

精 油 塔 의 設 計

朴 鍾 激*

緒 論

Distillation Column(특히 Batch 및 Continuous Fractionates)設計에 있어서 우리가 알아야 할 Variables 및 그의 設計順序를 略記할 것 같으면 大略 다음과 같다. (Table 1 參照).

分離 Process 에 있어서 어떠한 成分을 fractionation 에 依해서 分離할려 할 때 design 을 하려는 根據가 되는 System 을 選定해야 할것이고 卽 어떤 多成分系를 重要的 成分 둘만 추려서 大成分系로 取扱해서 重要成分 A 을 B 에서 分離함으로써 그밖의 成分은 無視한다거나 또는 多成分系에서 어떠한 한 成分을 그밖의 成分에서 分離한다는 등을 말한다. System 이 選定된 後에 그 System 分離를 위해서 어떤 Pressure 를 選定해야 한다 하는 것은 System Pressure 와 Column Size 에 따르는 經濟性檢討에 依해서 定해진다. 다음으로 分離에 있어서의

最小還流比(Minimum Reflux Ratio)와 最小理論段數(Minimum Theoretical Number of Stages)와를 計算해서 理論段數와 還流比의 關係를 알므로서 經濟性檢討에 依하여 最適還流比와 理論段數를 計算하게 된다. 이 러므로해서 Column의 直徑을 計算할 수 있게 되고 Tray Efficiency 의 推定을 해서 實際段數를 計算하게 된다. 熱量收支에서 얻은 Condenser 와 Reboiler 의 Heat duty 를 알므로서 Condenser 와 reboiler 의 型態와 Size 를 設計할 수 있게된다. 이 러므로해서 column 自體附帶裝置 및 Piping 의 Layout 가 決定이되고 Column 을 Control 할 수 있는 Variable 이 決定되어서 必要的 Control 裝置를 써서 Steady State 를 維持할 수 있게 한다.

Column 으로부터 大氣에 對한 熱損失을 最小로 하기 위해서 Column 을 Insulation 하도록 이에 必要的 絶約材의 선택 및 무게를 決定하게 된다.

System 選定 및 이에 必要的 計算

System 을 選定하는데 있어서 主要成分의 選定과 氣液平衡關係를 알아야 할것이다. 또 System 이 理想系인지 또는 非理想系인지를 決定지워야 한다. 理想系로 取扱할 수 있는 System 에 있어서는 System 의 Component 의 Activity Coefficient 가 다1로 取扱되어서 十數成分에 이르기까지 計算이 可能하다. 그러나 System 이 理想系에서 많이 달라지는 경우는 理想系로 取扱해서 Multicomponent 의 計算을 하게되면 計算의 結果는 事實과 너무나 엄청나게 달라져서 計算된 理論段數란 거의 無意味한 것이 된다. Non-ideality 를 加算하기 위해서 activity coefficient 를 使用하게 되면 計算自體가 매우 複雜해져서 現在에 있어서도 多成分系以上은 非單 Computer 의 도움을 받아서도 困難한 狀態여서 計算에 依存하지 않은 方法으로 解決하려는 경향이 많다. 卽 計算에 依하지 않고 分離精油塔計算에 使用하는 普遍的인 方法은 實驗에 依한 方法이며 數多한 成分이나 理想系에서 벗어나는 System 또는 構成이나 成分이 잘 모르는 不純物等이 數多히 包含되어 있는 System 에서 어떤 特殊한 成分을 分離할려 할 때 또는 分離된 成分의

Table. 1.

Column Design 順序

1. System 選定
2. Pressure
3. Material, Heat Balance 作成
4. Number of Stages vs Reflux ratio 와의 關係
5. Column Diameter 計算
6. Tray Efficiency 의 推定
7. 實際段數의 計算
8. Condenser 및 Reboiler 의 設計
9. Column Layout 와 이에 必要的 附帶裝置의 設計
10. Column Control System 의 選定
11. 必要的 Column Insulation 의 計算

Material 와 Heat Balance 로 因한 正確한 物質과 Energy 關係를 알아야 할것이며 그런 後에 分離에 必要的

*韓區火藥株式會社技術顧問

本總說의 內容은 1968年 7月 31日 韓國化學工學會 夏期 Symposium 時 發表한 것임.

純度を 分析으로 簡單히 決定하지 못하는 경우에는 實驗에 依하여 어떤 成分分離를 研究해서 이에 必要한 實際段數 및 還流比를 決定할 수 밖에 없다. 이의 實驗에 使用되는 Column 에는 實驗室에서 使用되는 Column 과 Pilot Plant scale 의 column 등이 있으며 現在에 와서는 大略實驗室用 Column 을 使用해서 分離實驗을 하여 必要한 Column 의 數와 段數 및 그밖의 Variable 등을 決定하게 된다.

