

## 발효 및 식품 공장의 용매 회수용 증류탑의 기본 설계

채희정 · 인만진 · 김민홍  
(주)미원 중앙연구소

### Basic Design of Distillation Tower for the Solvent Recovery in Fermentation and Food Plants

Hee Jeong Chae, Man-Jin In and Min-Hong Kim  
R&D Center, Miwon Co., Ltd.

#### Abstract

The procedures for the basic design of distillation column, which is used for solvent recovery in fermentation and food plants, were introduced. The diameter of the tray is determined by the point of incipient flooding. This may be estimated from Fair's correlation with flow parameter and accounts for liquid flow effects on the trays. The selection of the tray spacing depends upon the size and duty of the column. The calculated tower diameter and consequently its cross section must be checked and readjusted to allow stable operation, with gas and liquid velocities not causing flooding or excessive entrainment. After the determination of tower diameter and the check on flooding and weeping, the interior layout of tray and hole design are finally selected.

Key words: 용매 회수용 증류탑의 기본 설계

#### 서 론

증류(distillation)는 증발(vaporization)과 응축(consolidation)현상을 이용해 휘발도가 다른 물질들의 액체 혼합물을 분리하는 조작으로 석유화학 공장으로부터 발효, 합성 공장에 이르기까지 널리 이용되는 분리 방법이다. 조작압에 따라 상압증류, 고압증류, 저압증류 및 진공증류로 구분하며 상압증류가 가장 널리 이용된다. 또한 조작 방식에 따라 회분식 증류, 연속식 증류로 구분하기도 한다. 위스키, 브랜디 등은 옛날부터 회분 조작(단증류)으로 증류하고 있는데 석유 정제 공장, 발효 및 제약 공장의 용매 회수 공정에서는 증류탑에 의한 대규모의 연속 조작이 행해지고 있다.

증류에서의 물질 전달 조작은 여러 개의 단으로 된 장치에서 두 흐름이 향류(counter-current) 접촉하여 혼합되고 분리된다. 연속 증류 장치의 대표적인 예는 Fig. 1과 같다(이승무, 1992). 증류하려는 액체 혼합물을 증류탑의 공급점에 연속적으로 도입하면, 가열 표면에서 비점이 낮은 성분이 주로 기화한다. 이때 기상

에서는 저비점 성분의 농도가 커지고 이것을 회수하기 위하여 증기를 탑에 보내어 하강하는 액체와 향류 접촉시킨다. 하강하는 액체는 탑 상부의 응축기에서 응축한 액의 일부를 순환시켜서 다시 탑에 도입하는 액이며, 이를 환류(reflux)라고 한다. 환류된 액은 증기와 접촉하여 즉시 비점에 도달하므로 탑 안에서 액상은 비점, 기상은 노점에서 존재하게 된다. 탑의 각 단에서 저비점 성분은 액상에서 기상으로 이동되며, 고비점 성분은 기상에서 액상으로 전달된다. 결과적으로 탑 상부로 갈수록 증기는 저비점 성분이 많아지고, 탑 하부로 갈수록 액상은 고비점 성분이 많아져 두 성분은 효과적으로 분리가 이루어진다. 이와 같이 환류를 이용하여 증류하는 경우를 정류(rectification)라고 한다. 증류탑은 기액 접촉과 혼합, 분리 효율을 높이기 위하여 다공판(perforated plate or tray)을 여러 개 장치한다. Hole의 크기는 1/4-1/2 inch의 것이 많으며 증기는 이 hole을 통해 상승하며, 각 단에 머물러 있는 하강 액체와 밀접히 접촉된다. 액체의 양이 어느 높이 이상이 되면 그 아래 단으로 흐르게 하기 위하여 익류관(down comer)을 설치한다. 각 단의 간격이나 단의 모양은 상태에 따라서 다르며, 다공판 대신 여러 개의 포종(bubble cap)을 장치하기도 한다. 어떤 경우에는

Corresponding author: Hee Jeong Chae, R&D Center, Miwon Co., Ltd., 125-8 Pyokyo-ri, Majang-myun, Icheon, Kyoungki-do 467-810. Korea

