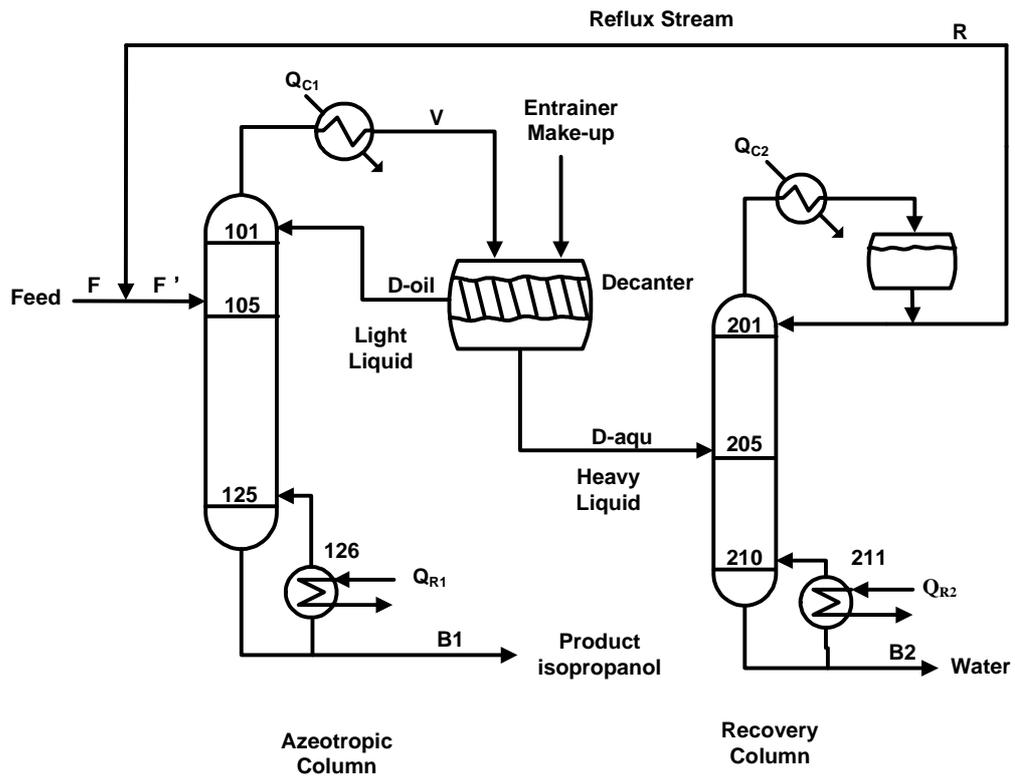


圖 4-8 CASE 回流由分相器進入

表 8 CASE 和 CASE 的穩態操作條件與模擬結果

	CASE	CASE
IPA feed (mol/min)	65	65
H <sub>2</sub> O feed (mol/min)	35	35
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> feed (mol/min)	0.03	0.03
塔頂操作壓力( bar )	1.013	1.013
塔壓降(bar)	0.008	0.008
共沸塔板數	26	26
進料板	5	5
回流位置	分相器	共沸塔
共沸塔塔底產物流量(mol/min)	65.033	65.033
IPA	0.9995	0.9995
塔底組成 H <sub>2</sub> O (m.f.)	2.735E-05	1.239E-04
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	4.670E-04	3.560E-04
共沸塔再沸器熱值(kW)	204.960	216.224
回收塔板數	11	11
水相進料板	5	5
回收塔塔底產物流量(mol/min)	34.983	34.983
IPA	trace	trace
塔底組成 H <sub>2</sub> O (m.f.)	1.000	1.000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	trace	trace
回收塔再沸器熱值(kW)	62.167	57.310
總熱值(kW)	267.127	273.534

