

열복합 증류탑의 에너지 절감과 엑서지 비교

김병철 · 김영한[†]

동아대학교 화학공학과
604-714 부산시 사하구 하단동 840번지
(2011년 4월 20일 접수, 2011년 5월 31일 채택)

Energy Conservation and Exergy Comparison of a Fully Thermally Coupled Distillation Column

Byoung Chul Kim and Young Han Kim[†]

Department of Chemical Engineering, Dong-A University, 840 Hadan-dong, Saha-gu, Busan 604-714, Korea
(Received 20 April 2011; accepted 31 May 2011)

요 약

분리벽형 증류탑으로 상용화된 열복합 증류 시스템의 에너지 절약효과와 엑서지 손실을 기존의 3성분 분리 시스템인 2 탑 증류탑의 에너지 사용량 및 엑서지 손실과 비교하였다. 비교에 사용한 예제공정으로 석유화학 공장에서 보편적으로 사용하는 벤젠-톨루엔-*m*-자일렌 분리 공정을 대상으로 하였다. 본 연구에서는 열복합 증류탑의 설계방법을 제시하고 HYSYS를 이용하여 계산된 에너지 사용량을 비교하였다. 동일한 증류단수를 사용하였을 때 열복합 증류 시스템이 에너지 사용량을 28.2% 절감할 수 있음을 알았으며, 엑서지 손실은 10.4% 더 많았다. 엑서지 손실의 증가는 열복합 증류탑의 양방향 연결 흐름에 의한 증류단 내에서의 추가적인 혼합과 주탑 하부에서의 압력상승에 의한 재비기에서의 온도 상승이 주요 원인이다.

Abstract – The energy conservation and exergy loss of a fully thermally coupled distillation commercialized as the divided wall column are compared with those of a conventional two-column system for ternary separation. The used example for the comparison is the benzene-toluene-*m*-xylene separation process widely used in a petrochemical plant. The design procedure of the fully thermally coupled distillation column is explained, and the energy requirement is compared using the HYSYS. When the same numbers of trays are utilized, the fully thermally coupled distillation column uses 28.2% less energy and 10.4% more exergy loss. The increase of the exergy loss is due to the additional mixing from the bidirectional inter-linking and the temperature elevation in the reboiler from the increased pressure at the bottom of the main column.

Key words: Energy-Efficient Distillation, Thermally Coupled Distillation, Distillation Efficiency, Exergy Analysis

1. 서 론

최근 급격한 지구온난화의 영향으로 우리 주위에서 여러 가지 문제가 발생하고 있다. 이러한 지구 온난화를 일으키는 온실가스에는 이산화탄소, 메탄, 아산화질소, 프레온, 오존 등이 있으며 이산화탄소는 인위적으로 배출되는 전체 온실가스의 약 60%를 차지한다. 지구의 평균기온 변화와 대기 중 이산화탄소 농도의 변화량을 비교하면 이러한 관계를 쉽게 알 수 있다. 이를 해결하기 위하여 그동안 지구환경 개선을 위한 국제회의가 여러 차례 열렸었고, 우리나라는 2020년까지 2005년 대비 4%의 온실가스 배출량을 줄일 계획이다. 특히 우리나라는 현재 온실가스 배출량이 세계 9위인 데다 1990년의 2배로 늘어 배출량 감소에 관한 국제사회의 압력이 가중되고 있

다. 화학공장에서 사용하는 에너지의 40%를 소비하는 증류공정의 효율향상은 이러한 온실가스 배출 억제에 매우 영향이 크다. 그러나 기존 공정의 변경에 매우 보수적인 화학공정 기술자들의 신 공정에의 적응이 어렵기 때문에 에너지 절약형 증류공정의 현장 활용은 이제 시작되는 단계에 있다. 에너지 절약형 증류탑의 한 종류인 열복합형 증류탑의 경우 기존의 2 탑 방식에 비해 약 30%의 에너지 절감효과를 얻을 수 있으며[1], 많으면 60%까지 절감할 수 있다고 알려져 있다. 또, 유럽과 일본의 화학공장에서 실제로 상업운전에 활용되고 있다. 열복합 증류탑의 운전성이 열악함에도 이와 같이 유럽을 중심으로 활발하게 보급되고 있는 이유는 낮은 운전성을 고려하더라도 열복합 증류탑의 에너지 절감 효과가 매우 크기 때문이다.

에너지 절약형 증류공정은 3가지가 알려져 있으며 그 중 분리벽형 증류탑은 상용화가 되어 현재 많은 공장에서 사용하고 있다[2,3].

