

압력변환 증류공정을 이용한 Methyl Ethyl Ketone-Cyclohexane 공비혼합물의 전산모사

박회경¹, 안준수², 조정호^{1*}
¹공주대학교 화학공학부, ²대전대학교 환경공학과

Simulation Study of Methyl ethyl ketone-Cyclohexane Azeotrope on the Pressure-Swing Distillation

Hoey Kyung Park¹, June-shu Ahn², Jungho Cho^{1*}

¹Department of Chemical Engineering, Kongju National University

²Department of Environmental Engineering, Daejin University

요 약 Methyl Ethyl Ketone(MEK)-Cyclohexane(CH) 이성분계 공비 혼합물의 분리를 위해 압력변환 증류공정(Pressure-Swing Distillation, PSD)을 사용하여 저압-고압 컬럼 배열 공정과 고압-저압 컬럼 배열 공정에 전산모사 및 공정 최적화를 수행하였다. 저압 컬럼과 고압 컬럼 상부 MEK의 조성, 이론단수, 원료 주입단 순으로 공정 최적화를 수행하였다. 공정 최적화 수행 결과, 저압-고압 컬럼 배열 공정의 총 재비기의 heat duty 값은 11.7667 Mkcal/h이었으며, 고압-저압 배열 공정의 총 재비기의 heat duty 값은 10.3484 Mkcal/h로 고압-저압 공정의 heat duty 값이 저압-고압 공정 보다 약 12.05%정도 감소됨을 확인 할 수 있었다.

Abstract The modelling and optimization of Methyl Ethyl Ketone (MEK)-Cyclohexane (CH) separation process were performed using pressure-swing distillation with a low-high pressure column and a high-low pressure column configuration. The optimization was performed for the number of theoretical stages, and the location of the feed tray of low column and high column to obtain high-purity MEK at the top. The total reboiler heat duty at the low-high pressure column configuration and high-low pressure column configuration were at 11.7667 Mkcal/h and at 10.3484 Mkcal/h, respectively. The results showed that total reboiler heat duty could be reduced to 12.05% using a high-low pressure column configuration.

Keywords : Azeotrope, Cyclohexane(CH), Methyl Ethyl Ketone(MEK), Pressure-Swing Distillation(PSD)

1. 서론

Methyl Ethyl Ketone(MEK)은 비닐 수지, 플라스틱 용접제로 사용되고 있으며, Cyclohexane은 나일론의 원료, 생 고무 수지 등에 주로 이용되고 있다. MEK는 끓는 점이 352.79 K이며, 101.325 kPa, 344.75 K의 조건에서 Cyclohexane과 공비혼합물을 형성한다[1,2]. 공비혼합물을 형성하는 이성분계의 경우, 순수한 액체와 같이 일정 온도에서 성분비가 변하지 않고 끓는 현상이 나타나

며, 이때 기체상과 액체상의 성분비가 같아지게 된다. 따라서 공비혼합물을 형성하는 이성분계 혼합물을 각각의 순수한 성분으로 분리하기 위해서는 용매를 주입하여 한 가지 성분을 선택적으로 흡수하는 원리를 이용한 추출 증류공정(Extractive Distillation), 공비점 분리제를 사용하여 성분을 분리시키는 공비 증류공정(Azeotropic Distillation), 압력에 따라 공비점이 변하는 원리를 이용한 압력변환 증류공정(Pressure-Swing Distillation, PSD) 등 특수공정을 통해서만 분리가 가능하다. 추출 증류공

*Corresponding Author : Jungho Cho(Kongju National Univ.)

Tel: +82-41-521-9366 email: jhcho@kongju.ac.kr

Received November 3, 2015

Accepted March 3, 2016

Revised (1st January 12, 2016, 2nd February 15, 2016)

Published March 31, 2016

정과 공비 증류공정의 경우 용매 또는 공비점 분리제와 같은 제 3의 추가적인 성분을 필요로 하지만[3,4], 압력변환 증류공정의 경우 서로 다른 압력 조건에서 공비점 직전까지 농축시키면서 각각의 거의 순수한 제품을 얻어 내기 때문에 주요 제품에 유기 용제 등이 포함되지 않는다. 따라서 압력변환 증류공정은 환경 친화적이라는 장점을 가지고 있어 최근 선호되고 있는 공정이다. 하지만 두 기의 증류탑이 모두 공비점 근처에서 조업되기 때문에 상대 휘발도 차이가 줄어들게 되어 에너지 소모가 많아질 수 있다. 따라서 본 연구에서는 압력변환 증류공정을 사용하여 Methyl Ethyl Ketone(MEK)과 Cyclohexane(CH) 공비혼합물의 분리를 위한 전산모사 및 공정 최적화를 수행하고자 한다.

