

가압/감압 증류 공정이 발효 알콜의 분리 에너지 절감 효과에 미치는 영향에 관한 전산 모사

허병기 · 배천순 · 김휘동
인하대학교 생물공학과

Computer Simulation of the Effect of Pressurized/Depressurized Distillation Process on the Reduction of Separation Energy of Ethanol from Alcohol Fermented Broth

Byung Ki Hur, Chun Soon Bai and Hwi Dong Kim
Department of Biological Engineering, Inha University

요 약

알콜 발효액으로부터 순수 에탄올을 분리하기 위하여 이용되는 증류공정에 대한 에너지 절약형 모델이 여러가지 제시되고 있다. 본 연구에서는 이들 중 개발가능성이 가장 높은 가압-감압 증류공정의 설계를 위한 컴퓨터 프로그램을 개발하고 이를 이용하여 증류탑의 최적 운전 조건을 규명하였을 뿐만 아니라 가압-감압 증류공정 및 상압증류 공정에 대한 고정 비용 및 분리 에너지 비용을 비교, 분석하였다. 본 연구에서 고려한 운전 압력은 상압 증류 공정인 경우 760 mmHg, 가압-감압 증류 공정인 경우 3103-760 mmHg, 3103-450 mmHg, 및 3130-160 mmHg이었다. 각 운전압력에서 연간 고정비용과 연간 에너지 소비 비용의 합이 최소가 되는 최적 환류비는 운전압력이 상압일때는 3.8554, 가압-감압이 3130-760 mmHg일 때는 3.7475, 2.9111, 가압-감압이 3130-450 mmHg일 때는 3.8814, 2.9712, 가압-감압이 3103-160 mmHg일 때는 3.0783과 2.2400 이었다. 또한 가압-감압 증류공정에 소요되는 에너지 비용은 상압증류공정에 대하여 가압-감압 운전압력이 3103-760 mmHg인 경우에는 45.4%, 운전압력이 3130-450 mmHg인 경우에는 46.9%, 운전압력이 3103-160 mmHg인 경우에는 42%에 불과하였다.

Abstract—This work is focussed on the reduction of ethanol separation energy from alcohol fermented broth and categorized into the development of a computer program for the design of the pressurized/depressurized distillation process which has been regarded as one of the energy-reducing models for the conventional distillation process, the optimization of operating conditions of distillation towers by means of the developed program, and the evaluation of the total anual energy cost of pressurized/depressurized distillation columns compared with that of the conventional single distillation columns. The operating pressures are, in case of pressurized/depressurized distillation, 3103/760 mmHg, 3103/450 mmHg, 3103/160 mmHg, and in case of conventional distillation, 760 mmHg. The optimum reflux ratios which the sum of the annual energy cost and the annual fixed cost for each process becomes minimum are 3.7475/2.9111 for the operating pressures of 3103/760 mmHg, 3.814/2.9712 for 3103/450 mmHg, 3.0783/2.2400 for 3103/150 mmHg, and 3.8544 for the atmospheric operating pressure. And the annual energy cost of pressurized/depressurized distillation process for the above-mentioned operating pressures is distributed between 42% and 47% of that of conventional distillation precess.

1. 서 론

에탄올은 물리 화학적 특성이 석유와 대단히 유사하

기 때문에 미래의 석유 대체 에너지원으로 각광받고 있다. 에탄올 또는 에탄올-석유 혼합물을 내연기관에 사용할 경우 옥탄가 및 세탄가를 증대시킬 수 있을 뿐만

아니라 자동차 배기가스내의 대기오염물질을 줄일 수 있다는 장점을 내포하고 있다[1,2]. 따라서 순수 에탄올 또는 에탄올-가솔린, 에탄올-디젤유의 혼합물인 개소홀과 디조홀이 내연기관에 대한 석유 대체 연료로 현재 사용되고 있으며 장래에는 그 사용량이 증대될 것으로 예측되어지고 있다.

연료용 에탄올은 당질 또는 전분질을 원료로 하여 발효공정에 의하여 생산된다. 발효공정을 거친 발효액 내의 에탄올 함유율은 무게비로 12% 이상을 상회하기 어렵다. 연료에 적합한 에탄올을 생산하기 위해서는 생성된 발효액으로 부터 무게비로 99% 이상의 순수 에탄올을 생산하는 경우 분리공정에서 소요되는 에너지량이 전체 소비량의 50% 이상을 차지하게 된다. 발효알콜이 석유연료에 대하여 경쟁력을 지니기 위해서는 값싼 바이오매스의 확보, 생산성이 높고 경제적인 발효공정의 개발 및 에너지 절약형 분리공정의 개발이 선행되어야 한다.

에탄올 수용액은 구성 성분간의 비등점의 차이가 크고 각 성분이 열 및 압력에 안전하기 때문에 증류공정을 이용하여 분리한다. 이 경우 혼합물을 증류공정에 상응하는 압력의 비등점까지 상승시키는데 소요되는 현열과 기-액 상분리를 위한 증발 잠열에 해당하는 에너지가 필요함으로 분리에 소요되는 에너지량은 대단히 크다. 분리공정에 소요되는 에너지량을 저감시키기 위하여 단일관의 증류장치에 열펌프를 사용하거나 재비기와 응축기의 설치위치 및 그 숫자를 조절함으로써 에너지 효율을 상승시키는 연구[3,5]와 다효용 증발공정에 이용되는 에너지 저장개념을 도입하여 두개 또는 그 이상의 증류관에 압력차를 둬으로써 가압관의 탑상부에서 유출되는 고온의 증기를 감압관의 열원으로 사용하는 증류공정에 대한 연구[6]가 진행중에 있다.

본 연구에서는 알콜 발효액으로부터 에탄올을 분리하기 위한 가압-감압 증류공정을 설계하는 컴퓨터 프로그램을 개발하고 이를 이용하여 고정된 원료공급 속도와 고정된 압력에서 증류탑의 최적 운전조건을 규명함은 물론 상압 단일관 증류공정과 에너지절약형 가압-감압 증류공정에 대한 고정비용 및 연간 분리 에너지 비용을 비교 검토함으로써 가압-감압 증류공정의 개발에 대한 타당성과 가능성을 제시하려고 한다.