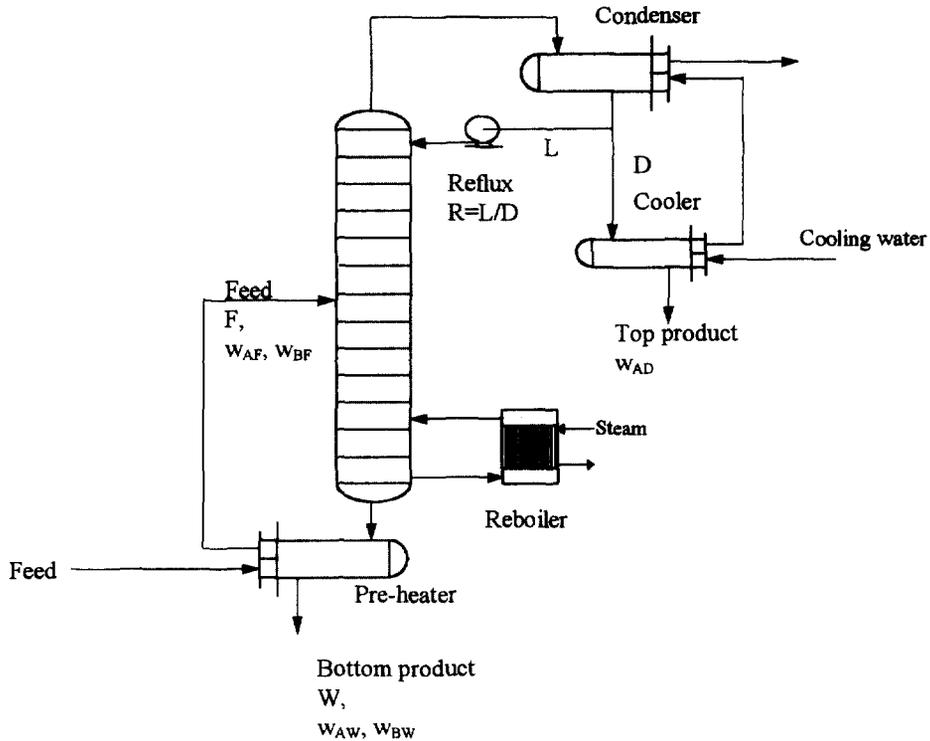


Fig. 1. Schematic diagram of distillation tower with heat exchangers.

단탑(plate column) 대신 충전탑(packed tower)을 사용한다. 플래시 증류(flash distillation)란 액체 혼합물을 끓여서 생성되는 증기를 응축시키는 데 응축물을 증기와 다시 접촉시키기 위해 스틸(still)에 되돌려 보내지 않는다. 즉 배출되는 증기와 잔존하는 액체가 항상 평형 상태에 있도록 하면서 증류하는 방법이다. 이러한 증류는 성분의 비등점의 차가 비교적 클 때 사용된다. 따라서 휘발도가 서로 비슷한 성분들의 분리에는 비효율적이며 이 경우에는 정류를 행하여 분리한다. 플래시 증류이든 정류이든 연속식 또는 회분식 공정으로 행할 수 있다.

대규모의 발효 및 식품 소재 공장에서는 제조공정 중에 사용되는 유기 용매의 재사용을 위해 증류탑을 통해 회수하게 된다. 본 고에서는 가장 널리 사용되는 다공판 증류탑(perforated plate tower)의 증설 또는 신설 시 필요한 절차인 기본 설계(basic design)의 주요 설계 인자 및 고려 사항에 관하여 보고하고자 한다.

### 증류탑 기본 설계

#### 설계 조건 및 기본 계산

증류탑을 설계할 때에는 우선 Table 1에 나타나 있는 유량, 탑상과 탑저의 제품 조성, 환류비 등과 같은 알려져 있는 설계 조건을 갖고 물질수지 계산을 하며 이를 기초로 단을 상하로 통과하는 기상과 액상의 부피 유량, 질량 유량 및 밀도 등을 계산한다(Table 2).