2. 이론

2.1 기-액 상평형

다성분계가 증기상과 액상에서 서로 평형을 이루고 있을 때, 각 상에서 임의의 성분 i 의 퓨게시티는 각 상에서 서로 같으므로 다음의 식(1)이 성립한다.

$$\hat{f}_i^v = \hat{f}_i^l \quad (i = 1, 2, \dots, n) \quad (1)$$

혼합물 중의 성분 i 에 대한 퓨게시티 계수는 증기상에 대해서 다음의 식(2)와 같이 표현할 수 있다.

$$\hat{\phi}_i^v(T, P, y_i) = \frac{\hat{f}_i^v(T, P, y_i)}{y_i P} \quad (2)$$

액상에 대해서는 활동도계수를 도입하면 다음의 식(3)과 같이 나타낼 수 있다.

$$\gamma_i = \frac{\hat{f}_i^l(T, P, x_i)}{x_i P_i^{vap}(T)} \quad (3)$$

위의 식(2)와 식(3)을 식(1)에 적용하면 식(4)와 같이 표현할 수 있다.

$$\hat{\phi}_i^v y_i P = \gamma_i x_i P_i^{vap}(T) \quad (4)$$

본 연구에서는 Methyl Ethyl Ketone(MEK)와 Cyclohexane(CH) 이성분계 공비 혼합물의 분리에서 각 상에서의 보다 정확한 상거동을 알아보기 위해 증기상의 퓨게시티 계수는 저압에서는 이상기체 혼합물이라 가정하였으며, 고압에서는 Soave-Redlich-Kwong(SRK)[5] 상태방정식을 액상에서의 활동도계수에 대해서는 NRTL 액체 활동도계수 모델식[6]을 적용하였다.

2.2 Soave-Redlich-Kwong 상태 방정식

1972년에 G. Soave는 RK 상태방정식에서 $1/\sqrt{T}$ 항을 $\alpha(T_r, \omega)$ 함수로 대체하여 식(5)와 같은 Soave-Redlich-Kwong 상태 방정식을 제안하였다. SRK 상태방정식에 편심인자는 식(6)과 같으며, 매개변수 a 와 b 는 에너지 파라미터와 사이즈 파라미터로 식(7), (8)과 같이 나타낼 수 있다.

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a\alpha}{v(v+b)} \quad (5)$$

$$\omega = -1.0 - \log(P_r^{sat})_{T_r=0.7} \quad (6)$$

$$a = 0.42747 \frac{(RT_c)^2}{P_c} \quad (7)$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (8)$$

위의 SRK 상태방정식과 비교되는 식으로는 1976년에 고안된 Peng-Robinson (PR)상태방정식[7]이 있다. PR 상태방정식은 액상밀도 추산에 있어서 SRK 상태방정식보다 우수하다고 알려져 있지만 상용성 전산모사기인 PRO/II에서는 SRK 혹은 PR 상태방정식을 선택한 경우에도 액상밀도 추산은 자체의 상태방정식으로 추산하는 것이 아니라 API method[8]를 사용한다. 하지만 상평형 추산에 있어서는 두 상태방정식 모두 같은 정도의 정확성을 나타내기 때문에 본 연구에서는 SRK 상태방정식을 적용하였다.

2.3 NRTL 액체 활동도 계수 모델식

액체상의 성분 i 에 대한 활동도 계수 추산에 사용된 NRTL 모델식은 식(9)와 같으며, 매개변수 τ_{ij} 는 식(10)에 G_{ij} 는 식(11)과 식(12)에 의해 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$\ln r_i = \sum_j \tau_{ji} G_{ji} x_j + \sum_j \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k G_{kj} x_k} (\tau_{ij} - \frac{\sum_k x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_k G_{kj} x_k}) \quad (9)$$

$$\tau_{ij} = a_{ij} + \frac{b_{ij}}{T} \quad (10)$$

$$G_{ij} = \exp(-\alpha_{ij} \tau_{ij}) \quad (11)$$

$$\alpha_{ij} = \alpha'_{ij} + \beta'_{ij} T \quad (12)$$

식(10)와 식(12)에 T 는 절대온도이며, 각각의 이성분

계에 관하여 $a_{ij}, a_{ji}, b_{ij}, b_{ji}, \alpha_{ij}, \beta_{ij}$ 의 상호작용 매개변수를 갖고 있다.

3. 전산모사

3.1 압력변환 증류공정 원리

압력변환 증류공정은 압력에 따라 혼합물에 공비점이 변화하는 원리를 이용하여 운전압력을 변화시킴으로써 상대휘발도를 역전시켜 혼합물의 분리를 용이하게 하는 원리를 이용한 공정이다. Fig. 1은 저압(100 kPa)과 고압(1,200 kPa)의 조건에서 MEK와Cyclohexane의 상평형도를 도시하여 나타내었다.