2. 이 론

Fig. 1은 본 연구에서 수행하는 가압-감압 증류공정을 나타내고 있다. 각관의 운전 압력에서 에탄올의 단위량을 생산하기 위한 환류비, 단수, 직경, 높이, 에너지 소요량, 열 교환기 면적 등을 산출하고 이를 근거로 하여

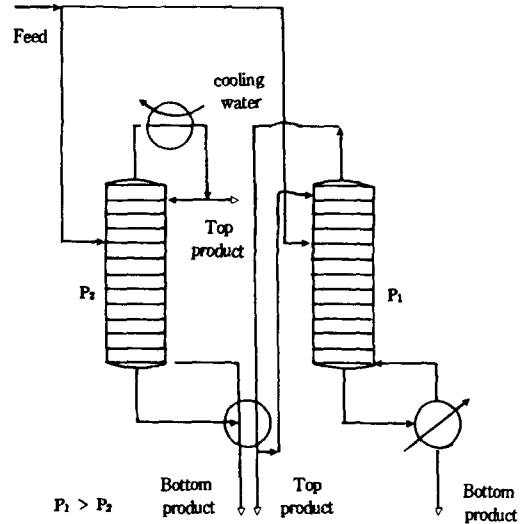


Fig. 1. Pressurized/depressurized distillation process

증류관의 비용, 열 교환기 비용 등을 도출한다. 환류비와 연간 고정비, 연간 에너지 비용사이의 함수관계를 구하고 연간 총 소요비용이 최소가 되는 최적 환류비를 결정한다. 이 경우에 대한 상압 단일관 증류공정과 가압-감압 증류공정 사이의 에너지 소비량 및 연간 총 소요 비용을 비교 검토한다. 위에 언급한 여러 변수들을 결정하는 컴퓨터 프로그램을 개발하는데 사용한 수식 및 정보를 항목별로 설명하면 다음과 같다.

2-1. 증류탑 설계를 위한 수식

문헌 (7)에 의하면 식 (1)의 K 값이 큰 경우에는 McCabe-Thiele 방법에 의하여 증류탑의 농축부 및 탈거부에 대한 조작선을 구하여도 무리가 없다.

$$K = \frac{\lambda_h}{\lambda_h - \lambda_l} \tag{1}$$

윗 식에서 λ_h 는 두 성분으로 구성된 혼합물 중 비점이 높은 성분의 증발 잠열을 의미하며 λ_l 은 비점이 낮은 성분의 증발 잠열을 나타낸다. 대기압 하에서 에탄올과 물의 증발 잠열은 각각 9221 과 9717 kcal/mol이며 식 (1)의 K 값은 19.6이다. 따라서 본 연구에서는 농축부 및 탈거부의 조작선은 McCabe-Thiele 방법에 의하여 구하였다.

식 (2)는 농축부에 대한 조작선 식이다.

$$y = \frac{R_D}{1 + R_D} x + \frac{x_D}{1 + R_D} \tag{2}$$

윗 식에서 y=증기내의 에탄올 물분율.

x = 액체내의 에탄올 물분율.

R_D = 탑의 제일 윗 단에서의 환류비.

식 (3)은 탈거부에 대한 조작선 식이다.

$$y = m^*x + y_i - m^*x_i \quad (3)$$

윗 식에서 i 는 탈거가 시작되는 부분을 나타내며 m^* 는 다음과 같은 식 (4)로 표현된다.

$$m^* = \frac{L_i}{V_i} = \frac{R_i D + f_i F}{V_i - F(1 - f_i)} \quad (4)$$

여기서 L_i, V_i = 정류개시 부분에서의 액체 및 증기유속, kg · mol/h

$$R_i = L_i / D$$

D = 탑상액의 유출속도, kg · mol/h

정류시작 부분과 최상단 사이의 물질 수지식과 탈거 부분과 재비기 사이의 물질수지식을 조합하면 주입 원료식 (5)를 구할 수 있다.

$$y = \frac{f_i}{1 - f_i} x + \frac{x_F}{1 - f_i} \quad (5)$$

윗 식에서 f_i 는 원료 단위당 탈거부에서 생성되는 물수를 표시하는 지표로 식 (6)과 같이 정의된다.

$$f_i = 1 + \frac{h_F' - h_F}{\lambda_F} \quad (6)$$

여기서 h_F' = 주입액이 포화액체일 때 몰당 엔탈피

h_F = 실제 주입액의 몰당 엔탈피

λ_F = 실제 주입액의 응축 잠열

f_i 의 값은 주입 원료의 상태에 따라서 서로 다른 값을 나타낸다. 본 연구에서는 포화 액체로 한정시켰다. 이 경우 f_i 는 1이 되어 식 (5)의 기울기는 무한대가 된다.

에탄올-물 혼합물인 경우 기-액 평형곡선이 공비점 근처에서 변곡점을 형성한다. 이 경우 상 평형 곡선상의 변곡점이 최소 환류비 결정에 영향을 미친다.

원료선식이 평형곡선과 만난 점(x_E, y_E)과 탑상유출의 조성에 해당하는 좌표(x_D, x_D)를 지나는 직선이 x_E 와 x_D 사이에서 평형곡선과 만나지 않을 경우 최소환류비는 다음식 (7)을 사용하였다.

$$R_m = \frac{X_D - X_E}{Y_E - X_E} \quad (7)$$

평형곡선 위의 점(x_E, y_E)와 대각선 상의 점(x_D, x_D)를 통과하는 직선이 x_E 와 x_D 사이에서 평형곡선과 만날 경우 점(x_D, x_D)를 지나고 평형곡선에 접선인 직선을 구한 후 이 직선이 y 좌표와 만난 절편값 Y_{om} 을 다음식에 적용하여 최소환류비를 구하였다.

