

Advanced Separation Operations 分離操作特論

Monday 10:45-12:15	Class room 講義室:S6-S637 or S4-3F D computer room
Lecturer: Prof. ITO Akira S1 421 aito@chemeng.titech.ac.jp Ext. 2151	担当: 伊東 章 (化学工学専攻)
Text: Materials distributed on the lecture	教科書: 随時配布資料による
Reference: Henry, Seader, Roper: Separation Process Principles, 3 rd Ed., Wiley (2011)	
Evaluation: Reports at each lecture only	成績評価: 毎回の演習レポートによる 最終試験はありません
Schedule 講義予定:	
10/9(Tue)	1. Introduction, Distillation(1), Vapor-liquid equilibrium 蒸留(1) 気液平衡, 単蒸留
■10/15	2. Distillation(2), Binary distillation tower 蒸留(2) 2成分系蒸留塔
10/22	3. Absorption(1) 吸収
10/29	4. Absorption(2) 吸収
11/5	5. Extraction 抽出
11/12	6. Adsorption 吸着
11/19	7. Chromatography クロマト
11/26	8. Crystallization & Evaporation 晶析・蒸発
12/3	9. Humidity conditioning 調湿
12/10	10. Drying 乾燥
12/17	11. Membrane separation (1) 膜分離(1)
1/7	12. Membrane separation (2) 膜分離(2)
1/17(Thu)	13. Membrane separation (3) 膜分離(3)
1/21	14. Heat transfer 伝熱
1/28	15. Process control 非定常プロセスと制御

Excel sheet template file folders, "aso_*_*" are:
 1. [Explorer]
 2. "¥¥nest2.g.gsic.titech.ac.jp¥home0"
 3. "usr2/ito-a-ac"

2.3 flash distillation of binary mixtures フラッシュ蒸留

A flash is a single-equilibrium-stage distillation in which a feed is partially vaporized to give a vapor richer in the more-volatile components than the remaining liquid. フラッシュ蒸留 (平衡蒸留, 連続単蒸留) では原液を連続的に供給・加熱して一部を蒸発させ, 分離器で気液を分ける。液が缶出液として, 蒸気は全縮した留出液として得られる。

In binary system 2成分系を考え, 原液の供給速度, 濃度を feed: F [mol/s], feed concentration: x_F [モル分率], bottom liquid 缶出液のそれを W, x_W , top vapor 留出液を D, y_D とすると, 全体と低沸点成分の物質収支は次式となる。

$$\text{Mass balance for all: } F = D + W \quad (2.12)$$

$$\text{Mass balance for volatile component: } Fx_F = Dy_D + Wx_W \quad (2.13)$$

F, D, x_F が指定されると W は(2.12)式から決まり, 気液平衡から y_D は x_W の関数なので, これは x_W に関する a nonlinear equation 非線形方程式を解く問題となる。

【例題 2.5】フラッシュ蒸留<dist5.xls>dist5_temp で実習

methanol メタノール 50mol%, water 水 50mol% の mixture 混合液 0.6 mol/s を大気圧下で連続単蒸留し, Vapor (distillate) flow rate 留出液を 0.12 mol/s の速度で抜き出すときの留出液および缶出液の組成を求めよ。

図 2.8 は例題 2.1 で使用した 2 成分系気液平衡計算用シートである。このシートで温度の初期値をセル C2 に入れる x, y のセル C4, C13 を x_W, y_D とし, これを用いて C17 に低沸点成分収支式(2.13)の残差 ((右辺)-(左辺)) を記述する。ゴールシークで数式入力セル C17, 目標値 0, 変化させるセル C4 として実行する。 $y_D=0.76, x_W=0.44$ となる。

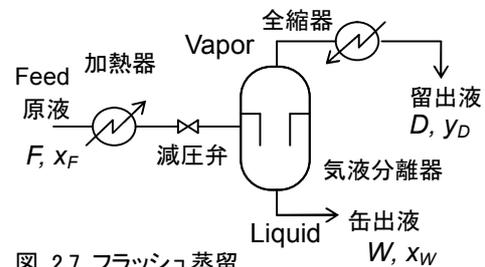


図 2.7 フラッシュ蒸留

	A	B	C	D	E	F
1	全圧 p	[kPa]	101.3			
2	温度 t	[K]	346.0	346.0		
3			メタノール(1) 水(2)			
4	液組成 x _W		0.436	0.564	=1-C4	
5	Antoine 定数 A		23.4803	23.1964	=EXP(C5-C6/(C2+C7))*0.001	
6	B		3626.55	3916.44		
7	C		-34.29	-46.18	=10^(C9/(1+C4*C9/(1-C4)/D9)^2)	
8	蒸気圧 P*	[kPa]	139.515127	35.2217232		
9	VanLaal 定数 A12, A21		0.3861	0.2499	=C10*C8*C4	
10	活量係数 γ _i		1.20	1.19		
11	各蒸気圧 γ P* x [kPa]		72.81	23.55	=C11+D11-C1	
12	全圧 - 分圧合計		-4.9387		=C11/(C11+D11)	
13	蒸気組成 y _D		0.756			
14		F=	0.6 mol/s		=C15*C13+(C14-	
15		D=	0.12 mol/s		C15)*C4-C14*C16	
16		x _F =	0.5			
17		物質収支:	-1.684E-05			

