

增濃段操作線、汽提段操作線、q 線(進料狀況；feed quality)、決定最小回流比(參考用)、決定汽提操作線等等，最後畫出理論板數 N [7-9]。以苯與甲苯溶液蒸餾為例。如圖 1 所示，完成其麥泰圖。圖 2 則介紹麥泰圖上各相關曲線。

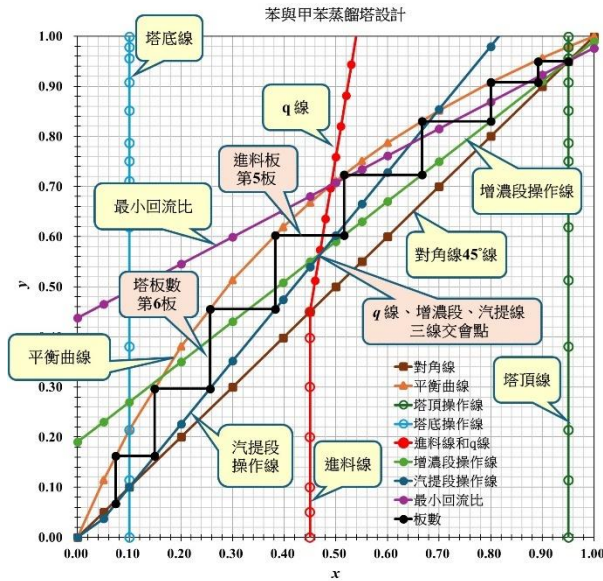


圖 2：蒸餾塔設計各操作線介紹。

3. 沸點組成圖

假設苯與甲苯為理想溶液，且分別由實驗得出其在不同溫度下的蒸汽壓，則可以作溫度對苯之莫耳分率圖，畫出苯與甲苯的沸點組成圖(T-x 圖)，再依據此圖畫出汽液相平衡曲線圖(x-y 圖)。

3.1. 溶液的蒸汽壓

勞特定律可以使用溶液的蒸汽壓定義之；即溶液中溶劑的分壓(P_A)，等於其在溶液中的莫耳分率(x_A)，乘上其於同溫下純成分時之蒸汽壓(P_A^*)，以下式表示之：

$$P_A = x_A P_A^* \quad (1)$$

$$\text{另一成分的分壓亦相同, } P_B = x_B P_B^* \quad (2)$$

再由道爾頓分壓定律，

$$\text{總壓 } P_T = P_A + P_B \quad (3)$$

$$\text{亦即 } P_T = x_A P_A^* + x_B P_B^* \quad (4)$$

$$\text{若 } P_T = x_A P_A^* + (1 - x_A) P_B^*,$$

$$\text{則 } P_T = x_A (P_A^* - P_B^*) + P_B^* \quad (5)$$

3.2. 相對揮發度

某物質 A 在汽相中之平衡蒸汽分壓(P_A)，與其在液相中的莫耳分率(x_A)的商數，稱為該物質的揮發度(α_A) [10]。混合液中 A、B 兩成份的揮發度各為：

$$\alpha_A = \frac{P_A}{x_A} \quad (6)$$

$$\alpha_B = \frac{P_B}{x_B} \quad (7)$$

$$\text{定義相對揮發度: } \alpha_{AB} = \frac{\alpha_A}{\alpha_B} \quad (8)$$

由相平衡方程式可以看出，當 $\alpha_{AB} > 1$ 時，則 $y > x$ 。表示成分 A 較成分 B 容易揮發。當 α 越大時，分離越容易進行。若 $\alpha = 1$ 時， $y = x$ 表示達到平衡時汽相組成與液相組成相同；亦即該溶液不能用普通蒸餾方法分離。

$$\text{已知 } y_B = 1 - y_A \quad (9)$$

$$x_B = 1 - x_A \quad (10)$$

$$\text{且定義: } x = x_A, y = y_A, \alpha = \alpha_{AB}$$

$$\text{則: } \frac{y_A}{y_B} = \alpha \frac{x_A}{x_B} \quad (11)$$

$$y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (12)$$

式(12)稱為相平衡方程式。如果知道兩成分之相對揮發度，則可以由其中一成分之莫耳分率，計算出另一成分之莫耳分率。

3.3. 汽液相平衡

表示汽液相平衡時的溫度組成圖；即溶液在恆壓下的沸點圖。例如，苯與甲苯溶液在不同的莫耳分率下之沸點，亦可以繪製成圖 3 之 T-x 圖。由已知恆壓下的汽液相平衡數據，則可以繪製成汽液相莫耳分率之汽液相平衡圖，即 x-y 圖(圖 4)。圖 5 則為甲醇水溶液之 x-y 關係圖。