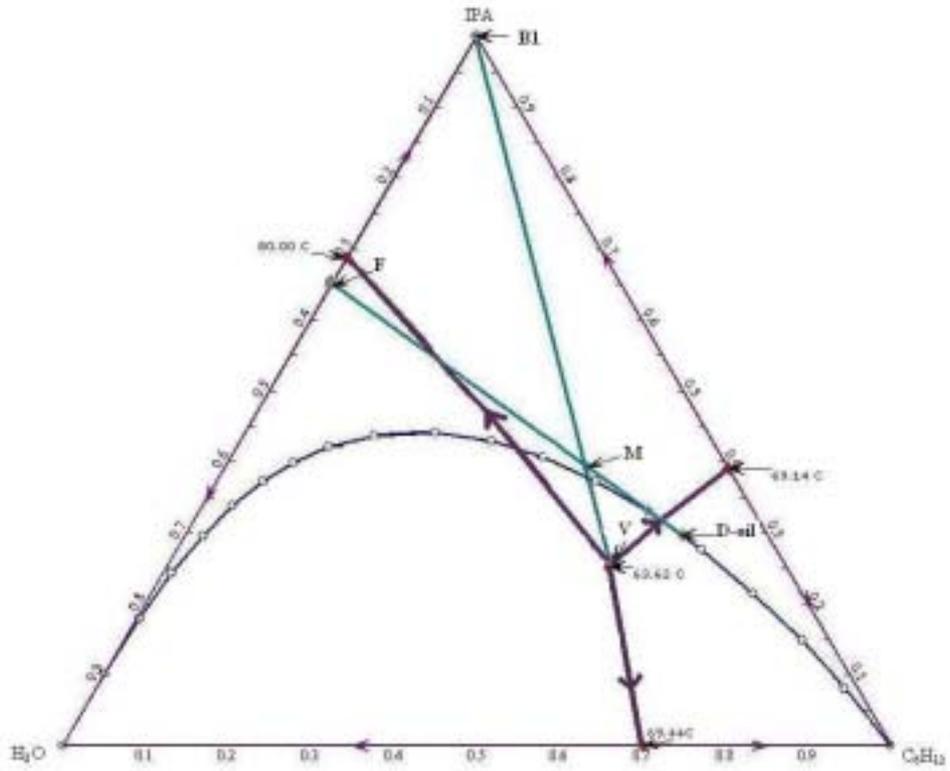


圖 4-9 CASE 之共沸塔 RCM 圖

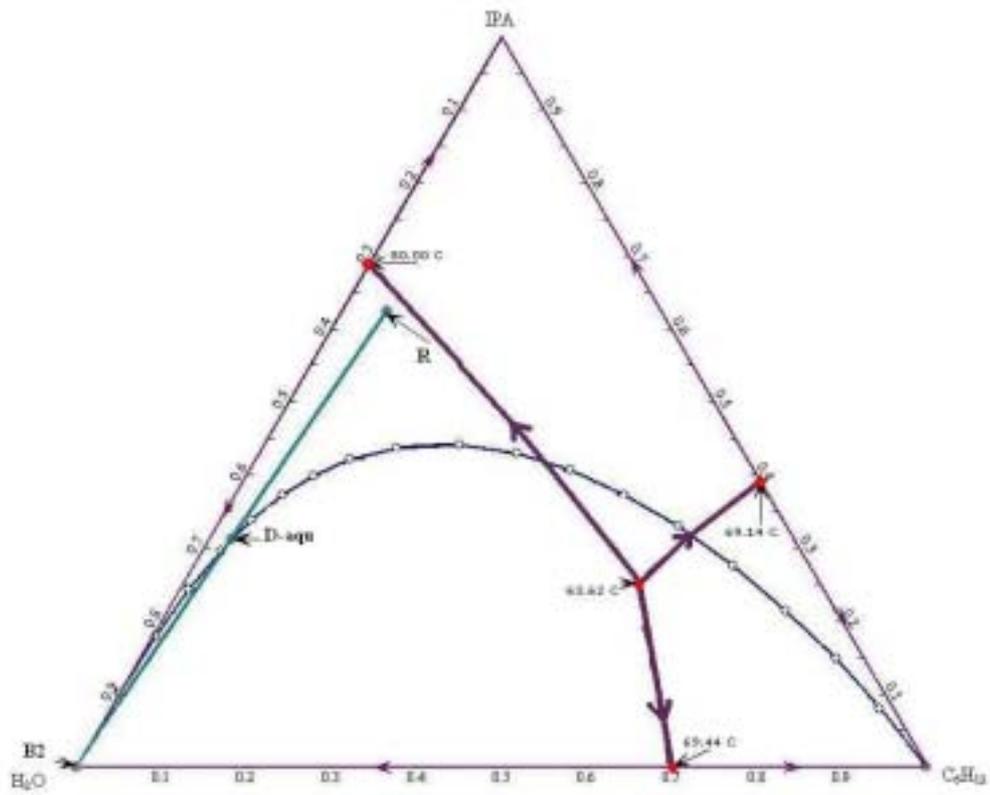


圖 4-10 CASE 之回收塔 RCM 圖

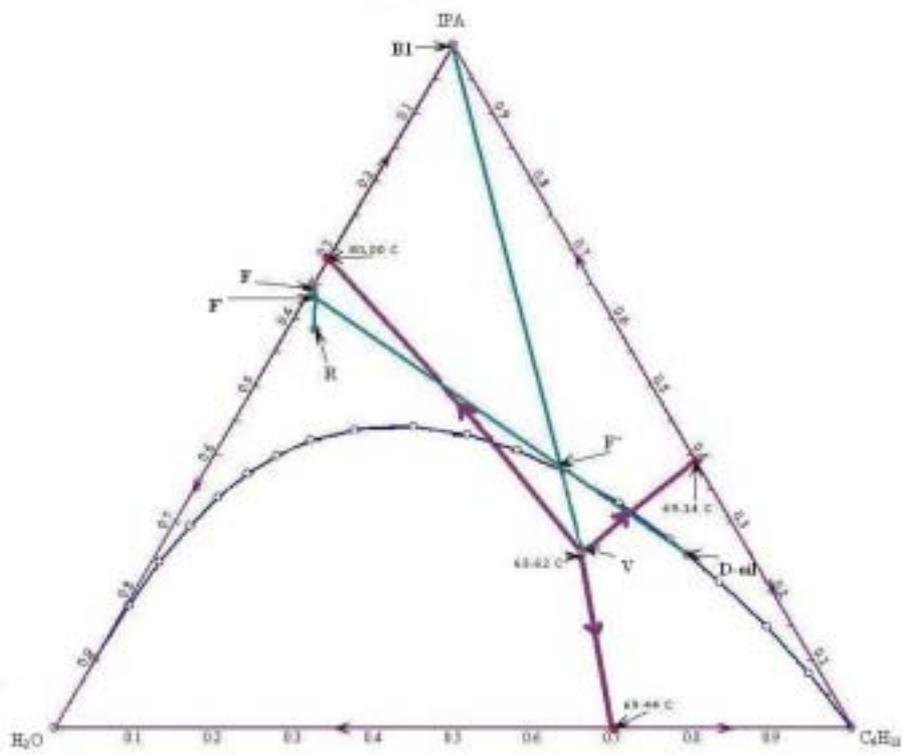


圖 4-11 CASE 之共沸塔 RCM 圖

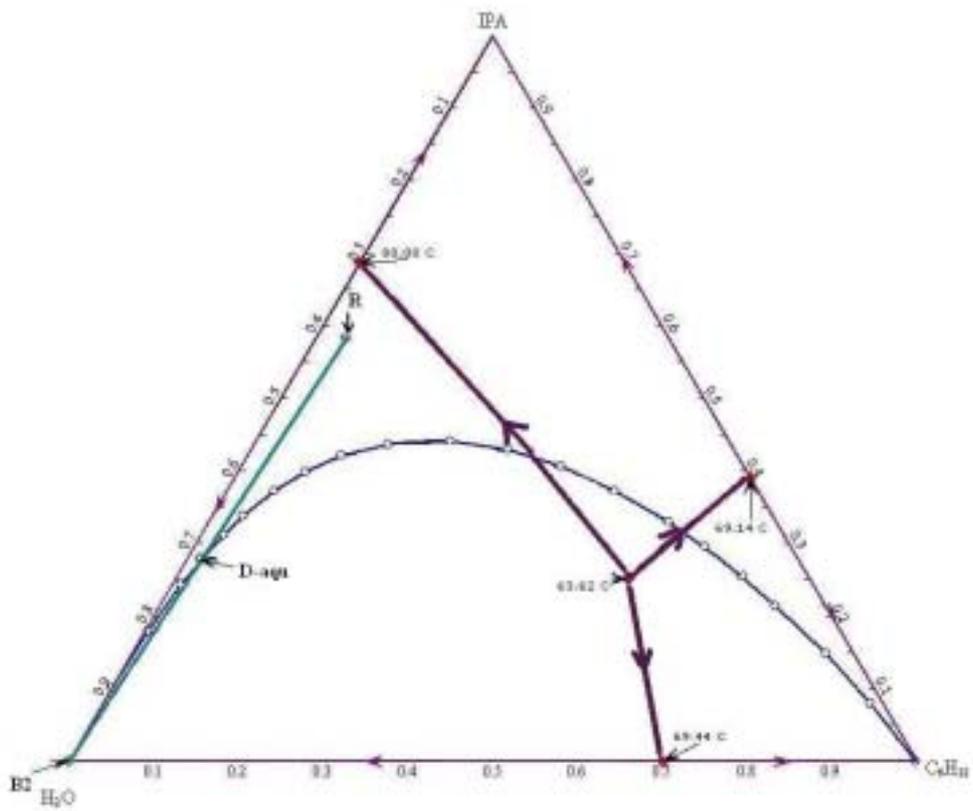


圖 4-12 CASE 之回收塔 RCM 圖

表 9 CASE 之整廠物流表

Stream	F	V	D-oil	D-aqu	R	B1	B2
Pressure (atm)	1.20	1.00	1.00	1.10	1.00	1.20	1.09
Temperature (K)	298.00	336.77	323.15	323.15	342.05	360.08	375.52
IPA (m.f.)	0.6500	0.2614	0.2957	0.3118	0.6237	0.9995	trace
H <sub>2</sub> O (m.f.)	0.3500	0.2064	0.1024	0.6612	0.3224	0.0000	1.0000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> (m.f.)	0.0000	0.5322	0.6020	0.0270	0.0540	0.0005	trace
Total Flow (mol/min)	100.00	302.01	267.04	70.00	35.00	65.03	35.00

表 10 CASE 之整廠物流表

Stream	F	F'	V	D-oil	D-aqu	R	B1	B2
Pressure (atm)	1.20	1.20	1.00	1.00	1.10	1.00	1.20	1.09
Temperature (K)	298.00	309.20	336.77	323.15	323.15	342.87	360.09	375.52
IPA (m.f.)	0.6500	0.6337	0.2596	0.2545	0.2787	0.5830	0.9995	trace