[†]To whom correspondence should be addressed.
E-mail: yhkim@mail.donga.ac.kr

특히 분리벽형 증류탑은 열복합형 증류탑으로도 알려져 있으며 이론적으로는 완전히 동일한 구조의 증류탑 내 액의 분포를 가지고 있기 때문에 증류탑을 해석할 때에는 보다 해석이 용이한 열복합형으로 해석한다. 또, 상용 프로그램으로 분리벽형 증류탑을 설계할 때에도 열복합형을 사용한다. 기존의 증류방식은 공정운전의 편이성만을 고려하여 증류구조를 설계하기 때문에 탑 내에서의 재혼합이나 원료 공급단에서 혼합이 상당량 발생하여 증류효율을 급격하게 저하시킨다[1]. 이렇게 증류효율을 저하시키는 증류시스템 내 액의 조성분포를 최고의 증류효율을 가지는 평형증류의 분포가 되도록 증류구조를 개선하여 증류탑을 배치하면 증류탑에서의 에너지 사용량을 절감할 수 있다. 열복합 증류탑의 배열은 증류 시스템 내의 증류탑 분포를 평형증류와 유사하게 배치하여 증류효율을 개선한 것이다.

다른 에너지 절약형 증류탑은 보통의 증류탑 내부의 증류단 내에 소형의 열교환기를 각각 배치한 비단열형 증류탑[4]과 보통의 증류탑에서 정제부와 회수부 간의 직접적인 열교환을 가능하게 한 내부 열교환형 증류탑[5]이 있다. 비단열형 증류탑의 경우 증류단의 내부에서 열교환이 되므로 가열의 경우 재비기에 비해 가열온도가 낮아 액서지 손실을 줄일 수 있다. 뿐만 아니라 재비기와 냉각기에서의 에너지 사용량을 현저하게 감소시킬 수 있다. 내부 열교환형 증류탑은 압축기를 사용하여 정제부의 증기압력을 상승시키고 이에 따라 정제부의 온도를 높인다. 보통의 증류탑에서는 정제부의 온도가 회수부의 온도에 비해 낮기 때문에 정제부의 냉각기에서 회수된 열을 회수부의 재비기에서 사용할 수 없으나, 내부 열교환형 증류탑은 정제부의 압력을 높여 정제부에서 회수된 열을 회수부의 열원으로 재사용할 수 있다. 또 압축기를 사용하지 않고 정제부의 열을 회수부에서 사용하는 방법이 여러 가지 제안되었다[6-8].

이러한 에너지 절약형 증류탑의 특징은 증류단 내에서 열교환이 이루어짐으로 기존의 재비기나 냉각기를 이용한 열교환에 비해 열교환 매체간의 온도 차이를 현저하게 줄일 수 있는 장점이 있다. 즉, 열역학 제 2 법칙에서 말하는 열기관 효율을 상승시켜 에너지 사용량도 감소시키고 엔트로피의 상승을 억제하는 효과를 얻을 수 있다. 이러한 개념을 통합한 액서지 흐름을 계산해 봄으로써 증류공정에서의 열효율 변화를 알아 볼 수 있다.

본 연구에서는 에너지 절약형 증류탑의 일종인 열복합형 증류탑에서의 에너지 절감효과와 액서지 손실의 변화를 기존 증류탑과 비교하여, 열복합형 증류탑의 열역학적 효율이 어느 정도 개선이 될 수 있는지를 알아보았다.

2. 열복합 증류탑의 설계

기존의 3성분 증류 시스템은 Fig. 1에서와 같이 2기의 이성분 증류탑을 사용하여, 처음 증류탑에서 고비점 성분을 분리하고 두 번째 증류탑에서 나머지 두 성분을 분리하는 구조로 되어 있다. 이러한 증류 시스템에서 탑운전은 용이하지만 증류탑의 열효율이 낮아 과량의 에너지를 소비하는 단점을 가지고 있다. 기존 증류 시스템의 조성분포는 Fig. 2와 같으며 증류효율이 높은 Fig. 3의 삼성분 평형증류 조성곡선과 많은 차이를 가진다. 증류탑 내 액의 조성분포가 평형증류의 액 조성 분포와 유사하면 탑 내에서 액의 혼합이 최소가 되어 탑효율을 상승시킬 수 있다. 열복합 증류탑의 높은 증류효율은 증류탑 내의 액조성 분포가 평형증류의 액조성 분포와 유사

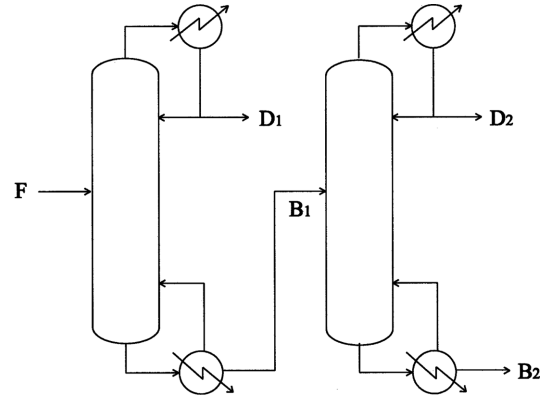


Fig. 1. Schematic diagram of a conventional distillation system in direct sequence for ternary separation.