#### 탑경 계산

증류탑 설계에 있어서 탑경(tower diameter, D)의 계산은 가장 핵심적인 설계 과정이며 다른 여러 인자들은 이를 기초로 하여 설계한다. Fig. 2는 증류탑의 기본 설계 절차를 도식화한 것이다. 탑경의 크기는 flooding이나 과도한 비말동반(entrainment)이 발생하지 않도록 결정되어야 하는데 가장 먼저 단의 layout인 다공판 간격(tray spacing, S<sub>t</sub>) 등의 설계 변수에 대하여 적절한 값으로 가정한 다음 design chart나 계산식 등으로부터 다른 변수들을 계산하고 일정한 조건을 만족할 때까지 iteration하는 과정을 통해 설계한다. 다공판 간격은 일반적으로 건설, 유지, 보수, 비용면을 고려하여 편의상으로 미리 정한다. 최소한 6 in 이상으로 하며 탑경의 크기에 준하여 임의로 결정하되 (Table 3) flooding정도를 체크하여 조정한다. 우선 다

**Table 1. Basic design conditions and basic calculation from material balance for the design of distillation tower**

Input name		Notation	Dimension
Feed rate		F	[kg/hr]
Weight fraction	Feed, A (low boiling component)	$w_{AF}$	[-]
Reflux ratio	Feed, B (high boiling component)	$w_{BF}=1-w_{AF}$	[-]
	Top, A	$w_{AD}$	[-]
	Top, B	$w_{BD}$	[-]
	Bottom, A	$w_{AW}$	
	Bottom, B	$w_{BW}$	
	R=L/D	R	[-]

Variable	Equation	Remark
(1) Mole fraction	$X_{AF} = \frac{\frac{W_{AF}}{MW_A}}{\frac{W_{AF}}{MW_A} + \frac{(1-W_{AF})}{MW_B}}$	
(2) Vapor composition	$y_{AD}, y_{AW}$	from equilibrium curve
(3) Average molecular weight, feed	$MW_F = \left( \frac{W_{AF}}{MW_A} + \frac{(1-W_{AF})}{MW_B} \right)^{-1}$	
(4) Flow rate	$F = \frac{F[\text{kg/hr}]}{MW_F[\text{kg/kmol}]} \cdot \frac{1}{3600[\text{s/hr}]} \quad [\text{kmol/s}]$	feed
	$D = F \frac{X_{AF} - X_{AW}}{X_{AD} - X_{AW}}$	top
	$W=F \cdot D$	bottom

\*A: low boiling component

공판의 증기 통과부( $A_n$  in Fig. 3)를 통과하는 superficial gas velocity를 계산하여야 하는데 이는 증기의 부피 유속을 증기 통과부 면적(net cross section area,  $A_n$ )으로 나눈 값으로, 다음과 같이 유체 밀도들과 관련되어 있다(Treybal, 1968).

$$U_{nf}[\text{m/s}] = C_F \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{1/2} \times 0.3048 \quad (1)$$

여기서  $C_F$ 는 flooding constant로서 다음의 Fair's correlation (식 (2))에 의해 결정된다.

$$C_F = \left[ a \cdot \log \frac{1}{F_{iv}} + b \right] \left( \frac{\sigma_A}{20} \right)^{0.2} \left[ 5 \frac{A_h}{A_a} + 0.5 \right] \quad (2)$$

여기서  $\sigma_A$ : 탑 상부에서의 물질 A의 표면장력 [dyne/cm]

$$F_{iv} = \frac{L'}{G'} \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0.5} \quad (\text{만약에 } 0.01 < F_{iv} < 0.1 \text{ 이면, } F_{iv} \text{ 을}$$

0.1로 한다)

$$a=0.0062 \cdot S[\text{in}]+0.0385$$

$$b=0.00253 \cdot S[\text{in}]+0.05$$

$A_h/A_a$ : 가정된 값(예를 들어 0.095)

( $A_h$ : 다공판 당 hole 면적,  $A_a$ : 다공판의 다공부위 면적)

이 식은 공경(hole diameter,  $d_o$ )이 1/4 in를 넘지 않고 뚝 높이(weir height,  $h_w$ )가 S의 15%를 넘지 않으며 거품을 형성하지 않는 경우에 한해 사용 가능하며 대부분의 증류탑에서 적용 가능한 식이다.