$$R_m = \frac{X_D}{Y_{om}} - 1 \quad (8)$$

실제단수를 계산하기 위해서는 총괄 단 효율을 알아야 한다. 이를 구하기 위하여 Prater와 Boyd⁽⁶⁾는 비휘발도와 총괄 단효율 사이의 함수관계에 관한 연구로부터 다음 방정식을 제시하였다.

$$E = 0.63(\bar{\alpha} \mu_{mix})^{-0.212} \quad (9)$$

윗 식에서 $\bar{\alpha} = \alpha_T \alpha_B$

$$\alpha_T = K_{LT} / K_{HT}, \quad \alpha_B = K_{LB} / K_{HB}$$

여기서 T 는 증류탑의 제일 윗단을, B 는 제일 아랫단을 의미하며 L 은 비점이 낮은 성분, H 는 비점이 높은 성분을 나타낸다. 또한 K 는 다음식으로 정의되는 분배계수를 의미한다.

$$K = \frac{y}{x} \quad (10)$$

위의 효율 식을 이용하면 증류탑의 실제 단수는 다음 식으로부터 구할 수 있다.

$$N_A = \frac{N}{E} \quad (11)$$

2-2. 응축기와 재비기의 열발출량 및 열 요구량

Fig. 2의 응축기에 대한 물질수지 및 에너지수지식을 세워보면 다음과 같이 된다.

$$\text{물질수지식 : } V_D = L_D + D \quad (12)$$

$$\text{에너지 수지식 : } V_D h_{VD} = Q_C + L_D h_{LD} + D h_D \quad (13)$$

윗 식에서,

V_D = 최상단에서 응축기로 주입되는 증기유량, kg · mol/hr

L_D = 응축기에서 증류탑으로 환류되는 액체유량, kg · mol/hr

D = 응축기에서 제품으로 생산되는 액체유량, kg · mol/hr

L = 증류탑에서 흘러 내려가는 액체유속, kg · mol/hr

V : 증류탑에서 상승하는 증기유속, kg · mol/hr

h : 엔탈피, kcal/mol

또한 최상단에서 응축기로 유입되는 증기를 액체로 냉각시키는데 필요한 냉각수의 열 흡입량 Q_C 는 다음식과 같다.

$$Q_C = m_w C_{pw} (T_2 - T_1) \quad (14)$$

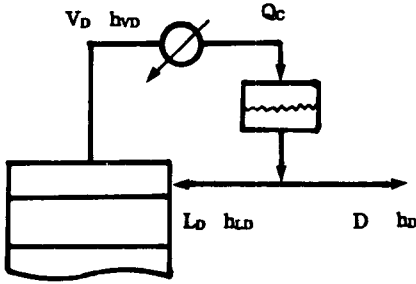


Fig. 2. Condenser

여기서 C_{pw} 는 냉각수의 열용량, T_2 는 응축기를 빠져 나오는 냉각수의 온도, T_1 은 냉각기로 들어가는 냉각수나 온도를 의미하며 m_w 는 단위시간 당 소요되는 냉각수의 양을 나타낸다.

식 (12), (13) 및 (14)를 조합하며 m_w 를 구하면 다음과 같다.

$$m_w = \frac{V_D(h_{VD} - h_D)}{C_{pw}(T_2 - T_1)} \quad (15)$$

증기와 액체를 모두 포화 상태라고 가정하면 h_{VD} 와 h_D 사이에는 다음 관계식이 성립된다.

$$h_{VD} - h_D = \lambda_D \quad (16)$$

Fig. 3의 재비기에 대한 물질수지 및 열수지 식으로부터 재비기에서 필요한 수증기의 양을 구하면 식 (17)과 같이 된다.

$$m_s = \frac{V_B h_{VB} + B h_B - L_B h_{LB}}{h_1 - h_2} \quad (17)$$

윗 식에서

m_s = 필요한 수증기량, Kg · mol/hr

B = 탑저액의 생산속도, Kg · mol/hr

h_1 = 재비기내의 열교환기로 주입되는 수증기의 엔탈피

h_2 = 열교환기를 빠져나오는 물의 엔탈피

증류탑 하단부의 증기와 액체가 모두 포화상태이고 $h_B = h_{LB}$ 이면 식 (17)의 분자항은 $V_B \lambda_B$ 가 된다. 또 재비기로 주입되는 수증기가 포화증기이고 열 교환기로부터 유출되는 물이 포화액체라고 하면 식 (17)의 분모는 증발 잠열 λ_s 와 같이 되어 식 (17)는 다음과 같이 된다.

$$m_s = \frac{V_B \lambda_B}{\lambda_s} \quad (18)$$

2-3. 열역학적 특성치

2 성분 혼합물의 엔탈피는 다음식으로 표현할 수 있

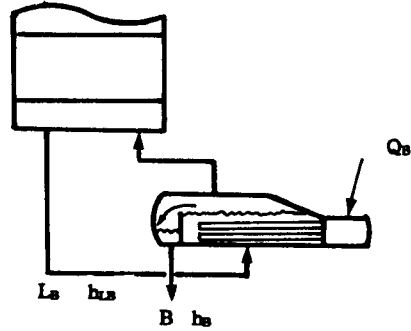


Fig. 3. Reboiler

다.⁽⁹⁾

$$h = \sum x_i h_i + \Delta \bar{h} \quad (19)$$

윗 식에서 x_i = i 성분의 몰분율

h_i = i 성분의 엔탈피

$\Delta \bar{h}$ = 성분 1, 2의 혼합열

본 연구에서는 혼합에 의한 열효과를 무시하였으므로 식 (19)은 다음과 같이 된다.

$$h = \sum x_i h_i \quad (20)$$

응축기에서 혼합물의 엔탈피 변화는 다음식으로 나타낼 수 있다.

$$h_D - h_{VD} = (x_{D1} h_{D1} + x_{D2} h_{D2}) - (y_{D1} h_{VD1} + y_{D2} h_{VD2}) \quad (21)$$

또한 응축기에서는 전량이 다 응축되므로 x_{D1} 와 y_{D1} 는 서로 같게 된다. 따라서 식 (21)는 다음식으로 표현할 수 있다.

$$\Delta h = \sum (y_{Di} \Delta h_i) \quad (22)$$

윗 식에서, $\Delta h = h_D - h_{VD}$

$\Delta h_i = h_{Di} - h_{VDi}$

본 연구에서는 과냉, 과열 효과를 무시하였으므로 식 (22)의 Δh 와 Δh_i 는 각각 혼합물과 순수성분의 기화 잠열에 해당한다.