液相과 氣相의 Activity Coefficient

2 成分系

$$\gamma = \frac{a}{x} = \frac{f^L}{f^0 x} = \frac{f^L}{f^L_P \cdot x}$$

$$\phi = \frac{a^L}{y} = \frac{f^L}{f^0 y} = \frac{f^L}{f^L_P \cdot y}$$

로 定義되어 있으며 이를 計算하기 위한 代表的인 方法은

$\gamma=1.0$ 경 경우

平衡恒數 K 및 Relative Volatility α 를 使用해서 平衡關係를 表示할 수 있고

$$K = \frac{y}{x} = \frac{p}{P} = \frac{f_P}{f_P^L} \exp\left(\int_P^p \frac{V^L}{RT} dp\right)$$

$\gamma \neq 1.0$ 의 경우

Activity coefficient 를 液體組成的 函數로서 表示해서 計算하게 한다. 卽

i) Gibbs-Duhem Equation (or Three Suffix Margules Equation)

$$\log \gamma_1 = (2A_{21} - A_{12})x_2^2 + 2(A_{12} - A_{21})x_2^3$$

$$\log \gamma_2 = (2A_{12} - A_{21})x_1^2 + 2(A_{21} - A_{12})x_1^3$$

ii) Van Laar Equation

$$\log \gamma_1 = \frac{A_{12}}{\left(1 + \frac{A_{12}x_1}{A_{21}x_2}\right)^2} \quad \log \gamma_2 = \frac{A_{21}}{\left(1 + \frac{A_{21}x_2}{A_{12}x_1}\right)^2}$$

iii) Redlich Kister Equation

$$\log \gamma_1 = x_2^2 [B_{12} + C_{12}(4x_1 - 1) + D_{12}(x_1 - x_2)(6x_1 - 1) + \dots]$$

$$\log \gamma_2 = x_1^2 [B_{12} + C_{12}(1 - 4x_2) + D_{12}(x_2 - x_1)(6x_2 - 1) + \dots]$$

多成分系

$$\log \gamma_r = \sum_i B_{ri} x_i (x_r - x_i)^{-1} [x_r (1 - x_r + x_i) - x_i] - \sum_{i \neq j} B_{ij} x_i x_j (x_i - x_j)^0 + \sum_i C_{ri} x_i (x_r - x_i)^0 [2x_r (1 - x_r + x_i) - x_i] - 2 \sum_{i \neq j} C_{ij} x_i x_j (x_i - x_j)^1 + \sum_i D_{ri} x_i (x_r - x_i)^1 [3x_r (1 - x_r + x_i) - x_i] - 3 \sum_{i \neq j} D_{ij} x_i x_j (x_i - x_j)^2$$

이와 如히 activity coefficient 를 計算하는데 있어서

많은 恒數와 項을 必要로 하게 되며 計算이 複雜해져서 非理想系의 計算은 많은 努力과 時間이 必要하게 된다.

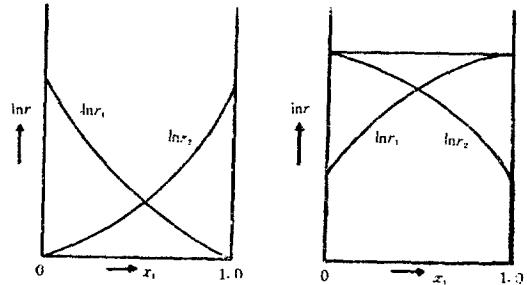


Fig. 1 組成變化에 따르는 Activity Coefficient 의 變化 (2 成分系)

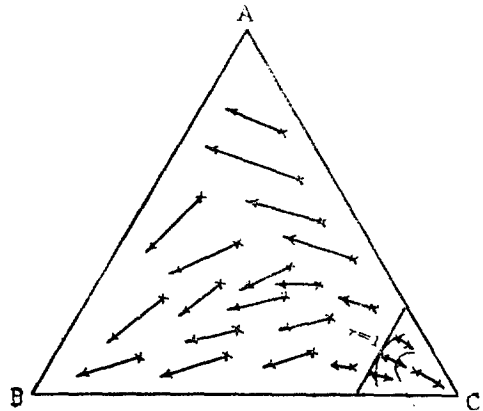


Fig. 2 3 成分系에 있어서의 液相組成과 氣相組成과의 關係

Activity Coefficient 를 計算해서 이를 低沸點物은 溫度變化에 따르는 變化의 一例를 二成分系에 있어서 圖示하면 Figure 1 과 같이 되고 三成分系에 있어서는 activity coefficient 의 變化는 三成分系 diagram 에서 γ -nap 으로서 等高線으로 表示할 수 있고 液相과 氣相의 關係를 兩相의 組成을 連結하는 線(arrow)으로서 表示할 수 있다.

Enthalpy Balance

이 System 의 enthalpy balance 는 Vapor 와 liquid phases 에 있어서 $H_n = \sum_{i=1}^C y_{in} h_{in}$ 및 $h_n = \sum_{i=1}^C x_{in} \cdot h_{in}$ 으로 表示하며

Enriching 및 stripping sections 에 있어서는

$$V_n H_n = L_{n+1} h_{n+1} + D h_D + q_C$$

$$L_{m+1} h_{m+1} + q_r = V_m H_m + B h_B$$

로 表示하며 Condenser 와 Reboiler duty 卽 Conde-

nsrer 와 reboiler 에 所要되는 熱量을 計算하고 이것으로 condenser 와 reboiler 의 크기 및 設計에 所要되는 値를 計算할 수 있게 된다.

