

蒸 留

1. 連続蒸留

還流操作を伴う蒸留を**精留**という。回分単蒸留の場合、発生する蒸気中の低沸点成分の組成は、液相との平衡組成以上にはならないことから、低沸点成分の組成（製品純度）を高めるには限界がある。そこで（ア）のように、回分単蒸留器を多段化する。そうすることで、低沸点成分の組成をより高めることができる。しかし（ア）の場合、加熱器と凝縮器が各段で必要となることから、設備費や光熱費が高くなる。そこで（イ）のように、各段の発生蒸気を一段上の液中に吹き込む。そうすることで、加熱器と凝縮器が一基ずつで済む。下段ほど高沸点成分の量が多く、沸点が高い為、下段から上昇する蒸気温度は、上段の液温よりも高い。高温の蒸気は、低温の液によって冷却され、凝縮（液化）する。このときに発生する凝縮熱（蒸発潜熱）によって、段上の液が加熱され、沸騰が起こる。しかし（イ）の場合、上段へ行くほど、各段での缶出液の回収に伴い、液量が減少する為、発生する蒸気量が少なくなり、低沸点成分の回収率が減少する。また、各段の缶出液には、まだ低沸点成分が含まれており、この方法では、それを回収できない。そこで（ウ）のように、最上段の留出液の一部と各段の缶出液を一段下の段へ戻す（**還流**）。そうすることで、各段の液量は減少すること無く、ほぼ一定量に維持される為、発生する蒸気量もほぼ等しくなり、留出液が増大して回収率が向上する。また、中間段の缶出液に含まれる低沸点成分の回収が可能となる。還流の位置を最寄りの段とする理由は、温度と組成の差が小さく、操作の定常性を維持しやすい為である。（温度差の大きい段へ還流した場合、上段から来た低温の還流液を温めるのに、蒸気をもつ潜熱が余計に必要となる為、発生する蒸気量が大きく減少して、運転条件が変動しやすい。）しかし（ウ）の場合、最下段には、まだ低沸点成分が含まれたままであり、この方法では、それを回収できない。そこで（エ）のように、缶残側にも段を追加して、低沸点成分を回収する。そうすることで、留出液の低沸点成分と缶出液の高沸点成分を限りなく 100%に近づけることが出来、原理的には、原液中の高沸点成分と低沸点成分をほぼ完全に二分することができる。

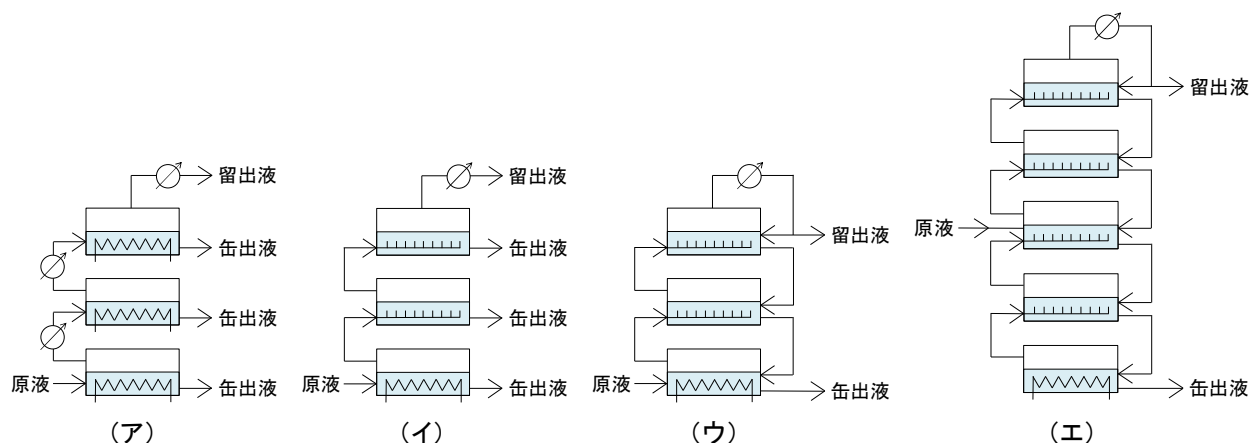


図 1.1 精留の原理[文献 1]

2. 気液平衡

低沸点成分 A と高沸点成分 B の混合溶液が理想溶液(分子間力、分子体積無視)と見なせるとき、**ラウールの法則**(分圧 p_i =純物質の飽和蒸気圧 P_i ×モル分率 x_i)が成り立つ。

$$p_A = P_A x_A \quad \cdots(2.1)$$

$$p_B = P_B x_B = P_B (1 - x_A) \quad \cdots(2.2)$$

混合溶液に含まれる低沸点成分のモル分率 $x(=x_A)$ は、全圧 P_T を用いて次式のように導かれる。

$$P_T = p_A + p_B = P_A x_A + P_B (1 - x_A) \quad \cdots(2.3)$$

$$x = \frac{P_T - P_B}{P_A - P_B} \quad [x \equiv x_A] \quad \cdots(2.4)$$

混合蒸気に含まれる低沸点成分のモル分率、すなわち気液平衡線 $y(=y_A)$ は、次式のように導かれる。

$$y_A = \frac{p_A}{P_T} = \frac{P_A x_A}{P_A x_A + P_B (1 - x_A)} \quad \cdots(2.5)$$

$$y_A = \frac{(P_A/P_B)x_A}{(P_A/P_B)x_A + (1 - x_A)} \quad \cdots(2.6)$$

$$\boxed{y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x}} \quad \left[\alpha \equiv \frac{P_A}{P_B} \right] \quad \cdots(2.7)$$

α は相対揮発度[－]であり、分離のしやすさを表す。 $\alpha=1$ のとき、工学的には分離不可能であることを意味する。 α は、定温条件下で一定の値をとるが、蒸気圧の比で定義されることから、温度が変化する定圧条件下においても、近似的に一定と見なすことができる。そこで、各純物質の沸点における蒸気圧比 α_{Ab} および α_{Bb} の幾何平均を用いる。

$$\alpha_{av} = \sqrt{\alpha_{Ab} \alpha_{Bb}} \quad \cdots(2.8)$$

ある温度における純物質の飽和蒸気圧 P_i は、次の Antoine(アントワン) 式で推算する。[文献 2]

$$\log_{10} P = A - \frac{B}{t + C} \quad \cdots(2.9)$$

ただし、 P は純物質の飽和蒸気圧[mmHg]、 t は温度[°C]、 $A \sim C$ は定数。

3. 物質収支

3. 1 塔全体

2 成分系の連続精留塔における原料、留出液、缶出液の流量を F, D, W [mol/s]、低沸点成分のモル組成を x_F, x_D, x_W [－]とする。塔全体の物質収支式は、次式で表される。

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

$$(\text{低沸点成分収支}) \quad Fx_F = Dx_D + Wx_W \quad \cdots(3.1.2)$$

上式より、留出液量 D および缶出液量 W は、それぞれ次式のように導かれる。

$$\boxed{D = F \frac{x_F - x_W}{x_D - x_W}} \quad \cdots(3.1.3)$$

$$W = F \frac{x_D - x_F}{x_D - x_W} \quad \cdots(3.1.4)$$

原料流量 F および原料組成 x_F は、操作条件であることから既知。また、留出液組成 x_D および缶出液組成 x_W は設定値であることから既知。したがって、上式より留出液量 D および缶出液量 W が求まる。

原料モル流量 F [kmol/h] が体積流量 Q_F [m³/h] で与えられる場合、次のようにしてモル基準に換算する。

$$F^{\text{kmol/h}} = Q_F^{\text{m}^3/\text{h}} C_T^{\text{kmol/m}^3} \quad \cdots(3.1.5)$$

$$C_T = v_A \left(\frac{\rho_A}{M_A} \right) + v_B \left(\frac{\rho_B}{M_B} \right) \quad \cdots(3.1.6)$$

ただし、 C_T は混合溶液のモル濃度[kmol/m³]、 M はモル質量[g/mol]、 v は体積組成[－]、 ρ は液密度[kg/m³]、添え字は成分名。

原料モル組成 x_F [－] が質量組成 w_F [－] で与えられる場合、次のようにしてモル基準に換算する。

$$w_F = \frac{m_A}{m_A + m_B} = \frac{m_A/m_B}{m_A/m_B + 1} \quad \cdots(3.1.7)$$

$$\frac{m_A}{m_B} = \frac{w_F}{1 - w_F} \quad \cdots(3.1.8)$$

$$x_F = \frac{m_A/M_A}{(m_A/M_A) + (m_B/M_B)} = \frac{(m_A/m_B)/M_A}{\{(m_A/m_B)/M_A\} + 1/M_B} = \frac{m_A/m_B}{(m_A/m_B) + (M_A/M_B)} \quad \cdots(3.1.9)$$

$$x_F = \frac{w_F/(1 - w_F)}{w_F/(1 - w_F) + (M_A/M_B)} \quad \cdots(3.1.10)$$

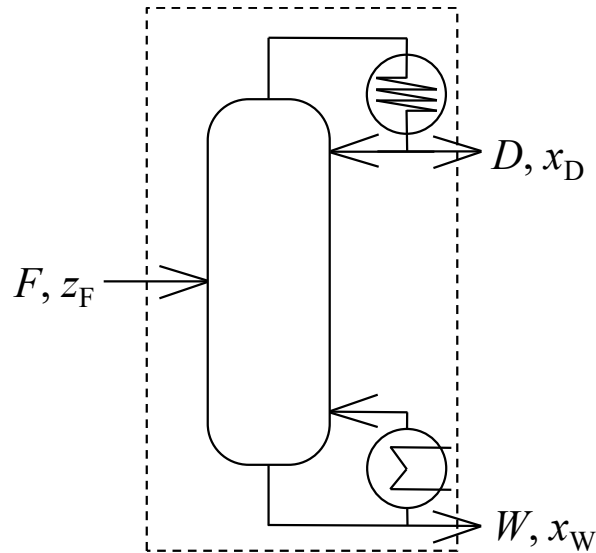


図 3.1.1 塔全体の物質収支

3. 2 濃縮部および回収部

3.2.1 濃縮部

塔の最上段($n=1$)から数えて第 $n \sim n+1$ 段の間から留出液出口までの物質収支式は、次式で表される。

$$(\text{全物質収支}) \quad V_{n+1} = L_n + D \quad \cdots(3.2.1.1)$$

$$(\text{低沸点成分収支}) \quad V_{n+1}y_{n+1} = L_nx_n + Dx_D \quad \cdots(3.2.1.2)$$

ただし、 V_n と L_n は第 n 段より発生あるいは流下する蒸気または液の流量[mol/s]、 y_n と x_n は蒸気 V_n あるいは液 L_n に含まれる低沸点成分のモル組成[—]。

塔内のある段で発生した蒸気は、その一つ上の段の液と接触する。このとき、蒸気は冷却されて凝縮し、液になるとともに蒸発潜熱を発生する。一方、段上の液はその熱で加熱されて蒸発し、蒸気となる。発生する蒸気と液の量は、蒸発潜熱の大きさで決まる。一般に、蒸気または液に含まれる低沸点成分の組成は各段で異なることから、蒸発潜熱の大きさは各段で異なる。したがって、厳密には、蒸気量と液量が各段で異なるため、 $V_1, V_2, \dots, V_n$ のように段ごとで区別する必要がある。ここでは、次の仮定を用いることで、各段上の蒸気量と液量を近似的に等しいものとみなす。

(ア) 1モルあたりの蒸発潜熱(モル蒸発潜熱)は、各段で等しい。

(イ) 蒸留塔は断熱されており、塔外部との熱のやり取りは無い。

(ウ) 気液が混合する際、熱は発生しない。

上の仮定より次式が導かれる。

$$V_{n+1} = V_n = \cdots = V_1 = V \quad \cdots(3.2.1.3)$$

$$L_n = L_{n-1} = \cdots = L_1 = L \quad \cdots(3.2.1.4)$$

還流流量 R [mol/s]を用いると、次式が成り立つ。

$$V = R + D \quad \cdots(3.2.1.5)$$

$$L = R \quad \cdots(3.2.1.6)$$

上式を低沸点成分の収支式に代入すると、濃縮部の操作線(濃縮線)を得る。

$$(R + D)y_{n+1} = Rx_n + Dx_D \quad \cdots(3.2.1.7)$$

$$y_{n+1} = \frac{R}{R + D}x_n + \frac{D}{R + D}x_D \quad \cdots(3.2.1.8)$$

$$y_{n+1} = \frac{R/D}{R/D + 1}x_n + \frac{1}{R/D + 1}x_D \quad \cdots(3.2.1.9)$$

$$(\text{濃縮線}) \quad \boxed{y_{n+1} = \frac{r}{r+1}x_n + \frac{1}{r+1}x_D} \quad \left[r \equiv \frac{R}{D} \right] \quad \cdots(3.2.1.10)$$

ただし、 r は還流比[—]。

3.2.2 回収部

原料供給段($m=1$)から数えて第 $m \sim m+1$ 段の間から缶出液出口までの物質収支式は、次式で表される。

$$(\text{全物質収支}) \quad V_{m+1} + W = L_m \quad \cdots(3.2.2.1)$$

$$(\text{低沸点成分収支}) \quad V_{m+1}y_{m+1} + Wx_W = L_mx_m \quad \cdots(3.2.2.2)$$

ただし、 V_m と L_m は第 m 段より発生あるいは流下する蒸気または液の流量[mol/s]、 y_m と x_m は蒸気 V_m あるいは液 L_m に含まれる低沸点成分のモル組成[—]。