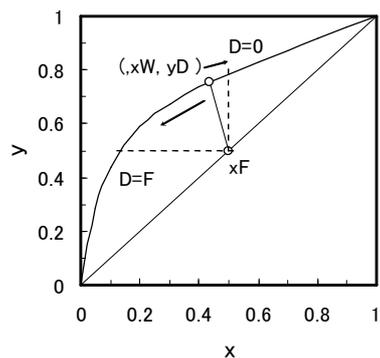


図 2.8 フラッシュ蒸留<dist5.xls>

例題 9 の解をこの系の x-y 線図上に示したのが図 21 である。式(24), (25)から F を消去して次式である。

$$\frac{y_D - x_F}{x_W - x_F} = -\frac{W}{D} \quad (26)$$

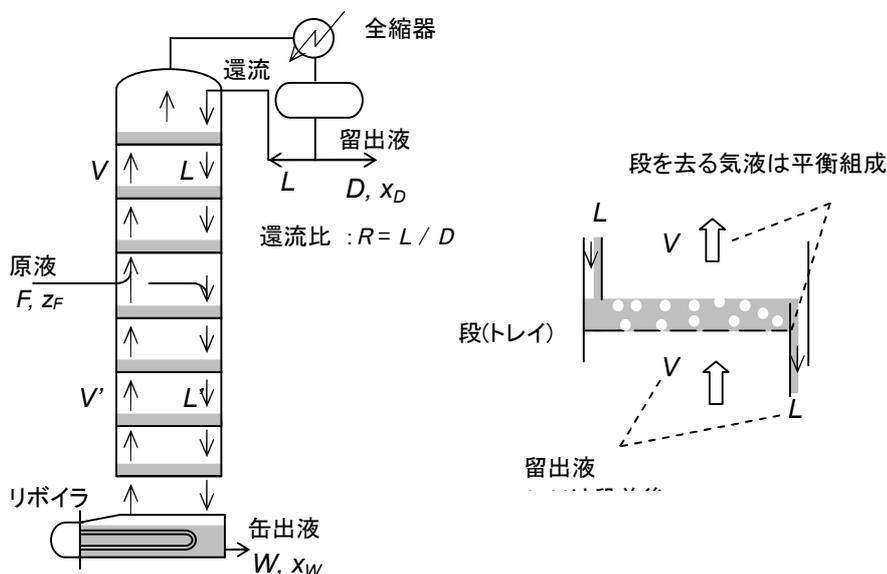
これはこの図で $(x_F, x_F) - (x_W, y_D)$ 線分の傾きが $-W/D$ であることを示している。このことから、フラッシュ蒸留操作で留出液量 D を最小にすれば、 x_F に平衡な蒸気組成が得られること、逆に D 増やすと原液濃度 x_F に近づき $(y_D \rightarrow x_F)$, 分離性能が低下することがわかる。The simulation shows the more vapor product causes concentration lowering.

2. 4 continuous distillation with reflux (rectification)精留

還流をともなう蒸留操作を精留という。精留操作の定常状態における塔内各段の濃度を求めるには、物質収支と気液平衡関係から導出された連立方程式が基礎式となる。この際「各段を去る気液の組成は平衡にある」という理論段の仮定がなされる。

Ideal plate, Theoretical stage: The liquid and vapor leaving the plate are brought into equilibrium.

2 成分系の精留操作に関する McCabe-Thiele の図式解法は、この連立方程式をグラフ上で解く巧みな工夫である。分離の目標値を設定し、それに必要な理論段の数をグラフ上の平衡線と操作線間の階段作図により求める。このような理論段の数を求める問題を設計型問題という。



計算機による蒸留計算にはこのような設計型の問題は適さず、あらかじめ段数 (整数) が決められた蒸留塔について各段の濃度を求める形式 (操作型問題) で取り扱うことになる。Excel 上でも以下のように段数が既知として連立方程式を作成し、ソルバーにより連立方程式の解を求める方法でおこなう。なお、操作型の方法でも、段数を変えて個々に性能計算をおこなって比較すれば設計型の問題に対応できる。

ここでは 2 成分系の精留操作の性能計算を取り扱う。ある精留操作の分離性能すなわち留出液組成 x_D 等を求めるには、塔内全ての段における気液流量と組成を求めなくてはならない。しかし計算する未知数を減らすため、蒸留計算では蒸留塔内の流れと組成について以下の2つの大きな仮定をおこなう。

仮定1. 気液の流量一定: 蒸気流量 V , 液流量 L は塔内で一定とする。気液の組成は塔内で変化するが, モル蒸発潜熱が成分で同じであれば, 気液の流量は段毎には変化しないと仮定できる。

The first assumption: V and L are constant. It means equal vaporization heat in mol.

仮定2. 各段を去る気液の組成は気液平衡にある: これが「理論段(theoretical plate)」, 「理想段(ideal stage)」の仮定である。蒸留塔内のある段でせきを越えて下段にゆく液の組成 x と, 段上の液面から発生する蒸気の平均組成 y がその系の気液平衡の関係にあるとする。

The second assumption: The vapor and liquid both leaving a stage are in vapor-liquid equilibrium concentrations.