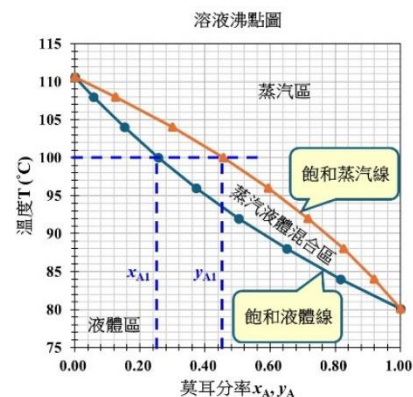


圖 3：苯與甲苯溶液之沸點圖。

可以收集兩成分之相關蒸汽壓數據，求出

相對揮發度 (α 值)。液相成分 x 值，由0至1.0，每間隔為0.05，如圖1平衡曲線。汽相成分之 y 值，則利用文獻[7-9]取 x 之相對應值。當已知相對揮發度時，可由相平衡方程式，式(12)，估算平衡時汽液組成的關係。對於兩成分理想溶液的相對揮發度，可用該兩成分同溫度下，純成分時的飽和蒸氣壓(P_{Vi}^*)之比來表示，亦即式(6)、式(7)、式(8)。

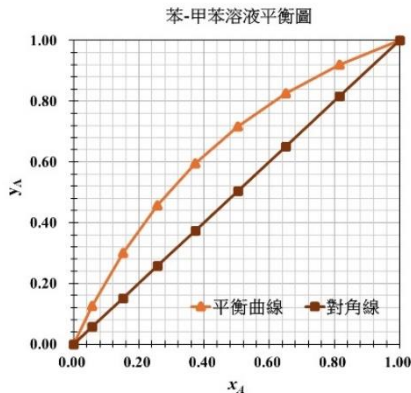


圖 4：苯與甲苯溶液之汽液相平衡圖。

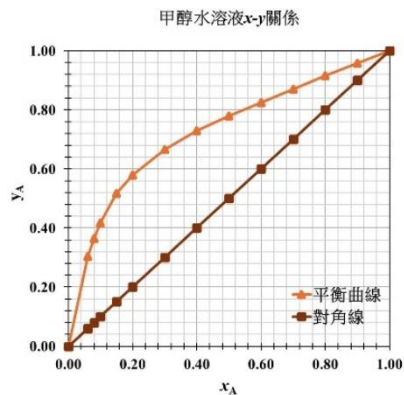


圖 5：甲醇水溶液之汽液相平衡圖。

3.4. 共沸混合物

某些混合溶液在特定的組成與壓力下產生沸騰，此時汽液的組成相同稱為共沸(azeotrope)[11]。然而，並非所有的二元液體混合物都可形成共沸物。這類混合物的溫度-組成相圖有顯著的特徵，即其汽相線與液相線有著共同的最高點或最低點。如果此點為最高點，則稱為正共沸物；如果此點為最低點，則稱為負共沸物。大多數共沸物都是負共沸物，即有最低沸點。如圖6乙醇水溶液的 x - y 圖。

有些混合物的共沸溫度低，因為總蒸氣壓最大，最容易沸騰。例如乙醇沸點是78.3 °C，水沸點是100 °C，混合物則在78.13 °C就產生沸騰。有些混合物的共沸溫度高，因為總蒸氣壓最小，最不容易沸騰。任一共沸物都是針對某一特定外壓而言。對

於不同壓力，其共沸組分和沸點都將有所不同。實驗證明，沸點相差大於30 K 的兩個組成很難形成共沸物(如水與丙酮就不會形成共沸物)。

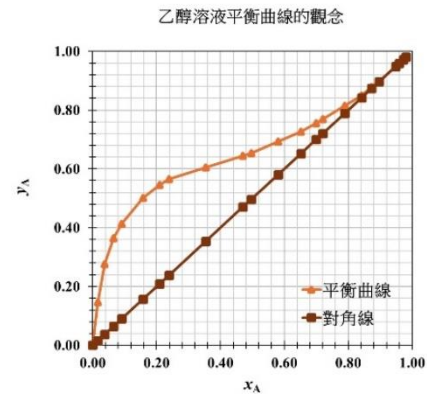


圖 6：乙醇水溶液平衡曲線的觀念(沸點78.13 °C)。

當共沸物達到共沸點時，由於其沸騰所產生的氣體部分之成分比例，與液體部分完全相同，因此無法以蒸餾方法將溶液成份進行分離。由此可知，共沸物的兩個組成物，無法用單純的蒸餾或分餾的方式分離。

3.5. 塔頂、進料、塔底濃度期望值

塔頂、進料、塔底濃度期望值(x_D , x_F)，皆由工程師設定，為已知值。三點各向上延伸，作各點垂直線，至與對角線相接。

3.6. 增濃段操作線

連結對角線上 x_D 之點，至與增濃段操作線之截距相接[12]，

$$y_{n+1} = \frac{R}{R+1} x_n + \frac{x_D}{R+1} \quad (13)$$

R 為回流比， x_D 為塔頂苯餾出液之莫耳分率， y_{n+1} 為 $n+1$ 板層上汽相莫耳分率， x_n 為 n 板層上液相莫耳分率。若揮發度 α 已知，回流比 R 已知， $R =$ 回流比 = 定值。若回流比 R 未知，估算

最適回流比：

$$R_{opti} = (1.05 \sim 1.3) R_{min} \quad (14)$$

最小回流比：

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left(\frac{\alpha x_D}{y_F} - \frac{1 - x_D}{1 - y_F} \right) - 1 \quad (15)$$