上の仮定より次式が導かれる。

$$V_{m+1} = V_m = \cdots = V_1 = V' \quad \cdots(3.2.2.3)$$

$$L_m = L_{m-1} = \cdots = L_1 = L' \quad \cdots(3.2.2.4)$$

上式を低沸点成分の収支式に代入すると、回収部の操作線(回収線)を得る。

$$V'y_{m+1} + Wx_W = L'x_m \quad \cdots(3.2.2.5)$$

$$\text{(回収線)} \quad y_{m+1} = \frac{L'}{V'}x_m - \frac{W}{V'}x_W \quad \cdots(3.2.2.6)$$

L' と V' の式を代入すると、 q 値を含む回収線を得る。

$$\text{(回収線)} \quad y_{m+1} = \frac{L + qF}{V + (q-1)F}x_m - \frac{W}{V + (q-1)F}x_W \quad \cdots(3.2.2.7)$$

濃縮線と回収線は、棚段塔における理論的な組成分布を与える。

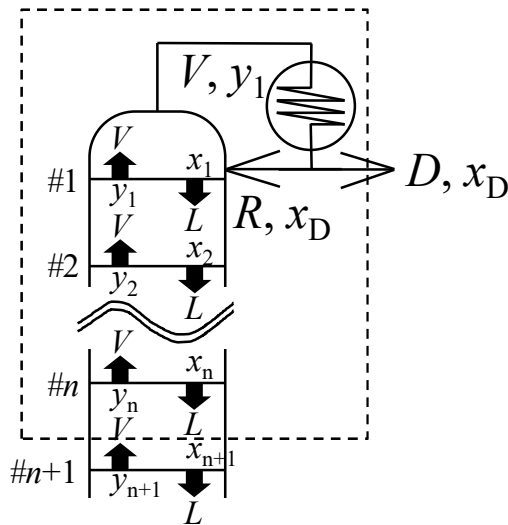


図 3.2.1.1 濃縮部の物質収支

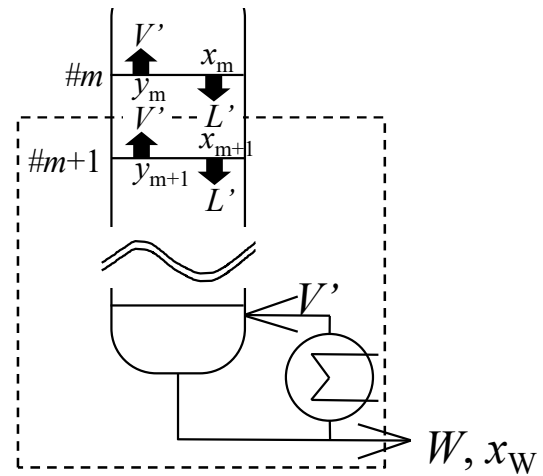


図 3.2.2.1 回収部の物質収支

3. 3 原料の熱的状态 [文献 3]

3.3.1 q 値

原料供給段は、回収部の第1段目に相当し、作図上は、濃縮線と回収線の交点をまたぐ段に相当する。原料をどの段に供給するかは、**原料の熱的状态**で以って判断する必要がある。たとえば、原料が沸点以下の冷たい液であれば、低沸点成分に富み、かつ比較的液温の低い塔上部の段より供給する。一方、原料が沸点以上の熱い蒸気であれば、高沸点成分に富み、かつ比較的温度の高い塔下部の段より供給する。いずれにせよ、定常運転の観点から、原料温度に近い段を選ぶ必要がある。そのような事情を設計に反映させるには、原料の熱的状态を何らかの数値で規定し、その値によって原料供給段に相当する操作線上の交点座標が変更されるようにすればよい。これ以降、次を仮定する。

(ア) 各段の蒸気と液は気液平衡状態にある。

(イ) 各段における温度と組成の変化は小さく、蒸気または液がもつ熱エネルギー(蒸気と液のモルエンタルピー i_v と i_L)は、各段でほぼ一定とみなせる。

原料供給段における物質収支式および熱収支式は、次式で表される。

$$\text{(物質収支)} \quad F + V' + L = V + L' \quad \cdots(3.3.1.1)$$

$$(\text{熱収支式}) \quad Fi_F + V'i_V + Li_L = Vi_V + L'i_L \quad \cdots(3.3.1.2)$$

ただし、 i はモルエンタルピー[J/mol]、添え字 F, L, V は、原料相、液相、蒸気相。

2式を次式のように変形する。

$$F + (L - L') = V - V' \quad \cdots(3.3.1.3)$$

$$Fi_F + (L - L')i_L = (V - V')i_V \quad \cdots(3.3.1.4)$$

$(V - V')$ の項を消去すると、以下のように導かれる。

$$Fi_F + (L - L')i_L = \{F + (L - L')\}i_V \quad \cdots(3.3.1.5)$$

$$(L - L')(i_L - i_V) = F(i_V - i_F) \quad \cdots(3.3.1.6)$$

$$\frac{L' - L}{F} = \frac{i_V - i_F}{i_V - i_L} [\equiv q] \quad \cdots(3.3.1.7)$$

モルエンタルピー差($i_V - i_L$)は、沸点にある1モルの飽和溶液を飽和蒸気とするのに必要な熱量(モル蒸発潜熱)を表す。 $(i_V - i_F)$ は、1モルの原料を飽和蒸気とするのに必要な熱量を表す。これらの比が q 値であり、原料の熱的状态を表している。 $q=1$ (沸点の液)の原料を用いるのが一般的である。

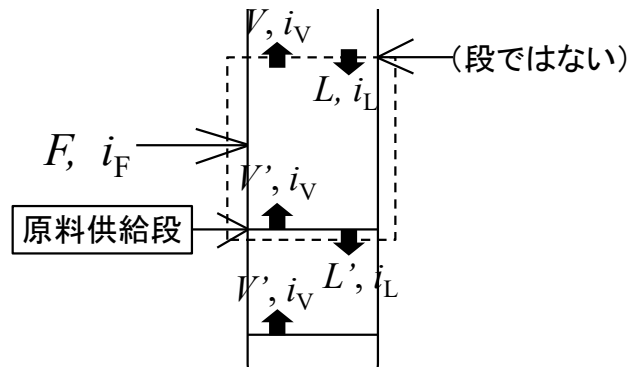


図 3.3.1.1 原料供給段における熱および物質収支

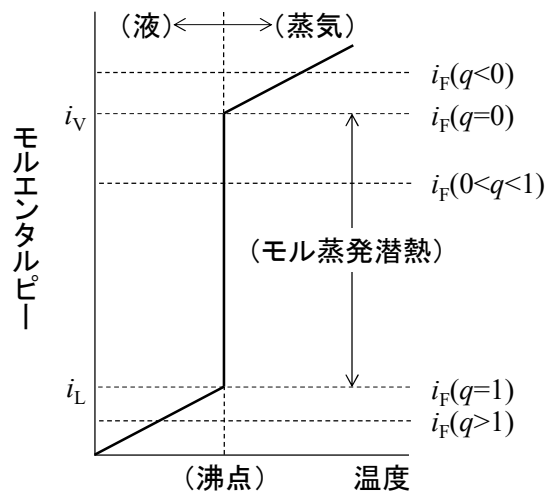


図 3.3.1.2 i_F 値と q 値の関係

(q 値に対する直観的な理解を与えるべく、組成の影響はここでは考慮しない。)

表 3.3.1.1 q 値と原料の熱的状态

q 値	$q>1$	$q=1$	$0<q<1$	$q=0$	$q<0$
原料の熱的状态	沸点以下の液	沸点の液	沸点の気液混合物	沸点の蒸気	沸点以上の蒸気
原料供給段前後における蒸気量と液量の関係	$V<V'$ $L'>L+F$	$V=V'$ $L'=L+F$	$V=V'+(1-q)F$ $L'=L+qF$	$V=V'+F$ $L'=L$	$V>V'+F$ $L'<L$
解説	冷めている原料の液を温めるのに、原料供給段の蒸気の熱が多めに必要となる。そのため、原料供給段の一つ上段に入る蒸気量 V は、原料供給段に入る蒸気量 V' よりも少なくなる。一方、原料供給段を去る液量 L' は、その一つ上段より流下する液量 L に原料 F の分を加えた量よりも多くなる。	原料供給段を去る液量 L' は、原料 F の分だけ増加する。	原料供給段の一つ上段に入る蒸気量 V は、原料 $(1-q)F$ の分だけ増加する。一方、原料供給段の一つ上段より流下する液量 L は、原料 qF の分だけ増加する。	原料供給段の一つ上段に入る蒸気量 V は、原料 F の分だけ増加する。	原料の蒸気をもとと余分に熱いため、原料供給段の液が過剰に加熱される。そのため、原料供給段の一つ上段に入る蒸気量 V は、原料供給段に入る蒸気量 V' に原料 F の分を加えた量よりも多くなる。一方、原料供給段を去る液量 L' は、その一つ上段より流下する液量 L よりも少なくなる。

3.3.2 q 線

原料の熱的状态は q 値によって規定されることから、原料供給段の位置に相当する操作線の交点座標 (x, y) は q 値によって変動する。以下、それを表す式を導く。

q 値の式を変形すると、次式のようになる。

$$L' = L + qF \quad \cdots(3.3.2.1)$$

上の物質収支式に代入すると、次式のように導かれる。

$$F + V' + L = V + (L + qF) \quad \cdots(3.3.2.2)$$

$$V' = V + (q-1)F \quad \cdots(3.3.2.3)$$

上で述べたように、塔内の成分収支式は、次式で表される。

$$(\text{塔全体}) \quad Fx_F = Dx_D + Wx_W \quad \cdots(3.3.2.4)$$

$$(\text{濃縮部}) \quad Vy_{n+1} = Lx_n + Dx_D \quad \cdots(3.3.2.5)$$

$$(\text{回収部}) \quad V'y_{m+1} + Wx_W = L'x_m \quad \cdots(3.3.2.6)$$

原料供給部では、濃縮線と回収線が交わることから、次式が成り立つ。

$$x_n = x_m [\equiv x] \quad \cdots(3.3.2.7)$$

$$y_{n+1} = y_{m+1} [\equiv y] \quad \cdots(3.3.2.8)$$

これらを濃縮部と回収部の収支式に代入し、辺々引き算すると、次式が導かれる。

$$(V - V')y = (L - L')x + Dx_D + Wx_W \quad \cdots(3.3.2.9)$$

L' と V' の式を代入して塔全体の収支式を用いると、 q 線の式を得る。

$$[V - \{V + (q-1)F\}]y = \{L - (L + qF)\}x + Fx_F \quad \cdots(3.3.2.10)$$

$$\{(1-q)F\}y = (-qF)x + Fx_F \quad \cdots(3.3.2.11)$$

$$y = -\left(\frac{q}{1-q}\right)x + \left(\frac{x_F}{1-q}\right) \quad \cdots(3.3.2.12)$$

q 線は、操作線の交点(x, y)の軌跡を表す。

4. 理論段数

4. 1 図解法(McCabe-Thiele 法)

段を流下する液の組成とこの段より発生する蒸気の組成との間に平衡関係が成り立つような段を**理想段**あるいは**理論段**という。精留塔の各段がすべて理想段であれば、気液平衡線と操作線を併用することで、濃縮部および回収部の**理論段数**を図上で求めることができる。これを **McCabe-Thiele(マッケープ・シーレ)法**という。次のことを仮定する。

- (ア) 各段を去る蒸気と液の組成の間には気液平衡関係が成り立つ (理想段)
- (イ) 濃縮部と回収部における蒸気と液のモル流量は、濃縮部と回収部において一定 (等モル流れ)
- (ウ) 蒸留塔は保温されており塔外部との間での熱移動は無し (断熱条件)

