

회분식 증류 공정의 설계와 운영

이영상, 이의수

동국대학교 화학공학과

1. 서론

일반적으로 증류란 혼합물을 분리하는 많은 공정들 중의 하나로서 혼합물질들의 끓는점 차이를 이용하여 물질을 분리하는 방법이다. 그러므로 끓는점의 차이를 가지고 있는 모든 혼합물은 증류로부터 분리될 수 있다. 물론 증류를 이용하여 원하는 모든 물질을 고순도로 분리가능한 것은 아니다. 보통의 경우 기-액 평형값 이상으로의 분리는 불가능하며, 이것을 가능하게 하기 위한 다양한 연구가 진행되고 있다.

증류공정은 장치의 구조에 따라 sieve plate, bubble cap 등과 같은 판탑(tray column)과 random 또는 structure packing 으로 충전된 충전탑(packed column)으로 나눌 수 있다. 충전탑의 경우 실제적으로 분리가 일어나는 기상과 액상의 접촉면을 판탑에 비해 획기적으로 증가시켜 탑의 효율면에서만 본다면 가장 뛰어나다고 할 수 있으며 현재도 기-액 접촉면적과 그 외의 다른 기능을 향상시킨 충전물들이 꾸준히 개발되고 있다[1]. 또한 증류공정은 운전하는 방법에 따라 크게 회분식과 연속식으로 나눌 수 있다. 회분식이란 한 주기로 제품의 생산이 이루어지는 것으로 그림 1 과 같은 증류로 운영될 수 있고, 연속식은 말 그대로 원료의 주입과 제품의 생산이 연속적으로 일어나는 공정이다. 2 차 세계대전 이후 내구소비재로서 화학제품이 대량 요구됨에 따라 대량생산이 가능한 연속식 증류의 연구가 활발하게 이루어졌고, 그만큼 회분식 증류공정에 대한 연구는 소외시 되었다. 그러나 현대에 들어서 다양한 상품에 대한 공급이 요구됨에 따라 소량의 고부가가치 제품 생산에 적합한 회분식 증류공정이 각광을 받고 있다. 대형 장치 산업에 속하는 연속식 증류공정은 일단 설치된 후에는 공정조건이 다른 제품 생산에 응용하기 위한 장치의 구조변경이 어려운 반면 회분식 증류공정은 비교적 소형이고 하나의 장치로 원하는 다양한 제품을 수시로 바꾸어 생산할 수 있는 효율성을 가지고 있다. 에너지 소비 면에서 보면 연속식보다 회분식이 더 많은 에너지

를 소비하지만 소량의 고부가가치 제품을 생산하는 경우, 경제성 면에서도 우수하다고 할 수 있다.

그러나 연속식의 경우 시료의 주입과 제품의 생산이 동시에 발생하기 때문에 탑내 물질전달 거동은 정상상태에 가까운 반면 회분식의 경우 운영상태에서 시료 주입이 없고 환류비 조절에 따라 제품이 발생함으로써 탑내 물질전달은 비정상상태 거동을 나타내기 때문에 공정을 해석하기 어려운 점이 있다. 회분식 증류공정을 운전하는 일반적인 방법은 환류비(reflux ratio)를 조절하며 제품을 얻는 것이다. 회분식 증류공정에서 제품을 얻기 위해서는 환류비의 조절이 필수적이며 환류비의 결정이 공정운영의 중요한 변수로 작용한다. 환류비는 크게 일정 환류비(constant reflux)와 변동 환류비(variable reflux)로 적용된다. 일정 환류비는 증류탑을 운영하는 동안 일정한 환류비로 제품을 얻는 것으로 시간이 지나면서 얻어지는 제품의 양은 일정하지만 순도는 낮아지게 된다. 두번째로 증류탑을 운영하는 동안 환류비를 변화시켜주는 방법인 변동 환류비는 시간이 지나도 제품의 순도가 일정하나 그 양은 줄어들게 된다. 요즘은 이 두가지 방법의 장점만을 고려한 최적 환류비(optimal reflux)에 대한 연구가 활발히 진행되고 있다.