3.7. 畫出 q 線

q 的定義， $q =$ (在進料狀態下，使1mole 進料變為飽和蒸氣所需之熱量)/(1mole 進料之潛熱)。利

A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P
1	計算q值蒸餾塔的設計(4)G11-4-1(已經修正題目)														
2	1.已知：有一含苯和甲苯的混合液，在壓力101.3 kPa分餾塔中蒸餾。進料為液體，流率100 kmol/h，其中含45mol%苯和55mol%甲苯。														
3	2.在327.6 K下進入塔內。欲獲得的塔頂餾出物含95 mol%苯和5 mol%甲苯。塔底餾出物則含90 mol%甲苯。回流比R為4:1,														
4	3.相對揮發度 α 值=2.46。進料之平均熱容量159 kJ/kmol-K(38 btu/mol ^o F)，平均潛熱32099 kJ/kmol (13800 btu/mol)。														
5	求解：1.畫出平衡曲線、操作線；2.計算塔底、塔頂產品流率、最小回流比、實際操作回流比；3.作圖畫出理論板數、決定進料板位置。														
6	系統	苯和甲苯液體的混合溶液			液體										
7	符號	*已知	#計算	&查表	%圖解	√未參與作圖									
8	流率	kmol/h	莫耳分率		焓(kJ/kmol)	熱容量(kJ/kmol-K)	沸點	進料溫度	壓力						
9	塔頂流率D	41.18	x_D	0.95	$(H_V-H_L)^*$	C_{pL}^*	$T_B(K)^*$	$T_F(K)^*$	kPa*						
10	塔底流率W	58.82	x_W	0.10	32099	159	366.7	327.6	101.3						
11	進料流率F	100	x_F	0.45											
12	塔頂產品A	39.12	塔底產品A	5.88											
13	揮發度 α	2.46	回流比R	(Ln/D)	4										
14	增濃段操作線	斜率a		0.8	截距b		0.19								
15	q	1.194	q線斜率	q/(q-1)	6.163		q線截距		$x_F/(1-q)$	-2.323					
16	$x' =$	0.490	$y' =$	0.702	q線與平衡線交點										
17	$x_D =$	0.95	$y_D = x_D$	0.95	對角線 x_D 交點										
18															
19	最小回流比操作線之斜率, a	0.539		截距b		0.438									
20	最小回流比 $R_m = x_D/(A-1)$	1.170		倍數		3.4 (未使用)									
21	蒸餾塔實際操作之回流比Rm倍數=	3.977		L/D		0.800									
22	增濃段截距(由R計算)	0.190		斜率		0.800									

圖 7：試算表格操作說明 (1)。

用 q 線方程式求出 q 線之斜率($\frac{q}{q-1}$)與截距($-\frac{x_F}{q-1}$)，再對應於 x 各值。所對應之 x 項，將通過 x_F 值，並相交於對角線。

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} = \frac{(H_V - H_L) + (H_L - H_F)}{H_V - H_L} \quad (16)$$

$$q \text{ 線方程式: } y = \frac{q}{q-1}x - \frac{x_F}{q-1} \quad (17)$$

以下進料狀況可以提供參考。當進料之溫度低於其沸點時， $q > 1$ 。進料為飽和液體時， $q = 1$ 。進料為液體與蒸汽之混合物時， $1 > q > 0$ 。當進料為飽和蒸汽時， $q = 0$ 。當進料為過熱蒸汽時， $q < 0$ 。

3.8. 最小回流比

由圖 1 上測定出，q 線與平衡線相交之點的座標(x', y')。由 x_D 於對角線之點的座標(x_D, y_D)與前座標(x', y')，求出最小回流比連線之斜率與截距，依此求出最小回流比的操作線。最小回流比操作線切於平衡線上。於最小回流比，所需板數趨於無窮大。工程上，常取最小回流比的倍數(1.1~2)，作為操作回流比。

3.9. 汽提段操作線

利用 q 線與增濃段操作線求出交點座標(x', y')，並透過塔頂濃度(x_D)和塔底濃度(x_W)求出汽提段操作線的斜率與截距。配合第一列之 x 等各點，畫出相關直線。此時 q 線、增濃段操作線與汽提段操作線會交於一點(如圖 2)。

3.10. 板數

畫出板數(由塔頂 1 至塔底 N)。在平衡線與操作線之間畫出梯階。與平衡線皆形成直角。也可以芬斯克方程式[13]估算最少理論板數

$$N_{\min} = \frac{\log\left[\left(\frac{x_D}{1-x_D}\right)\left(\frac{1-x_W}{x_W}\right)\right]}{\log \alpha_m} \quad (18)$$

$$\text{全塔平均揮發度取幾何平均值 } \alpha_m = \sqrt{\alpha_D \alpha_W}。$$

塔底再沸器(重沸器)，同樣具有汽液相平衡操作的功能，需要計入一板。因此，由麥泰圖解法所求得的板數，要扣除一個再沸器的存在。理論板數

$$N = N_M(\text{圖解板數}) - 1(\text{再沸器}) \quad (19)$$

4. 以 Excel 處理麥泰圖

以下將應用苯與甲苯溶液之分餾為例題，分段說明以 Excel 處理麥泰圖解法的操作。在試算表上，格式的設計可以讓自己更能掌握數據。因此，最先的規畫與佈局是重要的。

試算表繪製程序：

- (1) 對角線的繪製
- (2) 汽液相平衡線的繪製
- (3) 塔頂、進料、塔底濃度期望值(x_D, x_F, x_W)的繪製
- (4) 已知條件與求解項目之表列
- (5) 繪製增濃段操作線
- (6) 繪製板數的技巧
- (7) 如何決定最小回流比
- (8) 如何考慮蒸餾塔效率(莫非效率)