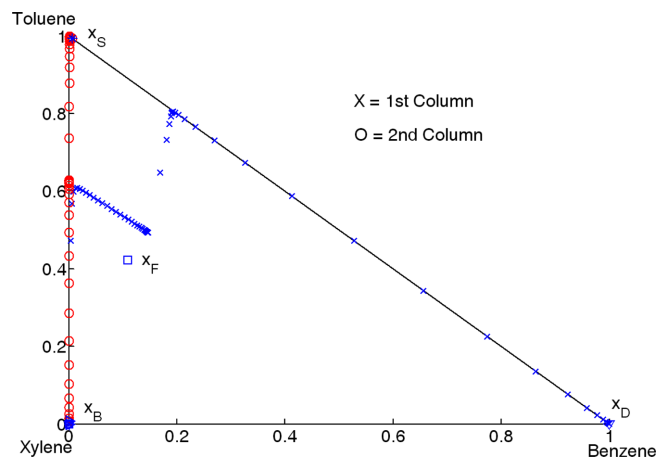


Fig. 2. Column profile in a conventional two-column system.

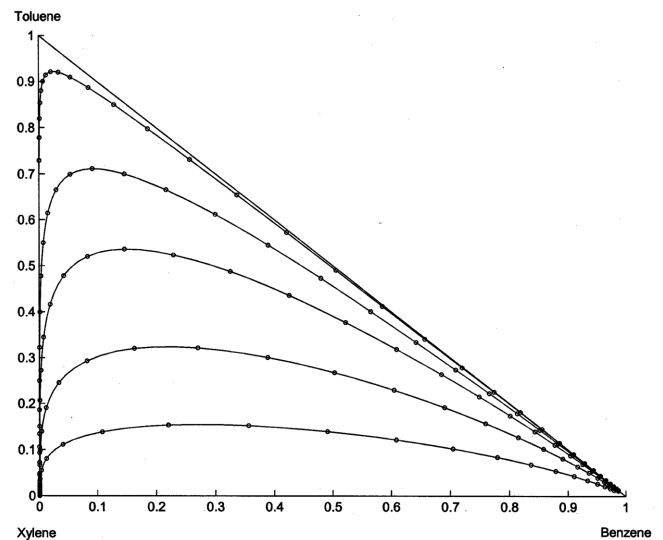


Fig. 3. Residue curves of a ternary equilibrium distillation.

하기 때문이므로 평형증류 곡선과 유사한 증류탑 구조를 가진 최소단 증류탑 설계를 기초로 한다[9,10] 평형증류 곡선은 전환류 조작의 충전탑에서의 탑 내 액 조성과 유사하며[11] 이때의 증류탑은 이상적인 완전한 증류효율을 가지며 최소의 증류단만을 필요로 한다. 이러한 특성을 이용하면 평형증류 곡선으로부터 최소단 증류탑의

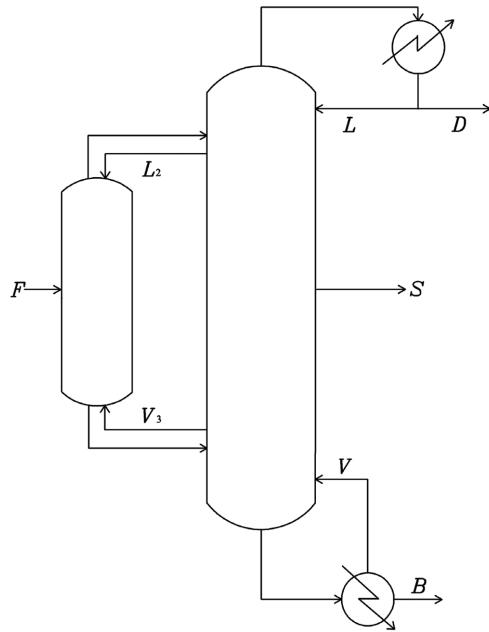


Fig. 4. Schematic diagram of a fully thermally coupled distillation column for ternary separation.