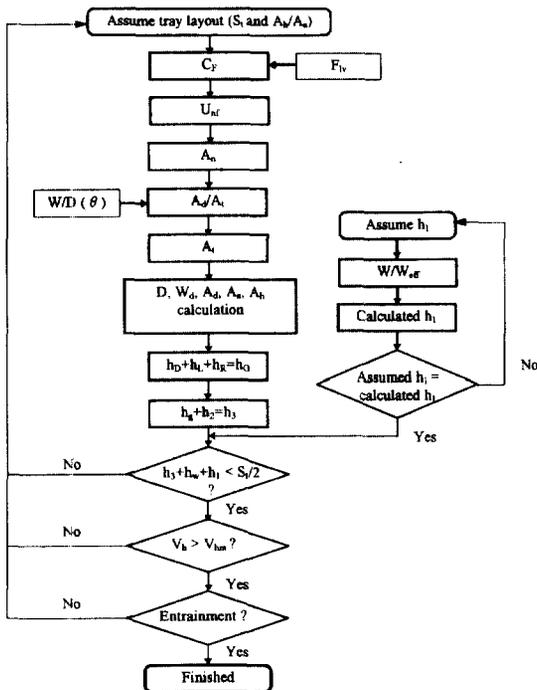
증기 통과부의 면적( $A_n$ )은 식 (3)으로 계산되는데 거품을 형성하지 않는 경우 80~85%의  $U_{nf}$ 를, 거품을 형성하는 경우 75%의  $U_{nf}$  값을 사용한다(flooding=0.6~0.85).

$$A_n[\text{m}^2] = \frac{V[\text{m}^3/\text{s}]}{U_{nf}[\text{m/s}] \times (\text{flooding})} \quad (3)$$

일반적으로 weir length (W)는 (0.6~0.8)D로 한다(W/D=0.6~0.8).