본 논문에서는 증류공정 중 요즘 다시 부각되고 있는 회분식 증류공정에 대해 판탑에 기초하여 간단한 설계와 운영 그리고 제어 방법들을 소개하고자 한다.

2. 설계(Design)모델

증류탑을 설계하거나 모델링하기 위해서는 모델식에 적용하는 가정들에 따라 Shortcut 과 Rigorous method 로 나눌 수 있다. 가장 간단한 방법인 Shortcut method 는 공정모델식의 전개 과정에서 많은 가정들을 도입하고 있다. 그 가정들을 살펴보면, i)Holdup in the column and condenser is negligible, ii)Constant molal overflow, iii)Constant vapor boilup rate, iv)Constant relative volatilities of the mixture, v)Adiabatic

equilibrium stages 등이다.

어떤 조성을 갖는 초기 시료로부터 원하는 조성을 얻기 위해서 회분식 증류탑을 사용할 경우 기본적으로 단의 수, 환류비등을 결정하여야 한다. 이를 결정하기 위한 Shortcut Method 로 오래 전부터 널리 사용된 FUG(Fenske-Underwood-Gilliland)Method 가 있다. FUG Method 는 Top 및 Bottom product 속의 두 Key component 의 조성으로부터 Nonkey 들의 조성, 평형단의 수, 최소 환류비등을 얻는 방법이다. FUG Method 는 원래 연속식 증류탑에 대해 유도된 식들로 Fenske 와 Gilliland equation 은 회분식에 대해서도 같은 형태로 사용하나 Underwood equation 은 연속식 증류탑과는 달리 stripping section 과 rectifying section 이 모두 존재하지 않고 단지 rectifying section 에 대한 식만이 나오게 되므로 약간의 수정된 식을 사용하게 된다[2,3].

Fenske equation 은 증류탑의 최소단수를 예측하는 식으로 다음과 같다.

$$N_{\min} = \ln \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_{dist} / \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_{bt} \right] / \ln \alpha \quad (1)$$

Fenske equation 에 사용되는 α 는 다음과 같은 기하평균을 사용해야 하며,

$$\alpha = (\alpha_N \alpha_{N-1} \alpha_{N-2} \dots \alpha_1)^{1/N} \quad (2)$$

다음과 같이 간단히 쓰기도 한다.

$$\alpha \approx (\alpha_N \alpha_1)^{1/2} \quad (3)$$

Underwood equation 은 최소 환류비의 계산을 목적으로 하며 다음의 식들로 구성된다.

$$R_{\min} = (L/D)_{\min} \quad (4)$$

$$L_{\min} = V_{\min} - D \quad (5)$$

$$V_{\min} = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i D x_{i,dist}}{\alpha_i - \psi} \quad (6)$$

$$\psi = \frac{L_{\min}}{V_{\min} K_{HK}} \quad (7)$$

위에서 얻어진 최소 환류비를 이용하여 실제 단수를 얻기 위해서는 다음의 Gilliland equation 을 사용한다.

$0.01 \leq X \leq 0.90$ 인 경우

$$Y = 0.5458 - 0.591X + 0.0027/X$$

여기서, (8)

$$X = \frac{L/D - (L/D)_{\min}}{L/D + 1} \quad (9)$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \quad (10)$$

