

液液抽出

1. 液液抽出装置

攪拌槽型は、ミキサーセトラ型と呼ばれ、混合槽と分離槽で一組になっている。溶質と希釈剤の混合物からなる抽料と抽剤を混合槽に供給して攪拌させた後、分離槽で静置して抽出液と抽残液に分離する。工業的には、複数の装置を向流方式で多段化して用いることが多い。最も汎用の抽出装置であり、長所として液の分散度合いや段効率が低いことが挙げられる。ただし、短所として所要床面積が大きいこと、攪拌機を要することから運転費が高くつくことが挙げられる。一方、塔型は、向流接触操作に適しており、所要床面積が小さくて済むが、槽型よりも段効率は低い。スプレー塔は、軽質液または重質液を分散相として塔内を上昇または下降させる。重力による比重差が分散エネルギーとなる。ただし、液滴の分散と合一が一回に限られ、単一段での接触操作となることから、段効率は良くない。多孔板塔(目皿塔)は、スプレー塔における単一段での接触操作を改善したものであり、分散相に含まれる液滴の分散と合一を多段操作で繰り返すため、スプレー塔よりも段効率が高い。連続相は、段上を水平に流れて下降管より下段へ流下する。そのほか、環状の邪魔板を塔壁に固定して塔内を複数の攪拌室に分割し、室内を水平円板翼で高速攪拌して液滴の分散効率を高める回転円板塔、攪拌室と金網の充填層からなる分離室を交互に設けたシャイベル塔、塔内に邪魔板を多く付設したバツフル塔などがある。

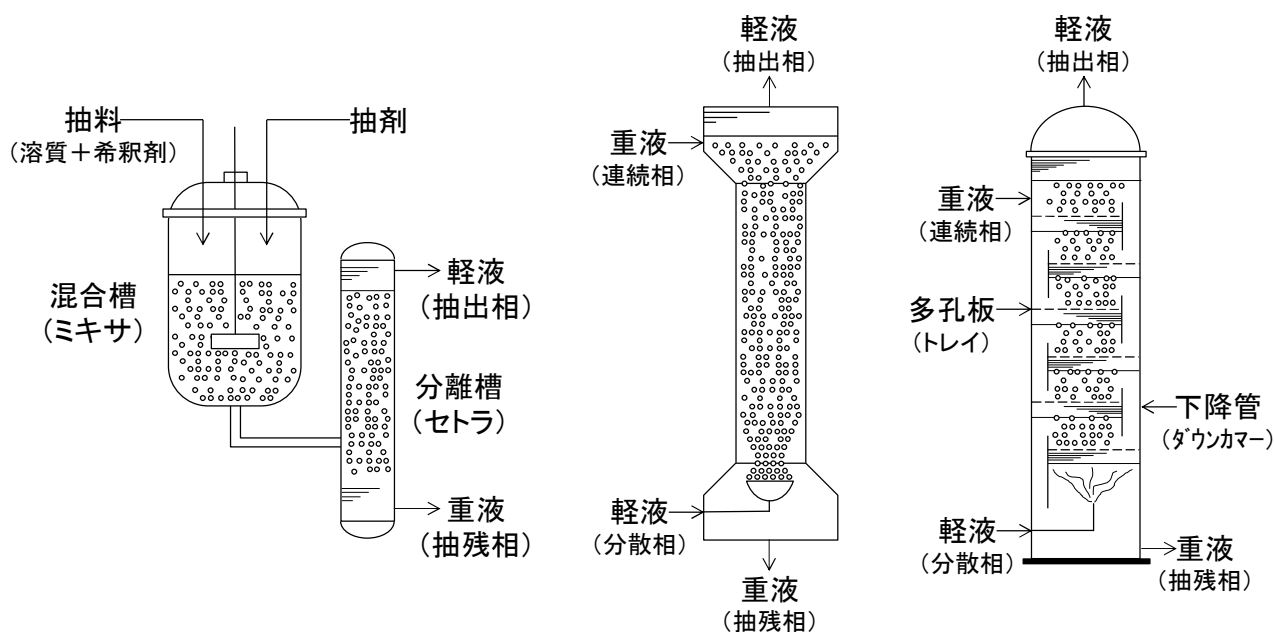


図 1.1 液液抽出装置の例

(左) ミキサーセトラ型 (中央) スプレー塔 (右) 多孔板塔(目皿塔)

2. 液液平衡

抽出対象の溶質を**抽質**、抽質を溶解するための溶媒を**希釈剤**といい、抽質と希釈剤を合わせた原料溶液を**抽料**という。抽料に抽質と親和性の高い第三成分の**抽剤**を加えて、抽剤中に抽質を選択的に物質移動させることで抽出分離を行う。抽出後の抽剤溶液を**抽出相**、抽料溶液を**抽残相**という。両相における抽質・希釈剤・抽剤の各成分の平衡組成は、3成分系の**液液平衡線図**で表される。抽質成分の平衡組成データ、すなわち溶解度データは、1回の液液平衡実験で抽出相側と抽残相側で1点ずつ得られる。これらを相図上にプロットし、線で結んだものを**対応線(タイライン)**という。対応線を斜辺とする直角三角形を描き、直角となる点を順に結んでいくと、**共役線**が描かれる。これを用いることで、任意の対応線を描くことができる。両相の溶解度曲線が交わる点を**プレートポイント**という。この点では、両相の組成が等しいことから、抽出相と抽残相の見境がつかない均一相の状態にある。

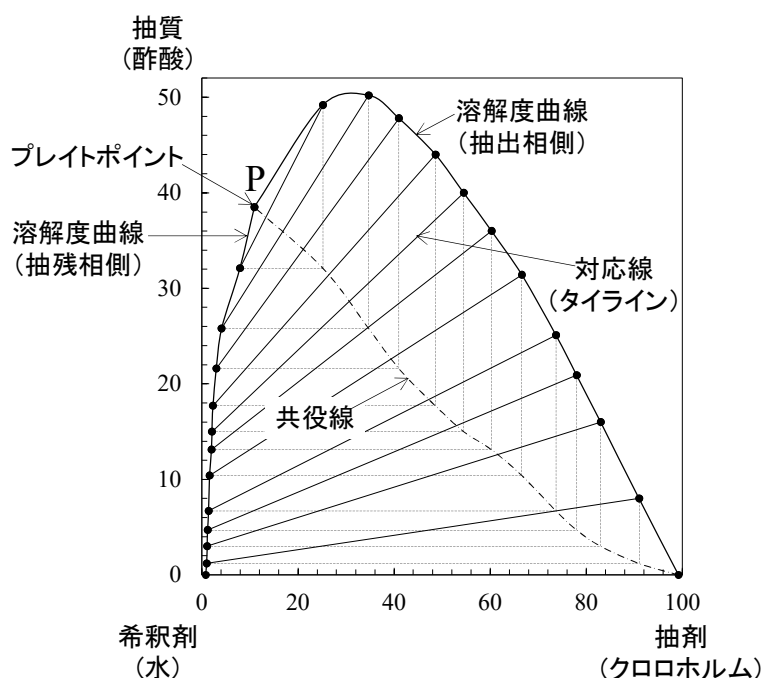


図 2.1 液液平衡線図

酢酸-水-クロロホルム系 (298 K)

3. 物質収支

3. 1 単抽出

抽質 C と希釈剤 A の混合物である抽料 F に抽剤 B を添加して混合する。平衡に達した後、静置して抽出相 E と抽残相 R に分離する。抽料と抽剤の接触操作は、1 回のみ行う。抽料 F [kg](回分)あるいは [kg/s](連続)(抽質の質量分率 x_F [-])に純粋な抽剤 S [kg]を添加して混合溶液 M [kg](抽質の質量分率 x_M [-])を得たときの物質収支式は、次式で表される。

$$\text{全物質収支} \quad F + S = M \quad \cdots(3.1.1)$$

$$\text{成分物質収支(抽質)} \quad Fx_F = Mx_M \quad \cdots(3.1.2)$$

混合溶液を静置して抽出相 E [kg](抽質の質量分率 x_E [-])と抽残相 R [kg](抽質の質量分率 x_R [-])に分離されたときの物質収支式は、次式で表される。

$$\text{全物質収支} \quad M = E + R \quad \cdots(3.1.3)$$

$$\text{成分物質収支(抽質)} \quad Mx_M = Ex_E + Rx_R \quad \cdots(3.1.4)$$

式(3.1.1)と式(3.1.2)より、抽質の質量分率 x_M [-]が導かれる。

$$x_M = \frac{Fx_F}{F + S} \quad \cdots(3.1.5)$$

式(3.1.3)と式(3.1.4)より、抽出相質量 E [kg]と抽残相質量 R [kg]を得る。

$$E = M \frac{x_M - x_R}{x_E - x_R} \quad \cdots(3.1.6)$$

$$R = M \frac{x_E - x_M}{x_E - x_R} \quad \cdots(3.1.7)$$

抽出率 η [-]は、抽料中の抽質量 Fx_F [kg]に対する抽出相中の抽質量 Ex_E [kg]の比で表される。

$$\eta = \frac{Ex_E}{Fx_F} \quad \cdots(3.1.8)$$

抽出相 E [kg]と抽残相 R [kg]に含まれる抽質の質量分率 x_E [-]と x_R [-]は、三角線図上で求める。

抽料中の抽質濃度 x_F が低い場合は、近似的に $R \doteq F$ および $E \doteq S$ が成り立つことから、この場合は式(3.1.3)または式(3.1.4)を用いて解析的に x_E と x_R を求めることができる。また、 x_E と x_R の平衡関係を表す分配係数 m が分かっている場合は、それを用いることもできる。

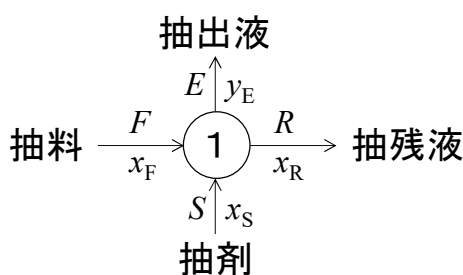


図 3.1.1 単抽出プロセス

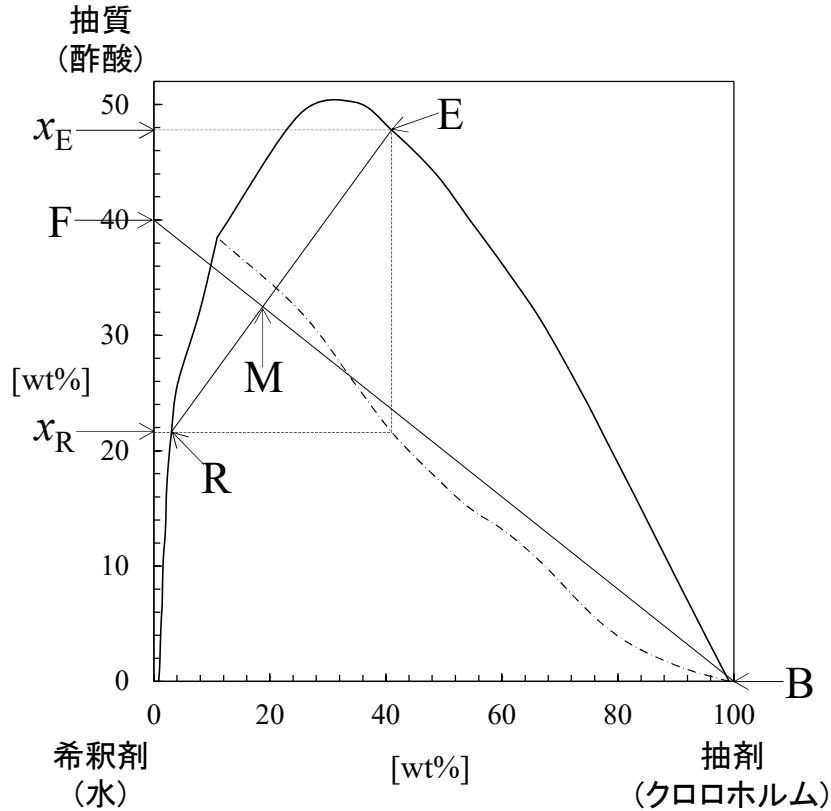


図 3.1.2 単抽出の図解法

-
- ① 抽料の組成点 F と抽出剤の組成点 B を直線で結ぶ。
 - ② 線分 F B 上に混合溶液の組成点 M を取る。
 - ③ 共役線上に任意の点を取り、そこから水平方向と垂直方向の 2 本の補助線を引く。
 - ④ 補助線と溶解度曲線の 2 交点を結ぶ対応線(タイライン)を引く。
 - ⑤ ③と④を繰り返し、点 M を通る対応線 E R を見つける。
 - ⑥ 点 E より抽出相の抽質質量分率 x_E を、点 R より抽残相の抽質質量分率 x_R を読み取る。
-

3. 2 多回抽出

1 回の抽出で分離が不十分の場合は、抽残相に抽出剤を新たに添加して抽出相と抽残相に分離する操作を繰り返す。純粋な抽出剤を用いる場合、 n 回目の抽出操作における物質収支式は、次式で表される。

$$\text{全物質収支} \quad R_{n-1} + S_n = M_n = E_n + R_n \quad \cdots(3.2.1)$$

$$\text{成分物質収支(抽質)} \quad R_{n-1}x_{R_{n-1}} = M_n x_{M_n} = E_n x_{E_n} + R_n x_{R_n} \quad \cdots(3.2.2)$$