**Table 2. Basic calculation for tray design**

Variable	Notation	Top	Bottom
(1) Pressure		$P_t[\text{kPa}] = 101.3(\text{kPa}) + 0.05[\text{kPa/m}] \times L[\text{m}]$ (L[m]: tube length from top to condenser)	$P_b[\text{kPa}] = 101.3(\text{kPa}) + 0.05 \times n = 101.3 + 0.5 \times Ln$ (n: number of plates)
(2) Temperature		$T_t[^\circ\text{C}]$ : saturation temperature of A at $P_t$	$T_b[^\circ\text{C}]$ : saturation temperature of B at $P_b$
(3) Vapor density of pure components (A, B)	$\rho_A[\text{kg/m}^3]$	$= \frac{MW_A[\text{kg/kmol}]}{22.4[\text{m}^3/\text{kmol}]} \frac{273}{T_t[^\circ\text{C}] + 273} \frac{P_t[\text{kPa}]}{101.3}$	$= \frac{MW_A[\text{kg/kmol}]}{22.4[\text{m}^3/\text{kmol}]} \frac{273}{T_b[^\circ\text{C}] + 273} \frac{P_b[\text{kPa}]}{101.3}$
	$\rho_B[\text{kg/m}^3]$	$= \frac{MW_B[\text{kg/kmol}]}{22.4[\text{m}^3/\text{kmol}]} \frac{273}{T_t[^\circ\text{C}] + 273} \frac{P_t[\text{kPa}]}{101.3}$	$= \frac{MW_B[\text{kg/kmol}]}{22.4[\text{m}^3/\text{kmol}]} \frac{273}{T_b[^\circ\text{C}] + 273} \frac{P_b[\text{kPa}]}{101.3}$
(4) Specific volume of vapor	$v_G[\text{m}^3/\text{kmol}]$	$= \frac{y_D \cdot MW_A}{\rho_A} + \frac{(1-y_D) \cdot MW_B}{\rho_B}$	$= \frac{y_w \cdot MW_A}{\rho_A} + \frac{(1-y_w) \cdot MW_B}{\rho_B}$
(5) Vapor volume flow rate	$V[\text{m}^3/\text{s}]$	$= D(R+1) \cdot v_G$	$= D(R+1) \cdot v_G$
(6) Vapor density	$\rho_G[\text{kg/m}^3]$	$= \frac{y_D \cdot MW_A + (1-y_D) \cdot MW_B}{v_G}$	$= \frac{y_w \cdot MW_A + (1-y_w) \cdot MW_B}{v_G}$
(7) Vapor mass flow rate	$G'[\text{kg/s}]$	$= V \cdot \rho_G$	$= V \cdot \rho_G$
(8) Specific volume of liquid	$v_L[\text{m}^3/\text{kmol}]$	$= \frac{x_D \cdot MW_A}{\rho_{DA}} + \frac{(1-x_D) \cdot MW_B}{\rho_{DB}}$	$= \frac{x_w \cdot MW_A}{\rho_{WA}} + \frac{(1-x_w) \cdot MW_B}{\rho_{WB}}$
(9) Liquid volume flow rate	$L[\text{m}^3/\text{s}]$	$= D \cdot R \cdot v_L$	$= (D \cdot R + F) \cdot v_L$
(10) Liquid density	$\rho_L[\text{kg/m}^3]$	$= \frac{x_D \cdot MW_A + (1-x_D) \cdot MW_B}{v_L}$	$= \frac{x_w \cdot MW_A + (1-x_w) \cdot MW_B}{v_L}$
(11) Liquid mass flow rate	$L'[\text{kg/s}]$	$= L \cdot \rho_L$	$= L \cdot \rho_L$



**Fig. 2. Basic design procedure of distillation tower.**

**Table 3. General guide for tray design**

Tray spacing	12~16 [in]
Tower diameter (ft)	Tray spacing (in)
	6 (minimum)
4 or less	18~20
4~10	24
10~12	30
12~24	36
Hole size	1/8~1/4 [in]
Spacing	2.5~5 d <sub>o</sub> (3.8 d <sub>o</sub> is preferable)
%hole area	4~15% of total cross section

$$W/D = \sin \theta \text{ 또는 } \theta = \sin^{-1} (W/D) \quad (4)$$

그리고

$$\frac{A_d}{A_t} = \frac{\theta}{180} - \frac{\sin \theta \cdot \cos \theta}{\pi} \quad (5)$$

앞서 계산된  $A_n$ 과  $A_d/A_n$ 로부터 다음과 같이 총 단면적( $A_t$ )과 익류판 면적( $A_d$ )을 계산할 수 있다.

$$A_t[\text{m}^2] = A_n \left( 1 - \frac{A_d}{A_t} \right)^{-1} \quad (6)$$



$$\times \left[ 0.40 \cdot \left( 1.25 - \frac{A_h}{A_n} \right) + \frac{4 \cdot t \cdot f}{d_o} + \left( 1 - \frac{A_h}{A_n} \right)^2 \right] \quad (13)$$

여기서  $C_o$ : Orifice coefficient,  $C_o = 1.09 \left( \frac{d_o}{t} \right)^{0.25}$

$(d_o$  [mm]=hole diameter;  $t$  [mm]=plate thickness)

$V_h$ : gas velocity through perforations,  $V_h$ [m/s] =  $U_{nf} \cdot \frac{A_n}{A_h}$

$f$ : Fanning friction factor, from Perry Handbook 5-24

$$(Re_{hole} = \frac{d_o[\text{mm}] \cdot V_h[\text{m/s}] \cdot \rho_G[\text{kg/m}^3]}{\mu_G[\text{cP}]})$$

(2) Hydraulic head ( $h_L$ )