H <sub>2</sub> O (m.f.)	0.3500	0.3573	0.2078	0.0779	0.7037	0.3801	0.0001	1.0000
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub> (m.f.)	0.0000	0.0090	0.5326	0.6676	0.0176	0.0369	0.0004	trace
Total Flow (mol/min)	100.00	132.04	322.82	255.82	67.03	32.04	65.03	34.99

## 控制配對關係分析

對於一般之蒸餾程序而言，常利用雙組成控制( dual composition control ) 法來使系統達到同時控制塔頂組成與塔底組成的目的。本研究中，在進行系統加入控制器之動態模擬前，先對所提出之控制策略與傳統的控制策略先作控制配對之分析與比較，以分析操縱變數 ( manipulated variables ) 與控制變數 ( controlled variables ) 之間的關係。因此乃採用已被廣泛應用的 RGA(Relative gain array)以及 NI (Niederlinski index)之計算方法作為分析工具。

RGA 是目前被廣泛討論，以及應用在操縱變數與控制變數間影響關係之探討的分析方法之一，其優點在於容易計算，且僅需系統之穩態增益值即可作其分析。RGA 由 Bristol ( 1966 ) 首先提出，在 Shinsky ( 1996 ) 與 Smith ( 1997 ) 之書中有詳細的討論。其主要計算方法為開環路穩態增益 ( open-loop gain ) 與閉環路穩態增益 ( closed-loop gain ) 之比值，矩陣內之數字都屬無因次，因為系統中諸如傳送器範圍 ( transmitter range ) 及閥的大小 ( valve size ) 等對於開環路或閉環路之穩態增益值的影響因素皆相同。此方法最便利的一點就是可以直接從數字的大小來判斷操縱變數與控制變數間的好壞關係，若兩變數間並不互相影響，則其比值為 1，此時開環路的穩態增益值即等於閉環路的穩態增益值；當兩變數間之相互影響

