

중간 열교환기를 이용한 열복합 증류탑의 운전성 향상

Improved Operability in a Fully Thermally Coupled Distillation Column with an Intermediate Heat Exchanger

정수영, 김영한*
(Su Yeong Jeong and Young Han Kim)

Abstract : Though a fully thermally coupled distillation column consumes less energy than an original column, it is not widely implemented in practice due to its operational difficulty. A new fully thermally coupled distillation column is proposed for the operability improvement, and its performance is investigated. The main improvement is the separation of a main column to give an upper and lower columns and the installation of an intermediate heat exchanger between them to regulate the fluctuation of product compositions. A proper manipulation of column pressure in the separated main columns made easy vapor flow without a compressor. The operability improvement is examined in a hexane process from the dynamic simulation using a commercial design software HYSYS. The simulation results indicate that the coupling among inputs and outputs is loosened to make easy manipulation of product compositions in the proposed distillation system.

Keywords : energy-efficient distillation, thermally coupled distillation, distillation operation

I. 서론

3성분 분리용 열복합 증류탑 (Fully Thermally Coupled Distillation Column, FTCDC)이 기존의 2탑 증류 시스템보다 적은 에너지를 소비하기 때문에 유럽과 일본을 중심으로 차츰 활용이 늘어나고 있다[1,2]. 그러나 현재 상용화된 열복합 증류탑은 분리벽탑 식으로 보통의 충전탑 중심부분을 길이 방향으로 양분하여 가운데 벽을 설치한 형태이다. 이러한 형태의 열복합 증류탑은 탑의 제작이 쉽고 증류탑의 운전이 간편한 반면에 충전탑이 아닌 트레이탑에는 활용이 되지 않으며 제품의 조성을 조절하기 위한 탑 운전의 변수가 적어 증류탑 운전의 폭이 좁은 단점을 갖고 있다. 충전탑은 대용량 처리가 불가능하고 증류공정에서 처리량 조절의 폭이 좁아 대단위 화학공정에 활용이 되지 못하고 있다. 열복합 증류탑의 에너지 절감효과가 기존공정에 비해 약 30%에 이르지만[3] 이러한 문제 때문에 실제 공정에서 쉽게 채택하려고 하지 않는다.

증류탑의 활용을 위해서는 크게 두 가지 문제가 해결되어야 하는데 최적설계 방법의 개발과 최적운전의 방법을 확립하는 것이다. 통상의 증류탑 설계는 적정 환류량을 우선 결정하고 탑의 단수, 원료 공급단과 제품 생산단의 위치 계산을 하는 순서에 의해 설계가 이루어지나 열복합 증류탑의 경우는 그림 1에서와 같이 전처리탑과 주탑의 연결위치에 따라 각각의 탑으로 공급되거나 유출되는 혼합물의 조성이 결정되고 이에 따라 액과 증기의 최적유량을 계산할 수 있다.

즉, 환류량을 기초로 하는 기존의 증류탑 설계방법이 적

용되지 못하고 전처리탑과 주탑의 연결위치를 우선 계산하여야 하기 때문에 증류 시스템의 구조계산을 우선해서 실시하여야 한다. 구조계산에서는 전처리탑과 주탑 각각의 단수, 원료공급단과 중간제품 생산단 및 주탑에서 전처리탑과 연결되는 위치 등이 계산되어 진다.

또, 기존의 2탑 증류시스템과 비교하여 열복합 증류탑이 가진 다른 문제는 탑의 압력조절이 어렵다는 점이다. 2탑 시스템의 압력은 각각의 압력을 따로 설정할 수 있는 반면에, 열복합 증류탑은 전처리탑과 주탑 사이의 양방향 흐름 연결 때문에 독립적인 압력의 설정이 곤란하다. 이 문제는 분리벽탑형 열복합 증류탑의 경우에 더욱 문제가 된다.

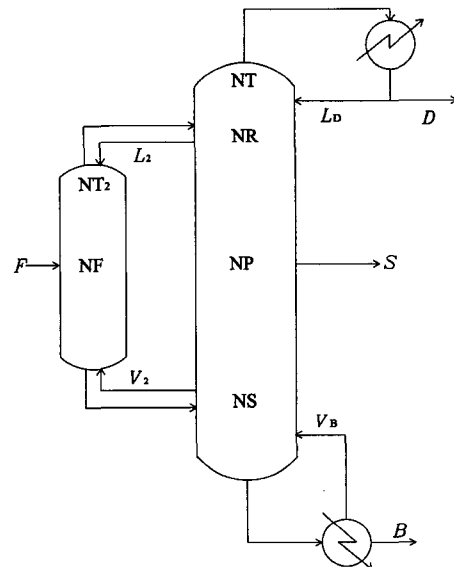


그림 1. 열복합 증류탑의 개략도.

Fig. 1. A schematic diagram of a fully thermally coupled distillation column.

* 책임저자(Corresponding Author)

논문접수 : 2006. 1. 25., 채택확정 : 2006. 6. 10.

정수영, 김영한 : 동아대학교 화학공학과

(jsy-leon@nate.com/yhkim@mail.donga.ac.kr)

※ 본 논문은 한국학술진흥재단의 지원을 받아 연구하였음(KRF-2005-041-D00177).

예를 들어 가스농축 공정의 경우, 2탑 증류 시스템의 두 탑 사이의 압력 차이는 1600 kPa로 상당히 크며 두 번째 탑이 첫 번째보다 훨씬 높은 압력에서 운전된다. 열복합 증류탑에서 2탑 시스템의 첫 번째 탑의 압력으로 전체 시스템의 압력을 설정하면 열복합 증류탑의 응축기의 온도가 너무 낮아 냉매를 필요로 한다. 그리고, 지나치게 큰 직경의 주탑을 사용하여야 하기 때문에 두 번째 탑의 압력을 전체 시스템의 압력으로 설정해야 한다. 뿐만 아니라 압력 조절과 함께 열복합 증류탑의 증기흐름의 양을 조절하는 것이 간단하지 않아 실제 공정에서는 분리벽탑형 열복합 증류탑을 사용하기도 한다. Agrawal과 Fidkowski[4]는 증기흐름을 쉽게 하기 위해서 압력강하를 고려한 증기흐름의 순서를 조절하기 위하여 열복합 증류탑의 전처리탑과 주탑을 섹션별로 재배열하였다. 또, 증류탑과 열교환기의 배열을 최적화함으로써 운전비용을 줄이고 이를 통하여 이윤을 최적화하는 설계방법[5,6]이 발표된 바 있다.