다공판에서 액체는 실제로 거품(froth)의 형태로 존재하며 거품이 없는 clear liquid의 압력 손실과는 다르다. 아직까지 수력학적 압력 손실(hydraulic head)을 추정하는 방법이 확립되어 있지 않으나 다음의 식이 권장된다(Treybal, 1968)

$$h_L[\text{in}] = 0.24 + 0.725h_w[\text{in}] - 0.29h_w[\text{in}] \cdot V_a[\text{ft/s}] \cdot \rho_G^{0.5}[1\text{b/ft}^3] + 4.48 \frac{L[\text{ft}^3/\text{s}]}{Z[\text{ft}]} \quad (14)$$

여기서,  $V_a$ : gas velocity through active tray area ( $A_a$ ),

$$V_a[\text{ft/s}] = \frac{U_{nf} A_n}{A_a}$$

$$Z: \text{average flow width, } Z[\text{ft}] = \frac{D+W}{2}$$

(3) Residual pressure drop ( $h_R$ )

Residual pressure drop은 증기의 표면장력을 극복하는데 필요한 압력 손실로서 다음의 식으로 계산된다.

$$h_R[\text{in}] = \frac{0.06 \cdot \sigma[\text{dyne/cm}]}{\rho_L[1\text{b/ft}^3] \cdot d_o[\text{in}]} \quad (15)$$

(4) Pressure loss at liquid entrance

Downspout apron (Fig. 3참조) 밑으로 흐르는 액체는 압력 손실을 유발하는데 이는 다음 식으로 계산된다.

$$h_2[\text{in}] = 0.558 \left( \frac{L[\text{ft}^3/\text{s}]}{A_{da}[\text{ft}^2]} \right)^2 \quad (16)$$

여기서  $A_{da}[\text{ft}^2] = h_{da}[\text{ft}] \cdot L_w[\text{ft}]$ ,  $h_{da}[\text{in}] = h_w - 0.5$

(독 높이(weir height,  $h_w$ )는 일반적으로 2 in를 사용한다).

(5) Backup in downspout

Downspout 내외의 liquid level의 차로 기상과 액상의 흐름에 의해 야기되는 압력 손실의 합으로 표시된다.

$$h_3[\text{in}] = h_G + h_2 \quad (17)$$

(6) Weir crest

독(weir) 위로 흘러 넘치는 액의 물마루(crest,  $h_1$ )는

guess-iteration에 의해 계산하는데  $\left( \frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3}$  vs.

$\frac{h_1[\text{in}]}{D[\text{ft}]}$ 의 차트(Fig. 6.10, Treybal, 1968)로부터

$\left( \frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3}$ 를 구하고 이를 이용해 식 (18)으로부터  $h_1$ 을

계산한다. 이 값이 초기 가정값(initial guess)와 다를 경우  $h_1$ 값을 다시 가정(guess)하여 수렴하는 값으로 결정한다.

$$h_1[\text{in}] = 5.38 \cdot \left( \frac{W}{W_{eff}} \right)^{2/3} \left( \frac{L[\text{ft}^3/\text{s}]}{L_w[\text{ft}]} \right)^{2/3} \quad (18)$$

Check on flooding

앞서 계산한 압력 손실 중  $h_w + h_1 + h_3$ 가 단 간격( $S$ )의 1/2보다 작아야 한다. 이를 만족시키지 못할 때는  $S$ 의 값을 충분히 크게 한 다음 식 (2)에서부터의 계산 과정을 반복 수행한다.

$$\text{if } h_w + h_1 + h_3 < \frac{S}{2}, \text{ OK} \quad (19)$$

Check on weeping

다공을 통과하는 증기 속도가 너무 작으면 액체가 hole을 통과하여 배수될 우려가 있으므로 증기 속도는 일정한 값(다음의  $V_{hm}$ 값) 이상이어야 한다.

