

새로운 精溜塔 簡易設計法

睦 榮 一 · 許 炳 琪

亞州工大 綜合研究所

(접수 1979. 10. 29)

New Short-Cut Procedures for Distillation Column Design

Young Il Mok and Byung Ki Hur

Research and Development Center

Ajou Institute of Technology, Suwon 170 Korea

(Received October 29, 1979)

要 約

多成分系를 輕質 Key 成分과 重質 Key 成分으로 形成된 擬二成分系로 看做하고 系の 平均 比揮發度를 最上段과 最低段에서의 Key 成分의 幾何 平均으로 假定하는 등의 單純化 과정을 통하여 精密度는 多少犧牲하고 보다 신속한 그리고 지루한 試行錯誤法의 반복 계산을 迂回하는 새로운 精溜塔設計法을 提示하였다. 溜出液 및 塔低液의 組成, 最小 理論段數, 最小 還流比 計算法은 물론 하드웨어 (Hardware)의 實際設計에 필요한 塔半徑, 높이, 段間隔, 熱負荷計算 등에 最適한 計算式을 提示하였다. 特히 全理論 段數를 求할 수 있는 圖解를 導出함으로써 복잡한 反復計算을 피하여 손쉽게 全理論段數를 計算할 수 있게 하였다.

本 研究에서 적용한 假定 및 單純化의 妥當性を 論證하기 위하여 Smith-Brinkly 簡易設計法(SB), Fenske-Underwood-Erbar-Maddox 簡易設計法(FUEM) 및 逐次段計算法(SBSM)에 의한 實際設計例를 本 研究의 計算結果와 比較 檢討하여 상기 方法中 精密度가 가장 높은 SBSM 과의 誤差는 約 10 % 내외라는 것을 確認하였다.

Abstract

Use of iterative stepwise methods has been a common practice in designing multicomponent distillation columns. Sometimes, it is difficult to justify iterative calculations from the point of view of cost-effectiveness, particularly when the input information does not have precision or accuracy, or when one simply does not have sufficient information for the system under study.

In this work a new method was proposed whereby quick and simple procedures give rise

to values of 14 different parameters needed for the design of a column for a multicomponent distillation. Several simplifying assumptions are made in the course: the usual one of a quasi-binary in which the average relative volatility is represented by a geometric mean of relative volatilities of the light key referred to the heavy in the bottoms over the light key referred to the heavy in the distillate, Prater and Boyd's approximation for column efficiency, approximations for expedience that arise in the actual mechanical fabrications of columns according to the common industrial practice, and other simplifications in the heat exchanger calculations.

In order to validate the proposed method, comparisons are made with other popular methods such as Smith-Brinkly Short-Cut Method(SB), Fenske-Underwood-Erbar-Maddox Short-Cut Method(FUEM) and Step-by-Step Method(SBSM) by means of an actual design example. Departure from the results by the Step-by-Step method was about 10%, the latter being the method yielding the highest accuracy as well as precision.

Also, in this work procedures are presented for calculations of several hardware parameters of a distillation column and of heat exchangers annexed to the column.

1. 緒 論

工場建設 및 擴張等 投資決定時에 惹起되는 裝置에 대한 코스트 概算에서는 오랜 시간과 경비가 소요되는 正確한 結果보다는 신속하고 概略적인 推定値를 요구하는 경우가 많다. 多成分系의 多段分離 精溜塔設計에 있어서는 복잡하고 어려운 반복계산을 電子計算機를 이용하여 소기의 結果를 얻는 것이 通例이기는 하나, 많은 엔지니어들은 손쉽고 간편한 簡易計算法을 이용하여 시간과 思考의 經濟를 도모하고 있다.^{1,2,3,4)} 또한 蒸溜塔을 設計하기 위해서는 相平衡等 많은 資料가 필요하게 된다. 그러나 대부분의 경우에는 모든 資料를 손쉽고 正確하게 얻지 못하기 때문에 限定된 實驗資料나 經驗的 相關關係를 이용하여 필요한 資料를 推算하고 있다. 따라서 相平衡 및 엔탈피資料가 不充分, 不正確하며, 이런 경우 많은 計算시간을 요하는 精密한 方法의 使用를 정당화하기 힘든 때가 빈번하다. 특히, 豫備의 코스트概算, 理想系 및 準理想系の 設計, 相平衡資料가 不正確한 系の 設計 및 最適化 研究等에는 簡易設計法의 使用가 더 妥

當하다.

現在 가장 널리 알려져 있는 簡易設計法으로는 Smith-Brinkly(SB) 方法과 Fenske-Underwood-Erbar-Maddox(FUEM) 方法이 있다.¹⁾ SB 方法은 段分離工程에 대한 有限差分方程式의 解析的 解에 基本을 두고 있으며, FUEM 方法은 Fenske의 全還流比 方程式 및 Underwood의 最小 還流比方程式과 Erbar-Maddox의 圖解的 相關關係, 즉환언하면 實際塔性能과 全還流比와 最小 還流比 사이의 函數關係¹¹⁾를 組合한 것이다. SB 및 FUEM 方法에 의한 最終解를 얻기 위해서는 試行錯誤法에 의한 多數의 반복계산을 施行하여야만 한다. 따라서 이들 方法은 코스트 概算 및 豫備設計와 같은 推算値를 요구하는 경우에는 필요이상의 많은 시간을 소요할 뿐 아니라 하드웨어 設計에 대해서 전혀 언급되어 있지 않다.