多成分系理論段數의 計算

多成分系理論段數計算方法은 大略 다음과 같은 方法과 順序에 依해서 計算이 進行된다.

1. Process 의 規定

充分한 數의 規定된 變數의 적용으로서 그 Processes 는 規定된다

2. 基本假定

Column 의 全體에 걸쳐서 溫度 profile 및 L 와 V 의 profile 은 各段數에 따라서 假定해야 하며 方法에 따라서는 End Product 의 組成도 假定해야 한다.

3. 各段數에 따르는 Stage-to-stage 計算을 한다.

4. Convergence 方法 stage-to-stage 計算에서 얻어진 各段에서의 溫度를 假定해서 다음 trial 에서 더욱 잘맞겠음 한다.

5. 새로운 溫도와 氣液相의 流量 (L vs V)을 計算한다.

6. Convergence check 計算을 反復하느냐 與否를 決定한다. 이 計算方法의 一例로서 Lewis-Matheson

法을 여기에 紹介하면 計算의 方法은 먼저 1. End product 結成, 2. 溫度 profile 3. L 및 V 의 profile 를 假定해서 이것을 始點으로 하여 計算을 進行한다 Overhead product 및 Bottoms 의 組成을 알므로서 이를 始點으로 해서 計算을 해가되 Overhead product 組成을 알므로서 이의 Vapor temp 을 計算하고 이로부터 Relative volatility (α)를 써서 液相의 組成을 計算한다. 液相과 이의 下段으로부터 올라오는 氣相과의 關係式으로부터 氣相의 成分을 計算한다. 이를 反復해서 計算하여 감으로서 原料段까지 내려가며 이와 同一한 方法으로 Bottoms 의 組成으로 始作해서 計算해 올라감으로서 原料段에서의 組成을 計算해서 兩計算된 組成이 一致하는지 與否를 보아서 새로운 End Product 의 組成을 假定한다. 平衡關係는 relative volatility 를 써서 表示하면

$$(\alpha_{i-r})_n = \left(\frac{y_i/x_i}{y_r/x_r} \right)_n \text{ 이를 써서 組成 } x_{in} \text{ 은}$$

$$x_{in} = \frac{(y_i/\alpha_{i-r})_n}{\sum (y_i/\alpha_{i-r})_n} = \frac{(v_i/\alpha_{i-r})_n}{\sum (v_i/\alpha_{i-r})_n} \text{ 로서 表示된다.}$$

Column top 에서 component balance 을 쓰면

$$v_{i, N-1} = l_{i, N} + d_i$$

같은 方法으로 stripping section 에서

$$y_{i, m} = \frac{(\alpha_{i-r}x_i)_m}{\sum (\alpha_{i-r}x_i)_m} = \frac{(\alpha_{i-r}l_i)_m}{\sum (\alpha_{i-r}l_i)_m} \text{ 로 表示된다.}$$

Column bottom 에서 component balance 는

$$l_{i, 2} = v_{i, 1} + b_i$$

이와 同一한 方法으로 Bottoms 의 組成으로 始作해서 計算해 올라감으로서 原料段에서의 組成을 計算하여 兩計算된 組成이 一致하는지의 與否를 보아서 새로운 End product 의 組成을 假定한다.

Stage 1 에서 Component i 에 對한 平衡을 stripping factor $S_m = \frac{K_m V_m}{L_m}$ 을 써서 表現하면 다음과 如한.

$$y_1 = K_1 x_1$$

$$V_1 y_1 = \frac{K_1 V_1}{L_1} L_1 x_1 = S_1 L_1 x_1 = S_1 B x_B$$

$$v_1 = S_1 l_1 = S_1 b$$

Stripping section 에서는

$$v_m = S_m l_m$$

$$l_2 = v_1 + b = S_1 b + b = b(S_1 + 1)$$

이를 代入하면

$$v_2 = S_2 l_2 = b(S_1 S_2 + S_2)$$

Bottom two stage 에 代入하면

$$l_3 = v_2 + b$$

$$l_3 = b(S_1 S_2 + S_2 + 1)$$

이 方法을 stage M 까지 繼續하면

$$l_{M+1} = b(S_1 S_2 \cdots S_M + S_2 S_3 \cdots S_M + \cdots + S_{M-1} S_M + S_M + 1)$$

組成 i 對한 mole fraction

$$x_{M+1} = x_B \left[\frac{B}{L_{M+1}} (S_1 S_2 \cdots S_M + S_2 S_3 \cdots S_M + \cdots + S_{M-1} S_M + S_M + 1) \right]$$

또는

$$x_{M+1} = x_B f(S)$$

따라서 주어진 $f(S)$ 에서 x_{M+1} 에 Δx_{M+1} 의 變化를 가져오기에 必要한 x_B 의 變化를 보면

$$x_{M+1} + \Delta x_{M+1} (x_B + \Delta x_B) f(S)$$

上記式의 量을 求하면

$$\Delta x_{M+1} = \Delta x_B f(S) = \Delta x_B \frac{x_{M+1}}{x_B}$$

$$\Delta x_{M+1} = \frac{x_{M+1}}{x_D} \cdot \Delta x_D$$

Mismatch 또는 error 를 e_j 라 하면

$$e_j = (x_{M+1, B} - x_{M+1, D})_j$$

$$\frac{x_{M+1, D}}{x_D} \Delta x_D - \frac{x_{M+1, B}}{x_B} \Delta x_B = x_{M+1, B} - x_{M+1, D}$$