回収部の最終段は再沸器(リボイラ)であり、作図上の階段数から1を差し引く必要がある。再沸器を含めた段数をステップ数 S という。棚段の部分は、ステップ数より1を差し引いた数となり、これが棚段塔の理論段数 N となる。すなわち、次式で表される。

$$N = S - 1 \quad \cdots(4.1.1)$$

点 W を越えた分のステップの端数は、設計上の安全を見込んで切り上げるとよい。端数分を含める場合は、次のように内分して求める。第 $n+1$ 段で点 W を越えた場合、すなわち液組成 $x_n \sim x_{n+1}$ の間に点 $W(x_w)$ があるとき、ステップ数 S は次式で表される。

$$S = n + \frac{x_n - x_w}{x_{n+1} - x_w} \quad \cdots(4.1.2)$$

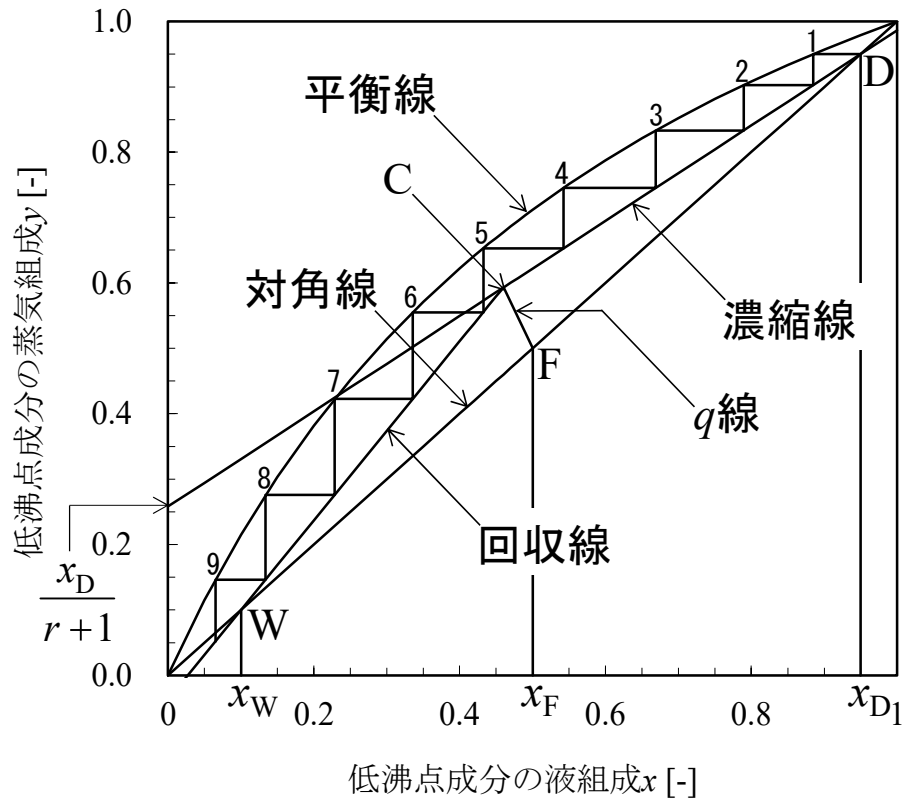


図 4. 1. 1 McCabe-Thiele 法による図解法 [文献 4]

-
- ①方眼紙上に対角線と気液平衡線を描く。
 - ②点 F(原料組成 x_F)、点 D(留出液組成 x_D)、点 W(缶出液組成 x_W)を対角線上にとる。
 - ③還流比 r を決定して濃縮線の切片 $x_D/(r+1)$ を計算する。
 - ④点 D より切片 $x_D/(r+1)$ に向かって濃縮線を描く。
 - ⑤ q 値を決定して点 F より傾き $-q/(1-q)$ で q 線を描く。
 - ⑥濃縮線と q 線の交点 C より点 W に向かって回収線を描く。
 - ⑦点 D より点 W を越えるまで階段作図する。
 - ⑧ステップ数を数える。点 W を越えた端(は)数分は、安全を見込んで切り上げる。
 - ⑨ステップ数から再沸器(リボイラ)の分を差し引いて理論段数とする。
-

4. 2 解析法(逐次段計算法)

精留塔の各段を理想段と仮定し、気液平衡線と操作線を併用することで、各段上の気液組成が逐次的に計算されることから、これをもとに理論段数を決めることができる。これを逐次段計算といい、Lewis-Matheson 法が有名である。 [文献 5]

$$(\text{平衡線}) \quad y = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad \cdots(4.2.1)$$

$$(\text{濃縮線}) \quad y_{n+1} = \frac{r}{r+1}x_n + \frac{1}{r+1}x_D \quad \cdots(4.2.2)$$

$$(\text{回収線}) \quad y_{m+1} = \frac{L+qF}{V+(q-1)F}x_m - \frac{W}{V+(q-1)F}x_W \quad \cdots(4.2.3)$$

第1段より発生する蒸気の組成 y_1 は、それ自身を凝縮して得られる組成 x_D の留出液に等しいことから、 $y_1=x_D$ となる(点 D を読む)。第1段より流下する液の組成 x_1 は、気液平衡線より求まる(点 D から点 (x_1, y_1) へと読む)。第2段より発生する蒸気の組成 y_2 は、濃縮線の式において $n=1$ を代入することで求まる(点 (x_1, y_1) から点 (x_1, y_2) へと読む)。第2段より流下する液の組成 x_2 は、気液平衡線より求まる(点 (x_1, y_2) から点 (x_2, y_2) へと読む)。第3段より発生する蒸気の組成 y_3 は、濃縮線の式において $n=2$ を代入することで求まる(点 (x_2, y_2) から点 (x_2, y_3) へと読む)。第3段より流下する液の組成 x_3 は、気液平衡線より求まる(点 (x_2, y_3) から点 (x_3, y_3) へと読む)。原料供給段以降は回収線の式に変更し、液組成の計算値が x_W 以下になるまで計算を続ける。端数分を切り上げるから、最後の計算回が最終のステップに相当する。そこから再沸器の分を差し引くので、 x_1 と y_1 からの計算試行回数(下付き数字の最大数)から1を差し引いた分が理論段数に相当する。

4. 3 相関法(Gilliland の相関)

厳密な理論段数を求めるには、逐次段計算などの解析法を用いる必要があるが、如何せん計算が煩雑となる。そのため、階段作図や逐次段計算に代わる簡易設計法として、還流比と理論段数の関係が古くから研究されてきた。中でも Gilliland(ギリランド)の相関が簡便であり、最小還流比 r_m 、最小ステップ数 S_m (あるいは、最小理論段数 N_m)、還流比 r が与えられていれば、理論段数 N を図上または相関式で求めることができる。相関式としては、たとえば平田の式[文献 6]と Molokanov(モロカノフ)の式[文献 7]がある。

$$(\text{平田の式}) \quad \log_{10} \frac{S-S_m}{S+1} = -0.9 \left(\frac{r-r_m}{r+1} \right) - 0.17 \left[\text{適用範囲: } \frac{r-r_m}{r+1} < 0.7 \right] \quad \cdots(4.3.1)$$

$$(\text{Molokanov の式}) \quad Y = 1 - \exp \left(\frac{1+54.4X}{11+117.2X} \cdot \frac{X-1}{X^{0.5}} \right) \left[X = \frac{r-r_m}{r+1}, Y = \frac{S-S_m}{S+1} \right] \quad \cdots(4.3.2)$$

上式において、最小還流比 r_m はピンチポイントの解析計算より、最小ステップ数 S_m は、最小理論段数 N_m に関する Fenske の式より求めることができる。還流比 r は、最小還流比の 1.5~2 倍程度に設定された値を用いる。このように、原料条件(q 値)、還流比、気液平衡関係(相対揮発度)など、設計計算に必要となる基本情報さえ分かっているならば、階段作図を行わずとも計算で理論段数を求めることができる。

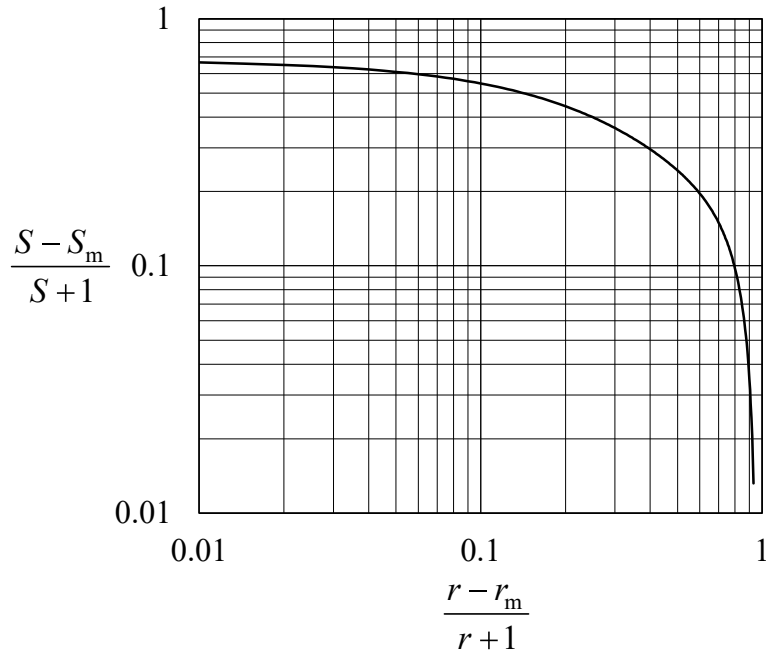


図 4.3.1 Gilliland の相関[文献 8]

5. 原料供給段

McCabe-Thiele 法による図解法の場合、濃縮線と回収線の交点をまたぐ段が原料供給段となる。解析法としては、Kirkbride(カークブライド)の式がある。[文献 9]

$$\log_{10} \frac{N_R}{N_S} = 0.206 \log_{10} \left[\left(\frac{W}{D} \right) \left(\frac{1-x_F}{x_F} \right) \left(\frac{x_W}{1-x_D} \right)^2 \right] \quad \cdots(5.1)$$

ただし、 N_R は原料供給段より上段の理論段数[—]、 N_S は原料供給段より下段の理論段数(リボイラ含む)[—]。 N_R と N_S の和はステップ数 S に等しいことから、次式と連立させて解く。 N_R と N_S の間の段が原料供給段となる。

$$N_R + N_S = S \quad \cdots(5.2)$$

6. 最小理論段数

還流比 r を大きくして留出量を抑えようと、濃縮線の傾きが大きくなり(切片 $x_D/(1+r)$ が小さくなり)、気液平衡線と濃縮線の間隔が広がる。この場合、理論段数は少なくなり、再沸器の所要熱量は大きくなる。還流比 r が無限大になると、濃縮線と回収線はともに対角線と一致し、理論段数は最小となる。このときの理論段数を、最小理論段数 N_m [—]という。最小理論段数 N_m は、階段作図による図解法、またはFenskeの式[文献 10]による解析法で求めることができる。図解法の場合は、気液平衡線と対角線の間を階段作図して求める。

解析法(Fenskeの式)の場合は、還流比 r が無限大となる全還流条件で計算を行う。全還流条件は、次式で表される。

$$F=D=W=0 \quad \cdots(6.1)$$

$$V=L \quad \cdots(6.2)$$

$$V'=L' \quad \cdots(6.3)$$

濃縮線の式に上式を代入すると、全還流時の濃縮線が導かれる。

$$y_{n+1} = x_n \quad \cdots(6.4)$$

回収線の式に上式を代入すると、全還流時の回収線が導かれる。

$$y_{m+1} = x_m \quad \cdots(6.5)$$

2成分系の相対揮発度 α は分離係数に相当し、分配係数の比で定義される。

$$\alpha \equiv \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} = \left(\frac{y_A}{y_B} \right) \left(\frac{x_B}{x_A} \right) = \left(\frac{y_A}{1-y_A} \right) \left(\frac{1-x_A}{x_A} \right) \quad \cdots(6.6)$$

$$\frac{y}{1-y} = \alpha \left(\frac{x}{1-x} \right) \quad \cdots(6.7)$$

第1段より発生する蒸気の組成 y_1 は、それ自身を凝縮して得られる組成 x_D の留出液に等しく、 $y_1=x_D$ が成り立つことから、上式を用いずとも次式が成り立つ。

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \frac{y_1}{1-y_1} \quad \cdots(6.8)$$

α の式を用いると、上式の右辺は、次のように表される。

$$\frac{y_1}{1-y_1} = \alpha \left(\frac{x_1}{1-x_1} \right) \quad \cdots(6.9)$$

全還流時の濃縮線式を用いると、上式の右辺は、次のように表される。

$$\alpha \left(\frac{x_1}{1-x_1} \right) = \alpha \left(\frac{y_2}{1-y_2} \right) \quad \cdots(6.10)$$

α の式を用いると、上式の右辺は、次のように表される。

$$\alpha \left(\frac{y_2}{1-y_2} \right) = \alpha^2 \left(\frac{x_2}{1-x_2} \right) \quad \cdots(6.11)$$

これまでの式より次式が導かれる。

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \frac{y_1}{1-y_1} = \alpha \left(\frac{x_1}{1-x_1} \right) = \alpha \left(\frac{y_2}{1-y_2} \right) = \alpha^2 \left(\frac{x_2}{1-x_2} \right) \quad \cdots(6.12)$$

同様の手順を最下段まで繰り返すと、最小有理段数 N_m を与える **Fenske の式** が導かれる。

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \frac{y_1}{1-y_1} = \alpha \left(\frac{x_1}{1-x_1} \right) = \alpha \left(\frac{y_2}{1-y_2} \right) = \cdots = \alpha^N \left(\frac{x_N}{1-x_N} \right) = \alpha^N \left(\frac{y_W}{1-y_W} \right) = \alpha^{N+1} \left(\frac{x_W}{1-x_W} \right) \quad \cdots(6.13)$$

$$\frac{x_D}{1-x_D} = \alpha^{N+1} \left(\frac{x_W}{1-x_W} \right) \quad \cdots(6.14)$$

$$\log_{10} \left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) = (N+1) \log_{10} \alpha + \log_{10} \left(\frac{x_W}{1-x_W} \right) \quad \cdots(6.15)$$

$$N_m = \frac{\log_{10} \left[\left(\frac{x_D}{1-x_D} \right) \left(\frac{1-x_W}{x_W} \right) \right]}{\log_{10} \alpha} - 1 \quad \left[\alpha = \sqrt{\alpha_{Ab} \alpha_{Bb}} \right] \quad \cdots(6.16)$$