재비기에 대한 혼합물의 엔탈피 변화는 다음식과 같다.

$$h_{VB} - h_B = (y_{VB1} h_{VB1} + y_{VB2} h_{VB2}) - (x_{B1} h_{B1} + x_{B1} h_{B2}) \quad (23)$$

$y_{VBi} = x_{Bi}$ 로 가정할 수 있으므로 식 (23)은 다음식으로 표현할 수 있다.

$$\Delta h = \sum (x_{Bi} \Delta h_i) \quad (24)$$

윗 식에서, $\Delta h = h_{VB} - h_B$

$$\Delta h_i = h_{VB_i} - h_{B_i}$$

혼합물의 과냉, 과열 효과를 무시하면 식 (24)의 Δh , Δh_i 는 각각 혼합물과 순수성분의 기화잠열이다.

본 연구에서 이용한 원료의 기화잠열에 관한 식은 다음과 같다.

$$h_{VF} - h_{LF} = (y_{F1}h_{VF1} + y_{F2}h_{VF2}) - (x_{F1}h_{LF1} + x_{F2}h_{LF2}) \quad (25)$$

원료가 포화액체인 경우에는 y_{F1} 와 x_{F1} 가 동일하게 되어 식 (25)은 다음식으로 변한다.

$$\lambda_F = x_{F1}\lambda_1 + (1 - x_{F1})\lambda_2 \quad (26)$$

윗 식에서 λ_F , λ_1 및 λ_2 는 각각 원료, 성분 1 및 성분 2의 기화잠열을 의미한다.

2-4. 혼합물의 점도

실제단수를 계산하기 위하여 Prater-Boyd 식을 이용하는 경우에는 액체 혼합물의 점도를 알아야 한다. 비극성 혼합물인 경우에는 다음식을 이용하여 그 점도를 예측할 수 있으며 이 때 예측된 값과 실측치 사이의 오차 범위는 5 내지 10% 이다.^(10,11)

$$\ln \mu_{\min} = \sum (\omega_i \ln \mu_i) \quad (27)$$

여기서 ω_i = i성분의 무게 분율
 μ_i = i성분의 점도

극성 성분을 포함하고 있는 액체 혼합물에 대한 점도는 다음식 (28)의 Grumberg 관계식^(12,13)을 사용할 수 있으며, 이 경우에 대한 계산치와 실측치 사이의 오차는 15% 이내이다.

$$\ln \mu_{\max} = x_1 \ln \mu_1 + x_2 \ln \mu_2 + 2x_1 x_2 G_{12} \quad (28)$$

윗 식에서 G_{12} 는 성분 1과 2의 interaction parameter로써 혼합물마다 다르며 온도의 함수이다.

2-5. 탑경 및 열교환기의 전열 면적

최상단에서 증기유속은 다음식에 의하여 계산할 수 있다.

$$V_T = (R + 1)D \quad (29)$$

윗 식에서 R은 환류비를 의미한다. 다음식 (30)을 이용하여 "칼럼 F-인자"를 구한다.

$$F = V\sqrt{\rho_G} \quad (30)$$

윗 식에서 V = superficial vapor velocity, ft/sec
 ρ_G = 증기밀도, lb/ft³

식 (30)에서 구한 F-인자를 다음식에 대입하여 증류 탑경에 추산할 수 있다.

$$d = \frac{1}{53} \frac{V_T \times M}{\sqrt{\rho_G} \times F} \quad (31)$$

윗 식에서 M = 증기의 분자량, lb/lb-mol

비교적 낮은 압력 (<10 atm)에서는 식 (31)로 추산된 탑경은 약 5%의 오차범위내에서 실측치를 대변한다. (14)

재비기 내의 열교환기의 shell side와 tube side를 지나가면서 열교환되는 유체들은 모두 상변화를 일으킨다. 상압 단일관 및 가압관의 재비기에 대한 전열 면적은 다음 식으로 구할 수 있다.

$$A_r = \frac{m_s \lambda_s}{U_r \Delta T} \quad (32)$$

윗 식에서

U_r = 총괄 전열 계수

ΔT = shell side와 tube side 사이의 온도차

또한 감압관 재비기에 대한 전열면적은 다음 식 (33)으로부터 계산할 수 있다.

$$A_r = \frac{V_{DP} \lambda_{DP}}{U_r \Delta T} \quad (33)$$

여기서,

V_{DP} = 가압관의 탑상부에서 유출되는 증기유속, kg · mol/hr

λ_{DP} = 가압관의 탑상부에서 유출되는 증기의 기화잠열, kcal/kg · mol

응축기의 shell side를 통과하는 유체는 잠열변화, tube side를 지나는 냉각수는 현열 변화를 일으킨다. 따라서 응축기에 대한 에너지 수지식으로부터 전열면적을 구하면 다음식과 같다.

$$A_c = \frac{m_c C_p (T_{C2} - T_{C1})}{U_c \Delta T_{lm}} \quad (34)$$

윗 식에서

U_c = 응축기의 총괄 전열계수, kcal/°C · m · hr

ΔT_{lm} = shell side와 tube side 사이의 대수평균 온도차

m_c = 냉각수의 질량유속, kg/hr

C_p = 냉각수의 열용량, kcal/kg · °C

2-6. 증류관 및 열교환기의 비용

본 연구에서는 column shell과 단이 각각 carbon-steel과 stainless-steel이며 단의 형태가 sieve-tray인 경우에 대하여 1979년 미국 가격 기준인 Fig. 4를 이용하여