게다가 열복합 증류탑에서 3가지 생성물의 조성을 동시에 조절하여야 함은 증류탑의 폭 넓은 응용에 주된 장애가 된다. 열복합 증류탑의 운전을 보다 용이하게 하기 위하여 분리된 주탑을 사용한 연구도 있다. 증류탑의 에너지 사용량을 감소시키기 위해서 원래의 열복합 증류탑 구조를 유지한 채 주탑을 2개로 분할하고 상부탑의 재비기와 하부탑의 응축기를 하나의 열교환기로 결합한 것이다[7]. 주탑이 2개의 탑으로 분리되어 있기 때문에 각각의 탑을 독립적으로 운전할 수 있어 증류시스템의 운전성을 향상시킬 수 있다.

본 연구에서는 원래의 열복합 증류탑의 주탑을 중간제품 생산단에서 분할하여 2개의 탑으로 나누고 전처리탑과 상부 및 하부 주탑의 압력을 적절히 배열하여 증기흐름을 원활하게 한 구조를 제안하고자 한다. 특히, 하부 주탑에서 상부 주탑으로 공급되는 증기에 중간 열교환기를 부착하여 열복합 증류탑에서 생산되는 3가지 제품의 조성 조절이 쉽도록 하였다. 이러한 열복합 증류탑의 설계방법을 설명하고, 핵산 제조공정에서 상업용 설계 프로그램인 HYSYS를 이용하여 제안된 열복합 증류탑이 원래의 열복합 증류탑에 비해 어느 정도의 운전성 향상을 이루었는지를 조사해보고자 한다.

II. 증류탑의 설계

제안된 열복합 증류시스템은 원래의 열복합 증류탑을 변형하여 구성하였기 때문에 증류탑의 설계는 구조적 설계절차를 사용한 원래의 열복합 증류탑의 설계를 우선 설명하고자 한다. 열복합 증류탑의 높은 증류효율은 증류탑 내의 액조성 분포가 잔류농도 곡선과 유사하기 때문이므로 잔류농도 곡선과 유사한 증류탑 구조를 가진 최소단 증류탑 설계를 기초로 한다[8-12]. 잔류농도 곡선은 전환류 조작의 충전탑에서의 탑 내 액조성과 유사하며[13] 이때의 증류탑은 이상적인 완전한 증류효율을 가지며 최소의 증류단만을 필요로 한다. 이러한 특성을 이용하면 잔류농도 곡선으로부터 최소단 증류탑의 구조 설계가 가능하다. 충전탑과 트레이탑의 조성곡선이 서로 차이가 있으나 탑설계에서는 무시할 수 있을 정도이다[13].

그러므로, 원료 공급단의 액조성이 원료의 조성과 같다고 가정하면 최소단 증류탑 시스템에서 전처리탑의 조성분포는 원료의 조성을 지나는 잔류농도 곡선이 되고 주탑의 조성분포는 중간제품의 조성을 지나는 잔류농도 곡선이 된다. 또, 전처리탑과 연결되는 주탑의 상부와 하부의 연결단은 이들 두 잔류농도 곡선이 가장 근접하는 위치를 선택하여 결정할 수 있다. 연결단에서는 증기와 액이 서로 교차하여 흐른다. 잔류농도 곡선으로부터 트레이탑의 단수를 계산하는 방법은 아래에서 구체적으로 설명하겠다.

이렇게 얻어진 증류탑은 이상적인 최소단 증류탑 구조이기 때문에 실제탑의 단수는 최소단을 확장하여 얻을 수 있는데 통상의 설계기준[14]에 의하면 최소단의 2배를 실제단으로 계산하며 본 연구에서도 이 기준을 활용하여 앞에서 계산된 최소단에서 실제단의 단수를 계산하였다. 실제단 탑에서도 최소단 증류탑의 구조를 그대로 확대하였기 때문에 높은 증류탑 효율은 유지된다. 이렇게 구조적 설계가 결정되면 정해진 규격의 제품을 생산하기 위하여 증기와 액의 유속과 같은 운전변수를 계산하여야 하는데 여기서는 HYSYS를 이용한 시뮬레이션에 의해 계산을 하였다.

열복합 증류탑의 최소단 설계를 위한 구조 계산의 자세한 설명은 다음과 같다. 전환류 운전에서 증류탑의 단효율은 1 이므로 어떤 단의 증기조성은 직상단의 액의 조성과 같다. 그러므로 전처리탑의 원료 공급단의 액조성이 원료의 조성이라고 가정하면 공급단의 직상단의 액의 조성은 원료 공급단의 증기의 조성과 같고 증기의 조성은 액의 조성 평형관계식으로 계산된다. 실제로는 원료의 조성 평형관계식으로 계산되나 실제단 계산에서 단수를 2배로 확장하기 때문에 원료 공급단에서의 조성의 차이에 의한 혼합의 영향은 충분히 고려된 설계가 가능하다. 이러한 계단식 증류탑 조성의 계산을 반복하여 전처리탑의 최상단까지 조성을 계산해 낼 수 있다. 즉, 포화상태의 액체인 원료가 공급될 때 원료 공급단 보다 1단 위의 액조성은 공급단의 증기조성과 같으므로 다음과 같이 계산할 수 있다.

$$x_{n+1,i} = K_{n,i} x_{n,i} / \sum_j K_{n,j} x_{n,j} \tag{1}$$

여기서 K는 평형상수이고 첨자 n은 단의 위치를 나타낸 것으로 상부로 갈수록 숫자가 커진다. 이 계산은 반복적으로 전처리탑의 최상단까지 계속된다. 전처리탑의 최상단 조성의 결정은 아래에 설명된 주탑의 조성계산에서 얻어진 상부 주탑 조성과 전처리탑의 상부조성을 각 단별로 비교하여 서로의 조성차이가 가장 적은 단끼리 서로 증기와 액이 교환되는 연결단으로 결정된다.

전처리탑의 하부단 조성의 계산은 상부단 조성의 계산방법과 동일한 방식으로 계단식 계산을 수행하지만 계산식은 (1)과 달리 다음의 식을 사용한다.

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

(1)의 계산은 차례로 단순 계산이 가능하나 (2)는 평형상수가 함축적인 정보 즉 새로이 계산되는 액의 조성을 필요

로 하기 때문에 단순계산이 불가능하고 액조성을 알기 위해서는 간단한 최적화 계산이 필요하다. 원료 공급단에서의 액의 조성은 1단 아래의 증기 조성과 같으므로 직하단의 액조성은 (2)에서와 같이 평형관계를 이용하여 증기조성으로부터 얻어진다. 상부단과 동일하게 계산은 반복되어 최하단까지 계속된다. 전처리탑에서 최하단의 결정은 앞에서 설명한 최상단의 결정과 동일한 방법으로 주탑의 탑 내 액조성과 비교하여 결정한다.