越大時，則其值會越大於 1 或小於 1。因此在利用 RGA 進行控制配對的分析時，須注意其配對法則，亦即在進行多變數之控制配對的選擇時，必須選擇比值大於 1 且接近 1 的配對法而絕不能選擇小於 1 的控制配對。

Niederlinski (1971) 亦提出控制配對分析之指標，即一般所稱之 Niederlinski Index (NI)。此方法通常僅止於指標性的參考而非選擇配對時之絕對的條件；亦即當 NI 值小於 1 時，系統將不穩定，然而若 NI 值大於 1 時，系統可能會穩定或也有可能不會穩定。

在單塔控制之常態操作下對水相回流比 (Aqueous Reflux Ratio, RR) 與再沸器熱值 ( $Q_R$ ) 分別作  $\pm 1.5\%$  變化時，塔頂與塔底之異丙醇組成與其穩態增益如表 11 與表 12 所示。利用這些穩態增益值計算其 RGA 與 NI 值，結果如表 13 所示。於表 13 中以 RR 表 RR 增加；以 RR 表 RR 下降； $Q_R$  之符號亦以此類推。由表中可看出當水相回流比與再沸器熱值皆減少 (RR ↓,  $Q_R$  ↓) 和當水相回流比增加與再沸器熱值減少 (RR ↑,  $Q_R$  ↓)，此兩組的控制配對是相同，但與另外兩種配對方向是相反的，然而在另外兩種控制配對上，其 NI 值卻又小於 1，這樣的結果顯示常態操作下系統之可控制性會隨著操縱變數改變而改變，所以單塔之控制策略是不可行的，也說明了不可利用水相回流來進行控制。同樣地，在兩塔控制之常態操作下對兩

塔個別之再沸器熱值 ( $Q_{R1}$  與  $Q_{R2}$ ) 分別作 $\pm 1\%$ 變化時，其共沸塔塔底異丙醇組成與回收塔塔底水組成之變化情形如表 14 所示；表 15 則為其穩態增益值。由穩態增益值所計算之 RGA 與 NI 值則如表 16 所示。由表 16 中可以發現，不論 RGA 或 NI 值的計算結果，其控制配對皆呈現一致性。因此，可以初步證實雙塔之控制策略較單塔之控制策略容易被控制，以再沸器來控制塔底的組成。

圖 4-13 和圖 4-14 為共沸塔和回收塔於常態操作與改變再沸器熱值之各板溫度分布圖，而圖 4-15 和圖 4-16 以常態操作為基準，當共沸塔和回收塔改變再沸器熱值下其溫度變化與各板關係圖，利用溫度變化和各板關係圖可知道哪個板是對溫度變化是相對敏感的，選用此板作為控制塔底再沸器蒸氣進口之偵測點，本研究選用 119 板來控制共沸塔塔底再沸器和 207 板來控制回收塔塔底再沸器。以選取之板溫度變化取代共沸塔塔底異丙醇組成與回收塔塔底水組成之變化，再進行控制配對分析，表 17 為兩塔個別之再沸器熱值 ( $Q_{R1}$  與  $Q_{R2}$ ) 分別作 $\pm 1\%$ 變化時， $T_{119}$  和  $T_{207}$  之變化情形。表 18 則為其穩態增益值。由穩態增益值所計算之 RGA 與 NI 值則如表 19 所示。由表 19 中可以發現，不論 RGA 或 NI 值的計算結果，其控制配對皆呈現一致性。

表 11 單塔操作下操縱變數之改變對異丙醇組成的影響

	RR (aqueous reflux ratio)	$Q_R$ (kW)	$x_B$ , isopropanol mole fraction in bottom	$x_D$ , isopropanol mole fraction in distillate
Normal	0.01	164.674	0.9993	0.2777
RR + 1.5%	0.01015	164.674	0.9992	0.2777
RR - 1.5%	0.00985	164.674	0.9994	0.2777
$Q_R$ + 1.5%	0.01	167.144	0.9364	0.2867
$Q_R$ - 1.5%	0.01	162.204	0.9880	0.2777

表 12 單塔操作下於各方向之穩態增益

	RR + 1.5%	$Q_R$ + 1.5%	RR - 1.5%	$Q_R$ - 1.5%
$x_D$	-1.0667E-02	3.6547E-03	-1.0667E-02	5.4249E-06
$x_B$	-6.6467E-01	-2.5452E-02	-6.5867E-01	4.5968E-03

表 13 單塔操作下於各方向之 RGA 配對及 NI 值

	RR↑ $Q_R$ ↑	RR↓ $Q_R$ ↓	RR↑ $Q_R$ ↓	RR↓ $Q_R$ ↑
$x_D$	$\begin{bmatrix} 0.1005 & 0.8995 \\ 0.8995 & 0.1005 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 1.0786 & -0.0786 \\ -0.0786 & 1.0786 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 1.0794 & -0.0794 \\ -0.0794 & 1.0794 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.1014 & 0.8986 \\ 0.8986 & 0.1014 \end{bmatrix}$
$x_B$				
NI	-79.06	0.995	0.995	-77.62