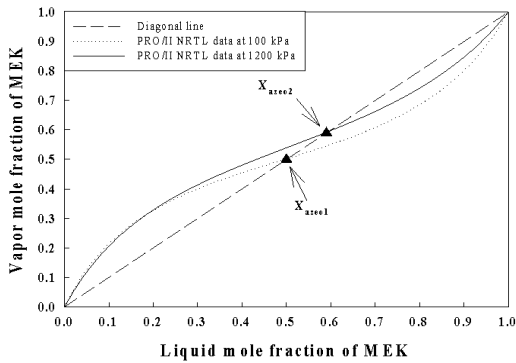


Fig. 1. Vapor-liquid equilibrium diagram for the MEK-Cyclohexane system at low pressure and high pressure.

압력변환 증류공정은 저압 컬럼과 고압 컬럼의 공정 배열에 따라 Fig.2, Fig.3과 같은 두 가지 공정 개요도로 나타낼 수 있으며[9], 공비 혼합물의 종류에 따라 THF-Water 혼합물의 경우에는 저압-고압 배열이 우수하고[10], Methanol-DMC 혼합물의 경우에는 고압-저압 배열공정이 더 우수한 것으로 알려져 있다[11].

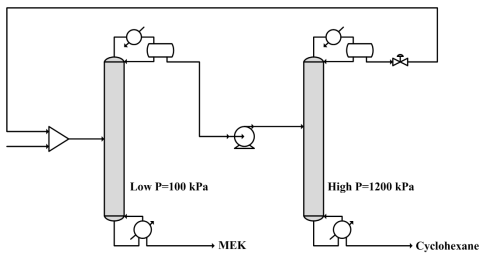


Fig. 2. Schematic drawing of pressure-swing distillation for low-high pressure column configuration.

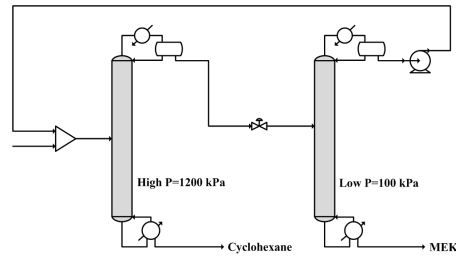


Fig. 3. Schematic drawing of pressure-swing distillation for high-low pressure column configuration.

압력변환 증류공정의 원리를 Fig. 1의 그래프를 바탕으로 설명하면 다음과 같다. Fig. 2 저압-고압 컬럼 공정 배열의 경우, MEK과 Cyclohexane의 이성분계 혼합물이 저압의 증류탑으로 주입되면 MEK의 조성분포는 점선을 따라 이동하게 된다. 그러므로 저압의 증류탑 하부로는 고순도의 MEK를 얻게 되고, 상부로는 MEK와 Cyclohexane이 저압 운전조건의 공비점 근처 까지 농축된다. 농축된 저압 증류탑 상부 물질은 펌프를 이용하여 고압으로 가압되면, MEK과 Cyclohexane의 조성분포는 실선을 따라 이동한다. 따라서 혼합물의 상대 휘발도가 역전되는 현상이 나타나게 된다. 고압의 증류탑으로 주입된 저압 증류탑 상부 물질은 증류탑 상부에서 고압의 공비점 근처까지 농축되어지며, 이것은 저압의 증류탑으로 환류 되어 진다. 그러므로 고압의 증류탑의 하부에서는 고순도의 Cyclohexane을 얻을 수 있게 된다. 이와 반대로 Fig. 3과 같은 고압-저압 컬럼 공정배열의 경우에는 고압의 증류탑의 하부에서는 고순도 Cyclohexane을 얻을 수 있으며, 저압의 증류탑 하부에서는 고순도 MEK를 각각 얻을 수 있다. 이와 같은 원리를 이용하여 본 연구에서는 MEK와 Cyclohexane 이성분계 공비 혼합물의 분리를 위해 공정모사 툴인 Invensys사의 PRO/II with PROVISION 9.2[12]를 사용하여 전산모사 및 공정 최적화를 수행하였다. 이와 같은 공정 최적화의 경우, 컬럼 가격과 유틸리티 비용 등을 포함한 정확한 비용을 산출하기에는 다소 어려움이 있으므로 최적화된 재비기의 heat duty 비교를 통해 유틸리티 비용 측면에서 좀 더 경제적인 공정 배열을 알아보았다.