上式より、 n 回目抽出時の抽質質量分率 x_{M_n} [-]、抽出相質量 E_n [kg]、抽残相質量 R_n [kg] が導かれる。

$$x_{M_n} = \frac{R_{n-1}x_{R_{n-1}}}{M_n} = \frac{R_{n-1}x_{R_{n-1}}}{R_{n-1} + S_n} \quad \cdots(3.2.3)$$

$$E_n = M_n \frac{x_{M_n} - x_{R_n}}{x_{E_n} - x_{R_n}} \quad \dots(3.2.4)$$

$$R_n = M_n \frac{x_{E_n} - x_{M_n}}{x_{E_n} - x_{R_n}} \quad \dots(3.2.5)$$

抽出率 η [-]は、抽料中の抽質量に対する抽出相中の抽質量の総和の比で表される。

$$\eta = \frac{E_1 x_{E_1} + E_2 x_{E_2} + \dots + E_n x_{E_n}}{F x_F} \quad \dots(3.2.6)$$

n 回目抽出時の抽出相 E_n と抽残相 R_n に含まれる抽質の質量分率 x_{E_n} と x_{R_n} は、三角線図上で求める。

抽料中の抽質濃度 x_F が低い場合は、近似的に $R_n \doteq R_{n-1} \doteq \dots \doteq R_1 \doteq F$ および $E_N \doteq S_N, E_{N-1} \doteq S_{N-1}, \dots, E_1 \doteq S_1$ が成り立つ。

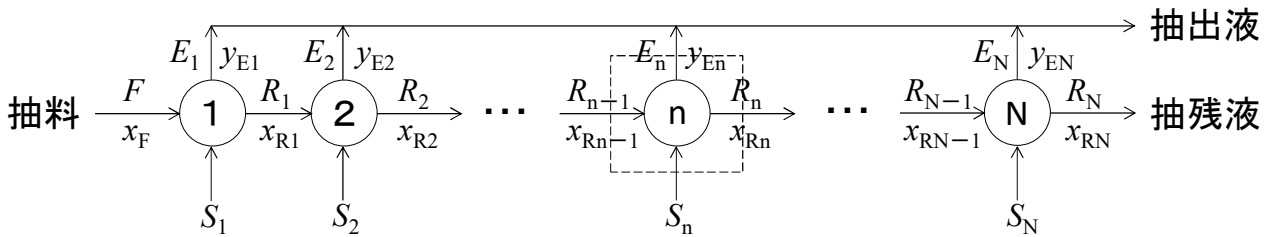


図 3.2.1 多回抽出プロセス

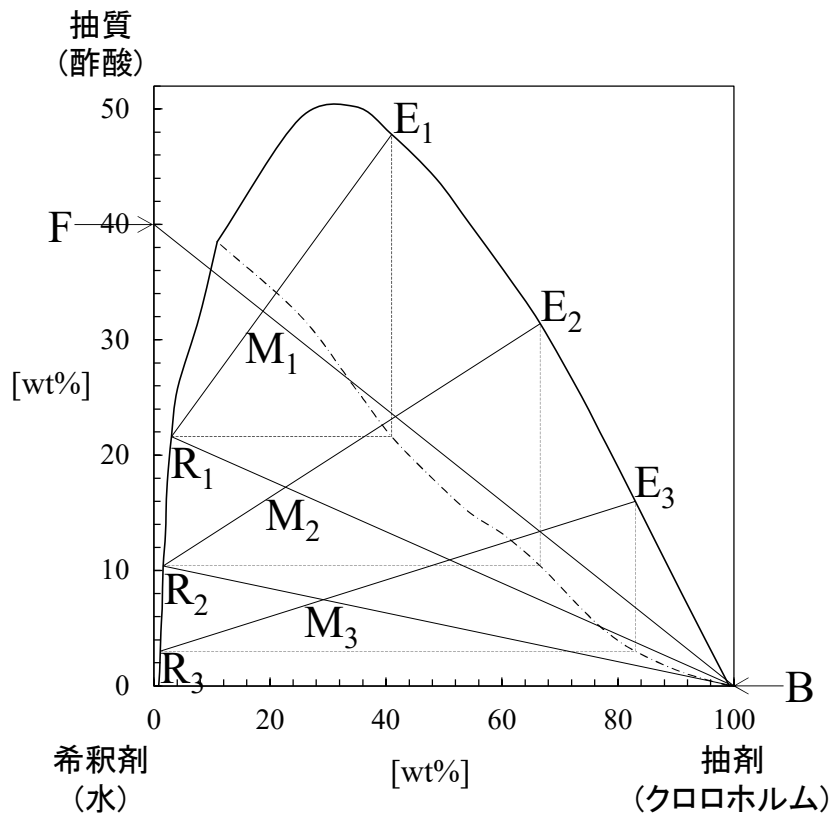


図 3.2.2 多回抽出の図解法

① 抽料の組成点 F と抽剤の組成点 B を直線で結ぶ。

- ②線分FB上に混合溶液の組成点 M_1 を取る。
- ③点 M_1 を通る対応線 E_1R_1 を引く。
- ④点 R_1 と抽剤の組成点Bを直線で結ぶ。
- ⑤線分 R_1B 上に混合溶液の組成点 M_2 を取る。
- ⑥点 M_2 を通る対応線 E_2R_2 を引く。
- ⑦以上を繰り返す。点 E_n より抽出相の抽質組成 x_{E_n} を、点 R_n より抽残相の抽質組成 x_{R_n} を読み取る。

3.3 向流多段抽出

3.3.1 理論段数

抽質Cと希釈剤Aの混合物である抽料Fと抽剤Bは互いに反対方向の端から入り、各段で向流接触する。多回抽出では純粋な抽剤を操作回数分だけ添加するが、多段抽出では一度だけ添加する。段数が同じならば、多段抽出の方がより少ない抽剂量で済む。

いま、 N 段の向流抽出操作を考える。純粋な抽剤を用いる場合、装置全体の収支は、次式で表される。

$$\text{全物質収支} \quad F + S = E_1 + R_N = M \quad \cdots(3.3.1.1)$$

$$\text{抽質成分収支} \quad Fx_F = E_1x_{E1} + R_Nx_{R_N} = Mx_M \quad \cdots(3.3.1.2)$$

ただし、 E は抽出相[kg/s]、 F は抽料[kg/s]、 M は抽料と抽剤の混合溶液[kg/s]、 R は抽残相[kg/s]、 S は抽剤[kg/s]、 x は抽質の質量分率[-]。

上式より、混合溶液 M の抽質質量分率 x_M [-]が導かれる。

$$x_M = \frac{Fx_F}{F+S} = \frac{E_1x_{E1} + R_Nx_{R_N}}{E_1 + R_N} \quad \cdots(3.3.1.3)$$

1~ n 段($n < N$)をひとまとめにした部分を系にとると、収支は次式で表される。

$$\text{全物質収支} \quad F + E_{n+1} = E_1 + R_n \quad \cdots(3.3.1.4)$$

$$\text{抽質成分収支} \quad Fx_F + E_{n+1}x_{E_{n+1}} = E_1x_{E1} + R_nx_{R_n} \quad \cdots(3.3.1.5)$$

上式は、それぞれ次式のように書き換えられる。

$$\text{全物質収支} \quad F - E_1 = R_n - E_{n+1} \quad \cdots(3.3.1.6)$$

$$\text{抽質成分収支} \quad Fx_F - E_1x_{E1} = R_nx_{R_n} - E_{n+1}x_{E_{n+1}} \quad \cdots(3.3.1.7)$$

上式より、次式が導かれる。

$$\text{全物質収支} \quad F - E_1 = R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = \cdots = R_n - E_{n+1} = \cdots = R_N - S [\equiv D] \quad \cdots(3.3.1.8)$$

$$\text{抽質成分収支} \quad Fx_F - E_1x_{E1} = R_1x_{R1} - E_2x_{E2} = \cdots = R_nx_{R_n} - E_{n+1}x_{E_{n+1}} = \cdots = R_Nx_{R_N} [\equiv Dx_D] \quad \cdots(3.3.1.9)$$

上式は、段と段の合間を流れる抽出相と抽残相の流量差がどこも等しいことを表している。図的には、線分 FE_1 、 R_1E_2 、 \cdots 、 R_nE_{n+1} 、 \cdots 、 R_NS の延長線がいずれも同じ操作点 D で交わることを表している。

理論段数 N [-]は、三角線図または階段作図で求めることができる。三角線図の場合は、以下となる。

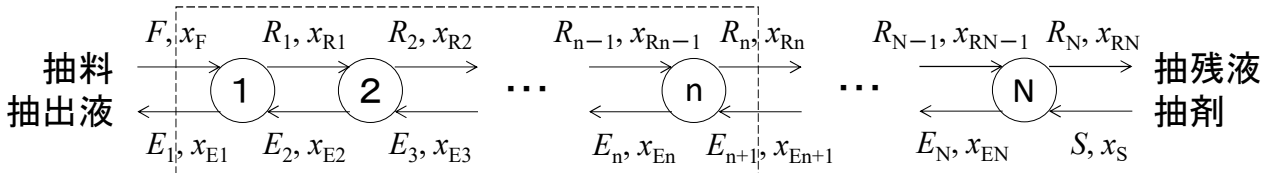


図 3. 3. 1. 1 向流多段抽出プロセス

ジエチルアミン(C)

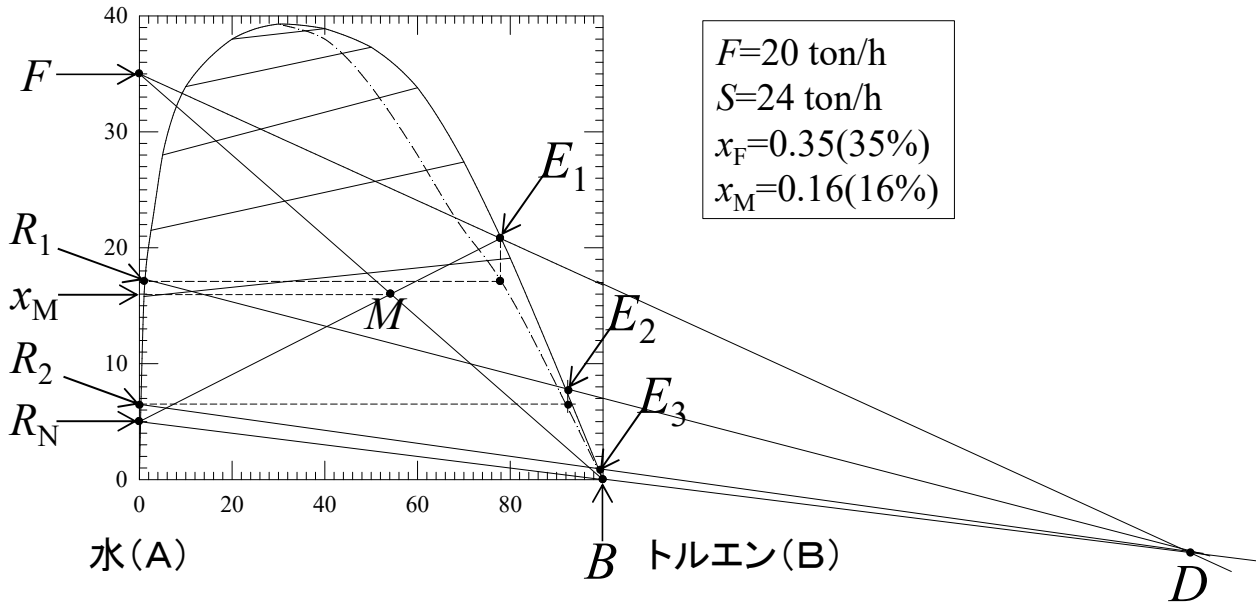


図 3. 3. 1. 2 向流多段抽出の図解法

- ① 抽料の組成点 F と抽剤の組成点 B を直線で結ぶ。
- ② 線分 FB 上に混合溶液の組成点 M を取る。
- ③ 溶解度曲線上に最終段の組成点 R_N を取る。
- ④ 点 B と点 R_N を通る直線を引く。
- ⑤ 点 R_N と点 M を通る直線を引き、抽出相側溶解度曲線との交点を E_1 とする。
- ⑥ 点 E_1 と点 F を通る直線を引き、④との交点を操作点 D とする。
- ⑦ 共役線を用いて点 E_1 を通る対応線 E_1R_1 を引き、抽残相の組成点 R_1 を見つける。
- ⑧ 点 D と点 R_1 を通る直線を引き、抽出相側溶解度曲線との交点を E_2 とする。
- ⑨ 抽残相組成が点 R_N 以下になるまで⑦と⑧を繰り返す。端数が出た場合は、内分するか切り上げる。

3. 3. 2 最小抽剤量

抽剤量を減少させると、分離するのにより多くの段数が必要となる。三角線図上で考えると、抽剤量を減少させることは、線分 FB 上にある混合溶液の組成点 M の位置が純粋な抽剤の組成点 B から遠くなり、抽料の組成点 F に近づくことを意味する。それに伴い、抽出相の組成点 E_1 は溶解度曲線上のさらに上方