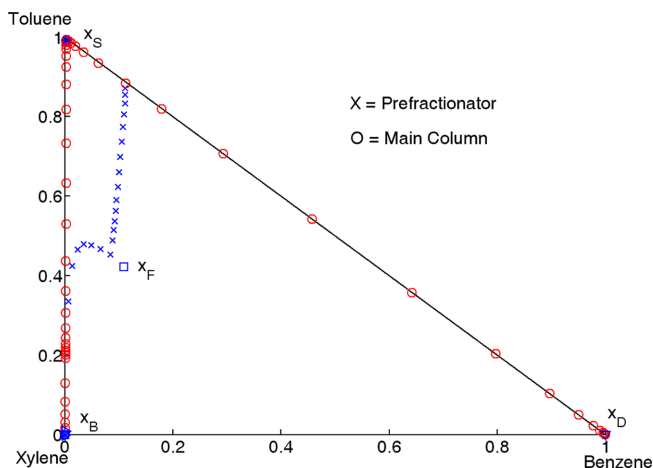


Fig. 5. Column profile in a conventional two-column system.

구조 설계가 가능하다. 충전탑과 트레이탑의 조성곡선이 서로 차이가 있으나 증류탑 설계에서는 무시할 수 있을 정도이다.

다성분 평형증류 곡선에 맞는 증류 시스템은 Fig. 4에서와 같은 열복합 증류방식인데 증류탑 액 조성 분포는 Fig. 5와 같다. 이러한 액 조성 분포는 Fig. 3의 평형증류 곡선과 유사하기 때문에 증류효율이 높다. 열복합 증류방식은 탑효율이 높기 때문에 열복합형 증류탑을 이용하여 분리조작을 하면 에너지 사용량을 절감할 수 있을 뿐 만 아니라 증류탑의 재비기와 냉각기로 사용하는 열교환기의 용량을 줄일 수 있어 증류 시스템의 전체 설비비를 줄일 수 있다.

열복합 증류탑은 Fig. 4에서와 같이 왼쪽에 있는 전처리탑에 원료가 공급되면 저비점 혼합물과 일부 중간비점 혼합물이 전처리탑의 상부로부터 주탑으로 공급되고 나머지의 중간비점 혼합물과 고비점 혼합물은 전처리 탑의 하부에서 주탑으로 공급된다. 이때 전처리탑과 주탑의 연결단 사이는 증기와 액이 서로 교환되기 때문에 전처리 탑에서는 재비기와 냉각기를 필요로 하지 않는 특징이 있다.

전처리 탑과 주탑의 단수, 두 탑의 연결위치, 원료 공급단, 중간제품 배출단의 결정을 위한 설계는 다음과 같이 한다[9,12].

전환류 조작에 의해 증류를 한다고 가정하면 최소 증류 단수를 계산할 수 있고, 최소 증류단 단수의 2배를 실제의 증류단수로 사용할 수 있다. 최소 소오단의 계산은 전처리 탑의 경우 액체 원료의 조성을 원료 투입단 조성으로 하고 최소 증류단 조작 시 직 상부단의 액 조성은 원료의 조성고 평형을 이루는 증기 조성고 같다. 이렇게 하여 전처리 탑 상부의 조성을 1단 씩 차례로 다음과 같이 계산한다.

$$x_{n+1,i} = K_{n,i}x_{n,i} / \sum_j K_{n,j}x_{n,j} \quad (1)$$

전처리탑 하부의 조성분포는 반대로 원료 투입단에서 차례로 아랫단의 증기 조성이 현재단의 액 조성고 같은 것으로 하여 차례로 내려가면서 다음 식으로 계산한다.

$$x_{n-1,i} = x_{n,i} / \sum_j (n_{n,j} / K_{n-1,j}) \quad (2)$$

전처리 탑의 상부와 하부의 조성분포를 계산하고 각각의 끝은 주탑의 조성분포를 계산한 후에 양방향 연결흐름에 의한 혼합이 최소가 되도록 결정한다.

주탑의 조성계산은 중간제품의 농도를 기준으로 상부와 하부의 조성을 전처리 탑과 동일한 방법으로 계산하여 상부는 저비점 제품의 조성이 얻어질 때까지 하부는 고비점 제품의 조성이 얻어질 때까지 한 단씩 계산한다. 이렇게 하여 얻어진 상부와 하부의 단수를 합하면 주탑의 전체 단수가 얻어지고 중간제품의 배출단은 상부와 하부단의 연결단으로 결정된다. 전처리탑과 주탑의 연결단은 두 탑의 조성분포를 비교하여 계산하는데, 두 탑의 조성분포를 나열하여 두 탑의 조성이 가장 근접하는 단으로 결정한다. 원료의 공급단은 전처리탑의 상부와 하부의 연결단수로 부터 결정된다. 이렇게 하면 열복합 증류탑의 설계를 위한 최소단수가 결정된다. 그러나 실제 증류탑을 최소단으로 운전할 수 없으므로 통상의 증류탑 설계지침에 따라 최소단의 2배를 실제단으로 사용한 열복합 증류탑의 설계결과가 Table 1에 정리되어 있다.