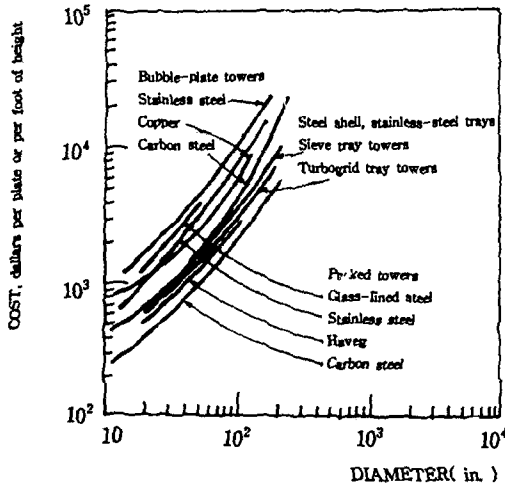


Fig. 4. Cost of towers including installation and auxiliaries

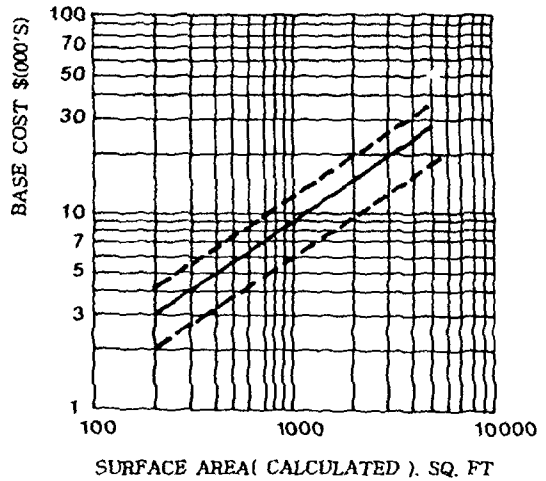


Fig. 5. Heat transfer area vs. Base cost

증류관의 가격을 산정하였다. 관의 운전압력이 50 내지 100 psig인 경우에는 산정된 값에 1.3을 곱하였다.⁽¹⁵⁾

본 연구에서는 재비기는 kettle 형, 응축기는 U-tube 형으로 고정하였으며 재질은 두 경우 모두 carbon-steel 이라고 하였다. 이 경우에 대한 열교환기의 가격은 1970년 미국 가격기준인 문헌 (16)을 이용하여 산출하였다. 이 문헌에 의하면 열교환기의 가격은 다음식으로 결정된다.

$$\text{Exchanger cost} = (\text{Base cost}) \times (F_d + F_s + F_m) \times M_F \times M_{FO} \quad (35)$$

윗 식에서

Base cost = 전열면적에 의해서만 결정되는 기준가격

F_d = 열교환기 설계인자

F_s = shell 설계 압력 인자

F_m = shell/tube 재질 인자

M_F = 모듈 인자

Base cost와 F_d 는 Fig. 5, 6과 7을 이용하여 산출할 수 있다. 문헌⁽¹⁶⁾에 의하면 압력 50 내지 100 psig 범위에서는 F_d 는 0.16이며 상압인 경우에는 F_d 가 0.042, F_s 가 0.06이었다. 또 재질이 carbon-steel인 경우 F_m 은 1.0이다. 모듈 인자 M_F 는 파이프이음, 콘크리트, 절연재료, 전기배선, 페인트, 인건비 등에 대한 직접비용과 간접비용을 나타내는 지수로써 1970년 미국가격 기준으로 하면 3.17이 된다.

2-7. 에너지 비용 및 연간 총소요 비용

본 연구에서는 응축수 및 수증기 비용은 1979년도

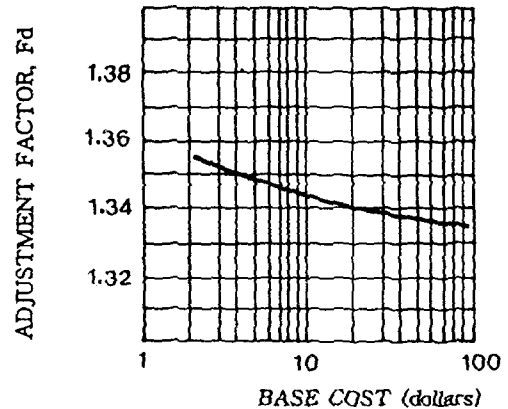


Fig. 6. Base cost vs. F_d for Kettle reboiler

미국가격⁽¹⁶⁾ 기준으로 1000 kg당 0.919 \$와 1.65 \$로 하였다. 연간 총 소요비용은 고정비의 연리를 10%, 감가상각 기간을 20년, 연간 운전 일을 350일로 고정하고 다음식을 이용하여 산출하였다.

$$\text{연간 총소요 비용} = (\text{고정비용}) \times 0.15 + \text{연간 에너지 비용} \quad (36)$$

3. 증류탑의 운전조건 및 전산모사를 위한 흐름도

3-1. 운전조건

상압관 및 가압-감압관의 운전조건은 Table 1과 같으며 가압-감압관의 운전압력은 3103-760, 3103-450 및 3103-160 mmHg의 경우를 선택하였다.

Table 1과 같이 운전조건을 고정시키면 탑상의 생산

Table 1. Operation conditions for atmospheric distillation and pressurized/depressurized distillation

Distillation column		Feed(kgmol/hr)	Feed(mol %)	Top(mol %)	Bottom(mol %)
Atmospheric		1000	0.1	0.8883	0.05
Pressurized/ depressurized	pressurized	500	0.1	0.9000	0.05
	depressurized	500	0.1	0.8770	0.05

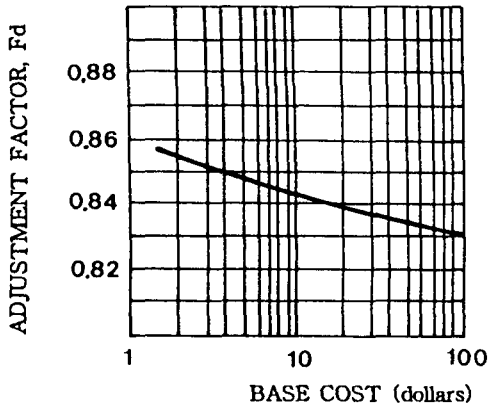


Fig. 7. Base cost vs. F_d for U-tube type condenser

Table 2. Production rate of distillate for atmospheric distillation and pressurized/depressurized distillation

Distillation column		Top rate (kgmol/hr)	Day product (kg/day)	
Atmospheric		59.6445	61370*	
Pressurized/ depressurized	pressurized	29.4118	30494	61369*
	depressurized	30.2297	30875	

(*:Ethanol composition is 0.8883 mol %)

량은 Table 2와 같이 된다.