多成分系의 正確한 精溜塔設計를 위해서는 逐次段計算法에 의존하는 것이 通例이나, 本研究에서는 간단한 몇 가지의 假定을 設定하여 精密度는 다소 犧牲하면서 반복계산을 迂回하여 신속히 多成分系의 多段精溜塔을 設計하는 方法을 提示하는데 그 目的이 있다.

2. 理論的 考察

二成分系 蒸溜의 基本原理가 多成分系蒸溜의 問題解決에도 應用되어 지고 있는 것은 주지의 사실이다. 대부분의 對數의 簡易法 및 圖解의 方法은 엄밀하게 말하자면 二成分系의 分離에만 적용되는 것이나, 實際應用에 있어서 純粹한 二成分系는 찾아 보기 힘들며, 위의 設計法은 주로 輕質 Key(Light Key) 成分과 重質 Key(Heavy Key) 成分의 두가지 主成分으로 이루어진 擬二成分系(Pseudo-binary System)의 分離에 그 실질적 目的이 있다.

2-1 Key 및 Nonkey 成分

給液으로부터 具體적으로 分離해 내고자 하는 두가지 成分을 “Key”成分이라고 한다. 溜出液(Distillate)중에서 分離組成分이 定해진 最高沸點成分을 “輕質 Key(LK)”라 하며 最低段(Bottom)에서 組成分이 定해진 最低沸點成分을 “重質 Key(HK)”라 한다. 따라서 Key 成分에 대한 分裂(Split) 組成分이 塔設計 및 生産品의 要求條件의 基準이 된다.

沸點이 輕質 Key의 沸點보다 낮은 成分은 溜出液과 함께 分離되며, 重質보다 沸點이 높은 成分은 最低段에 머물러 있다고 고려할 수 있으며, 沸點이 輕質 Key 및 重質 Key 사이에 있는 成分들은 最高段과 最低段 사이에 고르게 分布되어 있다고 생각할 수 있으며, 이들 成分을 통틀어 “Nonkey” 成分이라고 한다.

2-2 最小 理論段數와 最小 還流比

蒸溜塔의 段數 및 還流比를 計算하기 위해서 多數의 對數의 計算法이 開發되어 이용되고 있으나, 實際應用에 있어서는 이러한 복잡한 對數의 計算法에 의한 結果로부터 소비한 努力에 상응하는 精密度를 期待할 수 없는 경우가 허다하기 때문에 아직도 많은 엔지니어들은 基本的인 Fenske, Underwood 및 Gilliland 計算法에 의존하고 있다.

簡易計算法에 사용되는 分離 特性은 平均 比

揮發度이다. 本 研究에서는 平均 比揮發度를 最上段과 最低段에서의 Key 成分의 幾何平均으로 생각하여 그 計算式을 式 (1)로 單純化시켰으며 이 比揮發度는 塔 전체를 통하여 一定하다고 假定하였다.

$$\bar{\alpha} = [\alpha_{LK-HK}]_D [\alpha_{LK-HK}]_B^{\frac{1}{2}} \quad (1)$$

最上段과 最低段에서의 Key 成分에 대한 比揮發度는 最上段에서의 輕質 Key의 沸點 및 最低段에서의 重質 Key의 沸點에서 算出해 낼 수 있다. 式 (1)로 부터 얻어진 平均 比揮發度를 이용하면 Fenske 方程式은 式 (2)와 같다.

$$N_{\min} = \frac{\log(x_{LK}/x_{HK})_D (x_{HK}/x_{LK})_B}{\log \bar{\alpha}} \quad (2)$$

여기서 N_{\min} 은 最小 理論段數이다.

平均 比揮發度가 一定하고 多成分系分離를 重質 및 輕質 Key 成分의 擬二成分系 分離로 假定하면 二成分系의 最小 還流比計算에 이용되는 Underwood의 對數方程式으로 부터 多成分系의 最小 還流比 計算에 이용되는 다음 式들을 導出할 수 있다.

(1) 給液이 沸點의 液體인 경우, $q=1.0$

$$R_{\min} = \frac{1}{\bar{\alpha} - 1} \left[\frac{x_{LKD}}{x_{LKF}} - \frac{\bar{\alpha}(1-x_{LKD})}{(1-x_{LKF})} \right] \quad (3)$$

(2) 給液이 모두 蒸氣이며, 過熱狀態가 아닌 경우, $q=0$

$$R_{\min} = \frac{1}{\bar{\alpha} - 1} \left[\frac{\bar{\alpha} x_{LKD}}{x_{LKF}} - \frac{(1-x_{LKD})}{(1-x_{LKF})} \right] \quad (4)$$

(3) 一般的인 경우, $0 < q < 1$

$$\begin{aligned} & \frac{R_{\min} x_{LKF} + q x_{LKD}}{R_{\min}(1-x_{LKF}) + q(1-x_{LKD})} \\ &= \frac{\bar{\alpha} [(R_{\min} + 1)x_{LKF} + (q-1)x_{LKD}]}{(R_{\min} + 1)(1-x_{LKF}) + (q-1)(1-x_{LKD})} \end{aligned} \quad (5)$$

給液이 沸點의 液體인 경우에는 Smoker의 노모그램⁹⁾을 最小 還流比 計算에 이용할 수 있다.