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P
23	23				x''	x	y''	y	斜率	截距						
24	24	增濃段操作線			0	0.950	0.190	0.950	0.800	0.190						
25	25	進料線:對角線至平衡線			0.490	0.950	0.702	0.950	0.539	0.438						
26	26	最小回流比操作線			0.490	0.950	0.702	0.950	0.539	0.438						
27	27	q 線			0.490	0.450	0.702	0.450	6.16	-2.32						
28	28	汽提段操作線			0.469	0.100	0.565	0.100	1.26	-0.03						
29	29	理論板數N =			7.6	扣除再沸器	6.6									
30	30	進料位置板數N =			5											
31	31	增濃段液體與蒸氣莫耳流率比			1.251	V/L=(R+1)/R										

圖 8：試算表表格操作說明 (2)。

4.1. 例題 1

已知有一含苯和甲苯的混合溶液，在壓力 101.3 kPa 之分餾塔中蒸餾。進料為液態，流率為 100 kmol/h，其中含 45 mol% 苯和 55 mol% 甲苯。於溫度 327.6 K 下進入塔內。欲獲得的塔頂餾出物含 95 mol% 苯和 5 mol% 甲苯。塔底餾出物則含 90 mol% 甲苯 10 mol% 苯。回流比為 $R = 4 : 1$ 。相對揮發度， $\alpha = 2.46$ 。進料之平均熱容量為 159 kJ/kmol·K (38 btu/mol·°F)，平均潛熱 32099 kJ/kmol (13800 btu/mol)。(取自文獻[7-9]之例題 11.4-1)

求解：1. 畫出平衡曲線、操作線；2. 計算塔底、塔頂產品流率、最小回流比、實際操作回流比；3. 作圖畫出理論板數、決定進料板位置。

4.2. 例題 1 解

4.2.1 表列數據

由此例題所提供之數據建立表格。先將已知之數據填妥，以及將欲求解之問題騰出空格。經由文獻[7-9]查得所需數據，再依照所學得之計算方法，逐一列式，以求得正確數值。

4.2.2 基本資料試算

此節中將依序(列、欄、格)介紹例題 1 相關之數據。參考圖 7 中的試算表。

- (1) 第 6 列：提示已知系統與進料狀況，C6(苯和甲苯的混合溶液)，G6(以液體型態進料)。
- (2) 第 7 列：以符號或框架顯示數據之來源。已知數據(以*示意)；計算所得數據(以#示意)；有些數據查表取得(標示&查表)；數據來自圖解(以%表示)；未參與作圖之數據(以V表示)。
- (3) 第 8 列：標示數據項目。
- (4) 第 9 列至第 11 列：於 E9 填入已知的塔頂莫耳分率 x_D (0.95)，於 E10 填入已知的塔底莫耳分率 x_W (0.10)。此外，E11 填入已知之進料莫耳分率 x_F (0.45)。之後，於 C11 填入已知進料流率 F (100)，單位 C8 (kmol/h)。於 C9 計算塔頂流率 D (=+C11-C10, 41.18)；C10 計算塔底流率 W (=+(C11*E11-E9*C11)/(-E9+E10), 58.82)。

- (5) 第 10 列：H10 填入已知溶液的沸點溫度 T_B (366.7) K。I10 填入已知的填入已知之進料溫度 T_F (327.6) K。J10 填入已知的操作壓力 (101.3) kPa。最後，(第 10 列)查進料溫度表，求出溶液之焓($H_V - H_L$)與熱容量(C_{PL})。填入 F10 (32099)，單位 kJ/kmol (F8)；G10 (159)，單位 kJ/kmol·K (G8)。
- (6) 第 12 列：計算塔頂和塔底產品 A 流率，分別為 C12 (=+C9*E9, 39.12)和 E12 (=+C10*E10, 5.88) kmol/h。
- (7) 第 13 列：C13 填入已知之揮發度 α (2.46)。F13 填入已知的回流比(L_n/D) (4)。
- (8) 第 14 列：E14 計算增濃段操作線斜率 a (=+F13/(F13+1), 0.8)和截距 b (=+E9/(F13+1), 0.19)。
- (9) 第 15 列：C15 計算 q 值(=(F10+G10*(H10-I10))/F10, 1.194)。F15 與 I15 計算 q 線斜率(=+C15/(C15-1), 6.163)與截距(=+E11/(1-C15), -2.323)。
- (10) 第 16 列：計算 q 線與平衡線交點(x', y') = (0.490, 0.702)。
- (11) 第 17 列：於 C17 與 E17 填入對角線 x_D 交點(0.95)與(0.95)。
- (12) 第 18 列：無數據，分隔列。
- (13) 第 19 列：最小回流比操作線之斜率 a，E19 (=SLOPE(G25:H25,E25:F25), 0.539)。截距 b，G19 (=INTERCEPT(E16:E17,C16:C17), 0.438)。
- (14) 第 20 列：最小回流比 $R_m = E20$ (=+E9/G19-1, 1.170)。
- (15) 第 21 列：蒸餾塔實際操作之回流比 R_m 倍數 = F21 (=+E20*G20, 3.977)。
- (16) 第 22 列：增濃段截距(由 R 計算)，F22(=+G14, 0.190)；斜率 H22(=+E14, 0.800)。摘自第 14 列。