へ移動し、操作点Dは抽残相の最終組成点 R_N に近づく。加えて、操作点Dと抽出相側の各組成点 $E_{1,2,\dots}$ を結ぶ直線群の傾きが大きくなり、作図上、点Eの数が増えて理論段数は増大する。やがて操作点Dを通る直線と対応線の一つが一致すると、理論段数は無限大となる。このときの抽剤量を**最小抽剤量**という。一般には、抽料の組成点Fを通る対応線の延長線と直線 $R_N B$ の延長線の交点が最小抽剤量 S_m [kg/s]を与える。実際の抽剤量 S [kg/s]は、この値よりも大きくしなければならない。

最小抽剤量使用時の混合溶液の質量を M_m [kg/s]、抽質の質量組成を x_{Mm} [-]とすると、次式が導かれる。

$$S_m = M_m - F \quad \cdots(3.3.2.1)$$

$$M_m = \frac{F x_F}{x_{Mm}} \quad \cdots(3.3.2.2)$$

上式より M_m を消去すると、最小抽剤量 S_m を得る。

$$S_m = \frac{F(x_F - x_{Mm})}{x_{Mm}} \quad \cdots(3.3.2.3)$$

混合溶液の抽質質量組成 x_{Mm} は、三角線図上で読み取る。

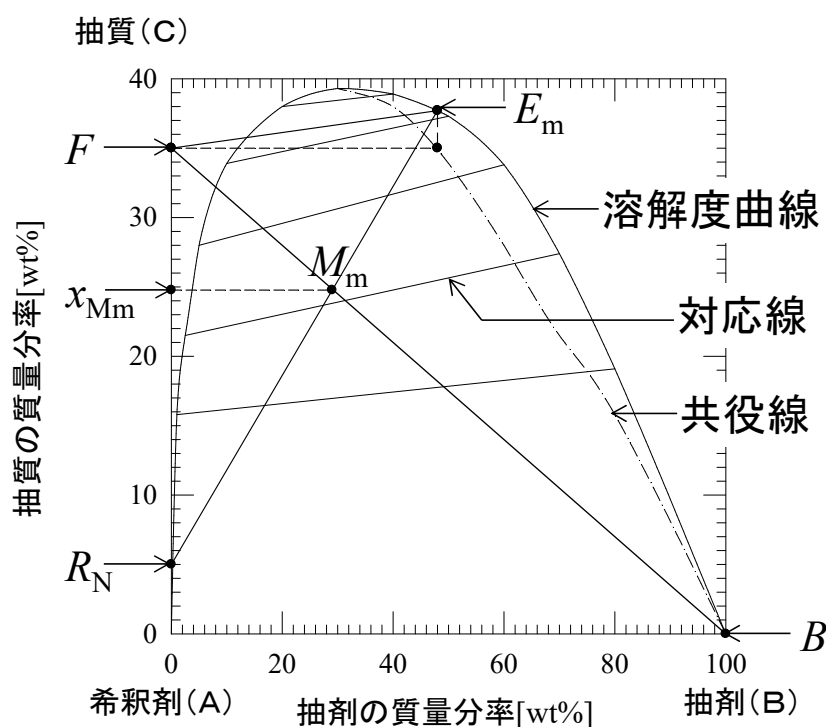


図 3.3.2.1 最小抽剤量の図解法

- ① 抽料の組成点Fと抽剤の組成点Bを直線で結ぶ。
- ② 点Fから水平線を引いてできる共役線上の交点を見つける。
- ③ ②の交点と垂直に交わる溶解度曲線上の組成点 E_m を見つける。
- ④ 組成点 E_m と最終の組成点 R_N を直線で結ぶ。
- ⑤ 線分 $E_m R_N$ と線分 $F B$ の交点 M_m の座標 x_{Mm} [-]を読み取る。

4. 物質移動

4. 1 総括物質移動係数

ガス吸収と同様に二重境膜モデルを用いる。抽質(溶質)と希釈剤(溶媒)の混合溶液からなる抽料相(原料相)(R)と、抽剤(抽出剤)からなる抽剤相(E)を定義する。抽料相(R)と抽剤相(E)は、混合工程(分散)後の清澄工程(合一)で形成される抽残相(R)と抽出相(E)に置き換えることもできる。抽料相(R)と抽剤相(E)には、分散相(D)または連続相(C)のいずれかが対応する。なお、分散相(D)が常に抽料相になるとは限らない。連続相(C)が抽料相になることもある。

いま、液液界面において、抽料相側(R)の抽質が抽剤相側(E)へ一方拡散しており、両相は液液平衡状態にあるものとする。このとき、抽料相側と抽剤相側の液体積あたり液液抽出速度 N_{AR} [$\text{mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$]と N_{AE} [$\text{mol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})$]は、次式で表される。

$$\text{抽料相側(R)} : N_{AR} = k_R a (C_R - C_{Ri}) \quad \cdots(4.1.1)$$

$$\text{抽剤相側(E)} : N_{AE} = k_E a (C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.2)$$

ただし、 C は抽質濃度[mol/m^3]、 k は境膜物質移動係数[m/h]、 a は液液接触界面積[m^2/m^3]、添え字 E は抽剤相、R は抽料相、i は界面。

ガス吸収における Henry の法則と同様にして、液液平衡の条件下において次式が成り立つ。

$$\text{抽料相側(R)} : C_R = m C_E^* \quad \cdots(4.1.3) \quad \text{※} C_R = (1/m) C_E^* \text{で定義される場合もある。}$$

$$\text{界面(i)} : C_{Ri} = m C_{Ei} \quad \cdots(4.1.4)$$

$$\text{抽剤相側(E)} : C_E = (1/m) C_R^* \quad \cdots(4.1.5)$$

ただし、 C^* は飽和抽質濃度[mol/m^3]、 m は分配係数[$-$]。

液液平衡の場合、溶質の移動速度は、抽料相側と抽剤相側とで等しい。

$$N_{AR} = N_{AE} (\equiv N_A) \quad \cdots(4.1.6)$$

最初の N_{AR} と N_{AE} の式を代入する。

$$N_A = k_R a (C_R - C_{Ri}) = k_E a (C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.7)$$

第2項と第3項の式を変形する。

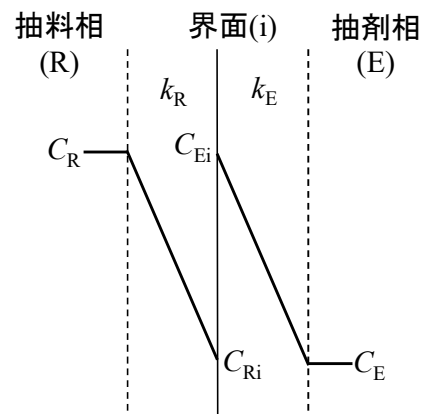
$$\frac{N_A}{k_R} = a (C_R - C_{Ri}) \quad \cdots(4.1.8)$$

$$\frac{m N_A}{k_E} = m a (C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.9)$$

辺々加える。

$$\frac{N_A}{k_R} + \frac{m N_A}{k_E} = a (C_R - C_{Ri}) + m a (C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.10)$$

$$N_A \left(\frac{1}{k_R} + \frac{m}{k_E} \right) = a (C_R - C_{Ri}) + m a (C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.11)$$



$$N_A = \frac{(C_R - C_{Ri}) + m(C_{Ei} - C_E)}{1/(k_R a) + m/(k_E a)} \quad \cdots(4.1.12)$$

m の式を用いると、抽料相側抽出速度式を得る。

$$N_A = \frac{(C_R - mC_{Ei}) + m(C_{Ei} - C_E)}{1/(k_R a) + m/(k_E a)} \quad \cdots(4.1.13)$$

$$N_A = \frac{C_R - mC_E}{1/(k_R a) + m/(k_E a)} \quad \cdots(4.1.14)$$

$$N_A = \frac{C_R - C_R^*}{1/(k_R a) + m/(k_E a)} \quad \cdots(4.1.15)$$

$$\boxed{N_A = K_{OR} a (C_R - C_R^*)} \quad \cdots(4.1.16)$$

$$\boxed{\frac{1}{K_{OR} a} = \frac{1}{k_R a} + \frac{m}{k_E a}} \quad \cdots(4.1.17)$$

ただし、 K_{OR} は抽料相側総括物質移動係数[m/h]。

抽剤相側抽出速度式を導く。はじめの N_A の式を変形する。

$$\frac{N_A}{mk_R} = \frac{a(C_R - C_{Ri})}{m} \quad \cdots(4.1.18)$$

$$\frac{N_A}{k_E} = a(C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.18)$$

辺々加える。

$$\frac{N_A}{mk_R} + \frac{N_A}{k_E} = \frac{a(C_R - C_{Ri})}{m} + a(C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.19)$$

$$N_A \left(\frac{1}{mk_R} + \frac{1}{k_E} \right) = \frac{a(C_R - C_{Ri})}{m} + a(C_{Ei} - C_E) \quad \cdots(4.1.20)$$

$$N_A = \frac{(C_R - C_{Ri})/m + (C_{Ei} - C_E)}{1/(mk_R a) + 1/(k_E a)} \quad \cdots(4.1.21)$$

m の式を用いる。

$$N_A = \frac{(mC_E^* - mC_{Ei})/m + (C_{Ei} - C_E)}{1/(mk_R a) + 1/(k_E a)} \quad \cdots(4.1.22)$$

$$N_A = \frac{C_E^* - C_E}{1/(mk_R a) + 1/(k_E a)} \quad \cdots(4.1.23)$$

$$\boxed{N_A = K_{OE} a (C_E^* - C_E)} \quad \cdots(4.1.23)$$

$$\boxed{\frac{1}{K_{OE} a} = \frac{1}{mk_R a} + \frac{1}{k_E a}} \quad \cdots(4.1.24)$$

ただし、 K_{OE} は抽剤相側総括物質移動係数[m/h]、 $K_{OE} a$ は抽剤相側容量係数[1/h]。

分散相(D)と連続相(C)の容量係数 $K_{OD} a$, $K_{OC} a$ を求める場合は、抽料相と抽剤相を表す添え字 R と E を対応する添え字 D または C に置き換える。(たとえば、抽料相が連続相のときは、R を C に置き換える。)

4. 2 境膜物質移動係数

①分散相側境膜物質移動係数 連続相が液体の場合、分散相である液滴は、連続相の粘度の影響を受けて滴内流動が起こる。ここでは簡単のため、滴内流動の影響を無視して考える。この場合、液滴は剛体球と見なすことができ、物質移動の機構は純粋な分子拡散にしたがう。分散相液滴の平均抽質濃度 C_D [mol/m^3]の時間変化は、固体粒子の非定常拡散モデルに基づく次式で与えられる。[文献 1]

$$\frac{C_D}{C_{D0}} = \frac{6}{\pi^2} \sum_{n=1}^{\infty} \frac{1}{n^2} \exp\left(-\frac{4n^2\pi^2 \mathcal{D}_D t}{d_p^2}\right) \quad \cdots(4.2.1.1)$$

ただし、 C_{D0} は初期抽質濃度[mol/m^3]、 \mathcal{D}_D は分散相側拡散係数[m^2/h]、 d_p は液滴径[m]、 n は定数、 t は液相間の接触時間[h]

Kronig & Brink(クローニッヒ&ブリנק)によれば、上式は次式で近似される。[文献 2]

$$\frac{C_D}{C_{D0}} = 1 - \sqrt{1 - \exp\left(-\frac{4\pi^2 \mathcal{D}_D t}{d_p^2}\right)} \quad \cdots(4.2.1.2)$$

分散相側の物質移動速度は、次式で表される。

$$V_p N_D = k_D A C_D \quad \cdots(4.2.1.3)$$

$$\frac{\pi d_p^3}{6} \left(-\frac{dC_D}{dt}\right) = k_D \pi d_p^2 C_D \quad \cdots(4.2.1.4)$$

ただし、 V_p は液滴体積[m^3]、 A は液液接触界面積[m^2]

上式を積分すると、次式が導かれる。

$$\frac{C_D}{C_{D0}} = \exp\left(-\frac{6k_D t}{d_p}\right) \quad \cdots(4.2.1.5)$$

上式と Kronig & Brink 式を等置すると、滴内流動の影響を無視する場合における分散相側境膜物質移動係数 k_D [m/h]を得る。

$$k_D = \frac{d_p}{6t} \ln \left[1 / \left\{ 1 - \sqrt{1 - \exp(-4\pi^2 \mathcal{D}_D t / d_p^2)} \right\} \right] \quad \cdots(4.2.1.6)$$

滴内流動の影響を考慮する場合は、 \mathcal{D}_D の代わりに有効拡散係数 \mathcal{D}_e [m^2/h]を用いる。

$$k_D = \frac{d_p}{6t} \ln \left[1 / \left\{ 1 - \sqrt{1 - \exp(-4\pi^2 \mathcal{D}_e t / d_p^2)} \right\} \right] \quad \cdots(4.2.1.7)$$