Δx_D 를 $\Delta d/D$ 로 그리고 Δx_B 를 $\Delta b/B$ 로 變化하면

$$\Delta d = -\Delta b$$

$$\Delta d_i = \frac{(x_{M+1, B}^* - x_{M+1, D}^*)_i}{(x_{M+1, D/d}^*)_i + (x_{M+1, B/b}^*)_i}$$

塔에서 나오는 Overhead 및 Bottoms 의 組成變化는 上

式에 의하여 變化를 修正해서 原料段에 있어서의 差違를 고쳐서 溫度와 rate의 Profile이 一定하게 될때까지 反復한다. Multicomponent의 計算은 普通 計算이 複雜해서 Computer와 같은 것을 使用해서 計算을 하게 되는데 처음에 溫度와 vapor의 profile을 假定해서 上記한 方法에 依한 計算을 反復해서 一定한 最終值를 얻을 때까지 한다. 이의 profile은 Figure에 表示되어 있다.

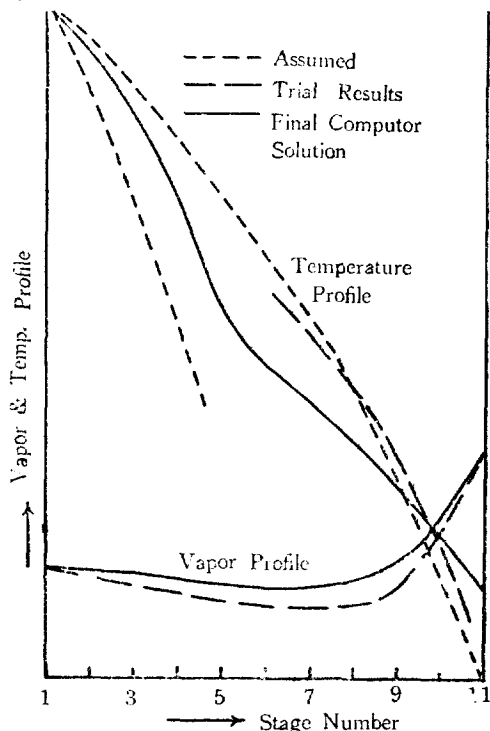


Fig. 3 溫度 및 Vapor Profile의 變化

記 號

- $a = f/f^0$ 純粹性分の 活性
 $a = f/f_0$ 溶液속에서의 成分의 活性
 A_{12}, A_{21} 二成分系에 있어서의 Nan Laar 및 Margules 方程式에서는 恒數
 B_{12}, C_{12}, D_{12} 二成分系의 excess free energy 函數 Q_{12} 를 表示하기 위한 Redlich-Kister 數列에서의 恒數
 C System에서의 成分數
 f, f, f^0 純粹成分, 溶液속의 成分 및 基初狀態에서의 fugacity
 H, h 氣相과 液相의 molal enthalpy
 T 絕對溫度
 x, y 液相 및 氣에서의 溫度
 v, l 氣相 및 液相에서의 成分의 mol 數
 d, b Distillate 및 Bottoms의 成分의 mol 數

r	Activity Coefficient
B, D	Distillate 및 Bottoms의 總 mol 數
L, V	液相 및 氣相의 總 mol 數
q_c, q_r	Condenser 및 Reboiler에서 heat duty
α	Relative volatility
K	Equilibrium Constant

Tray Efficiency 段效率의 推定方式

段效率의 計算 및 推定에는 大略 다음의 세가지 方法이 가장 많이 쓰인다.

- 1) Oconnell 法
- 2) Sherwood 法
- 3) A. I. Ch. E. 法

Oconnell 法은 relative volatility(α)原料의 液體粘度를 곱한 것을 函數로 해서 Overall Tray Efficiency(總括段效率)를 求하길금 한 것인데 이것은 어디까지나 좁은 範圍에서 rough한 estimation밖에만 使用하지 못한다. 이것은 이미 알려져 있는 System의 段效率를 利用해서 他範圍에서의 段效率를 推定하는 데 利用된다. Relative volatility가 큰 溶液分離과 같은 경우에는 適用이 되지 않는다. (Figure 4 參照).

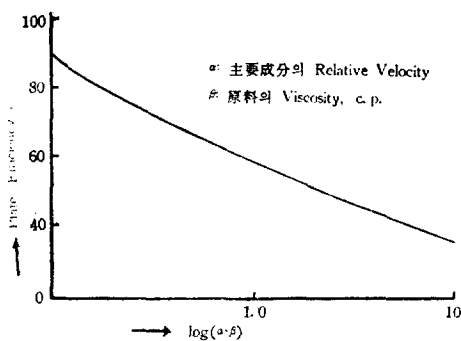


Fig. 4 Overall Column Efficiency (Oconnell 法 Plot)

Sherwood 法 이 法은 주로 Bubble cap tray에 使用되며 Tower의 한쪽에서 他쪽으로 變化하는 條件에 따르는 段效率의 計算에 使用된다.