MEK와 Cyclohexane의 저압 컬럼과 고압 컬럼의 증류탑 하부에서 얻어지는 순도는 99.90%로 설정 하였으며, 원료 조성, 유량, 온도, 압력에 관련된 정보는 Table 1에 나타내었다.

Table 1. Feedstock information

Component	Composition mole
Methyl Ethyl Ketone	0.55
Cyclohexane	0.45
Contents	Value
Total flow rate, Kmol/h	100.00
Temperature, K	298.15
Pressure, kPa	1.50

3.2 저압-고압 컬럼 배열에 대한 전산모사 및 공정 최적화

3.2.1 증류탑 상부 스트림에서 MEK 조성 결정

압력변환 증류공정은 순환공정으로 저압 컬럼과 고압 컬럼의 배열에 따라 순환 유량이 변하게 된다. 따라서 저압 컬럼과 고압 컬럼 상부에서 MEK와 Cyclohexane에 순환되는 양이 전체 공정 재비기의 heat duty 값에 중요한 영향을 준다. 그러므로 저압 컬럼과 고압 컬럼 상부 스트림에서 MEK의 조성을 변화시켜 재비기의 heat duty 값의 변화를 알아보았다. 그 결과, 저압 컬럼의 경우 Fig. 4와 같이 MEK의 조성 54.0 mol.%에서 heat duty 값이 최소값을 나타내었으며, 고압 컬럼의 경우 Fig. 5와 같이 MEK의 조성 58.0 mol.%에서 heat duty 값이 최소값을 가짐을 확인 할 수 있었다.

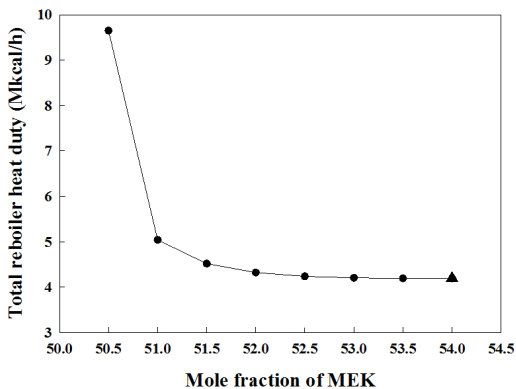


Fig. 4. Total reboiler heat duty of low-high pressure columns based on various mole percentages of MEK in low-pressure column.

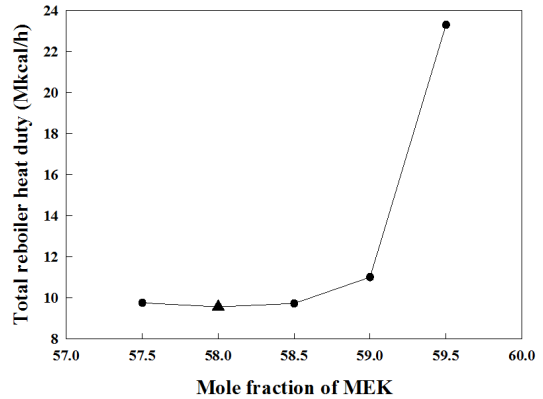


Fig. 5. Total reboiler heat duty of low-high pressure columns based on various mole percentages of MEK in high-pressure column.

3.2.2 환류비와 이론단수 결정

환류비와 이론단수 사이에는 서로 반비례 관계가 성립하게 된다. 따라서 환류비가 커질수록 이론단수는 감소되지만 응축기와 재비기의 heat duty 값이 증가하여 운전비용이 많이 소요되게 된다. 한편 환류비가 작을수록 운전비용은 줄일 수 있으나 이론단수가 급격히 증가하게 되어 초기 장치 투자비용이 증가하게 된다. 그러므로 운전비용과 초기 장치 투가 비용의 합을 최소화 시키는 최적의 지점을 찾아야 한다[13]. Fig. 6과 Fig. 7에는 저압 컬럼과 고압 컬럼에서 환류비와 이론단수의 관계 그래프를 나타내었다. 그 결과, 최적의 이론단수로 저압 컬럼과 고압 컬럼 모두 20 단으로 결정하였다.

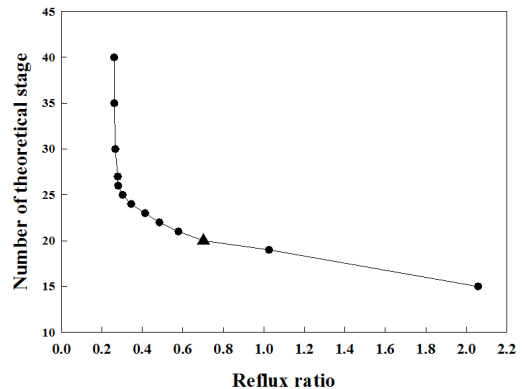


Fig. 6. Number of theoretical stage base on various reflux ratios at low-pressure column.