이렇게 얻어진 증류탑의 단수 자료와 증류탑의 압력이 결정되면 상용 설계 프로그램인 HYSYS를 사용하여 환류량에 따른 3가지 제품의 조성을 계산할 수 있다. 주어진 제품의 조성이 얻어질 때까지 환류량을 반복 수정하여 계산하면 Table 1에 정리된 완전한 증류 시스템의 운전 조건이 계산된다.

3. 엑서지 및 열효율

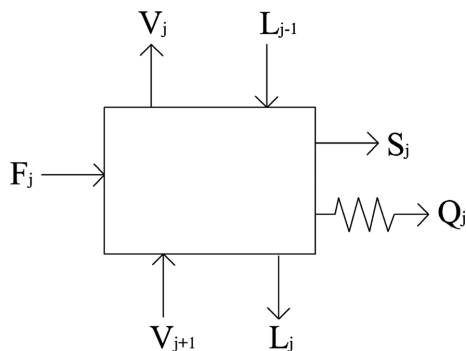
증류탑의 냉각기와 재비기에서 사용하는 에너지 사용량은 설계 프로그램에서 쉽게 알 수 있으나 증류탑의 열효율과 관련한 엑서지의 계산은 다음과 같은 식을 사용하여야 한다. 엑서지는 어떤 가역공정이 평형조작을 할 때 얻어지는 최대량의 일에 해당하는 에너지의 양으로 엑서지의 손실이 적을수록 공정의 열효율이 높다. 엑서지는 다음 식으로 정의된다.

$$E = H - T_0S \quad (3)$$

증류탑 내 1개의 증류단에서의 엑서지 수지식은 Fig. 6에서 표시한

Table 1. Results of structural design and operating conditions for the fully themally coupled distillation column and conventional two-column systems. Tray numbers are counted from the top

Name	FTCDC		Conventional	
	Prefractionator	Main	1st	2nd
Structural				
Number of trays	21	89	60	50
Feed/side product	8	38	30	25
Interlinking stages		9/77		
Operating				
Pressure (kg/cm ²)	1.22	1.18	1.18	1.33
Feed (kmol/h)	801.8		801.8	674.8
Overhead (kmol/h)		127.2	127	488.8
Bottom (kmol/h)		185.78	674.8	186.0
Side (kmol/h)		488.8		
Reflux (kmol/h)	290.8	1282	625.1	644.5
Vapor boilup (kmol/h)	603.8	1247	724.7	1049
Composition (mol frac.)				
Feed (benzene/toluene/ <i>m</i> -xylene)	0.1584 / 0.6098 / 0.2318		0.1584 / 0.6098 / 0.2318	
Product - benzene		0.9935	0.9900	
- toluene		0.9902		0.9905
- <i>m</i> -xylene		0.9755		0.9813

**Fig. 6. Streams around a tray.**

기호를 참고하여 다음과 같이 쓸 수 있다. 여기서 좌변항이 엑서지 손실속도이다.

$$\dot{E}_{loss} = L_{j-1}E_{j-1}^L + V_{j+1}E_{j+1}^L + F_jE_j^F - L_jE_j^L - V_jE_j^V - S_jE_j^S - \dot{E}_{Qj} \quad (4)$$

이 때 열 엑서지의 환산은 다음과 같이 한다.

$$\dot{E}_{Qj} = Q_j \left(1 - \frac{T_0}{T} \right) \quad (5)$$

또, 증류탑의 열효율은 다음 식으로 계산된다[13].

$$\eta_T = \frac{\dot{W}_m}{\dot{W}_m + \dot{E}_{loss}} \quad (6)$$

여기서 분리공정의 최소일의 양은 다음과 같이 정의하였다[14].

$$\dot{W}_m = DE^D + BE^B - EF^F \quad (7)$$

열복합 증류탑과 기존의 증류탑에서의 엑서지 손실은 Table 2에 정리되어 있다.

Table 2. Heat duty and exergy losses in the fully themally coupled distillation column and conventional distillation systems

	FTCDC		Conventional	
	Prefractionator	Main	1st	2nd
Heat Duty (GJ/h)				
Condenser duty		42.8	22.9	37.1
Reboiler duty		43.6	24.0	36.7
Exergy (GJ/h)				
Feed	1.815		1.815	
Products		2.135	0.090	1.972
Min. Work		0.320		0.247
Condenser	0.992	2.31	1.80	2.00
Reboiler	0.128	1.93	0.916	2.54
Column	-0.518	1.25	-0.180	-1.56
Subtotal	0.602	5.49	2.536	2.98
Total		6.092		5.516
Thermal Efficiency (%)		4.99		4.29