表 14 雙塔操作下操縱變數之改變對異丙醇與水組成的影響

	$Q_{R1}$ (kW)	$Q_{R2}$ (kW)	$x_{B1}$ , isopropanol mole fraction in the bottom of column1	$x_{B2}$ , water mole fraction in the bottom of column2
Normal	204.921	62.152	0.9995	1.0000
QR1 +1%	206.971	62.152	0.8087	1.0000
QR1 -1%	202.872	62.152	0.9938	1.0000
QR2 +1%	204.921	62.774	0.9997	1.0000
QR2 -1%	204.921	61.531	0.9994	1.0000

表 15 雙塔操作下於各方向之穩態增益

	$Q_{R1} +1\%$	$Q_{R2} +1\%$	$Q_{R1} -1\%$	$Q_{R2} -1\%$
$x_{B1}$	-0.09313	0.00023	0.00279	0.00019
$x_{B2}$	3.0255E-07	9.4928E-07	-3.0255E-07	1.1263E-06

表 16 雙塔操作下於各方向之 RGA 配對及 NI 值

	$Q_{R1} \uparrow$	$Q_{R2} \uparrow$	$Q_{R1} \downarrow$	$Q_{R2} \downarrow$	$Q_{R1} \uparrow$	$Q_{R2} \downarrow$	$Q_{R1} \downarrow$	$Q_{R2} \uparrow$
$x_{B1}$	[0.9992 0.0008]		[0.9817 0.0183]		[0.9994 0.0006]		[0.9747 0.0253]	
$x_{B2}$	[0.0008 0.9992]		[0.0183 0.9817]		[0.0006 0.9994]		[0.0253 0.9747]	
NI	1.000		1.000		1.000		0.999	