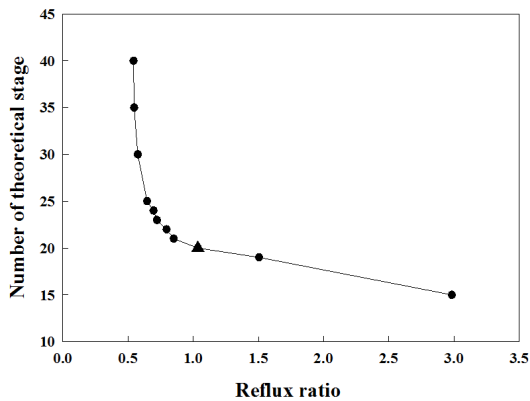


Fig. 7. Number of theoretical stage base on various reflux ratios at high-pressure column.

3.2.3 원료 주입단 결정

저압 컬럼과 고압 컬럼에서 원료 주입단의 위치 변화에 따른 재비기의 heat duty를 Fig. 8과 Fig. 9에 각각 나타내었다. 최적의 원료 주입단은 저압 컬럼의 경우 5 단이었으며, 고압 컬럼은 6 단으로 결정하였다. 재비기의 heat duty 값은 3.3752 Mkal/h와 8.3915 Mkal/h 저압-고압 컬럼 공정에서 소요되는 총 재비기의 heat duty 값은 11.7667 Mkal/h로 나타났다. Table 2에 공정 최적화한 결과를 나타내었다.

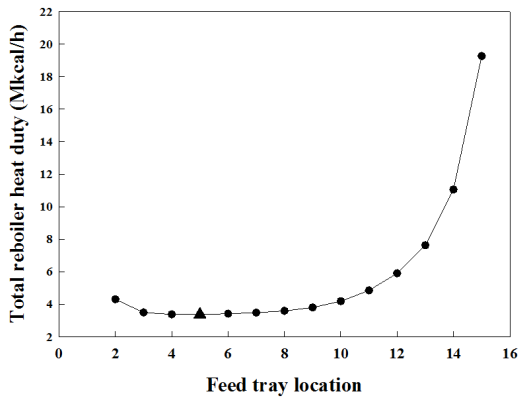


Fig. 8. Total reboiler heat duty based on various feed tray locations for low-pressure column.

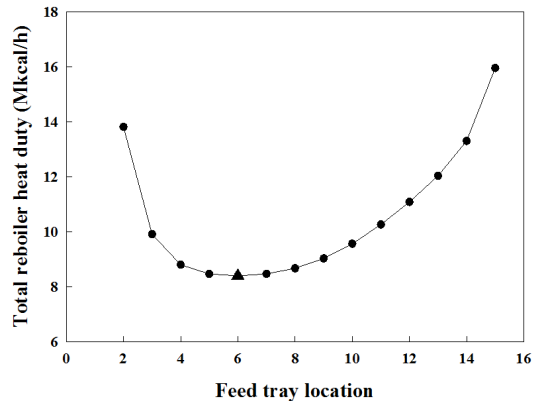


Fig. 9. Total reboiler heat duty based on various feed tray locations for high-pressure column.

Table 2. Simulation results based on various design variables at low-high pressure columns

Design variables	Low pressure column	High pressure column
Number of theoretical stages	20	20
Feed tray location	5	6
Reflux ratio	0.7018	1.0358
Reboiler heat duty, Mkal/h	3.3752	8.3915
Pump heat duty, kcal/h	17,407.7386	
Purity of MEK at top, Mol.%	54.0	58.0
Purity of product at bottom, wt%	99.91(MEK)	99.88(CH)

3.3 고압-저압 컬럼 배열에 대한 전산모사 및 공정 최적화

3.3.1 증류탑 상부 스트림에서 MEK 조성 결정

저압-고압 컬럼 배열에 사용된 방법과 동일하게 고압-저압 컬럼 배열 공정을 최적화 하였다. 고압 컬럼과 저압 컬럼 상부 스트림에서 MEK의 조성을 변화시켜 재비기의 heat duty 값의 변화를 알아본 결과, 고압 컬럼의 경우 Fig. 10과 같이 MEK의 조성 57.5 mol.%에서 저압 컬럼의 경우 Fig. 11과 같이 52.5 mol.%에서 heat duty 값이 최소값을 나타내었다.