有効拡散係数 \mathcal{D}_e は、分散相側拡散係数 \mathcal{D}_D の2.25倍にとる。[文献 3]

t は液液間での接触時間[h]であり、回分操作の場合は回分時間、連続操作の場合は平均滞留時間を用いる。

滴内流動の影響を考慮しない場合の簡便な推算式として、Treybal は次式を報告している。[文献 4]

$$\frac{k_D d_p}{\mathcal{D}_D} = 6.6 \quad \cdots(4.2.1.8)$$

②連続相側境膜物質移動係数 連続相側境膜物質移動係数 k_c [m/h]の推算については、Frössling(フレスリング)型の推算式($Sh=2+aRe^b Sc^{1/3}$)が一般的である。攪拌条件下の場合は攪拌レイノルズ数に置き換えて、固液間物質移動(固体粒子の溶解速度)の推算式を用いる。

$$\text{(Calderbank の式)} \quad \frac{k_c d_p}{\mathcal{D}_c} = 0.13 \left(\frac{P d_p^4 \rho_c^2}{V \mu_c^3} \right)^{1/4} \left(\frac{\mu_c}{\rho_c \mathcal{D}_c} \right)^{1/3} \quad \cdots(4.2.1.9) \quad \text{[文献 5]}$$

$$\text{(Barker \& Treybal の式)} \quad \frac{k_c D}{\mathcal{D}_c} = 0.052 \left(\frac{\rho_c n d^2}{\mu_c} \right)^{0.833} \left(\frac{\mu_c}{\rho_c \mathcal{D}_c} \right)^{0.5} \quad \cdots(4.2.1.10) \quad \text{[文献 6]}$$

液相拡散係数 \mathcal{D}_L [cm²/s]の推算については、Wilke & Chang (ウイルケーチャン)の式がある。[文献 7]

$$\mathcal{D}_L = 7.4 \times 10^{-8} \frac{(\gamma M)^{1/2} T}{\mu V_m^{0.6}} \quad \cdots(4.2.1.11) \quad (\text{計算結果の単位は、[cm}^2\text{/s]で与えられる。})$$

ただし、 M は溶媒のモル質量[g/mol]、 T は絶対温度[K]、 γ は溶媒の会合度(水溶媒 2.6、メタノール 1.9、エタノール 1.5、ベンゼンその他非会合性溶媒 1.0)、 μ は溶媒粘度[cP]、 V_m は大気圧下の沸点における溶質の分子容[cm³/mol]。分子容 V_m の算出には、下表の原子容を用いる。(原子容の和が分子容になる。)

表 4.2.1 分子容算出のための原子容 [文献 8, 9]

元素等	原子容[cm ³ /mol]
C	14.8
H(化合物)	3.7
H(H ₂ 分子)	7.15
O(二重結合)	7.4
O(アルデヒド、ケトン)	7.4
O(メチルエステル)	9.1
O(エチルエステル)	9.9
O(高級エステル、エーテル)	11.0
O(アルコール、カルボン酸)	12.0
N	15.6
N(第一級アミン-NH ₂)	10.5
N(第二級アミン-NH)	12.0
N(第三級アミン-N-)	14.8
空気	29.9

4. 3 段効率

4.3.1 基本的な考え方

分離塔や攪拌槽など段接触型の拡散分離装置における平衡到達度を表す。棚段塔の場合、棚板一枚が分離段一段となる。攪拌槽の場合、槽一基が分離段一段となる。平衡到達度を装置全体で取る場合を総括段効率(分離塔の場合は、塔効率)、分離段一段で取る場合をたんに段効率あるいは Murphree (マーフリー) 段効率、分離段上の1点(無限小区間幅)で取る場合を点効率という。

理論段数を決定する際、すべての分離段が平衡状態にあるものと仮定する。しかし、流体間の接触時間が往々にして短く、平衡に達する前にその段を去り次の段へ移動してしまうため、設計上、理論段数以上の段数を見積もる必要がある。たとえば、総括段効率が0.5であれば、一段あたりの平衡到達度は50%ということになり、100%相当の仕様とするには、理論段数の2倍の段数を見積もる必要がある(実際段数)。したがって、段効率が高いほど、より少ない段数で平衡状態相当の仕様を実現できるから、そのような装

置ほど分離性能が高いと言える。なお、実際には、有限時間内での操作であること、棚段塔の場合は飛沫同伴(段上の液の飛沫が蒸気によって上の段に運ばれる現象)が避けられないことから、平衡到達度 100% は実現不可能である。

一般に、棚段塔よりも攪拌槽の方が段効率が高い。たしかに、棚板によって完全に仕切られている訳ではなく、逆混合が起りやすい空間で段を矢継ぎ早に移動する分離塔よりも、物理的に閉じられた空間でしっかりと混ぜる攪拌槽の方が、一段あたりの平衡到達度は高そうである。だからと言って、棚段塔の代わりに必要段数分の攪拌槽を導入するかと言えば、敷地面積やコストの面で難がありそうである。

4.3.2 分散相側段効率[文献 10]

抽料相が分散相、抽剤相が連続相を形成するものとする(逆の組み合わせもある)。いま、入口濃度 $C_{D,in}$ [mol/m³]の分散相と、純粋な抽剤からなる連続相が、流量 Q_D, Q_C [m³/h]で連続的に供給されるものとする。一方で、出口濃度 $C_{D,out}$ [mol/m³]の分散相と、出口濃度 $C_{C,out}$ [mol/m³]の連続相が、流量 Q_D, Q_C [m³/h]で連続的に排出されるものとする。

分散相側の Murphree(マーフリー)段効率 E_{MD} は、入口側分散相と出口側分散相における抽質濃度差の比で表される。

$$E_{MD} = \frac{C_{D,in} - C_{D,out}}{C_{D,in} - (C_{D,out})^*} \quad \cdots(4.3.2.1)$$

ただし、 $C_{D,out}^*$ は連続相側出口濃度 $C_{C,out}$ と平衡状態にある飽和抽質濃度[mol/m³]。

式変形すると、次式となる。

$$E_{MD} = \frac{C_{D,in} - C_{D,out}}{(C_{D,in} - C_{D,out}) + [C_{D,out} - (C_{D,out})^*]} \quad \cdots(4.3.2.2)$$

$$E_{MD} = \frac{(C_{D,in} - C_{D,out})/[C_{D,out} - (C_{D,out})^*]}{1 + (C_{D,in} - C_{D,out})/[C_{D,out} - (C_{D,out})^*]} \quad \cdots(4.3.2.3)$$

濃度比 $(C_{D,in} - C_{D,out})/(C_{D,out} - C_{D,out}^*)$ を導く。定常状態における物質収支式は、次式で表される。

$$Q_D C_{D,in} = Q_D C_{D,out} + Q_C C_{C,out} \quad \cdots(4.3.2.4)$$

分散相中の抽質は、連続相側へ移動するため、各相における入口側と出口側の流量は、厳密には等しくならない。ここでは、抽質濃度が希薄であるものとし、物質移動に伴う流量変化は無視する。

液液抽出速度 N_A [mol/(m³·h)]は、出入口抽質濃度の差分を液体積で除して得られる。

$$N_A = \frac{Q_D}{V} (C_{D,in} - C_{D,out}) \left(= \frac{Q_C C_{C,out}}{V} \right) \quad \cdots(4.3.2.5)$$

容量係数を含む抽料相側の液液抽出速度 N_A [mol/(m³·h)]は、次式で表される。

$$N_A = K_{OR} a (C_R - C_R^*) \quad \cdots(4.3.2.6)$$

添え字 R は、抽料相(抽残相)を表している。いま、抽料相は分散相であると定義したから、R を D に置き換える。

$$N_A = K_{OD} a (C_D - C_D^*) \quad \cdots(4.3.2.7)$$

いま、攪拌槽内における平均濃度 C_D は、近似的に出口濃度 $C_{D,out}$ に等しいものと見なす。このとき、攪拌槽内における平衡濃度 C_D^* は、出口の平衡濃度 $C_{D,out}^*$ に等しい。

$$N_A = K_{OD} a(C_{D,out} - C_{D,out}^*) \quad \cdots(4.3.2.8)$$

最初の N_A の式に代入すると、 E_{MD} の式の濃度比が導かれる。

$$K_{OD} a(C_{D,out} - C_{D,out}^*) = \frac{Q_D}{V} (C_{D,in} - C_{D,out}) \quad \cdots(4.3.2.9)$$

$$\frac{C_{D,in} - C_{D,out}}{C_{D,out} - (C_{D,out})^*} = \frac{K_{OD} aV}{Q_D} \quad \cdots(4.3.2.10)$$

E_{MD} の式に代入する。

$$E_{MD} = \frac{K_{OD} aV / Q_D}{1 + (K_{OD} aV / Q_D)} \quad \cdots(4.3.2.11)$$

総括基準移動単位数 N_{OD} (NTU)は、物質移動に関わる段接触性能に相当し、次式で定義される。

$$N_{OD} \equiv \int_{C_{D,out}}^{C_{D,in}} \frac{dC_D}{C_{D,out} - (C_{D,out})^*} \quad \cdots(4.3.2.12)$$

攪拌槽型の場合は、接触段数1段かつ完全混合を仮定することから、積分項の $C_{D,out}$ は槽内濃度の平均値を取ればよく、 $C_{D,out}^*$ はその平衡濃度となる。したがって、この場合の分母は、定数と見なせる。

$$N_{OD} = \frac{C_{D,in} - C_{D,out}}{C_{D,out} - (C_{D,out})^*} \quad \cdots(4.3.2.13)$$

同じ濃度比の式と比較する。

$$N_{OD} = \frac{K_{OD} aV}{Q_D} \quad \cdots(4.3.2.14)$$

上式を直近の E_{MD} の式に代入すると、移動単位数 NTU を含む分散相側段効率 E_{MD} を得る。

$$E_{MD} = \frac{N_{OD}}{1 + N_{OD}} \quad \cdots(4.3.2.15)$$

5. ミキサーセトラ型抽出装置の設計

5. 1 ミキサの設計 [文献 11, 12]

①装置容積 円筒形状(槽径 D_T [m]、液深 H [m])の液体積 V [m^3]は、次式で表される。

$$V = \frac{\pi D_T^2 H}{4} \quad \cdots(5.1.1)$$

装置容積 V_T [m^3]は、液体積の 1.25~1.67 倍に設定される。

②混合溶液の物性 平均密度 ρ_M [kg/m^3]は、次式で与えられる。

$$\rho_M = \rho_C \phi_C + \rho_D \phi_D \quad [\phi_C + \phi_D = 1] \quad \cdots(5.1.2)$$

ただし、 ϕ はホールドアップ(体積分率)[-]、添字 C は連続相、D は分散相。

平均粘度 μ_M [$kg/(m \cdot h)$]は、邪魔板の有無で場合分けされる。邪魔板有りの場合は、次式で与えられる。

$$\mu_M = \frac{\mu_C}{\phi_C} \left(1 + \frac{1.5 \mu_D \phi_D}{\mu_C + \mu_D} \right) \quad [\text{baffled}] \quad \cdots(5.1.3)$$

邪魔板無しの場合は、次式で与えられる。

$$\phi_C > 0.4 \quad \text{のとき} \quad \mu_M = \frac{\mu_C}{\phi_C} \left(1 + \frac{6\mu_D\phi_D}{\mu_C + \mu_D} \right) \quad [\text{unbaffled}] \quad \cdots(5.1.4)$$

$$\phi_C < 0.4 \quad \text{のとき} \quad \mu_M = \frac{\mu_D}{\phi_D} \left(1 - \frac{1.5\mu_C\phi_C}{\mu_C + \mu_D} \right) \quad [\text{unbaffled}] \quad \cdots(5.1.5)$$