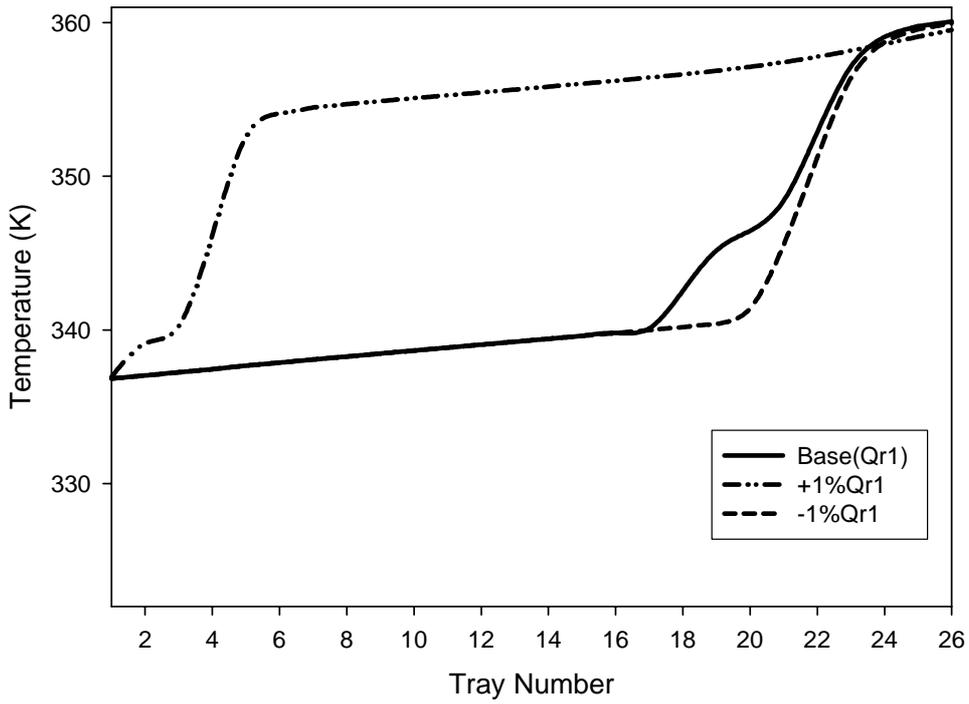


圖 4-13 共沸塔再沸器熱值變化 $\pm 1\%$ 之各板溫度分布圖

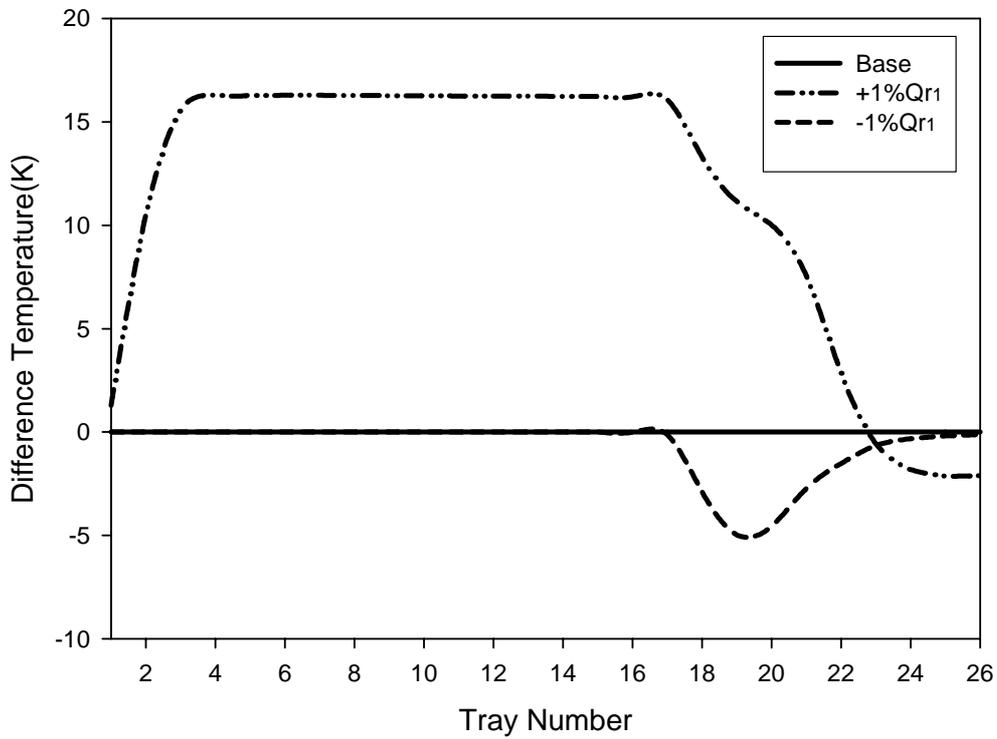


圖 4-14 共沸塔再沸器熱值變化 $\pm 1\%$ 之各板溫度差分布圖

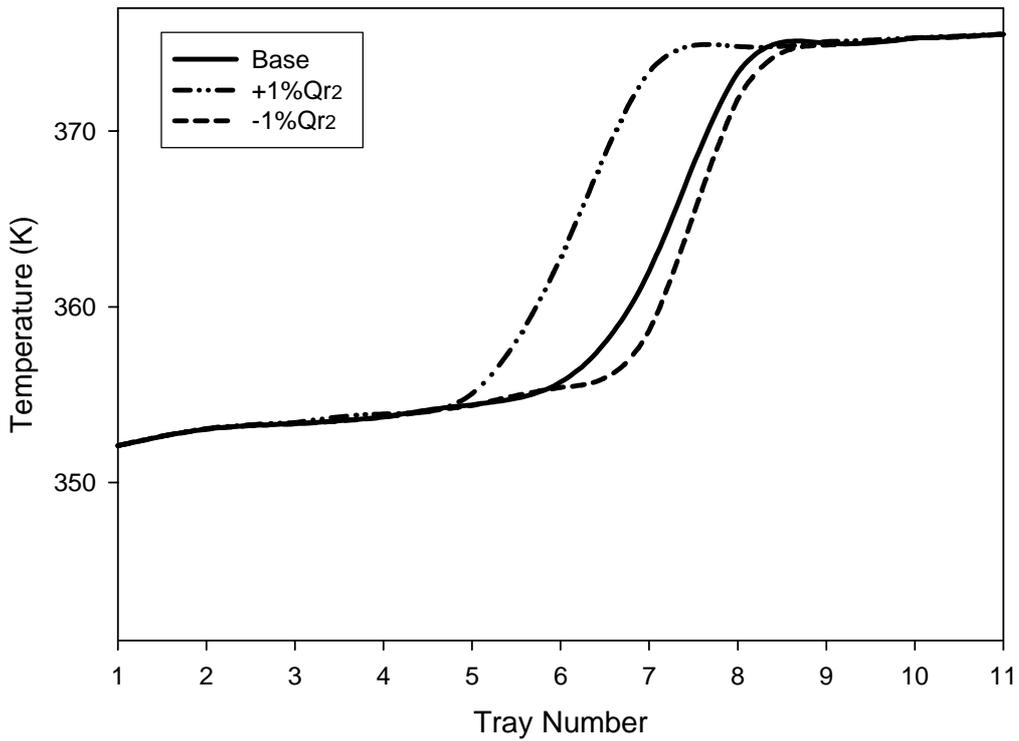


圖 4-15 回收塔再沸器熱值變化 $\pm 1\%$ 之各板溫度分布圖

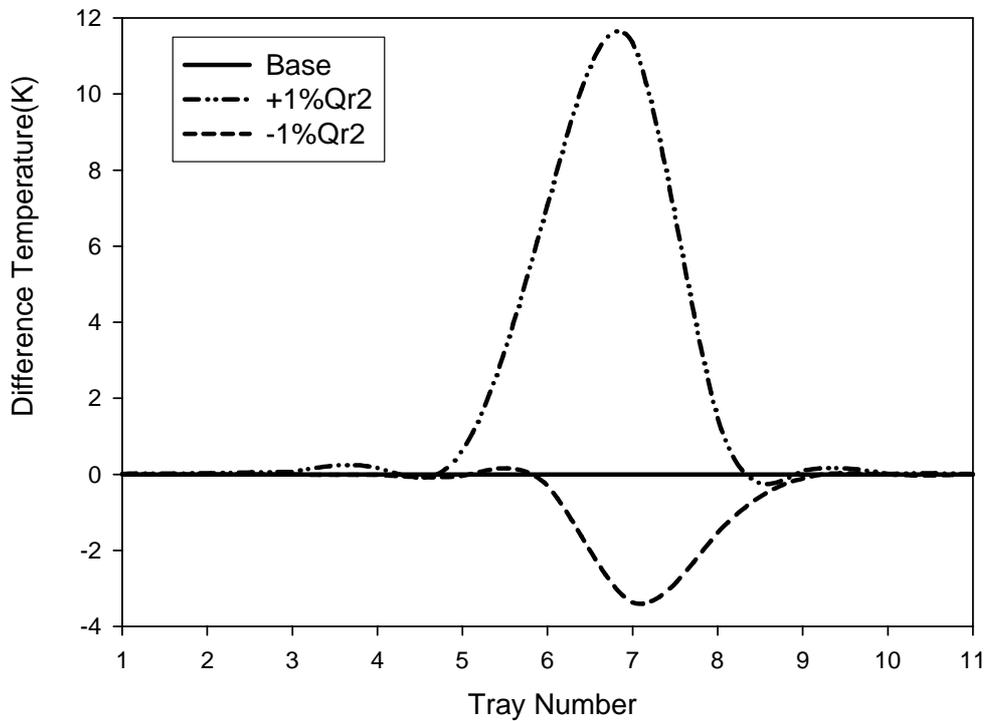


圖 4-16 回收塔再沸器熱值變化 $\pm 1\%$ 之各板溫度差分布圖

表 17 雙塔操作下操縱變數之改變對  $T_{119}$  與  $T_{207}$  的影響

	$Q_{R1}$ (kW)	$Q_{R2}$ (kW)	$T_{119}$ , temperature in column1, K	$T_{207}$ , temperature in column2, K
Normal	204.921	62.152	345.4040	362.0169
QR1 +1%	206.971	62.152	356.5488	374.6565
QR1 -1%	202.872	62.152	340.4212	373.4953
QR2 +1%	204.921	62.774	345.8963	373.3744
QR2 -1%	204.921	61.531	345.2546	358.6393

表 18 雙塔操作下於各方向之穩態增益

	$Q_{R1} +1\%$	$Q_{R2} +1\%$	$Q_{R1} -1\%$	$Q_{R2} -1\%$
$T_{119}$	5.43857	0.79209	2.43157	0.24038
$T_{207}$	6.16802	18.27371	-5.60136	5.43441

表 19 雙塔操作下於各方向之 RGA 配對及 NI 值