주탑의 설계방법은 전처리탑과 유사하게 중간제품의 조성에서 시작되고, 전체의 진행은 전처리탑의 설계에서 사용되어진 방법으로 상부와 하부에 걸쳐 각각 (1)과 (2)를 사용하여 계산된다. 주탑의 최상단과 최하단의 조성은 탑상제품과 탑저제품의 규격에 맞아야 하므로 이들 조성이 얻어질 때까지 계단식 계산을 상부와 하부로 나누어 계산은 진행한다. 이렇게 얻어진 단수는 전처리탑과 주탑의 최소단수이므로 실제탑은 일반적인 증류탑 설계의 기준에 따라 최소단수의 2배를 사용하였다. 주탑과 전처리탑의 연결단에서 액의 조성차이는 열복합 증류탑의 증류효율을 저하시키는 비가역적 혼합을 일으키므로 연결단 사이의 조성 차이가 적도록 주탑에서의 상부 및 하부 연결단이 결정되어 졌다. 최소단 증류탑 구성은 높은 증류효과를 유지하면서 그 증류선은 전환류 공정에서의 조성분포에 따른다.

최소단 증류탑 구조로부터 비례로 단수를 증가시켜 실제 단의 증류탑을 설계하였기 때문에 최소단의 높은 증류탑 효율을 가지는 구조가 실제탑에서도 유지된다. 최소단 증류탑 구조에서 실제탑으로 확대하는 설계법은 일반적으로 증류탑 설계에서 많이 사용되고 있다. 주탑과 전처리탑의 전체 단수는 앞에서 계단식으로 계산된 단수를 헤아리면 구할 수 있고, 원료 공급단의 위치, 중간제품의 생산단 및 주탑과 전처리탑의 연결단 등도 위치는 이미 결정되어 있기 때문에 단수를 헤아려서 쉽게 알 수 있다.

지금까지 설명한 설계는 그림 1의 열복합 증류탑의 설계 방법이고 여기서 제안하는 분리된 주탑의 열복합 증류탑은 그림 2에 나타나 있다.

분리된 주탑의 증류시스템은 중간제품의 생산단을 경계로 상부와 하부의 주탑으로 분리되며 이들 사이에 증기과 액의 이동이 양방향으로 이루어진다. 이러한 구조개선에 따라 상부 주탑의 탑저에서 중간제품을 생산하므로 중간제품의 조성제어가 기존의 열복합 증류탑보다 쉽다. 또, 하부 주탑에서 상부주탑으로 공급되는 증기라인에 열교환기를 설치하여 증류탑 제어를 보다 쉽게 한 것이 본 제안의 증류시스템의 특징이다. 이들 증류탑 운전성 개선에 관하여는 나중에 자세히 설명될 것이다. 제안된 증류탑 구조가 단순히 원래의 열복합 증류탑을 분할한 것이므로 증류탑의 구조설계는 간단히 이루어진다. 제안된 열복합 증류탑의 설계결과와 원래의 열복합 증류탑의 설계결과가 표 1에 나타나 있으며, 상부 주탑은 기존의 열복합 증류탑에서의 중간제품 생산단 위의 구역으로부터 설계되어진 것을 알 수 있으며, 하부 주탑은 나머지만 것으로 설명된다. 주어진 제품의 규격에 맞는 생성물을 얻기 위해서 위에서 얻어진 증류탑의 구조를 바탕으로 제안된 증류 시스템의 운전조건을 계산할

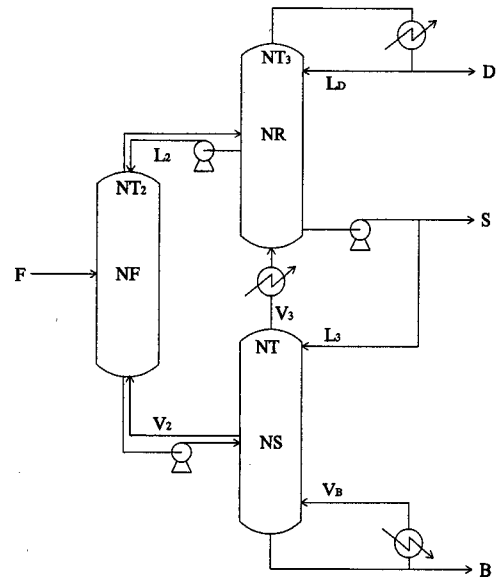


그림 2. 제안된 열복합 증류탑의 개략도.

Fig. 2. A schematic diagram of the proposed fully thermally coupled distillation column.

표 1. 제안된 열복합 증류탑과 원래의 열복합 증류탑의 구조 설계와 운전조건. 단수는 상단에서부터 계산됨.

Table 1. Tray numbers from structural design and operating conditions for the proposed and original fully thermally coupled distillation columns of hexane process. Tray numbers are counted from top.

Name	Proposed			Original	
	Prefract	Upper	Lower	Prefract	Main
Structural					
number of trays	29	46	20	29	66
feed/side product	11	17	11	11	32
interlinking stages					11
					57
Operating					
feed (kmol/h)	98.75			98.75	
overhead (kmol/h)		57.52			57.52
bottom (kmol/h)		23.32	17.91		17.91
side (kmol/h)					23.32
reflux (kmol/h)	23.00	146.6	77.86	25.00	135.8
vapor boilup (kmol/h)	92.00	92.9	174.0	94.00	172.4
top pressure (kPa)	85.5	67.0	101.0	76.2	82.0
heat duty (GJ/h)			5.6		5.5

필요가 있다. 이를 위하여 운전변수를 변화하면서 주어진 규격의 생성물 조성이 얻어질 때까지 시뮬레이션을 실시하였다. 원료 및 3가지 제품의 조성을 표 2에 정리되어 있다. 또, 운전변수의 시뮬레이션 결과는 표 1에 요약되어 있다. 여기서는 상업용 설계 프로그램인 HYSYS를 사용하였기 때문에 구조를 알고 있는 증류시스템에 대해서는 상대적으로 단순하게 운전변수를 계산할 수 있었다. HYSYS 시뮬레이션을 수행하기 위해서는 증류탑의 압력이 필요한데 이때

표 2. 헥산공정에서 제안된 열복합 증류탑과 원래의 열복합 증류탑의 원료 및 제품의 kmol/h 단위 유량.

Table 2. Flow rates of feed and products of the proposed and original fully thermally coupled distillation columns of hexane process in kmol/h.