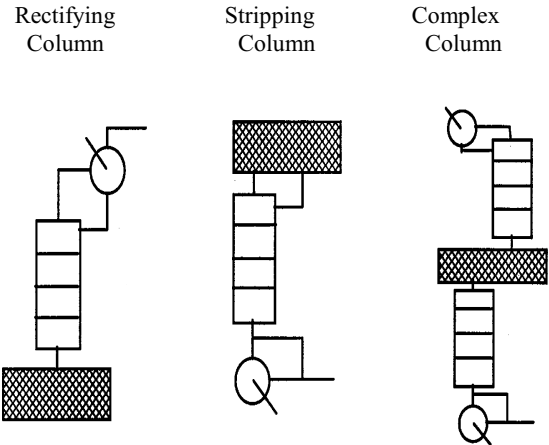


그림 1. 회분식 증류의 여러가지 탑 형태

이와 같이 FUG Method 로 원하는 조성에서 필요한 평형단의 수 및 최소 환류비를 얻을 수 있다. 그러나 FUG Method 로부터 얻은 단의 수는 평형단(효율=1)일 경우의 값으로 실제 탑의 효율을 고려하여야 하며, 실제 환류비는 항상 최소 환류비보다 커야한다. 보통 $R = 1.2 R_{\min}$ 일 때 $N = 1.7 N_{\min}$ 과 같은 비로 결정된다[2].

Rigorous method 는 위의 shortcut method 공정모델식 전개과정 외에 에너지수지식등을 도입하고 short-cut method 에서 가정했던 현상들을 모두 고려해야 한다. Bock 등[4]이 초산의 에스테르화를 이용한 증류공정 해석에서 rigorous model 을 소개하였다.

3. 공정운영(Operation)전략

회분식 증류탑을 운전할 때는 기본적으로 boiler 에 공급되는 열량에 따른 boil-up rate 를 결정하게 된다. 일반적으로 boil-up rate 의 결정은 weeping 과 flooding 이 발생하는 범위 사이에서 결정되며 보통의 경우 flooding 이 일어나는 boil-up rate 의 40~60% 정도로 조업조건이 정해진다. weeping 이란 너무 낮은 boil-up rate 에서 조업할 경우 발생하는 문제로 간단히 말하면, reboiler 에서 발생하는 기상의 양이 적어 기상이 condenser 까지 도달하지 못하고 중간에 응축하여 탑내에서 물방울처럼 떨어지는 현상이다. 이럴 경우 기상과 액상의 접촉이 거의 없어지며 그에따라 분리 기능이 현저히 낮아지게 된다. 이와 반대로 flooding 이란 reboiler 로부터 발생하는 기상

이 현저히 많아지는 것으로 condenser 에서 응축되어 탑하부쪽으로 흐르는 액상의 흐름을 방해하여 결국은 탑내부에 액상이 계속 축적되고 심할 경우 탑상부까지 액상이 밀려 올라와 넘치는 것을 말한다. 그러므로 회분식 증류탑을 이용하여 혼합물을 분리하고자 할 때 먼저 weeping 과 flooding point 를 확인하고 안전한 조건에서 운용하여야 한다[5].

안전한 조업조건이 결정된 회분식 증류장치의 운전에서 제품을 얻기 위해서는 환류비를 조절할 필요가 있다. 환류비 조절을 최적화 하기 위해서는 목적함수인 정해진 시간동안 규정된 농도의 최대 양을 얻는 Maximum distillate 와 정해진 농도의 제품을 생산하는데 필요한 증류시간을 최소화하는 Minimum time problem 을 먼저 선택해야 한다. Maximum distillate problem 에 대해서는 Converse 와 Gross[6], Murty 등[7]이 최적화 연구를 하였고, Minimum time problem 은 Coward[8,9], Robinson[10-12], Mayur 등[13], Price[14], Egly 등[15]이 적용하여 연구하였다.

또한 최적 환류비와 함께 제품을 시간에 따라서서 product cut 과 slop cut 으로 나누어 회수하는 방법으로도 증류탑을 제어할 수 있다[16,17].