4. 예제공정

본 연구에서 사용한 열복합 증류탑과 기존의 2탑 증류 시스템의 비교를 위하여 벤젠-톨루엔-*m*-자일렌 혼합물의 분리공정을 예로서 사용하였다. BTX 분리공정은 나프타 분해공정에서 얻어지는 유분 중 지방족 성분 만 추출 분리하고 얻어지는 방향족 혼합물을 분리하는 일련의 증류 분리공정 중 가장 먼저 거치는 공정이다. 그러므로 처리량이 많고 석유화학 공장의 원료를 공급하기 하기 때문에 중요한 공정이다[15]. 많은 성분이 혼합된 제품을 분리하지만 주요 성분 인 벤젠, 톨루엔, *m*-자일렌의 3 성분 혼합물로 간략화하여 에너지 소요량을 비교하였다. 원료와 제품의 조성은 Table 1에 표시되어 있다. 증류공정의 설계와 수치계산은 상업용 프로그램인 HYSYS를 사용하여 계산하였다.

5. 결과 및 고찰

평형증류의 증류곡선을 이용한 열복합 증류 시스템의 증류탑 설계 결과가 Table 1에 나열되어 있다. 벤젠-톨루엔-*m*-자일렌의 3 성분계에 대한 열복합 증류는 전처리탑에서 21단 주탑에서 89단의 배열을 얻었으며 상부연결은 9단 하부연결은 77단에서 가장 적절한 연결흐름이 됨을 알 수 있었다. 동일한 전체 증류단수를 가지는 기존의 2 탑 증류 시스템으로 각각 60단과 50단을 가지는 증류 시스템을 구성하였으며 동일한 원료와 동일한 제품을 생산할 경우의 에너지 사용량과 엑서지 손실을 비교하였다.

열복합 증류 시스템에서 탑 내의 액 농도 분포가 Fig. 5에 나타나 있다. 전처리 탑에서는 원료가 액으로 공급되기 때문에 원료 공급단의 상부와 하부에서 각기 다른 액/증기(L/V) 비를 가지므로 서로 다른 2개의 곡선으로 전처리탑의 농도 분포가 표시되어 있다. Fig. 3의 평형증류 액 농도 분포 곡선에서 L/V의 비가 클수록 농도분포 곡선은 톨루엔 쪽의 상부 꼭지점 쪽으로 올라가는 분포를 가진다. 그러므로 Fig. 5의 전처리탑 농도 곡선이 원료공급단 상부에서 하부보다 더 꼭지점으로 치우친 곡선을 가짐을 설명할 수 있다. 주탑의 농도분포 곡선은 중간제품의 톨루엔 농도가 충분히 큰 액 농도 분포 곡선을 가짐을 알 수 있고 이 곡선은 Fig. 3의 평형농도 곡선과 매우 유사하다. 그러나 Fig. 2의 기존 2 탑 증류 시스템의 액 농도 분포는 평형농도 곡선과 다른 농도 분포를 보여준다. 제 1탑의 경우는 열복합 증류의 전처리탑과 유사한 농도분포를 가지지만 제 2탑의 경우는 3 성분 증류곡선과 매우 다르게 2 성분 농도분포를 가진다. 이러한 농도분포의 차이는 증류 시스템의 탑효율 저하를 가져온다. 본 연구의 열복합 증류 시스템의 설계에서 평형증류 농도 분포를 바탕으로 증류탑을 설계하는 근거가 여기에 있다. 기존 시스템과 열복합 증류 시스템의 에너지 사용량 비교가 Table 2에 정리되어 있다. 기존 시스템의 2 탑에서 각각 24.0 GJ/h와 36.7 GJ/h의 에너지를 소요하는 데 비해 열복합 증류의 경우 43.6 GJ/h의 에너지를 소요한다. 즉 28.2%의 에너지 사용량 절감이 이루어 졌다. 두 시스템에서 동일한 증류탑의 단수를 사용하는 것을 감안하면 열복합 증류 시스템의 에너지 절감 효과가 상당함을 알 수 있다. 또 냉각기의 제거열량은 28.7%의 감소가 있다. 이러한 에너지 사용량의 절감은 운전경비의 절감으로 나타나며, 이들 열교환기의 용량을 축소할 수 있어 설비비의 절감효과를 얻을 수 있다.