2-3 全 理論段數 및 實際 還流比

Fig. 1의 Gilliland 相關圖¹⁰⁾은 二成分系는 물론 多成分系에도 廣範圍하게 적용되어 만족스런 結果를 얻을 수 있다. 많은 事例 研究結果에 의하면 $(R-R_{\min})/(R+1)$ 의 값이 0.1 내지 0.3이고 實際 還流比와 最小 還流比의 比가 1.2 내지

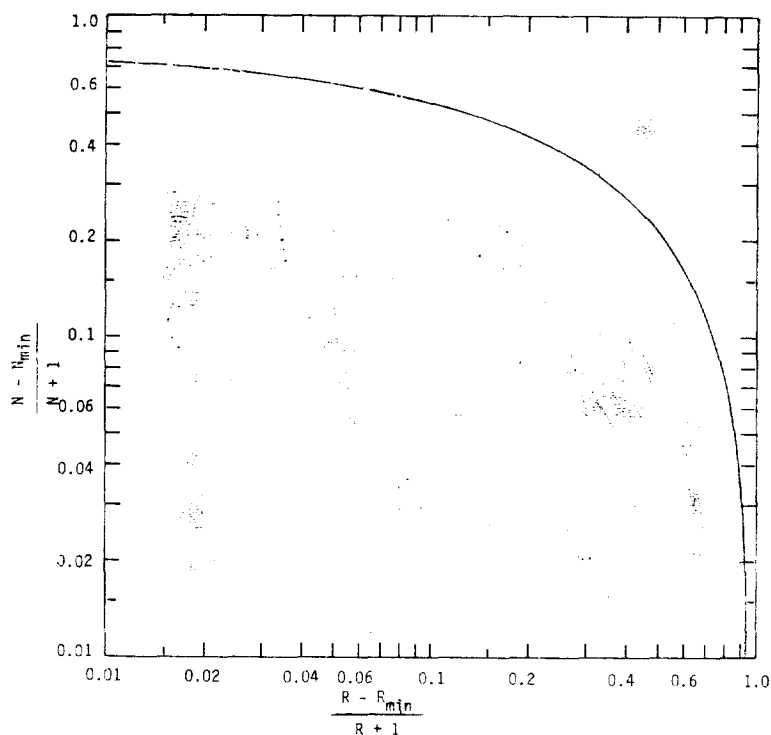


Fig. 1. Gilliland Correlation

1.5인 塔設計가 가장 경제적이라는 것이發表되어 있다²⁾. 그러나 比揮發度가 크게 變하는系에 대해서는 이 結果를 사용할 수가 없으며 Ponchon-Savarit 또는 엔탈피 方法에 귀착하는 수 밖에 없다.

Erbar 및 Maddox¹¹⁾는 全理論段數, 最小理論段數, 最小 還流比 및 實際還流比 사이의 相關圖를 導出해 내었으며 이 모노그라프는 實際還流比 및 全理論段數計算에 유용하게 이용되고 있다. 그러나 이 모노그라프를 이용하기 위해서는 最小理論段數와 全理論段數의 比를 알아야 된다. 아직 이 比에 대한 計算方程式이나 모노그라프가 없기 때문에 最小理論段數를 가정하고 이로부터 計算된 結果를 Erbar-Maddox 모노그라프에 적용시켜 最小理論段數를 다시 計算하여 처음 가정 値와 비교하는 試行錯誤 方法을 이용해야 한다. 本 研究에서는 式 (2), Fig. 1 및 Erbar-Maddox 相關圖를 組合하므로써 平均 比揮發度, 最小理論段數와 全理論段數의 比 및 最上段과 最低段에서의 Key 成分들

의 物 分率 사이의 函數關係를 나타내는 새로운 表現, 즉 Fig. 2를 導出하여 最小理論段數와 全理論段數의 比를 손쉽게 구할 수 있게 하였다. 즉 式 (1)로 부터 計算된 平均 比揮發도와 生産하려는 製品의 組成을 이용하면 Fig. 2로부터 全理論段數와 最小理論段數의 比를 얻게 된다. 全理論段數는 Fig. 2의 結果에 式 (2)로 부터 얻은 最小理論段數를 곱하여 計算할 수 있으며, 實際 還流比는 Fig. 2로부터 얻은 段數比와 最小 還流比를 Fig. 3에 적용시키면 얻을 수 있다.

2-4 實際段數

實際 段數를 計算하기 위해서는 總括段效率(E)을 알아야 한다. Prater와 Boyd¹³⁾는 比揮發度 및 給液粘度和 總括段效率사이의 函數關係를 研究하여 方程式 (6)을 導出해 내었다.

$$E = 0.63(\bar{\alpha}\mu)^{-0.212} \quad (6)$$

이 效率를 이용하면 實際 段數(N_A)는 式 (7)로부터 計算된다.