これらの仮定により蒸留塔の塔内各段の気液組成が物質収支と気液平衡関係から導出された連立方程式により表せる。

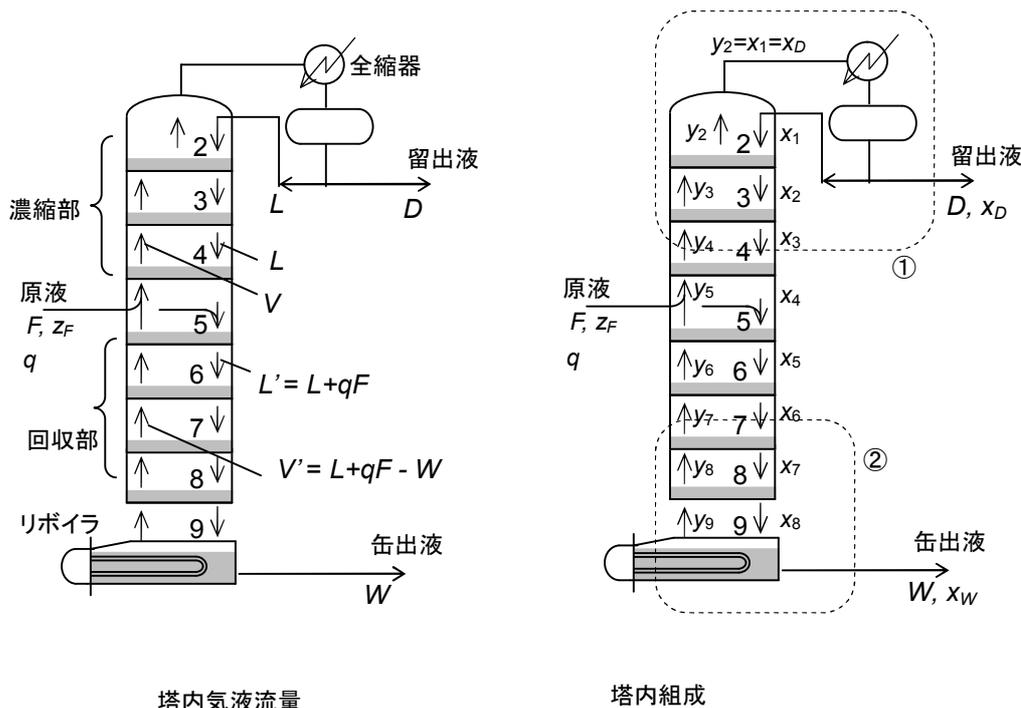


図 27 精留塔による 2 成分系蒸留

次に理論段の数 number of theoretical stages が 8 の精留塔を考える。(図 27)塔内の段数は7であるが, これにリボイラの 1 段を加えて理論段の数が 8 となる。これら理論段に塔頂を 2 から始まり塔底(リボイラ)を 9 と番号をつける。系は比揮発度 α の 2 成分系理想溶液である。原液, 留出液, 缶出液, 還流の流量を各々 F, D, W, L とし, 組成を z_F, x_D, x_W, x_1 とする。原液は第 5 段上へ供給され, 流量 qF の液と $(1-q)F$ の飽和蒸気との混合物で供給されるものとする。

蒸留塔では供給段より上を濃縮部(enriching section), 下を回収部(stripping section)と呼ぶ。図 26 より明らかなように, 塔内の気液流量は,

濃縮部: 蒸気流量 V および液流量 L

回収部: 蒸気流量 $V' = L + qF - W$ および液流量 $L' = L + qF$

である。これらは濃縮部, 回収部の各段を通して一定値と仮定されている。

塔内の i 段を去る蒸気の組成を y_i , 液の組成を x_i とする。理論段の仮定より気液平衡関係:

$$y = f(x) = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad (42)$$

が $[x_2, y_2], [x_3, y_3], [x_4, y_4], [x_5, y_5], [x_6, y_6], [x_7, y_7], [x_8, y_8], [x_W, y_9]$ それぞれで成立する。

これより組成の未知数は液相の $x_D, x_2, x_3, x_4, x_5, x_6, x_7, x_8, x_W$ だけになったので, これらについて物質収支式を以下のようにたてる。

①塔全体の低沸点物質収支: $Fz_F = Dx_D + Wx_W \quad (43)$

② 塔頂での関係: 塔頂蒸気 y_2 は全縮器で全て凝縮されて x_D になるので, 次式である。

$$x_D = y_2 = f(x_2) \quad (44)$$

③ 濃縮部の $[x_2, y_3], [x_3, y_4], [x_4, y_5]$ の関係: 例えば図 27 右の塔頂まわり①境界で全体および低沸点成分の物質収支は(入り)=(出)として, 次式である。

$$\text{全体: } V = L + D \quad (45)$$

$$\text{低沸点成分: } Vy_4 = Lx_3 + Dx_D \quad (46)$$

V を消去して次式となる。

$$y_4 = \frac{L}{L+D} x_3 + \frac{D}{L+D} x_D \quad (47)$$

同様に他の段についても次式が得られる。

$$y_3 = \frac{L}{L+D} x_2 + \frac{D}{L+D} x_D \quad (48), \quad y_5 = \frac{L}{L+D} x_4 + \frac{D}{L+D} x_D \quad (49)$$

($R = L/D$ が還流比である。)

④ 回収部の $[x_5, y_6], [x_6, y_7], [x_7, y_8], [x_8, y_9]$ の関係: 例えば図 26 右の塔底まわり②境界の物質収支は次式である。

$$\text{全体: } L + qF = V' + W \quad (50)$$

$$\text{低沸点成分: } (L + qF)x_6 = V'y_7 + Wx_w \quad (51)$$

V' を消去して次式となる。

$$y_7 = \frac{L + qF}{L + qF - W} x_6 - \frac{W}{L + qF - W} x_w \quad (52)$$

同様に回収部の他の段についても次式が成り立つ。

$$y_{i+1} = \frac{L + qF}{L + qF - W} x_i - \frac{W}{L + qF - W} x_w \quad (i = 5, 7, 8) \quad (53), (54), (55)$$

(なお, $R' \equiv \frac{V'}{W} = \frac{L + qF - W}{W}$ を「再沸比」とよぶ。)

以上により, 9 個の未知数に関する 9 個の連立方程式(式(43), (44), (47), (48), (49), (52), (53), (54), (55)) が得られた。

【例題 12】精留(8段) <dist7.xls>

理論段の数8(段数7+リボイラ)の蒸留塔で相対揮発度 $\alpha = 2.5$ の2成分系混合液を分離する。 $F = 1 \text{ mol/s}$, 供給組成 $z_F = 0.5$, 供給液の液割合 $q = 0.5$, 留出液量 $D = 0.5$, 還流比 $R (=L/D) = 3$ の設定条件で塔内組成分布を計算し, 塔の分離性能 x_D, x_w を求めよ。

(解) 図 28 の Excel シートで B1:B7, D1 にパラメータ, B9:B17 に未知数の適当な初期値を入れる。C10:C17 に気液平衡関係(式(42))を, D9:D17 に式(43), (48), (47), (49), (53), (52), (54), (55), (44)の残差((右辺)-(左辺))を書く。D18 に残差2乗和を計算し, ソルバーで D18 を目的セル, B9:B17 を変化させるセルとして最小化する。これで連立方程式が解かれ, 解が B9:B17 に得られる。図中のグラフで蒸留塔内の組成分布を示す。