Component	Feed	Proposed			Original		
		Overhead	Bottom	Side	Overhead	Bottom	Side
(Light)							
n-butane	3.0316	3.0316	0.0000	0.0000	3.0316	0.0000	0.0000
i-butane	0.6517	0.6518	0.0000	0.0000	0.6518	0.0000	0.0000
n-pentane	26.040	26.040	0.0000	0.0000	26.040	0.0000	0.0000
i-pentane	13.479	13.479	0.0000	0.0000	13.479	0.0000	0.0000
cyclopentane	1.4812	1.4811	0.0000	0.0001	1.4812	0.0000	0.0000
2,2-methylbutane	0.2666	0.2661	0.0000	0.0006	0.2664	0.0000	0.0003
2-methylpentane	7.5840	6.7635	0.0062	0.8138	6.9183	0.0030	0.6617
(Intermediate)							
3-methylpentane	5.0856	3.3856	0.0261	1.6708	3.3224	0.0175	1.7435
n-hexane	21.182	2.2138	1.3514	17.615	2.1237	1.3148	17.707
1-hexene	0.0099	0.0076	0.0000	0.0022	0.0077	0.0000	0.0021
methylcyclopentane	2.6959	0.1169	0.6291	1.9523	0.1166	0.6778	1.9165
(Heavy)							
cyclohexane	1.7874	0.0038	1.4822	0.3036	0.0004	1.4810	0.3183
benzene	1.2541	0.0787	0.2982	0.8782	0.0765	0.3206	0.8657
n-heptane	8.0516	0.0000	8.0289	0.0233	0.0000	8.0195	0.0308
2-methylhexane	1.6330	0.0000	1.6000	0.0333	0.0000	1.5933	0.0402
3-methylhexane	1.3632	0.0000	1.3421	0.0213	0.0000	1.3372	0.0262
methylcyclohexane	1.2355	0.0000	1.2305	0.0051	0.0000	1.2284	0.0067
cycloheptane	1.1786	0.0000	1.1786	0.0000	0.0000	1.1780	0.0000
toluene	0.7385	0.0000	0.7381	0.0004	0.0000	0.7376	0.0006
Total	98.750	57.519	17.911	23.320	57.520	17.909	23.320

증기의 이동을 간편하게 할 수 있도록 증류탑의 압력설정을 하였다. 즉, 하부 주탑의 압력을 가장 높게, 그 다음으로 전처리탑의 압력, 상부 주탑의 압력은 증기흐름을 원활하게 하기 위해 가장 낮게 설정 하였다. 이렇게 하면 증기 이송을 위한 압축기를 사용할 필요가 없어 압축기 설치의 비용과 압축기의 유지와 관리를 위한 비용을 절감할 수 있는 이점이 있다. 그러나 증기 흐름의 역방향인 액 흐름은 압력이 높은 곳으로 이동해야 하므로 펌프를 필요로 하나 압축기를 사용하는 데 비해 펌프를 사용하는 것은 전혀 문제가 없다. 그림 2는 액 흐름을 위한 3개의 펌프가 필요함을 보여준다.

III. 응용 공정

헥산 공정은 원유 정제용 상압 증류탑으로부터 얻어지는 저비점 나프타를 원료로 하여 농축된 헥산을 얻는 공정이다. 이 공정의 제품을 다시 최종 제품으로 판매하기 위해서는 유황 화합물을 제거하는 공정이 추가된다. 실제 상업적 공정의 원료는 19가지 성분이 혼합되어 있지만 본 연구의 설계를 위해서는 크게 나누어 펜탄, 헥산 및 헵탄의 3성분을 기본으로 하여 3가지 그룹으로 나누고 3성분 증류와 유사한 설계방법을 적용하였다. 원료 조성 및 3가지 제품의 농도를 실제공정에서 얻은 자료로 표 2에 정리하였다.

IV. 결과 및 고찰

앞에서 설명한 설계방법에 따라 본 연구에서 제안된 열

복합 증류탑을 설계하면 정상상태에서의 증류탑 설계결과가 얻어지고 이들을 정리한 것이 표 1과 2이다. 표 1에서는 제안하는 열복합 증류탑의 구조와 정상상태 운전 시 원료와 제품의 유량, 증기와 액의 유속 및 재비기에 필요한 열공급량을 정리하였다. 또, 원래의 복합 증류탑의 구조와 운전 자료를 함께 정리하여 서로 비교를 할 수 있게 하였다. 이들 두 시스템의 구조를 살펴보면 제안된 증류 시스템의 상부 주탑과 하부 주탑을 합치면 원래 시스템의 주탑 구조와 동일함을 알 수 있고 이는 앞에서 설명한대로 제안된 시스템이 원래의 열복합 증류탑에서 변형된 것임을 보여준다. 또, 원료와 제품의 유량은 양쪽이 동일하나 환류와 증기의 유량은 약간의 차이를 보여준다. 특히 제안된 시스템의 재비기 열공급량이 2% 증가된 것은 원래의 시스템은 전처리탑과 주탑의 압력차이가 크지 않음에 반해 제안된 시스템의 경우 증기의 원활한 수송을 위하여 표 1에서와 같이 하부 주탑의 압력을 원래보다 높였기 때문에 필요한 열공급량이 증가되었다. 표 2에는 두 시스템의 제품의 성분별 유량을 정리하였다. 서로 비교하면 약간의 차이가 있음을 알 수 있으나 시뮬레이션이 어느 정도의 오차를 허용하는 반복계산에 의해 실행되기 때문에 오차가 생긴 것으로 큰 의미를 가지는 것은 아니다.

정상상태 설계의 결과를 이용하여 동적 시뮬레이션을 위한 HYSYS 공정도를 만든 것이 그림 3이다. 그림 3의 일반적인 구조는 그림 2와 동일하나 제어를 위하여 7개의 제어 루프를 설치한 것이 차이를 보인다. 전체 시스템의 유량을