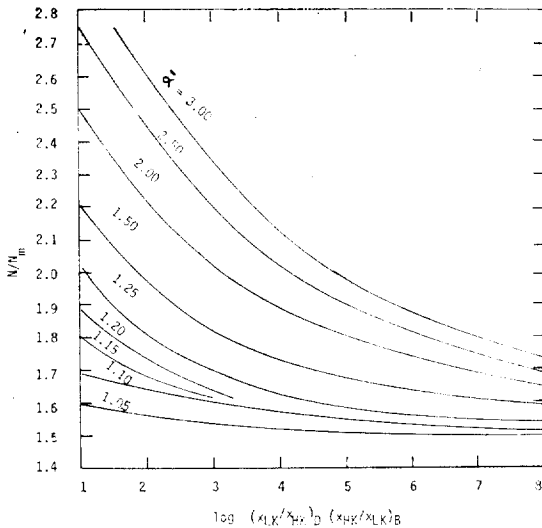


Fig. 2. Optimum Theoretical Plates

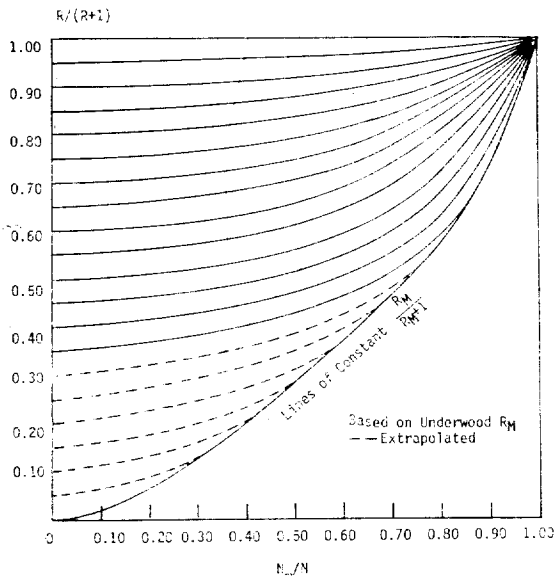


Fig. 3. Erbar-Maddox Correlation between Reflux rate and Number of Stages

$$N_A = \frac{N}{E} \quad (7)$$

2-5 塔치수

塔의 直徑과 높이를 算出하기 위해서는 段間

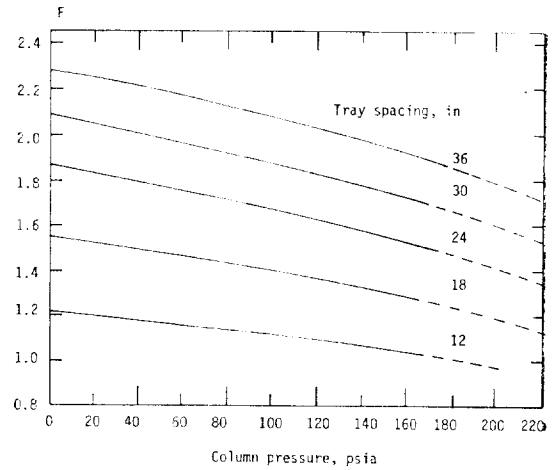


Fig. 4. F Factor as a Function of Column Pressure Drop and Tray Spacing(3)

隔과 蒸氣의 流速을 알아야 한다.

(1) 塔直徑

最小段에서 蒸氣流速은 式 (8)에서 計算할 수 있다.

$$V_T = (R+1)D \quad (8)$$

Fig. 4 나 式 (9)를 이용하여 “칼럼 F-因子”를 구한다.

$$F = v \sqrt{\rho_G} \quad (9)$$

구한 F 因子를 式 (10)에 代入하면 塔直徑을 신속히 推算할 수 있다.

$$d = \frac{1}{53} \left(\frac{V_T \times M}{\sqrt{\rho_G} \times F} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (10)$$

비교적 낮은 壓力(≤ 10 atm)에서는 式 (10)으로부터 計算된 塔直徑은 約 5%의 誤差範圍로 상당히 좋은 結果를 얻을 수 있다.³⁾

(2) 段間隔 및 塔높이

段間隔은 塔 내에서 實際段과 段 사이의 거리를 말하며 통상 12 in.에서 24 in. 사이로 設計되며 다음 指針은 段間隔設定에 사용될 수 있다.¹²⁾

• 直徑 36 in. 이하의 塔에 대해서는 段間隔은 15 in. 이하로 한다.

• 直徑 36 in. 이상이나 液體의 流速이 50 gpm/ft(플레이트폭) 이상인 경우나 液體密度가 40 lb/cuft 이하인 경우에는 段間隔을 18 in.에서 24 in. 사이에서 選定한다.