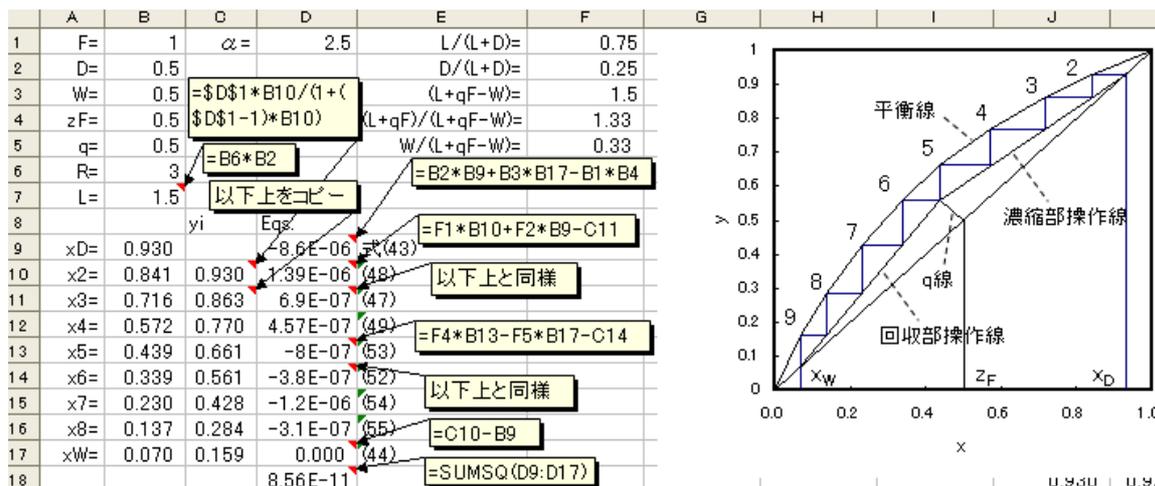


図 28 精留塔の塔内濃度分布<dist7.xls>

蒸留塔の分離性能と使用エネルギー Separation performance of a tower and energy: この例題で還流比を $R=10$ と $R=1$ で比較したのが図 28(a),(b)である。 $R=1$ で $x_D=0.809$ であるが、 $R=10$ にすると $x_D=0.965$ であり、還流比を上げると装置の分離性能が大きくなる。この R と x_D の関係を図 28(c)に示す。このように還流比で分離性能を変えられるのが蒸留塔の特徴である。 R を上げると塔の分離性能が上がる。しかし、蒸留塔の還流比 R を上げることは塔底のリボイラで発生する蒸気量 vapor from reboiler ($L+qF-W$) を比例して増やすことである。発生蒸気を増やすにはその蒸発潜熱分のエネルギーの投入が必要である。つまり蒸留塔はリボイラおよび全縮器に投入するエネルギーに応じて成分分離をおこなっている装置である。 Separation is depends on energy supplied to the reboiler.

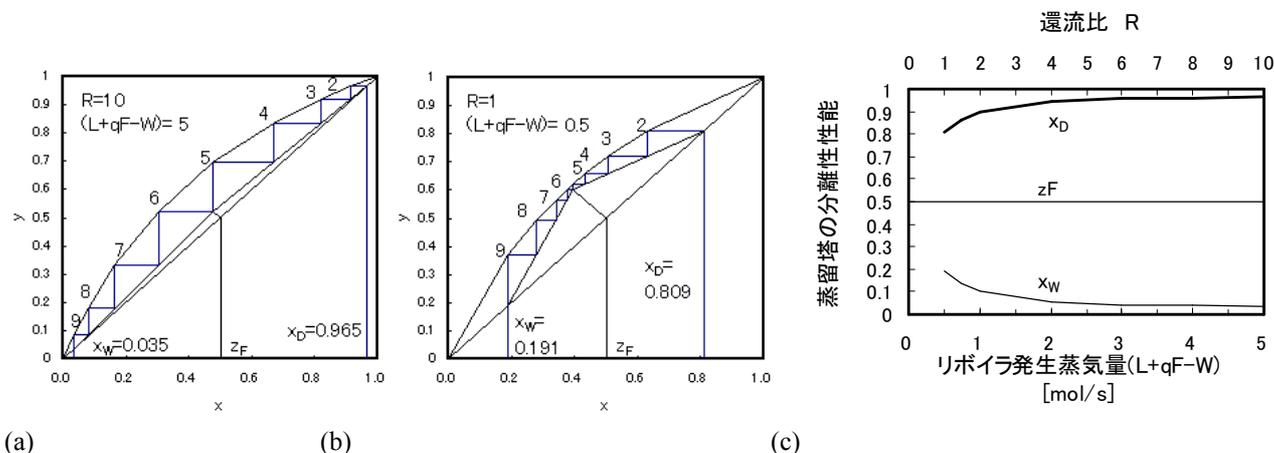


図 29 蒸留の分離性能と還流比 R 、リボイラ蒸発量($L+qF-W$)の比較

7 精留 設計型問題

前節は理論段の数があらかじめ決められた蒸留塔について性能計算をおこなった。これを操作型問題と言う。これとは逆に、問題の設定が「塔の分離性能(x_D, x_W)を設定して、それを満たす蒸留塔の理論段の数 N を求める」のが「設計型問題」である。この理論段の数を求める問題を解く手法が以下の「マッケブーシール(McCabe-Thiele)」の図解法である。例題で具体的手順を示す。

図 30 マッケブーシールの図解法 (条件は例題 12 と同じ)

【例題 13】マッケブーシールの図解法 Graphical solution by McCabe-Thiele

$\alpha=2.5$ の 2 成分系理想溶液で供給液組成 $z_F=0.5$ である。F, D, q, R の条件は例題 12 の条件と同じとして、指定の分離性能: $x_W=0.93, x_D=0.07$ を満たす理論段の数を求めよ。