7. 最小還流比

還流比 r を小さくして留出量を高めると、濃縮線の傾きが小さくなり（切片 $x_D/(1+r)$ が大きくなり）、気液平衡線と濃縮線の間隔が狭まる。この場合、再沸器の所要熱量は小さく済むものの、理論段数は大きくなる。濃縮線の傾きをさらに小さくしていくと、ついには気液平衡線と q 線の交点を濃縮線が通り、理論段数は無限大となる。とくに、原料供給段近傍では段が密となり、組成がほとんど変化しなくなる。このような箇所をピンチポイントといい、図上では、気液平衡線と濃縮線の交点として現れる[文献 11]。2成分系の場合、ピンチポイントは原料供給段近傍に一つ存在するが、多成分系の場合は、原料供給段以外の箇所にも存在する。ピンチポイントが現れる還流比(気液平衡線と q 線の交点を濃縮線が通る場合の還流比)を**最小還流比** $r_m[-]$ という。実際の還流比は、最小還流比の1.5~2倍程度に設定される。最小還流比は、図解法または解析法によって求めることができる。

最小還流比 $r=r_m$ における濃縮線の傾きは、濃縮線と交点 C(ピンチポイント)を結ぶ直線の傾きに等しいことから、次式で表される。

$$\frac{r_m}{r_m+1} = \frac{x_D - y_C}{x_D - x_C} \quad \cdots(7.1)$$

r_m について整理すると、次式のようになる。

$$r_m(x_D - x_C) = (r_m + 1)(x_D - y_C) \quad \cdots(7.2)$$

$$r_m\{(x_D - x_C) - (x_D - y_C)\} = x_D - y_C \quad \cdots(7.3)$$

$$\boxed{r_m = \frac{x_D - y_C}{y_C - x_C}} \quad \cdots(7.4)$$

図解法の場合は、平衡線と q 線の交点 C(x_C, y_C)を図上より読み取る。 x_D は設定値であり、既知である。

解析法の場合は、交点 C の x 座標(x_C)と y 座標(y_C)を計算で求めて上式に代入する。交点 C は、 q 値によって変化することから、場合分けして考える。

(ア) $0 < q < 1$ のとき、 q 線の式と気液平衡線の式の連立方程式を解くと、交点 C の x 座標 x_C を求めることができる。

$$y = -\left(\frac{q}{1-q}\right)x + \left(\frac{x_F}{1-q}\right) \quad \cdots(7.5)$$

$$-\left(\frac{q}{1-q}\right)x_C + \left(\frac{x_F}{1-q}\right) = \frac{\alpha x_C}{1 + (\alpha - 1)x_C} \quad \cdots(7.6)$$

$$-\left(\frac{q}{1-q}\right)x_C - \left(\frac{q}{1-q}\right)(\alpha - 1)x_C^2 + \left(\frac{x_F}{1-q}\right) + \left(\frac{x_F}{1-q}\right)(\alpha - 1)x_C = \alpha x_C \quad \cdots(7.7)$$

$$-\left(\frac{q}{1-q}\right)(\alpha - 1)x_C^2 + \left[-\left(\frac{q}{1-q}\right) + \left(\frac{x_F}{1-q}\right)(\alpha - 1) - \alpha\right]x_C + \left(\frac{x_F}{1-q}\right) = 0 \quad \cdots(7.8)$$

$$q(\alpha - 1)x_C^2 + [q - (\alpha - 1)x_F + (1 - q)\alpha]x_C - x_F = 0 \quad \cdots(7.9)$$

$$x_C = \frac{-[q - (\alpha - 1)x_F + (1 - q)\alpha] \pm \sqrt{[q - (\alpha - 1)x_F + (1 - q)\alpha]^2 - 4q(\alpha - 1)(-x_F)}}{2q(\alpha - 1)} \quad [> 0] \quad \cdots(7.10)$$

$$x_C = \frac{-[q - (\alpha - 1)x_F + (1 - q)\alpha] + \sqrt{[q - (\alpha - 1)x_F + (1 - q)\alpha]^2 + 4q(\alpha - 1)x_F}}{2q(\alpha - 1)} \quad \cdots(7.11)$$

上式を気液平衡線の式に代入すると、交点 C の y 座標 y_C を求めることができる。

$$y_C = \frac{\alpha x_C}{1 + (\alpha - 1)x_C} \quad \cdots(7.12)$$

上で求めた x_C と y_C をそれぞれ r_m の式に代入する。

(イ) $q=1$ のとき、 q 線は x 軸に対して垂直であり、交点 C の x 座標 x_C は、原料組成 x_F に等しい。 y 座標は、気液平衡線の式に $x=x_F$ を代入する。

$$x_C = x_F \quad \cdots(7.13)$$

$$y_C = \frac{\alpha x_F}{1 + (\alpha - 1)x_F} \quad \cdots(7.14)$$

(ウ) $q=0$ のとき、 q 線は x 軸に対して水平であり、交点 C の y 座標は、原料組成 x_F に等しい。気液平衡線の式に $y=x_F$ を代入すると、交点 C の x 座標 x_C は、次式のように導かれる。

$$x_F = \frac{\alpha x_C}{1 + (\alpha - 1)x_C} \quad \cdots(7.15)$$

$$x_F + \{(\alpha - 1)x_F\}x_C = \alpha x_C \quad \cdots(7.16)$$

$$\{(\alpha - 1)x_F - \alpha\}x_C = -x_F \quad \cdots(7.17)$$

$$x_C = \frac{x_F}{\alpha - (\alpha - 1)x_F} \quad \cdots(7.18)$$

$$y_C = x_F \quad \cdots(7.19)$$

多成分系蒸留の場合は、Underwood の方法を用いて最小還流比 r_m を求める。

8. 塔効率

段効率とは、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。攪拌槽の場合、一槽分を分離段一段と見なす。たとえば、分離塔の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って次の段へ移動してしまうため、設計計算で得られる理論段数よりも余分に棚段の数が必要となる。たとえば、塔全体の段効率が 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、そのような分離塔ほど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、**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。

段効率をどこで定義するかは、塔全体、分離段一段、段上の一点の 3 箇所があり、それぞれ**塔効率**、**Murphree(マーフリー)段効率**、**点効率**と呼ばれる。このうち塔効率 $E_o[-]$ は、理論段数 N と実際段数 N_a の比で表される。

$$E_o = \frac{N}{N_a} \quad \cdots(8.1)$$

E_o は、液の粘度と気液平衡(相対揮発度)の影響を強く受けることが知られている。たとえば、液の粘度が高くなると、蒸気が液中に拡散しにくくなり、塔効率は低下する。O'connell(オコンネル)は、これらの条件因子と塔効率の相関図を報告している[文献 12]。図中の相関式は、次式で表される。

$$E_o = 0.503(\mu_{av}\alpha_{av})^{-0.226} \quad \cdots(8.2)$$

ただし、 μ_{av} は塔平均温度における供給液の平均粘度[cP]であり、次式で与えられる。[文献 13]

$$\text{(炭化水素系)} \quad \mu_{av} = (x_{AF}\mu_A^{1/3} + x_{BF}\mu_B^{1/3})^3 \quad [x_{AF} = x_F, x_{BF} = 1 - x_{AF}] \quad \cdots(8.3)$$

$$\text{(非炭化水素系)} \quad \ln \mu_{av} = x_{AF} \ln \mu_A + x_{BF} \ln \mu_B \quad \cdots(8.4)$$

塔平均温度は、塔頂温度(低沸成分の沸点)と塔底温度(高沸成分の沸点)の算術平均とする。

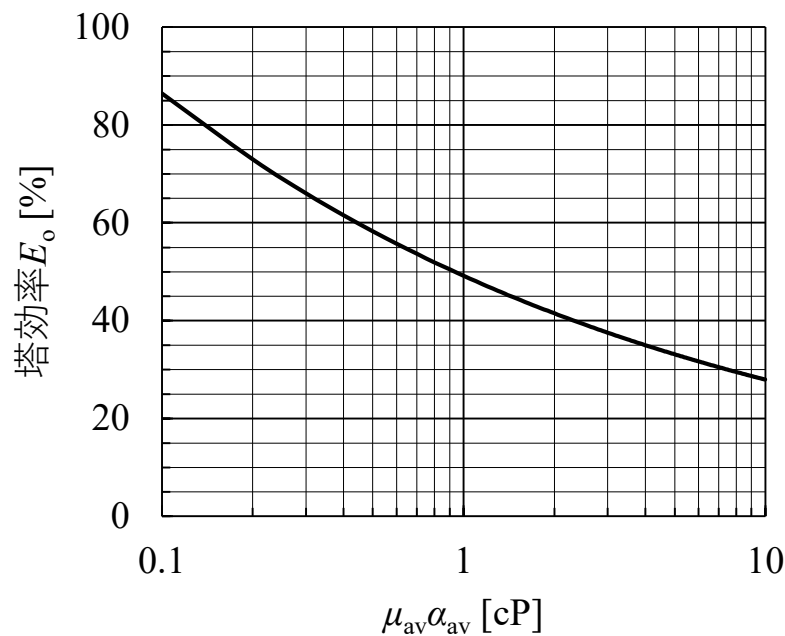


図 8.1 O'connel の相関[文献 12]

9. 塔高

棚段塔の塔高 Z [m]は、実際段数 N_a と段間隔 b の積で与えられる。

$$Z = N_a b \quad \cdots(9.1)$$

段間隔 b [m]は、棚段の組立てや塔内作業を考慮して決定される。一般の工業装置では 150～1370 mm、石油精製では 460～915 mm、アルコールおよびタール系では 150～355 mm といわれている。

10. 蒸気速度

棚段塔内における蒸気量が増加して棚段の処理能力を超過すると、段上の液は蒸気によって持ち上げられ、下の段へ流下できなくなる。このような異常現象を**フラッディング**（溢沓、いつおう）といい、処理量の上限に相当する。工学的には、フラッディング点における処理量より実際の処理量を推算する。棚段塔におけるフラッディング蒸気速度 U_F [ft/s]は、次の **Souders-Brown**(サウダースーブラウン)の式で与えられる。**【文献 14】**

$$U_F [\text{ft/s}] = C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \cdots(10.1)$$

ただし、 C は定数、 ρ_L は液密度[kg/m³]、 ρ_V は蒸気密度[kg/m³]。

実際の蒸気速度 U は、最大許容蒸気速度 U_F の 70～80% に設定した値に、表面張力 σ [dyn/cm] による補正項を乗じることで決定される。

$$U [\text{ft/s}] = \alpha_V U_F \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad [\alpha_V = 0.7 \sim 0.8] \quad \cdots(10.2)$$

ただし、 σ は液の表面張力[dyn/cm]。

上式に **Souders-Brown** 式を代入すると、次式を得る。

$$U [\text{ft/s}] = \alpha_V C \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \quad [\alpha_V = 0.7 \sim 0.8] \quad \cdots(10.3)$$

上式の定数 C は、次式で定義されるフローパラメーター($F.P.$)を用いて、フラッディング点に関する **Fair**(フェア)の相関図より読み取る。

$$F.P. = \frac{L_M}{V_M} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad \cdots(10.4)$$

ただし、 L_M は質量基準の液速度[kg/s]、 V_M は質量基準の蒸気速度[kg/s]。

濃縮部の L_M は、還流比の定義式より次式で表される。

$$L_M / M_{L,av} = rD \quad \cdots(10.5)$$

$M_{L,av}$ は塔頂部の混合液の平均分子量であり、次式で表される。

$$M_{L,av} = M_A \left(\frac{n_A}{n_A + n_B} \right) + M_B \left(\frac{n_B}{n_A + n_B} \right) \quad \cdots(10.6)$$

$$M_{L,av} = M_A x_A + M_B x_B \quad \cdots(10.7)$$

$$M_{L,av} = M_A x_1 + M_B (1 - x_1) \quad \cdots(10.8)$$

ただし、 n は物質量、 x はモル分率、 x_1 は最上段の液組成(= x_D)、添え字 A, B は成分名。

L_M を $M_{L,av}$ で割る理由は、当初の操作変数(D, F, L, V)がモル基準[mol/s]で定義されているためである。

回収部の液流量 L'_M は、原料供給段の収支より次式で表される。

$$L'_M / M'_{L,av} = L + qF \quad \cdots(10.9)$$

$$M'_{L,av} = M_A x_{m+1} + M_B (1 - x_{m+1}) \quad \cdots(10.10)$$

ただし、 $M'_{L,av}$ は塔底部の混合液の平均分子量、 x_{m+1} は最下段の液組成(= x_w)。

濃縮部の V_M は、凝縮液受槽を含む全縮器周りの収支より次式のようになる。

$$V_M / M_{V,av} = L + D \quad \cdots(10.11)$$

$$V_M/D = \{(L/D) + 1\} M_{V,av} \quad \cdots(10.12)$$

$$V_M = (r+1)DM_{V,av} \left[r \equiv \frac{L}{D} \right] \quad \cdots(10.13)$$

$$M_{V,av} = M_A y_1 + M_B (1 - y_1) \quad \cdots(10.14)$$

ただし、 $M_{V,av}$ は塔頂部の混合蒸気の平均分子量、 y_1 は最上段の蒸気組成(=x_D)。

回収部の蒸気流量 V_M' は、次式で表される。

$$V_M'/M'_{V,av} = V \quad \cdots(10.15)$$

$$V_M' = VM'_{V,av} \quad \cdots(10.16)$$

$$M'_{V,av} = M_A y_{m+1} + M_B (1 - y_{m+1}) \quad \cdots(10.17)$$

ただし、 $M'_{V,av}$ は塔底部の混合蒸気の平均分子量、 y_{m+1} は最下段の蒸気組成。

図 10.1 フラッディング点に関する Fair の相関図 [文献 15]