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P
33	33		進料線 斜率截 距	**	**	**	平衡曲線	對角線	塔底	塔頂	進料線	最小回流	增濃段 操作線	汽提段 操作線	計算板數	計算板數
34	34	x	y_F	αx	$(\alpha-1)x$	$1+(\alpha-1)x$	y'	y'	x_w	x_D	x_F	y_{IN}	y_{n+1}	y'	x	y
35	35	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.10	0.95	0.450	0.44	0.19	0.00	0.950	0.950
36	36	0.05	0.05	0.12	0.07	1.07	0.11	0.05	0.10	0.95	0.450	0.46	0.23	0.04	0.892	0.950
37	37	0.10	0.10	0.25	0.15	1.15	0.21	0.10	0.10	0.95	0.450	0.49	0.27	0.10	0.892	0.908
38	38	0.20	0.20	0.49	0.29	1.29	0.38	0.20	0.10	0.95	0.450	0.55	0.35	0.23	0.800	0.908
39	39	0.30	0.30	0.74	0.44	1.44	0.51	0.30	0.10	0.95	0.450	0.60	0.43	0.35	0.800	0.830
40	40	0.40	0.40	0.98	0.58	1.58	0.62	0.40	0.10	0.95	0.450	0.65	0.51	0.48	0.667	0.830
41	41	0.45	0.45	1.11	0.66	1.66	0.67	0.45	0.10	0.95	0.450	0.68	0.55	0.54	0.667	0.724
42	42	0.50	0.51	1.23	0.73	1.73	0.71	0.50	0.10	0.95	0.460	0.71	0.59	0.60	0.516	0.724
43	43	0.55	0.57	1.35	0.80	1.80	0.75	0.55	0.10	0.95	0.470	0.73	0.63	0.67	0.516	0.603
44	44	0.60	0.63	1.48	0.88	1.88	0.79	0.60	0.10	0.95	0.480	0.76	0.67	0.73	0.383	0.603
45	45	0.70	0.70	1.72	1.02	2.02	0.85	0.70	0.10	0.95	0.490	0.82	0.75	0.86	0.383	0.456
46	46	0.80	0.76	1.97	1.17	2.17	0.91	0.80	0.10	0.95	0.500	0.87	0.83	0.98	0.257	0.456
47	47	0.90	0.82	2.21	1.31	2.31	0.96	0.90	0.10	0.95	0.510	0.92	0.91	1.11	0.257	0.298
48	48	0.95	0.88	2.34	1.39	2.39	0.98	0.95	0.10	0.95	0.520	0.95	0.95	1.17	0.150	0.298
49	49	1.00	0.94	2.46	1.46	2.46	1.00	1.00	0.10	0.95	0.530	0.98	0.99	1.23	0.150	0.163
50	50		1.00								0.540		1.00		0.074	0.163
51	51		1.07								0.550				0.074	0.068
52	52		1.13								0.560					

圖 9：建立操作線。

5. 試算表表格製作

參考 圖 8 試算表表格操作說明

- (1) 第23列：標號。
- (2) 第24列：增濃段操作線之座標。於第14列，已經求得此線段之斜率為(E14)，截距為(G14)。連結 $x_D(0.95, 0.95)$ 與(E24, G24) = (0, 0.190)之線段。接著利用所得座標，以線性回歸，另求出此線段之斜率與截距，作為對比確認。圖8中斜率 (=SLOPE(G24:H24,E24:F24)；截距 (=INTERCEPT(G24:H24,E24:F24))。
- (3) 第25列：進料線自對角線至平衡線連結之座標。於第16列，已經求得此線段之 x 軸為(=+C16, 0.490)， y 軸為(=+E16, 0.702)。 x_D 之值為(0.95, 0.95)。連結 $x_D(0.95, 0.95)$ 與(E25, G25) = (0.490, 0.702)之線段。接著利用所得座標，以線性回歸，另求出此線段之斜率與截距，作為對比確認。圖8中斜率(=SLOPE(G25:H25,E25:F25)；截距 (=INTERCEPT(G25:H25,E25:F25))。
- (4) 第26列：最小回流比操作線之座標。同第25列。
- (5) 第27列： q 線之座標。於第16列，已經求得此線段與平衡線的交點(+C16, +E16)。連結 $x_D(0.45, 0.45)$ 與(E27, G27) = (0.49, 0.702)之線段。接著利用所得座標，線性回歸。另求出此線段之斜率與截距，作為對比確認。圖8中斜率(=SLOPE(G27:H27,E27:F27)；截距 (=INTERCEPT(G27:H27,E27:F27))。