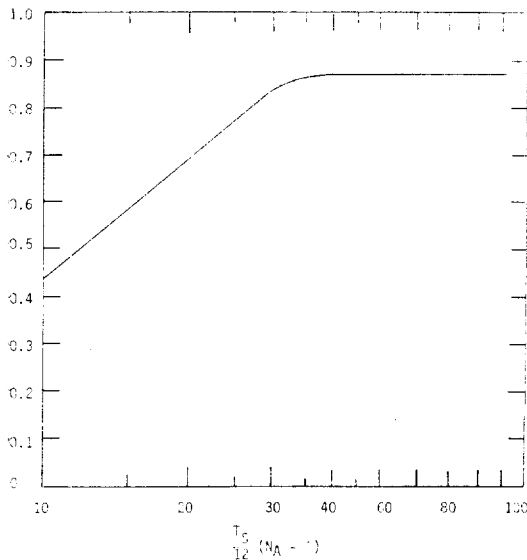


Fig. 5. Height Adjustment Factor (Sources : 13, 16, & 17)

段間隔이 일단 選定되면 段을 포함하는 塔 높이는 式 (11)에 의하여 구하여진다.

$$H_p = \frac{(N_A - 1) \times T_s}{12} \quad (11)$$

實際 總括塔 높이는 最上段과 最低段에서의 蒸氣가 차지하는 空間(Vapor Disengaging Space) 및 液體遲延空間(Liquid Hold-up Space) 및 기타 裝置製作上에 必要한 空間 등이 包含되어야 하기 때문에 式 (11)에서 구한 높이보다 높아야 된다. 實際 事例調査에 의하여 式 (11)로 計算된 높이와 實際 總括塔 높이 사이에 Fig. 5 과 같은 높이 調整因子(Height Adjustment Factor)를 導入하면 그 函數關係를 式 (12)와 같이 表示할 수 있다.^{13, 16, 17)}

$$H_T = \frac{H_p}{C} \quad (12)$$

2-6 熱負荷와 熱交換器設計

대부분의 蒸溜塔은 最上段에서 배출되는 蒸氣를 凝縮시키고 그 一部를 還流시키기 위해서 凝縮器를 사용하며, 塔에 蒸氣를 공급하기 위해서 再沸器(Reboiler)를 사용한다. 다음과 같이 簡易計算法을 이용하여 加熱, 冷却 및 熱交換器를

設計할 수 있다.

(1) 凝縮器

凝縮器에 대한 冷却負荷는 式 (13)으로 計算할 수 있다.

$$q_c = 1.1(V_T \cdot \lambda_c \cdot M) \quad (13)$$

q_c : 凝縮器에서 除去되는 熱量, Btu/hr

V_T : 溜出物이 凝縮器로 들어가는 蒸氣速度

λ_c : 輕質 Key 의 잠열, Btu/lb

M : 輕質 Key 의 分子量

凝縮器에 사용되는 冷媒를 물이라고 假定하고 凝縮器에서 배출되는 冷却水와 溜出物과의 溫度差가 10°C 로 近接된다고 假定하면 輕質 Key 의 凝縮溫度로부터 凝縮器의 溫度差, Δt 는 式 (14)로부터 計算된다.

$$\Delta t = \frac{(t_c - t_{wi}) + 10}{2} \quad (14)$$

t_c : 輕質 Key 의 凝縮溫度, $^\circ\text{C}$

t_{wi} : 流入水의 溫度, $^\circ\text{C}$

冷媒로 물을 사용하고 原油를 精製하는 경우에는 總括傳熱係數를 輕質成分들의 傳熱係數의 概略的의 平均值 $80 \text{ Btu}/^\circ\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{hr}$ 로 생각하면,¹⁵⁾ 凝縮器의 傳熱面積은 式 (15)로 表示된다.

$$A_c = \frac{q_c}{80 \Delta t} \quad (15)$$

사용되는 冷却水의 流速은 式 (16)으로 計算된다.

$$W_c = \frac{q_c}{(t_c - 10) - t_{wi}} \quad (16)$$

(2) 再沸器

給液이 沸點 이하에서 공급될 경우에는 再沸器의 熱負荷는 式 (17)로 計算된다.

$$q_b = 1.1 q_c \quad (17)$$

給液이 沸點에서 공급되면 再沸器의 熱負荷는 凝縮器의 熱負荷와 동일한 값을 갖게 된다.

$$q_b = q_c \quad (18)$$

再沸器에서 熱量이 飽和水蒸氣에 의하여 공급되면, 再沸器의 總括傳熱係數를 原油의 重質成分의 傳熱係數의 平均值 $80 \text{ Btu}/^\circ\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{hr}$ 로 생각할 수 있으며,¹⁵⁾ 再沸器의 傳熱面積은 式 (19)로 計算된다.

$$A_b = \frac{q_b}{(t_s - t_b) 80} \quad (19)$$

t_s : 水蒸氣溫度, °C

t_b : 重質 Key 成分의 沸點, °C

따라서 사용되는 水蒸氣의 量은 式 (20)으로 구할 수 있게 된다.

$$W_s = \frac{q_b}{\lambda_s} \quad (20)$$

3. 設計例

大型 뷰테인-펜테인 精溜器가 보수정비를 위해서 可動이 중단되었다. 給液의 一部를 豫備로 준비해둔 小型精溜塔으로 分離하고자 한다. 小型精溜塔은 11개의 Bubble-cap Trays와 1개의 *再沸器로 구성되어있다. 給液은 塔의 中央에서 流入되며, 塔은 120 psia에서 可動된다. 給液의 組成은 다음과 같으며 沸點($q=1.0$)상태에서 流入된다고 한다.