1 1. 塔径

棚段塔の全断面積 A_T [m²] は、段上の気液有効接触面積 A_a [m²] と液が流下する溢流（いつりゅう）部面積 A_d [m²] を用いて次式で与えられる。

$$A_T = A_a + 2A_d \quad \cdots(11.1)$$

$$A_d/A_T = 0.05 \sim 0.15 \quad \cdots(11.2)$$

A_T の式において、溢流部面積 A_d に 2 が乗じられているのは、棚板一枚につき、液が上段から流下する部分と下段へ流下する部分の 2 箇所の溢流部（ダウンカマー）が存在するためである。

気液有効接触面積 A_a は、体積基準の蒸気流量 Q_v [m³/s] と蒸気速度 U [m/s] の比で表される。

$$A_a = \frac{Q_v}{U} \quad \cdots(11.3)$$

Q_v は、次式で求められる。

$$(\text{塔頂基準}) \quad Q_{vt} = \frac{V_{Mt}}{\rho_{vt}} \quad \cdots(11.4)$$

$$(\text{塔底基準}) \quad Q_{vb} = \frac{V_{Mb}}{\rho_{vb}} \quad \cdots(11.5)$$

棚段塔径 D_T [m] は、次式より求める。

$$D_T = \sqrt{\frac{4A_T}{\pi}} \quad \cdots(11.6)$$

1 2. トレイ

①孔面積 トレイ上の孔全体の面積 A_h は、孔が正三角形に配置されているものとして、次式で与えら

れる。

$$A_h = \frac{A_n - A_d - A_w}{p^2 \sin 60^\circ} \left(\frac{\pi d_h^2}{4} \right) \quad \cdots(12.1)$$

$$A_n = A_T - A_d \quad \cdots(12.2)$$

ただし、 A_d は溢流部面積[m²]、 A_n は蒸気通過部面積(ネット面積)[m²]、 A_w は気液接触無効面積[m²]、 d_h は孔径[m]、 p はピッチ(隣接する孔の中心間距離)[m]。

一般に、 $A_d/A_T = 0.05 \sim 0.15$ 、 $A_w/A_T = 0.07 \sim 0.25$ 、 $p/d_h = 2.5 \sim 4.0$

②孔数 孔数 N_h [–]は、次式で表される。

$$N_h = \frac{A_h}{A_{h0}} \quad \cdots(12.3)$$

ただし、 A_{h0} は孔1個の断面積であり、孔形状を円と見なして次式で表される。

$$A_{h0} = \frac{\pi d_h^2}{4} \quad \cdots(12.4)$$

③堰長 一般に、塔径の0.6～0.85倍とする。

④堰高 一般に、40～90 mm が推奨される。

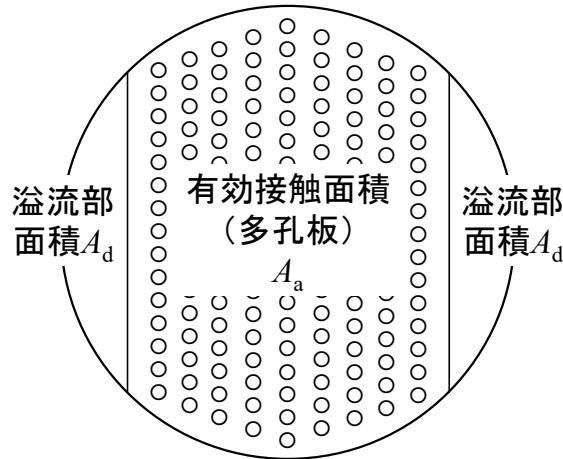


図 12.1 多孔板の断面図

13. 飛沫同伴量

棚段を上昇する蒸気速度が大きくなると、段上で沸騰している液が細かな液滴となり、蒸気に持ち去られるようになる。このような塔内異常現象を飛沫同伴（エントレインメント）という。棚段状の液が蒸発することなく液のまま上段に上がると、その段で気液平衡に達する前に次の段へ移ることになるため、蒸気中の低沸点成分組成は、設計上のそれよりも小さくなる。飛沫同伴を完全に抑止することは困難であり、許容される飛沫同伴量は、通常、実際の蒸気量の10%程度以下である（飛沫同伴率0.1以下）。飛沫同伴率 ψ (プサイ)は、蒸気量 V [kg/s]に対する飛沫同伴量 E [kg/s]の比で定義される。

$$\psi = \frac{E}{V} \quad \cdots(4.1)$$

飛沫同伴率 Ψ は、飛沫同伴率に関する以下の線図より読み取ることができる（横軸は、フローパラメーター）。飛沫同伴率が1のとき、蒸気の全量が液滴に相当し、塔内はフラッディング状態にある。図中の%フラッドは、フラッディング蒸気速度 U_F に対する実際の蒸気速度 U の比で表される。

$$\% \text{flood} = \frac{U}{U_F} \times 100 [\%] \quad \cdots(4.2)$$

図 13.1 飛沫同伴率線図[文献 16, 17]

14. 多孔板塔の圧力損失

多孔板塔内の蒸気は、棚板に空けられた小さな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気泡を生成する。液内部では、気泡となった蒸気が液の流れに逆らって上昇するとともに、気液接触に伴う蒸留現象が起こる。すなわち、蒸気気泡の凝縮と液の蒸発が同時に進む。液表面まで達した蒸気気泡は、液の表面張力に打ち勝って液表面から脱出し、新しい蒸気相を形成する。蒸気の推進力は蒸気圧であり、棚板の孔を通過して液表面から脱出するまでに減少する。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） $h (= \Delta p / \rho_L g)$ [m] という。

棚段塔の全圧力損失 ΔP_{TS} [Pa] は、棚段1段あたりの全圧力損失 Δp_t [Pa/#] に実際段数 N_a [#] を乗じることによって求められる。

$$\Delta P_{TS} = \Delta p_t N_a \quad \cdots(14.1)$$

Δp_t は、全圧力損失頭 h_t [m] を用いて次式で表される。

$$\Delta p_t = \rho_L g h_t \quad \cdots(14.2)$$

ただし、 g は重力加速度[m/s²]、 ρ_L は液密度[kg/m³]。

全圧力損失頭 h_t [m] は、乾燥した棚段の孔を蒸気が通過する際の摩擦損失頭（乾き圧力損失） h_d [m]、段上の液内部を蒸気が通過する際の圧力損失頭（棚段圧力損失） h_ℓ [m]、蒸気が段上の液の表面張力に打ち勝って泡沫を形成し、液表面から脱出する際の圧力損失頭（泡沫形成圧力損失） h_σ [m] の和で表される。

$$h_t = h_d + h_\ell + h_\sigma \quad \cdots(14.3)$$

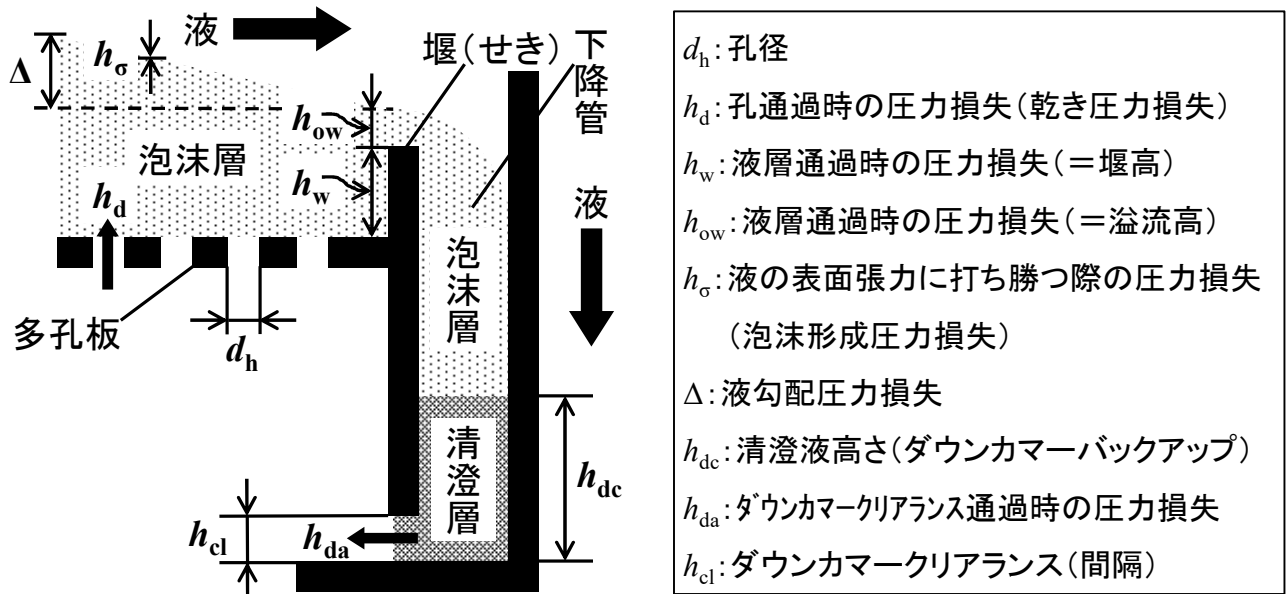


図 14.1 多孔板塔のトレイダイナミクス

①乾き圧力損失 h_d オリフィス板通過時の圧力損失を修正した Liebson(リーブソン)の式がある[文献 18]。

$$h_d [\text{in}] = 0.186 \left(\frac{U_h}{C_o} \right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad \cdots(14.4)$$

$$U_h = \frac{V_M}{A_h \rho_v} \quad \cdots(14.5)$$

ただし、 A_h は孔面積[m²]、 C_o はオリフィス流出係数、 U_h は孔全体通過時の蒸気速度[m/s]、 V_M は蒸気質量流量[kg/m³]、 ρ_L は液密度[kg/m³]、 ρ_v は蒸気密度[kg/m³]。

h_d の式のオリフィス流出係数 C_o は、次の相関図より求める。

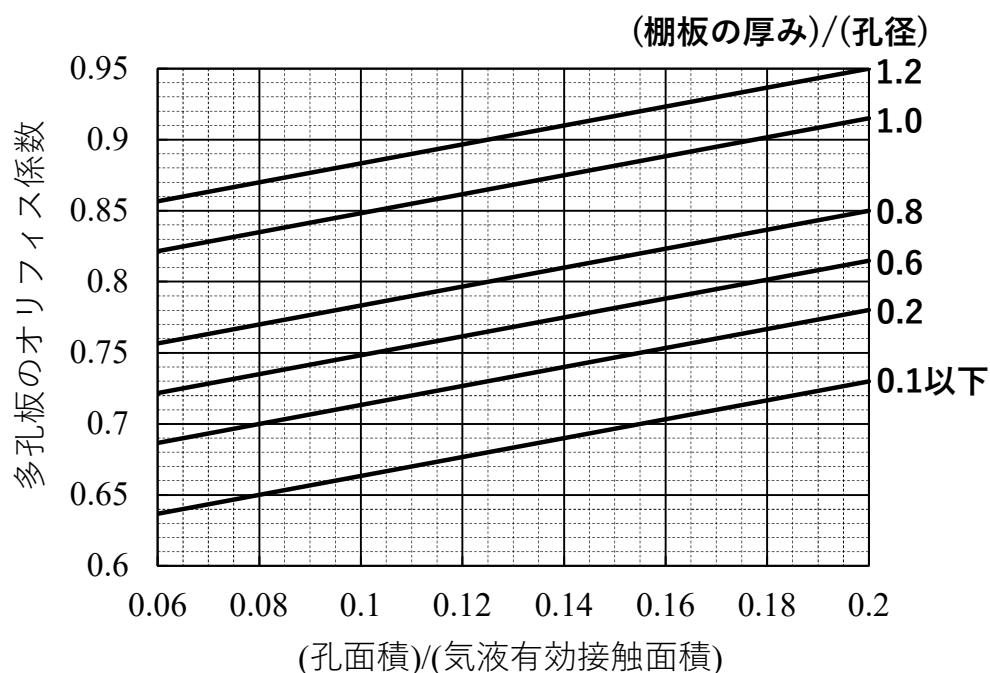


図 14.2 多孔板トレイのオリフィス係数 [文献 18-20]

②棚段圧力損失 h_ℓ 堰(せき)高さにある液層内を蒸気が通過する際の圧力損失 h_w [in]、堰以上に高い位置(溢流高さ)にある液層内を蒸気が通過する際の圧力損失 h_{ow} [in]、棚段上の液面に勾配がある場合の圧力損失(液勾配圧力損失) Δ [in]を用いて次式で表される。

$$h_\ell = \beta \left(h_w + h_{ow} + \frac{\Delta}{2} \right) \quad \cdots(14.8)$$

ただし、 β は泡沫係数(エアレーションファクタ)。

棚段上の液は沸騰状態にあることから液内部に空洞が存在するため、正味の液割合は、未沸騰状態にあるそれよりも小さくなっている。泡沫係数 β は、正味の液割合に相当し、相関図より求められる。図中の横軸は、次式で与えられる。

$$F_{Va} = U_{Va} \sqrt{\rho_v} \quad \cdots(14.9)$$

ただし、 U_{Va} は気液有効接触部を通過する蒸気速度[ft/s]、 ρ_v は蒸気密度[lb/ft³]。

堰を溢流しない液の内部を蒸気が通過する際の圧力損失 h_w は、堰の高さに等しい。一方、堰を溢流する液の内部を蒸気が通過する際の圧力損失 h_{ow} [in]は、堰上の液高さに等しく、次の Francis(フランシス)の式で与えられる。[文献 21]

$$h_{ow} [\text{in}] = 0.48 F_w \left(\frac{Q_L}{L_w} \right)^{\frac{2}{3}} \quad \cdots(14.10)$$