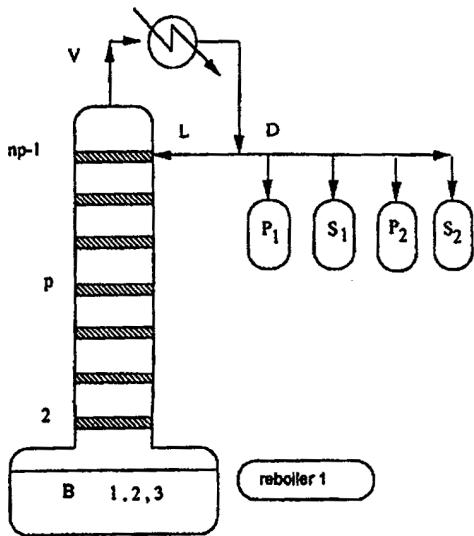


그림 2. Batch distillation column for a ternary mixture

3-1. Constant reflux policy[18]

일반적으로 회분식 공정은 운전되는 동안 일정한 환류비로 운영되어진다. 회분식은 그 규모 자체가 소규모이며 주로 운영되어지는 공정의 운영방법도 숙련된 사용자의 노하우에 의해 결정된다. 이때 환류비도 여러번의 예비운전에 의한 결과로 얻어지는데 이러한 환류 운용 방법을 constant reflux policy 라 한다. 일정한 환류비가 결정되어지면 그림 2 에서와 같이 얻고자하는 제품인 product cut(P)과 중간 제

품으로 재사용되는 slop cut(S)과 같이 제품을 시간에 따라 받아내는 방법으로 운용하는 경우가 많으며, 일반적인 일정환류비 거동과 이때 제품의 조성 변화를 아래의 그림 3 에 나타내었다.

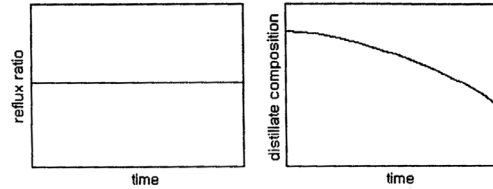


그림 3. Constant reflux policy

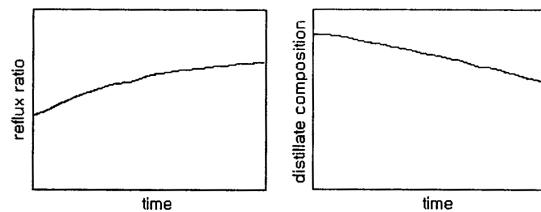
3-2. Variable reflux policy

회분식 공정은 그 공정 자체가 시간에 따라 원료의 조성이 변하게 되므로 얻어지는 제품의 조성도 시간에 따라 변하는 동적 특성을 가지게 되는데 이때 제품의 조성을 일정하게 하기 위해서는 시간에 따라 환류비를 다시 계산하여 변화시켜 주어야 한다. 이 방법은 시간에 따라 사용자가 정한 조성을 계속 유지할 수 있지만 계속해서 환류비를 변화시켜 주어야 하는 불편함이 있고, 제품의 양에서도 일정환류비일 때 보다 높지 않다. 변동환류비의 일반적인 거동은 그림 3 과는 반대로 시간에 따라 환류비는 감소하고 제품의 순도는 일정하게 된다.

3-3. Optimal reflux policy[19]

이 방법은 앞선 두가지 방법의 균형을 이루는 최대의 제품을 얻을 수 있는 최적의 환류비를 구하는데 목적이 있다. 일정환류비 방법의 경우에는 환류비를 결정하는데 있어 사용자가 직접 값을 결정해야하는 번거로움이 있고 잘못 결정하였을 경우 부적절한 결과를 얻음으로써 계속해서 원하는 값을 찾아가야하는 문제가 있다. 이러한 것을 몇번의 simulation 결과값들을 근거로 쉽게 계산해 주는 방법이 최적환류비(optimal reflux)로서 환류비 운용 방안 중에 가장 최적의 방법이라 할수 있으며, Mujtaba 등[20]은 제어조건인 환류비를 최적으로 변화시키는 방법에 대해 보고하였다.