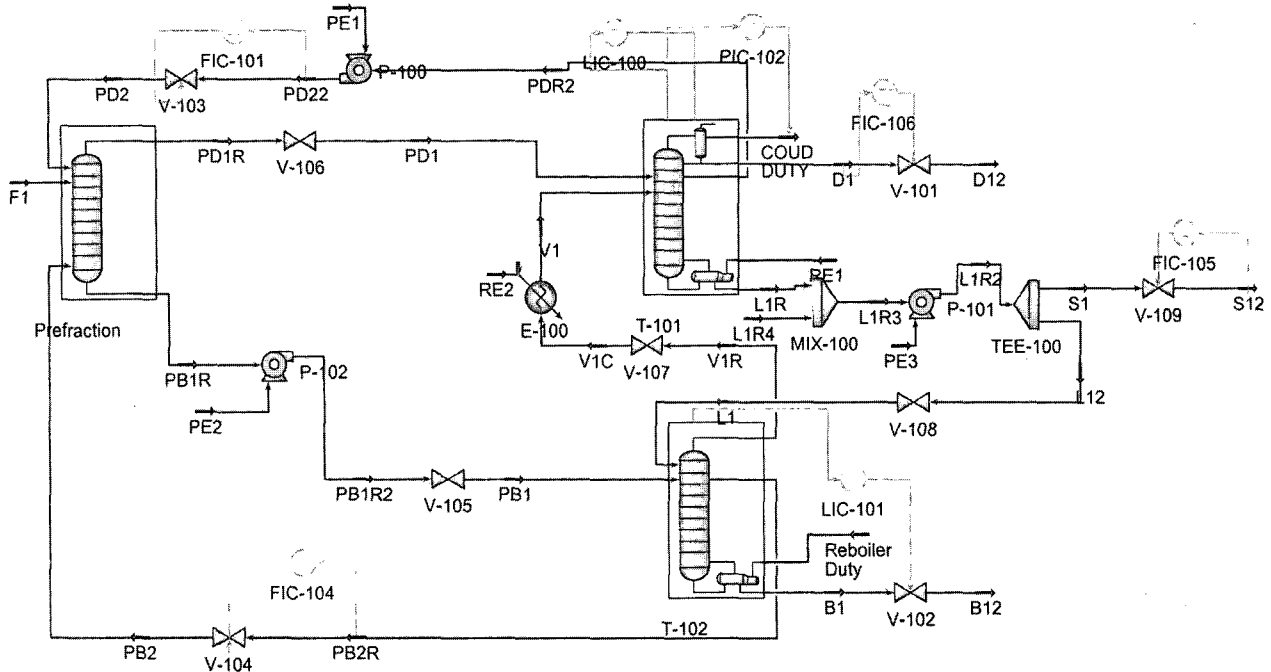


그림 3. 제안된 열복합 증류탑의 동적 시뮬레이션용 HYSYS 공정도.

Fig. 3. A HYSYS flow diagram of dynamic simulation of the proposed fully thermally coupled distillation column.

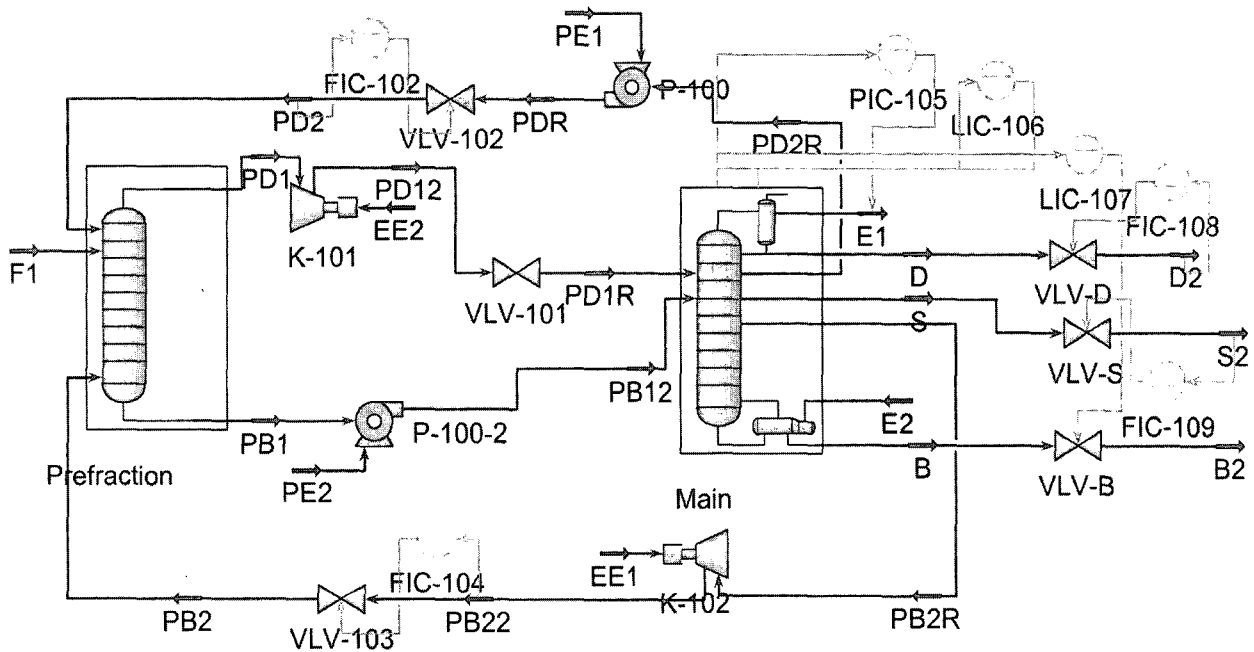


그림 4. 원래의 열복합 증류탑의 동적 시뮬레이션용 HYSYS 공정도.

Fig. 4. A HYSYS flow diagram of dynamic simulation of the original fully thermally coupled distillation column.

안정시키기 위해서는 탑 내의 압력을 일정하게 유지시킬 필요가 있어 상부 주탑의 최상단 압력을 조절하는 제어루프를 설치하였다. 압력의 조절은 응축기에서 제거하는 열량의 변화에 의해 이루어진다. 또 상부 주탑의 환류탱크 액위를 조절하는 제어루프와 하부 주탑의 재비기 액위를 조절하는 2개의 액위 제어루프를 설치하였다. 그 밖에 4개의 유량제어 루프를 설치하여 일정한 유량이 유지되도록 전체

시스템을 구성하였다. 원래의 열복합 증류탑의 동적 시뮬레이션을 위한 HYSYS 공정도가 그림 4에 나타나 있다.

기본적으로 그림 1의 구조를 가지고 있으나 2기의 압축기가 설치된 것이 그림 3의 시스템과 차이를 보인다. 제어루프의 수는 양쪽 시스템이 동일하나 압축기를 따로 설치하여야 하기 때문에 설비비가 추가되고 운전이 훨씬 어려워지는 문제가 있다. 제안된 열복합 증류탑의 운전성이 원

표 3. 헥산공정에서의 제안된 열복합 증류탑과 원래의 열복합 증류탑의 운전성 비교를 위한 입력변화.

Table 3. Input changes in the proposed and original fully thermally coupled distillation columns of hexane process for operability comparison.