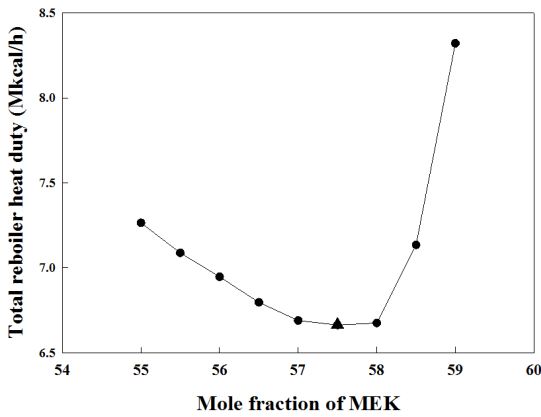


Fig. 10. Total reboiler heat duty of high-low pressure columns based on various mole percentages of MEK in high-pressure column.

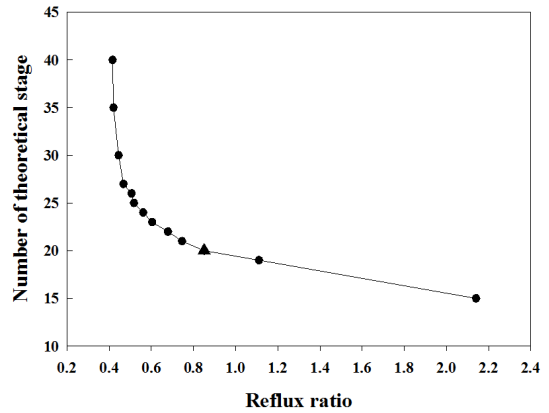


Fig. 12. Number of theoretical stage base on various reflux ratios at high-pressure column.

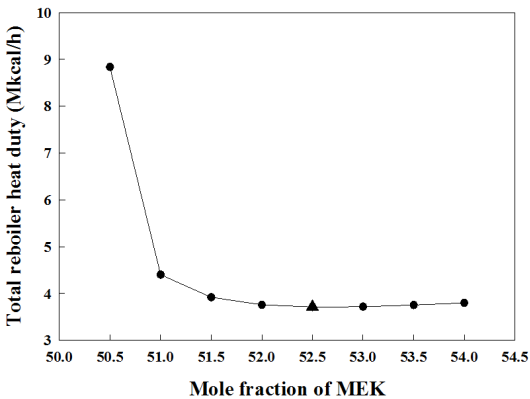


Fig. 11. Total reboiler heat duty of high-low pressure columns based on various mole percentages of MEK in low-pressure column.

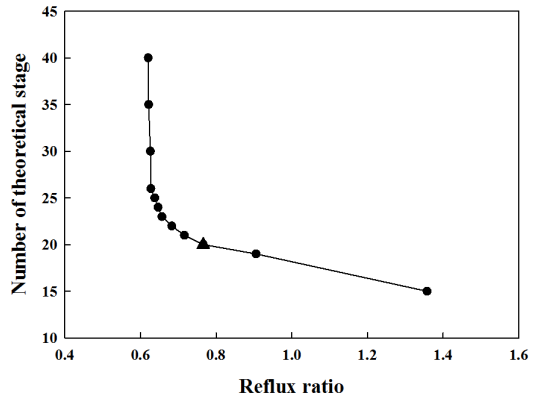


Fig. 13. Number of theoretical stage base on various reflux ratios at low-pressure column.

3.3.2 환류비와 이론단수 결정

Fig. 12와 Fig. 13에 고압 컬럼과 저압 컬럼에서 환류비에 대한 이론단수와의 관계 그래프를 나타내었다. 최적의 이론단수는 고압 컬럼과 저압 컬럼 모두 20 단으로 저압-고압 컬럼과 동일하게 모든 컬럼에 이론단수는 20 단으로 결정하였다.

3.3.3 원료 주입단 결정

최적의 원료 주입단은 Fig. 14와 Fig. 15에 각각 나타내었다. 최적의 원료 주입단은 고압 컬럼의 경우 6 단, 저압 컬럼은 8 단으로 결정되었다. 공정에 소요되는 재비기의 heat duty 값은 고압 컬럼의 경우 6.9769 Mkcal/h, 저압 컬럼의 경우 3.3715 Mkcal/h로 고압-저압 컬럼 공정에서 소요되는 총 재비기의 heat duty 값은 10.3484 Mkcal/h로 저압-고압 컬럼보다 약 12.05%의 총 heat duty 감소 효과를 나타내었다. Table 3에는 공정 최적화한 결과를 나타내었다.