	$Q_{R1} \uparrow$ $Q_{R2} \uparrow$	$Q_{R1} \downarrow$ $Q_{R2} \downarrow$	$Q_{R1} \uparrow$ $Q_{R2} \downarrow$	$Q_{R1} \downarrow$ $Q_{R2} \uparrow$
$T_{119}$	$\begin{bmatrix} 1.0517 & -0.0517 \\ -0.0517 & 1.0517 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.9075 & 0.0925 \\ 0.0925 & 0.9075 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 1.0528 & -0.0528 \\ -0.0528 & 1.0528 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.9092 & 0.0908 \\ 0.0908 & 0.9092 \end{bmatrix}$
$T_{207}$				
NI	0.998	0.990	0.997	0.990

## 基礎控制設計

整廠之流量控制目的在於滿足各個蒸餾塔基本液位控制，並顧單元間管線流量操控下，其整廠控制架構如圖 4-17 所示；兩根塔塔頂之冷卻水以塔頂壓力控制。又以分相器之油相液位來控制夾帶劑的進料量，並利用比例來閥控制夾帶劑之補充量；當油相液位至 HL(high level)時閥全關，當油相液位至 LL(low level)時閥全開；圖 4-18 為夾帶劑控制閥開度與油相位之關係圖。油相回流量以進料流量和分相器之油相液位搭配前饋控制與回饋控制器控制，其控制結構如圖 4-19 所示。另一方面，兩根塔塔底產物流量以塔底液位來控制；以先前的控制配對分析決定之溫度來控制再沸器蒸氣量；回流量利用回流槽之液位來控制。