即

$$E_G = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n - y_{n+1}}$$

$$E_G = 1 - e^{-K}, K = \left(\frac{h}{2.5 + \frac{0.37 \alpha M_L}{\rho_L}} \right) \mu_L^{0.68} \rho_L^{0.33}$$

로서 表示되어 있고

h = Bubble cap의 slot의 中心에서 Weir 위까지의 垂直距離

α = relative volatility

M_L =液體의 分子量

ρ_L =液體比重

μ_L' =液體粘度

b =Bubble cap slot의 넓이

E_G =Murphree gas efficiency

A. I. Ch. C. 法

段効率에 影響을 주는 主要한 4個變數를 오랜 研究를 通해서 定義했다.

1. 蒸氣相에서의 物質移動速度
2. 液相에서의 物質移動速度
3. Tray 上에서의 液體混合度
4. Tray 間에서의 Liquid Entrainment 量

이의 計算方法의 詳細한 內容은 A. I. Ch. E. 에서 發行한 "Bubble-Tray Design Manual"에 記載되어 있으며 이의 計算順序는 大略 다음과 같다.

1. 氣液相에서의 物質移動으로부터 Point Efficiency의 計算
2. Tray 上의 液體混合도에 따라서 Point Efficiency와 Murphree Tray Efficiency와의 關係
3. Entrainment에 따르는 Murphree Tray Efficiency의 影響
4. Overall column efficiency의 計算

現在까지 알려져 있는 Tray efficiency의 推定은 A. I. Ch. E. 法이 가장 좋은 方法으로서 使用하기 위해서는 分離하는 物質의 物性 및 그 밖의 여러가지 data가 必要하여 物性이 다 알려져 있지 않을 경우에는 이들을 推定하여 한다. 物性推定の 正確도가 段効率計算에 影響을 준다는 것은 勿論이거니와 이 方法自體도 絕對的인 것이 아니어서 適用될 수 있는 範圍가 約 80% 未滿에 지나지 않는다. 따라서 이 方法도 여러 System에 適用시켜 본 後에 얻어지는 經驗에 立脚해서 適用範圍나 正確도에 對한 옳은 判斷을 내릴 수 있게 된다.

特殊塔의 特性

最近에 와서 有機化學 특히 石油化學系列의 高沸點인 Monomer 및 Polymer 등의 眞空蒸溜의 必要성과 用途가 커감에 따라서 效率이 좋은 高度의 眞空中에서 蒸溜할 수 있는 裝置가 必要하게 된다. 그러기 위해서는 蒸溜裝置内部에서의 壓力低下가 적어야 하며 Reboiler에서의 溫度가 어느 程度以上 上昇하지 않도록 해야 할 것이다. 卽 이러한 Monomer 및 Polymer는 極히 Heat Sensitive 해서 高溫에서는 分解하여 Low Boiling Compound가 생겨 날 수 있으며 物質自體가 더욱 反應해서 Undesirable Byproduct를 生成하게 된다. 卽 蒸溜

過程에서 反應이 column 속에서 일어나므로해서 또 未知의 無數히 많은 不純物이 共存함으로서 理論的인 考察과 Approach로서는 Distillation column의 設計가 不可能하게 된다. 이러한 High Vacuum Distillation에 使用하기 위해서 만들어진 Column들이 있으며 이들의 特殊性을 簡單히 說明하겠다.

Rotating Spray Column

이 column은 中間에 回轉하는 回轉軸에 數個의 concentric funnel이 달려있으며 中央에서 回轉하는 funnels에 依하여 水滴으로서 column 벽에 分散시켜서 거기에 붙어 있는 collector grid에 따라서 collector plate에 도라가게 한다. 使用해본 經驗에 依하면 眞空도가 높아 감에 따라서 接觸하는 部分에서 物質移動이 低下해간다. 이것은 均一한 spray나 film을 維持하기에 液體가

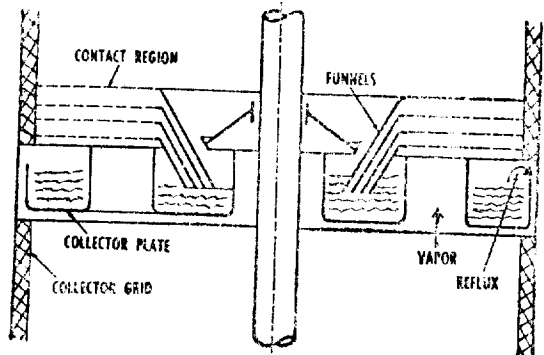


Fig. 5. Rotating Spray Column

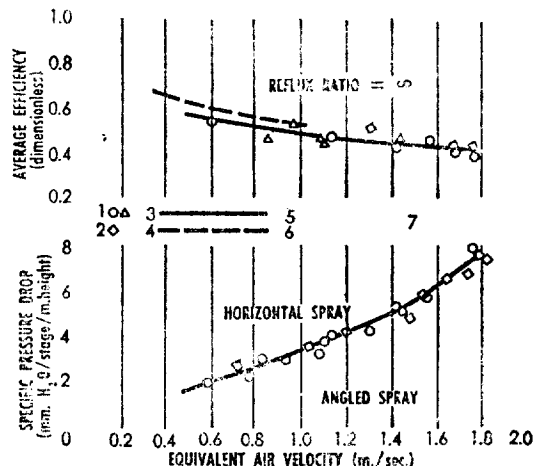


Fig. 6. Rotating Spray Column에서 Equivalent Air Velocity에 따르는 平均段效率과 相對壓力降下

不充分하기 때문이다. 液體의 static pressure에 의한影響을 적게하기 위해서 reboiler로서는 forced circulation 또는 falling film evaporater가 사용되고 있다.