Variable	Proposed			Original		
	Reflux (kmol/h)	Side draw (kmol/h)	Reboiler duty (GJ/h)	Reflux (kmol/h)	Side draw (kmol/h)	Reboiler duty (GJ/h)
Initial Value	138.2	23.32	5.6	150.1	23.32	5.5
Applied Value	136.0	23.67	5.57	147.7	23.67	5.47
% Change	-1.6	+1.5	-0.5	-1.6	+1.5	-0.5

래의 열복합 증류탑에 비해 어느 정도 향상되는지를 알아보기 위해 3가지 입력, 즉 환류유량, 중간제품 생산량 및 재비기의 열공급량에 계단변화를 가해 3가지 제품의 조성 변화를 비교함으로써 운전성의 개선효과를 조사하였다. 입력의 계단변화량의 크기는 표 3에 정리되어 있으며 변화 폭은 양쪽 시스템 모두 동일하게 설정하였다. 그림 5는 제안된 열복합 증류탑의 계단응답을 그림으로 나타낸 것이다. 맨 위 3개의 그림은 환류유량이 1.6% 감소함에 따른 상부제품, 중간제품 및 하부제품의 주요성분 조성 변화를 나타낸

표 4. 계단입력 변화에 따른 제안된 열복합 증류탑과 원래의 열복합 증류탑의 공정이득 비교 (단위: mol %/% change).

Table 4. Comparison of process gain from step input change in the proposed and original fully thermally coupled distillation columns. (unit: mol %/% change).

Product	Proposed			Original		
	Reflux (kmol/h)	Side draw (kmol/h)	Reboiler duty (GJ/h)	Reflux (kmol/h)	Side draw (kmol/h)	Reboiler duty (GJ/h)
Overhead	0.708	-0.003	-0.369	0.755	0.001	-1.117
Intermediate	-0.040	-0.011	0.054	-0.135	0.001	0.234
Bottom	0.081	0.317	1.096	-1.264	0.278	2.280

것이다. 그림에서 알 수 있듯이 상부제품의 조성만 변화를 보이고 있어 환류유량을 조절하여 상부제품의 조성을 쉽게 제어할 수 있음을 알 수 있다. 이에 비하여 원래의 열복합 증류탑의 동일한 입력변화에 대한 응답은 그림 6에 나타난 것처럼 상부제품과 하부제품의 조성이 동시에 변화함을 알 수 있다. 두 그림의 세로축 스케일의 폭이 동일하므로 서로의 비교를 쉽게 할 수 있다. 이들 변화를 공정이득으로 계산하여 표 4에 정리하였다. 표에서 알 수 있는 바와 같이 제안된 시스템에서는 환류유량이 상부제품 조성에 가장 큰 영향을 주고 있으며 중간제품 생산량은 하부제품에 가장

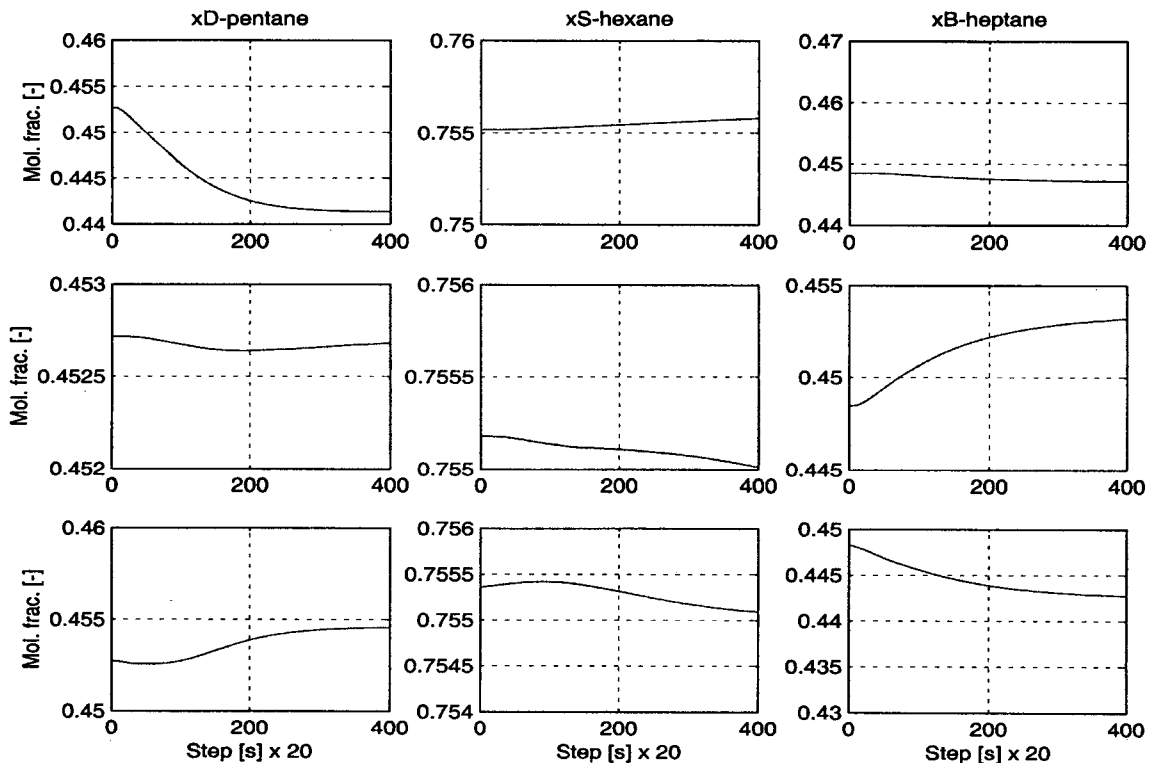


그림 5. 헥산공정에서의 제안된 열복합 증류탑의 환류, 중간제품 생산량 및 재비기 공급열량 변화에 따른 탑상, 중간 및 탑저제품의 농도변화. 상단은 환류 유량변화, 중간은 중간제품 유량변화, 하단은 재비기 공급열량 변화임.

Fig. 5. The responses of overhead, side draw and bottom product specifications with step changes of reflux and side draw rates and reboiler heat duty in the proposed fully thermally coupled distillation column for hexane process. Top three figures are of reflux flow, middle three are of side draw rate and the bottom three are of reboiler heat duty.