組 成	몰分率(%)
C_3	5
$i-C_4$	15
$n-C_4$	25
$i-C_5$	20
$n-C_5$	35
	100

原精溜塔에서는 $D/F=0.489$ 로 作動할 때 溜出物中 $i-C_5$ 成分의 組成은 7 mole% 이하이며, 塔低液의 $n-C_4$ 組成은 3 mole% 이하였다고 한다. 이 小型精溜塔으로 原精溜塔 生成物에 맞는 製品을 生産할 수 있는지 SB, FUEM, 및 SBSM 法으로 檢討한 結果와 給液의 組成과 製品의 規格을 基準으로하여 本 研究의 設計方法에 의한 結果를 비교검토하여 보았다. 例題는 문헌(1)에서 인용하였으며, 必要한 物性資料는 문헌(14)에서 拔萃하였다.

3-1 組成 및 流入速度

- 流入速度 : 100 lb moles/hr
- 冷却水는 25°C, 水蒸氣는 75 psig
- 組成

Component	lb moles	Mole %	B.P. at 120 psia
C_3	5	5	21°C
$i-C_4$	15	15	58°C
$n-C_4$	25	25	71°C
$i-C_5$	20	20	107°C
$n-C_5$	35	35	116°C

- 製品規格
- 溜出液中 $i-C_5=48.9 \times 0.07=3.42$ lb moles
 $n-C_4=25-(51.1 \times 0.03)=23.25$ lb moles
- 塔低液中 $i-C_5=20-3.42=16.58$ lb moles
 $n-C_4=51.5 \times 0.03=1.533$ lb moles

3-2 Key 成分

- 輕質 Key 成分 : $n-C_4$ (溜出物로 分離해 내고 貯하는 成分中 沸點이 가장 높은 成分)
- 重質 Key 成分 : $i-C_5$ (塔低液으로 分離하고자 하는 成分中 沸點이 가장 낮은 成分)

3-3 平均比揮發度

平均揮發度는 Key 成分의 沸點인, 71°C(最上段), 107°C(最低段)에서 Key 成分의 分布係數(Distribution Coefficient)를 사용하여 計算한다.

Component	Temperature (°C)	Distribution Coefficient K	Relative Volatility $\alpha_{LK/HK}$
$n-C_4$	71	1	2.06
$i-C_5$	71	0.485	—
$n-C_4$	107	1.9	1.98
$i-C_5$	107	0.96	—

- 平均比揮發度

$$\bar{\alpha} = [(2.06)(1.98)]^{\frac{1}{2}} = 2.02$$

3-4 製品의 組成

本 研究의 假定에 의하면 溜出物은 C_3 , $i-C_4$, $n-C_4$, $i-C_5$ 만 포함하게 되며 塔低液은 $n-C_4$, $i-C_5$, $n-C_5$ 成分만 함유한다.

・溜出物

Component	Moles	Mole Fraction
C_3	5	0.107
$i-C_4$	15	0.322
$n-C_4$	23.25	0.498
$i-C_5$	3.42	0.073
Total	46.67	1.000

・塔低液

Component	Moles	Mole Fraction
$n-C_4$	1.533	0.029
$i-C_5$	16.58	0.312
$n-C_5$	35	0.659
Total	53.113	1.000

3-5 最小理論段數

式 (2)를 사용하면,

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{0.498}{0.073}\right)\left(\frac{0.312}{0.029}\right)}{\log 2.02} = 6.11$$

即, $N_{\min}=7$

3-6 最小還流比

給液이 沸點에서 流入되므로 式 (3)을 사용하여 最小 還流比를 구한다.

$$R_{\min} = \frac{1}{2.02-1} \left[\frac{0.498}{0.25} - \frac{2.02(1-0.498)}{(1-0.25)} \right] = 0.63$$

3-7 全理論段數 및 還流比

$$\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)^D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)^B \right] = \log \left[\left(\frac{0.498}{0.073} \right)^D \left(\frac{0.312}{0.029} \right)^B \right] = 1.866$$

위의 값과 平均 比揮發度를 사용하여 Fig. 2로부터 全理論段數와 最小理論段數의 比를 구하면

$$N/N_{\min}=1.76$$

$$N=1.76 \times N_{\min}=10.56$$

即, 全理論段數 $N=11$

$$\frac{N_{\min}}{N} = 0.64$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min}+1} = 0.39$$

Fig. 3에서 부터

$$\frac{R}{R+1} = 0.52 \text{ 그러므로 } R=1.083$$

實際 還流比 $R=1.083$

3-8 實際段數

式 (6)을 사용하여 總括段效率를 計算하면

$$E=0.63(2.02 \times 2.1)^{-0.212}=0.76$$

$$N_A=N/E=11/0.76=14.5$$

實際段數 $N_A=15$

3-9 塔尺寸

$$V_T=(R+1)D=(1.083+1)46.67 \\ =97.21 \text{ moles/hr}$$

式 (9)를 이용하기 위해서는 蒸氣의 密度를 구해야 한다. 輕質 Key 成分의 分子量을 이용하여 蒸氣密度로 구하면

$$\rho_G = \frac{58}{359} \times \frac{120}{14.7} \times \frac{263}{344} = 1.047 \text{ lb/cuft}$$