- (6) 第28列：汽提段操作線之座標。透過 q 線與增濃段操作線的交點，求出汽提段(E28, G28) = (0.469, 0.565)並與 $x_D(0.45, 0.45)$ 連結。最後利用所得座標，以線性回歸，求出此線段之斜率與截距 (=INTERCEPT(G28:H28,E28:F28))。

5.1. 試算表表格操作說明

參照圖 9 由 B 至 P 共15欄，對應第35至52列，依次介紹並畫出相關線段。

- (1) 欄 B35至 B49表液相的莫耳分率 x ，液相組成數值範圍0.00 ~ 1.00。
- (2) 欄 D35至 D49表揮發度 \times 濃度， αx 。
- (3) 欄 E35至 E49： $(\alpha-1)x$ 。
- (4) 欄 F35至 F49： $1+(\alpha-1)x$ 。
(1)~(4)用於計算汽相莫耳分率， y 值。
 - a. 繪製平衡曲線：欄 G35至 G49與欄 B (B35至 B49) 配對。
 - b. 繪製對角線：欄 H35至 H49與欄 B (B35至 B49) 配對。
 - c. 繪製塔底垂直線 x_w ：欄 I35至 I49。
 - d. 繪製塔頂垂直線 x_D ：欄 J35至 J49。
 - e. 繪製進料線 x_F ：欄 K35至 K41為進料線 x_F ，搭配欄 C35至 C41(進料線 x_F 與對角線之交點)畫出進料線。欄 K42至 K52則為依次加上0.01。
 - f. 繪製進料線 y_F 與 q 線：欄 C42至 C52透過 q 線斜率與截距求值。例如 C42 (=+K42*\$F\$15+\$I\$15, 0.51)，依次填入至 C52 (1.13)。

- g. **最小回流比(參考)**：欄 L35至 L49。讓 q 線交於平衡曲線上之點，連線於 x_D ，作為最小回流比時之增濃段操作線。L35 ($=B35*E19+G19$ ，0.44)，依次填入至 L49 (0.98)。
- h. **增濃段操作線**：欄 M35至 M49，透過增濃段斜率與截距求值，M35 ($=E14*B35+G14$ ，0.19)，依次填入至 M49 (1.00)。
- i. **汽提段操作線**：欄 N35至 N49，透過汽提段斜率與截距求值，N36 ($=B36*I28+J28$ ，0.04)，依次填入至 N49 (1.23)。
- j. **計算板數**：分為兩欄(欄 O 與 P)，表 x-y 軸。欄 O 為 x 軸，欄 P 為 y 軸，起始點(第1座標)為塔頂流率 D (0.95, 0.95)。第2座標，由 x_D 向左平行橫移至交於平衡線上，因此對平衡曲線上的點(欄 B)做內插求得 $x_{D2}=(B49-((B49-B46)/(G49-G46))*(G49-P36)$ ，0.892)，記錄此點座標 D₂ (0.892, 0.950)。第3座標，由 x_{D2} 向下引垂直線交於增濃段上，因此對增濃段操作線上的點(欄 M)做內插求得 $y_{D3}=(M50-((B49-O37)/((B49-B46)/(M50-M46)))$ ，0.908)，記錄此點座標 D₃ (0.892, 0.908)。第4座標，由 x_{D3} 向左平行橫移至交於平衡線上，記錄此點座標 D₄ (0.800, 0.908)。依照這作法，持續操作，直至超過 x_W 。計算理論板數：理論板數 = 麥泰圖解數據板數 +1(再沸器)。

6. 以試算表解其他問題

在運用麥泰圖解法解蒸餾塔板數時，有些溶液的汽液相平衡圖，必須取決於真實的數據。並沒有辦法簡單估算繪出。乙醇水溶液的蒸餾就是一個例子。但是在畫出平衡蒸汽曲線後，也可以依照前面的例子，畫出令人滿意的作圖。在蒸餾過程中的全回流與最小回流比，也可以簡單圖解，讓學生能夠擁有清晰回憶。