열교환기 운전조건은 응축기인 경우에는 1 atm, 20 °C의 물이 유입하여 탑상의 증기온도보다 3°C 낮은 온도로 유출하며 재비기인 경우에는 4.19 atm, 151.7°C의 증기를 열원으로 하며 동일한 온도의 포화액체로 유출 되는 것으로 하였다.

3-2. 상 평형도

본 연구에서 이용한 상 평형도는 문헌 (17, 18)의 자료를 이용하였다. 상 평형도를 계산에 이용하려면 이를 수식화하여야 한다. 본 연구에서는 액상조성을 최소 0.025에서 최대 0.1까지의 구간으로 세분화한 후 각 구간에서 양끝점을 이용하여 해당구간에 대한 직선 식을 얻어 계산에 이용하였다.

3-3. 전산모사를 위한 흐름도

Fig. 8은 본 연구에서 계산하고자 하는 각 변수의 계산에 관한 흐름을 나타내고 있다. 증류탑에 대한 물질 및 에너지수지를 통하여 원료선 식과 조작 선을 구하였으며 열교환기에 대한 물질 및 에너지 수지를 이용하여 전열면적과 에너지소요량을 구하는 식을 도출하였다. 앞 절에서 가정한 것과 같이 과열 및 과냉, 그리고 혼합에 의한 열효과를 무시하고 두 성분의 잠열이 비슷하면 McCabe-Thiele 의 가정을 적용할 수 있어서 농축부의 조작선은 식 (2)와 같이 선형식이 된다.

이 식에서 기울기와 절편은 환류비 R₀의 함수이다. 따라서 조작선식을 결정하려면 먼저 환류비를 알아야 한다. 환류비는 단수가 무한대가 되는 최소환류비 이상이 되어야 한다. 최소 환류비를 식 (7)과 식 (8)에 의하여 산출한 후 이 값을 기준으로 실제 환류비를 결정한다. 이 값을 식 (2)에 대입하여 조작선식을 완성한다. 이 조작선식과 원료선식 및 상평형도로부터 이론 단수를 산출한다. 실제 환류비와 전열 면적식, 에너지식으로부터 열교환기의 전열면적, 냉각수 및 수증기량을 계산한다. 앞에서 결정한 증류탑의 단수, 열교환기의 전열면적, 냉각수 및 수증기양 등의 자료로부터 증류관, 열교환기, 에너지등의 제반 비용을 산출하고 이들을 합산하여 연간 총 소요비용을 결정한다. 앞의 과정을 반복하여 또 다른 실제 환류비에 대한 연간 총 소요비용을 산정한다. 이 과정을 통하여 산출된 환류비와 연간 총 소요비용 사이의 함수관계로부터 총 소요비용이 최소가 되는 최적환류비를 결정한다.

4. 전산 모사 결과

4-1. 최적 환류비

Fig. 9는 본 연구에서 계산한 환류비와 연간 에너지 비용, 연간 고정 비용 및 연간 고정 소요 비용 사이의 함수관계를 나타내고 있다. 실제 환류비 값이 최소 환류비에서부터 증가함에 따라 연간 에너지 비용은 선형적으로 증가하고 연간 고정 비용은 무한 값에서 급격히 감소하여 어느 일정한 값에 접근하며, 연간 총소요비용은 감소하였다가 다시 증가함으로 최소 값을 나타낸다. 연간 총 소요비용이 최소가 되는 환류비가 최적