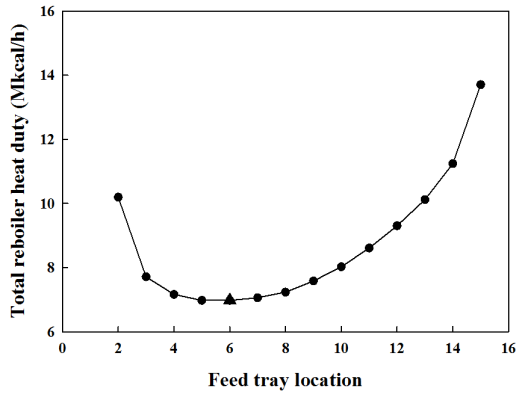


Fig. 14. Total reboiler heat duty based on various feed tray locations for high-pressure column.

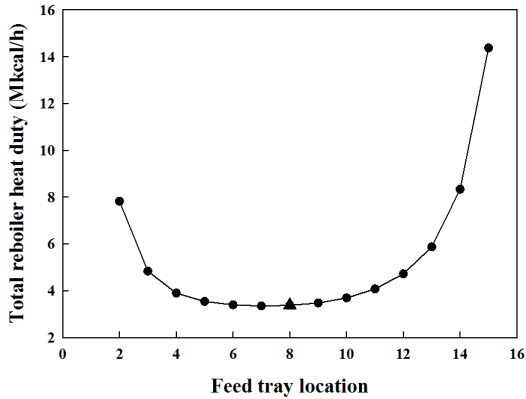


Fig. 15. Total reboiler heat duty based on various feed tray locations for low-pressure column.

Table 3. Simulation results based on various design variables at high-low pressure columns

Design variables	High pressure column	Low pressure column
Number of theoretical stages	20	20
Feed tray location	6	8
Reflux ratio	0.8503	0.7659
Reboiler heat duty, Mkcal/h	6.9769	3.3715
Pump heat duty, kcal/h	12,429.4927	
Purity of MEK at top, Mol.%	57.5	52.5
Purity of product at bottom, wt%	99.88(CH)	99.91(MEK)

4. 결론

압력변환 증류공정을 사용하여 Methyl Ethyl Ketone (MEK)-Cyclohexane(CH) 공비혼합물의 분리공정에 대한 저압-고압 컬럼 배열과 고압-저압 컬럼 배열 전산모사 및 공정 최적화를 수행하였다. 공정 최적화 수행 결과, 저압-고압 컬럼 배열 증류탑 상부 스트림의 MEK 조성은 각각 54.0 Mol.%와 58.0 Mol.% 이었다. 환류비는 저압 컬럼은 0.7018, 고압 컬럼은 1.0358 이었으며, 이론단수는 20단으로 동일하였다. 원료 주입단은 채비기의 heat duty 값을 고려하여 저압 컬럼 5단, 고압 컬럼 6단으로 각각 결정하였다. 또한 고압-저압 컬럼 배열의 경우, 증류탑 상부 스트림의 MEK 조성은 57.5 Mol.%와 52.5 Mol.% 이었으며, 환류비는 각각 0.8503, 1.0358 이었다. 이론단수는 고압-저압 컬럼 모두 20단으로 설정하였으며, 원료 주입단은 6단과 8단으로 결정하였다. 총 채비기의 heat duty 값은 저압-고압 컬럼 배열 공정은 11.7667 Mkcal/h이었으며, 고압-저압 컬럼 배열 공정은 10.3484 Mkcal/h로 나타났다. 따라서 MEK와 Cyclohexane 이성분계 공비 혼합물의 분리를 위해서는 저압-고압 컬럼 배열 공정보다 고압-저압 컬럼 배열 공정을 사용할 경우 약 12.05%정도 heat duty 값을 줄일 수 있어 에너지 소모량 면에서 더 경제적인을 확인 할 수 있었다.

Nomenclatures

- T : absolute temperature [K]
- P : pressure [kPa]
- R : gas constant [J/gmole K]
- v : molar volume [m³/gmole]
- x_i and y_i : liquid and vapor phase mole fraction of component i
- \hat{f}_i^v and \hat{f}_i^l : liquid and vapor phase fugacity coefficient of component i in mixture
- r_i : activity coefficient of component i
- $\hat{\phi}_i^l$: fugacity coefficient
- a : energy parameter in SRK equation
- b : size parameter in SRK equation
- T_c : Critical temperature
- P_c : Critical pressure
- α : alpha function
- N : number of data points
- P_i^{vap} : vapor pressure of component i
- $a_{ij}, a_{ji}, b_{ij}, b_{ji}, \alpha_{ij}, \beta_{ij}$: binary interaction parameters in NRTL model

References

[1] K. V. Kurmanadharao, C. V. Rao, "Binary Vapour-Liquid Equilibria of the Systems: Methyl Ethyl Ketone-Cyclohexane and Acetone-Cyclohexane", *Chem. Eng. Sci.* Vol.7, pp. 79-101, 1957.
DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(57\)80024-4](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(57)80024-4)

[2] S. T. Harding, C. D. Maranas, C. M. McDonald, C. A. Floudas, "Locating All Homogeneous Azotropes in Multicomponent Mixtures", *Ind. Eng. Chem. Res.* Vol. 36, pp. 160-178, 1997.
DOI: <http://dx.doi.org/10.1021/ie960305f>

[3] L. L. William, L. I. Chien, "Design and Control of Distillation Systems for Separating Azeotropes", A John Wiley & Sons, Inc., 2010.