증류탑에서의 엑서지 흐름을 계산하기 위해서는 에너지 이동량과 흐름의 온도를 그림으로 표시한 엔탈피-카르노 계수의 그림을 사용하면 편리하다[16]. Fig. 7은 열복합 증류시스템의 주탑의 엔탈피-카르노 계수 그림이다. 카르노 계수는

$$f = \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) \quad (8)$$

으로 계산하며 여기서 T_0 는 공기의 표준 절대온도이고 T 는 흐름의 절대온도이다. 원료로 공급되는 엔탈피와 재비기에서 공급된 열량은 총 입력이 되고 제품에 의해 유출되는 엔탈피와 냉각기에서 제거되는 열량의 합과 같은 값이다. 이들 엔탈피의 흐름에 카르노 계수를 곱한 값이 엑서지가 되며 이렇게 계산된 값이 Table 2에 정리되어 있다. 원료와 제품에 의한 엑서지의 흐름으로부터 최소일의 엑서지 값을 Eq. (7)로 계산할 수 있으며 증류탑의 엑서지 이동량을 열복합 증류 시스템과 기존 2탑 시스템에서 각각 계산한 값을 표에

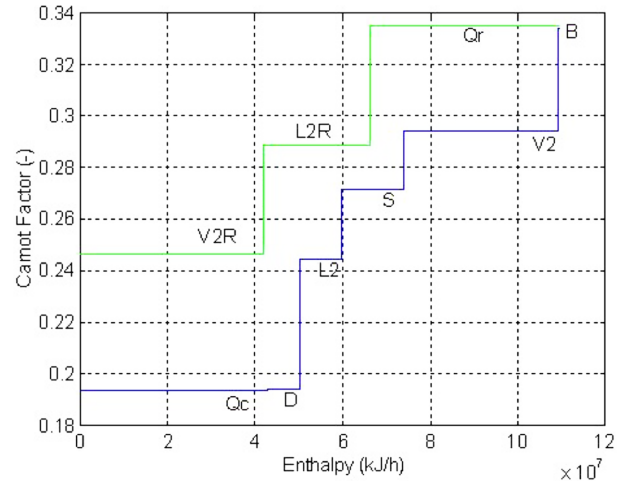


Fig. 7. Enthalpy Carnot factor diagram for the main column in the fully thermally coupled distillation column.

정리하였다. 열복합 증류 시스템에서의 최소일이 기존 증류탑 보다 약간 큰 이유는 열복합 증류 시스템의 주탑이 상대적으로 단수가 많아서 주탑하부의 압력이 기존 시스템보다 약간 높다. 또 중간제품의 온도가 기존 시스템에 비해 3.5 °C 높아 엑서지의 흐름량이 많아진 것에 기인한 것이다. 또 증류탑의 탑 내에서의 엑서지 손실 총량도 기존탑에 비해 10.4% 큰 결과를 나타내었다. 열복합 증류 시스템에서의 엑서지 손실이 증가한 다른 이유는 중간 연결에 의한 양방향 흐름의 증류단 내에서의 혼합효과가 포함되기 때문이기도 하다. 이러한 흐름의 혼합에 의한 엑서지 손실의 증가는 다른 연구[17]에서 얻어진 결과에서도 알 수 있다. 그러나 그 증가량이 크지 않고 열효율은 열복합 증류 시스템이 약간 더 큰 값을 가진다. 열효율의 계산 값이 기존의 연구들[18,19]과 비교하여 낮은 값을 가지는 것은 본 연구의 공정에서 제품의 순도가 높아 환류비가 상대적으로 큰 증류 공정이므로 엑서지 손실의 총량이 기존 연구에 비해 매우 큰 비중을 차지하기 때문이다.

증류탑의 냉각기 또는 재비기에서의 열교환과 내부 열교환형 증류탑이나 비단열형 증류탑에서의 열교환의 차이는 냉온 유체 간 온도 차이가 다르다는 점이다. 냉각기나 재비기에서의 온도 차이가 훨씬 크며 이 경우 엑서지 손실도 커진다. 열교환의 온도차이가 크면 냉각 또는 가열의 열교환 매체가 배출될 때 매체의 열적 효율도 즉 엑서지가 저하되므로 전체 시스템의 열역학적 효율이 떨어진다. 그러므로 증류 시스템의 열역학적 효율을 개선하기 위해서는 열교환의 온도 차이를 적게 하는 즉 엑서지 손실을 적게 하는 방법을 사용하여야 한다.

6. 결 론

에너지 절약형 증류탑의 한 종류인 열복합 증류 시스템의 에너지 절약효과와 엑서지 손실을 기존의 2탑 시스템과 비교하였다. 석유화학 공정에서 가장 보편적인 벤젠-톨루엔-*m*-자일렌 분리 공정을 대상으로 열복합 증류탑의 설계방법을 제시하고 HYSYS를 이용한 계산 결과를 비교하였다. 두 가지의 비교 공정에서 동일한 증류단을 사용하였을 때 열복합 증류 시스템이 28.2%의 에너지 사용량을 절감할 수 있음을 알았으며, 엑서지 손실은 10.4% 증가하였다. 열

복합 증류탑의 양방향 연결 흐름에 의한 증류단 내에서의 추가적인 혼합과 주탑 하부에서의 압력상승에 의한 재비기에서의 온도 상승이 엑서지 손실 증가의 주요 원인이다.