그림 4. Optimal regular reflux policy



3-4. Method using Distillate Receiver[21]

이 방법은 1960 년경 Treybal 이 제안한 운전방법이다. 이는 환류비를 조절하는 대신 기상이 응축기

에서 응축되어 탑 상부로 다시 유입되기 전에 distillate receiver(drum)을 설치하고 증류탑을 전환류(total reflux)조건으로 운전하는 것이다. 즉 정해진 부피의 drum 을 설치하고 증류탑을 환류비 변화없이 운전하면 어느시간이 지난 후 증류탑은 정상상태로 안정되며 그때 탑의 운전을 정지하고 drum 에 채워진 제품만을 수거하는 운전방법이다. Treybal 은 이 운전방법을 제안하면서 이성분계에 대한 해석만을 하였는데, 최근 다성분계에 대한 해석 방법이 발표됨으로서 새로운 운전방법으로 부각될 수 있을 것으로 보인다.

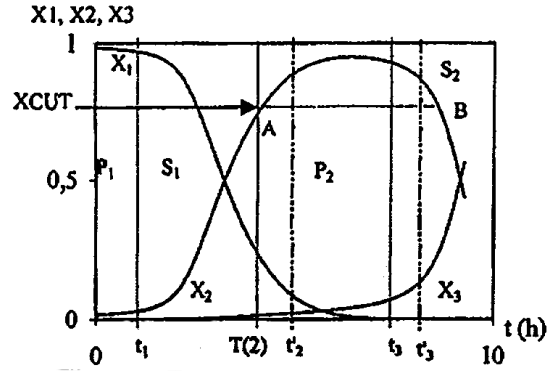
4. 제어(Control)기법

회분식 증류탑을 제어하는 주된 방법은 환류비를 조절하는 것으로 환류비를 변화시키면서 증류탑을 최적으로 운전할 수가 있다. 회분식 증류탑에 대해 Rosendo[22]는 비선형 최적화 문제로부터 환류비와 닦은 피드백 제어함수(feedback control function)로부터 환류비를 계산하였다. 그의 연구에 의하면 이론적인 피드백 제어는 올바른 폐쇄루프(closed-loop)의 거동을 따르며, 환류량 L(liquid flow rate)을 다음과 같은 식으로 표시하였다.

$$L_0^T = \left(-\eta + \frac{d^2 W_{ref}}{dt^2} + 2\xi_c \tau_c^{-1} \frac{dW_{ref}}{dt} + \tau_c^{-2} W_{ref} - 2\xi_c \tau_c^{-1} \frac{dx_{D,3}}{dt} - \tau_c^{-2} x_{D,3} \right) / \phi \quad (11)$$

또다른 제어방법으로 일정환류비를 사용할 경우 시간에 따른 조성을 예측한 후, 이들의 유출시간을 조절변수로 하여 product cut(P)과 slop cut(S)을 사용한다. 그림 5 는 어떤 삼성분계에서 회분식 증류탑을 운전할 때 제품으로 나오는 조성을 시간에 따라 나타낸 것이다. 초기에는 성분 1 이 주로 포함되어 나오지만 시간이 흐르면서 성분 1 의 조성은 줄어들고 성분 2 의 조성이 증가하게 된다. 이럴 경우 고순도의 제품을 얻고자 하는 증류공정의 목적에 반하게 되므로 성분 1 의 농도가 어느정도 이상 낮아지면 그 지점에서 성분 1 의 회수를 일단 마친다(P1). 그 이후부터 나오는 제품은 성분 1 과 2 가 서로 비슷한 비율로 혼합되어 있어 제품의 가치가 없으므로 따로 회수하여 재사용을 위해 모아두거나 폐기한다(S1). 이후 성분 1 의 농도는 매우 낮고 성분 2 가 주로 회수 가능하므로 성분 2 를 회수하고(P2), 같은 방법으로 제품의 가치가 없는 혼합물의 회수(S2)가 끝나면 성분 3 은 대부분 bottom 쪽에 위치하게 됨으로서 삼성분계의 분리가 끝나게 된다. 이와 같이 product cut 과 slop cut 을 운용하는데 있어