段間隔을 18 in 로 가정하면, 塔內의 壓力이 120 psia 이므로 Fig. 4로 부터, $F=1.38$

式 (10)에서 塔의 直徑을 구하면

$$d = \frac{1}{53} \left(\frac{97.21}{\sqrt{1.047}} \times \frac{58}{1.38} \right)^{\frac{1}{2}} = 1.19 \text{ ft}$$

塔斷面積

$$A = \frac{\pi}{4} d^2 = 1.11 \text{ ft}^2$$

蒸氣速度

$$v = \left(97.21 \times 359 \times \frac{14.7}{120} \times \frac{344}{273} \right) / (1.11 \times 3600) = 1.35 \text{ ft/sec}$$

式 (9)에서 F 因子를 구하면

$$F = v \sqrt{\rho_G} = 1.348 \sqrt{1.047} \approx 1.38$$

따라서 假定 段間隔과 F 因子는 設計에 합당한 값을 알았다.

塔直徑 $d=1.19 \text{ ft}$

段間隔 $T_s=18 \text{ in.}$

3-10 塔 높이

위에서 구한 段間隔을 式 (11)에 代入하여 塔 높이를 구한다.

$$H_p = \frac{(N_A - 1)T_s}{12} = \frac{(15 - 1)18}{12} = 21 \text{ ft}$$

Fig. 6 에서 $C = 0.72$

$$H_T = \frac{H_p}{C} = \frac{21}{0.72} = 29 \text{ ft}$$

總括塔 높이 $H_T = 29 \text{ ft}$

3-11 熱負荷 및 熱交換器

$$\begin{aligned} q_c &= 1.1(V_T \cdot \lambda_c \cdot M) \\ &= 1.1(97.21 \times 147.6 \times 58) = 915,000 \text{ Btu/hr} \end{aligned}$$

• 凝縮器의 溫度差

$$t_c = 71^\circ\text{C}$$

$$t_{wi} = 25^\circ\text{C}$$

$$\Delta t = \frac{(71 - 25) + 10}{2} = 28^\circ\text{C}$$

• 凝縮器 面積

(a) 溜出液

Component	x_D				
	Rigorous(A)	S-B(B)	FEUM(C)	本 研究(D)	$ (A) - (D) / \text{Total} \times 100$ (%)
C_3	0.102	0.102	0.100	0.107	0.5
$i-C_4$	0.299	0.299	0.300	0.322	2.3
$n-C_4$	0.473	0.463	0.485	0.498	2.5
$i-C_5$	0.073	0.073	0.070	0.073	0.0
$n-C_5$	0.053	0.063	0.045	0.000	5.3
Total	1.000	1.000	1.000	1.000	

(b) 塔低液

Component	x_B				
	Rigorous(A)	S-B(B)	FEUM(C)	本 研究(D)	$ (A) - (D) / \text{Total} \times 100$ (%)
C_3	0.000	0.000	0.000	0.000	0.0
$i-C_4$	0.006	0.007	0.002	0.000	0.6
$n-C_4$	0.037	0.043	0.017	0.029	0.8
$i-C_5$	0.322	0.322	0.328	0.312	1.0
$n-C_5$	0.635	0.624	0.653	0.659	2.4
Total	1.000	1.000	1.000	1.000	

$$A_c = \frac{915,000}{80 \times 28} = 408 \text{ ft}^2$$

• 冷却水의 流速

$$W_c = \frac{915,000}{(71 - 10) - 25} = 25,000 \text{ lb/hr}$$

• 再沸器의 熱負荷

$$q_b = q_c = 915,000 \text{ Btu/hr}$$

• 再沸器의 面積

$$A_b = q_b / (t_s - t_b) \times 144$$

$$t_s = 160^\circ\text{C} (75 \text{ psig})$$

$$t_b = 107^\circ\text{C}$$

$$A_b = 915,000 / (160 - 107) (80) = 215 \text{ ft}^2$$

• 水蒸氣流速

$$W_s = q_b / \lambda_s = 915,000 / 900 = 1020 \text{ lb/hr}$$

3-12 各 計算法의 比較

많이 通用되는 세가지의 方法 즉 逐次段設計法(Rigorous Method), S-B法 및 FEUM法의 結果를 本研究에서 제안한 方法과 比較하면 다음과 같다.

• 製品의 組成

(c) 塔치수

항 목	實際 및 其他方法	本 研 究
最小 理論段數	7(FUEM)	7
最小 還流比	0.9426(FUEM)	0.63
全 理論段數	10	11
實際 還流比	2.557(FUEM)	1.083
實際 段 數	12	15
塔 直 徑		1.19 ft
塔 間 隔		18 in
塔 釜 이		29 ft
凝縮器熱負荷		915,000 Btu/hr
凝縮器傳熱面積		408 ft ²
冷却水流速		25,000 lb/hr
再沸器熱負荷		915,000 Btu/hr
再沸器傳熱面積		215 ft ²
水蒸氣流速		1020 lb/hr

4. 結 論

本 研究를 이용한 3章의 實際設計例의 結果에 의하면

(1) 溜出液과 塔低液의 組成이 Rigorous 設計法에 비해 最低 0%에서 最高 6%의 誤差를 나타내었다.