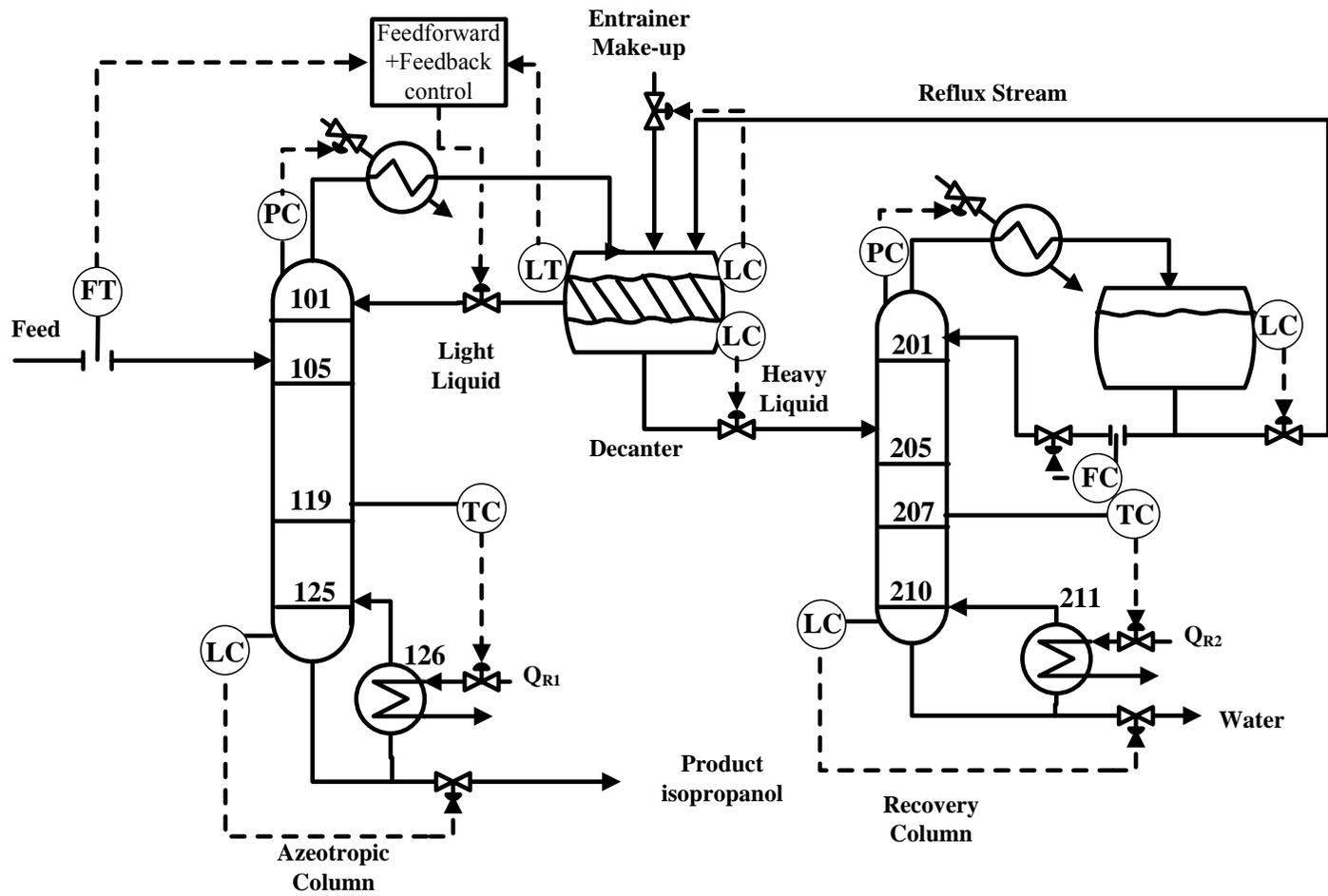


圖 4-17 整廠控制架構圖

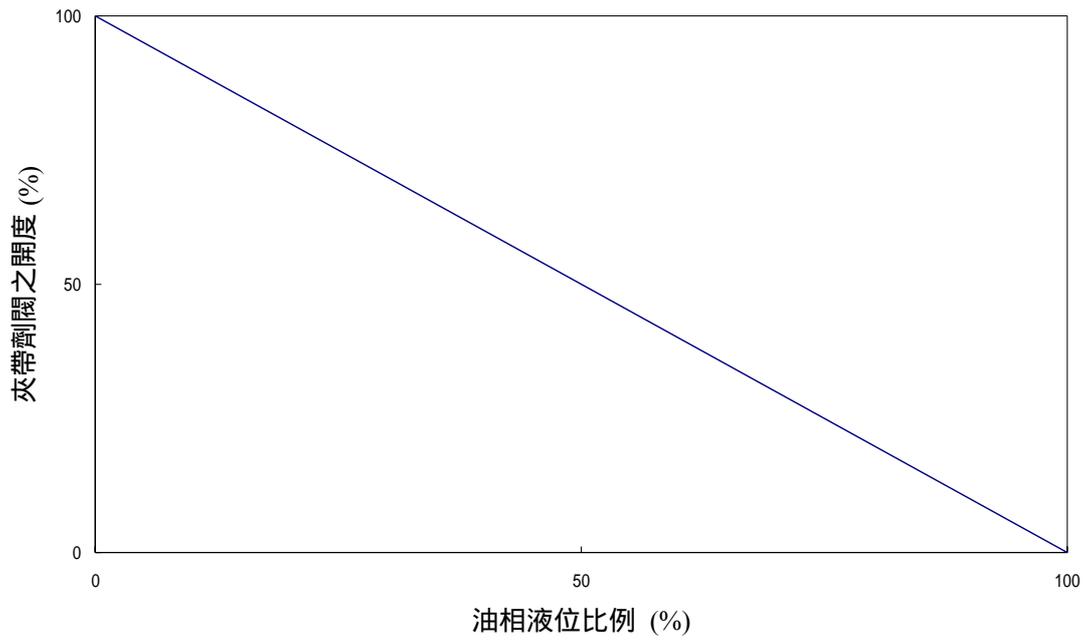


圖 4-18 夾帶劑控制閥動作與油相位之關係圖

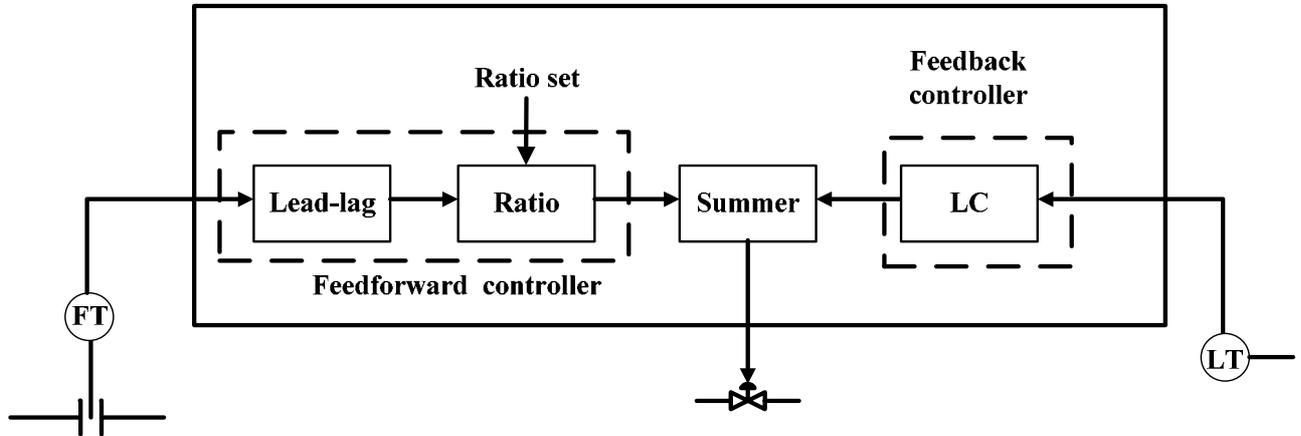


圖 4-19 前饋控制與回饋控制控制結構圖