Figure 5 에는 이 column 에 의한 stage 를 보여주고 있으며 Table 2 는 이 裝置를 使用해서 얻은 Data 것이며 Figure 6 은 Equiv. air velocity (m/sec)에 따르는 平均效率와 相對壓力降下의 關係를 보여준다. Table 2 에 있는 data 는 total reflux 에서 얻어진 것이다.

Table. 2 Figure 5 에 使用된 Data

No.	System	Pressure (torr)	Column Diam. (mm)	Tray Spacing (mm)	Rotor Speed (r. p. m.)
1	trans/cis-decalin	10	500	150	900
2	1,2-propyleneglycol/ethyleneglycol	10	500	150	900
3	chlorobenzene/ethylbenzene	50	500	150	765
4	1-/2-methylnaphthalene	5	500	150	765
5	ethanol/water	100	900	650	300
6	water	100	900	650	300

Rotating Film Column

一般蒸溜裝置와는 달라서 이 column 은 非斷熱的으로 運轉이 되고 있다. 卽 column 은 두개의 同心圓筒으로 되어 있고 中心軸은 condenser 로 外部 tube boiler 의 役割을 하고 있다. 여러개의 Wiper(radial fin)이 中心軸에 달려있어서 column 등에서 回轉을 하고 있다. 따라서 column wall 에서 蒸發한 Vapor 는 中心軸에서 condense 하며 이 condensate 는 wiper 에 依해서 column wall 에서 兩分配 되어서 여기서 다시 蒸發한다. (Figure 7 參照) Wiped film evaporator 와 rotating film column 의 差違는 蒸溜裝置에 있어서 冷却된 回轉軸이 있다는데 있다. 이 column 의 效率은 導入된 原料가 몇 번 蒸發되었느냐에 달려있다. 卽 이것을 Evaporation number 라 한다 이 column 의 試驗을 1,2 propylene glycol 와 ethylene glycol 의 混合物로서 total reflux 에서 10, 50 및 100 torr 에서 했으며 column 의 主要한 dimension 및 實驗 結果는 Table 3 및 4 에 記載되어 있다. 最高의 效率을 얻기 위해서 rotor 를 通하는 冷却水의 速度를 最大로 했으며, Reboiler 는 wiped-film evaporator 를 使用했다. 試驗結果는 Figure 8 및 9 로서 表示되어 있다. 單位높이에서의 理論段數는 column efficiency 를 재는 基準으로 取했으며 Free column cross section 에 있어서의 Vapor 速度(W_o) 및 單位높이에 있어서의 poessure drop($\Delta P/H$)을 10 toor 에서 얻어서 이를 Figure 9 에 表示했다. 이 column 에 있어서 處理

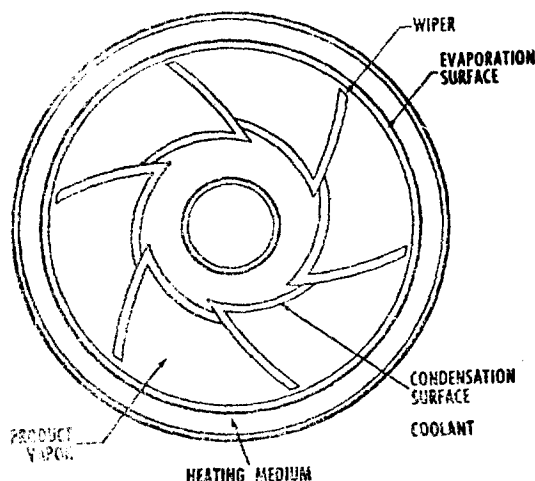


Fig. 7 Rotating Film Column

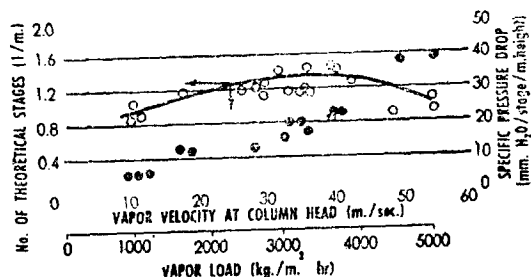


Fig. 8

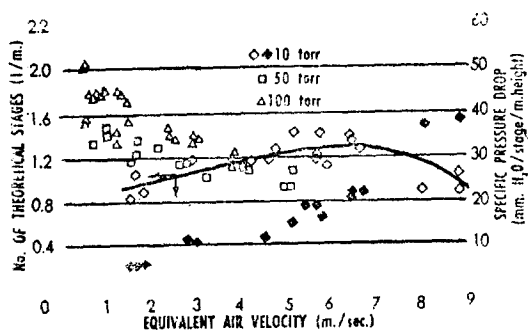


Fig. 9

Table. 3 Rotating Film Column 의 主要 Dimensions

Heating surface	0.96 m ² .
Heated length	1.7 m.
Inside heater diam.	180 mm.
Cooling surface	0.35 m ² .
Rotor speed	750 r. p. m.
Fin tip speed	7 m./sec.