[4] E. K. Hilmen, "Separation of Azeotropic Mixtures: Tools for Analysis and Studies on Batch Distillation Operation", Ph. D. Thesis, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, Norway, 2000.

[5] G. Soave, "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State", *Chem. Eng. Sci.*, Vol. 27, pp. 1197-1203, 1972.
DOI: [http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509\(72\)80096-4](http://dx.doi.org/10.1016/0009-2509(72)80096-4)

[6] H. Renon, J. M. Prausnitz, "Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures", *AIChE J.*, Vol. 14, No.1, pp. 135-144, 1968.
DOI: <http://dx.doi.org/10.1002/aic.690140124>

[7] D. Y. Peng, D. B. Robinson, "A New Two-constant Equation of State for Fluids and Fluid Mixtures", *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, Vol.15, pp. 58-64, 1976.
DOI: <http://dx.doi.org/10.1021/i160057a011>

[8] PRO/II 9.2 Reference Manual, Invensys Systems, Inc., 2013.

[9] Z. Lei, B. Chen, Z. Ding, "Special Distillation Process, Elsevier Science", p. 320-327, 2005.
DOI: <http://dx.doi.org/10.1016/B978-044451648-0/50007-0>

[10] K. W. Kim, J. S. Shin, S. H. Kim, S. K. Hong, J. H. Cho, S. J. Park, "A Computational Study on the Separation of Axetonitrile and Water Azeotropic Mixture Using Pressure Swing Distillation" *J. Chem. Eng. Japan*, Vol.46, No.5, pp.1-6, 2013.
DOI: <http://dx.doi.org/10.1252/jcej.12we252>

[11] J. S. Cho, Y. M. Kim, J. H. Noh, D. S. Kim, J. H. Cho, "Experimental Study of Vapor-Liquid Equilibrium and Optimization of Pressure-Swing Distillation for Methanol-Dimethyl Carbonate Binary System", *Asia J. Chem.*, Vol.26, No.20, pp.. 6769-6779, 2014.

[12] PRO/II™ Keyword Manual, Invensys Systems, Inc., 2010.

[13] PRO/II Application Brief, Simulation Sciences Inc., 2005.

박 회 경(Hoey Kyung Park)

[정회원]



- 2005년 2월 : 공주대학교 공과대학 화학공학부 (공학사)
- 2007년 2월 : 공주대학교 공과대학 화학공학과 (공학석사)
- 2014년 2월 : 공주대학교 공과대학 화학공학과 (공학박사)
- 2014년 3월 ~ 현재 : 공주대학교 화학공학과 시간강사
- 2014년 3월 ~ 현재 : 공주대학교 화학공학과 박사 후 연구원

<관심분야>

반응공학, 에어로졸 공정, 화학공정 모델링, CFD 전산모사

안 준 수(June-Shu Ahn)

[정회원]



- 1982년 2월 : 한양대학교 공과대학 화학공학과 (공학사)
- 1986년 8월 : 연세대학교 본대학원 화학공학과 (공학석사)
- 1994년 8월 : 연세대학교 화학공학과 (공학박사)
- 1993년 3월 ~ 현재 : 대진대학교 공과대학 환경공학과 교수
- 1998년 3월 ~ 2001년 2월 : 대진대학교 환경연구소 소장
- 2002년 2월 ~ 2004년 12월 : 대진대학교 산학협력원 원장
- 2005년 1월 ~ 2008년 4월 : 경기대진테크노파크 원장

<관심분야>

정수 및 하·폐수 처리

조 정 호(Jungho Cho)

[정회원]



- 1988년 2월 : 한양대학교 공과대학 화학공학과 (공학사)
- 1991년 8월 : 한국과학기술원 화학공학과 (공학석사)
- 1998년 2월 : 서울대학교 공과대학 화학공학과 (공학박사)
- 1991년 1월 ~ 1997년 2월 : 대림산업(주) 공정부 과장
- 1997년 3월 ~ 2000년 2월 : 경인여자대학 산업환경공학부 전임강사
- 2000년 3월 ~ 2008년 2월 : 동양대학교 공과대학 생명화학공학과 조교수
- 2008년 3월 ~ 현재 : 공주대학교 화학공학부 교수

<관심분야>

열역학, 공정 Simulation