③分散相のホールドアップ 混合溶液の全体積(連続相と分散相の和)に対する分散相の体積分率を表す。液滴が均一に分散されているものと仮定すると、分散相のホールドアップ ϕ_D [-]は、次式で表される。

$$\phi_D = \frac{Q_D}{Q_C + Q_D} \quad \cdots(5.1.6)$$

次式が成り立てば液滴の分散状態は均一であり、上の仮定は正しい。

$$\frac{P}{g(Q_C + Q_D)} > 1000 \text{ kg/m}^2 \quad \cdots(5.1.7)$$

ただし、 g は重力加速度[m/h²]、 P は攪拌所要動力[W]。

④攪拌所要動力 攪拌所要動力 P [W]は、次式で与えられる。

$$P = N_p \rho_M n^3 d^5 \quad \cdots(5.1.8)$$

ただし、 d は攪拌翼径[m]、 n は攪拌速度[1/s]、 N_p は動力数[-]。

動力数 N_p は、攪拌レイノルズ数 Re を求めて、動力特性曲線より読み取る。

$$Re = \frac{\rho_M n d^2}{\mu_M} \quad \cdots(5.1.9)$$

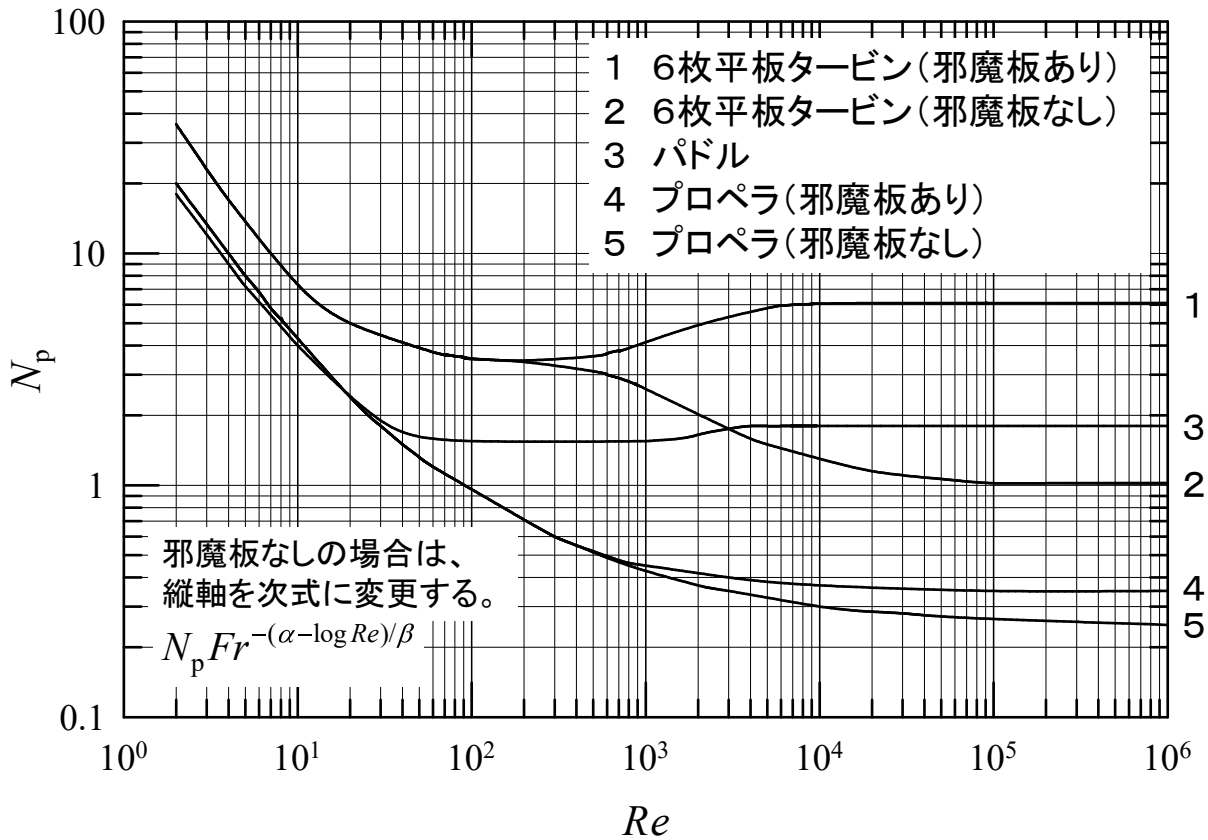


図 5.1.1 動力特性曲線

化学工学協会編；化学工学便覧 改訂四版，丸善(1978)，18章 を参考に作成[文献 13]

① 攪拌レイノルズ数 Re を求める。

② 攪拌翼の種類と邪魔板の有無をもとに曲線の番号を決める。

③ 動力数 N_p を読み取る。***

④ 攪拌所要動力 P を求める。($P=N_p\rho n^3 d^5$) ***

*邪魔板なしの場合は、 N_p を動力関数 $\Phi=N_p Fr^{-(\alpha-\log_{10} Re)/\beta}$ に置き換える。 $\alpha=1, \beta=40$ (タービン翼)

**羽根段数が複数段となる場合は、動力数 N_p に羽根段数を乗じる。

***液中に固体粒子が含まれる場合は、液密度 ρ を懸濁液密度 ρ_{sl} に置き換える。

⑤ 相分散限界攪拌速度 液滴を均一に分散させるのに最低限必要な攪拌速度に相当する。

邪魔板有りの場合は、6枚平板タービン翼に関する Skelland & Ramsay の式がある。[文献 14]

$$\frac{n_c^2 \rho_M d}{g \Delta \rho} = C^2 \left(\frac{D}{d} \right)^{2\alpha} \phi_D^{0.106} \left[\frac{\mu_M^2 \sigma}{d^5 \rho_M g^2 (\Delta \rho)^2} \right]^{0.084} \quad (\text{baffled}) \quad [\text{SI 単位系}] \quad \dots(5.1.10)$$

邪魔板無しの場合は、4枚平板タービン翼に関する永田の式がある。[文献 15]

$$n_C = 6.0D^{-2/3} \left(\frac{\mu_C}{\rho_C} \right)^{1/9} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_C} \right)^{0.26} \quad (\text{unbaffled}) \quad [\text{SI 単位系}] \quad \cdots(5.1.11)$$

表 5.1.1 Skelland & Ramsay 式の定数 [文献 14]

攪拌翼の種類	羽根枚数	液深-槽径比	翼取付位置 -液深比	C	α
プロペラ翼	3	1	1/4	4.38	0.67
	3	1	1/2	4.33	0.79
平板タービン翼	6	1	1/4	0.91	2.02
	6	1	1/2	0.95	1.38
傾斜タービン翼	6	1	1/4	1.95	1.44
	6	1	1/2	0.84	1.97

⑥平均滞留時間 連続操作におけるミキサの平均滞留時間 τ [h]は、次式で表される。

$$\tau = \frac{V}{Q_C + Q_D} \quad \cdots(5.1.12)$$

⑦液滴接触界面積 液体積当たりの接触界面積 a [m²/m³]は、以下の推算式で与えられる。 [文献 3]

$$(4 \text{ 枚平板パドル翼}; \phi_D < 0.2) \quad a = \frac{100\phi_D We^{0.6}}{(1 + 3.75\phi_D)d} \quad \cdots(5.1.13)$$

$$(4 \text{ 枚平板パドル翼}; \phi_D > 0.2) \quad a = \frac{25.4\phi_D^{0.5} We^{0.6}}{d} \quad \cdots(5.1.14)$$

$$(6 \text{ 枚平板タービン翼}) \quad a = \frac{100\phi_D We^{0.6}}{(1 + 9\phi_D)d} \quad \cdots(5.1.15)$$

$$(3 \text{ 枚プロペラ翼}) \quad a = \frac{212}{d} Re \left(\frac{\mu_C^2}{\rho_C \sigma d} \right)^{0.56} \left(\frac{\Delta\rho}{\rho_C} \right)^{0.25} \left(\frac{\mu_C}{\mu_D} \right)^{0.27} \left(\frac{d}{D_T} \right)^{1.21} \phi_D^{0.32} \quad \cdots(5.1.16)$$

ウェーバー数 We は、気泡や液滴の形状や挙動に関わる無次元数であり、慣性力と界面張力の比で定義される。

$$We = \frac{(\rho_C d^3)(n^2 d)}{\sigma d} = \frac{\rho_C n^2 d^3}{\sigma} \quad \cdots(5.1.17)$$

ただし、 σ は界面張力 [N/m]。

⑧平均液滴径 表面積基準の平均液滴径 d_p [m]は、液滴を球と仮定すると、次式で与えられる。

$$a = \frac{N(4\pi)(d_p/2)^2 \phi_D}{N(4\pi/3)(d_p/2)^3} = \frac{6\phi_D}{d_p} \quad \cdots(5.1.18)$$

$$d_p = \frac{6\phi_D}{a} \quad \cdots(5.1.19)$$

ただし、 N は液滴数 [-]。

液滴接触界面積 a [m²/m³]が不明の場合は、次式より求める。 [文献 10]

$$\frac{d_p}{d} = 0.052 We^{-0.6} e^{4\phi_D} \quad \text{ただし} \quad We < 10,000 \quad \cdots(5.1.20)$$

$$\frac{d_p}{d} = 0.39We^{-0.6} \quad \text{ただし } We > 10,000 \quad \dots(5.1.21)$$

⑨槽数 ミキサの理論槽数 N_t [-]は、棚段塔の理論段数に相当し、作図により求める。実際槽数 N_T [-]は、理論槽数を段効率 E_{MD} [-]で除して求める。

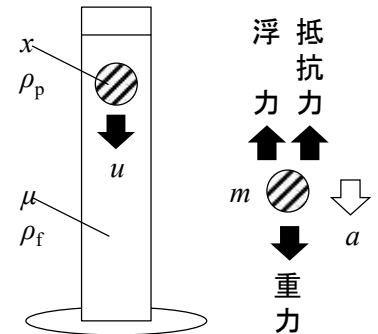
$$N_T = \frac{N_t}{E_{MD}} \quad \dots(5.1.22)$$

5. 2 セトラの設計 [文献 16, 17]

⑩分散相液滴の終末速度 液滴径 d_p [m]、分散相密度 ρ_D [kg/m³]の球形単一粒子が粘度 μ_C [kg/(m·h)]、密度 ρ_C [kg/m³]の静止した連続相の流体中を速度 u_D [m/h]で自由沈降するとき、沈降液滴の運動方程式は、次式で表される。

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_D \frac{du_D}{dt} = \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_D g - \frac{\pi}{6} d_p^3 \rho_C g - C_D \left(\frac{\pi d_p^2}{4} \right) \left(\frac{\rho_C u_D^2}{2} \right) \quad \dots(5.2.1)$$

ただし、 t は沈降時間[h]、 C_D は抵抗係数[-]、 g は重力加速度[m/h²]。上式の左辺は慣性力、右辺は左から順に重力、浮力、抵抗力である。抵抗係数は粒子レイノルズ数 Re_p の関数であり、次式のように場合分けされる。



(a) Stokes 域($Re_p < 2$)のとき $C_D = \frac{24}{Re_p} \quad \dots(5.2.2)$

(b) Allen 域($2 < Re_p < 500$)のとき $C_D = \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \quad \dots(5.2.3)$

(c) Newton 域($500 < Re_p$)のとき $C_D = 0.44 \quad \dots(5.2.4)$

$$Re_p = \frac{d_p u_D \rho_C}{\mu_C} \quad \dots(5.2.5)$$

運動方程式の加速度を 0 とおき、沈降速度 u_D を終末速度 u_t に置き換える。さらに、抵抗係数 C_D の式を運動方程式に代入して式中の u_{Dt} について整理すると、それぞれの沈降領域における終末速度が導かれる。

$$u_t = \frac{g(\rho_D - \rho_C) d_p^2}{18\mu_C} \quad \text{(Stokes)} \quad \dots(5.2.6)$$

$$u_t = \left[\frac{4}{225} \frac{g^2 (\rho_D - \rho_C)^2}{\rho_C \mu_C} \right]^{1/3} d_p \quad \text{(Allen)} \quad \dots(5.2.7)$$

$$u_t = \sqrt{\frac{3g(\rho_D - \rho_C) d_p}{\rho_C}} \quad \text{(Newton)} \quad \dots(5.2.8)$$

上昇方向の終末速度は、負の値を取る。

⑪セトラ径 連続相流速 u_C [m/h]は、セトラにおける分散相液滴の終末速度 u_t [m/h]以下となる必要があ

る。(連続相流速が分散相液滴の終末速度よりも大きいと、液滴の上昇流が連続相の下降流にさえぎられて、液滴が装置上部まで届かない。) セトラの断面積 A_S [m²] は、下限の値を取って次式で表される。

$$u_C = \frac{Q_C}{A_S} \leq u_t \quad \cdots(5.2.9)$$

$$A_S = \frac{Q_C}{u_t} \quad \cdots(5.2.10)$$

ただし、 Q_C は連続相の体積流量[m³/h]。

セトラ径 D_S [m] は、次式で表される。

$$D_S = \sqrt{\frac{4A_S}{\pi}} \quad \cdots(5.2.11)$$

⑫セトラ長 セトラ長 L_S [m] は、経験的にセトラ径 D_S の2倍を見積もる。

$$L_S = 2D_S \quad \cdots(5.2.12)$$

⑬滞留時間 セトラの分散相側清澄域における分散相液滴の滞留時間 τ_D [h] は、次式で表される。

$$\tau_D = \frac{H_D}{u_t} \quad [H_D = 0.1L_S] \quad \cdots(5.2.13)$$

ただし、 H_D は清澄域における分散相の高さ[m]であり、経験的にセトラ長 L_S の10%を見積もる。操作性の観点から、一般に2~5分程度が推奨される。

6. 多孔板抽出塔の設計 [文献 11, 12]

①孔径 多孔板の孔径 d_N [m] は、一般に次式の範囲が推奨される。 [文献 18]

$$\text{界面張力 } \sigma \text{ が大きい場合 } d_N > \frac{1}{2} \sqrt{\frac{\sigma}{g\Delta\rho}} \quad \cdots(6.1)$$

$$\text{界面張力 } \sigma \text{ が小さい場合 } d_N < \pi \sqrt{\frac{\sigma}{g\Delta\rho}} \quad \cdots(6.2)$$

②孔通過時分散相流速 孔部は突起しており、液滴を生成するノズルの役割を果たす。分散相流速が低い場合は、孔部で生成した液滴が一個一個千切れて上昇するが、流速を次第に高くしていくと孔から液柱がジェット状に飛び出し、その先端が千切れて液滴となる。規則的かつ連続的に千切れることで粒径の揃った液滴となる。このときの孔通過時最適分散相流速 u_M [m/s] は、液柱径を d_J [m] とすると、次式で与えられる。

$$u_M = 3.91 \left(\frac{d_J}{d_N} \right)^2 \sqrt{\frac{\sigma}{d_J(1.09\rho_D + \rho_C)}} \quad [\equiv u_N] \quad \cdots(6.3)$$