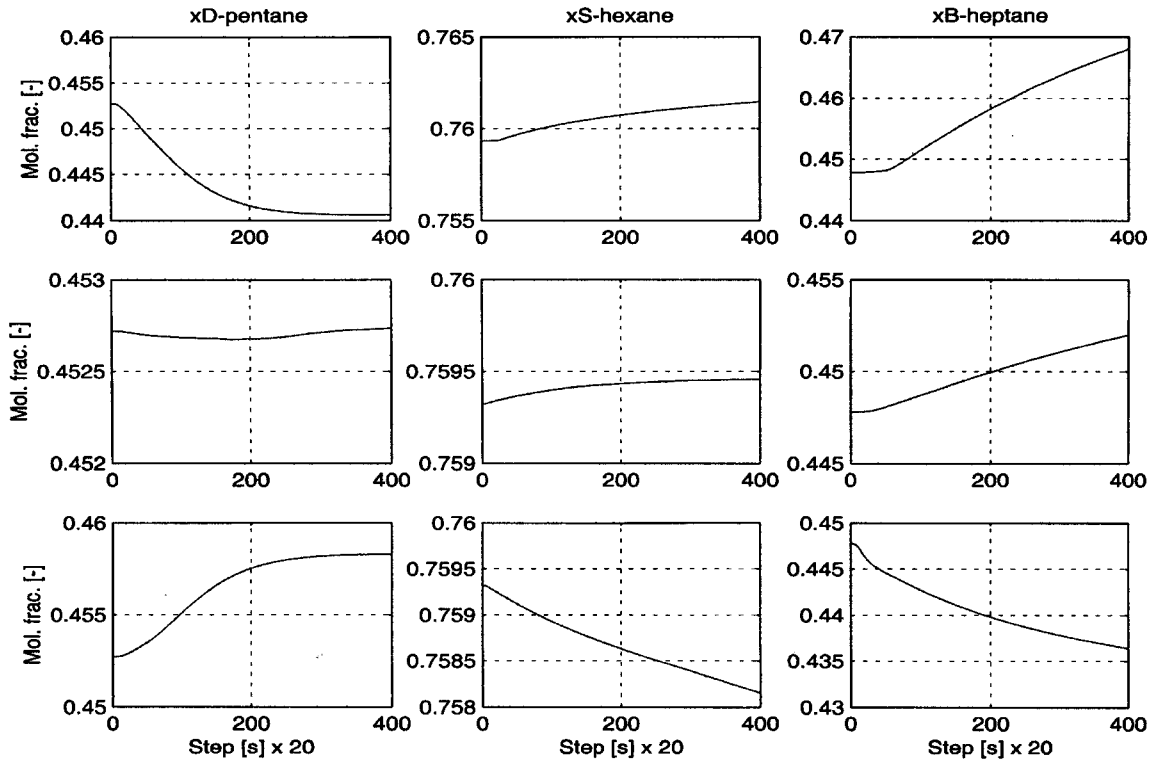


그림 6. 헥산공정에서의 원래의 열복합 증류탑의 환류, 중간제품 생산량 및 재비기 공급열량 변화에 따른 탑상, 중간 및 탑저제품의 농도변화. 상단은 환류 유량변화, 중간은 중간제품 유량변화, 하단은 재비기 공급열량 변화임.

Fig. 6. The responses of overhead, side draw and bottom product specifications with step changes of reflux and side draw rates and reboiler heat duty in the original fully thermally coupled distillation column for hexane process. Top three figures are of reflux flow, middle three are of side draw rate and the bottom three are of reboiler heat duty.

큰 영향을 보여주고 있다. 재비기의 열공급량은 3가지 제품의 조성에 모두 영향을 주지만 제안된 시스템의 경우 상부 제품과 중간제품을 단일 입력으로 조절이 가능하므로 하부 제품을 재비기의 열공급량으로 조절하는 것이 가능하다. 또, 제안된 열복합 증류탑과 원래의 열복합 증류탑의 다변수 제어특성 특성을 수치로 비교하기 위하여 각각의 RGA를 계산한 결과를 3과 4에 각각 나타내었다.

제안된 열복합 증류탑의 경우,

$$\begin{pmatrix} 1.259 & 0.020 & -0.279 \\ 0.007 & 0.458 & 0.534 \\ -0.266 & 0.521 & 0.745 \end{pmatrix} \quad (3)$$

이때 원래의 열복합 증류탑의 경우,

$$\begin{pmatrix} 7.688 & 3.026 & -9.714 \\ -0.003 & 1.647 & -0.644 \\ -6.685 & -3.673 & 11.358 \end{pmatrix} \quad (4)$$

와 같다. RGA 행렬의 대각요소의 값이 1에 가까울수록 안정된 제어가 가능함을 고려할 때 제안된 열복합 증류탑의 경우가 제어능력이 더 좋을 것을 보여 주고 있다.

이러한 차이를 보이는 이유는 제안된 시스템의 경우 상부 주탑과 하부 주탑이 분리되어 있기 때문에 환류 유량의 변화와 함께 상부 주탑에서 하부 주탑으로 공급되는 액의

유량을 조절하여 환류유량의 변화가 하부 주탑에 영향을 주지 않도록 조절할 수 있기 때문이다. 원래의 열복합 증류탑은 주탑이 1개로 이루어져 있기 때문에 이러한 조절이 불가능하다. 본 연구의 증류탑 구조로서 운전성 향상을 얻을 수 있는 이유가 여기에 있다. 그림 5와 6의 가운데 3개의 그림들은 중간제품 유량이 1.5% 증가하였을 때의 3가지 제품의 주요성분 조성의 변화를 보인 것이다. 제안의 증류시스템과 원래의 열복합 증류탑 모두 중간제품과 하부제품의 조성 변화를 보이며 비슷한 특성을 나타내었다. 재비기의 열공급량을 0.5% 감소하였을 때의 제품의 조성변화를 살펴보면 제안된 시스템의 경우 하부제품의 조성만 변화를 가져온데 비해 원래의 열복합 증류탑은 3가지 제품 모두 조성변화가 동시에 일어남을 알 수 있다. 이렇게 1개의 입력 변화에 따라 3개의 제품 조성이 동시에 변화하면 생산 제품의 품질 관리가 매우 어려워진다. 제안된 증류시스템의 경우 1개의 제품 조성만 관리할 수 있는 이유는 하부 주탑에서 상부 주탑으로 공급되는 증기의 라인에 열교환기를 설치하여 하부 주탑에 가해진 열공급량의 변화가 상부 주탑으로 전달되지 않게 할 수 있기 때문이다. 즉 하부 주탑의 열공급량 변화에 따라 중간 열교환기에서 적절하게 열공급량을 조정함으로써 3가지 제품의 조성변화가 동시에 발생하지 않도록 조절할 수 있기 때문이다. 위에서 언급한 대로 원래의 열복합 증류탑에서는 이러한 조절을 위한 증