어느 지점에서 적절히 cut 을 제어하느냐에 따라 제품의 순도나 양에 영향을 미치게 되므로 증류탑의 전체 효율면에서 cut 의 제어가 중요하다. Chiotti[23]는 inter-mediate cut 을 사용하는 다성분계 증류에 대해서 연구하였고 다양한 cut 의 운용에 대해 설명하



고 있다.

그림 5. Variation of the three mole fractions at the condenser X1, X2, and X3 with time t(h)

5. 적용사례[24]

다음과 같은 삼성분계를 회분식 증류탑을 이용하여 분리하고자 하며, 이를 위하여 원하는 조성의 회수율을 얻기 위해 필요한 최소단수와 실제단수 및 환류비를 설계하고자 한다. 상대휘발도와 초기 시료의 조성 및 회수율은 표 1 에 나타내었으며, 1 기압 조건과 같은 일반적인 가정을 도입하였다. 일반적으로 Key component 의 지정은 Top 에서 얻고자 하는 물질을 Light Key(LK)로 지정하고 Bottom 에 남기고자 하는 물질을 Heavy Key(HK)로 설정하며 나머지는 그 휘발도에 따라 Light Non Key(LNK) 또는 Heavy Non Key(HNK)로 지정한다.

표 1. 초기시료의 데이터 및 물성치

	상대 휘발도	초기조성 (100kgmol)	회수율
Toluene(A) : LK	α_{AA} = 1.00	30%mol	95.0% at Top
Cumene(B) : HK	α_{BA} = 0.21	30%mol	95.0% at bottom
Benzene(C) : LNK	α_{CA} = 2.25	40%mol	99.8% at Top

이후 아래의 3 단계에 의하여 설계를 진행한다.

1 단계 : Total reflux 를 가정하고 최소 단수를 구하기 위해 식(1)의 Fenske equation 을 적용하면

$$N_{\min} = \frac{\ln \left[\left(\frac{0.95}{0.05} \right) / \left(\frac{0.05}{0.95} \right) \right]}{\ln (1 / 0.21)} = 3.77$$

여기서 상대 휘발도는 다음과 같은 관계식을 가지며 이를 이용하여 평균 상대 휘발도를 계산하여 사용하였다.

$$\alpha_{AB} = 1 / \alpha_{BA}$$

$$\alpha_{CB} = \frac{\alpha_{CA}}{\alpha_{BA}}$$

2 단계 : 최소 환류비를 구하기 위해서 식(4-7)의 Underwood equation 을 이용한다. 식(6)을 이용하기 위해 먼저 Top(dist)에서 얻어지는 각 성분의 양인 $Dx_{i,dist}$ 를 계산하여야 하며, 초기 Feed 의 양과 성분의 조성 및 회수율을 사용하여 다음과 같이 얻을 수 있다.

$$Dx_{A,dist} = 100\text{Kgmol} * 0.3 * 0.950 = 28.5\text{Kgmol}$$

$$Dx_{B,dist} = 100\text{Kgmol} * 0.3 * 0.050 = 1.5\text{Kgmol}$$

$$Dx_{C,dist} = 100\text{Kgmol} * 0.4 * 0.998 = 39.92\text{Kgmol}$$

또한 아래의 관계식으로부터 ψ 을 예측하여야 한다.

$$F = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i F z_i}{\alpha_i - \psi}$$

위 식에 값들을 대입하면

$$100 = \frac{2.25 * 40}{2.25 - \psi} + \frac{1.0 * 30}{1.0 - \psi} + \frac{0.21 * 30}{0.21 - \psi}$$