ただし、 F_w は堰(せき)上液高さ補正係数、 Q_L は液流量[gal/min]、 L_w は堰長さ[in]。

堰上液高さ補正係数 F_w は、Bolles(ボレス)の相関図より求められる。

液勾配圧力損失 Δ [in]は、次式で与えられる。

$$\Delta [\text{in}] = \frac{f_f U_f^2 L_f}{12 g R_H} \quad \cdots(14.11)$$

ただし、 f_f は泡摩擦係数、 g は重力加速度[ft/s²]、 L_f は泡沫層の流路長さ(堰と堰の間の距離) [ft]、 R_H は泡沫層流路の動水半径[ft]、 U_f は泡沫層が棚段上を横切る流速(泡沫層速度) [ft/s]。

泡摩擦係数 f_f は、レイノルズ数 Re_h の関数であり、以下の相関図より求められる。

$$Re_h = \frac{R_H U_f \rho_L}{\mu_L} \quad \cdots(14.12)$$

ただし、 ρ_L は液密度[lb/ft³]、 μ_L は液粘度[lb/(ft·s)]。

泡沫層流路の動水半径 R_H [ft]は、ぬれ辺長に対する流路断面積の比で与えられる。

$$R_H = \frac{W_{av} h_f}{W_{av} + 2 h_f} \left[W_{av} = \frac{D_T + L_w}{2} \right] \quad \cdots(14.13)$$

ただし、 D_T は塔径[ft]、 h_f は泡沫層高さ[ft]、 L_w は堰長さ[ft]、 W_{av} は平均流路幅[ft]。

泡沫層高さ h_f [in]は、相対泡沫密度係数 ϕ_f を用いて次式で表される。

$$\phi_f = \frac{h_c}{h_f} \left[h_c = \beta(h_w + h_{ow}) \right] \quad \cdots(14.14)$$

ただし、 h_c は清澄液高さ[in]。

相対泡沫密度係数 ϕ_f と泡沫係数 β との間には、次の関係式が成り立つ。

$$\beta = \frac{\phi_f + 1}{2} \quad \cdots(14.15)$$

上の2式より相対泡沫密度係数 ϕ_f を消去すると、次式が導かれる。

$$h_f[\text{in}] = \frac{\beta(h_w + h_{ow})}{2\beta - 1} \quad \cdots(14.16)$$

泡沫層流速 U_f [ft/s]は、次式で与えられる。

$$U_f[\text{ft/s}] = \frac{Q_L}{7.48 h_f W_{av}} \quad \cdots(14.17)$$

ただし、 h_f は泡沫層高さ[ft]、 Q_L は液流速[gal/s]、 W_{av} は平均流路幅[ft]。

泡沫層の流路長さ L_f [ft]は、入口堰と出口堰の間の距離に相当する。下降管（ダウンカマー）の幅（堰から塔壁までの最大幅） H [ft]、流路長さ L_f [ft]、塔径 D_T [ft]の間には次の関係式が成り立つ。

$$D_T = L_f + 2H \quad \cdots(14.18)$$

③泡沫形成圧力損失 h_σ 次式より求める。

$$h_\sigma[\text{in}] = 0.04 \left(\frac{\sigma}{\rho_L d_h} \right) \quad \cdots(14.19)$$

ただし、 d_h は棚段の孔径[in]、 σ は液の表面張力[dyn/cm]、 ρ_L は液密度[lb/ft³]。

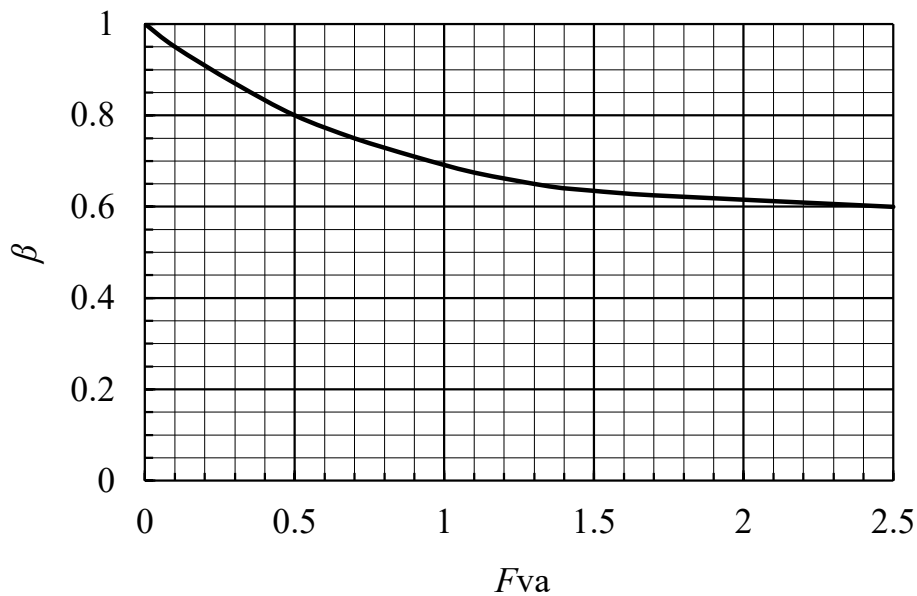


図 14.3 泡沫係数を求めるための相関図 [文献 22]

図 14.4 Bolles の相関図 [文献 23, 24]

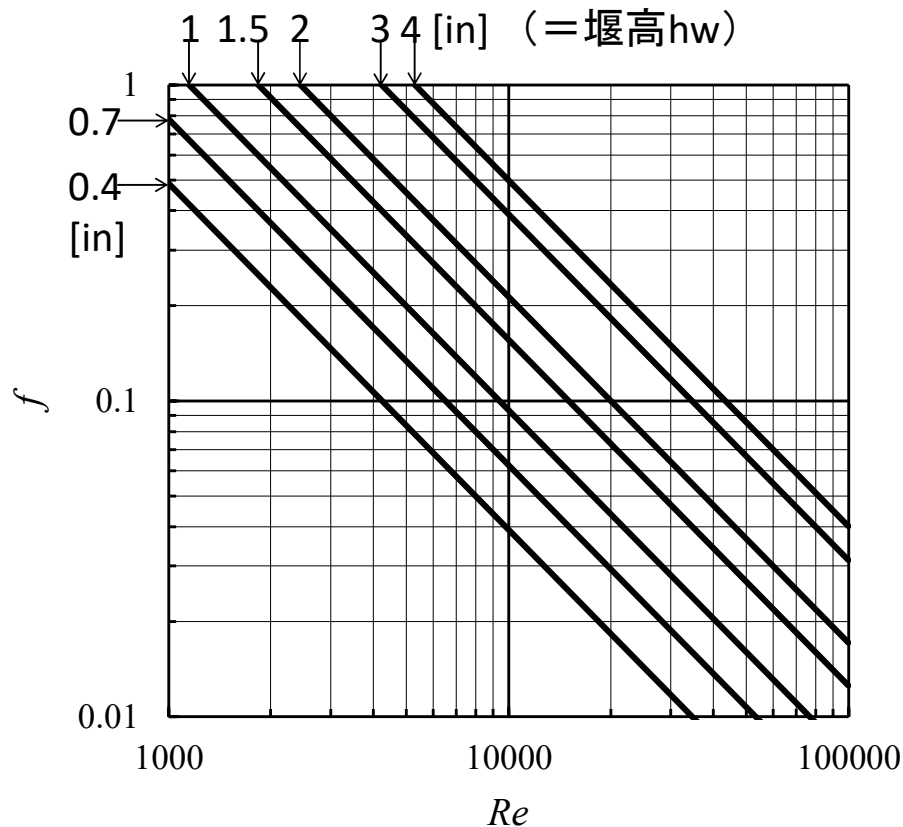


図 14.5 泡摩擦係数を求めるための相関図[文献 25, 26]

15. ウィーピング

多孔板塔の場合、孔を通過する蒸気速度がある値よりも小さくなると、段上の液が自重で孔から漏れるようになる。この場合、段上における液の滞留時間が短くなるため、一部で十分な気液接触が行われず、気液間における低沸点成分の物質移動量が減少する。このような塔内異常現象をウィーピング（液漏れ）という。ウィーピングの有無の判定には、ウィープ点に関する下記の線図を用いる。縦軸($h_d + h_\sigma$)は、ウィーピングがちょうど起こる蒸気速度に相当する。 $(h_d + h_\sigma)$ は、蒸気の圧力損失を表しているため、この値が大きいほど蒸気速度は大きい。横軸($h_w + h_{ow}$)は、段上の液面高さを表している。この液面高さを蒸気が支えて維持できれば、ウィーピングは起こっていないことになる。そのための条件は、 $h_d + h_\sigma > h_w + h_{ow}$ で表される。

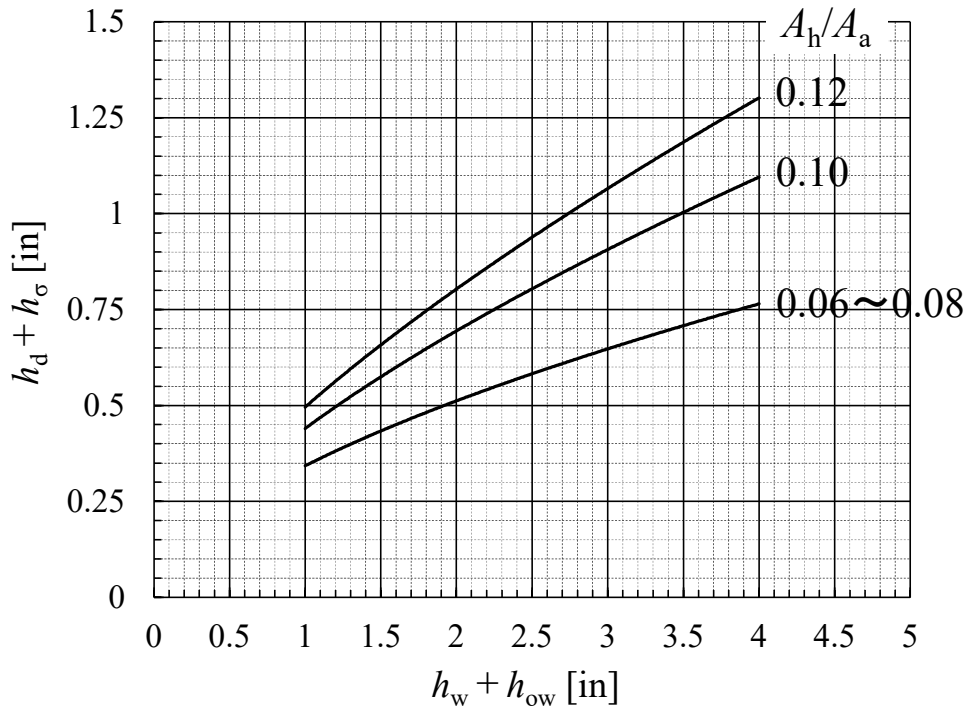


図 15.1 ウィーピング線図[文献 27, 28]

(A_h: トレイ上の全孔面積, A_a: 有効接触面積)

-
- ①横軸($h_w + h_{ow}$)から縦軸($h_d + h_\sigma$)を読む。
 - ②($h_d + h_\sigma$)の値を別途計算で求める。
 - ③計算した($h_d + h_\sigma$)の方が読み取りの($h_d + h_\sigma$)よりも大きい場合、ウィーピングは起こらない。
-

16. ダウンカマーバックアップ

下降管(ダウンカマー)内の清澄液の液面高さをダウンカマーバックアップという。下降管の断面積が不十分であると液は流下しきれなくなり液面が上昇する。液面が下降管の上端に達すると、フラッディング状態となり、異常運転状態となる。したがって、段間隔は少なくとも泡沫層の液面高さ以上が必要となる。ダウンカマーバックアップ h_{dc} [in]は、次式で与えられる。

$$h_{dc} = h_t + h_l + h_{da} \quad \cdots(16.1)$$

$$h_{da} [\text{in}] = 0.03 \left(\frac{Q_L}{100 A_{cl}} \right) \quad \cdots(16.2)$$

$$A_{cl} = L_w h_{cl} \quad \cdots(16.3)$$

ただし、 A_{cl} はダウンカマークリアランス断面積[ft²]、 h_{cl} はダウンカマークリアランス[ft](クリアランスは「間隔」の意)、 h_{da} はダウンカマークリアランス通過時の圧力損失[in]、 L_w は堰の長さ[ft]、 Q_L は液流量[gal/min]。

