

열복합 증류탑의 효율과 엑서지 해석

김영한*
 동아대학교 화학공학과
 (yhkim@mail.donga.ac.kr*)

Thermodynamic Efficiency and Exergy Analysis of a Fully
 Thermally Coupled Distillation Column

Young Han Kim*
 Dong-A University
 (yhkim@mail.donga.ac.kr*)

서론

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. 에너지 절약형 증류공정은 3가지가 알려져 있으며 그 중 분리벽형 증류탑은 상용화가 되어 현재 많은 공장에서 사용하고 있다 [2]. 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 열기관의 효율을 상승시켜 에너지 사용량도 감소시키고 엔트로피의 상승을 억제하는 효과를 얻을 수 있다. 이러한 개념을 통합한 엑서지 흐름을 계산해 봄으로써 증류공정에서의 열효율 변화를 알아 볼 수 있다.

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

열복합 증류탑의 설계

다성분 평형증류 곡선에 맞는 증류 시스템은 Fig. 1에서와 같은 열복합 증류방식인데 증류탑 액 조성 분포는 Fig. 2와 같다. 전처리 탑과 주탑의 단수, 두 탑의 연결위치, 원료 공급단, 중간제품 배출단의 결정을 위한 설계는 다음과 같이 한다 [3,4].

전환류 조작에 의해 증류를 한다고 가정하면 최소 증류 단수를 계산할 수 있고, 최소 증류단 단수의 2배를 실제의 증류단수로 사용할 수 있다. 최소 소요단의 계산은 전처리 탑의 경우 액체 원료의 조성을 원료 투입단 조성으로 하고 최소 증류단 조작 시 직 상부단의 액 조성은 원료의 조성 과 평형을 이루는 증기 조성 과 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 원료투입단에서 차례로 아랫단의 증기 조성이 현재단의 액 조성 과 같은 것으로 하여 차례로 내려가면서 다음 식으로 계산한다.

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

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. 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.

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.

$$E = H - T_0 S \quad (3)$$

증류탑 내 1개의 증류단에서의 엑서지 수지식은 Fig. 3에서 표시한 기호를 참고하여 다음과 같이 쓸 수 있다. 여기서 좌변항이 엑서지 손실속도이다.

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

또, 증류탑의 열효율은 다음 식으로 계산된다.

$$\eta_r = \frac{\dot{W}_m}{\dot{W}_m + \dot{E}_{loss}} \quad (5)$$

여기서 분리공정의 최소일의 양은 다음과 같이 정의하였다.

$$\dot{W}_m = DE^D + BE^B - FE^F \quad (6)$$

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

예제공정

본 연구에서 사용한 열복합 증류탑과 기존의 2탑 증류 시스템의 비교를 위하여 벤젠-톨루엔-*m*-자일렌 혼합물의 분리공정을 예로서 사용하였다. 원료와 제품의 조성은 Table 1에 표시되어 있다. 증류공정의 설계와 수치계산은 상업용 프로그램인 HYSYS를 사용하여 계산하였다.

결과 및 고찰

평형증류의 증류곡선을 이용한 열복합 증류 시스템의 증류탑 설계 결과가 Table 1에 나열되어 있다. 열복합 증류 시스템에서 탑 내의 액 농도 분포가 Fig. 2에 나타나 있다.

본 연구의 열복합 증류 시스템의 설계에서 평형증류 농도분포를 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. 또 냉각기의 제거열량은 28.7%의 감소가 있다.

Fig. 7은 열복합 증류시스템의 주탑의 엔탈피-카르노 계수 그림이다. 카르노 계수는

$$f = (1 - \frac{T_0}{T}) \quad (7)$$

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.

결론

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

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. Kim, Y. H., "Structural Design and Operation of a Fully Thermally Coupled Distillation Column," *Chem. Eng. J.*, **85**, 289-301(2002).
4. Kim, Y. H., "A New Fully Thermally Coupled Distillation Column with Postfractionator," *Chem. Eng. Process.* **45**, 254-263(2006).

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	0.1584 / 0.6098 / 0.2318		0.1584 / 0.6098 / 0.2318	
(benzene/toluene/ <i>m</i> -xylene)				
Product- benzene		0.9935	0.9900	
- toluene		0.9902		0.9905
- <i>m</i> -xylene		0.9755		0.9813

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

	FTCDC		Conventional	
	Prefractionaor	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				
Reboiler	0.992	2.31	1.80	2.00
Column	0.128	1.93	0.916	2.54
Subtotal	-0.518	1.25	-0.180	-1.56
Total	0.602	5.49	2.536	2.98
Thermal Efficiency (%)				
		4.99		4.29

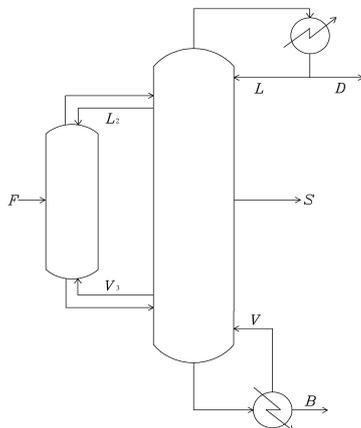


Figure 1. Schematic diagram of a fully thermally coupled distillation column for ternary separation.

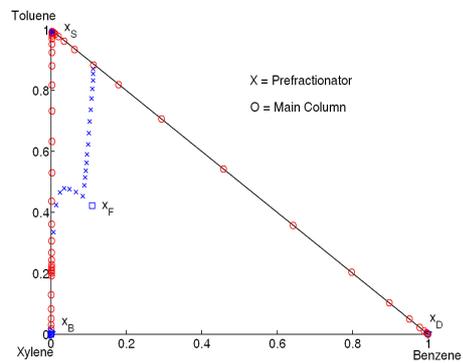


Figure 2. Column profile in a conventional two-column system.

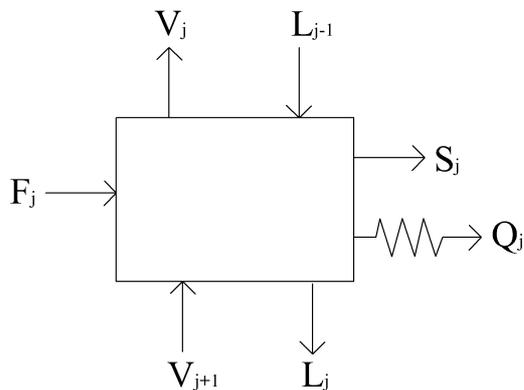


Figure 3. Streams around a tray.

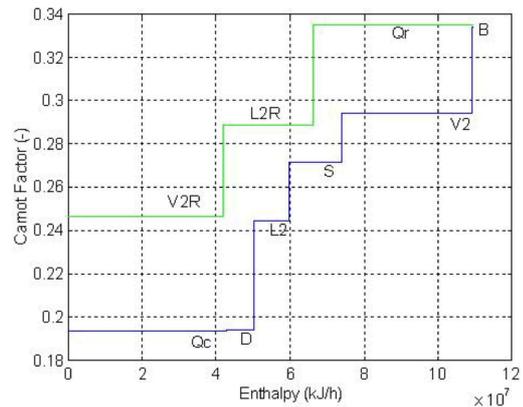


Figure 4. Enthalpy Carnot factor diagram for the main column in the fully thermally coupled distillation column.