(解) 気液流量一定の仮定と理論段の仮定は同じである。(元来このマッケーブーシール法での仮定である。) 記号も図 26 と同じである。以下の手順でグラフ上での解法をおこなう。

- ① x-y 図上に平衡線を描く。 $\alpha=2.5$ の理想溶液として式(42)による。
- ② 塔の分離性能($z_F = 0.5, x_W=0.93, x_D=0.07$)を図示する。
- ③ 濃縮部操作線: 式(47)などで x, y の添字のない式が次式である。

$$y = \frac{L}{L+D}x + \frac{D}{L+D}x_D \quad (56)$$

未だ段は特定できていないが、濃縮部の同じ高さ(段下)での気液組成(x_n, y_{n+1})はこの線上にある。この式を濃縮部操作線(operating line)という。この線をグラフに描く。これは(56)式で $x=x_D$ とすると $y=x_D$ となることから(x_D, x_D)を通り、傾き $L/(L+D)$ の線である。

- ④ 回収部操作線: 式(52)などで x, y の添字のない式が次式である。

$$y = \frac{L+qF}{L+qF-W}x - \frac{W}{L+qF-W}x_W \quad (57)$$

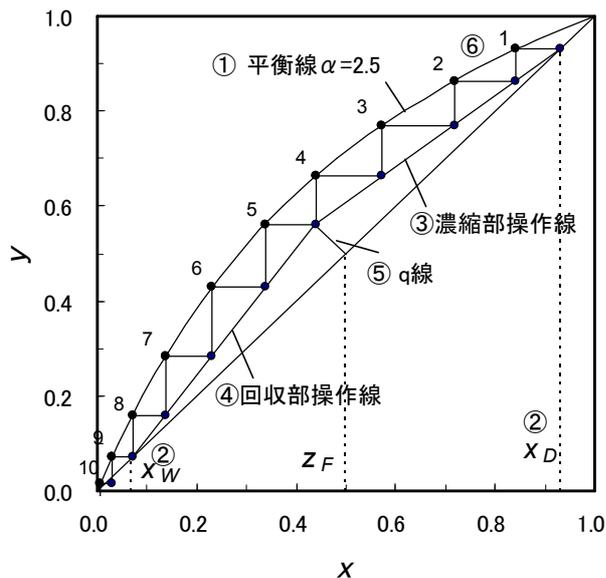
回収部の(x_n, y_{n+1})はこの線上にある。この式を回収部操作線という。この線をグラフに描く。これは(x_W, x_W)を通り、傾き $(L+qF)/(L+qF-W)$ の線である。

- ⑤ q 線 quality line: 濃縮部操作線(56)と回収部操作線(57)を x, y の連立方程式として、W, x_W を消去することで次式すなわち、傾き $(q/(q-1))$ の線となる。
(z_F, z_F)から始まり、③と④の交点まで描いて q 線とする。

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}z_F \quad (58)$$

- ⑥ 階段作図をおこなう。先ず(x_D, x_D)から水平線を延ばし平衡線と交わる点を得る。これが(x_2, y_2)点である。ここから垂線を操作線におろして(x_2, y_3)点を得る。以下平衡線-操作線間で階段状に作図し、 x_W を越えるまで作図する。その段の数が分離性能を満足する理論段の数 N である。 x_W の位置で階段の数が端数になる場合は比例配分でよい。この場合は $N=8.0$ と得られる。また、q 線と交わるところが原料供給段である。なお回収部の最終段1段分は実際にはリボイラである。

以上の作図をおこなったのが図 30 である。



One Point

原料供給段上の気液組成は、操作線の交点として求まり、

$$(x_q, y_q) = \left(\frac{x_D/(R+1) + z_F/(q-1)}{q/(q-1) - R/(R+1)}, \frac{z_F/q + x_D/R}{(R+1)/R - (q-1)/q} \right)$$

である

【例題 14】 Excel シート上での McCabe-Thiele の図解法<dist8.xls>

例題 13 を Excel シート上でおこなえ。

(解) 図 31 に完成したシートと階段作図のグラフを示す。B 列は設定条件である。E 列に塔内蒸気組成 y_n , F 列に塔内液組成 x_n を逐次計算する。ここで、 x_n は y_n から式(42)を逆に解いた式:

$$x_n = \frac{y_n/\alpha}{1 + (1/\alpha - 1)y_n} \quad (59)$$

から求める。y_n は x_{n-1} から2つの操作線, 式(56), (57)による値のうち小さい方とする。(セル E6 など)結果は例題 13 と同じく N= 8.0 である。