6.1. 最小回流比

圖 10 為蒸餾塔最小回流比試算表。在原圖中將增濃段操作線、汽提段操作線與 q 線，三線同時交會於平衡線上，再一一繪出其板數。在交點處，板數已很難表現，因此有所謂板數趨於無限大的描述。實際上繪圖時是於交會點上做座標上的轉移，以順利連接到汽提段操作線。於例題計算之最小回流比為 $R_{min} = 1.170$ 。也可利用增濃段操作線之斜率或截距加以估算

$$\text{Slope} = \frac{R_{min}}{R_{min}+1} = \frac{x_D - y'}{x_D - x'} \quad (20)$$

$$\frac{x_D}{R_{min}+1} = \text{intercept} \quad (R_m = \frac{x_D}{\text{intercept}} - 1)$$

$$R_{min} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$$

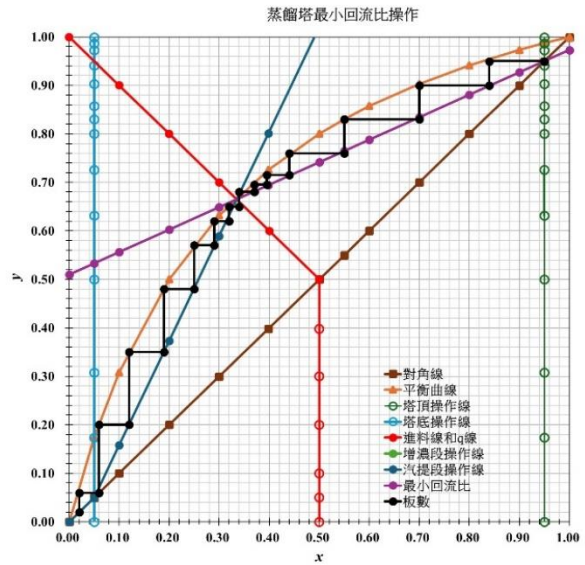


圖 10：蒸餾塔塔板線與最小回流比圖解。

6.2. 全回流

改變增濃段操作線的斜率為1(1 = 45°)，截距為0，則增濃段操作線沒入對角線中。同理，汽提段操作線的斜率為1，截距為0，則汽提段操作線也沒入對角線中。此時為全回流操作，理論板數為4.5，(未扣除再沸器)。圖 11 為蒸餾塔全回流圖解。利用芬斯克方程式估算，最少理論板數則為5.71板。芬斯克方程式(式18)，全塔平均揮發度取幾何平均值。

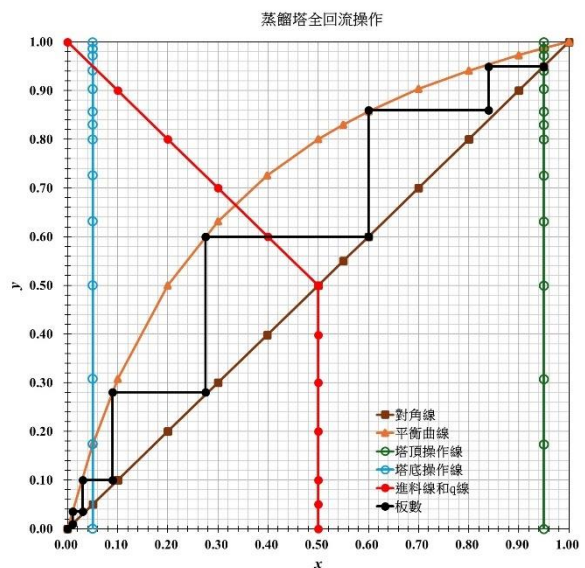


圖 11：蒸餾塔全回流圖解。

6.3. 蒸餾塔效率

總板效率(overall efficiency, E_0)是以分離所需的理論板數 N_T 與實際的板數 N_P 做比較[14]。由麥泰圖解法所得之理論板數，通常會扣除一個再沸器的存在。總板效率定義如下：

$$E_0 = \frac{\text{理論板數}-1(\text{再沸器})}{\text{實際裝設之板數}} \quad (21)$$

6.4. 莫非效率

圖 12 為理想狀態下汽液相平衡的關係。圖 13 則是為了解釋莫非效率，摘錄理想狀態下汽液相平衡的關係圖。圖 14 則為考慮莫非效率之蒸餾塔設計圖。莫非效率 (Murphree efficiency, E_M) 定義[15]：