감 사

본 연구는 동아대학교 교내연구비 지원(2010년)에 의해 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

사용기호

B	: bottom product rate[kmol/h]
D	: overhead product rate[kmol/h]
E	: exergy[kJ/kmol]
F	: feed rate[kmol/h]
f	: Carnot factor[-]
H	: enthalpy[kJ/kmol]
K	: equilibrium constant[-]
S	: entropy[kJ/kmol K]
T	: absolute temperature[K]
W	: work[kJ]
x	: liquid composition[mol frac.]

그리스 문자

η	: efficiency[-]
--------	-----------------

상첨자

B	: bottom product
D	: overhead product
F	: feed
L	: liquid
S	: side draw
V	: vapor

하첨자

i	: component i
j	: component j or tray number
m	: minimum
n	: tray number
Q	: heat exchanger
T	: thermal
0	: standard

참고문헌

1. Triantafyllou, C. and Smith, R., "The Design and Optimisation of Fully Thermally Coupled Distillation Columns," *Chem. Eng. Res. Des.*, **70**, 118-132(1992).
2. Wolff, E. A. and Skogestad, S., "Operation of Integrated Three-Product (Petlyuk) Distillation Columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **34**(6), 2094-2103(1995).
3. Shah, P. B., "Squeeze More Out of Complex Columns," *Chem. Eng. Prog.*, **98**(7), 46-55(2002).
4. Rosjorde, A. and Kjelstrup, S., "The Second Law Optimal State of a Diabatic Binary Tray Distillation Column," *Chem. Eng. Sci.*, **60**, 1199-1210(2005).
5. Nakaiwa, M., Huang, K., Endo, A., Ohmori, T., Akiya, T. and Takamatsu, T., "Internally Heat-Integrated Distillation Columns: A Review," *Chem. Eng. Res. Des.*, **81**, 162-177(2003).
6. Kataoka, K., Noda, H., Yamaji, H., Mukaida, T. and Kaneda, M., "A Compressor-Free HIDIC System for Recovery of Waste Solvent Mixtures," the 8th World Congress of Chemical Engineering, Aug., Montreal, Canada(2009).
7. Kim, Y. H., "Internally and Partially Heat-Integrated Distillation System for Ternary Separation," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **50**, (2011). in press
8. Kim, Y. H., "Internally Heat-Integrated Distillation System for Quaternary Separation," *Chem. Eng. Res. Des.*, **89**, (2011). in press
9. Kim, Y. H., "Structural Design and Operation of a Fully Thermally Coupled Distillation Column," *Chem. Eng. J.*, **85**, 289-301(2002).
10. Kim, Y. H., "Structural Design of Fully Thermally Coupled Distillation Columns Using a Semi-Rigorous Model," *Comp. Chem. Eng.*, **29**, 1555-1559(2005).
11. Widagdo, S. and Seider, W. D., "Azeotropic Distillation," *AIChE J.*, **42**, 96-130(1996).
12. Kim, Y. H., "A New Fully Thermally Coupled Distillation Column with Postfractionator," *Chem. Eng. Process.*, **45**, 254-263(2006).
13. Kencse, H. and Mizsey, P., "Methodology for the Design and Evaluation of Distillation Systems: Exergy Analysis, Economic Features and GHG Emissions," *AIChE J.*, **56**(7), 1776-1786(2010).
14. King, C. J., *Separation Processes*, 2nd ed., McGraw-Hill, New York, NY(1980).
15. Lee, J. Y., Kim, Y. H. and Hwang, K. S., "Application of a Fully Thermally Coupled Distillation Column for Fractionation Process in Naphtha Reforming Plant," *Chem. Eng. Process.*, **43**, 495-501(2004).
16. Goff, P. L., Cachot, T. and Rivero, R., "Exergy Analysis of Distillation Processes," *Chem. Eng. Technol.*, **19**, 478-485(1996).
17. Suphanit, B., Bischert, A. and Narataruksa, P., "Exergy Loss Analysis of Heat Transfer across the Wall of the Dividing-Wall Distillation Column," *Energy*, **32**, 2121-2134(2007).
18. Mustapha, D., Sabria, T. and Fatima, O., "Distillation of a Complex Mixture. Part II: Performance Analysis of a Distillation Column Using Exergy," *Entropy*, **9**, 137-151(2007).
19. Rivero, R., Garcia, M. and Urquiza, J., "Simulation, Exergy Analysis and Application of Diabatic Distillation to a Tertiary Amyl Methyl Ether Production Unit of a Crude Oil Refinery," *Energy*, **29**, 467-489(2004).