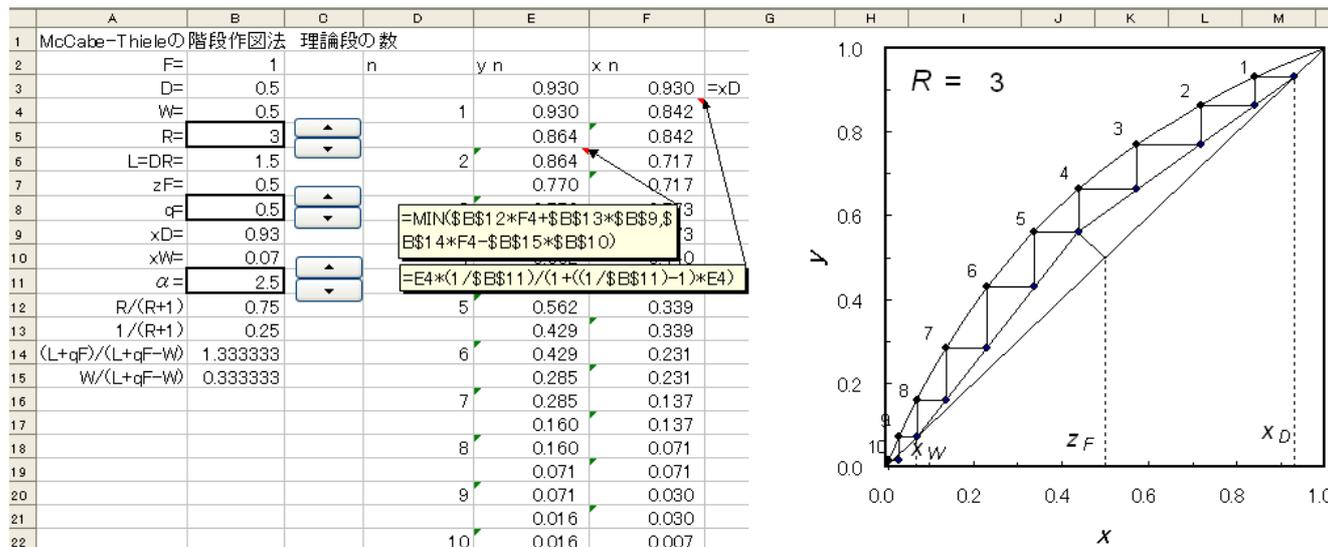


図 31 マッケブーシールの図解法(Excelシート)<dist8.xls>

最小理論段数 Minimum number : 以上の理論段数解法で, 還流比 R を大きくすると濃縮部操作線の傾きが大きくなり対角線(x=y)に近づくので, 分離に必要な理論段の数は減少する。還流比無限大の全還流 R=∞では操作線が対角線に重なり, 理論段の数は最小になる。これが最小理論段数 N_{min} である。(図 32(a))。例題 13 の条件では N_{min}=5.6 である。このとき塔頂では, (x₁, x_D)が平衡線上にあるので,

$$x_D / (1 - x_D) = \alpha x_1 / (1 - x_1) \quad (60)$$

となる。この関係が(x₂, x₁)・・・(x_n, x_{n-1})に各々成り立つので, これらの式を次々代入することで次式となる。

$$x_D / (1 - x_D) = \alpha^n x_n / (1 - x_n) \quad (61)$$

よって塔底の条件からリボイラを含む理論段の数 N_{min} は次式となる。

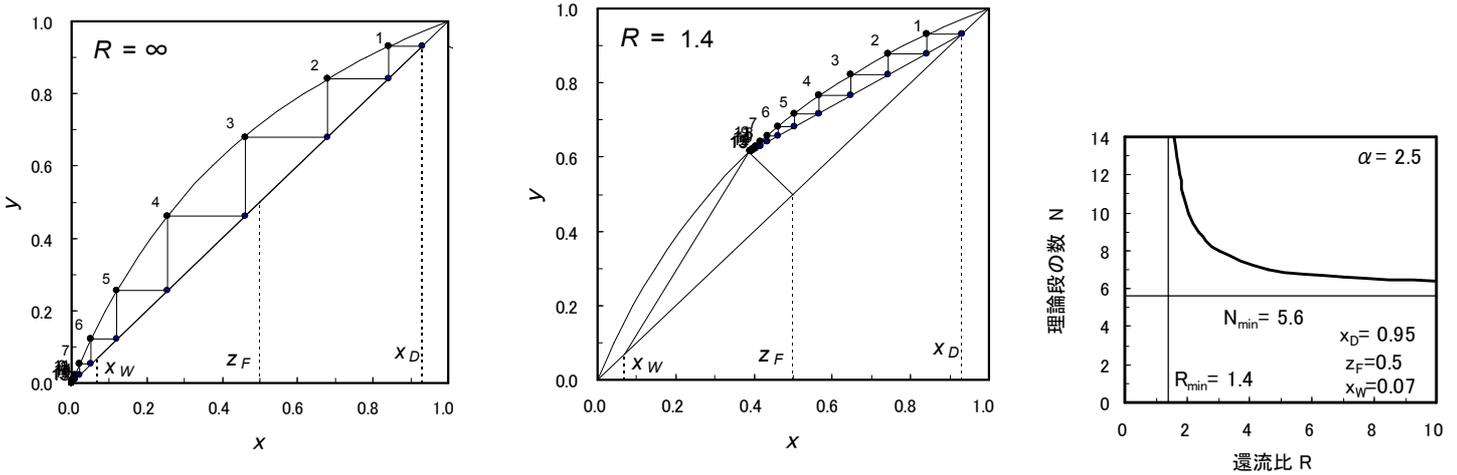
$$x_D / (1 - x_D) = \alpha^{N_{min}} x_W / (1 - x_W) \quad (62)$$

これを整理した次式が Fenske の式と呼ばれる。

$$N_{min} = \frac{\ln[x_D(1 - x_W) / x_W(1 - x_D)]}{\ln \alpha} \quad (63)$$

最小還流比 Minimum reflux ratio : 上と逆に還流比 R を小さくしてゆくと, 濃縮部操作線の傾きが小さくなり, q 線との交点が平衡線に接する。この状態では理論段の数は無限大となり, このときの還流比 R_{min} が最小還流比である。例題 13 の条件では R_{min}=1.4 である。設定の蒸留分離をおこなうためには R_{min} より大きい還流比で操作しなくてはならない。

図 32(c)に例題 13 の条件における還流比 R と理論段の数 N との関係を示す。還流比を増やせば蒸留塔の段数は少なく済むが, その分リボイラ加熱用のエネルギーが必要となる。一般には最小還流比 R_{min} の 1.2~2 倍程度で操作される。



(a) 最小理論段数($R=\infty$) (b)最小還流比 (c)還流比と理論段数 N の関係
 図 32 最小理論段数と最小還流比 (設定条件は例題 13 に同じ)