즉 ψ 는 0.5454 이 된다. 따라서 식(5-6)에 의해

$$V_{\min} = \frac{2.25 * 39.92}{2.25 - 0.5454} + \frac{1.0 * 28.5}{1.0 - 0.5454} + \frac{0.21 * 1.5}{0.21 - 0.5454} = 114.4$$

$$L_{\min} = V_{\min} - D = 114.4 - (39.92 + 28.5 + 1.5) = 44.48$$

이 되며, 식(4)에 의해 최소 환류비는 다음과 같다.

$$R_{\min} = \left(\frac{L}{D} \right)_{\min} = \frac{44.48}{39.92 + 28.54 + 1.5} = 0.636$$

3 단계 : 모든 경우에 적용되는 것은 아니지만, 실제(최적) 환류비는 최소환류비의 1.2~1.3 배 정도라고 보고되고 있다. 따라서 최소환류비의 1.3 배인 환류비와 위에서 계산된 최소단수를 이용하면, 식(9)에 의해

$$X = \frac{L/D - (L/D)_{\min}}{L/D + 1} = \frac{0.8268 - 0.636}{0.8268 + 1} = 0.1054$$

이 된다. X 가 0.01 과 0.90 사이의 값이므로 식(8)을 적용할 수 있으며, Y 값은 아래와 같다.

$$Y = 0.5458 - 0.5914X + \frac{0.0027}{X} = 0.5091$$

그러므로 식(10)에 의해 실제 단수 N 은 8.72 가 된다. 본 예제에서는 최적환류비를 최소환류비의 1.3 배 정도로 계산하였으나 실제 공정의 운용에서는 최적환류비 결정을 위해 공정운용모델식에 의한 분석을 토대로 환류비를 결정하여야 한다.

이상과 같이 예를 든 삼성분계를 위에서 열거한 조건으로 회분식 증류탑에서 분리하기 위해서는 약 9 개의 단과 0.8268 의 환류비로 설계된 탑을 사용하면 가능하게 됨을 알 수 있다.

6. 결론

이상 간략하게 회분식 증류탑에 관해 살펴보았다. 이외에 더 자세한 물질전달 특성을 알기 위해서는 많은 열역학적 지식들이 이용된다. 여기서 소개한 설계방법인 FUG Method 는 많은 가정들을 도입하여 간단하게 계산할 수 있게 만든 shortcut method 이다. 더 자세하게 증류탑의 거동을 알기 위해서 사용하는 rigorous method 는 여러 가지 가정들로 무시했던 현상들과 열손실등을 고려해야 하기 때문에 해석이 쉽지 않다. 증류탑 운용에 주요변수로 작용하는 환류비 운영방법의 결정 또한 지금까지도 중요한 연구과제이며, 최적환류비 결정 문제도 그 중 하나이다.

회분식 증류탑만 하더라도 매우 다양한 탑의 종류가 존재하고 각각 그들의 특성이 있어 각각을 소개할 만 하지만 그 양이 방대하기 때문에 여기서는 회분식 증류탑의 일반적인 형태인 판탑에 대해 기본적인 설계, 운영 및 제어기법에 관한 review 를 실시하였다.

사용기호

N : number of stages
 R : reflux ratio (L/D)
 L : liquid flow rate
 D : overhead product flow rate
 V : vapor flow rate
 K : equilibrium vapor-liquid ratio
 α : average relative volatility

하첨자

min : minimum indices
 LK : light key component indices
 HK : heavy key component indices
 dist : distillate(top) product indices
 bt : bottom product indices
 i : component indices