Table. 4 Rotating Film Column의 各種의 條件에 있어서의 증발수(Vaporization No)

$q(\text{kcal. / m}^2 \cdot \text{hr.})$	Vaporization Number		
	10 mm. Hg	50mm. Hg	100mm. Hg
4×10^5	3.4	4.1	5.1
8×10^5	1.7	2.2	2.7
12×10^5	1.2	1.6	1.9

容量이 크다는 것과 壓力降下가 적다는 것을 注目할 點이다. Figure 9에서 보는 바와 같이 50 및 100 mmHg에서 curve는 類似하다. 그러나 兩 curve는 本質적으로 10 mmHg 보다 다르다. 이는 잘 說明할 수 없으나 높은 壓力에서 回轉軸의 冷却이 잘되어서 效率이 좋아지며 따라서 Vaporization number는 增加하고 段數도 더욱 늘어난다고 보겠다.

Thin Film Evaporator

이 evaporator에는 vertical(垂直) Figure 10 및 11 參照) 및 horizontal(水平)은 두 型이 있으며 垂直型에는 Luwa, Rodney-Hunt 및 Pfaudler 型이 있고 horizontal 型에는 Kontro 型이었다.

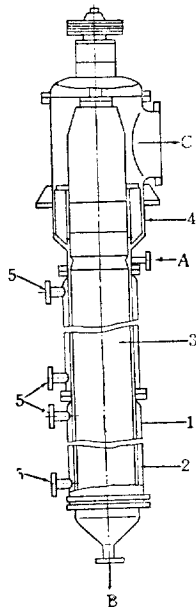


Fig. 10 Schematic section of the Luwa evaporator
(1) Heating Jacket (2) Cylindrical Evaporator Wall (3) Rotor (4) Separator section with fixed stationary Bubbles (5) Connections for Heating Medium
(A) Feed Inlet (B) Exit for Liquid product (C) Vapor Exit

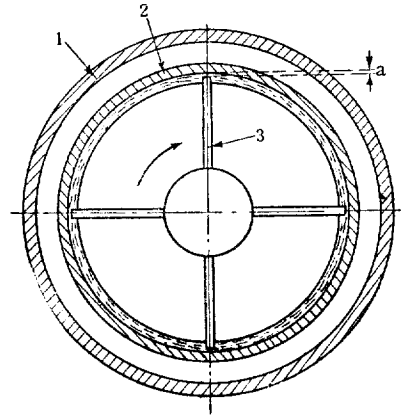


Fig. 11 Schematic cross-section of the Luwa Evaporator
(1) Heating Jacket
(2) Cylindrical Evaporator Wall
(3) Rotor
(a) Blade tip Clearance

이러한 Evaporator는 heat sensitive 物質을 적은 residence time 및 낮은 溫度에서 蒸發시키기 위해서 使用되고있다. 蒸發한 film은 얇고 잘 攪拌되어서 film과 加熱表面사이에서 溫度差는 最小로 維持되고 있다. 蒸發裝置에는 現在 垂直(vertical)과 水平(horizontal)의 두 型이있으며 垂直型에는 Luwa, Rodney-Hunt 및 Pfaudler Chirts가 있고 水平型에는 Kontro unit가 있다. 이 두型을 比較할때 垂直型은 몇가지의 有利한 利點을 가지고 있으며 이를 總括하면 다음과 같다.

1) 垂直型은 軸方向으로 最大限의 均一한 film flow를 保證하며 水平型은 film의 back mixing을 可能케 하며 residence time distribution에 있어서 不利한 條件을 주고있다. 그러나 蒸發하고 남은 Residue가 film을 形成하는데 있어서 蒸發이 進行됨에 따라서 Residue의 量이 적어지고 따라서 加熱表面에 分布가 均一하게 되지 않는다. 水平型은 加熱面이 暫次적에 짐에 따라서 film의 形成이라는 면에서는 垂直型보다 優利하다.

2) 設計나 製作이라는 면에서 볼때 垂直型이 水平型보다 製作이 容易하며 水平型에 있어서 壁과 rotor 사이에 各溫度에서 적은 clearance을 維持한다는 것은 힘든 것이며 따라서 正確한 水平型을 製作하기에는 製作費가 高價하게 치인다.