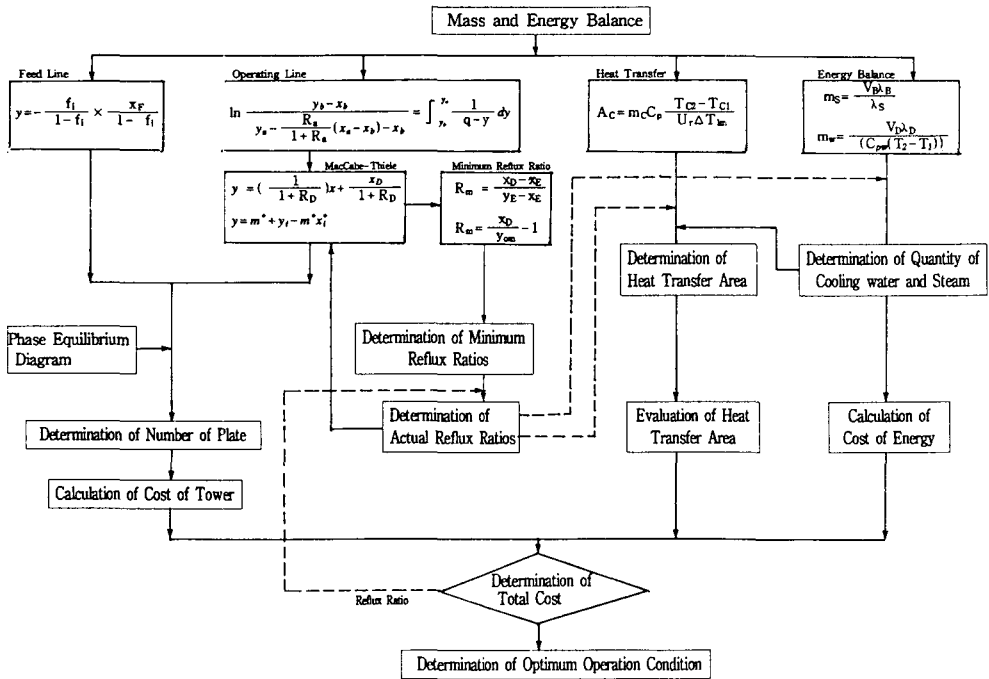


Fig. 8. Flow chart for determination of optimum reflux ratio

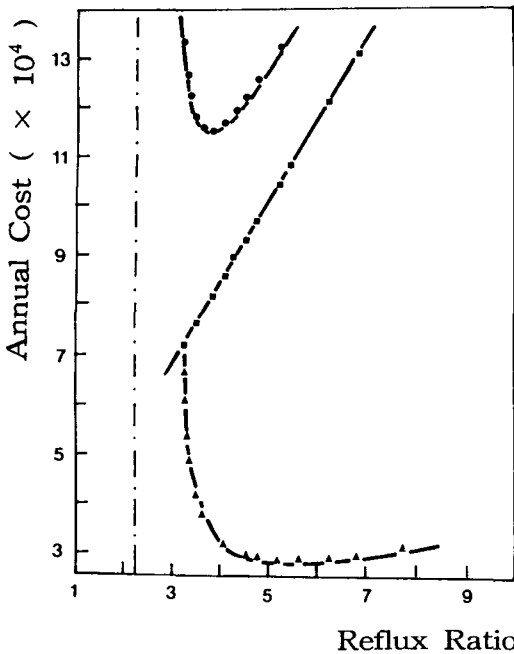


Fig. 9. Annual cost vs. reflux ratio for atmospheric single distillation tower

▲ : fixed cost, ■ : annual energy cost, ● : total annual cost, - - - : minimum reflux ratio

환류비이다. 상압 단일관과 가압-감압관의 최적 환류비 R_o 와 최소 환류비 R_m 및 이들의 비 값이 Table 3에 표시되어 있다.

4-2. 공급단 위치 및 필요단수

최적 환류비로 증류탑을 운전할 때 알콜 조성이 88.83 mol%인 제품을 시간당 59.644 kg mol 생산하기 위한 원료공급단의 위치 및 필요단수는 Table 4와 같다. 원료내의 에탄올 조성이 10 mol%로 낮기 때문에 원료공급단은 3 내지 5단 사이에 위치하고 있으며 필요한 단수는 상압관의 경우 68단, 가압-감압의 경우 운전 압력에 따라 71 내지 88 단이다.

4-3. 생산 비용 절감 효과

Table 5는 각 관의 최적 환류비와 식 (31)을 이용하여 계산한 증기 발생량과 관의 직경을 나타내고 있다. 이 결과에 의하면 가압관과 감압관의 증기 발생량은 상압관의 1/3 내지 1/2, 각 관의 직경은 상압관의 1/2 내지 4/5 정도로 감소하였다. Fig. 4에 의하면 증류관의 비용은 직경에 따라 지수함수적으로 증가한다. 따라서 Table 6의 계산 결과에 의하면 가압-감압 증류공정에 대한 관 비용은 증류탑의 총 단수가 상압관의 총 단수에 비하여 다소 많은 경우에도 상압관 비용보다 낮은 값을

Table 3. R_m , R_o and R_o/R_m for atmospheric distillation and pressurized/depressurized distillation

Reflux Ratio	Atmospheric	3103-760 mmHg		3103-450 mmHg		3103-160 mmHg	
		pressurized	depressurized	pressurized	depressurized	pressurized	depressurized
R_m	2.2679	2.6768	1.9834	2.6768	2.1765	2.6768	1.8766
R_o	3.8554	3.7475	2.9111	3.8814	2.9712	3.0783	2.2400
R_o/R_m	1.7000	1.4000	1.4677	1.4500	1.3651	1.1500	1.1936

Table 4. Actual number of stage and feeding stage for atmospheric distillation

Number of plate	Atmospheric	3103-760 mmHg		3103-450 mmHg		3103-160 mmHg	
		pressurized	depressurized	pressurized	depressurized	pressurized	depressurized
Actual	69(3)	19(4)	69(3)	19(4)	63(3)	23(5)	48(5)
Total	69	88		82		71	

Number in parenthesis represents the feed plate.

Table 5. Vapor production and column diameter at optimum reflux ratio

Reflux ratio	Atmospheric	3103-760 mmHg		3103-450 mmHg		3103-160 mmHg	
		pressurized	depressurized	pressurized	depressurized	pressurized	depressurized
Vapor (kgmol/hr)	290	139.6	118.2	143.6	143.1	112.0	98.0
Diameter(ft)	5.625	2.834	3.593	2.875	4.078	2.627	4.705

Table 6. Annual Cost for Atmospheric and Pressurized/Depressurized column

Pressure	Annual fixed Cost(\$)		Annual Energy Cost(\$)		Annual Total Cost(\$)
	Heat Exchanger	Column	Water	Steam	
760 mmHg	9495	23929	4722	76992	115138(1)
	33424(1)		81714(1)		
3103-760 mmHg	12525	18435	1929	34728	67617(0.587)
	30960(0.926)		36657(0.454)		
3103-450 mmHg	12179	19193	2597	35701	69670(0.605)
	31371(0.939)		38298(0.469)		
3103-160 mmHg	11282	17926	4613	29833	63654(0.533)
	29208(0.874)		34446(0.420)		

나타내었다. Table 6에서 알 수 있듯이 가압-감압 증류공정에서 소요되는 열 교환기 비용은 상압 증류공정에 비하여 2000 내지 3000 \$ 정도 증가하였으나 증류관의 비용은 5000 내지 6000 \$ 정도가 감소하여 결과적으로 가압-감압관에 대한 연간 고정 비용이 상압관의 87 내지 94%의 값을 나타내었다.