참고문헌

[1] Reinhard Billet, Packed Towers, VCH, 1995
 [2] H. E. Salomone, O. J. Chiotti and O. A. Iribarren, "Short-Cut Design Procedure for Batch Distillations", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 36, pp. 130-136, 1997
 [3] J. S. Logsdon, U. M. Diwekar and L. T. Biegler, "On the Simultaneous Optimal Design and Operation of Batch Distillation Columns", *Trans IChemE*, vol. 68, pp. 434-444, 1990
 [4] H. Bock, M. Jimoh and G. Wozny, "Analysis of Reactive Distillation Using the Esterification of Acetic Acid as an Example", *Chem. Eng. Technol.*, vol. 20, pp. 182-191, 1997
 [5] W. L. McCabe, J. C. Smith and P. Harriott, Unit Operations of Chemical Engineering, McGRAW-HILL, 1993
 [6] A. O. Converse and G. D. Gross, *Ind. Engng Chem., Fundan* 2, p. 217, 1963
 [7] B. S. N. Murty, K. Gangiah and A. Husain, *Chem. Engng J.*, vol. 19, p. 201, 1980
 [8] I. Coward, *Chem. Engng Sci.*, vol. 22, p. 503, 1967
 [9] I. Coward, *Chem. Engng Sci.*, vol. 22, p. 1881, 1967
 [10] E. R. Robinson, *Chem. Engng Sci.*, vol. 24, p. 1661, 1969
 [11] E. R. Robinson, *Chem. Engng Sci.*, vol. 25, p. 921, 1970
 [12] E. R. Robinson, *Chem. Engng J.*, vol. 2, p. 135, 1971
 [13] D. N. Mayur and R. Jackson, *Chem. Engng J.*, vol. 2, p. 150, 1971
 [14] P. C. Price, *Chem. Engng Symp. Ser. 23*, p. 96, 1967
 [15] H. Egly, V. Ruby and B. Seid, *Comput. Chem. Engng*, vol. 3, p. 169, 1979
 [16] S. Farhat, M. Czernicki, L. Pibouleau and S. Domenech, "Optimization of Multiple-Fraction Batch Distillation by Nonlinear Programming", *AIChE*, vol. 36(9), pp. 1349-1360, 1990
 [17] L. Bonny, "Multicomponent Batch Distillations : Study of Operating Parameters", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 38, pp.4759-4768, 1999

[18] Jose Espinosa and Enrique Salomone, "Minimum Reflux for Batch Distillation of Ideal and Nonideal Mixture at Constant Reflux", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 38, pp. 2732-2746, 1999
 [19] U. M. Diewkar, R. K. Malik and K. P. Madhavan, "Optimal Reflux Rate Policy Determination for Multicomponent Batch Distillation Columns", *Comput. Chem. Eng.*, vol. 11(6), pp. 629-637, 1987
 [20] I. M. Mujtaba and S. Macchietto, "Efficient optimization of batch distillation with chemical reaction using polynomial curve fitting techniques", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 36, p. 2287, 1997
 [21] J. K. Kim and D. P. Ju, "Shortcut Procedure for Multicomponent Batch Distillation with Distillate Receiver", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 38, pp. 1024-1031, 1999
 [22] M. L. Rosendo and A. R. Jose, "Output-Feedback Control of Reactive Batch Distillation Columns", *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 39, pp. 378-386, 2000
 [23] O. J. Chiotti, H. E. Salomone and O. A. Iribarren, "Selection of Multicomponent Batch Distillation Sequences", *Chem. Eng. Comm.*, vol. 119, pp. 1-21, 1993
 [24] Phillip C. Wankat, Equilibrium Staged Separations, ELSEVIER, 1988

이 영 상

1997 년 아주대학교 화학공학(공학사). 1999 년 아주대학교 대학원 화학공학(공학석사). 현재 동국대학교 대학원 화학공학과 박사과정 재학중. 관심분야는 공정설계 및 제어, 회분식 증류공정.

이 의 수

1955 년 3 월 30 일생. 1978 년 서울대학교 화학공학(공학사). 1980 년 한국과학기술원 화학공학(공학석사). 1988 년 Purdue Univ. 화학공학(공학박사). 1978 년~1994 년 (주)제철화학 연구실장. 1994 년~현재 동국대학교 화학공학과 부교수. 관심분야는 공정설계 및 제어.