(2) 最小 理論段數 경우는 FUEM 設計法의 結果와 同一한 값인 7段이었으나 最小 還流比는 FUEM 設計法의 結果에 비해 35%의 誤差를 나타내었으며, 全理論段 數는 10%의 誤差를 나타내었다.

(3) 本 研究에서는 精溜塔의 Hardware의 概略을 設計할 수 있는 적절한 實驗式을 提示하였다.

本 研究에서 提示한 모형은 몇 가지의 단순한 假定下에서 이루어진 結果이므로 豫備設計, 可能性 打診 및 코스트 概算에 적절하며, 實際로 精溜塔의 최종設計 단계에서는 電子計算機에 의한 逐次的 試行錯誤法의 반복계산은 시행해야만 할 것이다.

使用 記號

A_b Heat Transfer Area of Reboiler, ft²

A_c Heat Transfer Area of Condenser, ft²

C Height Adjustment Factor, dimensionless

d Column Diameter, ft

D Distillate Product with-drawn from Column, lb-moles

E Column Efficiency, Dimensionless

F Column F -factor

H_p Height of Trayed Section of Column, ft

H_T Total Height of Column, ft

M Molecular Weight, lb/lb-mole

N Optimum Number of Theoretical Plates

N_A Number of Actual Plates

N_{min} Minimum Number of Theoretical Plates

q Thermal Condition of Feed, Dimensionless

q_b Reboiler Heat Load, Btu/hr

q_c Condenser Heat Load, Btu/hr

R Actual Reflux Ratio, Dimensionless

R_{min} Minimum Reflux Ratio, Dimensionless

t_b Heavy Key Boiling Point, °C

t_c Light Key Condensing Temperature, °C

t_s Steam Temperature, °C

t_{wi} Inlet Cooling Water Temperature, °C

T_s Tray Spacing, in

V Superficial Vapor Velocity, ft/sec

V_T Distillate Vapor Rate to Condenser, lb-moles/hr

W_c Cooling Water rate, lb/hr

W_s Steam Rate, lb/hr

x_{LK} Mole Fraction of Light Key, Dimensionless

x_{HK} Mole Fraction of Heavy Key, Dimensionless

x_{LKD} Mole Fraction of Light Key in Distillate, Dimensionless

x_{LKF} Mole Fraction of Light Key in Feed, Dimensionless

$(\alpha_{LK-HK})_B$ Relative Volatility of the Light Key to the Heavy Key in the Bottom, Dimensionless

$(\alpha_{LK-HK})_D$ Relative Volatility of the Light Key to the Heavy Key in the Distillate, Dimensionless

$\bar{\alpha}$ Average Relative Volatility, Dimensionless

λ_c Latent Heat of Light Key, Btu/lb

λ_s Latent Heat of Steam, Btu/lb

μ Viscosity, Centipoises

ρ_G Vapor Density, lb/ft³

참고 문헌

1. Robert H. Perry/Cecel H. Chilton, editor, Chemical Engineer's Handbook, Fifth edition, pp.13-26, 13-36, (1972).
2. Ernest E. Ludwig, Applied Process Design for Chemical and Petro-Chemical Plants, Vol. 11, pp.24-29, (1964).
3. Frank., Otto, Shortcut for Distillation Design, Chemical Engineering, (March 14, 1977).
4. Mathew Van Winkle, Distillation, McGraw-Hill Book Company, pp.216-243, (1967).
5. Morris, G.A., in Proc. Int. Synp. Distillation, Brighton, 4-6 May 1960 (Institution of Chemical Engineers, London SW1).
6. Collins, F.C. and Lantz, V., Ind. Engng Chem., analyt. Edn, 18, (1946), 673.
7. Reid, R.C., Pransnitz, J.M. and Sherwood, T.K., The Properties of Gases and Liquids, McGraw-Hill Book Company, (1977).
8. Wilke, C.R. and Chang, P., A.I. Ch. E.Jl, 1, (1955).
9. E.H. Smoker, Ind. and Eng. Chem., Vol. 34, p.510, (1942).
10. Gilliland, E.R., Multicomponent Rectification, Ind. Eng. Chem. 32, pp.1101 and 1220, (1940).
11. Erbar, J.H., and Maddox, R.N., Latest Score: Reflux vs. Trays, Petrol. Refiner. Vol. 40, pp.183-188, (1961).
12. Ernest E. Ludwig, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol. II, p.106, (1964).
13. Prater, N.H., and Boyd, G.W., How to Calculate Multidraw Towers, Oil and Gas Journal, May 2, 1955, pp.72-82.
14. Technical Data Book-Petroleum Refining American Petroleum Institute, (1971).
15. Robert H. Perry/Cecel H. Chilton, editor, Chemical Engineer's Handbook, Fifth edition, pp.10-42, (1972).
16. Mok, Young I. and Hur, B.K., Unpublished
17. Ernest E. Ludwig, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol. II., Part 3, (1964).