次式が成り立つとき、ダウンカマー内でのフラッディングは起こらない。

$$h_{dc} < \frac{b + h_w}{2} \quad \cdots (16.4)$$

ただし、 b は段間隔[in]、 h_w は堰高[in]。

17. 設計計算

塔型式	棚段塔・充填塔	塔頂液の表面張力 σ_t	21 mN/m
原料成分	ベンゼン－トルエン系	塔底の蒸気密度 ρ_{vb}	3.2 kg/m ³
ベンゼンの分子量	78	塔底の液密度 ρ_{lb}	692 kg/m ³
トルエンの分子量	92	塔底の液粘度 μ_{lb}	0.27 cP
原料温度のベンゼン液密度	874 kg/m ³	塔底液の表面張力 σ_b	18 mN/m
原料温度のトルエン液密度	863 kg/m ³	実際－溢沓時蒸気速度比 $U/U_F (= \alpha_v)$	0.8
ベンゼンの Antoine 定数 $A=7.054, B=1294, C=230.0$		トレイ形状	泡鐘・多孔板・バルブ
トルエンの Antoine 定数 $A=6.955, B=1345, C=219.5$		溢流部面積－塔断面積比 A_d/A_T	0.1
原料中の低沸点成分組成	40 mol%	気液接触無効面積－塔断面積比 A_w/A_T	0.1
原料の熱的状态	沸点の液	塔径 D_T	塔頂基準の値
原料供給速度	14.8 m ³ /h	棚板の孔径 d_h	5 mm (≒ 0.2 in)
留出液中の低沸点成分組成	95 mol%	棚板の板厚－孔径比 t/d_h	1
缶出液中の低沸点成分組成	10 mol%	ピッチ－孔径比 p/d_h	2.8
還流比 r	最小還流比 r_m の 2 倍	気液有効接触面積 A_a	塔頂基準の値
塔平均温度における原料粘度	0.28 cP	堰長－塔径比 L_w/D_T	0.8
段間隔	600 mm (≒ 24 in)	堰高 h_w	25 mm (≒ 1.0 in)
塔頂の液密度 ρ_{Lt}	825 kg/m ³	下降管幅－塔径比 H/D_T	0.14
塔頂の蒸気密度 ρ_{vt}	2.7 kg/m ³	ダウンカマークリアランス h_{cl}	38 mm (≒ 1.5 in)
塔頂の液粘度 μ_{Lt}	0.32 cP	重力加速度 g	9.81 m/s ²

表1 ベンゼン－トルエン系の気液平衡関係 (1 気圧)

温度 t [°C]	110.6	105.7	101.8	98.3	95.2	92.4	89.8	87.3	85.0	82.6	80.1
液相中のベンゼンのモル分率 x [-]	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1.0
気相中のベンゼンのモル分率 y [-]	0.0	0.208	0.372	0.507	0.619	0.713	0.791	0.857	0.912	0.959	1.00

①純トルエンの沸点(110.6°C)における純ベンゼンの飽和蒸気圧 $P_{A,110.6}$ [mmHg]

$$P_{A,110.6} = 10^{[7.054 - 1294/(110.6 + 230.0)]} = 1798.1 \text{ mmHg} \approx \boxed{1798 \text{ mmHg}}$$

②純ベンゼンの沸点(80.1°C)における純トルエンの飽和蒸気圧 $P_{B,80.1}$ [mmHg]

$$P_{B,80.1} = 10^{[6.955 - 1345/(80.1 + 219.5)]} = 292.20 \text{ mmHg} \approx \boxed{292 \text{ mmHg}}$$

③幾何平均相対揮発度 α_{av} [-]

$$\alpha_{Ab} = P_{A,110.6}/P_{A,110.6} = 1798.1/760 = 2.3659$$

$$\alpha_{Bb} = P_{A,80.1}/P_{B,80.1} = 760/292.20 = 2.6009$$

$$\alpha_{av} = (\alpha_{Ab}\alpha_{Bb})^{0.5} = [(2.3659)(2.6009)]^{0.5} = 2.4806 \approx \boxed{2.48}$$

④モル基準原料供給速度 F [kmol/h]

体積組成とモル組成は等しいものと仮定する。

$$C_T = v_A(\rho_A/M_A) + v_B(\rho_B/M_B) = (0.4)(874/0.078) + (0.6)(863/0.092) = 10110 \text{ mol/m}^3$$

$$F^{\text{kmol/h}} = Q_F^{\text{m}^3/\text{h}} C_T^{\text{kmol/m}^3} = (14.8)(10110) = 149.62 \div \boxed{150 \text{ kmol/h}}$$

⑤留出液量 D [kmol/h]

$$D = F(x_F - x_W)/(x_D - x_W) = (150)(0.40 - 0.10)/(0.95 - 0.10) = 52.941 \text{ kmol/h} \div \boxed{52.9 \text{ kmol/h}}$$

⑥缶出液量 W [kmol/h]

$$W = F - D = 150 - 52.9 = \boxed{97.1 \text{ kmol/h}}$$

⑦最小還流比 r_m [—]

解析法で求める。

$$y_C = \alpha x_F / [1 + (\alpha - 1)x_F] = (2.48)(0.40) / [1 + (2.48 - 1)(0.40)] = 0.623$$

$$x_C = x_F = 0.40 \quad (q=1)$$

$$r_m = (x_D - y_C)/(y_C - x_C) = (0.95 - 0.623)/(0.623 - 0.40) = 1.4663 \div \boxed{1.47}$$

⑧最小区間段数 N_m [—]

解析法で求める。

$$N_m = [\log_{10} \{x_D/(1-x_D)\} \{ (1-x_W)/x_W \} / \log_{10} \alpha] - 1 = [\log_{10} \{0.95/(1-0.95)\} \{ (1-0.10)/0.10 \} / \log_{10} 2.48] - 1$$

$$N_m = 4.6 \div \boxed{5 \text{ 段}}$$

⑨理論段数 N [—]

(平田の式)

$$r = 2r_m = (2)(1.47) = 2.94$$

$$\log_{10} [(S - S_m)/(S + 1)] = -0.9[(r - r_m)/(r + 1)] - 0.17$$

$$\log_{10} \{ \{(N+1) - (N_m+1)\} / \{(N+1)+1\} \} = \log_{10} 10^{-0.9[(r - r_m)/(r + 1)] - 0.17}$$

$$(N - N_m)/(N + 2) = 10^{-0.9[(2.94 - 1.47)/(2.94 + 1)] - 0.17}$$

$$(N - N_m)/(N + 2) = 0.31204$$

$$N - N_m = (0.31204)(N + 2)$$

$$(1 - 0.31204)N = (2)(0.31204) + N_m$$

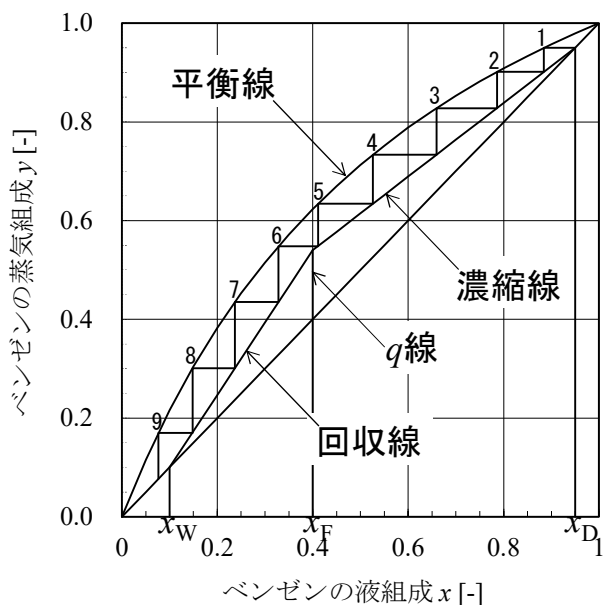
$$N = \{(2)(0.31204) + 4.6\} / (1 - 0.31204) = 7.59 \div \boxed{8 \text{ 段}}$$

$$(r - r_m)/(r + 1) = (2.94 - 1.47)/(2.94 + 1) = 0.37 < 0.7 \text{ (適用範囲内)}$$

(図解法)

ステップ数 8.6

$$\text{理論段数 } N = 8.6 - 1 = 7.6 \text{ 段} \div \boxed{8 \text{ 段}}$$



⑩原料供給段

(図解法)

塔頂から数えて 6 段目。

(解析法)

$$\log_{10}(N_R/N_S)=0.206\log_{10}[(W/D)\{(1-x_F)/x_F\}\{x_W/(1-x_D)\}^2]$$

$$N_R/N_S=[(W/D)\{(1-x_F)/x_F\}\{x_W/(1-x_D)\}^2]^{0.206}=[(97.1/52.9)\{(1-0.4)/0.4\}\{0.10/(1-0.95)\}^2]^{0.206}=1.6392 \div 1.6$$

$$N_R=1.6N_S$$

$$N_R+N_S=9(\text{ステップ数})$$

$$N_S=9-N_R=9-1.6N_S$$

$$2.7N_S=9$$

$$N_S=3.3, N_R=5.7$$

6 段目(塔頂から数えて 5 段目と 6 段目の間)⑪塔効率 E_o [-]

$$\mu_{av}=(x_{AF}\mu_A^{1/3}+x_{BF}\mu_B^{1/3})^3=\{(0.40)(0.267)^{1/3}+(0.60)(0.276)^{1/3}\}^3=0.27237$$

$$E_o=(0.503)\{(0.27237)(2.48)\}^{-0.226}=0.54963 \div \text{0.550}$$

⑫実際段数 N_a [-]

$$N_a=N/E_o=8/0.54963=14.55 \text{ 段} \div \text{15 段}$$

⑬塔高 Z [m]

$$Z=N_ab=(15)(0.6)=\text{9.0 m}$$

⑭液流量 L_{Ml} [kg/s]

$$M_{L,av}=M_Ax_D+M_B(1-x_D)=(78)(0.95)+(92)(1-0.95)=78.7$$

$$r=2r_m=(2)(1.47)=2.94$$

$$L_{Mi}=rDM_{L,av}=2r_mDM_{L,av}=(2.94)(52.9)^{\text{kmol/h}}(78.7)^{\text{g/mol}}(1/3600)^{\text{h/s}}=3.3999 \text{ kg/s} \div \text{3.40 kg/s (塔頂基準)}$$

⑮蒸気流量 V_{Ml} [kg/s]

$$M_{V,av}=M_{L,av}=78.7$$

$$V_{Mt}=(r+1)DM_{V,av}=(2.94+1)(52.9)^{kmol/h}(78.7)^{g/mol}(1/3600)^{h/s}=4.5564\text{ kg/s}\doteq\boxed{4.56\text{ kg/s}}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{16}\text{フローパラメーター } F.P. [-]$$

$$F.P.=(L_{Mt}/V_{Mt})(\rho_{Vt}/\rho_{Lt})^{0.5}=(3.3999/4.5564)(2.7/825)^{0.5}=0.042687\doteq\boxed{0.043}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{17}\text{フラッディング蒸気速度 } U_{Ft} [\text{m/s}]$$

$$C\doteq 0.37(\text{Fair の相関図})$$

$$U_{Ft}=C\{(\rho_{Lt}-\rho_{Vt})/\rho_{Vt}\}^{0.5}(\sigma_t/20)^{0.2}=(0.37)\{(825-2.7)/2.7\}^{0.5}(21/20)^{0.2}=6.5203\text{ ft/s}$$

$$U_{Ft}=(6.5203)^{ft/s}(0.3048)^{m/ft}=1.9874\text{ m/s}\doteq\boxed{1.99\text{ m/s}}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{18}\text{蒸気速度 } U_t [\text{m/s}]$$

$$U_t=0.8U_{Ft}=(0.8)(6.5203)=5.2162\text{ ft/s}$$

$$U_t=(5.2162)^{ft/s}(0.3048)^{m/ft}=1.5898\text{ m/s}\doteq\boxed{1.59\text{ m/s}}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{19}\text{気液有効接触面積 } A_{at} [\text{m}^2]$$

$$A_{at}=Q_{Vt}/U_t=V_{Mt}/(\rho_{Vt}U_t)=(4.5564)/\{(2.7)(1.5898)\}=1.0614\text{ m}^2\doteq\boxed{1.06\text{ m}^2}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{20}\text{塔断面積 } A_{Tt} [\text{m}^2]$$

$$A_{Tt}=A_{at}+2A_d=A_{at}+2(0.1A_T)$$

$$A_{Tt}=A_{at}/0.8=1.0614/0.8=1.3267\text{ m}^2\doteq\boxed{1.33\text{ m}^2}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{21}\text{塔径 } D_{Tt} [\text{m}]$$

$$D_{Tt}=(4A_{Tt}/\pi)^{0.5}=\{(4)(1.3267)/\pi\}^{0.5}=1.2996\text{ m}\doteq\boxed{1.30\text{ m}}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{22}\text{トレイ孔面積 } A_h [\text{m}^2]$$

$$A_d=0.1A_T, A_w=0.1A_T, A_n=A_T-A_d=A_T-0.1A_T=0.9A_T, p=2.8d_h$$

$$A_h=(A_n-A_d-A_w)(\pi d_h^2/4)/(p^2\sin 60)=(0.9-0.1-0.1)A_T(\pi d_h^2/4)/(2.8^2 d_h^2 \sin 60)=0.7A_T\pi/\{(4)(2.8)^2 \sin 60\}$$

$$A_h=(0.7)(1.3267\pi)/\{(4)(2.8)^2(\sin 60)\}=0.10742\text{ m}^2\doteq\boxed{0.107\text{ m}^2}$$

$$\textcircled{23}\text{トレイ孔数 } N_h [-]$$

$$N_h=A_h/A_{h0}=A_h/\{(\pi d_h^2)/4\}=0.10742/\{\pi(0.005)^2/4\}=5470.8\doteq\boxed{5471\text{ 個}}$$

$$\textcircled{24}\text{飛沫同伴率 } \Psi [-]$$

$$\% \text{フラット}=(U/U_F)\times 100=(0.8)(100)=80\%$$

$$F.P.=0.043$$

$$\boxed{\Psi=0.07}(\text{許容範囲内})$$

$$\textcircled{25}\text{飛沫同伴量 } E_t [\text{kg/s}]$$

$$E_t=V_{Mt}\Psi=(4.5564)(0.07)=0.31894\text{ kg/s}\doteq\boxed{0.319\text{ kg/s}}(\text{塔頂基準})$$

$$\textcircled{26}\text{乾き圧力損失 } h_d [\text{in}]$$

$$U_h=V_{Mt}/(A_h\rho_{Vt})=4.5564/\{(0.10742)(2.7)\}=15.709\text{ m/s}$$

$$U_h=(15.709)^{m/s}(1/0.3048)^{ft/m}=51.538\text{ ft/s}$$

$$A_h/A_a=0.10742/1.0614=0.101\doteq 0.10, t/d_h=1$$

$$C_o=0.85(\text{Liebson の相関図})$$

$$h_d=0.186(U_h/C_o)^2(\rho_{Vt}/\rho_{Lt})=(0.186)(51.538/0.85)^2(2.7/825)=2.2378\text{ in}\doteq\boxed{2.24\text{ in}}$$

$$\textcircled{27}\text{泡沫係数 } \beta$$

$$F_{Va}=U_{Va}(\rho_{Vt})^{0.5}=\{(V_{Mt}/\rho_{Vt})/A_{at}\}^{m/s}(\rho_{Vt})^{0.5}=\{(4.5564/2.7)/1.0614\}^{m/s}(1/0.3048)^{ft/m}(2.7)^{0.5}=8.5712\text{ ft/s}$$