4.7 蒸留操作の微分モデル Differential model for packed tower distillation

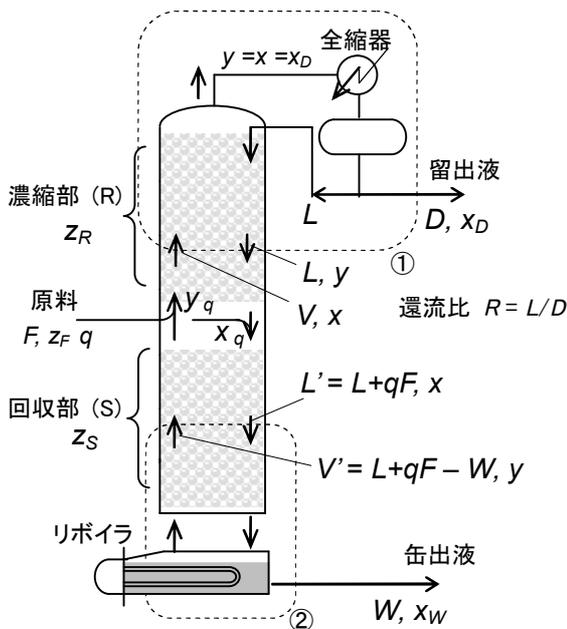


図 4.1 充填塔による 2 成分系蒸留モデル

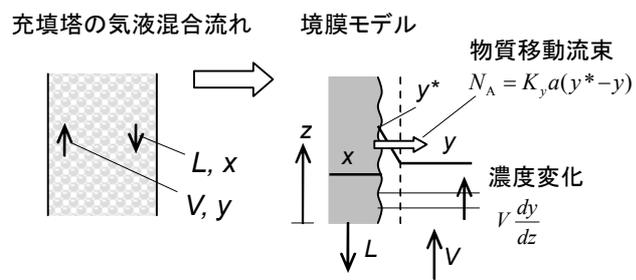


図 4.2 充填塔物質移動の微分モデル

蒸留操作は気液平衡を基礎に成分分離をおこなう操作である。蒸留操作をおこなう蒸留塔は従来棚段塔が主だったので、棚段をモデル化した理論段による解析法が主に適用されてきた。これがマッケブ・シール法であり、「平衡段モデル」と呼ばれる。しかし近年は棚段ではなく充填塔による蒸留塔も多くなってきた。充填塔での蒸留操作は塔内組成が連続的に変化するので、先の吸収操作と類似の「微分モデル」を適用することができる。ここでは 2 成分系蒸留塔の物質移動を微分モデルで解析する。

A, B2 成分系の蒸留を充填塔でおこなう。(図 4.56) 系は比揮発度 α の 2 成分系理想溶液である。気液組成は低沸点成分のモル分率で表し、蒸気組成を y 、液組成を x とする。原料は流量 F 、組成 z_F 、液割合 quality, q 、で供給され、留出液、缶出液、還流の流量、還流比が各々 $D, W, L, R(=L/D)$ である。マッケブ・シール法と同様に、塔内流量一定と仮定すると、濃縮部の蒸気流量 V 、液流量 L 、回収部の蒸気流量 $V' = L + qF - W$ 、液流量 $L' = L + qF$ である。ここでは濃縮部の充填塔高さ Z_R および回収部の充填塔高さ Z_S を求める問題 (設

計型問題) として考える。

濃縮部 (図 4.56 の①境界) について低沸点成分の物質収支をとると、

$$y = \frac{L}{L+D}x + \frac{D}{L+D}x_D \quad (4.1)$$

である。この式は蒸留塔の同じ高さでの x - y の関係を示し、マッケーブ・シール法と同じ濃縮部操作線の式である。これを y から x を求める式に変形しておく。

$$x = \frac{L+D}{L}y - \frac{D}{L}x_D \quad (4.2)$$

低沸点成分の物質移動を蒸気相支配の境膜モデルで考えると、充填塔の微小高さ dz についての収支は次式である。(図 4.57)

$$V \frac{dy}{dz} = K_y a (y^* - y) \quad (4.3)$$

ここで $K_y a$ は気相基準総括物質移動容量係数である。 y^* は同じ z 位置の液本体濃度 x に平衡な組成であり、理想溶液を考えると、相対揮発度 α を用いて次式で表せる。

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}, \quad x = \frac{y^* / \alpha}{1 + (1/\alpha - 1)y^*} \quad (4.4)$$

以上により、 y^* は式(4.103)により x で表せ、 x は操作線の式(4.101)より y から得られるので、式(4.102)は y に関する常微分方程式となる。よってこれを積分することで指定の分離条件を与える充填塔高さ Z_R , Z_g が求められる。これが微分モデルである。

なお基礎式(4.102)を原料供給部の y_q (式(4.108)) から塔頂の $y=x_D$ まで形式的に積分すると次式となる。

$$Z_R = \frac{V}{K_y a} \int_{y_q}^{x_D} \frac{dy}{(y^* - y)} \quad (4.5)$$

簡易的にはこの式を用いて、吸収操作と同様に $(V/K_y a)$ を気相側総括 H.T.U., 積分項を総括移動単位数 N_{OG} として個々に求めてその積として充填塔高さ Z_R を求めることができる。この方法が通常取り扱いである。

蒸留塔の回収部 (図 4.56 の②境界) についても同様に取り扱い、回収部の操作線の式が、

$$y = \frac{L+qF}{L+qF-W}x - \frac{W}{L+qF-W}x_W = \frac{L'}{V'}x - \frac{W}{V'}x_W \quad (4.6)$$

$$x = \frac{V'}{L'}y + \frac{W}{L'}x_W \quad (4.7)$$

微小高さ dz についての収支が次式である。

$$V' \frac{dy}{dz} = -K_y a (y^* - y) \quad (4.8)$$

回収部についても、気液平衡 (式(4.103)) と操作線の式(4.105)から y^* が y で表せるので、この y に関する常微分方程式を y_q から x_W まで積分することで回収部の高さ Z_S が求められる。なお、原料供給部蒸気、液組成 y_q, x_q は 2つの操作線 (式(4.100), (4.105)) の交点から次式である。

$$(x_q, y_q) = \left(\frac{x_D/(R+1) + z_F/(q-1)}{q/(q-1) - R/(R+1)}, \frac{z_F/q + x_D/R}{(R+1)/R - (q-1)/q} \right) \quad (4.9)$$