この値を孔通過時分散相流速 u_N [m/s] に採用する。

③液柱径 液柱径 d_J [m] は、次式で推算される。

$$\frac{d_N}{d_J} = 1 + 0.485 \left(\frac{d_N^2 g \Delta \rho}{\sigma} \right) \quad \left[\frac{d_N^2 g \Delta \rho}{\sigma} < 0.616 \right] \quad \cdots(6.4)$$

$$\frac{d_N}{d_j} = 0.12 + 1.51 \sqrt{\frac{d_N^2 g \Delta \rho}{\sigma}} \left[\frac{d_N^2 g \Delta \rho}{\sigma} > 0.616 \right] \quad \cdots(6.5)$$

④孔面積 小孔全体の所要面積 A_N [m²]は、次式で求められる。

$$A_N = \frac{Q_D}{u_M} \quad \cdots(6.6)$$

ただし、 Q_D は分散相の体積流量[m³/s]。

⑤孔个数 小孔の全个数 N_N [-]は、孔1個の面積 A_h [m²]を用いて次式で求められる。

$$N_N = \frac{A_N}{A_h} \quad \cdots(6.7)$$

⑥多孔板部断面積 多孔板部断面積 S_p [m²]は、孔を一辺 P [m]の間隔(ピッチ)で正三角形形状に配置するものとして次式で求められる。

$$S_p = N_N P^2 \sin 60^\circ + S_s \quad \cdots(6.8)$$

ただし、 S_s は周辺部の面積[m²]。

⑦下降管部所要断面積 液滴は、各段で分散と合一を繰り返して塔内を上昇する。設計上は、各段を液滴が通過する必要がある、段になっていない下降管側を通過して上昇する偏流現象が起こると、段効率低下の原因となる。偏流を抑止するには、液滴の終末速度が下降管内を流下する連続相流速よりも常に小さくなければならない。連続相の許容限界流速としての液滴の終末速度 u_t [m/s]は、Stokes式を用いて概算できる。

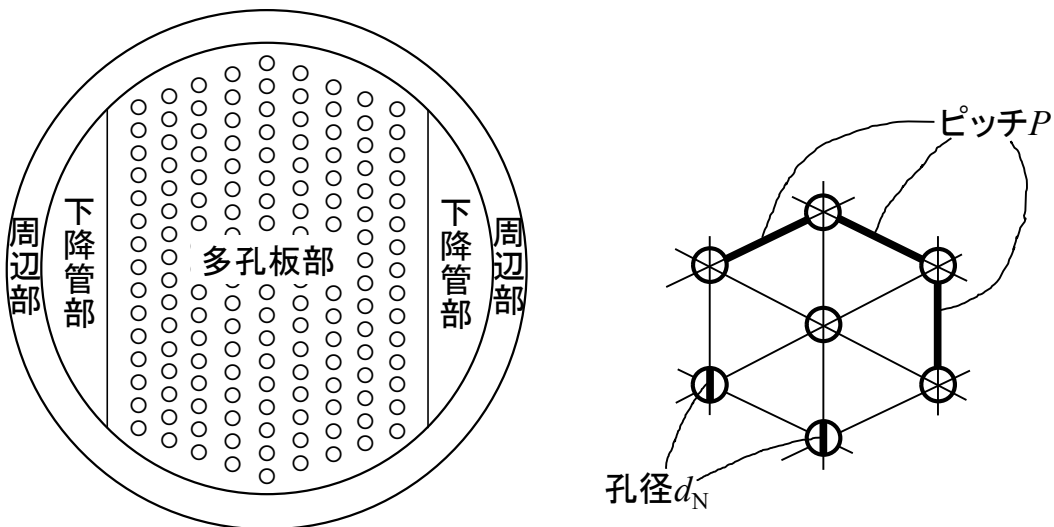
$$u_t = \frac{g \Delta \rho (d_{p,\min})^2}{18 \mu_c} \quad \cdots(6.9)$$

$d_{p,\min}$ は偏流が抑止される最小の液滴径であり、経験的に0.8 mmを用いる。[文献 19]

下降管部所要断面積 S_d [m²]は、次式より求めることができる。

$$S_d = \frac{Q_c}{u_t} \quad \cdots(6.10)$$

ただし、 Q_c は連続相流量[m³/s]。



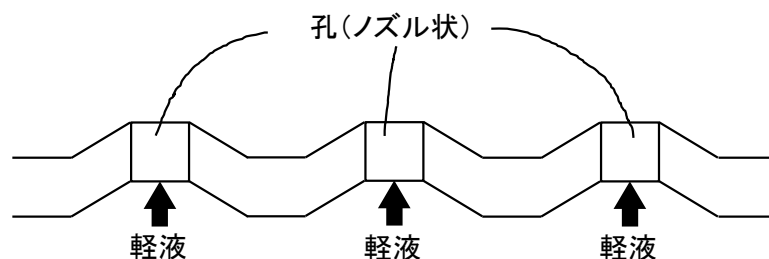


図 6.1 抽出用多孔板の構造

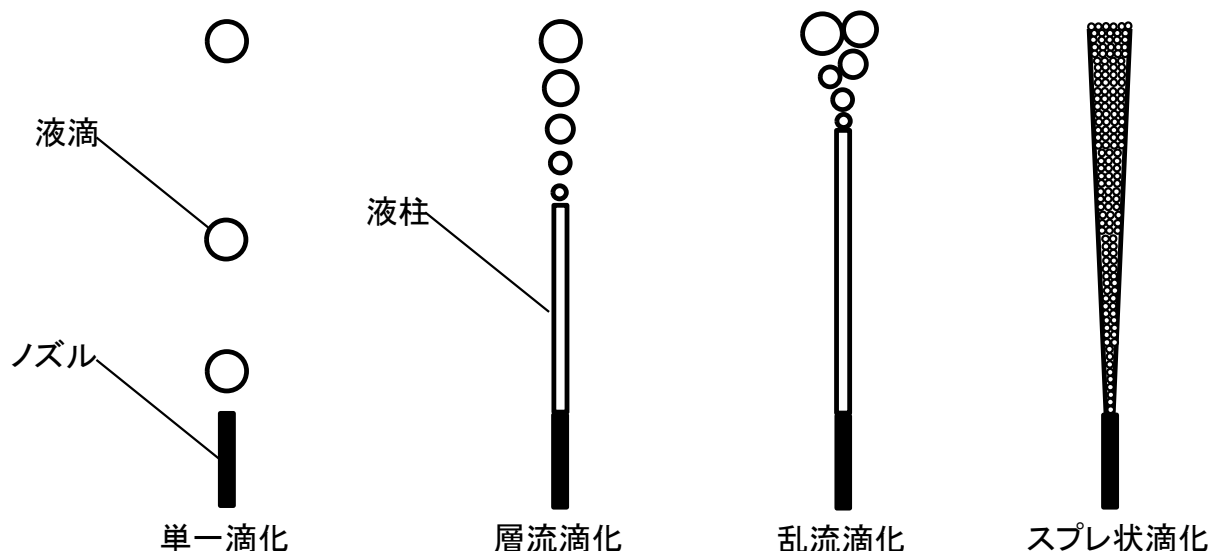


図 6.2 ノズルからの液滴生成

多孔板の孔自体がノズルの役割を果たしている。

⑧塔径 塔径 D_T [m]は、多孔板に下降管部が2箇所あることを踏まえて次式となる。

$$D_T = \sqrt{\frac{4}{\pi}(S_p + 2S_d)} \quad \cdots(6.11)$$

⑨圧力損失 分散相は、多孔板の小孔を通過する際に流路を狭められ、段上の液の表面張力に打ち勝って新しい分散相としての液滴を生成する。分散相の総括推進力は、小孔を通過して液表面から脱出する過程で減少する。この減少分を圧力損失 Δp [Pa]といい、液柱の高さで表したものを圧力損失頭（ヘッド損失） $h (= \Delta p / \rho g)$ [m]という。

分散相の全圧力損失頭 h は、分散相と連続相の圧力損失頭の和で与えられる。

$$h = h_C + h_D \quad \cdots(6.12)$$

ただし、 h_C は連続相の圧力損失頭[m]、 h_D は分散相の圧力損失頭[m]。

連続相の圧力損失頭 h_C [m]は、次式で与えられる。

$$h_C = 2.25 \left(\frac{u_C^2 \rho_C}{g \Delta \rho} \right) \quad \cdots(6.13)$$

ただし、 u_C は連続相流速[m/s]であり、許容限界流速 u_t [m/s]に置き換えて用いる。

分散相の圧力損失頭 h_D [m]は、孔通過時圧力損失頭 h_N [m]と液界面脱出時圧力損失頭 h_σ [m]の和で与えら

れる。

$$h_D = h_N + h_\sigma \quad \cdots(6.14)$$

孔通過時圧力損失頭 h_N [m]は、オリフィス流出係数を 0.67 として次式で与えられる。

$$h_N = \frac{(u_N^2 - u_C^2)\rho_D}{2(0.67)^2 g\Delta\rho} \quad \cdots(6.15)$$

ただし、 u_N は孔通過時分散相流速[m/s]であり、孔通過時最適分散相流速 u_M [m/s]に置き換えて用いる。
液界面脱出時圧力損失頭 h_σ [m]は、次式で与えられる。

$$h_\sigma = \frac{6\sigma}{d_p g\Delta\rho} \quad \cdots(6.16)$$

ただし、 d_p は平均液滴径[m]。

⑩平均液滴径 平均液滴径 d_p の簡便な推算式として、次式が知られている。[文献 20]

$$d_p = 1.92d_j \quad \cdots(6.17)$$

⑪理論段数 理論段数 N_t [-]は、図解法により求める。

⑫塔効率 塔効率 E_o [-]の推算には、次の経験式を用いる。

$$E_o = \frac{7.35 \times 10^4 L_0^{0.5}}{\sigma} \left(\frac{u_{D,av}}{u_{C,av}} \right)^{0.42} \quad [\text{M. K. H. 単位系}] \quad \cdots(6.18)$$

ただし、 u_{av} は平均流速[m/h]。

⑬段間隔 段間隔 L_0 [m]は、下表より求める。なお、分散相の全圧力損失頭 h [m]が段間隔以下であることを確認する必要がある。

表 6.1 塔径と段間隔の関係(多孔板塔) [文献 21]

塔径[m]	0.15	0.30	0.50	1.00～
段間隔[m]	0.20	0.30	0.40	0.50

⑭塔高 塔高 Z [m]は、理論段数 N_t [-]を総括段効率 E_o [-]で除して実際段数 N_a [-]を決定し、これに段間隔 L_0 [m]を乗じて求める。

$$Z = \frac{N_t L_0}{E_o} \quad \cdots(6.19)$$

7. 設計計算 I

(ミキサーセトラ型連続抽出装置)

槽形状	平底円筒槽	翼取付位置－液深比 C/H	1/2
槽径 D_T	1200 mm	邪魔板	有
ミキサ容積 V_T	液体積の 1.25 倍	攪拌翼形状	6 枚平板タービン翼
翼径－槽径比 d/D_T	1/3	攪拌速度 n	相分散限界攪拌速度に等しい
液深－槽径比 H/D_T	1	抽質(溶質)	ジエチルアミン

希釈剤(溶媒)	水	界面張力 σ	$3.24 \times 10^5 \text{ kg/h}^2$
抽出剤(抽出剤)	純トルエン	連続相側質量流量 W_C	50 t/h
水の分子量	18	分散相側質量流量 W_D	60 t/h
トルエンの分子量	92	装置内の平均抽質濃度 x_C	12 mol%
連続相(C)	水相	平衡時の抽質濃度 x_C^*	2 mol%
分散相(D)	トルエン相	重力加速度 g	$1.27 \times 10^8 \text{ m/h}^2$
連続相密度 ρ_C	1000 kg/m ³	分配係数 m	0.715
連続相粘度 μ_C	3.2 kg/(m·h)	$m \equiv (\text{連続相中のジエチルアミン濃度})/(\text{分散相中のジエチルアミン濃度})$ ※分子と分母を逆にして定義している成書もある。	
分散相密度 ρ_D	875 kg/m ³		
分散相粘度 μ_D	1.91 kg/(m·h)		

①ミキサ容積 V_T [m³]

$$V = \pi(D_T/2)^2 H = \pi(1.2/2)^2 (1.2) = 1.3571 \text{ m}^3$$

$$V_T = 1.25V = (1.25)(1.3571) = 1.6963 \text{ m}^3 \doteq \boxed{1.70 \text{ m}^3}$$

②分散相側ホールドアップ ϕ_D [-]

$$\phi_D = Q_D / (Q_C + Q_D) = (60 \times 10^3 / 875) / \{(50 \times 10^3 / 1000) + (60 \times 10^3 / 875)\} = 0.57831 \doteq \boxed{0.578}$$

③平均密度 ρ_M [kg/m³]

$$\rho_M = \rho_C \phi_C + \rho_D \phi_D = (1000)(1 - 0.57831) + (875)(0.57831) = 927.71 \doteq \boxed{928 \text{ kg/m}^3}$$

④平均粘度 μ_M [kg/(m·h)]

$$\mu_M = (\mu_C / \phi_C) [1 + 1.5 \mu_D \phi_D / (\mu_C + \mu_D)] = [3.2 / (1 - 0.57831)] [1 + (1.5)(1.91)(0.57831) / (3.2 + 1.91)] = 10.049 \doteq \boxed{10.0 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{h}}$$