$\beta=0.6$ (Hutchinson の相関図)②堰上液高さ補正係数 F_w

$$堰長 L_w=0.8D_T=(0.8)(1.2996)=1.0396 \text{ m}=(1.0396)^m(1/0.3048)^{ft/m}=3.4107 \text{ ft}$$

$$Q_{L_t}=L_{M_t}/\rho_{L_t}=(3.3999/825)^{m^3/s}(1/0.004546)^{gal/m^3}(60)^{s/min}=54.391 \text{ gal/min}$$

$$Q_{L_t}/(L_w)^{2.5}=(L_{M_t}/\rho_{L_t})/(L_w)^{2.5}=54.391^{gal/min}/(3.4107^{ft})^{2.5}=2.5317$$

 $F_w=1.015$ (Bolles の相関図)②清澄層圧力損失 $h_w + h_{ow}$ [in]

$$h_{ow}=0.48F_w(Q_{L_t}/L_w)^{2/3}=(0.48)(1.015)[54.391^{gal/min}/\{(3.4107)^{ft}(12)^{in/ft}\}]^{2/3}=0.58890 \text{ in}$$

$$h_w + h_{ow}=1.00+0.58890=1.5889 \text{ in} \doteq 1.59 \text{ in}$$

③泡沫層高 h_f [in]

$$h_f=\beta(h_w+h_{ow})/(2\beta-1)=(0.6)(1.5889)/\{(2)(0.6)-1\}=4.7667 \text{ in} \doteq 4.77 \text{ in}$$

④泡沫層速度 U_f [ft/s]

$$W_{av}=(D_T+L_w)/2=(1.2996+1.0396)/2=1.1696 \text{ m}=(1.1696)^m(1/0.3048)^{ft/m}=3.8372 \text{ ft}$$

$$Q_{L_t}=L_{M_t}/\rho_{L_t}=(3.3999/825)^{m^3/s}(1/0.004546)^{gal/m^3}=0.90653 \text{ gal/s}$$

$$h_f=(4.7667)^{in}(1/12)^{ft/in}=0.39722 \text{ ft}$$

$$U_f=Q_{L_t}/(7.48h_fW_{av})=0.90653^{gal/s}/\{(7.48)(0.39722)^{ft}(3.8372)^{ft}\}=0.079512 \text{ ft/s} \doteq 0.0795 \text{ ft/s}$$

⑤泡沫層のレイノルズ数 Re_h

$$\rho_{L_t}=(825)^{kg/m^3}(1/16.02)^{(lb/ft^3)/(kg/m^3)}=51.498 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu_{L_t}=(0.32)^{cP}(0.0006720)^{\{lb/(ft \cdot s)\}/cP}=0.00021504 \text{ lb/(ft} \cdot \text{s)}$$

$$R_H=W_{av}h_f/(W_{av}+2h_f)=(3.8372)^{ft}(0.39722)^{ft}/\{(3.8372)^{ft}+(2)(0.39722)^{ft}\}=0.32908 \text{ ft}$$

$$Re_h=R_HU_f\rho_{L_t}/\mu_{L_t}=(0.32908)^{ft}(0.079512)^{ft/s}(51.498)^{lb/ft^3}/0.00021504^{lb/(ft \cdot s)}=6266.2 \doteq 6266$$

⑥泡沫層流路長さ L_f [ft]

$$H=0.14D_T=(0.14)(1.2996)=0.18194 \text{ m}$$

$$L_f=D_T-2H=1.2996-(2)(0.18194)=0.93572 \text{ m}=(0.93572)^m(1/0.3048)^{m/ft}=3.0699 \text{ ft} \doteq 3.07 \text{ ft}$$

⑦液勾配圧力損失 Δ [in]

$$h_w=1.0 \text{ in}$$

$$Re=6266$$

 $f_t=0.15$ (Smith の相関図)

$$g=(9.81)^{m/s^2}(1/0.3048)^{ft/m}=32.185 \text{ ft/s}^2$$

$$\Delta=f_tU_f^2L_f/(12gR_H)=(0.15)(0.079512^{ft/s})^2(3.0699)^{ft}/\{(12)(32.185)^{ft/s^2}(0.32908)^{ft}\}=2.2905 \times 10^{-5} \text{ in} \doteq 2.29 \times 10^{-5} \text{ in}$$

⑧棚段圧力損失 h_f [in]

$$h_f=\beta(h_w+h_{ow}+\Delta/2)=(0.6)(1.00+0.58890+0.000022905/2)=0.95334 \text{ in} \doteq 0.953 \text{ in}$$

⑨泡沫形成圧力損失 h_σ [in]

$$\rho_{L_t}=(825)^{kg/m^3}(1/16.02)^{(lb/ft^3)/(kg/m^3)}=51.498 \text{ lb/ft}^3$$

$$h_\sigma=0.04\sigma_t/(\rho_{L_t}d_h)=(0.04)(21)^{dyn/cm}/\{(51.498)^{lb/ft^3}(0.2)^{in}\}=0.081556 \text{ in} \doteq 0.0816 \text{ in}$$

⑩全圧力損失頭 h_t [in]

$$h_t=h_d+h_f+h_\sigma=2.2378+0.95334+0.081556=3.2726 \text{ in} \doteq 3.27 \text{ in}$$

⑪塔全体の圧力損失 ΔP_{TS} [Pa]

$$\Delta P_{TS} = \rho_L g h_t N_a = (825)(9.81)(3.2726)^{\text{in}}(0.3048/12)^{\text{m/in}}(15) = 10.091 \text{ Pa} \approx \boxed{10.1 \text{ kPa}}$$

㊸ ウィーピング判定

$$A_b/A_a \approx 0.10, \quad h_w + h_{ow} = 1.5889 \text{ in} \approx 1.6 \text{ in}$$

$$h_d + h_{\sigma}(\text{読取值}) = 0.60 \text{ in}$$

$$h_d + h_{\sigma}(\text{計算値}) = 2.2378 + 0.081556 = 2.3193 \text{ in} \approx 2.32 \text{ in} (> 0.60 \text{ in}) \text{ ウィーピングは起こらない。}$$

㊹ ダウンカマーバックアップ h_{dc} [in]

$$Q_{Li} = L_{Mi}/\rho_{Li} = (3.3999/825)^{\text{m}^3/\text{s}}(1/0.004546)^{\text{gal}/\text{m}^3}(60)^{\text{s}/\text{min}} = 54.391 \text{ gal/min}$$

$$L_w = 0.8 D_{Ti} = (0.8)(1.2996) = 1.0396 \text{ m} = (1.0396)^{\text{m}}(1/0.3048)^{\text{ft}/\text{m}} = 3.4107 \text{ ft}$$

$$h_{ci} = (1.5)^{\text{in}}(1/12)^{\text{ft}/\text{in}} = 0.125 \text{ ft}$$

$$A_{ci} = L_w h_{ci} = (3.4107)^{\text{ft}}(0.125)^{\text{ft}} = 0.42633 \text{ ft}^2$$

$$h_{da} = 0.03 Q_{Li} / (100 A_{ci}) = (0.0003)(54.391)^{\text{gal}/\text{min}} / 0.42633^{\text{ft}^2} = 0.038273 \text{ in}$$

$$h_{dc} = h_t + h_{\ell} + h_{da} = 3.2726 + 0.95334 + 0.038273 = 4.2642 \text{ in} \approx \boxed{4.26 \text{ in}} (108 \text{ mm})$$

$$(b + h_w)/2 = (24^{\text{in}} + 1^{\text{in}})/2 = 12.5 \text{ in} (> h_{dc} = 4.26 \text{ in}) \text{ ダウンカマー内でのフラッディングは起こらない。}$$

[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。

$$12.31\mathbf{\underline{3}} \rightarrow (\text{切り捨て})12.31 \quad / \quad (\text{切り上げ})12.32 \rightarrow (\text{採用})12.31$$

(イ)(ア)で差が等しい場合は、偶数値を採用する。

$$12.30\mathbf{\underline{5}} \rightarrow (\text{切り捨て})12.30 \quad / \quad (\text{切り上げ})12.31 \rightarrow (\text{採用})12.30$$

[参考]単位換算

$$1 \text{ in (インチ)} = 2.54 \text{ cm}$$

$$1 \text{ ft (フィート)} = 12 \text{ in} = 0.3048 \text{ m}$$

$$1 \text{ lb (ポンド)} = 0.4536 \text{ kg}$$

$$1 \text{ gal (ガロン)} = 0.004546 \text{ m}^3$$

$$1 \text{ lb/ft}^3 (\text{ポンド毎立方フィート}) = 16.02 \text{ kg/m}^3$$

$$1 \text{ cP (センチポアズ)} = 0.0006720 \text{ lb}/(\text{ft} \cdot \text{s}) = 0.001 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

$$1 \text{ dyn/cm (ダイン毎センチ)} = 1 \text{ mN/m}$$

参考文献

- [1] 大江修造; 絵とき 蒸留技術 基礎のきそ, 日刊工業新聞社(2008), 3-2 章(pp.92-99)
- [2] C. Antoine; *Comptes Rendus*, **107** (1888), 681-684, 778-780, 836-837
- [3] 河東準, 岡田功; 蒸留の理論と計算, 工学図書(1962), pp.130-143
- [4] W.L. McCabe and E.W. Thiele; *Ind. Eng. Chem.* **17** (1925) 605-611
- [5] W.K. Lewis and G.L. Matheson; *Ind. Eng. Chem.*, **24** (1932) 494-498
- [6] 平田光穂; 化学工学, **19** (1955) 44
- [7] Y.K. Molokanov, T.P. Korablina, N.I. Mazurina and G.A. Nikiforov; *Int. Chem. Eng.*, **12** (1972) 209-212
- [8] E.R. Gilliland; *Ind. Eng. Chem.*, **32**(1940)1220-1223
- [9] C.G. Kirkbride; *Petrol. Refiner*, **23** (1944) 87-102
- [10] M.R. Fenske; *Ind. Eng. Chem.*, **24** (1932) 482-485
- [11] 平田光穂, 相良 紘; 復刻新版 多成分系の蒸留(分離技術シリーズ 7), 分離技術会(2006), 6.1 章

(pp.44-47)

- [12] O'connel; *Trans. AIChE*, **42**(1946)741-755
- [13] 大野光之; 初歩から学ぶ化学装置設計, 工業調査会(2009), 4 章
- [14] M. Souders and G.G. Brown; *Ind. Eng. Chem.*, **26** (1934) 98-103
- [15] J.R. Fair and R.L. Matthews; *Petrol. Refiner*, **37** (1958) 153-158
- [16] J.R. Fair; *Petro/Chem. Eng*, **33** (1961) 45
- [17] D. Smith; Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill Inc.(1963), p.547
- [18] I. Liebson, R.E. Kelley and L.A. Bullington; *Petrol. Refiner.*, **36**, 127-133(1957)
- [19] I. Liebson, R.E. Kelley and L.A. Bullington; *Petrol. Refiner.*, **36**, 288-(1957)
- [20] D. Smith; Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill Inc.(1963), p.550
- [21] D. Smith; Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill Inc.(1963), p.486
- [22] D. Smith; Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill Inc.(1963), p.496
- [23] D. Smith; Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill Inc.(1963), p.487
- [24] W.L. Bolles; *Petrol. Refiner.*, **25**, 613-620(1946)
- [25] D. Smith; Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill Inc.(1963), p.554
- [26] A.K. Coker; Ludwig's Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 2 (4th Ed.), Gulf Professional Publishing (2010), Chapter 13
- [27] D. Smith; Design of Equilibrium Stage Processes, McGraw-Hill Inc.(1963), p.548
- [28] N.P. Chohey; Handbook of Chemical Engineering Calculations 3rd Ed., McGraw-Hill Inc.(2003), Chapter 8.2

令和3年3月30日作成