간 열교환기의 설치가 불가능하여 운전성 향상의 효과를 얻을 수 없다. 본 연구에서 제안된 열복합 증류탑의 계단응답을 고려할 때 3가지 제품 조성을 3개의 입력, 즉, 환류 유량, 중간제품 생산량 및 재비기의 열공급량으로 제어하는 3×3 의 제어 구조[1]를 적용할 수 있으며 다변수 입출력 사이의 상호결합(커플링)을 충분히 분리하여 공정을 제어할 수 있음을 보여주고 있다. 열복합 증류탑에서 운전성을 개선하기 위하여 전처리탑과 주탑의 구간을 재배열하여 증기의 흐름을 쉽게 한 연구가 발표[4]된 바 있으나 구간의 재배열만으로는 전처리탑과 주탑의 압력을 독립적으로 조작하기는 불가능하기 때문에 운전성 개선의 효과는 크지 않다. 또, 상부 주탑과 하부 주탑을 분리하고 열교환기로 연결하여 운전성을 개선한 연구[7]도 있었으나 열교환기의 독립적인 조작이 불가능하여 충분한 운전성 개선의 효과를 얻을 수 없었다. 본 연구에서는 상부 주탑과 하부 주탑 사이에 중간 열교환기를 설치하여 독립적인 열공급량의 제어가 가능하게 함으로써 충분한 운전성 개선의 효과를 얻을 수 있었다. 본 연구에서의 중간 열교환기의 열공급량이 20 MJ/h 인데 비해 재비기의 열공급량은 5.6 GJ/h 이므로 중간 열교환기의 설비비나 운전비용이 재비기의 0.4%에 지나지 않으므로 중간 열교환기의 설치에 따른 전체 설비의 설비비나 운전비용에 미치는 영향은 무시할 수 있을 정도로 적다. 그러나 원래의 열복합 증류탑의 압력을 제안된 열복합 증류탑과 동일하게 상승하면 중간제품의 핵산 조성이 0.7629에서 0.7552로 낮아지며 조성을 동일하게 하기 위해서는 재비기의 열 공급량을 1.2% 증가시킬 필요가 있다.

V. 결론

열복합 증류탑의 운전성이 열악함은 이미 잘 알려져 있으나 이의 완전한 개선방법이 아직 개발되지 못하고 있다. 본 연구에서는 열복합 증류탑의 에너지 절감 효과를 유지하면서 운전성이 개선될 수 있는 새로운 구조의 열복합 증류탑을 개발하고 운전성 개선효과를 제품의 조성변화의 계단응답을 비교하여 알아보았다. 제안하는 열복합 증류탑의 특징은 주탑을 상부와 하부의 2개의 탑으로 분리하고 중간에 열교환기를 설치하여 공급되는 열량의 조절에 의해 제품의 조성변화를 억제하는 제어가 가능하도록 설계한 점이다.

핵산 제조공정에서 제안된 증류 시스템의 동적 시뮬레이션을 통하여 증류탑의 증기 흐름이 원활하고 탑 내 압력의 제어가 용이함을 알 수 있었다. 또, 압축기를 사용하지 않고 증기이송을 할 수 있어 설비비와 운전경비를 절감할 수 있음을 보였다. 입력의 계단변화에 따른 제품의 조성변화를 관찰하고 원래의 열복합 증류탑과 비교하였을 때 제품의 품질관리가 훨씬 용이해짐을 알 수 있었다. 또, 입력과 출력간의 상호결합을 충분히 분리할 수 있어 단일변수 제어와 유사한 3×3 의 제어구조 구성이 가능함을 보였다.

참고문헌

- [1] E. A. Wolff and S. Skogestad, "Operation of integrated three-product (Petlyuk) distillation columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 34, pp. 2094-2103, 1995.
- [2] M. A. Schultz, D. G. Stewart, J. M. Harris, S. P. Rosenblum, M. S. Sharur, and D. E. O'Brien, "Reduce costs with dividing-wall columns," *Chem. Eng. Prog.*, vol. 97, no. 7, pp. 64-70, 2002.
- [3] C. Triantafyllou and R. Smith, "The design and optimisation of fully thermally coupled distillation columns," *Trans. IChemE, Part A*, vol. 70, pp. 118-132, 1992.
- [4] R. Agrawal and Z. T. Fidkowski, "More operable arrangements of fully thermally coupled distillation columns," *AIChE J.*, vol. 44, pp. 2565-2568, 1998.
- [5] Z. Novak, Z. Kravanja and I. E. Grossmann, "Simultaneous synthesis of distillation sequences in overall process schemes using an improved MINLP approach," *Computers chem. Engng.*, vol. 20, pp. 1425-1440, 1996.
- [6] M. Hostrup, R. Gani, Z. Kravanja, A. Sorsak, and I. E. Grossmann, "Integration of thermodynamic insights and MINLP optimization for the synthesis, design and analysis of process," *Computers chem. Engng.*, vol. 25, pp. 73-83, 2001.
- [7] Y. H. Kim, "An alternative structure of a fully thermally coupled distillation column for improved operability," *J. Chem. Eng., Japan*, vol. 36, pp. 1503-1509, 2003.
- [8] Y. H. Kim, "Structural design of extended fully thermally coupled distillation columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 40, pp. 2460-2466, 2001.
- [9] Y. H. Kim, "Rigorous design of extended fully thermally coupled distillation columns," *Chem. Eng. J.* vol. 89, pp. 89-99, 2002.
- [10] Y. H. Kim, "Structural design and operation of a fully thermally coupled distillation column," *Chem. Eng. J.*, vol. 85, pp. 289-301, 2002.
- [11] Y. H. Kim, "Structural design of fully thermally coupled distillation columns using a semi-rigorous model," *Comp. Chem. Eng.*, vol. 29, pp. 1555-1559, 2005.
- [12] Y. H. Kim, "A new fully thermally coupled distillation column with postfractionator," *Chem. Eng. Process*, 45, 254-263, 2006.
- [13] S. Widagdo. and W. D. Seider, "Azeotropic distillation," *AIChE J.*, vol. 42, pp. 96-130, 1996.
- [14] K. N. Glinos and M. F. Malone, "Minimum vapor flows in a distillation column with a sidestream stripper," *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* vol. 24, pp. 1087-1090, 1985.

기 호

D = overhead product
 B = bottom product
 F = flow rate of feed [kmol/h]
 K = equilibrium constant
 L = liquid flow rate [kmol/h]
 NF = feed tray number
 NP = side draw tray number
 NR = location of upper interlinking tray
 NS = location of lower interlinking tray

S = side draw
 V = vapor flow rate [kmol/h]
 x = liquid composition [mol fraction]

하첨자

i = component i
 j = component j
 n = tray number



정수영

1984년 2월 17일생. 2006년 동아대학교 화학공학과 졸업. 2006년~현재 동아대학교 대학원 석사과정. 관심분야는 화학공정설계, 화학공정제어.



김영한

1952년 8월 21일생. 1976년 동아대학교 화학공학과 학사. 1980년 한국과학기술원 화학공학과 석사. 1984년 미국 Lamar Univ. 화학공학과 박사. 현재 동아대학교 화학공학과 교수. 관심분야는 화학공정설계, 화학공정제어, 화학

공정센서.