$$\frac{V_{hm} \cdot \mu_G}{\sigma \cdot g_c} = 2.92 \times 10^{-4} \left( \frac{\mu_G^2}{\sigma \cdot g_c \cdot \rho_v \cdot d_o} \frac{\rho_L}{\rho_v} 10^5 \right)^{0.379} \times \left( \frac{t}{d_o} \right)^{0.293} \left( \frac{2 \cdot A_a d_o'}{\sqrt{3} \cdot p^{0.3}} \right)^{2.8(zd)^{-0.7}} \quad (20)$$

여기서  $\mu_G$ : gas viscosity [lb/ft-sec]

$\sigma$ : surface tension [lbf/ft]

$d'_o$ : hole diameter [ft]

$p$ : pitch [ft]

$g$ : conversion constant, 32.2 [lb-ft/lbf-sec<sup>2</sup>]

$t$ : plate thickness [in]

#### Check on liquid entrainment

증기의 속도가 너무 크면, 액체의 방울이 증기에 섞여서 단 상부로 같이 상승하는 비말동반 현상이 일어나고 탑상 유출물의 순도가 저하하게 된다. 이러한 비말동반 현상이 일어나는 가를 체크할 필요가 있다. 이는 대부분 entrainment 차트로부터 확인하는 경우가 많다(Fig. 6.11, Treybal, 1968; Backhurst and Harker, 1973).

#### Hole 설계

1개의 hole이 차지하는 면적은 다음과 같으며 이것으로부터 필요한 hole의 개수를 결정할 수 있다(식 (21-22)).

$$1 - \text{hole area}[\text{mm}^2] = \frac{\pi}{4} d_o^2 \quad (21)$$

$$\# \text{holes} = \frac{V[\text{m}^3/\text{s}]}{V_h[\text{m}/\text{s}] \cdot (1 - \text{hole area})[\text{m}^2]} \quad (22)$$

여기서  $V$ : total vapor flow rate through tray [m<sup>3</sup>/s]

$V_h$ : design hole vapor velocity [m/s]

Hole의 pitch(center-center distance)를  $p$ 라고 하면 디자인 차트(Fig. 8-96, Ludwig, 1977)로부터  $\# \text{holes}/\text{Area}$ 을 얻고 다음 식에 의해 hole의 총 면적을 계산할 수 있다. 이 계산된 값은  $A_c$ 은 물론  $A_c$ 값보다 작아야

의미 있는 설계라고 할 수 있다.

$$\text{Area for holes}[\text{in}^2] = \frac{\# \text{holes}}{\# \text{holes}/\text{Area}[\text{in}^2]} \quad (23)$$

#### 맺음말

앞서 소개한 증류탑 기본 설계 과정은 기존 공정의 증설 또는 신설 시 적용 가능한 것으로 실제로 이러한 설계 과정을 통하여 (주)미원 군산공장 메탄올 회수용 증류탑이 설계된 바 있으며 현재 정상 조업 중에 있다. 화공 설비는 석유화학공업에서 전통적으로 많이 이용되어 왔음은 물론, 식품 및 발효 산업에 이용되는 예가 많다. 신규 공장의 건설과 기존 공정의 증설 등 새로운 설비의 확충과 더불어 설계 수요가 늘고 있는 추세이다. 이러한 화공 설비의 설계 업무는 전문 엔지니어링회사의 설계 엔지니어들이 담당하는 분야이긴 하나, 설계 전문가가 아닌 현장의 조업자나 관리자도 기본적인 설계 이론의 습득을 통해 설비의 운용 및 유지 보수에 체계적인 접근이 가능할 것으로 생각된다.

#### 참고문헌

- 이승무, 1992. 단위조작. 형설출판사, 서울, 대한민국.  
 Backhurst, J.R. and J.H. Harker. 1973. *Process Plant Design*. American Elsevier Pub. Comp. New York, pp. 163-202.  
 Ludwig, E.E. 1977. *Applied process design for chemical and petrochemical plants* (Vol.1), 2<sup>nd</sup> ed., Gulf Publishing Co., Houston, pp.1-128.  
 Treybal, R.E. 1968. *Mass-transfer operations*. 2<sup>nd</sup> ed., McGraw-Hill Kogakusha, Ltd. Tokyo, pp.125-175.