$$E_M = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}} \quad (22)$$

其中， y_n 為離開第 n 板真實的汽相組成。 y_{n+1} 為進入第 n 板真實的汽相組成。 y_n^* 為與離開第 n 板的液相組成平衡時的汽相組成。

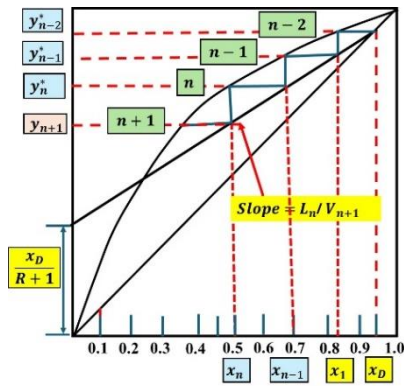


圖 12：理想狀態下汽液相平衡的關係。

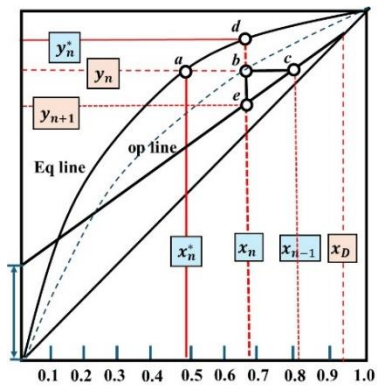


圖 13：莫非效率汽液相平衡的關係概念圖。

莫非效率為單板效率，亦即只考慮單一塔板的平均效率，板上各點的質傳差異可以由局部效率 (local efficiency, E_l) 表示[16]：

$$E_l = \frac{y_n' - y_{n+1}'}{y_n^* - y_{n+1}'} \quad (23)$$

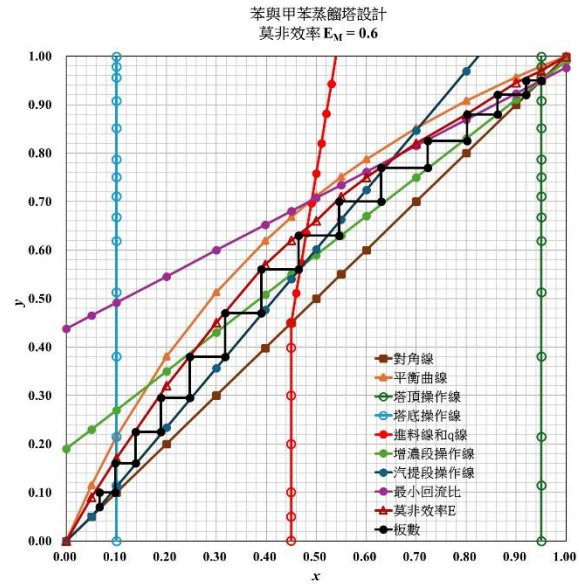


圖 14：莫非效率汽液相平衡的關係概念圖做法：依照定義修飾平衡曲線，再作圖。

7. 結論

本文詳細介紹如何利用 Excel 清晰地呈現麥泰圖解法、理論板數與蒸餾塔經濟效率的計算。此方法不僅幫助學生學習過程，也提升他們的學習興趣。因此，本文在教學方面具有顯著價值，值得推廣。Excel 做為一個方便、簡單、又隨手可得的應用軟體，我們在本文中利用其繪製功能，展示如何應用線段轉軸功能與線段合併功能於蒸餾塔的設計上。此外，單元操作與輸送現象的計算還有許多強大的軟體可供使用，我們期望能將這些工具推薦給學生，並建立一套完整的工程教育電子教材。

8. 參考資料

1. Kister, H.Z., *Distillation Design*. 1992: McGraw-Hill Education.
2. Lejeune, A., M. Rabiller-Baudry, and T. Renouard, *Design of membrane cascades according to the method of McCabe-Thiele: An organic solvent nanofiltration case study for olefin hydroformylation in toluene*. Separation and Purification Technology, 2018. **195**: p. 339-357.
3. Bogart, M.J.P., *Pitfalls in ammonia absorption refrigeration*. International Journal of Refrigeration, 1982. **5**(4): p. 203-208.
4. Mathew, T.J., M. Tawarmalani, and R. Agrawal, *Relaxing the constant molar overflow assumption in*

- distillation optimization*. *AIChE Journal*, 2023. **69**(9): p. e18125.
- 5.何宗仁, 內部熱整合蒸餾塔之設計與模式化研究, in 化學工程與材料工程研究所. 2010, 國立中央大學: 桃園縣. p. 83.
 - 6.化学工学会, *Excel で気軽に化学工学*. 2006: 丸善出版.
 - 7.McCabe, W., J. Smith, and P. Harriot, *Unit Operations of Chemical Engineering / W.L. McCabe, J.C. Smith, P. Harriott*.
 - 8.Geankoplis, C.J., *Transport Processes and Unit Operations*. 1993: PTR Prentice Hall.
 - 9.Geankoplis, C.J., 輸送現象與單元操作: 含分離程序原理. 2006: 臺灣培生教育出版.
 - 10.Tung, S.-T. and C.-C. Yu, *Effects of relative volatility ranking to the design of reactive distillation*. *AIChE Journal*, 2007. **53**(5): p. 1278-1297.
 - 11.Gerbaud, V., et al., *Review of extractive distillation. Process design, operation, optimization and control*. *Chemical Engineering Research and Design*, 2019. **141**: p. 229-271.
 - 12.Nakaiwa, M., et al., *Internally Heat-Integrated Distillation Columns: A Review*. *Chemical Engineering Research and Design*, 2003. **81**(1): p. 162-177.
 - 13.Jones, D. and P. Pujadó, *Handbook of Petroleum Processing*. 2006.
 - 14.Domingues, T.L., A.R. Secchi, and T.F. Mendes, *Overall efficiency evaluation of commercial distillation columns with valve and dualflow trays*. *AIChE Journal*, 2010. **56**(9): p. 2323-2330.
 - 15.Vazquez-Esparragoza, J.J., et al., *A SIMPLE APPLICATION OF MURPHREE TRAY EFFICIENCY TO SEPARATION PROCESSES*. *Chemical Engineering Communications*, 1997. **160**(1): p. 91-101.
 - 16.van Wijk, W.R. and H.A.C. Thijssen, *Concentration and plate efficiency in distillation columns*. *Chemical Engineering Science*, 1954. **3**(4): p. 153-160.