최적 환류비로 운전할 경우 가압-감압 공정에 소요 되는 연간 에너지 비용은 상압 단일관 공정의 42 내지 46.9%임을 Table 6의 계산 결과로 알 수 있다. 에너지 비용의 감소원인은 증기발생량 및 응축량과 압력변화에 따른 기화잠열의 차이에서 볼 수 있다. 상압 단일관인 경우 Table 5의 발생증기량에 해당하는 양을 포화액체

로부터 기화시켜야하나 가압-감압 증류공정에서는 가압관에서 발생하는 탑상 증기의 응축 잠열을 감압관의 에너지원으로 사용하기 때문에 가압관의 발생증기량의 기화잠열에 해당하는 에너지만을 필요로 한다. 더욱이 높은 압력하에 있는 액체의 기화열은 상압 액체 기화 열에 비하여 작기 때문에 위의 효과는 더욱 커진다. 예를 들면 에탄올 물 조성이 0.05인 수용액에 대하여 압력 760 mmHg 인 경우에는 기화잠열이 9844 cal/mol인데 반하여 3103 mmHg인 경우에는 9306 cal/mol 로 감소 하기 때문에 1 g · mol 당 538 cal의 열량을 절감할 수 있다.

Table 6의 본 연구 결과에 의하면 최적 환류비로

운전할 경우 가압-감압공정에서 소요되는 연간 에너지 비용은 상압 단일관 공정에서 소요되는 연간 에너지 비용의 42 내지 46.9%에 불과하나 고정 비용은 상압 단일관 공정에 대해 87.4% 내지 93.9% 이었다. 위의 두 가지 비용을 모두 고려했을 경우 가압-감압증류공정의 연간 총 소요 비용은 상압단일관공정의 55.3 내지 60.5 %이었다. 그러므로 발효에탄올의 생산에서 상압단일관 증류공정 대신 가압-감압증류공정을 채택하면 에탄올 생산원가를 낮출 수 있을 것이다.

5. 결 론

알콜 발효액으로부터 순수알콜을 분리하기 위한 증류공정을 상압공정인 경우와 가압-감압 공정인 경우로 분류하고 각 공정에 대한 최적 운전 조건을 규명함은 물론 각 공정에 대한 연간 에너지 소비 비용을 비교·분석하여 다음 결과를 얻었다.

1. 증류탑의 최적 환류비는 상압관인 경우 3.8554이고 가압-감압관인 경우에는 가압-감압관의 운전압력이 3103-760 mmHg일 때 가압관 3.7485 감압관 2.9111이고, 3103-450 mmHg일 때 가압관 3.8814 감압관 2.9712이며, 운전압력이 3103-160 mmHg일 때는 가압관 3.0785 감압관 2.2400이었다.

2. 증류탑의 단수 및 공급단 위치는 상압관인 경우 단수 69, 공급단 위치 3 단이었고 가압-감압관인 경우 운전압력이 3103-760 mmHg일 때 가압관의 단수는 19 공급단 위치는 4단, 감압관의 단수는 69 공급단 위치는 3단이며 운전압력이 3103-450 mmHg일 때 가압관의 단수는 19 공급단 위치는 4단, 감압관의 단수는 63 공급단 위치는 3단이며 운전압력이 3103-160 mmHg일 때 가압관의 단수는 23 공급단 위치는 5단, 감압관의 단수는 48 공급단 위치는 5단 이었다.

3. 증류탑의 에너지 비용은 가압-감압관의 운전 압력이 3103-760 mmHg일 때 상압관에 비해 54.6% 감소하였고 운전 압력이 3103-450 mmHg일 때 상압관에 비해 53.1% 감소하였으며 운전 압력이 3103-160 mmHg일 때는 상압관에 비해 58% 감소하였다.

4. 가압-감압공정이 연간 고정비용은 가압-감압관의 운전압력이 3103-760 mmHg일 때 상압관에 비해 7.4% 감소하였고 운전압력이 3103-450 mmHg일 때 상압관에 비해 6.1% 감소하였으며 운전압력이 3103-160 mmHg일 때는 상압관에 비해 12.5% 감소하였다.

5. 가압-감압 공정의 연간 총 비용은 가압-감압관의 운전 압력이 3103-760 mmHg일 때 상압관의 58.7%이었고 운전 압력이 3103-450 mmHg일 때 상압관의 60.5 % 였으며 운전압력이 3103-160 mmHg일 때는 상압관의

55.3%에 해당하였다.

감 사

본 연구는 1992년도 인하대학교 교내 연구비 지원 사업에 의하여 이루어진 것입니다. 이에 대하여 감사드립니다.

참고문헌

1. 목영일, 화학공학, **18**(2), (1980).
2. 목영일, 화학공학, **18**(4), (1980).
3. Detterson and Wells, *Chem. Eng.*, **84**(20), 78, (1977).
4. Nud, *Chem. Eng. Prog.*, **72**(7), 58, (1976).
5. Braunon and Marple, *Am. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, **76**, 192, (1980).
6. Petterson, Wells, Mach, Nichilas, and Wodnik, *Am. Inst. Chem. Eng. J.*, **23**, 651, (1977).
7. Billet, *Distillation Engineering*, Heyden, (1979).
8. 목영일, 허병기, 아주대학교 논문집, **11**, 45, (1988).
9. Smith, H. G. Van Ness, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, Tower Press, (1977).
10. Irunig, J. B., *Viscosities of Binary Liquid Mixtures : A Survey of Mixture Equations*, NEL Rep., No. 630, (1977).
11. Irunig, J. B., *Viscosities of Binary Liquid Mixtures : The Effectiveness of Mixture Equations*, NEL Rep., No. 631, (1977).
12. Grumberg, L. and Nissan, A. H., *Trans. Faraday Soc.* **44**, (1948).
13. Grumberg, L. and Nissan, A. H., *Ind. Eng. Chem.*, **42**, 885, (1950).
14. Frank and Otto, *Short cut for Distillation Design*, Chemical Engineering, (March 14, 1977).
15. Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers* (3rd Ed.), McGraw Hill Inc., (1980).
16. Guthaie, K. M., *Process Plant Estimating Evaluation and Control*, Craftsman Book Company of America, California, (1974).
17. 허병기, 유진선, 김윤기, 인하대학교 산업과학 기술연구소 논문집, **16**, (1988).
18. Gmehling, J., Onken, U., and Arlt, W., *Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*, Vol. 1, Part 1, DE-CHEMA, W. Germany, (1977).