3) 垂直型과 水平型 evaporator에 있어서 垂直型에서는 Vapor는 上昇하고 液體 film은 降下한다. 그러나 水平型에서는 蒸發한 Vapor와 residue가 같은 方向으로 水平으로 移動한다. 따라서 counter current와 cocurrent의 原則에서 볼때 이 두型은 相異하며 垂直

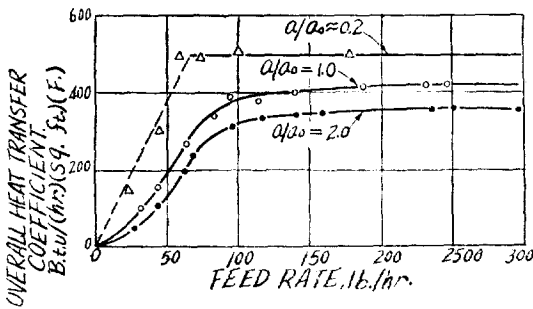


Fig. 12 Feed Rate 에 따르는 總括傳熱係數
Rotor 速度 : 2,400 rpm
 Δt : 126°F
(a) blade 끝간격
(a.) 相對 blade 끝간격

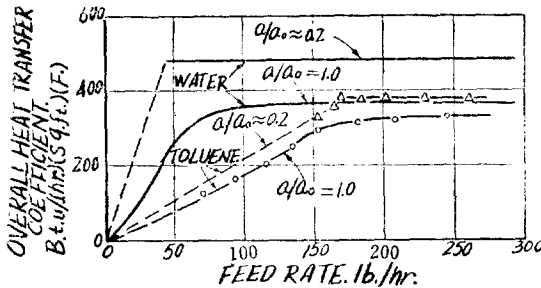


Fig. 13 물과 Toluene 을 사용했을 때 Feed Rate 에 따르는 總括傳熱係數
Rotor 速度 : 2,400 rpm
 Δt : 93°F

型은 fractionation 이 일어날 수 있으나 水平型은 그러하지 못하다.

4) 垂直型은 Hoorspace 가 水平型에 比해서 적게 든다. Figure 12 은 물을 Figure 13 은 물과 toluene 을 試驗物質로 썼을 때 Feed rate 가 各種의 blade tip clearance 에서 熱傳導에 주는 影響을 보여주고 있다. 卽 blade tip clearance 를 적게 하면 Overall heat transfer coeff. 가 增加한다. 또 Figure 는 blade tip clearance 를 적게 함으로서 安定된 film 을 維持하고 있다는 것을 보여준다.

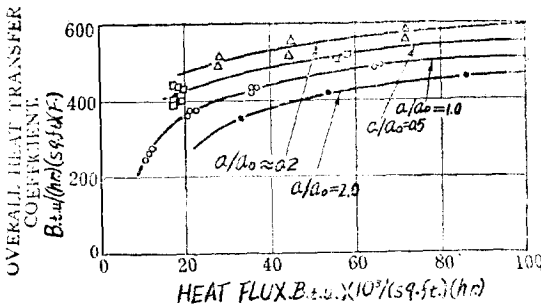


Fig. 14 Heat Flux 에 따르는 總括傳熱係數
Rotor 速度 : 3,200 rpm.

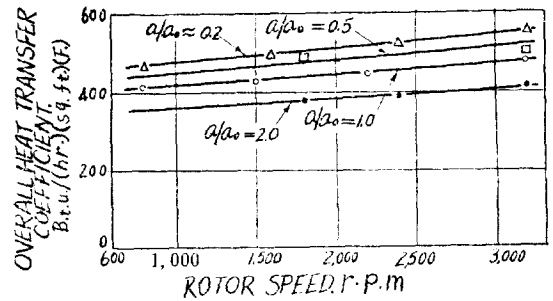


Fig. 15 Rotor Speed 에 따르는 總括傳熱係數

Figure 14 는 Specific heat flux 와 Overall heat transfer coeff. 와의 關係를 보여준다. Rotor 의 回轉으로 因한 turbulence 을 增加시킴으로서 heat flux 을 增加시켜서 傳熱係數를 增加시킨다. Figure 15 은 Rotor Speed, r.p.m. 에 따르는 Overall heat transfer coefficient 의 變化를 보여주며 또 rotor 速度가 커지면 效果的인 de-entrainment 裝置로서 Luwa evaporator 의 上端에서 使用할 수 있게 된다. 다음 表는 高沸點의 Heat sensitive 物質을 蒸發해서 原料의 1%를 Residue 로서 남겼는 경우의 結果를 보여주며 Vapor space 의 壓力은 0.6~1.0 mmHg abs. 인 경우이다.

Table. 5 Thin Film Evaporator 를 使用해서 얻은 重輕值

	1	2	3
原料 kg/hr	14,531	13.19	9,932
蒸溜分 "	14.48	12.63	8,800
Residue "	0.051	0.56	1,132
Δt , °C	78	62	55
蒸發比	284/1	23.5/1	8.75/1

引用文獻

- L. S. Gyökhoggi & J. J. Czernann: The Graphical Design of Bubble-Cap Trays British Chemical Engineering March, 1961
Chen. Jung Huang & John R. Hodson: Perforated Trays- designed this way Petroleum Refiner, February, 1958
Bufood D. Smith: Design of Equilibrium Stage Processes McGraw Hill Book Co.
L. Roichle & R. Billet: Vacuum Rectification in High Efficiency Equipment Vol. 57 No. 4 Ind. Eng. Chemistry April 1965
W. H. Reay: Recent Advances in Thin-Film Evaporation The Industrial Chemist, June, 1963
A. I. Ch. E.: Bubble Tray Design Manual