⑤相分散限界攪拌速度 n_C [rpm]

$$\sigma = (3.24 \times 10^5)^{kg/h^2} (1/3600^2)^{h^2/s^2} = 0.025 \text{ kg/s}^2$$

$$g = (1.27 \times 10^8)^{m/h^2} (1/3600^2)^{h^2/s^2} = 9.7993 \text{ m/s}^2$$

$$\mu_M = (10.049)^{kg/(m \cdot h)} (1/3600)^{h/s} = 0.0027913 \text{ kg/(m} \cdot \text{s)}$$

$$Ga = d^3 \rho_M g \Delta \rho / \mu_M^2 = (0.400 \text{ m})^3 (927.71)^{kg/m^3} (9.7993)^{m^2/s} (125)^{kg/m^3} / (0.0027913)^{kg/(m \cdot s)^2} = 9.3343 \times 10^9 \doteq 9.33 \times 10^9$$

$$Bo = d^2 g \Delta \rho / \sigma = (0.400 \text{ m})^2 (9.7993)^{m^2/s} (125)^{kg/m^3} / (0.025)^{kg/s^2} = 7839.4 \doteq 7839$$

$$n_C^2 \rho_M d / (g \Delta \rho) = C^2 (D_T / d)^{2\alpha} \phi_D^{0.106} (Ga \cdot Bo)^{-0.084}$$

$$n_C^2 = C^2 (D_T / d)^{2\alpha} \phi_D^{0.106} (Ga \cdot Bo)^{-0.084} \{g \Delta \rho / (\rho_M d)\}$$

$$n_C^2 = (0.95)^2 (3)^2 (1.38) (0.57831)^{0.106} \{(9.3343 \times 10^9)(7839.4)\}^{-0.084} [(9.7993)^{m^2/s} (125)^{kg/m^3} / \{(927.71)^{kg/m^3} (0.400 \text{ m})\}]$$

$$= 3.9913$$

$$n_C = 3.9913^{0.5} = (1.9978)^{1/s} (60)^{s/\text{min}} = 119.86 \text{ rpm} \doteq \boxed{120 \text{ rpm}}$$

⑥攪拌所要動力 P [kW]

$$Re = \rho_M n d^2 / \mu_M = (927.71)(1.9978)(0.400)^2 / (0.0027913) = 106237 \text{ 動力特性曲線より } N_p \doteq 6$$

$$P_V = N_p \rho_M n^3 d^5 = (6)(927.71)(1.9978)^3 (0.400)^5 = 454.48 \text{ W} = \boxed{0.454 \text{ kW}}$$

⑦平均滞留時間 τ [s]

$$V = \pi(D_T/2)^2 H = \pi(1.2/2)^2 (1.2) = 1.3571 \text{ m}^3$$

$$\tau = V / (Q_C + Q_D) = 1.3571 / \{(50 \times 10^3 / 1000) + (60 \times 10^3 / 875)\} = 0.011445 \text{ h} = 41.202 \text{ s} \doteq \boxed{41.2 \text{ s}}$$

⑧液滴接触界面積 a [m²/m³]

表中の適用範囲は無視する。

$$We = \rho c n^2 d^3 / \sigma = (1000)(1.9978)^2 (0.400)^3 / 0.025 = 10217$$

$$a = 100 \phi_D We^{0.6} / (1 + 9 \phi_D) d = (100)(0.57831)(10217)^{0.6} / [1 + (9)(0.57831)] (0.400) = 5928.8 \text{ m}^2/\text{m}^3 = \boxed{5929 \text{ m}^2/\text{m}^3}$$

⑨平均液滴径 d_p [mm]

$$d_p = 6 \phi_D / a = (6)(0.57831) / 5928.8 = 0.00038861 \text{ m} \doteq \boxed{0.389 \text{ mm}}$$

⑩分散相側境膜物質移動係数 k_D [m/h]

滴内流動は無視する。

$$\mu = (1.91)^{\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})} (1/3600)^{\text{h}/\text{s}} = (5.3055 \times 10^{-4})^{\text{Pa} \cdot \text{s}} (1/0.001)^{\text{cP}/\text{Pa} \cdot \text{s}} = 0.53055 \text{ cP}$$

$$\mathcal{D}_D = (7.4 \times 10^{-8}) (\gamma M)^{0.5} T / (\mu_M \nu_m^{0.6}) = (7.4 \times 10^{-8}) \{ (1.0)(92) \}^{0.5} (298.15) / \{ (0.53055)(108.2)^{0.6} \}$$

$$\mathcal{D}_D = (2.4004 \times 10^{-5}) \text{cm}^2/\text{s} (10^{-4})^{\text{m}^2/\text{cm}^2} (3600)^{\text{s}/\text{h}} = 8.6414 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{h}$$

$$k_D = (d_p / 6\tau) \ln [1 / \{ 1 - \exp(-4\pi^2 \mathcal{D}_D \tau / d_p^2) \}^{0.5}]$$

$$k_D = [(0.00038861) / \{ (6)(0.011445) \}] \ln [1 / \{ 1 - [1 - \exp \{ (-4\pi^2)(8.6414 \times 10^{-6})(0.011445) / (0.00038861)^2 \}]^{0.5} \}]$$

$$k_D = (0.0056590) \ln [1 / \{ 1 - \exp(-25.854) \}^{0.5}] = 0.15024 \text{ m/h} \doteq \boxed{0.150 \text{ m/h}}$$

⑪連続相側液相拡散係数 \mathcal{D}_C [m²/h]

$$\text{ジエチルアミン} (\text{C}_2\text{H}_5 - \text{NH} - \text{C}_2\text{H}_5) \nu_m = (2) \{ (2)(14.8) + (5)(3.7) \} + 12.0 = 108.2$$

$$\mu = (3.2)^{\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})} (1/3600)^{\text{h}/\text{s}} = (8.8888 \times 10^{-4})^{\text{Pa} \cdot \text{s}} (1/0.001)^{\text{cP}/\text{Pa} \cdot \text{s}} = 0.88888 \text{ cP}$$

$$\mathcal{D}_C = (7.4 \times 10^{-8}) (\gamma M)^{0.5} T / (\mu_M \nu_m^{0.6}) = (7.4 \times 10^{-8}) \{ (2.6)(18) \}^{0.5} (298.15) / \{ (0.88888)(108.2)^{0.6} \}$$

$$\mathcal{D}_C = (1.0219 \times 10^{-5}) \text{cm}^2/\text{s} (10^{-4})^{\text{m}^2/\text{cm}^2} (3600)^{\text{s}/\text{h}} = \boxed{3.6788 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{h}}$$

⑫連続相側境膜物質移動係数 k_C [m/h]

Barker & Treybal 式を用いる。

$$Re = \rho c n d^2 / \mu_C = (1000)^{\text{kg}/\text{m}^3} (1.9978)^{1/\text{s}} (3600)^{\text{s}/\text{h}} (0.400 \text{ m})^2 / 3.2^{\text{kg}/\text{m} \cdot \text{h}} = 359604$$

$$Sc = \mu_C / (\rho_C \mathcal{D}_C) = 3.2 / \{ (1000)(3.6788 \times 10^{-6}) \} = 869.84$$

$$Sh = 0.052 Re^{0.833} Sc^{0.5} = (0.052)(359604)^{0.833} (869.84)^{0.5} = 65121$$

$$k_C = Sh (\mathcal{D}_C / D_T) = (65121)(3.6788 \times 10^{-6} / 1.2) = 0.19963 \text{ m/h} \doteq \boxed{0.200 \text{ m/h}}$$

⑬分散相側総括容量係数 K_{ODa} [1/h]

抽料相(R)の添え字を連続相(C)に、抽剤相(E)の添え字を分散相(D)に置き換える。

$$1/K_{OER} = 1/mk_{Ra} + 1/k_{ER}$$

$$K_{OD} = 1 / [1 / (mk_C) + 1 / k_D] = 1 / [1 / \{ (0.715)(0.19963) \} + 1 / 0.15024] = 0.073195 \text{ m/h}$$

$$K_{ODa} = (0.073195)^{\text{m}/\text{h}} (5928.8)^{\text{m}^2/\text{m}^3} = 433.95 \text{ h}^{-1} \doteq \boxed{434 \text{ h}^{-1}}$$

⑭分散相側段効率 E_{MD} [-]

$$N_{OD} = (K_{ODa}) V / Q_D = (433.95)^{1/\text{h}} (1.3571)^{\text{m}^3} / (60 \times 10^3 / 875)^{\text{m}^3/\text{h}} = 8.5883$$

$$E_{MD} = N_{OD} / (1 + N_{OD})$$

$$E_{MD} = 8.5883 / (1 + 8.5883) = 0.89570 \doteq \boxed{0.896}$$

⑮液液抽出速度 N_A [kmol/(m³·h)]

$$1/K_{ORa} = (1/k_{Ra}) + (m/k_{Ea})$$

$$1/K_{OC} = (1/k_C) + (m/k_D)$$

$$K_{OC} = 1 / [(1/0.19963) + (0.715/0.15024)] = 0.10237$$

$$K_{OCa} = (0.10237)(5928.8) = 606.93 \text{ 1/h}$$

$$N_A = K_{ORa}(C_R - C_R^*) = K_{Oca}(C_C - C_C^*) = (K_{Oca})\rho_C(x_C - x_C^*) = (606.93)(1000)(0.12 - 0.02) \\ = 60.693 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h}) \doteq \boxed{60.7 \text{ kmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{h})}$$

⑩セトラにおける分散相液滴の終末速度 u_t [m/h]

Stokes 域を仮定する。

$$u_t = g(\rho_D - \rho_C)d_p^2 / (18\mu_C) = (1.27 \times 10^8)^{\text{m}/\text{h}^2} (875 - 997)^{\text{kg}/\text{m}^3} (350 \times 10^{-6} \text{ m})^2 / \{(18)(3.2)^{\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})}\} \\ u_t = -32.951 \text{ m/h} \doteq \boxed{-33.0 \text{ m/h}}$$

⑪セトラ径 D_s [m]

$$Q_C = W_C / \rho_C = 20000^{\text{kg}/\text{h}} / 1000^{\text{kg}/\text{m}^3} = 20 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$A_s = Q_C / u_t = 20^{\text{m}^3/\text{h}} / 32.951^{\text{m}/\text{h}} = 0.60696 \text{ m}^2$$

$$D_s = (4A_s/\pi)^{0.5} = \{(4)(0.60696)/\pi\}^{0.5} = 0.87909 \text{ m} \doteq \boxed{0.879 \text{ m}}$$

⑫セトラ長 L_s [m]

$$L_s = 2D_s = (2)(0.87909) = 1.75818 \text{ m} \doteq \boxed{1.76 \text{ m}}$$

⑬セトラにおける分散相液滴の滞留時間 τ_D [min]

$$\tau_D = H_D / u_t = 0.1L_s / u_t = (0.1)(1.75818)^{\text{m}} / 32.951^{\text{m}/\text{h}} = (5.3357 \times 10^{-3})^{\text{h}} (60)^{\text{min}/\text{h}} = 0.32014 \text{ min} \doteq \boxed{0.320 \text{ min}} (19.2 \text{ s})$$

8. 設計計算 II (多孔板抽出塔)

抽質(溶質)	ジエチルアミン	重力加速度 g	$1.27 \times 10^8 \text{ m/h}^2$
希釈剤(溶媒)	水	連続相側質量流量 W_C	20 t/h
抽剤(抽出剤)	純トルエン	分散相側質量流量 W_D	24 t/h
連続相(C)	水相	連続相側初期濃度 x_F	35 wt%
分散相(D)	トルエン相	連続相側最終濃度 x_{RN}	5 wt%
連続相密度 ρ_C	1000 kg/m ³	多孔板周辺部面積 S_S	0.1 m ²
連続相粘度 μ_C	3.2 kg/(m·h)	多孔板のピッチ P	0.015 m
分散相密度 ρ_D	875 kg/m ³	分配係数 m	0.715
分散相粘度 μ_D	1.91 kg/(m·h)	$m \equiv$ (水相中のジエチルアミン濃度)/(トルエン相中のジエチルアミン濃度)	
界面張力 σ	$3.24 \times 10^5 \text{ kg/h}^2$		

①多孔板の孔径 d_N [mm]

界面張力は比較的大きいものとする。

$$d_N > (1/2)(\sigma/g\Delta\rho)^{0.5} = (1/2)[3.24 \times 10^5 / \{(1.27 \times 10^8)(1000 - 875)\}]^{0.5} = 2.2588 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$d_N \doteq \boxed{2.3 \text{ mm}}$$

②液柱径 d_l [mm]

$$d_N^2 g \Delta\rho / \sigma = (2.2588 \times 10^{-3})^2 (1.27 \times 10^8)(1000 - 875) / (3.24 \times 10^5) = 0.24999 < 0.616$$

$$d_l = d_N / [1 + 0.485(d_N^2 g \Delta\rho / \sigma)] = 2.2588 \times 10^{-3} / [1 + (0.485)(0.24999)] = 2.0145 \times 10^{-3} \text{ m} \doteq \boxed{2.0 \text{ mm}}$$