【例題 4.1】充填塔による 2 成分系蒸留 <dist23.xls>

充填塔で $\alpha=2.5$ の 2 成分系蒸留をおこなう。原料は $F=1 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, $z_F=0.5$, $q=0.5$ で、塔頂で $D=0.5 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, $x_D=0.93$, 塔底で $W=0.5 \text{ kmol}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$, $x_W=0.07$, 還流比 $R=3$ を設定条件

としたとき、濃縮部および回収部の充填物高さ Z_R, Z_S を求めよ。物質移動容量係数は $K_y a = 4.9 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$ である。

(解) 図 4.58 のシートで濃縮部および回収部の蒸気組成 y_R, y_S に関する常微分方程式(4.102), (4.107)を同時に積分する。(両式は連立ではなく独立であり、ここでは単に便利のため同じシートで取り扱ったものである。)濃縮部を添字 R, 回収部を添字 S で表し, B 列が濃縮部の y_R , C 列が回収部の y_S である。E-J 列で諸定数および, B3 の y_R および C3 の y_S から x, y^* を計算する(H6,H7,J6,J7)。B5 に式(4.102)を, C3 に式(4.107)を書き, 式(4.108)で求めた y_q を初期値として積分をおこなう。塔頂, 塔底で指定の濃度 x_D, x_W になった Z が求める充填塔高さである。

計算結果を塔内濃度分布として図 4.59(a)に, 操作線を(b)にグラフとして示す。この結果より $Z_R=1.8 \text{ m}, Z_S=1.2 \text{ m}$ と得られた。

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
1	微分方程式数	2	$= (H5/H2) * (H7 - B3)$		F=	1	L=DR	1.5	$L' = L + qF =$	2.000
2	z=	yR=	yS=		D=	0.5	V=L+D	2	$V' = L + qF - W =$	1.500
3	2.00	0.947429	-0.03	$= - (H5/J2) * (J7 - C3)$	W=	0.5	yq=	0.561		
4		yR=	yS=		ZF=	0.5	xq=	0.439		$= (J2/J1) * C3 + (F3/J1) * F7$
5	微分方程式	8.17E-02	-3.63E-02		q=	0.500	Kya=	4.9		
6					xD=	0.93	xR=	0.953	xS=	-0.010
7	積分区間z=[a,	0			xW=	0.07	yR*=	0.981	yS*=	-0.026
8	b]	2	Runge-Kutta		$\alpha =$	2.5				
9	積分刻み幅 Δz	0.2			R=	3	$= F8 * H6 / (1 + (F8 - 1) * H6)$	$= (H1 + F2) * B3 / H$	$= F8 * J6 / (1 + (F8 - 1) * J6)$	
10	計算結果									
11	z	yR	yS	xR	yR*	xS	yS*	zS		
12	0.00	0.561	0.561	0.439	0.661	0.439	0.661	0.00		
13	0.20	0.612	0.489	0.507	0.720	0.385	0.610	-0.20		
14	0.40	0.665	0.405	0.577	0.773	0.321	0.542	-0.40		
15	0.60	0.717	0.312	0.646	0.821	0.252	0.457	-0.60		
16	0.80	0.766	0.219	0.711	0.860	0.182	0.357	-0.80		
17	1.00	0.809	0.135	0.769	0.893	0.119	0.252	-1.00		
18	1.20	0.848	0.068	0.820	0.919	0.069	0.156	-1.20		
19	1.40	0.880	0.021	0.863	0.940	0.033	0.079	-1.40		
20	1.60	0.907	-0.009	0.899	0.957	0.011	0.026	-1.60		
21	1.80	0.929	-0.027	0.929	0.970	-0.003	-0.007	-1.80		

図 4.3 充填塔による 2 成分系蒸留計算シート

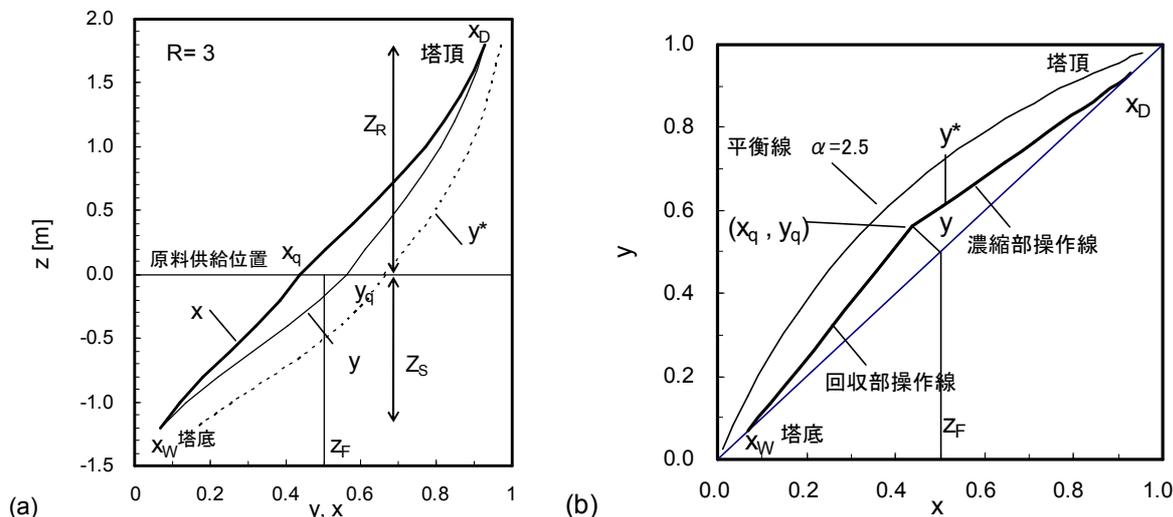


図 4.4 充填塔による 2 成分系蒸留, (a) 塔内濃度分布と充填層高さ, (b) 操作線

【Report 2】 :Complete the "dist7_e_temp.xls" sheet. Show the relation between $(1/R)$ and x_D on the sheet.
【レポート 2】 : "dist7_temp.xls" を完成する。同シート上に $(1/R)$ と x_D の関係を示せ。