③孔通過時分散相流速 u_N [m/h]

$$u_N = u_M = 3.91(d_l/d_N)^2 [\sigma / \{d_l(1.09\rho_D + \rho_C)\}]^{0.5}$$

$$u_N=(3.91)(2.0145/2.2588)^2[3.24 \times 10^5 / [(2.0145 \times 10^{-3}) \{ (1.09)(875) + 1000 \}]]^{0.5} = 892.29 \text{ m/h} \doteq \boxed{892 \text{ m/h}}$$

③多孔板部断面積 S_P [m²]

$$A_N = Q_D / u_M = (24 \times 10^3 / 875) / 892.29 = 0.030739 \text{ m}^2$$

$$N_N = A_N / A_h = 0.030739 / [\pi (1.5 \times 10^{-3})^2] = 4348.6 \doteq 4349$$

$$S_P = N_N P^2 \sin 60^\circ + S_S = (4349)(0.015)^2 \sin 60^\circ + 0.1 = 0.94742 = \boxed{0.947 \text{ m}^2}$$

④下降管部断面積 S_d [m²]

$$\mu_C = (3.2)^{\text{kg}/(\text{m} \cdot \text{h})} (10^3)^{\text{g}/\text{kg}} (10^{-2})^{\text{m}/\text{cm}} (1/3600)^{\text{h}/\text{s}} = 8.89 \times 10^{-3} \text{ g}/(\text{cm} \cdot \text{s})$$

$$g = (1.27 \times 10^8)^{\text{m}/\text{h}^2} (10^2)^{\text{cm}/\text{m}} (1/3600)^{\text{h}^2/\text{s}^2} = 980 \text{ cm}/\text{s}^2$$

$$\rho_C = (1000)^{\text{kg}/\text{m}^3} (10^3)^{\text{g}/\text{kg}} (10^{-6})^{\text{m}^3/\text{cm}^3} = 1.00 \text{ g}/\text{cm}^3$$

$$\Delta\rho = (1000 - 875)^{\text{kg}/\text{m}^3} (10^3)^{\text{g}/\text{kg}} (10^{-6})^{\text{m}^3/\text{cm}^3} = 0.125 \text{ g}/\text{cm}^3$$

$$\sigma = (3.24 \times 10^5)^{\text{kg}/\text{h}^2} (10^3)^{\text{g}/\text{kg}} (1/3600)^{\text{h}^2/\text{s}^2} = 25 \text{ g}/\text{s}^2 \text{ (dyn/cm)}$$

$$(7.25)[\mu_C / (g \Delta\rho \sigma \rho_C^2)]^{0.5} = (7.25)[8.89 \times 10^{-3} / \{ (980)(0.125)(25)(1.00)^2 \}]^{0.5} = 0.012352 \text{ cm} < 0.08 \text{ cm}$$

$$u_t = g \Delta\rho (d_{p,\min})^2 / (18 \mu_C) = (1.27 \times 10^8)(1000 - 875)(0.8 \times 10^{-3})^2 / \{ (18)(3.2) \} = 176.38 \text{ m/h}$$

$$S_d = Q_C / u_t = (20 \times 10^3 / 1000) / 176.38 = 0.11339 \text{ m}^2 = \boxed{0.113 \text{ m}^2}$$

⑤塔径 D_T [m]

$$D_T = [(4/\pi)(S_P + 2S_d)]^{0.5} = [(4/\pi)\{1.20 + (2)(0.11339)\}]^{0.5} = [(4/\pi)(1.4267)]^{0.5} = 1.3477 \text{ m} = \boxed{1.35 \text{ m}}$$

⑥平均液滴径 d_p [mm]

$$d_p = 2d_s = (2)(2.0) = \boxed{4.0 \text{ mm}}$$

⑦分散相の全圧力損失頭 h [mm]

連続相流速 u_C には、液滴の終末速度 u_t を用いる。

$$h_C = 2.25(u_C^2 \rho_C / g \Delta\rho) = (2.25)[(176.38)^2 (1000) / \{ (1.27 \times 10^8)(1000 - 875) \}] = 0.0044092 \text{ m} = 4.4092 \text{ mm}$$

$$h_N = (u_N^2 - u_C^2) \rho_D / [2(0.67)^2 g \Delta\rho] = (892^2 - 176.38^2)(875) / \{ (2)(0.67)^2 (1.27 \times 10^8)(1000 - 875) \}$$

$$h_N = 0.046937 \text{ m} = 46.937 \text{ mm}$$

$$h_\sigma = 6\sigma / d_p g \Delta\rho = (6)(3.24 \times 10^5) / \{ (4.0 \times 10^{-3})(1.27 \times 10^8)(1000 - 875) \} = 0.030614 \text{ m} = 30.614 \text{ mm}$$

$$h = h_C + h_D = h_C + h_N + h_\sigma = 4.4092 + 46.937 + 30.614 \text{ mm} = 81.960 \text{ mm} = \boxed{82.0 \text{ mm}}$$

⑧段間隔 L_0 [m]

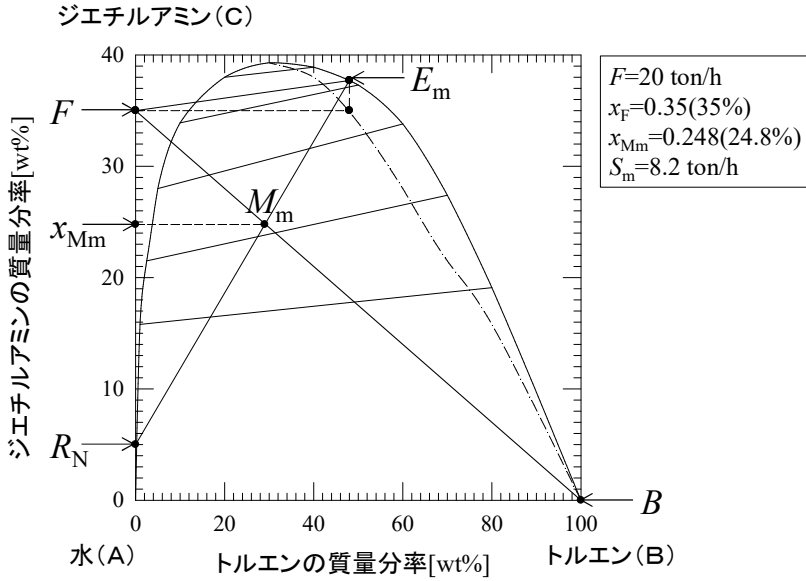
$$L_0 = \boxed{0.50 \text{ m}} (< h = 0.082 \text{ m})$$

⑨最小抽剂量 S_m [t/h]

$$x_{Mm} = 0.248 \text{ (24.8 wt\%)}$$

$$S_m = F(x_F - x_{Mm}) / x_{Mm} = (20)(0.35 - 0.248) / 0.248 = \boxed{8.23 \text{ t/h}}$$

$$S/S_m = 24 / 8.23 = \boxed{2.9 \text{ 倍}}$$

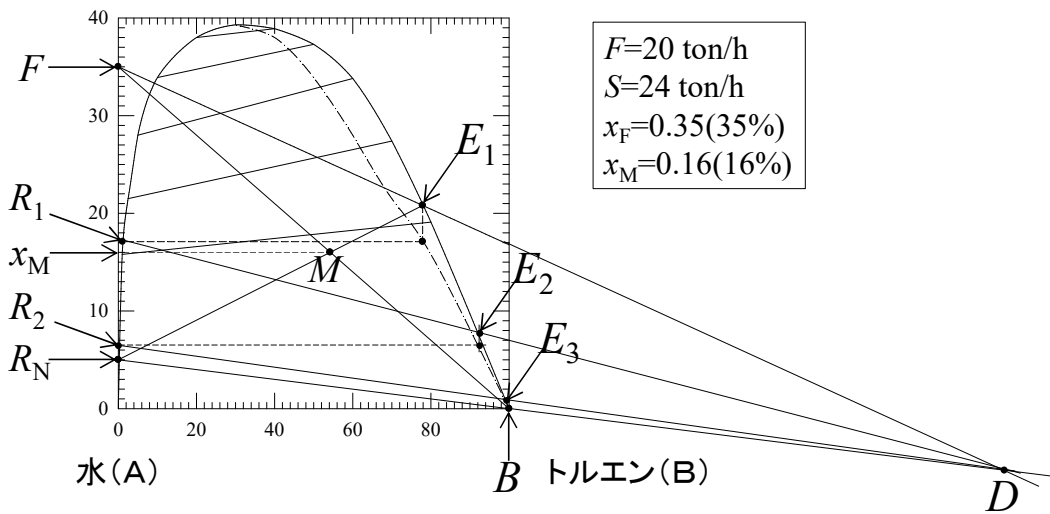


⑩理論段数 N_t [-]

$$x_M = Fx_F / (F+S) = (20)(0.35) / (20+24) = 0.16 \text{ (16 wt\%)}$$

$$N_t = \boxed{3 \text{ 段}}$$

ジエチルアミン(C)



⑪総括段効率 E_o [-]

$$E_o = (7.35 \times 10^4 L_0^{0.5} / \sigma) (u_{D,av} / u_{C,av})^{0.42}$$

$$E_o = [(7.35 \times 10^4)(0.50)^{0.5} / (3.24 \times 10^5)] [\{ (24 \times 10^3 / 875) / 1.3477 \} / \{ (20 \times 10^3 / 1000) / 1.3477 \}]^{0.42} = 0.18316 = \boxed{0.183}$$

⑫塔高 Z [m]

$$N_a = N_t / E_o = 3 / 0.18316 = 16.379 = 17 \text{ 段}$$

$$Z = N_a L_0 = (16.379)(0.50) = 8.1895 \text{ m} = \boxed{8.19 \text{ m}}$$

[参考]有効数字の丸め方

(ア)切り捨てと切り上げの値を比較してより近い値を採用する。

12.31~~3~~ → (切り捨て)12.31 / (切り上げ)12.32 → (採用)12.31

(イ)(ア)で差が等しい場合は、偶数値を採用する。

12.30~~5~~ → (切り捨て)12.30 / (切り上げ)12.31 → (採用)12.30

[参考]単位換算

1 in (インチ) =2.54 cm

1 ft (フィート) =12 in=0.3048 m

1 lb (ポンド) =0.4536 kg

1 gal (ガロン) =0.004546 m³

1 lb/ft³ (ポンド毎立方フィート) =16.02 kg/m³

1 cP (センチポアズ) =0.0006720 lb/(ft·s)=0.001 Pa·s

1 dyn/cm (ダイン毎センチ) =1 mN/m

参考文献

- [1] A.B. Newman; *AIChE Trans.*, **27** (1931) 203-220
- [2] R. Kronig and J.C. Brink; *Appl. Sci. Res.*, **A-2** (1950) 142-154
- [3] R.E. Treybal; *Liquid Extraction 2nd Ed.*, McGraw Hill Inc. (1963), pp.413-414
- [4] R.E. Treybal; *Liquid Extraction 2nd Ed.*, McGraw Hill Inc. (1963)
- [5] P.H. Calderbank, M.B. Moo-Young; *Chem. Eng. Sci.*, **16**, 39-54(1961)
- [6] J.J. Barker and R.E. Treybal; *AIChE J.*, **6**, 289-295(1960)
- [7] C.R. Wilke and P. Chang; *AIChE J.*, **1**, 264-270 (1955)
- [8] T.K. Sherwood and R.L. Pigford; *Absorption and Extraction*, McGraw-Hill, New York (1952)
- [9] 化学工学協会編; 化学工学便覧 改訂四版, 丸善(1978), 1.2 章 状態定数(表 1.10)
- [10] J.D Seader, E.J. Henley, D.K. Roper; *Separation Process Principles (3rd Ed.)*, Wiley (2010), Chapter 8.5.1 Mixer-Settler Units(pp.328-333)
- [11] 平田光穂, 城塚 正; 抽出工学, 日刊工業新聞社(1964), 4 章 抽出装置および設計法
- [12] 化学工学協会編; 化学工学便覧 改訂五版, 丸善(1988), 11 章 抽出
- [13] 化学工学協会編; 化学工学便覧 改訂四版, 丸善(1978), 18 章 攪拌および混合
- [14] A.H.P. Skelland and G.G. Ramsay; *Ind. Eng. Chem. Res.*, **26**, 77-81(1987)
- [15] 永田進治ら; 化学工学と化学機械(化学機械協会年報, 8 巻), p.43 (1950)
- [16] G. Towler, R. Sinnott; *Chemical Engineering Design 2nd Ed.*, Butterworth-Heinemann (2012), Chapter 16.4 Liquid-liquid separation(pp.773-779)
- [17] J.R. Couper, W.R. Penny, J.R. Fair; *Chemical Process Equipment: Selection and Design 3rd Ed.*, Butterworth-Heinemann(2012), Chapter 18 Process vessels(pp.655-675)
- [18] 化学工学協会編; 化学工学便覧 改訂五版, 丸善(1988), p.567
- [19] 平田光穂, 城塚 正; 抽出工学, 日刊工業新聞社(1964), p.159
- [20] R.M. Christiansen and A.N. Hixson; *Ind. Eng. Chem.* **49**, 1017-1024(1957)
- [21] 平田光穂, 城塚 正; 抽出工学, 日刊工業新聞社(1964), p.160

令和3(2021)年3月23日作成